

**Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
Астраханский государственный технический университет
Институт нефти и газа**

Кафедра «Химическая технология переработки нефти и газа»

Проектирование установки гидрокрекинга вакуумного газойля

Методические указания для выполнения курсового и
дипломного проектирования для студентов
направления 18.03.01 «Химическая технология»
очной и заочной форм обучения

Астрахань 2025

Составители – д.т.н., проф. Пивоварова Н.А., к.т.н. Морозов А.Ю.,
Белякова В.А., Давыдов М.В.

Методические указания для выполнения курсового и дипломного проектирования «Проектирование установки гидрокрекинга вакуумного газойля» предназначен для студентов очной и заочной форм обучения по направлению подготовки бакалавров 18.03.01 «Химическая технология» / АГТУ; Сост.: Н.А. Пивоварова, А.Ю. Морозов, Астрахань: АГТУ, ХТНГ, 2025, 105 с.

Рецензент – к.т.н., доцент кафедры «Химическая технология переработки нефти и газа» Акишина Е.С.

Методические указания рассмотрены на заседании кафедры "Химическая технология переработки нефти и газа" 21 апреля 2025 года (протокол № 5) рекомендованы к использованию для выполнения курсового и дипломного проектирования.

© Астраханский государственный технический университет

Содержание

Номер п.п.	Название	Страницы
	Введение	4
1	ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ	9
1.1	Содержание и объем курсового проекта	9
1.2	Содержание разделов расчетно-пояснительной записки	9
1.3	Порядок отчетности по курсовому проекту	12
1.4	Оформление расчетно-пояснительной записки	12
2.	Теоретические основы процесса	13
2.1	Химизм и механизм процесса гидрокрекинга	13
2.3	Катализаторы гидрокрекинга	18
2.3	Режимные показатели процесса	21
2.4	Промышленные установки гидрокрекинга	26
3	Технологические расчеты процесса и аппаратов	33
3.1	Характеристика сырья и получаемых продуктов	33
3.2	Выбор катализатора, схемы и описание технологической схемы	33
3.2.1	Выбор катализатора	33
3.2.2	Описание технологической схемы	35
3.3	Расчет основных аппаратов установки	36
3.3.1	Материальный баланс процесса	36
3.3.2	Материальный баланс установки	43
3.3.3	Расчет материального баланса реактора Р-2	44
3.3.4	Расчет реактора Р – 1	46
3.3.5	Расчет реактора Р – 2	65
3.3.6	Расчет трубчатой печи П – 1	83
3.3.7	Расчет ректификационных колонн	93
3.3.8	Расчет сепаратора	93
3.3.9	Расчет теплообменных аппаратов	93
3.3.10	Расчет насосов	93
3.3.11	Расчет компрессоров	94
4	ЗАКЛЮЧЕНИЕ (пример)	95
5	Список литературы	96
	Приложения А – И	98

Введение

Рост потребности в моторных топливах является общемировой тенденцией, несмотря на ограничения по выбросам углекислого газа, появление альтернативных топлив и электромобилей. Это связано, в первую очередь, с увеличением транспортного парка, а во-вторых с дефицитом сырьевой базы для альтернативных топлив и недостаточно развитой инфраструктурой для электромобилей.

Одним из путей решения этой задачи является процесс гидрокрекинга, в котором практически из любого нефтяного сырья получают высокий выход широкого ассортимента высококачественных компонентов основных нефтепродуктов – сжиженных газов, бензинов, реактивных и дизельных топлив. Процесс гидрокрекинга с успехом используется для производства высокоиндексных базовых смазочных масел. Кроме того, это едва ли не единственный процесс, позволяющий существенно расширить ресурсы высококачественного реактивного топлива.

На современных нефтеперерабатывающих заводах мира гидрокрекинг является главнейшей составляющей глубокой переработки нефти. Гидрокрекинг – процесс переработки различных нефтяных дистиллятов и остатков под давлением водорода при умеренных температурах на бифункциональных катализаторах, обладающих гидрирующими и кислотными свойствами.

По состоянию на 2025 год в России функционируют или готовятся к вводу в строй девять установок гидрокрекинга в Киришах, Перми, Уфе, Ярославле, Хабаровске, Орске, Нижнекамске, Омске. В Рязани гидроочистка вакуумного газойля, который может работать в режиме легкого гидрокрекинга. Преобладающая часть технологий и оборудования относится к зарубежным разработкам, поэтому на планах НПЗ сильно сказались санкции. Среди положительных моментов стоит упомянуть полное импортозамещение катализаторов гидрокрекинга. В Стерлитамаке по новейшим технологиям производят этот важнейший элемент нефтепереработки, по ряду ключевых параметров продукция превосходит импортные аналоги.

Гидрокрекинг является одним из наиболее эффективных и гибких процессов нефтепереработки, быстроразвивающимся в последние годы. Это универсальный процесс, позволяющий получать широкий ассортимент нефтепродуктов – от жирного газа до малосернистого котельного топлива.

Деструктивная гидрогенизация – одно- или многоступенчатый каталитический процесс присоединения молекул водорода под высоким давлением, сопровождающийся расщеплением высокомолекулярных углеводов и гетерогенных соединений, содержащихся в сырье, и образованием низкомолекулярных углеводов, используемых в качестве моторных топлив.

Первый коммерческий процесс гидрокрекинга был реализован концерном IG Farben Industrie в 1927 году для производства лигнитного бензина, а первый современный дистилляционный гидрокрекинг в нефтеперерабатывающей промышленности был использован в концерне Chevron в 1958 году.

По мере развития процесса гидрокрекинга возникли возможности переработки всё более тяжелого сырья. Так, в процессе гидрокрекинга «Isomax» в 60-х годах использовалось сырьё с концом кипения 300-350 °С, а в 70 – 80-е годы гидрокрекингу успешно подвергалось сырьё с концом кипения до 600 °С и даже нефтяные остатки.

Современный процесс гидрокрекинга, позволяет перерабатывать практически все нефтяные дистилляты – как прямогонные, так и вторичного происхождения. Происхождение сырья имеет решающее значение для условий проведения процесса, а также оказывает существенное влияние на свойства полученных продуктов. Технологические условия гидрокрекинга, а также его аппаратное оформление сильно различаются в зависимости от свойств сырья. Качество сырья для процесса гидрокрекинга предопределяет схему его переработки. Особенно важны температурные пределы выкипания нефтяных дистиллятов, так как с ростом средней температуры кипения сырья наблюдается увеличения содержания в них ароматических углеводов, а также соединения серы и азота. В высококипящих вакуумных дистиллятах возможно присутствие

высокомолекулярных смол и асфальтенов.

В зависимости от степени конверсии и режима процессы гидрокрекинга подразделяют на лёгкий (ЛГК) и глубокий ГГК). В первом случае степень конверсии составляет около 10-50%, а во втором - более 50% соответственно.

Существуют процессы гидрокрекинга с различными конфигурациями процесса. Большинство установок имеют реакторы с неподвижным слоем, в которых жидкое сырье и газообразный водород пропускаются потоком вниз по слоям катализатора при давлении в диапазоне 80-200 бар и при температурах примерно 300-450°C. Выделяют две основные широко используемые схемы: двухступенчатый гидрокрекинг и одноступенчатый гидрокрекинг. Также существуют однопроходный гидрокрекинг, одностадийный с рециклом, двухстадийный с рециклом.

Двухступенчатый гидрокрекинг использует отдельную гидроочистку потоков и стадии крекинга с межступенчатым разделением продуктов, сероводорода и аммиака. Конверсия крекинга поддерживается в диапазоне от 30 % до 70% за проход для достижения хорошей селективности к бензину и может быть доведена до 100%.

Одностадийный гидрокрекинг является простой схемой без межступенчатого разделения. Его применение получило распространение после внедрения цеолитных катализаторов крекинга, которые менее чувствительны к NH_3 . Такой вариант был разработан фирмой UOP с катализатором «Haldor Topsøe», давление процесса до 10 МПа, температурный режим соблюдается в пределах 380-440 °C. Отечественную разработку предложили в АО «ВНИИ НП», но температурный режим - выше 420-450°C.

Одной из важных разновидностей является так называемый процесс мягкого гидрокрекинга, который работает при более низких парциальных давлениях водорода (40-80 бар) и умеренной конверсии. Интеграция процесса мягкого гидрокрекинга с гидроочисткой фракций газойля может использоваться для производства дизельного топлива относительно низкого качества, так и преобразования газойлей в дизельное топливо, отвечающего спецификациям со

сверхнизким содержанием серы.

Каталитический гидрокрекинг является универсальным средством для производства чистого автобензина и дизельного топлива. В зависимости от типа катализатора можно получать разные целевые продукты. Для подбора катализатора с целью производства дизельного топлива обращают внимание на способность катализатора производить изомеризованный продукт, который увеличивает цетановое число, но при этом соответствует по показателю «точка помутнения».

В качестве сырья гидрокрекинга могут быть использованы:

- бензиновые фракции, служащие для получения алканов изостроения, используемых в качестве лёгкого компонента автомобильных бензинов, изоалканов $C_3 - C_5$ – для производства синтетических каучуков;

- прямогонные дизельные фракции, выкипающие в пределах 150–380 °С, лёгкие газойли каталитического крекинга с целью получения бензина, реактивных и дизельных топлив одновременно с углеводородами $C_1 - C_4$ или сжиженного нефтяного газа и сырья нефтехимии;

- атмосферные и вакуумные газойли, газойли коксования, каталитического или термоконтактного крекинга, с целью получения компонентов моторных топлив либо основы высокоиндексных масел.

Бензиновые фракции, полученные в процессе гидрокрекинга, практически не содержат олефиновых углеводородов, содержат незначительное количество сернистых и азотистых соединений, отличаются высокой химической стабильностью. Наряду с топливными фракциями в процессе гидрокрекинга образуются газообразные углеводороды $C_1 - C_4$, сероводород и аммиак. Выход газов может достигать 11 – 17 % мас. на сырьё, в том числе 1 – 4 % мас. метана и этана, 10 – 13 % мас. пропана и бутанов.

Содержание ароматических углеводородов в реактивных топливах гидрокрекинга не превышает 10 – 15 % мас., что удовлетворяет требованиям современных стандартов. Реактивное топливо, полученное гидрокрекингом, не требует дополнительных операций для облагораживания и может быть применено

в качестве компонента товарного топлива.

Дизельные топлива, полученные гидрокрекингом, характеризуются практически отсутствием непредельных углеводородов, низким содержанием сернистых и азотистых соединений, а также ароматических углеводородов, что обеспечивает им высокие эксплуатационные свойства.

Характеристики продуктов, получаемых в процессе гидрокрекинга, напрямую зависят от технологических параметров (давление, температура, объёмная скорость и тд.) и типа применяемого катализатора.

Гидрокрекинг вакуумного газойля используется на заводах с разными уровнями конверсий, разнообразными типами катализаторов и комбинаций сырья. В последнее время разрабатываются катализаторы последнего поколения, способные превращать ароматические вещества в изопарафины. В рамках разработки PDVSA-Intever предложен новейший катализатор гидрокрекинга с улучшенной селективностью по дизельному топливу путем модификации общепринятого составляющего компонентов $\text{Al}_2\text{O}_3 - \text{SiO}_2$.

1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

1.1 Содержание и объем курсового проекта

Работа над курсовым проектом способствует углублению, закреплению и систематизации знаний, полученных студентами при изучении теоретического материала и при прохождении ознакомительных и производственных практик на нефте- и газоперерабатывающих заводах. В процессе курсового проектирования формируются навыки по использованию методов и приемов проектирования технологических блоков и основных аппаратов.

Цель данного курсового проектирования - закрепление теоретического материала и знакомство с основами проектирования технологических установок, в конкретном случае – установки гидрокрекинга вакуумного газойля.

Руководитель проекта выдает студенту на руки задание, которое является основанием для проектирования. Проект выполняется самостоятельно при консультации руководителя. Примерный объем курсового проекта определяется настоящими учебно-методическими указаниями и уточняется руководителем проекта.

Курсовой проект состоит из двух частей: расчетно-пояснительной записки и графической части. Расчетно-пояснительная записка курсового проекта в свою очередь состоит из двух разделов: теоретического и расчетного. Общий объем расчетно-пояснительной записки курсового проекта составляет 45-55 страниц машинного текста. Объем и примерное содержание отдельных разделов пояснительной записки приведены ниже. Графическая часть проекта включает технологическую схему установки на листе ватмана формата А1, выполненную в соответствии с требованиями ЕСКД.

1.2 Содержание разделов расчетно-пояснительной записки

Введение

Во вводной части курсового проекта исполнитель должен изложить задачи нефтеперерабатывающей промышленности при переработке нефти с целью производства топлив, значение и пути развития проектируемого процесса в

общей схеме переработки нефти.

Объем раздела "Введение" 1-2 страницы.

1 Теоретические основы процесса

Рекомендуемая литература для написания этого раздела [1-8].

1.1 Краткая характеристика процесса.

В данном разделе нужно осветить назначение процесса гидрокрекинга, его разновидности. Показать, его место в общей структуре вторичных процессов переработки нефти, современное состояние в России и за рубежом.

1.2 Химизм и механизм процесса гидрокрекинга.

Эффективность работы установки, выход и качество продуктов зависит от скорости химических реакций, протекающих одновременно в процессе. Правильному выбору технологического режима должно способствовать знание химизма и механизма процесса гидрокрекинга. Во избежание чрезмерного увеличения объема проекта рекомендуется описать только современные теории и взгляды на механизм и химизм процесса, упомянув отечественных и зарубежных ученых, разработавших теории механизма и химизма.

1.3 Катализаторы процесса гидрокрекинга.

Тип катализатора играет решающую роль при проектировании установки. От типа катализатора, производительности установки и качества перерабатываемого сырья зависит конструкция проектируемой аппаратуры и технологическая схема установки. Пользуясь знаниями о свойствах различных марок, катализатор нужно выбирать высокоэффективный, с помощью которого можно будет достичь наибольшую длительность цикла, высокую активность и селективность процесса гидрокрекинга и принять совершенную технологическую схему.

1.4 Основные факторы и их влияние на процесс.

В данном подразделе приводят основные закономерности изменения состава и качества продуктов при варьировании технологических параметров, выбирают критерии оптимизации процесса по согласованию с руководителем. Обосновывают выбранный в проекте технологический режим.

Объем раздела «Теоретические основы процесса» 10-15 страниц текста, примерный список источников для подготовки раздела «Теоретические основы процесса» [1-11].

2 Характеристики сырья и получаемых продуктов.

Тип сырья процесса указывается в задании на проектирование, характеристики его выбирают по справочнику или практическим данным. Характеристику сырья целесообразно представить в виде таблицы.

В зависимости от источника сырья некоторые компоненты могут отсутствовать/присутствовать дополнительно, тогда данные строчки необходимо убрать/добавить. Аналогичным образом приводятся характеристики всех получаемых на установке продуктов. Объем раздела «Характеристики сырья и получаемых продуктов» 2-4 страницы текста.

3 Выбор технологической схемы и ее описание

Выбор принципиальной схемы должен быть подчинен условиям, обеспечивающим снижение себестоимости:

- простота технологической схемы, состоящей из простых и эффективных аппаратов;
- минимальный износ катализатора при максимально возможном высоком значении индекса равновесной активности;
- максимальный выход целевых продуктов, их высокое качество;
- наиболее полная утилизация тепла на установке, обеспечивающая либо небольшие затраты, либо исключение топлива на осуществление процесса;
- низкий расход реагентов;
- низкие удельные капиталовложения.

Выбирая технологическую схему и аппаратуру, необходимо глубоко разобраться в технологии и аппаратах выбранного процесса, иметь ясное представление об их достоинствах и недостатках.

Выбранная схема должна быть обоснована.

1.3 Порядок отчетности по курсовому проекту

В процессе проектирования студент должен регулярно отчитываться перед руководителем о ходе выполнения курсового проекта

Курсовое проектирование завершается защитой проекта, которая подводит итог самостоятельной работы студента. На защите студент должен показать знание теоретических основ процесса, умение обосновать выбор катализатора, аппаратного оформления проектируемой установки, знать назначение и устройство аппаратов, принципы управления технологическим режимом, знать характеристики сырья, получаемых продуктов и пути их рационального использования. Защита курсового проекта должна проходить в сроки, установленные кафедрой, в присутствии комиссии, в состав которой входят 2-3 преподавателя кафедры

1.4 Оформление расчетно-пояснительной записки

Оформление титульного листа рекомендуется производить в соответствии с приложением А. Наименование отдельных разделов расчетно-пояснительной записки, порядок их расположения и рубрикацию в соответствии с приведённым порядком «Содержания» настоящих методических указаний на с.4.

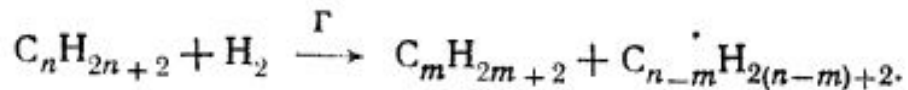
Подробное изложение правил оформления курсового проекта по дисциплине «Термокаталитические процессы переработки нефти» изложены в методических указаниях по курсовому проектированию на Портале в разделе этой дисциплине www.portal2.astu.org/

2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА

2.1 Химизм и механизм процесса гидрокрекинга

Рекомендуемая литература для этого раздела [1-8]. Химизм процесса изучен достаточно подробно, в процессе протекают достаточно много различных химических реакций, таких как разрыв парафиновых соединений, гидродеалкилирование ароматических колец с расщеплением боковых радикалов, дециклизация с разрывом циклических связей. Также протекают реакции удаления серы, азота, металлов и других молекул из гетероатомных соединений, которые приводят к улучшению состава нефтепродуктов.

Углеводороды из состава сырья подвергаются различным превращения в зависимости от типа и состава применяемых катализаторов и от условий процесса. На монофункциональных гидрирующих катализаторах, не обладающих кислотными свойствами, протекает гидрокрекинг алканов путём диссоциации одной из C – C – связей на катализаторе и последующего насыщения осколков водородом по схеме:

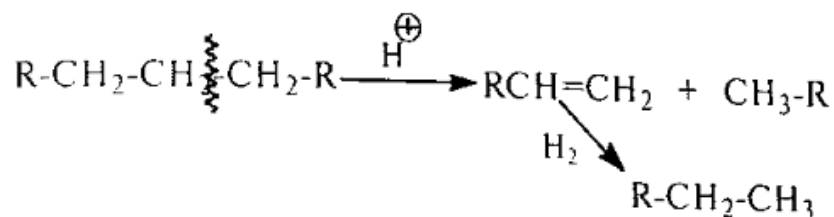


Скорость разрыва различных C – C – связей главным образом зависит от выбранного катализатора. На кислотных и бифункциональных катализаторах алканы подвергаются крекингу и изомеризации по гетеролитическому механизму. Вначале на активных центрах гидрирования – дегидрирования происходит дегидрирование углеводородов с образованием алкенов. Алкены далее легко превращаются в карбокатионы на кислотных центрах катализатора и инициируют цепной карбокатионный процесс, аналогичный каталитическому крекингу.

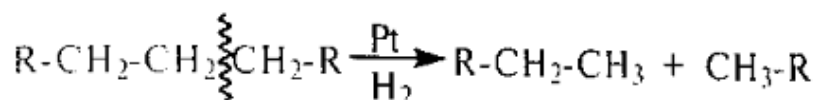
Основные отличия каталитического крекинга от гидрокрекинга заключается в том, что общая конверсия алканов при гидрокрекинге выше, чем при каталитическом крекинге.

В процессе гидрокрекинга углеводородное сырьё подвергается глубокому превращению. Алканы в условиях гидрокрекинга на бифункциональном катализаторе подвергаются превращениям по следующим направлениям:

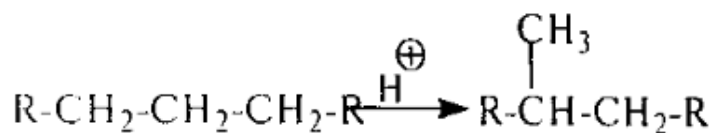
- *крекинг* с участием кислотных центров с насыщением продуктов расщепления водородом



- *гидрогенолиз* на гидрирующих активных центрах



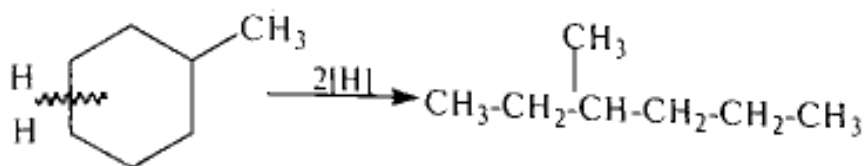
- *изомеризация* на кислотных центрах



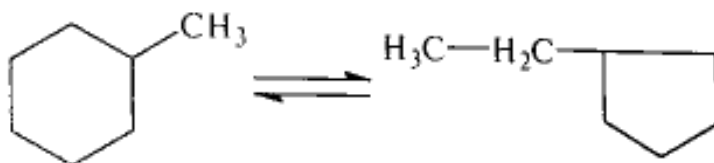
Крекинг и изомеризация протекают с участием обоих центров катализатора (гидрирующих-дегидрирующих), и зарождение их происходит на центрах гидрирования-дегидрирования. Соотношение между реакциями гидрогенолиза, крекинга и изомеризации определяется соотношением между кислотной и гидрирующей-дегидрирующей функцией катализатора, а также давлением процесса и температурой.

Нафтенy в условиях гидрокрекинга подвергаются следующим превращениям:

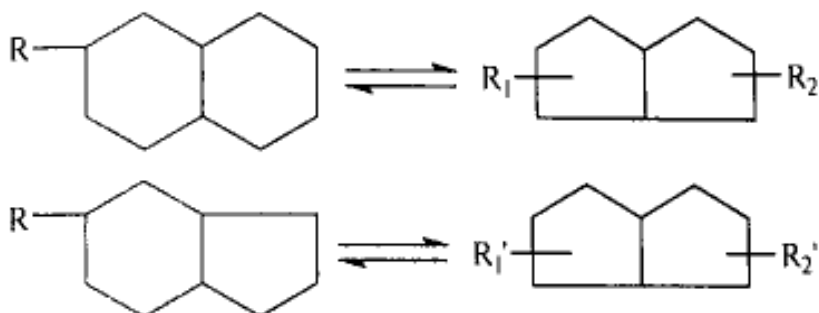
- крекинг длинных цепей на кислотных центрах с насыщением водородом продуктов крекинга, в меньшей степени происходит расщепление колец. В случае если применяются катализаторы, имеющие активные гидрирующие центры (металлы - Pt, Pd, Ni), протекает гидрогенолиз колец:



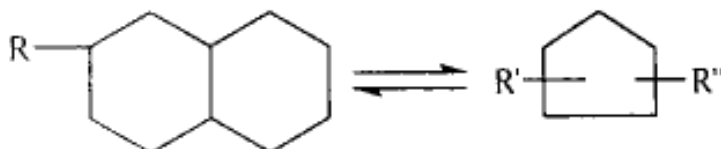
Моноциклические нафтенy с циклогексановыми кольцами подвергаются изомеризации с образованием алкилциклопентанов:



Бициклические нафтенy – производные декана и гидрина – подвергаются изомеризации с образованием производных пентана:



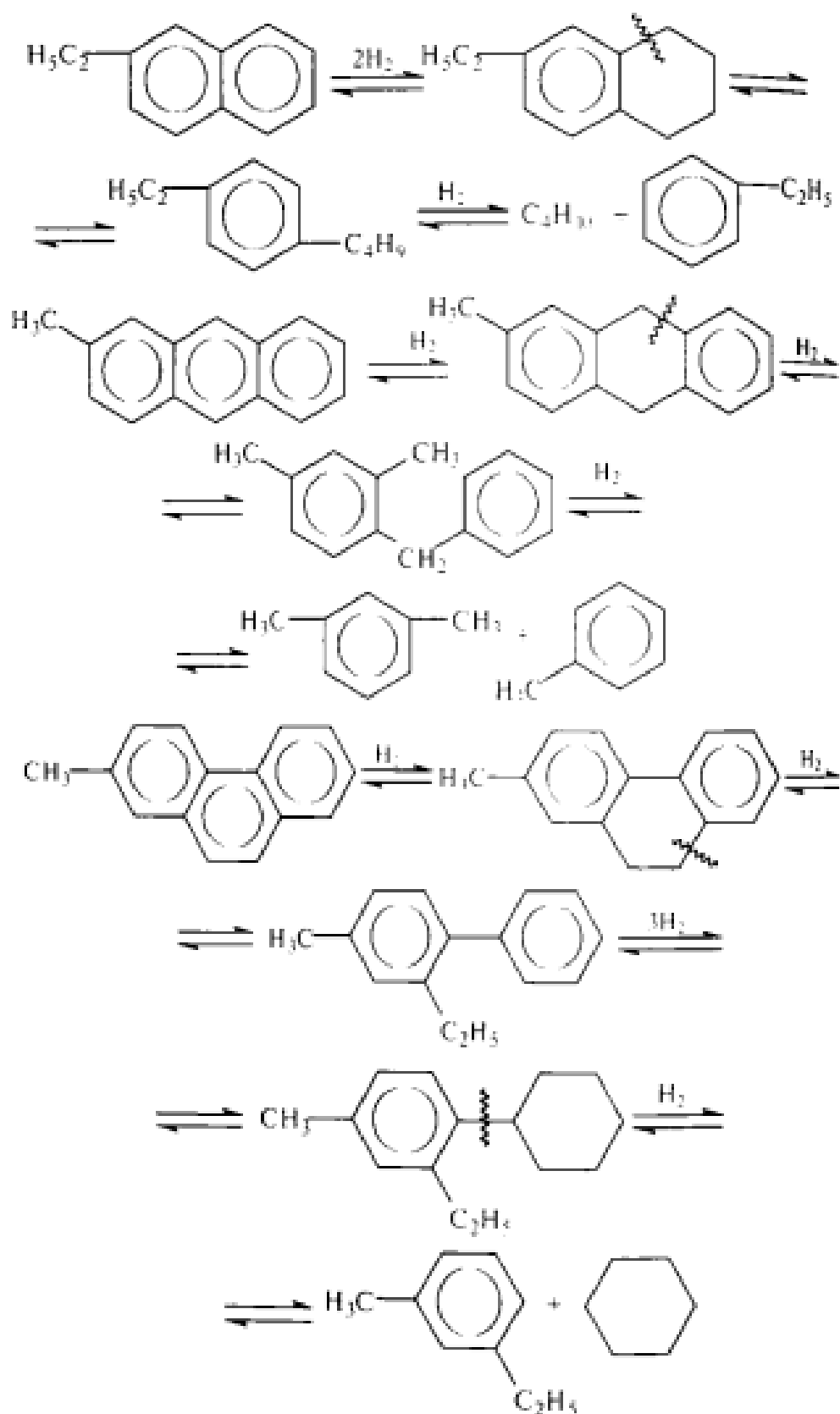
Бициклические нафтенy также могут подвергаться деструктивной изомеризации в алкилциклопентаны [8]:



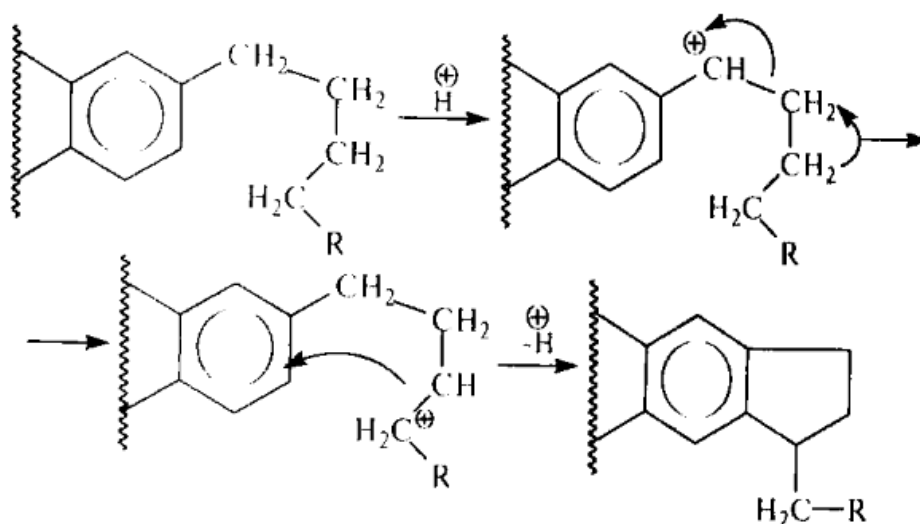
Ароматические углеводороды в условиях гидрокрекинга претерпевают следующие превращения: гидрирование с последующим расщеплением циклогексановых колец. Гидрированию подвергаются, в основном, полициклические ароматические углеводороды. В первую очередь гидрируются незамещенные ароматические кольца. Конечными продуктами являются алкилбензолы, дальнейшее гидрирование которых нежелательно, так как это приводит к снижению октанового числа бензинов.

Реакциям гидрирования полициклических аренов способствуют повышенное давление водорода, высокая активность гидрирующих центров катализатора и большая скорость диффузии молекул полициклических аренов к гидрирующим и крекирующим центрам катализатора. Учитывая значительные

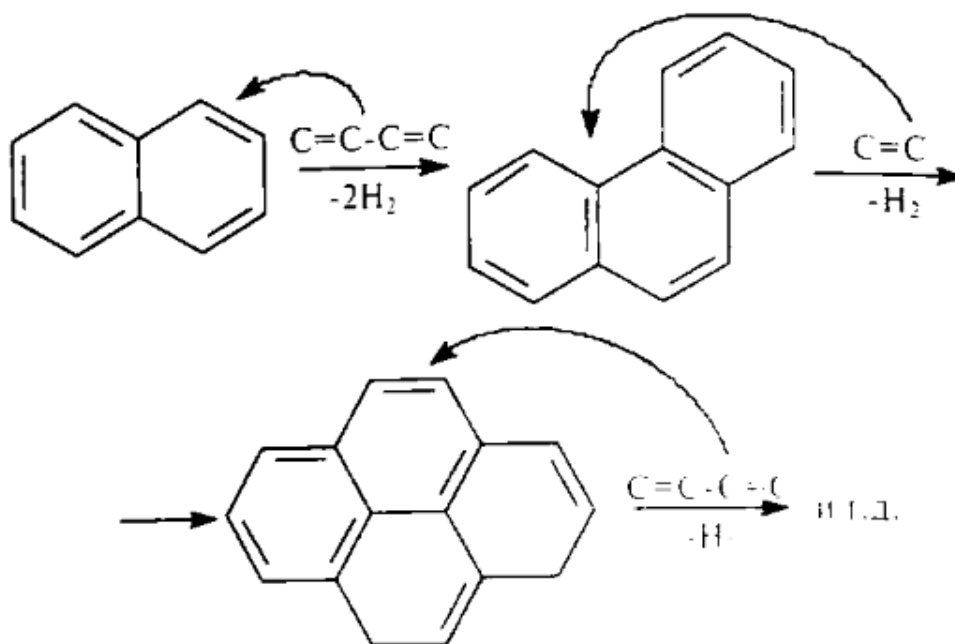
размеры молекул полициклических аренов, аморфные алюмосиликаты, имеющие широкие поры, предпочтительнее по сравнению с цеолитами.



Хотя повышенное давление и более низкие температуры гидрокрекинга (по сравнению с риформингом) не способствуют дегидроциклизации, эта реакция может протекать в значительной степени. Алкилбензолы и алкилпроизводные полициклических аренов в условиях гидрокрекинга при 288 °С и давлении 8,2 МПа в значительной степени подвергаются дегидроциклизации по схеме:



Реакциям диенового синтеза способствует повышенное давление в процессе гидрокрекинга. Полициклические ароматические углеводороды могут выступать как в роли диенофила, так и в роли диена:



2.2 Катализаторы процесса гидрокрекинга

Многочисленные исследования на основе протекающих химических реакций дали толчок к разработке катализаторов гидрокрекинга, которых на текущий момент большое разнообразие и множество. В процессах гидрокрекинга применяются бифункциональные катализаторы. В качестве гидрирующего – дегидрирующего компонента могут применяться платина, палладий и никель. Основным недостатком катализаторов с нанесенными металлами является их высокая чувствительность к воздействию каталитических ядов, поэтому они применяются на второй ступени процесса после предварительной подготовки сырья.

Для достижения высокой эффективности процесса гидрокрекинга катализатор должен обладать сильными крекирующими свойствами, которые обеспечивали бы глубокое превращение конденсированных полициклических структур. Между крекирующей и гидрирующей функциями катализатора существует оптимальное соотношение. Реакции крекинга не должны протекать быстрее, чем гидрирование продуктов крекинга. В противном случае на поверхности катализатора происходит расщепление олефинов с образованием сухого газа и кокса, а также конденсация и полимеризация промежуточных соединений с образованием высокомолекулярных продуктов, что приводит к быстрому накоплению их на поверхности катализатора и понижению его каталитических свойств.

Ассортимент катализаторов гидрокрекинга достаточно широк, то объясняется назначением процесса, разнообразием технологий и применяемого сырья. В промышленной практике в настоящее время применяют два основных типа катализаторов гидрокрекинга: цеолитсодержащие и аморфные.

В качестве кислотного компонента, выполняющего крекирующую и изомеризующую функции, используют твердые кислоты, входящие в состав катализаторов крекинга: цеолиты, алюмосиликаты и оксид алюминия. Для усиления кислотности в катализатор иногда вводят галоген. Гидрирующим компонентом обычно служат те металлы, которые входят в состав катализаторов

гидроочистки: металлы VIII (Ni, Co, иногда Pt или Pd) и VI групп (Mo или W). Для активирования катализаторов гидрокрекинга используют также разнообразные промотеры: рений, родий, иридий, редкоземельные элементы и др. Функции связующего часто выполняет кислотный компонент (оксид алюминия, алюмосиликаты), а также оксиды кремния, титана, циркония, магний- и цирконийсиликаты. Значительно лучшие результаты гидрокрекинга достигаются при использовании катализаторов с высокой кислотной и оптимальной гидрирующей активностями, достоинства и особенности которых применительно к промышленным видам сырья представлены в таблице 2.2.1.

Таблица 2.3.1 – Характеристики катализаторов гидрокрекинга

Аморфные катализаторы	Цеолитсодержащие катализаторы (с предварительной подготовкой сырья)
Максимальный выход дистилятов	Гибкий выбор целевых продуктов
Максимальный выход дизельного топлива	Максимальный выход реактивного топлива и бензина
Более стабильный выход	Увеличенный цикл работы катализаторов
Снижение потребления водорода	Сниженное расчетное давление

В зависимости от целевой направленности процесса, особенностей технологии, вида исходного сырья и требований сырья и продукции, наблюдаются две тенденции в развитии катализаторов гидрокрекинга:

- создание системы катализаторов для стадийного проведения процесса с разделением функций, в частности гидрирующей и расщепляющей;
- создание полифункциональных катализаторов, способных проводить гидрокрекинг в одну стадию.

Катализаторы гидрокрекинга бензинового направления обладают высокой расщепляющей активностью, гидрирующей селективностью по отношению к полициклическим ароматическим углеводородам и стойкостью к отравлению азотистыми и сернистыми соединениями. для получения бензина из тяжелых видов сырья используют катализаторы исключительно на основе цеолитов типа

фожазита.

Катализаторы гидрокрекинга среднестиллятного направления должны обладать умеренными расщепляющими свойствами и высокой гидрирующей активностью, чтобы обеспечить получение качественных реактивных и дизельных топлив или масляных фракций.

Для получения бензина, реактивных и дизельных топлив, сжиженного нефтяного газа и сырья для нефтехимии гидрокрекингом среднестиллятных видов сырья используют цеолитсодержащие катализаторы, преимущественно на основе цеолита Y, мордента или их смесей.

Наиболее подробно изучены сульфидные Co-Mo катализаторы гидроочистки, из-за больших давлений процесса используют Ni-Mo и Ni-W катализаторы, которые показали лучшую гидрирующую активность, чем Co-Mo катализаторы.

Для создания активного компонента Co-Mo широко распространена модель Co-Mo-S фазы. По последним тенденциям были построены модели активных центров катализаторов, Co-Mo и Ni-Mo представлены в виде гексагональных пакетов MoS_2 , где на боковых гранях расположены атомы кобальта или никеля. Причем различают фазы двух типов Co(Ni)-Mo-S, которые по разному могут вступать в реакции сульфидирования и отличаются разной каталитической активностью. Как изучено, результирующее влияние имеет кислотный компонент катализатора, но при этом необходимо соблюдать баланс гидрирующе-дегидрирующей функции катализатора, так современные катализаторы являются бифункциональными, чтобы не допустить процессы вторичного крекинга. Часто катализаторы укладывают в реактор слоями с разными функциями для достижения наиболее эффективного результата процесса, при этом необходимо соблюдать средневзвешенную температуру слоев катализатора, чтобы не допустить перегрева и дезактивации катализатора. По мере закоксовывания активных центров катализаторов эту температуру повышают, так как активные центры постепенно отравляются каталитическими ядами и примесями, содержащимися в сырье. Как правило, в вакуумном газойле содержатся металлы в

сложных металлоорганических соединениях, в процессах гидроочистки они расщепляются. После расщепления металлы из сырья, такие как ванадий, мышьяк, никель, кремний и другие, остаются на поверхности катализатора и необратимо отравляют его активные центры.

Основным оборудованием процесса являются реакторы высокого давления, блок фракционирования низкого давления, насосы, теплообменное оборудование, печи нагрева, компрессоры для подачи циркулирующего водородсодержащего газа.

Одним из широко известных процессов переработки нефтяных остатков является процесс, разработанный Французским институтом нефти (IFP), он представляет собой процесс Huvahl, реализованный в реакторах с неподвижным слоем катализатора.

2.3 Режимные показатели процесса

Основными параметрами, влияющими на процесс гидрокрекинга, являются:

- давление;
- температура;
- объёмная скорость подачи сырья;
- кратность циркуляции водородсодержащего газа (ВСГ).

Установлено, что лимитирующей стадией суммарного процесса гидрокрекинга является гидрирование ненасыщенных соединений сырья, особенно полициклический ароматических углеводородов. При невысоких давлениях концентрация водорода на поверхности катализатора мала, и часть кислотных его центров не участвует в ионном цикле в результате дезактивации коксом.

С другой стороны, при чрезмерном повышении давления возрастает концентрация водорода не только на металлических (гидрирующих), но и на кислотных центрах катализатора вследствие спилловера водорода, в результате тормозится стадия инициирования карбокатионного цикла через образование олефинов. Наложение этих двух факторов может привести к наличию максимума скорости реакций как функция давления.

Давление оказывает существенное влияние на процесс гидрокрекинга. Выше 15-20 МПа реакции уплотнения молекул и коксообразования, сопровождается блокированием активной поверхности катализаторов углеродистыми отложениями, термодинамически подавляются, при давлении выше 30 МПа они обычно прекращаются. При высоком давлении все реакции, характерные для гидрокрекинга, протекают стабильно с неизменной интенсивностью, присущей применяемым катализатором в течении длительного времени.

Особенно существенно интенсифицируется при высоких давлениях гидрирование ароматических углеводородов вследствие устранения химико – термодинамических ограничений и облегчения подвода водорода к активной поверхности катализатора.

Расход водорода в процессе гидрокрекинга при давлении выше 15 МПа сильно возрастает из-за интенсифицирования реакции гидрирования ароматических углеводородов, особенно полициклических. Увеличение расхода водорода и утяжеление аппаратуры с возрастанием давления ведут к удорожанию процесса, поэтому указанные условия целесообразны лишь при переработке тяжелых и остаточных видов сырья.

С ростом давления повышается качество продуктов, получаемых при гидрокрекинге вакуумного газойля, снижается в них содержание серы и азота, повышается высота некопящего пламени реактивного топлива, уменьшается коксуемость остатка, кипящего свыше 350 °С. Влияние давления на качество продуктов гидрокрекинга вакуумного газойля представлено в виде таблице 2.3.1.

Температура процесса гидрокрекинга дистиллятов, а также объёмная скорость подачи сырья взаимно связаны и определяют условия ведения этого процесса. Изменение одного из указанных параметров или одновременное изменение обоих является способом управления процесса гидрокрекинга, т.е. выходом и свойствами получаемых продуктов.

Характерным интервалом температур для процесса гидрокрекинга является 350 – 440°С. Повышение температуры от нижней границы к верхней происходит постепенно, по мере падения активности катализатора. При более низкой

температуре реакции крекинга протекают с малой скоростью, но при этом более благоприятен химический состав продуктов: большое содержание нафтен и соотношение изопарафин: *n*-парафин. Чрезмерное повышение температуры ограничивается термодинамическими факторами (реакций гидрирования полициклической ароматических углеводородов и усилением роли реакций газо- и коксообразования).

Таблица 2.3.1 - Влияние давления на качество продуктов гидрокрекинга вакуумного газойля

Продукты и показатели их качества	Давление, МПа			
	3,0	5,0	7,0	10,0
Бензин				
Содержание, ppm:				
- сера	300	150	50	5
- азот	50	5	2	-
Содержание ароматических углеводородов, %мас	30	25	-	
Реактивное топливо				
Высота некоптящего пламени, мм	12	14	17	25-30
Дизельное топливо				
Содержание, ppm:				
- сера	200	100	30	-
- азот	100	50	10	-
Цетановое число	37-42	40-45	45-55	55-60
Остаток (фр. >360 °C)				
Содержание, ppm:				
- сера	500	300	70	20
- азот	500	200	15	5
Коксуемость, %мас	0,1	0,076	0,007	-

Наиболее целесообразно проводить процесс гидрокрекинга при возможно низкой температуре реакции. Понижение температуры гидрокрекинга возможно в случае переработки относительно лёгких дистиллятов в присутствии активных катализаторов с сильной расщепляющей способностью. для осуществления низкотемпературного процесса гидрокрекинга желательно предварительное удаление соединений азота из сырья.

Температура реакции гидрокрекинга зависит от *объёмной скорости* подачи сырья. Понижая объёмную скорость, можно проводить процесс при более низкой

температуре и достигать требуемой степени превращения сырья за счёт увеличения времени реагирования. На рисунке и представлена зависимость выхода фракций, выкипающих до 350 °С, в продуктах гидрокрекинга вакуумного дистиллята от объёмной скорости подачи сырья при различных температурах реакции.

При объёмной скорости подачи сырья 0,5 ч⁻¹ выход фракций, выкипающих до 350 °С, равный 40 %мас. можно получить при температуре 650 К, как и при температуре 700 К при объёмной скорости подачи сырья 2,0 ч⁻¹. Эта зависимость подтверждается и для выхода бензиновых фракций (2.3.2). Один и тот же выход бензина (50 % мас.) может быть получен при объёмной скорости сырья 2,0 и 0,5 ч⁻¹ соответственно при температурах 427 и 397 °С.

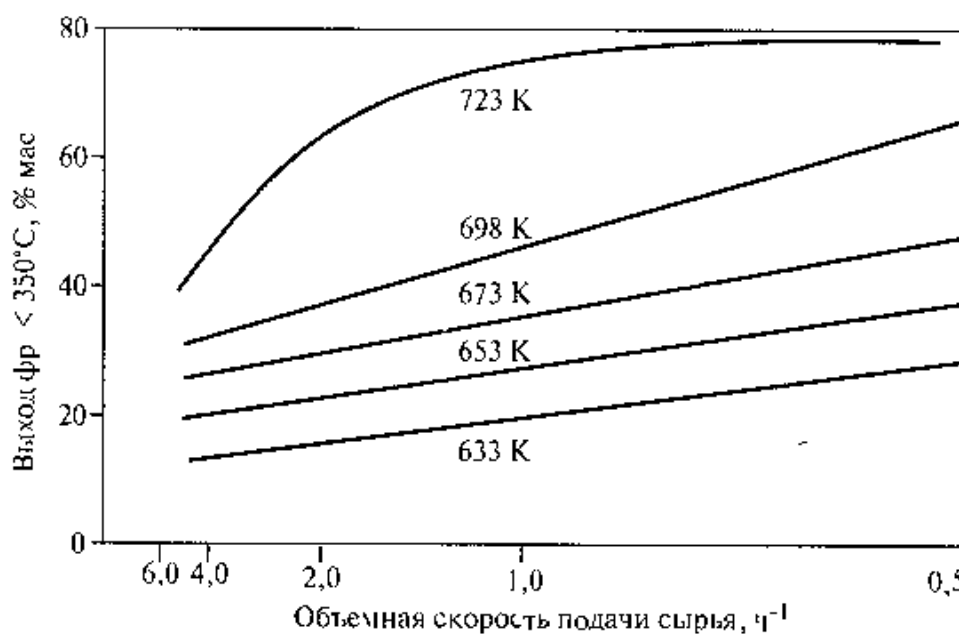


Рисунок 2.3.1 - Зависимость выхода фракций до 350 °С от объёмной скорости подачи сырья при различных температурах

Таким образом, уменьшение объёмной скорости подачи сырья позволяет снизить температуру процесса и способствует улучшению селективности процесса, повышению выхода целевых продуктов, уменьшению расхода водорода, а также увеличению продолжительности цикла работы катализатора.

Вследствие указанных особенностей большинство современных процессов

гидрокрекинга дистилятного сырья осуществляется при невысоких значениях объёмной скорости подачи сырья $0,3-0,7 \text{ ч}^{-1}$, в отдельных случаях – до $1,0-1,2 \text{ ч}^{-1}$.

В условиях гидрокрекинга необходимо поддерживать избыток водорода в циркуляционном газе, т.к. свежий водород, вводимый совместно с сырьём, интенсивно расходуется в химических реакциях процесса гидрокрекинга. Обеспечение требуемого парциального давления водорода в системе достигается путём удаления из циркулирующего водородсодержащего газа углеводородных газов, сероводорода и аммиака и введения в его состав свежего водорода.



Рисунок 2.3.2 - Зависимость выхода бензина от объёмной скорости при различных температурах

Кратность циркуляции водородсодержащего газа зависит от двух факторов: химического расхода водорода в процессе гидрокрекинга, а также от чистоты водородсодержащего газа. Эту кратность можно рассчитать, если известно количество расходуемого водорода в процессе гидрокрекинга (в реакциях гидрокрекинга, гидрообессеривания и гидродеазотирования сырья), а также содержания водорода в продуктах реакции, выходящих из реактора.

Кратность циркуляции водородсодержащего газа в процессах

гидрокрекинга в процессах гидрокрекинга поддерживается в пределах 500 – 2000 нм³/м³ сырья. Чем тяжелее сырьё и выше глубина процесса, тем выше должна быть кратность циркуляции ВСГ при гидрокрекинге. Лёгкий гидрокрекинг вакуумного газойля проводят с кратностью циркуляции 500 – 1200 нм³/м³, глубокий гидрокрекинг – 1000 – 2000 нм³/м³.

Чем выше кратность циркуляции водородсодержащего газа, тем выше эксплуатационные затраты в процессе гидрокрекинга, из-за необходимости сжатия и нагрева большого потока ВСГ. Поскольку значительное влияние на величину кратности циркуляции оказывает концентрация водорода в ВСГ, необходимо глубоко очищать рециркулирующий ВСГ. Повышение концентрации водорода от 80 до 90 %об. позволяет понизить кратность циркуляции такого газа более, чем на 20 % что существенно снижает затраты по эксплуатации установки.

2.4 Промышленные установки гидрокрекинга

Применение установки гидрокрекинга вакуумного газойля на НПЗ позволяет решить проблему утилизации наиболее тяжелых продуктов установок первичных и вторичных процессов, является гибким и экономически выгодным процессом, а также дает возможность получать высококачественные продукты.

Гидрокрекинг осуществляется в одну или две ступени на неподвижном (стационарном) слое катализатора при высоком парциальном давлении водорода. По технологическому оформлению модификации процесса различаются преимущественно применяемыми катализаторами.

При производстве топливных дистиллятов из прямогонного сырья обычно используют одноступенчатый вариант с рециркуляцией остатка, совмещая в реакционной системе гидроочистку, гидрирование и гидрокрекинг.

При двухступенчатом процессе гидроочистку и гидрирование сырья проводят в первой ступени, а гидрокрекинг во второй. В этом случае достигается более высокая глубина превращения тяжелого сырья.

Предполагаемые варианты схемы установок гидрокрекинга вакуумного газойля:

- Первый вариант предусматривает схему установки одноступенчатого гидрокрекинга вакуумного газойля «за проход». Данная схема представляет собой вариант с частичным превращением и выходом некоторого количества не превращенного продукта, который не содержит примесей и близок по молекулярной массе к исходному сырью и его используют на установке каталитического крекинга как высококачественное сырье. Недостатком данного метода является относительно низкий выход «светлых» нефтепродуктов, и применение данного варианта предпочтительно при необходимости предварительной подготовки сырья для процесса каталитического крекинга.

- Второй вариант предусматривает схему установки одноступенчатого гидрокрекинга вакуумного газойля с рециклом. Отличительной особенностью данной схемы по сравнению с первым вариантом является наличие рециркуляции не превращенного продукта и за счет этого обеспечивает полное превращение сырья и большой выход «светлых» нефтепродуктов при минимальных затратах. Данный вариант схемы является самым распространенным в мире и среди недостатков имеет относительно малую гибкость процесса.

- Третий вариант предусматривает схему двухступенчатого гидрокрекинга без сепарации и фракционирования продуктов первой ступени. По сравнению с одноступенчатой схемой данный вариант обладает большей гибкостью процесса. Данная схема предпочтительна только при применении катализаторов гидрокрекинга не чувствительных к отравлению.

- Четвертый вариант предусматривает схему двухступенчатого гидрокрекинга с сепарацией и фракционированием продуктов на первой ступени. Газопродуктовую смесь после реактора первой ступени подвергают охлаждению, сепарации, стабилизации и ректификации. После отделения газов, бензина и средних дистиллятов от гидрогенизата получают тяжелый газойль, который используется как сырье второй ступени. Данная схема позволяет перерабатывать сырье с очень высоким содержанием примесей и применять на второй ступени катализаторы гидрокрекинга чувствительные к отравлению.

Выбор той или иной схемы установки гидрокрекинга зависит от природы

сырья, желаемого конечного продукта и типа применяемого катализатора.

Для производства максимальных количеств компонентов дизельных топлив используют одноступенчатый вариант.

Двухступенчатый вариант обладает большей гибкостью и возможностью перерабатывать дистиллятное сырье практически любого качества и без изменения производительности установки получать максимальное общее количество моторных топлив. Для получения максимального количества бензина схема двухступенчатого гидрокрекинга является наиболее предпочтительной.

В качестве примера приведена типовая технологическая схема одноступенчатого гидрокрекинга с двумя реакторами (Рис. 2.4.1)

Сырьевой газойль смешивается с потоком водорода под высоким давлением и затем проходит через теплообменники Т-1, Т-2, где он нагревается теплотой продуктов, выходящих из реактора гидрокрекинга Р-2. Затем сырье затем нагревают в трубчатой печи П-1, после чего газосырьевая смесь поступает в верхнюю часть реактора гидроочистки Р-1. Условия температуры и давления в реакторе гидроочистки зависят от конкретной лицензированной конфигурации гидрокрекинга, свойств сырья, желаемых продуктов, используемого катализатора и других переменных.

Давление в реакторе первой ступени может составлять от 3,5 до 20 МПа, а температура может колебаться от 260 до 480 °С. После реактора гидроочистки очищенное сырье поступает в реактор гидрокрекинга Р-2. В реакторы гидрокрекинга и гидроочистки в нескольких точках для контроля температуры в реакторе подают водород. Это необходимо для защиты от возможного неконтролируемого роста температуры в результате реакций гидрокрекинга. Также это поможет избежать возможной дезактивации катализатора вследствие высоких температур.

После того, как газопродуктовая смесь из нижней части реактора охлаждается за счет нагревания сырья, он направляется в сепаратор высокого давления для разделения на три фазы: водородсодержащий газ (ВСГ), углеводородная жидкость и кислая вода.

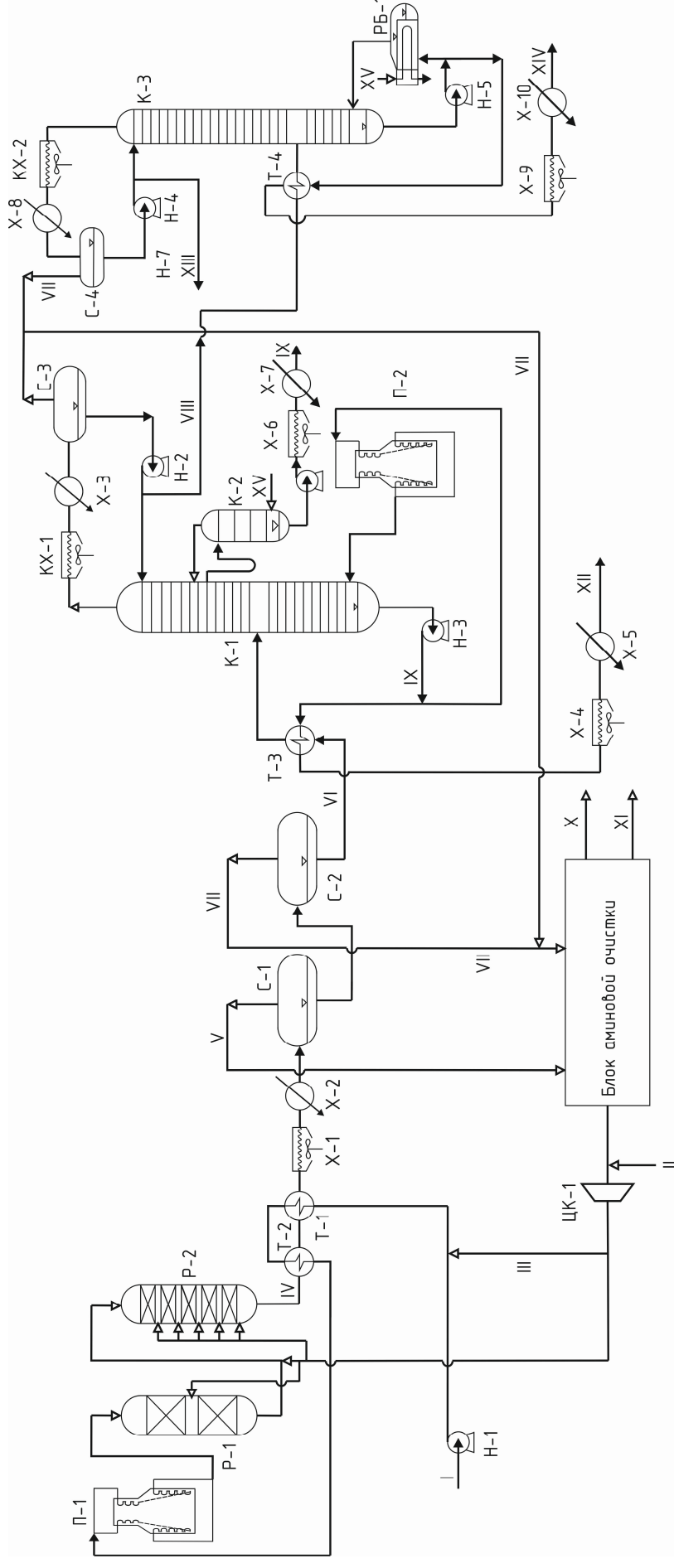


Рис. 2.4.1 Технологическая схема установки одноступенчатого гидрокрекинга с двумя реакторами

Р-1 – реактор гидроочистки, Р-2 – реактор гидрокрекинга, П-1,2 – трубчатая печь, К-1,3 – ректификационная колонна, К-2 – стриппинг, С-1,4 – сепараторы, Е-1,2 – емкости, Т-1,4 – теплообменники, Х-1,10 – холодильники, КХ-1,2 – конденсатор-холодильник,

Н-1-5 – насосы, ЦК-1 – компрессор

I – сырье, II – свежий ВСГ, III – циркулирующий ВСГ, IV – продукты реакции, V – ВСГ на очистку, VI – продукт на стабилизацию,

VII – углеводородный газ на очистку, VIII – нестабильная фракция нк-85 °С, IX – фракция 85-180 °С, X – сероводород, XI – углеводородный газ, XII – фракция 180-360 °С, XIII – пропан-бутановая фракция, XIV – стабильная фракция нк-85 °С

Технологическая схема установки гидрокрекинга вакуумного газойля

Соединения серы и азота, присутствующие в исходном газойле превращаются в газообразный сероводород и аммиак путем гидрирования, которое происходит в реакторах. Для растворения некоторых сероводородных и аммиачных газов, присутствующих в потоке продукта реакции первой стадии, подается водная промывка. Полученный водный раствор гидросульфида аммония (NH_4HS) называется кислой водой и, как правило, направляется на очистку за границы установки.

ВСГ из сепаратора высокого давления направляется в сепаратор, где из него удаляется углеводородный конденсат. После этого ВСГ направляется на прием циркуляционного компрессора. Жидкая углеводородная фаза из сепаратора высокого давления поступает в сепаратор низкого давления. Отходящий газ из сепаратора низкого давления направляется в абсорбер, где разделяется на сухой газ и нестабильную нефть. Жидкие продукты с низа сепаратора низкого давления и абсорбера сухого газа направляются на фракционирование.

Подаваемое в колонну фракционирования К-1 продуктов сырье нагревается до требуемой температуры в теплообменнике Т-3 и затем вводится в нижнюю секцию колонны. Она представляет собой отпарную колонну с выводом различных боковых погонов в зависимости от целевых продуктов.

Отбираемые с верха колонны пары конденсируются и перетекают в приемник продуктов фракционирующей колонны. Давление в приемнике обычно поддерживается при помощи подушки из топливного газа, при этом регулирование осуществляется либо при помощи сброса небольшого количества топливного газа на факел, либо путем поддержания номинального избыточного давления топливного газа равным $0,35 \text{ кг/см}^2$.

Часть сконденсировавшегося жидкого продукта из приемника возвращают во фракционирующую колонну в качестве орошения. Остальное количество жидкого верхнего продукта направляется на дальнейшую переработку в колонну дебутанизации К-3. С верха колонны отбирают пропан-бутановую фракцию, а кубовый продукт представляет собой стабилизированную фракцию НК-85 °С.

Боковой погоны фракционирующей колонны поступает в отпарную

колонну бокового погона К-2. Отпаренный продукт по регулятору расхода направляются непосредственно на переработку на последующую установку риформинга.

Кубовый продукт колонны К-1 представляет собой продуктивное дизельное топливо, обычно выкипающее в диапазоне 180–360°C. Часть продуктового дизельного топлива используется в качестве горячей струи, которое нагревается в печи П-2 и возвращается в колонну. Оставшуюся часть подвергают охлаждению и направляют в резервуарный парк как товарный продукт.

3 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ПРОЦЕССА И АППАРАТОВ

3.1 Характеристика сырья и получаемых продуктов

Ниже представлен алгоритм расчёта установки на примере вакуумного дистиллята 350-450°C воядинской нефти в качестве сырья установки гидрокрекинга, характеристики которого приведены в таблице 3.1.1 [9].

Таблица 3.1.1 - Физико-химические характеристики сырья

Выход (на нефть), %		М	V_{50} , сст	V_{100} , сст	Температура застывания, °C	Содержание, %			Коксуемость, %
						Серы	Смол	Ванадия	
17,5	0,9168	318	22,30	5,10	26	3,68	-	-	-

Продолжение таблицы 1

Содержание парафино- нафтеновых УВ, %	Содержание ароматических углеводородов, %			Содержание смолистых, %
	I группа	II и III группы	IV группа	
40,5	22,5	34,3	-	2,7

При гидрокрекинге вакуумного газойля воядинской нефти получают углеводородный газ, который отправляют на газофракционирующую установку; бензиновую фракцию направляют на стабилизацию; керосиновую – в парк товарной продукции; дизельную фракцию сверяют с требованиями ГОСТ 305-82 «Топливо дизельное». В случае удовлетворения требованиям стандарта её направляют в парк товарной продукции, в случае отклонения от требований – доводят до удовлетворения требованиям к товарной продукции. Остаток ректификационной колонны гудрон направляют на пиролиз.

Так как сырьё высокосернистое, в сепараторе высокого давления отделяется сероводород, который направляют на аминовую очистку.

3.2 Выбор катализатора, схемы и описание технологической схемы

3.2.1 Выбор катализатора

Одним из основных условий эффективного протекания процесса гидрокрекинга является использование катализаторов с лучшими показателями как для максимальной глубины переработки сырья, так и для

максимального выхода целевого продукта.

В проектируемом процессе гидрокрекинга для реактора Р-1, в котором преимущественно протекают процессы гидроочистки, была выбрана система катализаторов РК-500/501/510/520. Такая система катализаторов используется для гидроочистки средних и тяжелых нефтяных дистиллятов и остатков. Катализатор представляет инертный материал, сформованный в виде цилиндра, или цилиндра с одним или несколькими сквозными внутренними каналами, или кольца. В таблице 3.2.1 приведены основные характеристики данной системы катализаторов. [10]. https://ekokataliz.ru/wp-content/uploads/2015/05/Katalizatoryi_broshyura_itog.pdf

Таблица 3.2.1 – Характеристики системы катализаторов РК-500/501/510/520

Марка	РК-500	РК-501	РК-510	РК-520
Размеры, мм				
Наружный диаметр	16-20	8-10	16-20	8-10
Длина	13-17	13-17	13-17	13-17
Внутренний диаметр каналов	-	-	2,0 - 3,0	2,0 - 3,0
Насыпная плотность, кг/дм ³ , не более	1,5	1,5	1,1	1,2
Прочность на раздавливание, Н/гран., не менее	200	200	125	100
Массовая доля частиц размером менее 3мм , %, не более	0,5	0,5	0,5	0,5
Массовая доля потерь при прокаливании при температуре 850 °С, не более	3	3	3	3

Для реактора Р-2, в котором протекают преимущественно реакции гидрокрекинга, был выбран катализатор КДМ-1. Катализатор используется в промышленности на установке гидрокрекинга вакуумного газойля АО «ТАНЕКО». На внешний вид представляет собой гранулы коричневого цвета цилиндрической формы.

В таблице 3.2.2 приведены основные характеристики данного катализатора [11].

Таблица 3.2.2 – Характеристики катализатора КДМ-1

Показатель	Значение
Размер гранул, мм	5,0 3,0 - 20,0
Диаметр цилиндра	
Длина	
Насыпная плотность, г/см ³	1,2 – 1,7
Механическая прочность, %, не менее	95
Прочность на раздавливание, кг/гран., не менее	9,0
Удельная поверхность, м ² /г	3,0 – 6,0

Рекомендуемая для расчётов литература приведена в [12-19].

3.2.2 Описание технологической схемы

Принципиальная схема установки двухступенчатого глубокого гидрокрекинга вакуумного газойля представлена в приложении Б.

Отобранный из вакуумной колонны вакуумный газойль I подается сырьевым насосом Н-1 в печь П-1, где подогревается до 380 °С. После нагрева вакуумный газойль смешивается с подогретым циркулирующим и свежим водородсодержащим газом и поступает в реактор Р-1 с давлением 10 МПа, загруженный системой катализаторов РК-500/РК-501/РК-510/РК-520, в котором проходят реакции гидроочистки и легкого крекинга.

Гидрогенизат с температурой 380 °С и давлением 10 МПа после Р-1 поступает в Р-2, загруженный катализатором КДМ-1, в котором преимущественно протекают реакции гидрокрекинга.

Газопродуктовая смесь III поступает из реактора Р-2 в конденсатор-холодильник 1, где охлаждается до температуры 280°С, и поступает в сепаратор 2. Газопаровая фаза V, содержащая водород, отделяется и компрессором 7 частично подается обратно для смешения с сырьем установки, предварительно смешиваясь со свежим водородсодержащим газом II, подаваемым компрессором 6, и подогреваясь в печи П-2.

Жидкая фаза из сепаратора 2 поступает в конденсатор-холодильник 3, где охлаждается до 50°С и подается в сепаратор 4. Газопаровая смесь VI представляет собой смесь углеводородных газов с сероводородом, которую

отбирают и подают на блок аминовой очистки.

Конденсированная продуктовая смесь IV подогревается в печи П-3 до 360 °С и подается в атмосферную колонну К-1 для разделения на продукты. Сверху колонны отбирают легкую бензиновую фракцию нк-85 °С. С 22 тарелки отбирают бензиновую фракцию 85-180 °С. С 12 тарелки отбирают дизельную фракцию 240-360 °С. Остаточную фракцию >360 °С X частично выводят с установки в качестве сырья для пиролиза. Некоторую часть фракции >360 °С XI используют в качестве рецикла, подавая ее в емкость 5. Из емкости фракция >360 °С насосом Н-2 прокачивается в участок подачи сырья для смешения с вакуумным газойлем I.

3.3 Расчет основных аппаратов установки

3.3.1 Материальный баланс процесса

Графики для расчёта материального баланса и чертежи применяемого при гидрокрекинге оборудования при ведены в Приложениях В-И.

Принимают условно, что в реакторе Р-1 протекают преимущественно реакции гидроочистки, в реакторе Р-2 – реакции гидрокрекинга. Производительность установки: 2 млн. тонн/год. Характеристика сырья: плотность $\rho_4^{20} = 0,9168$, содержание серы $S_0 = 3,68$ %. Остаточное содержание серы в очищенном вакуумном газойле $S = 0,01$ % мас., плотность газойля $\rho_4^{20} = 0,899$.

На основании литературных данных можно принять количество ароматических углеводородов, гидрируемых в процессе $\Delta C_{ap} = 5,0$ % мас. на сырье, степень деалкилирования $\Delta X = 4,0$ % мас. на сырье.

Гидроочистка проводится на катализаторе при давлении $P = 10,0$ МПа, температура на входе в реактор $T = 370$ °С, кратность циркуляционного ВСГ к сырью $X = 500$ нм³/м³.

Выход гидроочищенного вакуумного газойля (% мас. на сырье):

$$B_{вг} = 100 - B_{дт} - B_6 - B_r - \Delta S \quad (1)$$

где $V_{вг}, V_{дт}, V_{б}, V_{г}, \Delta S$ – выходы очищенного газойля, дизельной фракции, бензиновой фракции и газа и количество удаленной из сырья серы соответственно на сырье, % (мас.).

Бензин и газ образуются преимущественно при гидрогенолизе сернистых соединений, а дизельная фракция при легком гидрокрекинге сырья. Принимают равномерное распределение атомов серы по длине углеводородной цепочки.

Количество удаленной из сырья серы:

$$\Delta S = S_0 - S \quad (2)$$

$$\Delta S = 3,68 - 0,01 = 3,67 \% \text{ мас.}$$

Выход дизельной фракции:

$$V_{дт} = 4 \cdot \Delta S \quad (3)$$

$$V_{дт} = 4 \cdot 3,67 = 14,68 \% \text{ мас.}$$

Выход бензиновой фракции:

$$V_{б} = \Delta S \quad (4)$$

$$V_{б} = 3,67 \% \text{ мас.}$$

Выход газа:

$$V_{г} = 0,5 \cdot \Delta S \quad (5)$$

$$V_{г} = 0,5 \cdot 3,67 = 1,83 \% \text{ мас.}$$

$$V_{вг} = 100 - 14,68 - 3,67 - 1,83 - 3,67 = 76,14 \% \text{ мас.}$$

Полученная величина в дальнейшем уточняется после определения количества водорода, вошедшего в состав вакуумного газойля при гидрогенолизе сернистых соединений.

Определяют расход водорода на гидроочистку.

Расход водорода на гидрогенолиз сероорганических соединений:

$$G_1 = \sum m_i \cdot \Delta S_i \quad (6)$$

где G_1 - расход 100% водорода, % мас на сырье,

m – коэффициент, зависящий от характера сернистых соединений ($m = 0,1875$ для бензтиофенов, дибензтиофенов и нафтобензтиофенов)

$$G_1 = 0,1875 \cdot 3,67 = 0,688 \% \text{ мас.}$$

Расход водорода на гидрирование ароматических соединений:

$$G_2 = \frac{2 \cdot n \cdot \Delta C_{\text{ар}}}{M_c} \quad (7)$$

где n - число молекул водорода, участвующих в гидрировании ненасыщенных связей в молекуле,

M_c - молекулярная масса сырья.

Определяют молекулярную массу по формуле Крега:

$$M = \frac{44,29 \cdot \rho_{15}^{15}}{1,03 - \rho_{15}^{15}} \quad (8)$$

Где ρ_{15}^{15} – относительная плотность сырья

Относительная плотность сырья:

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + \frac{0,0035}{\rho_4^{20}} \quad (9)$$

$$\rho_{15}^{15} = 0,9168 + \frac{0,0035}{0,9168} = 0,9206$$

$$M = \frac{44,29 \cdot 0,9206}{1,03 - 0,9206} = 373$$

Принимают, что $n = 2$.

$$G_2 = \frac{2 \cdot 2 \cdot 5}{373} = 0,054 \% \text{ мас}$$

Расход водорода на деалкилирование ароматических соединений:

$$G_3 = \frac{2 \cdot \Delta X}{M_c} \quad (10)$$

$$G_3 = \frac{2 \cdot 4}{373} = 0,021 \% \text{ мас}$$

Потери водорода от растворения в гидрогенизате:

$$G_4 = \frac{X'_{H_2} \cdot M_{H_2} \cdot 100}{X'_{H_2} \cdot M_{H_2} + (1 - X'_{H_2}) \cdot M_r} \quad (11)$$

Где X'_{H_2} – мольная доля водорода, растворенного в гидрогенизате

Мольную долю водорода, растворенного в гидрогенизате, можно рассчитать из условия фазового равновесия в газосепараторе высокого

давления:

$$X'_{H_2} = \frac{y'_{H_2}}{K_p} \quad (12)$$

где y'_{H_2} – мольные доли водорода в паровой фазе,

K_p – константа фазового равновесия.

Для условий газосепаратора высокого давления при 40 °С и 3,5 МПа

$$y'_{H_2} = 0,8, K_p = 62$$

$$X'_{H_2} = \frac{0,8}{62} = 0,013$$

$$G_4 = \frac{0,013 \cdot 2 \cdot 100}{0,013 \cdot 2 + (1 - 0,013) \cdot 315} = 0,008 \% \text{ мас}$$

Потери водорода за счет диффузии водорода через стенки аппаратов и утечки через неплотности (механические потери).

Потери составляют около 1% от общего объема циркулирующего газа.

$$G_5 = \frac{0,01 \cdot X \cdot M_{H_2} \cdot 100}{22,4 \cdot \rho_4^{20}} \quad (13)$$

$$G_5 = \frac{0,01 \cdot 500 \cdot 2 \cdot 100}{22,4 \cdot 916,8} = 0,05 \% \text{ мас}$$

Потери водорода с отдувом.

На установку подается водородсодержащий газ, получаемый на установке каталитического риформинга, в котором концентрация водорода колеблется от 70 до 85 % об. В таблице 3.3.1 приведен состав ВСГ, полученный на установке каталитического риформинга при производстве компонента автомобильного бензина с ОЧ = 85.

Таблица 3.3.1 - Состав ВСГ

	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	ΣC ₄ H ₁₀
% об.	85,00	7,00	5,00	2,00	1,00
% мас	29,40	19,40	26,00	15,20	10,00

Уменьшению концентрации водорода способствуют следующие факторы:

- а) химическое потребление водорода на реакции;
- б) растворение водорода в жидком гидрогенизате;
- в) образование газов гидрокрекинга.

Концентрация водорода повышается за счет растворения углеводородных газов в жидком гидрогенизате и увеличения концентрации водорода в ВСГ. Для поддержания постоянного давления в системе объем поступающего и образующегося газа должен быть равен объему газа, отходящего из системы и поглощенного в ходе химической реакции.

Объемный баланс по водороду и углеводородным газам:

$$V_0 \cdot y'_0 = V_p + V_{\text{отдув}} \cdot y' \quad (14)$$

$$V_0 \cdot (1 - y'_0) + V_{\text{г.к.}} = V_a + V_{\text{ст.дув}} \cdot (1 - y') \quad (15)$$

где V_0 , V_p , $V_{\text{отдув}}$, $V_{\text{г.к.}}$, V_a - объемы свежего ВСГ, химически реагирующего и сорбируемого гидрогенизатом водорода, отдува, газов гидрокрекинга и газов, абсорбируемых жидким гидрогенизатом, в м³/г.

y'_0 , y' - объемы концентрации водорода в свежем и циркулирующем ВСГ.

Наиболее экономичный по расходу водорода режим без отдува ВСГ можно поддерживать, если газы, образующиеся при гидрокрекинге, и газы, поступающие в систему со свежим ВСГ, полностью сорбируются в газосепараторе в жидком гидрогенизате, т.е.

$$V_0 \cdot (1 - y'_0) + V_{\text{г.к.}} < V_a \quad (16)$$

Это условие способствует увеличению концентрации водорода в свежем ВСГ, уменьшению реакций гидрокрекинга и повышению давления в системе. Расчет ведут на 100 кг исходного сырья, так как при этом абсолютные значения расходных показателей (в % мас.) можно использовать с размерностью в кг.

$$V_0 = \frac{22,4 \cdot \rho_{\text{H}_2}}{M_{\text{H}_2}} \quad (17)$$

$$V_0 = \frac{22,4 \cdot 0,387}{2} = 4,33 \text{ м}^3$$

где $\rho_{H_2} = 0,387 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$

$$V_{г.к.} = \frac{22,4 \cdot \rho_{г.к.}}{M_{г.к.}} \quad (18)$$

где $M_{г.к.} = 37$ г/моль – средняя молекулярная масса газов гидрокрекинга;

$$\rho_{г.к.} = 0,540 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$V_{г.к.} = \frac{22,4 \cdot 0,540}{37} = 0,33 \text{ м}^3$$

Количество углеводородных газов, абсорбируемых жидким гидрогенизатором, можно определить, если допустить, что ЦВСГ принятого состава находится в равновесии с жидким гидрогенизатором.

Содержание отдельных компонентов в циркулирующем газе и константы фазового равновесия в условиях газосепаратора высокого давления представлены в таблице 3.3.2, количество абсорбированных компонентов – в таблице 3.3.3, а объём компонентов в гидрогенизаторе – в таблице 3.3.4.

Таблица 3.3.2 - Состав циркулирующего газа

	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	ΣC ₄ H ₁₀
Содержание компонента y' , мол. доля	0,2	0,05	0,02	0,01
Константа фазового равновесия K_{pi}	7,91	2,47	0,97	0,37
Содержание компонента x' , мол. доля	0,0253	0,0203	0,0207	0,0270
M_i	16	30	44	58

Количество абсорбированного компонента i в кг на 100 кг гидрогенизатора:

$$g_{ai} = \frac{x_i \cdot M_i \cdot 100}{M_f} \quad (19)$$

Таблица 3.3.3 - Количество абсорбированных компонентов

Количество компонента	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	ΣC ₄ H ₁₀
g_{ai}	1,09	1,64	2,46	4,24

Количество абсорбированного компонента i (м^3 на 100 кг гидрогенизата):

$$V_{ai} = \frac{22,4 \cdot g_i}{M_i} \quad (20)$$

Таблица 3.3.4 - Объем компонентов в гидрогенизате

Объем компонента	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	$\Sigma\text{C}_4\text{H}_{10}$
$V_{ai}, \text{м}^3$	1,53	1,23	1,25	1,64

Суммарный объем абсорбированных газов:

$$V_{\alpha} = 1,53 + 1,23 + 1,25 + 1,64 = 5,65 \text{ м}^3$$

Балансовый объем углеводородных газов, поступающих в газосепаратор:

$$4,33 \cdot (1 - 0,85) + 0,33 = 0,9795 \text{ м}^3$$

$$0,9795 < 5,65 \Rightarrow \text{условие выполняется}$$

Поскольку выполняется требование, возможна работа без отдува части циркулирующего ВСГ.

Таким образом, общий расход водорода в процессе гидроочистки будет складываться из водорода, поглощаемого при химических реакциях, абсорбируемого в сепараторе высокого давления и механически теряемого:

$$G_{\text{H}_2} = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 + G_5 \quad (21)$$

$$G_{\text{H}_2} = 0,688 + 0,054 + 0,021 + 0,008 + 0,048 = 0,82 \% \text{ мас.}$$

Расход свежего ВСГ на гидроочистку:

$$G_{\text{H}_2}^0 = \frac{G_{\text{H}_2}}{0,294} \quad (22)$$

где 0,294 - содержание водорода в свежем водородсодержащем газе, % мас.

$$G_{\text{H}_2}^0 = \frac{0,82}{0,294} = 2,79 \% \text{ мас.}$$

Полученные значения расхода водорода и свежего ВСГ будут использованы при составлении материального баланса установки и реактора гидроочистки.

3.3.2 Материальный баланс установки

Производительность проектируемой установки по сырью составляет 2,0 млн. т/год. Принимают число часов работы установки в году $n = 8000$ (с учетом сроков на ремонт установки). Тогда:

$$G_{\text{ч}} = \frac{G_{\text{год}}}{8000} = \frac{2,0 \cdot 10^6 \cdot 1000}{8000} = 250000 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \quad (23)$$

Выход сероводорода:

$$B_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{\Delta S \cdot M_{\text{H}_2\text{S}}}{M_{\text{S}}} \quad (24)$$

$$B_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{3,67 \cdot 34}{32} = 3,87 \% \text{ мас.}$$

Балансовым сероводородом поглощается водорода:

$$B_{\text{H}_2} = B_{\text{H}_2\text{S}} - \Delta S \quad (25)$$

$$B_{\text{H}_2} = 3,9 - 3,67 = 0,23 \% \text{ мас.}$$

Количество водорода, вошедшего при гидрировании в состав вакуумного газойля:

$$B_{\text{вг}} = G_1 + G_2 + G_3 - B_{\text{H}_2} \quad (26)$$

$$B_{\text{вг}} = 0,688 + 0,054 + 0,021 - 0,23 = 0,533 \% \text{ мас.}$$

Уточненный выход гидроочищенного вакуумного газойля:

$$B'_{\text{вг}} = B_{\text{вг}} + B_{\text{вг}} \quad (27)$$

$$B'_{\text{вг}} = 76,14 + 0,533 = 76,62 \% \text{ мас.}$$

Выход сухого газа, выводимого с установки:

$$B_{\text{сг}} = G_{\text{H}_2}^0 \cdot (1 - C_{\text{H}_2}) + B_{\text{г}} + G_4 \quad (28)$$

$$B_{\text{сг}} = 2,79 \cdot (1 - 0,234) + 1,83 + 0,008 = 3,95 \% \text{ мас.}$$

Материальный баланс Р-1 приведен в таблице 3.3.5.

Таблица 3.3.5 - Материальный баланс реактора Р-1

Компоненты	Расход			
	% мас.	кг/ч	т/сут	т/год
Взято				
Сырье – фракция 350-450 °С	100	250000	6000	2000000
Водородсодержащий газ	2,79	6975	167,4	55800
в том числе 100% H ₂	0,82	2050	49,2	16400
Итого:	102,79	256975	6167,4	2055800
Получено				
Гидроочищенная фракция	76,62	191550	4597,2	1532400
Сероводород	3,82	9550	229,2	76400
Сухой газ	3,95	9875	237	79000
Дизельная фракция	14,68	36700	880,8	293600
Бензиновая фракция	3,67	9175	220,2	73400
Потери	0,05	125	3	1000
Итого:	102,79	256975	6167,4	2055800

3.3.3 Расчет материального баланса реактора Р-2

Материальный баланс реактора гидрокрекинга (см. таблицу 3.3.6) принимаем на основе данных патента 2788742, а реактора Р-2 – в табл. 3.3.7.

Таблица 3.3.6 - Материальный баланс процесса гидрокрекинга

Компоненты	% мас.
1	2
Взято	
Гидроочищенная фракция	100
Водородсодержащий газ	5,2
Итого	105,2
Получено	
Сухой газ	7,2
Пропан-бутановая фракция	5,9
Бензиновая фракция н.к. – 85°С	9,3
Компоненты	% мас.

Продолжение таблицы 3.3.6

1	2
Получено	
Бензиновая фракция 85 – 180°C	18,1
Дизельная фракция 180 – 360°C	63,7
Потери	1
Итого	105,2

Таблица 3.3.7 - Материальный баланс реактора Р-2

Компоненты	Расход			
	% масс	кг/час	т/сутки	т/год
Взято				
Гидроочищенная фракция	76,62	191550	4597,2	1532400
Сероводород	3,82	9550	229,2	76400
Сухой газ	3,95	9875	237	79000
Дизельная фракция	14,68	36700	880,8	293600
Бензиновая фракция	3,67	9175	220,2	73400
ВСТ	3,98	9950	238,8	79600
Итого	106,72	266800	6403,2	2134400
Получено				
Сухой газ	9,47	23675	568,2	189400
Сероводород	3,82	9550	229,2	76400
Пропан-бутановая фракция	4,52	11300	271,2	90400
Бензиновая фракция н.к. - 85°C	7,13	17825	427,8	142600
Бензиновая фракция 85 - 180°C	17,53	43825	1051,8	350600
Дизельная фракция 180 - 360°C	63,48	158700	3808,8	1269600
Потери	0,77	1925	46,2	15400
Итого	106,72	266800	6403,2	2134400

Материальный баланс установки представлен в таблице 3.3.8.

Таблица 3.3.8 - Материальный баланс установки

Компоненты	Расход			
	% масс	кг/час	т/сутки	т/год
Взято				
Сырьё – фракция 350 - 450°C	100	250000	6000	2000000
Водородсодержащий газ	6,77	16925	406,2	135400
Итого	106,77	266925	6406,2	2135400
Получено				
Сухой газ	9,47	23675	568,2	189400
Сероводород	3,82	9550	229,2	76400
Пропан-бутановая фракция	4,52	11300	271,2	90400
Бензиновая фракция н.к. - 85°C	7,13	17825	427,8	142600
Бензиновая фракция 85 - 180°C	17,53	43825	1051,8	350600
Дизельная фракция 180 - 360°C	63,48	158700	3808,8	1269600
Потери	0,82	2050	49,2	16400
Итого	106,77	266925	6406,2	2135400

3.3.4 Расчет реактора Р-1

В реактор поступает сырьё, свежий водородсодержащий газ и циркулирующий водородсодержащий газ (ЦВСГ). Состав ЦВСГ приведен в таблице 3.3.9.

$$\text{Средняя молекулярная масса ЦВСГ} = 7,6 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

Расход ЦВСГ на 100 кг сырья:

$$G_{\text{ц}} = \frac{100 \cdot X \cdot M_{\text{ц}}}{22,4 \cdot \rho_4^{20}} \quad (29)$$

$$G_{\text{ц}} = \frac{100 \cdot 500 \cdot 7,6}{22,4 \cdot 916,8} = 18,504 \% \text{ мас.}$$

Таблица 3.3.9 - Состав ЦВСТ

	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	ΣC ₄ H ₁₀
Мольная доля у'	0,720	0,200	0,050	0,020	0,010
Массовая доля у	0,192	0,427	0,201	0,103	0,077
M _i	2	16	30	44	58
	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	ΣC ₄ H ₁₀
Σ M _i · у'	1,44	3,2	1,5	0,88	0,58
Σ M _i · у	0,384	6,832	6,030	4,532	4,466

На основе данных материального баланса гидроочистки (табл. 3.3.10) составляем материальный баланс реактора.

Таблица 3.3.10 - Материальный баланс реактора

Компоненты	Расход	
	% мас.	кг/ч
Взято		
Сырье – фракция 350-450 °С	100	250000
Водородсодержащий газ	2,79	6975
Циркулирующий ВСТ	18,504	46260
Итого	121,294	303235
Получено		
Гидроочищенная фракция	76,62	191550
Сероводород	3,82	9550
Сухой газ	3,95	9875
Дизельная фракция	14,68	36700
Бензиновая фракция	3,67	9175
Циркулирующий ВСТ	18,504	46260
Потери	0,05	125
Итого	121,294	303235

Уравнение теплового баланса реактора гидроочистки:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}} \quad (30)$$

$$Q_c + Q_{\text{ц}} + Q_s + Q_{\text{ар}} + Q_{\text{деал}} = \sum Q_{\text{см}} + Q_{\text{всг}} \quad (31)$$

где Q_c , $Q_{\text{ц}}$ - тепло, вносимое в реактор со свежим сырьем и водородсодержащим газом;

Q_s , $Q_{\text{ар}}$, $Q_{\text{деал}}$ - тепло, выделяемое при протекании реакций гидрогенолиза сернистых соединений, при гидрировании ароматических углеводородов, выделяющееся при деалкилировании ароматических углеводородов;

$Q_{\text{всг}}$ - тепло, отводимое холодным ВСГ;

$\sum Q_{\text{см}}$ - тепло, отводимое из реактора реакционной смесью.

Средняя теплоемкость реакционной смеси при гидроочистке незначительно изменяется в ходе процесса, поэтому тепловой баланс реактора можно записать в следующем виде:

$$G \cdot \bar{c} \cdot t_0 + \Delta S \cdot q_s + \Delta C_{\text{ар}} \cdot q_{\text{ар}} + \Delta X \cdot q_{\text{деал}} = G \cdot \bar{c} \cdot t + Q_{\text{всг}} \quad (32)$$

$$Q_{\text{всг}} = G \cdot \bar{c} \cdot t - (G \cdot \bar{c} \cdot t_0 + \Delta S \cdot q_s + \Delta C_{\text{ар}} \cdot q_{\text{ар}} + \Delta X \cdot q_{\text{деал}}) \quad (33)$$

где G - суммарное количество реакционной смеси, % мас.;

$\bar{c}$ - средняя теплоёмкость реакционной смеси, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

ΔS - количество серы, удалённой из сырья, % мас.;

t , t_0 - температура на входе и выходе из реактора;

q_s , $q_{\text{ар}}$, $q_{\text{деал}}$ - тепловые эффекты реакций, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$.

Суммарное количество реакционной смеси на входе в реактор составляет $G = 121,294$ %. Количество серы удаленной из сырья, $\Delta S = 3,67$ % мас. Принимаем температуру выхода газопродуктовой смеси равной $t = 380^\circ\text{C}$. Количество тепла, выделяемое при гидрогенолизе сернистых соединений (на 100 кг сырья) при заданной глубине обессеривания составит:

$$Q_s = \sum g_{Si} \cdot q_{Si} \quad (34)$$

где G_{SI} – количество разложенных сероорганических соединений, кг;

q_{SI} – тепловые эффекты гидрогенолиза отдельных сероорганических соединений, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$. $q_{SI} = 8700 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ для бензтиофенов, дибензтиофенов и нафтобензтиофенов.

$$Q_S = 8700 \cdot 3,67 = 31929 \text{ кДж}$$

Количество тепла, выделяемое при гидрировании ароматических углеводородов (на 100 кг сырья) при заданной глубине составит:

$$Q_{ар} = \frac{C_{ар} \cdot q_{ар}}{M_c} \quad (35)$$

где $C_{ар}$ – количество гидрированных ароматических соединений, кг;

$q_{ар}$ – тепловой эффект гидрирования ароматических углеводородов, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$. $q_{ар} = 214 \frac{\text{кДж}}{\text{моль}}$.

$$Q_{ар} = \frac{5 \cdot 214000}{373} = 2868,6 \text{ кДж}$$

Количество тепла, выделяемое при деалкилировании ароматических углеводородов (на 100 кг сырья) при заданной глубине составит:

$$Q_{деал} = \frac{\Delta X \cdot q_{деал}}{M_c} \quad (36)$$

где ΔX – количество деалкилированных ароматических соединений, кг;

$q_{деал}$ – тепловой эффект деалкилирования ароматических углеводородов, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$. $q_{деал} = 50 \frac{\text{кДж}}{\text{моль}}$.

$$Q_{деал} = \frac{4 \cdot 50000}{373} = 536 \text{ кДж}$$

Так как сырье имеет высокую температуру кипения, то в реактор поступает парожидкостная смесь. Состав газосырьевой смеси приведен в таблице 3.3.11.

Таблица 3.3.11 - Состав сырья реактора

Компоненты	Сырьё – фракция 350 – 450°C		Компоненты	Свежий ВСГ		Циркулирующий ВСГ	
	% мас. на поток	Расход, кг/ч		% мас. на поток	Расход, кг/ч	% мас. на поток	Расход, кг/ч
Фракция 350 – 450°C	100	250000	H ₂	29,40	2050,65	19,2	8881,92
			CH ₄	19,40	1353,15	42,7	19753,02
			C ₂ H ₆	26,00	1813,5	20,1	9298,26
			C ₃ H ₈	15,20	1060,2	10,3	4764,78
			ΣC ₄ H ₁₀	10,00	697,5	7,7	3562,02
Итого		250000			6975		46260

Таблица 3.3.12 - Общий состав сырья реактора

Компоненты	Расход	
	кг/ч	% мас.
H ₂	10932,57	3,61
CH ₄	21106,17	6,95
C ₂ H ₆	11111,76	3,67
C ₃ H ₈	5824,98	1,92
ΣC ₄ H ₁₀	4259,52	1,41
Фракция 350 – 450°C	250000	82,44
Итого	303235	100,00

Определение мольного состава паровой и жидкой фаз

Основа для расчета - уравнение равновесного состава газовой и жидкой части сырья на входе в аппарат:

$$\sum \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad (37)$$

где y_i - мольная доля i-го компонента в парах;

K_i - константа фазового равновесия i-го компонента.

Для углеводородов:

$$K_i = \frac{P_i}{P} \quad (38)$$

где P_i - упругость паров i -го компонента;

P - давление в реакторе.

Давление насыщенных паров углеводородных фракций вычисляем по формуле Ашворта:

$$\lg P = 2,68 \left(1 - \frac{f(T)}{f(T_0)} \right) \quad (39)$$

где $f(T)$ - функция температуры:

$$f(T) = \frac{1250}{\sqrt{T^2 - 108000} - 307.6} - 1 \quad (40)$$

T - температура на входе в реактор;

T_0 - температура кипения фракции при атмосферном давлении.

При заданном давлении и температуре определяется мольный состав паровой и жидкой фаз. Методика расчета согласно приведена ниже. Основные уравнения для расчета:

$$x'_i = \frac{x_{Fi}}{1 + e'(K_i - 1)}; \sum x_i = 1 \quad (41)$$

$$y'_i = \frac{K_i \cdot x_{Fi}}{1 + e'(K_i - 1)}; \sum y_i = 1 \quad (42)$$

где x_i - содержание компонента в жидкой фазе при равновесии;

y_i - содержание компонента в паровой фазе при равновесии;

e' - мольная доля отгона;

x_{Fi} - мольная концентрация компонента исходной смеси.

Массовая доля отгона определяется по уравнению:

$$e = e' \cdot \frac{M_y}{M_c} \quad (43)$$

Мольные концентрации компонентов в паровой и жидкой фазах пересчитываются в массовые по уравнениям:

$$x_i = \frac{x'_i \cdot M_i}{M_x} \quad (44)$$

$$y_i = \frac{y'_i \cdot M_i}{M_y} \quad (45)$$

где M_i - молекулярная масса компонента

M_c - средняя молекулярная масса исходного сырья,

M_x - средняя молекулярная масса жидкой равновесной фазы,

M_y - средняя молекулярная масса паровой равновесной фазы.

1) Для расчета сначала необходимо найти общее число молей реакционной смеси, поступающей в реактор:

$$v_i = \frac{m_i}{M_i} \quad (46)$$

где v_i – количество молей данного компонента смеси;

m_i – масса данного компонента смеси, г;

M_i – молярная масса данного компонента смеси, $\frac{\text{г}}{\text{моль}}$.

$$v_{\text{H}_2} = \frac{10932,57 \cdot 10^3}{2} = 5466285 \text{ моль}$$

$$v_{\text{CH}_4} = \frac{21106,17 \cdot 10^3}{16} = 1319136 \text{ моль}$$

$$v_{\text{C}_2\text{H}_6} = \frac{11111,76 \cdot 10^3}{30} = 370392 \text{ моль}$$

$$v_{\text{C}_3\text{H}_8} = \frac{5824,98 \cdot 10^3}{44} = 132386 \text{ моль}$$

$$v_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = \frac{4259,52 \cdot 10^3}{58} = 73440 \text{ моль}$$

$$v_{\text{ФР}} = \frac{250000 \cdot 10^3}{373} = 670242 \text{ моль}$$

$$\sum v = 8031881 \text{ моль}$$

2) Определяют среднюю молекулярную массу реакционной смеси:

$$M_{\text{см}} = \frac{\sum m_i}{\sum \nu_i} \quad (47)$$

где $M_{\text{см}}$ – средняя молекулярная масса смеси, моль;

$\sum m_i$ – сумма масс компонентов смеси, г;

$\sum \nu_i$ – сумма количества молей компонентов исходной смеси, моль.

$$M_{\text{см}} = \frac{303235 \cdot 10^3}{8031881} = 38 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

3) Находят мольную концентрацию каждого компонента исходной смеси:

$$x_{Fi} = \frac{\nu_i}{\sum \nu_i} \quad (48)$$

$$x_{F\text{H}_2} = \frac{5466285}{8031881} = 0,681$$

$$x_{F\text{CH}_4} = \frac{1319136}{8031881} = 0,164$$

$$x_{F\text{C}_2\text{H}_6} = \frac{370392}{8031881} = 0,046$$

$$x_{F\text{C}_3\text{H}_8} = \frac{132386}{8031881} = 0,016$$

$$x_{F\text{C}_4\text{H}_{10}} = \frac{73440}{8031881} = 0,009$$

$$x_{F\text{Фр}} = \frac{670242}{8031881} = 0,084$$

4) Опираясь на графическую зависимость константы равновесия углеводородов, входящих в состав нефтей, от давления в системе (приложение Б) и уравнение 38, определяют константы равновесия для водорода, метана, этана, пропана, бутанов, фракции 350 – 450°C. Полученные данные приведены в таблице 16.

5) Рассчитывают мольную долю компонента в паре y'_i и мольную долю компонента в жидкости x'_i . Константа равновесия K – отношение мольной доли компонента в газовой фазе к мольной доле этого же компонента в жидкой фазе, находящейся в равновесном состоянии с газовой фазой.

Таким образом:

$$K = \frac{y_i'}{x_i'} \quad (49)$$

$$y_i' = K \cdot x_i' \quad (50)$$

Так как x_{Fi} – мольная концентрация компонента исходной смеси, делаем вывод, что она остается неизменной и распределяется между двумя фазами соответственно. Тогда:

$$x_{Fi} = x_i' + y_i' \quad (51)$$

$$x_{Fi} = x_i' + K \cdot x_i' \quad (52)$$

$$x_{Fi} = x_i' \cdot (K + 1) \quad (53)$$

$$x_i' = \frac{x_{Fi}}{(K + 1)} \quad (54)$$

$$y_i' = x_{Fi} - x_i' \quad (55)$$

$$x_{H_2}' = \frac{0,681}{(20,4 + 1)} = 0,032$$

$$y_{H_2}' = 0,681 - 0,032 = 0,649$$

$$x_{CH_4}' = \frac{0,164}{(10,2 + 1)} = 0,015$$

$$y_{CH_4}' = 0,164 - 0,015 = 0,149$$

$$x_{C_2H_6}' = \frac{0,046}{(3,88 + 1)} = 0,009$$

$$y_{C_2H_6}' = 0,046 - 0,009 = 0,037$$

$$x_{C_3H_8}' = \frac{0,016}{(2,45 + 1)} = 0,005$$

$$y_{C_3H_8}' = 0,016 - 0,005 = 0,011$$

$$x_{C_4H_{10}}' = \frac{0,009}{(1,02 + 1)} = 0,004$$

$$y_{C_4H_{10}}' = 0,009 - 0,004 = 0,005$$

$$x'_{\text{фр}} = \frac{0,084}{(0,006 + 1)} = 0,083$$

$$y'_{\text{фр}} = 0,084 - 0,083 = 0,001$$

6) Рассчитывают молекулярную массу жидкой фазы

$$M_x = \frac{\sum x'_i \cdot M_i}{\sum x'_i} \quad (56)$$

$$M_x = \frac{0,064 + 0,015 \cdot 16 + 0,009 \cdot 30 + 0,005 \cdot 44 + 0,004 \cdot 58 + 0,083 \cdot 373}{0,148}$$

$$M_x = 216,1 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

7) Рассчитывают молекулярную массу паровой фазы

$$M_y = \frac{\sum y'_i \cdot M_i}{\sum y'_i} \quad (57)$$

$$M_y = \frac{1,298 + 0,149 \cdot 16 + 0,037 \cdot 30 + 0,011 \cdot 44 + 0,005 \cdot 58 + 0,001 \cdot 373}{0,852}$$

$$M_y = 10,0 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

8) Рассчитывают расход жидкой фазы G_i^x

$$x'_i = \frac{v'_{xi}}{N_{\text{общ}}} \quad (58)$$

где v'_{xi} - количество моль вещества в жидкой фазе;

$N_{\text{общ}}$ – общее число моль.

$$v'_{xi} = x'_i \cdot N_{\text{общ}} \quad (59)$$

$$\frac{G_i^x}{M_i} = x'_i \cdot N_{\text{общ}} \quad (60)$$

$$G_i^x = x'_i \cdot N_{\text{общ}} \cdot M_i \quad (61)$$

$$G_{\text{H}_2}^x = \frac{0,032 \cdot 8031881 \cdot 2}{1000} = 509,97 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{CH}_4}^x = \frac{0,015 \cdot 8031881 \cdot 16}{1000} = 1938,17 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{C_2H_6}^x = \frac{0,009 \cdot 8031881 \cdot 30}{1000} = 2176,36 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{C_3H_8}^x = \frac{0,005 \cdot 8031881 \cdot 44}{1000} = 1837,58 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{C_4H_{10}}^x = \frac{0,004 \cdot 8031881 \cdot 58}{1000} = 1904 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ФР}}^x = \frac{0,083 \cdot 8031881 \cdot 373}{1000} = 247059 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

9) Аналогично рассчитывают расход паровой фазы G_i^y

$$G_i^y = y_i' \cdot N_{\text{общ}} \cdot M_i \quad (62)$$

$$G_{H_2}^y = \frac{0,649 \cdot 8031881 \cdot 2}{1000} = 10422,6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{CH_4}^y = \frac{0,149 \cdot 8031881 \cdot 16}{1000} = 19168 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{C_2H_6}^y = \frac{0,037 \cdot 8031881 \cdot 30}{1000} = 8935,4 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{C_3H_8}^y = \frac{0,011 \cdot 8031881 \cdot 44}{1000} = 3987,4 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{C_4H_{10}}^y = \frac{0,005 \cdot 8031881 \cdot 58}{1000} = 2355,52 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ФР}}^y = \frac{0,001 \cdot 8031881 \cdot 373}{1000} = 2941 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Таблица 3.3.13 - Расчёт паровой и жидкой фаз

Компоненты	$t_{\text{кип}},$ °C	ρ_4^{20}	$M_i,$ г/моль	$X_i, \%$ мас.	X_i / M_i	$x_{Fi}, \%$ мол.	$x_{Fi} \cdot M_i$	P_i
H ₂			2	3,61	1,805	0,681	1,362	
CH ₄			16	6,95	0,434	0,164	2,624	
C ₂ H ₆			30	3,67	0,122	0,046	1,38	
C ₃ H ₈			44	1,92	0,044	0,016	0,704	
ΣC ₄ H ₁₀			58	1,41	0,024	0,009	0,522	
Фракция 350 – 450°C	400	0,9168	373	82,44	0,22	0,084	31,332	0,062
Итого				100,00	2,649	1	37,924	

	K_i	x_i'	y_i'	M_x	M_y	Состав жидкой фазы		Состав паровой фазы	
						X_i	G_i^x	Y_i	G_i^y
H ₂	20,4	0,032	0,649			0,002	509,97	0,221	10422,6
CH ₄	10,20	0,015	0,149			0,008	1938,17	0,4	19168
C ₂ H ₆	3,88	0,009	0,037			0,008	2176,36	0,181	8935,4
C ₃ H ₈	2,45	0,005	0,011			0,006	1837,58	0,085	3987,4
ΣC ₄ H ₁₀	1,02	0,004	0,005			0,006	1904	0,05	2355,52
Фракция 350 – 450°C	0,006	0,083	0,001			0,97	247059	0,063	2941
Итого		0,148	0,852	216,1	10,0	1,00	255425,08	1,00	47809,92

Согласно расчету, мольная доля отгона $e' = 0,914$

$$e = 0,914 \cdot \frac{10}{38} = 0,24$$

Среднюю теплоемкость паровой фазы находят на основании данных по теплоемкости отдельных компонентов:

$$c = \sum c_{pi} \cdot y_i \quad (63)$$

где c_{pi} – теплоемкость отдельных компонентов с учетом поправок на температуру и давление, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

y_i – массовая доля каждого компонента.

Теплоемкость индивидуальных углеводородов находят по справочным данным. Теплоемкость жидких углеводородов определяют по формуле Крега:

$$c_{ж} = \frac{4,187}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0,403 + 0,00081 \cdot t) \quad (64)$$

$$c_{ж}^{фр} = \frac{4,187}{\sqrt{0,9206}} (0,403 + 0,00081 \cdot 380) = 3,10$$

Теплоемкость углеводородов паровой фазы определяют по формуле:

$$c_{п} = \frac{J}{t} \quad (65)$$

где J - энтальпия паровой фазы,

t - температура, при которой определена энтальпия.

Энтальпия нефтяных паров при повышенных давлениях уменьшается, так как уменьшается теплота испарения, поэтому вводится поправка на давление.

Энтальпию паров определяют по формуле Воинова:

$$J^{\text{п}} = 4,187 \left((50,2 + 0,109 \cdot t + 0,00014 \cdot t^2) (4 - \rho_{15}^{15}) - 73,8 \right) \quad (66)$$

$$J^{\text{п}} = 4,187 \left((50,2 + 0,109 \cdot 380 + 0,00014 \cdot 380^2) (4 - 0,9206) - 73,8 \right)$$

$$J^{\text{п}} = 1133 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} = 422761 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$c_{\text{п}} = \frac{1133}{380} = 2,98 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Поправку на давление находят по значениям приведенных температур и давления. Абсолютная критическая температура сырья определяется с использованием графика (приложение В)

Характеризующий фактор определяем по формуле:

$$K = \frac{1,216 \cdot \sqrt[3]{T_{\text{ср}}}}{\rho_{15}^{15}} \quad (67)$$

где $T_{\text{ср}}$ – средняя температура кипения сырья.

$$K = \frac{1,216 \cdot \sqrt[3]{400}}{0,9206} = 9,73$$

Приведенная температура:

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}} \quad (68)$$

где T – температура входа сырья в реактор.

$$T_{\text{пр}} = \frac{380}{697} = 0,55$$

Критическое давление сырья определяют графически (приложение В)

Приведенное давление:

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} \quad (69)$$

$$P_{\text{пр}} = \frac{10}{15} = 0,67$$

Для найденных значений $T_{\text{пр}}$ и $P_{\text{пр}}$ графически находим $\frac{\Delta J \cdot M}{T} = 41$

Энтальпия сырья с поправкой на давления равна:

$$J_{\text{п}}^t = J^{\text{п}} - \Delta J \quad (70)$$

$$\Delta J = \frac{41 \cdot T_{\text{кр}}}{M} \quad (71)$$

$$\Delta J = \frac{41 \cdot 900}{373} = 98,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} = 0,27 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$J_{\text{п}}^t = 422761 - 98,9 = 422662 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$J_{\text{п}}^t = 1133 - 0,27 = 1132,73 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Таблица 3.3.14 - Расчёт теплоёмкости углеводородов при 380°C

Компоненты	M_i , г/моль	ρ_4^{20}	ρ_{15}^{15}	$J^{\text{п}}$	K	$T_{\text{кр}}$	$T_{\text{пр}}$	$P_{\text{кр}}$	$P_{\text{пр}}$
Фракция 350-450°C	373	0,9168	0,9206	1133	9,73	697	0,55	15	0,67
Компоненты	$\frac{\Delta J \cdot M}{T}$		ΔJ		$J^{\text{п}} - \Delta J$		$c_{\text{п}}$		
Фракция 350-450°C	41		0,27		1132,73		2,98		

Таблица 3.3.15 - Расчёт теплоёмкости потока при 380°C

Компоненты	$c_{\text{п}}$	Y_i	$c_{\text{п}} \cdot Y_i$	$c_{\text{ж}}$	X_i	$c_{\text{ж}} \cdot X_i$
H ₂	14,57	0,221	3,22	15,64	0,002	0,031
CH ₄	3,35	0,4	1,34	3,61	0,008	0,029
C ₂ H ₆	3,29	0,181	0,60	2,57	0,008	0,021
C ₃ H ₈	3,23	0,085	0,27	2,16	0,006	0,013
ΣC ₄ H ₁₀	3,18	0,05	0,16	1,89	0,006	0,011
фракция 350-450°C	2,98	0,063	0,19	3,10	0,97	3,007
Итого:		1,00	5,78		1,00	3,112

Средняя теплоемкость потока:

$$c = \frac{(c_{\text{п}} \cdot y_i) \cdot G_{\text{п}} + (c_{\text{ж}} \cdot x_i) \cdot G_{\text{ж}}}{G_{\text{п}} + G_{\text{ж}}} \quad (72)$$

$$c = \frac{5,78 \cdot 47809,92 + 3,112 \cdot 255425,08}{47809,92 + 255425,08} = 3,53 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Средняя теплоемкость реакционной смеси при гидроочистке незначительно изменяется в ходе процесса.

$$Q_{\text{pc}} = G_{\text{с}} \cdot c \cdot T_{\text{кпп}} - (G_{\text{с}} \cdot c \cdot T_{\text{вх}} + Q_{\text{S}} + Q_{\text{ар}} + Q_{\text{деал}}) \quad (73)$$

$$Q_{\text{pc}} = 303235 \cdot 3,53 \cdot 400 - (303235 \cdot 3,53 \cdot 380 + 31929 + 2868,6 + 536)$$

$$Q_{\text{pc}} = 21,37 \cdot 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$$

Количество ВСГ, поступающего на охлаждение, составит:

$$Q_{\text{всг}} = \frac{Q_{\text{pc}}}{c_{\text{всг}} \cdot (t - t_1)} \quad (74)$$

где $c_{\text{всг}}$ - теплоемкость циркулирующего водородсодержащего газа, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$;

t - температура ЦВСГ на выходе из реактора, $^\circ\text{C}$;

t_1 - температура ЦВСГ на входе в реактор, $^\circ\text{C}$.

Принимают температуру ЦВСГ на входе в реактор равной $t_1 = 40^\circ\text{C}$.

Таблица 3.3.16 – Расчёт теплоёмкости ЦВСГ

	$c_i, \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}}$	X_i	$c_i \cdot X_i$
H_2	14,57	0,192	2,80
CH_4	3,35	0,427	1,43
C_2H_6	3,29	0,201	0,66
C_3H_8	3,23	0,103	0,33
$\Sigma\text{C}_4\text{H}_{10}$	3,18	0,077	0,24
Итого			5,47

$$Q_{\text{всг}} = \frac{21,37 \cdot 10^6}{5,47 \cdot (400 - 40)} = 10852 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$$

Расчет объема катализатора

Для расчета объема слоя катализатора используем формулу:

$$V_k = \frac{G_c}{\rho_4^{20} \cdot v} \quad (75)$$

где $v = 1,0$ – объемная скорость подачи сырья, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}$.

$$V_k = \frac{250000}{916,8 \cdot 1,0} = 272,7 \text{ м}^3$$

Расчет размера реактора

Принимаем цилиндрическую форму реактора и соотношение высоты слоя катализатора к диаметру равным 4:1.

$$V_k = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 4 \cdot D}{4} = \pi \cdot D^3 \quad (76)$$

Диаметр реактора равен:

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_k}{\pi}} \quad (77)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{272,7}{3,14}} = 4,43 \text{ м}$$

Диаметр реактора принимают согласно данным завода-изготовителя равным $D = 4,5$ м.

Высота слоя катализатора:

$$H_{\text{кат}} = \frac{4 \cdot V_k}{\pi \cdot D^2} \quad (78)$$

$$H_{\text{кат}} = \frac{4 \cdot 272,7}{3,14 \cdot 4,5^2} = 17,2 \text{ м}$$

Общая высота реактора:

$$H = H_{\text{цил}} + H_{\text{дн}} \quad (79)$$

где $H_{\text{цил}}$ – высота цилиндрической части, м;

$H_{\text{дн}}$ – высота двух полусферических днищ, м.

$$H_{\text{дн}} = D = 4,5 \text{ м} \quad (80)$$

$$H_{\text{цил}} = H_{\text{кат}} + H_{\text{фш}} + H_{\text{всг}} \quad (81)$$

где $H_{\text{кат}}$ – высота слоя катализатора, м;

$H_{\text{фш}} = 1,0 \text{ м}$ – высота слоя фарфоровых шариков;

$H_{\text{всг}} = 0,7 \text{ м}$ – высота для распределителя холодного водорода.

$$H_{\text{цил}} = 17,2 + 1,0 + 0,7 = 18,9 \text{ м}$$

$$H = 18,9 + 4,5 = 23,4 \text{ м}$$

Определение диаметра штуцеров ввода и вывода сырья:

Рассчитывают объемный расход сырья на входе и выходе из реактора при соответствующих температурах и давлениях.

$$V = V_{\text{с}} + V_{\text{г}} \quad (82)$$

где $V_{\text{с}}$ – объем сырья, $\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$;

где $V_{\text{г}}$ – объем циркулирующего газа, $\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$;

$$V_{\text{с}} = \frac{G_{\text{с}} \cdot 22,4 \cdot z_{\text{с}} \cdot (t_{\text{ср}} + 273)}{M_{\text{с}} \cdot P \cdot 273} \quad (83)$$

где $G_{\text{с}}$ – расход сырья в реакторе, кг/ч;

$z_{\text{с}}$ – коэффициент сжимаемости (определяется графически (приложение Г));

$t_{\text{ср}}$ – средняя температура в реакторе, °C;

P – давление в реакторе, Па.

$$V_{\text{с}} = \frac{250000 \cdot 22,4 \cdot 0,7 \cdot (400 + 273)}{373 \cdot 10^7 \cdot 273} = 0,0026 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Объем циркулирующего газа:

$$V_{\text{г}} = \frac{G_{\text{г}} \cdot 22,4 \cdot z_{\text{г}} \cdot (t_{\text{ср}} + 273)}{M_{\text{г}} \cdot P} \quad (84)$$

$$V_{\text{г}} = \frac{46260 \cdot 22,4 \cdot 0,7 \cdot (400 + 273)}{373 \cdot 10^7} = 0,1309 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

$$V = 0,0026 + 0,1309 = 0,1335 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Допустимая скорость движения потока при подаче сырья в реактор равна $w = 0,6 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot w \cdot 3600}} \quad (85)$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1335}{3,14 \cdot 0,6 \cdot 3600}} = 0,0089 \text{ м} = 89 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера ввода принимаем $d = 100 \text{ мм}$.

Допустимая скорость движения потока на выходе из реактора равна $w = 1,2 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Минимальный диаметр штуцера равен

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1335}{3,14 \cdot 1,2 \cdot 3600}} = 0,0063 \text{ м} = 63 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера вывода принимаем $d = 65 \text{ мм}$.

Расчет потери напора в слое катализатора:

Гидродинамический расчет проводится с целью определения полной потери давления на выходе из аппарата. Суммарная потеря давления в реакторе включает перепады давления: в слое катализатора, в слое фарфоровых шариков, на местных сопротивлениях.

Потерю напора в слое катализатора вычисляем по формуле:

$$\frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot 0,1 \cdot \mu \cdot u}{\varepsilon^3 \cdot d^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon) \rho \cdot u^2}{\varepsilon^3 \cdot d \cdot g} \quad (86)$$

где ε – порозность слоя;

u – линейная скорость движения потока, фильтрующегося через слой катализатора, $\frac{\text{м}}{\text{с}}$;

μ – динамическая вязкость, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

d – средний диаметр частиц, м;

ρ – плотность газа, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

Порозность слоя катализатора определяется по графику приведенном в

приложении D в зависимости от соотношения среднего диаметра гранулы катализатора и диаметра аппарата.

Линейная скорость потока:

$$u = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} \quad (87)$$

$$u = \frac{4 \cdot 0,1335}{3,14 \cdot 4,5^2} = 0,084 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Динамическую вязкость смеси определяют по средней молекулярной массе:

$$M_{\text{ср}} = \frac{\frac{G_{\text{с}} + G_{\text{г}}}{\frac{G_{\text{с}}}{M_{\text{с}}} + \frac{G_{\text{г}}}{M_{\text{г}}}}} \quad (88)$$

где $G_{\text{с}}$, $G_{\text{г}}$ – расход сырья и ВСГ, $\frac{\text{кг}}{\text{ч}}$;

$M_{\text{с}}$, $M_{\text{г}}$ – молекулярные массы сырья и ВСГ, $\frac{\text{г}}{\text{моль}}$.

$$M_{\text{ср}} = \frac{\frac{250000 + 53235}{\frac{250000}{373} + \frac{53235}{7,6}}} = 39,5 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

По уравнению Фроста находим динамическую вязкость смеси:

$$\mu = T \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg M) \cdot 10^{-8} \quad (89)$$

$$\mu = 400 \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg 39,5) \cdot 10^{-8} = 1,2 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} &= \frac{150 \cdot (1 - 0,42)^2 \cdot 0,1 \cdot 1,2 \cdot 10^{-5} \cdot 0,084}{0,42^3 \cdot 0,01^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - 0,42) \cdot 0,09 \cdot 0,084^2}{0,42^3 \cdot 0,01 \cdot 10} \\ &= 0,687 + (-0,087) = 0,6 \frac{\text{МПа}}{\text{м}^3} \end{aligned}$$

Потерю напора в слое фарфоровых шаров вычисляем по той же формуле, что и для слоя катализатора.

Фарфоровые шары располагаются над и под слоем катализатора. Средний диаметр шариков $d_{\text{ш}} = 15$ мм, насыпная плотность $\gamma_{\text{н}} = 1800 \text{ кг/м}^3$, кажущаяся плотность $\gamma_{\text{к}} = 2700 \text{ кг/м}^3$.

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} &= \frac{150 \cdot (1 - 0,66)^2 \cdot 0,1 \cdot 1,2 \cdot 10^{-5} \cdot 0,084}{0,66^3 \cdot 0,015^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - 0,66) \cdot 0,09 \cdot 0,084^2}{0,66^3 \cdot 0,015 \cdot 10} \\ &= 0,027 + 0,0088 = 0,036 \frac{\text{МПа}}{\text{м}^3} \end{aligned}$$

Расчет потери напора на местных сопротивлениях:

В расчете учитываются местные сопротивления при расширении потока на входе в реактор и сужении потока на выходе. Коэффициенты местного сопротивления определяются по приложению

Перепад давления рассчитывается по формуле:

$$\Delta P_{\text{м.с.}} = \xi_{\text{вх}} \cdot \frac{\rho_{\text{п.вх}} \cdot W_{\text{п.вх}}^2}{2} + \xi_{\text{вых}} \cdot \frac{\rho_{\text{п.вых}} \cdot W_{\text{п.вых}}^2}{2} \quad (90)$$

где $\xi_{\text{вх}}$, $\xi_{\text{вых}}$ – коэффициенты местного сопротивления,

$\rho_{\text{п.вх}}$, $\rho_{\text{п.вых}}$ – плотности паров на входе и выходе из реактора, кг/м³;

$W_{\text{п.вх}}$, $W_{\text{п.вых}}$ – скорости паров на входе и выходе из реактора, м/с.

$$\rho_{\text{п.вх}} = \frac{G_{\text{всг+цвсг}}}{3600 \cdot V} \quad (91)$$

$$\rho_{\text{п.вх}} = \frac{53235}{3600 \cdot 0,1335} = 110,77 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho_{\text{п.вых}} = \frac{G}{3600 \cdot V} \quad (92)$$

$$\rho_{\text{п.вых}} = \frac{47809,92}{3600 \cdot 0,1335} = 99,48 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$W_{\text{п.вх}} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_{\text{вх}}^2} \quad (93)$$

$$W_{\text{п.вх}} = \frac{4 \cdot 0,1335}{3,14 \cdot 0,1^2} = 17 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$W_{\text{п.вых}} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_{\text{вых}}^2} \quad (94)$$

$$W_{\text{п.вых}} = \frac{4 \cdot 0,1335}{3,14 \cdot 0,065^2} = 40,25 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$\Delta P_{\text{м.с.}} = 0,6 \cdot \frac{110,77 \cdot 17^2}{2} + 0,8 \cdot \frac{99,48 \cdot 40,25^2}{2} = 0,074 \text{ МПа}$$

3.3.5 Расчет реактора Р – 2

В реактор поступает продукт реактора Р-1, свежий водородсодержащий газ и циркулирующий водородсодержащий газ (ЦВСГ). Состав ЦВСГ

приведен в таблице 3.3.9.

Материальный баланс реактора Р-2 приведен в таблице 3.3.17.

Таблица 3.3.17 - Материальный баланс реактора Р – 2

Компоненты	Расход			
	% масс	кг/час	т/сутки	т/год
Взято				
Гидроочищенная фракция	76,62	191550	4597,2	1532400
Сероводород	3,82	9550	229,2	76400
Сухой газ	3,95	9875	237	79000
Дизельная фракция	14,68	36700	880,8	293600
Бензиновая фракция	3,67	9175	220,2	73400
ВСГ	3,98	9950	238,8	79600
Циркулирующий ВСГ	18,504	46260	1110,24	370080
Итого	125,224	313060	7513,44	2504480
Получено				
Сухой газ	9,47	23675	568,2	189400
Сероводород	3,82	9550	229,2	76400
Пропан-бутановая фракция	4,52	11300	271,2	90400
Бензиновая фракция н.к. - 85°C	7,13	17825	427,8	142600
Бензиновая фракция 85 - 180°C	17,53	43825	1051,8	350600
Получено				
Дизельная фракция 180 - 360°C	63,48	158700	3808,8	1269600
Циркулирующий ВСГ	18,504	46260	1110,24	370080
Потери	0,77	1925	46,2	15400
Итого	125,224	313060	7513,24	2504480

Так как сырье имеет высокую температуру кипения, то в реактор поступает парожидкостная смесь. Состав газосырьевой смеси приведен в таблице 3.3.18.

Определение мольного состава паровой и жидкой фаз:

1) Для расчета сначала необходимо найти общее число молей реакционной смеси, поступающей в реактор:

$$v_i = \frac{m_i}{M_i}$$

где v_i – количество молей данного компонента смеси;

m_i – масса данного компонента смеси, г;

M_i – молярная масса данного компонента смеси, $\frac{\text{г}}{\text{моль}}$.

Таблица 3.3.18 - Состав сырья реактора

Компоненты	Продукт Р-1		Компоненты	Свежий ВСГ		Циркулирующий ВСГ	
	% мас. на поток	Расход, кг/ч		% мас. на поток	Расход, кг/ч	% мас. на поток	Расход, кг/ч
Гидроочищенная фракция	76,62	191550	H ₂	29,4	2925,3	19,2	8881,92
Сероводород	3,82	9550	CH ₄	19,4	1930,3	42,7	19753,02
Сухой газ, в т.ч.	3,95	9875	C ₂ H ₆	26	2587	20,1	9298,26
CH ₄	0,29	731,5	C ₃ H ₈	15,2	1512,4	10,3	4764,78
C ₂ H ₆	0,79	1967	ΣC ₄ H ₁₀	10	995	7,7	3562,02
C ₃ H ₈	1,53	3830,2					
ΣC ₄ H ₁₀	1,34	3346,3					
Дизельная фракция	14,68	36700					
Бензиновая фракция	3,67	9175					
Итого:	102,74	256850		100,0	9950	100,0	46260

Таблица 3.3.19. - Общий состав сырья реактора

Компоненты	Расход	
	кг/ч	% мас.
H ₂	11807,22	3,77
Сероводород	9550	3,05
CH ₄	22414,82	7,16
C ₂ H ₆	13852,26	4,43
C ₃ H ₈	10107,38	3,23
ΣC ₄ H ₁₀	7903,32	2,52
Гидроочищенная фракция	191550	61,19
Бензиновая фракция	9175	2,93
Дизельная фракция	36700	11,72
Итого:	313060	100,00

$$v_{H_2} = \frac{11807,22 \cdot 10^3}{2} = 5903610 \text{ моль}$$

$$v_{H_2S} = \frac{9550 \cdot 10^3}{34} = 280882 \text{ моль}$$

$$v_{CH_4} = \frac{22414,82 \cdot 10^3}{16} = 1400926 \text{ моль}$$

$$v_{C_2H_6} = \frac{13852,26 \cdot 10^3}{30} = 461742 \text{ моль}$$

$$v_{C_3H_8} = \frac{10107,38 \cdot 10^3}{44} = 229713 \text{ моль}$$

$$v_{C_4H_{10}} = \frac{7903,32 \cdot 10^3}{58} = 136264 \text{ моль}$$

$$v_{\text{бенз.фр.}} = \frac{9175 \cdot 10^3}{116} = 79095 \text{ моль}$$

$$v_{\text{диз.фр.}} = \frac{36700 \cdot 10^3}{177} = 207345 \text{ моль}$$

Так как в процессе гидроочистки смолы и асфальтены превращаются в более низкомолекулярные соединения, принимают молекулярную массу гидроочищенного вакуумного газойля меньше на 10%.

$$v_{\text{ВГГО}} = \frac{191550 \cdot 10^3}{336} = 570089 \text{ моль}$$

$$\sum v = 9269666 \text{ моль}$$

2) Определяют среднюю молекулярную массу реакционной смеси:

$$M_{\text{см}} = \frac{\sum m_i}{\sum v_i}$$

где $M_{\text{см}}$ – средняя молекулярная масса смеси, моль;

$\sum m_i$ – сумма масс компонентов смеси, г;

$\sum v_i$ – сумма количества молей компонентов исходной смеси, моль.

$$M_{\text{см}} = \frac{313060 \cdot 10^3}{9269666} = 34 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

3) Находят мольную концентрацию каждого компонента исходной

смеси:

$$x_{Fi} = \frac{v_i}{\sum v_i}$$

$$x_{F\text{H}_2} = \frac{5903610}{9269666} = 0,637$$

$$x_{F\text{H}_2\text{S}} = \frac{280882}{9269666} = 0,030$$

$$x_{F\text{CH}_4} = \frac{1400926}{9269666} = 0,151$$

$$x_{F\text{C}_2\text{H}_6} = \frac{461742}{9269666} = 0,050$$

$$x_{F\text{C}_3\text{H}_8} = \frac{229713}{9269666} = 0,023$$

$$x_{F\text{C}_4\text{H}_{10}} = \frac{136264}{9269666} = 0,015$$

$$x_{F \text{ бенз. фр. }} = \frac{79095}{9269666} = 0,009$$

$$x_{F \text{ диз. фр. }} = \frac{207345}{9269666} = 0,022$$

$$x_{F \text{ ВГГО }} = \frac{570089}{9269666} = 0,063$$

4) Опираясь на графическую зависимость константы равновесия углеводородов, входящих в состав нефтей, от давления в системе (приложение Б) и уравнение 38, определяют константы равновесия для водорода, метана, этана, пропана, бутанов, фракции 350 – 450°С. Полученные данные приведены в таблице 23.

5) Рассчитывают мольную долю компонента в паре y_i' и мольную долю компонента в жидкости x_i' . Константа равновесия K – отношение мольной доли компонента в газовой фазе к мольной доле этого же компонента в жидкой фазе, находящейся в равновесном состоянии с газовой фазой. Таким образом:

$$K = \frac{y'_i}{x'_i}$$

$$y'_i = K \cdot x'_i$$

Так как x_{Fi} – мольная концентрация компонента исходной смеси, делаем вывод, что она остается неизменной и распределяется между двумя фазами соответственно. Тогда:

$$x_{Fi} = x'_i + y'_i$$

$$x_{Fi} = x'_i + K \cdot x'_i$$

$$x_{Fi} = x'_i \cdot (K + 1)$$

$$x'_i = \frac{x_{Fi}}{(K + 1)}$$

$$y'_i = x_{Fi} - x'_i$$

$$x'_{H_2} = \frac{0,637}{(20,4 + 1)} = 0,030$$

$$y'_{H_2} = 0,637 - 0,030 = 0,607$$

$$x'_{H_2S} = \frac{0,030}{(1,9 + 1)} = 0,01$$

$$y'_{H_2S} = 0,03 - 0,01 = 0,02$$

$$x'_{CH_4} = \frac{0,151}{(10,2 + 1)} = 0,013$$

$$y'_{CH_4} = 0,151 - 0,013 = 0,138$$

$$x'_{C_2H_6} = \frac{0,050}{(3,88 + 1)} = 0,010$$

$$y'_{C_2H_6} = 0,050 - 0,010 = 0,040$$

$$x'_{C_3H_8} = \frac{0,023}{(2,45 + 1)} = 0,007$$

$$y'_{C_3H_8} = 0,023 - 0,007 = 0,016$$

$$x'_{C_4H_{10}} = \frac{0,015}{(1,02 + 1)} = 0,007$$

$$y'_{C_4H_{10}} = 0,015 - 0,007 = 0,008$$

$$x'_{\text{бенз.фр.}} = \frac{0,009}{(0,842 + 1)} = 0,005$$

$$y'_{\text{бенз.фр.}} = 0,009 - 0,005 = 0,004$$

$$x'_{\text{диз.фр.}} = \frac{0,022}{(0,088 + 1)} = 0,02$$

$$y'_{\text{диз.фр.}} = 0,022 - 0,02 = 0,002$$

$$x'_{\text{ВГГО}} = \frac{0,063}{(0,007 + 1)} = 0,062$$

$$y'_{\text{ВГГО}} = 0,063 - 0,062 = 0,001$$

6) Рассчитаем молекулярную массу жидкой фазы

$$M_x = \frac{\sum x'_i \cdot M_i}{\sum x'_i}$$

$$M_x = \frac{0,06 + 0,34 + 0,208 + 0,3 + 0,308 + 0,406 + 0,58 + 3,54 + 20,832}{0,164}$$

$$M_x = 162 \frac{\text{Г}}{\text{МОЛЬ}}$$

7) Рассчитаем молекулярную массу паровой фазы

$$M_y = \frac{\sum y'_i \cdot M_i}{\sum y'_i}$$

$$M_y = \frac{1,214 + 0,68 + 2,208 + 1,2 + 0,704 + 0,464 + 0,464 + 0,354 + 0,336}{0,836}$$

$$M_y = 9,2 \frac{\text{Г}}{\text{МОЛЬ}}$$

8) Рассчитаем расход жидкой фазы G_i^x

$$x'_i = \frac{v'_{xi}}{N_{\text{общ}}}$$

где v'_{xi} - количество моль вещества в жидкой фазе;

$N_{\text{общ}}$ – общее число моль.

$$v'_{xi} = x'_i \cdot N_{\text{общ}}$$

$$\frac{G_i^x}{M_i} = x_i' \cdot N_{\text{общ}}$$

$$G_i^x = x_i' \cdot N_{\text{общ}} \cdot M_i$$

$$G_{\text{H}_2}^x = \frac{0,030 \cdot 9269666 \cdot 2}{1000} = 555,85 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^x = \frac{0,01 \cdot 9269666 \cdot 34}{1000} = 3184,67 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{CH}_4}^x = \frac{0,013 \cdot 9269666 \cdot 16}{1000} = 1929,12 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{C}_2\text{H}_6}^x = \frac{0,01 \cdot 9269666 \cdot 30}{1000} = 2770,66 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{C}_3\text{H}_8}^x = \frac{0,007 \cdot 9269666 \cdot 44}{1000} = 3081,55 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{C}_4\text{H}_{10}}^x = \frac{0,007 \cdot 9269666 \cdot 58}{1000} = 3702,19 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{бенз. фр.}}^x = \frac{0,005 \cdot 9269666 \cdot 116}{1000} = 5129,41 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{диз. фр.}}^x = \frac{0,02 \cdot 9269666 \cdot 177}{1000} = 33320,43 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{ВГГО}}^x = \frac{0,062 \cdot 9269666 \cdot 336}{1000} = 188588,59 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

9) Аналогично рассчитаем расход паровой фазы G_i^y

$$G_i^y = y_i' \cdot N_{\text{общ}} \cdot M_i$$

$$G_{\text{H}_2}^y = \frac{0,607 \cdot 9269666 \cdot 2}{1000} = 11251,37 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^y = \frac{0,02 \cdot 9269666 \cdot 34}{1000} = 6365,33 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{CH}_4}^y = \frac{0,138 \cdot 9269666 \cdot 16}{1000} = 20485,7 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{C}_2\text{H}_6}^y = \frac{0,04 \cdot 9269666 \cdot 30}{1000} = 11081,6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{C}_3\text{H}_8}^y = \frac{0,016 \cdot 9269666 \cdot 44}{1000} = 7025,83 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{C}_4\text{H}_{10}}^y = \frac{0,008 \cdot 9269666 \cdot 58}{1000} = 4201,13 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{бенз.фр.}}^y = \frac{0,004 \cdot 9269666 \cdot 116}{1000} = 4045,59 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{диз.фр.}}^y = \frac{0,002 \cdot 9269666 \cdot 177}{1000} = 3379,57 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G_{\text{вгго}}^y = \frac{0,001 \cdot 9269666 \cdot 336}{1000} = 2961,41 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Таблица 3.3.20 - Расчёт паровой и жидкой фаз

Компоненты	t _{кип} , °C	ρ_4^{20}	M _i , г/моль	X _i , % мас.	X _i / M _i	X _{Fi} , % мол.	X _{Fi} · M _i	P _i
H ₂			2	3,77	1,885	0,637	1,274	
H ₂ S			34	3,05	0,089	0,030	1,02	
CH ₄			16	7,16	0,448	0,151	2,416	
C ₂ H ₆			30	4,43	0,148	0,050	1,5	
C ₃ H ₈			44	3,23	0,073	0,023	1,012	
ΣC ₄ H ₁₀			58	2,52	0,043	0,015	0,87	
Гидроочищенная фракция	400	0,9168	336	61,19	0,182	0,063	21,168	0,062
Бензиновая фракция			116	2,93	0,025	0,009	1,044	
Дизельная фракция			177	11,72	0,066	0,022	3,894	
Итого				100,00	2,959	1	34,198	

Продолжение таблицы 3.3.20

	K _i	x _i ^f	y _i ^f	M _x	M _y	Состав жидкой фазы		Состав паровой фазы	
						X _i	G _i ^x	Y _i	G _i ^y
H ₂	20,4	0,030	0,607			0,002	555,85	0,159	11251,37
H ₂ S	1,9	0,01	0,02			0,013	3184,67	0,090	6365,33
CH ₄	10,20	0,013	0,138			0,008	1929,12	0,289	20485,7
C ₂ H ₆	3,88	0,01	0,04			0,011	2770,66	0,157	11081,6
C ₃ H ₈	2,45	0,007	0,016			0,013	3081,55	0,099	7025,83
ΣC ₄ H ₁₀	1,02	0,007	0,008			0,015	3702,19	0,059	4201,13
Гидроочищенная фракция	0,007	0,062	0,001			0,779	188588,59	0,042	2961,41
Бензиновая фракция	0,842	0,005	0,004			0,021	5129,41	0,057	4045,59
Дизельная фракция	0,088	0,02	0,002			0,138	33320,43	0,048	3379,57
Итого		0,164	0,836	162	9,2	1,0	242262,47	1,0	70797,53

Согласно расчету, мольная доля отгона $e' = 0,922$

$$e = 0,922 \cdot \frac{9,2}{34} = 0,25$$

Среднюю теплоемкость паровой фазы находят на основании данных по теплоемкости отдельных компонентов:

$$c = \sum c_{pi} \cdot y_i$$

где c_{pi} – теплоемкость отдельных компонентов с учетом поправок на температуру и давление, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

y_i – массовая доля каждого компонента.

Теплоемкость индивидуальных углеводородов находят по справочным данным. Теплоемкость жидких углеводородов определяют по формуле Крега:

$$c_{ж} = \frac{4,187}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \cdot (0,403 + 0,00081 \cdot t)$$

На основании литературных данных плотность вакуумного газойля после гидроочистки снижается примерно на 2%.

$$\rho_{4 \text{ ВГГО}}^{20} = \rho_{4 \text{ сырья}}^{20} \cdot 0,98$$

$$\rho_{4 \text{ ВГГО}}^{20} = 0,9168 \cdot 0,98 = 0,8985$$

$$\rho_{15}^{15} = 0,8985 + \frac{0,0035}{0,8985} = 0,9024$$

$$c_{ж \text{ ГО ВГ}} = \frac{4,187}{\sqrt{0,9024}} \cdot (0,403 + 0,00081 \cdot 380) = 3,13 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$c_{ж \text{ бенз.фр.}} = \frac{4,187}{\sqrt{0,745}} \cdot (0,403 + 0,00081 \cdot 380) = 3,45 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$c_{ж \text{ диз.фр.}} = \frac{4,187}{\sqrt{0,842}} \cdot (0,403 + 0,00081 \cdot 380) = 3,24 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Теплоемкость углеводородов паровой фазе определяем по формуле:

$$c_{п} = \frac{J}{t}$$

Энтальпия нефтяных паров при повышенных давлениях уменьшается, так как уменьшается теплота испарения, поэтому вводится поправка на

давление.

Энтальпию паров определяем по формуле Воинова:

$$J^{\text{п}} = 4,187 \cdot ((50,2 + 0,109 \cdot t + 0,00014 \cdot t^2) \cdot (4 - \rho_{15}^{15}) - 73,8)$$

$$J_{\text{ГО ВГ}}^{\text{п}} = 4,187 \cdot ((50,2 + 0,109 \cdot 380 + 0,00014 \cdot 380^2) \cdot (4 - 0,9024) - 73,8)$$

$$J_{\text{ГО ВГ}}^{\text{п}} = 1141,5 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$J_{\text{бенз.фр.}}^{\text{п}} = 4,187 \cdot ((50,2 + 0,109 \cdot 380 + 0,00014 \cdot 380^2) \cdot (4 - 0,745) - 73,8)$$

$$J_{\text{бенз.фр.}}^{\text{п}} = 1215,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$J_{\text{диз.фр.}}^{\text{п}} = 4,187 \cdot ((50,2 + 0,109 \cdot 380 + 0,00014 \cdot 380^2) \cdot (4 - 0,842) - 73,8)$$

$$J_{\text{диз.фр.}}^{\text{п}} = 1169,8 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$c_{\text{п}}^{\text{ГО ВГ}} = \frac{1141,5}{380} = 3,00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$c_{\text{п}}^{\text{бенз.фр.}} = \frac{1215,2}{380} = 3,20 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$c_{\text{п}}^{\text{диз.фр.}} = \frac{1169,8}{380} = 3,08 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Поправку на давление находим по значениям приведенных температур и давления. Абсолютная критическая температура сырья определяется с использованием графика (приложение В)

Характеризующий фактор определяем по формуле:

$$K = \frac{1,216 \cdot \sqrt[3]{T_{\text{ср}}}}{\rho_{15}^{15}}$$

$$K_{\text{ГО ВГ}} = \frac{1,216 \cdot \sqrt[3]{400}}{0,9024} = 9,93$$

$$K_{\text{бенз.фр.}} = \frac{1,216 \cdot \sqrt[3]{400}}{0,745} = 12$$

$$K_{\text{диз.фр.}} = \frac{1,216 \cdot \sqrt[3]{400}}{0,842} = 10,6$$

Приведенная температура:

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}}$$

$$T_{\text{пр}}^{\text{ГО ВГ}} = \frac{380}{670} = 0,57$$

$$T_{\text{пр}}^{\text{бенз. фр.}} = \frac{380}{300} = 1,27$$

$$T_{\text{пр}}^{\text{диз. фр.}} = \frac{380}{450} = 0,84$$

Критическое давление сырья определяют графически (приложение В)

Приведенное давление:

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}}$$

$$P_{\text{пр}}^{\text{ГО ВГ}} = \frac{10}{17} = 0,59$$

$$P_{\text{пр}}^{\text{бенз. фр.}} = \frac{10}{28} = 0,36$$

$$P_{\text{пр}}^{\text{диз. фр.}} = \frac{10}{22} = 0,45$$

Для найденных значений $T_{\text{пр}}$ и $P_{\text{пр}}$ графически находят $\frac{\Delta J \cdot M}{T}$

$$\frac{\Delta J \cdot M}{T} = 41 - \text{для вакуумного газойля}$$

$$\frac{\Delta J \cdot M}{T} = 3 - \text{для бензиновой фракции}$$

$$\frac{\Delta J \cdot M}{T} = 11 - \text{для дизельной фракции}$$

Энтальпия сырья с поправкой на давления равна:

$$J_{\text{п}}^{\text{с}} = J_{\text{п}}^{\text{н}} - \Delta J$$

$$\Delta J_{\text{ГО ВГ}} = \frac{41 \cdot 943}{336} = 115,0 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} = 0,34 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$\Delta J_{\text{бенз. фр.}} = \frac{3 \cdot 573}{116} = 14,82 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} = 0,13 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$\Delta J_{\text{диз. фр.}} = \frac{11 \cdot 723}{177} = 44,93 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} = 0,25 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$J_{\text{п}}^{\text{ГО ВГ}} = J_{\text{ГО ВГ}}^{\text{н}} - \Delta J_{\text{ГО ВГ}}$$

$$J_{\text{п}}^{\text{ГО ВГ}} = 1141,5 - 0,34 = 1141,16 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$J_{\text{п}}^{\text{бенз.фр.}} = J_{\text{бенз.фр.}}^{\text{п}} - \Delta J_{\text{бенз.фр.}}$$

$$J_{\text{п}}^{\text{бенз.фр.}} = 1215,2 - 0,13 = 1215,07 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$J_{\text{п}}^{\text{диз.фр.}} = J_{\text{диз.фр.}}^{\text{п}} - \Delta J_{\text{диз.фр.}}$$

$$J_{\text{п}}^{\text{диз.фр.}} = 1169,8 - 0,25 = 1169,55 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Таблица 3.3.21 - Расчёт теплоёмкости углеводородов при 380°C

Компоненты	M_i , г/моль	ρ_4^{20}	ρ_{15}^{15}	$J^{\text{п}}$	K	$T_{\text{кр}}$	$T_{\text{пр}}$	$P_{\text{кр}}$	$P_{\text{пр}}$
Гидроочищенная фракция	336	0,9168	0,9024	1141,5	9,93	670	0,57	17	0,59
Бензиновая фракция	116	0,7406	0,745	1215,2	12	300	1,27	28	0,36
Дизельная фракция	177	0,8386	0,842	1169,8	10,6	450	0,84	22	0,45

Продолжение таблицы 3.3.21

Компоненты	$\frac{\Delta J \cdot M}{T}$	ΔJ	$J^{\text{п}} - \Delta J$	$c_{\text{п}}$
Гидроочищенная фракция	41	0,34	1141,16	3,00
Бензиновая фракция	3	0,13	1215,07	3,20
Дизельная фракция	11	0,25	1169,55	3,08

Таблица 3.3.22 - Расчёт теплоёмкости потока при 380°C

Компоненты	$c_{\text{п}}$	Y_i	$c_{\text{п}} \cdot Y_i$	$c_{\text{ж}}$	X_i	$c_{\text{ж}} \cdot X_i$
H ₂	14,57	0,159	2,32	15,64	0,002	0,03
H ₂ S	1,19	0,090	0,107	1,05	0,013	0,014
CH ₄	3,35	0,289	0,968	3,61	0,008	0,029
C ₂ H ₆	3,29	0,157	0,517	2,57	0,011	0,028
C ₃ H ₈	3,23	0,099	0,3198	2,16	0,013	0,028
ΣC ₄ H ₁₀	3,18	0,059	0,188	1,89	0,015	0,028
Гидроочищенная фракция	3,00	0,042	0,126	3,13	0,779	2,438
Бензиновая фракция	3,20	0,057	0,1824	3,45	0,021	0,072
Дизельная фракция	3,08	0,048	0,148	3,24	0,138	0,447
Итого:		1,00	4,876		1,00	3,114

Средняя теплоемкость потока:

$$c = \frac{(c_{\text{п}} \cdot y_i) \cdot G_{\text{п}} + (c_{\text{ж}} \cdot x_i) \cdot G_{\text{ж}}}{G_{\text{п}} + G_{\text{ж}}}$$

$$c = \frac{4,876 \cdot 70797,53 + 3,114 \cdot 242262,47}{70797,53 + 242262,47} = 3,51 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Тепловой эффект реакций при гидрокрекинге можно определить по эмпирической формуле:

$$q_p = 163,41 \cdot \bar{x}_{H_2} + 21,076 \cdot \bar{x}_{H_2}^2 \quad (95)$$

где $\bar{x}$ - расход водорода в процессе, % мас.

Расход чистого водорода найдем по формуле:

$$\bar{x}_{H_2} = \bar{x}_{\text{ВСГ}} \cdot W_{H_2} \quad (96)$$

$$\bar{x}_{H_2} = 3,98 \cdot 0,85 = 3,383 \% \text{ мас.}$$

$$q_p = 163,41 \cdot 3,383 + 21,076 \cdot 3,383^2 = 794,02 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Температура на выходе из реактора Р-2 составляет 400°C, из теплового баланса найдем необходимое количество ВСГ, идущего на охлаждение.

$$G \cdot \bar{c} \cdot t_0 + q_p = G \cdot \bar{c} \cdot t + Q_{\text{ВСГ}}$$

$$Q_{\text{ВСГ}} = G \cdot \bar{c} \cdot t - (G \cdot \bar{c} \cdot t_0 + q_p)$$

где G – суммарное количество реакционной смеси, % мас.;

$\bar{c}$ - средняя теплоемкость реакционной смеси, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$

t , t_0 – температура на входе и выходе из реактора;

q_p – тепловой эффект реакций гидрокрекинга, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$.

$$Q_{\text{ВСГ}} = 313060 \cdot 3,51 \cdot 400 - (313060 \cdot 3,51 \cdot 380 + 794,02)$$

$$Q_{\text{ВСГ}} = 2,2 \cdot 10^7 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$Q_{\text{ВСГ}} = \frac{2,2 \cdot 10^7}{5,47 \cdot (400 - 40)} = 11172 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Расчет объема катализатора

Для расчета объема слоя катализатора используют формулу:

$$V_k = \frac{G_c}{\rho_4^{20} \cdot v}$$

где $v = 1,0$ – объемная скорость подачи сырья, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}$.

$$V_k = \frac{191550}{898,5 \cdot 1,0} = 213,2 \text{ м}^3$$

Расчет размера реактора

Принимаем цилиндрическую форму реактора и соотношение высоты слоя катализатора к диаметру равным 4:1.

$$V_k = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 4 \cdot D}{4} = \pi \cdot D^3$$

Диаметр реактора равен:

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_k}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{213,2}{3,14}} = 4,19 \text{ м}$$

Диаметр реактора принимают согласно данным завода-изготовителя равным $D = 4,2 \text{ м}$.

Высота слоя катализатора:

$$H_{\text{кат}} = \frac{4 \cdot V_k}{\pi \cdot D^2}$$

$$H_{\text{кат}} = \frac{4 \cdot 213,2}{3,14 \cdot 4,2^2} = 15,4 \text{ м}$$

Общая высота реактора:

$$H = H_{\text{цил}} + H_{\text{дн}}$$

где $H_{\text{цил}}$ – высота цилиндрической части, м;

$H_{\text{дн}}$ – высота двух полусферических днищ, м.

$$H_{\text{дн}} = D = 4,5 \text{ м}$$

$$H_{\text{цил}} = H_{\text{кат}} + H_{\text{фш}} + H_{\text{вст}}$$

где $H_{\text{кат}}$ – высота слоя катализатора, м;

$H_{\text{фш}} = 1,0$ м – высота слоя фарфоровых шариков;

$H_{\text{всг}} = 0,7$ м – высота для распределителя холодного водорода.

$$H_{\text{цил}} = 15,4 + 1,0 + 0,7 = 17,1 \text{ м}$$

$$H = 17,1 + 4,2 = 21,3 \text{ м}$$

Определение диаметра штуцеров ввода и вывода сырья:

Рассчитывается объемный расход сырья на входе и выходе из реактора при соответствующих температурах и давлениях.

$$V = V_{\text{с}} + V_{\text{ч}}$$

где $V_{\text{с}}$ – объем сырья, $\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$;

где $V_{\text{ч}}$ – объем циркулирующего газа, $\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$;

$$V_{\text{с}} = \frac{G_{\text{с}} \cdot 22,4 \cdot z_{\text{с}} \cdot (t_{\text{ср}} + 273)}{M_{\text{с}} \cdot P \cdot 273}$$

где $G_{\text{с}}$ – расход сырья в реакторе, кг/ч;

$z_{\text{с}}$ – коэффициент сжимаемости (определяется графически (приложение Г));

$t_{\text{ср}}$ – средняя температура в реакторе, °С;

P – давление в реакторе, Па.

$$V_{\text{с}} = \frac{191550 \cdot 22,4 \cdot 0,7 \cdot (400 + 273)}{336 \cdot 10^7 \cdot 273} = 0,0022 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Объем циркулирующего газа:

$$V_{\text{ч}} = \frac{G_{\text{ч}} \cdot 22,4 \cdot z_{\text{ч}} \cdot (t_{\text{ср}} + 273)}{M_{\text{с}} \cdot P}$$

$$V_{\text{ч}} = \frac{46260 \cdot 22,4 \cdot 0,7 \cdot (400 + 273)}{336 \cdot 10^7} = 0,1453 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

$$V = 0,0022 + 0,1453 = 0,1475 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Допустимая скорость движения потока при подаче сырья в реактор равна $w = 0,6 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot w \cdot 3600}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1475}{3,14 \cdot 0,6 \cdot 3600}} = 0,0093 \text{ м} = 93 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера ввода принимаем $d = 100 \text{ мм}$.

Допустимая скорость движения потока на выходе из реактора равна $w = 1,2 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Минимальный диаметр штуцера равен

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1475}{3,14 \cdot 1,2 \cdot 3600}} = 0,0066 \text{ м} = 66 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера вывода принимают $d = 80 \text{ мм}$.

Расчет потери напора в слое катализатора:

Гидродинамический расчет проводится с целью определения полной потери давления на выходе из аппарата. Суммарная потеря давления в реакторе включает перепады давления: в слое катализатора, в слое фарфоровых шариков, на местных сопротивлениях.

Потерю напора в слое катализатора вычисляем по формуле:

$$\frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot 0,1 \cdot \mu \cdot u}{\varepsilon^3 \cdot d^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon) \rho \cdot u^2}{\varepsilon^3 \cdot d \cdot g}$$

где ε – порозность слоя;

u – линейная скорость движения потока, фильтрующегося через слой катализатора, $\frac{\text{м}}{\text{с}}$;

μ – динамическая вязкость, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

d – средний диаметр частиц, м ;

ρ – плотность газа, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

Порозность слоя катализатора определяется по графику приведенном в приложении Д в зависимости от соотношения среднего диаметра гранулы катализатора и диаметра аппарата.

Линейная скорость потока:

$$u = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$$

$$u = \frac{4 \cdot 0,1475}{3,14 \cdot 4,2^2} = 0,011 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Динамическую вязкость смеси определяют по средней молекулярной массе:

$$M_{\text{ср}} = \frac{\frac{G_{\text{с}} + G_{\text{г}}}{\frac{G_{\text{с}}}{M_{\text{с}}} + \frac{G_{\text{г}}}{M_{\text{г}}}}}$$

где $G_{\text{с}}$, $G_{\text{г}}$ – расход сырья и ВСГ, $\frac{\text{кг}}{\text{ч}}$;

$M_{\text{с}}$, $M_{\text{г}}$ – молекулярные массы сырья и ВСГ, $\frac{\text{г}}{\text{моль}}$.

$$M_{\text{ср}} = \frac{\frac{191550 + 56210}{\frac{191550}{336} + \frac{56210}{7,6}}} = 31,10 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

По уравнению Фроста находим динамическую вязкость смеси:

$$\mu = T \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg M) \cdot 10^{-8}$$

$$\mu = 400 \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg 31,10) \cdot 10^{-8} = 1,3 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} = \frac{150 \cdot (1 - 0,36)^2 \cdot 0,1 \cdot 1,3 \cdot 10^{-5} \cdot 0,011}{0,36^3 \cdot 0,01^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - 0,36) \cdot 0,09 \cdot 0,011^2}{0,36^3 \cdot 0,01 \cdot 10}$$

$$= 0,188 + 0,002 = 0,19 \frac{\text{МПа}}{\text{м}^3}$$

Потерю напора в слое фарфоровых шаров вычисляют по той же формуле, что и для слоя катализатора.

Фарфоровые шары располагаются над и под слоем катализатора. Средний диаметр шариков $d_{\text{ш}} = 15 \text{ мм}$, насыпная плотность $\gamma_{\text{н}} = 1800 \text{ кг/м}^3$, кажущаяся плотность $\gamma_{\text{к}} = 2700 \text{ кг/м}^3$.

$$\frac{\Delta P}{H_{\text{кат}}} = \frac{150 \cdot (1 - 0,66)^2 \cdot 0,1 \cdot 1,3 \cdot 10^{-5} \cdot 0,011}{0,66^3 \cdot 0,015^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - 0,66) \cdot 0,09 \cdot 0,011^2}{0,66^3 \cdot 0,015 \cdot 10}$$

$$= 0,004 \frac{\text{МПа}}{\text{м}^3}$$

Расчет потери напора на местных сопротивлениях:

В расчете учитываются местные сопротивления при расширении

потока на входе в реактор и сужении потока на выходе. Коэффициенты местного сопротивления определяются по приложению

Перепад давления рассчитывается по формуле:

$$\Delta P_{\text{н.с.}} = \xi_{\text{вх}} \cdot \frac{\rho_{\text{п.вх}} \cdot w_{\text{п.вх}}^2}{2} + \xi_{\text{вых}} \cdot \frac{\rho_{\text{п.вых}} \cdot w_{\text{п.вых}}^2}{2}$$

где $\xi_{\text{вх}}$, $\xi_{\text{вых}}$ – коэффициенты местного сопротивления,

$\rho_{\text{п.вх}}$, $\rho_{\text{п.вых}}$ – плотности паров на входе и выходе из реактора, кг/м³;

$w_{\text{п.вх}}$, $w_{\text{п.вых}}$ – скорости паров на входе и выходе из реактора, м/с.

$$\rho_{\text{п.вх}} = \frac{G_{\text{всг+цвсг}}}{3600 \cdot V}$$

$$\rho_{\text{п.вх}} = \frac{56210}{3600 \cdot 0,1475} = 105,86 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho_{\text{п.вых}} = \frac{G}{3600 \cdot V}$$

$$\rho_{\text{п.вых}} = \frac{70797,53}{3600 \cdot 0,1475} = 133,33 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$w_{\text{п.вх}} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_{\text{вх}}^2}$$

$$w_{\text{п.вх}} = \frac{4 \cdot 0,1475}{3,14 \cdot 0,1^2} = 18,79 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$w_{\text{п.вых}} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_{\text{вых}}^2}$$

$$w_{\text{п.вых}} = \frac{4 \cdot 0,1475}{3,14 \cdot 0,08^2} = 29,36 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$\Delta P_{\text{н.с.}} = 0,6 \cdot \frac{105,86 \cdot 18,79^2}{2} + 0,8 \cdot \frac{133,33 \cdot 29,36^2}{2} = 0,057 \text{ МПа}$$

3.3.6 Расчет трубчатой печи П – 1

Топливо – газ состава (в мас. долях): CH₄ – 97 %, C₂H₆ – 2 %, C₃H₈ – 1 %. Массовый расход вакуумного газойля $G_{\text{вг}} = 250000$ кг/ч. Начальная и конечная температура $t_1 = 260$ °С и $t_2 = 380$ °С. Относительная плотность сырья $\rho_{15}^{15} = 0,9206$. Плотность газа $\rho = 0,739$ кг/м³.

Определяют низшую теплоту сгорания топлива (в кДж/м³) по формуле:

$$Q_p^{н'} = 360,33 \cdot \text{CH}_4 + 631,8 \cdot \text{C}_2\text{H}_6 + 913,8 \cdot \text{C}_3\text{H}_8 \quad (97)$$

$$Q_p^{н'} = 360,33 \cdot 97 + 631,8 \cdot 2 + 913,8 \cdot 1 = 37129 \frac{\text{кДж}}{\text{м}^3}$$

или массовую:

$$Q_p^н = \frac{Q_p^{н'}}{\rho} = \frac{37129}{0,739} = 50242 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad (98)$$

Состав топлива в массовых процентах приведен в таблице 3.3.24

Таблица 3.3.24 - Состав топлива в массовых процентах

Компоненты	M _i	Объемная доля, r _i	M _i · r _i	Массовый %, g _i
CH ₄	16	0,97	15,52	93,72
C ₂ H ₆	30	0,02	0,60	3,62
C ₃ H ₈	44	0,01	0,44	2,66
Итого	-	1,00	16,56	100,00

Определим элементарный состав топлива в массовых процентах.

Содержание углерода в любом i-том компоненте находим по соотношению:

$$C_i = \sum \frac{g_i \cdot 12n_i}{M_i} \quad (99)$$

где n_i – число атомов углерода в данном компоненте топлива.

Содержание углерода:

$$C = \frac{93,72 \cdot 12 \cdot 1}{16} + \frac{3,62 \cdot 12 \cdot 2}{30} + \frac{2,66 \cdot 12 \cdot 3}{44} = 75,36 \% \text{ мас.}$$

Содержание водорода:

$$H_i = \sum \frac{g_i \cdot m_i}{M_i} \quad (100)$$

где m_i – число атомов водорода в данном компоненте топлива.

$$H = \frac{93,72 \cdot 4}{16} + \frac{3,62 \cdot 6}{30} + \frac{2,66 \cdot 8}{44} = 24,64 \% \text{ мас.}$$

$$\text{Проверка: } C + H = 75,36 + 24,64 = 100,00\%$$

Определяют теоретическое количество воздуха, необходимое для сжигания 1 кг газа, по формуле:

$$L_0 = \frac{0,0267 \cdot C + 0,08 \cdot H + 0,01 \cdot (S - O)}{0,23} \quad (101)$$

$$L_0 = \frac{0,0267 \cdot 75,36 + 0,08 \cdot 24,64 + 0,01 \cdot (0 - 0)}{0,23} = 17,32 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

Для печей с газообразным топливом и при объемном горении топлива коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,05 - 1,2$. Принимают коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,05$ [9]. Тогда:

$$L_d = \alpha \cdot L_0 = 1,05 \cdot 17,32 = 18,186 \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \quad (102)$$

или

$$\frac{L_d}{\rho_{\text{в}}} = \frac{18,184}{1,293} = 14,06 \frac{\text{м}^3}{\text{кг}} \quad (103)$$

где $\rho_{\text{в}} = 1,293 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ – плотность воздуха при нормальных условиях [9].

Определяют количество продуктов сгорания, образующихся при сгорании 1 кг топлива:

$$m_{\text{CO}_2} = 0,0367 \cdot C = 0,0367 \cdot 75,36 = 2,766 \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \quad (104)$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 0,09 \cdot H = 0,09 \cdot 24,64 = 2,218 \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \quad (105)$$

$$m_{\text{O}_2} = 0,23 \cdot L_0 \cdot (\alpha - 1) = 0,23 \cdot 17,32 \cdot (1,05 - 1) = 0,199 \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \quad (106)$$

$$m_{\text{N}_2} = 0,77 \cdot L_0 \cdot \alpha = 0,77 \cdot 17,32 \cdot 1,05 = 14,003 \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \quad (107)$$

Суммарное количество продуктов сгорания:

$$\sum m_i = m_{\text{CO}_2} + m_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{O}_2} + m_{\text{N}_2} \quad (108)$$

$$\sum m_i = 2,766 + 2,218 + 0,199 + 14,003 = 19,186 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

Проверка:

$$\sum m_i = 1 + L_0 \alpha = 1 + 18,186 = 19,186 \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \quad (109)$$

Находят объемное количество продуктов сгорания на 1 кг топлива (при

нормальных условиях):

$$V_{CO_2} = \frac{m_{CO_2} \cdot 22,4}{M_{CO_2}} = \frac{2,766 \cdot 22,4}{44} = 1,41 \frac{M^3}{кг} \quad (110)$$

$$V_{H_2O} = \frac{m_{H_2O} \cdot 22,4}{M_{H_2O}} = \frac{2,218 \cdot 22,4}{18} = 2,76 \frac{M^3}{кг}$$

$$V_{O_2} = \frac{m_{O_2} \cdot 22,4}{M_{O_2}} = \frac{0,199 \cdot 22,4}{32} = 0,14 \frac{M^3}{кг}$$

$$V_{N_2} = \frac{m_{N_2} \cdot 22,4}{M_{N_2}} = \frac{14,003 \cdot 22,4}{28} = 11,2 \frac{M^3}{кг}$$

Суммарный объем продуктов сгорания:

$$\sum V_i = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{O_2} + V_{N_2} \quad (111)$$

$$\sum V_i = 1,41 + 2,76 + 0,14 + 11,2 = 15,51 \frac{M^3}{кг}$$

Плотность продуктов сгорания при 0°C и 1 атм.:

$$\rho = \frac{\sum m_i}{\sum V_i} = \frac{19,186}{15,51} = 1,237 \frac{кг}{M^3} \quad (112)$$

Определяют энтальпию продуктов сгорания на 1 кг топлива при различных температурах по уравнению:

$$J_T = (T - 273)(m_{CO_2} \cdot c_{CO_2} + m_{H_2O} \cdot c_{H_2O} + m_{O_2} \cdot c_{O_2} + m_{N_2} \cdot c_{N_2}) \quad (113)$$

$$J_{300} = (300 - 273)(2,766 \cdot 0,8286 + 2,218 \cdot 1,8632 + 0,199 \cdot 0,9169 + 14,003 \cdot 1,0308) = 568 \frac{кДж}{кг}$$

$$J_{500} = (500 - 273)(2,766 \cdot 0,9207 + 2,218 \cdot 1,9004 + 0,199 \cdot 0,9391 + 14,003 \cdot 1,0362) = 4870 \frac{кДж}{кг}$$

$$J_{700} = (700 - 273)(2,766 \cdot 0,9906 + 2,218 \cdot 1,9557 + 0,199 \cdot 0,9688 + 14,003 \cdot 1,0500) = 9383 \frac{кДж}{кг}$$

$$J_{900} = (900 - 273)(2,766 \cdot 1,0463 + 2,218 \cdot 2,0181 + 0,199 \cdot 0,9960 + 14,003 \cdot 1,0697) = 14137 \frac{кДж}{кг}$$

$$I_{1100} = (1100 - 273)(2,766 \cdot 1,0902 + 2,218 \cdot 2,0847 + 0,199 \cdot 1,0182 + 14,003 \cdot 1,0886) \\ = 19092 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$I_{1300} = (1300 - 273)(2,766 \cdot 1,1267 + 2,218 \cdot 2,1445 + 0,199 \cdot 1,0371 + 14,003 \cdot 1,1103) \\ = 24265 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$I_{1500} = (1500 - 273)(2,766 \cdot 1,1564 + 2,218 \cdot 2,2195 + 0,199 \cdot 1,0530 + 14,003 \cdot 1,1279) \\ = 29601 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$I_{1700} = (1700 - 273)(2,766 \cdot 1,1811 + 2,218 \cdot 2,2827 + 0,199 \cdot 1,0664 + 14,003 \cdot 1,1443) \\ = 35055 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$I_{1900} = (1900 - 273)(2,766 \cdot 1,2020 + 2,218 \cdot 2,3417 + 0,199 \cdot 1,0789 + 14,003 \cdot 1,1581) \\ = 40594 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$I_{2100} = (2100 - 273)(2,766 \cdot 1,2200 + 2,218 \cdot 2,3975 + 0,199 \cdot 1,0902 + 14,003 \cdot 1,1706) \\ = 46225 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$I_{2300} = (2300 - 273)(2,766 \cdot 1,2355 + 2,218 \cdot 2,4489 + 0,199 \cdot 1,1003 + 14,003 \cdot 1,1815) \\ = 51917 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Зависимость энтальпии дымовых газов от температуры приведена в таблице 3.3.25 и на рисунке 3.3.1.

Таблица 3.3.25 - Зависимость энтальпии дымовых газов от температуры

Т, К	J _T , кДж/кг	Т, К	J _T , кДж/кг	Т, К	J _T , кДж/кг	Т, К	J _T , кДж/кг
273	0	700	9383	1300	24265	1900	40594
300	568	900	14137	1500	29601	2100	46225
500	4870	1100	19092	1700	35055	2300	51917

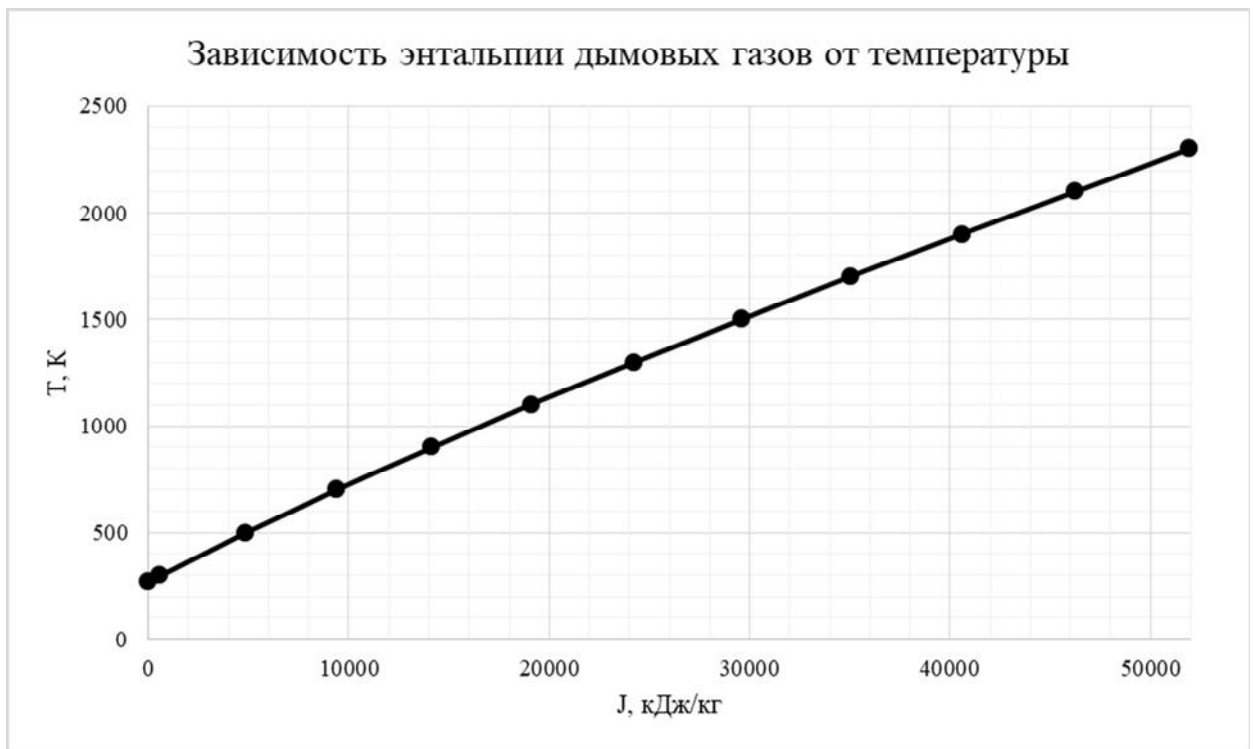


Рисунок 3.3.1. Зависимость энтальпии дымовых газов от температуры

КПД печи находят по формуле:

$$\eta = 1 - \left(\frac{I_{\text{пот}}}{Q_p^H} + \frac{I_{\text{ух}}}{Q_p^H} \right) \quad (114)$$

где $\frac{I_{\text{пот}}}{Q_p^H}$ - потери тепла в окружающую среду, в долях от низшей теплоты сгорания топлива;

$\frac{I_{\text{ух}}}{Q_p^H}$ - потери тепла с уходящими дымовыми газами, в долях от низшей теплоты сгорания топлива.

Примают, что $\frac{I_{\text{пот}}}{Q_p^H} = 0,06$ и температура дымовых газов, покидающих конвекционную камеру печи, на 120°C выше температуры T_1 сырья, поступающего в печь:

$$T_{\text{ух}} = T_1 + \Delta T = 260 + 120 = 380^\circ\text{C} \quad (115)$$

При $T_{yx} = 380^\circ\text{C}$ найдем по графику (рисунок 1) потерю тепла с уходящими дымовыми газами:

$$I_{yx} = 8322 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

или в долях от низшей теплоты сгорания топлива:

$$\frac{I_{yx}}{Q_p^H} = \frac{8322}{50242} = 0,17$$

КПД печи равен:

$$\eta = 1 - (0,06 + 0,17) = 0,77$$

Полезное тепло печи рассчитывают по формуле:

$$Q_{\text{полез}} = G \cdot (\epsilon \cdot J_{T_2}^n + (1 - \epsilon) \cdot J_{T_2}^ж - I_{T_1}^ж) \quad (116)$$

где $J_{T_2}^n$, $J_{T_2}^ж$, $I_{T_1}^ж$, - энтальпии вакуумного газойля при температурах входа в реактор (380°C) и выхода из вакуумной колонны (260°C).

Определяют энтальпию паровой фазы по формуле Воинова:

$$J_{T_2}^n = 4,187 \cdot ((50,2 + 0,109 \cdot T + 0,00014 \cdot T^2)(4 - \rho_{15}^{15}) - 73,8)$$

$$J_{T_2}^n = 4,187 \cdot ((50,2 + 0,109 \cdot 380 + 0,00014 \cdot 380^2)(4 - 0,9206) - 73,8)$$

$$J_{T_2}^n = 1133 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Определяют энтальпию жидкой фазы по формуле Крэга:

$$J_{T_2}^ж = \frac{4,187}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0,403 \cdot T + 0,000405 \cdot T^2)$$

$$J_{T_2}^ж = \frac{4,187}{\sqrt{0,9206}} (0,403 \cdot 380 + 0,000405 \cdot 380^2) = 923,48 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$J_{T_1}^ж = \frac{4,187}{\sqrt{0,9206}} (0,403 \cdot 260 + 0,000405 \cdot 260^2) = 576,71 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$Q_{\text{полез}} = 250000 \cdot (0,24 \cdot 1133 + (1 - 0,24) \cdot 923,48 - 576,71)$$

$$Q_{\text{полез}} = 9,93 \cdot 10^7 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}} = 2,76 \cdot 10^7 \text{ Вт}$$

Часовой расход топлива:

$$B = \frac{Q_{\text{полез}}}{Q_p^H \cdot \eta} \quad (117)$$

$$B = \frac{9,93 \cdot 10^7}{50242 \cdot 0,77} = 2566,8 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Объемный расход топлива:

$$B' = \frac{B}{\rho} = \frac{2566,8}{0,739} = 3473,34 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} \quad (118)$$

Поверхность нагрева радиантных труб определяется по формуле:

$$H_p = \frac{Q_p}{q_p} \quad (119)$$

где Q_p - количество тепла, переданного сырью в камере радиации, кВт;
 q_p - теплонапряжение радиантных труб, кВт/м².

Количество тепла, переданного сырью в камере радиации (прямая отдача топки), находят из уравнения теплового баланса топки:

$$Q_p = (Q_p^H \cdot \eta_T - J_{Tn}) \cdot B \quad (120)$$

где η_T - коэффициент эффективности (КПД) топки;

J_{Tn} - энтальпия дымовых газов на выходе из камеры радиации при температуре T_n , кДж/кг топлива.

Принимают $T_n = 1023 \text{ К}$ и определим по графику J-T

$$J_{Tn} = 17184 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Ранее было принято, что потери тепла в окружающую среду равны 6 %.

Пусть 4 % в том числе составляют потери тепла в топке, тогда

$$\eta_T = 1 - 0,04 = 0,96$$

$$Q_p = (50242 \cdot 0,96 - 17184) \cdot 2566,8 = 79,69 \cdot 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}} = 22,14 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

Принимают теплонапряжение радиантных труб $q_p = 40,6 \text{ кВт/м}^2$ [10].

Таким образом, поверхность нагрева радиантных труб будет равна:

$$H_p = \frac{22,14 \cdot 10^6}{40600} = 545,32 \text{ м}^2$$

Полагая на основе опытных и расчетных данных, что вакуумный газойль в конвекционных трубах не испаряется, находят его энтальпию на входе в радиантные трубы из уравнения:

$$Q_p = G \cdot (e \cdot J_{T_2}^n + (1 - e) \cdot J_{T_2}^ж - J_{T_K}^ж)$$

$$J_{T_K}^ж = e \cdot J_{T_2}^n + (1 - e) \cdot J_{T_2}^ж - \frac{Q_p}{G}$$

$$J_{T_K}^ж = 0,24 \cdot 1133 + (1 - 0,24) \cdot 923,48 - \frac{79,69 \cdot 10^6}{250000} = 655 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Тогда температура вакуумного газойля на входе в радиантные трубы будет $T_K = 289^\circ\text{C}$

Количество тепла, передаваемое сырью в конвекционных трубах:

$$Q_K = Q_{\text{полез}} - Q_p = 2,76 \cdot 10^7 - 22,14 \cdot 10^6 = 5,46 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

В конвекционной камере теплопередача от дымовых газов к сырью в трубах осуществляется при смешанно-перекрестном токе с индексом противоточности, равным единице. Поэтому средний температурный напор рассчитывается по уравнению Грасгофа:

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\text{max}} - \Delta T_{\text{min}}}{\ln \frac{\Delta T_{\text{max}}}{\Delta T_{\text{min}}}} \quad (121)$$

где

$$\Delta T_{\text{max}} = T_n - T_K = 750 - 289 = 461^\circ\text{C} \quad (122)$$

$$\Delta T_{\text{min}} = T_{\text{ук}} - T_1 = 380 - 260 = 120^\circ\text{C} \quad (123)$$

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{461 - 120}{\ln \frac{461}{120}} = 253,4^\circ\text{C}$$

В зависимости от поверхности нагрева радиантных труб выбираем полезную длину $l_{\text{тр}} = 15$. Выбираем стандартные трубы с диаметром $d = 152$ мм. [9]

Число радиантных труб:

$$N_p = \frac{H_p}{\pi \cdot d_n \cdot l_{тр}} = \frac{546}{3,14 \cdot 0,152 \cdot 15} = 77 \text{ шт} \quad (124)$$

Поверхность нагрева конвекционных труб определяется по формуле:

$$H_K = \frac{Q_K}{k_1 \cdot \Delta T_{ср}} \quad (125)$$

где Q_K - количество тепла, передаваемого сырью в конвекционных трубах, Вт;

$k_1 = 32,6$ - коэффициент теплопередачи в конвекционной камере печи, Вт/(м²К);

$\Delta T_{ср}$ - средний температурный напор, К.

Таким образом, поверхность нагрева конвекционных труб

$$H_K = \frac{Q_K}{k_1 \cdot \Delta T_{ср}} = \frac{5,46 \cdot 10^6}{32,6 \cdot 253,4} = 661 \text{ м}^2$$

В камере конвекции устанавливают трубы с полезной длиной $l_{тр} = 15 \text{ м}$, наружным диаметром 0,127 м [14].

Определяют число труб в конвекционной камере:

$$N_K = \frac{H_K}{\pi \cdot d_K \cdot l_{тр}} = \frac{661}{3,14 \cdot 0,127 \cdot 15} = 111 \text{ шт}$$

Для обеспечения обогрева труб принимают для проектируемой печи газовые горелки типа ГП-2 теплопроизводительностью $q_r = 2,5 \text{ МВт}$

Количество горелок:

$$n = \frac{Q_{полез}}{\eta \cdot q_r} \quad (126)$$

$$n = \frac{27,6}{0,77 \cdot 2,5} = 15 \text{ шт}$$

В соответствии с площадью нагрева выбирают одну печь типа ГС-1 655/15 с характеристиками, приведенными в таблице 3.3.26.

Таблица 3.3.26 - Характеристика печи ГС-1

Показатели	Значения
Радиянтные трубы:	
поверхность нагрева, м ²	655
рабочая длина, м	15

3.3.7 Расчет ректификационных колонн

Методику расчета ректификационных колонн можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

3.3.8 Расчет сепаратора

Методику расчета сепараторов можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

3.3.9 Расчет теплообменных аппаратов

В этом разделе производится расчет теплообменников, а также холодильников и конденсаторов-холодильников. Как уже было отмечено выше, при разработке технологической схемы, должны учитываться некоторые требования, одним из которых является максимальная утилизация тепла на установке.

Тепло отходящих потоков должно использоваться на нагрев сырья до температуры входа в реактор, а также утилизироваться для получения водяного пара или иных целей. Для охлаждения и конденсации продуктов переработки нужно по возможности больше использовать аппараты воздушного охлаждения.

Методику расчета можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

3.3.10 Расчет насосов

В большинстве случаев желательно устанавливать центробежные

насосы.

Методику расчета насосов можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

3.3.11 Расчет компрессоров

В большинстве случаев желательно устанавливать центробежные компрессоры.

Методику расчета центробежных компрессоров можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

5. ЗАКЛЮЧЕНИЕ (пример)

В курсовом проекте рассмотрен процесс вторичной переработки остаточных фракций сырья – гидрокрекинга вакуумного газойля воядинской нефти. Теоретическая часть курсового проекта включила в себя изучение процесса, а именно были рассмотрены химизм и механизм протекающих в ходе проведения процесса химических реакций; также были изучены основные факторы, оказывающие влияние на процесс и используемые катализаторы.

В технологической части проекта рассмотрена характеристика исходного сырья, на основе чего сделан выбор катализатора процесса и варианта переработки. Также была составлена и описана схема установки гидрокрекинга вакуумного газойля.

Расчётная часть проекта включает в себя составление материального баланса для реактора гидроочистки Р – 1, реактора гидрокрекинга Р – 2, материального баланса установки.

Также был произведен расчёт реактора гидроочистки Р – 1, реактора гидрокрекинга Р – 2, трубчатой печи П – 1.

1) Реактор гидроочистки Р – 1

Была принята система катализаторов РК – 500/501/510/520. Диаметр реактора 4,5 м, высота слоя катализатора 17,2 м, высота реактора 23,4 м, диаметр штуцера ввода сырья 100 мм, диаметр штуцера вывода сырья 65 мм.

2) Реактор гидрокрекинга Р – 2

Был принят катализатор защитного слоя НК – 500. Диаметр реактора 4,2 м, высота слоя катализатора 15,4 м, высота реактора 21,3 м, диаметр штуцера ввода сырья 100 мм, диаметр штуцера вывода сырья 80 мм.

3) Трубчатая печь П – 1

Расход топлива – 2566,8 кг/ч, полезная тепловая нагрузка – $2,76 \cdot 10^7$ Вт, количество труб в радиантной секции – 77 штук, количество труб в конвективной секции – 111 штук; была выбрана печь типа ГС-1 655/15 в количестве одной штуки.

6. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Капустин, В.М. Технология переработки нефти. В 4-х частях. Часть вторая. Физико-химические процессы. / В.М. Капустин, А.А. Гуреев - М.: Химия, 2015. – 400 с. - Текст: непосредственный.
2. Капустин, В. М. Справочник нефтепереработчика. / В.М. Капустин, М.Г. Рудин, С.Г. Кулес – М.: Химия. – 2018. – 416 с. - Текст: непосредственный.
3. Рудин М.Г., Драбкин А.Е. Краткий справочник нефтепереработчика. М.: Химия, 2004. – 328 с.
4. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: учебное пособие для вузов. - СПб.: Недра, 2013. - 544 с.
5. Зарифьянова, М.З. Химия и технология вторичных процессов переработки нефти: учебное пособие / М.З. Зарифьянова, Т.Л. Пучкова, А.В. Шарифуллин. - Казань: Издательство КНИТУ, 2020. - 156 с.
6. Агибалова, Н. Н. Технология и установки переработки нефти и газа / Н.Н. Агибалова. – Санкт-Петербург: Лань, 2020. – 308 с. - Текст: непосредственный.
7. Кукурина, О. С. Технология переработки углеводородного сырья. Учебное пособие / О.С. Кукурина, А.А. Ляпков – СПб.: Лань - 2020. - 168 с. - Текст: непосредственный.
8. Черкасова, Е. И. Технологии переработки нефти и газа. Задачи и упражнения: Учебное пособие / Е.И. Черкасова, Н.Л. Солодова, Б.Р. Вагапов. - СПб.: Проспект Науки, 2018. - 240 с. - Текст: непосредственный.
9. Нефти СССР. Справочник. Т-2. Нефти Среднего и Нижнего Поволжья. - М.: Химия, 1972. - 391 с.
10. https://ekokataliz.ru/wp-content/uploads/2015/05/Katalizatoryi_broshyura_itog.pdf (дата обращения 17.04.2025)
11. <https://www.catalysis-kalvis.ru/jour/article/viewFile/42/39> (дата обращения 17.04.2025)

12. Чернышева Е.А., И.В. Сизова. Технологический расчет процесса гидроочистки легких дистиллятных фракций. Учебное пособие. – М.: РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2004. – 56 с.

13. Быстров, А.И. Подготовка и проведение расчетов процессов переработки нефтяного сырья. / А.И. Быстров, В.Н. Деменков, И.Р. Хайрудинов - Уфа: Издательство ГУП ИНХП РБ, 2014. - 288 с. - Текст: непосредственный.

14. Капустин, В. М. Сборник задач по технологии переработки нефти и газа / Капустин В.М., Махин Д.Ю., Смирнова Л.А., Ершов М.А. - М.: Российский государственный университет нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина, 2021. - 238 с. - Текст: непосредственный.

15. Варгафтик, Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей [Текст] / Н. Б. Варгафтик – Москва: Химия, 1972 - 720 с. – текст непосредственный

16. Сарданашвили, А.Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. / А.Г.Сарданашвили, А.И.Львова – М.: Альянс, 2016. - 256 с. - Текст: непосредственный.

17. Загидуллин, С.Х. Основное технологическое оборудование нефтеперерабатывающих заводов: учебное пособие / С.Х. Загидуллин. Пермь: Издательство Пермского государственного технического университета, 2019. – 93

18. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Г.В. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский и др. Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Альянс, 2015. – 496 с.

19. Тимонин А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования. Справочник. – Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 2002. – 1008 с.



**Федеральное агентство по рыболовству
Федеральное государственное бюджетное образователь-
ное**

учреждение высшего образования

Система менеджмента качества в области образования, воспитания, науки и инноваций сертифициро-
вана

ООО «ДКС РУС» по международному стандарту ISO 9001:2015

Институт нефти и газа

**Направление подготовки – 18.03.01 «Химическая технология»
Профиль – «Химическая технология природных энергоносителей и
углеродных материалов»**

Кафедра «Химическая технология переработки нефти и газа»

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

Проект установки гидроочистки вакуумного газойля

по дисциплине: «Термокаталитические процессы переработки нефти»

Допущен к защите «___» _____ 20__ г.

Руководитель проекта:

подпись

Проект выполнил:
студент гр. ДНХТб-41

Иванов И.И.

(Ф.И.О.)

подпись

Оценка, полученная на защите:

«_____»

Руководитель проекта:
д.т.н., проф. Петров В.В.

Члены комиссии:

_____ (_____)
подпись *Ф.И.О.*

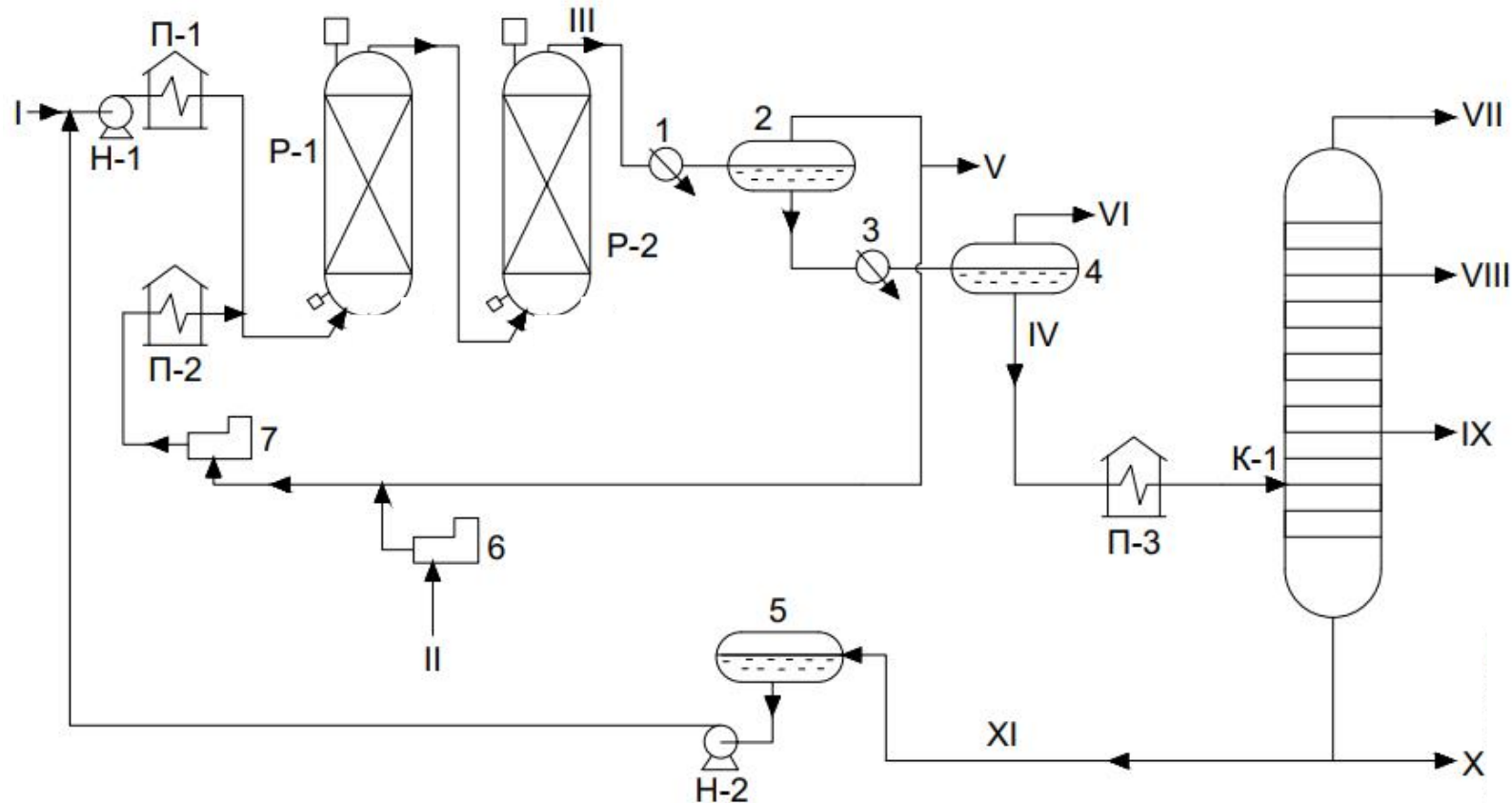
_____ (_____)
подпись *Ф.И.О.*

_____ (_____)
подпись *Ф.И.О.*

«___» _____ 2024 г.

**Астрахань 2025
Приложение А**

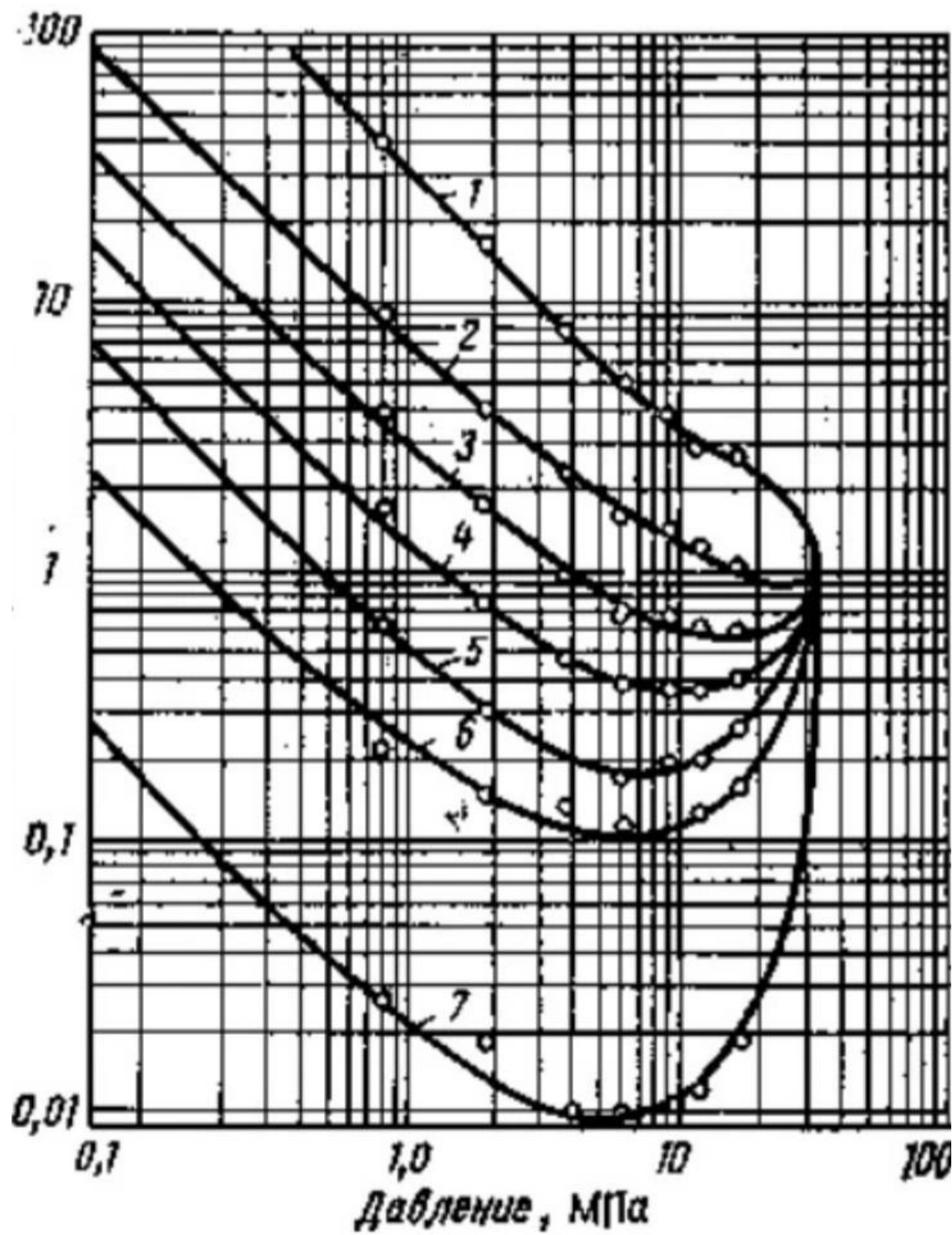
Приложение Б



Технологическая схема установки гидрокрекинга дистиллята 350-450°C воядинской нефти.

P-1 – реактор гидроочистки; P-2 – реактор гидрокрекинга; П 1-3 – трубчатая печь; Н 1-2 – насос; К-1 – атмосферная колонна; 1,3 – конденсатор-холодильник; 2,4 – сепаратор; 5 – емкость рецикла; 6,7 – водородный компрессор. I – вакуумный газойль; II – ВСТ; III – продукты реакции; IV- ж/ф прод. р-ции; V- отдув ВСТ; VI – УВГ; VII – бенз.фр. н.к.-85°C; VIII- бенз.фр. 85-180°C; IX – диз.фр. 180-360°C; X – остаток >360°C; XI – рецикл.

Приложение В



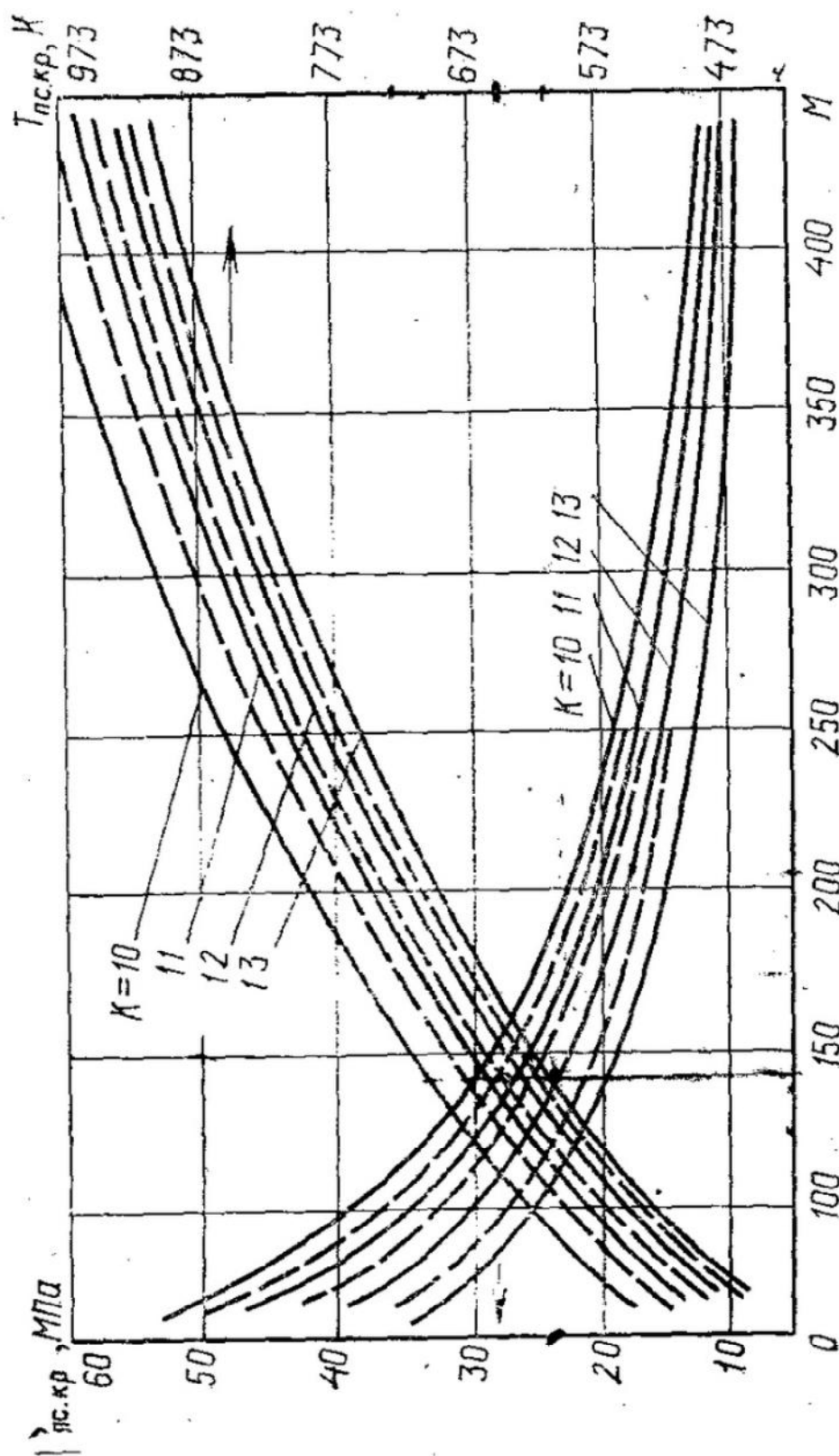
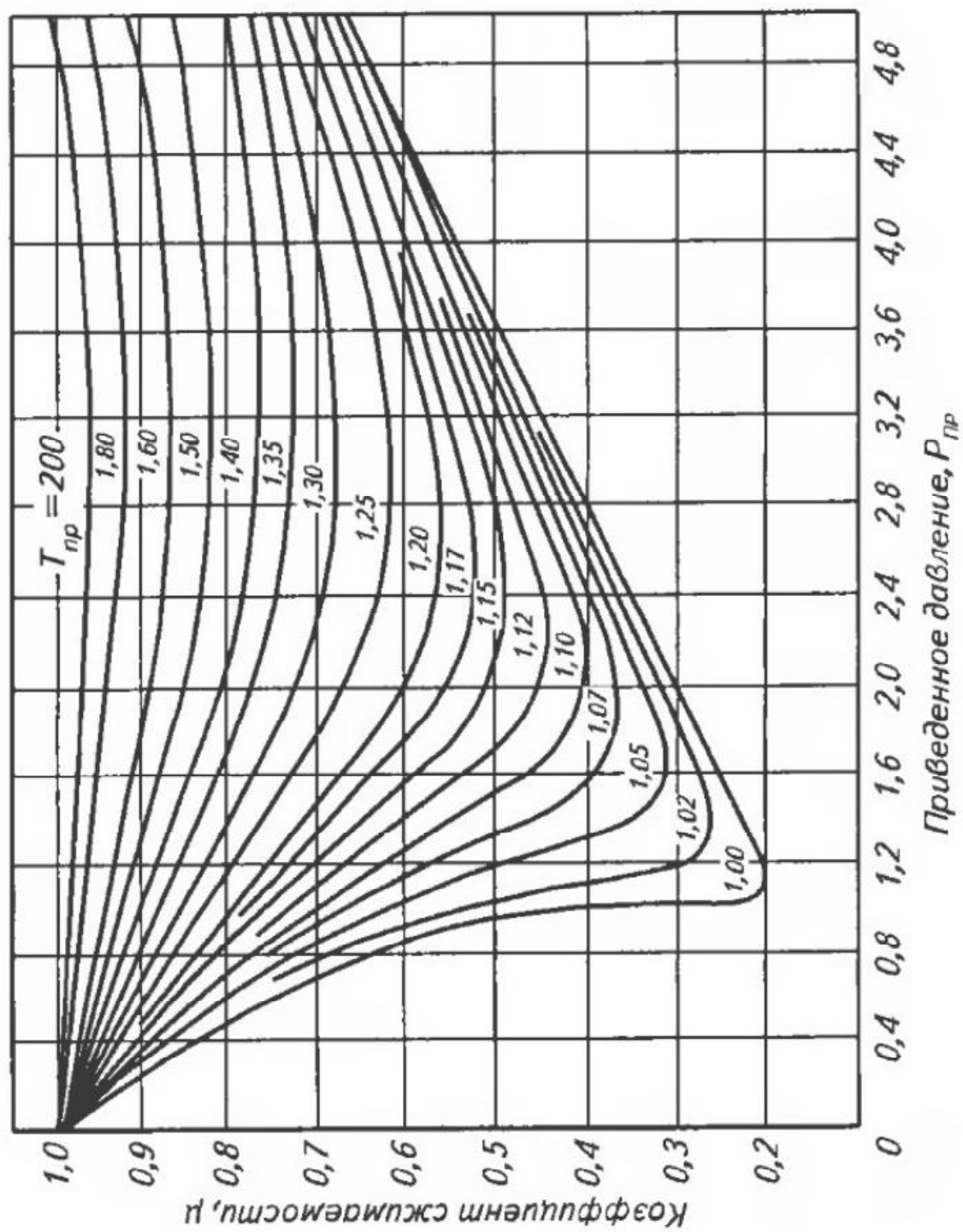


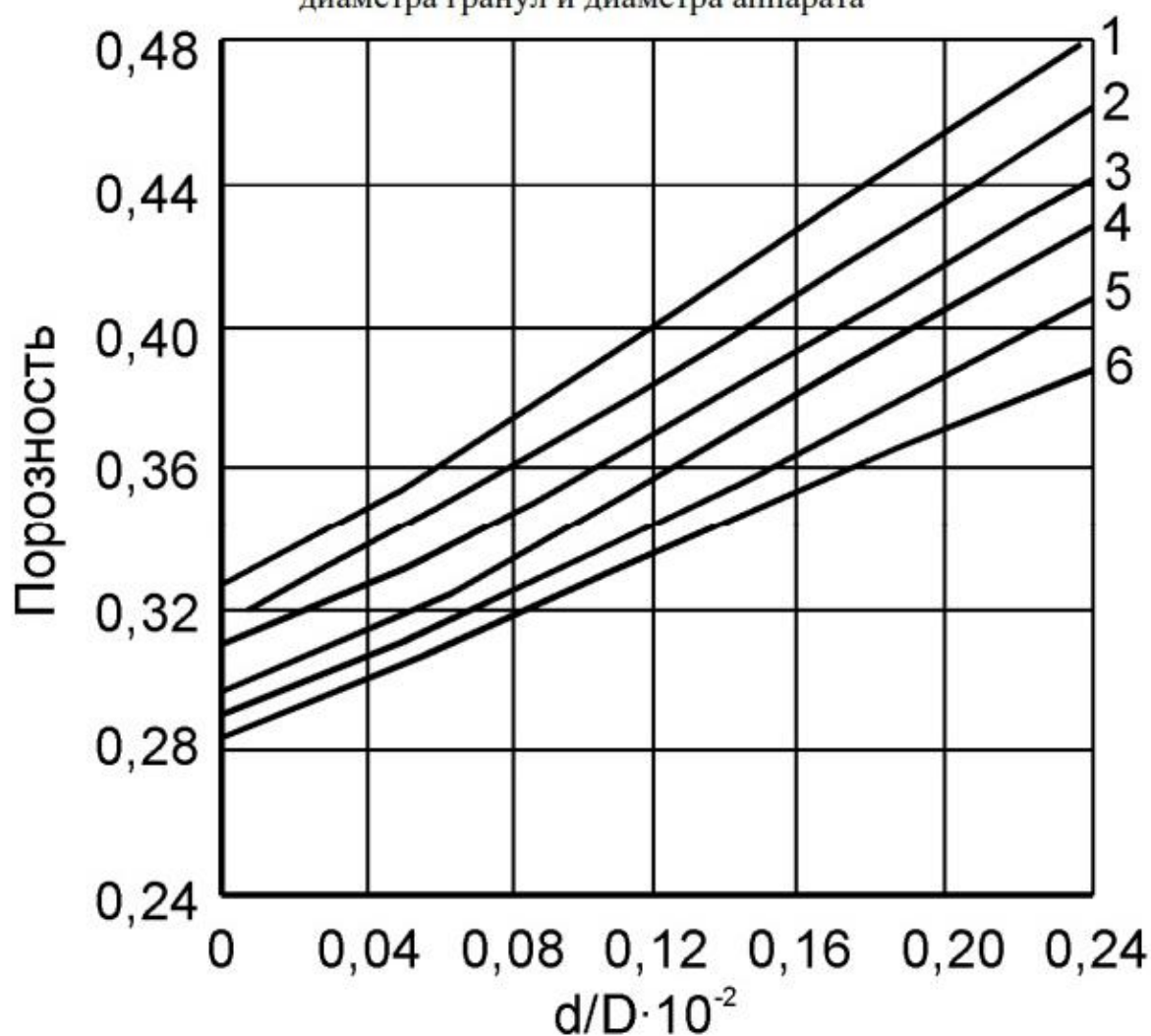
Рис. 1.14. График для определения псевдокритических параметров нефтяных фракций в зависимости от их молекулярной массы M и характеризующего фактора K



Коэффициент сжимаемости нефтяных фракций

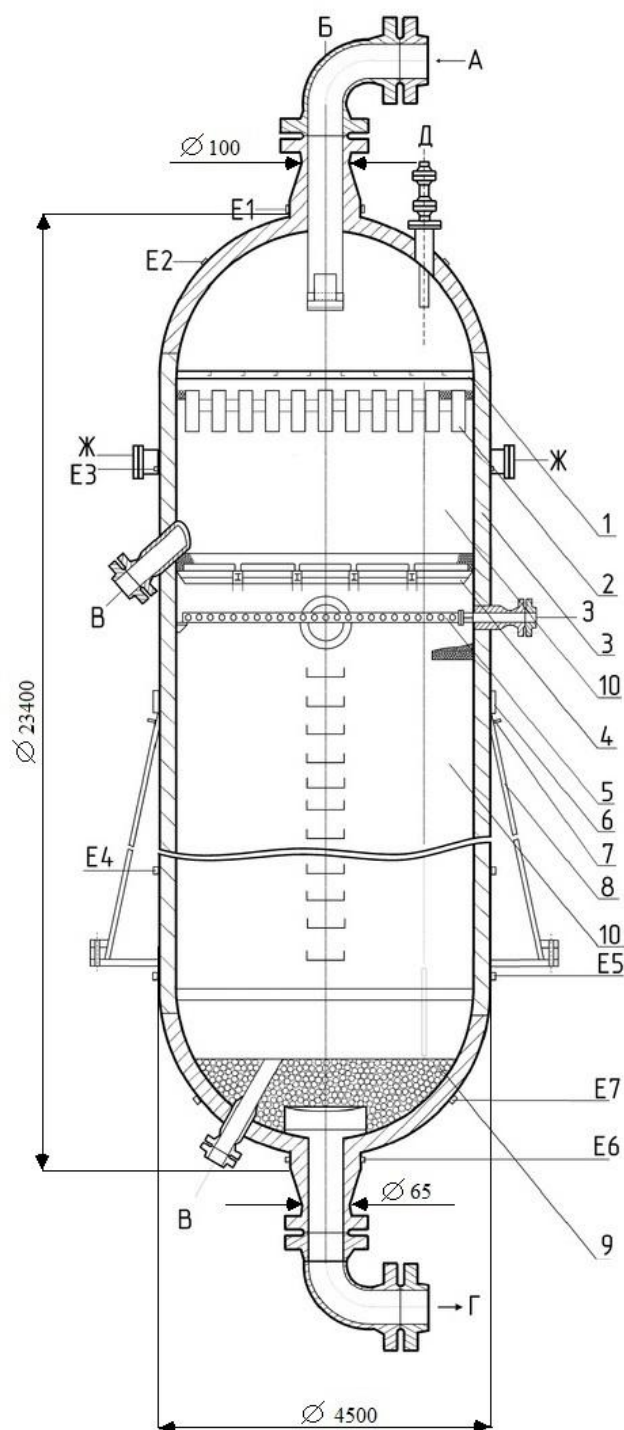
Приложение Е

График для определения порозности слоя от соотношения диаметра гранул и диаметра аппарата



- 1 – Гранулированный катализатор
- 2 – Таблетированный катализатор
- 3 – Гладкие сферы
- 4 – Гладкие цилиндры
- 5 – Экструзионный катализатор
- 6 – Сферический катализатор

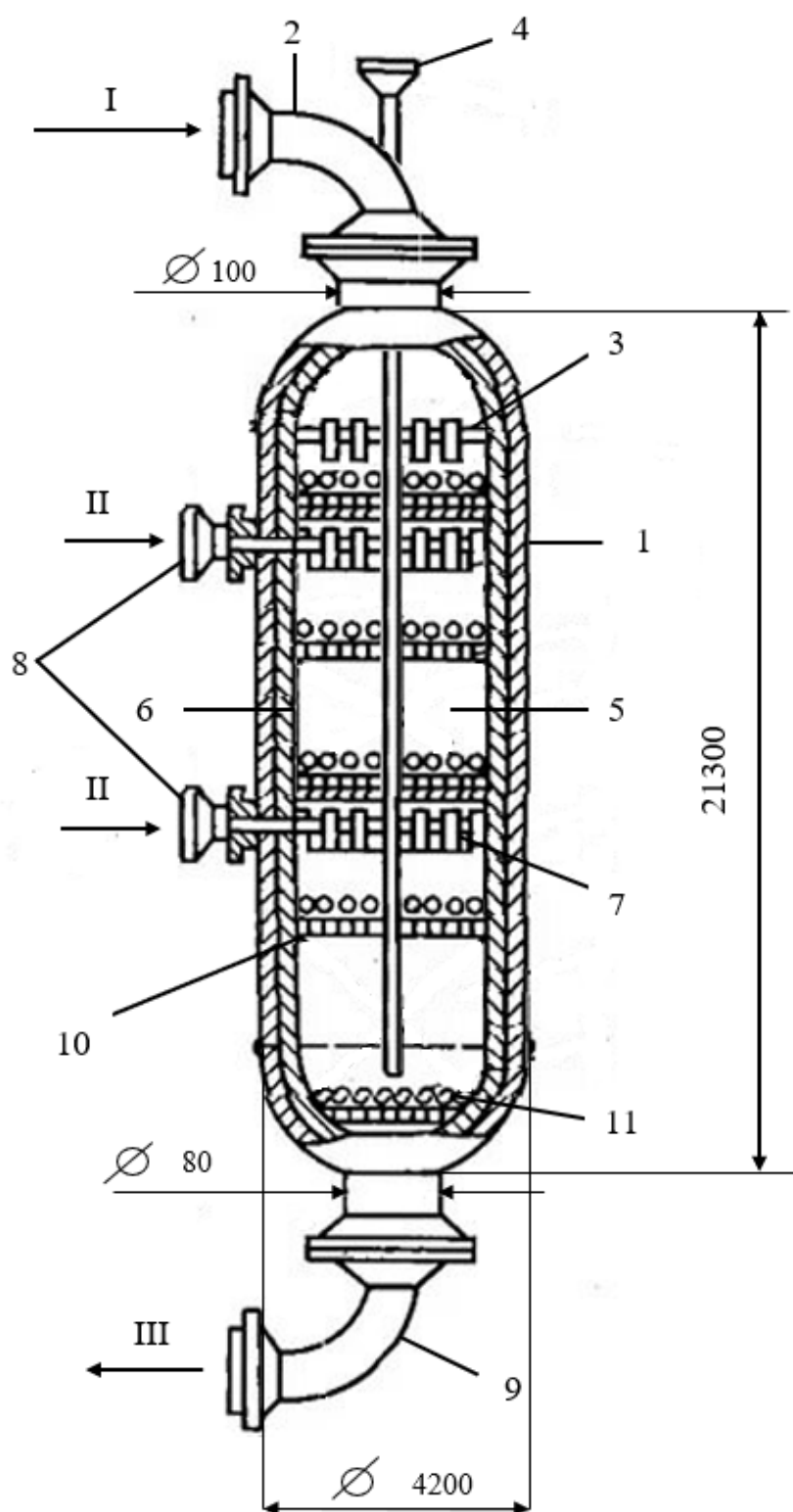
Приложение Ж



Реактор гидроочистки Р - 1

1 – распределительная тарелка, 2 – фильтрующее устройство, 3 – корпус, 4 – колосниковая решетка, 5 – коллектор, 6 – опорное кольцо, 7 – кольцо жесткости, 8 – опора, 9 – защитный слой, 10 – катализатор А – ввод сырья, Б – люк, В – выгрузка катализатора, Г – вывод продуктов, Д – ввод термопары, Е1-Е7 – бобышки для поверхностной термопары, Ж – монтажный штуцер, З – ввод холодного ВСГ.

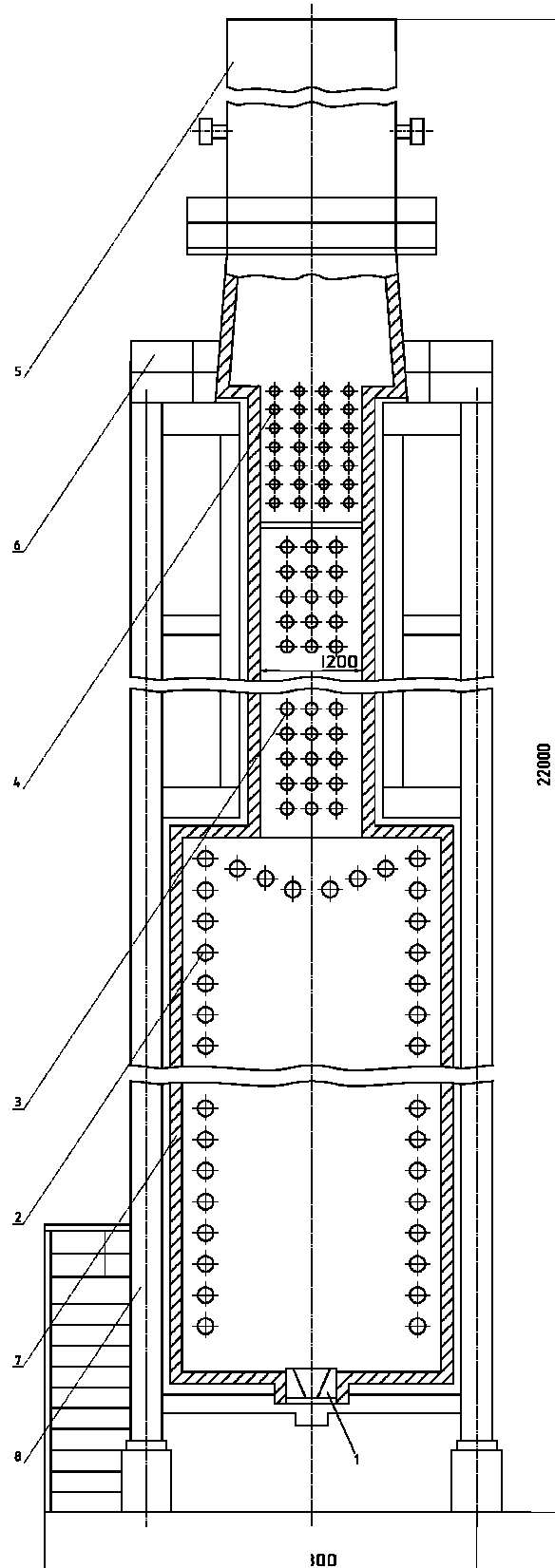
Приложение 3



Реактор гидрокрекинга Р - 2

1 – корпус; 2 – штуцер ввода гидрогенизата; 3- распределительная тарелка; 4 – термомпара; 5- слой катализатора; 6 – футеровка, 7 – коллектор ВСГ; 8 – штуцера ввода ВСГ; 9 – штуцер вывода продуктов реакции; 10 – полка для слоя катализатора; 11 – защитный слой; I –сырьё; II – холодный ВСГ; III – продукты реакции;

Приложение И



Трубчатая печь ГС-1

1 – горелка; 2 – змеевик радиантных труб; 3 – змеевик конвекционных труб; 4 – воздухоподогреватель; 5 – дымовая труба; 6 – лестничная площадка; 7 – футеровка; 8 – каркас