МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО-СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН

БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

Факультет «Химическая - технология»

Кафедра «Технология нефтехимической промышленности»

Допускается к защите

Декан факультета «ХТ»
доц. Атауллаев Ш.Н._____
Регистрационный номер №___
«__»_____ 2016 год

и.о. Заведующей кафедры «ТНХП»
доц. Бозоров Г.Р. _____
«___»_____ 2016 год

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ ДИПЛОМНАЯ РАБОТА

Тема: Технология установки риформинга низкооктанового бензина и расчет основного аппарата

ВЫПОЛНИЛ: **студент группы 1-12 НГКСТ**
Аминов Бобир

РУКОВОДИТЕЛЬ: **Неъматов У.Ю.**

День защиты _____
Протокол КГА _____
Оценка КГА _____
Секретарь КГА _____

БУХАРА 2016

Содержание

	ВВЕДЕНИЕ
1.	**ТЕХНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ**
1.1.	Технико-экономическое обоснование
1.2.	Выбор и обоснование метода производства продукции
1.3.	Основы химических процессов каталитического риформинга
1.4.	Катализаторы риформинга
1.5.	Основные технологические факторы и параметры процесса
2.	**ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ**
2.1	Проектирование технологического процесса производства
2.2	Описание технологического процесса и схемы
2.3.	Определения фракционного состава бензинов
3.	**РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ**
3.1.	Расчет реакторного блока
3.2.	Расчет вертикального цилиндра трубчатой печи
3.3.	Расчет дополнительного оборудования
4.	**БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ**
4.1.	Охрана труда
4.2.	Охрана окружающей среды.
4.3.	Требования по технике безопасности
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ
	СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

Введение

Узбекистан - страна, богатая нефтяными и газовыми месторождениями. Около 60 процентов территории Республики являются перспективными для их добычи. Известно, запасы ресурсов нефти и газа оцениваются свыше одного триллиона долларов США. Уже с первых дней независимости развитие ускоренными темпами топливно-энергетического комплекса было намечено Президентом Исламом Каримовым как одно из приоритетных направлений экономики. Одним из самых значимых достижений стало то, что в 1995 году Узбекистан обрел нефтяную независимость. На сегодняшний день ежегодно в Республике добывается более 64 миллиардов кубометров природного газа и около 8,6 миллионов тонн жидких углеводородов. Правительством республики осуществляется интенсивная работа по развитию нефтегазовой промышленности на базе применения в производстве высокоэффективного оборудования, новых материалов, современных технологий, замены устаревшей техники, реализации крупных проектов с зарубежными компаниями.

Автомобильные бензины являются самым массовым продуктом нефтехимической промышленности. Около 50% нефти, добываемой в мире, превращаются в бензин, являющийся основным видом топлива для автомобильного транспорта.

Мировое потребление бензина в 2009 году составило – 975.1 млн. тонн (табл.1). США являются наибольшим потребителем бензина в мире, потребляя ежегодно около 40% всего бензина мира. Страны Азии и Океании – потребляют - 210млн. тонн, что равно – 21.6% мирового потребления бензина, чуть меньше половины этого потребления приходиться на Китай – 61.8 млн. тонн и Японию – 35.9 млн. тонн. На Западную и Восточную Европу, включая страны СНГ, – приходиться около 17% мирового потребления бензина. Наибольшая динамика увеличения потребления бензина на протяжении последних лет у Китая, то есть прирос потребления бензина в 2009 году по сравнению с 2003 г. составил – 46.9%.

Мировое потребление бензина (млн. тонн).

Страны и континенты	% к мир.потреблению	2014 г.
США	39.6	393.6
Азия и Океания	21.6	211.1
Западная Европа	11.5	113.5
Центральная и Южная Америка	6.0	60.3
Северная Америка	5.4	53.8
Восточная Европа и страны СНГ	5.4	62.0
Ближний Восток	7.0	70.8
Африка	3.5	38.2
Всего мировое потребление	100.0	1003.2

Производство автомобильного бензина в странах СНГ в 2009 г составило 49,2 млн т. В 2010-2014 гг производство будет расти на 4-2,8% в год и к 2014 г достигнет 57,3 млн т. Росту производстваавтомобильного бензина в основном способствует стабильный рост автопарка в странах СНГ.

По оценкам BusinesStat, в 2009 г продажи автомобильного бензина в странах СНГ составили 44,3млн т. Основной объем продаж приходится на Россию, доля которой в общих продажах СНГ в2005-2009 гг колебалась от 66,1% до 67,8%.

Непрерывный рост потребности в бензинах и изменяющиеся требования, предъявляемые к их составу и качеству, во многом определяют научно-технический прогресс в технологии переработки нефти. Основные его направления — увеличение доли деструктивных процессов для повышения выхода светлых и создание новых процессов по облагораживанию получаемых конечных продуктов, что в первую очередь связано с растущими требованиями к экологическим свойствам вырабатываемых

моторных топлив. В то же время реальные возможности нефтеперерабатывающей отрасли по обеспечению растущей потребности в бензинах требуют определенной оптимизации их качества.

Таким образом, действующие в середине 90-х гг. нормы по составу и показателям, регламентирующим эксплуатационные свойстваавтомобильных бензинов, являются известным компромиссом между требованиями, связанными с необходимостью совершенствования двигателей (повышение мощности и экономичности, снижение токсичности), задаваемыми условиями эксплуатации автомобилей, транспортирования и хранения в системе распределения нефтепродуктов, и имеющимся технико-экономическим потенциалом нефтехимической отрасли для обеспечения этих требований.

Этот компромисс между постоянно растущими требованиями к качеству бензинов и ограниченными возможностями нефтепереработки может быть достигнут на основе баланса интересов машиностроения, инфраструктуры, обеспечивающей эксплуатацию автомобильной техники, и нефтеперерабатывающей промышленности, дающего максимальный общенациональный технике-экономический эффект. Формирование такого баланса основано на результатах исследования взаимосвязей и закономерностей в системе топливо — автомобиль — условия эксплуатации — возможности производства, являющихся объектом изучения химмотологии — науки о свойствах и рациональном применении топлив, масел, смазок и специальных жидкостей в технике.

1. ТЕХНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1. Технико-экономическое обоснование

Основными продуктами каталитического риформинга являются высокооктановые бензины с октановыми числами более 80 единиц по моторному методу и их компоненты, индивидуальные ароматические углеводороды, в том числе бензол, ксилол, толуол, а также ценный водородсодержащий газ с содержанием более 70 объемных процентов чистого водорода.

Область применения данной продукции очевидна – спрос на высококачественные моторные топлива для автомобилей и техники на базе двигателей внутреннего сгорания на современном рынке практически безграничен и с каждым годом проявляет тенденцию к росту. Кроме того, растут требования к качествам бензинов, наиболее важное из которых – октановое число, что связано, прежде всего, с повышением степени форсированности двигателей а следовательно и выдаваемой мощности при прежних габаритах или их уменьшении. Индивидуальные ароматические углеводороды широко применяются как в лакокрасочной промышленности в качестве растворителей, так и в промышленности органического синтеза в качестве сырья при производстве полимеров, взрывчатых, лекарственных веществ и целого ряда ценнейших продуктов, имеющих широкое применение. Требования к качеству индивидуальных ароматических углеводородов при использовании в качестве сырья очень различны и описываются в регламенте конкретного производства. Водородсодержащий газ находит применение на других установках нефтеперерабатывающего завода, таких как установка гидроочистки, гидрокрекинга и др.

Основные потребители производимых высокооктановых моторных топлив - северные, центральные западные и восточные регионы Казахстана, в том числе Павлодарская, Акмолинская области.

Современный процесс риформинга осуществляется на установках мощностью более 1 млн. т, что дает большие экономические преимущества по сравнению с ранее применявшимися более мелкими установками. Так, установка риформинга Л-35-11/1000-95 мощностью по сырью 1 млн. т/год по сравнению с установкой Л-35-11/600-95, перерабатывающей 600 тыс. т сырья в год, позволяет на 18% снизить капитальные затраты, на 3% уменьшить себестоимость продукции, на 65% повысить производительность труда.

В целом годовой экономический эффект от укрупнения установки составляет 1,2 млн. долларов США. Следующим этапом совершенствования процесса риформинга будет дальнейшее укрупнение установок до 2 – 2,5 млн. т/год. Новые мощности риформинга создаются не в виде локальных установок, а в комплексе комбинированных систем, объединяющих в единое целое взаимосвязанные процессы. По этому ряду причин, мощность проектируемой установки составит 1,2 млн. т/год по сырью, то есть на 200 тыс. тонн больше мощности базовой установки.

Размещение нефтехимического производства обуславливается необходимостью проведения соответствующих расчетов экономической эффективности, развития этой отрасли в данном районе. Эти расчеты основываются на количественной оценке влияния всех факторов размещения.

При размещении нефтеперерабатывающего проекта: будь то завод, цех нового, для данного предприятия, производства, установка, либо реконструкция существующего оборудования и ввод нового в расчет необходимо включать все затраты, начиная от производства той или иной продукции и кончая доведением ее до потребителя. Технико-экономическое обоснование размещения пункта включает в себя вопросы выбора площадки строительства объекта. Правильный выбор пункта строительства объекта оказывает существенное влияние на экономику строительства, определяя его продолжительность и стоимость, а также издержки по эксплуатации после ввода в строй объекта.

При обосновании расположения секции 200 каталитического риформинга в данном курсовом проекте были учтены такие факторы как наличие в доступного сырья; наличие в регионе относительно недорогих энергоресурсов; наличие в регионе развитой инфраструктуры, обеспечивающей производство квалифицированными кадрами, хороший социальный уровень жизни и отдых персонала; связь данной установки с уже существующими на предприятии; потребность в продукции и предполагаемые рынки сбыта; наличие водных ресурсов.

Нефтеперерабатывающие предприятия обычно размещаются вблизи водоемов, так как нуждаются в большом потреблении воды, как свежей, так и оборотной.

В данном дипломном проекте местом строительства проектируемой установки каталитического риформинга предложен город Павлодар.

Обоснование места строительства:

- дополнительный экономический эффект, вследствие переработки фракции 62 – 180°С с секции 100 установки ЛК– 6у;
- наличие потребителей;
- крупная водная артерия – река Иртыш;
- относительно дешевая электрическая энергия, что является следствием соседства с угольным разрезом города Экибастуз;
- мощный железнодорожный узел;
- наличие трудовых ресурсов и квалифицированных кадров.

Выбор удобных площадок для строительства предприятия служит предметом изучения ещё на стадии выбора пункта строительства. Для выбора площадки строительства завода основными исходными показателями служат: площадь застройки, суточный грузооборот предприятия, максимальный расход воды (в $м^3/ч$), годовой и максимальный часовой расход электрической и тепловой энергии, суточный сброс сточных вод и их характеристика.

1.2. Выбор и обоснование метода производства продукции

Наибольшее количество ароматических углеводородов в мире и значительная доля высокооктановых бензинов получается в настоящее время методом каталитического риформинга.

Промышленный процесс каталитического риформинга протекает при 430 – 550°С. В этих условиях все углеводороды, присутствующие в исходном сырье, претерпевают те или иные превращения. Ароматические углеводороды образуются преимущественно в результате реакции дегидрирования шестичленных циклоалкановых углеводородов и дегидроизомеризации пятичленных алкилированных циклоалкановых углеводородов. В меньшей степени ароматизация является следствием дегидроциклизации парафиновых углеводородов. Одновременно протекают и другие реакции, влияющие на состав образующегося катализата риформинга и на технологический процесс. Так, в процессе риформинга образуется некоторое количество непредельных углеводородов, которые затрудняют последующее выделение в чистом виде ароматических углеводородов. В результате ряда реакций на поверхности катализатора происходит отложение кокса и катализатор дезактивируется. С целью уменьшения закоксовывания катализатора и увеличения продолжительности его межрегенерационного пробега риформинг ведут в среде водородсодержащего газа под давлением.

Выход и состав продуктов риформинга зависят от свойств катализатора и исходного сырья, а также от таких параметров процесса, как температура, давление, объемная скорость подачи сырья, кратность циркуляции водородсодержащего газа по отношению к сырью.

Сырьем для риформинга служат бензиновые фракции прямой перегонки нефти с различными пределами выкипания: для получения бензола – фракция 62 – 85°С, толуола – фракция 85 – 105°С, ксилолов – фракция 105 – 140 или 120 – 140°С. При риформинге широкой фракции 62 – 140°С получают смесь различных ароматических углеводородов.

Первоначально процесс риформинга проводился на алюмомолибденовых катализаторах, которые обеспечивали в основном только дегидрирование. Выход ароматических углеводородов был очень низким – от 25 до 30%. Затем перешли к использованию платиновых катализаторов на алюмооксидных носителях (с содержанием платины 0,4 – 0,65%), эти катализаторы были бифункциональными: оксид алюминия вследствие амфотерности способствует реакциям изомеризации и гидрокрекинга, платина же – катализатор дегидрирования. Для усиления кислотной функции алюмоплатиновые катализаторы промотировали добавкой фтора или хлора. Переход на платиновые катализаторы позволил частично вовлечь в переработку парафины, усилив реакции дегидроциклизации; выход ароматических углеводородов при этом повысился до 35 – 40%. На отечественных установках получили распространение платиновые катализаторы АП-56 и АП-64, промотированные соответственно фтором и хлором.

Использование платиновых катализаторов требует более тщательной подготовки сырья, так как наличие примесей вызывает быстрое снижение активности и селективности катализатора. Азотсодержащие вещества замедляли реакции гидрокрекинга, дегидроциклизации и в меньшей степени дегидрирования. Вода, содержащаяся в сырье, вымывала из катализатора галогены, снижая его кислотность, что также нарушало нормальную работу.

Дальнейший прогресс процесса риформинга связан с использованием полифункциональных би и триметаллических катализаторов, в которых наряду с платиной содержится также один или два других металла, например, олово, литий, германий, иридий, висмут, рений и др. Содержание платины в таких катализаторах снижено до 0,4% и менее. Введение другого металла взамен части платины, как правило, снижает стоимость катализатора (более чем на 20%).

Биметаллические катализаторы более активны и стабильны. В их присутствии селективность дегидроциклизации парафинов повышается до 70%, что значительно увеличивает выход ароматических углеводородов. Высокая стабильность катализаторов

позволяет проводить процесс при меньшем давлении (0,8 – 1,5 МПа). В промышленном масштабе наибольшее распространение получили платинорениевые и платиногерманиевые катализаторы. Наличие второго металла в составе катализатора препятствует агломерации платины на поверхности носителя и снижению ее дегидрирующей активности.

Применение полифункциональных катализаторов требует еще более тщательной подготовки сырья такие осушка, очистка от сернистых соединений и пр. Также разработана серия отечественных биметаллических катализаторов ри-форминга КР, позволяющих работать в более жестких температурных условиях и существенно повысить выход ароматических углеводородов.

Другим важным показателем, определяющим активность полиметаллических катализаторов риформинга, является содержание серы в сырье, контактирующем с этими катализаторами. С уменьшением содержания серы повышаются выход бензина и его октановое число, увеличивается межрегенерационный цикл. При ухудшении показателей работы блока гидроочистки для поддержания требуемого октанового числа необходимо повышать температуру в реакторах риформинга с большей скоростью, что обусловливает дезактивацию катализатора.

Все платинорениевые катализаторы риформинга условно разделяют на две группы в зависимости от соотношения Pt, и Re в их составе. Катализаторы со сбалансированным соотношением содержат равные массовые доли платины и рения, в катализаторах с несбалансированным соотношением величина отношения Re/Pt может быть как меньше, так и больше 1. В случае использования "несбалансированных" катализаторов с отношением Re/Pt более 1 их активность выше, однако при повышенном содержании серы в сырье блока риформинга (более 0,5 ppm) стабильность работы катализатора резко падает ввиду высокого сродства рения к сере. В то же время при сбалансированном соотношении металлов, равном 1+/-0,1, катализатор риформинга работает более стабильно.

Все более часто используются установки каталитического риформинга с выделением смеси ароматических углеводородов из катализата методом жидкостной экстракции. Это делает установку более гибкой и дает возможность получения смеси ароматических углеводородов в чистом виде без парафинового балласта, которая в дальнейшем может быть использована как компонент высокооктанового бензина, а также легко переработана на индивидуальные ароматические углеводороды такие как толуол, бензол, ксилолы являющиеся ценными растворителями и сырьем для органического синтеза. Кроме того в связи с ужесточением экологических требований на бензин, а также с увеличением автомобильного парка, в мире изменились ограничения, которые накладываются на качество товарного бензина. Возникла необходимость существенного изменения технологии производства бензинов требования, предъявляемые сегодня к высокооктановым моторным топливам, предусматривают переход к выпуску только неэтилированных бензинов, а также ограничение на содержание ароматических (в особенности бензола) и непредельных углеводородов. В подобных условиях особое значение приобретает совершенствование работы каталитических установок (риформинга, изомеризации) с определением оптимального компонентного состава моторных топлив для достижения требуемого уровня детонационной стойкости при их минимальной себестоимости. Промежуточное же выделение ароматических углеводородов дает возможность получать высокооктановые бензины с пониженным содержанием ароматических углеводородов путем замены их части другими не ароматическими высокооктановыми компонентами.

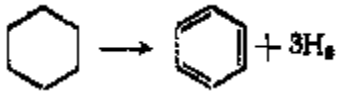
На протяжении последних лет патентная литература отразила стремление улучшить катализаторы риформинга за счет перехода от биметаллических к полиметаллическим каталитическим системам. Большей частью такие системы содержат, наряду с платиной, еще два элемента, из которых один принадлежит к первой группе, а другой - ко второй. Так, если алюмоплатиновый катализатор промотируют рением, то в катализатор вводят еще один из следующих металлов: медь, серебро, кадмий, цинк, индий, редкоземельные элементы - лантан, церий, неодим и др.

1.3. Основы химических процессов каталитического риформинга

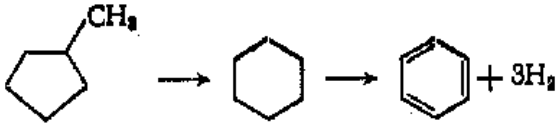
Ароматизация нефтяного сырья, один из важнейших процессов современной нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, используется для производства ароматических углеводородов, главным образом бензола, толуола и ксилолов. Процесс ароматизации реализован в промышленности и широко применяется при риформинге нефтяного сырья.

Основой процесса служат три типа реакций. Наиболее важны перечисленные ниже реакции:

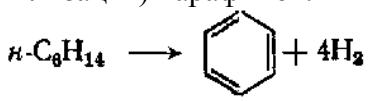
Дегидрирование шестичленных нафтенов:



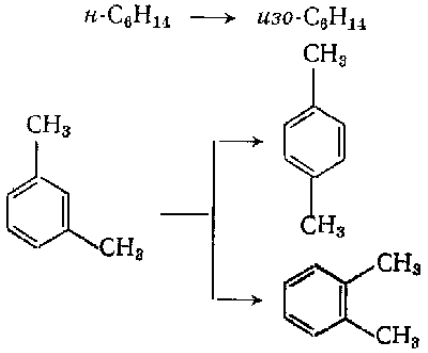
Дегидроизомеризация пятичленных нафтенов:



Ароматизация (дегидроциклизация) парафинов:



Изомеризация углеводородов - другой тип реакций, характерных для ароматизации нефти. Наряду с изомеризацией пятичленных и шестичленных нафтенов, изомеризации подвергаются как парафины, так и ароматические углеводороды:



Существенную роль в процессе играют также реакции гидрокрекинга. Гидрокрекинг парафинов, содержащихся, в бензиновых фракциях, сопровождается газообразованием:

$$C_8H_{18} + H_2 = C_5H_{12} + C_3H_8$$

что ухудшает селективность процесса. С другой стороны, аналогичная реакция гидродеалкидирования алкилбензолов позволяет увеличить выход низкомолекулярных гомологов бензола, которые представляют наибольший практический интерес:

$$C_6H_5C_3H_7 + H_2 = C_6H_6 + C_3H_8$$

Элементарные стадии ряда приведенных реакций предопределяются бифункциональным характером катализаторов ароматизации.

Дегидрирование шестичленных нафтенов - основное направление их превращения в условиях ароматизации. Скорости дегидрирования шестичленных нафтенов на

платиновых катализаторах весьма велики и намного превышают скорости их дегидрирования на других металлических и оксидных катализаторах.

Достаточно отметить, что скорость дегидрирования циклогексана на платиновых катализаторах в 500-1300 раз больше скорости той же реакции на алюмомолибденовом катализаторе, который сравнительно недавно еще применялся в процессе ароматизации бензиновых фракций. При таких скоростях реакции степень дегидрирования шестичленных нафтенов может в значительной мере предопределяться условиями химического равновесия для той реакции.

Реакции дегидрирования шестичленных нафтенов в ароматические углеводороды обратимы:

$$C_6H_{12} \rightleftharpoons C_6H_6 + 3H_2$$

Константы равновесия для реакций дегидрирования гомологов циклогексана с одной алкильной группой (метилциклогексана, этилциклогексана, н-пропилциклогексана), при одинаковой температуре, значительно больше соответствующей константы для реакции дегидрирования циклогексана. Дальнейший рост константы равновесия идет при наличии нескольких замещающих алкильных групп в молекуле циклогексана (1,2,4-триметилциклогексан). Из этих данных можно заключить, что равновесие для реакций дегидрирования гомологов циклогексана сдвинуто в сторону ароматических углеводородов в большей степени, чем для циклогексана. Следовательно, условия, обеспечивающие полноту дегидрирования циклогексана, в полной мере обеспечат также возможность исчерпывающего дегидрирования его гомологов.

Наибольшей полноте дегидрирования углеводородов способствуют высокие температуры и низкие давления водорода. При прочих равных условиях степень дегидрирования циклогексана существенно меньше, чем метилциклогексана. Так, при 425 °С и парциальном давлении водорода 2 МПа молярное содержание бензола в равновесной смеси углеводородов равна 68%, а толуола 81%. Обычно процесс проводят в реакционном блоке, состоящем из трех – четырех реакторов, работающих в условиях, близких к адиабатическим. При наиболее широко применяемых параметрах (температура на входе в реакторы около 500 °С, давление от 1,5 до 3 МПа, вследствие эндотермичности процесса температура газосырьевой смеси понижается в первом по ходу сырья реакторе на 40-60°С, т. е. до 460-440°С. Степень дегидрирования шестичленных нафтенов в первом по ходу сырья реакторе может достигнуть или превысить 90%.

Дегидрирование шестичленных нафтенов в ароматические углеводороды на бифункциональных платиновых катализаторах может сопровождаться другими реакциями, в частности изомеризацией в пятичленные нафтены и гидрогенолизом. Однако скорости дегидрирования шестичленных нафтенов в условиях каталитического риформинга намного больше скоростей протекания других реакций. Следствием является близкая к 100% селективность ароматизации шестичленных нафтенов.

Превращения пятичленных нафтенов представляют значительный интерес не только потому, что сырье для ароматизации содержит такие углеводороды. Весьма существенно то, что пятичленные нафтены играют важную роль в качестве промежуточных продуктов реакции при дегидроциклизации парафинов в ароматические углеводороды.

В условиях каталитического риформинга пятичленные нафтены подвергаются изомеризации и реакциям, приводящим к раскрытию циклопентанового кольца. Реакции изомеризации могут сопровождаться либо перегруппировкой алкильных заместителей, либо приводить к превращению пятичленных нафтенов в шестичленные.

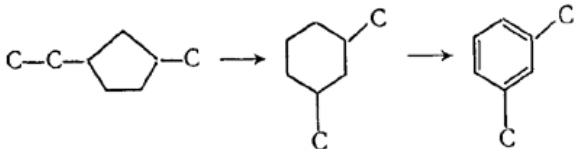
При осуществлении последней реакции на бифункциональном катализаторе, образующиеся при расширении цикла шестичленные нафтены подвергаются быстрому дегидрированию в ароматические углеводороды. Возможность достижения высокого выхода ароматических углеводородов зависит от селективности изомеризации пятичленных нафтенов в шестичленные. Протекающие параллельно реакции раскрытия

пятичленного кольца ухудшают селективность реакции изомеризации и ведут к образованию парафинов.

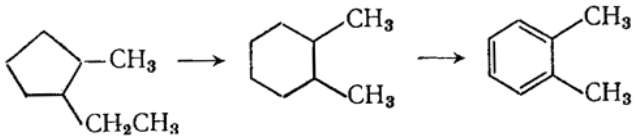
Дегидроизомеризация метилциклопентана явилась предметом многих исследований. Значительно меньше данных о том, как протекает эта реакция при превращении других алкилциклопентанов.

Изучалась дегидроизомеризация алкилциклопентанов C_7-C_9 на алюмоплатиновом катализаторе в мягких условиях (350 °С; 0,5 МПа), при которых реакция протекает достаточно селективно, а состав и строение получаемых ароматических углеводородов зависят от состава и строения исходных алкилциклопентанов.

Проведенные исследованиям показали, что преимущественное расширение циклопентанового кольца происходит за счет метиленовой, а не метильной группы:



Существует определенная взаимосвязь между расположением алкильных групп в алкилциклопентанах и получаемых ароматических углеводородах. Так, из 1,3-метилалкилциклопентанов получают главным образом мета-замещенные, а из 1,2-метилалкилциклопентанов орто-замещенные бензола:



Скорости дегидроизомеризации зависят от характера замещающих алкильных групп и их взаимного расположения в алкилциклопентанах. Вероятно, эти зависимости играют определенную роль и для дегидроизомеризации алкилциклопентанов при более высоких температурах (~500 °С), свойственных процессу каталитического риформинга. Однако вследствие интенсивной изомеризации углеводородов в условиях этого процесса, состав образующихся алкилбензолов значительно меньше зависит от состава и строения исходных алкилциклопентанов. Например, если при дегидроизомеризации н-пропилциклопентана при 350°С получают только этилбензол, то в случае осуществления реакции при 480°С, наряду с этим углеводородом образуются также изомеры ксилола.

Дегидроциклизация парафинов ведет к образованию как ароматических углеводородов,так и циклопентанов:

$$н\text{-}C_6H_{14} = C_6H_6 + 4H_2$$

$$н\text{-}C_6H_{14} = C_5H_9CH_3 + H_2$$

Первая из этих реакций - каталитическая ароматизация, получившая также название C_6-дегидроциклизация, исходя из числа атомов углерода, входящих в образующийся цикл. Вторая реакция, в результате которой получаются пятичленные нафтены, известна как C_5-дегидроциклизация. В условиях каталитического риформинга C_5-дегидроциклизация также ведет к превращению парафинов в ароматические углеводороды, так как образующиеся циклопентаны подвергаются дегидроизомеризации.

Реакция C_5-дегидроциклизации была открыта в 1936 г. одновременно в трех советских лабораториях в результате исследований, проведенных под руководством Казанского и Платэ, Молдавского, а также Каржева. В 1954 г. Казанским и Либерманом впервые была показана возможность успешного осуществления реакции C_5-дегидроциклизации парафинов в присутствии платиновых катализаторов.

При каталитическом риформннге н-парафинов в одинаковых условиях селективность ароматизации зависит от числа углеродных атомов в молекуле и растет в ряду:

н-гексан < н-гептан < н-октан < н-нонан

Ароматизация парафинов на бифункциональных алюмоплатииовых катализаторах - процесс сложный, включающий ряд последовательно и параллельно идущих реакций. Наряду с реакциями C_5 и C_6 - дегидроциклизации, катализируемыми платиной, протекают также реакции циклизации под действием кислотного компонента катализатора. Как уже упоминалось, образующиеся циклопентаны превращаются в ароматические углеводороды, подвергаясь дегидроизомеризации.

1.4.Катализаторы риформинга

Алюмомолибденовый катализатор (MoO_3/Al_2O_3) был первым катализатором риформинга, нашедшим промышленное применение. Попытки использования других оксидных катализаторов (Cr_2O_3/Al_2O_3, $CoO\text{-}MoO_3/Al_2O_3$) к успеху не привели.

Были проведены обширные исследования, в которых было не только изучено каталитическое действие платины на разные углеводороды, но и показана практическая ее ценность как ароматизующего катализатора. Однако только в конце 40-х годов, когда возникла потребность в экономичном процессе каталитического риформинга для улучшения качества автомобильных бензинов, стали впервые применять более эффективный катализатор - платиновый. На протяжении последующих десяти лет платиновые катализаторы вытеснили оксидные, а широкие исследования привели к созданию разных их модификаций для процесса каталитического риформинга.

Дороговизна платины предопределила малое ее содержание в промышленных катализаторах риформинга, а следовательно, необходимость весьма эффективного ее использования. Этому способствовало также применение в качестве носителя оксида алюминия, который давно был известен как лучший носитель для катализаторов ароматизации. Важно было превратить алюмоплатиновый катализатор ароматизации в бифункциональный катализатор риформинга, на котором протекал бы весь комплекс реакций, рассмотренных в предыдущей главе. Для этого следовало придать носителю необходимые кислотные свойства, что было достигнуто путем промотирования оксида алюминия галогенами (фтором, хлором).

На первом этапе промышленного осуществления процесса предпочитали работать на фторированном алюмоплатиновом катализаторе.

При применявшейся технологии концентрация водяных паров в зоне катализа была велика, а потому для снижения потерь галогена (в результате отщепления от катализатора) целесообразнее было применять фторированный катализатор поскольку фтор прочно связан с катализатором.

Дальнейшее совершенствование технологии каталитического риформинга, в частности удаление из сырья каталитических ядов и его обезвоживание, позволили перейти к использованию более эффективных алюмоплатиновых катализаторов, промотированных хлором. Преимущество хлорированных катализаторов - возможность регулирования содержания хлора в катализаторах, а следовательно, и уровня их кислотности, непосредственно в условиях эксплуатации

Последнее поколение катализаторов риформинга отличается тем, что наряду с платиной, содержат один или несколько других металлов. Для таких катализаторов характерна высокая стабильность в условиях реакционного периода, что в конечном счете обеспечивает возможность получения более высоких выходов как высокооктановых бензинов риформинга, так и ароматических углеводородов.

Используемые для промотирования металлы можно разделить на две группы. К первой из них принадлежат иридий и рений, хорошо известные как катализаторы гидро – дегидрогенизации и гидрогенолиза. Другая, более обширная группа, промоторов, включает металлы, которые практически не активны в указанных реакциях. Такими металлами являются медь, кадмий, германий, олово, свинец и др. Некоторые из этих металлов (например, медь, свинец) давно известны как каталитические яды для платины.

В качестве кислотного промотора в полиметаллических катализаторах используется только хлор. Массовое его содержание в катализаторах составляет 0,8-1,1%.

Полиметаллические катализаторы обладают следующими преимуществами:

- высокий выход катализата;
- повышенная термостабильность;
- высокая селективность;
- продолжительный срок службы.

Эксплуатация полиметаллических катализаторов требует высокого уровня технологии: необходима более глубокая гидроочистка сырья, более четкое регулирование содержания хлора на катализаторе.

Все платинорениевые катализаторы риформинга условно разделяют на две группы в зависимости от соотношения Pt, и Re в их составе. Катализаторы со сбалансированным соотношением содержат равные массовые доли платины и рения, в катализаторах с несбалансированным соотношением величина отношения Re/Pt может быть как меньше, так и больше 1. В случае использования несбалансированных катализаторов с отношением Re/Pt более 1 их активность выше, однако при повышенном содержании серы в сырье блока риформинга (более 0,5 ppm) стабильность работы катализатора резко падает ввиду высокого сродства рения к сере. В то же время при сбалансированном соотношении металлов, равном 1+/-0,1, катализатор риформинга работает более стабильно, а также повышается выход катализата.

В данном дипломном проекте рассматривается использование в первом по ходу сырья реакторе платинорениевого катализатора со сбалансированным соотношением Re и Pt (0,89 – 1,12), содержащий 0,34 – 0,38 массовых долей Pt и 0,34 – 0,38 массовых долей Re, нанесенные на хлорированный оксид алюминия, в остальные два реактора загружают платинорениевый катализатор с несбалансированным соотношением Re и Pt (0,47 – 0,64), содержащий 0,34 – 0,38 массовых долей Pt и 0,18 – 0,22 массовых долей Re, нанесенные на хлорированный оксид алюминия.

1.5. Основные технологические факторы и параметры процесса

Параметры процесса.

Процесс каталитического риформирования осуществляется над стационарным катализатором в токе водородсодержащего газа при повышенной температуре и давлении, процесс эндотермичен и требует межступенчатого подогрева.

К основным технологическим параметрам процесса относятся температура на входе в реактор, давление, объемная скорость подачи сырья и кратность циркуляции водородсодержащего газа.

Температура. Основным регулируемым параметром процесса является температура на входе в реактор. Процесс риформирования проводят в реакторе в интервале температур 430 – 530°С. С повышением температуры увеличивается жесткость процесса и ускоряются все основные реакции. Обычно о глубине процесса судят по степени ароматизации парафиновых углеводородов, конверсия которых увеличивается с молекулярной массой. Как влияет температура на превращение углеводородов, показано в таблице 1. Например образование ароматических углеводородов из нафтеновых уже при минимальной температуре процесса (470 °С) близко к максимальному значению, с повышением температуры прирост их незначителен. В большей мере зависят от температуры реакции ароматизации парафиновых углеводородов. Так, при температуре 470°С из парафиновых углеводородов образуется всего 11,5% ароматических углеводородов; с подъемом температуры до 510 °С их количество возрастает до 22,1%, т. е. увеличивается почти в два раза. Селективность превращения парафиновых углеводородов в ароматические мало зависит от температуры (44,8% при 470°С и 49,4% при 510°С), т. е. температура процесса практически одинаково влияет на скорость реакции дегидроциклизации и гидрокрекинга парафиновых. Поскольку процесс риформирования в целом эндотермичен, его осуществляют обычно в три ступени с промежуточным подогревом. Температурный режим реакторов промышленных установок близок к адиабатическому, поэтому вследствие преимущественного протекания эндотермических реакций дегидрирования нафтеновых углеводородов в первой ступени и экзотермических реакций гидрокрекинга парафиновых углеводородов в последней ступени средние температуры в реакторах всегда повышаются от первого по ходу сырья реактора к последнему. Следовательно, при любом практически возможном варьировании температур на входе в реакторы меняется лишь степень повышения средних температур от первой ступени к третьей.

Давление. Парциальное давление при риформинге существенно влияет на результаты процесса. Снижение рабочего давления приводит к значительному увеличению глубины ароматизации парафиновых углеводородов, что видно из таблицы 2. Так, при снижении давления с 2,5 МПа до 1,5 МПа глубина ароматизации возрастает (при 510 °С) с 38,3% до 47,7%; и главное, при снижении давления селективность, превращений парафиновых углеводородов возрастает, что связано с изменением соотношения скоростей реакций, дегидроциклизации и гидрокрекинга (снижение давлений благоприятствует протеканию первых и тормозит вторые).

По мере увеличения октанового числа бензина риформинга возрастает разница в выходах при 1,5 и 2,5 МПа. Так, при октановом числе 78 выход бензина при давлении 1,5 МПа на 2,1% (масс.) выше, чем при 2,5 МПа. При октановом числе 96 разница в выходах достигает 4,8% (масс). Таким образом, эффект, достигаемый при снижении давления процесса, тем больше, чем выше октановое число получаемого бензина. При снижении давления от 3 до 1,5 МПа выход катализата увеличивается на 6,5% (масс), а выход водорода увеличивается в 1,5 раза. При этом концентрация водорода в циркулирующем газе повышается с 77% до 85,9% (об.). Однако снижение давление значительно повышает отложение кокса на катализаторе и снижение его активности.

Кратность циркуляции водородсодержащего газа. Параметр этот определяется как отношение объема циркулирующего газа, приведенного к нормальным условиям (0°С, 0,1 МПа), к объему сырья**,** проходящего через реакторы в единицу времени ($м^3/м^3$ сырья). Влияние кратности циркуляции водородсодержащего газа на выход продуктов

каталитического риформинга было изучено при риформинге фракций 62 – 105 и 85 – 120°С; проводилось путем опытов при разной температуре с изменением кратности циркуляции газа в широком диапазоне. Уменьшение кратности циркуляции с 1600 до 500 $м^3/м^3$ сырья приводит к небольшому снижению парциального давления водорода (приблизительно на 0,2 МПа) при значительном повышении парциального давления паров сырья (в 2,6 раза). Увеличение коксоотложения на катализаторах риформинга при уменьшении кратности циркуляции водородсодержащего газа обусловлено, главным образом, повышением парциального давления паров сырья. Влияние кратности циркуляции водородсодержащего газа на выход ароматических углеводородов в известной мере зависит от температуры процесса: если при температуре выше 475°С на выход ароматических углеводородов не: оказывает влияния изменение циркуляции газа, то при температуре 460 °С с уменьшением кратности циркуляции газа выход ароматических углеводородов возрастает. Принимая во внимание что выход катализата при изменении кратности циркуляции водородсодержащего газа практически не изменяется, можно сделать вывод, что при 460°С увеличивается выход ароматических углеводородов вследствие повышения селективности превращения нафтеновых углеводородов в этих условиях.

Объемная скорость подачи сырья. Объемная скорость – это отношение объема сырья, подаваемого в реактор в течение 1 ч к объему катализатора ($м^3/(м^3 \cdot ч)$ или $ч^{-1}$). Обычно объемная скорость в процессе риформирования составляет 1,5 – 2,0 $ч^{-1}$. Данный показатель можно повысить, увеличив расход свежего сырья или уменьшив загрузку катализатора в реакторы. При этом уменьшается время контакта реагирующих и промежуточных продуктов с катализатором. С увеличением объемной скорости растает выход стабильного продукта и содержание водорода в циркулирующем газе, понижается выход водорода и легких углеводородов. Выход ароматических углеводородов также будет падать, поэтому октановое число катализата уменьшится. Это связано с тем, что при увеличении объемной скорости преобладающею роль в процессе начинают играть реакции, протекающие быстрее: дегидрирование нафтеновых углеводородов, гидрокрекинг парафиновых углеводородов и изомеризации C_4 и C_5 углеводородов. Роль реакций, требующих большего времени (дегидроциклизация, алкилирования и гидрокрекинга легких углеводородов), снижается.

В данном дипломном проекте рассматриваются технологические параметры, одинаковые с базовым производством, а именно, согласно регламенту:

- температура в зоне реакции 480 – 530°С;
- давление на выходе из третьего реактора, 20 – 30 $кг/см^2$;
- объемная скорость подачи сырья, 2 – 4 $час^{-1}$;
- кратность циркуляции ВСГ, 1200 – 1500 $нм^3/м^3$.

Сырье и продукты процесса.

В качестве сырья установок каталитического риформинга используются прямогонные бензиновые фракции. Вовлечение в сырье бензинов вторичных процессов (бензинов термокрекинга и коксования, отгонов гидроочистки дизельных топлив и др.) в смеси с прямогонными бензинами возможно в количествах не превышающих 10% на смесь. Все сырье, поступающее на каталитический риформинг, должно быть подвергнуто предварительной гидроочистке с целью удаления соединений, содержащих серу, азот, кислород, галогены и металл, а также олефиновые углеводороды и влагу. В процессе риформинга образуются жидкие продукты – катализат (риформат), который используется как компонент высокооктанового бензина или направляется на выделение товарных ароматических углеводородов, а также газы, в том числе водород.

Фракционный состав сырья выбирается в зависимости от назначения установки. Для получения компонента высокооктанового бензина наиболее ценными являются четкие фракции 85 – 180°С и 105 – 180°С; для получения ароматических углеводородов используются фракции 62 – 105 °С, 105 – 140 °С и 62 – 140°С.

Для производства высокооктанового бензина неблагоприятно наличие в сырье легкокипящих фракций н. к. 85°С, также как и обеднение его высококипящими фракциями 120 – 140°С и 140 – 180°С. Максимальный выход отдельных ароматических углеводородов дает переработка фракции 62 – 85°С для бензола, фракций 85 – 105°С и 85 – 120°С для толуола, фракций 105 – 140°С и 120 – 140°С для ксилолов. Влияние фракционного состава сырья на выход и октановое число риформата, а также выход ароматических углеводородов показано на примере риформирования узких фракций (до 85; 85 – 105; 105 – 120; 120 – 140 и 140 – 180°С), полученных четкой ректификацией сырья (фракции рамашкинской нефти) одной из промышленных установок. Содержание фракций в сырье и их характеристика даны в таблице 3. Результаты опытов на катализаторе КР-104 приведены в таблице 4.

С увеличением молекулярной массы фракции и, следовательно, ее температуры кипения выход риформата постепенно возрастает, что особенно заметно при жестких условиях процесса (495°С). Только при риформинге фракций 120 – 140 и 140 – 180°С выход риформата практически одинаков. Та же зависимость с увеличением молекулярной массы фракции сохраняется для выхода ароматических углеводородов и по октановому числу риформата.

В отличие от фракций до 85 и 85 – 106°С, при риформинге которых получают в основном соответственно бензол и толуол, фракции 105 – 120 и 120 – 140°С дают риформаты, содержащие, наряду с C_8, другие ароматические углеводороды в значительном количестве. Это связано с тем, что с увеличением температуры кипения фракций возрастает роль в процессе риформинга реакции дегидроциклизации парафиновых углеводородов. При риформинге в жестких условиях (495°С) фракции C_6 (до 85°С) из парафиновых углеводородов образуется 12% ароматических, при риформинге фракции C_7 (85 –105°С) – 33% и, наконец, при риформинге фракций C_8 (120 – 140 °С) – 40% и C_9 (140 – 180 °С) – 55%. При этом реакции дегидроциклизации протекают интенсивнее гидрокрекинга.

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Проектирование технологического процесса производства

Синтез технологической схемы.

Процесс каталитического риформинга на проектируемой установке состоит из следующих типовых процессов:

1) смешение стабильного гидрогенизата с водородсодержащим газом;
2) подогрев газосырьевой смеси в теплообменниках;
3) подогрев газосырьевой смеси в печи;
4) риформинг газосырьевой смеси в первом реакторе;
5) подогрев газосырьевой смеси во второй ступени печи;
6) риформинг газосырьевой смеси во втором реакторе;
7) подогрев газосырьевой смеси в третьей ступени печи;
8) риформинг газосырьевой смеси в третьем реакторе;
9) охлаждение газопродуктовой смеси;
10) отделение ВСГ от нестабильного риформата;
11) разделение УВГ и нестабильного катализата;
12) стабилизация катализата;
13) подогрев стабильного катализата;
14) экстракция ароматических углеводородов;
15) отпаривание ароматических углеводородов из растворителя;
16) регенерация растворителя;

Все перечисленные процессы хорошо отработаны в промышленном масштабе, обеспечивают необходимое качество целевого продукта и требуемого уровня безопасности производства и в настоящее время с успехом используются на действующих производствах (включая базовое).

Для более наглядного представления, все основные технологические процессы изображены в виде блок схемы на рисунке 1.

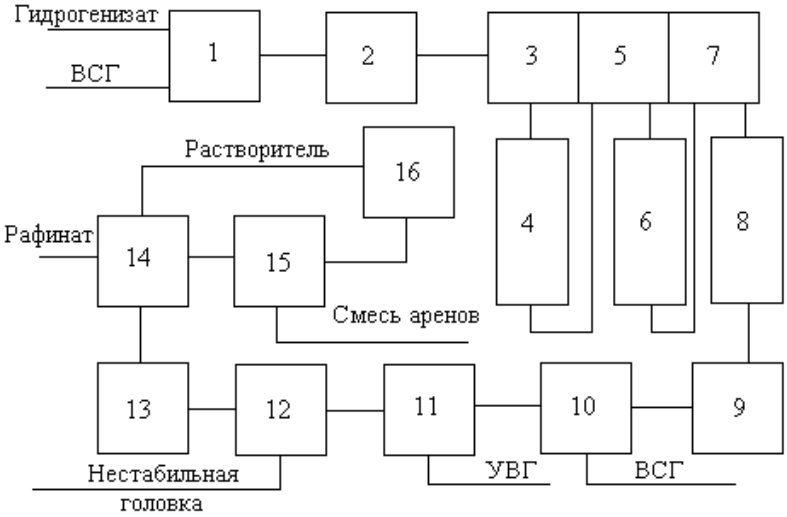


Рисунок 1 – Блок-схема основных процессов каталитического риформинга

Стабильный гидрогенизат поступает на прием сырьевых насосов блока риформинга и подается в тройники смешения с водородсодержащим газом. Насосное оборудование в основном центробежного типа с одинарными торцевыми уплотнителями по ГОСТ 12878-67 с электродвигателями во взрывозащищенном исполнении.

Подача водородсодержащего газа в тройник смешения производится компрессором, расход регистрируется расходомером и регулируется изменением частоты вращения ротора компрессора за счет изменения расхода пара на привод (паровую турбину) компрессора. Циркуляционный компрессор риформинга принят центробежного типа, производительностью 320 тыс. м3/час с приводом от паровой турбины с регулируемой частотой вращения, давление на стороне всасывания – 2,9 МПа, на стороне нагнетания – 4,4 МПа, потребляемая мощность – 6900 кВт.

Газосырьевая смесь из тройника смешения проходит двумя параллельными потоками два теплообменника, подогреваясь при этом до 450°С, и поступает в печь. Реакторная печь риформинга – вертикально-многопоточного типа, на комбинированном отоплении с паровым распылом общей производительностью 51,4 МВт.

Нагретая в печи смесь гидрогенизата и водородсодержащего газа поступает в первый реактор риформинга, где на катализаторе со сбалансированным содержанием рения и платины протекают реакции ароматизации, изомеризации и дегидроциклизации сырья, ведущие к повышению октановой характеристики сырья.

Температура на входе в первый реактор – не более 530°С, на выходе также не более 530°С. Давление на выходе из реактора не более 30 кгс/см^2. Реакторы риформинга – с радиальным вводом сырья, футерованы изнутри жаропрочным торкрет бетоном. Корпуса реакторов выполнены из низколегированных сталей. Реакторы оборудованы пробоотборниками катализатора ПКР-302 и многозонными термопарами.

Далее газопродуктовая смесь после первого реактора нагревается во второй ступени печи и поступает во второй реактор риформинга.

После второго реактора газопродуктовая смесь нагревается в третьей секции печи поступает в реактор третьей ступени риформинга.

Газопродуктовая смесь из третьего реактора проходит двумя параллельными потоками два теплообменника, где отдает тепло газосырьевой смеси риформинга, затем охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения, окончательно охлаждается в водяном холодильнике и поступает на сепарацию в сепаратор высокого давления при температуре не более 50°С.

В сепараторе происходит отделение водородсодержащего газа от нестабильного риформата при давлении не более 28 кг/см2.

Водородсодержащий газ из сепаратора, при повышенном содержании влаги в нем, поступает в один или два параллельно подключенных адсорбера, в которых происходит осушка циркулирующего газа адсорбентами.

Объединенный поток циркуляционного газа из адсорберов поступает в сепаратор, откуда центробежным компрессором подается в тройник смешения со стабильным гидрогенизатом. Часть ВСГ с приема компрессора подается на установку производства водорода. Адсорберы-осушители циркуляционного газа насадочного типа, в качестве насадки используются цеолиты типа NaX как наиболее стойкие в среде, содердащей хлористые соединения.

Нестабильный риформат из сепаратора выводится в сепаратор, где происходит разделение углеводородного газа и нестабильного катализата. Углеводородный газ выводится в топливную сеть.

Нестабильный катализат из сепаратора с температурой 120°С поступает на 20 тарелку стабилизационной колонны. Подача нестабильного катализата из сепаратора в колонну осуществляется за счет разности давлений между сепаратором и колонной (самотеком). В колонне происходит стабилизация катализата. Из верхней части стабилизационной колонны выводится газ стабилизации. После охлаждения и частичной конденсации смесь поступает в емкость орошения. Стабилизационная колонна – тарельчатого типа с клапанными тарелками конструкции ВНИИ Нефтемаша, общее количество тарелок – 40 штук, давление в колонне 1,4 МПа, температура верха колонны 67°С, низа 217°С.

Газ стабилизации выводится в топливную сеть. Нестабильная головка подается в верхнюю часть колонны в качестве орошения. Балансовое количество нестабильной головки выводится в секцию 400.

Боковой погон - низкооктановая фракция – 50-100°С с 30, 32 тарелок поступает после охлаждения и конденсации в аппаратах воздушного охлаждения, водяного охлаждения в сепаратор. Конденсат фр. 50-100°С из сепаратора откачивается либо в емкость сырья ректификации, либо выводится в трубопровод газового бензина с секции 400.

Стабильный катализат выводится из нижней части колонны через теплообменники, где отдает тепло нестабильному катализату, охлаждается в воздушном холодильнике, водяных холодильниках.

Далее катализат нагревается перегретым паром в подогревателе до 150°С и подается в экстракционную колонну. В основе процесса экстракции лежит различная растворимость ароматических и неароматических углеводородов в 93% водном растворе диэтиленгликоля.

Экстрагирование проводится в колонне с перфорированными тарелками. В результате многократного смешения катализата с ДЭГом ароматические углеводороды поглощаются им и выходят в виде раствора с низа колонны, а деароматизированный бензин – рафинат, с верха колонны.

Выходящий с верха экстракционной колонны рафинат под давлением системы проходит на охлаждение в холодильник, а далее в промывную колонну, где от него отмываются водой унесенные капельки диэтнленгликоля, и в емкость, где отделяются следы унесенной воды, и после этого выводится с установки.

Для регенерации растворителя насыщенный ароматическими углеводородами диэтиленгликоль с низа экстракционной колонны под давлением системы перетекает в верхнюю часть отпарной колонны (камеру однократного испарения), где поддерживается давление, равное давлению насыщенных паров извлеченной ароматики при температуре 125 °С.

Из верхней части отпарной колонны насыщенный растворитель перепускается в нижнюю часть отпарной колонны, где из него с помощью острого водяного пара отпариваются поглощенные им ароматические углеводороды. Отпаренные ароматические углеводороды в смеси с водяным паром выводятся из колонны двумя потоками. Большая часть (рисайкл) выводится сверху и после конденсации и охлаждения в конденсаторе-холодильнике собирается в водоотделителе, откуда после нагревания в подогревателе до температуры 150°С подается в нижнюю часть экстракционной колонны.

Экстракт выводится с 20-й тарелки и после конденсации и охлаждения в конденсаторе-холодильнике собирается в водоотделителе, откуда через водопромывную колонну выводится с установки.

Освобожденный от ароматических углеводородов растворитель забирается насосом из нижней части колонны.

Организация технологического процесса.

Технологическая схемы установки – однопоточная с минимальным числом обратных связей. В схеме реализовано максимальное использование (рекуперацию) тепла материальных потоков, например подогрев стабильного гидрогенизата газопродуктовой смесью, выходящей из последнего реактора.

Проектом предусмотрена комплексная автоматизация процесса с выносом на щит параметров, характеризующих безопасную работу оборудования. Для исключения сбросов от предохранительных клапанов предусмотрены автоматические блокировки, предупредительная световая и звуковая сигнализация. Освобождение аппаратуры от газообразных продуктов и паров нефтепродуктов при сбросе давления осуществляется в закрытую факельную систему. Точное дозирование и смешение потоков реагентов в заданных соотношениях, и поддержание их в течение процесса обеспечивается установкой приборов регистрации расхода. Также установлены регуляторы температуры, позволяющие вести её контроль практически на любом этапе производства, установлены предохранительные клапаны.

Во избежание загазованности помещений операторной, компрессорной осуществляется подача воздуха системами приточной вентиляции.

Для противоаварийной защиты топочных пространств и змеевиков печей С-200 последние оснащаются системами регулирования заданного соотношения топлива, воздуха и водяного пара; средствами контроля за уровнем тяги, сигнализацией и автоматическим прекращением подачи топливного газа при недопустимом снижении разряжения в печах;

средствами подачи водяного пара в топочное пространство и в змеевики при прогаре труб; аварийным освобождением змеевиков печей от нагреваемого продукта при повреждении труб или прекращении циркуляции продукта; средствами дистанционного отключения подачи сырья и топлива в случаях аварий в системах змеевиков; оборудованы паровой завесой для изоляции печей от газовой среды при авариях.

Характеристика изменений, внесенных в технологический процесс

Основными изменениями, внесенными в технологический процесс являются: использование в первом реакторе катализатора со сбалансированным соотношением Re и Pt (0,89-1,12), а в остальных реакторах катализатора с несбалансированным соотношением Re и Pt (0,47-0,64); проведение процесса экстракции ароматических углеводородов из полученного стабильного катализата.

На базовом производстве используется катализатор одинакового состава во всех трех реакторах, хотя условия и химизм протекающих реакций в последовательно расположенных реакторах отличаются. Комбинирование нескольких катализаторов путем загрузки их в разные реакторы блока риформинга является одним из эффективных направлений оптимизации протекания основных реакций процесса риформинга. Так как основное количество ароматических углеводородов образуется в результате протекания реакции дегидрирования нафтеновых углеводородов в первом реакторе, катализатор, загруженный в него, определяет эффективность проведения процесса, и обеспечивает основной прирост октанового числа стабильного катализата. Дальнейшее увеличение этого показателя достигается в следующих реакторах риформинга за счет усиления протекания реакций дегидроциклизации и изомеризации парафиновых углеводородов. Использование в первом реакторе катализатора со сбалансированным соотношением Re и Pt (0,89-1,12), а в остальных реакторах катализатора с несбалансированным соотношением Re и Pt (0,47-0,64) повышает выход стабильного катализата до 84 % масс., а также делает его более устойчивым к отравлению соединениями серы.

Другим важным усовершенствованием процесса, является проведение экстракции ароматических углеводородов из катализата, что дает возможность сделать установку боле гибкой. Смесь ароматических углеводородов в дальнейшем может использоваться как компонент высокооктановых бензинов либо для разделения на индивидуальные ароматические углеводороды, в зависимости от наличия спроса в регионе. Использование смеси ароматических углеводородов дает возможность получать бензины с пониженным содержанием аренов, но высоким октановым числом методом компаундирования, заменяя часть ароматических углеводородов другими высокооктановыми добавками, например МТБЭ, а также более эффективно получать бензины с заданным октановым числом. Экстракция осуществляется 93% водным раствором диэтиленгликоля с последующей отпаркой ароматических углеводородов острым паром в отпарной колонне. Другим продуктом экстракции является рафинат – деароматизированный бензин, который используют в производстве растворителей и как компонент бензинов.

Немаловажным изменением является увеличение мощности установки с 1млн. тонн в год до 1,2 млн. тонн в год, следствием чего является уменьшение себестоимости выпускаемой продукции и повышению экономической эффективности производства.

2.2. Описание технологического процесса и схемы

Установка риформинга со стационарным слоем катализатора

Технологическая схема установки риформинга со стационарным слоем катализа приведена на рис. IV-3. Установка включает следующие блоки: гидроочистки сырья, очистки циркуляционного газа, каталитического риформинга, сепарации газов и стабилизации бензина.

Сырье насосом 12 под давлением (4,7 МПа) подается на смешение с циркулирующим газом гидроочистки и избыточным водородсодержащим газом риформинга. Эта газосырьевая смесь подогревается в отдельной секции печи 16 (до 425°С) и поступает в реактор гидроочистки 15. В реакторе на алюмо-кобальтмолибденовом катализаторе разрушаются присутствующие в сырье соединения серы, которые удаляются затем в виде сероводорода. Одновременно происходит очистка сырья от соединений азота и кислорода.

Из реактора 15 парогазовая смесь выходит снизу, охлаждается в кипятильнике 10 и холодильнике 14 и с температурой 35°С поступает в газосепаратор 8. Здесь смесь разделяется на жидкий гидрогенизат и циркуляционный газ. Газ поступает в абсорбер 2 снизу на очистку от сероводорода с помощью раствора моноэтаноламина (МЭА), затем компрессором 11 сжимается до давления 4,7—5,0 МПа и возвращается в систему гидроочистки. Избыток циркуляционного газа сжимается компрессором 1 до давления 6 МПа и выводится с установки.

Гидрогенизат из сепаратора 8 охлаждается в теплообменнике 9 ч поступает в отпарную колонну 7. С верха колонны выводятся сероводород, углеводородные газы и водяные пары, которые после конденсации и охлаждения в аппарате 6 направляются в сепаратор 4. С низа сепаратора 4 конденсат забирается насосом 5 и возвращается в колонну 7. Головной продукт (сероводород и углеводородные газы) из сепаратора поступает в колонну 3, где он очищается от сероводорода с помощью раствора МЭА. С верха колонны 3 пары направляются во фракционирующий абсорбер 27.

Гидрогенизат выводится из колонны 7 снизу и после кипятильника 10 и теплообменника 9 направляется насосом 13 в блок платформинга, предварительно смешиваясь с циркулирующим водородсодержащим газом. Газопродуктовая смесь подогревается вначале в теплообменнике 20, затем в соответствующей секции печи /бис температурой 500 —520°С поступает в реактор 19. Последующий ход смеси — реакторы 18 и 17, причем перед каждым из реакторов она подогревается в змеевиках печи 16. Наконец, из последнего реактора 17 газопродуктовая смесь направляется в теплообменник 20 и холодильник 21, где охлаждается до 30°С, и поступает в сепаратор высокого давления 22 (3,2—3,6 МПа) для отделения циркуляционного газа от катализатора.

Циркуляционный газ под давлением 5 МПа компрессором 24 возвращается в систему платформинга, а избыток его — в систему гидроочистки. Нестабильный катализат из сепаратора 22 поступает в сепаратор низкого давления 23 (давление 1,9 МПа). Выделившийся из катализата углеводородный газ выходит с верха сепаратора и смешивается с углеводородным газом гидроочистки перед входом во фракционирующий абсорбер 27. В этот же абсорбер насосом 25 подается и жидкая фаза из сепаратора 23.

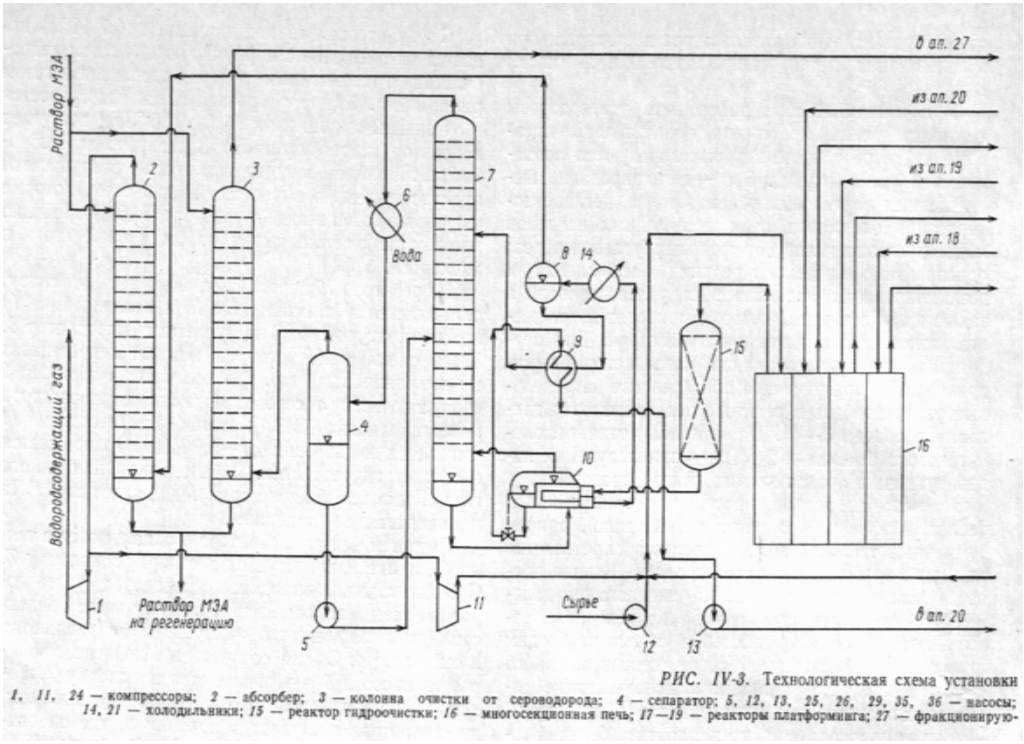
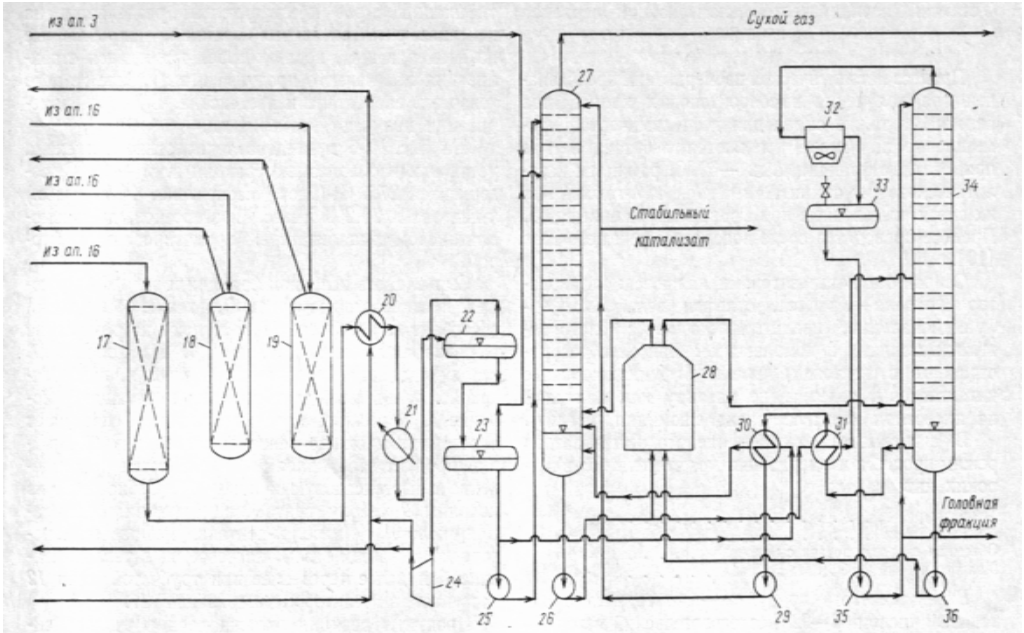


РИС. IV-3. Технологическая схема установки

1, 11, 24 — компрессоры; *2* — абсорбер; *3* — колонна очистки от сероводорода; *4* — сепаратор; *5, 12, 13, 25, 26, 29, 35, 36* — насосы; *14, 21* — холодильники; *15* — реактор гидроочистки; *16* — многосекционная печь; *17—19* — реакторы платформинга; *27* — фракционирую-



риформинга со стационарным слоем катализатора:

6 — конденсатор-холодильник; *7* — отпарная колонна; *8, 22, 23* — газосепараторы; *9, 20, 30, 31* — теплообменники; *10* — кипятильник; щий абсорбер; *28* — трубчатая печь; *32* — аппарат воздушного охлаждения; *33* — приемник; *34* — стабилизационная колонна (стабилизатор)

Абсорбентом служит стабильный катализат (бензин). В абсорбере 27 при давлении 1,4 МПа и температуре внизу 165°С и вверху 40°С отделяется сухой газ.

Нестабильный катализат насосом 26 прокачивается через теплообменник 31 и подается в колонну 34, где и происходит его стабилизация. Часть продукта для поддержания температуры низа в аппаратах 27 и 34 циркулирует через соответствующие секции печи 28. Головная фракция стабилизации после охлаждения и конденсации в аппарате 32 поступает в приемник 33, откуда насосом 35 частично возвращается в колонну на орошение, а избыток выводится с установки.

Стабильный бензин с низа колонны 34 после охлаждения в теплообменниках 31 и 30 насосом 29 подается во фракционирующий абсорбер 27; избыток его выводится с установки.

Режим работы установки:

Температура, °С	480-
Давление, МПа	520
Объемная скорость подачи сырья, $ч^{-1}$	3-4
Кратность циркуляции водородсодержащего газа,	1,5-2,0
$м3/м^3$ сырья	1500
Распределение катализатора но ступеням	1:2:4

2.3. Определения фракционного состава бензинов

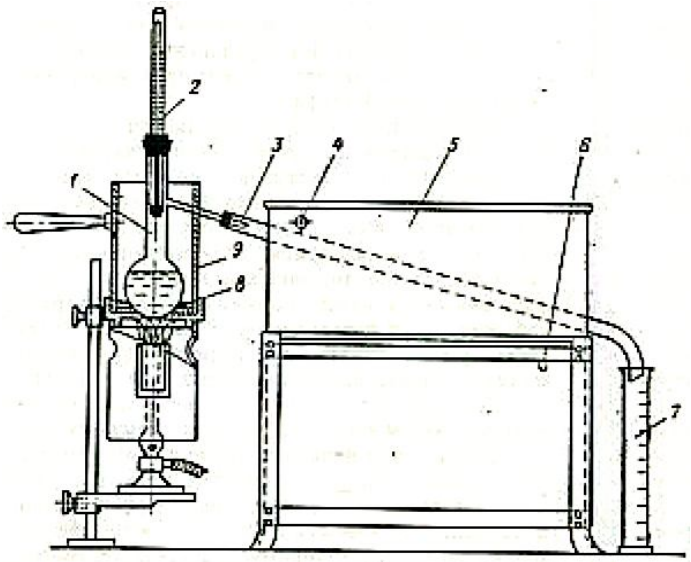
Фракционный состав бензинов определяют перегонкой на специальном приборе, при этом отмечают температуру начала перегонки, температуру выпаривания 10, 50, 90 % и конца кипения, или объем выпаривания при 70, 100 и 180°С. Требования к фракционному составу и давлению насыщенных паров бензинов определяются конструкцией автомобильного двигателя и климатическими условиями его эксплуатации.

1. С одной стороны, необходимо обеспечить запуск двигателя при низких температурах, с другой стороны - предотвратить нарушения в работе двигателя, связанные с образованием паровых пробок при высоких температурах. Пусковые свойства бензина зависят от содержания в нем легких фракций, которое может быть определено по давлению насыщенных паров и температуре перегонки 10 % или объему легких фракций, выкипающих при температуре до 70°С. Чем ниже температура окружающего воздуха, тем больше легких фракций требуется для запуска двигателя. Однако чрезмерное содержание низкокипящих фракций в составе бензинов может вызвать неполадки в работе прогретого двигателя, связанные с образованием паровых пробок в системе топливоподачи. Причиной образования паровых пробок в автомобильном двигателе является интенсивное испарение топлива вследствие его перегрева. В условиях жаркого климата это явление может иметь массовый характер. Образование паровых пробок зависит от испаряемости бензина, температуры и конструкции двигателя. Чем выше давление насыщенных паров бензина, ниже температуры начала кипения и перегонки 10 % и больше объем фракции, выкипающей при температуре до 70 °С, тем больше его склонность к образованию паровых пробок.

От содержания в бензине легкокипящих фракций зависит его физическая стабильность, т.е. склонность к потерям от испарения. Наибольшие потери от испарения имеют бензины, содержащие в своем составе низкокипящие углеводороды.

2. От фракционного состава зависят такие показатели как скорость прогрева двигателя, его приемистость, износ цилиндро-поршневой группы. Приемистость - способность бензинов к повышению детонационной стойкости при добавлении антидетонаторов. Наиболее существенное влияние на скорость прогрева двигателя и его приемистость оказывает температура перегонки 50 % бензина. Температура выкипания 90 % бензина также влияет на эти характеристики, но в меньшей степени. Скорость прогрева двигателя, его приемистость зависят и от температуры окружающего воздуха. Чем ниже температура воздуха, тем ниже должна быть температура перегонки 50 % бензина для обеспечения быстрого прогрева и хорошей приемистости двигателя. При понижении температуры это влияние усиливается. Поэтому нормы на этот показатель также зависят от температурных условий эксплуатации и различаются по сезону и климатическим зонам.

3. Для нормальной работы двигателя большое значение имеет полнота испарения топлива, которая характеризуется температурой перегонки 90 % бензина и температурой конца кипения. При неполном испарении бензина во впускной системе часть его может поступать в камеру сгорания в жидком виде, смывая масло со стенок цилиндров. Жидкая пленка через зазоры поршневых колец может проникать в картер, при этом происходит разжижение масла. Это приводит к повышенным износам и отрицательно влияет на мощность и экономичность работы двигателя. Снижение температуры конца кипения бензинов может повысить их эксплуатационные свойства, однако это снижает ресурс бензинов. Температура конца кипения (tк.к.) бензинов также характеризует полноту сгорания бензинов и равномерность распределения рабочей смеси по цилиндрам двигателя; при tк.к. выше 220 оС происходит неполное сгорание бензинов, повышается его расход, а также увеличивается износ двигателя, снижаются его экономичность и мощность.



Определения фракционного состава полимер бензина

3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Расчет реакторного блока

Расчет реакторного блока установки каталитического риформинга над неподвижным алюмоплатиновым катализатором. Производительность реакционного блока по сырью равна 147 м^3/час или 2571,21 т/сутки.

Состав стабильного гидрогенизата – сырья для каталитического риформинга приведен в таблице 2.

Состав стабильного гидрогенизата

Относительная плотность	**Фракционный состав**					**Углеводородный состав, % масс.**		
	Н.к.	10%	50%	90%	К.к.	Ароматич.	Нафтенов.	Парафин.
0,7288	70	84	121	164	180	12	38	50

Необходимые исходные данные и определения

Над платиновым катализатором при риформинге протекают следующие реакции:

превращение нафтеновых углеводородов в ароматические:

$$C_nH_{2n} = C_nH_{2n-6} + 3H_2; \quad (1)$$

превращение нафтеновых углеводородов в парафиновые:

$$C_nH_{2n} + H_2 = C_nH_{2n+2}; \quad (2)$$

гидрокрекинг нафтеновых углеводородов:

$$C_nH_{2n} + \frac{n}{3}H_2 \rightarrow \frac{n}{15}(CH_4 + C_2H_6 + C_6H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}); \quad (3)$$

гидрокрекинг парафиновых углеводородов:

$$C_nH_{2n+2} + \frac{n-3}{3}H_2 \rightarrow \frac{n}{15}(CH_4 + C_2H_6 + C_6H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) \quad (4)$$

где n – углеродное число (число углеродных атомов в молекуле углеводорода).

Процесс каталитического риформинга протекает под повышенным давлением. Примем давление в первом реакторе равным 2,9 ·10^6 Па.

Примем температуру в первом реакторе 800 К.

В промышленных реакторах ОСПС равна 1-3 ч$^{-1}$. В расчете используем числовое значение ОСПС равное 1,5 ч$^{-1}$. Циркуляцию ВСГ поддерживают в интервале 900-1850 м^3 при нормальных условиях на 1 м^3 сырья. Примем кратность циркуляции газа по данным производства равной 1400 м^3/м^3. Содержание водорода в ВСГ достигает 70 – 91 об.%. Примерный состав циркулирующего газа приведем в таблице.

Примерный состав циркулирующего газа

Компоненты	**H_2**	**CH_4**	**C_2H_6**	**C_3H_8**	**C_4H_{10}**	**C_5H_{12}**
Содерж. Об.%	76	9	8	5	1	1

Числовое значение молекулярных масс углеводородов представлено в таблице.

Числовое значение молекулярных масс углеводородов

Компоненты	**Молекулярная масса**	**Содержание в сырье**	
		Масс. Доли	**Мольные доли**
Араматические	101,8	0,12	0,127
Нафтеновые	107,8	0,38	0,382
Парафиновые	109,8	0,50	0,491
Сумма	-	1,00	1,000

Парциальное давление компонентов в сырье ввиду не очень высокого давления и значительного разбавлением водородом рассчитываем следующим образом:

$$p_a = 2{,}9 \cdot 10^6 \cdot 0{,}127 = 0{,}368 \cdot 10^6\ Па;$$
$$p_н = 2{,}9 \cdot 10^6 \cdot 0{,}382 = 1{,}107 \cdot 10^6\ Па;$$
$$p_п = 2{,}9 \cdot 10^6 \cdot 0{,}491 = 1{,}424 \cdot 10^6\ Па.$$

Количество сырья (в кмоль) равно:

$$n_{c1} = \frac{G_c}{M_c}; \quad (5)$$

где G_c – расход сырья, кг/ч;
M_c – средняя молекулярная масса сырья.

$$n_{c1} = \frac{107133{,}75}{108{,}8} = 984{,}69 кмоль/ч$$

Рассчитываем величину G_c:

$$G_c = \frac{2571{,}21 \cdot 1000}{24} = 107133{,}75 кг/ч \quad (6)$$

Расчетные данные количества и состава сырья приведем в таблице.

Количество и состав сырья

Компоненты	**Мольная доля**	**Количество сырья кмоль/ч**
Ароматические	0,127	125,06
Нафтеновые	0,382	376,15
Парафиновые	0,491	483,48
сумма	1,000	984,69

Количество ВСГ $G_г$ равно:

$$G_Г = \frac{G_c}{\rho} n \quad (7)$$

где ρ – плотность сырья;
n – кратность циркуляции ВСГ.

$$G_Г = \frac{107133{,}75}{728{,}8} \cdot 1400 = 205800{,}29 м^3/ч$$

Количество циркулирующего газа в кмоль равно:

$$n_г^/ = \frac{G_Г}{22{,}4} \quad (8)$$

$$n_г^/ = \frac{205800{,}29}{22{,}4} = 9187{,}51 кмоль/ч$$

Данные по составу циркулирующего газа приведем в таблице.

Данные по составу циркулирующего газа

Компоненты	**Молекулярная масса**	**Содержание в сырье мол.доли**	**Произведение мол. Массы на содерж. сырья**	**Количество сырья, кмоль/ч**
Водород	2	0,76	1,52	6982,51
Метан	16	0,09	1,44	826,88
Этан	30	0,08	2,4	735

Пропан	44	0,05	2,2	459,38
Бутан	58	0,01	0,58	91,88
Пентан	72	0,01	0,72	91,88
Сумма	-	1,00	8,86	9187,51

Общее количество парафиновых углеводородов в циркулирующем газе равно:

9187,51 – 6982,51 = 2205 кмоль/ч

Данные расчета по определению состава смеси сырья и водорода и парциальных давлений ее компонентов приведены в таблице.

Данные расчета по определению состава смеси сырья и водорода

Компоненты	**Количество сырья**	**Содержание сырья в мол. долях**	**Парциальное давление**
Ароматические	125,06	0,0123	$35,67 \cdot 10^3$
Нафтеновые	376,15	0,037	$107,3 \cdot 10^3$
Парафиновые	483,48	0,048	$139,2 \cdot 10^3$
Водород	6982,51	0,686	$1989,4 \cdot 10^3$
Общие парафиновые	2205	0,217	$629,3 \cdot 10^3$
Сумма	10172,2	1,000	$2900 \cdot 10^3$

Количество катализатора, необходимое для проведения реакции:

$$\upsilon_к = \frac{G_c}{\rho \upsilon_0} \tag{9}$$

где $\nu_к$ – необходимый обьем катализатора;
ρ – плотность сырья кг/м^3.

$$\upsilon_к = \frac{107133,75}{728,8 \cdot 3} = 49 м^3$$

Насыпная плотность алюмоплатинового катализатора равна $\rho_к$ = 550-650 кг/м^3. Приняв насыпную массу катализатора равную 580 кг/м^3, найдем количество катализатора:

$$G_k = \upsilon_к \cdot \rho_к \tag{10}$$

где G_k – необходимая масса катализатора.

$$G_k = 49 \cdot 580 = 28420 кг$$

Риформинг бензиновых фракций осуществляют в блоке из трех последовательно соединенных реакторов. Катализатор между реакторами распределяют в отношении 1:2:4. Общее количество катализатора первоначально распределим между тремя реакторами в указанном отношении представленных в таблице.

Распределение катализатора между реакторами

Номер реактора	**Количество катализатора**	
	Объем катализатора	**Масса катализатора**
1	7	4060

2	14	8120
3	28	16240
Сумма	49	28420

Расчет первого реактора

Рассчитаем материальный баланс первого реактора. Константа скорости реакции ароматизации. Зная температуру подачи сырья в первом реакторе Т = 800К из графика определения констант получим $к_1 = 360 \cdot 10^{-9}$ кмоль/ч·Па кг катализатора.

Константа химического равновесия реакции ароматизации. При температуре Т=800 К найдем константу химического равновесия:

$$k_{p1} = 9{,}81^3 \cdot 10^{12} e^{46{,}15 - \frac{25600}{800}} = 13{,}3094 \cdot 10^{20}\ Па^3 \qquad (11)$$

Уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции ароматизации. Подставив числовое значение найденных величин, определим относительное уменьшение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате первой реакции:

$$-\frac{dN_H}{d\upsilon_R} = 360 \cdot 10^{-9} \cdot 107{,}3 \cdot 10^3 - \frac{360 \cdot 10^{-9}}{13{,}31 \cdot 10^{20}} \cdot 35{,}67 \cdot 10^3 \cdot 1989{,}4 \cdot 10^3 = 0{,}038628 кмоль/ч \cdot кг_{кат}$$

После разделения и переменных интегрирования имеем:

$$– N = 0{,}038628 \cdot \upsilon \qquad (12)$$

Знак минус в левой части полученного уравнения указывает на уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции их ароматизации, знак плюс в правой части – на преобладание прямой реакции. Если бы в правой части уравнения был получен знак минус, то преобладала бы обратная реакция.

Величина υ_{R1} для первого реактора будет равна:

$$\upsilon_{R1} = \frac{G_k}{n_c} \qquad (13)$$

где n_c – количество сырья, подаваемогов первый реактор.

$$\upsilon_{R1} = \frac{4060}{984{,}69} = 4{,}1231 \text{ кг катализатора/кмоль/ч сырья}$$

Доля нафтеновых углеводородов, подвергнутых ароматизации, равна

$$-N = 0{,}038628 \cdot 4{,}1231 = 0{,}1592$$

Вычислим количество нафтеновых углеводородов, которое осталось после реакции ароматизации:

$$n = (0{,}382 – 0{,}1592) \cdot 984.69 = 219.388 \text{ кмоль/ч}$$

Количество нафтеновых углеводородов, которое превратилось в ароматические углеводороды, равно:

$$n_1 = n_a - a_1 = 376.15 – 219.39 = 156.76 \text{ кмоль/ч}$$

Константа скорости реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые. При температуре сырья Т=800 К найдем $к_2$ из графика определения констант $к_2 = 2{,}4 \cdot 10^{-15}$ кмоль/ч·Па^2·кг катализатора.

Константа химического равновесия реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые. При температуре Т= 800 К найдем $к_{р2}$.

$$k_{p2} = 98{,}1^{-1} \cdot 10^{-3} e^{\frac{4450}{800} - 7{,}12} = 0{,}002145 \cdot 10^{-3}\ \text{Па}^{-1} \qquad (14)$$

Величина $к_{р2}<1$ указывает на преобладание обратной реакции – превращение парафиновых углеводородов в нафтеновые.

Увеличение количества нафтеновых углеводородов в нафтеновые. Вычислим относительное увеличение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате второй реакции:

$$-\frac{dN_{H12}}{d\upsilon_{R1}} = 2{,}4 \cdot 10^{-15} \cdot 107{,}3 \cdot 10^3 \cdot 1989{,}4 \cdot 10^3 - \frac{2{,}4 \cdot 10^{-15}}{0{,}002145 \cdot 10^{-3}} \cdot 139{,}2 \cdot 10^3 = 0{,}3563 \cdot 10^{-3}\ кмоль/ч \cdot кг$$

Разделяя переменные и интегрируя, получим долю парафиновых углеводородов, подвергнутых превращению в результате второй реакции:

$$n_{H12} = 0{,}3563 \cdot 10^{-3} \cdot 4{,}1231 = 0{,}00147$$

Количество нафтеновых углеводородов после проведения первой и второй реакции:

$$n_{н12} = (0{,}382 - 0{,}1592 + 0{,}00147) \cdot 984.69 = 220{,}84 \text{ кмоль/ч}$$

Количество парафиновых углеводородов, превращенных в нафтеновые:

$$n_{н11} = 220{,}84 - 219.388 = 1{,}452 \text{ кмоль/ч}$$

Константа скорости реакции гидрокрекинга нафтеновых углеводородов. При температуре Т = 800 К найдем $к_3$ из графика определения констант. $к_3$ = 0,096 кмоль/ч · кг катализатора.

Уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга. Определим относительное уменьшение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате третьей реакции:

$$-\frac{dN_{H13}}{d\upsilon_{R1}} = 0{,}096 \frac{107{,}3 \cdot 10^3}{2{,}9 \cdot 10^6} = 0{,}003552 \text{ кмоль/ч·кг катализатора}$$

Разделяя переменные и интегрируя, получим долю нафтеновых углеводородов, подвергнутых гидрокрекингу:

$$-N_{H13} = 0{,}003552\upsilon_{R1} = 0{,}003552 \cdot 4{,}1231 = 0{,}014645$$

Количество нафтеновых углеводородов, которое осталось после проведения первых трех реакций:

$$n_{н13} = (0{,}382 - 0{,}1592 + 0{,}00147 - 0{,}014645) \cdot 984{,}69 = 206{,}42 \text{ кмоль/ч}$$

Количество нафтеновых углеводородов, которое подвергнуто гидрокрекингу:

$$n_{н11} = 220,84 – 206,42 = 14,42 \text{ кмоль/ч}$$

Уменьшение количества парафиновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга. Вычислим относительное уменьшение количества парафиновых углеводородов в реакторе в результате четвертой реакции:

$$-\frac{dN_{H1}}{d\upsilon_{R1}} = 0,096 \cdot \frac{139,2 \cdot 10^3}{2,9 \cdot 10^6} = 0,004608 \text{ кмоль/ч·кг катализатора}$$

При этом следует иметь в виду, что константы скоростей реакций гидрокрекинга нафтеновых и парафиновых углеводородов равны $к_3 = к_4 = 0,096$ кмоль/ч·кг катализатора.

Доля парафиновых углеводородов, подвергнутых гидрокрекингу:

$$-N_{H11} = 0,004608 \cdot \upsilon_{R1} = 0,004608 \cdot 4,1231 = 0,019$$

Количество парафиновых углеводородов питания, которое осталось после реакции гидрокрекинга:

$$n_{н14} = (0,491 – 0,019) \cdot 984,69 = 464,77 \text{ кмоль/ч}$$

Количество парафиновых углеводородов, которое подверглось гидрокрекингу и превратилась в газ, равно:

$$n_{н11} = 483,48 – 464,77 = 18,71 \text{ кмоль/ч}$$

Материальный баланс реакций в реакторе. На основе рассчитанного количества прореагировавшего сырья и стехиометрических уравнений представим расчет материального баланса реакций в таблице.

материальный баланс реакций в первом реакторе

Количество компонентов вступивших в реакцию, кмоль/ч	**Количество продуктов реакции, кмоль/ч**
483,48 C_nH_{2n}	483,48 C_nH_{2n-6}+ 483,48·3H_2
1,452 C_nH_{2n+2}	1,452 C_nH_{2n}+7H_2
14,42 C_nH_{2n}+40,9n/3H_2	14,42n/15(CH_4+C_2H_6+C_3H_8+C_4H_{10}+C_5H_{12})
18,71 C_nH_{2n+2}+18,71(n-3)/3H_2	18,71n/15(CH_4+C_2H_6+C_3H_8+C_4H_{10}+C_5H_{12})

Из таблицы видно, что в результате гидрокрекинга получается углеводородный газ, который обогатит циркулирующий газ.

Количество углеводородного газа, образовавшегося в реакторе, при n = 7,7 равно:

$$(14,42 + 18,71) \cdot 7,7/15 \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) = 17 \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$$

Состав газа, покидающего реактор приведен в таблице.

Состав газа, покидающего реактор

Компоненты	**Приход, кмоль/ч**	**Расход, кмоль/ч**
C_nH_{2n-6}	125,06	125,06 + 156.76 = 281,82

C_nH_{2n}	376,15	376,15–156,76+1,45–14,42=206,42
C_nH_{2n+2}	483,48	483,48–1,45–18,71=463,32
Сумма	984,69	951,56
Циркулирующий газ		
H_2	6982,51	6982,51+483,48·3+1,45 –14,42·7,7/3–18,71· (7,7-3)/3 = 8368,079
Метан	826,88	826,88 + 17 = 843,88
Этан	735	735 + 17 = 752
Пропан	459,38	459,38 + 17 = 476,38
Бутан	91,88	91,88 + 17 = 108,88
Пентан	91,88	91,88 + 17 = 108,88
Сумма	9187,51	10658,1
Всего	10172,2	11609,66

Материальный баланс реактора. Материальный баланс реактора составляется для определения выхода продуктов риформинга. Он представлен в таблице.

Материальный баланс реактора

Компоненты	**Молекулярная масса**	**Количество, кмоль/ч**	**Содержание в мол. долях**	**Произвед. м.м на содерж. в долях**
Водород	2	8368,079	0,785	1,57
Метан	16	843,88	0,079	1,264
Этан	30	752	0,071	2,13
Пропан	44	476,38	0,045	1,98
Бутан	58	108,88	0,01	0,58
Пентан	72	108,88	0,01	0,72
Сумма	-	10658,1	1,000	8,244

Среднее молекулярные массы углеводородов C_nH_{2n-6}, C_nH_{2n} и C_nH_{2n+2}, покидающих реактор, не будут равны соответствующим числовым значением величин на входе в реактор. Рассчитаем новые числовые значения средних молекулярных масс указанных углеводородов.

Количество обогащенного циркулирующего газа на выходе из реактора:

$$10658,1 \cdot 8,244 = 87865,38 \text{ кг/ч}$$

Приход и расход компонентов представлен в таблице.

Приход и расход компонентов

Компоненты	**Количество кмоль/ч**	**Содержание мол.долях**	**Средняя м.м.**	**Количество кг/ч**
Приход				
C_nH_{2n-6}	125,06	0,0123	101,8	12731,1
C_nH_{2n}	376,15	0,037	107,8	40549
C_nH_{2n+2}	483,48	0,0475	109,8	53086,1
H_2	6982,51	0,686		
C_nH_{2n+2}	2205,02	0,217	8,86	81401,52
Сумма	10172,22	1,000	-	187767,72
Расход				
C_nH_{2n-6}	281,82	0,0243	138,2	30947
C_nH_{2n}	206,42	0,0178	144,2	27765,8

C_nH_{2n+2}	463,32	0,04	146,2	57737,4
H_2	8368,079	0,72		
C_nH_{2n+2}	2290,02	0,197	8,244	70865,37
Сумма	11609,659	1,0000	-	187315,57

Из материального баланса реактора следует, что количество углеводородов, покидающих реактор, равно разности между количеством всего газового потока и количеством обогащенного ВСГ:

$$188100,57 – 51567,5 = 136533,07 \text{ кг/ч}$$

Напишем уравнение материального баланса для углеводородов, покидающих реактор:

$$136533,07 = 281,82\ C_nH_{2n-6}+206,42C_nH_{2n}+463,32C_nH_{2n+2}$$
$$136533,07 = 281,82\cdot(14n-6)+206,42\cdot14n + 463,32 \cdot (14n+2)$$

После вычисления найдем, что углеродное число равно n = 10,3. Числовое значение молекулярных масс углеводородов, покидающих реактор:

$$M_а=14\cdot10,3-6=138,2$$
$$M_н=14\cdot10,3=144,2$$
$$M_п=14\cdot10,3+2=146,2$$

Тепловой баланс первого реактора. Основные реакции риформинга протекают с поглощением тепла. Перепад температуры в реакторах зависит от группового углеводородного состава сырья и от температуры реакции. В первом реакторе перепад температуры может достигать 35-80 К, во втором 8-40 К и в третьем 0-17 К.

Уравнение теплового баланса в реакторе в общем виде:

$$Q_1 = Q_2+Q_3+Q_4 \qquad (15)$$

Левая часть уравнения учитывает приход тепла с сырьем и циркулирующим газом (в кВт).

Правая часть уравнения учитывает расход тепла (в кВт): Q_2 – на реакции риформинга; Q_3 – с продуктами реакции и циркулирующим газом; Q_4 – потери в окружающую среду.

Рассчитаем энтальпию газового потока на входе в аппарат. Предварительный расчет показывает, что ввиду не очень высокого давления и значительного разбавления водородом поправка на давление величины энтальпии не требуется.

Относительные плотности углеводородов представлены в таблице.

Относительные плотности углеводородов

Углеводороды	**Относительная плотность**	
	На входе в реактор	**На выходе из реактора**
Ароматические	0,718	0,722
Нафтеновые	0,731	0,733
Парафиновые	0,733	0,737

Расчет энтальпии смеси приведен в таблице.

Расчет энтальпии смеси

Компоненты	**М.м**	**Кол-во кмоль/ч**	**Содерж. мол.доли**	**Произвед м.м. на**	**Содерж масс.доли**	**Энтальпия кДж/кг**

				мольную долю	у	q	q·y
Водород	2	6982,51	0,686	1,372	0,074374	7700	572,68
Метан	16	826,88	0,081	1,296	0,07046	1618	114,00
Этан	30	735	0,072	2,16	0,117432	1434	168,40
Пропан	44	459,38	0,045	1,98	0,107647	1405	151,24
Бутан	58	91,88	0,009	0,522	0,028381	1400	39,73
Пентан	72	91,88	0,009	0,648	0,035231	1392	49,04
CnH2n-6	102	125,06	0,0123	1,25214	0,067802	1713	116,15
CnH2n	108	376,15	0,037	3,9886	0,215952	1704	367,98
CnH2n+2	110	483,48	0,0475	5,2155	0,282721	1703	481,47
Сумма	-	10172,2	1	18,43424	1	-	2060,70

Тепловой эффект реакции рассчитать, пользуясь законом Гесса, нельзя из-за незнания детального химического состава сырья и продуктов реакции. Поэтому воспользуемся формулой:

$$q_P = -335b \qquad (16)$$

где q_p – тепловой эффект реакции;

b – выход водорода в расчете на исходное сырье, масс %.

Из материального баланса реактора следует, что в результате риформинга получен водород в количестве:

$$G_{H2} = 8368,079 - 6982,51 = 1385,57 \text{ кмоль/ч}$$

$$G_{H2} = 1385,57 \cdot M_{H2} \qquad (17)$$

где M_{H2} – молекулярная масса водорода.

$$G_{H2} = 1385,57 \cdot 2 = 2771,14 \text{ кг/ч}$$

Тогда

$$b = \frac{2771,14 \cdot 100}{107133,75} = 2,59 масс\%$$

а тепловой эффект реакции:

$$q_P = -335 \cdot 2,59 = -867,65 \text{ кДж/кг}$$

Тепловой эффект реакции платформинга лежит в пределах 356 – 890 кДж на 1 кг исходного сырья.

Тепловой баланс реактора с учетом принятой величины теплопотерь в окружающую среду равных 1% от всего тепла приходящего с сырьем и УВГ:

$$Q_4 = 0,01 \cdot 386,93 \cdot 10^6 = 3,87 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Величина Q_3 равна:

$$Q_3 = 187767,72 \cdot q_{Твых} \qquad (18)$$

Из теплового баланса реактора имеем:

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 \qquad (19)$$

$$Q_3 = 107,48 \cdot 10^3 - 25,82 \cdot 10^3 - 1,075 \cdot 10^3 = 80,585 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Тогда

$$q_{Твых} = \frac{80,585 \cdot 10^3 \cdot 3600}{187767,72} = 1545 \text{кДж/кг}$$

Тепловой баланс реактора

Потоки	Температура, К	Количество кг/ч	Энтальпия кДж/кг	Количества тепла, кВт

Приход:				
Q_1	$T_{вх} = 800$	187767,72	2060,7	$107,48 \cdot 10^3$
Сумма:				
Расход:				
Q_2	-	107133,75	867,65	$25,82 \cdot 10^3$
Q_3	$T_{вых}$		-	$126,3 \cdot 10^3$
Q_4	Принимается		-	$1,075 \cdot 10^3$
Сумма:				

Для определения числового значения температуры $T_{вых}$ потока, покидающего реактор, необходимо рассчитать состав смеси на выходе из реактора и построить вспомогательный график зависимости $q_{вых} = T_{вых}$.

Состав газа, покидающего реактор на основе данных таблицы, представлен в таблице.

Состав газа покидающего реактор

Компоненты	**Молекулярная масса M_i**	**Кол-во кмоль/ч, n_i**	**Содерж.** $y_i' = \frac{n_i}{\sum n_i}$ **мол.доли**	$M_ш \cdot y_i'$	**Содерж.** $y_i = \frac{M_i \cdot y_i'}{M_{см}}$ **масс. доли**
Водород	2,00	8368,08	0,72	1,44	0,09
Метан	16,00	843,88	0,07	1,16	0,07
Этан	30,00	752,00	0,06	1,94	0,12
Пропан	44,00	476,38	0,04	1,81	0,11
Бутан	58,00	108,88	0,01	0,54	0,03
Пентан	72,00	108,88	0,01	0,68	0,04
CnH2n-6	102,00	281,82	0,02	2,48	0,15
CnH2n	108,00	206,42	0,02	1,92	0,12
CnH2n+2	110,00	463,32	0,04	4,39	0,27
Сумма	-	11609,66	1,00	16,36	1,00

Для построения вспомогательного графика зависимости $q_{вых} = T_{вых}$ зададимся двумя ориентировочными значениями температуры 713 К и 743 К. Значения энтальпий при этих температурах рассчитаны в таблице .

Значения энтальпий

Компоненты	**Содержание y_i, масс. доли**	**Энтальпия кДж/кг**			
		713 К		**743 К**	
		q_{Ti}	**$q_{Ti} \cdot y_i$**	**q_{Ti}**	**$q_{Ti} \cdot y_i$**
Водород	0,09	6374	573,66	6818	613,62
Метан	0,07	1274	89,18	1383	96,81
Этан	0,12	1120	134,4	1223	146,76
Пропан	0,11	1098	120,78	1196	131,56
Бутан	0,03	1095	32,85	1193	35,79
Пентан	0,04	1090	43,6	1186	47,44
CnH2n-6	0,15	1408	211,2	1504	225,6
CnH2n	0,12	1402	168,24	1500	180
CnH2n+2	0,27	1399	377,73	1497	404,19

Сумма	1	-	1751,64	-	1881,77

Перепад температуры в первом реакторе составит:

$$\Delta T_1 = T_{вх.1} - T_{вых.1} \tag{20}$$

$$\Delta T_1 = 800 - 660 = 140K$$

Основные размеры реактора. Диаметр реактора рассчитываем так, чтобы перепад давления в слое катализатора не превышал допустимого значения.

На укрепленных установках применяют реакторы с радиальным вводом сырья. Аппарат представляет собой сосуд с внутренним перфорированным стаканом, куда загружают катализатор. Газосырьевая смесь поступает через ввод в кольцевой зазор между футеровкой и стаканом, проходит в радиальном направлении через слой катализатора и выводится через перфорированную трубу.

Величину допустимого перепада давления для реактора примем по данным укрепленной установки:

$$[\Delta\pi_1] = 0{,}5\frac{0{,}158 \cdot 10^6}{n_p} = 0{,}5\frac{0{,}158 \cdot 10^3}{3} = 26300 \text{ Па}$$

где 0,5 – доля гидравлического сопротивления слоя в общем гидравлическом сопротивлении реактора.

Рассчитаем перепад давления:

$$\frac{\Delta\pi_1}{H_1} = \frac{255(1-\lambda)^{1,35}}{\lambda^{0,29}} \cdot \frac{\omega^2 \rho_{см}}{d_э}\left(\frac{\nu_{см}}{d_э \cdot \omega}\right)^{0,35} \tag{21}$$

где $\frac{\Delta\pi_1}{H_1}$ - потери напора на 1 м высоты (толщины) слоя катализатора в реакторе, Па/м;

λ – порозность слоя;

ω – скорость фильтрования, м/с;

ρ – плотность газов, кг/м^2;

ν – кинематическая вязкость, м^2/с;

$d_э$ – эквивалентный диаметр частиц катализатора, м.

Порозность слоя катализатора при допущении упорядочного расположения частиц катализатора равна:

$$\lambda = \frac{\upsilon_ш}{\upsilon_{куб}} \tag{22}$$

где $\upsilon_ш$ - объем шара, эквивалентный объему частицы катализатора цилиндрической формы, м$_3$;

$\upsilon_{куб}$ - объем куба, описанного вокруг шара, м^3.

Гидравлические сопротивления реакторов

Установка	**Гидравлическое сопротивление реакторов, 10^6 Па**
Каталитического риформинга	0,435
Комбинированная установка – секция риформинга	0,52
Укрупненная установка – секция риформинга	0,158

Цилиндрические частицы алюмоплатинового катализатора риформинга имеют диаметр 2-3 мм и высоту 4-5 мм. Если принять диаметр цилиндрика равным 0,003 м и высоту равной 0,005 м, то:

$$\upsilon_ш = \frac{\pi \cdot d^2}{4} H \tag{23}$$

$$\upsilon_{ш} = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}003^2}{4} 0{,}005 = 35{,}35 \cdot 10^{-9}$$

Сторона куба, описанного вокруг шара, равна эквивалентному диаметру этого шара:

$$d_э = \sqrt[3]{\frac{6\upsilon_ш}{\pi}} \tag{24}$$

$$d_э = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 35{,}35 \cdot 10^{-9}}{3{,}14}} = 4{,}06 \cdot 10^{-3}$$

Числовое значение порозности при $\upsilon_{куб} = d_э^3$:

$$\lambda = \frac{35{,}35 \cdot 10^{-9}}{(4{,}06 \cdot 10^{-3})^3} = 0{,}524$$

Скорость радиального фильтрования газовой смеси в наиболее узком сечении у сетки трубы:

$$\omega = \frac{\upsilon_{сек}}{F_c} \tag{25}$$

где $\upsilon_{сек}$ - объем газов, проходящих через свободное сечение реактора, м^3/с;

F_c – площадь сетки у трубы, м^2.

Величину $\upsilon_{сек}$ найдем по формуле:

$$\upsilon_{сек} = \frac{22{,}4GT_{ср} \cdot 0{,}1 \cdot 10^6 Z}{36000M_{ср} \cdot 273\pi_{ср}} \tag{26}$$

где G – количество газовой смеси в реакторе, кг/ч;

$T_{ср}$ – средняя температура в реакторе, К;

Z = 1 – коэффициент сжижаемости газа, значительно разбавленного водородом.

Средняя температура в реакторе равна:

$$T_{ср} = \frac{T_{вх1} + T_{вых2}}{2} \tag{27}$$

$$T_{ср} = \frac{800 + 660}{2} = 730$$

Среднее давление в реакторе примем равным:

$$\pi_{ср} = \frac{\pi_1 + \pi_1 - [\Delta\pi_1]}{2} \tag{28}$$

$$\pi_{ср} = \frac{2{,}9 \cdot 10^6 + 2{,}9 \cdot 10^6 - 0{,}00263 \cdot 10^6}{2} = 2{,}899 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Тогда

$$\upsilon_{сек} = \frac{22{,}4 \cdot 187767{,}72 \cdot 730 \cdot 0{,}1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 16{,}36 \cdot 273 \cdot 2{,}899 \cdot 10^6} = 6{,}59 \text{ м}^3/\text{с}$$

Площадь сетки у трубы:

$$F_c = \pi \cdot D_c \cdot H_c \quad (29)$$

где D_c – диаметр сетки у трубы, м;

H_c – высота сетки , м.

Примем диаметр реактора 2,4 м, диаметр сетки 0,5 м. Высоту сетки вычислим по формуле:

$$H_c = H_{сл1} - 0,4 \quad (30)$$

где $H_{сл1}$ – высота слоя катализатора в реакторе, м.

Высота слоя катализатора в стакане:

$$H_{сл1} = \frac{\upsilon_{к1}}{F} \quad (31)$$

где F – площадь кольцевого сечения между стаканами, м^2.

Величину F найдем следующим образом:

$$F = \frac{\pi\left[\left(D_{p1} - 25 - 2 \cdot 0,02\right)^2 - D_c^2\right]}{4} \quad (32)$$

$$F = \frac{3,14\left[\left(2,14 - 2 \cdot 0,02\right)^2 - 0,5^2\right]}{4} = 3,88\,м^2$$

Тогда

$$H_{сл1} = \frac{7}{3,88} = 1,8 \text{ м}$$

$$H_c = 1,8 - 0,4 = 1,4 \text{ м}$$

Площадь сетки у трубы

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 1,4 = 2,198 \text{ м}^2$$

Подставив числовые значения величин в формулу для расчета скорости фильтрации, получим:

$$\omega = \frac{6,59}{2,198} = 3 \text{ м/с}$$

Плотность газовой смеси на выходе из реактора:

$$\rho_{см} = \sum \rho_i \cdot y_i^{/} \quad (33)$$

где ρ_i - плотность компонентов газов смеси, кг/м^3;

$y_i^{/}$ - содержание компонентов газовой смеси, мол. доли.

Плотность компонентов газовой смеси при средней температуре равной 742К в реакторе:

$$\rho_i = \frac{M \cdot \pi 273}{22,4 \cdot 0,1 \cdot 10^6 T_{ср}} \quad (34)$$

где М – средние молекулярные массы компонентов.

Результаты расчета плотности приведем в таблице.

Плотности компонентов газовой смеси

Компоненты	**Содержание мол. доли**	**Плотность**	**Произведение плотности и содержания**
C_nH_{2n-6}	0,0243	57,7	1,40211

C_nH_{2n}	0,0178	60,9	1,08402
C_nH_{2n+2}	0,04	62	2,48
H_2	0,917	3,73	3,42041
C_nH_{2n+2}			
Сумма	1	-	8,38654

Приведем в таблице результаты расчетов кинематической вязкости углеводородов.

Кинематической вязкости углеводородов

Компоненты	**Мольная доля**	**Кинематическая вязкости при Т=730 К**	$\frac{y}{\nu \cdot 10^6}$
Водород	0,72	522,9	0,0014
Метан	0,07	88,83	0,0008
Этан	0,06	45,32	0,0013
Пропан	0,04	27,53	0,0015
Бутан	0,01	19,73	0,0005
Пентан	0,01	15,22	0,0007
C_nH_{2n-6}	0,02	0,277	0,0722
C_nH_{2n}	0,02	0,263	0,0760
C_nH_{2n+2}	0,04	0,258	0,1550
Сумма	1	-	$0,3094 \cdot 10^6$

Кинематическая вязкость газовой смеси, согласно формуле Манна равна:

$$\nu_{см} = \frac{1}{0,3094 \cdot 10^6} = 3,232 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Подставив в формулу для расчета потери напора числовые значения величин получим:

$$\frac{\Delta\pi_1}{H_1} = \frac{255(1-0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{3^2 \cdot 8,3865}{4,06 \cdot 10^{-3}} \left(\frac{3,232 \cdot 10^{-6}}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 3}\right)^{0,35} = 11755,49 \text{ Па/м}$$

Толщина слоя катализатора в стакане:

$$H_1 = \frac{D_1 - 2\sigma - 2 \cdot 2.02 - D_c}{2} \quad (35)$$

$$H_1 = \frac{2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5}{2} = 0,89 \text{ м}$$

Потеря напора в слое катализатора:

$$\Delta\pi_1 = 11755,49 \cdot 0,89 = 10462,39 \text{ Па}$$

Полученная числовая величина не превышает $[\Delta\pi_1]$.

Полная высота реактора равна:

$$H_{n1} = H_1 + 0,2 + D_1 + 0,0225 + D_1 + 0,425 \quad (36)$$

$$H_{п1} = 1{,}8 + 0{,}2 + 2{,}4 + 0{,}225 + 2{,}4 + 0{,}425 = 7{,}45 \text{ м}$$

Так как исходные данные не точны, принимаем габариты реактора работающего на действующем производстве представленные в таблице 20.

Габариты первого реактора

Диаметр, мм	2400
Высота, мм	10600
Катализатор	Полиметаллический – RG-482
Объем, м^3	13

Таким же образом рассчитываем остальные два реактора. За неимением данных принимаем параметры реакторов такие же, как и на действующем производстве. Их краткие характеристики сведены в таблицу 21.

краткие характеристики реакторов

Параметры	**Реактор 2**	**Реактор 3**
Давление, Па	$2{,}94 \cdot 10^6$	$2{,}94 \cdot 10^6$
Количество обогащенного циркулирующего газа на выходе из аппарата, кг/ч	101700	120600
Количесвто углеводородов, покидающих реактор, кг/ч	137800	118900
Площадь сетки, м^2	6,3	16,5
Высота слоя катализатора, м	6,25	4,68
Скорость фильтрации, м/с	0,039	0,017
Потери напора, Па/м	17900	32200
Толщина слоя катализатора, м	1,19	4,68
Потеря напора в слое катализатора, Па	$0{,}0213 \cdot 10^6$	33200
Полная высота реактора, м	13,1	13,78

3.2. Расчет вертикальной цилиндрической трубчатой печи

Рассчитать вертикальную цилиндрическую трубчатую печь для нагрева углеводородного газа для регенерации адсорбента при следующих исходных данных: количество углеводородного газа 43200 $м^3$/сутки, относительная плотность 1,45 кг/$м^3$; удельная теплоемкость УВГ $2,5 \cdot 10^3$ кДж/кг; температура УВГ на входе в печь $T_1 = 298$ К, на выходе из печи $T_2 = 653$ К. Объемный состав УВГ представлен в таблице 22.

Объемный состав углеводородного газа

Компонент	**Содержание %об**
CH4	29,8
C2H6	24
C3H8	23
C4H10	20
C5H12	3,2

Топливо – газ объемного состава, представленного в таблице 23, с плотностью 1,42 кг/$м^3$.

Объемный состав газообразного топлива

Компонент	Содержание %об
CH4	34
C2H6	36
C3H8 и C4H10	29
CO2	0,6
примеси	0,4

Определим низшую теплоту сгорания топлива в кДж/кг:

$$Q_р^н = 360,33 \cdot CH_4 + 590,4 \cdot C_2H_4 + 631,8 \cdot C_2H_6 + 868,8 \cdot C_3H_6 + 913,8 \cdot C_3H_8 + 1092,81 \cdot \text{изо-}C_4H_{10} + 1195 \cdot \text{н-}C_4H_{10} + 1146 \cdot C_4H_8 + 1460,22 \cdot C_5H_2 + 251,2 \cdot H_2$$

$$Q_р^н = 360.33 \cdot 34 + 631.8 \cdot 36 + 913.8 \cdot 18 + 1195 \cdot 11 = 64589 \text{ кДж/м}^3$$

$$Q_р^н = \frac{64589}{1,42} = 45485 кДж / кг$$

Определим элементарный состав топлива в массовых процентах. Содержание углерода в любом i-м компоненте топлива находим по соотношению:

$$C_i = \sum \frac{g_i \cdot 12 n_i}{M_i} \qquad (37)$$

где g_i – массовый процент содержания углеводорода в смеси;
n_i – количество атомов углерода в молекуле.

$$C = \frac{34 \cdot 12}{16} + \frac{36 \cdot 24}{30} + \frac{18 \cdot 36}{44} + \frac{11 \cdot 48}{58} + \frac{0.6 \cdot 12}{44} = 78.29\%$$

Аналогично находим содержание водорода:

$$C = \frac{34 \cdot 4}{16} + \frac{36 \cdot 6}{30} + \frac{18 \cdot 8}{44} + \frac{11 \cdot 10}{58} = 20,87\%$$

Находим содержание кислорода:

$$C = \frac{0,6 \cdot 32}{44} = 0,44\%$$

Определим теоретическое количество воздуха, необходимого для сжигания 1 кг газа, по формуле:

$$L_0 = \frac{0.0267C + 0.08H}{0.23} \quad (38)$$

где C – массовое содержание углерода в топливе;
H – массовое содержание водорода в топливе.

$$L_0 = \frac{0.0267 \cdot 78.29 + 0.08 \cdot 20.87}{0.23} = 16.346 кг / кг$$

Для печей с излучающими стенками коэффициент избытка воздуха ά = 1,03 - 1,7. Принимаем ά = 1,05. Тогда действительное количество воздуха:

$$L_Д = \alpha \cdot L_0 \quad (39)$$

$$L_Д = 1.05 \cdot 16.346 = 17.16 кг / кг$$

Объемный расход приняв плотность воздуха при н.у. 1,293 кг/м^3:

$$\frac{17,16}{1,293} = 13,274 м^3 / кг$$

Определим количество продуктов сгорания, образующихся при сжигании 1 кг топлива:

$$m_{co2} = 0.0367 \cdot C \quad (40)$$

$$m_{co2} = 0.0367 \cdot 78.29 = 2.873 кг / кг$$

$$m_{н2о} = 0.09 \cdot C \quad (41)$$

$$m_{н2о} = 0.09 \cdot 20,87 = 1,878 кг / кг$$

$$m_{o2} = 0,23 \cdot L_0 (\alpha - 1) \quad (42)$$

$$m_{o2} = 0.23 \cdot 16.346 \cdot (1.05 - 1) = 0.188 кг / кг$$

$$m_{N2} = 0.77 \cdot L_0 \cdot \alpha \quad (43)$$

$$m_{N2} = 0.77 \cdot 16.346 \cdot 1.05 = 13.22 кг / кг$$

Суммарное количество продуктов сгорания:

$$\sum m_i = 13.22 + 0.188 + 1.878 + 2.873 = 18.159 кг / кг$$

Проверка:

$$\sum m_i = 1 + 1,05 \cdot 16,346 = 18.16 кг / кг$$

Содержанием влаги в воздухе пренебрегаем.

Найдем объемное количество продуктов сгорания в м^3 на 1 кг топлива (при нормальных условиях):

$$V_i = \frac{m_i \cdot 22.4}{M_i} \quad (44)$$

где m_i – масса i-го компонента в составе продуктов сгорания;
M_i – молекулярная масса этого компонента.

$$V_{co2} = \frac{2.873 \cdot 22.4}{44} = 1.462 м^3/кг$$
$$V_{н2о} = \frac{1{,}878 \cdot 22.4}{18} = 2{,}337 м^3/кг$$
$$V_{N2} = \frac{13.22 \cdot 22.4}{28} = 10.58 м^3/кг$$
$$V_{o2} = \frac{0{,}188 \cdot 22.4}{32} = 0{,}132 м^3/кг$$

Суммарный объем:

$$\sum V_i = 1.462 + 2.337 + 10.58 + 0.132 = 14.511 м^3/кг$$

Плотность продуктов сгорания при н.у.:

$$\rho_0 = \frac{18{,}159}{14{,}511} = 1{,}251 кг/м^3$$

Определим энтальпию продуктов сгорания на 1 кг топлива при различных температурах используя данные по теплоемкости в кДж/кг·К представленные в таблице 24 по уравнению:

$$q_T = (T - 273)(m_{co2} \cdot c_{co2} + m_{H2O} \cdot c_{H2O} + m_{o2} \cdot c_{o2} + m_{N2} \cdot c_{N2}) \quad (45)$$

Теплоемкости продуктов сгорания

T, K	273	300	500	700	1100	1500	1900
H_2O	1.8594	1.8632	1.9	1.9557	2.0847	2.2195	2.3417
CO_2	0.8147	0.8286	0.9207	0.9906	1.0902	1.1564	1.202
N_2	1.0304	1.0308	1.0362	1.05	1.0886	1.1279	1.1581
O_2	0.9148	0.9169	0.9391	0.9688	1.0182	1.053	1.0789

$$q_{273} = 0 кДж/кг$$
$$q_{300} = (300 - 273)(2{,}873 \cdot 0{,}8286 + 1{,}878 \cdot 1{,}8632 + 0{,}188 \cdot 0{,}9169 + 13{,}22 \cdot 1{,}0308) = 531{,}414 кДж/кг$$

$$q_{500} = (500 - 273)(2{,}873 \cdot 0{,}9207 + 1{,}878 \cdot 1{,}9 + 0{,}188 \cdot 0{,}9391 + 13{,}22 \cdot 1{,}0362) = 4560 кДж/кг$$
$$q_{700} = (700 - 273)(2{,}873 \cdot 0{,}9906 + 1{,}878 \cdot 1{,}9557 + 0{,}188 \cdot 0{,}9688 + 13{,}22 \cdot 1{,}05) = 8790{,}65 кДж/кг$$
$$q_{1100} = (1100 - 273)(2{,}873 \cdot 1{,}0902 + 1{,}878 \cdot 2{,}0847 + 0{,}188 \cdot 1{,}0182 + 13{,}22 \cdot 1{,}0886) = 17887 кДж/кг$$

$$q_{1500} = (1500 - 273)(2{,}873 \cdot 1{,}1564 + 1{,}878 \cdot 2{,}2195 + 0{,}188 \cdot 1{,}053 + 13{,}22 \cdot 1{,}1279) = 27729 кДж/кг$$
$$q_{1900} = (1900 - 273)(2{,}873 \cdot 1{,}202 + 1{,}878 \cdot 2{,}3417 + 0{,}188 \cdot 1{,}0789 + 13{,}22 \cdot 1{,}1581) = 38013 кДж/кг$$

Результаты расчетов сведем в таблицу 25.

Суммарные энтальпии продуктов сгорания

T, K	273	300	500	700	1100	1500	1900
q, кДж/кг	0	531,414	4560	8790,65	17887	27729	38013

По данным этой таблицы строим график q-T (энтальпия продуктов сгорания - температура).

Так как температура уходящих газов 873К (600С), по графику q-T, находим энергию уходящих газов, которая составит 12800 кДж/кг.

КПД печи и расход топлива:

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{Q_p^н} + \frac{q_2}{Q_p^н} \right) \quad (46)$$

где q_1 - потери тепла печью в окружающую среду, кДж на 1 кг топлива;

q_2 - потери тепла с уходящими из печи дымовыми газами, кДж на 1 кг топлива.

Потери тепла печью в окружающую среду примем равными 4% от низшей теплоты сгорания топлива:

$$q_1 = 0{,}04 \cdot Q^н_р \quad (47)$$

$$q_1 = 0{,}04 \cdot 45485 = 1819{,}4 \text{ кДж/кг}$$

$$\eta = 1 - \left(\frac{1819{,}4}{45485} + \frac{12800}{45485} \right) = 0{,}679$$

Полезное тепло печи:

$$Q_p = c \cdot m \cdot \Delta T \quad (48)$$

где c – средняя удельная теплоемкость углеводородного газа;

m – массовый часовой расход углеводородного газа;

ΔT – разность температур УВГ на входе и на выходе в печь.

$$Q_p = 2500 \cdot 2610 \cdot 355 = 2316375 кДж/час = 643{,}44 кВт$$

Найдем часовой расход топлива:

$$B = \frac{Q_p}{Q_p^н \cdot \eta} \quad (49)$$

$$B = \frac{2316375}{45485 \cdot 0{,}679} = 75 кг/час$$

Расчет камеры радиации. Поверхность нагрева радиантных труб:

$$H_p = \frac{Q_p}{q_p} \quad (50)$$

где $Q_р$ – количество тепла, передаваемого сырью в радиантных трубах, кВт;

$q_р$ – теплонапряженность радиантных (экранных) трубах.

Определим энтальпию дымовых газов, покидающих топку из уравнения теплового баланса топки:

$$Q_p = B(Q_p^н \cdot \eta_T - q_{T_П}) \quad (51)$$

$$q_{T_П} = Q_p^н \cdot \eta_T - \frac{Q_p}{B} \quad (52)$$

где ή$_T$ – к. п. д. топки, без ущерба для точности расчета определяемый по формуле:

$$\eta_T \approx 1 - \frac{q_1}{Q_p^н} = 1 - 0{,}04 \approx 0{,}96 \quad (53)$$

Тогда в расчете на 1 кг топлива:

$$q_{T_П} = 45485 \cdot 0{,}96 - \frac{2316375}{75} = 12780{,}6 кДж/кг$$

Что по графику соответствует температуре газов на выходе из топки 870К.

Примем среднюю теплонапряженность поверхности экранных труб = 14 кВт/м^2. При этом, максимальная теплонапряженность поверхности определенного участка труб будет равна;

$$q_{max} = 1.8 \cdot q_p \quad (54)$$

$$q_{max} = 1.8 \cdot 14 = 25.2 \text{ кВт/м}^2$$

Поверхность экранных труб:

$$H_p = \frac{643{,}44}{14} = 46 м^2$$

Принимаем для проектируемой печи трубы из углеродистой стали диаметром 159×6 мм, с полезной (рабочей) длиной l = 9 м. С учетом особенностей крепления труб в цилиндрических печах полная длина трубы принимается равной 10 м.

Тогда число труб будет равно:

$$N_p = \frac{H_p}{\pi \cdot d_н \cdot l_{тр}} \quad (55)$$

где $d_н$ – наружный диаметр труб змеевика;
$l_{тр}$ – длинна труб змеевика.

$$N_p = \frac{46}{3{,}14 \cdot 0{,}159 \cdot 9} = 11 труб$$

Найдем диаметр печи по осям труб принимая шаг труб S = 203 мм:

$$D_0 = \frac{N_p \cdot S}{\pi} \quad (56)$$

$$D_0 = \frac{11 \cdot 0{,}203}{3{,}14} = 0{,}711 м$$

Принимая расстояние от оси трубы до стенки печи:

$$a = 1{,}5 \cdot d_н \quad (57)$$

$$a = 1{,}5 \cdot 0{,}159 = 0{,}2385 \text{ м}$$

Определим внутренний диаметр печи:

$$D_п = D_о + 2a \quad (58)$$

$$D_п = 0.711 + 2 \cdot 0.2385 = 1.188м$$

Рассчитаем площадь поверхностей, ограничивающих топку (камеру радиации).
Площадь пода печи:

$$F_п = 0{,}785 \cdot D_п^2 \quad (59)$$

$$F_п = 0{,}785 \cdot 1{,}188^2 = 1{,}1м^2$$

Площадь боковой (цилиндрической) поверхности печи:

$$F_б = \pi \cdot D_п \cdot l_{тр} \quad (60)$$

$$F_б = 3{,}14 \cdot 1{,}188 \cdot 9 = 33{,}57м^2$$

Общая внутренняя поверхность камеры радиации:

$$\sum F_i = F_п + F_б \quad (61)$$

$$\sum F_i = 1{,}1 + 33{,}57 = 34{,}67м^2$$

Проверка скорости сырья на входе в змеевик печи. Допустимое значение скорости движения сырья на входе в змеевик печи с учетом достаточного теплообмена и минимальных энергетических затрат на покачивание газообразного сырья находится в пределах 20 - 80 м/с,

Линейная скорость сырья:

$$\omega = \frac{4V_{сек}}{\pi d_В^2} \quad (62)$$

где $V_{сек}$ – секундный объем сырья, $м^3$;
dв – внутренний диаметр трубы;

$$\omega = \frac{40{,}8}{3{,}14 \cdot 0{,}147^2} = 47м/с$$

Значение скорости движения сырья находится в допустимых пределах.

Расчет лучистого теплообмена в топке. Целью этого расчета является подтверждение правильности вы бора теплонапряженности радиантных труб при ранее найденной температуре дымовых газов в конце топки.

Расчет проводим по методу Белоконя. Определим эффективную лучевоспринимающую поверхность экрана:

$$Н_л = к \cdot Н_{пл} \quad (63)$$

где к – фактор формы, равный 0,88 для однорядного экрана одностороннего облучения;

$H_{пл}$ – цилиндрическая поверхность, на которой расположены трубы;

$$H_{пл} = \pi \cdot (D_o + d_н) \cdot l_{тр} \tag{64}$$

$$H_{пл} = 3{,}14 \cdot (0{,}711 + 0{,}159) \cdot 9 = 24{,}59 м^2$$

Тогда:

$$H_л = 0{,}88 \cdot 24{,}59 = 27{,}94$$

Найдем площадь неэкранированной поверхности камеры радиации:

$$F = \sum F_i - H_л \tag{65}$$

$$F = 34{,}67 - 27{,}94 = 6{,}73 м^2$$

Определим эквивалентную абсолютно черную поверхность:

$$H_s = \frac{\varepsilon_V}{\psi(T)} (\varepsilon_H H_л + \gamma \varepsilon_F F) \tag{66}$$

где ε_V – степень черноты поглощающей среды (факел, продукты сгорания);
$\psi(T)$ – функция распределения температур в топке;
ε_H – степень черноты поверхности экрана (принимается равной 0,9);
ε_F – степень черноты обмуровки камеры радиации (принимается равной 0,9);
γ – коэффициент, определяемый по формуле:

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{\varepsilon_V}{1 - \varepsilon_V} \cdot \frac{1}{\varepsilon_H \cdot \rho}} \tag{67}$$

В которой:

$$\rho = \frac{H_л}{\sum F_i} = \frac{27.94}{34.67} = 0.806$$

$$\varepsilon_V \approx \frac{2}{1 + 2.15a} = \frac{2}{1 + 2.15 \cdot 1.05} = 0.614 \tag{68}$$

Тогда:

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{0.614}{1 - 0.614} \cdot \frac{1}{0.9 \cdot 0.806}} = 0.31$$

Так как значения ε_H и ε_F одинаковы, то можем записать:

$$H_s = \frac{\varepsilon_V \cdot \varepsilon_H}{\psi(T)} (H_л + \gamma \cdot F) \tag{69}$$

По Белоконю:

$$\frac{\varepsilon_V \cdot \varepsilon_H}{\psi(T)} = 0.22 + \frac{0.33}{1.05} = 0.53$$

следовательно, получим:

$$H_s = 0.53 \cdot (27.94 + 0.31 \cdot 6.73) = 15.91 м^2$$

Определим коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от газов к трубам экрана:

$$\alpha_к = 2{,}1 \cdot \sqrt[4]{T_п - \theta} \quad (70)$$

где θ – температура наружной поверхности экранных труб. Без большой погрешности примем ее на 35К выше средней темпера туры сырья в трубах, т. е.:

$$\theta = \frac{T_1 + T_2}{2} + 35 = 510{,}5K \quad (71)$$

Тогда:

$$\alpha_к = 2{,}1 \cdot \sqrt[4]{880 - 237{,}5} = 10{,}57 Вт/(м^2 \cdot К)$$

Проверим температуру дымовых газов, покидающих топку. Находим температурную поправку к теплопередаче в топке по формуле Белоконя:

$$\Delta T = \frac{\alpha_к H_р (T_{макс} - \theta) - 10^{-8} \theta^4 H_s c_s}{B \sum mc_р + \alpha_k H_р} \quad (72)$$

где $T_{макс}$ – максимальная температура горения (в нашем случае при $Q''_р = 45485 \cdot 0{,}96 = 43665.6$ кДж на 1 кг топлива по графику $T_{макс} = 2110$ К);

c_s – излучения абсолютно черного тела, равная 5,77 Вт/(м^2·К) ;

$\sum mc_р$ - суммарная теплоемкость дымовых газов при $T_п$ = 873К, определяемая по формуле:

$$\sum mc_р = \frac{q_{T_П}}{T_П - 273} = \frac{12800}{873 - 273} = 21{,}33 кДж/(кг \cdot К) \quad (73)$$

Получим:

$$\Delta T = \frac{10{,}57 \cdot 46 \cdot (2110 - 510{,}5) - 10^{-8} \cdot 510{,}5^4 \cdot 15{,}91 \cdot 5{,}77}{75 \cdot 21{,}33 + 10{,}57 \cdot 46} = 343$$

Находим величину аргумента излучения по формуле Белоконя:

$$X = \frac{10 c_s H_s}{B \sum mc_р + \alpha_k H_р} \left(\frac{T_{max} - \Delta T}{1000}\right)^3 \quad (74)$$

$$X = \frac{10 \cdot 5.77 \cdot 15.91}{75 \cdot 21.33 + 10.57 \cdot 46} \left(\frac{2110 - 343}{1000}\right)^3 = 5{,}1$$

По графику находим характеристику излучения: β = 0,55.

Определяем температуру дымовых газов на выходе из камеры радиации по формуле Белоконя:

$$T_n = \beta_s (T_{\max} - \Delta T) \quad (75)$$

$$T_n = 0.55 \cdot (2110 - 510.5) = 879K$$

Полученная температура несколько выше найденной ранее; расхождение небольшое, поэтому пересчета не делаем, а выбранное значение считаем правильным.

В конвекционной части печи змеевика нет, поэтому расчет конвекционной части не приводится.

Краткие параметры рассчитанной печи сведены в таблицу 25

Краткие параметры рассчитанной печи

Топливо	УВГ низкого давления
Часовой расход топлива, кг/час	75
Температуру дымовых газов на выходе из камеры радиации, К	879
Общая внутренняя поверхность камеры радиации, м^2	34,67
Площадь боковой (цилиндрической) поверхности печи, м^2	33,57
Площадь пода печи, м^2	1,1
Внутренний диаметр печи, мм	1188
Диаметр змеевика, мм	159
Рабочая длинна труб змеевика, мм	9
Площадь поверхности экранных труб, м^2	46
Количество труб змеевика	11

4. БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ И ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

4.1. Охрана труда.

Основная опасность промышленных объектов нефтепереработки представляет аварийная загазованность, пожары и взрывы. Многие из продуктов взрывопожароопасные или токсичные. Ежегодно в мире на нефтеперерабатывающих предприятиях происходит до 1,5 тысяч аварий , 4% которых уносят значительное количество человечиских жизней. Аварийность имеет тенденцию к росту. Совершенствование технологических процессов и оборудования является важным фактором повышения уровня безопасности производства. Характеристика производственных помещений по взрывоопасности. Операторная категория пожарной опасности Д. Класс по ПУЭ – не взрывоопасна. Насосная Категория А. Класс по ПУЭ – В –1а. Территория установки. Категория А . Класс по ПУЭ-В-1г.

Характеристика вредных веществ.

1. Окись углерода (CO). Бесцветный, ядовитый, огневзрывоопасный газ, без вкуса, с очень слабым запахом. Горит синеватым пламенем. ПДК-20мг/м^3. Пределы взрывоопасности 13-75% об. Основные симптомы: потеря сознания, отдышка, удушье.

2. Сероводород – H_2S. Бесцветный газ с запахом тухлых яиц. Общий характер действия на организм : сильный нервный яд, вызывающий смерть от остановки дыхания, на дыхательные пути действует раздражающе. ПДК – 10 мг/м3. Пределы взрывоопасности 4,3-45,5 % . Индивидуальные защитные средства – фильтрующий противогаз марки «В».

3. Жирный газ. Агрегатное состояние при нормальных условиях – газообразное. Плотность паров по воздуху – 1,98.

4. Бензины. Класс опасности 4. Общий характер деиствия на организм – как наркотик. Крекинг бензин токсичнее бензинов прямой гонки. При концентраций любого бензина 35000-40000 мг/л опасны для жизни даже при вдыхании 5-10 минут. ПДК-100 мг/м3 . Придел взрываемости 0,87-8,75 %. При работе с бензином применяется противогаз марки «А».

Мероприятия при охране труда. Начальник цеха производит ежедневно проверку в подразделениях цеха, состояние охраны и условия труда организация рабочих мест, исправность оборудования, правильность ведения технологического процесса и операций.

Начальник установки производит ежедневно проверку рабочих мест оборудования, приборов, средств коллективной и индивидуальной безопасности, работоспособность сигнализаций и блокировок.

Охрана труда и техника безопасности – это комплекс методов, разработанных и направленных на охрану здоровья и безопасности сотрудников предприятий в процессе выполнения ими их рабочих обязанностей в рабочее время, а также при работе сотрудников с различным оборудованием. Охрана труда и техника безопасности регулируется рядом различных нормативно-правовых, законодательных актов, в том числе Трудовым Кодексом Республики Узбекистан, реализация данного направления обеспечивается согласованными совместными действиями органов власти Республики, субъектами органов власти Республики, органами местного самоуправления, работодателями, их объединениями, профсоюзами и другими уполномоченными лицами представительных органов по охране труда.

Охрана труда на различных предприятиях обеспечивается комплексом мероприятий, которые направлены на исключение или снижение случаев травматизма, а также на снижение и устранение рисков возникновения несчастных случаев. С этой целью на предприятии функционируют службы по охране труда и лица, несущие ответственность за инструктаж и проведение обучения сотрудников технике безопасности и осуществляющие контроль над выполнением правил и норм безопасности, которые взаимодействуют с работодателем, инспекцией по труду и профсоюзами.

4.2. Охрана окружающей среды.

Социальное значение.

В середине нашего столетия резко обострилась проблемы связанные с химическим загрязнением биосфера, нередко приводящие к острым токсично-экологическим ситуациям. Основными источниками загрязнения атмосферы являются резервуары и сами нефтепродукты. Укрепление установок существенно сокращает выбросы вредных веществ в атмосферу.

Отходы и выбросы.

1. Отработанный раствор щелочи. Образуется постоянно. Отработанный раствор щелочи перерабатывается на установки СЩС. Количество 300 т/год.

2. Отработанные масла. Отработанные масла отводятся на установку регенераций масел. Сточные воды с охлаждающих насосов направляются на биологическую отчистку УВК и ОСВ. Место сброса в промышленную канализацию после локальной отчистки.

Мероприятия по охране окружающие среды.

Мероприятия по сокращению выбросов при режиме 1:

1. Усилить контроль за точным соблюдением технического режима согласно технологическому регламента.

2. Запретить работу оборудования на форсированном режиме.

3. Усилить контроль за работой технологического оборудования, запорной арматуры, приборов КИП и А.

4. Прекратить продувку, пропарку, чистку оборудования и ремонтные работы, связные с повышенным выделение вредных веществ атмосферу. Выбросы всего по цеху с мероприятиями 130,205 г/сек.

4.3. Требования по технике безопасности

Техника безопасности – это комплекс мероприятий организационно-технического характера, которые направлены на создание безопасных условий труда на предприятии, позволяя снизить или исключить производственный травматизм. Для этого проверяют исправность действующего оборудования, защитных приспособлений к машинам, станкам, нагревательным установкам. Оптимизируют с целью безопасности условия работы, обеспечивая хорошую освещенность рабочих мест и производственных помещений, хорошую вентиляцию, своевременное удаление пыли и отходов производства, поддержание нормальной температуры в помещениях. Лицом, ответственным за выполнение условий безопасности труда на предприятии, проводится инструктаж по правилам техники безопасности на предприятии в целом и при работе с конкретным оборудованием, обучение персонала и проверка знаний о правилах безопасности. Также охрана труда на предприятии включает в себя обеспечение персонала инструкциями по технике безопасности, оснащение рабочих мест плакатами и наглядными пособиями по работе с оборудованием и изображениями, визуализирующими наиболее опасные места на производстве и действия, предотвращающие производственный травматизм.

Требования по технике безопасности к сотрудникам предприятия

Чтобы снизить производственный травматизм, сотрудники также обязаны придерживаться определенных требований и правил поведения на рабочем месте, которые предусматривает техника безопасности:

– надевать спецодежду, которая должна быть в полном порядке, а также рабочую обувь;

– перед началом работы подготовить рабочее место, освободить его для работы, проверить освещенность и исправность оборудования;

– убедиться, что пол на рабочем месте в исправности, не скользит, и нет на полу посторонних предметов, об которые можно споткнуться;

– во время работы с конкретным видом оборудования пользоваться защитными приспособлениями – перчатками, очками, сетками и другими;

– не наклоняться близко к работающему оборудованию и пользоваться технологическими картами.

Основные правила безопасного ведения технологического процесса

Выполнение следующих правил безопасного ведения процесса, связанных с ним работ исключает возможность аварии, взрывы, пожары, травмирование людей, нарушение технологического режима.

Лица, допускаемые к производству, работ должны быть проинструктированы и обучены безопасным приемам работы, сдать экзамены и иметь при себе соответствующее удостоверение. При введении новых технологических процессов и методов труда, видов оборудования и механизмов, а также правил и инструкций, должен проводиться дополнительный инструктаж.

Не допускается загромождение и загрязнение производственных площадок, помещений, оборудования, проездов, дорог в местах где запрещен проезд транспорта должны быть вывешены предупредительные надписи и знаки, дренажные и канализационные колодцы должны быть надежно закрытыми или огражденными.

Систематически должны производиться осмотр и проверка производственного оборудования и своевременный его ремонт согласно графика ППР. Каждое действующее оборудование, аппараты, сосуды должны быть оснащены полным комплектом приспособлений, приборов, предусмотренных проектом или ГОСТом.

Не допускается работа производственного оборудования с нарушением параметров, установленных технологической картой или технологическими условиями и инструкциями.

Изменения в технологическую карту (регламент) разрешается вносить только после письменного указания главного инженера предприятия, причем они должны соответствовать рабочим параметрам, указанным в паспорте оборудования.

Эксплуатация трубопроводов, оборудования, аппаратов, сосудов при не герметичности фланцевых соединений или трещин по целому материалу - запрещается, также не допускается проведение на них любых ремонтных работ при их работе.

Производственные помещения должны быть обеспечены вентиляцией, создающей в зоне пребывания рабочих состояние воздушной среды, соответствующее санитарным нормам. Эффективность вентиляционных установок проверяется систематически, один раз в год. При вынужденной остановке вентиляционных установок должны быть приняты меры по обеспечению санитарного состояния воздушной среды, согласно санитарных норм СНИП.

В инструкциях по эксплуатации вентиляционных установок перечисляются особые указания о мерах, принимаемых персоналом при внезапной загазованности или возникновении пожара.

Во избежание распространения пожара в сети промливневой канализации во время возгорания нефтепродуктов или пожара на производственной площадке, на канализационных сетях промстоков и производственно-ливневых стоках устанавливаются гидрозатворы.

Объекты энергоснабжения должны обслуживаться электротехническим персоналом имеющим соответствующую группу допуска. Напряжение на электрооборудование должно подаваться и сниматься дежурным электро-персоналом по указанию ответственного за эксплуатацию этого оборудования или старшего по смене. При возникновении пожара на электрооборудовании напряжение должно быть немедленно снято.

Отогревание оборудования и трубопроводов в зимнее время может производиться только паром или горячей водой.

Предохранительная арматура на аппаратах должна соответствовать предъявленным требованиям “Правил устройства и безопасной эксплуатации аппаратов, работающих под давлением”.

Пуск и работа установки с неисправной системой пожаротушения запрещается.

Все сооружения установок, в зависимости от категории, должны быть надежно заземлены при помощи заземляющих устройств от прямых ударов, вторичных проявлений молнии и статического электричества.

Оборудование, подлежащие вскрытию и ремонту, должно быть выведено из работы, освобождено от продукта, оглушено, пропарено, промыто водой и проветрено. Все подводящие трубопроводы к ремонтируемому оборудованию должны быть оглушены. Промывка водой неостывшего оборудования недопустимо. Производство работ на отключенном оборудовании и трубопроводе, разрешается только по получению анализа газовоздушной смеси. Работы по очистке оборудования аппаратов, сосудов от шлама должны производиться только в шланговых противогазах с дублером бригадой не менее 2-х человек. Для внутреннего освещения аппарата, сосуда должны применяться светильники во взрывозащищенном исполнении, с напряжением не выше 12В.

Запрещается допуск к газоопасным работам лиц, не обученных безопасным приемам ведения работ, способам оказания первой доврачебной помощи пострадавшим.

Газоопасные работы должны выполняться только при наличии наряд-допуска и в присутствии ответственного за проведение газоопасных работ.

Необходимо вести постоянный контроль за состоянием газовоздушной среды, немедленно прекратить работу при загазованности выше допустимой концентрации.

Перед допуском к работе по обслуживанию блоков реагента-деэмульгатора обслуживающий персонал должен быть проинструктирован и ознакомлен с инструкциями безопасности труда. Работы, связанные с химреагентом, должны производиться строго в спецодежде, защищающей тело, руки, ноги.

Злючение

В данной дипломной работе приведены основные сведения о физико-химических и эксплуатационных свойства и требования, предъявляемые к качеству современных автомобильных бензинов. Представлены современные процессы и подходы производства автомобильного бензина, марки автомобильных бензинов и производство по нормативным документам, широко расскрыта описание установки гидроочистки бензиновой фракции.

Еще недавно считалось, что моторное топливо нефтяного происхождения будет активно вытеснятьсяальтернативными видами топлива: сжиженным нефтяным газом, сжатым и сжиженным природнымгазом, спиртами, водородом и др. Однако освоение альтернативных видов топливвстречает определенные технические и экономические трудности, поэтому есть уверенность, что жидкое топливо нефтяного происхождения останется наближайшие десятилетия основным как для двигателейс искровым зажиганием, так и для дизельных двигателей. Ассортимент и качество вырабатываемых и применяемых бензинов определяются структурой автомобильного парка страны, техническими возможностямиотечественной нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, а также экологическимитребованиями, которые в последнее время стали определяющими. Отрицательное влияние выбросов автотранспортана окружающую среду приводит к необходимостиужесточать нормы на состав отработавших газов автомобилей.

Исходя из этого, для увеличения производства сжиженного газа в республике принято решение собрать, подготовить и скомпримировать факельные газы месторождения Кокдумалак до давления 5,7 атм. многоступенчатым компрессором и вместе со свободным газом общим объемом 4 млрд.м^3 в год по отдельному газопроводу направить на Мубарекский ГПЗ. Здесь очищенный и осушенный газ после блока цеолитовой очистки подается на установку получения сжиженного углеводородного газа. Природный газ месторождения Кокдумалак планируется возмещать подачей газа с месторождения Алан, имеющего относительно низкое содержание С3 + С4 (до 1,2 % об.).

Предварительные расчеты показывают, что на указанных установках МГПЗ можно получить в год 300-250 тыс.т ПБФ, 100-70 тыс.т газового конденсата.

Таким образом, в республике имеется реальная возможность увеличения объема производства СУГ до 600 тыс.т в год, которое позволит расширить сеть автомобилей, работающих на СУГ, увеличить объем экспорта данного вида продукции и будет способствовать развитию газохимической отрасли.

Узбекский научно-исследовательский и проектный институт нефти и газа Республики Узбекистан изучает опыт ведущих фирм в области производства СЖТ и проводит технико-экономические расчеты по возможности применения технологии производства СЖТ в ближайшей перспективе в Республике Узбекистан.

Развитие технологии глубокой переработки газа в Узбекистане позволит увеличить объемы производства малотоксичных моторных топлив, компенсировать постепенное уменьшение производства бензина из нефти, подготовить почву для развития нефтехимии и в перспективе из газа получить малотоксичные синтетические топлива.

Вторичная переработка нефтяного и газового сырья получила ныне название нефтехимического синтеза. Уже в настоящее время 25% мировой химической продукции выпускается на основе нефти и углеводородных газов. Ближайшие перспективы развития нефтехимической промышленности исключительно благоприятны как по масштабам производства, так и по безграничному разнообразию промежуточных и конечных продуктов синтеза.

К нефтехимической продукции относятся: пластические массы, синтетические каучуки и смолы, синтетические волокна, синтетические моющие средства и поверхностно-активные вещества, некоторые химические удобрения, присадки к топливам и маслам, синтетические смазочные масла, белково-витаминные концентраты, многочисленные индивидуальные органические вещества: спирты, кислоты, альдегиды,

кетоны, хлорпроизводные эфиры, гликоли, полигликоли, глицерин и другие, применяющиеся в промышленности, сельском хозяйстве, медицине и в быту.

Все вышесказанное в полной мере относится к проблемам переработки нефти в Узбекистане. В современной гражданской и военной авиации широкое применение получили воздушно-реактивные двигатели (ВРД), работающие нажидком углеводородном топливе. Это обусловлено достаточно широкими ресурсами нефтяных углеводородных топлив, их сравнительноневысокой стоимостью, высокими энергетическими показателямии рядом других достоинств.

Применение ВРД, являющегося одновременно движителем самолета без сложных механических передаточных и ходовых устройств, позволяет при относительно небольшой массе создать большую тягу,причем в отличие от поршневых двигателей с пропеллером сила тяги ВРД не только не снижается с увеличением высоты и скорости полета, наоборот, даже возрастает. Совершенствование ВРД и реактивных самолетов всегда было направлено на дальнейшее увеличение высоты и скоростей полета, повышение моторесурса, надежности и экономичности двигателей, обеспечениебезопасности полетов. В зависимости отразвиваемых скорости и высоты полета принято классифицировать ВРД и соответственно топливана два типа: для дозвуковых и сверхзвуковых реактивных самолетов.

Список использованной литературы

1. Каримов И.А. Жаҳон молиявий-иқтисодий инқирози, Ўзбекистон шароитида уни бартараф этишнинг йўллари ва чоралари. / –Т: Ўзбекистон, 2009. – 56 б.
2. Мамлакатимизни модернизация қилиш ва янгилашни изчил давом эттириш – давр талаби. Президент Ислом Каримовнинг 2008 йилда мамлакатимизни ижтимоий-иқтисодий ривожлантириш якунлари ва 2009 йилга мўлжалланган иқтисодий дастурнингэнг муҳим устувор йўналишларига бағишланган Вазирлар Маҳкамаси мажлисидаги маърузаси.// Халқсўзи, 2009 йил 14 февраль.
3. А.И.Скобло, Ю.К.Молоканов, А.И.Владимиров, В.А.Щелкунов. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник для вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: ООО "Недра- Бизнесцентр", 2000. - 677 с: ил.
4. С. А. Ахметов, Т. П. Сериков, И. Р. Кузеев, М. И. Баязитов. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: Учебное пособие. Под ред. С. А. Ахметова. — СПб.: Недра, 2006. — 868 с.; ил.
5. Иоффе И.А. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / И.А. Иоффе. – Ленинград : Химия, 1991 – 244 с.
6. Соколов В.Н. Машины и аппараты химических производств / В.Н. Соколов – Ленинград : Машиностроение, 1982 – 364 с.
7. Рабинович В.А. Краткий химический справочник / В.А. Рабинович, З.Я. Хавин– Ленинград : Химия, 1977 – 356 с.
8. Равдель А.А. Краткий справочник физико-химических величин / А.М.Пономаревой, А.А. Равдель. – СПб.: Иван Федоров, 2002. – 240 с.
9. Гутник С.П. Расчеты по технологии органического синтеза / В.Е. Сосонко, В.Д. Гутник. – М.: Химия, 1988 – 265 с.
10. Закон Республики Казахстан «О безопасности и охране труда» от 28 февраля 2004 г. // Казахстанская правда.–2004.-№3. – С. 4–5.
11. Долин П. А. Справочник по технике безопасности / П. А. Долин - М., : Энергоиздат, 1982. – 150 с.
12. Тищенко Н.Ф. Охрана атмосферного воздуха. Расчет содержания вредных веществ и их распределение в воздухе/ Н.Ф. Тищенко. – М.: ЮНИТИ, 1991.-248 с.
13. В.И.Бондарь. Коррозия и защита материалов. Учеб. Пособие. Мариуполь: ПГТУ, 2009. – 126с.
14. Ю.И. Дытнерский. Оновные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия. 1995.- 400
15. И.Л. Гурьевич «Общие свойства и первичные методы переработки нефти и газа» М., Мир, 1993, 271 стр.
16. В. Смидович «Крекинг нефтяного сыря и переработка углеводородов», М., Химия, 2000, 327 стр.
17. Ч. Томас. «Промышленные каталические жараёны и эффективные катализаторы» М., Мир, 1993, 271 стр.
18. Е.Д. Радченко и др. «Промышленные катализаторы. Гидрогенизации переработки нефти» Л., Химия 1995, 274.
19. Р.З. Магарил «Теорические основы химических жараёнов переработки нефти» Л., Химия, 1995, 274 стр.
20. Масагутов Р.М. «Алюмосиликатные катализаторы и изменение их свойства при крекинге продуктов » Л., Химия 1995,274 стр.
21. Х.Р. Рустамов «Физик кимё » Т., Узбекистан, 2005, 486 бет.
22. Б.Н. Долгов «Катализ в органической химии» Л., 1999, 807 стр.
23. Семёнов Т.А. Лейтеса И.Л. «Очистка технологических газов» М., Химия, 1997, 487 стр.
24. Суханов В.П. Переработка нефти. Учебник для проф-техн. Учеб. заведений. М., «Высш. школа», 1994.

25. 15.Альбом технологияческих схем процессов переработки нефти и газа». под. ред. Б.И.Бондаренко. – М., «Химия», 1993
26. www.ziyonet.uz
27. www.neft-gaz.ru
28. www.oil-gas.at
29. www.oil.com
30. www.oil-book.ru
31. www.oil-gas.ru