

		Обозначение	Наименование		Примечание
1	A4		Курсовое задание	1	
2	A4	КП.18.02.09.ПНГ-419.022.ПЗ	Пояснительная записка	1	
3	A1	КП.18.02.09.ПНГ-419.022.ВО	Презентация	1	

ВВЕДЕНИЕ

Каталитический риформинг является одним из важнейших методов углубления переработки нефти. Риформинг направлен в первую очередь на ароматизацию нефтяных фракций, т.е. на увеличения содержания ароматических углеводородов. Положительным эффектом риформинга является повышение октанового числа получаемых бензиновых фракций для получения высокооктановых неэтилированных бензинов. Из продуктов риформинга можно непосредственно выделить ароматические углеводороды, которые можно использовать не только в качестве топлива, но и в качестве самостоятельных органических реагентов (например, растворителей) или исходных веществ для различных областей химической промышленности. Кроме описанных выше продуктов одним из ценных получаемых в риформинге потоков является ВСГ (водород содержащий газ), применяемый в процессе гидроочистки, гидрокрекинга и т.д.

В настоящее время производство бензинов является одним из главных в нефтеперерабатывающей промышленности и в значительной мере определяющим развитие этой отрасли.

Развитие производства бензинов связано со стремлением улучшить основное эксплуатационное свойство топлива - детонационную стойкость бензина, оцениваемую октановым числом.

Каталитический риформинг служит для одновременного получения высокооктанового базового компонента автомобильных бензинов, ароматических углеводородов - сырья для нефтехимического синтеза - и водородосодержащего газа - технического водорода, используемого в гидрогенизационных процессах нефтепереработки. Каталитический риформинг является в настоящее время наиболее распространенным методом каталитического облагораживания прямогонных бензинов. Установки каталитического риформинга имеются практически на всех отечественных и зарубежных нефтеперерабатывающих заводах.

Каталитический риформинг является важнейшим процессом современной нефтепереработки и нефтехимии.

Постоянный рост потребления высокооктановых автомобильных бензинов во всем мире ставит перед нефтепереработчиками серьезную задачу оптимизации процесса каталитического риформинга бензина с целью увеличения ресурсов высокооктанового риформата. Данная проблема более чем актуальна в России, где доля риформатов в общем объеме бензинового фонда превышает 50%

Целью данной работы является расчёт основного блока реакторного оборудования на установке каталитического риформинга.

В соответствии с поставленной целью сформулированы следующие задачи:

- а) анализ теоретических данных по теме «расчёт основного оборудования реакторного блока на установке каталитического риформинга»;
- б) осуществления необходимых расчётов материального и теплового балансов, определения размеров аппарата и описания технологии;
- в) анализ результатов проведённой работы, по - теоретическим сведениям и расчётам реакторного блока на установке каталитического риформинга.

РАЗДЕЛ 1 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Теоретические основы и характеристика процесса каталитического риформинга

Риформинг – промышленный процесс переработки бензиновых и лигроиновых фракций нефти. При этом молекулы углеводородов в основном не расщепляются, а преобразуются.

Основным назначением каталитического риформинга является:

- превращения низкооктановых бензиновых фракций, получаемых при переработке любых нефтей, в том числе высокосернистых и высокопарафинистых, в катализат – высокооктановые компоненты бензинов;
- превращение узких или широких бензиновых фракций, получаемых при переработке любых нефтей или газового конденсата, в катализат, из которого тем или иным методом выделяют ароматические углеводороды, в основном бензол, толуол, этилбензол и изомеры ксилола.

Ароматические компоненты в бензине представлены в основном углеводородами C_7-C_9 . С повышением пределов выкипания фракций катализата содержание ароматических углеводородов в ней быстро возрастает. Состав ароматических углеводородов C_8 в катализате риформинга мало зависит от состава сырья и условий процесса:

- Содержание этилбензола, о-, m- и п-ксилола составляет соответственно (в % масс): от 13 до 20, от 15 до 25, от 40 до 45 и от 18 до 20.
- термодинамически равновесная смесь при 800 К содержит этилбензола, о-, m- и п-ксилола соответственно 10,8; 22,8; 45,8 и 20,6% (масс).

Процесс каталитического риформинга осуществляют при сравнительно высокой температуре и среднем давлении, в среде водородсодержащего газа.

Каталитический риформинг проходит в среде газа с большим содержанием водорода (от 70 до 80 % объема). Это позволяет повысить температуру процесса, не допуская глубокого распада углеводородов и значительного коксообразования.

В результате увеличиваются скорость дегидрирования нафтеновых углеводородов и скорости дегидроциклизации и изомеризации парафиновых углеводородов.

В зависимости от назначения процесса, режима и катализатора в значительных пределах изменяются выход и качество получаемых продуктов. Однако общим для большинства систем каталитического риформинга является образование ароматических углеводородов и водородсодержащего газа.

Назначение процесса каталитического риформинга, а также требования, предъявляемые к целевому продукту, требуют гибкой в эксплуатации установки.

Необходимое качество продукта достигается путем подбора сырья, катализатора и технологического режима.

Получаемый в процессе каталитического риформинга водородсодержащий газ значительно дешевле специально получаемого водорода; его используют в других процессах нефтепереработки, таких, как гидроочистка и гидрокрекинг. При каталитическом риформинге сырья со значительным содержанием серы или бензинов вторичного происхождения, в которых есть непредельные углеводороды.

Катализатор быстро отравляется, поэтому такое сырье перед каталитическим риформингом целесообразно подвергать гидроочистке. Это способствует большей продолжительности работы катализатора без регенерации и улучшает технико-экономические показатели работы.

Высокое давление способствует более длительной работе катализатора, частично это происходит вследствие того, что закоксовывание катализатора (в особенности платины) и чувствительность его к отравлению сернистыми и другими ядами значительно уменьшаются с повышением давления. Повышение давления увеличивает скорость реакций гидрокрекинга и деалкилирования, при этом равновесие сдвигается в сторону образования парафинов. Снижение рабочего, а, следовательно, и парциального давления водорода способствует увеличению степени ароматизации парафиновых и нафтеновых углеводородов.

Применительно к каталитическому риформингу повышение температуры способствует образованию ароматических углеводородов и препятствует протеканию обратной реакции, а также превращению некоторых изомеров нафтеновых углеводородов в парафиновые, которые легче подвергаются гидрокрекингу, с повышением температуры в процессе каталитического риформинга уменьшается выход стабильного бензина и снижается концентрация водорода в циркулирующем газе. Это объясняется тем, что при более высоких температурах увеличивается роль гидрокрекинга.

С увеличением температуры возрастает выход более легких углеводородов - пропана, н-бутана и изобутана (это происходит за счет усиления реакций гидрокрекинга углеводородов, как содержащихся в сырье, так и вновь образующихся в процессе каталитического риформинга).

Увеличивается также содержание ароматических углеводородов в бензине и возрастает его октановое число. В результате увеличивается образование водорода и давление насыщенных паров бензина, возрастает и содержание в нем фракций, выкипающих до 100 °С.

В последнее время в теории и практике каталитического риформинга стали пользоваться понятием «жесткость». Жестким называют режим, обеспечивающий получение бензина с определенными свойствами.

В зависимости от жесткости риформинга октановое число бензина можно довести до от 93 до 102 по исследовательскому методу без ТЭС. Чем выше октановое число, тем больше содержится в бензине ароматических углеводородов.

В зависимости от исходного сырья это достигается за счет не только повышения температуры, но и путем изменения давления. Обычно в сырье много парафиновых углеводородов и получение бензинов с повышенными октановыми числами обусловлено повышением температуры и высокого давления.

1.2 Описание технологической схемы блока каталитического риформинга

Принципиальная схема процесса показана на рисунке 1. Она состоит из четырех блоков:

- а) блок гидроочистки бензина до содержания серы не более 1 мг/кг;
- б) реакторный блок, предназначенный для нагрева и конверсии сырья; нагрев осуществляется перед каждым из трех реакторов из-за эндотермичности (в среднем) реакций; реакторы загружаются катализатором в соотношении 1:2:4; чтобы поддержать примерно равную конверсию по реакторам;
- в) блок сепарации парогазовой фазы от жидкой, состоящий из регенеративного теплообменника, холодильника и сепаратора высокого давления, где отделяется водородсодержащий газ (ВСГ), а жидкая фаза дросселируется и поступает в сепаратор низкого давления для отделения углеводородного газа;
- г) блок стабилизации бензина, где в колонне стабилизации получают стабильный бензин и побочные продукты гидрокрекинга - сжиженный газ и углеводородный газ.

Сырье по обычной схеме проходит гидроочистку, стабилизируется в колонне РК-1 и поступает на блок риформинга.

Блок риформинга включает в себя три реактора со стационарным слоем катализатора, имеющие разные объем загрузки катализатора. Перед каждым реактором бензин нагревается в трехсекционной печи, а после выхода из третьего реактора он проходит регенеративные теплообменники Т-3 и охлаждается для отделения водородсодержащего газа. ВСГ проходит осушку в адсорбере А, после которого частично направляется на циркуляцию. Катализат идет на стабилизацию, после чего получают стабильный высокооктановый бензин XIII.

Температура в реакторах составляет от 470 до 510 °С для катализатора КР (для АП-64 она равна от 485 до 530 °С). Указан интервал температур, так как температура растет от реактора к реактору. По мере закоксовывания катализатора приходится постепенно повышать температуру, чтобы поддерживать конверсию на прежнем уровне.

Давление для основных реакций дегидрирования и дегидроциклизации чем ниже, тем лучше (селективнее) процесс. Повышенное давление используется для подавления реакций полимеризации и конденсации (коксования). Как уже отмечалось, для современных катализаторов КР давление ниже (от 1,8 до 2,0 МПа), чем для применявшихся ранее катализаторов АП (от 3,0 до 3,5 МПа).

Объемная скорость подачи сырья составляет от 1,3 до 2,0 ч⁻¹, т.е. 1 м³ сырья на 1 м³ катализатора в час, считая на всю загрузку катализатора.

Кратность циркуляции ВСГ поддерживается на уровне от 6 до 10 моль/моль (от 900 до 1500 нм³ ВСГ на м³ сырья). Такая большая кратность нужна для того, чтобы поддерживать в системе высокое парциальное давление водорода и тем самым подавлять побочные реакции уплотнения.

Итогом процесса каталитического риформинга являются следующие продукты:

-стабильный высокооктановый бензин с выходом от 77 до 83 %, содержащий до 50 % АрУ, имеющий ОЧи = от 94 до 96 и служащий базовым компонентом для автомобильных бензинов Аи-93 и Аи-98;

-головка стабилизации (сжиженный газ) с выходом от 5 до 6 %, идущая на газофракционирующую установку для получения индивидуальных углеводородов С₃, С₄ и С₅;

-углеводородный газ с выходом от 7 до 11 %, идущий на те же цели или сжигаемый как топливо;

-водородсодержащий газ с выходом от 5 до 6 %, содержащий чистого водорода от 70 до 80 % (объёма) и используемый как реагент в гидрогенизационных процессах (гидроочистка, гидрокрекинг, гидроизомеризация).

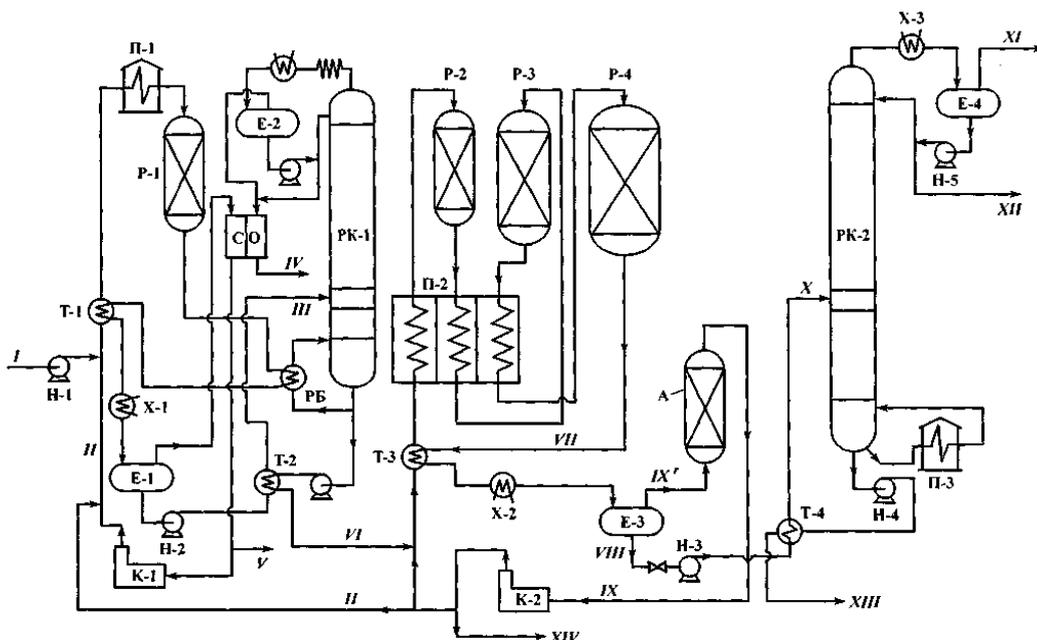


Рисунок 1.1 - Принципиальная схема установки каталитического риформинга для получения высокооктанового бензина на стационарном катализаторе:

P-1 - реактор гидроочистки; P-2, -3, -4-реакторы риформинга;

П-1, -2, -3 -трубчатые печи; РК-1, -2 - ректификационные колонны;

A - адсорбер; СО - секция очистки газов; E-1, -3 - сепараторы высокого давления;

E-2, -4 - сепарационные емкости колонн; Т - теплообменники; X -холодильники;

Н - насосы; К-1, -2 – компрессоры.

Потоки: 1- бензин 85-180 °С; II- ВСГ; III- гидроочищенный катализат;

IV, XI- углеводородные газы; V - отдув ВСГ; VI - гидроочищенный бензин на риформинг;

VII -риформированный катализат; VIII -жидкая фаза; IX -ВСГ на очистку;

X -нестабильный катализат риформинга; XII - сжиженный газ;

XIII - стабильный высокооктановый бензин; XIV - товарный ВСГ.

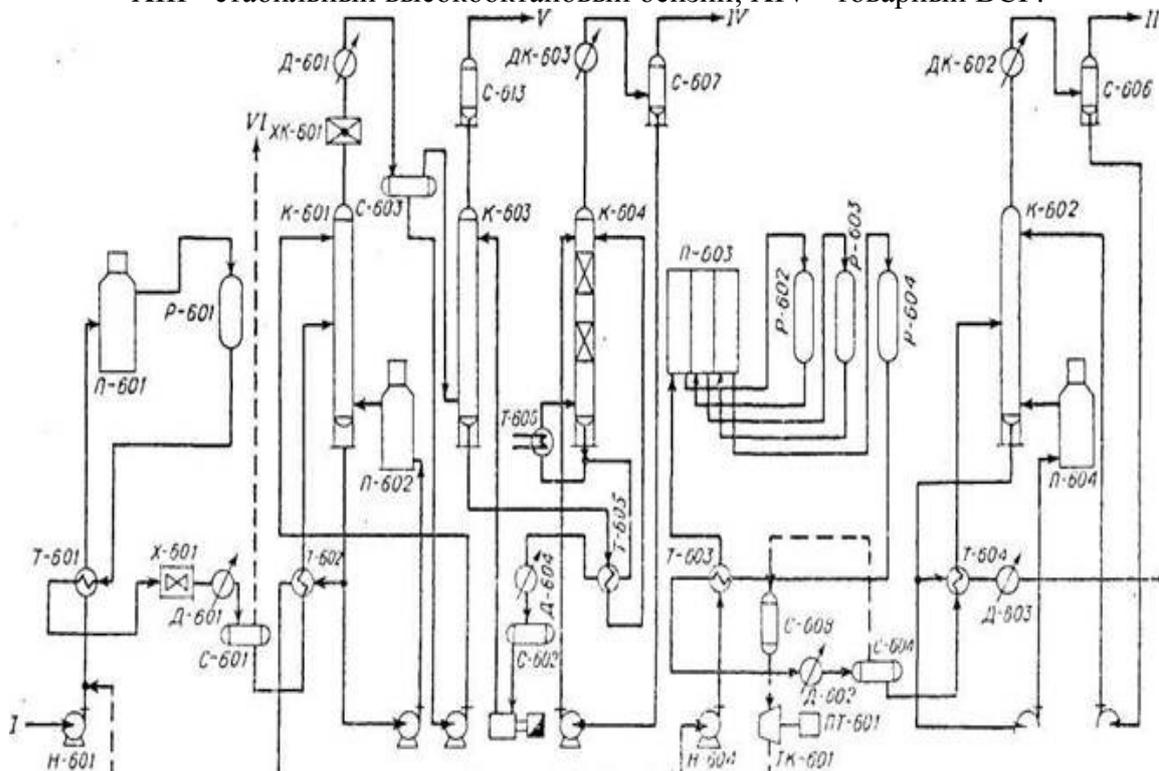


Рисунок 2.1 - Технологическая схема блока каталитического риформинга

Установка каталитического риформинга ЛЧ-35-11/600.

Установка предназначена для переработки широких бензиновых фракций с целью получения компонентов автомобильных бензинов с октановым числом 85. Сырьем служат прямогонные бензиновые фракции, выкипающие в пределах от 85 до 180 °С с содержанием серы до 0,05% (масс).

На установке вырабатывают ввиду простой одноколонной схемы стабилизации катализата такие продукты как:

-жирный углеводородный газ, которым, как правило, сбрасывается в общезаводскую топливную сеть;

-нестабильная жидкая головка, состав которой может меняться в зависимости от состава; циркуляционного водородсодержащего газа и требуемого давления насыщенных паров, вырабатываемого на установке стабильного риформата. Жидкие головки, как правило, направляются на установки газофракционирования.

Мощность установки составляет 450,7 тысяч тонн в год по сырью. При интенсификации и переводе на катализатор серии КР она может быть увеличена от 10 до 15%.

Описание блока. Технологическая схема установки однопоточная. Схема блока риформинга в целом идентична ранее описанной технологической схеме установок ЛЧ-35-11/600, но имеет следующие отличия:

-подвод теплоты в отпарную колонну К-601 осуществляется с помощью трубчатой печи П-602 (в ранее поставляемых установках подвод теплоты в колонну осуществлялся в теплообменнике-рибойлере за счет теплоты газопродуктовой смеси блока предварительной гидроочистки);

-циркуляционный водородсодержащий газ перед поступлением на компрессор проходит осушку в осушителях, где в качестве поглотителя используется цеолит типа NaX и эти же осушители используются для осушки газов регенерации;

-в качестве привода центробежного компрессора для циркуляции водородсодержащего газа используется паровая турбина.

Схема стабилизации катализата отличается от ранее применяемых сложных схем стабилизации катализата с фракционирующим абсорбером.

В данной установке применяется простая одноколонная стабилизация при давлении от 1,0 до 1,9 МПа в зависимости от требуемого давления насыщенных паров бензина. Сырье из промышленного парка подается на прием сырьевых насосов И-601, смешивается с водородсодержащим газом, поступающим от циркуляционного турбокомпрессора ТК-601, и направляется в теплообменники Т-601. Из теплообменников газосырьевая смесь с температурой 250 °С поступает в печь П-601, где нагревается до температуры реакции от 340 до 400 °С, и входит в реактор гидроочистки Р-601. В реакторе гидроочистки сернистые соединения гидрируются, превращаясь в сероводород. Из реактора Р-601 газопродуктовая смесь поступает в трубное пространство теплообменника Т-601, далее в воздушный холодильник Х-601, доохладитель Д-601 и с температурой 35 °С входит в сепаратор С-601. В сепараторе С-601 газ отделяется от жидкости и направляется через каплеуловитель в сеть топливного газа или выводится с установки.

Жидкая фаза сепаратора С-601 направляется в теплообменник Т-602, где нагревается продуктом, выходящим с низа колонны К-601. п поступает в отпарную колонну К-601. Отпаренные газы с верха К-601 с температурой 150 °С охлаждаются в ХК-601 и ДК-601 и поступают в сепаратор С-603. Углеводородный газ из С-603 подается для очистки от сероводорода в абсорбер К-603. Очищенный углеводородный газ из К-603 сбрасывается в сеть топливного газа.

Жидкая фаза из сепаратора С-603 возвращается в К-601 в качестве орошения, избыток выводится с установки. Сероводородная вода из С-603 по уровню сбрасывается в С-610.

Необходимое количество теплоты для работы колонны К-601 обеспечивается путем подогрева нижнего продукта колонны в печи П-602.

Гидрогенизат с низа колонны К-601 поступает в теплообменник Т-602, где охлаждается до температуры 80 °С, и направляется на прием сырьевого насоса риформинга Н-604.

После смешения с циркулирующим водородсодержащим газом смесь гидрогенизата и газа проходит через теплообменники Т-603 и с температурой от 400 до 430 °С входит в первую секцию печи риформинга Л-603, где нагревается до температуры реакции от 480 до 530 °С, далее последовательно проходит реакторы Р-602, Р-603 и Р-604.

Для поддержания активности катализатора в первый и третий реакторы подается раствор дихлорэтана в риформате. Газопродуктовая смесь из реактора Р-604 направляется в трубное пространство теплообменников Т-603, а затем в воздушные холодильники Х-602, водяные холодильники Д-602 и с температурой 35 °С входит в сепаратор С-604.

Циркуляционный газ, отделившись от жидкости, проходит через один из осушителей С-608, где содержание влаги снижается от 20 до 30%.

После осушки циркуляционный газ направляется на всасывание компрессора ТК-601, который направляет водородсодержащий газ на смешение с гидрогенизатом. Избыточный водородсодержащий газ с нагнетания компрессора поступает в тракт предварительной гидроочистки.

Жидкая фаза сепаратора С-604 направляется в межтрубное пространство теплообменников Т-604, где нагревается стабильным риформатом, выходящим с низа колонны К-602. В колонне К-602 происходит стабилизация риформата. Колонна работает под давлением от 1,0 до 1,9 МПа в зависимости от требуемого давления насыщенных паров бензина. Газы с верха колонны с температурой около 80 °С проходят конденсатор-холодильник ХК-602. доохладители ДК-602 и поступают в сепаратор С-606. Жидкие углеводороды из С-606 возвращаются в колонну К-602 в качестве орошения, избыток выводится с установки. Углеводородным газ из С-606 сбрасывается в топливную сеть. Теплота, необходимая для работы колонны К-602, подводится с помощью трубчатой печи 11-604. Стабильный риформат с низа колонны К-602 с температурой от 180 до

220 °С поступает в трубное пространство теплообменника Т-604, далее в воздушные холодильники Х-603 и после доохлаждения в водяном холодильнике Д-603 выводится с установки. Очистка углеводородных газов от сероводорода осуществляется в абсорбере К-603 с помощью 15% раствора МЭА. Очищенные газы сбрасываются в сеть топливного газа.

Насыщенный сероводородом раствор МЭА через сепаратор С-610 и теплообменники Т-605 поступает в колонну регенерации К-604. В колонне регенерации К-604 при давлении 0,25 МПа и температуре 135 °С происходит выделение сероводорода из раствора МЭА. Сероводород с верха колонны К-604 через конденсатор-холодильник ДК-603 и сепаратор С-607 выводится с установки.

Регенерированный раствор МЭА через теплообменник Т-605 и холодильник Д-604 поступает в емкость циркулирующего раствора МЭА откуда насосами Н-607 направляются в абсорбер К-603.

Алюмокобальтмолибденовый катализатор подвергается регенерации один раз в год. Регенерация катализатора осуществляется паровоздушной смесью при давлении не выше 0,3 МПа и температуре в слое катализатора от 520 до 530 °С. Регенерация катализаторов риформинга проводится по общим условиям регенерации алюмоплатиновых катализаторов в сроки, установленные технологическим регламентом или в зависимости от степени падения активности катализатора.

Регенерация цеолитов осуществляется инертным газом, сухим углеводородным или водородсодержащим газом, подогретым в печи П-605 при следующих условиях: давление теплоносителя - 0,7 МПа; температура в верхних слоях адсорбента - 250 °С; расход газа-теплоносителя от 2000 до 3000 м³/ч; время выдержки цеолитов при температуре 250 °С от 7 до 8 часов

1.3 Нормы технологического режима блока каталитического риформинга

Таблица 1.1 - Нормы технологического режима на блоке каталитического риформинга

Наименование стадий процесса, аппараты, показатели режима	Единица измерения	Допускаемые пределы технологических параметров	Требуемый класс точности измерительных приборов ГОСТ 8401-80
1.1. Блок гидроочистки			
Давление нагнетания Н-601 а, б	кгс/см ²	35-47,5	1
Расход сырья в тройник смешения	м ³ /ч	60-130	1
Расход ВСГ в тройник смешения	м ³ /ч	7000-25000	1
Соотношение расходов ВСГ/сырье в тройник смешения	-	не менее 150	
Температура газосырьевой смеси на выходе Т-601	°С	185-270	1
Температура дымовых газов на входе в конвекционную камеру	°С	не более 800	1
Температура дымовых газов на выходе из П-601	°С	не более 550	1
Температура на выходе потоков 1, 2, 3, 4 из П-601	°С	280-360	1
Разница температур на выходе потоков 1, 2, 3, 4 из П-601	°С	0-50	
Температура газосырьевой смеси на входе в Р-601	°С	280-370	1
Давление на входе в Р-601	кгс/см ²	27-37	1
Давление на выходе из Р-601	кгс/см ²	27-37	1
Перепад давления в Р-601	кгс/см ²	0-2	
Температура наружной стенки Р-601	°С	не более 295	1
Температура газопродуктовой смеси на выходе из Р-601	°С	280-340	1
Температура газопродуктовой смеси на выходе из Т-601 г.	°С	80-120	1
Температура газопродуктовой смеси на выходе из Х-601 а, б	°С	60-90	1
Температура газопродуктовой смеси на выходе из Д-601 а, б	°С	не более 45	1
Уровень в С-601	%	20-80	1
Расход нестабильного гидрогенизата в К-601	м ³ /ч	65-130	1
Давление в С-602	кгс/см ²	25-33,5	1
Давление в А-601	кгс/см ²	25-33	1
Расход ВСГ в коллектор установки Л-24-б	м ³ /ч	500-12000	1
Расход ВСГ в топливный коллектор установки	м ³ /ч	не более -5000	1
Температура нестабильного гидрогенизата после Т-603 д	°С	160-190	1
Температура куба К-601	°С	190-240	1

Продолжение таблицы 1.1

Давление в К-601	кгс/см ²	не более 16,5	1
Температура стабильного гидрогенизата после Т-603 а	°С	60-130	1
Уровень в рибойлере Т-602 б	%	20-80	1
Температура газожидкостной смеси после ХК-601	°С	не более 100	1
Температура легкого бензина после С-603	°С	не более 50	1
Уровень в С-603	%	20-80	1
Расход легкого бензина в К-601	м ³ /ч	май.30	1
Расход углеводородного газа от С-603 в топливный коллектор	м ³ /ч	500-2600	1
Давление в С-603	кгс/см ²	не более 16,5	1
Расход топливного газа в П-601	м ³ /ч	500-1500	1
1.2. Блок риформинга			
Расход стабильного гидрогенизата в тройник смешения	м ³ /ч	60-110	1
Давление в тройнике смешения	кгс/см ²	20-30	1
Температура ГСС на входе в Т-604	°С	60-120	1
Температура ГСС после Т-606 а, б	°С	300-450	1
Температура ГСС после 1, 2, 3 потоков конвекционной камеры П-602	°С	350-480	1
Температура ГСС 1, 2 потоков после 1-й радиантной камеры П-602	°С	420-480	1
Температура ГСС 1, 2 потоков после 2-й радиантной камеры П-602	°С	420-480	1
Температура ГСС 1, 2 потоков после 3-й радиантной камеры	°С	460-530	1
Температура ГСС 1, 2 потоков после 4-й радиантной камеры	°С	460-530	1
Температура ГСС 1, 2 потоков после 5-й радиантной камеры	°С	450-500	1
Температура ГСС 1, 2 потоков после 6-й радиантной камеры	°С	460-530	1
Температура ГСС 1, 2 потоков после 7-й радиантной камеры	°С	460-530	1
Температура дымовых газов на перевале 1-й радиантной камеры П-602, на уровне 1, 2, 3 ярусов	°С	не более 800	1
Температура дымовых газов на перевале 2-й радиантной камеры на уровне 1, 2, 3 ярусов	°С	не более 800	1
Температура дымовых газов на перевале 3-й радиантной камеры на уровне 1, 2, 3 ярусов	°С	не более 800	1
Температура дымовых газов на перевале 4-й радиантной камеры на уровне 1, 2, 3 ярусов	°С	не более 800	1
Температура дымовых газов на перевале 5-й радиантной камеры на уровне 1, 2, 3 ярусов	°С	не более 800	1

Продолжение таблицы 1.1

Температура дымовых газов на перевале 6-й радиантной камеры на уровне 1, 2, 3 ярусов	°С	не более 800	1
Температура дымовых газов на перевале 7-й радиантной камеры на уровне 1, 2, 3 ярусов	°С	не более 800	1
Температура дымовых газов на входе в конвекционную камеру на уровне 1, 2, 3 ярусов	°С	не более 800	1
Температура дымовых газов на выходе из конвекционной камеры, по высоте	°С	не более 550	1
Температура ГСС на выходе из 1-й секции П-602 (температура входа в Р-602)	°С	475-530	1
Температура наружной стенки Р-602	°С	не более 295	1
Давление на входе в Р-602	кгс/см ²	не более 24	1
Давление на выходе из Р-602	кгс/см ²	не более 24	1
Перепад давления в Р-602	кгс/см ²	0-2	
Температура ГСС на выходе из Р-602	°С	405-500	1
Перепад температуры в Р-602	°С	не более 70	
Температура ГСС на выходе из 2-й секции П-602 (Т входа в Р-603)	°С	475-530	1
Температура наружной стенки Р-603	°С	не более 295	1
Давление на входе в Р-603	кгс/см ²	не более 24	1
Давление на выходе из Р-603	кгс/см ²	не более 24	1
Перепад давления в Р-603	кгс/см ²	0-2	
Перепад температуры в Р-603	°С	не более 40	
Температура ГСС на выходе из 3-й секции П-602 (Т входа в Р-604 а, б)	°С	475-530	1
Температура наружной стенки Р-604 а	°С	не более 295	1
Давление на входе в Р-604 а, б	кгс/см ²	не более 24	1
Давление на выходе из Р-604 а	кгс/см ²	не более 23	1
Перепад давления в Р-604 а	кгс/см ²	0-2	
Температура ГПС на выходе из Р-604 а	°С	460-530	1
Перепад температуры в Р-604 а	°С	±14	
Температура наружной стенки Р-604 б	°С	не более 295	1
Давление на выходе из Р-604 б	кгс/см ²	не более 23	1
Перепад давления в Р-604 б	кгс/см ²	0-2	
Перепад температуры в Р-604 б	°С	±14	
Температура ГПС на выходе из Р-604 б	°С	470-530	1
Давление после Т-606 а, б	кгс/см ²	не более 22	1
Температура ГПС после Т-604	°С	не более 165	1
Температура ГПС после Х-602	°С	не более 100	1
Температура ГПС после Д-602 а, б	°С	не выше 45	1
Уровень в С-606	% шкалы прибора	20-80	1
Давление на ТК-601	кгс/см ²	14,0-21,0	1
Температура ВСГ на ТК-601	°С	не выше 45	1
Давление нагнетания ТК-601	кгс/см ²	не более 32	1

Продолжение таблицы 1.1

Температура наружной стенки Р-604 б	°С	не более 295	1
Давление на выходе из Р-604 б	кгс/см ²	не более 23	1
Перепад давления в Р-604 б	кгс/см ²	0-2	
Перепад температуры в Р-604 б	°С	±14	
Температура ГПС на выходе из Р-604 б	°С	470-530	1
Давление после Т-606 а, б	кгс/см ²	не более 22	1
Температура ГПС после Т-604	°С	не более 165	1
Температура ГПС после Х-602	°С	не более 100	1
Температура ГПС после Д-602 а, б	°С	не выше 45	1
Уровень в С-606	% шкалы прибора	20-80	1
Давление на ТК-601	кгс/см ²	14,0-21,0	1
Температура ВСГ на ТК-601	°С	не выше 45	1
Давление нагнетания ТК-601	кгс/см ²	не более 32	1
Температура ВСГ на нагнетании ТК-601	°С	не более 110	1
Влажность ВСГ после С-606	ppm	окт.60	1
Влажность ВСГ после ТК-601	ppm	окт.60	1
Расход ВСГ с блока риформинга на прием ПК-1÷5 (общий по двум приборам)	м ³ /ч	5000-25000	1
Расход ВСГ в тройник смешения	нм ³ /ч	80000-150000	1
Соотношение расхода ВСГ к стабильному гидрогенизату в тройник смешения	нм ³ ВСГ/ нм ³ гидрогенизата	не менее 1000	
Расход топливного газа в П-602	м ³ /ч	не более 7000	1
Расход топливного газа к печам	м ³ /ч	не более 9000	1
Давление топливного газа к печам	кгс/см ²	1,0÷1,9	1
Уровень Е-615	%	не более 30	1
Расход раствора щелочи на защелачивание циркулирующего газового потока при регенерации катализатора.	м ³ /ч	25-50	1
1.3. Узел регенерации цеолитов			
Расход регенерационного газа в К-608	м ³ /ч	1200-1800	1
Температура дымовых газов на выходе из П-603	°С	не более 800	1
Расход топливного газа в П-603	м ³ /ч	не более 500	1
Температура регенерационного газа в К-608 (К-609)	°С	250-380	1
Скорость изменения температуры в слое цеолита	°С/ч	не более 50	
Температура в слое цеолита	°С	250-350	1
Время выдержки цеолита при максимальной температуре	ч	не менее 6	
Температура регенерационного газа после Д-611	°С	не более 60	1
Давление в С-621	кгс/см ²	05.июн	1

Продолжение таблицы 1.1

Температура в слое цеолита после регенерации	°С	не более 45	1
1.4. Блок стабилизации			
Давление в С-607	кгс/см ²	не более 18	1
Уровень в С-607	%	20-80	1
Температура верха К-605	°С	не более 65	1
Температура газожидкостной смеси после ДК-606 а, б	°С	не более 60	1
Давление в С-615	кгс/см ²	не более 13,5	1
Уровень в С-615	%	20-80	1
Расход стабильной головки в К-605 (орошение)	м ³ /ч	не более 50	1
Температура куба К-605	°С	140-180	1
Температура паров из Т-612	°С	не более 185	1
Уровень в Т-612	%	20-80	1
Температура стабильной головки из ДК-607	°С	не более 40	1
Температура загрузки К-605	°С	не более 160	1
Расход кубового продукта из Т-615 в К-605	м ³ /ч	не более 110	1
Температура верха К-604	°С	не выше 45	1
Давление в К-604	кгс/см ²	не более 12	1
Расход углеводородного газа из К-604	м ³ /ч	0-3000	1
Температура куба К-604	°С	не выше 85	1
Уровень в Т-615	%	20-80	1
Расход нестабильного риформата в К-604	м ³ /ч	110	1
Давление в коллекторе теплоносителя	кгс/см ²	18-24	1
Температура стабильного катализата после Д-603	°С	не более 40	1
Температура паров из Т-615	°С	Не более 140	
Расход стабильного риформата с установки	м ³ /ч	не более 100	
Давление в трубопроводе стабильного риформата	кгс/см ²	Не более 3	1
Температура стабильного риформата в Х-603	°С	Не более 125	1

1.4 Характеристика исходного сырья, материалов, полупродуктов, продуктов

Таблица 2.1 - Характеристика исходного сырья, материалов, полупродуктов, продуктов.

Наименование сырья, материалов, полуфабрикатов, изготавливаемой продукции	Номер государственного или отраслевого стандарта, технических условий, стандартов предприятия	Показатели качества обязательные для проверки	Норма	Область применения изготавливаемой продукции
1. Фракция прямогонного бензина 85-180 °С	СТП СМК-05-2004	1. Плотность при 15 °С, кг/м ³ , не более 2. Фракционный состав: - температура начала кипения, °С, не ниже - 10 % перегоняется при температуре, °С, не выше - 50 % перегоняется при температуре, °С, не выше - 90 % перегоняется при температуре, °С - температура конца кипения, °С, не выше 3. Содержание механических примесей и воды 4. Октановое число 5. Массовая доля непредельных углеводородов, %, не более 6. Массовая доля серы, %, не более 7. Массовая доля хлора, ppm 8. Массовая доля азота, ppm 9. Содержание свинца, мг на кг топлива 10. Водорастворимые кислоты и щелочи	755 80 105 130 не норм. 180 отс. не норм. 2,0 0,06 не норм. не норм. не норм. отс.	Сырье блока гидроочистки

Продолжение таблицы 2.1

2. Гидрогенизат	СТП СМК-24- 2003	1. Плотность при 15 °С, кг/м ³ 2. Фракционный состав: - температура начала кипения, °С, не ниже - 10 % перегоняется при температуре, °С - 50 % перегоняется при температуре, °С	не норм. 80 не норм. не норм.	Сырье блока риформинга
		- 90 % перегоняется при температуре, °С - температура конца кипения, °С 3. Содержание механических примесей и воды 4. Массовая доля серы, ppm, не более 5. Массовая доля непредельных углеводородов, %, не более 6. Массовая доля хлора, ppm 7. Массовая доля азота, ppm, не более	не норм. не норм. отс. 0,5 0,5 не норм. 1,0	
		8. Испытание на медной пластине 9. Групповой углеводородный состав, % масс.	выдерж. не норм.	
3. Водородсодержащий газ гидроочистки	СТП СМК-52- 2003	1. Компонентный состав, % об. - содержание водорода, % об., не менее 2. Содержание сероводорода, % об. не более 3. Вес 1 л газа, г, не более	не норм. 72 0,15 0,4	Установка Л-24-6, блок гидроочистки установки и на топливо
4. Водородсодержащий газ риформинга	СТП СМК-53- 2003	1. Компонентный состав, % об. - содержание водорода, % об., не менее 2. Содержание сероводорода, % об., не более 3. Влажность, ppm. 4. Вес 1 л газа, г	не норм. 70 0,0007 10÷60 не норм.	На блоках гидроочистки и риформинга установки на топливо

Продолжение таблицы 2.1

<p>5. Топливный газ</p>	<p>СТП СМК-54- 2001</p>	<p>1. Вес 1 л газа, г</p> <p>2. Компонентный состав, % об.</p> <p>- суммарное содержание углеводородов C₃ и C₄, % об. не более</p> <p>- содержание C₅</p> <p>- содержание водорода, % об.</p> <p>3. Содержание сероводорода, % об.</p> <p>- до восстановления блока МЭА, % об.</p> <p>4. Теплотворная способность, кДж/кг</p>	<p>не норм.</p> <p>не норм.</p> <p>30</p> <p>не более 0,5</p> <p>-</p> <p>не более 0,02</p> <p>не более 0,8</p> <p>не норм.</p>	
<p>6. Водяной пар, полученный в котле (насыщенный) без упарки</p>	<p>РД 24.032.01- 91</p>	<p>Солесодержание в пересчете на NaCl, мг/кг, не более</p>	<p>10</p>	<p>Для нужд завода</p>
<p>7. Газы углеводородные сжиженные топливные для коммунально-бытового потребления (стабильная головка)</p>	<p>ГОСТ 20448-90 марка СПБТ</p>	<p>1. Массовая доля компонента, %:</p> <p>- сумма метана, этана, этилена</p> <p>- сумма пропана и пропилена</p> <p>- сумма бутанов и бутиленов, не более</p> <p>2. Объемная доля жидкого остатка при температуре +20⁰С, %, не более</p> <p>3. Давление насыщенных паров, избыточное МПа при +45⁰С, не более</p> <p>4. Массовая доля сероводорода и меркаптановой серы, %, не более</p> <p>- в т.ч. сероводорода, не более</p> <p>5. Содержание свободной воды</p>	<p>не норм.</p> <p>не норм.</p> <p>60</p> <p>1,6</p> <p>1,6</p> <p>0,013</p> <p>0,003</p> <p>отсутствие</p>	<p>Для коммунально-бытового потребления</p>

1.5 Основное оборудование реакторного блока каталитического риформинга

Основными реакционными аппаратами блока каталитического риформинга являются:

- адиабатические реакторы шахтного типа со стационарным слоем катализатора. На установках раннего поколения применялись реакторы аксиального типа с нисходящим или восходящим потоком реакционной смеси. На современных высокопроизводительных установках применяются реакторы только с радиальным движением потоков преимущественно от периферии к центру. Радиальные реакторы обеспечивают значительно меньшее гидравлическое сопротивление, по сравнению с аксиальным. На рисунке 4.1 показана конструкция радиального реактора, применяемая в секциях риформинга.

На рисунке 5.1 показан кожухотрубчатый теплообменник жесткой конструкции который состоит из 1 и приваренных к нему трубных решеток 2 с пучком труб 3. Выступающие из корпуса части решеток являются одновременно фланцами 5, к которым на прокладках и болтах 6 крепятся сферические или плоские днища 4. Теплообменники крепятся на лапах 7.

-Трубчатый абсорбер (Представлен на рисунке 6.1). Сходен по устройству с вертикальным кожухотрубчатым теплообменником.

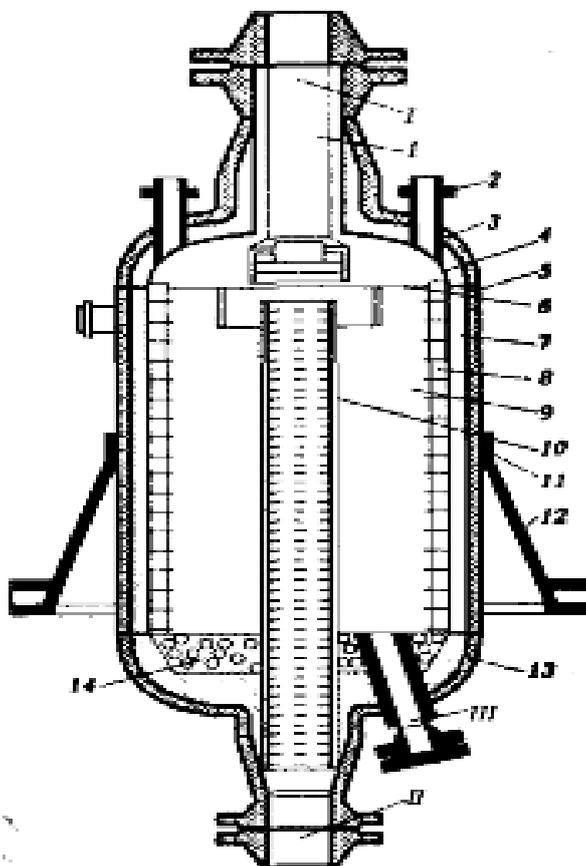
-Вертикальные сепарационные аппараты. Представлен на рисунке 7.1, рекомендуют для сепарации газов, содержащих твердые частицы и тяжелые смолистые фракции, так как они имеют лучшие условия очистки и дренажа

-Печи типа ВС- узкокамерные секционные с верхним отводом дымовых газов и вертикальными трубами змеевика.

1.5.1 Принцип работы, устройство

Поступающий в реактор газофазный поток сырья и водорода проходит по периферийным перфорированным желобам через слой катализатора к центральной трубе и затем выводится из аппарата. Катализатор расположен в виде одного слоя с равномерной плотностью засыпки. В верхней части расположена тарелка, предотвращающая прямое попадание потока сырья в слой катализатора. В центре установлена перфорированная труба, обтянутая сеткой. Нижняя часть реактора заполнена фарфоровыми шарами. В промышленности эксплуатируются реакторы с корпусами, изготовленными из биметалла типа 12ХМ+0,8Х 18Н10Т или защитным торкрет-бетонным покрытием.

Рисунок 4.1 - Реактор
 1 - распределитель;
 2 - термопары;
 3 - днище корпуса;
 4 - тарелка;
 5 - желоб;
 6 - тарелка;
 7 - труба центральная;
 8 - опора;
 9 - днище фарфоровые;
 I - ввод продукта;
 II - вывод



риформинга: 1-
 штуцер для
 верхнее; 4 - кожух; 5 -
 футеровка; 8 -
 катализатор; 10 -
 пояс опорный; 12 -
 нижнее; 14 - шары
 сырья; II - вывод
 катализатора.
 кожухотрубчатом
 один
 движется внутри
 пространстве, а
 межтрубном,
 снаружи. При этом
 среду направляют
 среду, отдающую
 противоположном

В
 теплообменнике
 теплоноситель (I)
 труб в трубном
 второй (II) – в
 омывая пучок труб
 нагреваемую
 снизу-вверх, а
 теплоту, – в
 направлении.

Трубы в решетках объемно размещены равномерно по периметрам правильных шестиугольников, что обеспечивает компактность расположения.

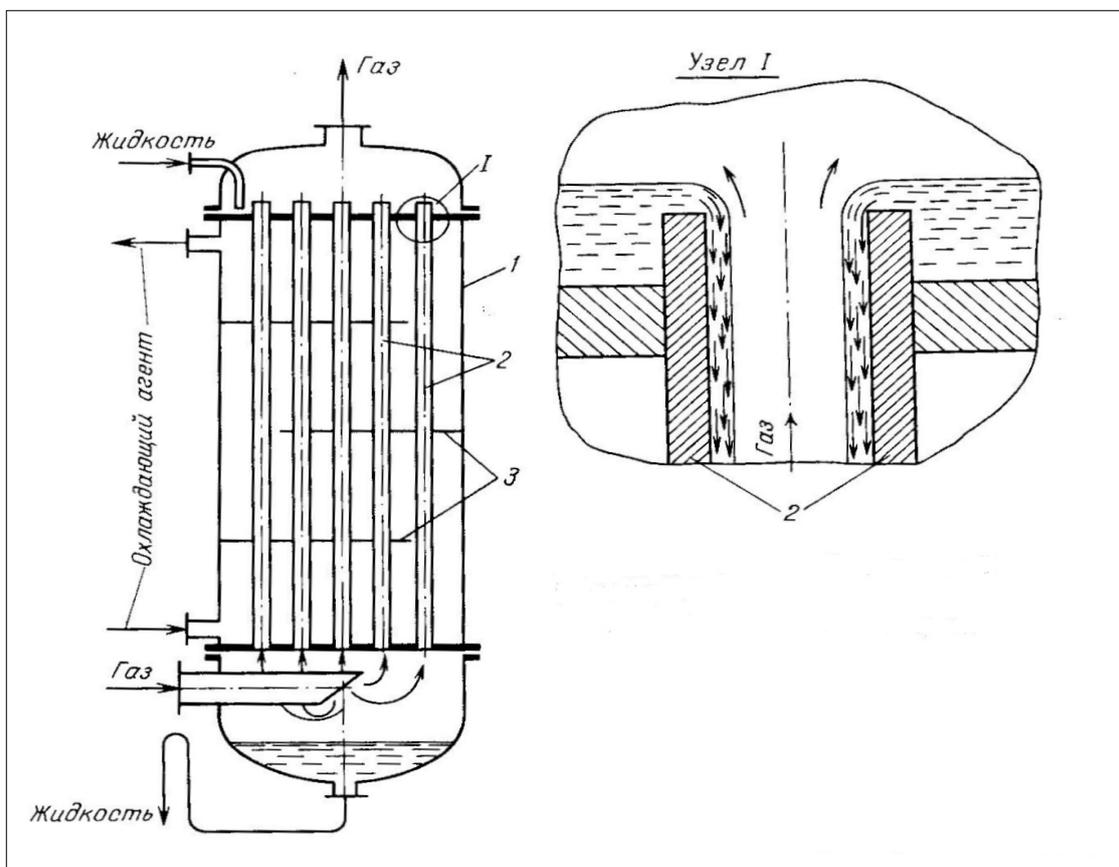
Теплообменник, изображенный на рисунке 5 является одноходовым. Вследствие большого суммарного проходного сечения труб и межтрубного пространства скорости протекания теплоносителей невелики и коэффициенты

теплоотдачи в этом теплообменнике сравнительно низки. Для увеличения скорости протекания в трубном и межтрубном пространствах устанавливают перегородки, уменьшая сечение потока жидкости.

Рисунок 5.1 – Кожухотрубчатый теплообменник: 1 – корпус; 2 – трубные решетки; 3 – трубы; 4 – днища; 5 – фланцы; 6 – болты; 7 – лапы

Абсорбент поступает на верхнюю трубную решетку, распределяется по трубам 2 и стекает по их внутренней поверхности в виде тонкой пленки. В абсорберах с большим числом труб для улучшения распределения абсорбента по трубам применяют специальные распределительные устройства. Газ движется по трубам снизу-вверх навстречу стекающей жидкой пленке. В случае необходимости отвода теплоты абсорбции в межтрубное пространство абсорбера подают охлаждающий агент (обычно воду).

6.1



Рисунок

Трубчатый пленочный абсорбер:

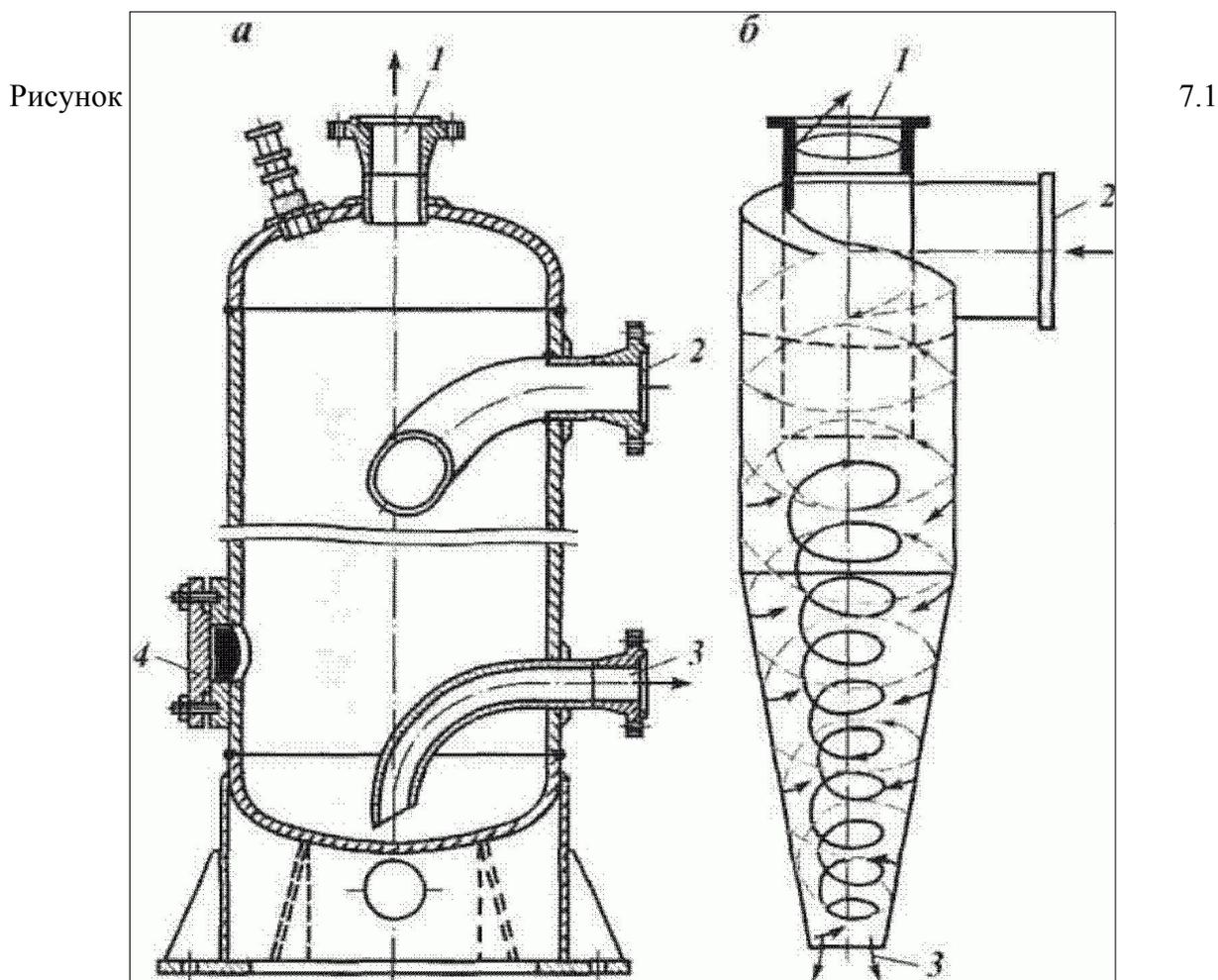
1 – корпус; 2 - трубки; 3 – перегородки

На рисунке 6.1 показан двухступенчатый пленочный абсорбер с восходящим движением жидкости, каждая ступень которого работает по

принципу прямотока, в то время как в аппарате в целом газ и жидкость движутся противотоком. Применение многоступенчатых абсорберов существенно усложняет их конструкцию.

В аппаратах с восходящим потоком жидкости можно создавать очень высокие скорости газа (порядка десятков метров в секунду, коэффициенты массопередачи при этом существенно возрастают, но одновременно с этим сильно растет их гидравлическое сопротивление. Последнее обстоятельство затрудняет широкое применение этих аппаратов для проведения процессов абсорбции при невысоких давлениях в системе.

В гравитационном газосепараторе (рисунок 7.1) отделение твердых и жидких частиц от газа происходит в результате резкого снижения скорости движения струи газа и повороте ее на 180° .



Гравитационный односекционный сепаратор (а) и схема движения газов в циклоне (б)

В этом сепараторе газ из скважины поступает по входной трубе 1 (скорость газа в нем достигает 15–20 м/с) и при выходе из нее поворачивает вверх по

выкидной трубе 2. При этом сокращается скорость струи и твердые частицы и капли жидкости оседают на дно сосуда. Скопившиеся примеси удаляются из сепаратора через штуцер 3.

Печи типа ВС - рисунок 8.1. Производительность каждой секции 10-17 МВт. Вертикальные трубы радиантного змеевика расположены у всех четырех стен камеры. Газомазутные горелки расположены в поду камеры, обслуживание горелок с двух сторон. Предусмотрены четыре типоразмера этих печей, каждый типоразмер отличается количеством одинаковых камер радиации.

Над камерой радиации расположена камера конвекции прямоугольного сечения с горизонтальными гладкими трубами.

У многосекционных трубчатых печей камеры радиации отдельных секций объединены в общем корпусе. Смежные секции отделены одна от другой двумя рядами труб радиантного змеевика двустороннего облучения. В крайних секциях у стен радиантные трубы размещены в один ряд.

Печи типа ВС установлены на установках ЛК-6-У, на атмосферно-трубчатых установках, установках вторичной переработки и т.д.

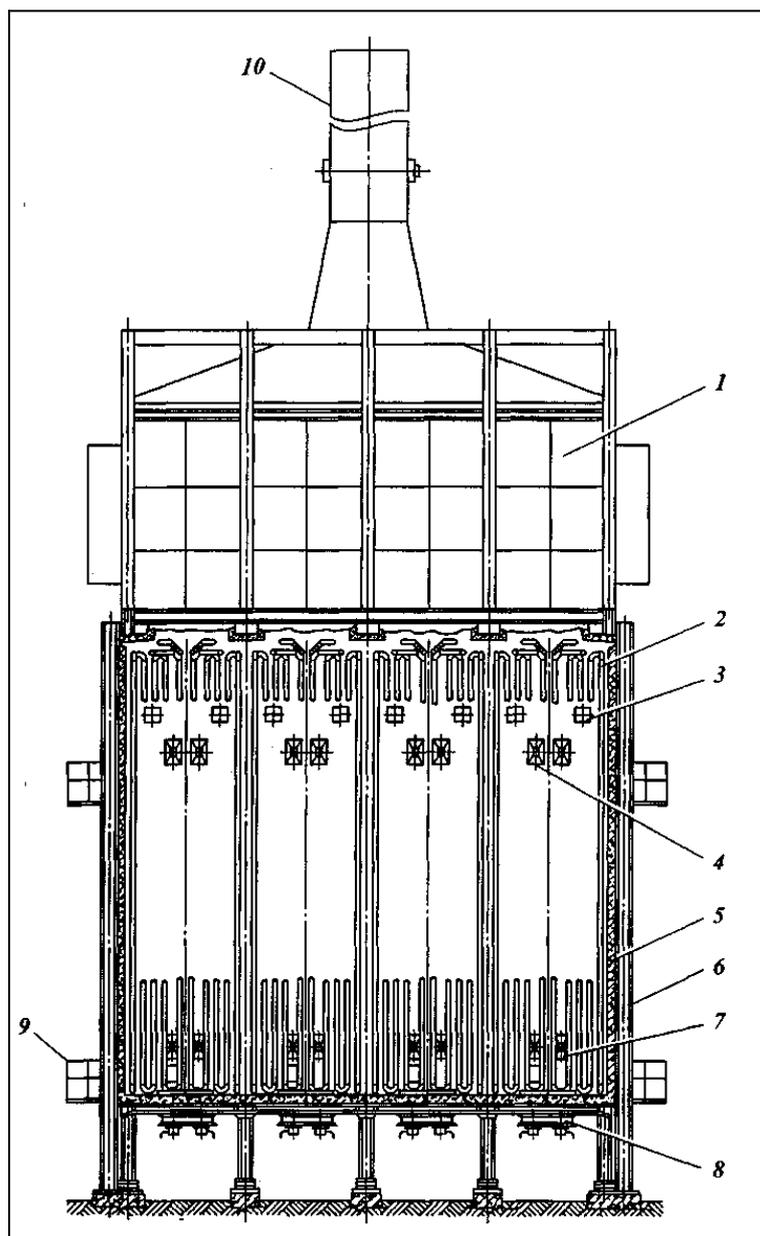


Рисунок 8.1 Трубчатая печь типа ВС

1 - камера конвекции; 2 - змеевик радиантных труб; 3 - взрывное окно; 4, 7 – смотровое окно; 5 - футеровка; 6 - каркас; 8 - горелка; 9 - лестничная площадка; 10 – дымовая.

1.6 Инциденты на реакторном блоке и их устранение

Процесс риформирования является пожароопасным и взрывоопасным, так как связан с переработкой взрывопожароопасных сред при повышенных температурах и давлениях.

Продуктами, определяющими взрывоопасность установки каталитического риформинга, являются водородсодержащий и углеводородный газы, пары углеводородов, которые с кислородом воздуха образуют смеси, взрывающиеся при наличии огня или искры.

Процессы на установке проводятся при температуре до 525°С и давлении до 38,0 кгс/см² в среде водородсодержащего газа.

Все емкостное оборудование размещено на открытой площадке. Класс взрывоопасных зон – 1, 2.

Наличие аппаратов, работающих при высоких давлениях и температурах, содержащих большие количества продуктов в газообразном и парообразном состояниях, может создавать опасность загазованности территории.

Категория по взрывопожарной и пожарной опасности для наружных установок – А.

Установка каталитического риформинга ЛГ-35-11/300-95 относится к вредному для здоровья обслуживающего персонала производству, так как процесс связан с переработкой и получением продуктов, обладающих токсическим действием на организм человека.

На установке применяются вещества II, III и IV классов опасности по ГОСТ 12.1.005-88.

Для нейтрализации оксидов серы и углерода, выделяющегося при регенерации катализаторов S-120 и R-86 вместе, используется от 2 до 10% масс, водный раствор щелочи NaOH – вещество III класса опасности.

Наиболее опасными местами на установке ЛГ-35-11/300-95 являются:

- газовая компрессорная;
- реакторный блок;
- блок технологических печей П-1, П-3, П-4;
- постаменты воздушных холодильников и насосная сырья и стабилизации;
- места отбора газообразных проб для лабораторных анализов;
- все колодцы промканализации, где возможны скопления паров углеводородов и углеводородных газов.

Наиболее опасными операциями, выполняемыми на установке, являются:

- пуск горячих насосов;
- загрузка и выгрузка катализатора;
- аварийное освобождение системы.

Перечень основного технологического оборудования и агрегатов, идентифицированных как опасный фактор:

- трубчатые печи с огневым нагревом и использованием в качестве топлива взрывоопасного топливного газа (опасность пожара и взрыва при прогаре змеевиков печи);
- компрессорное оборудование (опасность выброса значительного количества взрывоопасного газа при нарушении герметичности);
- электрооборудование (опасность поражения обслуживающего персонала электрическим током в случае выхода из строя заземления токоведущих частей, пробоя изоляции);
- аппараты и оборудование, работающие при повышенном давлении – до 38 кгс/см² и высокой температуре – до 525 °С (до 515 °С при регенерации катализаторов), содержащих большое количество пожароопасных и взрывоопасных продуктов (опасность залпового выброса взрывоопасных и токсичных веществ при разгерметизации технологической системы);
- оборудование с движущимися частями машин и механизмов (опасность травмирования обслуживающего персонала);

Кроме вышеизложенного опасность представляют:

- нефтепродукты, обладающие способностью накапливать заряды статического электричества при их транспортировке;
- нефтепродукты с высокой температурой (опасность ожогов при касании неизолированных участков горячих трубопроводов и аппаратов);

РАЗДЕЛ 2 РАСЧЁТНАЯ ЧАСТЬ

2.1 Исходные данные на проектирование

- производительность, принятая в расчёт, 450,7 тысяч тонн в год;
- сырьё – бензиновая фракция (85 - 180°C);
- число рабочих суток в году 330.

Для фракции 85 – 180 °С и ОЧ 80ММ выход катализата составит 88%.

Выход водорода (H_2) от 0,8 до 1,8, принимаем 1,5%.

Выход углеводородного газа принимаем 10,5%

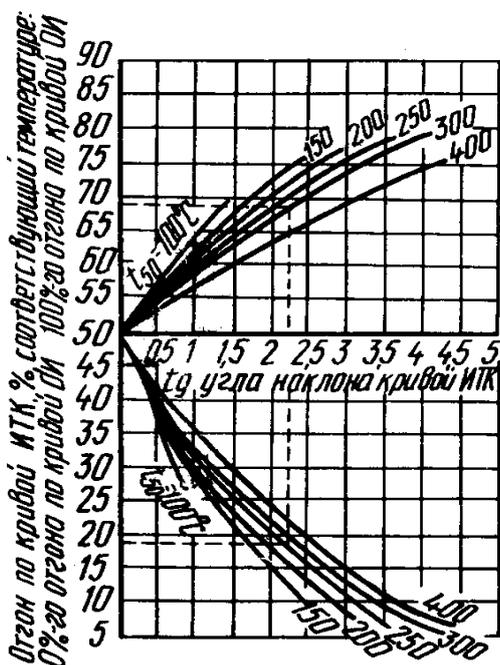


Рисунок 1.2 - График Обрядчикова - Смидовича для построения линии однократного испарения

2.2 Материальный баланс технологического процесса

Таблица 1.2 - Материальный баланс блока каталитического риформинга

Наименование продуктов	% масс	кг/с	кг/ч	т/сут	тыс.т/год
Взято на блок: сырьё - бензиновая фракция (85 – 180 °С)	100	15,8	56880	1365,1	450,7
Итого:	100	15,8	56880	1365,1	450,7
Получено:					
1. Катализат	88	13,9	50054	1201,2	396,6
2. Газ ВСГ	10,5	1,7	5972,4	143,3	47,3
3 Углеводородный газ	1,5	0,2	853	20,5	6,8
Итого:	100	15,8	56880	1365,1	450,7

$$G_1 = \frac{450700 \cdot 1000 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 330} = 15,8 \text{ кг/с}$$

$$G_2 = 15,8 \cdot 3600 = 56880 \text{ кг/ч}$$

$$G_3 = \frac{56880 \cdot 24}{1000} = 1365,1 \text{ т/сут}$$

Для расчёта производительности установки составляем пропорции:

100 % (масс) сырья – 15,8 кг/с, 56880 кг/ч, 1365,1 т/сут, 450,7 тысяч т/год.

$$x_1 = \frac{15,8 \cdot 88}{100} = 13,9 \text{ кг/с}$$

$$x_1 = \frac{56880 \cdot 88}{100} = 50054 \text{ кг/ч}$$

$$x_1 = \frac{1365,1 \cdot 88}{100} = 1201,2 \text{ т/сут}$$

$$x_1 = \frac{450,7 \cdot 88}{100} = 396,6 \text{ тысяч т/год}$$

$$x_2 = \frac{15,8 \cdot 10,5}{100} = 1,7 \text{ кг/с}$$

$$x_2 = \frac{56880 \cdot 10,5}{100} = 5972,4 \text{ кг/ч}$$

$$x_2 = \frac{1365,1 \cdot 10,5}{100} = 143,3 \text{ т/сут}$$

$$x_2 = \frac{450,7 \cdot 10,5}{100} = 47,3 \text{ тысяч т/год}$$

$$x_3 = \frac{15,8 \cdot 1,5}{100} = 0,2 \text{ кг/с}$$

$$x_3 = \frac{56880 \cdot 1,5}{100} = 853 \text{ кг/ч}$$

$$x_3 = \frac{1365,1 \cdot 1,5}{100} = 20,5 \text{ т/сут}$$

$$x_3 = \frac{450,7 \cdot 1,5}{100} = 6,8 \text{ тыс. т/год}$$

Где x_1 – катализат, x_2 – газ ВСТ, x_3 – углеводородный газ

2.3 Материальный баланс реактора риформинга

Таблица 2.2 - Материальный баланс реактора каталитического риформинга

Наименование продуктов	% масс	кг/с	кг/ч	т/сут	тыс.т/год
Взято на установку: сырье - бензиновая фракция (85 – 180 °С)	100	15,8	56880	1365,1	450,7
Итого:	100	15,8	56880	1365,1	450,7
Получено:	88	13,9	50054	1201,2	396,6
1. Катализат					
2. Газ ВСГ	10,5	1,7	5972,4	143,3	47,3
3 Угледородный газ	1,5	0,2	853	20,5	6,8
Итого:	100	15,8	56880	1365,1	450,7

$$G_1 = \frac{450700 \cdot 1000 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 330} = 15,8 \text{ кг/с}$$

$$G_2 = 15,8 \cdot 3600 = 56880 \text{ кг/ч}$$

$$G_3 = \frac{56880 \cdot 24}{1000} = 1365,1 \text{ т/сут}$$

Для расчёта производительности реактора составляем пропорции:

100 % (масс) сырья – 15,8 кг/с, 56880 кг/ч, 1365,1 т/сут, 450,7 тысяч т/год.

$$x_1 = \frac{15,8 \cdot 88}{100} = 13,9 \text{ кг/с}$$

$$x_1 = \frac{56880 \cdot 88}{100} = 50054 \text{ кг/ч}$$

$$x_1 = \frac{1365,1 \cdot 88}{100} = 1201,2 \text{ т/сут}$$

$$x_1 = \frac{450,7 \cdot 88}{100} = 396,6 \text{ тысяч т/год}$$

$$x_2 = \frac{15,8 \cdot 10,5}{100} = 1,7 \text{ кг/с}$$

$$x_2 = \frac{56880 \cdot 10,5}{100} = 5972,4 \text{ кг/ч}$$

$$x_2 = \frac{1365,1 \cdot 10,5}{100} = 143,3 \text{ т/сут}$$

$$x_2 = \frac{450,7 \cdot 10,5}{100} = 47,3 \text{ тысяч т/год}$$

$$x_3 = \frac{15,8 \cdot 1,5}{100} = 0,2 \text{ кг/с}$$

$$x_3 = \frac{56880 \cdot 1,5}{100} = 853 \text{ кг/ч}$$

$$x_3 = \frac{1365,1 \cdot 1,5}{100} = 20,5 \text{ т/сут}$$

$$x_3 = \frac{450,7 \cdot 1,5}{100} = 6,8 \text{ тыс. т/год}$$

Где x_1 – катализат, x_2 – газ ВСГ, x_3 – углеводородный газ

2.4 Определение размеров реактора риформинга

Исходные данные для расчёта:

- производительность по сырью $G_c = 56880 \text{ кг/ч}$;
- сырьё – бензиновая фракция (85 – 180 °С);
- плотность сырья $\rho_4^{20} = 0,735$;
- температура сырья на входе в реактор 532 °С (805 К);
- давление в реакторе 1,56 Мпа;
- объемная скорость подачи сырья, $w = 1,2 \text{ ч}^{-1}$;
- кратность циркуляции ВСГ к сырью, $n = 1000 \text{ м}^3/\text{м}^3$;
- скорость движения паров сырья и ЦВСГ по сечению, $u = 0,5 \text{ м/с}$.

Средняя температура бензиновой фракции:

$$t_{cp} = \frac{85 + 180}{2} = 132,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Молекулярная масса сырья:

$$M = 60 + 0,3 \cdot 132,5 + 0,01 \cdot 132,5^2 = 117.$$

Критические параметры:

$$t_{кр} = 1,05 \cdot 132,5 + 160 = 299,125 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Критическая температура:

$$T_{кр} = 299,125 + 273 = 572,125 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Отношение температуры вещества Т к его критической температуре:

$$T_{пп} = \frac{805}{572,125} = 1,41.$$

Характеризующий фактор:

$$K = \frac{1,2251 \cdot \sqrt[3]{132,5 + 273}}{0,735 + 0,0092} = 11,8$$

$$P_{кр} = 11,8 \cdot \frac{572,125}{117} \cdot 10^5 \cdot 10^{-6} = 5,77 \text{ МПа}.$$

$$P_{пп} = \frac{1,56}{577} = 0,270 \text{ МПа}.$$

Объём сырья при $t = 532 \text{ }^\circ\text{C}$ (805 K):

$$V_c = \frac{56880}{24 \cdot 117} \cdot 22,4 \cdot \frac{805 \cdot 0,9}{273 \cdot 1,56 \cdot 3600} = 0,21 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объём ЦВСГ:

$$V_{\text{ВСГ}} = \frac{56880}{735 \cdot 24} \cdot 1000 \cdot \frac{532+273}{273 \cdot 1,56 \cdot 3600} = 1,7 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Общий объём смеси:

$$V_0 = 0,21 + 1,7 = 1,91 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Общий объём катализатора в реакторе:

$$V_k = \frac{1365,1}{24 \cdot 0,735 \cdot 1,2} = 64,5 \text{ м}^3.$$

Сечение реактора:

$$F = \frac{1,91}{0,5} = 3,82 \text{ м}^2.$$

Диаметр реактора:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,82}{3,14}} = 2,205 \text{ м}.$$

Общая высота катализаторного слоя во всех реакторах:

$$h_k = \frac{64,5}{3,82} = 16,88 \text{ м}.$$

Высота слоя катализатора в реакторе:

$$h_1^1 = 16,88 \cdot 0,25 = 4,22 \text{ м}.$$

Высота цилиндрической части реактора (третий по ходу сырья)

$$h_2^1 = \frac{4,22 \cdot 3}{2} = 6,33 \text{ м}.$$

Общая высота реакторов:

$$H = 6,33 + 2,205 = 8,535 \text{ м}.$$

Фактическая линейная скорость движения паров сырья и циркулирующего водорода по всему сечению реактора:

$$F = \frac{3,14 \cdot 2,205^2}{4} = 3,81 \text{ м}^2.$$

$$u = \frac{1,91}{3,81} = 0,5 \text{ м/с}.$$

Из расчётов видно, что фактическая скорость движения паров сырья и циркулирующего ВСГ по всему сечению реактора является допустимой:

$$u_{\phi}(0,5 \text{ м/с}) = u_{\text{дон}}(0,5 \text{ м/с})$$

2.5 Тепловой баланс реактора риформинга

Исходные данные для расчёта:

- производительность по сырью $G_c = 15,8 \text{ кг/с}$;
- плотность сырья $\rho_4^{20} = 0,753 \text{ кг/м}^3$;
- плотность катализата $\rho_4^{20} = 0,799 \text{ кг/м}^3$;
- температура сырья на входе в реактор $t_{\text{вх}} = 532^\circ \text{C}$ (805 K);
- температура сырья на выходе из реактора $t_{\text{вых}} = 517^\circ \text{C}$ (790 K).

Принимаем, что циркулирующий ВСГ имеет состав:

- водород 85 %
- метан 9,6 %
- этан 1,9 %
- пропан 2,9 %
- бутан 0,6%

Молекулярная масса циркулирующего газа:

$$M_{\text{ц.г.}} = \frac{100}{\frac{8,5}{2} + \frac{9,6}{16} + \frac{1,9}{30} + \frac{2,9}{44} + \frac{0,6}{58}} = 2,31 \text{ кг/моль.}$$

Плотность циркулирующего газа:

$$\rho_{\text{ц.г.}} = \frac{2,31}{22,4} = 0,1031 \text{ кг/м}^3.$$

Количество циркулирующего ВСГ:

$$G_{\text{ц.г.}} = \frac{15,08 \cdot 1000 \cdot 0,1031}{735} = 2,1 \text{ кг/с.}$$

$$\rho_{288}^{288} = 0,735 + 5 \cdot 0,000857 = 0,739 \text{ кг/м}^3.$$

По таблице энтальпий для температуры 532°C (805 K) значение энтальпии составит:

$$I_C^{805} = 1691,55 \text{ кДж/кг.}$$

Количество тепла, вносимого сырьём:

$$Q_C = 15,08 \cdot 1691,55 = 25508 \text{ кВт.}$$

Теплоемкость компонентов газа:

- водород 14,57 кДж/кг · К;
- метан 3,35 кДж/кг · К;
- этан 3,29 кДж/кг · К;
- пропан 3,23 кДж/кг · К;
- бутан 3,18 кДж/кг · К.

Энтальпию, кДж/кг определим как:

$$I_{H_2} = 14,57 \cdot 805 = 11729 \text{ кДж/кг};$$

$$I_{CH_4} = 3,35 \cdot 805 = 2647 \text{ кДж/кг};$$

$$I_{C_2H_6} = 3,29 \cdot 805 = 2648 \text{ кДж/кг};$$

$$I_{C_3H_8} = 3,23 \cdot 805 = 2600 \text{ кДж/кг};$$

$$I_{C_4H_{10}} = 3,18 \cdot 805 = 2560 \text{ кДж/кг}.$$

$$I_{ц.г.} = 11729 \cdot 0,85 + 2697 \cdot 0,096 + 2648 \cdot 0,019 + 2600 \cdot 0,029 + 2560 \cdot 0,006 = 10369,6 \text{ кДж/кг}.$$

Тепло, вносимое ЦВСГ:

$$Q_{ц.г.} = 2,1 \cdot 10369,6 = 21776,16 \text{ кВт}.$$

Общее количество тепла, приходящего в реактор:

$$Q_{вх} = 25508 + 21776,16 = 47284,16 \text{ кВт}.$$

Принимаем, что в 3 реакторе риформинга степень превращения сырья составляет 25 %.

Энтальпия катализата:

$$\rho_{288}^{288} = 0,799 + 5 \cdot 0,000778 = 0,802 \text{ кг/м}^3.$$

По таблице энтальпий для температуры 532 °С (790 К) значение энтальпии составит:

$$I_{КАТ}^{790} = 1626,66 \text{ кДж/кг}.$$

$$Q_{КАТ} = 13,9 \cdot 1626,66 = 22610,6 \text{ кВт}.$$

Энтальпию, кДж/кг определим, как:

$$I_{H_2} = 14,57 \cdot 790 = 11510,3 \text{ кДж/кг};$$

$$I_{CH_4} = 3,35 \cdot 790 = 2646,5 \text{ кДж/кг};$$

$$I_{C_2H_6} = 3,29 \cdot 790 = 2599,1 \text{ кДж/кг};$$

$$I_{C_3H_8} = 3,23 \cdot 790 = 2551,7 \text{ кДж/кг};$$

$$I_{C_4H_{10}} = 3,18 \cdot 790 = 2512,2 \text{ кДж/кг}.$$

Средняя энтальпия, кДж/кг ВСГ

$$I_{ВСГ} = 11510 \cdot 0,85 + 2646,5 \cdot 0,096 + 2599,1 \cdot 0,019 + 2551,7 \cdot 0,029 + 2512,2 \cdot 0,006 = 10176,3 \text{ кДж/кг}.$$

Тепло, уносимое ВСГ из реактора:

$$Q_{ВСГ} = 1,7 \cdot 10176,3 = 17300 \text{ кВт}.$$

За состав углеводородного газа принимаем:

- водород 0,1 % (объём);
- метан 2,0 % (объём);
- этан 7,3 % (объём);
- пропан 59 % (объём);
- бутаны 31,6% (объём).

Энтальпия смеси УВГ:

$$I_{УВГ} = 11510,3 \cdot 0,001 + 2646,5 \cdot 0,02 + 2599,1 \cdot 0,073 + 2551,7 \cdot 0,59 + 2512,2 \cdot 0,316 = 2554 \text{ кДж/кг}.$$

Количество тепла, уносимого из реактора УВГ:

$$Q_{УВГ} = 0,2 \cdot 2554 = 510,8 \text{ кВт}.$$

Средняя энтальпия, кДж/кг сырья

$$I_C^{790} = 1622,43 \text{ кДж/кг}.$$

Количество тепла, уносимое с непрореагировавшим сырьём:

$$Q_c = 0,25 \cdot (15,8 \cdot 1622,43) = 6409 \text{ кДж/кг.}$$

Общее количество тепла, уносимого из реактора:

$$Q_{\text{ВЫХ}} = (22610,6 + 510,8 + 17300) \cdot 0,25 + 25508 = 35313,3 \text{ кВт.}$$

Разность между теплом, вносимым в реактор, и теплом, уходящим из реактора:

$$\Delta Q = 47284,16 - 35313,3 = 11970,86 \text{ кВт}$$

РАЗДЕЛ 3 ОХРАНА ТРУДА И ЗАЩИТА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

3.1 Техника безопасности, пожарная и газовая безопасность при работе на установке

По взрыво- и пожарной опасности установки каталитического риформирования относятся к категории А.

В соответствии с нормами проектирования СНИП-П-92-76 установки каталитического риформинга относятся к группе производственного процесса - ШБ.

Процесс относится к вредным для здоровья обслуживающего персонала производствам, так как связан с получением продуктов, которые являются токсичными.

Наиболее опасные места:

- помещение газовой компрессорной;
- блок реакторов;
- блок печей;
- открытая насосная;
- блок стабилизации гидрогенизата;
- блок стабилизации катализата;
- места отбора газообразных проб для лабораторных анализов;
- колодцы промканализации, заглубленная дренажная емкость, где возможны скопления углеводородных газов.

Способы обезвреживания продуктов в аварийных случаях.

При разливе нефтепродуктов создается загазованность и возникает опасность взрыва.

Нефтепродукты с территории смываются обильным количеством воды через ливнеприемники промливневой канализации.

Обслуживающий персонал, ликвидирующий розлив, находится в противогазах.

В случае разлива нефтепродуктов:

- сбросить давление с соответствующего трубопровода или аппарата (остановить насос) и принять меры к устранению причин разлива или пропусков
- приступить к ликвидации разлива.

Основными мероприятиями, обеспечивающими безопасное ведение технологического процесса, является:

- строгое соблюдение всех производственных инструкций по технике безопасности, как в процессе пуска, эксплуатации, так и в период подготовки и проведения ремонта установки;
- ведение режима в соответствии с технологическим регламентом установки;
- при работе установки не оставляется без наблюдения щит контрольно-измерительных приборов;
- следить за исправностью и включением приборов контроля и автоматики, систем сигнализации и автоматических блокировок. Обеспечивается бесперебойная работа вентиляционных систем;
- осуществляется надзор за плотностью соединений аппаратов, оборудования, трубопроводов и принимаются срочные меры по устранению неплотностей, при их наличии;
- выполняется график анализа сточных вод промканализации и воздушного бассейна помещений и территории установки;
- работы с неисправным оборудованием не проводятся;
- работы с неисправной системой охлаждения, уплотнений не проводятся во избежание чрезмерного нагрева и пожара;
- не оставляются открытыми задвижки на неработающих аппаратах или трубопроводах;
- во время эксплуатации установки обеспечена нормальная работа манометров, указывающих величину давления в соответствующих аппаратах;
- ремонтные и другие виды работ на действующем оборудовании и трубопроводах не проводятся;
- пуск насоса без манометра и с неисправным манометром в эксплуатацию не проводится;

- не проводится работа на минимальных уровнях в аппаратах во избежание сброса насоса.
- все производственные помещения, рабочие места, проходы, технологическое оборудование, аппараты, приборы содержатся в полной исправности и чистоте;
- решетки канализации содержатся в чистоте, обеспечивая постоянный сток сливной воды в канализацию. Не допускается попадания грязи, ила, изоляционных и обтирочных материалов в канализацию;
- не допускается производства ремонтных работ инструментом, способным вызвать искрообразование.

Работа предохранительных клапанов контролируется.

Предусмотрены следующие сбросы от предохранительных клапанов:

- а) горячих газов и паров с верхних точек аппаратов в атмосферу и в факельную линию;
- б) нефтепродуктов с выкида насоса на прием для защиты теплообменной аппаратуры.

Отбор проб производится через специальные вентили с помощью герметизированных пробоотборников.

Во избежание ожогов теплоизоляция всех аппаратов и трубопроводов с температурой выше 60°C находится в исправном состоянии.

В зимнее время следят за обогревом аппаратов и трубопроводов, за циркуляцией воды. Дренажные вентили пара держат на минимальном протоке.

Мероприятия по противоаварийной защите топочного пространства и змеевиков печей С-200.

Для противоаварийной защиты топочных пространств и змеевиков печей С-200 последние оснащены:

- системами регулирования заданного соотношения топлива, воздуха и водяного пара;
- средствами контроля за уровнем тяги, сигнализацией и автоматическим прекращением подачи топливного газа при недопустимом снижении разрежения 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.

3.2 Защитные средства для персонала

Для предотвращения несчастных случаев, заболеваний и отравлений, связанных с производством, весь обслуживающий персонал установки обеспечен следующими средствами защиты: спецодежда из хлопчатобумажной ткани (куртка, брюки); ботинки кожаные; рукавицы комбинированные; фильтрующие противогазы с коробками марки БКФ, противозумными и противоударными касками. Кроме того, установка укомплектована:

- шланговыми противогазами с комплектом масок и спасательным поясом с веревкой -ПШ-1, ПШ-2, изолирующими - ИВА-24М, АСВ-2 для работы при высоких концентрациях газа в воздухе или при работе внутри емкостей, колонн, в колодцах и приямках;
- респираторами и защитными очками для загрузки и выгрузки катализатора;
- аварийным запасом фильтрующих противогазов;
- медицинской аптечкой с необходимым набором медикаментов для оказания пострадавшему первой помощи.

Всем работникам установки с целью нейтрализации вредных для организма веществ выдано молоко.

Обслуживающий персонал содержит в чистоте и исправном состоянии спецодежду и защитные приспособления.

Нахождение обслуживающего персонала на рабочем месте без спец. одежды и спец. обуви категорически запрещается.

Через каждые три месяца противогазы проверяют в лаборатории газоспасательного отряда.

Индивидуальные фильтрующие противогазы хранятся в специальных шкафах с ячейками. Передача противогаза одним лицом другому запрещается.

Кроме индивидуальных противогазов на установке в специальном опломбированном шкафу хранится аварийный комплект газоспасательных средств защиты. В комплект входят фильтрующие и шланговые противогазы марки ПШ-1.

Аварийный запас противогазов предусмотрен из расчета наибольшего количества людей, работающих в смену.

Стирку спец. одежды производят централизованно в заводской прачечной.

3.3 Охрана окружающей среды

Установка ЛГ-35-11/600 предназначена для переработки сырья прямогонных бензиновых фракций (выкипающих в пределах от 70 до 180 °С, от 85 до 180 °С) с целью получения высокооктанового бензина.

Загрязняющими веществами от технологического оборудования, насосных и компрессорных установок являются: углеводороды предельных групп C_1-C_5 , C_6-C_{10} и $C_{12}-C_{19}$, углеводороды непредельные C_2-C_5 (амилены), бензол, толуол, ксилол, этилбензол, сероводород, гидроокись натрия аэрозоль масла и дихлорэтан.

Загрязняющими веществами от технологических печей являются: диоксид серы, пятиокись ванадия, сажа, диоксид азота, оксид азота, оксид углерода и метан.

Загрязняющими веществами от реакторов является: оксид углерода.

Источники загрязнения воздуха подразделяются на источники выделения (технологические установки, очистные сооружения, сооружения оборотного водоснабжения и др.) и источники выбросов вредных веществ в атмосферу (трубы, вентиляционные шахты, дыхательные клапана резервуаров, открытые дренажи, насосы, фланцевые соединения трубопроводов и трубопроводной арматуры, сальниковые уплотнения, канализационные колодцы, разливы нефтепродуктов и другое).

Основным источником вредных выбросов в атмосферу является топливо, сжигаемое в трубчатых печах. В качестве топлива технологических печей используется очищенный топливный газ и жидкое топливо.

Выбросы вредных веществ в атмосферу подразделяются на организованные и неорганизованные.

Организованные выбросы – это выбросы, которые отводятся с мест выделения системой газоотвода, что позволяет применять для их улавливания газопылеулавливающие установки (это дымовые трубы технологических печей, вентиляционные трубы, аэрационные фонари и другое).

Неорганизованные выбросы – это выбросы, образующиеся через неплотности технологического оборудования и открытые площадки очистных сооружений.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Целью курсовой работы является расчет основного оборудования реакторного блока на установке каталитического риформинга.

В первом разделе, на основании теоретических сведений, были описаны теоретические основы процесса каталитического риформинга, характеристики процесса, их сущность, а также нормы технологического режима блока, были даны технологические схемы основного оборудования реакторного блока, описан принцип их устройства и работы, описаны характеристики исходного сырья

Так же были рассмотрены:

- требования безопасности к устройству, оснащению и организации рабочих мест для оператора технологической установки;
- идентификация опасных и вредных производственных факторов рабочего места оператора, определены их источники и описано воздействие на организм работника;
- защитные средства для персонала установки;
- методы по решению и предотвращению инцидентов на реакторном блоке установки каталитического риформинга.

Во втором разделе была проведена практическая работа по расчёту материального и теплового балансов реакторного блока на установке каталитического риформинга, основанные на имеющемся сырье, полученные данные были помещены в таблицу.

Проведено определение размеров реактора на установке каталитического риформинга.

В третьем разделе были рассмотрены:

- требования безопасности к устройству, оснащению и организации рабочих мест для оператора технологической установки;
- общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств;
- общие требования газовой безопасности при работе на установке

- правила промышленной безопасности для нефтеперерабатывающих производств;
- идентификация опасных и вредных производственных факторов рабочего места оператора, определены их источники и описано воздействие на организм работника;
- защитные средства для персонала установки.

Были даны основные определения об охране окружающей среды, рассмотрены источники загрязнения, а так - же способы их устранения.

На основании вышеизложенных данных можно заявить, что были выполнены все цели курсовой работы.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

Технологический регламент установки ЛЧ-35-11/600 АО «Рязанская нефтеперерабатывающая компания»;

И.И. Поникаров, «Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки»;

С.А. Белый, «Основные положения эксплуатации установки каталитического риформинга» - Омск 2006;

Р.И. Кузьмина, «Каталитический риформинг углеводородов». Монография. - Саратов: Саратовский государственный университет им. Н.Г. Чернышевского, 2010.

А.В. Кравцов, Е.Н. Ивашкина, Е.М. Юрьева, «Теоретические основы каталитических процессов переработки нефти и газа: учебное пособие для средних профессионально-технических учебных заведений» - Томск 2009.

ГОСТ 17.2.3.02-78 «Правила установления допустимых выбросов вредных веществ промышленными предприятиями» и ГОСТ 17.1.3.10-83 «Охрана природы. Гидросфера. Общие требования к охране поверхностных и подземных вод от загрязнения нефтью и нефтепродуктами при транспортировании по трубопроводу»