

**Казанский Федеральный Университет**  
**Кафедра высоковязких нефтей и природных битумов**  
**Kazan Federal University,**  
**Department of high-viscosity oils and natural bitumen**  
**Предварительная гидроочистка бензиновых фракций и каталитический**  
**риформинг на Сургутском ЗСК им. В.С. Черномырдина**  
**Preliminary hydrotreating of gasoline fractions and catalytic reforming at the**  
**Surgut ZSK named after V.S. Chernomyrdin**

**Беркутов Ленар Расимович, Berkutov Lenar Rasimovich <sup>a</sup>**

**Кемалов Руслан Алимович, Kemalov Ruslan Alimovich <sup>b</sup>**

**Кемалов Алим Фейзрахманович, Kemalov Alim Feizrahmanovich <sup>c</sup>**

магистр кафедры высоковязких нефтей и природных битумов <sup>a</sup>

кандидат технических наук, доцент кафедры высоковязких нефтей и природных битумов,

Член Экспертного совета РГО, и.о. руководителя группы «Водородная и альтернативная», <sup>b</sup>

доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой высоковязких нефтей и

природных битумов <sup>c</sup>

Казань, Россия

E-mail: kemalov@mail.ru

**Аннотация:** Автомобильный транспорт является основным источником загрязнения окружающей среды токсичными продуктами сгорания топлив. В России, как и в большинстве развитых стран, ужесточаются требования к автомобильным бензинам по содержанию серы (не более 0,05% масс.), бензола (не более 5,0% об.), ароматических углеводородов (не более 45%) и олефиновых углеводородов (не более 20%), базовым компонентом которых является катализат риформинга.

**Ключевые слова:** гидроочистка, каталитический риформинг, бензиновые фракции.

**Abstract:** Road transport is the main source of environmental pollution by toxic fuel combustion products. In Russia, as in most developed countries, the requirements for automobile gasoline are being tightened in terms of sulfur content (no more than 0.05% by weight), benzene (no more than 5.0% by volume), aromatic hydrocarbons (no more than 45%) and olefin hydrocarbons (no more than 20%), the basic component of which is the reforming catalyst.

**Keywords:** hydrotreating, catalytic reforming, gasoline fractions.

### **Введение (Introduction)**

Установки каталитического риформинга перерабатывают различные прямогонные бензиновые фракции с получением целевых продуктов: высокооктановый компонент бензина, бензол, толуол, ксилолы и водородсодержащий газ.

Таким образом, каталитический риформинг, постоянно совершенствуясь, прошел несколько этапов развития, которые связаны как с изменением состава и свойств катализатора, так и с изменением технологии процесса.

Снижение токсичности отработавших газов автомобилей осуществляют различными путями: совершенствованием конструкций и рабочего процесса двигателей, оборудованием автомобилей системами улавливания и нейтрализации вредных выбросов, а также улучшением экологических свойств применяемых бензинов.

### **Ведущий подход.**

*Предварительная гидроочистка бензиновых фракций.*

*Назначение процесса.*

Процесс гидроочистки является каталитическим процессом на стационарном слое катализатора. Процесс предназначен для удаления сера-, азот-, кислородсодержащих соединений и следов металлических соединений, присутствующих в прямогонном бензине. В процессе гидроочистки используется отечественный катализатор марки КГУ-950. Гидроочистка проводится при температуре – до 380°C и давлении 2,7 МПа (27 кгс/см<sup>2</sup>) изб.

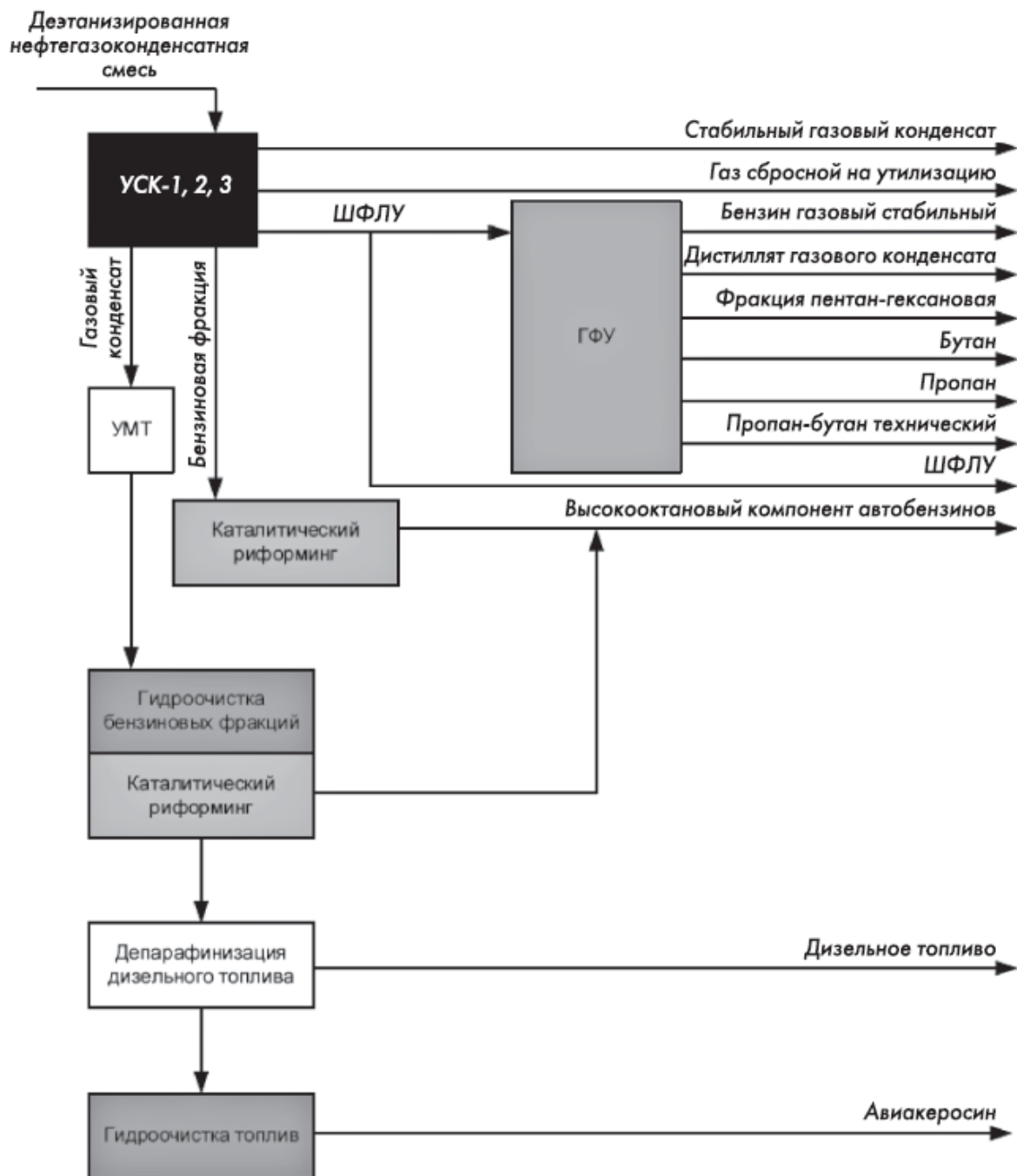


Рисунок 1 – Блок схема Сургутского завода стабилизации конденсата

*Химизм процесса.*

Основной задачей процесса гидроочистки является очистка бензиновой фракции для использования ее в качестве сырья процесса каталитического риформинга. Существует шесть основных видов реакций, протекающих в процессе гидроочистки:

1. Преобразование сераорганических соединений в сероводород;
2. Преобразование органических нитросоединений в аммиак;
3. Преобразование органических соединений кислорода в воду;

4. Гидрирование олефинов в насыщенные соединения;
5. Преобразование органических галогенидов в галогеноводороды;
6. Удаление металлоорганических соединений.

*Параметры процесса.*

#### Давление в реакторе

Давление в секции зависит от требуемой степени гидрообессеривания и свойств исходного сырья. Чем больше давление в реакторе, тем катализатор обычно эффективен более длительное время и реакции протекают более глубоко. Для обессеривания бензиновой фракции обычно используют давление в реакторе от 2,0 до 3,5 МПа (от 20 до 35 кгс/см<sup>2</sup>) изб.

Рабочее давление может быть и выше, если содержание азота и/или серы в сырье значительно выше нормального уровня.

При возрастании общего давления в системе растет парциальное давление водорода, способствующее увеличению глубины гидроочистки.

#### Температура

Температура оказывает значительное влияние на промотирование реакций гидроочистки. При подъеме температуры возрастает обессеривание. Реакция обессеривания начинает протекать уже при температуре 230°C и с заметным увеличением скорости реакции при возрастании температуры до 340°C. При температуре свыше 340°C имеет место лишь незначительное увеличение степени обессеривания с ростом температуры.

Расщепление соединений хлора при низких концентрациях (<10 массовых ppm) потребует той же температуры, что и расщепление соединений серы.

Подбор оптимальных температур гидроочистки зависит от состава сырья. Термически менее стойкое, тяжелое сырье очищается при более низких температурах, чем более легкое.

Свыше 315°C удаление металлов фактически происходит полностью. Ниже этой температуры могут быть отдельные случаи, когда металлы будут удалены не полностью.

Рекомендуемая температура на входе в реактор для того, чтобы быть уверенным в должным образом подготовленном сырье риформинга, составляет

300°C. Существуют два фактора, которые важны при определении этой минимальной температуры. Первое, ниже минимальной температуры скорости реакций для удаления примесей могут быть достаточно низкими. Второе, температура должна поддерживаться на достаточно высоком уровне, чтобы иметь уверенность в том, что сырье при подаче в печь находится в газовой фазе.

В данном случае, при гидроочистке бензиновой фракции наиболее оптимальным пределом температур является 300-380°C.

#### Качество сырья

Для нормальной работы не требуются ежедневные изменения входной температуры реактора для корректировки по качеству сырья.

Конечный выбор температуры реактора должен быть основан на качестве продукта. Выше указанные соотношения качества сырья и температуры предполагают работу в диапазоне нормальных рабочих температур, приведенных в предыдущем разделе.

#### Соотношение водород/углеводород

Минимальное отношение водород : сырье (нм<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> или кратность циркуляции) зависит от расхода водорода, характеристик сырья и требуемого качества продукции.

Например, для прямогонного бензина с умеренным содержанием серы, обычно требуется соотношение 40÷75 нм<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (кратность циркуляции 250÷400). Крекинговый бензин должен перерабатываться при более высоких отношениях H<sub>2</sub> : сырье (до 500 нм<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> или кратность циркуляции 3000). При изменении качества исходного сырья в данных пределах соотношение водород : сырье будет меняться в пропорции между этими пределами.

Отношения выше 500 нм<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (кратность циркуляции 3000) не способствуют увеличению скорости реакций. Использование водорода низкой чистоты в качестве свежего газа ограничено экономичной работой циркуляционного компрессора. Повторное использование циркуляционного газа с содержанием серы до 10% и с большими количествами оксида углерода и азота не опасны для катализатора, если подходящее обессеривание является единственным критерием. Для удаления азота и полного удаления серы,

необходим водород с чистотой 70% об. минимально, при этом СО может действовать, как временный каталитический яд. Для препятствия накоплению избыточного углерода на катализаторе требуется поддерживать максимальное парциальное давление водорода, хотя примеси в подмешиваемом газе требуют более высоких рабочих давлений.

Снижение отношения водород: углеводород может быть скомпенсировано увеличением температуры на входе реактора. Приблизительное соотношение для этих параметров равно: более высокая температура на 10°C равнозначна увеличению на половину отношения водород: сырье.

Это правило предполагает работу выше минимальных значений температуры 300°C на входе в реактор и соотношения водорода 40 нм<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (кратность циркуляции 250). Это соотношение приблизительное и следует снова отметить, что качество сырья должно диктовать текущую температуру в реакторе.

На данной установке кратность циркуляции водородсодержащего газа принята в интервале 150÷180 нм<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

#### Объемная скорость

Количество катализатора на единицу сырья будет зависеть от свойств исходного сырья, рабочих условий и требуемого качества продукта.

Объемная часовая скорость жидкости (LHSV) определяется следующим образом:

$$\text{LHSV} = \frac{V_f}{V_{\text{kat}}} \text{ час}^{-1}, \text{ где}$$

$V_f$  – объемная подача сырья в секцию, м<sup>3</sup>/час;

$V_{\text{kat}}$  – объем катализатора, загруженного в реактор, м<sup>3</sup>.

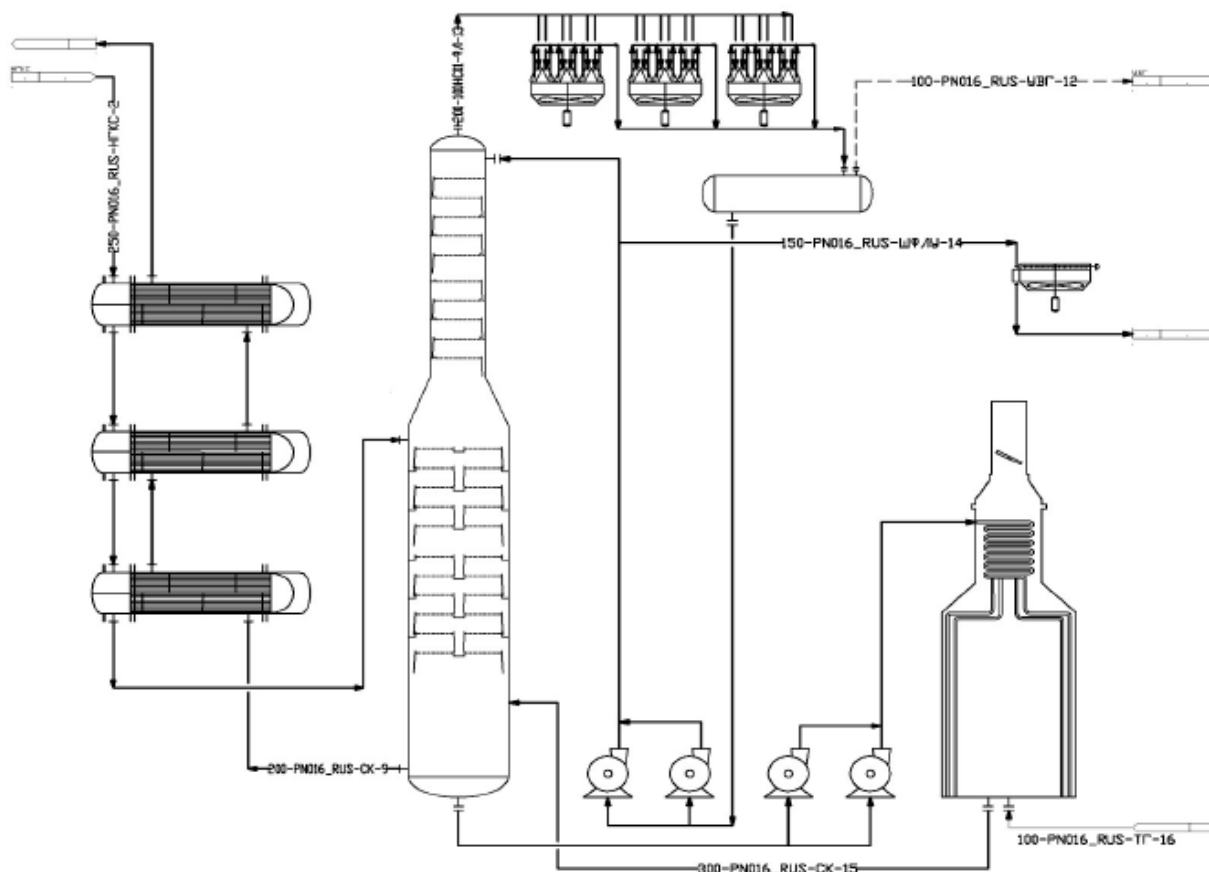


Рисунок 2 – Технологическая схема УСК-1

Для многих видов исходного сырья и целевых продуктов, упрощенное кинетическое выражение, основанное на удалении серы и/или азота, определяет начальную часовую объемную скорость подачи жидкости. Это начальное значение может быть изменено, принимая во внимание другие факторы, такие как размер установки, повышенная активность катализатора первого цикла, аномальное содержание металлов в сырье и требованиями других перерабатывающих установок в технологической схеме завода. Разнообразие видов сырья так велико, что можно указать лишь приблизительные диапазоны объемных скоростей для различных типов сырья. Например, прямогонный бензин перерабатывается при  $4 \div 12$  LHSV, а бензин крекинга при  $2 \div 8$  LHSV.

При ежедневных изменениях в LHSV, температура на входе в реактор гидроочистки может регулироваться по уравнению:

$$T_2 = T_1 - \ln \frac{LHSV_1}{LHSV_2}$$

Где:

$T_1$  = требуемая температура на входе в реактор при LHSV1;

$T_2$  = требуемая температура на входе в реактор при LHSV2.

Для данной установки объемная скорость подачи сырья принята 7 час<sup>-1</sup>.

*Описание технологической схемы установки.*

Секция предназначена для подготовки бензиновой фракции в качестве сырья секции каталитического риформинга.

Сырьем секции является бензиновая фракция 85-160°C, поступающая из парка.

Сырье поступает в сырьевую емкость E-401, где в течение 30÷40 минут происходит отстой унесенной влаги. В емкости сырье находится под «подушкой» инертного газа, поступающего из сети завода. Рабочее давление в сырьевой емкости E-401 поддерживается постоянным при значении 0,3 МПа (3 кгс/см<sup>2</sup>) изб. Клапаны работают в отдельном диапазоне регулирования давления. В отстойнике сырьевой емкости E-401 происходит разделение нефтепродукта и сероводородной воды.

Из емкости E-401 сырье проходит через фильтры Ф-401/1,2 для очистки от механических примесей и поступает на прием сырьевых насосов Н-401/1,2. Фильтры работают поочередно. При сигнализации максимального значения перепада давления переключают фильтры с рабочего на резервный фильтр. Фильтр, выведенный из работы, освобождают от нефтепродукта, чистят и готовят к работе. Сырье насосами Н-401/1,2 подается в узел смешения с водородсодержащим газом гидроочистки от компрессоров ПК-401/1,2.

От узла смешения газосырьевая смесь двумя параллельными потоками поступает в межтрубное пространство сырьевых теплообменников Т-401/1-3 и Т-401/4-6, где нагревается горячим газопродуктовым потоком до температуры 206÷253°C. После сырьевых теплообменников газосырьевая смесь поступает в печь гидроочистки П-401, где нагревается до температуры проведения процесса гидроочистки - 280÷340°C.



Нагретая в печи П-401, газосырьевая смесь с температурой реакции  $280\div 340^{\circ}\text{C}$  и давлением 2,74 МПа ( $27,4 \text{ кгс/см}^2$ ) изб. поступает в реактор гидроочистки Р-401, где происходит процесс гидрообессеривания сырья.

Далее газопродуктовая смесь гидроочистки двумя параллельными потоками проходит трубное пространство теплообменников Т-401/1-3 и Т-401/4-6, где отдает тепло газосырьевой смеси, затем охлаждается в четырех параллельно включенных аппаратах воздушного охлаждения ХВ-401/1-4 и поступает в сепаратор продуктов гидроочистки С-401.

Для защиты трубного пространства сырьевых теплообменников гидроочистки поз. Т-401/1, Т-401/4 от отложения аммонийных солей в цикле реакции предусмотрена подача горячего конденсата в трубное пространство на входе в теплообменники.

Подача осуществляется дозирующим насосом поз. Н-404/1,2 из емкости конденсата Е-403.

Охлажденная газопродуктовая смесь после воздушных холодильников ХВ-401/1÷4 поступает в сепаратор продуктов гидроочистки С-401.

В сепараторе С-401 при температуре  $45^{\circ}\text{C}$  и давлении 2,5 МПа ( $25 \text{ кгс/см}^2$ ) изб. происходит разделение водородсодержащего газа и нестабильного гидрогенизата.

Водородсодержащий газ из сепаратора С-401 частично возвращается в систему гидроочистки и направляется в сепаратор С-402, а балансовое количество водородсодержащего газа направляется в секцию 300 на прием дожимных компрессоров ПК-302/1,2 или выводится с установки.

В связи с отсутствием на заводе потребителей водородсодержащего газа предусмотрен вывод избыточного водородсодержащего газа на факел.

Для уменьшения уноса целевого продукта – гидрогенизата с водородсодержащим газом сепаратор С-401 оснащен сетчатым отбойником.

Нестабильный гидрогенизат из сепаратора С-401 направляется на отпарку растворенных легких газов, сероводорода и воды, а солевая вода промывки из отстойника сепаратора С-401 выводится в секцию 200 и далее с установки в систему сернисто-щелочных стоков.

Предусмотрена сигнализация максимального и минимального уровня раздела фаз.

Циркулирующий водородсодержащий газ гидроочистки смешивается с избыточным водородсодержащим газом риформинга, поступающим из секции 100, и направляется в сепаратор С-402 на приеме дожимных поршневых компрессоров ПК-401/1,2 и далее на прием компрессоров. Для защиты компрессоров ПК-401/1,2 от попадания унесенной жидкости предусмотрена сигнализация и блокировка минимальных значений уровня в сепараторе С-402 .

Из сепаратора С-402 циркуляционный водородсодержащий газ гидроочистки поступает на прием дожимных компрессоров ПК-401/1,2, дожимается и с нагнетания компрессоров с температурой 70°С и при давлении 35 кгс/см<sup>2</sup> поступает на охлаждение в водяной холодильник Х-403. Далее газ поступает в сепаратор С-403, в котором происходит разделение циркулирующего водородсодержащего газа гидроочистки от сконденсированной при сжатии жидкой фазы.

Для улучшения процесса сепарации и снижения уноса жидкости водородсодержащим газом в аппаратах С-402 и С-403, предусмотрены сетчатые каплеотбойники, встроенные в верхние штуцера выхода газа.

Далее водородсодержащий газ с температурой 40°С и давлением 3,4 МПа (34 кгс/см<sup>2</sup>) изб. направляется в узел смешения с сырьем гидроочистки.

Из сепаратора С-401 нестабильный гидрогенизат поступает в трубное пространство теплообменника Т-402/1,2,3, где нагревается за счет тепла стабильного гидрогенизата, выходящего с низа отпарной колонны К-401 и с температурой 150÷158°С и давлением 1,05 МПа (10,5 кгс/см<sup>2</sup>) изб. двумя потоками поступает в отпарную колонну К-401 на 20-ю тарелку.

С верхней части отпарной колонны К-401 выводятся углеводородный газ, пары легких углеводородов, влаги и сероводород.

Пары верхнего продукта отпарной колонны конденсируются и охлаждаются в двух параллельно работающих аппаратах воздушного охлаждения ХВ-402/1,2 и при температуре не выше 45°С собираются в емкости орошения отпарной колонны Е-402.

Верхний продукт в емкости орошения Е-402 разделяется на углеводородный газ и жидкую фазу.

Жидкая часть верхнего продукта – легкие углеводороды возвращаются в отпарную колонну К-401 насосами Н-402/1,2 в качестве орошения.

Сконденсированная влага с растворенным сероводородом выводится из отстойника емкости орошения Е-402 по мере накопления в систему сернисто-щелочных стоков секции 200.

Подвод тепла в колонну для осуществления процесса отпарки обеспечивается циркуляцией насосом Н-403/1,2 нижнего продукта отпарной колонны через печь отпарной колонны П-402.

Стабильный гидрогенизат из куба колонны К-401 – гидроочищенная фракция 85-160°С поступает в межтрубное пространство теплообменника Т-402/1,2,3, где охлаждается за счет теплообмена с нестабильным гидрогенизатом и с температурой 97÷105°С и давлением 0,9 МПа (9 кгс/см<sup>2</sup>) изб. направляется на прием сырьевых насосов риформинга Н-103/1,2 в секцию 100 – каталитический риформинг.

Балансовое количество стабильного гидрогенизата после окончательного доохлаждения в водяном холодильнике Х-401 до 40°С выводится на установку «Петрофак». Расход стабильного гидрогенизата регистрируется прибором поз. FR-1335. Для последующих пусков предусмотрена линия вывода стабильного гидрогенизата в парк.

#### *Каталитический риформинг.*

#### *Назначение процесса.*

Риформинг – каталитический процесс, протекающий на неподвижном слое катализатора. Процесс предназначен для получения высокооктанового компонента бензина с октановым числом до 95 пунктов (и.м.) за счет превращения нафтеновых углеводородов и увеличения содержания ароматических углеводородов.

Продуктами процесса риформинга являются высокооктановый компонент бензина и водородсодержащий газ. В процессе используется цеолитный катализатор СГ-3П с содержанием платины 0,5% масс. Риформирование

проводится при давлении в реакторах 2,6-2,9 МПа (26-29 кгс/см<sup>2</sup>) изб. и температуре на входе в реактора 460÷520°С.

#### *Химизм процесса.*

Каталитический риформинг – сложный химический процесс, включающий ряд реакций, которые позволяют коренным образом преобразовывать углеводородный состав бензиновых фракций и значительно улучшить их антидетонационные свойства, а также получить ароматические углеводороды, главным образом, бензол, толуол, ксилолы.

Основой процесса служат три вида реакций:

1. Реакции, приводящие к образованию ароматических углеводородов:

1) *Дегидрирование* шестичленных нафтен (циклогексан, метилциклогексан, диметилциклогексаны), с образованием соответствующих ароматических углеводородов (бензол, толуол, ксилолы)

2) *Дегидроизомеризация* пятичленных нафтен (метилциклопентан, диметилциклопентаны, этилциклопентан, триметилциклопентаны):

3) *Ароматизация* (дегидроциклизация) парафиновых углеводородов.

2. Реакции *изомеризации* парафиновых, нафтенных и ароматических углеводородов.

3. Существенную роль в процессе играют также реакции гидрокрекинга, которые сопровождаются газообразованием.

#### *Параметры процесса*

##### Давление в реакторе

Особое влияние на скорости реакций, рассмотренных в предыдущем разделе, оказывает парциальное давление водорода, но для легкости использования может применяться общее давление в реакторе.

Давление в реакторе наиболее точно определяется как среднее давление на катализаторе. Давление в сепараторе, используемое как рабочий параметр, является зависимым от расхода и, следовательно, является неприемлемым, так как падение давления от блока к блоку может заметно различаться даже для одной и той же установки, к тому же перепады давления будут заметно

различаться в зависимости от скорости подачи сырья, количества циркуляционного газа, плотности циркуляционного газа и т.д.

Давление в реакторе влияет на выход продукта риформинга, на требования к температуре реактора и на устойчивость катализатора (длина цикла).

Давление в реакторе не имеет теоретических ограничений, хотя практические проектные ограничения имеют влияние.

Снижение давления в реакторе увеличивает выход водорода и риформата, снижает требование к температуре для того, чтобы выпустить качественный продукт (октановое число), но сокращает цикл работы катализатора (увеличивает степень закоксовывания катализатора).

Цеолитный катализатор СГ-3П позволяет провести процесс риформирования при достаточно высоком давлении в реакторах – 2,6-2,9 МПа (26-29 кгс/см<sup>2</sup>) изб.

### Температура

Температура, при которой находится катализатор в реакторе, является *основным параметром*, с помощью которого оператор управляет качеством продукции.

Температура реактора может быть определена как средневзвешенная температура на входе (WAIT) или как средневзвешенная температура слоя (WABT).

Они вычисляются умножением доли катализатора в каждом реакторе на его входную или среднюю температуру слоя.

$$WAIT=R_1 \times T_1 + R_2 \times T_2 + R_3 \times T_3 + R_4 \times T_4 + R_5 \times T_5$$

где:

WAIT – средневзвешенная температура на входе в реакторы

R<sub>j</sub> – доля катализатора в реакторе

T<sub>j</sub> – температура на входе в реактор.

$$WABT=R_1 \times T_{c1} + R_2 \times T_{c2} + R_3 \times T_{c3} + R_4 \times T_{c4} + R_5 \times T_{c5}$$

Где:

WABT – средневзвешенная температура слоя реакторов

$R_j$  – доля катализатора в реакторе

$T_j$  – средняя температура слоя катализатора.

По мере увеличения температуры реактора, октановое число продукта (или содержание ароматики) возрастает, а выход продукта падает. Таким образом, температура реактора должна быть установлена для получения требуемого октанового числа и не выше.

Цеолитный катализатор СГ-3П эксплуатируется при достаточно низких температурах реакции 460-520°C, что значительно отличается от параметров эксплуатации полиметаллических катализаторов – 485-530°C.

### Объемная скорость

Объемная скорость – это объем бензиновой фракции, который перерабатывается на данном количестве катализатора за установленный интервал времени.

Когда используется объемная часовая подача бензиновой фракции и объем катализатора, параметр называется часовой объемной скоростью подачи жидкости (LHSV).

Когда используются весовые величины, параметр называется часовой весовой скоростью подачи жидкости (WHSV). Она также принимается при расчете работы секции риформинга, когда используется плотность катализатора и объем. Обычно используют LHSV, час<sup>-1</sup>.

Объемная скорость имеет основное влияние на качество продукта (октановое число). Большие объемные скорости снижают качество продукта или допускают меньшую степень реакции. Повышение температуры реактора сглаживает это влияние. В диапазоне проектных параметров работы секции риформинга, объемная скорость незначительно влияет на выходы продукта и устойчивость катализатора. При очень низких скоростях подачи могут до значительной степени протекать термические реакции, которые снижают выход катализата. Пока не достигнут верхний предел объемной скорости, температура реактора должна повышаться для обеспечения того, чтобы поддерживать качество продукта и, как и в предыдущем случае, это может вызвать негативные термические реакции, которые будут снижать выход катализата.

Нормальные изменения скорости подачи, определяемой ассортиментом сырья и спросом на продукт, могут быть скомпенсированы за счет изменений температуры.

Необходимо всегда снижать температуру на входе в реактор перед снижением скорости подачи сырья, а не наоборот, иначе может произойти жесткий гидрокрекинг, который приведет к большому потреблению водорода и закоксуванию катализатора.

Когда увеличивают скорости подачи сырья и температуры, то скорость подачи сырья должна всегда увеличиваться в первую очередь.

Нежелательно работать при скоростях подачи менее, чем половина от проектной. Перед увеличением скорости подачи должен быть проверен расход циркуляционного газа так, чтобы отношение  $H_2/HC$  осталось приемлемым после увеличения скорости подачи.

Исследования влияния объемной скорости подачи сырья на активность и селективность катализатора СГ-3П показали, что снижение объемной скорости приводит не только к понижению начальной рабочей температуры процесса, что благоприятно для работы катализатора, но и к некоторому увеличению выхода катализата и повышению стабильности работы катализатора.

Для секции каталитического риформинга принята объемная скорость подачи сырья  $5 \text{ час}^{-1}$ .

#### Качество сырья

Качество сырья – его химический и фракционный состав оказывает существенное влияние на работу установки.

Ценность сырья для риформирования тем выше, чем выше концентрация в нем нафтеновых углеводородов.

При этом увеличивается выход катализата и возрастает концентрация водорода в циркуляционном газе секции риформинга.

Качество сырья определяет также стабильность и срок службы катализатора.

Полученные результаты по относительной стабильности катализатора СГ-3П на гидроочищенном и негидроочищенном сырье позволяют сделать

вывод, что длительность межрегенерационного цикла при работе на негидроочищенном сырье будет меньше, чем при работе на гидроочищенном сырье на 1,5 месяца и составит 10-12 месяцев при получении катализата с октановым числом 83 м.м.

#### Соотношение водород/углеводороды

Соотношение водород/углеводороды ( $H_2/HC$ ) определяется как число молей циркуляционного водорода на моль подаваемой в секцию гидроочищенной бензиновой фракции.

Циркуляционный водород необходим при работе секции риформинга для обеспечения устойчивости катализатора. Он имеет значение очистителя реакционных центров и удаления сконденсированных на катализаторе веществ, а также обеспечивает снабжение катализатора легко доступным водородом.

От величины соотношения  $H_2/HC$  зависит интенсивность коксообразования, а, следовательно, стабильность и срок службы катализатора.

Следующие факторы будут увеличивать соотношение водород/углеводороды.

- а) большая циркуляция водородсодержащего газа;
- в) снижение скорости подачи сырья при постоянном расходе водородсодержащего газа;
- с) повышение давления в сепараторе.

Эти факторы являются единственными прямыми способами управления соотношением водород/углеводороды. Однако могут возникнуть некоторые обстоятельства, которые снизят отношение без изменения рабочих условий. Они таковы:

- а) Падение концентрации водорода в циркуляционном газе.
- в) Увеличение перепада давления на установке.
- г) Потеря эффективности компрессора из-за механических неполадок.

В данной секции кратность циркуляции водородсодержащего газа принята в интервале  $1000-1500 \text{ нм}^3/\text{м}^3$ .



### *Описание технологической схемы установки.*

Секция 100 предназначена для получения высокооктанового компонента бензина с октановым числом 92-95 (и.м) путем каталитического риформирования гидроочищенной бензиновой фракции 85-160°C.

Сырьем секции каталитического риформинга является гидроочищенный стабильный гидрогенизат, поступающий из секции 400 после теплообменников

Т-402/1,2,3. Стабильный гидрогенизат для очистки от механических примесей проходит через фильтры Ф-101/1,2. Очищенный стабильный гидрогенизат насосами Н-103/1,2 с давлением 3,1 МПа (31 кгс/см<sup>2</sup>) изб.и температурой 97÷114°C подается на смешение с циркуляционным водородсодержащим газом риформинга от компрессора ЦК-101/1,2.

Смесь сырья и водородсодержащего газа – газосырьевая смесь – двумя параллельными потоками проходит теплообменники Т-102/1,2,3, Т-102/4,5,6, Т-103/1 и Т-103/2, где нагревается до температуры 386-408°C обратным потоком – газопродуктовой смесью из реактора Р-105 и поступает в первую ступень печи риформинга П-102.

Нагретая в первой ступени печи П-102 до температуры проведения процесса риформирования 460÷520°C газосырьевая смесь поступает в первый реактор риформинга Р-101. В реакторах риформинга на неподвижном слое платиноэрионитного катализатора СГ-3П протекают реакции ароматизации, изомеризации и дегидроциклизации сырья, ведущие к повышению октановой характеристики продукта. Так как основные реакции риформирования протекают с отрицательным тепловым эффектом, производится межступенчатый подогрев газосырьевой смеси до рабочих температур в соответствующих ступенях печи риформинга П-102.

После реактора Р-101 газопродуктовая смесь поступает во вторую ступень печи П-102.

Нагретая во второй ступени печи П-102 до температуры проведения процесса риформирования 460÷520°C, газосырьевая смесь поступает во второй реактор риформинга Р-102.

После реактора Р-102 газопродуктовая смесь поступает в третью ступень печи П-102.

Нагретая в третьей ступени печи П-102 до температуры проведения процесса риформирования  $460\div 520^{\circ}\text{C}$  газосырьевая смесь поступает в третий реактор риформинга Р-103.

После реактора Р-103 газопродуктовая смесь поступает в четвертую ступень печи П-102. Температура газопродуктовой смеси на входе в четвертую ступень печи П-102 контролируется прибором поз. TR-14V.

Нагретая в четвертой ступени печи П-102 до температуры проведения процесса риформирования  $460\div 520^{\circ}\text{C}$  газосырьевая смесь поступает в четвертый реактор риформинга Р-104.

После реактора Р-104 газопродуктовая смесь поступает в пятую ступень печи П-102.

Нагретая в пятой ступени печи П-102 до температуры проведения процесса риформирования  $460\div 520^{\circ}\text{C}$  газосырьевая смесь поступает в последний реактор риформинга Р-105.

Газопродуктовая смесь из последнего реактора риформинга Р-105 направляется в трубное пространство сырьевых теплообменников риформинга поз. Т-103/1, Т-103/2, где охлаждается до температуры  $300\div 390^{\circ}\text{C}$  газосырьевой смесью риформинга.

Далее смесь двумя параллельными потоками охлаждается в теплообменниках поз. Т-102/1,2,3, поз. Т-102/4,5,6. Затем газопродуктовая смесь двумя параллельными потоками охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения поз. ХВ-103/1÷5, поз. ХВ-103/6÷10 и, при необходимости, доохлаждается в водяном холодильнике поз. Х-101 до температуры  $40^{\circ}\text{C}$ .

С температурой  $40^{\circ}\text{C}$  и давлением  $2,3\div 2,4$  МПа ( $23\div 24$  кгс/см<sup>2</sup>) изб. газопродуктовая смесь риформинга поступает в сепаратор продуктов риформинга С-101, где происходит разделение водородсодержащего газа и нестабильного катализата.

Циркуляционный водородсодержащий газ риформинга из сепаратора С-101 направляется в сепаратор С-102, откуда компрессором ЦК-101/1,2 возвращается в

систему циркуляции риформинга. Весь избыточный водородсодержащий газ, образующийся в процессе риформинга, после сепаратора продуктов риформинга С-101 выводится на гидроочистку в секцию 400.

Для обеспечения повторных пусков секции часть водородсодержащего газа риформинга из С-101 выводится на АВБК(объект 740-30). Катализат, унесенный водородсодержащим газом, собирается внизу сепаратора С-102 и через клапан поз. LV-122 прибором поз. LRCASHLL-122 выводится в линию нестабильного катализата к теплообменнику Т-104.

*поз. LSL-100, поз. LRCASHLL-122.*

Нестабильный катализат из сепаратора продуктов риформинга С-101 объединяется с нестабильным катализатом из сепаратора С-102 и нестабильным гидрогенизатом из сепараторов С-402 и С-403 ( секции 400), и после нагрева в теплообменнике Т-104 с температурой  $145\div 154^{\circ}\text{C}$  поступает на 20-ую тарелку стабилизационной колонны К-103.

Из верхней части стабилизационной колонны К-103 выводится газ стабилизации и пары верхнего продукта. После частичной конденсации и охлаждения в аппаратах воздушного охлаждения ХВ-104/1-2 и, при необходимости, в водяном холодильнике Х-102 газожидкостная смесь направляется в емкость орошения стабилизационной колонны Е-103, где при температуре  $40^{\circ}\text{C}$  разделяется на газ стабилизации и нестабильную головку

Газы стабилизации из емкости Е-103 выводятся в топливную сеть или с установки для дальнейшей утилизации.

Жидкая фаза из емкости Е-103 забирается насосами Н-106/1,2 и подается в верхнюю часть колонны в качестве орошения.

Балансовое количество нестабильной головки с помощью регулятора уровня в емкости Е-103 поз. LRC-124 выводится с установки в парк. Необходимое для стабилизации количество тепла вводится в стабилизационную колонну К-103 циркуляцией стабильного катализата через печь П-103 насосами Н-105/1,2.

Стабильный катализат из нижней части колонны поступает в теплообменник Т-104, где отдает тепло нестабильному катализату, охлаждается

в холодильниках воздушного охлаждения ХВ-105/1,2, при необходимости доохлаждается в водяном холодильнике Х-103 до температуры 40°C и выводится с установки в парк.

Часть катализата отбирается для приготовления раствора хлорорганического соединения.

**Выводы.** 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.

Риформинг проводят в промышленной установке, имеющей нагревательную печь и не менее 3-4 реакторов, при температуре 350-520°C, давлении 1,5-4 Мн/м<sup>2</sup> (15-40 кгс/см<sup>2</sup>) в присутствии различных катализаторов: платиновых, платинорениевых и полиметаллических, содержащих платину, рений, иридий, германий и другие металлы. Во избежание дезактивации катализатора продуктом уплотнения — коксом, Р. осуществляется под высоким давлением водорода, который циркулирует через нагревательную печь и реакторы. В результате Р. бензиновых фракций нефти получают 80-85% бензина с октановым числом 90-95, 1,5-2% водорода и остальное количество - газообразные углеводороды.

Сырьем каталитического риформинга служат, как прямогонные бензиновые фракции нефтей и газовых конденсатов, так и бензины вторичного происхождения, получаемые при термической и термокаталитической переработке тяжелых нефтяных фракций, а также выделяемые из продуктов переработки углей и сланцев. Основной источник сырья риформинга - прямогонные бензиновые фракции, роль бензинов вторичного происхождения будет возрастать при углублении переработки нефти. Важное значение имеют способы хранения сырья, которые во многих случаях определяют работоспособность оборудования и катализаторов блоков гидроочистки.

### Список литературы (References):

1. Регламент комплекса ЛКС 35-64. Технический директор Ершова И.А. Главный инженер проекта Яковлев Н.А. В 2 т.
2. А.Н. Баратов. Справочник «Пожаровзрывоопасность веществ и материалов и средства их тушения. В 2 т.
3. Гуреев А. А. Производство высокооктановых бензинов. М.: Химия, 1981. 457 с.
4. Маслянский Г. Н. Каталитический риформинг бензинов. Санкт-Петербург: Химия, 1985. 971 с.
5. Емельянов В. Е. Автомобильные бензины с улучшенными экологическими. Санкт-Петербург: Химия и технология топлив и масел, 1995. 624 с.
6. Травень В.Ф. Органическая химия: Учебник для вузов в 2-х томах. М.: Академкнига, 2004. 727 с.
7. Изучение процесса риформинга и подготовки нефтепродукта / Хужжиев М.Я. Наука и образование сегодня. 2016. № 3 (4). С. 23-24.
8. Октаноповышающие компоненты бензинов и их свойств / Гайбуллаев С.А., Тураев М.М. Молодой ученый. 2016. № 3 (107). С. 349-351.