«Engineering and Consulting PFA Alexander Gadetskiy»
https://makston-engineering.ru/

MASTER

Discipline: PROCESS: Dewaxing of diesel fraction on a zeolite catalyst

Name: Alexander.gadetskiy@inbox.lv **Sign.**
Date: 25.06.2020
Обновлено: 16.12.2023

PERSOANA FIZICA AUTORIZATA CUI: 32794116 GADETSKIY ALEXANDER F4/172/2014 ONESTI - JUD. BACAU

Исходные данные пилотного процесса «Депарафинизация дизельной фракции на цеолитном катализаторе КН-30» для базового проектирования промышленной установки

Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
Certificate of registration on engineering and technical consultancy activities № J4/918/09.06.2023.
https://makston-engineering.ru/

Содержание

1. Введение……...

2. Результаты пилотных и лабораторных испытаний. Проектная документация. Катализатор. Патенты. Комментарии к выданной документации……..

3. Сырье, планируемое к переработке……..

4. Ограничения к процессу по внешним условиям……

5. Выбор оптимального фракционного состава сырья для работы реактора каталитической депарафинизации…….

6. Выбор параметров работы колонны фракционирования сырья Кт-100 и реакторов каталитической депарафинизации Р-101,102,103…….....

7. Материальные балансы и параметры процесса по результатам пилотных и лабораторных испытаний. Комментарии по выбору катализаторов……

8. Получение предварительных материальных балансов при симуляции технологического процесса с использованием оптимального состава сырья и работы реактора. ……

9. Краткое описание технологического процесса и аппаратурного оформления промышленной установки каталитической депарафинизации дизельной фракции……...

10. Предварительная спецификация оборудования промышленной установки каталитической депарафинизации дизельной фракции……..…

11. Выводы по проекту и возможные планы развития……..

Сокращения.

- ТЗ – техническое задание
- АТ атмосферная перегонка
- ГК – стабильный газовый конденсат
- КД – каталитическая депарафинизация
- ВСГ – водородсодержащий газ
- ОТ и ТБ – охрана труда и техника безопасности
-БП – базовый проект
- АВО – аппарат воздушного охлаждения

ГО – гидроочистка и гидродепарафинизация

На текущую дату на установке, которую вы видите на титульной странице завершаются пусконаладочные работы, загрузка катализатора и после нового года будут выполнены пусковые операции, выход на режим и гарантийный тест.

С момента получения исходных данных https://makston-engineering.ru/kontseptualnyy-proyekt-6-new

Выполнен базовый проект «Безводородная депарафинизация дизельных фракций. Базовый проект, вариант 3 (сокращенный). Технологические решения, расчет оборудования» https://makston-engineering.ru/bazovyy-proyekt-no39-new

Для установки Каталитической Депарафинизации выпущена эксплуатационная документация:

1А. ПУСКОВОЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РЕГЛАМЕНТ. Установка безводородной каталитической депарафинизации дизельных фракций на цеолитном катализаторе, 150 тыс. т/год по сырью. Регенерация катализатора с водяным паром и активация азотом. Рассматривается в текущей книге.

1В. ДОПОЛНЕНИЕ К ПУСКОВОМУ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОМУ РЕГЛАМЕНТУ. Установка безводородной каталитической депарафинизации дизельных фракций на цеолитном катализаторе, 150 тыс. т/год по сырью. Регенерация и активация катализатора азотом.

1С. ДОПОЛНЕНИЕ К ПУСКОВОМУ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОМУ РЕГЛАМЕНТУ. Работа установки безводородной каталитической депарафинизации дизельных фракций на цеолитном катализаторе, 150 тыс. т/год по сырью. Без реакторного блока и с реакторным блоком, на дистиллятах НПУ при различных соотношениях с регламентным сырьем. Регенерация катализатора с водяным паром и активация азотом.

1. Введение

//////////////////" имеет в своем распоряжении установку атмосферной перегонки (АТ) нефти и стабильных газовых конденсатов (ГК) мощностью 150 т.т/год. Установка АТ имеет возможность для работы под вакуум на том же оборудовании. Планируется к строительству установка каталитической депарафинизации (КД) дизельных топлив.

Для улучшения низкотемпературных свойств дизельного топлива в промышленных технологиях используются следующие методы:

1.1 Физические.

1.1.1 Снижение конца кипения дизельной фракции, но это приводит к уменьшению количества дизельного топлива

1.1.2 Смешивание дизельного топлива с керосиновой фракцией, но это приводит к снижению выхода керосина и малоэффективно для снижения температуры помутнения, что объясняется слабой растворимостью высокоплавких н-парафинов. Например, при добавлении к летнему дизельному топливу с температурой помутнения минус 5 ºС даже 80 % реактивного топлива ТС-1 температура помутнения снижается лишь до минус 21 ºС, а предельная температура фильтруемости до минус 25 ºС.

1.1.3 Смешиванием дизельных фракций с различным концом кипения, например, 180-(300-310)ºС и 180-(335-345)ºС в соотношениях:

- 40-60:60-40 для получения топлива 1-го класса (с температурой помутнения не выше минус 16 ºС)
- 80-85:20-15 для получения топлива 2-го класса (с предельной температурой фильтруемости минус 32°С)

Смесь подвергают гидроочистке с получением гидрогенизата с содержанием серы менее 10 млн-1, в который добавляют присадку «Dodiflow 5416» в количестве 200-250 млн-1. Способ запатентован в 2012 г. на ООО «Лукойл-Нижегороднефтеоргсинтез».

1.1.3А ////////////////// для приготовления зимних и арктических дизельных топлив применяет схему, **п. 1.1.3**, но в качестве сырьевого ресурса использует гидроочищенное летнее дизельное топливо, что исключает нарушение прав патентообладателя.

1.1.4 Добавление депрессорно-диспергирующих присадок, например, 0,1% Dodiflow 4777 фирмы Clariant к базовому зимнему топливу ДЗп-25 с температурами помутнения, фильтруемости и застывания минус 17, минус 18 и минус 25 ºС приводит к тому, что эти свойства снижаются до минус 20, минус 21 и минус 37 ºС, что достаточно малоэффективно для снижения температуры помутнения и фильтруемости.

1.2 Химические.

1.2.1 Депарафинизация фракции 240-360°С избирательными растворителями с выделением парафинов C_{14} (C_{18}). В качестве растворителя используется смесь ацетона (50-60% об) с бензолом и толуолом.

1.2.2 Адсорбция на молекулярных ситах фракции 170-320°С с выделением парафинов C_8-C_{20}, но в основном C_{10}-C_{18}.

1.2.3 Карбамидная депарафинизация фракции 180-365°С, выделяя с выделением парафинов C_{10}-C_{30}, но в основном C_{13}-C_{25}.

Процессы карбамидной и цеолитной депарафинизации позволяют получать дизельные топлива с удовлетворительными низкотемпературными свойствами, но их выход снижается на 20-30 %, а цетановое число до 40-42.

1.3 Каталитические.

1.3.1 Каталитическая гидродепарафинизация совмещенная с глубокой гидроочисткой и удалением серы и азота включает в себя реакции: селективного гидрокрекинга и гидроизомеризации н-парафинов, при этом молекулы парафинов каталитически разрываются и изомеризуются до изопарафинов, гидрирования ароматических углеводородов до нафтенов, насыщение непредельных углеводородов (при их наличии).

1.3.2 Каталитическая изодепарафинизация на цеолитных катализаторах содержащих металлы платиновой группы Pd, Ir, Ru. Сырье не должно содержать серы, процесс ведется в присутствии водородсодержащего газа (ВСГ)

1.3.3 Каталитическая депарафинизация (КД) на цеолитных катализаторах не содержащих платиноидов. Наличие серы в сырье не является препятствием в работе на катализаторах не содержащих металлы платиновой группы. Процесс реализован, как в присутствии (ВСГ), так и без него

Выход дизельного топлива при КД **п.1.3.3** составляет 82-88%, а при каталитической изодепарафинизации **п.1.3.2** до 94 %.

1.4. Экзотические методы, как микробиологическая депарафинизация и электродепарафинизация не рассматриваются.

2. Проектная документация. Результаты пилотных и лабораторных испытаний. Катализатор. Патенты. Комментарии к выданной документации

2.1 ////////////// выпустил эксплуатационную документацию:

2.1.1 Общая пояснительная записка. Технологические решения. «Реконструкция НПЗ с целью внедрения установки каталитической конверсии средних фракций на цеолитном катализаторе». /////////////// 2018 г.

2.1.2 Технологический регламент на эксплуатацию установки каталитической конверсии средне-дистиллятных фракций на цеолитном катализаторе. //////////////. 2018 г.

В составе технологического регламента прилагается:

- компоновка в плане и 3Д. Вариант Предварительный и Итоговый
- технологическая схема. Предварительная

- структурная (BFD) схема.
- технологическая схема ПА017-00-ТХ-001.v2
- схема подачи азота ПА017-00-ТХ-002.v2
- спецификация трубопроводов ПА017-00-ТХ-003-005.v2
- план трубопроводов ПАО17-00-ТХ-006.v2
- спецификация поставки оборудования_27_11_2017

Вывод по п.2.1.1 и 2.1.2. Результаты ////////////// не могут быть приняты по следующим причинам:

- предлагаемые технологические решения не имеют аналогов в традиционной технологии нефтепереработки

- предлагаемое аппаратурное оформление в виде циклонов для фракционирования технологически не работоспособно

а также в составе проектной документации отсутствуют:

- характеристики оборудования и трубопроводов
- характеристики электрооборудования
- спецификации приборов КиП, регулирующих и отсекающих клапанов
- описания контуров технологического регулирования
- PFD и PID схемы процесса

2.2 Пилотные и лабораторные испытания были обобщены в отчетах:

2.2.1 Аннотационный отчет «Каталитическое облагораживание средне-дистиллятных фракций на цеолитном катализаторе». ////////////////, 2017 г

2.2.2 Результаты каталитической конверсии средне-дистиллятных фракций на цеолитном катализаторе. ////////////////////////, 2020 г.

2.2.3 Получение арктических видов дизельного топлива с использованием катализатора КН-30. ////////////////////////, 2021 год.

Вывод по п.2.2.1-2.2.3. Результаты лабораторных и пилотных испытаний были приняты к сведению для базового проектирования процесса КД.

2.3 Дополнительная документация:

2.3.1 Катализатор цеолитный КН-30, условия и порядок регенерации катализатора:

- контракт №/////////////// на покупку катализатора цеолитного, спецификация находится в Приложение №1 к контракту

- параметры регенерации катализатора, подписанные Заказчиком, регенерация катализатора от изготовителя – ОТСУТСТВУЕТ

Вывод по п.2.3.1. Катализатор КН-30 предназначен для изомеризации бензинов в среде ВСГ, который образуется при риформинге идущем параллельно с изомеризацией. Документация о применении КН-30 для КД дизельных фракций – ОТСУТСТВУЕТ.

2.3.2 Описания изобретений к патентам:

- RU 2 261 266 Опубликовано 27.09.2005 г. Институт катализа СО РАН им. Бореско-ва Г.К. «Способ получения дизельного топлива»

- RU 2 648 046 Опубликовано 22.03.2018 г. Институт элементоорганических соединений РАН им Несмеянова А.Н. «Цеолитный катализатор и способ без водородной депарафинизации углеводородного сырья с его использованием».

- RU 2 681 949 Опубликовано 14.03.2019 г. Институт катализа СО РАН им. Бореско-ва Г.К. «Способ приготовления катализатора и способ получения дизельного топлива с использованием этого катализатора»

Вывод по п.2.3.1 и 2.3.2. Материалы принимаются к сведению для базового проектирования.

3. Сырье, планируемое к переработке

Согласно письма исх. № 27/05 от 27.05.2020 по проекту **«Модернизация мини-НПЗ с использованием нефтеперерабатывающей установки каталитической Ц41-150 с блоком каталитической конверсии»** мощностью до 150 т.т/год предполагается выпуск зимних и арктических дизельных топлив.

В качестве сырья будут использоваться: гидроочищенные летние дизельные топлива и ГК. Качество сырья планируемого к переработке:

- паспорт №36 от 09.01.2019. Топливо дизельное ДТ-3-К5
- паспорт №1538 от 17.11.2019. Топливо дизельное ДТ-3-К5
- паспорт №223 от 25.01.18 Топливо дизельное ДТ-3-КП
- паспорт №81 от 29.04.2020. Топливо дизельное Евро, летнее, сорт С, ДТ-Л-К
- паспорт №4040-0211-18-КГС от 26.11.2018. Конденсат газовый стабильный
- паспорт №559/74 от 27.01.2019. Конденсат газовый стабильный
- паспорт №2-НУЛУ от 28.02.2019. Конденсат газовый стабильный
- паспорт №4104/36 от 06.08.2016. Конденсат газовый стабильный

Количество выпускаемых зимних и арктических дизельных топлив определяется по балансу работы реактора КД.

При работе с максимальным выпуском зимних и арктических дизельных топлив, **Схема 1**, после фракционирования исходного сырья на колонне **Кт-100** основная часть подается на реактор КД, легкая и тяжелые дизельные фракции отправляются на склад и используются, как компоненты компаундирования зимнего и арктического дизеля.

При работе летний период времени, в связи с ограничением спроса на зимний дизель, колонна **Кт-100** работает только на фракционирование газовых конденсатов 150 т.т/год. Фракционирование газовых конденсатов на колонне **Кт-100** регламентируется выпуском фракции бензинов с верха колонны и фракции дизеля с куба колонны, вывод бокового погона не требуется. Блок КД выводится на консервацию под азотом.

Возможно при работе в летний период на ГК использовать существующие реактора КД на каталитическую изомеризацию бензинов. Технологическая схема завода остается без изменений, но мы обязаны уведомить заказчика, что каталитическая изомеризация бензинов без использования ВСГ не является эффективной.

4. Ограничения к процессу по внешним условиям

Под внешними условиями понимаются различные ограничения или допущения, которые выдвигаются Заказчиком, либо принимаются априори в переданной документации в связи с невозможностью внести изменения по ряду причин, как объективных, так и субъективных. Заказчик ///////" понимает суть внешних ограничений и соглашается с ними.

4.1. Коммерческие ограничения и допущения.

4.1.1 Процесс каталитической конверсии средне-дистиллятных фракций на цеолитном катализаторе предложенный ////////////// не имеет патентной чистоты и является прототипом:

- RU 2 261 266 Опубликовано 27.09.2005 г. Институт катализа СО РАН им. Бореско-ва Г.К. «Способ получения дизельного топлива»

- RU 2 648 046 Опубликовано 22.03.2018 г. Институт элементоорганических соединений РАН им Несмеянова А.Н. «Цеолитный катализатор и способ без водородной депарафинизации углеводородного сырья с его использованием».

- RU 2 681 949 Опубликовано 14.03.2019 г. Институт катализа СО РАН им. Бореско-ва Г.К. «Способ приготовления катализатора и способ получения дизельного топлива с использованием этого катализатора»

- и ряд других патентов, которые выдают поисковые системы по этой тематике

4.1.2 В контракте на покупку катализатора КН-30 должно быть отражены стандартные параметры, которые являются обязательной частью для подобных контрактов:

- назначение катализатора
- каталитические яды и их максимальное содержание в сырье
- коксуемость катализатора
- материальные балансы на условия работы по сырью заказчика
- параметры допустимой работы катализатора по температуре и давлению
- перепад температур по входу и выходу при сырье заказчика
- схема загрузки катализатора

Катализатор КН-30 не предназначен для КД дизельных фракций. Катализатор КН-30 – это катализатор каталитической изомеризации бензинов, желательно в среде ВСГ. Работа установки КД с использованием КН-30 действительно будет требовать регенерации каждые 3-5 дней, что совершенно не реально для практической эксплуатации. Как правило, цеолитные катализаторы для КД дизеля работают не менее 30 дней, соответственно, для работы потребуется не три реактора, как указывается в проекте, а два – один из которых в работе, а другой в резерве после регенерации.

Заказчику ////////////////" следует озаботится поиском надежного поставщика катализатора для КД дизельных фракций. В **Главе 7** приведены материалы по сравнению предлагаемого катализатора КН-30 и промышленных катализаторов ZSM-5 и 11 с различными модификациями. Катализаторные заводы России: Ангарский, Нижегородский, Стерлитамакский, Новосибирский, а также Китая и Европы имеют опыт производства ZSM-5 и 11. Рекомендуется:

- обратить внимание на КД дизеля КДТ-1, которые устойчиво работают без использования ВСГ на широкой дизельной фракции 180-360°С, что безусловно ставит этот катализатор в ряд приоритетных для ////////////////////////".

4.1.3 Условия регенерации катализатора должны быть подтверждены изготовителем, а также должен быть указан срок службы катализатора.

4.1.4 Характеристики летнего дизельного топливо относительно паспортов **п. 2.3.1**, в составе ТЗ к БП должны быть дополнены анализом фракций нк-250°С, нк-270°С, нк-300°С, а также нк-360°С на: разгонку, плотность, содержание сера, температуру помутнения и застывания, температуру вспышки, цетановое число.

4.1.5 Характеристики газового конденсата относительно паспортов **Глава 3,** в составе ТЗ к БП должны быть дополнены по ASTM D86 и D1160.

По **п. 4.1.4** и **4.1.5** дополнения могут быть выполнены собственной заводской лабораторией ////////////////////////////".

4.2 Технологические ограничения и допущения от ////////////////////" к проекту «Модернизация мини-НПЗ с использованием нефтеперерабатывающей установки каталитической Ц41-150 с блоком каталитической конверсии»

Обязательные к указанию в техническом задании для базового проекта.

4.2.1 Очистка сырья или готовой продукции от серы не предусматривается, так как используемые летние дизельные топлива имеют 4 и 5 класс качества.

4.2.2 Оборотная вода не используются в качестве охлаждающего агента, градирни в составе проекта не применяются. Охлаждение и конденсация производятся с использованием АВО или теплообменников-рекуператоров. Это ограничение должно быть указано в особых условиях проектирования базового проекта.

4.2.3 Природный газ отсутствует на производственной площадке и не может быть использован в качестве топлива для технологических печей нагрева сырья КД. В составе ТЗ к БП указывается:

- топливо, которое будет использовано для технологических печей нагрева сырья депарафинизации. Характеристики печи, **Глава 10**, будут передана на жидкое топливо

- теплоноситель для обогрева куба колонны **Кт-100.** Характеристики колонны, **Глава 10,** будут переданы с печным обогревом куба

4.2.4 Для нагрева сырья депарафинизации заказчик желает иметь две печи (рабочую и находящуюся в горячем резерве). В **Главе 10** характеристики будут выданы для двух печей. В составе ТЗ к БП Заказчик подтверждает или не подтверждает желание работы на двух печах, но наша рекомендация работать с одной печью.

4.2.5 Для регенерации катализатора используются воздух (для выжига кокса) и технический азот в качестве инерта. Нагрев азота и воздуха, заказчик желает производить с использованием электронагревателей, в составе ТЗ использование электронагревателей подтверждается или не подтверждается, но наша рекомендация производить подогрев в печи, либо самостоятельной **П-001**, либо в конвекционной части **П-100**. При недостаточных количествах азота, будет предложена регенерация катализатора воздухом, а в качестве инерта будет использован перегретый водяной пар. Схема с водяным паром используется на действующих установках.

4.2.6 В составе ТЗ к БП границы проектирования указываются согласно ПРИНЦИПИАЛЬНОЙ **Схемы 1**.

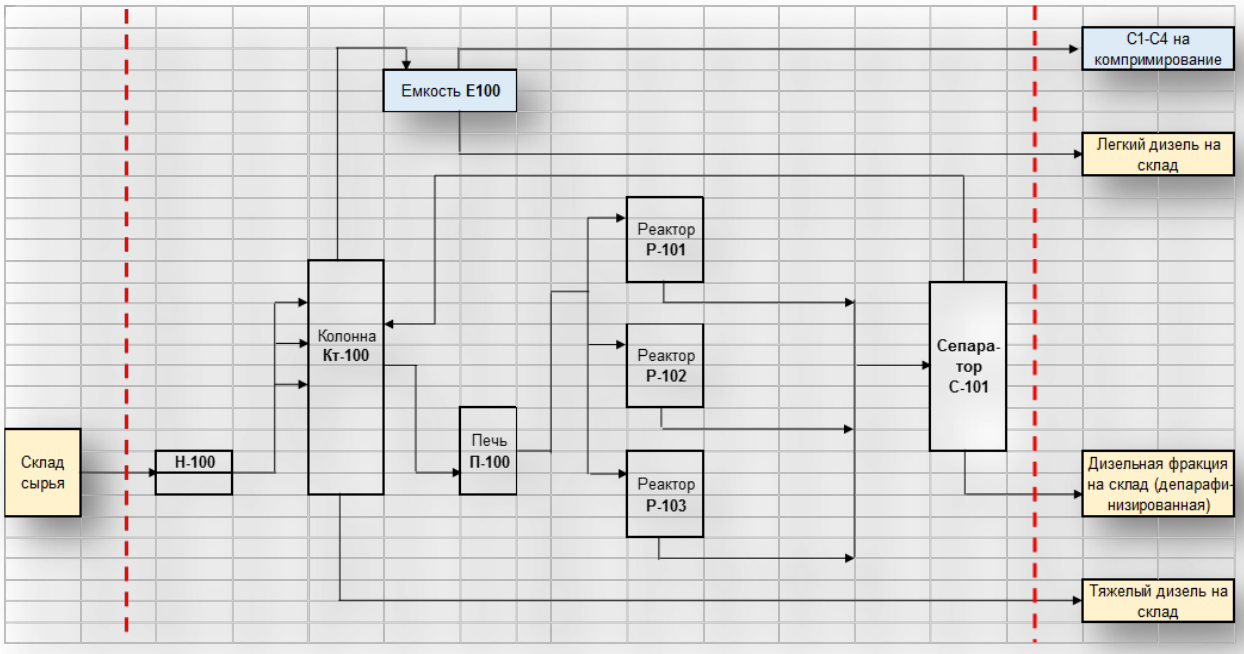
4.2.7 В летний период времени, в связи с ограничением спроса на зимний дизель, колонна **Кт-100** работает только на фракционирование ГК, блок КД дизеля выводится на консервацию и находится под азотом. Мощность колонны по ГК 150 т.т/год.

4.2.8 Возможно при работе в летний период на ГК использовать существующие реактора КД на каталитическую изомеризацию бензинов. Технологическая схема завода остается без изменений, но мы обязаны уведомить заказчика, что каталитическая изомеризация бензинов без использования ВСГ не является эффективной.

4.2.9 В составе ТЗ к базовому проекту Заказчик подтверждает или не подтверждает работу в летний период согласно **п. 4.2.7 и 4.2.8** и дополняет качественные характеристики ГК согласно п.**4.1.5.**

4.2.10 В составе ТЗ к БП Заказчик подтверждает (или не подтверждает) свою заинтересованность в выделение C_3-C_4, со своей стороны мы считаем и это будет приведено в **Главе 8**, что количество пропана и бутана не будет превышать 5.000 т/год.

Схема 1.



5. Выбор оптимального фракционного состава сырья для работы реактора каталитической депарафинизации

Определение фракционного оптимума является важнейшей задачей разработчиков процесса, чем более узкий фракционный состав подается на КД, тем более лучших температур помутнения и застывания можно добиться, поэтому, для дизельных фракций из различных нефтей параметры процесса различаются.

Исходя из опыта работы технологически близких промышленных установок и результатов пилотных и лабораторных испытаний **п. 2.1.1** и **2.1.2**, температура начала и

конца кипения дизельной фракции подаваемой на реактор КД регламентируется общими критериями:

- фракция (320-340)-360°С содержит большое количество ароматических полициклических соединений, которые в результате крекинга закоксовывают катализатор

- фракция 180-(220-250)°С у большинства дизельных топлив не требует улучшения низкотемпературных свойств, а подача ее в зону реакции будет приводить к снижению доли товарного дизеля, так как крекинг легких парафинов увеличивает выход газов и бензинов

Выделение указанных фракций из сырья процесса производится на колонне **Кт-100**, что и показано на **Схеме 1**. Легкая дизельная фракция 180-(220-250)°С выводится с верха колоны, депарафинизированная дизельная фракция (220-250)-(320-330)°С выводится, как боковой погон, тяжелая фракция (320-330)-360°С выводится с куба колонны.

Опция. Если заказчик ////////////////////////////" выполнит все указания по **п. 4.1.4** мы сможем дать в составе базового проекта, рекомендации по разделению летнего дизельного топлива на фракции, что позволит снизить количества побочных продуктов – газов и бензинов и сохранит цетановое число.

6. Выбор параметров работы колонны фракционирования сырья Кт-100 и реакторов каталитической депарафинизации Р-101,102,103

При выполнении базового проекта в качестве основы будут использованы технологические реплики действующих производств. Материалы по **п. 2.2** и **2.3** принимаются к сведению.

Исходя из опыта работы технологически близких промышленных установок и результатов пилотных и лабораторных испытаний **п. 2.1.1** и **2.1.2**, температура и давление в реакторах КД **Р-101,102,103**, колонне фракционирования сырья **Кт-100** и сепаратора **С-101** взаимосвязаны между собой по общим критериям:

- повышение давления в реакторе: ////////////////, уменьшает габариты реактора, позволяет поддерживать достаточно высокое давление в сепараторе **С-101** и подаче ////////////

- сырьевая смесь ////////////////, что снижает коксуемость катализатора. При выборе эффективного катализатора для работы будет достаточно двух реакторов **Р-101,102**

- давление в колонне **Кт-101** выбирается, как оптимум между снижением энергозатрат на испарение, эффективным разделением при выводе среднего погона и уменьшением габаритов колонны

Предварительная симуляция процесса КД выполнялась при следующих параметрах, которые будут использованы и базовом проекте с корректировками по составу сырья:

- рабочее давление в реакторах **Р-101,102,103** составляет ///////////бар
- рабочее давление в сепараторе **С-101** составляет /////////////// бар
- рабочее давление в кубе колонны **Кт-101** составляет /////////// бар
- рабочая температура в реакторах **Р-101,102,103** составляет ////////°С. Расчетная температура определяется температурой регенерации катализатора 550°С и будет составлять не менее 600°С
- рабочая температура в сепараторе **С-101** составляет ///////////°С. Расчетная температура определяется из рабочей температуры реакторов, т.е. не превысит 370°С
- рабочая температура в кубе колонны **Кт-101** составляет до ///////°С, а верха ///////////°С. Расчетная температура колонны не превысит 350°С

7. Материальные балансы и параметры процесса по результатам пилотных и лабораторных испытаний. Комментарии по выбору катализаторов

В **Таблице 1** приведены материальные балансы из аннотационного отчет «Каталитическое облагораживание средне-дистиллятных фракций на цеолитном катализаторе КН-30». ////////////////. 2017 г.

Таблица 1

Результаты испытаний и выводы, что «катализатора КН-30 ////////////// **п.2.3.3**

- в **Таблицах 8,9** отчета, отсутствуют прямые или косвенные показатели качества на олефины, бензол и суммарную ароматику в крекинг-бензине
- не указывается время проведения лабораторного испытания, не указывается % коксуемости катализатора
- в **Таблицах 6,7** отчета, в материальном балансе отсутствуют газы
- не указывается межрегенерационный пробег катализатора

В **Таблице 2** приведены материальные балансы результатам каталитической конверсии средне-дистиллятных фракций на цеолитном катализаторе КН-30 полученные на собственной пилотной установки ////////////////////).

Таблица 2

Результаты выполненных испытаний подтверждены отчетом, в котором даны рекомендации по фракционированию сырья, депарафинизации индивидуальных фракций и компаундированию полученных полуфабрикатов. К недостаткам отчета следует отнести:

- отсутствуют прямые или косвенные показатели качества на олефины, бензол и суммарную ароматику в крекинг-бензине

- не указывается время проведения лабораторного испытания, не указывается % коксуемости катализатора

- не указывается межрегенерационный пробег

В **Таблице 3** приведены материальные балансы результатам каталитической конверсии средне-дистиллятных фракций на катализаторах ZSM-5 и ZSM-11. Описание изобретения к патенту RU 2 648 046 Опубликовано 22.03.2018 г. Институт элементоорганических соединений РАН им Несмеянова А.Н.

Таблица 3.

В **Таблице 4** приведены материальные балансы результатам каталитической конверсии средне-дистиллятных фракций на катализаторах ZSM-5 и ZSM-11. Описание изобретения к патенту RU 2 681 949 Опубликовано 14.03.2019 г. Институт катализа СО РАН им. Борескова Г.К.

Таблица 4.

Результаты, приведенные в **Таблицах 3** и **4** вполне сопоставимы между собой, если обратить внимание на составы сырья, подаваемого на каталитическую депарафинизацию, а также представленные материалы позволяют сделать вывод на сколько сильно влияет на пробег катализатора наличие фракция (320-340)-360°С содержащей большое количество ароматических полициклических соединений.

Выводы. ////////////////////// **п. 2.3.1**

Катализаторы КД дизельных фракций на основе цеолитов имеющие пробег между регенерациями не менее 30 дней, как и указано в **п. 4.1.2**, достаточно распространены в промышленности, именно на них и надо ориентироваться.

Предварительный расчет оборудования, **Глава 10**, а далее и в базовом проекте, никак не определяется выбором катализатора (за исключением уменьшения числа реакторов), все затраты заказчика будут определяться OPEX, а не CAPEX при выборе катализатора, не соответствующего процессу КД.

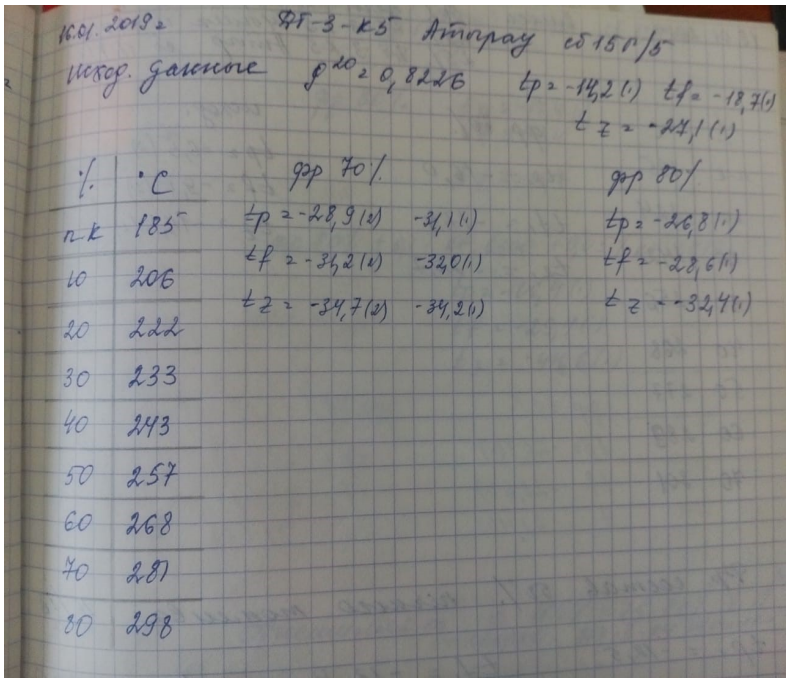
8. Получение предварительных материальных балансов при симуляции технологического процесса с использованием оптимального состава сырья и работы реактора

В качестве исходных данных для процесса каталитической депарафинизации летнего дизельного топлива нами были использованы материалы с известных нам действующих производств, а также материалы, представленные в **Главе 7**. Для получения материальных балансов, расходов энергоресурсов, а также габаритов основного оборудования для расчета его стоимости, применительно к сырью и мощностям Заказчика, реакторный и ректификационный блок были ПРЕДВАРИТЕЛЬНО про симулированы в HYSYS.

Все ПРЕДВАРИТЕЛЬНЫЕ модели симуляции процессов нами сохранены и могут быть использованы для составления PFD и PID схем, диаграмм материалов, опросных листов на оборудование, уточненного материального и теплового баланса и расхода энергоресурсов, а также иных материалов, которые будут востребованы на стадии базового проекта. Вся необходимая детализация, которая должна быть учтена в ТЗ к БП приведена в **Главе 4**.

В качестве исходных данных для ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ модели процесса взят анализ на основе паспорта №223 от 25.01.18 Топливо дизельное ДТ-3-КП, ТОО «АНПЗ» (Атырауский НПЗ, с дополнительной разгонкой. ДТ-3-К4 (ДТ-3-К5)

----- ////////////// по факту.



Вариант 1. В **Таблице 5** приведен материальный баланс ФРАКЦИОНИРОВАНИЯ, в **Таблице 6** материальный баланс РЕАКТОРНОГО БЛОКА и в **Таблице 7** СВОДНЫЙ материальный баланс к проекту «Модернизация мини-НПЗ с использованием нефтепе-

ерабатывающей установки каталитической Ц41-150 с блоком каталитической конверсии» на основе **Схемы 1**. Представленные балансы являются предварительными и имеют своей целью показать, как будет работать реакторный блок в случае предварительного фракционирования сырья, так как результаты пилотных и лабораторных испытаний **п. 2.1.1** и **2.1.2** проводились без фракционирования.

Представленные балансы не учитывают:

- анализы фракций по **п. 4.1.4** представленные в требуемом формате и включенные в состав ТЗ

- материальный балансы на определенный состав сырья представленные изготовителем катализатора

- параметры работы реактора в начале и конце каталитического цикла

- фракционную разгонку сырья, согласованную с заказчиком и включенную в состав ТЗ, т.к. компаундирование не входит в состав базового проекта

- коксуемость катализатора

Таблица 5

Таблица 6

Таблица 7

Вариант 2. При каталитической депарафинизации фракции 180-(320-330)°С, нагрузка на реакторный блок возрастет до 135 т.т/год (45+95, см. **Таблицу 5**) при работе на дизеле ДТ-3-КП, паспорт №223 от 25.01, Атырау. Выход крекинг-бензинов и газов возрастет до 10-12 и 3-5% соответственно, т.е. составит 15.000 т/год бензина и до 5.000 т/год газов C_1-C_4. В этом случае по **Схеме 1** из **Е-100** ////////////////////°С.

Работа по **Варианту 2** приведет к увеличению габаритов оборудования, а также наличию не качественного крекинг-бензина. В составе ТЗ к БП, заказчик указывает вариант работы установки или работу по обеим вариантам, что приведет к незначительному удорожанию стоимости БП.

9. Краткое описание технологического процесса и аппаратурного оформления промышленной установки каталитической депарафинизации дизельной фракции

Контура регулирования, сигнализации и блокировки технологического процесса рассматриваются только в составе БП.

Сырье со склада подается насосом **Н-100** на блок теплообменников-рекуператоров **Т-100/1,2,3** (количество уточняется в составе БП), горячим агентом является реакционная смесь после реактора депарафинизации. Нагретое сырье подается в среднюю часть колонны **Кт-100**, подача может быть организована на 18, 20, 22 тарелки (уточняется в составе БП). А также в верхнюю часть колонны, по перепаду давления, подается газобензиновая смесь от сепаратора **С-101** после разделения реакционной массы реакторов каталитической депарафинизации.

Пары с верха колонны конденсируются и сливаются в емкость **Е-100**, конденсация паров производится на **АВО-100**, использование водяных холодильников и конденсаторов в проекте не предусматривается. Направление газов C_1-C_4 с верха **Е100** будет определено заказчиком в составе ТЗ к БП. Фракция 180-(220-250)°С низа емкости насосом **Н-101** подается в качестве флегмы на колонну, а балансовое количество откачивается на склад, при необходимости до охлаждаясь на **АВО-101**.

Колонна **Кт-100** работает с давлением и температурой в кубе 1.5-2.5 бар/300-330°С. Обогрев куба колонны – печной, **П-102,** а также при выполнении базового проекта будет рассмотрен вариант подогрева куба колонны продуктами реакции, через теплообменник-рекуператор, что исключает печь **П-102**.

Давление и температура верха колонны 0.7-1.7 бар/230-250°С.

Охлаждение кубового продукта колонны перед подачей на склад будет производится через один из теплообменников-рекуператоров **Т-100/1,2,3** и дальнейшее охлаждение через **АВО-102**. Откачка на склад производится насосом **Н-102**.

Боковой погон колонны **Кт-100** через буферную емкость **Е-101** подается насосом **Н-103** на колонну в качестве промежуточного флегмового потока, предварительно охлаждаясь на **АВО-103**, а балансовое количество на печь нагрева сырья КД **П-100,** перед подачей в реактор.

Подача сырья в реактор КД производится сверху вниз. Реактор КД имеет распределительные устройства, сетки для исключения уноса катализатора, как в процессе, так и при регенерации. Реактора работают при давлении и температуре ////////////////°С.

Выбор катализатора осуществляется заказчиком, все рекомендации и обоснования были выданы в **Главе 7** и **п.4.1.2.** Габариты реакторов практически не зависят от выбора катализатора, а материал изготовления определяется параметрами регенерации.

Реакционная смесь после реакторов **Р-101,102,103** (или **Р-101,102** при выборе оптимальной каталитической системы) поступает на блок теплообменников-рекуператоров, охлаждающим агентом является сырье колонны **Кт-100**. Дальнейшее охлаждение произ-

водится в **АВО-104** и далее охлажденная масса поступает в сепаратор **С-101** работающий при давление и температуре ////////////////°С.

Газобензиновая смесь сверху сепаратора **С-101**, по перепаду давления, поступает в верхнюю часть колонны **Кт-100** (место подачи уточняется в составе БП). Депарафинизированная дизельная фракция откачивается на склад, при необходимости до охлаждаясь на **АВО-105**.

Контура регулирования, сигнализации и блокировки технологического процесса рассматриваются только в составе БП.

10. Предварительная спецификация оборудования промышленной установки каталитической депарафинизации дизельной фракции

В **Таблице 8** приведены основные характеристики технологического оборудования в соответствии со **Схемой 1** и **Главой 9** при работе по **Варианту 1**. Время работы 8000 часов/год.

Таблица 8

Таблица 8 выдана в виде приложения к текстовому материалу.

Примечания к таблице оборудования:

1. Расчет теплообменников-рекуператоров **Т-100/1,2,3** приведен исходя из потоков, которые требуют охлаждения:

- депарафинизированная фракция после реакторов каталитической депарафинизации с начальной температурой ////////////////////°С. Расход 10-11 т/час

- тяжелая дизельная фракция (320-330)-360°С. Куб колонны Кт-100 с начальной температурой 320-330°С и конечной не выше 50°С. Расход 2.0 т/час

Температура подачи потоков на склад должна быть указана в ТЗ к БП.

И потока, который требует нагрева:

- дизельная фракция 180-360°С. Подача со склада на Кт-100 с начальной температурой 20-30°С (температура подачи сырья со склада должна быть указана в ТЗ к БП) и ////////////////////////°С. Расход 18-20 т/час

Расположение **Т-100/1,2,3** по потокам, требующим охлаждения будет уточняться в базовом проекте.

2. АВО используемые по технологической схеме характеризуются достаточно высокими температурами входа, изготовитель оборудования должен согласовать (не согласовать) в ТЗ к БП возможность применение АВО в таких условиях. В случае несогласова-

ния изготовитель указывает конкретные позиции АВО по **Таблице 8** и в базовом проекте будет предусмотрен рекуперационный теплообмен.

3. Расчетные параметры реакторного блока **Р-101,102,103** в **Таблице 8** будут дополнены после представления в ТЗ к БП параметров регенерации катализатора.

4. Печь **П-102** нагрева куба колонны **Кт-100** принята с двойным запасом мощности, который будет уточняться в ходе базового проекта.

11. Выводы по проекту и возможные планы развития

//////////////////////" имеет в своем распоряжении установку атмосферной перегонки (АТ) нефти и стабильных газовых конденсатов (ГК) мощностью 150 т.т/год. Установка АТ имеет модификацию для работы под вакуум на том же оборудовании.

Планируется к строительству установка каталитической депарафинизации (КД) гидроочищенных летних дизельных топлив для получения зимних и арктических марок.

Предполагается к проектированию установка гидроочистки (ГО) фракции 85-360°С получаемой при фракционировании ГК.

Современные установки ГО работают в едином реакторном блоке, и на процесс и гидроочистки от сернистых соединений и на процесс гидродепарафинизации для снижения конца кипения дизельной фракции, т.е. построенная установка КД окажется не востребованной.

В данной ситуации принципиально возможны три варианта развития завода:

1. Технологический режим установки ГО ориентирован только на выпуск летних дизельных топлив, а для выпуска зимних и арктических марок используется установка КД.

2. Технологический режим установки ГО ориентирован на выпуск летних и зимних марок дизельного топлива, арктические марки получают компаундированием с добавлением присадок. Установка КД работает на изомеризацию бензинов получаемых после ГО.

3. Технологический режим установки ГО ориентирован на выпуск летних и зимних марок дизельного топлива, арктические марки получают компаундированием с добавлением присадок. Установка КД работает на ароматизацию бензинов поставляемых со стороны от процессов замедленного коксования, термического крекинга и визбрекинга.

Примечание. В случае реализации **Варианта 2** заказчик должен уведомить составителя базового проекта, т.к. работа блока изомеризации бензинов при давлении 6 бар (рабочее давление процесса КД) приводит к образованию большого количества газов, что делает процесс не рентабельным. Стандартная изомеризация бензинов на цеолитовых катализаторах проводится при давлениях не менее 20 бар.

Базовый проектировщик уведомляет заказчика, что используемый катализатор депарафинизации пригоден для работы и с НЕ ГИДРООЧИЩЕННЫМ сырьем, содержание серы никак не влияет на качество депарафинизации.

Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
Certificate of registration on engineering and technical consultancy activities № J4/918/09.06.2023.
https://makston-engineering.ru/