



Исходные технологические данные (DBS) для технико-экономической оценки установок: гидроочистки дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год



Содержание.

1. Техническое задание.....
2. BFD схема для установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год. Общее описание конфигурации производства.....
3. Установка гидроочистки прямогонной дизельной фракции с блоком аминной очистки. BFD схема. Материальный баланс. Расходы энергоресурсов и вспомогательных материалов. Качество полуфабрикатов и готовой продукции.....
4. Установка производства водорода риформингом метана с блоком очистки. BFD схема. Материальный баланс. Расходы энергоресурсов и вспомогательных материалов. Качество полуфабрикатов и готовой продукции
5. Условий лицензирования и базового проектирования или выдачи исходных данных при создании технологических реплик.....
6. Капитальные затраты на строительство установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год
7. Опционально.....
 - 7.1 Вариант компоновки установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год
 - 7.2 Вариант компоновки установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год, сероочистки газов (процесс Клауса) 3.900 т/год
 - 7.3 Расчет потребления водорода на процесс гидроочистки прямогонной дизельной фракции с содержанием серы 12.800 мг/кг (1.28% масс.) с получением товарного дизеля качества Евро 5 по ГОСТ 32511-2013 (EN 590:2009)
8. Выводы.....

Приложения.

Приложение 1. Техническое задание.

Приложение 2. Протоколы испытаний №2016-2024 от 19.08.19 прямогонной дизельной фракции не гидроочищенной.

Приложение 3. Компоновка установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год.

Приложение 4. Компоновка установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год, сероочистки газов (процесс Клауса) 3.900 т/год.

1. Техническое задание

Согласно утвержденному Техническому Заданию **Приложение 1** выдаются исходные данные для технико-экономической оценки установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год. Время работы установок – 8000 часов в год.

В качестве исходного сырья для процесса гидроочистки принимается прямогонная дизельная фракция **Приложение № 2**, дополнительно приняты и согласованы Заказчиком показатели по распределению серы, содержанию ароматических соединений и плотности исходного сырья, **Таблица 1**.

Subject: //.

Таблица 1.1

Показатели качества прямогонной дизельной фракции 180-360°C принятые в дополнение к приложению №2											
Наименование	Олефины, % масс	Ароматика, % масс	Азот, ppm	Соединения серы от общей серы, % масс				Общая сера, % масс	Плотность при 15°C, кг/м3	Количество м3/год	Количество т/год
				Меркаптаны	Сульфиды	Дисульфиды	Тиофены				
Прямогонная дизельная фракция	0.50%	20.00%	100.00	0.07%	0.72%	0.14%	0.37%	1.30%	850.00	352,941.18	300,000.00

Качество товарного дизельного топлива должно отвечать стандарту Евро 5 по ГОСТ 32511-2013 (EN 590:2009).

Производство водорода будет организовано на собственной установке риформинга метана. Качество природного газа определено в **Приложении 1. п.10**.

Учитывая ограничения в площадях на заводе **«//»**, опционально передаются два варианта компоновки установок:

- гидроочистка дизельной фракции 300.000 т/год и производство водорода риформингом метана 1.500 т/год

- гидроочистка дизельной фракции 300.000 т/год, производство водорода риформингом метана 1.500 т/год и сероочистка (процесс Клауса) кислых газов 3.900 т/год, мощность указана без учета очистки кислых газов от существующей установки АТ.

2. BFD схема для установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год.

Общее описание конфигурации производства

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/>

На **Схеме 2.1** показана BFD конфигурация и материальные потоки установки гидроочистки дизельной фракции с блоком абсорбции аминами для очистки водородсодержащего газа (ВСГ) и производство водорода риформингом метана. Все расходы на схеме указаны в тонн/год.

Схема 2.1.

Общее описание конфигурации производства (детальные описания и BFD схемы будут рассмотрены в Главах 3 и 4).

Гидроочистка дизельной фракции. Прямогонная дизельная фракция из резервуаров хранения парка АТ подается в расходную емкость расположенную в границах установки ГО. Подача сырья на реактор гидроочистки производится через систему теплообменников-рекуператоров, нагревающим агентом является реакционная смесь, окончательный подогрев сырьевой смеси производится в печи.

Свежий водород и циркуляционный водородсодержащий газ (ВСГ) подаются в сырье до теплообменников-рекуператоров.

Нагретое сырье подается в реактор гидроочистки сверху вниз, между слоями катализатора подается холодный ВСГ для снятия тепла реакции.

Поток после реактора гидроочистки отдает тепло на теплообменниках-рекуператорах сырью реактора и гидроочищенной реакционной массе подаваемой на стриппер-колону после чего поступает на сепарацию реакционной смеси, которая может работать по двум вариантам:

- сепаратор высокого давления и сепаратор низкого давления
- или
- сепаратор «горячий» и сепаратор «холодный»

Выбор производится на стадии базового проекта.

Газовая составляющая (включает в себя ВСГ, сероводород и не значительное количество углеводородов C_1-C_4) отправляется на абсорбцию аминами, а жидкая фракция на стриппер-колону, которая может работать:

- в режиме отпарки с водяным паром

Или

- в режиме отдувки водородом

Выбор производится на стадии базового проекта.

Пары с верха стриппер-колонны после конденсации в водяном холодильнике сливаются во флегмовую емкость. Не сконденсировавшиеся газы с верха емкости могут подаваться по одному из вариантов:

- в топливную сеть завода
- на сероочистку кислых газов (установка Клауса)
- на аминную очистку кислых газов совместно с газами АТ и далее на установку фракционирования газов

Принципиальный выбор варианта может быть определён нами опционально при понимании количества газов с установки АТ. На **Схеме 2.1** газовая отдувка от флегмовой емкости направляется в топливную сеть завода. Бензиновая фракция гидроочистки подается в качестве флегмы на стриппер-колонну, а балансовые количества выводятся на склад.

Дизельная фракция с куба стриппер-колонны после охлаждения в теплообменниках-рекуператорах и водяном холодильнике подается на склад, при этом компоненты блендирования подаются на потоке.

Подача деминерализованной воды и ингибиторов коррозии на исключение отложения солей аммония производится в определенные точки схемы, которые указаны в **Главе 3**.

Абсорбция аминами. Газовая составляющая после «горячего» сепаратора через теплообменник-рекуператор подогрева ВСГ подается на «холодный» сепаратор и далее на абсорбер аминами для поглощения сероводорода после чего чистый ВСГ поступает на всас циркуляционного компрессора и далее совместно с сырьем и свежим водородом подается на гидроочистку.

Амины, обогащенные сероводородом, подаются на десорбер аминов. Сероводородсодержащий газ с верха десорбера после каплеотбойника поступают на установку очистки кислых газов с получением элементарной серы по процессу Клауса (**не входит в состав Технического Задания**), как правило, сероводород из кислых газов установки АТ также подается на эту установку. Десорбер аминов может быть рассчитан не только на регенерацию аминов с установки гидроочистки дизельного топлива, но и аминов с установки атмосферной перегонки нефти и газового конденсата.

Амины после десорбера и системы фильтрации возвращаются в абсорбер очистки аминами ВСГ.

Производство водорода организуется на основе стандартной модульной установки риформинга метана. Очистка водорода может производиться как аминами, так и на молекулярных ситах в процессе короткоциклового адсорбции.

Природный газ из сети после компримирования и очистки от следов сернистых соединений подается на реактор риформинга метана совместно с водяным паром.

Полученный синтез-газ подается на конвертор CO (монооксида углерода), использование которого позволяет увеличить выход товарного водорода.

После конвертора CO синтез-газ, после охлаждения, подается на очистку для увеличения доли основного компонента – водорода – и удаления примесей не допустимых в процессе гидроочистки. Низкокалорийный топливный газ, образующийся в процессе очистки, поступает на низкокалорийные горелки реактора риформинга.

Охлаждение синтез-газа сопряжено с генерацией водяного пара высокого давления, что положительно влияет на экономику процесса.

В **Приложении 3** приводится компоновка установок: гидроочистки дизельного топлива и производства водорода.

В **Приложении 4** приводится компоновка установок: гидроочистки дизельного топлива, производства водорода и сероочистки кислых газов (процесс Клауса).

Границы установок показаны в реальных границах с соблюдением всех разрывов по нормам и правилам проектирования РФ, что позволит Заказчику оценить потенциал своих производственных площадей для нового строительства.

3. Установка гидроочистки прямогонной дизельной фракции с блоком аминной очистки. BFD схема. Материальный баланс. Расходы энергоресурсов и вспомогательных материалов. Качество полуфабрикатов и готовой продукции

На **Схеме 3.1** представлена BFD схема и материальные потоки установки гидроочистки дизельного топлива с блоком абсорбции аминами для очистки водородсодержащего газа (BCГ). Все расходы на схеме указаны в тонн/год.

Схема 3.1

Прямогонная дизельная фракция (сырье) из резервуаров хранения парка АТ подается в расходную емкость I-NV1 объемом **не менее 25 м³** через теплообменник-рекуператор I-S1 нагреваясь при этом до 90-100°C. Давление в емкости около 3 бар регулируется подачей природного газа. Сырье из расходной емкости подается насосом I-NP3a,b под давлением до 50 бар на печь I-C1 через теплообменники-рекуператоры I-S6 и I-S5a,b, где нагревается до 210-220°C. Нагрев в теплообменниках-рекуператорах I-S1, I-S6 и I-S5a,b осуществляется горячим потоком реакционной смеси от реактора I-R. Регулирование температуры производится байпасированием потока продуктов реакции помимо теплообменников-рекуператоров.

В линию всаса сырьевого насоса I-NP3a,b подается ингибитор коррозии от насоса централизованной станции хранения ингибитора.

Свежий водород и ВСГ могут подаваться в сырье по нескольким вариантам:

- непосредственно в трубопровод нагнетания от насоса I-NP3a,b через смеситель.

Этот вариант показан на **Схеме 3.1**

- свежий водород на «горячий» сепаратор I-V2, а ВСГ в трубопровод нагнетания от насоса I-NP3a,b через смеситель.

Итоговый вариант определяется на стадии базового проекта.

Подаваемое на печь сырье подогревается до 350-360°C в начале цикла работы катализатора и до 370-380°C в конце цикла. Сырьевая печь работает на природном (топливном заводском) газе, имеет систему подогрева воздуха и принудительной вентиляции. Температура смеси сырья и ВСГ регулируется расходом топливного газа на горелки.

Нагретое сырье подается в реактор гидроочистки I-R сверху вниз. При размещении катализатора в два слоя между слоями подается холодный ВСГ для снятия тепла реакции. Температура реакционной массы на выходе из реактора до 380°C в начале цикла работы катализатора и до 390°C в конце цикла. Давление в реакторе от 40 до 50 бар. Указанные параметры приведены для содержания серы в сырье 1.2% масс., увеличение содержания сернистых соединений приводит к снижению температуры на входе в реактор. Параметры работы реактора выбираются на стадии базового инжиниринга, а уточнения проводятся совместно с поставщиком катализатора.

При переработке прямогонной дизельной фракции возможно использование реакторов с одним слоем катализатора, что определяется на стадии базового проекта по результатам теплового расчета.

Реакционная масса на теплообменниках-рекуператорах I-S1, I-S6 и I-S5a,b отдает тепло сырью подаваемому на реактор гидроочистки I-R, а на теплообменнике-рекуператоре I-NS2a,b гидроочищенной дизельной фракции, подаваемой на стриппер-колонну I-CL2. Регулирование температуры производится байпасированием потока продуктов реакции помимо теплообменников-рекуператоров.

Реакционная смесь после теплообменников-рекуператоров подается на сепарацию с температурой от 145 до 185°C, что определяется вариантом работы:

- сепаратор высокого давления I-V2 и сепаратор низкого давления I-V3

или

- сепаратор «горячий» I-V2 и сепаратор «холодный» I-V3. Этот вариант показан на

Схеме 3.1

Выбор производится на стадии базового проекта.

Газы с верха «горячего» сепаратора I-V2 поступают на теплообменник-рекуператор в котором отдают тепло циркулирующему ВСГ после чего дополнительно охлаждаются на

водяном холодильнике I-S7a,b и поступают на «холодный» сепаратор I-V3. «Холодный» сепаратор I-V3 оборудован отстойником с уровнем работающим на раздел фаз для вывода кислой воды.

В линию перед водяным холодильником I-S7a,b подается ингибитор коррозии от насоса централизованной станции хранения ингибитора и деминерализованная вода для исключения отложения солей аммония.

Газовая составляющая (BCГ, сероводород, углеводороды C1-C4) после холодного сепаратора через каплеотбойник I-VE06 отправляется на абсорбер сероводорода I-CL3 из ВСГ раствором аминов (МЭА, ДЭА или МДЭА). **Описание представлено в заключении этой главы.**

Жидкие углеводороды по уровню в сепараторах I-V2 и I-V3 после редуцирования давления подаются на питание стриппер-колонну I-CL2 с температурой 240-245°C. Ввод сырья на колонну может осуществляться, например, на 24, 26 или 30 тарелки, что определяется характеристиками подаваемого сырья или необходимостью выделения в качестве бокового погона и авиационного керосина.

Температурный баланс по колонне поддерживается подачей гидроочищенной реакционной смеси через теплообменники-рекуператоры I-NS2a,b, I-S9 а,в, I-S10.

Колонна I-CL2 работает при температуре верха 180-185 °С и давлении 2.5-2.6 бар, температуре куба 220-225°C и давлении 3.5-3.7 бар, но возможны и иные параметры режима, что определяется при симуляции процесса. Колонна может работать:

- в режиме отпарки с водяным паром
- в режиме отдувки водородом.

Выбор производится на стадии базового проекта.

Пары с верха стриппер-колонны I-CL2 после конденсации в водяном холодильнике I-S8 сливаются во флегмовую емкость I-V5 с температурой около 40°C . Бензиновая фракция гидроочистки подается в качестве флегмы на колонну I-CL2, а балансовые количества выводятся на склад. Откачка на склад и подача флегмы осуществляется насосом I-P4a,b. Флегмовая емкость I-V5 оборудована отстойником с уровнем, работающим на раздел фаз для вывода кислой воды.

В трубопровод подачи флегмы от насоса I-P4a,b подается ингибитор коррозии от насоса централизованной станции хранения ингибитора.

Давление в стриппер-колонне поддерживается конденсацией паров, регулирующий клапан устанавливается на линии прямой оборотной воды от холодильника I-S8, а также регулирующий клапаном, установленным на линии сброса газов в топливную сеть от

рефлюксной емкости I-V5. При завышении давления в контуре регулирования не сконденсировавшиеся газы могут подаваться:

- в топливную сеть. Этот вариант показан на **Схеме 3.1**
- на сероочистку газов (установка Клауса)
- на аминную очистку совместно с газами АТ и далее на фракционирование газов

Принципиальный выбор варианта может быть определен нами опционально при понимании наличия или отсутствия в составе завода установки Клауса для сероочистки кислых газов и получения элементарной серы, а также после получения информации о количестве газов с установки АТ.

Дизельная фракция с куба стриппер-колонны I-CL2 по уровню подается на охлаждение в теплообменники-рекуператоры I-S9 а,в; I-S10 и водяной холодильник I-S15, после чего охлажденная до 60°C подается на склад насосом I-NP1а,в.

Добавки: антикоррозионные, депрессорно-диспергирующие, цетаноповышающие, противоизносные - дозируются в поток до водяного холодильника I-S15. Цетановое число гидроочищенных прямогонных дизельных фракций составляет 50-55, т.е. цетаноповышающая добавка если и будет востребована, то в очень малых количествах.

Аминная очистка ВСГ. Абсорбционная насадочная колонна I-CL3 работает при давлении 38-40 бар при температуре не более 40°C. Орошение колонны водным раствором аминов (МЭА, ДЭА или МДЭА) производится насосом I-NP14а,в который входит в блок десорбции аминов и расположен на установке Клауса. Для исключения вспенивания в абсорбер в линию регенерированного амина подается антивспениватель от насоса, расположенного на станции антивспенивателя, как для абсорбера, так и для десорбера. Для поддержания концентрации амина предусмотрена подача деминерализованной воды в расходную емкость. Подпитка емкости свежим амином (МЭА, ДЭА или МДЭА) производится из танк-контейнеров, которые доставляются непосредственно к этой емкости.

В абсорбер I-CL3, выше слоя насадки, подается деминерализованная вода от насоса – дозатора для исключения уноса капель амина. Уровень в абсорбере поддерживается регулирующим клапаном на сливе насыщенного амина в емкость I-VE10 с последующей подачей на десорбер.

После поглощения сероводорода чистый ВСГ поступает на всас циркуляционного компрессора I-CV1 и далее, совместно с сырьем и свежим водородом, подается на гидроочистку, предварительно ВСГ подогревается от 100 до 155°C в теплообменнике – рекуператоре теплом отходящих газов из горячего сепаратора I-V2. Общее давление в контуре сепарации поддерживается циркуляционным компрессором I-CV1.

Десорбция аминов. Опционально мы приводим описание работы блока десорбции аминов. Перечисляемое оборудование в расчете капитальных затрат не учитывается. Насыщенный амин из куба абсорбера I-CL3 с температурой 43-45°C сливается в емкость DV-101 работающую под давлением около 2.5-3.0 бар. Давление в емкости DV-101 поддерживается регулирующим клапаном, установленном в верхней части емкости, со сбросом газовой фазы в рефлюксную емкость десорбера I-CL4. Насыщенный амин (МЭА, ДЭА или МДЭА) из емкости DV-101 подается насосом через фильтр в десорбер I-CL4 в верхнюю часть выше второго слоя насадочного материала, предварительно подогреваясь в теплообменнике-рекуператоре до 50°C за счет тепла кубового продукта десорбера.

Десорбер I-CL4 является насадочной колонной, работающей при давлении 1,1-1.2 бар. Температура в верхней части десорбера достигает 110°C, а в нижней части 125°C. Куб колоны обогревается паром низкого давления с помощью кипятильника DE-102. Уровень в десорбере поддерживается регулирующим клапаном на сливе регенерированного амина в емкость DV-102 с температурой около 40°C, предварительно пройдя контур охлаждения, который состоит из: теплообменника-рекуператора и водяных холодильников DE-103 и DE-104.

Парогазовая смесь с верха десорбера, состоящая на 90% масс. из сероводорода, подается на водяной холодильник, где, после конденсации и охлаждения до 40°C, сливается в рефлюксную емкость десорбера DV-104. Несконденсировавшиеся газы с верха емкости DV-104 направляются на установку Клауса. Давление в колонне 120-CL03 поддерживается регулирующим клапаном, установленном на линии сброса сероводородсодержащих газов на установку Клауса.

Жидкие продукты из рефлюксной емкости DV-104 десорбера I-CL4, состоящие из унесённой воды, возвращаются в десорбер насосом DP-100. По мере снижения уровня в рефлюксной емкости DV-104 для поддержания концентрации амина производится ее подпитка деминерализованной водой.

Материальный баланс. В **Таблице 3.1** приведен материальный баланс гидроочистки дизельного топлива с учетом параметров качества сырья, которые подтверждены Заказчиком.

Фракционный состав:

- н.к 180 град°C

- 10% 215 град°C

- 96% 360 град°C

Цетановое число 52

Содержание фактических смол до 50 мг/100 мл

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/>

Согласованные показатели качества сырья позволяют при расчете процесса:

- допустить срок работы катализатора не менее 36 месяцев
- допустить цетановое число гидроочищенной дизельной фракции не менее 51
- не использовать в балансе бензиновую составляющую сырья

Таблица 3.1

Установка гидроочистки прямогонной дизельной фракции			
Сырьё	% масс	т/год	
Прямогонная дизельная фракция	99.56%	300,000.00	
Водород на 100%	0.44%	1,332.17	
Итого	100.00%	301,332.17	
Продукты переработки			
Дизельная фракция ГО	96.58%	291,030.00	на бендинг
Не стабильная бензиновая фракция	1.29%	3,900.00	на склад
Сероводород	1.38%	4,143.75	на производство серы
Газы C ₁ -C ₄	0.39%	1,170.00	топливная сеть
Потери	0.36%	1,088.42	
Итого	100.00%	301,332.17	

Расчет балансовых количеств продуктов переработки проводился по стандартной методике, которая учитывает:

- выход бензина //сырьё

- выход газов // сырьё

- // на:

*гидрогенолиз //

*гидрирование //

*отдув ВСГ //

*// в гидрогенизате

*//

Расход циркуляционного ВСГ производился по стандартной методике, исходя //по водороду.

В качестве исходных данных для процесса гидроочистки и гидродепарафинизации нами были использованы материалы с действующих // производств. Но для получения материальных балансов, расходов энергоресурсов, а также габаритов основного оборудования для расчета его стоимости, применительно к сырью и мощностям Заказчика реакторный блок был // 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.

Расходы энергоресурсов приведены Таблице 3.2 с учетом блока абсорбции аминами для очистки ВСГ.

Таблица 3.2

Расходы энергоресурсов на гидроочистку прямогонной дизельной фракции			
Энергоресурсы	Ед. изм	Расход	на 1 т сырья
Электроэнергия	кВт		
Вода оборотная	м ³ /час		
Природный газ, как топливо	кг/час		
Воздух КиП	нм ³ /час		
Азот, 6 бар (периодически)	нм ³ /час		
Воздух технический, 6 бар (периодически)	нм ³ /час		
Пар водяной, 14 бар	т/час		

Расходы вспомогательных материалов, химикатов и реагентов, приводятся:

- катализатор гидрообессеривания, //////////////// кг на 5 лет
- керамические шары, как опорный слой катализатора, //////////////// кг на 5 лет
- расход аминов составляет //////////////// кг на тонну сырья в начале работы установки и //////////////// кг на тонну сырья перед капитальным ремонтом
- расход антикоррозийных добавок составляет //////////////// кг на тонну сырья для добавок типа PHILMPLUS 5K 635 или аналогов
- деминерализованная вода на отмывку и растворение солей аммония //////////////// кг на тонну сырья
- 3% раствор кальцинированной соды ////////////////, если производилась разгерметизация
- 15% раствор соляной кислоты //////////////// м³ на одну операцию одновременно. Нейтрализующий раствор фосфата натрия в таких же количествах. Операция выполняется после монтажа или ремонта указанных трубопроводов.
- прямогонный дизель с повышенным содержанием серы для //////////////// час до 24 часов. В расходах не учитывается, так как в дальнейшем включается в переработку
- прямогонный дизель для //////////////// в течении 3-5 дней. В расходах не учитывается, так как в дальнейшем включается в переработку
- масла смазочные для компрессоров и насосов. Определяется поставщиком оборудования
- 2% р-р кальцинированной соды и едкого натра для //////////////// м³ на одну операцию

Качество готовой продукции, полуфабрикатов и реагентов, приводятся:

- **гидроочищенное дизельное топливо** качества Евро 5 по ГОСТ 32511-2013 (EN 590:2009). **Рекомендуется!** Параметры качества по цетановому числу, а также по температуре помутнения для зимнего топлива доводить до требований специализированными присадками, а не увеличением каталитической системы.

Например:

*цетановое число дизельного топлива согласно ГОСТ н/м 51. Гидроочищенная дизельная фракция имеет цетановое число **////////// Заказчика**, цетаноповышающая добавка будет дозироваться минимально

*для достижения точки помутнения зимнего дизельного топлива минус 28С° требуется увеличение размеров каталитической системы **//////////С°** с возможностью доведения до минус 28С° с использованием присадок, **//////////**.

- **нестабильная бензиновая фракция** имеет следующие характеристики

- плотность, кг/м ³ , н/б.....	750
- Фракционный состав	
н.к °С не ниже.....	40
10% об. °С не ниже.....	85
50% об. °С не ниже.....	125
90% об. °С не ниже.....	165
к.к °С не выше.....	180
- содержание серы, ppm, н/б.....	10
- ОЧ моторный, н/м.....	50
- давление насыщенных паров, МПа, н/б.....	0.065

Выход нестабильной бензиновой фракции зависит от содержания легких фракций в исходном сырье, а также от содержания серы

- **углеводородный газ стриппер-колонны**

метан, %масс.....	2.8-16.0
этан, %масс.....	11.0-20.0
пропан, %масс.....	16.0-30.0
бутан, %масс.....	12.0-15.0
С ₅ +, %масс.....	1.8-3.0
сероводород, %масс.....	7.0-15.0
водород, %масс.....	0.2-1.0

- **углеводородный газ сепаратора второй ступени**

метан, %масс.....	36.0-40.0
этан, %масс.....	20.0-30.0

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.

пропан, %масс.....	6.0-15.0
бутан, %масс.....	2.0-5.0
C ₅ +, %масс.....	1.2-3.0
сероводород, %масс.....	17.0-25.0
водород, %масс.....	2.2-7.0

Составы газов даны применительно к сырью Заказчика, но без использования детальной симуляции процесса, а также состав газа в очень значительной степени зависит от % содержания водорода в ВСГ, что определяется процентом отдувки и решается на стадии базового проекта.

- циркуляционный водородсодержащий газ

водород, % об.	90.0-95.0
метан, % об.....	1.0-1.5
этан, % об.....	0.2-0.5
пропан, % об.....	0.15-0.25
бутан, % об.....	0.05-0.07
C ₅ +, % об.....	1.0-1.50
сероводород, % об.....	0.005
вода, % об.....	0.1-0.15
аммиак, % об.....	0.4-0.5

В процессе эксплуатации возможно снижение объемной концентрации водорода в ВСГ и до 80-85% об. с корректировкой качества продукции другими параметрами работы реактора.

- свежий водород

водород, % об, н/м	95.0
CO+CO ₂ , ppm, н/б.....	50.0
O ₂ , ppm, н/б.....	50.0
HCl, ppm, н/б.....	50.0

В процессе эксплуатации возможно снижение объемной концентрации водорода до 92% об. с корректировкой качества продукции другими параметрами работы реактора.

4. Установка производства водорода риформингом метана с блоком очистки.

BFD схема. Материальный баланс. Расходы энергоресурсов и вспомогательных материалов. Качество полуфабрикатов и готовой продукции

На **Схеме 4.1** представлена BFD схема и материальные потоки производства водорода риформингом метана с блоками очистки сырья и водорода. Потребность в водо-

*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/>

роде исходя из расчетов по **Главе 7.3** составляет 1500 т/год без выработки водяного пара в сеть завода, **Таблица 4.1**. Все расходы на схеме указаны в тонн/год.

Схема 4.1

Природный газ (ПГ) с давлением не менее 6 бар из рессивера хранения подается на компрессор 100-K01. Давление нагнетания компрессора регулируется клапаном, входящим в комплект антипомпажной защиты, а также клапаном, который при достижении давления нагнетания 30 бар начинает приоткрываться со сбросом на факел. При работе блока гидроочистки ПГ в линию всаса компрессора подается небольшое количество товарного водорода из буферной емкости 100-V09. Расход водорода определяется по содержанию серы в ПГ и настраивается с помощью вычислителя, а его количество регулируется используя текущий поток природного газа. После компрессора 100-K01 сырье с давлением около 27 бар и температурой до 210°C подается через теплообменник – рекуператор 100-E06 обогреваемый технологическими газами от реактора риформинга 100-R01 после конвертора CO 100-V05. ПГ после 100-E06 с температурой до 365°C подается в реактор каталитической гидроочистки 100-V01A для гидрирования меркаптанов до сероводорода на сульфидированном кобальт-молибденовом катализаторе (COMOX – sulfide cobalt – molybdate catalyst). Обессеренное сырье поступает в реактор 100-V01B, который заполнен оксидом цинка для эффективного удаления сероводорода до содержания не более 0.1 ppm, если содержание сероводорода достигает указанной величины, то отработанная окись цинка заменяется свежим адсорбентом. При работе на неадорированном ПГ в схеме процесса предусмотрена байпасная линия, которая исключает реактора 100-V01A/B.

ПГ после блока //.

Топливо на обычные горелки реактора риформинга метана с давлением около 3.0 бар подается через буферную емкость. Давление газа на обычные горелки реактора риформинга регулируется клапаном и поддерживается на уровне 1.0-2.0 бар.

На низкокалорийные горелки реактора риформинга метана подается газ после КЦА через сепаратор 100-V08. Давление газа на низкокалорийные горелки реактора риформинга регулируется клапаном и поддерживается на уровне 0.5 бар.

Температура продуктов реакции на выходе из реактора риформинга метана регулируется BMS (Burner management system), которая входит в комплектную поставку.

Продукты реакции //клапана.

После конвертора реакционная смесь подается в теплообменник-рекуператор 100-E06 для нагрева ПГ перед подачей на блок реакторов гидроочистки 100-V01A,B, далее

реакционная смесь с температурой около 380°C подается на подогреватель котловой воды 100-E07 для сепаратора 100-V03, температура при этом снижается до 230°C при давлении около 20 бар. Дальнейшее охлаждение реакционной смеси до 150-155°C производится при передаче тепла свежей деминерализованной воде и возвратному конденсату в подогревателе 100-E09 для деаэрата, далее реакционная смесь охлаждается до 60°C в АВО 100-АС01 и до 40°C в водяном холодильнике 100-E10 и при давлении 18-19 бар подается в сепаратор 100-V07 для отделения парового конденсата. После этого реакционная смесь готова к подаче на блок короткоциклового абсорбции (КЦА).

Водород после КЦА с чистотой не менее 99.5 об.% и давлением 18.5 бар отправляется через буферную емкость 100-V09 в ресиверы хранения водорода. Эффективность выделения водорода при 40°C составляет 86%, завышение температуры снижает КПД процесса. Давление в сепараторе 100-V07 и на КЦА регулируется клапанами со сбросом на факел. После отделения водорода в КЦА газовые отдувки через буферную емкость 100-V08 при давлении 0.5 бар направляют в топливную сеть низкого давления установки риформинга метана.

Рекуперация тепла дымовых газов риформинга, система генерации пара и подготовки котловой воды. Тепло дымовых газов от реактора риформинга рекуперировается последовательно расположенными змеевиками в конвекционной зоне:

- змеевик подогревателя сырья риформинга (ПГ + водяной пар) 100-E01
- змеевик пароперегревателя 100-E02 для выработки и подачи **в сеть завода** пара высокого давления с температурой около 360°C и давлением не менее 27.5 бар (**при отсутствии режима генерации водяного пара это оборудование исключается из схемы**).
- змеевик 100-E03 для выработки пара высокого давления из конденсата высокого давления от 100-V03
- змеевик 100-E04 для выработки пара высокого давления из свежей деминерализованной воды и возвратного конденсата низкого давления (котловая вода)

Тепло реакционной смеси рекуперировается в генераторах пара высокого давления 100-E05, 100-E07, сбор пара и конденсата высокого давления осуществляется в 100-V03.

Свежая деминерализованная вода или паровой конденсат из заводской сети с давлением не менее 3.0 бар, а также сконденсированная вода реакции из сепаратора 100-V7 подаются через подогреватель 100-E09, обогреваемый реакционной смесью, в деаэрат котловой воды 100-V06 с температурой 95-97°C. Деаэрат работает под давлением 0.2-0.3 бар со сбросом избыточного давления (более 0.5 бар) в атмосферу через свечу. В деаэрат также подается вторичный пар низкого давления не более 1.0 бар при температуре 120-130°C из сепаратора 100-V04. Котловая вода из деаэрата

подается насосом 100-P01A,B с давлением не менее 32 бар на змеевик 100-E04 и парогенератор 100-E07. Добавка реагентов в котловую воду производится как непосредственно в 100-V06, так и в линию нагнетания насосов 100-P01A,B.

Получаемый пар ВД **в //////////////// стоков.**

В качестве исходных данных для процесса производства водорода риформингом метана нами были использованы материалы по модульным установкам водорода, которые имеются в наших архивах и предлагаются к продаже как от европейских поставщиков, так и от производителей Китая и Кореи. Расчеты расходов энергоресурсов, а также габаритов основного оборудования для расчета его стоимости нами не производились, так как за основу была принята установка соответствующая мощности по водороду, которая требуется Заказчику. Но для получения материального и парового баланса применительно к сырью Заказчика блок риформинга был просимулирован в модели HYSYS. Все модели симуляции процессов нами сохранены.

Материальный баланс. В Таблице 4.1 приведен материальный баланс производства водорода риформингом метана от поставщика оборудования «А».

Таблица 4.1

Материальный баланс процесса производства водорода из природного газа				
Сырье	т/год	кг/ч	% масс.	Примечание
Природный газ на процесс				Приложение 1, п. 10
Метан				% мол.
Этан				
Пропан				
Бутан				
Пентан				
Гексан				
Гелий				
Диоксид углерода				
Азот				
Кислород				
Водород				
Прочие				
Итого для компонентов				
Деминерализованная вода				
ИТОГО	11,880.84	1,485.10	100.00%	
Продукты переработки				н/м 99.0 % мол.
Водород на границе установки	1,500.00	187.50	12.63%	
Водород				
Метан				
Моноксид углерода				
Диоксид углерода				
Азот				% мол.

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/>

Кислород				
Вода				
Итого для компонентов				
Отдувки после КЦА				Как топливо
ИТОГО	11,880.84	1,485.10	100.00%	

В Таблице 4.2 приведен материальный баланс производства водорода риформингом метана от поставщика оборудования «Б».

Таблица 4.2.

Материальный баланс процесса производства водорода из природного газа					
Сырье	т/год	кг/ч	% масс.	Примечание	
Природный газ на процесс				Приложение 1, п. 10	
Метан				% мол.	
Этан					
Пропан					
Бутан					
Пентан					
Гексан					
Гелий					
Диоксид углерода					
Азот					
Кислород					
Водород					
Прочие					
Итого для компонентов					
Деминерализованная вода					
ИТОГО	12,155.51	1,519.44	100.00%		
Продукты переработки				н/м 99.0 % мол.	
Водород на границе установки	1,500.00	187.50	12.34%		
Водород					% мол.
Метан					
Моноксид углерода					
Диоксид углерода					
Азот					
Кислород					
Вода					
Итого для компонентов				Как топливо	
Отдувки после КЦА					
ИТОГО	12,155.55	1,519.44	100.00%		

Различия в потреблении сырья объясняются конструктивом основного оборудования – реактора риформинга, конвертора СО, катализаторами – у различных производителей и конечно же сказываются и на стоимости установки водорода. Для всех последующих расчетов использовался материальный баланс от поставщика «А».

В **Таблицах 4.1 и 4.2** не указано потребление природного газа как топлива, так как оно в значительной мере зависит от генерации пара, количество которого Покупатель определяет для себя сам при заказе установки водорода. На **Схеме 4.1** потребление природного газа как топлива показано без выработки водяного пара в заводскую сеть.

Для примера, в **Таблицах 4.3 и 4.4** приведены минимальные и максимальные количества водяного пара, которые возможно генерировать при эксплуатации установки водорода с аналогичной мощностью.

Таблица 4.3.

Таблица 4.4.

Работа установки водорода с максимальной генерацией водяного пара экономически более выгодна, чем работа с минимальной генерацией, а разница в капитальных затратах является незначительной.

В **Таблице 4.5** приведены удельные расходы энергоресурсов на работу установки водорода 1500 т/год с блоками очистки сырья и водорода.

Таблица 4.5.

Расходы энергоресурсов на производство водорода при отсутствии генерации водяного пара (таблица 4.3)			
Энергоресурсы	Ед. изм	Расход	на 1 т H ₂
Электроэнергия	кВт		
Вода оборотная	кг/час		
Природный газ, как топливо	кг/час		
Воздух КиП (с уточнениями по КЦА)	нм ³ /час		
Азот, 6 бар	нм ³ /час		
Пар водяной, н/б 3 бар (периодически)	кг/час		

Расход природного газа и деминерализованной воды **на процесс** указаны в **Таблицах 4.1 и 4.2**. Потребление природного газа как топлива сбалансировано с использованием низкокалорийных отдувок после КЦА, которые могут быть использованы в качестве топлива для печи риформинга.

В **Таблице 4.6** указаны количества и марки катализаторов и адсорбентов для первоначальной загрузки (существует и огромное количество аналогов). Срок службы уточняет производитель, но не менее указанных. В любом случае катализатор закупается у производителя имеющего лицензию с гарантиями на его работу, что и будет дополнено в **Главе 5**.

Таблица 4.6.

Расходы катализаторов и адсорбентов на производство водорода			
Наименование	Ед. изм	Загрузка	Срок службы, лет
Катализатор риформинга Katalco 25-4Q+Katalco 57-4Q	м ³		
Катализатор конверсии СО, Katalco 71-5	м ³		
Катализатор гидроочистки, Katalco 41-6	м ³		
Адсорбент сероводорода, Katalco 32-5	м ³		

5. Условий лицензирования и базового проектирования или выдачи исходных данных при создании технологических реплик

Лицензия на процесс не дает гарантий на его работу, лицензия просто определяет, что процесс разработан компаниями «А» или «Б». Гарантии на процесс дает только контракт, но и в этом случае, гарантии и от лицензиаров с мировым именем никогда не покроют вложенные затраты более чем на 5%.

Лицензирование процесса не следует путать с оборудованием ноу-хау или патентами на оборудование (или катализаторы) - это право строго защищается всеми судами мира и нарушать его нельзя. Именно поэтому далее по тексту мы будем неоднократно обращать внимание на катализаторы.

Процесс гидроочистки дизельных фракций давно и хорошо изучен. Базовый проект на процесс гидроочистки может быть выполнен как с одним реактором, так и с двумя реакторами (или фор-реактором). Сепарация продуктов реакции, как было описано в **Главе 3**, может выполняться по варианту «горячего» и «холодного» сепарирования или с использованием сепараторов высокого и низкого давления. Параметры работы реактора могут быть приняты на режимы низкого давления 40-45 бар, так и более высокого давления 50-60 бар.

Лицензируется не процесс гидроочистки, т.е не параметры режима, не PFD и PID схемы, не оборудование. Лицензированию подлежит только катализатор и внутренние устройства реактора.

Производители катализатора отлично знают, что никогда не смогут предъявить претензий к технологической схеме Покупателя, и пользуясь его некомпетентностью выстраивают искусственные преграды, буквально принуждая выполнить комплектную покупку (т.е базовый проект и поставка основного оборудования). Эта услуга стоит значительно дороже катализатора, поставка которого навязывается произведена только при этих условиях.

В некоторых НЕ типовых процессах гидроочистки, таких как:

- гидроочистка тяжелого дизеля коксования
- гидроочистка остатков висбрекинга, термического крекинга (или его модификаций)

*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/>

- гидроочистка тяжелых нефтяных остатков, как мазуты

Действительно используются только лицензионные технологии и только со своим оборудованием и катализатором.

В случае сырья, которое предполагает к переработке Заказчик, для сокращения капитальных затрат вполне возможно и разумно использовать технологическую реплику с работающего (работавшего) процесса гидроочистки и гидродепарфинизации дизельной фракции. На ее основе выпустить базовый проект под конкретное сырье. Симуляцию каталитической части проекта выполнить под конкретного поставщика катализатора, который готов продать катализаторы без навязывания комплектной покупки технологии. Выбор таких поставщиков, с учетом очень легкого к переработке сырья Заказчика, может быть осуществлён нашей компанией.

Технологическая реплика процесса подразумевает адаптацию технической документации к условиям страны строительства с использованием новых технологических условий процесса и оборудования. Основой успеха проекта при создании реплик или копий является понимание того, что:

- технологическая реплика всегда оказывается более эффективной, так как учитываются все минусы, которые существовали по процессу и оборудованию

- исходная документация по процессу и оборудованию при составлении нового пакета базового инжиниринга обрабатывается грамотными процесс – инженерами знакомыми с нюансами процесса.

Выполнить симуляцию процесса по реальным технологическим данным не сложно при наличии определенных знаний и навыков, а так же лицензированных программ симуляции. Гораздо сложнее работать с поставщиками катализаторов для процесса, так как между ценой, качеством и надежностью должна быть выбрана золотая середина.

Расчеты капитальных затрат на основе стоимости оборудования подтвердят наши выводы.

Процесс производства водорода риформингом метана. В отношении этого процесса вообще не существует вопроса лицензирования: на тендерной основе следует выбрать компанию, ознакомиться с ее референц-листом и заключить договор, учитывающий все нюансы и необходимые гарантии. И особое внимание обратить на поставки адсорбентов, катализаторов для риформинга, конверсии СО, гидроочистки ПГ.

В нашем распоряжении имеется полный комплект документации производства водорода риформингом метана, достаточный, чтобы хороший изготовитель оборудования легко выполнил эту работу, а катализатор для производства водорода может быть приобретён свободно на рынке, но мы не думаем, что такой путь даст Заказчику существенную

экономии капитальных затрат по сравнению с приобретением комплектной модульной установки в Китае.

6. Капитальные затраты на строительство установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год

В Таблице 6.1 приведено основное оборудование для установки гидроочистки дизельной фракции, 300.000 т/год.

Таблица 6.1.

Оценка стоимости основного технологического оборудования установки гидроочистки дизельной фракции, 300.000 т/год

Позиция	Наименование оборудования	Кол-во, шт	Вес, кг	Материал	Цена, \$ США	Всего, \$ США
I-R	Реактор Гидроочистки					
I-CL2	Стрипинг Колонна					
I-CL02	Коллонна абсорбции H2S					
I-S1	т/о сырье/продукт реактора					
I-NS2a,b	т/о сырье/продукт реактора					
I-S5a,b	т/о сырье/продукт реактора					
I-S6	т/о сырье/продукт реактора					
I-S7a,b	Охладитель продукта реактора					
I-S8	Конденсатор стрипинг-колонны					
I-S9a,b	т/о стрипинг колонны					
I-S10	т/о стрипинг колонны					
I-S15	Водяной холодильник дизеля					
I-NV1	Сырьевая емкость					
I-NV2	Сепаратор "горячий"					
I-NV3	Сепаратор "холодный"					
I-NV4	Сепаратор рецикловых газов					
I-NV5	Емкость флегмы					
I-NV6	Емкость конденсата от "холодного" сепаратора					
I-NV7	Емкость раствора каустической соды					
I-NV8	Емкость парового конденсата					
I-NV9	Емкость Регенерации Катализатора					
I-VE10	Емкость насыщенного амина					
I-VE06	Сепаратор газов на входе в абсорбер					

I-VE07	Сепаратор ВСГ для компрессора					
I-NP1a,b	Насос гидроочищенного дизеля на склад					
I-NP2a,b	Насос циркуляции каустического раствора					
I-NP3a,b	Насос подачи сырья на реактор					
I-NP4a,b	Флегмовый насос					
I-NP5a,b	Насос свежего раствора каустической соды					
I-NP6a,b	Насос конденсата					
I-NP7a,b	Насос опорожнения оборудования					
I-NP14a,b	Насос подачи амина в абсорбер					
I-CV10	Компрессор свежего водорода					
I-CV1	Компрессор ВСГ					
I-C1	Печь реактора гидрочистки					
ИТОГО						

В Таблице 6.2 приведено основное оборудование для производства водорода риформингом метана, 1.500 т/год.

Таблица 6.2

Оценка стоимости основного технологического оборудования производства водорода риформингом метана, 1.500 т/год

Позиция	Наименование оборудования	Кол-во, шт	Вес, кг	Материал	Цена, \$ США	Всего, \$ США
F201	Реактор риформинга метана					
E201	Генератор водяного пара от газов риформинга					
E-205CO	Конвертор CO					
C101AB	Компрессор сырьевого газа					
V101	Буферная емкость природного газа					
V102	Буферная емкость природного газа нагнетания компрессора					
R201AB	Реактор обессеривания ПГ					
R202	Адсорбер сероводорода на оксиде цинка					
V301	Сборник газов Десорбера					
V302	Буферная емкость газов десорбера					
V303	Буферная емкость водорода					
V205	Деаэратор					
V201	Сепаратор пар-конденсат					
V202	Сепаратор пар-конденсат					
V203	Сепаратор пар-конденсат					

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/>

T301A~F	Блок короткоцикловой адсорбции (КЦА)					
E205	Охладитель потока на КЦА					
E101	Охладитель газов					
E203	Подогреватель деминерализованной воды					
E202	Подогреватель котловой воды					
E204	Водяной холодильник					
S201	Дымовая труба					
P201AB	Насос котловой воды					
C202AB	Вентиляторы дымовой трубы					
C201AB	Вентиляторы сбросов на свечу					
X201	Станция дозирования химикатов					
ИТОГО						

Оценка стоимости строительно-монтажных работ по методике Harpel основывается на стоимости основного оборудования, но учитывая, что текущая стадия проектных работ является самой начальной и по оборудованию нет расчетных параметров, были приняты допущения:

- расчетная стоимость реактора //%.

- расчетная стоимость емкостного оборудования //%

- расчетная стоимость АВО //%

- расчетная стоимость динамического оборудования //%

Цены приведены к уровню ////////////// по CEPCI и находятся в зависимости от перечисленных характеристик и специфических коэффициентов по каждому типу оборудования.

Для производства водорода риформингом метана мы использовали несколько коммерческих предложений 2019-2022 годов для комплектных установок близкой мощности (с выделенной стоимостью основного оборудования и материалов) предлагаемых в //////////////, т.е оценка в границах установки уверенно составляет не более $\pm 30\%$.

При оценке по методике Harpel используется ряд положений стоимостного инжиниринга:

- оценка стоимости полевого ////////////// установки

- оценка стоимости монтажа ////////////// монтажа

- оценка стоимости монтажа ////////////// оборудования

- оценка стоимости строительных работ, ////////////// установки

Существует ряд ограничений, а именно:

- здания всех типов не учитываются в расчетах

- оборудование ТП и РП, а также DCS не учитывается в расчетах

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/>

- эстакады слива и налива не учитываются в расчетах

- ж/д пути не учитываются в расчетах

Указанные ограничения не влияют на точность расчетов СМР **в границах технологических установок.**

В **Таблице 6.3** произведена оценка стоимости гидроочистки дизельной фракции, 300.000 т/год, в границах установки на основе данных по оборудованию перечисленному в **Таблице 6.1**.

Таблица 6.3

Наименование статей затрат	Гидроочистка и гидродепарафинизация дизельной фракции		
	%	\$	Примечание
Стоимость основного оборудования			
Стоимость оборудования КиП			
Монтаж основного оборудования			
Строительство и монтаж специального оборудования			
Фундаменты, площадки, сооружения, конструкции			
Трубопроводы (материалы и монтаж)			
Запорная арматура (материалы и монтаж)			
КиП (материалы и монтаж)			
Электричество (материалы и монтаж)			
Изоляция, химзащита, огнезащита, покраска (с материалами)			
Благоустройство, дороги			
Общая монтажная стоимость			

Оценка монтажной стоимости произведена в границах установки гидроочистки без учета складов хранения и подводящих коммуникаций.

В **Таблице 6.4** произведена оценка стоимости производства водорода риформингом метана в границах установки на основе данных по оборудованию перечисленному в **Таблице 6.2**.

Таблица 6.4

Наименование статей затрат	Производство водорода риформингом метана		
	%	\$	Примечание
Стоимость основного оборудования			
Стоимость оборудования КиП			
Монтаж основного оборудования			
Строительство и монтаж специального оборудования			
Фундаменты, площадки, сооружения, конструкции			
Трубопроводы (материалы и монтаж)			
Запорная арматура (материалы и монтаж)			
КиП (материалы и монтаж)			
Электричество (материалы и монтаж)			
Изоляция, химзащита, огнезащита, покраска (с материалами)			

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/>

Благоустройство, дороги			
Общая монтажная стоимость			
Планируемая стоимость			

Оценка монтажной стоимости произведена в границах установки производства водорода риформингом метана без подводящих коммуникаций. Следует обратить внимание на цифры **выделенные серым фоном**, так как они исключаются из расчета полностью, а «Изоляция, химзащита, огнезащита, покраска (с материалами)» исключена наполовину. Делается это по причине того, что при комплектной поставке все материалы уже включены в стоимость основного оборудования.

Таким образом, стоимость установки водорода риформингом метана в границах установки на мощность 1.500 т/год или 2083.3 нм³/час составляет **не более ///////////////**.

В **Таблице 6.5** приведена оценка инвестиционных затрат для установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год.

Таблице 6.5

Оценка инвестиционных затрат, долл			
Наименование	Производство водорода	Гидроочистка дизельной фракции	Примечание
Приобретение земельного участка			Заказчик
Внешние сети			Заказчик
Внутренние подземные сети			Заказчик
Лицензия			Не требуются
Базовое проектирование			Сокращенный вариант, но достаточный для стадии "П"
Стадия "П", Проект			Ориентировочно
Стадия "Р", Проект			
Закупка оборудования			
Строительство и Монтаж			
Транспортировка			Китай
Организация строительства			Ориентировочно
Расходы на финансовые операции			Заказчик
Налоги и сборы			Заказчик
Страхование			Заказчик
Таможенное оформление			Включено в транспортировку
Экстремальная ситуация			
Запчасти			
Ввод в эксплуатацию и обучение			Ориентировочно без учета материалов на ПНР и заполнения системы
Управление проектированием и строительством			Ориентировочно принято 12.5%, обычно от 5 до 25% от СМР и проектирования
Итого			

7. Опционально

Учитывая ограничения в площадях по производственной площадке завода «//////////» опционально передаются два варианта компоновки построенных установок с учетом всех норм и правил Российской Федерации, которые имеют близкие мощности, а именно:

- установка гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции, 340.000 т/год
- установка водорода риформингом метана, 1.700 т/год
- установка сероочистки кислых газов (процесс Клауса), 4.100 т/год

7.1 Вариант компоновки установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1500 т/год

В **Приложении 3** показаны компоновочные решения установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год.

7.2 Вариант компоновки установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1500 т/год, сероочистки газов (процесс Клауса) 3900 т/год

В **Приложении 4** показаны компоновочные решения установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год, сероочистки газов (процесс Клауса) 3.900 т/год.

7.3 Расчет потребления водорода на процесс гидроочистки прямогонной дизельной фракции с содержанием серы 12.800 мг/кг (1.28% масс.) с получением товарного дизеля качества Евро 5 по ГОСТ 32511-2013 (EN 590:2009)

В **Таблице 7.3** приведен расчет мощности установки по производству водорода риформингом метана. В качестве основных исходных данных были использованы анализы прямогонной дизельной фракции по **Приложению 2**, распределение серы **Таблица 1.1** и уточнения Заказчика, **Глава 1**. Потребность в водороде исходя из **Таблицы 7.3** составляет 1.332 т/год водорода с чистотой н/м 99% об. Рекомендуется использовать с учетом запаса 1.500 т/год или 2083.3 нм3/час.

Таблица 7.3

Подбор типовой модульной установки с мощностью близкой к указанной не составит большого труда, так как на рынке имеется достаточное количество компаний с солидными референциями, но разница в стоимости может различаться в два и более раз между изготовителями ЕС и Китая.

8. Выводы

Согласно Технического задания выполнены достаточные для данного этапа:

- материальные балансы процессов гидроочистки и гидродепарафинизации дизельной фракции и риформинга метана с получением водорода
- расходы энергоресурсов, катализаторов и адсорбентов.

Предоставленные материалы позволяют провести оценку себестоимости получаемого дизельного топлива качества Евро 5.

Проведена оценка капитальных затрат на строительство указанных производств на основе стоимости оборудования, что позволяет произвести расчет срока окупаемости инвестиционных затрат.

При положительных результатах экономических расчетов предлагается следующая последовательность работ:

- определение необходимости и расчет мощности сероочистки кислых газов от установок гидроочистки дизельной фракции и существующей атмосферной перегонки
- оценка достаточности существующего ОЗХ «//////////» для процессов получения дизельного топлива Евро 5 и водорода риформингом метана
- выполнение симуляции процесса гидроочистки и гидродепарафинизации дизельной фракции, составления полного материального баланса и опросных листов на оборудование для его оценки с точностью 20%
- выполнение сокращенных базовых проектов, но достаточных для проектирования стадии «П» и прохождения Главной Государственной Экспертизы (ГГЭ) на процессы гидроочистки и гидродепарафинизации дизельной фракции и водорода риформингом метана
- работа с поставщиками катализатора гидроочистки дизельной фракции, выполнение ПД и прохождение ГГЭ
- выполнение проектирования стадии «Р» и сопровождение строительства с гарантиями пуска установок: гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции 300.000 т/год, производства водорода риформингом метана 1.500 т/год.