

«Engineering and Consulting PFA Alexander Gadetskiy»

<https://makston-engineering.ru/>

**MASTER**

**Discipline PROCESS:** Acetone, isopropyl alcohol, acetone hydrogenation, isopropyl alcohol oxidation, methyl isobutyl ketone

**Name:** [Alexander.gadetskiy@inbox.lv](mailto:Alexander.gadetskiy@inbox.lv)

**Sign.**

**Date:** 13.07.2019

**Date:** 23.07.2023 Обновлено



## Исходный технологический проект (DBS). Производство изопропилового спирта каталитическим гидрированием ацетона.



**Содержание.**

1. Техническое задание.....
2. BFD схема для завода по производству ИПС с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом.....
3. Производство товарного изопропанола с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом. BFD схема. Материальный баланс и расходы энергоресурсов.....
4. Производство водорода риформингом метана. Материальный баланс и расходы энергоресурсов .....
5. Условий лицензирования и базового проектирования или выдачи исходных данных при создании технологических реплик.....
6. Капитальные затраты на строительство производства водорода риформингом метана и изопропанола с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом.....
7. Варианты развития завода с использованием ацетона в качестве сырья для производства изопропанола, перекиси водорода, метилизобутилкетона, диацетонового спирта, метилизобутилкарбинола, гексиленгликоля.....
  - 7.1 Вариант 1. Синергия существующего производства изопропанола из пропанпропиленовой фракции или пропилена с производством перекиси водорода и гидрированием ацетона до изопропанола.....
  - 7.2 Вариант 2. Гидрирование ацетона водородом до изопропанола с последующем получением перекиси водорода и ацетона, как побочного продукта с рециклом его на процесс гидрирования.....
  - 7.3 Вариант 3. Синергия гидрирования ацетона водородом до изопропанола с малотоннажными процессами переработки ацетона до: метилизобутилкетона, диацетонового спирта, метилизобутилкарбинола, гексиленгликоля, как по отдельным продуктам, так в комплексе.....

## 1. Техническое задание

Согласно утвержденному техническому заданию **Приложение 1** предполагается выполнить «Составление BFD конфигурации производства гидрирования ацетона водородом с получением товарного изопропанола (ИПС) с концентрацией не менее 98% масс. до 99.5% масс. Производство включает в себя: реакторный блок и сепарацию водорода, компримирование водорода с рециклом в процесс, а также колонны отгонки легких продуктов синтеза и выделения тяжелых продуктов синтеза».

В качестве исходного сырья принимается ацетон технический производства «**//////////**», качество определено **Приложением № 2**.

Производство водорода будет организовано на собственной установке риформинга метана. Качество метана определено **Приложением №4**.

При поставках водорода **//////////** качество определяется согласно стандарта предприятия **Приложение №3**.

Заказчику было предложено два возможных варианта концептуальных решений (в обоих случаях новое оборудование без привязки к существующему):

1. Получение изопропанола-сырца (ИПС-Сырца) с концентрацией не менее 85% на блоке гидрирования ацетона водородом, включая реакторный блок и сепарацию водорода с рециклом водорода в процесс и передача ИПС-Сырца на существующий блок ректификации.

2. Получение товарного ИПС с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. на блоке гидрирования ацетона водородом, включая реакторный блок и сепарацию водорода с рециклом водорода в процесс, а также колонны отгонки легких продуктов синтеза и колонны выделения тяжелых продуктов синтеза.

### **ЗАКАЗЧИКОМ ПРИНИМАЕТСЯ Вариант 2.**

**Отчет предоставляется в электронном виде в формате “PDF” и содержит:**

- BFD схема для завода по производству ИПС с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом. Комментарии и возможные варианты по привязке к существующему производству и к производству ИПС и перекиси водорода


- текстовая часть по производству товарного ИПС с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом с пояснениями достаточными для понимания технологического процесса

- текстовую часть по производству водорода риформингом метана с пояснениями достаточными для понимания технологического процесса

- условий лицензирования при создании технологических реплик

- материальный баланс производства водорода риформингом метана

- материальный баланс производства ИПС с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом
- расходы энергоресурсов на производство водорода риформингом метана и ИПС с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом
- капитальные затраты на строительство производства водорода риформингом метана и ИПС с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом

Заказчик понимает, что на данном этапе предпроектной проработки достоверность стоимостного инжиниринга, а именно Оценка строительно – монтажных работ по методике Harpel и Оценка стоимости оборудования с использованием программного продукта  или аналогов не будет превышать точности 50%.

Дополнения к Техническому Заданию полученные по запросу:

- время работы производства принимается 8300 часов, е-майл 01.07.19, 14:02
- все динамическое оборудование выполняется с резервом, е-майл 09.07.19, 13:04

## 2. BFD схема для завода по производству ИПС с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом

На **Схеме 2.1** показана BFD конфигурация и материальные потоки завода по производству изопропанола гидрированием ацетона водородом.

**Схема 2.1.**



В **Таблице 2.1** приведены расходные показатели по сырью и образованию побочных продуктов в начале и конце цикла работы катализатора на 1 т ИПС 99.5% масс.

**Таблица 2.1**

Ожидаемые расходы сырья и образование побочных продуктов на 1 т ИПС 99.5% масс			
Наименование	Начало пробега	Конец пробега	Примечание
Ацетон, на 100%	1.011	1.049	
Водород, на 100%	0.038	0.041	
Тяжелый кубовый продукт	0.011	0.039	МИБК 50% масс
Газы C1-C2, H <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>	0.020	0.025	В топливную сеть завода
Изопропанол азеотроп	0.019	0.024	ИПС 50% масс

Качество сырья, предполагаемое к переработке и указанное в **Приложениях 2,3,4** соответствует стандартным показателям, а именно:

- для водорода рекомендуется содержание основного вещества не менее 99.0% об. Но возможно использование водорода и с меньшей чистотой.

- для ацетона рекомендуется содержание основного вещества не менее 99.6% масс. При этом содержание Метилэтилкетона н/б 500 ppm, диацетонового спирта н/б 400 ppm, воды не более 0.25% масс.

Процесс ректификации, который указан на схеме в виде двух блоков «отгонка легких» и «отделение тяжелых» позволяет получать ИПС с чистотой 99.9% масс., при этом другие показатели будут соответствовать:

- температурные пределы перегонки, н/б 1°C (на безводный)
- вода, н/б 0.1% масс.
- карбонильные соединения, н/б 50 ppm
- кислотность, н/б 0.2 мг-экв/г
- щелочность, н/б 0.1 мг-экв/г
- цвет по шкале Pt-Co, н/б 5 АРНА

Согласно Технического Задания в **Приложении 1** указана концентрация ИПС 98.0 – 99.5% масс., вероятно, что расчетов на концентрацию 99.5% масс. будет достаточно и они будут востребованы, если потребуются адаптация двух блоков «отгонка легких» и «отделение тяжелых» к существующему колонному оборудованию.

На BFD схеме по мимо основного производства, гидрирование ацетона водородом с получением ИПС 99.5% масс., показано и производство водорода риформингом метана для обеспечения процесса гидрирования вторым сырьевым компонентом.

### **3. Производство товарного изопропанола с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом. BFD схема. Материальный баланс и расходы энергоресурсов**

В **Таблице 3.1** приведен материальный баланс на основе ацетона технического согласно **Приложения 2** для производства 60.000 т/год ИПС с концентрацией 99.5% масс., в начале цикла работы катализатора.

Таблица 3.1.

Производство изопропанола (99.5% масс.) гидрированием ацетона водородом. Начало цикла работы катализатора				
Сырье	т/год	кг/ч	%	Примечание
Ацетон технический	60,682.41	7,311.13	96.36%	н/м 99.6% масс
Водород	2,292.21	276.17	3.64%	н/м 99.0% об.
<b>ИТОГО</b>	<b>62,974.63</b>	<b>7,587.30</b>	<b>100.00%</b>	
Продукты переработки				
Изопропанол	60,000.00	7,228.92	95.28%	н/м 99.5% масс
Тяжелый кубовый продукт	664.92	80.11	1.06%	Содержание МИБК, до 50% масс
Газы C <sub>1</sub> -C <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>	1,172.35	141.25	1.86%	В топливную сеть
Изопропанол азеотроп	1,137.36	137.03	1.81%	Используется для рецикла в процесс
<b>ИТОГО</b>	<b>62,974.63</b>	<b>7,587.30</b>	<b>100.00%</b>	

В **Таблице 3.2** приведен материальный баланс на основе ацетона технического согласно **Приложения 2** для производства 60.000 т/год ИПС с концентрацией 99.5% масс., в конце цикла работы катализатора.

Таблица 3.2.

Производство изопропанола (99.5% масс.) гидрированием ацетона водородом. Окончание цикла работы катализатора				
Сырье	т/год	кг/ч	%	Примечание
Ацетон технический	62,918.05	7,580.49	96.28%	н/м 99.6% масс
Водород	2,432.10	293.02	3.72%	н/м 99.0% об.
<b>ИТОГО</b>	<b>65,350.15</b>	<b>7,873.51</b>	<b>100.00%</b>	
Продукты переработки				
Изопропанол	60,000.00	7,228.92	91.81%	н/м 99.5% масс
Тяжелый кубовый продукт	2,358.43	284.15	3.61%	Содержание МИБК, до 50% масс
Газы C <sub>1</sub> -C <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>	1,523.40	183.54	2.33%	В топливную сеть
Изопропанол азеотроп	1,468.32	176.91	2.25%	Используется для рецикла в процесс
<b>ИТОГО</b>	<b>65,350.15</b>	<b>7,873.51</b>	<b>100.00%</b>	

Исходя из данных в **Таблицах 3.1** и **3.2** не трудно заметить, что в конце цикла работы катализатора наиболее существенно изменяется количество тяжелого кубового продукта, но как будет показано в **Главе 7.3**, кубовые остатки являются ликвидным товарным продуктом.

В **Таблице 3.3** приведены удельные расходы энергоресурсов для производства 60.000 т/год ИПС с концентрацией 99.5% масс.

Таблица 3.3.

Расходы энергоресурсов на производство изопропанола (99.5% масс)			
Энергоресурсы	Ед. изм	Расход	на 1 т ИПС
Электроэнергия	кВт		26.614
Вода оборотная	м <sup>3</sup> /час		35.735
Природный газ, как топливо	кг/час		нет
Воздух КиП	нм <sup>3</sup> /час		24.208
Азот, 6 бар	нм <sup>3</sup> /час		10.79
Пар водяной, н/б 4.5 - 5 бар	т/час		1.161

В **Таблице 3.4** указаны количества и марки катализаторов (существует и огромное количество аналогов) с указанием промоторов для первоначальной загрузки. Объем загрузки показан с учетом насадки, распределительных колец и шаров и т.д. Срок службы уточняет производитель, но не менее указанного. В любом случае катализатор закупается у производителя, имеющего лицензию с гарантиями на его работу, что и будет дополнено в **Главе 5**.

Таблица 3.4.

Расходы катализатора на производство изопропанола (99.5% масс)			
Наименование	Ед. изм	Загрузка	Срок службы, лет
Raney Nickel A400 Sponge Nickel. Promoter 2.5% Cr	м <sup>3</sup>		2.00
Raney Cobalt 2724. Promoter 2.15% Cr	м <sup>3</sup>		2.00
Raney Nickel A7000 Sponge Nickel. Promoter 2% Mo	м <sup>3</sup>		2.00
Raney Nickel A5000 Sponge Nickel. Promoter - None	м <sup>3</sup>		2.00
Raney Nickel 3300. Promoter 1.1% Mo	м <sup>3</sup>		2.00
Raney Nickel 4200. Promoter - None	м <sup>3</sup>		2.00

Используя данные из **Таблиц 3.1, 3.2, 3.3, 3.4** и капитальные затраты в **Главе 6** на строительство установки гидрирования ацетона в ИПС, Заказчик легко определит себестоимость получения ИПС 99.5% масс, и сравнит с нынешней себестоимостью получения ИПС из пропилена или пропан-пропиленовой фракции.

**Концептуальное описание процесса.** В реактор гидрирования работающий при температуре 120-135°C и давлении 25-35 бар подаются следующие сырьевые и рецикловые потоки:

- ацетон со склада хранения подается сырьевым насосом с давлением до 35 бар на смеситель
- свежий водород из буллитов хранения подается компрессоров с давлением до 40 бар на смеситель

- водород рецикл после сепаратора водорода подается компрессором с давлением до 40 бар на смеситель

- ИПС сырец 95% масс., как рецикл после сепаратора водорода подается насосом с давлением до 35 бар на смеситель (очень небольшая часть от общего потока на колонну отгонки легких)

Подача производится через смеситель. Соотношение между ацетоном и свежим водородом настраивается с помощью вычислителя, количество ИПС сырца 95% масс. корректируется с //.

После смесителя сырье подается на теплообменник-рекуператор, который обогревается реакционной смесью от реактора гидрирования, температура сырья после рекуператора повышается до 90-100°C/25-35 бар, а реакционная смесь охлаждается до 80-90°C и далее охлаждается до 40°C в АВО и водяном холодильнике.

Охлажденная реакционная смесь поступает в сепаратор 40°C/25-30 бар, где происходит разделение на циркуляционный водород, который после компримирования возвращается процесс и жидкий продукт с содержанием ИПС около 95% масс.

Циркуляционный водород контролируется на содержание углеводородов C<sub>1</sub>-C<sub>2</sub> и инертных, при снижении объемной концентрации водорода происходит сбрасывание C<sub>1</sub>-C<sub>2</sub> и инертных в топливную сеть завода.

Подача свежего водорода на смеситель перед реактором гидрирования может производиться, как на всас циркуляционного компрессора из буллитов хранения водорода, так и самостоятельным компрессором из тех же буллитов хранения в линию перед смесителем. На BFD схеме показан именно этот вариант, как более надежный. Некоторые производители катализаторов используют в составе циркуляционного газа не **значительные** //.

Жидкий продукт из сепаратора, ИПС сырец с концентрацией 95% масс., в балансовых количествах подается на ректификацию за счет перепада давления. Часть продукта подается насосом //, для исключения ее завышения.

Блок ректификации состоит из двух колонн:

- колонна стабилизации и отгонки легких с азеотропом ИПС
- колонна товарного ИПС удаление тяжелых с кубовым продуктом

Колонна стабилизации и отгонки легких с азеотропом ИПС работает под вакуумом 380 мм Нг при температуре верха 62-63°C и куба 65-66°C. Сырьем колонны является ИПС сырец 95% масс., а также легкие продукты, которые подаются из флегмовой емкости колонны товарного ИПС. Обогрев куба колонны производится паром низкого давления, конденсация паров оборотной водой.



Пары с верха колонны конденсируются в водяном холодильнике и сливаются в емкость флегмы. Флегмовое число **//////////**. Не сконденсировавшиеся продукты выводятся в сепаратор, из которого газовая фаза подается в топливную сеть завода, а жидкая – азеотроп ИПС насосом подается на склад. Азеотроп содержит в своем составе воду, которая содержалась в сырье и после ее удаления он может быть использован в качестве сырьевого компонента при гидрировании. Выведение азеотропа производится только при получении ИПС с концентрацией 99.5% масс и выше.

Кубовый продукт колонны ИПС с концентрацией не менее 96% масс. насосом подается в верхнюю часть колонны товарного ИПС.

Колонна товарного ИПС 99.5% масс, и удаление тяжелых с кубовым продуктом работает под вакуумом 380 мм Нг при температуре верха 64.5-65.5°C и куба 76.5-77.5°C. Обогрев куба колонны производится паром низкого давления, конденсация паров оборотной водой.

Пары с верха колонны конденсируются на АВО и сливаются в емкость флегмы. Флегмовое число **//////////**. Не сконденсировавшиеся продукты выводятся в топливную сеть завода, а жидкая – азеотроп ИПС насосом подается на склад. С целью исключения попадания любых легких продуктов в товарный ИПС, часть потока флегмы постоянно выводится в верхнюю часть колонны стабилизации ИПС.

Товарный ИПС 99.5% масс выводится с тарелки в средней части колонны, которая определяется расчетом, примерно, это будет 15-17 тарелка для указанной концентрации. При стабильной работе колонны промежуточная емкость между отбором и насосом не предусматривается, но ее всегда можно включить в схему. Подача на склад товарного ИПС 99.5% масс. производится насосом через водяной холодильник.

Кубовый продукт содержащий до 50% МИБК выводится на склад насосом через водяной холодильник.

Вакуум в колонне стабилизации и колонне товарного ИПС создается вакуум-насосами для каждой колонны.

#### **4. Производство водорода риформингом метана. Материальный баланс и расходы энергоресурсов**

Потребность в водороде исходя из **Схемы 1** и далее из материального баланса на процесс производства изопропанола гидрированием водорода в **Главе 3**, составляет от 2100 до 2400 т/год, что определяется:

- работой катализатора в начале и конце цикла
- эффективностью работы блока сепарации водорода

- концентрацией получаемого изопропанола

Далее для расчетов принимается расход водорода 0.0382 т на тонну ИПС, что соответствует середине цикла работы катализатора. Годовое потребление водорода составит 2292 т/год или 3183.3 нм<sup>3</sup>/час. 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, что и будет прокомментировано в **Главе 6**.

В **Таблице 4.1** приведен материальный баланс установки водорода (от поставщика оборудования «А») для обеспечения выпуска 60.000 т/год ИПС с концентрацией 99.5% масс., на основе природного газа согласно **Приложения 4**.

Таблица 4.1.

Материальный баланс процесса производства водорода из природного газа				
Сырье	т/год	кг/ч	% масс.	Примечание
Природный газ на процесс	6,712.73	808.76	36.97%	Приложение 4
Метан	6,422.07	773.74	95.670%	% мол.
Этан	130.90	15.77	1.950%	
Пропан	33.56	4.04	0.500%	
Бутан	10.81	1.30	0.161%	
Пентан	2.32	0.28	0.035%	
Гексан	0.56	0.07	0.008%	
Гелий	1.22	0.15	0.018%	
Диоксид углерода	1.79	0.22	0.027%	
Азот	91.96	11.08	1.370%	
Кислород	1.11	0.13	0.017%	
Водород	0.08	0.01	0.001%	
Прочие	16.11	1.94	0.240%	
Итого для компонентов	6,712.49	808.73	100.00%	
Деминерализованная вода	11,442.88	1,378.66	63.03%	
<b>ИТОГО</b>	<b>18,155.61</b>	<b>2,187.42</b>	<b>100.00%</b>	
Продукты переработки				
Водород на границе установки	2,292.21	276.17	12.63%	н/м 99.0 % мол.
Водород	1,700.35	204.86	74.179%	% мол.
Метан	1.02	0.12	0.044%	
Моноксид углерода	0.34	0.04	0.015%	
Диоксид углерода	0.01	0.00	0.000%	
Азот	0.18	0.02	0.008%	
Кислород	0.00	0.00	0.000%	
Вода	0.00	0.00	0.000%	
Итого для компонентов	1,701.90	205.05	74.25%	
Отдувки после КЦА	15,864.07	1,911.33	87.38%	Как топливо
<b>ИТОГО</b>	<b>18,156.29</b>	<b>2,187.50</b>	<b>100.00%</b>	

В **Таблице 4.2** приведен материальный баланс установки водорода (от поставщика оборудования «Б») для обеспечения выпуска 60.000 т/год ИПС с концентрацией 99.5% масс., на основе природного газа согласно **Приложения 4**.

Таблица 4.2.

Материальный баланс процесса производства водорода из природного газа				
Сырье	т/год	кг/ч	% масс.	Примечание
Природный газ на процесс	7,094.19	854.72	36.83%	Приложение 4  % мол.
Метан	6,787.01	817.71	95.670%	
Этан	138.34	16.67	1.950%	
Пропан	35.47	4.27	0.500%	
Бутан	11.42	1.38	0.161%	
Пентан	2.45	0.30	0.035%	
Гексан	0.59	0.07	0.008%	
Гелий	1.28	0.15	0.018%	
Диоксид углерода	1.89	0.23	0.027%	
Азот	97.19	11.71	1.370%	
Кислород	1.17	0.14	0.017%	
Водород	0.09	0.01	0.001%	
Прочие	17.03	2.05	0.240%	
Итого для компонентов	7,093.93	854.69	100.00%	
Деминерализованная вода	12,168.19	1,466.05	63.17%	
<b>ИТОГО</b>	<b>19,262.38</b>	<b>2,320.77</b>	<b>100.00%</b>	
Продукты переработки				
Водород на границе установки	2,292.21	276.17	11.90%	н/м 99.0 % мол.  % мол.
Водород	1,700.35	204.86	74.179%	
Метан	1.02	0.12	0.044%	
Моноксид углерода	0.34	0.04	0.015%	
Диоксид углерода	0.01	0.00	0.000%	
Азот	0.18	0.02	0.008%	
Кислород	0.00	0.00	0.000%	
Вода	0.00	0.00	0.000%	
Итого для компонентов	1,701.90	205.05	74.25%	
Отдувки после КЦА	16,970.20	2,044.60	88.10%	Как топливо
<b>ИТОГО</b>	<b>19,262.41</b>	<b>2,320.77</b>	<b>100.00%</b>	

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.

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.

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

Таблица 4.3.

Баланс производства водяного пара на установке водорода (минимальный)				
Сырье	т/год	кг/ч	%	Примечание
Вода деминерализованная (с учетом воды на процесс)				из сети завода
Пар водяной, н/б 3 бар на деаэратор (периодически)				н/б 30 кг/час
Конденсат водяного пара				собственный
<b>ИТОГО</b>	<b>29,600.00</b>	<b>3,566.27</b>	<b>100.00%</b>	
Продукты переработки				
Пар водяной 244°C, 35 бар				в сеть завода
Пар 244°C, 35 бар				на риформинг
Пар водяной, н/б 3 бар				на деаэратор
Загрязненный конденсат				в ХЗК
<b>ИТОГО</b>	<b>29,600.00</b>	<b>3,566.27</b>	<b>100.00%</b>	

Таблица 4.4.

Баланс производства водяного пара на установке водорода (максимальный)				
Сырье	т/год	кг/ч	%	Примечание
Вода деминерализованная (с учетом воды на процесс)				из сети завода
Пар водяной, н/б 3 бар на деаэратор (периодически)				н/б 30 кг/час
Конденсат водяного пара				собственный
<b>ИТОГО</b>	<b>55,200.00</b>	<b>6,650.60</b>	<b>100.00%</b>	
Продукты переработки				
Пар водяной 244°C, 35 бар				в сеть завода
Пар 244°C, 35 бар				на риформинг
Пар водяной, н/б 3 бар				на деаэратор
Загрязненный конденсат				в ХЗК
<b>ИТОГО</b>	<b>55,200.00</b>	<b>6,650.60</b>	<b>100.00%</b>	

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

В **Таблице 4.5** приведены удельные расходы энергоресурсов на работу установки водорода для обеспечения выпуска 60.000 т/год ИПС с концентрацией 99.5% масс. с максимальной генерацией водяного пара.

Таблица 4.5.

Расходы энергоресурсов на производство водорода при максимальной генерации водяного пара (Таблица 4.4)			
Энергоресурсы	Ед. изм	Расход	на 1 т H <sub>2</sub>
Электроэнергия	кВт		0.795
Вода оборотная	м <sup>3</sup> /час		0.034
Природный газ, как топливо	кг/час		0.541
Воздух КиП (с уточнениями по КЦА)	нм <sup>3</sup> /час		0.373
Азот, 6 бар	нм <sup>3</sup> /час	только на ремонты	
Пар водяной, н/б 3 бар (периодически)	кг/час		0.140

Расход природного газа и деминерализованной воды **на процесс** указаны в **Таблицах 4.1 и 4.2**, а в **Таблицах 4.3 и 4.4** указано общее потребление деминерализованной воды, как на процесс, так и на генерацию пара. Потребление природного газа, как топлива сбалансировано с использованием низкокалорийных отдувок после КЦА, которые могут быть использованы в качестве топлива для 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 <sup>3</sup>		4
Катализатор конверсии СО, Katalco 71-5	м <sup>3</sup>		4
Катализатор гидроочистки, Katalco 41-6	м <sup>3</sup>		6
Адсорбент сероводорода, Katalco 32-5	м <sup>3</sup>		4

Используя данные из **Таблиц 4.1** или **4.2, 4.4, 4.5, 4.6** и капитальные затраты в **Главе 6** на строительство установки водорода Заказчик легко определит себестоимость получения собственного водорода и сравнит с ценой покупки водорода со стороны по трубопроводу.

**Концептуальное описание процесса.** Природный газ (ПГ) из сети подается на компрессор и далее 210°C/27 бар подается через теплообменник-рекуператор обогреваемый технологическими газами от высокотемпературного конвертора окиси углерода (СО).

После рекуператора сырье с температурой до 365°C подается в реактор каталитической гидроочистки для гидрирования меркаптанов до сероводорода на сульфидированном кобальт-молибденовом катализаторе.

Обессеренное сырье поступает в адсорбер, заполненный оксидом цинка для эффективного удаления сероводорода до содержания не более 0.1 ppm.

При работе через блок гидроочистки в линию всаса компрессора подается небольшое количество товарного водорода, а в период пуска привозного из баллонов. Расход водорода на гидроочистку определяется по содержанию серы в ПГ.

ПГ после гидроочистки и адсорбции сероводорода подается на смеситель, где происходит смешение ПГ с водяным паром высокого давления для получения соотношения

водяного пара к углероду – 3 моль/моль ( $H_2O/C = 3/1$ ). Соотношение //////////. Избыток пара в реакционной смеси снижает закоксованность трубок реактора риформинга, но увеличивает операционные затраты.

После смесителя парогазовая смесь около  $360^{\circ}C/26$  бар отправляется на первую секцию зоны конвекции реактора риформинга метана, где нагревается до  $540^{\circ}C/25$  бар дымовыми газами от реактора риформинга и подается через распределительные устройства в трубки реактор риформинга заполненные никелевым катализатором. Температура продуктов реакции на выходе из реактора  $870^{\circ}C/22$  бар.

ПГ, как топливо подается на обычные горелки реактора, а отдувки после КЦА подаются на низкокалорийные горелки реактора риформинга метана.

Продукты реакции после реактора риформинга  $870^{\circ}C/22$  бар направляются на парогенератор для выработки пара высокого давления. После парогенератора реакционная смесь  $350^{\circ}C/21$  бар поступает на высокотемпературный конвертор окиси углерода (СО), в котором основная часть СО в ходе каталитического взаимодействия с водяным паром превращается в водород и углекислый газ, температура при этом возрастает до  $420^{\circ}C$ .

После конвертора реакционная смесь подается на теплообменник – рекуператор для нагрева ПГ перед подачей на блок гидроочистки (см. описание выше), далее реакционная смесь с температурой около  $380^{\circ}C$  подается на подогреватель котловой воды, температура при этом снижается до  $230^{\circ}C/20$  бар. Дальнейшее охлаждение реакционной смеси до  $150-155^{\circ}C$  производится при передаче тепла свежей деминерализованной воде и возвратному конденсату, далее реакционная смесь охлаждается до  $60^{\circ}C$  в АВО и до  $40^{\circ}C$  в водяном холодильнике и при давлении 18-19 бар подается в сепаратор для отделения парового конденсата после этого реакционная смесь готова к подаче на блок короткоциклового абсорбции (КЦА) для очистки водорода.

Водород после КЦА с чистотой не менее 99.5 об.% и давлением 18.5 бар отправляется через буферную емкость в ресиверы хранения водорода и далее на процесс гидрирования ацетона в ИПС подается компрессором с давлением до 40 бар..

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

Процесс производства ИПС гидрированием ацетона давно и хорошо изучен и в частности при получении перекиси водорода из ИПС, как побочный продукт в этом случае образуется ацетон, который гидрируется с образованием ИПС. Эта технология работала в СССР, работает и в России, таким образом блок гидрирования ацетона всегда можно использовать в качестве технологической реплики с российскими правами <https://makston->

[engineering.ru/37-audit-new](http://engineering.ru/37-audit-new) «Аудит технологии Chematur Engineering АВ на производство перекиси водорода антрахиноновым способом с использованием суспендированного катализатора».

Компания ЗАО "Химтэк Инжиниринг" владеет высокоэффективной технологией гидрирования ацетона в жидкой фазе на никельсодержащем катализаторе <http://him.bobrodobro.ru/1546>

Компания Versalis/Lummus Technology предлагает технологию производства ИПС с содержанием основного вещества не менее 99.9% масс., гидрирование ацетона водородом до ИАС с последующей дистилляцией.

Завод YUKONG LTD. Ulsan располагает построенной в 2007 году мощностью на 50 т.т/год по производству ИПС из ацетона, как альтернатива своим и китайским мощностям получения ИПС из пропан-пропиленовой фракции. Фото этого завода на обложке. <http://connection.ebscohost.com/c/articles/89110168/isu-chemical-ipa-plant-below-50-capacity>

Южнокорейский завод ISU Chemical располагает второй мощностью на 60 т.т/год из ацетона, причем первая мощность на 30 т.т/год работает на пропилене.

Китайский Taixing Jianye сообщал о пуске мощности ИПС на 30 т.т/год из пропилена.

Крупнейший переработчик ацетона Cetex Petro Chemicals Limited, Индия планирует строительство ИПС в комплексе с уже выпускаемыми продуктами: диацетоновым спиртом, метилизобутилкетонам и метилизобутилкарбинолом, гексиленгликолем

<https://makston-engineering.ru/kontseptualnyy-proyekt-77> «Переработка ацетона. Опыт строительства технологической реплики Метилизобутилкетона, Метилизобутилкарбинола и Диацетонового спирта на базе оборудования вторичного рынка».

<https://makston-engineering.ru/bazovyy-proyekt-no7-new> «Производство метилизобутилкетона, 7.000 т/год. Трехстадийный синтез из ацетона. Базовый проект, вариант 3. Технологические решения, расчет оборудования».

<https://makston-engineering.ru/bazovyy-proyekt-no24-new> «Производство диацетонового спирта, 15.000 т/год. Базовый проект, вариант 3. Технологические решения, расчет оборудования. Трехстадийный процесс из ацетона».

Известны заводы ИПС из ацетона в Индонезии, США, Ближнем Востоке.

Таким образом, основ для создания технологических реплик более чем достаточно, тем более, что технологии за исключением Versalis/Lummus Technology и ЗАО "Химтэк Инжиниринг" не обременены какими-либо условиями на применение, но и не продаются.

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 знакомы с нюансами процесса.

Следует понимать, что после получения пакета базового инжиниринга Заказчик имеет полное право провести собственное патентование, а при желании и лицензирование процесса.

В качестве реплики для процесса гидрирования ацетона водородом нами были использованы материалы с действующих южнокорейских 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 просимулирован в модели HYSYS, а ректификационный в модели Pro II. Все 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.

Выполнить симуляцию процесса по реальным технологическим данным не составляет большого труда при наличии определенных знаний и навыков, а также лицензированных программ симуляции. Гораздо сложнее работать с поставщиками катализаторов для процесса, так как между ценой, качеством и надежностью должна быть выбрана золотая середина, но всегда следует работать только с компаниями, имеющими хороший референц лист поставок своих катализаторов именно для этого процесса.

В отношении установки по производству водорода риформингом метана вообще не существует вопроса лицензирования, так как на тендерной основе следует выбрать компанию, ознакомится с ее референц-листом и заключить грамотный договор, учитывающий все нюансы и гарантии. И особое внимание обратить на поставки катализатора для риформинга, конверсии CO, гидроочистки ПГ и адсорбентов.

Следует понимать, что лицензия на процесс не дает гарантий на его работу, лицензия просто определяет, что процесс разработан «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 мы и обращали ваше внимание на катализаторы.

### 6. Капитальные затраты на строительство изопропанола с концентрацией н/м 98% масс. до 99.5% масс. гидрированием ацетона водородом и производства водорода риформингом метана

В Таблице 6.1 приведено основное оборудование для производства ИПС 99.5% гидрированием ацетона.

Таблица 6.1.

Основное оборудование производства ИПС 99.5% гидрированием ацетона	
Реакторный блок	Кол-во, шт
Реактор гидрирования ацетона	1
Буферная емкость сырья (ацетона)	1
Буллит хранения водорода	1
Сепаратор циркуляционного водорода	1
Теплообменник-Рекуператор	2
Воздушный охладитель продуктов реакции	1
Водяной охладитель продуктов реакции	1
Насос подачи сырья( ацетона)	2
Циркуляционный компрессор водорода	2
Компрессор свежего водорода	2
Циркуляционный насос ИПС сырца	2
Ректификационный блок	
Колонна стабилизации и отгонки легких с азеотропом ИПС	1
Колонна товарного ИПС удаление тяжелых с кубовым продуктом	1
Флегмовая емкость колонны стабилизации	1
Флегмовая емкость колонны товарного ИПС	1
Кипятильник колонны стабилизации	1
Кипятильник колонны товарного ИПС	1
Водяной конденсатор колонны стабилизации	1
Водяной охладитель товарного ИПС на склад	1
Водяной охладитель кубового продукта на склад	1
Воздушный конденсатор (АВО) колонны товарного ИПС	1
Флегмовый насос колонны стабилизации	2
Флегмовый насос колонны товарного ИПС	2
Насос вакуума колоны товарного ИПС	2
Насос вакуума колоны стабилизации	2
Насос кубового продукта колонны стабилизации	2
Насос товарного ИПС 99.5% масс.	2
Насос кубового продукта колонны товарного ИПС	2

В Таблице 6.2 приведено основное оборудование для производства водорода н/м 99.0% мол. риформингом метана

Таблица 6.2.

#### Основное оборудование производства водорода риформингом метана

Наименование	Кол-во, шт
Теплообменник-рекуператор ПГ и реакционной смеси	1
Компрессор ПГ	1
Реактор гидроочистки ПГ	1
Адсорбер сероводорода	1
Буферная емкость водорода	1
Буферная емкость ПГ	1
Подогреватель сырья риформинга, в составе реактора	1
Змеевик пароперегревателя, в составе реактора	1
Змеевик парогенератора, в составе реактора	1
Змеевик подогревателя котловой воды, в составе реактора	1
Вытяжной вентилятор и дымовая труба в составе реактора	1
Смеситель пар/природный газ	1
Реактор риформинга метана	1
Сборник парового конденсата парогенератора риформинга	1
Парогенератор риформера, в составе реактора	1
Подогреватель-рекуператор котловой воды	1
Водяной охладитель загрязненного парового конденсата	1
Емкость дегазации загрязненного парового конденсата	1
Высокотемпературный конвертор СО	1
Воздушный охладитель технологического газа	1
Блок КЦА	1
Подогреватель-рекуператор воды для деаэрата	1
Водяной охладитель технологического газа	1
Блок дозирования химреагентов	1
Насос котловой воды	1
Деаэратор котловой воды	1
Сепаратор парового конденсата риформинга	1
Буферная емкость отдувочного газа	1

Оценка стоимости строительно – монтажных работ по методике Harrel основывается на стоимости основного оборудования, но учитывая, что нынешняя стадия проектных работ является самой начальной и по оборудованию нет расчетных параметров поэтому для производства ИПС 99.5% масс. гидрированием ацетона были приняты допущения:

- расчетная стоимость реактора и колонн была определена исходя из технологических параметров, так как в исходных данных отсутствует вес. Расчет стоимости с использованием технологических параметров более трудоемкий, но так как количество расчетов не велико мы сочли возможным выполнить это опционально и дать оценку  $\pm 50\%$ .

- расчетная стоимость емкостного оборудования всех типов в виду отсутствия веса была определена из габаритных размеров, данный способ менее точный и соответствует  $\pm 50\%$

- расчетная стоимость АВО и кожухотрубчатых теплообменников определена исходя из тепловой мощности, так как поверхность теплообмена отсутствует. Расчет стоимости через тепловую мощность снижает точность, но отвечает оценке  $\pm 30\%$

- расчетная стоимость динамического оборудования определен исходя из технологических параметров – расход и давление нагнетания, точность оценки в этом случае составляет не более  $\pm 30\%$

- все оборудование принималось к изготовлению из «черной» стали, внутренние устройства колонн и реактора, рабочие колеса насосов из нержавеющей стали

- колонное оборудование рассчитывалось на выпуск ИПС 99.5% масс.

Цены приведены к уровню 2018 г. по СЕРСИ и находятся в зависимости от перечисленных характеристик и специфических коэффициентов по каждому типу оборудования.

Для производства водорода риформингом метана мы использовали несколько коммерческих предложений 2017-2019 годов для комплектных установок близкой мощности (с выделенной стоимостью основного оборудования и материалов) предлагаемых в Российскую Федерацию, 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 КиП производится в % от стоимости основного оборудования. Коэффициент (%) меняется в зависимости от сложности технологической установки

- оценка стоимости монтажа емкостей, колонн, теплообменников, динамического оборудования и т.д. производится в % от стоимости этого оборудования. Коэффициент (%) меняется в зависимости от сложности монтажа

- оценка стоимости монтажа специального оборудования производится в % от стоимости этого оборудования

- оценка стоимости строительных работ, механомонтажных работ, электромонтажных работ и монтажа КиП, а также специальных работ (изоляция, химзащита, и т.д.) производится как по материалам, так и по работам в % от стоимости основного оборудования. Коэффициент (%) меняется в зависимости от типов технологической установки

Методика оценки приводится <https://makston-engineering.ru/inzhenernyi-servis/post/ocenka-stoimosti-stroitelstva-ob-ektov-himii-neftehimii-i-neftepererabotki>

Существует ряд ограничений, а именно:

- здания всех типов не учитываются в расчетах

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

- 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 производства ИПС 99.5% гидрированием ацетона в границах установки на основе данных по оборудованию перечисленному в **Таблице 6.1**.

Таблица 6.3

Наименование статей затрат	Производство ИПС 99.5% масс. гидрированием ацетона		
	%	\$	Примечание
Стоимость основного оборудования			Таблица 6.1
Стоимость оборудования КиП			С учетом отсекателей
Монтаж основного оборудования			
Строительство и монтаж специального оборудования			Нет
Фундаменты, площадки, сооружения, конструкции			Здания не учтены
Трубопроводы (материалы и монтаж)			
Запорная арматура (материалы и монтаж)			
КиП (материалы и монтаж)			DCS не учтена
Электричество (материалы и монтаж)			ТПП и РП не учтены
Изоляция, химзащита, огнезащита, покраска (с материалами)			
Благоустройство, дороги			
<b>Общая монтажная стоимость</b>	<b>268.50%</b>	<b>10,398,664</b>	

Оценка монтажной стоимости производство ИПС 99.5% масс. гидрированием ацетона произведена в границах установки 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			Таблица 6.2
Стоимость оборудования КиП			С учетом отсекателей
Монтаж основного оборудования			
Строительство и монтаж специального оборудования			Реактор риформинга, СО конвертор
Фундаменты, площадки, сооружения, конструкции			Здания не учтены

Трубопроводы (материалы и монтаж)			
Запорная арматура (материалы и монтаж)			
КиП (материалы и монтаж)			DCS не учтена
Электричество (материалы и монтаж)			ТПП и РП не учтены
Изоляция, химзащита, огнезащита, покраска (с материалами)			
Благоустройство, дороги			
<b>Общая монтажная стоимость</b>	<b>259.97%</b>	<b>4,083,606</b>	
<b>Планируемая стоимость</b>		<b>2,505,737</b>	<b>При комплектной поставке, Индонезия.</b>

Оценка монтажной стоимости производство водорода риформингом метана произведена в границах установки 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 на половину. Делается это по простой причине, так как при комплектной поставке все материалы уже включены в стоимость основного оборудования.

Таким образом, стоимость установки водорода риформингом метана в границах установки на мощность 2500 т/год или 3472.3 нм<sup>3</sup>/час составляет **не более 2.6 млн. долл. с учетом монтажа.**

В **Таблице 6.5** приведена оценка инвестиционных затрат по производству водорода риформингом метана и изопропанола гидрированием ацетона.

Таблице 6.5

Оценка инвестиционных затрат, долл.			
Наименование	Производство водорода	Производство ИПС 99.5% масс	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			Индонезия
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
<b>Итого</b>			






**Выводы:** Согласно Технического задания выполнены достаточные для данного этапа:

- материальные балансы процессов гидрирования ацетона с получением ИПС и риформинга метана с получением водорода
- расходы энергоресурсов, катализаторов и адсорбентов.

Предоставленные материалы позволяют провести оценку себестоимости получаемого ИПС 99.5% масс, и водорода.



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

При положительных результатах расчетов предлагается следующая последовательность работ:

- возможность  применительно к процессу дистилляции ИПС 99.5% масс, получаемого в процессе гидрирования ацетона
- достаточность  для процессов получения ИПС 99.5% масс. гидрированием ацетона и водорода риформингом метана
- выполнение симуляции процесса получения ИПС 99.5% масс. (или иных концентраций) гидрированием ацетона для составления полного материального баланса и опросных листов на оборудование для его оценки с точностью 20%
- выполнение сокращенных базовых проектов, но достаточных  на процессы получения ИПС 99.5% масс. гидрированием ацетона и водорода риформингом метана
- работа с поставщиками катализатора гидрированием ацетона - 
-  с гарантиями пуска для производств ИПС 99.5% масс. гидрированием ацетона



**7. Варианты развития завода с использованием ацетона в качестве сырья для производства изопропанола, перекиси водорода, метилизобутилкетона, диацетонового спирта, метилизобутилкарбинола, гексиленгликоля**

7.1 Вариант 1. Синергия  ИПС  с производством перекиси водорода.

Необходимо определить рыночную потребность выпуска перекиси водорода и ИПС, а также соотношения между ними, после чего будут понятны количества образующегося ацетона, как вторичного продукта возможности его переработки гидрированием в ИПС.

7.2 Вариант 2. Гидрирование ацетона водородом до ИПС с последующем получением перекиси водорода и ацетона, как побочного продукта с рециклом его на процесс гидрирования.

Необходимо определить рыночную потребность выпуска перекиси водорода и ИПС, а также соотношение между ними, после чего будут понятны мощности установки гидрирования ацетона с учетом рецикла ацетона с блока перекиси водорода.

7.3 Вариант 3. Синергия гидрирования ацетона водородом до ИПС с малотоннажными процессами переработки ацетона до: метилизобутилкетона (МИБК), диацетонового спирта, метилизобутилкарбинола, гексиленгликоля, как по отдельным продуктам, так в комплексе.

Необходимо определить рыночную потребность России по перечисленным продуктам, при этом начав анализ рынка с МИБК, так как этот продукт может быть получен, как побочный продукт, т.е без дополнительных инвестиций.