

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

MASTER

Discipline PROCESS: Acetone cyanhydrin, prussic acid, hydrogen cyanide

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

Sign.

Date: 30.05.2022 Рев.0

ООО «ЭНКИ-АФИНА»

Специальная химия.

MASTER

Discipline: PROCESS: Acetone cyanhydrin, prussic acid, hydrogen cyanide

Name: [enkafina@gmail.com](mailto:enkafina@gmail.com)

Sign.

Date: 30.05.2022 Рев.0



**Концептуальный анализ. Производство ацетонциангидри-  
на, 40.000 т/год из ацетона и синтез-газа от процесса  
«Andrussow» без концентрирования HCN.**



**Содержание.**

1. Введение
2. Общее описание технологического процесса.
3. Технические условия на сырье и продукцию.
4. BFD схема процесса производства.
5. PFD схемы процесса с выделением основных потоков и принципиальных схем регулирования.
6. Материальные балансы процесса производства.
7. Технология производства, описание процесса, включая основные параметры режима, основное оборудование и принципиальные схемы регулирования.
8. Операционные затраты на процесс производства.
9. Прием, хранение сырья и готовой продукции с указанием. Объемы хранения.
10. Объекты ОЗХ. Описание и основные количественные характеристики.
11. Основное оборудование. Характеристики достаточные для оценки стоимости.
12. Выводы.

**Сокращения.**

////////////////////

////////////////////

ТЗ – техническое задание

БП – базовый проект

СГ – синтез газ

ПРС – парогазовая реакционная смесь

АЦГ – ацетонциангидрин

HCN – синильная кислота, цианистый водород

**Приложения.**

1. Техническое задание.
2. PFD схема процесса производства АЦГ без концентрации HCN.

## 1. Введение.

**1.1** Классическая технология получения ацетонциангидрина (АЦГ) подразумевает использование жидкой синильной кислоты н/м 98% масс, выделяемой из:

- синтез-газа (СГ) в процессах «Andrussow», или «ВМА», или «FDE» <https://makston-engineering.ru/kontseptualnyy-proyekt-73>

- из абгазов при производстве акрилонитрила и других нитрилов

- из коксовых газов

Содержание HCN в СГ, абгазах и коксовых газах, **Таблица 1.**

**1.2** Классическая технология получения АЦГ основывается на взаимодействии ацетона с HCN. Ацетон участвует только в жидкой фазе, HCN в большинстве случаев в паровой фазе, но имеются технологии, когда HCN участвует, как жидкость. Процесс реализуется в непрерывном и периодическом режимах при мольном соотношении ацетон/HCN равном //1.0, чем выше доля ацетона, тем больше степень конверсии. Давление и температура синтеза варьируют в пределах 0.2-10 бар/20-70°C, охлаждение реакционной массы осуществляется при температурах до минус 20°C. В качестве катализаторов используют щелочные соединения: едкий натр (калий), //, //, цианид натрия, карбонат натрия, //, иногда //.

**1.3** Основным недостатком классической технологии являются проблемы, связанные с хранением жидкой HCN, как в отношении техники безопасности, так и технологические проблемы, связанные с полимеризацией. Большинство стран категорически запрещает хранение любых объемов HCN, т.е. правила, в этом случае, аналогичны запретам на хранение любых объемов фосгена. Существуют способы, когда эти ограничения можно компенсировать, если HCN выпускается, как «пленный» или «captive production», обязательными условиями являются:

- путь от генерации до потребления исчисляется несколькими метрами

- любая форма хранения исключена

- количество стадий синтеза, где присутствует газообразный HCN, должно быть сведено к минимуму (например, исключаются стадии концентрации) и в реакцию вступает синтез-газ, если в нем отсутствуют компоненты мешающие процессу.

Установки циансолой при использовании «пленного» газообразного HCN, без концентрирования уже являются типовыми. //, наибольшее распространения они получили для производства раствора цианида натрия.

**1.4** Производство АЦГ из коксовых газов без концентрирования HCN работали со второй половины прошлого века, в СССР, на коксохимических предприятиях Украины, до массового закрытия добычи угля, в Румынии и Великобритании. Работает в Японии, незначительно в //, вероятно в //.

Производство АЦГ из СГ от процессов «Andrussow», или «ВМА», или «FDE» или абгазов от производства акрилонитрила и других нитрилов, без концентрирования HCN, до запретов на хранение HCN, мало кого интересовало, за исключением Японии, Мексики и в меньшей степени США.

Выпуск АЦГ ориентировался не только на крупнотоннажные производства метил-метакрилаты и аминокислоты, но и на детергенты, диспергирующие присадки для дизельных топлив, средства защиты растений и борьбы с вредителями.

**1.5** Процессы производства АЦГ из ацетона и HCN давно и хорошо изучены, не имеют коммерциализированных катализаторов, не содержат новизны и не лицензируются в полном объеме. Частичная защита авторскими правами (патентами) процесса работающего без концентрации HCN, а также очистка получаемого АЦГ имеется у ряда компаний, например, Ниппон и Мицубиси. Серьезная защита авторскими правами (патентами) имеется у процесса извлечения аммиака из синтез-газа с использованием // и рецикла аммиака в процесс синтеза HCN.

Большие химические компании для блокировки конкурентов тратят много денег на поддержание каких-то патентов активными. Для этого делают некоторые незначительные изменения и таким образом продолжают активность патента. Интервалы режима в патентах, заведомо, задаются в очень широких пределах, что бы во всех случаях обладатель коммерциализированного патента был надежно защищен.

Перечисленные патентные ограничения не являются ограничением для //, при создании технологической реплики, т.к. в стране имелись //.

**1.6** «Ноу-хау» на оборудование очень сильный аргумент при выставлении претензий третьих сторон, что может служить аргументами защиты?

Реактор синтеза АЦГ наверняка имеет «ноу-хау» по распределительным устройствам, которые увеличивают эффективность контакта ацетона с парогазовой реакционной смесью (ПРС) без концентрации HCN. Аргументом для // являются права на // который работает с синтез-газом без концентрации HCN.

Оборудование по секции ректификации АЦГ может иметь «ноу-хау» по внутренним устройствам колонн, в том числе и по тарелкам, но и то и другое всегда приобретается у лицензированных компаний в том числе и российских.

Оборудование для извлечения аммиака из СГ с использованием //, безусловно, имеет «ноу-хау» по внутренним устройствам, надеемся, что компенсирующие варианты будут найдены.

**1.7** Пакет концептуального инжиниринга содержит в себе элементы как Feasibility Study, так и Basic Design. Название «концептуальный» говорит само за себя: это разра-

ботка концепции, но не выполнение базового проекта, включающего в себя расчеты процесса и оборудования.

**1.8** Пакет базового инжиниринга созданного, как технологическая реплика является необходимым и достаточным условием для гарантий на процесс: *Производство ацетонциангидрина, 40.000 т/год из ацетона и синтез-газа от процесса «Andrussow» без концентрирования HCN.*

**Заказчик имеет полное право провести патентование, а при желании лицензирование процесса и ноу-хау для отдельного оборудования.**

## 2. Общее описание технологического процесса.

2.1.1 В Таблице 1 представлены составы:

1. Коксовый газ после очистки от сероводорода.
2. СГ для производства синильной кислоты //.
3. СГ для производства циансолей //.
4. СГ, согласно ТЗ.

Таблица 1.

Состав контактного газа и синтез газа, % масс.				
Компоненты	1	2	3	4
Синильная кислота	5.58%	7.16%	7.58%	8.96%
Аммиака	1.40%	1.75%	1.43%	1.58%
Водорода	0.66%	0.65%	1.00%	0.95%
Окси углерода	6.94%	5.27%	4.62%	4.34%
Метана	0.66%	0.34%	0.14%	0.35%
Кислорода	0.66%	0.14%	2.57%	0.28%
Двуокиси углерода	1.82%	0.56%	0.75%	0.39%
Воды	11.15%	17.78%	16.64%	18.24%
Азота	71.13%	66.35%	65.26%	64.91%
<b>Сумма</b>	<b>100.00%</b>	<b>100.00%</b>	<b>100.00%</b>	<b>100.00%</b>

2.1.2 СГ, согласно ТЗ, имеет следующие параметры, которые были подтверждены письмом //

- количество СГ // при 200-250°C/0.2-0.3 бар
- плотность при //, принята 0.720 кг/м<sup>3</sup>
- количество АЦГ 40.000 т/год, //

2.1.3 Мольное соотношение, ацетон/HCN //:1, что позволяет повысить степень конверсии, учитывая, что HCN используется в концентрации не более 11-12% после удаления аммиака и воды. **Детализация, Глава 12.**

2.1.4 Исключение сульфата аммония принципиально меняет процесс нейтрализации и фильтрации товарного АЦГ.



**2.1.5** Аммиак, выделяемый из синтез-газа возвращается на синтез HCN. Целесообразность определяется мощностью установки по АЦГ. **Детализация, Глава 12.**

**2.2** В состав установки производства АЦГ, без концентрации HCN, включены следующие секции:

**2.2.1 Секция 100**, рекуперации аммиака включает в себя, скруббер, орошаемый ////////////////. Синтез-газ (СГ) после скруббера именуется парогазовая реакционная смесь (ПРС), которая отправляется на **Секцию 200** для компримирования с последующей подачей на ректификацию воды из ПРС. //////////////// в стриппер продуваемый //////////////// и аммиак. Аммиак после отделения //////////////// возвращается на синтез HCN (Не входит в состав концептуального проекта).

**2.2.2 Секция 200**, компримирования ПРС, ректификация воды и синтеза АЦГ. ПРС после **Секции 100** охлаждается и поступает //////////////// с растворенным HCN. ПРС //////////////// подается на компрессор и после компримирования и охлаждения на колонну ректификации воды из ПРС. Вода //////////////// с растворенным HCN также отправляется на ректификацию. Вода с куба колонны с содержанием HCN не более 0.01% масс., подается на очистные сооружения (Не входит в состав концептуального проекта). Обезвоженный ПРС с верха колонны подается //////////////// реактора АЦГ, свежий ацетон подается //////////////// реактора совместно с раствором 50% раствором едкого натра, как катализатора. Абгазы с верха реактора через холодильник и каплеотбойник (для улавливания унесенного ацетона) отправляются на санитарные колонны с последующим сбросом на свечу (Не входит в состав концептуального проекта). АЦГ сырец с низа реактора, после охлаждения возвращается на верхнюю секцию реактора, балансовые количества АЦГ сырца выводятся на **Секцию 300** ректификационной очистки АЦГ.

**2.2.3 Секция 300**, ректификационная очистка АЦГ, рекуперация ацетона и удаление абгазов. Балансовые количества АЦГ сырца с низа реактора подается в колонну стабилизации для удаления растворенных абгазов, которые, как и абгазы сверху реактора подаются на санитарную очистку и сбрасываются на свечу. АЦГ сырец с куба колонны стабилизации подается на ////////////////. Кубовый продукт, колонны ректификации ////////////////, содержащий до 96% масс. АЦГ отправляется на ////////////////. //////////////// Целесообразность определяется мощностью установки по АЦГ. **Детализация, Глава 12.** //////////////// является товарный АЦГ, 99,85% масс, который отправляется на блок фильтрации и нейтрализации (Не входит в состав концептуального проекта).

### **3. Технические условия на сырье и продукцию.**

**3.1** Ацетон технический. ГОСТ 2768-84. Технические условия.

**3.2** ////////////////.

3.3 //.

3.4 Натр едкий технический. ГОСТ Р 55064-2012. Технические условия.

3.5 Ацетонциангидрин. ГОСТ 13198-77. Технические условия.

4. **VFD схема процесса производства.** Приведена на **Схеме 1**. Рецикловые потоки – красным цветом (зеленым, если поток не может быть возвращен, как рецикл, при малых мощностях). Потоки сточных вод и абгазов на очистку – синим цветом.

**Схема 1.**

//5. **PFD схемы процесса с выделением основных потоков и принципиальных схем регулирования.** Приведена в **Приложении 1**.

6. **Материальные балансы процесса производства.**

**Таблица 2.**

<b>Материальный баланс производства ацетонциангидрина, 40 т.т/год из ацетона и синтез-газа от процесса «Andrussow» без концентрирования HCN</b>				
<b>Сырье</b>	<b>т/год</b>	<b>кг/ч</b>	<b>% масс.</b>	<b>Примечание</b>
Синтез-газ	157,096.00	19,637.00		
в том числе HCN на 100%	14,074.83	1,759.35	31.76%	
Ацетон на 100%	30,234.83	3,779.35	68.24%	
<b>ИТОГО по сырью на АЦГ</b>	<b>44,309.66</b>	<b>5,538.71</b>	<b>100.00%</b>	
<b>ИТОГО СГ и ацетон</b>	<b>187,330.83</b>	<b>23,416.35</b>		
<b>Продукция</b>	<b>т/год</b>	<b>кг/ч</b>	<b>% масс.</b>	
Ацетонциангидрин	41,690.96	5,211.37	22.26%	
Аммиак на 100%	2,178.62	272.33	1.16%	
Вода на очистку	28,919.42	3,614.93	15.44%	
Абгазы на очистку	114,541.50	14,317.69	61.14%	
<b>ИТОГО</b>	<b>187,330.50</b>	<b>23,416.31</b>	<b>100.00%</b>	

7. **Технология производства, описание процесса, включая основные параметры режима, основное оборудование и принципиальные схемы регулирования.**

7.1 **Секция 100. Рекуперация аммиака.**

7.1.1 Синтез-газ от границы поставки с давлением 0.2-0.3 бар, через водяной холодильник 100-Е-01, где охлаждается до **100°C**, подается в среднюю часть скруббера // который откачивается с куба скруббера насосом 100-Р-02А,В.

7.1.2 ПРС **70°C/0.1-0.2** бар // поступает на всас компрессора 200-К-01А,В и далее на колонну 200-С-01.

7.1.3 Остаточное содержание аммиака в ПРС на всас компрессора не более 5% от исходной концентрации по **Таблице 1**, //

7.1.4 // в среднюю часть стриппера 100-С-02 //.

7.1.5 В кубовую часть стриппера 100-С-02 подается //.

7.1.6 // водяной холодильник 100-E-02, где охлаждается 70°C подается на //. Расход определяется массовым соотношением орошения к синтез-газу ///:1.

7.1.7 Пары аммиака 65°C/0.1 бар // на границу поставки на синтез HCN (Не входит в состав концептуального проекта). Содержание аммиака в парах//. Концентрацию аммиака в парах можно увеличить //.

7.1.8 //

7.1.9 //

7.1.10 // (Не входит в состав концептуального проекта).

7.1.11 Регулирование // или откачкой на очистные сооружения.

## 7.2 Секция 200. компримирования ПРС, ректификация воды и синтеза АЦГ.

7.2.1 ПРС, п. 7.1.2, //, сюда же подается вода от насоса 300-P-05A,B //.

7.2.2 ПРС с верха // подается на всас компрессора 200-K-01A,B, компримированный ПРС //////////C//////// бар подается на // и далее поступает в среднюю часть колонны 200-C-01. Давление нагнетания компрессора регулируется байпасированием. Электрическая мощность компрессора // кВт.

7.2.3 Вода //, содержащая равновесное количество растворенного HCN подается насосом 200-P-01A,B в // колонны 200-C-01 имеющей /////// теоретических тарелок или ////////// практических.

7.2.4 Колонна 200-C-01 работает при температуре верха //////////°C//////// бар, температуре куба //////////°C//////// бар. Пары с верха колонны поступают на конденсатор 200-E-02 охлаждаемый // Конденсат //////////°C сливается в емкость 200-V-01 (температура конденсации паров //////////°C). Флегма из емкости 200-V-01 подается // от насоса 200-P-02A,B. Тепловая мощность конденсатора // ккал/час.

7.2.5 Не сконденсировавшиеся газы и пары //////////°C // поступают в нижнюю часть реактора синтеза АЦГ 200-R-01 через распределительные устройства. Емкость 200-V-01 на выходе //. Содержание ////////// в отходящих газах не более //////////////% масс. Тепловая мощность холодильника // ккал/час.

7.2.6 Куб колонны 200-C-01 обогревается // через кипятильник 200-E-03. Кубовый продукт, вода с содержанием синильной кислоты н/б 0.01% масс. откачивается насосом 200-P-03A,B на очистные сооружения //. (Не входят в состав концептуального проекта). Тепловая мощность кипятильника // ккал/час.

7.2.7 Реактор синтеза АЦГ 200-R-01 работает в режиме по верху //////////°C//////// бар, давление в кубе будет определяться гидростатическим давлением. Мольное соотноше-



ние ацетон/HCN равном //////////////1.0, что позволяет поддерживать высокую конверсию процесса, близкую //////////////%.

**7.2.8** ПРС п. **7.2.5.** подается в нижнюю часть реактора, свежий ацетон и ////////////// ацетон подаются в верхнюю часть реактора туда же дозируется 50% водный раствор едкого натра в соотношении //////////////% от количества HCN. Циркуляция реакционной массы из нижней части реактора осуществляется насосом 200-P-04А,В через ////////////// с подачей на верх реактора. **Тепловая мощность ////////////// ккал/час.**

**7.2.9** Газы и пары ацетона с верха реактора ////////////// **давления ////////////// бар** и через холодильник 200-E-06, //////////////, для улавливания унесенного ацетона, количество которого может достигать **////////// масс (////////// кг/час)**. Газы с верха каплеотбойника, содержание HCN н/б 0.03% масс. отправляются на санитарные колонны с последующим сбросом на свечу (Не входит в состав концептуального проекта). Жидкий ацетон после каплеотбойника 200-S-02 возвращается в ////////////// **Тепловая мощность //////////////.**

**7.2.10** Балансовые количества кубового продукта реактора ////////////// подаются ////////////// стабилизационной колонны 300-C-01 через //////////////.

**7.2.11** Регулирование ////////////// на стабилизационную колонну 300-C-01.

### **7.3 Секция 300. Ректификационная очистка АЦГ, рекуперация ацетона и удаление абгазов.**

**7.3.1** Кубовый продукт реактора, п. **7.2.10** подается **//°С** в среднюю часть тарельчатой колонны 300-C-01 **имеющей ////////////// теоретических тарелок или ////////////// практических.**

**7.3.2** Колонна 300-C-01 работает при температуре верха **//////////°С/////////// бар**, температуре куба **////°С/////////// бар**. Пары с верха колонны поступают на конденсатор 300-E-02 охлаждаемый ////////////// **Флегма из емкости 300-V-01 подается на ////////////// от насоса 300-P-01А,В в количестве до ////////////// кг/час. Абгазы с верха флегмовой емкости, //////////////.** Тепловая мощность ////////////// **ккал/час.**

**7.3.3** Куб колонны 300-C-01 обогревается ////////////// **Кубовый продукт, АЦГ сырец ////////////// откачивается насосом 300-P-02А,В на колонну ////////////// 300-C-02. Тепловая мощность //////////////.**

**7.3.4** Кубовый продукт колонны 300-C-01 подается ////////////// колонну 300-C-02 **имеющей ////////////// теоретических тарелок или ////////////// практических.**

**7.3.5** Колонна 300-C-02 работает ////////////// температуре верха **//////////°С///////////**, температуре куба **//////////°С///////////**. Пары ацетона с верха колонны поступают на конденсатор 300-E-04 ////////////// **Флегма из емкости 300-V-02 подается ////////////// от насоса 300-P-03А,В в количестве до ////////////// кг/час., балансовые количества //////////////, как рецикл. Тепловая мощность //////////////.**

**7.3.6** Куб колонны 300-С-02 обогревается ///////////////. Кубовый продукт, АЦГ 96% масс откачивается насосом 300-Р-04А,В на колонну ректификации АЦГ 300-С-03. **Тепловая мощность ///////////////.**

**7.3.7** Кубовый продукт колонны 300-С-02 /////////////// тарельчатой колонны 300-С-03 имеющей /////////////// теоретических тарелок или до /////////////// практических.

**7.3.8** Колонна 300-С-03 работает ///////////////°С///////////////, температуре куба ///////////////°С///////////////. Пары /////////////// с верха колонны поступают на /////////////// Флегма из емкости 300-У-03 подается /////////////// от насоса 300-Р-05А,В в количестве до /////////////// кг/час, балансовые количества ///////////////. Тепловая мощность конденсатора /////////////// ккал/час.

**7.3.9** Куб колонны 300-С-03 обогревается ///////////////. Кубовый продукт, АЦГ н/м 99.86% масс, при содержании воды не более 0.14% откачивается насосом 300-Р-06А,В /////////////// (Не входит в состав концептуального проекта). **Тепловая мощность /////////////// ккал/час.**

**7.3.10** Регулирование /////////////// производится откачкой балансовых количеств по схеме, **Приложение 1** и описанию в тексте.

Технологические параметры, приведенные в **Главе 7** являются достаточными для понимания технологии и расчета оборудования с точностью, не менее 85%. Технологические параметры и характеристики потоков составлены с использованием ASPEN Plus. Уточнённые параметры режима, необходимые и достаточные для составления технологического регламента выдаются на стадии базового проекта. Уточненные характеристики оборудования и опросные листы, достаточные для заказа оборудования выдаются на стадии базового проекта. PFD схема, **Приложение 1** полностью соответствует технологическому описанию, **Глава 7**, имеет характеристики основных потоков, контура регулирования указанные в п. **7.1.11, 7.2.11 и 7.3.7**. Все технологические потоки, основные и второстепенные, а также полные характеристики выдаются на стадии базового проекта.

## **8. Операционные затраты на процесс производства.**

**8.1** Расходы энергоресурсов указаны только в границах Секций 100,200,300.

Расходы энергоресурсов на производство АЦГ 40.000 т/год, составляют:

- вода обратная, с температурой прямой воды н/б +25°С, ///////////////м<sup>3</sup>/час
- вода захлажденная, с температурой прямой воды н/б ///////////////°С, /////////////// м<sup>3</sup>/час
- рассол, с температурой ///////////////°С, /////////////// м<sup>3</sup>/час
- пар водяной /////////////// т/час
- электроэнергия ///////////////кВт
- пар водяной ///////////////, уточняется на стадии базового проекта

- свежая вода // (не учтено потребление для производства водяного пара), н/б // м<sup>3</sup>/час, уточняется на стадии базового проекта после выбора градирен (испарения, схемы продувок) и станций деминерализованной воды

- вода деминерализованная (не учтено потребление для производства водяного пара) // м<sup>3</sup>/час, уточняется на стадии базового проекта

- воздух КиП, уточняется на стадии базового проекта после определения числа исполнительных механизмов

- азот технический, 6 бар, уточняется на стадии базового проекта после определения объемов хранения

- природный газ – //

**Детализация, Глава 12.**, в потреблении электроэнергии и холода.

## 8.2 Линейный эксплуатационный персонал:

- секция 100, // чел в смену

- секция 200, // чел в смену с учетом машиниста компрессора

- секция 300, // чел в смену

Начальник смены 1 чел. в смену для трех секций.

## 9. Прием, хранение сырья и готовой продукции. Объемы хранения.

9.1 Ацетон. Запас хранения (количество дней) определяется нормами и правилами страны строительства. Хранение ацетона производится // на реактор синтеза АЦГ.

9.2 Хранение натра едкого чешуированного, технического производится в таре поставщика под навесом. Приготовление 50% раствора щелочи в емкости V-200 объемом 1 м<sup>3</sup>, циркуляция для перемешивания от насоса Р-200/А,В и этим же насосом производится подача на синтез АЦГ //.

9.3 // Материал емкости - 10X17H13M2T.

9.4 // Материал емкости - 10X17H13M2T.

9.5 Ацетонциангидрин. Запас хранения (количество дней) определяется нормами и правилами страны строительства. //.

## 10. Объекты ОЗХ. Описание и основные количественные характеристики.

10.1 Градирня оборотной воды // с расходом по каждой секции // м<sup>3</sup>/час.

10.2 Станция заоложенной воды // с расходом по каждой секции // м<sup>3</sup>/час.

10.3 Станция рассола // с расходом по каждому потоку // м<sup>3</sup>/час.

10.4 Станция деминерализованной воды. // (без учета производства водяного пара).

**10.5** Станция компримирования воздуха технического 8 бар, осушки воздуха КиП 6 бар, производства азота технического 6 бар.

## **11. Основное оборудование. Характеристики достаточные для оценки стоимости.**

**11.1** Характеристики достаточные для расчета габаритов оборудования с точностью не менее 85% приведены в **Главе 7**, а также на PFD схеме, **Приложение 1**, для основных потоков.

**11.2** Материал для емкостей хранения ацетона и трубопроводной обвязки по ацетону сталь ///.

**11.3** Трубопроводы воды оборотной, захлажденной, водяного пара и конденсата, азота и воздуха, рассолов, абгазов на санитарные колонны и отпаренной воды с куба колонны 200-С-01, изготавливаются из стали ///.

**11.4** Емкость приготовления раствора едкого натра, скруббер 100-С-01 и стриппер 100-С-02, трубопроводы из стали ///.

**11.5** Все оборудование Секций 200, 300 контактирующее с ПРС, или реакционной массой, или АЦГ-сырцом, или АЦГ-товарным изготавливается из стали ///.

**11.6** Трубопроводы Секций 200, 300 контактирующее с ПРС, или реакционной массой, или АЦГ-сырцом, или АЦГ-товарным изготавливается из сталей /// или ///. Все материалы для трубопроводов, указанные в базовом проекте, используются проектировщиком страны строительства, как справочный материал для определения окончательной спецификации материалов.

**11.7** Все материалы для оборудования, указанные в базовом проекте, используются изготовителем оборудования и проектировщиком детального инжиниринга в качестве справочника для определения окончательной спецификации материалов.

**11.8** Материал тарелок или насадки для колонного оборудования, указанный в базовом проекте, должен соблюдаться разработчиком внутренних устройств.

**11.9** Основное технологическое оборудование в соответствии с **Главой 7** и **Приложением 1**.

///

## **12. Выводы.**

**12.1** ///для получения 40.000 т/год АЦГ с чистотой н/м 99.8% масс.

**12.2** Сравнение симуляции процесса показало, /// что обусловлено невозможностью возврата некоторых рецикловых потоков из-за ограничений в конструкциях аппаратов. Расходные коэффициенты по энергоресурсам, ///,

**12.3** //

**12.4** Разница в стоимости оборудования //, а динамического оборудование останется в рамках проектных интервалов.

**12.5** Рекомендуем рассмотреть среднюю мощность //.

**12.6** Детализация, //

**12.7** Основное потребление электроэнергии //

**12.8** На стадии концептуального анализа рекуперативные потоки не рассматривались, детализация теплового баланса, //.