

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**  
**(ФГБОУ ВО «АмГУ»)**

Институт компьютерных и инженерных наук  
Кафедра химии и химической технологии  
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология  
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая  
технология природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ

Зав. кафедрой

\_\_\_\_\_ Ю.А. Гужель

«\_\_\_\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

на тему: Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов

Исполнитель

студент группы 0107-об

\_\_\_\_\_

(подпись, дата)

Е.С. Землянская

Руководитель

доцент, канд. техн. наук

\_\_\_\_\_

(подпись, дата)

Ю.А. Гужель

Консультант по безопасности

жизнедеятельности

доцент, канд. техн. наук

\_\_\_\_\_

(подпись, дата)

А.В. Козырь

Нормоконтроль

проф., док. хим. наук

\_\_\_\_\_

(подпись, дата)

Т.А. Родина

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**  
**(ФГБОУ ВО «АмГУ»)**

Институт компьютерных и инженерных наук  
Кафедра Химии и химической технологии

УТВЕРЖДАЮ  
Зав. кафедрой  
\_\_\_\_\_ Ю.А. Гужель  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

**З А Д А Н И Е**

К выпускной квалификационной работе студента Землянкой Елизаветы Сергеевны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов» утверждена Приказом от 17.04.2024 г № 1016-уч.
2. Срок сдачи студентом законченной работы 07.06.2024 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки – 4920000 т/год. Расход воды – 12000 кг/ч. Температура сырьевого потока для колонны 30 °С, давление – 2,1 МПа. Абсорбционная колонна имеет клапанные тарелки. Очистка пирогаза от кислых примесей производится раствором NaOH. Температура сырьевого потока для реактора 70 °С, давление – 3,0 МПа. Литературные данные. Технологическая документация, нормативная и иная документация.
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессам доочистки этилена. Характеристика сырья и готовой продукции. Описание технологической схемы узла очистки этилена. Материальный баланс. Моделирование и расчет основного оборудования. Обоснование предлагаемых решений по совершенствованию процесса осушки. Безопасность и экологичность производства.
5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема узла щелочной очистки пирогаза. Технологическая схема узла гидрирования пирогаза. Технологическая схема узла абсорбционной очистки этилена.
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент – раздел «Безопасность и экологичность производства».
7. Дата выдачи задания 25.04.2024 г.

Руководитель выпускной квалификационной работы: Гужель Юлия Александровна, канд. техн. наук, доцент

Задание принял к исполнению 25.04.2024 г.

\_\_\_\_\_

## РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 90 с., 41 рисунок, 13 таблиц, 51 формулу, 32 источника.

ЭТИЛЕН, ОЧИСТКА, УГЛЕКИСЛЫЙ ГАЗ, АЦЕТИЛЕН, МЕРКАПТАНЫ, СЕРОВОДОРОД, ЩЕЛОЧЬ, АБСОРБЦИЯ, АДСОРБЦИЯ, КАТАЛИЗАТОР, ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА, ЭФФЕКТИВНОСТЬ

В бакалаврской работе произведён анализ научной литературы для изучения широко применяемых способов очистки этилена, а также наиболее эффективных методов его очистки от сероводорода и сераорганических соединений, а также от кислородосодержащих соединений и ацетилена. Также изучены технологические схемы очистки этилена от ацетилена на палладиевом катализаторе и сераорганических соединений с помощью щелочной промывки, и адсорбционной установки доочистки этилена от каталитических ядов. Произведено моделирование и расчет адсорбционной колонны, предназначенной для щелочной промывки, реактора гидрирования и адсорбционной установки доочистки этилена.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Землянская Е.С.			<i>Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю.А.				У	3	90
<i>Н. Контр.</i>		Родина Т.А.				АмГУ, ИКиИН, гр.0107-об		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

## СОДЕРЖАНИЕ

Введение		6
1 Литературный обзор		6
1.1 Тенденции развития мирового рынка этилена		6
1.2 Описание процесса пиролиза		8
1.3 Узел очистки этилена		11
1.4 Катализаторы гидрирования ацетилена		16
1.5 Адсорбенты доочистки этилена		21
2 Технологическая часть		24
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции		24
2.2 Описание технологической схемы узла очистки этилена		26
2.2.1 Щелочная очистка пирогаза		26
2.2.2 Гидрирование газа C <sub>2</sub>		32
2.2.3 Адсорбционная доочистка		34
2.3 Материальные балансы узла очистки этилена		35
2.3.1 Материальный баланс щелочной промывки		35
2.3.2 Материальный баланс гидрирования ацетилена		45
2.3.3 Материальный баланс адсорбционной очистки		49
2.4 Моделирование абсорбционной колонны щелочной промывки		52
2.5 Моделирование и расчет трубчатого реактора гидрирования		56
2.6 Моделирование и расчет адсорбционной установки		58
3 Безопасность и экологичность производства		77
Заключение		85
Библиографический список		86

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Землянская Е.С.			<i>Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов</i>	Лит.	Лист	Листов
Провер.		Гужель Ю.А.				У	4	90
Н. Контр.		Родина Т.А.				АмГУ, ИКиИН, гр.0107-об		
Зав. каф		Гужель Ю.А.						

## ВВЕДЕНИЕ

Этилен является основным сырьем для нефтегазохимической промышленности, занимая ключевую роль в производстве различных химических продуктов. Одним из основных продуктов переработки этилена является полиэтилен, находящий применение во многих отраслях промышленности.

Целью бакалаврской работы является закрепление теоретических знаний, развитие профессиональных компетенций путем применения навыков анализа научно-технической литературы и документации, а также изучение технологическим схем с дальнейшей модернизацией установки для проведения процесса очистки этилена.

Для достижения поставленной цели было необходимо решить следующие задачи:

- 1) Произвести подбор и анализ научно-технической документации и литературы по вопросам очистки этилена от каталитических ядов.
- 2) Изучить характеристику сырья и характеристику очищенной фракции этилена товарного вида.
- 3) Изучить технологические схемы узла очистки этилена, включая аппараты и оборудование и особенности ведения процесса.
- 4) Выполнить моделирование и технологический расчет основного оборудования узла очистки этилена.
- 5) Рассмотреть основы производственной безопасности, требования по безопасной организации труда, также рассмотреть санитарные нормы, правила и межгосударственные стандарты по продуктам производства.
- 6) Выполнить графическое изображение модернизированной установки в виде чертежей технологической схемы.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Землянская Е.С.			<i>Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю.А.				У	5	90
<i>Н. Контр.</i>		Родина Т.А.				<i>АмГУ, ИКиИН, гр.0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

# 1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

## 1.1 Тенденции развития мирового рынка этилена

Этилен длительное время остается преимущественно значимым сырьевым продуктом нефтегазохимической отрасли как на мировом, так и на российском рынке. Его высокая значимость обусловлена широким спектром применения в производстве разнообразных химических продуктов, включая пластмассы, резины, синтетические волокна и растворители. Роль этилена в промышленности является ключевой и оказывает значительное влияние на экономический сектор как на глобальном уровне, так и в рамках отечественного рынка.

Полиэтилен – один из самых распространенных полимеров, получаемый из полимерного сырья. Военная и строительная промышленности в частности активно используют полиэтилен для производства различных изделий, материалов и конструкций благодаря его прочности, устойчивости к воздействиям окружающей среды и простоте обработки.

Этилен применяется:

1) этилен является ключевым продуктом для синтеза полиэтилена, который применяется в различных сферах, включая упаковку, медицинскую промышленность и строительство.

2) этилен применяется в производстве этилен-пропиленовой резины (ЭПР), выдерживающей высокие перепады температур. Эта особенность делает ЭПР идеальным материалом для применения в автомобильной промышленности.

3) этилен используется в производстве оксида этилена, этаноламина, а также в производстве растворителей и моющих веществ.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Землянская Е.С.			<i>Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю.А.				У	6	90
<i>Н. Контр.</i>		Родина Т.А.				<i>АмГУ, ИКиИН, гр.0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

4) этилен применяется в качестве хладагента для охлаждения и транспортировки различных газов, что играет значительную роль в обеспечении оптимальных условий хранения и транспортировки газообразных веществ.

Мировой рынок полиэтилена обладает значительным объемом производства, составляющим около 100 миллионов тонн в год, и продолжает демонстрировать динамический рост спроса. В связи с этим наблюдается увеличение потребности в развитии производства этилена для удовлетворения нужд промышленности. Процесс пиролиза является единственным приемлемым и экономически обоснованным методом получения этилена и других олефиновых соединений. Как сырье для процесса пиролиза чаще всего используется этан, фракции бензина и СУГ (сжиженный углеводородный газ) [1].

Внедрение новых производственных возможностей в производстве этилена на мировом рынке зависит от экономических факторов, таких как спрос и предложение продуктов производства.

В период с 2010 по 2019 год в Российской Федерации наблюдался заметный прирост объема производства пластмасс, который увеличился в 1,8 раза, достигнув в 2019 году уровня в 8,7 миллиона тонн. В это время произошло значительное обновление производственных мощностей и запуск новых заводов, что привело к существенному прогрессу в развитии химической и полимерной промышленности. За январь-апрель 2020 года, производство пластмасс заметно возросло на рекордные 18 % по сравнению с соответствующим периодом 2019 года.

Важный этап в развитии производства этилена в России наступил лишь в конце 2019 года, когда ООО «ЗапСибНефтехим» в Тобольске запустило производство пиролизного этилена. К концу 2020 года производство было масштабировано до проектной мощности 1,5 миллиона тонн. Деятельность данного предприятия принесла значительный вклад в общий объем производства этилена в России. На период 2020 года общий объем производства этилена достиг 4,2 миллиона тонн.

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		7

В течение 2023 года российскими производственными компаниями было выпущено приблизительно 4 425 766 тонн этилена, что на 1,2 % превысило объем производства за 2022 год. Среднегодовой темп роста производства этилена (CAGR) за период с 2017 по 2023 год составил 7,5 %. Приволжский федеральный округ занимает ведущее положение по объему производства этилена в Российской Федерации – за период с 2017 по 2023 годы этот регион осуществил 57,5 % общего производства. На втором месте Уральский федеральный округ, доля которого составила 21,5 % производства. В декабре 2023 года объем производства этилена увеличился на 3,1 % по сравнению с декабрем предыдущего года и составил 398 368,4 тонн.

В настоящее время производство этилена ведётся на некоторых предприятиях нефтегазовой отрасли РФ: ЗАО «СИБУР-Химпром»; ОАО «СИБУР-Нефтехим»; ООО «Томскнефтехим»; ООО «СИБУР-Кстово»; ООО «Ставролен»; ОАО «Ангарский завод полимеров»; ЗАО «Новокуйбышевская НХК»; ОАО «Уфаоргсинтез»; ООО «Газпром нефтехим Салават»; ПАО «Казаньоргсинтез»; ОАО «Нижнекамскнефтехим», ПАО «СИБУР Холдинг» «ЗапСиб-Нефтехим» [2].

На данный момент ведется строительство новых установок и новых газохимических комплексов мирового масштаба. Так, например, ПАО «СИБУР Холдинг» и ПАО «Газпром» реализуют строительство «Амурского газохимического комплекса». При вводе данного объекта в эксплуатацию производственные мощности по производству этилена увеличатся на 2 000 тонн в год.

## 1.2 Описание процесса пиролиза

Пиролиз углеводородного сырья (от греч. πυρ – огонь, жар и lysis – разложение, распад) – процесс деструктивного расщепления углеводородов под действием высоких температур. Процесс пиролиза изначально был направлен на получение исключительно этилена. Но, с увеличением производственных мощностей стало выгодно получение не только этилена как конечного продукта, но и других олефиновых соединений.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		8



Сырьем для пиролиза обычно выступают парафиновые углеводороды, такие как этан, пропан, бутан, а также может использоваться сжиженные углеводородные газы или атмосферный газойль. Пиролиз проводится при высоких температурах в пределах от 800 °С до 1100 °С, при атмосферном или близком к нему давлении.

На рисунке 1 приведена принципиальная технологическая схема установки пиролиза этана.

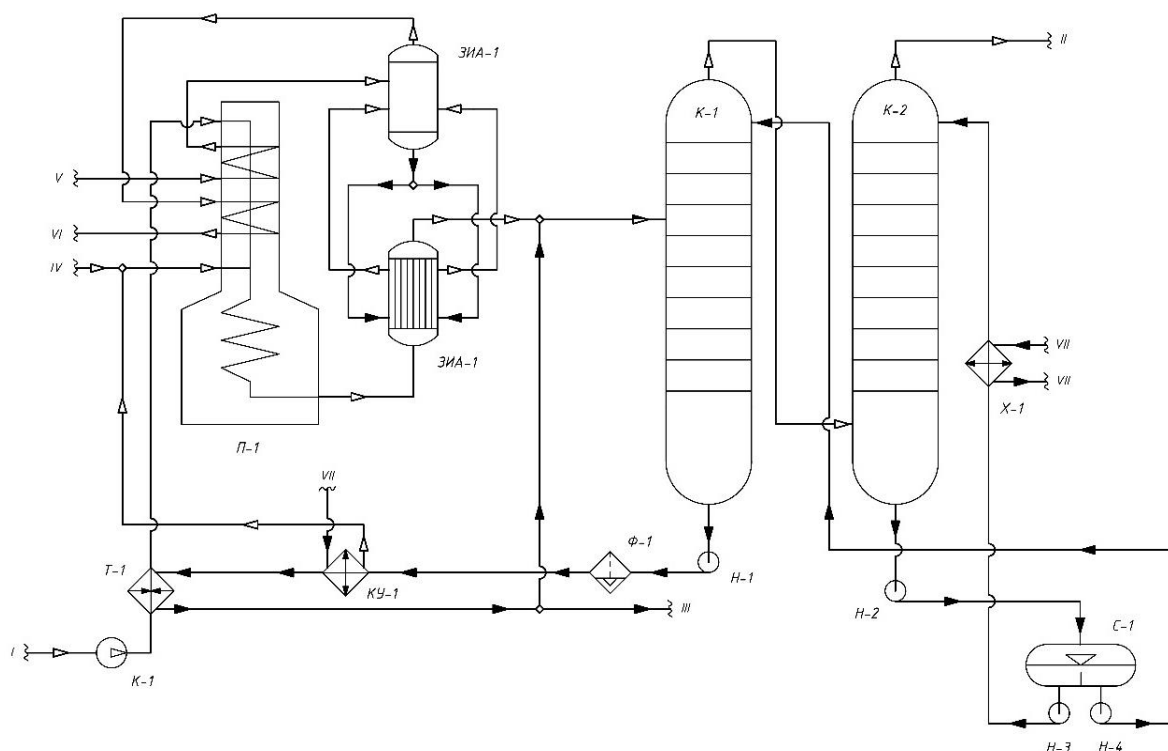


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема установки пиролиза этана:

П-1 – печь пиролиза; ЗИА-1 – закально-испарительный аппарат; К-1 – колонна первичного фракционирования; К-2 – колонна водной промывки; С-1 – водоотделитель; КТ-1 – котел-утилизатор; Ф-1 – фильтр; Х-1 – холодильник; К-1 – компрессор; Н-1, Н-2, Н-3, Н-4 – насосы; Т-1 – теплообменник.

І – этановая фракция; ІІ – газ пиролиза; ІІІ – тяжелая смола; ІV – водяной пар высокого давления; V – химически очищенная вода; VI – водяной пар; VII – вода.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

ВКР.236546.180301.ПЗ

Лист

9

Время пребывания сырья в пиролизе ограничено коротким интервалом времени от 0,1 до 0,5 секунды. Пиролизная печь состоит из двух камер: радиантной и конвекционной. В радиантной камере тепло передается реакционному змеевику за счет излучения, а в конвекционной камере за счет конвекции, то есть омывания поверхности труб, расположенных в конвекционной камере, дымовыми газами, образующимися в результате сжигания топлива. Температура в конвекционной камере около 500 °С, а в радиантной камере температура около 850 – 920 °С.

Сырье нагревается до 100 °С в теплообменнике Т-1 за счет тепла циркулирующего тяжелого масла. Затем сырьевой поток поступает в конвекционную камеру печи, смешиваясь с водяным паром. Реакционная смесь при температуре 650 °С поступает в радиантную камеру печи, где происходит процесс пиролиза. На выходе из радиантных труб температура газа около 860 °С.

Затем пирогаз мгновенно охлаждается в закалочном-испарительном аппарате ЗИА-1 трубчатого типа, в межтрубном пространстве циркулирует химически очищенная вода. Охлаждение нужно для того, чтобы предотвратить протекание реакций полимеризации, чьи продукты могут привести к забиванию оборудования и трубопроводов.

Образование пара высокого давления происходит за счет отводимого тепла. Химически очищенная вода, перегретая в печи, находится в паросборнике.

Пирогаз, охлажденный до 350 – 400 °С, поступает в узел закалки 6 для охлаждения до температуры 200 °С, данный процесс проходит за счет циркуляции тяжелого масла.

Данная смесь поступает в колонну первичного фракционирования К-1, в которой происходит разделение тяжелой смолы, кокса. Очистка газовых потоков происходит на разделяющих тарелках колонны, орошение происходит при помощи циркуляции тяжелой смолы. С верха колонны выходит смесь легкого масла, водяного пара и газа. Тяжелое масло, полученное из нижней час-

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		10

ти колонны К-1, подают насосом Н-1 через фильтр Ф-1 и котел-утилизатор КУ-1 в узел вспыска масла. Пары из колонны первичного фракционирования поступают в колонну К-2 водной промывки, где конденсируется смола и большая часть водяного пара. С верха колонны газ пиролиза направляется в отделение компримирования [3].

Смесь легкого масла и воды из нижней колонны К-2 направляется в водоотделитель С-1. В верхней части колонны К-1 в качестве орошения используется легкое масло, отделенное из нижней части колонны К-2. Вода направляется обратно для использования в процессе орошения колонны К-2.

### 1.3 Очистка этилена

Очистка этилена от примесей, включая ацетилен, представляет собой важный этап процесса обработки газа. Широкое применение нашел катализатор для удаления ацетилена из потока этилена на основе палладия, способный селективно гидрировать ацетилен до этилена. Еще одним эффективным способом очистки газа от ацетилена является промывка этилена раствором ацетона, поскольку ацетилен имеет высокую растворимость в ацетоне. Оба указанных метода могут быть использованы на разных этапах процесса очистки, в зависимости от нужного и требуемого качества очистки газа.

Для удаления ацетилена из этилена используют промывку газа раствором ацетона при низких температурах и селективное гидрирование, последнее является наиболее распространенным. Содержание ацетилена в газе, произведенном в результате пиролиза, обычно находится в пределах 0,1 – 1 %. Для достижения требуемого качества продукта необходимо снизить содержание ацетилена до 0,001 – 0,002 %.

Процесс удаления ацетилена путем его абсорбции ацетоном, основанный на преимущественном растворении ацетилена в ацетоне, проводится при низких температурах и осуществляется с применением фракционирующего абсорбера. При давлении 4 атмосфер и температуре минус 65 °С ацетилен поглощается ацетоном. Процедура очистки ацетона происходит в специальной

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		11

абсорбционной колонне, в которой насыщенный ацетон, содержащий ацетилен, подвергается регенерации для удаления ацетилена. После прохождения процесса охлаждения в системе теплообменников и холодильников ацетон снова поступает в абсорбционную колонну для повторного использования в цикле очистки этилена [4].

Диметилформаид является альтернативным растворителем, применяемым для очистки пирогаза от ацетилена. При условиях минус 50 °С и давлении 28 атмосфер, растворимость ацетилена в диметилформаиде превышает растворимость этилена в этом растворителе в 65-70 раз. Это свойство обуславливает возможность эффективной очистки газовых смесей от ацетилена с применением диметилформаида.

В процессе каталитического гидрирования ацетилена преимущественно наблюдается его превращение в этилен, являющийся преобладающим продуктом реакции. Гомологи ацетилена подвергаются схожей обработке, что приводит к образованию разнообразных углеводородных компонентов.

Для предварительного удаления ацетилена в присутствии водорода используют катализаторы на основе восстановленной оксидной формы железа и окисно-каталитические системы, включающие соединения кобальта, молибдена, хрома, никеля и кобальта. Использование указанных катализаторов минимизирует образование полимеров, что обеспечивает снижение концентрации ацетилена до уровней 10-10<sup>-4</sup> % и ниже [5].

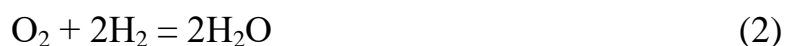
При этом процент потерь этилена составляет приблизительно 1 %, сопровождаясь гидрированием значительной части присутствующего бутадиена в газовой фазе. В случае, если бутадиен является одним из целевых продуктов, необходимо отделить его до этапа гидрирования.

Очистка этилена от ацетилена основана на реакции:



					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		12

При проведении гидрирования этилена также происходит дополнительное удаление кислорода и оксида углерода из реакционной среды.



В качестве катализаторов могут использоваться палладий на активированном угле, никель на кизельгуре и платина окиси алюминия.

Для проведения процесса гидрирования часто используется метано-водородная фракция. Температурные условия обычно поддерживаются в пределах 100 – 200 °С, а давление составляет 2 – 3 МПа. Процесс реализуется в реакторах трубчатого или колонного типа в соответствии с требованиями проведения процесса [6].

Блок каталитической очистки этилена от ацетилена представляет собой совокупность двух параллельно работающих трубчатых реакторов изотермического типа. Для обеспечения равномерного распределения и эффективного отвода тепла, свободное объемное пространство в трубках реактора катализатора заполняется активированным углем на 50 % от общего объема катализатора. Пропорции разбавления зависят от многих факторов, хотя обычно не превышают соотношение 1:1. Катализаторы, используемые в блоке очистки этилена, могут быть классифицированы на три основные группы.

Перечисленные возможные катализаторы представляют собой разнообразные сочетания активированного угля и оксида алюминия, обогащенные палладием в различных концентрациях. Например, катализаторы ГИПХ-108 и ПКУ-А-1.0Э, ПКУ-А-20Э содержат 2 % палладия в катализаторе ГИПХ и от 1,0 % до 2,0 % в катализаторах ПКУ. Катализаторы МА-15 и ПК-25 содержат до 0,5 % палладия на оксиде алюминия и 0,25 % соответственно. В отношении катализаторов KL-7741R, G83, G58B и C-31-1A, первый из них, представлен-

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		13

ный компанией CRI Kata Leune (Shell) на основе диоксида кремния, содержит менее 0,1 % палладия, в то время как остальные, выпускаемые компанией «SUD CHEMIE» на основе оксида алюминия, содержат 0,05 %, 0,015 %, а также 0,038 % палладия, соответственно.

В промышленной практике эксплуатации установок пиролиза существует тенденция к уменьшению содержания палладия в катализаторах как в России, так и в мировой практике. В условиях производства для удаления значительной части углекислого газа при его высокой концентрации применяются простые и недорогие методы. Среди таких методов можно выделить промывку газа водой под давлением.

Углекислый газ и сероводород обладают значительно высокой растворимостью в воде, поэтому после процесса промывки газовой смеси остаются лишь незначительные количества данных соединений, которые требуют последующего удаления другими методами. При производстве этилена из продуктов пиролиза требуется очистка от тяжелых углеводородов класса C<sub>4</sub> и выше. Диеновые углеводороды таких классов обладают способностью к полимеризации при работе различных газоразделительных установок. Образующиеся полимеры оказывают неблагоприятное воздействие на пористую структуру твердых сорбентов, что снижает их работоспособность и качество продукта [7].

Для эффективного удаления диеновых углеводородов из потока пирогаза целесообразно проводить процесс очистки до стадии осушки газа. Кроме того, важным фактором является необходимость эффективного разделения пирогаза от парафиновых и олефиновых углеводородов класса C<sub>4</sub> и выше для предотвращения возможных сбоев в работе оборудования по разделению газов в связи с возможной конденсацией углеводородов.

Для удаления парафиновых, олефиновых и диеновых углеводородов из потока пирогаза применяют различные методы промывки маслом, ректификации и адсорбции с использованием активированного угля. Для полноценного

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		14

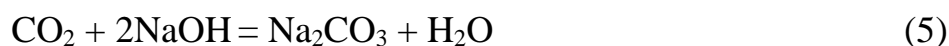
выделения из пирогаза тяжелых углеводородов, паров масла и других соединений наиболее распространенным методом остается использование установок угольной адсорбции.

Установка угольной адсорбции представляет собой колонны с периодическим режимом работы. Эти колонны объединены группами по две, где одна группа в работе производит адсорбцию нежелательных компонентов из газа, в то время как другая группа проходит процесс регенерации для восстановления работоспособности адсорбента.

Промышленное удаление углекислого газа и сероводорода из газовых потоков часто реализуется с применением жидких реагентов и растворителей в соответствии с вышеописанными методами. В большинстве случаев такой подход обеспечивает удовлетворительные результаты. Тем не менее, в случае необходимости повышения степени очистки газа, в частности этилена, от соединений  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$ , метод этаноламиновой промывки оказывается неэффективным.

При процессе очистки пирогаза с последующим получением этилена широко используется метод промывки газового потока раствором щелочи с целью удаления углекислого газа и сероводорода. Процесс поглощения указанных компонентов осуществляется в ряде последовательно установленных абсорбционных колонн с насадками. Для эффективного поглощения углекислого газа и сероводорода из газовой смеси применяется раствор  $\text{NaOH}$  с концентрацией вещества на уровне 10 % [8].

При этом протекают следующие химические реакции:





На некоторых промышленных установках, предназначенных для производства этилена, предварительная очистка газового потока от диоксида углерода ( $\text{CO}_2$ ) и сероводорода ( $\text{H}_2\text{S}$ ) осуществляется путем применения раствора солей аминокислот, в частности алкацидов.

После проведения очистки в составе пирогаза остаются лишь небольшие количества диоксида углерода, в то время как содержание сероводорода почти полностью исчезает. Окончательная очистка от остаточных количеств диоксида углерода выполняется путем обработки газового потока раствором щелочи.

При процессе пиролиза образуются органические кислоты, включая муравьиную и уксусную, которые могут быть удалены из газовой фазы путем использования процесса щелочной промывки. Сероокись углерода, в свою очередь, может быть эффективно извлечен из газовой смеси через контакт со щелочью при температуре  $60^\circ\text{C}$ .

При этом происходит реакция:



#### 1.4 Катализаторы гидрирования ацетилен

Для проведения селективного гидрирования ацетиленовых углеводородов широко применяются катализаторы на основе металлов VIII группы периодической системы химических элементов, таких как палладий и никель. Особое применение получили катализаторы, нанесенные на поверхность пористого алюмооксидного носителя. Хотя никельсодержащие катализаторы обладают более низкой стоимостью, процессы гидрирования с их участием обычно требуют более высоких температур, что может привести к повышенной дезактивации катализатора. Так, значение энергии активации гидрирования ацети-

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		16



лена на  $Ni^0$  составляет  $E_{акт} = 186$  кДж/моль, а на  $Pd^0 - E_{акт} = 125$  кДж/моль. При использовании палладиевых катализаторов, процесс гидрирования ацетилена происходит при более мягких температурных условиях и также способствует более легкому процессу регенерации катализатора. По сравнению с другими катализаторами, палладиевый катализатор отличается низкой подверженностью к деактивации катализатора из-за наличия в потоке газа сернистых соединений, оксидов углерода и тяжелых металлов [9].

В качестве носителя широко используются разнообразные формы оксида алюминия, пемзу, цеолиты, кизельгур, диоксид кремния и активированный уголь в качестве носителей катализаторов. Оксид алюминия, благодаря своей способности проходить фазовые превращения в процессе изготовления, оказывает влияние на размер пор, удельную поверхность, а также обладает высокой термической стабильностью в диапазоне температур от комнатной до  $1100$  °С. Именно в связи с этим он часто применяется в качестве основного материала для носителей катализаторов по сравнению с другими видами носителей.

Применение дополнительных металлов, в том числе Cu, Ag или Co, Cr, в качестве промоторов в активной фазе палладиевых катализаторов предназначено для повышения селективности реакции гидрирования ацетилена. Применение промоторов, таких как серебро, в палладиевых катализаторах приводит к заметному увеличению селективности формирования этилена без изменения общей активности катализатора. Такое промотирование способствует существенному увеличению селективности процесса. Например, селективность гидрирования ацетилена при использовании катализатора на основе палладия и меди приводит к уменьшению скорости реакции гидрирования, одновременно значительно повышая селективность процесса [10].

Для осуществления процесса селективного гидрирования ацетилена применяются отечественные катализаторы, производимые компанией ЗАО «Редкинский катализаторный завод». Российские катализаторы данного

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		17

производителя могут быть классифицированы на несколько поколений. Первое поколение включает в себя катализаторы с высоким содержанием палладия (0,50 % массы и выше), такие как ПУ ГИПХ-108, МА-15 и ФПК-1. Эти катализаторы обладают высокой активностью и демонстрируют устойчивость к воздействию каталитических ядов в виде монооксида углерода и меркаптанов, что обуславливает длительный срок службы в районе 1,5-2,0 лет. Однако, за счет значительного содержания палладия, они характеризуются высокой ценой [11].

Данные катализаторы первого поколения не удовлетворяют современные промышленные требования. Прежде всего, отмечается их низкая селективность, что приводит к значительным потерям этилена объемом до 3,0 %. Кроме того, в процессе эксплуатации указанных катализаторов происходит увеличенное образование олигомеров, известных как «зеленое масло». Особенно это наблюдается при использовании катализаторов МА-15 и ФПК-1, обусловленное высокими рабочими температурами в пределах 200 °С.

Катализатор ГИПХ-108 с активированным углем в качестве носителя имеет ограниченный срок службы из-за невозможности окислительной регенерации угля. Новое поколение катализаторов, представленное ПК-25 и КГС-25Ю с пониженным содержанием палладия (0,25 % массы), заменяет его. Основное отличие новых катализаторов – уменьшение стоимости за счет снижения содержания палладия.

Однако, подобно системам первого поколения, они также характеризуются низкой селективностью (потери этилена от 1 % до 3 % об.) и образованием «зеленого масла» из-за высоких рабочих температур, достигающих 90 °С в начале цикла и 150 °С в конце цикла. Каталитические системы включая КГСШ-01 и КГСШ-02, являются корочковыми и отличаются низким содержанием палладия (0,2 % массы). Данные катализаторы имеют высокую селективность и практически не образуют зеленое масло при реакции гидрирования, так как сам процесс происходит при низких температурах. Однако их реализация

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		18

в процессе гидрирования требует более тщательной очистки исходного материала от монооксида углерода, что приводит к усложнению технологической схемы и введению дополнительного этапа метанирования.

В таблице 1 представлена сравнительная характеристика катализаторов гидрирования.

Таблица 1 – Сравнительная характеристика катализаторов гидрирования

Фирма производитель	ЗАО «Редкинский катализаторный завод»					
Тип катализатора	ГИПХ-108	ФПК-1	ПК-25	КГС-25Ю	КГСШ-02	КГСШ-01
Палладий, % мас.	1,8-2,0	0,5	0,25	0,25	0,2	0,1
Носитель, % мас.	Уголь АР-Б	$\gamma$ - $Al_2O_3$	$\gamma$ - $Al_2O_3$	$\gamma$ - $Al_2O_3$	$\gamma$ - $Al_2O_3$	$\gamma$ - $Al_2O_3$
Носитель	цилиндры	экструдаты			шарики	шарики
Размер, мм	2,8-5,5	4,0-6,0	2,8-3,0	2,6-3,0	2,8 – 3,0	2,8 – 3,0
Насыпная плотность, кг/дм <sup>3</sup>	0,65	0,60	0,5-0,7	0,7-0,9	0,7-0,9	0,7-0,9
Средняя прочность на истирание, % мас., не менее	71	93	-	-	95	95
Режим эксплуатации:						
Температура, °С	80-200	125-165	40-90	50-120	150-250	90-250
Давление, МПа	2,0-2,8	0,2-0,3	2,8-3,0	2,8-3,0	3,1	3,1
Остаточное содержание $C_2H_2$ , ppm	-	10	-	-	10	10
Срок службы, лет	0,25	1-3	2	2	1,5	1,5

За рубежом для очистки этилена широко используются импортные катализаторы (производства Catalysts and Chemicals Industries Co Ltd, Axens и BASF Catalysts, Clariant, EVONIK), которые содержат сотые доли палладия.

Компания Catalysts and Chemicals Industries Co Ltd успешно разработала инновационный палладиевый катализатор с минимальным содержанием палладия (0,035 %) для эффективной очистки газов от ацетиленовых примесей. Фирма «Axens» представила новый катализатор, специально разработанный для эффективной очистки газа, содержащий высокое значение этилена и ацетилена, сохраняя оптимальные параметры при низких температурах и высоких давлениях, обеспечивая в итоге содержание ацетилена менее 2 ppm и увеличение содержания этилена до 55,0 % моль.

Усовершенствованные катализаторы Clariant марки OleMax 260 представляют собой инновационные катализаторы, предназначенные для проведения селективного гидрирования ацетилена нового поколения с высокой степенью продуктивности в сфере производства этилена. Данные катализаторы характеризуются выдающейся селективностью по отношению к ацетилену, минимизируя реакцию с этиленом и обеспечивая максимальный выход конечной продукции. Содержание палладия в катализаторах OleMax 260 составляет  $(0,035 \pm 0,005)$  % по массе, причем в качестве основы используется оксид алюминия [12].

Исключительные преимущества катализаторов OleMax 260 охватывают широкий рабочий диапазон даже при минимальных уровнях угарного газа, высокую стойкость к термическим воздействиям, высокую селективность по отношению к этилену, оптимальную активность для эксплуатации на всех установках деэтанзации.

Xi'an Lvneng Purification Technology Co., Ltd, китайская компания специализируется на производстве палладиевых катализаторов для гидрирования ацетиленовых примесей в газовых потоках. Предлагаемые ими катализаторы, содержащие около 0,3–0,5 % палладия, использующие в качестве носителя ак-

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		20

тивированный уголь или оксид кремния, могут представлять интерес для поставок на предприятия в Российской Федерации.

### 1.5 Адсорбенты доочистки этилена

Доочистка этилена проводится для полного удаления каталитических ядов до ничтожного малого содержания в потоке этилена. Доочистка проводится для удаления таких соединений как S, COS, H<sub>2</sub>S, O<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> и NO, NO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O, а также от воды и полярных соединений.

Процесс очистки этилена до полимеризационной чистоты производится в несколько последовательных стадий. На первом этапе происходит удаление ацетилена и кислорода с применением специальных катализаторов, имеющих в своем составе палладий, оксид меди, никель, платину и другие активные элементы. Для максимальной эффективности процесса гидрирования ацетилена вводится водород. Последующий этап предусматривает обработку газа с целью удаления монооксида углерода, где используются катализаторы, включающие оксид меди, хромит меди, Au/CeO<sub>2</sub> или оксиды Pt, Pd, Ag, V, Cr, Mn, Fe, Co, Ni на оксиде алюминия. Третий этап направлен на удаление воды и углекислого газа при помощи молекулярных сит. Завершающий этап представляет собой очистку от серосодержащих соединений, включая COS, CS<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, меркаптаны, а также кислород- и азотсодержащих компонентов. Такой способ, однако, имеет ряд недостатков. На первом этапе необходимо провести предварительную очистку от сернистых соединений, арсина и фосфина, так как это позволит избежать возможных проблем, связанных с деактивацией катализаторов и образованием взрывоопасных соединений в процессе очистки [13].

В патенте RU (11) 2 759 086(13) С1 «Способ очистки этилена полимеризационной чистоты» описываются требуемые виды адсорбентов, необходимые для удаление определенных отдельных химических соединений.

Для удаления S, COS, H<sub>2</sub>S применяются адсорбенты на основе ZnO/CuO на носителе Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Может применяться катализатор марки TAS-1, обладающий характеристиками высокой очистки от сернистых соединений.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		21

ций характеристиками высокой очистки от сернистых соединений. Может использоваться в процессе очистки арсенического сырья на полипропиленовых заводах и в крупномасштабных проектах по производству этилена. Очистка от ацетилена проводится его гидрированием на палладиевом катализаторе.

На этапе очистки этилена от кислорода используется адсорбер, заполненный катализатором на основе восстановленного оксида меди. В данном этапе катализатор является не только эффективным средством для удаления кислорода, но также обеспечивает высокую эффективность по удалению закиси азота. Работа адсорберов осуществляется циклически: в одном из адсорберов проходит процесс очистки, в то время как другой находится в режиме регенерации. Процесс регенерации представляет собой восстановление оксида меди до металлического состояния при продувке азотоводородной смесью. В зависимости от содержания кислорода в потоке этана очистка может производиться при использовании до трех аппаратов, действующих по принципу циклической смены режимов [14].

Аппараты для удаления СО загружены катализатором на основе оксида меди в окисленной форме, где происходит восстановление оксида меди до CuO. Адсорберы работают циклично: один аппарат осуществляет процесс очистки, в то время как в другом происходит регенерация. Процесс регенерации подразумевает окисление меди до оксида меди(II) при азотокислородной смеси. Очищенный этилен подвергается последующей доочистке от кислых газов, главным образом диоксида углерода (CO<sub>2</sub>), в адсорберах, оснащенных адсорбентами на основе молекулярных сит. Основной характеристикой процесса является селективное распределение адсорбционной емкости. Например, калиевые цеолиты 3А демонстрируют высокую эффективность удаления влаги, тогда как гибридный адсорбент показывает максимальную эффективность в поглощении метанола, кислородсодержащих соединений, аммиака, азотистых соединений. Адсорберы работают поочередно, где один из них работает в режиме осушки газа, в то время как другой находится на этапе регенерации с

целью восстановления его адсорбционной способности. В таблице 2 представлена характеристика адсорбентов для доочистки этилена [15].

Таблица 2 – Характеристика адсорбентов для доочистки этилена

Вид примеси	S (сернистые соединения)	O <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> O,	CO	CO <sub>2</sub>	Оксигенаты, влага, NH <sub>3</sub>
Состав адсорбента, %	ZnO/CuO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	ZnO/CuO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	ZnO/CuO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Молекулярные сита 13X Na <sub>2</sub> O·Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·m SiO <sub>2</sub> ·nH <sub>2</sub> O	Молекулярные сита 13X Na <sub>2</sub> O·Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·m SiO <sub>2</sub> ·nH <sub>2</sub> O
Форма	цилиндр	таблетки	таблетки	сферы	сферы
Режим эксплуатации:					
Температура, °C	40-50	80-90	80-90	40-50	40-50
Давление, МПа	3,5	3,5	3,5	3,0	3,0
Регенерация	–	Требуется регенерации при t = 100 °C	Требуется регенерации при t = 100 °C	Требуется регенерации при t = 250 °C	Требуется регенерации при t = 250 °C

## 2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Сырьем пиролиза является этановая и пропан-бутановая фракция.

Этановая и пропан-бутановая фракция сначала проходит предварительную очистку от кислых газов посредством аминовой промывки, затем сырье подвергается пиролизу. Получаемый пиролизный газ требует дальнейшей очистки, так как в полной мере не соответствует требованиям, предъявляемым к чистоте этилена. Технические требования к сырью указаны в таблице 3 [16].

Таблица 3 – Состав и характеристика этанового сырья

Наименование показателя	Технические требования
Содержание метана, % мас.	2,0
Содержание этана, % мас.	92,0
Содержание пропана, % мас.	3,0
Содержание углеводородов C <sub>4+</sub> , % мас.	отсутствует
Содержание CO <sub>2</sub> , % мас.	3,0
Содержание H <sub>2</sub> S, серы в пересчете на меркаптаны, COS (в пересчете на общую серу), ppm мас.	не более 100
Содержание COS, % ppm мас.	не более 10
Содержание метанола, ppm мас.	не более 50
Содержание кислорода, ppm мас.	не более 1,0
Содержание ртути, ppb мас.	5,0
Содержание PH <sub>3</sub> , ppb мас.	не более 20
Содержание AsH <sub>3</sub> , ppb мас.	не более 20
Содержание свинца, ppb мас.	не более 10
Содержание щелочных металлов, ppb мас.	не более 50
Содержание галогенидов, ppb мас.	не более 50
Содержание аммиака, аминов, ppm мол.	не более 5,0
Содержание воды, ppm мас.	не более 10

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>	<i>Землянская Е.С.</i>					У	24	90
<i>Провер.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							
<i>Н. Контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ, ИКиИН, гр.0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							



Требования к пропан-бутановому сырью указаны в таблице 4 [17]. Соотношение пропановой и бутановой фракции 2:1

Таблица 4 – Состав и характеристика пропан-бутанового сырья

Наименование показателя	Технические требования
Содержание компонентов:	
метан, % ррт об.	7,0
этан, % об.	1,46
пропан, % об.	69,42
изо-бутан, % об.	9,67
н-бутан, % об.	19,43
Пентан и выше, % об.	0,02
Содержание воды, % ррт об.	7,0
Содержание сероводорода, % об.	отсутствует
Содержание серы, ррт об.	13,0
Содержание метанола, ррт об.	38,0
Содержание ртути, ррт мас.	7,0

#### Характеристика продукции

При проведении процесса пиролиза производится следующая продукция: этилен и пропилен полимерного качества; водород высокой частоты; фракция C<sub>6</sub>–C<sub>8</sub> (пиролизный бензин). Требования к этилену полимерного качества указаны в таблице 5 [18].

Таблица 5 – Состав и характеристика этилена полимерного качества

Наименование показателя	Технические требования
1	2
Этилен, % об., не менее	99,0
метан + этан, ррт об.	1000
Ацетилен, ррт об.	0,5
Пропадиен + пропин, ррт об.	2
Общее содержание C <sub>3</sub> и выше, ррт об.	10
Водород, ррт об.	5
Азот, ррт об.	50
Кислород, ррт об.	0,1
Окись углерода, ррт об.	0,1
Двуокись углерода, ррт об.	1
Общее содержание кислородосодержащих соединений (метанол, спирты, альдегиды, кетоны), ррт об.	1 ( в пересчете на метилкетон)

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

1	2
Сероводород H <sub>2</sub> S, ppm об.	Включено в общую связанную серу
Сульфид карбонила COS, ppm мас.	0,2
Меркаптаны, ppm об.	0,3
Общая связанная сера, ppm об.	1,0 ( включая COS и меркаптаны)
Общий связанный азот (включая аммиак), ppm об.	0,2
Фосфин PH <sub>3</sub> , ppb об.	30
Арсин AsH <sub>3</sub> , ppb об.	30
Вода, ppm об.	0,1
Масло, ppm мас.	2,0
Примечание – Приведенные значения являются максимально допустимыми	

Как видно из таблицы 5, состав сырья до очистки существенно отличается от состава этилена после очистки. Содержание ацетиленов до очистки в газе пиролиза колеблется от 0,1 % до 1 %. После очистки содержание ацетиленов снижается до максимально допустимого значения 0,5-10<sup>-6</sup> %. Содержание сераорганических соединений, таких как сероводород и меркаптаны, должны быть удалены из газа, допускается содержание общей серы не более 1-10<sup>-6</sup> %. Содержание углекислого и угарного газа должно быть снижено до 1-10<sup>-6</sup> % и 0,1-10<sup>-6</sup> %, соответственно.

## 2.2 Описание технологической схемы узла очистки этилена

### 2.2.1 Щелочная очистка пирогаза

На рисунке 2 представлена технологическая схема абсорбционной очистки этилена.

Из приемного сепаратора С-1 удаления кислого газа пирогаз подается в нижнюю часть колонны А-1 щелочной очистки. Колонна включает две секции щелочной очистки и одну секцию обратной промывки. Все эти секции оснащены клапанными тарелками. Очистка до требуемого содержания H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub> выполняется в нижней и средней секциях колонны щелочной очистки. Циркуляция в нижнем цикле щелочной очистки обеспечивается циркуляционными насосами щелочи. Циркулирующая щелочь отбирается из кубовой части ко-

лонны и подается обратно в верхнюю часть нижней секции.

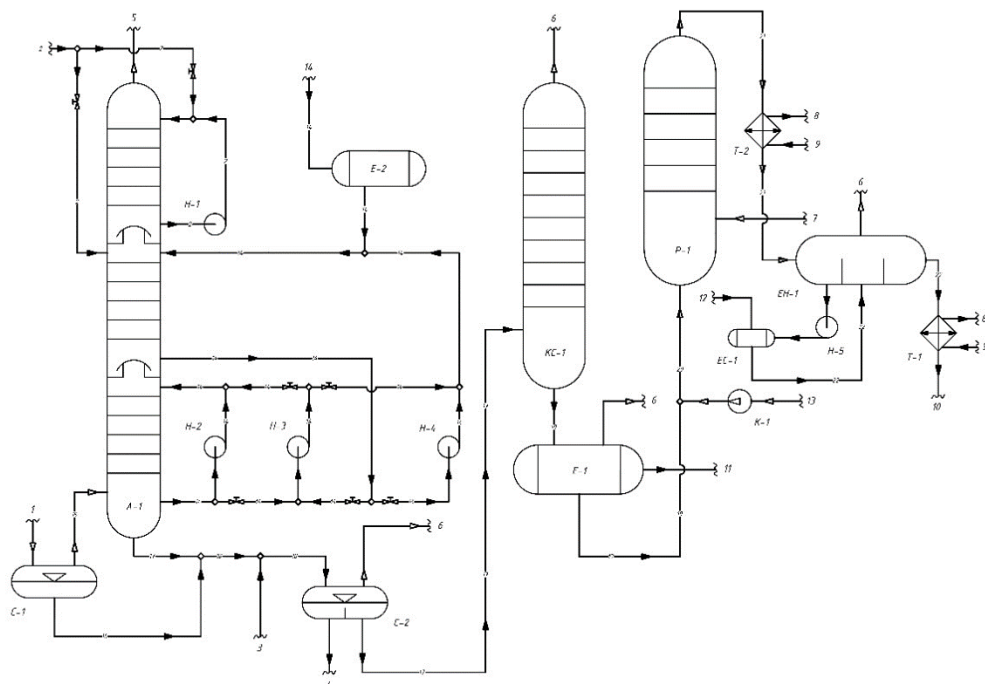


Рисунок 2 – Технологическая схема абсорбционной очистки этилена:  
 А-1 – абсорбер; Р-1 – окисления; КС-1 – колонна стабилизации; ЕН-1 – емкость-нейтрализатор; ЕС-1 – емкость-смеситель; С-1/2 – сепаратор; Е-1/2 – емкость; К-1 – компрессор; Т-1/2 – теплообменник; Н-1/5 – насос

Во втором цикле щелочной очистки щелочь собирается на полуглухой тарелке в нижней части средней секции и подается в верхнюю часть средней секции циркуляционным насосом щелочи. Избыточная щелочь из верхнего цикла щелочной очистки поступает в нижнюю секцию колонны щелочной очистки через нижнюю полуглухую тарелку.

Циркуляционный насос Н-1/4 щелочи является общим резервным насосом для нижнего и среднего циклов щелочной очистки. Свежая щелочь вводится в средний цикл. Количество свежей щелочи зависит от интенсивности использования щелочи. Содержание щелочи в среднем цикле регулируется при помощи перелива воды из секции промывочной воды через верхнюю полуглухую тарелку. Свежая щелочь (20 %) периодически поступает от границы установки и подается в емкость свежей щелочи Е-2, откуда перекачивается до-

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

зирочным насосом свежей щелочи в цикл щелочи. Кроме того, некоторый объем свежей щелочи направляется в блок конденсатоочистки и деминерализованной воды. Свежая щелочь во время опорожнения системы также может быть отправлена из емкости свежей щелочи на границы установки. В целях исключения кристаллизации и блокирования системы предусмотрена рециркуляционная линия для свежей щелочи.

Для предотвращения уноса щелочи к 5-й ступени компрессора пирогаза на тарелки обратной промывки водой в верхней секции подается котловая вода. Насос циркуляции перекачивает из верхней тарелки в верхнюю часть секции водной промывки. Избыток воды из секции промывочной воды поступает в среднюю секцию колонны через верхнюю полуглухую тарелку для разбавления свежей щелочи.

Излишек отработанной щелочи выводится из нижней части колонны щелочной очистки при контролируемом уровне, смешивается с конденсатом пирогаза из входного сепаратора пирогаза, 5-я ступень, и направляется при контролируемом уровне в сепаратор С-2.

В сепараторе С-2 выполняется разделение экстракционного бензина и отработанной щелочи. Отработанная щелочь подается при контролируемом уровне в колонну отпарки отработанной щелочи КС-1. Экстракционный бензин из направляется при контролируемом уровне расхода в закалочную колонну. Регулятор давления на выходе газа из обеспечивает постоянное рабочее давление 0,40 МПа (изб.).

В верхний и нижний циклы добавляется антивспениватель. При необходимости можно ввести ударную дозу антивспенивателя из дозаторных установок для и передвижной дозаторной установки.

#### Окисление отработанной щелочи

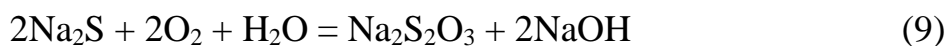
Целью окисления отработанной щелочи является преобразование токсичного сульфида натрия  $\text{Na}_2\text{S}$  в безвредные тиосульфат натрия  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  и сульфат натрия  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ . Реакции окисления и нейтрализации щелочного раст-

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		28

вора делают его пригодным для биологической очистки сточных вод.

Предварительная очистка осуществляется в колонне отпарки отработанной щелочи КС-1, используемой для удаления всех летучих углеводородов, например, бензола, посредством отпарки с использованием топливного газа (обогащенного метаном). Далее следует этап осаждения отработанной щелочи в резервуаре отработанной щелочи Е-1, где удаляются тяжелые органические компоненты, выделенные методом гравитационного разделения.

Отработанная щелочь нагревается до 150 °С и вступает в контакт с воздухом при среднем давлении 3,5 МПа (изб.). Преобразование сульфида производится в соответствии со следующими реакциями:



Отработанная щелочь из сепаратора С-2 подается в верхнюю часть колонны отпарки отработанной щелочи КС-1 (которая эксплуатируется при значении давления 0,1 МПа (изб.) и при температуре 50 °С) вместе с конденсатом сырого газа от факела сбросного газа. Отпарной газ (топливный газ) вводится в нижнюю часть с давлением 0,1 МПа (изб.) и температурой 50 °С. В удаленных углеводородах может содержаться щелочь, и они направляются на факел сбросного газа.

После отпарки отработанная щелочь подается в резервуар отработанной щелочи Е-1 при помощи насоса отработанной щелочи при контролируемом уровне вместе с щелочью из дренажной емкости щелочи и, при необходимости, сточными водами из сепаратора кислого газа. Линия рециркуляции со стороны нагнетания к верхней части предназначена для поддержания нагрузки колонны по жидкости. Аппарат служит в качестве резервуара для осаждения и хранения. Благодаря длительному времени пребывания в резервуаре достига-

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		29

ется эффективное отделение тяжелых органических соединений от отработанной щелочи. Сдувочные газы из сбрасываются на факел сбросного газа через эжектор резервуара отработанной щелочи. Снятые плавающие полимеры, углеводороды (и щелочная смесь) различного состава из резервуара отработанной щелочи могут быть выведены в ручном режиме посредством дренажной емкости углеводородов.

После этого отработанная щелочь смешивается со сжатым атмосферным воздухом из блочной установки воздушного компрессора и подается в реактор окисления отработанной щелочи Р-1. Для нагрева отработанной щелочи и сжатого воздуха используется пар высокого давления. Температура пара высокого давления регулируется путем ввода котловой воды в пароохладитель. Полное испарение воды обеспечивается при помощи статического смесителя. Воздух из блочной установки воздушного компрессора подается при контролируемом расходе и давлении 3,7 МПа (изб.). Сжатый воздух используется для подачи требуемого для реакции кислорода и улучшения смешивания и массообмена в реакторе окисления отработанной щелочи. Максимальное давление регулируется посредством выпуска воздуха в атмосферу.

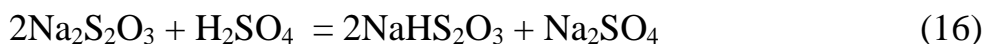
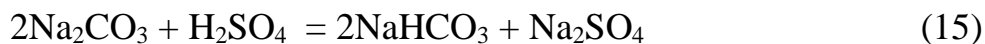
Окисленная щелочь из верхней части реактора поступает в холодильник окисленной щелочи Т-2 при значении давления 3,5 МПа (изб.) и при температуре 150 °С, где охлаждается охлаждающей водой. Через уравнительную линию неконденсируемый пар направляется в емкость нейтрализации.

Из аппарата отработанная щелочь подается в емкость нейтрализации ЕН-1 с давлением 0,50 МПа (изб.) и температурой 37 °С, где происходит отделение избыточного воздуха и нейтрализация отработанной щелочи. Отделенный избыточный воздух сбрасывается на факел сбросного газа с регулируемым давлением. В связи с тем, что в потоке содержится кислород, его нельзя объединять с потоком, обогащенным водородом или содержащим углеводороды, выше по потоку от факела сбросного газа. Содержание кислорода, сбрасываемом на факел сбросного газа, анализируется поточно в линии паров из

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		30

емкости нейтрализации. Аппарат разделен на три камеры. Фактическая нейтрализация оставшихся следовых количеств свободной щелочи происходит в реакционном контуре, состоящем из циркуляционного насоса нейтрализации, выпускного смесителя и возвратной трубы, в которой выполняется нейтрализация.

Для нейтрализации отработанной щелочи используется серная кислота (93,5–95 % масс.). Кислота, подаваемая от границы установки, хранится в емкости серной кислоты и направляется в контур нейтрализации при помощи дозирочного насоса серной кислоты с приводом от электродвигателя. Расход регулируется при помощи анализатора pH, находящегося в контуре нейтрализации, регулирующего ход дозирочного насоса. Низкое давление предупреждается путем ввода азота. Кроме того, некоторый объем серной кислоты с границ установки направляется в блок конденсатоочистки и деминерализованной воды. Серная кислота во время опорожнения системы также может быть отправлена из емкости серной кислоты на границы установки.



Щелочь и кислота смешиваются в смесителе ЕС-1, где протекают реак-

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		31

ции нейтрализации, реакциями (14) и (15) пренебрегают по причине образования сульфида натрия, состоявшего на этапе окисления. Степень превращения по реакции (11) составляет почти 100 %, в то время как степень превращения по реакциям (12) и (13) приблизительно равна 90 %.

Нейтрализованная щелочь выводится из емкости нейтрализации при регулируемом уровне, охлаждается в холодильнике Т-1 нейтрализованной отработанной щелочи с помощью охлаждающей воды с последующим направлением через систему сбора сточных вод на границе установки. Значение рН отработанной щелочи контролируется анализатором рН.

### 2.2.2 Гидрирование газа $C_2$

На рисунке 3 представлена технологическая схема узла гидрирования ацетилена в потоке пирогаза.

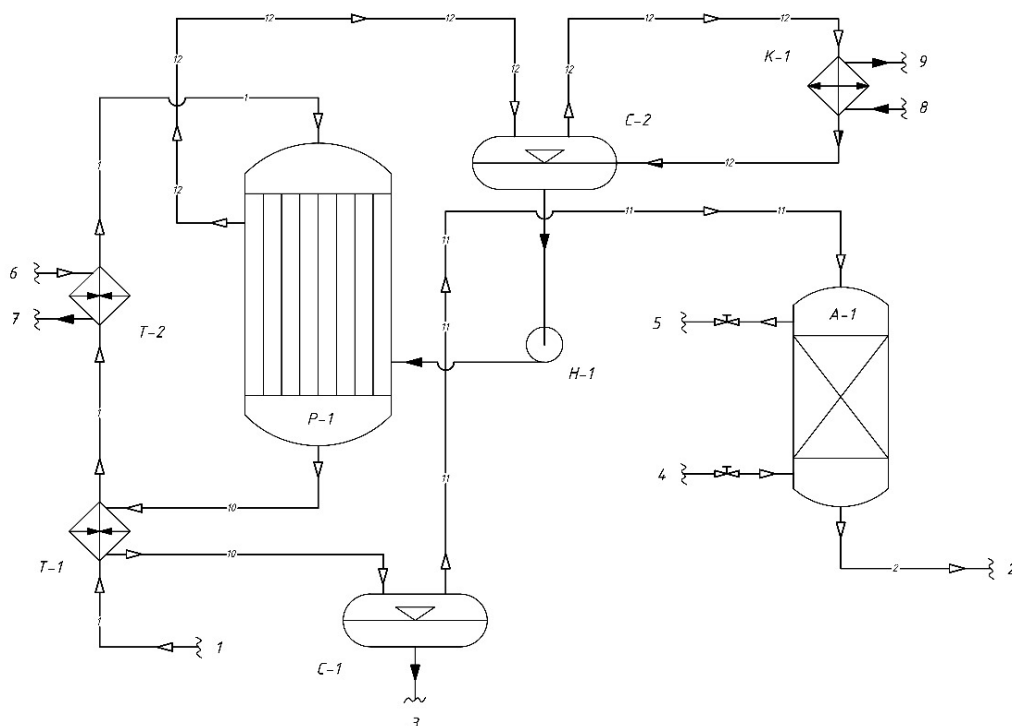


Рисунок 3 – Технологическая схема узла гидрирования ацетилена в потоке пирогаза:

Р-1 – реактор гидрирования; А-1 – адсорбер; С-1 – сепаратор; Т-1/2 – теплообменник; К-1 – конденсатор; Н-1 – насос



Продукт, содержащий весь  $C_2$  и более легкие компоненты пирогаза, подвергается селективному каталитическому гидрированию с целью удаления ацетилена.

Для этой цели поток  $C_2$  подогревается в противоточном теплообменнике гидрирования Т-1 и Т-2. Температура на входе реактора гидрирования может изменяться от прибл.  $50\text{ }^{\circ}\text{C}$  до  $90\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Гидрирование ацетилена выполняется в изотермическом реакторе гидрирования Р-1. Реактор спроектирован как трубчатый реактор, где трубки заполнены катализатором на основании палладия. Поток фракции  $C_2$  подается в реактор гидрирования  $C_2$  сверху вниз.

Реакция протекает следующим образом:



Желательной является только реакция (17), в то время как обе реакции (18) и (19) исключить невозможно. Тепло экзотермических реакций отводится испарением метанола на внешней стороне трубок. Газообразный метанол конденсируется с помощью охлаждающей воды в конденсаторе метанола К-1 и направляется в нижнюю часть реактора посредством сепаратора С-2. Изменяемое рабочее давление в колонне составляет от  $0,005\text{ МПа}$  (изб.) и до  $0,60\text{ МПа}$  (изб.).

Гидрированный поток этилена, охлажденный до минус  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , поступает в сепаратор С-1, где очищается от зеленого масла. Зеленое масло, отделяется от газового потока и уходит с установки. Ниже по потоку от поток  $C_2$  «минус» подается в защитный осушитель А-1. Происходит удаление следового количества воды (при наличии) для обеспечения длительного эффективного рабочего

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		33

времени низкотемпературной секции. Осушитель регенерируется остаточным газом из системы регенерации согласно автоматической последовательности операций осушителя.

### 2.2.3 Адсорбционная доочистка

На рисунке 4 представлена технологическая схема адсорбционной доочистки этилена.

Этилен подается в аппарат РО-1 удаления серы из этилена. В аппарате удаления серы из этилена находится слой адсорбента  $ZnO/Al_2O_3$ , который удаляет соединения серы из потока этилена за счет реакции соединениями серы.

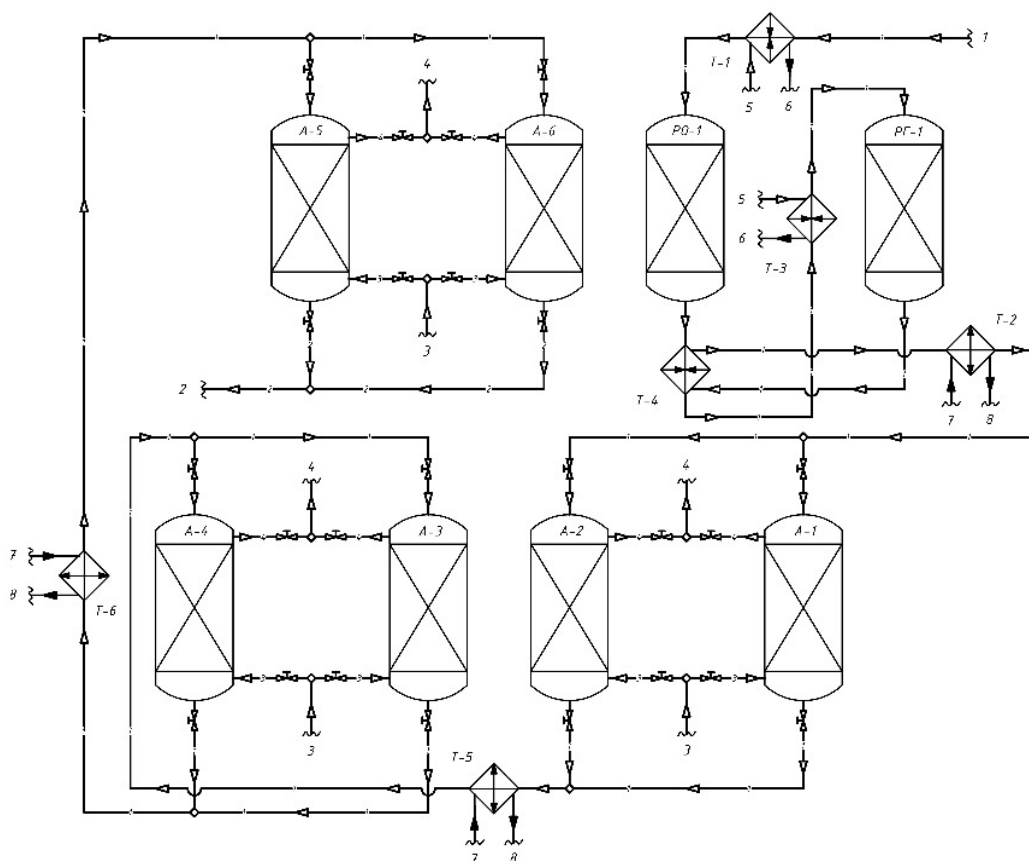


Рисунок 4 – Технологическая схема адсорбционной доочистки этилена:  
 РО-1 – реактор обессеривания; РГ-1 – реактор гидрирования; А-1/6 – адсорбер; Т-1/6 – теплообменник

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.236546.180301.ПЗ

Лист

34

Адсорбент аппарата очистки от серы не требует регенерации. Выходя из аппарата удаления серы, этилен поступает в аппарат очистки этилена от ацетилена РГ-1, очистка основана на химическом превращении ацетилена в этилен на палладиевом катализаторе. После выхода из реактора удаления ацетилена, этилен проходит в аппарат удаления  $N_2O$  и  $CO$ ,  $O_2$  и  $H_2$ . Данная очистка проводится в четырех аппаратах. В первом аппарате А-1 производится удаление  $N_2O$ ,  $O_2$  и  $H_2$ , во втором аппарате проводится очистка от монооксида углерода А-2. Два аппарата работают на разных видах адсорбента.

Затем газ проходит в аппараты А-4 и А-5, где еще раз проводится очистка от окиси углерода и оксидов азота.

После очистки от оксидов азота и углерода, этилен поступает в осушители А-5 и А-6. Во время прохождения через осушитель этилена происходит удаление из потока этилена следовых количеств воды, углекислого газа и оксигенатов. В осушителе этилена предусмотрены два типа адсорбента. Регенерация адсорбентов проводится продувкой снизу вверх горячим азотом.

## 2.3 Материальные балансы узла очистки этилена

### 2.3.1 Материальный баланс щелочной промывки

Очистка от кислых газов пирогаза проводится промывкой 20 %-ным раствором щелочи в абсорбере.

Производительность этан-этиленовой фракции принимаем по практическим данным  $G_{\text{ээф}1} = 4920000,0$  т/год [19].

Часовая производительность установки:

$$G_{\text{ээф}} = \frac{G_{\text{ээф}1} \cdot 1000}{\tau} \quad (20)$$

$$G_{\text{ээф}} = \frac{5565043,0 \cdot 1000}{8200} = 600000,0 \text{ кг/ч}$$

где  $G_{\text{ээф}}$  – производительность установки по этан-этиленовой фракции, т/год;

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
						35
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$\tau$  – время работы, ч.

Процентное соотношение состава фракции ЭЭФ на входе в абсорбер щелочной промывки:

$$W(H_2) = 2,80 \%$$

$$W(N_2) = 0,02 \%$$

$$W(CO) = 0,09 \%$$

$$W(CO_2) = 35 \cdot 10^{-6} \%$$

$$W(H_2S) = 15 \cdot 10^{-6} \%$$

$$W(CH_4) = 10,40 \%$$

$$W(C_2H_2) = 0,40 \%$$

$$W(C_2H_4) = 43,49 \%$$

$$W(C_2H_6) = 21,25 \%$$

$$W(C_3H_6) = 8,00 \%$$

$$W(C_3H_8) = 4,50 \%$$

$$W(C_4H_4) = 0,10 \%$$

$$W(C_4H_6) = 2,30 \%$$

$$W(C_4H_8) = 1,70 \%$$

$$W(C_4H_{10}) = 2,00 \%$$

$$W(C_6H_6) = 2,50 \%$$

$$W(C_7H_8) = 0,20 \%$$

$$W(H_2O) = 0,25 \%$$

Расход по водороду составит:

$$G_{\text{ээф}} = \frac{G_{\text{ээф1}} \cdot W(H_2)}{100} \quad (21)$$

$$G(H_2) = \frac{600000,0 \cdot 2,80}{100} = 16\,800,0 \text{ кг/ч}$$

Аналогично просчитываем остальные компоненты:

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		36

$$G(\text{N}_2) = \frac{600000,0 \cdot 0,02}{100} = 120,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{CO}) = \frac{600000,0 \cdot 0,09}{100} = 540,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{CO}_2) = \frac{600000,0 \cdot 35 \cdot 10^{-6}}{100} = 0,21 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{H}_2\text{S}) = \frac{600000,0 \cdot 15 \cdot 10^{-6}}{100} = 0,09 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{CH}_4) = \frac{600000,0 \cdot 10,40}{100} = 62\,400,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_2) = \frac{600000,0 \cdot 0,40}{100} = 2400,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_4) = \frac{600000,0 \cdot 43,49}{100} = 260\,940,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_6) = \frac{600000,0 \cdot 21,25}{100} = 127\,500,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_3\text{H}_6) = \frac{600000,0 \cdot 8,00}{100} = 48\,000,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_3\text{H}_8) = \frac{600000,0 \cdot 4,50}{100} = 27\,000,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_4\text{H}_4) = \frac{600000,0 \cdot 0,1}{100} = 600,0 \text{ кг/ч}$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<b>Лист</b>
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>		<b>37</b>

$$G(C_4H_6) = \frac{600000,0 \cdot 2,30}{100} = 13\,800,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_4H_8) = \frac{600000,0 \cdot 1,70}{100} = 10\,200,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_4H_{10}) = \frac{600000,0 \cdot 2,00}{100} = 12\,000,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_6H_6) = \frac{600000,0 \cdot 2,50}{100} = 15\,000,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_7H_8) = \frac{600000,0 \cdot 0,20}{100} = 1\,200,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(H_2O) = \frac{600000,0 \cdot 0,25}{100} = 1\,500,0 \text{ кг/ч}$$

В секцию А абсорбера поступает вода:  $G(H_2O) = 12000,0 \text{ кг/ч}$ .

Приход щелочи в секции В и С:

Секция В:  $G(NaOH_{p-p}) = 120\,000,0 \text{ кг/ч}$

$W(H_2O) = 93,12 \%$

$W(NaOH) = 5,83 \%$

$W(Na_2CO_3) = 0,35 \%$

$$G(H_2O) = 120\,000,0 \cdot 0,9312 = 111\,744,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(NaOH) = 120\,000,0 \cdot 0,0583 = 6\,996,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(Na_2CO_3) = 120\,000,0 \cdot 0,0035 = 450,0 \text{ кг/ч}$$

Секция С:  $G(NaOH_{p-p}) = 115\,000,0 \text{ кг/ч}$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		38

$$W(\text{H}_2\text{O}) = 93,15 \%$$

$$W(\text{NaOH}) = 1,17 \%$$

$$W(\text{Na}_2\text{S}) = 1,47 \%$$

$$W(\text{Na}_2\text{CO}_3) = 4,21 \%$$

$$G(\text{H}_2\text{O}) = 115\,000,0 \cdot 0,9315 = 107\,122,5 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{NaOH}) = 115\,000,0 \cdot 0,0117 = 1345,5 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{Na}_2\text{CO}_3) = 115\,000,0 \cdot 0,0421 = 4841,5 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{Na}_2\text{S}) = 115\,000,0 \cdot 0,0147 = 1690,5 \text{ г/ч}$$

Процентное соотношение состава фракции ЭЭФ на выходе из абсорбера щелочной промывки:

$$W(\text{H}_2) = 2,80 \%$$

$$W(\text{N}_2) = 0,02 \%$$

$$W(\text{CO}) = 0,09 \%$$

$$W(\text{CO}_2) = 0,3 \cdot 10^{-6} \%$$

$$W(\text{H}_2\text{S}) = 0,1 \cdot 10^{-7} \%$$

$$W(\text{CH}_4) = 10,40 \%$$

$$W(\text{C}_2\text{H}_2) = 0,40 \%$$

$$W(\text{C}_2\text{H}_4) = 43,49 \%$$

$$W(\text{C}_2\text{H}_6) = 21,25 \%$$

$$W(\text{C}_3\text{H}_6) = 8,00 \%$$

$$W(\text{C}_3\text{H}_8) = 4,50 \%$$

$$W(\text{C}_4\text{H}_4) = 0,10 \%$$

$$W(\text{C}_4\text{H}_6) = 2,30 \%$$

$$W(\text{C}_4\text{H}_8) = 1,70 \%$$

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		39

$$W(C_4H_{10}) = 2,00 \%$$

$$W(C_6H_6) = 2,50 \%$$

$$W(C_7H_8) = 0,20 \%$$

$$W(H_2O) = 0,30 \%$$

Расход по водороду составит:

$$G(H_2) = \frac{G_{\text{ЭЭФ}} \cdot W(H_2)}{100} \quad (22)$$

$$G(H_2) = \frac{600000,0 \cdot 2,80}{100} = 16\,800,0 \text{ кг/ч}$$

Аналогично просчитываем остальные компоненты:

$$G(N_2) = \frac{600000,0 \cdot 0,02}{100} = 120,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(CO) = \frac{600000,0 \cdot 0,09}{100} = 540,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(CO_2) = \frac{600000,0 \cdot 0,3 \cdot 10^{-6}}{100} = 0,0018 \text{ кг/ч}$$

$$G(H_2S) = \frac{600000,0 \cdot 0,1 \cdot 10^{-6}}{100} = 0,0006 \text{ кг/ч}$$

$$G(CH_4) = \frac{600000,0 \cdot 10,40}{100} = 62\,400,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_2H_2) = \frac{600000,0 \cdot 0,40}{100} = 2400,0 \text{ кг/ч}$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		40



$$G(C_2H_4) = \frac{600000,0 \cdot 43,49}{100} = 260\,940,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_2H_6) = \frac{600000,0 \cdot 21,25}{100} = 127\,500,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_3H_6) = \frac{600000,0 \cdot 8,00}{100} = 48\,000,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_3H_8) = \frac{600000,0 \cdot 4,50}{100} = 27\,000,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_4H_4) = \frac{600000,0 \cdot 0,1}{100} = 600,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_4H_6) = \frac{600000,0 \cdot 2,30}{100} = 13\,800,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_4H_8) = \frac{600000,0 \cdot 1,70}{100} = 10\,200,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_4H_{10}) = \frac{600000,0 \cdot 2,00}{100} = 12\,000,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(C_6H_6) = \frac{600000,0 \cdot 2,50}{100} = 15\,000,0 \text{ кг/ч}$$

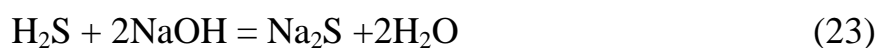
$$G(C_7H_8) = \frac{600000,0 \cdot 0,20}{100} = 1200,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(H_2O) = \frac{600000,0 \cdot 0,3}{100} = 1800,0 \text{ кг/ч}$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<b>Лист</b>
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>		<b>41</b>

Рассчитаем расход раствора отработанной щелочи из куба абсорбера и ушедшего раствора на циркуляцию в секцию В и С.

Проведем расчёт количества образовавшегося  $\text{Na}_2\text{S}$  и  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  из уравнений 23 и 24.



Количество образованного  $\text{Na}_2\text{S}$ , найдем исходя из уравнения (23):

$$G^*(\text{Na}_2\text{S}) = G(\text{H}_2\text{S}) \cdot \frac{M(\text{Na}_2\text{S})}{M(\text{H}_2\text{S})} \quad (25)$$

$$G^*(\text{H}_2\text{O}) = 0,09 \cdot \frac{78}{34} = 0,21 \text{ кг/ч}$$

где  $M(\text{Na}_2\text{S})$  – молярная масса сульфида натрия г/моль;

$M(\text{H}_2\text{S})$  – молярная масса сероводорода г/моль.

Количество образованного  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , найдем исходя из уравнения (24):

$$G^*(\text{Na}_2\text{CO}_3) = G(\text{CO}_2) \cdot \frac{M(\text{Na}_2\text{CO}_3)}{M(\text{CO}_2)} \quad (26)$$

$$G^*(\text{H}_2\text{O}) = 0,21 \cdot \frac{106}{44} = 0,51 \text{ кг/ч}$$

где  $M(\text{Na}_2\text{CO}_3)$  – молярная масса карбоната натрия г/моль;

$M(\text{CO}_2)$  – молярная масса углекислого газа г/моль.

С учета расхода на циркуляцию, общая сумма расхода  $\text{Na}_2\text{S}$  и  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  составит:

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		42

$$G(\text{Na}_2\text{CO}_3) = 0,51 + 5355,89 = 5356,4 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{Na}_2\text{S}) = 0,21 + 1892,19 = 1892,40 \text{ кг/ч}$$

Непрореагировавшая щелочь уходит в размере 0,5 % от всего расхода:

$$G(\text{NaOH}) = 0,005 \cdot 8341,5 = 41,71 \text{ кг/ч}$$

Рассчитаем расход воды из куба и ушедшего раствора на циркуляцию.  
Проведем расчёт количества образовавшейся воды из уравнений 27 и 28.



Количество образованной  $\text{H}_2\text{O}$ , найдем исходя из уравнения (27):

$$G^*(\text{H}_2\text{O}) = G(\text{H}_2\text{S}) \cdot \frac{M(\text{H}_2\text{S})}{2M(\text{H}_2\text{O})} \quad (29)$$

$$G^*(\text{H}_2\text{O}) = 0,09 \cdot \frac{106}{2 \cdot 18} = 0,085 \text{ кг/ч}$$

где  $M(\text{H}_2\text{S})$  – молярная масса сероводорода г/моль;

$M(\text{H}_2\text{O})$  – молярная масса воды г/моль.

Количество образованного  $\text{H}_2\text{O}$ , найдем исходя из уравнения (28):

$$G^*(\text{H}_2\text{O}) = G(\text{CO}_2) \cdot \frac{M(\text{H}_2\text{O})}{2M(\text{CO}_2)} \quad (30)$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
						43
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$G^*(\text{H}_2\text{O}) = 2550,0 \cdot \frac{106}{2 \cdot 44} = 0,51 \text{ кг/ч}$$

где  $M(\text{Na}_2\text{CO}_3)$  – молярная масса карбоната натрия г/моль;

$M(\text{CO}_2)$  – молярная масса углекислого газа г/моль.

С учета расхода на циркуляцию, общая сумма расхода  $\text{H}_2\text{O}$  составит:

$$G(\text{H}_2\text{O}) = 0,60 + 230565,9 = 230\,566,5 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс щелочной очистки представлен в таблице 6.

Таблица 6 – Материальный баланс щелочной очистки

Компоненты	Приход		Расход	
	% (мас.)	кг/ч	% (мас.)	кг/ч
<b>пирогаз</b>				
H <sub>2</sub>	2,80	16800,0	2,80	16800,0
N <sub>2</sub>	0,02	120,0	0,02	120,0
CO	0,09	540,0	0,09	540,0
CO <sub>2</sub>	$35 \cdot 10^{-6}$	0,21	$0,3 \cdot 10^{-6}$	0,0018
H <sub>2</sub> S	$15 \cdot 10^{-6}$	0,09	$0,1 \cdot 10^{-6}$	0,00006
CH <sub>4</sub>	10,40	62400,0	10,40	62400,0
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,40	2400,0	0,40	2400,0
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	43,49	260940,0	43,49	260940,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	21,25	127500,0	21,25	127500,0
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	8,00	48000,0	8,00	48000,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	4,50	27000,0	4,50	27000,0
C <sub>4</sub> H <sub>4</sub>	0,10	600,0	0,10	600,0
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	2,30	13800,0	2,30	13800,0
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1,70	10200,0	1,70	10200,0
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,00	12000,0	2,00	12000,0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	2,50	15000,0	2,50	15000,0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,20	1200,0	0,20	1200,0
H <sub>2</sub> O	0,25	1500,0	0,30	1800,0
<b>р-р NaOH с циркуляцией</b>	<b>100</b>	<b>246 190,0</b>	<b>100</b>	<b>245 890,0</b>
NaOH	3,34	8341,5	3,29	8075,2
H <sub>2</sub> O	93,80	230866,5	93,78	230 566,5
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	2,16	5291,5	2,21	5356,4
Na <sub>2</sub> S	0,70	1690,5	0,72	1892,4
<b>ИТОГО:</b>	<b>100,0</b>	<b>846 190,0</b>	<b>100,0</b>	<b>846 190,0</b>

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

ВКР.236546.180301.ПЗ

Лист

44

### 2.3.2 Материальный баланс гидрирования ацетилена

Гидрирование ацетилена в потоке этан-этиленовой фракции происходит в трубчатом ректоре гидрирования на палладиевом катализаторе. Производительность этан-этиленовой фракции принимаем по практическим данным  $G_{\text{ЭЭФ1}} = 4100000$ , т/год. Часовая производительность установки [20]:

$$G_{\text{ЭЭФ}} = \frac{G_{\text{ЭЭФ1}} \cdot 1000}{\tau} \quad (31)$$

$$G_{\text{ЭЭФ}} = \frac{4100000 \cdot 1000}{8200} = 500\,000 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

где  $G_{\text{ЭЭФ}}$  – производительность установки по этан-этиленовой фракции, т/год;

$\tau$  – время работы, ч.

Процентное соотношение состава фракции ЭЭФ на входе в реактор:

$$W(\text{H}_2) = 3,70 \%$$

$$W(\text{N}_2) = 0,02 \%$$

$$W(\text{CO}) = 0,09 \%$$

$$W(\text{CH}_4) = 13,90 \%$$

$$W(\text{C}_2\text{H}_2) = 0,55 \%$$

$$W(\text{C}_2\text{H}_4) = 54,26 \%$$

$$W(\text{C}_2\text{H}_6) = 27,40 \%$$

$$W(\text{C}_3\text{H}_6) = 0,08 \%$$

Расход по водороду составит:

$$G(\text{H}_2) = \frac{G_{\text{ЭЭФ}} \cdot W(\text{H}_2)}{100} \quad (32)$$

$$G(\text{H}_2) = \frac{500\,000 \cdot 3,70}{100} = 18\,500,0 \text{ кг/ч}$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		45

Следующие компоненты считаем аналогично:

$$G(\text{N}_2) = \frac{500\,000 \cdot 0,02}{100} = 100,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{CO}) = \frac{500\,000 \cdot 0,09}{100} = 450,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{CH}_4) = \frac{500\,000 \cdot 13,90}{100} = 69\,500,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_2) = \frac{500\,000 \cdot 0,55}{100} = 2\,750,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_4) = \frac{500\,000 \cdot 54,26}{100} = 271\,300,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_6) = \frac{500\,000 \cdot 27,40}{100} = 137\,000,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_3\text{H}_6) = \frac{500\,000 \cdot 0,08}{100} = 400,0 \text{ кг/ч}$$

Процентное соотношение этилена и этана на выходе из реактора:

$$W(\text{C}_2\text{H}_4) = 54,77 \%$$

$$W(\text{C}_2\text{H}_6) = 27,50 \%$$

Расход по этилену и этану составит:

$$G^*(\text{C}_2\text{H}_4) = \frac{500\,000 \cdot 54,72}{100} = 273\,850,0 \text{ кг/ч}$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		46

$$G^*(C_2H_6) = \frac{500000 \cdot 27,50}{100} = 137\,500,0 \text{ кг/ч}$$

Разница между расходом этилена на входе и выходе из реактора является расходом ацетилена, превращенного в этилен.

$$G^P(C_2H_4) = G^*(C_2H_4) - G(C_2H_4) \quad (33)$$

$$G^P(C_2H_4) = 273\,850,0 - 271\,300,0 = 2550,0 \text{ кг/ч}$$

Количество ацетилена, пошедшего на реакцию, образования этилена найдем исходя из уравнения (34):



$$G^*(C_2H_2) = G^P(C_2H_4) \cdot \frac{M(C_2H_2)}{M(C_2H_4)} \quad (35)$$

$$G^*(C_2H_2) = 2550,0 \cdot \frac{26}{28} = 2367,9 \text{ кг/ч}$$

где  $M(C_2H_2)$  – молярная масса ацетилена г/моль;

$M(C_2H_4)$  – молярная масса этилена г/моль.

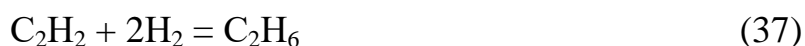
Разница между расходом этана на входе и выходе из реактора является расходом ацетилена и этилена, превращенного в этан.

$$G^P(C_2H_6) = G^*(C_2H_6) - G(C_2H_6) \quad (36)$$

$$G^P(C_2H_6) = 137\,500,0 - 137\,000,0 = 500,0 \text{ кг/ч}$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Но так как этан участвует в двух реакциях (25) и (26), примем, что этан образовался в соотношении 1:1.



Количество ацетилена, пошедшего на реакцию, образования этана найдем исходя из уравнения (37):

$$G^*(\text{C}_2\text{H}_2) = 0,5G^p(\text{C}_2\text{H}_6) \cdot \frac{M(\text{C}_2\text{H}_2)}{M(\text{C}_2\text{H}_6)} \quad (39)$$

$$G^*(\text{C}_2\text{H}_2) = 0,5 \cdot 500,0 \cdot \frac{26}{30} = 216,7 \text{ кг/ч}$$

где  $M(\text{C}_2\text{H}_2)$  – молярная масса ацетилена г/моль;

$M(\text{C}_2\text{H}_6)$  – молярная масса этана г/моль.

Количество этилена, пошедшего на образование этана, найдем исходя из уравнения (38):

$$G^*(\text{C}_2\text{H}_4) = 0,5G^p(\text{C}_2\text{H}_6) \cdot \frac{M(\text{C}_2\text{H}_4)}{M(\text{C}_2\text{H}_6)} \quad (40)$$

$$G^*(\text{C}_2\text{H}_4) = 0,5 \cdot 500,0 \cdot \frac{28}{30} = 233,3 \text{ кг/ч}$$

где  $M(\text{C}_2\text{H}_4)$  – молярная масса этилена г/моль;

$M(\text{C}_2\text{H}_6)$  – молярная масса этана г/моль.

Соответственно, общий расход образованного этилена составит:

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		48



$$G(C_2H_4) = 2550,0 + 233,3 = 2783,3 \text{ кг/ч}$$

Количество этилена, пошедшего на реакцию, образования этана:

$$G^*(C_2H_4) = G(C_2H_6) \cdot \frac{M(C_2H_2)}{M(C_2H_4)} \quad (41)$$

$$G^*(C_2H_4) = 2783,3 \cdot \frac{26}{28} = 2584,5 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс гидрирования ацетиленов представлен в таблице 7.

Таблица 7 – Материальный баланс гидрирования ацетиленов в потоке ЭЭФ

Компоненты	Приход		Расход	
	% (мас.)	кг/ч	% (мас.)	кг/ч
H <sub>2</sub>	3,70	18500,0	3,64	18200,0
N <sub>2</sub>	0,02	100,0	0,02	100,0
CO	0,09	450,0	0,09	450,0
CH <sub>4</sub>	13,90	69500,0	13,90	69500,0
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,55	2750,0	-	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	54,26	271300,0	54,77	273850,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	27,40	137000,0	27,50	137500,0
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,08	400,0	0,08	400,0
<b>ИТОГО:</b>	100,0	500 000,0	100,0	500 000,0

### 2.3.3 Материальный баланс адсорбционной очистки

Доочистка этилена проводится на адсорбционной установке, предназначенной для полного удаления всех каталитических ядов из этилена. Производительность принимаем по практическим данным  $G_{Э} = 200\ 000$  кг/ч.

Состав потока этилена на входе на адсорбционную установку [21]:

$$W(H_2) = 4 \text{ ppm}$$

$$W(CO) = 1,0 \text{ ppm}$$

$$W(S_{\text{общ}}) = 0,5 \text{ ppm}$$

$$W(CO_2) = 0,6 \text{ ppm}$$

$$W(O_2) = 0,3 \text{ ppm}$$

$$W(NO + NO_2) = 0,2 \text{ ppm}$$

$$W(N_2O) = 1000 \text{ ppm}$$

$$W(H_2O) = 1,5 \text{ ppm}$$

$$W(CH_4) = 0,6 \text{ ppm}$$

$$W(C_2H_2) = 1,0 \text{ ppm}$$

$$W(C_2H_4) = 99,90 \%$$

$$W(C_2H_6) = 0,4 \text{ ppm}$$

$$W(C_3H_6) = 5 \text{ ppm}$$

Расход по водороду составит:

$$G(H_2) = \frac{G_{\text{э}} \cdot W(H_2)}{100} \quad (42)$$

$$G(H_2) = \frac{200\,000 \cdot 0,0004}{100} = 0,8 \text{ кг/ч}$$

Следующие компоненты считаем аналогично:

$$G(S_{\text{общ}}) = \frac{200\,000 \cdot 0,00005}{100} = 0,1 \text{ кг/ч}$$

$$G(CO) = \frac{200\,000 \cdot 0,0001}{100} = 0,2 \text{ кг/ч}$$

$$G(CO_2) = \frac{200\,000 \cdot 0,00006}{100} = 0,12 \text{ кг/ч}$$

$$G(O_2) = \frac{200\,000 \cdot 0,00003}{100} = 0,06 \text{ кг/ч}$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		50

$$G(\text{NO} + \text{NO}_2) = \frac{200\,000 \cdot 0,00002}{100} = 0,4 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{N}_2\text{O}) = \frac{200\,000 \cdot 0,1}{100} = 200,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{H}_2\text{O}) = \frac{200\,000 \cdot 0,00015}{100} = 0,3 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{CH}_4) = \frac{200\,000 \cdot 0,00006}{100} = 0,12 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_2) = \frac{200\,000 \cdot 0,0001}{100} = 0,2 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_4) = \frac{200\,000 \cdot 99,99}{100} = 199800,0 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_2\text{H}_6) = \frac{200\,000 \cdot 0,00004}{100} = 0,08 \text{ кг/ч}$$

$$G(\text{C}_3\text{H}_6) = \frac{200\,000 \cdot 0,00005}{100} = 0,1 \text{ кг/ч}$$

Степень чистоты этилена на выходе составляет:

$$W(\text{C}_2\text{H}_4) = 99,99 \%$$

Содержание примесей ничтожно мало.

$$G(\text{C}_2\text{H}_4) = \frac{200\,000 \cdot 99,99}{100} = 199980,0 \text{ кг/ч}$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		51

Материальный баланс адсорбционной очистки этилена представлен в таблице 8.

Таблица 8 – Материальный баланс адсорбционной очистки этилена

Компоненты	Приход		Расход	
	% (мас.)	кг/ч	% (мас.)	кг/ч
H <sub>2</sub>	$4 \cdot 10^{-5}$	0,8	$4 \cdot 10^{-5}$	0,8
CO	$1 \cdot 10^{-5}$	0,2	$1 \cdot 10^{-5}$	0,2
CO <sub>2</sub>	$0,6 \cdot 10^{-5}$	0,12	$0,6 \cdot 10^{-5}$	0,12
S <sub>общ</sub>	$0,5 \cdot 10^{-5}$	0,1	$0,5 \cdot 10^{-5}$	0,1
O <sub>2</sub>	$0,3 \cdot 10^{-5}$	0,06	$0,3 \cdot 10^{-5}$	0,06
NO + NO <sub>2</sub>	$0,2 \cdot 10^{-5}$	0,4	$0,2 \cdot 10^{-5}$	0,4
N <sub>2</sub> O	0,1	200,0	0,1	200,0
H <sub>2</sub> O	$1,5 \cdot 10^{-5}$	0,3	$1,5 \cdot 10^{-5}$	0,3
CH <sub>4</sub>	$0,6 \cdot 10^{-5}$	0,12	$0,6 \cdot 10^{-5}$	0,12
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	$1,0 \cdot 10^{-5}$	0,2	$1,0 \cdot 10^{-5}$	0,2
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	99,90	199800,0	99,90	199800,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	$0,4 \cdot 10^{-5}$	0,08	$0,4 \cdot 10^{-5}$	0,08
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	$5 \cdot 10^{-5}$	0,1	$5 \cdot 10^{-5}$	0,1
<b>ИТОГО:</b>	100,0	200000,0	100,0	200000,0

#### 2.4 Моделирование абсорбционной колонны щелочной промывки

Моделирование абсорбционной колонны выполнено в программном обеспечении Aspen HYSYS.

Необходимыми начальными данными являются компонентный состав, температура, давление и расход газа, поступающего на вход в абсорбционную колонну. Температура на входе в абсорбционную колонну составляет 30 °С и на выходе из колонны 33 °С; давление на входе и на выходе 2,1 МПа и 2,05 МПа соответственно. Абсорбционная колонна – тарельчатая, тарелки имеют клапаны.

Абсорбционная очистка пирогаза предназначена для удаления кислых газов из потока этан-этиленовой фракции, которые являются ядами для катализаторов полимеризации.

Модель абсорбционной колонны щелочной промывки представлена на рисунке 5.

Снизу в абсорбционную колонну подается пирогаз с примесями для удаления, а сверху орошается раствором щелочи. После химического взаимодействия отработанная щелочь в виде солей уходит с установки, а очищенный пирогаз идет дальше на очистку.

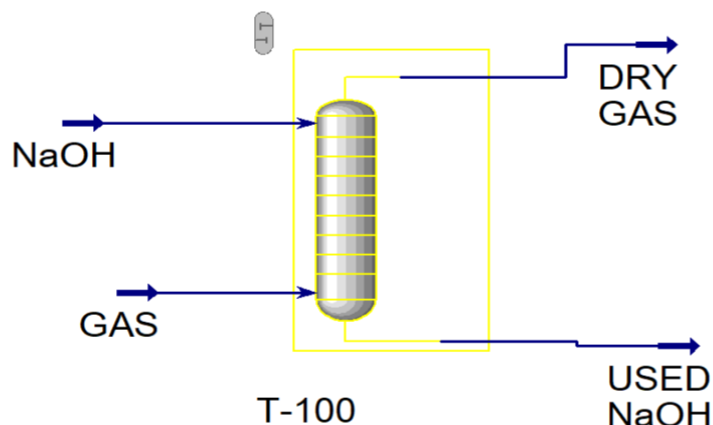


Рисунок 5 – Модель абсорбционной колонны

Компонентный состав пирогаза в мольных долях до щелочной промывки представлен на рисунке 6.

Материальный поток: GAS

Условия	Мольные доли	Паровая фаза	Жидкая фаза
Methane	0,1046	0,1205	0,0202
Ethane	0,2112	0,2226	0,1518
Propane	0,0464	0,0408	0,0769
n-Butane	0,0193	0,0120	0,0585
CO	0,0006	0,0007	0,0001
CO2	0,0004	0,0004	0,0002
1-Butene	0,0288	0,0182	0,0857
13-Butadiene	0,0232	0,0144	0,0707
VinylAcetilen	0,0080	0,0045	0,0270
Toluene	0,0017	0,0001	0,0104
Benzene	0,0266	0,0038	0,1493
Propene	0,0798	0,0715	0,1249
Acetylene	0,0044	0,0047	0,0031
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0002	0,0002	0,0002
H2O	0,0028	0,0015	0,0009
Hydrogen	0,0284	0,0336	0,0010
Nitrogen	0,0001	0,0001	0,0000
Ethylene	0,4135	0,4504	0,2192

Итого: 1,00000

Рисунок 6 – Компонентный состав пирогаза до щелочной промывки

Компонентный состав пирогаза после щелочной промывки представлен на рисунке 7. Как видно из таблицы, содержание кислых газов снижено до нулевого содержания.

Материальный поток: DRY GAS

Таблица	Мольные доли	Паровая фаза	Жидкая фаза
Methane	0,1130	0,1254	0,0170
Ethane	0,2281	0,2433	0,1420
Propane	0,0500	0,0488	0,0805
n-Butane	0,0009	0,0007	0,0031
CO	0,0006	0,0007	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
1-Butene	0,0251	0,0201	0,0877
13-Butadiene	0,0178	0,0140	0,0657
VnylAcetilen	0,0208	0,0151	0,0901
Toluene	0,0018	0,0002	0,0207
Benzene	0,0287	0,0064	0,2814
Propene	0,0009	0,0009	0,0014
Acetylene	0,0048	0,0051	0,0031
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0302	0,0019	0,0018
Hydrogen	0,0307	0,0344	0,0008
Nitrogen	0,0001	0,0001	0,0000
Ethylene	0,4465	0,4830	0,2047

Итого: 1,00000

Рисунок 7 – Компонентный состав пирогаза после щелочной промывки

По технологическим расчетам программы число теоретических клапанных тарелок ( рисунок 8) для секции щелочной промывки составило 36 штук.

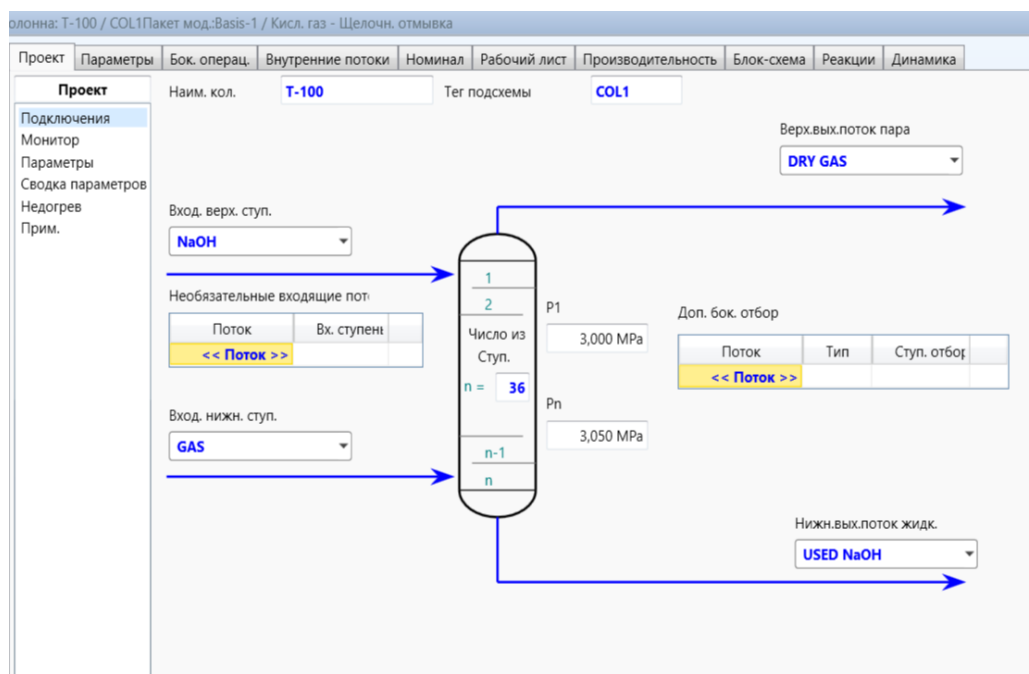


Рисунок 8 – Схема абсорбционной колонны, с указанием числа теоретических тарелок

В колоннах с колпачковыми тарелками газовый поток направляется через патрубки, которые закрыты колпачками. Колпачки на тарелках оснащены специальными прорезями, через которые происходит процесс барботажга газа. Суть процесса заключается в увеличении площади контакта между газом и жидкостью, что приводит к улучшению эффективности массообмена [22].

По расчетам программы Aspen основные размеры тарелки и геометрические размеры представлены на рисунках 9 и 10.

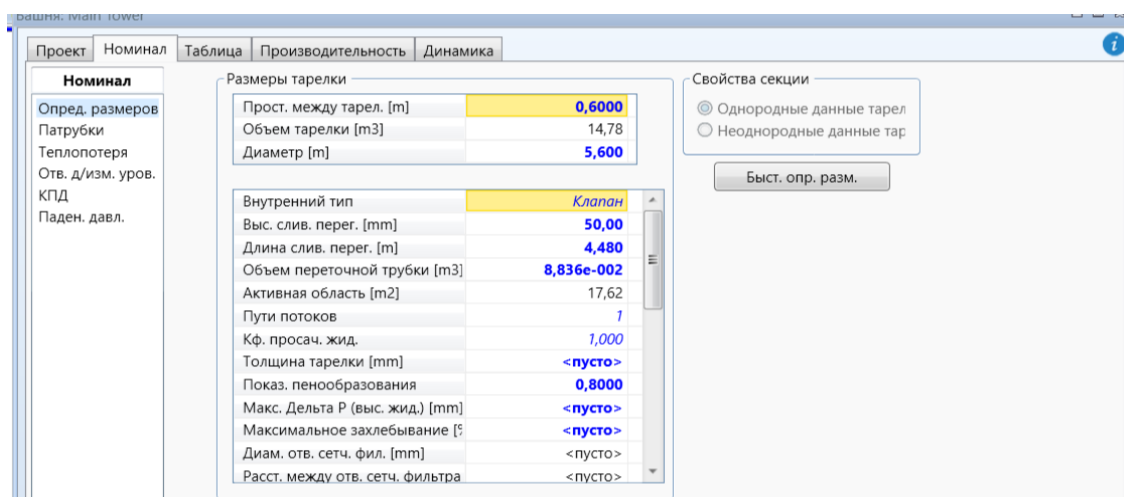


Рисунок 9 – Основные размеры клапанной тарелки

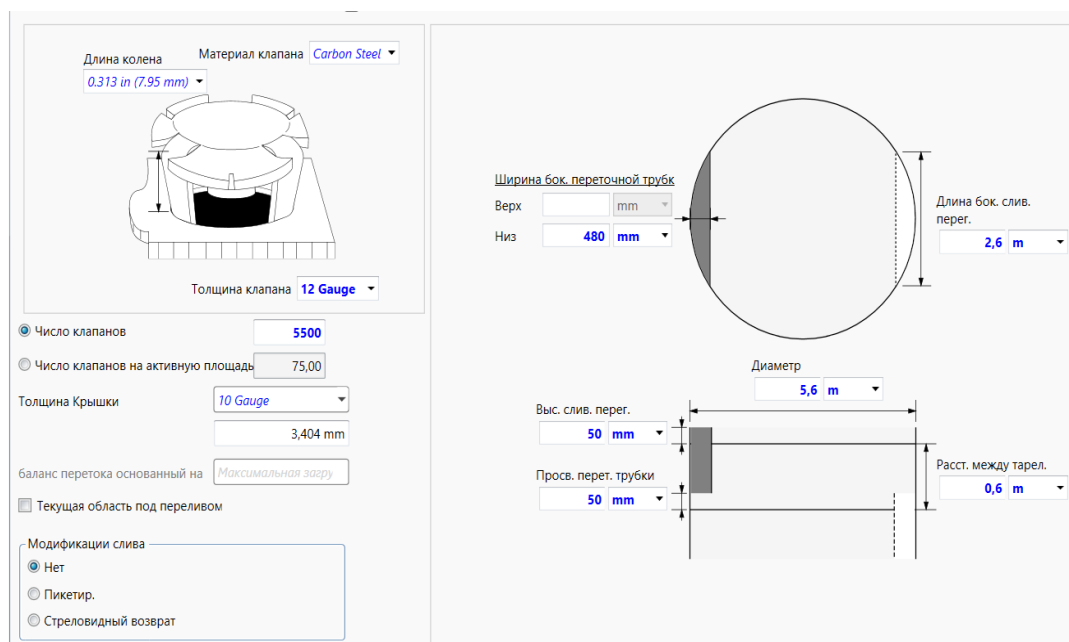


Рисунок 10 – Геометрические размеры и конструкция клапана

Абсорбционная колонна имеет 36 тарелок с диаметром 5600 мм, на которой в сумме расположено около 5500 клапанов. Расстояние между тарелками составляет 0,6 м.

## 2.5 Моделирование и расчет трубчатого реактора гидрирования

Модуль узла гидрирования ацетилена в потоке этилена представлены на рисунке 11.

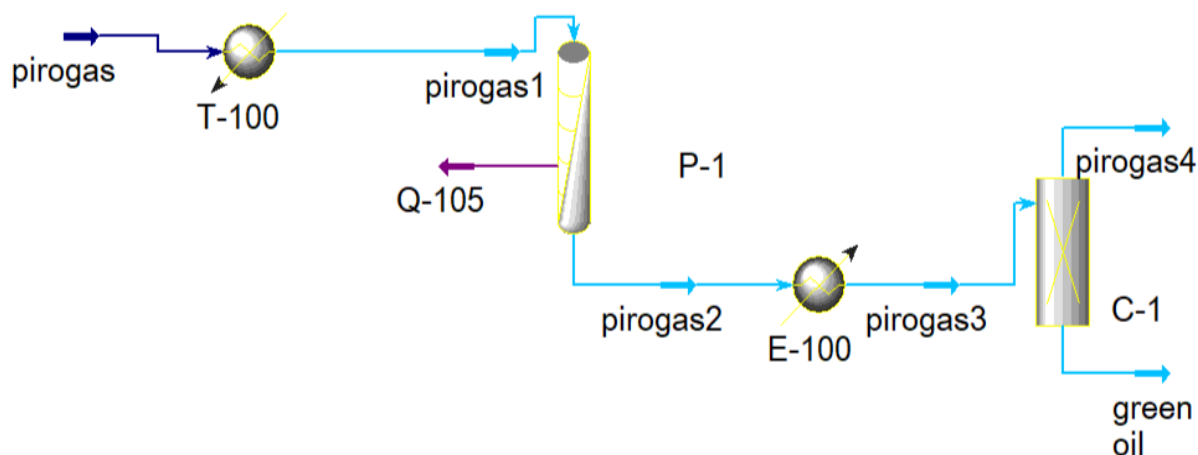


Рисунок 11 – Модель узла гидрирования ацетилена в потоке этан-этиленовой фракции

Модель узла гидрирования ацетилена в потоке этан-этиленовой фракции выполнена в программном комплексе Aspen HYSYS. Необходимыми начальными данными являются компонентный состав, температура, давление и расход газа, поступающего на вход в трубчатый реактор гидрирования.

Температура на входе реактор составляет 70 °С и на выходе из реактора 80 °С; давление на входе и на выходе 3 МПа и 3,1 МПа соответственно.

Нижняя и верхняя часть реактора заполнена инертными шарами над трубной решеткой как опорный слой для катализатора. Между верхней и нижней частью расположен слой палладиевого катализатора. Компонентный состав до и после гидрирования пирогаза представлен на рисунке 12.



Как видно, из таблицы практически весь ацетилен превратился в этилен и некоторое количества этана. Содержание водорода в конечном потоке пирогаза уменьшилось, в связи с расходом водорода на реакцию гидрирования.

	pirogas1	pirogas2
Hydrogen	0,3354	0,3328
Nitrogen	0,0001	0,0001
Methane	0,1545	0,1551
Ethane	0,1622	0,1629
CO	0,0005	0,0005
Ethylene	0,3430	0,3482
Propene	0,0004	0,0004
Acetylene	0,0039	0,0001

Рисунок 12 – Компонентный состав пирогаза до и после гидрирования

Изменение компонентного состава пирогаза в зависимости от длины прохождения газа по трубам реактора представлен на рисунке 13.

Длина [m]	Hydrogen	Nitrogen	Methane	Ethane	CO	Ethylene	Propene	Acetylene
0,150	0,335	0,000	0,155	0,162	0,001	0,344	0,000	0,003
0,450	0,335	0,000	0,155	0,162	0,001	0,345	0,000	0,003
0,750	0,334	0,000	0,155	0,163	0,001	0,345	0,000	0,002
1,050	0,334	0,000	0,155	0,163	0,001	0,346	0,000	0,002
1,350	0,334	0,000	0,155	0,163	0,001	0,346	0,000	0,002
1,650	0,334	0,000	0,155	0,163	0,001	0,347	0,000	0,001
1,950	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,347	0,000	0,001
2,250	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,347	0,000	0,001
2,550	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,347	0,000	0,001
2,850	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,001
3,150	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
3,450	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
3,750	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
4,050	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
4,350	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
4,650	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
4,950	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
5,250	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
5,550	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000
5,850	0,333	0,000	0,155	0,163	0,001	0,348	0,000	0,000

Рисунок 13 – Компонентный состав пирогаза в зависимости от длины прохождения газа

Конверсия ацетилена по технологическим расчетам (рисунок 14) составила примерно 99 %, что соответствует практическому значению конверсии ацетилена в этилен и этан (практическое значение в пределах от 97 % до 99 %).

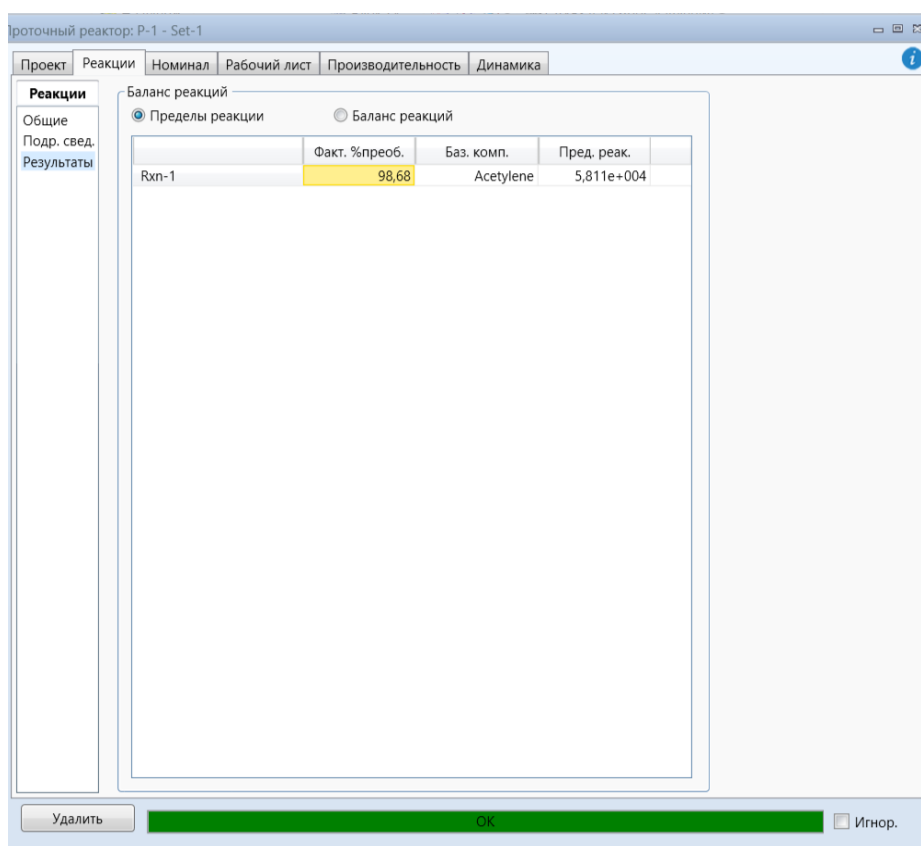


Рисунок 14 – Расчет конверсии ацетилена

Для гидрирования ацетилена используется изотермический реактор, с трубками, заполненными катализатором на основе палладия; в межтрубном пространстве реактора находится метанол.

Технологические параметры трубчатого реактора гидрирования:

Количество трубок	6000 штук
Внутренний диаметр трубок	50,0 мм
Загружаемая катализатором длина	5640,0 мм
Общая загружаемая длина, вкл. инертный материал	6000,0 мм

По техническим расчетам программы (рисунок 15) общий объем катализатора составил – 70,69 м<sup>3</sup>.

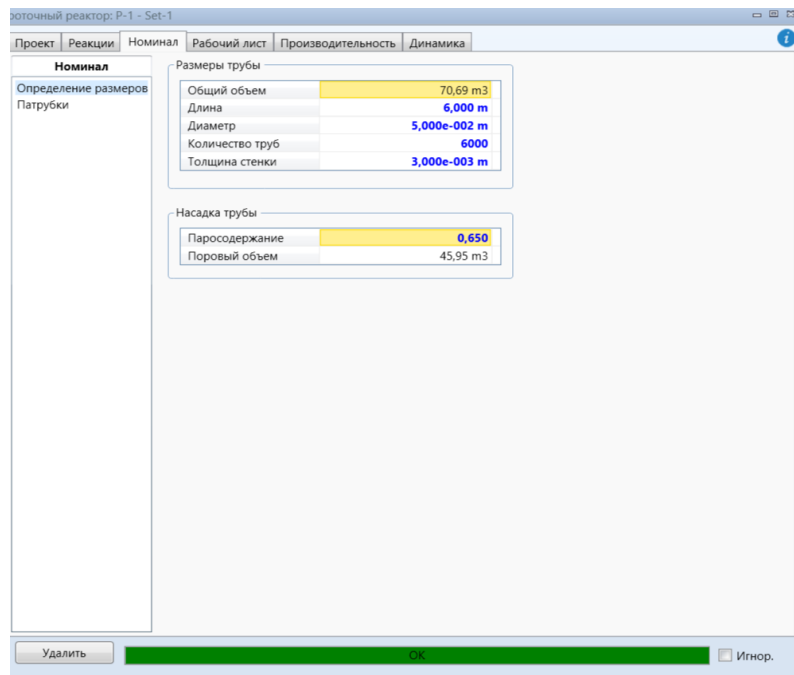


Рисунок 15 – Определение размеров трубок реактора

## 2.6 Моделирование и расчет адсорбционной установки

Моделирование адсорбционной установки выполнено в программном обеспечении Aspen Adsorption. Необходимыми начальными данными являются компонентный состав, температура, давление и расход газа. Общая схема адсорбционной установки доочистки этилена представлена на рисунке 16.

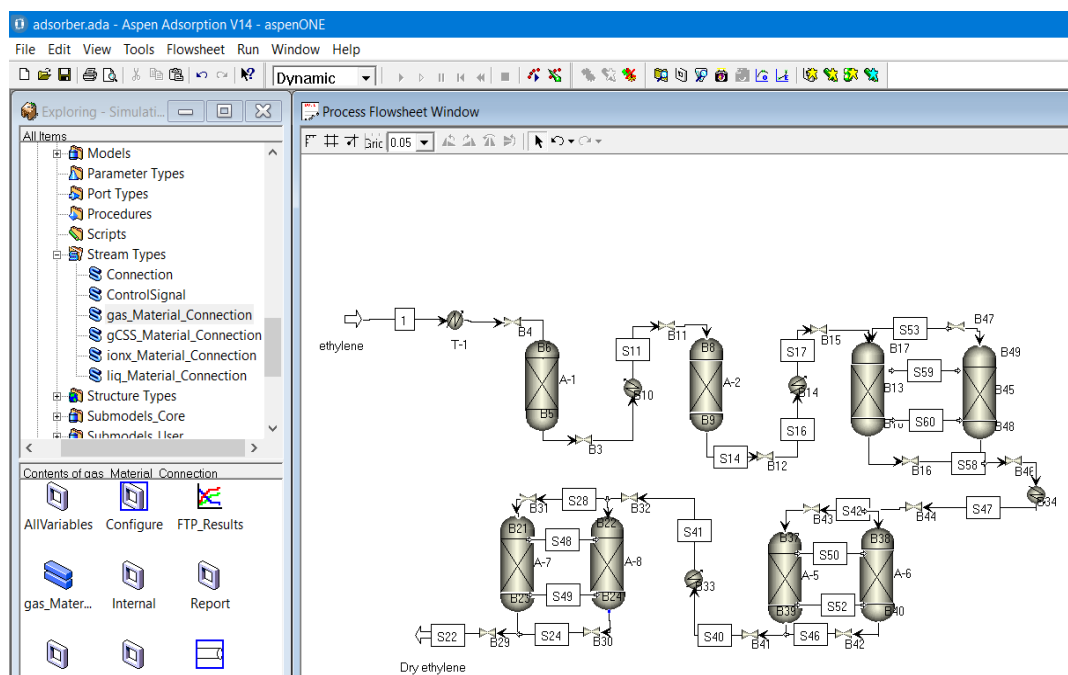


Рисунок 16 – Адсорбционная установка доочистки этилена

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

ВКР.236546.180301.ПЗ

Лист

59

Компонентный состав после прохождения всех адсорберов и реакторов представлен на рисунках 17 и 18. Как видно, из таблицы практически все нежелательные компоненты были практически полностью удалены из потока этилена.

	Value	Units	Spec	Description
F_m	200000,0	kg/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd_m(*)				
Y_Fwd_m("C2H2")	1,e-004	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("C2H4")	0,999	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("C2H6")	4,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("C3H6")	5,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("CH4")	6,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("CO")	1,e-004	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("CO2")	6,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("COS")	2,5e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("H2")	2,5e-004	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("H2S")	4,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("N2O")	0,1	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("NO")	2,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("NO2")	1,5e-004	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("O2")	3,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	313,0	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	4000,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 17 – Компонентный состав до прохождения адсорбционной установки

	Value	Units	Spec	Description
F	200000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd(*)				
Y_Fwd("C2H2")	1,e-010	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H4")	0,9999	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H6")	1,5e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C3H6")	2,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CH4")	2,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO")	1,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO2")	2,5e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2")	3,5e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2O")	5,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("N2O")	3,5e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO")	5,e-009	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO2")	5,e-009	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("O2")	4,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("S")	1,e-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	313,15	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	3000,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 18 – Компонентный состав после прохождения адсорбционной установки

Выполнено моделирование и технологический расчет каждого аппарата, предназначенного для очистки от определенного соединения.

### Адсорбер для удаления общей серы

Первым этапом доочистки газа является прохождения потока этилена в аппарат удаления серы, меркаптанов и сероуглерода. Схема адсорбера удаления общей серы представлена на рисунке 19.

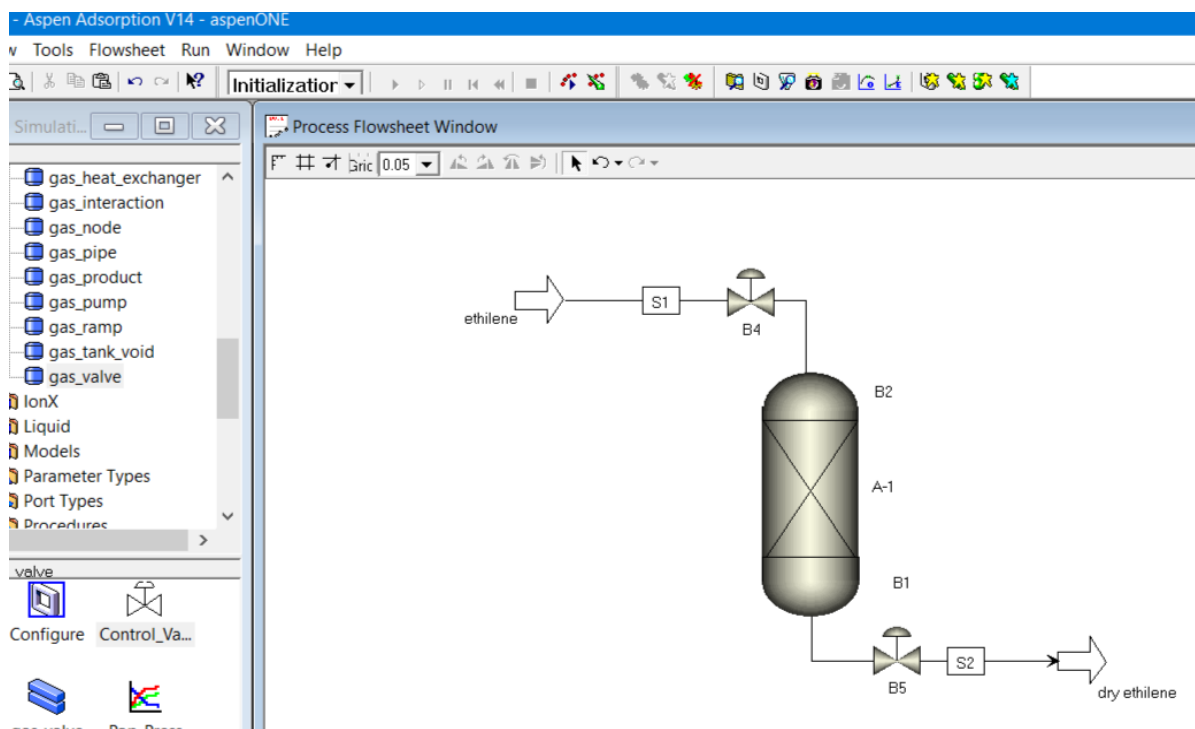


Рисунок 19 – Схема адсорбера удаления общей серы

Адсорбер удаления серы представляет собой аппарат, загруженный слоем катализатора на основе  $ZnO/Al_2O_3$  в виде сфер, удерживающихся с помощью опорных решеток.

Компонентный состав до и после прохождения адсорбера для удаления серы представлен на рисунках 20 и 21. По результатам таблицы видно, что поток этилена полностью очистился от сернистых соединений. Регенерации адсорбент не подлежит, поэтому его заменяют через каждые 4-5 лет на новый катализатор для проведения процесса адсорбции.

	Value	Units	Spec	Description
F_m	200000,0	kg/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd_m(*)				
Y_Fwd_m("C2H2")	1,e-004	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("C2H4")	0,999	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("C2H6")	4,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("C3H6")	5,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("CH4")	6,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("CO")	1,e-004	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("CO2")	6,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("COS")	2,5e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("H2")	2,5e-004	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("H2S")	4,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("N2O")	0,1	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("NO")	2,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("NO2")	1,5e-004	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd_m("O2")	3,e-005	kg/kg	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	313,0	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	4000,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 20 – Компонентный состав этилена до процесса доочистки

	Value	Units	Spec	Description
F	200000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Rev(*)				
Y_Rev("C2H2")	1,e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("C2H4")	0,9992	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("C2H6")	4,e-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("C3H6")	5,e-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("CH4")	6,e-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("CO")	1,e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("CO2")	6,e-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("COS")	1,e-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("H2")	4,e-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("H2S")	1,e-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("N2O")	0,1	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("NO")	2,e-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("NO2")	2,e-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("O2")	3,e-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in reverse direction
T_Rev	315,0	K	Fixed	Temperature in reverse direction
P	3,05	bar	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 21 – Компонентный состав этилена после процесса доочистки

На рисунках 22 и 23 представлены расчет технических параметров адсорбера и основные характеристики адсорбента.

Технологические параметры адсорбера для удаления серы:

Диаметр адсорбера 3500,0 мм

Высота слоя адсорбента 6000,0 мм

Общая загружаемая длина, вкл. инертный материал 6900,0 мм

Общий объем адсорбента составил – 105,0 м<sup>3</sup>.

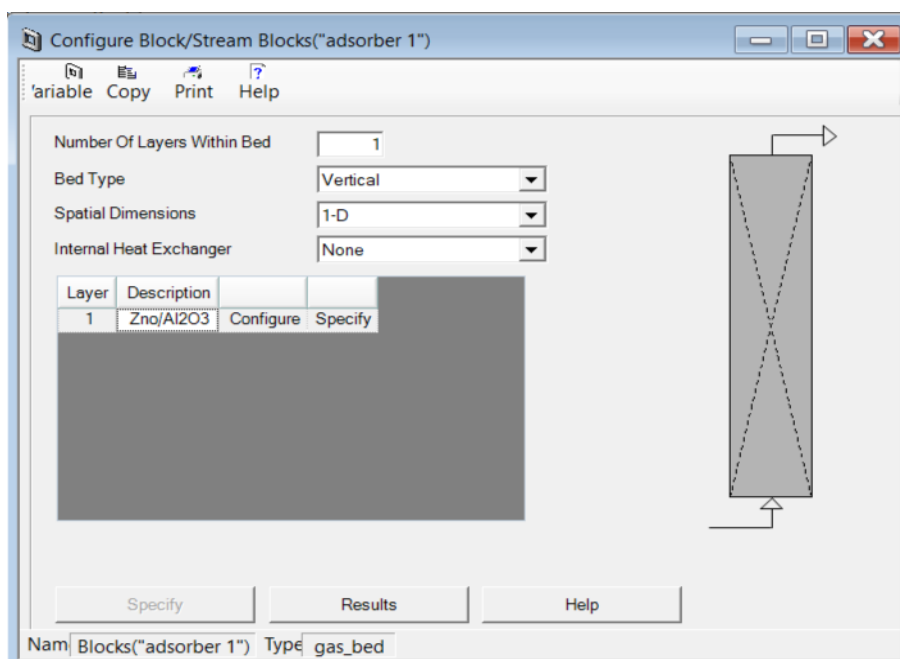


Рисунок 22 – Основные характеристики адсорбента

	Value	Units	Description
Hb	6,0	m	Height of adsorbent layer
Db	0,35	m	Internal diameter of adsorbent layer
Ei	0,341	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bed	Inter-particle voidage
Ep	1,e-009	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bead	Intra-particle voidage
RHOs	992,0	kg/m <sup>3</sup>	Bulk solid density of adsorbent
Rhocat	1150,0	kg/m <sup>3</sup>	Bulk density of catalyst
Rp	0,006	m	Adsorbent particle radius
SFac	1,0	n/a	Adsorbent shape factor
Kmac(*)			
Kmac("C2H2")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("C2H4")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("C2H6")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("C3H6")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("CH4")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("CO")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("CO2")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("COS")	110,0	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("H2")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("H2S")	70,0	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("N2O")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("NO")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("NO2")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients
Kmac("O2")	1,e-010	1/s	Macropore mass transfer coefficients

Рисунок 23 – Основные технические параметры адсорбера

### Аппарат удаления ацетилена

Следующим этапом доочистки газа является прохождения потока этилена в аппарат удаления ацетилена. Схема аппарата очистки от этилена представлена на рисунке 24.

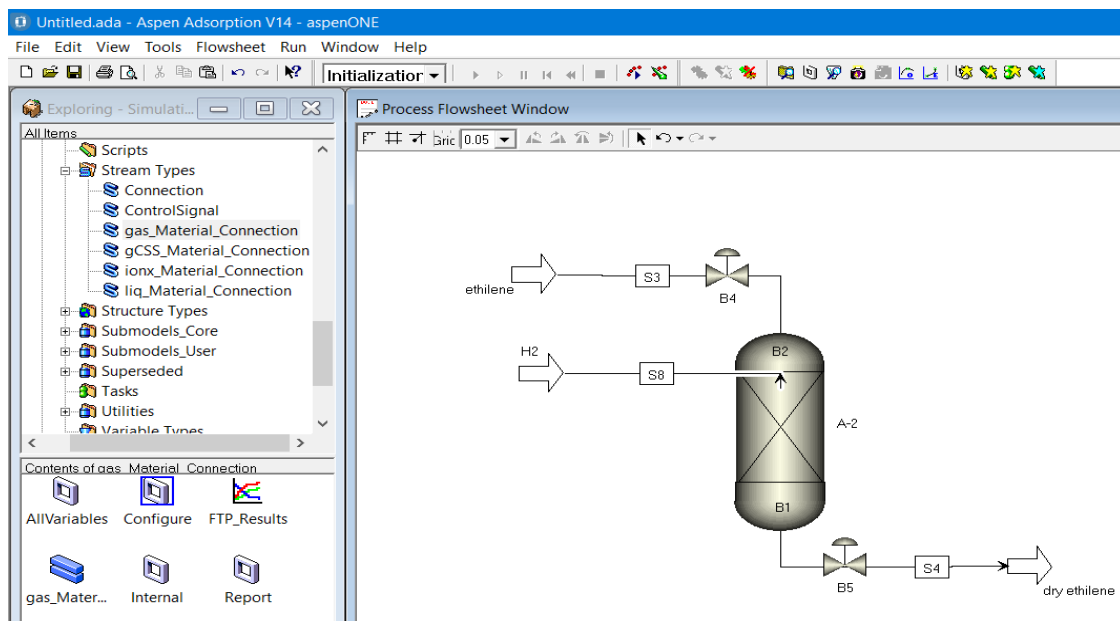


Рисунок 24 – Схема аппарата очистки этилена от ацетилена

Адсорбер удаления ацетилена представляет собой аппарат, загруженный слоем катализатора на основе палладия в виде сфер, удерживающихся с помощью опорных решеток. Помимо потока этилена в адсорбер поступает водород, предназначенный для процесса гидрирования ацетилена.

Компонентный состав до и после прохождения адсорбера для удаления ацетилена представлен на рисунках 25 и 26. По результатам таблицы, видно, что поток этилена полностью очистился от диеновых углеводородов.

	Value	Units	Spec	Description
F	20000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd(*)				
Y_Fwd("C2H2")	1,0	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H4")	0,99	%	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H6")	0,4	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C3H6")	5,0	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CH4")	0,6	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO")	1,0	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO2")	0,6	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2")	4,0	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2O")	1,5	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("N2O")	1000,0	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO2")	0,2	ppm	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("O2")	0,3	ppm	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	333,15	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	3000,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 25 – Компонентный состав этилена до гидрирования ацетилена



	Value	Units	Spec	Description
F	200000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Rev(*)				
Y_Rev("C2H2")	1,е-010	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("C2H4")	99,99	%	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("C2H6")	0,4	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("C3H6")	5,0	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("CH4")	0,6	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("CO")	1,0	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("CO2")	0,6	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("H2")	4,0	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("H2O")	1,5	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("N2O")	1000,0	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("NO2")	0,2	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
Y_Rev("O2")	0,3	ppm	Fixed	Composition in reverse direction
T_Rev	337,15	K	Fixed	Temperature in reverse direction
P	3050,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 26 – Компонентный состав этилена после гидрирования ацетилена

Технологические параметры адсорбера для удаления ацетилена:

Диаметр адсорбера 2600,0 мм

Высота слоя адсорбента 5000,0 мм

Общая загружаемая длина, вкл. инертный материал 5500,0 мм

Общий объем адсорбента составил – 35,0 м<sup>3</sup>.

На рисунках 27 и 28 представлены расчет технических параметров адсорбера и основные характеристики адсорбента.

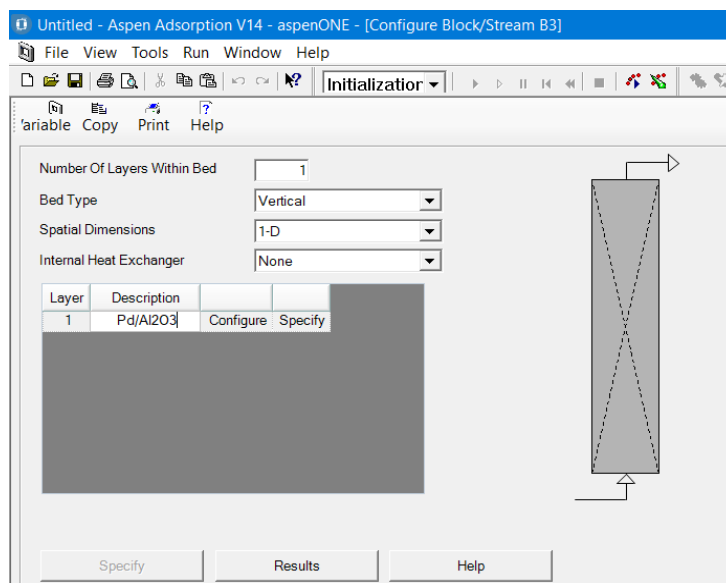


Рисунок 27 – Основные характеристики адсорбера

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

ВКР.236546.180301.ПЗ

	Value	Units	Description
Hb	5,0	m	Height of adsorbent layer
Db	0,26	m	Internal diameter of adsorbent layer
Ei	0,52	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bed	Inter-particle voidage
Ep	0,59	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bead	Intra-particle voidage
RHOs	515,93	kg/m <sup>3</sup>	Bulk solid density of adsorbent
Rp	0,7	mm	Adsorbent particle radius
SFac	0,62	n/a	Adsorbent shape factor
MTC(")			
MTC("C2H2")	5,0	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C2H4")	110,0	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C2H6")	100,0	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("H2")	10,0	1/s	Constant mass transfer coefficients
Dm(")			
Dm("C2H2")	6,76e-005	m <sup>2</sup> /s	Molecular diffusivity
Dm("C2H4")	5,65e-005	m <sup>2</sup> /s	Molecular diffusivity
Dm("C2H6")	5,87e-005	m <sup>2</sup> /s	Molecular diffusivity
Dm("H2")	6,45e-005	m <sup>2</sup> /s	Molecular diffusivity
IP(")			
IP(1,"C2H2")	3,1e-006	n/a	Isotherm parameter
IP(1,"C2H4")	1,27e-005	n/a	Isotherm parameter
IP(1,"C2H6")	1,17e-005	n/a	Isotherm parameter
IP(1,"H2")	1,45e-005	n/a	Isotherm parameter
IP(2,"C2H2")	1056,0	n/a	Isotherm parameter
IP(2,"C2H4")	1187,0	n/a	Isotherm parameter
IP(2,"C2H6")	1020,0	n/a	Isotherm parameter
IP(2,"H2")	1012,0	n/a	Isotherm parameter
IP(3,"C2H2")	4,7e-005	n/a	Isotherm parameter
IP(3,"C2H4")	1,23e-004	n/a	Isotherm parameter
IP(3,"C2H6")	2,5e-005	n/a	Isotherm parameter
IP(3,"H2")	1,7e-005	n/a	Isotherm parameter
IP(4,"C2H2")	1067,0	n/a	Isotherm parameter
IP(4,"C2H4")	1210,0	n/a	Isotherm parameter
IP(4,"C2H6")	1050,0	n/a	Isotherm parameter
IP(4,"H2")	1101,0	n/a	Isotherm parameter
Direction	0,0	n/a	Specified flow direction (self determined: 0, forward: 1)
Cps	1000,0	J/kg/K	Adsorbent specific heat capacity
Cpa(")			
Cpa("C2H2")	36,5	kJ/kmol/K	Constant adsorbed phase heat capacities
Cpa("C2H4")	37,5	kJ/kmol/K	Constant adsorbed phase heat capacities
Cpa("C2H6")	36,0	kJ/kmol/K	Constant adsorbed phase heat capacities
Cpa("H2")	36,9	kJ/kmol/K	Constant adsorbed phase heat capacities
DH(")			
DH("C2H2")	-18,0	MJ/kmol	Constant for heat of adsorption
DH("C2H4")	-24,6	MJ/kmol	Constant for heat of adsorption
DH("C2H6")	-19,6	MJ/kmol	Constant for heat of adsorption
DH("H2")	-22,5	MJ/kmol	Constant for heat of adsorption
HTC	1,0	MW/m <sup>2</sup> /K	Constant for the heat transfer coefficient

Рисунок 28 – Основные технические параметры адсорбера

Адсорбер для удаления O<sub>2</sub> и оксида азота (N<sub>2</sub>O) и адсорбер для удаления

CO

Следующим этапом доочистки газа является прохождения потока этилена в адсорберы удаления окиси азота и углерода. Схема адсорберов для удаления CO и N<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub> этилена представлена на рисунке 29.

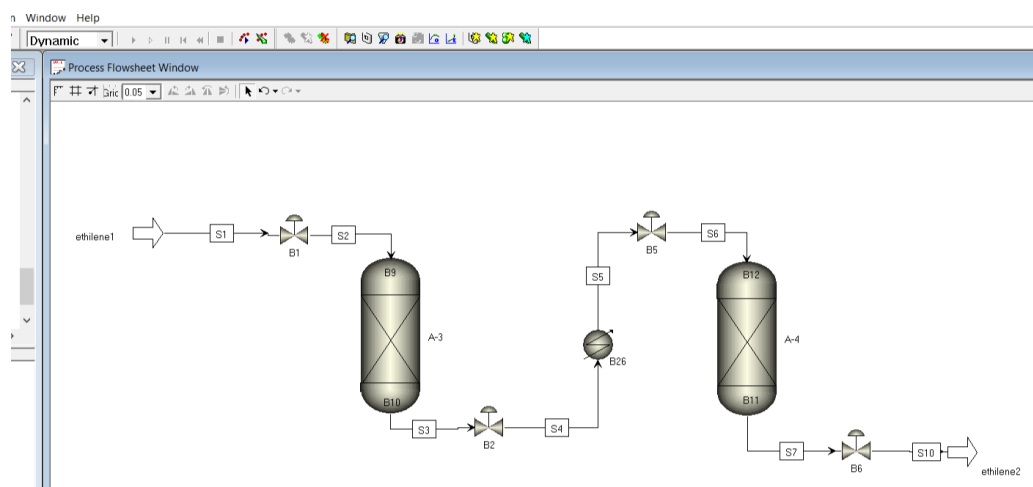


Рисунок 29 – Схема адсорберов для удаления CO/CO<sub>2</sub> и N<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub> из этилена

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

ВКР.236546.180301.ПЗ

Лист

66

Адсорбер этилена представляет собой аппарат, загруженный адсорбентами (CuO в окисленной и восстановленной форме) в виде таблеток, удерживающихся с помощью опорных решеток. Компонентный состав до и после прохождения адсорберов для удаления CO и N<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub> представлен на рисунках 30 и 31. По результатам таблицы, видно, что поток этилена практически полностью очистился от каталитических ядов.

	Value	Units	Spec	Description
F	200000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd(*)				
Y_Fwd("C2H2")	1,е-010	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H4")	0,9999	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H6")	2,7e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C3H6")	3,6e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CH4")	4,е-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO")	1,е-005	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO2")	6,е-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2")	4,23e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2O")	8,6e-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("N2O")	0,1	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO")	1,е-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO2")	1,е-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("O2")	3,е-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("S")	1,е-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	372,15	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	3100,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 30 – Компонентный состав этилена до адсорберов удаления CO и N<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub>

	Value	Units	Spec	Description
F	200000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd(*)				
Y_Fwd("C2H2")	1,е-010	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H4")	0,9999	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H6")	2,7e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C3H6")	3,6e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CH4")	4,е-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO")	1,8e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO2")	3,9e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2")	4,23e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2O")	9,8e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("N2O")	4,05e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO")	1,е-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO2")	1,е-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("O2")	4,06e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("S")	1,е-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	373,15	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	3110,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 31 – Компонентный состав этилена после адсорберов удаления CO и N<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub>

Промежуточный состав потока этилена на выходе из адсорбера А-3, перед входом в адсорбер А-4. Компонентный состав этилена после удаления оксидов азота представлен на рисунке 32.

	Value	Units	Spec	Description
F	200000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd(*)				
Y_Fwd("C2H2")	1,е-010	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H4")	0,9999	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H6")	2,7е-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C3H6")	3,6е-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CH4")	4,е-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO")	1,9е-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO2")	4,1е-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2")	4,23е-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2O")	9,8е-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("N2O")	4,05е-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO")	1,е-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO2")	1,е-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("O2")	4,06е-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("S")	1,е-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	372,15	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	3100,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 32 – Компонентный состав этилена после адсорбера удаления  $N_2O/O_2$

Технологические параметры адсорбера для удаления  $N_2O/O_2$ :

Диаметр адсорбера	3600,0 мм
Высота слоя адсорбента	2800,0 мм
Общая загружаемая длина, вкл. инертный материал	3200,0 мм

На рисунках 33 и 34 представлены расчет технических параметров адсорбера и основные характеристики адсорбента.

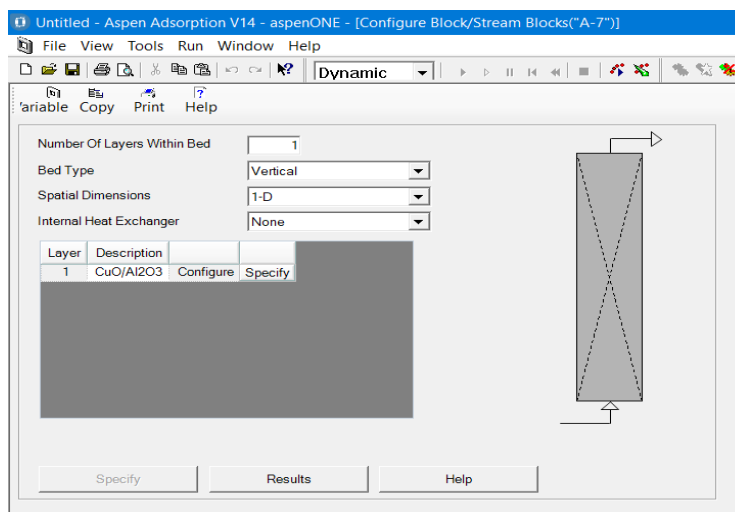


Рисунок 33 – Основные характеристики адсорбента

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

	Value	Units	Description
Hb	2,8	m	Height of adsorbent layer
Db	0,36	m	Internal diameter of adsorbent layer
Ei	0,77	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bed	Inter-particle voidage
Ep	0,83	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bead	Intra-particle voidage
RHOs	1179,0	kg/m <sup>3</sup>	Bulk solid density of adsorbent
Rp	1,е-003	m	Adsorbent particle radius
SFac	0,56	n/a	Adsorbent shape factor
MTC(*)			
MTC("C2H2")	3,54e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C2H4")	4,17e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C2H6")	5,29e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C3H6")	5,38e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CH4")	3,99e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CO")	6,83e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CO2")	2,49e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("H2")	5,01e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("H2O")	4,27e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("N2O")	3,67e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("NO")	5,06e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("NO2")	5,89e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("O2")	4,21e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("S")	7,62e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients

Рисунок 34 – Основные технические параметры адсорбера

Технологические параметры адсорбера для удаления СО:

Диаметр адсорбера 3600,0 мм

Высота слоя адсорбента 5500,0 мм

Общая загружаемая длина, вкл. инертный материал 6300,0 мм

Общий объем адсорбента составил – 145,0 м<sup>3</sup>.

На рисунках 35 и 36 представлены расчет технических параметров адсорбера и основные характеристики адсорбента.

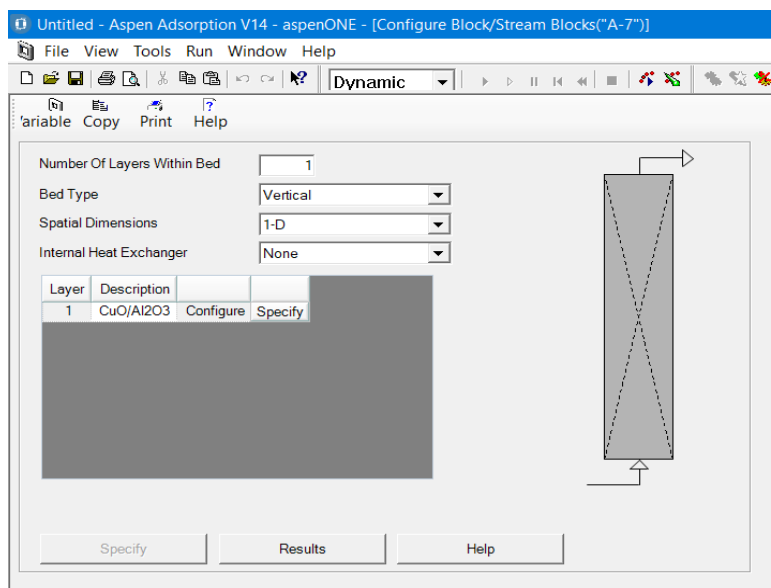


Рисунок 35 – Основные характеристики адсорбента

	Value	Units	Description
Hb	5,5	m	Height of adsorbent layer
Db	0,36	m	Internal diameter of adsorbent layer
Ei	0,68	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bed	Inter-particle voidage
Ep	0,77	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bead	Intra-particle voidage
RHOs	1246,0	kg/m <sup>3</sup>	Bulk solid density of adsorbent
Rp	1,e-003	m	Adsorbent particle radius
SFac	0,56	n/a	Adsorbent shape factor
MTC(*)			
MTC("C2H2")	3,23e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C2H4")	4,26e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C2H6")	4,78e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C3H6")	5,51e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CH4")	4,34e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CO")	7,06e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CO2")	2,71e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("H2")	4,98e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("H2O")	4,34e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("N2O")	4,04e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("NO")	4,89e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("NO2")	5,72e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("O2")	5,66e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("S")	7,22e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients

Рисунок 36 – Основные технические параметры адсорбера

### Осушители этилена

Заключительным этапом доочистки газа является прохождения потока этилена в осушители. Схема осушителей этилена представлена на рисунке 37.

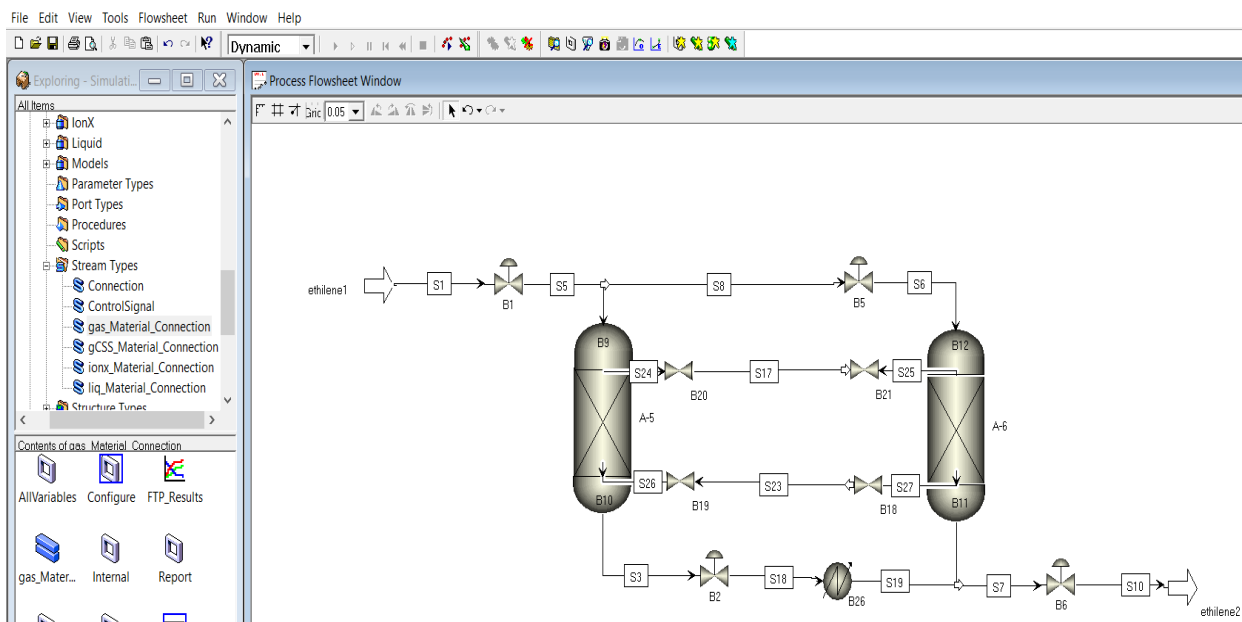


Рисунок 37 – Схема осушителей этилена

Адсорбер этилена представляет собой аппарат, загруженный адсорбентом (молекулярные сита 13X) в виде сфер, удерживающихся с помощью опорных решеток. Компонентный состав до и после прохождения адсорбера для удаления влаги и остатков кислых газов представлен на рисунках 38 и 39.

По результатам таблицы, видно, что поток этилена полностью очистился от каталитических ядов.

	Value	Units	Spec	Description
F	200000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd(*)				
Y_Fwd("C2H2")	1,e-010	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H4")	0,9999	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H6")	2,7e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C3H6")	3,6e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CH4")	4,e-006	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO")	1,8e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO2")	3,9e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2")	4,23e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2O")	9,8e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("N2O")	4,05e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO")	1,e-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO2")	1,e-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("O2")	4,06e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("S")	1,e-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	310,15	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	2980,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 38 – Компонентный состав этилена до осушителей

	Value	Units	Spec	Description
F	200000,0	kmol/hr	Free	Flowrate
Y_Fwd(*)				
Y_Fwd("C2H2")	1,e-010	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H4")	0,9999	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C2H6")	1,5e-004	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("C3H6")	2,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CH4")	2,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO")	1,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("CO2")	2,5e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2")	3,5e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("H2O")	5,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("N2O")	3,5e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO")	5,e-009	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("NO2")	5,e-009	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("O2")	4,e-007	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
Y_Fwd("S")	1,e-008	kmol/kmol	Fixed	Composition in forward direction
T_Fwd	313,15	K	Fixed	Temperature in forward direction
P	3000,0	kPa	Fixed	Boundary pressure

Рисунок 39 – Компонентный состав этилена после адсорбционной очистки

На рисунке 40 и 41 представлены расчет технических параметров адсорбера и основные характеристики адсорбента.

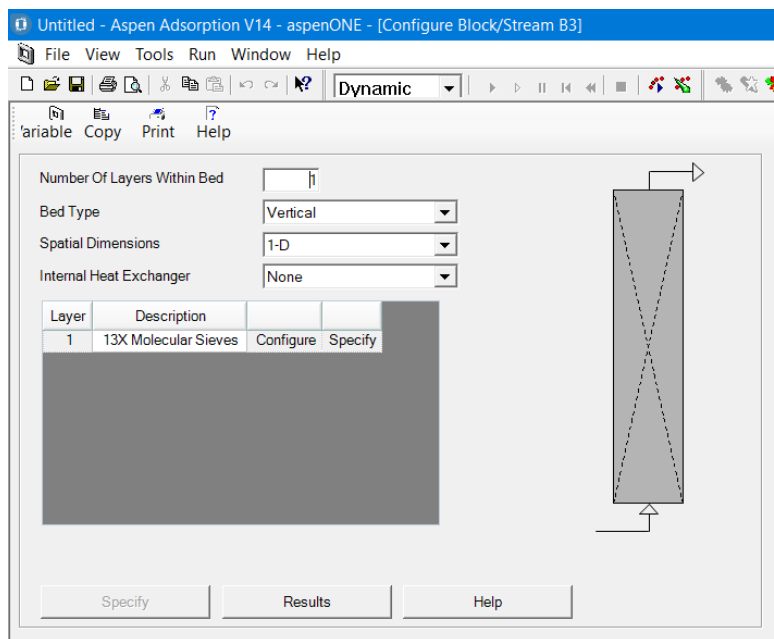


Рисунок 40 – Основные характеристики адсорбера

Технологические параметры осушителя этилена:

Диаметр осушителя 4600,0 мм

Высота слоя адсорбента 5800,0 мм

Общая загружаемая длина, вкл. инертный материал 6400,0 мм

Общий объем адсорбента составил – 170,0 м<sup>3</sup>.

	Value	Units	Description
Hb	5,8	m	Height of adsorbent layer
Db	0,46	m	Internal diameter of adsorbent layer
Ei	0,64	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bed	Inter-particle voidage
Ep	0,71	m <sup>3</sup> void/m <sup>3</sup> bead	Intra-particle voidage
RHOs	728,0	kg/m <sup>3</sup>	Bulk solid density of adsorbent
Rp	1,e-003	m	Adsorbent particle radius
SFac	1,0	n/a	Adsorbent shape factor
MTC(*)			
MTC("C2H2")	5,43e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C2H4")	4,23e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C2H6")	5,69e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("C3H6")	5,97e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CH4")	3,81e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CO")	6,49e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("CO2")	2,76e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("H2")	5,63e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("H2O")	4,27e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("N2O")	3,98e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("NO")	4,97e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("NO2")	6,1e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("O2")	6,83e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients
MTC("S")	7,15e-005	1/s	Constant mass transfer coefficients

Рисунок 41 – Основные технические параметры адсорбера



При замене катализатора и адсорбента в технологической схеме адсорбционной очистки этилена нужно рассчитать эффективность очистки до и после модернизации узла для сравнительной характеристики.

Эффективность очистки газов, выраженная через степень очистки  $\eta$ , определяется как отношение количества уловленного материала к поступающему за определенный период времени [23].

Степень очистки газов в определяют по формуле:

$$\eta = \frac{\Phi_{\text{пос}} - \Phi_{\text{оч}}}{\Phi_{\text{пос}}} \quad (43)$$

$\Phi_{\text{пос}}$  – содержание компонента в газе на входе в аппарат очистки, %.

$\Phi_{\text{оч}}$  – содержание компонента в газе на выходе в аппарат очистки, %.

Рассчитаем степень очистки по каждому компоненту газа до модернизации:

$$\eta (\text{H}_2) = \frac{4 \cdot 10^{-5} - 0,6 \cdot 10^{-5}}{4 \cdot 10^{-5}} = 85,0 \%$$

$$\eta (\text{S}_{\text{общ}}) = \frac{0,5 \cdot 10^{-5} - 1,5 \cdot 10^{-7}}{0,5 \cdot 10^{-5}} = 70,0 \%$$

$$\eta (\text{CO}) = \frac{1 \cdot 10^{-5} - 0,1 \cdot 10^{-5}}{1 \cdot 10^{-5}} = 90,0 \%$$

$$\eta (\text{CO}_2) = \frac{0,6 \cdot 10^{-5} - 0,2 \cdot 10^{-5}}{0,6 \cdot 10^{-5}} = 66,6 \%$$

$$\eta (\text{O}_2) = \frac{0,3 \cdot 10^{-5} - 0,08 \cdot 10^{-5}}{0,3 \cdot 10^{-5}} = 73,3 \%$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		73

$$\eta(\text{NO} + \text{NO}_2) = \frac{0,2 \cdot 10^{-5} - 0,08 \cdot 10^{-5}}{0,2 \cdot 10^{-5}} = 60,0 \%$$

$$\eta(\text{N}_2\text{O}) = \frac{0,1 - 0,44 \cdot 10^{-5}}{0,1} = 99,5 \%$$

$$\eta(\text{H}_2\text{O}) = \frac{1,5 \cdot 10^{-5} - 0,12 \cdot 10^{-5}}{1,5 \cdot 10^{-5}} = 92,0 \%$$

$$\eta(\text{CH}_4) = \frac{0,6 \cdot 10^{-5} - 0,06 \cdot 10^{-5}}{0,6 \cdot 10^{-5}} = 90,0 \%$$

$$\eta(\text{C}_2\text{H}_2) = \frac{1 \cdot 10^{-5} - 2 \cdot 10^{-8}}{1 \cdot 10^{-5}} = 99,8 \%$$

$$\eta(\text{C}_2\text{H}_6) = \frac{0,4 \cdot 10^{-5} - 0,25 \cdot 10^{-5}}{0,4 \cdot 10^{-5}} = 37,5 \%$$

$$\eta(\text{C}_3\text{H}_6) = \frac{5 \cdot 10^{-5} - 0,8 \cdot 10^{-5}}{5 \cdot 10^{-5}} = 84,0 \%$$

Рассчитаем степень очистки по каждому компоненту газа после модернизации:

$$\eta(\text{H}_2) = \frac{4 \cdot 10^{-5} - 0,35 \cdot 10^{-5}}{4 \cdot 10^{-5}} = 91,5 \%$$

$$\eta(S_{\text{общ}}) = \frac{0,5 \cdot 10^{-5} - 1,0 \cdot 10^{-8}}{0,5 \cdot 10^{-5}} = 99,8 \%$$

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		74

$$\eta(\text{CO}) = \frac{1 \cdot 10^{-5} - 0,01 \cdot 10^{-5}}{1 \cdot 10^{-5}} = 99,0 \%$$

$$\eta(\text{CO}_2) = \frac{0,6 \cdot 10^{-5} - 0,025 \cdot 10^{-5}}{0,6 \cdot 10^{-5}} = 95,6 \%$$

$$\eta(\text{O}_2) = \frac{0,3 \cdot 10^{-5} - 0,04 \cdot 10^{-5}}{0,3 \cdot 10^{-5}} = 86,8 \%$$

$$\eta(\text{NO} + \text{NO}_2) = \frac{0,2 \cdot 10^{-5} - 0,01 \cdot 10^{-5}}{0,2 \cdot 10^{-5}} = 95,0 \%$$

$$\eta(\text{N}_2\text{O}) = \frac{0,1 - 0,35 \cdot 10^{-5}}{0,1} = 99,9 \%$$

$$\eta(\text{H}_2\text{O}) = \frac{1,5 \cdot 10^{-5} - 0,05 \cdot 10^{-5}}{1,5 \cdot 10^{-5}} = 96,6 \%$$

$$\eta(\text{CH}_4) = \frac{0,6 \cdot 10^{-5} - 0,02 \cdot 10^{-5}}{0,6 \cdot 10^{-5}} = 97,6 \%$$

$$\eta(\text{C}_2\text{H}_2) = \frac{1 \cdot 10^{-5} - 1 \cdot 10^{-10}}{1 \cdot 10^{-5}} = 99,9 \%$$

$$\eta(\text{C}_2\text{H}_6) = \frac{0,4 \cdot 10^{-5} - 0,15 \cdot 10^{-5}}{0,4 \cdot 10^{-5}} = 55,0 \%$$

$$\eta(\text{C}_3\text{H}_6) = \frac{5 \cdot 10^{-5} - 0,5 \cdot 10^{-5}}{5 \cdot 10^{-5}} = 90,0 \%$$

Сравнительная характеристика степени очистки этилена до полимеризационной чистоты представлена в таблице 9.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		75

Таблица 9 – Сравнительная характеристика степени очистки этилена до полимеризационной чистоты

Компоненты	Степень очистки, %	
	До модернизации	После модернизации
H <sub>2</sub>	85,0	91,5
S <sub>общ</sub>	70,0	99,8
CO	90,0	99,0
CO <sub>2</sub>	66,6	95,6
O <sub>2</sub>	73,3	86,8
NO+NO <sub>2</sub>	60,0	95,0
N <sub>2</sub> O	99,5	99,9
H <sub>2</sub> O	92,0	96,6
CH <sub>4</sub>	90,0	97,6
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	99,8	99,9
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	37,5	55,0
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	84,0	90,0

Из таблицы 9 видно, что степень очистки от каталитических ядов после модернизации выше, чем степень очистки до модернизации.

### 3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

Узел очистки этилена характеризуется наличием в производстве потенциально опасных и вредных веществ. Процессы очистки осуществляются под повышенными давлениями и высокими температурами. Широко используются источники электрической энергии. Работа вентиляторов и насосов сопровождается шумом и вибрацией.

На всех этапах очистки этилена встречаются опасные факторы, которые представлены в таблице 10 [24].

Таблица 10 – Опасные факторы производства этилена

Факторы	Этапы очистки			Нормативные документы
	Щелочная очистка	Гидрирование	Доочистка этилена	
1. Воздействие высокой температуры	+	+	+	СП 61.13330.2012 Тепловая изоляция оборудования и трубопроводов [25].
2. Высокий уровень шума	+	+	+	СП 51.13330.2011 Защита от шума. Актуализированная редакция СНиП 23-03-2003 [26]. ГОСТ 12.1.003-2014 ССБТ. Шум. Общие требования безопасности [27].
3. Поражение электрическим током	+	+	+	ГОСТ 12.1.038-82 ССБТ. Электробезопасность. Предельно допустимые уровни напряжений прикосновения и токов [28]. ГОСТ 12.1.019-2017 ССБТ. Электробезопасность [29].
4. Воздействие токсичных веществ	+	+	+	ГН 2.2.5.3532-18 Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны [30].

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Землянская Е.С.			Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов	Лит.	Лист	Листов
Провер.		Гужель Ю.А.				У	77	90
Н. Контр.		Родина Т.А.				АмГУ, ИКиИН, гр.0107-об		
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

Далее будут изучены описанные производственные факторы, их воздействие на работников, а также будут предложены меры по снижению негативного воздействия и защите персонала.

#### Воздействие токсичных веществ

Очистка этилена включает в себя несколько процессов: щелочную промывку от кислых газов, гидрирование ацетилен и доочистка этилена в адсорберах. На производстве встречаются токсичные вещества, их характеристики и ПДК которых представлены в таблице 11.

Таблица 11 – Токсичные вещества производства этилена, их характеристики и ПДК

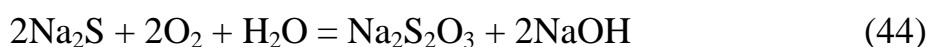
Назначение токсичного вещества	Класс опасности	Характеристика воздействия на организм	ПДК, мг/м <sup>3</sup>
1	2	3	4
Сероводород	2	Сероводород проникает в организм через органы дыхания, кожу и пищеварительную систему, при этом при высоких концентрациях оказывать воздействие на барабанные перепонки и мозг.	10
Сероуглерод	2	Нейротропный яд, который поражает отделы центральной нервной системы и периферическую нервную систему	10
Углекислый газ	4	Опасный газ, потому что препятствует нормальной связи кислорода с гемоглобином в крови, вызывая кислородное голодание тканей и органов.	9000
Угарный газ	4	Низкое содержание окиси углерода (менее 0,1 %) могут вызывать удушье, головные боли и общее недомогание.	20
Оксиды азота	2	Негативно влияет на центральную нервную систему и способствует преобразованию оксигемоглобина в метгемоглобин.	2

1	2	3	4
Метанол	3	Влияет на нервную и сердечно-сосудистую систему, печень, почки, глаза. Опасен при проникновении через желудочно-кишечный тракт.	15
Метан	4	При 20 % содержания метана в воздухе появляются признаки асфиксии, более высокие концентрации вызывают головную боль.	300
Этан	4	Этанол в концентрации 5 % вызывает одышку, а при высоких дозах – серьезные осложнения, включая сердечную аритмию и нарушение дыхания.	50
Этилен	3	Этилен действует как наркотик и вызывает головную боль, головокружение, удушье, нарушение кровообращения и потерю сознания.	100

### Щелочная очистка

Очистка пиролизного газа происходит в абсорбционной колонне 20 % раствором гидроксида натрия. Сверху колонны подается раствор NaOH для орошения, снизу подается пирогаз. Раствор щелочи абсорбирует кислые газы и уходит из абсорбционной колонны на дальнейшую переработку.

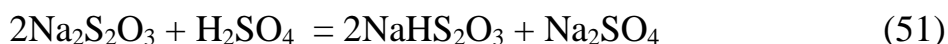
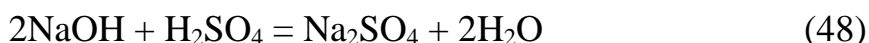
Затем отработанная щелочь поступает на блок окисления. Целью окисления отработанной щелочи является преобразование токсичного сульфида натрия  $\text{Na}_2\text{S}$  в безвредные тиосульфат натрия  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  и сульфат натрия  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ . Реакции окисления и нейтрализации щелочного раствора делают его пригодным для биологической очистки сточных вод.





Фактическая нейтрализация оставшихся следовых количеств свободной щелочи происходит реакторе смешения. Для нейтрализации отработанной щелочи используется серная кислота (92,5–94 % масс.).

Протекают в реакторе следующие реакции нейтрализации:



Нейтрализованная щелочь выводится из емкости нейтрализации с последующим направлением через систему сбора сточных вод. Значение pH отработанной щелочи, сбрасываемой в систему сбора сточных вод, контролируется поточным анализатором pH.

Процесс протекает в щелочной среде, что является агрессивной средой, поэтому материалом из которого изготовлена колонна является высоколегированная коррозионностойкая сталь 12X18H10T. Все части колонны должны быть полностью герметизированы, для более полного уплотнения разъемов применяются разных видов прокладки. Все насосные и компрессорные устройства автоматизированы и находятся в исправном состоянии. Для отбора



проб применяются специальные металлические, герметичные пробоотборники [30].

#### Доочистка этилена

Блок доочистки этилена включает в себя и гидрирование ацетиленов, поэтому рассмотрен блок очистки этилена, не выделяя отдельно реактор гидрирования.

Доочистка этилена проводится в адсорберах, для того, чтобы очистить этилен от нежелательных компонентов до ничтожно малого количества этих примесей.

В данном блоке возможен выброс кислых газов ( $H_2S$ ,  $CO_2$ ,  $CO$ ) и углеводородных газов. Адсорберы работают при повышенных температурах и высоких давлениях, что относит адсорбционную установку к взрывопожароопасному оборудованию. Реактор гидрирования работает при высоком давлении и температуре, реакция гидрирования является экзотермической реакцией, то есть реакция происходит с выделением тепла. Данное свойство относит реактор гидрирования к взрывоопасному оборудованию.

Предприятия газохимии стремятся к минимизации вероятности утечек токсичных веществ в окружающую среду в целях предотвращения негативных последствий для здоровья человека и экологии в целом. Основываясь о возможностях коррозии и утечек из соединительных узлов, особое внимание уделено на обеспечение герметичности оборудования. Поэтому сейчас чаще всего используется специализированные материалы, такие как легированные стали и защитные антикоррозионные покрытия [31].

Для улучшения герметичности соединительных элементов разрабатываются более эффективные конструктивные решения, включая применение специальных фланцев с уплотнительными материалами. Внедрение автоматизированных систем контроля, включая современные датчики и устройства аварийной защиты, обеспечивает более эффективное обнаружение и предотвращение возможных аварий.

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		81

## Воздействие высокой температуры аппаратов на человека

На предприятии, где осуществляются процессы по очистке этилена, существует опасность получения ожогов различной степени для работников из-за высоких температур, используемых в процессах гидрирования ацетилен и адсорбции при доочистке газа. Также существует возможность получения ожогов различной степени работниками при случайном контакте с неизолированными элементами оборудования и трубопроводов. Для минимизации рисков и обеспечения безопасности персонала принимаются соответствующие меры на предприятиях, включая организацию системы защиты от высоких температур.

Для предотвращения воздействия высоких температур при работе с аппаратами и трубопроводами устанавливают теплоизоляцию. Согласно нормам и требованиям из СП 61.13330.2012, рекомендуется поддерживать температуру поверхности тепловой изоляции около 45 °С для поверхностей с температурой в диапазоне от 150 °С до 500 °С.

Помимо теплоизоляции, необходимо применять и использовать знаки и ограждения, в особенности в тех местах, где расположены аппараты, работающие под высокой температурой и находящиеся в непосредственной близости друг к другу.

Работники обязаны при допуске к работе с высокотемпературными аппаратами, носить спецодежду, также специальные термоустойчивые перчатки и защитную обувь.

## Повышенный уровень шума

Шум является раздражающим фактором, снижает работоспособность и концентрацию внимания сотрудника предприятия. Внезапные шумы вызывают нарушения в нервной системе и влияют психоэмоциональную составляющую сотрудника, также могут привести к повреждению барабанных перепонок.

В соответствии с СП 51.13330.2011 шум на предприятии должен конт-

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		82

ролироваться и придерживаются определенных значений. В таблице 12 представлен предельно допустимый уровень звукового давления, уровни звука и эквивалентные уровни звука.

Таблица 12 – Предельно допустимый уровень звукового давления, уровни звука и эквивалентные уровни звука для работника предприятия.

Уровни звукового давления, дБ, в октановых полосах со среднегеометрическими частотами, Гц									Уровни звука и эквивалентные уровни звука, дБА
31,5	63	125	250	500	1000	2000	4000	8000	60
93	79	70	68	58	55	52	52	49	

Наиболее сильный шум на производстве этилена создают различные насосы и компрессоры. Существует ряд мероприятий для предотвращения данного воздействия на работников.

Вблизи работы шумного оборудования нужно проводить шумоизоляцию в помещениях. В зависимости от уровня шума линейно рассчитывается толщина шумоизоляции. Также важно проводить качественную заделку стыков конструкций и проверять общую целостность стен.

Также в дверных и оконных проемах устанавливают прокладки и запорные устройства, обеспечивающее более плотную шумоизоляцию. При взаимодействии сотрудника с оборудованием повышенной шумности его снабжают СИЗ – наушниками и/или берушами.

#### Поражение электрическим током

Поражение током – довольно распространенный опасный фактор воздействия на автоматизированном предприятии, которое может послужить возникновению травмы или профессионального заболевания.

Поражение электрическим током представляет собой опасный фактор воздействия на человека на автоматизированном предприятии. Удар током может повлечь за собой возникновение травм или профессиональных заболеваний у персонала. Соблюдение мер безопасности и внимательное следование

предписаниям по минимизации рисков, связанных с возможным контактом с электричеством, являются необходимыми для обеспечения безопасности работы на таких объектах.

Для соблюдения мер безопасности и предотвращения получения поражения током были утверждены предельно допустимые значения напряжения прикосновения и токов, протекающих через тело человека. Данная характеристика представлена в таблице 13.

Таблица 13 – Предельно допустимые значения напряжений прикосновения и токов, протекающих через тело человека при нормальном режиме электроустановки

Род тока	Напряжение U, В	Сила тока I, мА
Переменный, 50 Гц	2,0	0,3
Переменный, 400 Гц	3,0	0,4
Постоянный	0,8	1,0

Для защиты от прямого воздействия электричества применяются различные средства коллективной и индивидуальной защиты, включая оболочки аппаратов и приборов, ограждения, барьеры, а также средства индивидуальной защиты работников в соответствии с нормами и стандартами, определенными в ГОСТ Р 12.1.019-2009. При разработке проектов автоматизированных систем необходимо учитывать безопасное размещение токоведущих элементов, обеспечивать наличие сигнализации для своевременного предупреждения о возможных опасностях, а также предусматривать блокировку или автоматическое отключение системы в случае возникновения аварийных ситуаций.

#### Безопасность в чрезвычайных ситуациях

При неправильной эксплуатации оборудования в промышленности пироза возможно возникновение различных чрезвычайных ситуаций, таких как пожар, взрыв или масштабный выброс токсичных веществ в окружающую атмосферу. Основными причинами подобных инцидентов обычно являются нарушения целостности оборудования, в частности, разгерметизация, а также

неисправности в системах автоматизации.

Для предотвращения выброса вредных веществ в атмосферу проводится периодические проверки на герметичность оборудования и калибровку датчиков контроля. С целью обеспечения пожарной безопасности во время технологических процессов широко применяются меры: изоляция опасных технологических установок, контроль количества горючих и взрывоопасных веществ в производственных помещениях, использование инертных газов, автоматизация процессов [32].

Дополнительными мерами безопасности являются продувка технологической аппаратуры инертным газом перед остановкой на ремонт и перед вводом в эксплуатацию, предотвращение возможных источников воспламенения в опасных зонах, а также принятие мер для предотвращения распространения пожаров и взрывов в оборудовании.

Работники должны быть квалифицированы и иметь допуск для своих обязанностей, а рабочие места оснащены нужными регламентами и планами ликвидации на случаи аварий.

При возникновении аварийных ситуаций происходит сброс углеводородов на факельную линию с процессного контроллера. Технологический процесс выполняется в герметично закрытых аппаратах. Для предотвращения загрязнения почвы вредными веществами оборудование размещено на специально обустроенных бетонированных площадках с отбортовкой и сборными емкостями для атмосферных осадков, направляемых в специальный коллектор для последующего сброса в химически загрязненную систему канализации.

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		85

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе написания бакалаврской работы предлагаемая модернизация узла очистки позволит повысить качество очистки этилена от каталитических ядов за счет введения новых катализаторов и адсорбентов. Степень очистки после модернизации составила  $\eta (S_{\text{общ}}) = 99,8 \%$ ;  $\eta (CO_2) = 95,6 \%$ ;  $\eta (CO) = 99,0 \%$ ;  $\eta (N_2O) = 96,6 \%$ ;  $\eta (H_2O) = 99,9 \%$ , что выше, чем значения степени очистки на немодернизированных катализаторах и адсорбентах. Повышение качества очистки этилена приводит к предотвращению отравления катализаторов полимеризации и к улучшению качества получаемого полиэтилена.

В разделе «Литературный обзор» изучены процессы и технологии очистки этилена, а именно абсорбционная очистка пирогаза от кислых газов, процесс гидрирования ацетилен до этилена в трубчатом реакторе и абсорбционная доочистка этилена.

В разделе «Технологическая часть» составлена схема блока абсорбционной очистки, схема узла гидрирования ацетилен до этилена, а также разработана абсорбционная установка доочистки этилена от каталитических ядов. Изучена характеристика сырья и продуктов производства, позволившая составить материальные балансы по каждому процессу. Выполнено моделирование и расчет абсорбционной колонны, предназначенной для щелочной промывки, реактора гидрирования и абсорбционной установки доочистки этилена.

В разделе «Безопасность и экологичность производства» изучены опасные производственные факторы. Проведен анализ опасных факторов в узле очистки этилена и представлены мероприятия по их устранению, таких как воздействие высоких температур, воздействие токсичных веществ, влияние повышенного уровня шума и электрического тока на организм сотрудника.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		Землянская Е.С.				у	86	90
<i>Провер.</i>		Гужель Ю.А.						
<i>Н. Контр.</i>		Родина Т.А.						
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						
						АмГУ, ИКиИН, гр.0107-об		

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Жагфаров, Ф. Г. Современное состояние производства этилена / Ф. Г. Жагфаров, П. А. Геяси // Мат. II Межд. науч.-практ. конф. «Булатовские чтения»: Сб. статей. – Краснодар : Изд-во Дом – Юг, 2018. – С. 88-90.

2 ПАО «СИБУР Холдинг» [Электронный ресурс] : офиц. сайт. – Режим доступа : <http://www.career.sibur.ru>. – 03.05.2024.

3 Адельсон, С. В. Технология нефтехимического синтеза: учебник для вузов / С. В. Адельсон, Т. П. Вишнякова, Я. М. Паушкин. – 2-е изд., перераб. – М. : Химия, 1985. – 608 с.

4 Лapidус, А. Л. Газохимия: учебник для вузов / А. Л. Лapidус, И. А. Голубева, Ф. Г. Жагфаров. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Изд-во РГУ нефти и газа (НИУ) имени И. М. Губкина, 2013. – 405 с.

5 Клименко, А. П. Получение этилена из нефти и газа / А. П. Клименко. – М. : Гостоптехиздат, 1962. – 236 с.

6 Писаренко, Е. В. Изучение кинетики реакции гидрирования ацетилен в этан-этиленовой фракции пирогаза / Е. В. Писаренко, Д. А. Добрынин, В. Н. Писаренко // Успехи в химии и химической технологии: сб. науч. тр. – М. : Изд-во РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2011. – Т. 25. – № 1 – С. 14-16.

7 Копылов, А. Ю. Совместное поглощение сероводорода и двуокиси углерода водно-щелочным раствором / А. Ю. Копылов, Р. Г. Насретдинов, А. Ф. Вильданов, А. М. Мазгаров // Изв. ВУЗов. Химия и хим. технология. – 2010. – Т. 53. – Вып. 8. – С. 92-96.

8 Соколов, А. М. Нефть. / А. М. Соколов. – М. : Недра, 1970. – 374 с.

9 Пат. 2 383 521 Российская Федерация, МПК C07C 7/167, C07C 11/04, B01J 23/66. Способ очистки этилена от ацетилен / Л. А. Тюрина, В. В. Смир-

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Разраб.		Землянская Е.С.			<i>Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Провер.		Гужель Ю.А.					87	90
Н. Контр.		Родина Т.А.				<i>АмГУ, ИКиИН, гр.0107-об</i>		
Зав. каф..		Гужель Ю.А.						

нов, С. А. Николаев ; ООО «Старт–Катализатор». – № 2008141426/04 ; Заявл. 21.10.2008 ; Оpubл. 10.03.10, Бюл. № 7.

10 Глыздова, Д. В. Газофазное и жидкофазное гидрирование ацетилен в обеднённых и обогащённых смесях на нанесённых модифицированных палладиевых катализаторах / Д. В. Глыздова, Н. С. Смирнова, Д. А. Шляпин, П. Г. Цырульников // Российский химический журнал. 2018. – Т. LXII. – № 1-2. – С. 89-109.

11 АО «Редкинский катализаторный завод» [Электронный ресурс] : офиц. сайт. – Режим доступа : <https://www.recatalys.ru>. – 05.05.2024.

12 Clariant Specialty Chemicals [Электронный ресурс] : офиц. сайт. – Режим доступа : <https://www.clariant.com>. – 08.05. 2024.

13 Чурилин, А. С. Методы очистки и выделения этилена из сухих газов каталитического крекинга / А. С. Чурилин, Н. И. Зеленцова // Экспозиция нефть газ. – 2013. – № 1. – С. 49-53.

14 Пат. 2 759 086 Российская Федерация, МПК С07С 7/00, С07С 11/04. Способ очистки этилена полимерной чистоты / Б. Ю. Малышкин, И. И. Семенов, Д. С. Сазонов ; ООО «Юнайтед Кэталит Текнолоджис» – № 2020123501 ; Заявл. 15.07.2020 ; Оpubл. 09.11.21, Бюл. № 31.

15 Пат. 2 764 595 Российская Федерация, МПК В01D 53/48, В01D 53/52, В01D 53/86. Установка и способ очистки газообразного углеводородного сырья от сероводорода и меркаптанов / А. А. Ахмедеев, А. В. Светкин, Е. А. Бабаков. – № 2020142438 ; Заявл. 21.12.2020 ; Оpubл. 18.01.2022, Бюл. № 2.

16 ГОСТ Р 8.981-2019 Этан жидкий и газообразный ; введ. 2020.03.01. – Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации ; М. : Стандартиформ, 2019. – 19 с.

17 ГОСТ 24858-2022 Газы углеводородные сжиженные топливные. Технические условия. – Взамен ГОСТ 20448-2018 ; введ. 2022.08.15. – Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации ; М. : Стандартиформ, 2023. – 31 с.

					<i>ВКР.236546.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		88



18 ГОСТ 25070-2013 Этилен. Технические условия. – Взамен ГОСТ 25070-87 ; введ. 2015.01.01. – Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации ; М. : Стандартиформ, 2018. – 8 с.

19 Щетинин, В. С. Абсорбция, экстрагирование. Расчет, примеры, задачи : учеб. пособие / В. С. Щетинин. – Комсомольск на-Амуре : Изд-во КНАГТУ, 2013. – 87 с.

20 Нейн, Ю. И. Технологические расчеты в проектировании химических установок : учеб. пособие / Ю. И. Нейн, Н. П. Бельская ; под общ. ред. М. Ф. Костериной. – Екатеринбург : Изд-во УрГУ, 2021. – 166 с.

21 Липин, А. Г. Расчет адсорбционных установок: учеб. пособие для курсового проектирования / А. Г. Липин, А. А. Липин. – Иваново : Изд-во Иван. гос. хим.-технол. ун-та., 2014. – 60 с.

22 Дмитриев, Е. А. Аппаратура процессов разделения гомогенных и гетерогенных систем: учеб. пособие / Е. А. Дмитриев, Р. Б. Комляшев, Е. П. Моргунова, А. М. Трушин, А. В. Вешняков, Л. С. Сальникова. – М. : Изд-во РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2016. – 104 с.

23 Ветошкин, А. Г. Процессы и аппараты газоочистки: учеб. пособие / А. Г. Ветошкин. – Пенза : Изд-во ПГУ, 2006. – 201 с.

24 ГОСТ 12.0.003-2015 ССБТ. Опасные и вредные производственные факторы. Взамен ГОСТ 12.0.003-74 ; введ. 01.03.2017. – Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации ; М. : Стандартиформ, 2016. – 16 с.

25 СП 61.13330.2012 Тепловая изоляция оборудования и трубопроводов: дата введения 01.01.2013. – Федеральное агентство по техническому регулированию и метрологии ; М. : Росстандарт, 2013. – 51 с.

26 СП 51.13330.2011 Защита от шума. Актуализированная редакция СНиП 23-03-2003 (с Изменением N 1) : дата введения 20.05.2011. [Электронный ресурс]: // Docs.cntd.ru : офиц. сайт. – Режим доступа : <https://gusn.mosreg.ru> – 07.05.2024.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		89

27 ГОСТ 12.1.003-2014 ССБТ. Шум. Общие требования безопасности: дата введения 01.11.2015. – Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации ; М. : Стандартиформ, 2015. – 27 с.

28 ГОСТ 12.1.038-82 ССБТ. Электробезопасность. Предельно допустимые уровни напряжений прикосновения и токов: дата введения 01.07.1983. – Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации ; М. : Стандартиформ, 1982. – 16 с.

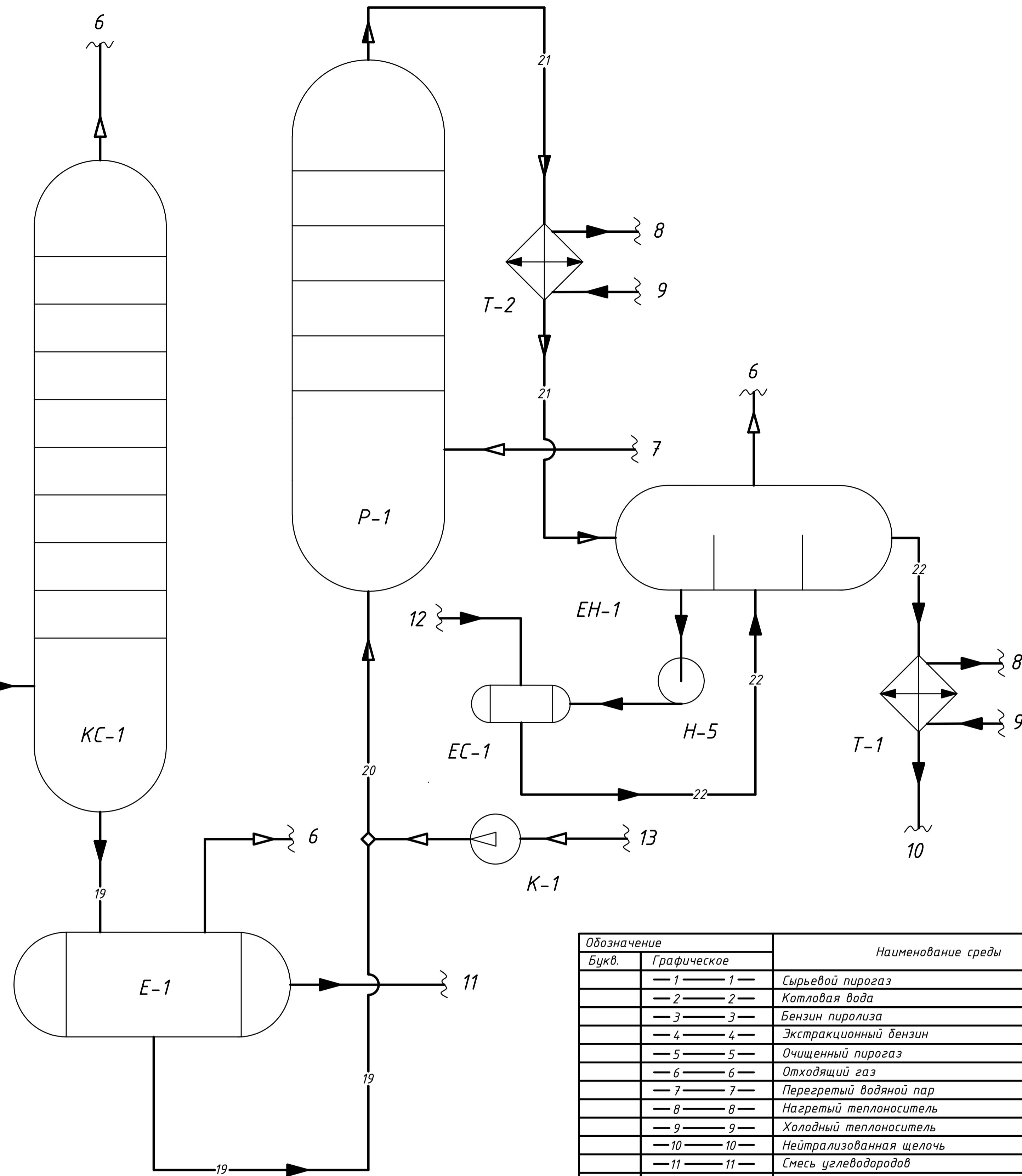
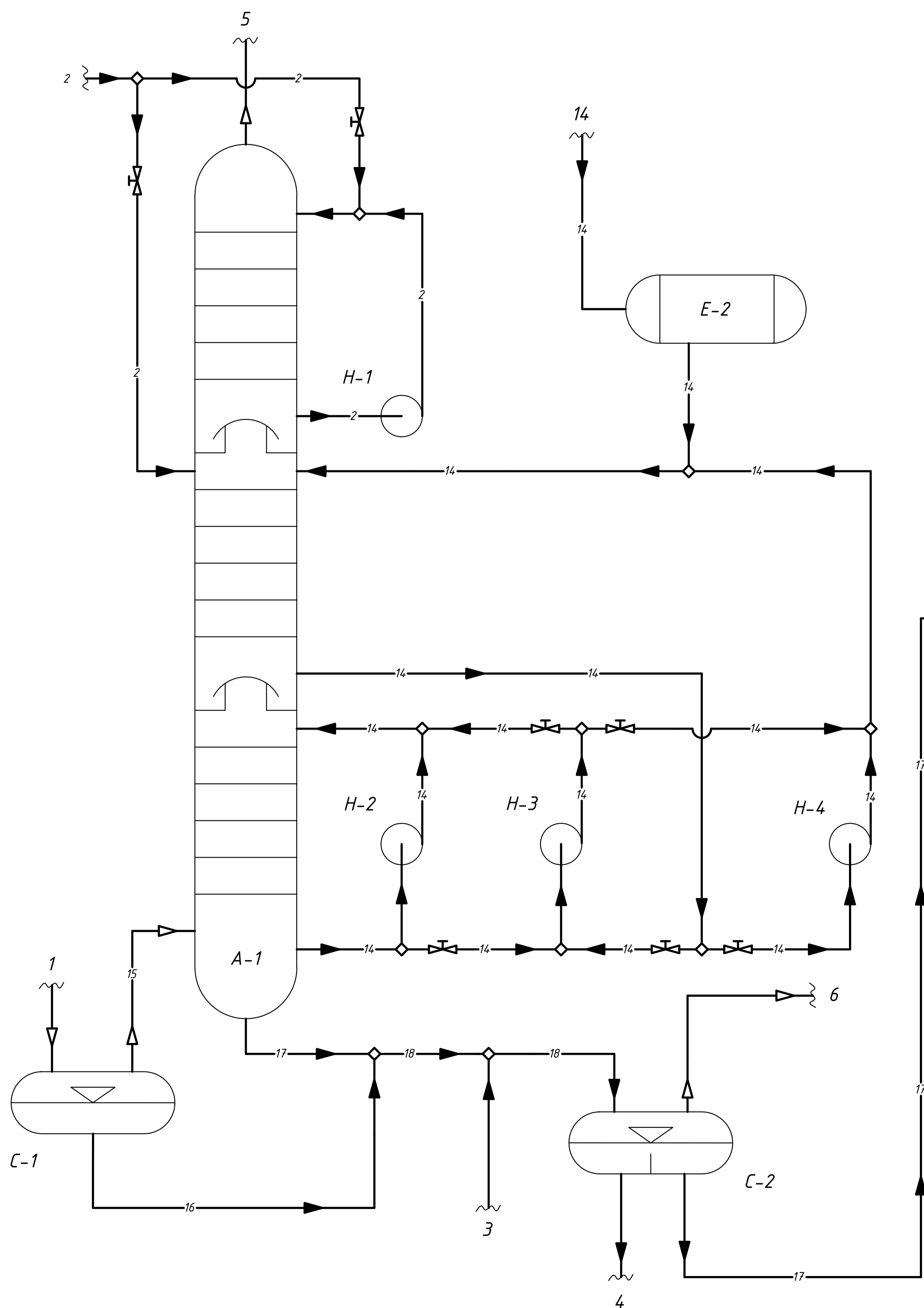
29 ГОСТ Р 12.1.019-2009 ССБТ. Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов защиты: дата введения 01.01.2011. – Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации ; М. : Стандартиформ, 2016. – 16 с.

30 Об утверждении гигиенических нормативов ГН 2.2.5.3532-18 «Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны» [Электронный ресурс]: Постановление Главного государственного санитарного врача РФ от 13.02.2018 № 25 // ГАРАНТ. РУ : офиц. сайт. – Режим доступа : <https://www.garant.ru/products/ipo/prime/doc/71829532/>. – 09.05.2024.

31 Кирсанов, Ю. Г. Оценка воздействия выбросов вредных веществ на атмосферный воздух : учеб. пособие / Ю. Г. Кирсанов. – Екатеринбург : Изд-во УрГУ, 2018. – 110 с.

32 Об утверждении Руководства по безопасности «Методика оценки риска аварий на технологических трубопроводах, связанных с перемещением взрывопожароопасных жидкостей» [Электронный ресурс]: Приказ Ростехнадзора от 28.11.2022 № 411 // ГАРАНТ. РУ : офиц. сайт. – Режим доступа : <https://base.garant.ru/406160977/> – 10.05.2024.

					<b>ВКР.236546.180301.ПЗ</b>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		90



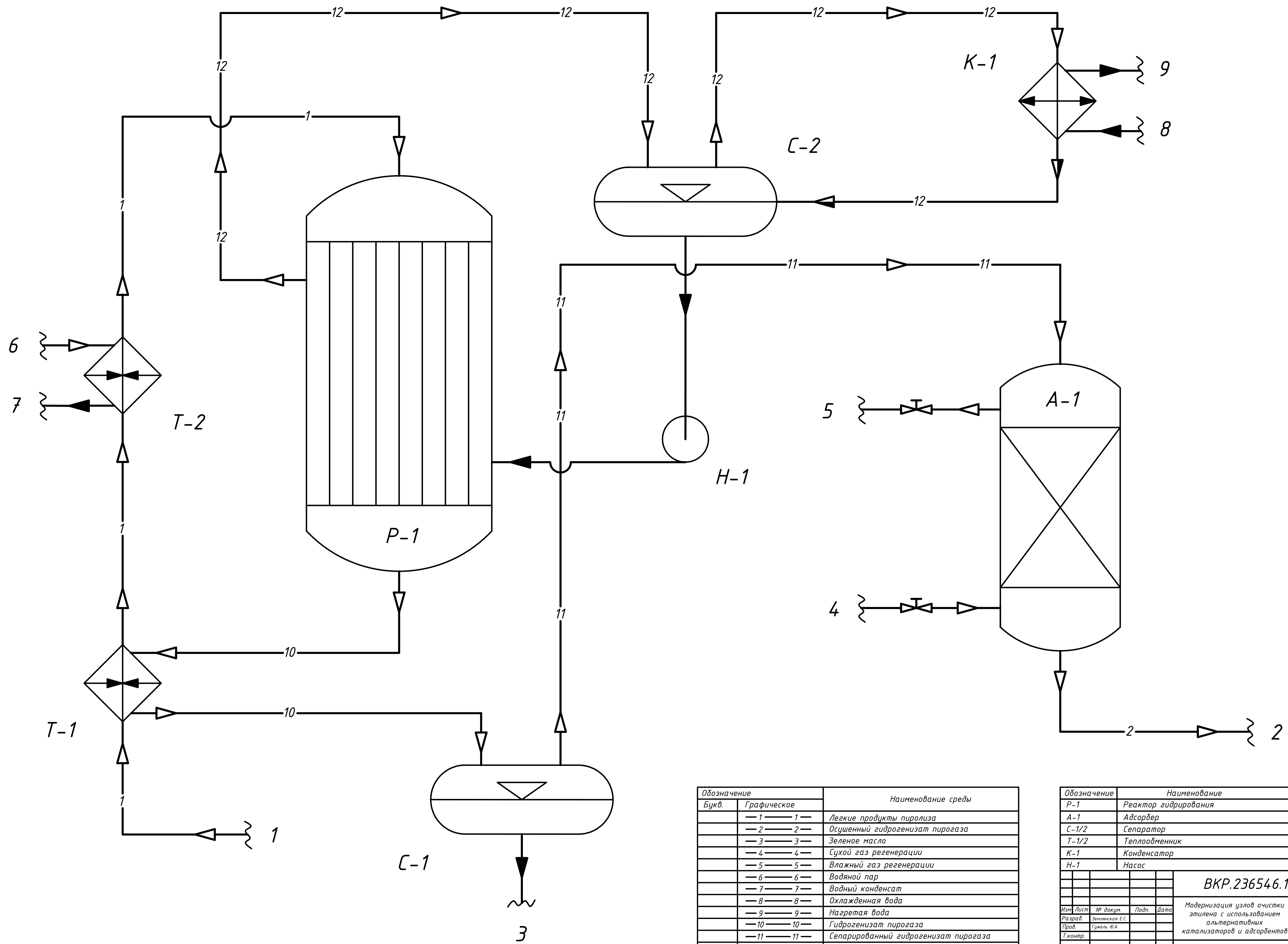
Обозначение	Графическое		Наименование среды
Букв.	1	2	
— 1 —	1	—	Сырьевой пирогаз
— 2 —	2	—	Котловая вода
— 3 —	3	—	Бензин пиролиза
— 4 —	4	—	Экстракционный бензин
— 5 —	5	—	Очищенный пирогаз
— 6 —	6	—	Отходящий газ
— 7 —	7	—	Перегретый водяной пар
— 8 —	8	—	Нагретый теплоноситель
— 9 —	9	—	Холодный теплоноситель
— 10 —	10	—	Нейтрализованная щелочь
— 11 —	11	—	Смесь углеводородов
— 12 —	12	—	Серная кислота
— 13 —	13	—	Атмосферный воздух
— 14 —	14	—	Раствор щелочи
— 15 —	15	—	Сепарированный пирогаз
— 16 —	16	—	Конденсат пирогаза
— 17 —	17	—	Отработанная щелочь
— 18 —	18	—	Смесь углеводородов и щелочи
— 19 —	19	—	Стабилизированная щелочь
— 20 —	20	—	Смесь стабилизированной щелочи и воздуха
— 21 —	21	—	Окислительная щелочь
— 22 —	22	—	Нейтрализованная щелочь

Обозначение	Наименование	Кол-во	Примечание
P-1	Реактор окисления	1	
КС-1	Колонна стабилизации	1	
A-1	Абсорбер	1	
EH-1	Емкость-нейтрализатор	1	
EC-1	Емкость-смеситель	1	
C-1/2	Сепаратор	2	
E-1/2	Емкость	2	
T-1/2	Теплообменник	2	
K-1	Компрессор	1	
H-1/5	Насос	5	

**ВКР.236546.180301.ТС**

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов	Лит.	Масса	Масштаб
Разраб.		Землянская Е.С.				у		
Пров.		Гужель Ю.А.						
Т.контр.						Лист 1		Листов 3
Н.контр.		Рафина Т.А.						
Утв.		Гужель Ю.А.						

АМГУ ИКИИИ  
гр. 0107-оБ  
Формат А1



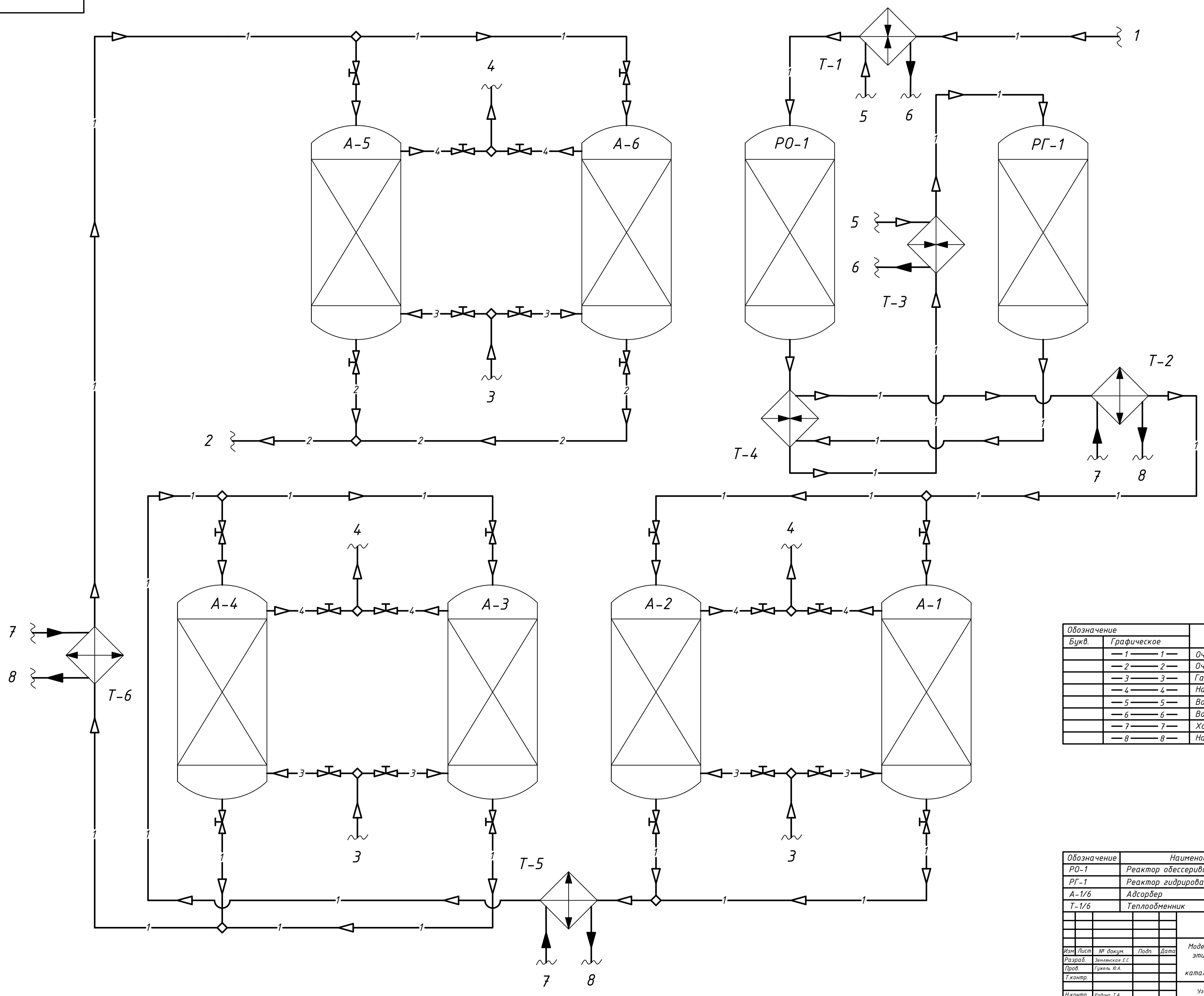
Обозначение		Наименование среды
Букв.	Графическое	
— 1 —	1 —	Легкие продукты пиролиза
— 2 —	2 —	Осушенный гидрогенизат пирогаза
— 3 —	3 —	Зеленое масло
— 4 —	4 —	Сухой газ регенерации
— 5 —	5 —	Влажный газ регенерации
— 6 —	6 —	Водяной пар
— 7 —	7 —	Водный конденсат
— 8 —	8 —	Охлажденная вода
— 9 —	9 —	Нагретая вода
— 10 —	10 —	Гидрогенизат пирогаза
— 11 —	11 —	Сепарированный гидрогенизат пирогаза
— 12 —	12 —	Метанол

Обозначение	Наименование	Кол-во	Примечание
P-1	Реактор гидрирования	1	
A-1	Адсорбер	1	
C-1/2	Сепаратор	2	
T-1/2	Теплообменник	2	
K-1	Конденсатор	1	
H-1	Насос	1	

<b>ВКР.236546.180301.ТС</b>								
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Модернизация узла очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов	Лит.	Масса	Масштаб
Разраб.	Землянская Е.С.					у		
Пров.	Гужель Ю.А.							
Т.контр.						Лист 2	Листов 3	
Н.контр.	Родина Т.А.				Узел гидрирования пирогаза			АМГУ ИКИИИ гр. 0107-об
Утв.	Гужель Ю.А.				Узел гидрирования пирогаза			Формат А1

Лист № 1  
 Изм. № 1  
 Дата  
 Подп. и дата  
 Разраб.  
 Провер.  
 Т.контр.  
 Н.контр.  
 Утв.



Обозначение		Наименование среды
Букв.	Графическое	
— 1 —	1	Очищаемый этилен
— 2 —	2	Очищенный этилен
— 3 —	3	Газ регенерации
— 4 —	4	Насыщенный газ регенерации
— 5 —	5	Водяной пар
— 6 —	6	Водный конденсат
— 7 —	7	Холодная вода
— 8 —	8	Нагретая вода

Обозначение	Наименование	Кол-во	Примечание
PO-1	Реактор обессеривания	1	
PG-1	Реактор гидрирования	1	
A-1/6	Адсорбер	6	
T-1/6	Теплообменник	6	

<b>ВКР.236546.180301.ТС</b>								
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Модернизация узлов очистки этилена с использованием альтернативных катализаторов и адсорбентов	Лит.	Масса	Масштаб
Разраб.	Землянская Е.С.					4		
Пров.	Гужель Ю.А.							
Т.контр.						Лист 3	Листов 3	
Н.контр.	Радина Т.А.							
Утв.	Гужель Ю.А.							

Лист № табл. Подп. и дата. Взам. инв. №. Инв. № дубл. Справ. №. Перв. примен.