

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ  
ФЕДЕРАЦИИ

федеральное государственное бюджетное образовательное  
учреждение высшего образования  
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и инженерной экологии

(наименование института полностью)

Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

(наименование кафедры)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(направленность (профиль)/специализация)

**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

на тему «Модернизация установки выделения изобутан-изобутиленовой  
фракции (ИИФ) контактного газа каталитического дегидрирования  
изобутана»

Студент

Р.Н. Итахунов

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

доцент, к.х.н., И.В. Цветкова

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

Консультант

начальник УВИИФ С.А. Фрейс

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

**Допустить к защите**

Заведующий кафедрой д.х.н., профессор Г.И. Остапенко

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

(личная подпись)

«\_\_» \_\_\_\_\_ 2019 г.

Тольятти 2019

## АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 92 с., 8 рисунков, 26 таблиц, использовано 64 источников, в том числе 6 зарубежных, 2 приложения, 7 л. графического материала.

Перечень ключевых слов: изобутан-изобутиленовая фракция, ИИФ, изобутилен, каталитическое дегидрирование, расчет конденсатора.

Объектом исследования является установка выделения изобутан-изобутиленовой фракции.

Цель работы – модернизация блока стабилизации ИИФ установки выделения изобутан-изобутиленовой фракции для получения более качественной пропан-пропиленовой фракции (ППФ).

Графическая часть выполнена на 5 листах и включает химические реакции процесса дегидрирования изобутана, технологическую схему установки дегидрирования изобутана, технологическую схему установки выделения изобутан-изобутиленовой фракции, чертеж дополнительного теплообменного аппарата (конденсатора), таблицу материального баланса.

В теоретической части рассмотрены способы получения изобутилена, достоинства и недостатки каждого метода, физико-химические основы дегидрирования предельных углеводородов, проведен патентный поиск.

В ходе выполнения работы предложена модернизация блока стабилизации ИИФ путем ввода дополнительного теплообменного аппарата (конденсатора).

Проведены расчеты материальных и тепловых балансов колонны стабилизации и существующего конденсатора при работе установки на повышенных нагрузках, необходимой поверхности теплообмена для конденсации углеводородов, подобран дополнительный конденсатор, рассчитаны гидравлические сопротивления трубного и межтрубного пространств аппарата.

Выпускная квалификационная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 2016 и представлена на электронном носителе.

## ABSTRACT

The title of the bachelor's thesis is Modernization of an installation for the extraction of the isobutane-isobutylene fraction (IIF) of the contact gas for the catalytic dehydrogenation of isobutene.

The aim of the work is to upgrade the IIF stabilization block of the installation for the extraction of the IIF to obtain a higher quality propane-propylene fraction.

The object of the bachelor's thesis is the installation of the IIF extraction.

The bachelor's thesis considers the methods for the production of isobutylene, the advantages and disadvantages of each method, the physicochemical basis of the dehydrogenation of saturated hydrocarbons; a patent search is conducted.

In the course of the work, the modernization of the IIF stabilization block was proposed by introducing an additional heat exchanger (condenser).

The graphic part is made on 5 sheets and includes the chemical reactions of the isobutane dehydrogenation process, the technological scheme of the isobutane dehydrogenation installation, the technological scheme of the isobutane-isobutylene fraction extraction installation, the additional heat exchanger (condenser) drawing, the material balance table.

The bachelor's thesis consists of an explanatory note on 92 pages, including 8 figures, 26 tables, the list of 64 references, including 6 foreign sources, 2 annexes, and the graphic part on 7 A1 sheets.

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	6
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ .....	9
1.1 Литературный обзор .....	9
1.1.1 Получение изобутилена методом дегидрирования изобутана .....	9
1.1.2 Получение изобутилена дегидратацией изобутилового спирта.....	11
1.1.3 Извлечение изобутилена из C <sub>4</sub> фракций .....	11
1.1.3.1 Выделение изобутилена с помощью серной кислоты.....	12
1.1.3.2 Извлечение изобутилена жидкостной гидратацией в присутствии катионообменных смол.....	14
1.1.4 Физико-химические основы процесса дегидрирования.....	15
1.2 Патентный поиск.....	20
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ .....	31
2.1 Предлагаемое техническое решение .....	31
2.2 Описание технологического процесса и схемы .....	32
2.2.1 Дегидрирование изобутана (установка ДИ, схема № 1) .....	32
2.2.2 Выделение изобутан-изобутановой фракции (установка ВИИФ, схема № 2).....	40
2.3 Схемы материальных потоков установок .....	49
2.3.1 Материальные потоки установки дегидрирования изобутана .....	49
2.3.2 Материальные потоки установки выделения изобутан-изобутиленовой фракции .....	50
2.4 Характеристика производимой продукции.....	51
2.5 Аналитический контроль технологического процесса.....	53
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ .....	57

3.1 Расчет материального баланса для колонны стабилизации .....	57
3.2 Расчет теплового баланса для колонны стабилизации .....	61
3.3 Расчет материального баланса конденсатора .....	68
3.4 Расчет теплового баланса конденсатора .....	70
3.5 Расчет необходимой поверхности теплообмена .....	72
3.6 Расчет гидравлического сопротивления.....	78
3.7 Вывод по главе.....	81
ЗАКЛЮЧЕНИЕ .....	82
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ .....	83
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	90

## ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время объемы мирового производства высокомолекулярных соединений (полимеров) исчисляются сотнями миллионов тонн в год. Ни одна отрасль промышленности не может в полной мере следовать современным темпам развития без полимеров. Продолжаются научные исследования как по совершенствованию свойств и химической структуры существующих высокомолекулярных соединений., так и по синтезу новых.

Среди огромного количества различных полимеров значительную часть занимает производство синтетического каучука, мощности которого непрерывно наращиваются.

На российском рынке каучуков можно выделить несколько крупных производителей синтетического каучука (СК), это заводы «СИБУР» холдинга, «Нижекамскнефтехим», «Стерлитамак Синтез Каучук», «Омск Синтез Каучук» и «Ефремов Синтез Каучук». Порядка 90 % всего отечественного выпуска синтетического каучука принадлежит двум крупнейшим предприятиям – «Нижекамскнефтехим» и «СИБУР» холдингу. На данный момент под контролем «СИБУР» находится практически 60 % всего производства синтетического каучука в России (включая завод в Стерлитамаке). Среди заводов группы «СИБУР» два крупных производителя СК, это – «ВоронежСК», на долю которого приходится около 20 % производства СК и «СИБУР Тольятти» - более 20 %.

Основной продукцией «СИБУР Тольятти» являются синтетические каучуки различных марок: бутилкаучук, изопреновый каучук, сополимерные эмульсионные каучуки. Также предприятие занимается производством углеводородных фракций, продуктов органического и неорганического синтеза, мономеров, полимеров, присадок для автомобильных топлив.

Продукция «СИБУР Тольятти» поставляется практически во все страны мира. Синтетическим каучуком обеспечиваются страны СНГ:

Беларусь, Казахстан, Украина, Узбекистан; также осуществляется экспорт в такие страны как: Австрия, Бельгия, Болгария, Великобритания, Вьетнам, Германия, Индия, Испания, Италия, Китай, Корея, Латвия, Литва, Люксембург, Малайзия, Марокко, Нидерланды, ОАЭ, Польша, Румыния, Сербия, Сингапур, Словакия, США, Тайвань, Таиланд, Турция, Чехия, Эстония.

Основным сырьем для производства каучука на предприятии является изобутилен, который получают каталитическим дегидрированием изобутана. Помимо того, что изобутилен применяют как мономер для производства каучука, из него также получают изопрен (по реакции конденсации изобутилена с формальдегидом) и метил-трет-бутиловый эфир (путем селективного взаимодействия с метанолом).

Производство изобутилена представляет собой следующее:

- Установка дегидрирования изобутана:
  - прием, испарение и перегрев сырья;
  - процесс каталитического дегидрирования;
  - промывка и охлаждение контактного и дымового газов;
- Установка выделения изобутан-изобутиленовой фракции:
  - компримирование и конденсация контактного газа;
  - абсорбция несконденсировавшихся углеводородов C<sub>4</sub>;
  - десорбция углеводородов C<sub>4</sub>;
  - стабилизация изобутан-изобутиленовой фракции;
  - ректификация ИИФ от тяжелых углеводородов;
- Установка выделения концентрированного изобутилена
  - гидратация изобутилена в триметилкарбинол
  - отделение ТМК от непрореагировавших реагентов;
  - дегидратация ТМК в изобутилен.

В процессе дегидрирования изобутана помимо основного продукта – изобутилена – образуются более 10 % побочных продуктов: углекислый газ,

водород, метан, этан, этилен, пропан, пропилен. Отходящая метан-этан-пропановая фракция используется в производстве метанольной присадки для автомобильных топлив.

Целью данной работы является модернизация блока стабилизации ИИФ установки выделения ИИФ.

Задачи работы:

- изучить производство изобутан-изобутиленовой фракции и изобутилена;

- рассчитать материальный и тепловой баланс аппарата Дф-33;

- показать возможность выделения дополнительного продукта;

- провести модернизацию технологической схемы блока стабилизации ИИФ;

- рассчитать и подобрать дополнительный кожухотрубчатый теплообменник.



# 1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

## 1.1 Литературный обзор

Изобутилен, при н.у. – газ без цвета, обладающий резким неприятным запахом с температурой кипения  $-7\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

В промышленности синтетического каучука из изобутена получают полиизобутилен, изопрен, бутилкаучук.

К изобутену, используемому в качестве мономера при производстве синтетических каучуков, предъявляются довольно строгие требования в отношении содержания примесей. Н-бутилены должны содержаться в минимальном количестве.

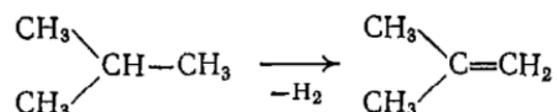
Основным источником получения изобутена являются газы нефтепереработки, нефтедобычи и пиролиза, которые содержат в своем составе изобутан и изобутен.

С началом крупнопромышленного получения изопрена путем конденсации изобутена с формальдегидом, стало широко использоваться производства изобутена из изобутана, что привело к значительному увеличению потребности производств в изобутане. Одним из способов увеличения ресурсов последнего стал процесс изомеризации н-бутана в изобутан. Данный процесс реализуется на ряде заводов синтетического каучука, которые производят изопрен и каучук на его основе.

В промышленности изобутен получают путем дегидрирования изобутана, дегидратации изобутилового спирта и выделением изобутена из смесей газов и фракций  $\text{C}_4$  используя селективные растворители.

### 1.1.1 Получение изобутилена методом дегидрирования изобутана

Изобутилен получают из изобутана путем каталитического дегидрирования, которое протекает по реакции



Данная реакция, как и все реакции дегидрирования, сильно эндотермична (протекает с поглощением тепла). Тепловой реакции дегидрирования изобутана  $-125,7$  кДж/моль. Оптимальная температура для протекания данной реакции –  $550-600$  °С. Повышение температуры выше оптимальной вызывает увеличение скорости побочных реакций крекинга, которые уменьшают выход изобутилена и повышают количество «легких» углеводородов ( $C_2-C_3$ ).

Дегидрирование изобутана осуществляется в присутствии катализаторов на основе оксидов металлов VI группы периодической системы химических элементов Д.И. Менделеева. На практике наиболее подходящими являются катализаторы на основе оксида алюминия, который содержит некоторое количество соединений шестивалентного хрома. Наиболее активным является оксид трехвалентного железа, представляющий собой аморфную форму. Вода, щелочь, кислородсодержащие вещества и сера отравляют применяемый в процессе дегидрирования катализатор. Поэтому предъявляются довольно высокие требования к их содержанию в исходном сырье. В промышленности процесс дегидрирования ведут как в стационарном, так и в псевдооживленном слое катализатора.

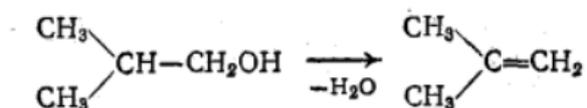
В процессе дегидрирования  $Cr_2O_3$  восстанавливается до  $CrO_3$ . В реакторе катализатор постепенно закоксовывается, тем самым теряя свою активность. В результате появляется необходимость регенерации катализатора. При регенерации коксовые отложения выгорают, а при окислении  $Cr^{+3}$  до  $Cr^{+6}$  каталитические свойства катализатора восстанавливаются с небольшой утратой эффективности от первоначального уровня. Это, а также унос контактным газом части катализатора, определяют необходимость периодического пополнения системы «свежей» порцией катализатора.

Для повышения активности и селективности катализатора необходима его предварительная подготовка перед вводом в реактор. Подготовка, т.е. регенерация, заключается в восстановлении  $CrO_3$  в его активную форму

$\text{Cr}_2\text{O}_3$  и десорбции продуктов восстановления – угарного газа и воды. Массовая доля  $\text{CrO}_3$  в восстановленном катализаторе не должна превышать 0,2%. Восстановление осуществляется углеводородным газом. С увеличением молекулярного веса газа повышается скорость регенерации катализатора, так как образуется меньшее количество паров воды, у более тяжелых углеводородов лучше десорбционная способность.

### 1.1.2 Получение изобутилена дегидратацией изобутилового спирта

Изобутилен из изобутилового спирта получают в процессе каталитической дегидратации. При пропускании паров спирта над катализатором при температуре 360-370 °С и избыточном давлении 3-4 атм происходит процесс отщепления воды. В качестве катализатора используется активная окись алюминия. Изобутилен образуется по реакции



Изобутилен, полученный данным способом, содержит до 2 масс. % н-бутиленов.

Этот метод получения изобутилена по себестоимости продукции сильно уступает иным способам получения изобутилена ввиду более высокой стоимости сырья. В связи с этим данный способ не получил перспектив для широкого промышленного развития.

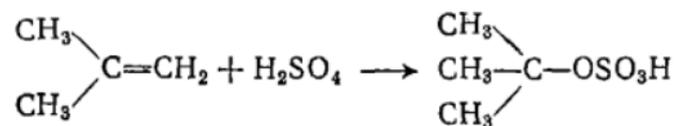
### 1.1.3 Извлечение изобутилена из $\text{C}_4$ фракций

Изобутилен выделяют из фракций  $\text{C}_4$  путем взаимодействия с серной кислотой или фенолами, жидкостной гидратацией в присутствии катионообменных смол, а также очисткой изобутилена с применением молекулярных сит.

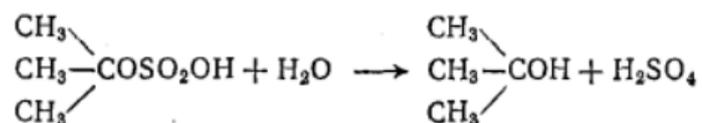
### 1.1.3.1 Выделение изобутилена с помощью серной кислоты

В 1873 году А.М. Бутлеров показал, что в результате взаимодействия изобутилена с разбавленной серной кислотой (55 – 65 %), в зависимости от температурных условий реакции, продуктом реакции является либо изобутилсерная кислота, либо полимеры изобутилена.

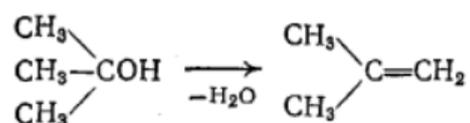
При низких температурах образуется изобутилсерная кислота



которая при разбавлении водой легко вступает в реакцию гидролиза и образуется триметилкарбинол (ТМК):



Если концентрация полученной серной кислоты в реакционном растворе будет достаточно высокой, то параллельно с реакцией гидролиза будет проходить реакция дегидратации полученного ТМК, в результате чего выделяется изобутилен:



При изучении процесса взаимодействия разбавленной серной кислоты различных концентраций (от 41 до 61%) с охлажденным изобутиленом было установлено, что при взаимодействии разбавленной кислоты и изобутилена протекает прямая гидратация и образуется третичный изобутиловый спирт, а при взаимодействии концентрированной кислоты с изобутиленом получают изобутилсерную кислоту. При использовании серной кислоты средней концентрации, по-видимому, оба этих процесса протекают параллельно.

Различными исследованиями было установлено, что с увеличением концентрации серной кислоты (от 45 до 70%) увеличивается возможность поглощения других углеводородов помимо изобутена; а с уменьшением

концентрации данный процесс замедляется. Также значительное влияние на взаимодействие углеводородов с серной кислотой оказывает температура: ее повышение способствует развитию процессов полимеризации. Оптимальная температура для извлечения изобутена – 10-30 °С.

Абсорбция изобутилена 65 %-ной серной кислотой на холоде протекает практически количественно. При температурах от -10 до +10 потери изобутилена в результате полимеризации практически незначительны. При работе с серной кислотой высокой концентрации, во избежание образования полимеров, реакционная смесь требуется сильно охлаждать. Кроме того, с концентрированной кислотой также вступают в реакцию другие ненасыщенные углеводороды.

Реакция между углеводородами  $C_4$  и серной кислотой протекает на поверхности кислоты – в тонком слое, поэтому для лучшего поглощения изобутена серной кислотой требуется интенсивно перемешивать смесь реагирующих веществ.

При нагревании изобутилсерной кислоты происходит ее разложение с выделением свободной серной кислоты и полимеров – ди- и триизобутилена. Если нагревание изобутилсерной кислоты проводить одновременно с гидратацией, то можно получить чистый изобутилен. Однако осуществить этот процесс с хорошим выходом изобутилена довольно затруднительно, поскольку требуется точное соблюдение условий – температуры и разбавления, что не всегда получается на практике. Поэтому более предпочтительно получать изобутилен из изобутилсерной кислоты в два этапа: на первом происходит выделение третичного ТМК, а на втором, после соответствующей очистки, происходит его дегидратация в изобутен.

При гидролизе изобутилсерной кислоты во избежание частичной дегидратации получившегося ТМК, а также полимеризации образовавшегося из него изобутен, необходимо быстро удалять ТМК из кислой реакционной смеси. Поэтому гидролиз осуществляется обработкой изобутилсерной

кислоты острым паром (а не водой), с избытком которого пары ТМК быстро отводятся из реакционной смеси.

Недостаток данного метода в необходимости нейтрализации или разбавлении серной кислоты при выделении из нее ТМК. Это в свою очередь требует проведения довольно сложной и дорогостоящей операции концентрирования обработанной кислоты. Сложность в том, что необходимо применять теплообменную аппаратуру, которая смогла бы противостоять коррозионному действию горячей разбавленной (40%) серной кислоты.

1.1.3.2 Извлечение изобутилена жидкостной гидратацией в присутствии катионообменных смол

Процесс жидкофазной гидратации изобутилена в трет-бутиловый спирт на сульфированных ионообменных смолах с последующей дегидратацией в изобутен на этих же смолах является довольно новым и перспективным методом получения изобутена высокой степени чистоты (до 90 % во фракции).

В последнее время ионообменные смолы все чаще используются в качестве катализаторов для различных химических реакций. Нерастворимость, большая удельная поверхность, возможность многократного использования, малый расход катализатора и чистота получаемых продуктов являются преимуществами применения ионообменных смол по сравнению с другими видами катализаторов. Для выделения изобутена с высокой степенью чистоты применяются смолы, которые были получены на основе полистирола с дивинилбензолом, поскольку они обладают наибольшей термической и химической стойкостью и высокой обменной емкостью.

Для выделения чистого изобутена водные растворы ТМК подвергаются дегидратации на этих же катионообменных смолах. Данный процесс протекает на 100% и обеспечивает получение изобутена высокой степени чистоты.

### 1.1.4 Физико-химические основы процесса дегидрирования

Реакции дегидрирования являются обратимыми и всегда протекают с поглощением тепла. Ниже приведены тепловые эффекты основных реакций дегидрирования для газообразного состояния веществ.

Таблица 1 – Тепловые эффекты реакций дегидрирования

Реакция	$-\Delta H_{298}^0$ , кДж/моль
$RCH_2CH_3 \xrightarrow{-H_2} RCH=CH_2$	(-113) – (-134)
$CH_3 - CH_3 \xrightarrow{-2H_2} CH \equiv CH$	-311
$C_6H_{12} \xrightarrow{-3H_2} C_6C_6$	-206
$RCH_2OH \xrightarrow{-H_2} RCHO$	(-67) – (-83)
$R_2CHOH \xrightarrow{-H_2} R_2CO$	$\approx -58$
$RCH_2NH_2 \xrightarrow{-2H_2} RCN$	(-134) – (-159)

Обратимость реакций дегидрирования является их особенностью. Учитывая эндотермичность реакции равновесие будет смещаться в сторону повышения температуры.

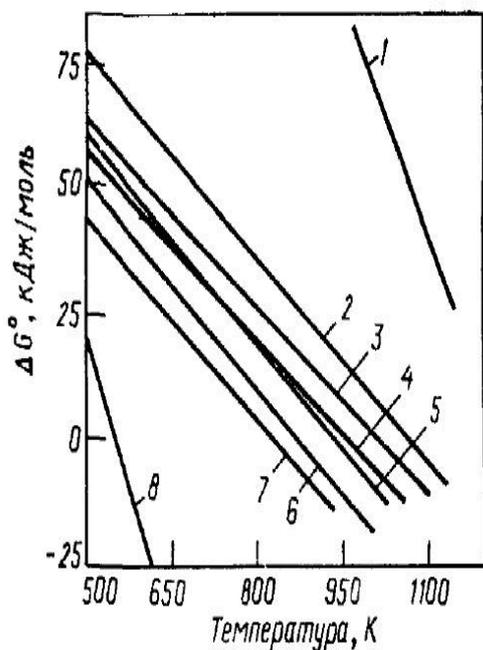


Рисунок 1 – Зависимость изменения энергии Гиббса для реакций дегидрирования углеводородов от температуры:

- 1)  $C_2H_6 \rightleftharpoons C_2H_2 + 2H_2$ ;
- 2)  $C_2H_6 \rightleftharpoons C_2H_4 + H_2$ ;
- 3)  $n - C_4H_{10} \rightleftharpoons C_4H_8 + H_2$ ;
- 4)  $C_6H_5 - C_2H_5 \rightleftharpoons C_6H_5CH=CH_2 + H_2$ ;
- 5)  $n - C_4H_{10} \rightleftharpoons C_4H_8 + H_2$ ;
- 6)  $изо - C_4H_{10} \rightleftharpoons изо - C_4H_8 + H_2$ ;
- 7)  $C_6H_5 - CH_2 - CH_3 \rightleftharpoons C_6H_5 - C \equiv CH + H_2$ ;
- 8)  $C_6H_{12} \rightleftharpoons C_6H_6 + 3H_2$ ;

Близкие к нулю или отрицательные значения  $\Delta G^0$  свидетельствуют о возможности практического осуществления реакции и на смещение равновесия по уравнению:

$$\Delta G^0 = -RT \ln K_p.$$

По прямым 2 и 5 видно, что равновесие становится более благоприятным для дегидрирования с увеличением молекулярной массы. Разветвление углеродной цепи и наличие фенильных заместителей способствуют отщеплению водорода (прямые 4, 6, 7). По прямой 8 видно, что дегидрирование шестичленных циклоалканов происходит наиболее легко, что объясняется образованием устойчивого ароматического кольца. Отщепление водорода с образованием углеводородов с сопряженными двойными (прямая 3) и в особенности с тройными (прямая 1) связями наименее выгодно.

Процессы дегидрирования необходимо проводить при довольно высокой температуре (от 200 до 650 °С), которая во многом определяется термодинамическими особенностями реакции и типом исходного вещества. Для получения олефинов и диенов требуется температура 500-650 °С, что предопределяет протекание процесса в газовой фазе. При отщеплении водорода всегда происходит увеличение объема газов; соответственно для повышения степени конверсии требуется низкое давление. По данной причине процессы дегидрирования проводят при давлениях близких к атмосферному, а в некоторых случаях – в вакууме. Так, при 595°С равновесная степень конверсии этилбензола в стирол при  $\approx 0,1$  МПа соответствует 40 %, а при  $\approx 0,01$  МПа – 80 %.

Иногда для увеличения равновесной степени конверсии вместо того чтобы применять вакуум, удобнее разбавлять реакционную массу инертным в условиях реакции агентом (перегретый водяной пар, азот), что также снижает парциальные давления реагентов.

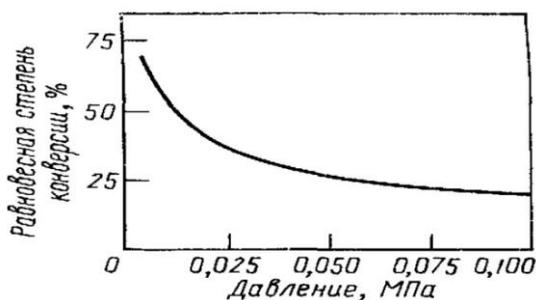


Рисунок 2 – Зависимость равновесной степени конверсии н-бутена при дегидрировании его в бутадиен-1,3 от общего давления реагентов при 860 К

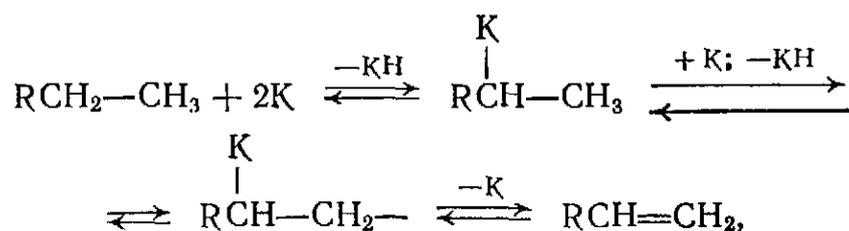


Все реакции дегидрирования каталитические. Применение катализаторов помогает достигнуть высокой скорости процесса при сравнительно низкой температуре, когда нежелательные побочные реакции еще не получают значительного развития. Одни и те же катализаторы могут ускорять как прямой, так и обратный процесс. Все катализаторы делятся на 3 группы:

- 1) металлы VIII группы (Fe, Co, Ni, Pt, Pd) и IB подгруппы (Cu, Ag) Периодической системы, а также смеси (сплавы) этих металлов;
- 2) оксиды металлов (MgO, ZnO, Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> и др.);
- 3) сульфидные и сложные оксидные катализаторы, которые состоят из сульфидов или смеси оксидов (цинк- и медьхромовые ZnO•Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> и CuO•Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>).

Эти вещества, в особенности металлы наносят на пористые носители и добавляют к ним различные промоторы – щелочи, оксиды других металлов и др. Катализаторы применяются различной формы – от формованных (кольца, таблетки, цилиндры) до тонкодиспергированных в жидкости.

Процессы дегидрирования относят к типу гомолитических превращений. Важную роль играет хемосорбция реагентов на активных центрах (К), при которой за счет электронных переходов с участием катализатора происходит ослабление или полный разрыв химических связей в адсорбированной молекуле. При этом в равновесных процессах дегидрирования обратима каждая элементарная стадия:



Скорость реакций дегидрирования зависит от диффузионных и кинетических факторов. Чем интенсивнее перемешивание и турбулентность потоков и ниже температура, тем меньшее влияние оказывают диффузионные процессы. В большинстве случаев кинетика процесса

дегидрирования описывается уравнением Лэнгмюра-Хиншельвуда, которое выведено для случая, когда химическая реакция на поверхности катализатора является лимитирующей стадией. Если адсорбционные коэффициенты обозначить через  $b$ , а парциальные давления реагентов через  $p$ , то для обратимой реакции дегидрирования при мономолекулярном расщеплении сорбированного вещества имеем:

$$r = k \frac{p_{AH_2} - p_A p_{H_2} / K_p}{1 + b_{AH_2} p_{AH_2} + b_A p_A + b_{H_2} p_{H_2}}$$

и при взаимодействии хемосорбированного вещества с другими активными центрами поверхности:

$$r' = k' \frac{p_{AH_2} - p_A p_{H_2} / K_p}{1 + b_{AH_2} p_{AH_2} + b_A p_A + b_{H_2} p_{H_2}}^2$$

Данные уравнения часто упрощаются в зависимости от величины адсорбционных коэффициентов. Хемосорбция дегидрирования продукта А намного больше, чем для насыщенного соединения  $AH_2$  и водорода, в связи с этим в знаменателе уравнений можно пренебречь не только единицей, но и другими слагаемыми, кроме  $b_A p_A$ . Так, экспериментально получено уравнение для скорости дегидрирования н-бутана в н-бутен, которое указывает на торможение процесса олефином:

$$r = k \frac{p_{C_4H_{10}} - p_{C_4H_8} p_{H_2} / K_p}{p_{C_4H_8}}$$

Энергия активации процессов дегидрирования довольно высока. Для превращения н-бутана в н-бутен – 170-190 кДж/моль; для дегидрирования н-бутена в бутadiен – 105-140 кДж/моль; для дегидрирования этилбензола в стирол – 152 кДж/моль. Этим определяется сильная зависимость скорости дегидрирования от температуры. Способность к дегидрированию на оксидных катализаторах уменьшается в ряду:

спирты > амины > алкилбензолы > парафины, увеличиваясь при разветвлении и удлинении углеродной цепи.

Селективность процессов дегидрирования важна для предотвращения более глубоких превращений, которые ведут к снижению выхода целевого продукта, а также для направленного взаимодействия по определенной функциональной группе исходного реагента. Следовательно, селективность зависит от развития параллельных и последовательных реакций, которые вызваны высокой температурой. К побочным реакциям можно отнести крекинг сырья, гидрогенолиз под действием образующегося водорода, реакции циклизации, полимеризации и дегидроконденсации, которые ведут к выделению смолистых веществ и кокса, дезактивирующих катализатор.

На одном и том же катализаторе селективность процесса зависит от различных факторов, в частности от относительной реакционной способности органических веществ или отдельных функциональных групп и их способностью адсорбироваться на поверхности катализатора.

Также на селективность процесса оказывает большое влияние температура: чем она ниже, тем селективнее можно провести процесс по более реакционноспособным группам или остановить его на определенной стадии.

При прочих одинаковых условиях селективность процесса зависит от времени контакта, которое определяет фактическую степень конверсии исходного вещества. Чем она ближе к равновесной, тем значительнее развитие реакций, ведущих к снижению селективности. Соответственно для каждого процесса дегидрирования существуют свои оптимальные степень конверсии и время контакта. Обычно, при дегидрировании, которое осложнено обратимостью процесса, степень конверсии порой составляет 20-40%, а время контакта находится в пределах от долей секунды до нескольких секунд.

## 1.2 Патентный поиск

Таблица 2 – Результаты патентного поиска

1. Страна публикации, регистрационный номер, вид документа; 2. Номер заявки.	Классификационный индекс	1. Дата подачи заявки; 2. Дата регистрации; 3. Дата публикации патента.	Страна публикации; Заявитель (патентообладатель).	Авторы	Название изобретения; Цель и сущность изобретения
SU 1337383 A1 3969335	C07C11/09(1987.09) C07C4/22(1987.09)	1. 25.10.1985 2. 25.10.1985 3. 15.09.1987	Казаченко Дина Васильевна	- Казаченко Дина Васильевна - Минскер Карл Самойлович - Иванова Светлана Романовна - Жидкова Елена Дмитриевна	Способ получения изобутилена Изобретение относится к ациклическим ненасыщенным углеводородам, в частности к получению изобутилена (ИБ). Для повышения выхода ИБ деполимеризацию полимеров ИБ проводят при 330-350 С в присутствии катализатора - цеолита NaX или NaA в количестве 0,25-0,50 г на 1 г полимера. Выход 100%.
RU 2233259 C1 2002135465/04	C07C1/213(2004.07) C07C11/09(2004.07)	1. 30.12.2002 2. 30.12.2002 3. 27.07.2004	- Павлов Дмитрий Станиславович - Павлов Олег Станиславович - Павлов Станислав Юрьевич	- Павлов Дмитрий Станиславович - Павлов Олег Станиславович	Способ получения изобутена Изобретение относится к области получения концентрированного изобутена, который может использоваться в качестве мономера для получения синтетического каучука и других органических синтезов. Использование: нефтехимия. Сущность: проводят разложение алкил-трет-бутилового эфира, в котором

					алкильная группа содержит один, два или три углеродных атома, в одной или нескольких последовательных реакционных зонах в присутствии кислого катионитного катализатора, разделение реакционной смеси с помощью ректификации и водной экстракции образовавшегося спирта C <sub>1</sub> -C <sub>3</sub> и предпочтительно рециркуляцию как минимум части непревращенного алкил-трет-бутилового эфира в реакционную(ые) зону(ы), при котором в реакционной(ых) зоне(ах) поддерживают вещества полностью или большей частью в жидком состоянии, температуру от 70 до 120°C и конверсию алкил-трет-бутилового эфира за проход не более 50%. Технический результат – повышение активности катализатора, упрощение технологии разделения.
SU 1278348 A1 3771545	C07C11/09(1986.12)	1. 12.07.1984 2. 12.07.1984 3. 23.12.1986	Алиев Вагаб Сафарович	- Алиев Вагаб Сафарович - Павлюк Борис Иванович - Лалаев Низами Газраткулу Оглы	Способ получения изобутилена Изобретение относится к нефтехимической промышленности, в частности к способам получения изобутилена путем деполимеризации низкомолекулярных олигомеров (димеров и тримеров) изобутилена. Цель изобретения - повышение выхода изобутилена и селективности процесса за счет деполимеризации олигомеров изобутилена на цеолитсодержащем катализаторе в присутствии водяного пара. Пример 1. В качестве катализатора используют промышленный шариковый цеолитсодержащий алюмосиликатный катализатор марки Цеокар-2, содержащий цеолит типа Y в РЗЭ форме,

					<p>введенный в алюмосиликатную матрицу В реактор, в котором загружено 100 см катализатора, содержащего, мас. %: 9,0; O, 10; 0,10; PЗМ 2,0, SiO, остальное, в течение 12 ч непрерывно подают 348,0 фракции диизобутилена состава, масс.% Cg-Cy 0,04; изооктан 0,44; диизобутилен 88,89 (в т.ч. 2,4,4-триметилпентен-1 69,29; 2,4,4-триметилпентен-2 19,60); изомеры диизобутилена 10,63 с объемной скоростью 0,4 ч и водной пар5 взяты в мольном соотношении к сырью, равном 17:1, В реактор при 260с и атмосферном давлении в присутствии катализатора и водяного пара осуществляют реакцию деполимеризации с получением газа деполимеризации и жидких продуктов реакции деполимеризата. Реакционную смесь, состоящую из газа деполимеризации, паров деполимеризата и воды, направляют в конденсатор-холодильник и далее в дегазатор, в котором отделяют жидкие реакционные продукты деполимеризат и водяной конденсат от газа деполимеризации. Газ деполимеризации состава, масс. %: пропилен 0,25; изобутан 0,36; бутен-1 0,11; изобутилен 99,16; бутен-2 0,12 отводят сверху дегазатора и после охлаждения собирают в стальной баллон в количестве 260,03 г. С низа дегазатора отводят в отстойник 85,79 г деполимеризата состава, масс. %; Cj-C изооктан 1,63; диизобутилен 44,93 (в т.ч. 2,4,4-триметилпентен-1 29,71, 2,4,4-триметилпентен-2 15,22); изомеры диизобутилена 51,54; тримеры и водяной</p>
--	--	--	--	--	---

					<p>конденсат 0,36. этих условиях конверсия диизобутилена составляет 87,5%, выход бутилена на пропущенный диизобутан 83,3 масс.%, выход изобутилена на превращенный диизобутилен (селек-. ость) 95,2 масс.%. Ниже представлен материальный баланс (без учета водяного пара). тог мас.% Сырье, в т.ч. 348,0 100,0 0,14 0,04 изооктан 1,53 0,44 диизобутилен , в т.ч.: 309,34 88,89 2,4,4-три метилпентен-1 241,13 69,29 2,4,4-триметилпентен-2 68,21 19,60 изомеры диизобутилена 36,99 10,63 учено: Газ деполимеризации состава, масс.%.: 260,03 74,72 пропилен 0,25 0,66 0,19 изобутан 0,36 0,94 . бутен-1 0,11 0,28 0,08 изобутилен 99,16 257,84 74,09 бутен-2 0,12 0,31 Б,09 олимеризат, тава, масс.%.: 85,79 24,65 5-07 1,54 1,32 0,38 изооктан 1,63 1,39 0,40 диизобутилен, в т.ч. :44,93 38,53 11,07 2,4,4-триметилпентен-1 29,71 25,48 7,32 2,4,4-три метилпентен-2 15,22 13,05 , 3,75 изомеры диизобутилена 51,54 44,20 12,70 тримеры 0,36 0,35 0,10 , ери2,18 О,63 348,0 100,0 Из данных материального баланса версия диизобутилена (2,4,4-триилпентена-1 и -2) составляет ,5%, выход изобутилена на пропущенный диизобутилен 83,3 масс.%, выход бутилена на превращенный диизобутен (селективность) 95,2 масс.%. </p>
SU 973518 A1 2652018	C07C11/09(1982.11)	1. 31.07.1978 2. 31.07.1978 3. 15.11.1982	Попов Болеслав Иванович	- Попов Болеслав Иванович - Артамонова Валентина	Способ получения изобутилена Изобретение относится к нефтехимической промышленности, а именно к получению высокочистого изобутилена деполимеризацией низкомолекулярных олигоизобутиленов,

				<p>Александровна - Гончарук Екатерина Макаровна - Адигамов Энгель Рахматуллович</p>	<p>находящихся в смеси с олигомерами н-бутанов и/или дивинила при повышенной температуре. Изобутилен, содержащий не более 2,95% бутена и других примесей, применяется для получения бутилкаучука, светлых антиоксидантов, триизобутилалюминия и других ценных продуктов.</p> <p>Изобутилен получают деполимеризацией олигоизобутиленов, преимущественно диизобутиленов, например, в смеси с олигобутенами и олигодивинилеат.</p> <p>Наиболее близким к изобретению по технической сущности и достигаемому результату является способ получения изобутилена путем деполимеризации фракции, содержащей олигомеры изобутилена при повышенной температуре в присутствии кислотного катализатора . В качестве гетерогенного катализатора используют алюмосиликат, окись алюминия, цеолитсодержащий катализатор со связующим компонентом, силикагель или твердая фосфорная кислота на силикагеле при 200-450 °С и времени контакта 0,52 ,6 с. Конверсии 70-75%. Выход изобутилена 50-80% на пропущенное сырье, или 70-80% на прореагировавшее, чистота получаемого изобутилена 98-100%.</p>
RU 2035444 C1 93018269/04	C07C5/42(1995.05) C07C11/09(1995.05)	1. 09.04.1993 2. 09.04.1993 3. 20.05.1995	Институт химической физики им.Н.Н. Семенова РАН	- Мирзабекова С.Р. - Мамедов А.Х. - Крылов О.В.	Способ конверсии изобутана в изобутилен Сущность изобретения: изобутан конвертируют в изобутилен при 610 - 680°С на катализаторе, содержащем 2 - 6 масс. % хрома и 2 - 6 масс. %



					<p>марганца на оксиде алюминия, в присутствии диоксида углерода при молярном соотношении изобутана и диоксида углерода 0,8 - 1,4 : 1. 1 табл.</p> <p>Способ конверсии изобутана в изобутилен в присутствии диоксида углерода при повышенной температуре на марганецсодержащем катализаторе на носителе оксида алюминия, отличающийся тем, что процесс проводят на катализаторе, содержащем 2 6 масс. хрома и 2 6 масс. марганца на оксиде алюминия при 610 680°C и молярном соотношении изобутана и диоксида углерода 0,8 1,4 1 соответственно.</p> <p>Изобретение относится к способу переработки парафиновых углеводородов, конкретно к углекислотной конверсии (дегидрированию) изобутана в изобутилен и оксид углерода, и может быть использовано в химической и нефтегазовой промышленности.</p>
US 4191846 C1 648448	C07C15/00 260/680 R	1. 12.01.1976 2. 12.01.1976 3. 4.03.1980	Филипс Петролеум Компани, Бартлсвилл, Оклахома	- Флойд Фарха, младший; - Льюис Э. Дрехман	<p>Процесс каталитического дегидрирования. Данное изобретение относится к каталитическому дегидрированию органических соединений. В одном аспекте это относится к процессам дегидрирования. В другом аспекте это относится к катализаторам дегидрирования. Обезвоживаемые органические соединения, разбавленные паром, дегидрируются в отсутствие свободного кислорода при высокой конверсии и селективности к менее насыщенному соединению с каталитической композицией,</p>

					состоящей из эссенций одного или нескольких металлов, выбранных из группы состоящий из Ni, Pd, Pt, Ir и Os, олова и металлического набора преподавал из группы, состоящей из золота и серебра нанесенный на подложку, такую как оксид алюминия, диоксид кремния или группа II алюминатный шпинель.
US 3978150 C1 554389	C07C5/32	1. 03.03.1975 2. 03.03.1975 3. 31.08.1976	Компания Юниверсал Ойл Продактс, Дес Плейнс, Иллинойс	- Фредерик Г. Мак Вильямс- младший,	Процесс непрерывного дегидрирования парафинов. Изобретение относится к способу каталитического дегидрирования насыщенных нормальных парафинов, особенно тех, которые имеют от 2 до 6 атомов углерода на молекулу. Изобретение также относится к использованию реактора с псевдооживленным слоем в процессе непрерывного дегидрирования эксплуатируется при давлении ниже атмосферного и на удаленном континенте, регенерация и замена катализатора.
US 4435607 C1 421628	C07C5/40 C07C5/48	1. 22.09.1982 2. 22.09.1982 3. 06.03.1984	UOP Inc., Des Plaines, Ill.	- Тамоцу Имаи	Дегидрогенация дегидрогенабельных углеводородов Обезвоживаемые углеводороды могут подвергаться реакция дегидрирования, при которой углеводороды обрабатывают катализатором дегидрирования, таким как модифицированное соединение железа в присутствии пара в системе с несколькими катализаторами. Реакционная смесь, содержащая неконвертированный углеводород, дегидрирована; углеводород, водород и пар затем вступают в контакт с катализатором селективного окисления, таким

					как благородный металл VIII группы Периодической таблицы, металл группы IVA Периодической таблицы и, при желании, металл группа IA или IIА Периодической таблицы, составленной на высокопористой неорганической подложке. Катализатор окисления будет избирательно окислять водород для улучшения его сжигание и поставка необходимого тепла требуется для последующей дегидрогенизации.
US 4519824 C1 549044	F25J3/02	1. 07.11.1983 2. 07.11.1983 3. 28.05.1985	Корпорация Рэндалл, Хьюстон, Техас	- Роберт Р. - Хюбель, Хьюстон	Разделение углеводородного газа. Настоящее изобретение относится к усовершенствованному процессу разделения криогенного газа. Смеси газов часто разделяются на компонентные газы криогенными методами. Пример это разделение этана (и более тяжелых углеводородов) от метана. Недавние увеличения рынка этана, пропана и более тяжелых углеводородов создали необходимость процессов, обеспечивающих более высокое восстановление этих товаров. Криогенный процесс отделения метана от этана и более тяжелых углеводородов, в котором подача газа под высоким давлением делится на два газовых потока. Газ охлаждается до или после того, как он разделен, и этот шаг может включать некоторую конденсацию, и в этом случае конденсат отделяется от газа. Один из разделенных газовых потоков расширяется через машину расширения работающей до давления фракционной колонны. Другой

					отделенный конденсат также расширяется до давления колонны. Второй разделенный поток газа далее охлаждается теплообменом, а затем расширяется до промежуточное давление, при котором часть конденсируется. Этот конденсат отделяется от оставшегося газа, а затем расширяется до давления в колонне. Оставшийся газ дополнительно охлаждается, расширяется и подается в колонну в качестве верхней подачи.
US 6915662 B2 10/003453	F25J3/02	1. 26.10.2001 2. 26.10.2001 3. 12.07.2005	Elk Corp., Даллас, Техас	- Джон Д. Уилкинсон, - Хэнк М. Хадсон, - Майкл С. Пирс	Переработка углеводородных газов Данное изобретение относится к способу разделения газов, содержащих углеводороды. Раскрываются способы извлечения компонентов этан, этилен, пропан, пропилен и более тяжелых углеводородов из потока углеводородного газа. В последние годы предпочтительный способ разделения потока углеводородного газа обычно включает подачу по меньшей мере части потока газа в ректификационную колонну, имеющую по меньшей мере один ребойлер и часто один или несколько боковых ребойлеров, для подачи тепла в колонну путем отвода и нагревание некоторых жидкостей колонны с получением паров отгонки, которые отделяют более летучие компоненты от желаемых компонентов. Ребойлер и боковые ребойлеры (если таковые имеются) обычно интегрированы в схему охлаждения подаваемого потока, чтобы обеспечить, по меньшей мере, часть охлаждения, необходимую для конденсации желаемых компонентов для последующего

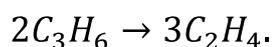
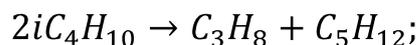
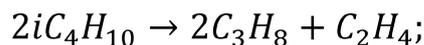
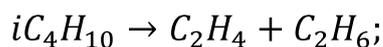
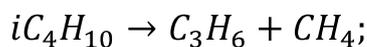
					<p>фракционирования в ректификационной колонне. В раскрытом способе схема повторного кипения колонны модифицирована для использования одного или нескольких потоков дистилляции жидкой колонны из точки выше в колонне, чем используется в традиционной схеме повторного кипения, обеспечивая более холодный поток (и) для повторного кипения (кипений), которые позволяют более эффективное охлаждение исходных потоков и, следовательно, повышение эффективности извлечения желаемых компонентов. Кроме того, потоки жидкости в колонне, отбираемые из более высокой точки в колонне, содержат большие количества более летучих компонентов, которые при испарении обеспечивают лучшее удаление нежелательных компонентов, таких как диоксид углерода, без снижения извлечения желаемых компонентов. Нагретый дистилляционный поток возвращается в нижнюю точку ректификационной колонны, которая отделена от точки отбора по меньшей мере одной теоретической ступенью.</p>
US 5890377 C1 963770	F25J3/02	1. 04.11.1997 2. 04.11.1997 3. 06.04.1999	ABB Randall Corporation, Хьюстон, Техас.	- Хорхе Хьюго Фольетта	<p>Переработка углеводородных газов</p> <p>Настоящее изобретение в целом относится к способу разделения компонентов углеводородного газа и, более конкретно, к криогенному способу разделения компонентов природного газа.</p>
RU 2627664 C1 2016144705	C07C5/333(2017.08) B01J37/02(2017.08) B01J23/26(2017.08)	1. 15.11.2016 2. 09.08.2017 3. 09.08.2017	Федеральное государственно е автономное	- Мамонтов Григорий Владимирович	<p>Катализатор дегидрирования лёгких парафиновых углеводородов и способ получения непредельных углеводородов с его</p>

	B01J21/04(2017.08)		<p>образовательное учреждение высшего образования "Национальный исследовательский Томский государственный университет" (ТГУ, НИ ТГУ)</p>	<p>- Бугрова Татьяна Александровна          - Магаев Олег Валерьевич          - Мусич Павел Григорьевич          - Золотухина Анастасия Ивановна          - Мерк Арина Александровна</p>	<p>использованием Изобретение относится к способу получения непредельных углеводородов дегидрированием соответствующих парафиновых углеводородов с использованием алюмохромовых катализаторов и может быть использовано в нефтехимической и химической промышленности. Описан катализатор дегидрирования легких парафиновых углеводородов, представляющий собой оксид хрома, нанесенный на оксид алюминия, причем оксид хрома в количестве 15-23% мас. находится в дисперсном рентгеноаморфном состоянии. Также описан способ получения непредельных углеводородов дегидрированием соответствующих парафиновых углеводородов в проточном реакторе со стационарным слоем катализатора объемом <math>\sim 1 \text{ см}^3</math> при подаче парафинового углеводорода со скоростью <math>420 \text{ ч}^{-1}</math> и температуре процесса <math>570^\circ\text{C}</math>, который реализуется с использованием вышеописанного катализатора, и каталитический цикл проводят в течение 31-136 минут, включая дегидрирование в течение 15-120 минут. Технический эффект – увеличение производительности процесса за счет увеличения времени стадии дегидрирования и соответственно увеличение общего выхода непредельного углеводорода за один цикл дегидрирование-регенерация-активация.</p>
--	--------------------	--	--	--	---

## 2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 2.1 Предлагаемое техническое решение

Протекание реакции дегидрирования при довольно высоких температурах осложняется протеканием побочных реакций крекинга, которые снижают выход целевого продукта:



После дегидрирования контактный газ содержит 30-45% (масс.) изобутилена, 40-60 % (масс.) непрореагировавшего изобутана и другие компоненты: CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, н-бутан, бутадиен, фракция C<sub>2</sub>, тяжелая фракция (C<sub>5</sub> и выше) и фракция C<sub>3</sub>. Метан, углеводороды C<sub>2</sub> и C<sub>3</sub> широко применяются в органическом синтезе. Суммарное количество этих компонентов в контактном газе варьируется в пределах 2-4 % (масс.), что при нагрузке в 60 т/ч составляет 1,2-2,4 т/ч.

Анализ выработки легких побочных продуктов при производительности с января по август 2018 года в 306 780 т составило 6135 – 12 271 т.

Поэтому является целесообразным выделение данного продукта как дополнительного. С этой целью была предусмотрена установка дополнительной емкости Е-55 предназначенной для накопления пропан-пропиленовой фракции и насосов Н-56 для перекачки продукта на склад (схема в Приложении 1).

Опытным путем установлено, что мощности теплообменного оборудования недостаточно для более полного выделения данного продукта. Помимо пропан-пропилена во фракции содержится более 20 % углеводородов C<sub>4</sub>. Следовательно, поверхности теплообмена аппарата Дф-33 не достаточно для полной конденсации углеводородов C<sub>4</sub>.

Предложение: предусмотреть установку дополнительного теплообменного оборудования после аппарата Дф-33 для более полной конденсации углеводородов  $C_4$  из газовых отдувок колонны КС-29.

## 2.2 Описание технологического процесса и схемы

### 2.2.1 Дегидрирование изобутана (установка ДИ, схема № 1)

Процесс дегидрирования изобутана протекает в псевдооживленном слое алюмохромкалиевого катализатора марок ИМ-2201, ИМ-2201М, КДМ-М при температуре от 540 до 600°C и давлении не выше 0,65 кгс/см<sup>2</sup>.

Изобутан-ректификат и изобутан-возврат отдельными потоками поступают на установку дегидрирования изобутана, и смешиваясь непосредственно в линии трубопровода образуют шихту изобутановой фракции. После смешения потоков изобутановая фракция – шихта – поступает в сепаратор С-1.

На установке имеются два реакторных блока. В работе может находиться как один блок, так и два блока одновременно.

- *При работе одного блока*

Из сепаратора С-1, шихта поступает в испарители И-2/1,2, где происходит испарение за счет конденсации водяного пара, подаваемого в межтрубное пространство испарителей и возвращается снова в сепаратор для отделения от капель унесенной жидкости. Давление паров углеводородов в испарителях И-2/1, И-2/2 выдерживается в пределах от 0,2 до 0,8 МПа подачей пара в межтрубное пространство испарителей. Пары углеводородов после отделения от капель жидкости в сепарирующей части аппарата С-1 поступают в закалочные змеевики реактора, где происходит их нагрев до температуры 200-300 °С, за счет охлаждения выходящего из псевдооживленного слоя реактора контактного газа, что в свою очередь предотвращает протекание побочных реакций крекинга целевого продукта. Давление в линии подачи изобутана из О-2 выдерживается не более 0,8 МПа.



Пройдя закалочные змеевики реактора пары углеводородов поступают в трубчатую печь ТП-3/1(ТП-3/2), где происходит перегрев паров до температуры 450-570 °С дымовыми газами, которые образуются за счет сгорания природного газа (абгаза). Природный газ (абгаз), перед подачей в печь, проходит сепаратор СЕ-14, где отделяется от влаги, и подогреватель П-15.

Пары природного газа (абгаза) дополнительно перегреваются до температуры 120 °С в теплообменнике П-15, за счет подачи водяного пара в межтрубное пространство аппарата, и подаются в качестве топлива в вихревые горелки печи ТП-3/1(ТП-3/2). Схемой предусмотрена возможность подачи паров природного газа (абгаза), помимо сепаратора СЕ-14 или подогревателя П-15.

Также имеется возможность подачи паров изобутана в печь ТП-3/1(ТП-3/2) минуя закалочные змеевики реактора.

Температура перегрева паров углеводородов в печи ТП-3/1(ТП-3/2) регулируется количеством природного газа (абгаза), подаваемого через клапаны-регуляторы к горелкам печи на левую и правую стороны.

Образовавшийся при сгорании природного газа (абгаза) дымовой газ омывает радиантный и конвекционный змеевики печи ТП-3/1(ТП-3/2) и, нагревает проходящие по змеевикам пары изобутана, через боры печи и трубу, затем выбрасывается в атмосферу. Перед розжигом печи в радиантную часть осуществляется подача пара для продувки внутреннего пространства. В линию сырья подается азот (ингаз) для продувки змеевиков печи перед пуском.

Предусмотрена возможность подключения второй печи неработающего блока для перегрева паров изобутана и подачи их по переключке в один реактор. В этом случае пары изобутана пройдя змеевики закалки работающего блока по переключке поступают на печи ТП-3/1 и ТП-3/2, откуда после перегрева до заданной температуры, попадают в реактор ЛР-4

через распределитель сырья, который расположен внизу реактора, под псевдооживленным слоем катализатора.

В реакторе ЛР-4 осуществляется противоток паров изобутана, поднимающихся вверх, и катализатора, находящегося в псевдооживленном состоянии и стекающего вниз по 10 секционированным решеткам. При непосредственном контакте паров с катализатором происходит дегидрирование изобутана. Процесс дегидрирования протекает с поглощением тепла, которое подводится с катализатором, поступающим из регенератора Р-9, и парами сырья из печи.

Температура середины кипящего слоя (не более 600 °С) регулируется подачей газа на транспорт катализатора путем изменения количества циркулирующего катализатора и степени открытия заслонок на линии транспорта.

Контактный газ, пройдя двухступенчатые циклоны, которые расположены в верхней части реактора, очищается от увлекаемой контактным газом катализаторной пыли, которая по мере накопления ссыпается на верхнюю решетку реактора через стояки циклонов, и направляется в трубную часть котла-утилизатора КУ-5, где охлаждается за счет испарения водяного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство котла-утилизатора.

Мелкодисперсная катализаторная пыль при прохождении контактного газа через котел-утилизатор КУ-5 оседает на стенках трубок котла, что вызывает завышение температуры газа из-за снижения теплопередачи. Для очистки трубок котла от катализаторной пыли имеется возможность подачи небольшого количества горячего катализатора из переточной линии в поток контактного газа в головку котла-утилизатора КУ-5.

Контактный газ, пройдя котел-утилизатор КУ-5, поступает в скруббер СТ-8, который орошается водой, для охлаждения до температуры не выше 55°С и отмывки от катализаторной пыли, после чего направляется на установку выделения изобутан-изобутиленовой фракции. Существует

возможность подключения в работу второго скруббера СТ-8 неработающего блока для лучшей очистки контактного газа от катализаторной пыли и его охлаждения.

Водяной конденсат из емкости Е-31 насосом Н-32 через паросборник Пс-6, подается в котел-утилизатор КУ-5, в результате утилизации тепла контактного газа конденсат испаряется с образованием вторичного пара и используется на технологические нужды установки.

Скруббер СТ-8 разделен глухой тарелкой на 2 каскада: нижний – с 4-мя тарелками и верхний – с 10-ю тарелками. В нижнем каскаде происходит отмывка от катализаторной пыли за счет циркуляции воды, забираемой с низа скруббера насосом Н-17 и подаваемой под глухую тарелку. В циркулирующей по нижнему каскаду скруббера воде происходит накопление катализаторного шлама, вследствие чего часть воды из нижней части скруббера постоянно выводится в отстойник ОЕ-39\2 на осаждение шлама. Отстоявшийся шлам выводится на полигон захоронения.

В скруббере СТ-8 имеется возможность подачи шламовой воды насосом Н-17 по нижнему каскаду через холодильник Т-30б для дополнительного охлаждения контактного газа.

В верхнем каскаде скруббера контактный газ охлаждается за счет циркуляции воды, забираемой с глухой тарелки, и подается в верхнюю часть скруббера насосом Н-16 через холодильники Т-30, Т-30а.

Имеется возможность подачи контактного газа параллельно во второй скруббер СТ-8 резервного блока для улучшения отмывки контактного газа от катализаторной пыли и его охлаждения при работе блока на высоких нагрузках.

Осветленная вода из отстойника ОЕ-39\2 самотеком сливается в емкость Сб-40, откуда насосом Н-41 направляется в линию всаса насоса Н-16. Уровень в скруббере СТ-8 поддерживается подачей осветленной воды от насоса Н-41 в линию всаса насоса Н-16, работающего по верхнему каскаду скруббера СТ-8.

На линии контактного газа перед скруббером СТ-8 установлен проточный гидрозатвор ПГ-7 и сепаратор гидрозатвора СЕ-19 для предотвращения завывшения давления в реакторе ЛР-4.

При давлении в реакторе ЛР-4 выше 0,065 МПа контактный газ через гидрозатвор сбрасывается на факел низкого давления.

В процессе дегидрирования изобутана кроме основной реакции протекают побочные, одной из которых является реакция глубокого разложения изобутена до углерода. Углерод, представляющий собой кокс, отлагается на поверхности и в порах катализатора, тем самым снижая его активность. Для восстановления активности катализатора проводится его регенерация в регенераторе Р-9, в который катализатор поступает из нижней части реактора через стриппингующий (десорбирующий) стакан по переточной линии. Для удаления с поверхности катализатора адсорбированных углеводородов в стриппингующий стакан подается азот (ингаз). В стакане реактора вокруг транспортной трубы установлена защитная гильза, в которую подается азот (ингаз) для предотвращения образования кокса вокруг транспортной трубы.

Транспортировка катализатора из реактора в регенератор осуществляется за счет разности давления и за счет подачи азота (ингаза) и воздуха в различные точки переточной линии.

Катализатор, поступающий в верхнюю часть регенератора в псевдосжиженном состоянии, стекает по 6 секционированным решеткам навстречу потоку воздуха, который подается в нижнюю часть регенератора через распределительное устройство.

В регенераторе происходит сложный процесс восстановления активности катализатора, который складывается из трех стадий:

- выжиг кокса;
- окисление катализатора;
- восстановление катализатора.

Выжиг кокса, окисление трехвалентного хрома, которое содержится в катализаторе, до шестивалентного, поддержание катализатора в псевдооживленном состоянии, а также поддержание горения топлива осуществляется воздухом, подаваемым от воздухонагнетателя ВД-36 под распределительную решетку регенератора.

Для обеспечения необходимой температуры катализатора тепла, выделяемого при сгорании кокса, недостаточно, поэтому в регенератор осуществляется подача природного газа. В нижней части регенератора над распределительной решеткой установлены 3 газовые и 3 комбинированные форсунки, предназначенные для сжигания природного газа. Температура кипящего слоя катализатора в регенераторе регулируется подачей природного газа в форсунки регенератора.

Уровень катализатора в регенераторе регулируется подачей воздуха и азота (ингаза) на транспорт катализатора. В нижней части регенератора установлен восстановительный стакан, который переходит в переточную линию. В стакане имеется два маточника, в которые подается азот (ингаз) или природный газ.

Регенерированный и окисленный катализатор поступает в восстановительный стакан регенератора, где за счет подаваемого газавосстановителя – природного газа – происходит процесс восстановления катализатора, заключающийся в переходе 6-ти валентного хрома в 3-х валентный по следующей реакции:



В нижний маточник восстановительного стакана регенератора осуществляется подача азота (ингаза), который необходим для десорбции продуктов восстановления из пор катализатора

Катализатор из регенератора в реактор транспортируется по U-образной переточной трубе за счет подачи воздуха, природного газа, азота (ингаза) или паров углеводородов после змеевиков закалки в различные точки переточной линии.

Газы регенерации, которые образуются в результате сгорания кокса, топлива, восстановления катализатора проходят две ступени циклонов, находящихся в верхней части регенератора, где происходит отделение катализаторной пыли, которая по мере накопления ссыпается на верхнюю решетку регенератора через стояки циклонов. Далее газы регенерации поступают в трубное пространство котла-утилизатора КУ-10, где охлаждаются за счет испарения водяного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство котла-утилизатора из емкости Е-31 насосом Н-32 через паросборник Пс-11. Пар из паросборника Пс-11 поступает через регулятор давления в коллектор вторичного пара для использования его на технологические нужды установки.

При прохождении газов регенерации через котел-утилизатор КУ-10 мелкодисперсная катализаторная пыль оседает на стенках трубок котла, в результате чего снижается теплопередача и происходит завышение температуры газа. Для очистки трубок котла от катализаторной пыли предусмотрена возможность подачи небольшого количества горячего катализатора из линии перетока в поток газа регенерации, непосредственно в головку котла-утилизатора КУ-10.

Из котлов-утилизаторов КУ-10 газы регенерации поступают в скруббер СТ-13, где происходит их охлаждение и полная очистка от катализаторной пыли. После скруббера СТ-13 газы регенерации сбрасываются в атмосферу.

Для предотвращения завышения давления в регенераторе Р-9 и трубном пространстве котла-утилизатора КУ-10 установлен проточный гидрозатвор ПГ-12 со столбом воды 6,5 м. Сброс газов регенерации после гидрозатвора осуществляется в атмосферу через скруббер СТ-13.

Скруббер СТ-13 орошается по двум каскадам охлаждающей водой. Циркуляция воды в скруббере СТ-13 по нижнему каскаду происходит с помощью одного из насосов Н-38, часть воды при этом отводится в аппарат ОЕ-48, ОЕ-39/1 для отстоя от катализаторного шлама. По верхнему каскаду циркуляция осуществляется одним из насосов Н-38.

Осветленная вода с верха отстойников ОЕ-48, ОЕ-39/1 сливается в емкость Сб-49, откуда насосом Н-50 подается в линия всаса насоса Н-38 по верхнему каскаду.

Катализаторный шлам с низа отстойников ОЕ-48, ОЕ-39/1 периодически вывозится на полигон захоронения.

Восполнение потерь катализатора в системе производится из бункеров Б-60/1,2,3. Два бункера Б-60/1 и Б-60/2 в основном предназначены для приема и хранения свежего катализатора, а бункер Б-60/3 – для отработанного.

Свежий катализатор поставляется в железнодорожных цистернах и выгружается в бункеры Б-60/1,2 пневмотранспортным способом.

Из бункера Б-60/1,2,3 катализатор транспортируется в регенератор путем подачи воздуха в линию транспорта от воздухонагнетателя ВД-36 или азота (ингаза).

Для разогрева реакторного блока до температуры 400-450 °С в регенератор Р-9 подаются дымовые газы, получаемые в топке ТОП-37 под давлением. В камере сгорания топки располагается газовая форсунка, в которую подается природный газ.

После разогрева системы производится загрузка катализатора в регенератор и разогрев его до температуры 370-400 °С. При появлении уровня катализатора в регенераторе Р-9 налаживается циркуляция катализатора между регенератором Р-9 и реактором ЛР-4.

Нагрев катализатора в регенераторе до температуры 600-650 °С осуществляется сжиганием дизельного топлива, которое подается из емкости Е-33 насосом Н-34 в жидкостные форсунки регенератора.

При температуре катализатора 600-650 °С подача дизельного топлива прекращается и обогрев регенератора переводится на природный газ.

- *Параллельная работа двух блоков*

При параллельной работе двух блоков пары изобутана с верха сепаратора С-1 разделяются на два потока и направляются в закалочные

змеевики реакторов ЛР-4/1 и ЛР-4/2. Из закалочных змеевиков реакторов ЛР-4/1 и ЛР-4/2 пары углеводородов направляются в трубчатые печи ТП-3/1, ТП-3/2 соответственно. Далее, пары углеводородов поступают в распределители сырья реакторов ЛР-4/1 и ЛР-4/2 под псевдоожиженный слой катализатора.

Переключение печей ТП-3/1, ТП-3/2 с совместной работы в составе любого из блоков на отдельную в составе параллельно работающих блоков дегидрирования требуются кратковременный останов блоков на горячий простой.

Контактный газ, пройдя двухступенчатые циклоны, которые расположены в верхней части реакторов, очищается от увлекаемой контактным газом катализаторной пыли, которая по мере накопления сыпается на верхнюю решетку реактора через стояки циклонов, и направляется в трубную часть котла-утилизатора КУ-5/1,2, где охлаждается за счет испарения водяного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство котла-утилизатора.

При прохождении контактного газа через котлы-утилизаторы КУ-5/1,2 мелкодисперсная катализаторная пыль оседает на стенках трубок котлов, что снижает теплопередачу и завышает температуру газа. Для очистки трубок котлов-утилизаторов от катализаторной пыли имеется возможность подачи горячего катализатора из линии перетока в поток контактного газа в головку котлов-утилизаторов КУ-5/1,2.

Из котлов-утилизаторов КУ-5/1,2 контактный газ поступает в скрубберы СТ-8/1,2, орошаемые водой, для отмывки катализаторной пыли и охлаждения до температуры 30-55 °С, после чего направляются на установку выделения изобутан-изобутиленовой фракции.

#### 2.2.2 Выделение изобутан-изобутановой фракции (установка ВИИФ, схема № 2)

Контактный газ установки ДИ, представляющий собой смесь продуктов дегидрирования изобутана, с температурой не выше 55°С и



давлением не более 0,04 МПа поступает на установку ВИИФ для выделения из него изобутан-изобутиленовой фракции. Контактный газ через фильтры-сепараторы ФС-1/1,2, где отделяется от капель жидкости и катализаторной пыли, поступает во всасывающий коллектор турбокомпрессоров «Виола» ТКВ-4, где сжимается до давления не более 1,15 МПа. Во всасывающий коллектор через фильтр-сепаратор ФС-1 поступают также газы отдувок из аппаратов Ож-44/2 и Е-42 установки ВИИФ.

Турбокомпрессор «Виола» снабжен одним пусковым и двумя промежуточными холодильниками. Часть паров воды, поступающей с контактным газом, конденсируется в промежуточных и пусковом холодильниках, которые охлаждаются оборотной водой, и сливается в сборник Сб-5. Углеводородная вода из сборника Сб-5 насосом Н-46 подается в скруббер СТ-8 установки ДИ. В сборник СБ-5 поступает также углеводородная вода из сепараторов ФС-1 и из емкостей Е-20 и Е-42 блоков разделения газа.

Для предотвращения завышения давления во всасывающем коллекторе турбокомпрессора установлен гидрозатвор ПГ-2 с сепаратором С-3, из которого контактный газ при давлении выше 0,04 МПа сбрасывается на факел низкого давления.

Сжатый контактный газ с нагнетания турбокомпрессора ТКВ-4 поступает в межтрубное пространство конденсаторов ХК-6/1,2,3 где частично конденсируется за счет охлаждения оборотной водой, поступающей в трубное пространство конденсаторов. Сконденсированные углеводороды стекают в емкость Е-7. Несконденсированный газ поступает в трубное пространство конденсатора ПК-10, где охлаждается за счет испарения в межтрубном пространстве жидкого пропана. Газообразный пропан из аппарата С-11 поступает в коллектор газообразного пропана.

Уровень жидкого пропана в конденсаторе ПК-10 и сепараторе С-11 регулируется подачей жидкого пропана в сепаратор С-11.

Смесь жидких и газообразных углеводородов из трубного пространства конденсатора ПК-10 поступает в сепаратор Ож-44/1, где происходит отделение жидкости от газа.

Жидкие углеводороды стекают в емкость Е-7, а несконденсированный газ направляется в нижнюю часть абсорбера КАб-12 для улавливания углеводородов С<sub>4</sub>.

В емкости Е-7 вместе с углеводородным конденсатом собирается и углеводородная вода, которая поступает в отстойник О-8 для отстаивания и отделения от углеводородов. Вода за счет разности давлений в скруббере СТ-8 установки ДИ и в отстойнике О-8 поступает в скруббер СТ-8. Уровень раздела фаз в отстойнике О-8 регулируется подачей углеводородной воды на установку ДИ.

На верхнюю тарелку абсорбера подается абсорбент, охлаждаемый в холодильнике ПХ-26. В качестве абсорбента используется кубовый продукт колонны КР-38.

Охлаждение абсорбента в холодильнике ПХ-26 происходит за счет испарения жидкого пропана в межтрубном пространстве аппарата. Уровень жидкого пропана в холодильнике ПХ-26 и сепараторе С-27 регулируется подачей жидкого пропана в сепаратор С-27.

Расход абсорбента выдерживается подачей абсорбента в абсорбер КАб-12. Абсорбент, стекая вниз по тарелкам абсорбера, поглощает из газа углеводороды С<sub>4</sub>. Абсорбция происходит при давлении до 1,15 МПа и температуре абсорбента не выше 15 °С. Неабсорбированный газ с верха абсорбера поступает в сепаратор Ож-45 для отделения капель унесенного абсорбента, и далее через емкость ТЕ-48 сбрасывается в топливную сеть предприятия. Давление в абсорбере выдерживается подачей абгаза из сепаратора Ож-45 в емкость ТЕ-48. Давление в емкости ТЕ-48 выдерживается подачей абгаза из емкости ТЕ-48 в топливную сеть. При превышении давления в емкости ТЕ-48 избыточное давление сбрасывается на факел высокого давления.

Жидкие углеводороды из сепаратора Ож-45, по мере накопления, выдавливаются в линию питания десорбера КД-14.

Насыщенный абсорбент с температурой 30-40 °С из куба абсорбера за счет перепада давлений поступает в теплообменник РТ-13, где нагревается поступающим в трубное пространство встречным потоком «тощего» абсорбента из куба десорбера КД-14.

Предусмотрена возможность последовательной и параллельной работы теплообменников РТ-13/1,2 по трубному и межтрубному пространствам. Из теплообменника РТ-13 насыщенный абсорбент поступает на питание десорбера КД-14, представляющего собой ректификационную колонну с колпачковыми тарелками. Сюда же подается кубовый продукт колонны КР-38, используемый в качестве абсорбента. В десорбере из насыщенного абсорбента происходит извлечение углеводородов  $C_4$ , которые с верха колонны поступают на конденсацию в конденсатор Дф-17, охлаждаемый водой. Сконденсированные углеводороды стекают в емкость Е-20. Несконденсированный газ поступает в трубное пространство пропанового конденсатора Пк-18, где происходит дальнейшее охлаждение и конденсация углеводородов  $C_4$  за счет испарения пропана в межтрубном пространстве.

Уровень пропана в аппаратах ПК-18 и С-19 выдерживается подачей жидкого пропана в сепаратор С-19.

Смесь жидких и газообразных углеводородов из трубного пространства конденсатора ПК-18 поступает в сепаратор Ож-44/II, откуда углеводородный конденсат стекает в емкость Е-20, а несконденсированные углеводороды поступают на всас турбокомпрессоров. Давление в десорбере КД-14 выдерживается подачей несконденсированного газа из сепаратора Ож-44/II.

Из емкости Е-20 углеводородный конденсат насосом Н-21 подается в виде флегмы в десорбер КД-14, а избыток – в емкость Е-7. Уровень в емкости Е-20 выдерживается подачей углеводородного конденсата насосом Н-21 в емкость Е-7.

Подача тепла в десорбер КД-14 осуществляется через выносные кипятильники К-15, обогреваемые паром. Температура в кубе десорбера КД-14 регулируется подачей пара в кипятильники К-15. Конденсат из кипятильников К-15 поступает в сборник КС-16, а из него в сборник КС-66, где отделяется пар вторичного вскипания, полученный за счет дросселирования. Из сборника КС-66 конденсат поступает в общий коллектор конденсата, а пар вторичного вскипания – в трубопровод пара на кипятильники К-30.

Тощий абсорбент с температурой не ниже 150 °С из куба колонны КД-14 через теплообменник РТ-13, где охлаждается за счет насыщенного абсорбента, поступает в рекуператор РТ-28. В рекуператоре РТ-28 происходит дальнейшее охлаждение за счет углеводородного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство из емкости Е-7. Из рекуператора РТ-28 тощий абсорбент поступает в трубное пространство воздушного холодильника ВХ-22. Охлажденный в аппарате ВХ-22 тощий абсорбент поступает в межтрубное пространство холодильника ВТ-23, где дополнительно охлаждается оборотной водой, поступающей в трубное пространство. Переток тощего абсорбента из куба десорбера через теплообменник РТ-13, РТ-28 и холодильники ВХ-22 и ВТ-23 в емкость АЕ-24 происходит самотеком за счет перепада давления.

Уровень в кубе десорбера КД-14 выдерживается подачей абсорбента в емкость АЕ-24.

Давление в емкости АЕ-24 выдерживается подачей азота (ингаза) в емкость. Из емкости АЕ-24 тощий абсорбент насосом Н-25 подается в трубное пространство пропанового холодильника ПХ-26, где за счет испарения пропана в межтрубном пространстве охлаждается до температуры не выше +15 °С и поступает на верхнюю тарелку абсорбера КАб-12.

Избыток абсорбента из емкости АЕ-24 откачивается на склад. Уровень в емкости Е-426 выдерживается откачкой абсорбента насосом Н-25 на склад.

Из емкости Е-7 углеводородный конденсат, представляющий собой неочищенную изобутан–изобутиленовую фракцию, насосом Н-9 через рекуператор РТ-28 подается в колонну стабилизации КС-29, где происходит отгонка легколетучих углеводородов.

Схемой предусмотрена возможность работы установки помимо рекуператора РТ-28.

Температура в кубе колонны КС-29 выдерживается подачей пара в кипятильники К-30. Паровой конденсат из кипятильника К-30/1 поступает в сборник Сб-31, откуда поступает в общий коллектор конденсата за счет разности давления в сборнике и коллекторе конденсата.

Предусмотрена подача пара от котлов-утилизаторов установки ДИ в коллектор пара  $5 \text{ кгс/см}^2$  и в кипятильник К-30/2.

В случае подачи пара в коллектор он используется совместно с паром из сети предприятия на кипятильниках К-30/1,2 и К-39. При этом конденсат возвращается на ТЭЦ и частично на установку ДИ.

В случае подачи пара на кипятильник К-30/2 паровой конденсат из кипятильника поступает в сборник Сб-32, откуда за счет разности давлений поступает в емкость Е-31 установки ДИ.

Пары углеводородов из колонны КС-29 поступают в дефлегматор Дф-33, охлаждаемый оборотной водой. Температура углеводородного конденсата из Дф-33 выдерживается подачей отработанной воды из трубного пространства Дф-33 в коллектор отработанной воды. Сконденсированные углеводороды стекают в емкость Е-34, несконденсированный газ поступают в трубное пространство конденсатора Пх-36, где за счет испарения пропана в межтрубном пространстве происходит дальнейшая конденсация.

Уровень пропана в аппаратах ПХ-36 и С-37 выдерживается подачей жидкого пропана в сепаратор С-37.

Смесь жидких и газообразных углеводородов из трубного пространства конденсатора ПХ-36 поступает в сепаратор Ож-44/3, откуда жидкие углеводороды стекают в емкость Е-34 или Е-55 (при выделении пропан-

пропиленовой фракции), а несконденсированный газ через емкость ТЕ-48 стравливается в топливную сеть предприятия. Предусмотрена возможность возврата несконденсированного газа на выходе из сепаратора Ож-44/3 в абсорбер КАб-12.

Давление в колонне КС-29 выдерживается стравливанием газа после сепаратора Ож-44/3.

Углеводородный конденсат из емкости Е-34 насосом Н-35 подается в колонну КС-29 в виде флегмы, количество которой регулируется с коррекцией по уровню в емкости Е-34.

Изобутан–изобутиленовая фракция из куба колонны КС-29 за счет перепада давления поступает в колонну КР-38 (на тарелки 10 или 22), где происходит отгонка изобутан-изобутиленовой фракции от тяжелых углеводородов. Уровень в кубе колонны КС-29 выдерживается подачей углеводородов из куба колонны КС-29 в колонну КР-38.

Пары изобутан-изобутиленовой фракции с верха колонны КР-38 поступают в дефлегматор ВК-41, охлаждаемый оборотной водой. Сконденсированные жидкие углеводороды стекают в емкость Е-42, откуда насосом Н-43 подаются на верхнюю тарелку колонны КР-38 в качестве флегмы, избыток откачивается на склад и на установку ВКИ. Уровень в емкости Е-42 выдерживается подачей ИИФ на склад.

Несконденсированные в дефлегматоре ВК-41 газообразные углеводороды стравливаются из емкости Е-42 в сепаратор ФС-1 и далее на всас турбокомпрессора блока компримирования контактного газа.

Температура в кубе колонны КР-38 выдерживается подачей пара в кипятильник К-39.

Паровой конденсат из кипятильника К-39 поступает в сборник Сб-40. Уровень конденсата в сборнике Сб-40 выдерживается подачей конденсата из сборника в общий коллектор конденсата.

Уровень в колонне КР-38 выдерживается подачи кубового продукта колонны в линию питания десорбера КД-14.

В нижней части емкостей Е-34, Е-20 и Е-42 отстаивается углеводородная вода. Из емкостей Е-20 и Е-42 вода периодически сливается в сборник Сб-5, а из емкости Е-34 – в отстойник О-8 – за счет перепада давлений.

Системой противоаварийной защиты турбокомпрессоров предусмотрена сигнализация и блокировка параметров.

Турбокомпрессор «Виола» автоматически отключается в следующих случаях:

Давление газа на нагнетании выше 1,3 МПа.

Давление смазывающего масла ниже 0,15 МПа.

Осевой сдвиг ротора ниже 0,12 МПа.

Давление регулирующего воздуха ниже 0,3 МПа.

Температура подшипников выше 70 °С.

Температура газа за промежуточными и пусковыми охладителями выше 55 °С.

Вибрация подшипников турбокомпрессора выше 12 мм/сек.

- Выделение пропан-пропиленовой фракции (ППФ)

Для производства пропан-пропиленовой фракции используется несконденсированный в дефлегматоре Дф-33 газ, который поступает в трубное пространство конденсатора ПК-36, где за счет испарения пропана в межтрубном пространстве происходит дальнейшая конденсация. Газожидкостная смесь из трубного пространства испарителя ПК-36 поступает в сепаратор Ож-44/3, откуда отделившаяся жидкая пропан-пропиленовая фракция стекает в емкость Е-55, а несконденсированный газ через емкость ТЕ-48 стравливается в топливную сеть предприятия.

Пропан-пропиленовая фракция из емкости Е-55 насосом Н-56 подается на склад. Уровень в емкости Е-55 регулируется откачкой ППФ на склад. Имеется возможность подачи ППФ на склад, минуя насос Н-56.

Сброс от предохранительных клапанов Е-55, с линии ППФ на склад осуществляется в емкость ФЕ-47.

В случае необходимости освобождения емкости Е-55 предусмотрено ручное стравливание углеводородов на факел высокого давления через емкость ФЕ-47.

Предусматривается возможность приема отдувок из пропановых резервуаров складского хозяйства в топливную сеть предприятия через емкость ТЕ-48. Перед началом откачки ППФ на склад в целях исключения его вскипания в трубопроводе подавать несконденсированные отдувки из Ож-44/3 обратно на склад на поддавливание пропанового резервуара.



## 2.3 Схемы материальных потоков установок

### 2.3.1 Материальные потоки установки дегидрирования изобутана

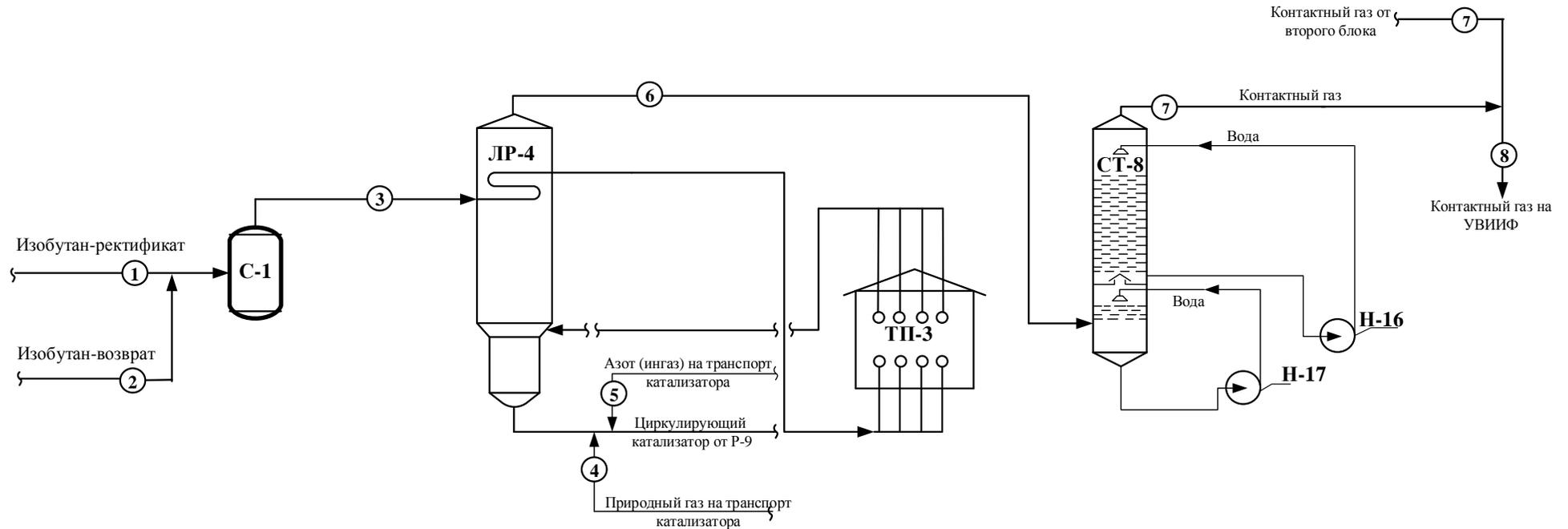


Рисунок 3 – Схема материальных потоков установки дегидрирования изобутана

1. Изобутан-ректификат;
2. Изобутан-возврат;
3. Шихта на дегидрирование;
4. Природный газ на транспорт катализатора в ЛР-4;
5. Азот (ингаз) на транспорт катализатора в ЛР-4;
6. Контактный газ из ЛР-4;
7. Контактный газ из скруббера СТ-8;
8. Контактный газ с двух блоков на установку выделения ИИФ;

### 2.3.2 Материальные потоки установки выделения изобутан-изобутиленовой фракции

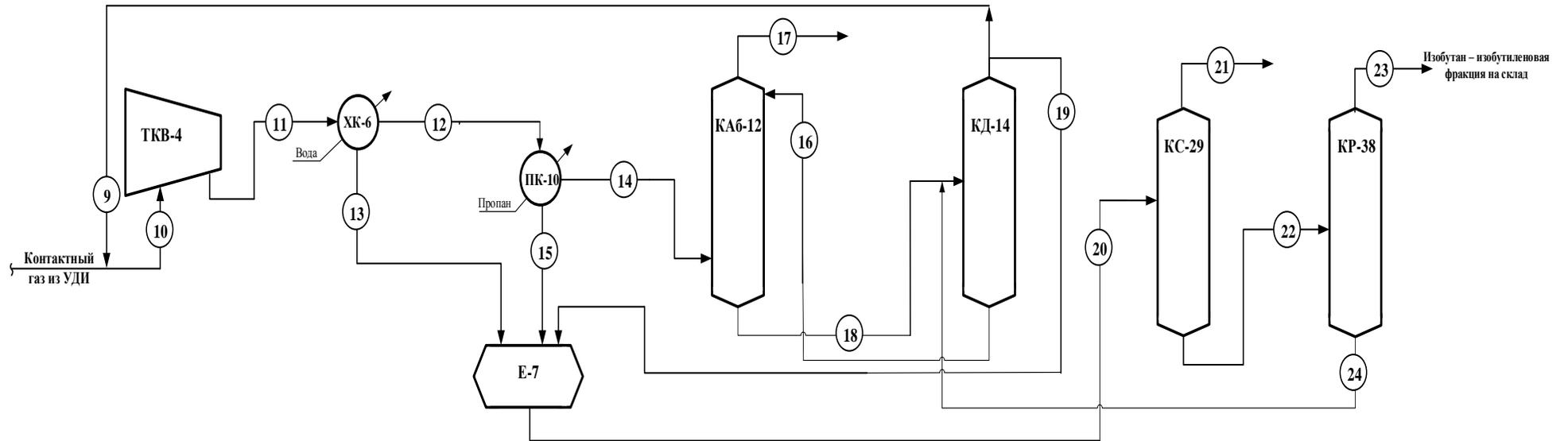


Рисунок 4 – Схема материальных потоков установки выделения ИИФ

- |  |                                    |
|--|------------------------------------|
| 9 - Рецикл из десорбера КД-14;             | 17 - Абгаз из КАб-12;              |
| 10 - Суммарно контактный газ на т/к Виола; | 18 - Насыщенный абсорбент в КД-14; |
| 11 - Контактный газ из т/к Виола;          | 19 - Дистиллят КД-14;              |
| 12 - Контактный газ после ХК-6;            | 20 - Питание КС-29;                |
| 13 - Конденсат после ХК-6;                 | 21 - Отдувки с КС-29;              |
| 14 - Контактный газ после ПК-10;           | 22 - Кубовый продукт КС-29;        |
| 15 - Конденсат после ПК-10;                | 23 - Дистиллят КР-38;              |
| 16 - Абсорбент в КАб-12;                   | 24 - Кубовый продукт КР-38;        |

## 2.4 Характеристика производимой продукции

Фракция изобутан-изобутиленовая представляет собой смесь легких углеводородов  $C_3$ , изобутана, нормального бутана, изобутилена, нормальных бутиленов.

Фракция изобутан-изобутиленовая является промежуточным продуктом при получении изобутилена. Выпускается высшего и первого сортов. Применяется в качестве сырья для полиизобутилена, присадочных окталов, изооктана, каучука СКИ-ЗНТ и для других нужд народного хозяйства.

По физико-химическим показателям фракция изобутан-изобутиленовая должна соответствовать требованиям, указанным в таблице [13]:

Таблица 3 - Физико-химические показатели изобутан-изобутиленовой фракции

Наименование показателя	Норма по сортам	
	высший	первый
Компонентный состав, % масс:		
легколетучие углеводороды до $C_3$ включительно, не более	0,5	3,0
изобутилен, не менее	47,0	36,0
н-бутилены, не более	1,0	4,0
бутадиен-1,3, не более	0,1	0,3
углеводороды $C_5$ и выше, не более	отс	0,3
Содержание свободной воды	отс	отс
Массовая доля общей серы, %, не более	0,007	0,007

Фракция изобутан-изобутиленовая по степени воздействия на организм в соответствии с ГОСТ 12.1.007 относится к 4-ому классу опасности.

Предельно-допустимая концентрация (ПДК) паров изобутан-изобутиленовой фракции для воздуха рабочей зоны  $100 \text{ мг/м}^3$ . При высоких концентрациях в воздухе изобутан-изобутиленовая фракция действует угнетающе на нервную систему, в малых концентрациях раздражает слизистые оболочки глаз и верхних дыхательных путей. В организме не накапливается.

Местное действие жидкой фракции, попавшей на кожу, проявляется в обморожении за счет быстрого испарения продукта. Общее действие на

человека: острое отравление характеризуется общей слабостью, сонливостью, головной болью, шумом в ушах, ощущением опьянения.

Средство индивидуальной защиты – фильтрующий противогаз марки ДОТ при объемной доле паров изобутан-изобутиленовой фракции в воздухе 0,5 %. При более высоких концентрациях – кислородно-изолирующий прибор.

Фракция изобутан-изобутиленовая – горючий продукт.

Средства пожаротушения: пенный или углекислотный огнетушители, инертные газы, песок, водяной пар, асбестовое полотно.

Фракция пропан-пропиленовая представляет собой смесь легких углеводородов  $C_2 - C_5$ , является промежуточным продуктом. Применяется в качестве сырья для производства полимердистиллята и установок концентрирования.

По физико-химическим показателям фракция пропан-пропиленовая должна соответствовать требованиям, указанным в таблице [13]:

Таблица 4 - Физико-химические показатели пропан-пропиленовой фракции

№ п/п	Наименование показателя	Норма		
		А	Б	В
1	Внешний вид	Бесцветный газ со специфическим характерным запахом, в состоянии прозрачная жидкость		
2	Массовая доля компонентов, %: сумма углеводородов $C_2$ , не более	2,0	4,0	6,0
	пропан	не нормируется	не нормируется	не нормируется
	пропилен, не менее	65,0	42,0	25,0
	сумма углеводородов $C_4$ , не более	5,0	6,0	8,0
	сумма углеводородов $C_5$ и выше, не более	отсутствие	отсутствие	1,0
	содержание свободной воды и щелочи	отсутствие	отсутствие	отсутствие
3	Массовая доля сероводорода, % не более	0,002	0,002	0,02

Фракция пропан-пропиленовая по степени воздействия на организм относится к 4-ому классу опасности (ГОСТ 12.1.007).

## 2.5 Аналитический контроль технологического процесса

Таблица 5 – Аналитический контроль технологического процесса

№№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, государственный или отраслевой стандарт)	Норма показателя	Частота контроля
Дегидрирование изобутана (УДИ)						
1.	Изобутановая фракция (возврат)	На входе на УДИ	1. Углеводородный состав, % масс: 2. Массовая доля углеводородов C <sub>5</sub> и выше, % масс	Хроматографический  Хроматографический	не нормируется  не более 0,2	2 раза в сутки
2.	Изобутановая фракция (сырец)	На входе на УДИ	1. Массовая доля, % масс: - пропана - суммы углеводородов C <sub>1</sub> -C <sub>2</sub> - изобутана - суммы бутиленов, - н-бутана - суммы углеводородов C <sub>5</sub> и выше	Хроматографический Хроматографический  Хроматографический Хроматографический Хроматографический Хроматографический	не более 1,5 не нормируется  не нормируется не нормируется не более 2,0 отс.	2 раза в сутки
3.	Изобутановая фракция (шихта)	На входе на УДИ	1. Массовая доля, % масс.: - суммы углеводородов C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> - суммы н-бутиленов - изобутилена - суммы углеводородов	Хроматографический  Хроматографический Хроматографический Хроматографический	не более 1,5  не более 1,0 не более 12,0 не более 0,2	2 раза в сутки

№№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, государственный или отраслевой стандарт)	Норма показателя	Частота контроля
			C <sub>5</sub> и выше - изобутана - бутадиена	Хроматографический Хроматографический	не нормируется не более 0,1	
4.	Дегидрирование изобутана. Контактный газ	После скруббера СТ-8 (с каждого блока)	1. Состав, %масс. в том числе: - массовая доля изобутилена - массовая доля суммы лёгких углеводородов до C <sub>3</sub> включительно 2. Масса 1 дм <sup>3</sup> газа, г	Хроматографический  Хроматографический  Хроматографический  Расчетный	не нормируется  не менее 32,0  не более 13,0  не нормируется	2 раза в сутки
5.	Дегидрирование изобутана. Катализатор зауглероженный	Нисходящая ветвь перетока катализатора из реактора ЛР-4 в регенератор Р-9	Массовая доля кокса, %	Гравиметрический	не более 0,5	1 раз в неделю с каждого блока
6.	Регенерация катализатора. Катализатор регенерированный	Распределитель ная камера регенератора Р- 9	Массовая доля кокса, % масс.  Массовая доля шестивалентного хрома, % масс.	Гравиметрический  Титриметрический	не более 0,04  не менее 0,45	1 раз в сутки (Отбор поочередно при работе 2- х блоков) 1 раз в сутки (Отбор поочередно при работе 2- х блоков)

№№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, государственный или отраслевой стандарт)	Норма показателя	Частота контроля
7.	Регенерация катализатора. Катализатор восстановленный	Восходящая ветвь перетока катализатора из регенератора Р-9 в реактор ЛР-4	Массовая доля шестивалентного хрома, % масс.	Титриметрический	не более 0,1	1 раз в сутки (Отбор поочередно при работе 2- х блоков)
Выделение изобутан-изобутиленовой фракции (УВИИФ)						
1	Абсорбция углеводородов С <sub>4</sub> . Абгаз	На линии абгаза после сепаратора ОЖ- 45	Состав, % масс. - Массовая доля углеводородов С <sub>4</sub> , % Масса 1 дм <sup>3</sup> газа, г	Хроматографический Хроматографический  Расчетный	не нормируется не более 6,0  не нормируется	1 раз в сутки
2	Десорбция углеводородов С <sub>4</sub> . «Тощий» абсорбент	После емкости АЕ-24	Массовая доля углеводородов С <sub>4</sub> , %	Хроматографический	не более 1,0	1 раз в сутки (в период пуска 2 раза)
3	Ректификация ИИФ от легких углеводородов в колонне КС-29. Отдувочный газ колонны	После сепаратора ОЖ- 44/3	Состав, % масс Масса 1 дм <sup>3</sup> газа, г	Хроматографический Расчетный	не нормируется не нормируется	По требованию
4	Ректификация изобутан-изобутиле- новой фракции от тяжелых углеводородов в колонне КР-38 Изобутан-	На линии нагнетания насоса Н-43	Массовая доля, %: - легколетучих углеводородов до С <sub>3</sub> включительно - изобутилена - суммы н-бутиленов - бутадиена-1,3	Хроматографический  Хроматографический Хроматографический Хроматографический	не более 3,0  не менее 36,0 не более 4,0 не более 0,3	3 раза в сутки

№№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, государственный или отраслевой стандарт)	Норма показателя	Частота контроля
	изобутиленовая фракция		- углеводородов C <sub>5</sub> и выше	Хроматографический	не более 0,3	
5	Абсорбция и стабилизация углеводородов C <sub>4</sub> Газы отдувок колонн КАБ-12, КС-29	После сепаратора ТЕ- 48	Состав, % масс Масса 1 дм <sup>3</sup> газа, г Массовая                   доля углеводородов C <sub>4</sub> , %	Хроматографический Расчетный Хроматографический	не нормируется не нормируется не более 6,0	2 раза в сутки
6	Стабилизация углеводородов C <sub>4</sub> Пропан- пропиленовая фракция	На линии слива из Е-55	Массовая доля, %: - сумма углеводородов C <sub>2</sub> - пропан - пропилен - сумма углеводородов C <sub>4</sub> - сумма углеводородов C <sub>5</sub> и выше -содержание свободной воды	Хроматографический  Хроматографический Хроматографический  Хроматографический  Визуально	не более 6,0  не нормируется не менее 25,0 не более 12,0  не более 1,0  отсутствие	2 раза в сутки в период выпуска ППФ



### 3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

#### 3.1 Расчет материального баланса для колонны стабилизации

Уравнение материального баланса:

$$G_1 + G_2 = G_3 + G_4$$

где  $G_1$  – подача питания;

$G_2$  – подача флегмы;

$G_3$  – выход газовой фазы;

$G_4$  – выход кубового продукта.

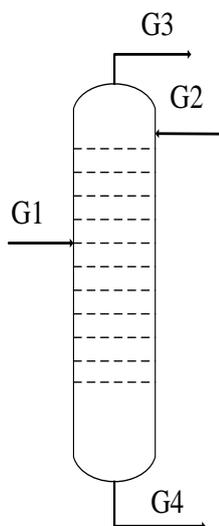


Рисунок 5 – Схема материальных потоков колонны стабилизации

Таблица 6 – Состав питания [13]

Компонент	%, масс
CO	0,04
CO <sub>2</sub>	0,10
H <sub>2</sub>	0,02
N <sub>2</sub>	0,20
CH <sub>4</sub>	0,16
C <sub>2</sub>	0,06
C <sub>3</sub>	15,97
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	43,00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,40
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	39,08
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,26
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0,01
T.O.	0,70
Всего	100

Таблица 7 – Состав газовой фазы [13]

Компонент	%, масс
CO	0,08
CO <sub>2</sub>	0,21
H <sub>2</sub>	0,04
N <sub>2</sub>	0,42
CH <sub>4</sub>	0,33
C <sub>2</sub>	0,13
C <sub>3</sub>	55,61
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	29,74
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,07
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	13,31
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,05
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0,01
Всего	100

Таблица 8 – Состав флегмы [13]

Компонент	%, масс
C <sub>3</sub>	52,06
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	32,00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,07
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	15,80
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,06
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0,01
Всего	100

Таблица 9 – Состав кубового продукта [13]

Компонент	%, масс
C <sub>3</sub>	0,29
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	55,69
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,07
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	42,32
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,27
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0,01
Т.О.	0,72
Всего	100

Таблица 10 – Молекулярные массы компонентов

Компонент	М, г/моль
CO	28,011
CO <sub>2</sub>	44,011
H <sub>2</sub>	2,016
N <sub>2</sub>	28,016
CH <sub>4</sub>	16,042
C <sub>2</sub>	29,06
C <sub>3</sub>	43,086
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	56,104
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	56,104
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	54,088
Т.О.	71,13

Часова производительность установки 60 т/ч.

Порядка 5 т/ч со стадии абсорбции поступает в топливную сеть.

Пример расчета для изобутилена:

Содержание изобутилена в общей смеси:

$$G_{iC_4H_8} = \frac{G}{100\%} * \omega_{iC_4H_8};$$

где  $G$  – количество питания, поступающего в колонну, кг/ч;

$\omega_{iC_4H_8}$  – массовая доля изобутилена, % масс.

$$G_{iC_4H_8} = \frac{55000}{100} * 39,08 = 21494 \text{ кг/ч};$$

Количество моль изобутилена в общей смеси:

$$v = \frac{G_{iC_4H_8}}{M_{iC_4H_8}};$$

где  $M_{iC_4H_8}$  – молекулярная масса изобутилена, г/моль.

$$v = \frac{21494}{56,104} = 383,11 \text{ кмоль/ч};$$

В колонну также поступает 25 000 кг/ч флегмы.

1 500 кг/ч поступает в топливную сеть.

Кубовая часть поступает на дальнейшую ректификацию.

Таблица 11 – Материальный баланс для колонны стабилизации

Компо- нент	Приход						Расход					
	Питание			Флегма			Верх колонны			Куб колонны		
	%, масс	G, кг/ч	v, кмоль/ч	%, масс	G, кг/ч	v, кмоль/ч	%, масс	G, кг/ч	v, кмоль/ч	%, масс	G, кг/ч	v, кмоль/ч
CO	0,04	22,00	0,79				0,08	22,00	0,79			
CO <sub>2</sub>	0,10	55,00	1,25				0,21	55,00	1,25			
H <sub>2</sub>	0,02	11,00	5,46				0,04	11,00	5,46			
N <sub>2</sub>	0,20	110,00	3,93				0,42	110,00	3,93			
CH <sub>4</sub>	0,16	88,00	3,38				0,33	88,00	3,38			
C <sub>2</sub>	0,06	33,00	1,14				0,13	33,00	1,14			
C <sub>3</sub>	15,97	8783,5	203,86	52,06	13015,00	302,07	55,61	14736,65	342,03	0,29	155,15	3,60
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	43,00	23650,00	406,92	32,00	8000,00	137,65	29,74	7882,75	135,63	55,79	29847,65	513,55
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,40	220,00	3,79	0,07	17,50	0,30	0,07	18,55	0,32	0,07	37,45	0,64
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	39,08	21494,00	38,11	15,80	3950,00	70,41	13,31	3527,15	62,87	42,32	22924,75	408,61
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,26	143,00	2,55	0,06	15,00	0,27	0,05	13,25	0,24	0,27	144,45	2,58
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0,01	5,50	0,10	0,01	2,50	0,05	0,01	2,65	0,05	0,01	5,35	0,10
T.O.	0,70	385,00	5,41							0,72	385,20	5,42
Всего	100	55000	1022	100	25000	511	100	26500	559	100	53500	935

Таблица 12 – Сводная таблица материального баланса

Приход G, кг/ч		Расход G, кг/ч	
Питание	55 000	Верх колонны	26 500
Флегма	25 000	Куб колонны	53 500
Итого	80 000	Итого	80 000

### 3.2 Расчет теплового баланса для колонны стабилизации

Уравнение теплового баланса:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6,$$

где  $Q_1$  – количество тепла, поступающего с питанием;

$Q_2$  – количество тепла, поступающего с флегмой;

$Q_3$  – количество тепла, поступающего с кубовым продуктом из кипятильников;

$Q_4$  – количество тепла, отходящего по верху колонны;

$Q_5$  – количество тепла, отходящего с кубовым продуктом;

$Q_6$  – теплопотери в окружающую среду.

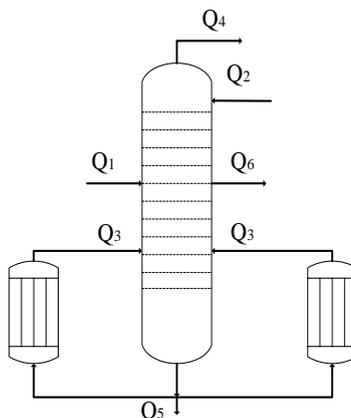


Рисунок 6 – Схема тепловых потоков колонны стабилизации

Таблица 13 – Режим работы колонны стабилизации [13]

Температура поступающего питания	45 °С
Температура кубовой части	90 °С
Температура верха	47 °С
Температура флегмы	25 °С

Количество тепла определяем по формуле:

$$Q = G * c * T,$$

где  $G$  – количество вещества, кг/ч;

$c$  – удельная массовая теплоемкость вещества, Дж/(кг\*К);

$T$  – температура потока, К.

Удельная массовая теплоемкость вещества определяется по формуле:

$$c = \frac{C_p * 1000}{M},$$

где  $C_p$  – мольная теплоемкость вещества, Дж/(моль\*К);

$M$  – молекулярная масса, г/моль.

Удельную мольную теплоемкость находим по формуле [38]:

$$C_p = A_0 + A_1 \frac{T}{1000} + A_2 \frac{T}{1000}^2 + A_3 \frac{T}{1000}^3 + A_{-2} \frac{T}{1000}^{-2},$$

где  $T$  – температура, К;

$A_0, A_1, A_2, A_3, A_{-2}$  – коэффициенты уравнения из таблицы 16.

Пример расчета для изобутилена при температуре 318 К:

$$C_p = -8,2 + 376,8 * \frac{318}{1000} + -235,2 * \frac{318}{1000}^2 + 62,3 * \frac{318}{1000}^3 + 0,38 * \frac{318}{1000}^{-2} = -8,2 + 119,8 + -23,8 + 2,0 + 3,8 = 93,6 \text{ Дж}/(\text{моль} * \text{К})$$

$$c = \frac{93,6 * 1000}{56,104} = 1668,32 \text{ Дж}/(\text{кг} * \text{К})$$

Средняя удельную массовую теплоемкость смеси определяется по формуле:

$$C_{см} = \frac{C_{CO}}{100\%} * \omega_{CO} + \frac{C_{CO_2}}{100\%} * \omega_{CO_2} + \frac{C_{H_2}}{100\%} * \omega_{H_2} + \frac{C_{N_2}}{100\%} * \omega_{N_2} + \frac{C_{CH_4}}{100\%} * \omega_{CH_4} + \frac{C_{C_2}}{100\%} * \omega_{C_2} + \frac{C_{C_3}}{100\%} * \omega_{C_3} + \frac{C_{iC_4H_{10}}}{100\%} * \omega_{iC_4H_{10}} + \frac{C_{nC_4H_{10}}}{100\%} * \omega_{nC_4H_{10}} + \frac{C_{iC_4H_8}}{100\%} * \omega_{iC_4H_8} + \frac{C_{nC_4H_8}}{100\%} * \omega_{nC_4H_8} + \frac{C_{C_4H_6}}{100\%} * \omega_{C_4H_6} + \frac{C_{T.O.}}{100\%} * \omega_{T.O.},$$

где  $C_i$  – удельная массовая теплоемкость компонента, Дж/(кг\*К);

$\omega_i$  – содержание компонента в смеси, % масс.

Таблица 14 – Результаты расчетов коэффициентов теплоемкости

Компонент	Питание (318 К)		Флегма (298 К)		Куб (363 К)		Верх колонны (320 К)	
	$C_p$ , Дж/(моль *К)	$C$ , Дж/(кг* К)	$C_p$ , Дж/(моль *К)	$C$ , Дж/(кг* К)	$C_p$ , Дж/(моль *К)	$C$ , Дж/(кг* К)	$C_p$ , Дж/(моль *К)	$C$ , Дж/(кг*К)
CO	29,12	1039,59	29,13	1039,88	29,18	1041,80	29,12	1039,61
CO <sub>2</sub>	38,00	863,49	37,10	842,86	39,88	906,16	38,09	865,49
H <sub>2</sub>	28,96	14365,97	28,85	14311,56	29,11	14441,38	28,97	14370,55
N <sub>2</sub>	29,22	1042,87	29,22	1042,99	29,25	1044,09	29,22	1042,88
CH <sub>4</sub>	36,43	2270,62	35,66	2223,06	38,56	2403,83	36,51	2275,85
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	45,64	1626,97	43,56	1553,06	50,30	1793,13	45,84	1634,39
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	55,09	1832,04	52,62	1749,77	60,85	2023,55	55,34	1840,41
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	67,04	1593,14	63,89	1518,28	74,18	1762,79	67,36	1600,67
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	77,64	1760,,58	73,48	1666,32	86,93	1971,25	78,06	1770,01
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	93,60	1668,32	89,13	1588,61	103,45	1843,90	94,04	1676,24
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	102,34	1760,77	96,72	1664,08	114,76	1974,51	102,90	1770,41
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> -1,2	83,81	1549,51	80,06	1480,21	92,03	1701,51	84,18	1556,39
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> -1,3	84,25	1557,58	79,44	1468,76	94,24	1742,39	84,71	1566,22
n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> -1	90,40	1611,24	85,66	1526,80	100,82	1797,03	90,87	1619,63

цис-С <sub>4</sub> Н <sub>8</sub> -2	83,32	1485,16	78,85	1405,38	93,53	1667,09	83,78	1493,21
транс-С <sub>4</sub> Н <sub>8</sub> -2	91,92	1638,35	87,81	1565,06	101,29	1805,42	92,33	1645,74
н-С <sub>4</sub> Н <sub>10</sub>	102,60	1765,25	97,34	1674,88	114,41	1968,43	103,12	1774,31
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (изопрен)	110,93	1628,44	104,75	1537,72	123,66	1815,39	111,53	1637,23
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (3-метил-1,2-бутадиен)	110,39	1620,53	105,36	1546,67	121,26	1780,10	110,89	1627,81
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (1,2-пентадиен)	110,85	1627,25	105,29	1545,72	122,51	1798,43	111,39	1635,20
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (цис-1,3-пентадиен)	100,46	1474,71	94,34	1384,88	113,51	1666,36	101,06	1483,53
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (транс-1,3-пентадиен)	109,29	1604,36	103,54	1519,92	121,47	1783,24	109,85	1612,63
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (1,4-пентадиен)	110,52	1622,48	105,02	1541,63	122,21	1794,04	111,06	1630,40
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (2,3-пентадиен)	106,06	1556,96	101,19	1485,47	116,74	1713,81	106,54	1564,05
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (2-метил-1-бутен)	115,67	1649,34	109,87	1566,64	128,61	1833,85	116,25	1657,61
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (2-метил-2-бутен)	110,64	1577,60	104,91	1495,89	123,41	1759,65	111,21	1585,76
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (3-метил-1-бутен)	124,69	1777,86	118,54	1690,17	137,64	1962,62	125,29	1786,43
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (1-пентен)	115,35	1644,70	109,53	1561,77	128,26	1828,81	115,93	1652,98
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (цис-2-пентен)	107,71	1535,85	101,64	1449,29	121,29	1729,44	108,32	1544,51
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (транс-2-пентен)	114,07	1626,51	108,44	1546,14	126,68	1806,24	114,64	1634,55
С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub> (2-метилбутан)	125,54	1670,55	118,74	1579,99	140,69	1872,15	126,22	1679,60
С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub> (пентан)	126,60	1684,69	120,10	1598,12	141,19	1878,75	127,26	1693,37



Таблица 15 – Итоговая таблица коэффициентов массовой теплоемкости компонентов

Компонент	Питание (318 К)	Флегма (298 К)	Куб (363 К)	Верх колонны (320 К)
	С, Дж/(кг*К)	С, Дж/(кг*К)	С, Дж/(кг*К)	С, Дж/(кг*К)
СО	1039,59	1039,88	1041,80	1039,61
СО <sub>2</sub>	863,49	842,86	906,16	865,49
Н <sub>2</sub>	14365,97	14311,56	14441,38	14370,55
Н <sub>2</sub>	1042,87	1042,99	1044,09	1042,88
СН <sub>4</sub>	2270,62	2223,06	2403,83	2275,85
С <sub>2</sub>	1729,51	1654,42	1908,34	1737,40
С <sub>3</sub>	1676,86	1592,30	1862,83	1685,34
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1760,77	1664,08	1974,51	1770,41
н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1765,25	1674,88	1968,43	1774,31
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1668,32	1588,61	1843,90	1676,24
н-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1578,25	1499,08	1756,51	1586,19
С <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	1553,55	1474,49	1721,95	1561,31
Тяжелый остаток	1620,12	1536,67	1801,53	1628,38
Теплоемкость смеси	1710,47	1614,68	1916,36	1712,13

Таблица 16 – Результаты расчета теплового баланса колонны стабилизации

Компонент	Приход				Расход			
	Питание (318К)		Флегма (298 К)		Верх колонны (320 К)		Куб колонны (363 К)	
	$C_p$ , Дж/(кг* К)	$Q_i$ , Дж/ч	$C_p$ , Дж/(кг *К)	$Q_i$ , Дж/ч	$C_p$ , Дж/(кг* К)	$Q_i$ , Дж/ч	$C_p$ , Дж/(кг *К)	$Q_i$ , Дж/ч
CO	1039,59	7272971,64			1039,65	7319136,00		
CO <sub>2</sub>	863,49	15102440,10			865,49	15232624,00		
H <sub>2</sub>	14365,97	50252163,06			14370,55	50584336,00		
N <sub>2</sub>	1042,87	36479592,60			1042,88	36709376,00		
CH <sub>4</sub>	2270,62	63541030,08			2275,85	64087936,00		
C <sub>2</sub>	1729,51	18149477,94			1737,40	18346944,00		
C <sub>3</sub>	1676,86	4683726539,58	1592,30	6175687781,00	1685,34	7947605027,52	1862,83	104913561,04
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1760,77	13242222939,00	1664,08	3967166720,00	1770,41	4465823816,80	1974,51	21393217474,74
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1765,25	123496890,00	1674,88	8734499,20	1774,31	10532304,16	1968,43	26759526,37
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1668,32	11403120685,44	1588,61	1869952831,00	1676,24	1891951973,12	1843,90	15344353588,58
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1578,25	71769340,50	1499,08	6700887,60	1586,19	6725445,60	1756,51	92103216,63
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	1553,55	2717158,95	1474,49	1098495,05	1561,31	1323990,88	1721,95	3344113,00
T.O.	1620,12	198351291,60					1801,53	251903616,23
Всего		29916202520,5		12029341213,9		14516242910,1		37216595096,6

Тепловые потери в окружающую среду примем равными 5 %.

$$(14\,516\,242\,910,1 + 37\,216\,595\,096,6) - 95\%$$

$$x - 5\%$$

$$x = 51\,732\,838\,006,7 / 95 * 5 = 2\,722\,780\,947,7 \text{ Дж/ч}$$

Таблица 17 – Сводная таблица теплового баланса колонны стабилизации

Приход $Q_i$ , кДж/ч		Расход $Q_i$ , кДж/ч	
Питание	29 916 202,5	Верх колонны	14 516 242,9
Флегма	12 029 341,2	Куб колонны	37 216 595,1
Подогрев	12 510 075,2	Потери	2 722 780,9
Итого	54 455 618,9	Итого	54 455 618,9

### 3.3 Расчет материального баланса конденсатора

Уравнение материального баланса:

$$G_1 = G_2 + G_3,$$

где  $G_1$  – количество газов, поступивших в конденсатор;

$G_2$  – количество сконденсировавшихся газов;

$G_3$  – количество не сконденсировавшихся газов.

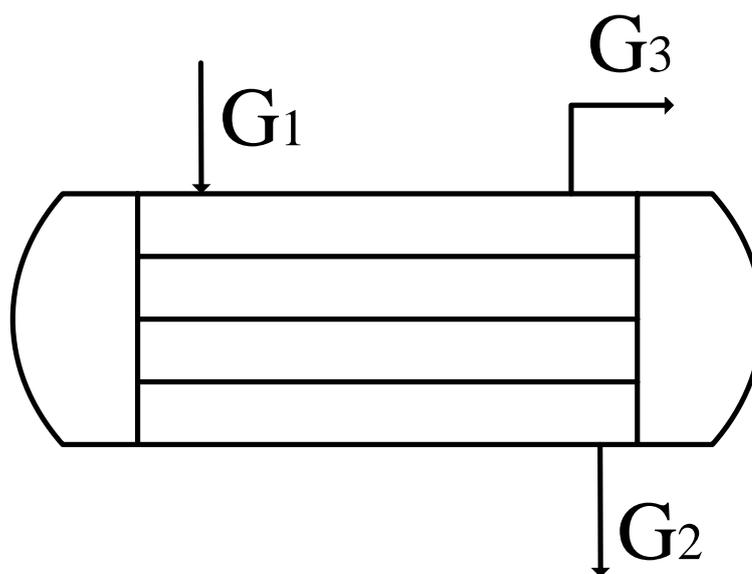


Рисунок 7 – Схема материальных потоков конденсатора

Таблица 18 – Состав не сконденсировавшихся газов [13]

Компонент	%, масс
CO	1,47
CO <sub>2</sub>	3,67
H <sub>2</sub>	0,73
N <sub>2</sub>	7,33
CH <sub>4</sub>	5,87
C <sub>2</sub>	2,20
C <sub>3</sub>	59,60
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	18,38
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,75
Всего	100

Таблица 19 – Результаты расчета материального баланса конденсатора

Приход				Расход					
Компо- нент	Питание			Флегма			Отдувки		
	%, масс	G, кг/ч	v, кмоль/ч	%, масс	G, кг/ч	v, кмоль/ч	%, масс	G, кг/ч	v, кмоль/ч
CO	0,08	22,00	0,79				1,47	22,00	0,79
CO <sub>2</sub>	0,21	55,00	1,25				3,67	55,00	1,25
H <sub>2</sub>	0,04	11,00	5,46				0,73	11,00	5,46
N <sub>2</sub>	0,42	110,00	3,93				7,33	110,00	3,93
CH <sub>4</sub>	0,33	88,00	3,38				5,87	88,00	3,38
C <sub>2</sub>	0,13	33,00	1,14				2,20	33,00	1,14
C <sub>3</sub>	55,61	14736,65	342,03	52,06	13015,00	302,07	59,60	893,81	20,74
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	29,74	7882,75	135,63	32,00	8000,00	137,65	18,38	275,59	4,74
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,07	18,55	0,32	0,07	17,50	0,30			
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	13,31	3527,15	62,87	15,80	3950,00	70,41	0,75	11,60	0,21
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,05	13,25	0,24	0,06	15,00	0,27			
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	0,01	2,65	0,05	0,01	2,50	0,05			
T.O.									
Всего	100	26500	559	100	25000	511	100	1500	41,64

Таблица 20 – Сводная таблица материального баланса конденсатора

Приход G, кг/ч		Расход G, кг/ч	
Газы стабилизации ИИФ	26 500	Флегма	25 000
		Отдувки	1 500
Итого	26 500	Итого	26 500

### 3.4 Расчет теплового баланса конденсатора

Уравнение теплового баланса:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4,$$

где  $Q_1$  – количество тепла, пришедшего с газами;

$Q_2$  – количество тепла, ушедшего со сконденсировавшимися газами;

$Q_3$  – количество тепла, ушедшего с не сконденсировавшимися газами;

$Q_4$  – потери тепла в окружающую среду.

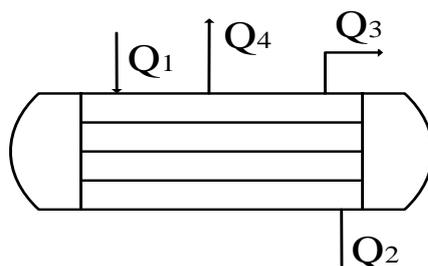


Рисунок 8 – Схема тепловых потоков конденсатора

Количество тепла определяем по формуле:

$$Q = G * c * T,$$

где  $G$  – количество вещества, кг/ч;

$c$  – удельная массовая теплоемкость вещества, Дж/(кг\*К);

$T$  – температура потока, К.

Удельная массовая теплоемкость вещества определяется по формуле:

$$c = \frac{C_p * 1000}{M},$$

где  $C_p$  – мольная теплоемкость вещества, Дж/(моль\*К);

$M$  – молекулярная масса, г/моль.

Удельную мольную теплоемкость находим по формуле [38]:

$$C_p = A_0 + A_1 \frac{T}{1000} + A_2 \frac{T}{1000}^2 + A_3 \frac{T}{1000}^3 + A_{-2} \frac{T}{1000}^{-2},$$

где  $T$  – температура, К;

$A_0, A_1, A_2, A_3, A_{-2}$  – коэффициенты уравнения из таблицы 15.

Таблица 21 – Результаты расчета теплового баланса конденсатора

Приход			Расход			
Компонент	Газы на входе (320К)		Сконденсировавшиеся газы (298 К)		Не сконденсировавшиеся газы (298 К)	
	$C_p$ , Дж/(кг*К)	$Q_i$ , Дж/ч	$C_p$ , Дж/(кг*К)	$Q_i$ , Дж/ч	$C_p$ , Дж/(кг*К)	$Q_i$ , Дж/ч
CO	1039,65	7319136,00			1039,88	6817453,28
CO <sub>2</sub>	865,49	15232624,00			842,86	13814475,40
H <sub>2</sub>	14370,55	50584336,00			14311,56	46913293,68
N <sub>2</sub>	1042,88	36709376,00			1042,99	34189212,20
CH <sub>4</sub>	2275,85	64087936,00			2223,06	58297525,44
C <sub>2</sub>	1737,40	18346944,00			1654,42	16269566,28
C <sub>3</sub>	1685,34	7947605027,52	1592,30	6175687781,00	1592,30	440663667,78
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1770,41	4465823816,80	1664,08	3967166720,00	1664,08	136663934,55
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1774,31	10532304,16	1674,88	8734499,20		
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1676,24	1891951973,12	1588,61	1869952831,00	1588,61	5491507,05
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1586,19	6725445,60	1499,08	6700887,60		
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	1561,31	1323990,88	1474,49	1098495,05		
T.O.						
Всего		14516242910,1		12029341213,9		759120635,7

Таблица 22 – Сводная таблица теплового баланса конденсатора

Приход $Q_i$ , кДж		Расход $Q_i$ , кДж	
Газы стабилизации ИИФ	14 516 242,9	Флегма	12 029 341,2
		Не сконд	759 120,6
		Потери	1 727 781,1 (11,9 %)
Итого	14 516 242,9	Итого	14 516 242,9

### 3.5 Расчет необходимой поверхности теплообмена

Рассчитали количество тепла, затрачиваемое на конденсацию углеводородов

$$Q = Gc\Delta t,$$

где G- расход сырья, кг/с (из мат. баланса);

c – теплоемкость сырья, Дж/(кг\*К);

$\Delta t$  – разность температур.

$$Q = 7,36 * 1\,712 * 320 - 298 = 277\,207 \text{ Вт}$$

Расчет количества охлаждающей воды [33]

$$G = \frac{Q}{c * \Delta t},$$

где c – теплоемкость охлаждающей воды, Дж/(кг\*К);

$\Delta t$  – разность между конечной и начальной температурой воды.

$$G = \frac{277\,207}{4\,183 * (25 - 17)} = 8,3 \text{ кг/с}$$

Определили среднелогарифмическую разность температур по формуле [33]:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{(\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}})}{2,303 * \lg\left(\frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}\right)},$$

где  $\Delta t_{\text{б}}$  – большая разность температур;

$\Delta t_{\text{м}}$  – меньшая разность температур.

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{47 - 17 - (47 - 25)}{2,303 * \lg \frac{30}{22}} = 25,6 \text{ град}$$

Таблица 23 – Характеристики существующего теплообменника [13]

Поверхность теплообмена	1 390 м <sup>2</sup>
Количество ходов	12
Количество трубок	2 984
Размер трубок	25*2 мм
Длина трубок	6 000 мм
Диаметр аппарата	2 000 мм



Исходя из этих данных, был произведен расчет Критерия Рейнольдса по формуле:

$$Re = \frac{4 * g * z}{\pi * d * n * \mu'}$$

где  $g$  – массовый расход охлаждающей воды,  $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$ ;

$d$  – внутренний диаметр трубки, мм;

$n$  – общее число трубок;

$\mu$  – динамический коэффициент вязкости воды, Па \* с.

$$Re = \frac{4 * 8,3 * 12}{3,14 * 0,021 * 2984 * 0,001004} = 2017$$

Определили Критерий Прандтля, для учета влияния физических свойств теплоносителя на теплоотдачу [33]:

$$Pr = \frac{c * \mu}{\lambda}$$

где  $c$  – удельная теплоемкость воды, Дж/(кг\*К);

$\mu$  – динамический коэффициент вязкости воды, Па \* с;

$\lambda$  – коэффициент теплопроводности, Вт/(м \* К).

$$Pr = \frac{4183 * 0,001004}{0,599} = 7,01$$

Коэффициент теплоотдачи к воде  $\alpha_1$ , Вт/(м<sup>2</sup>\*К), движущейся по трубам турбулентно

$$\alpha_1 = 0,023 * Re^{0,8} * Pr^{0,4} * \lambda/d,$$

где  $d$  – внутренний диаметр трубок.

$$\alpha_1 = 0,023 * 2017^{0,8} * 7,01^{0,4} * \frac{0,599}{0,021} = 629,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}$$

Расчет межтрубного пространства:

Критерий Рейнольдса в межтрубном пространстве определяется по формуле:

$$Re = \frac{4 * g * z}{\pi * d * n * \mu'}$$

где  $g$  – массовый расход контактного газа,  $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$ ;

$d$  – внешний диаметр трубки, мм;

$n$  – общее число трубок;

$\mu$  – динамический коэффициент вязкости контактного газа, Па \* с.

Динамический коэффициент вязкости газовых смесей может быть вычислен по приближенной формуле:

$$\frac{M_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}} = \frac{x_{\text{C}_3\text{H}_6} M_{\text{C}_3\text{H}_6}}{\mu_{\text{C}_3\text{H}_6}} + \frac{x_{\text{C}_3\text{H}_8} M_{\text{C}_3\text{H}_8}}{\mu_{\text{C}_3\text{H}_8}} + \frac{x_{i\text{-C}_4\text{H}_8} M_{i\text{-C}_4\text{H}_8}}{\mu_{i\text{-C}_4\text{H}_8}} + \frac{x_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}} M_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}}{\mu_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}},$$

где  $M_{\text{см}}$ ,  $M_{\text{C}_3\text{H}_6}$ ,  $M_{\text{C}_3\text{H}_8}$ ,  $M_{i\text{-C}_4\text{H}_8}$ ,  $M_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}$  – молярные массы смеси газов и отдельных его компонентов;  $\mu_{\text{см}}$ ,  $\mu_{\text{C}_3\text{H}_6}$ ,  $\mu_{\text{C}_3\text{H}_8}$ ,  $\mu_{i\text{-C}_4\text{H}_8}$ ,  $\mu_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}$  –

соответствующие динамические коэффициенты вязкости;  $x_{\text{C}_3\text{H}_6}$ ,  $x_{\text{C}_3\text{H}_8}$ ,

$x_{i\text{-C}_4\text{H}_8}$ ,  $x_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}$  – массовые доли компонентов смеси [33].

Таблица 24 – Коэффициенты динамической вязкости

Компонент	$\mu$ , Па*с
$\text{C}_3\text{H}_6$	$8,35 * 10^{-6}$
$\text{C}_3\text{H}_8$	$7,95 * 10^{-6}$
$i\text{-C}_4\text{H}_8$	$7,83 * 10^{-6}$
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	$7,44 * 10^{-6}$

Таблица 25 – Пересчет на основные компоненты

Компонент	%, масс	%, масс в пересчете
$\text{C}_3\text{H}_6$	55,61	56,37
$\text{C}_3\text{H}_8$		
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	29,74	30,14
$i\text{C}_4\text{H}_8$	13,31	13,49
Всего	98,66	100

Молярную массу смеси компонентов можно рассчитать по формуле:

$$M_{\text{см}} = M_{\text{C}_3\text{H}_6} * x_{\text{C}_3\text{H}_6} + M_{\text{C}_3\text{H}_8} * x_{\text{C}_3\text{H}_8} + M_{i\text{-C}_4\text{H}_8} * x_{i\text{-C}_4\text{H}_8} + M_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}} * x_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}},$$

где  $M_{C_3H_6}$ ,  $M_{C_3H_8}$ ,  $M_{i-C_4H_8}$ ,  $M_{i-C_4H_{10}}$  – мольные массы компонентов;  
 $x_{C_3H_6}$ ,  $x_{C_3H_8}$ ,  $x_{i-C_4H_8}$ ,  $x_{i-C_4H_{10}}$  – массовые доли компонентов.

$$M_{см} = \frac{42,081 + 44,1}{2} * 0,5637 + 56,106 * 0,1349 + 58,12 * 0,3014 = 49,38 \text{ г/моль}$$

$$\frac{49,38}{\mu_{см}} = \frac{0,5637 * \frac{42,081 + 44,1}{2}}{\frac{7,95 * 10^{-6} + 8,35 * 10^{-6}}{2}} + \frac{0,3014 * 58,12}{7,44 * 10^{-6}} + \frac{0,1349 * 56,106}{7,83 * 10^{-6}};$$

$$\frac{49,38}{\mu_{см}} = 6\,326\,706,29 \text{ Па * с};$$

$$\mu_{см} = 7,81 * 10^{-6} \text{ Па * с.}$$

$$Re = \frac{4 * 7,36 * 12}{3,14 * 0,025 * 2\,984 * 0,00000781} = 193\,108$$

Определили Критерий Прандтля: [33]:

$$Pr = \frac{c * \mu}{\lambda},$$

где  $c$  – удельная теплоемкость контактного газа (из таблицы теплового баланса), Дж/(кг\*К);

$\mu$  – динамический коэффициент вязкости контактного газа, Па \* с;

$\lambda$  – коэффициент теплопроводности газовой смеси, Вт/(м \* К).

$$Pr = \frac{1\,712 * 0,00000781}{0,07} = 0,19$$

Коэффициент теплоотдачи к газу, движущемуся в межтрубном пространстве

$$\alpha_2 = 0,24 * Re^{0,6} * Pr^{0,36} * \lambda/d$$

$$\alpha_2 = 0,24 * 193\,108^{0,6} * 0,19^{0,36} * \frac{0,07}{0,025} = 548,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}$$

Коэффициент теплопередачи  $K$ , Вт/(м<sup>2</sup>\*К) [36]

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

$\frac{\delta}{\lambda}$  сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений,  
м<sup>2</sup> \* К/Вт [36]

$$\frac{\delta}{\lambda} = \frac{d_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{r_1} + \frac{1}{r_2}$$

$$\frac{\delta}{\lambda} = \frac{0,002}{17,5} + \frac{1}{1\ 860} + \frac{1}{11\ 600} = 0,000738 \text{ м}^2 * \text{К/Вт}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{629,5} + 0,000738 + \frac{1}{548,5}} = 241 \text{ Вт/(м}^2 * \text{К)}$$

Что соответствует таблице [Приложение Б].

Необходимая поверхность теплообмена можно рассчитать по формуле [36]:

$$F = \frac{Q}{K * \Delta t_{ср}}$$

где  $Q$  – количество тепла (из таблицы теплового баланса);

$K$  – коэффициент теплопередачи, Вт/(м<sup>2</sup>\*К);

$\Delta t_{ср}$  – среднелогарифмическая разность температур, град.

$$F = \frac{14\ 516\ 020,229}{241 * 25,6} = 2\ 353 \text{ м}^2$$

Необходимо дополнительно поверхности теплопередачи:

$$\Delta F = 2\ 353 - 1\ 390 = 963 \text{ м}^2$$

Необходимая поверхность теплопередачи учетом запаса 10%:

$$F = 963 + 10 \% = 1\ 060 \text{ м}^2.$$

Исходя из полученных результатов был подобран кожухотрубчатый конденсатор со следующими параметрами:

Таблица 26 – Характеристики конденсатора [42]

Поверхность теплопередачи F, м <sup>2</sup>	1156
Длина труб L, мм	6000
Диаметр внутренний d <sub>вн</sub> , мм	1800
Число ходов межтрубного пространства z	4
Количество труб, шт	2411

Как видно из таблицы данный конденсатор подходит с запасом:

$$\Delta = (1156 - 963) * 100 / 963 = 20 \%$$

### 3.6 Расчет гидравлического сопротивления.

Гидравлическое сопротивление  $\Delta p$  для трубного пространства можно рассчитать по формуле [33]:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{Lz}{d} * \frac{\omega_{\text{тр}}^2 * \rho_{\text{тр}}}{2} + 2,5 * z - 1 + 2z * \frac{\omega_{\text{тр}}^2 * \rho_{\text{тр}}}{2} + 3 \frac{\omega_{\text{тр.ш}}^2 * \rho_{\text{тр}}}{2},$$

где  $\lambda$  – коэффициент трения;

$L$  – длина труб, м;

$z$  – число ходов;

$d$  – внутренний диаметр, м;

$\omega_{\text{тр}}^2$  – скорость жидкости в трубном пространстве, м/с;

$\rho_{\text{тр}}$  – плотность жидкости в трубном пространстве, кг/м<sup>3</sup>.

Скорость воды в трубах [33]:

$$\omega_{\text{тр}} = \frac{4Gz}{\pi d^2 n \rho},$$

где  $G$  – расход воды в трубах, кг/с;

$z$  – число ходов по трубному пространству;

$n$  – общее число труб;

$d$  – внутренний диаметр труб, м;

$\rho$  – плотность жидкости в трубном пространстве, кг/м<sup>3</sup>.

$$\omega_{\text{тр}} = \frac{4 * 8,3 * 1}{3,14 * 0,021^2 * 2411 * 998} = 0,01 \text{ м/с}$$

Коэффициент трения по формуле [33]:

$$\lambda = 0,25 \lg \frac{e}{3,7d} + \frac{6,81}{Re_{\text{тр}}}^{0,9 - 2},$$

где  $d$  – внутренний диаметр труб, м;

$Re_{\text{тр}}$  – критерий Рейнольдса в трубном пространстве.

$$\lambda = 0,25 \lg \frac{e}{3,7 * 0,021} + \frac{6,81}{2017}^{0,9} = 0,1049$$

Скорость воды в штуцерах [33]:

$$\omega_{\text{тр.ш}} = \frac{4G}{\pi d_{\text{ш}}^2 \rho},$$

где  $G$  – расход воды в трубах, кг/с;

$d_{\text{ш}}$  – диаметр условного прохода штуцера для трубного пространства, м;

$\rho$  – плотность жидкости в трубном пространстве, кг/м<sup>3</sup>.

$$\omega_{\text{тр.ш}} = \frac{4 * 8,3}{3,14 * 0,4^2 * 998} = 0,07 \text{ м/с.}$$

Гидравлическое сопротивление:

$$\begin{aligned} \Delta p_{\text{тр}} &= 0,1049 * \frac{6 * 1}{0,021} * \frac{0,01^2 * 998}{2} + 2,5 * 1 - 1 + 2 * 1 * \frac{0,01^2 * 998}{2} \\ &+ 3 * \frac{0,01^2 * 998}{2} = 1,695 \text{ Па} \end{aligned}$$

Гидравлическое сопротивление для межтрубного пространства [33]:

$$\Delta p_{\text{мтр}} = \frac{3m(x+1)}{Re_{\text{мтр}}^{0,2}} * \frac{\omega_{\text{мтр}}^2 * \rho_{\text{мтр}}}{2} + 1,5x * \frac{\omega_{\text{мтр}}^2 * \rho_{\text{мтр}}}{2} + 3 * \frac{\omega_{\text{мтр.ш}}^2 * \rho_{\text{мтр}}}{2}$$

где,  $m$  – число рядов труб, преодолеваемых потоком газа в межтрубном пространстве;

$x$  – число сегментных перегородок.

Скорость газа в межтрубном пространстве [33]:

$$\omega_{\text{мтр}} = \frac{G}{S * \rho}$$

где,  $G$  – расход газа в межтрубном пространстве, кг/с;

$S$  – наименьшее сечение потока в межтрубном пространстве, м<sup>2</sup>;

$\rho$  – плотность газа в межтрубном пространстве, кг/м<sup>3</sup>.

$$\omega_{\text{мтр}} = \frac{7,36}{0,206 * 2,09} = 17,09 \text{ м/с.}$$

Скорость газа в штуцерах [33]:

$$\omega_{\text{мтр.ш}} = \frac{4G}{\pi d_{\text{мтр.ш}}^2 \rho}$$

где,  $d_{\text{мтр.ш}}$  – диаметр условного прохода штуцера для межтрубного пространства, м;

$$\omega_{\text{мтр.ш}} = \frac{4 * 7,36}{3,14 * 0,4^2 * 2,09} = 28,04 \text{ м/с.}$$

Гидравлическое сопротивление:

$$\begin{aligned} \Delta p_{\text{мтр}} &= \frac{3 * 69(3 + 1)}{193 * 108^{0,2}} * \frac{17,09^2 * 2,09}{2} + 1,5 * 3 * \frac{17,09^2 * 2,09^2}{2} \\ &+ 3 * \frac{17,09^2 * 2,09}{2} = 25941 \text{ Па.} \end{aligned}$$



### 3.7 Вывод по главе.

В данной главе рассчитаны материальный и тепловой баланс колонны стабилизации, на основании которых были выполнены расчеты материального и теплового баланса для существующего конденсатора. Рассчитана необходимая поверхность теплопередачи для конденсации количества газов, поступающих в конденсатор, при общей нагрузке установки 60 т/ч. Исходя из проделанных расчетов был сделан вывод о том, что при данной нагрузке поверхности теплопередачи теплообменного аппарата Дф-33 недостаточно. Вследствие чего был подобран дополнительный конденсатор Дф-33а, для которого рассчитали гидравлические сопротивления по трубному и межтрубному пространствам.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной выпускной квалификационной работе предложен способ модернизации блока стабилизации изобутан-изобутиленовой фракции (ИИФ) путем ввода в технологическую схему дополнительного теплообменного аппарата для более качественной конденсации углеводородов  $C_4$  газовой фазы, выходящей из колонны стабилизации ИИФ. В следствие чего предполагается снижение количество углеводородов  $C_4$  в пропан-пропиленовой фракции (ППФ).

1. Проанализированы технологические показатели работы производства изобутан-изобутиленовой фракции и изобутилена и выявлена проблема действующей установки выделения ИИФ.
2. Проведен анализ литературных источников по тематике работы.
3. Показана возможность выделения дополнительного продукта, являющегося побочным при каталитическом дегидрировании изобутана.
4. Рассчитаны материальные и тепловые балансы колонны стабилизации и конденсатора.
5. Предложено решение по модернизации действующей установки.
6. Проведен расчет и подбор дополнительного кожухотрубчатого теплообменного аппарата.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Химическая технология. Выполнение и защита бакалаврской работы: электронное учебно-методическое пособие / сост. И. В. Цветкова, О. С. Авдякова. – Тольятти: Изд-во ТГУ, 2018. – 1 оптический диск.
2. ГОСТ 2.105-95. ЕСКД. Общие требования к текстовым документам. – М.: Изд-во стандартов, 1996. – 36 с.
3. ГОСТ 7.1-2003. Библиографическая запись. Библиографическое описание. Общие требования и правила составления. – Москва: Стандартинформ, 2010. – 47 с.
4. ГОСТ 2.104-2006 ЕСКД. Основные надписи. – М.: Стандартинформ, 2007. – 14 с.
5. ГОСТ 2.701-2008. Схемы. Виды и типы. Общие требования к выполнению. – М.: Стандартинформ, 2009 – 13 с.
6. Технология получения мономеров и синтетических каучуков: монография / В. И. Аксенов, Ю. М. Казаков, В. П. Шабанова, В. Ф. Каблов. – ВПИ (филиал) ВолгГТУ. – Волгоград: ИУНЛ ВолгГТУ, 2013 г. – 516 с.
7. Эффективная практика глубокой переработки газового сырья в химическую продукцию на предприятиях ПАО «СИБУР Холдинг» и используемые технологические процессы / под ред. Э. А. Майера. – 2-е изд., испр. и доп. – Томск: Издательский Дом Томского государственного университета, 2015. – 476 с.
8. Михеев, В. В. Химия мономеров: Учебное пособие / В. В. Михеев. – Казань: Изд-во Казан. гос. технол. ун-та, 2006. – 100 с.
9. Вацулик, П. Химия мономеров. Том 1 / П. Вацулик; перевод с чешского кандидата техн. наук А. А. Артемьева и Б. М. Вольфсона, под ред. академика И. Л. Кнунянца. – Москва: изд-во иностранной литературы, 1990. – 738 с.

10. Альбом технологических схем основных производств промышленности синтетического каучука: Учеб. пособие для вузов / П. А. Кирпичников, В. В. Береснев, Л. М. Попова – 2-е изд., перераб. – Л.: Химия, 1906 – 224 с.
11. Химия и технология мономеров для синтетических каучуков: Учебное пособие для вузов / П. А. Кирпичников, А. Г. Ликумович, Д. Г. Победимский, Л. М. Попова. – Л.: Химия, 1981. – 264 с.
12. Магистерская диссертация на тему «Дегидрирование изобутана на модифицированном алюмохромовом катализаторе» / А. М. Нестеров. – Тольятти: ТГУ, 2018. – 75с.
13. Технологический регламент ТР-БК-2,3-32-17 г. Тольятти, 2017г. – 444 с.
14. Мономеры промышленного производства каучуков. Часть 1: Учебно-методическое пособие для вузов / Г. В. Шаталов, А. С. Шестаков. – Издательско-полиграфический центр Воронежского государственного университета, 2012. – 10 с.
15. Материальный баланс химико-технологической системы: Методич. пособие / Сост.: В. С. Бесков, В. И. Ванчурин и др. – РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2003. – 64 с.
16. Бесков, С. Д. Технохимические расчеты / С. Д. Бесков. – Москва: изд. «Высшая школа», 1966. – 520 с.
17. Краткий справочник физико-химических величин. Изд. 8-е, перераб. / Под ред. А. А. Радвеля и А. М. Пономаревой. – Л.: Химия, 1983. – 232 с.
18. Литвин, О. Б. Основы технологии синтетических каучуков / О. Б. Литвин. – Москва: изд. «Химия», 1972. – 528 с.
19. Никольский, Б. П. Справочник химика. Второе издание, переработанное и дополненное / Б. П. Никольский. – Москва: изд. «Химия», 1966. – 508 с.
20. Новый справочник химика и технолога. Сырье и продукты промышленности органических и неорганических веществ. Ч. II. – СПб.: АНО НПО «Профессионал», 2005, 2007. – 1142 с.

21. Диссертация на соискание ученой степени кандидата химических наук «Модифицированный диоксидом кремния алюмохромовый катализатор дегидрирования изобутана» / Бекмухамедов Г. Э. – Казань: Казанский (Приволжский) Федеральный университет, Химический институт им. А. М. Бутлерова, 2015. – 200 с.
22. Лебедев, Н. Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза: Учебник для вузов. 4-е изд., перераб. и доп. – М. химия, 1988. – 592 с.
23. Технология нефтехимического синтеза: Учеб. для вузов. – 2-е изд., перераб. / С. В. Адельсон, Т. П. Вишнякова, Я. М. Паушкин. – М.: Химия, 1985. – 608 с.
24. Крючков, А. П. Общая технология синтетических каучуков. 3-е изд., перераб. и доп. – Москва: изд. «Химия», 1955. – 470 с.
25. Технология переработки нефти. В 2 ч. Часть вторая. Деструктивные процессы / В. М. Капустин, А. А. Гуреев. – М.: КолосС, 2007. – 334 с.
26. Пахомов, Н. А. Современное состояние и перспективы развития процессов дегидрирования / Н. А. Пахомов // Промышленный катализ в лекциях. – 2006. – Вып. 6.
27. Семидович, Е. В. Технология переработки нефти и газа. Часть вторая. Деструктивная переработка нефти и газа. 2-е изд., перераб. и доп. – Москва: изд. «Химия», 1968. – 376 с.
28. Семидович, Е. В. Технология переработки нефти и газа. Ч. 2-я. Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов. 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1980. – 328 с.
29. Орочко, Д. И. Гидрогенизационные процессы в нефтепереработке / Д. И. Орочко, А. Д. Сулимов, Л. Н. Осипов. – М.: Химия, 1971. – 352 с.
30. Аксенов, В. И. Технология получения мономеров и синтетических каучуков: монография / В. И. Аксенов, Ю. М. Казаков, В. П. Шабанова, В. Ф. Каблов. – ВПИ (филиал) ВолгГТУ. – Волгоград: ИУНЛ ВолгГТУ, 2013 г. – 516 с.

31. Адельсон, С. В. Технология нефтехимического синтеза: Учеб. для вузов / С. В. Адельсон, Т. П. Вишнякова, Я. М. – 2-е изд., перераб. – М.: Химия, 1985. – 608 с.
32. Варгафтик, Н. Б. Справочник по теплопроводности жидкостей и газов / Н. Б. Варгафтик, Л. П. Филиппов, А. А. Тарзиманов, Е. Е. Тоцкий. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 352 с.
33. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
34. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии. Ч. 1-2 / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 730 с.
35. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 587 с.
36. Гутник, С. П. Расчеты по технологии органического синтеза: Учеб. пособие для техникумов / С. П. Гутник, В. Е. Сосонов, В. Д. Гутман. – М.: Химия, 1988. – 272 с.
37. Справочник нефтехимика. В двух томах. Т. 1 / Под ред. С. К. Огородникова. – Л.: Химия, 1978. – 496 с., ил.
38. Справочник нефтехимика. В двух томах. Т. 2 / Под ред. С. К. Огородникова. – Л.: Химия, 1978. – 592 с., ил.
39. Савельев Н. И. Расчет и проектирование кожухотрубчатых теплообменных аппаратов: учеб. пособие / Н. И. Савельев, П. М. Лукин. – Чебоксары: Изд-во Чуваш. ун-та. 2010. – 80 с.
40. Альбом примеров выполнения чертежа общего вида химического аппарата / Сост. Н. Ю. Смирнов, Г. Д. Демидова, Е. В. Миронов и др.; под ред. Н. Ю. Смирнова. – Иваново: Иван. гос. хим.-технол. ун-т, 2009. – 20 с.

41. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые специального назначения. Конденсаторы вакуумные по ТУ 3612-007-00220302-99.
42. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые специального назначения. Испарители и конденсаторы по ТУ 3644-006-00220302-97.
43. Альбом кожухотрубчатых теплообменных аппаратов, выпускаемых ООО «Курганхиммаш».
44. Статистика мирового производства и потребления полимеров по данным ЕЭК [Электронный источник] – URL: <https://mplast.by/novosti/2015-08-11-statistika-mirovogo-proizvodstva-i-potrebleniya-polimerov-po-dannyim-eek/>
45. Производство и потребление полимеров в России. Основные показатели по итогам 2017 г. [Электронный источник] – URL: <https://article.unipack.ru/69211/>
46. Российская промышленность синтетического каучука: логистика, экспорт и инвестиции [Электронный источник] – URL: <https://plastinfo.ru/information/articles/147>
47. Теплообменные аппараты ООО «Дзержинскихиммашкомплект» [Электронный источник] – URL: <https://chimmash.ru/teploobmen.htm>
48. Патент 1337383 СССР, С 07 С11/09(1987.09), С4/22(1987.09). Способ получения изобутилена / Д. В. Казаченко, К. С. Минскер, С. Р. Иванова, Е. Д. Жидкова. - № 3969335; заявл.: 25.10.1985; опубл.: 15.09.1987.
49. Патент 2233259 РФ, С 07 С1/213(2004.07), С11/09(2004.07). Способ получения изобутена / Д. С. Павлов, О. С. Павлов; патентообладатели: Д. С. Павлов, О. С. Павлов, С. Ю. Павлов. - № 2002135465/04; заявл.: 30.12.2002; опубл.: 27.07.2004.
50. Патент 1278348 СССР, С 07 С11/09(1986.12). Способ получения изобутилена / В. С. Алиев, Б. И. Павлюк, Н. Г. Лалаев. - № 3771545; заявл.: 12.07.1984; опубл.: 12.12.1986.

51. Патент 973518 СССР, С 07 С11/09(1982.11). Способ получения изобутилена / Б. И. Попов, В. А. Артамонова, Е. М. Гончарук, Э. Р. Адигамов. - № 2652018; заявл.: 31.07.1978; опубл.: 15.11.1982.
52. Патент 2035444 РФ, С 07 С5/42(1995.05), С11/09(1995.05). Способ конверсии изобутана в изобутилен / С. Р. Мирзабекова, А. Х. Мамедов, О. В. Крылов; патентообладатели: Институт химической физики им. Н. Н. Семенова РАН. - № 93018269/04; заявл.: 09.04.1993; опубл.: 20.05.1995.
53. Патент 4191846 США, С 07 С15/00, 260/680 R. Catalytic dehydrogenation process / Floyd Farha, Lewis E. Drehman; патентообладатели: Phillips Petroleum Company, Bartlesville, Okla. - № 648448; заявл.: 12.01.1976; опубл.: 04.03.1980.
54. Патент 3978150 США, С 07 С5/32. Continuous paraffin dehydrogenation process / Frederick G. McWilliams; патентообладатели: Universal Oil Products Company, Des Plaines, Ill. - № 554389; заявл.: 03.03.1975; опубл.: 31.08.1976.
55. Патент 4435607 США, С 07 С5/40, С5/48. Dehydrogenation of dehydrogenatable hydrocarbons / Tamotsu Imai; патентообладатели: UOP Inc., Des Plaines, Ill. - № 421628; заявл.: 22.09.1982; опубл.: 06.03.1984.
56. Патент 4519824 США, F 25 J3/02. Hydrocarbon gas separation / Robert R. Huebel; патентообладатели: The Randall Corporation, Houston, Тех. - № 549044; заявл.: 07.11.1983; опубл.: 28.05.1985.
57. Патент 6915662 США, F 25 J3/02. Hydrocarbon gas processing / John D. Wilkinson, Hank M. Hudson, Michael C. Pierce; патентообладатели: ElkCorp., Dallas, TX. - № 10/003453; заявл.: 26.10.2001; опубл.: 12.07.2005.
58. Патент 5890377 США, F 25 J3/02. Hydrocarbon gas process / Jorge Hugo Foglietta; патентообладатели: ABB Randal Corporation, Houston, Тех. - № 963770; заявл.: 04.11.1997; опубл.: 06.04.1999.



59. El-Idrissi, Oxidative dehydrogenation of ethane over Cr/TiO<sub>2</sub> modified by phosphorus / J. El-Idrissi, M. Kacimi, F. Bozon-Verdurazb, M. Ziyad // *Catalysis Letters*. – 1998. – V. 56. – P. 221.
60. Sanfilippo D., Miracca I. Dehydrogenation of paraffins: synergies between catalyst design and reactor engineering // *Catal. Today*. 2006. V. 111. № 1—2. P. 133—139.
61. Korhonen, S. T. Isobutane dehydrogenation on zirconia-, alumina-, and zirconia/alumina-supported chromia catalysts / S. T. Korhonen, S. M. K. Airaksinen, M. A. Banares, A. O. I. Krause // *Applied Catalysis A: General*. – 2007. – V. 333. – P. 30.
62. Lillehaug, S. Catalytic dehydrogenation of ethane over mononuclear Cr(III) surface sites on silica. Part I. C-H activation by  $\sigma$ -bond metathesis / S. Lillehaug, K.J. Børve, M. Sierka, J. Sauer // *Journal of physical organic chemistry*. - 2004. - V. 17. - P. 990.
63. Carrà, S. Catalytic dehydrogenation of C<sub>4</sub> hydrocarbons over chromia/alumina / S. Carrà, L. Forni // *Catalysis Reviews: Science and Engineering*. - 1972. - V. 5, I. 1. - P. 159.
64. Weckhuysen B., Schoonheydt R. Alkane dehydrogenation over supported chromium oxide catalysts // *Catal. Today*. 1999. № 51. P. 223—232.

## ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение А. Коэффициенты уравнения удельной мольной теплоемкости  $C_p$ .

Компонент	$A_0,$ Дж/(моль*К)	$A_1,$ Дж/(моль*К)	$A_2,$ Дж/(моль*К)	$A_3,$ Дж/(моль*К)	$A_4,$ Дж/(моль*К)	$M,$ г/моль
CO	28,1	-3,3	16,1	-7,8	0,07	28,01
CO <sub>2</sub>	23,6	59,9	-39,4	10,2	-0,1	44,01
H <sub>2</sub>	32,8	-10,4	10,1	-2,2	-0,15	2,02
N <sub>2</sub>	31	-12,4	24,7	-10,5	0	28,01
CH <sub>4</sub>	0	105,8	-38,6	4,9	0,66	16,04
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-10,7	207,5	-146,5	43,8	0,38	28,05
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-17,1	250,2	-149,8	38,8	0,66	30,07
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	-18,2	307,4	-201	55,4	0,61	42,08
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-29,8	396,1	-270,8	78,9	0,64	44,1
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-8,2	376,8	-235,2	62,3	0,38	56,104
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-37,4	523,8	-367	107,5	0,69	58,12
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> -1,2	-1,8	320,8	-210,1	58,3	0,3	54,09
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> -1,3	-5,8	376,6	-297	96,1	-0,28	54,09
n-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> -1	-21,6	419,6	-282,4	80	0,46	56,104

цис-С <sub>4</sub> Н <sub>8</sub> -2	-43,6	456,8	-306,2	85,1	1	56,104
транс-С <sub>4</sub> Н <sub>8</sub> -2	-21,1	403,6	-257,7	69,3	0,86	56,104
н-С <sub>4</sub> Н <sub>10</sub>	-37,2	511,4	-347,2	99	0,92	58,12
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (изопрен)	11,7	420,1	-300,1	90,4	-0,7	68,12
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (3-метил-1,2-бутадиен)	9,2	384	-233,7	59,7	0,08	68,12
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (1,2-пентадиен)	19,4	365,1	-216,9	53,8	-0,45	68,12
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (цис-1,3-пентадиен)	-32,9	532	-409,9	129	0,15	68,12
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (транс-1,3-пентадиен)	-4,3	454,4	-326,7	96,9	-0,1	68,12
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (1,4-пентадиен)	4,6	420,6	-289,5	85	-0,13	68,12
С <sub>5</sub> Н <sub>8</sub> (2,3-пентадиен)	1,4	385,7	-223,3	53,5	0,29	68,12
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (2-метил-1-бутен)	-34,1	553,4	-379,6	108,1	0,88	70,13
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (2-метил-2-бутен)	-29,9	514,4	-328,1	87,8	0,74	70,13
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (3-метил-1-бутен)	25,3	391,2	-213,8	48,2	-0,5	70,13
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (1-пентен)	-28,5	532,3	-355	98,2	0,74	70,13
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (цис-2-пентен)	-56	608,4	-438,7	131,3	1,05	70,13
С <sub>5</sub> Н <sub>10</sub> (транс-2-пентен)	-30,6	530,9	-354,6	99,5	0,86	70,13
С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub> (2-метилбутан)	-49,7	651,2	-455,1	133,5	1	75,15
С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub> (пентан)	-45,2	631,6	-433,3	124,2	1,09	75,15

Приложение Б. Ориентировочные значения коэффициентов  
теплопередачи.

Вид теплообмена	Коэффициент теплопередачи, Вт/(м <sup>2</sup> ·К), при	
	свободном движении	вынужденном движении
От газа к газу (при невысоких давлениях)	4 ... 12	10 ... 40
От газа к жидкости (газовые холодильники)	6 ... 20	10 ... 60
От конденсирующего пара к газу (воздухоподогреватели)	6 ... 12	10 ... 60
От жидкости к жидкости (вода)	140 ... 340	800 ... 1700
От жидкости к жидкости (углеводороды, масла)	30 ... 60	120 ... 270
От конденсирующего пара к воде (конденсаторы, подогреватели)	300 ... 1200	800 ... 3500
От конденсирующего пара к органическим жидкостям (подогреватели)	60 ... 170	120 ... 340
От конденсирующего пара органических веществ к воде (конденсаторы)	230 ... 460	300 ... 800
От конденсирующего пара к кипящей жидкости (испарители)	300 ... 2500	—