

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему: Замена хладагента на установке компримирования и получения холода

Обучающийся

Я.И. Чернова

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., доцент, Ю.Н. Орлов

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

Тольятти 2023

Аннотация

Тема выпускной квалификационной работы: Замена хладагента на установке компримирования и получения холода.

Цель выпускной квалификационной работы: повышение энергоэффективности и увеличения холодопроизводительности установки компримирования и получения холода путем замены холодильного агента.

Выпускная квалификационная работа состоит из: литературного обзора, технологической части и расчетной части.

Выпускная квалификационная работа изложена в объеме 61 страницы, количество таблиц – 11, количество рисунков – 10. Список литературы состоит из 29 источников.

В литературном обзоре рассмотрены способы получения искусственного холода и сжижения углеводородов, выбор и обоснование решения по замене холодильного агента на установке компримирования и получения холода.

В расчетной части представлен расчет и подбор компрессоров, а так же теплообменного оборудования: испарители и конденсаторы.

В заключении подведен итог проделанной работы.

Abstract

The topic of the final qualifying work: Replacement of refrigerant at the installation of compression and obtaining cold.

The purpose of the final qualification work is to increase energy efficiency and increase the cooling capacity of the compression and cold production unit by replacing the refrigerating agent.

The final qualifying work consists of: a literary review, a technological part and a calculation part.

The final qualifying work is presented in the volume of 61 pages, the number of tables is 11, the number of drawings is 10. The list of references consists of 30 sources.

In the literature review, the methods of obtaining artificial cold and liquefaction of hydrocarbons, the choice and justification of the decision to replace the refrigerating agent at the compression and cold production plant are considered.

The calculation part presents the calculation and selection of compressors, as well as heat exchange equipment: evaporators and condensers.

In conclusion, the results of the work done are summarized.

Содержание

Введение.....	5
1 Литературный обзор	6
1.1 Продукт производства	6
1.2 Марки бутилкаучука.....	7
1.3 Механизм полимеризации.....	9
1.4 Процесс производства бутилкаучука.....	12
1.5 Способы искусственного охлаждения и сжижения углеводородов	15
1.6 Выбор холодильного агента.....	18
1.7 Патентный поиск.....	22
1.8 Выбор и обоснование решения по замене хладагента на установке компримирования и получения холода	23
2 Технологическая часть	26
2.1 Описание технологической схемы установки компримирования и получения холода.....	26
2.2 Определение параметра хладагента в узловых точках холодильного цикла.....	29
2.3 Тепловой баланс установки	36
3 Расчётная часть.....	40
3.1 Расчёт компрессоров.....	40
3.2 Расчет испарителей	51
Заключение	58
Список используемой литературы и используемых источников.....	59

Введение

Процесс получения холода является важным этапом в производстве бутилкаучука. Этиленовый контур предназначен для получения холода с параметрами минус 70°C и минус 110°C, и обеспечения отделения полимеризации БК-5 холодом с параметрами минус 110°C.

В качестве холодильных агентов используются пропан и этилен параметрами минус 40°C и минус 110°C соответственно.

Сжиженный на установке компримирования этилен направляется на стадию полимеризации, где при его испарении производится охлаждение шихты до минус 80°C и отвод тепла полимеризации, проводимый при температуре не выше 50°C.

Актуальность темы: Уменьшение энергозатрат и повышение холодопроизводительности установки компримирования и получения холода является актуальной задачей. Основные энергозатраты при работе установки осуществляются в процессе компримирования паров этилена.

Цель выпускной квалификационной работы: повышение энергоэффективности и увеличение холодопроизводительности установки компримирования и получения холода путем замены холодильного агента.

Задачи выпускной квалификационной работы:

- провести литературный и патентный поиск по теме дипломной работы;
- обосновать замену хладагента на установке компримирования;
- описать технологическую схему установки;
- определить параметры хладагента в узловых точках холодильного цикла;
- составить тепловой баланс установки компримирования и получения холода;
- произвести расчет компрессора установки и теплообменного оборудования.

1 Литературный обзор

1.1 Продукт производства

Бутилкаучук – синтетический каучук, получаемый путем реакции сополимеризации изобутилена с малым относительным количеством изопрена в среде метилхлорида при участии хлорида алюминия или в среде изопентана и этилхлорида при участии протонированного комплекса этилалюминийсесквихлорида (ЭАСХ). Структурная формула ЭАСХ представлена на рисунке 1, структурная формула звеньев бутилкаучука – на рисунке 2.

«Бутилкаучук имеет линейную структуру с нерегулярным чередованием изопреновых групп. Звенья изопрена присоединяются в положении 1,4-, содержание звеньев 1,2- и 3,4-значительно меньше 1%» [7].

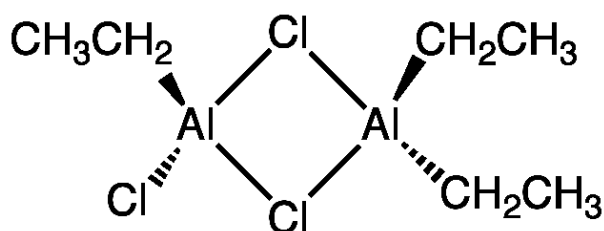


Рисунок 1 – Структурная формула ЭАСХ

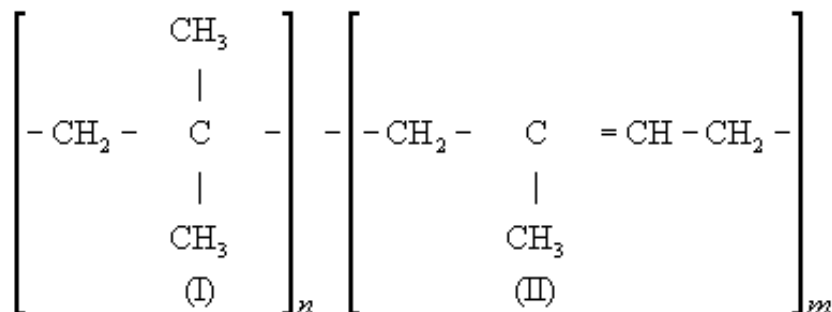


Рисунок 2 – Структурная формула бутилкаучука

«Бутилкаучук относится к кристаллизующимся каучукам. Кристаллизация наблюдается при большем относительном удлинении, чем у натурального каучука. По внешнему виду каучук представляет собой прозрачную эластичную массу белого или серого цвета, не имеет вкуса и запаха» [4].

Бутилкаучук обладает низкими показателями неперелестности, что характеризуется химической стойкостью резин из него. Слабая ненасыщенность придает ему стойкость к тепловому, атмосферному старению. «Бутилкаучук обладает водостойкостью и проявляет устойчивость к полярным растворителям, щелочам, кислотам, спиртам, простым и сложным эфирам, кетонам и жирам растительного и животного происхождения и др.» [23]. Также бутилкаучук является хорошим изолирующим материалом. «Бутилкаучук медленно вулканизуется и плохо совмещается с каучуками, макромолекулы которых содержат большое количество двойных связей. Галогенпроизводные бутилкаучука, например, бромбутилкаучук и хлорбутилкаучук, лишены этих недостатков» [10].

Бутилкаучук предназначен для применения: в производстве резинотехнических изделий, в автомобильной сфере, в пищевой промышленности, в качестве материала для хранения и др., а также в фармакологии.

1.2 Марки бутилкаучука

Выпускаемые промышленностью марки бутилкаучука различаются вязкостью по Муни, ненасыщенностью и типом противостарителя. Характеристика марок бутилкаучука, производимых в России, представлена в таблице 1 [17]:

Таблица 1 – Характеристика марок бутилкаучука

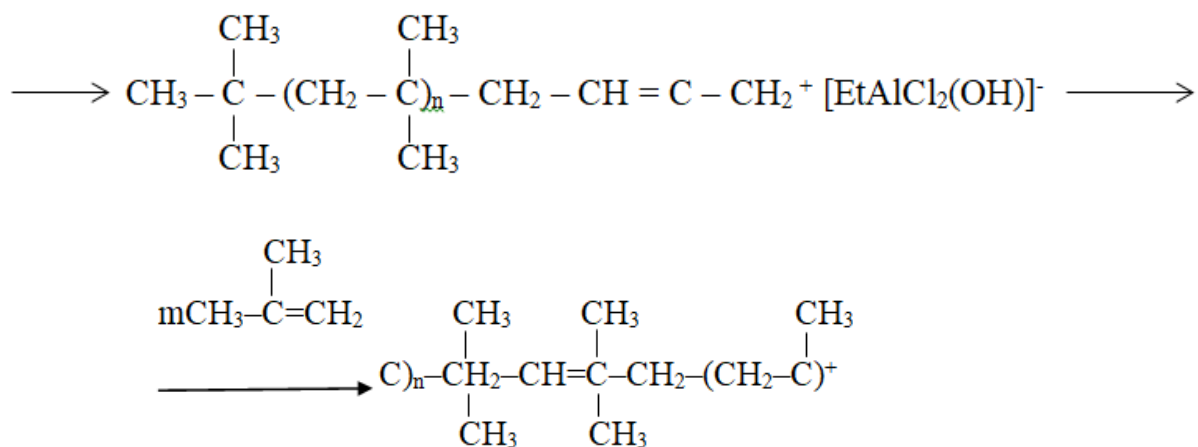
Марка	Вязкость по Муни	Ненасыщенность (мол)
БК-1040Т	42±4	1±0,2 %
БК-1675Т(Н):	75± 5	1,6±0,2 %
БК-2045Т(Н)	45± 4	2±0,2 %

В марках бутилкаучука буква Т обозначает содержание окрашивающего антиоксиданта в каучуке, а Н - неокрашивающийся антиоксидант. В ООО «Тольяттикаучук» бутилкаучук выпускается двух марок: БК-1675 и БК-1675 марка М и должен соответствовать нормам и требованиям производства, представленным в таблице 2.

Таблица 2 – Нормы показателей бутилкаучука

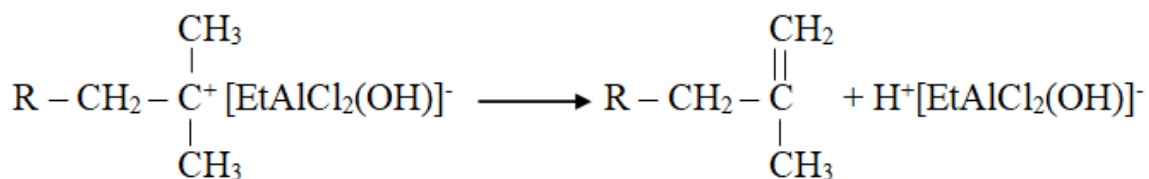
Наименование показателя	Норма	
	БК-1675	БК-1675 марка М
Вязкость по Муни UML 1+8 (125 °С)	46-56	35-47
Разброс вязкости по Муни внутри партии, не более	8	
Массовая доля летучих веществ, %, не более	0,3	0,4
Массовая доля антиоксиданта,%	0,02-0,08	
Неопределенность, % мол	1,4-1,8	
Условная прочность при растяжении, МПа, не менее	13	
Относительное удлинение при разрыве, %, не менее	450	
Условное напряжение при 300 % удлинении, МПа, не менее	6	
Вулканизационные характеристики:		
Минимальный крутящий момент (ML), дН·м	2,7-3,7	
Максимальный крутящий момент (MH), дН·м	13,0-18,5	
Время начала вулканизации (tsl), мин	1,7-3,4	
Время достижения 50% степени вулканизации (t'50), мин	5,0-8,0	
Время достижения 90% степени вулканизации (t'90), мин	16,5-22,5	
Массовая доля золы, %, не более	0,30	
Массовая доля железа, %, не более	0,010	
Массовая доля стеарата кальция, %, не более	1,2	
рН водной вытяжки	6,5-7,5	

Бутилкаучук по степени воздействия на организм человека относится к 4-ому классу опасности – малоопасным (малотоксичным) продуктам, не обладает раздражающим действием на кожные покровы и слизистые оболочки глаз.



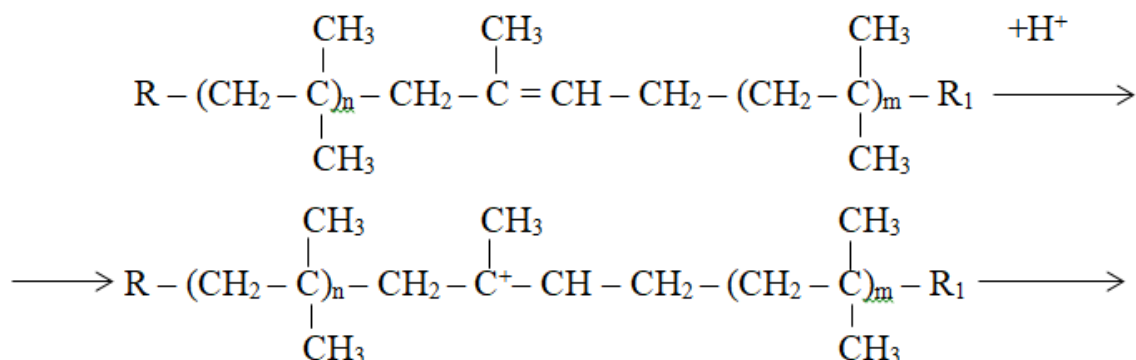
В каждом элементарном акте возникает активная частица, что вызывает цепь превращений исходных веществ в продукты реакции.

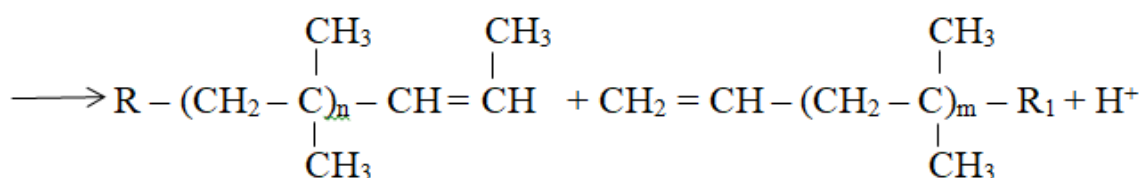
Обрыв цепи:



Обрыв цепи происходит в результате отщепления ПК ЭАДХ от растущей цепи.

Деструкция бутилкаучука





Любая химическая реакция сопровождается тепловым эффектом, то есть выделением или поглощением теплоты. Реакция синтеза бутилкаучука является экзотермической и проходит с выделением тепла $Q = 1004,83$ кДж/кг полимера.

В качестве компонента, который сольватирует активные центры полимеризации, является этил хлористый. Этилхлорид создаёт полярную среду, что благоприятствует росту молекулярной цепи и скорости полимеризации.

«Конверсия мономеров в процессе полимеризации определяется возможностью теплосъёма в связи с тем, что с увеличением сухого остатка увеличивается вязкость полимеризата и не обеспечивается необходимая эффективность перемешивания, что приводит к снижению коэффициента теплопередачи. При этом теряется возможность выдерживания температуры полимеризации, а при повышенной температуре усиливается роль реакции передачи цепи, что приводит к снижению молекулярной массы полимера» [12].

1.4 Процесс производства бутилкаучука

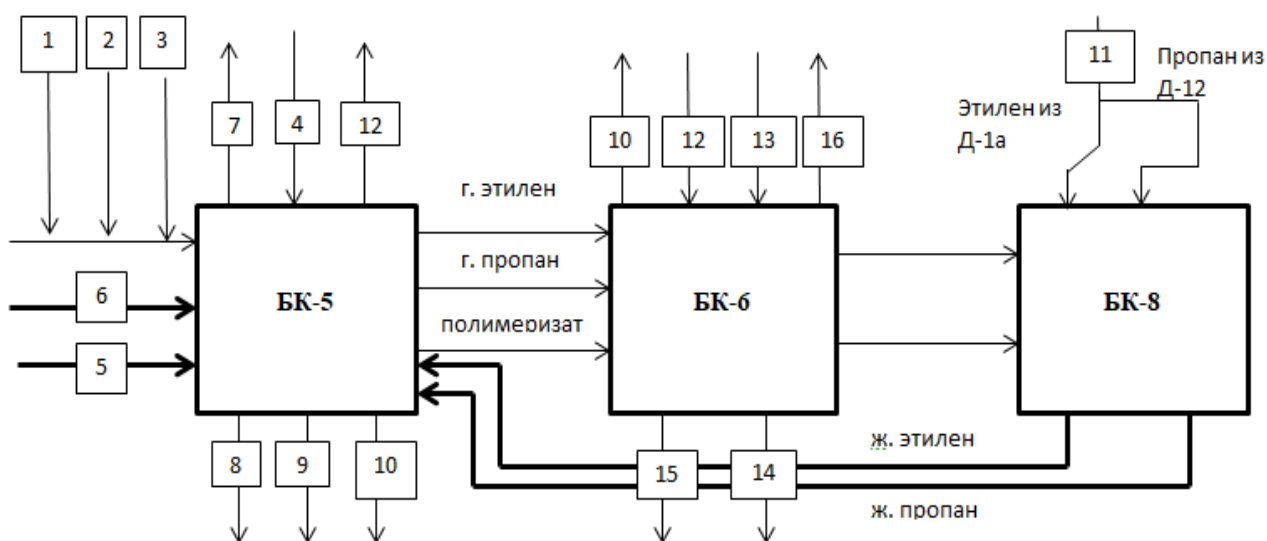
В состав производства СБК входят:

- «- узел полимеризации и усреднения раствора полимера;
- узел очистки сырья, переработки и выделения возвратных продуктов;
- отделение БК-5б – склад для промежуточных продуктов;
- узел дегазации;
- узел приготовления растворов антиоксиданта и антиагломератора;
- отделение выделения, сушки и упаковки каучука;

- холодильное и компрессорное отделения» [17].

Сополимеризация изобутилена и изопрена осуществляется в полимеризаторах. Дегазация каучука производится на 2 системах, каждая из которых состоит из двух дегазаторов - Л-53, Л-55 и одного дегазатора третьей ступени Л-55а.

Схема материальных потоков получения бутилкаучука представлена на рисунке 4.



1 – изобутилен, 2 - изопрен, 3 - изопентан, 4 - хлористый этан, 5 - ПК ЭАСХ, 6 - метанол, 7 - отдувки Кт-200, 8 - кубовый продукт Кт-145, 9 - провymной раствор в И-15, 10 - механические потери, 11 - потери хлороагентов, 12 - ирганокс, 13 - наполнители, 14 - каучук, 15 - отходы каучука, 16 - выбросы в атмосферу

Рисунок 4 – Схема материальных потоков получения бутилкаучука

Технологический процесс производства бутилкаучука, состоит из следующих стадий:

- «- прием и использование изопентана;
- азеотропная осушка и ректификация возвратной фракции от тяжелых углеводородов;
- приготовление и охлаждение углеводородной шихты;
- прием и дозировка катализаторного раствора;
- сополимеризация изобутилена с изопреном;

- промывка полимеризаторов;
- дегазация раствора бутилкаучука;
- выделение, сушка и упаковка каучука;
- приготовление суспензии антиоксиданта и антиагломератора;
- охлаждение, компримирование и конденсация возвратных углеводородов;
- отмывка возвратных углеводородов от метанола и выделение метанола из промывных вод;
- конденсация и абсорбция углеводородов из газов стравливания;
- получение холода с параметрами 0°C и минус 40°C (пропановый контур);
- получение холода с параметром минус 110°C (этиленовый контур);
- прием пара, сбор и перекачка парового конденсата и система обогрева;
- снабжение оборотной водой, умягченной и хозяйственно-питьевой водой;
- снабжение воздухом КИП, технологическим воздухом, азотом низкого давления (НД), азотом высокого давления (ВД) и сброс на факел и в канализацию» [26].

На начальной стадии переработки бутилкаучука добавляют стабилизаторы, цель которых сохранить свойства каучука. Стабилизаторы обеспечивают устойчивость вещества от разложения, а так же являются нетоксичными и неокрашивающими.

В процессе дегазации в полимеризат добавляют стеарат кальция. Он служит в регулировании размеров и образования крошки полимера.

Для удаления влаги и прочих лишних компонентов суспензию крошки отправляют на червячно-отжимные агрегаты.

«Возвратные углеводороды на стадии переработки освобождаются от кислых и кислородсодержащих продуктов водно-щелочной отмывкой и подвергаются ректификации от тяжелокипящих соединений» [17].

1.5 Способы искусственного охлаждения и сжижения углеводородов

Многие процессы в химической технологии проводят при температурах, значительно более низких, чем те, который можно получить из натуральных охлаждающих агентов, таких как, воздух, вода и лед.

«Искусственное охлаждение применяют при проведении таких процессов как: адсорбция (некоторые процессы), кристаллизация, разделение газов, сублимационная сушка и др» [13].

Большое значение холодильные процессы имеют в металлургии, электротехнике, ядерной, ракетной и вакуумной техники.

Искусственное охлаждение – это перенос тепла от тела с более низкой температурой к телу с более высокой температурой. Согласно второму закону термодинамики, «невозможен процесс, единственным результатом которого являлась бы передача тепла от более холодного тела к более горячему» - Клаузиус. Такой перенос требует затраты энергии, поэтому введение энергии в систему является необходимым условием получения холода. Перенос тепла производится с помощью рабочего тела, иначе – холодильного агента или хладагента.

Способы производства искусственного холода определяются требуемой температурой охлаждения и масштабом установки. Различают охлаждение:

- умеренное – диапазон температур от комнатной до минус 100°С;
- глубокое – до температур ниже минус 100°С.

«Использование температур, соответствующих глубокому охлаждению, позволяет разделять газовые смеси путем их частичного или полного сжижения и получать многие технически важные газы, такие как: азот, кислород, водород из коксового газа, этилен из газов крекинга нефти и т.д» [11].

Методы искусственного охлаждения:

- испарение низкокипящих жидкостей: для производства холода широко используется испарение различных жидкостей, обладающих низкими, обычно отрицательными, температурами кипения. При испарении такие жидкости охлаждаются за счет уменьшения энтальпии до температуры кипения при давлении испарения;

- дросселирование газов: при дросселировании работа, совершаемая газом, затрачивается на преодоление трения в отверстии дросселирующего устройства и переходит в тепло, в результате чего процесс расширения происходит без изменения энтальпии. «Резкое снижение давления при прохождении их через суженное отверстие (вентиль, кран) называется дросселированием. В этом процессе не производится внешней работы и давление снижается очень быстро, вследствие этого теплообмен с внешней средой не происходит» [16]. В случае идеального газа при постоянстве энтальпии сохраняется постоянной и температура газа. Дросселирование же реальных газов сопровождается, несмотря на постоянство энтальпии, изменением температуры газа;

- охлаждение газов при их расширении в детандере: «в данном случае расширение предварительно сжатого газа происходит в газовом двигателе, который одновременно совершает внешнюю работу. Расширение сжатого газа в детандере происходит без обмена теплом с окружающей средой, и совершаемая при этом газом работа производится за счет его внутренней энергии, в результате чего газ охлаждается» [3].

«Холодильная установка представляет собой комплекс машин и аппаратов для получения и стабилизации в охлаждаемых объектах температур ниже, чем в окружающей среде» [9].

В зависимости от тепловой нагрузки на холодильную установку, разнообразия объектов охлаждения, типа холодильных машин и вида потребляемой энергии применяют либо централизованную, либо локальную систему хладоснабжения.

«Централизованная система предполагает использование единого комплекса машин и аппаратов для выработки холода различных параметров и его распределения. Система может включать отдельные агрегированные холодильные машины или представлять комбинацию холодильного оборудования, имеющего общие или взаимозаменяемые элементы» [9].

«Для отвода тепла в окружающую среду обычно применяют систему оборотного водоохлаждения. В целом централизованная система хладоснабжения обеспечивает высокую степень надежности при меньшем резерве оборудования и меньшей численности обслуживающего персонала» [28].

При небольших тепловых нагрузках, существенной разбросанности объектов охлаждения, а также при непосредственном включении элементов холодильного цикла в схему основного производства, например при газоразделении, целесообразно использование локальной системы получения холода с непосредственным охлаждением объектов рабочим телом холодильной машины. При этом несколько снижаются энергетические затраты» [9].

Сжатие газов – процесс механического воздействия на газы, связанные с изменением объема и температуры. Изменение температуры в процессе сжатия происходит вследствие затраты энергии на преодоление межмолекулярных сил.

Для сжатия или компримирования газов предназначены компрессоры. Особое значение компримирование газов играет в технологических процессах нефтепереработки и химических заводах.

Наиболее емкими по потреблению сжатых газов считаются:

- производство синтетических спиртов;
- производство каучука;
- производство аммиака;
- производство полимеров.

«Применение компрессоров в промышленности идет в направлении достижения различных целей:

– сжатый газ является аккумулятором энергии, которая может расходоваться для привода в движение различных машин и механизмов. Например, применение сжатого газа в пневматических аппаратах, грузоподъемных средств, а также для работы приборов и автоматизации производственных процессов;

– компрессорные машины используются для перемещения газов по трубопроводам. Компрессоры, используемые для транспортировки газов, должны удовлетворять условиям, обеспечивающим необходимую подачу;

– в технологических производствах, связанных с процессами, протекающими в газовых средах, компрессоры должны создавать необходимое давление в системах и развивать подачу определенного количества газа, являющегося сырьем» [1]. Компрессоры, выполняющую задачу нагнетания паров холодильного агента – холодильные компрессоры - являются отдельной группой, т.к у них изменена конструкция, в связи с выполняемой работой.

1.6 Выбор холодильного агента

При выборе вещества, которое будет играть роль хладагента, необходимо рассмотреть его характеристики и способности для заданной области применения. Холодильный агент должен обеспечивать оптимальную работу аппарата или холодильной машины.

Необходимые характеристики для хладагента:

- безопасность эксплуатации в отношении воздействия, а также способность не разрушать озоновый слой и иметь низкий показатель потенциала глобального потепления;

- удовлетворяющие технические показатели, отвечающие за качество и надежность холодильной установки, а также совместимость между холодильным агентом и другими реагентами процесса;

- оптимальные экономические показатели, включающие выгодную работу в холодильной системе и производстве.

К основным теплофизическим параметрам относятся:

«- температура кипения при атмосферном давлении. Характеризует температуру холода, которую можно получить при минимальном вакуумировании парового пространства;

- критическая температура хладагентов. Характеризует максимальную температуру, при которой можно добиться конденсации хладагента;

- показатель адиабаты паров хладагента. Характеризует работу сжатия и температуру паров в конце процесса сжатия;

- удельная массовая холодопроизводительность. Это количество теплоты, которое отводится от охлаждаемой среды 1 кг циркулирующего хладагента в процессе его испарения;

- удельная объемная холодопроизводительность. Это количество теплоты, которое отводится от охлаждаемой среды паров хладагента, образующихся в испарителе и отсасываемых компрессором;

- удельный объем паров хладагента при температуре кипения» [14].

«Хладагенты, отвечающие перечисленным требованиям, найти практически невозможно, поэтому в каждом отдельном случае выбирают хладагент с учетом конкретных условий работы холодильной машины, и предпочтение следует отдавать таким, которые удовлетворяют принципиальным и определяющим требованиям.

Альтернативными веществами могут быть чистые (простые) вещества и смеси. Предпочтение отдается прежде всего чистым веществам»[15].

Стандарт «Установки холодильные. Нормы безопасности Е35-4001» делит хладагенты на три группы, в зависимости от их показателей:

- воспламеняемости, хладагенты легко возгораемые, могут образовать пожар или произойти взрыв, использование данной группы требует особые условия и контроль;

- токсичности, ядовитость хладагента опасна для людей и окружающей среды, так же требует особого контроля и правильного режима использования на производстве;

- условий использования в системах охлаждения.

В первую группу входят нетоксичные или малотоксичные холодильные агенты, которые не воспламеняются.

Во вторую включены токсичные хладагенты. Некоторые из них в смеси с воздухом в определенном ограниченном диапазоне концентраций могут воспламеняться и взрываться.

В третью группу входят воспламеняющиеся хладагенты и склонные к образованию взрывоопасных смесей с воздухом при нижнем пределе концентраций. Такие хладагенты, как правило, нетоксичны.

Замена хладагента в этиленовом контуре предлагается для улучшения качества производимой продукции и оптимизации работы установки. С качественной заменой холодильного агента в получении холода, установка станет менее энергозатратной и более эффективной. Модернизация оказывает положительные качества в любом предприятии, а так же помогает в предотвращении поломок и износа оборудования производства.

В нефтехимической промышленности для холодильных установок применяются углеводороды – этан, пропан, этилен. Они имеют низкую температуру кипения, что обеспечивает меньшую нагрузку и затраты холодильной машины или установки. «Стоит отметить, что углеводороды являются взрывоопасными, это стоит так же учитывать в составлении технологических норм и обеспечения безопасности на производстве» [24].

При выборе или в данном случае, замене хладагента в действующем оборудовании, рассматриваются следующие факторы:

- монреальский международный протокол 1985 года об охране озонового слоя;
- киотский международный протокол 2005 года, цель которого сокращение выбросов парниковых газов в атмосферу;
- требования энергоэффективности к холодильной технике.

При подборе хладагента рассматривают его физико-химические, термодинамические, теплофизические и физиологические свойства. Важным показателем так же является стоимость и доступность холодильного агента.

За счет того, что «хладагент переходит из жидкого состояния в газообразное, он отбирает тепло у окружающей среды и вырабатывает холод. Сначала происходит конденсация хладагента до жидкого состояния, при этом отбираемое тепло удаляется из холодильной машины и передается другой среде. Для выполнения функции хладагента требуется низкая температура кипения при атмосферном давлении, так же не высокое и возможное давление конденсации» [15].

«Большинство хладагентов при атмосферном давлении и температуре окружающей среды находятся в парообразном состоянии. Для сжижения пара необходимо подвергнуть его сжатию и охлаждению в компрессорно-конденсаторном агрегате холодильной системы. В холодильной машине агент находится в виде жидкости или пара (газа)» [16].

«Для низкотемпературных процессов в качестве хладагента применяются низкокипящие жидкости: аммиак, пропан, пропилен, этан, этилен и др. Применение этих хладагентов в состоянии кипения позволяет эффективно отводить тепло. Кроме того, за счет изменения давления можно менять температуру кипения хладагента и тем самым регулировать температуру процесса» [19].

«Применение смесевых хладагентов имеет как преимущества, так и недостатки. Главная их особенность по сравнению с чистыми веществами состоит в неизотермичности при фазовых переходах, это может быть эффективно при охлаждении или нагревании потоков, которые значительно

изменяют свою температуру, и неэффективно при работе с объемами, в которых требуется поддерживать неизменную температур» [5].

«При использовании смесевых хладагентов возможно одновременное получение в одноступенчатой машине нескольких температурных уровней при одном давлении в испарителях; кроме того, в них можно получить низкие температуры кипения хладагента без вакуума в испарителе и регулировать холодопроизводительность машины путем изменения состава смеси. Все это свидетельствует о перспективности применения смесей как рабочих тел холодильных машин» [5].

1.7 Патентный поиск

В ходе выполнения работы был произведен патентный поиск по подобным изобретениям и связанным технологиям.

Номер патента: RU 2706892C2 [21]

Название, год/ владелец и автор патента: Способ и устройство для охлаждения криогенного теплообменника и способ сжижения потока углеводородов, 2019.11.21/ SHELL Internationale Research Maatschappij B.V., Я.Х Бахари

Описание патента: «Настоящее изобретение относится к способу и устройству охлаждения криогенного теплообменника, предназначенного для сжижения потока углеводородов, такого как поток природного газа. Способ включает прием одного или более показаний температуры хладагента, обеспечивая индикацию его температуры. Сравнение показаний температуры хладагента с соответствующими заданными пороговыми значениями и выбор процедур автоматического охлаждения криогенного теплообменника - в теплом состоянии, и автоматического охлаждения криогенного теплообменника - в холодном состоянии, на основании результатов сравнения» [21].

Данный патент направлен на быстрое охлаждение криогенного теплообменника. В ситуациях аварийных или запланированных остановок компрессора – устройство обеспечивает охлаждение, если температура хладагента значительно ниже температуры окружающей среды.

Номер патента: SU 270757A1 [22]

Название, год/владелец и автор патента: Способ получения холода, 1970.05.12/ Бродянский В.М.

Описание патента: «Способ получения холода при низких температурах в дроссельном цикле с прямым (теплым) и обратным (холодным) потоками газа. Цель – повышение термодинамической эффективности с использованием газовых смесей, содержащие высококипящие и низкокипящий компоненты. Компрессор сжимает смесь газов, содержащую высококипящие компоненты, например метан и этан, и низкокипящий компонент, например азот. Высококипящие компоненты конденсируют обратным - холодным потоком газа, а полученную жидкость после дросселирования используют для дополнительного охлаждения прямого потока, с последующим получением холода» [22].

Патент направлен на повышение термодинамической эффективности рабочего цикла путем дополнительного охлаждения части смесового хладагента, содержащей преимущественно низкокипящий компонент - азот, за счет холода другой части смесового хладагента, содержащей преимущественно высококипящие компоненты смеси.

1.8 Выбор и обоснование решения по замене хладагента на установке компримирования и получения холода

На установке БК-8 производства бутилкаучука для получения холода с параметрами минус 110°С и минус 70°С в качестве хладагента используется этилен.

Этилен (рисунок 5) является первым представителем гомологического ряда алкенов. Бесцветный горючий газ, обладающий слабым запахом. Мало растворим в воде.

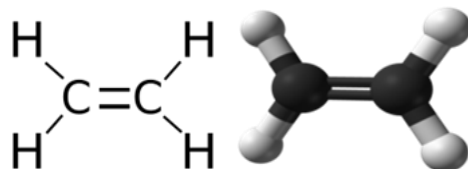


Рисунок 5 - Строение молекулы этилена

В качестве альтернативы предлагается смесевой хладагент, содержащий наряду с этиленом – этан. Рассмотрим характеристики этана в сравнении с действующим холодильным агентом производства - этиленом.

Этан (рисунок 6) - предельный углеводород, второй представитель гомологического ряда алканов. Представляет собой бесцветный газ, без запаха и вкуса, мало растворим в воде. Является природным хладагентом.

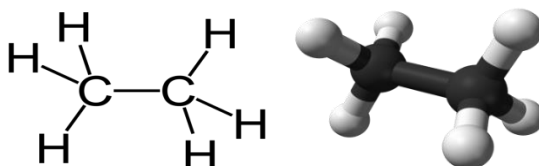


Рисунок 6 – Строение молекулы этана

Специфичность свойств сжиженных газов этилена и этана, определяется физико-химическими характеристиками компонентов, входящих в их состав, и представленных в таблице 3.

Таблица 3 – Физико-химические свойства сжиженных газов [25]

Показатели	Этан C ₂ H ₆ (R170)	Этилен C ₂ H ₄ (R1150)
Молярная масса, кг/кмоль	30,068	28,054
Состав, масс. %		
Н	20,12	14,38
С	79,88	85,62
Плотность газовой фазы при н.у, кг/м ³	1,356	1,260
Относительная плотность (по воздуху) газовой фазы	1,0487	0,9753
Плотность жидкой фазы при 0С и 101,3 кПа, кг/м ³	546	566
Удельная газовая постоянная, Дж/(кг К)	271,18	261,26
Температура кипения при давлении 101,3 кПа, С	-88,6	-104
Температура плавления при давлении 101,3 кПа	-183,3	-169
Критическая температура, С	32,3	9,9
Критическое давление, МПа	4,82	5,033
Теплоемкость газа при 0С и постоянном объеме, кДж/(кг С)	1,374	1,1634
Теплоемкость газа при 0С и постоянном давлении, кДж/(кг С)	1,6505	1,4568
Теплоемкость жидкой фазы при н.у, кДж/(кг С)	3,01	2,415
Температура воспламенения	530-694	510-543
Пределы воспламенения в смеси с воздухом при н.у, %		
Нижний	3,0	3,0
Верхний	12,5	32,0

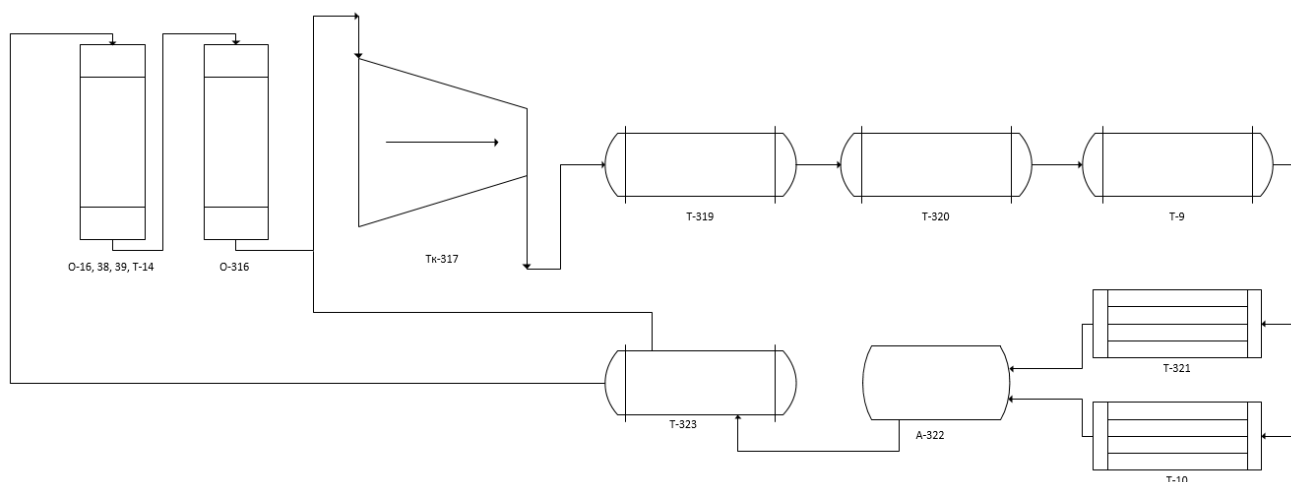
«В исследованных рабочих параметрах хладагентов R170 и R1150, определены как наилучший и наихудший, соответственно, как с термодинамической, так и с экономической точек зрения, в качестве хладагентов в циклах охлаждения» [2].

По данным характеристикам хладагентов, представленных в таблице 3, видно, что температура кипения и критическая температура этана выше, чем этилена, а критическое давление ниже. Использование смесового хладагента позволит применить техническое решение патента [22] с прямым (теплым) и обратным (холодным) потоками газа и повысить термодинамическую эффективность рабочего цикла. Соответственно, применение смесового хладагента положительно повлияет на процесс производства, потребуется меньше энергетических затрат для получения холода.

2 Технологическая часть

2.1 Описание технологической схемы установки компримирования и получения холода

Этиленовый контур с входящими в него двумя турбокомпрессорами «Густа-Е» и двумя турбокомпрессорами «Ина-Е» предназначен для получения этиленового холода с параметрами минус 70°C и минус 110°C и обеспечения отделения полимеризации БК-5 холодом с параметрами минус 110°C . Принципиальная схема этиленового контура представлен на рисунке 7.



О-16, 38, 39, Т-14 –полимеризаторы отделители, О-316 – отделитель, Тк-317 – турбокомпрессор, Т-319, Т-320, Т-9 – холодильники, Т-321 – конденсатор (12 шт), Т-10 – конденсатор (2 шт), А-322 – ресивер (3шт), Т-323- переохладитель

Рисунок 7 – Принципиальная схема получение этиленового холода

Для первоначального заполнения системы используется жидкий этилен, поступающий из железнодорожных цистерн с давлением до 4,0 кгс/см² в испарительную станцию, после которой газообразный этилен по трубопроводу в отделитель - сепаратор БК-8 и далее на всас корпуса низкого давления турбокомпрессора Тк-317.

Сепарированные пары этилена поступают во всасывающий коллектор 1-го всаса и далее на 1-й всас турбокомпрессоров Тк-317/1-4. «Сжатые в корпусе низкого давления (НД) пары этилена направляются в трубное пространство холодильников Т-318/1-4, где охлаждаются до температуры не более 40°C за счет испарения в межтрубном пространстве аппарата жидкого пропана параметра 0°C, поступающего из ресивера А-302» [20]. «Охлажденные пары этилена на выходе смешиваются с парами этилена, с температурой не ниже минус 68°C, поступающими из межтрубного пространства переохладителей Т-323 через сухой отделитель О-323а. После смешения пары этилена с температурой от минус 68°C до плюс 40°C и давлением не более 0,52 МПа (5,2 кгс/см²) поступают на всас корпуса высокого давления (ВД) турбокомпрессора Тк-317/1-4» [17]. Сжатые в корпусе ВД турбокомпрессора Тк-317/1-4 до избыточного давления не более 1,85 МПа (18,5 кгс/см²) пары этилена с температурой не более 150°C поступают в коллектор нагнетания турбокомпрессоров Тк-317/1-4 и далее в межтрубное пространство водяных холодильников Т-319/1,2,3, где охлаждаются оборотной водой, циркулирующей по трубному пространству. Из межтрубного пространства холодильника Т-319/ 1, 2, 3 пары этилена поступают в трубное пространство холодильников Т-320/1,2, где они охлаждаются за счет испарения в межтрубном пространстве жидкого пропана параметра 0°C, поступающего из ресиверов А-302.

Охлажденные пары этилена из холодильников Т-320/1,2 поступают в трубное пространство холодильников Т-9/1,2 в межтрубное пространство которых подается жидкий пропан с температурой минус 5°C. Из трубного пространства холодильников Т-9/1,2 охлажденный газообразный этилен с температурой минус 28°C поступает в конденсаторы-испарители Т-321/1-12, Т-10/1,2.

«В межтрубном пространстве конденсаторов Т-321(1-12) и в трубном пространстве Т-10/(1,2) происходит конденсация этилена за счет испарения пропана параметра минус 40°C. Жидкий пропан поступает из отделителей О-

325 (пропановый контур)» [6]. Сконденсированный этилен с температурой минус 40°C и избыточным давлением 14,8 кгс/см² сливается в ресиверы А-322/1-3. Оттуда жидкий этилен поступает в трубное пространство переохладителей Т-323/1,2, где переохлаждается до температуры минус 40°C - минус 70°C за счет испарения в межтрубном пространстве переохладителя Т-323 жидкого этилена. Переохлажденный жидкий этилен с температурой минус 40°C - минус 70°C и давлением не более 1,85 МПа (18,5 кгс/см²) поступает в отделение полимеризации БК-5.

«Для непрерывного и оптимального обеспечения отделения полимеризации БК-5 жидким этиленом и исключения срыва подачи хладагента аппараты А-322 дополнительно объединены общей линией жидкого этилена, что дает возможность параллельного включения ресиверов А-322/1-3 в работу» [17].

Отвод инертнов производится из коллектора, объединяющего межтрубные пространства всех конденсаторов Т-321 и трубные пространства конденсаторов Т-10 через дроссельные шайбы.

Стравливание инертнов производится периодически вручную с каждого аппарата в отдельности через емкость О-170а в факельную сеть предприятия.

При остановке этиленового контура освобождение аппаратов производится в ресивер А-322 и емкости.

Для проведения вспомогательных операций, а именно: поддавливания, прогрева, продува, стравливания избыточного давления из аппаратов этиленового контура при подготовке аппаратов к ремонту или пуску технологической схемой предусмотрены коллектора вспомогательного отсоса и нагнетания этилена, связывающие между собой аппараты этиленового контура с турбокомпрессорами Тк-317 и их между собой.

Вывод масла из аппаратов этиленового контура при работе турбокомпрессоров Тк-317 производится постоянно из межтрубного пространства Т-319 в емкость Е-360/2. Пары этилена, выделившиеся при

отпарке масла, из емкости E-360/2 отводятся в отделитель O-316 по линии вспомогательного отсоса этилена.

Для вакуумирования аппаратов пропанового и этиленового контура, предварительно продутого азотом, технологической схемой предусмотрен вакуум-насос.

«Для постоянного предоставления жидкого этилена на установку УП, аппараты соединены общей линией подачи, что обеспечивает параллельное включение ресиверов.

Для удаления инертных - неконденсированных газов, из этиленового контура предусмотрена линия стравливания на факел. Отвод производится из межтрубного пространства каждого аппарата. Стравливание неконденсированных газов осуществляется периодически по результатам анализа.

Освобождение аппаратов этиленового контура установки УП, УКПЭ от жидкого этилена производится его испарением с последующей конденсацией и сбором в ресиверы» [17].

2.2 Определение параметра хладагента в узловых точках холодильного цикла

Холодильные циклы - это обратные круговые термодинамические процессы, в результате которых теплота переходит от тела с меньшей температурой к телу с большей температурой за счёт затраты работы.

«В области умеренных температур охлаждения при одноступенчатом сжатии хладагента используют циклы с регенеративным теплообменом. Для достижения температур ниже минус 30°C в пароконденсационных холодильных машинах обычно применяют многоступенчатые, каскадные и др. холодильные циклы. Холод получают также с помощью циклов, в которых в процессе их осуществления не происходит фазовых превращений (испарение, конденсация) хладагента» [8].

«Для расчета холодильного цикла необходимо определить параметры рабочего тела – хладагента, в узловых точках и его исходные данные. Температуры кипения и конденсации - это основные параметры, определяющие схему и режим работы компрессионной холодильной установки» [9].

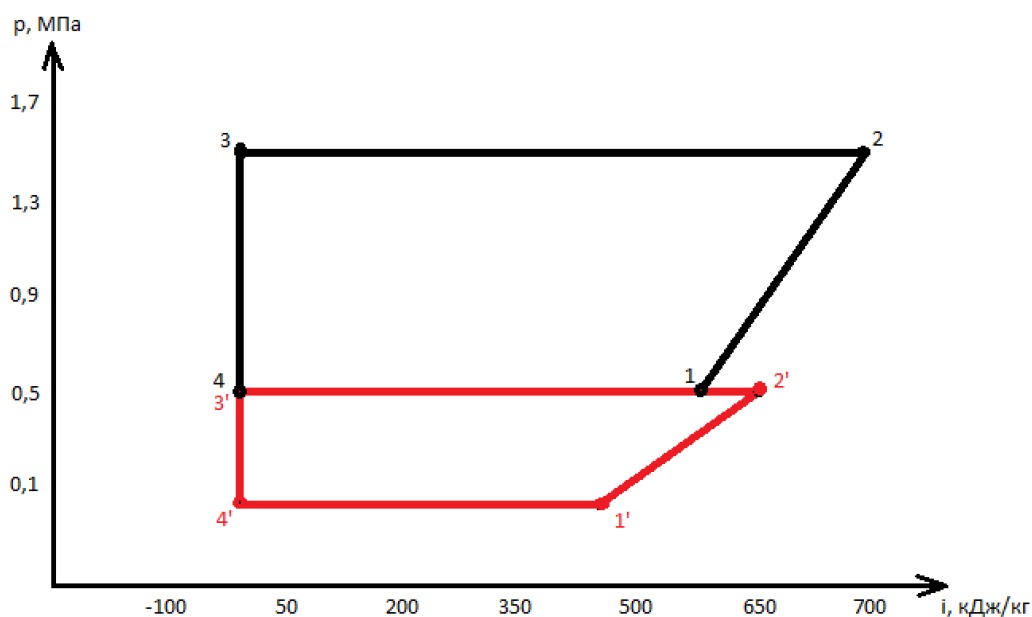
Основные процессы, протекающие в цикле компрессионной машины, на установке компримирования и получения холода:

- компримирование;
- охлаждение сжатого пара,
- конденсация
- переохлаждение;
- дросселирование;
- испарение.

«Диаграммы $T - S$, $T - \xi$, $i - \xi$, позволяющие рассчитать цикл работы машины, определить ее рабочие параметры и вычислить технические и энергетические характеристики. Разработанные тепловые диаграммы позволяют точно рассмотреть динамику процессов кипения и конденсации бинарной смеси, иллюстрируют изменение концентраций смеси в паровой и жидкостной фазах, предоставляют возможность построить и рассчитать цикл холодильной машины, работающей на смесевом хладагенте» [5].

С помощью диаграмм $p - i$ этилена и этана строим холодильный цикл. По характеристикам установки компримирования находим параметры холодильного агента этиленового контура.

Получившийся холодильный цикл параметров -70°C и -110°C представлен на тепловой диаграмме, рисунок 8.



Черным цветом показан цикл холода параметра минус 70°С: 1 – 2 -компримирование, 2 - 3 – переохлаждение и конденсация, 3 - 4 – дросселирование, 4 - 1 – испарение.
Красным цветом показан цикл холода параметром минус 110°С: 1' - 2' компримирование, 2' - 3' охлаждение и смешение с параметром минус 70°С, 3' - 4' –дросселирование, 4' - 1' – испарение

Рисунок 8 – Холодильный цикл этилена

Значения параметров узловых точек холодильного цикла этилена, параметра минус 70°С, представлены в таблице 4.

Таблица 4 – Узловые точки холодильного цикла параметра минус 70°С

Параметры	Точки цикла			
	1	2	3	4
p, МПа	0,50	1,5	1,48	0,50
t, °С	-68	+110	-40	-68
i_n , кДж/кг	575	700	12	12
U , м ³ /кг	0,20	0,060	-	0,015

Значения параметров узловых точек холодильного цикла этилена, параметра минус 110°С, представлены в таблице 5.

Таблица 5 – Узловые точки холодильного цикла параметра минус 110°С

Параметры	Точки цикла			
	1'	2'	3'	4'
p, МПа	0,08	1,5	1,48	0,08
t, °С	-108	-40	-90	-108
i_n , кДж/кг	395	650	12	12
U , м ³ /кг	0,65	0,20	-	0,20

Совмещая холодильные циклы этилена двух параметров, получим следующие узловые параметры, представленные в таблице 6.

Таблица 6 – Узловые точки холодильного цикла этилена

Параметры	Точки цикла			
	1	2	3	4
p, МПа	0,08	1,5	1,48	0,08
t, °С	-108	+110	-40	-108
i_n , кДж/кг	395	700	12	12
U , м ³ /кг	0,65	0,060	-	0,20

Расчет холодильного цикла представлен ниже.

Удельная массовая холодопроизводительность рабочего тела в цикле рассчитывается по формуле 1:

$$q_0 = i_1 - i_4 \quad (1)$$

$$q_0 = 395 - 12 = 383 \text{ кДж/кг}$$

Удельная работа изоэнтропного сжатия в компрессоре:

$$l_s = i_2 - i_1 \quad (2)$$

$$l_s = 700 - 395 = 305 \text{ кДж/кг}$$

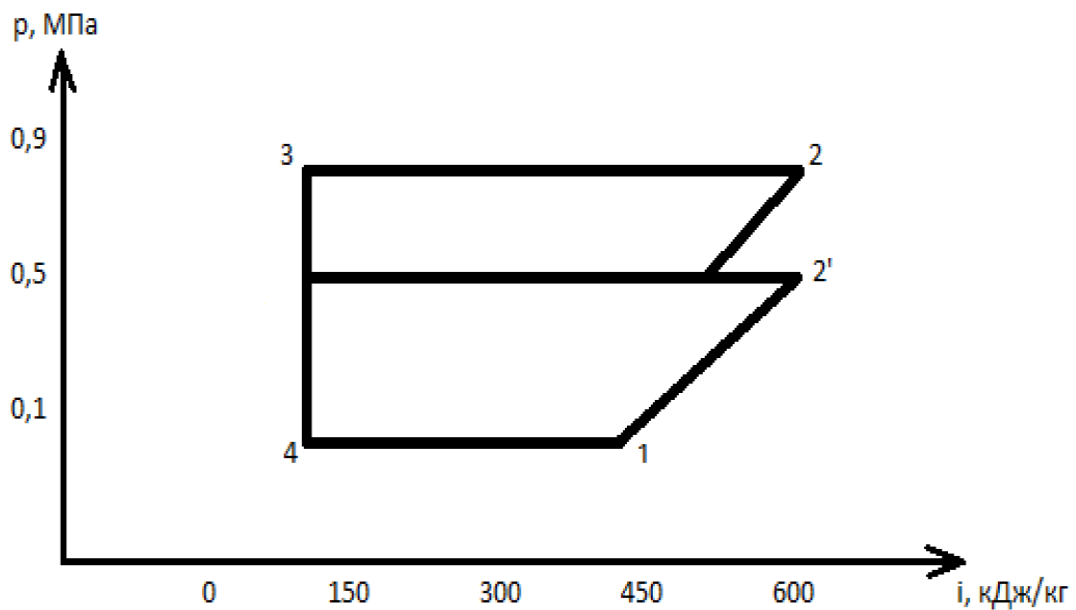
Холодильный коэффициент теоретического цикла:

$$\varepsilon_T = \frac{q_0}{l_s} \quad (3)$$

$$\varepsilon_T = \frac{383}{305} = 1,26$$

«Чем больше холодильный коэффициент, тем меньше работа, затрачиваемая на получение единицы холода, т.е. выше экономичность работы холодильной машины» [16].

На рисунке 9 представлен холодильный цикл, построенный для индивидуального хладагента – этана.



Точки: 1 - 2' - 2-компримирование, 2 - 3 - конденсация, 3 - 4 –дресселирование, 4 - 1 – испарение

Рисунок 9 – Холодильный цикл этана

«В процессе сжижения смешанного хладагента существует только один цикл хладагента, состоящий из легкой углеводородной смеси» [27],[29].

Значения параметров узловых точек холодильного цикла с использованием этана в качестве хладагента приведены в таблице 7.

Таблица 7 – Узловые точки холодильного цикла

Параметры	Точки цикла			
	1	2	3	4
p, МПа	0,08	0,8	0,8	0,08
t, °C	-90	30	-50	-90
i_n , кДж/кг	445	600	50	50
U , м ³ /кг	0,60	0,20	-	0,25

Удельная массовая холодопроизводительность этана в цикле:

$$q_0 = 445 - 50 = 395 \text{ кДж/кг}$$

Удельная работа изоэнтропного сжатия в компрессоре:

$$l_s = 600 - 445 = 155 \text{ кДж/кг}$$

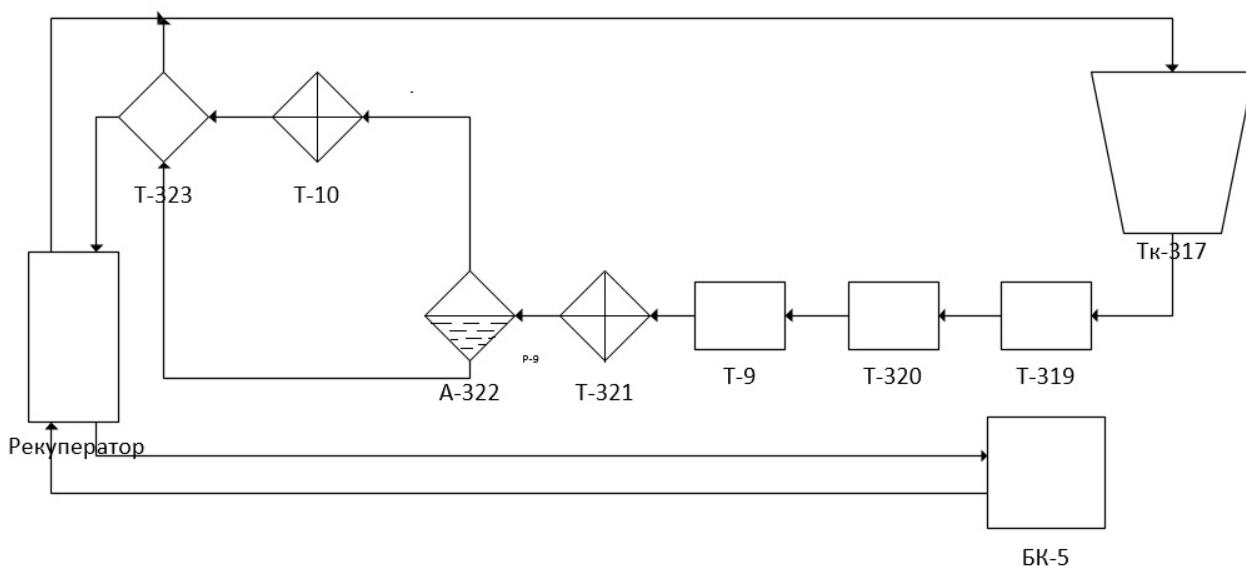
Холодильный коэффициент теоретического цикла:

$$\varepsilon_T = \frac{395}{155} = 2,55$$

В ходе расчета определили показатели сравниваемых рабочих тел – этилена и этана. По значениям полученных холодильных коэффициентов циклов видно, что при использовании этана в качестве хладагента затрачивается меньше работы на компримирование, и цикл имеет большую холодопроизводительность, что позволит повысить эффективность установки.

Но полная замена хладагента этилена на этан в существующих условиях невозможна, так как для получения холода требуемых параметров при испарении этана необходим более глубокий вакуум, который невозможно получить на действующем оборудовании. Вследствие этого предлагается применение смесового хладагента – смеси этилена с этаном.

Схема холодильной установки на смесовом хладагенте представлена на рисунке 10.



Тк-317- турбокомпрессор, Т-321, Т-10 - конденсаторы, А-322 - ресивер, Т-319, Т-320, Т-9 - холодильники, Т-323 – переохладитель

Рисунок 10 – Схема холодильной установки с разделением потока

Представленная схема установки работает на смесевом хладагенте с разделением на потоки с разными концентрациями. После сжатия в компрессоре Тк-317 и охлаждения в холодильниках Т-319, Т-320, Т-9 смесь поступает в конденсатор Т-321, в трубном пространстве которого испаряется жидкий пропан параметра минус 40°C. В конденсаторе Т-321 происходит частичная конденсация смеси с большим содержанием легкоконденсирующегося компонента в жидкости, т.е. концентрация жидкости, принимающаяся всегда по низкокипящему компоненту, будет меньше рабочей, и поэтому концентрация оставшегося пара будет выше рабочей. Затем парожидкостная смесь поступает в ресивер А-322, где разделяется на жидкость и пар. Жидкость дросселируется и поступает в межтрубное пространство переохладителя Т-323, где испаряется. Пар конденсируется в конденсаторе Т-10, в межтрубном пространстве которого испаряется жидкий пропан параметра минус 40°C. Конденсат через переохладитель Т-323, где он переохлаждается за счет испарения в межтрубном пространстве переохладителя Т-323 части смеси с меньшим содержанием этилена, и рекуператор поступает на установку полимеризации

БК-5. Сепарированный пар хладагента с большим содержанием этилена, нагреваясь в рекуператоре, смешивается с паром, идущим из переохладителя Т-323, и идет на всасывание компрессора Тк-317.

Цикл для смесового хладагента в координатах $p - i$ построить невозможно, т.к. используются различные концентрации компонентов.

2.3 Тепловой баланс установки

Тепловая нагрузка холодильной установки определяется тепловым потоком, снимаемым при охлаждении шихты и выделяемым при реакции в аппаратах, и рассчитывается, исходя из производительности по сырью - шихте бутилкаучука.

Производительность бутилкаучука – 75000 т/год.

Температура шихты:

- минус 100°C (173 К) на выходе;
- минус 30 (243 К) на входе.

Теплота полимеризации - $Q = 1004,83$ кДж/кг.

Сухой остаток полимеризата – 13%.

Расчет ведем по средней температуре, $T=208$ К.

Состав рабочей шихты приведен в таблице 8.

Таблица 8 – Состав шихты

Компонент	М, г/моль	%, масс
Изопентан	72	34,70
Изобутилен	56	44,00
Изопрен	86	1,30
Хлористый этил	64,5	20,00

Теплоемкость рассчитывается по формуле 4:

$$C_p^0 = A_0 + A_1 \left(\frac{T}{1000} \right) + A_2 \left(\frac{T}{1000} \right)^2 \quad (4)$$

где, A_0, A_1, A_2 – коэффициенты теплоемкости,
 T - температура, К.

Коэффициенты для расчета теплоемкости представлены в таблице 9.

Таблица 9 – Коэффициента теплоемкости шихты

Вещество	A_0	A_1	A_2
Изопентан	-49,7	651,2	-455,1
Изобутилен	-8,2	376,8	-235,2
Изопрен	11,7	420,1	-300,1
Хлористый этил	-9,0	283,1	-203,2

Расчет теплоемкостей:

$$C_{p,C_5H_{12}}^0 = -49,7 + 651,2 \left(\frac{163}{1000} \right) + -455,1 \left(\frac{163}{1000} \right)^2 = 66,06 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{К}$$

$$C_{p,C_4H_8}^0 = -8,2 + 376,8 \left(\frac{163}{1000} \right) + -235,2 \left(\frac{163}{1000} \right)^2 = 60,00 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{К}$$

$$C_{p,C_5H_8}^0 = 11,7 + 420,1 \left(\frac{163}{1000} \right) + -300,1 \left(\frac{163}{1000} \right)^2 = 86,10 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{К}$$

$$C_{p,C_2H_5Cl}^0 = -9,0 + 283,1 \left(\frac{163}{1000} \right) + -203,2 \left(\frac{163}{1000} \right)^2 = 41,09 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{К}$$

Найдем удельную теплоемкость по формуле 5:

$$c = \frac{C_p^0 \cdot 1000}{M} \quad (5)$$

где, M – молярная масса, г/моль.

$$c_{C_5H_{12}} = \frac{66,06 \cdot 1000}{72} = 917,5 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

$$c_{C_4H_8} = \frac{60,00 \cdot 1000}{56} = 1071,43 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

$$c_{C_5H_8} = \frac{86,10 \cdot 1000}{68} = 1266,18 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

$$c_{C_2H_5Cl} = \frac{41,09 \cdot 1000}{64,5} = 637,05 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Удельная массовая теплоемкость смеси:

$$C_{\text{см}} = \sum c_i g_i \quad (6)$$

$$\begin{aligned} C_{\text{р,см}} &= 917,5 \cdot 0,35 + 1071,43 \cdot 0,44 + 1266,18 \cdot 0,01 + 637,05 \cdot 0,2 \\ &= 932,63 \text{ Дж}/\text{кг} \cdot \text{К} \end{aligned}$$

Часовая производительность установки по получению бутилкаучука:

$$G = \frac{\Pi}{n \cdot 24}; \quad (7)$$

где Π – производительность по бутилкаучуку, кг/год;

n – количество рабочих дней установки.

$$G = \frac{75000000}{340 \cdot 24} = 9191 \text{ кг/ч или } 2,55 \text{ кг/с}$$

Для нахождения теплоты шихты:

$$Q_1 = \frac{G \cdot c_i \cdot \Delta T}{3600} \quad (8)$$

$$Q_1 = 932,63 \cdot \frac{9191}{3600} \cdot (243 - 173) = 166673,93 \text{ Вт} = 166,67 \text{ кВт}$$

Тепловой поток, выделяемый в полимеризаторах:

$$Q_2 = 0,13 \cdot G \cdot Q \quad (9)$$
$$Q_2 = 0,13 \cdot 2,55 \cdot 1004,83 = 333,10 \text{ кВт}$$

Суммарный тепловой поток:

$$Q_{\text{сум.}} = Q_1 + Q_2 \quad (10)$$
$$Q_{\text{сум.}} = 166,67 + 333,10 = 499,77 \text{ кВт}$$

Холодопроизводительность установки с учетом потерь холода в аппаратах и коммуникациях:

$$Q_0 = 1,1 \cdot Q_{\text{сум.}} \quad (11)$$
$$Q_0 = 1,1 \cdot 499,77 = 549,75 \text{ кВт}$$

В представленном разделе был рассчитан тепловой баланс установки компримирования и получения холода для дальнейшего расчет компрессора.

3 Расчётная часть

При расчете холодильного оборудования в первую очередь рассчитывается компрессор по характеристикам полученного холодильного цикла. В процессе работы так же учитывается наличие теплообменных аппаратов: испаритель и конденсатор.

3.1 Расчёт компрессоров

3.1.1 Расчет установки компримирования и получения холода с хладагентом – этилен

Исходные данные:

- холодопроизводительность $Q_0=549,75\text{кВт}$;
- температура испарения $T_0=165\text{ К }(-108^\circ\text{C})$;
- температура конденсации $T_k=233\text{ К }(-40^\circ\text{C})$;
- давление начальное $p_n=0,02\text{ Мпа}$;
- давление конечное $p_k=1,5\text{ Мпа}$;
- рабочее вещество R1150.

Необходимая массовая производительность компрессора определяется по следующей формуле 12:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} \quad (12)$$
$$G = \frac{549,75}{383} = 1,44 \text{ кг/с}$$

Необходимая объемная производительность компрессора по условиям всасывания по формуле 13:

$$V_d = G \cdot U \quad (13)$$

$$V_d = 1,44 \cdot 0,65 = 0,94 \text{ м}^3/\text{с}$$

Число ступеней (число рабочих колес) компрессора по формуле 14:

$$Z_{\text{ст}} = \frac{T_k - T_0}{15} \quad (14)$$
$$Z_{\text{ст}} = \frac{233 - 165}{15} = 4,5 = 5$$

Окружные скорости на наружном диаметре колес по условию прочности принимается $u_2 \leq 300$ м/с.

Число оборотов ротора примем равным $n = 3000$ об/мин.

Повышение энтальпии при изоэнтропном сжатии по формуле 15:

$$\Delta i_s = i_2 - i_1 \quad (15)$$
$$\Delta i_s = 700 - 395 = 305 \text{ кДж/кг}$$

Задаемся величиной изоэнтропного КПД компрессора $\eta_s = 0,8$.

Действительное повышение энтальпии в процессе сжатия по формуле 16:

$$\Delta i = \frac{\Delta i_s}{\eta_s} \quad (16)$$
$$\Delta i = \frac{305}{0,8} = 381 \text{ кДж/кг}$$

Действительная величина энтальпии в конце сжатия по формуле 17:

$$i_k = i_1 + \Delta i \quad (17)$$
$$i_k = 395 + 381 = 776 \text{ кДж/кг}$$

Внутренняя мощность компрессора по формуле 18:

$$N_i = 4,19 \cdot G \cdot \Delta i \quad (18)$$

$$N_i = 4,19 \cdot 1,44 \cdot 381 = 2298,80 \text{ кВт}$$

Выбираем центробежный компрессор ГЦМ 3-250/0,98-15,8, его область применения – газопереработка, установка получения холода. Частота вращения ротора составляет 9188 об/мин, мощность 2500 кВт.

3.1.2 Расчет компрессора установки компримирования и получения холода со смесевым хладагентом, по этановому циклу

Исходные данные:

- холодопроизводительность $Q_0=549,75\text{кВт}$;
- температура испарения $T_0=183 \text{ К } (-90^\circ\text{C})$;
- температура конденсации $T_k=233 \text{ К } (-50^\circ\text{C})$;
- рабочее вещество R170.

Необходимая массовая производительность компрессора определяется по следующей формуле 12:

$$G = \frac{549,75}{395} = 1,39 \text{ кг/с}$$

Необходимая объемная производительность компрессора по условиям всасывания, по формуле 13:

$$V_d = 1,39 \cdot 0,60 = 0,83 \text{ м}^3/\text{с}$$

Число ступеней (число рабочих колес) компрессора рассчитаем по формуле 14:

$$Z_{\text{ст}} = \frac{223 - 183}{15} = 2,7 = 3$$

Окружные скорости на наружном диаметре колес по условию прочности принимается $u_2 \leq 300$ м/с.

Число оборотов ротора примем равным $n = 3000$ об/мин.

Повышение энтальпии при изоэнтропном сжатии:

$$\Delta i_s = 600 - 445 = 155 \text{ кДж/кг}$$

Задаемся величиной изоэнтропного КПД компрессора $\eta_s = 0,8$.

Действительное повышение энтальпии в процессе сжатия:

$$\Delta i = \frac{155}{0,8} = 194 \text{ кДж/кг}$$

Действительная величина энтальпии в конце сжатия:

$$i_k = 445 + 194 = 639 \text{ кДж/кг}$$

Внутренняя мощность компрессора:

$$N_i = 4,19 \cdot 0,83 \cdot 194 = 674,67 \text{ кВт}$$

Выбираем центробежный компрессор 2ЦЦК-10, его область применения – химическая промышленность. Частота вращения ротора составляет 2965 об/мин, а мощность 750 кВт.

По данным расчета двух компрессоров, видно, что смесевой хладагент затрачивает меньше мощности компрессора и обладает большим холодильным коэффициентом, по сравнению с этиленом. Использование смесевого холодильного агента положительно скажется на установке БК-8. С данной модернизацией уменьшатся энергозатраты и увеличится

эффективность рабочего цикла установки компримирования и получения холода.

3.2 Расчет конденсаторов

3.2.1 Расчет конденсатора для цикла с холодильным агентом – этилен

Исходные данные:

- Расход этилена, $G_{R1150}=1,44$ кг/с;
- Температура Конденсации $t_k=(-28^\circ\text{C})$ 245 К;
- Температура На входе в конденсатор, $t_1=(-28^\circ\text{C})$ 245 К;
- Температура На выходе из конденсатора, $t_2=(-28^\circ\text{C})$ 245 К;
- Температура испарения пропана, $t_{\text{п}}=(-40^\circ\text{C})$ 233 К;
- Рабочее вещество R1150.

Тепловая нагрузка на конденсатор по формуле 27:

$$Q_{\text{кд}} = G_{R1150} \cdot (i_{\text{пар}} - i_{\text{жидк}}) \cdot 1000 \quad (27)$$
$$Q_{\text{кд}} = 1,44 \cdot (410 - 100) \cdot 1000 = 446400 \text{ Вт} = 446,4 \text{ кВт}$$

Средний температурный напор в конденсаторе по формуле 28:

$$\theta_{\text{к}} = (t_{\text{к}} - t_{\text{п}}) \quad (28)$$
$$\theta_{\text{к}} = -28 - (-40) = 12^\circ\text{C}$$

Найдем число труб по формуле 29.

Для труб диаметра $d_{\text{н}} = 20 \times 2$ мм:

$$\frac{n}{Z} = \frac{4G}{\pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot Re \cdot \mu} \quad (29)$$

где μ – динамический коэффициент вязкости пропана при минус 40°C,
 $\mu = 7,1 \cdot 10^{-6}$;

Re – критерий Рейнольдса в трубном пространстве, примем равным
 $Re = 10000$.

$$\frac{n}{Z} = \frac{4 \cdot 1,44}{\pi \cdot 0,016 \cdot 10000 \cdot 7,1 \cdot 10^{-6}} = 16$$

Для труб диаметром $d_H = 25 \times 2$ мм:

$$\frac{n}{Z} = \frac{4 \cdot 1,44}{\pi \cdot 0,021 \cdot 10000 \cdot 7,1 \cdot 10^{-6}} = 12$$

Коэффициент теплопередачи от этилена к пропану ориентировочно примем равным $K = 500$ Вт/(м² · К), найдем площадь поверхности теплообмена по формуле 30:

$$F = \frac{Q_{кд}}{K \cdot \theta_k} \quad (30)$$
$$F = \frac{446400}{500 \cdot 12} = 74,4 \text{ м}^2$$

Выбираем теплообменники с близкими к ориентировочным значениями поверхности теплообмена и числа труб на ход:

- $D = 600$ мм; $d_H = 25 \times 2$ мм; $n/z = 81/2 = 40,5$;
- $D = 325$ мм; $d_H = 20 \times 2$ мм; $n/z = 84/2 = 42$.

Теплофизические свойства теплоносителей представлены в таблице 10.

Таблица 10 - Теплофизические свойства теплоносителей

Параметр	Этилен при минус 28°C	Пропан при минус 40°C
Плотность, кг/м ³	435	581
Динамический коэффициент вязкости, Па·с	7,59·10 ⁻⁶	7,1·10 ⁻⁶
Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)	0,147	0,361

Находим коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося этилена по формуле 34:

$$\alpha_1 = 2,02 \varepsilon \varepsilon_t \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 n L}{\mu G}} \quad (31)$$

где ε - коэффициент, зависящий от расположения труб в пучке и расчетного числа труб в каждом вертикальном ряду, $\varepsilon = 0,4$;

ε_t -поправочный коэффициент, учитывающий зависимость физических свойств конденсата от температуры, примем $\varepsilon_t=1$;

n – количество труб;

L – длина труб, м.

$$\alpha_1 = 2,02 \cdot 0,4 \cdot 1 \cdot 0,147 \sqrt[3]{\frac{435^2 \cdot 16 \cdot 4}{7,59 \cdot 10^{-6} \cdot 1,44}} = 1229 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

Коэффициент теплоотдачи для испаряющегося пропана рассчитывается по формуле 35:

$$\alpha_2 = b^3 \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{\text{кип}}} \right) \Delta t_{\text{кип}}^2 \quad (32)$$

где, b - безразмерный коэффициент, зависящий только от отношения плотностей жидкости и пара, находим по формуле 33:

$$b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho_{жс}}{\rho_n} - 1 \right)^{-2/3} \right] \quad (33)$$

где σ - поверхностное натяжение, Н/м, $\sigma = 15,4$ Н/м;

$$\Delta t_{кип} = t_{ст} - t_{кип};$$

$$t_{ст} = -28 + (-40) = -34^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{кип} = -34 - (-42,09) = 8,09^\circ\text{C};$$

ν -кинематический коэффициент вязкости, м²/с, $\nu = 1,22 \cdot 10^{-8}$ м²/с;

ρ_n -плотность паробразного пропана, $\rho_n = 2,610$ кг/м³;

$T_{кип}$ - температура кипения пропана, $T_{кип} = -42,09^\circ\text{C} = 230,91\text{K}$.

$$b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{581}{2,610} - 1 \right)^{-2/3} \right] = 0,095$$

$$\alpha_2 = 0,095^3 \left(\frac{0,361^2}{1,22 \cdot 10^{-8} \cdot 15,4 \cdot 230,91} \right) \cdot (8,09^2) = 168,56 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

Находим тепловое сопротивление стенки по формуле 37:

$$\sum \left(\frac{\delta}{\lambda} \right) = \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} \quad (34)$$

где $\delta_{ст} = 0,002$ м – толщина стенки теплообменной трубки;

$\lambda_{ст} = 28$ Вт/м·К – теплопроводность стали 08Х13.

$$\sum \left(\frac{\delta}{\lambda} \right) = \frac{0,002}{28} = 7,14 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$$

Рассчитываем коэффициент теплопередачи по формуле 38:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \left(\frac{\delta}{\lambda} \right) + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (35)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1229} + 7,14 \cdot 10^{-5} + \frac{1}{168,56}} = 147 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Определяем температуры стенок труб со стороны обоих теплоносителей, по формулам 39 и 40:

$$t_{\text{ст1}} = t_{\text{эт}} - \frac{K \cdot \theta_{\text{к}}}{\alpha_1} \quad (36)$$

$$t_{\text{ст1}} = -28 - \frac{147 \cdot 12}{1229} = -29,4^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{ст2}} = t_{\text{пр}} + \frac{K \cdot \theta_{\text{к}}}{\alpha_2} \quad (37)$$

$$t_{\text{ст2}} = -40 + \frac{147 \cdot 12}{168,56} = -29,5^\circ\text{C}$$

Рассчитываем площадь поверхности теплообмена по формуле 30:

$$F = \frac{446400}{147 \cdot 12} = 253 \text{ м}^2$$

Ориентируясь на полученное значение поверхности теплопередачи, выбираем теплообменник с длиной труб 4 м и поверхностью 295 м². При этом запас:

$$\Delta = \frac{295 - 253}{253} \cdot 100 = 17\%$$

3.2.2 Расчет конденсатора со смесевым холодильным агентом, по холодильному циклу этана

Исходные данные:

- Температура Конденсации $t_k=(-28^{\circ}\text{C})$ 245 К;
- Температура На входе в конденсатор, $t_1=(-28^{\circ}\text{C})$ 245 К;
- Температура На выходе из конденсатора, $t_2=(-28^{\circ}\text{C})$ 245 К;
- Температура испарения пропана, $t_{\text{п}}=(-40^{\circ}\text{C})$ 233 К;
- Рабочее вещество R170.

Тепловая нагрузка на конденсатор, по формуле 27:

$$Q_{\text{кд}} = 1,44 \cdot (410 - 100) \cdot 1000 = 446400 \text{ Вт} = 446,4 \text{ кВт}$$

Средний температурный напор определяем по формуле 28:

$$\theta_{\text{к}} = -28 - (-40) = 12^{\circ}\text{C}$$

Найдем число труб по формуле 29.

Для труб диаметра $d_{\text{н}} = 20 \times 2$ мм:

$$\frac{n}{Z} = \frac{4 \cdot 1,44}{\pi \cdot 0,016 \cdot 10000 \cdot 7,1 \cdot 10^{-6}} = 16$$

Для труб диаметром $d_{\text{н}} = 25 \times 2$ мм:

$$\frac{n}{Z} = \frac{4 \cdot 1,44}{\pi \cdot 0,021 \cdot 10000 \cdot 7,1 \cdot 10^{-6}} = 12$$

Коэффициент теплопередачи от этана к пропану ориентировочно примем равным $K = 500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, найдем площадь поверхности теплообмена по формуле 30:

$$F = \frac{446400}{500 \cdot 12} = 74,4 \text{ м}^2$$

Выбираем теплообменники с близкими к ориентировочным значениями поверхности теплообмена и числа труб на ход:

- $D = 600$ мм; $d_n = 25 \times 2$ мм; $n/z = 81/2 = 40,5$;
- $D = 325$ мм; $d_n = 20 \times 2$ мм; $n/z = 84/2 = 42$.

Теплофизические свойства теплоносителей представлены в таблице 11.

Таблица 11 - Теплофизические свойства теплоносителей.

Параметр	Этан при минус 28°С	Пропан при минус 40°С
Плотность, кг/м ³	561	581
Динамический коэффициент вязкости, Па·с	$11,13 \cdot 10^{-6}$	$7,1 \cdot 10^{-6}$
Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)	0,151	0,361

Находим коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося этана по формуле 31:

$$\alpha_1 = 2,02 \cdot 0,4 \cdot 1 \cdot 0,151 \sqrt[3]{\frac{561^2 \cdot 16 \cdot 4}{11,13 \cdot 10^{-6} \cdot 1,44}} = 1317 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

Коэффициент теплоотдачи для испаряющегося пропана рассчитывается по формуле 32:

$$\alpha_2 = 0,095^3 \left(\frac{0,361^2}{1,22 \cdot 10^{-8} \cdot 15,4 \cdot 230,91} \right) \cdot (8,09^2) = 168,56 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

Находим тепловое сопротивление стенки по формуле 34:

$$\sum \left(\frac{\delta}{\lambda} \right) = \frac{0,002}{28} = 7,14 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$$

Рассчитываем коэффициент теплопередачи по формуле 35:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1317} + 11,13 \cdot 10^{-6} + \frac{1}{168,56}} = 149 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Определяем температуры стенок труб со стороны обоих теплоносителей, по формулам 36 и 37:

$$t_{\text{ст1}} = -28 - \frac{149 \cdot 12}{1317} = -29^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{ст2}} = -40 + \frac{149 \cdot 12}{168,56} = -29^\circ\text{C}$$

Рассчитываем площадь поверхности теплообмена по формуле 30:

$$F = \frac{446400}{149 \cdot 12} = 249 \text{ м}^2$$

Ориентируясь на полученное значение поверхности теплопередачи, выбираем теплообменник с длиной труб 4 м и поверхностью 286 м². При этом запас составит:

$$\Delta = \frac{286 - 249}{249} \cdot 100 = 14\%$$

В данном разделе был произведен расчет и подбор теплообменного оборудования. Выбраны конденсаторы для холодильных циклов этилена и этана, соответственно. Найдены площади поверхности теплообмена обеспечивающие заданную нагрузку.

3.3 Расчет испарителей

3.3.1 Расчет испарителя холодильного цикла этилена для охлаждения шихты

Исходные данные:

- температура испарения $T_0=165$ К (-108°C);
- температура Шихты на входе $T_{k1}=243$ К (-30°C);
- температура Шихты на выходе из испарителя, $T_{k2}=173$ К (-100°C);
- рабочее вещество R1150.

Тепловая нагрузка на испаритель рассчитывается по формуле 8:

$$Q_0^{\text{и}} = 932,63 \cdot \frac{9191}{3600} \cdot (243 - 173) = 166673,93 \text{ Вт} = 166,67 \text{ кВт}$$

Средний температурный напор в испарителе находим по формуле 19:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}}} \quad (19)$$

где Δt_{δ} - наибольшая разность температур между теплоносителями;

$\Delta t_{\text{м}}$ - наименьшая разность температур между теплоносителями.

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(-30 - (-100)) - ((-100 - (-108)))}{\lg \frac{(-30 - (-108-))}{((-100 - (-108))}} = 30,7^{\circ}\text{C}$$

Средняя температура хладоносителя в испарителе равна минус 108°C, так как испарение происходит при постоянной температуре равной $T_{\text{к}} = -108^{\circ}\text{C}$.

Для данных условий принимается, что коэффициент теплопередачи испарителя $K = 150 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, тогда плотность теплового потока по формуле 20 будет равна:

$$q_F = K \cdot \theta_0 \quad (20)$$

$$q_F = 150 \cdot 30,7 = 4605 \text{ Вт/м}^2$$

Необходимая поверхность теплообмена в испарителе по формуле 21:

$$F = \frac{Q_0^{\text{н}}}{q_F} \quad (21)$$
$$F = \frac{166670}{4605} = 36,2 \text{ м}^2$$

Выбираем кожухотрубчатый теплообменник с поверхностью теплообмена равной $F^{\text{н}} = 42 \text{ м}^2$, диаметр труб $20 \times 2 \text{ мм}$.

При этом запас теплообмена составит:

$$\Delta = \frac{42 - 36,2}{36,2} \cdot 100 = 16\%$$

Плотность теплового потока во внутренней поверхности найдем по формуле 22:

$$q_{F1} = \frac{Q_0^{\text{н}}}{F^{\text{н}}} \quad (22)$$
$$q_{F1} = \frac{166670}{42} = 3968 \text{ Вт/м}^2$$

Тогда плотность теплового потока по среднему диаметру труб:

$$q_F = \frac{q_{F1} \cdot d_{\text{вн}}}{d_{\text{ср}}} \quad (23)$$
$$q_F = \frac{3968 \cdot 0,02}{0,022} = 3607 \text{ Вт/м}^2$$

Средний коэффициент теплопередачи рассчитывается по формуле 24:

$$K = \frac{q_F}{\theta_0} \quad (24)$$

$$K = \frac{3607}{30,7} = 117 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Т.е несколько ниже принятого значения, $K = 150 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Коэффициент теплопередачи:

$$\alpha = \frac{Q_0^{\text{н}}}{F^{\text{н}} \cdot \theta_0} \quad (25)$$

$$\alpha = \frac{166670}{42 \cdot 30,7} = 129 \text{ Вт}$$

Тепловой поток, передаваемый поверхностью выбранного теплообменника равен:

$$Q_0 = F^{\text{н}} \cdot q_F \quad (26)$$

$$Q_0 = 42 \cdot 3607 = 151494 \text{ Вт} = 151,5 \text{ кВт}$$

Величина Q_0 меньше расчетной тепловой нагрузки $Q_0^{\text{н}} = 166,67 \text{ кВт}$, поэтому устанавливаем теплообменник с поверхностью теплообмена $F^{\text{н}} = 49 \text{ м}^2$. Поскольку технические характеристики теплообменников различаются только длиной труб, не будем повторно уточнять плотность теплового потока.

Тепловой поток в выбранном теплообменнике составит:

$$Q_0 = 49 \cdot 3607 = 176743 \text{ Вт} = 176,74 \text{ кВт}$$

Что обеспечивает расчетную тепловую нагрузку с запасом.

3.3.2 Расчет испарителя со смесевым хладагентом, этанового цикла для охлаждения шихты

Согласно принятой схеме в ресивере смесевой хладагент разделяется на фракции с разной концентрацией. В БК-5 поступает фракция, обогащённая этиленом. Примем, что она содержит 90 % мол. этилена. Тогда температура испарения будет равна минус 107 °С.

Исходные данные:

- температура испарения $T_0=166$ К (-107°С);
- температура Шихты на входе $T_{k1}=243$ К (-30°С);
- температура Шихты на выходе из испарителя, $T_{k2}=173$ К (-100°С);
- рабочее вещество R170.

Тепловая нагрузка на испаритель рассчитывается по формуле 8:

$$Q_0^и = 932,63 \cdot \frac{9191}{3600} \cdot (243 - 173) = 166673,93 \text{ Вт} = 166,67 \text{ кВт}$$

Средний температурный напор в испарителях находим по формуле 19:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(-30 - (-107)) - ((-100 - (-107)))}{lg \frac{(-30 - (-107-))}{((-100 - (-107))}} = 29,2^\circ\text{С}$$

Средняя температура хладоносителя в испарителе равна $T_k = 107^\circ\text{С}$, так как испарение происходит при постоянной температуре.

Для данных условий примем ориентировочно, что коэффициент теплопередачи испарителя $K = 150$ Вт/(м² · К), тогда плотность теплового потока найдем по формуле 20:

$$q_F = 150 \cdot 29,2 = 4380 \text{ Вт/м}^2$$

Необходимая поверхность теплообмена рассчитывается по формуле 21:

$$F = \frac{166670}{4380} = 38 \text{ м}^2$$

Выбираем кожухотрубчатый теплообменник с поверхностью теплообмена $F^н = 47 \text{ м}^2$, диаметр труб $25 \times 2 \text{ мм}$.

При этом запас составит:

$$\Delta = \frac{47 - 38}{38} \cdot 100 = 23\%$$

Плотность теплового потока во внутренней поверхности найдем по формуле 22:

$$q_{F1} = \frac{166670}{47} = 3546 \text{ Вт/м}^2$$

Тогда плотность теплового потока по среднему диаметру труб определим по формуле 23:

$$q_F = \frac{3546 \cdot 0,02}{0,0225} = 3152 \text{ Вт/м}^2$$

Средний коэффициент теплопередачи рассчитывается по формуле 24:

$$K = \frac{3152}{29,2} = 108 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Т.е несколько ниже принятого значения.

Коэффициент теплопередачи найдем по формуле 25:

$$\alpha = \frac{166670}{47 \cdot 29,2} = 121 \text{ Вт}$$

Тепловой поток, передаваемый поверхностью выбранного теплообменника, по формуле 26, равен:

$$Q_0 = 47 \cdot 3152 = 148144 \text{ Вт} = 148,14 \text{ кВт}$$

Величина Q_0 меньше расчетной тепловой нагрузки $Q_0^н = 166,67$ кВт, поэтому выбираем теплообменник с поверхностью теплообмена $F^н = 63 \text{ м}^2$. Поскольку технические характеристики теплообменников различаются только длиной труб, не будем повторно уточнять плотность теплового потока.

Тепловой поток в выбранном теплообменнике составит:

$$Q_0 = 63 \cdot 3152 = 198576 \text{ Вт} = 198,58 \text{ кВт}$$

Что обеспечивает расчетную тепловую нагрузку с запасом.

В данном разделе был произведен расчет теплообменников для двух холодильных циклов – этиленового и этанового соответственно. Подобраны характеристики аппаратов для необходимой тепловой нагрузки, обеспечивающие запас.

Заключение

В процессе выполнения выпускной квалификационной работы была предложена и разработана замена хладагента на установке БК-8 компримирования и получения холода на предприятии ООО«Тольяттикаучук».

В первой главе представлен литературный и патентный обзор по способам искусственного охлаждения и сжижения углеводородов, видам холодильных агентов и их свойствам. Так же описан продукт производства - бутилкаучук, его марки, механизм полимеризации и процесс производства. Предложен и обоснован выбор замены рабочего холодильного тела, изучены характеристики и факторы для выбора хладагента, а также физические параметры. В качестве замены этилена была предложена смесь этилена и этана, были изучены свойства дополнительного агента - этана и его характеристики, в сравнении с этиленом.

В основной части работы рассмотрен способ получения холода на установке компримирования с этиленовым контуром. Определены параметры хладагента в узловых точках холодильного цикла и рассчитаны холодильные коэффициенты для циклов с действующим хладагентом установки и предложенным этаном. Рассчитан тепловой баланс установки компримирования и получения холода.

В заключительной расчетной части произведен расчет и выбор компрессоров холодильных циклов – этанового и этиленового, соответственно. Так же представлен расчет и подбор теплообменных аппаратов – испарителей и конденсаторов. Расчет испарителя для охлаждения шихты холодильного цикла этилена и испарителя со смесевым хладагентом этанового цикла. Расчет конденсатора для цикла с холодильным агентом – этилен и конденсатор со смесевым хладагентом по холодильному циклу этана.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Абдурашитов С.А., Тупиченков А.А., Веринин И.М., Тененголец С.М. Насосы и компрессоры, 1974. 296 с.
2. Артихович В.В., Пшоник М.Г. Сжиженные углеводородные газы. 2010. 236 с.
3. Бабакин Б. С., Стефанчук В. И., Ковтунов Е. Е. Альтернативные хладагенты и сервис холодильных систем на их основе. - М.: Колос, 2000. 160 с.
4. Бабков А.В., Попков В.Л. Общая, неорганическая и органическая химия. 2015. 276 с.
5. Букин В. Г., Ежов А. В., Андреев А. И. Тепловые диаграммы для расчета циклов холодильных машин, работающих на смесевом хладагенте // Вестник Астраханского государственного технического университета. Серия: Морская техника и технология. 2020. № 4. С. 79–86. DOI: 10.24143/2073-1574-2020-4-79-86.
6. Галимов Э.Р., Абдуллин А.Л. Современные конструкционные материалы для машиностроения: учебное пособие. 2018.
7. Глубоков Ю.М., Головачева В.А., Ефимова Ю.А. Аналитическая химия, 2017.
8. Гоголин В.А. Справочник по физико-техническим основам криогеники, 2 изд., М., 1973.
9. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии, 1995. 496 с.
10. Зыков Д.Д., Деревицкая В.А., Тростянская Е.Б., Чекалин М.А., Юкельсон И.И., Яшунская Ф.О. Общая химическая технология органических веществ, 1966. 491 с.
11. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии, 1973. 753с.

12. Кирпичников П.А., Аверко-Антонович Л.А., Аверко-Антонович Ю.О. Химия и технология синтетического каучука. Ленинград: Химия, 1987. 424 с., ил.
13. Комаров Н.С., Справочник холодильщика/ Проф. Н. С. Комаров.- Москва : Машгиз, 2-е издание, переработанное и дополненное, 1962. 419 с.
14. Мааке В., Эккерт Г.Ю., Кошпен Ж.Л. Учебник по холодильной технике, 1998. 98 с.
15. Никитин А.А., Рябова Т.В., Василенок А.В., Павловская В.А. Хладагенты и хладоносители систем кондиционирования воздуха – СПб., 2015. 12 с.
16. Пигарев В.Е., Архипов П.Е. Холодильные машины и установки кондиционирования воздуха, 2003
17. Постоянный технологический регламент производства синтетического бутилкаучука ТР-БК-5,6,8-36-18, ООО «СИБУР Тольятти», г.Тольятти, 2018.
18. Резниченко С.В., Морозов Ю.Л. (ред.) Большой справочник резинщика Том 1. Каучуки и ингредиенты. М.: Техинформ, 2012. 744 с.
19. Рейхсфельд В.О., Еркова Л.Н. Оборудование производств основного органического синтеза и синтетических каучуков, Москва, Ленинград: Химия, 1965. 232 с.
20. Смирнов Н. Н., Барабаш В. М., Карпов К. А. - Альбом типовой химической аппаратуры (принципиальные схемы аппаратов). 2005.
21. Способ и устройство для охлаждения криогенного теплообменника и способ сжижения потока углеводорода. Патент РФ 2 706 892 С2, 2019.11.21
22. Способ получения холода. Патент РФ 2 707 57 А1, 1970.05.12
23. Травень В.Ф. Органическая химия: Учебник для вузов, 2004. 475 с.
24. Цветков О.Б. Холодильные агенты. – СПб.: СПбГУНиПТ, 2004. 216 с.

25. Цветков О.Б., Лаптев Ю.А. Таблицы свойств холодильных агентов, 2015. 50с.
26. Эффективная практика глубокой переработки газового сырья в химическую продукцию на предприятиях ОАО «СИБУР Холдинг» и используемые технологические процессы / Под ред. Э.А. Майера. Томск : ИД ТГУ, 2014. 476 с.
27. Gao L., Wang J., Binama M., Li Q., Cai W. The Design and Optimization of Natural Gas Liquefaction Processes: A Review, 2022.
28. Wang Q., Huang Z., Zhang R. The Energy Storage Properties of Refrigerants (R170, R134a, R143a, and R152a), 2019.
29. Wang R., Liu B., Liu H. Experimental results and analysis of throttling refrigeration with ternary mixed refrigerant, 2020.