

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 веществ

(направленность (профиль)/специализация)

**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

на тему «Разработка технологии рекуперации паров светлых нефтепродуктов  
при хранении в РВС ООО СВНТ»

Студент А.С. Арчибасов  
(И.О. Фамилия) (личная подпись)

Руководитель Ю.В. Чариков  
(И.О. Фамилия) (личная подпись)

**Допустить к защите**

Заведующий

кафедрой д-р хим. наук, профессор Г.И. Остапенко  
(ученая степень, звание, И.О. Фамилия) (личная подпись)

«   »                      2018 г.

Тольятти 2019

## АННОТАЦИЯ

**Цель бакалаврской работы** – повышение эффективности предприятия.

В работе были проанализированы существующие методы рекуперации паров нефтепродуктов и разработана технологическая схема установки для их конденсирования.

Бакалаврская работа состоит из введения, 3-х разделов, заключения, списка используемых источников - 27. Общий объем работы, без приложений 64 страницы машинописного текста, в том числе таблиц - 10, рисунков – 2.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи работы. В первой главе проанализированы существующие методы рекуперации паровоздушных смесей нефтепродуктов. В технологической части выбран метод. В третьей выполнен расчет материального баланса и основного оборудования.

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ .....	4
1 Аналитическая часть.....	5
Описание систем рекуперации паров нефтепродуктов .....	5
Сравнительный анализ технологии рекуперации паров нефтепродуктов .....	7
Условная классификация нефтепродуктов по цвету.....	11
Основной предполагаемый светлый нефтепродукт для хранения .....	13
Используемое основное оборудование.....	15
Оборудование и конструктивные особенности РВС 1 и РВС 2.....	19
2 Технологическая часть .....	20
Обоснование выбора и разработка оптимальной технологии рекуперации паров .....	20
Основные преимущества комплексных конденсационных установок .....	21
Процесс перекачивания нефтепродукта в танкер.....	23
Процедура внутриобъектной перекачки нефтепродукта в товарном парке терминала .....	25
3 Расчетная часть.....	27
1. Расчет потерь нефтепродукта .....	27
2. Расчет материального баланса.....	43
3. Тепловой баланс процесса .....	51
4. Расчет и выбор конденсатора .....	56
ЗАКЛЮЧЕНИЕ .....	58
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ .....	59

## ВВЕДЕНИЕ

Современная индустрия оперирует такими объёмами нефти и нефтепродуктов, что появились очень веские причины для уделения пристального внимания и их испарениям.

Исследования показывают, что на долю потерь от испарения приходится до 75% всех потерь при хранении и сливо-наливных операциях (остальные приходятся на утечки, смешение продуктов, аварии). Ущерб, наносимый этими потерями, является как экономическим - прямые потери нефтепродуктов (в России за год потери бензина от испарения только на нефтебазах составляет более 100 тыс. тонн, на АЗС - более 140 тыс. тонн), так и экологическим (загрязнение воздуха в местах расположения объектов хранения и налива нефтепродуктов – в соответствии с Европейскими стандартами концентрация испарений не должна превышать 10...35 г/м<sup>3</sup>).

Традиционные средства сокращения потерь нефтепродуктов (диски-отражатели, газоуравнительные системы, понтоны, плавающие крыши) во многих случаях либо не применимы, либо малоэффективны.

Наиболее полно решить проблему сокращения потерь и выбросов в атмосферу при приёме, отпуске и хранении нефтепродуктов можно с помощью систем улавливания и рекуперации паров нефтепродуктов.

Цель: Снизить негативное воздействие на окружающую среду выбросов сопряженных с хранением нефтепродуктов и вовлечение их в производственный цикл.

Задача: Разработать технологию рекуперации паров для хранения светлых нефтепродуктов на ООО «СВНТ»

## 1 Аналитическая часть

### Описание систем рекуперации паров нефтепродуктов

Системы рекуперации используются для забора и возвращения паров нефтепродуктов и устанавливаются на различных объектах: морских терминалах, АЗС, наливных эстакадах, магистральных трубопроводах, а также в качестве связующего звена при обвязке резервуаров. Оборудование позволяет создавать условия на объекте, соответствующие санитарным и экологическим нормам и увеличивать рентабельность за счет повторной реализации.

Основное назначение и преимущества Применение установок рекуперации паров нефтепродуктов позволяет решать следующие задачи:

снижаются энергетические затраты;

увеличивается в целом срок службы УРП;

уменьшается срок окупаемости;

показатели экологической чистоты соответствуют всем требованиям.

Если рассматривать для примера, то в большинстве случаев все расходы на создание проекта, монтаж, производство и обслуживание окупаются в течение полутора лет и после этого времени владелец получает прибыль. Установки рекуперации пара (УРП) предназначены для улавливания паров бутана, пропана, меркаптана, олефины и других легких углеводородов, кроме метана. При применении оборудования:

углеводороды превращаются в жидкую фазу, что позволяет ценные фракции паров использовать повторно;

снижается концентрация взрывоопасных веществ на участке налива нефтепродуктов;

происходит минимальное выделение вредных токсинов в окружающую среду.

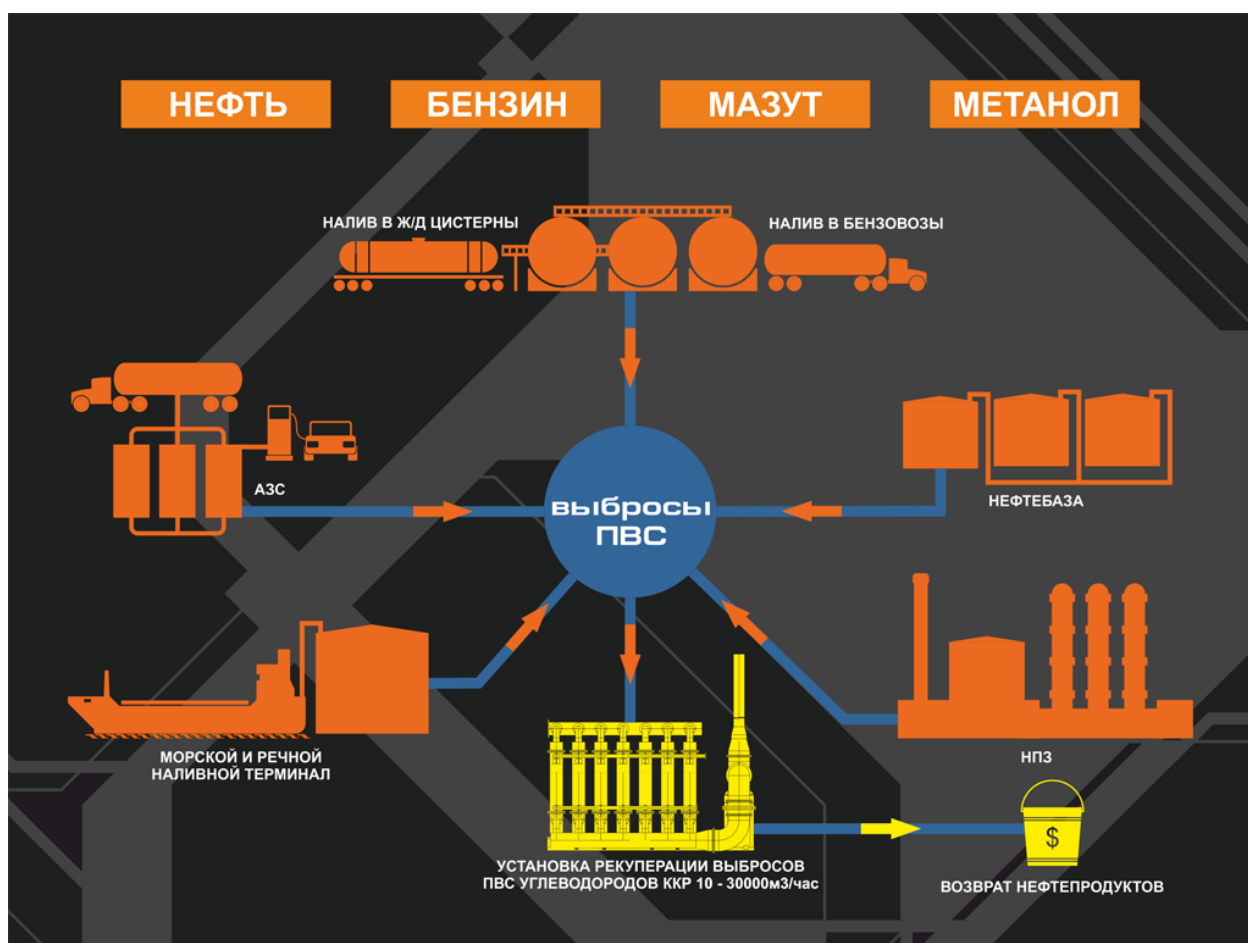
Современное оборудование от европейских производителей, работающее на основе сухой технологии, за счет высоких эксплуатационных качеств обладает следующими преимуществами:

минимальные расходы на обслуживание;

высокий уровень безопасности и длительный срок службы;

десорбция происходит с использованием вакуумных насосов;

минимальное потребление электрической энергии; установка рекуперации пара при наливе ЖД и автодорожных цистерн способны обрабатывать в пределах 20-10000 м<sup>3</sup>/час – в зависимости от исходной мощности.[7]



## Сравнительный анализ технологии рекуперации паров нефтепродуктов

Рассмотрим основные способы сокращения потерь нефтепродуктов, положительные и отрицательные стороны, оптимальные технологические решения.

### Адсорбционный способ

Основан на поглощении газов твёрдыми поглотителями (адсорбентами) например, активированным углём. К преимуществам данного метода можно отнести высокую степень очистки, способность обрабатывать малонасыщенные пары.

Вместе с тем у данного метода имеется ряд недостатков: высокая стоимость оборудования, сложность систем автоматики, необходимость регенерации адсорбента, необходимость периодической замены адсорбента с последующей его утилизацией, пожаровзрывоопасность, большие габариты.

### Абсорбционный способ

Основан на процессе поглощения газа жидким поглотителем (абсорбентом), чаще всего дизельным топливом, что определяет основные преимущества и недостатки технологии. Абсорбционные процессы проводят в специальных массообменных контактных аппаратах (абсорберах).

К примеру в вертикальных абсорбционных аппаратах происходит высокая степень улавливания насыщенных паров. Из недостатков вертикальной конструкции можно выделить большую металлоёмкость и габариты, значительное гидравлическое сопротивление, необходимость в абсорбенте (в среднем до 100 литров на 1 м<sup>3</sup> паровоздушной смеси), пожаровзрывоопасность.

У горизонтальных абсорберов преимуществ больше, это высокая степень улавливания, в технологии нет высоких или низких температур и давлений, небольшие капитальные и эксплуатационные затраты, не требуются площадки обслуживания, надёжная работа установки в летний и зимний период; простота монтажа и обслуживания установки. В недостатки данной конструкции входит наличие вращающегося вала с дисковыми элементами что усложняет конструкцию, вызывает дополнительный расход энергии и увеличивает пожаровзрывоопасность установки, относительная скорость газа выше рекомендованных значений для атмосферных аппаратов, что снижает эффективность абсорбции, требуются дополнительные насосы для периодической подачи и откачки абсорбента (нефтепродукта) из подземной ёмкости в резервуар хранения.

#### Компрессионный способ

Сжатие паров углеводородов с последующим охлаждением до температуры окружающей среды и конденсации паров. Осуществляют созданием повышенного давления с помощью компрессоров или жидкостных эжекторов. Компрессор предусматривает сжатие смеси до давления 0,7-5 МПа (от 7 до 50 атм.) при этом конденсируется 50-99% углеводородов, содержащихся в смеси. Преимущественно для этого метода не требуется абсорбентов и адсорбентов, позволяет осуществлять сбор и транспортирование газа. К ряду недостатков можно отнести высокие энергетические затраты на сжатие, высокая степень конденсации достигается при очень больших давлениях сжатия, опасность компремирования смесей, содержащих кислород (из-за возникновения взрывоопасной ситуации), требуются дополнительные затраты на заполнение резервуаров инертным газом, требуется специальная аппаратура для согласования поступающего потока ПВС из резервуара и производительности компрессора установки (с целью исключения снижения давления на входе (в резервуарах) ниже



атмосферного, что может привести к избыточной откачке ПВС, что вызывает дополнительное испарение нефтепродукта или даже к смятию резервуаров).

### Эжекторные установки

Для сжатия используют энергию высокоскоростного жидкостного потока. В результате процесса эжектирования в струйном аппарате происходит сжатие ПВС и абсорбция паров рабочей жидкостью.

Из преимуществ можно выделить конструктивную простоту эжектора и высокий уровень взрывопожаробезопасности.

У этого метода имеются серьезные недостатки такие как низкая степень улавливания, высокие эксплуатационные энергозатраты насосного агрегата подающего рабочую жидкость, повышенные расходы рабочей жидкости, требуется специальная аппаратура для регулирования производительности потока газа и жидкости с целью исключения снижения давления на входе (в резервуарах) ниже атмосферного, что может привести к избыточной откачке ПВС, что вызывает дополнительное испарение нефтепродукта или к смятию резервуаров).

### Мембранные технологии

Проблема выбора мембран требуемой селективности и проницаемости, ресурса работы, создания повышенных давлений перед мембраной (без возникновения взрывоопасных ситуаций), повышенными энергетическими затратами на осуществление процесса и необходимости введения абсорбционных или компрессионных контуров для утилизации выделенных (газообразных) углеводородов делают применение мембранных технологий весьма проблематичным. Из чего следует что данный метод годен только из-за отсутствия реагентов. Недостатков у метода существенно больше, это:

неустойчивость работы при наличии аэрозолей и воды, требуется подготовка газа, требуются дорогостоящие импортные мембраны и их периодическая замена.

### Криогенный способ

Из плюсов метода можно выделить: использование в виде одиночных блоков, в оборудовании нет механических движущихся частей и электрических агрегатов, низкая степень взрывопожароопасности. В минусы метода можно включить вымораживание влаги на теплообменной поверхности и замерзание её в «мёртвых» зонах, необходима поставка жидкого азота, требуется специально подготовленный персонал, стоимость затрат выше стоимости полученного конденсата.

### Конденсационные установки

К ряду преимуществ относятся возможность конденсировать газы несовместимые с активированным углём, не требуется наличие абсорбента, низкая стоимость установки оборудования.

В недостатки метода относится высокая степень взрывопожароопасности за счёт подачи ПВС в холодильную машину, проблемы с льдообразованием, за счёт неудачно выбранных конструктивных и технологических решений.

### Комбинированные технологии

Различные сочетания конденсационного и абсорбционного способов.

Главное преимущество в высокой степени улавливания, а главный недостаток высокая стоимость оборудования, высокая стоимость эксплуатации.

## Условная классификация нефтепродуктов по цвету

### Темные нефтепродукты

Темные нефтепродукты, перечень которых представлен ниже, содержат в составе немало различных тяжелых примесей, которые дают продукции темный непрозрачный цвет. Отсюда, собственно, и возникло название группы. Основные товары, относящиеся сюда – это:

- Гудроны. Продукт, остающийся после перегонки нефти. Из него изготавливается масса нефтепродуктов: битум, масла, газы и прочее.
- Мазут. Густая жидкость темно-коричневого цвета. Используется для изготовления машинных масел, или как топливо для печей. Также из него производят кокс и битум.
- Дистиллятные масла. Изготавливаются из мазута с помощью фенола, который используется для очистки от различных примесей. В результате переработки получают машинные масла.
- Моторные топлива. Темные нефтепродукты, ГОСТы которого должны четко соблюдаться, ведь на них функционируют газовые турбины.
- Битумы. Это отличный вяжущий материал, без которого не смогли бы обойтись такие сферы промышленности, как строительство или укладка дорог.
- Вакуумный газойль. Необходим при производстве ДТ.

## Светлые нефтепродукты

Светлые нефтепродукты, перечень которых мы предоставим ниже, являются конечным результатом процесса перегонки нефти. К ним относится такая продукция, как:

- Дизтопливо. Один из наиболее распространенных видов горючего. Широко используется для заправки дизельных двигателей, славящихся своей надежностью и экономичностью.
- Бензин. Представляет собой легкую смесь углеводородов. Широко используется для заправки бензиновых двигателей.
- Керосин. Представляет собой прозрачную жидкость с желтым оттенком. Применяется во множестве сфер – от отопления до заправки авиационных двигателей. Из керосина также производится немалое количество растворителей.
- Лигроин. Сегодня чаще всего используется как растворитель. Но еще не так давно ним часто заправляли дизельные двигатели. Сейчас же по большей части – это сырье в нефтепромышленности, из которого получают различные высокооктановые добавки. [4]

## **Основной предполагаемый светлый нефтепродукт для хранения**

Газовый конденсат – это полезное ископаемое, жидкая смесь тяжелых углеводородов, выделяемых из природного газа при их добыче на газоконденсатных месторождениях либо из попутного нефтяного газа при добыче нефти из нефтяных месторождений.

Внешне, как правило, газовый конденсат представляет собой прозрачную бесцветную жидкость. Из-за этого он получил название «белая нефть». Иногда газовый конденсат приобретает слабую окраску от соломенно-жёлтого до жёлто-коричневого цвета, что обусловлено наличием примесей нефти, тяжелых углеводородов.

Газовый конденсат получают из природного газа либо из попутного нефтяного газа.

В свою очередь залежи природного газа находятся глубоко в земле, на глубине от одного до нескольких километров. Поэтому, чтобы добыть его необходимо пробурить скважину. Самая глубокая скважина имеет глубину более 6 километров.

После извлечения природного газа из газового месторождения его очищают, получая в качестве продукта очистки газовый конденсат.

Для того, чтобы давление в скважине не упало до атмосферного и сохранялось как можно дольше в целях добычи газового конденсата, легкие углеводороды (метан и этан) закачивают обратно до тех пор, пока не извлекут из нее более тяжелые фракции. В противном случае, газовый конденсат сконденсируется и останется в скважине.

Из попутного нефтяного газа газовый конденсат получается путем его очистки и сепарации.

Как и природный газ газовый конденсат представляет собой смесь углеводородов. В его состав входят некоторые бензино-керосиновые

фракции и, реже, более высокомолекулярные жидкие компоненты нефти. Иногда встречаются ароматические или нафтеновые углеводороды.

Различают стабильный и нестабильный газовый конденсат.

**Нестабильный газовый конденсат** включает в себя также легкие фракции углеводородов, начиная от метана  $\text{CH}_4$  и заканчивая бутаном  $\text{C}_4\text{H}_{10}$ . Эти газы растворены в газовом конденсате.

Если нестабильный газовый конденсат подвергнуть очистке, сепарации и удалить из него эти легкие углеводороды (метан  $\text{CH}_4$ , этан  $\text{C}_2\text{H}_6$ , пропан  $\text{C}_3\text{H}_8$  и бутан  $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ), то получается **стабильный газовый конденсат**.

Таким образом, стабильный газовый конденсат содержит пентан  $\text{C}_5\text{H}_{12}$ , гексан  $\text{C}_6\text{H}_{14}$ , гептан  $\text{C}_7\text{H}_{16}$ , октан  $\text{C}_8\text{H}_{18}$ , нонан  $\text{C}_9\text{H}_{20}$ , декан  $\text{C}_{10}\text{H}_{22}$  и т.д. вплоть до доказана  $\text{C}_{22}\text{H}_{46}$ , а также бензино-керосиновые фракции, газойль, более высокомолекулярные жидкие компоненты нефти, ароматические или нафтеновые углеводороды.

Как правило, бензиновые компоненты составляют более половины газового конденсата. Если пласт располагается на большой глубине, то в его составе преобладают керосиновые компоненты и газойль.

Из газового конденсата получают различные виды топлива: высококачественные бензины (АИ-80, АИ-92, АИ-95), реактивное, дизельное и котельное топливо. Однако такое топливо можно применять только в летний период. Чтобы его использовать зимой из него удаляют парафины и добавляют специальные присадки. Бензиновое топливо, получаемое из газового конденсата, к сожалению, обладает низкой детонационной стойкостью, поэтому в него дополнительно добавляют присадки-антидетонаторы. Газовый конденсат является очень ценным сырьём для использования в нефтехимической промышленности. Из него получают ароматические углеводороды, олефины и другие мономеры, используемые для производства пластмасс, синтетических каучуков, волокон и смол. [8]

## Используемое основное оборудование

Устройства слива-налива на железнодорожной эстакаде

Наименование, марка, количество:

1. Установка нижнего слива/налива, марка УСН-175«Поток-175ПП», 20 штук.
2. Установка верхнего слива/налива, марка УВСН-100, 6 штук.

Устройство налива

Наименование, марка, количество:

Стендер для налива речных танкеров, марка СР 250, 1 шт.

Насосные агрегаты

Тип и марка насосных агрегатов	Год установки	Производительность куб м./час	Напор (м.)	Перекачиваемый нефтепродукт	Мощность эл. двигателя в кВт.
НКВ-360/80	2004 г.	360	80	-	136
НКВ-3 60/80	2004 г.	360	80	-	136
НКВ-360/80	2004 г.	360	80	-	136
НВЕ-50/50	2004 г.	50	50	-	18
НВЕ-50/50	2004 г.	50	50	-	18

Системы регулирования, сигнализаций и блокировок технологических параметров

Автоматизированная система управления «ГАММА-11» [1]

К основным функциям АСУ относятся:

- Автоматическое измерение параметров технологического оборудования нефтяного терминала (уровней, давлений, температур, расходов);

- Сравнение измеренных значений технологических параметров с заданными значениями и формирование сигналов управления, а также предупредительной и аварийной сигнализации;

- Контроль над состоянием насосных агрегатов, формирование сигналов аварийного отключения при возникновении аварийной ситуации.

- Отображение хода технологического процесса в виде мнемосхем, трендов, индикаторов, хронометрирования основных технологических параметров, формирование протокола событий и архивных данных;

- Оперативное управление электроздвижками и регулирующими клапанами с пульта автоматизированного рабочего места товарного оператора. [1]

### Структура АСУ

АСУ обеспечивает три уровня контроля:

Нижний уровень - уровень датчиков и исполнительных механизмов, установленных на технологических объектах нефтяного терминала; Это датчики уровня, давления, температуры, расхода, пламени, загазованности.

Часть датчиков вырабатывают дискретные сигналы - логический 0 или 1 (логическая единица) Это датчики пламени, сигнализаторы, датчик положения уровня, датчик положения термореле.

Часть датчиков вырабатывают аналоговый сигнал в пределах от 4 да 20 mA. Это датчики измерения уровня, датчик расхода, датчики загазованности, датчики температуры, датчики давления. Они расположены непосредственно на аппаратах и агрегатах.

Связь датчиков и исполнительных механизмов со средним уровнем осуществляется с помощью соответствующих кабелей.



Средний уровень - уровень контроллеров и преобразователей сигнала; Контроллеры расположены в шкафу управления в операторной. Контроллеры подключены непосредственно к датчикам. Задача среднего уровня - сбор данных от всех датчиков первого уровня и передача управляющих команд на исполнительные механизмы. Датчики опрашиваются контроллерами с частотой два раза в секунду. В контроллеры записаны предельные значения параметров. В случае выхода контролируемого параметра за уровень допустимых значений контроллер формирует сигнал и передает его в программу на высокий уровень. Программа высокого уровня понимает этот сигнал, отображая его на экране.

Высокий уровень - уровень программного обеспечения и алгоритмов. Высокий уровень реализуется с помощью специализированного программного обеспечения. Программа высокого уровня реализует следующие функции:

- диалог с товарным оператором;
- концентрацию, фильтрацию и накопление технологической информации;
- управление работой контроллеров среднего уровня (команды товарного оператора на открытие - закрытие задвижек с электроприводом, остановку насосов);
- обработку и хранение информации;
- формирование и ведение файлов оперативных данных, аварий, таблиц и их документирование;
- формирование и вывод на экран монитора оперативных данных в виде мнемосхем, трендов, таблиц;
- автоматическую диагностику функционирования элементов системы;

На экране отображаются:

- обзорная схема технологического процесса с мгновенными значениями технологических параметров средствами вызова процедур управления;

- отдельные мнемосхемы площадок, узлов, насосных агрегатов с данными, включёнными в предыдущую схему;

- отдельные технологические модули каждой площадки с подробной детализацией.

Кроме того, программа верхнего уровня ведет лог-журнал, куда записывает время и причину выхода параметров за пределы допустимых, аварийную остановку насосных агрегатов, съем аварии и т.п.[1]

### Оборудование и конструктивные особенности РВС 1 и РВС 2

Наименование	РВС 1	РВС 2
Высота (длина) резервуара, мм	11700	14615
Диаметр резервуара, мм	22840	21100
Объем резервуара, м <sup>3</sup>	5000	5000
Количество поясов, шт	8	10
Тип дыхательного клапана	Вентиляционные патрубки D 500 – 5шт	
Тип понтона	Отсутствует	

Прочее оборудование на РВС 1 и РВС 2: [2]

1. Генераторы пены стационарные ГПСС-2000 – 2шт
2. Кран сифонный КС-76
3. Хлопушка с механизмом управления
4. Задвижки коренные стальные-2шт
5. Люк световой ЛС-500-3шт
6. Сигнализатор уровня- ДУУ-2-12-0-12,00,15-ОМ1,5
7. Термоизвещатель-ДТМ 1-8-0,15ОМ 1,5L
8. Люк-лаз D=500мм – 4шт.
9. Регистры пароподогрева
10. Система орошения
11. Шахтная лестница
12. Заземление
13. Молниезащита

## 2 Технологическая часть

### **Обоснование выбора и разработка оптимальной технологии рекуперации паров**

При выборе технологии (способа) в каждом конкретном случае оптимально использовать методологию разумно-приемлемой технологии.

Разумно-приемлемая технология определяется как метод, который обеспечивает минимальный уровень выбросов при выполнении технологически и экономически приемлемых мер. Принцип разумной достаточности: использование наилучшей доступной технологии (НДТ) или технологии максимального подавления выбросов (ТМП).

Существенные различия между НДТ и ТМП заключаются в следующем:

- Наилучшие и достаточные технологии можно использовать, когда содержание загрязнения не превышает предельно допустимого значения. При выборе Наилучшей и Достаточной Технологии необходимо учитывать стоимость различных вариантов систем улавливания.

Технологии Максимального Подавления используется, когда концентрация загрязнения превышает некоторое определенное значение. При выборе ТМП не учитывают экономические факторы.

По моему мнению технология конденсационных установок наиболее выгодна и наименее энергозатратна, а так же конструктивно простая в использовании, ремонте, и установке.

В конструкции отсутствует жидкий азот, дожимной компрессор, и ряд других конструктивных особенностей, которые осложняют эксплуатацию системы. Не требуется специально подготовленный персонал. Проблему с

образованием льда на трубчатке можно решить, используя два параллельно работающих конденсатора, при котором один при кипении хладагента охлаждает технологическую среду, а второй работает на отогрев места образования льда.

Выбор технологической схемы рекуперации ПВС с промежуточным хладоносителем обоснован стремлением:

1. максимально увеличить пожаровзрывобезопасность процесса,
2. использовать холодильное и насосное оборудование в общепромышленном исполнении и располагать его на необходимом безопасном расстоянии,
3. одновременно производить рекуперацию ПВС от разных нефтепродуктов (в отдельных теплообменниках-конденсаторах).

Основные преимущества комплексных конденсационных установок

- возможность использования для широкого спектра химических и нефтяных продуктов,
- безопасность процессов рекуперации,
- отсутствие загрязнённых вторичных отходов,
- отсутствие расходов на приобретение и утилизацию адсорбентов или абсорбентов,
- резервирование технологического оборудования в составе ККР,
- минимальное гидравлическое сопротивление комплекса,
- минимальные требования к контролю и автоматизации технологического процесса,

- минимальный срок окупаемости за счёт продажи или использования полученного рекуперата (конденсата),
- наличие широкой сети гарантийного и пост гарантийного обслуживания холодильного и насосного оборудования в регионах.

Установки позволяют уловить до 98% выбросов углеводородов. В зависимости от изменения тепловой нагрузки на установку рекуперации (изменение объёмного расхода, состава или температуры ПВС) холодопроизводительность холодильной установки автоматически меняется, что позволяет экономить на потребляемой электроэнергии, при этом постоянно поддерживать заданную температуру конденсации. [7]

Оборудование предприятия предусматривает перекачку и хранение светлых нефтепродуктов. После установки системы рекуперации паров, станет возможным:

- Длительное хранение тяжелых (темных) и легких (светлых) нефтепродуктов
- Хранение светлых нефтепродуктов без значительных потерь объемов
- Хранение светлых нефтепродуктов без нанесения вреда окружающей среде

## Процесс перекачивания нефтепродукта в танкер

Нефтепродукт с одного из резервуаров товарного парка Р-1 или Р-2 через открытую задвижку № 43 (при откачке с Р-1) или через открытую задвижку № 44 (при откачке с Р-2) по сливному трубопроводу через открытую эл.задвижку № 41 (расположенную в тоннеле) и далее через открытую эл.задвижку № 22 поступает в приемный коллектор нефтепродукта, расположенный в здании насосной.

После причаливания, швартовки речного судна, заведения бонового заграждения, инспекции танков с разрешения капитана производится соединение стендера СР-250 с приёмным устройством(манифольдом) танкера.

Нефтепродукт из приемного коллектора через открытую задвижку № 201 (для насоса Н-3/1) или через открытую задвижку № 203 (для насоса Н-3/2) через открытую задвижку № 205 (для насоса Н-3/3) поступает на прием насоса Н-3/1,

Н-3/2, Н-3/3.

Один из насосов Н-3/1 - Н-3/3 готовится к пуску и после его запуска нефтепродукт через задвижку на нагнетании № 211 (Н-3/1) или через задвижку на нагнетании № 213 (Н-3/2) или через задвижку на нагнетании № 215 (Н-3/3) поступает в коллектор, откуда нефтепродукт через открытую эл.задвижку № 24, расположенную в насосной и далее открытую эл.задвижку № 26 (расположенную на причале), через задвижку № 301 проходит через прибор оперативного учета нефтепродукта и далее через задвижку № 302 нефтепродукт через стендер поступает в танкер. [1]

Режим налива:

- Первоначально скорость налива нефтепродукта должна быть не более 1м/сек.

- Далее по команде капитана танкера насос включается на полную производительность.

По завершению налива танкера и закрытия в насосной нефтепродукта задвижки №24, с помощью машины КО-505А на базе КАМАЗ 53215, производится откачка нефтепродукта из стендера.

После откачки стендера, производится ослабление соединения его с манифольдом танкера, с целью слива остатков нефтепродукта, в ёмкость, установленную под манифольдом.

По истечении 10-15 мин. полностью отсоединяется стендер от манифольда и устанавливается заглушка стендера.

После этого отводится стендер и устанавливается в вертикальное положение. [1]



## **Процедура внутриобъектной перекачки нефтепродукта в товарном парке терминала**

Технологическая схема позволяет производить перекачку нефтепродукта из одного резервуара товарного парка в другой. Перекачка производится насосом Н-3.

Для перекачки содержимого Р-1 в Р-2 необходимо открыть задвижки № 43 (расположенную около Р-1), эл. задвижку № 41 (расположенную в тоннеле) и эл. задвижку № 22 (расположенную) в насосной. Нефтепродукт при этом поступит в приемный коллектор нефтепродукта. Далее, нефтепродукт из приемного коллектора через открытую задвижку № 201 (для насоса Н-3/1) или через открытую задвижку № 203 (для насоса Н-3/2) через открытую задвижку № 205 (для насоса Н-3/3) поступает на прием насоса Н-3/1 - Н-3/3.

Один из насосов Н-3/1 - Н-3/3 готовится к пуску, и после его запуска нефтепродукт через задвижку на нагнетании № 211 (для Н-3/1) или через задвижку на нагнетании № 213 (для насоса Н-3/2) или через задвижку на нагнетании № 215 (для насоса Н-3/3), поступает в коллектор, откуда через открытую эл. задвижку № 23 (расположенную в насосной) и далее открытую эл. задвижку № 42 (в тоннеле) и через задвижку № 44, нефтепродукт поступает в резервуар Р-2.

Для перекачки содержимого Р-2 в Р-1 необходимо открыть задвижку № 46, (расположенной около Р-2), эл. задвижку № 41 (в тоннеле) и эл. задвижку № 22 (в насосной), нефтепродукт при этом поступит в приемный коллектор нефтепродукта. Далее, нефтепродукт из приемного коллектора через открытую задвижку № 201 (для насоса Н-3/1) или через

открытую задвижку № 203 (для насоса Н-3/2) через открытую задвижку № 205 (для насоса Н-3/3) поступает на прием насоса Н-3/1 - Н-3/3.

Один из насосов Н-3/1 - Н-3/3 готовится к пуску и после его запуска. Нефтепродукт через задвижку на нагнетании № 211 (для Н-3/1) или через задвижку на нагнетании № 213 (для насоса Н-3/2) или через задвижку на нагнетании № 215 (для Н-3/3) поступает в коллектор, откуда через открытую эл. задвижку № 23 (расположенную в насосной) и далее открытую эл. задвижку № 42 (в тоннеле) и через задвижку № 43, нефтепродукт поступает в резервуар Р-1. [1]

### 3 Расчетная часть

#### 1. Расчет потерь нефтепродукта

Большое значение уделяется потерям нефтепродуктов от испарения, в результате чего уменьшается их количество и изменяется их качество (уменьшается октановое число бензинов, утяжеляется фракционный состав).

Различают следующие потери от испарения:

- 1) при заполнении резервуаров («большие дыхания»);
- 2) при неподвижном хранении («малые дыхания»);
- 3) после выкачки нефтепродукта вследствие донасыщения газового пространства («обратный выдох»);
- 4) из-за негерметичности газового пространства («вентиляция»);
- 5) при заполнении транспортных емкостей.

Исходные данные:

- резервуар типа РВС-5000;
- нефтепродукт – газовый конденсат;
- производительность закачки –  $Q_{зак} = 360 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;
- максимальная и минимальная высота разлива –  $H_{взл1} = 0.6 \text{ м}$  и  $H_{взл2} = 11 \text{ м}$ ;
- средняя температура воздуха за июль –  $T_{в.ср} = 298 \text{ К}$ ;
- уставка клапана вакуума и клапана давления -  $P_{к.в.} = 150 \text{ Па}$ ,  $P_{к.д.} = 1600 \text{ Па}$ ;
- барометрическое давление -  $P_a = 101200 \text{ Па}$ ;
- температура начала кипения -  $T_{н.к} = 313 \text{ К}$ ;

## 1.1 Расчет потерь нефтепродукта из резервуара от «больших дыханий»

Потери от больших дыханий происходят при заполнении пустого резервуара. При заливе нефтепродуктов в резервуар вся образовавшаяся паровоздушная смесь через дыхательный клапан выходит в атмосферу. При опорожнении резервуара в него через клапан поступает атмосферный воздух, который насыщается парами нефти, и при новом наливе процесс большого дыхания повторяется вновь.

Потери нефтепродукта от «большого дыхания» вычисляются по формуле [24]:

$$G_{\text{бд}} = V_n - V_{\Gamma} * \frac{P_2 - P_1}{P_2 - P_y} * \frac{P_y}{P_2} * \rho_y; \quad (1.1)$$

где  $V_n$  – объем паровоздушной смеси (ПВС), вышедшей при однократном заполнении резервуара;

$V_{\Gamma}$  – объем газового пространства резервуара (ГПР) перед закачкой нефтепродукта;

$P_2$  – абсолютное давление в ГПР в конце закачки;

$P_1$  – абсолютное давление в ГПР в начале закачки;

$\rho_y$  – плотность ГК;

$P_y$  – среднее расчетное парциальное давление паров ГК в процессе заполнения резервуара.

1) Определяем геометрические размеры резервуара:

- диаметр  $D_p = 22,84\text{ м}$ ;
- высота  $H = 11,7\text{ м}$ ;
- высота конуса крыши  $H_k = 0,85\text{ м}$ ;

2) Находим абсолютное давление в газовом пространстве резервуара в начале и конце закачки:

Закачка осуществляется днем в солнечную погоду, поэтому  $P_1 = P_a = 101200 \text{ Па}$ ;

$$P_2 = P_a + P_{\text{кд}} = 101200 + 1600 \text{ Па} = 102800 \text{ Па}. \quad (1.2)$$

3) Находим среднюю молекулярную массу углеводородных паров газового конденсата в (ПВС):

$$M = 7k - 21,5 + 0,76 - 0,04K T + 0,0003K - 0,00245 T^2 \quad (1.3)$$

где коэффициент  $K$  - учитывает влияние химической природы нефтей и нефтепродуктов на их физико-химические свойства.

Средняя величина характеристического фактора  $K$ :

для парафиновых нефтепродуктов 12,5-13;

для нафтеновых и ароматических нефтепродуктов 10-11;

для крекинг-бензинов 11,5-11,8;

для сильно ароматизированных фракций 10 и ниже 11.

$$T = T_{\text{н.к.}} - 30 = 313 - 30 = 283 \text{ К}$$

где  $T_{\text{н.к.}}$  - температура начала кипения газового конденсата.

$$M = 7 * 11,5 - 21,5 + 0,76 - 0,04 * 11,5 * 283 + 0,0003 * 11,5 - 0,00245 * 283 * 2 = 224 \frac{\text{КГ}}{\text{МОЛЬ}}$$

4) Плотность углеводородных паров газового конденсата:

$$\rho_y = \frac{M}{T_{\text{п.ср}}} = \frac{224}{283} = 0,79 \frac{\text{КГ}}{\text{М}^3}, \quad (1.4)$$

5) Находим высоту ГПР перед закачкой газового конденсата:

$$H_{Г1} = H - H_{взл1} + \frac{H_k}{3} = 11,7 - 0,6 + \frac{0,85}{3} = 11,38 \text{ м.} \quad (1.5)$$

6) Находим объем ГПР перед закачкой газового конденсата:

$$V_{Г} = \frac{\pi * D_p^2}{4} * H_{Г1} = \frac{3,14 * 22,84^2}{4} * 11,38 = 4660,2 \text{ м}^3. \quad (1.6)$$

7) Определяем объем закачиваемого газового конденсата:

$$V_3 = \frac{\pi * D_p^2}{4} * H_{взл1} - H_{взл2} = \frac{3,14 * 22,84^2}{4} * 11 - 0,6 = 4258,88 \text{ м}^3. \quad (1.7)$$

8) Находим высоту ГПР после закачки газового конденсата:

$$H_{Г2} = H - H_{взл2} + \frac{H_k}{3} = 11,7 - 11 + \frac{0,85}{3} = 0,98 \text{ м.} \quad (1.8)$$

9) Находим прирост относительной концентрации  $\frac{\Delta C_2}{C_5}$  за время  $\tau$  (по графику на рисунке 1.14 [24]):

$$\tau = \tau_{пр} + \tau_3, \quad (1.9)$$

где  $\tau_{пр}$  - время простоя,  $\tau_{пр} = 24$  часа;

$\tau_3$  - время закачки,

$$\tau_3 = \frac{V_H}{Q_{зак}} = \frac{4258,88}{360} = 11,8 \text{ ч} \quad (1.10)$$

$$\tau = \tau_{\text{пр}} + \tau_3 = 24 + 11,8 = 35,8 \text{ ч}$$

Таким образом, при  $\tau = 35,8$  ч прирост относительной концентрации  $\frac{\Delta C_2}{C_s} = 0,6$  берем из приложения А

10) Определяем скорость выхода ПВС через дыхательный клапан:

$$V_B = \frac{4 \cdot Q_{\text{зак}}}{\pi \cdot 3600 \cdot n \cdot d^2};$$

(1.11)

где d- диаметр дыхательного клапана;

n - число дыхательных клапанов, установленных на резервуаре;

Резервуар оснащен 5 клапанами НДКМ – 500.

$$V_B = \frac{4 \cdot 360}{\pi \cdot 3600 \cdot 5 \cdot 0,5^2} = 0,1 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

(1.12)

11) Находим прирост относительной концентрации  $\frac{\Delta C_1}{C_s}$  за время выкачки:

$$\frac{\Delta C_1}{C_s} = 0,07.$$

(1.13)

12) Определяем среднюю относительную концентрацию паров в ГПР:

$$\frac{\Delta C}{C_s} = \frac{H_{r2}}{H_{r1}} + \frac{\Delta C_1}{C_s} + \frac{\Delta C_2}{C_s} = \frac{0,98}{11,38} + 0,6 + 0,07 = 0,75$$

(1.14)

13) Определяем среднее парциальное давление паров газового конденсата [24]:

$$P_y = \frac{\Delta C}{C_s} * P = 0,75 * 66,6 = 50 \text{ кПа} \quad (1.15)$$

где P – давление насыщенных паров ГК, в зимний период = 93325Па, в летний = 66661Па.

14) Находим объем ПВС, вышедшей при однократном заполнении резервуара:

$$V_n = 4,660 * \frac{T_3 + 38 - T_{н.к.}}{T_{н.к.}}^{0,666} * V_3 =$$

$$= 4,660 * \frac{298+38-313}{313}^{0,666} * 4258,88 = 3487,7 \text{ м}^3, \quad (1.16)$$

где Г – газовый фактор, приняли согласно [1].

15) Определяем газовое пространство резервуара

$$V_r = F * H_r = 408 * 11,38 = 4643 \text{ м}^3$$

16) Находим потери ГК от одного «большого дыхания»:

$$G_{вд} = 3487,7 - 4660 * \frac{102800 - 101200}{102800 - 50000} * \frac{50000}{102800} * 0,75 = 1220,75 \text{ кг.} \quad (1.17)$$



## 1.2 Расчет потерь нефтепродукта из резервуара от «малых дыханий»

"Малые" дыхание резервуара (особенно это проявляется в вертикальных стальных наземных резервуарах) происходят вследствие изменения температуры паровоздушной смеси и хранимого нефтепродукта в течение суток. Днем (особенно летом) температура повышается, испарение и объем паровоздушной смеси увеличиваются, давление в газовом пространстве растет, срабатывает дыхательный клапан и часть паровоздушной смеси выходит из резервуара в атмосферу. Ночью температура снижается, давление в газовом пространстве резервуара уменьшается, при вакууме свыше допустимого срабатывает дыхательный клапан, впуская воздух из атмосферы в резервуар. Днем этот воздух насыщается парами бензина, и описанный процесс повторяется вновь. [22]

Потери нефтепродуктов или нефти от «малых дыханий» вычисляются по формуле Н. Н. Константинова [23]:

$$G_{\text{мд}} = \sigma * V_{\text{г}} * \ln \left[ \frac{(P_{\text{а}} - P_{\text{кв}} - P_{\text{min}}) * T_{\text{rmax}}}{(P_{\text{а}} + P_{\text{кд}} - P_{\text{max}}) * T_{\text{rmin}}} \right],$$

(1.18)

где  $\sigma$  - среднее массовое содержание паров нефти в ПВС;

$V_{\text{г}}$  - объем ГП резервуара;

$P_{min}$  и  $P_{max}$  - соответственно минимальное и максимальное парциальные давления паров нефти в ГП резервуара в течение суток;

$T_{rmin}$  и  $T_{rmax}$  - минимальная и максимальная температуры ГП резервуара в течение суток.

Эту формулу можно представить в виде:

$$G_{мд} = \sigma * \Delta V, \text{ где} \quad (1.19)$$

$$\Delta V = V_r * \ln \left[ \frac{(P_a - P_{кв} - P_{min}) * T_{rmax}}{(P_a + P_{кд} - P_{max}) * T_{rmin}} \right] - \text{вытесняемый объем ПВС.} \quad (1.20)$$

Расчеты будем проводить по методике, изложенной в [23].

1) Найдем площадь зеркала нефти :

$$F_H = \frac{\pi * D_p^2}{4} = \frac{3,14 * 22,84^2}{4} = 408 \text{ м}^2 \quad (1.21)$$

2) Определяем среднюю высоту ГП:

$$H_r = H - \frac{H_{взл2} - H_{взл1}}{2} + \frac{H_k}{3} = 11,7 - \frac{11 - 0,6}{2} + \frac{0,85}{3} = 6,78 \text{ м} \quad (1.22)$$

3) Найдем средний объем ГП резервуара:

$$V_r = F * H_r = 408 * 6,78 = 2766,24 \text{ м}^3 \quad (1.23)$$

4) Определяем молярную массу паров газового конденсата:

$$M_H = 224 \frac{\text{кг}}{\text{моль}}. \quad (1.24)$$

5) Принимаем, что средняя температура газового конденсата равна среднесуточной температуре воздуха, т.е.  $T_{п.ср} = T_{в.ср} = 298 \text{ К}$ .

6) Вычислим удельную теплоемкость ГК при его средней температуре:

$$\begin{aligned} c_p &= \frac{31,56}{\rho_{290,7}} * 762 + 3,39 * T_{п.ср} = \\ &= \frac{31,56}{750} * 762 + 3,39 * 298 = 2042,32 \frac{\text{Дж}}{\text{кг*К}} \end{aligned} \quad (1.25)$$

7) Вычислим коэффициент теплопроводности ГК при ее средней температуре:

$$\begin{aligned} \lambda_H &= \frac{156,6}{\rho_{290,7}} * 1 - 0,00047 * T_{п.ср} = \\ &= \frac{156,6}{750} * 1 - 0,00047 * 298 = 0,18 \frac{\text{Вт}}{\text{м*К}} \end{aligned} \quad (1.26)$$

8) Определяем коэффициент температуропроводности Гк:

$$a = \frac{\lambda_H}{c_p * \rho}, \quad (1.27)$$

$$a = \frac{0,18 * 3600}{2042,32 * 745,9} = 0,00042 \frac{\text{м}^2}{\text{ч}}.$$

где  $\rho$  - плотность ГК при температуре  $T_{п.ср}$ .

$$\rho = \frac{\rho_{290,7}}{1 + \beta_p * T_{п.ср.} - 293} =$$

$$= \frac{750}{1 + 0,001098 * (298 - 293)} = 745,9 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (1.28)$$

$\beta_p = 0,001098 \text{ 1/К}$  – коэффициент объемного расширения для  $\rho_{290,7} = 750 - 759 \text{ кг/м}^3$

(приняли согласно таблице 1.1 [23]).

9) Количество суток до рассматриваемого дня включительно с начала года [23]:

$$N_{\text{д}} = 31 + 28 + 31 + 30 + 31 + 30 + 15 = 196 \text{ сут.} \quad (1.29)$$

10) Расчетное склонение солнца 15 июля [23]:

$$\varphi = -55,6 + 0,92 * N_{\text{д}} - 2,59 * 10^{-3} * N_{\text{д}}^2. \quad (1.30)$$

$$\varphi = -55,6 + 0,92 * 196 - 2,59 * 10^{-3} * 196^2 = 25 \text{ град}$$

11) Найдем продолжительность дня [23]:

$$\tau_{\text{дн.}} = \frac{2}{15} * \arccos(-\tan \varphi * \tan \psi) =$$

$$= \frac{2}{15} * \arccos(-\tan 25 * \tan 53^\circ 25') = 17,1 \text{ ч} \quad (1.31)$$

где  $\Psi$  - географическая широта пос. Яблоневый Овраг.

12) Расчетный параметр:

$$m = \frac{\pi}{2 * a * \tau_{\text{дн}}} = \frac{3,14}{2 * 0,00042 * 17,1} = 14,78 \frac{1}{\text{м}} \quad (1.32)$$

13) Интенсивность солнечной радиации:

$$i_0 = \frac{1357 * K_0}{1 + \frac{1 - \gamma}{\gamma * \cos(\psi - \varphi)}} = \frac{1357 * 0,8}{1 + \frac{1 - 0,75}{0,75 * \cos(53,25 - 25)}} = 787,57 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2} \quad (1.33)$$

где  $K_0$  – коэффициент, учитывающий состояние облачности,  $K_0 = 0,8$  - при облачности 50%;

$\gamma$  – коэффициент прозрачности атмосферы,  $\gamma = 0,7-0,8$ .

14) Площадь проекции поверхности стенок, ограничивающих ГПР, на вертикальную плоскость:

$$F_B = D_p * H_r = 22,84 * 6,78 = 154,85 \text{ м}^2. \quad (1.34)$$

15) Площадь проекции стенок резервуара на плоскость, нормальную к направлению солнечных лучей в полдень:

$$F_0 = F_B * \sin(\Psi - \varphi) + F_H * \cos(\Psi - \varphi) = \quad (1.35)$$

$$= 154,85 * \sin 53^\circ 25' - 25 + 408 * \cos 53^\circ 25' - 25 = 432,7 \text{ м}^2.$$

16) Площадь поверхности стенок, ограничивающих ГПР:

$$F = F_H + \pi * F_B = 408 + 3,14 * 154,85 = 894,23 \text{ м}^2. \quad (1.36)$$

17) Найдем количество тепла, получаемого 1 м<sup>2</sup> стенки, ограничивающей ГПР, за счет солнечной радиации:

$$q = \varepsilon_c * \frac{F_0}{F} * i_0 = 0,5 * \frac{432,7}{894,23} * 787,57 = 190,54 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}; \quad (1.37)$$

где  $\varepsilon_c$  – степень черноты внешней поверхности резервуара,  $\varepsilon_c = 0,5$  - для резервуаров, окрашенных алюминиевой краской годичной давности.

18) Находим величины коэффициентов теплоотдачи по графикам рис.18 [24]:

- коэффициенты теплоотдачи от стенки резервуара к ПВС, находящейся в ГПР, соответственно для ночного и дневного времени:

$$\alpha'_{\Gamma} = 2,3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}, \quad \alpha'_{\Gamma} = 2,3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}};$$

- коэффициенты теплоотдачи от стенки емкости к внешнему воздуху с учетом излучения для ночного и дневного времени:

$$\alpha'_{\text{в.л}} = 3,9 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}, \quad \alpha'_{\text{в.л}} = 3,6 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}};$$

- коэффициенты теплоотдачи от стенки емкости к внешнему воздуху с учетом конвекции для ночного и дневного времени:

$$\alpha'_{\text{в.к}} = 4,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}, \quad \alpha'_{\text{в.к}} = 2,4 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}};$$

- коэффициенты теплоотдачи радиацией от стенки резервуара к нефтепродукту через ГПР в ночное и дневное время:

$$\alpha'_{\text{р}} = 4,3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}, \quad \alpha'_{\text{р}} = 4,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}$$

- коэффициенты теплоотдачи от ПВС, находящейся в ГПР, к поверхности жидкости для ночного и дневного времени выбирается по приложению Б:  $\alpha_{\text{п}} = 5,3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}, \alpha'_{\text{п}} = 5,3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 * \text{К}}$

19) Определяем коэффициенты теплоотдачи от стенки емкости к внешнему воздуху соответственно в ночное и дневное время:

$$\alpha'_B = \alpha'_{B.K} + \alpha'_{B.L} = 3,6 + 2,4 = 6 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

(1.38)

$$\alpha_B = \alpha_{B.K} + \alpha_{B.L} = 3,9 + 4,5 = 8,4 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

(1.39)

20) Находим приведенные коэффициенты теплоотдачи от стенки к нефти для ночного и дневного времени соответственно:

$$\alpha'_{ст.п} = \frac{\alpha'_п * \frac{F_H}{F}}{1 + \frac{F_H}{F} * \frac{\alpha'_п}{\alpha'_г}} = \frac{5,3 * \frac{408}{894,23}}{1 + \frac{408}{894,23} * \frac{5,3}{2,3}} = 1,179 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}};$$

(1.40)

$$\alpha_{ст.п} = \frac{\alpha_п}{\frac{\alpha_п}{\alpha_г} + \frac{\alpha_п + m * \lambda_H}{m * \lambda_H * \frac{F_H}{F}}} = \frac{5,3}{\frac{5,3}{2,3} + \frac{5,3 + 14,78 * 0,18}{14,78 * 0,18 * \frac{408}{894,23}}} = 0,6 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

(1.41)

21) Определяем избыточные максимальную и минимальную температуру стенки резервуара, отсчитываемые от средней температуры нефти:

$$\theta_{ст.max} = \frac{q + \alpha_B * \theta_{B.max}}{\alpha_B + \alpha_{ст.п} + \alpha_p * \frac{F_H}{F}} = \frac{190,54 + 8,4 * (308,15 - 290,7)}{8,4 + 0,6 + 4,3 * \frac{408}{894,23}}$$

$$= 30,75 \text{ К}$$

(1.42)

где  $T_{max} = 308,15\text{К}$ - максимальная температура за июль месяц;

$$\theta_{ст.min} = \frac{\alpha'_B * \theta_{B.min}}{\alpha'_B + \alpha'_{ст.п} + \alpha'_p * \frac{F_H}{F}} = \frac{6 * (288 - 290,7)}{6 + 1,179 + 4,5 * \frac{408}{894,23}} = -1,75 \text{ К}$$

(1.43)

где  $T_{\min} = 288\text{K}$  - минимальная температура за июль месяц.

22) Находим избыточные температуры ГПР, отсчитываемые от средней температуры нефти:

$$\theta_{\Gamma.max} = \frac{\theta_{ст.max}}{1 + \frac{F_H}{F} * \frac{\alpha_{II}}{\alpha_{\Gamma}} * \frac{m * \lambda_H}{\alpha_{II} + m * \lambda_H}} = \frac{30,75}{1 + \frac{408}{894,23} * \frac{5,3}{2,3} * \frac{14,78 * 0,18}{5,3 + 14,78 * 0,18}} = 22,75 \text{ К.} \quad (1.44)$$

$$\theta_{\Gamma.min} = \frac{\theta_{ст.min}}{1 + \frac{F_H}{F} * \frac{\alpha'_{II}}{\alpha'_{\Gamma}}} = \frac{-1,75}{1 + \frac{408}{894,23} * \frac{5,3}{2,3}} = -0,85 \text{ К.} \quad (1.45)$$

23) Находим минимальную и максимальную температуры ГПР:

$$T_{\Gamma.min} = \theta_{\Gamma.min} + T_{п.ср} = -0,85 + 290,7 = 289,85 \text{ К;} \quad (1.46)$$

$$T_{\Gamma.max} = \theta_{\Gamma.max} + T_{п.ср} = 22,75 + 290,7 = 313,45 \text{ К.}$$

(1.47)

24) Находим объем жидкой и паровой фаз в резервуаре:

$$V_{ж} = V_p * V_{ж} = 408 * 0,6 = 244,8\text{м}^3. \quad (1.48)$$

$$V_{\Gamma} = 4773,6 - 244,8 = 4528,8\text{м}^3. \quad (1.49)$$

25) Определяем минимальное парциальное давление в ГПР:

так как

$$\frac{V_{\Gamma}}{V_{ж}} = \frac{4528,8}{244,8} = 18,5 \geq 0,6, \text{ тогда } P_{\min} = P_{\min}^* * \frac{\Delta C}{C_s}, \quad (1.50)$$



где  $\frac{\Delta C}{C_s} = 1$  – средняя относительная концентрация паров в ГПР (из пункта 1.13)

$$P_{min}^* = \frac{1 - 0,055 \frac{\bar{V}_r}{\bar{V}_ж}}{0,89} * P_s = \frac{1 - 0,055 \frac{4528,8}{244,8}}{0,89} * 50000 = 42889,7 \text{ Па}; \quad (1.51)$$

$$P_{min} = 42889,7 * 1 = 42889,7 \text{ Па};$$

26) Находим температурный напор по графику в приложении В [23]:

$$\Theta = 7,2 \text{ К}.$$

27) Определяем газовую постоянную паров нефти:

$$R_{п} = \frac{R}{M} = \frac{8314,3}{224} = 37,11 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} * \text{К}}, \quad (1.52)$$

где  $\bar{R} = 8314,3 \frac{\text{Дж}}{\text{моль} * \text{К}}$  – универсальная газовая постоянная.

28) Находим давление в ГПР в конце выдоха:

$$P_r = P_a + P_{к.д} = 101200 + 1600 = 102800 \text{ Па}; \quad (1.53)$$

29) Рассчитаем почасовой рост концентрации в ГПР:

$$\begin{aligned} C_{\tau} &= 1726 * \frac{R_{п} * \theta^{1,25}}{T_{п.ср}^{0,25} * P_r * D_p * H_r^{0,25}} = \\ &= 1726 * \frac{37,11 * 7,2^{1,25}}{290,7^{0,25} * 102800 * 22,84 * 11,38^{0,25}} = 0,042\% \text{ в } 1 \text{ час}; \end{aligned} \quad (1.54)$$

30) Определяем продолжительность выдоха:

$$\tau = 0,5 * \tau_{\text{дн}} + 3 = 0,5 * 17,1 + 3 = 11,55 \text{ ч}; \quad (1.55)$$

31) Находим минимальную концентрацию:

$$C_{\text{min}} = \frac{P_{\text{min}}}{P_a - P_{\text{к.в}}} * 100 = \frac{42889,7}{101200 - 150} * 100 = 42,44 \text{ \%}; \quad (1.56)$$

32) Определяем максимальную концентрацию:

$$C_{\text{max}} = C_{\tau} * \tau + C_{\text{min}} = 0,042 * 11,55 + 42,44 = 42,92 \text{ \%}. \quad (1.57)$$

33) Рассчитываем максимальное парциальное давление в ГПР:

$$P_{\text{max}} = \frac{P_a + P_{\text{к.д}} * C_{\text{max}}}{100} = \frac{101200 + 1600 * 42,92}{100} = 44121,76 \text{ Па}. \quad (1.58)$$

34) Среднее массовое содержание паров ГК в ПВС:

$$\sigma = \frac{P_{\text{max}} + P_{\text{min}}}{R_{\text{п}} * (T_{\text{г. max}} + T_{\text{г. min}})} = \frac{44121,76 + 42889,7}{37,11 * (313,45 + 289,85)} = 3,89 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \quad (1.59)$$

35) Определяем вытесняемый объем ПВС:

$$\begin{aligned} \Delta V &= V_{\text{г}} * \ln \left[ \frac{(P_a - P_{\text{к.в}} - P_{\text{min}}) * T_{\text{rmax}}}{(P_a + P_{\text{к.д}} - P_{\text{max}}) * T_{\text{rmin}}} \right] = \\ &= 4528,8 * \ln \frac{101200 - 150 - 42889,7 * 313,45}{101200 + 1600 - 44121,76 * 289,85} = 314,34 \text{ м}^3. \end{aligned} \quad (1.60)$$

36) Находим потери нефтепродукта от «малых дыханий» за 1 день и за месяц:

$$G_{\text{мд}} = \sigma * \Delta V = 3,89 * 314,34 = 1222,78 \text{ кг} - \text{за 1 день}; \quad (1.61)$$

$$G_{\text{мд}} = 1222,78 * 30 = 36683,47 \text{ кг} - \text{за весь июль}$$

## 2. Расчет материального баланса

Схема материальных потоков представлен на рис. 1.

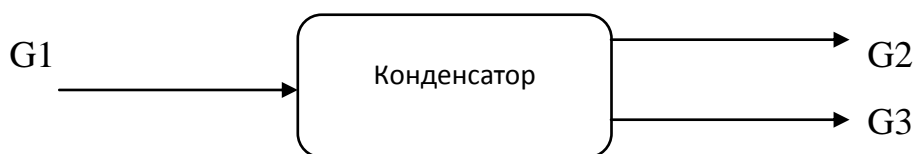


Рисунок G1 – Схема материальных потоков:

$G_1$  – парожидкостная смесь;  $G_2$  – не сконденсировавшийся газ;  $G_3$  – жидкий продукт

Исходные данные к расчету:

1. Расход сырья 103,45 кг/ч;
2. Состав смеси на входе в конденсатор представлен в табл. 1.1;
3. Уходящий газ содержит в своем составе не более 0,05% бутана.

Таблица 2.1 – Состав потока  $G_1$

Компонент	Содержание, % мас.
Пропан	0,292
Изобутан	0,292
н-бутан	1,450
Изопентан	30,999
н-пентан	34,334
Гексаны	32,633
Итого:	100,000

Для расчета массовых и мольных расходов компонентов смеси используются следующие формулы:

- массовый расход

$$G_i = \frac{G_1 \cdot W_i}{100\%}, \quad (2.1)$$

где  $W_i$  – массовая доля  $i$ -го компонента в потоке  $G_1$ , % масс.

- мольный расход

$$g_i = \frac{G_i}{M_i}, \quad (2.2)$$

где  $M_i$  – молярная масса  $i$ -го компонента, кмоль/ч.

Расчет количественного состава потока  $G_1$  приведен в таблице 2.2.

Таблица 2.2 – Результаты расчета состава потока  $G_1$

Компонент	% мас.	кг/ч	кг/кмоль	кмоль/ч
Пропан	0,292	0,30	44	0,00687
Изобутан	0,292	0,30	58	0,00521
н-бутан	1,45	1,50	58	0,02586
Изопентан	30,999	32,07	72	0,44540

н-пентан	34,334	35,52	72	0,49331
Гексаны	32,633	33,76	86	0,39254
Итого:	100	103,45		1,36919

Пропан в процессе охлаждения не конденсируется. Также несконденсированный газ содержит в себе около 0,05% изобутана, температура конденсации которого составляет  $-11,7^{\circ}\text{C}$ .

Состав потока  $G_2$ :

- количество пропана

$$g_{\text{пропан}}^2 = g_{\text{пропан}}^1 = 0,00687 \text{ кмоль/ч}$$

$$G_{\text{пропан}}^2 = G_{\text{пропан}}^1 = 0,30 \text{ кмоль/ч}$$

- количество изобутана

$$G_{i\text{-бутан}}^2 = \frac{G_{\text{пропан}}^2 \cdot 0,05}{99,95} \quad (2.3)$$

$$G_{i\text{-бутан}}^2 = \frac{0,30 \cdot 0,05}{99,95} = 0,00015 \text{ кг/ч}$$

$$g_{i\text{-бутан}}^2 = \frac{0,00015}{58} = 2,58 \cdot 10^{-6} \text{ кмоль/ч}$$

Тогда, количество изобутана в потоке  $G_3$ :

$$G_{i\text{-бутан}}^3 = G_{i\text{-бутан}}^1 - G_{i\text{-бутан}}^2 \quad (2.4)$$

$$G_{i\text{-бутан}}^3 = 0,30 - 0,00015 = 0,29985 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$g_{i\text{-бутан}}^3 = \frac{0,29985}{58} = 0,00517$$

Состав жидкой фазы на выходе из конденсатора представлен в табл.

2.3.

Таблица 2.3 – Состав жидкой фазы

Компонент	% мас.	кг/ч	кг/кмоль	кмоль/ч
Изобутан	0,290	0,299	58	0,00517
н-бутан	1,454	1,5	58	0,02586
Изопентан	31,091	32,07	72	0,44540
н-пентан	34,436	35,52	72	0,49331
Гексаны	32,729	33,76	86	0,39254
Итого:	100	103,149		1,36233

Общий материальный баланс процесса сведен в табл. 2.4.

Таблица 2.4 – Материальный баланс процесса

Приход	кг/ч	кмоль/ч	% мас.	Расход	кг/ч	кмоль/ч	% мас.
Пропан	0,3	0,00687	0,292	<i>- Газовая фаза</i>			
Изобутан	0,3	0,00521	0,292	Пропан	0,3	0,0069	99,5
н-бутан	1,5	0,02586	1,45	Изобутан	0,00015	0	0,05
Изопентан	32,07	0,4454	30,999	<i>- Жидкая фаза</i>			
н-пентан	35,52	0,49331	34,334	Изобутан	0,299	0,0052	0,29
Гексаны	33,76	0,39254	32,633	н-бутан	1,5	0,0259	1,454
				Изопентан	32,07	0,4454	31,091
				н-пентан	35,52	0,4933	34,436
				Гексаны	33,76	0,3925	32,729
ИТОГО:	103,450	1,369	100,000	ИТОГО:	103,450	1,369	100,000

### 2.1.1 Расчет состава паровой фазы

Равновесная система жидкость – пар характерна для сжиженных углеводородных газов(СУГ), которые хранятся в замкнутом пространстве, т.е. когда пары находятся в насыщенном состоянии над поверхностью жидкости и одновременно существуют две фазы: жидкая и паровая.

1). Определяется парциальное (частичное) давление компонентов согласно закону Рауля

$$p_i = x_i \cdot p_{yi}, \text{ Па (или МПа)} \quad (2.5)$$

$$p_{i/\text{проп.}} = 133322 \cdot 0,29 = 38663,38$$

$$p_{i/\text{изо-б.}} = 39996,6 \cdot 0,292 = 11679$$

$$p_{i/\text{н-бут.}} = 38663,38 \cdot 1,45 = 56061,9$$

$$p_{i/\text{изоп.}} = 19998,3 \cdot 30,999 = 619927,3$$

$$p_{i/\text{н-пен.}} = 14665,42 \cdot 34,334 = 503522,53$$

$$p_{i/\text{гекс.}} = 7999,32 \cdot 32,633 = 261041,8$$

2). Определяется общее давление газовой смеси по закону Дальтона

$$P = \sum p_i, \text{ Па (или МПа)} \quad (2.6)$$

$$P = 38663,38 + 11679 + 56061,9 + 619927,3 + 503522,53 + 261041,8 = 1490901,9$$

3). Определяется состав паровой фазы, доли единицы (перевести в %)

$$y_i = x_i \cdot (p_{yi} / P), \quad (2.7)$$

$$y_{i/\text{проп.}} = 0,29 \cdot (133322 / 1490901,9) = 0,026 - 2,6\%$$



$$y_{i/\text{изо-б.}} = 0,292 * (39996.6 / 1490901,9) = 0,0078 - 0.78\%$$

$$y_{i/\text{н-бут.}} = 1,45 * (38663.38 / 1490901,9) = 0,037 - 3.7\%$$

$$y_{i/\text{изоп.}} = 30,999 * (19998.3 / 1490901,9) = 0,415 - 41.5\%$$

$$y_{i/\text{н-пен.}} = 34,334 * (14665.42 / 1490901,9) = 0,337 - 33.7\%$$

$$y_{i/\text{гекс.}} = 32,633 * (7999.32 / 1490901,9) = 0,175 - 17.5\%$$

где  $x_i$  – массовая концентрация компонентов, доли единицы;

$p_{yi}$  – давление компонента (Па, МПа).

- 4) На основании уравнений Клапейрона и Дальтона мольная (объемная) доля компонента смеси идеальных газов равняется:

$$Y = p_i / P \quad (2.8)$$

$$Y_{\text{проп}} = 38663,38 / 1490901,9 = 0.026$$

$$Y_{\text{изо-б}} = 11679 / 1490901,9 = 0,0078$$

$$Y_{\text{н-бут.}} = 56061,9 / 1490901,9 = 0,037$$

$$Y_{\text{изоп.}} = 619927,3 / 1490901,9 = 0,415$$

$$Y_{\text{н-пен.}} = 503522,53 / 1490901,9 = 0,337$$

$$Y_{\text{гекс.}} = 261041,8 / 1490901,9 = 0,175$$

- 5) Перевод из мольных в массовые

б)

$$\frac{M_{Ax}}{M_{cm}} \quad (2.9)$$

$$M_{\text{проп}} = \frac{44,09 * 0,026}{75,078} = 0,0152$$

$$M_{\text{изо-б}} = \frac{58,04 * 0,0078}{75,078} = 0,006$$

$$M_{\text{н-бут.}} = \frac{58,04 * 0,037}{75,078} = 0.028$$

$$M_{\text{изоп.}} = \frac{72,05 * 0,415}{75,078} = 0,398$$

$$M_{\text{н-печ.}} = \frac{72,05 * 0,337}{75,078} = 0,323$$

$$M_{\text{гекс.}} = \frac{86,06 * 0,175}{75,078} = 0,2$$

$$M_{\text{см}} = (44,09 * 0,026) + (58,04 * 0,0078) + (58,04 * 0,037) + (72,05 * 0,415) + (72,05 * 0,337) + (86,06 * 0,175) = 75,078 \text{ г/моль.}$$

### 3. Тепловой баланс процесса

Основное уравнение теплового баланса для процесса конденсации углеводородной смеси:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4, \quad (3.1)$$

$Q_1$  – физическое тепло исходной смеси, кДж/ч;

$Q_2$  – тепло от конденсации, кДж/ч;

$Q_3$  – физическое тепло продуктов процесса;

$Q_4$  – тепло, уносимое теплоносителем.

Физическое тепло компонента:

$$Q_i = g_i \cdot C_{pi} \cdot T, \quad (3.2)$$

где  $g_i$  – мольный расход компонента, кмоль/ч;

$C_{pi}$  – молярная теплоемкость, кДж/кмоль·К;

$T$  – температура потока, К.

Расчет физического тепла компонентов сырья и продуктов процесса рассчитывается по следующей формуле:

$$Q_2 = C_1 \cdot G_1 \cdot T \quad (3.3)$$

или

$$Q_2 = c_1 \cdot g_1 \cdot T, \quad (3.4)$$

где  $C$  и  $c$  – удельные теплоемкость компонентов, кДж/кг\*К или кмоль/Дж\*К соответственно.



Результаты расчета теплоемкостей представлены в табл. 3.1.

Таблица 3.1 - Расчет теплоемкостей компонентов

Компонент	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^6$	$d \cdot 10^9$	$C_p$ при $T=293^\circ\text{C}$	$C_p$ при $T=253^\circ\text{C}$
Пропан	-4,8	307,3	-160,16	32,75	72,31	63,23
Изобутан	-6,84	409,6	-220,6	45,74	95,39	83,41
н-бутан	0,469	385,4	-198,9	39,97	97,32	85,89
Изопентан	1,44	476,5	-250,4	51,24	120,85	106,80
					$c_i$ при $T=293^\circ\text{C}$	$c_i$ при $T=253^\circ\text{C}$
н-пентан					2,345	2,135
Гексаны					2,009	2,345

Расчет физического тепла компонентов представлены в табл. 3.2.

Таблица 3.2 – Физическое тепло потоков

Компонент	$C_p$ при $T=293^\circ\text{C}$	$C_p$ при $T=253^\circ\text{C}$	$g_i$ , кмоль/ч	$Q^1$ , кДж/ч	$Q^2$ , кДж/ч
Пропан	72,31	63,23	0,00687	145,55	109,90
Изобутан	95,39	83,41	0,00521	145,62	109,95
н-бутан	97,32	85,89	0,02586	737,39	561,94
Изопентан	120,85	106,80	0,4454	15771,19	12034,89
	$c_i$ при $T=293^\circ\text{C}$	$c_i$ при $T=253^\circ\text{C}$	$G_i$ , кг/ч		
н-пентан	2,345	2,135	35,52	24405,2592	19186,3056
Гексаны	2,009	2,345	33,76	19872,3851	20029,3016
				61077,39	52032,29

По составу паровой фазы определим количество компонентов, перешедших в жидкую фазу  $G_{i \text{ конд}}$ , и определим теплоту конденсации (табл. 3.3). Расчет ведется по формуле:

$$Q_{\text{конд}} = G_{i \text{ конд}} \cdot i, \quad (3.5)$$

где  $i$  – удельная теплота конденсации, кДж/кмоль.

Таблица 3.3 – Расчет теплоты конденсации

Компонент	$G_{i \text{ конд}}$	$i$ , кДж/моль	$Q_{\text{конд}}$
Изобутан	0,00682	21,30	145,27
н-бутан	0,00204	22,44	45,78
Изопентан	0,00953	24,69	235,30
н-пентан	0,10910	25,79	2813,69
Гексаны	0,08854	8,85	783,58
ИТОГО:			4023,61

Количества тепла от теплоносителя:

$$Q_4 = Q_1 + Q_2 - Q_3 \quad (3.6)$$

$$Q_4 = 61077,39 + 4023,61 - 52032,29 = 13068,71 \text{ кДж/ч}$$

Количество фреона, необходимого для отвода такого количества теплоты:

$$G_F = Q_4 / I \quad (3.7)$$

где  $I$  - удельная теплота испарения, кДж/кг.

$$G_F = \frac{4023,61}{360} = 11,17 \text{ кг/ч}$$

Тепловой баланс сведен в табл. 3.4.

Таблица 3.4 – Тепловой баланс

Приход	кДж/ч	%	Расход	кДж/ч	%
Тепло от сырья	61077,39	93,82	Тепло с продуктами	52032,29	79,93
Тепло от конденсации	4023,61	6,18	Тепло с теплоносителем	13068,71	20,07
Итого:	65101	100,00	Итого:	65101	100,00

#### 4. Расчет и выбор конденсатора

Расчет холодильника сводится к определению необходимой поверхности, обеспечивающей заданный температурный перепад.

Исходные данные:

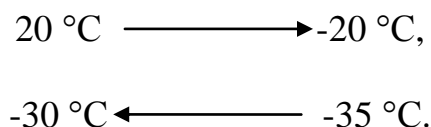
- начальная температура холодного теплоносителя (фреон R32)  $t_{x1} = -35^{\circ}\text{C}$ ;

- конечная температура холодного теплоносителя (сжиженный пропан)  $t_{x2} = -30^{\circ}\text{C}$ ;

- начальная температура горячего теплоносителя  $t_{r1} = 20^{\circ}\text{C}$

- конечная температура горячего теплоносителя  $t_{r2} = -20^{\circ}\text{C}$

Схема теплообмена:



Поверхность нагрева:

$$F = \frac{Q_4}{K \cdot \Delta t} \quad (4.1)$$

где  $\Delta t_{cp}$  - средний температурный напор,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$K$  - коэффициент теплоотдачи.

Коэффициент теплопередачи  $K$  ориентировочно равен  $300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) = 1080 \text{ кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{К} \cdot \text{ч})$  [2].

По схеме теплообмена:



$$\Delta t_m = -20 + 35 = 15 \text{ } ^\circ\text{C},$$

$$\Delta t_6 = 20 + 30 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Так как  $\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} > 2$ , то средняя разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{50 - 15}{2,3 \cdot \lg \frac{50}{15}} = 29,10^\circ\text{C}$$

Тогда, поверхность теплообмена:

$$F = \frac{13068,71}{29,10 \cdot 300} = 15 \text{ м}^2$$

Для заданных нами целей подходит двухходовой кожухотрубчатый теплообменник типа ИК, поверхность теплообмена которых начинается от 40 м<sup>2</sup>.

Основные размеры выбранного аппарата:

1. Диаметр кожуха 630 мм;
2. Число ходов  $n=2$ ;
3. Число труб 240;
4. Длина трубы  $l=3$  м;
5. Поверхность теплообмена 40 м<sup>2</sup>.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

После исследования возможных технологий рекуперации паров нефтепродуктов, выбора подходящей технологии и расчётов, можно сделать вывод что выбранная технология соответствует всем заданным критериям. Разработанный в работе принцип рекуперации может быть применен для отвода ПВС из РВС. Перекачивание и хранение нефтепродуктов будет наносить меньше вреда для окружающей среды. Было бы уместно так-же рассчитать и спроектировать линию для отвода ПВС при сливе нефтепродукта с железнодорожной эстакады и автоцистерн.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Технологический регламент ООО «Средневожский нефтяной терминал» № 002
2. Технологический паспорт резервуаров №1 и №2 ООО «СВНТ».
3. Вяхирев Р.И. (гл. ред.) Российская газовая энциклопедия/Вяхирев Р.И. -М.: 2004. - 527 с
4. Барсукова В.В. Нефти и газовые конденсаты России. Справочник. Том 1. Нефти Европейской части и газовые конденсаты России/ Домиденко К.А., Крылова С.М. –М.: 2000. – 192 с.
5. Методические указания по расчету валовых выбросов углеводородов (суммарно) в атмосферу в оао «Газпром» [Электронный ресурс]/ Библиотека гостов, стандартов и нормативов [http://www.infosait.ru/norma\\_doc/51/51508/](http://www.infosait.ru/norma_doc/51/51508/)
6. ГОСТ Р 54389-2011 Конденсат газовый стабильный. Технические условия [Электронный ресурс]/ Электронный фонд правовой и нормативно-технической документации <http://docs.cntd.ru/document/1200086745>
7. Сравнительный анализ технологии рекуперации паров бензина и нефтепродуктов [Электронный ресурс]/ ГазСпецТехника <http://gazst.ru/tehnologii-rekuperatsii.html>
8. Газовый конденсат, свойства, добыча, применение [Электронный ресурс]/ Инвестиционная научно-техническая площадка <https://xn--80aaaftebbc3auk2aepkhr3ewjpa.xn--p1ai/gazovyyi-kondensat-svoystva-dobyicha-primeneniye/>
9. Инженерная защита окружающей среды от техногенных загрязнений [Электронный ресурс]/ СтудВуд.Ру <https://studwood.ru/1178013/ekologiya/vvedeniye>
10. Описание систем рекуперации паров нефтепродуктов [Электронный ресурс]/ Вентиляция ПРОФИ

<http://ventilationpro.ru/rekuperation/opisanie-sistem-rekuperacii-parov-nefteproduktov.html>

11. Борьба с потерями нефти и нефтепродуктов при их транспортировании и хранении. Ф.Ф.Абузова, И.С. Бронштейн, В.Ф.Новоселов и др. М., «Недра», 1981,248с
12. Новые технологии хранения нефтепродуктов. Кирилов Н.П. Энергетика и промышленность России, 2003, №2
13. Коршак А.А. Современные средства сокращения потерь бензинов от испарения. -Уфа: УГНТУ, 2001, 144с.
14. Обзор действующих систем улавливания паров нефтепродуктов. А.А.Александров, И.А.Архаров, В.Ю.Емельянов. Современная АЗС, 2005, № 10, 11, 12
15. Oil & Gas Science and Technology, T59 (4-6), Éditions technip, 2004
16. Ветошкин А.Г. Защита атмосферы от газовых выбросов. Учебное пособие по проектированию. - Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2004, 271с
17. Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. - 2-е изд. пер. и доп. - М., Химия, 1980, 256с.
18. Иванов О.А., Беляева З.Г. Применение искусственного холода для конденсации и сорбции бензиновых паров из паровоздушных смесей, вытесняемых из резервуаров. Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов. -1968.-№5. - с.23-25
19. Тронов В.П. Сепарация газа и сокращения потерь нефти. Казань: «Фэн», 2002, 408с
20. Защита атмосферы от промышленных загрязнений. Справочник в двух частях. Под редакцией С. Калверта и Г.М. Инглунда. Перевод с английского. М.,Металлургия,1988г.

21. Система улавливания легких фракций моторных топлив на автозаправочных станциях. А.А.Александров, И.А.Архаров, В.Ю.Емельянов. Холодильная техника, 2004, №3.
22. Коршак А.А. и др. Нефтебазы и АЗС: Учебное пособие/ А. А. Коршак, Г. Е. Коробков, Е. М. Муфтахов. –Уфа: ООО «ДизайнПолиграфСервис», 2006 . – 416 с.
23. Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепроводов. Учебное пособие для ВУЗов/ П. И. Тугунов, В. Ф. Новоселов, А. А. Коршак, А. М. Шаммазов – Уфа: ООО «ДизайнПолиграфСервис», 2002. – 658с.
24. Новоселов В.Ф. и др. Методика расчета потерь от испарения нефти и нефтепродуктов из наземных резервуаров: Учебное пособие/ В. Ф. Новоселов, В.П. Ботыгин, И. Г. Блинов. – Уфа: Изд-во УНИ, 1987. – 73 с.
25. Романков К.Ф. и др. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. 9-е изд. Ленинград: под ред. Чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова, 1981, 560с.
26. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам. Изд-во НАУКА, Москва 1972, 720с.
27. Григорьева Б.А. Теплофизические свойства и фазовые равновесия газовых конденсатов и их фракций - М.: МЭИ, 2007. — 344 с.

## ПРИЛОЖЕНИЕ А

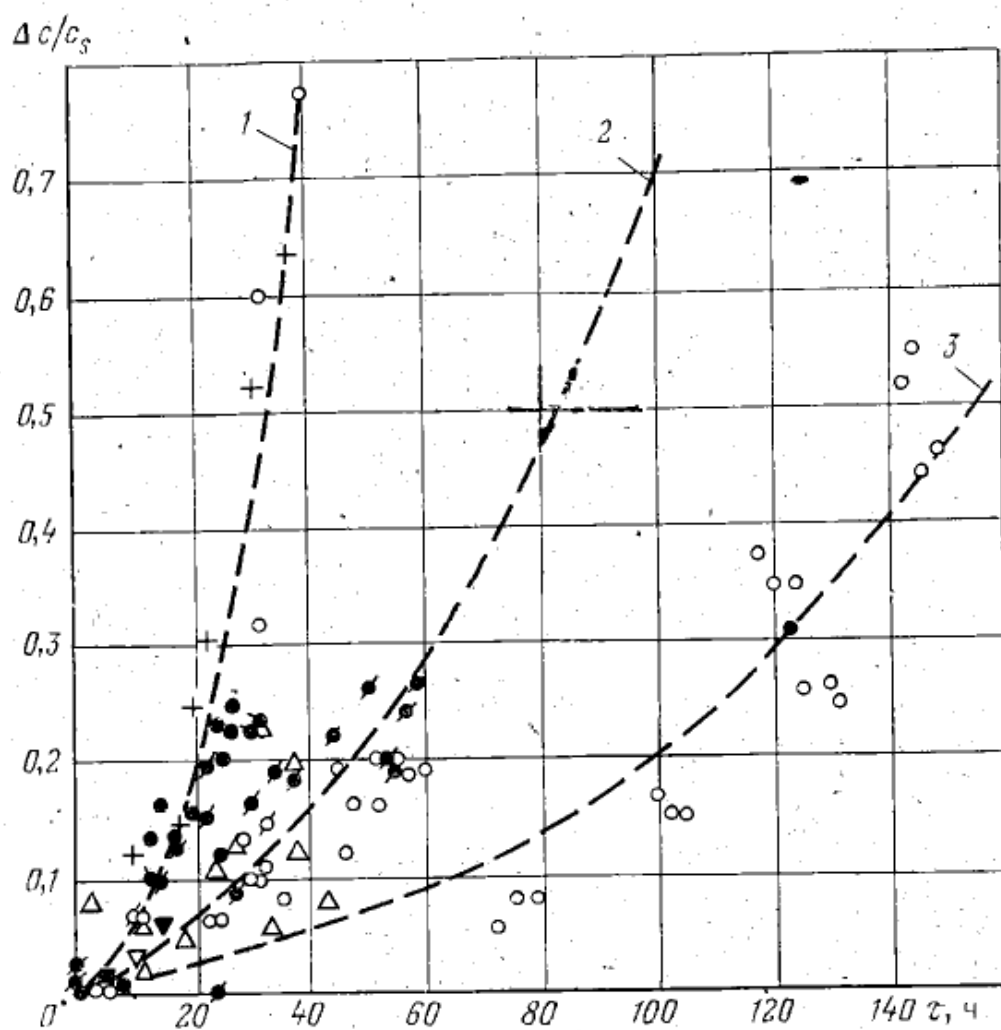


Рис. 3. Прирост концентрации паров в ГП при неподвижном хранении после опорожнения резервуара в зависимости от погоды:  
 1 — солнечно; 2 — переменная облачность; 3 — пасмурно.

## ПРИЛОЖЕНИЕ Б

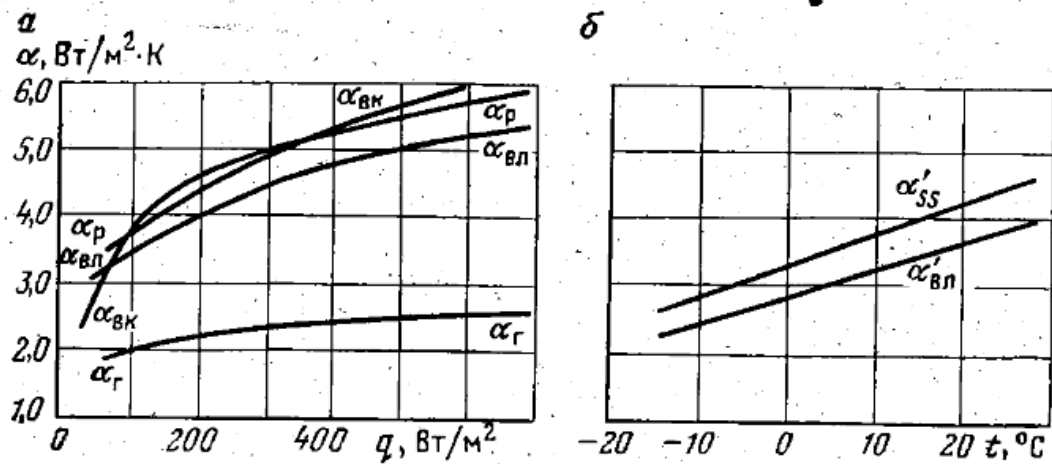
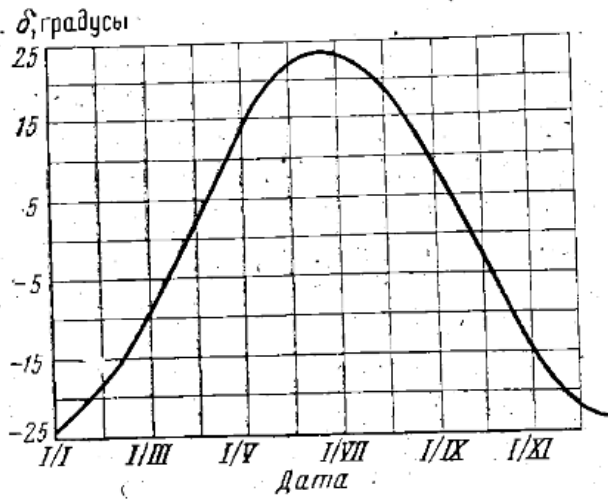
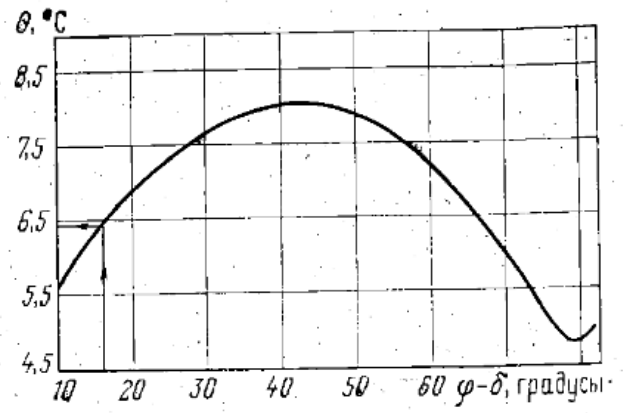


Рис. 18. Коэффициент теплоотдачи:

$a$  — для дневного времени;  $b$  — для ночного времени;  $\alpha'_{в.к} = 2,4$  Вт/м<sup>2</sup>·К;  $\alpha'_{п} = \alpha_{п} = 5,3$  Вт/м<sup>2</sup>·К;  $\alpha'_{г} = 2,3$  Вт/м<sup>2</sup>·К

## ПРИЛОЖЕНИЕ В

Рис. 19. Расчетное склонение солнца  $\delta$ Рис. 20. График зависимости  $\theta = f(\varphi - \delta)$



