

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ  
КАЗАХСТАН

SatbayevUniversity

Институт геологии и нефтегазового дела им. К.Турысова

Кафедра Химической и биохимической инженерии

Нурахмет Арыстан Талгатулы

Проект улучшение блока работы отбензинивающей  
колонны атмосферной трубчатки  
**ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА**  
к дипломному проекту

специальность 5В072100–Химическая технология органических веществ

Алматы 2022

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Satbayev University

Институт геологии и нефтегазового дела им. К.Турысова

Кафедра Химической и биохимической инженерии

 **ДОПУЩЕН К ЗАЩИТЕ**  
Заведующий кафедрой  
«Химической и биохимической инженерии»  
Доктор Ph.D.  
Амитова А.А.  
*подпись*  
«07» июля 2022 г.

**ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА**

к дипломному проекту

На тему: «Проект улучшение блока работы отбензинивающей колонны  
атмосферной трубчатки»

по специальности 5B072100–Химическая технология органических веществ

Выполнил

Нурахмет А. Т.

Рецензент

ст. преподаватель физ. химии  
КазНУ им. Аль-Фараби

*подпись* .....Батырбаева А.А.  
«07» июля 2022г.

Научный руководитель,  
профессор

КазНИТУ им. Сатпаева  
Селенова Б.С.

*подпись* .....  
«07» июля 2022г.

Алматы 2022

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Satbayev University

Институт геологии и нефтегазового дела им. К.Турысова

Кафедра Химической и биохимической инженерии»

5B072100 – Химическая технология органических  
веществ



УТВЕРЖДАЮ  
Зав. кафедрой ХиБИ

Амитова А.А.

«24» июля 2022 г.

### ЗАДАНИЕ

#### на выполнение дипломного проекта

Обучающему Нурахмет Арыстан Талгатулы

Тема: «Проект улучшения блока работы отбензинивающей колонны атмосферной трубчатки»

Утверждена приказом ректора университета №489-П/Ө от «24» декабря 2021 г.

Срок сдачи законченной работы "12" мая 2022 г.

Исходные данные к дипломной работе получены на основе экспериментальных расчетных работ.

Краткое содержание дипломной работы:



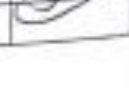
- а) Обзор литературы
- б) Расчетная часть
- в) Технологическая часть

Перечень графического материала: В работе представлены 16 таблиц.

Рекомендуемая основная литература состоит из 11 наименований








## ГРАФИК

подготовки дипломной работы

Наименование разделов, перечень разрабатываемых вопросов	Сроки представления научному руководителю	Примечание
Литературный обзор	01.01.2022-31.01.2022	
Материал и методика исследований	01.02.2022-31.03.2022	
Расчеты исследований	01.04.2022-20.04.2022	
Выводы	20.04.2022-12.05.2022	


## Подписи

Консультантов и нормоконтролера на законченный дипломный проект с указанием относящихся к ним разделов проекта

Наименование разделов	Научный руководитель, консультанты, И.О.Ф.(уч. степень, звание)	Дата подписания	Подпись
Литературный обзор	Селенова Б.С. профессор	07 июня	
Технологическая часть	Селенова Б.С. профессор	07 июня	
Автоматизация процесса	Селенова Б.С. профессор	07 июня	
Охрана окружающей среды	Селенова Б.С. профессор	07 июня	
Безопасность и охрана труда	Селенова Б.С. профессор	07 июня	
Экономическая часть	Селенова Б.С. профессор	07 июня	
Нормоконтролер	Селенова Б.С. профессор	07 июня	

Научный руководитель

 Селенова Б.С.

Задание принял к исполнению обучающийся  Нурахмет А.Т.

Дата

" 07 " июня 2022г.

## АННОТАЦИЯ

Работа содержит 42 страниц, 4 иллюстраций, 16 таблиц и 11 использованных литературных источников.

*Ключевые слова:* нефть, отбензинивающая колонна, легкий бензин, установка ЭЛОУ-АТВ

*Цель работы* – провести технологические расчеты материальных, тепловых балансов и конструкционные основных размеров отбензинивающей колонны и обосновать экономическую целесообразность замены контактных устройств.

*Методы или методология проведения работ:* проанализированы схемы существующих технологий первичной перегонки нефти и на его оснований выбран схема блока АТ установки ЭЛОУ-АВТ и проведены соответствующие расчеты отбензинивающей колонны для замены в ней старых контактных устройств на новые.

*Результаты работы и их новизна:* в предложенной работе проведены технологические и конструкционные расчеты колонны предварительного частичного отбензинивания нефти перед сложной атмосферной колонны. Описана системы контроля и автоматизации блока АТ, а также рассмотрены вопросы по технике безопасности на данной установке. Объектом исследования является смесь лёгкой Тенгизской с Мангышлакской и Мартышинской нефтью с содержанием растворенных газов 1,8%, бензиновых фракций 24%.

## АНДАТПА

Жұмыста 42 бет, 4 иллюстрация, 16 кесте және 11 пайдаланылған әдеби көздер бар.

*Түйінді сөздер:* Мұнай, бензинді қайтару колоннасы, жеңіл бензин, ЭЛОУ-АВТ қондырғысы

*Жұмыстың мақсаты-*Материалдық, жылу баланстарының технологиялық есептеулерін және түсіру бағанының негізгі құрылымдық өлшемдерін жүргізу және байланыс құрылғыларын ауыстырудың экономикалық орындылығын негіздеу.

*Жұмыс жүргізу әдістері немесе әдіснамасы:* мұнайды бастапқы айдаудың қолданыстағы технологияларының схемалары талданды және оның негізінде ЭЛОУ-АВТ қондырғысының АТ блогының схемасы таңдалды және ондағы ескі байланыс құрылғыларын жаңаларына ауыстыру үшін бензинді қайтару колоннасының тиісті есептері жүргізілді.

*Жұмыс нәтижелері және олардың жаңалығы:* ұсынылған жұмыста күрделі атмосфералық бағананың алдында мұнайды алдын ала ішінара бензиндеу бағанасының технологиялық және құрылымдық есептері жүргізілді. АТ блогын басқару және автоматтандыру жүйелері сипатталған, сонымен қатар осы қондырғыдағы қауіпсіздік мәселелері қарастырылған. Зерттеу объектісі құрамында ерітілген газдар 1,8%, бензинді фракциялар 24% болатын жеңіл теңіз бен Маңғышлақ және Мартышин мұнай қоспасы болып табылады.

## ANNOTATION

The work contains 42 pages, 4 illustrations, 16 tables and 11 references.

*Keywords:* oil, gas filling column, light gasoline, ELOU-ATV installation

The purpose of the work is to carry out technological calculations of material, thermal balances and structural basic dimensions of the filling column and to justify the economic feasibility of replacing contact devices.

*Methods or methodology of work:* the schemes of existing technologies of primary oil distillation are analyzed and based on it, the scheme of the AT unit of the ELOU-AVT installation is selected and the corresponding calculations of the filling column are carried out to replace the old contact devices in it with new ones.

*The results of the work and their novelty:* in the proposed work, technological and structural calculations of the preliminary partial oil filling column before the complex atmospheric column were carried out. The control and automation systems of the AT unit are described, as well as safety issues at this installation are considered. The object of the study is a mixture of light Tengiz with Mangyshlak and Martyshin oil with a dissolved gas content of 1.8%, gasoline fractions of 24%.

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	9
Литературный обзор	10
1.1 Первичная переработка нефти на промышленных установках НПЗ	10
1.2 Промышленные схемы первичной переработка нефти	10
1.3 Блок атмосферной перегонки нефти	11
2. Технологическая часть	12
2.1 Описание выбранной технологической схемы блока АТ установки ЭЛОУ-АВТ-вторичная перегонка бензина	12
2.2 Технологические расчеты	15
2.2.1 Материальный баланс отбензинивающей колонны	15
2.2.2. Тепловой баланс колонны	29
2.2.3 Расчет геометрических размеров отбензинивающей колонны	32
3. Контрольно-измерительные приборы и автоматизация процесса	35
4. Охрана окружающей среды от промышленных загрязнении	38
4.1 Отходы производства продукции, сточные воды, выбросы в атмосферу	38
5. Безопасность и охрана труда	40
6. Экономически раздел	41
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	43
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	
Приложения А Сборный чертеж аппарата	



## ВВЕДЕНИЕ

*Актуальность темы дипломной работы:* Сектор переработки нефти и производства продуктов глубокого передела является важной частью углеводородной отрасли Казахстана. Главные нефтеперерабатывающие заводы (НПЗ) на территории РК, доли и бизнесы сосредоточены в подразделении АО «КазМунайГаз – переработка и маркетинг», миссия которой состоит в производстве высококачественных нефтепродуктов. За последние годы НПЗ Казахстана увеличили производства моторных топлив (высокооктановых бензинов, дизельного топлива)[1].

Первичная переработка нефти (разделение нефти на фракции) является головным процессом в мировой нефтепереработке. Установка первичной нефтяной переработки является основой всех нефтяных заводов, качество полученных топливных компонентов и сырья, необходимых для вторичной нефтяной переработки, зависит от их работ.

Работа первичных перерабатывающих установок оцениваются двумя показателями: отбор фракций с потенциальным содержанием их в нефтепродуктах, а также качества полученных нефтепродуктах. Эти параметры определяются технологическим режимом и эффективностью работы аппаратуры. Модернизация оборудования, которое не соответствует современным стандартам, предполагает повышение этих двух показателей, улучшение технологий процесса, замену оборудования отдельных его элементов. Поэтому усовершенствования установки первичной перегонки нефти и ее отдельных блоков является важной проблемой. На большинстве действующих устройств ректификация происходит нечётко. Полученные компоненты светлого дистиллята не соответствуют необходимому составу фракций, происходит налегание фракций, внизу колонны проваливается часть тяжелой фракции светлого дистиллята - дизельной топливной жидкости - в мазуте, гудроне. Поэтому, чтобы снизить данные проблемы, необходимо рационально выбирать схему отдельных узлов, правильно использовать энергетические потоки, разрабатывать наиболее эффективные контактные устройства..

*Целью данной работы:* улучшение блока работы отбензинивающей колонны установки первичной переработки нефти по данным технической литературы, патентов и технологические и конструкционные расчеты данной колонны, обосновать экономическую целесообразность замены контактных устройств на отбензинивающей колонне.

## **Литературный обзор**

### **1.1 Первичная переработка нефти на промышленных установках НПЗ**

Промышленная переработка нефти на современных предприятиях по переработке нефти трудной многоуровневой физической и химической переработки на некоторых комбинированных крупнотоннажных технологических процессах (установках), созданных для получения различных компонентов или ассортиментов продукции нефтепереработки. Промышленная переработка нефти современных нефтеперерабатывающих заводов осуществляется путем сложной многоступенчатой физико-химической переработки отдельных и комбинированных крупно тоннажных технологических процессов в установках, предназначенных для получения различных компонентов и ассортиментов товарной нефти. Методы переработки нефти на нефтеперерабатывающих заводах условно делятся на первичные и вторичные. Установки первичной перегонки нефти составляют основу всех НПЗ, от их работы зависят качество и выходы получаемых компонентов топлив, а также сырья для вторичных и других процессов переработки нефти. Итак, разделение фракций нефти на атмосферные вакуумные установки первичной переработки является важным этапом в общей переработке, обеспечивающим сырьем весь технологический комплекс НПЗ. Как правило, полученные на атмосферно-вакуумной фракции, остатки не соответствуют ГОСТ по товарным нефтепродуктам. Таким образом, для облагораживания и углубления их переработки фракций и остатков нефти, полученные на атмосферных и вакуумных перегонках, используются как сырьё вторичного деструктивного процесса. Вторичные процессы химической деструктивной обработки относятся термические и каталитические воздействия.[2,3].

### **1.2 Промышленные схемы первичной переработка нефти**

Технология первичной перегонки нефти используется целый ряд принципиальных особенностей, который обуславливается природой сырья и их требованиями к получаемым продуктам. Современные высокопроизводительные установки первичной переработки нефти бывают комбинированными с блоком обезвоживания и обессоливания (ЭЛОУ), также туда входят атмосферная перегонка нефти для получение топливных фракции и мазута (АТ) и вакуумной перегонкой мазута (ВТ) с получением широкого вакуумного газойля или узких масляных фракции и гудрона, вторичной перегонкой и стабилизации бензиновой фракции. Такая комбинированная установка обозначается как ЭЛОУ-АВТ-вторичная перегонка[4]. На рисунке 1 приведена принципиальная технологическая схема установки ЭЛОУ-АВТ-вторичная перегонка. Данная установка состоит

из следующих блоков: двухступенчатого обезвоживания и обессоливания (ЭЛОУ); атмосферной перегонки нефти; вакуумной перегонки мазута; стабилизации и вторичной перегонки бензиновой фракции.

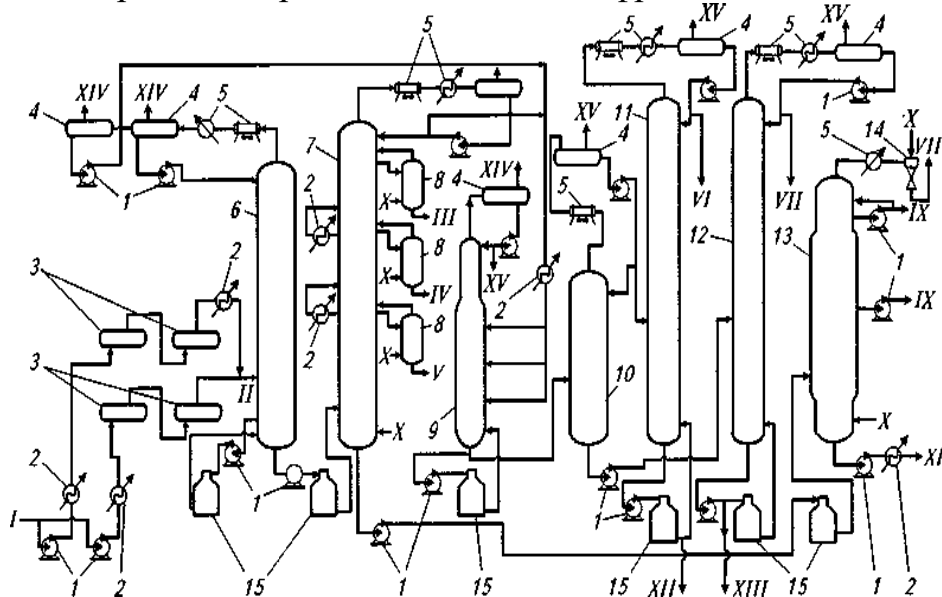


Рисунок 1 - Принципиальная схема комбинированной установки ЭЛОУ-АВТ-вторичная перегонка бензина

Коротко о необходимости блока ЭЛОУ на установке первичной переработки нефти на нефтеперерабатывающем заводе. Для отчистки от промышленной воды и растворенных в ней солей, и механических примесей в нефти на промыслах. На НПЗ поступает подготовленная на промыслах товарная нефть с содержанием солей (хлоридов) до 35-40 мг/л и воды до 0,09% мас. Для бесперебойной работы установок первичной перегонки и из-за широкого применения каталитического процесса требования к содержанию металлических хлоридов поступающих на переработку нефтях, очень жесткие. На современных нефтеперерабатывающих заводах считается, что вполне достаточно обессоливать нефть с содержанием хлорида 4-5 мг/л и водой до 0.09 мас. Поэтому на нефтеперерабатывающих заводах проводится окончательное обезвоживание и обессоливание нефти на электродеградаторах в блоке (ЭЛОУ). Нефть смешивается с пресным водой для создания искусственной эмульсии. При процесс обессоливания нефти происходит большое потребление воды. Чтобы сократить расход воды и, следовательно, стоков на многих НПЗ применяют двухступенчатые схемы с противоточной подачей промывной воды

### 1.3 Блок атмосферной перегонки нефти

Выбор технологической схемы атмосферной перегонки нефти зависит от фракционного состава нефти, прежде всего содержания в ней растворенных газов и бензиновой фракций[3].

Перегонка стабилизированных нефтей на промысле с небольшим количеством растворенных газов и с небольшим выходом фракций до 3500С но не более 45%, выгодно осуществлять перегонку на блоках АТ по схеме с однократным испарением, с использованием одной сложной ректификационной колонны с дополнительными боковыми отпарными секциями (рис.2).

Основным их недостатком является снижение технологической гибкости и снижение выхода светлых цветов на 2-3%, для такой схемы требуется более качественно подготовленная нефть.

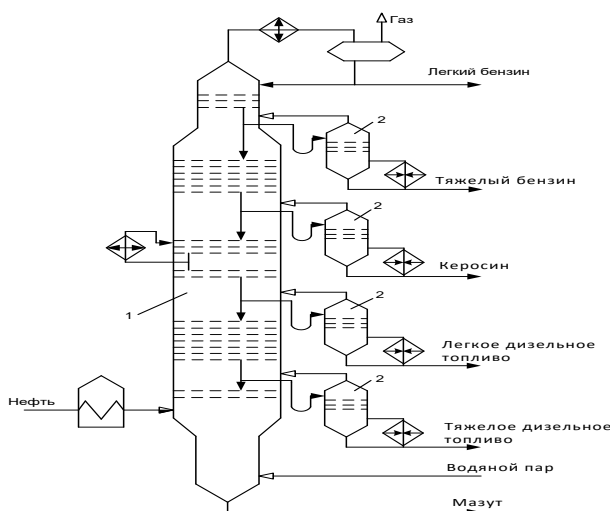


Рисунок 2 -Атмосферная перегонка нефти по схеме однократного испарения в сложной колонне с отпарными (стриппингами) секциями

Для переработки легкой нефти с высокой концентрацией растворимых газов (1-2%) и фракций бензина (до 25-35%) до 3500С и выше 50% выгодно использовать атмосферную перегонку двухкратного испарения, в нее входят установка с предварительной отбензинивающей колонной К-1 и ректификационной колонной К-2 с боковыми отпарными секциями (рис.3).

Данная технологическая схема отличается гибкостью и работоспособностью при любом фракционном составе нефти. Благодаря удалению в отбензинивающей колонне лёгких бензиновых фракций В змеевике печи, теплообменники не создают большего давления, а основной атмосферный поток не перегружаются в парах.

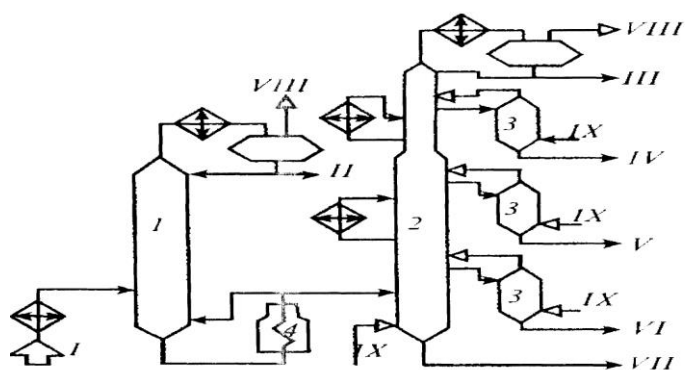


Рисунок 3- Атмосферная перегонка нефти по схеме двукратного испарения с частичным отбензиниванием

Во многих современных НПЗ, в том числе на отечественных НПЗ применяются схема с двукратным испарением (последовательно в колоннах отбензинивания и атмосферной). Практика эксплуатации промышленного оборудования АТ выявляла следующие неисправности схемы:

- Проектные параметры по температуре нагрева нефти при входе в колонну К-1 не обеспечены, а также по выбору легкого в ней бензина.;
- Чтобы регулировать температуру низа колонны от бензина горячими струями через печи, требуется повышенное энергопотребление для циркуляции от бензина..

Для повышения эффективности работы отбензинивающей колонны ряд НПЗ переобвязывают теплообменники сырья и тепла, чтобы повысить температуру нагрева нефти при вхождении в колонну, а также повысить температуру тепла на входе в отбензинивающую колонну. На российском НПЗ (на ЭЛОУ-АВТ ОАО Орскнефтеоргсинтез) была внедрена новая энергосберегающая технология отбензинивания нефти, которая нагревает часть поступающей в колонну (К-1) нефть в конвекционной камере печи до 1800С и отправляют вторым потоком в секцию питания, а в низ колонны в качестве испарителя подают водяной пар (около 0,7% мас.) [3,5,6].

На большинстве действующих устройств ректификация происходит нечётко. Полученные компоненты светлого дистиллята не соответствуют необходимому составу фракций, происходит налегание фракций, внизу колонны проваливается часть тяжелейшей фракции светлого дистиллята. Таким образом, для снижения этих проблем необходимо рационально выбрать схему для отдельных элементов, правильно применять энергопотоки, разработать наиболее эффективный контактный прибор. [7,8].

## 2. Технологическая часть

### 2.1 Описание выбранной технологической схемы блока АТ установки ЭЛОУ-АВТ-вторичная перегонка бензина

Процесс ректификации нефти осуществляется на блоке АТ с двукратным испарением и двукратной ректификацией (рис.4). Эта система технологически удобна и работает при любых фракционных составах нефтяной фракции. При удалении в колонне К-1 легкой бензиновой фракции на змеевике печи, теплообменники не создают большого давления, а главная колонна К-2 не перегрузится по парам.

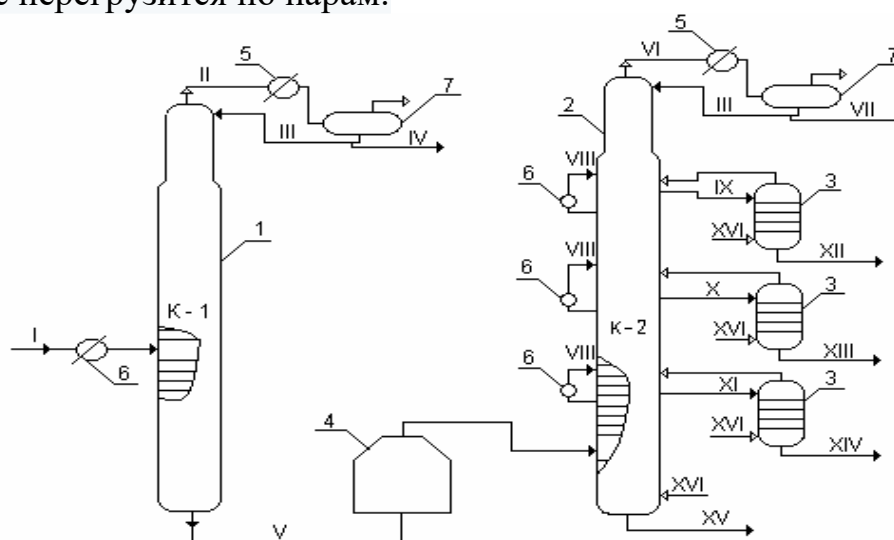


Рисунок 4 - Принципиальная схема атмосферного блока:

1 – отбензинивающая колонна; 2 – атмосферная колонна; 3 – отпарная колонна; 4 – трубчатая печь; 5 – конденсатор-холодильник; 6 – теплообменник; 7 – рефлюксная емкость;

I – нефть с ЭЛОУ; II – пары бензина; III – флегма; IV – легкий бензин; V – отбензиненная нефть; VI – пары тяжелого бензина; VII – тяжелый бензин; VIII – циркуляционное орошение; IX, X, XI – боковые погоны; XII – керосиновая фракция; XIII – легкая дизельная фракция; XIV – тяжелая дизельная фракция; XV – мазут; XVI – водяной пар; XVII – газы

Обессоленная и обожженная нефть на ЭЛОУ дополнительно подогревается теплообменниками и идет на разделение к колонне К-1. Уходящий с верха колонны газ углеводородов и легких бензинов конденсируется и охлаждается в аппаратах водяного и воздушного и поступает в емкость орошения. Часть конденсатов возвращается к верху колонны К-1 как флегма. Отбензиненная нефть с низа К-1 поступает в печь, где подогревается до нужной температуры, и поступает в колонну К-2. С верха К-2 отбираются тяжелые бензины, а затем через отпарные колонны выводят топливные фракции. В колоннах процесс ректификации протекает на клапанных прямоточных и

трапециевидных тарелках с однократным или двукратным испарением. Температурные режимы ректификационных колонн регулируются в зависимости от::

- острого орошения;
- циркуляционного орошения .

Как уже отмечалось в обзоре литературных данных (стр 10) при атмосферной перегонке нефти на промышленных установках возникают следующие проблемы:

- а) На большинстве установок ректификация происходит нечетко, в результате чего происходит нечеткая ректификация; часть светлых проваливается в мазут;
- б) недостаточный подогрев сырья - в результате не доходит до требуемой дозы отгона;
- в) Невысокая КПД контактного устройства - это вызывает большее количество ректификационной тарелки в колонке, увеличивается её высота, увеличиваются капитальные инвестиции;
- г) Продукты обводятся при использовании водяного пара в качестве испаряющего средства; увеличивается энергозатратность в связи с использованием водяного пара.

Рекомендации по решению указанных задач предлагаются следующим образом [6-8]:

- правильно подобрать схему отдельных элементов;
- Наиболее целесообразным является использование энергетических потоков, включая достижение необходимой температуры охлаждения сырья перед колонной К-1, которая должна быть не менее 220-240 С.
- подбор эффективных контактных устройств;
- изменение водяного пара как агента испарения.

Исходя из анализа литературных данных для улучшения работы блока АТ нами были предложены замена клапанных прямооточных и трапециевидных тарелок на отбензинивающей колонне, были заменены на клапанные тарелки нового типа ADV и проведены соответствующие технологические расчеты.

## **2.2 Технологические расчеты**

### **2.2.1 Материальный баланс отбензинивающей колонны**

Для проведения материальных, тепловых и конструктивных расчетов были использованы следующие исходные данные: сырье – смесь лёгкой Тенгизской с Мангышлакской и Мартышинской нефтью с содержанием растворенных газов 1,8%, бензиновых фракций 24%, мощность комбинированной установки первичной перегонки 8 млн. т/гпо нефти, 330

рабочих дней в году, ИТК нефти (табл.1). Относительная плотность нефти  $d_{420} = 0,8393$ . Для данных расчетов в качестве дистиллята примем отбор фракции легкого бензина н.к.-130оС

Таблица 1 - Разгонка нефти наотбензинивающей колонне

№ фракции	Температура кипения фракций, °С	Выход на нефть, % масс.		$d_{420}$	Молекулярный вес ( $M_i$ ) фракций
		отдельных фракций	суммарный		
1	28 – 58	2,09	2,09	0,6510	75
2	58 – 70	2,13	4,22	0,6753	—
3	70 – 85	2,45	6,67	0,6925	—
4	85 -130	2,38	13,71	0,7285	—
5	130-к.к Кубовой остаток	2,41 Сумма 100	16,12	0,7372	108

Для определение молекулярной массы ( $M_i$ ) каждого компонента (фракции) применяют формулу Воинова:

$$M_i = 52,63 + 0,246T_{cp} + 0,001T_{cp}^2 \quad (1)$$

где  $T_{cp}$  – ср. температура кипения фракции, К.

Определяем относительную плотность компонента  $d_{15}^{15}$ :

$$d_{15}^{15} = d_{420}^4 + 5\alpha \quad (2)$$

где  $\alpha$  – ср. температурная поправка к плотности, определяется по формуле «Кусакова»:

:

$$\alpha = 0,001838 - 0,00132\rho_4^{20} \quad (3)$$

Массовые долей переводим в мольные по формуле (4) и внесем в таблицу 2.

$$X_i' = \frac{X_i / M_i}{\sum_{i=1}^n (X_i / M_i)} \quad (4)$$

Таблица 2 – расчеты результатов физико-химических характеристик в нефти



№ компонента	Пределы выкипания фракции	% масс.	$t_{cp},^{\circ}C$	$M_i$	% мольн.	$\rho_{15}^{15}$
1	28-58	2,09	43,0	65,0	5,60	0,670
2	58-70	2,13	64,0	72,5	5,15	0,688
3	70-85	2,45	77,5	78,0	4,50	0,702
4	85- 130.	2,38	107,5	91,0	5,75	0,714
5	остаток	2,41	130	101,5	14,1	0,740
Итого		100	-	-	100	-

Для расчета минимального число теоретических тарелок используют метод температурных границ.

Определяем мольный отбор с помощью формулы отношения дистиллята  $E'$  к сырью:

$$E' = \frac{D'}{F'} \quad (5)$$

где  $D'$  и  $F'$  – расход сырья в колонне (мольного дистиллята).

В данном случае  $E'$ , это сумма мольных долей первых трёх фракций, которая должна идти в дистилляцию :

$$E' = 0,150$$

Отправляем третью тяжелую фракция в дистиллят (70-85оС). Степень извлечения данной фракции  $\varphi_{D3} = 0,85$ .

Степень извлечения в остаток  $\varphi_{W3}$ :

$$\varphi_{W3} = 1 - \varphi_{D3} = 0,15$$

Содержание дистиллята и остатка в данной фракции рассчитываем по формуле:

$$X'_{Di} = \frac{\varphi_{Di} \cdot X'_{Fi}}{E'}$$

$$X'_{Wi} = \frac{\varphi_{Wi} \cdot X'_{Fi}}{1 - E'} = \frac{(1 - \varphi_{Di}) \cdot X'_{Fi}}{1 - E'} \quad (6)$$

$$X'_{D3} = 0,85 \cdot 4,46 / 0,150 = 0,25$$

$$X'_{W3} = 0,15 \cdot 4,46 / (1 - 0,150) = 0,008$$

Коэффициент распределения рассчитывается по формуле  $\psi_i$ :

$$\Psi_3 = \frac{X'_{D3}}{X'_{W3}} = 32 \quad (7)$$

В колонне примем среднее давление как  $P_{cp} = 0,45$  МПа. Найдем функцию  $f(T_0)$  по формуле:

$$f(T_0) = \frac{1250}{\sqrt{T_0^2 + 108000} - 307,6} - 1 \quad (8)$$

Вычисляем  $f(T)$  для фракций по формуле:

$$f(T) = f(T_0) \left(1 - \frac{\lg P_{cp}}{2,68}\right) \quad (9)$$

$$f(T)_3 = 6,20 \cdot \left(1 - \frac{\lg 4,5}{2,68}\right) = 4,70$$

$$f(T)_4 = 5,80 \cdot \left(1 - \frac{\lg 4,5}{2,68}\right) = 4,40$$

При данном давлении температура кипения фракции:

$$T = \sqrt{\left(\frac{1250}{f(T) + 1} + 307,6\right)^2 - 108000} \quad (10)$$

Получаем  $T_3 = 351,5$  К,  $T_4 = 423$  К.

Величина  $T_E$ , находящаяся между  $T_3$  и  $T_4$ , определена при подборе значения, подходящего для следующих условий:

$$\sum_{i=1}^n X'_{Di} = 1 \quad \sum_{i=1}^n X'_{Wi} = 1 \quad (11)$$

$$T_E = 428\text{К}; f(T_E) = 4,4$$

Рассчитаем коэффициент относительной летучести  $\alpha_i$  всех фракций при температуре  $T_E$  и занесем в таблицу 4:

$$\alpha_i = \frac{P_i}{P_{cp}} \quad (12)$$

где  $P_i$  – давление насыщенных паров, находится по уравнению Ашворта, МПа:

$$\lg P_i = 2,68 \cdot \left(1 - \frac{f(T_E)}{f(T_0)}\right)$$

(13)

Таблица 4 - Коэффициенты относительной летучести

Обозначение параметра	Значение параметра
$\alpha_1$	2,783
$\alpha_2$	1,792
$\alpha_3$	1,355
$\alpha_4$	0,981
$\alpha_5$	0,524

Количество минимальных чисел теоретических тарелок в колонне определяется по формуле:

$$N_{\min} = \frac{\lg \Psi_3}{\lg \alpha_3} = \lg(31,61) / \lg(1,35) = 11,35 \quad (14)$$

Далее находим коэффициенты распределения для всех фракции  $i$ .  
Рассчитываем весь состав  $D_i$  и  $W_i$  по формуле:

$$X'_{Di} = \frac{X'_{Fi} \cdot \Psi_i}{1 + E'(\Psi_i - 1)}$$

$$X'_{Wi} = \frac{X'_{Fi}}{1 + E'(\Psi_i - 1)} \quad (15)$$

При верном подборе  $T_E$  выполняются условия:

$$\sum_{i=1}^n X'_{Di} = 1$$

$$\sum_{i=1}^n X'_{Wi} = 1 \quad (16)$$

Составляем материальный баланс отбензинивающей колонны, основаны на проведенных расчетов (табл.5,6).

Таблица 5- Состав дистиллята и остатка

№	Пределы выкипания фракции	$P_i$ , ат	$\alpha_i$	$\Psi_i$	$X'_{Di}$	$X'_{Wi}$
1	28-58	12,5	2,8	11400,40	0,370	3,3.10-6
2	58-70	8,1	1,8	780,21	0,334	0,0004

3	70-85	6,1	1,35	32,0	0,250	0,008
4	85-130	4,40	0,98	0,78	0,050	0,06
5	130-к.к.	1,6.10-5	3,45.10-6	0	0	0,2
Итого					1,00000	1,00000

Таблица 6-Материальный баланс колонны

Фракция	С ы р ь ё				
	% мольн.	кмоль/ч	% масс.	кг/ч	тыс т/Г
28-58	5,62	236,1	2,10	19059,76	167,07
58-70	5,12	215,0	2,13	19429,84	170,32
70-85	4,46	187,1	1,98	18134,53	158,96
85-130	5,75	241,2	2,76	25258,75	221,41
130-К.К	14,1	589,2	7,77	70965,21	622,10
Итого	100	4196,8	100	912636	7700
Фракция	Д и с т и л л я т				
	% мольн.	кмоль/ч	% масс.	кг/ч	тыс т/Г
28-58	36,99471	236,02893	33,5155 6	9173,2087	80,4104
58-70	33,44424	213,37665	33,9260 9	9285,5708	81,3954
70-85	24,92262	159,00811	27,1066 3	7419,0846	65,0342
85-130	4,62866	29,53116	5,43842	1488,4955	13,0478
130-К.К	0,00984	0,06277	0,01329	3,6374	0,03188
Итого	100	638,008	100	27370	239,920
Фракция	О с т а т о к				
	% мольн.	кмоль/ч	% масс.	кг/ч	тыс т/Г
28-58	0,00033	0,01159	0,00011	97,3792	0,008536
58-70	0,04276	1,52162	0,01608	142,3507	1,2478
70-85	0,78847	28,06025	0,31786	2813,9065	24,6661
85-130	5,94764	211,66547	2,59020	22930,1599	201,0015
130-К.К	16,55463	589,14896	8,29166	73403,2468	643,4394
Итого	100	3558,817	100	885266	5760,08

Средняя молекулярная масса дистиллята:

$$M_{\partial} = \sum_1^n (M_i \cdot X'_{Di}) = 72$$

(17)

Относительная плотность дистиллята:

$$\rho_{15d}^{15} = \frac{1}{\sum_1^n \frac{X_{Di}}{\rho_i}} = 0,7$$
(18)

Средняя молекулярная масса остатка:

$$M_w = \sum_1^n (M_i \cdot X'_{wi}) = 194$$
(19)

Относительная плотность остатка:

$$\rho_{15w}^{15} = \frac{1}{\sum_1^n \frac{X_{wi}}{\rho_i}} = 0,85$$
(20)

Температурный режим в колонне.

Температура в верхней колонне должна быть рассчитана на температуру конденсации насыщенных дистиллятных паров на выходе колонны (табл.6).

Расчет осуществляется путем отбора температуры, когда уравнение фазы парового уравнения становится тождеством:

$$\sum \frac{X'_{Di}}{k_i} = 1$$
(21)

$$k_i = \frac{P_i}{P_{\text{верха}}}$$
(22)

где,  $P_i$  – давление насыщенных паров при  $T_{\text{верха}}$ ,  $P_{\text{верха}}$  – наверху колонны примем давление равным 4 МПа.

Искомая температура  $T_{\text{верха}} = 391\text{K} = 118^{\circ}\text{C}$ .

Таблица 7-Расчёт температуры верха колонны

$P_i$	$k_i$	$\sum \frac{X'_{Di}}{k_i}$
6,675	1,669	0,222

3,411	0,998	0,335
2,864	0,720	0,348
1,954	0,489	0,095
0,931	0,233	0,00042
Итого	-	1,00000

Температура нижней колонны ТНИЗ рассчитывается в виде температуры кипения остатков. Расчет проводится для выбора температуры, когда изотермальное уравнение становится тождеством:

$$\sum X'_{w_i} \cdot k_i = 1 \quad (23)$$

$$k_i = \frac{P_i}{P_{\text{низа}}} \quad (24)$$

где,  $P_i$  – давление насыщенных паров при  $T_{\text{низа}}$ .

Искомая температура  $T_{\text{низа}} = 526 \text{ К} = 253^\circ\text{С}$ . Результаты внесем в таблицу 8.

Таблица 8 -Расчѐт температуры низа колонны

$P_i$	$K_i$	$\sum X'_{w_i} \cdot k_i$
39,72	7,94	0,00003
29,43	5,89	0,0025
24,26	4,85	0,0383
19,42	3,88	0,231
12,61	2,52	0,42
Итого	-	1,00000

Ввод сырья в колонну К-1 обычно составляет  $200-220^\circ\text{С}$ . Примем:

$$T_{\text{вода}} = T_F = 493 \text{ К} = 220\text{С} \quad (25)$$

При этом сырье находится в состоянии парожидкости, поэтому следует определять долю отгона сырья, его состав паровой фазы и фазы жидкости. Результаты внесем в таблицу 9.

Таблица 9 - Расчёт доли отгона сырья на входе в колонну

Комп- о- ненты	t <sub>ср</sub>	M <sub>i</sub>	c <sub>i</sub> ,	$\frac{c_i}{M_i}$	$c'_i \cdot 10^3$	P <sub>i</sub> , кПа	$\frac{P_i}{P_{\text{вх}}}$	$\frac{P_i}{P_{\text{вх}}} - 1$	$e^{\left(\frac{P_i}{P_{\text{вх}}}\right)}$	$e^{\left(\frac{P_i}{P_{\text{вх}}}\right) + 1}$	$x'_i$	y' <sub>i</sub>	y' <sub>i</sub> · M
28-58	43	65	0,0 21	0,3 21	0,0 54	2816 ,95	6,26	5,26	0,59	1,59	0,0 34	0,2 13	13,8
58-70	64	72, 5	0,0 22	0,2 92	0,0 49	2008 ,30	4,46	3,46	0,39	1,38	0,0 35	0,1 60	11,5
70-85	77, 5	78	0,0 19	0,2 54	0,0 43	1614 ,94	3,60	2,58	0,29	1,29	0,0 33	0,1 19	9,3
85- 130	10 7,5	91	0,0 28	0,3 30	0,0 55	1255 ,80	2,80	1,80	0,20	1,20	0,0 46	0,1 30	10,8
130- к.к	13 0	10 1,5	0,0 78	0,8 01	0,1 36	771, 70	1,71	0,71	0,080	1,080	0,1 26	0,2 20	20,9

$$\lg(P_i - 3158) = 7,6715 - 2,68 \frac{f(T)}{f(T_{cp})}, \text{ Па} \quad (26)$$

$$f(T_{cp}) = \frac{1250}{\sqrt{T_{cp}^2 + 108000} - 307,6} - 1 \quad (27)$$

$$f(T) = \frac{1250}{\sqrt{T^2 + 108000} - 307,6} - 1 \quad (28)$$

$$x'_i = \frac{c'_i}{1 + e^{\left(\frac{P_i}{P_{\text{вх}}} - 1\right)}}$$

(29)

$$y'_i = \frac{P_i}{P_{\text{ВХ}}} \cdot x'_i$$

(30)

$$\sum \frac{c'_i}{1 + e' \left( \frac{P_i}{P_{\text{ВХ}}} - 1 \right)} = \sum x'_i = 1$$

(31)

Вспользуемся данными таблицы-9, где ср. молекулярный вес нефти:

$$M_{\text{H}} = \frac{1}{\sum \frac{c_i}{M_i}} = \frac{1}{5,7077 \cdot 10^{-3}} = 175$$

(32)

Вес молекулярной паровой фазы равен:

Доля отгона (массовая):

$$e = e' \frac{M_y}{M_{\text{H}}} = 0,1125 \cdot \frac{89}{175} = 0,0572$$

(33)

Определяем с помощью уравнения Андервуда минимальное флегмовое число  $R_{\text{min}}$ :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{\text{Fi}}}{\alpha_i - \Theta} = 1 - q$$

(34)

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{\text{Di}}}{\alpha_i - \Theta} = R_{\text{min}} + 1$$

(35)

где  $\alpha_i$  – коэффициент летучести к ключевому компоненту

$$\alpha_i = \frac{P_i}{P_k}$$

(36)

где  $P_i$  - давление насыщенных паров при температуре ввода сырья;

$P_k$  – давление насыщенных паров ключевого компонента;

$\Theta$  - корень уравнения Андервуда.



$q$  – пропорционально количеству тепла, которое нужно сообщать сырью для того, чтобы его перевести в парообразное состояние, и скрытой тепле испарения сырья  $Q_{исп}$ :

$$q = \frac{Q}{Q_{исп}} \quad \text{или} \quad q = \frac{J_{п} - J_{с}}{J_{п} - J_{ж}} \quad (37)$$

где  $J_{с}$  – это энтальпия при температуре ввода;

$J_{п}$  – это энтальпия насыщенных паров; Результаты введем в таблицу 10.

Таблица 10-Расчёт минимального флегмового числа

№ компонента	$X'_{Fi}$	$P_i$ при tF	$\alpha_i$	$\sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{Fi}}{\alpha_i - \Theta}$	$X'_{Di}$	$\sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{Di}}{\alpha_i - \Theta}$
1	0,056	2,82	1,74	0,12	0,37	0,76
2	0,051	2,01	1,24	0,18	0,33	1,20
3	0,045	1,61	1,00	0,42	0,25	2,36
4	0,057	1,26	0,78	-0,38	0,05	-0,31
5	0,14	0,77	0,48	-0,16	0,01	-0,0001
Сумма	1,0000	-	-	0,18	1,0000	4,01

На нашем примере  $1-q=e^{-1}=0,1125$ . Методом выбора находим корень из первого уравнения Андервуда, ставим его в второе уравнение и определяем  $R_{min}$ . Результаты расчета приведены в таблице 10.  $=0,8943$

$$R_{min} = \sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{Di}}{\alpha_i - \Theta} - 1 = 3,997 - 1 = 2,997 \quad (38)$$

Находим оптимальное флегмовое число, с помощью приближёнными уравнениями:

$$R_{opt} = 1,35 \cdot R_{min} + 0,35 \quad (39)$$

$$R_{opt} = 1,35 \cdot 2,9967 + 0,35 = 4,4$$

$$N_{opt} = 1,7 \cdot N_{min} + 0,7 \quad (40)$$

$$N_{\text{опт}} = 1,7 \cdot 11,35433 + 0,7 = 20,0$$

Находим минимальное число тарелок в концентрационной части колонны ( $N_{\text{мин}}^{\text{конц}}$ )

$$N_{\text{мин}}^{\text{конц}} = \frac{\lg \left( \frac{X'_{D3} \cdot X'_{F4}}{X'_{F3} \cdot X'_{D4}} \right)}{\lg \frac{\alpha_3}{\alpha_4}} \quad (41)$$

$$N_{\text{мин}}^{\text{конц}} = \frac{\lg \left( \frac{24,92262 \cdot 4,62866}{4,45738 \cdot 5,74712} \right)}{\lg \frac{1}{0,7776}} = 7,7028 \sim 8 \quad (42)$$

Далее ищем оптимальное число теоретических тарелок в верхней части колонны

$$N_{\text{опт}}^{\text{конц}} = \frac{N_{\text{мин}}^{\text{конц}} \cdot N_{\text{опт}}}{N_{\text{мин}}} \quad (43)$$

$$N_{\text{опт}}^{\text{конц}} = \frac{7,7028 \cdot 19,65}{11,35433} = 13,3308 \sim 14$$

Число работающей тарелок в колонне:

$$N_{\text{раб}} = \frac{N_{\text{опт}}}{\eta_{\text{тарелок}}} \quad (44)$$

где  $\eta_{\text{тарелок}}$  - к.п.д. тарелок, примем равным как 0,6.

$$N_{\text{раб}} = \frac{19,65}{0,6} = 32,75 \sim 33$$

Рабочее число тарелок в верхней части колонны

$$N_{\text{раб}}^{\text{конц}} = \frac{N_{\text{опт}}^{\text{конц}}}{\eta_{\text{тарелок}}} \quad (45)$$

$$N_{\text{раб}}^{\text{конц}} = \frac{13,3308}{0,6} = 22,21 \sim 23$$

Таким образом в нижней части исчерпывающей колонны будет расположены.  $33-23=10$  тарелок.

Внутренние материальные потоки

а) Верхняя часть колонны.

Количество стекающей флегмы с верхней части колонны:

$$L_g = R_{\text{опт}} \cdot 4,45 \cdot 4581,5 = 203879 \text{ кг/ч} \quad (46)$$

Количество поднимающихся паров с верхней части колонны:

$$G_g = L_g + D = 203879 + 45815,5 = 249695 \text{ кг/ч} \quad (47)$$

Объём паров:

$$V_B = \frac{22,4 \cdot G_B \cdot (273 + t_B) \cdot P_{\text{атм}}}{3600 \cdot M_B \cdot 273 \cdot P_{\text{верха}}} \quad (48)$$

$$V_g = \frac{22,4 \cdot 249695 \cdot (273 + 118,42) \cdot 101000}{3600 \cdot 71,81 \cdot 273 \cdot 400000} = 7,8327 \text{ м}^3/\text{с} = 281997,72 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Плотность паров:

$$\rho_n^g = \frac{G_g}{3600 \cdot V_g} = \frac{249695}{3600 \cdot 7,8327} = 8,85519 \text{ кг/м}^3 \quad (49)$$

Относительная плотность жидкости:

$$\rho_{277}^{293} = \rho_{288}^{288} - 5 \cdot \alpha = 0,68603 - 5 \cdot 0,000897 = 0,68154$$

где  $\alpha = 0,000897$  - температурная поправка.

Плотность при температуре верха колонны:

$$\rho_t = \rho_{277}^{293} - \alpha \cdot (t - 20) = 0,68154 - 0,000897 \cdot (118,42 - 20) = 0,59326$$

(50)

Плотность жидкости (абсолютная)  $\rho_{жс} = 593,26 \text{ кг/м}^3$

Расход жидкости(объемный):

$$L_{вс} = \frac{L_g}{\rho_{жс}} = \frac{203879}{593,261} = 343,65 \text{ м}^3/\text{ч}$$

(51)

б) Нижняя часть колонны.

Количество флегмы нижней части колонны:

$$L_n = L_g + F(1-e) = 203879 + 735294 (1 - 0,0572) = 897114 \text{ кг}$$

(52)

Количество паров нижней части колонны:

$$G_n = L_n - W = 897114 - 689478,6 = 207635 \text{ кг/ч}$$

(53)

Объём паров:

$$V_n = \frac{22,4 \cdot G_n \cdot (273 + t_n) \cdot P_{атм}}{3600 \cdot M_n \cdot 273 \cdot P_{низа}}$$

(54)

$$V_n = \frac{22,4 \cdot 207635 \cdot (273 + 253,2) \cdot 101000}{3600 \cdot 193,74 \cdot 273 \cdot 500000} = 2,5964 \text{ м}^3/\text{с} = 9347 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Плотность паров:

$$\rho_n = \frac{G_n}{3600 \cdot V_n} = \frac{207635}{3600 \cdot 2,5964} = 22,2140 \text{ кг/м}^3$$

(55)

Плотность жидкости:

$$\rho_{277}^{293} = \rho_{288}^{288} - 5 \cdot \alpha = 0,85195 - 5 \cdot 0,000686 = 0,84851$$

где  $\alpha = 0,000686$  - температурная поправка.

плотность жидкости при температуре низа колонны:

$$\rho_t = \rho_{277}^{293} - \alpha \cdot (t - 20) = 0,84851 - 0,000686 \cdot (253,2 - 20) = 0,68854$$

(56)

Абсолютная плотность жидкости  $\rho_{жс} = 688,54 \text{ кг/м}^3$

Объёмный расход жидкости:

$$L_{\text{вн}} = \frac{L_n}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{897114}{688,54} = 1302,9 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (57)$$

### 2.2.2. Тепловой баланс колонны

Уравнение температуры колонны в данном случае имеет вид:

$$Q_F + Q_B = Q_D + Q_W + Q_{\text{ХОЛ}} + Q_{\text{ПОТ}} \quad (58)$$

где  $Q_F$  – тепло, поступающее в колонну с сырьём, кВт;  
 $Q_B$  – тепло, подводимое в низ колонны, кВт;  
 $Q_D$  – тепло, отводимое из колонны с дистиллятом, кВт;  
 $Q_W$  – тепло, отводимое из колонны с остатком, кВт;  
 $Q_{\text{ХОЛ}}$  – тепло, отводимое в конденсаторе-холодильнике, кВт;  
 $Q_{\text{ПОТ}}$  – потери тепла в окружающую среду, кВт.

$$Q_F = F_{\text{ж}} \cdot i_{\text{Fж}} + F_{\text{п}} \cdot I_{\text{Fп}} \quad (59)$$

$$F_{\text{п}} = F \cdot e$$

$$F_{\text{ж}} = F \cdot (1 - e) \quad (60)$$

где  $F, F_{\text{ж}}, F_{\text{п}}$  – массовый расход сырья  
 $i_{\text{Fж}}$  – энтальпия жидкой фазы;  
 $I_{\text{Fп}}$  – энтальпия паровой фазы;  
 $e = 0,0572$  – массовая доля сырья;

$$Q_D = D \cdot i_{\text{хол}} \quad (61)$$

где  $D$  – массовый расход дистиллята  
 $i_{\text{хол}}$  – энтальпия холодного дистиллята, кДж/кг;

$$Q_W = W \cdot i_W \quad (62)$$

где  $W$  – массовый расход остатка, кг/ч;  
 $i_W$  – энтальпия остатка при температуре 253С, кДж/кг;

$$Q_{\text{ХОЛ}} = (D + L_{\text{ор}}) \cdot (I_D - i_{\text{хол}}) \quad (63)$$

где  $L_{\text{ор}}$  - количество холодного орошения, кг/ч;

$I_D$  – при температуре 118,42оС. энтальпия паров дистиллята

$$L_{\text{ор}} = R_{\text{опт}} D \frac{I_D - i_{\text{конд}}}{I_D - i_{\text{хол}}} = R_{\text{опт}} D \frac{Q_{\text{конд}}}{I_D - i_{\text{хол}}} \quad (64)$$

де  $R_{\text{опт}} = 4,45$  - флегмовое число;

$i_{\text{конд}}$  – энтальпия жидкого дистиллята кДж/кг;

$Q_{\text{конд}}$  – теплота дистиллята при конденсации паров. По уравнению Крэга можно рассчитать величину светлых нефтепродуктов:

$$Q_{\text{конд}} = \frac{1}{\rho_{288}^{288}} (354,1 - 0,3768 \cdot T_{\text{ср.м.}}), \text{ кДж/кг.} \quad (65)$$

где  $T_{\text{ср.м.}}$  – средняя молекулярная температура кипения дистиллята, К;

В целом средняя молекулярная температура кипящей смеси рассчитана по формуле:

$$T_{\text{ср.м.}} = \sum_1^n (T_i \cdot X_i') \quad (66)$$

где  $T_i$  – температура кипения узких фракции:

$x_i'$  - мольная доля узких фракции.

Для нашего случае средняя температура кипения дистиллята будет равна:

$$T_{\text{ср.м.}} = 316 \cdot 0,3699 + 338 \cdot 0,3344 + 351,5 \cdot 0,2492 + 366,5 \cdot 0,0463 + 394 \cdot 0,0001 = 334,5 \text{ К.}$$

$$Q_{\text{конд}} = \frac{1}{0,6860} (354,1 - 0,3768 \cdot 334,5) = 332,45 \text{ кДж/кг.}$$

По уравнению Крэга можно рассчитать энтальпии жидких нефтепродуктов: (табл.11):

$$i = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,0017 \cdot T^2 + 0,762 \cdot T - 334,25), \text{ кДж/кг.} \quad (67)$$

С помощью уравнения Уэйра и Итона рассчитываем энтальпию паров нефтепродуктов:

$$I = (129,58 + 0,134 \cdot T + 0,00059 \cdot T^2)(4 - \rho_{288}^{288}) - 308,99, \text{ кДж/кг. (68)}$$

Таблица 11-Результаты расчёта энтальпий потоков:

$i_F = 496,88 \text{ кДж/кг}$	при $t_F = 220^\circ\text{C}$
$I_F = 814,38 \text{ кДж/кг}$	при $t_F = 220^\circ\text{C}$
$I_D = 593,81 \text{ кДж/кг}$	при $t_D = 118,42^\circ\text{C}$
$i_{\text{хол}} = 74,51 \text{ кДж/кг}$	при $t_{\text{хол}} = 35^\circ\text{C}$
$i_W = 582,25 \text{ кДж/кг}$	при $t_W = 253,2^\circ\text{C}$

Количество холодного орошения:

$$L_{op} = 4,45 \cdot 45815,538 \frac{332,45}{593,81 - 74,51} = 130521,12 \text{ кг/ч}$$

Рассчитываем тепловые потоки:

$$Q_F = 735294,118 \cdot 0,0572 \cdot 814,38 + 735294,118 \cdot (1 - 0,0572) \cdot 496,88 = 378706604 \text{ кДж/ч} = 105196,27 \text{ кВт}$$

$$Q_D = 45815,538 \cdot 74,51 = 3413744,7 \text{ кДж/ч} = 948,26 \text{ кВт}$$

$$Q_W = 689478,58 \cdot 582,25 = 401448506 \text{ кДж/ч} = 111513,58 \text{ кВт}$$

$$Q_{\text{ХОЛ}} = (45815,538 + 130521,12) \cdot (593,81 - 74,51) = 91571622 \text{ кДж/ч} = 25436,56 \text{ кВт}$$

Примем потери тепла в колонне 5%:

$$Q_{\text{ПОТ}} = (948,26 + 111513,58 + 25436,56) \cdot 5/95 = 7257,81 \text{ кВт}$$

Тепло, необходимое подвести в низ колонны:

$$Q_B = 145156,21 - 9514,41 - 95681,86 = 39959,94 \text{ кВт}$$

Результаты внесем в таблицу 12.

Таблица 12-Тепловой баланс колонны

Поток	t, °C	Энтальпия, кДж/кг	Расход, кг/ч	Количество тепла, кВт
<b>ПРИХОД:</b>				
С сырьём:				
паровая фаза	220,0	814,38	42058,8	9514,41
жидкая фаза	220,0	496,88	693235,3	95681,86
В низ колонны				39959,94
Итого				145156,21
<b>РАСХОД:</b>				
С дистиллятом	35,0	74,51	45815,54	948,26
С остатком	253,2	582,25	689478,58	111513,58

В конденсаторе				25436,56
Потери				7257,81
Итого				145156,21

### 2.2.3 Расчет геометрических размеров отбензинивающей колонны

#### Диаметр колонны.

Применяем расстояние между тарелкой 600 мм, а затем проверяем соответствие этого размера и расчетный диаметр колонки.

Рассчитываем диаметр по формуле:

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\Pi}}{3,14 \cdot W_{\max}}}, \text{ м} \quad (69)$$

где  $V_{\Pi}$  – объемный расход паров, м<sup>3</sup>/с;

$W_{\max}$  – максимальная допустимая скорость паров, м/с

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Pi}}{\rho_{\Pi}}}, \text{ м/с} \quad (70)$$

где  $C_{\max}$  – коэффициент от которого зависит тип тарелок, расстояние, нагрузка и т.д ;

$\rho_{\text{ж}}$  и  $\rho_{\Pi}$  – плотность жидкой и паровой фазы, кг/м<sup>3</sup>.

$$C_{\max} = K_1 \cdot K_2 \cdot C_1 - K_3(\lambda - 35) \quad (71)$$

значение коэффициента  $C_1 = 1050 \cdot K_3 = 4,0$ .

Коэффициент  $\lambda$  находится по уравнению:

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{K_1 \cdot C_1}{V_{\Pi} \cdot 3600}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Pi}}{\rho_{\Pi}}} \quad (72)$$

где  $L_{\text{ж}}$  – массовый расход жидкой фазы в верхней части, кг/ч; Коэффициент  $K_1=1,15$ ; Коэффициент  $K_2=1$

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot 203879}{593,26} \sqrt{\frac{1,15 \cdot 1050}{7,8327 \cdot 3600}} \sqrt{\frac{593,26 - 8,86}{8,86}} = 132,75$$



$$C_{\max} = 1,15 \cdot 1,0 \cdot 1050 - 4(132,75 - 35) = 816,5$$

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 816,5 \sqrt{\frac{593,26 - 8,86}{8,86}} = 0,562 \text{ м/с}$$

Диаметр колонны:

$$D_K = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{II}}{3,14 \cdot W_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,8327}{3,14 \cdot 0,562}} = 4,21 \text{ м}$$

Итак, примем диаметр колонны  $D_K = 4,5 \text{ м}$ .

Проверяем скорость паров при принятом диаметре колонны:

$$W_{II} = \frac{4 \cdot V_{II}}{\pi \cdot D_K^2} = \frac{4 \cdot 7,8327}{3,14 \cdot 4,5^2} = 0,49 \text{ м/с} \quad (73)$$

Она допустима в пределах 0.4.0.7 м с колоннами под давлением, расстояние между тарелками 600 мм

**Высота колонны.** Высота колонны рассчитывается по уравнению:

$$H_K = H_1 + H_k + H_{и} + H_{II} + H_2 + H_n + H_o, \text{ м} \quad (74)$$

где  $H_1$  – высота от верхнего днища до верхней тарелки, м;

$H_k$  – высота концентрационной тарельчатой части колонны, м;

$H_{и}$  – высота исчерпывающей, отгонной тарельчатой части колонны, м;

$H_{II}$  – высота секции питания, м;

$H_2$  – высота от уровня жидкости в кубе колонны до нижней тарелки, м;

$H_n$  – высота низа колонны, от уровня жидкости до нижнего днища, м;

$H_o$  – высота опоры, м.

Высота  $H_1$  применяется полушаровыми днищами для колонны диаметром до 4 м. Высота  $H_k$  и  $H_{и}$  зависит от числа тарелок в соответствующих части колонны, а также от расстояний между ними:

$$H_k = (N_{\text{конц}} - 1)h = (23 - 1)0,6 = 13,2 \text{ м} \quad (75)$$

$$H_{и} = (N_{\text{отг}} - 1)h = (10 - 1)0,6 = 5,4 \text{ м} \quad (76)$$

где  $h = 0,6 \text{ м}$  – расстояние между тарелками.

Высота  $H_{II}$ -секции берется из расчета расстояний между трёх-четырёх тарелками.  $H_{II} = (4 - 1)h = (4 - 1)0,6 = 1,8 \text{ м}$

(77)

Для размещения глухой тарелки принимается высота от 1 – 2 м ,для равномерного распределения паров, которые поступают из печи. Примем  $H_2$

= 1,5 м.

Высота нижнего куба колонной  $H_n$  рассчитана по 5–10 минутам запаса остатков, необходимых для нормального функционирования насоса при прекращении подачи в колонну сырья

:

$$H_n = \frac{W \cdot 5}{\rho_{ж} \cdot 60 \cdot F_K} = \frac{689478,58 \cdot 5}{688,54 \cdot 60 \cdot 0,785 \cdot 4,5^2} = 5,25 \text{ м} \quad (78)$$

где  $\rho_{ж}$  – плотность низа колонны

$F_K$  = площадь колонны, м<sup>2</sup>.

На высоту опоры  $H_o$  создается с учетом обеспечения необходимой жидкости подпора и принято высотой не более 4-5 метров. Примем  $H_o = 4$  м.

Полная высота колонны:  $H_K = 2,25 + 13,2 + 5,4 + 1,8 + 1,5 + 5,25 + 4 = 33,4$  м

### 3. Контрольно-измерительные приборы и автоматизация процесса

Предварительно подготовленная в блоке ЭЛОУ нефть направляется в теплообменники Т-21-Т-24, где нагревается за счет потока тепла КГФ, после проходит через теплообменные аппараты с Т-25 по Т-42 где её подогревают за счет тепла мазута.

Далее подогретая нефть до температуры 130-165С идет на установку где её разделяют на три потока:

- При I потоке нефть направляют на теплообменники с Т-13 по Т-15, где нефть нагревается за счёт циркуляционного орошения, после в теплообменнике Т-16 нагревается за счёт выделенного тепла мазута;

- Во II потоке нефть идет по теплообменникам с Т-27\1 до Т-28\2, где нагревается также за счет тепла II ЦО, а на теплообменниках с Т-29 и Т-30, нагревается за счет мазута.

. На II потоке используется схема при переработке нефти в Тенгизском месторождении.

- В III потоке нефть проходит через теплообменники с Т-31, по Т-37, где нефть также нагревается за счёт тепла мазута.

Подогрев нефти контролируется в операторной поз.41-ТЮ-114,115,116. Расход потоков нефти ведут контроль приборами поз.41-FI- 430,431,432.

Можно воспользоваться подачей 3% раствора (щелочного) на вход теплообменника Т-21 от ДН-6, ДН-7, для снижения рН воды в отбензинивающей колонне К-1. Нефть нагревают до нужной температуры 160-220оС, далее нефть объединяют и отправляют одним потоком на 25-ю тарелку отбензинивающей колонны К-1. К-1 оборудована 33-мя тарелками колпачкового типа. В отбензинивающей колонне К-1, была произведена замена старых клапанных тарелок, с 5-ой по 9-ую, на новый тип тарелок. Четкость ректификаций зависит от паров, которые барботируются на каждой тарелки через жидкостной слой тяжёлые углеводороды по мере возрастания парового потока, и при понижении температуры конденсируются в жидкость. В сучий с более легкими углеводородами, которые растворённые во флегме, и испаряются в паровую фазу. У них увеличивается испарение за счет барботажа и, следовательно, увеличивается поверхность массообмена.

Газ и часть бензина выделяется В К-1. Для снижения коррозии в линию него подаётся ингибитор, после который идет в линию острого орошения К-1.

По шлёмовой линии подаются пары бензина и газа, которые подаются в холодильники воздушного охлаждения ХВО-6, ХВО-7, ХВО-10, далее в доохладители Х-3, Х-4, где сырьё охлаждается до температуры ниже 40-45оС и отправляется в газодосепаратор Е-1, в аппарате происходит разделение на газы, бензины и воду.

Газ подается с помощью клапана давления регулятора 41-РІС-231, который в свою очередь идет в газоотделитель А-5, Где при падении давления конденсируется лёгкая фракция бензина, где конденсируется лёгкая фракция бензина.. После этого газ проходит по теплообменнику, Т-38, где, благодаря теплу

отходящего в печь пара П-1 подогревается до температуры 65-75оС и направляется на печи П-1 и П-2 как топливо.

Когда в газопроводе А-5 накапливаются конденсаты лёгкой фракции бензина, конденсат откатывается поршневым насосом Р1-1 или Р1-1 на линию с установки бензина. Установка уровня конденсата в А-5 контролируется прибором 41-ЛИИ-628 и после полученных данных передается прямо на экран монитора к операторной АТ.. Отстоянная вода в газопроводе Е-1 подается через клапанную трубку уровня регулятора после начала пуска в канализацию и последующие ввод в эксплуатацию новейшей секций очистки серы. Вода с Е-1 через регулятор клапана 41-LY-907 попадает в Е102, где перекачивается насос Н102а и Н102в и отправляется на очистку сернистого воды. Полностью сбалансированные фракции бензина с насосами Е-1 Н-28 и Н-28 перенаправляются на острое охлаждение в колонку К-1 для подавления и регулировки температуры верха колонки. Переизбыток бензина откачивается с установки Е-1 через уровень регулятора уровня Е-1 41-ЛИС-627. После установки Е-1 откачивается переизбыток бензина.

Есть некоторые параметры работы эвапоратора К-1, контролируемые следующим прибором:

давление верха – 41-PI- 245;

давление низа – 41-PI- 246;

уровень низа – 41-ЛИС- 611;

41-ЛИ- 611А (шаровый уровень)

температура низа – 41-ТИ- 3605;

температура верха – 4 1-ТИС-27, клапан установленный на линии острого орошения К-1.

Полуотбензиненную нефть отправляют с нижних колонн К-1 с насосами N-9 и N-10, после чего прокачают теплообменники Т-39 и Т-40, после чего нефть прогревается за счет двух циркуляционных и мазутных насосов, а затем отправляют через печь для подогрева нефтепродуктов П-1,П-2, а затем отправляют через печь для подогрева нефтепродуктов П-1. Контроль давления насосов N-9,N-10 осуществляется в приборах оператора 41-ПИК-257,258. Когда нефть нагрета до нужного температурного режима 360-385 оС поступает в фазу парожидкости к ректификационной колонне К-2 на 7 тарелке.

Атмосферные колонны К-2 применяются для разложения нефти на группы за счет различных температурных режимов кипения на уровне колонна.9]

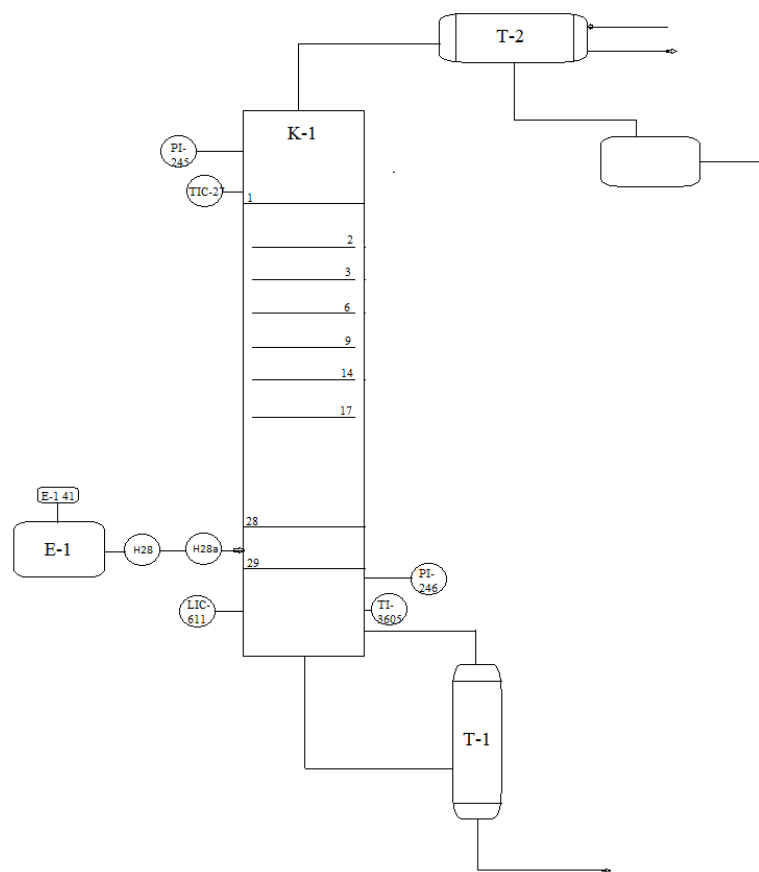


Рисунок 4. Схема автоматического управления процессом в отбензиневущей колонне К-1

## 4. Охрана окружающей среды от промышленных загрязнений

### 4.1 Отходы производства продукции, сточные воды, выбросы в атмосферу

Во время переработки нефти в атмосферу выделяются вредные газы, которые загрязняют не только воздух, но и ближайшие водоёмы.

Для снижения выбросов в окружающую среду требуется ряд мероприятий которые способствуют снижению общего объёма выбросов. Сероводород, углеводород, разные оксиды, аммиак и азот главные побочные продукты при переработке нефти. Основное загрязнение атмосферы идёт через сливо-наливные эстакады, резервуарные парки, факельные свечи для сжигания газа в открытой области, так же вытяжная вентиляция[10].

Данные по отходам продукции, сточных вод, выбросов в атмосферу будут указаны в таблице 13,14,15.

Таблица13-Твёрдые и жидкие отходы

Объект, установка	Наименование отхода, состав, класс опасности	Периодичность удаления	Место захоронения, обезвреживания или утилизации	Способ транспортировки
Установка ЭЛОУ+АВТ	Зола после чистки печных камер и боровов. Нетоксичные. Состав: - зола + мех. примеси-95% - Углерод-5%	1 раз в год	Карта №3 полигона промышленных отходов	Автомашина, самосвал
Установка ЭЛОУ+АВТ	Мех. примеси с наличием нефтепродуктов. Состав: - вода-25,9% - мех. примеси-69,4% - нефтепродукты-4,7% IV класс опасности	1 раз в год	Карта №3 полигона промышленных отходов	Автомашина, самосвал

Таблица14-Сточные воды

Объект, установка	Наименование стока	Виды выпуска	Количество сточных вод, м <sup>3</sup> /ч	Режим выдачи
Выпуск в систему промышленной канализации				
1.ЭЛОУ+АВТ	Промстоки	Безнапорный	42	постоянный

2.ЭЛОУ+АВТ	Стоки блока ЭЛОУ	Напорный	50	постоянный
------------	------------------	----------	----	------------

Таблица 15-Выбросы в атмосферу

Объект, здание сооружение (наименование, номер)	Наименование оборудования или системы, из которых непосредственно осуществляется выброс	Режим выброса	Н нагрузка, м <sup>3</sup> /с	Состав загрязнений	Предельный валовый выброс, г/с	Техническая характеристика источника выброса,
<b>Выбросы технологических систем и "дыхания" резервуаров</b>						
1.ЭЛОУ+АВТ	Дренажная емкость Е-13	постоянный	0,021	Углеводород С <sub>1</sub> -С <sub>5</sub> – 107,38 Сероводород – 0,0095 Бензол – 0,0952, Толуол – 0,0428	Углеводород С <sub>1</sub> -С <sub>5</sub> – 2,255 Сероводород – 0,0002 Бензол – 0,002 Толуол – 0,0009	Н = 20 м, Д = 0,2 м Т = 70°С, 1 шт. W = 2,675 м/с
2.ЭЛОУ+АВТ	Дренажная емкость Е-14	постоянный	0,021	Углеводород С <sub>1</sub> -С <sub>5</sub> – 131,9048 Сероводород – 0,0476 Бензол – 0,3809 Толуол – 0,0952	Углеводород С <sub>1</sub> -С <sub>5</sub> – 2,77 Сероводород – 0,001 Бензол – 0,008 Толуол – 0,002	Н = 20 м, Д = 0,2 м Т = 60°С, 1 шт. W = 2,675 м/с

Безопасный способ удаления продукции производства из технологической системы и различных видов техники:

- Это продувка змеевиковых печей, которые производится в колонны;
- нефть из колонн, и емкости откачивается по схеме в соответствующих парках;
- газы выводятся из сепаратора в факел;
- продувка инертных газов производится на рассеянной свече.

Методы противодействия загрязнению окружающей средой

- строительство сооружений очистки;
- комплексное использование сырья и глубокое переработку;
- создание и введение замкнутых водопользующих систем, которые исключают или ограничивают потребление свежего питьевого водоснабжения, а также снижают сброс сточной воды в водоемы.
- повышение качества целевого продукта, используемого в одном предприятии.

## 5. Безопасность и охрана труда

При эксплуатации установки ректификации необходимо соблюдать технику безопасности:

- контролировать работу регуляторов паровых газов и давление греющего пара от 0.02 до 0.03.
- контролировать поступление охлаждения в конденсаторы, дефлекторы и их температуру, не допуская попадания в него продуктов переработки;
- поддерживать установленный технологический режим распределения температуры и давления в установке ректификации;
- отбор готовых изделий из ректифицированной установки в зависимости от технологического режима;
- обеспечение отвода конденсата из ректификационного пространства, систематическое наблюдение за качеством конденсата;
- контролировать герметичность и герметичность ректификационного аппарата, не допустить потери перегоняемых смесей и перерабатываемых продуктов через неплотную арматуру, соединения
- устанавливать контроль температуры и качества отходящего воздуха из камер греения, поверхностного конденсатора и т.д., чтобы предупредить о попадании в них нефтепродуктов;
- устанавливать контроль состояния и работы автоматических регуляторов, агрегатов, контрольных приборов, вспомогательных приборов.

При использовании ректификационной установки пара различных параметров, острого пара, отборного пара и т.д. не допускает отвода конденсата пара различных параметров в общий конденсатор. Одним из главных условий безопасности эксплуатации колонн ректификации является обеспечение герметизации. Причинами нарушений герметизации можно назвать: Повышение давления в агрегате сверхдопустимого уровня, недостаточное компенсирование увеличения размеров линейки при температурной нагрузке, коррозии и деформации корпуса, механических повреждений, механических повреждений..

Наиболее опасная причина резкого повышения давления на колонне – попадание воды в нее. Мгновенный испаритель воды приводит к такому быстрому парообразованием и повышению давлений, что клапаны предохранения, благодаря своей инерции, не могут сработать, и может произойти разрыв стенок аппарата. Чтобы исключить попадание воды в аппарат, следует: следить за сырьем и орошением они должны не содержать воды, предварительно подавать острый пар аппарат, регулярно проверять конденсат, целостность труб в кубаном подогревателе, в холодильниках, в других помещениях, где может проникнуть вода в прибор.[11]



## 6. Экономический раздел

Экономический расчет отбензинивающей колонны был рассчитан на две таблицы (таблицы 16 и 17) в качестве сравнение между собой, в 16 таблицы были посчитана цена за колонну из 33 трех колпачковых контактных устройств (КУ), а в 17 таблице в свою очередь цена за штуку из 28 тарелок старого типа и 5 нового типа.

Таблица 16 - Отбензинивающая колонна с КУ

Отбензинивающая колонна К-1 цена	Контактное устройство
3800\$ за колонну из 33 тарелок	Обычные КУ
3200+950\$ за колонну из 28 старых и 5 новых КУ	КУ нового типа

Далее мы будем разбирать преимущество новых КУ, КУ типа колпачковых от компаний EDV, были разработаны по направлению нефтехимии и переработки нефти. Данное КУ типа ADV была использована в дипломном проекте для исследование качества и экономической выгоды. Была применена КУ клапанного тарелчатого типа в отбензинивающей колонне.

Основные характеристики КУ ADV:

1. Невращающийся клапан с выступами наверху
2. Активные соединения тарелки “Quick-Connect” («Квик Коннект» - быстрое соединение)
3. Барботажный промоутер на входе
4. Усовершенствованный сливной стакан

Главные преимущества КУ ADV:

1. повышение производительности на 40% (и больше)
2. повышение эффективности сепарации на 10-20%
3. снижение перепада давления на >10%
4. увеличение эксплуатационной гибкости на 30-50%
5. минимальная модификация в реконструкции
6. легкость в монтаже и эксплуатации

Оценив возможности (КУ)ADV был произведен расчет по производительности (рисунок 5) между старыми КУ и с добавленными новыми тарелками.

По диаграмме можно сделать вывод, что при использовании тарелки нового типа можно улучшить производительность на 40%. Далее разберем цену на КУ (табл. 17).

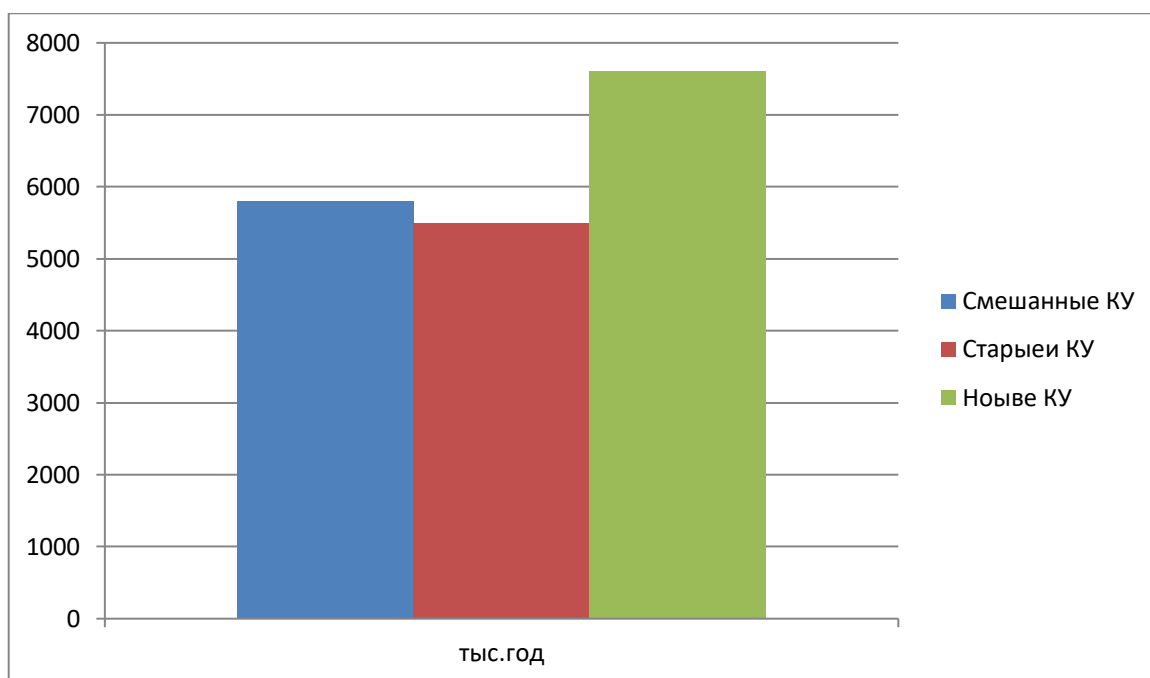


Рисунок 5. Диаграмма производительности

Таблица 17-Цены на КУ

Контактные устройства	Цена за шт
Старого типа	115\$
Нового типа	190\$

При производительности в 5500 тыс. год с использованием старых КУ, сумма окупаемости займет 3,5 месяца при том что наше продукт будет продаваться по 45\$ в день, а показатель по новым КУ составить за 2,5 месяца.

Таким образом, при использовании КУ нового типа производительность блока К-1 увеличивается.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе работы были изучены все промышленные схемы первичной перегонки нефти. И в результате был выбрана схема ЭЛОУ-АВТ с атмосферном блоком двухкратного испарения. В работе приводятся описание данной технологии, ее преимущества над другими способами, технологические параметры для проведения процесса. В работе проведены расчеты материального и теплового баланса процесса, рассчитана отбензинивающая колонна предварительного частичного отбензинивание нефти.

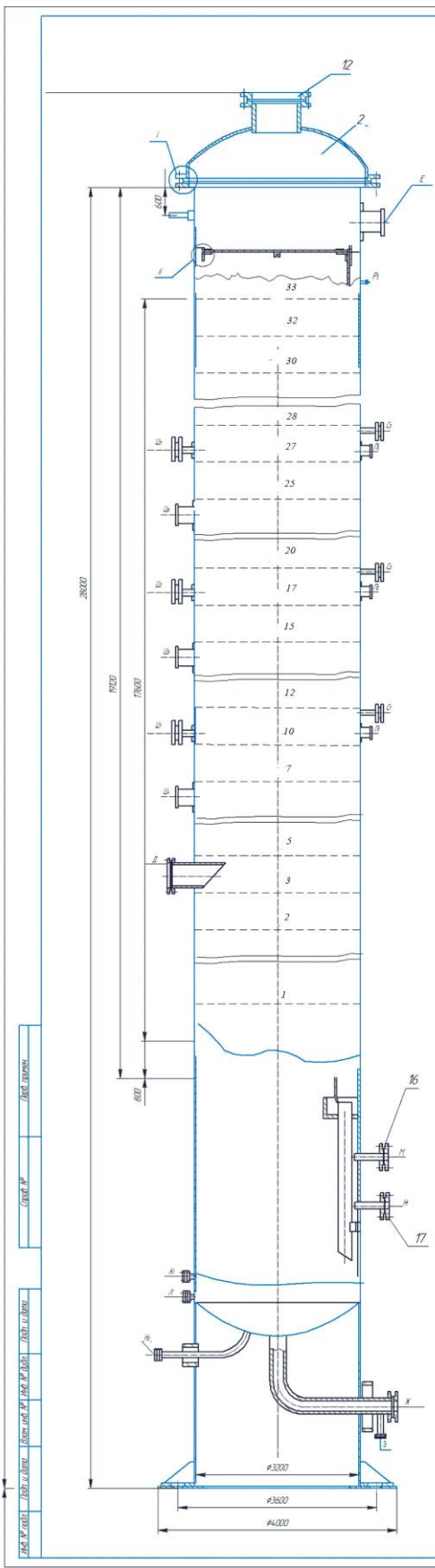
В работе проведены технологические расчеты предварительного испарения нефти. Для интенсификации процесса атмосферной перегонки нефти предложена замена тарелок в концентрационной части отбензинивающей колонны на более эффективные.

Проведен анализ технических характеристик ректификационной колонны предварительного частичного отбензинивание нефти на установке ЭЛОУ-АВТ, были выбраны технические средства автоматизации для работы в системах автоматического контроля, регулирования и управления технологическим процессом.

Рассмотрены вопросы охраны окружающей среды и техники безопасности.

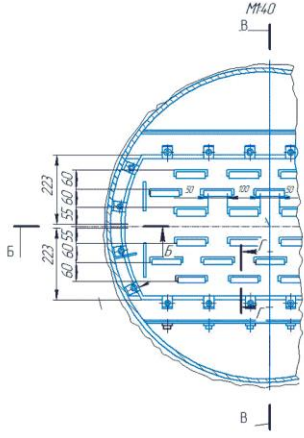
## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Нефтьгазнезависимого Казахстана. Астана. 2017.- 212с.
2. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Ч.1. Физико-химические процессы. /Под ред. О.Ф.Глаголевой и В.М.Капустина. М.: Химия, КолосС, 2012.- 450с.
3. Ахметов С.А., Ишмияров М.Х., Веревкин А.П. и др. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа.- М.: Химия, 2005.-580с.
4. Мейерс Р. А. Основные процессы нефтепереработки: Справочник. СПб.: ЦОП Профессия, 2011. 944 с.
5. Совершенствование работы установок перегонки нефти /А.А.Гречухина, А.А. Елпидинский, А.Е. Пантелеева – Казань: Изд-во Казан.гос.технол.ун-та, 2008. –120 с.
6. Боков. А.П. Исследование технологических параметров работы колонны К-1 на работу колонны К-2 на основе динамической модели работы атмосферных блоков установок АТ и АВТ/ А.Б. Боков // Химия и технология топлив и масел. – 2000. –№ 11. – С. 10 – 17.
7. Высокоэффективные ректификационные тарелки / ИМПАИнжиниринг – г. Уфа [Электронный ресурс]. – Режим доступа:<http://www.ufa.ru>, свободный.
8. Владимиров, А.И. Контактные устройства для массообменных аппаратов / А.И. Владимиров // Химия и технология топлив и масел. – 2000. – № 2. – С. 28 – 33.
9. Автоматизация технологических процессов, Хомченко В.Г., Федотов А.В. 167с.
10. Кирпатовский И.П Охрана природы: Справочник для работников нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, М, Химия, 1980, 376с.
11. Белов П.С. Экология производств химических продуктов из углеводородов нефти и газа. – М.: Химия, 1991



- Техническая характеристика**
1. Аппарат предназначен для разделения Тенгской нефти
  2. Емкость номинальная 314,5 м<sup>3</sup>
  3. Производительность 8 млн тонн в год
  4. Давление наверху колонны 133,3 кПа
  5. Температура среды в кубе до 325°C
  6. Среда в аппарате токсичная, коррозионная
  7. Тип тарелок - клапанные
  8. Число тарелок - 33

- Технические требования**
1. При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
    - а) ГОСТ 12.2.003-74 "Оборудование производственное. Общие требования безопасности"
    - б) ГОСТ 26-291 79 "Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования"
  2. Материал тарелок и частей колонны, соприкасающихся с разделяемыми жидкостями или их парами из стали Х18Н10Т ГОСТ 5949-75, остальные элементы колонны - из стали В Ст 3 сп. ГОСТ 380-71
  3. Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически:
    - а) в горизонтальном положении - давлением 0,2 МПа
    - б) в вертикальном положении - наливом
  4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ГОСТ 26-01-71-68 "Сварка в химическом машиностроении". Сварку В Ст 3 сп. произвести электродами марки АНО-5-4,5-2 по ГОСТ 9467-75
  5. Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографическим методом
  6. Покраски из порошка ПОН-1 ГОСТ 481-71
  7. Действительное расположение штуцеров, цапф, штырей см. на схеме
  8. Не указанный вылет штуцеров 150мм
  9. Размеры для справок



Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса (шт)	Наименование и марка материала	Примечание
1	Куб		1			
2	Арматура		1			
3	Циркоп		1			
4	Циркоп		1			
5	Циркоп		5			
6	Тарелка		22			
7	Отбойник		22			
8	Штуцер		3			
10	Штуцер		259		Х18Н10Т	
11	Штырь		2		В Ст 3сп	
12	Фланец		2		Х18Н10Т	
13	Фланец		1		Х18Н10Т	
14	Фланец		3		Х18Н10Т	
15	Фланец		2		Х18Н10Т	
16	Фланец		4		Х18Н10Т	
17	Фланец		2		Х18Н10Т	
18	Панель регулировочная		37		Х18Н10Т	
19	Болт		37		Х18Н10Т	
20	Шайба		666		Х18Н10Т	
21	Болт М12х25 ГОСТ 7799-70		173		Х18Н10Т	
22	Гайка М12 ГОСТ 5996-70		74		Х18Н10Т	
23	Шайба 12 ГОСТ 1371-68		222		Х18Н10Т	

Итого	Масса	140
Общий вид 3200:0	Лист	Листов

## ОТЗЫВ НАУЧНОГО РУКОВОДИТЕЛЯ

на дипломный проект

Нурахмет Арыстан Талгатұлы

5B072100 - «Химическая технология органических веществ»

На тему: «Проект улучшение блока работы отбензинивающей колонны атмосферной трубчатки»

Первичная переработка нефти (разделение нефти на фракции) является головным процессом в мировой нефтепереработке. Установки первичной переработки нефти составляют основу всех нефтеперерабатывающих заводов, от их работы зависят качество и выходы получаемых компонентов топлив, а также сырья для вторичных и других процессов переработки нефти. Поэтому усовершенствования установки первичной перегонки нефти и ее отдельных блоков является важной проблемой.


Перед студентом была поставлена задача – анализ существующих промышленных технологии первичной перегонки нефти и выбор технологической схемы атмосферного блока установки ЭЛОУ-АВТ и усовершенствовать работы отбензинивающей колонны блока АТ.

Нурахмет Арыстан для выполнения поставленных перед ним задач, используя знаний, полученных при изучении теоретических курсов, имея исходные данные необходимые для данной установки, обязан был проводить технологические расчеты испарительной колонны основного узла установки, в виде расчетно-пояснительной записки и графической части.

Однако студент не смог должным образом проявлять навыки самостоятельной работы, выполнять в соответствии с графиком все задания, исправлять указанные руководителем недостатки в работе, вовремя завершить работу полно и точно раскрыв тему.

Тем не менее считаю, что по уровню теоретической подготовки Нурахмет Арыстан достоин положительной оценки.

Научный руководитель  
д-р хим. наук, профессор

 Б.С.Селенова

«07» июня 2022г.



## ОТЗЫВ НАУЧНОГО РУКОВОДИТЕЛЯ

на дипломный проект

Нурахмет Арыстан Талгатұлы

5B072100 - «Химическая технология органических веществ»

На тему: «Проект улучшение блока работы отбензинивающей колонны атмосферной трубчатки»

Первичная переработка нефти (разделение нефти на фракции) является головным процессом в мировой нефтепереработке. Установки первичной переработки нефти составляют основу всех нефтеперерабатывающих заводов, от их работы зависят качество и выходы получаемых компонентов топлив, а также сырья для вторичных и других процессов переработки нефти. Поэтому усовершенствования установки первичной перегонки нефти и ее отдельных блоков является важной проблемой.


Перед студентом была поставлена задача – анализ существующих промышленных технологии первичной перегонки нефти и выбор технологической схемы атмосферного блока установки ЭЛОУ-АВТ и усовершенствовать работы отбензинивающей колонны блока АТ.

Нурахмет Арыстан для выполнения поставленных перед ним задач, используя знаний, полученных при изучении теоретических курсов, имея исходные данные необходимые для данной установки, обязан был проводить технологические расчеты испарительной колонны основного узла установки, в виде расчетно-пояснительной записки и графической части.

Однако студент не смог должным образом проявлять навыки самостоятельной работы, выполнять в соответствии с графиком все задания, исправлять указанные руководителем недостатки в работе, вовремя завершить работу полно и точно раскрыв тему.

Тем не менее считаю, что по уровню теоретической подготовки Нурахмет Арыстан достоин положительной оценки.

Научный руководитель  
д-р хим. наук, профессор

 Б.С.Селенова

«07» июня 2022г.



## Метаданные

Название

2022\_БАК\_Нурахмет Арыстан.docx

Автор

Нурахмет Арыстан

Научный руководитель

Багдат Селенова

Подразделение

ИГИНГД

## Список возможных попыток манипуляций с текстом

В этом разделе вы найдете информацию, касающуюся текстовых искажений. Эти искажения в тексте могут говорить о ВОЗМОЖНЫХ манипуляциях в тексте. Искажения в тексте могут носить преднамеренный характер, но чаще, характер технических ошибок при конвертации документа и его сохранении, поэтому мы рекомендуем вам подходить к анализу этого модуля со всей долей ответственности. В случае возникновения вопроса, просим обратиться в нашу службу поддержки.

Замена букв		27
Интервалы		0
Микропробелы		9
Белые знаки		0
Парафразы (SmartMarks)		34

## Объем найденных подоби

Обратите внимание! Высокие значения коэффициентов не означают плагиат. Отчет должен быть проанализирован экспертом.



25

Длина фразы для коэффициента подобия 2



4015

Количество слов



31105

Количество символов