

Министерство образования Республики Беларусь

Учреждение образования
«Полоцкий государственный университет
имени Евфросинии Полоцкой»



ТЕХНОЛОГИЯ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА

Методические указания
к выполнению курсового проектирования
для студентов специальностей
1-48 01 03, 6-05-0711-02

В 3 частях

Часть 1

Текстовое электронное издание

Новополоцк
Полоцкий государственный университет
имени Евфросинии Полоцкой
2026

Об издании – [1](#), [2](#)

1 – дополнительный титульный экран – сведения об издании

УДК 544(075.8)

Одобрено и рекомендовано к изданию
методической комиссией механико-технологического факультета
(протокол № 11 от 27.06.2025)

Кафедра технологии и оборудования переработки нефти и газа

АВТОРЫ:

Е. В. Молоток, А. А. Ермак, П. Ф. Гришин, В. А. Емельянова, И. В. Ковалева

Методические указания разработаны в соответствии с учебным планом подготовки инженеров-химиков-технологов по специальности 1-48 01 03 «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов» и 6-05-0711-02 «Переработка нефти и газа и промышленный органический синтез».

Приведены требования к оформлению курсовой работы и ее содержанию. Изложены методические рекомендации по выполнению всех основных частей курсового проекта.

Предназначены для студентов специальностей нехимического профиля.

© Полоцкий государственный университет
имени Евфросинии Полоцкой, 2026

2 – дополнительный титульный экран – производственно-технические сведения

Для создания текстового электронного издания «Технология переработки нефти и газа» (ч. 1) Е. В. Молоток, А. А. Ермака, П. Ф. Гришина, В. А. Емельяновой, И. В. Ковалевой использованы текстовый процессор Microsoft Word и программа Adobe Acrobat XI Pro для создания и просмотра электронных публикаций в формате PDF.

МОЛОТОК Елена Васильевна
ЕРМАК Александр Александрович
ГРИШИН Павел Федорович и др.

ТЕХНОЛОГИЯ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА

Методические указания
к выполнению курсового проектирования
для студентов специальностей
1-48 01 03, 6-05-0711-02

В 3 частях

Часть 1

Редактор Т. А. Дарьянова

Подписано к использованию 26.01.2026.
Объем издания 1,60 Мб. Заказ 34.

Издатель и полиграфическое исполнение:
учреждение образования «Полоцкий государственный университет
имени Евфросинии Полоцкой».

Свидетельство о государственной регистрации
издателя, изготовителя, распространителя печатных изданий
№ 1/305 от 22.04.2014.

ЛП № 02330/278 от 27.05.2004.

211440, ул. Блохина, 29,
г. Новополоцк,
Тел. 8 (0214) 59-95-41, 59-95-44
<http://www.psu.by>

Содержание

Введение	5
1. ТЕМА И СОСТАВ КУРСОВОЙ РАБОТЫ	5
2. ВЫПОЛНЕНИЕ РАЗДЕЛОВ КУРСОВОЙ РАБОТЫ	6
2.1. Характеристика нефти	6
2.2. Характеристика фракций нефти и их возможное применение	8
2.3. Выбор и обоснование технологической схемы установки первичной переработки нефти (АВТ)	13
2.4. Расчет состава и количества газа и бензина в емкости орошения отбензинивающей колонны	20
2.5. Расчет материального баланса ректификационных колонн и установки в целом	27
2.6. Расчет доли отгона сырья на входе в колонну	29
2.7. Технологический расчет колонны	34
2.8. Расчет теплопроизводительности трубчатой печи	40
2.9. Подбор теплообменника, определение площади поверхности нагрева теплообменника и коэффициента теплопередачи при помощи программы PRO II	41
2.10. Охрана окружающей среды на установке АВТ	44
3. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ КУРСОВОЙ РАБОТЫ	44
Список использованных источников.....	45

Введение

Данная курсовая работа призвана помочь студентам в закреплении и углублении теоретических знаний по дисциплине «Технология переработки нефти и газа», в частности, по технологическому оформлению установок первичной переработки нефти и методам расчета основных аппаратов. Курсовая работа способствует приобретению практических навыков работы с технической литературой, стандартами на топлива и масла, развитию самостоятельного творческого мышления студентов.

1. ТЕМА И СОСТАВ КУРСОВОЙ РАБОТЫ

Тема курсовой работы для всех студентов имеет типовое название: «Проект установки первичной переработки нефти (АВТ) мощностью (1–8 млн т/год)».

Содержание одной курсовой работы отличается от другого мощностью установки, а также тем, что разные проекты базируются на различном сырье (нефти). Каждая нефть, выбранная студентом или предложенная руководителем, обеспечивает производство нефтяных фракций различного качества и количества, поэтому материальный и тепловой балансы, расчетные параметры оборудования будут специфичны для каждого проекта. Задание подписывается руководителем и студентом. В задании приводится перечень вопросов, подлежащих разработке, и график выполнения проекта.

В курсовом проекте разрабатываются следующие разделы:

Введение.

1. Характеристика нефти.
2. Характеристика получаемых фракций нефти и их возможное применение.
3. Выбор и обоснование технологической схемы установки первичной переработки нефти (АВТ).
4. Расчет состава и количества газа и бензина в емкости орошения отбензинивающей колонны.
5. Расчет материального баланса ректификационных колонн и установки в целом.
6. Расчет доли отгона сырья на входе в проектируемую колонну.
7. Технологический расчет колонны.
8. Расчет теплопроизводительности трубчатой печи.

9. Подбор теплообменника, определение площади поверхности нагрева теплообменника и коэффициента теплопередачи при помощи программы PRO II.

10. Охрана окружающей среды на установке.

Заключение.

Список использованных источников.

Конкретные аппараты для расчетов, перечисленных в пп. 6–9, определяются руководителем и указываются в задании.

Графический материал проекта (листы формата А3) включает:

- лист 1 – технологическая схема установки переработки нефти (АВТ);
- лист 2 – ректификационная колонна.

2. ВЫПОЛНЕНИЕ РАЗДЕЛОВ КУРСОВОЙ РАБОТЫ

Курсовая работа выполняется последовательно, начиная с введения, в соответствии с графиком, указанным в задании. Каждый раздел пояснительной записи проекта должен содержать ссылки на литературу, используемую при его написании. Правила оформления списка литературы и ссылок приведены в стандарте на дипломный проект [1]. При выборе получаемых фракций и технологической схемы установки количество использованных литературных источников должно составлять не менее 5–6 наименований, а для всего курсовой работы не менее 15–20.

Во *введении* отражаются задачи, стоящие перед нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленностью Республики Беларусь, в частности, задачи, решаемые при эксплуатации установок АВТ. Далее указываются примеры решения этих задач на конкретных цифрах с использованием литературных данных. Здесь же необходимо показать роль установок первичной переработки нефти в получении высококачественных нефтепродуктов.

2.1. Характеристика нефти

Выбор технологической схемы первичной и последующей переработок нефти в большой степени зависит от ее качества. Исчерпывающие данные об абсолютном большинстве нефтей собраны в справочной литературе [2]. Основываясь на этих данных, студент рассчитывает те показатели качества нефти, которые применяются при выполнении курсового проекта, т.е. при выборе технологической схемы установки, составлении материальных балансов, расчете аппаратов. Показатели качества нефти

представляются в виде таблиц. При использовании показателей качества нефти в ходе выполнения курсовой работы даются ссылки на эти таблицы.

На основании данных, представленных в таблицах 2.1 и 2.2, делается вывод о целесообразности производства базовых масел, т.е. о получении узких масляных фракций (погонов, дистиллятов) на установке АВТ. В справочниках по нефтям приводится химический состав узких фракций, по которому определяется смесь углеводородов (базовое масло) с необходимым индексом вязкости (≥ 90), а также выход базового масла на нефть и фракцию [2]. Экономически целесообразно, если выход базовых масел на мазут (остаток >360 °C) составляет не менее 20% масс. при общем выходе базовых масел не менее 200 000 т/год. При несоблюдении этого условия получение узких масляных фракций на АВТ невыгодно, т.е. нефть не следует перерабатывать по масляному варианту с применением физических методов очистки масляных фракций.

Например, показатели качества двинской нефти, приведенные в таблицах 2.1 и 2.2, позволяют сказать, что выход базовых масел на мазут составляет около 22% ($\frac{10 \cdot 100}{100 - 55,82}$, где 10 – выход базовых масел на нефть, % масс., 100–55,82 – выход мазута на нефть, % масс.). Такое количество масел с ИВ >90 обеспечивает их производство 200 000 т/год при мощности АВТ не менее 2,0 млн т/год ($\frac{200000}{0,1}$, где 0,10 – выход базовых масел на нефть, масс. доли).

Таблица 2.1. – Показатели качества нефти

Показатели	Единицы измерения	Значение показателя
Плотность нефти при 20 °C	кг/м ³	
Содержание в нефти: хлористых солей	мг/л	
воды	% масс.	
серы	% масс.	
парафина	% масс.	
фракции до 360 °C	% масс.	
фракции 360–500 °C	% масс.	
фракции 500–600 °C	% масс.	
Плотность гудрона (остатка) при 20 °C (фр. >500 °C)	кг/м ³	
Вязкость нефти: при $t= 50$ °C при $t= 100$ °C	мм ² /с мм ² /с	
Выход суммы базовых масел с ИВ ≥ 90 и температурой застывания ≤ -15 °C	% масс.	

Таблица 2.2. – Потенциальное содержание фракций в нефти

Номер компонента	Компоненты, фракции	Массовая доля компонента в смеси, x_i
1	H ₂	
2	CH ₄	
3	C ₂ H ₆	
4	C ₂ H ₄	
5	H ₂ S	
6	ΣC_3	
7	ΣC_4	
8	28–62 °C	
9	62–85 °C	
10	85–105 °C	
11	105–140 °C	
12	140–180 °C	
13	180–210 °C	
14	210–310 °C	
15	310–360 °C	
16	360–400 °C	
17	400–450 °C	
18	450–500 °C	
19	>500 °C	
	Итого	

Потенциальное содержание фракций в нефти, взятое в справочниках, следует пересчитать на фракции, указанные в таблице 2.2, т.к. на основе этих фракций составлены программы PRO II для ПЭВМ для определения состава фаз и доли отгона паров при расчетах аппаратов [3], используемые в ходе выполнения курсовой работы

2.2. Характеристика фракций нефти и их возможное применение

Характеристики всех фракций нефти составляются по данным справочника [2] и представляются в виде таблиц. По этим данным в соответствующих разделах проекта рассчитываются балансы аппаратов, а в настоящем разделе дается заключение о путях дальнейшей переработки полученных фракций в товарные нефтепродукты, отвечающие требованиям стандартов [4; 5]. Ниже приведены примеры по показателям качества различных фракций двинской нефти. Выходы всех фракций, приведенные в таблицах 2.3–2.8, должны совпадать с их содержанием по таблице 2.2.

2.2.1. Характеристика газов

Требуется проанализировать состав углеводородных газов, растворенных в нефти, и сделать вывод о путях дальнейшей переработки вышеупомянутых газов. При содержании этана в рефлюксе более 5% его направляют для переработки на газофракционирующую установку или применяют в качестве сырья процесса пиролиза.

Таблица 2.3. – Состав и выход газов на нефть

Компоненты	Выход на нефть, % мас.
Этан	
Пропан	
Бутан	
Изобутан	
Итого	

* содержание газов и компонентов в газовой смеси взято из справочника [2].

2.2.2. Характеристика бензиновых фракций и их применение

В таблице 2.4 представлены характеристики всех бензиновых фракций, которые получают на современных установках АВТ.

Таблица 2.4. – Характеристика бензиновых фракций

Пределы кипения фракции, °C	Выход на нефть, % масс.	Октановое число без ТЭС	Содержание, % мас.			
			изопентана	серы	ароматических углеводородов	нафтеновых углеводородов
н.к.-70						
70–140						
70–180						
140–180						

На установке АВТ в основном получают бензиновые фракции 70–140 °C (при выработке реактивного топлива) или 70–180 °C (если реактивное топливо не вырабатывают), которые направляют на риформинг для повышения их октанового числа. На НПЗ повышенной мощности по нефти, специализирующимся на выпуске индивидуальных ароматических углеводородов, на установках АВТ получают бензиновые фракции 70–140 °C, 85–140 °C и 140–180 °C с суммарным их производством не менее 1,2 млн т/год, что обеспечивает загрузку по сырью двух установок каталитического риформинга. Одна из них перерабатывает фракцию 70(85)–140 °C для получения ароматики, а другая –

смесь фракций 70(85) – 140 °С и 140–180 °С для производства высокооктанового компонента автомобильных бензинов. С учетом вышеизложенного на основе характеристик бензинов (см. таблицу 2.4), производительности установки АВТ и целесообразности выработки реактивного топлива выбираются конкретные бензиновые фракции, которые необходимо получить на установке АВТ.

2.2.3. Характеристика легкого керосинового дистиллята

Характеристика легкого керосинового дистиллята приведена в таблице 2.5 с учетом нормируемых показателей качества товарных реактивных топлив [4].

Таблица 2.5. – Характеристика легкого керосинового дистиллята

Выход на нефть, % масс.	Плотность, кг/м ³	Вязкость при 20°C, мм ² /с (cСт)	Теплота сгорания, кДж/кг	Содержание, % мас.			Температура начала кристаллизации, °C
				серы	меркаптанов	ароматических углеводородов	

Соответствует ли керосиновый дистиллят нефти требованиям современного стандарта на реактивное топливо различных марок по указанным показателям? Требуется сделать вывод о целесообразности производства реактивного топлива. В среднем, в зависимости от сезона года и расходов на оборону республики, выпуск реактивного топлива не превышает 20% от выработки автомобильных бензинов. При работе АВТ без вывода керосинового дистиллята в отпарной колонне можно получать бензиновую фракцию 140–180 °С и дизельную 180–240 °С.

2.2.4. Характеристика дизельных фракций и их применение

В таблице 2.6 представлена характеристика дизельных фракций, которые можно вырабатывать на установке АВТ из любой нефти. Однако получение на АВТ той или иной дизельной фракции должно быть обоснованным.

На установке АВТ выбирают один из вариантов получения дизельных фракций:

- 1) получение фракции 180–360 °С как основного компонента дизельного топлива при работе АВТ без производства реактивного топлива;

- 2) получение фракции 230–360 °C (240–360 °C) как компонента дизельного топлива при работе АВТ с получением реактивного топлива;
- 3) получение дизельной фракции 200–310 °C как сырья для производства жидких парафинов и зимнего дизельного топлива при одновременном производстве дизельных фракций 180–200°C и 310–360°C – компонентов товарного дизельного топлива.

Таблица 2.6. – Характеристика дизельных фракций нефти

Пределы кипения, °C	Выход на нефть, % масс.	Цетановое число	Вязкость при 20°C, мм ² /с (сСт)	Температура		Содержание, % мас.	
				помутнения, °C	застывания, °C	серы	парафинов*
180–200							
180–360							
200–310							
230–360							
310–360							

* содержание парафинов определено на основе углеводородов, образующих комплекс с карбамидом.

Соответствуют ли дизельные фракции нефти требованиям современного стандарта на дизельное топливо различных марок по указанным показателям? Требуется сделать вывод о направлении дизельных фракций на установки вторичной переработки нефти.

2.2.5. Характеристика вакуумных (масляных) дистиллятов двинской нефти и их применение

Для производства базовых масел применяются узкие масляные (вакуумные) дистилляты (ВД), выкипающие условно в пределах 360–420 °C, 420–450 °C, 450–500 °C и 500–600 °C (500–560 °C).

Выход вакуумного дистиллята 500–600 °C (480–560 °C) рассчитывается на основе таблицы потенциального содержания фракций в нефти, представленной в справочнике по нефтям [2]. По данным этой таблицы определяют средний выход фракций с разностью температур начала и конца кипения в 10 °C в интервале температур выкипания фракций 450–500 °C (400–490 °C) и далее этот средний выход 10-градусных фракций принимают для расчета выхода фракций, выкипающих выше 500 °C (490 °C). В среднем повышение температуры конца кипения фракции на 10 °C в интервале 450–600 °C увеличивает выход фракции на 1–1,5% масс. на нефть.

Широкая масляная фракция 360–500 °С применяется в качестве сырья для установок гидрокрекинга и каталитического крекинга. Для увеличения количества сырья для каталитического крекинга к этой фракции может добавляться тяжелый вакуумный дистиллят с пределами кипения 500–600 °С (500–560 °С). Рассчитанные показатели качества вакуумных дистиллятов и их выход на нефть записывают в виде таблицы 2.7. На основании этих данных и задания на курсовую работу выбираются конкретные вакуумные дистилляты, которые необходимо получить на установке АВТ.

Таблица 2.7. – Характеристика вакуумных дистиллятов

Пределы кипения, °С	Выход на нефть, % масс.	Плотность при 20°C, кг/м³	Вязкость, мм²/с, при		Содержание серы, % масс.	Выход базовых масел с ИВ≥90 на дистиллят, % масс.
			50°C	100°C		
360–420						
420–450						
450–500						
500–600						
360–500						

Например, при мощности АВТ 3 млн т/год нефти на установке одновременно получают все вакуумные дистилляты, которые служат сырьем для производства базовых масел, имеющих повышенный индекс вязкости (ИВ>90) и выход (>43% на дистиллят). Избыток этих дистиллятов сбрасывается в трубопровод, по которому смесь поступает на установки каталитического крекинга и(или) гидрокрекинга. Если выход базовых масел невелик (<43% на дистиллят), то на установке АВТ получают широкую масляную фракцию 360–500 °С и вакуумный дистиллят 500–600 °С (500–560 °С) – сырье для вышеназванных установок.

2.2.6. Характеристика остатков и их применение

На установке АВТ получают остатки: атмосферной перегонки – мазут ($t_{нк} \sim 360$ °С) и вакуумной перегонки – гудрон обычный ($t_{нк} \sim 500$ °С) или утяжеленный ($t_{нк} \sim 600$ °С). Большая часть мазута поступает на вакуумный блок для производства масляных дистиллятов.

Мазут и гудрон применяются в качестве компонентов котельных топлив и сырья для установок висбрекинга и коксования. Кроме того, гудрон используется в качестве сырья для процесса деасфальтизации и производства битумов, гидрокрекинга остатков, коксования.

Таблица 2.8. – Характеристика остатков нефти

Показатель	Остатки, $t_{\text{нк}}$ °С		
	>360	>500	>600 (560)
Выход на нефть, % масс.			
Вязкость условная, °ВУ:			
при 50 °С			
при 80 °С			
Плотность при 20 °С, кг/м ³			
Коксуемость, % масс.			

Окончание таблицы 2.8

Содержание, % масс.: серы			
парафинов			
базовых масел с ИВ≥ 90			

Характеристика остатков представляется в виде таблицы (см. таблицу 2.8) с указанием показателей качества, исходя из которых определяется область применения и делается заключение о конкретном использовании того или иного остатка.

2.3. Выбор и обоснование технологической схемы установки первичной переработки нефти (АВТ)

Технологическая схема установки АВТ должна создать условия:

- для получения заданного ассортимента фракций и их качества;
- минимального потребления энергоресурсов, т.е. электроэнергии, топлива, воды, водяного пара;
- обеспечения высоких показателей экологической характеристики установки.

Эти требования не следует переписывать в курсовой проект, их нужно придерживаться при выборе технологической схемы установки АВТ. С учетом задания на курсовую работу и характеристики нефти и ее фракций из литературных и патентных источников выбирается принципиальная технологическая схема установки АВТ [7–12]. Для выполнения требований, предъявляемых к технологической схеме установки, в принципиальную схему затем вносятся дополнения, взятые из журнальных статей, патентов и проспектов фирм.

Выбор и обоснование технологической схемы установки АВТ представлен на примере переработки двинской нефти. В основу технологической

схемы установки АВТ мощностью 5 млн т/год двинской нефти принятая принципиальная технологическая схема аналогичной установки, приведенная в учебном пособии [10]. В эту схему вносятся следующие дополнения.

Блок ЭЛОУ. В блоке ЭЛОУ для получения обессоленной нефти с содержанием хлористых солей ≤ 1 мг/л при степени обессоливания в каждой ступени 95% устанавливается две ступени обессоливания [13].

Данное решение позволит довести содержание хлористых солей после первой ступени $\Phi_{Cl\text{sol},1}$ до

$$\Phi_{Cl\text{sol},1} = \Phi_{Cl\text{sol,сыр.н.}} \cdot (1 - \zeta_1), \quad (2.1)$$

где $\Phi_{Cl\text{sol,сыр.н.}}$ – содержание хлористых солей в сырой нефти, мг/дм³;

ζ_1 – степень обессоливания одной ступени.

После второй ступени $\Phi_{Cl\text{sol},2}$ до

$$\Phi_{Cl\text{sol},2} = \Phi_{Cl\text{sol},1} \cdot (1 - \zeta_2), \quad (2.2)$$

где $\Phi_{Cl\text{sol},1}$ – содержание хлористых солей после первой ступени, мг/дм³;

ζ_2 – степень обессоливания одной ступени.

Определим концентрацию хлористых солей в воде, находящейся в сырой нефти $C_{Cl\text{sol,сыр.н.}}$:

$$C_{Cl\text{sol,сыр.н.}} = \frac{\Phi_{Cl\text{sol,сыр.н.}}}{\rho_4^{20} \cdot \Phi_{водывсырн.}}, \quad (2.3)$$

где ρ_4^{20} – относительная плотность нефти;

$\Phi_{водывсырн.}$ – содержание воды в сырой нефти, масс. доли.

Определим концентрацию хлористых солей в воде, находящейся в обессоленной нефти $C_{Cl\text{sol,обес.н.}}$:

$$C_{Cl\text{sol,обес.н.}} = \frac{\Phi_{Cl\text{sol,обес.н.}}}{\rho_4^{20} \cdot \Phi_{водывобес.н.}}, \quad (2.4)$$

где $\Phi_{Cl\text{sol,обес.н.}}$ – содержание хлористых солей в обессоленной нефти,

1 мг/дм³;

$\Phi_{водывобес.н.}$ – содержание воды в обессоленной нефти, 0,001 масс. доля.

Для понижения концентрации хлористых солей в воде подают промывную воду.

Расход промывной воды (B), л/м³, определяется из уравнения

$$C_{Cl.\text{обесс.н.}} = \frac{\Phi_{Cl\text{ сол.,сыр.н.}}}{1 + B}. \quad (2.5)$$

Обычно промывную воду подают с избытком 50–200%.

Для уменьшения неутилизируемых отходов (соленые стоки) свежая промывная вода подается только во вторую ступень обессоливания, а дренажная вода из электродегидраторов второй ступени поступает в электродегидраторы первой ступени через прием сырьевого насоса (3% об.), т.е. применяется циркуляция воды.

Дренажные воды из электродегидраторов сбрасываются в специальную емкость для отстоя, а после отстоя – в канализацию соленых вод и далее на очистные сооружения. Деэмульгатор неионогенного типа подается в количестве 8 г/т нефти в виде 2% водного раствора (400 г/т) на прием сырьевого насоса из специальной емкости. В связи с этим в технологической схеме установки АВТ предусматриваются дополнительные емкости и насосы.

Блок колонн. В отбензинивающей колонне К-1 по промышленным данным установки АВТ-6 ПО «Наftан» дистиллятом является фракция н.к. -120 °С, которая состоит из 100% фракции н.к. -85 °С и 40% (от потенциального содержания) фракции 85–120 °С. В К-2 применяется взамен острого орошения верхнее циркуляционное орошение, что позволяет использовать его теплоту для подогрева сырой нефти [14].

В стабилизационной колонне К-4 производится только стабилизация бензина К-1 (н.к. -120 °С) и вывод боковой фракции н.к. -70 °С (C5–C6) – сырья процесса изомеризации. После стабилизации фракция 70–120 °С смешивается с бензином К-2 (85–120 °С) и отправляется на установки катализического риформинга. Температура внизу стабилизационной колонны К-4 поддерживается за счет циркуляции через кипятильник нижнего продукта. Теплоносителями являются вакуумные дистилляты VD-3 и VD-4. Это позволяет отказаться от печи и снизить расход топлива и выбросы дымовых газов. Вакуумная колонна К-5 оснащается высокоэффективной насадкой, что обеспечивает получение узких фракций и, при необходимости, широкой масляной фракции смешением узких фракций после утилизации их теплоты [15].

Блок теплообменников. Схема теплообмена на установке должна обеспечить подогрев нефти до температуры не менее 240 °С. Обычно нефть

прокачивается через теплообменники двумя и более потоками, но при этом скорость движения нефти и теплоносителей в теплообменниках должна составлять 1–2 м/с для обеспечения удовлетворительных условий теплопередачи [7; 8; 16].

Основой расчета схемы теплообмена являются температура теплоносителя и его расход.

В таблице 2.9 представлена характеристика теплоносителей, которые получаются на АВТ при переработке двинской нефти. Температура теплоносителей принята на основе литературных и практических данных по установкам АВТ в ПО «Нафтан» [8; 9].

При разработке схемы теплообмена в первую очередь решается вопрос об утилизации теплоты теплоносителей с максимальной температурой ($\geq 290^{\circ}\text{C}$), т.к. они позволяют подогреть нефть до 240°C и выше.

В общем, количество потоков нефти, проходящей через теплообменники, определяется производительностью установки и площадью проходного сечения в теплообменниках для нефти и теплоносителей. Например, для АВТ производительностью по двинской нефти 5 млн т/год целесообразно выбрать теплообменники с диаметром кожуха 1200 мм, числом ходов по нефти – 4, площадью свободного (проходного) сечения одного хода по трубам $65 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$ и по межтрубному пространству $18,78 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$ [7].

В этих условиях по трубному пространству теплообменника можно пропустить нефть при скорости 1,2 м/с с расходом $280 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($65 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 3600$), а по межтрубному – теплоноситель (например, гудрон) при скорости 1,10 м/с – $74 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($18,78 \cdot 10^{-3} \cdot 1,12 \cdot 3600$).

Общий расход нефти – 612 т/ч или $840 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($t_{\text{ср}} \approx 200^{\circ}\text{C}$).

Расход гудрона ($>600^{\circ}\text{C}$) составляет $612 \cdot 0,2173 = 133 \text{ т/ч}$ или $140 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($t_{\text{ср}} \approx 230^{\circ}\text{C}$).

Таким образом, при выбранных теплообменниках нефть должна прокачиваться через них тремя потоками ($840/280$), а для гудрона и других теплоносителей необходимо иметь два и более потока. Каждый поток теплоносителя на входе в выбранный для данного примера теплообменник должен иметь расход около 10% от общего расхода нефти, что обусловлено площадью проходного сечения по межтрубному пространству.

С учетом вышеизложенного и характеристик теплоносителей на рисунках 1 и 2 представлены схемы подогрева нефти перед колонной К-1 для двинской нефти.

Таблица 2.9. – Характеристика теплоносителей

	Теплоноситель	Расход, % масс. на нефть	Начальная температура теплоносителя, °C	Номер нефтяного потока перед К-1
	Теплоносители К-2			
1	Верхнее циркуляционное орошение К-2 – ВЦО-К2 (кратность 4)	40,0	150	1
2	Фракция 120–230 °C	23,0	180	
3	Фракция 230–360 °C	24,8	290	
4	Нижнее циркуляционное орошение К-2 в зоне фр. 230–360 °C-НЦО-К2	24	300	1 и 2
	Теплоносители вакуумной колонны К-5			
5	Верхнее циркуляционное орошение К-5 (кратность 20) – ВЦО-К5	50	150	1 и 2
6	Среднее циркуляционное орошение К-5 – СЦО-К5	34	290	1 и 2
7	Нижнее циркуляционное орошение К-5 – НЦО-К5	25	320	1 и 2
8	Вакуумный дистиллят 1 – ВД-1	7,75	250	–
9	Вакуумный дистиллят 2 – ВД-2	3,88	290	–
10	Вакуумный дистиллят 3 – ВД-3	6,31	320	–
11	Вакуумный дистиллят 4 – ВД-4	4,5	350	
12	Гудрон (>600 °C)	21,73	340	1 и 2

Разность температур на входе и выходе нефти или теплоносителя из теплообменника определяется ориентировочно по уравнениям:

$$\Delta t_H = \Delta t_T \frac{G_T}{G_H} \text{ при } t \leq 200 \text{ °C}; \quad (2.6)$$

$$\Delta t_H = 0,78 \cdot \Delta t_T \frac{G_T}{G_H} \text{ при } t > 200 \text{ °C}, \quad (2.7)$$

где Δt_H и Δt_T – разность между температурами на входе и выходе соответственно для нефти и теплоносителя, °C;

G_H и G_T – расход в теплообменнике нефти и теплоносителя, соответственно, кг/ч или % масс. от общего количества нефти.

Однако необходимо подчеркнуть, что эти разности температур ориентировочные, поэтому при расчете площади поверхности нагрева конкретного теплообменника одну из четырех температур надо определять на основании теплового баланса теплообменника.

Теплоту теплоносителей с температурой выше 100 °C на выходе из последнего теплообменника можно использовать для нагрева воды и выработки водяного пара.

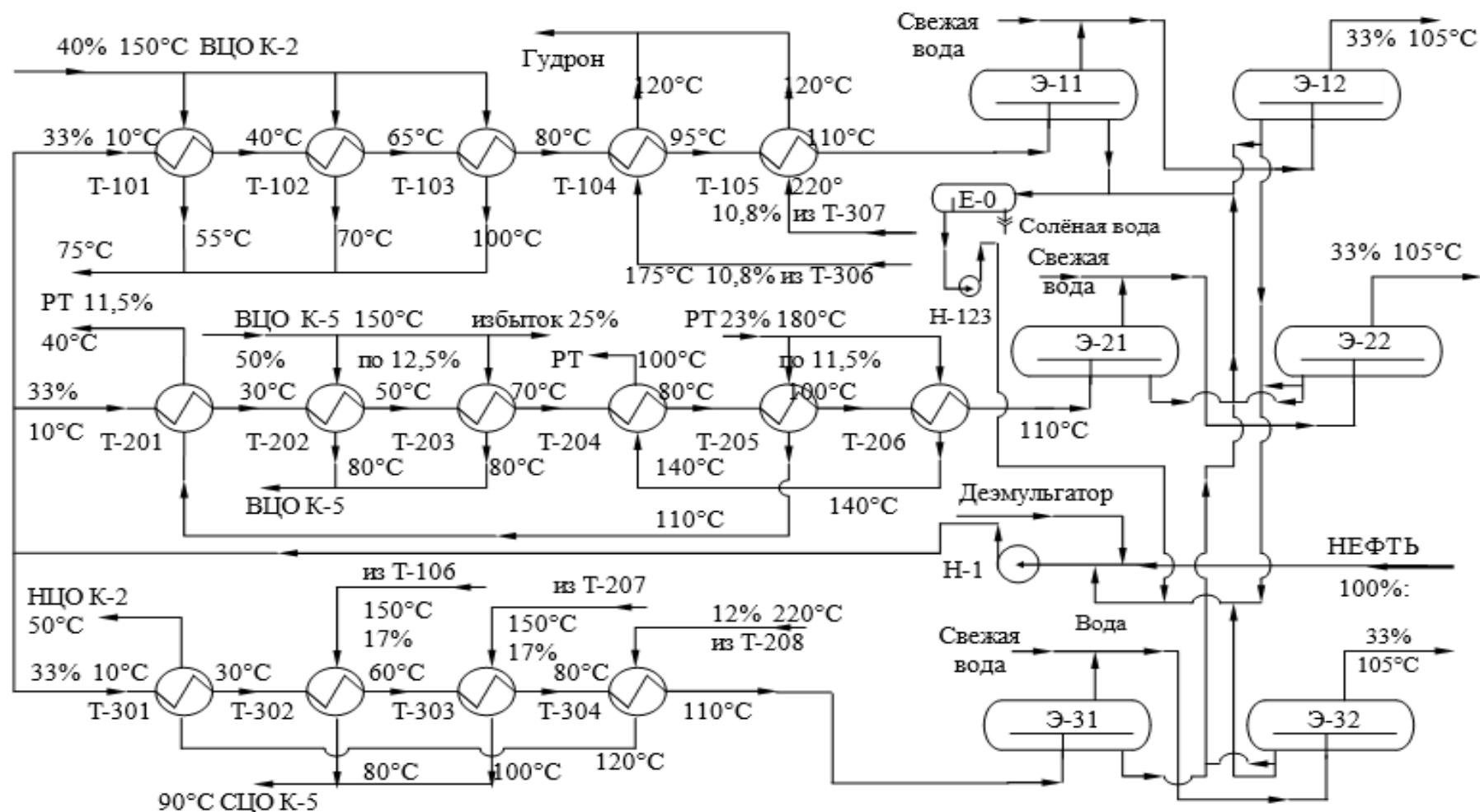


Рисунок 1. – Пример схемы подогрева нефти до блока ЭЛОУ

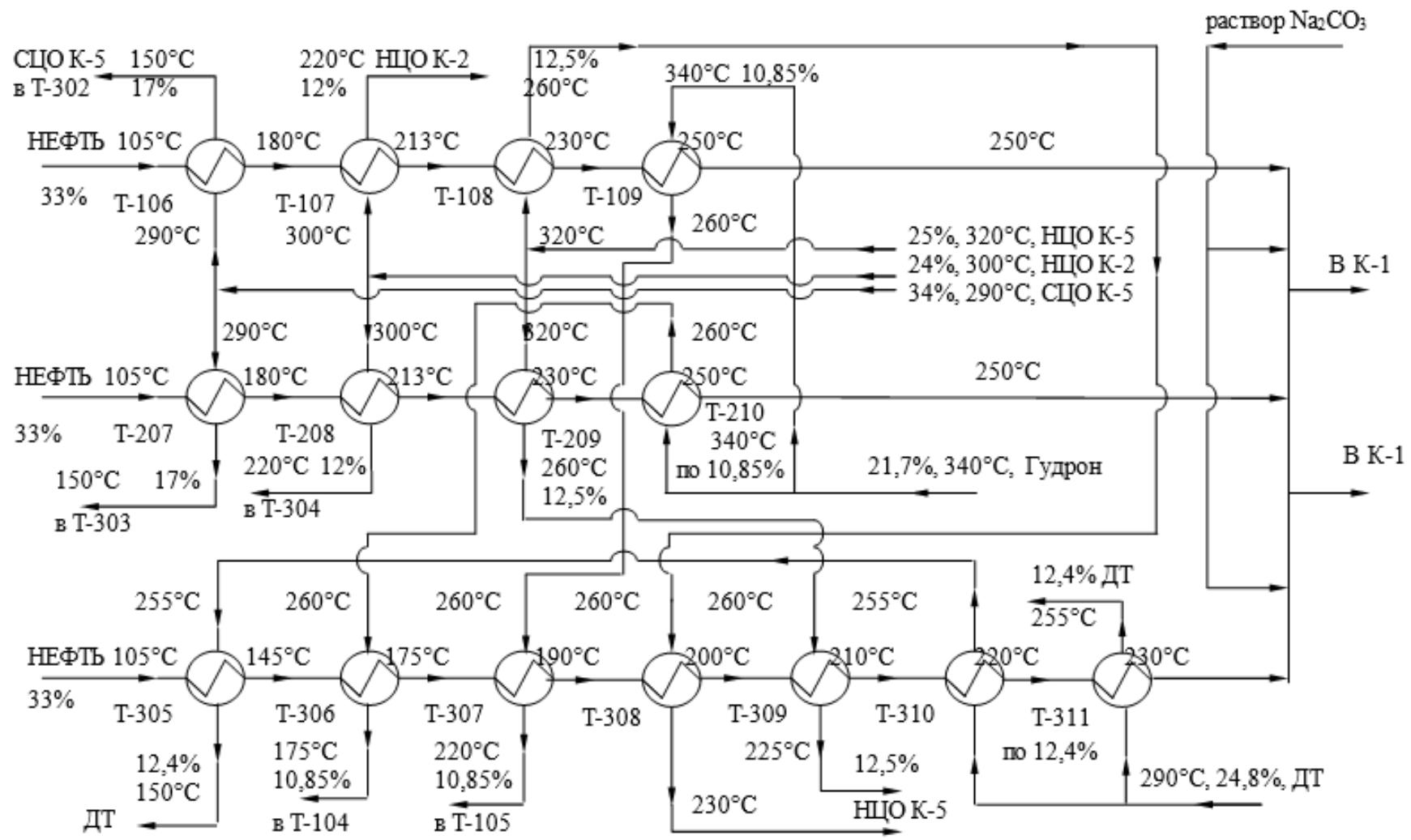


Рисунок 2. – Пример схемы подогрева нефти после блока ЭЛОУ

2.4. Расчет состава и количества газа и бензина в емкости орошения отбензинивающей колонны

2.4.1. Расчет состава и количества газа и бензина в емкости орошения отбензинивающей колонны (вариант без применения абсорбера)

Расчет состава и количества газа и бензина в емкости орошения необходим для того, чтобы выбрать давление в отбензинивающей колонне, при котором в емкости орошения получается сухой газ с содержанием пропана не более 7–10% (паровая фаза), и определить состав нестабильного бензина (фракция C3 – 120 °C) и его количество, что позволяет провести в дальнейшем расчет стабилизационной колонны. Давление в емкости орошения обычно на 50 кПа ниже, чем давление вверху отбензинивающей колонны из-за гидравлического сопротивления трубопроводов и холодильников-конденсаторов. Давление вверху отбензинивающих колонн составляет 280–500 кПа [6–9].

Для расчета состава и количества газа и бензина в емкости орошения задаются давлением, температурой, кратностью орошения и составом смеси, поступающей в емкость орошения. Состав смеси зависит от количества компонентов, находящихся в исходной нефти и в орошении колонны. Пример для определения состава смеси, поступающей в емкость орошения при кратности орошения 2 и расходе нефти в отбензинивающую колонну 612 т/ч, представлен в таблице 2.10 при получении бензиновой фракции н.к. -120 °C (см. таблицы 2.2, 2.3, 2.4).

Таблица 2.10. – Состав смеси на входе в емкость орошения

Номер компонента по таблице 2.2	Компонент (фракция)	Массовая доля компонента в нефти	Количество компонента в нефти, кг/ч	Смесь углеводородов на входе в емкость с учетом орошения	
				кг/ч	масс. доля
3	C2H6	0,00048	294	882	0,00411
6	C3H8	0,00609	3727	11181	0,05206
7	ΣC4	0,01443	8831	26493	0,12335

Окончание таблицы 2.10

8	28–62 °C	0,04215	25796	77388	0,36032
9	62–85 °C	0,03224	19731	59193	0,27560
10	85–105 °C	0,01367*	8366	25098	0,11686
11	105–140 °C	0,00792*	4847	14541	0,06770
Итого		0,11698	71592	214776	1,00000

* Взято 40% масс. от потенциала, 60% остается в бензине К-2.

Состав смеси и ее количество (см. таблицу 2.10) служат исходными данными для определения состава паровой (газа) и жидкой (нестабильного бензина) фаз в емкости орошения при заданных в ней давлении и температуре с применением программы PRO II.

Подбираем давление при однократном испарении (не выше 500 кПа, т.к. максимальное давление в емкости орошении).

Температура однократного испарения в емкости $T = 40^{\circ}\text{C}$.

Результаты расчета приведены на рисунке 3.

Stream Name		S1
Stream Description		
Stream Phase		Liquid
Total Stream		
Temperature	C	40,00
Pressure	KPA	453,586
Rate	KG-MOL/HR	7632,5186
	KG/HR	597575,2300
Enthalpy	M*KJ/HR	51,1941
	KJ/KG	85,6897
Molecular Weight		78,2933
Mole Fraction Liquid		1,0000
Weight Fraction Liquid		1,0000
Pseudo Crit. Temperature	C	225,0650
Pseudo Crit. Pressure	KPA	3544,0718
Vapor Phase		
Rate	KG/HR	n/a
Actual Rate	M3/HR	n/a
Vapor Std. Vol. Rate [at 1 atm, 0 C]	M3/HR	n/a
CP	KJ/KG-C	n/a
CV	KJ/KG-C	n/a
Molecular Weight		n/a
Actual Density	KG/M3	n/a
Z (from density)		n/a
Vapor Viscosity	PAS	n/a
Therm. Cond.	W/M-K	n/a
Liquid Phase		
Rate	KG/HR	597575,2300
Actual Rate	M3/HR	890,5526
Liquid Std Rate (vol) [at 1 atm, 15,56 C]	M3/HR	861,0724
CP	KJ/KG-C	2,0882
Molecular Weight		78,2933
Actual Density	KG/M3	671,0162
Viscosity	PAS	0,0002
Thermal Conductivity	W/M-K	0,1180

Рисунок 3. – Результаты расчета доли отгона

Давление выбрано минимальное, при котором достигается необходимая доля отгона. Повышение давления нецелесообразно. Результаты расчета добавляются в курсовую работу в виде приложения. Абсорбер не нужен, т.к. при заданных условиях паровая фаза отсутствует.

2.4.2. Расчет состава и количества газа и бензина в емкости орошения отбензинивающей колонны (вариант с применением абсорбера)

1. Определим, присутствует ли паровая фаза при 450 кПа и 40 °С.

По результатам расчета из отчета программы PRO II видно, что паровая фаза присутствует в некотором количестве.

Ниже представлены примеры таблиц составов паровой и жидкой фаз.

Таблица 2.11. – Состав паровой фазы емкости орошения при 450 кПа и 40 °С

Компонент (фракция)	Массовая доля компонента, %	Количество компонента, кг/ч
Метан	19,09	459,404
Этан	17,53	421,862
Пропан	24,949	600,413
Изо-бутан	3,893	93,683
Бутан	12,46	299,842
28–70 °С	19,364	466,004
*70–140 °С	2,714	65,309
Итого	100	2406,517

Молярная масса паровой фазы 34,51 г/моль.

Таблица 2.12. – Состав жидкой фазы емкости орошения при 450 кПа и 40 °С

Компонент (фракция)	Массовая доля компонента в нефти	Количество компонента в нефти, кг/ч
Метан	0,195	241,211
Этан	0,88	1089,192
Пропан	4,02	4977,988
Изо-бутан	1,439	1782,196
Бутан	6,362	7877,774
28–70 °С	45,259	56043,874
*70–140 °С	41,846	51817,993
Итого	100	123830,2275

Молярная масса жидкой фазы 79,244 г/моль.

2. Определим, при каком давлении будет отсутствовать паровая фаза (доля отгона будет равна нулю). Для этого выбираем данные характеристик потока.

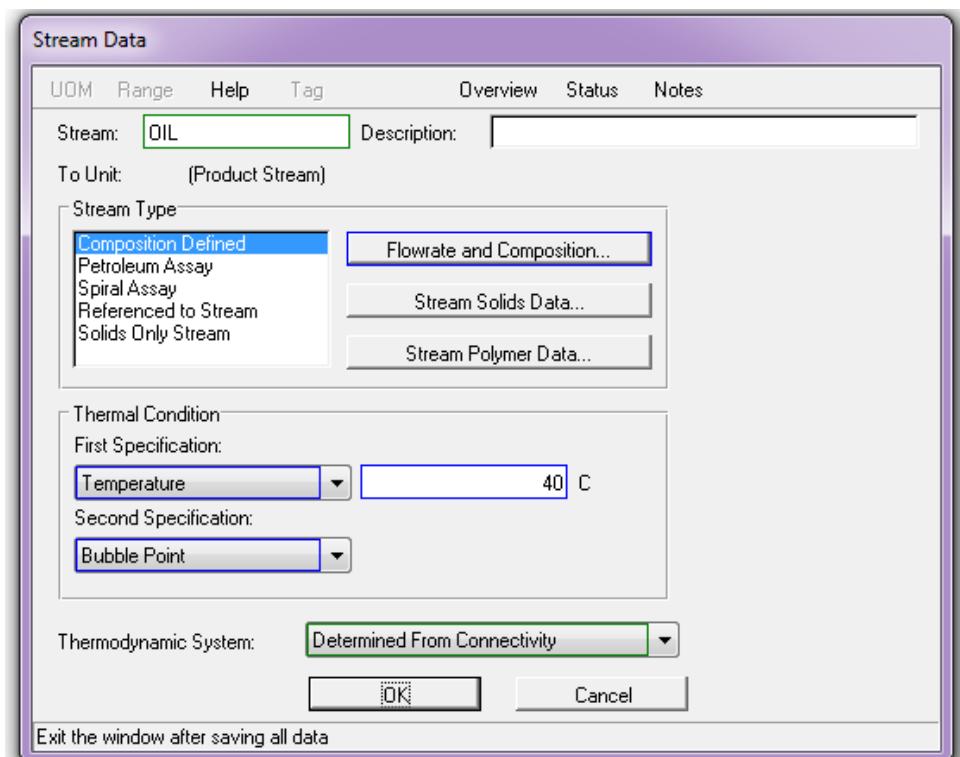


Рисунок 4. – Спецификации для расчета

Определяем из отчета, который выводится после проведения расчета с помощью программы, давление в емкости орошения. Если оно выше максимального в емкости орошения (500 кПа), то переходим к п. 3.

3. Строим схему (рисунок 4).

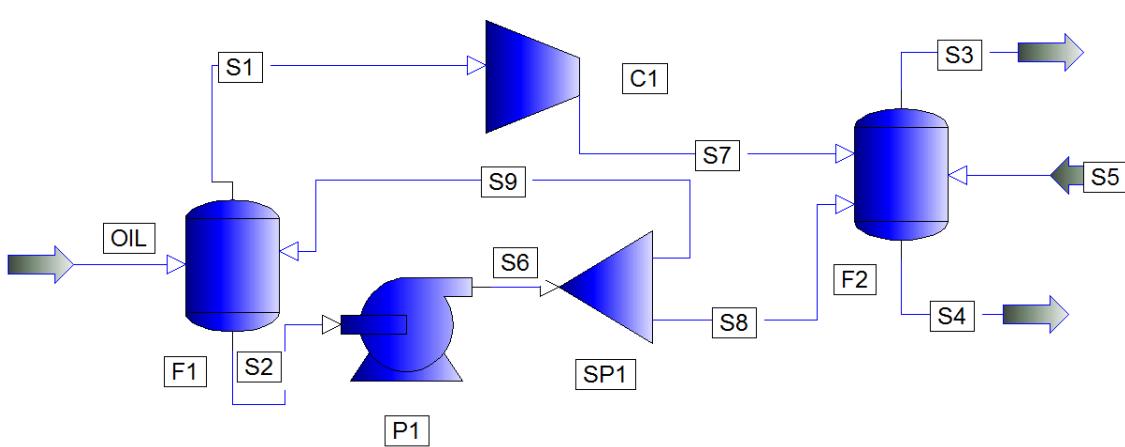


Рисунок 4. – Схема установки с абсорбером

Используется схема с абсорбером, поэтому давление в потоке можно снизить. Это хорошо скажется на работе атмосферной колонны, т.к. произойдет разгрузка по сырью.

Задаем потоку характеристики:

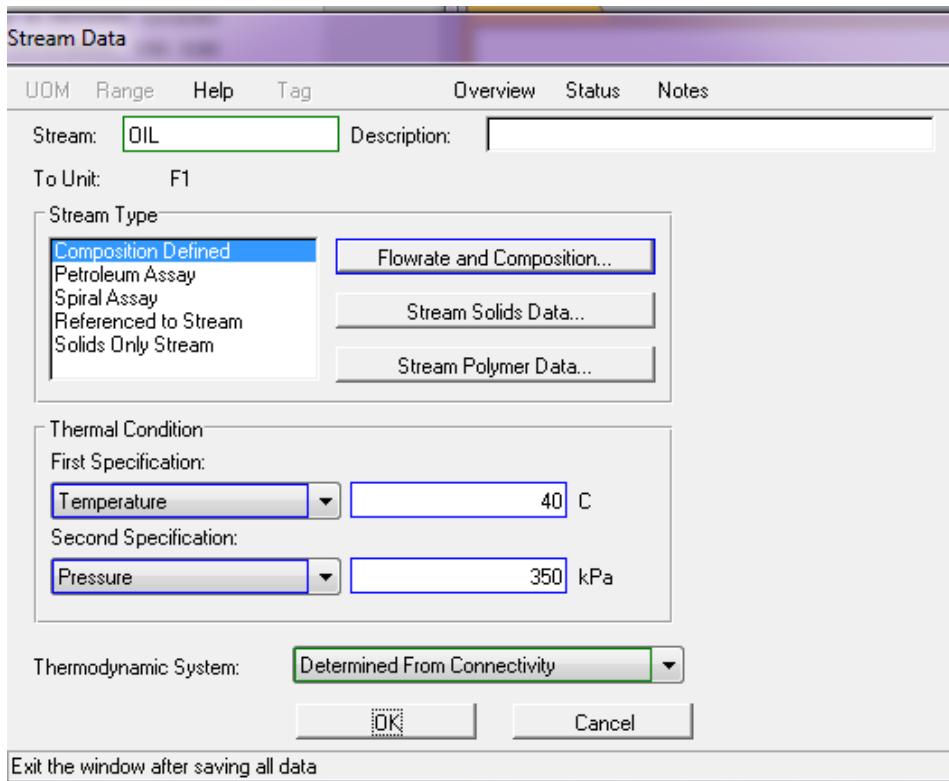


Рисунок 5. – Спецификации для расчета

Выбираем спецификацию для емкости орошения (Flash):

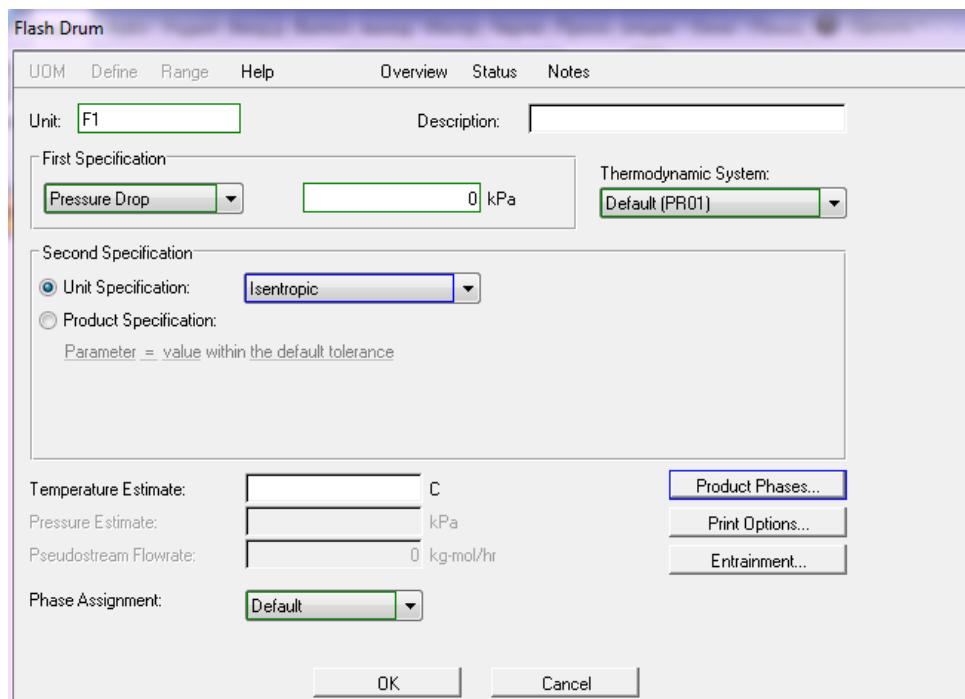


Рисунок 6. – Спецификации для расчета емкости

Выбираем спецификации для расчетов насоса и компрессора:

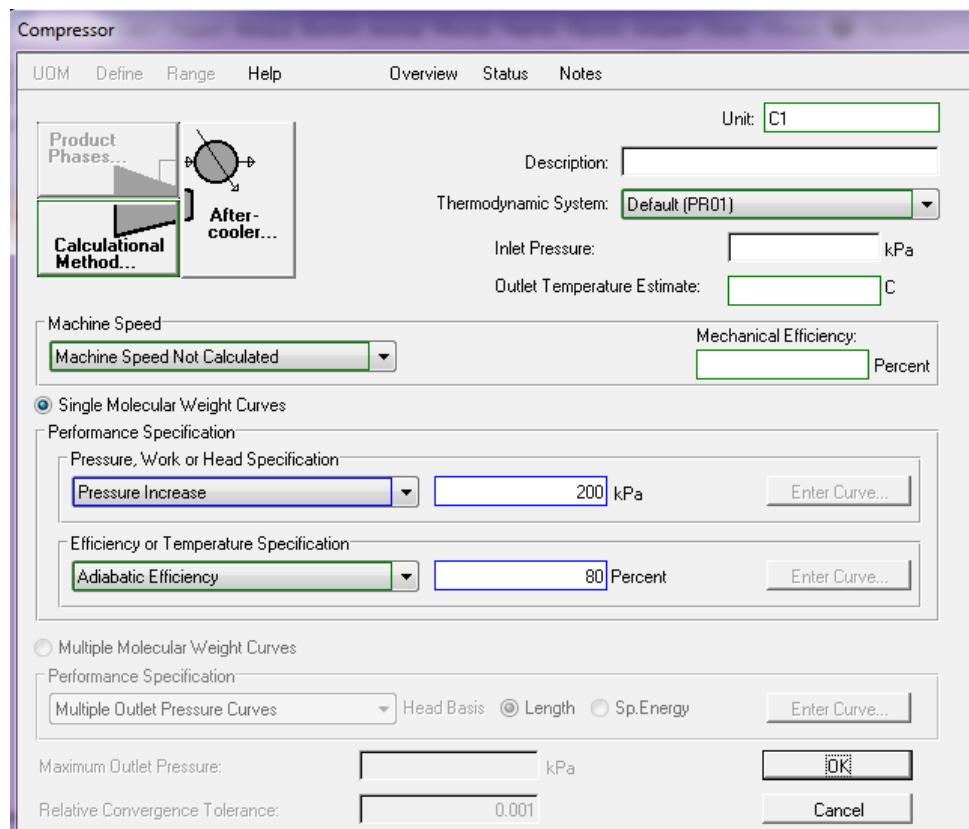


Рисунок 7. – Спецификации для расчета компрессора

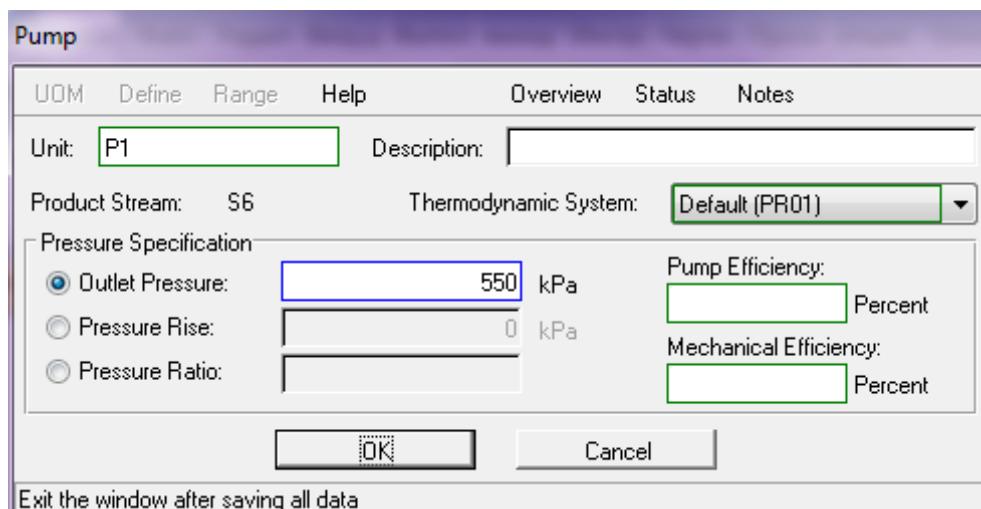


Рисунок 8. – Спецификации для расчета насоса

Выбираем спецификацию для распределителя:

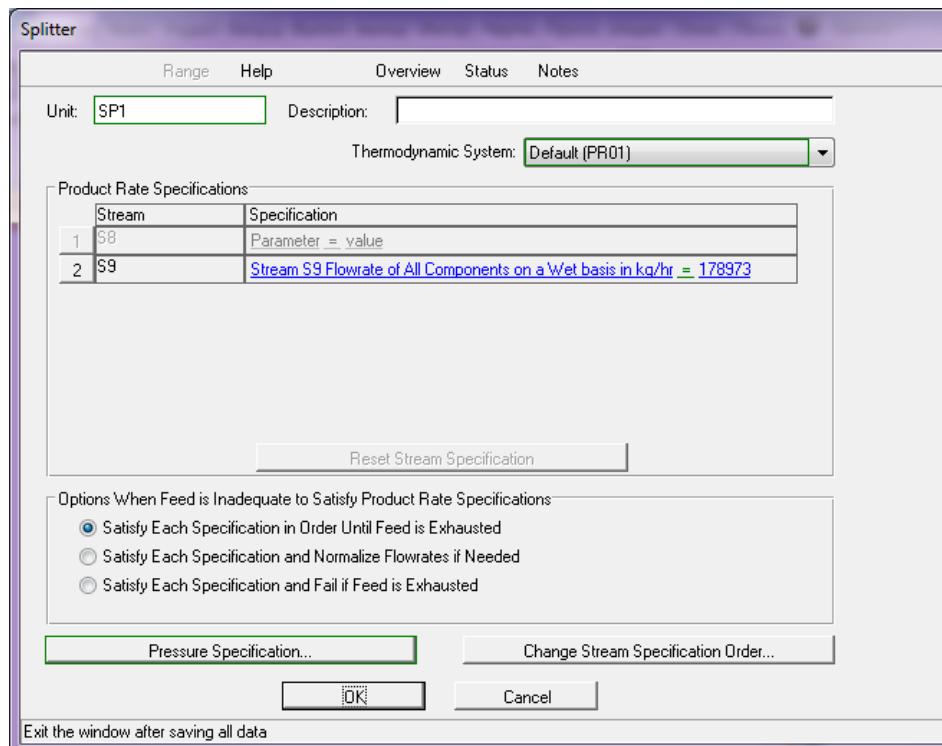


Рисунок 9. – Спецификации для расчета распределителя

Расход ставится в зависимости от расхода флегмы. Выбираем характеристики абсорбера:

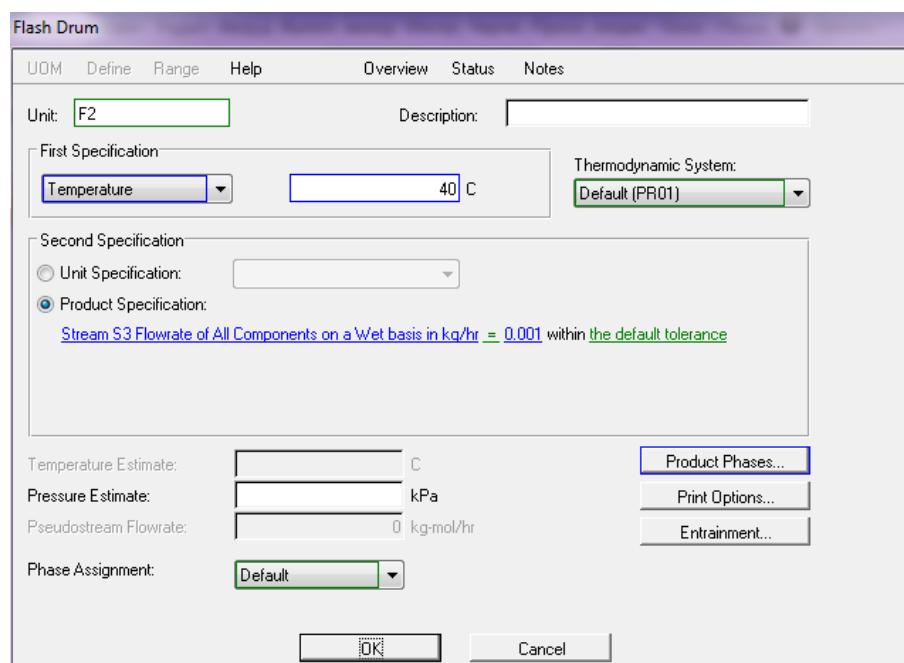


Рисунок 10. – Спецификации для расчета абсорбера

Потоком S5 является бензин с колонны К-2 (70–140 °C, 140–180 °C) с характеристиками потока: температура – 40°C, давление – 600 кПа.

Результаты работы установки добавляются в курсовую работу в виде приложения.

2.5. Расчет материального баланса ректификационных колонн и установки в целом

Материальный баланс составляется последовательно для всех основных колонн установки АВТ: отбензинивающей, основной атмосферной, стабилизационной, вакуумных (одной или двух, в зависимости от принятой технологической схемы) и т.д. По материальным балансам отдельных колонн рассчитывается материальный баланс установки в целом. Определение количества продуктов первичной переработки нефти производится на основании данных, характеризующих выход и свойства различных фракций и гудрона и представленных в разделах 2.1 и 2.2. Выход каждой фракции должен быть обоснован ссылкой на соответствующую таблицу. Ассортимент получаемых в колоннах АВТ фракций принимается по заключению, сделанному в разделе 2.3.

Материальные балансы колонн и установки выражаются в массовых единицах (т/год, т/ч) и процентах и представляются в виде таблиц. Количество сырья, поступающего в каждую колонну, принимается за 100%. При пересчете годовой производительности на часовую число рабочих дней в году принимается равным 335–345.

При составлении материального баланса необходимо руководствоваться следующими положениями. Вследствие недостаточной эффективности работы атмосферной и вакуумной колонн (отсутствие подогрева внизу, недостаточное количество тарелок и т.д.) часть дизельной фракции остается в мазуте (4–8% на мазут) и часть масляных фракций в гудроне (до 10% на гудрон). Фракции дизельного топлива отгоняются в одной или двух вакуумных колоннах (вакуумный газойль или первый и второй вакуумные погоны), которые выводятся в виде верхних боковых продуктов (см. раздел 2.3).

В таблице 2.11 приведен пример материального баланса атмосферной колонны (К-2) установки АВТ.

Материальный баланс основной колонны К-2. В колонне К-2 получаем бензиновую фракцию (20% масс. фракции 85–120 °C и 100% масс. фракции 120–230 °C), фракцию 120–230 °C, фракцию 230–310 °C, фракцию 310–360 °C и мазут (> 360 °C). В отбензинивающей колонне К-1 отбираем газ и легкую бензиновую фракцию, нк -70 °C и 40% фракции 70–140 °C.

Выход фракции 70–140 °С на нефть составляет $X \cdot 0,2 = Y$, где X – массовое содержание фракции 70–140 °С. Тогда выход этой фракции на отбензиненной нефти будет

$$X_H = Y \cdot \frac{100}{C}, \quad (2.8)$$

где C – массовое содержание отбензиненной нефти после К-1.

Аналогично по данной формуле высчитывается выход фракции 120–230 °С и фракции 230–310 °С.

При расчете материального баланса К-2 принято, что в мазуте (>360 °С) остается 5% (на мазут) фракции 310–360 °С.

В связи с этим выход мазута на нефть определяется по уравнению

$$X_M = Y \cdot \frac{X_H}{(1-a)}, \quad (2.9)$$

где X_H – потенциальное содержание мазута в нефти, % масс.;

a – содержание светлых в мазуте, масс. доли;

k – выход отбензиненной нефти, масс. доля.

Выход мазута на отбензиненную нефть определяется по уравнению

$$X_{O.H.} = Y \cdot \frac{X_H}{(1-a) \cdot k}. \quad (2.10)$$

Выход фракции 310–360 °С на нефть высчитывается с учетом уменьшения. Все данные вносятся в таблицу.

Таблица 2.11. – Материальный баланс основной атмосферной колонны К-2 (пример)

Продукты	% масс.	т/год	т/ч
Взято:			
нефть отбензиненная	100,00		
Получено:			
фракция 85–120 °С			
фракция 120–230 °С			
фракция 230–310 °С			
фракция 310–360 °С			
мазут (>360 °С)			
Итого			

2.6. Расчет доли отгона сырья на входе в колонну

Расчет доли отгона сырья на входе в проектируемую колонну ведется с применением ПЭВМ по программе PRO II.

Исходные данные для программы PRO II берем на основании потенциального содержания компонентов в нефти (см. таблицу 2.2). Количество и состав сырья зависят от конкретной колонны. Обычно используются обессоленая или отбензиненная нефть, мазут, широкая масляная фракция, нестабильный и стабильный бензин.

Отбензиненная нефть – это жидккая фаза, количество и состав которой выдает ПЭВМ после расчета доли отгона нефти в отбензинивающей колонне.

Мазут – это жидкая фаза, количество и состав которой выдает ПЭВМ после расчета доли отгона отбензиненной нефти в атмосферной колонне.

Нестабильный бензин – это жидкая фаза, состав и количество которой выдает ПЭВМ после расчета емкости орошения.

Широкая масляная фракция – это, в основном, фракция 360–500 °C, в которую попадает ≤5–6% фракции 310–360 °C и ≤3–4% остатка >500 °C. При определении состава сырья любой колонны каждый компонент должен сохранять свой порядковый номер согласно таблице 2.2.

Доля отгона паров сырья на входе в колонну считается удовлетворительной, если выполняется следующее требование:

$$e = \sum x_i \quad (2.11)$$

где e – массовая доля отгона сырья;

x_i – массовая доля i -фракции (кроме остатка), выводимой из данной колонны.

Для проведения расчета задаются температурой и давлением на входе в колонну, расходами сырья и водяного пара (для колонн, работающих с водяным паром), опираясь на практические данные. При получении удовлетворительных результатов (выполняется уравнение (2.5)), расчет считается оконченным. Полученные результаты в последующем используются для теплового расчета колонны, а также теплопроизводительности трубчатой печи.

Чтобы рассчитать давление на входе в К-2, следует рассчитать давление, при котором в емкости орошения бензин конденсируется. Если оно меньше 101,325 кПа, то давление на входе берется такое, чтобы с учетом всех сопротивлений (конденсационного оборудования, тарелок) на выходе из емкости было хотя бы 110 кПа. Если больше 101,325 Па, то необходимо прибавить сопротивления тарелок и конденсаторов и рассчитать давление на входе.

Исходные данные для расчета доли отгона на входе в колонне К-2:

Таблица 2.12. – Исходные данные для расчета доли отгона на входе в колонну К-2

Расход сырья, кг/ч	
Давление, кПа	
Температура на входе в колонне, °С	

Таблица 2.13. – Состав смеси на входе в колонну

Компонент (фракция)	Масс. доля компонента в отбензиненной нефти	Количество компонента в нефти, кг/ч
85–89 °C		
89–104 °C		
104–119 °C		
119–134 °C		
134–140 °C		
140–147 °C		
147–161 °C		
161–176 °C		
176–193 °C		
193–208 °C		
208–221 °C		
221–237 °C		
237–253 °C		
253–267 °C		
267–281 °C		
281–302 °C		
302–321 °C		
321–342 °C		
342–360 °C		
360–381 °C		
381–401 °C		
401–422 °C		
422–441 °C		
441–460 °C		
460–481 °C		
481–501 °C		
501–520 °C		
520–540 °C		
Остаток		
Итого		

Графическая модель расчета доли отгона на входе в колонну представлена на рисунке 11.



Рисунок 11. – Графическая модель расчета емкости орошения

После графической модели оформляются две таблицы: состав паровой и жидкой фаз (таблицы 2.14, 2.15).

Таблица 2.14. – Состав паровой фазы

Компонент (фракция)	Масс. доля компонента в отбензиненной нефти	Расход компонента, кг/ч
85–89 °C		
89–104 °C		
104–119 °C		
119–134 °C		
134–140 °C		
140–147 °C		
147–161 °C		
161–176 °C		
176–193 °C		
193–208 °C		
208–221 °C		
221–237 °C		
237–253 °C		
253–267 °C		
267–281 °C		
281–302 °C		
302–321 °C		
321–342 °C		
342–360 °C		
360–381 °C		
381–401 °C		
401–422 °C		
422–441 °C		
441–460 °C		
460–481 °C		
481–501 °C		
501–520 °C		
520–540 °C		
Остаток		
Итого		

Таблица 2.15. – Состав жидкой фазы

Компонент (фракция)	Масс. доля компонента в отбензиненной нефти	Расход компонента, кг/ч
85–89 °C		
89–104 °C		
104–119 °C		
119–134 °C		
134–140 °C		
140–147 °C		
147–161 °C		
161–176 °C		
176–193 °C		
193–208 °C		
208–221 °C		
221–237 °C		
237–253 °C		
253–267 °C		
267–281 °C		
281–302 °C		
302–321 °C		
321–342 °C		
342–360 °C		
360–381 °C		
381–401 °C		
401–422 °C		
422–441 °C		
441–460 °C		
460–481 °C		
481–501 °C		
501–520 °C		
520–540 °C		
Остаток		
Итого		

Исходные данные для программы берутся на основании потенциального содержания компонентов в нефти (см. таблицу 2.15).

Давление вверху колонны принимаем на 50 кПа выше, чем в емкости орошения, из-за гидравлического сопротивления аппаратуры верха колонны. С учетом перепада давления на тарелках верхней части давление на входе в колонну будет равно сумме количества тарелок, умноженной на 0,5, и давления вверху колонны.

Расчет доли отгона на входе необходим для того, чтобы определить количество паров в точке ввода сырья в колонну.

Необходимые данные для расчета:

- 1) расход нефти;
- 2) расход водяного пара: 0, в колонну К-1 водяной пар не подается;
- 3) давление в колонне;
- 4) температура на входе.

Графическая модель расчета доли отгона на входе в колонну представлена на рисунке 12.

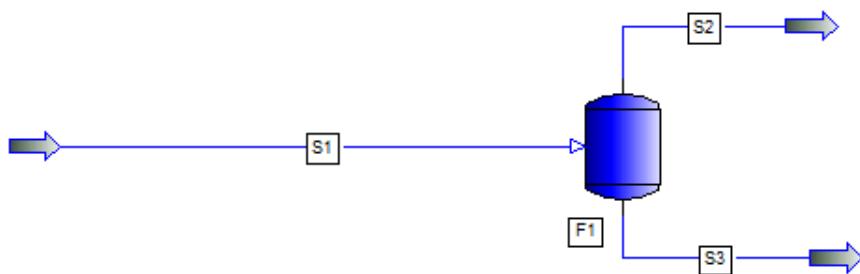


Рисунок 12. – Графическая модель расчета доли отгона на входе в колонну

Для вывода данных в массовых долях компонента в процентах и количества компонента в кг/ч необходимо выполнить следующие действия.

На главной панели PRO II выбрать Output, далее Report Format и Stream Property и поставить галочки, как показано на рисунке 13.

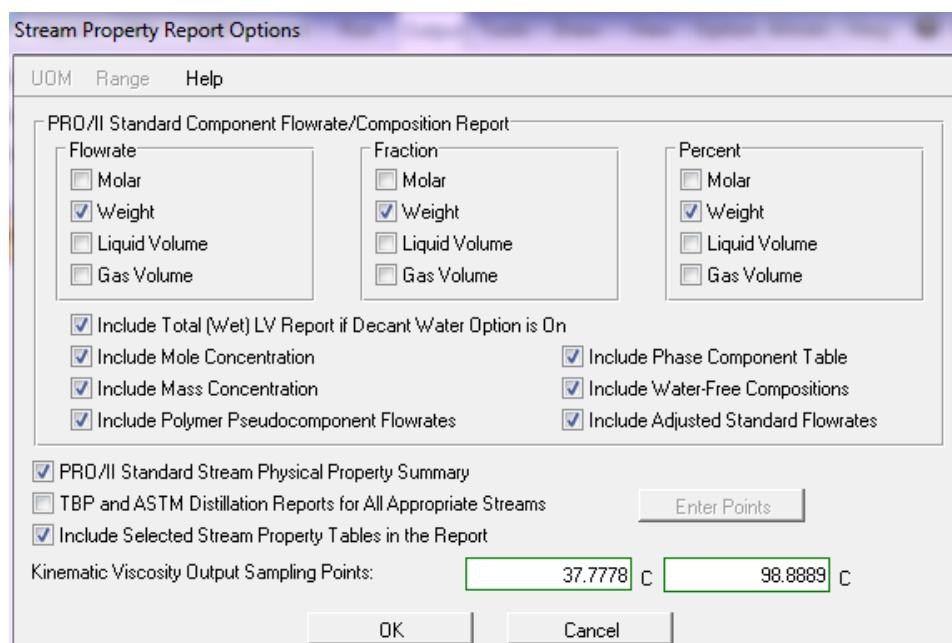


Рисунок 13. – Лист вывода данных

2.7. Технологический расчет колонны

В этом разделе проекта выполняется технологический расчет одной из ректификационных колонн установки.

Технологический расчет ректификационной колонны включает:

- разработку и представление в пояснительной записке технологической схемы работы данной колонны;
- выбор исходных данных для расчета колонны (состав сырья, количество получаемых фракций, их состав, число тарелок для одной фракции, расход водяного пара, кратность орошения, номера тарелок для ввода и вывода циркуляционных орошений, тип тарелок и перепад давления на одной тарелке);
 - расчет материального баланса колонны;
 - расчет доли отгона сырья на входе в колонну;
 - расчет температуры вверху колонны;
 - расчет температуры внизу колонны;
 - расчет температуры выводов боковых дистиллятов;
 - расчет температуры выводов и вводов циркуляционных орошений;
 - расчет теплового баланса ректификационной колонны;
 - расчет количества циркуляционного орошения или греющего агента (горячая струя, теплоноситель: горячий нефтепродукт или водяной пар);
 - расчет диаметра колонны и ее высоты.

Методика расчета ректификационных колонн и их конструкций подробно представлены в [7; 8; 14; 17–21].

При разработке технологической схемы колонны необходимо, чтобы эта схема имела связь с составом фракций, предусмотренных заданием, и со схемами блока теплообменников и всей установки.

Исходные данные приводятся, как правило, в виде таблиц с указанием размерностей. Материальный баланс колонны принимается по данным раздела 2.5. Расчет доли отгона сырья на входе в колонну производится с применением программы PRO II на ПЭВМ и с соответствующими пояснениями и таблицами дается в разделе 2.6. После определения доли отгона паров на ПЭВМ необходимо обратить внимание на состав жидкой фазы с учетом разъяснений п. 2.5. Если содержание легких компонентов в жидкой фазе (остатке) превышает норму, то следует пересчитать долю отгона при более низком давлении, более высокой температуре, большей подаче водяного пара. При

содержании легких компонентов, на 3–5% превышающих норму, можно ограничиться только расчетом дополнительного количества водяного пара, которое необходимо для отпарки легкокипящих компонентов. Расход дополнительного количества водяного пара на отпарку легких фракций определяется по уравнению [8]

$$Z = G_h \frac{(p - p_{_H}) \cdot 18}{p_{_H} \cdot M}, \quad (2.12)$$

где Z и G_h – количество дополнительного водяного пара и смеси отпаренных легких фракций соответственно, кг/ч;

p – общее давление в месте ввода водяного пара, кПа;

$p_{_H}$ – давление насыщенных паров смеси отпаренных легких фракций при температуре внизу колонны, кПа;

M – средняя молярная масса смеси отпаренных легких фракций, кг/кмоль.

Необходимые данные для определения расхода водяного пара по уравнению (2.7) подкрепляются соответствующими расчетами (молярная масса, давление насыщенных паров, количество легких фракций) с использованием результатов, полученных на ПЭВМ. После отпарки легких фракций уточняется материальный баланс колонны.

Температура вверху любой колонны определяется по уравнению изотермы паровой фазы [19–21]

$$\sum \frac{y_i^/}{k_i} = 1, \quad (2.13)$$

где $y_i^/$ – молярная доля i -компонента в смеси углеводородов, включая орошение, но без учета водяного пара;

k_i – константа фазового равновесия i -компонента.

$$k_i = \frac{p_{_{Hi}}}{p}, \quad (2.14)$$

где $p_{_{Hi}}$ – давление насыщенных паров i -компонента углеводородной смеси при температуре вверху колонны, кПа;

p – общее давление вверху колонны, кПа.

Результаты расчета по уравнению (2.8) представляются в виде таблицы с указанием в ней температуры, количества i -компонента (кг/ч, кмоль/ч), его

молярной массы, давления насыщенных паров, константы фазового равновесия, отношения y_i^f/k_i и соответствующих сумм.

Температура внизу атмосферной и вакуумной колонн принимается по практическим и литературным данным [6; 14; 19], а затем проверяется, как это было показано при определении дополнительного расхода водяного пара, т.к. температура отпарки легких фракций – это температура внизу колонны.

Температура внизу простых колонн определяется по изотерме жидкой фазы [15–17]:

$$\sum k_i x_i^f = 1, \quad (2.15)$$

где k_i – константа фазового равновесия i -компонента в остатке колонны при температуре внизу колонны;

x_i^f – молярная доля i -компонента в остатке.

При расчете температуры внизу колонны стабилизации бензина состав остатка (x_i^f) должен быть таким, чтобы его давление насыщенных паров при 38 °С было не более 93 кПа (700 мм рт. ст.), т.е. должно выполняться требование [7]

$$\sum p_{hi}^{38} \cdot x_i^f \leq 93, \quad (2.16)$$

где p_{hi}^{38} – давление насыщенных паров i -компонента остатка при 38 °С, кПа;

x_i^f – молярная доля i -компонента в остатке.

Если требование уравнения (2.11) не выполняется, следует изменить состав остатка (x_i^f) за счет уменьшения содержания в нем легких компонентов.

Результаты расчета температуры внизу колонны приводятся в виде таблицы, в которой отражается состав остатка, его количество по компонентам, давление насыщенных паров компонентов при температуре внизу, константы равновесия и произведение $k_i x_i^f$.

Температура вывода боковых погонов определяется как температура нулевой точки линии однократного испарения (ОИ) выводимой фракции с поправкой на ее парциальное давление [19–21]. Прямая ОИ при атмосферном давлении строится по методу Обрядчикова и Смидович, а пересчет прямой ОИ на найденное парциальное давление производится по графику Кокса.

Парциальное давление паров углеводородов ($p_{\phi p}$) на тарелке вывода фракции определяется по уравнению [6]

$$p_{\phi p} = \frac{p}{1 + \frac{Z \cdot M}{18G}}, \quad (2.17)$$

где p – общее давление на тарелке вывода фракции, кПа;

Z – количество водяного пара, проходящего через данную тарелку, кг/ч;

G – количество паров углеводородов, пересекающих данную тарелку, т.е. все фракции, кроме выводимой, кг/ч;

M – средняя молярная масса углеводородов, пересекающих данную тарелку, кг/кмоль.

Парциальное давление выводимой фракции можно также определить по уравнению [19–21]:

$$p_{\phi p} = \frac{N_{\phi p}}{\sum N_i} \cdot p, \quad (2.18)$$

где $N_{\phi p}$ – количество молей выводимой фракции;

N_i – сумма молей всех фракций, включая водяной пар, в сечении отбора.

Ориентировочно температуру вывода бокового погона с тарелки ректификационной колонны можно определить с применением программы PRO II на ПЭВМ, принимая, что фракция выводится в жидком виде и доля отгона должна быть равна нулю. Температура вывода боковой фракции из отпарной колонны принимается на 5–10 °С ниже температуры вывода с тарелки основной колонны.

Расчет теплового баланса колонны представляется в виде таблицы на основе технологической схемы работы колонны с указанием количества (кг/ч) и температур потоков, энталпии паров и жидкости (кДж/кг). Количество теплоты всех потоков предпочтительно выражать цифрами, кратными 103, 106, 109. Тепловой баланс должен иметь связь с материальным балансом колонны, долей отгона сырья, кратностью орошения, расходом водяного пара, состоянием потоков и температурой их вывода.

Расчет количества циркуляционного орошения производится на основе теплового баланса колонны, т.к. разность между приходом и расходом теплоты в колонне снимается циркуляционными орошениями. Можно

принять, что каждое циркуляционное орошение снимает одно и то же количество теплоты, т.е.

$$\Delta Q_i = \frac{\Delta Q}{n_{op}}, \quad (2.19)$$

где ΔQ_i – теплота, снимаемая одним циркуляционным орошением, кВт;

ΔQ – разность между приходом и расходом теплоты в колонне, кВт;

n_{op} – число принятых циркуляционных орошений ($n \leq 3$).

Расход циркуляционных орошений (кг/ч) определяется по уравнению

$$G_i = \frac{3600 \cdot \Delta Q_i}{H_e - H_{ex}}, \quad (2.20)$$

где ΔQ_i – количество теплоты, снимаемой циркуляционным орошением, кВт;

H_e, H_{ex} – энталпия циркуляционного орошения на выводе из колонны и на входе в колонну, соответственно, кДж/кг.

Температура вывода циркуляционных орошений определяется по уравнению

$$t_i = t_h - \frac{(t_h - t_e) \cdot \Delta n}{n}, \quad (2.21)$$

где t_h и t_e – температура вывода нижележащего и вышележащего боковых погонов, соответственно, между которыми организовано циркуляционное орошение;

n – число тарелок между выводами соседних боковых погонов;

Δn – число тарелок между выводами циркуляционного орошения и нижнего бокового погона в рассматриваемой секции колонны.

Более точный расчет циркуляционных орошений представлен в [14]. Если приход теплоты в колонну меньше его расхода, то необходимо подводить теплоту в колонне с помощью горячей струи или теплоносителя. Энталпия горячей струи рассчитывается с учетом доли отгона, которая определяется с применением программы PRO II. Для программы PRO II можно принять любое количество горячей струи, например, 100 000 кг/ч, т.к. доля отгона горячей струи не зависит от ее количества.

Для расчета диаметра ректификационной колонны необходимо определить объемный расход паров ($\text{м}^3/\text{ч}$) в тех сечениях колонны, где они образуются. При этом выбирается максимальный объемный расход паров. При расчете допустимой скорости паров необходимо помнить, что требуется

определять плотность одной и той же фракции в парообразном (ρ_n) и жидким состоянии ($\rho_{ж}$). Расход паров углеводородов в кмоль/ч и кг/ч (паровая фаза) необходимо брать из расчетов доли отгона сырья (горячей струи), выдаваемых ПЭВМ. В сечениях колонны, для которых не производился машинный расчет (например, верхняя часть колонны), расход паров может быть определен по формулам (19)–(21). Диаметр колонны D , м, определяется по следующим уравнениям:

$$D = 1,13 \sqrt{S_1 + 2S_2} \quad (2.22)$$

или

$$D = 1,13 \sqrt{S_1 + 3S_2}, \quad (2.23)$$

где S_1 – площадь рабочего сечения тарелки, м²;

S_2 – площадь тарелки, занятая сливными устройствами, м².

Уравнение (2.17) применяется для односливных тарелок, уравнение (2.18) – для двухсливных.

$$S_1 = \frac{G_n^/}{3600 \cdot V_n}, \quad (2.24)$$

где $G_n^/$ – объемный расход паров (углеводородов и водяного пара), м³/ч;

V_n – допустимая линейная скорость паров, м/с [7; 19].

$$S_2 = \frac{G_{ж}}{3600 \cdot W}, \quad (2.25)$$

где $G_{ж}$ – нагрузка тарелки по жидкости, м³/с;

W – допустимая скорость жидкости в сливном кармане, м/с [7].

Диаметр колонны можно рассчитать также по упрощенной формуле [19; 21]

$$D = 1,128 \sqrt{\frac{G_n^/}{V}}. \quad (2.26)$$

При определении высоты колонны необходимо обратить внимание на расчет объема жидкости, находящейся внизу колонны, для обеспечения нормальной работы насоса. При определении объема жидкости внизу колонны надо учитывать не только объем остатка, но и объем горячей струи, если она применяется в данной колонне. Примечание: для отбензинивающей колонны применяется 5-минутный запас жидкости.

2.8. Расчет теплопроизводительности трубчатой печи

Теплопроизводительности трубчатой печи Q_T , МВт, определяется по уравнению

$$Q_T = \frac{Q_{\text{пол}}}{\eta}, \quad (2.27)$$

где $Q_{\text{пол}}$ – полезно затраченная теплота, МВт;
 η – КПД печи [6; 7; 19–21].

Тепловая мощность печи, или ее полезная тепловая нагрузка, равна количеству теплоты, необходимой для нагрева и частичного испарения сырья. Расчету подлежит печь атмосферного или вакуумного блоков, предназначенная для нагрева с частичным испарением отбензиненной нефти, мазута, широкой масляной фракции или потока горячей струи и непосредственно связанные с рассчитанной ранее колонной. При этом используется доля отгона сырья, найденная с помощью ПЭВМ. Количество теплоты $Q_{\text{пол}}$ (кВт), затрачиваемой на нагрев и частичное испарение сырья, определяется по формуле [6; 7; 19–21]

$$Q_{\text{пол}} = \frac{1}{3600} G_c \left[e H_{t_2}^n + (1-e) H_{t_2}^{\text{ж}} - H_{t_1}^{\text{ж}} \right], \quad (2.28)$$

где G_c – расход сырья, кг/ч;
 e – массовая доля отгона сырья на выходе из печи;
 $H_{t_1}^{\text{ж}}, H_{t_2}^{\text{ж}}, H_{t_2}^n$ – энтальпия жидкой и паровой фаз сырья при температурах на входе (t_1) и выходе (t_2) из печи, кДж/кг.

Энтальпия жидкой фазы определяется как

$$H_T^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \cdot \left[0,0017 \cdot T^2 + 0,762 \cdot T - 334,25 \right], \quad (2.29)$$

$$(\rho_{15}^{15})_{\text{ж}} = \frac{1,03 \cdot M_{\text{ж}}}{44,29 + M_{\text{ж}}}. \quad (2.30)$$

Энтальпия паровой фазы определяется по формуле

$$H_T^n = (4 - \rho_{15}^{15}) \cdot \left[129,58 + 0,134 \cdot T \cdot T^2 + 0,00059 \cdot T^2 \right], \quad (2.31)$$

$$(\rho_{15}^{15})_n = \frac{1,03 \cdot M_n}{44,29 + M_n}. \quad (2.32)$$

Также в атмосферной печи происходит перегрев водяного пара. Принимаем, что водяной пар в печь поступает с температурой t_1 °С. Количество теплоты, необходимой на перегрев, равно:

$$Q_{\text{перегрев в.п.}} = G_{\text{в.п.}} \cdot (I_{t_2}^{\text{в.п.}} - I_{t_1}^{\text{в.п.}}). \quad (2.33)$$

2.9. Подбор теплообменника, определение площади поверхности нагрева теплообменника и коэффициента теплопередачи при помощи программы PRO II

Расчет кожуха трубчатого теплообменного аппарата проводится в программе PRO II с помощью модели строгого теплообменника (рисунок 14).

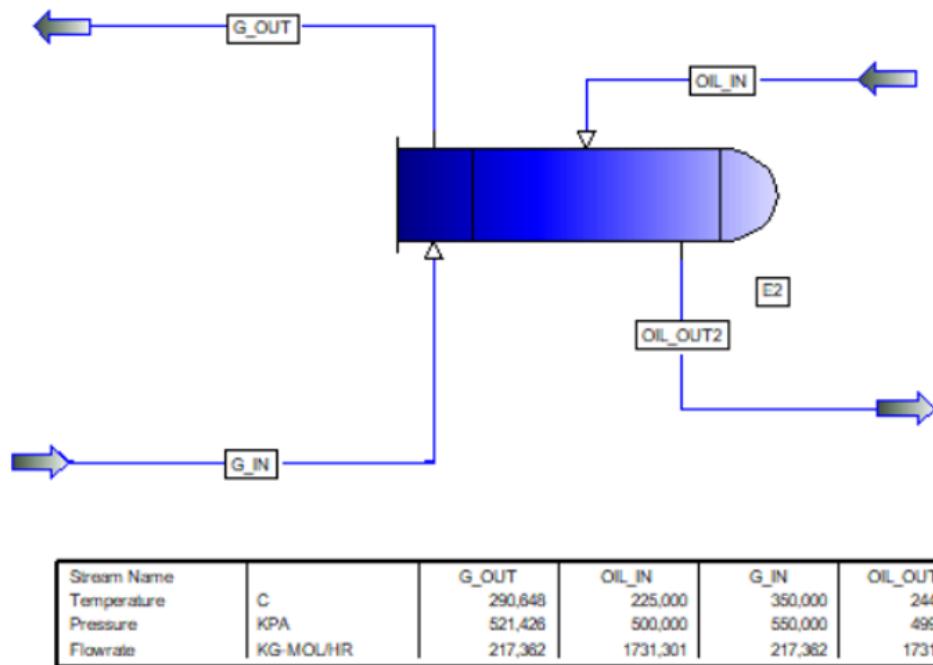


Рисунок 14. – Модель расчета блока теплообменников

Более загрязненный теплоноситель направляем в трубы. *Примечание:* теплообменные аппараты не имеют различий между собой, поэтому горячий и холодный потоки являются соответственно газопродуктовой и газосырьевой смесью.

В качестве теплообменных аппаратов выбраны кожухотрубчатые теплообменники с диаметром кожуха 1000 мм, длиной труб 9 м, диаметром труб 20×2 ГОСТ 14246-79 «Теплообменники кожухотрубчатые с плавающей головкой».

Таблица 2.15. – Исходные данные для расчета

Параметр	Единица измерения	Значение
Расход гудрона	кг/ч	
Расход нефть	кг/ч	
Температура гудрон перед блоком теплообменников	°C	
Температура нефть перед блоком теплообменников	°C	
Температура гудрона после блока теплообменников	°C	
Температура нефти блока теплообменников	°C	

Таблица 2.16. – Характеристика кожухотрубчатого теплообменника

Параметр	Обозначение	Единица измерения	Значение
Количество аппаратов	N		
Количество труб	n		
Диаметр кожуха	D	мм	
Диаметр труб	D	мм	
Число ходов	Z		
Поверхность теплообмена	F	м ²	
Поверхность теплообмена (требуемая)	F	м ²	
Запас площади поверхности теплообмена			
Длина труб	l	м	
Скорость в трубном пространстве	v	м/с	
Скорость в межтрубном пространстве	v	м/с	
Коэффициент теплопередачи	K	W/m ² K	
Средняя логарифмическая разность температур	LMTD	°C	

Для корректного расчета необходимо проанализировать теплообменник по следующим показателям:

- площадь поверхности (запас 10–30%);
- коэффициент теплопередачи (от 100 до 300 W/m²K);
- перепад давлений по трубам и по кожуху (до 50 кПа);
- разница температур (приблизительно 30 °C);
- скорости по трубному и межтрубному пространству (газы – 15–30 м/с, жидкость – 1–2 м/с; для гудрона допустимо 0,8–2 м/с);
- нагрузка.

Расчет площади поверхности нагрева производим с помощью программы PRO II. Воспользуемся данными, которые вводили выше:

Таблица 2.17. – Результаты расчета

Наименование параметра	Размерность	Значение
Требуемая поверхность нагрева	м^2	
Принятая поверхность нагрева	м^2	

Запас поверхности при этом составит ΔF :

$$\Delta F = \frac{F_{расч.} - F_{мпреб.}}{F_{расч.}} \cdot 100 \quad . \quad (2.34)$$

Из приведенного отчета PRO II можно получить необходимую для данного пункта информацию.

SIMSCI - R PAGE P-9
 PROJECT PRO/II PROCESS ENGINEERING 10.2 (64-bit)
 PROBLEM - OUTPUT
 RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY 12/13/2007
 SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER E1
 EXCHANGER NAME UNIT ID E1
 SIZE 1000 9000 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 2 SERIES
 AREA/UNIT 990.0M2 (727.4M2 REQUIRED) AREA/SHELL 495.0M2
 PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE
 FEED STREAM ID NEFT GYD
 FEED STREAM NAME
 TOTAL FLUID KG/HR 245074 79851
 VAPOR (IN/OUT) KG/HR / /
 LIQUID KG/HR 245074 245074 79851 / 79851
 STEAM KG/HR / /
 WATER KG/HR / /
 NON CONDENSABLE KG/HR
 TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 105.6 / 124.8 230.0 / 176.4
 PRESSURE (IN/OUT) KPA 1000.00 / 874.40 650.00 / 589.63
 SP. GR. LIQ (60F/60F H2O) 0.826 / 0.826 0.975 / 0.975
 VAP (60F/60F AIR) / /
 DENSITY LIQUID KG/M3 760.114 / 744.518 865.549 / 891.565
 VAPOR KG/M3 / /
 VISCOSITY LIQUID PAS 4.1E-04 / 3.4E-04 0.007 / 0.019
 VAPOR PAS / /
 THRML COND LIQ W/M-K 0.0950 / 0.0914 0.0787 / 0.0830
 VAP W/M-K / /
 SPEC. HEAT LIQUID KJ/KG-K 2.2074 / 2.2861 2.5556 / 2.3740
 VAPOR KJ/KG-K / /
 LATENT HEAT KJ/KG
 VELOCITY M/SEC 1.72 0.87
 DP/SHELL KPA 62.88 30.12
 FOULING RESIST M2-K/K 0.35222 (-0.07845 REQD) 0.35222
 TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.341 (0.258 REQD) CLEAN 0.341
 HEAT EXCHANGED M-KJ/HR 10.563 MTD (CORRECTED) 86.3 FT 0.994
 CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE
 DESIGN PRESSURE KPA 2068 2068
 NUMBER OF PASSES 1 4
 MATERIAL CARB STL CARB STL
 INLET NOZZLE ID/NO MM 254.5 / 1 154.1 / 1
 OUTLET NOZZLE ID/NO MM 304.8 / 1 154.1 / 1
 TUBE NUMBER 893 OD 20.000 MM THICK 2.000 MM LENGTH 9.0 M
 TYPE BARE BITCH 21.0 MM PATTERN 90 DEGREES
 SHELL ID 1000.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS
 BAFFLE CUT 0.340 SPACING (IN/CENT/OUT) MM 213.40 / 200.00 / 213.40 DOUBLE
 RHO-V2 INLET NOZZLE 2355.7 KG/M-SEC2
 TOTAL WEIGHT SHELL MM 7735.6 (1) FULL OF WATER 25574.0 BUNDLE 11680.5
 I

2.10. Охрана окружающей среды на установке АВТ

Вопрос охраны окружающей среды на установке АВТ необходимо рассматривать с учетом того, что эти установки высокопроизводительны. В их системах циркулируют и вырабатываются несколько десятков видов нефтепродуктов, а в аппаратах установки имеется несколько тысяч тонн нефтепродуктов. Такая особенность приводит к тому, что на любой установке АВТ существует высокая вероятность попадания нефтепродуктов, соленой воды, отработанной щелочи и газов в атмосферу и открытые водоемы, т.е. в окружающую среду, что может нанести непоправимый урон. В связи с этим необходимо разработать такую технологическую схему установки, которая даст возможность эксплуатировать ее в различных ситуациях (предрежимной, режимной, аварийной и предремонтной) при отсутствии вероятности попадания нефтепродуктов в окружающую среду.

Природоохранительная технологическая схема установки должна включать в себя систему трубопроводов, аппаратов и насосов, позволяющую собирать на установке все нефтепродукты и их смеси и откачивать в соответствующие емкости установки или за ее пределы без влияния на окружающую среду [23; 24].

В этом разделе следует особо отметить, что конкретно предлагается в проекте для улучшения экологической характеристики установки, т.е. для уменьшения газообразования выбросов, потерь нефтепродуктов, неутилизируемых отходов, потребления воды.

3. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ КУРСОВОЙ РАБОТЫ

Пояснительная записка должна содержать задание, оглавление и далее разделы, обозначенные заданием.

Нумерация страниц начинается с задания. Условные знаки, формулы, надписи на рисунках выполняются чертежным шрифтом. Каждый рисунок и таблица должны иметь номер и название.

В описании допускаются только общепринятые сокращения [1].

Пояснительная записка должна иметь титульный лист (приложение А), а листы графической части проекта – штамп стандартного образца [1].

Список использованных источников

1. Дипломное проектирование. Методические указания к выполнению дипломного проектирования для студентов специальности 1-48 01 03 «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов» и 6-05-0711-02 «Переработка нефти и газа и промышленный органический синтез» / Е. В. Молоток, А. А. Ермак, П. Ф. Гришин [и др.]. – Новополоцк : Полоцк. гос. ун-т им. Евфросинии Полоцкой, 2025. – URL: <https://elib.psu.by/handle/123456789/48284>
2. Нефти СССР : Справочник. В 5 т. – М. : Химия. – Т. 1 : Нефти северных районов Европейской части СССР и Урала / сост. З. В. Дриацкая, М. А. Мхчиян, Н. М. Жмыхова [и др.]. – 1971. – 504 с. ; Т. 2 : Нефти Среднего и Нижнего Поволжья / сост. И. С. Лазарева, З. В. Дриацкая, М. А. Мхчиян [и др.]. – 1972. – 391 с. ; Т. 3 : Нефти Кавказа и Западных районов Европейской части СССР / сост. Г. Г. Ашумов, Е. С. Левченко, А. С. Журба [и др.]. – 1972. – 616 с. ; Т. 4 : Нефти Средней Азии, Казахстана, Сибири и о. Сахалин / сост. З. В. Дриацкая, М. А. Мхчиян, Н. М. Жмыхова [и др.]. – 1974. – 787 с.
3. Корж, А. Ф. Методические указания по применению ЭВМ для расчета коэффициента фазового равновесия и состава фаз углеводородных смесей при выполнении курсовых и дипломных проектов по дисциплине «Технология нефти и газа» для студентов специальности 0801 / А. Ф. Корж, З. А. Дубровская. – Новополоцк : НПИ, 1987.
4. Топлива, смазочные материалы, технические жидкости. Ассортимент и применение. Справочник / И. Г. Анисимов, М. Батыштова, С. А. Бнатов [и др.] ; под ред. В. М. Школьникова. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – М. : Техинформ, 1999. – 596 с.
5. Газы углеводородные сжиженные топливные для коммунально-бытового потребления. Межгосударственный стандарт : ГОСТ 20448-90. – Взамен ГОСТ 20448-90 ; введ. 01.07.2019. – М. : Стандартинформ, 2018. – 15 с.
6. Гуревич, И. Л. Технология переработки нефти и газа. В 2 ч. / И. Л. Гуревич. – М. : Химия, 1972. – Ч. 1. – 360 с.
7. Технологические расчеты установок переработки нефти / М. А. Танатаров, М. Н. Ахметшина, Р. А. Фасхутдинов [и др.]. – М. : Химия, 1987. – 352 с.
8. Проектирование установок первичной переработки нефти / М. А. Танатаров, А. А. Кондратьев, М. Н. Ахметшина [и др.]. – М. : Химия, 1976. – 150 с.
9. Багиров, И. Т. Современные установки первичной переработки нефти / И. Т. Багиров. – М. : Химия, 1976. – 240 с.
10. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа / под ред. Б. И. Бондаренко. – М. : Химия, 1983. – 128 с.
11. Теляшев, Г. П. Энергосберегающая технологическая схема АВТ / Г. П. Теляшев // Химия и технология топлив и масел. – 1984. – № 9. – С. 4–6.
12. Гареев, Р. Г. Анализ и синтез схем фракционирования нефти / Р. Г. Гареев // Химия и технология топлив и масел. – 1995. – № 5. – С. 5–6.
13. Технология обессоливания нефтей на нефтеперерабатывающих предприятиях / Н. В. Бергштейн, Д. Н. Левченко, Н. М. Николаева [и др.]. – М. : Химия, 1985. – 186 с., ил.
14. Александров, И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты / И. А. Александров. – 3-е изд. – М. : Химия, 1978. – 280 с.
15. Bulletin 681R1, Glitsch inc. 44 frequently asked question and answers about trays and packing. – USA, Dalles, 1995.
16. Голомшток, Л. И. Снижение потребления энергии в процессах переработки нефти / Л. И. Голомшток, К. З. Халдей. – М. : Химия, 1990. – 144 с.

17. Скобло, А. И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Н. Н. Егоров. – М. : Химия, 1982. – 650 с.
18. Кузнецов, А. А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А. А. Кузнецов, С. М. Кагерманов, Е. Н. Судаков. – Л. : Химия, 1974. – 344 с.
19. Сарданашвили, А. Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа / А. Г. Сарданашвили, А. И. Львова. – М. : Химия, 1980. – 256 с.
20. Молоканов, Ю. К. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник / Ю. К. Молоканов, Г. Г. Рабинович, П. М. Рябых ; под ред. Е. Н. Судакова. – М. : Химия, 1979. – 568 с.
21. Хорошко, С. И. Сборник задач по химии и технологии нефти и газа / С. И. Хорошко, А. Н. Хорошко. – Минск : Выш. шк., 1989. – 122 с.
22. Корж, А. Ф. Методические указания по использованию ЭВМ при расчете коэффициента теплопередачи при выполнении курсовых проектов по курсу «Технология переработки нефти и газа» для студентов специальности 0801 / А. Ф. Корж, Л. С. Яско. – Новополоцк : НПИ, 1984. – 8 с.
23. Курпатовский, И. П. Охрана природы. Справочник для работников нефтепереработки / И. П. Курпатовский. – М. : Химия, 1980. – 376 с.
24. Абросимов, А. А. Экологические аспекты производства и применения нефтепродуктов / А. А. Абросимов. – М. : ВАС, 1999. – 731 с.

Приложение А

Образец титульного листа

Министерство образования Республики Беларусь
Учреждение образования
«Полоцкий государственный университет имени Евфросинии Полоцкой»

Кафедра технологии и оборудование
переработки нефти и газа
Факультет механико-технологический

КУРСОВАЯ РАБОТА № 1
по дисциплине «Технология переработки нефти и газа»

на тему: «Установка АВТ мощностью _____ млн тонн _____ нефти в год»

Выполнил _____
(подпись)

студент группы

Руководитель

(отметка о допуске к защите)

(дата) _____
(подпись руководителя)

(отметка по курсовому проекту)

(дата) _____
(подписи)