

СОДЕРЖАНИЕ

- Введение
- 1. Характеристика нефти и её фракций
- 2. Обоснование ассортимента получаемых фракций
- 3. Выбор и обоснование схемы ЭЛОУ-АВТ
 - 3.1 Выбор и обоснование схемы блока ЭЛОУ
 - 3.2 Выбор и обоснование схемы блока атмосферной перегонки нефти
 - 3.3 Выбор и обоснование схемы блока стабилизации и вторичной ректификации широкой бензиновой фракции
 - 3.4 Выбор и обоснование схемы блока вакуумной перегонки мазута и узла создания вакуума
- 4. Принципиальная технологическая схема установки и её краткое описание
- 5. Характеристика основного оборудования установки
 - 5.1 Электродегидрататора
 - 5.2 Ректификационных колонн
 - 5.3 Теплообменников
 - 5.4 Конденсаторов-холодильников
 - 5.5 Печей
- 6. Технологический расчёт:
 - 6.1 Материальные балансы: блока ЭЛОУ, АВТ, атмосферных колонн
 - 6.2 Расчёт основной атмосферной колонны
 - 6.2.1 Материальный баланс колонны К-2
 - 6.2.2 Выбор конструкции основной колонны, числа и типа тарелок
 - 6.2.3 Расчёт давления по высоте колонны
 - 6.2.4 Расчёт расхода водяного пара
 - 6.2.5 Расчёт количества флегмы
 - 6.2.6 Определение температуры сырья на входе в колонну
 - 6.2.7 Определение температуры мазута в низу колонны
 - 6.2.8 Расчёт парциальных давлений фракций
 - 6.2.9 Определение температуры вывода боковых погонов и температуры в верху колонны
 - 6.3 Тепловой баланс колонны
 - 6.4 Выбор числа и расхода циркуляционных орошений
 - 6.5 Определение основных размеров колонны К-2
 - 6.5.1 Расчёт нагрузки по парам и жидкости в различных сечениях
 - 6.5.2 Расчёт диаметра основной колонны
 - 6.5.3 Расчёт высоты колонны
- 7. Библиографический список

ВВЕДЕНИЕ

Среди полезных ископаемых (исключая нефтяной газ) нефть известна как горючее с наивысшей теплотой сгорания, т.к. в ней содержится наибольшее количество водорода. Из компонентов горючих ископаемых водород обладает самой высокой теплотой сгорания. Из нефти производится широкий спектр разнообразных нефтепродуктов: топлив, масел и различных химических веществ.

В основе методов переработки нефти и газа и применения товарных нефтепродуктов в различных областях промышленности и народного хозяйства лежат физико-химические процессы.

Управление этими процессами требует глубокого знания физических и физико-химических свойств газа, нефти, нефтяных фракций. Различают первичные и вторичные методы переработки нефти. К первичным относят процессы разделения нефти на фракции, когда используются её потенциальные возможности по ассортименту, количеству и качеству получаемых продуктов и полупродуктов.

На данном этапе нефтепереработки трубчатые установки входят в состав всех нефтеперерабатывающих заводов и служат поставщиками как товарных нефтепродуктов, так и сырья для вторичных процессов. Нефть подготавливается к переработке, подвергаясь очистке от нежелательных примесей, и разгоняется на узкие фракции, пригодные к дальнейшему использованию на установках вторичной переработки.

Вакуумные трубчатые установки обычно сооружают в едином комплексе с атмосферной ступенью перегонки нефти. Комбинирование процессов атмосферной и вакуумной перегонки на одной установке имеет следующие преимущества: сокращение коммуникационных линий, меньшее число промежуточных емкостей, компактность, удобство обслуживания, возможность более полного использования тепла дистиллятов и остатков, сокращение расхода металла и эксплуатационных затрат, большая производительность труда.

Установка ЭЛОУ-АВТ является комбинированной установкой. Технологическая установка ЭЛОУ-АВТ осуществляет процессы обезвоживания и обессоливания нефти, её атмосферно-вакуумную перегонку и вторичную перегонку бензина. Ассортимент фракций, получаемых на АВТ определяется в первую очередь свойствами нефти и ее отдельных фракций.

В курсовом проекте произведен выбор и обоснование схемы установки ЭЛОУ-АВТ производительностью 5,8 млн. т/год, предназначенной для переработки Джъерской нефти.

2. ОБОСНОВАНИЕ АССОРТИМЕНТА ПОЛУЧАЕМЫХ ФРАКЦИЙ.

В соответствии с заданием необходимо получить на установке ЭЛОУ-АВТ следующие фракции: газ, НК-62°С, 62-120°С, 120-180°С, 180-230°С, 230-280°С, 280-350°С, 350-500°С, 500°С и выше.

Углеводородный газ. Газ состоит преимущественно из пропана и бутанов – 97,8%мас., которые в растворённом виде содержатся в нефти, которые поступают для переработки на газоперерабатывающий завод. Так как данная нефть является сернистой (содержание серы 0,7 %мас.), то газ вероятно содержит сероводород, его направляют на установку очистки от сероводорода МЭА. После этого газ направляют на установку АГФУ, где выделяют сухой газ, пропан, бутан и газовый бензин.

Бензиновые фракции. Фракция НК-62°С характеризуется небольшим октановым числом (ориентировочно выше 70 пунктов по моторному методу). Эту фракцию используют как сырьё каталитической изомеризации с целью повышения октанового числа до 80-92 пунктов по исследовательскому методу или как компонент товарного бензина. Смесь фракций 62-120°С и 120-180°С (62-180°С) характеризуется октановым числом ниже 56,5 пунктов. Данную фракцию направляют на установку каталитического риформинга с целью получения высокооктанового бензина, с октановым числом 95-100 пунктов по исследовательскому методу.

Керосиновые фракции. Часть фракции 180-230°С с фракцией 120-180°С используется в качестве компонентов реактивного топлива. Качество полученной фракции сравниваем с качеством товарного реактивного топлива ТС-1 и Джет А-1.

Таблица 2.1

Показатели качества реактивных топлив по ГОСТ и фракции 120-230°С

Показатели качества	Реактивные топлива марок		Фракция 120-230°С
	ТС-1	Джет А-1	
Плотность, ρ_4^{20} кг/м ³	Не менее 780	-	789,2
Фракционный состав, °С			
- температура начала перегонки	Не выше 150	-	138
- 10% отгоняется при температуре	Не выше 165	205	147
- 50% отгоняется при температуре	Не выше 195	-	171
- 90% отгоняется при температуре	Не выше 230	-	211
- 98% отгоняется при температуре	Не выше 250	-	224
- температура конца кипения, не выше	-	300	-
Кинематическая вязкость, мм ² /с:			
- при 20°С	Не менее 1,3	-	1,32
- при минус 40°С	Не более 8	-	4,48
- при минус 20°С	-	Не более 8	-
Низшая теплота сгорания, кДж/кг	Не менее 43120	42800	43285
Высота некопящего пламени, мм	Не менее 25	25	28
Кислотность, мг КОН/100см ³ топлива	Не более 0,7	-	2,91
Йодное число, г I ₂ /100г топлива	Не более 2,5	-	0,2
Температура вспышки, °С	Не ниже 28		32
Температура застывания, °С, не выше	-	-47	-

Продолжение таблицы 2.1

Показатели качества	Реактивные топлива марок		Фракция 120-230°С
	ТС-1	Джет А-1	
Содержание ароматических углеводородов, %мас.	Не более 22	25	14,5
Содержание общей серы, %мас.	Не более 0,2	0,25	0,1
Кислотное число общее, мг КОН/г, не более	-	0,1	-
Содержание меркаптановой серы, %мас.	Не более 0,003	0,003	0
Фактические смолы, мг/100 г	-	-	-
Зольность, %мас.	Не более 0,003	-	-

Из данных таблицы 2.1 видно, что необходимые показатели качества керосиновой фракции 120-230°С, такие как: содержание серы, плотность, низшая теплота сгорания, высота некопящего пламени, соответствуют требованиям ГОСТа на товарное реактивное топливо.

Дизельные фракции. Смесь фракции 180-230°С, 230-280°С, 280-350°С используется для получения дизельных топлив. Качество фракции 180-350°С сравниваем с качеством дизельных топлив.

Таблица 2.2

Показатели качества дизельных топлив по ГОСТ и фракции 180-350°С

Показатели	Летнее ДТ	Зимнее ДТ	Арктическое ДТ	Евро	Фракция 180-350°С
Цетановое число, не менее	45	45	45	51	50
Фракционный состав:					
- 50% отгоняется при температуре, °С	280	280	255	-	263
- 96% отгоняется при температуре, °С	360	340	330	-	342
Кинематическая вязкость при 20°С, мм ² /с	3-6	1,8-5,0	1,5-4,0	-	3,8
-при 40°С, мм ² /с	-	-	-	2,0-4,0	1,9
Температура застывания, °С, не выше	-10	-35	-55	-	-23
Температура помутнения, °С, не выше	-5	-25-35	-	-10-(-34)	-18
Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не более	40	35	30	55	70
Содержание серы, % мас. общей меркаптановой	0,2 0,01	0,2 0,01	0,2 0,01	0,035- 0,001	0,25
Кислотность, мг КОН/100 мл топлива, не более	5	5	5	-	4,94
Йодное число, г J ₂ /100 г, не более	6	6	6	-	-
Зольность, % масс., не более	0,01	0,01	0,01	0,01	-
Коксуемость, % остатка, не более	0,2	0,3	0,3	-	-
Плотность при 20°С, кг/м ³ , не более	860	840	830	-	832,0

Поскольку к дизельному топливу Евро предъявлены жёсткие требования по содержанию серы и сероводорода, фракцию 180-350°С направляют на гидроочистку. По температуре застывания эта фракция отвечает летнему дизельному топливу, но депарафинизацией можно получить зимнее дизельное топливо.

Мазут. Остаток атмосферной перегонки нефти, выкипающий при температуре выше 350°С, используют в основном как сырьё вакуумной перегонки или компонент котельного топлива и, иногда, в качестве сырья каталитического крекинга и гидрокрекинга.

Таблица 2.3

Показатели качества мазутов по ГОСТ и фракции 350-500°С

Показатели качества	Фракция 350-500°С	Флотский мазут		Топочный мазут	
		Ф-5	Ф-12	40	100
Плотность, ρ_4^{20} кг/м ³	901	955	960	-	-
Кинематическая вязкость, мм ² /с: - при 50°С - при 100°С	28 6	36,2*10 ⁻⁴ -	89,0*10 ⁻⁸ -	- -	- 50,0*10 ⁻⁴
Коксуемость, %мас.	0,03	6,0	6,0	-	-
Содержание серы, %мас.	0,6	Менее 1,0	Менее 0,6	Не более 3,5	Не более 3,5
Температура застывания, °С, не выше	32	-5	-8	10	25

При необходимости из мазута можно получить топочный мазут марки 40, но мы не будем его использовать в качестве компонента котельного топлива, так как это не выгодно, а направим на вакуумную перегонку. Вариант перегонки мазута выбираем в соответствии с характеристикой базовых масел. По индексу вязкости (более 85) и выходу базовых масел на нефть (менее 8 %мас.), целесообразно выбрать топливный вариант перегонки мазута. Мазут при вакуумной перегонки по топливному варианту разгоняем на две фракции: вакуумный газойль (350-500°С) и гудрон (500°С и выше). Фракцию вакуумного газойля направляем на установку каталитического крекинга с целью получения высокооктанового бензина (октановое число 92-93 пункта по исследовательскому методу), либо на установку гидрокрекинга с целью получения современных реактивных и дизельных топлив. Гудрон направляем на установку замедленного коксования с целью получения светлых нефтепродуктов (бензиновых и дизельных топлив), а так же на установку висбрекинга с целью получения котельных топлив и битумную установку с целью получения битума.

3. ВЫБОР И ОБОСНОВАНИЕ СХЕМЫ ЭЛОУ-АВТ.

3.1 Выбор и обоснование схемы блока ЭЛОУ. Принимаем допущение, что наша нефть содержит 0,5%мас. воды в соответствии с ГОСТ к товарным нефтям. Подготовка нефтей к переработке на блоке ЭЛОУ, является важнейшим условием обеспечения работы установки первичной переработки нефти и получения качественных фракций для их дальнейшей переработки или компаундирования (смешения). К нефтям после ЭЛОУ предъявляются жёсткие требования по содержанию воды (от 0,1%мас. до отсутствия) и хлористых солей (не более 3-5мг/дм³). Кроме того эффективность работы ЭЛОУ оценивается по степени удаления механических и коллоидных загрязнений и металлов. Вода, механические и коллоидные загрязнения должны быть полностью удалены, а содержание металлов снижено.

На современных установках ЭЛОУ в основном применяют горизонтальные электродегидраторы, рассчитанные на температуру до 160°C и давление около 1,6 МПа. Обессоливание и обезвоживание нефтей чаще осуществляют при 110-140°C с добавкой деэмульгатора и промывной воды в две – четыре ступени. В качестве промывной воды можно использовать пресную воду, химически очищенную или конденсат. Число ступеней подготовки определяем в соответствии с типом нефти (по плотности). Так как нефть первого типа (лёгкая), то принимаем двух ступенчатую очистку.

Определяем число электродегидраторов на каждой ступени исходя из производительностей одного электродегидратора и блока ЭЛОУ по сырью. Наиболее распространенные и высокопроизводительные горизонтальные электродегидраторы имеют производительность 240-280 м³/ч. Мощность проектируемой установки составляет 5,8 млн.т/год. Плотность нефти равна 0,8430 г/см³ (таблица 1.1). Таким образом, объёмная производительность установки по нефти составляет: $5800000/0,8430 = 6880190 \text{ м}^3/\text{год}$; Число рабочих дней в году принимаем равным 335. Тогда часовая объёмная производительность установки составит:

$$\frac{6880190}{335 \cdot 24} = 856 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}};$$

Количество электродегидраторов, которые следует установить на одной степени обессоливания, составит:

$$n = \frac{G_c}{G_{\text{ЭДГ}}} = \frac{856}{480} = 1,8; \text{ следовательно на каждой ступени по 2 ЭДГ.}$$

Нагрев сырой нефти на установке ЭЛОУ-АВТ производительностью 5,8 млн.т/год осуществляется в три потока.

Схема блока ЭЛОУ представлена на рисунке 3.1

3.2 Выбор и обоснование схемы блока атмосферной перегонки нефти.

При выборе технологической схемы и режима атмосферной перегонки нефти руководствуются главным образом её фракционным составом и, прежде всего, содержанием в ней газов и бензиновых фракций. Перегонку стабилизированных нефтей постоянного состава с небольшим количеством растворённых газов (до 1-1,5 %мас.), относительно невысоким содержанием бензина (15-18 %мас.) и выходом фракций до 350°C не более 45 % энергетически наиболее выгодно осуществлять на установках (блоках) АТ по схеме с однократным испарением и однократной ректификацией, то есть с одной сложной ректификационной колонной с боковыми отпарными секциями. Для перегонки легких, средних и тяжёлых нефтей с высоким содержанием растворённых газов (3 % и выше) и бензиновых фракций (до 20-30 %) и фракций до 350°C (50-60 %) целесообразно применять атмосферную перегонку двухкратного испарения и двухкратной ректификации. Лёгкие нефти с небольшим содержанием растворённых газов (до 1,5 %) и бензиновых фракций (18-20 %), целесообразно применять атмосферную перегонку двухкратного испарения и однократной ректификации.

Схема блока перегонки нефти при атмосферном давлении зависят от природы нефти (содержания бензиновых фракций, выкипающих до 200°C, растворённых газов и общей серы). По данным Джьерской нефти, содержащей 1,8 %мас. растворённых углеводородных газов, бензиновая фракция, выкипающая до 200°C - 29,6 %мас., а содержание серы 0,7 %мас., переработку следует вести по схеме с двухкратным испарением и двухкратной ректификацией. На установке, работающей по данной схеме (см. рис.3.2), нефть предварительно подогревается в теплообменниках до температуры (обычно 220-250°C), обеспечивающей испарение легкой части бензиновой фракции, и поступает в отбензинивающую колонну. Дополнительное тепло в низ колонны сообщается горячей струей полуотбензиненной нефти. Частично отбензиненная нефть нагревается в печи и с температурой 340-370°C поступает в основную атмосферную ректификационную колонну, где происходит отбор светлых нефтепродуктов (бензиновых и средних дистиллятов). С низа колонны отбирают мазут.

Колонна К-1 предназначена для подготовки сырья колонны К-2. Из практических данных известно, что количество бензиновой фракции, отбираемой с верха колонны К-1, не должна быть ниже 8%мас. в расчёте на сырьё колонны и превышать 45-55% от общего количества бензиновых фракций, содержащихся в перерабатываемой нефти. При этом, чем больше бензина содержится в нефти, тем его больше отбирают в колонне К-1.

К достоинствам этой установки следует отнести следующие:

- возможность переработки любой нефти, в том числе высокопотенциальных и высокосернистых;
- возможность переработки нефтей, недостаточно хорошо обезвоженных и обессоленных;

Однако для данной установки характерны и недостатки:

- некоторое ухудшение условий работы основной атмосферной колонны из-за отсутствия легких углеводородов;
- увеличение расхода топлива в печи, служащей для нагрева сырья колонны, так как требуется производить нагрев нефти до более высокой температуры, чем при нагреве неотбензиненной нефти;
- нагрев горячей струи может привести к разложению сернистых соединений с образованием сероводорода, будет идти сероводородная коррозия;
- большие капитальные и эксплуатационные расходы.

3.3 Выбор и обоснование схемы блока стабилизации и вторичной ректификации широкой бензиновой фракции.

Нефть, поступающая на АВТ, содержит 1,8 %мас. газа, который преимущественно состоит из пропана и бутанов с небольшой примесью этана. Наличие трудно конденсируемых газов в нефти создаёт большие затруднения в ряде процессов нефтепереработки, начиная с прямой перегонки нефти. Метан-этановые фракции нарушают массо- и теплообмен на ректификационных тарелках и тем самым ухудшают чёткость ректификации.

Блоки стабилизации установок АВТ предназначены для выделения из бензинов растворённых в них углеводородных газов и сероводорода. Стабилизацию бензиновой фракции будем вести в одной колонне, так как мало сухого газа в бензине и не требуется получения рефлюкса, отвечающего ГОСТу на сжиженный бытовой газ. Достоинством этого варианта является простота и компактность установки, а недостатком – небольшое количество отбираемого ректификата. При этом необходимая чёткость ректификации может быть достигнута только при высокой кратности орошения (не ниже пяти) и большом числе ректификационных тарелок (50-60 и выше). При этом колонна должна быть переменного сечения, так как в противном случае не представляется возможным создать необходимые условия работы укрепляющей и отгонной частей колонны: большое количество жидкой фазы в отгонной части ведёт к перегрузке колонны жидкостью, а малое количество паров в укрепляющей части приводит к низким скоростям их движения – в несколько раз ниже допустимых. Стабилизация бензиновой фракции в одной ректификационной колонне представлена на рисунке 3.3. Стабилизационная колонна К-3 на АВТ предназначена для освобождения бензиновой фракции от растворенных газов и от растворенного сероводорода. Сверху колонны отбирается газ, который разделяется в емкости Е-3 на метан-этановую и пропан-бутановую фракции (рефлюкс). Так как в обычных условиях рефлюкс является газом, для получения орошения в колонне поддерживается повышенное давление. Блок вторичной ректификации бензинов (см. рис 3.3.) на АВТ предназначен для получения узких бензиновых фракций. В данной работе получаем фракции 20-62°C, 62-105°C, 105-140°C. Для разделения бензиновой фракции 20-140°C на две более узкие требуется дополнительная колонна К-5.

3.4 Выбор и обоснование схемы блока вакуумной перегонки мазута и узла создания вакуума.

В нефтепереработки перегонка мазута может осуществляться по нескольким вариантам:

- перегонка мазута в одной ректификационной вакуумной колонне с получением утяжелённой дизельной фракции, вакуумного газойля и гудрона. Данная схема рекомендована для заводов топливного профиля, так как при отборе масляных дистиллятов в одной колонне происходит наложение температур выкипания.

- перегонка мазута в двух ректификационных вакуумных колоннах (по схеме с двухкратным испарением и двухкратной ректификацией) с получением вакуумного газойля, 3-4 масляных дистиллятов и гудрона.

Выбор схемы блока перегонки мазута под вакуумом зависит от варианта переработки нефти – топливного или топливно-масляного и ассортимента нефтепродуктов.

В соответствии с заданием мазут разгоняют с получением вакуумного газойля ($350-500^{\circ}\text{C}$), гудрона (500°C и выше); следовательно применение схемы с двухкратным испарением и двухкратной ректификацией экономически нецелесообразно, из-за больших капитальных и эксплуатационных затрат по сравнению с одной вакуумной колонной. По индексу вязкости (более 85) и низкому выходу базовых масел на нефть (менее 8 %мас.), целесообразно выбрать топливный вариант перегонки мазута в одной вакуумной колонне.

Мазут, который выводится с низа колонны К-2 нагревается в печи П-3 и с температурой $400-420^{\circ}\text{C}$ поступает в вакуумную колонну К-6. В этой колонне предлагается разместить 16 клапанных тарелок. С верха колонны пары отводятся к вакуумсоздающей аппаратуре. С верхней тарелки отводим утяжеленное дизельное топливо, часть которого возвращаем в колонну в качестве орошения. Боковым погоном из колонны К-6 выводим вакуумный газойль ($350-500^{\circ}\text{C}$). Его отбор производится с 10 тарелки. Вакуумный газойль поступает в стриппинг-колонну К-6/1, в низ которой подается водяной пар. С низа колонны выводим гудрон (остаток, выкипающий при температуре выше 500°C). В нижнюю часть колонны подаем водяной пар для снижения парциального давления углеводородов. Избыток тепла в колонне снимаем циркуляционным орошением. В качестве узла создания вакуума выбираем гидроциркуляционный аппарат, так как он обеспечивает получение глубокого вакуума.

Перегонка мазута под вакуумом в одной колонне с получением фракции вакуумного газойля – по схеме с однократным испарением и однократной ректификацией представлена на рисунке 3.4

5. ОСНОВНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ УСТАНОВКИ И ОСНОВНЫЕ УСЛОВИЯ ЕГО ЭКСПЛУАТАЦИИ

5.1 Электродегидраторы

Электродегидраторы используются на установке ЭЛОУ для обезвоживания и обессоливания нефти.

Электродегидраторы бывают вертикальные, горизонтальные, сферические. Наибольшее распространение в нефтепереработке получили горизонтальные электродегидраторы, которые имеют большую производительность, чем вертикальные и требуют меньшего расхода металла, чем сферические. Электродегидраторы различаются по характеру ввода нефти в аппарат: сырье может вводиться в нижнюю часть или непосредственно в межэлектродное пространство. Эффективным оказалось комбинирование обоих способов подачи, при котором часть сырья подается в нижнюю (подэлектродную) зону, а часть между электродами.

В электродегидраторах обезвоживание и обессоливание ведется с добавлением воды, деэмульгатора и щелочи. Нефть из резервуара насосом прокачивается через систему теплообменников в последовательно работающие электродегидраторы. Нагрев сырой нефти необходим для достижения необходимой степени очистки. Процесс ведется при температуре 160°C и давлении 1,8 МПа.

По ТУ 26-02-400-76 выбираем электродегидратор 2-ЭГ-160.

Эскиз электродегидратора

5.2 Ректификационные колонны

Ректификационные колонны в зависимости от числа получаемых продуктов при разделении многокомпонентных смесей делятся на простые и сложные.

В зависимости от давления ректификационные колонны делятся на колонны, работающие под давлением, атмосферные и вакуумные.

Колонны, работающие под давлением, применяются на АВТ в процессах стабилизации бензиновой фракции (колонна К-1). Атмосферными колоннами являются основная колонна К-1 и колонны в блоке вторичной ректификации бензинов. Вакуумные колонны применяются при перегонке мазута (колонна К-6).

В данной работе используются тарельчатые колонны. Тип тарелок - клапанные дисковые (ОСТ 26-02-1401-76). Клапанные тарелки имеют КПД более 70%, гидравлическое сопротивление 4,9-4,8 мм рт. ст.

Число тарелок в колоннах следующее:

- 30 штук в колонне К-1;
- 52 штуки в колонне К-2;
- 32 штуки в колонне К-3;
- 60 штук в колонне К-4;
- 60 штук в колонне К-5.
- 18 штук в колонне К-6.

Ректификационные колонны и тарелки необходимо изготовить из материала, устойчивого к сероводородной коррозии.

5.3 Теплообменные аппараты

На высокопроизводительных АВТ применяют укрупненные теплообменники типа «труба в трубе» и «с плавающей головкой».

Теплообменники с плавающей головкой наиболее часто используются на АВТ. За счет особенностей конструкции (наличие плавающей головки) в них легко обеспечивается компенсация температурных удлинений корпуса и трубного пучка. Трубный пучок легко вытаскивается вместе с плавающей головкой, что облегчает чистку межтрубного пространства. Но эти теплообменники имеют следующие недостатки:

- относительно сложная конструкция;
- большой расход металла на единицу поверхности;
- плавающая головка не доступна для осмотра.

В стабилизаторе и колоннах вторичной перегонки для подвода тепла в низ колонны используются подогреватели с паровым пространством. Они позволяют обеспечить любую поверхность теплообмена путем установки необходимого количества подогревателей, и малое гидравлическое сопротивление каждого потока. Это позволяет обойтись небольшим объемом жидкости в низу колонны и располагать обогреватель примерно на той же

отметке, что и колонна. Недостатком их является малый запас жидкости за сливной перегородкой подогревателя.

5.4 Конденсаторы и холодильники

Конденсаторы и холодильники выполняют в виде змеевиков из гладких или ребристых труб, либо в виде одно- и многоходовых кожухотрубчатых аппаратов.

На АВТ используют так же аппараты воздушного охлаждения (АВО), позволяющие сократить расходы воды на НПЗ. Коэффициенты теплопередачи для различных климатических условий при работе аппаратов в качестве конденсаторов и холодильников на АВТ составляют 235-258 Вт/(м²·К).

АВО имеют поверхность охлаждения, скомпонованную из секций оребренных труб, систему подачи воздуха и регулирующие устройства для изменения расхода воздуха.

5.5 Печи

В нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности для нагрева нефти и нефтепродуктов до температур, более высоких, чем те которые можно достичь, например, с помощью нагрева водяным паром, используются трубчатые печи.

На современных АВТ используют следующие основные типы печей. Печи серии Г - узкокамерные, с верхним отводом дымовых газов и горизонтальными трубами змеевика; печи серии Б - узкокамерные с нижним отводом дымовых газов и горизонтальными трубами; печи серии Ц - цилиндрические вертикальные трубчатые печи с верхним отводом дымовых газов.

С целью использования на установке АВТ однотипных печей как для АТ, так и для ВТ применяются вертикально-факельные печи. Предлагается использовать на установке печи типа ГС-1, широко распространенные на современных АВТ - с однорядным настенным экраном и свободным вертикальным факелом. Эти печи имеют достаточно высокий КПД, могут обеспечивать высокую тепловую мощность. Продолжительность пребывания нагреваемого сырья в зоне высоких температур не превышает нескольких минут, что уменьшает возможность его разложения и отложения кокса в трубах, вследствие чего при необходимости сырье можно нагревать до более высокой температуры.

6. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЁТ

6.1 Материальные балансы блока ЭЛОУ, АВТ и атмосферных колон.

Нефти, поставляемые с нефтедобывающих предприятий на нефтеперерабатывающие заводы, в соответствии с требованиями ГОСТ Р 51858-2002 не должны содержать более 0,5 %мас. воды. Потери нефти на блоках ЭЛОУ установок ЭЛОУ-АВТ находятся в пределах 0,4-0,6 %мас. в расчёте на исходную нефть.

Таблица 6.1

Материальный баланс блока ЭЛОУ.

Статьи баланса	%мас.	Тыс. т/год
Взято:		
Нефть сырая	101,0	5858
Итого	101,0	5858
Получено:		
Нефть обезвоженная и обессоленная	100,0	5800
Вода	0,5	29
Потери	0,5	29
Итого	101,0	5858

Таблица 6.2

Материальный баланс блока АВТ

Статьи баланса	Потенциальное содержание %мас.	Отбор от потенциала, в долях от единицы	Фактический отбор, %мас.	Расход		
				тыс. т/год	т/сут	кг/ч
Взято:						
Нефть	100,0	-	-	5800	17313	721375
Итого	100,0	-	-	5800	17313	721375
Получено:						
1. Газ	1,8	1,0	1,8	104	310	12917
2. Фракция 20-62°C	5,4	1,0	5,4	313	934	38917
3. Фракция 62-105°C	7,1	1,0	7,1	412	1230	51250
4. Фракция 105-140°C	5,7	1,0	5,7	331	989	41208
5. Фракция 140-180°C	6,6	0,98	6,4	371	1107	46125
6. Фракция 180-230°C	6,8	0,97	6,6	383	1143	47625
7. Фракция 230-280°C	7,5	0,96	7,2	418	1248	52000
8. Фракция 280-350°C	11,5	0,94	10,8	626	1869	77875
9. Фракция 350-500°C	27,0	0,85	22,9	1328	3964	165167
10. Фракция выше 500°C	20,6	1,22	25,2	1462	4364	181833
11. Потери	-	-	0,9	52	155	6458
Итого	100,0	-	100,0	5800	17313	721375

Потери на установке принимаем равным 0,9 %мас. Количество рабочих дней в году принимаем равным 335.

Определим планируемый отбор светлых нефтепродуктов из соотношения:

$$\text{Отбор светлых} = \frac{5,4+9,7+9,5+6,6+7,2+10,8}{5,4+9,8+9,6+6,8+7,5+11,5} * 100 = 97,2 \% \text{отн.}$$

Таблица 6.3

Материальный баланс колонны К-1

Статьи баланса	%мас.	Расход		
		тыс. т/год	т/сут	кг/ч
Взято:				
Нефть	100,0	5800	17313	721375
Итого	100,0	5800	17313	721375
Получено:				
1. Газ	1,8	104	310	12917
2. Фракция 20-105°С	12,5	725	2164	90167
3. Нефть отбензиненная	85,7	4971	14839	618291
Итого	100,0	5800	17313	721375

При выборе пределов выкипания бензиновой фракции, отбираемой с верха колонны, следует принимать во внимание её содержание в сырье колонны. Содержание этой фракции в сырье отбензинивающей колонны К-1 должно быть не менее 8 %мас. и не более 45 %мас.. Это позволит сконструировать отбензинивающую колонну с наиболее оптимальным диаметром её укрепляющей части.

Таблица 6.4

Материальный баланс колонны К-2

Статьи баланса	Выход на нефть, %мас.	Выход на сырьё колонны, %мас.	Расход, кг/ч
Взято:			
Нефть отбензиненная	85,7	100,0	618291
Итого	85,7	100,0	618291
Получено:			
1. Фракция 105-140°С	5,7	6,6	41123
2. Фракция 140-180°С	6,4	7,5	46173
3. Фракция 180-230°С	6,6	7,7	47617
4. Фракция 230-280°С	7,2	8,4	51945
5. Фракция 280-350°С	10,8	12,6	77918
6. Мазут	49,0	57,2	353515
Итого	85,7	100,0	618291

6.2 Технологический расчёт основной атмосферной колонны К-2

6.2.1 Материальный баланс колонны

Таблица 6.5

Материальный баланс колонны К-2

Статьи баланса	Расход,		Плотность, $\rho_4^{20}, \text{кг/м}^3$	Температура (средняя) кипения фракции, °С	Молярная масса
	% мас.	кг/ч			
Взято:					
Нефть отбензиненная	100,0	618291	-	-	-
Итого	100,0	618291	-	-	-
Получено:					
1.Фракция 105-140°С	6,6	41123	745	121	113
2.Фракция 140-180°С	7,5	46173	781	160	133
3.Фракция 180-230°С	7,7	47617	809	204	159
4.Фракция 230-280°С	8,4	51945	832	254	199
5. Фракция 280-350°С	12,6	77918	855	313	252
6.Мазут	57,2	353515	935	486	413
Итого	100,0	618291	-	-	-

6.2.2 Выбор конструкции основной колонны, числа и типа тарелок.

Количество тарелок по высоте колонны принимаем из практических данных.

В нижней отгонной части принимаем 4 тарелки ($n_1=4$).

В укрепляющей части колонны - от зоны питания до тарелки вывода фракции 280-350°С принимаем 6 тарелок (с 5 по 10 тарелку, считая снизу), $n_2=6$.

От тарелки вывода фракции 280-350°С до тарелки вывода фракции 230-280°С принимаем 10 тарелок (с 11 по 20), $n_3=10$.

От тарелки вывода фракции 230-280°С до тарелки вывода фракции 180-230°С принимаем 10 тарелок (с 21 по 30), $n_4=10$.

От тарелки вывода фракции 180-230°С до тарелки вывода фракции 140-180°С принимаем 10 тарелок (с 31 по 40), $n_5=10$.

От тарелки вывода фракции 140-180°С до верха тарелки принимаем 12 тарелок (с 41 по 52), $n_6=12$.

Итого в колонне принято 52 тарелок, из которых в укрепляющей части 48 шт., а в отгонной – 4 шт.

Выбираем клапанные тарелки. Перепад давления на одну тарелку составляет 5 мм.рт.ст. ($\Delta P_T = 0,00066$ МПа).

6.2.3 Расчёт давления по высоте колонны

Расчет давления по высоте колонны ведем сверху вниз исходя из перепада давления на тарелках. Давление в емкости орошения $P = 0,1$ МПа. Принимаем $\Delta P = 0,04$ МПа.

Давление в верху колонны:

$$P_{\text{верха}} = P_{E-2} + \Delta P = 0,1 + 0,04 = 0,140 \text{ МПа};$$

Давление на тарелке вывода фракции 140-180°C:

$$P_{140-180^\circ\text{C}} = P_{\text{верха}} + n_6 \cdot \Delta P_m = 0,140 + 12 \cdot 0,00066 = 0,148 \text{ МПа}$$

Давление на тарелке вывода фракции 180-230°C:

$$P_{180-230^\circ\text{C}} = P_{\text{верха}} + (n_6 + n_5) \cdot \Delta P_m = 0,140 + (12 + 10) \cdot 0,00066 = 0,155 \text{ МПа}$$

Давление на тарелке вывода фракции 230-280°C:

$$P_{230-280^\circ\text{C}} = P_{\text{верха}} + (n_6 + n_5 + n_4) \cdot \Delta P_m = 0,140 + (12 + 10 + 10) \cdot 0,00066 = 0,161 \text{ МПа}$$

Давление на тарелке вывода фракции 280-350°C:

$$P_{280-350^\circ\text{C}} = P_{\text{верха}} + (n_6 + n_5 + n_4 + n_3) \cdot \Delta P_m = 0,140 + (12 + 10 + 10 + 10) \cdot 0,00066 = 0,168 \text{ МПа}$$

Давление на входе в колонну:

$$P_{\text{входа}} = P_{\text{верха}} + (n_6 + n_5 + n_4 + n_3 + n_2) \cdot \Delta P_m = 0,140 + (12 + 10 + 10 + 10 + 6) \cdot 0,00066 = 0,172 \text{ МПа}$$

Давление по высоте колонны распределяется следующим образом:

$$P_{\text{верха}} = 0,140 \text{ МПа}$$

$$P_{140-180^\circ\text{C}} = 0,148 \text{ МПа}$$

$$P_{180-230^\circ\text{C}} = 0,155 \text{ МПа}$$

$$P_{230-280^\circ\text{C}} = 0,161 \text{ МПа}$$

$$P_{280-350^\circ\text{C}} = 0,168 \text{ МПа}$$

$$P_{\text{входа}} = 0,172 \text{ МПа}$$

6.2.4 Расчёт расхода водяного пара

По заводским данным колебания расхода водяного пара составляют 1,6 – 2,3% масс. в расчете на сырье основной атмосферной колонны. Принимаем расход водяного пара равным 1,6 %мас. на отводимый продукт. Для удобства проведения расчетов количество водяного пара и флегмы определяем на 100 кг сырья.

Расход водяного пара, подаваемого в нижнюю часть колонны, найдем из выражения:

$$Z_{\text{низа}} = g_M \cdot 0,016$$

где $Z_{\text{низа}}$ - расход водяного пара, подаваемого в нижнюю часть колонны, кг;

g_M – расход мазута. Для нашего расчета $g_M =$ кг (см табл. 6.5); 0,016 – расход водяного пара, в долях от единицы.

$$Z_{низа} = g_M \cdot 0,016 = 57,2 \cdot 0,016 = 0,915 \text{ кг}$$

Расход водяного пара, подаваемого в стриппинг-колонну К-2/4, служащую для вывода фракции 280-350°C:

$$Z_{K-2/4} = g_{280-350^\circ C} \cdot 0,016 = 12,6 \cdot 0,016 = 0,202 \text{ кг}$$

Расход водяного пара, подаваемого в стриппинг-колонну К-2/3 (вывод фракции 230-280°C):

$$Z_{K-2/3} = g_{230-280^\circ C} \cdot 0,016 = 8,4 \cdot 0,016 = 0,134 \text{ кг}$$

Расход водяного пара, подаваемого в стриппинг-колонну К-2/2 (вывод фракции 180-230°C):

$$Z_{K-2/2} = g_{180-230^\circ C} \cdot 0,016 = 7,7 \cdot 0,016 = 0,123 \text{ кг}$$

Расход водяного пара, подаваемого в стриппинг-колонну К-2/1 (вывод фракции 140-180°C):

$$Z_{K-2/1} = g_{140-180^\circ C} \cdot 0,016 = 7,5 \cdot 0,016 = 0,120 \text{ кг}$$

Определим количество водяного пара по высоте колонны.

Количество водяного пара на тарелке отбора фракции 280-350°C:

$$Z_{280-350^\circ C} = Z_{низа} = 0,915 \text{ кг}$$

Количество водяного пара на тарелке отбора фракции 230-280°C:

$$Z_{230-280^\circ C} = Z_{низа} + Z_{K-2/4} = 1,117 \text{ кг}$$

Количество водяного пара на тарелке отбора фракции 180-230°C:

$$Z_{180-230^\circ C} = Z_{низа} + Z_{K-2/4} + Z_{K-2/3} = 1,251 \text{ кг}$$

Количество водяного пара на тарелке отбора фракции 120-180°C:

$$Z_{140-180^\circ C} = Z_{низа} + Z_{K-2/4} + Z_{K-2/3} + Z_{K-2/2} = 1,374 \text{ кг}$$

Количество водяного пара в верху колонны:

$$Z_{верха} = Z_{низа} + Z_{K-2/4} + Z_{K-2/3} + Z_{K-2/2} + Z_{K-2/1} = 1,494 \text{ кг}$$

6.2.5 Расчёт расхода флегмы по высоте колонны. Задаем флегмовым числом и принимаем условно, что оно по колонне не меняется.

Принимаем флегмовое число равным 2.

Расход флегмы, стекающей с тарелки вывода фракции 280-350°C:

$$g_{280-350}^{\phi n} = g_{280-350} \cdot 2 = 12,6 \cdot 2 = 25,2 \text{ кг}$$

Расход флегмы, стекающей с тарелки вывода фракции 230-280°C:

$$g_{230-280}^{\phi n} = g_{230-280} \cdot 2 = 8,4 \cdot 2 = 16,8 \text{ кг}$$

Расход флегмы, стекающей с тарелки вывода фракции 180-230°C:

$$g_{180-230}^{\phi n} = g_{180-230} \cdot 2 = 7,7 \cdot 2 = 15,4 \text{ кг}$$

Расход флегмы, стекающей с тарелки вывода фракции 120-180°C:

$$g_{140-180}^{\phi n} = g_{140-180} \cdot 2 = 7,5 \cdot 2 = 15,0 \text{ кг}$$

Расход флегмы в верху колонны:

$$g_{oo}^{\phi n} = g_{105-140} \cdot 2 = 6,6 \cdot 2 = 13,2 \text{ кг}$$

6.2.6 Определение температуры нагрева сырья на входе в колонну

Теоретическая доля отгона (\bar{e}_T) будет следующей:

$$\bar{e}_T = 0,066 + 0,075 + 0,077 + 0,084 + 0,126 = 0,428$$

Температура нагрева нефти должна обеспечить величину фактической доли отгона равной или на 0,001-0,003 больше теоретической.

Температура нагрева нефти в печи перед колонной К-2 находится в пределах 320-370°C. Для определения температуры нагрева нефти необходимо рассчитать процесс однократного испарения сырья.

Расчет процесса однократного испарения сырья колонны ведем при условии испарения в трубах печи. Принимаем давление на 0,03 МПа выше, чем в питательной секции.

Расчётное давление принимаем следующим:

$$P_p = P_{\text{входа}} + 0,03 = 0,172 + 0,03 = 0,202 \text{ МПа}$$

Продолжаем вести расчет на 100 кг сырья.

При принятом давлении задаемся температурой нагрева нефти и методом подбора с использованием ПЭВМ находим молярную долю (e_p), при которой соблюдаются равенства:

$$\sum_{i=1}^{i=n} x_i = \sum_{i=1}^{i=n} \frac{\alpha_i}{1 + e_p \cdot (x_i - 1)} = 1$$

$$\sum_{i=1}^{i=n} y_i = \sum_{i=1}^{i=n} K_i \cdot x_i = 1$$

где x_i – молярная концентрация компонентов жидкой фазы;

y_i – молярная концентрация компонентов паровой фазы;

α_i – молярная концентрация компонентов сырья;

e_p – молярная доля отгона;

K_i – константа фазового равновесия.

Зная молярную долю отгона рассчитываем массовую долю отгона из соотношения

$$\bar{e}_p = e_p \cdot \frac{M_y}{M_c},$$

где \bar{e}_p – массовая доля отгона (расчетная);

M_y – молярная масса паровой фазы;

M_c – молярная масса сырья.

В табл.6.7. указаны результаты расчета молярной доли.

Таблица 6.6

Исходные данные для расчета доли отгона

Компонент сырья колонны	Молярные концентрации α_i	Константы фазового равновесия K_i
1. Фр. 105-150°C	0,1814	23,515
2. Фр. 150-200°C	0,1555	11,139
3. Фр. 200-250°C	0,1162	5,693
4. Фр. 250-300°C	0,0992	2,475

5. Фр. 300-350°C	0,0856	1,238
6. Фр. 350-400°C	0,0723	0,446
7. Фр. 400-450°C	0,0643	0,149
8. Фр. 450-500°C	0,0560	0,064
9. Фр. Выше 500°C	0,1695	0,007
Сумма молярных долей	1,0000	-

РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТА НА ПЭВМ

Молярная доля отгона $e = 0,6133$ при 370°C и 0,202 МПа.

Компонент сырья колонны	Состав фаз	
	Жидкая фаза, x_i	Газовая фаза, y_i
1. Фр. 105-150°C	0,012	0,288
2. Фр. 150-200°C	0,022	0,240
3. Фр. 200-250°C	0,030	0,171
4. Фр. 250-300°C	0,052	0,129
5. Фр. 300-350°C	0,075	0,092
6. Фр. 350-400°C	0,110	0,049
7. Фр. 400-450°C	0,135	0,020
8. Фр. 450-500°C	0,131	0,008
9. Фр. Выше 500°C	0,433	0,003
Сумма молярных долей	1,000	1,000

Определим массовую долю отгона нефти – сырья колонны К-2 при температуре 370°C и давлении 0,202 МПа.

$$\bar{e}_p = e_p \cdot \frac{M_y}{M_c} = 0,6133 \cdot \frac{175,6}{100/0,399} = 0,430$$

Массовая доля отгона сырья \bar{e}_p основной колонны, полученная в результате расчета, должна быть несколько больше или равна теоретической доле отгона \bar{e}_T . В нашем примере $\bar{e}_T = 0,428$, а $\bar{e}_p = 0,430$. Следовательно, температуру нагрева сырья на входе в колонну определили верно.

Проверку правильности расчета проводим, определяя плотность сырья колонны из соотношения:

$$\rho_c = \frac{1}{\frac{\bar{e}_p}{\rho_y} + \frac{1 - \bar{e}_p}{\rho_x}}$$

где

$$\rho_y = \frac{1}{v_y} = \frac{1}{1,222} = 0,818$$

$$\rho_x = \frac{1}{v_x} = \frac{1}{1,109} = 0,902$$

$$\rho_c = \frac{1}{\frac{0,429}{0,818} + \frac{1 - 0,429}{0,902}} = 0,864$$

Определим плотность сырья по данным табл. 6.7 (колонка 21):

$$\rho_c = \frac{1}{v_c} = \frac{1}{1,158} = 0,864$$

Полученное значение плотности сырья колонны и определенное ранее совпадают.

6.2.7 Определение температуры мазута в низу колонны

Колонна работает с вводом водяного пара в нижнюю часть колонны, где происходит испарение наиболее легкой части углеводородов, на что тратится теплота и температура мазута снижается на 10-25°C по отношению к температуре входа сырья в зону питания. Принимаем температуру в низу колонны в нашем примере следующей

$$t_{\text{низа}} = 370 - 20 = 350^{\circ}\text{C}$$

6.2.8 Расчёт парциальных давлений фракций

Расчеты парциальных давлений фракций 105-140 °С, 140-180 °С, 180-230 °С, 230-280 °С, 280-350 °С представлены в табл. 6.7-6.11.

Таблица 6.8

Расчет парциального давления фракции 105-140 °С ($P_{\text{общ}} = 0,140 \text{ МПа}$)

Компонент	Расход, (Gi) кг	Mi	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$, кмоль	$y_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$P_{\text{общ}} \cdot y_i$
Водяной пар	1,494	18	0,083	0,322	0,045
Фр.105-140°C+ +острое орошение	6,6+13,2=19,8	113	0,175	0,678	0,095
Итого	21,294	-	0,258	1,000	0,140

Таблица 6.9

Расчет парциального давления фракции 140-180 °С ($P_{\text{общ}} = 0,148 \text{ МПа}$)

Компонент	Расход, (Gi) кг	Mi	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$, кмоль	$y_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$P_{\text{общ}} \cdot y_i$
Водяной пар	1,374	18	0,076	0,251	0,037
Фр.105-140°C	6,6	113	0,058	0,191	0,028
Фр.140-180°C+флегма	7,5+15,0=22,5	133	0,169	0,558	0,083
Итого	30,474	-	0,303	1,000	0,148

Таблица 6.10

Расчет парциального давления фракции 180-230 °С ($P_{общ} = 0,155 \text{ МПа}$)

Компонент	Расход, (Gi) кг	Мі	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$, кмоль	$y_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$P_{общ} \cdot y_i$
Водяной пар	1,251	18	0,070	0,213	0,033
Фр.105-140°С	6,6	113	0,058	0,176	0,028
Фр.140-180°С	7,5	133	0,056	0,170	0,026
Фр.180-230°С+флегма	7,7+15,4=23,1	159	0,145	0,441	0,068
Итого	38,451	-	0,329	1,000	0,155

Таблица 6.11

Расчет парциального давления фракции 230-280 °С ($P_{общ} = 0,161 \text{ МПа}$)

Компонент	Расход, (Gi) кг	Мі	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$, кмоль	$y_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$P_{общ} \cdot y_i$
Водяной пар	1,117	18	0,062	0,177	0,028
Фр.105-140°С	6,6	113	0,058	0,165	0,027
Фр.140-180°С	7,5	133	0,056	0,159	0,026
Фр.180-230°С	7,7	159	0,048	0,137	0,022
Фр.230-280°С+флегма	8,4+16,8=25,2	199	0,127	0,362	0,058
Итого	48,117	-	0,351	1,000	0,161

Таблица 6.12

Расчет парциального давления фракции 280-350 °С ($P_{общ} = 0,168 \text{ МПа}$)

Компонент	Расход, (Gi) кг	Мі	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$, кмоль	$y_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$P_{общ} \cdot y_i$
Водяной пар	0,915	18	0,051	0,126	0,021
Фр.105-140°С	6,6	113	0,058	0,143	0,024
Фр.140-180°С	7,5	133	0,056	0,138	0,023
Фр.180-230°С	7,7	159	0,048	0,119	0,021
Фр.230-280°С	8,4	199	0,042	0,104	0,017

Фр.280-350°C+флегма	12,6+25,2=37,8	252	0,150	0,370	0,062
Итого	68,915	-	0,405	1,000	0,168

6.2.9 Определение температуры вывода боковых погонов и температуры в верху колонны

Для определения температур вывода боковых погонов и температуры в верху колонны строим кривые ИТК и линии ОИ при атмосферном давлении соответствующих фракций и затем с помощью сетки Максвелла строим линии ОИ фракций при их парциальных давлениях, определенных в таблицах 6.7-6.11.

Парциальное давление фракции 105-140°C составляет 0,095 МПа

Парциальное давление фракции 140-180°C составляет 0,083 МПа

Парциальное давление фракции 180-230°C составляет 0,068 МПа

Парциальное давление фракции 230-280°C составляет 0,058 МПа

Парциальное давление фракции 280-350°C составляет 0,062 МПа

Исходные данные для построения кривых ИТК приведены в табл. 6.12-6.16. Кривые ИТК и линии ОИ, построенные при атмосферном давлении и соответствующих парциальных давлениях представлены на рис.6.2-6.5.

Таблица 6.13

Исходные данные для построения кривой ИТК фракции 105-140°C

№	Температура выкипания, °C	Выход, %мас.		
		На нефть	на фракцию	суммарный
1	105-110	1,2	19,4	19,4
2	110-115	1,0	16,1	35,5
3	115-120	0,8	12,9	48,4
4	120-125	1,0	16,1	64,5
5	125-130	1,0	16,1	80,6

6	130-135	0,5	8,1	88,7
7	135-140	0,7	11,3	100,0
ИТОГО		6,2	100,0	-

Таблица 6.14

Исходные данные для построения кривой ИТК фракции 140-180°C

№	Температура выкипания, °C	Выход, %мас.		
		На нефть	на фракцию	суммарный
1	140-145	0,8	12,5	12,5
2	145-150	0,8	12,5	25,0
3	150-155	0,8	12,5	37,5
4	155-160	0,7	10,9	48,4
5	160-165	0,8	12,5	60,9
6	165-170	0,7	10,9	71,8
7	170-175	1,0	15,7	87,5
8	175-180	0,8	12,5	100,0
ИТОГО		6,4	100,0	-

Таблица 6.15

Исходные данные для построения кривой ИТК фракции 180-230°C

№	Температура выкипания, °C	Выход, %мас.		
		На нефть	на фракцию	суммарный
1	180-188	1,3	19,1	19,1
2	188-194	1,0	14,7	33,8
3	194-204	1,2	17,6	51,4

4	204-210	0,8	11,8	63,2
5	210-218	1,0	14,7	77,9
6	218-224	0,7	10,3	88,2
7	224-230	0,8	11,8	100,0
ИТОГО		6,8	100,0	-

Таблица 6.16

Исходные данные для построения кривой ИТК фракции 230-280°C

№	Температура выкипания, °C	Выход, %мас.		
		На нефть	на фракцию	суммарный
1	230-238	1,0	13,3	13,3
2	238-246	1,0	13,3	26,6
3	246-252	1,2	16,0	42,6
4	252-260	1,3	17,4	60,0
5	260-266	0,9	12,0	72,0
6	266-274	1,1	14,7	86,7
7	274-280	1,0	13,3	100,0
ИТОГО		7,5	100,0	-

Таблица 6.17

Исходные данные для построения кривой ИТК фракции 280-350°C

№	Температура выкипания, °C	Выход, %мас.		
		На нефть	на фракцию	суммарный
1	230-238	1,5	13,0	13,0
2	238-246	1,5	13,0	26,0
3	246-252	2,0	17,4	43,4
4	252-260	1,7	14,8	58,2
5	260-266	1,8	15,7	73,9

6	266-274	1,3	11,3	85,2
7	274-280	1,7	14,8	100,0
ИТОГО		11,5	100,0	-

Построив на основании данных, приведенных в табл. 6.12-6.16 кривые ИТК и кривые ОИ для атмосферного давления (0,1 МПа), получаем температуры, отвечающие началу и концу линий однократного испарения соответствующих фракций.

Температуры 10, 50 и 70%-ного отгона находим непосредственно по кривой ИТК. Определяем угол наклона. По двум значениям – углу наклона ИТК и температуре 50%-ного отгона находим на графике Обрядчикова – Смидович НОИ и КОИ.

По кривой ИТК фракции 105-140°C находим (рис. 6.1):

$$t_{10\%}^{ИТК} = 107,5^\circ C, t_{50\%}^{ИТК} = 121^\circ C, t_{70\%}^{ИТК} = 126,8^\circ C,$$

Рассчитываем угол наклона ИТК:

$$\tan ИТК = \frac{t_{70\%}^{ИТК} - t_{10\%}^{ИТК}}{70 - 10} = \frac{126,8 - 107,5}{60} = 0,32$$

По графику Обрядчикова – Смидович находим

0% (НОИ) \Rightarrow 41% (ИТК)

100% (КОИ) \Rightarrow 56% (ИТК)

Затем по кривой ИТК получаем температуры:

$$t_{нк}^{ou} = 117,0^\circ C \text{ и } t_{кк}^{ou} = 127,0^\circ C$$

Соединяя полученные точки, получаем линию ОИ фракции 105 – 140°C при атмосферном давлении.

Затем с помощью графика Максвелла находим температуры начала и конца линий ОИ при давлениях, равных парциальным давлениям соответствующих фракций.

Фракция 105-140°C:

$$t_{нк}^{ou} = 117,0^\circ C \text{ и } t_{кк}^{ou} = 122,5,0^\circ C \text{ при атмосферном давлении}$$

$$t_{нк}^{ou} = 114,0^\circ C \text{ и } t_{кк}^{ou} = 120,0^\circ C \text{ при парциальном давлении } 0,095 \text{ МПа}$$

Фракция 140-180°C

$t_{нк}^{ou} = 155,0^{\circ}C$ и $t_{кк}^{ou} = 163,5^{\circ}C$ при атмосферном давлении

$t_{нк}^{ou} = 147,0^{\circ}C$ и $t_{кк}^{ou} = 156,0^{\circ}C$ при парциальном давлении 0,083МПа

Фракция 180-230°C

$t_{нк}^{ou} = 197,0^{\circ}C$ и $t_{кк}^{ou} = 207,0^{\circ}C$ при атмосферном давлении

$t_{нк}^{ou} = 179,0^{\circ}C$ и $t_{кк}^{ou} = 189,0^{\circ}C$ при парциальном давлении 0,068МПа

Фракция 230-280°C

$t_{нк}^{ou} = 251,0^{\circ}C$ и $t_{кк}^{ou} = 258,0^{\circ}C$ при атмосферном давлении

$t_{нк}^{ou} = 228,0^{\circ}C$ и $t_{кк}^{ou} = 232,0^{\circ}C$ при парциальном давлении 0,058МПа

Фракция 280-350°C

$t_{нк}^{ou} = 307,0^{\circ}C$ и $t_{кк}^{ou} = 319,0^{\circ}C$ при атмосферном давлении

$t_{нк}^{ou} = 282,0^{\circ}C$ и $t_{кк}^{ou} = 294,0^{\circ}C$ при парциальном давлении 0,062МПа

Для фракции 105-140°C температура вывода из колонны равна температуре конца однократного испарения при парциальном давлении данной фракции, для фракций, выводимых боковыми погонями из колонны, эти температуры равны температурам начала линий ОИ соответствующих фракций при их парциальных давлениях.

Температура вывода фракции 105-140°C равна температуре конца ОИ, для других погонов берутся температуры начала ОИ. Таким образом, температуры вывода фракций равны:

для фракции 105-140°C $t_{выв} = 120^{\circ}C$;

для фракции 140-180°C $t_{выв} = 147^{\circ}C$;

для фракции 180-230°C $t_{выв} = 179^{\circ}C$;

для фракции 230-280°C $t_{выв} = 228^{\circ}C$;

для фракции 280-350°C $t_{выв} = 282^{\circ}C$.

6.3 Тепловой баланс колонны

Используя результаты расчетов, составляем тепловой баланс колонны К-2. Он приведен в табл. 6.17. Продолжаем вести расчет на 100 кг сырья.

При составлении баланса энтальпию паров рассчитывали по формуле

$$H^t = i_n^t = 4,19 \cdot \left[(50,2 + 0,109 \cdot t + 0,00014 \cdot t^2) \cdot (4 - \rho_{15}^{15}) - 73,8 \right], \text{ кДж/кг.}$$

Энтальпию жидкой фазы вычисляем по формуле

$$h^t = i_m^t = \left[\frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \cdot (0,403 \cdot t + 0,000405 \cdot t^2) \right] \cdot 4,19, \text{ кДж/кг.}$$

Плотность ρ_{15}^{15} находится по формуле

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \cdot \alpha,$$

где α - средняя температурная поправка на один градус.

Находим дебаланс тепла:

$$\Delta = \frac{Q_{\text{прих}} - Q_{\text{расх}}}{Q_{\text{прих}}} \cdot 100 = \frac{101600 - 76600}{101600} \cdot 100 = 24,6\% \text{отн.}$$

Следовательно, необходимо циркуляционное орошение.

6.4 Выбор числа и расхода циркуляционных орошений

Принимаем допущение, что количество теплоты, вошедшее в колонну с водяным паром, равно количеству теплоты, потерянного через стенки колонны в окружающую среду.

Число циркуляционных орошений равно 4.

$$\Delta Q = Q_{\text{прих}} - Q_{\text{расх}} = 101600 - 76600 = 25000 \text{ кДж}$$

Вывод циркуляционных орошений производится на две тарелки ниже вывода боковых погон, поэтому температура выводимых потоков орошений выше температур потоков соответствующих боковых погон.

Первое (верхнее) циркуляционное орошение (ЦО 1) отбирается с 38 и возвращается на 39 тарелку, второе циркуляционное орошение (ЦО 2) отбирается с 28 и возвращается на 29 тарелку, третье циркуляционное орошение (ЦО 3) отбирается с 18 и возвращается на 19 тарелку. Четвёртое (нижнее) циркуляционное орошение (ЦО 4) отбирается с 8 и возвращается на 9 тарелку.

Рассчитываем температуры выхода циркуляционных орошений по следующей формуле

$$t_{\text{вых}} = t + 2 \cdot \Delta t ; t = (t_1 - t_2) / (N_2 - N_1)$$

где t_1, t_2 - температуры вывода фракции и соответствующего циркуляционного орошения;

N_1, N_2 - тарелки вывода фракций

Температура выхода первого циркуляционного орошения:

$$t_1 = (179 - 147) / (40 - 30) = 3,2 \text{ } ^\circ\text{C} \approx 3^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{цo1}} = 147 + 2 \cdot 3 = 153^\circ\text{C}$$

Температура выхода второго циркуляционного орошения:

$$t_2 = (228 - 179) / (30 - 20) \approx 5^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{цo2}} = 179 + 2 \cdot 5 = 189^\circ\text{C}$$

Температура выхода третьего циркуляционного орошения:

$$t_3 = (282 - 228) / (20 - 10) \approx 5^\circ\text{C}$$

$$t_{ц03} = 228 + 2 \cdot 5 = 238^\circ\text{C}$$

Температура выхода четвертого циркуляционного орошения:

$$t_4 = (350 - 282)/(10 - 4) \approx 11^\circ\text{C}$$

$$t_{ц04} = 282 + 2 \cdot 11 = 304^\circ\text{C}$$

Принимаем для циркуляционных орошений 1,2,3,4 следующие температуры входа и выхода

$$\text{для ЦО 1 } t_{\text{вх}} = 90^\circ\text{C}, t_{\text{выв. цо1}} = 153^\circ\text{C}$$

$$\text{для ЦО 2 } t_{\text{вх}} = 110^\circ\text{C}, t_{\text{выв. цо2}} = 189^\circ\text{C}$$

$$\text{для ЦО 3 } t_{\text{вх}} = 160^\circ\text{C}, t_{\text{выв. цо3}} = 238^\circ\text{C}$$

$$\text{для ЦО 4 } t_{\text{вх}} = 230^\circ\text{C}, t_{\text{выв. цо4}} = 304^\circ\text{C}$$

Теплоту, снимаемую циркуляционным орошением, находим по формуле:

$$Q_i = g_{ц0} \cdot (h_{t_{\text{выв. цо}}} - h_{t_{\text{вх. цо}}})$$

где $h_{t_{\text{выв. цо}}}$ и $h_{t_{\text{вх. цо}}}$ – энтальпии жидкого потока циркуляционного орошения на выходе из колонны и на входе в нее соответственно.

$$\text{Для ЦО1: } \square_{15}^{15} = 0,785$$

$$t_{\text{вх}} = 90^\circ\text{C}, h_{\text{вх}} = 187 \text{ кДж/кг}$$

$$t_{\text{вых}} = 153^\circ\text{C}, h_{\text{вых}} = 336 \text{ кДж/кг}$$

$$\text{Для ЦО2: } \square_{15}^{15} = 0,813$$

$$t_{\text{вх}} = 110^\circ\text{C}, h_{\text{вх}} = 229 \text{ кДж/кг}$$

$$t_{\text{вых}} = 189^\circ\text{C}, h_{\text{вых}} = 421 \text{ кДж/кг}$$

$$\text{для ЦО3 } \square_{15}^{15} = 0,836$$

$$t_{\text{вх}} = 160^\circ\text{C}, h_{\text{вх}} = 343 \text{ кДж/кг}$$

$$t_{\text{вых}} = 238^\circ\text{C}, h_{\text{вых}} = 544 \text{ кДж/кг}$$

$$\text{для ЦО4 } \square_{15}^{15} = 0,858$$

$$t_{\text{вх}} = 230^\circ\text{C}, h_{\text{вх}} = 516 \text{ кДж/кг}$$

$$t_{\text{вых}} = 304^\circ\text{C}, h_{\text{вых}} = 723 \text{ кДж/кг}$$

Находим расход циркуляционного орошения.

$$\Sigma (h_{\text{вых}} - h_{\text{вх}}) = (336 - 187) + (421 - 229) + (544 - 343) + (723 - 516) = 749 \text{ кДж/кг}$$

$$g_{ц01} = g_{ц02} = g_{ц03} = g_{ц04} = 25000/749 = 33,4 \text{ кг.}$$

Находим количество тепла, снимаемое каждым циркуляционным орошением:

$$Q_{ц01} = 33,4 \cdot (336 - 187) = 5000 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{ц02} = 33,4 \cdot (421 - 229) = 6400 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{ц03} = 33,4 \cdot (544 - 343) = 6700 \text{ кДж/ч;}$$

$$Q_{ц04} = 33,4 \cdot (723 - 516) = 6900 \text{ кДж/ч.}$$

Проверка.

$$\Delta Q = Q_{\text{CO}_1} + Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{CO}_3} + Q_{\text{CO}_4} = 5000 + 6400 + 6700 + 6900 = 25000 \text{ кДж/ч}$$

6.5 Определение основных размеров колонны

6.5.1 Расчёт нагрузки по парам и жидкости в различных сечениях

Выбираем наиболее нагруженные сечения по высоте колонны.

Сечение I – I – сечение под верхней тарелкой.

Эскиз сечения I – I

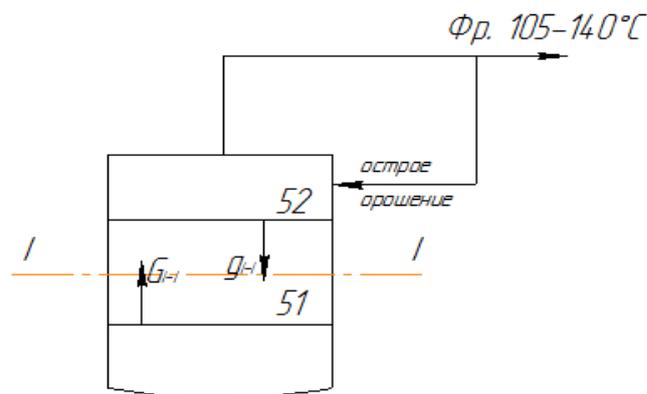


Рис. 6.1

Составляем материальный баланс по парам и жидкости в сечении I - I

$$\text{Нагрузка по парам: } G_{I-I} = G_{105-140^\circ\text{C}} + g_{200},$$

$$\text{Нагрузка по жидкости: } g_{I-I} = g_{200},$$

где g_{200} – расход горячего орошения (внутренней флегмы), возникающего от острого орошения, кг.

G_{I-I} - поток паров, проходящий через сечение I – I, кг.

$G_{105-140^\circ\text{C}}$ - расход паров фракции 105-140°C; $G_{105-140^\circ\text{C}} = 6,6$ кг.

Горячее орошение от острого образуется в результате контакта поднимающихся паров с острым орошением в верхней части колонны. Наиболее тяжёлые компоненты паров конденсируются и образуют флегму – горячее орошение от острого. Рассчитаем количество горячего орошения по формуле:

$$g_{200} = \frac{g_{00} \cdot (H_{\text{верх}} - h_{\text{выход}})}{H_{t_{I-I}} - h_{t_{I-I}}},$$

$H_{\text{верх}}$ - энтальпия паров в верху колонны, кДж/кг;

$g_{зоо}$ – расход горячего орошения (внутренней флегмы), возникающего от острого орошения, кг;

$h_{вход}$ - энтальпия острого орошения, кДж/кг;

$H_{t_{I-I}}$ - энтальпия паров при температуре в сечении I – I, кДж/кг;

$h_{t_{I-I}}$ - энтальпия горячего орошения (флегмы) при температуре в сечении I – I, кДж/кг;

Температура в сечении I – I:

$$t_{I-I} = t_{верх} + \Delta t,$$

$$\Delta t = \frac{t_{140-180} - t_{верх}}{N_{140-180} - N_{105-140}} = \frac{147 - 120}{12} \approx 2^\circ\text{C}$$

$$t_{I-I} = t_{верх} + \Delta t = 120 + 2 = 122^\circ\text{C}.$$

Энтальпии фракции 105-140°C ($\rho_{15}^{15} = 0,749$ i

$$H_{120} = 580 \text{ кДж/кг}; h_{30} = 60 \text{ кДж/кг};$$

$$H_{122} = 584 \text{ кДж/кг}; h_{122} = 267 \text{ кДж/кг};$$

$$g_{зоо} = \frac{13,2 \cdot (580 - 60)}{584 - 267} = 21,7 \text{ кг}$$

$$G_{I-I} = G_{105-140^\circ\text{C}} + g_{зоо} = 6,6 + 21,7 = 28,3 \text{ кг};$$

$$g_{I-I} = g_{зоо} = 21,7 \text{ кг}.$$

Сечение II–II – сечение между вводом и выводом первого циркуляционного орошения.

Эскиз сечения II–II

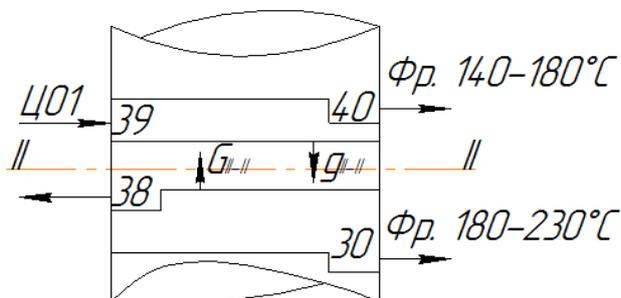


Рис. 6.2

Нагрузка по парам:

$$G_{II-II} = G_{105-140^\circ\text{C}} + G_{140-180^\circ\text{C}} + g_{фл.140-180^\circ\text{C}} + g_{ГЦО1},$$

где $g_{фл.140-180^{\circ}\text{C}}$ – расход флегмы, стекающий с тарелки отбора фракции 140-180°C. Считаем, что его количество постоянно до тарелки отбора фракции 180-230°C, изменяется только состав. $g_{фл.140-180^{\circ}\text{C}} = 15,0 \text{ кг}$;

$g_{ГЦО1}$ - горячее орошение, возникающего от первого циркуляционного орошения, кг;

G_{II-II} - поток паров, проходящий через сечение II – II, кг;

$G_{140-180^{\circ}\text{C}}$ - расход паров фракции 140-180°C; $G_{140-180^{\circ}\text{C}} = 7,5 \text{ кг}$.

$$g_{ГЦО1} = \frac{\Delta Q_1}{H_t - h_t},$$

Где ΔQ_1 - теплота, снимаемая первым циркуляционным орошением (ЦО1), кДж/ч;

$\Delta Q_1 = 5000 \text{ кДж/ч}$;

H_t и h_t - энтальпии паров и жидкости ЦО1 при температуре 153°C ;

Условно принимаем, что плотность ЦО1 равна плотности фракции 140-180°C, ($\rho_{15}^{15} = 0,785 \text{ г/см}^3$)

Энтальпии паров и жидкости: $H_{153} = 635 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$; $h_{153} = 336 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$;

$$g_{ГЦО1} = \frac{\Delta Q_1}{H_{153} - h_{153}} = \frac{5000}{635 - 336} = 16,7 \text{ кг}$$

$$G_{II-II} = G_{105-140^{\circ}\text{C}} + G_{140-180^{\circ}\text{C}} + g_{фл.140-180^{\circ}\text{C}} + g_{ГЦО1} = 6,6 + 7,5 + 15,0 + 16,7 = 45,8 \text{ кг}.$$

Нагрузка по жидкости: $g_{II-II} = g_{фл.140-180} + g_{ЦО1} + g_{ГЦО1}$

$g_{ЦО1} = 33,4 \text{ кг}$;

$g_{II-II} = g_{фл.140-180} + g_{ЦО1} + g_{ГЦО1} = 15,0 + 33,4 + 16,7 = 65,1 \text{ кг}$.

Сечение III-III – сечение между тарелками вывода и ввода второго циркуляционного орошения.

Эскиз сечения III-III

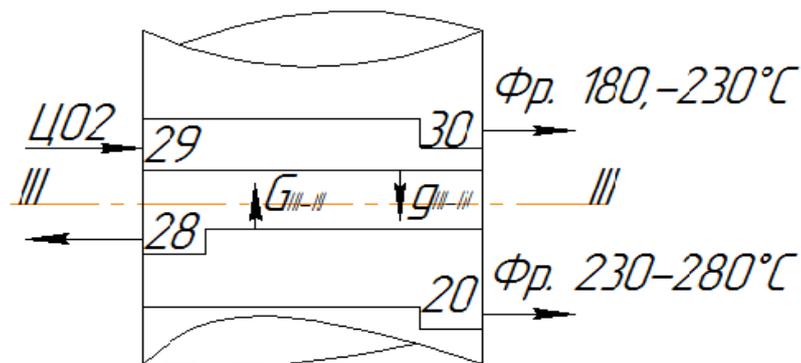


Рис. 6.3

Нагрузка по парам:

$$G_{III-III} = G_{105-140^\circ\text{C}} + G_{140-180^\circ\text{C}} + G_{180-230^\circ\text{C}} + g_{\text{фл.}180-230^\circ\text{C}} + g_{\text{ГЦО2}},$$

где $g_{\text{фл.}180-230^\circ\text{C}}$ – расход флегмы, стекающий с тарелки отбора фракции 180-230°C. Считаем, что его количество постоянно до тарелки отбора фракции 230-280°C, изменяется только состав. $g_{\text{фл.}180-230^\circ\text{C}} = 15,4 \text{ кг}$;

$g_{\text{ГЦО2}}$ – горячее орошение, возникающего от второго циркуляционного орошения, кг;

$G_{III-III}$ – поток паров, проходящий через сечение III – III, кг;

$G_{180-230^\circ\text{C}}$ – расход паров фракции 180-230°C; $G_{180-230^\circ\text{C}} = 7,7 \text{ кг}$.

$$g_{\text{ГЦО2}} = \frac{\Delta Q_2}{H_t - h_t},$$

Где ΔQ_2 – теплота, снимаемая вторым циркуляционным орошением (ЦО2), кДж/ч;

$$\Delta Q_2 = 6400 \text{ кДж/ч};$$

H_t и h_t – энтальпии паров и жидкости ЦО2 при температуре 189°C;

Условно принимаем, что плотность ЦО2 равна плотности фракции 180-230°C, ($\rho_{15}^{15} = 0,813 \text{ г/см}^3$)

$$\text{Энтальпии паров и жидкости: } H_{189} = 702 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}; h_{189} = 421 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

$$g_{\text{ГЦО2}} = \frac{\Delta Q_2}{H_{189} - h_{189}} = \frac{6400}{702 - 421} = 22,8 \text{ кг}.$$

$$G_{III-III} = G_{105-140^\circ\text{C}} + G_{140-180^\circ\text{C}} + G_{180-230^\circ\text{C}} + g_{\text{фл.}180-230^\circ\text{C}} + g_{\text{ГЦО2}} = 6,6 + 7,5 + 7,7 + 15,4 + 22,8 = 60,0$$

Нагрузка по жидкости: $g_{III-III} = g_{\text{фл.}180-230^\circ\text{C}} + g_{\text{ЦО2}} + g_{\text{ГЦО2}}$

$$g_{\text{ЦО2}} = 33,4 \text{ кг};$$

$$g_{III-III} = g_{фл.180-230} + g_{ЦО2} + g_{ГЦО2} = 15,4 + 33,4 + 22,8 = 71,6 \text{ кг}.$$

Сечение IV-IV – сечение между тарелками вывода и ввода третьего циркуляционного орошения.

Эскиз сечения IV-IV

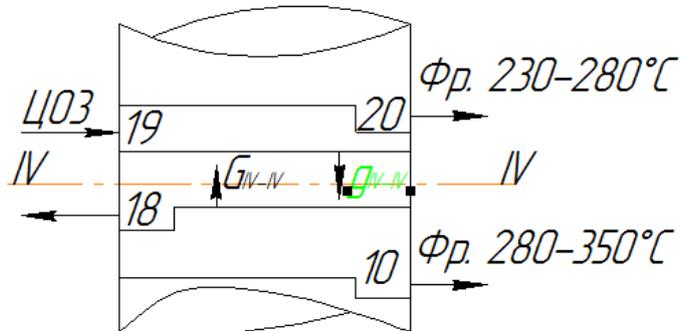


Рис. 6.4

Нагрузка по парам:

$$G_{IV-IV} = G_{105-140^\circ\text{C}} + G_{140-180^\circ\text{C}} + G_{180-230^\circ\text{C}} + G_{230-280^\circ\text{C}} + g_{фл.230-280^\circ\text{C}} + g_{ГЦО3},$$

где $g_{фл.230-280^\circ\text{C}}$ – расход флегмы, стекающий с тарелки отбора фракции 230-280°C. Считаем, что его количество постоянно до тарелки отбора фракции 280-350°C, изменяется только состав. $g_{фл.230-280^\circ\text{C}} = 16,8 \text{ кг}$;

$g_{ГЦО3}$ – горячее орошение, возникающего от третьего циркуляционного орошения, кг;

G_{IV-IV} – поток паров, проходящий через сечение IV – IV, кг;

$G_{230-280^\circ\text{C}}$ – расход паров фракции 230-280°C; $G_{230-280^\circ\text{C}} = 8,4 \text{ кг}$.

$$g_{ГЦО3} = \frac{\Delta Q_3}{H_t - h_t},$$

Где ΔQ_3 – теплота, снимаемая третьим циркуляционным орошением (ЦО3), кДж/ч;

$$\Delta Q_3 = 6700 \text{ кДж/ч};$$

H_t и h_t – энтальпии паров и жидкости ЦО3 при температуре 238°C;

Условно принимаем, что плотность ЦО3 равна плотности фракции 230-280°C, ($\rho_{15}^{15} = 0,836 \text{ г/см}^3$)

$$\text{Энтальпии паров и жидкости: } H_{238} = 805 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}; h_{238} = 544 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

$$g_{ГЦО3} = \frac{\Delta Q_3}{H_{238} - h_{238}} = \frac{6700}{805 - 544} = 25,7 \text{ кг}.$$

$$G_{IV-IV} = G_{105-140^\circ\text{C}} + G_{140-180^\circ\text{C}} + G_{180-230^\circ\text{C}} + G_{230-280^\circ\text{C}} + g_{фл.230-280^\circ\text{C}} + g_{ГЦО3} = 6,6 + 7,5 + 7,7 + 8,4 + 16,8 + 25,7 = 72,7 \text{ кг}.$$

Нагрузка по жидкости: $g_{IV-IV} = g_{фл.230-280^\circ\text{C}} + g_{ЦО3} + g_{ГЦО3}$

$$g_{ЦО3} = 33,4 \text{ кг};$$

$$g_{IV-IV} = g_{фл.230-280^\circ\text{C}} + g_{ЦО3} + g_{ГЦО3} = 16,8 + 33,4 + 25,7 = 75,9 \text{ кг}.$$

Сечение V-V – сечение между тарелками вывода и ввода четвертого циркуляционного орошения.

Эскиз сечения V-V

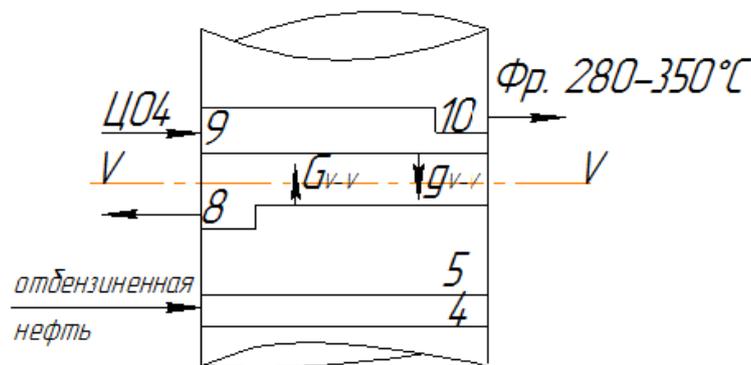


Рис. 6.5

Нагрузка по парам:

$$G_{V-V} = G_{105-140^\circ\text{C}} + G_{140-180^\circ\text{C}} + G_{180-230^\circ\text{C}} + G_{230-280^\circ\text{C}} + G_{280-350^\circ\text{C}} + g_{фл.280-350^\circ\text{C}} + g_{ГЦО4},$$

где $g_{фл.280-350^\circ\text{C}}$ – расход флегмы, стекающий с тарелки отбора фракции 280-350°C. Считаем, что его количество постоянно до тарелки ввода сырья в колонну, изменяется только состав. $g_{фл.280-350^\circ\text{C}} = 25,2 \text{ кг}$;

$g_{ГЦО4}$ – горячее орошение, возникающего от четвертого циркуляционного орошения, кг;

G_{V-V} – поток паров, проходящий через сечение V-V, кг;

$G_{280-350^\circ\text{C}}$ – расход паров фракции 280-350°C; $G_{280-350^\circ\text{C}} = 12,6 \text{ кг}$.

$$g_{ГЦО4} = \frac{\Delta Q_4}{H_t - h_t},$$

Где ΔQ_4 – теплота, снимаемая четвертым циркуляционным орошением (ЦО4), кДж/ч;

$$\Delta Q_4 = 6900 \text{ кДж/ч};$$

H_t и h_t – энтальпии паров и жидкости ЦО4 при температуре 304°C;

Условно принимаем, что плотность ЦО4 равна плотности фракции 280-350°C, ($\rho_{15}^{15}=0,858 \text{ г/см}^3$)

$$\text{Энтальпии паров и жидкости: } H_{304}=958 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}; h_{304}=723 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

$$g_{\text{ЦО4}} = \frac{\Delta Q_4}{H_{304} - h_{304}} = \frac{6900}{958 - 723} = 29,4 \text{ кг}.$$

$$G_{V-V} = G_{105-140^\circ\text{C}} + G_{140-180^\circ\text{C}} + G_{180-230^\circ\text{C}} + G_{230-280^\circ\text{C}} + G_{280-350^\circ\text{C}} + g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} + g_{\text{ЦО4}} = 6,6 + 7,5 + 7,7 + 7,7 + 29,4 = 66,9 \text{ кг}.$$

$$\text{Нагрузка по жидкости: } g_{V-V} = g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} + g_{\text{ЦО4}} + g_{\text{ЦО4}}$$

$$g_{\text{ЦО4}} = 33,4 \text{ кг};$$

$$g_{V-V} = g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} + g_{\text{ЦО4}} + g_{\text{ЦО4}} = 25,2 + 33,4 + 29,4 = 88,0 \text{ кг}.$$

Сечение VI-VI – сечение в зоне питания

Эскиз сечения VI-VI

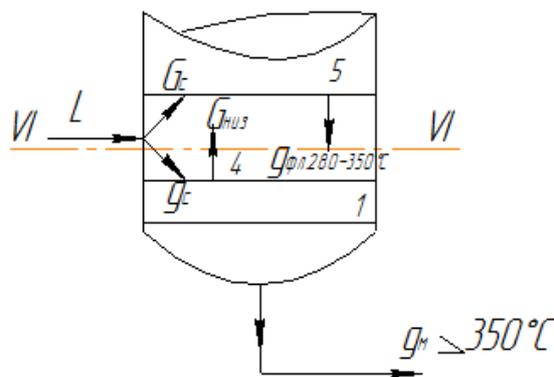


Рис.6.6

Сечение VI-VI проходит по питательной секции ниже ввода сырья.

Принимаем условно, что количество флегмы, стекающей с тарелки вывода фракции 280-350°C, до сечения VI-VI не меняется.

В состав парового потока входят пары, поступающие с сырьём (паровая фаза G_c) и пары, поднимающиеся из отгонной части колонны ($G_{\text{низа}}$). Количество последних можно определить из материального баланса нижней части колонны (контур I), расположенной ниже сечения VI-VI:

$$g_c + g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} = g_m + G_{\text{низа}}, \text{ откуда}$$

$$G_{\text{низа}} = g_c + g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} - g_m = L \cdot \rho + g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} - g_m,$$

Где L – расход сырья на входе в колонну, кг;

$$L = 100 \text{ кг};$$

g_m – расход мазута, кг;

$$g_m = 57,2 \text{ кг};$$

\bar{e}_p – массовая доля отгона.

$$G_{\text{низа}} = L \cdot \bar{e}_p + g_{\text{фл.280-350}} - g_m = 100 \cdot (1 - 0,430) + 25,2 - 57,2 = 25,0 \text{ кг}.$$

Нагрузка по парам:

$$G_{VI-VI} = G_c + G_{\text{низа}},$$

где G_c – количество паров поступающих в колонну с сырьём, кг.

$$G_c = L \cdot \bar{e}_p = 100 \cdot 0,430 = 43,0 \text{ кг};$$

$$G_{VI-VI} = G_c + G_{\text{низа}} = 43,0 + 25,0 = 68,0 \text{ кг}.$$

Нагрузка по жидкости:

$$g_{VI-VI} = g_c + g_{\text{фл.280-350}} = L \cdot (1 - \bar{e}_p) + g_{\text{фл.280-350}};$$

$$g_{VI-VI} = 100 \cdot (1 - 0,430) + 25,2 = 82,2 \text{ кг}.$$

Сводим полученные данные в таблицу 6.18.

Таблица 6.18

Нагрузки по парам и жидкости в различных сечениях колонны.

Сечение	Нагрузка сечения, кг	
	по парам	по жидкости
I-I	28,3	21,7
II-II	45,8	65,1
III-III	60,0	71,6
IV-IV	72,7	75,9
V-V	97,4	88,0
VI-VI	68,0	82,2

6.5.2 Расчёт диаметра основной колонны

Диаметр колонны рассчитываем в трех сечениях:

-сечение I-I – сечение под верхней тарелкой;

-сечение VI -VI – сечение в зоне питания;

-самое нагруженное сечение из оставшихся. Это сечение V-V – сечение между тарелками вывода и ввода ЦО4.

Сечение колонны определяется по формуле:

$$S = \frac{V_n}{W_{дон}}$$

Где V_n – объемный расход паров в рассчитываемом сечении колонны, $\frac{м^3}{с}$;

$W_{дон}$ – допустимая линейная скорость паров в рассчитываемом сечении колонны, м/с;

Объём паров в рассчитываемом сечении:

$$V_{II} = \left(\frac{G_H}{M_H} + \frac{Z_{в.п.}}{18} \right) \cdot \frac{22,4 \cdot (273+t) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot P} \cdot k$$

Где V_n – объемный расход паров в рассчитываемом сечении колонны, $\frac{м^3}{с}$;

где G_n и $Z_{в.п.}$ – количество нефтяных и водяных паров, кг;

M_n и 18 – молекулярные массы нефтепродукта и воды;

t – температура в рассчитываемом сечении;

P – общее давление в рассчитываемом сечении, МПа;

k – коэффициент пересчета со 100 кг сырья на реальную загрузку колонны.

Коэффициент пересчета определяется по формуле:

$$k = \frac{G_c}{100};$$

G_c – массовый расход сырья, кг/ч.

$$G_c = 618291 \text{ кг};$$

$$k = \frac{618291}{100} = 6182,91.$$

Допустимая скорость паров:

$$W_{дон} = 0,85 \cdot 10^{-4} \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_n} - 1},$$

$W_{дон}$ – допустимая линейная скорость паров, м/с;

C – коэффициент, величина которого зависит от конструкции тарелок, расстояния между ними и поверхностного натяжения жидкости.

$$C = K \cdot C_1 - C_2 \cdot (\lambda - 35),$$

где K – коэффициент, определяемый в зависимости от типа тарелок.

Так для клапанных тарелок $K = 1,15$;

C_1 – коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками, $C_1 = 750$;

C_2 – коэффициент, равный 4 для клапанных тарелок;

λ – коэффициент, учитывающий влияние жидкостной нагрузки на допустимую скорость паров;

$$\lambda = 0,655 \cdot \frac{W_c}{n} \cdot \left(\frac{K \cdot C_1}{V_{II} \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{II}} - 1 \right)^{0,25},$$

где W_c – нагрузка по жидкой фазе в рассчитываемом сечении, м³/ч;

n – число сливных устройств на тарелке;

Нагрузка колонны по жидкой фазе:

$$W_c = \frac{g \cdot k}{\rho_{ж}},$$

где g – массовая нагрузка по жидкости в рассчитываемом сечении, кг;

$\rho_{ж}$ – плотность жидкой фазы при температуре в рассчитываемом сечении, г/см³;

Плотность жидкости определяется по формуле:

$$\rho_{ж}^t = \rho_{ж}^{20} - \alpha \cdot (t - 20),$$

t – температура в рассматриваемом сечении, °С;

Плотность паров:

$$\rho_{II} = \frac{G_{II} \cdot k}{3600 \cdot V_{II}}$$

Где G_n – расход паров в рассматриваемом сечении, кг;

$$G_n = \sum G_{ni} + Z;$$

Диаметр колонны определяется по формуле:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_n}{\pi \cdot W_d}},$$

Высота подпора жидкости над сливной перегородкой рассчитывается:

$$\Delta h = \sqrt[3]{\dot{L}} \text{ или } \Delta h = \dot{L},$$

Δh - высота подпора жидкости над сливной перегородкой, м;

l - периметр слива (длина сливной перегородки), м;

$$l = (0,75 \div 0,8) \cdot d,$$

d - диаметр колонны в рассматриваемом сечении, м.

Расчет диаметра колонны в сечении I – I.

$$G_{I-I} = G_{105-140^\circ\text{C}} + g_{200} = 6,6 + 21,7 = 28,3 \text{ кг};$$

$$Z = 1,494 \text{ кг};$$

$$g_{I-I} = g_{200} = 21,7 \text{ кг};$$

$$P_{\text{общ}} = P_{\text{верха}} + \Delta P_m;$$

$$V_n = \left(\frac{28,3}{113} + \frac{1,494}{18} \right) \cdot \frac{22,4 \cdot (122 + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot (0,14 + 0,00066)} \cdot 6182,91 = 13,3 \frac{\text{м}^3}{\text{с}};$$

$$\rho_{\text{ж}}^{122} = \rho_4^{20} - \alpha \cdot (122 - 20) = 0,745 - 0,000844 \cdot (122 - 20) = \frac{0,659 \text{ г}}{\text{см}^3} = 659 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{II}} = \frac{G_{\text{II}} \cdot k}{3600 \cdot V_{\text{II}}} = \frac{(28,3 + 1,494) \cdot 6182,91}{3600 \cdot 13,3} = 3,8 \text{ кг/м}^3;$$

$$G_n = G_{I-I} + Z = 28,3 + 1,494 = 29,794 \text{ кг},$$

$$W_c = \frac{g \cdot k}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{21,7 \cdot 6182,91}{659} = 203,6 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$\lambda = 0,655 \cdot \frac{W_c}{n} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{V_{\text{II}} \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{II}}} - 1 \right)^{0,25}$$

Принимаем число сливных

устройств равным четырём ($n=4$);

$$\lambda = 0,655 \cdot \frac{W_c}{n} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{V_{\text{II}} \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{II}}} - 1 \right)^{0,25} = 0,655 \cdot \frac{203,6}{4} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{13,3 \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{659}{3,8} - 1 \right)^{0,25} = 16,2$$

$$C = 1,15 \cdot 750 - 4 \cdot (16,2 - 35) = 937,7;$$

$$W_{\text{дон}} = 0,85 \cdot 10^{-4} \cdot 937,7 \cdot \sqrt{\frac{659}{3,8} - 1} = 1,05 \text{ м/с};$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_n}{\pi \cdot W_{\text{д}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,3}{3,14 \cdot 1,05}} = 4,01 \text{ м};$$

Принимаем диаметр 4,5 м.

Фактическая скорость паров:

$$W_{\text{факт}} = \frac{V_n}{S}, S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 4,5^2}{4} = 15,90 \text{ м}^2;$$

$$W_{\text{факт}} = \frac{13,3}{15,90} = 0,84 \text{ м/с};$$

$W_{\text{факт}} < W_{\text{дон}}$, следовательно диаметр колонны рассчитан правильно.

$$\Delta h = i = \left(\frac{203,6}{6400 \cdot 0,75 \cdot 4,5 \cdot 4} \right)^{2/3} = 0,019 \text{ м} = 19 \text{ мм}.$$

Расчет диаметра колонны в сечении $V-V$.

$$G_{V-V} = G_{105-140^\circ\text{C}} + G_{140-180^\circ\text{C}} + G_{180-230^\circ\text{C}} + G_{230-280^\circ\text{C}} + G_{280-350^\circ\text{C}} + g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} + g_{\text{ЦО4}} = 6,6 + 7,5 + 7,7 + 8,4 + 12,6 + 25,2 + 29,4 + 0,915 = 108,9 \text{ кг/ч};$$

Нагрузка по жидкости: $g_{V-V} = g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} + g_{\text{ЦО4}} + g_{\text{ГЦО4}}$

$$g_{\text{ЦО4}} = i \cdot 33,4 \text{ кг};$$

$$g_{V-V} = g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} + g_{\text{ЦО4}} + g_{\text{ГЦО4}} = 25,2 + 33,4 + 29,4 = 88,0 \text{ кг}.$$

$$P_{\text{общ}} = P_{280-350^\circ\text{C}} + \Delta P_m;$$

$$V_n = N_{\kappa} \cdot \frac{22,4 \cdot (304 + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot (0,168 + 0,00066)} \cdot 6182,91;$$

$$N_{\kappa} = \frac{G_{105-140}}{M_{105-140}} + \frac{G_{140-180}}{M_{140-180}} + \frac{G_{180-230}}{M_{180-230}} + \frac{G_{230-280}}{M_{230-280}} + \frac{G_{280-350} + g_{\text{фл.280-350}^\circ\text{C}} + g_{\text{ццо4}}}{M_{280-350}} + \frac{Z}{18};$$

$$N_{\kappa} = \left(\frac{6,6}{113} + \frac{7,5}{133} + \frac{7,7}{159} + \frac{8,4}{199} + \frac{12,6 + 25,2 + 29,4 + 0,915}{252} + \frac{0,915}{18} \right) = 0,523 \text{ кмоль};$$

$$V_n = 0,523 \cdot \frac{22,4 \cdot (304 + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot (0,168 + 0,00066)} \cdot 6182,91 = 25,2 \frac{\text{м}^3}{\text{с}};$$

$$\rho_{\text{жс}}^{304} = \rho_4^{20} - \alpha \cdot (294 - 20) = 0,855 - 0,000699 \cdot (304 - 20) = \frac{0,656 \text{ г}}{\text{см}^3} = 656 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{п}} = \frac{G_{\text{п}} \cdot k}{3600 \cdot V_{\text{п}}} = \frac{(97,4 + 0,915) \cdot 6182,91}{3600 \cdot 25,2} = 6,7 \text{ кг/м}^3;$$

$$W_c = \frac{g \cdot k}{\rho_{\text{жс}}} = \frac{88,0 \cdot 6182,91}{656} = 829,4 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$\lambda = 0,655 \cdot \frac{W_c}{n} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{V_{\text{п}} \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} - 1 \right)^{0,25}$$

Принимаем число сливных

устройств равным четырём (n=4);

$$\lambda = 0,655 \cdot \frac{W_c}{n} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{V_{II} \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{II}} - 1 \right)^{0,25} = 0,655 \cdot \frac{829,4}{4} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{25,2 \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{656}{6,7} - 1 \right)^{0,25} = 41,5$$

$$C = 1,15 \cdot 750 - 4 \cdot (41,5 - 35) = 836,5;$$

$$W_{дон} = 0,85 \cdot 10^{-4} \cdot 836,5 \cdot \sqrt{\frac{656}{6,7} - 1} = 0,70 \text{ м/с};$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_n}{\pi \cdot W_{д}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 25,2}{3,14 \cdot 0,700}} = 6,8 \text{ м};$$

Принимаем диаметр 7,0 м.

Фактическая скорость паров:

$$W_{факт} = \frac{V_n}{S}, S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 7,0^2}{4} = 38,47 \text{ м}^2;$$

$$W_{факт} = \frac{25,2}{38,47} = 0,66 \text{ м/с};$$

$W_{факт} < W_{дон}$, следовательно диаметр колонны рассчитан правильно.

$$\Delta h = \zeta = \left(\frac{829,4}{6400 \cdot 0,75 \cdot 7 \cdot 4} \right)^{2/3} = 0,034 \text{ м} = 34 \text{ мм}.$$

Расчет диаметра колонны в сечении VI–VI.

$$G_{VI-VI} = G_c + G_{низа} = 43,0 + 25,0 = 68,0 \text{ кг}.$$

Нагрузка по жидкости:

$$g_{VI-VI} = g_c + g_{фл.280-350} = L \cdot (1 - \bar{e}_p) + g_{фл.280-350};$$

$$g_{VI-VI} = 100 \cdot (1 - 0,430) + 25,2 = 82,2 \text{ кг}.$$

$$P_{общ} = P_{хода} + \Delta P_m;$$

$$V_n = N_{\kappa} \cdot \frac{22,4 \cdot (370 + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot (0,172 + 0,00066)} \cdot 6182,91;$$

$$N_{\kappa} = \frac{G_{105-140}}{M_{105-140}} + \frac{G_{140-180}}{M_{140-180}} + \frac{G_{180-230}}{M_{180-230}} + \frac{G_{230-280}}{M_{230-280}} + \frac{G_{280-350} + g_{фл.280-350}}{M_{280-350}} + \frac{Z}{18};$$

$$N_{\kappa} = \left(\frac{6,6}{113} + \frac{7,5}{133} + \frac{7,7}{159} + \frac{8,4}{199} + \frac{12,6 + 25,2}{252} + \frac{0,915}{18} \right) = 0,406 \text{ кмоль};$$

$$V_n = 0,406 \cdot \frac{22,4 \cdot (370 + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot (0,172 + 0,00066)} \cdot 6182,91 = 21,3 \frac{\text{м}^3}{\text{с}};$$

$$\rho_{ж}^{294} = \rho_4^{20} - \alpha \cdot (370 - 20) = 0,935 - 0,000594 \cdot (370 - 20) = \frac{0,721 \text{ г}}{\text{см}^3} = 721 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{II} = \frac{G_{II} \cdot k}{3600 \cdot V_{II}} = \frac{(68,0 + 0,915) \cdot 6182,91}{3600 \cdot 21,3} = 5,6 \text{ кг/м}^3;$$

$$W_c = \frac{g \cdot k}{\rho_{ж}} = \frac{82,2 \cdot 6182,91}{721} = 704,9 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$\lambda = 0,655 \cdot \frac{W_c}{n} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{V_{II} \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{II}} - 1 \right)^{0,25}$$

Принимаем число сливных

устройств равным четырём (n=4);

$$\lambda = 0,655 \cdot \frac{W_c}{n} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{V_{II} \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{II}} - 1 \right)^{0,25} = 0,655 \cdot \frac{704,9}{4} \cdot \left(\frac{1,15 \cdot 750}{21,3 \cdot 3600} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{721}{5,6} - 1 \right)^{0,25} = 41,2$$

$$C = 1,15 \cdot 750 - 4 \cdot (41,2 - 35) = 837,7;$$

$$W_{дон} = 0,85 \cdot 10^{-4} \cdot 837,7 \cdot \sqrt{\frac{721}{5,6} - 1} = 0,80 \text{ м/с};$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_n}{\pi \cdot W_d}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 21,3}{3,14 \cdot 0,80}} = 5,8 \text{ м};$$

Принимаем диаметр 6,0 м.

Фактическая скорость паров:

$$W_{факт} = \frac{V_n}{S}, S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 6^2}{4} = 28,26 \text{ м}^2;$$

$$W_{факт} = \frac{21,3}{28,26} = 0,75 \text{ м/с};$$

$W_{факт} < W_{дон}$, следовательно диаметр колонны рассчитан правильно.

$$\Delta h = \dot{c} = \left(\frac{704,9}{6400 \cdot 0,75 \cdot 6 \cdot 4} \right)^{2/3} = 0,033 \text{ м} = 33 \text{ мм}.$$

Принимаем диаметр основной атмосферной колонны от верха колонны до тарелки, расположенной над тарелкой вывода фракции 140-180 °С (тарелка 41) равным 4,5 м; от тарелки вывода фракции 140-180 °С до тарелки, расположенной над зоной питания (тарелка 6) – 7,0 м; диаметр нижней части колонны принимаем равным 6,0 м.

6.5.3 Расчёт высоты колонны

Высота колонны складывается из высот отдельных ее частей, на которые она условно разбивается (рис.6.9). Высота ее верхней части (над верхней тарелкой) определяется по формуле:

$$H_1 = 0.5 \cdot d_1;$$

где d_1 - диаметр верхней части колонны.

$$H_1 = 0.5 \cdot d_1 = 0,5 \cdot 4,5 = 2,3 \text{ м};$$

Высота части колонны от ввода сырья до верхней тарелки складывается из высот "колонок" отвечающих выводу отдельных фракций. Расчет ведется на основе числа тарелок в этих "колонках" и с учетом расстояния между этими тарелками ($h_1=0,6$ м), ($h_2=0,7$ м):

$$H_2 = (n_1 - 1) \cdot h_1;$$

H_2 - высота части колонны от тарелки отбора фракции 140-180°C по 50 тарелку;

$$n_1 = 12 \text{ шт};$$

$$H_2 = (12 - 1) \cdot 0,6 = 6,6 \text{ м};$$

$$H_3 = (n_2 - 1) \cdot h_2;$$

H_3 - высота части колонны от 5 по 40 тарелку, м;

$$n_2 = 35 \text{ шт};$$

$$H_3 = (35 - 1) \cdot 0,7 = 23,8 \text{ м};$$

H_4 - высота зоны питания;

$$H_4 = 3 \cdot 0,7 = 2,1 \text{ м};$$

$$H_5 = (n_3 - 1) \cdot h_1;$$

H_5 - высота от нижней тарелки отгонной части до зоны питания, м;

$n_3 = 4$ шт - число тарелок в отгонной части колонны;

$$H_5 = (4 - 1) \cdot 0,6 = 1,8 \text{ м};$$

$H_6 = 1,5$ -2 м – расстояние от нижней тарелки до уровня жидкости в низу колонны, м;

$$H_6 = 1,5 \text{ м};$$

H_7 - высота нижней части колонны

$$H_7 = \frac{d_2}{2} + h' ; d_2 = 6,0 \text{ м};$$

Величина h' определяется из формулы:

$$h' = \frac{V_n - V_{\text{полусф.}}}{0,785 \cdot d^2} ;$$

$$V_n = \frac{g_m \cdot 10 \cdot k}{60 \cdot \rho_m} ;$$

Где ρ_m – плотность мазута при температуре в кубе, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$$\rho_m = 0,935 - 0,000594 \cdot (350 - 20) = 0,739 \text{ г}/\text{см}^3 ;$$

$V_{\text{полусф.}}$ - объём мазута, находящейся в полусферическом днище колонны, м^3 ;

$$V_{\text{полусф.}} = \frac{\pi \cdot d^3}{12} ;$$

$$V_n = \frac{57,2 \cdot 10 \cdot 6182,91}{60 \cdot 739} = 79,8 \text{ м}^3 ;$$

$$V_{\text{полусф.}} = \frac{3,14 \cdot 6,0^3}{12} = 56,5 \text{ м}^3 ;$$

$$h' = \frac{79,8 - 56,5}{0,785 \cdot 6,0^2} = 0,1 \text{ м};$$

$$H_7 = \frac{d_2}{2} + h' = \frac{6,0}{2} + 0,1 = 3,1 \text{ м};$$

H_8 – высота основания колонны (юбки), м.

$$H_8 = 4 \text{ м};$$

Общая высота колонны:

$$H = \sum H_i ; \text{отсюда:}$$

$$H = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 + H_7 + H_8 ;$$

$$H = 2,3 + 6,6 + 23,8 + 2,1 + 1,8 + 1,5 + 3,1 + 4 = 45,2 \text{ м}.$$

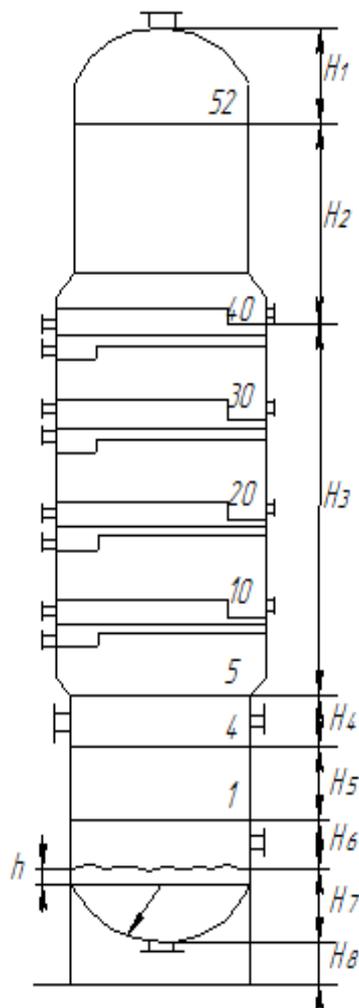


Рис. 6.9 Эскиз колонны К-1

7. БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Проектирование установок ЭЛОУ-АВТ (Методические указания) /СамГТУ; Составители В.Г. Власов, И.А.Агафонов. Самара, 2005
2. Нефти СССР. Справочник. Т. 1. М.: Химия, 1971. С. 294.

3. Товарные нефтепродукты, их свойства и применение. Справочник. М.: Химия, 1971, 414 с.
4. Гуревич И.Л. Технология переработки нефти и газа. Ч. 1. М.: 1972, 360 с.
5. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. М.: Химия, 1981, 560 с.
6. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник. М.: Химия, 1979, 566 с.

