

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

зі спеціальності 133 "Галузеве машинобудування"
освітня програма "Обладнання хімічних виробництв
і підприємств будівельних матеріалів"

Тема роботи: Установка каталітичного крекінгу. Розробити та модернізувати ректифікаційну колону для стабілізації бензинової фракції

Виконав:
студент групи ХМм-91/2і
Атбіках Таха Абдулсалам Саїд

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, ст. викл.

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

РЕФЕРАТ

Пояснительная записка: 99 с., 18 рис., 10 табл., 1 приложение, 25 источников.

Графические материалы: технологическая схема установки каталитического крекинга, сборочный чертеж ректификационной колонны, сборочный чертеж колпачковой тарелки, информационный плакат – всего 5 листов формата А1.

Тема квалификационной работы: «Установка каталитического крекинга. Разработать и модернизировать ректификационную колонну для стабилизации бензиновой фракции».

В работе приведено описание технологической схемы установки каталитического крекинга. Рассмотрены теоретические основы процесса ректификации углеводородных смесей, особенности конструкции тарельчатых колонн, обоснован выбор конструкционных материалов, приведены их физико-механические и технологические свойства. Также выполнены технологический, конструктивный расчеты, рассчитано гидравлическое сопротивление аппарата, рассчитано выбрано вспомогательное оборудование. Расчетами на прочность подтверждена надежность и конструктивное совершенство спроектированного аппарата, являющиеся непременным условием длительной и бесперебойной работы оборудования. Проработана схема автоматизации. Приведен анализ потенциальных опасностей и вредностей, возникающих при эксплуатации установки каталитического крекинга.

Ключевые слова: УСТАНОВКА, СТАБИЛИЗАЦИЯ, БЕНЗИН, ЛЕГКИЕ УГЛЕВОДОРОДЫ, КОЛОННА РЕКТИФИКАЦИОННАЯ, ТАРЕЛКА, КОЛПАЧОК, РАСЧЕТ.

Содержание

	С.
Введение	4
1 Литературный обзор	5
1.1 Режимы эксплуатации установок каталитического крекинга в промышленных масштабах	5
1.2 Теоретические основы процесса ректификации	8
1.3 Равновесное состояние и свойства углеводородных систем	14
1.4 Физическая модель процесса разделения методом ректификации	18
1.5 Математическая модель процесса разделения методом ректификации	24
2 Технологическая часть	28
2.1 Описание технологической схемы установки каталитического крекинга	28
2.2 Описание объекта разработки	31
2.3 Технологические расчеты	32
2.4 Конструктивные расчеты	45
2.5 Гидравлические расчеты	50
2.6 Выбор вспомогательного оборудования	55
3 Проектно-конструкторская часть	58
3.1 Выбор конструкционных материалов	58
3.2 Расчеты аппарата на прочность	60
4 Строительно-монтажная часть	73
4.1 Обоснование компоновки оборудования установки	73
4.2 Описание проведения монтажных и ремонтных работ спроектированного оборудования	75
5 Автоматика и автоматизация технологического процесса	83
6 Анализ потенциальных опасностей и вредностей во время работы установки каталитического крекинга	89
Список литературы	97
Приложения – Спецификации к чертежам	

Введение

Одним из способов подготовки бензиновой фракции является ее стабилизация. Это процесс удаления из нестабильного бензина остаточного количества летучих углеводородных газов и легких жидких фракций после первичной дегазации. Более конкретно – это удаление метана, этана, пропана, сероводорода, углекислого газа и азота. Все это способствует сокращению потерь бензина от испарения, снижению интенсивности процесса коррозии аппаратуры, оборудования и трубопроводов по пути движения нефти от месторождения до нефтеперерабатывающего завода [1].

Каталитический крекинг – это один из важнейших процессов, обеспечивающих глубокую переработку нефти. Внедрению каталитического крекинга в промышленность способствовало создание эффективного (с большим сроком службы) катализатора на основе алюмосиликатов. Основное достоинство процесса – большая эксплуатационная гибкость [1]:

- возможность перерабатывать различные нефтяные фракции с получением высокооктанового бензина и газа, богатого пропиленом, изобутаном и бутенами;
- сравнительная легкость совмещения с другими процессами, например, с алкилированием, гидрокрекингом, гидроочисткой, адсорбционной очисткой, деасфальтизацией и т. д.

Такой универсальностью объясняется весьма значительная доля каталитического крекинга в общем объеме переработки нефти.

Каталитический крекинг – это термокаталитическая переработка нефтяных фракций для получения ценных продуктов. Каталитический крекинг является важнейшим крупнотоннажным процессом переработки нефти. Мировая мощность построенных установок крекинга составляет более 770 млн. т/год [2].

Целью данного квалификационного проекта является изучение установки каталитического крекинга, а также получение навыков по расчету ректификационной колонны для стабилизации бензина: материальных и тепловых потоков, конструктивных и механических расчетов аппарата и т.п. [3]

1 Литературный обзор

1.1 Режимы эксплуатации установок каталитического крекинга в промышленных масштабах

В соответствии с мировой энергетической стратегией на период до 2035 г. ожидается рост спроса на моторные топлива с одновременным снижением потребления мазута и прочих темных нефтепродуктов [4]. В связи с этим особую значимость приобретают процессы, углубляющие переработку нефти, в особенности процессы каталитического крекинга, позволяющие перерабатывать высокомолекулярное нефтяное сырье в бензиновые и дизельные компоненты моторного топлива и газы, представляющие интерес в качестве нефтехимического сырья.

Сырьем процесса крекинга являются вакуумные дистилляты, получаемые при вакуумной перегонке мазута, атмосферные газойли, мазуты, газойли коксования, висбрекинга, кубовые остатки гидрокрекинга, комбинации перечисленных потоков, их смеси с растительным сырьем и др. [1, 2].

В зависимости от типа сырья и назначения процесса существенно различаются конструкционные особенности аппаратов, используемые катализаторы. Так, например, вовлечение в переработку тяжелого нефтяного сырья способствует усиленному коксообразованию, что приводит к повышению температуры катализатора на стадии регенерации. Поэтому в случае переработки утяжеленного нефтяного сырья для регулировки теплового баланса системы целесообразно использование многоступенчатой регенерации (RCC, R2R), холодильников для катализатора (технологии НОС), улучшенной системы контактирования сырья и катализатора (MSCC) [5].

На сегодня широкое внедрение получили установки каталитического крекинга с лифт-реактором и использованием микросферических цеолитсодержащих катализаторов отечественных и зарубежных производителей различных марок [6].

Модификация катализаторов различными добавками при оптимизации его состава с учетом специфики перерабатываемого сырья позволяет гибко реагировать на потребности рынка. Применение NEKTOR™ FCC Catalyst, REpLaCeR™

FCC Catalyst, GENESIS® FCC Catalyst, ACHIEVE® FCC Catalyst, Borotec™, BoroCat™, Defender™, Fortress™ NXT, Flex-Tec®, Endurance, AMBER™, GRANITE™, Upgrader™ обеспечивает увеличение селективности и поддержание активности в течение длительного периода эксплуатации, в том числе устойчивых к металлам.

Для максимизации выхода и октанового числа бензина используют каталитические композиции марок (ALCYON® FCC Catalyst, AURORA® FCC Catalyst, IMPACT® FCC Catalyst, NADIUS™ FCC Catalyst, Aegis™, NaphthaMax, Авангард (АО «Газпромнефть-ОНПЗ»), Октифайн (ООО «КНТ групп») и др.), адаптированных к составу перерабатываемого сырья [4, 5].

В виду растущей потребности в дизельном топливе широкое применение, особенно в странах Европы и Америки, получили катализаторы для максимизации выхода средних дистиллятов (DieseliseR™ FCCCatalyst, MIDAS® FCCCatalyst, NaceR™ FCCCatalyst, ResidCrackeR™ FCCCatalyst, Boroflex™, Aegis™, Stamina™, HDXtra™, UPGRADER™ MD, AMBER™ MD). В работе [7] предложена усовершенствованная система крекинга углеводородов направленная на максимизацию производства среднего дистиллята (примерно 150–380°C). Конструктивно особенностью установки является использование одного устройства для многоступенчатой регенерации катализатора и двух лифт-реакторов для крекинга углеводородного сырья на частично регенерированном катализаторе (атмосферные, вакуумные газойли, их смеси с остаточным сырьем и др.) и рециркулированного сырья на полностью регенерированном катализаторе (кубовые продукты, полученные из первого лифт-реактора) соответственно.

Для обеспечения высокого выхода легких алкенов значительное число исследований направлено на максимизацию выхода пропилена [8] (PMCT™ FCC Catalyst, ProtAgon™ FCC Catalyst, MaximumPropyleneSolution (MPS), AFX™, бутилена (Fourte™, Action®), а также снижения содержания серы в продуктах в связи с ужесточением экологических требований к моторному топливу (SuRCA® FCC Catalyst). Добавка на основе цеолита ZSM-5 способствует увеличению выхода легких алкенов вследствие малой скорости массопереноса водорода, т.е. минимизируется насыщение молекул олефинов и усиливается крекинг алкенов в газы.

Присутствие цеолита ZSM-5 снижает действие реакции переноса водорода и способствует изомеризации как алкенов, так и алканов, кроме этого, n-алканы при крекинге подвергаются ароматизации [9].

Учитывая постоянно изменяющиеся потребности рынка, гибкость, используемых в промышленности технологий, обеспечивает непрерывная корректировка технологических режимов эксплуатации катализаторов.

Поэтому в настоящее время в нефтепереработке и нефтехимии остро назрела потребность в интеллектуализации производства на базе новых цифровых технологий, которая основана на создании и масштабном применении математических моделей реакторных процессов, построенных на основе физико-химических закономерностей превращений углеводородов, а значит, обладающих прогностическим потенциалом при переходе на другой тип сырья и катализатора или изменении технологических условий.

Системный анализ и математическое моделирование химико-технологических процессов является базой для создания передовых цифровых технологий и фундаментальных математических моделей в области переработки углеводородного сырья, направленных, в конечном итоге, на повышение эффективности вновь создаваемых и действующих производств.

Кроме того, создание фундаментальных математических моделей процессов глубокой переработки вакуумных газойлей в высокооктановые бензины, дизельное топливо и ценные газы экономически целесообразно в связи с трудностью проведения экспериментов на крупнотоннажных предприятиях. Прогнозирование работы реальной промышленной установки при изменении параметров процесса должно основываться на фактических данных работы установки и эксплуатации катализаторов.

Оптимизация работы установок каталитического крекинга является многофакторной задачей, поскольку тепловой баланс системы реактор–регенератор обеспечивается при сгорании кокса, осажденного на катализаторе в ходе реакционного процесса, и определяется характеристиками перерабатываемого сырья и катализатора и технологическими режимами работы аппаратов.

1.2 Теоретические основы процесса ректификации [10]

Для ректификации обычно используют колонные аппараты (насадочные, тарельчатые), которые называются ректификационными колоннами, где осуществляется многократный контакт между потоками паровой и жидкой фаз.

В зависимости от температур кипения разделяемых жидкостей ректификацию проводят под различным давлением: атмосферным (т. кип. 30–150 °С), выше атмосферного (при разделении жидкостей с низкими температурами кипения, например сжиженных газов), в вакууме (при разделении высококипящих жидкостей для снижения их температур кипения). Ректификацию можно осуществлять непрерывно или периодически.

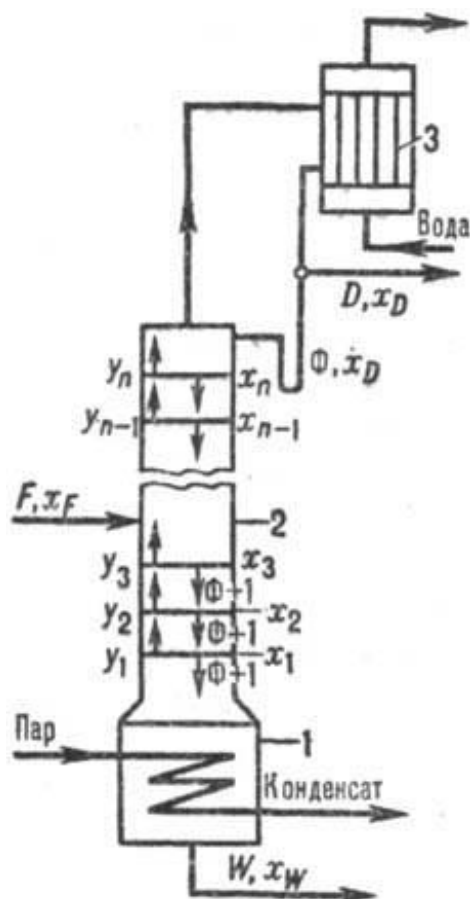


Рисунок 1.1 – Ректификационная установка непрерывного действия:

1 – куб-испаритель; 2 – колонна; 3 – дефлегматор

При ректификации в тарельчатых аппаратах (рис. 1.1) исходная смесь в количестве F с концентрацией низкокипящего компонента X_F поступает (здесь и да-

лее в единицу времени) в среднюю часть колонны; верхний продукт – дистиллят в кол-ве D с концентрацией низкокипящего компонента X_D отбирается из дефлегматора, а обедненный этим компонентом остаток в кол-ве W с концентрацией X_W отводится в качестве нижнего продукта из куба-испарителя (F, D, W – в моль/ч, X_F, X_D, X_W – в молярных долях). Образующиеся в нем пары поднимаются по колонне, контактируя на тарелках от 1 до n со стекающей жидкостью, и поступают в дефлегматор, откуда часть образовавшегося конденсата, наз. флегмой (Φ , моль), возвращается в верхнюю часть колонны.

Материальный баланс ректификационной колонны.

По потокам:

$$G_F = G_D + G_W; \quad (1.1)$$

По легколетучему компоненту:

$$G_F X_F = G_D X_D + G_W X_W, \quad (1.2)$$

где G_F, G_D, G_W – массовые или мольные расходы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно;

X_F, X_D, X_W – содержание легколетучего компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке соответственно.

Тепловой баланс ректификационной колонны.

Приход тепла:

- с теплоносителем в кипятильнике Q_K ;
- с исходной смесью Q_F ;
- с флегмой Q_Φ .

Расход тепла:

- с парами, поступающими из колонны в дефлегматор Q_G ;
- с остатком Q_W ;
- потери в окружающую среду Q_Π .

Таким образом, уравнение теплового баланса:

$$Q_K + Q_F + Q_\Phi = Q_G + Q_W + Q_\Pi. \quad (1.3)$$

При работе колонны в адиабатических условиях и равенстве молярных теплот испарения компонентов в каждом сечении укрепляющей части (выше ввода

питания) концентрация ЛЛК в паре связана с его концентрацией в жидкости с уравнением (рабочая линия):

$$y = x \frac{R}{R+1} + \frac{x}{R+1}, \quad (1.4)$$

где $R = \Phi/D$ – флегмовое число.

Уравнение рабочей линии для исчерпывающей части колонны (ниже ввода питания):

$$y = x \frac{R+f}{R+1} + x_w \frac{1-f}{R+1}, \quad (1.5)$$

где $f = F/D$. Зависимость между предельными, или равновесными, концентрациями распределяемого вещества в фазах изображается графически и называется равновесной линией.

Дифференциальное уравнение массообмена в движущейся среде. Выделим в потоке данной фазы элементарный параллелепипед с ребрами dx , dy и dz , ориентированными относительно осей координат, как показано на рис. 1.2.

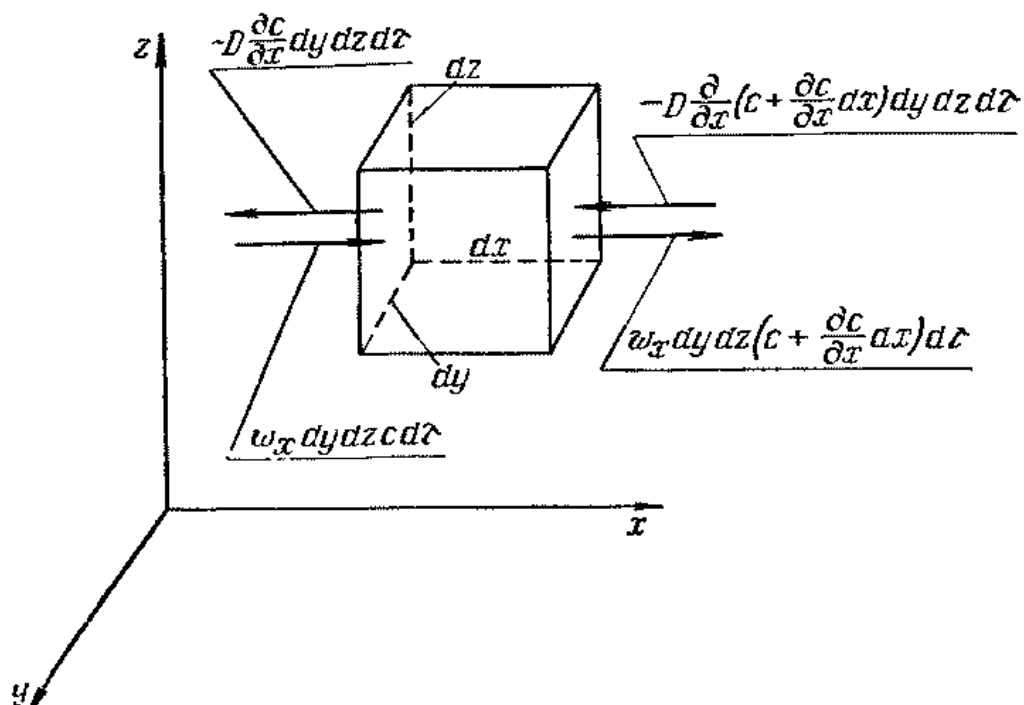


Рисунок 1.2 – К выводу дифференциального уравнения массообмена в движущейся среде

Рассмотрим материальный баланс по распределяемому веществу для параллелепипеда при установившемся массообмене. Распределяемое вещество проходит сквозь грани параллелепипеда как путем конвективного переноса, так и путем молекулярной диффузии.

Обозначим концентрацию распределяемого вещества в плоскости левой грани параллелепипеда площадью $dydz$ через c и проекции скорости на оси координат для данного элемента (точки) потока – через w_x , w_y и w_z соответственно.

Тогда количество вещества, поступающего только путем конвективного переноса через площадь $dydz$, т.е. в направлении оси x , за время dt составляет

$$M_x = w_x dydzcdt. \quad (1.6)$$

На противоположной грани параллелепипеда скорость в направлении оси x равна $w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x} dx$ и концентрация распределяемого вещества составляет $c + \frac{\partial c}{\partial x} dx$.

Следовательно, за время dt через противоположную грань параллелепипеда выходит путем конвективного переноса количество вещества

$$M_{x+dx} = w_x c dydzdt + \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dx dydzdt. \quad (1.7)$$

Разность между количествами вещества, прошедшего через противоположные грани параллелепипеда за время dt в направлении оси x , равна

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = -\frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dx dydzdt = -\frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dVdt. \quad (1.8)$$

где $dV = dx dydz$ – объем элементарного параллелепипеда.

Аналогично в направлении осей y и z :

$$dM_y = -\frac{\partial(w_y c)}{\partial y} dVdt; \quad (1.9)$$

$$dM_z = -\frac{\partial(w_z c)}{\partial z} dVdt. \quad (1.10)$$

Таким образом, содержание распределяемого вещества в объеме параллелепипеда изменится за время dt вследствие перемещения вещества только путем конвективного переноса на величину

$$dM_K = dM_x + dM_y + dM_z = -\left[\frac{\partial(w_x c)}{\partial x} + \frac{\partial(w_y c)}{\partial y} + \frac{\partial(w_z c)}{\partial z} \right] dVdt \quad (1.11)$$

или в развернутом виде

$$dM_K = \left[c \left(\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right] dV d\tau. \quad (1.12)$$

Согласно уравнению неразрывности потока для установившегося движения

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0. \quad (1.13)$$

Следовательно, предыдущее выражение dM_K примет вид

$$dM_K = \left(w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right) dV d\tau \quad (1.14)$$

Количество распределяемого вещества, поступающего в параллелепипед только путем молекулярной диффузии через грань $dydz$ за время dt составляет

$$M_x = -D \frac{\partial c}{\partial x} dydzd\tau. \quad (1.15)$$

Количество вещества, выходящего за то же время путем молекулярной диффузии через противоположную грань

$$M_{x+dx} = -D \frac{\partial}{\partial x} \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) dydzd\tau. \quad (1.16)$$

Разность между количествами продиффундировавшего через противоположные грани параллелепипеда вещества в направлении оси x за время dt равна

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dx dy dz d\tau = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dV d\tau. \quad (1.17)$$

Аналогично в направлении осей y и z :

$$dM_y = D \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} dV d\tau; \quad (1.18)$$

$$dM_z = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} dV d\tau. \quad (1.19)$$

Количество распределяемого вещества в объеме всего параллелепипеда за время dt изменится при переносе путем молекулярной диффузии на величину

$$dM_M = dM_x + dM_y + dM_z = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) dV d\tau. \quad (1.20)$$

Изменение количества распределяемого вещества за счет конвективного переноса в объеме параллелепипеда (его накопление или убыль) должно компенсировать

роваться соответственно отводом или подводом такого же количества вещества через грани параллелепипеда путем молекулярной диффузии, т.е. должно соблюдаться условие

$$dM_K + dM_M = 0. \quad (1.21)$$

В противном случае концентрация распределяемого вещества в любой точке параллелепипеда стала бы изменяться во времени, в то время как при установившемся процессе она является только функцией координат точки, т.е. $c=f(x, y, z)$. Таким образом

$$dM_K = -dM_M. \quad (1.22)$$

и в соответствии с выражениями (2.14) и (2.20) получим

$$w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) \quad (1.23)$$

или в более краткой записи

$$w \text{grad} c = D \nabla^2 c. \quad (1.24)$$

Уравнение (1.23) представляет собой дифференциальное уравнение конвективного массообмена, или дифференциальное уравнение массообмена в движущейся среде. Оно выражает закона распределения концентрации данного компонента в движущейся среде при установившемся процессе массообмена.

Для неустановившегося процесса массообмена (но протекающего в условиях стационарного потока фазы) левая часть уравнения (1.23) должна быть дополнена членом $\partial c / \partial \tau$, отражающим локальное изменение концентрации распределяемого вещества во времени. Тогда уравнение (1.23) примет вид

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (1.25)$$

При массообмене в неподвижной среде $w_x=w_y=w_z=0$ и конвективная составляющая в левой части уравнения (1.25) равна нулю, и уравнение обращается в дифференциальное уравнение молекулярной диффузии

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (1.26)$$

Ректификация – это один из самых энергоемких процессов. Поэтому в химических производствах все чаще применяют альтернативные процессы и методы разделения. К ним относят: испарение через мембрану, осуществляемое в аппаратах пленочного типа; противоточную кристаллизацию с непрерывным массообменом (экономия энергии достигается благодаря тому, что теплота плавления разделяемых веществ, как правило, существенно меньше, чем теплоты их парообразования) и др. Однако, несмотря на все большее распространение этих и иных альтернативных процессов и методов, ректификация по-прежнему сохраняет свое значение в химических отраслях промышленности, особенно в нефтепереработке и нефтехимии.

1.3 Равновесное состояние и свойства углеводородных систем [10]

В общем случае жидкая смесь может состоять из нескольких компонентов. В простейшем случае из двух, например из компонентов А и В. Характер поведения жидкой смеси зависит главным образом от природы составляющих ее веществ и давления.

Для идеальных растворов характерно то, что сила взаимодействия между всеми молекулами (одноименными и разноименными) равна. При этом общая сила, с которой молекула удерживается в смеси, не зависит от состава смеси. Очевидно, что парциальное давление в этом случае должно зависеть лишь от числа молекул, достигающих в единицу времени поверхности жидкости со скоростью, необходимой для преодоления сил внутреннего притяжения молекул. Условия равновесия в системе пар – жидкость для полностью взаимно растворимых компонентов устанавливаются в соответствии с **законом Рауля**, т.е. при данной температуре давление соответствующего компонента возрастает пропорционально его содержанию в жидкой смеси:

$$p_A = P_A \cdot x_A; \quad (1.27)$$

$$p_B = P_B \cdot (1 - x_A), \quad (1.28)$$

где p_A , p_B – парциальное давление компонентов А и В в паровой фазе;

P_A, P_B – давление насыщенных паров компонентов А и В (упругость паров) при данной температуре;

x_A – концентрация компонента в растворе, мол. доли.

Закон Рауля справедлив и для газов с температурой ниже критической (т. е. такой температуры, выше которой газ при увеличении давления не сжижается).

По степени растворимости компонентов смеси жидкости подразделяют на: - взаиморастворимые в любых соотношениях;

- частично растворимые;

- практически взаимонерастворимые.

В свою очередь смеси со взаиморастворимыми компонентами в любых соотношениях делятся на:

- идеальные растворы, которые подчиняются закону Рауля;

- так называемые нормальные растворы – жидкие смеси, частично отклоняющиеся от закона Рауля, но не образующие смесей: с постоянной температурой кипения (азеотропов);

- неидеальные растворы – жидкости со значительными отклонениями от закона Рауля, в том числе смеси с постоянной температурой кипения (азеотропы).

Следует отметить, что полностью взаимонерастворимых жидкостей нет, обычно все жидкости хотя бы в незначительных количествах, но растворяются друг в друге. Однако в этих случаях на практике для удобства принимают такие жидкости взаимонерастворимыми.

Смесь двух жидкостей, взаиморастворимых в любых соотношениях, представляет собой систему, состоящую из двух фаз и двух компонентов, и по правилу фаз ($C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2$) имеет две степени свободы (из трех – давления P , температуры t , концентрации x). Однако при анализе и расчете процессов перегонки жидкостей одну из переменных обычно закрепляют и строят диаграмму фаз в плоской системе координат. При этом возможны следующие варианты фазовых диаграмм:

$$P-t (x=const); P-x (t=const); t-x (P=const). \quad (1.29)$$

Для технических расчетов наиболее важной является диаграмма $t-x,y$, так как обычно процессы перегонки в промышленных аппаратах протекают при $P=const$, т. е. в изобарных условиях. На этой диаграмме (рис. 1.5) по оси абсцисс отложены концентрации жидкой x и паровой y фаз, отвечающие различным температурам.

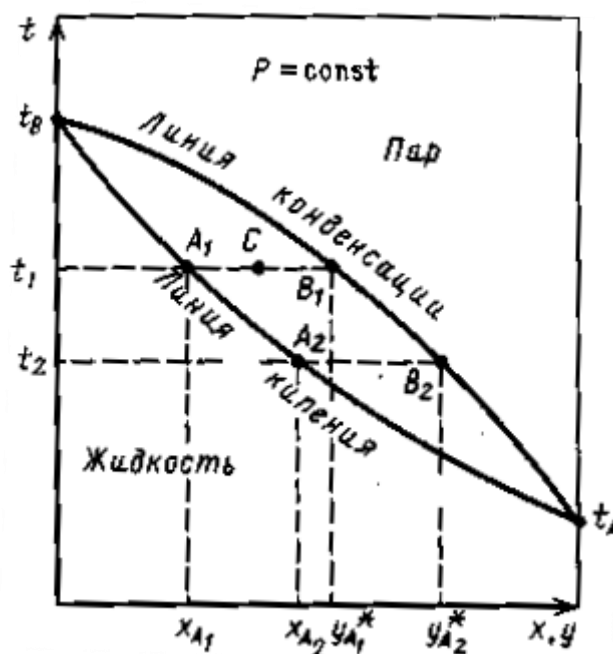


Рисунок 1.3 – Фазовая диаграмма $t-x,y$

В соответствии с **законом Дальтона** общее давление паров над раствором равно сумме парциальных давлений паров индивидуальных компонентов, следовательно

$$P = p_A + p_B, \quad (1.30)$$

в то же время согласно следствию закона Дальтона:

$$p_A = P \cdot y_A, \quad p_B = P \cdot y_B, \quad (1.31)$$

где y_A, y_B – концентрация компонентов А и В в паровой фазе, мол. доли;

P – общее давление паров над раствором.

Решая уравнение относительно y_A получаем

$$y_A = \frac{p_A}{P} = \frac{P_A}{P} \cdot x_A. \quad (1.32)$$

Подобным образом можно определить концентрацию других индивидуальных компонентов в паровой фазе, зная упругость паров компонентов и общее давление паров над раствором при данной температуре.

Применительно к двухкомпонентному (бинарному) раствору получим

$$P = P_A \cdot x_A + P_B \cdot (1 - x_A). \quad (1.33)$$

Решив это уравнение относительно x_A , нашли

$$x_A = \frac{P - P_B}{P_A - P_B}. \quad (1.34)$$

Таким образом, уравнения (1.32) и (1.34) определяют величину равновесных концентраций компонентов в паровой и жидкой фазах для бинарного раствора при определенных температурах и давлении в системе.

Определение фазового состояния углеводородных смесей осуществляется с помощью констант равновесия системы жидкость – пар. Константа равновесия

$$K = \frac{y}{x}, \quad (1.35)$$

где y – молярная доля компонента в паровой фазе; x – молярная доля этого же компонента в жидкой фазе, находящейся в равновесии с паровой фазой.

Константы равновесия соответствуют данному давлению и температуре. Во многих смесях при давлении, значительно меньшем критического, константы равновесия для большинства компонентов не зависят от состава фаз.

Очень важным является тот факт, что отношение y/x в довольно широком интервале изменения условий не зависит от состава смеси.

Для определения фазового состояния смесей веществ используются законы Рауля и Дальтона. Для данного компонента системы, находящейся в двухфазном состоянии при постоянных значениях температуры и давления:

$$y \cdot P = x \cdot p, \quad (1.36)$$

где P – общее давление системы; p – давление насыщенного пара данного компонента.

Преобразовывание уравнения (1.36) приводит к выражению этого закона через константу равновесия:

$$\frac{y}{x} = \frac{P}{P} = K. \quad (1.37)$$

Закон Рауля имеет два недостатка: 1) некоторые смеси веществ значительно отклоняются от этого закона вследствие их химической природы; 2) этот закон применим для случая, когда температура смеси ниже значений критических температур всех входящих в нее компонентов.

Если в законе Рауля заменить давление на летучесть, то растворы могут быть рассмотрены как идеальные:

$$x \cdot f_L = y \cdot f_V, \quad (1.38)$$

где f_L – летучесть жидкого индивидуального компонента при равновесных значениях давления и температуры; f_V – летучесть парообразного индивидуального компонента при равновесных значениях давления и температуры.

Идеальные константы равновесия были получены на основании равенства:

$$K = \frac{y}{x} = \frac{f_L}{f_V}. \quad (1.39)$$

1.4 Физическая модель процесса разделения методом ректификации [10]

На рис. 1.4 приведена схема, поясняющая процесс массопередачи между жидкостью и газом (паром). Фазы движутся с некоторой скоростью друг относительно друга и разделены подвижной поверхностью раздела.

Перенос распределяемого вещества M происходит в условиях турбулентного движения фаз. Примем также, что вещество переходит из фазы Φ_y , где концентрация вещества M выше равновесной, в фазу Φ_x . Таким образом, осуществляется процесс массоотдачи из основной массы фазы Φ_y к поверхности раздела фаз и процесс массоотдачи от поверхности раздела к основной массе фазы Φ_x . В результате этих частных процессов, а также преодоления сопротивления переносу через саму поверхность раздела фаз (если оно имеет заметную величину) происходит процесс массопередачи – переход вещества из одной фазы в другую.

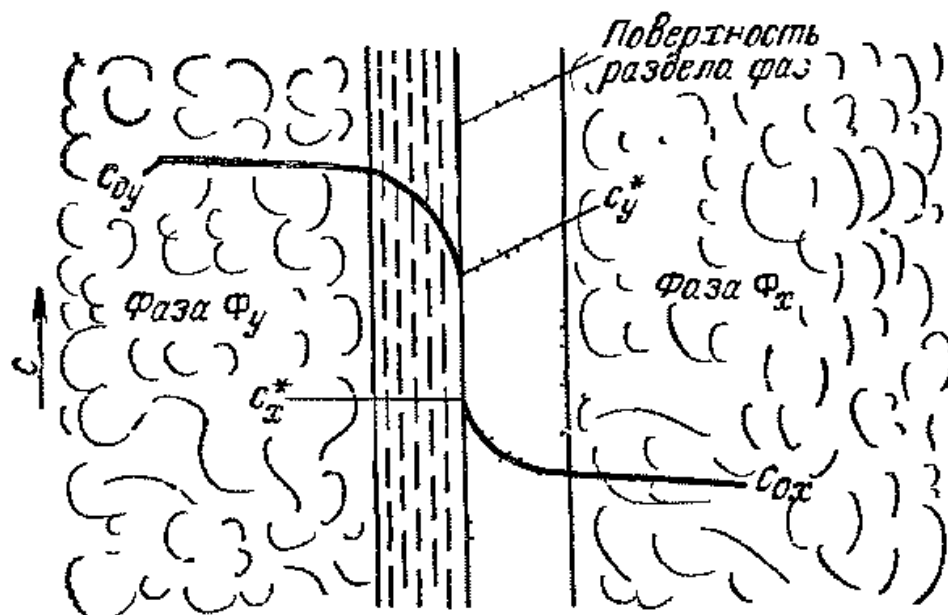


Рисунок 1.4 – Схема распределения концентраций
в фазах в процессе массопередачи

Процесс массопередачи теснейшим образом связан со структурой турбулентного потока в каждой фазе. При турбулентном движении потока у твердой стенки образуется ламинарный пограничный слой. Аналогично в каждой фазе различают ядро (основную массу фазы) и пограничный слой у границы фазы. В ядре вещество переносится преимущественно турбулентными пульсациями и концентрация распределяемого вещества, как показано на рис. 1.4, в ядре практически постоянна. В пограничном слое происходит постепенное затухание турбулентности. Это выражается все более резким изменением концентрации по мере приближения к поверхности раздела. Непосредственно у поверхности перенос сильно замедляется, так как его скорость уже определяется скоростью молекулярной диффузии. В этой области наблюдается наиболее резкое, близкое к линейному, изменение концентрации вплоть до границы раздела фаз (см. рис. 1.4).

Такой характер изменения концентраций объясняется тормозящим действием сил трения между фазами и сил поверхностного натяжения на границе жидкой фазы. Действием этих сил обусловлено сходство между изменением концентрации распределяемого вещества при массоотдаче и изменением температур у твердой стенки в процессе теплоотдачи.

Таким образом, при турбулентном движении в ядре потока фазы перенос к границе раздела фаз осуществляется параллельно молекулярной и турбулентной диффузией, причем основная масса вещества переносится посредством турбулентной диффузии. В пограничном же слое скорость переноса лимитируется скоростью молекулярной диффузии. Соответственно для интенсификации массопереноса желательно уменьшать толщину пограничного слоя, повышая степень турбулентности потока, например путем увеличения до некоторого предела скорости фазы.

Механизм массоотдачи характеризуется сочетанием молекулярного и конвективного переноса. Еще более сложным является процесс массопередачи, включающий в качестве составляющих процессы массоотдачи по обе стороны границы раздела фаз. В связи с этим предложен ряд теоретических моделей, представляющих собой в той или иной степени упрощенные схемы механизма массопереноса.

В основу большинства моделей положены следующие допущения:

1. Общее сопротивление переносу из фазы в фазу складывается из сопротивления двух фаз и сопротивления поверхности раздела фаз. Однако сопротивление на поверхности раздела можно в большинстве случаев считать равным нулю. Тогда, принимая, что процесс переноса в пределах каждой фазы протекает независимо от другой, общее сопротивление переносу можно рассматривать как сумму фазовых сопротивлений.

2. На поверхности раздела фазы находятся в равновесии, причем равновесие на границе фазы устанавливается значительно быстрее изменения средней концентрации в ядре фазы.

Согласно пленочной модели, количество вещества q , перешедшего через единицу поверхности в единицу времени, пропорционально разности концентраций в ядре и на границе фазы, если перенос происходит от ядра к поверхности раздела фаз.

$$q = \frac{D}{\delta_{\text{эф}}} \cdot (c_0 - c_{\text{ГР}}), \quad (1.40)$$

где c_0 и $c_{ГР}$ – средняя концентрация в ядре фазы и концентрация на границе раздела фаз;

$\delta_{ЭФ}$ – «эффективная» или «приведенная» толщина пограничной пленки.

Для фазы по другую сторону поверхности раздела величина q пропорциональна разности концентраций на границе и в ядре фазы.

В уравнении (1.40) $D/\delta_{ЭФ}$ – коэффициент, характеризующий скорость массоотдачи, а величина $\delta_{ЭФ}$ по своему смыслу – толщина некоторого пограничного слоя, сопротивление которого молекулярной диффузии эквивалентно сопротивлению переносу, обусловленному в действительности конвективной диффузией.

В пленочной модели значительно упрощены истинные гидродинамические условия вблизи границы раздела фаз, где происходит затухание турбулентности. По этой причине большинство опытных данных не подтверждают зависимости $q \sim D$, как следует из уравнения (1.40), если считать, что величина $\delta_{ЭФ}$ не зависит от D . Кроме того, эффективные толщины пленок практически не поддаются расчету или измерению.

Более точно учитываются условия у границы раздела в модифицированной пленочной модели, называемой моделью диффузионного пограничного слоя.

Концентрация вещества, постоянная в ядре потока фазы ($c_0 = \text{const}$), медленно снижается в турбулентном пограничном слое где вначале вещество переносится преимущественно турбулентными пульсациями. С приближением к границе фазы и уменьшением масштаба пульсаций на участке толщины слоя, в так называемом вязком подслое концентрация снижается заметно быстрее. Здесь под действием сил трения движение приближается к ламинарному и возрастает доля вещества, передаваемого молекулярной диффузией.

Однако на большей части толщины δ_0 вязкого подслоя турбулентной диффузией переносится большее количество вещества, чем молекулярной. Лишь в самой глубине вязкого подслоя, внутри тонкого диффузионного подслоя толщиной δ , непосредственно примыкающего к границе раздела фаз, молекулярный перенос становится преобладающим.

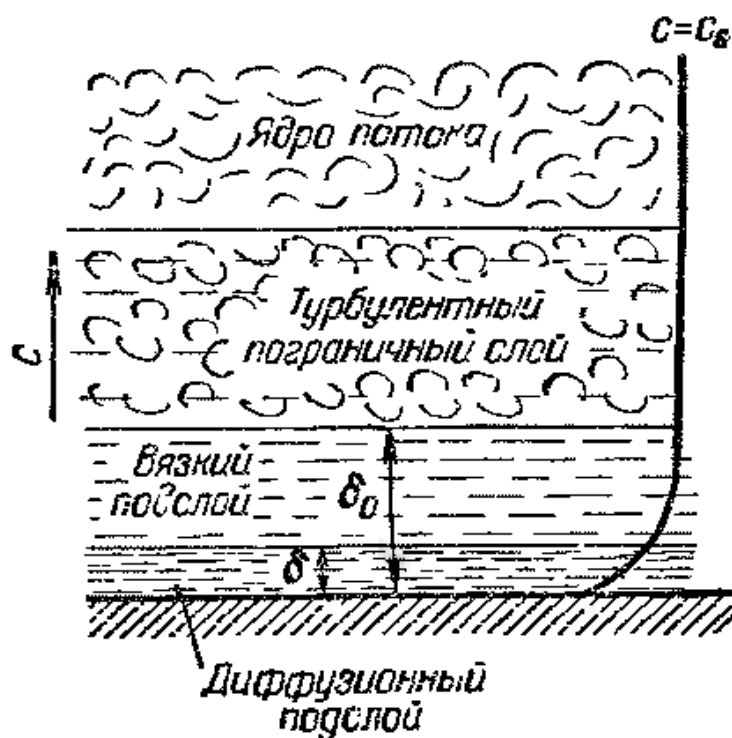


Рисунок 1.5 – Структура потока и профиль концентраций в фазе

Диффузионный подслоя, как показано на рис. 1.5, является областью наиболее резкого и близкого к линейному изменению концентраций. Его толщина δ связана с толщиной δ_0 вязкого подслоя зависимостью

$$\delta = \left(\frac{D}{\nu} \right)^{1/m} \cdot \delta_0, \quad (1.41)$$

где ν – кинематическая вязкость; m – константа, определяемая опытным путем.

Таким образом, затухание турбулентности происходит постепенно и непрерывно, и лишь у самой твердой стенки пульсационная скорость становится равной нулю, что соответствует $\epsilon_d=0$. В системах газ (пар) – жидкость, обладающих подвижной поверхностью раздела, силы поверхностного натяжения действуют подобно силам трения у твердой поверхности. Однако до сих пор достоверно не установлен истинный закон затухания турбулентных пульсаций с приближением к границе фазы, и величину m нельзя определить теоретически.

Таким образом, в настоящее время не существует теоретических моделей массопередачи, основывающихся на точных, надежно проверенных опытом гид-

родинамических закономерностях. Основной причиной этого следует считать сложность и недостаточную изученность турбулентного движения.

Ввиду сложности механизма процессов массоотдачи в фазах для практических целей принимают, что скорость массоотдачи пропорциональна движущей силе, равной разности концентраций в ядре и на границе фазы или (в случае обратного направления переноса) – разности концентраций на границе и в ядре фазы.

Соответственно, если распределяемое вещество переходит из фазы Φ_Y в фазу Φ_X , то основное уравнение массоотдачи, определяющее количество M вещества, переносимого в единицу времени в каждой из фаз (к границе фазы или в обратном направлении), выражается следующим образом:

фаза Φ_Y

$$M = \beta_y \cdot F \cdot (\bar{y} - \bar{y}_{ГР}) \quad (1.42)$$

фаза Φ_X

$$M = \beta_x \cdot F \cdot (\bar{x}_{ГР} - \bar{x}) \quad (1.43)$$

Входящие в эти уравнения разности концентраций $\bar{y} - \bar{y}_{ГР}$ и $\bar{x}_{ГР} - \bar{x}$ представляют собой движущую силу процесса массоотдачи соответственно в фазах Φ_Y и Φ_X , причем \bar{y} и \bar{x} – средние концентрации в основной массе (ядре) каждой из фаз, $\bar{y}_{ГР}$ и $\bar{x}_{ГР}$ – концентрации у границы соответствующей фазы.

Коэффициенты пропорциональности β_x и β_y называются коэффициентами массоотдачи. Коэффициенты массоотдачи β_x (в фазе Φ_X) и β_y (в фазе Φ_Y) показывают, какое количество вещества переходит от поверхности раздела фаз в ядро фазы (или в обратном направлении) через единицу поверхности в единицу времени при движущей силе равной единице.

Коэффициент массоотдачи зависит от физических свойств фазы (плотности, вязкости и др.) и гидродинамических условий в ней (ламинарный или турбулентный режим течения), связанных в свою очередь с физическими свойствами фазы, а также с геометрическими факторами, определяемыми конструкцией и размерами массообменного аппарата. Таким образом величина β является функцией мно-

гих переменных, что значительно осложняет расчет или опытное определение коэффициентов массоотдачи. Величинами последних учитывается как молекулярный, так и конвективный перенос вещества в фазе.

Коэффициент массоотдачи может быть выражен в различных единицах в зависимости от выбора единиц для количества распределяемого вещества и движущей силы. Если принять, что количество вещества выражено в килограммах, то в общей форме коэффициент массоотдачи выразится следующим образом:

$$[\beta] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot (\text{ед. движ. силы})} \right].$$

1.5 Математическая модель процесса разделения методом ректификации [10, 11]

Остановимся теперь на математическом описании ректификации. Для определенности будем рассматривать тарельчатую ректификационную колонну, содержащую N тарелок, в которой происходит разделение смеси из M компонентов (рис. 1.6).

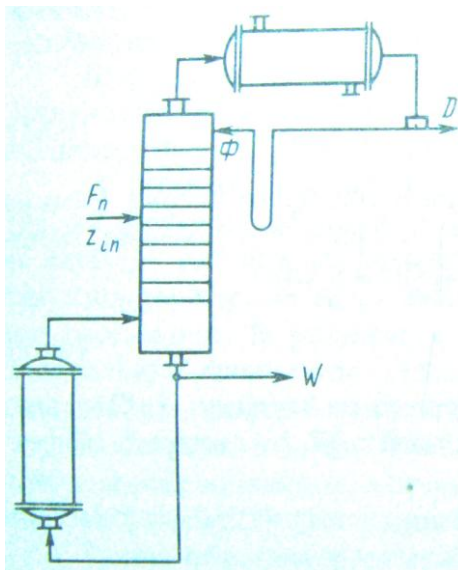


Рисунок 1.6 – Схема ректификационной установки

Исходное питание в количестве F_n состава z_{in} подается на n -ю тарелку колонны. Сверху колонны отбирается дистиллят в количестве D состава x_{Di} , а снизу колонны – кубовый продукт в количестве W состава x_{wi} .

Модель ректификационной колонны основывается на следующих допущениях: 1) паровая фаза принимается идеальной; 2) жидкость на тарелке полностью перемешана.

Схема потоков на тарелках колонны изображена на рис. 1.7.

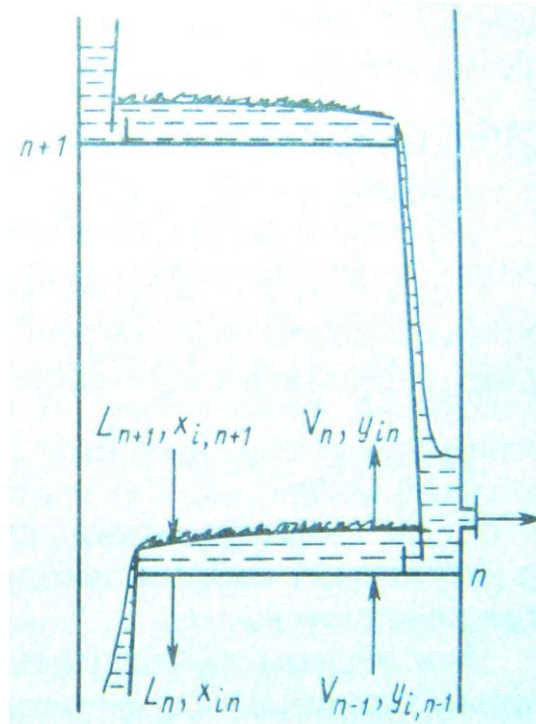


Рисунок 1.7 – Схема потоков жидкости и пара на тарелке ректификационной колонны

Математическое описание включает следующие уравнения:

общего материального баланса на тарелках колонны

$$V_{n-1} + L_{n+1} + F_n - V_n - L_n - S_n = 0, \quad (1.44)$$

покомпонентного материального баланса

$$V_{n-1} \cdot y_{i,n-1} + L_{n+1} \cdot x_{i,n+1} + F_n \cdot z_{in} - V_n \cdot y_{in} - L_n \cdot x_{in} - S_n \cdot x_{in} = 0, \quad (1.45)$$

теплового баланса

$$V_{n-1} \cdot H_{n-1} + L_{n+1} \cdot h_{n+1} + F_n \cdot h_n^F - V_n \cdot H_n - L_n \cdot h_n - S_n \cdot h_n^S = 0, \quad (1.46)$$

фазового равновесия

$$y_{in}^* = K_{in} \cdot x_{in}, \quad (1.47)$$

а также стехиометрические соотношения

$$\sum_{i=1}^M y_{in} = 1, \quad \sum_{i=1}^M x_{in} = 1. \quad (1.48)$$

Здесь x, y, z – составы жидкости, пара и внешнего потока. Если на тарелках колонны не достигается равновесие, то состав покидающего тарелку пара определяется через эффективность тарелки в виде

$$(y) = (y_{n-1}) + [E_T] \cdot (y^* - y_{n-1}), \quad (1.49)$$

где (y_{n-1}) – вектор состава пара, поступающего на тарелку; (y^*) – вектор равновесных составов пара над n -й тарелкой; $[E_T]$ – матрица эффективностей тарелки.

Вид матрицы эффективности $[E_T]$ зависит от структуры потока жидкости на тарелке, и в случае идеального вытеснения имеем

$$[E_T] = \frac{L}{V} \cdot \left(\exp \left\{ \frac{V}{L} \cdot [E_1] \cdot [m] \right\} - [I] \right) \cdot [m]^{-1}, \quad (1.50)$$

где $[E_1]$ – матрица локальной эффективности; $[m]$ – матрица линейной аппроксимации равновесной зависимости $y(x) - y(x^0) = [m(x^0)](x - x^0)$. В уравнении (1.46) H и h – соответственно энтальпии пара и жидкости, определяемые выражениями

$$H = \sum_{j=1}^M y_j \cdot H_j^0, \quad (1.51)$$

$$h = \sum_{j=1}^M x_j \cdot H_j^0. \quad (1.52)$$

При расчете равновесия жидкость – пар отклонение от идеальности жидкой фазы учитывается с помощью коэффициента активности γ , определяемого как функция состава и температуры по подходящему уравнению.

Раскрывая константу равновесия K_{in} , уравнение (1.47) можно переписать в виде

$$y_i = \frac{\gamma_i \cdot x_i \cdot P_i^0(T)}{P}, \quad (1.53)$$

где $P_i^0(T)$ – давление паров чистого i -го компонента в зависимости от температуры, определяемое из уравнения

$$\ln P_i^0(T) = A_1 + \frac{A_2}{T} + A_3 T + A_4 \ln(T). \quad (1.54)$$

Здесь P_i^0 выражено в атмосферах, T – в кельвинах.

Система уравнений (1.44) – (1.54) представляет собой математическое описание процесса ректификации в тарельчатой колонне. Она нелинейна, поэтому для ее решения необходимо использовать итерационные методы.

Для принятого математического описания процесс моделирования заключается в решении системы уравнений при заданной совокупности внешних условий. Обычно различают два типа внешних условий.

1) Внешние условия для решения задачи в проверочной постановке (расчет режимов работы колонны заданной конструкции). Здесь в качестве внешних условий принимаются: а) состав и количество питания; б) конструктивные параметры – диаметр колонны, число тарелок, межтарельчатое расстояние. В результате решения проверочной задачи определяют: оптимальные флегмовое число и место ввода питания, состав продуктов разделения и профили концентраций и температур по колонне.

2) Внешние условия для решения проектной задачи. При такой постановке задачи внешними условиями являются: а) количество и состав разделяемой смеси; б) содержание примесей в целевом продукте.

Таким образом, проектная задача является более общей и включает в себя проверочную. В результате решения проектной задачи определяют: число тарелок в колонне; флегмовое число и тарелку ввода питания, соответствующие минимуму приведенных затрат и обеспечивающие выделение целевого продукта заданного качества; диаметр колонны; межтарельчатое расстояние; толщину обечайки колонны; расход пара и жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны; тепловую нагрузку на кипятильник и дефлегматор колонны; состав продуктов разделения.

2 Технологическая часть

2.1 Описание технологической схемы установки каталитического крекинга

Одно из ведущих мест среди вторичных процессов нефтепереработки принадлежит процессу каталитического крекинга тяжелых дистиллятных фракций на мелкодисперсных катализаторах. Целевым назначением процесса является получение высокооктанового бензина. Газы, богатые бутан-бутиленовой и пропан-пропиленовой фракциями, находят широкое применение в качестве сырья для производства высокооктанового компонента бензина – алкилата, а также в производстве синтетического каучука и в нефтехимии.

Легкий газойль каталитического крекинга используют как компонент дизельного топлива. Тяжелый газойль с высоким содержанием полициклических ароматических соединений имеет широкое применение как сырье для получения дисперсного технического углерода, игольчатого кокса, а также в качестве компонента мазутов.

Основным сырьем крекинга являются вакуумные газойли широкого фракционного состава, например с температурами выкипания от 300 до 500°C. В последние годы стали применять утяжеленные вакуумные газойли с температурой конца кипения до 550 и даже 590°C. Для расширения ресурсов сырья используют и сырье вторичного происхождения, в частности газойли коксования.

Сырье каталитического крекинга должно обладать низкой коксуемостью (не более 0,5% масс.), т. е. содержать немного полициклических ароматических углеводородов и смолистых веществ, вызывающих быстрое закоксовывание катализатора. Кроме того, в сырье должно быть обеспечено низкое (не более 20 – 25 г т) содержание металлов, способных дезактивировать (отравлять) катализатор. В настоящее время разрабатывают способы предварительной демеаллизации сырья. Зольность сырья крекинга обычно находится в пределах 0,006 – 0,007% (масс.).

На рис. 2.1 приведена технологическая схема установки каталитического крекинга с прямоточным реактором. Принцип ее работы заключается в следующем. Гидроочищенное сырье после подогрева в теплообменниках и печи *П-1* смешивают

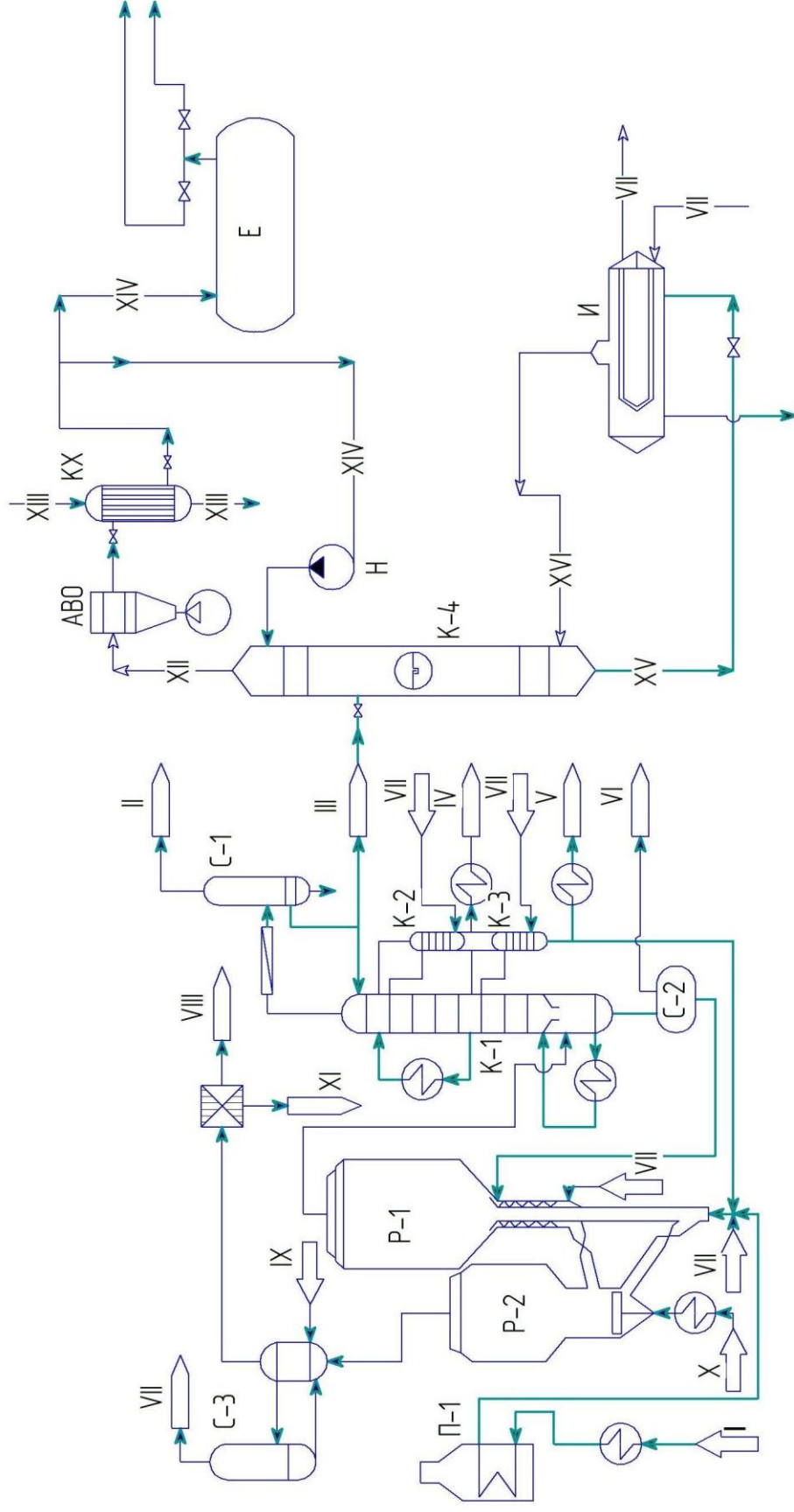


Рисунок 2.1 – Технологическая схема установки каталитического крекинга:

Оборудование: P-1 – лифт-реактор; P-2 – Регенератор; K-1 – ректификационная колонна; K-2 – верхняя выпарная колонна; K-3 – нижняя выпарная колонна; K-4 – стабилизационная колонна; C-1 – газосепаратор; C-2-3 – сепараторы; ABO – аппарат воздушного охлаждения; X – холодильник; И – испаритель; E – емкость; H – насос; **Потоки:** I – гидроочищенное сырье; II – газы на абсорбционно-газофракционирующую установку АГФУ; III – нестабильный бензин на стабилизацию; IV – легкий газойль; V – тяжелый газойль; VI – декантат; VII – водяной пар; VIII – дымовые газы; IX – вода; X – воздух; XI – катализаторная пыль; XII – углеводородные газы; XIII – вода технической; XIV – сжиженный углеводородный газ; XV – стабильный бензин; XVI – стабильный бензин; XVII – стабильный бензин.

с рециркулятом и водяным паром и вводят в узел смешения прямоточного лифт-реактора *P-1*. Контактируя с регенерированным горячим цеолитовым катализатором, сырье испаряется, претерпевая катализ в лифт-реакторе и далее поступает в зону кипящего слоя *P-1*. Продукты реакции отделяют от катализаторной пыли в двухступенчатых циклонах и направляют в нижнюю часть ректификационной колонны *K-1* на разделение. Закоксованный катализатор из отпарной зоны *P-1* по наклонному катализаторопроводу подают в зону кипящего слоя регенератора *P-2*, где осуществляют обжиг кокса в режиме полного окисления оксида углерода в диоксид. Регенерированный катализатор по нижнему наклонному катализаторопроводу далее поступает в узел смешения лифт-реактора. Воздух на регенерацию нагнетают воздуходувкой. По необходимости его можно нагревать в топке под давлением.

Дымовые газы через внутренние двухступенчатые циклоны направляют на утилизацию тепла (на электрофилтры и утилизатор). В *K-1* для регулирования температурного режима предусмотрены верхнее острое и промежуточные циркуляционные орошения. Отбор легкого и тяжелого газойлей осуществляют в выпарных колоннах *K-2* и *K-3*. Нижняя часть колонны является отстойником катализаторного шлама, который возвращают в отпарную зону *P-1*. Часть тяжелого газойля подают в узел смешения лифт-реактора как рециркулят. С верха колонны отводят смесь паров бензина, воды и газов крекинга, которую после охлаждения и конденсации разделяют в газосепараторе *C-1* на газ и **нестабильный бензин**, которые **направляются в блок** газофракционирования и **стабилизации бензина**.

Целевой продукцией блока стабилизации бензина является стабильный бензин. Принцип работы блока состоит в следующем. Нестабильный бензин предварительно подогревается до температуры 204°C и под давлением 1,22 МПа поступает на тарелку питания стабилизационной колонны *K-4*. Сверху колонны *K-4* смесь углеводородных газов поступает в аппарат воздушного охлаждения *ABO*, а затем в холодильник *X*, где охлаждается, конденсируется, а затем доохлаждается за счет воздуха (в первом случае) и воды (во втором случае). Далее эта смесь, уже в жидком состоянии, делится на два потока – одна часть подается на орошение колонны *K-4*, а другая – в емкость для временного хранения.

Температура низа колонны *K-4* – около 220°C. Из нижней части колонны *K-4* стабильная нефть поступает в испаритель *И*, где происходит частичное ее испарение, что обеспечивает паровое питание колонны *K-4*.

2.2 Описание объекта разработки

Тарельчатые колонны применимы для больших производительностей, широкого диапазона изменений нагрузок по пару и жидкости и могут обеспечить весьма четкое разделение смесей. Недостатком таких аппаратов является относительно высокое гидравлическое сопротивление. Но в условиях ректификации это не имеет существенного значения: повышение гидравлического сопротивления приводит лишь к некоторому увеличению давления и соответственно к повышению температуры кипения жидкости в кипятильнике колонны.

В нашем случае перерабатываемым сырьем является нестабильный бензин, массовый расход которого составляет 30000 кг/ч. Таким образом, для проведения заданного процесса мы используем тарельчатую ректификационную колонну (рис. 2.2). Аппарат конструктивно состоит из корпуса 1, который представляет собой цельносварную цилиндрическую обечайку. К корпусу присоединены эллиптическое днище 6 и эллиптическая крышка 7. Внутри корпуса горизонтально установлены контактные устройства в виде колпачковых тарелок. При помощи тарелок создается направленное движение фаз и многократное взаимодействие жидкости и пара. Принцип действия колпачковых тарелок состоит в том, что выходящие через прорезы колпачка пузырьки пара сливаются в струйки, которые проходят через слой жидкости, находящейся на тарелке, и над жидкостью образуется слой пены и брызг – основная область массообмена и теплообмена между паром и жидкостью на тарелке.

Таким образом, стабилизатор – это вертикальный аппарат, работающий под избыточным давлением и в режиме повышенных температур. Он состоит из двух частей: верхней – укрепляющей части и нижней – исчерпывающей части. В этом аппарате происходит разделение исходной смеси на углеводородные газы (верхний продукт) и стабильный бензин (нижний продукт).

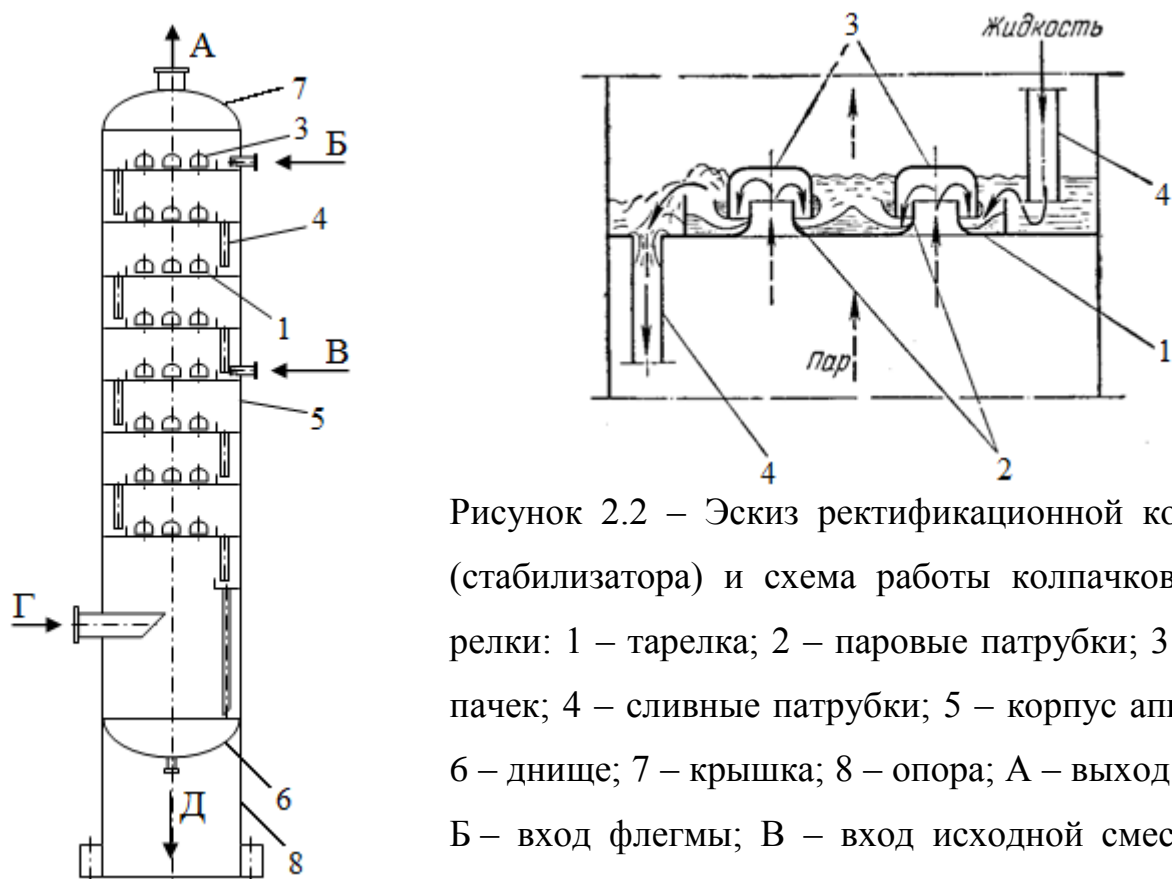


Рисунок 2.2 – Эскиз ректификационной колонны (стабилизатора) и схема работы колпачковой тарелки: 1 – тарелка; 2 – паровые патрубки; 3 – колпачек; 4 – сливные патрубки; 5 – корпус аппарата; 6 – днище; 7 – крышка; 8 – опора; А – выход паров; Б – вход флегмы; В – вход исходной смеси; Г – вход паров; Д – выход кубового остатка

Следовательно, стабилизационная колонна представляет собой теплообменный аппарат, в котором по высоте колонны снизу вверх на тарелках понижается температура кипения жидкости от максимальной внизу отгонной части до минимальной на верхней тарелке укрепляющей части колонны. Внизу колонны температура практически равна температуре кипения высококипящего компонента при соответствующем давлении в колонне, на верхней тарелке колонны температура практически равна температуре кипения низкокипящего компонента.

2.3 Технологические расчеты

Расчет материального баланса стабилизатора

Последовательность расчета материального баланса следующая (табл. 2.1).

1. Определяем количество компонентов сырья в кг/ч (графа 3) и моль/ч (графа 4), а также мольный состав x'_{F_i} (графа 5).

2. Вычисляем давление насыщенных паров при 38°C углеводородов, входящих в состав стабильного бензина.

Таблица 2.1 – Материальный баланс колонны стабилизации

Компонент	M_i	Поступает в колонну			Получается при стабилизации					
		нестабильный бензин			стабильный бензин			верхний продукт		
		G_i , кг/ч	$\frac{G_i}{M_i}$, моль/ч	x'_{F_i}	m_{W_i} , моль/ч	G_{W_i} , кг/ч	x'_{W_i}	m_{D_i} , моль/ч	G_{D_i} , кг/ч	y'_{D_i}
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
CH ₄	16	9	0,56	0,0021	–	–	–	0,56	9	0,0593
ΣC ₂	30	15	0,50	0,0019	–	–	–	0,50	15	0,0530
C ₃ H ₆	42	33	0,79	0,0029	–	–	–	0,79	33	0,0837
C ₃ H ₈	44	45	1,02	0,0038	–	–	–	1,02	45	0,1081
ΣC ₄ H ₈	56	183	3,27	0,0122	–	–	–	3,27	183	0,3464
изо-C ₄ H ₁₀	58	111	1,91	0,0072	–	–	–	1,91	111	0,2023
н-C ₄ H ₁₀	58	207	3,57	0,0134	2,35	136	0,0091	1,22	71	0,1292
изо-C ₅ H ₁₂	72	225	3,13	0,0117	2,96	213	0,0115	0,17	12	0,0180
ΣC ₅ H ₁₀	70	399	5,70	0,0214	5,70	399	0,0221	–	–	–
н-C ₅ H ₁₂	72	315	4,38	0,0164	4,38	315	0,0170	–	–	–
C ₆₊	11	28458	242,13	0,9070	242,13	28458	0,9402	–	–	–
Σ	–	30000	266,95	1,0000	257,52	29521	0,9999	9,44	479	1,0000

Давление насыщенных паров углеводородов до C₆ находим по номограмме [11]; для фракции C₆₊ определяем по графику Максвелла [11] при средней температуре кипения $t_{cp} = 110^\circ\text{C}$: $p_{\text{н-C}_5} = 0,117$, $p_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} = 0,42$, $p_{\Sigma\text{C}_5\text{H}_{10}} = 0,12$, $p_{\text{изо-C}_5} = 0,14$, $p_{\text{C}_6+} = 0,05$ МПа.

Обозначим через $m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}}$ число молей н-бутана, тогда состав стабильного бензина будет равен

$$m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} + m_{\text{изо-C}_5\text{H}_{12}} + m_{\text{C}_5\text{H}_{10}} + m_{\text{н-C}_5\text{H}_{12}} + m_{\text{C}_6+};$$

$$m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} + 2,96 + 5,70 + 4,38 + 242,13 = m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} + 255,17.$$

3. Рассчитываем число молей н-бутана в дистилляте. Давление насыщенных паров жидкой смеси (стабильного бензина) по закону Рауля равно $p_{\text{нас}} = \sum p_i x'_i$:

$$0,0571 = \frac{0,42 m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}}}{\sum m_i} + \frac{0,14 \cdot 2,96}{\sum m_i} + \frac{0,12 \cdot 5,70}{\sum m_i} + \frac{0,117 \cdot 4,38}{\sum m_i} + \frac{0,05 \cdot 242,13}{\sum m_i}, \quad (2.1)$$

где $\sum m_i = m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} + 255,17$.

Подставляем в уравнение (2.1) соответствующие значения и находим $m_{n-C_4H_{10}} = 2,35$ моль/ч.

В табл. 2.1 в графах 6 – 8 показан состав стабильного бензина и его количество, в графах 9 – 11 приведены количество и состав дистиллята, уходящего с верха колонны.

Расчет температуры верха стабилизатора

Расчет необходимо вести с учетом состава орошения. В случае полной конденсации отводимого дистиллята в газосепараторе состав орошения, подаваемого на верх колонны, одинаков с составом дистиллята, и температуру верха можно определить как температуру конца ОИ дистиллята. Условия однократной конденсации обычно следующие: температура в газосепараторе $t = 40^\circ\text{C}$, давление в аппарате на 0,02 МПа ниже давления наверху колонны и равно:

$$P_D - 0,02 = 1,2 - 0,02 = 1,18 \text{ МПа.}$$

Прежде чем приступить к расчету температуры верха стабилизатора, необходимо проверить, в каком фазовом состоянии находится дистиллят в газосепараторе. Если имеет место полная конденсация верхнего продукта колонны, должно соблюдаться условие: $\sum K_{pi} y'_{Di} \leq 1,000$. Если $\sum K_{pi} y'_{Di} > 1,000$, имеет место двухфазная система.

Расчет показал, что в емкости орошения нет полной конденсации верхнего продукта. Предварительным расчетом однократного испарения в емкости орошения находим приблизительный состав жидкости, которая подается на орошение. Расчет сведен в табл. 2.2

Исходя из данных табл. 2.1 и 2.2, рассчитываем массовую долю отгона e по формуле

$$e = e' M_y / M_{cm}, \quad (2.2)$$

где $M_{cm} = 479 / 9,44 = 50,7$;

$M_y = \sum M_i y'_i = 38,47$ – молекулярная масса газов, уходящих из емкости орошения сверху.

Тогда $e = 0,15 \cdot 38,47 / 50,7 = 0,114$.

$M_x = \sum M_i x'_i = 52,92$ – молекулярная масса жидкости в газосепараторе. Приняв кратность орошения равным 5, находим состав паров вверху стабилизатора.

Таблица 2.2 – Предварительный расчет состава жидкости в газосепараторе

Компонент	M_i	$x'_{F_i} = y'_{D_i}$	$t = 40^{\circ}C, P = 1,18 \text{ МПа}, e' = 0,15$			
			K_{pi}	$(K_{pi} - 1)$	$e' \cdot (K_{pi} - 1)$	$1 + e' \cdot (K_{pi} - 1)$
1	2	3	4	5	6	7
CH ₄	16	0,0593	14,5	13,5	2,025	3,025
ΣC ₂	30	0,0530	3,2	2,2	0,330	1,330
C ₃ H ₆	42	0,0837	1,27	0,27	0,0405	1,0405
C ₃ H ₈	44	0,1081	1,14	0,14	0,021	1,021
ΣC ₄ H ₈	56	0,3464	0,51	-0,49	-0,0735	0,9265
изо-C ₄ H ₁₀	58	0,2023	0,51	-0,49	-0,0735	0,9265
н-C ₄ H ₁₀	58	0,1292	0,36	-0,64	-0,096	0,904
ΣC ₅ H ₁₂	72	0,0180	0,16	-0,84	-0,126	0,874
Σ	–	1,0000	–	–	–	–
Компонент	$t = 40^{\circ}C, P = 1,18 \text{ МПа}, e' = 0,15$		Состав газов		Состав жидкости	
	x'_i	$y' = K_{pi} x'_i$	$M_i y'_i$	$y_i = \frac{M_i y'_i}{\sum M_i y'_i}$	$M_i x'_i$	$x_i = \frac{M_i x'_i}{\sum M_i x'_i}$
1	8	9	10	11	12	13
CH ₄	0,020	0,290	4,64	0,1206	0,32	0,0060
ΣC ₂	0,040	0,128	3,84	0,0998	1,20	0,0227
C ₃ H ₆	0,080	0,102	4,28	0,1113	3,36	0,0635
C ₃ H ₈	0,106	0,121	5,32	0,1383	4,66	0,0881
ΣC ₄ H ₈	0,374	0,191	10,70	0,2781	20,94	0,3957
изо-C ₄ H ₁₀	0,218	0,111	6,44	0,1674	12,64	0,2389
н-C ₄ H ₁₀	0,143	0,051	2,96	0,0769	8,29	0,1567
ΣC ₅ H ₁₂	0,021	0,004	0,29	0,0075	1,51	0,0285
Σ	1,002	0,998	38,47	0,9999	52,92	1,0001

Масса холодного орошения $G_{x.op} = 5 \cdot 479 = 2395 \text{ кг/ч}$.

Рассчитываем количество молей холодного орошения $m_{x.op} = 2395 / 52,92 = 45 \text{ моль/ч}$.

Далее с учетом количества орошения рассчитываем число молей и мольную долю каждого компонента в парах, уходящих из стабилизатора сверху (табл. 2.3, графы 6 и 7). По найденному составу паров рассчитываем температуру конца ОИ. Константы фазового равновесия определяем по номограмме [11]. Расчет температуры верха сведен в табл. 2.4.

Повторный расчет доли отгона в газосепараторе для смеси дистиллят + орошение показал, что состав получаемой жидкой фазы близок к составу орошения, принятому в расчете (табл. 2.3).

Таблица 2.3 – Состав паров в верхней части стабилизатора

Компонент	Пары балансового верхнего продукта		Холодное орошение		Усредненный состав паров	
	y'_{D_i}	m_{D_i} , моль/ч	$x'_i = y'_{i*}$	$m_{x.op}$, моль/ч	m_G , моль/ч	y'_i
1	2	3	4	5	6	7
СН ₄	0,0593	0,56	0,020	0,90	1,46	0,0268
ΣС ₂	0,0530	0,50	0,040	1,80	2,30	0,0422
С ₃ Н ₆	0,0837	0,79	0,080	3,60	4,38	0,0804
С ₃ Н ₈	0,1081	1,02	0,106	4,77	5,78	0,1061
ΣС ₄ Н ₈	0,3464	3,27	0,374	16,83	20,07	0,3685
изо-С ₄ Н ₁₀	0,2023	1,91	0,218	9,81	11,70	0,2148
н-С ₄ Н ₁₀	0,1292	1,22	0,143	6,44	7,65	0,1405
изо-С ₅ Н ₁₂	0,0180	0,17	0,021	0,95	1,12	0,0206
Σ	1,0000	9,44	1,002	45,00	54,46	0,9999

Таблица 2.4 – Расчет температуры верха стабилизатора с учетом изменения состава орошения

Компонент	y'_i	K_{pi} при $t_D = 68^{\circ}C$ и $P_D = 1,2$ МПа	y'_i / K_i
СН ₄	0,0268	17,00	0,00158
ΣС ₂	0,0422	4,55	0,00927
С ₃ Н ₆	0,0804	2,05	0,03922
С ₃ Н ₈	0,1061	1,85	0,05735
ΣС ₄ Н ₈	0,3685	0,90	0,40944
изо-С ₄ Н ₁₀	0,2148	0,90	0,23867
н-С ₄ Н ₁₀	0,1405	0,68	0,20662
изо-С ₅ Н ₁₂	0,0206	0,325	0,06338
Σ	0,9999	–	1,00253

Расчет температуры низа стабилизатора

Давление внизу колонны P_W с учетом гидравлического сопротивления тарелок принимаем на 0,04 МПа больше давления P_D , т. е. $P_W = P_D + 0,04 = 1,2 + 0,04 = 1,24$ МПа.

Температуру низа колонны t_W определяем из уравнения начала ОИ стабильного бензина, выводимого из стабилизатора снизу $\sum K_{pi} x'_{wi} = 1,000$.

Значения K_{pi} для ряда углеводородов находят по номограмме [11]. Для фракции бензина C_{6+} константу фазового равновесия рассчитываем через фугитивность. Для данной фракции молекулярная масса $M = 114$, средняя молекулярная темпе-

ратура кипения $t_{\text{ср.мол}} = 110^\circ\text{C}$ (приблизительно равная температуре выкипания 50% об. при разгонке на аппарате Энглера), относительная плотность $d_{15}^{15} = 0,730$.

Для определения критической температуры $t_{\text{кр}}$ фракции C_{6+} рассчитаем характеризующий фактор K по формуле

$$1,216\sqrt[3]{T_{\text{ср.мол}}} / d_{15}^{15} = 1,216\sqrt[3]{110+273} / 0,730 = 12,0. \quad (2.3)$$

Критическую температуру кипения определяем по графику [11]. Для $M = 114$ и $K = 12,0$

$$t_{\text{кр}} = 277^\circ\text{C} \quad \text{или} \quad T_{\text{кр}} = 277+273=550 \text{ К.}$$

Критическое давление $P_{\text{кр}}$ равно

$$P_{\text{кр}} = 0,1A \frac{T_{\text{кр}}}{M} = 0,1 \cdot 6,4 \cdot \frac{550}{114} = 3,09 \text{ МПа.} \quad (2.4)$$

Задаемся температурой низа $T_W = 493 \text{ К.}$

Находим приведенные температуру и давление фракции по следующим формулам:

$$T_{\text{np}} = T_W / T_{\text{кр}} = 493 / 550 = 0,897; \quad (2.5)$$

$$P_{\text{np}} = p_{\text{C}_{6+}} / P_{\text{кр}}, \quad (2.6)$$

где $p_{\text{C}_{6+}}$ – давление насыщенных паров фракции при 493 К, найденное по графику Максвелла [11] и равное 1,07 МПа.

Таким образом, $P_{\text{np}} = 1,07 / 3,09 = 0,346$.

По графику [11] для значений $T_{\text{np}} = 0,897$ и $P_{\text{np}} = 0,346$ находим коэффициент активности жидкости $\gamma_x = fp / p_{\text{C}_{6+}} = 0,83$. Следовательно, $fp = \gamma_x p_{\text{C}_{6+}} = 0,83 \cdot 1,07 = 0,89 \text{ МПа.}$

Приведенное давление фракции C_{6+} относительно давления P в системе равно $P_{\text{np}} = P_W / P_{\text{кр}} = 1,24 / 3,09 = 0,4$.

По графику [11] для значений $T_{\text{np}} = 0,897$ и $P_{\text{np}} = 0,4$ находим коэффициент активности пара $\gamma_y = fP / P_W = 0,79$. Следовательно: $fP = \gamma_y P_W = 0,79 \cdot 1,24 = 0,98 \text{ МПа.}$ Константа фазового равновесия фракции C_{6+} при 220°C и 1,24 МПа равна

$$K_{pi} = fp / fP = 0,89 / 0,98 = 0,907, \quad (2.7)$$

Результаты расчета температуры низа стабилизатора сведены в табл. 2.5.

Таблица 2.5 – Расчет температуры низа стабилизатора

Компонент	K_{pi} при $t_w = 220^{\circ}C$ и $P_w = 1,24 MPa$	x'_{wi}	$K_{pi}x'_{wi}$
н-С ₄ H ₁₀	3,80	0,0091	0,0346
изо-С ₅ H ₁₂	2,40	0,0115	0,0276
ΣС ₅ H ₁₀	2,20	0,0221	0,0486
н-С ₅ H ₁₂	2,10	0,0170	0,0357
С ₆₊	0,907	0,9402	0,8528
Σ	–	0,9999	0,9993

Расчет количества тепла, подводимого в низ стабилизатора

Для составления теплового баланса (с целью определения теплоподвода) необходимо учитывать тепло, вводимое в стабилизатор сырьем. Количество этого тепла зависит от того, в каком состоянии подводится сырье – жидком, паровом или парожидкостном. В последнем случае расчет количеств тепла необходимо вести с учетом доли отгона. Однако не рекомендуется сразу приступать к расчету доли отгона, а прежде следует установить фазовое состояние сырья на входе в колонну. Поэтому вначале рассчитывают температуру начала ОИ сырья при давлении на входе в стабилизатор.

Принимаем давление на входе равным 1,22 МПа и рассчитываем температуру начала ОИ. Расчет сведен в табл. 2.6. Как видно, температура начала ОИ бензина при 1,22 МПа составляет 204°C, т. е. сырье подается в жидком состоянии.

Таблица 2.6 – Проверочный расчет фазового состояния сырья на входе в стабилизатор

Компонент	x'_{Fi}	K_{pi} при $t_F = 204^{\circ}C$ и $P_F = 1,22 MPa$	$K_{pi}x'_{Fi}$
СН ₄	0,0021	24,5	0,0515
ΣС ₂	0,0019	11,0	0,0209
С ₃ H ₆	0,0029	6,8	0,0197
С ₃ H ₈	0,0038	6,2	0,0236
ΣС ₄ H ₈	0,0122	4,1	0,0500
изо-С ₄ H ₁₀	0,0072	4,1	0,0295
н-С ₄ H ₁₀	0,0134	3,6	0,0482
изо-С ₅ H ₁₂	0,0117	2,15	0,0252
ΣС ₅ H ₁₀	0,0214	2,15	0,0460
н-С ₅ H ₁₂	0,0164	2,00	0,0328
С ₆₊	0,9070	0,73	0,6621
Σ	1,0000	–	1,0095

Подвод тепла

1. Тепло, вводимое сырьем, находим по формуле

$$Q_F = G_F I_F, \quad (2.8)$$

где I_F – энтальпия нестабильного бензина при 180°C ; находим по [11] в зависимости от плотности: $I_F^{180} = 419$ кДж/кг.

Тогда $Q_F = 30000 \cdot 419 = 12,57 \cdot 10^6$ кДж/ч.

2. Тепло, вводимое орошением при температуре подачи орошения 40°C , равно

$$Q_{op} = G_{op} I_{ж}. \quad (2.9)$$

Плотность орошения рассчитываем по формуле Мамедова [11]

$$d_4^{20} = \frac{0,590 \cdot M - 6,479}{0,693 \cdot M + 7,58}, \quad (2.10)$$

по известной молекулярной массе орошения $M = 52,92$

$$d_4^{20} = \frac{0,590 \cdot 52,92 - 6,479}{0,693 \cdot 52,92 + 7,58} = 0,560.$$

По графику [11] определяем $I_{ж} = 94,6$ кДж/кг и $Q_{op} = 2395 \cdot 94,6 = 0,227 \cdot 10^6$ кДж/ч.

3. Тепло, подводимое в низ стабилизатора, обозначим через Q_H . Таким образом общее количество тепла, подводимое в стабилизатор, составит:

$$Q_{об} = Q_F + Q_{op} + Q_H = 12,57 \cdot 10^6 + 0,227 \cdot 10^6 + Q_H = (12,797 \cdot 10^6 + Q_H) \text{ кДж/ч.}$$

Отвод тепла

1. Тепло, отводимое со стабильным бензином при его температуре 220°C

$$Q_W = G_W I_W. \quad (2.11)$$

Молекулярная масса бензина равна $M = 29521 / 257,52 = 114,6$.

Плотность бензина по формуле Крэга [11]: $d_{15}^{15} = 1,03 \cdot 114,6 / (114,6 + 44,29) = 0,743$.

При значении $I_W = 528,6$ кДж/кг [11] получим

$$Q_W = 29521 \cdot 528,6 = 15,60 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

2. Тепло, отводимое с верхним продуктом. С верха колонны отводится балансовое количество дистиллята и орошение в паровой фазе в количестве, равном

$$G = G_D + G_{op} = 479 + 2395 = 2874 \text{ кг/ч.} \quad (2.12)$$

Молекулярная масса паров составляет $M = 2874 / 54,46 = 52,8$. Плотность по формуле Мамедова равна

$$d_4^{20} = \frac{0,590 \cdot 52,8 - 6,479}{0,693 \cdot 52,8 + 7,58} = 0,559.$$

Энтальпию паров при атмосферном давлении и температуре 68°C находим экстраполяцией по номограмме [11], она равна: $I_G = 536,3$ кДж/кг. В найденное значение I_G необходимо ввести поправку ΔI , которую определяем по соответствующим графикам [11] в зависимости от приведенных параметров среды.

Находим критические параметры паров. Критическая температура в зависимости от молекулярной массы равна: $t_{кр} = 125^\circ\text{C}$, $T_{кр} = 125 + 273 = 398$ К.

Критическое давление равно

$$P_{кр} = 0,1A \frac{T_{кр}}{M} = 0,1 \cdot 6,3 \cdot \frac{398}{52,8} = 4,75 \text{ МПа.}$$

Абсолютная температура верха колонны составляет

$$T_D = t_D + 273 = 68 + 273 = 341 \text{ К.}$$

Приведенная температура паров $T_{np} = T / T_{кр} = 341 / 398 = 0,85$.

Приведенное давление $P_{np} = P_D / P_{кр} = 1,2 / 4,75 = 0,25$.

По графику [11] для значений $T_{np} = 0,85$ и $P_{np} = 0,25$ находим $\Delta I M / T = 1,2 \cdot 4,19$, откуда

$$\Delta I = 1,2T / M = 1,2 \cdot 4,19 \cdot 341 / 52,8 = 32,5 \text{ кДж/кг.}$$

Таким образом, при $P_D = 1,2$ МПа и $t = 68^\circ\text{C}$ энтальпия паров составляет:

$$I_G^{68} = 536,3 - 32,5 = 503,8 \text{ кДж/кг.}$$

Количество тепла, отводимое паровым потоком равно

$$Q_G = 2874 \cdot 503,8 = 1,448 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Общее количество уходящего тепла Q_{yx} составит

$$Q_{yx} = 15,60 \cdot 10^6 + 1,448 \cdot 10^6 = 17,048 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Рассчитаем подвод тепла в низ стабилизатора Q_H :

$$Q_H = Q_{yx} - Q_{np} = 17,048 \cdot 10^6 - 12,797 \cdot 10^6 = 4,251 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Минимальное количество орошения.

Минимальное флегмовое число под нижней тарелкой укрепляющей части находится по уравнению Андервуда:

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i \cdot X_{d_i}}{\alpha_i - \theta}, \quad (2.13)$$

где α_i – коэффициент относительной летучести i -го компонента при температуре t_f и давлении P_f ;

θ – корень другого уравнения Андервуда

$$e = \sum \frac{\alpha_i \cdot X_{f_i}}{\alpha_i - \theta}, \quad (2.14)$$

Так как ключевым труднолетучим компонентом является изо-пентан, то параметр θ находится между двумя соседними коэффициентами относительной летучести $\alpha_7 > \theta > \alpha_8$ и определяется методом подбора (см. табл. 2.7).

Таблица 2.7 – Расчет параметра θ для стабилизатора

Компонент	Константа фазового равновесия K_i при $P_f = 1,22 \text{ МПа}$ и $t_f = 204^\circ \text{ C}$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_8}$	Концентрация X_{f_i}	$\alpha_i \cdot X_{f_i}$	$\alpha_i - \theta$, при $\theta = 1,565$	$\frac{\alpha_i \cdot X_{f_i}}{\alpha_i - \theta}$
CH ₄	24,5	11,40	0,0021	0,024	9,83	0,002
ΣC ₂	11,0	5,12	0,0019	0,010	3,55	0,003
C ₃ H ₆	6,8	3,16	0,0029	0,009	1,60	0,006
C ₃ H ₈	6,2	2,88	0,0038	0,011	1,32	0,008
ΣC ₄ H ₈	4,1	1,91	0,0122	0,023	0,34	0,068
изо-C ₄ H ₁₀	4,1	1,91	0,0072	0,014	0,34	0,040
н-C ₄ H ₁₀	3,6	1,67	0,0134	0,022	0,11	0,205
изо-C ₅ H ₁₂	2,15	1,00	0,0117	0,012	-0,57	-0,021
ΣC ₅ H ₁₀	2,15	1,00	0,0214	0,021	-0,57	-0,038
н-C ₅ H ₁₂	2,00	0,93	0,0164	0,015	-0,63	-0,024
C ₆₊	0,73	0,34	0,9070	0,308	-1,23	-0,251
Σ	–	–	1,0000	–	–	-0,002

Так как сырье в колонну подается в виде кипящей жидкости ($e = 0$), то условие $\frac{\alpha_i \cdot X_{f_i}}{\alpha_i - \theta} = e$ выполняется.

Минимальное флегмовое число равно:

$$R_{\min} + 1 = \frac{11,40 \cdot 0,0268}{9,83} + \frac{5,12 \cdot 0,0422}{3,55} + \frac{3,16 \cdot 0,0804}{1,60} + \frac{2,88 \cdot 0,1061}{1,32} + \frac{1,91 \cdot 0,3685}{0,34} + \frac{1,91 \cdot 0,2148}{0,34} + \frac{1,67 \cdot 0,1405}{0,11} + \frac{1,0 \cdot 0,0206}{-0,57} = 5,85 ;$$

$$R_{\min} = 4,85 .$$

Рабочие флегмовое и паровое числа.

Рабочее флегмовое число определяем по уравнению:

$$R = 1,35 \cdot R_{\min} + 0,35 , \quad (2.15)$$

$$R = 1,35 \cdot 4,85 + 0,35 = 6,90 .$$

Рабочее паровое число:

$$S = \frac{R \cdot G_d + G_f \cdot (1 - e) - G_w}{G_w} , \quad (2.16)$$

$$S = \frac{6,90 \cdot 9,44 + 266,95 \cdot (1 - 0) - 257,52}{257,52} = 0,29 .$$

Количество материальных потоков, проходящих секцию питания колонны.

Расчет мольных потоков проводится в такой последовательности:

Количество паровой фазы сырья

$$G_{vf} = e \cdot G_f , \quad (2.17)$$

$$G_{vf} = 0 \cdot 266,95 = 0 .$$

Количество жидкой фазы сырья

$$G_{jf} = (1 - e) \cdot G_f , \quad (2.18)$$

$$G_{jf} = (1 - 0) \cdot 266,95 = 266,95 \frac{\text{кмоль}}{\text{час}} .$$

Количество орошения, стекающего с нижней укрепляющей тарелки

$$G_R = R \cdot G_d , \quad (2.19)$$

$$G_R = 6,90 \cdot 9,44 = 65,14 \frac{\text{кмоль}}{\text{час}} .$$

Количество жидкости, стекающей на верхнюю отгонную тарелку

$$G_m = G_{jf} + G_R , \quad (2.20)$$

$$G_m = 266,95 + 65,14 = 332,09 \frac{\text{кмоль}}{\text{час}} .$$

Количество паров, поднимающихся с верхней отгонной тарелки

$$G_{V0} = G_m - G_w, \quad (2.21)$$

$$G_{V0} = 332,09 - 257,52 = 74,57 \frac{\text{кмоль}}{\text{час}}.$$

Количество паров, поступающих под нижнюю укрепляющую тарелку

$$G_{Vm} = G_{Vf} + G_{V0}, \quad (2.22)$$

$$G_{Vm} = 0 + 74,57 = 74,57 \frac{\text{кмоль}}{\text{час}}.$$

2.4 Конструктивные расчеты

Число теоретических тарелок колонны и ее частей. Минимальное число теоретических тарелок в колонне определяется по уравнению Фенске-Андервуда в расчете на то, что легким ключевым компонентом по условиям разделения является н-бутан ($n\text{-C}_4\text{H}_{10}$), а тяжелым ключевым – изо-пентан (изо- C_5H_{12}) [12]:

$$N_{\min} = \frac{\lg\left(\frac{X_{d7} \cdot X_{w8}}{X_{d8} \cdot X_{w7}}\right)}{\lg\left(\frac{K_7}{K_8}\right)}, \quad (2.23)$$

$$N_{\min} = \frac{\lg\left(\frac{0,1405 \cdot 0,0115}{0,0206 \cdot 0,0091}\right)}{\lg\left(\frac{3,6}{2,15}\right)} = 4,18.$$

Число теоретических тарелок в колонне находим по формуле [12]:

$$N = 1,7 \cdot N_{\min} + 0,7, \quad (2.24)$$

$$N = 1,7 \cdot 4,18 + 0,7 = 7,8.$$

Оптимальное соотношение числа теоретических тарелок в верхней N_B и в нижней N_H частях колонны определяется по уравнению [12]:

$$\lg \frac{N_B}{N_H} = 0,206 \cdot \lg \left[\frac{m_w}{m_D} \cdot \left(\frac{X_{f8}}{X_{f7}} \right) \cdot \left(\frac{X_{w7}}{X_{d8}} \right)^2 \right], \quad (2.25)$$

$$\lg \frac{N_B}{N_H} = 0,206 \cdot \lg \left[\frac{257,52}{9,44} \cdot \left(\frac{0,0134}{0,0117} \right) \cdot \left(\frac{0,0091}{0,0206} \right)^2 \right] = 0,16,$$

откуда

$$\frac{N_B}{N_H} = 10^{0,16} = 1,44.$$

Так как $N_B + N_H = 7,8$, то числа теоретических тарелок равны $N_B = 4,6$, $N_H = 3,2$.

Диаметр колонны. Наиболее нагруженным по пару сечением колонны будет сечение под нижней тарелкой, оно и принимается за расчетное.

Внутренний диаметр колонны рассчитываем по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{сек}}{\pi \cdot w'}}, \quad (2.26)$$

где $V_{сек}$ – наибольший секундный объем паров, проходящих через сечение колонны, $\text{м}^3/\text{с}$;

w' – рабочая скорость паров в полном сечении колонны, $\text{м}/\text{с}$.

Секундный объем паров в расчетном сечении колонны при температуре $t_w = 220^\circ \text{C}$ и давлении $P_w = 1,24 \text{ МПа}$ определяем по формуле:

$$V_{сек} = \frac{G_{V0} \cdot 22,4 \cdot (t_w + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot P_w}, \quad (2.27)$$

$$V_{сек} = \frac{74,57 \cdot 22,4 \cdot (220 + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot 1,24} = 0,068 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Ввиду того, что давление в аппарате невелико, коэффициент сжимаемости газа принят равным единице.

Предельную скорость паров в расчетном сечении находим по формуле:

$$w = C' \cdot \sqrt{\frac{\rho_{жс} - \rho_n}{\rho_n}}, \quad (2.28)$$

где $\rho_{жс}$, ρ_n – плотности жидкости и пара в расчетном сечении, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Плотность жидкости при температуре $t_w = 220^\circ \text{C}$ равна $\rho_{жс} = 560 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

Плотность паров:

$$\rho_n = \frac{M_w \cdot 273 \cdot P_w}{22,4 \cdot (t_w + 273) \cdot 0,1}, \quad (2.29)$$

$$\rho_n = \frac{114,6 \cdot 273 \cdot 1,24}{22,4 \cdot (220 + 273) \cdot 0,1} = 35 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Коэффициент C' определяем по уравнению:

$$C' = f_1 \cdot f_2 \cdot C, \quad (2.30)$$

где $f_1 = 0,65$ и $f_2 = 1$ – принимаемые числовые значения величин;

$C = 0,12$ – величина, определяемая по графику [8] при расстоянии между тарелками

$h_T = 0,5 \text{ м}$.

Тогда

$$C' = 0,65 \cdot 1 \cdot 0,12 = 0,078.$$

Предельная скорость паров равна

$$w = 0,078 \cdot \sqrt{\frac{560 - 35}{35}} = 0,3 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Рабочая скорость паров:

$$w' = 0,9 \cdot w, \quad (2.31)$$

$$w' = 0,9 \cdot 0,3 = 0,27 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Диаметр колонны равен

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,068}{3,14 \cdot 0,27}} = 0,57 \text{ м}.$$

Согласно нормальному ряду диаметров по ГОСТ 9617-76 принимаем диаметр колонны $D = 0,6 \text{ м}$.

В таком случае действительная скорость паров составит:

$$w' = \frac{4 \cdot V_{\text{сек}}}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 0,068}{3,14 \cdot 0,6^2} = 0,24.$$

Число рабочих тарелок в колонне. Для колонны принимаются колпачковые тарелки типа ТСК-1.

Для определения к.п.д. тарелки рассчитываем комплекс $w' \cdot \sqrt{\rho_n}$:

$$w' \cdot \sqrt{\rho_n} = 0,24 \cdot \sqrt{35} = 1,42.$$

К.п.д. тарелки определяем по [12]: $\eta_T = 0,81$.

Тогда число рабочих тарелок будет равно:

- в укрепляющей части

$$N_{BP} = \frac{N_B}{\eta_T}, \quad (2.32)$$

$$N_{BP} = \frac{4,6}{0,81} = 5,7,$$

принимаем $N_{BP} = 6$;

- в отгонной части

$$N_{HP} = \frac{N_H}{\eta_T}, \quad (2.33)$$

$$N_{HP} = \frac{3,2}{0,81} = 3,95,$$

принимаем $N_{HP} = 4$.

Общее число рабочих тарелок в колонне

$$N_P = N_{BP} + N_{HP}, \quad (2.34)$$

$$N_P = 6 + 4 = 10.$$

Высота колонны. На основании практических данных расстояние между крышкой колонны и ее верхней укрепляющей тарелкой принимается $h_1 = 0,8 м$; высота секции питания $h_3 = 1,2 м$; расстояние между нижним дном и нижней отгонной тарелкой $h_5 = 1,5 м$ (для обеспечения трех-четырех минутного запаса кубовой жидкости внизу колонны).

Высота укрепляющей части

$$h_2 = (N_{BP} - 1) \cdot h_T, \quad (2.35)$$

$$h_2 = (6 - 1) \cdot 0,5 = 2,5 м.$$

Высота отгонной части

$$h_4 = (N_{HP} - 1) \cdot h_T, \quad (2.36)$$

$$h_4 = (4 - 1) \cdot 0,5 = 1,5 м.$$

Рабочая высота колонны:

$$H_P = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5, \quad (2.37)$$

$$H_P = 0,8 + 2,5 + 1,2 + 1,5 + 1,5 = 7,5 м.$$

Диаметры штуцеров. Для всех потоков по входу-выходу продуктов в проектируемом аппарате принимаем [13] стандартный штуцер с приварным фланцем встык и тонкостенным патрубком.

Согласно рекомендации [13] принимаем скорость движения жидкости в трубопроводе $w_{жс} = 1,5 \frac{м}{с}$, а скорость движения пара $w_n = 15 \frac{м}{с}$. Диаметр штуцера определяем по формуле [13]:

$$d_{ш} = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.38)$$

где V – объемный расход потока, $м^3/с$;

w – скорость движения жидкости или паров в трубопроводе, $м/с$.

Патрубок подачи исходного сырья.

Объемный расход определяем по формуле:

$$V = \frac{G_c}{3600 \cdot \rho_{жс}}, \quad (2.39)$$

$$V = \frac{30000}{3600 \cdot 550} = 0,015 \frac{м^3}{с}.$$

Диаметр штуцера:

$$d_{ш} = \sqrt{\frac{0,015}{0,785 \cdot 1,5}} = 0,113 \text{ м},$$

принимаем штуцер $D_y = 125 \text{ мм}$.

Патрубок выхода кубовой жидкости.

Объемный расход определяем по формуле:

$$V = \frac{g_w + g_{v0}}{3600 \cdot \rho_{жс}}, \quad (2.40)$$

$$V = \frac{37320}{3600 \cdot 560} = 0,0185 \frac{м^3}{с}.$$

Диаметр штуцера:

$$d_{ш} = \sqrt{\frac{0,0185}{0,785 \cdot 1,5}} = 0,125 \text{ м},$$

принимаем $D_y = 125 \text{ мм}$.

Патрубок подачи орошения.

Объемный расход определяем по формуле:

$$V = \frac{g_0}{3600 \cdot \rho_{ж}}, \quad (2.41)$$

$$V = \frac{3305}{3600 \cdot 500} = 0,0018 \frac{M^3}{c}.$$

Диаметр штуцера:

$$d_{ш} = \sqrt{\frac{0,0018}{0,785 \cdot 1,5}} = 0,039 \text{ м},$$

принимаем $D_y = 40 \text{ мм}$.

Патрубки входа и выхода паров.

Объемный расход определяем по формуле:

$$V = \frac{g_d + g_0}{3600 \cdot \rho_n}, \quad (2.42)$$

$$V = \frac{8568}{3600 \cdot 35} = 0,068 \frac{M^3}{c}.$$

Диаметр штуцера:

$$d_{ш} = \sqrt{\frac{0,068}{0,785 \cdot 5}} = 0,132 \text{ м},$$

принимаем $D_y = 150 \text{ мм}$.

2.5 Гидравлические расчеты

Определяем гидравлическое сопротивление тарелки, находящейся в отгонной части колонны. Расстояние между тарелками $H_T = 0,5 \text{ м}$.

Определяем нагрузку по пару G_n и нагрузку по жидкости $G_{ж}$ тарелки:

$$G_n = V_{сек} \cdot \rho_n, \quad (2.43)$$

$$G_n = 0,068 \cdot 35 = 2,38 \frac{KZ}{c};$$

$$G_{ж} = V_{сек} \cdot \rho_{ж}, \quad (2.44)$$

$$G_{ж} = 0,0185 \cdot 560 = 10,36 \frac{KZ}{c}.$$

По данным табл. 8.6 [14] выбираем тарелку типа ТСК-1 для колонны диаметром $D = 600 \text{ мм}$. Эта тарелка имеет следующие параметры: рабочая площадь тарелки $F_p = 0,215 \text{ м}^2$; площадь прохода паров $F_0 = 0,027 \text{ м}^2$; площадь слива $F_{cl} = 0,12 \text{ м}^2$; периметр слива $\Pi = 0,480 \text{ м}$; длину пути жидкости по тарелке $l_{жс} = 0,37 \text{ м}$; количество колпачков на тарелке $m = 13$; диаметр колпачка $d_k = 80 \text{ мм}$.

В задачу дальнейших гидравлических расчетов основных параметров тарелки входит определение высоты сливного порога $h_{ноп}$, подпора жидкости над сливным порогом $h_{сл}$, высоты прорезей колпачка $h_{пр}$ и сопротивления тарелки ΔP .

Величину $h_{сл}$ рассчитываем предварительно без учета уноса жидкости:

$$h_{сл} = 0,68 \cdot \left(\frac{V_{жс}}{\Pi} \right)^{0,67}, \quad (2.45)$$

где $V_{жс} = \frac{G_{жс}}{\rho_{жс}} = \frac{10,36}{560} = 0,0185 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$.

$$h_{сл} = 0,68 \cdot \left(\frac{0,0185}{0,480} \right)^{0,67} = 0,077 \text{ м}.$$

Для определения высоты сливного порога рассчитываем высоту прорезей в колпачках по уравнению:

$$h_{пр} = 0,46 \cdot \sqrt[3]{\left(\frac{V_n}{m \cdot z \cdot b} \right)^2 \cdot \frac{\rho_n}{\rho_{жс} - \rho_n}}. \quad (2.46)$$

Примем колпачок с прямоугольными прорезями шириной $b = 4 \text{ мм}$. Количество прорезей в одном колпачке $z = 20$. Общее количество колпачков на тарелке $m = 13$. При этих данных получим

$$h_{пр} = 0,46 \cdot \sqrt[3]{\left(\frac{0,068}{13 \cdot 20 \cdot 0,004} \right)^2 \cdot \frac{35}{560 - 35}} = 0,030 \text{ м}.$$

Принимаем по табл. 8.4 [14] высоту прорези $h_{пр} = 30 \text{ мм}$.

В этом случае пар будет проходить через полностью открытые прорези и частично через нижнюю кромку колпачка. Для обеспечения этого примем высоту установки колпачка $h_y = 10 \text{ мм}$.

Глубина барботажа при абсолютном давлении $P_w = 1,24 \text{ МПа}$ составит:

$$h_{z.б.} = \left(\frac{0,7}{\rho_{ж}}\right) \cdot P^{0,35}, \quad (2.47)$$

$$h_{z.б.} = \left(\frac{0,7}{560}\right) \cdot 1240000^{0,35} = 0,17 \text{ м.}$$

Находим высоту сливного порога по уравнению:

$$h_{ноп} = h_{z.б.} - h_{сг} + h_{нр} + h_y, \quad (2.48)$$

$$h_{ноп} = 0,17 - 0,077 + 0,030 + 0,01 = 0,133 \text{ м.}$$

Высота пены, образующейся на тарелке, составит:

$$h_{пп} = \frac{k_2}{\sigma^{0,33}} \cdot (k_3 \cdot w'^2 \cdot \rho_n + k_4 \cdot h_{сг} + h_{ноп}), \quad (2.49)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости на границе с паром или газом, Н/м.

Значения входящих в уравнение коэффициентов k_2, k_3, k_4 определяем по табл. 8.3 в зависимости от типа тарелки. Для колпачковой тарелки $k_2 = 0,23$, $k_3 = 4,4 \cdot 10^{-2}$, $k_4 = 4,6$.

$$h_{пп} = \frac{0,23}{0,02^{0,33}} \cdot (4,4 \cdot 10^{-2} \cdot 0,24^2 \cdot 35 + 4,6 \cdot 0,077 + 0,128) = 0,46 \text{ м.}$$

Величина относительного уноса жидкости:

$$Y = \frac{k_1}{\sigma} \cdot \left(\frac{w'}{H_T - h_{пп}}\right)^{n_1}. \quad (2.50)$$

Значение коэффициента k_1 и показателя степени n_1 также определяем по табл. 8.3 [14] в зависимости от типа тарелки. Для колпачковой тарелки $k_1 = 23 \cdot 10^{-5}$, $n_1 = 1,16$.

$$Y = \frac{23 \cdot 10^{-5}}{0,02} \cdot \left(\frac{0,24}{0,5 - 0,46}\right)^{1,16} = 0,092 < 0,1.$$

Следовательно, расстояние между тарелками выбрано правильно.

Действительную нагрузку сливного устройства по жидкости рассчитываем по уравнению:

$$V_{ж.д.} = V_{ж} + \frac{G_n \cdot Y}{\rho_{ж}}, \quad (2.51)$$

$$V_{ж.д.} = 0,0185 + \frac{2,38 \cdot 0,092}{560} = 0,019 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Действительная величина подпора жидкости над сливным порогом:

$$h_{сл} = 0,68 \cdot \left(\frac{0,019}{0,480} \right)^{0,67} = 0,078 м.$$

Полученная величина мало отличается от ранее рассчитанной $h_{сл} = 0,077 м$.

Проверим работоспособность сливного устройства тарелки по условиям:

$$w_{ж.сл} = \frac{V_{ж.д.}}{F_{сл}} < k_5 \cdot H_T^{n_2}; \quad (2.52)$$

$$w_{ж.з.} = \frac{V_{ж.д.}}{\Pi \cdot a} < 0,45, \quad (2.53)$$

Значение коэффициента k_5 и показателя степени n_2 определяем по табл. 8.5 [14] в зависимости от фактора вспениваемости жидкости: $k_5 = 0,250$, $n_2 = 0,65$. Для тарелок типа ТСК-Р зазор под сливным стаканом $a = 0,035 м$.

Для этого рассчитаем скорость жидкости в сливном устройстве:

$$w_{ж.сл} = \frac{0,019}{0,12} = 0,158 \frac{м}{с}.$$

Далее рассчитываем комплекс:

$$k_5 \cdot H_T^{n_2} = 0,250 \cdot 0,5^{0,65} = 0,16.$$

Следовательно, условие (2.52) соблюдается и захлебывания сливного устройства не произойдет.

Скорость жидкости в зазоре между основанием тарелки и нижней кромкой сливного стакана:

$$w_{ж.з.} = \frac{0,019}{0,480 \cdot 0,035} = 0,11 \frac{м}{с} < 0,45.$$

Из приведенных расчетов следует, что выбранная тарелка обеспечит нормальную работу сливных устройств.

Сопротивление сухой тарелки определяем по уравнению:

$$\Delta P_c = \zeta_c \cdot \rho_n \cdot \frac{w_0^2}{2}, \quad (2.54)$$

где скорость пара в паровых патрубках равна

$$w_0 = \frac{V_n}{F_0}, \quad (2.55)$$

$$w_0 = \frac{0,068}{0,027} = 2,52 \frac{м}{с}.$$

Коэффициент сопротивления для колпачка диаметром $D = 80 мм$ составит

$$\xi_c = 1,73 \cdot D^{-0,25}, \quad (2.56)$$

$$\xi_c = 1,73 \cdot 0,080^{-0,25} = 3,25.$$

$$\Delta P_c = 3,25 \cdot 35 \cdot \frac{2,52^2}{2} = 360 Па.$$

Величина перепада уровня жидкости на тарелке в соответствии с уравнением:

$$\Delta h = 0,1 \cdot \lambda_3 \cdot \frac{l_{жс} \cdot V_{жс.д.}^2}{\Pi^2 \cdot (h_{нор} + h_{сл})^3 \cdot g}, \quad (2.57)$$

где λ_3 – эквивалентный коэффициент сопротивления перетоку жидкости по тарелке. Для нормализованных тарелок с капсульными колпачками можно принять $\lambda_3 \approx 16 \cdot l_{жс}$.

$$\Delta h = 0,1 \cdot 16 \cdot 0,37 \cdot \frac{0,37 \cdot 0,019^2}{0,480^2 \cdot (0,133 + 0,078)^3 \cdot 9,81} = 0,0037 м.$$

Сопротивления слоя жидкости на тарелке рассчитываем по уравнению:

$$\Delta P_{жс} = \left(h_{с.б.} + \frac{h_{нр} + \Delta h}{2} \right) \cdot \rho_{жс} \cdot g, \quad (2.58)$$

$$\Delta P_{жс} = \left(0,17 + \frac{0,030 + 0,0037}{2} \right) \cdot 560 \cdot 9,81 = 1026 Па.$$

Общее сопротивление тарелки равно:

$$\Delta P_T = \Delta P_c + \Delta P_{жс}, \quad (2.59)$$

$$\Delta P_T = 360 + 1026 = 1386 Па.$$

Принимаем допущение, что общее сопротивление тарелки из отгонной части колонны равняется сопротивлению тарелки из укрепляющей части. Таким образом, гидравлическое сопротивление аппарата составит:

$$\Delta P = (N_{HP} + N_{BP}) \cdot \Delta P_T, \quad (2.60)$$

$$\Delta P = (6 + 4) \cdot 1386 = 13860 Па.$$

2.6 Выбор вспомогательного оборудования

Расчет и выбор АВО. В аппарате воздушного охлаждения (АВО) происходит процесс полной конденсации паров, поступающих из верхней части колонны.

Тепловая нагрузка аппарата $Q_d = 1448 \text{ МДж} / \text{час} = 402 \text{ кВт}$.

Максимальная ориентировочная поверхность теплообмена:

$$F_{\max} = \frac{Q_d}{q}, \quad (2.61)$$

где q – теплонапряженность аппарата, по табл. 4.5 [13] при конденсации смеси при $\Delta T = T_{1K} - T_{2H} = 308 - 293 = 15 \text{ К}$, $q = 400 \dots 580 \text{ Вт} / \text{м}^2$. Принимаем $q = 500 \text{ Вт} / \text{м}^2$.

$$F_{\max} = \frac{402 \cdot 10^3}{500} = 804 \text{ м}^2.$$

Согласно табл. 4.3 [13] выбираем стандартный аппарат типа АВГ так, чтобы табличное значение полной внешней оребренной поверхности аппарата F превышало значение F_{\max} , т. е. $F > F_{\max}$: $F = 875 \text{ м}^2 > F_{\max} = 804 \text{ м}^2$.

По табл. 4.3 [13] определяем основные параметры аппарата:

– полная наружная оребренная поверхность аппарата $F, \text{ м}^2$	875
– длина теплообменных труб $l, \text{ м}$	4
– число секций n_c	3
– число труб в секции n	94
– число труб в аппарате N	282
– коэффициент оребрения труб φ	9
– число рядов труб в секции n_p	4
– число ходов по трубам n_x	1, 2, 4
– суммарная площадь наиболее узкого межтрубного сечения $S_y, \text{ м}^2$	5,35

Коэффициент запаса теплообменной поверхности аппарата АВГ:

$$B = \frac{F - F_{\max}}{F} \cdot 100\%, \quad (2.62)$$

$$B = \frac{875 - 804}{875} \cdot 100\% = 8,1\%.$$

Расчет и выбор теплообменника-испарителя. Теплообменник-испаритель предназначен для обеспечения ректификационной колонны необходимым для ее работы теплом за счет испарения части кубового остатка и обогревается насыщенным водяным паром, температура которого должна быть на 10–20°C выше температуры кипения кубового остатка.

Тепловая нагрузка испарителя $Q_w = 15600 \text{ МДж} / \text{час} = 4333 \text{ кВт}$.

Расчетная поверхность теплопередачи испарителя:

$$F_p = \frac{Q_w}{K \cdot \Delta t}, \quad (2.63)$$

где K – коэффициент теплопередачи в испарителе, принимаем $K = 1500 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$;

Δt – разность между температурами конденсации греющего водяного пара и кипения (испарения) кубового остатка.

Температура насыщенного водяного при давлении $P = 2,75 \text{ МПа}$ в трубном пространстве испарителя $t_{\text{п}} = 230^\circ \text{C}$ [13]. Температуру кипения кубового остатка принимаем $t_{\text{кип}} = 220^\circ \text{C}$.

$$\Delta t = 230 - 220 = 10^\circ \text{C}.$$

$$F_p = \frac{4333 \cdot 10^3}{1500 \cdot 10} = 289 \text{ м}^2.$$

По ГОСТ 14248-79 выбираем стандартный теплообменник-испаритель типа П.

Конструктивные данные по аппарату:

– внутренний диаметр кожуха D , мм	2800
– сортамент труб	25 × 2,5
– число трубных пучков в испарителе	2
– число труб в одном пучке	362
– поверхность теплообмена, м ²	340
– площадь проходного сечения одного хода по трубам, м ² · 10 ³	55

Определяем коэффициент запаса теплообменной поверхности аппарата:

$$B = \frac{F - F_p}{F} \cdot 100\%, \quad (2.64)$$

$$B = \frac{340 - 289}{340} \cdot 100\% = 15.$$

Расчет и выбор емкости.

Емкость для хранения дистиллята рассчитываем исходя из 6–8 часового резерва рабочего времени и с учетом коэффициента заполнения $\psi = 0,8 \dots 0,85$. Принимаем $\psi = 0,82$.

Расчетный объем емкости:

$$V_{EP} = \frac{g_d \cdot \tau}{\psi \cdot \rho_d}, \quad (2.65)$$

где g_d – общий расход дистиллята, $g_d = 479 \frac{\text{кг}}{\text{час}}$;

τ – резерв рабочего времени, $\tau = 7$ часов;

ρ_d – плотность дистиллята при температуре 25°C , $\rho_d = 500 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

$$V_{EP} = \frac{479 \cdot 7}{0,82 \cdot 500} = 8,2 \text{ м}^3.$$

Задаемся диаметром емкости $D = 1,8 \text{ м}$, тогда ее высота будет равна:

$$H = \frac{V_{EP}}{0,785 \cdot D^2}, \quad (2.66)$$

$$H = \frac{8,2}{0,785 \cdot 1,8^2} = 3,2 \text{ м}.$$

3 Проектно-конструкторская часть

3.1 Выбор конструкционных материалов [15–16]

Материалы для изготовления химических аппаратов и машин нужно выбирать в соответствии со спецификой их эксплуатации, учитывая при этом возможное изменение исходных физико-химических свойств материалов под воздействием рабочей среды, температуры и протекающих химико-технологических процессов. При выборе материалов для аппаратуры необходимо руководствоваться ГОСТУ 3-17-191-2000.

При выборе материала для изготовления аппарата или машины необходимо учитывать:

- механические свойства материала – предел прочности, относительное удлинение, твердость и т. п.;
- технологичность в изготовлении (в частности, свариваемость);
- химическую стойкость против разъедания;
- теплопроводность и др.

Например, механические свойства материалов, из которых изготовлена работающая аппаратура, существенно изменяются при низких и высоких температурах. Хорошая свариваемость металлов также является одним из необходимых условий их применения, так как при современной технологии химического аппаратостроения основной способ выполнения неразъемных соединений – сварка.

Главным же требованием для материалов химических аппаратов, в большинстве случаев, является их коррозионная стойкость, так как она определяет долговечность химического оборудования.

Выбор конструкционного материала выполняем так, чтобы при низкой стоимости и недефицитности материала обеспечить эффективную технологию изготовления изделия. Учитывая все перечисленные параметры, выбираем сталь 16ГС.

Сталь 16ГС относится к классу низколегированных сталей. Способ поставки – листовая сталь. Характеризуется повышенной прочностью и ударной вязкостью в интервале температур от - 70 до + 475⁰С. Хорошо деформируется в горячем и холодном состоянии, легко поддается обработке резанием. Очень хорошо сваривается всеми видами сварки. Однако из-за большой вязкости она хуже подвергается механической обработке. Кроме того, сталь неустойчива во многих агрессивных средах. Основные физико-механические свойства стали 16ГС приведены в табл. 3.1.

Таблица 3.1 – Основные физико-механические свойства стали 16ГС

E , МПа	G , МПа	ρ , кг/м ³	σ_B , МПа	σ_T , МПа	ψ , %	δ , %
200000	77000	7850	305	175	51	27

Сталь Ст3 – конструкционная углеродистая обыкновенного качества. Применение: несущие элементы сварных и несварных конструкций, работающих при положительных температурах. Хорошо сваривается всеми видами сварки, не склонна к отпускной хрупкости. Основные физико-механические свойства стали Ст3 приведены в табл. 3.2.

Таблица 3.2 – Основные физико-механические свойства стали Ст3

E , МПа	G , МПа	ρ , кг/м ³	σ_B , МПа	σ_T , МПа	ψ , %	δ , %
200000	74000	7850	420	250	40	16

Паронит – листовой прокладочный материал, изготавливаемый прессованием асбокаучуковой массы, состоящей из асбеста, каучука и порошковых ингредиентов. Применяется для уплотнения соединений, работающих в средах: воды и пара с давлением 5 МН/м² и температурой 450⁰С; нефти и нефтяных продуктов при температурах 200–400⁰С и давлениях 7–4 МН/м² соответственно; жидкого и газообразного кислорода, этилового спирта и т.д. Для повышения механических свойств паронита в некоторых случаях армируют металлической сеткой (называемой ферронит).

3.2 Расчеты аппарата на прочность

Расчет толщины стенки цилиндрической обечайки колонны.

Расчетная схема цилиндрической обечайки представлена на рис. 3.1.

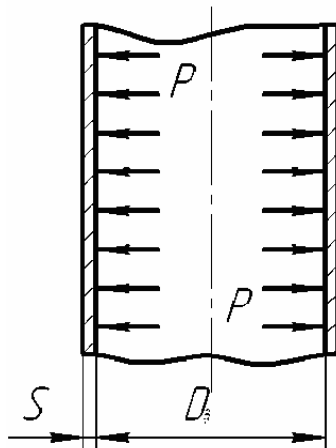


Рисунок 3.1 – Расчетная схема цилиндрической обечайки пропановой колонны

Находим величину нормативного допускаемого напряжения для стали 16ГС при расчетной температуре 220°C: $\sigma^* = 168 \text{ МПа}$.

Допускаемое напряжение:

$$[\sigma] = \sigma^* \cdot \eta, \quad (3.1)$$

где $\eta = 1$ – поправочный коэффициент для листового проката.

$$[\sigma] = 168 \cdot 1 = 168 \text{ МПа}.$$

Допускаемое напряжение при гидравлических испытаниях:

$$[\sigma]_{II} = \frac{\sigma_T^{20}}{1,1}, \quad (3.2)$$

где $\sigma_T^{20} = 280 \text{ МПа}$ – предел текучести стали 16ГС при температуре 20°C.

$$[\sigma]_{II} = \frac{280}{1,1} = 254,5 \text{ МПа}.$$

Далее определяем расчетное давление:

$$P_p = P + P_r, \quad (3.3)$$

где $P = 1,24 \text{ МПа}$ – рабочее давление;

P_r – гидростатическое давление среды.

Гидростатическое давление среды:

$$P_G = g \cdot \rho_{ж} \cdot H_P, \quad (3.4)$$

$$P_G = 9,81 \cdot 550 \cdot 7,5 = 0,04 \text{ МПа}.$$

$$P_P = 1,24 + 0,04 = 1,28 \text{ МПа}.$$

Так как расчетное давление больше 0,5 МПа, то пробное давление при гидравлических испытаниях определяем по уравнению:

$$P_H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,25 \cdot P_P \cdot [\sigma]_{20}}{[\sigma]} \\ P_P + 0,3 \end{array} \right\}, \quad (3.5)$$

где $[\sigma]_{20} = \sigma_{20}^* = 170 \text{ МПа}$ – допускаемое напряжение стали 16ГС при температуре 20°C ($\eta = 1$).

$$P_H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,25 \cdot 1,28 \cdot 170}{168} = 1,62 \text{ МПа} \\ 1,28 + 0,3 = 1,58 \text{ МПа} \end{array} \right\} = 1,62 \text{ МПа}.$$

Расчетная толщина цилиндрической обечайки:

$$S_P^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P_P} \\ \frac{P_H \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_H - P_H} \end{array} \right\}, \quad (3.6)$$

где $\varphi = 1$ – коэффициент прочности сварных швов с двусторонним сплошным проваром, выполненных автоматической или полуавтоматической сваркой.

$$S_P^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,28 \cdot 600}{2 \cdot 1 \cdot 168 - 1,28} = 2,30 \text{ мм} \\ \frac{1,62 \cdot 600}{2 \cdot 1 \cdot 254,4 - 1,62} = 1,92 \text{ мм} \end{array} \right\} = 2,30 \text{ мм}.$$

Исполнительная толщина цилиндрической обечайки:

$$S_H \geq S_P^H + c, \quad (3.7)$$

где c – прибавка к расчетным толщинам конструктивных элементов:

$$c = c_1 + c_2 + c_3, \quad (3.8)$$

где c_1 – прибавка для компенсации коррозии и эрозии;

c_2 – прибавка для компенсации минусового допуска;

c_3 – технологическая прибавка.

Принимаем, что $c_2 = c_3 = 0$. Прибавку для компенсации коррозии и эрозии определяем по уравнению:

$$c_1 = \Pi \cdot \tau, \quad (3.9)$$

где $\Pi = 0,12 \frac{\text{мм}}{\text{год}}$ – проникаемость материала;

$\tau = 10 \text{ лет}$ – срок службы аппарата.

В результате получим:

$$c = c_1 = 0,12 \cdot 10 = 1,2 \text{ мм}.$$

$$S_{II} = 2,3 + 1,2 = 3,5 \text{ мм}.$$

Принимаем $S_{II} = 4 \text{ мм}$.

Расчет толщины стенки эллиптического днища колонны.

Расчетная схема эллиптического днища представлена на рис. 3.2.

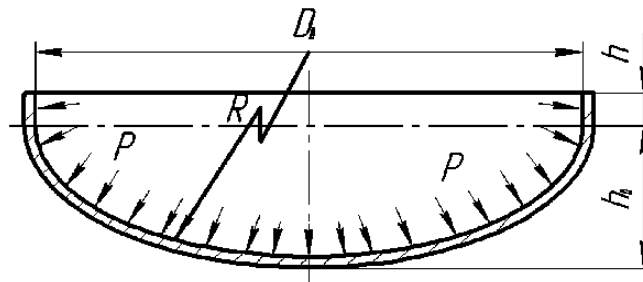


Рисунок 3.2 – Расчетная схема эллиптического днища пропановой колонны

Расчетная толщина эллиптического днища:

$$S_p^{\partial} = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_p \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot P_p} \\ \frac{P_{II} \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_{II} - 0,5 \cdot P_{II}} \end{array} \right\}, \quad (3.10)$$

$$S_p^{\partial} = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,28 \cdot 600}{2 \cdot 1 \cdot 168 - 0,5 \cdot 1,28} = 2,29 \text{ мм} \\ \frac{1,62 \cdot 600}{2 \cdot 1 \cdot 254,4 - 0,5 \cdot 1,62} = 1,91 \text{ мм} \end{array} \right\} = 2,29 \text{ мм}.$$

Исполнительная толщина эллиптического днища:

$$S_{\partial} \geq S_p^{\partial} + c, \quad (3.11)$$

$$S_3 = 2,29 + 1,2 = 3,49 \text{ мм}.$$

Принимаем $S_3 = 4 \text{ мм}$.

Расчет фланцевого соединения.

Расчетная схема фланцевого соединения представлена на рис. 3.3.

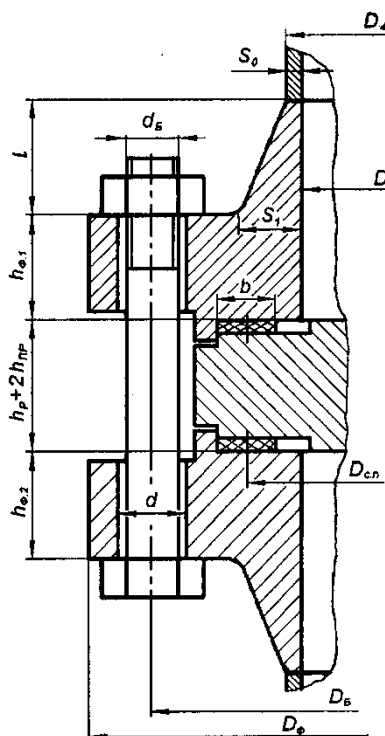


Рисунок 3.3 – Расчетная схема фланцевого соединения

Исходные данные. Фланец: стальной приварной встык, изолированный, привалочные поверхности «выступ – впадина».

Условия эксплуатации фланцевого соединения: температура фланцев $t_{\phi} = 68^{\circ}\text{C}$; температура болтов $t_b = 0,97 \cdot t_{\phi} = 0,97 \cdot 68 = 66^{\circ}\text{C}$; внутреннее давление $p = 1,2 \text{ МПа}$; внешняя нагрузка отсутствует ($M = 0, P = 0$), число нагружений $N < 2000$.

Геометические параметры фланца [18]: внутренний диаметр фланца $D = 600 \text{ мм}$; внешний диаметр фланца $D_{\phi} = 740 \text{ мм}$; диаметр болтовой окружности $D_b = 700 \text{ мм}$; высота (толщина) тарелки фланца $h_{\phi 1} = h_{\phi 2} = 35 \text{ мм}$; толщина конической втулки в сечениях: $S_0 = 14 \text{ мм}$, $S_1 = 27 \text{ мм}$; длина конической втулки $l = 35 \text{ мм}$.

Параметры прокладки [18]: материал – паронит по ГОСТ 481-71 толщина $h = 2$ мм, ширина $b = 14$ мм; коэффициент $m = 2,5$; минимальное давление обжатия $q = 20$ МПа; допускаемое давление обжатия $[q] = 130$ МПа; модуль продольной упругости $E_{\text{п}} = 2000$ МПа.

Материал фланцев [18]: сталь 16ГС; предел текучести при $t=20^{\circ}\text{C}$ $\sigma_{m\phi 1}^{20} = \sigma_{m\phi 2}^{20} = 280$ МПа ; предел текучести при рабочей температуре $\sigma_{m\phi 1}^t = \sigma_{m\phi 2}^t = 222$ МПа ; допускаемое напряжение при $t=20^{\circ}\text{C}$: $[\sigma_{\phi 1}]^{20} = [\sigma_{\phi 2}]^{20} = 196$ МПа ; допускаемое напряжение при рабочей температуре $[\sigma_{\phi 1}]^t = [\sigma_{\phi 2}]^t = 148$ МПа ; модуль продольной упругости при $t=20^{\circ}\text{C}$ $E_{\phi 1}^{20} = E_{\phi 2}^{20} = 1,99 \cdot 10^5$ МПа ; модуль продольной упругости при рабочей температуре $E_{\phi 1}^t = E_{\phi 2}^t = 1,8 \cdot 10^5$ МПа ; коэффициент линейного температурного расширения при рабочей температуре $\alpha_{\phi 1}^t = \alpha_{\phi 2}^t = 14 \cdot 10^{-6} \text{ K}^{-1}$.

Допускаемое напряжение материала фланцев:

– в сечении S_0 : $[\sigma_{\phi 1}^{S_0}] = [\sigma_{\phi 2}^{S_0}] = 0,003 E_{\phi 1}^t = 0,003 \cdot 1,8 \cdot 10^5 = 540$ МПа ;

– в сечении S_1 : $[\sigma_{\phi 1}^{S_1}] = [\sigma_{\phi 2}^{S_1}] = \sigma_{\text{тф1}}^t = 222$ МПа .

Количество болтов $z_6 = 28$ шт. [18]; внешний диаметр резьбы болта (шпильки) М 20. Материал болтов (шпилек) сталь 35Х; допускаемое напряжение при $t=20^{\circ}\text{C}$: $[\sigma_b]^{20} = 230$ МПа [18]; допускаемое напряжение при рабочей температуре: $[\sigma_b]^t = 222$ МПа [18]. Модуль продольной упругости при температуре болтов (шпилек): $E = 1,8 \cdot 10^5$ МПа [18]; коэффициент относительного линейного температурного расширения при температуре болтов (шпилек): $\alpha_b^t = 13,8 \cdot 10^{-6} \text{ K}^{-1}$ [18].

Добавка к расчетным толщинам $s = 0,0012$ м.

Коэффициент прочности сварных швов $\varphi = 0,9$.

Коэффициент трения $f_1 = 0,1$.

Проверочный расчет фланцевого соединения [18]. Отношение большей толщины втулки к меньшей:

$$\beta = \frac{S_1}{S_0}, \quad (3.12)$$

$$\beta = \frac{27}{14} = 1,93.$$

Средний диаметр прокладки $D_{\text{сп}} = 657$ мм [18].

Эффективная ширина прокладки при $b \leq 0,015$ м:

$$b_E = 0,5b, \quad (3.13)$$

$$b_E = 0,5 \cdot 0,014 = 0,007 \text{ м.}$$

Конструктивный коэффициент для фланца:

$$K_\phi = \frac{D_\phi}{D}, \quad (3.14)$$

$$K_\phi = \frac{740}{600} = 1,23.$$

Коэффициент зоны влияния

$$x = \frac{l}{\sqrt{D \cdot S_0}}, \quad (3.15)$$

$$x = \frac{35}{\sqrt{600 \cdot 14}} = 0,382.$$

Коэффициент приведения толщины втулки:

$$\chi = 1 + (\beta - 1) \frac{x}{x + (1 + \beta)/4}, \quad (3.16)$$

$$\chi = 1 + (1,93 - 1) \frac{0,382}{0,382 + (1 + 1,93)/4} = 1,32.$$

Эквивалентная толщина втулки:

$$S_E = \chi \cdot S_0, \quad (3.17)$$

$$S_E = 1,32 \cdot 0,014 = 0,0185 \text{ м.}$$

Конструктивные коэффициенты для фланцев:

$$\lambda_{\phi 1} = \lambda_{\phi 2} = \frac{h_{\phi 1}}{\sqrt{D \cdot S_E}}, \quad (3.18)$$

$$\lambda_{\phi 1} = \lambda_{\phi 2} = \frac{0,035}{\sqrt{0,6 \cdot 0,0185}} = 0,332.$$

Поправочный коэффициент:

$$\Psi_{1\phi} = 1,28 \cdot \lg K_{\phi}, \quad (3.19)$$

$$\Psi_{1\phi} = 1,28 \cdot \lg 1,23 = 0,115.$$

Поправочный коэффициент:

$$\Psi_{2\phi} = \frac{K_{\phi} + 1}{K_{\phi} - 1}, \quad (3.20)$$

$$\Psi_{2\phi} = \frac{1,23 + 1}{1,23 - 1} = 9,7.$$

Поправочный коэффициент для сечения S_0 по [18]: $\Psi_{3\phi} = f(\beta; x) = 1,53.$

Геометрические параметры фланцев:

$$j_{\phi 1} = j_{\phi 2} = \frac{h_{\phi 1}}{S_E}, \quad (3.21)$$

$$j_{\phi 1} = j_{\phi 2} = \frac{0,035}{0,0185} = 1,89.$$

Безразмерный параметр фланцев:

$$T_{\phi} = \frac{K_{\phi}^2(1 + 8,55 \cdot \lg K_{\phi}) - 1}{(1,05 + 1,945 K_{\phi}^2)(K_{\phi} - 1)}, \quad (3.22)$$

$$T_{\phi} = \frac{1,23^2(1 + 8,55 \cdot \lg 1,23) - 1}{(1,05 + 1,945 \cdot 1,23^2)(1,23 - 1)} = 1,82.$$

Безразмерные параметры:

$$\omega_{\phi 1} = \omega_{\phi 2} = [1 + 0,9 \lambda_{\phi 1} (1 + \Psi_{1\phi} j_{\phi 1}^2)]^{-1}, \quad (3.23)$$

$$\omega_{\phi 1} = \omega_{\phi 2} = [1 + 0,9 \cdot 0,332 \cdot (1 + 0,115 \cdot 1,89^2)]^{-1} = 0,703.$$

Угловая податливость фланцев:

$$y_{\phi 1} = y_{\phi 2} = \frac{[1 - \omega_{\phi 1} (1 + 0,9 \lambda_{\phi 1})] \Psi_{2\phi}}{h_{\phi 1}^3 \cdot E_{\phi 1}^t}, \quad (3.24)$$

$$y_{\phi 1} = y_{\phi 2} = \frac{[1 - 0,703(1 + 0,9 \cdot 0,332)] \cdot 9,7}{0,035^3 \cdot 1,8 \cdot 10^5} = 0,109 \frac{1}{\text{МН} \cdot \text{м}}.$$

Расчетная длина болтов:

$$L_B = h_{\phi 1} + h_{\phi 2} + h_{mp.p} + 2h_{np} + 0,28d_B, \quad (3.25)$$

$$L_B = 0,035 + 0,035 + 0,020 + 2 \cdot 0,002 + 0,28 \cdot 0,02 = 0,10 \text{ м.}$$

Линейная податливость прокладки:

$$y_n = \frac{2h}{\pi \cdot D_{cn} b E_n}, \quad (3.26)$$

$$y_n = \frac{2 \cdot 0,002}{3,14 \cdot 0,657 \cdot 0,014 \cdot 2000} = 6,9 \cdot 10^{-5} \frac{\text{М}}{\text{МН}}.$$

Площадь поперечного сечения болта (шпильки):

$$f_B = 0,785 \cdot d_0^2, \quad (3.27)$$

$$f_B = 0,785 \cdot 0,016753^2 = 2,20 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Линейная податливость болтов:

$$y_B = \frac{L_B}{E_B f_B z_B}, \quad (3.28)$$

$$y_B = \frac{0,10}{1,80 \cdot 10^5 \cdot 2,20 \cdot 10^{-4} \cdot 28} = 9,0 \cdot 10^{-5} \frac{\text{М}}{\text{МН}}.$$

Параметр жесткости фланцевого соединения:

$$A_\phi = [y_n + y_B + 0,25(y_{\phi 1} + y_{\phi 2})(D_B - D_{cn})^2]^{-1}, \quad (3.29)$$

$$A_\phi = \left[6,9 \cdot 10^{-5} + 9,0 \cdot 10^{-5} + 0,25 \cdot (0,109 + 0,109) \cdot (0,700 - 0,657)^2 \right]^{-1} = 3850.$$

Параметр жесткости фланцев:

$$B_{\phi 1} = B_{\phi 2} = y_{\phi 1} (D_B - D - S_E), \quad (3.30)$$

$$B_{\phi 1} = B_{\phi 2} = 0,109 \cdot (0,700 - 0,600 - 0,0185) = 8,9 \cdot 10^{-3} \frac{1}{\text{МН}}.$$

Безразмерный коэффициент фланцевого соединения:

$$\gamma = A_\phi y_B, \quad (3.31)$$

$$\gamma = 3850 \cdot 9,0 \cdot 10^{-5} = 0,347.$$

Коэффициент жесткости фланцевого соединения:

$$\alpha_{\phi} = A_{\phi} [y_B + 0,25(B_{\phi 1} + B_{\phi 2})(D_B - D_{cn})], \quad (3.32)$$

$$\alpha_{\phi} = 3850 \cdot [9,0 \cdot 10^{-5} + 0,25 \cdot (8,9 \cdot 10^{-3} + 8,9 \cdot 10^{-3})(0,700 - 0,657)] = 1,08.$$

Равнодействующая внутреннего давления:

$$Q_o = 0,785 D_{cn}^2 p, \quad (3.33)$$

$$Q_o = 0,785 \cdot 0,657^2 \cdot 1,2 = 0,41 \text{ МН}.$$

Реакция прокладок в рабочих условиях:

$$R_{II} = 2 \cdot \pi \cdot D_{cn} b_E m p, \quad (3.34)$$

$$R_{II} = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,657 \cdot 0,007 \cdot 2,5 \cdot 1,2 = 0,087 \text{ МН}.$$

Усилие, возникающее от температурных деформаций фланцевого соединения:

$$Q_{\phi} = \gamma \cdot z_B \cdot f_B \cdot E_B (\alpha'_{\phi} t_{\phi} - \alpha'_B t_B), \quad (3.35)$$

$$Q_{\phi} = 0,347 \cdot 28 \cdot 2,20 \cdot 10^{-4} \cdot 1,8 \cdot 10^5 (14 \cdot 10^{-6} \cdot 68 - 13,8 \cdot 10^{-6} \cdot 66) = 0,0159 \text{ МН}.$$

Монтажное болтовое усилие фланцевого соединения при разных условиях:

$$P'_{B1} = \pi \cdot D_{cn} \cdot b_E \cdot q, \quad (3.36)$$

$$P'_{B1} = 3,14 \cdot 0,657 \cdot 0,007 \cdot 20 = 0,289 \text{ МН}.$$

$$P''_{B1} = \alpha_{\phi} (Q_o \pm P) + R_n + \frac{4M}{D_{cn}}, \quad (3.37)$$

$$P''_{B1} = 1,08 \cdot (0,41 \pm 0) + 0,087 + 0 = 0,53 \text{ МН}.$$

Расчетная болтовая нагрузка (при $p > 0,6$ МПа):

$$P_{B1} = \max \{ P'_{B1}; P''_{B1} \}, \quad (3.38)$$

$$P_{B1} = \max \left\{ \begin{array}{l} 0,289; \\ 0,53 \end{array} \right\} = 0,53 \text{ МН}.$$

Условие прочности прокладки:

$$\frac{P_{B1}}{\pi \cdot D_{cn} b} \leq [q], \quad (3.39)$$

$$\frac{0,53}{3,14 \cdot 0,657 \cdot 0,014} = 18,35 \text{ МПа} < [q] = 130 \text{ МПа}.$$

Условие прочности прокладки выполнено.

Болтовая нагрузка в рабочих условиях:

$$P_{B2} = P_{B1} + (1 - \alpha_\phi)(Q_\delta \pm P) + Q_{t\phi} + \frac{4M}{D_{cn}}, \quad (3.40)$$

$$P_{B2} = 0,53 + (1 - 1,08)(0,41 \pm 0) + 0,0159 + 0 = 0,51 \text{ МН}.$$

Расчетная болтовая нагрузка:

$$P_{B\phi} = \max \{P_{B1}; P_{B2}\}, \quad (3.41)$$

$$P_{B\phi} = \max \{0,53; 0,51\} = 0,53 \text{ МН}.$$

Напряжения растяжения болтов (шпилек):

$$\sigma_B = \frac{P_B}{z_B f_B}, \quad (3.42)$$

– в рабочих условиях

$$\sigma_B^t = \frac{0,51}{28 \cdot 2,20 \cdot 10^{-4}} = 83 \text{ МПа} < [\sigma];$$

– в условиях монтажа

$$\sigma_B^{20} = \frac{0,53}{28 \cdot 2,20 \cdot 10^{-4}} = 86 \text{ МПа} < [\sigma].$$

Скручивающий момент при затяжке гаек:

$$M_{скр} = f_1 \frac{P_{B\phi}}{z_B} d_B, \quad (3.43)$$

$$M_{скр} = 0,1 \cdot \frac{0,53}{28} \cdot 0,020 = 3,8 \cdot 10^{-5} \text{ МН} \cdot \text{м}.$$

Касательное напряжение в болтах (шпильках):

$$\tau_B = \frac{M_{скр}}{0,2d_0^3}, \quad (3.44)$$

$$\tau_B = \frac{3,8 \cdot 10^{-5}}{0,2 \cdot 0,016753^3} = 40,3 \text{ МПа}.$$

Эквивалентное напряжение в болтах (шпильках):

$$\sigma_{BE} = \sqrt{(\sigma_B)^2 + 3\tau^2}, \quad (3.45)$$

– в рабочих условиях

$$\sigma_{BE}^t = \sqrt{83^2 + 3 \cdot 40,3^2} = 108 \text{ МПа};$$

– в условиях монтажа

$$\sigma_{BE}^{20} = \sqrt{86^2 + 3 \cdot 40,3^2} = 111 \text{ МПа}.$$

Условие прочности болтов (шпилек):

$$\sigma_{BE} \leq [\sigma_B], \quad (3.46)$$

– в рабочих условиях

$$\sigma'_{BE} \leq [\sigma_B]';$$

$$108 \text{ МПа} < 230 \text{ МПа} \text{ – условие выполнено;}$$

– в условиях монтажа

$$\sigma_{BE}^{20} \leq [\sigma_B]^{20};$$

$$111 \text{ МПа} < 222 \text{ МПа} \text{ – условие выполнено.}$$

Приведенный изгибающий момент в диаметральной сечении фланца в условиях монтажа:

$$M_{01\phi} = 0,5 P_{B1} (D_B - D_{cn}), \quad (3.47)$$

$$M_{01\phi} = 0,5 \cdot 0,53 \cdot (0,700 - 0,657) = 0,011 \text{ МН} \cdot \text{м}.$$

Приведенный изгибающий момент в диаметральной сечении фланца в рабочих условиях:

$$M_{02\phi} = 0,5 [P_{B2} (D_B - D_{cn}) + Q_d (D_{cn} - D - S_E)] \frac{[\sigma_\phi]^{20}}{[\sigma_\phi]}, \quad (3.48)$$

$$M_{02\phi} = 0,5 \cdot [0,53 \cdot (0,700 - 0,657) + 0,41 \cdot (0,657 - 0,6 - 0,0185)] \cdot \frac{196}{148} = 0,026 \text{ МН} \cdot \text{м}$$

Расчетный приведенный момент в диаметральной сечении фланца:

$$M_{0\phi} = \max \{M_{01\phi}; M_{02\phi}\}, \quad (3.49)$$

$$M_{0\phi} = \max \{0,011; 0,026\} = 0,026 \text{ МН} \cdot \text{м}.$$

Вспомогательная величина:

$$\varepsilon = 20 S_1, \quad (3.50)$$

$$\varepsilon = 20 \cdot 0,027 = 0,54.$$

Расчетный диаметр при $D > \varepsilon$ и $\Psi_{3\phi} > 1$. За расчетный диаметр принимается $D^* = D = 600 \text{ мм}$.

Максимальные напряжения в сечении S_1 фланцев от действия изгибающего момента $M_{0ф}$:

$$\sigma_{1\phi 1} = \sigma_{1\phi 2} = \frac{T_\phi M_{0\phi} \omega_{\phi 1}}{D^* (S_1 - c)^2}, \quad (3.51)$$

$$\sigma_{1\phi 1} = \sigma_{1\phi 2} = \frac{1,82 \cdot 0,026 \cdot 0,703}{0,6 \cdot (0,027 - 0,0012)^2} = 83 \text{ МПа}.$$

Напряжения в сечении S_0 фланцев от действия изгибающего момента $M_{0ф}$:

$$\sigma_{0\phi 1} = \sigma_{0\phi 2} = \Psi_{3\phi} \sigma_{1\phi 1}, \quad (3.52)$$

$$\sigma_{0\phi 1} = \sigma_{0\phi 2} = 1,53 \cdot 83 = 127 \text{ МПа}.$$

Кольцевые напряжения в дисках фланцев от действия изгибающего момента $M_{0ф}$:

$$\sigma_{\kappa\phi 1} = \sigma_{\kappa\phi 2} = \frac{M_{0\phi} [1 - \omega_{\phi 1} (1 + 0,9\lambda_{\phi 1})] \Psi_{2\phi}}{D h_{\phi 1}^2}, \quad (3.53)$$

$$\sigma_{\kappa\phi 1} = \sigma_{\kappa\phi 2} = \frac{0,026 \cdot [1 - 0,703(1 + 0,9 \cdot 0,332)] \cdot 9,7}{0,6 \cdot 0,035^2} = 29,8 \text{ МПа}.$$

Эквивалентные напряжения в сечении S_1 :

$$\sigma_{E\phi 1}^{S_1} = \sigma_{E\phi 2}^{S_1} = \sqrt{\sigma_{1\phi 1}^2 + \sigma_{\kappa\phi 1}^2 - \sigma_{1\phi 1} \sigma_{\kappa\phi 1}}, \quad (3.54)$$

$$\sigma_{E\phi 1}^{S_1} = \sigma_{E\phi 2}^{S_1} = \sqrt{83^2 + 29,8^2 - 83 \cdot 29,8} = 73 \text{ МПа}.$$

Кольцевые меридиональные напряжения во втулке фланцев от действия внутреннего давления:

$$\sigma_{x\phi 1} = \sigma_{x\phi 2} = \frac{pD}{2(S_0 - c)}, \quad (3.55)$$

$$\sigma_{x\phi 1} = \sigma_{x\phi 2} = \frac{1,2 \cdot 0,6}{2 \cdot (0,014 - 0,0012)} = 28 \text{ МПа}.$$

$$\sigma_{y\phi 1} = \sigma_{y\phi 2} = \frac{pD}{4(S_0 - c)}, \quad (3.56)$$

$$\sigma_{y\phi 1} = \sigma_{y\phi 2} = \frac{1,2 \cdot 0,6}{4 \cdot (0,014 - 0,0012)} = 14 \text{ МПа}.$$

Эквивалентные напряжения в сечении S_0 :

$$\sigma_{E\phi 1}^{S_0} = \sigma_{E\phi 2}^{S_0} = \sqrt{(\sigma_{0\phi 1} + \sigma_{y\phi 1})^2 + \sigma_{x\phi 1}^2 - (\sigma_{0\phi 1} + \sigma_{y\phi 1})\sigma_{x\phi 1}}, \quad (3.57)$$

$$\sigma_{E\phi 1}^{S_0} = \sigma_{E\phi 2}^{S_0} = \sqrt{(127 + 14)^2 + 28^2 - (127 + 14) \cdot 28} = 129 \text{ МПа}.$$

Условие прочности:

$$\sigma_{E\phi 1}^{S_1} \leq \sigma_{m\phi 1}^t, \quad (3.58)$$

73 МПа < 222 МПа – условие выполнено;

$$\sigma_{E\phi 1}^{S_0} \leq [\sigma_{\phi 1}^{S_0}] \varphi, \quad (3.59)$$

129 МПа < 540 · 0,9 = 486 МПа – условие выполнено.

Условие герметичности фланцевого соединения:

$$\frac{\sigma_{\kappa\phi 1} D}{E_{\phi 1} h_{\phi 1}} \leq [\theta], \quad (3.60)$$

где $[\theta] = 0,009$ рад – допустимый угол поворота фланца при $D \leq 2$ м.

$$\frac{\sigma_{\kappa\phi 1} D}{E_{\phi 1} h_{\phi 1}} = \frac{29,8 \cdot 0,6}{1,8 \cdot 10^5 \cdot 0,035} = 0,0028 \text{ рад};$$

$\theta = 0,0028 \text{ рад} < [\theta] = 0,009 \text{ рад}$ – условие герметичности выполнено.

Окончательно принимаем фланцы:

Фланец 1-600-16 ОСТ 26-427 – 79;

Фланец 2-600-16 ОСТ 26-427 – 79.

4 Строительно-монтажная часть

4.1 Обоснование компоновки оборудования установки [19]

При размещении оборудования необходимо учитывать следующие технологические требования: удобство обслуживания оборудования и возможность демонтажа аппаратов и их деталей при ремонтах; обеспечение максимально коротких трубопроводов между аппаратами при необходимости самотека, обеспечение нормальных условий обслуживающего персонала и безаварийную работу оборудования, климатические условия и условия эксплуатации оборудования. При этом следует соблюдать строительные нормы, правила, нормы по технике безопасности и охране труда, санитарные и противопожарные нормы.

Выбираем компоновку на открытой площадке, что предполагает возможность сокращения затрат на капитальное строительство, улучшения условий монтажа и ремонта оборудования, уменьшения загазованности и влияния тепловыделений, а также взрыво- и пожаробезопасность.

Применение местных накрытий целесообразно в тех случаях, когда аппаратура не требует установки в утепленном помещении, но должна быть защищена от ветра, пыли и осадков.

При установке оборудования на открытых площадках рекомендуется:

- 1) Все тяжелое и громоздкое оборудование по возможности размещать на отметке земли.
- 2) В качестве опорных устройств применять типовые конструкции из железобетона.
- 3) Максимально использовать несущую способность стенок крупногабаритных аппаратов (использовать этажерки, устанавливать лестницы и площадки для обслуживания).

Все оборудование размещаем на нулевой отметке относительно общего (группового) фундамента. Емкости, насосное и теплообменное оборудование дополнительно устанавливаем на индивидуальных фундаментах.

Требования к размещению оборудования на открытых площадках:

1. При размещении оборудования необходимо предусмотреть проходы, которые обеспечат безопасное обслуживание оборудования, движение людей и транспорта, а также удобную очистку рабочих поверхностей оборудования. Проходы между наиболее выступающими частями оборудования, щитов, конструкций по фронту обслуживания берутся не меньше 1 м.

2. Технологическое оборудование, которое создает на рабочих местах вибрацию и шум рекомендуют устанавливать на специальных фундаментах и амортизаторах.

3. Размещение оборудования начинают с выделения групп аппаратов, объединенных определенными признаками.

При установке аппаратов, работающих под давлением следует, руководствуясь «Правилами устройства и безопасности эксплуатации сосудов, работающих под давлением», исключить возможность опрокидывания аппаратов; обеспечить доступ ко всем частям аппарата, возможность осмотра, ремонта и очистки как с внутренней, так и с наружной стороны; предохранить от коррозии наружную поверхность аппаратов, изготовленных из стали; для удобства обслуживания, осмотра и ремонта установить площадки и лестницы, которые не должны нарушать прочность и устойчивость аппарата.

Исходными данными для задачи трассировки являются физико-химические свойства транспортируемых веществ, данные с этапа расчета аппаратурного оформления процесса (число и тип аппарата), данные, которые получены в результате решения задачи размещения.

Прямую прокладку «от штуцера к штуцеру» следует допускать только в исключительных случаях (когда появление лишнего колена может вызвать вибрацию и т. п.). Шлемовые трубы (т.е. самые верхние, выходящие из шлема аппарата) необходимо прокладывать с таким расчетом, чтобы, во-первых, они по кратчайшему расстоянию направлялись к следующему аппарату, во-вторых, они не должны пересекать обслуживающие площадки аппарата.

4.2 Описание проведения монтажных и ремонтных работ спроектированного оборудования [20, 21]

Монтажные работы являются составной частью общего процесса строительства предприятия или одного из его объектов. Монтаж оборудования на химических и нефтехимических заводах производится как при строительстве новых объектов, так и при реконструкции и ремонте действующих. В последних двух случаях монтажу предшествует демонтаж оборудования.

Механомонтажные работы (это монтаж технологического оборудования и трубопроводов) включают в себя:

- такелажные работы – это работы по перемещению оборудования, узлов и блоков, а также работы по установке такелажных средств;

- собственно монтажные работы – это работы по распаковке и очистке от консервирующих смазок оборудования, проверке комплектности и приемке в монтаж, проверке фундаментов, разборке и сборке оборудования, установки в проектное положение, креплению к основанию;

- опробование и испытание смонтированного оборудования – это различные виды испытаний, а также работы по устранению выявленных недостатков.

Монтажные площадки оснащают необходимыми грузоподъемными механизмами и приспособлениями. Это чаще всего канаты, тросы, стропы, блоки, полиспасты, различные тали и лебедки, а также грузоподъемные машины и механизмы. Такелажные средства должны быть простыми в изготовлении, удобными для транспортирования, монтажа, перестановки и демонтажа и, конечно же, безопасными в работе.

Выбор того или иного способа установки оборудования на фундамент определяется имеющимися в распоряжении монтажников грузоподъемными механизмами, а также формой, размерами, массой и проектным расположением оборудования.

Монтаж тяжелого оборудования на фундамент можно осуществлять в полностью собранном виде, крупными блоками путем наращивания или подращивания.

Данная колонна поставляется на монтажную площадку в максимально готовом виде (если перевозка полностью собранного аппарата не представляется возможной, его поставляют максимально крупными блоками или отдельными деталями). Завод-изготовитель до отправки на монтажном участке должен произвести контрольную сборку аппарата, нанести на все сборочные оси и контрольные риски.

Монтаж колонного аппарата производится за монтажные штуцера, которые расположены выше центра тяжести, при помощи грузоподъемных механизмов (стреловые краны, мачты, порталы, шевры). Строповка аппарата производится за верхнюю часть, поэтому для усиления в горизонтальном положении его обвязывают уголками или швеллерами.

Степень сложности колонного аппарата в проектное положение определяется его габаритными размерами (высотой и диаметром), массой, а также высотой фундамента. Применяют два основных способа подъема: скольжение и поворот вокруг шарнира.

Подъем мачтами способом скольжения. Колонный аппарат большой массы в основном поднимают двумя мачтами, что позволяет легко устанавливать аппарат на фундамент. Перед подъемом аппарат располагают как можно ближе к фундаменту. Мачты устанавливают по обе стороны от фундамента вертикально или слегка наклонно. Необходимость в наклоне мачт определяется длиной поднимаемого аппарата, его расположением по отношению к фундаменту, расположением и высотой мачт, принятой схемой строповки.

Убедившись в надежности такелажной оснастки и проверки работы всех механизмов, начинают подъем аппарата. К опорной части аппарата прикрепляют один или два оттяжных троса, свободные концы которых наматывают на барабаны лебедок и аппарат начинают передвигать. При этом его опорная часть

скользит по заранее подготовленному основанию — на тележках или металлических листах. После отрыва от земли аппарат устанавливают вертикально, затем поднимают несколько выше фундамента и плавно опускают на анкерные болты. Далее контролируют отклонение аппарата от вертикальности и затягивают анкерные болты.

Колонные аппараты выверяют на фундаменте особенно тщательно, т. к. даже незначительные их отклонения от строго вертикального положения могут привести к заметной потере устойчивости и нарушению нормальной работы внутренних устройств (собственно ректификационных тарелок). Для тарельчатой ректификационной колонны максимально допустимое отклонение образующей от вертикали равно 0,1 % высоты аппарата, но не более 15 мм.

Крепление аппарата к фундаменту осуществляется при помощи фундаментных болтов, а также подлежит подливке бетонной смесью. ОпираНИЕ установленного аппарата на все опоры, а также его вертикальность или горизонтальность при необходимости достигается укладкой тонких металлических подкладок в тех местах, где образовались зазоры при выверке аппарата.

Установленное на фундамент оборудование проверяют, чтобы убедиться в том, что его расположение в пространстве соответствует проектному, а отклонение от вертикальности или горизонтальности, и от межосевых расстояний находится в допустимых пределах. Допуск на точность монтажа обычно устанавливают на основании паспорта оборудования и требованиям монтажных инструкций. Прежде всего, доводят до проектной высоты отметку опорной части оборудования. Фактический уровень опорной поверхности, как и горизонтальность аппарата, определяют по нивелиру согласно нанесенным на ближайших реперах отметкам.

Аппараты выверяют на вертикальность с помощью двух теодолитов, расположенных в плане на взаимоперпендикулярных осях. Если аппарат смонтирован неизолированным, то его выверяют по образующим или по нанесенным до его установки рискам. Четыре риска наносят яркой краской под

углом 90° одна к другой вверх аппарата и четыре риски соосно верхним внизу. Если аппарат монтируется с нанесенной изоляцией, то до изоляции на корпусе аппарата привариваются бобышки с резьбой, в которую ввинчиваются реперы. Выверенный аппарат фиксируется, затягиваются гайки фундаментных болтов.

При необходимости соблюдения особо точной вертикальности выверку производят в прохладное время дня, чтобы исключить неравномерную деформацию корпуса от солнечного нагрева.

Подливку установленного оборудования бетонной смесью выполняют непосредственно после установки и окончательной проверке оборудования. Независимо от конфигурации подливаемого фундамента, бетонную смесь, как правило, подливают с одной стороны оборудования во избежание образования пустот в подливаемом слое.

Весьма важно правильное расположение на корпусе штуцеров и люков, через которые приходится монтировать внутренние устройства.

После установки и закрепления корпуса аппарата производится установка в корпус предварительно собранных контактных устройств.

Способ монтажа ректификационных тарелок зависит от их конструкции и технологического назначения. Их можно собирать при вертикальном (рабочем) и горизонтальном положении колонны. Перед монтажом следует проверить плоскости оснований или секций. Местные выпучины и кривизна на секциях не должна превышать 4 мм.

При горизонтальном положении аппарата тарелки устанавливаются строго вертикально; их положение проверяют по отвесу, прикладываемому в нескольких точках, и по заранее нанесенным на внутренних стенках аппарата меткам, для чего аппарат приходится поворачивать вокруг оси на 90° . Значительно легче обеспечить строго горизонтальное положение тарелок в уже установленном, выверенном и закрепленном на фундаменте корпуса аппарата; в этом случае достаточной точности добиваются либо с помощью уровня, либо заливая на поверхность тарелки воду.

Сборку тарелок начинают с приварки к внутренней стенке корпуса колонны опорных (несущих) элементов и неразъемных деталей (карманов, сливов, дисков, глухих сегментов, полужелобов). Сварку производят в строгом соответствии с техническими условиями, учитывая, что при работе колонны трудно определить отдельные дефекты сварки. Разборные детали тарелок, вносимые внутрь колонны через люк, собирают в установленной последовательности. Особое внимание необходимо уделять сопряжению их между собой и с неподвижными деталями: должны быть строго выдержаны размеры, координирующие взаимное расположение тарелок; между поверхностями сопряжения помещают прокладку (чаще всего асбестовую) для обеспечения герметичности соединения между съемными и опорными элементами; гайки надежно затягивают и при необходимости принимают меры, предотвращающие их самоотвинчивание.

Порядок монтажа тарелок – снизу вверх; такой порядок обеспечивает большой простор работающим внутри колонны рабочим, позволяет сократить число временных подмостей и производить проверку на барботаж при последовательном креплении люков также снизу вверх.

Тарелки следует устанавливать осторожно без нарушения геометрических форм. Особое внимание надо обращать на правильную установку переливных карманов, лежащих ниже тарелок. Переливные карманы следует располагать над глухими секторами лежащей ниже тарелки.

Тарелка в сборе считается герметичной, если уровень воды, налитой в тарелку, в течение 20 минут понижается не более, чем на 25 мм. Концентрация течи при этом в одном месте не допускается. Испытание тарелки производится при закрытых сливных отверстиях.

Отклонения по шагу между соседними тарелками не должно превышать ± 3 мм. Отклонение нижней тарелки по высоте, измеренное от кромки нижней обечайки корпуса, должно быть в пределах ± 3 мм, а верхней тарелки ± 15 мм.

Все глухие места тарелок и других внутренних устройств должны иметь дренажные отверстия, расположенные в самых низких местах, для обеспечения полного слива жидкости при прекращении работы аппарата.

Ремонт – это комплекс операций по восстановлению исправного состояния работоспособности и ресурса оборудования.

Корпус колонны и ее внутренние устройства могут изнашиваться в результате коррозионного, эрозионного и термического воздействия среды. Скорость износа зависит от многих факторов, и в первую очередь — от физико-химических свойств среды, условий ведения процесса, конструктивного исполнения, качества металла корпуса, применения соответствующих ингибиторов коррозии.

Электрохимической коррозии подвержены участки колонны, на которых возможны образование гальванических пар и возникновение коррозионного электрического тока.

Эрозионный износ корпуса колонны является следствием воздействия сильных струй жидкости и паровых потоков, содержащих абразивные включения.

Подготовка колонного аппарата к ремонту. Сперва давление в колонне необходимо довести до атмосферного, удалить из аппарата рабочую среду, пропарить колонну водяным паром, который вытесняет оставшиеся в колонне пары и газы (чтобы концентрация вредных и горючих веществ не превышала предельно допустимых санитарных норм). После пропарки колонну промывают водой. В некоторых случаях пропарку и промывку чередуют несколько раз.

Промывка колонны водой способствует также более быстрому ее остыванию. Нельзя приступать к ремонтным работам, если температура промывной воды превышает 50°C.

Пропаренную и промытую колонну отсоединяют от всех аппаратов и коммуникаций глухими заглушками, устанавливаемыми во фланцевых соединениях штуцеров. Установку каждой заглушки и последующее ее снятие регистрируют в специальном журнале.

Ремонт аппарата начинают с его вскрытия, которое необходимо производить, строго соблюдая следующие правила. Вначале открывают верхний

люк, причем перед этим в аппарат в течение некоторого времени подают водяной пар, чтобы избежать возможного подсоса воздуха, в результате которого может образоваться взрывоопасная смесь. Далее последовательно (сверху вниз) открывают остальные люки. Категорически запрещается одновременно открывать верхний и нижний люки. Нельзя также открывать сначала нижний, а затем верхний люк, т. к. вследствие разности температур происходит сильный приток воздуха в колонну, что может произвести к образованию взрывоопасной смеси.

С целью сокращения продолжительности ремонтных работ еще при промывке колонны водой отворачивают часть болтов на тех люках, которые будут вскрываться, не нарушая при этом герметичности.

После открывания люков колонна некоторое время проветривается в результате естественной конвекции воздуха. После окончания проветривания нужно провести анализ проб воздуха, взятых из колонны на разных высотных отметках. К работам внутри колонны разрешается приступать только тогда, когда анализ покажет, что концентрация вредных газов в ней не превышает предельно допустимых санитарных норм.

Далее необходимо выполнить тщательный наружный и внутренний осмотр корпуса колонны для выявления возможных дефектов, образовавшихся в процессе эксплуатации (механические повреждения, трещины, коррозия и др.). При необходимости осмотра всей поверхности корпуса разбирают внутренние устройства или их часть. Например, для доступа к тарелкам, на уровне которых люки отсутствуют, разбирают проходы на тарелках лежащие выше.

Ремонт корпуса. Цельносварные колонны при ремонте чаще всего не демонтируются, демонтируются только внутренние устройства колонны.

По характеру обнаруженного дефекта устанавливают содержание и способ ремонта корпуса. Неплотные сварные швы вырубают, зачищают и заваривают соответствующим электродом. Весьма важно правильное перекрытие нового и старого швов.

Изношенные штуцера и люки вырезают и заменяют новыми с обязательной установкой укрепляющих колец. Желательно, чтобы укрепляющие кольца новых штуцеров имели несколько больший диаметр, чем старые: это

позволяет приваривать их в новом месте. Ремонту подвергают все штуцера, сигнальные отверстия, на укрепляющих кольцах которых во время эксплуатации были заглушены пробками.

При каждом ремонте измеряют фактическую толщину стенки корпуса эксплуатируемого аппарата. Наиболее изношенные участки корпуса колонны вырезают, а на их место ставят новый участок, заранее свальцованный по радиусу колонны. Сварку производят встык. Вырезание больших участков корпуса может привести к ослаблению сечения и нарушению устойчивости. Поэтому до вырезания дефектного участка его укрепляют стойками, проставляемыми внутри или снаружи. Число стоек и сечение стоек, и размеры опорных лап рассчитывают исходя из условия равенства их сопротивлений сопротивлению вырезанного сечения.

При наличии повреждений наружной поверхности (вмятин, коррозионных разрушений и др.) необходимо удалить дефектный металл шлифованием. Надежность ликвидации поверхностных дефектов контролируют магнитной или ультразвуковой дефектоскопией. Допускается глубина повреждения в пределах 10-20 % толщины стенки в зависимости от размеров повреждения.

Все уплотнительные поверхности следует контролировать магнитной или ультразвуковой дефектоскопией на отсутствие трещин.

Корпус цельносварной колонны демонтируют при необходимости замены части корпуса или днища. Нижнюю часть корпуса или днища можно заменять и без демонтажа колонны. Для этого в верхней части колонны крепят опорную площадку, под которую подводят домкраты. Нижнюю часть колонны отрезают и удаляют после подъема верхней части на высоту 100 мм. После подведения новой нижней части верхнюю часть опускают и сваривают с нижней. При замене промежуточных обечаек или днищ используют мачты.

Очень часто, учитывая трудоемкость таких замен участков корпуса, признают целесообразной полную замену изношенной колонны. Демонтаж изношенной колонны производят в порядке, обратном монтажу.

5 Автоматика и автоматизация технологического процесса [22, 23]

Процесс переработки углеводородного сырья происходит в ректификационной колонне. Рассмотрим схемы автоматизации процесса ректификации (рис. 5.1 – 5.6).

Процесс ректификации относится к основным процессам химической технологии. Показателем эффективности его является состав целевого продукта. В зависимости от технологических особенностей в качестве целевого продукта могут выступать как дистиллят, так а кубовый остаток. Поддержание постоянного состава целевого продукта и будет являться целью управления. Состав другого продукта при этом может колебаться в определенных пределах вследствие изменения состава исходной смеси. В дальнейшем будем считать целевым продуктом ДИСТИЛЛЯТ.

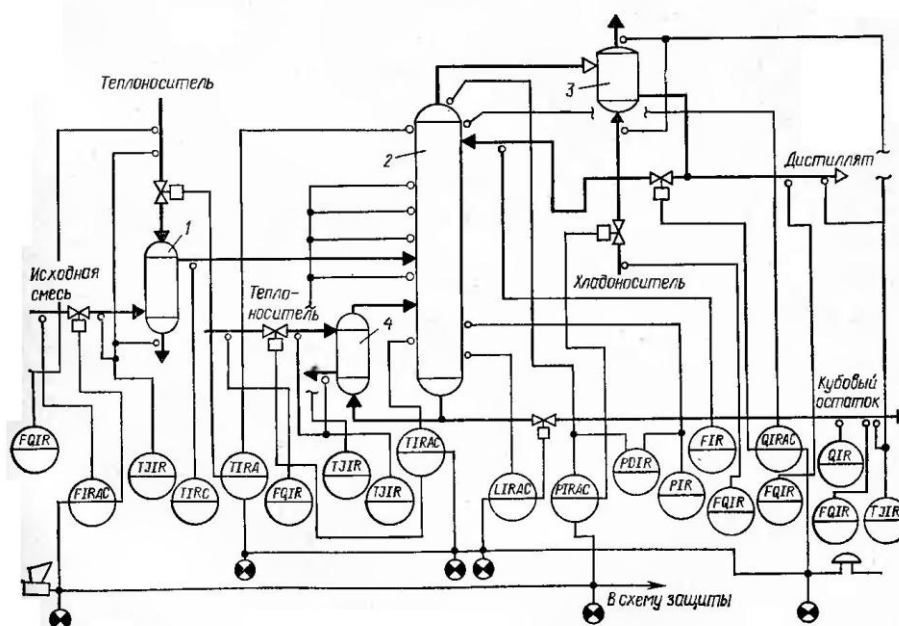


Рисунок 5.1 – Типовая схема автоматизации процесса ректификации:

- 1 – теплообменник исходной смеси; 2 – ректификационная колонна;
3 – дефлегматор; 4 – кипятильник

Ректификационная установка является сложным объектом управления со значительным временем запаздывания (например, в отдельных случаях выходные

параметры процесса начнут изменяться после изменения параметров сырья лишь через 1–3 ч), с большим количеством параметров, характеризующих процесс, многочисленными взаимосвязями между ними, распределенностью их и т. д.

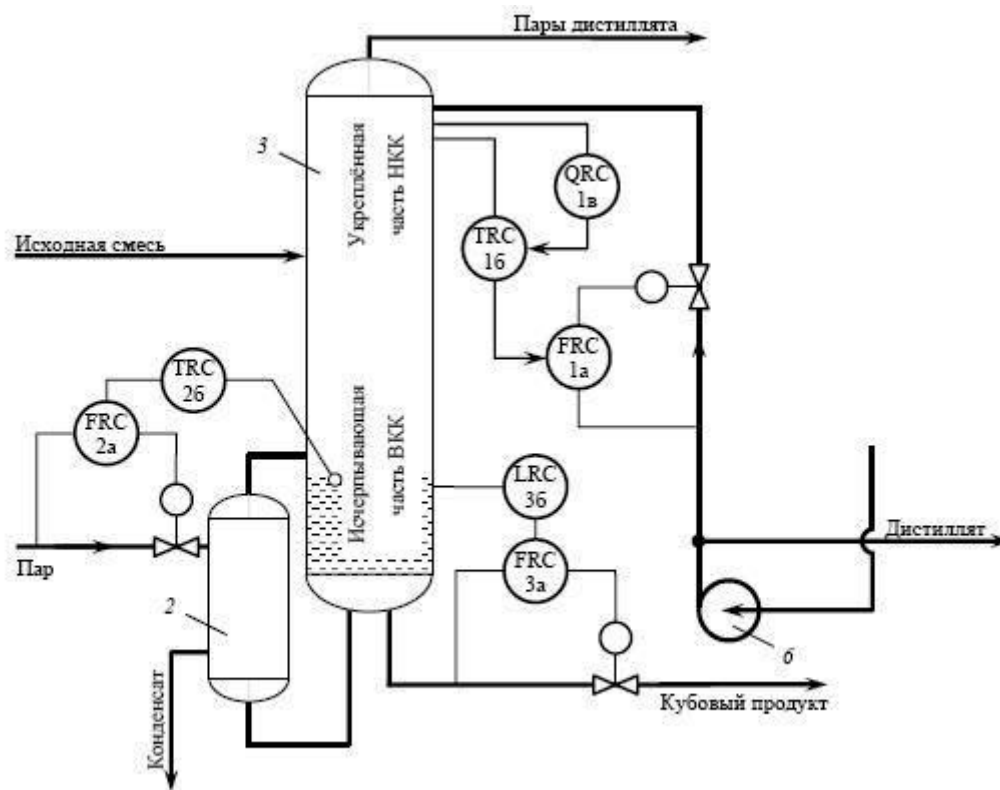


Рисунок 5.2 – Вариант схемы каскадного регулирования процесса ректификации

Трудность регулирования процесса объясняется еще частотой и амплитудой возмущений. В объекте имеют место такие возмущения, как изменения начальных параметров исходной смеси, а также тепло- и хладоносителей, изменения свойств теплопередающих поверхностей, отложение веществ на стенках и т. д. Кроме того, на технологический режим ректификационных колонн, устанавливаемых под открытым небом, влияют колебания температуры атмосферного воздуха.

Концентрация зависит непосредственно от начальных параметров исходной смеси. С их изменением в процесс могут поступать наиболее сильные возмущения, в частности по каналу состава исходной смеси,

так как состав определяется предыдущим технологическим процессом. Расход может быть стабилизирован с помощью регулятора расхода.

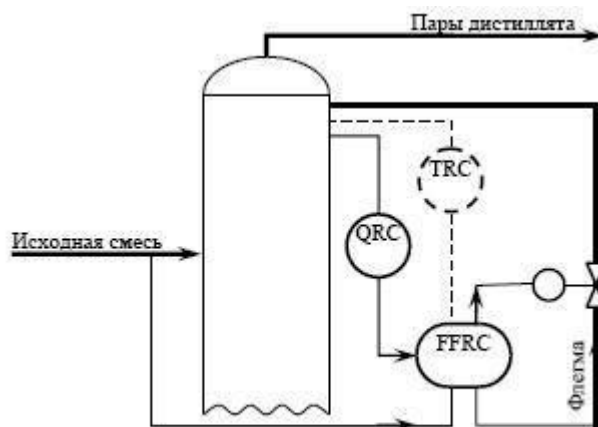


Рисунок 5.3 – Применение регулятора соотношения расходов исходной смеси и флегмы с коррекцией по составу

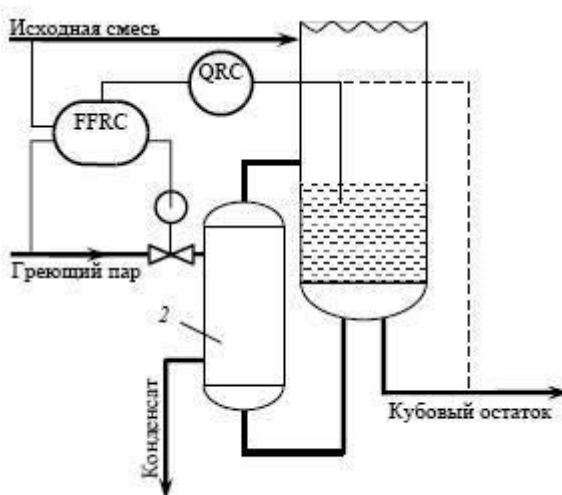


Рисунок 5.4 – Применение регулятора соотношения расходов исходной смеси и греющего пара с коррекцией по составу кубового остатка

Диафрагма и исполнительное устройство этого регулятора должны быть установлены до теплообменника, так как после нагревания смеси до температуры кипения в этом теплообменнике поток жидкости может содержать паровую фазу, что нарушает работу автоматических устройств.

Большое значение для процесса ректификации имеет температура исходной смеси. Если смесь начинает поступать в колонну при температуре меньшей, чем

температура кипения, она должна нагреваться до этой температуры парами, идущими из нижней части колонны. Конденсация паров при этом увеличивается, что нарушает весь режим процесса ректификации. Поэтому температуру исходной смеси стабилизируют изменением расхода теплоносителя, подаваемого в теплообменник; тем самым ликвидируют одно из возмущений.

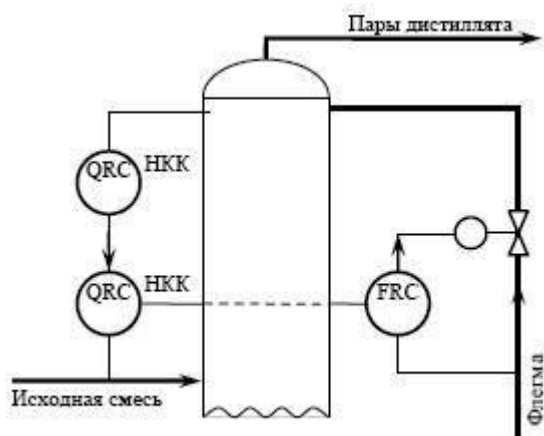


Рисунок 5.5 – Вариант схемы регулирования состава дистиллята при использовании анализатора состава исходной смеси

Рассмотрим возможности регулирования режимных параметров верхней (укрепляющей) части ректификационной колонны, которые непосредственно определяют состав дистиллята.

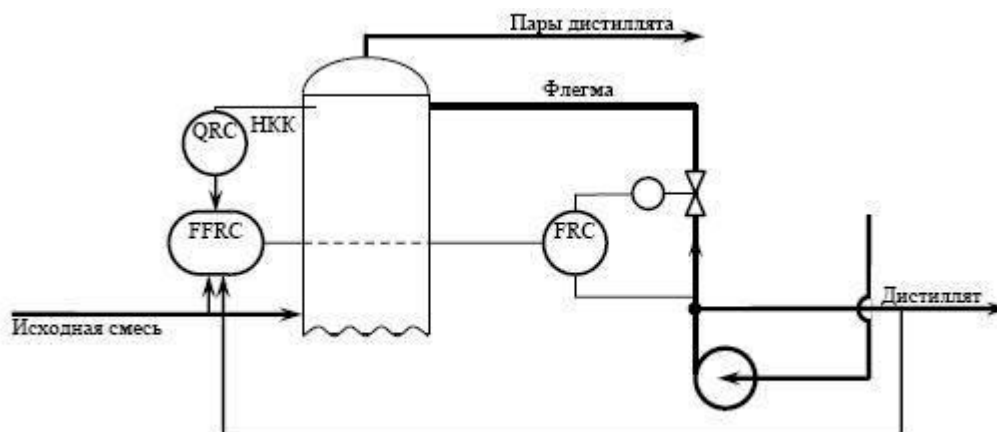


Рисунок 5.6 – Схема регулирования состава дистиллята с учетом изменения состава исходной смеси

Стабилизация давления в верхней части колонны необходима не только для поддержания заданного состава целевого продукта, но и для обеспечения нормального гидродинамического режима колонны, так как при уменьшении давления может произойти «захлебывание» колонны (восходящий поток пара начинает препятствовать стеканию жидкости по тарелкам вниз), а при его увеличении снижается скорость парового потока, что связано с уменьшением производительности установки.

Сравнительно просто регулировать также и концентрацию изменением расхода флегмы: чем выше этот расход, тем больше низкокипящего компонента будет в жидкости, и наоборот.

На практике часто регулируют состав паров (а в отдельных случаях и непосредственно состав дистиллята) изменением расхода флегмы. Регулирующий орган во всех случаях может быть установлен как на линии флегмы, так и на линии дистиллята, что равноценно. В качестве анализаторов состава в промышленности используют хроматографы и газоанализаторы.

Итак, для достижения цели управления необходимо стабилизировать давление и состав жидкости в верхней части колонны путем изменения расхода хладоносителя, поступающего в дефлегматор, и расхода флегмы. Качество регулирования этих параметров зависит от состава и скорости паров, движущихся из нижней исчерпывающей части колонны и определяемых ее технологическим режимом — главным образом давлением, температурой и составом жидкости в кубе колонны.

Необходимость стабилизации давления паров в кубе отпадает, так как ректификационная колонна обладает хорошо выраженными свойствами самовыравнивания по этому параметру и регулирование давления в укрепляющей части колонны приведет к тому, что давление в кубе через несколько минут примет определенное (несколько большее, чем вверху колонны) значение.

Этого нельзя сказать о температуре (составе) жидкости в кубе (как и в верхней части колонны, в кубе, кроме давления, достаточно регулировать лишь один параметр). Изменение расхода флегмы с целью регулирования второго параметра

приводит к изменению параметров в кубе колонны лишь через несколько часов. В связи с этим для поддержания нормального режима в кубе возникает необходимость независимого регулирования одного из этих параметров. Обычно стабилизируют температуру, поскольку, с одной стороны, датчик температуры значительно проще и надежнее, чем анализаторы состава, а с другой стороны, если целевым продуктом является дистиллят, то требования к технологическому режиму низа колонны менее жесткие, чем к верхней части. Итак, в кубе колонны следует регулировать температуру.

Регулирующие воздействия в нижней части колонны могут осуществляться изменением расходов кубового остатка и теплоносителя, подаваемого в кипятильник. Если учесть, что один из них, а именно расход остатка, следует использовать для поддержания материального баланса, т. е. для стабилизации уровня жидкости в кубе, то единственным регулирующим воздействием при регулировании температуры является изменение расхода теплоносителя, подаваемого в теплообменник.

Таким образом, если целевым продуктом является дистиллят, то для достижения цели управления следует регулировать расход исходной смеси, температуру исходной смеси, давление в верхней части Колонны, состав жидкости в верхней части колонны, температуру и уровень жидкости в кубе. Контролю подлежат: расход исходной смеси, дистиллята, флегмы, остатка, тепло- и хладоносителей; состав и температура конечных продуктов; температура исходной смеси, тепло- и хладоносителя; уровень в кубе колонны; температура по высоте колонны, давления в верхней и нижней частях колонны, а также перепад этих давлений.

Сигнализации подлежат значительные отклонения состава целевого продукта, уровня и давления в колонне от заданных значений. При давлении в Колонне выше допустимого, а также при прекращении поступления исходной смеси должны сработать автоматические устройства защиты, отключающие ректификационную установку. При этом магистрали теплоносителей, остатка дистиллята перекрываются, а магистрали хладоносителя флегмы полностью открываются.

6 Анализ потенциальных опасностей и вредностей во время работы установки каталитического крекинга [24, 25]

Главная задача охраны труда – свести к минимальной вероятности поражения или заболевания рабочего с одновременным обеспечением комфорта при максимальной производительности труда. Улучшение условий труда приводит к снижению производственного травматизма и профессиональных заболеваний, что сохраняет здоровье трудящихся. Выбор метода производства, разработка схемы, размещение и подбор оборудования, средств механизации и автоматизации необходимо осуществлять с учетом максимальной безопасности.

Технология производств должна базироваться на замкнутых циклах, автоматизации, комплексной механизации, дистанционном управлении, исключая контакт человека с вредными веществами. Производственное оборудование и коммуникации не должны допускать выделения вредных веществ в воздух рабочей зоны.

Все лица, занятые на производстве и имеющие контакт с вредными веществами, должны в обязательном порядке проходить предварительный и периодический медицинский осмотр и знать методы оказания доврачебной неотложной помощи пострадавшим при отравлении.

Требования к оборудованию:

1) Герметичность аппаратуры.

Технологическая аппаратура и коммуникации, предназначенные для работ со взрывоопасными и вредными продуктами, должны быть герметичными.

2) Установка огнепреградителей и других средств преграждения пламени.

На воздушных технологических аппаратах, в которых находятся взрывоопасные вещества, должны устанавливаться огнепреградители или другие средства преграждения пламени. После предохранительных клапанов огнепреградители не устанавливаются.

3) Расположение оборудования.

Расположение оборудования должно обеспечивать безопасность и удобство его обслуживания и ремонта.

При установке оборудования необходимо предусматривать:

а) основные проходы в местах постоянного пребывания работающих, а также по фронту обслуживания щитов управления (при наличии постоянных рабочих мест) шириной не менее 2 м;

б) основные проходы по фронту обслуживания аппаратов, имеющие местные контрольно–измерительные приборы при наличии постоянных рабочих мест шириной не менее 1,5 м;

в) проходы между аппаратами, а также между аппаратами и стенами помещений, при необходимости кругового обслуживания шириной не менее 1 м;

г) проходы для осмотра, периодической проверки, регулировки аппаратов и приборов шириной не менее 0,8 м;

е) ремонтные площадки, достаточные для разборки, чистки аппаратов, и их частей без загромождения рабочих проходов, основных и запасных выходов, площадок лестниц.

Центральные или основные проходы должны быть, как правило, прямолинейными и свободными. Минимальные расстояния для проходов устанавливаются между наиболее выступающими частями оборудования с учетом фундаментов, изоляции, ограждения и других дополнительных устройств.

4) Наличие аварийных емкостей.

Емкостная технологическая аппаратура с ЛВЖ, горючими и токсичными жидкостями и сжиженными газами должна иметь устройство для освобождения ее перед ремонтом и в случае аварии и пожара. После использования аварийной емкости последняя должна быть освобождена от продукта и в зависимости от характера этого продукта емкость должна быть продута инертным газом или острым водяным паром и, если требуется, промыта водой. Опорожнение указанной аппаратуры с помощью насосов или любыми другими способами

может производиться в складские емкости промежуточных и сырьевых (товарных) складов, в технологические аппараты (смежных отделений, установок и цехов данного производства), или в отдельно предназначенные для этой цели аварийные или дренажные емкости. При этом должно быть обеспечено полное освобождение трубопроводов. Объем аварийных емкостей должен приниматься из расчета на один наибольший по вместимости аппарат участка.

5) Промывка и продувка технологических аппаратов.

Для промывки и продувки технологических аппаратов с взрывоопасными и токсичными веществами перед ремонтом, внутренним осмотром и испытанием должны быть предусмотрены штуцера для присоединения линий воды, пара или инертного газа.

6) Установка сигнализаторов предельного верхнего уровня на емкостной аппаратуре.

Емкостная аппаратура (сепараторы, сборники) должна снабжаться сигнализаторами предельного верхнего уровня независимо от регулятора уровня, установленного на аппарате.

7) Наличие ограждающих устройств.

При расположении обслуживаемого оборудования (технологических аппаратов, приборов, арматуры и др.) на высоте более 1,8 м для доступа к нему должны быть устроены стационарные лестницы с перилами и площадки с ограждением. Ширина лестницы должна быть не менее 0,7 м, шаг ступеней – не более 0,25 м, ширина ступени – не менее 0,12 м. Уклон лестниц должен быть не более 45°. Для доступа к редко обслуживаемому оборудованию (приборам, арматуре), находящемуся на высоте не более 3 м, допускается устройство лестниц с уклоном 60°, а в отдельных случаях – пользование стремянками.

8) Механизация трудоемких, тяжелых и опасных работ.

Для монтажа, демонтажа и ремонта технологической аппаратуры, оборудования и арматуры должны применяться подъемно–транспортные

средства и механизмы. При использовании подъемно–транспортных средств и механизмов должны предусматриваться меры, обеспечивающие их безопасную эксплуатацию во взрывоопасных и взрывопожароопасных помещениях. Завинчивание и отвинчивание болтов крышек, днищ, люков должны производиться инструментами и механизмами, отвечающими требованиям для взрывоопасных сред.

9) Нанесение условных обозначений.

На каждый технологический аппарат должен быть нанесен номер, соответствующий его номеру на технологической схеме.

10) Меры во взрыво- и взрывопожароопасных цехах по предупреждению образования искр при ударах и перегревах трущихся частей.

Необходимо систематически следить за температурой нагрева и регулярной смазкой трущихся частей оборудования. Оборудование, работающее под давлением, оснащается системами взрывозащиты: устройствами аварийного сброса давления (предохранительные клапаны, пружинные предохранительные мембраны, обратные клапаны, гидрозатворы и т. д.).

11) Газоопасными работами считаются работы, проводимые в газоопасном месте.

К газоопасным работам относятся: ввод в эксплуатацию газопроводов и оборудования; ремонт газопроводов, оборудования; установка (снятие) заглушек на газопроводах; демонтаж трубопроводов и технологического оборудования; работы внутри емкостей и аппаратов; ремонтные работы во взрывоопасных зонах помещений и наружных установках; ремонтные работы в зоне загазованности.

12) Огневые работы на станции.

Огневые работы – работы с применением открытого огня, искрообразованием, нагреванием сооружений, оборудования, инструмента, материалов до температуры воспламенения (самовоспламенения)

газовоздушной смеси, появление которой в опасных концентрациях возможно в зоне воздействия этих работ.

13) На основных трубопроводах должны быть нанесены опознавательная и предупредительная окраска, а также нанесено направление движения среды. Все рукоятки и штурвалы арматуры должны быть окрашены в красный цвет и указано направление вращения на закрытие–открытие. При невозможности нанесения непосредственно на арматуре или вблизи нее, обозначения наносятся на бирках, закрепляемых в соответствующих местах.

14) Запрещается эксплуатация установки при параметрах, отличающихся от требований технической документации.

15) Работы внутри аппаратов относятся к особо опасным. Здесь могут внезапно появиться токсичные или взрывоопасные пары или газы, освещенность недостаточна, слышимость плохая, эвакуация работника в случае необходимости затруднена.

Перед работой необходимо: удалить остатки жидкостей, паров или газов; выполнить необходимые анализы воздушной среды, ответственный лично на месте должен убедиться в подготовленности емкости. Работу выполняют в шланговом противогазе, обслуживаемым дублером, который следит за правильностью положения шланга, подачей воздуха, поддерживает связь с работающим при помощи сигнальной веревки, прикрепленной к поясу последнего. В случае необходимости с помощью сигнальной веревки и эвакуируют работающего. Перед спуском в аппарат рабочий проходит инструктаж, надевает шланговый противогаз, спасательный пояс с сигнальной веревкой, берет электролампу напряжением 12 В (при наличии в аппарате взрывоопасной среды – во взрывозащищенном исполнении) и осторожно, не имея в руках никаких предметов, спускается в аппарат. Затем ему подают необходимый для работы инструмент. Дублер должен иметь комплект противогаза, готовый к применению, чтобы в случае необходимости он мог быстро войти в опасную зону для оказания помощи пострадавшему. При работе

в шланговом противогазе срок одноразового нахождения рабочего в емкости не должен превышать 15 мин, после этого он должен отдыхать вне емкости не менее 15 мин. Работа внутри емкостей при температуре свыше 50°C запрещена. При повышенной температуре рабочих необходимо обдувать непрерывно свежим воздухом, обеспечивать их теплоизолирующими несгораемыми костюмами, теплоизолирующей обувью. Все лазы и люки в аппаратах должны быть открыты, а выходы из них не загромождены, чтобы при необходимости облегчить быструю эвакуацию работающего.

16) Работы на высоте.

К работам на высоте относятся все работы, выполняемые на высоте более 1,8 м от поверхности грунта, перекрытия или рабочего настила. Работать на высоте можно с приставных лестниц, лесов и подмостей, подъемных люлек, а также с неогражденных поверхностей; последние работы называют верхолазными и к их выполнению допускаются только рабочие в возрасте не моложе 19 лет, прошедшие специальное обучение и имеющие квалификацию не ниже III разряда.

Опасные факторы на установке обуславливаются наличием взрывопожароопасных и токсических веществ, высоких давлений, температур в технологических аппаратах.

Чтобы предотвратить возникновение данных опасностей, необходимо проводить периодический осмотр аппарата в рабочем и нерабочем состоянии, периодически проводить очистку внутренних частей аппарата, а также его ремонт. Перед пуском аппарата в эксплуатацию необходимо проводить внутренний осмотр, гидравлические и пневматические испытания аппарата. Ремонт аппарата и его элементов во время работы не допускается. Обслуживающий персонал обязан строго выполнять инструкции по режиму работы аппарата и безопасного его обслуживания, своевременно проверять исправность действия арматуры, контрольно-измерительных приборов и предохранительной арматуры.

При работе установки могут выделяться следующие опасные производственные факторы:

- повышенная загазованность и запыленность воздуха рабочей зоны в момент разгерметизации оборудования;
- отклонения параметров микроклимата в рабочей зоне (температуры, относительной влажности, скорости движения воздуха);
- наличие поверхностей с повышенной температурой;
- повышенный уровень шума на рабочих местах;
- повышенный уровень вибрации на рабочих местах;
- размещение рабочего места на значительном уровне относительно земли (пола).

На данной установке на переработку поступает углеводородное сырье. Углеводороды удушливы, а в смеси с воздухом при концентрации от 5 до 15 % по объему – взрывоопасны. При взрыве давление в замкнутом объеме повышается до 1 МПа. Чтобы можно было определить утечку по запаху, в газ добавляют небольшое количество меркаптанов, имеющих сильный неприятный запах.

Таблица 6.1 – Предельно-допустимые концентрации углеводородов

Соединение	Формула	ПДК, мг/м ³	НПВ, % об.	ВПВ, % об.
Метан	CH ₄	300	5,0	15,0
Этан	C ₂ H ₆	22	3,0	12,5
Пропан	C ₃ H ₈	65	2,1	9,5
Бутан	C ₄ H ₁₀	300	1,5	8,5
Пентан	C ₅ H ₁₂	300	1,4	7,8
Гексан	C ₆ H ₁₄	300	1,2	7,4

Обслуживающий персонал установки должен:

- выдерживать параметры технологического процесса (давление, уровень, температуру) в аппаратах в соответствии с технологической картой;

- постоянно следить за герметичностью технологического оборудования и трубопроводов;
- выдерживать требования инструкции по эксплуатации аппаратов, которые работают под давлением;
- своевременно выполнять работы по ревизии, ремонту оборудования, трубопроводов в объемах, предусмотренных Положением о планово-предупредительных ремонтах;
- систематически осуществлять контроль за состоянием и исправностью предохранительных устройств, установленных на аппаратах;
- проводить дренаж аппаратов строго по утвержденному графику с записью в журнале дренажей, не допуская сброс нефтепродуктов в канализацию;
- следить за исправностью КИП, сверяя показания первичных приборов с вторичными.

Список литературы

1. Каталитический крекинг [Электронный ресурс]. – Режим доступа : https://ru.wikipedia.org/wiki/Каталитический_крекинг
2. Установка каталитического крекинга FCC [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://pronpz.ru/ustanovki/kat-kreking.html#i>
3. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи / укладачі: В. І. Склабінський, Я. Е. Михайловський, Р. О. Острога, М. С. Скиданенко. – Суми : Сумський державний університет, 2019. – 52 с.
4. Министерство энергетики [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://minenergo.gov.ru/node/1920>
5. Деловой журнал «Neftegaz» [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://magazine.neftegaz.ru>
6. Бодрый А. Б. Разработка каталитических систем для установок каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора и опыт их промышленной эксплуатации [Электронный ресурс] / А. Б. Бодрый, И. Ф. Усманов, Н. С. Карпов, Г. Ф. Гариева // Химическая техника. – 2014. – № 8.
7. Способ максимального получения дистиллята на установках флюидкаталитического крекинга (УФКК) [Текст] : пат. 2606971 Рос. Федерация : МПК7 C07C 4/06, C10G 11/18 / ГБОРДЗОЕ Е. [и др.] ; заявитель и патентообладатель ТЕКНИП ПРОЦЕСС ТЕКНОЛОДЖИ, ИНК. – № 2014113203 ; заявл. 15.11.2012 ;опубл. 10.01.2017, Бюл. № 36. – 5 с.
8. Potapenko O. V. Transformations of thiophene compounds under catalytic cracking conditions / O. V. Potapenko, V. P. Doronin, T. P. Sorokina. V. P. Talsi, V. A. Likhobov // Applied Catalysis B: Environmental. – 2012. –Vol. 117–118. – P. 177–184.
9. Anderson J. R. Reactions on ZSM-5-type zeolite catalysts / J. R. Anderson, K. Foger, T. Mole, R. A. Rajadhyaksha, J. V. Sanders // Journal of Catalysis. – 1979. – Vol. 58, № 1. – P. 114–130.
10. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии /

- А. Г. Касаткин. – М. : Химия ,1971. – 784 с.
11. Технологические расчеты установок переработки нефти : Учеб. пособие для вузов / М.А. Танатаров, М.Н. Ахметшина, Р.А. Фасхутдинов [и др.]. – М. : Химия, 1987. – 352 с.
 12. Врагов А.П. Масообмінні процеси та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв: Навчальний посібник. – Суми: Вид-во СумДУ, 2007. – 256 с.
 13. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков – Л. : Химия, 1987. – 576 с.
 14. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / Под общ. ред. В. Н. Соколова. Л. : Машиностроение, 1982. – 384 с.
 15. Лазинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лазинский, А. Р. Толчинский. – Л. : Машиностроение, 1970. – 752 с.
 16. Лазинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лазинский. – Л. : Машиностроение, 1981. – 382 с.
 17. Марочник сталей и сплавов / В. Г. Сорокин, А. В. Волосникова, С. А. Вяткин [и др.]. – Под общ. ред. Сорокина В. Г. – М. : Машиностроение, 1989. – 640 с.
 18. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи : Учеб. пособие для студентов вузов / М. Ф. Михалев, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко [и др.]. – Под общ. ред. Михалева М. Ф. – Л. : Машиностроение, 1984. – 301 с.
 19. Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» / Укладачі: О. О. Ляпощенко, В. М. Маренок. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 81 с.
 20. Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1980. – 312 с.

21. Ермаков В. И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В. И. Ермаков, В. С. Шейн. – Л. : Химия, 1981. – 368 с.
22. Дудников Е. Г. Автоматическое управление в химической промышленности / Е. Г. Дудников, А. В. Казаков, Ю. Н. Софиева, А. Э. Софиев, А. М. Цирлин. – М. : Химия, 1987. – 368 с.
23. Лапшенков Г. И. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности / Г. И. Лапшенков, Л. М. Полоцкий. – М. : Химия, 1982. – 377 с.
24. Охрана труда в машиностроении : Учебн. для машиностр. вузов / Под ред. Е. Я. Юдина, С. В. Белова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Машиностроение, 1983. – 432 с.
25. Безопасность жизнедеятельности: учебник для вузов / С.В. Белов, А.В. Ильницкая, А.Ф. Козьяков [и др.]. – 7-е изд. – М.: Высш. школа, 2007. – 616 с.