

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота бакалавра

**зі спеціальності 133 "Галузеве машинобудування"
освітня програма "Комп'ютерний інжиніринг
обладнання хімічних виробництв"**

Тема роботи: Ректифікаційна установка розділення суміші
бензол – толуол. Розробити тарілчасту ректифікаційну
колону

Виконала:
студентка групи ХМз – 81с
Голодна Владислава Сергіївна

підпис

Залікова книжка
№ 12037405

Кваліфікаційна робота бакалавра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20__ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, ст. викладач

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ФАКУЛЬТЕТ ТЕХНІЧНИХ СИСТЕМ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНИХ ТЕХНОЛОГІЙ
Кафедра хімічної інженерії

Спеціальність 133 "Галузеве машинобудування"
Освітня програма "Комп'ютерний інжиніринг обладнання хімічних виробництв"

Курс 4 Група ХМз – 81с Семестр 8

ЗАВДАННЯ
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ БАКАЛАВРА

Студентці Голодній Владиславі Сергіївні

1 Тема проекту: Ректифікаційна установка розділення суміші бензол – толуол. Розробити тарілчасту ректифікаційну колону

2 Вихідні дані: Розробити ректифікаційну колону з ситчастими тарілками для розділення двокомпонентної суміші (бензол і толуол). Продуктивність 4000 кг/год. Вміст ЛЛК (% мол.): у початковій суміші – 25; у дистилаті – 90; у кубовому залишку – 5. Тиск у колоні – 1 ат.

3 Перелік обов'язкового графічного матеріалу (аркуші А1):

1. Технологічна схема ректифікаційної установки – 0,5 арк.
2. Складальне креслення ректифікаційної колони – 1,0 арк.
3. Складальні креслення вузлів – 1,5 арк.

4 Рекомендована література: 1. Методичні вказівки до виконання кваліфікаційної роботи бакалавра / укладачі: Р. О. Острога, М. С. Скиданенко, Я. Е. Михайловський, А. В. Іванія. – Суми : СумДУ, 2019. – 32 с.; 2. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / И.Л. Иоффе. – Л. : Химия, 1991. – 352 с.

5 Етапи виконання кваліфікаційної роботи:

Етапи та розділи проектування	ТИЖНІ				
	1	2,3	4,5	6,7	8
1 Вступна частина	x				
2 Технологічна частина		xx			
3 Проектно-конструкторська частина			xx		
4 Розробка креслень				xx	
5 Оформлення записки					x
6 Захист роботи					x

6 Дата видачі завдання

жовтень 2021 р.

Керівник

підпис

ст. викл. Острога Р.О.

Зміст

	С.
Вступ	5
1 Технологічна частина	6
1.1 Опис технологічної схеми ректифікаційної установки	6
1.2 Теоретичні основи процесу ректифікації	8
1.3 Опис об'єкта розроблення та вибір основних конструкційних матеріалів	10
2 Технологічні розрахунки процесу і апарата	17
2.1 Технологічні розрахунки	17
2.2 Конструктивні розрахунки	24
2.3 Гідравлічний опір апарата	29
2.4 Вибір допоміжного обладнання	35
3 Розрахунки апарата на міцність та герметичність	39
3.1 Визначення товщини стінки апарата, кришки	39
3.2 Розрахунок опори апарата	42
4 Монтаж та ремонт апарата	44
4.1 Монтаж апарата	44
4.2 Ремонт апарата	46
5 Охорона праці	49
Список використаних джерел	56
Додаток А – Побудова рівноважної і робочих ліній на діаграмі х – у	
Додаток Б – Специфікації	

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Голодна</i>			Тарілчаста ректифікаційна колона <i>Пояснювальна записка</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Острога</i>					4	57
<i>Реценз.</i>						СумДУ, ХМз – 81с		
<i>Н. Контр.</i>								
<i>Утверд.</i>		<i>Склабінський</i>						

Вступ [1]

Ректифікація являє собою процес розділення двокомпонентної (бінарної) або багатоконпонентної гомогенної суміші летких рідин на практично чисті компоненти, збагачені легколетучими або важколетучими компонентами. Процес відбувається у результаті контакту нерівноважних потоків пари та рідини.

Розділення вихідної бінарної суміші бензол – толуол засновано на різній летучості речовин. При ректифікації початкова суміш ділиться на дві частини:

- дистиллят – суміш, що збагачена низькокиплячим компонентом (НК) – бензол;
- кубовий залишок – суміш, що збагачена висококиплячим компонентом (ВК) – толуол.

Ректифікаційні апарати є основними апаратами хімічної промисловості. Значне зростання споживання продуктів хімічного виробництва, більш тверді вимоги до їх якості, розширення асортиментів продуктів, що випускаються, викликає необхідність створення колон, які мають високу продуктивність і ефективність.

Процес ректифікації призначений для поділу деяких сумішей на практично чисті компоненти або фракції, що розрізняються температурою кипіння.

Фізична сутність процесу ректифікації полягає у двосторонньому масо- і теплообміні між нерівноважними потоками пари й рідини або високій турбулізації поверхні контактуючих фаз.

У результаті комплексної роботи над проектом закріплюються практичні навички в розрахунках і проектуванні апаратів хімічної технології. Кваліфікаційну роботу бакалавра виконано у відповідності до методичних вказівок із дотриманням нормативних вимог і представленням усіх регламентованих розділів [2].

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		5

1 Технологічна частина

1.1 Опис технологічної схеми ректифікаційної установки

Технологічна схема ректифікаційної установки для розділення суміші бензол – толуол представлена на рис. 1.1.

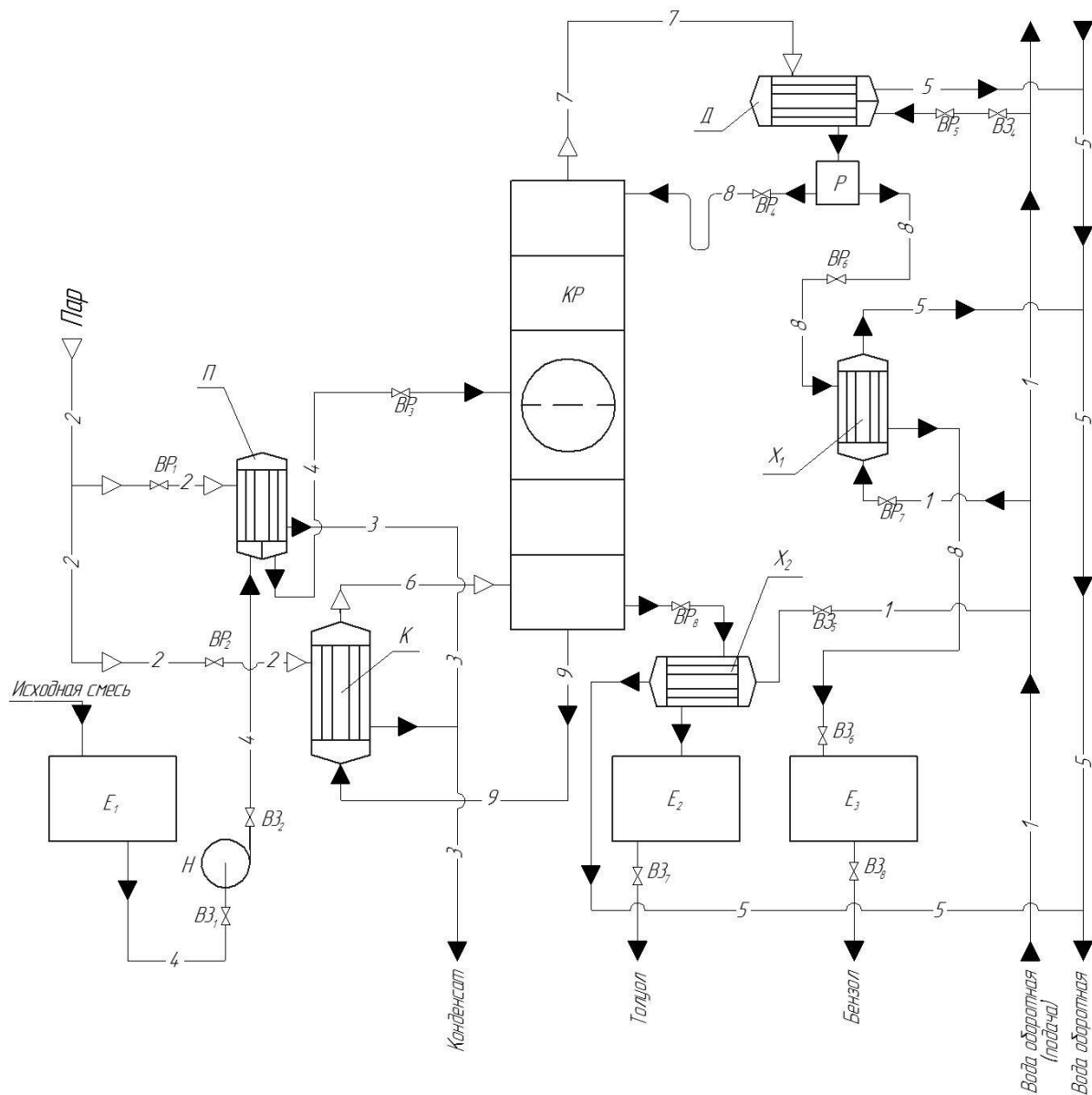


Рисунок 1.1 – Технологічна схема ректифікаційної установки: E1, E2, E3 – емність; Н – відцентровий насос; П – теплообмінник-підігрівач; К – кип’ятильник; КР – ректифікаційна колона; X1, X2 – теплообмінник-холодильник; Д – дефлегматор; Р – розподільвальний стакан

Принцип роботи даної установки полягає у наступному [1]. При безперервній ректифікації початкова бінарна суміш бензол – толуол із проміжної ємності Е1 відцентровим насосом Н подається в теплообмінник-підігрівач П, де підігрівається до температури кипіння. Температуру вихідної суміші після підігріву визначають за показаннями термометра. Далі, уже нагріта суміш, поступає на розділення в ректифікаційну колону КР. Із вичерпної частини колони рідина стікає в кип'ятильник К, де відбувається її вскипання за рахунок тепла насиченої водяної пари. У свою чергу, конденсат гріючої пари відводиться в каналізацію. Витрата гріючої пари регулюється вентилем, а тиск визначається за манометром. Кубовий залишок проходить холодильник Х2, де охолоджується і потрапляє у збірник кубового залишку Е2.

Зі зміцнюючої частини колони пара, що збагачена низькокиплячим компонентом, потрапляє в дефлегматор Д, який охолоджується водою. Витрата води вимірюється ротаметром, а температура її на вході і виході – термометрами. Рідина, що утворилась в дефлегматорі Д після повної конденсації пари, ділиться на дві частини. Перша частина конденсату у вигляді флегми подається на зрошування колони, а друга частина конденсату відбирається у вигляді готового продукту розділення – дистилляту, який потрапляє до збірника дистилляту Е3. Кількість флегми і дистилляту вимірюються ротаметрами.

Основними регулюючими параметрами є:

- 1) склад рідини у верхній і нижній частинах колони;
- 2) витрата і температура вихідної суміші;
- 3) тиск у верхній частині колони;
- 4) температура і рівень рідини в кубі.

Стабілізація складу рідини у верхній частині колони відбувається шляхом зміни витрати флегми, а в нижній частині – витрати гріючої пари.

Ректифікаційна установка розділення бінарної суміші є безвідхідним виробництвом, тому що отримувані продукти розділення (бензол і толуол) широко використовуються промисловістю.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		7

кожній фазі розрізняють ядро (основну масу фази) і прикордонний шар біля кордону фази. В ядрі речовина переноситься переважно турбулентними пульсаціями і концентрація розподілюваної речовини в ядрі практично постійна. У прикордонному шарі відбувається поступове згасання турбулентності. Це виражається більш різкою зміною концентрації в міру наближення до поверхні розділення. Безпосередньо біля поверхні перенесення сильно сповільнюється, оскільки його швидкість вже визначається швидкістю молекулярної дифузії. У цій області спостерігається найбільш різка, близька до лінійного, зміна концентрації аж до кордону розділення фаз (див. рис. 1.2).

Такий характер зміни концентрацій пояснюється гальмуючою дією сил тертя між фазами і сил поверхневого натягу на кордоні рідкої фази. Дією цих сил обумовлена схожість між зміною концентрації розподілюваної речовини при масовіддачі і зміною температур біля твердої стінки в процесі тепловіддачі.

Таким чином, при турбулентному русі в ядрі потоку фази перенесення до кордону розділення фаз здійснюється паралельно молекулярною і турбулентною дифузією, причому основна маса речовини переноситься за допомогою турбулентної дифузії. У прикордонному ж шарі швидкість перенесення лімітується швидкістю молекулярної дифузії. Відповідно для інтенсифікації масоперенесення бажано зменшувати товщину прикордонного шару, підвищуючи ступінь турбулентності потоку, наприклад, шляхом збільшення (до певної межі) швидкості фази.

Механізм масовіддачі характеризується поєднанням молекулярного і конвективного перенесення. Ще більш складним є процес масопередачі, який містить у якості складових процеси масовіддачі по обидва боки кордону розділення фаз. У зв'язку із цим запропоновано ряд теоретичних моделей, що представляють собою в тій чи іншій мірі спрощені схеми механізму масоперенесення.

В основу більшості моделей покладені наступні припущення:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		9

1. Загальний опір перенесенню із фази у фазу складається із опору двох фаз і опору поверхні розділення фаз. Однак, опір на поверхні розділення можна, у більшості випадків, вважати рівним нулю. Тоді, приймаючи, що процес перенесення в межах кожної фази протікає незалежно від іншої, загальний опір перенесення можна розглядати як суму фазових опорів.

2. На поверхні розділення фази знаходяться в рівновазі, причому рівновага на кордоні фази встановлюється значно швидше зміни середньої концентрації в ядрі фази.

Згідно плівкової моделі, кількість речовини q , яка перейшла через одиницю поверхні в одиницю часу, пропорційна різниці концентрацій в ядрі і на кордоні фази, якщо перенесення походить від ядра до поверхні розділення фаз:

$$q = \frac{D}{\delta_{E\Phi}} \cdot (c_0 - c_{ГР}), \quad (1.1)$$

де c_0 і $c_{ГР}$ – відповідно середня концентрація в ядрі фази і концентрація на межі поділу фаз;

$\delta_{E\Phi}$ – «ефективна» або «приведена» товщина прикордонної плівки.

Для фази по іншу сторону поверхні розділу величина q пропорційна різниці концентрацій на кордоні і в ядрі фази.

У рівнянні (1.1) $D/\delta_{E\Phi}$ – коефіцієнт, що характеризує швидкість масовіддачі, а величина $\delta_{E\Phi}$ за своїм змістом – товщина деякого прикордонного шару, опір якого молекулярній дифузії еквівалентно опору перенесення, зумовленого в дійсності конвективною дифузиею.

У плівковій моделі значно спрощено справжні гідродинамічні умови поблизу кордону розділення фаз, де відбувається загасання турбулентності. З цієї причини більшість дослідних даних не підтверджують залежності $q \sim D$, як випливає із рівняння (1.1), якщо вважати, що величина $\delta_{E\Phi}$ не залежить від D .

Крім того, ефективні товщини плівок практично не піддаються розрахунку або вимірюванню.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						10
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

Матеріальний баланс ректифікаційної колони.

За потоками:

$$G_F = G_D + G_W; \quad (1.2)$$

За легколетючим компонентом:

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (1.3)$$

де G_F , G_D , G_W – масові або мольні витрати живлення, дистилляту та кубового залишку відповідно;

x_F , x_D , x_W – вміст легколетучего компонента в живленні, дистилляті і кубовому залишку відповідно.

Тепловий баланс ректифікаційної колони.

Прихід тепла:

- з теплоносієм в кип'ятильнику Q_K ;
- з вихідною сумішшю Q_F ;
- з флегмою Q_Φ .

Витрата тепла:

- з парами, які надходять з колони в дефлегматор Q_G ;
- із залишком Q_W ;
- втрати в навколишнє середовище $Q_{ВТР}$.

Таким чином, рівняння теплового балансу:

$$Q_K + Q_F + Q_\Phi = Q_G + Q_W + Q_{ВТР}. \quad (1.4)$$

При роботі колони в адіабатичних умовах і рівності молярних теплот випаровування компонентів в кожному перетині зміцнюючої частини (вище введення живлення) концентрація ЛЛК в парі пов'язана з його концентрацією в рідині рівнянням (робоча лінія):

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

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		11

де $R = \Phi / D$ – флегмове число.

Рівняння робочої лінії для вичерпної частини колони (нижче введення живлення):

$$y = x \frac{R + f}{R + 1} + x_w \frac{1 - f}{R + 1}, \quad (1.6)$$

де $f = F / D$.

Залежність між граничними, або рівноважними, концентраціями розподілюваної речовини в фазах зображується графічно і називається рівноважною лінією.

Положення робочих ліній безперервної ректифікації на у-х-діаграмі відображено на рис. 1.3.

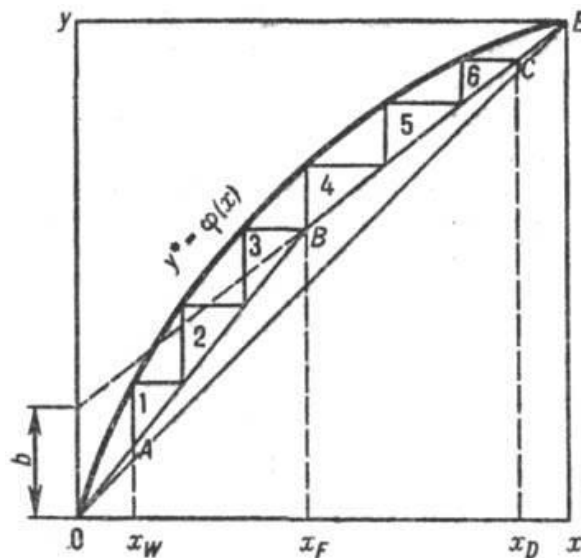


Рисунок 1.3 – Графічне визначення числа теоретичних тарілок:

OE – рівноважна крива; АВ и ВС – робочі лінії для зміцнюючої в вичерпної частин колони; 1–6 – тарілки

Для аналізу роботи колони, розрахунку складу дистилляту і залишку і розподілу концентрацій ЛЛК по висоті апарату використовують поняття про теоретичні ступені поділу, або теоретичні тарілки (ТТ). Така ступінь (тарілка) відповідає деякій гіпотетичній ділянці апарату, де рідина і пар знаходяться в

рівновазі. Число ТТ (n_T), необхідне для отримання дистилляту і залишку заданого складу, можна знайти графічно за допомогою у-х-діаграми (рис. 1.3), описує залежність між рівноважними молярними концентраціями парової (y^*) і рідкої (x) фаз. Для визначення n_T на графіку будують ступінчасту лінію між рівноважною кривою $y^* = f(x)$ і ламаною лінією АВС. Лінія АВ відповідає рівнянню (1.6), лінія ВС – рівнянню (1.5). У представленому прикладі для поділу вихідної суміші на дистиллят складу XD і залишок складу XW потрібно по 3 ТТ в зміцнюючій і вичерпній частинах колони.

1.3 Опис об'єкта розроблення та вибір основних конструкційних матеріалів

Тарілчасті колони застосовуються для великої продуктивності, широкого діапазону змін навантажень за паровою фазою і рідиною та можуть забезпечити досить чітке розділення сумішей. Недоліком таких апаратів є відносно високий гідравлічний опір. Але в умовах ректифікації це не має суттєвого значення, адже підвищення гідравлічного опору призводить лише до деякого збільшення тиску і відповідно до підвищення температури кипіння рідини в кип'ятильнику колони.

У нашому випадку об'єктом дослідження є ректифікаційна колона з ситчастими тарілками (рис. 1.4).

Апарат конструктивно складається із циліндричної обичайки, до якої за допомогою фланцевого з'єднання і зварювання прикріплені еліптична кришка і еліптичне днище відповідно. Усередині корпусу горизонтально встановлені контактні пристрої у вигляді ситчастих тарілок. За допомогою тарілок створюється спрямований рух фаз і забезпечується багаторазова взаємодія рідини і пари.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		13

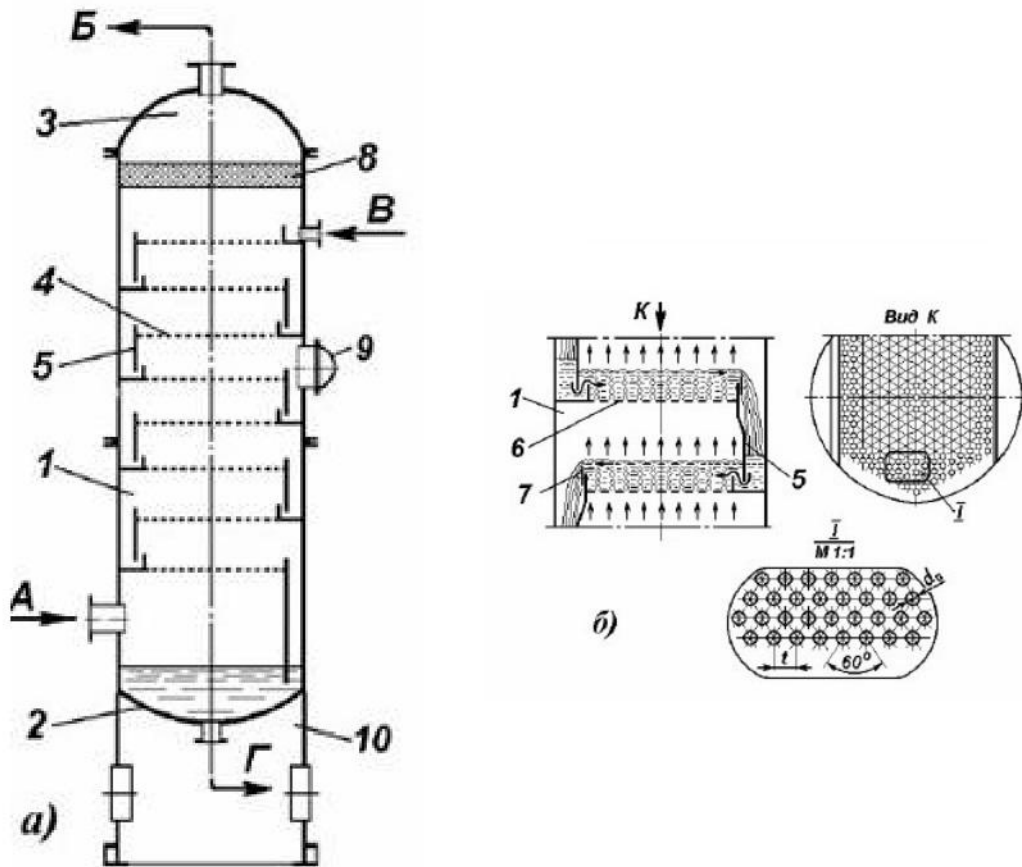


Рисунок 1.4 – Ескіз ректифікаційної колони (а) і схема роботи ситчастої тарілки (б): 1 – корпус; 2 – днище; 3 – кришка; 4 – ситчаста тарілка; 5 – переливна стінка; 6 – полотно тарілки; 7 – переливна планка; 8 – бризковловлювач; 9 – люк-лаз; 10 – циліндрична опора

Ситчасті тарілки, у порівнянні з ковпачковими, мають більшу продуктивність на 30–60%, але робочий діапазон вже зазвичай не перевищує 2,5. Металоємність становить 50–65 кг/м². Тарілки вельми чутливі до точності горизонтальної установки і не рекомендуються для роботи із забрудненими і смолистими середовищами, тому що можливе забивання отворів.

Ситчасті тарілки зі зливним пристроєм застосовують у колонних апаратах діаметром 400–4000 мм при відстані між тарілками від 200 мм і більше. Основний елемент таких тарілок – металевий диск з отворами діаметром 2–6 мм, розташованими по вершинах рівносторонніх трикутників (рис. 1.4, б).

У колонах діаметром більше 800 мм тарілки складаються з окремих секцій. По кріпленню секцій тарілки до корпусу і пристрою переливів такі колони аналогічні апаратам з ковпачковими і клапанними тарілками.

Перевага ситчастих тарілок – великий вільний (тобто зайнятий отворами) перетин тарілки, а, отже, і висока продуктивність за парою, простота виготовлення, мала металоємність. За продуктивністю за парою (газом) ці тарілки на 30–60% перевершують ковпачкові. Недолік – висока чутливість до точності установки.

На колоні також передбачені технологічні штуцери для обв'язки апарату технологічними трубопроводами та підключення до технологічної лінії. Також до корпусу колони знизу приварена циліндрична опора, яка забезпечена лапами для кріплення до фундаменту.

У хімічній промисловості умови роботи апаратів характеризуються широким діапазоном температур – приблизно від мінус 254 до плюс 2500°C при тисках від 0,015 Па до 600 МПа при агресивному впливі середовищ [7].

Основними вимогами, яким повинні відповідати хімічні апарати, є механічна надійність, довговічність, конструктивні досконалість, простота виготовлення, зручність транспортування, монтажу, експлуатації тощо [7–9].

Здійснимо підбір конструктивних матеріалів для виготовлення апарата. Підбір будемо здійснювати, беручи до уваги робочу температуру, агресивність середовища та величину робочого тиску.

Із огляду на перераховані вище параметри, вибираємо сталь 16ГС.

Сталь 16ГС відноситься до класу низьколегованих сталей. Спосіб поставки – листовая сталь. Характеризується підвищеною міцністю і ударною в'язкістю в інтервалі температур від мінус 70 до плюс 475°C. Добре деформується як в гарячому, так і холодному стані, легко піддається обробці різанням. Дуже добре зварюється усіма видами зварювання. Однак через велику в'язкість вона гірше піддається механічній обробці. Крім того, сталь нестійка в багатьох агресивних середовищах. Основні фізико-механічні властивості сталі 16ГС наведені в табл. 1.1.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		15

2 Технологічні розрахунки процесу і апарата

2.1 Технологічні розрахунки

Оскільки продуктивність колони по вихідній суміші задана в кг/год., необхідно перевести молярні частки легколеткого компонента в масові [3]:

$$\bar{x}_f = x_f \cdot \frac{M_{\text{ллк}}}{M_f}; \quad (2.1)$$

$$\bar{x}_D = x_D \cdot \frac{M_{\text{ллк}}}{M_D}; \quad (2.2)$$

$$\bar{x}_W = x_W \cdot \frac{M_{\text{ллк}}}{M_W}; \quad (2.3)$$

$$M_f = M_{\text{ллк}} \cdot x_f + M_{\text{тлк}} \cdot (1 - x_f), \text{ кг/кмоль}, \quad (2.4)$$

$$\text{де } M_f = 78 \cdot 0,25 + 92 \cdot (1 - 0,25) = 88,5 \text{ кг/кмоль}$$

$$M_D = M_{\text{ллк}} \cdot x_D + M_{\text{тлк}} \cdot (1 - x_D), \text{ кг/кмоль}$$

$$M_D = 78 \cdot 0,9 + 92 \cdot (1 - 0,9) = 79,4 \text{ кг/кмоль}$$

$$M_W = M_{\text{ллк}} \cdot x_W + M_{\text{тлк}} \cdot (1 - x_W), \text{ кг/кмоль}$$

$$M_W = 78 \cdot 0,05 + 92 \cdot (1 - 0,05) = 91,3 \text{ кг/кмоль}$$

$M_{\text{ллк}}=78$ кг/кмоль, $M_{\text{тлк}}= 92$ кг/кмоль – молярні маси легколеткого і важколеткого компонентів [10].

$$\bar{x}_f = 0,25 \cdot \frac{78}{88,5} = 0,220$$

$$\bar{x}_D = 0,9 \cdot \frac{78}{79,4} = 0,884$$

$$\bar{x}_W = 0,05 \cdot \frac{78}{91,3} = 0,043$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		17

Матеріальний баланс ректифікаційної колони складається з потоків [3]:

$$G_f = G_D + G_W; \quad (2.5)$$

за легколетким компонентом:

$$G_f \cdot \bar{x}_f = G_D \cdot \bar{x}_D + G_W \cdot \bar{x}_W; \quad (2.6)$$

Спільне розв'язання рівнянь (2.5) і (2.6) дозволяє отримати залежність для визначення масових витрат дистилляту і кубового залишку:

$$G_D = G_f \cdot \frac{\bar{x}_f - \bar{x}_W}{\bar{x}_D - \bar{x}_W}; \quad (2.7)$$

$$G_D = 4000 \cdot \frac{0,220 - 0,043}{0,884 - 0,043} = 842 \text{ кг/год.}$$

$$G_W = G_f \cdot \frac{\bar{x}_D - \bar{x}_f}{\bar{x}_D - \bar{x}_W}; \quad (2.8)$$

$$G_W = 4000 \cdot \frac{0,884 - 0,220}{0,884 - 0,043} = 3158 \text{ кг/год.}$$

Криву рівноваги (рис. 2.1) будуємо в координатах у-х за довідковими даними при рівноважних складах рідини і пари у залежності від температури.

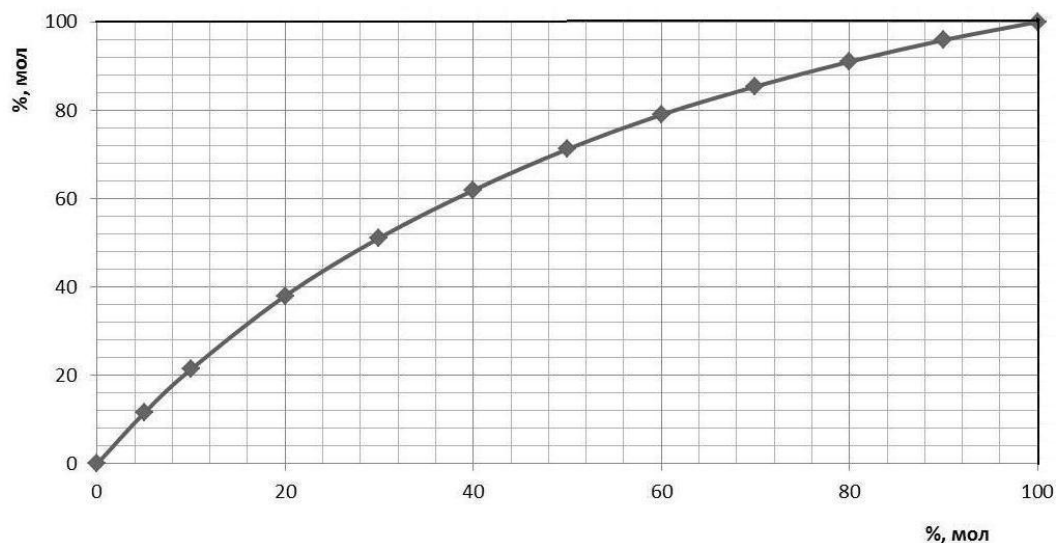


Рисунок 2.1 – Діаграма у-х суміші бензол – толуол

Визначаємо мінімальне флегмове число за рівнянням [5]:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_f^*}{y_f^* - x_f} ; \quad (2.9)$$

де y_f^* – склад пари, яка перебуває в рівновазі з вихідною сумішшю;
 $y_f^* = 0,48$ – визначається з кривої рівноваги.

$$R_{\min} = \frac{0,9 - 0,48}{0,48 - 0,25} = 1,83$$

Визначаємо оптимальне флегмове число R , $\beta = 1,7$ [1]:

$$R = \beta \cdot R_{\min} = 1,7 \cdot 1,83 = 3,1 \quad (2.10)$$

Значення оптимального флегмового числа вирішальним чином впливає на розміри ректифікаційної колони і дозволяє розрахувати масові витрати стікаючої по колоні флегми і піднімаючихся парів [1]:

$$G_R = R \cdot G_D ; \quad (2.11)$$

$$G_R = 3,1 \cdot 842 = 2610 \text{ кг/ГОД.}$$

$$G_V = (R + 1) \cdot G_D ; \quad (2.12)$$

$$G_V = (3,1 + 1) \cdot 842 = 3452 \text{ кг/ГОД.}$$

Робочі лінії процесу визначаються рівняннями [1]:

– для верхньої частини колони:

$$y = \frac{R}{R + 1} \cdot x + \frac{x_D}{R + 1} ; \quad (2.13)$$

– для нижньої частини колони:

$$y = \frac{F + R}{R + 1} \cdot x - \frac{F - 1}{R + 1} \cdot x_W , \quad (2.14)$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
						19
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Середні молярні концентрації парової фази визначаються за рівняннями робочих ліній [1]:

– у верхній частині колони:

$$y'_{cp} = \frac{R}{R+1} \cdot x'_{cp} + \frac{x_D}{R+1}; \quad (2.18)$$

– у нижній частині колони:

$$y''_{cp} = \frac{F+R}{R+1} \cdot x''_{cp} - \frac{F-1}{R+1} \cdot x_W; \quad (2.19)$$

$$y'_{cp} = \frac{3,1}{3,1+1} \cdot 0,58 + \frac{0,9}{3,1+1} = 0,63;$$

$$y''_{cp} = \frac{4,3+3,1}{3,1+1} \cdot 0,15 - \frac{4,3-1}{3,1+1} \cdot 0,05 = 0,23.$$

Середня молярна маса парів розраховується за формулами [1]:

– у верхній частині колони:

$$M'_{cp} = y'_{cp} \cdot M_{лк} + (1 - y'_{cp}) \cdot M_{тлк}; \quad (2.20)$$

– у нижній частині колони:

$$M''_{cp} = y''_{cp} \cdot M_{лк} + (1 - y''_{cp}) \cdot M_{тлк}; \quad (2.21)$$

$$M'_{cp} = 0,63 \cdot 78 + (1 - 0,63) \cdot 92 = 83 \text{ кг/кмоль};$$

$$M''_{cp} = 0,23 \cdot 78 + (1 - 0,23) \cdot 92 = 89 \text{ кг/кмоль}.$$

Середні густини парів визначаються за рівнянням Клайперона:

– у верхній частині колони [1]:

$$\rho'_y = \frac{M'_{cp} \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + t'_y)}; \quad (2.22)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		21

– у нижній частині колони:

$$\rho_y'' = \frac{M_{cp}'' \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + t_y'')}; \quad (2.23)$$

де $t_y' = 90^\circ\text{C}$ – середня температура пари у верхній частині колони в залежності від концентрації y_{cp}' (визначається за діаграмою [3]);

$t_y'' = 105^\circ\text{C}$ – середня температура пара в нижній частині колони в залежності від концентрації y_{cp}'' (визначається по діаграмі [3]).

$$\rho_y' = \frac{83 \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + 90)} = 2,79 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_y'' = \frac{89 \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + 105)} = 2,87 \text{ кг/м}^3.$$

Середні густини рідини знаходяться за правилом адитивності:

– у верхній частині колони:

$$\rho_x' = x_{cp}' \cdot \rho_{ллк}' + (1 - x_{cp}') \cdot \rho_{тлк}'; \quad (2.24)$$

– у нижній частині колони:

$$\rho_x'' = x_{cp}'' \cdot \rho_{ллк}'' + (1 - x_{cp}'') \cdot \rho_{тлк}''; \quad (2.25)$$

де $\rho_{ллк}'$, $\rho_{ллк}''$, $\rho_{тлк}'$, $\rho_{тлк}''$ – густини рідини легколеткого і труднолеткого компонентів при температурах t_x' , t_x'' ;

$\rho_{ллк}' = 805 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{тлк}' = 800 \text{ кг/м}^3$ при температурі $t_x' = 87^\circ\text{C}$ [10];

$t_x' = 87^\circ\text{C}$ – середня температура рідини у верхній частині колони в залежності від концентрації x_{cp}' ;

$\rho_{ллк}'' = 790 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{тлк}'' = 785 \text{ кг/м}^3$ при температурі $t_x'' = 102^\circ\text{C}$ [10];

$t_x'' = 102^\circ\text{C}$ – середня температура рідини в нижній частині колони в залежності від концентрації x_{cp}'' .

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		22

$$\rho'_x = 0,58 \cdot 805 + (1 - 0,58) \cdot 800 = 803 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho''_x = 0,15 \cdot 790 + (1 - 0,15) \cdot 785 = 786 \text{ кг/м}^3$$

Середні в'язкості рідини обчислюються за формулами:

– у верхній частині колони:

$$\lg \mu'_x = x'_{cp} \cdot \lg \mu'_{ллк} + (1 - x'_{cp}) \cdot \lg \mu'_{млк}; \quad (2.26)$$

– у нижній частині колони:

$$\lg \mu''_x = x''_{cp} \cdot \lg \mu''_{ллк} + (1 - x''_{cp}) \cdot \lg \mu''_{млк}; \quad (2.27)$$

де $\mu'_{ллк}$, $\mu''_{ллк}$, $\mu'_{млк}$, $\mu''_{млк}$ – в'язкості рідких легколеткого і труднолеткого компонентів при температурах t'_x і t''_x .

$$\mu'_{ллк} = 0,295 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \quad \mu'_{млк} = 0,3 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\mu''_{ллк} = 0,26 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}, \quad \mu''_{млк} = 0,27 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\mu'_x = 0,000293 \text{ Па}\cdot\text{с}, \quad \mu''_x = 0,000268 \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

Теплові (енергетичні) баланси і розрахунки

Теплове навантаження кип'ятильника визначається за формулою:

$$Q_w = G_v \cdot r_w = G_v \cdot (r_{ллк} \cdot \bar{x}_w + r_{млк} (1 - \bar{x}_w)); \quad (2.28)$$

де $r_{ллк} = 379,2$ кДж/кг, $r_{млк} = 390,1$ кДж/кг – питома теплота випаровування легколетючого і важколетючого компонентів при усереднених температурах [10].

$$Q_w = \frac{3452}{3600} \cdot (379,2 \cdot 0,043 + 390,1 \cdot (1 - 0,043)) = 374 \text{ кВт}.$$

Витрата гріючої пари у кип'ятильнику визначається за формулою:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
						23
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$G_{z.n} = Q_W / r_{z.n}, \quad (2.29)$$

де $r_{z.n} = 2250$ кДж/кг – питома теплота випаровування гріючої пари.

$$G_{z.n} = \frac{374}{2250} = 0,17 \text{ кг/с.}$$

Теплове навантаження дефлегматора розраховується за формулою:

$$Q_D = G_V \cdot r_d = G_V \cdot (r_{лк} \cdot \bar{x}_D + r_{млк} \cdot (1 - \bar{x}_D)); \quad (2.30)$$

$$Q_D = \frac{3452}{3600} \cdot (379,2 \cdot 0,884 + 390,1 \cdot (1 - 0,884)) = 365 \text{ кВт.}$$

Витрата води в дефлегматорі визначається за формулою:

$$G_e = \frac{Q_D}{C_e \cdot (t_{кв} - t_{не})}, \quad (2.31)$$

де $C_e = 4,2$ кДж/кг·К – питома теплоємність охолоджуючої води [10].

$$G_e = \frac{365}{4,2 \cdot 15} = 5,8 \text{ кг/с.}$$

2.2 Конструктивні розрахунки

Граничну і робочу швидкості парів у верхній і нижній частинах колони знаходимо за формулами [11]:

$$\omega' = (0,75 \div 0,9) \cdot \omega_{np}; \quad (2.32)$$

де ω_{np} – швидкість газу, що відповідає точці захлинання.

$$\omega_{np} = c \cdot \sqrt{\frac{\rho_p - \rho_n}{\rho_n}}; \quad (2.33)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		24

де $s=0,043$ при відстані між тарілками $H=400$ мм – коефіцієнт, який вибирається в залежності від конструкції тарілок і відстані між ними.

Гранична швидкість парів:

– для верхньої частини колони

$$\omega'_{np} = 0,043 \cdot \sqrt{\frac{803 - 2,79}{2,79}} = 0,73 \text{ м/с}$$

– для нижньої частини колони

$$\omega''_{np} = 0,043 \cdot \sqrt{\frac{786 - 2,87}{2,87}} = 0,71 \text{ м/с}$$

Робоча швидкість парів:

– для верхньої частини колони

$$\omega' = 0,8 \cdot 0,73 = 0,58 \text{ м/с}$$

– для нижньої частини колони

$$\omega'' = 0,8 \cdot 0,71 = 0,57 \text{ м/с}$$

Відношення масових витрат рідкої і парової фаз дорівнює [11]:

– у верхній частині колони:

$$\left(\frac{L}{G}\right)' = \frac{G_R}{G_V} = \frac{R}{R+1}; \quad (2.34)$$

– у нижній частині колони:

$$\left(\frac{L}{G}\right)'' = \frac{G_R + G_f}{G_V} = \frac{R + F}{R + 1}; \quad (2.35)$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)' = \frac{3,1}{3,1+1} = 0,76$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		25

$$\left(\frac{L}{G}\right)'' = \frac{3,1+4,3}{3,1+1} = 1,8$$

Об'ємна витрата парів дорівнює:

– у верхній частині колони

$$V' = \frac{G_V}{\rho_y'}; \quad (2.36)$$

– у нижній частині колони

$$V'' = \frac{G_V}{\rho_y''}; \quad (2.37)$$

$$V' = \frac{3452}{3600 \cdot 2,79} = 0,34 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V'' = \frac{3452}{3600 \cdot 2,87} = 0,33 \text{ м}^3/\text{с}$$

Діаметр колони розраховується за формулою [12]:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}; \quad (2.38)$$

– для верхньої частини колони:

$$D' = \sqrt{\frac{0,34}{0,785 \cdot 0,58}} = 0,86 \text{ м}$$

– для нижньої частини колони:

$$D'' = \sqrt{\frac{0,33}{0,785 \cdot 0,57}} = 0,86 \text{ м}$$

Приймаємо найближчий більший діаметр колони зі стандартного ряду
 $D_k = 1000 \text{ мм}$.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		26

Дійсні робочі швидкості пари в колоні дорівнюють:

$$w_g = 0,58 \cdot \left(\frac{0,95}{1,0} \right)^2 = 0,52 \text{ м/с}$$

$$w_n = 0,57 \cdot \left(\frac{0,95}{1,0} \right)^2 = 0,51 \text{ м/с}$$

У результаті побудови горизонтальних і вертикальних відрізків між робочою і рівноважною лініями (Додаток А) число теоретичних тарілок дорівнює $N'_m = 9$ шт., $N''_m = 7$ шт.

Число дійсних тарілок можна визначити за допомогою, так званого, середнього к.к.д. тарілки [12]:

$$N_d = N_T / \eta; \quad (2.39)$$

де η – к.к.д. тарілки.

Для визначення середнього к.к.д. тарілок знаходимо коефіцієнт відносної летючості розділюваних компонентів α і динамічний коефіцієнт в'язкості вихідної суміші μ .

$$\alpha = P_{\text{ллк}} / P_{\text{млк}},$$

де $P_{\text{ллк}}$, $P_{\text{млк}}$ – тиск насиченої пари легколеткого і труднолеткого компонентів при середній температурі в колоні.

$$P'_{\text{ллк}} = 400 \text{ мм.рт.ст.}; P''_{\text{ллк}} = 600 \text{ мм.рт.ст.};$$

$$P'_{\text{млк}} = 150 \text{ мм.рт.ст.}; P''_{\text{млк}} = 200 \text{ мм.рт.ст.}$$

$$\alpha' = 400/150 = 2,67;$$

$$\alpha'' = 600/200 = 3;$$

$$\mu'_x = 0,000293 \text{ Па}\cdot\text{с}, \mu''_x = 0,000268 \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\alpha' \cdot \mu'_x = 1,07; \alpha'' \cdot \mu''_x = 1,01.$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		27

За графіком [11] знаходимо $\eta'=0,55$; $\eta''=0,55$.

Число тарілок:

– у верхній частині колони

$$N_d=9/0,55\approx 16 \text{ шт.}$$

– у нижній частині колони

$$N_d=7/0,55\approx 13 \text{ шт.}$$

Висота тарільчастої частини колони залежить від числа дійсних тарілок N_d і прийнятої відстані між ними:

$$H_T = (N_d - 1) \cdot H, \quad (2.40)$$

де $N_d=29$ – загальна кількість тарілок;

$H=400$ мм – відстань між тарілками.

$$H_T=(29-1)\cdot 400=11200 \text{ мм.}$$

Визначення діаметра патрубків.

Діаметр патрубка визначається за формулою [11]:

$$D = \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot \omega}}; \quad (2.41)$$

де ω – швидкість пара або рідини, м/с.

Швидкість пари приймається в межах 10–15 м/с, швидкість рідини 0,5–2 м/с.

Діаметри патрубків для входу і виходу парів:

$$d_v = \sqrt{\frac{3452}{3600 \cdot 2,87 \cdot 0,785 \cdot 12}} = 0,188 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметри патрубків $d_v=200$ мм.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		28

Діаметр патрубкa для входу флегми:

$$d_R = \sqrt{\frac{2610}{3600 \cdot 803 \cdot 0,785 \cdot 0,5}} = 0,048 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр патрубкa $d_R=50$ мм.

Діаметр патрубкa для входу вихідної суміші:

$$d_f = \sqrt{\frac{4000}{3600 \cdot 785 \cdot 0,785 \cdot 0,5}} = 0,06 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр патрубкa $d_f=60$ мм.

Діаметр патрубкa для виходу кубового залишку:

$$d_w = \sqrt{\frac{3158}{3600 \cdot 786 \cdot 0,785 \cdot 0,5}} = 0,053 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр патрубкa $d_w=60$ мм.

2.3 Гідравлічний опір апарата

Гідравлічний розрахунок проводимо у відповідності до методики [11].

Обчислимо гідравлічний опір ситчастої тарілки у верхній і нижній частинах колони:

$$\Delta p_{\text{заг}} = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{пр}}, \text{ Па} \quad (2.42)$$

де $\Delta p_{\text{сух}}$ – гідравлічний опір сухої тарілки, Па;

Δp_{σ} – опір, зумовлений силами поверхневого натягу, Па;

$\Delta p_{\text{пр}}$ – опір парорідинного шару, Па.

Гідравлічний опір сухої тарілки:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		29

$$\Delta p_{\text{сyx}} = \xi \cdot \frac{\rho_n \cdot \omega_{\text{отв}}^2}{2}, \quad (2.43)$$

де ξ – коефіцієнт опору незрошуваних ситчастих тарілок з вільним перетином 5–10 %; $\xi=1,82$ [11];

$\omega_{\text{отв}}$ – швидкість пари в отворах тарілки.

Швидкість пари в отворах тарілки:

$$\omega_{\text{отв}} = \frac{w}{F}, \quad (2.44)$$

де w – дійсна робоча швидкість парів, м/с;

F – вільний перетин тарілки (сумарна площа отворів); $F=5,14$ % [11].

Опір, зумовлений силами поверхневого натягу:

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot \sigma}{d_0}; \quad (2.45)$$

де $\sigma = 20,5 \cdot 10^{-3}$ Н/м – поверхневий натяг рідини при середній температурі у верхній частині колони [10];

$\sigma=18,5 \cdot 10^{-3}$ Н/м – поверхневий натяг рідини при середній температурі у нижній частині колони [10];

$d_0=0,004$ м – діаметр отворів тарілки [11].

Опір парорідинного шару на тарілці:

$$\Delta p_{np} = 1,3 \cdot h_{np} \cdot \rho_{np} \cdot g \cdot k, \text{ Па} \quad (2.46)$$

де h_{np} – висота парорідинного шару, м.

$$h_{np} = h_n + \Delta h, \text{ м} \quad (2.47)$$

де h_n – висота зливної перегородки, м;

Δh – висота шару над зливною перегородкою, м.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
						30
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$\Delta h = \left(\frac{V_p}{1,85 \cdot \Pi \cdot k} \right)^{\frac{2}{3}}, \text{ м} \quad (2.48)$$

де V_p – об’ємна витрата рідини, м³/с;

Π – периметр зливної перегородки, м;

$k = \rho_{np} / \rho_p$ – відношення густини парорідинного шару (піни) до густини рідини, $k \approx 0,5$ [11].

Об’ємна витрата рідини:

$$V_p = \frac{G_D \cdot R \cdot M_{cp}}{M_D \cdot \rho_p} \quad (2.49)$$

де R – флегмове число;

M_{cp} – середня мольна маса рідини, кг/кмоль.

Периметр зливної перегородки знаходимо, розв’язуючи систему рівнянь:

$$\begin{cases} \left(\frac{\Pi}{2} \right)^2 + (R - b)^2 = R^2 \\ 0,1 \cdot \pi \cdot R^2 = \frac{2}{3} \cdot \Pi \cdot b \end{cases} \quad (2.50)$$

де $R=0,5$ м – радіус тарілки;

$\frac{2}{3} \cdot \Pi \cdot b$ – наближене значення площі сегмента.

Умова нормальної роботи тарілок:

$$H_m > 1,8 \cdot \frac{\Delta p}{\rho_p \cdot g} \quad (2.51)$$

де H – міжтарілчаста відстань, м.

Мінімальна швидкість пари в отворах, достатня для того, щоб ситчаста тарілка працювала усіма отворами:

$$w_{o \text{ мін}} = 0,67 \cdot \sqrt{\frac{g \cdot \rho_p \cdot h_{np}}{\xi \cdot \rho_n}}, \quad (2.52)$$

Верхня частина колони

Швидкість пари в отворах тарілки:

$$w_{отв} = \frac{0,52}{0,0514} = 10,1 \text{ м/с.}$$

Гідравлічний опір сухої тарілки:

$$\Delta p_{сyx} = 1,82 \cdot \frac{2,79 \cdot 10,1^2}{2} = 259 \text{ Па.}$$

Опір, зумовлений силами поверхневого натягу:

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot 20,5 \cdot 10^{-3}}{0,004} = 20,5 \text{ Па.}$$

Об'ємна витрата рідини:

$$V_p = \frac{842 \cdot 3,1 \cdot 83}{3600 \cdot 79,4 \cdot 803} = 9,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Розв'язавши систему рівнянь (2.50), отримуємо: $\Pi=0,73 \text{ м}$, $b=0,161 \text{ м}$.

Висота шару над зливною перегородкою:

$$\Delta h = \left(\frac{9,4 \cdot 10^{-4}}{1,85 \cdot 0,73 \cdot 0,5} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,012 \text{ м.}$$

Висота пароріднинного шару:

$$h_{np} = 0,04 + 0,012 = 0,052 \text{ м.}$$

Опір пароріднинного шару на тарілці:

$$\Delta p_{np} = 1,3 \cdot 0,052 \cdot 803 \cdot 9,81 \cdot 0,5 = 266 \text{ Па.}$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
						32
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Загальний гідравлічний опір тарілки у верхній частині колони:

$$\Delta p'_{\text{заг}} = 259 + 20,5 + 266 = 545,5 \text{ Па.}$$

Загальний гідравлічний опір у верхній частині колони становить:

$$\Delta p' = \Delta p'_{\text{заг}} \cdot N'_{\text{д}}, \quad (2.53)$$

$$\Delta p' = 545,5 \cdot 16 = 8728 \text{ Па.}$$

Нижня частина колони

Швидкість пари в отворах тарілки:

$$\omega_{\text{отв}} = \frac{0,51}{0,0514} = 9,9 \text{ м/с.}$$

Гідравлічний опір сухої тарілки:

$$\Delta p_{\text{сух}} = 1,82 \cdot \frac{2,87 \cdot 9,9^2}{2} = 256 \text{ Па.}$$

Опір, зумовлений силами поверхневого натягу:

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot 18,5 \cdot 10^{-3}}{0,004} = 18,5 \text{ Па.}$$

Об'ємна витрата рідини:

$$V_p = \left(\frac{G_D \cdot R}{M_D} + \frac{G_F}{M_F} \right) \cdot \frac{M_{\text{сп}}}{\rho_p};$$

$$V_p = \left(\frac{842 \cdot 3,1}{79,4} + \frac{4000}{88,5} \right) \cdot \frac{89}{3600 \cdot 786} = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Висота шару над зливною перегородкою:

$$\Delta h = \left(\frac{2,5 \cdot 10^{-3}}{1,85 \cdot 0,73 \cdot 0,5} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,024 \text{ м.}$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		33

Висота пароріднинного шару:

$$h_{np} = 0,04 + 0,024 = 0,064 \text{ м.}$$

Опір пароріднинного шару на тарілці:

$$\Delta p_{np} = 1,3 \cdot 0,064 \cdot 786 \cdot 9,81 \cdot 0,5 = 321 \text{ Па.}$$

Загальний гідравлічний опір тарілки у верхній частині колони:

$$\Delta p''_{заг} = 256 + 18,5 + 321 = 595,5 \text{ Па.}$$

Загальний гідравлічний опір у нижній частині колони становить:

$$\Delta p'' = \Delta p''_{заг} \cdot N''_{\delta}, \quad (2.54)$$

$$\Delta p'' = 595,5 \cdot 13 = 7742 \text{ Па.}$$

Перевіримо умову нормальної роботи тарілки нижньої частини колони, у якої гідравлічний опір більший, аніж у тарілки верхньої частини:

$$1,8 \cdot \frac{\Delta p''}{\rho_p \cdot g} = 1,8 \cdot \frac{595,5}{786 \cdot 9,81} = 0,14.$$

Це підтверджує правильність прийнятої раніше відстані між тарілками $H_T = 400 \text{ мм}$, оскільки $0,4 > 0,14$.

Перевіримо рівномірність роботи тарілок:

$$w_{o \text{ min}} = 0,67 \cdot \sqrt{\frac{9,81 \cdot 786 \cdot 0,064}{1,82 \cdot 2,87}} = 6,51 \frac{\text{м}}{\text{с}};$$

$9,9 \text{ м/с} > 6,51 \text{ м/с}$ – отже, тарілки працюватимуть усіма отворами.

Загальний гідравлічний опір колони:

$$\Delta p = \Delta p' + \Delta p''; \quad (2.55)$$

$$\Delta p = 8728 + 7742 = 16470 \text{ Па.}$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		34

$$h_{П.ВС.} = \left(0,03 \cdot \frac{3}{0,032} + 2,7 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 1,1 \text{ м.}$$

Втрата напору в напірній лінії:

$$h_{П.НАП.} = \left(0,03 \cdot \frac{7}{0,032} + 8 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 3,0 \text{ м.}$$

Загальні втрати напору:

$$h_{П} = h_{П.ВС.} + h_{П.НАП.}; \quad (2.60)$$

$$h_{П} = 1,1 + 3,0 = 4,1 \text{ м.}$$

Знаходимо напір насосу за рівнянням:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho_{жс} \cdot g} + H_G + h_{П}, \quad (2.61)$$

де $(P_2 - P_1)$ – різниця тисків у апараті та в ємності, із якої подається рідина. У нашому випадку, враховуючи, що тиск у колоні атмосферний, ця різниця дорівнює 0 МПа;

H_G – геометрична висота піднімання рідини.

$$H = 5 + 4,1 = 9,1 \text{ м.}$$

Корисну потужність насосу визначаємо за рівнянням:

$$N_{П} = \rho_p \cdot g \cdot V \cdot H, \quad (2.62)$$

$$N_{П} = 800 \cdot 9,81 \cdot 1,39 \cdot 10^{-3} \cdot 9,1 = 99 \text{ Вт.}$$

Потужність, яку повинен розвинути електродвигун насосу на вихідному валу при встановленому режимі роботи:

$$N = \frac{N_{П}}{\eta_{пер} \cdot \eta_n}, \quad (2.63)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		37

де $\eta_n \cdot \eta_{пер}$ – коефіцієнти корисної дії відповідно насосу і передачі від електродвигуна до насоса. Приймаємо $\eta_n = 0,6$ і $\eta_{пер} = 1$.

$$N = \frac{99}{1 \cdot 0,6} = 165 \text{ Вт}.$$

Вибираємо відцентровий насос марки НМШ 8-25-8,5/25-5 із наступними параметрами: об'ємна подача насосу $8,5 \text{ м}^3/\text{год.}$; напір насосу 25 м; потужність, яку потребує насосом 7,5 кВт; частота обертів 1450 об/хв.

Розрахунок і вибір ємності для вихідної суміші [11]. Ємність для зберігання вихідної суміші розраховуємо, виходячи з 6–8 годинного резерву робочого часу, а також з урахуванням коефіцієнту заповнення $\psi = 0,8 \dots 0,85$. Приймаємо $\psi = 0,82$.

Розрахунковий об'єм ємності:

$$V_{EP} = \frac{G \cdot \tau}{\psi \cdot \rho}; \quad (2.64)$$

$$V_{EP} = \frac{4000 \cdot 7}{0,82 \cdot 800} = 42,7 \text{ м}^3.$$

Заданося діаметром ємності $D = 3,6 \text{ м}$, тоді її висота буде становити:

$$H = \frac{V_{EP}}{0,785 \cdot D^2}, \quad (2.65)$$

$$H = \frac{42,7}{0,785 \cdot 3,6^2} = 4,2 \text{ м}.$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		38

Розрахунок товщини стінки обичайки корпусу.

Товщина стінки циліндричної обичайки, навантаженої внутрішнім надлишковим тиском:

$$S_k = \frac{P_{np} \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p - P_{np}}, \quad (3.3)$$

$$S_k = \frac{0,55 \cdot 1,0}{2 \cdot 152 \cdot 0,9 - 0,55} = 0,002 \text{ м.}$$

Виконавча товщина стінки:

$$S \geq S_k + C, \quad (3.4)$$

де C – загальне значення прибавки, яка складається зі складових:

$$C = C_1 + C_2 + C_3, \quad (3.5)$$

де C_1 – прибавка на корозію і ерозію, при проникності $\Pi = 0,1$ мм/рік та терміні служби колони $\tau = 15$ років складе

$$C_1 = \Pi \cdot \tau = 0,1 \cdot 15 = 1,5 \text{ мм};$$

C_2 – прибавка на мінусове значення граничного відхилення по товщині листа, мм;

C_3 – технологічна прибавка, яка враховується в залежності від прийнятої технології виготовлення і не включає в себе округлення розрахункової товщини елемента до номінальної товщини за стандартом, мм.

Прибавки C_2 і C_3 враховуються лише в тому випадку, коли сума їх перевищує 5 % від розрахункової товщини обичайки.

$$C = 1,5 + 0 + 0 = 1,5 \text{ мм.}$$

$$S = 0,002 + 0,0015 = 0,0035 \text{ м.}$$

Приймаємо $S = 0,004 \text{ м} = 4 \text{ мм.}$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		40

Допустимий внутрішній надлишковий тиск:

$$[p] = \frac{2[\sigma]\varphi_p(s-c)}{D+(s-c)}, \quad (3.6)$$

$$[p] = \frac{2 \cdot 152 \cdot 0,9 \cdot (0,004 - 0,0015)}{1,0 + (0,004 - 0,0015)} = 0,68 \text{ МПа}$$

Умова міцності має вигляд:

$$P < [P]: 0,55 \text{ МПа} < 0,68 \text{ МПа.}$$

Умова міцності виконується.

Розрахунок товщини стінки днища.

Номінальна товщина стінки днища (кришки), навантажених внутрішнім надлишковим тиском:

$$S_R = \frac{P_p R}{2[\sigma] \cdot \varphi - 0,5 P_p}, \quad (3.7)$$

де R – радіус кривизни в вершині днища; для еліптичних днищ R = D.

$$S_R = \frac{0,55 \cdot 1,0}{2 \cdot 152 \cdot 0,9 - 0,5 \cdot 0,55} = 0,002 \text{ м.}$$

Загальне значення прибавки до товщини стінки днища (кришки) складе:

$$C = 1,5 + 0 + 0 = 1,5 \text{ мм.}$$

$$S = 0,002 + 0,0015 = 0,0035 \text{ м.}$$

Приймаємо S=0,004 м = 4 мм.

Допустимий внутрішній надлишковий тиск:

$$[p] = \frac{2(S-C)\varphi[\sigma]}{D+0,5(S-C)}, \quad (3.8)$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
						41
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$[p] = \frac{2 \cdot (0,004 - 0,0015) \cdot 0,9 \cdot 152}{1,0 + 0,5 \cdot (0,004 - 0,0015)} = 0,68 \text{ МПа,}$$

що більше пробного, а отже, умова міцності виконується.

3.2 Розрахунок опори апарата

Визначимо навантаження порожнього апарату на опору по формулі:

$$Q_{an} = M_{an} \cdot g ; \quad (3.9)$$

де M_{an} – маса порожнього апарату;

$$M_{an} = M_{\kappa} + M_{\text{дн}} + M_{\text{кр}} + M_m + M_{\text{фл}} , \quad (3.10)$$

де M_{κ} , $M_{\text{дн}}$, $M_{\text{кр}}$, M_m , $M_{\text{фл}}$ – відповідно маси корпусу, днища, кришки, тарілок, фланців і арматури

$$M_{\kappa} = H \cdot \pi \cdot D \cdot s \cdot \rho , \quad (3.11)$$

де ρ – щільність матеріалу корпусу $\rho=7800 \text{ кг/м}^3$;

$$M_{\kappa} = 16,1 \cdot 3,14 \cdot 1,0 \cdot 0,004 \cdot 7800 = 1577 \text{ кг}$$

$$M_{\text{дн}} = M_{\text{кр}} = F \cdot s \cdot \rho , \quad (3.12)$$

де F – площа внутрішньої поверхні еліптичного днища (кришки)
 $F=1,16 \text{ м}^2$;

$$M_{\text{дн}} = M_{\text{кр}} = 1,16 \cdot 0,004 \cdot 7800 = 36 \text{ кг.}$$

Маса тарілок:

$$M_m = N \cdot m_m , \quad (3.13)$$

де $m_m = 41,5 \text{ кг}$ – маса однієї тарілки.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						42
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

$$M_m = 29 \cdot 41,5 = 1204 \text{ кг.}$$

Масу фланців і арматури приймемо рівною $M_{\text{фл}}=1000$ кг.

Маса порожнього апарату:

$$M_{an} = 1577 + 2 \cdot 36 + 1204 + 1000 = 3853 \text{ кг;}$$

$$Q_{an} = 3853 \cdot 9,81 = 37798 \text{ Н.}$$

Навантаження апарату на опору під час гідравлічних випробувань:

$$Q_{an}^u = (M_{an} + M_g) \cdot g, \quad (3.14)$$

де M_g – маса залитої в апарат води.

$$M_g = V \cdot \rho_g, \quad (3.15)$$

де V – об'єм апарату

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 1,0^2}{4} \cdot 16,1 = 12,6 \text{ м}^3;$$

$$M_g = 12,6 \cdot 1000 = 12600 \text{ кг;}$$

$$Q_{an}^u = (3853 + 12600) \cdot 9,81 = 161404 \text{ Н.}$$

Виходячи з $Q_{\text{max}}=Q_{\text{ап}}$ і $Q_{\text{min}}=Q_{\text{ап}}$, за таблицями [13] вибираємо циліндричну опору третього типу: 3-1000-30-15-350.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		43

4 Монтаж та ремонт апарата

4.1 Монтаж апарата [14]

Монтажні роботи є складовою частиною загального процесу будівництва підприємства або одного із його об'єктів. Монтаж обладнання проводиться як при будівництві нових об'єктів, так і при реконструкції та ремонті діючих. В останніх двох випадках монтажу передуює демонтаж обладнання.

Монтажні майданчики оснащують необхідними вантажопідйомними механізмами і пристосуваннями. Це найчастіше канати, троси, стропи, блоки й поліспасти, різні талі і лебідки, а також вантажопідйомні машини і механізми. Такелажні засоби повинні бути простими у виготовленні, зручними для транспортування, монтажу, перестановки і демонтажу і, звичайно ж, безпечними в роботі.

Монтаж важкого обладнання на фундамент можна здійснювати в повністю зібраному вигляді або великими блоками шляхом нарощування або підрощування.

Тарілчаста ректифікаційна колона поставляється на монтажний майданчик у максимально готовому вигляді (якщо перевезення повністю зібраного апарата є неможливим, його поставляють максимально великими блоками). Завод-виготовлювач до відправки на монтажну ділянку повинен зробити контрольну збірку апарату, нанести необхідні складальні осі та контрольні риси.

Монтаж колонного апарату проводиться безпосередньо за монтажні штуцери, які розташовані вище центру ваги, за допомогою вантажопідйомних механізмів (стрілові крани, щогли тощо). Стропування апарату проводиться за верхню частину, тому для посилення в горизонтальному положенні його обв'язують кутками або швелерами.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		44

Ступінь складності встановлення колонного апарату в проектне положення визначається його габаритними розмірами (висотою і діаметром), масою, а також висотою фундаменту.

Застосовують два основних способи підйому: ковзання і поворот навколо шарніру. Проектований колонний апарат має велику масу і його підйом забезпечується двома щоглами, що дозволяє легко встановлювати апарат на фундамент. Перед підйомом апарат розташовують якомога ближче до фундаменту. Щогли встановлюють по обидва боки від фундаменту вертикально або злегка похило. Необхідність нахилу щогл визначається довжиною самого апарату, його розташуванням по відношенню до фундаменту, розташуванням і висотою щогл, прийнятою схемою стропування.

Переконавшись у надійності такелажного оснащення і перевіривши роботу всіх механізмів, починають підйом апарату. До опорної частини апарату прикріплюють один або два відтяжних троси, вільні кінці яких намотують на барабани лебідок і апарат починають пересувати. При цьому його опорна частина ковзає по заздалегідь підготовленій підставці – на візках або металевих листах. Після відриву від землі апарат встановлюють вертикально, потім піднімають трохи вище фундаменту і плавно опускають на анкерні болти. Далі контролюють відхилення апарату від вертикальності і затягують анкерні болти.

Колонні апарати вивіряють на фундаменті особливо ретельно, оскільки навіть незначне його відхилення від строго вертикального положення може призвести до помітної втрати стійкості і порушення нормальної роботи внутрішніх контактних пристроїв (у нашому випадку клапанних тарілок). Для тарілчастої ректифікаційної колони максимально допустиме відхилення від вертикальності становить 0,1 % висоти апарату, але не більше 15 мм.

Кріплення апарату до фундаменту відбувається за допомогою фундаментних болтів, а також підлягає підливу бетонною сумішшю.

Після встановлення апарату на фундамент перевіряють, чи відповідає його розташування у просторі проектному плану, а відхилення від

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		45

вертикальності або горизонтальності знаходиться в допустимих межах. Допуск на точність монтажу зазвичай встановлюють на підставі паспорта обладнання та вимогам монтажних інструкцій. Перш за все, доводять до проектної висоти позначку опорної частини обладнання. Фактичний рівень опорної поверхні, як і горизонтальність апарату, визначають по нівеліру.

При підготовці колонного апарату до ремонту тиск усередині колони доводять до атмосферного, видаляють із апарату вуглеводні, пропарюють колону водяною парою. Водяна пара витісняє залишки токсичних сполук, щоб концентрація шкідливих і горючих речовин не перевищувала гранично допустимих концентрацій (ГДК). Після пропарювання колону промивають водою. У деяких випадках пропарку і промивку чередують і проводять по кілька разів.

Промивання колони водою сприяє також більш швидкому її охолодженню. Не можна приступати до ремонтних робіт, якщо температура промивної води перевищує 50°C.

Пропарену і промиту колону від'єднують від усіх апаратів і комунікацій глухими заглушками, що встановлюються на фланцевих з'єднаннях штуцерів. Установку кожної заглушки і подальше її зняття реєструють в спеціальному журналі.

4.2 Ремонт апарата [14, 15]

Ремонт апарата починають із його відкриття, яке необхідно проводити, суворо дотримуючись наступних правил. Спочатку відкривають верхній люк, причому перед цим в апарат протягом деякого часу подають водяну пару, щоб уникнути можливого підсосу повітря, у результаті якого може утворитися вибухонебезпечна суміш. Далі послідовно (згори вниз) відкривають інші люки. Категорично забороняється одночасно відкривати верхній і нижній люки. Не можна також відкривати спочатку нижній, а потім верхній люк, оскільки внаслідок різниці температур відбувається сильний

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		46

Дуже часто, зважаючи на трудомісткість таких заміन ділянок корпусу, визнають доцільним повну заміну корпусу колони. Демонтаж зношеної колони виконують у зворотному порядку (порівнюючи з монтажем).

Після ремонту ректифікаційну колону піддають гідравлічним або пневматичним випробуванням.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		48

11. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / Под общ. ред. В. Н. Соколова. – Л. : Машиностроение, 1982. – 384 с.

12. Основные процессы и аппараты химической технологии : Пособие по проектированию / Под ред. Дытнерского Ю. И. – М. : Химия, 1983. – 272 с.

13. 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.

14. 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.

15. Ермаков В.И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В.И. Ермаков, В.С. Шейн. – Л. : Химия, 1981. – 368 с.

16. Закон України «Про охорону праці» [Електронний ресурс]. – Режим доступу: https://uk.wikipedia.org/wiki/Закон_України_«Про_охорону_праці».

17. Федерація профспілок працівників малого та середнього підприємництва України. Закон України «Про охорону праці» № 2694-12 [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://federation.org.ua/zakonodavstvo/zakon-ukraini-pro-okhoronu-pratsi-2694-12.html>.

18. Основи охорони праці [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <https://library.if.ua/book/9/883.html>.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		57