

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Виробництво синтетичних жирних кислот.
Розробити та модернізувати ректифікаційну колону для
отримання фракції C5-C6

Виконав:
студент групи ХМ.м-91

Шаповал Володимир Володимирович

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20__ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, ст. викладач

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 76 с., 12 рис., 10 табл., 1 додаток, 19 джерел.

Графічні матеріали: технологічна схема ділянки отримання кислот C5-C6, монтажне креслення установки, складальне креслення ректифікаційної колони, креслення складальних одиниць – усього 6 аркушів графічної частини (6×A1).

Тема кваліфікаційної роботи «Виробництво синтетичних жирних кислот. Розробити та модернізувати ректифікаційну колону для отримання фракції C5-C6».

У роботі проведено аналіз літературних джерел, а саме розглянуто основні способи виробництва синтетичних жирних кислот. Обґрунтовано вибір технологічної схеми виробництва, наведено теоретичні основи процесу ректифікації, виконані технологічні розрахунки виробництва і проєктованого апарату, проведені конструктивні і розрахунки на міцність, що підтверджують працездатність і надійність колони. Розроблено схему автоматизації технологічного процесу з використанням сучасних контрольно-вимірювальних приладів і засобів автоматизації. У розділі «Охорона праці та безпека у надзвичайних ситуаціях» дано аналіз потенційних небезпек і шкідливостей, що виникають при експлуатації установки, запропоновані заходи по їх усуненню. Виконано розрахунок блискавкозахисту об'єкта.

Ключові слова: ЖИРНІ КИСЛОТИ, РЕКТИФІКАЦІЙНА КОЛОНА, МОДЕРНІЗАЦІЯ, СИТЧАСТО-КЛАПАННІ ТАРІЛКИ, АВТОМАТИЗАЦІЯ, БЛИСКАВКА.

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	6
1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ	7
1.1 Способи виробництва жирних кислот	7
1.2 Техніко-економічне обґрунтування проекту	14
1.3 Пристрій і принцип роботи проектного апарата	16
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	19
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	19
2.2 Теоретичні основи процесу ректифікації	20
2.3 Технологічні розрахунки	29
2.4 Конструктивні розрахунки	40
2.5 Визначення гідравлічного опору апарата	45
2.6 Вибір допоміжного обладнання	49
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	52
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	52
3.2 Розрахунки апарата на міцність, стійкість та герметичність	53
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	57
4.1 Обґрунтування компонування обладнання установки	57
4.2 Монтаж та ремонт основного технологічного обладнання	59
5 ВИБІР І ОБґРУНТУВАННЯ ТЕХНІЧНИХ ЗАСОБІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ	64
6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ	66
6.1 Аналіз потенційних небезпек та шкідливостей під час роботи установки	66
6.2 Розрахунок основного потенційно-небезпечного фактора	69

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ										
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	Ректифікаційна колона Пояснювальна записка					Літ.	Лист	Листів			
Розроб.	Шаповал									м	к	р	4	76	
Перев.	Острога														
Т.контр.															
Н. контр.															
Затв.	Склабінський				СумДУ, ХМ.м-91										

ВИСНОВКИ

74

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

75

ДОДАТКИ

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		5

ВСТУП

Найважливішим завданням в хімічній промисловості є задоволення народного господарства в засобах виробництва, а населення – у товарах народного споживання, підвищення якості продукції за рахунок науково-технічного прогресу.

Наступними рішеннями хімічної та нафтопереробної промисловості є збільшення обсягу продукції і виробництво синтетичних жирних кислот (СЖК) та інших жирозамінників, що дозволить скоротити споживання харчових жирів на технічні цілі.

Задоволення потреб народного господарства в хімічних добавках для полімерних матеріалів і синтезу лікарських засобів, в текстильно-допоміжних речовинах, каталізаторах, синтетичних волокнах, лакофарбових матеріалах, синтетичних жирних кислотах.

Значна частина рослинних масел (соняшникового, бавовняного і льняного) витрачається на технічні цілі: на виготовлення мила, оліфи, лаків, мастил і т.д. Виробництво жирозамінників, СЖК дозволяє скоротити споживання харчових жирів.

Дуже зріс обсяг вироблення синтетичних жирних кислот. Інтенсивно зросло споживання спиртів С5-С20, виробництво яких перейшло на нафтову і газову сировину замість харчової. Основна кількість вищих жирних спиртів (близько 90 %) переробляється в інші хімічні продукти, які широко застосовуються в різних галузях народного господарства.

Дана магістерська робота має елементи науково-практичної новизни та є самостійною працею, яку виконано у відповідності до методичних вказівок [6]. У даній кваліфікаційній роботі застосовувалися методи математичного моделювання, а розрахунки та узагальнення одержаних результатів проводилися із використанням комп'ютерних прикладних програм.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		6

1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ

1.1 Способи виробництва жирних кислот

Синтетичні жирні кислоти (далі по тексту – СЖК), одержувані в промисловості з нафтохімічної сировини, являють собою, як правило, суміші насичених, переважно монокарбонових кислот нормальної та ізо-будови з парним і непарним числом атомів вуглецю в молекулі, що містять домішки дикарбонових, гідрокси- і кетокрбонових кислот та інших сполук.

Вищі жирні кислоти отримують різними методами, які значно відрізняються один від одного залежно від використовуваної сировини, технологічної схеми та апаратного оформлення. Для отримання суміші синтетичних жирних кислот з 1959 р. проводиться в промисловому масштабі пряме окислення рідких парафінів за присутності борної кислоти [2].

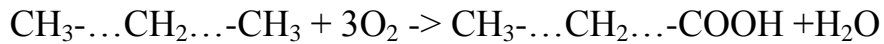
У нашій країні набув широкого розвитку процес окислення високомолекулярних парафінів у синтетичні жирні кислоти. Рідинно-фазне окислення суміші твердих парафінових вуглеводнів киснем повітря за присутності марганцевмісних каталізаторів є основою для промислового виробництва СЖК. Використовуваний для цієї мети на вітчизняних заводах парафін, википає в межах 320–450°C і містить граничні вуглеводні C18-C29. У результаті окислення парафіну в промислових умовах виходить суміш, яка містить 37–40 % жирних кислот (вільних і зв'язаних у вигляді ефірів), 18–25 % не прореагувавших вуглеводнів і 35–40 % нейтральних кислотомісних з'єднань, що є побічними продуктами.

Синтетичні жирні кислоти є технічним продуктом, який застосовується у різних галузях народного господарства і замінює раніше використовувані для тих же потреб природні жирні кислоти. За складом і властивостями СЖК різноманітніше природних – саме тому вони знаходять більш широке застосування в різних галузях промисловості. Відтак, кислоти C5-C6 чітко визначеного складу використовуються для виробництва консистентних мастил.

									Лист
									7
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ				

Окислення парафінів киснем повітря [2]

До недавнього часу основним способом синтезу СЖК було окислення парафінів киснем повітря при 105–120°C і атмосферному тиску (каталізатори – з'єднання марганцю, наприклад $MnSO_4$, MnO_2 , $KMnO_4$).



Ступінь перетворення парафіну становила 30–35 %. Продукти окислення нейтралізували при 90–95°C 20 %-им розчином Na_2CO_3 і обмилювали 30 %-им розчином $NaOH$. Із отриманих мил кислоти виділяли обробкою H_2SO_4 і фракціонували.

Неомилювані продукти видаляли термічною обробкою в автоклаві при 160–180°C і 2,0 МПа, а потім в термічній печі при 320–340°C.

Виробництво СЖК здійснювалося на ряді підприємств. Починаючи з 90-х років, ці виробництва були поступово ліквідовані у зв'язку з нерентабельністю існуючих технологій: невисокий вихід цільової фракції C_{10} – C_{20} (близько 50 % на сировину), низька якість кислот, обумовлена присутністю до 3 % побічних продуктів (дикарбонових, кето- і гідроксикарбонових кислот та ін.), великий обсяг стічних вод (до 8 м³ на 1 т кислот), забруднених Na_2SO_4 і низькомолекулярними кислотами. Окрім того, сировинна база парафінів є досить дефіцитною.

Окислення альдегідів оксосинтезу киснем [3]

2-Етилгексанову кислоту і фракцію кислот C_8 – C_{10} отримують окисленням відповідних альдегідів оксосинтезу киснем або кисневмісним газом при 40–90°C і 0,1–1,0 МПа (каталізатори – метали I, II або VIII групи). СЖК фракцій C_{12} – C_{15} , C_{16} – C_{18} синтезують окисленням оксоспиртів, наприклад у водних лужних розчинах при 70–120°C в присутності металів платинової групи або розплавленої лугом при 170–280°C і тиску, необхідному для підтримки продуктів у рідкій фазі. Отримувані кислоти містять менше побічних продуктів, ніж кислоти, що синтезуються з парафінів.

										Лист
										8
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ					

Гідрокарбоксилювання олефінів у присутності $\text{Co}_2(\text{CO})_8$ [2, 3]

Практичну значимість набувають методи синтезу СЖК з олефінів у присутності $\text{Co}_2(\text{CO})_8$:

- гідрокарбоксилювання при 145–165°C і 5–30 МПа:



- гідрокарбоксилювання при 165–175°C і 5–15 МПа із подальшим гідролізом утвореного ефіру:



Переваги процесів: мало стадійність і високі виходи кислот. Недоліки: досить жорсткі умови (складність технологічного оформлення), утворення великої кількості (до 50 %) кислот ізо-будови, унаслідок чого – висока вартість кислот, що виходять.

Гідрокарбоксилювання олефінів у присутності кислот [2]

СЖК синтезують також гідрокарбоксилюванням олефінів у присутності кислот, наприклад H_2SO_4 , HF , BF_3 при температурі 50–1000°C, тиску 5-15 МПа (процес Коха). При використанні співкаталізаторів (карбонілов міді і срібла) реакцію можна вести при 0–30°C і 0,1 МПа. Отримують в основному суміші кислот ізо-будови. Вони відрізняються низькими температурами плавлення і кипіння, високою щільністю, гарною розчинністю. Недолік методу – високоагресивне середовище.

Рідкофазне окислення α -олефінів [4]

Метод рідкофазного окислення технічної фракції α -олефінів на однотарічастій сітчастій колоні розміром 40×900 мм у присутності стеарату кобальту. Умови процесу: температура 1300°C, час – 2,5 год., кількість каталізатору – 0,07 %. У результаті утворюється суміш кисневмісних сполук із се-

									Лист
									9
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ				

редньою молекулярною вагою 536, що містить карбонільні, гідроксильні та карбоксильні групи. Високі йодні числа отриманого оксидату вказують на наявність ненасичених речовин.

Для виділення кислот з оксидату пропонується екстракція водним розчином карбонату натрію з подальшим підкисленням лужної фази. Інший описаний метод отримання карбонових кислот окисленням олефінів киснем повітря включає використання в якості ініціюючої добавки органічних перекисів. Суміш вищих α -олефінів окислюють киснем повітря при 75–1100°C у присутності 1 % перекису третбутілу до 20 %-ої конверсії, потім додають 1 % стеарату марганцю і продовжують окислення. Тривалість процесу – 8–12 годин. Кислоти екстрагують розчином карбонату натрію. Конверсія – 75 %. Карбонові кислоти отримували також при окисленні α -олефінів C₄–C₂₀ киснем повітря при 100–1600°C у присутності Ce(NO₃)₃ і азотної кислоти. У якості розчинника використовували низькомолекулярні жирні кислоти. Вихід кислот склав не більше 75 %.

Окислення киснем і озонування α -олефінів [4]

Перспективною альтернативною сировиною для отримання СЖК могли б стати дешеві фракції α -олефінів – C₂₀₋₂₆ і C₂₈ і вище. Лінійні α -олефіни є великотоннажним продуктом.

Завданням дослідження було розробка технології виробництва синтетичних жирних кислот з олефінів, які могли б використовуватися для отримання пластичних мастил і емульсолів, які не потребують застосування чистих кислот (метою було одержання досить простої, маловитратної технології, яка б не вимагала великих капіталовкладень і ґрунтувалася на дешевій сировині).

Були проведені лабораторні дослідження рідкофазного окислення α -олефінів фракцій C₂₀₋₂₆ і C₂₈ і вище киснем повітря. Умови окислення були

										Лист
										10
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ					

підібрані за аналогією з відомим процесом окислення парафінів, що застосовувався для отримання жирних кислот.

Реакцію здійснювали в лабораторному реакторі колонного типу, барботуючи через фракцію олефінів повітря у кількості 3–4 л/хв. при нормальному тиску в інтервалі температур 80–1300°C у присутності каталізаторів (0,03–0,3 %). У якості каталізаторів використовували стеарат кобальту, а також суміш калієвих, натрієвих і марганцевих мил, отриманих з СЖК С7-С9, натуральних жирних кислот, олеїну технічного і оксид ату – продукту окислення олефінів.

Окислення досліджували, змінюючи температуру, час реакції, кількість і порядок додавання (разом з олефіном або порційно в процесі окислення) каталізатору. Було встановлено, що нижче температури 1100°C окислення практично не йде. Окислення при використанні в якості каталізатора суміші калієвих і марганцевих мил йде краще, ніж при використанні тільки марганцевих сполук. Каталітична активність стеарату кобальту порівняна зі сполуками марганцю. Будова органічного радикала солей марганцю не робить істотно впливу на вихід кислот.

Максимальне кислотне число 69 було досягнуто під час проведення процесу з використанням калій-марганцевих мил (0,2 % у перерахунку на марганець) при температурі 1150°C протягом 36 годин. Велике значення числа омилення (124,3) свідчить про присутність значної кількості побічних продуктів (ефірів, окисів, перекисів та ін.). Збільшення часу реакції не є доцільним, тому що йде значне уповільнення швидкості процесу, кислотне число збільшується незначно, але збільшується кількість побічних продуктів і продуктів розкладання.

Також були досліджені окислення олефінів повітрям у присутності фталоцианинів міді і кобальту, промислово доступних з'єднань. На фталоцианинів кобальту (вміст в реакційній суміші 0,01 %) при пропусценні повітря через олефіни протягом 32 годин при 115–1200°C був отриманий окси-

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		11

дат з кислотним числом 32 і числом омилення 81. Фталоцианинів міді виявився менш ефективним, був отриманий оксидат з кислотним числом 14 через 25 годин окислення.

Процес окислення олефінів киснем повітря вимагає подальших досліджень в плані інтенсифікації, збільшення селективності, пошуку нових каталізаторів при дотриманні умови технологічності з одного боку і низької собівартості одержуваних СЖК – з іншого.

Альтернативним окисленню киснем повітря в присутності каталізаторів є метод озонування вищих α -олефінів озоно-кисневою сумішшю. Застосування озону в хімічній технології в останні роки збільшується швидкими темпами. До числа діючих відносяться виробництва азелаїнової кислоти з олеїнової кислоти або соєвого масла, гормональних препаратів і стероїдів та ін. Озон, необхідний для процесу, отримують при дії на кисень або повітря тихого електричного розряду в спеціальних генераторах.

Озонові генератори різної продуктивності випускаються вітчизняною промисловістю. Озонатори забезпечують утворення газової суміші з вмістом озону до 10 % ваги. Ці суміші і використовуються для озонування олефінів та інших ненасичених з'єднань.

При гідролізі озонидів кінцевими продуктами в основному є альдегіди і кислоти. Оскільки альдегіди легко окислюються, їх неважко кількісно перетворити в кислоти.

У якості сировини для озонування можуть бути використані індивідуальні олефіни і технічні фракції з певними межами википання (наприклад, 140–1800°C, 180–2400°C, 200–2400°C), що містять олефіни C_6-C_8 , C_8-C_{10} , $C_{10}-C_{14}$, $C_{10}-C_{16}$ і т. п. Ізомерний склад олефінової сировини бажано мати максимально однорідний. Концентрація олефінів в сировині може коливатися від 10 до 100 %, ароматичних вуглеводнів і циклоолефінів не повинно бути, а присутність парафінів не впливає суттєво на процес, бо в умовах озонування вони є інертними до тих пір, поки олефін не перетвориться повністю.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		12

Озонування олефінів здійснюється при атмосферному тиску і помірних температурах шляхом барботування озоновмісних газів через рідкі олефіни або суміші олефінів з парафіну, при температурах від -40 до $+1300^{\circ}\text{C}$. Оскільки реакція високоекзотермічна, виникає питання про відвід реакційного тепла і виборі холодоагенту. При використанні водяного охолодження найкращими є температури $10-350^{\circ}\text{C}$. Озонування можна проводити як періодично, так і безперервним процесом.

Є ряд зарубіжних патентів по озонуванню олефінів з отриманням карбонових кислот. Однак запропоновані технології досить складні й дорого коштують. Так, карбонові кислоти і кетони отримують озонуванням і окисленням олефінів в присутності ОН – яке містить розчинник (вода, оцтова кислота або третинний спирт) при $78-560^{\circ}\text{C}$, окислюючи озоніди розчином хромової кислоти у водному розчині сірчаної кислоти.

У підсумку, зроблений висновок, що технології, засновані на озонуванні α -олефінів або на їх окисленні киснем повітря, без сумніву можуть стати досить перспективними способами отримання недорогих вищих синтетичних жирних кислот, які знайдуть насамперед широке застосування у виробництві пластичних мастил і мастильно-охолоджуючих рідин. Однак, ці процеси вимагають серйозного вивчення і пошуку методів їх інтенсифікації (наприклад, застосування роторно-пульсаційних апаратів, УФ-опромінення, ультразвуку тощо).

Окислення альдегідів киснем повітря [6]

У дослідженні вивчалася можливість отримання насичених кислот C_4 - C_8 окисленням відповідних альдегідів киснем повітря в присутності незначних кількостей ізо-пропанолу. Окислення проводили при $55-70^{\circ}\text{C}$ протягом 11–14 годин при подачі повітря 15 л/год. Вихід карбонових кислот становив 92–94 %. Синтез кислот здійснювався в одну стадію без застосування дорогих каталізаторів.

										Лист
										13
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ					

1.2 Техніко-економічне обґрунтування проекту

Розробка технологічної схеми виробництва здійснювалася у першій половині 70-х рр., на основі зарубіжних робіт у цій галузі. Однак, за минулі роки у виробництві жирно-кислотних продуктів були запропоновані нові конструкторські рішення.

Вихідна технологічна схема виробництва розроблялася для розміщення основного обладнання в приміщенні закритого типу (цеху), а допоміжного обладнання (складських і проміжних ємностей) – на відкритих майданчиках. Однак, як показала світова практика, виробництво пожежонебезпечних і токсичних речовин доцільніше розміщувати на відкритих майданчиках. Розміщення обладнання на відкритих майданчиках дозволяє більш просте рішення проблеми вентиляції об'єкта, полегшує умови праці, підвищує техніку безпеки, знижуючи тим самим ступінь ризику.

Справа в тому що, як уже було зазначено вище, апаратура розроблялася досить давно, під час, коли процес ректифікації жирно-кислотних продуктів був мало вивчений.

У даному кваліфікаційному проекті запропоновано замінити клапанну тарілку, яка застосовується у виробництві жирних синтетичних кислот, на ситчасто-клапанну.

Ситчасто-клапанна тарілка застосовується в масообмінних апаратах, в яких можливе підвищення навантаження за парою і рідиною, при невеликому гідравлічному опорі, що також дозволяє її застосовувати в апараті, який працює під вакуумом. При збільшенні витрати або швидкості рідини чи пари у вільному перерізі, завдяки особливій конструкції клапанів, які розташовані в гніздах тарілки з ситами, мають можливість підніматися над тарілкою на величину, обмежену ніжками клапана, у результаті чого відбувається оптимальний контакт пари і рідини.

Ситчасто-клапанна тарілка проста за конструкцією і зручна для очищення від забруднень. Вимагає точності при установці, але має порівняно високий ККД, що робить її перспективною для даного проекту.

Впровадження у виробництво перерахованих вище змін призведе до:

1. Розміщення обладнання на відкритому майданчику дозволить істотно знизити капітальні витрати при монтажі обладнання, і, наступні витрати на амортизацію і обслуговування; призведе до зменшення витрат на установку систем вентилявання та пожежогасіння.
2. Особливістю розміщення обладнання на відкритому майданчику є можливість компонування обладнання і його подальшого монтажу на діючих або законсервованих підприємствах. Це особливо актуально для України, яка має комплекси підприємств лісопереробної промисловості, або не рентабельних, або оснащених застарілим обладнанням.
3. При використанні промислових майданчиків для реконструкції або модернізації повністю відпадає необхідність у капітальних витратах на підготовку майданчика, вирішення питань енергопостачання та утилізації промислових відходів. При цьому, можливо повністю вирішити питання транспортного забезпечення та постачання сировини.
4. Заміна клапанної тарілки в колоні на ситчасто-клапанні забезпечує більший діапазон стійкої роботи при невеликому гідравлічному опорі.

Дане конструктивне рішення дозволяє знизити витрати:

- при виробництві обладнання (витрати матеріалів, трудових ресурсів, енергоносіїв);
- при монтажі (транспортні витрати, витрати на підготовку майданчика, витрати на спеціальне обладнання та оснащення);
- при експлуатації (зниження вартості допоміжного обладнання, пов'язані зі зменшенням габаритів апарату).

1.3 Пристрій і принцип роботи проектного апарата

Колона для розділення фракцій С5-С6 (рис. 1.1) є вертикальним суцільнозварним циліндричним апаратом із постійним перетином по висоті. Усередині колони для проведення технологічного процесу встановлені ситчасто-клапанні тарілки.

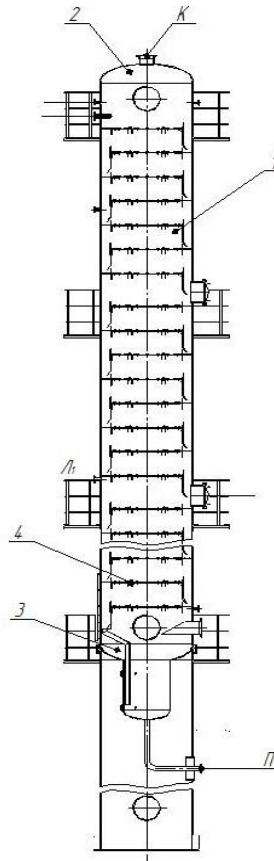


Рисунок 1.1 – Тарілчаста ректифікаційна колона:

1 – корпус; 2, 3 – днище; 4 – тарілка; Л1 – штуцер введення сировини;
П – штуцер виведення кубового залишку; К – штуцер виходу парів

Ситчасто-клапанна тарілка (рис. 1.2) забезпечує великий діапазон стійкої роботи при невеликому гідравлічному опорі, що робить її придатною для процесів, які протікають під вакуумом. Її перевагами є простота конструкції, низька металоємність і невисока ціна.

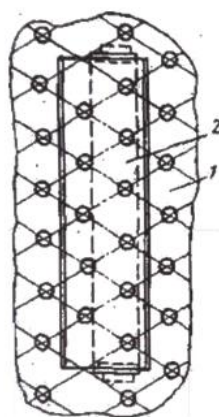


Рисунок 1.2 – Схема елемента ситчасто-клапанної тарілки

Для зменшення гідравлічного опору і розширення діапазону стійкої роботи ситчастих тарілок – їх комбінують із клапанними пристроями (рис. 1.2). У результаті підвищується ефективність роботи тарілки при малій і великій продуктивності за парою. При малих навантаженнях тарілка працює як звичайна ситчаста. Зі збільшенням навантаження відкривається клапан 2 і між клапаном і тарілкою 1 утворюється щілина, звідки, під деяким кутом до горизонталі, виходить пара, забезпечуючи переміщення рідини по тарілці в напрямку зливу і зменшуючи різницю рівнів рідини на тарілці.

У середині колони тарілка встановлюється на опорне кільце, яке одночасно надає жорсткості циліндричній обичайки і кріпиться до нього болтами і притискними планками.

На живильну тарілку надходить вихідна суміш, підігріта до температури кипіння. Живильна тарілка умовно ділить колону на дві частини, які мають різне призначення. У верхній (від живильної до верхньої частини) має бути забезпечено якомога більше зміцнення пари, тобто збагачення їх низько киплячим компонентом (НКК), щоб у дефлегматор попрямували пари, близькі за складом до чистого НКК. Тому ця частина колони називається зміцнюючою. У нижній частині (від живильної до нижньої тарілки) необхідно у мінімальному ступені видалити низько киплячий компонент, тобто вичерпати рідину для того, щоб у кип'ятильник стікала рідинка, близька за складом до чистого високо киплячого компоненту (ВКК). Відповідно, ця частина називається вичерпною.

Рідина, що надійшла на живильну тарілку, по переливним карманам досягає нижньої тарілки. У нижню частину колони подається високотемпературний органічний теплоносій. У результаті теплообміну з рідини виділяються пари низько киплячого компоненту, які проходять через шар рідини на нижній тарілці.

Припустимо, що концентрація рідини на першій тарілці дорівнює x_1 (по низько киплячому компоненту), а її температура t_1 . У результаті взаємодії між рідиною і паром, що має більш високу температуру, рідина частково випаровується, причому в парі переходить переважно низькокиплячі компоненти. Тому на наступну (другу) тарілку надходить пара із вмістом низько киплячого компоненту $y_1 > x_1$. Випаровування рідини на тарілці відбувається за рахунок тепла конденсації пари. Із пари конденсується і переходить в рідину переважно висококиплячий компонент, вміст якого у парі вище рівноважного. На другій тарілці рідина вже має склад x_2 , містить більше низько киплячого компоненту, ніж на першій ($x_2 > x_1$) та відповідно кипить при більш низькій температурі ($t_2 < t_1$). Стикаючись із нею, пара складу y_1 частково конденсується, збагачується низько киплячим компонентом і потрапляє на вище розташовану тарілку, маючи склад $y_2 > y_1$ і т. д.

Ректифікацію під вакуумом застосовують для розділення азеотропів, збільшення відносної летючості компонентів заданої суміші, зниження швидкості корозії, зменшення температури грючої пари тощо.

Можливість зниження тиску в ректифікаційній колоні, зазвичай, обмежується ускладненими умовами конденсації утвореної пари. Практично граничною межею температур цих парів, що допускають застосування в системах конденсації води у якості холодоагенту, є 45–50°C. Використання спеціальних холодоагентів (розсіл, хладон та ін.) вимагає додаткових енергетичних витрат і зменшує техніко-економічні показники процесу.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
						18
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва

У технологічному процесі необхідно використовувати зневоднену сировину. Тому перед подачею на установку суміш проходить зневоднення, знежирення так само відбувається з метою видалення легких жирів, яких віднесло разом із парами води.

Потужності з виробництва СЖК оцінюються у 0,25 млн. т/рік при навантаженні у 50–80 %. Зростаючий інтерес до кислот до С12 і вище С20 стимулює розвиток виробництва СЖК з нафтохімічної сировини.

Принципова технологічна схема дільниці одержання кислот фракції С5-С6 представлена на рис. 2.1.

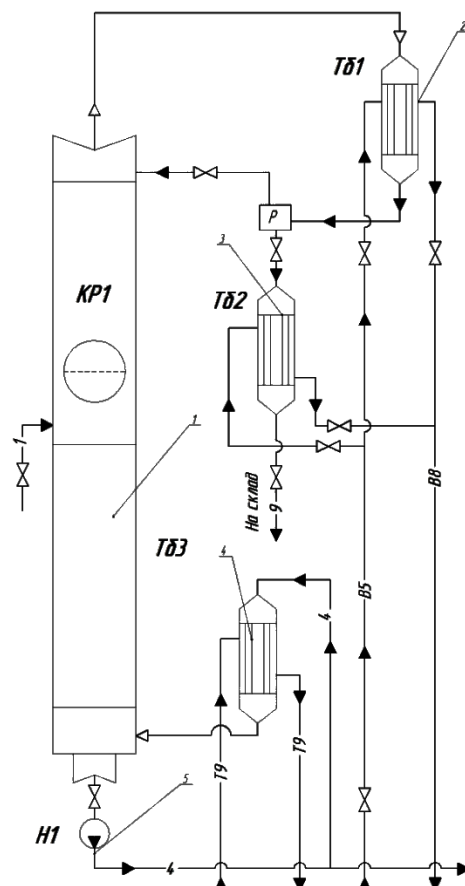


Рисунок 2.1 – Технологічна схема дільниці одержання кислот фракції С5-С6

									Лист
									19
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ				

Принцип роботи даної установки полягає у наступному. Пари фракцій С5-С16 із сепаратора куба КИ1 конденсуються у вбудованому конденсаторі куба – конденсат самопливом надходить у середню частину колони КР1 (фракцій С5-С6). Колона КР1 тарілчастого типу із 20 тарілками. Для зниження температури процесу – ректифікація проводиться під вакуумом (залишковий тиск верха колони ~ 40 мм рт. ст.):

- температура у верхній частині колони $t_v = 100^\circ\text{C}$;
- температура у нижній частині колони $t_n = 180^\circ\text{C}$.

Пари з колони КР1 конденсуються у виносному конденсаторі Тб1 кожухотрубного типу, за рахунок нагрівання пом'якшеної циркулюючої води. Частина конденсату з конденсатора Тб1 стікає самопливом на верхню тарілку колони КР1 у якості флегми, а залишок конденсату, попередньо охолоджений в холодильнику Тб2, за допомогою насосу (на схемі не показаний) відкачується у вигляді товарної фракції кислот С5-С6 на склад.

Кубовий залишок колони КР1 відділяється від циркуляційного контуру рідини плівкового випарника Тб3, і подається у колону фракцій кислот С7-С9.

2.2 Теоретичні основи процесу ректифікації

На рис. 2.2 приведена схема, яка пояснює процес масопередачі між рідиною і газом (парою). Фази рухаються із певною швидкістю одна відносно одної і розділені рухомою поверхнею розділу.

Перенесення речовини M , що розподіляється, відбувається за умов турбулентного руху фаз. Прийmemo також, що речовина переходить із фази Φ_v , де концентрація речовини M вище рівноважної, в фазу Φ_x . Таким чином, здійснюється процес масовіддачі із основної маси фази Φ_v до поверхні розділу фаз і процес масовіддачі від поверхні розділу до основної маси фази Φ_x . У результаті таких частинних процесів, а також подолання опору перенесення через саму поверхню розділу фаз (якщо він має суттєву величину), і відбувається процес масопередачі – перехід речовини із однієї фази в іншу.

										Лист
										20
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ					

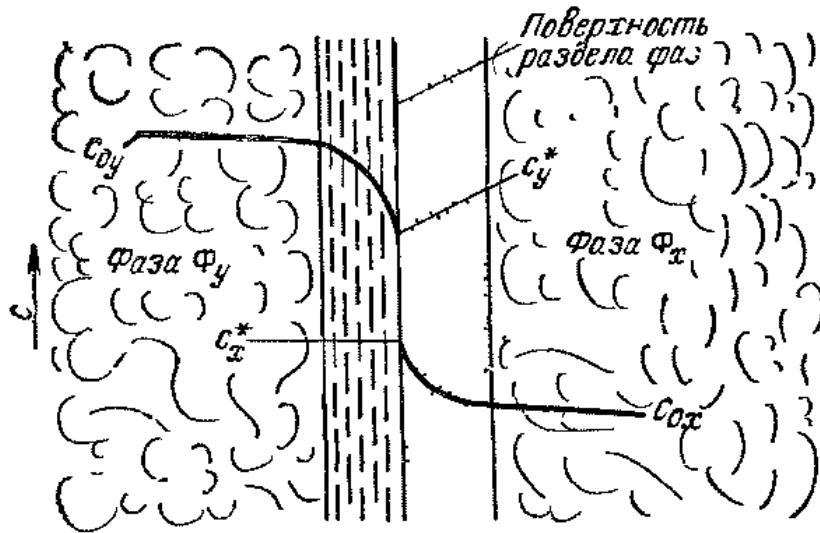


Рисунок 2.2 – Схема розподілу концентрацій в фазах у процесі масопередачі

Процес масопередачі найтіснішим чином пов'язаний зі структурою турбулентного потоку в кожній фазі. При турбулентному русі потоку біля твердої стінки утворюється ламінарний прикордонний шар. Аналогічно, у кожній фазі розрізняють ядро (основну масу фази) і прикордонний шар біля кордону фази. В ядрі речовина переноситься переважно турбулентними пульсаціями і концентрація розподілюваної речовини, як показано на рис. 2.3, в ядрі практично постійна.

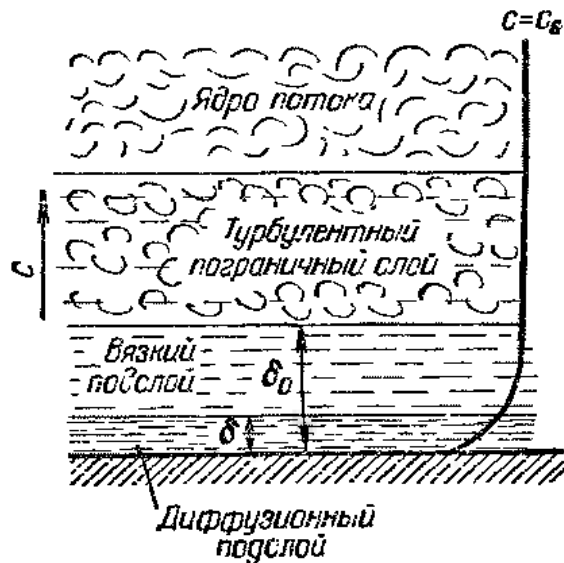


Рисунок 2.3 – Структура потоку і профіль концентрацій у фазі

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. 2.2).

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:

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:

$$q = \frac{D}{\delta_{E\Phi}} \cdot (c_0 - c_{GP}), \quad (2.1)$$

де c_0 і c_{GP} – 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 (2.1) $D/\delta_{E\Phi}$ – 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 дифузією.

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 впливає із рівняння (2.1), якщо вважати, що величина $\delta_{E\Phi}$ не залежить від D . Крім того, ефективні товщини плівок практично не піддаються розрахунку або вимірюванню.

Більш точно враховуються умови біля кордону розділення в модифікованій плівковій моделі, званою моделлю дифузійного прикордонного шару.

Концентрація речовини постійна в ядрі потоку фази ($c_0=const$) повільно знижується в турбулентному прикордонному шарі, де спочатку речовина переноситься переважно турбулентними пульсаціями. Із наближенням до кордону фази і зменшенням масштабу пульсацій на ділянці товщини шару, у так званому в'язкому підшарі, концентрація знижується помітно швидше. Тут під дією сил тертя рух наближається до ламінарного і зростає частка речовини, що передається молекулярною дифузією.

Однак, на більшій частині товщини δ_0 в'язкого підшару турбулентною дифузією переноситься більша кількість речовини, ніж молекулярною. Лише в самій глибині вузького підшару, всередині тонкого дифузійного підшару товщиною δ , що безпосередньо примикає до кордону розділення фаз, молекулярний перенос стає переважаючим.

Дифузійний підшар, як показано на рис. 2.3, є областю найбільш різкої і близької до лінійної зміни концентрацій. Його товщина δ пов'язана із товщиною δ_0 в'язкого підшару залежністю

$$\delta = \left(\frac{D}{\nu} \right)^{1/m} \cdot \delta_0, \quad (2.2)$$

де ν – кінематична в'язкість;

m – константа, яка визначається дослідним шляхом.

Таким чином, загасання турбулентності відбувається поступово і безперервно, і лише біля найтвердішої стінки швидкість пульсації стає рівною нулю, що відповідає $\varepsilon_D=0$. У системах газ (пара) – рідина, що характеризуються рухомою поверхнею розділення, сили поверхневого натягу діють подібно силам тертя у твердій поверхні. Однак, до сих пір достовірно не встановлено справжній закон загасання турбулентних пульсацій із наближенням до кордону фази, і величину m не можна визначити теоретично.

Таким чином, на даний час не існує теоретичних моделей масопередачі, які ґрунтуються на точних, надійно перевірених досвідом гідродинамічних

закономірностях. Основною причиною цього слід вважати складність і недостатню вивченість турбулентного руху.

Зважаючи на складність механізму процесів масовіддачі у фазах, для практичних цілей приймають, що швидкість масовіддачі пропорційна рушійній силі, яка дорівнює різниці концентрацій в ядрі і на кордоні фази або (у разі зворотного напрямку перенесення) – різниці концентрацій на кордоні і в ядрі фази.

Відповідно, якщо розподілювана речовина переходить із фази Φ_Y в фазу Φ_X , то основне рівняння масовіддачі, яке визначає кількість M речовини, що переноситься в одиницю часу в кожній із фаз (до кордону фази або у зворотному напрямку), виражається у такий спосіб:

фаза Φ_Y

$$M = \beta_y \cdot F \cdot (\bar{y} - \bar{y}_{ГР}); \quad (2.3)$$

фаза Φ_X

$$M = \beta_x \cdot F \cdot (\bar{x}_{ГР} - \bar{x}). \quad (2.4)$$

Різниці концентрацій $\bar{y} - \bar{y}_{ГР}$ і $\bar{x}_{ГР} - \bar{x}$, які входять у ці рівняння являють собою рушійну силу процесу масовіддачі відповідно у фазах Φ_Y і Φ_X , причому \bar{y} і \bar{x} – середні концентрації в основній масі (ядрі) кожної із фаз, $\bar{y}_{ГР}$ і $\bar{x}_{ГР}$ – концентрації біля кордону відповідної фази.

Коефіцієнти пропорційності β_x і β_y називають коефіцієнтами масовіддачі.

Коефіцієнти масовіддачі β_x (у фазі Φ_X) і β_y (у фазі Φ_Y) показують, яка кількість речовини переходить від поверхні розділення фаз в ядро фази (або у зворотному напрямку) через одиницю поверхні в одиницю часу при рушійній силі, яка дорівнює одиниці.

Коефіцієнт масовіддачі залежить від фізичних властивостей фази (щільності, в'язкості та ін.) і гідродинамічних умов у ній (ламінальний або

турбулентний режим течії), пов'язаних, у свою чергу, із фізичними властивостями фази, а також із геометричними факторами, обумовленими конструкцією і розмірами масообмінного апарату. Таким чином, величина β є функцією багатьох змінних, що значно ускладнює розрахунок або дослідне визначення коефіцієнтів масовіддачі. Величинами останніх враховується як молекулярне, так і конвективне перенесення речовини у фазі.

Коефіцієнт масовіддачі може бути виражений в різних одиницях, залежно від вибору одиниць для кількості розподілюваної речовини і рушійної сили.

Рівноважний стан і властивості вуглеводневих систем

У загальному випадку рідка суміш може складатися з декількох компонентів. У найпростішому випадку з двох, наприклад з компонентів А і В. Характер поведінки рідкої суміші залежить головним чином від природи складових її речовин і тиску.

Для ідеальних розчинів характерно те, що сила взаємодії між усіма молекулами (однойменними і різнойменними) дорівнює. При цьому загальна сила, з якою молекула утримується в суміші, не залежить від складу суміші. Очевидно, що парціальний тиск в цьому випадку повинен залежати лише від числа молекул, що досягають в одиницю часу поверхні рідини зі швидкістю, необхідною для подолання сил внутрішнього тяжіння молекул. Умови рівноваги в системі пар - рідина для повністю взаємно розчинних компонентів встановлюються відповідно до закону Рауля, тобто при даній температурі тиск відповідного компонента зростає пропорційно його вмісту в рідкій суміші:

$$p_A = P_A \cdot x_A; \quad (2.5)$$

$$p_B = P_B \cdot (1 - x_A), \quad (2.6)$$

де p_A , p_B – парціальний тиск компонентів А і В в паровій фазі;

P_A, P_B – тиск насичених парів компонентів А і В (пружність парів) при даній температурі;

x_A – концентрація компонента в розчині, мольні долі.

Закон Рауля справедливий і для газів з температурою нижче критичної (тобто такої температури, вище якої газ при збільшенні тиску не зріджується).

За ступенем розчинності компонентів суміші рідини поділяють на:

- розчинні в будь-яких співвідношеннях;
- частково розчинні;
- взаємно нерозчинні.

У свою чергу суміші зі взаємно розчинними компонентами в будь-яких співвідношеннях діляться на:

- ідеальні розчини, які підкоряються закону Рауля;
- так звані нормальні розчини - рідкі суміші, частково відхиляються від закону Рауля, але не утворюють сумішей: з постійною температурою кипіння (азеотроп);
- неідеальні розчини – рідини із значними відхиленнями від закону Рауля, в тому числі суміші з постійною температурою кипіння (азеотропи).

Слід зазначити, що повністю взаємно нерозчинних рідин немає, зазвичай все рідини хоча б в незначних кількостях, але розчиняються одна в одній. Однак в цих випадках на практиці для зручності приймають такі рідини взаємно нерозчинними.

Суміш двох рідин, взаємо розчинних в будь-яких співвідношеннях, являє собою систему, що складається з двох фаз і двох компонентів, і за правилом фаз ($C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2$) має два ступені свободи (із трьох – тиску P , температури t , концентрації x). Однак при аналізі і розрахунку процесів перегонки рідин одну з змінних зазвичай закріплюють і будують діаграму фаз в плоскій системі координат. При цьому можливі наступні варіанти фазових діаграм:

$$P-t (x=const); P-x (t=const); t-x (P=const). \quad (2.7)$$

Для технічних розрахунків найбільш важливою є діаграма $t-x, y$, так як зазвичай процеси перегонки в промислових апаратах протікають при $P = \text{const}$, тобто в ізобарних умовах. На цій діаграмі (рис. 2.4) по осі абсцис відкладені концентрації рідкої x і парової y фаз, що відповідають різним температурам.

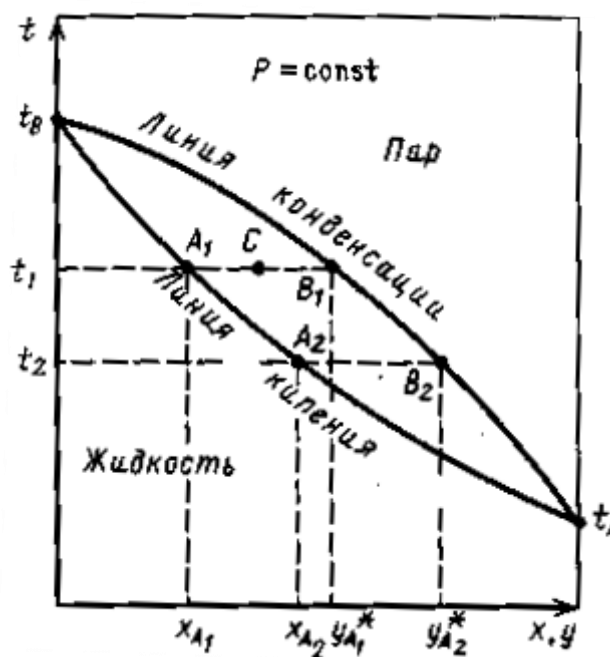


Рисунок 2.4 – Фазова діаграма $t-x, y$

Відповідно до закону Дальтона загальний тиск парів над розчином дорівнює сумі парціальних тисків парів індивідуальних компонентів, отже:

$$P = p_A + p_B, \quad (2.8)$$

у той же час згідно слідству закону Дальтона:

$$p_A = P \cdot y_A, \quad p_B = P \cdot y_B, \quad (2.9)$$

де y_A, y_B – концентрація компонентів А і В в паровій фазі, мольні доли;
 P – загальний тиск парів над розчином.

2.3 Технологічні розрахунки

Матеріальний баланс, заснований на законі збереження маси речовини, складається для визначення кількості матеріальних потоків по усій кількості речовини і низько киплячого компоненту. При визначенні матеріального балансу скористаємося виразом, згідно із яким матеріальний баланс для усієї колони знаходиться за формулою:

$$G_f = G_d + G_w, \quad (2.10)$$

де G_f – кількість вихідної суміші, кг/год.;

G_d – кількість дистиляту, кг/год.;

G_w – кількість кубової рідини, кг/год.

Баланс за низько киплячим компонентом:

$$G_f \bar{x}_f = G_d \bar{x}_d + G_w \bar{x}_w, \quad (2.11)$$

де x_f – вміст низько киплячого компоненту у вихідній суміші, мас. частки;

x_d – вміст низько киплячого компоненту у дистиляті, мас. частки;

x_w – вміст низько киплячого компоненту у кубовому залишку, мас. частки;

Оскільки кількість розділюваної суміші і концентрації задані, визначимо кількість кубового залишку і дистиляту.

Кількість кубового залишку визначимо за виразом:

$$G_w = G_f \cdot \frac{\bar{x}_d - \bar{x}_f}{\bar{x}_d - \bar{x}_w}; \quad (2.12)$$

$$G_w = 12500 \cdot \frac{0,94 - 0,04139}{0,94 - 0,01861} = 12190,6 \text{ кг/год.}$$

Кількість дистиляту визначимо так:

$$G_d = G_f - G_w; \quad (2.13)$$

$$G_d = 12500 - 12190,9 = 309,4 \text{ кг/год.}$$

Склади рідини в умові задані у відсотках, а для розрахунку зручніше користуватися складами рідини і пари, вираженими в молярних частках.

									Лист
									29
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ				

Перерахунок масових часток в молярні здійснюються за формулою:

$$x = \frac{\frac{\bar{x}_1}{M_1}}{\frac{\bar{x}_1}{M_1} + \frac{\bar{x}_2}{M_2} + \dots + \frac{\bar{x}_n}{M_n}}, \quad (2.14)$$

де x – молярна частка компонента, кмоль/кмоль;

x_1, x_2, x_n – масові частки компонентів;

M_1, M_2 – молекулярні маси компонентів.

Склад вихідної суміші дистилляту і кубового залишку, відповідно молекулярні маси, масові частки взяті на підставі даних, отриманих із [3].

З метою уникнення захаращення розрахунку, перерахуємо масові частки в молярні для декількох компонентів, а отримані дані для кожного компонента заносимо до табл. 2.1 – 2.3.

Таблиця 2.1 – Дані для вихідної суміші

Компонент	M_i , кг/кмоль	Вихідна суміш			
		Концентрація x_{f_i} , мас. частки	Витрата		Концентрація $X_{f_i} = \frac{G_{f_i}}{G_f}$, мол. частки
			$g_{f_i} = \frac{12500}{100} \cdot x_{f_i}$ кг/год.	$G_{f_i} = \frac{g_{f_i}}{M_i}$, кмоль/год.	
C ₁ -C ₄	74,12	0,142	17,750	0,239	0,003
C ₅	88,15	1,441	180,125	2,043	0,027
C ₆	102,18	2,968	371,000	3,631	0,049
C ₇	116,2	6,579	822,375	7,077	0,095
C ₈	130,23	8,948	1118,500	8,589	0,115
C ₉	144,26	10,030	1253,750	8,691	0,116
C ₁₀	158,28	10,572	1321,500	8,349	0,112
C ₁₁	172,31	11,040	1380,000	8,009	0,107
C ₁₂	186,34	11,120	1390,000	7,459	0,100
C ₁₃	200,36	10,318	1289,750	6,437	0,086
C ₁₄	214,39	7,796	974,500	4,545	0,061
C ₁₅	228,42	6,649	831,125	3,639	0,049
C ₁₆	242,45	4,930	616,250	2,542	0,034
C ₁₇	256,47	4,055	506,875	1,976	0,026
C ₁₈	270,5	2,062	257,750	0,953	0,013
C ₁₉	284,53	1,350	168,750	0,593	0,008
Разом		100	12500	74,773	1,000

Таблиця 2.2 – Дані для дистилляту

Компонент	Ступінь вилучення φ_{d_i} , мас. частки	Дистиллят			
		Витрата		Концентрація	
		$g_{d_i} = g_{f_i} \cdot \varphi_{d_i}$, кг/год.	$G_{d_i} = \frac{g_{d_i}}{M_i}$, кмоль/год.	$x_{d_i} = \frac{g_{d_i}}{g_d}$, мас. частки	$X_{d_i} = \frac{G_{d_i}}{G_d}$, мол. частки
C ₁ -C ₄	1	17,750	0,239	0,057	0,071
C ₅	0,99	178,324	2,023	0,578	0,604
C ₆	0,28	103,880	1,017	0,336	0,303
C ₇	0,01	8,224	0,071	0,027	0,021
Разом		309,4	3,350	1,000	1,000

Таблиця 2.3 – Дані для кубового залишку

Компонент	Ступінь вилучення φ_{w_i} , мас. частки	Кубовий залишок			
		Витрата		Концентрація	
		$g_{w_i} = g_{f_i} \cdot \varphi_{w_i}$, кг/год.	$G_{w_i} = \frac{g_{w_i}}{M_i}$, кмоль/год.	$x_{w_i} = \frac{g_{w_i}}{g_w}$, мас. частки	$X_{w_i} = \frac{G_{w_i}}{G_w}$, мол. частки
C ₁ -C ₄	0,02	0,355	0,005	$2,911 \cdot 10^{-5}$	$6,662 \cdot 10^{-5}$
C ₅	0,06	10,808	0,123	0,001	0,002
C ₆	0,99	367,290	3,595	0,030	0,050
C ₇	0,99	814,151	7,006	0,067	0,097
C ₈	0,99	1107,315	8,503	0,091	0,118
C ₉	0,99	1241,213	8,604	0,102	0,120
C ₁₀	0,99	1308,285	8,266	0,107	0,115
C ₁₁	0,99	1366,200	7,929	0,112	0,110
C ₁₂	0,99	1376,100	7,385	0,113	0,103
C ₁₃	0,99	1276,853	6,373	0,105	0,089
C ₁₄	0,99	964,755	4,500	0,079	0,063
C ₁₅	0,99	822,814	3,602	0,067	0,050
C ₁₆	0,99	610,088	2,516	0,050	0,035
C ₁₇	0,99	501,806	1,957	0,041	0,027
C ₁₈	0,99	255,173	0,943	0,021	0,013
C ₁₉	0,99	167,063	0,587	0,014	0,008
Разом		12190,96	71,893	1,000	1,000

Визначення флегмового числа. Флегмовим числом називається відношення кількості флегми до кількості дистилляту. При збільшенні флегмового числа, необхідна кількість тарілок зменшується і навпаки. Для його визначення необхідно спочатку розрахувати мінімальне флегмове число.

При визначенні флегмового числа скористаємося джерелом [7], згідно із яким мінімальне флегмове число визначається за формулою:

$$R_{min} = \frac{x_d - y_f^*}{y_f^* - x_f} \quad (2.15)$$

де y_f^* – концентрація компонента в парі, рівноважного з x_f , КМОЛЬ/КМОЛЬ.

Значення x_d , x_f беремо з таблиці, а $y_f^* = 0,15$ визначаємо за діаграмою рівноважних складів [11]. Тоді:

$$R_{min} = \frac{0,941 - 0,15}{0,15 - 0,0171} = 5,95$$

Робоче флегмове число:

$$R = 1,3R_{min} + 0,3 \quad (2.16)$$

Приймаємо значення робочого флегмового числа:

$$R = 1,3 \cdot 5,95 + 0,3 = 8,035.$$

Приймаємо $R = 10$.

Визначення кількості теоретичних тарілок. Для знаходження кількості теоретичних тарілок використовуємо емпіричний метод розрахунку. Розрахунок виконується за допомогою графіка Джилліленда, за яким необхідне число теоретичних тарілок визначається у залежності від мінімального числа теоретичних тарілок і мінімального флегмового числа.

Розрахуємо відношення:

$$x_{1p} = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \quad (2.17)$$

$$x_{1p} = \frac{10 - 5,95}{10 + 1} = 0,368$$

Знайдемо за графіком (рис. 2.7) чому дорівнює відношення:

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,36 \quad (2.18)$$

де N – теоретичне число тарілок, шт.

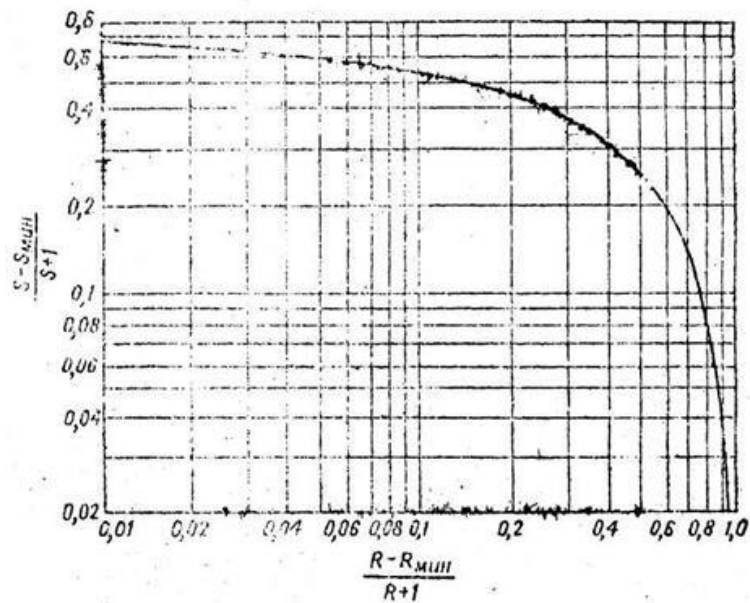


Рисунок 2.7 – Графік Джилліленда

Мінімальна кількість теоретичних тарілок визначається за формулою:

$$N_{min} = \frac{\lg\left(\frac{x_d}{1-x_d} \times \frac{1-x_w}{x_w}\right)}{\lg \alpha_{i,k}} \quad (2.19)$$

де $\alpha_{i,k}$ – коефіцієнт відносної летючості; $\alpha_{i,k}=1,31$ [3].

$$N_{min} = 10,47 \text{ шт.}$$

Підставляючи N_{min} , отримаємо:

$$\frac{N - 10,47}{N + 1} = 0,36$$

$$N - 10,47 = 0,36 \cdot (N + 1)$$

$$N - 0,36 \cdot N = 10,83$$

$$0,64 \cdot N = 10,83$$

$$N = 16,9 \text{ шт.}$$

Розрахунок дійсної кількості тарілок. Число дійсних тарілок:

$$N_{\partial} = N_m / \eta \quad (2.20)$$

де η – к.к.д. тарілки.

К.к.д. для ситчасто-клапанної тарілки становить $\eta = 0,85$ [6].

$$N_{\partial} = \frac{16,9}{0,85} = 19,9 \text{ шт.}$$

Приймаємо дійсне число тарілок в колоні $N_{\partial} = 20$ шт.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

Кількість матеріальних потоків, що проходять секцію живлення колони. Розрахунок мольних потоків проводиться в такій послідовності.

Кількість парової фази сировини:

$$G_{vf} = e \cdot G_f, \quad (2.21)$$

$$G_{vf} = 0 \cdot 74,773 = 0.$$

Кількість рідкої фази сировини:

$$G_{lf} = (1 - e) \cdot G_f, \quad (2.22)$$

$$G_{lf} = (1 - 0) \cdot 74,773 = 74,773 \text{ кмоль/год.}$$

Кількість зрошення, що стікає з нижньої зміцнюючої тарілки:

$$G_R = R \cdot G_d, \quad (2.23)$$

$$G_R = 10 \cdot 3,350 = 33,50 \text{ кмоль/год.}$$

Кількість рідини, що стікає на верхню відгінну тарілку:

$$G_m = G_{lf} + G_R, \quad (2.24)$$

$$G_m = 74,773 + 33,50 = 108,273 \text{ кмоль/год.}$$

Кількість парів, що піднімаються з верхньої відгінної тарілки:

$$G_{V0} = G_m - G_w, \quad (2.25)$$

$$G_{V0} = 108,273 - 71,893 = 36,34 \text{ кмоль/год.}$$

Кількість парів, що надходять під нижню зміцнюючу тарілку:

$$G_{Vm} = G_{vf} + G_{V0}, \quad (2.26)$$

$$G_{Vm} = 0 + 36,34 = 36,34 \text{ кмоль/год.}$$

Тепловий баланс. Тепловий баланс складається з метою підрахунку витрати гріючої пари на процес ректифікації.

У загальному вигляді тепловий баланс має вигляд:

$$\sum Q_{прих} = \sum Q_{випр} \quad (2.27)$$

$$\text{де } \sum Q_{прих} = Q_1 + Q_2 + Q_3 \quad (2.28)$$

$$\sum Q_{випр} = Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad (2.29)$$

Q_1 – тепло, що підводиться із вихідної сумішшю, кДж/год.;

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
						34
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Q_2 – тепло, що підводиться із флегмою, кДж/год.;

Q_3 – тепло, що підводиться з гріючою парою, кДж/год.;

Q_4 – тепло, що відводиться із парами, кДж/год.

Витрата верху колони визначається з виразу:

$$G_B = G_\phi + G_d \quad (2.30)$$

де G_ϕ – кількість флегми, кг/год.;

$$G_\phi = G_D \cdot R = 309,4 \cdot 10 = 3094 \frac{\text{кг}}{\text{год.}}$$

$$G_B = 3094 + 309,4 = 3403,4 \frac{\text{кг}}{\text{год.}}$$

$$Q_4 = 3403,4 \cdot (2,4 \cdot 110 + 543) = 2746544 \frac{\text{кДж}}{\text{год.}}$$

Витрата тепла із кубовим залишком визначається за формулою:

$$Q_5 = G_w \cdot c_w \cdot t_w \quad (2.31)$$

де c_w – теплоємність кубового залишку; $c_w = 2,47$ кДж/(кг·°С);

t_w – температура низу колони; $t_w = 200^\circ\text{C}$.

$$Q_5 = 12190,6 \cdot 2,47 \cdot 200 = 6022334 \frac{\text{кДж}}{\text{год.}}$$

Втрати тепла в навколишнє середовище визначаються за формулою:

$$Q_6 = 0,03 \cdot Q_{\text{прих}} \quad (2.32)$$

Перевіримо правильність розрахованих значень і матеріальний баланс колони. Обчислимо прихід пари G_n за рівнянням матеріального балансу.

$$\begin{aligned} & 151706 + 6378 + 264 \cdot G_n \\ & = 2746544 + 6022334 + 0,03 \cdot (151706 + 6378 + 264 \cdot G_n) \end{aligned}$$

$$158084 + 264 \cdot G_n = 8768878 + 4742,52 + 7,92 \cdot G_n$$

$$256,08 \cdot G_n = 8615537$$

$$\text{Звідки } G_n = 33644 \text{ кДж/год.}$$

$$Q_3 = 264 \cdot 33644 = 8882016 \text{ кДж/год.}$$

$$Q_6 = 0,03 \cdot (151706 + 6378 + 8882016) = 271203 \text{ кДж/год.}$$

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		35

Таблиця 2.4 – Тепловий баланс ректифікаційної колони

Q _{прих}			Q _{витр}		
Q ₁ ,кДж/год.	Q ₂ ,кДж/год.	Q ₃ ,кДж/год.	Q ₄ ,кДж/год.	Q ₅ ,кДж/год.	Q ₆ ,кДж/год.
151706	6378	8882016	2746544	6022334	271203
9040100			9040081		

Визначення внутрішніх матеріальних потоків. При визначенні внутрішніх матеріальних потоків скористаємося джерелом [7], за рекомендаціями якого визначаємо мольну масу вихідної суміші, дистилляту і кубового залишку за рівнянням:

$$M = \frac{M_1 \cdot y_1 + M_2 \cdot y_2 + \dots + M_n \cdot y_n}{y_1 + y_2 + \dots + y_n} \quad (2.33)$$

де M_1, M_2, M_n – молекулярні маси всіх компонентів суміші;

y_1, y_2, y_n – мольні частки компонентів у суміші.

Для живлення:

$$\begin{aligned} M = & 74,12 \cdot 0,003 + 88,15 \cdot 0,027 + 102,18 \cdot 0,049 + 116,2 \cdot 0,095 + 130,23 \cdot 0,115 + \\ & + 144,26 \cdot 0,1 + 16 + 158,28 \cdot 0,112 + 172,31 \cdot 0,107 + 186,34 \cdot 0,1 + 200,36 \cdot 0,086 + \\ & + 214,39 \cdot 0,061 + 228,42 \cdot 0,049 + 242,45 \cdot 0,034 + 256,47 \cdot 0,026 + 270,5 \cdot 0,013 + \\ & + 284,53 \cdot 0,008 = 167,56. \end{aligned}$$

Для дистилляту:

$$M = 74,12 \cdot 0,071 + 88,15 \cdot 0,604 + 102,18 \cdot 0,303 + 116,2 \cdot 0,021 = 91,99.$$

Для кубового залишку:

$$\begin{aligned} M = & 74,12 \cdot 6,66 \cdot 10^{-5} + 88,15 \cdot 0,002 + 102,18 \cdot 0,05 + 116,2 \cdot 0,097 + 130,23 \cdot 0,118 + \\ & + 144,26 \cdot 0,120 + 158,28 \cdot 0,115 + 172,31 \cdot 0,110 + 186,34 \cdot 0,103 + 200,36 \cdot 0,089 + \\ & + 214,39 \cdot 0,063 + 228,42 \cdot 0,05 + 242,45 \cdot 0,035 + 256,47 \cdot 0,027 + 270,5 \cdot 0,013 + \\ & + 284,53 \cdot 0,008 = 169,56. \end{aligned}$$

Паро-рідинна суміш має наступні значення: $G_B = 3403,4$ кг/год.;

$t_B = 110$ °C; $G_F = 3094$ кг/год.; $M_B = 91,99$; $\rho_B = 861,28$ кг/м³; $P = 60$ мм рт.ст.

Густину парів знаходимо за формулою:

$$\gamma_B = \frac{M_B \cdot P_B \cdot T_0}{22,4 \cdot 760 \cdot T} \quad (2.34)$$

де M_B – мольна маса компонентів на 20-й тарілці;

P_B – тиск у верху колони, мм рт.ст.;

T – температура у верху колони; $T = 273 + t$, тоді:

$$\gamma_B = \frac{91,99 \cdot 50 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 383} = 0,193$$

Об'єм парів:

$$V_B = \frac{G_B}{\gamma_B} \quad (2.35)$$

$$V_B = \frac{3403,4}{0,193} = 3,59 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Об'єм рідини знаходимо за формулою:

$$L_{\gamma_B} = \frac{G_{\phi}}{\rho_B} \quad (2.36)$$

де G_{ϕ} – кількість флегми, кг/год.;

ρ – густина рідини у верху колони, кг/м³.

$$L_{\gamma_B} = \frac{3094}{861,28} = 14,29 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Тарілка № 17

Тарілка № 17 має наступні значення: $G_B = 3403,4$ кг/год.; $t_{17} = 110$ °С;
 $R_{17} = 543$ кДж/кг; $M_{17} = 91,99$; $P_{17} = 62$ мм рт.ст.; $\rho_{17} = 861,28$ кг/м³; $t_{\phi} = 100$ °С.

Витрата рідини в даному перетині визначається за формулою:

$$L_{17} = L_{\phi} + \frac{L_{\phi} \cdot c_B \cdot (t_B - t_{\phi})}{r_B} \quad (2.37)$$

де L_{ϕ} – витрата флегми, кг/год.;

c_B – теплоємність рідини, кДж/кг;

t_B – температура у верху колони, °С;

t_{ϕ} – теплота випаровування, кДж/кг.

$$L_{17} = 3094 + \frac{3094 \cdot 2,5 \cdot (110 - 100)}{543} = 3236,5 \text{ кг/год.}$$

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		37

Об’ємна витрата рідини:

$$L_{V17} = \frac{3236,5}{861,28} = 3.758 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Витрата пари:

$$G_{17} = 3403,4 + \frac{3403,4 \cdot 2,5 \cdot (110 - 100)}{543} = 3560,1 \text{ кг/год.}$$

Визначаємо густину парів:

$$\gamma_{17} = \frac{M_{17} \cdot P_{17} \cdot T_0}{22,4 \cdot 760 \cdot T} = \frac{91,99 \cdot 62 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 383} = 0,2 \text{ кг/м}^3$$

Об’єм пари:

$$V_{17} = \frac{G_{17}}{\gamma_{17}} = \frac{3560,1}{0,2} = 17801 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Тарілка № 10

Тарілка № 10 має наступні значення: $t_{10} = 127 \text{ }^\circ\text{C}$; $r_{10} = 498,6 \text{ кДж/кг}$;
 $M_{10} = 146,5$; $P_{10} = 70 \text{ мм рт.ст.}$; $\rho_{10} = 827,63 \text{ кг/м}^3$.

Витрату пари на тарілці № 10 визначаємо за формулою:

$$G_{10} = G_{17} \cdot \frac{r_{17}}{r_{10}} + \frac{Q_{\text{пот}}(N_{\text{общ}} - N_{15})}{N_{\text{общ}} \cdot r_{17}} \quad (2.38)$$

де G_{10} – витрата пари на тарілці № 10, кг/год.;

G_{17} – витрата пари на тарілці № 17, кг/год.;

r_{10} – теплота випаровування на тарілці № 10, кДж/кг;

r_{17} – теплота випаровування на тарілці № 17, кДж/кг;

$Q_{\text{пот}}$ – кількість втраченого тепла, кДж/кг;

$N_{\text{общ}}$ – загальна кількість тарілок в колоні, шт.;

N_{10} – десята тарілка в колоні, шт.

$$G_{10} = 3560,1 \cdot \frac{543}{498,5} + \frac{271203(17 - 15)}{17 \cdot 498,5} = 3941,9 \text{ кг/год.}$$

Визначаємо густину парів:

$$\gamma_{10} = \frac{M_B \cdot P_B \cdot T_0}{22,4 \cdot 760 \cdot T} = \frac{146,5 \cdot 70 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 400} = 0,411 \text{ кг/м}^3$$

Об’єм парів:

						Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$V_{10} = \frac{3941,9}{0,411} = 9590,9 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Витрату рідини визначаємо за формулою:

$$L_{10} = L_{17} + (G_{10} - G_{17}) \quad (2.39)$$

де L_{10} – витрата рідини на тарілці № 10, кг/год.;

G_{17} – кількість рідини на тарілці № 17, кг/год.;

G_{10} – кількість рідини на тарілці № 10, кг/год.

$$L_{10} = 3236,5 + (3941,9 - 3560,1) = 3617,9 \text{ кг/год.}$$

Об'ємна витрата рідини:

$$L_{V_{10}} = \frac{L_{10}}{\rho_{10}} = \frac{3617,9}{824,63} = 4,39 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Тарілка № 7

Рідина має наступні параметри: $t_7 = 135 \text{ °C}$; $c_F = 2,68 \text{ кДж/кг}$; $M_7 = 161,68$;
 $r_7 = 452 \text{ кДж/кг}$; $P_7 = 90 \text{ мм рт.ст.}$; $\rho_7 = 793,97 \text{ кг/м}^3$; $t_F = 130 \text{ °C}$.

Визначаємо витрату пари в даному перетині за формулою:

$$G_7 = G_{10} + \frac{G_F \cdot c_F \cdot (t_7 - t_F)}{r_7} \quad (2.40)$$

$$G_7 = 3941,9 + \frac{12500 \cdot 2,68 \cdot (135 - 130)}{452} = 4312 \text{ кг/год.}$$

Визначаємо густину парів:

$$\gamma_7 = \frac{M_7 \cdot P_7 \cdot T_0}{22,4 \cdot 760 \cdot T} = \frac{161,68 \cdot 90 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 408} = 0,57 \text{ кг/м}^3$$

Об'єм парів:

$$V_7 = \frac{4312}{0,57} = 7564 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Витрату рідини визначаємо за формулою:

$$L_7 = L_{10} + \frac{G_F \cdot c_F \cdot (t_7 - t_F)}{r_7} \quad (2.41)$$

$$L_7 = 3617,9 + \frac{12500 \cdot 2,68 \cdot (135 - 130)}{452} = 3988 \frac{\text{кг}}{\text{год.}}$$

Об'ємна витрата рідини:

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист 39
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$L_{V_7} = \frac{L_7}{\rho_7} = \frac{3988}{793,97} = 5,023 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Низ колони

Вихідні дані: $t_H = 200 \text{ }^\circ\text{C}$; $M_H = 169,56$; $r_H = 414,3 \text{ кДж/кг}$; $\rho_H = 750 \text{ кг/м}^3$;
 $P_H = 110 \text{ мм рт.ст.}$

Витрату пари визначаємо зі співвідношення:

$$G_H = \frac{Q_3}{r_H}; \quad (2.42)$$

$$G_H = \frac{8882016}{414,3} = 21439 \text{ кг/год.}$$

Визначаємо густину парів:

$$\gamma_H = \frac{M_H \cdot P_H \cdot T_0}{22,4 \cdot 760 \cdot T} = \frac{169,56 \cdot 110 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 483} = 0,61 \text{ кг/м}^3$$

Об'єм парів:

$$V_H = \frac{21439}{0,61} = 5145 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Витрату рідини визначаємо за формулою:

$$L_H = G_H + G_W; \quad (2.43)$$

де G_H – витрата пари, кг/год.;

G_W – витрата кубового залишку, кг/год.

$$L_H = 21439 + 12190,96 = 33629,96 \text{ кг/год.}$$

Об'ємна витрата рідини:

$$L_{V_H} = \frac{L_H}{\rho_B} \quad (2.44)$$

$$L_{V_H} = \frac{33629,96}{750,03} = 44,8 \text{ м}^3/\text{год.}$$

2.4 Конструктивні розрахунки

Основними конструктивними розрахунками ректифікаційної колони є її діаметр і висота. Ці величини пов'язані між собою, тому що вони залежать від швидкості пари у вільному перерізі колони. При визначенні діаметра колони скористаємося джерелом [7], згідно із яким діаметр колони

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		40

визначається у залежності від швидкості і кількості парів, що піднімаються по колоні:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot W}} \quad (2.45)$$

де V – секундний об'єм пари, що піднімається, $\text{м}^3/\text{с}$;

W – швидкість пари, віднесена до повного поперечного перерізу колони, $\text{м}/\text{с}$.

Секундний об'єм парів у розрахунковому перерізі колони визначаємо за залежністю:

$$V_{\text{сек}} = \frac{G_{V0} \cdot 22,4 \cdot (t_w + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot P_w}; \quad (2.46)$$

$$V_{\text{сек}} = \frac{36,34 \cdot 22,4 \cdot (155 + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot 0,011} = 3,2 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Швидкість пари у колоні залежить від прийнятого фактора навантаження:

$$W = \frac{F}{\sqrt{\rho}} \quad (2.47)$$

де F – фактор навантаження; $F = 1,7-2,1 (\text{м}/\text{с}) \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)^{0,5}$ [7].

Приймаємо $F = 2 (\text{м}/\text{с}) \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)^{0,5}$.

ρ_p – густина рідини, $\text{кг}/\text{м}^3$;

Відстань між тарілками приймаємо $H_T = 600$ мм на підставі рекомендацій [10]. Підставляючи значення в формулу, знайдемо допустиму швидкість пари для кожного перетину:

$$W_{D17} = \frac{2}{\sqrt{0,2}} = 4,4 \text{ м}/\text{с}$$

$$W_{D10} = \frac{2}{\sqrt{0,411}} = 3,12 \text{ м}/\text{с}$$

$$W_{D7} = \frac{2}{\sqrt{0,57}} = 2,6 \text{ м}/\text{с}$$

$$W_{DН} = \frac{2}{\sqrt{0,61}} = 2,56 \text{ м}/\text{с}$$

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
						41
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Визначаємо діаметр колони, враховуючи тип тарілки. Тоді формула набуває вигляду:

$$D = \sqrt{\frac{V \cdot K_3}{0,785 \cdot \varphi \cdot W}} \quad (2.48)$$

де K_3 – коефіцієнт можливого збільшення навантаження; $K_3 = 1,2$;
 φ – коефіцієнт активної площі тарілки.

$$D_p = \sqrt{\frac{3,2 \cdot 1,2}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,95 \cdot 4,4}} = 1,08 \text{ м}$$

Приймаємо, згідно стандартному ряду значень діаметрів апаратів, найближче більше значення $D = 1200$ мм.

Результати розрахунків заносимо до табл. 2.5 .

Таблиця 2.5 – Параметри, отримані при гідравлічному розрахунку

Найменування параметру		Номер тарілки			
		17	15	10	Н
F	Фактор навантаження	2	2	2	2
W	Допустима швидкість пари, м/с	4,4	3,12	2,6	2,56
K_3	Коефіцієнт можливого збільшення навантаження	1,2	1,2	1,2	1,2
φ	Коефіцієнт активної площі тарілки	0,95	0,95	0,95	0,95
D_p	Розрахунковий діаметр колони, м	1,08	1,08	1,08	1,08
D	Прийнятий діаметр колони, м	1,2	1,2	1,2	1,2

Розрахунок висоти колони. При розрахунку висоти колони скористаємося джерелом [7], на підставі якого висота колони становить:

$$H = H_{ц} + H_{д} + H_{оп} + H_{ш} + H_p \quad (2.49)$$

де $H_{ц}$ – висота циліндричної частини колони, м;

$H_{д}$ – висота днища колони, м ;

$H_{оп}$ – висота опори апарату, м;

$H_{ш}$ – висота вильоту штуцера, м;

H_p – висота від циліндричної частини колони до зварного з'єднання колони із нижнім днищем, м.

Висота циліндричної частини колони становить:

$$H_{ц} = H_{ц1} + H_{ц2} + H_{ц3} \quad (2.50)$$

де $H_{ц1}$ – висота тарілчастої частини, м;

$H_{ц2}$ – висота циліндричної частини колони від першої тарілки до нижнього днища, м;

$H_{ц3}$ – висота циліндричної частини колони від 20-ої тарілки до верхнього днища, м.

Визначимо висоту циліндричної частини від 1-ї до 20-ї тарілки з урахуванням відстані між тарілками в районі люка-лазу. Люк-лази знаходиться між 7-ою і 8-ою, 12-ою і 13-ою та 17-ою і 18-ою тарілками.

$$H_{ц1} = (n_7 - 1) \cdot H_m + (n_{12} - n_8) \cdot H_m + \\ + (n_{17} - n_9) \cdot H_m + (n_{20} - n_{18}) \cdot H_m + 3 \cdot H_{л} \quad (2.51)$$

де n – кількість тарілок, шт.: $n = 20$;

H_m – відстань між тарілками, мм: $H_m = 600$ мм;

$H_{л}$ – відстань між тарілками в районі люка-лазу, мм: $H_{л} = 800$ мм.

$$H_{ц1} = (7 - 1) \cdot 600 + (12 - 8) \cdot 600 + \\ + (17 - 13) \cdot 600 + (20 - 18) \cdot 600 + 3 \cdot 800 = 12000 \text{ мм}$$

Висота днища $H_d = 449$ мм

Висота вильоту штуцера $H_{шт} = 270$ мм

Висота від циліндричної частини колони до зварного з'єднання із нижнім днищем $H_p = 100$ мм.

Мінімальна висота опори визначається за формулою:

$$H_{оп} = H_{кав} + H_{вс} + 1,2 + 0,25D \quad (2.52)$$

де $H_{кав}$ – кавітаційний запас циркуляційного насоса: $H_{кав} = 5$ м. ст. р. ;

$H_{вс}$ – втрата напору на всмоктуючій лінії: $H_{вс} = 1$ м. ст. р.

$$H_{оп} = 5 + 1 + 1,2 + 0,25 \cdot 1,2 = 7,5 \text{ м}$$

Приймаємо висоту опори 8,5 м, згідно ОСТ 26-467-78.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		43

Тоді висота колони складе:

$$H_{ц} = 12000 + 449 + 270 + 100 + 8500 = 21319 \text{ мм}$$

Приймаємо загальну висоту колони $H=21350$ мм.

Визначення діаметрів штуцерів.

Штуцер вводу живлення. Діаметр штуцера розраховується за формулою:

$$d = \sqrt{\frac{V_{max}}{0.785 \cdot W \cdot 3600}} \quad (2.53)$$

де V_{max} – витрата продукту, м³/год.;

W – швидкість витікання продукту через штуцер, м/с.

Витрата продукту для штуцера вводу живлення визначається за формулою:

$$V_{max} = \frac{G_F \cdot 1.2}{\rho} \quad (2.54)$$

$$V_{max} = \frac{12500 \cdot 1.2}{793,976} = 18,9 \text{ м}^3/\text{год.}$$

де G_F – витрата вихідної суміші, кг/год.;

ρ – густина рідини, кг/м³.

$$d = \sqrt{\frac{18,9}{0.785 \cdot 2,35 \cdot 3600}} = 0,05 \text{ м}$$

Приймаємо штуцер $D_y = 50$ мм.

Штуцер подачі флегми. Об'ємна витрата флегми:

$$V_{max} = \frac{G_{\phi} \cdot 1.2}{\rho} \quad (2.55)$$

$$V_{max} = \frac{3094 \cdot 1.2}{861,28} = 4,3 \text{ м}^3/\text{год.}$$

$$d = \sqrt{\frac{4,3}{0.785 \cdot 4.38 \cdot 3600}} = 0,038$$

Приймаємо штуцер $D_y = 50$ мм .

										Лист
										44
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Штуцер виходу парів. Штуцер виходу парів розраховується, виходячи із втрат напору в шлемовій трубі:

$$W_{\text{дон}} = \sqrt{\frac{\Delta P_{\text{дон}} \cdot 2 \cdot g}{\gamma \cdot \left(\sum z_M + \frac{1.196 \cdot l}{\sqrt{\frac{V \cdot \sqrt{\gamma}}{F}}} \right)}} \quad (2.56)$$

де $\Delta P_{\text{дон}}$ – допустима втрата напору в шлемовій трубі:

$$\Delta P_{\text{дон}} = 3 \text{ мм рт. ст.}$$

l – довжина труби: $l = 5 \text{ м}$;

$\sum z_M$ – сума місцевих опорів: $\sum z_M = 1,36$;

$F = 16$ (за практичними даними [10]).

$$W_{\text{дон}} = \sqrt{\frac{3 \cdot 2 \cdot 9,8}{0,193 \cdot \left(1,36 + \frac{1.196 \cdot 5}{\sqrt{\frac{309,04 \cdot \sqrt{0,193}}{16}}} \right)}} = 8,44 \text{ м}^3/\text{год.}$$

$$d = \sqrt{\frac{309,04 \cdot 1,2}{0,785 \cdot 8,44 \cdot 3600}} = 0,125 \text{ м}$$

Приймаємо штуцер $D_y = 150 \text{ мм}$.

Штуцер виведення кубової рідини. Об'ємна витрата кубової рідини:

$$V_{\text{max}} = \frac{G_W \cdot 1.2}{\rho} \quad (2.57)$$

$$V_{\text{max}} = \frac{12190.96 \cdot 1.2}{750.03} = 19.5 \text{ м}^3/\text{год.}$$

$$d = \sqrt{\frac{19.5}{0.785 \cdot 1,26 \cdot 3600}} = 0,074 \text{ м}$$

Приймаємо штуцер $D_y = 100 \text{ мм}$.

2.5 Визначення гідравлічного опору апарата

Визначення параметрів тарілки. При визначенні параметрів тарілки скористаємося формулами та даними з джерела [10].

										Лист
										45
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ					

Робоча швидкість парів у вільному перерізі колони складе:

$$W_p = \frac{1.275 \cdot V}{3600 \cdot D^2} \quad (2.58)$$

де V – об'єм парів, м³/с;

D – прийнятий діаметр колони, м.

$$W_{p_{17}} = \frac{1.275 \cdot 17801}{3600 \cdot 1,2^2} = 4,38 \text{ м/с}$$

$$W_{p_{10}} = \frac{1.275 \cdot 7564}{3600 \cdot 1,2^2} = 1,86 \text{ м/с}$$

$$W_{p_{15}} = \frac{1.275 \cdot 9590,9}{3600 \cdot 1,2^2} = 2,35 \text{ м/с}$$

$$W_{p_H} = \frac{1.275 \cdot 5145}{3600 \cdot 1,2^2} = 1,26 \text{ м/с}$$

Фактор парового навантаження визначаємо за формулою:

$$F = W \cdot \sqrt{\gamma} \quad (2.59)$$

Мінімальна допустима швидкість парів у отворах ситчастого полотна тарілки:

$$W_{0_{min}} = \frac{B_0 - 9(1 - 100 \cdot d_0)}{\sqrt{\gamma}} \quad (2.60)$$

де B_0 – коефіцієнт визначається у залежності від глибини барботажу h_6 :
при $h_6 = 0,025$ м $B_0 = 14,67$ [10];

d_0 – діаметр отворів ситчастого полотна, м: $d_0 = 0,005$ м;

γ – густина парів у перетині, кг/м³.

Вільний перетин перфорації, м²/м²:

$$f_c = \frac{W \cdot K_4}{W_{0_{min}}} \quad (2.61)$$

де K_4 – коефіцієнт зменшення навантаження на колону: $K_4 = 0,8$ [10]

Вільний перетин сит тарілок приймаємо однаковим для груп тарілок колони на підставі розрахункових значень f_c .

Відносно вільне значення клапанів тарілок:

$$f_{кл} = \frac{W_p \cdot K_3 \cdot 1,2}{K_c \cdot \sqrt{4 \cdot g \cdot 9,81}} - f_c \cdot \sqrt{\frac{\zeta_{кл}}{\zeta_c}} \quad (2.62)$$

де g – питома вагове навантаження на клапан, кг/м²;

ζ_c – коефіцієнт гідравлічного опору;

K_c – коефіцієнт запасу по клапанам.

Питома вагове навантаження на клапан розраховується за формулою:

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		46

$$g = \frac{G_{\text{кл}}}{b \cdot z} \quad (2.63)$$

де $G_{\text{кл}}$ – вага клапану, кг;

b – ширина клапану, м;

z – довжина клапану, м.

Для установки на тарілці приймаємо клапани циліндричної форми із наступними параметрами [10]: $G_{\text{кл}} = 0,022 \text{ м}$; $b = 0,024 \text{ м}$; $z = 0,098 \text{ м}$;

$$g = \frac{0,022}{0,024 \cdot 0,098} = 9,35 \text{ кг/м}^2; \zeta_{\text{окл}} = 2; \zeta_{\text{кл}} = 2,5; K_c = 0,8; \zeta_c = 1,6.$$

Кількість клапанів на тарілці визначається:

$$n_{\text{кл}} = \frac{\psi_{\text{кл}} \cdot 0,785 \cdot D^2}{d \cdot z} \quad (2.64)$$

де d – ширина отвору під клапан: $d = 0,013 \text{ м}$.

Крок отворів перфорованого полотна визначається за формулою:

$$t = \sqrt{\frac{0,905 \cdot d_0 \cdot (\psi_{\text{акт}} \cdot D^2 - n_{\text{кл}} \cdot 0,0318 \cdot B')}{\psi_c \cdot D^2 - 8 \cdot n_{\text{кл}} \cdot d_0^2}} \quad (2.65)$$

де $\psi_{\text{акт}}$ – частка активної площі тарілки, дорівнює площі тарілки мінус площа, займана зливними балками, опорами, поясами: $\psi_{\text{акт}} = 0,72$ [10];

B' – відстань між клапанами в ряді клапанів: $B' = 0,04 \text{ м}$.

Ступінь відкриття клапанів визначається за формулою:

$$x_i = \sqrt{\psi_{\text{кл}}^2 \cdot B_i - 2 \cdot \varphi_c \cdot B_i \cdot \sqrt{\frac{\zeta_{\text{кл}}}{\zeta_c}} + 2 - \psi_{\text{кл}} \cdot B_i} \quad (2.66)$$

де B_i – комплекс, який визначається за формулою:

$$B_i = \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot g}{(1,2 \cdot W)^2 \cdot \gamma \cdot \zeta_{\text{окл}}}} \quad (2.67)$$

Гідравлічний опір тарілки розраховуємо за формулою:

$$\Delta P = \frac{\zeta_c \cdot (1,2 \cdot W)^2 \cdot \gamma}{2 \cdot g \cdot (\psi_c + x_i \cdot \sqrt{\frac{\zeta_{\text{кл}}}{\zeta_c}} \cdot \psi_{\text{кл}})^2} + 0,6 \cdot h_6 \quad (2.68)$$

де h_6 – висота шару барботажу: $h_6 = 0,025 \text{ м}$.

Усі обчислені значення заносимо в табл. 2.6.

Таблиця 2.6 – Параметри ситчасто-клапанних тарілок

Найменування параметру		Одиниці вимірювання	Номер тарілки			
			17	15	10	Н
F	Фактор парового навантаження	$\frac{m}{c} \cdot \sqrt{\frac{KZ}{M^3}}$	1,96	1,51	1,4	0,95
W_{0min}	Мінімальна допустима швидкість парів	м/с	22,7	15,86	13,47	13,02
f_c	Вільний перетин перфорації	m^2/m^2	0,16	0,12	0,11	0,08
$f_{кл}$	Відносний вільний перетин клапанів	m^2/m^2	2,31	2,31	2,31	2,31
$n_{кл}$	Кількість клапанів на тарілці	шт.	62	62	62	62
$\psi_{акт}$	Частка активної площі на тарілці	–	0,72	0,72	0,72	0,72
t	Крок отворів перфорованого полотна	м	0,068	0,068	0,068	0,068
B_i	Комплекс	–	4,07	5,29	5,68	8,1
x_i	Ступінь відкриття клапанів	–	0,49	0,38	0,26	0,4
ΔP_i	Гідрравлічний опір тарілки	Па	1,15	0,88	1,2	0,36

Визначення висоти зливальної перегородки. Висоту зливальної перегородки визначаємо за формулою:

$$h_{сл} = h_{\delta} + h_W \quad (2.69)$$

де h_{δ} – глибина барботажу, м;

h_W – висота шару рідини над переливом, м.

Висота шару рідини над переливом:

$$h_W = 2,84 \cdot \left(\frac{L_V}{l_{сл}}\right)^{0,67} \quad (2.70)$$

де L_V – об'ємна витрата рідини, м³/год.;

$l_{сл}$ – периметр зливу: $l_{сл} = 1,19$ м.

$$h_{сл} = h_{\delta} + h_W \quad (2.71)$$

Приймаємо висоту зливної перегородки для груп тарілок: з 1-ої по 9-ту – 396 мм, а з 10-ої по 20-ту – 396 мм.

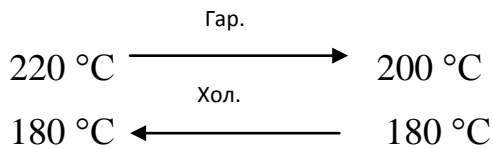
										Лист
										48
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ					

2.6 Вибір допоміжного обладнання

Вибір випарника. Теплове навантаження на випарник: $Q_3=8882016$ Вт.

Гарячий теплоносіє – даутерм, $t_{н2}=220$ °С, $t_{к2}=200$ °С;

Холодний теплоносіє – $t_{нх}=180$ °С, $t_{кх}=180$ °С.



Визначення середньої температури:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_{н2}-t_{нх})-(t_{к2}-t_{кх})}{\ln \frac{t_{н2}-t_{нх}}{t_{к2}-t_{кх}}} \quad (2.72)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{(220 - 180) - (200 - 180)}{\ln \frac{220 - 180}{200 - 180}} = 28.85 \text{ °С}$$

Необхідна поверхня теплообміну розраховується за формулою:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} \quad (2.73)$$

де $K=(300 \div 500)$ Вт/м²К.

$$F = \frac{8882016}{500 \cdot 28.85} = 615,7 \text{ м}^2$$

Вибираємо випарник И-650-0,1-2.

Вибір насоса. Для всмоктуючого і нагнітального трубопроводів приймемо однакову швидкість течії рідини, що дорівнює $w = 2$ м/с.

Приймаємо, що корозія трубопроводу незначна.

Визначаємо критерій Рейнольдса для рідини в трубопроводі:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho_p}{\mu}; \quad (2.74)$$

$$Re = \frac{2 \cdot 0,065 \cdot 947}{3,3 \cdot 10^{-3}} = 37306.$$

Приймаємо абсолютну шорсткість рівною: $\Delta=0,2 \cdot 10^{-3}$ м, тоді:

$$l = \frac{\Delta}{d} = \frac{0,2 \cdot 10^{-3}}{0.065} = 0.0031 \quad (2.75)$$

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		49

$$10 / l = 10 / 0,0031 = 3225,81;$$

$$560 / l = 560 / 0,0031 = 180645,16;$$

$$10 / l < Re < 560 / l;$$

$$3225,81 < 37306 < 180645,16.$$

Таким чином розрахунок ведемо для зони змішаного тертя: λ – коефіцієнт тертя,

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(e + \frac{68}{Re} \right)^{0,25} \quad (2.76)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(0,0031 + \frac{68}{37306} \right)^{0,25} = 0,029$$

Визначимо суму коефіцієнтів місцевих опорів:

Для всмоктуючої лінії:

1. Вхід у трубу (приймаємо з гострими краями) [2]: $\zeta_1=0,5$;

2. Прямоточні вентиля, 2 шт. [2], при $D_y = 65$ – $\zeta_2 = 0,65$,

поправковий коефіцієнт при $Re=37306$, $K=0,9$:

$$\zeta_2=0,65 \cdot 0,9=0,585;$$

3. Коліно з кутом 90° , 2 шт.: $\zeta_3=1,1$.

Сума коефіцієнтів місцевих опорів у всмоктувальній лінії:

$$\sum \zeta = \zeta_1 + 2\zeta_2 + 2\zeta_3 = 0,5 + 2 \cdot 0,585 + 2 \cdot 1,1 = 3,87$$

Втрачений напір у всмоктувальній лінії:

$$h_{n.вс.} = \left(\lambda \cdot \frac{l_m}{d_s} + \sum \zeta \right) \cdot \frac{\omega^2}{2g} \quad (2.77)$$

де l_m – довжина трубопроводу; $l_m = 10$ м;

$$h_{n.вс.} = \left(0,027 \cdot \frac{10}{0,065} + 3,87 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 1,64 \text{ м}$$

Для нагнітальної лінії:

1. Прямоточні вентиля, 2 шт.: $\zeta_1=0,585$;

2. Коліно з кутом 90° , 3 шт.: $\zeta_2=1,1$;

3. Підігрівач : $\zeta_3=7$;

4. Вихід із труби: $\zeta_4=1$.

										Лист
										50
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Сума коефіцієнтів місцевих опорів в нагнітальній лінії:

$$\sum \zeta = 2\zeta_1 + 3\zeta_2 + \zeta_3 + \zeta_4 = 2 \cdot 0,585 + 3 \cdot 1,1 + 7 + 1 = 12,47$$

Втрачений напір у нагнітальній лінії:

$$h_{n.n.} = \left(0,027 \frac{25}{0,065} + 12,47 \right) \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 4,65 \text{ м}$$

Загальні втрати насоса:

$$H_{\Pi} = h_{n.вс.} + h_{n.n.} = 1,64 + 4,65 = 6,40 \text{ м}$$

Напір насоса:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_2 + H_{\Pi} \quad (2.78)$$

де p_2, p_1 – перепад тисків в трубопроводі і апараті;

H_2 – геометрична висота підйому рідини: $H_2 = 8 \text{ м}$.

$$H = \frac{0,1 \cdot 10^6}{947 \cdot 9,81} + 8 + 6,4 = 25,4 \text{ м}$$

$$N = \frac{N_H}{\eta_H \cdot \eta_{пер}} = \frac{\rho \cdot g \cdot H \cdot Q}{\eta_H \cdot \eta_{пер}} = \frac{1000 \cdot 9,81 \cdot 25,4 \cdot \left(\frac{1,5}{1000}\right)}{0,6 \cdot 0,88} = 707 \text{ Вт.}$$

Даним характеристикам задовольняє насос Х8/30:

- подача – $Q=12,5 \text{ м}^3/\text{год.}$;
- напір насоса – $H= 32 \text{ м}$;
- частота обертання $n=2900 \text{ об/хв.}$;
- електродвигун А 02-32-2;
- потужність – $N=5,5 \text{ кВт}$.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		51

3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13, 14]

При конструюванні хімічної апаратури до конструкційних матеріалів пред'являються наступні основні вимоги:

- достатня загальна хімічна і корозійна стійкість матеріалів у робочому середовищі при заданій температурі;
- достатня механічна міцність при заданому тиску і температурі технологічного процесу;
- найкраща здатність матеріалу зварюватись із забезпеченням високих механічних властивостей зварних з'єднань і корозійної стійкості їх в агресивному середовищі;
- низька вартість матеріалу, його не дефіцитність та освоєність промисловістю.

Виходячи із корозійної активності середовища в апараті, згідно [13], для органічних кислот при температурах від 20°C до $t_{\text{кип}}$ приймаємо сталь 10X17H13M2T.

Для виготовлення основних деталей та вузлів апарату, що безпосередньо контактують із робочими середовищами, застосовані вищезгадані сталі, які досить корозійностійкі при даних умовах роботи.

Класифікація корозії: за механізмом процесу – електрохімічна; за характером корозійного процесу – місцева.

Для запобігання сталі від місцевої корозії у її склад входить легована добавка у вигляді титану (0,5–0,7).

Хімічний склад сталі 10X17H13M2T наведений у табл. 3.1.

Таблиця 3.1 – Хімічний склад сталі 10X17H13M2T (ГОСТ 5632-72)

C	Si	Mn	Cr	Ni	Ti	Mo	Cu	S	P
не більше							не більше		
0,1	0,8	2,0	16,0-8,0	12,0-4,0	0,5-0,7	2,0-3,0	0,3	0,02	0,035

Сталь 10X17H13M2T має такі механічні властивості:

- межа міцності $s_B = 530$ МПа;
- умовний прохід плинності $s_{02} = 220$ МПа;
- відносне подовження $d = 37$ %;
- відносне звуження $y = 45$ %;
- твердість HB = 140–200.

Сталь 10X17H13M2T застосовують у зварних конструкціях, які працюють в середовищах підвищеної агресивності, призначених для довгострокової служби. Сталь корозійностійка аустенітного класу. Із цієї сталі виготовляють обичайки, днища, фланці та інші деталі апаратів, які працюють агресивних середовищах.

Поставка сталі 10X17H13M2T відбувається у вигляді сортового прокату, фасонного і листового за ГОСТ 5949-75, ГОСТ 2590-71, ГОСТ 2591-71, ГОСТ 5582-75.

З метою зниження собівартості колони, опору виготовимо із вуглецевої сталі марки Ст3.

У якості матеріалу для болтів вибираємо Сталь 30.

У фланцевих з'єднаннях для ущільнення, виберемо пароніт марки ПОН. По причині високих температур в колоні та на підставі техніки безпеки, корпус колони теплоізолюється азбестовою тканиною.

3.2 Розрахунки апарата на міцність, стійкість та герметичність

Знаходимо методом інтерполяції величину нормативного допустимого напруження для сталі 10X17H13M2T при розрахунковій температурі 155°C:

$$\sigma^* = 167,2 \text{ МПа}.$$

Допустиме напруження:

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

де $\eta = 1$ – поправковий коефіцієнт для листового прокату.

										Лист
										53
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

$$[\sigma] = 167,2 \cdot 1 = 167,2 \text{ МПа}.$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

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

де $\sigma_T^{20} = 225 \text{ МПа}$ – межа плинності сталі 10X17H13M2T при температурі 20°C.

$$[\sigma]_{II} = \frac{225}{1,1} = 204,55 \text{ МПа}.$$

Далі визначаємо розрахунковий тиск:

$$P_p = P_a + P_{ост}, \quad (3.3)$$

де $P_a = 0,1 \text{ МПа}$ – атмосферний тиск;

$P_{ост}$ – тиск середовища.

$$P_{ост} = 110 \text{ мм рт ст} = 0,0143 \text{ МПа}$$

$$P_p = 0,1 + 0,0145 = 0,1145 \text{ МПа}$$

Оскільки розрахунковий тиск менше 0,5 МПа, то пробний тиск при гідравлічних випробуваннях визначаємо за рівнянням:

$$P_{II} = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,5 \cdot P \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} \\ 0,2 \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,5 \cdot 0,1145 \cdot \frac{184}{167,2} = 0,18 \\ 0,2 \end{array} \right\} = 0,2$$

Розрахункова товщина циліндричної обичайки:

$$S_p^{II} = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_p \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma] - P_p} \\ \frac{P_{II} \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma]_{II} - P_{II}} \end{array} \right\}, \quad (3.4)$$

де $\phi = 1$ – коефіцієнт міцності зварних швів із двостороннім суцільним проваром, виконаних автоматичним або напівавтоматичним зварюванням.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		54

$$S_P^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,1145 \cdot 1200}{2 \cdot 1 \cdot 167,2 - 0,1145} = 0,41 \text{ мм} \\ \frac{0,2 \cdot 1200}{2 \cdot 1 \cdot 204,55 - 0,2} = 0,41 \text{ мм} \end{array} \right\} = 0,41 \text{ мм}.$$

Виконавча товщина циліндричної обичайки:

$$S_H \geq S_P^H + c, \quad (3.5)$$

де c – прибавка до розрахункових товщин конструктивних елементів:

$$c = c_1 + c_2 + c_3, \quad (3.6)$$

де c_1 – прибавка для компенсації корозії та ерозії; c_2 – прибавка для компенсації мінусового допуску: $c_2 = 1,2$ мм; c_3 – технологічна прибавка: $c_3 = 0$.

Прибавку для компенсації корозії та ерозії визначаємо за рівнянням:

$$c_1 = P \cdot \tau, \quad (3.7)$$

де $P = 0,1$ мм/рік – проникність матеріалу;

$\tau = 10$ років – термін служби апарату.

У результаті отримаємо:

$$c = c_1 + c_2 = 0,1 \cdot 10 + 1,2 = 2,2 \text{ мм}.$$

$$S_H = 0,41 + 2,2 = 2,62 \text{ мм}.$$

Оскільки апарат працює під вакуумом, приймаємо $S_H = 10$ мм.

Розрахункова товщина еліптичного днища:

$$S_P^E = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_P \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot P_P} \\ \frac{P_H \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma]_H - 0,5 \cdot P_H} \end{array} \right\}; \quad (3.8)$$

$$S_P^E = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,1145 \cdot 1200}{2 \cdot 1 \cdot 167,2 - 0,5 \cdot 0,1145} = 0,41 \text{ мм} \\ \frac{0,2 \cdot 1200}{2 \cdot 1 \cdot 204,55 - 0,5 \cdot 0,2} = 0,41 \text{ мм} \end{array} \right\} = 0,41 \text{ мм}.$$

										Лист
										55
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ					

Виконавча товщина еліптичного днища:

$$S_E \geq S_P^E + c; \quad (3.9)$$

$$S_E = 0,41 + 2,2 = 2,61 \text{ мм.}$$

Оскільки апарат працює під вакуумом, приймаємо також $S_E = 10 \text{ мм}$.

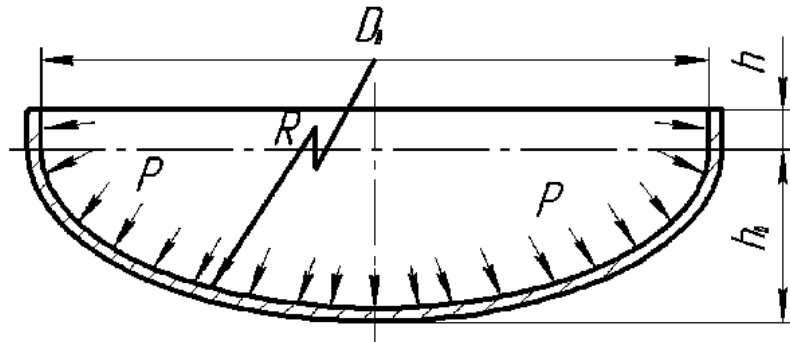


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема еліптичного днища (кришки)

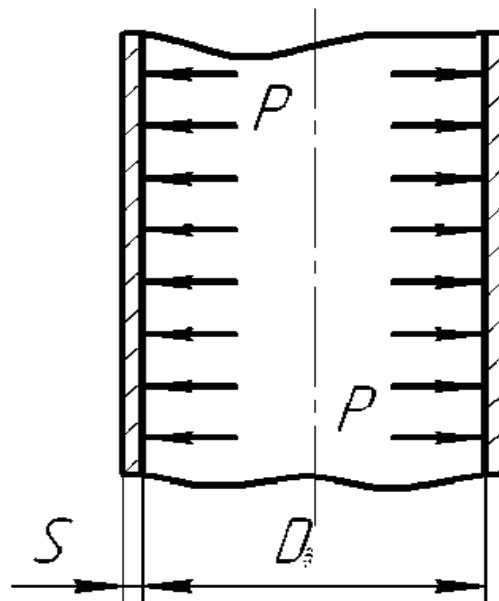


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема циліндричної обичайки

4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновки обладнання установки [15]

Вибираємо відкритий варіант компоновки – обладнання розміщується на відкритому майданчику, що зменшує капітальні витрати на виробництво, зменшує загазованість і вплив теплових виділень, вибухо- та пожежобезпечність, покращує умови роботи устаткування, полегшує доступ до важкого обладнання, а також забезпечує гарну вентиляцію. Ми вибрали такий варіант компоновки у зв'язку із зазначеними вище перевагами, а також із урахуванням його масопотоків (газових та рідинних), мас і габаритних розмірів різних типів обладнання, специфіки технологічного обладнання (вибухо- і пожежонебезпека, токсичність, нечутливість до умов навколишнього середовища тощо).

Компоновку основного технологічного обладнання проводять так, щоб обслуговування усієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним (див. рис. 4.1).

Для забезпечення самопливу продуктів за технологічною схемою необхідно суворо дотримуватися норм розміщення обладнання по висотним позначкам. Взаємне розташування колон з урахуванням робочих тисків їх експлуатації, і іншого устаткування, вимагає чіткого узгодження.

Для забезпечення вільного перетікання ухил трубопроводу становить близько 3–5°. Кути повороту колін трубопроводів 90°. Сходи обладнані поручнями для забезпечення безпеки обслуговуючого персоналу. Вище другого поверху встановлюються майданчики з металоконструкцій для обслуговування колони. Між площадками встановлюється драбина з круговою огорожею.

Трасування трубопроводу повинно відповідати технологічній схемі і забезпечувати компенсацію температурних подовжень. При цьому траса трубопроводів і розміщення нерухомих кріплень повинні забезпечувати достатню гнучкість, щоб напруги самокомпенсації, а також сили і моменти, що передаються трубопроводами на обладнання, не перевищували допустимих значень.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		57

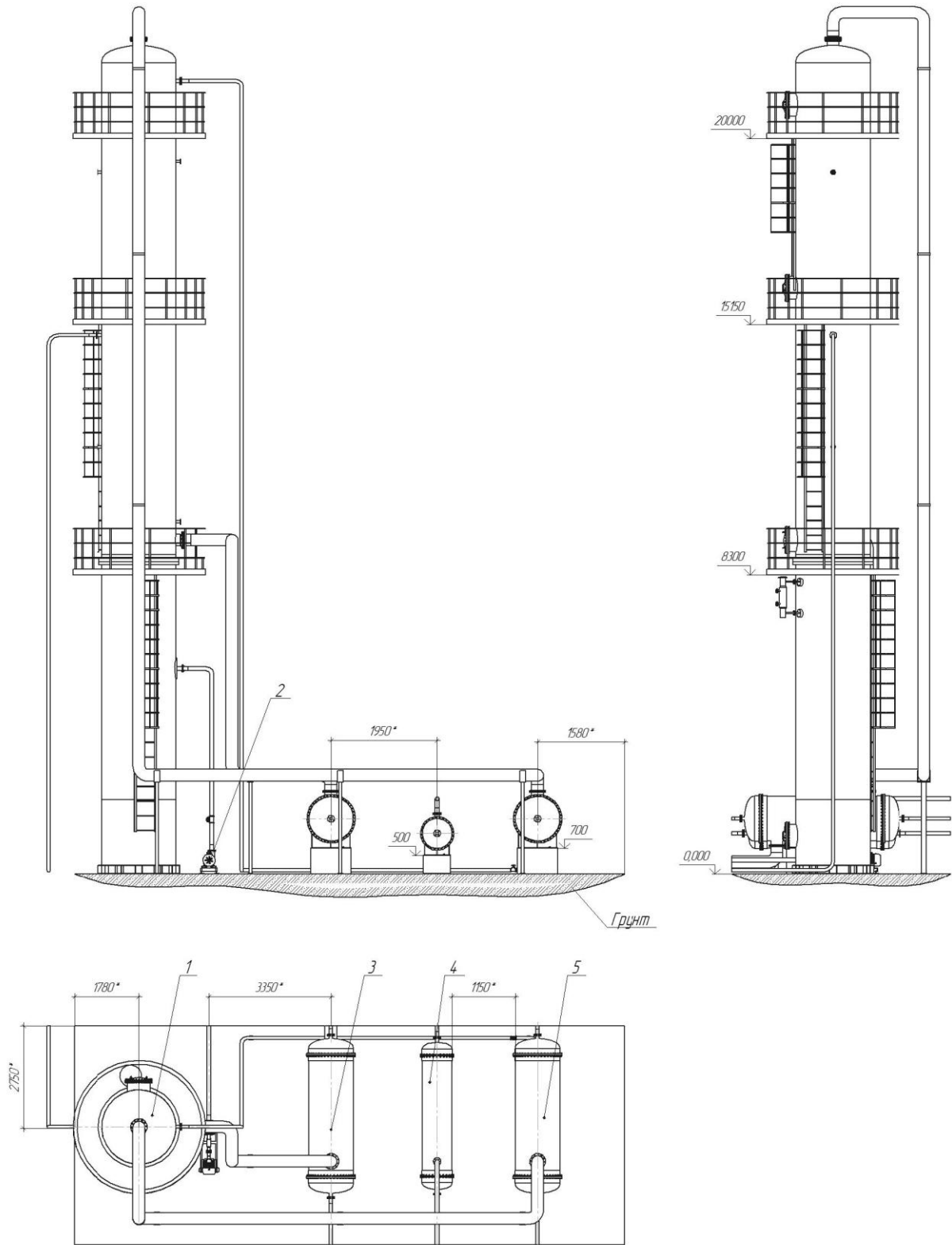


Рисунок 4.1 – Монтажене креслення дільниці одержання кислот фракції С5-С6

					Лист	
					58	
3м	Лист	№ докум.	Підп.	Дата	ПОХНП 00.00.00 ПЗ	

Для забезпечення найменших гідродинамічних втрат при проектуванні і монтажу необхідно виконувати такі основні вимоги:

- відсутність зайвих поворотів траси;
- використання випрямлення траси з метою зменшення її довжини і кутів повороту;
- установка трійників таким чином, щоб головний потік середовища проходив трійник без повороту;
- відсутність високих коефіцієнтів опору засувки (засувки зі звуженим проходом); у разі вимушеного застосування таких засувок необхідно до і після таких засувок мати прямі ділянки (до засувки 10–12 діаметрів, після неї – не менше 5 діаметрів труби), щоб уникнути різкого підвищення гідродинамічних втрат;
- при великих швидкостях середовища в напірних патрубках насосів (досягаючих 5–7 м/с) відразу за патрубком повинен встановлюватися перехід на більший діаметр, а потім зворотний клапан і засувка;
- при розгалуженні трубопроводу на два меншого діаметру повинен використовуватися трійник, діаметр якого дорівнює діаметру трубопроводу, що підводять.

Траси трубопроводів повинні вибиратися так, щоб уникнути зайвих нижніх і верхніх точок, які потребують влаштування дренажів та повітряників. Ухили трубопроводів повинні вибиратися у напрямку руху пари і повинні враховувати збільшення стріли прогину в прольотах у результаті повзучості металу.

4.2 Монтаж та ремонт основного технологічного обладнання [16, 17]

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

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
						59
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		

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 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.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		61

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.

Ремонт апарату починають із його відкривання, 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 приток повітря в колону, що може призвести до утворення вибухонебезпечної суміші.

Після відкривання люків колони деякий час провітрюється. Після закінчення провітрювання потрібно провести аналіз проб повітря, взятих із колони на різних висотних відмітках. До робіт всередині колони дозволяється приступати тільки тоді, коли аналіз покаже, що концентрація шкідливих газів у ній не перевищує гранично допустимих санітарних норм.

										Лист
										62
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата						

Далі необхідно виконати ретельний зовнішній і внутрішній огляди корпусу колони для виявлення можливих дефектів, які утворилися при експлуатації апарату (механічні пошкодження, тріщини, корозія тощо). За необхідності огляду всієї поверхні корпусу розбирають внутрішні пристрої або їх частину. Наприклад, для доступу до тарілок, на рівні яких люки відсутні, розбирають проходи на тарілках, що лежать вище.

Суцільнозварні колонні апарати при ремонті повністю не демонтуються. Демонтуються лише внутрішні пристрої колони.

За характером виявленого дефекту встановлюють спосіб ремонту корпусу. Нещільні зварні шви вирубують, зачищають і заварюють відповідним електродом. Вельми важливо правильне перекривання нового і старого швів.

Зношені штуцери і люки вирізають і замінюють новими із обов'язковим встановленням зміцнювальних кілець. Бажано, щоб кільця нових штуцерів мали дещо більший діаметр, аніж старі: це дозволяє приварювати їх в новому місці.

Під час кожного ремонту вимірюють фактичну товщину стінки корпусу експлуатованого апарату. Найбільш зношені ділянки корпусу колони вирізають, а на їх місце вставляють нову ділянку. Зварювання проводять у стик. Вирізання великих ділянок корпусу може призвести до послаблення перерізу і порушення стійкості. Тому до вирізання дефектної ділянки цю ділянку зміцнюють спеціальними стійками.

Дуже часто, зважаючи на трудомісткість таких замін 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.

5 ВИБІР І ОБГРУНТУВАННЯ ТЕХНІЧНИХ ЗАСОБІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ [18]

Технологічний режим роботи установки встановлюють таким, щоб отримати необхідну продуктивність установки, якість і вихід одержуваного продукту. При управлінні установкою необхідно прагнути до постійної витрати вихідної суміші, яка встановлюється за продуктивністю установки. Для нормального перебігу технологічного процесу температура в кубовій частині ректифікаційної колони повинна підтримуватися на рівні 200°C, верху колони – 110°C. Для контролю і регулювання заданої температури передбачені прилади для вимірювання і регулювання температури.

Кількість парів жирних кислот, піднятих з кубової частини вимірюється тиском в нижній частині ректифікаційної колони, який повинен бути близько 0,0146 МПа. Даний тиск регулюється зменшенням або збільшенням подачі пари, що поступає з випарника ректифікаційної колони. Тиск у верхній частині колони має бути в межах 0,0079 МПа.

Температуру вихідної суміші, що надходить в колону, необхідно підтримувати на певному рівні. Менша температура може вказувати на забруднення поверхні теплопередачі підігрівача. Температуру на тарілці живлення підтримують для забезпечення кипіння рідини. Менша температура може привести до зміни протікання процесу.

Рівні рідини в ємностях і в кубі колони необхідно підтримувати постійними, не допускаючи ні їх переповнення, ні повного спорожнення. У зазначених випадках буде порушуватися режим роботи колони.

Для вимірювання температури вихідної суміші на вході в колону, в кубі колони, на верхній тарілці, і на тарілках живлення використовуються: термомперетворювач опору ТСП-0879, перетворювач електропневматичний ЕПП-1 і прилад вторинний пневматичний самописний РПВ4-2П.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		64

Для вимірювання витрати вихідної суміші застосовується наступний комплект засобів: діафрагма камерна ДК16; дифманометр пневматичний ДМ-П2; прилад контролю пневматичний інтегруючий ППК-1.

Для вимірювання, реєстрації та регулювання рівня рідини в ємності конденсату, в кубі колони застосовується наступний комплект засобів: рівнемір буйковий пневматичний УБ-ПВ; прилад вторинний пневматичний самописний ПВ 10.1 П.

Для вимірювання, реєстрації та регулювання тиску в кубі колони і на верхній тарілці використовують: перетворювач перепаду тиску з електричним вихідним сигналом Сапфір-22ДА -2050 і прилад вторинний реєструючий Диск 250-1121.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		65

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

6.1 Аналіз потенційних небезпек та шкідливостей під час роботи установки [19]

Головне завдання охорони праці – звести до мінімальної ймовірності ураження або захворювання робітника, з одночасним забезпеченням комфорту при максимальній продуктивності праці. Продуктивність праці підвищується за рахунок збереження здоров'я і працездатності людини, зменшення числа аварій і т. п. Поліпшення умов праці його безпеки призводить до зниження виробничого травматизму і професійних захворювань, що зберігає здоров'я працюючих.

Прискорений розвиток хімічної промисловості, будівництво нових і реконструкція старих діючих виробництв, вимагають особливої уваги до питань охорони праці.

Одним із об'єктів проектованого виробництва є колона для розділення фракції жирних кислот.

Ректифікаційна колона являє собою циліндричний апарат висотою 21350 мм, діаметром 1200 мм. Вгору по колоні піднімається концентрована пара суміші легко киплячих кислот, а вниз – важко киплячі кислоти. Процес проходить при температурі 110–200°C. Тиск у колоні – 0,08 ат. Продуктивність установки 12500 кг/год. В установці обертових частин немає. Вібрацій при роботі установки не виникає.

Необхідно передбачити обладнання оглядових майданчиків. Ширина майданчика не менше 0,6 м, висота огорожі не менше 1 м, додаткова огорожа на рівні 0,5 м від настилу, з драбинами, ширина ступенів яких не менше 0,12 м).

При висоті більше 10 м майданчики обладнати через кожні 5 м згідно ГОСТ 26887-86.

Для обслуговування використовуються підйомні крани баштового типу на рейках (підйом на висоту 25 м). В колоні передбачене стрижневе заземлення.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		66

Установка розміщена на відкритому майданчику – у такому випадку метеорологічні умови не регламентуються.

У процесі розділення кислот в ректифікаційній колоні відбувається відбір фракції кислот С5–С6, які відправляються на склад у вигляді готової продукції.

Синтетичні жирні кислоти (СЖК), одержувані в промисловості з нафтохімічної сировини, являють собою, як правило, суміші насичених, переважно монокарбонових кислот нормальної та ізо-будови з парними і непарними числами атомів вуглецю в молекулі, що містять домішки дикарбонових, гідрокси- і кетокарбонових кислот та інших сполук.

Характеристика СЖК, вплив на організм і заходи захисту:

- відносяться до 3-го класу небезпеки за ГОСТ 12.1.007 (речовини помірно небезпечні) з гранично допустимою концентрацією парів кислот в повітрі робочої зони 5 мг/м³ (в перерахунку на оцтову кислоту);
- кислоти всіх фракцій мають подразнюючу дію на неушкоджену шкіру і слизові оболонки;
- при роботі з СЖК застосовують індивідуальні засоби захисту згідно з нормами, затвердженими в установленому порядку;
- при витоку кислот застосовують індивідуальні засоби захисту органів дихання згідно з ГОСТ 12.4.034: протигази марок ФУ-2, ФУ-3, ізолюючі;
- при загорянні невеликих кількостей кислот застосовують пінні і вуглекислотні вогнегасники; при загорянні продукту, розлитого на значній площі – водяну пару, повітряно-механічну піну середньої кратності з піноутворювачем, порошок ПСБ. Для гасіння кислот в резервуарах застосовують водяну пару.

Короткі характеристики кислот наведені в табл. 6.1.

У проектуваному апараті наступні потенційні небезпеки і шкідливості:

1. Небезпека отримання термічних опіків. Ця небезпека відноситься до фізичної групи. Процес ректифікації відбувається при температурі 110–

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		67

200°C, а, отже, поверхня ректифікаційної колони, а також штуцерів і труб буде нагрівається до температури близько 200°C. При дотику до зовнішньої поверхні колони людина може отримати термічний опік. Температура зовнішніх поверхонь не повинна перевищувати 45°C.

Таблиця 6.1 – Характеристика фракцій СЖК

Показник	C ₅ -C ₆	C ₇ -C ₉	C ₉ -C ₁₀	C ₁₀ -C ₁₃	C ₁₀ -C ₁₆	C ₁₂ -C ₁₆	C ₁₇ -C ₂₀
Зовнішній вигляд і колір при 20±5°C	Прозорі маслянисті рідини, безбарвні або злегка жовтуваті				Мазеподібні продукти від білого до світло-жовтого кольору		Твердий продукт від білого до світло-жовтого кольору
Кольоровість за йодною шкалою, мг I ₂ /100 см ² , не більше	4,0-6,0	6,0-9,0	5,5-7,0	7,0-10,0	6,0-8,0	7,0-8,0	7,0-11,5
Кислотне число, мг КОН/г, не більше	430-500	370-410	330-370	275-300	240-260	235-265	195-210
Ефірне число, мг КОН/г, не більше	–	–	–	5,0	4,5	5,0	6,5
Карбонільне число, мг КОН/г, не більше	–	–	–	12	12	12	14,5
Вміст неомильних речовин, % по масі, не більше	–	1,0	1,2	1,5	2,1	2,0	4,5
Температура плавлення, °C	–	–	–	–	25-35	25-35	45-53
Температура спалаху, °C	82-97	204	104	125	137	140	173
Температура займання, °C	93-109	118	118	168	176	185	197
Температура самозаймання, °C	315-400	260	260	240	330	345	343
Примітка: температури застигання: 25-35°C (фракція C ₁₀ -C ₁₆), 45-51°C (фракція C ₁₇ -C ₂₀).							

Прямий удар може зруйнувати будівлі, споруди та обладнання в результаті миттєвого нагрівання повітря, різкого його розширення і ударної хвилі, а також може викликати запалення горючих речовин і матеріалів.

Будинки й споруди захищаються від удару блискавки в залежності від:

- 1) призначення;
- 2) інтенсивності грозової діяльності в районі їх місцезнаходження;
- 3) передбачуваної кількості ураження блискавкою в рік відповідно до категорій пристроїв блискавкозахисту і типу зони захисту.

Інтенсивність грозової діяльності (годин на рік) визначається за спеціальною картою або на підставі даних метеостанцій. Для розрахунків приймемо місцевість, де спостерігається 60–80 годин на рік грозової діяльності.

Очікувана кількість N ураження блискавкою на рік будівель і споруд, не обладнаних захистом від блискавки визначається за формулою:

$$N = [(B + 6 \cdot h_x) \cdot (L + 6 \cdot h_x) - 7,7 \cdot h_x^2] \cdot n \cdot 10^{-6}, \quad (6.1)$$

де B – ширина об'єкта, який захищається, м;

L – довжина об'єкта, який захищається, м;

h_x – висота об'єкта по його бічних сторонах, м;

n – середнє число ураження блискавкою 1 кв. км земної поверхні на рік.

Виробничі, житлові і громадські будівлі і споруди у залежності від їх призначення, а також інтенсивності грозової діяльності в районі їх місцезнаходження виділені в категорії за ступенем пристроїв блискавкозахисту.

Під зоною захисту блискавковідводу розуміють частину простору, всередині якого будівля або споруда захищена від прямих ударів блискавки з певним ступенем надійності.

На практиці для захисту будівель і споруд від прямих ударів блискавки найбільшого поширення набули стрижневі й тросові громовідводи (рис. 6.1).

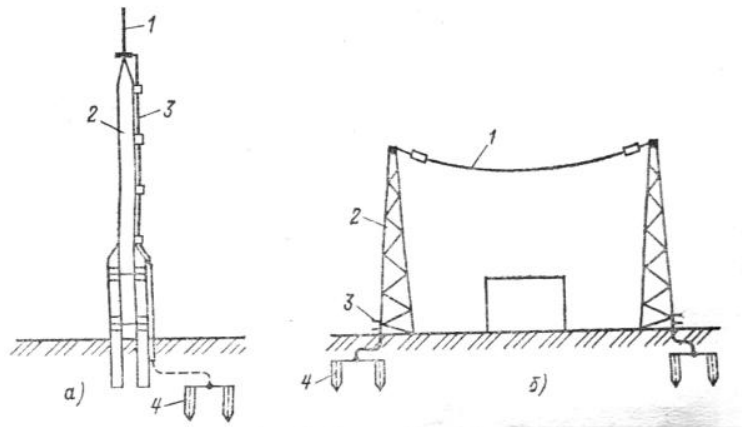


Рисунок 6.1 – Конструкція стрижневого (а) і тросового (б) блискавковідводів:

- 1 – блискавка приймач (безпосередньо приймає прямий удар блискавки);
- 2 – несуча конструкція (призначена для установки громовідводу);
- 3 – токовідвод, що забезпечує відведення блискавки в землю;
- 4 – заземлювач, що відводить струм блискавки в землю.

Тип, кількість і взаємне розташування блискавковідводів визначають геометричну форму зони захисту. Схематично зона захисту одиничного громовідводу приведена на рис. 6.2.

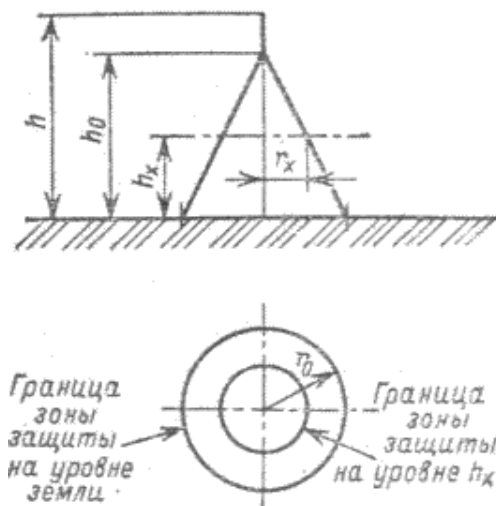


Рисунок 6.2 – Зона захисту одиничного стрижневого блискавковідводу висотою менше 150 м являє собою конус, вершина якого знаходиться на висоті h_0

У першу чергу, визначаємо очікувану кількість ураження блискавкою на рік будівель і споруд за формулою (6.1):

$$N = [(40 + 6 \cdot 21,35) \cdot (40 + 6 \cdot 21,35) - 7,7 \cdot 21,35^2] \cdot 5,5 \cdot 10^{-6} = 0,136 \text{ раз/рік.}$$

Таблиця 6.2 – Вихідні дані для розрахунку

Геометричні розміри об'єкта, який захищається		
Довжина L, м	Ширина В, м	Висота (максимальна) h _x , м
60	60	21,35

Далі ведемо розрахунок основних параметрів громовідводу. Згідно табл. 6.3 при надійності захисту P₃=0,9 і висоті блискавковідводу h=60 м отримуємо:

Висота конуса

$$h_0 = 0,85 \cdot h = 0,85 \cdot 60 = 51 \text{ м.}$$

Радіус конуса

$$r_0 = 1,2 \cdot h = 1,2 \cdot 60 = 72 \text{ м.}$$

Радіус r_x визначаємо за формулою:

$$r_x = (1,1 - 0,002 \cdot h) \cdot \left(h - \frac{h_x}{0,85} \right) = (1,1 - 0,002 \cdot 60) \cdot \left(60 - \frac{21,35}{0,85} \right) = 34,2 \text{ м.}$$

Правильність вибору громовідводу перевіряється за допомогою нерівності:

$$\frac{\sqrt{B^2 + L^2}}{2} < r_x; \quad (6.2)$$

Таблиця 6.3 – Розрахунок зони захисту одиничного стрижневого блискавковідводу

Надійність захисту P_3	Висота громовідводу h , м	Висота конуса h_o , м	Радіус конуса r_o , м
0,9	від 0 до 100	$0,85 \cdot h$	$1,2 \cdot h$
	від 100 до 150	$0,85 \cdot h$	$[1,2 - 10^{-3}(h-100)]h$
0,99	від 0 до 30	$0,8 \cdot h$	$0,8 \cdot h$
	від 30 до 100	$0,8 \cdot h$	$[0,8 - 1,43 \cdot 10^{-3}(h-30)] \cdot h$
	від 100 до 150	$[0,8 - 10^{-3}(h-100)] \cdot h$	$0,7 \cdot h$
0,999	від 0 до 30	$0,7 \cdot h$	$0,6 \cdot h$
	від 30 до 100	$[0,7 - 7,14 \cdot 10^{-4}(h-30)] \cdot h$	$[0,6 - 1,43 \cdot 10^{-3}(h-30)] \cdot h$
	від 100 до 150	$[0,65 - 10^{-3}(h-100)] \cdot h$	$[0,5 - 2 \cdot 10^{-3}(h-100)] \cdot h$

$$\frac{\sqrt{40^2 + 40^2}}{2} = 28,3 \text{ м} < 34,2 \text{ м},$$

тобто даний блискавковідвід може забезпечити безпеку роботи установки.

ВИСНОВКИ

В роботі проведено літературний огляд джерел за тематикою роботи, а саме розглянуто основні способи виробництва синтетичних жирних кислот. Запропонована модернізація проекрованої ректифікаційної колони за рахунок використання нової конструкції контактних пристроїв – замінити клапанні тарілки на більш ефективні на ситчасто-клапанні.

Обґрунтовано вибір технологічної схеми виробництва, наведено теоретичні основи процесу ректифікації, виконані технологічні розрахунки виробництва, проектованого апарату, проведені конструктивні і розрахунки на міцність, що підтверджують працездатність і надійність колони. Розроблено схему автоматизації технологічного процесу з використанням сучасних контрольно-вимірювальних приладів і засобів автоматизації.

У розділі «Охорона праці та безпека у надзвичайних ситуаціях» дано аналіз потенційних небезпек і шкідливостей, що виникають при експлуатації установки, запропоновані заходи по їх усуненню. Виконано розрахунок блискавкозахисту об'єкта.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		74

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів»: для студентів денної, заочної та дистанційної форм навчання / В. І. Склабінський, Я. Е. Михайловський, Р. О. Острога, М. С. Скиданенко. – Суми : СумДУ, 2019. – 53 с.
2. Брунштейн Б. А. Производство синтетических кислот из нефтяного и газового сырья / Б. А. Брунштейн, В. Л. Клименко, Е. Б. Цыркин. – Л. : Химия, 1970. – 160 с.
3. Болотин И. М. Синтетические жирные кислоты и продукты на их основе / И. М. Болотин, П. Н. Милосердое, Е. И. Суржа. – М. : Химия, 1970. – 377 с.
4. Исследование окисления высших альфа-олефинов с целью получения синтетических жирных кислот / Лакеев С. Н., Карчевский С. Г., Майданова И. О., Алексашев В. И. // Материал межрегиональной научно-практической конференции «Инновационные процессы в области образования, науки и производства», апрель 2004 г. Россия, Республика Татарстан, г. Нижнекамск.
5. Маньковская Н. К. Синтетические жирные кислоты. Получение, свойства, применение / Н. К. Маньковская. – М. : Химия, 1965. – 168 с.
6. Синтез индивидуальных высших карбоновых кислот / Аминева Г. Г., Саяпова Е. В., Лисицкий В. В., Зимин Ю. С. // По материалам конференции «Ломоносов-2009».
7. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В. Н. Стабников. – М. : Техника, 1970. – 208 с.
8. ГОСТ 23239-89 «Кислоты жирные синтетические фракций С5-С6, С7-С9, С5-С9, С10-С13, С10-С16, С17-С20. Технические условия». ИПК Издательство стандартов. – М. : переиздание 1998 г. с изменением № 1 (ИУС 5-95).

9. Кафаров В.В. Основы массопередачи : Учебник для студентов вузов. – 3-е изд., перераб. и доп. – Москва : Высшая школа, 1979. – 439 с.
10. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты (Методы расчета и основы конструирования). – Москва : Химия, 1978. – 280 с.
11. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : Учебное пособие для вузов / Под ред. П.Г. Романкова. – 10-е изд. перераб. и доп. – Ленинград : Химия, 1987. – 560 с.
12. Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 762 с.
13. Лацинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / Под ред. канд. техн. наук А.Р. Толчинского. – Ленинград : Машиностроение, 1981 – 382 с.
14. ГОСТ 14249-89. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. – Взамен ГОСТ 14249-89; Введ. 18.05.89. – М.: Гос. ком. СССР по стандартам, 1989. – 80 с.
15. 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.
16. 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.
17. Ермаков В. И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В. И. Ермаков, В. С. Шейн. – Л. : Химия, 1981. – 368 с.
18. 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.
19. Охрана труда в машиностроении : Учебн. для машиностр. вузов / Под ред. Юдина Е. Я., Белова С. В. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Машиностроение, 1983. – 432 с.

					ПОХНП 00.00.00 ПЗ	Лист
Зм	Лист	№ докум.	Підп.	Дата		76