

Міністерство освіти і науки України
Одеський національний технологічний університет
Кафедра кріогенної техніки



**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
ДО КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ**

**На тему: «Проектування установки для розділення повітря для отримання
270 кг/год рідкого кисню призначеного для медичного застосування»**

Здобувача Обойчука Д.В.
(прізвище, ініціали)

4-го курсу ЕН-142 групи

Керівник доц. Брюханова З.А.
(посада, прізвище та ініціали)

Консультант: проф. Морозюк Л.І
(посада, прізвище та ініціали)

Кваліфікаційна робота допускається до захисту

Рішення кафедри від _____ 20____ р., протокол №____

Завідувач кафедри КТ _____ **Юрій Симоненко**

Одеса - 2026 рік

ОДЕСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Інститут	Навчально-науковий інститут холоду, кріотехнології та екоенергетики ім. В.С. Мартиновського
Кафедра	Кріогенної техніки
Ступінь вищої освіти	бакалавр
Спеціальність	142 «Енергетичне машинобудування»
Освітня програма	«Холодильні машини, установки і кондиціонування повітря»

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри КТ

д.т.н., проф. Юрій СИМОНЕНКО

«__»__ 2026 року

З А В Д А Н Н Я НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА

Обойчука Дениса Володимировича

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Проєктування установки розділення повітря для отримання
270кг/год рідкого кисню для медичного застосування

керівник роботи к.т.н., доц. Брюханова З.А.

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом вищого навчального закладу від 31 жовтня 2025 року № 613-03

2. Термін здачі здобувачем закінченої роботи 1 червня 2026 року

3. Вихідні дані до роботи: Стаціонарна установка для розділення повітря для
отримання 270 кг/год рідкого кисню для медичного застосування

4. Перелік питань, які потрібно розробити:

Актуальність теми; Технічні характеристики.

Розрахунок установки для розділення повітря для отримання рідкого кисню.

Розрахунок процесу ректифікації. Гідравлічний розрахунок ректифікаційної колони.

Тепловий розрахунок основного теплообмінника

Розрахунок магістральних трубопроводів. Охорона праці. Висновки

5. Перелік графічного матеріалу:

Презентація Power Point (8 слайдів)

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Охорона праці	проф. Морозюк Л.І.		

7. Дата видачі завдання 01.12.205

Керівник _____ доц.Зінаїда БРЮХАНОВА

Завдання прийняв до виконання _____ Денис ОБОЙЧУК

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Вивчення технічного завдання	5 днів	
2	Огляд і аналіз літератури	30 днів	
3	Розробка схемно-циклового рішення об'єкта	10 днів	
4	Адаптація методів дослідження до практичного застосування	28 днів	
5	Енергетичні розрахунки елементів об'єкта	20 днів	
6	Розробка графічних моделей	10 днів	
7	Аналіз результатів досліджень	8 днів	
8	Оформлення пояснювальної записки	10 днів	
9	Обговорення та затвердження результатів роботи	5 днів	
10	Підготовка матеріалів роботи до захисту	5 днів	

Здобувач-дипломник _____
(підпис)

Денис ОБОЙЧУК
(прізвище та ініціали)

Керівник роботи _____
(підпис)

Зінаїда БРЮХАНОВА
(прізвище та ініціали)

Несу відповідальність за ідентичність електронного та друкованого варіантів кваліфікаційної роботи, даю згоду на обробку персональних даних та не заперечую проти розміщення кваліфікаційної роботи на офіційних web-ресурсах ОНТУ.

Підтверджую, що в кваліфікаційній роботі відсутні порушення норм академічної доброчесності.

Здобувач-дипломник _____
(підпис)

Денис ОБОЙЧУК
(прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Кваліфікаційна робота магістра (пояснювальна записка) містить 68 сторінок, 10 рисунків, 10 таблиць, список джерел з 7-и найменувань.

Актуальністю даної теми є те, що отримав подальший розвиток методу розрахунку установки для розділення повітря з метою отримання рідкого кисню для медичного використання.

Розроблено схемно-циклове рішення установки та проведено розрахунок ректифікаційної колони. Надано огляд сучасного стану кріогенного обладнання на світовому ринку щодо установок для розділення повітря з метою отримання рідкого кисню. Проведено розрахунки поршневого насосу та резервуару для розділення та енергетичний аналіз характеристик циклу отримання рідкого кисню з урахуванням заданої продуктивності установки.

Ключові слова: установка розділення повітря, поршковий насос, продукційний випарник, рідкий кисень, енергетичний аналіз, клапан

ABSTRACT

Thesis (explanatory note) contains contains 68 pages, 10 figures, 10 tables, a list of sources from 7 items.

The relevance of this topic is the further development of the calculation method of the air separation unit for the purpose of obtaining liquid oxygen for medical use.

A schematic and cyclic solution of the installation was developed and the calculation of the rectification column was carried out. An overview of the current state of cryogenic equipment on the world market regarding air separation units for the purpose of obtaining liquid oxygen is provided. The calculations of the piston pump and the separation tank and the energy analysis of the characteristics of the liquid oxygen production cycle were carried out, taking into account the set performance of the installation.

Key words: air separation unit, piston pump, product evaporator, liquid oxygen, energy analysis, valve

Зміст

Вступ.....	6
1. Технічна характеристика.....	9
2. Опис та обґрунтування вибору схеми установки	11
3. Технологічний розрахунок	
3.1. Розрахункова схема	14
3.2. Данні для розрахунку	15
3.3. Матеріальні та енергетичні баланси блока розділення	17
3.4. Енергетичні баланси апаратів	19
3.5. Розрахунок процесу ректифікації	26
3.6. Визначення питомої витрати енергії	31
3.7. Висновок.....	32
4. Розрахунок апарату по індивідуальному завданню	
4.1. Гідравлічний розрахунок ректифікаційної колони.....	33
4.2 Обґрунтування вибору матеріалів і перевірка міцності основних деталей	42

					КРБ.КТ.613-03.1.15			
Изм.	Лист	№ документ	Підпис	Дата				
Розроб.		Обойчук Д..			Проектування установки для розділення повітря для отримання 270 кг/год рідкого кисню призначеного для медичного застосування	Літ.	Аркуш	Листів
Перевір.		Брюханова З.А.						
Рецензування						ЕН-142		
Н. Контр.		Брюханова З.А.						
Затвердж								

5. Тепловий розрахунок основного теплообмінника	
5.1. Початкові дані	45
5.2. Визначення коефіцієнтів теплопередачі.....	46
5.3. Визначення середньо інтегральної різниці температур.....	52
5.4. Розрахунок таблиці наживання основного теплообмінника.....	54
ОХОРОНА ПРАЦІ.....	60
ВИСНОВКИ.....	63
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ.....	64

Вступ

Актуальність теми дослідження

Медичний кисень і в Україні, і у світі є лікарським засобом. Найчастіше його використовують при важкому перебігу хвороби органів дихання, серцевій недостатності, отруєннях та для операційного наркозу для тяжкохворих пацієнтів та новонароджених немовлят. Інгаляціями (вдиханням) кисню широко користуються при різних захворюваннях, що супроводжуються гіпоксією (нестачею кисню): при захворюваннях органів дихання (пневмонія, набряк легень тощо), серцево-судинної системи (серцева недостатність, коронарна недостатність, різке падіння артеріального тиску тощо), отруєннях чадним газом.

У анестезіологічній практиці кисень широко застосовується в суміші з інгаляційними наркотичними анальгетиками. Чистим киснем і сумішшю його з вуглекислотою користуються при ослабленні дихання в післяопераційному періоді, при інтоксикаціях тощо.

Широко користуються киснем для проведення гіпербаричної медицини, яка включає гіпербаричну декомпресію при кесонній хворобі та гіпербаричну оксигенацію – застосування кисню під підвищеним тиском, яка має високу ефективність цього методу в хірургії, інтенсивній терапії тяжких захворювань, особливо в кардіології, реаніматології, неврології та інших областях медицини.

Застосовують також ентеральну оксигенотерапію (введення кисню в кишечник або шлунок) шляхом введення в шлунок кисневої піни, що застосовується у вигляді так званого кисневого коктейлю. Використовується для загального поліпшення обмінних процесів у комплексній терапії серцево-судинних захворювань, порушень обміну речовин та інших патологічних станів, пов'язаних з кисневою недостатністю організму.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		6

Контроль за виробництвом, розповсюдженням та зберіганням медичного кисню здійснює окремий державний орган, підпорядкований Кабміну – Державна служба України з контролю за лікарськими засобами та наркотиками.

Норми для рідкого медичного кисню

	ОКП21 14110400
1. Об'ємна частка кисню, % не менше	99,5
2. Вміст ацетилену	Відсутність
3. Обсяг двоокису вуглецю, %, не більше	0,01
4. Вміст олії	Відсутність
5. Вміст окису вуглецю	Повинен витримувати випробування за п.3.6
6. Вміст газоподібних кислот і основ	Повинен витримувати випробування за п.3.7
7. Вміст озону та інших газів-окислювачів	Повинен витримувати випробування за п.3.8
8. Вміст вологи і механічних домішок	Повинен витримувати випробування за п.3.9
9. Запах	Відсутність

Застосування кисню в медицині вимагає створення установок для розподілення повітря, які забезпечують отримання рідкого кисню, який у подальшому може транспортуватися в рідкому стані на великі відстані.

Мета дослідження. Розробка установки призначеної для отримання рідкого медичного кисню. Дана установка може знайти застосування в першу чергу у медицині. Установка для розділення повітря середньої продуктивності для отримання 400 кг/год. рідкого кисню, може забезпечувати споживачів рідким киснем у цистернах.

Об'єкт дослідження - технологічна схема установки для розділення повітря.

Предмет дослідження - процеси, які здійснюються у блоках ректифікації та турбодетандерів установки.

Методи дослідження: огляд науково-технічної літератури, методи математичного моделювання, розрахунково-аналітичні та графічні методи.

Наукова новизна одержаних результатів полягає в тому, що: використані при її створенні технічні рішення і конструкції апаратів враховані останні досягнення кисневого машинобудування.

Практичне значення отриманих результатів полягає в застосовуванні на ремонтно-механічних, машинобудівних та інших підприємствах, які використовують кисень для зварювання та різання металів. Установка призначена для роботи в Україні, а також може поставлятися на експорт в райони з помірним і тропічним кліматом..

Фактологічна основа роботи: складається з підручників, матеріалів періодичних науково-технічних видань, наукових статей та інших матеріалів з проблематики кріогенної техніки та методів розробки установок для розділення повітря.

Структура роботи. Кваліфікаційна робота складається з вступу, 5 розділів, висновків, списку використаної літератури. Зміст роботи викладено на 68 сторінках, включаючи 10 рисунків, 10 таблиць.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						8
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

2. Технічна характеристика

Потужність, кВт

- компресора..... $N_K = 400$
- щит керування..... $N_{ОЩИТ} = 1$
- компресора холодильної машини..... $N_H = 3$

Концентрації, % об O_2

- продукційного кисню..... $x_k=99.5$
- відкидного азоту..... $y_a=2$
- кубової рідини..... $x_R=33$
- азотної флегми..... $n=2.5$

Температури й різниці температур, К

- повітря на вході у зріджувач..... $T_1=313$
- повітря на вході у блок очищення..... $T_2=281$
- повітря на вході у основний теплообмінник... $T_3=283$
- повітря на вході в турбодетандер..... $T_4=233$
- кисень перед зливом..... $T_{16}=87.5$
- переохолодження азотної флегми..... $\Delta T_n=11$
- переохолодження кубової рідини..... $\Delta T_R=3.5$

Тиск, МПа

- повітря після компресора..... $P_0=20,0$
- в кубі нижньої колони..... $P_{нк}=0.67$
- в кубі верхньої колони..... $P_{вк}=0.17$
- рідкого кисню перед зливом..... $P_{16}=0.15$

Опір, МПа

- зріджувача... .. $\Delta P_{ож}=0.004$
- блока очищення..... $\Delta P_{бо}=0.02$
- основного ТО..... $\Delta P_{то}=0.013$

- нижньої колони $\Delta P_{\text{HK}}=0.01$
- верхньої колони..... $\Delta P_{\text{BK}}=0.018$
- переохолоджувача..... $\Delta P_{\text{пер}}=0.004$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						10
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

3. Опис та обґрунтування вибору схеми установки

У режимі отримання рідкого кисню установка забезпечує отримання 400 кг/год. рідкого медичного кисню першого сорту, з концентрацією 99,7% O₂. Охолодження повітря забезпечується циклом високого тиску з детандером і проміжним охолодженням газу.

Установка складається з наступних елементів:

Компресор повітряний поршневий;

Теплообмінник-зріджувач;

Блок очищення, що складається з двох балонів;

Основний теплообмінник;

Турбодетандерний агрегат;

Нижня ректифікаційна колона;

Верхня ректифікаційна колона;

Конденсатор-випарник;

Вузол охолодження рідких потоків, що включає охолоджувач азотної флегми і кубовою рідини;

Охолоджувач продукційного кисню;

До складу установки також входить допоміжне обладнання: контрольно-вимірювальні прилади, міжблочна арматура і т.п.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		11

Опис схеми установки

Атмосферне повітря після фільтра, для очищення від пилу і механічних домішок надходить в компресор 1, де стискається до тиску $P = 20 \text{ МПа}$, потім повітря спрямовується в теплообмінник-зріджувач 2, де охолоджується відкидним азотом до температури 281 К, при цьому з повітря зріджується (конденсується) основна частина вологи.

Далі повітря надходить в один з двох адсорберів блоку очищення 3, де з нього видаляється залишки вологи, CO_2 та вуглеводні. В якості адсорбенту використовується синтетичний цеоліт цеоліт. В процесі очищення повітря нагрівається на 2°C і при температурі 283 К спрямовується у вузол теплообміну. Осушене і очищене повітря ділиться на два потоки: менша частина повітря (0,4), охолоджується в основному теплообміннику 4 і дроселюється вентилем ВР1 до $P = 0,67 \text{ МПа}$.

Більша частина повітря (0,6) охолоджується у фреоновому теплообміннику 5 за допомогою холодильної машини 6 і надходить на розширення в турбодетандер.

Розширене в турбодетандері повітря змішується з потоком після вентилі ВР1 і направляється в куб нижньої колони 8.

У нижній ректифікаційній колоні відбувається попередній поділ повітря на азотну флегму і збагачену киснем кубову рідину.

Азотна флегма, яка відбирається з нижньої колони, направляється у переохолоджувач азотної флегми і кубовою рідини, дроселюється вентилем ВР2 в охолоджувач продукційного кисню 12, і далі надходить на тарілку верхньої ректифікаційної колони.

У верхній колоні відбувається остаточне розділення повітря на продукційний кисень і відкидний азот.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						12
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

Між колонами встановлено конденсатор-випарник, який є конденсатором для нижньої колони і випарником для верхньої колони.

Рідкий продукційний кисень, що відбирається з конденсатора-випарника охолоджується на 8-10°K у переохолоджувачі продукційного кисню 12 и далі через вентиль ВР4 зливається користувачу.

Газовий відкидний азот, що відбирається з верхньої частини верхньої колони, нагрівається в охолоджувачі азотної флегми 11, теплообмінниках 4 і 2, а потім через електричний обігрівач 14 надходить на регенерацію блоків очищення, або викидається в атмосферу.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						13
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

4. Технологічний розрахунок

У технологічному розрахунку визначаємо параметри у всіх розрахункових точках схеми, які дозволяють зробити конструктивні розрахунки апаратів установки для розділення повітря.

Технологічний розрахунок проводиться за умови, що кількість повітря, що переробляється дорівнює 1 кмоль, кількість всіх інших потоків – є частки від повітря, що переробляється.

4.1 Розрахункова схема

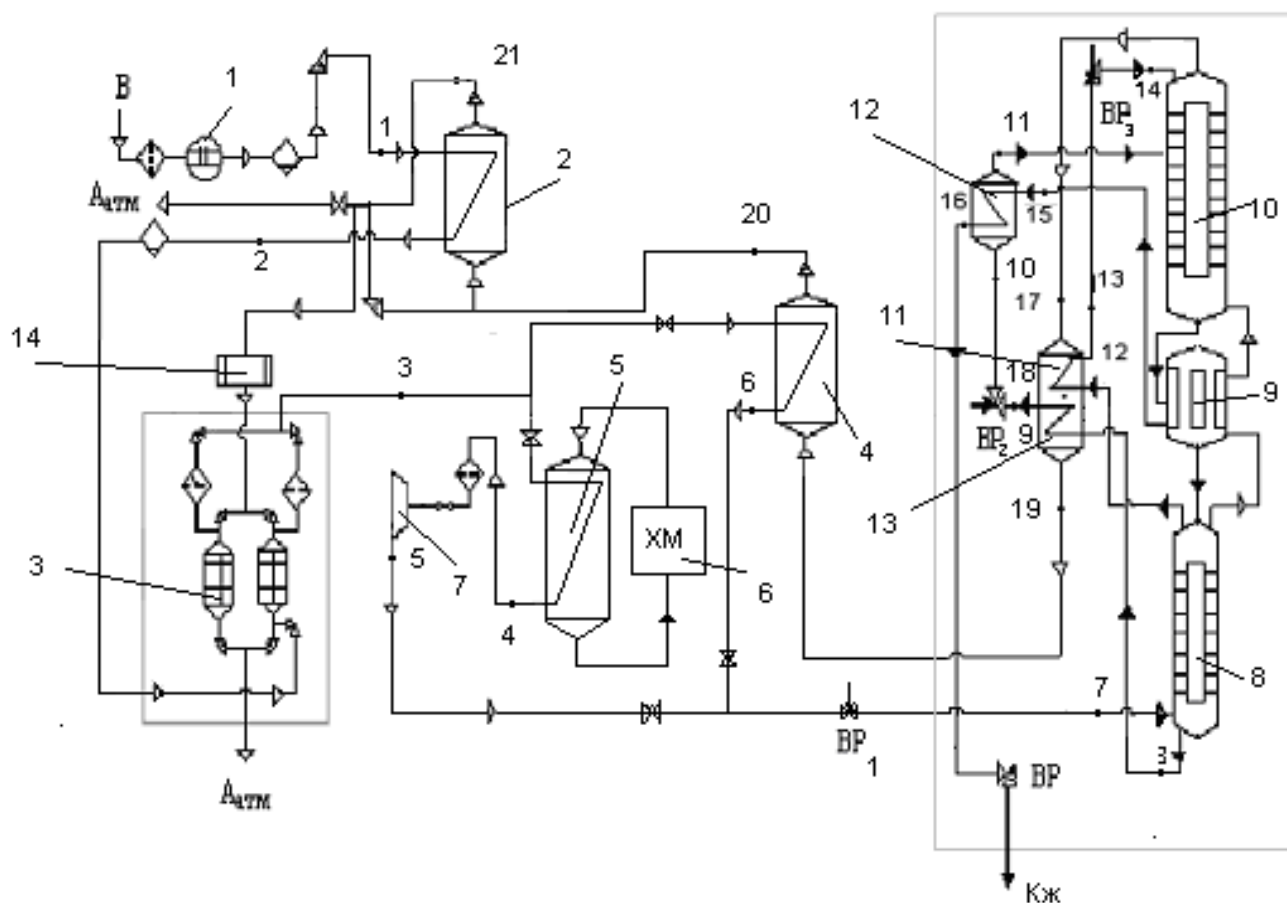


Рис.1. Схема ВРУ типа Кж-0,25

4.2 Данні для розрахунку

Кількість повітря, що переробляється..... $V = 1200 \text{ м}^3 / \text{год}$

Концентрації, % об O_2

- продукційного кисню..... $x_k = 99.7$

- віткідного азоту..... $y_a = 2$

- кубової рідини..... $X_R = 33$

- азотної флегми $n = 2$

Температури і різниці температур, К

- повітря на вході в зріджувач..... $T_1 = 313$

- повітря на вході в блок очищення..... $T_2 = 281$

- повітря перед основним ТО..... $T_3 = 283$

- повітря перед турбодетандером $T_4 = 233$

- кисню перед зливом..... $T_{16} = 87.5$

- переохолодження флегми $\Delta T_n = 11$

- переохолодження кубової рідини..... $\Delta T_R = 3.5$

Тиск, МПа

- повітря після компресора..... $P_0 = 20$

- в кубі нижньої колони $P_{HK} = 0.67$

- в кубі верхньої колони..... $P_{VK} = 0.1$

- рідкого кисню перед зливом..... $P_{16} = 0.15$

Опір, МПа

- зріджувача $\Delta P_{ик} = 0.004$

- блоку очищення $\Delta P_{BO} = 0.02$

- основного ТО $\Delta P_{TO} = 0.013$

- нижньої колони $\Delta P_{HK} = 0.01$

- верхньої колони $\Delta P_{VK} = 0.018$

- переохолоджувача $\Delta P_{пер} = .004$

Теплові надходження, кДж/кмоль

- до блоку поділу $q_{бр} = 185$
- до нижньої колони $q_{нк} = 40$
- до верхньої колони..... $q_{вк} = 70$
- до конденсатор-випарник $q_{кв} = 40$
- до переохолоджувача $q_{по} = 5$
- до ТО $q_{то} = 30$
- до зріджувача $q_{ож} = 5$
- до блоку очищення $q_{бо} = 60$
- при перемиканні блоку очищення..... $q_{пер} = 60$

Адіабатний ККД турбодетандера $\eta_{ад} = 0.75$

4.3. Матеріальні та енергетичні баланси блока розділення

4.3.1. Матеріальний баланс установки

Рівняння матеріального балансу по кисню

$$B = 1,$$

$$B = K + A,$$

$$A = 1 - K,$$

$$By_{\delta} = Ay_a + Kx_k,$$

$$By_{\delta} = Kx_k + (1 - K)y_a,$$

$$By_{\delta} = Kx_k + y_a - Ky_a$$

$$K = \frac{y_{\delta} - y_a}{x_k - y_a},$$

$$K = \frac{20.95 - 2}{99.7 - 2} = 0.194 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}},$$

$$A = 1 - 0.194 = 0.806 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}.$$

Матеріальний баланс нижньої колони.

Метою запису матеріального балансу нижньої колони є визначення потоків кубової рідини та азотної флегми.

$$B = R + N,$$

$$N = 1 - R,$$

$$By_{\delta} = Ry_R + Nx_n,$$

$$By_{\delta} = Rx_R + X_n - Rx_n,$$

$$R = \frac{y_{\delta} - x_n}{x_R - x_n},$$

$$R = \frac{20.95 - 2}{33 - 2} = 0.60491 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}},$$

$$N = 1 - 0.60491 = 0.39509 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}.$$

Кількість повітря, що переробляється

$$B = 1200 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 0.0139 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

Мінімальна кількість повітря, що переробляється, визначається з урахуванням 10% втрат продуктивності компресора.

$$B_{\min} = 0.9 \cdot B,$$

$$B_{\min} = 0.9 \cdot 1200 = 1080 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 0.0125 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$$

Розрахункова продуктивність установки по кисню

$$K^{\circ} = K \cdot B,$$

$$K^{\circ} = 0.194 \cdot 0.0139 = 2,697 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}.$$

З урахуванням втрат у компресорі

$$K_{\min} = B_{\min} \cdot K,$$

$$K_{\min} = 0.0125 \cdot 0.194 = 2.425 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{с}} = 279,36 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Приймаємо продуктивність установки 400 кг/год

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						18
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

4.4. Енергетичні баланси апаратів

4.4.1. Переохолоджувач азотної флегми.

З енергетичного балансу визначаємо ентальпію відкидного азоту після переохолоджувача:

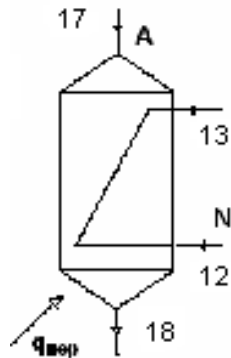


Рис.2. Переохолоджувач азотної флегми

$$A(I_{18} - I_{17}) - N(I_{13} - I_{12}) + q_{по} = 0,$$

$$I_{12} = -2213 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}}, \text{ при } P = 0.67 \text{ МПа та } T = 97.74 \text{ К}$$

$$T_{13} = T_{12} - \Delta T_n = 97.74 - 11 = 86.74 \text{ К}$$

$$I_{13} = -2921 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}}, \text{ при } P = 0.67 \text{ МПа}$$

На виході з верхньої колони, при $P = 0.14 \text{ МПа}$,

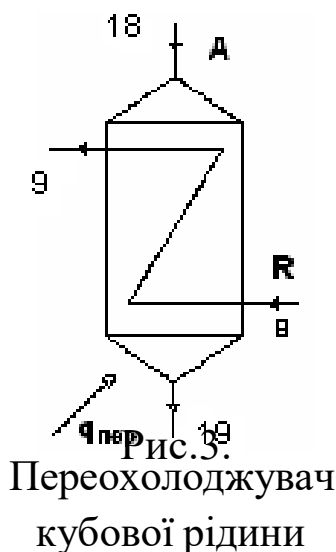
$$I_{17} = 2249 \frac{\text{Дж}}{\text{моль}},$$

а на правій граничній кривій при тому же тиску:

$$I_{18} = I_{17} + \frac{N \cdot (I_{12} - I_{13}) + q_{пер}}{A} = 2249 + \frac{0.395 \cdot (-2213 - (-2921)) - 1.66}{0.806} = 2598 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

ентальпії I_{17} відповідає температура $T_{17} = 91.645 \text{ К}$.

4.4.2. Переохолоджувач кубової рідини.



З рівняння енергетичного балансу визначимо ентальпію відкидного азоту на виході з переохолоджувача. Ентальпія кубової рідини на виході з нижньої колони, визначається з рівняння змішання за такими параметрами потоку: 33%O₂, 67%N₂.

$$A(I_{19} - I_{18}) = R(I_8 - I_9) + q_{пер}. \text{ При } P = 0.67 \text{ МПа}$$

$$I_8 = 0.67 \cdot I_{N_2} + 0.33 \cdot I_{O_2} =$$

$$= 0.67 \cdot (-2201) + 0.33 \cdot (-3049) = -2481 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

Так як переохолодження кубової рідини становить $\Delta T = 3.5^\circ$, то зміна ентальпії апарату становить:

$$I_8 - I_9 = \mu_{cp} \cdot \Delta T = 59.69 \cdot 3.5 = 208.9 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}},$$

$$I_9 = I_8 - \mu_{cp} = -2481 - 208.9 = -2690 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}},$$

де μ_{cp} - мольна теплоємність суміші,

$$\mu_{cp} = 0.33 \cdot \mu_{O_2} + 0.67 \cdot \mu_{N_2} = 0.33 \cdot 60.88 + 0.67 \cdot 57.27 = 59.69 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}.$$

$$I_{19} = I_{18} + \frac{R \cdot (I_8 - I_9) + q_{пер}}{A} = 2598 + \frac{0.6049 \cdot (-208.9) + 1.6}{0.806} = 2443 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}},$$

цієї ентальпії при $P=0.125$ МПа відповідає температура

$$T_{19}=86.3\text{К}.$$

Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата

4.4.3.Переохолоджувач рідкого кисню.

З рівняння енергетичного балансу визначимо ентальпію кубової рідини на виході з переохладителя.

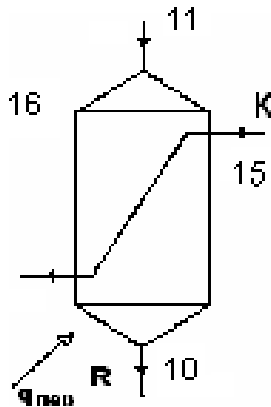


Рис.4. Переохолоджувач рідкого кисню

$$K \cdot (I_{15} - I_{16}) + q_{\text{пер}} = R \cdot (I_{11} - I_{10})$$

$$I_{11} = I_{10} = -2690 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$I_{15} = -4144 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}, \text{ при } P_{15}=0.16 \text{ МПа}$$

$$I_{16} = -4450 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}, \text{ при } P_{16}=0.15 \text{ МПа},$$

$$I_{11} = I_{10} + \frac{K \cdot (I_{15} - I_{16}) + q_{\text{пер}}}{R} = -2690 + \frac{0.194 \cdot (-4144 - (-4450)) + 1.66}{0.6049} = -2589 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

4.4.4. Вузол ректифікації

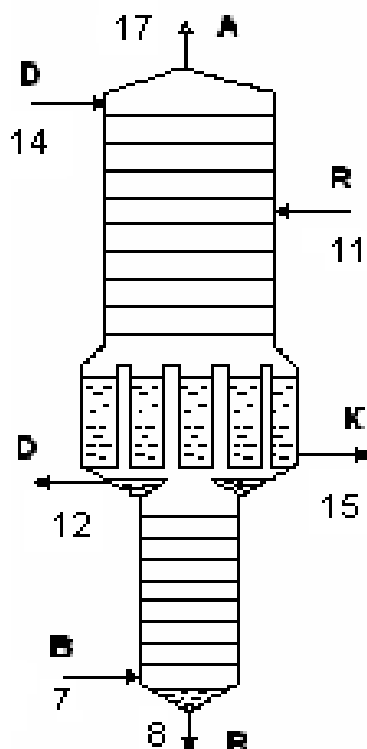


Рис.5. Вузол ректифікації

По відомим параметрам повітря на вході в турбодетандер:

$$T_4 = 233K,$$

$$P_4 = 20 \text{ МПа}$$

находимо

$$S_4 = 55,094 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \cdot K},$$

$$I_4 = 8637,1 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

Параметри повітря після детандера

$$P_{ad} = 0.67 \text{ МПа},$$

$$I_{ad} = 5418,1 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

Дійсний теплоперепад в детандері

$$H_d = \eta \cdot (I_4 - I_{ad}),$$

$$H_d = 0.75 \cdot (8637,1 - 5418,1) = 2414 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

Ентальпія повітря після детандера

$$I_5 = I_4 - H_d$$

$$I_5 = 8637,1 - 2414 = 6235 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

Цим параметрам відповідає точка, яка відповідає стану насиченої пари.

Запишемо рівняння для визначення ентальпії на вході в куб нижньої колони

$$D \cdot I_5 + (1 - D) \cdot I_7 + q_{bp} = K \cdot I_{16} + A \cdot I_{23},$$

$$I_7 = \frac{K \cdot I_{16} + A \cdot I_{19} - D \cdot I_5 - q_{bp}}{1 - D},$$

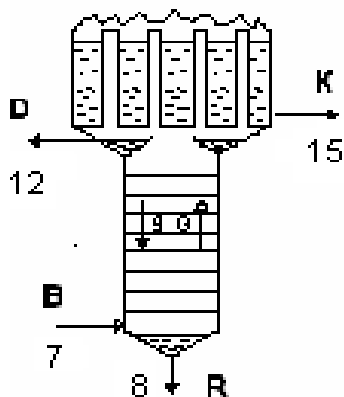
$$I_7 = \frac{0.194 \cdot (-4450) + 0.806 \cdot 2598.38 - 0.655 \cdot 2650.29 - 185}{0.345} = -1998.8 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}.$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист 22
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

Тоді доля рідини на вході в колону:

$$X_{op} = \frac{-1998.8 - (-2458.8)}{2650.03 - (-2458.8)} = 0.21.$$

4.4.5. Нижня колона



Складаємо загальний баланс нижньої колони

$$B \cdot I_{hk} + q_{hk} = R \cdot I_8 + N \cdot I_{12} + Q_{\kappa / u},$$

Визначаємо навантаження конденсатора-випарника

$$B \cdot I_{hk} = D \cdot I_5 - (1 - D) \cdot I_7,$$

$$B \cdot I_{hk} = 0.65 \cdot 2650.29 + 35 \cdot (-1998) = 1023.39 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}.$$

Рис.6. Нижня колона

Тоді

$$R \cdot I_8 = 0.604 \cdot (-2481) = -1498.52 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}},$$

$$N \cdot I_{12} = 0.395 \cdot (-2213) = -874 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}.$$

Тобто

$$Q_{\kappa / u} = 3355.52 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}.$$

4.4.6. Основний теплообмінник

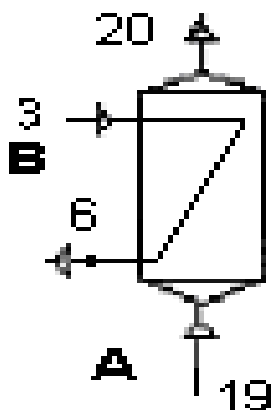


Рис.7. Основний теплообмінник

Складаємо рівняння теплового балансу для перевірки точності розрахунку

$$(B - D) \cdot (I_3 - I_6) + q_{TO} = A \cdot (I_{20} - I_{19}),$$

$$(1 - 0.65) \cdot (7895 - (-1998)) + 30 = 0.806 \cdot (7983 - 2443),$$

$$4492.55 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} = 4465.24 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}.$$

Помилка дорівнює 1%

4.4.7. Теплообмінник-зріджувач

Мета балансу - визначення температури азоту на виході з апарату

$$B \cdot (I_1 - I_2) + q_{ож} = A \cdot (I_{21} - I_{20}),$$

I_1 – ентальпія вологого повітря при $P=200$ МПа та

$$T_1=313\text{K}$$

I_2 – ентальпія вологого повітря при $P=200$ МПа та

$$T_1=281\text{K}$$

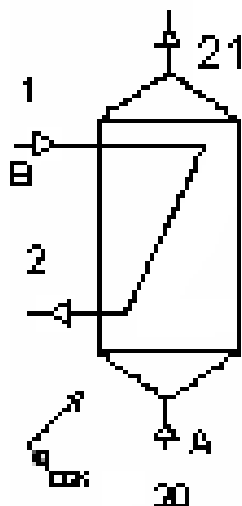


Рис.8.
Теплообмінник-зріджувач

З балансу для теплообмінника-зріджувателя

визначаємо

$$I_{21} = I_{20} + \frac{B \cdot (I_1 - I_2) + q_{ож}}{A},$$

$$I_{21} = 7487 + \frac{1 \cdot (8842.1 - 8154.8) + 5}{0.806} = 8345.9 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

При $P_{21}=0.125$ МПа, $T_{21}=286.9$ К

4.4.8. Загальний тепловий баланс

З загального теплового балансу маємо

$$B \cdot \Delta I_T + D \cdot H_D = q_{\text{бр}} + K \cdot (I_k - I_{k;}) + q_{H \text{ A}}.$$

Визначимо температуру відкидного азоту на виході з основного теплообмінника. Холодопродуктивність компресора:

$$\begin{aligned} B \cdot \Delta I_T &= I_{0,1}^{283} - I_{4,5}^{283}, \\ I_{0,1}^{283} &= 8211 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}, \\ I_{4,5}^{283} &= 7895 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}, \\ B \cdot \Delta I_T &= 8211 - 7895 = 316 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} \end{aligned}$$

$D \cdot H_D$ – Холодопродуктивність детандера:

$$\begin{aligned} H_D &= \eta \cdot (I_4 - I_{a0}) + D H_D, \\ H_D &= 0.65 \cdot 724.26 = 470.769 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}, \\ q_{\text{бр}} &= 185 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} - \text{по завданню}, \end{aligned}$$

втрати холоду з продукційних киснем:

$$K \cdot (I_k - I_{k;}) = 0.194 \cdot (8527,1 - 106,54) = 1633 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

– втрати холоду від недорекуперації азоту,

$$\begin{aligned} q_H^A &= A \cdot (I_{0,1}^{283} - I_{20}^{283}), \\ I_{0,1}^{283} &= 8235 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}, \\ q_H^A &= 0.806 \cdot (8235 - I_{24}^{283}) = 6637 - 0.806 \cdot I_{20}^{283}, \\ 316 + 470.769 &= 185 + 6637 - 0.806 \cdot I_{20}^{283}, \\ I_{20}^{283} &= \frac{6637 + 185 - 316 - 470.769}{0.806} = 7487 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}, \end{aligned}$$

По $P_{20} = 0,125 \text{ МПа}$ знаходимо температуру азоту на виході з основного теплообмінника : $T_{20} = 277 \text{ К}$.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		25

4.5. Розрахунок процесу ректифікації

Вихідні данні для розрахунку

$$P_n = 0.67 \text{ МПа},$$

$$P_e = 0.17 \text{ МПа},$$

$$y_A = 98\% \text{ об } N_2,$$

$$x_K = 0.3\% \text{ об } N_2,$$

$$x_R = 67\% \text{ об } N_2$$

За допомогою залежності

$$I_{cm} = I_{N_2} \cdot x + I_{O_2} \cdot (1 - x)$$

визначаємо параметри потоків. Припускаємо, що концентрації азотної флегми і відкидного азоту рівні між собою.

Параметри потоків пари і рідини Таблица 1

Параметр	Ед. вим.	R	D	K	A
P	МПа	0.67	0.67	0.17	0.17
x,y	% об, N ₂	67	98	0.3	98
I	кДж/кмоль	-2471.9	-2222.5	-3971.8	2262.04

Технологічна схема апарату з дворазовою ректифікацією для поділу повітря включає нижню і верхню ректифікаційні колони, між якими встановлено конденсатор-випарник.

Повітря, що переробляється, надходить в куб нижньої колони, де відбувається його попередній поділ на збагачену киснем кубову рідину і азотну флегму. Кубова рідина і азотна флегма відбираються з нижньої колони, дроселюються і надходять у верхню колону. У верхній колоні відбувається остаточне розділення повітря на рідкий кисень і відкидний азот.

Матеріальні баланси ректифікаційних колон

Складаємо рівняння матеріальних балансів для всього апарату розділення повітря і визначаємо кількість продукційного кисню і відкидного азоту.

Розрахунок проводимо для $B=1$ кмоль и $y_B=79\%$ об N_2

$$B = K + A,$$

$$B \cdot y_B = K \cdot x_k + A \cdot y_a$$

Вирішуючи рівняння, отримуємо

$$K = B \frac{y_A - y_B}{x_A - y_K},$$

$$K = \frac{0.98 - 79}{98 - 0.3} = 0.194 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}},$$

$$A = B \frac{y_B - y_K}{y_A - y_K},$$

$$A = \frac{79 - 0.3}{98 - 0.3} = 0.806 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$$

Для визначення потоків R і D складаємо рівняння матеріальних балансів нижньої колони:

$$B = R + D,$$

$$B \cdot y_B = R \cdot x_R + D \cdot x_D$$

Вирішуючи сумісно рівняння, знаходимо:

$$R = B \frac{x_D - y_B}{x_D - x_R},$$

$$R = \frac{98 - 79}{98 - 67} = 0.613 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}},$$

$$D = B \frac{y_B - x_R}{x_D - x_R},$$

$$D = \frac{79 - 67}{98 - 67} = 0.387 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}.$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		27

Енергетичний баланс апарату ректифікації.

Ентальпія повітря на вході в нижню колону визначається з рівняння енергетичного балансу всього апарату розподілу повітря

$$B \cdot I_B = A \cdot I_A + K \cdot I_K,$$

$$I_B = 0.806 \cdot 2262.04 + 0.194 \cdot (-3971.8) = 1052.7 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

При цьому умовно приймаємо, що колони працюють в адіабатних умовах і теплові надходження через ізоляцію відсутні.

Теплове навантаження конденсатора-випарника можна визначити з енергетичного балансу нижньої або верхньої колони.

$$B \cdot I_B = R \cdot I_R + D \cdot I_D + Q_{к/и},$$

$$Q_{к/и} = B \cdot I_B - R \cdot I_R - D \cdot I_D,$$

$$Q_{к/и} = 1052.7 + 0.613 \cdot 2471.9 + 0.387 \cdot 2222.5 = 3428.08 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}.$$

Визначення числа ректифікаційних тарілок нижньої колони в діаграмі (у - х)

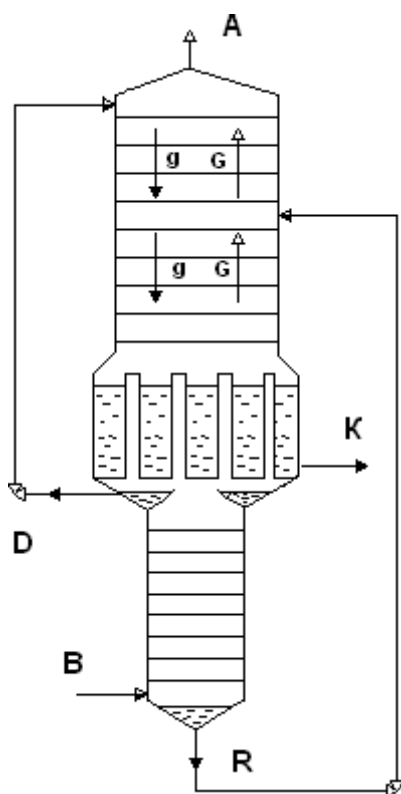


Рис.9. Ректифікаційна колона

Складаємо рівняння матеріального балансу верхній частині нижньої колони:

$$G = g + D,$$

$$G \cdot y = g \cdot x + D \cdot x_D$$

Останнє рівняння встановлює зв'язок між робочими концентраціями:

$$y = \frac{g}{G} \cdot x + \frac{D}{G} \cdot x_D,$$

витрату пари визначаємо по тепловому навантаженню конденсатора-випарника і теплоті пароутворення:

$$G = \frac{Q_{к/и}}{r_{N_2}},$$

$$G = \frac{3428.08}{167.3 \cdot 28} = 0.732 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}.$$

Витрату флегми визначаємо з рівняння:

$$g = G - D,$$

$$g = 0.732 - 0.387 = 0.345 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}.$$

Рівняння робочої лінії:

$$y = \frac{0.345}{0.732} \cdot x + \frac{0.387}{0.732} \cdot 0.98,$$

$$y = 0.471 \cdot x + 0.518$$

Робоча лінія будується по двох точках:

при $x = 0$, $y = 0.518$,

при $x = x_D$, $y = 0.979$.

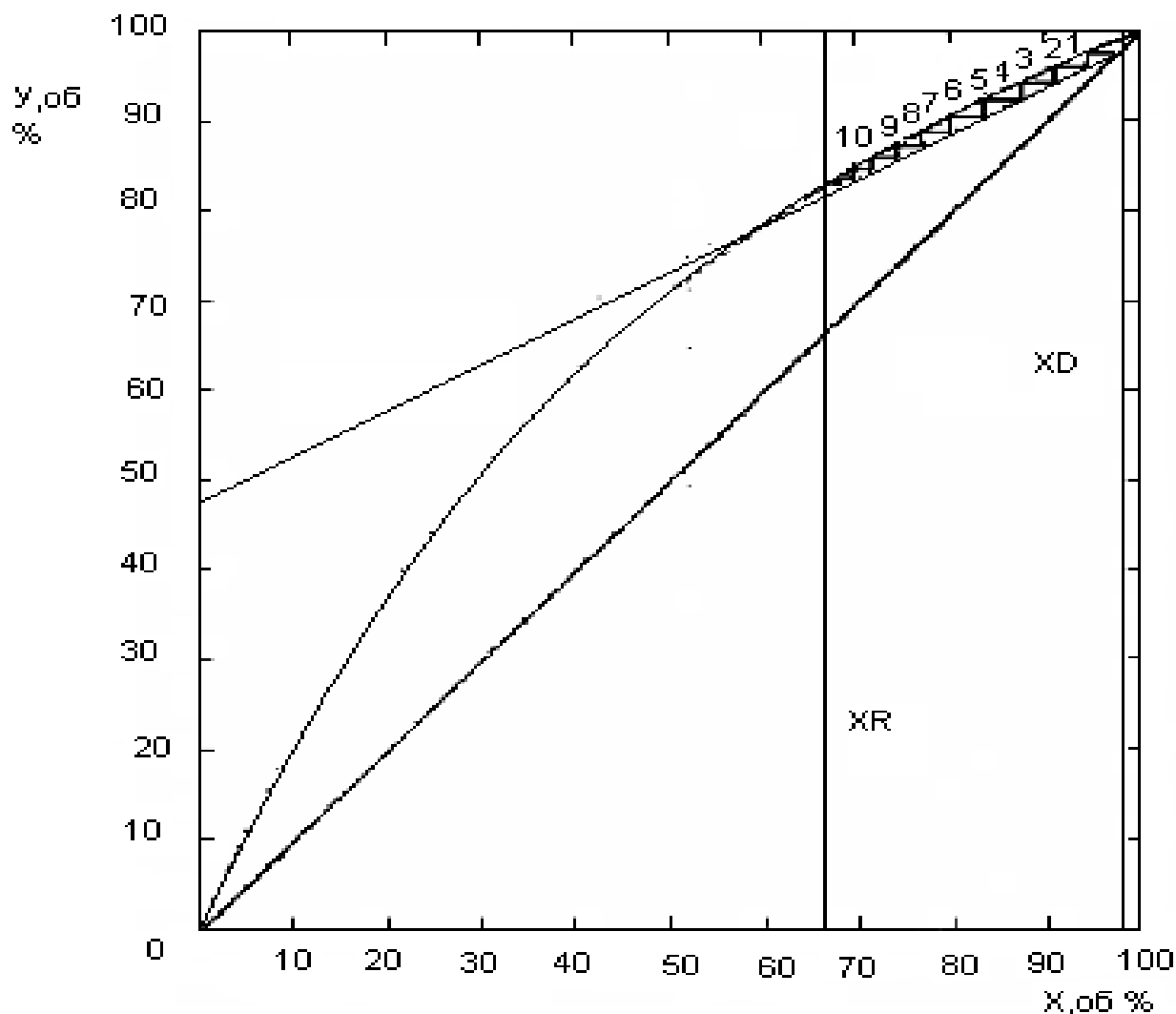


Рис.10. Процес ректифікації в нижній колоні в діаграмі Y-X

Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата

КРБ.КТ.613-03.1.15

Лист

29

Як показав графо-аналітичний розрахунок, число теоретичних тарілок в нижній колоні 10,8 (шт).

Приймаємо к.к.д. тарілки для нижньої колони.

Визначаємо дійсне число тарілок:

$$n^D = \frac{10.8}{0.3} = 36 \text{ шт.}$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						30
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

4.6. Визначення питомої витрати енергії

Питома витрата електроенергії на виробництво рідкого кисню розраховується з урахуванням всіх енергоспоживання

$$L_{уд} = \frac{N_K + N_{BO} + N_{T/D} + N_{щит}}{K^Д},$$

де $N_R = 250 \text{ кВт}$ – потужність, споживана електродвигуном компресора;

$N_{BO} = N_{НАГ} + \tau_{ВКЛ}$ – потужність, споживана електронагрівачем блоку очищення.

$N_{НАГ} = 15 \text{ кВт}$ – встановлена потужність електронагрівача;

$\tau_{ВКЛ} = 0,344 \text{ кВт}$ – час включення електронагрівача.

$$N_{BO} = 15 \cdot 0,3 = 4,5 \text{ кВт}.$$

$\Sigma N_{доп} = N_{T/D} + N_{щит}$ – сумарна потужність електронагрівачів (турбодетандера, щита управління).

$K^Д = B \cdot K$ – дійсна продуктивність установки.

$$K^Д = 720 \cdot 0,194 = 139,68 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}},$$

$$N_R^{65} = 250 \text{ кВт}.$$

Знайдемо потужність при $P = 20 \text{ МПа}$, використовуючи залежність:

$$\frac{N^{50}}{N^{65}} = \frac{\ln 50}{\ln 65} \Rightarrow N^{50} = N^{65} = \frac{\ln 50}{\ln 65} \cdot N^{65} = 140,67 \text{ кВт}.$$

Таким чином:

$$L_{EL} = \frac{240,67 + 4,5 + 6,5}{250} = 1,086 \frac{\text{кВт} \cdot \text{ч}}{\text{кг}}.$$

4.7. Висновок

Параметри в вузлових точках Таблиця 2

№ точки	Напрямок потоку	Р МПа	Т К	І кДж/кмоль
1	Повітря перед зріджувачем	20	313	8842
2	Повітря після зріджувача	20	281	7832,9
3	Повітря після блока очищення	20	283	7888
4	Повітря перед детандером	20	233	3374,55
5	Повітря після детандера	0,67	102,08	2650,29
6	Повітря після основного теплообмінника	4,5	107,2	-1998,8
7	Повітря після ВР-1	0,67	100,37	-1998,8
8	Куб. рідина на виході з Н.К.	0,67	97,9	-2481
9	Куб. рідина після переохолоджувача	0,67	94,4	-2690
10	Куб. рідина після ВР-2	0,67	96,6	-2690
11	Куб. рідина на виході з переохолоджувача рідкого кисню	0,67	98,2	-2589
12	Азотна флегма в переохолоджувач	0,67	97,74	-2213
13	Азотна флегма після переохолоджувача	0,67	86,74	-2921
14	Азотна флегма на зрошення В.К	0,17	82,01	-2921
15	Кисень рід. з конденсатора	0,16	94,775	-4144
16	Кисень рід. з переохолоджувача	0,15	87,5	-4450
17	Азот в переохолоджувач азотної флегми	0,14	80,2	2249
18	Азот в переохолоджувач кубової рідини	0,14	91,67	2598
19	Азот з переохолоджувача кубової рідини	0,125	86,3	2443
20	Азот з основного ТО	0,125	257	7487
21	Азот зі зріджувача	0,125	286,9	8345,9

5.1. Гідравлічний розрахунок ректифікаційної колони

Розрахунок полягає у визначенні гідравлічного опору. Задавшись основними конструктивними параметрами колони (внутрішній діаметр, відстань між тарілками, діаметр перфорацій) потрібно підтвердити розрахунком нормальну працездатність колони.

У ректифікаційній колоні застосовані алюмінієві поперечноточні тарілки з сепарацією фаз. По висоті колони чергується установка тарілок з двома зливними кишнями і з однозливними тарілками. Така конструкція забезпечує рівномірність поперечного струму рідини. Робочий процес в ректифікаційній колоні – головному блоці вузла поділу ПРУ – заснований на взаємодії рідкої фази суміші (флегми), яка стікає донизу з її парової фазою, яка рухається назустріч.

Рушійною силою процесу є різниця концентрацій компонентів суміші в рідині і в парі. В результаті масообміну нижче киплячий компонент (НKK) переходить в пару і зосереджується у верхній частині колони, а вище киплячий компонент (ВKK) переходить в рідину і зосереджується в нижній частині колони.

Існує багато контактних пристроїв, в яких реалізується взаємодія пари і рідини. У ректифікаційних колонах ПРУ застосовують, в основному, сітчасті тарілки діаметром 200-3800 мм, а в установках малої продуктивності при діаметрах колони до 150 мм – насадкові колони, заповнені контактними елементами різної конфігурації (спіральними, седлоподібними, кільцями Рашига і ін.).

Сітчасті тарілки бувають двох типів: з кільцевим і діаметральним струмом рідини.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						33
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

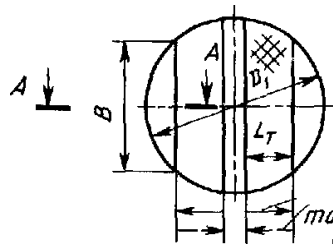


Рис. 11. Сітчаста тарілка з діаметральним струмом рідини

Обидва типи тарілок мають перфороване дно. Діаметр d_0 отворів перфорації в кільцевих тарілках 0,9-1,2 мм, в діаметральні 0,9-2 мм; крок перфорації $t = 3,25 \dots 5$ мм.

В тарілках великих установок отвори можуть мати більші діаметри.

Рідина під дією гідростатичного напору рухається над перфорованим дном тарілки, через отвори якого проходить пара зі швидкістю w_0 (рис. 12). Швидкість w_0 повинна бути достатньою (зазвичай 3-5 м/с) для того, щоб рідина не "провалювалася" в отвори перфорації (режим "дощування").

Потік пари барботує через рідину, над якою утворюється шар піни. У цьому шарі зосереджена основна частина поверхні масообміну. Структура барботажного шару і висота шару піни залежать головним чином від швидкості пари і фізичних властивостей рідини, які визначаються в основному молярним вмістом компонентів.

Прийнято відносити швидкість пари до площі повного перетину колони (W_p зазвичай становить 0,1...1,5 м/с) або до площі барботажу ($w = 0,12...1,8$ м/с). При обраній швидкості пари W_p відстань між тарілками h повинна бути такою, щоб верхня межа шару піни не доходила до розміщеної вище тарілки і не було б перенесення (виносу) частини рідини з парою вгору по колоні. Для цього над шаром піни необхідно мати сепараційний простір висотою h_c .

Відстань між тарілками зазвичай становить $h = 60...300$ мм.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		34

Застосування тарілок з діаметральним струмом дозволяє вести процес при більш високих швидкостях пари. Ці тарілки відрізняються конструктивною простотою, високою технологічністю і малою металоємністю. Вони можуть бути виготовлені з латуні або дешевших алюмінієвих сплавів.

Використання тарілок з діаметральним струмом рідини дозволило приблизно на 15% збільшити продуктивність колон (при незмінних діаметрі і гідравлічному опорі). Тарілки з діаметральним струмом встановлюють в колонах діаметром 400-3800 мм.

Тарілки мають переливні пристрої (кишені), через які рідина з верхніх тарілок стікає на нижні. Переливні кишені можна розділити на пристрої з вертикальними і похилими стінками (див. Рис. 12). Похилу стінку виконують так, щоб максимальна прохідний перетин було на вході рідини в кишеню. Це знижує швидкість потоку на вході і сприяє виділенню бульбашок пари з рідини, яка стікає. Як правило, такі кишені використовуються для підвищення пропускної здатності гідрозатворів з округленим профілем.

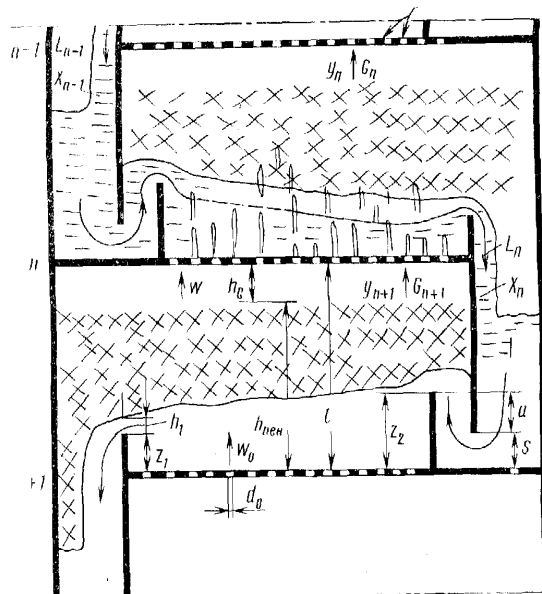


Рис.12. Схема організації робочого процесу на сітчатих тарілках

Тарілки і переливні кишені характеризуються такими геометричними параметрами, які залежать від діаметра колони:

z_1 - висотою зливний перегородки (8 ... 30 мм);

z_2 - висотою підпірної перегородки (12 ... 50 мм);

a - величиною гідрозатвора (10-20 мм);

b - периметром зливу;

s - висота вузького перетину гідрозатвора кишені;

F_b - площею барботажа.

Гідравлічний розрахунок тарілки

Мета розрахунку:

- визначити розміри колони і тарілки;
- перевірити гідравлічний режим течії пари і рідини;
- визначити відстань між тарілками.

При гідравлічному розрахунку колони повинні бути відомі молярні витрати пари G і рідини g ; площа барботажа F_b , м; діаметр отворів d_0 , м; частка вільного (прохідного) перетину $\varepsilon_{св}$.

Визначаємо діаметр колони і діаметр тарілки:

Базові величини

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\rho \cdot \pi \cdot f_b \cdot w_b}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,139}{27,76 \cdot 3,14 \cdot 0,67 \cdot 0,2}} = 0,7 \text{ м},$$

де G – витрати пари по колоні,

$$f_b - \text{площа барботажа, } f_b = \frac{F_b}{F_k} = \frac{2}{3} = 0,67$$

w_b – швидкість барботажа. Приймаємо $w_b = 0,2$ м/с.

Загальна довжина перегородки

$$b = 0,8 \cdot D,$$

$$b = 0,8 \cdot 0,7 = 0,56 \text{ м}.$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						36
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

Загальна довжина перегородки

$$B = 2 \cdot b,$$

$$B = 2 \cdot 0.56 = 1.12 \text{ м}$$

Питома навантаження на зливну перегородку:

$$i = \frac{g}{\rho' \cdot b},$$

$$i = \frac{0.255}{700.06 \cdot 0.56} = 0.0006505 \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

Визначення рівня світлої рідини

$$h_0 = m + 0.315 \cdot z + 1.91 \cdot i - (0.41 + 91z) \cdot 10^{-3} w_k \cdot (\rho'')^{0.5},$$

$$h_0 = 0.00588 + 0.315 \cdot 0.015 + 1.91 \cdot 0.0006505 - (0.41 + 91 \cdot 0.01) \cdot 10^{-3} \cdot 0.134 \cdot 27.76^{0.5} = 0.011 \text{ м}$$

де w_k — швидкість в колоні

$$w_k = f_b \cdot w_b = 0.67 \cdot 0.2 = 0.134 \frac{\text{м}}{\text{с}},$$

z_1, z_2 — висота сливних перегородок;

m — коефіцієнт, що залежить від типу тарілки (табл. 3.)

Коефіцієнти, що використовуються при гідравлічному розрахунку тарілок

Т а б л и ц я 3.

Тарілка	m	c ₁	c ₂	c ₃
з кільцевим током	0,00238	3,275	3.917	0,95
з діаметральним током	0,00588	2,78	3,325	0,99

Перевірка руху пара через тарілку

Орієнтовне значення швидкості пара в отворах

$$w_{01} = c_1 (h_0 \cdot \rho' / \rho'')^{0.5},$$

$$w_{01} = 2.78 \cdot \left(\frac{0.011 \cdot 700.06}{27.76} \right)^{0.5} = 1.464 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Діаметр отворів

$$d_0 = 1.05 \cdot t \cdot (w_6 / w_{01})^{0.5},$$

$$d_0 = 1,05 \cdot 3 \cdot \left(\frac{0,2}{1,464} \right)^{0,5} = 1,164 \text{ мм.}$$

Приймаємо діаметр отворів $d_0 = 1,2 \text{ мм}$

Частка вільного перетину

$$\varepsilon_{св} = 0,907 \cdot \left(\frac{d_0}{1,2} \right)^2,$$

$$\varepsilon_{св} = 0,907 \cdot \left(\frac{1,2}{3} \right)^2 = 0,145$$

Реальна швидкість пари в отворах

$$w_0 = w_6 / \varepsilon_{св},$$

$$w_0 = \frac{0,2}{0,145} = 1,379 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Вона повинна бути більшою за мінімальну швидкості, що забезпечує "безпровальну" роботу тарілки

$$w_{0\min} = c_2 \cdot \xi^{-0,625} \cdot (h_0 \cdot \rho' / \rho'')^{0,5},$$

$$w_{0\min} = 3,325 \cdot 0,399^{-0,625} \cdot \left(\frac{0,011 \cdot 700,76}{27,76} \right)^{0,5} = 3,11 \frac{\text{м}}{\text{с}},$$

c_2 —коефіцієнт (див. табл. 3),

ξ – коефіцієнт гідравлічного опору тарілки

$$\xi = 0,45(1 - \varepsilon_{св})^2 \cdot (d_0/d_{01})^{-0,2}$$

$$\xi = 0,45 \cdot (1 - 0,145^2) \cdot \left(\frac{0,00164}{0,001} \right)^{-0,2} = 0,399.$$

Значення d_{01} дорівнює 0,001 м.

Опір тарілки проходу пара

Опір «сухої» тарілки

$$\Delta p_c = \xi \cdot \rho'' \cdot w_0^2 / 2,$$

$$\Delta p_c = 0,399 \cdot 27,76 \cdot \frac{1,379^2}{2} = 10,535 \text{ Па.}$$

Опір поверхневого натягу, Па:

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot \sigma}{d_0},$$
$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot 8,052 \cdot 10^{-3}}{0,00164} = 19,64 \text{ Па.}$$

Тут σ — поверхневий натяг, Н/м.

Опір стовпа рідини

$$\Delta p_{\kappa} = \rho' \cdot g \cdot h_0,$$
$$\Delta p_{\kappa} = 700,06 \cdot 9,81 \cdot 0,011 = 75,54 \text{ Па.}$$

Опір відбійного козирка

$$\Delta p_{o,\kappa} = \xi_{\kappa} \cdot \rho'' \cdot w_{\kappa}^2 / 2,$$
$$\Delta p_{o,\kappa} = 1,76 \cdot 27,76 \cdot \frac{0,2^2}{2} = 0,977 \text{ Па}$$

Опір тарілки проходу пара з урахуванням середнього рівня рідини

$$\Delta p = \Delta p_{\kappa} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\kappa} + \Delta p_{o,\kappa},$$
$$\Delta p = 10,535 + 19,64 + 75,54 + 0,977 = 106,692 \text{ Па.}$$

Відстань між тарілками за умовою переливу рідини

Критична глибина потоку

$$H_{\text{кр}} = 0,47 \cdot i^{2/3},$$
$$H_{\text{кр}} = 0,47 \cdot 0,0006505_{0,667}^{2/3} = 0,00352 \text{ м.}$$

Висота вузького перетину кишені

$$s = c_3 \cdot H_{\text{кр}},$$
$$s = 0,99 \cdot 0,00352 = 0,003585 \text{ м,}$$

де c_3 — коефіцієнт (см. табл. 3).

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		39

З конструктивних міркувань висоту s можна вибрати більше розрахункової.

Висота стовпа рідини $h_{ж}$ в переливній кишені визначається висотою підпірної перегородки гідрозатвора z_2 , напором для подолання опору вузького місця гідрозавора s і напором для подолання різниці тисків під і над тарілкою Δp

$$h_{ж} = k_1 \cdot z_2 - k_2 \cdot a + k_3 \cdot H_{кр} + k_4 \cdot H_{кр3} / s_2 + k_5 \cdot \Delta p / (\rho' g),$$

$$h_{жс} = 0,95 \cdot 0,01 + 1,6 \cdot 0,001724 + \frac{1,16 \cdot 0,00352^3}{0,002} + \frac{1,0 \cdot 106,692}{700,06 \cdot 9,81} = 0,028 \text{ м.}$$

Якщо тарілка має сепараційний простір для виділення бульбашок пари – значення коефіцієнта k_5 приймати рівним 1,0.

Значення коефіцієнтів k_i Таблиця 4.

Тип переливного устройства	k_1	k_2	k_3	k_4	k_5
I – прямокутне	0,95	0	1,68	1,16	1,05

Мінімальна відстань між тарілками

$$h_{\min 1} = 1,25 (h_{ж} - z_1),$$

$$h_{\min 1} = 1,25 \cdot (0,028 - 0,015) = 0,016 \text{ м.}$$

До рівняння для $h_{\min 1}$ введений коефіцієнт запасу 1,25.

Відстань між тарілками за умовою віднесення піни

Для обчислення висоти шару піни на тарілці знаходимо:

Швидкість витання крапель

$$w_k = 1,75 \cdot [g \sigma (\rho' - \rho'') / (\rho'')^2]^{1/4}$$

$$W_k = 1,75 \cdot \left(\frac{9,81 \cdot 8,052 \cdot 10^{-3} \cdot (700,06 - 27,76)}{27,76^2} \right)^{1/4} = 0,897 \frac{\text{м}}{\text{с}},$$

і відносна швидкість витання

$$w_{ko} = 1 - w / w_k,$$

$$w_{ko} = 1 - \frac{0,2}{0,897} = 0,777$$

2. Коефіцієнт взаємодії фаз

$$k_f = (0,2\rho' + \rho'') / [w_{ko} (\rho' - \rho'')],$$

$$K_f = \frac{(0,2 \cdot 700,06 + 27,76)}{0,777 \cdot (700,06 - 27,76)} = 0,321$$

3. Число Фруда

$$Fr = k_f \cdot w^2 / (g h_{ef}),$$

$$Fr = \frac{0,321 \cdot 0,2^2}{9,81 \cdot 0,019} = 0,069$$

де $h_{ef} = [z_1 + i^{2/3} / g^{1/3}] \cdot w_{ko}$ – ефективна висота запасу рідини,

$$h_{ef} = (0,015 + \frac{0,0006505^{0,667}}{9,81^{0,333}}) \cdot 0,777 = 0,019 \text{ м}$$

4. Паровміст двухфазного шару піни

$$\varphi = 2 / [1 + (1 + 2 \cdot Fr)^{0,5}],$$

$$\varphi = \frac{2}{1 + (1 + 2 \cdot 0,069)^{0,5}} = 0,968.$$

5. Висота піни на тарілці

$$h_n = h_0 / (1 - \varphi),$$

$$h_n = \frac{0,011}{1 - 0,968} = 0,027 \text{ м}.$$

6. Висота сепарації простору

$$h_c = 0,08328 w^{0,57} F_b^{0,07},$$

$$h_c = 0,08328 \cdot 0,2^{0,57} \cdot 0,368^{0,07} = 0,031 \text{ м}.$$

7. Відстань між тарілками

$$h_{min2} = h_n + h_c,$$

$$h_{min2} = 0,027 + 0,031 = 0,058 \text{ м}.$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						41
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

Після розрахунків в якості відстані між тарілками приймається більше з $h_{\min 1}$ и $h_{\min 2}$.

Приймаємо $h_{\min 2} = 0,06$ м.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						30
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

5.2. Обґрунтування вибору матеріалів і перевірка міцності основних деталей

Для виготовлення корпусних деталей нижньої колони використовуються листи з нержавіючої сталі 12Х18Н10Т. Вибір цього матеріалу обумовлений роботою апарату під тиском і температурою розташованого в ньому середовища. Матеріал, з якого виготовлена нижня колона повинен добре зварюватися і найголовніше бути достатньо пластичним для розкачування тарілок в царгах. Тому для ректифікаційної колони використовують сталь 12Х18Н10Т.

Розрахунок на міцність обичайки

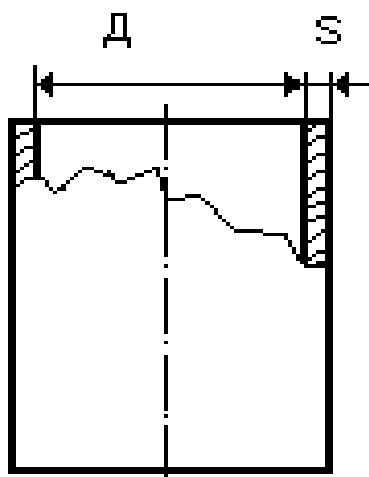


Рис.13. Обичайка

Матеріали : сталь 12Х18Н10Т $[\sigma]=160\text{МПа}$ - межа міцності сталі 12Х18Н10Т

$$D_s = 0,7\text{м},$$
$$P = 0,675\text{МПа}.$$

Товщина стінки обичайки:

$$S_R = \frac{P \cdot D_s}{2 \cdot \varphi_p \cdot [\sigma] - P},$$

$\text{де } \varphi_p = 0.9$ - коефіцієнт міцності зварного шва.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		42

$$S \geq S_R + C,$$

де С- сума надбавок до розрахункової товщині.

$$C = C_1 + C_2,$$

де $C_1 = 0$ - допуск на корозію,

$C_2 = 0,00019$ - прибавка на компенсацію мінусового допуску.

$$C = 0 + 0,00019 = 0,00019\text{м},$$

$$S = \frac{0,675 \cdot 0,7}{2 \cdot 0,9 \cdot 160 \cdot 0,675} = 0,0024\text{м},$$

$$S \geq 0,0024 + 0,00019 = 0,00259\text{м},$$

Приймаємо $S=0,003\text{м}$.

Допустимий внутрішній надлишковий тиск

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p \cdot (S - C)}{D + (S - C)},$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 160 \cdot 0,9 \cdot (0,003 - 0,00019)}{0,7 + (0,003 - 0,00019)} = 1,15\text{МПа}.$$

Умови застосування розрахункових формул:

$$\frac{S - C}{D} \leq 0,1,$$

$$\frac{0,003 - 0,00019}{0,7} = 0,004 \leq 0,1.$$

Розрахункові формули застосовні.

Розрахунок на міцність днища

Розрахунок ведемо для еліптичного днища навантаженого надлишковим внутрішнім тиском.

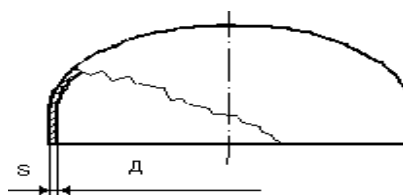


Рис.14.Днище

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						43
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

Матеріали : сталь 12Х18Н10Т $[\sigma]=160\text{МПа}$ - межа міцності сталі
12Х18Н10Т

$$D_6 = 0,7\text{м},$$

$$P = 0,675\text{МПа}.$$

Товщина стінки днища розраховується за такою формулою:

$$S_R = \frac{P \cdot R}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - 0.5 \cdot P},$$

де $\varphi = 1$ - коефіцієнт міцності зварного шва.

$$R = D = 0,7\text{м},$$

$$S_R = \frac{0,675 \cdot 0,7}{2 \cdot 1 \cdot 160 - 0,5 \cdot 0,675} = 0,00148\text{м},$$

$$S \geq S_R + C,$$

$$C = C_1 + C_2,$$

де $C_1 = 0$ – додаток для компенсації корозії,

$C_2 = 0,0005\text{м}$ – додаток для компенсації мінусового допуску на товщину листа.

$$C = 0 + 0,0005 = 0,0005,$$

$$S \geq 0,00148 + 0,0005 = 0,00195\text{м},$$

Приймаємо $S = 0.004$.

Допустимий надлишковий внутрішній тиск

$$[P] = \frac{2 \cdot (S - C) \cdot \varphi \cdot [\sigma]}{R + 0.5 \cdot (S - C)},$$

де

$$R = D.$$

$$[P] = \frac{2 \cdot (0,004 - 0,0005) \cdot 1 \cdot 160}{0,7 + 0,5 \cdot (0,004 - 0,0005)} = 1,59\text{МПа}.$$

Умови застосування розрахункових формул:

$$0,002 \leq \frac{S - C}{D} \leq 0,1, \quad 0,2 \leq \frac{H}{D} \leq 0,5,$$

$$\frac{0,004 - 0,0005}{0,7} = 0,0005, \quad 0,2 \leq \frac{0,25 \cdot D}{D} \leq 0,5,$$

$$0,002 \leq 0,0005 \leq 0,1, \quad 0,2 \leq 0,25 < 0,5.$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						44
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

5. ТЕПЛОВОЇ РОЗРАХУНОК ОСНОВНОГО ТЕПЛООБМІННИКА

5.1. Початкові дані

Кількість повітря, на вході в теплообмінник $V = 1200 \frac{\text{м}^3}{\text{час}}$

Частки потоків

Частка прямого потоку в теплообміннику $1 - D = 0.4$;

Частка зворотного потоку $1 - 0.194 = 0.806$;

Тиску потоків

Прямого потоку $P_5 := 20 \cdot \text{МПа}$;

Зворотного потоку $P_{15} := 0.12 \cdot \text{МПа}$;

Температури

Прямого потоку на вході в теплообмінник $T_5 := 283 \cdot \text{К}$;

Прямого потоку на виході з теплообмінника $T_7 = 104.7 \text{ К}$;

Зворотного потоку на вході в теплообмінник $T_{14} = 90.7 \text{ К}$;

Зворотного потоку на виході з теплообмінника $T_{15} = 274.2 \text{ К}$;

Конструктивні параметри теплообмінника

Зовнішній діаметр трубки теплообмінника $d_n := 0.010 \cdot \text{м}$;

Внутрішній діаметр трубки теплообмінника $d_v := 0.008 \cdot \text{м}$;

Зовнішній діаметр сердечника $d_c := 0.3 \cdot \text{м}$;

Число трубок $N_{\text{тр } 1} := 200$;

Число шарів навивання $Z_{\text{тр}} := 10$;

Діаметр дроту, що оребрює $d_{\text{пр}} := 0.0015 \cdot \text{м}$;

Відносний діаметральний крок навивки $\sigma_1 := 1.106$;

Відносний осьовий крок навивки $\sigma_2 := 1.263$;

Крок oreбрєння $t_p := 0.005 \cdot \text{м}$;

Теплові надходження через теплоізоляцію

Верхньої секції $q_{t1} := 15 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кМоль}}$;

Максимально допустимі опори

Прямого потоку $\Delta P_{\text{пр}1} := 0.03 \cdot \text{МПа}$;

Зворотного потоку $\Delta P_{\text{об}1} := 0.01 \cdot \text{МПа}$;

5.2. Визначення коефіцієнтів теплопередачі

5.2.1. Визначення коефіцієнта тепловіддачі до внутрішньої поверхні трубок теплообмінника

Визначаємо середню температуру прямого потоку

$$T_{cp1} := \frac{(T_5 + T_6)}{2};$$

$$T_{cp1} = 258 \text{ K}.$$

Знаходимо живий перетин трубного простору у верхній секції теплообмінника

$$f_{T1} := \frac{\pi \cdot d_{в}^2 \cdot N_{тр1}}{4};$$

$$f_{T1} = 0.05972 \text{ м}^2.$$

Знаходимо масову швидкість повітря в трубному просторі:

$$W_{T1} := \frac{B \cdot \rho_b}{f_{T1}};$$
$$W_{T1} = 43 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

За таблицями властивостей повітря знаходимо теплофізичні властивості повітря при температурі: $T_{cp1} = 258 \text{ K}$ і тиску $P_6 = 20 \text{ МПа}$:

- | | |
|-------------------------------|--|
| - теплоємність повітря | $C_{p1} := 1.037 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}};$ |
| - динамічна в'язкість повітря | $\eta_{в1} := 1391.7 \cdot 10^{-8} \cdot \text{Па} \cdot \text{с};$ |
| - теплопровідність повітря | $\lambda_{в1} := 0.01975 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{K}};$ |
| - щільність повітря | $\rho_{в1} := 529.3 \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$ |

Знаходимо значення числа Прандтля:

$$Pr_1 := \frac{C_{p1} \cdot \eta_{v1}}{\lambda_{v1}};$$

$$Pr_1 = 0.731 \quad .$$

Знаходимо число Рейнольдса:

$$Re_{T1} := \frac{W_{T1} \cdot d_v}{\eta_{v1}};$$

$$Re_{T1} = 24587 \quad ,$$

отже, режим течії газу всередині труб теплообмінника турбулентний.

Визначаємо зовнішній діаметр навивки:

$$d_c = 0.016 \text{ m}$$

$$D_H := d_c + 2 \cdot Z_{Tr} \cdot \sigma_1 \cdot d_H + 2 \cdot (d_H + 2d_{np} - \sigma_1 \cdot d_H);$$

$$D_H = 0.525 \text{ m}.$$

Визначаємо нижню межу турбулентного режиму з урахуванням кривизни трубок:

$$Re_{турб} := 2300 + 10500 \cdot \left(\frac{4 \cdot d_v}{D_H + d_c} \right)^{0.3};$$

$$Re_{турб} = 6261 \quad ,$$

$Re_T > Re_{турб}$, отже, режим течії турбулентний.

Знаходимо число Нуссельта:

$$Nu_{T1} := 0.023 \cdot (Re_{T1})^{0.8} \cdot (Pr_1)^{0.4};$$

$$Nu_{T1} = 66 \quad .$$

Визначаємо коефіцієнт збільшення ефективності теплообміну через кривизну труб:

$$\epsilon_K := 1 + 7.08 \cdot \frac{d_v}{D_H + d_c};$$

$$\epsilon_K = 1.069 \quad .$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		47

З огляду на це, знаходимо коефіцієнт тепловіддачі у внутрішній поверхні труб:

$$\alpha_{в1} := \varepsilon_k \cdot \text{NuT}_1 \cdot \frac{\lambda_{в1}}{d_{в1}};$$

$$\alpha_{в1} = 174 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

5.2.3. Визначення коефіцієнта тепловіддачі від зовнішньої стінки трубки теплообмінника

Знаходимо середню температуру зворотного потоку у верхній секції теплообмінника:

$$T_{ср01} := \frac{T_{15} + T_{ф6}}{2};$$

$$T_{ср01} = 196.5 \text{ К}.$$

Визначаємо частку вільного об'єму навивки:

$$\varepsilon_H := 1 - \frac{\pi \cdot \left[d_H^2 + \frac{d_{пр}^2}{t_p} \cdot \sqrt{\pi \cdot (d_H + d_{пр})^2 + t_p^2} \right]}{4 \cdot \sigma_1 \cdot \sigma_2 \cdot d_H^2},$$

$$\varepsilon_H = 0.345.$$

Знаходимо живий перетин міжтрубного простору:

$$f_M := \frac{\pi \cdot \varepsilon_H \cdot (D_H^2 - d_c^2)}{4};$$

$$f_M = 0.0504 \text{ м}^2.$$

Знаходимо масову швидкість повітря в міжтрубному просторі верхньої секції теплообмінника:

$$W_{M1} := \frac{(1 - Na) \cdot B \cdot \rho_b}{f_M};$$

$$W_{M1} = 8 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						48
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

За таблицями властивостей повітря знаходимо теплофізичні властивості повітря при температурі $T_{ср01} = 196.5 \text{ K}$ і тиску $P_{15} = 0.12 \text{ МПа}$:

- теплоємність повітря $C_{рм1} := 1.008 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}};$
- динамічна в'язкість повітря $\eta_{вм1} := 1299.6 \cdot 10^{-8} \cdot \text{Па} \cdot \text{с};$
- теплопровідність повітря $\lambda_{вм1} := 0.01829 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{K}};$
- щільність повітря $\rho_{вм1} := 2.42 \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$

Знаходимо значення числа Прандтля для верхньої секції теплообмінника

$$Pr_{м1} := \frac{C_{рм1} \cdot \eta_{вм1}}{\lambda_{вм1}};$$

$$Pr_{м1} = 0.716 \text{ .}$$

Визначаємо еквівалентний діаметр живого перетину міжтрубного простору:

$$d_э := \frac{4 \cdot d_H^2 \cdot \sigma_1 \cdot \sigma_2 \cdot \varepsilon_H}{\pi \cdot \left[d_H + \frac{d_{пр}}{tp} \cdot \sqrt{\pi \cdot (d_H + d_{пр})^2 + tp^2} \right]};$$

$$d_э = 0.00293 \text{ м}$$

Знаходимо число Рейнольдса для верхньої секції теплообмінника:

$$Re_{м1} := \frac{W_{м1} \cdot d_э}{\eta_{вм1}};$$

$$Re_{м1} = 1815 \text{ ,}$$

$Re_{м1} > 2300$ отже, режим течії газу в міжтрубному просторі теплообмінника турбулентний.

Визначаємо коефіцієнт обребрення трубок теплообмінника:

$$\xi_{op} := \frac{d_H + \frac{d_{np}}{tp} \cdot \sqrt{\pi \cdot (d_H + d_{np})^2 + t_p^2}}{d_H};$$

$$\xi_{op} = 2.094 .$$

Знаходимо коефіцієнт тепловіддачі від стінки трубки до потоку в міжтрубному просторі

$$\alpha_{m1} := 0.168 \cdot (Re_{m1})^{-0.3} \cdot W_{m1} \cdot C_{pm1} \cdot (Pr_{m1})^{-0.66} \cdot \xi_{op};$$

$$\alpha_{m1} = 374 \frac{Вт}{м^2 \cdot К};$$

5.2.4. Визначення коефіцієнта тепловіддачі від зовнішньої стінки трубки теплообмінника

Знаходимо середню температуру зворотного потоку в нижній секції теплообмінника:

$$T_{ср02} := \frac{T_{ф6} + T_{14}}{2};$$

$$T_{ср02} = 105 \text{ К} .$$

Знаходимо масову швидкість повітря в міжтрубному просторі:

$$W_{m2} := \frac{(1 - Na) \cdot B \cdot \rho_b}{f_m};$$

$$W_{m2} = 8 \frac{кг}{м^2 \cdot с} .$$

За таблицями властивостей повітря знаходимо теплофізичні властивості повітря при температурі $T_{ср02} = 105 \text{ К}$ і тиску

$$P_{15} := 0.135 \cdot \text{МПа};$$

- теплоємність повітря

$$C_{pm2} := 1.048 \cdot \frac{кДж}{кг \cdot К};$$

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		50

- динамічна в'язкість повітря $\eta_{\text{вм}2} := 7.089 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Па} \cdot \text{с};$
- теплопровідність повітря $\lambda_{\text{вм}2} := 0.0099 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}};$
- щільність повітря $\rho_{\text{вм}2} := 4.687 \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$

Знаходимо значення числа Прандтля в нижній секції теплообмінника:

$$\text{Pr}_{\text{м}2} := \frac{C_{\text{рм}2} \cdot \eta_{\text{вм}2}}{\lambda_{\text{вм}2}};$$

$$\text{Pr}_{\text{м}2} = 0.75 \quad .$$

Знаходимо число Рейнольдса для нижньої секції теплообмінника:

$$\text{Re}_{\text{м}2} := \frac{W_{\text{м}2} \cdot d_{\text{э}}}{\eta_{\text{вм}2}};$$

$$\text{Re}_{\text{м}2} = 3327 \quad ,$$

$\text{Re}_{\text{м}} > 2300$ отже, режим течії газу в міжтрубному просторі теплообмінника турбулентний.

Знаходимо коефіцієнт тепловіддачі від стінки трубки до потоку в міжтрубному просторі

$$\alpha_{\text{м}2} := 0.168 \cdot (\text{Re}_{\text{м}2})^{-0.3} \cdot W_{\text{м}2} \cdot C_{\text{рм}2} \cdot (\text{Pr}_{\text{м}2})^{-0.66} \cdot \xi_{\text{оп}};$$

$$\alpha_{\text{м}2} = 314.4 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \quad ;$$

5.2.5. Визначення коефіцієнта теплопередачі через стінку теплообмінника

За таблицями визначаємо коефіцієнт теплопровідності міді з якої виготовлені трубки теплообмінника при температурі $T_{\text{ср}01} = 196.5 \text{ К}$:

$$\lambda_{\text{м}1} := 391 \cdot \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}.$$

Знаходимо коефіцієнт теплопередачі в основному теплообміннику, приведений до зовнішньої поверхні труб:

$$K_{T1} := \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_{B1}} \frac{d_H}{d_B} + \frac{d_H - d_B}{2\lambda_{M1}} + \frac{1}{\alpha_{M1}} \right)}$$

$$K_{T1} = 31.7 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

5.3. Визначення середньо інтегральної різниці температур і поверхні теплообміну в секції основного теплообмінника

Середньоінтегральної температурний напір в секції основного теплообмінника визначаємо графо-аналітичним методом. Для цього будуємо q-T діаграму основного теплообмінника на якій зазначаються точки входу і виходу потоків. Ділянка ізобари між точками входу і виходу прямого потоку розбиваємо на N_t рівних частин. На кожному з отриманих ділянок проводимо середню лінію і по графіку вимірюємо різницю температур ΔT_i .

Результати графо-аналітичного розрахунку середньоінтегральної температури для верхньої секції основного теплообмінника зведені в таблицю 6.1.

Результати розрахунку нижньої секції основного теплообмінника наведені в таблиці 6.2. Середньоінтегральні різниці температур обчислювалися за формулою:

$$\Delta T_{\text{инт}} := \frac{N_t}{\sum_{i=1}^{N_t} \frac{1}{\Delta T_i}}$$

Таблиця 6.1

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						52
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

Q	T_n	T_o	$T_n - T_o$	$1/(T_n - T_o)$
3604,16	283	240,47		
3558,16	280	238,52		
3511,76	277	236,55		
3464,96	274	234,56	52,47	0,019059
3417,76	271	232,55	51,5	0,019417
3370,16	268	230,53	50,55	0,019782
3322,32	265	228,5	49,62	0,020153
3274,04	262	226,45	48,71	0,02053
3225,28	259	224,38	47,81	0,020916
3176,12	256	222,29	46,94	0,021304
3126,44	253	220,19	46,09	0,021697
3076,28	250	218,06	45,27	0,02209
3025,6	247	215,91	44,47	0,022487
2974,36	244	213,73	43,69	0,022889
2922,56	241	211,53	42,94	0,023288
2870,16	238	209,31	42,22	0,023685
2817,12	235	207,06	41,52	0,024085
2763,4	232	204,78	40,86	0,024474
2709,04	229	202,48	40,23	0,024857
2653,92	226	200,14	39,63	0,025233
2598,08	223	197,77	39,06	0,025602
2541,48	220	195,37	38,53	0,025954
2484,08	217	192,94	38,03	0,026295
2425,84	214	190,47	37,57	0,026617
2366,76	211	187,97	37,15	0,026918
2306,84	208	185,43	36,76	0,027203
2246,04	205	182,85	36,4	0,027473
2184,36	202	180,24	36,08	0,027716
2121,84	199	177,6	35,8	0,027933
2058,48	196	174,92	35,55	0,028129
1994,28	193	172,2	35,33	0,028305
1929,28	190	169,45	35,13	0,028466
1863,56	187	166,67	34,96	0,028604
1797,16	184	163,87	34,81	0,028727
1730,16	181	161,04	34,68	0,028835
1662,64	178	158,19	34,56	0,028935
1594,68	175	155,32	34,45	0,029028
1526,4	172	152,44	34,34	0,029121
1457,88	169	149,55	34,23	0,029214
1389,2	166	146,66	34,12	0,029308
1320,52	163	143,77	34,01	0,029403
1251,84	160	140,88	33,88	0,029516
1183,28	157	137,99	33,73	0,029647
1114,92	154	135,12	33,58	0,02978
1046,84	151	132,27	33,4	0,02994
979	148	129,42	33,21	0,030111
911,52	145	126,6	33	0,030303
844,36	142	123,79	32,77	0,030516
777,6	139	121	32,52	0,03075
711,16	136	118,23	32,25	0,031008
645,08	133	115,48	31,97	0,031279
579,36	130	112,75	31,66	0,031586
513,96	127	110,03	31,34	0,031908
448,88	124	107,34	30,99	0,032268
384,08	121	104,66	30,63	0,032648
319,56	118	102,01	30,251	0,033057
255,28	115	99,37	29,852	0,033499
191,2	112	96,749	29,436	0,033972
127,32	109	94,148	29,001	0,034482
63,6	106	91,564	23,436	0,042669
0	103	88,999		36,24409

Таким чином, значення середньо інтегральної різниці температур в основному теплообміннику дорівнює:

$$\Delta T_{\text{инт1}} := 36.24 \cdot \text{K};$$

Теплове навантаження основного теплообмінника дорівнює:

$$Q_{\text{в}} := \left(3604 \cdot \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} + q_{1\text{то}} \right) \cdot \frac{(B \cdot \rho_b)}{\left(29 \cdot \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right)};$$

$$Q_{\text{в}} = 53.7 \text{ кВт.}$$

Задаємося коефіцієнтом запасу поверхні теплообміну (40%):

$$\eta_f := 1.4;$$

З огляду на це, можна знайти поверхню теплообміну основного теплообмінника:

$$F_{\text{в}} := \frac{\eta_f \cdot Q_{\text{в}}}{K_{\text{T1}} \cdot \Delta T_{\text{инт1}}};$$

$$F_{\text{в}} = 20.4 \text{ м}^2,$$

5.4. Розрахунок таблиці навивання основного теплообмінника

Знаходимо середню довжину труб в теплообміннику.

$$L_{\text{ТВ}} := \frac{F_{\text{в}}}{\pi d_{\text{н}} \cdot N_{\text{тр1}}};$$

$$L_{\text{ТВ}} = 3.254 \text{ м.}$$

Тангенс кута нахилу навивки в діаметральній площині:

$$\text{tg} \beta_{\text{в}} := \frac{N_{\text{тр1}} \cdot \sigma_2 \cdot d_{\text{н}}}{\pi \cdot Z_{\text{тр}} \cdot (d_{\text{с}} + Z_{\text{тр}} \cdot \sigma_1 \cdot d_{\text{н}})};$$

$$\text{tg} \beta_{\text{в}} = 0.19582 .$$

Знаходимо довжину намотування теплообмінника:

$$H_B := \frac{L_{TB}}{\sqrt{1 + \frac{1}{\tan^2 \beta_B}}};$$

$$H_B = 0.625 \text{ м.}$$

Визначаємо середні діаметри шарів теплообмінника

$D_{c p_1} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(1 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp1} = 0.313 \text{ м;}$
$D_{c p_2} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(2 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp2} = 0.335 \text{ м;}$
$D_{c p_3} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(3 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp3} = 0.357 \text{ м;}$
$D_{c p_4} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(4 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp4} = 0.379 \text{ м;}$
$D_{c p_5} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(5 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp5} = 0.401 \text{ м;}$
$D_{c p_6} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(6 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp6} = 0.424 \text{ м;}$
$D_{c p_7} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(7 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp7} = 0.446 \text{ м;}$
$D_{c p_8} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(8 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp8} = 0.468 \text{ м;}$
$D_{c p_9} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(9 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp9} = 0.49 \text{ м;}$
$D_{c p_{10}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(10 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp10} = 0.512 \text{ м;}$
$D_{c p_{11}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(11 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp11} = 0.534 \text{ м;}$
$D_{c p_{12}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(12 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp12} = 0.556 \text{ м;}$
$D_{c p_{13}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(13 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp13} = 0.578 \text{ м;}$
$D_{c p_{14}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(14 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp14} = 0.601 \text{ м;}$
$D_{c p_{15}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(15 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp15} = 0.623 \text{ м;}$
$D_{c p_{16}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(16 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp16} = 0.645 \text{ м;}$
$D_{c p_{17}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(17 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp17} = 0.667 \text{ м;}$
$D_{c p_{18}} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(18 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp18} = 0.689 \text{ м;}$
$D_{cp19} := d_c + d_n + 2 \cdot d_{np} + 2(19 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_n;$	$D_{cp19} = 0.711 \text{ м;}$

$$D_{cp20} := d_c + d_H + 2 \cdot d_{np} + 2(20 - 1) \cdot \sigma_1 \cdot d_H;$$

$$D_{cp20} = 0.733 \text{ м};$$

Визначаємо довжину труб по шарам.

Верхня секція, (число заходів в шарі):

$$L_{T1} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp1}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T1} = 6.119 \text{ м}$$

$$L_{T2} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp2}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T2} = 6.547 \text{ м}$$

$$L_{T3} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp3}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T3} = 6.975 \text{ м}$$

$$L_{T4} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp4}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T4} = 7.403 \text{ м}$$

число заходів в шарі: $n_3 := 10$:

$$L_{T5} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp5}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T5} = 6.277 \text{ м}$$

$$L_{T6} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp6}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T6} = 6.619 \text{ м.}$$

$$L_{T7} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp7}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T7} = 6.962 \text{ м.}$$

$$L_{T8} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp8}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T8} = 7.305 \text{ м.}$$

$$L_{T9} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp9}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T9} = 7.648 \text{ м.}$$

число заходів в шарі $n_3 := 12$:

$$L_{T10} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp10}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T10} = 6.668 \text{ м.}$$

$$L_{T11} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp11}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T11} = 6.953 \text{ м.}$$

$$L_{T12} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp12}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T12} = 7.239 \text{ м.}$$

$$L_{T13} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp13}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T13} = 7.525 \text{ м.}$$

$$L_{T14} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp14}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T14} = 7.811 \text{ м.}$$

$$L_{T15} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp16}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T15} = 8.382 \text{ м.}$$

$$L_{T16} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp16}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T16} = 8.382 \text{ м.}$$

$$L_{T20} := H_B \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi \cdot D_{cp20}}{d_H \cdot n_3 \cdot \sigma_2} \right)^2}; \quad L_{T20} = 9.527 \text{ м.}$$

Сумарна кількість труб у верхній секції теплообмінника:

$$6 \cdot 8 + 8 \cdot 10 + 6 \cdot 12 = 200$$

Число шарів уздовж навивки:

$$n_{нав1} := \frac{H_B}{d_H \cdot \sigma_2};$$

$$n_{нав1} = 50 .$$

ОХОРОНА ПРАЦІ

Пуск установки поділяється на 3 етапи:

- 1-етап - охолодження апаратів і ізоляції до появи рідини.
- 2-етап - накопичення рідини в колоні.
- 3-етап - перехід від пускового режиму до робочого.

Пуск здійснюється при тиску повітря 20 МПа. Перед початком пускових робіт необхідно провести наступні заходи:

- перевірити, чи правильно встановлені і працездатність (шляхом спрацьовування) запобіжних клапанів;
- перевірити наявність і цілісність заземлюючих пристроїв;
- підготувати турбодетандер до пуску.

Послідовність 1-го етапу:

- відкрити вентилі;
- пустити компресор і підняти тиск до максимального;
- набираємо повітря, відкриваємо вентиль на вході в один з адсорберов і піднімаємо тиск до робочого;
- пускаємо повітря в основний теплообмінник;
- відкриваємо вентиль перед турбодетандером і пускаємо в роботу турбодетандер;
- відкриваємо ВР1, підтримуючи розрахункове тиск в нижній колоні. У міру охолодження апаратів тиск в нижній колоні буде знижуватися. Поява перших порцій рідини визначається по різкому падінню тиску.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						58
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

Послідовність 2-го етапу:

- набрати рівень в кубі нижньої колони 15 - 20 см і відкрити вентиль;
- у міру подачі рідини в верхню колону збільшується рівень на тарілках, що визначається за опором колони;
- включаємо в роботу конденсатор-випарник.

Послідовність 3-го етапу:

- налагодити процес ректифікації в нижній колоні;
- здійснити злив рідкого кисню з конденсатора-випарника.

Підтримка нормального технологічного режиму

Нормальний технологічний режим роботи установки характеризується номінальними значеннями наступних параметрів:

- тиск повітря перед ВР1;
- тиск у верхній колоні;
- тиск в нижній колоні;
- тиск перед турбодетандером;
- тиск після турбодетандера;
- тиск після компресора;
- тиск скидання в атмосферу;
- рівень рідини в кубі нижньої колони;
- рівень рідини в конденсаторі-випарнику;
- опір колони;
- концентрацію продукційного кисню;
- температуру перед турбодетандером;
- температуру після турбодетандера;
- температуру повітря перед блоком очищення;

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						59
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

- температуру повітря після блоку очищення;
- температуру регенераційної газу перед блоком очищення;
- температуру регенераційної газу після блоку очищення;
- температуру в оливо-агрегаті турбодетандера;
- температуру повітря перед теплообмінником-зріджувачем;
- температуру повітря після теплообмінника-зріджувача.

Зупинка

1. Відкриваємо скидання в атмосферу продуктів поділу і закриваємо подачу споживачеві.
2. Перекрити подачу повітря на турбодетандер.
3. Вимкнути електричний обігрівач блоку очищення.
4. Закрити вентиль ВР-1.

При повній зупинці необхідно злити рідину з куба нижньої колони і з конденсатора-випарника, відкрити продувальні вентилі.

Відкрити вентилі відігрівання і через підігрівач подати в установку, газ для підігріву.

При короткочасній зупинці рідину з установки можна не зливати. Злив рідини треба здійснювати лише в тих випадках, коли її рівень стає менше регламентного.

Безпека при роботі з рідким киснем

Рідкий кисень нетоксичний, не горючий і не вибухонебезпечний, однак, будучи сильним окислювачем, різко збільшує здатність інших матеріалів до горіння. Ряд матеріалів (дерево, папір, асфальт, вугілля та ін.), просочені рідким киснем, здатні детонувати.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						60
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

Тому для роботи в контактi з киснем можуть використовуватися тiльки дозволенi для цього матерiали.

Упаковка, маркування, транспортування i зберiгання медичного кисню - по ГОСТ 26460-85. Номiнальний тиск кисню при 20 °С при наповненнi, зберiганнi i транспортуваннi балонiв повинен складати $(14,7 + 0,5)$ МПа $(150 + 5)$ кгс/см² або $(19,6 + 1,0)$ МПа $[(200 + 10)$ кгс/см².

Транспортне маркування - за ГОСТ 14192-77 з нанесенням манiпуляцiйного знака <Бойтiся нагрiву>, знакiв небезпеки по ГОСТ 19433-81 для класiв 2 i 5, пiдкласу 2.1; класифiкацiйний шифр групи 2121. 4.8. (Виключено. Змiн. № 1).

Рiдкий кисень при попаданнi на вiдкритi дiлянки шкiри викликає обмороження, а також вражає слизову оболонку очей. Вiдбiр проб рiдкого кисню необхідно проводити в захисних окулярах i брезентових рукавицях.

Технологiя роботи з рiдким киснем повинна виключати можливiсть неконтрольованого накопичення в ньому органiчних i iнших горючих речовин.

Злив рiдкого кисню повинен проводитися в спецiально вiдведених мiсцях, що мають покриття, що не мiстить органiчних матерiалiв. У мiсцях можливих витокiв або проток рiдкого кисню також не повинно бути покриття, яке має органiчнi матерiали.

Об'ємна частка кисню в повітрі робочої зони не повинна перевищувати 23%. При протоках або витоках рiдкого кисню можлива поява зон з пiдвищеним вмістом кисню, що створює небезпеку виникнення пожеж.

Цi зони повиннi бути позначенi спецiальним попереджувальним знаком, в них має бути обмежено перебування людей i не повиннi знаходитися легкозаймистi матерiали. Якщо цi зони знаходяться в закритих примiщеннях, вони повиннi бути обладнанi засобами контролю

повітряного середовища і вентиляцією, що автоматично включається для провітрювання.

Перед проведенням ремонтних робіт або оглядом транспортної або стаціонарної ємності рідкого кисню, що була в експлуатації, її необхідно відігріти до температури навколишнього середовища і продути повітрям. Дозволяється починати роботи після зниження об'ємної частки кисню всередині ємності до 23%.

Після перебування в середовищі, збагаченому киснем, не дозволяється курити, використовувати відкритий вогонь і наближатися до вогню. Одяг повинен бути провітрений протягом 30 хв.

Цистерни, наповнені киснем, при перевезенні повинні бути закріплені так, щоб вони не переміщувалися і не піддавалися ударам; криогенні посудини повинні транспортуватися в вертикальному положенні.

Транспортні пристрої, що використовуються для перевезень цистерн і криогенних посудин, повинні бути чистими і безпечними в пожежному відношенні. Забороняється перевозити наповнені киснем цистерни і криогенні посудини разом з жировими речовинами.

Довідково:

Загальні вимоги до кисневого балону та умови їх зберігання

1. Балони, які використовуються в медичних установах, повинні відповідати вимогам нормативних документів, затверджених органом державного нагляду України.

2. Балони повинні бути пофарбовані в блакитний колір і мати напис “кисень медичний” чорним кольором.

3. Кожна партія медичного кисню, а також кожен балон медичного кисню повинні супроводжуватися документами про якість, що містять дані:

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
						61
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

- найменування підприємства і його торговий знак;
- найменування і сорт продукту;
- номер партії медичного кисню і номер балону медичного кисню;
- дату виготовлення;
- обсяг газоподібного кисню, м³;
- результати проведених аналізів або підтвердження про відповідність продукту вимогам стандарту.

4. Номер реєстраційного посвідчення згідно з Державним реєстром лікарських засобів;

5. Позначення стандарту “Кисень газоподібний технічний і медичний” ГОСТ 5583-78.

Гарантійний термін зберігання газоподібного медичного кисню в балонах – 18 місяців з дня виготовлення.

Акредитація виробництва медичного кисню здійснюється Національним агентством з акредитації України.

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		62

ВИСНОВКИ

В результаті розрахунків встановлено, що спроектована установка розділення повітря виробляє рідкий медичний. При цьому витрати енергії на виробництво 1 кг кисню складуть 1,090 кВт · год/кг.

При конструюванні апаратів використані найсучасніші конструкторські рішення. В установці застосований сучасний охолоджувач азотної флегми і кубовою рідини, що вимагає меншої витрати матеріалів і зменшує теплові надходження з навколишнього середовища.

В якості ректифікаційних пристроїв застосовані алюмінієві поперечнотічні тарілки з сепарацією фаз. Це дозволило усунути шкідливі роботи при їх виготовленні, зменшити габарити блоку поділу, так як застосування відбійників дозволяє зменшити відстань між тарілками, виключити застосування дефіцитної міді, зменшити вагу колони за рахунок використання алюмінію. Крім того, поперечний струм рідини по тарілці (замість кругового) покращує процес тепломасообміну.

					КРБ.КТ.613-03.1.15	Лист
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		63

Список літератури

1. Лавренченко Г.К., Кравченко М.Б., Грудка Б.Г. Термодинамічний аналіз схем повітророзподільних установок для отримання газоподібного кисню під тиском. // Холодильна техніка і технологія . – 2019. – № 2 (55) – с. 109–120
2. Морозюк Л. І, Хмельнюк М.Г., Зімін О.В. Магістерська робота: метод. вказівки до виконання та оформлення роботи для студентів спец. 142 "Енергетичне машинобудування" галузі знань 14 "Електрична інженерія" ден. та заоч. форм навчання – Електронний ресурс. – 2021р. – 20с
3. Грудка Б. Г., Басов А.М. Повітророздільні установки: конспект лекцій [Електронний ресурс] : для здобувачів освіти галузі знань 14 "Електрична інженерія", спец. 142 "Енергетичне машинобудування", СВО "Бакалавр"— Одеса: ОНАХТ, 2022. — 57 с.
4. Alsultanny Y. A., Al-Shammari N. N. Oxygen Specific Power Consumption Comparison for Air Separation Units // Engineering Journal. —2014. —Vol. 18 (2). —P. 68–80.
5. Harald Klein, Philipp Fritsch, Patrick Haider Flexible Operation of Air Separation Units // ChemBioEng Reviews. —2021. —Vol. 8. —P. 1-19.
6. Kumar, M., Panda, D., Behera, S. K. & Sahoo, R. K. Experimental investigation and performance prediction of a cryogenic turboexpander using artificial intelligence techniques. // Applied Thermal Engineering. —2019. — P.15-29.
7. Sam, A. A. & Ghosh, P. Flow field analysis of high-speed helium turboexpander for cryogenic refrigeration and liquefaction cycles. // Cryogenics. —2019. —Vol. 82. —P. 5-13.

