

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



**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
ДО КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ**

На тему: «Проектування кріогенної установки для одержання технічного
кисню з концентрацією 99,7 %»

Здобувача Чернов А.Г.
(прізвище, ініціали)

4-го курсу ЕН-142 групи

Керівник доц.З.А.Брюханова
(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

Чернова Артема Геннадійовича
(прізвище, ім'я, по батькові)
1. Тема роботи Проектування кріогенної установки для
одержання технічного кисню з концентрацією 99,7%
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: Кріогенна установка для одержання технічного
кисню з концентрацією 99,7%.
4. Перелік питань, які потрібно розробити:
Актуальність теми; Технічні характеристики.
Технологічний розрахунок.
Енергетичний баланс розрахунків.
Розрахунок апаратів. Розрахунок турбодентадера.
Охорона праці. Висновки
5. Перелік графічного матеріалу:
Презентація Power Point (7 слайдів)

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

7. Дата видачі завдання 01.12.2025

Керівник _____ доц. Зінаїда БРЮХАНОВА

Завдання прийняв до виконання _____ Артем ЧЕРНОВ

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 _____ Артем ЧЕРНОВ
(підпис) (прізвище та ініціали)

Керівник роботи _____ Зінаїда БРЮХАНОВА
(підпис) (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 _____ Артем ЧЕРНОВ
(підпис) (прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Кваліфікаційна робота магістра (пояснювальна записка) містить 85 сторінок, 15 рисунків, 12 таблиць, список джерел з 7-и найменувань.

Розроблено схемно-циклове рішення установки для одержання технічного кисню.

Надано огляд сучасного стану кріогенного обладнання на світовому ринку щодо установок для отримання технічного кисню.

Проведено розрахунки апаратів, енергетичний аналіз характеристик циклу отримання технічного кисню з урахуванням продуктивності установки.

Ключові слова: кріогенна установка, повітряний компресор, технічний кисень, енергетичний баланс, турбодетандер

ABSTRACT

Thesis (explanatory note) contains contains 85 pages, 15 figures, 12 tables, a list of sources from 7 items.

A schematic and cyclical solution of the installation for the production of technical oxygen has been developed.

An overview of the current state of cryogenic equipment on the world market regarding installations for obtaining technical oxygen is provided.

Apparatus calculations, energy analysis of the characteristics of the technical oxygen production cycle, taking into account the performance of the installation, were carried out.

Key words: cryogenic installation, air compressor, technical oxygen, energy balance, turbo expander

ЗМІСТ

Вступ.....	5
1. Призначення і сфера застосування	7
2. Технічна характеристика.....	9
3. Опис і обґрунтування схеми установки	10
4. Технологічний розрахунок.....	15
4.1. Початкові дані для розрахунку	15
4.2.1. Розрахунок тисків в колонах	17
4.2.2. Матеріальні баланси установки і апаратів.....	17
5. Визначення кількості технічного кисню, що виробляється	19
6. Енергетичні баланси апаратів	20
6.1. Тепловий баланс переохолоджувача азотної флегми	20
6.2 Тепловий баланс переохолоджувача кубової рідини.....	21
6.3 Енергетичний баланс переохолоджувача рідкого кисню	22
6.4 Визначення параметрів кисню після насосу	23
6.5. Енергетичний баланс вузла ректифікації	24
6.6. Доля детандерного потоку	25
6.7. Енергетичний баланс основного теплообмінника	27
6.8. Енергетичний баланс нижньої ректифікаційної колони.....	28
6.9. Енергетичний баланс теплообмінника зріджувача	29
6.10. Визначення степені сухості азотної флегми.....	30
6.11. Визначення степені сухості кубової рідини	30
6.12 Таблиця параметрів точок схеми установки	31

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22				
Изм.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата	<i>Кріогенна установка на базі повітряного компресора для одержання технічного кисню з концентрацією 99,7%</i>	Лит.	Лист	Листів	
Разраб.		Чернов А.Г.							
Перевірив.		Брюханова З.А.							
Реценз.						ЕН-142			
Н. Контр.		Брюханова З.А.							
Затвердж.									

7. Розрахунок процесу ректифікації	32
7.1. Розрахунок ректифікації в нижній колоні	32
7.2. Розрахунок процесу ректифікації в верхній колоні	34
8. Визначення питомої витрати енергії	39
9. Розрахунок апаратів... ..	41
9.1. Розрахунок ректифікаційної колони	41
9.1.1. Гідравлічний розрахунок колони	47
9.1.2. Обґрунтування вибору матеріалів і перевірка міцності основних деталей	55
9.1.2.1. Розрахунок на міцність обичайки	56
9.1.2.2. Розрахунок на міцність днища	58
10. Розрахунок машин	60
10.1. Термогазодинамічний розрахунок турбодетандера	61
10.2. Конструктивний розрахунок турбодетандера	73
ОХОРОНА ПРАЦІ	77
ВИСНОВКИ	81
ПЕРЕЛІК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ.....	82

ВСТУП

Актуальність теми дослідження.

Розвиток техніки розділення повітря методом глибокого охолодження з метою отримання кисню, азоту, аргону привів до формування самостійної галузі промисловості. Сформувався новий напрям наукової і практичної діяльності людини - кріологія, окремими ланками якого є криоенергетика, кріоелектроніка, кріобіологія і кріомедицина, кріогенне машинобудування. Такі найважливіші галузі, як чорна і кольорова металургія, хімія, газова промисловість, космічна і ракетна техніка, атомна промисловість різко збільшили застосування кріогенних продуктів. Особливо розширилося застосування кисню. Кисень широко використовується в процесах різання та зварювання металів у машинобудуванні і металообробці. Разом з киснем широке застосування в різних галузях промисловості знаходить азот в газоподібному і рідкому стані. Більше 50% кисню виробляється для споживання в чорній металургії. Застосування кисню в чорній металургії дозволяє інтенсифікувати металургійні процеси і поліпшити їх техніко-економічні показники. Кисень використовують також при виплавці кольорових металів - міді, нікелю, цинку і свинцю.

Газоподібний азот використовується в чорній і кольоровій металургії, хімічній і нафтовій промисловості в якості інертного середовища для виплавки спеціальних сталей і сплавів. Рідкий азот завдяки своїй нетоксичності, інертності і дешевизні широко використовується як кріоагент. Значні кількості рідкого азоту витрачаються при холодних опресовуваннях і випробуваннях кисневого, водневого і гелієвого устаткування, а також в термобарокамерах, що імітують умови космічного простору. Важлива сфера застосування рідкого азоту - харчова промисловість. Швидке

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						5
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

охолодження і заморожування харчових продуктів шляхом розпоршення азоту і подальше їх зберігання у збагаченій азотом атмосфері забезпечують збереження смакових якостей і товарного вигляду продуктів впродовж тривалого часу.

Рідкий азот застосовується також в сільському господарстві і медицині для зберігання біопродуктів. У кріогенних системах рідкий азот широко використовують для охолодження проміжних екранів ізоляції устаткування, а також для попереднього охолодження великих надпровідних магнітів і кабелів, трансформаторів і т.і.

Аргон широко використовується в нових металургійних процесах виплавки сталі, при виробництві напівпровідників, в процесах аргонно-дугової сварки металів.

Аргон використовується для заповнення ламп розжарювання. Раніше для цих цілей використовувався чистий азот, проте перехід до використання суміші азоту з аргоном дозволив збільшити світловидатність ламп. Крім того, аргон використовується і при виробництві люмінесцентних ламп. Під час медичних операцій аргон часто використовується для очищення простору, оскільки не здатний утворювати хімічні сполуки в силу своєї інертності.

Крім того, аргон використовується як засіб пожежогасінні, для обробки сухих гідрокостюмів в дайвінгу і навіть в якості харчової добавки і як пропелент для аерозольних упаковок.

Криптон застосовують при виготовленні надпотужних лазерів. Зв'язок криптону з фтором (фторід криптону) використовують як окисник ракетного палива і у бойових лазерах. У побуті його використовують для утеплення і звукоізоляції пластикових вікон.

Завдяки своїм властивостям ксенон отримав широке застосування в якості газу для ламп розжарювання, газорозрядних джерел світла і автомобільних фар. Радіоактивні ізотопи ксенону використовують в

медицині в якості джерел випромінювання в радіографії, для виявлення течії у вакуумних апаратах і для ксенонового наркозу пацієнтів. Використовують ксенон і для виробництва лазерів, в двигунах космічних ракетноносіїв.

Наукова новизна одержаних результатів кваліфікаційної роботи полягає в тому, що: безперервно ведуться роботи з удосконалення технологічних схем, апаратів і машин установок для розділення повітря.

Практичне значення отриманих результатів полягає в такому:

- отримані в ході виконання кваліфікаційної роботи результати можуть бути використані для розширення сфер застосування і поява нових типів кріогенних пристроїв та систем. Сфери застосування кріогеніки розширюються у бік усе більш низьких температур, аж до температур, близьких до абсолютного нуля.

Фактологічна основа роботи: складається з посібників, матеріалів періодичних науково-технічних видань, наукових статей та інших матеріалів з проблематики кріогенної техніки та методів розробки установок для одержання технічного кисню.

Структура роботи. Кваліфікаційна робота складається з вступу, 10 розділів, висновків, списку використаної літератури. Зміст роботи викладено на 85 сторінках, включаючи 15 рисунків, 12 таблиць.

1. Призначення і сфера застосування

Установка для розділення повітря призначена для отримання:

1. Кисню газоподібного технічного першого сорту і медичного відповідно до ДСТУ 5583:2009 „Кисень газоподібний технічний і медичний”.

Установка може бути застосована на ремонтно-механічних, машинобудівних та інших підприємствах. Кисень використовується для зварювання та різання металів, а також в медицині.

Установка виготовляється для потреб народного господарства і для поставки на експорт в райони з помірним і тропічним кліматом.

Установку допускається експлуатувати в районах з сейсмічністю до 8 балів.

Найвища частина установки – блок поділу – може встановлюватися як в закритих приміщеннях так і поза будівлею.

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						8
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

2. Технічна характеристика

1. Установка побудована на базі

повітряного компресора 4BM10-50/71

2. Концентрація продукційного кисню,.....99.7% об O₂



Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата

КРБ.КТ.2.613-03.1.22

Лист

9

3. Опис і обґрунтування схеми установки

В установці використаний цикл середнього тиску з розширенням повітря в турбодетандері.

Рекуперація холоду здійснюється в кручених трубчастих теплообмінниках, поділ повітря проводиться в колоні дворазової ректифікації.

Осушення повітря і очищення його від вуглекислоти і вуглеводнів проводиться в цеолітовому блоці очищення. Попереднє охолодження повітря перед блоком очищення здійснюється в теплообміннику за рахунок холоду зворотних потоків.

Повітря надходить через повітряний фільтр 1 в компресор 4BM10-50/71 при температурі навколишнього середовища і стискається до $P=4.5$ МПа. Далі повітря надходить в теплообмінник-зріджувач 3, в якому охолоджується зворотними потоками кисню і відкидним газоподібним азотом. Температура повітря на виході теплообмінника - зріджувача дорівнює 281-283 К. У цьому теплообміннику відбувається конденсація водяної пари, яка знаходилася у повітрі.

Після теплообмінника-зріджувача повітря проходить через вологовідділювач 4, в якому відходить сконденсована волога, і далі повітря надходить до блоку комплексного очищення і осушення повітря 5.

Блок очищення і осушення повітря являє собою два адсорбери, що працюють поперемінно. В якості адсорбенту використовується синтетичний цеоліт. Повітря проходить через адсорбер знизу вгору. Проходячи через адсорбер, повітря очищається від залишків вологи, вуглекислоти і вуглеводнів. Наявність залишків вологи і вуглекислоти в повітрі при зниженні температури може призвести до їх

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						10
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

кристалізації в трубному просторі теплообмінних апаратів, в результаті чого гідравлічний опір апаратів збільшується, і показники роботи установки погіршаються. Очищення повітря від вуглеводнів необхідно, щоб уникнути вибухонебезпечних концентрацій вуглеводнів в конденсаторі-випарнику.

Адсорбер працює 8 годин. Після цього часу відбувається перемикання адсорберів, після чого повітря перемикається на інший (чистий) адсорбер. В цей час перший адсорбер працює в режимі регенерації, тобто відновлення адсорбційних властивостей цеоліту. Для цього частина відкидного азоту після теплообмінника-зріджувача надходить в перший абсорбер зверху вниз. Попередньо перед адсорбером відкидний азот нагрівається в електро підігрівачі до температури 400 °С. Проходячи через адсорбер, гарячий азот виганяє з цеоліту домішки, що накопичилися в ньому: вологу, вуглекислоту, вуглеводні. Такий режим роботи адсорбера триває приблизно близько двох годин. Після цього нагрівач відключається і через адсорбер проходить азот, який охолоджує цеоліт до робочої температури. Таким чином, адсорбер відновлюється і знову готовий до роботи.

Після блоку очищення повітря надходить в основний теплообмінник 6. В основному теплообміннику повітря охолоджується зворотними потоками кисню та азоту. З середини теплообмінника частина повітря при температурі 163 К надходить в турбодетандер 7, в якому повітря розширюється до тиску рівному тиску в нижній колоні – 0,68 МПа. Інша частина повітря охолоджується в нижній секції основного теплообмінника зворотними потоками і надходить на дросельний вентиль РВ1. Проходячи через дросель повітря розширюється до тиску, який дорівнює тиску в нижній колоні.

У нижній ректифікаційній колоні відбувається попереднє розділення повітря на азотну флегму і збагачену киснем кубову рідину. Азотна флегма відбирається з нижньої колони, направляється в охолоджувач азотної флегми, дроселюється у вентилі ВРЗ і надходить на верхню тарілку верхньої ректифікаційної колони. У верхній колоні відбувається остаточне розділення повітря на продукційний кисень і відкидний азот. Між колонами встановлено конденсатор-випарник, який є конденсатором для нижньої колони і випарником для верхньої колони.

Для отримання рідкого азоту, який необхідний для зрошення нижньої колони використовується конденсатор-випарник. Пари азоту надходять в трубний простір випарника і, віддаючи своє тепло рідкому кисню, який знаходиться в міжтрубному просторі, конденсуються. Кубова рідина з нижньої частини нижньої колони відводиться через охолоджувачі 12 і 13 в середину верхньої колони. Після охолоджувача 12 кубова рідина дроселюється до тиску верхньої колони. В охолоджувачі 13, де відбувається охолодження кубової рідини.

Частина азотної флегми з верхньої частини колони високого тиску відбирається і надходить на охолоджувач 11. У цьому охолоджувачі азотна флегма охолоджується і надходить через дросельний вентиль в верхню частину верхньої колони для її зрошення. У верхній ректифікаційної колоні відбувається остаточне розділення повітря на чистий кисень концентрацією - 99,7%, який відбирається з кубу верхньої колони, і відкидний азот.

З метою отримання пари у верхній колоні, яка необхідна для проведення процесу ректифікації, рідкий кисень надходить в міжтрубний простір конденсатора-випарника 10 з куба верхньої

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						12
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

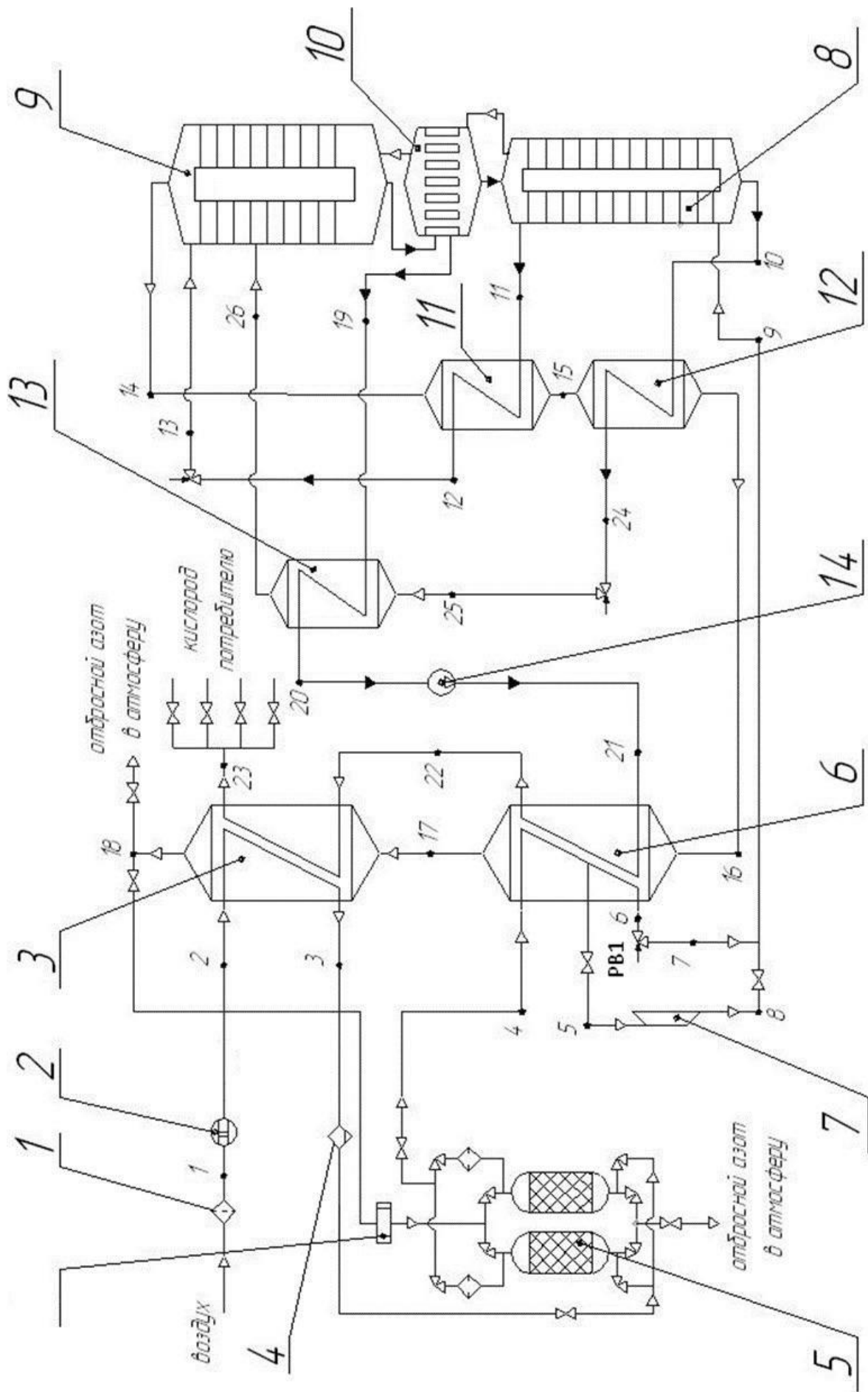
колони, де кисень випаровується і надходить у нижню частину верхнього колони 9.

Частина кисню з конденсатора-випарника, в рідкому вигляді, відбирається на охолоджувач 13. У цьому теплообміннику кисень охолоджується на 8,9 К нижче своєї температури кипіння за рахунок холоду кубової рідини. Охолодження кисню перед його подачею в насос 14 робиться для того, щоб уникнути явища кавітації в насосі, тобто пароутворення в робочому циліндрі насосу за рахунок тепла з навколишнього середовища і тепла тертя.

У насосі рідкий кисень стискається до тиску більше 16 МПа, далі кисень надходить в основний теплообмінник, в якому відбувається нагрівання кисню.

Відкидний азот відводиться з самої верхньої частини верхньої колони. Азот проходить через охолоджувач азотної флегми і кубової рідини, віддаючи свій холод цим потокам і, далі надходить в міжтрубний простір основного теплообмінника. Після основного теплообмінника газоподібний кисень і відкидний азот надходять в теплообмінник зріджувач, в якому нагріваються до температур близьких до температури навколишнього середовища. Кисень під тиском надходить на наповнювальну рампу для наповнення балонів.

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						13
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		



Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата

КРБ.КТ.2.613-03.1.22

4. Технологічний розрахунок

4.1. Вихідні дані для розрахунку

1. Установка побудована на базі

повітряного компресора

4BM10-50/71

2. Концентрації, % O₂:

продукційного кисню

$x_k = 99.7$;

відкидного азоту

$y_a = 2$;

кубової рідини

$x_R = 33$;

азотної флегми

$x_N = 2.5$;

3. Температура і різниці температур, K

повітря на вході в зріджувач

$T_2 = 313$;

повітря на вході в блок очистки

$T_3 = 281$;

повітря перед основним т/о

$T_4 = 283$;

повітря перед детандером

$T_5 = 160$;

кисню перед насосом рідкого кисню

$T_{20} = 87,5$;

кисню після основного т/о

$T_{22} = 279$;

переохолодження азотної флегми

$\Delta T_D = 10$ град;

переохолодження кубової рідини

$\Delta T_R = 4$ град;

4. Тиск, МПа

повітря після компресора

$P_k = 4.5$;

середньо розрахункове продукційного кисню

$P = 16$;

в кубі нижньої колони

$P_{H.K.} = 0,68$;

в кубі верхньої колони

$P_{B.K.} = 0,16$;

рідкого кисню перед насосом

$P_{25} = 0,15$;

5. Опір, МПа

зріджувача

$\Delta P_{ож} = 0,004$;

блоки очищення

$\Delta P_{60} = 0,01$;

основного теплообмінника

$$\Delta P_{\text{то}} = 0,004;$$

нижньої колони

$$\Delta P_{\text{нк}} = 0,01;$$

верхньої колони

$$\Delta P_{\text{вк}} = 0,018;$$

переохолоджувача

$$\Delta P_{\text{по}} = 0,004;$$

6. Теплові надходження, кДж / кмоль

до блоку поділу

$$q_{\text{бр}} = 185;$$

до верхньої колони

$$q_{\text{вк}} = 70;$$

до нижньої колони

$$q_{\text{нк}} = 40;$$

до конденсатору-випарника

$$q_{\text{кв}} = 40;$$

до переохолоджувача

$$q_{\text{п/о}} = 5;$$

до теплообмінника

$$q_{\text{то}} = 30;$$

до насоса рідкого кисню

$$q_{\text{н}} = 50;$$

7. Адіабатичний ККД турбодетандера

$$0,65.$$

4.2.1 Розрахунок тисків в колоні

Розрахунок тиску з урахуванням втрат. Розрахунок тиску на виході з верхньої колоні:

$$\Delta P_{\text{ВКВ}} = P_{\text{ат}} + \Delta P_{\text{изб}} + \Delta P_{\text{ож}} + \Delta P_{\text{то}} + 3 * \Delta P_{\text{то}}$$

$$\Delta P_{\text{ВК}} = 0,1 + 0,02 + 0,01 + 0,01 + 3 * 0,01 = 0,17 \text{ МПа.}$$

Розрахунок тиску у зміцнюючій секції верхньої колоні:

$$\Delta P_{\text{ВКЗ}} = \Delta P_{\text{ВК}} + \Delta P_{\text{ВКЗ}}$$

$$\Delta P_{\text{ВКЗ}} = 0,17 + 0,02 = 0,19 \text{ МПа}$$

Середній розрахунковий тиск у верхній колоні:

$$P_{\text{ВК}} = (\Delta P_{\text{ВКЗ}} + \Delta P_{\text{ВКВ}}) / 2 = (0,17 + 0,19) / 2 = 0,18 \text{ МПа.}$$

4.2 Матеріальні баланси установки і апаратів

Метою складання матеріальних балансів є визначення потоків А, К, R, N. Розрахунок проводиться для 1 кмоль повітря, що переробляється, тобто

$$B = 1 \text{ кмоль.}$$

1. Рівняння матеріального балансу установки:

$$B = A + K$$

$$B y_B = A y_A + K x_K \quad (1)$$

де

$$y_B = 20,95 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$y_A = 3 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$y_K = 99,7 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$K = \frac{y_B - y_A}{y_K - y_A} = \frac{20,9 - 3}{99,7 - 3} = 0,186 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$A = 0,814 \text{ кмоль/кмоль}$$

2. Рівняння матеріального балансу нижньої колони:

$$1 = R + N$$

$$1y_B = Rx_R + Nx_N$$

$$R = (y_B - x_N) / (x_R - x_N) \quad (2)$$

де

$$x_R = 33 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$x_N = 2,5 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$R = \frac{20,9 - 2,5}{33 - 2,5} = 0,605 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$N = 0,395 \text{ кмоль/кмоль}$$

5. Визначення кількості технічного кисню, що виробляється

Розрахункова кількість повітря приймається рівною номінальній продуктивності компресору 4BM10-50/71 при $T=293$ К и $P_1=760$ мм.рт.ст.

Продуктивність компресора:

$$V_k = 50 \cdot 60 / 24 = 125 \text{ кмоль/годину}$$

По кількості повітря, яке переробляється, знаходимо продуктивність установки по технічному кисню:

$$K_{\text{п}} = V_k \cdot 24 \cdot K,$$

$$K_{\text{п}} = 125 \cdot 24 \cdot 0,186 = 558 \text{ м}^3/\text{год}.$$

З урахуванням втрат повітря

$$\text{Втрати повітря} = 10\%,$$

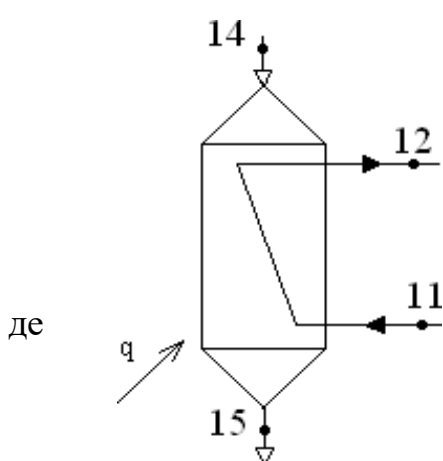
$$K_{\text{п}} = V_{\text{и}} \cdot (1 - 0,1) \cdot 24 \cdot K = 558 \cdot 0,9 = 502 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Приймаємо продуктивність установки $500 \text{ м}^3/\text{год}.$

6. Енергетичні баланси апаратів

6.1. Тепловий баланс переохолоджувача азотної флегми

Метою розрахунку теплового балансу є визначення ентальпії відкидного азоту після апарату, (точка 15).



де

$$Ai_{14} + Ni_{11} + q_{nep} = Ai_{15} + Ni_{12}$$

$$A(i_{15} - i_{14}) = N(i_{11} - i_{12}) + q_{nep}$$

$$i_{15} = i_{14} + \frac{N(i_{11} - i_{12}) + q_{nep}}{A}$$

$$i_{11} = -2185,1 \text{ кДж/кмоль} - \text{ентальпія}$$

азотної флегми, визначаємо по тиску

насичення $P = 0,7 \text{ МПа}$

$$i_{12} = -2833,4 \text{ кДж/кмоль} - \text{ентальпія}$$

азотної флегми при тиску $P = 0,7 \text{ МПа}$

наслідку охолодження азотної флегми на 10 К , маємо:

$$T_{12} = T_{11} - \Delta T_N = 98,68 - 10 = 88,68 \text{ К}$$

$i_{14} = 2287,2 \text{ кДж/кмоль}$ – ентальпія отбросного азоту при $P = 0,17 \text{ МПа}$ й газоподібного стану .

температура на виході з верхньої колони $T_{14} = 82 \text{ К}$

$$i_{15} = 2287,2 + \frac{0,395(-218,1 + 2833,4) + 5}{0,806} = 2606,98 \text{ кДж/кмоль}$$

Рис.2.Переохладитель азотной флегмы

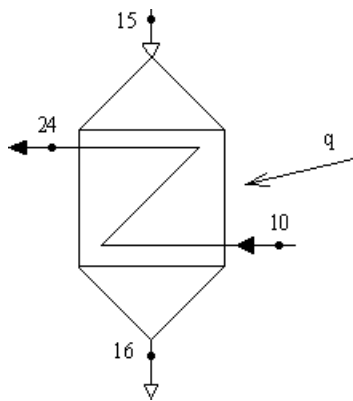
при $P=0,16$ МПа та $i_{15}=2606,98$ кДж/кмоль визначаємо температуру в

точці 15 $T_{15}=90$ К

6.2. Тепловий баланс переохолоджувача кубової рідини

Метою розрахунку теплового балансу є визначення ентальпії азоту

покидька на виході з переохолоджувача.



$$A(i_{16}-i_{15})=R(i_{10}-i_{24})+q_{пер}$$

$$i_{16}=i_{15}+\frac{R(i_{10}-i_{24})+q_{пер}}{\dot{A}}$$

$i_{10}=-2545.5$ кДж/кмоль, убової рідини з концентрацією 33%O₂, тиску 0,7 МПа.

Температура кубової рідини на виході з нижньої колони $T_{10}=102,05$ К.

Рис. 3. Переохладитель кубовой жидкости

Визначаємо температуру кубової рідини на виході з переохолоджувача кубової рідини.

$$T_{24}=T_{10}+\Delta T_{куб.жид.}=102,05-4=98,05\text{К.}$$

Визначаємо ентальпію i_{24} при температурі 98,05 К та тиску 0,7Мпа.

$$i_{24}=-2803,2 \text{ кДж/кмоль.}$$

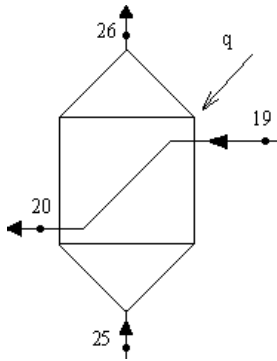
$$i_{16}=2606,98+\frac{0,605*(-2803,2+2545,5)+\frac{5}{3}}{0,806}=2802,48 \text{ кДж/кмоль}$$

Цій ентальпії при $P=0,15$ МПа відповідає $T_{16}=99,58$ К

Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата

6.3. Енергетичний баланс переохолоджувача рідкого кисню

Мета розрахунку : визначення параметрів кубової рідини після переохолоджувача.



$$R \cdot i_{26} + K \cdot i_{20} = R \cdot i_{25} + K \cdot i_{19} + q/3$$

Знаходимо ентальпію рідкого кисню на виході з конденсатора-випарника, при тиску насичення 0,19 МПа

$$i_{19} = -4037.5 \text{ кДж/кмоль}, T_{19} = 96,63 \text{ К}.$$

Рис . 4. Переохладитель
производного кислорода.

$i_{25} = -2612.2$ кДж/кмоль, оскільки, процес дроселювання є ізоентропним процесом

$$S_{24} = S_{25}$$

Знаходимо параметри рідкого кисню на виході з переохолоджувача.

$$T_{20} = T_{19} - \Delta T_{\text{жид.кис.}} = 96,63 - 8 = 88,63 \text{ К}$$

$i_{20} = -4488$ кДж/кмоль, при температурі 88,63 К и тиску 0,18 МПа.

$$i_{26} = -2612,3 + \frac{0,194(-4037,5 + 4488) + 5}{0,605} = -2540,04 \text{ кДж/кмоль}.$$

Цій ентальпії і тиску відповідає температура рівна 82,62 К

6.4. Визначення параметрів кисню після насоса

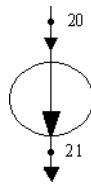


Рис.5. Насос

Метою розрахунку є визначення параметрів кисню на виході з насоса

$$i_{21} = i_{20} + \frac{q_{сж} + q_n}{K},$$

де $q_{сж}$ – робота що витрачається в насосі

$$q_{сж} = \frac{P_{сж} \cdot K \cdot \mu_k}{\rho_{O_2}}$$

де $\rho_{O_2} = 36,18$ кмоль /м³ – щільність кисню перед насосом

$P_{сж} = 15$ МПа – розрахунковий тиск після насоса

$$q_{сж} = 0,194 \cdot 15 \cdot 10(6) \cdot 10(-3) \cdot 32 / (36,18 \cdot 24) = 105,24 \text{ кДж/кмоль}$$

$$i_{21} = -4488 + (105,24 + 50) / 0,194 = -3677 \text{ кДж/кмоль}$$

$T_{21} = 95,4$ К температура кисню після насоса при $P = 16$ МПа

$$\text{й } i_{21} = -3677 \text{ кДж/кмоль}$$

6.5. Енергетичний баланс вузла ректифікації

Мета розрахунку визначення параметрів кисню на вході в нижню колону

$$B \cdot i_9 = K \cdot i_{20} + A \cdot i_{16} - q_{6/p} \quad (10)$$

З рівняння енергетичного балансу визначається ентальпія повітря на вході в нижню колону:

$$i_9 = K \cdot i_{20} + A \cdot i_{16} - q_{6/p}$$

де $q_{6/p} = 105$ кДж/кмоль (см. початкові дані);

$I_{20} = -4488$ кДж/кмоль - ентальпія рідкого кисню в т. 20 (см. розрахунок охолоджувача рідкого кисню.)

$I_{16} = 2802,45$ кДж/кмоль - см. розрахунок охолоджувача рідкого кисню.

$$I_9 = 0.194 \cdot (-4488) + 0.809 \cdot 2802,48 - 105 = 1241,53 \text{ кДж/кмоль.}$$

d_{01} и T_9 – визначаємо T-S діаграмі при $P = 0.7$ МПа и

$$I_9 = 1241,53 \text{ кДж/кмоль.}$$

$$T_9 = 102,23 \text{ К}$$

$$d_{01} = 0,259$$

6.6. Доля детандерного потоку

Метою розрахунку є визначення долі повітря, що відбирається на детандер в основному теплообміннику.

Визначимо ККД детандера

$$\eta_{\text{дет}} = \frac{i_5 - i_8}{i_5 - i_{8s}}$$

$i_5 = 3594$ кДж/кмоль визначається при тиску 4,5 МПа і температурі повітря на вході в детандер, яка дорівнює 163 К, за початковими даними.

i_8 визначається при тиску насичення повітря, рівного 0,7 МПа.

$$i_8 = 2658 \text{ кДж/кмоль}$$

$$T_8 = 102,73$$

$i_{8s} = 2256.85$ кДж/кмоль, при $S_{8s} = S_5 = 58.445$ кДж/(кмоль·К) й тиску після детандера рівного 0,7 МПа.

$$T_8 = 102.73 \text{ К}$$

$$\eta_{\text{дет}} = \frac{3594 - 2658}{3594 - 2256.85} = 0.7 \text{ — адіабатичний КПД турбодетандера.}$$

Визначаємо долю детандерного потоку.

Складаємо рівняння енергетичного балансу для верхньої частини основного теплообмінника:

$$i_4 - i_{K279} \cdot K - i_{A273} \cdot A + q_T + L_H = D \cdot (i_5 - i_8)$$

$i_4 = 7892$ кДж/кмоль- ентальпія повітря на вході в основний теплообмінник при температурі 283 К й тиску 4,5 МПа .

$i_A = i_{17}$ – ентальпія відкидного азоту на виході з основного теплообмінника при тиску 0,12 МПа й температурі 273 К.

$i_K = i_{22}$ – ентальпія кисню на виході з основного теплообмінника при тиску 16 МПа і температурі 279 К.

$$D = \frac{i_4 - i_K \cdot K - i_A \cdot A + q_T + L_H}{i_5 - i_8} = \frac{7892 - 7941.3 \cdot 0.806 - 6789.2 \cdot 0.194 + 135 + 157.29}{3594 - 2658} = 0.5 -$$

доля детандерного потоку.

6.7. Енергетичний баланс основного теплообмінника

Метою складання балансу є знаходження параметрів повітря на вході в детандер. А також перевірки на правильність расчета.

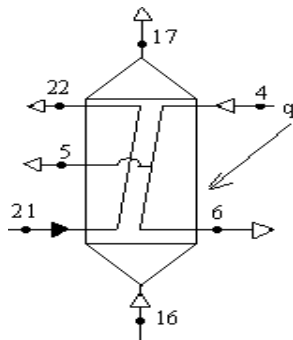


Рис. 6. Теплообменник основной.

Визначаємо параметри повітря на виході з основного теплообмінника

$$Bi_4 + Ai_{16} + Ki_{21} + q_{3T.O} = Di_5 + (B-D)i_6 + Ai_{17} + Ki_{22}$$

$$i_6 = \frac{i_4 + Ai_{16} + Ki_{21} + q_{3T.O} - Ai_{17} - Ki_{22} - Di_5}{B-D}$$

$$i_6 = \frac{7892 + 0,806 \cdot 2802,48 + 0,194 \cdot (-3677) + 42 - 0,806 \cdot 7941,5 - 0,194 \cdot 6789,2 - 0,5 \cdot 3594}{1 - 0,5} = \frac{-35}{0,5}$$

= -70 кДж/кмоль, цій ентальпії і тиску 4,5 МПа відповідає температура 103,74 К

Визначимо ентальпію повітря на вході в нижню колону виходячи зі змішення дросельного потоку повітря і детандерного потоку повітря.

$$Bi_9 = (B-D)i_6 + Di_8$$

$$i_9 = (1 - 0,5)(-70) + 0,5 \cdot 2658 = 1294 \text{ кДж/кмоль}$$

Розбіжність ентальпій складає 4 % - таке значення розбіжності

цілком задовільне.

6.8. Енергетичний баланс нижньої ректифікаційної колони

Мета складання балансу - визначення навантаження конденсатора - випарника.

$$Di_8 + (1-D)i_6 + q_{н.к.} = Ri_{10} + Ni_{11} + Q_{к-и}$$

$$Q_{к-и} = q_{н.к.} + Di_8 + (1-D)i_6 - Ri_{10} - Ni_{11}$$

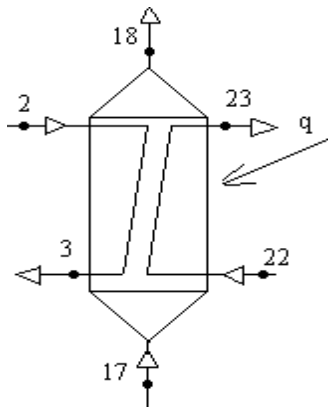
(16)

$$Q_{к-и} = 32 + 0,5 * 2658 - 0,5 * (-70) - 0,605 * (-2545,5) - 0,395 * (2185,1) = 3729,24 \text{ кДж/кмоль}$$

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						28
Змін.	Лист	№ док.ум.	Підпис	Дата		

6.9. Енергетичний баланс теплообмінника зріджувача

Метою складання балансу є визначення параметрів азоту на виході із зріджувача.



$$i_2 - i_3 + q_{\text{ож}} = A(i_{18} - i_{17}) + K(i_{23} - i_{22})$$

$$i_{18} = i_{17} + \frac{(i_2 - i_3) + q_{\text{ож}} + K^*(i_{22} - i_{23})}{A} \quad (17)$$

де

$i_2 = 8430 \text{ кДж/кмоль}$ - ентальпія вологого

повітря при $P = 4.5 \text{ МПа}$ и $T = 300 \text{ К}$

$i_3 = 7760 \text{ кДж/кмоль}$ - ентальпія вологого

повітря при $P = 5.5 \text{ МПа}$ та $T = 281 \text{ К}$

$i_{23} = 7915 \text{ кДж/кмоль}$ – ентальпія кисню при $P = 16 \text{ МПа}$ й $T = 308 \text{ К}$

$$i_{18} = 7876 + \frac{(8786.8 - 7760) + 5 + 0.186 \cdot (6818 - 7915)}{0.814} = 8892 \text{ кДж/кмоль}$$

Цьому значенню i_{18} відповідає $T_{18} = 305 \text{ К}$ при $P = 0.126 \text{ МПа}$

Рис. 7. Теплообмінник
ожижигель.

6.10. Визначення ступеню сухості азотної флегми

Мета розрахунку – знаходження кількості пари після дроселювання азотної флегми.

$$y=(i_{13}-i')/(i''-i') ,$$

де i'' – ентальпія азоту на лінії насичення пари,

i' – ентальпія азоту на лінії насичення рідини при тиску 0,17 МПа.

$I_{13}=I_{12}$ – так як при дроселюванні $I=\text{const.}$

Визначаємо параметри азотної флегми після дроселю.

При $S=86,147$ кДж/(кмоль·К) й тиску 0,17 МПа .

За цих умов ентальпія буде $i_{13}=-2855,1$ кДж/кмоль й температура= 82,03 К

$$x=(-2855,1+3230,1)/(2302,7+3230,1)=0,071 \text{ кмоль/кмоль}$$

6.11 Визначення ступеню сухості кубової рідини

Мета розрахунку – знаходження кількості пари після дроселювання кубової рідини.

$$y=(i_{25}-i')/(i''-i') ,$$

де i'' – ентальпія кубової рідини на лінії насичення пару,

i' – ентальпія кубової рідини на лінії насичення рідини при тиску 0,7 МПа.

$I_{25}=I_{24}=11.638$ кДж/(кмоль·К) -(По RefProp) так як при дроселюванні

$I=\text{const.}$

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						30
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

При $S=11.368 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$ й тиску

Параметри кубової рідини після дроселювання

$T_{25}=82 \text{ К}$, $i_{25}=-2612,88 \text{ кДж}/\text{кмоль}$.

$y=(-2612,2+3574,8)/(2486,3+3574,8)=0,159 \text{ кмоль}/\text{кмоль}$

6.12 Таблица параметрів точок схеми установки

Точка	T, К	P, МПа	I', кДж/кмоль	I'', кДж/кмоль	S, кДж/(кмоль*К)
1	300	0,1	-	8708,7	174,725
2	300	4,5	-	8430	142,151
3	281	4,5	-	7828	140,077
4	283	4,5	-	7892,5	140,303
5	163	4,5		3594	120,211
6	130,617	4,5	-	-70	94,306
7	101,629	0,7	-	-518,6	94,306
8	102,73	0,7	-	2658	119,193
9	102,23	0,7	-	1291,53	112,116
10	102,35	0,7	-2545,5	-	14,047(RefProb)
11	98,67	0,7	-2185,1	-	92,99
12	88,67	0,7	-2833,4	-	86,147
13	82,2	0,17	-2833,4	-	86,147
14	82	0,17	-	2287,2	148,488
15	90	0,17	-	2606,98	152,158
16	99,58	0,17	-	2802,48	154,203
17	273	0,12	-	7941,3	187,139
18	312	0,11	-	9077,6	191,753
19	96,63	0,19	-4037,5	-	77,54
20	88,63	0,19	-4488	-	72,677
21	99,06	16	-3677	-	76,941
22	279	16	-	6789,2	138,667
23	308	16	-	7915	141,76
24	98,05	0,7	-2803,2	-	11,638(ReProb)
25	85,29	0,17	-2803,2	2386	11,368(RefProb)
26	82,62	0,17	-2540,04	2398	13,54

7. Розрахунок процесу ректифікації

7.1. Розрахунок ректифікації в нижній колоні

Визначення числа теоретичних тарілок ректифікацій в нижній колоні в діаграмі Y-X

Складемо рівняння балансу нижньої колони

$$G=g+N$$

$$Gy=g_x+Nx_N$$

Витрату пари визначимо по навантаженню конденсатора - випарника і теплоті пароутворення $r_{N_2}=4668,9$ при $P=0,7$ МПа й $T=98,67$ К.

$$G=Q_{K-H}/r_{N_2} \quad (18)$$

$$G=3729,24/4668,9=0,8 \text{ кмоль/кмоль}$$

Витрата флегми

$$g=G-N \quad (19)$$

$$g=0,8-0,395=0,405 \text{ кмоль/кмоль}$$

Рівняння робочої лінії для нижньої колони

$$y=\frac{g}{G}x+\frac{N}{G}x_N \quad (20)$$

$$y=\frac{0,405}{0,8}x+\frac{0,395}{0,8}*97,5=0,51x+48,14$$

при $x=0$ $y=48,14\% \text{ об } N_2$

при $x=x_N$ $y=97,86\% \text{ об } N_2$

Звідна таблиця даних для побудови робочих циклів в х, у діаграми.. Таблиця побудована в програмі Refprop при тиску в нижній колоні 0,7 МПа .

P,МПа	O2	N2 жидк	O2 пар	N2пар
0,7	1	0	0	1
0,7	0,95	0,05	0,11777	0,88223
0,7	0,9	0,1	0,22023	0,77977
0,7	0,85	0,15	0,3099	0,6901
0,7	0,8	0,2	0,38887	0,61113
0,7	0,75	0,25	0,45885	0,54115
0,7	0,7	0,3	0,52125	0,47875
0,7	0,65	0,35	0,57723	0,42277
0,7	0,6	0,4	0,62775	0,37225
0,7	0,55	0,45	0,67361	0,32639
0,7	0,5	0,5	0,71546	0,28454
0,7	0,45	0,55	0,75385	0,24615
0,7	0,4	0,6	0,78924	0,21076
0,7	0,35	0,65	0,82201	0,17799
0,7	0,3	0,7	0,85249	0,14751
0,7	0,25	0,75	0,88095	0,11905
0,7	0,2	0,8	0,90762	0,092382
0,7	0,15	0,85	0,9327	0,067301
0,7	0,1	0,9	0,95636	0,043638
0,7	0,05	0,95	0,97875	0,021247
0,7	0	1	1	0

З побудови отримуємо число теоретичних тарілок в нижній колоні

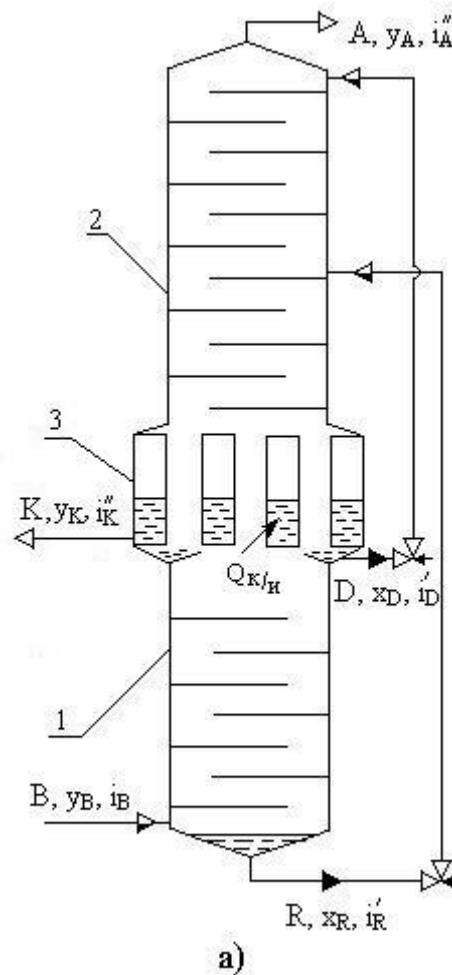
$$n_T = 11,2 \text{ шт}$$

Приймаючи ККД тарілки $\eta = 0.4$ визначимо дійсне число тарілок.

$$n_d = n_T / \eta$$

$$n_d = 11,2 / 0.4 = 28 \text{ шт}$$

Розрахунок процесу ректифікації в діаграмі Y-X в додатку №1



Малюнок 4 - Визначення числа теоретичних тарілок для нижньої колони

7.2 Розрахунок процесу ректифікації у верхній колоні

Верхня колона призначена для остаточного розділення повітря на газоподібний технічний кисень К і відкидний азот А.

Колона верхня складається з корпусу, з привареними кришкою і опорою, і ректифікаційних тарілок, що прикріплюють горизонтально з певним кроком в обічайці. Ректифікаційні тарілки обираємо сітчастого типу, з діаметральним струмом рідини.

Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата

Розділення в колоні відбувається при взаємодії потоків пари і рідини на ректифікаційних тарілках. Піднімаючись вгору по колоні пара барботує через рідину, яка знаходиться на тарілках, внаслідок чого відбувається тепломасообмен між потоками. При багатократному повторенні цього процесу на кожній тарілці пара, піднімаючись вгору, постійно збагачується низькокиплячим компонентом – азотом, який відбирається як відкидний азот.

З куба колоні через відповідний патрубок відводиться рідкий кисень. У середній частині верхньої колоні є патрубок для підведення кубової рідини, збагаченої киснем. Колоні забезпечена штуцерами для узяття аналізу рідини, виміру опору і контролю рівня рідини в кубі колоні.

Мета розрахунку: розрахувати процес тепломасообміну в апараті двократної ректифікації, призначений для розділення повітря на рідкий кисень і газоподібний відкидний азот; визначення теплового навантаження конденсатора-випарника, і визначення числа теоретичних і дійсних тарілок у верхній колоні.

Визначення числа ректифікаційних тарілок у верхній колоні в діаграмі У-Х.

Розглянемо верхню колону, яка має дві секції: концентраційну і відгінну.

Розглянемо концентраційну секцію.

Складаємо рівняння матеріального балансу верхньої частини верхньої колони :

$$A+g=N+G$$

$$A+g= N_p -N_{\pi} +G$$

Де N_{π} знаходиться за степеннюсухості

$$A-G= -g$$

З цього рівняння витікає:

$$A=G=0.806 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$g= N_p -N_{\pi}=0,395-0,395*0,071=0,367 \text{ кмоль/кмоль}$$

Відношення витрати пару й рідини:

$$0,367/0,395=0,46$$

Побудуємо рівняння робочої лініїмає вигляд:

$$Y=0.98-g/G(0.975-x)$$

Розглянемо відгінну секцію.

Складаємо рівняння матеріального балансу нижньої частини верхньої колони:

$$g_2=K+G_2$$

$$g_2x_2=Kx_K+G_2y_2$$

$$y_2=\frac{g_2}{G_2}x_2 - \frac{K}{G_2}x_K$$

$$G_2 = \frac{Q_{rb}}{r_{O_2}} = \frac{3729,24}{6776} = 0,55 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$G_2 = g_2 + K = 0,55 + 0,194 = 0,744 \text{ кмоль/кмоль}$$

Відношення витрати пара та рідини

$$g_2/G_2 = 0,744/0,55 = 1,35$$

Рівняння робочої лінії має вигляд:

$$y = 0,03 - g_2/G_2 \cdot (0,03 - x)$$

Звідна таблиця даних для побудови робочих циклів в X, Y діаграмі.

Таблиця побудована в програмі Refprop при тиску у верхній колоні

0,18 МПа (1,8 Бар)

P	Nx	Ox	Ny	Oy	Відгінна	Концет.
1,8	0	1	0	1	-0,01079	0,53341
1,8	0,05	0,95	0,15653	0,84347	0,057193	0,556312
1,8	0,1	0,9	0,28277	0,71723	0,125175	0,579214
1,8	0,15	0,85	0,38599	0,61401	0,193158	0,602116
1,8	0,2	0,8	0,47154	0,52846	0,26114	0,625019
1,8	0,25	0,75	0,54338	0,45662	0,329122	0,647921
1,8	0,3	0,7	0,60449	0,39551	0,397104	0,670823
1,8	0,35	0,65	0,65706	0,34294	0,465087	0,693725
1,8	0,4	0,6	0,70281	0,29719	0,533069	0,716627
1,8	0,45	0,55	0,74301	0,25699	0,601051	0,739529
1,8	0,5	0,5	0,77868	0,22132	0,669034	0,762431
1,8	0,55	0,45	0,81059	0,18941	0,737016	0,785333
1,8	0,6	0,4	0,83937	0,16063	0,804998	0,808235
1,8	0,65	0,35	0,8655	0,1345	0,872981	0,831137
1,8	0,7	0,3	0,88939	0,11061		0,854039
1,8	0,75	0,25	0,91136	0,088644		0,876941
1,8	0,8	0,2	0,93165	0,068345		0,899843
1,8	0,85	0,15	0,95051	0,049495		0,922745
1,8	0,9	0,1	0,96808	0,031916		0,945647
1,8	0,95	0,05	0,98454	0,015459		0,968549
1,8	1	0	1	0		0,991451

Розрахунок процесу ректифікації в діаграмі Y - X в додатку №2

Як виитікає з графо-аналітичного розрахунку, число теоретичних тарілок ректифікацій у відгінній секції $n_0^T = 5,5$ шт. й в зміцнюючий $n_y^T = 6,2$ шт.

Приймаємо для верхньої колони к.к.д. тарілки $\eta_T = 0.4$, визначаємо дійсне число тарілок в секціях.

Так у відгінній секції

$$n_{вд} = n_T / \eta_T = 5,5 / 0,4 = 13,75 \text{ шт.} = 14 \text{ шт.}$$

а в зміцнюючий секції

$$n_{зд} = n_T / \eta_T = 6,2 / 0,4 = 15,5 \text{ шт.} = 16 \text{ шт.}$$

Загальне число дійсних ректифікаційних тарілок

$$\sum n = n_{вд} + n_{зд} = 14 + 16 = 30 \text{ шт.}$$

8. Визначення питомої витрати енергії

При визначенні питомої витрати енергії в якості умовного газу приймаємо чистий (100%) кисень.

Мінімальна теоретична робота виділення газоподібного кисню з повітря:

$$L_{TEOP}^{MIN} = R \cdot T \cdot \ln \frac{P_B}{P_{O_2}}$$

$$L_{TEOP}^{MIN} = \frac{8,314 \cdot 300}{3600 \cdot 24} \ln \frac{1,033}{0,2095} = 0,046 \frac{\text{кВт} \cdot \text{ч}}{\text{м}^3};$$

де $P_{O_2}=0,2095 \text{ кгс/см}^2$ – парціальний тиск кисню в повітрі.

Мінімальна теоретична робота виділення газоподібного кисню чистотою 99,7% O_2 з повітря при $P=16 \text{ МПа}$. та $T=300 \text{ К}$.

$$L_K^{MIN} = R \cdot T \cdot \ln \frac{P_{y^K}}{P_{O_2}}$$

$$L_K^{\min} = \frac{8,314 \cdot 300}{3600 \cdot 24} * \ln \frac{16 \cdot 0,997}{0,2095} = 0,125 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кмоль}$$

Повна робота виділення продукційного кисню при постійній продуктивності $\Pi_K=500 \text{ кг/годину}$

$$L = L_K^{\min} \cdot \Pi_K = 0,125 \cdot 500 / 32 = 1,95 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

Визначимо сумарну споживану потужність

$N_k=630\text{кВт}$ –потужність компресора 4ВМ10-50/71

Потужність, споживана електронагрівача блоку очищення

$$N_{\text{эл.под.б.о.}}=30\text{кВт};$$

$$ПВ=\tau_n/\tau_a=3,8/8=0,475;$$

Споживана потужність електронагрівача складе:

$$N_{\Pi}=ПВ* N_{\text{эл.под.бо}}=0,475*30=14,25\text{кВт};$$

де $\tau_n=3,8\text{год.}$ – час нагріву(тривалість роботи електропідігрівача в ході циклу регенерації.) $\tau_a=8\text{год.}$ – час переключення адсорберів.

Потужність, споживана щитом управління

$$N_{\text{щ}}=2\text{ кВт};$$

Потужність, споживана насосом рідкого кисню

$$N_n=7,5\text{ кВт};$$

Потужність, споживана ел. двигуном масляного насоса турбодетандера:

$$N_m=2,5\text{ кВт};$$

Сумарна споживана потужність складає

$$N_{\text{общ.}}=N_k+ N_{\Pi} + N_{\text{эл}}+ N_m+ N_{\text{щ}}$$

$$N_{\text{общ.}}=630+14,25+2+7,5+2,5=656,25\text{ кВт};$$

Питома витрата електроенергії на виробництво 1 м³кисню

$$N_k=N_{\text{общ.}}/П_k=656,25/500=1.3125\text{ кВт-г/м}^3;$$

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						40
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

9. Розрахунок апаратів

9.2. Розрахунок ректифікаційної колони

9.2.1. Гідравлічний розрахунок колони

Розрахунок полягає у визначенні гідравлічного опору ректифікаційної колони.

Задаючись основними конструктивними параметрами колони (внутрішній діаметр, відстань між тарілками, діаметр перфорацій), треба підтвердити розрахунком працездатність колони. У ректифікаційній колоні застосовані алюмінієві поперечнотічні тарілки з сепарацією фаз. По висоті колони чергується тарілки з двома зливними кишнями і одинзливні тарілки. Така конструкція забезпечує рівномірність поперечного струму рідини.

Робочий процес в ректифікаційній колоні – основному апараті вузла розділення учтановки – ґрунтований на взаємодії стікаючої рідкої фази (флегми), з паровою фазою, що рухається назустріч їй.

Рушійною силою процесу є нерівноважна різниця концентрацій компонентів суміші, що розділяється. В результаті масообміну низькокиплячий компонент (НКК) переходить в пару і збирається у верхній частині колони, а висококиплячий компонент (ВКК) переходить в рідину і збирається в нижній частині колони.

Тарілки мають переливні пристрої (кишені), через які рідина з тарілок, які розміщені вище, стікає на ті, що знаходяться нижче. Кишені можна розділити на пристрої з вертикальними і похилими стінками. Похилу стінку виконують так, щоб максимальний прохідний переріз був на вході рідини в кишеню. Це знижує швидкість потоку на вході і сприяє виділенню бульбашок пари із стікаючої рідини. Як правило, для підвищення пропускної спроможності такі кишені забезпечуються гідрозапобіжниками. Тарілки і кишені для переливань характеризуються наступними геометричними параметрами, які залежать від діаметру колони : z_1 – висота зливної перегородки (8 ... 30 мм); z_2 - висота підпірної перегородки (12 ... 50 мм); a - величиною гідрозапобіжника (10-20 мм); b - периметром зливу; s – висотою вузького перерізу гідрозапобіжника переливної кишені; F_b - площею барботажу.

Дані для розрахунку тарілки:

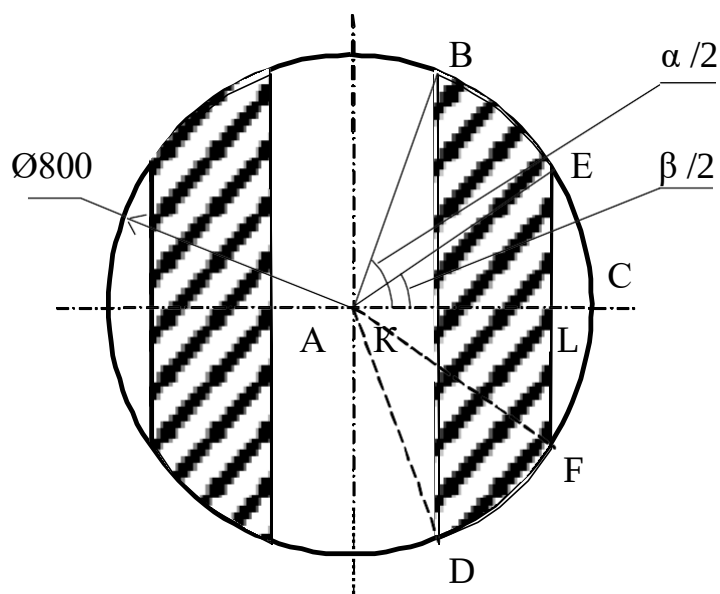
- Внутрішній діаметр колони $D_{\text{вн.}} = 800 \text{ мм.} = 0,8 \text{ м.}$
- Відстань між тарілками $H_{\text{т.}} = 100 \text{ мм.}$
- Діаметр перфорації $d_0 = 1,0 \text{ мм.}$
- Крок перфорації $t = 3,25 \text{ мм.}$

Розрахунок ведемо для верхнього перерізу, найбільш навантаженого по парі.

Тип верхньої тарілки -	2-х зливна.
Тиск у верхньому перерізі колони :	$P = 0,17 \text{ МПа.}$
Щільність пари азоту :	$\rho_{\text{п}} = 0,265 \text{ кмоль / м}^3.$
Щільність рідини азоту:	$\rho_{\text{р}} = 27,97 \text{ кмоль/м}^3$
Поверхнєве натягнення рідини:	$\sigma = 0,0079 \text{ Н / м .}$
Щільність пари кисню:	$\rho_{\text{п}} = 0,248 \text{ кмоль / м}^3.$
Щільність рідини кисню:	$\rho_{\text{р}} = 34,78 \text{ кмоль / м}^3.$
Поверхнєве натягнення рідини:	$\sigma = 0,0116 \text{ Н/м.}$

9.1.3 Визначення площі барботажу:

Верхня тарілка з двома зливними кишеньками:



Малюнок 9.1 - Верхня тарілка з двома зливними кишеньками

Ширина перфорованої смуги – 280 мм.

Діаметр тарілки – 800 мм.

Ширина центральної приймальної кишені – 80 мм.

Площа барботажу – $F_6 = 2 \cdot F_{BEFD}$.

Визначаємо площу сектора ABCD :

$$\cos \frac{\alpha}{2} = \frac{AK}{AB} = \frac{80}{400} = 0,2 ,$$

$$\frac{\alpha}{2} = 78,46^\circ , \alpha = 156,92 ,$$

- площа сектора ABCD :

$$S_{ABCD} = \frac{\pi \cdot R^2 \cdot \alpha}{360} = \frac{\pi \cdot 0,4^2 \cdot 156,92}{360} = 0,219 \text{ м}^2 ,$$

- площа трикутника ΔABD :

$$S_{ABD} = AK \cdot BK = 0,08 \cdot 0,391 = 0,0313 \text{ м}^2 ,$$

$$\text{где } BK = \sqrt{R^2 - AK^2}$$

$$BK = \sqrt{0,4^2 - 0,08^2} = 0,391 \text{ м} ,$$

- площа сектору AEECF :

$$S_{AEEC} = \frac{\pi \cdot R^2 \cdot \beta}{360} ,$$

$$\cos \frac{\beta}{2} = \frac{AL}{AE} = \frac{360}{400} = 0,9 ,$$

$$\frac{\beta}{2} = 25,84^\circ ; \quad \beta = 51,68 ,$$

$$S_{AEEC} = \frac{\pi \cdot 0,4^2 \cdot 51,68}{360} = 0,077 \text{ м}^2,$$

- площа ΔAEF :

$$S_{\Delta AEF} = AL \cdot EL = 0,36 \cdot 0,1744 = 0,0628 \text{ м}^2,$$

$$EL = \sqrt{R^2 - AL^2} = \sqrt{0,4^2 - 0,36^2} = 0,1744,$$

- площа сегменту ECF :

$$S_{\text{сегм. ECF}} = S_{\text{сегм. AECF}} - S_{\Delta AEF} = 0,077 - 0,0628 = 0,0142 \text{ м}^2,$$

$$F_{BEFD} = S_{\text{сект. ABCD}} - S_{\Delta ABD} - S_{\text{сегм. ECF}} = 0,219 - 0,0313 - 0,0142 = 0,1735 \text{ м}^2$$

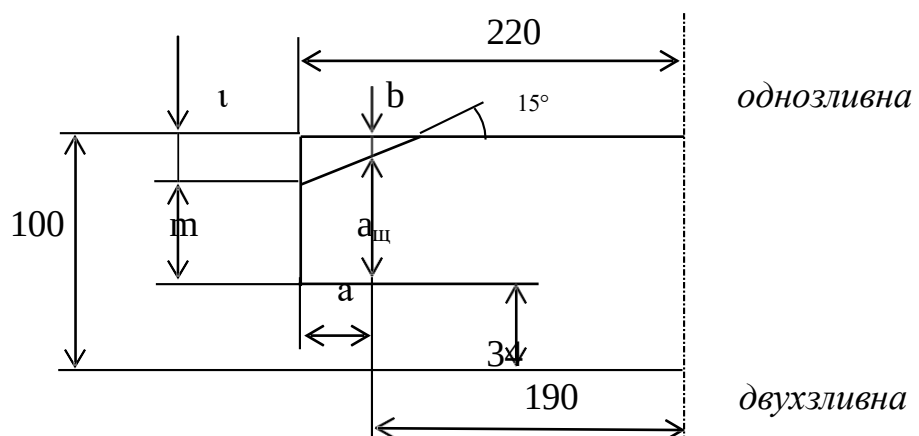
площа барботажу:

$$F_6 = 2 \cdot 0,1735 = 0,347 \text{ м}^2$$

Визначаємо швидкість газу в щілинному проміжку:

$$W_{щ} = \frac{G}{F_{щ} \cdot 3600}$$

Де $F_{щ}$ – площа щілинного проміжку між відбійником тарілки і перегородкою нижчестоячої тарілки.



Малюнок 9.2 - Щілинний проміжок між відбійником тарілки і перегородкою нижчестоячої тарілки

Кут нахилу відбійника - $\alpha = 15^\circ$,

Відстань від краю відбійника до осі тарілки – 220 мм,

Відстань від осі тарілки до перегородки – 190 мм,

Відстань між тарілками – 100 мм,

Висота перегородки – 34 мм,

Довжина відігнутої частини відбійника – 110 мм.

$$l = 110 \sin 15^\circ = 28,47 \text{ мм} = 29 \text{ мм}$$

Отже, між краєм відбійника і вершиною перегородки:

$$m = 100 - 34 - l; = 80 - 34 - 29 = 37 \text{ мм},$$

$$a = 220 - 190 = 30 \text{ мм},$$

$$b = 29 * \operatorname{tg} 15 = 7.77 \text{ мм} = 8 \text{ мм},$$

ширина щілини : $a_{\text{щ}} = m + b = 8 + 37 = 45 \text{ мм},$

довжина щілини - 720 мм,

площадь щелевого зазора: $F_{\text{щ}} = 2 * 0,045 * 0,72 = 0,0648 \text{ м}^2$,

швидкість газу в щілинному проміжку:

$$W = \frac{G_{\text{п}}}{F_{\text{щ}}} = \frac{0,09526}{0,0648} = 1,47 \text{ м/с}$$

$$G_{\text{п}} = 0,806 * 112,6 / (3600 * 0,265) = 0,09526 \text{ м}^3/\text{с}$$

Визначаємо площу зрошування:

$$i = \frac{Gp}{B}$$

де В – периметр переливу:

$$B = 2 \cdot 0,6 = 1,2 \text{ м,}$$

L – довжина зливної перегородки 600 мм,

G_p – витрата рідини

$$G_p = \frac{0,367 \cdot 112,76}{27,97} = 1,47 \text{ м}^3/\text{Г.}$$

$$i = 1,47 / 1,2 = 1,327 \text{ м}^2/\text{с.}$$

Коефіцієнт опору щілинного проміжку:

$$\xi_{\text{щ.}} = 1,8 \cdot \sin \alpha + 1 ,$$

$$\xi_{\text{щ.}} = 1,8 \cdot \sin 15^\circ + 1 = 1,4659.$$

Критична глибина потоку:

$$h_{\text{кр.}} = 2 \cdot i^{2/3} = 2 \cdot 1,327^{2/3} = 2,42 \text{ мм.}$$

Висота стислого перерізу кишені:

$$S_{\text{м}} = 1,34 \cdot h_{\text{кр.}} \quad (\text{для прямокутної кишені})$$

$$S_{\text{м}} = 1,34 \cdot 2,42 = 3,34 \text{ мм.}$$

Рекомендовано $S_{\text{м}} \geq 5 \text{ мм.}$, приймаємо $S_{\text{м}} = 5 \text{ мм.}$

Статичний рівень рідини на тарілці:

$$h = 0,7(5,48 \cdot i^{0,1} + 8 \sqrt{Wa \cdot \sqrt{\rho p}} - 3,58) 10^{-3}$$

$$= 0,7(5,48 \cdot 1,327^{0,1} + 8 \sqrt{0,409 \cdot \sqrt{27,97}} - 3,58) \cdot 10^{-3} = 9,68 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Опір щілинного проміжку незрошуваної тарілки:

$$\Delta P_{\text{щ}} = S_{\text{щ}} \cdot \frac{w^2 \rho p}{19,6} = 1,36 \cdot \frac{1,47^2 \cdot 27,97}{19,6} = 4,19 \text{ кг/м}^2$$

Втрати натиску на сепараціях рідини (опір щілинного проміжку) :

$$\Delta P_{ш.} = 1,3[i(\sin\alpha + 1) + 2(\sin\alpha + 0,1)] =$$

$$= 1,3[1,327(\sin 15 + 1) + 2(\sin 15 + 0,1)] = 3,1 \text{ кг/м}^2.$$

Площа отворів:

$$F_o = 0,91(d_o/t)^2 \cdot F_6 = 0,91(1/3,25)^2 \cdot 0,347 = 0,02989 \text{ м}^2,$$

де: $d_o = 1,0$ мм. – діаметр отвору,

$t = 3,25$ мм. – крок перфорації.

Швидкість газу в отворах тарілки:

$$W_o = W_a \cdot F_a / F_o = 0,409 \cdot 0,347 / 0,02989 = 4,69 \text{ м/с}$$

Коефіцієнт опору отворів:

$$\xi = 1,4148 \cdot \left(\frac{t}{d_o} \right)^{0,2} \cdot \left[1 - \left(\frac{F}{F_o} \right)^2 \right]$$

$$= 1,4148 \cdot \left(\frac{3,25}{1} \right)^{0,2} \cdot \left[1 - \left(\frac{0,02989}{0,347} \right)^2 \right] = 1,782$$

Мінімальна швидкість газу, що допускається, в отворах тарілки :

$$W_{tt} = 0,0364 \cdot \epsilon^{-0,625} \sqrt{\rho_p / \rho_{п}} \cdot h / 0,7 = 0,364 \cdot 0,694 \cdot$$

$$0,625 \sqrt{27,97 / 0,265} \cdot 9,68 / 0,7 = 3,6 \text{ м/с}$$

Так як $W_o > W_{tt}$, отже тарілка працює повним перерізом без провалу рідини.

Опір незрошуваної тарілки:

$$\Delta P_n = S \cdot W_o^2 \cdot \rho_{п} / 19,6 = 0,694^2 \cdot 4,692 \cdot 7,41 / 19,6 = 5,77 \text{ кг/м}^3$$

Втрати натиску від поверхневого натягнення рідини:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{(1,3 \cdot d_o + 0,08 d^2) \cdot 9,8} = \frac{4 \cdot 7,9}{(1,3 \cdot 1 + 0,08 \cdot 1) \cdot 9,8} = 2,3 \text{ кг/м}^3$$

Загальний опір тарілки:

$$\Delta P_T = \Delta P_{\text{сш}} + \Delta P_c + \Delta P_{\text{ш}} + \Delta P_{\sigma} + h \cdot \rho_{\text{ж}} =$$

$$= 3,1 + 5,77 + 2,3 + 9,68 \cdot 10^{-3} \cdot 783 + 4,19 = 24,18 \text{ кг/м}^2$$

Максимально допустимий опір тарілки, при якому ще працює переливання:

$$\Delta P_{\text{max}} = 0.000842 \cdot \rho_{\text{п}} (H_{\text{м}} + 15 - 1.19 \cdot S - 2.1 \cdot h -$$

$$1.45 \cdot h^2 / S^2) = 0.000842 \cdot 783 \cdot (100 + 15 - 1.19 \cdot 5 - 2.1 \cdot 9.68 -$$

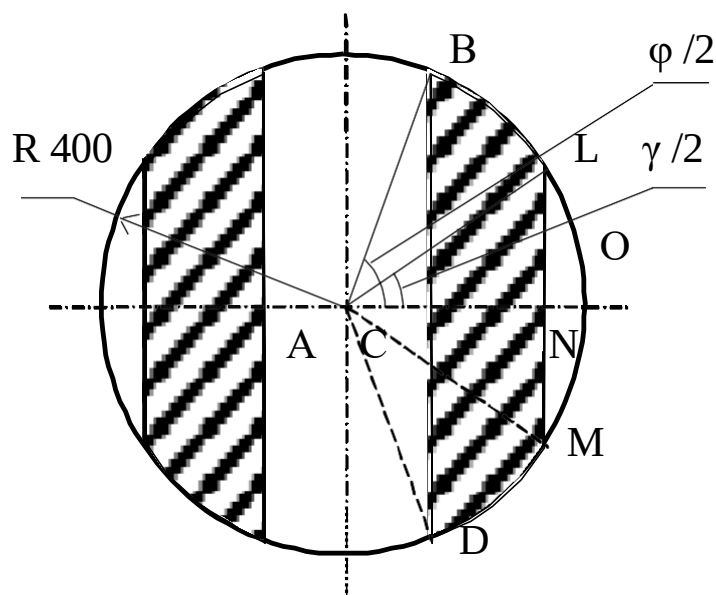
$$1.45 \cdot 9.68^2 / 5^2) = 54,91 \text{ кг/м}^2$$

Так як $\Delta P_T < \Delta P_{T \text{ max}}$, то тарілка працює стабільно.

Загальний опір секції: $\Delta P_k = \Delta P_T \cdot n_d = 24,18 \cdot 16 = 358,88 \text{ кг/м}^2$.

Число тарілок: $n_d = 16$,

Тарілка з однією зливною кишенею:



Малюнок 9.3- Тарілка з однією зливною кишенею

Ширина перфорованих смуг – 160 мм,
 Ширина центральної неперфорованої смуги – 210 мм,
 Радіус листа – R = 400 мм.

$$S_{\text{сегм.}ABOB} = \frac{\pi \cdot R^2 \cdot \varphi}{360} = \frac{\pi \cdot 0,4^2 \cdot 149,56}{360} = 0,209 \text{ м}^2,$$

$$\cos \frac{\varphi}{2} = \frac{AC}{AB} = \frac{105}{400} = 0,2625,$$

$$\frac{\varphi}{2} = 74,78^\circ, \quad \varphi = 149,56^\circ.$$

Площадь сектору ALOM :

$$S_{\text{сект.}ALOL} = \frac{\pi \cdot R^2 \cdot \gamma}{360} = \frac{\pi \cdot 0,4^2 \cdot 97,02}{360} = 0,1355 \text{ м}^2,$$

$$\cos \frac{\gamma}{2} = \frac{AN}{AL} = \frac{160+105}{400} = 0,6625,$$

$$\frac{\gamma}{2} = 48,51^\circ, \quad \gamma = 97,02^\circ.$$

Площа ΔABD :

$$S_{\Delta ABD} = AC \cdot BC = 0,105 \cdot \sqrt{0,4^2 - 0,105^2} = 0,0405 \text{ м}^2$$

Площа ΔALM :

$$S_{\Delta ALM} = AN \cdot LN = 0,3 \cdot 0,265 = 0,0795 \text{ м}^2,$$

$$AN = AC + CN = 105 + 160 = 265 \text{ мм},$$

$$LN = \sqrt{0,4^2 - 0,265^2} = 0,3 \text{ м},$$

Площа сегменту LOM :

$$S_{\text{сегм.}LOM} = S_{\text{сект.}ALOM} - S_{\Delta ALM} = 0,1355 - 0,0795 = 0,056 \text{ м}^2,$$

Площадь барботажа :

$$F=2*(S_{ABOB}-S_{ABD}-S_{LOM})=2*(0.209-0.0405-0.056)=2*0.1125=0.225 \text{ м}^2$$

Визначаємо швидкість газу на площі барботажу:

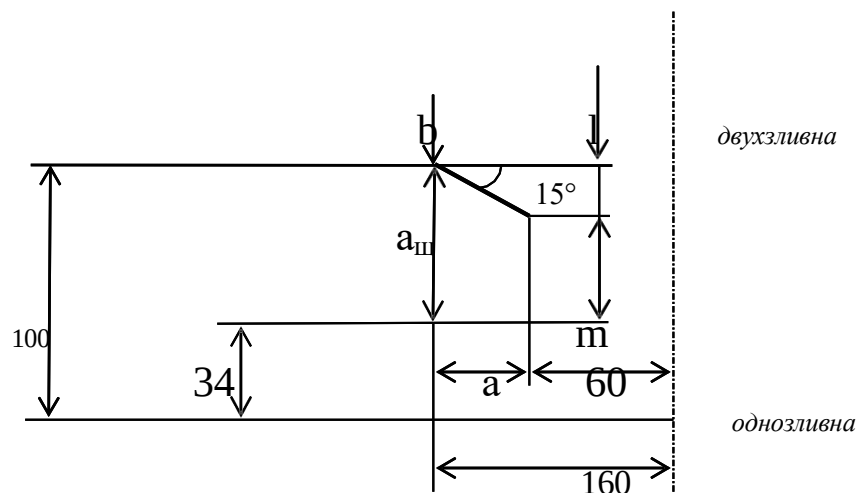
$$W = \frac{G}{F \cdot 3600} = \frac{0.0695}{0.225} = 0.308 \text{ м / с,}$$

$$G=0.55*112.78/3600/0.248=0.0695 \text{ м}^3/\text{с}$$

Визначимо швидкість газу в щілинному проміжку:

$$W_{щ} = \frac{G}{F_{щ} \cdot 3600}$$

де $F_{щ}$ – площа щілинного проміжку між відбійником тарілок і перегородкою тарілки.



Малюнок 9.4 - Щілинний проміжок між відбійником тарілки і перегородкою нижчестоячої тарілки

Кут нахилу відбійника -	$\alpha = 15^\circ$,
Відстань від краю відбійника до осі тарілки –	60 мм,
Відстань від осі тарілки до перегородки –	160 мм,
Відстань між тарілками –	100 мм,
Висота перегородки –	34 мм,

Довжина щілини –

760 мм,

Довжина зливної перегородки – 720 мм,

Довжина відігнутої частини відбійника – 116 мм.

$$l = 116 \sin 15^\circ = 30 \text{ мм.}$$

отже, між краєм відбійника і вершиною перегородки :

$$m = 100 - 34 - l = 100 - 34 - 30 = 35 \text{ мм,}$$

$$a = 160 - 60 = 100 \text{ мм,}$$

$$b = a \tan \alpha = 100 \tan 15^\circ = 26.79 = 27 \text{ мм,}$$

ширина щілини: $a_{\text{щ.}} = m + b = 35 + 27 = 62 \text{ мм,}$

площа щілинного проміжку: $F_{\text{щ.}} = 2 \cdot 0,062 \cdot 0,76 = 0,09424 \text{ м}^2 ,$

швидкість газу в щілинному проміжку:

$$W_{\text{щ.}} = \frac{0,0695}{0,09424} = 0,737 \text{ м/с}$$

Знаходимо площу зрошення:

$$i = \frac{Gp}{B}$$

де: B – периметр переливу:

$$B = 2 \cdot 0,72 = 1,44 \text{ м,}$$

L – довжина зливний перегородки – 720 мм,

$$Gp = \frac{0,744 \cdot 112,76}{34,78} = 2,41 \text{ м}^3/\text{г.}$$

$$i = 2,41 / 1,44 = 1,674 \text{ м}^2 / \text{г.}$$

Коефіцієнт опору щілинного проміжку:

$$\xi_{\text{ш.}} = 1,8 \cdot \sin \alpha + 1 ,$$

$$\xi_{\text{ш.}} = 1,8 \cdot \sin 15^\circ + 1 = 1,4659.$$

Критична глибина потоку:

$$h_{\text{кр.}} = 2 \cdot i^{2/3} = 2 \cdot 1,674^{2/3} = 2,54 \text{ мм.}$$

Висота стислого перерізу кишені:

$$S_{\text{м}} = 1,34 \cdot h_{\text{кр.}} \quad (\text{ для прямокутного карману })$$

$$S_{\text{м}} = 1,34 \cdot 2,54 = 3,4 \text{ мм.}$$

Рекомендують $S_{\text{м.}} \geq 5 \text{ мм}$, приймаємо $S_{\text{м.}} = 5 \text{ мм}$.

Статичний рівень рідини на тарілці:

$$h = 0,7(5,48 \cdot i^{0,1} + 8 \sqrt{W a \cdot \sqrt{\rho p}} - 3,58) 10^{-3} = 0,7(5,48 \cdot 1,674^{0,1}$$

$$+ 8 \sqrt{0,309 \cdot \sqrt{34,78}} - 3,58) \cdot 10^{-3} = 9,09 \cdot 10^{-3}$$

Опір щілинного проміжку незрошуваної тарілки:

$$\Delta P_{\text{щ}} = S_{\text{щ}} \cdot \frac{w^2 \rho p}{19,6} = 1,4659 \cdot 0,7372 \cdot 34,78 / 19,6 = 2,57 \text{ кг/м}^2,$$

Втрати натиску на сепараціях рідини (опір щілинного проміжку) :

$$\Delta P_{\text{ш.}} = 1,3[i(\sin \alpha + 1) + 2(\sin \alpha + 0,1)] = 1,3[1,674(\sin 15 + 1) + 2(\sin 15 + 0,1)] = 3,67 \text{ кг/м}^2.$$

Площа отворів:

$$F_o = 0,91(d_o/t)^2 \cdot F_6 = 0,91(0,8/3,25)^2 \cdot 0,225 = 0,0124 \text{ м}^2 ,$$

де $d_o = 0,8 \text{ мм.}$ – діаметр отворів,

$t = 3,25 \text{ мм.}$ – крок перфорації.

Швидкість газу в отворах тарілки:

$$W_0 = W_a \cdot F_a / F_0 = 0,309 \cdot 0,225 / 0,0124 = 5,6 \text{ м/с.}$$

Коефіцієнт опору отворів:

$$\begin{aligned} \xi &= 1,4148 \cdot \left(\frac{t}{d_0} \right)^{0,2} \cdot \left[1 - \left(\frac{F_0}{F_{\delta}} \right)^2 \right] = \\ &= 1,4148 \cdot \left(\frac{3,25}{0,8} \right)^{0,2} \cdot \left[1 - \left(\frac{0,0124}{0,347} \right)^2 \right] = 1,867 \end{aligned}$$

Мінімальна швидкість газу, що допускається, в отворах тарілки :

$$W_{tt} = 0,0364 \cdot \xi - 0,625 \sqrt{(\rho_p / \rho_{\text{п}}) \cdot h / 0,7} = 0,0364 \cdot 1,867 -$$

$$0,625 \cdot 9,09 / 0,7 \cdot \sqrt{34,78 / 0,248} = 4,1 \text{ м/с}$$

Так як $W_0 > W_{tt}$, отже тарілка працює повним перерізом без провалу рідини.

Опір незрошеної тарілки:

$$\Delta P_n = S \cdot W_0^2 \cdot \rho_{\text{п}} / 19,6 = 1,867 \cdot 5,62 \cdot 7,94 / 19,6 = 22,59 \text{ кг/м}^2$$

Втрати натиску від поверхневого натягнення рідини:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{(1,3 \cdot d_0 + 0,08 d^2) \cdot 9,8} = \frac{4 \cdot 11,6}{(1,3 \cdot 0,8 + 0,08 \cdot 0,8^2) \cdot 9,8} = 4,34 \text{ кг/м}^2$$

Загальний опір тарілки :

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_{\text{сш}} + \Delta P_c + \Delta P_{\text{ш}} + \Delta P_{\sigma} + h \cdot \rho_{\text{ж}} = \\ &= 4,34 + 22,59 + 3,67 + 9,85 \cdot 10^{-3} \cdot 1113 + 2,57 = 44,13 \text{ кг/м}^2 \end{aligned}$$

Максимально допустимий опір тарілки, при якому ще працює переливання:

					КРБ.КТ.2.613-03.1.22	Лист
						54
Змін.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\Delta P_{\max} = 0.000842 \cdot \rho_p (H_m + 15 - 1.19 \cdot S - 2.1 \cdot h - 1.45 \cdot h^2 / S^2) = 0.000842 \cdot 1113 \cdot (100 + 15 - 1.19 \cdot 5 - 2.1 \cdot 9.09 - 1.45 \cdot 2.542 / 52) = 77.26 \text{ кг/м}^2$$

Так як $\Delta P_T < \Delta P_{T \max}$, то тарілка працює стабільно.

Загальний опір секції :

Число тарелок: $n = 14$,

$$\Delta P_K = \Delta P_T \cdot n_d = 44.13 \cdot 14 = 617.18 \text{ кг/м}^2$$

$$\Delta P_{H.K.} = \Delta P^B + \Delta P^H = 617.82 + 358.88 = 976.7 \text{ кг/м}^2 = 0.009575 \text{ МПа.}$$

Середній опір тарілки по колоні:

$$\Delta P = 976.7 / 30 = 30.56 \text{ кг/м}^2$$

9.1.2 Обґрунтування вибору матеріалів і перевірка міцності основних деталей

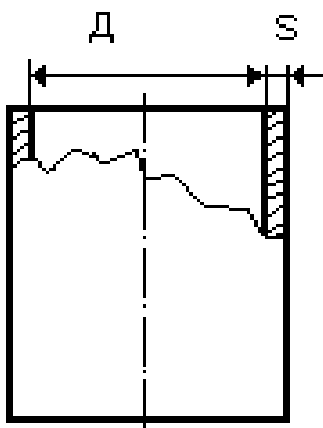
Для виготовлення корпусних деталей верхньої колони використовуються листи з нержавіючої сталі 12Х18Н10Т. Вибір цього матеріалу обумовлений роботою апарату і температурою середовища, що знаходиться там. Матеріал, з якого виготовлена верхня колона, має бути добре зварюваним і, найголовніше, мати велике наванення ударної в'язкості. Це необхідно при розвальцовуванні тарілок в царгах. Тому використовують сталь 12Х18Н10Т.

9.2.2.1. Розрахунок на міцність обічайки:

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

$$D_e = 0,8\text{м},$$

$$P = 0,18\text{МПа}.$$



Товщина стінки обічайки:

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

де $\varphi_p = 0.9$ – коефіцієнт міцності зварного шва

$$S \geq S_R + C,$$

Мал.. 9.5 - Обечайка.

де C - сума надбавок до розрахункової товщини.

$$C = C_1 + C_2,$$

де $C_1 = 0$ - допуск на корозію,

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

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

$$S_R = \frac{0,18 \cdot 0,8}{2 \cdot 0,9 \cdot 160 \cdot 0,18} = 0,0028 \text{ м},$$

$$S \geq 0,0028 + 0,00019 = 0,00299 \text{ м},$$

$$S \geq 0,00299 .$$

Приймаємо: $S = 0,003$ м.

Внутрішній надмірний тиск, що допускається:

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

$$[P] = \frac{2 \cdot 160 \cdot 0,9 \cdot (0,003 - 0,00019)}{0,8 + (0,003 - 0,00019)} = 1,008 \text{ МПа}.$$

Умови застосування розрахункових формул:

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

$$\frac{0,003 - 0,00019}{0,8} = 0,0035 \leq 0,1.$$

Розрахункові формули застосовні.

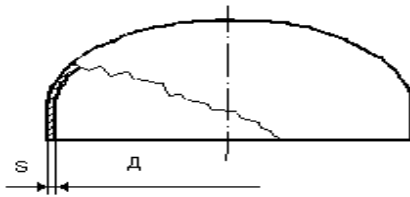
9.1.2.2 Розрахунок на міцність днища

Розрахунок ведемо для еліптичного днища навантаженого надлишковим внутрішнім тиском.

Матеріали днища: сталь 12X18H10T [σ]=160МПа-предел міцності

$$D_e = 0,8м,$$

$$P = 0,18МПа.$$



Товщина стінки днища
розраховується по наступній
формулі:

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

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

$$\begin{aligned} R &= D = 0,8м, \\ S &= \frac{0.18 \cdot 0.8}{2 \cdot 1 \cdot 160 - 0.5 \cdot 0.18} = 0.000375 м, \\ S &\geq S_R + C, \\ C &= C_1 + C_2, \end{aligned}$$

де $C_1 = 0$ – надбавка для компенсації корозії

$C_2 = 0,0005 м$ – надбавка для компенсації мінусового допуску
на товщину лист

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

$$S \geq 0.00084 + 0.0005,$$

$$S \geq 0.00134 \text{ м.}$$

Приймаємо: $S = 0.004$.

Надмірний внутрішній тиск, що допускається:

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

де

$$R = D.$$

$$[P] = \frac{2 \cdot (0.004 - 0.0005) \cdot 1 \cdot 160}{0.8 + 0.5 \cdot (0.004 - 0.0005)} = 1,375 \text{ МПа.}$$

Умови застосування розрахункових формул:

$$0,002 \leq \frac{S - C}{D} \leq 0.1,$$

$$\frac{0.004 - 0.0005}{0.8} = 0.00475,$$

$$0.002 \leq 0.00475 \leq 0.1,$$

$$0.2 \leq \frac{H}{D} \leq 0.5,$$

$$0.2 \leq \frac{0.25 - D}{D} \leq 0.5,$$

$$0.2 \leq 0.25 < 0.5.$$

10. РОЗРАХУНОК МАШИН

10.1. Термогазодинамічний розрахунок турбодетандера.

Дані технічного завдання.

Робоча речовина	повітря.
Температура газу на вході в турбодетандер	$T_6 = 215K$.
Тиск газу на вході в турбодетандер	$P_6 = 4,5MPa$.
Тиск газу на виході з турбодетандера	$P_9 = 0,62MPa$.
Масова витрата газу	$G = 0,7398 \text{ кг/с}$.
Об'ємна витрата газу	$V = 2238 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Прийняті для розрахунку вихідні дані

Вибираємо каналний направляючий апарат з нерегульованими лопатками; робоче колесо – одностороннє, напіввідкрите, радіально-осьове, виготовлене електроерозійним способом.

Кут нахилу сопел α_C для каналного направляючого апарату лежить в межах $5 \div 8^\circ$. Вибираємо $\alpha_C = 7,5^\circ$ [2].

Кут нахилу лопатки на вході в робоче колесо, $\beta_1 = 90^\circ$ [18].

Кут нахилу лопатки на виході з робочого колеса для турбодетандерів середнього тиску $\beta_2 = 35 \div 40^\circ$ [2]. вибираємо $\beta_2 = 38^\circ$..

Ступінь радіальності (приведений діаметр) для напіввідкритих коліс $\mu_2 = 0,3 \div 0,5$ [5]. Вибираємо $\mu_2 = 0,45$.

Втулкового відношення $\xi_{\text{вт}}$ лежить в діапазоні $0,2 \div 0,4$ [2]. вибираємо $\xi_{\text{вт}} = 0,3$.

10.1.1 Термогазодинамічних розрахунків.

Параметри газу на вході в направляючий апарат при P_6 і T_6 [3].

$$h_H = 442,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$S_H = 5,262 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}},$$

Коефіцієнт стисливості $Z_0 = 0,905$.

Ентальпія газу при ізоентропному розширенні в турбодетандері визначимо по [3] при S_H і P_9

$$i_{KS} = 356 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Ізоентропний перепад ентальпій в турбодетандері:

$$h_S = i_H - i_{KS} \quad (10.1)$$

$$h_S = 442,2 - 356 = 86,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Умовна швидкість ізоентропного закінчення, відповідна ізоентропному перепаду ентальпій:

$$C_S = \sqrt{2000 \cdot h_S} \quad (10.2)$$

$$C_S = \sqrt{2000 \cdot 86,2} = 415,2 \text{ м/с}$$

Окружна швидкість на вході в робоче колесо:

$$U_1 = C_S \cdot X_S \quad (10.3)$$

де X_s - безрозмірна окружна швидкість.

Задаємося $X_s = 0,67$ - для турбодетандерів середнього тиску [2].

$$U_1 = 415,2 \cdot 0,67 = 278 \text{ м/с}$$

Абсолютна швидкість витікання газу з направляючого апарату

$$C_1 = \frac{U_1}{\cos \alpha_c} \quad (10.4)$$

$$C_1 = \frac{278}{\cos 7,5} = 280,4 \text{ м/с.}$$

Ентальпія газу на виході з направляючого апарату:

$$i_1 = i_H - \frac{C_1^2}{2000} \quad (10.5)$$

$$i_1 = 442,2 - \frac{280,4^2}{2000} = 402,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Ентальпія газу при ізотермічному розширенні в спрямовуючий апараті:

$$i_{1s} = i_H - \frac{(i_H - i_1)}{\varphi^2} \quad (10.6)$$

де $\varphi = 0,85 \div 0,95$ – швидкісний коефіцієнт направляючого апарату [6]. Приймаємо $\varphi = 0,88$.

$$i_{1s} = 442,2 - \frac{442,2 - 402,9}{0,88^2} = 391,5 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Параметри газу на виході з направляючого апарату:

тиск газу P_1 визначається при S_H і i_{1s} , $P_1 = 2,081 \text{ МПа}$;

температура T_1 визначається при P_1 і i_1 , $T_1 = 164,7 \text{ К}$;

ентропія $S_1 = 5,333 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

густина $\rho_1 = 48,8 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

коефіцієнт стисливості $Z_1 = 0,902$.

$$\text{Окружна швидкість звуку } a_1 = \sqrt{K \cdot R \cdot T_1 \cdot Z_1} \quad (10.7)$$

де K - коефіцієнт адіабати, для повітря $K = 1,4$;

R - газова постійна, для повітря $R = 287 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

Z_1 - коефіцієнт стисливості.

$$a_1 = \sqrt{1,4 \cdot 287 \cdot 164,7 \cdot 0,902} = 244,3 \text{ м/с}$$

Число Маха по абсолютній швидкості при виході з направляючого апарату:

$$M_{C_1} = \frac{C_1}{a_1} \quad (10.8)$$

При $M_{C_1} > 1$ режим течії сверхкритический і необхідно визначити додатково параметри газу в вузькому перетині сопла (горловині) при перебігу з тертям.

$$M_{C_1} = \frac{280,4}{244,3} = 1,15$$

Параметри газу в вузькому перерізі:

$$\text{Тиск} \quad P^* = P_0 \left[\frac{2}{m+1} \right]^{\frac{m}{m-1}}, \quad (10.9)$$

$$\text{де } m - \text{показник політропи} \quad m = \frac{K}{K - \varphi^2 \cdot (K - 1)}. \quad (10.10)$$

$$m = \frac{1,4}{1,4 - 0,88^2 \cdot (1,4 - 1)} = 1,284.$$

Ентальпію знаходимо при S_0 и P^*

$$i_s^* = 410,8 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Ентальпія при течії с тертям

$$i^* = i_0 - (i_0 - i_s^*) \cdot \varphi^2 \quad (10.11)$$

$$i^* = 442,2 - (442,2 - 410,8) \cdot 0,88^2 = 417,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

густина $\rho^* = 69,4 \text{ кг/м}^3$

температура $T^* = 184,2 \text{ К}$

$$\text{Абсолютна швидкість } C^* = \sqrt{2000 \cdot (i_H - i^*)} \quad (10.12)$$

$$C^* = \sqrt{2000 \cdot (442,2 - 417,9)} = 250,5 \text{ м/с}$$

10.2. Конструктивний розрахунок турбодетандера

Площа прохідного перерізу сопел при надзвуковій течії газу

$$f_c = \frac{G}{C^* \cdot \rho^*} \quad (10.13)$$

$$f_c = \frac{0,7398}{220,5 \cdot 69,4} = 0,000048 \text{ м}^2$$

Кут нахилу сопла на виході з направляючого апарату при надкритичному режимі течії

$$\alpha_1 = \arcsin \left[\frac{C^* \cdot \rho^* \cdot \sin \alpha}{C_1 \cdot \rho_1} \right] \quad (10.14)$$

$$\alpha_1 = \arcsin \left[\frac{220,5 \cdot 69,4 \cdot \sin 7,5^\circ}{280,4 \cdot 48,8} \right] = 8,39^\circ.$$

Зовнішній діаметр колеса:

$$d_1 = \sqrt{\frac{G}{\pi \cdot \beta_1 \cdot \tau_1 \cdot \rho_1 \cdot C_1 \cdot \sin \alpha_1}} \quad (10.15)$$

де β_1 – відносна ширина колеса на вході, $\beta_1 = \frac{b_1}{d_1}$; β_1 знаходиться в

діапазоні 0,02...0,06 [7]. Обираємо $\beta_1 = 0,04$.

τ_1 – коефіцієнт стиснення на вході в робоче колесо, що враховує зменшення перетину через наявність лопаток на вході в колесо, знаходиться в діапазоні 0,85...0,9 [7]. Обираємо $\tau_1 = 0,88$.

$$d_1 = \sqrt{\frac{0.7398}{3,14 \cdot 0,04 \cdot 0,88 \cdot 280,4 \cdot 48,8 \cdot \sin 7,5^\circ}} = 0,06 \text{ м}$$

Ширина робочого колеса на вході:

$$b_1 = \mu_1 \cdot d_1 \quad (10.16)$$

$$b_1 = 0,04 \cdot 0,06 = 0,0024 \text{ м}$$

Окружна швидкість на виході з робочого колеса

$$U_2 = \mu_2 \cdot U_1 \quad (10.17)$$

$$U_2 = 0,45 \cdot 278 = 125,1 \text{ м/с.}$$

Швидкість потоку при вході в робоче колесо в відносному русі:

$$W_1 = \frac{U_1 \cdot \sin \alpha_1}{\sin(\beta_1 - \alpha_1)} \quad (10.18)$$

$$W_1 = \frac{278 \cdot \sin 8,39^\circ}{\sin(90 - 8,39)} = 41,0 \text{ м/с}$$

Ентальпія потоку на виході робочого колеса при ізоентропном розширенні при P_K і S_1

$$i_{2s} = 364 \frac{\kappa_{Дж}}{\kappa_2}.$$

Ступінь реактивності

$$\rho_T = \frac{i_1 - i_{2s}}{h_s} \quad (10.19)$$

$$\rho_T = \frac{402,9 - 364}{86,2} = 0,4513.$$

Швидкість потоку на виході з робочого колеса при абсолютному тиску:

$$W_2 = \psi \cdot \sqrt{2000 \cdot (i_1 - i_{2s}) + W_1^2 - U_1^2 + U_2^2} \quad (10.20)$$

де ψ – швидкісний коефіцієнт робочого колеса, що враховує відхилення дійсного процесу від ідеального, лежить в діапазоні 0,7...0,9 [2].

Обираємо $\psi = 0,88$.

$$W_2 = 0,88 \cdot \sqrt{2000 \cdot (402,9 - 364) + 41^2 - 278^2 + 125,1^2} = 117,6 \text{ м/с}$$

Швидкість потоку на виході з робочого колеса при абсолютному русі:

$$C_2 = \sqrt{W_2^2 + U_2^2 - 2 \cdot U_2 \cdot W_2 \cdot \cos \beta_2} \quad (10.21)$$

$$C_2 = \sqrt{117,6^2 + 125,1^2 - 2 \cdot 125,1 \cdot 117,6 \cdot \cos 38^\circ} = 79,3 \text{ м/с}$$

Кут виходу потоку з робочого колеса в абсолютному русі:

$$\alpha_2 = \arccos \cdot \left[(W_2^2 - U_2^2 - C_2^2) / (2 \cdot U_2 \cdot C_2) \right] \quad (10.22)$$

$$\alpha_2 = \arccos \cdot \left[(117,6^2 - 125,1^2 - 79,3^2) / (2 \cdot 125,1 \cdot 79,3) \right] = 114^\circ$$

Меридіанальна складова швидкості потоку при виході з робочого

колеса: $C_{2m} = W_2 \cdot \sin \beta_2 \quad (10.23)$

$$C_{2m} = 117,6 \cdot \sin 38^\circ = 72,4 \text{ м/с}$$

Втрати холоду в спрямовуючий апараті:

абсолютне значення: $\Delta h_{HA} = i_{2s} - i_{Ks}, \quad (10.24)$

відносне значення: $\xi_{HA} = \frac{\Delta h_{HA}}{h_s} \quad (10.25)$

$$\Delta h_{HA} = 364 - 356 = 8 \frac{\kappaДж}{кг},$$

$$\xi_{HA} = \frac{8}{86,2} = 0,093.$$

Втрати енергії з вихідною швидкістю потоку:

абсолютне значення:
$$\Delta h_{вс} = \frac{C_2^2}{2000}, \quad (10.26)$$

відносне значення:
$$\xi_{вс} = \frac{\Delta h_{вс}}{h_s}. \quad (10.27)$$

$$\Delta h_{вс} = \frac{79,3^2}{2000} = 3,144 \frac{\kappaДж}{кг},$$

$$\xi_{вс} = \frac{3,144}{86,2} = 0,036.$$

Втрати енергії при русі потоку в каналах робочого колеса:

абсолютне значення:
$$\Delta h_K = \frac{W^2 \cdot \left(\begin{matrix} 1 & - \\ & \psi^2 & 1 \end{matrix} \right)}{2000} \quad (10.28)$$

відносне значення:
$$\xi_K = \frac{\Delta h_K}{h_s}. \quad (10.29)$$

$$\Delta h_K = \frac{117,6^2 \cdot \left(\left| \frac{1}{0,88^2} - 1 \right| \right)}{2000} = 2,014 \frac{\kappaДж}{кг},$$

$$\xi_K = \frac{2,014}{86,2} = 0,023.$$

$$\text{Гідравлічний (лопатковий) ККД: } \eta_{\Gamma} = 1 - \xi_{HA} - \xi_K - \xi_{вс} \quad (10.30)$$

$$\eta_{\Gamma} = 1 - 0,093 - 0,036 - 0,023 = 0,848.$$

Параметри газу на виході з робочого колеса:

Ентальпія: $i_2 = i_{2s} + \Delta h_K$ (10.31)

$$i_2 = 364 + 2,014 = 366 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

густина $\rho_2 = 22,63 \text{ кг/м}^3$,

температура $T_2 = 121,6 \text{ К}$,

коефіцієнт стисливості $Z_2 = 0,192$ [24].

Швидкість звуку при параметрах потоку на виході з робочого колеса:

$$a_2 = \sqrt{K \cdot R \cdot T_2 \cdot Z_2} \quad (10.32)$$

$$a_2 = \sqrt{1,4 \cdot 287 \cdot 0,912 \cdot 121,6} = 212,1 \text{ м/с}.$$

Значення числа Маха при відносній швидкості потоку при виході з робочого колеса:

$$M_{w_2} = \frac{W_2}{a_2} \quad (10.33)$$

Якщо $M_{w_2} > 0,96$ необхідно збільшити значення наведеного діаметра μ_2 і повторити розрахунок з обчислення окружної швидкості U_2 .

$$M_{w_2} = \frac{117,6}{212,1} = 0,557 < 0,96.$$

Число обертання ротора: $n = \frac{60 \cdot U_1}{\pi \cdot d_1}$ (10.34)

$$n = \frac{60 \cdot 278}{3,14 \cdot 0,06} = 88490 \text{ мин}^{-1}$$

Потужність дискового тертя (тертя обертових дисків коліс про навколишній газ):

$$N_{тр.д} = \beta_{тр} \cdot U_1^3 \cdot \rho_1 \cdot d_1^2 \cdot 10^{-3} \quad (10.35)$$

де $\beta_{тр}$ – експериментальний коефіцієнт, що враховує втрати від дискового тертя, лежить в межах $5,5 \cdot 10^{-4} \div 15 \cdot 10^{-4}$ [6].

$$\beta_{тр} = 0,47 \cdot K_{тр} \cdot Re_1^{-0,5} \text{ при } Re \leq 5,6 \cdot 10^5 \text{ і}$$

$$\beta_{тр} = 0,0089 \cdot K_{тр} \cdot Re_1^{-0,2} \text{ при } Re > 5,6 \cdot 10^5$$

де $K_{тр}$ – поправочний коефіцієнт, що враховує форму і тип робочого колеса. Для напіввідкритих коліс $K_{тр} = 1,6 \dots 2,5$ [2]. Обираємо $K_{тр} = 2,3$.

$$Re_1 - \text{критерій Рейнольдса, } Re_1 = \frac{U_1 \cdot d_1 \cdot \rho_1}{\eta_1} \quad [2], \quad (10.36)$$

де η_1 - коефіцієнт динамічної в'язкості, що визначається за таблицею 19 в додатку [8].

$$\eta_1 = 11,5 \cdot 10^{-6} \frac{H \cdot c}{M^2}. \quad (10.37)$$

$$Re_1 = \frac{278 \cdot 0,06 \cdot 48,8}{11,5 \cdot 10^{-6}} = 7,078 \cdot 10^7.$$

$$\beta_{тр} = 0,0089 \cdot 2,3 \cdot (7,078 \cdot 10^7)^{-0,2} = 0,00055.$$

$$N_{тр.д} = 0,00055 \cdot 278^3 \cdot 48,8^2 \cdot 0,06 \cdot 10^{-3} = 2,08 \text{ кВт}.$$

Втрати холоду від дискового тертя:

абсолютне значення:

$$\Delta h_{тр.д.} = \frac{N_{тр.д.}}{G}, \quad (10.38)$$

відносне значення:

$$\xi_{mp.\partial.} = \frac{\Delta h_{mp.\partial.}}{h_s}, \quad (10.39)$$

$$\Delta h_{mp.\partial.} = \frac{2,08}{0,7398} = 2,812 \text{ кДж/кг},$$

$$\xi_{mp.\partial.} = \frac{2,18}{86,2} = 0,033.$$

Втрати холоду від перетікання газу через лабіринтове ущільнення на покривних диску робочого колеса: $\Delta_{n.z.} = 2\% \text{ от } \eta_r [2]$

$$\Delta_{n.z.} = 2\% \text{ от } 0,848 = 0,017.$$

Втрати холоду від перетікання газу через зазор між корпусом і відкритою стороною робочого колеса виражаються коефіцієнтом перетоків

через зазор:

$$\alpha_{yt.} = \frac{4 \cdot \mu_3 \cdot \Delta_{\min}}{\tau_2 \cdot (1 - \xi_{\partial m}^2)} \quad (10.40)$$

де μ_3 - поправочний коефіцієнт, що лежить в діапазоні 0,3 ... 0,6.

вибираємо $\mu_3 = 0,57$.

$\Delta_{\min}$ - відносний мінімальний зазор

$$\Delta_{\min} = \frac{3 + \ln d_{\partial}}{4000 \cdot d_{\partial}} \quad (10.41)$$

$$\Delta_{\min} = \frac{3 + \ln 0,027}{4000 \cdot 0,027} = 0,0133$$

$$\alpha_{yt.} = \frac{4 \cdot 0,57 \cdot 0,0133}{0,69 \cdot (1 - 0,3^2)} = 0,048.$$

Відносні втрати холоду через внутрішні витоки:

$$\xi_{ym.} = \alpha_{ym.} \cdot \eta_T \quad (10.42)$$

$$\xi_{ym.} = 0,048 \cdot 0,848 = 0,0407.$$

Изотермічний ККД

$$\eta_S = \eta_{\Gamma} - \xi_{mp.d.} - \xi_{ym.} \quad (10.43)$$

$$\eta_S = 0,848 - 0,033 - 0,0407 = 0,774.$$

Реальний теплоперепад

$$h = h_S \cdot \eta_S \quad (10.44)$$

$$h = 82,6 \cdot 0,774 = 66,74 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Холдопродуктивність турбодетандеру

$$Q_0 = G \cdot h \cdot \eta_V \quad (10.45)$$

де η_V – коефіцієнт зовнішніх витоків, знаходиться в діапазоні 0,95 ... 0,99 [2]. вибираємо $\eta_V = 0,96$.

$$Q_0 = 0,7398 \cdot 66,74 \cdot 0,96 = 74,4 \text{ кВт}.$$

Ефективна потужність на валу турбодетандера: $Ne = Q_0 \cdot \eta_M$ (10.46)

де η_M – механічний ККД, що враховує втрати в підшипниках і лежить в діапазоні від 0,9 до 0,99 [2]. вибираємо $\eta_M = 0,94$.

$$Ne = 74,4 \cdot 0,94 = 44,56 \text{ кВт}.$$

Параметри газу на виході з турбодетандера:

ентальпія потоку на виході: $i = i_0 - h \quad (10.47)$

$$i_K = 442,2 - 66,74 = 375,5 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Температура повітря на виході при P_K і i_K $T_K = 129,9\text{К}$.

10.2 Конструктивний розрахунок турбодетандера.

10.2.1 Розрахунок геометричних розмірів робочого колеса.

Площа вихода з колеса

$$f_2 = \frac{G}{C_{2M} \cdot \rho_2 \cdot \tau_2} \quad (10.48)$$

де τ_2 – коефіцієнт стиснення перетину на виході з робочого колеса, лежить в діапазоні 0,8 ... 0,85 [2]. Вибираємо $\tau_2 = 0,85$.

$$f_2 = \frac{0,7398}{22,63 \cdot 0,85 \cdot 72,4} = 0,00053 \text{ м}^2$$

Діаметр воронки

$$d_v = \sqrt{\frac{4f_2}{\pi \cdot (1 - \xi_{вн}^2)}} \quad (10.49)$$

$$d_v = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00053}{3,14 \cdot (1 - 0,3^2)}} = 0,027 \text{ м}.$$

Діаметр втулки

$$d_{вн} = \xi_{вн} \cdot d_v \quad (10.50)$$

$$d_{вн} = 0,3 \cdot 0,027 = 0,0081 \text{ м}.$$

Середній діаметр робочого колеса в вихідному перерізі:

$$d_2 = \sqrt{\frac{d_{em}^2 \cdot d_e^2}{2}} \quad (10.51)$$

$$d_2 = \sqrt{\frac{0,027^2 \cdot 0,018^2}{2}} = 0,02 \text{ м.}$$

Число лопаток на вході в робоче колесо:

$$Z_1 = \frac{2\pi \cdot K_1 \cdot \tau_1}{tg\alpha_1} \quad (10.52)$$

де K_1 – коефіцієнт, який використовується при роботі числа лопаток робочого колеса, лежить в діапазоні 0,5 ... 1 [2]. Вибираємо $K_1 = 0,5$.

$$Z_1 = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,5 \cdot 0,88}{tg 8,39} = 18,7$$

Обираємо $Z_1 = 20$ шт.

Число лопаток на виході з робочого колеса

$$Z_2 = \frac{Z_1}{K_Z} \quad (10.53)$$

де K_Z – відношення числа лопаток на вході в робоче колесо до числа лопаток на виході. Приймаємо $K_Z = 1$ [2].

$$Z_2 = \frac{20}{1} = 20 \text{ шт.}$$

Товщина лопатки на вході в робоче колесо:

$$\delta_1 = \partial_1 \cdot d_1 \quad (10.54)$$

де ∂_1 – відносна товщина лопатки на вході в робоче колесо, знаходиться в діапазоні 0,03 ... 0,06 [2]. Вибираємо $\partial_1=0,04$.

$$\delta_1 = 0,04 \cdot 0,06 = 2,4 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Товщина лопатки на виході з робочого колеса:

$$\delta_2 = \partial_2 \cdot d_1 \quad (10.55)$$

де ∂_2 - відносна товщина лопатки на виході з робочого колеса, для радіально-осьового колеса: $\partial_2 = 0,25 \cdot \partial_1$ [2].

$$\partial_2 = 0,25 \cdot 0,04 = 0,01$$

$$\delta_2 = 0,01 \cdot 0,06 = 6 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

Коефіцієнт стиснення перетину лопатками на вході в робоче колесо:

$$\tau_1 = 1 - \frac{z_1 \cdot \delta_1}{\pi \cdot d_1 \cdot \sin \beta_1} \quad (10.56)$$

$$\tau_1 = 1 - \frac{z_1 \cdot \delta_1}{\pi \cdot d_1 \cdot \sin \beta_1} = 0,745.$$

Коефіцієнт стиснення перетину лопатками на виході з робочого колеса

$$\tau_2 = 1 - \frac{z_2 \cdot \delta_2}{\pi \cdot d_2 \cdot \sin \beta_2} \quad (10.57)$$

Якщо $\tau < 0,65$, то слід зменшити і повторити розрахунок з товщини лопатки на виході робочого колеса

$$\tau_2 = 1 - \frac{z_2 \cdot \delta_2}{\pi \cdot d_2 \cdot \sin \beta_2} \quad (10.58)$$

$$\tau_2 = 1 - \frac{20 \cdot 6 \cdot 10^{-4}}{3,14 \cdot 0,02 \cdot \sin 38^\circ} = 0,69 > 0,65.$$

Осьова ширина робочого колеса на виході з лопаток

$$b_2 = \frac{G}{\pi \cdot d_2 \cdot \tau_2 \cdot C_2 \cdot \rho_2 \cdot \sin \alpha_2} \quad (10.59)$$

$$b_2 = \frac{0,7398}{3,14 \cdot 0,02 \cdot 0,69 \cdot 22,63 \cdot 79,3 \cdot \sin 114^\circ} = 0,01 \text{ м.}$$

Загальна ширина робочого колеса в осьовому напрямку:

$$B = (0,25 \div 0,45) \cdot d_1 [2]$$

$$B = 0,4 \cdot 0,06 = 0,024 \text{ м}$$

10.2.2 Розрахунок геометричних характеристик канального направляючого апарату

Внутрішній діаметр направляючого апарату:

$$d_C = (1,01 \div 1,02) \cdot d_1 [2] \quad (10.60)$$

$$d_C = 1,015 \cdot 0,06 = 0,061 \text{ м.}$$

Число лопаток направляючого апарату

$$Z_C = 4 \quad \text{при } \alpha_{кр} = 5^\circ \div 6^\circ$$

$$Z_C = 6 \quad \text{при } \alpha_{кр} = 6,5^\circ \div 7,5^\circ$$

$$Z_C = 8 \quad \text{при } \alpha_{кр} = 7,5^\circ \div 9^\circ$$

$$Z_C = 10 \text{ при } \alpha_{кр} = 8,5^\circ \div 10^\circ$$

де $\alpha_{кр}$ – кут на внутрішньому діаметрі направляючого апарату [2].

Вибираємо $Z_C = 6$ при $\alpha_{кр} = 6,58$.

Геометричний кут кромок на виході з направляючого апарату

$$\alpha_{кр2} = \arcsin \left(\frac{Z_C \cdot a_C}{\pi \cdot d_C} \right) \quad (10.61)$$

$$\text{де } a_C = \frac{f_C}{Z_C \cdot b_C} \text{ – висота сопла,} \quad (10.62)$$

де $b_C = b_1 \cdot \tau_1$ – ширина направляючого апарату (розмір вздовж осі машини). (10.63)

$$b_C = 0,745 \cdot 0,0024 = 0,0018 \text{ м.}$$

$$a_C = \frac{0,000048}{6 \cdot 0,0018} = 0,0044 \text{ м.}$$

$$\alpha_{кр2} = \arcsin \left(\frac{6 \cdot 0,0044}{3,14 \cdot 0,061} \right) = 7,92^\circ.$$

Крок сопел

$$t_C = \frac{\pi \cdot d_C}{Z_C} \quad (10.63)$$

$$t_C = \frac{3,14 \cdot 0,061}{6} = 0,032 \text{ м.}$$

Умовный крок сопел

$$\theta_C = \frac{360^\circ}{Z_C} \quad (10.64)$$

$$\theta_c = \frac{360^\circ}{6} = 60^\circ.$$

Центральний кут, відповідний вихідний кромці каналу (керамічний кут)

$$\theta_{кр} = (1 - \tau_{кр}) \cdot \theta_c \quad (10.65)$$

$\tau_{кр}$ – коефіцієнт захаращення кроку кромкою, знаходяться в діапазоні 0,9 ... 0,95 [2]. вибираємо $\tau_{кр} = 0,9$.

$$\theta_{кр} = (1 - 0,9) \cdot 60^\circ = 6^\circ.$$

Середній укут на активному кроці

$$\alpha_{кр2} = \arcsin \left(\frac{\sin \alpha_{кр2}}{\tau_{кр}} \right) \quad (10.66)$$

$$\alpha_{кр2} = \arcsin \left(\frac{\sin 7,92}{0,9} \right) = 8,81^\circ.$$

Товщина кромки

$$\delta_{кр} = \left[\cos \alpha_a - \cos \left(\alpha_a + \theta_{кр} \right) \right] \cdot \frac{d_c}{2} \approx 0,5 \div 1,0 \text{ мм} [2]. \quad (10.67)$$

Якщо $\delta_{кр}$ виходить за ці межі, слід збільшити або зменшити $\theta_{кр}$ і повторити розрахунок з цього пункту.

$$\delta_{кр} = \left[\cos 8,81 - \cos (8,81 + 6) \right] \cdot \frac{0,061}{2} = 0,65 \text{ мм}.$$

Прямолінійна ділянка каналу

$$l = \left(\frac{d_c}{2} + a_c + \delta_{кр} \right) \cdot \sin(\alpha_a + \theta_{кр}) - \frac{d_c}{2} \cdot \sin \alpha_a \quad (10.68)$$

$$l = \left(\frac{0,061}{2} + 0,0044 + 0,65 \cdot 10^{-3} \right) \cdot \sin(8,81 + 6) - \frac{0,061}{2} \cdot \sin 8,81 = 0,0044 \text{ м.}$$

Рекомендоване відношення радіуса кривизни передньої стінки і горловини

сопла $\frac{R_{\Pi}}{a_c} = 2 \div 4$ [2]. Обираємо $\frac{R_{\Pi}}{a_c} = 2$.

Кут, утворений дотичною до зовнішньому діаметру направляючого апарату і перпендикуляром до прямолінійній ділянці каналу

$$\theta_{\Pi} = 75^{\circ} \div 85^{\circ} \text{ при } \frac{R_{\Pi}}{a_c} = 2$$

$$\theta_{\Pi} = 65^{\circ} \div 75^{\circ} \text{ при } \frac{R_{\Pi}}{a_c} = 3$$

$$\theta_{\Pi} = 55^{\circ} \div 65^{\circ} \text{ при } \frac{R_{\Pi}}{a_c} = 4 \text{ [2].}$$

Обираємо $\theta_{\Pi} = 80^{\circ}$.

Співвідношення прохідних перетинів каналів

$$\frac{a_0}{a_c} = \frac{1 + (1 - \cos \theta_{\Pi}) \cdot \frac{R_{\Pi}}{a_c}}{\cos(\frac{\theta_{\Pi}}{2})}. \quad (10.69)$$

$\frac{a_0}{a_c}$ повинно знаходитися в діапазоні від 3 до 4 [2], інакше потрібно

задати новим значенням θ_{Π} :

$$\frac{a_0}{a_c} = \frac{1 + (1 - \cos 80^{\circ}) \cdot 2}{\cos(\frac{80^{\circ}}{2})} = 3,46.$$

10.3. Основні характеристики турбодетандера

В результаті виконаних термогазодинамічних і конструктивного розрахунків був спроектований турбодетандер з наступними характеристиками:

Ізоентропний ККД,	$\eta_{из} = 0,774;$
Холодопродуктивність,	$Q_0 = 47,4 кВт;$
Ефективна потужність на валу,	$Ne = 44,56 кВт;$
Дійсний теплоперепад,	$h = 66,74 кДж/ кг;$
Число лопаток робочого колеса на вході,	$Z_1 = 20 шт,$
Число лопаток робочого колеса на виході,	$Z_2 = 20 шт,$
Число каналів направляючого апарату,	$Z_C = 6 шт;$
Діаметр робочого колеса (наружний),	$d_1 = 0,06 м;$
Температура газу на виході з детандеру,	$T_K = 129,9 К.$

ВИСНОВКИ

В результаті розробки проекту були визначені технічні характеристики установки:

- Робочий тиск $P=4,5$ МПа;
- кількість кисню, що виробляється установкою $K=500$ м³/год;

У технологічному розрахунку були визначені параметри у вузлових точках установки. Визначені параметри потоків на вході і виході з апаратів, а також доли потоків, що йдуть в основний теплообмінник і теплообмінник-зріджувач, на детандер і дросельний вентиль. З енергобалансу нижньої колони визначено навантаження конденсатора-випарника.

Розрахунок процесу ректифікації виконаний по методу Мак-Кэба і Тиле, внаслідок цього було визначено дійсне число ректифікаційних тарілок: 28 тарілок в нижній колоні, 30 у верхній. Визначена витрата енергії на отримання 1 м³ кисню 1,31 кВт-г/м³. Був розрахований турбодетандер, його геометричні розміри і енергетичні показники: ізоентропний ККД – $\eta_{из} = 0,7$; ефективна потужність на валу – $Ne = 44,56$ кВт;

.

Перелік використаної літератури

1. Архаров А.М. Кріогенні системи. Т.2 Основи проектування апаратів, установок та систем. - Машинобудування, 1999.
2. Грудка Б. Г., Басов А.М. Газифікаційні установки : конспект лекцій [Електронний ресурс] : для здобувачів освіти галузі знань 14 "Електрична інженерія", спец. 142 "Енергетичне машинобудування", СВО "магістр"; Каф. кріогенної техніки. — Одеса : ОНАХТ, 2022.
3. Грудка Б. Г., Басов А.М. Газифікаційні установки : метод. вказівки до практичних занять та самост. роботи [Електронний ресурс] : для здобувачів освіти галузі знань 14 "Електрична інженерія", спец. 142 "Енергетичне машинобудування", СВО "магістр" / Б. Г. Грудка, А. М. Басов ; Каф. кріогенної техніки. — Одеса : ОНАХТ, 2022.
4. T. Zhang, M. Gräbner, S. Xu, Data reconciliation of an industrial coal gasification plant. *Computers and Chemical Engineering*. **155** (2021), doi: 10.1016/j.compchemeng.2021.107503.
5. R. Aguado, D. Vera, D. A. López-García, J. P. Torreglosa, F. Jurado, Techno-economic assessment of a gasification plant for distributed cogeneration in the agrifood sector. *Applied Sciences (Switzerland)*. **11**, 1–18 (2021).
6. Архаров А.М., Микуліна Є.І., Марфеніна І.В. Кріогенні системи. У 2-х томах:
7. Юдін Є.Я. та ін. Охорона праці машинобудуванні. - М.: Машинобудування, 1983.

