

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



**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
ДО КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ**

На тему: «Дослідження процесів розділення повітря з використанням
зворотного надлишкового циклу в установках»

Здобувача Крохмального Ю.В.
(прізвище, ініціали)

2-го м курсу КТ-262м групи

Керівник проф. Троценко О.В.
(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 - 2023 рік

ОДЕСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Факультет	Низькотемпературної техніки та інженерної механіки
Кафедра	Кріогенної техніки
Ступінь вищої освіти	Магістр
Спеціальність	142 «Енергетичне машинобудування»
Освітня програма	«Кріогенні технології виробництва, зрідження і транспортування природного газу»

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри КТ

д.т.н., проф. Юрій СИМОНЕНКО

«__»__2023 року

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

Крохмального Юрія Віталійовича

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Дослідження процесів розділення повітря з використанням зворотного надлишкового циклу в установках

керівник роботи д.т.н. Троценко Олександр Володимирович

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

затверджені наказом вищого навчального закладу від 30 жовтня 2023 року № 631-03

2. Термін здачі здобувачем закінченої роботи 1 грудня 2023 року

3. Вихідні дані до роботи: Схема мембранної повітророздільної установки для отримання азоту.

4. Перелік питань, які потрібно розробити:
Актуальність теми; Технічні характеристики.
Технологічний розрахунок.

Енергетичний баланс розрахунків.

Розрахунок компресора. Розрахунок теплообмінника. Розрахунок витрат азоту.

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 01.11.2023

Керівник проф. Олександр ТРОЦЕНКО

Завдання прийняв до виконання Олександр ГОРОДЕЦЬКИЙ

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 Юрій КРОХМАЛЬНИЙ
(підпис) (прізвище та ініціали)

Керівник роботи Олександр ТРОЦЕНКО
(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 Юрій КРОХМАЛЬНИЙ
(підпис) (прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Кваліфікаційна робота магістра (пояснювальна записка) містить 88 сторінок, 16 рисунків, 11 таблиць, список джерел з 7-и найменувань.

Робота присвячена дослідженню процесів розділення повітря в установках з використанням зворотного надлишкового циклу. У роботі розглядаються технічні аспекти та оптимізація цього процесу з метою підвищення ефективності та зменшення енергоспоживання.

Проводиться аналіз існуючих технологій та методів, використовуваних у сучасних установках для розділення повітря, і визначає переваги використання зворотного надлишкового циклу у цьому контексті.

Результати дослідження можуть бути використані для подальшого вдосконалення технологій та процесів виробництва з використанням зворотного надлишкового циклу в установках розділення повітря.

Ключові слова: тепловий розрахунок, теплообмінник, розділення повітря, надлишковий цикл

ABSTRACT

Thesis (explanatory note) contains contains 88 pages, 16 figures, 11 tables, a list of sources from 7 items.

The work is devoted to the study of air separation processes in installations using the reverse redundant cycle. The work considers technical aspects and optimization of this process in order to increase efficiency and reduce energy consumption.

An analysis of existing technologies and methods used in modern air separation plants is carried out, and the advantages of using a reverse redundant cycle in this context are determined.

The results of the study can be used for further improvement of technologies and production processes using the reverse excess cycle in air separation units.

Key words: heat calculation, heat exchanger, air separation, redundant cycle

ЗМІСТ

ВСТУП.....	7
1. Актуальність теми.....	9
2. Обґрунтування вибору схеми.....	19
3. Тепловий розрахунок.....	27
3.1 Початкові дані.....	27
3.2 Розрахунок компресора.....	28
3.3 Розрахунок основного теплообмінника.....	29
3.3.1 Q-T діаграма основного теплообмінника.....	29
3.3.2 Q-(1/T) діаграма основного теплообмінника.....	32
3.3.3 Q-T діаграма основного теплообмінника при інших витратах.....	34
3.4 Розрахунок нижньої колони.....	39
3.5 Розрахунок верхньої колони.....	44
3.6 Розрахунок кисневого насосу високого тиску.....	51
3.7 Параметри розрахункових точок.....	53
4. Техніко-економічний розрахунок.....	56
4.1 Розробка маркетингової стратегії.....	56
4.2 Розрахунок собівартості установки.....	58
4.3 Розрахунок основної заробітної плати.....	59
4.4 Розрахунок капітальних вкладень.....	63
4.5 Розрахунок витрат електроенергії.....	64
4.6 Розрахунок заробітної плати обслуговуючого персоналу.....	65
4.7 Розрахунок витрат азоту.....	66
4.8 Розрахунок амортизаційних витрат.....	67
4.9 Витрати на спеціалізований ремонт.....	68

					КРМ.КТ.2.631-03.1.11			
Ізм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата				
Розробив.		Крохмальний Ю.В.			Дослідження процесів розділення повітря з використанням зворотного надлишкового циклу в установках	Мас	Арк	Аркущів
Перевірив		Троценко О.В.						
Реценз						ОНТУ, КТ-262м		
Н. Контр.		Троценко О.В.						
Чтвверд.								

4.10 Зведений розрахунок експлуатаційних витрат споживача.....	69
4.11 Розрахунок собівартості і прибутку установки.....	70
4.12 Зведена таблиця всіх показників.....	71
4.13 Техніко-економічні розрахунки при витратах азоту 13 та 17 кг/годину.....	72
4.13.1 Витрати рідкого азоту.....	72
4.13.2 Основні експлуатаційні витрати.....	73
4.13.3 Розрахунок собівартості і прибутку установки.....	74
4.13.4 Питома витрат електроенергії на виробництво 1 кг кисню.....	76
4.13.5 Основні техніко-економічні показники при витратах 13 кг/годину азоту.....	77
4.13.6 Висновок техніко-економічних розрахунків по установці.....	78
ОХОРОНА ПРАЦІ.....	79
ВИСНОВКИ.....	88
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ.....	89

					КРМ.КТ.2.631-03.1.11	Лис
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Вступ

Актуальність теми дослідження

До початку XX століття, завдяки зусиллям таких видатних вчених і інженерів як К. Лінде, Ж. Клод і П. Гейландт криогенні методи розділення повітря були настільки вдосконалені, що зробили можливим отримання кисню та азоту в промислових масштабах. Цей технологічний прорив послужив основою для радикального підвищення якості та збільшення виробництва сталі і скла, а також дав поштовх розвитку ракетної техніки і промислового виробництва азотних добрив.

Кріогенна технологія поділу повітря настільки випередила свій час, що протягом майже всього XX століття криогенні методи отримання кисню та азоту були поза конкуренцією. Тільки до кінця XX століття, в основному завдяки появі нових матеріалів, у криогенного методу поділу повітря нарешті з'явилися гідні конкуренти – адсорбційний і мембранний методи отримання кисню та азоту.

В даний час адсорбційний і мембранний методи розділення повітря зайняли значний сегмент ринку установок для розділення повітря, головним чином в області малої продуктивності та не високих вимог до чистоти одержуваних продуктів поділу повітря.

Мета дослідження. Вдосконалення кріогенного методу розділення повітря, з метою підвищення конкурентоспроможності кріогенних установок.

Загальними тенденціями розвитку установок для розділення повітря є: зниження витрат на виробництво продуктів поділу, зменшення розмірів установок, та витрати корозійностійкої сталі та кольорових металів на їх виробництво і зменшення енергетичних витрат, підвищення надійності установок, автоматизація процесів управління установок для розділення повітря.

Об'єкт дослідження - киснева установка для розділення повітря, що дозволяє відокремити чистий кисень від інших компонентів повітря. Кисневі установки і станції можна класифікувати за принципом роботи: фізична

адсорбція (установки короткоциклової адсорбції для розділення повітря), кріогенне або мембранне розділення.

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

В основі функціонування кріогенних установок лежить принцип ректифікації при вкрай низьких температурах, що базується на відмінності складів рідких, парових фаз суміші, або різниці температур кипіння компонентів суміші. На практиці в ректифікаційній колоні кисневої установки пар, який піднімається вгору, збагачується азотом, а рідина, що стікає вниз, насичується киснем.

Наукова новизна одержаних результатів полягає в тому, що: Із зазначених вище методів тільки кріогенний метод дозволяє отримувати продукти поділу повітря високої чистоти (концентрація від 99,7%) при досить високому коефіцієнті вилучення. Це, в свою чергу, підтверджує економічність кріогенних установок для розділення повітря. Крім того, кріогенний спосіб розділення повітря дає можливість одночасно отримувати і газ і рідину.

Практичне значення отриманих результатів полягає в тому, що в кріогенних системах є те, що, чим більше продуктивність обладнання, тим вище його ефективність. Таким чином, кисневі установки на основі кріогенного методу забезпечують більш високу гнучкість технології розділення повітря.

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, 10 розділів, висновків, списку використаної літератури.

Актуальність теми

Наукові основи некріогенних методів розділення газових сумішей були закладені ще в середині 19-го століття. У 1855 німецький фізіолог Адольф Фік вивчав транспорт газів через мембрани, виготовлені з нітроцелюлози, і вперше дав кількісний опис процесів дифузії (закони Фіка). А в 1866 році англійський хімік Томас Грем (Thomas Graham) перше провів мембранне розділення газів і отримав збагачене киснем повітря, що містило 46.6% кисню.

На рис. 1.1. приведена принципова схема сучасної мембранної установки для розділення повітря, яка дає можливість отримати азот.

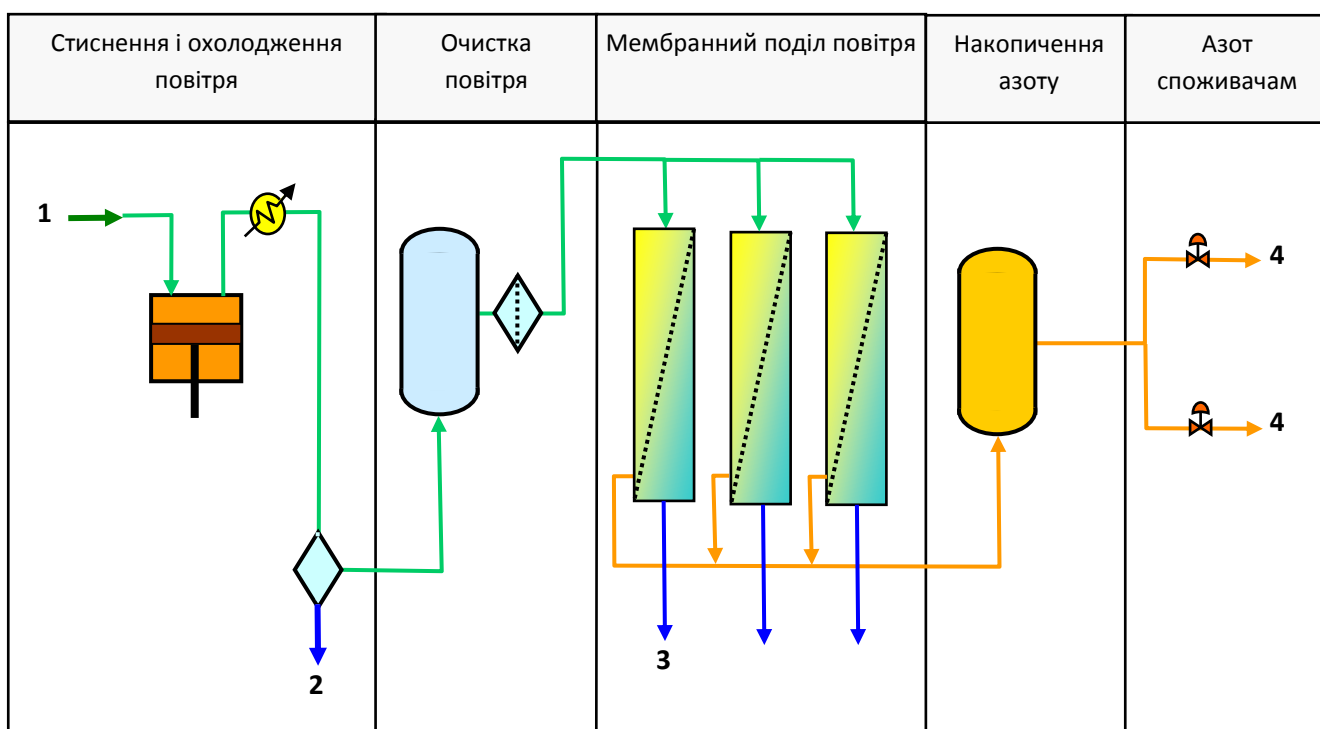


Рис. 1.1. Типова схема мембранної повітророздільної установки для отримання азоту.

1 – атмосферне повітря; 2 – конденсат; 3 – повітря, збагачене киснем; 4 – азот.

Повітря стискається безмасляним компресором до тиску 8-10 бар і після очищення проходить всередину порожнистих синтетичних волокон мембранного модуля. Кисень легше дифундує через стінки синтетичних волокон, з яких виготовлений мембранний модуль, тому, проходячи всередині таких волокон, повітря збагачується азотом.

У перших мембранних установках для розділення повітря використовувалися мембрани, які мали селективність по відношенню до кисню і азоту рівну приблизно 4-5. Установки з такими мембранами дозволяли отримувати 95% азот при коефіцієнті вилучення 50%. Такий азот вже може бути використаний як середовище, що не підтримує горіння, або для створення регульованого газового середовища при зберіганні плодоовочевої продукції.

Найбільш потрібним на ринку технічних газів є азот з концентрацією вище 99%. При отриманні такого азоту за допомогою мембран, які мають селективність 4, коефіцієнт вилучення азоту буде менше 25%. Сучасні мембрани мають селективність 8-10 і дозволяють отримувати 99% азот при коефіцієнті вилучення понад 50%.

Мембранні установки дозволяють отримувати азот чистотою до 99,9%, але коефіцієнт вилучення такого азоту з повітря буде дуже низьким. Тому отримання азоту такої чистоти на мембранних установках виправдано тільки в спеціальних випадках.

Так як проникність кисню для всіх сучасних мембран вище, ніж для азоту, то отримання чистого кисню на мембранних установках в даний час практично неможливе. Сучасні мембранні установки дозволяють отримувати лише збагачене киснем повітря з концентрацією від 30 до 60%. Таке повітря може бути використане для інтенсифікації процесів горіння або, наприклад, при очищенні стічних вод.

Завдяки вдосконаленню конструкції мембран обсяг виробництва мембранних установок зростає в середньому на 7-8% на рік. Настільки високі темпи зростання ринку мембранних установок пояснюються низкою переваг, які має ці установки для розділення повітря у порівнянні з іншими типами установок для поділу повітря. Цими перевагами є:

- відносно низька вартість мембранних установок і малий термін їх окупності;
- простота експлуатації і можливість повної автоматизації;

- можливість регулювання продуктивності і концентрації продукційного газу в широких межах;
- можливість збільшення продуктивності установок шляхом установки додаткових мембранних модулів.

мембранні установки для розділення повітря не позбавлені і недоліків. Основними недоліками мембранних установок для розділення повітря є:

- велика витрата енергії при отриманні азоту з концентрацією більше 99%;
- неможливість отримання чистого кисню і аргону;
- чутливість мембран до забруднень повітря, що переробляється;
- деградація мембран з часом.

Ще одним типом некріогенних установок для розділення повітря, який отримав широке поширення останнім часом, є адсорбційні установки для вилучення азоту або кисню з повітря.

На відміну від мембранних установок, які працюють в стаціонарному режимі, адсорбційні установки працюють в сталому нестаціонарному режимі. На рис.1.2 представлена схема установки для отримання кисню, яка описана в патенті Скарстрома. Коли відкриті клапани серії **а**, стиснене до 5-6 бар повітря проходить через адсорбер 1а, де відбувається поглинання азоту адсорбентом і збагачення повітря киснем. Частина продукційного кисню, що виходить з установки, проходить через діафрагму 6, де розширюється до тиску близького до атмосферного. Ця частина продукційного кисню через зворотний клапан 4а спрямовується на регенерацію адсорбенту в адсорбері 1б. Після розширення частини газу, призначеної для регенерації адсорбенту, її обсяг збільшується, а парціальний тиск азоту, стає істотно менше, парціального тиску азоту у повітрі, яке входить до установки. За рахунок цього і досягається практично повна регенерація адсорбенту.

Через певний час, триходові клапани 3а і 3б перемикаються, і стиснене повітря починає надходити через клапани серії б в адсорбер 1б. У адсорбері 1а в цей же час починається регенерація адсорбенту. Сучасні установки, що працюють за принципом короткоциклової адсорбції (КЦА), дозволяють отримувати продукти розділення повітря високої чистоти. Так, наприклад, в сучасних установках для одержання азоту, що працюють за принципом КЦА досягається концентрація продукційного азоту 99,9999%. При концентрації продукційного азоту 99,9% витрата енергії на його отримання становить 0,6 кВт-год на 1нм³.

На адсорбційних установках для одержання кисню, вдається отримувати кисень з чистотою до 95%, причому, основною домішкою в такому кисні є аргон, а вміст азоту може бути нижчим за 0,1%.

Адсорбційні установки для отримання кисню досягли високої ефективності – при концентрації продукційного кисню більше 93%, коефіцієнт вилучення кисню перевищує 40%.

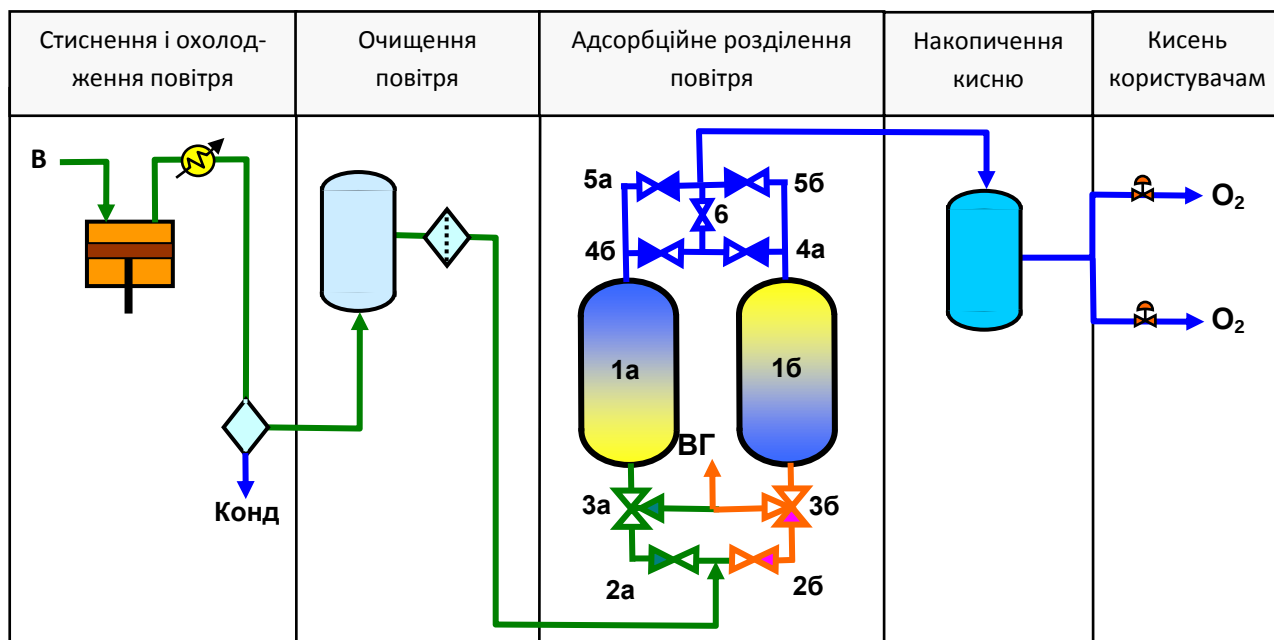


Рис. 1.2. Принципова схема установки Скарстрема для получения кислорода.

1 – адсорбери; 2,4,5 – возвратные клапаны; 3 – трехходовые клапаны; 6 – диафрагма; В – атмосферное повітря; Конд – конденсат; ВГ – відкидний газ; O₂ – продукційний кисень.

Найбільш очевидною перевагою адсорбційних установок для розділення повітря, є те, що всі процеси в них відбуваються при температурі близькій до температури навколишнього середовища. Наслідком цього є відсутність теплоізоляції, теплообмінних апаратів, а також відсутність витрат енергії на підтримку кріогенних температур.

Важливим фактором, що впливає на вартість установок КЦА, є можливість виготовляти все необхідне обладнання з дешевою конструкційної сталі не використовуючи нержавіючу сталь і кольорові метали, з яких виготовляється більшість обладнання кріогенних установок.

Ще одним наслідком того, що процес поділу повітря в адсорбційних установках відбувається при температурі навколишнього середовища, є їх порівняно швидкий вихід на робочий режим і швидка зупинка. Час пуску і зупинки адсорбційних установок не перевищує декількох хвилин. Для порівняння, у кріогенних установках термін їх охолодження і виходу на робочий режим може становити від декількох годин до декількох діб.

Основною перевагою адсорбційних установок для розділення повітря, що обумовлює їх широке застосування, є їх відносно низька вартість, і як наслідок цього, малий термін окупності таких установок. У таблиці 1.1 наведені дані про залежність терміну окупності адсорбційних і кріогенних установок від ринкової ціни азоту. Дані, наведені в таблиці, свідчать про те, що в розумному інтервалі цін обидва типи установок можуть бути рентабельними, але через високу вартість обладнання, термін окупності кріогенних установок більший ніж термін окупності адсорбційних установок для розділення повітря.

Таблиця 1.1. Залежність терміну окупності адсорбційних і кріогенних установок від ринкової ціни одержуваного азоту.

Ціна азоту (\$/ton)	Термін окупності років (Кріогенна установка)	Термін окупності (Адсорбційна)
\$14.87	3 2	3.4

\$22.30	15.5	2.5
\$29.74	6.75	1.85
\$44.61	3.6	1.5
\$59.48	2.5	1.1

Ціна адсорбційних установок для отримання азоту або кисню з повітря при підвищенні їх продуктивності зростає дуже швидко. Частково це пояснюється тим, що при постійному тиску всередині адсорберів, товщина їх стінок зростає пропорційно діаметру адсорбера, а маса відповідно, пропорційно кубу діаметру. Крім того, у міру збільшення діаметра і товщини стінок адсорберів непропорційно швидко зростає вартість виготовлення їх днищ.

На рис. 1.3 наведені орієнтована ціна криогенних і адсорбційних установок в залежності від споживаної ними потужності. З графіка видно, що в міру збільшення продуктивності установок для розділення повітря ціна адсорбційних установок зростає набагато швидше ціни криогенних установок, і при споживаній потужності більше 2,5 МВт адсорбційні установки стають дорожче криогенних установок.

Накопичений на сьогодні досвід проектування і експлуатації адсорбційних установок, дозволяє вказати на основні переваги таких установок в порівнянні з криогенними установками. Цими перевагами є:

- менша вартість адсорбційних установок в порівнянні з криогенними;
- менший термін окупності адсорбційних установок;
- широкий діапазон регулювання продуктивності установок з одночасною зміною чистоти продуктів поділу повітря;
- мала інерційність адсорбційних установок, що дозволяє швидко запускати і зупиняти такі установки;
- надійність і простота обслуговування адсорбційних установок, а також можливість їх повної автоматизації.

До недоліків адсорбційних установок можна віднести наступне:

- неможливість отримувати чистий кисень і аргон;

- неможливість одночасного отримання кількох чистих продуктів: азоту, кисню і аргону;
- високий рівень шуму при роботі через процес вихлопу газу при перемиканні адсорберів.

Незважаючи на істотний прогрес у вдосконаленні адсорбційних і мембранних установок, досягнутий в останні десятиліття, криогенні установки залишаються неперевершеними по цілому ряду параметрів.

Криогенні установки дозволяють отримувати кисень, азот і аргон високої чистоти при помірних витратах енергії. Адсорбційними методами в даний час можна отримувати тільки чистий азот з концентрацією 99,9999%, але при цьому різко зменшується продуктивність установки і зростає витрата енергії на отримання 1 м³ такого азоту. Отримання кисню і аргону такої

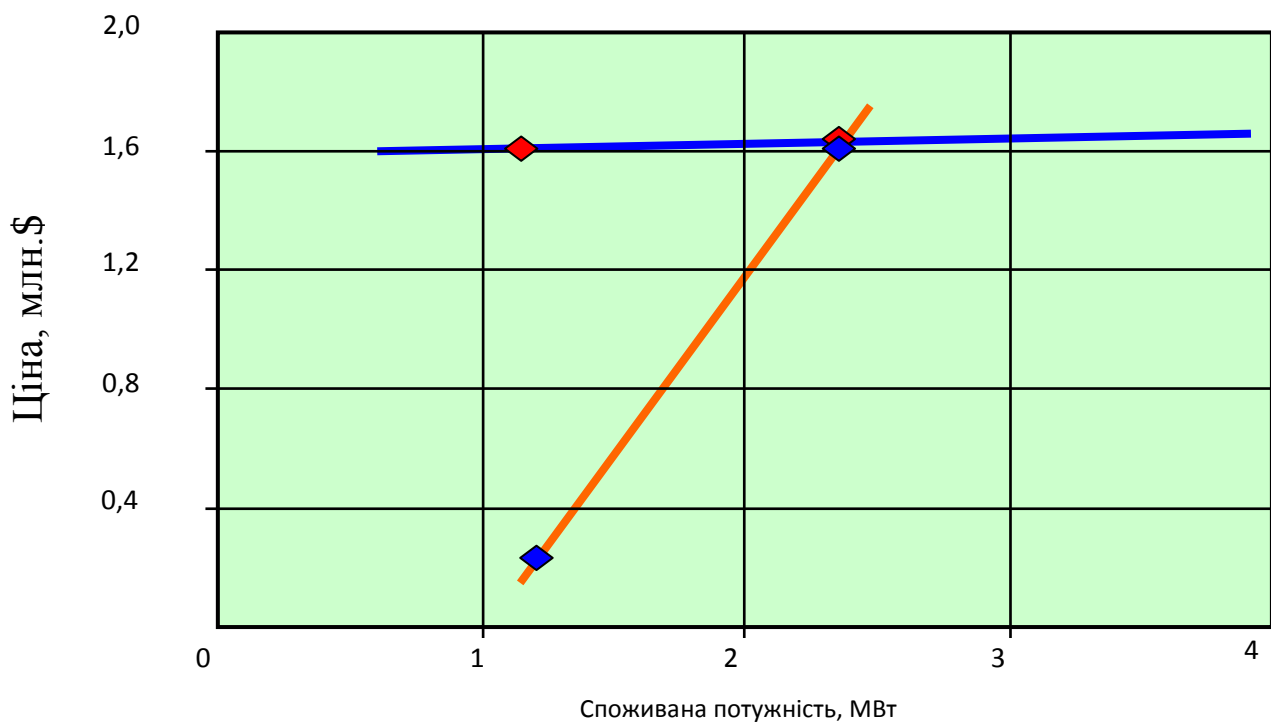


Рис. 1.3 - Залежність цін криогенних і адсорбційних установок від споживаної ними потужності.

високої чистоти на сучасних адсорбційних установках поки ще неможливо.

Сучасні криогенні установки дозволяють одночасно отримувати кисень, азот і аргон високої чистоти, і при бажанні, виводити їх у вигляді рідких продуктів або ж під тиском, необхідним для заправки балонів.

Для заправки балонів киснем або азотом, отриманими адсорбційним методом, потрібно додатково встановлювати компресори високого тиску і додатковий блок осушки для закачування газу в балони.

Незважаючи на те, що в процесі адсорбційного розділення повітря одночасно відбувається і його осушення до температури точки роси -70°C , після стиснення в компресорі до тиску 160 бар, отриманий адсорбційним методом кисень або азот необхідно знову осушувати. Це пов'язане з тим, що в процесі стиснення газу до 160 бар, парціальний тиск водяної пари також підвищується приблизно в 160 разів, від 0,115 гПа, які відповідають точці роси при -70°C , до 18,4 гПа, які відповідають точці роси при $+16^{\circ}\text{C}$.

Тому якщо не провести додаткову осушку газів перед їх заправкою в балони, то при температурі нижче 16°C відбуватиметься утворення конденсату всередині балонів, який призведе до корозії їх стінок.

Отримання рідких азоту і кисню на адсорбційних установках можливо тільки за умови додаткової комплектації таких установок кріорефрижераторами, що працюють за циклом Стірлінга або Гиффорда-Макмагона. Це різко підвищує вартість як самих установок, так і одержуваних рідких продуктів поділу повітря. Тому адсорбційні установки призначені для отримання рідких кисню та азоту можуть конкурувати з кріогенними установками тільки в області дуже малої продуктивності. За такою схемою зазвичай працюють установки з продуктивністю менше 50 л/годину.

З усього викладеного можна зробити висновок про те, що для підвищення конкурентоздатності кріогенних установок для розділення повітря необхідно, в першу чергу, радикально зменшити їх вартість.

Саме нижча вартість обладнання не кріогенних установок для розділення повітря, і як наслідок цього – малий термін їх окупності, уможливили значне зростання виробництва адсорбційних і мембранних установок, який спостерігається в останні десятиліття.

Отже, наприклад, з графіків, наведених на рис. 1.3, витікає що для того, щоб зробити кріогенні установки малої продуктивності конкурентними по відношенню до адсорбційних, необхідно зменшити вартість обладнання кріогенних установок в 2-3 рази. Таке радикальне зниження вартості кріогенних установок неможливо досягти шляхом простого вдосконалення існуючого обладнання. Для досягання поставленої мети необхідно виробити нові підходи до створення кріогенних ВРУ малої і середньої продуктивності.

Одним із прикладів такого принципово нового підходу до створення кріогенних установок малої і середньої продуктивності є установки для отримання газового азоту особливої чистоти, запропоновані двома провідними виробниками технічних газів. Фірма Air Liquide пропонує установки такого типу під маркою APSA (Advanced Product Supply Approach, а фірма Linde виводить на ринок подібну систему під торговою маркою CRYOSS.

Те, що такі промислові гіганти як Air Liquide і Linde практично одночасно запропонували аналогічні кріогенні установки для отримання газового азоту особливої якості, говорить про те, що нові підходи до створення кріогенних установок малої і середньої продуктивності дуже актуальні.

Запропоновані цими фірмами установки відносяться до установок для розділення повітря з надлишковим зворотним потоком, які використовують рідкий азот для компенсації втрат холоду в процесі кріогенного поділу повітря. Як показано в роботі [3], установки для розділення повітря з надлишковим зворотним потоком відрізняються простотою конструкції і меншими термодинамічними втратами в теплообмінниках. Цим пояснюються високі техніко-економічні показники роботи таких установок.

Установка APSA працює в такий спосіб. Повітря стискається гвинтовим компресором і охолоджується до температури, близької до температури навколишнього середовища. Далі відбувається очищення повітря від вуглекислоти, залишків водяної пари і вуглеводнів в блоці адсорбційного очищення. Очищене повітря охолоджується в рекуперативному теплообміннику і надходить в куб колони одноразової ректифікації, де відбувається його поділ на продукційний газовий азот і кубову рідину. Кубова рідина дроселюється на сторону кипіння конденсатора-випарника, який забезпечує флегмове живлення ректифікаційної колони. Продукційний азот і відкидний газ, який являє собою пару кубової рідини, що відбирається з конденсатора-випарника, нагрівається в рекуперативному теплообміннику і виводиться з установки. Відкидний газ використовується для регенерації адсорбенту в блоці очищення повітря. Частина рідини з боку кипіння в конденсаторі-випарнику відводиться у вигляді фракції безпеки.

Тиск повітря, що подається в установку визначається можливістю роботи колони одноразової ректифікації і тиском газового азоту, який необхіден споживачеві. Без додаткових компресорів для стиснення продукційного азоту установка дозволяє отримувати газовий азот під тиском до 10 бар.

Відносно низький тиск, повітря що переробляється, дозволяє знизити вартість теплообмінного обладнання, за рахунок використання більш дешевих пластинчато-ребристих теплообмінників.

Головною особливістю установок подібного типу є те, що для компенсації втрат холоду в них використовується запасений рідкий азот. Це дозволяє різко зменшити вартість установки за рахунок відмови від найдорожчих елементів установки для розділення повітря – компресора середнього тиску і детандера.

Очевидно, що описана установка не самодостатня, так як потребує постачання рідкого азоту. Тому установки такого типу, по суті справи, є

сателіти іншої великотоннажної установки для отримання рідкого азоту. Висока енергетична і економічна ефективність отримання рідкого азоту на великотоннажних установках конвертується її сателітами в ефективне виробництво газового азоту. З іншого боку, сателіти забезпечують більш рівномірне і повне завантаження великотоннажної установки для розділення повітря. Судячи по лінійці продуктивності наявних на ринку кріогенних установок подібного типу, вони пропонуються в якості альтернативи адсорбційним установкам для отримання чистого газового азоту.

2. Обґрунтування вибору схеми

Для підвищення конкурентоздатності кріогенних установок необхідно в першу чергу радикально зменшити їх вартість. Саме нижча вартість обладнання некріогенних установок, і як наслідок цього - малий термін їх окупності, уможливили значне зростання виробництва адсорбційних і мембранних ВРУ, який спостерігається в останні десятиліття.

Отже, наприклад, з графіків, наведених на рис. 1.3, для того, щоб зробити кріогенні установок малої продуктивності конкурентними по відношенню до адсорбційним, необхідно зменшити ціну обладнання кріогенних установок в 2-3 рази. Таке радикальне зниження вартості кріогенних установок неможливо досягти шляхом простого вдосконалення існуючого обладнання. Для досягнення поставленої мети необхідно виробити нові підходи до створення кріогенних установок малої і середньої продуктивності.

Одним з найбільш перспективних напрямків вдосконалення кріогенних установки малої продуктивності, є установки для отримання технічного кисню під високим тиском, необхідним для заправки кисневих балонів. Це пояснюється тим, що ні мембранні, ні адсорбційні установок не можуть виробляти кисень з концентрацією 99,7%, який потрібно для автогенного зварювання металів.

Крім цього, навіть якщо споживача влаштовує кисень з концентрацією 93-94%, який можна отримувати на адсорбційних установках, то стиснення кисню до тиску 16 МПа в кисневому компресорі і його подальша осушка істотно збільшує вартість, як самого кисню, так і необхідного для його отримання обладнання.

Кріогенні установки малої продуктивності (до 50 м³/год технічного кисню) могли б забезпечувати киснем невеликі підприємства, медичні установи, ремонтні майстерні і т.п. Причому в разі медичних установ кріогенні установки могли б видавати також невелику кількість рідкого азоту, необхідного для зберігання біологічних об'єктів і проведення кріохірургічних операцій. Ремонтні майстерні можуть використовувати рідкий азот для отримання нерухомих посадок, поліпшення якості стали, обробки виробів з гуми і т.п.

В даний час цей сегмент ринку ще не зайнятий, а необхідна кількість кисню та азоту привозиться на подібні підприємства в балонах, або в рідкому вигляді.

Основною перешкодою на шляху до більш широкого застосування кріогенних ВРУ малої продуктивності, є занадто висока вартість таких установок.

Найбільш дорогими елементами кріогенних установок, що працюють за циклом Клода, є повітряний компресор середнього тиску і детандер. Причому, якщо розглядаються установки малої продуктивності, то для них буде потрібно більш дорогий і менш надійний поршневий детандер. Тому найбільш очевидним шляхом зменшення вартості кріогенних установок є відмова від цих елементів установки або заміна їх більш простими і дешевими пристроями.

Головною особливістю установок подібного типу є те, що для компенсації втрат холоду в них використовується запасений рідкий азот в ємності, яка стоїть окремо. Це дозволяє різко зменшити вартість установки за рахунок відмови від найдорожчих елементів кріогенних установок -

компресора середнього тиску і детандера. Рекуперація холоду здійснюється в кручених трубчастих теплообмінниках, поділ повітря проводиться в колоні дворазової ректифікації. Осушка 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 в компресор при температурі навколишнього середовища і стискається до $P=0.72$ МПа. Далі повітря надходить в теплообмінник зріджувач, в якому охолоджується зворотними потоками продукційного кисню і відкидного азоту. В цьому теплообміннику відбувається конденсація водяної пари, яка перебувала у повітрі.

Після теплообмінника-зріджувача повітря проходить через вологовідділювач, в якому йде конденсація вологи. Далі, стиснене повітря надходить в блок комплексного очищення і осушення.

Блок очищення і осушення повітря являє собою установку коротко циклової адсорбції, в якій використовується синтетичний цеоліт. Повітря проходить через адсорбер знизу вгору. Проходячи через адсорбер, повітря очищується від залишків вологи, вуглекислоти і вуглеводнів. Наявність залишків вологи і вуглекислоти в повітрі при зниженні температури може призвести до кристалізації льоду в трубному просторі теплообмінних апаратів, в результаті чого гідравлічний опір апаратів збільшується, і показники роботи установки погіршуються. Очищення повітря від вуглеводнів необхідне, щоб уникнути вибухонебезпечних концентрацій вуглеводнів.

Коли другий адсорбер працює в режимі поглинання, перший адсорбер працює в режимі регенерації, тобто відновлення адсорбційних властивостей цеоліту. З цією метою частина відкидного азоту надходить в 1 адсорбер зверху вниз. Попередньо перед адсорбером азот нагрівається в підігрівачі до температури $100\text{ }^{\circ}\text{C}$. Проходячи через адсорбер, гарячий азот виганяє з цеоліту домішки, що накопичилися в ньому: вологу, вуглекислоту,

вуглеводні. Після цього нагрівач відключається і через адсорбер проходить азот, охолоджуючий цеоліт до робочих температур. Таким чином, адсорбер відновлюється і стає знову готовим до роботи.

Після блоку очищення повітря надходить в основний теплообмінник 6. Основний теплообмінник виконаний у вигляді двох двох поточних теплообмінників, один з яких пластинчато-ребристий, а другий - кручений. В основному теплообміннику повітря охолоджується зворотними потоками кисню та азоту.

У нижній ректифікаційній колоні відбувається поділ повітря на кубову рідину з концентрацією кисню 35% і кубовий рідини з концентрацією азоту - 98%. Процес поділу суміші відбувається методом ректифікації - фізичний спосіб поділу суміші, який ґрунтується на різниці температур кипіння компонентів цієї суміші.

Для отримання рідкого азоту, який є необхідним для зрошення в нижній колоні використовується конденсатор-випарник. Пара азоту надходить в трубний простір випарника і, віддаючи своє тепло кисню, який знаходиться в міжтрубному просторі, конденсуються. Кубова рідина з нижньої частини нижньої колони відводиться через охолоджувачі в середину верхньої колони. Після охолоджувача кубова рідина дроселюється до тиску верхньої колони. В охолоджувачі відбувається охолодження кубової рідини до її температури кипіння.

Частина азотної флегми з верхньої частини нижньої колони відбирається і надходить на пере охолоджувач азотної флегми. У цьому охолоджувачі азотна флегма охолоджується і надходить через дросельний вентиль в верхню частину верхньої колони для зрошення. Для того, щоб компенсувати втрати холоду в установці до неї додатково подається рідкий азот при $T=77\text{ K}$ і $P=1.3\text{ бар}$ з ємності. У верхній ректифікаційній колоні відбувається остаточне розділення повітря на чистий технічний кисень концентрацією - 99,7%, який відбирається з кубу верхньої колони.

З метою отримання пари у верхній колоні рідкий кисень надходить в міжтрубний простір конденсатора-випарника з куба верхньої колони, де кисень випаровується і надходить у нижню частину верхнього колони. Частина кисню з конденсатора-випарника, в рідкому вигляді, відбирається на пере охолоджувач. У цьому теплообміннику кисень охолоджується за рахунок холоду кубової рідини.

Охолодження кисню перед його подачею в насос проводиться з метою уникнення явища кавітації в насосі тобто пароутворення в робочому циліндрі насоса за рахунок тепла з навколишнього середовища і тепла тертя.

У насосі рідкий кисень стискається до тиску біля 16МПа, і далі цей кисень надходить в основний теплообмінник, в якому відбувається газифікація кисню, тобто перетворення його з рідкого стану в газовий. Відкидний азот відводиться з самої верхньої частини верхньої колони. Азот проходить через охолоджувач азотної флегми і кубовою рідини, віддаючи свій холод цим потокам і, далі надходить в міжтрубний простір основного теплообмінника. Після основного теплообмінника газовий кисень і відкидний азот надходять в теплообмінник зріджувач, в якому нагріваються до температур близьких до температури навколишнього середовища. Кисень під тиском надходить в наповнювальну рампу для наповнення балонів.

Основні переваги описаної установки:

- 1) Малі габарити по відношенню до кріогенних установок середнього та високого тиску;
- 2) Відсутність дорогих вузлів (компресор високого тиску і детандер);
- 3) Легка і швидка установка (plug & play)
- 4) Високий коефіцієнт надійності
- 5) Низькі експлуатаційні витрати
- 6) Виробництво від попиту
- 7) Низький рівень шуму

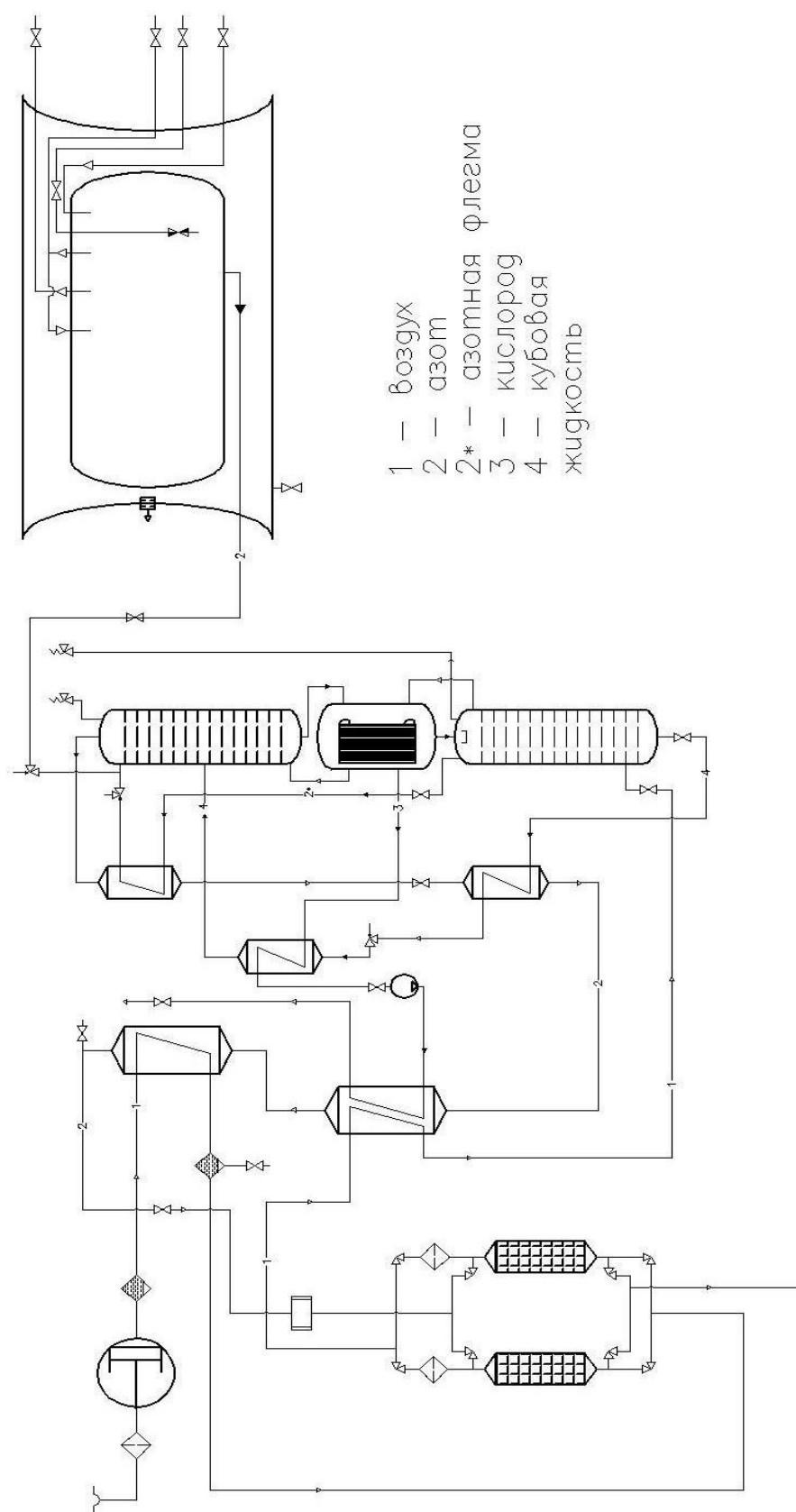


Схема 2.1 – кріогенна установка для виробництва кисню під тиском

3. Тепловий розрахунок запропонованої схеми

3.1. Початкові данні

Кількість повітря, що переробляється

$$B = 160 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Концентрації:

Продукційний кисень

$$\begin{aligned} x_{O_2} &= 0.028\% N \\ x_{O_2} &= 0.002\% Ar' \end{aligned}$$

Повітря

$$y_{\text{с}} = 20,95\% O_2.$$

Кількість продукційного кисню

$$O_2 = 30.6 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Температури і різниці температур:

Повітря в верхній частині основного теплообмінника
повітря на колону після осново ТО

$$\begin{aligned} T &= 303K, \\ T &= 102.7K, \end{aligned}$$

азот рідкий

$$T_{23} = 77K,$$

температурний натиск в КД-ВП

$$T = 4,4 \text{град}$$

Тиски:

Повітря після компресору

$$P_1 = 0.73 \text{МПа},$$

Тиск в конденсаторі

$$P_{14} = 0,645 \text{МПа},$$

Тиск вверху нижній колоні

$$P_9 = 0,68 \text{МПа},$$

Тиск внизу нижній колоні

$$P_9 = 0,7 \text{МПа},$$

Тиск вверху верхньої колоні

$$P_{16} = 0,15 \text{МПа},$$

Тиск внизу верхньої колоні

$$P_{16} = 0,13 \text{МПа},$$

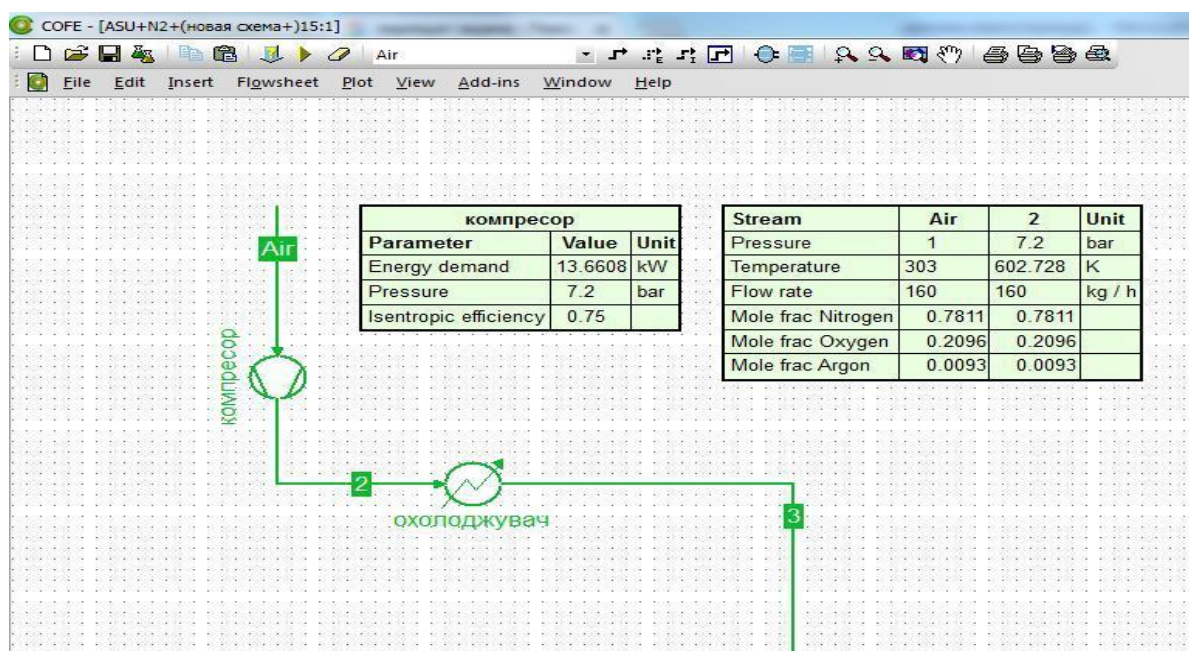
Тиск після насоса

$$P_{15} = 16.6 \text{МПа}.$$

3.2 Розрахунок компресора

При проектуванні установки були відомі такі показники, як тиск, продуктивність, ККД компресора. Далі, завдяки розрахункам ми дізналися потужність, яку повинен був мати компресор. Завдяки цим показникам було вибрано поршневий компресор марки ВК20Т-8(10). Продуктивність компресора становить 160 кг/годину при тиску 8 бар. Потужність двигуна становить 15кВт. Розрахункові дані компресора зведені до таблиці 3.1.

Малюнок 3.1 – компресор в симуляторі COCU

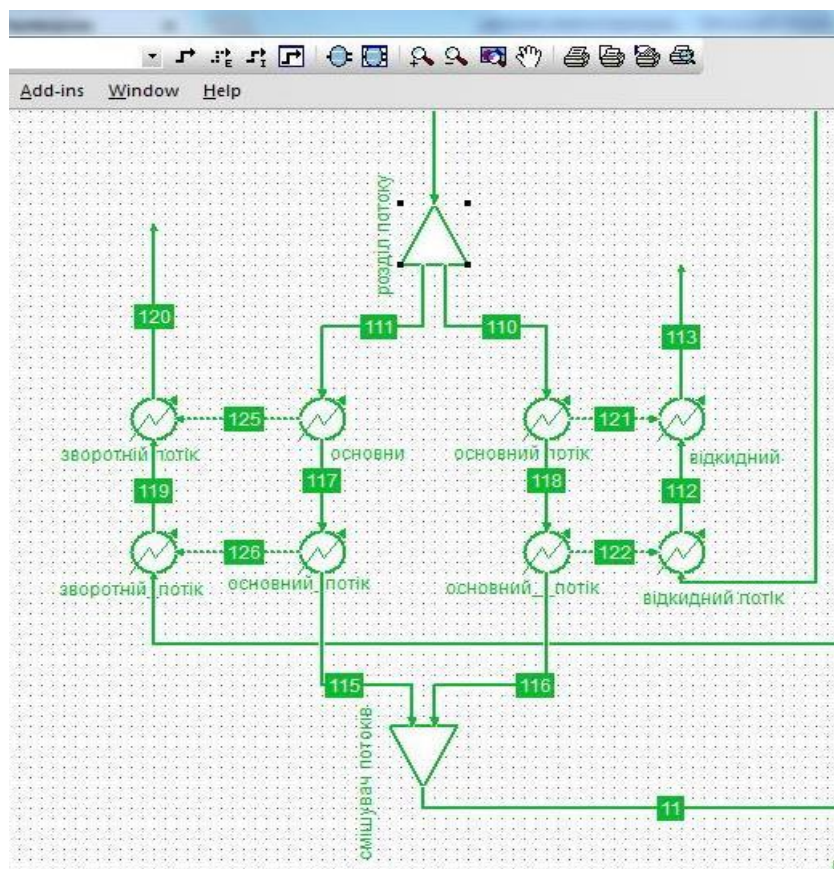


Таблиця 3.1 – Розрахункові характеристики компресора.

Потоки	1	2	Одиниці вимірювання
Тиск	1	7,2	бар
Температура	303	303	К
Продуктивність	160	160	Кг/годину
Концентрація азоту	0,7811	0,7811	%
Концентрація кисню	0,2096	0,2096	%
концентрація аргону	0,0093	0,0093	%
Потужність	13,66	13,66	кВт

3.3 Розрахунок основного теплообмінника

При розрахунку було вирішено розділити основний теплообмінник на два звичайних рекуперативних теплообмінника. Один теплообмінник було прийнято пластинчато-ребристим, а другий – кручений з мідної труби. Також було поділено осиний потік на два потоки з відсотковою долею 26% і 74 %. Менша доля йшла на мідно-кручений теплообмінник, який охолоджувався продукційним киснем при тиску 166 бар, та витраті 30,6 кг/годину. Більша доля йшла на пластинчато-ребристий теплообмінник, який охолоджувався відкидним азотом. Температура прямого потоку після теплообмінників по розрахункам становить 102,7 К, а на вході – 303К. Тиск перед ТО становить 7.2 бар, втрати становлять 0.15бар. Вихідний тиск становить 7.05 бар. Щоб удосконалитись в працездатності теплообмінників було проведено розрахунок Q-T діаграми.



Малюнок 3.2 – основний теплообмінник в симуляторі СОСО

Розрахункові данні Q-T діаграми при витратах рідкого азоту 15 кг/годину. Теплообмінник був розділений на 10 частин і кожна з них розрахована окремо. Потоки газу в теплообміннику: основний потік – 0.0115 кг/с, продукційний кисень – 0,0085 кг/с. Теплове навантаження теплообмінника становить 2,4 кВт. Розрахунок мідно-крученого теплообмінника занесений до таблиці 2.

Таблиця 3.2 - розрахунково-теплові данні теплообмінника

P bar	P bar		Q	I _к	I _в	T _к	T _в
166,000	7,200	1,000	2,480	173,530	428,590	251,400	303,000
166,000	7,200	0,900	2,232	121,910	384,910	218,930	260,230
166,000	7,200	0,800	1,984	96,090	365,920	205,620	241,720
166,000	7,200	0,700	1,736	70,270	346,930	193,700	223,260
166,000	7,200	0,600	1,488	44,450	327,940	182,300	204,900
166,000	7,200	0,500	1,240	18,630	308,950	170,510	186,670
166,000	7,100	0,400	0,992	-7,190	289,960	157,800	168,560
166,000	7,100	0,300	0,744	-33,010	270,970	144,060	150,790
166,000	7,100	0,200	0,496	-58,830	251,980	129,460	133,480
166,000	7,100	0,100	0,248	-84,650	232,990	114,220	116,960
166,000	7,100	0,000	0,000	-110,47	214,000	98,600	102,700

Розрахункові данні пластинчато-ребристого теплообмінника. Теплообмінник був розділений на 10 частин і кожна з них розрахована окремо. Потоки газу в теплообміннику: основний потік – 0.033 кг/с, продукційний кисень – 0,04 кг/с. Теплове навантаження теплообмінника становить 7 кВт. Розрахунок пластинчато-ребристого теплообмінника занесений до таблиці 3.

Таблиця 3.3 - розрахунково-теплові данні теплообмінника

P bar	P bar		Q	Іо.а	Ів	То.а	Тв
1,300	7,200	1,000	7,248	394,360	428,590	265,000	303,000
1,300	7,200	0,900	6,524	361,980	381,900	233,590	257,300
1,300	7,200	0,800	5,799	346,180	362,600	218,280	238,490
1,300	7,200	0,700	5,074	330,380	343,300	202,970	219,750
1,300	7,200	0,600	4,349	314,580	324,000	187,680	201,110
1,300	7,200	0,500	3,624	298,780	304,700	172,420	182,610
1,300	7,100	0,400	2,899	282,980	285,400	157,180	164,260
1,300	7,100	0,300	2,175	267,180	266,100	141,990	146,300
1,300	7,100	0,200	1,450	251,380	246,800	126,860	128,880
1,300	7,100	0,100	0,725	235,580	227,500	111,630	112,420
1,300	7,100	0,000	0,000	219,780	208,200	96,998	102,600

3.3.1 Побудова Q-T діаграми основного теплообмінника

Діаграму Q-T будуємо за результатами раніше виконаних розрахунків параметрів середовищ, що обмінюються теплом, для окремих ділянок основного теплообмінника. Ця діаграма дає уявлення про розподіл теплового навантаження по окремим дільницям теплообмінника, та про температурні перепади всередині теплообмінника.

Дану діаграму далі ми будемо використовувати при обчисленні середніх температур на різних дільницях теплообмінника. При побудові діаграми допускається, що середні теплоємності середовищ, що обмінюються теплом, і тиск теплоносіїв залишаються постійними. Вихідні дані для побудови діаграми беремо з таблиць 2 і 3. Діаграми будуємо для двох теплообмінників: кручений-мідний, а також пластинчато-ребристий. Теплове навантаження ТО (повітря-кисень) становить 2,5 кВт. З температурами на вході 303К і виході 102,7К по повітрю, і по кисню: 252К і 98,6К. Теплове навантаження ТО (повітря-кисень) становить 7,5 кВт. З температурами на вході 303К і виході 102,6 К по повітрю, і по відкидному азоту становить 265К і 97К.

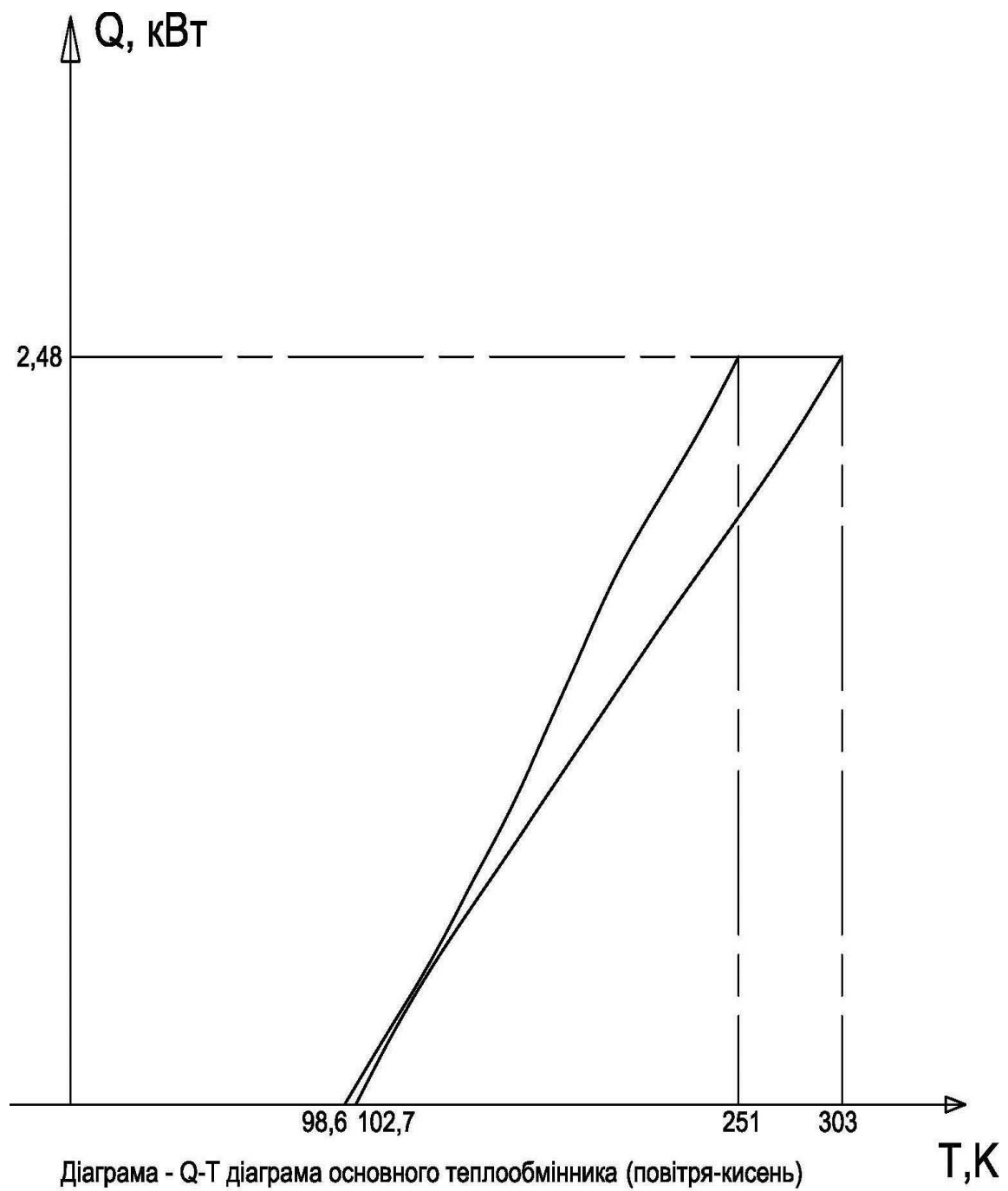


Рис. 3.1. Q-T діаграма крученого-мідного теплообмінника при витраті рідкого азоту 15 кг/годину. Критична різниця температур становить 2.5 К – допустима температура для мідно-крученого теплообмінника.

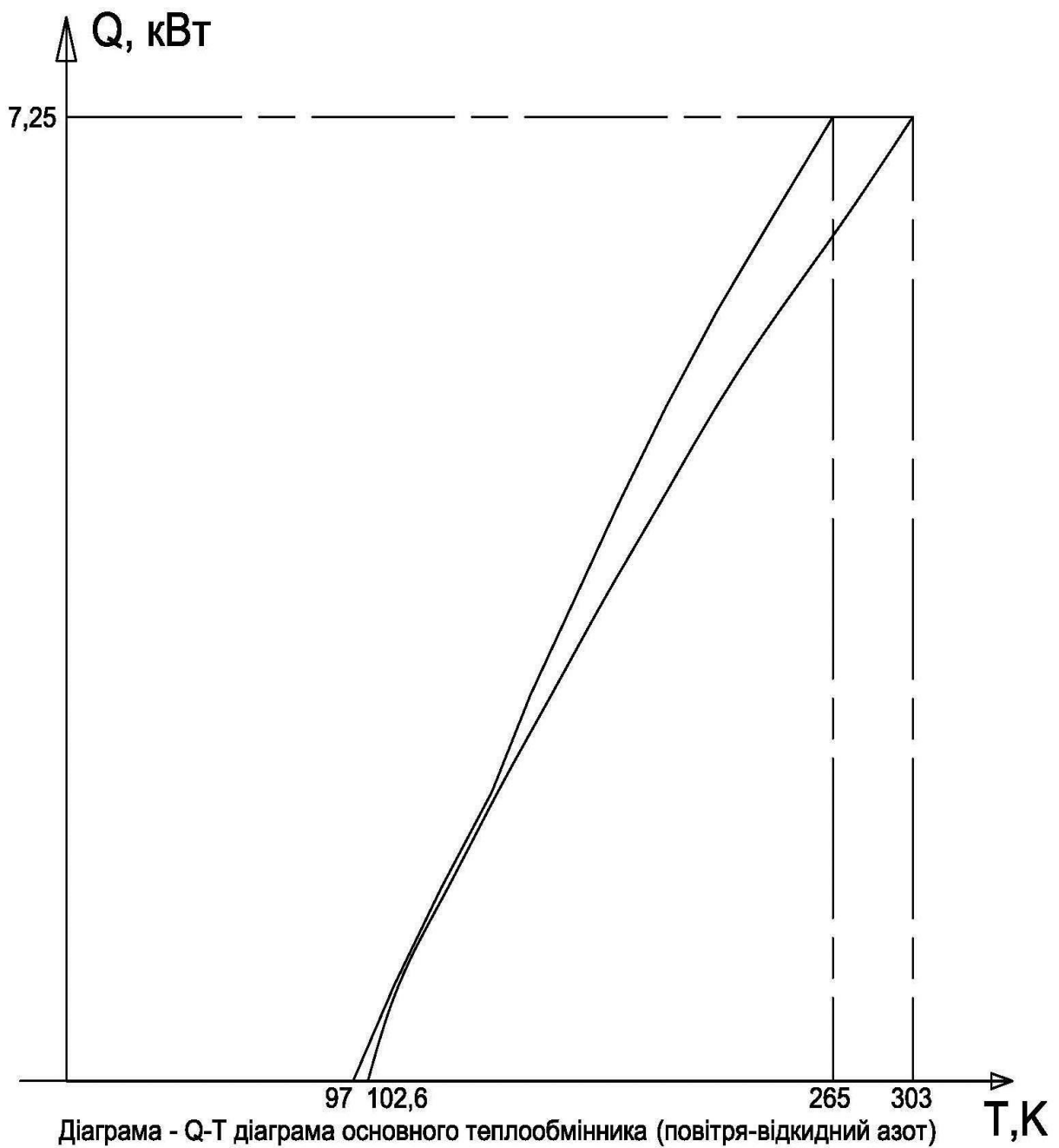


Рис. 3.2. Q-T діаграма пластинчато-ребристого теплообмінника при витраті рідкого азоту 15 кг/годину. Критична різниця температур становить 0,8 К – допустима температура для пластинчато-ребристого теплообмінника.

3.3.2 Q-1/T діаграма основного теплообмінника

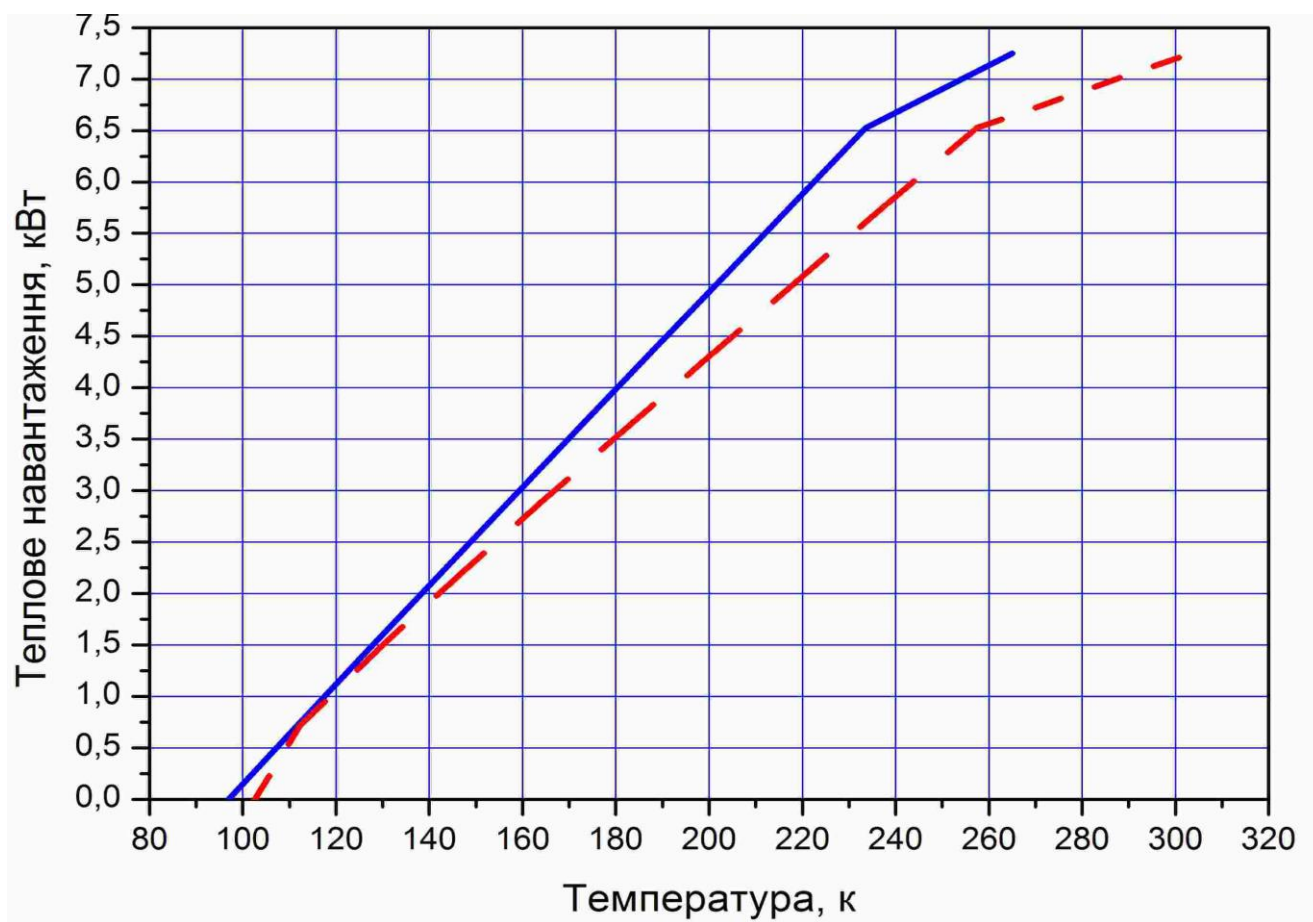
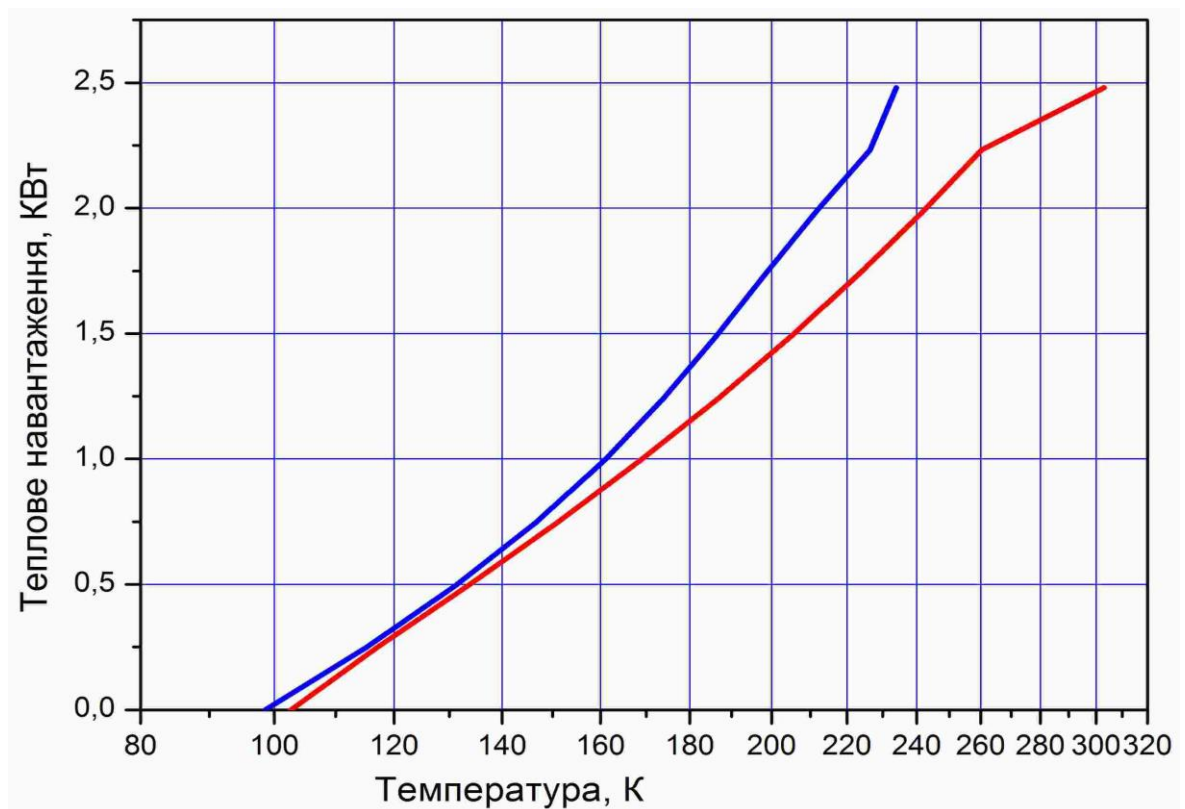
З побудовою і використанням (q - T) діаграм при розрахунку теплообмінників повинен бути знайомий кожен інженер. Q-1/T діаграма, в принципі, подібна до (q - T) діаграми і відрізняється від неї лише тим, що в області температур вище 1K q -1/T діаграма стиснута в 1/T рази.

Для зручності користування q -1/T діаграмою, по осі ординат відкладається не $1/T$, а абсолютна температура. Тому, назва q -1/T діаграма не зовсім точно. Формально, більш правильним було б назва спеціальним чином деформована q - T діаграма.

Кожній лінії на q - T діаграмі відповідає лінія на q -1/T діаграмі. Причому, якщо лінії на q - T діаграмі перетинаються, то відповідні їм лінії на q -1/T діаграмі також будуть перетинатися. Отже, q -1/T діаграма зберігає основні властивості q - T діаграм, а саме, дозволяє судити про можливості організації та ефективності теплообміну між потоками теплоносіїв. Тому для інженерів, які мають q - T діаграмами, побудова та застосування q -1/T діаграм не повинно викликати труднощів.

Крім цього, q -1/T діаграма дає наочне уявлення про термодинамічних втрати, пов'язані з передачею тепла при кінцевій різниці температур, наприклад, в теплообмінниках.

Застосування q -1/T діаграм в області кріогенних температур особливо наочно, тому що чим нижче температура, тим сильніше форма кривих на q -1/T діаграмі відрізняється від форми відповідних їм кривих на звичайній q - T діаграмі. Крім того, низькотемпературні установки відрізняються великою різноманітністю, що робить результат їх термодинамічної аналізу не настільки очевидним, і тому більш цікавим, ніж результат аналізу холодильних установок.



Діаграма 3.3 та 3.4 - $q-(1/T)$ діаграми для основного теплообмінника

3.3.3 Побудова Q-T діаграм основного теплообмінника при витратах азоту 13 та 17кг/годину

Також був зроблений аналіз, як саме будуть працювати теплообмінники при витратах азоту 13 та 17 кг/годину, так як метою роботи було не тільки змодельовати установки малою продуктивності, але і перевірити, як вона буде працювати при інших режимах. Були проведені розрахунки за допомогою таких програм, як СОСО та Refprop. Потім дані були занесені до таблиці Excel та оброблені для побудови діаграм. Всі розрахунки оброблені та зведені до таблиць 3.4 та 3.5, 3.6, 3.7 та діаграм 3.4,3.5,3,6.

Таблиця 3.4 – основні показники основного теплообмінника (повітря – кисень)при 13кг/годину

P bar	P bar		Q	I _к	I _в	T _к	T _в
166,000	7,200	1,000	2,480	189,500	428,590	263,000	303,000
166,000	7,200	0,900	2,232	134,960	384,910	226,380	260,230
166,000	7,200	0,800	1,984	107,690	365,920	211,390	241,720
166,000	7,200	0,700	1,736	80,420	346,930	198,270	223,260
166,000	7,200	0,600	1,488	53,150	327,940	186,140	204,900
166,000	7,200	0,500	1,240	25,880	308,950	173,900	186,670
166,000	7,100	0,400	0,992	-1,390	289,960	160,750	168,560
166,000	7,100	0,300	0,744	-28,660	270,970	146,440	150,790
166,000	7,100	0,200	0,496	-55,930	251,980	131,130	133,480
166,000	7,100	0,100	0,248	-83,200	232,990	115,430	116,960
166,000	7,100	0,000	0,000	- 110,470	214,000	98,600	102,700

Таблиця 3.5 – основні показники основного теплообмінника (повітря – відкидний азот) при 13кг/годину

P bar	P bar		Q	I _{в.а}	I _в	T _{в.а}	T _в
1,300	7,200	1,000	7,248	394,360	428,590	265,000	303,000
1,300	7,200	0,900	6,524	362,610	381,900	234,200	257,300
1,300	7,200	0,800	5,799	346,740	362,600	218,820	238,490
1,300	7,200	0,700	5,074	330,870	343,300	203,450	219,750
1,300	7,200	0,600	4,349	315,000	324,000	188,090	201,110
1,300	7,200	0,500	3,624	299,130	304,700	172,760	182,610

1,300	7,100	0,400	2,899	283,260	285,400	157,450	164,260
1,300	7,100	0,300	2,175	267,390	266,100	142,190	146,300
1,300	7,100	0,200	1,450	251,520	246,800	126,990	128,880
1,300	7,100	0,100	0,725	235,650	227,500	111,750	112,420
1,300	7,100	0,000	0,000	219,780	208,200	96,998	102,600

Таблиця 3.6 – основні показники основного теплообмінника (повітря – кисень) при 17кг/годину

P bar	P bar		Q	I _к	I _в	T _к	T _в
166,000	7,200	1,000	2,480	147,470	428,590	234,000	303,000
166,000	7,200	0,900	2,232	100,580	384,910	207,820	260,230
166,000	7,200	0,800	1,984	77,130	365,920	196,780	241,720
166,000	7,200	0,700	1,736	53,680	346,930	186,380	223,260
166,000	7,200	0,600	1,488	30,230	327,940	175,900	204,900
166,000	7,200	0,500	1,240	6,780	308,950	164,810	186,670
166,000	7,100	0,400	0,992	-16,670	289,960	152,870	168,560
166,000	7,100	0,300	0,744	-40,120	270,970	140,120	150,790
166,000	7,100	0,200	0,496	-63,570	251,980	126,700	133,480
166,000	7,100	0,100	0,248	-87,020	232,990	112,800	116,960
166,000	7,100	0,000	0,000	- 110,470	214,000	98,600	102,700

Таблиця 3.7 – основні показники основного теплообмінника (повітря – відкидний азот) при 13кг/годину

P bar	P bar		Q	I _{в.а}	I _в	T _{в.а}	T _в
1,300	7,200	1,000	7,248	395,520	428,590	265,000	302,980
1,300	7,200	0,900	6,524	363,970	381,900	234,570	257,300
1,300	7,200	0,800	5,799	347,970	362,600	219,140	238,490
1,300	7,200	0,700	5,074	331,970	343,300	203,730	219,750
1,300	7,200	0,600	4,349	315,970	324,000	188,340	201,110
1,300	7,200	0,500	3,624	299,970	304,700	172,960	182,610
1,300	7,100	0,400	2,899	283,970	285,400	157,620	164,260
1,300	7,100	0,300	2,175	267,970	266,100	142,310	146,300
1,300	7,100	0,200	1,450	251,970	246,800	126,320	128,880
1,300	7,100	0,100	0,725	235,970	227,500	111,500	112,420
1,300	7,100	0,000	0,000	219,970	208,200	97,000	102,600

Як бачимо при розрахунках, що теплове навантаження в теплообміннику повітря – відкидний азот змінюється на десяті долі градуса, а теплове навантаження остається незмінною при різних витратах азоту, а саме 13 та 17 кг/годину. Тому при проектуванні діаграм, графічної та візуальної різниці не буде.

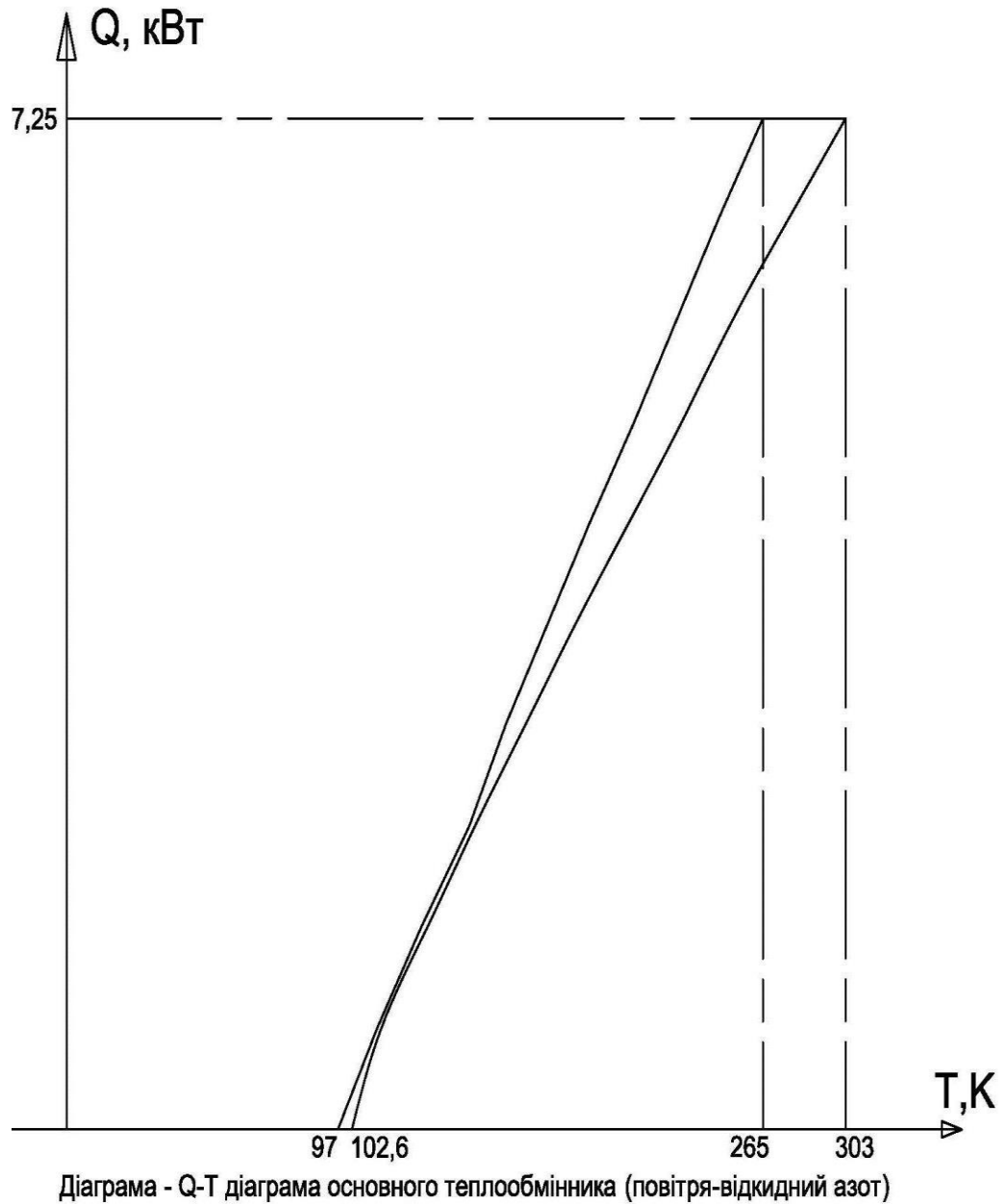
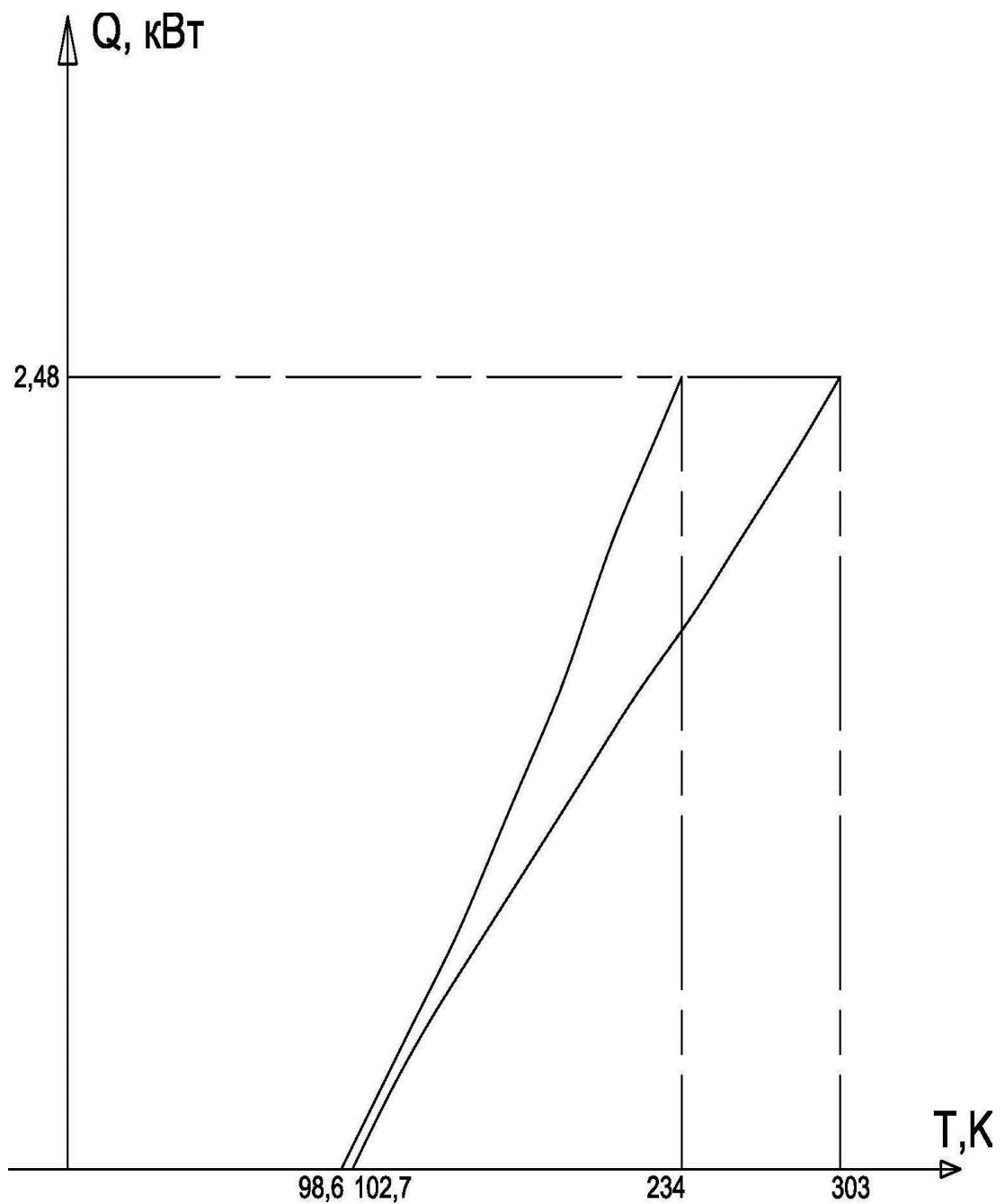
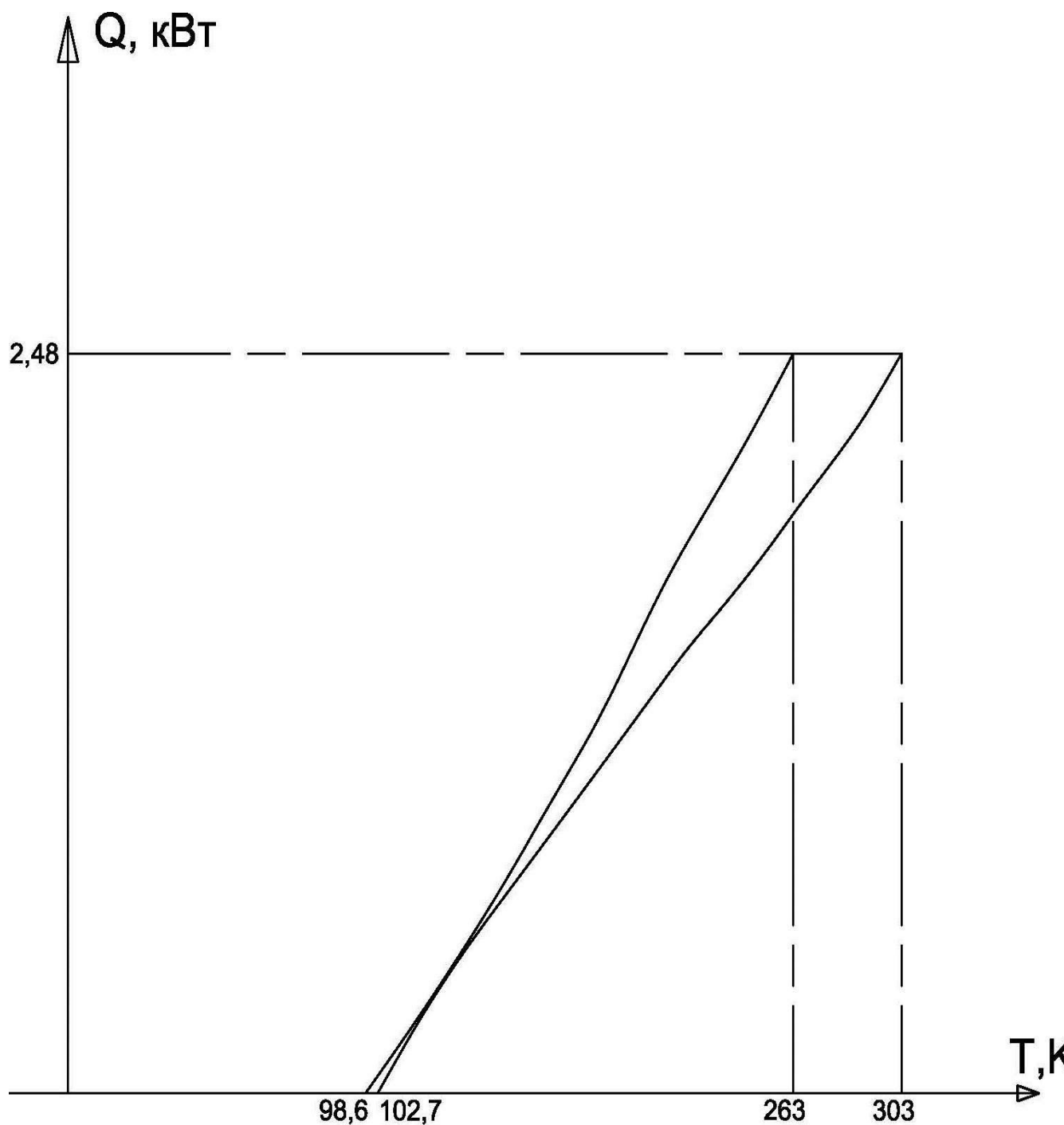


Рис. 3.5. Q-T діаграма з витратою азоту 13 кг/годину. Критична різниця температур становить 0,7K – допустима температура для пластинчато-ребристого теплообмінника.



Діаграма - Q-T діаграма основго теплообмінника (повітря-кисень)

Рис. 3.6. Q-T діаграма з витратою азоту 17 кг/годину. Критична різниця температур становить 0.9K – це робоча температура для пластинчато-ребристого теплообмінника.



Діаграма - Q-T діаграма основго теплообмінника (повітря-кисень)

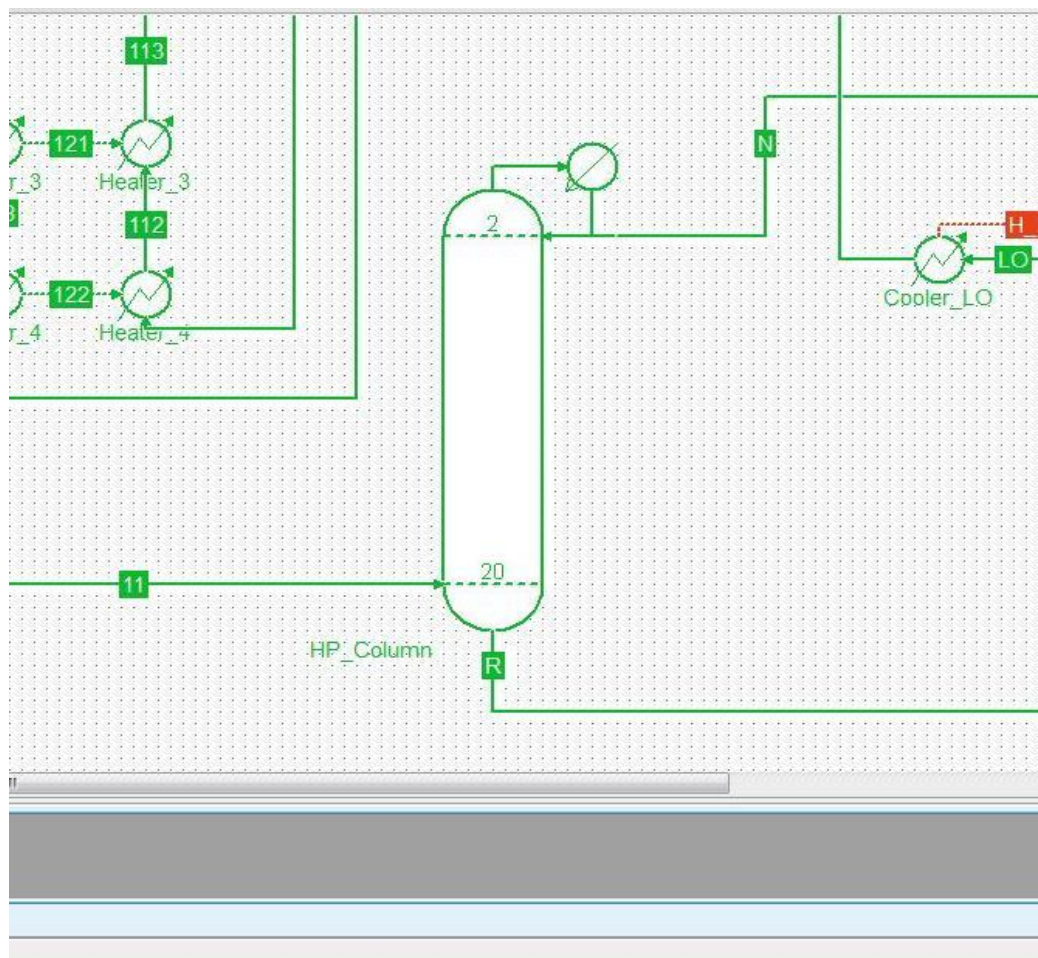
Рис. 3.7. Q-T діаграма з витратою азоту 13 кг/годину. Критична різниця температур становить 4К – це допустима температура для мідно-крученого теплообмінника.

Після графічного аналізу, допустимо зробити висновок, що теплообмінники спроможні працювати на різних режимах, навіть якщо

змінювати витрату рідкого азоту на 4 кг в ту чи іншу сторону, що становить 24%.

3.4 Розрахунок нижньої колони

При розрахунках нижньої колони було прийнято, що тиск внизу становить 7 бар, а тиск зверху нижньої колони становить 6.85 бар. Кількість тарілок складає 20. Кубова рідина збагачена киснем (концентрація близько 35%) відбирається с 20 тарілки. А рідкий азот подається для зрошування колони на 1 тарілку. Температурний напір конденсатора випарника становить 4,4 К. Теплове навантаження конденсатора нижньої колони становить 6,79 кВт.



Малюнок 3.4 – нижня ректифікаційна колона в симуляторі COCO

Концентрацію компонентів рідині зводимо до таблиці 3.7.

Таблиця 3.7 – концентрація по рідині

Тарілка	Азот	Кисень	Аргон
1	0,976098	0,0201153	0,00378669
2	0,958646	0,0355909	0,00576269
3	0,939352	0,0529898	0,00765832
4	0,918309	0,0722527	0,00943799
5	0,89572	0,093215	0,0110651
6	0,871898	0,115597	0,0125049
7	0,847267	0,139005	0,0137279
8	0,822333	0,162954	0,0147134
9	0,797649	0,186899	0,0154521
10	0,773765	0,210287	0,0159475
11	0,751177	0,232607	0,0162158
12	0,730284	0,253433	0,0162835
13	0,711359	0,272457	0,0161842
14	0,694547	0,289498	0,0159548
15	0,67987	0,304498	0,0156318
16	0,667254	0,317497	0,0152485
17	0,656553	0,328614	0,0148331
18	0,647578	0,338013	0,0144085
19	0,640121	0,345887	0,0139916
20	0,633959	0,352446	0,0135946

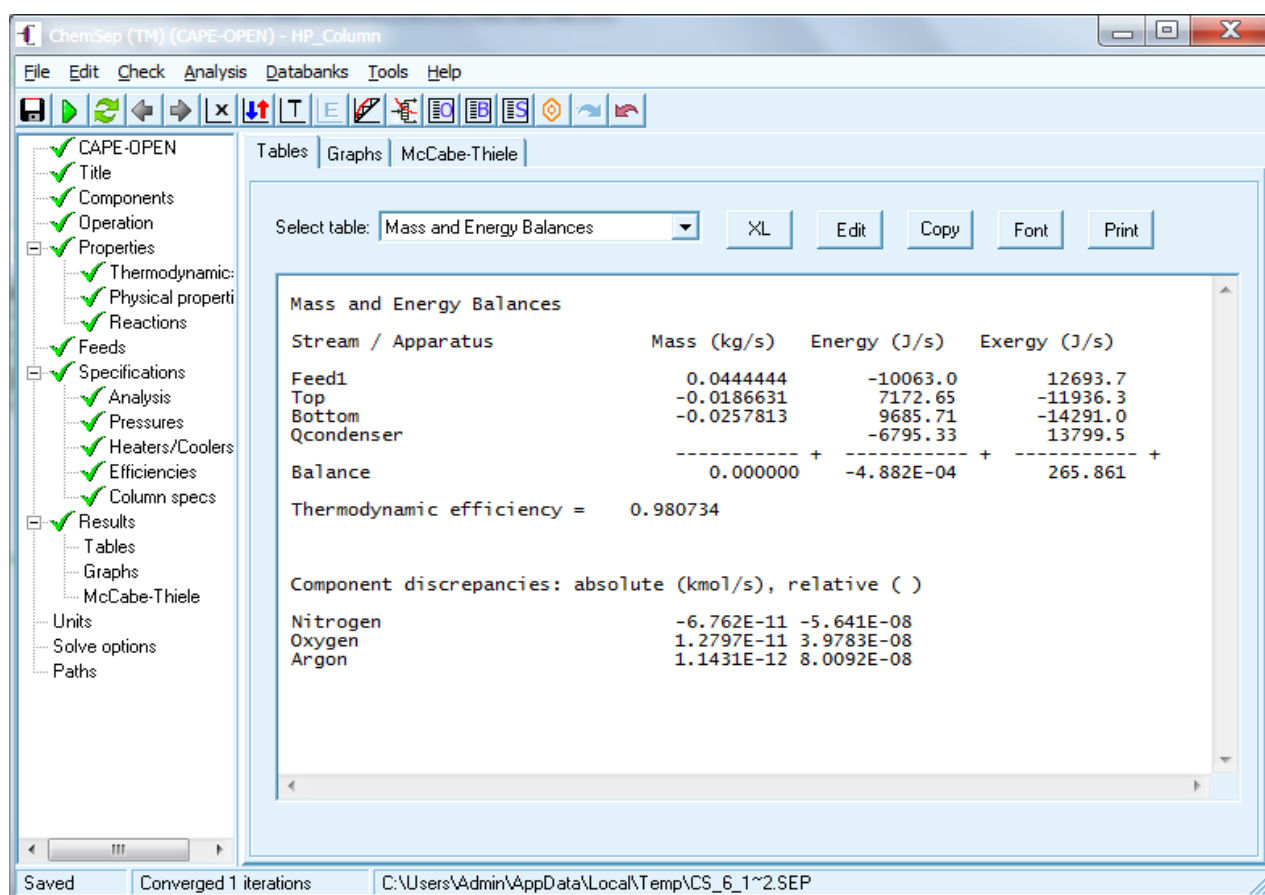
Концентрацію компонентів по пару зводимо до таблиці 5.

Таблиця 3.8 – концентрація по пару

Тарілка	Азот	Кисень	Аргон
1	0,989117	0,00878542	0,00209744
2	0,976098	0,0201153	0,00378669
3	0,966588	0,0285489	0,00486354
4	0,956136	0,0379745	0,00588997
5	0,944811	0,0483425	0,0068463
6	0,93274	0,0595468	0,00771282
7	0,920106	0,0714223	0,00847142
8	0,907144	0,0837483	0,0091075
9	0,894126	0,0962621	0,00961169
10	0,88134	0,108679	0,00998111
11	0,869063	0,120717	0,0102198

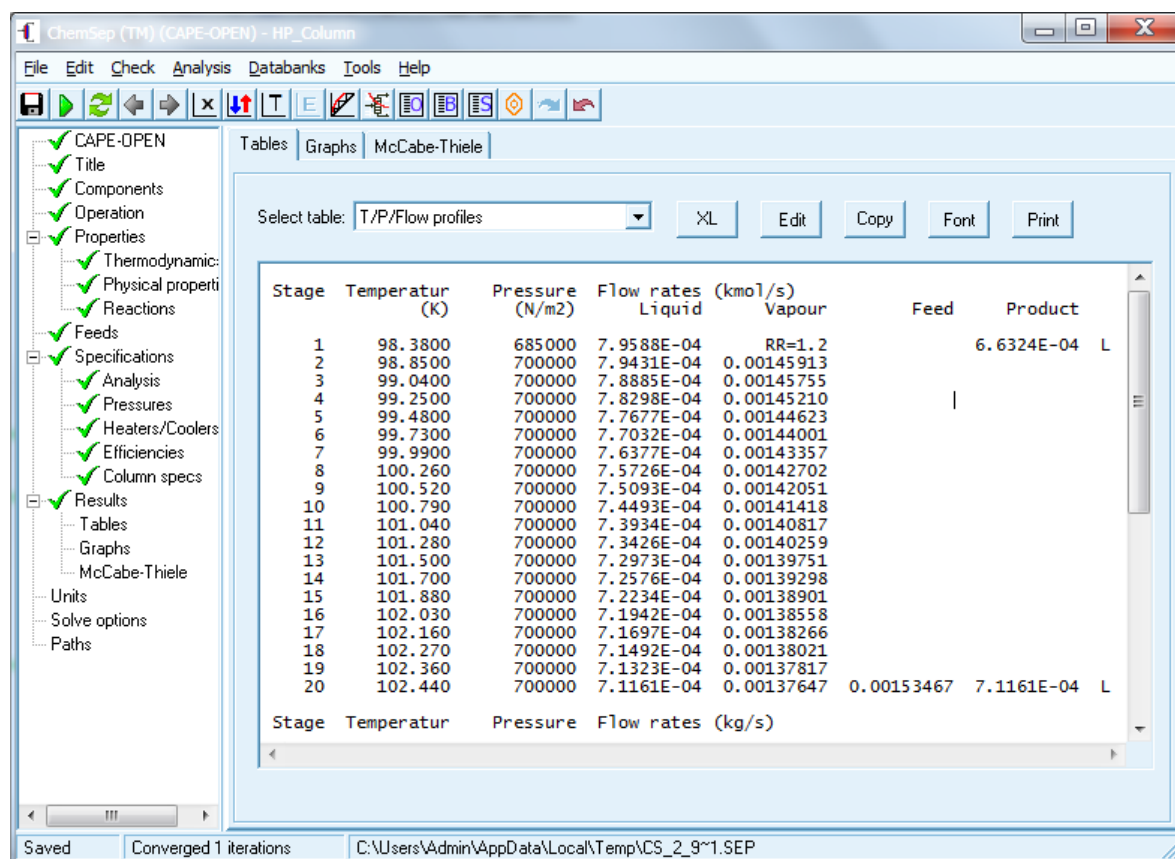
12	0,857535	0,132126	0,0103385
13	0,846944	0,142703	0,0103527
14	0,837409	0,152309	0,0102814
15	0,828985	0,16087	0,0101446
16	0,821667	0,168372	0,00996188
17	0,815401	0,174848	0,00975045
18	0,810106	0,180369	0,00952492
19	0,805678	0,185025	0,00929677
20	0,802008	0,188917	0,00907446

Фізичні показники ректифікаційної колони зводимо до таблиці 3.6.



Малюнок 3.6 – фізичні показники нижньої колони в симуляторі COCU

Малюнок 3.7 – фізичні показники нижньої колони в симуляторі COCU

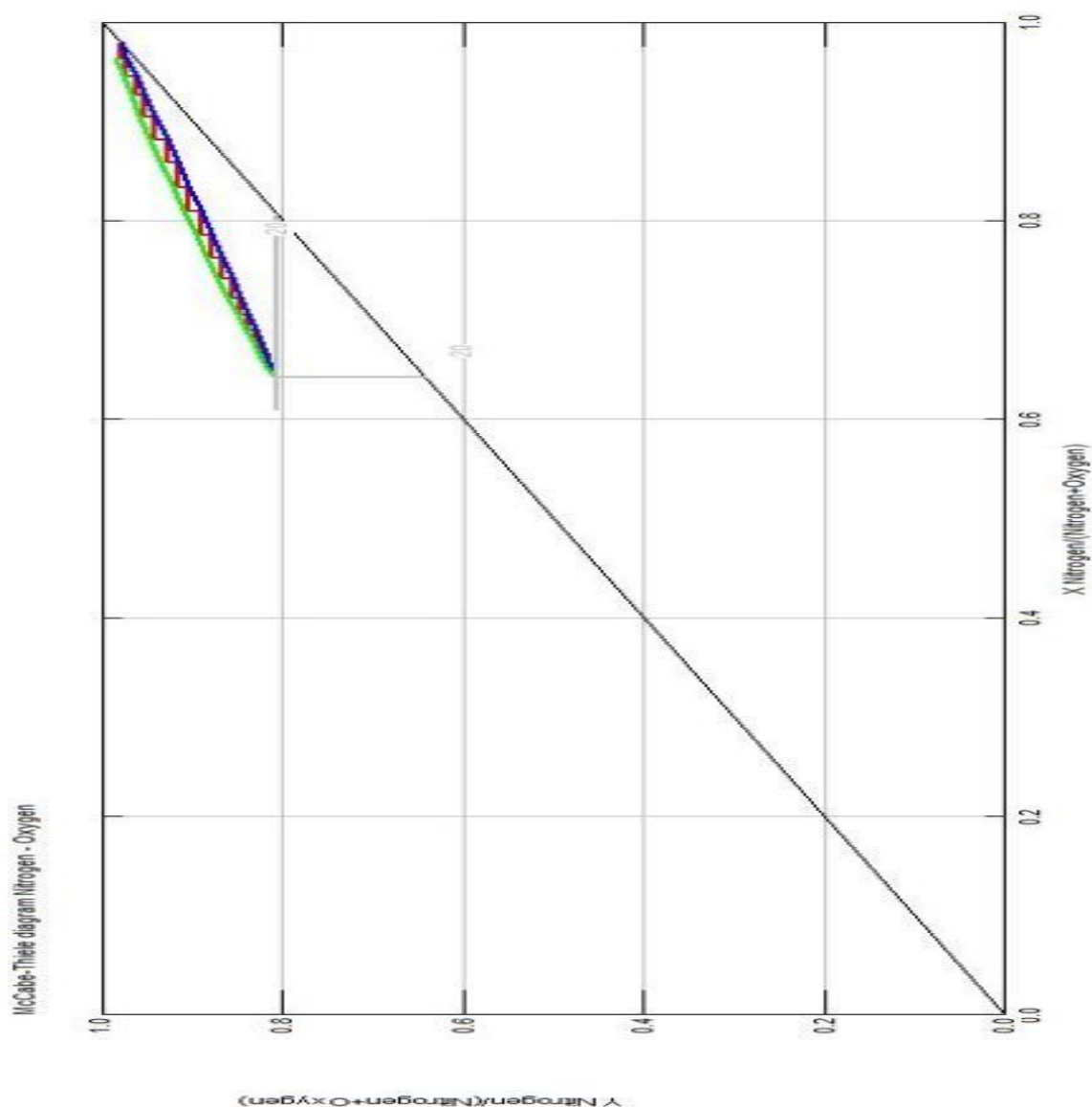


Таблиця 3.9 – показники компонентів в нижній колоні

Тарілка	T	I _{пар}	I _{рідина}	S _{пар}	S _{рідина}
	(K)	(J/kmol)	(J/kmol)	(J/kmol/K)	(J/kmol/K)
1	98,38	-10810000	-10810000	-96634,3	-96634,3
2	98,85	-6157000	-10800000	-49493,8	-95927,8
3	99,04	-6149000	-10820000	-49109	-95445,9
4	99,25	-6140000	-10840000	-48717,2	-94989,6
5	99,48	-6131000	-10860000	-48321,4	-94561,2
6	99,73	-6121000	-10880000	-47926,3	-94165,2
7	99,99	-6111000	-10900000	-47538	-93806,3
8	100,26	-6101000	-10920000	-47162,8	-93488,6
9	100,52	-6091000	-10950000	-46807,1	-93214,4
10	100,79	-6082000	-10970000	-46476,5	-92984
11	101,04	-6073000	-10990000	-46175,4	-92795,9
12	101,28	-6065000	-11010000	-45906,6	-92646,7
13	101,5	-6058000	-11030000	-45671	-92531,6
14	101,7	-6051000	-11050000	-45468,3	-92445,4
15	101,88	-6046000	-11060000	-45296,6	-92382,9
16	102,03	-6041000	-11070000	-45153,2	-92339,1
17	102,16	-6037000	-11080000	-45034,9	-92309,5

18	102,27	-6034000	-11090000	-44938,5	-92290,6
19	102,36	-6031000	-11100000	-44860,5	-92279,4
20	102,44	-6029000	-11110000	-44797,9	-92273,6

При проектуванні колони використовувався методика Маккейба-Тіле.



Малюнок 3.8 – схема СОСУ діаграма Маккейба-Тіле нижньої колони

3.5 Розрахунок верхньої колони

При розрахунках верхньої колони було прийнято, що тиск в кубі колони становить 1.5 бар, а тиск на зверху колони становить 1.3 бар. Кількість тарілок складає 50 штук. Кубова рідина збагачена киснем (концентрація близько 35%) подається на 20 тарілку. А рідкий азот подається для зрошування і компенсації втрат холоду на першу тарілку. Відбір продукційного кисню відбувається кубу верхньої колони, при цьому концентрація кисню становить 99,85%, а продуктивність 30,58 кг/годину. Температурний напір конденсатора-випарника становить 4,4 К. Теплове навантаження конденсатора-випарника становить 6,795 кВт.

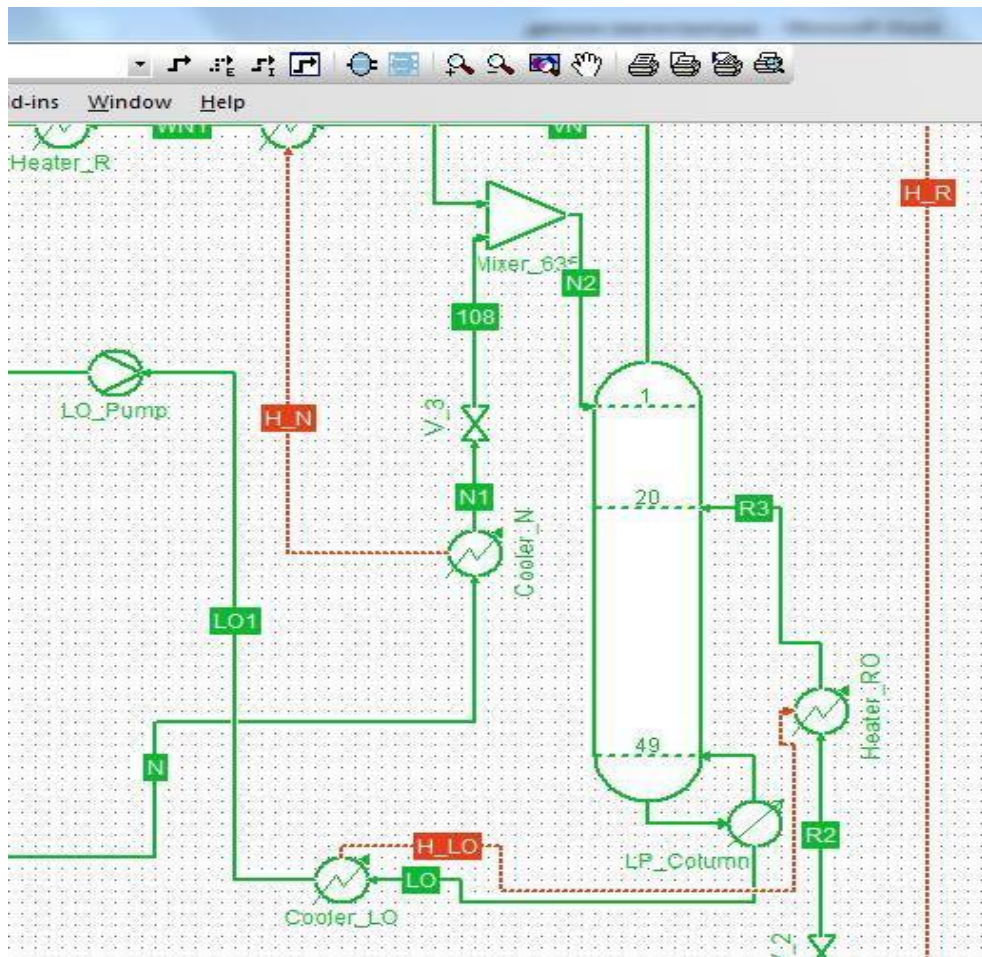
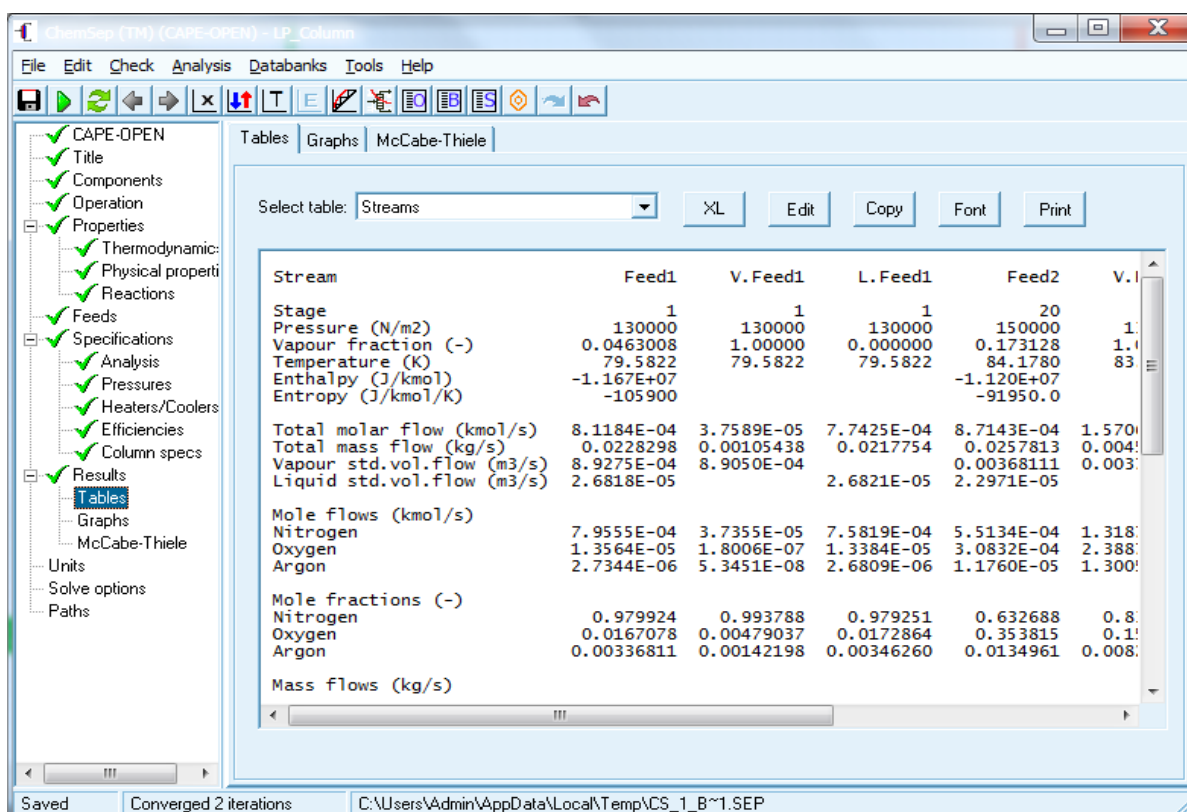


Рис.3.9. Розрахункова схема верхня колон в симуляторі СОСО



Малюнок 3.10 – схема СОСU результатів проектування нижньої колони

Концентрацію компонентів по рідині зведені до табл.3.10.

Таблица 3.10 – концентрація компонентів у рідині

Тарілка	Азот	Кисень	Аргон
1	0,904891	0,079588	0,0155208
2	0,805633	0,165706	0,0286615
3	0,686089	0,272934	0,0409777
4	0,561977	0,388115	0,0499078
5	0,454547	0,491654	0,0537989
6	0,37687	0,569971	0,0531586
7	0,328183	0,621916	0,049901
8	0,300395	0,653787	0,0458174
9	0,285352	0,672708	0,0419403
10	0,277418	0,683906	0,0386759
11	0,273284	0,690624	0,0360919
12	0,271148	0,694736	0,0341158
13	0,270066	0,697299	0,0326353
14	0,269544	0,698915	0,0315403
15	0,269329	0,699933	0,0307376

16	0,269286	0,700561	0,0301531
17	0,269343	0,700927	0,0297299
18	0,269558	0,701016	0,0294263
19	0,282583	0,68883	0,0285871
20	0,312535	0,659589	0,0278759
21	0,191522	0,775618	0,0328602
22	0,103213	0,861682	0,0351051
23	0,0509601	0,914093	0,034947
24	0,0239487	0,942673	0,033378
25	0,0109773	0,957831	0,0311916
26	0,00497174	0,966203	0,0288248
27	0,00223912	0,971281	0,02648
28	0,00100576	0,974753	0,0242411
29	0,00045118	0,97741	0,0221386
30	0,00020227	0,979618	0,0201799
31	9,0657E-05	0,981546	0,018363
32	4,0626E-05	0,983277	0,0166818
33	1,8204E-05	0,984853	0,015129
34	8,1579E-06	0,986295	0,0136966
35	3,656E-06	0,98762	0,0123767
36	1,6386E-06	0,988837	0,0111617
37	7,3454E-07	0,989955	0,010044
38	3,2933E-07	0,990983	0,00901671
39	1,4768E-07	0,991927	0,00807311
40	6,6241E-08	0,992793	0,00720688
41	2,9718E-08	0,993588	0,0064121
42	1,3336E-08	0,994317	0,00568322
43	5,9859E-09	0,994985	0,00501504
44	2,687E-09	0,995597	0,00440274
45	1,206E-09	0,996158	0,00384182
46	5,41E-10	0,996672	0,0033281
47	2,4223E-10	0,997142	0,00285772
48	1,0797E-10	0,997573	0,00242711
49	4,7619E-11	0,997967	0,00203296
50	1,557E-11	0,998491	0,00150914

Концентрації компонентів упарі зводені до табл. 3.11.

Таблиця 3.11 – концентрація компонентів по пару

Тарілка	Азот	Кисень	Аргон
1	0,948716	0,0411119	0,0101725
2	0,90703	0,0760171	0,0169529
3	0,852558	0,123251	0,0241901
4	0,788656	0,180564	0,03078
5	0,724149	0,240477	0,0353741
6	0,669686	0,293084	0,0372298
7	0,631023	0,332233	0,0367437
8	0,607076	0,357966	0,0349586
9	0,593512	0,373695	0,0327936
10	0,586209	0,383028	0,030763
11	0,582377	0,388561	0,0290628
12	0,580389	0,39189	0,0277209
13	0,579367	0,393937	0,0266964
14	0,578851	0,39522	0,0259296
15	0,578603	0,396035	0,0253628
16	0,578499	0,396553	0,0249475
17	0,578476	0,396879	0,0246451
18	0,578498	0,397076	0,0244264
19	0,578307	0,397418	0,0242744
20	0,547209	0,426714	0,0260766
21	0,389994	0,575595	0,0344106
22	0,240167	0,719009	0,0408233
23	0,129813	0,826423	0,0437635
24	0,0641847	0,892191	0,0436243
25	0,0301821	0,928145	0,041673
26	0,0138381	0,947235	0,0389273
27	0,00626817	0,957784	0,0359476
28	0,00282313	0,964184	0,0329929
29	0,0012681	0,968561	0,0301706
30	0,00056887	0,971911	0,0275197
31	0,00025503	0,974695	0,02505
32	0,0001143	0,977127	0,022759
33	5,1222E-05	0,97931	0,0206391
34	2,2952E-05	0,981296	0,018681
35	1,0285E-05	0,983115	0,0168748
36	4,6093E-06	0,984785	0,0152104
37	2,0658E-06	0,98632	0,0136783
38	9,2603E-07	0,98773	0,012269
39	4,1517E-07	0,989026	0,0109737

40	1,8617E-07	0,990216	0,00978389
41	8,35E-08	0,991308	0,00869171
42	3,7458E-08	0,99231	0,00768964
43	1,6806E-08	0,993229	0,00677069
44	7,5411E-09	0,994072	0,00592831
45	3,3828E-09	0,994844	0,0051564
46	1,5161E-09	0,995551	0,00444929
47	6,7781E-10	0,996198	0,00380172
48	3,0124E-10	0,996791	0,00320881
49	1,3202E-10	0,997334	0,00266605
50	5,5959E-11	0,997831	0,00216929

Фізичні показники компонентів на кожній тарілці зводимо до табл. 3.12.
На рис. 3.11. показано витрати и енергетичні показники верхньої колони

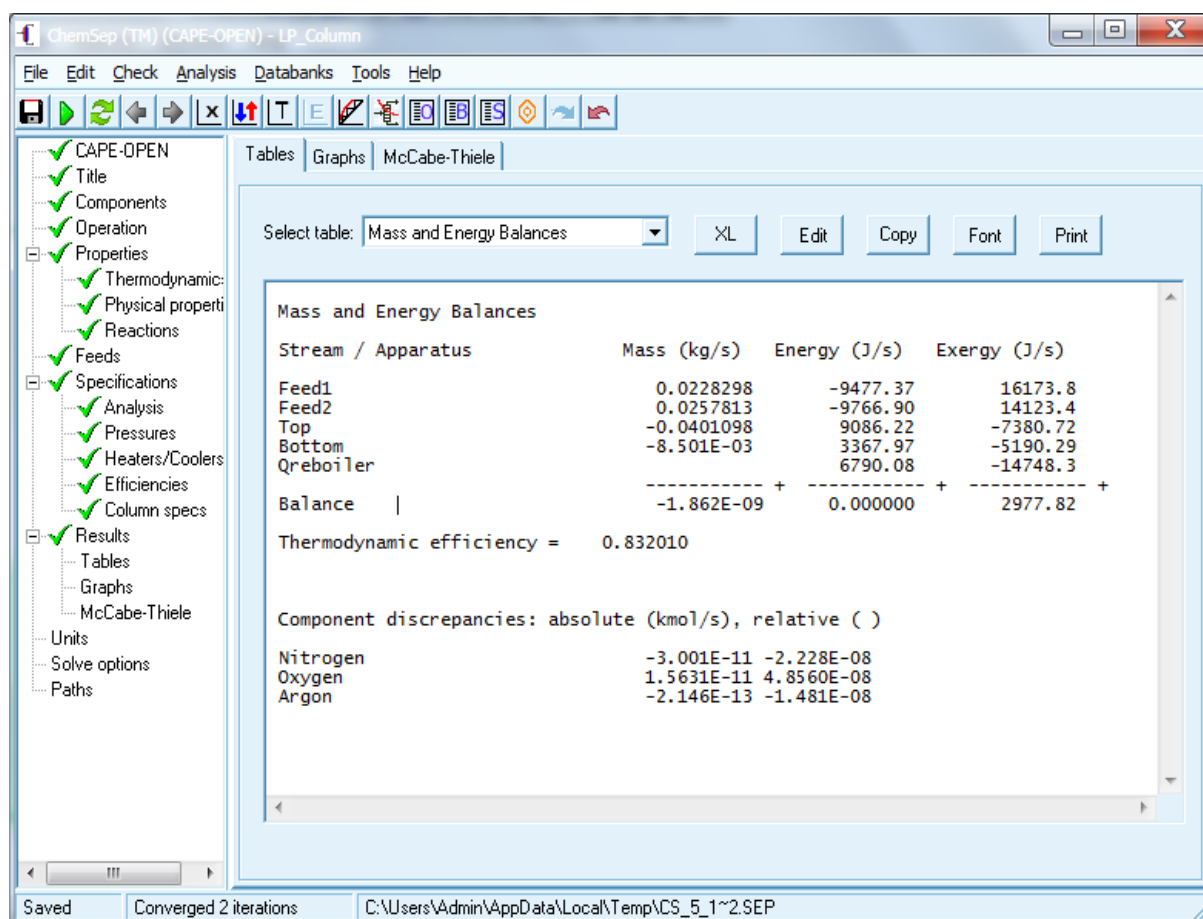


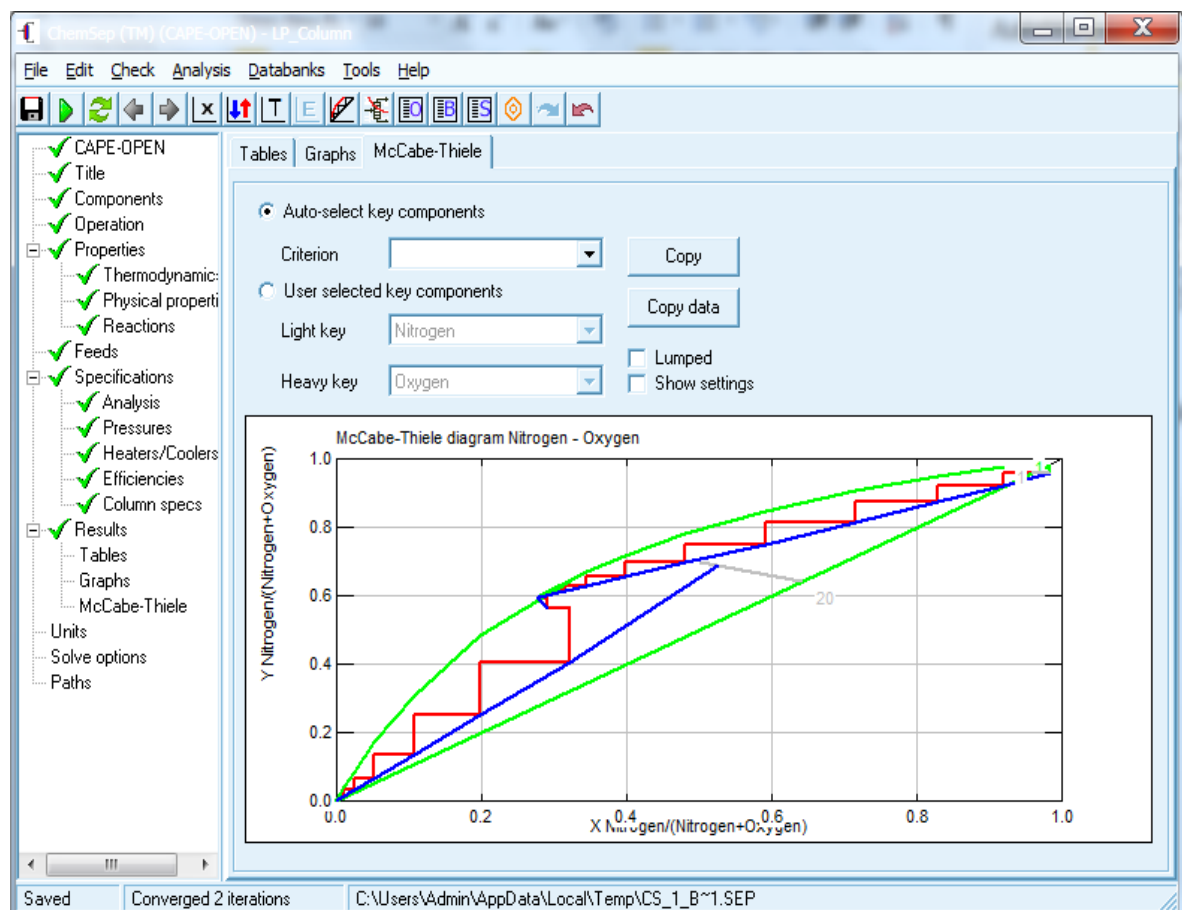
Рис. 3.11. Фізичні показники верхньої колони

Таблиця 3.12 – Фізичні показники компонентів

Тарілка	T _{пар}	I _{рідина}	I	S _{пар}	S _{рідина}
-	(К)	(Дж/кмоль)	(Дж/кмоль)	(Дж/кмоль/К)	(Дж/кмоль/К)
1	80,1	-6408000	-11970000	-38916,6	-107051
2	80,88	-6373000	-12050000	-37535	-105281
3	81,89	-6330000	-12150000	-36022,8	-103904
4	83,08	-6283000	-12250000	-34553,8	-103103
5	84,27	-6240000	-12340000	-33349,5	-102868
6	85,26	-6208000	-12410000	-32543,3	-102983
7	85,95	-6188000	-12460000	-32105,3	-103219
8	86,4	-6179000	-12490000	-31915,1	-103451
9	86,66	-6175000	-12510000	-31859,6	-103636
10	86,82	-6174000	-12520000	-31867,1	-103772
11	86,92	-6174000	-12530000	-31899,5	-103868
12	86,99	-6175000	-12530000	-31939	-103933
13	87,05	-6175000	-12530000	-31978	-103975
14	87,09	-6176000	-12530000	-32013,9	-104000
15	87,12	-6176000	-12530000	-32046	-104013
16	87,16	-6176000	-12530000	-32074,8	-104017
17	87,19	-6176000	-12530000	-32100,7	-104014
18	87,21	-6175000	-12530000	-32124,9	-104006
19	87,04	-6181000	-12520000	-32214,7	-103951
20	86,63	-6191000	-12500000	-32245,5	-103819
21	88,62	-6118000	-12580000	-31400,2	-104332
22	90,42	-6055000	-12620000	-31517,3	-105074
23	91,68	-6013000	-12640000	-32356,7	-105789
24	92,42	-5992000	-12650000	-33351,2	-106348
25	92,81	-5985000	-12650000	-34162,9	-106739
26	93,02	-5983000	-12660000	-34733,7	-107002
27	93,14	-5985000	-12660000	-35118,8	-107182
28	93,21	-5988000	-12660000	-35384,7	-107310
29	93,27	-5992000	-12670000	-35580	-107408
30	93,31	-5995000	-12670000	-35734,5	-107487
31	93,35	-5998000	-12670000	-35864,9	-107555
32	93,39	-6001000	-12670000	-35980,6	-107615
33	93,43	-6004000	-12680000	-36086,3	-107669
34	93,47	-6007000	-12680000	-36184,6	-107718
35	93,5	-6009000	-12680000	-36277	-107762
36	93,54	-6011000	-12680000	-36364,3	-107803
37	93,57	-6013000	-12680000	-36446,9	-107840
38	93,61	-6014000	-12680000	-36525,3	-107873

39	93,64	-6016000	-12680000	-36599,6	-107903
40	93,68	-6017000	-12680000	-36670,3	-107930
41	93,71	-6018000	-12680000	-36737,3	-107955
42	93,74	-6019000	-12680000	-36801,1	-107977
43	93,77	-6020000	-12680000	-36861,7	-107996
44	93,81	-6020000	-12680000	-36919,4	-108013
45	93,84	-6021000	-12680000	-36974,4	-108028
46	93,87	-6022000	-12680000	-37026,9	-108041
47	93,9	-6022000	-12680000	-37076,9	-108052
48	93,93	-6022000	-12680000	-37124,8	-108061
49	93,96	-6022000	-12680000	-37170,6	-108069
50	93,99	-6023000	-12680000	-37214,4	-108086

При проектуванні колони використовувався методика Маккейба-Тіле



Малюнок 3.13 – схема СОСО скріншот діаграми Маккейба-Тіле

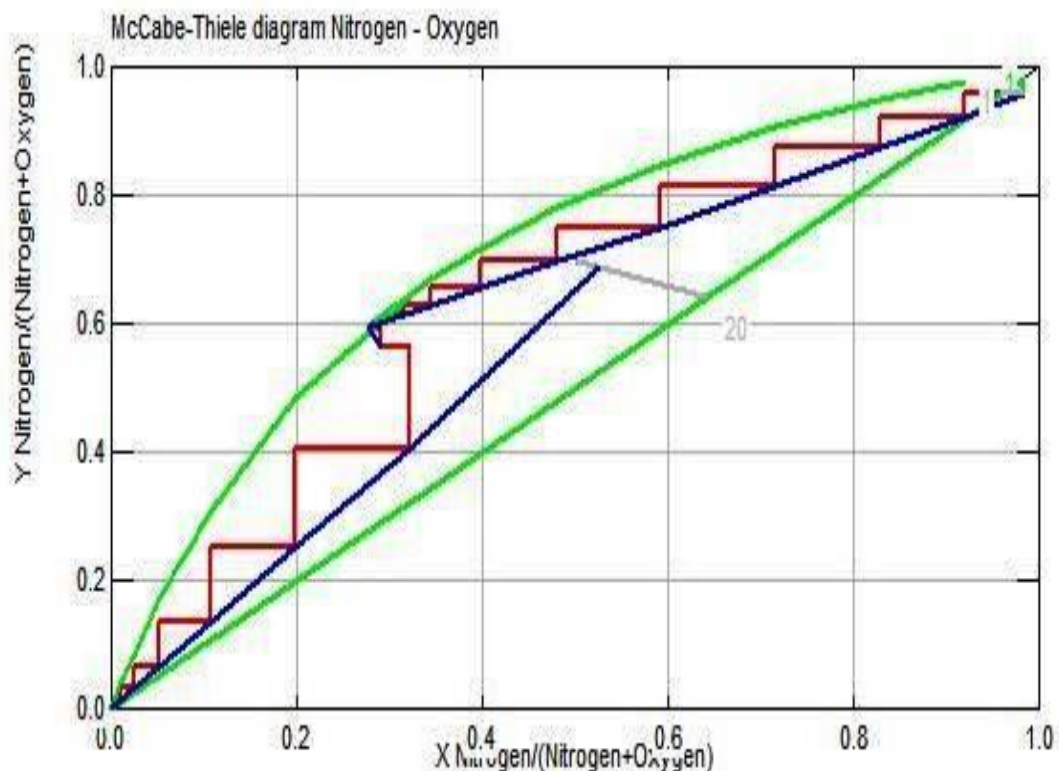


Рис. 3.14 – Схема СОСО діаграма Маккейба-Тіле для верхньої колони

3.6. Розрахунок кисневого насосу високого тиску

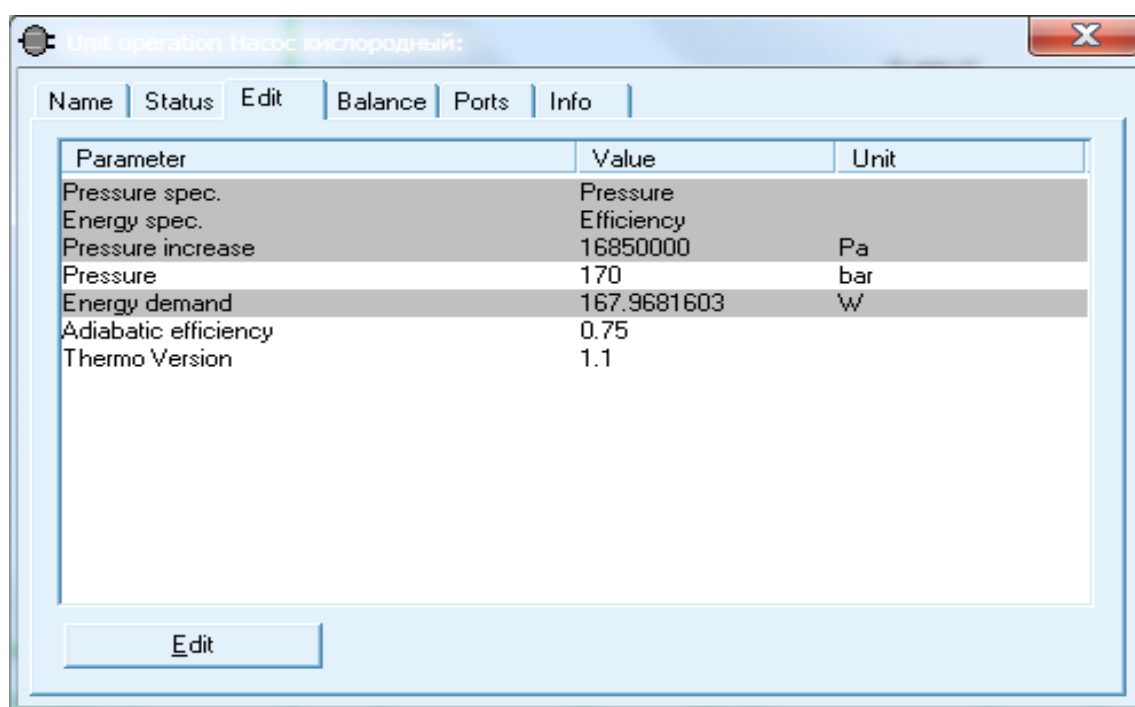
Насос призначений для перекачування рідких кріогенних продуктів. До конструкції насосу пред'являють такі вимоги як:

- 1) насоси та їх вузли повинні бути працездатними протягом тривалого часу при температурах кріопродукта, що перекачується;
- 2) насос не повинен бути значним джерелом підведення теплоти до кріопродукту, тому в конструкції насоса необхідно передбачити конструктивні заходи для зниження теплових надходжень з навколишнього середовища;
- 3) конструкція елементів насоса, що знаходяться в прямому контакті з вибухонебезпечним продуктом, повинні задовольняти умовам вибухо- і пожежобезпеки при роботі з рідким киснем;
- 4) ущільнення і вузли тертя повинні працювати без змащення. У конструкції, призначеній для перекачування горючих і отруйних газів, необхідні додаткові заходи для запобігання можливості витіку продуктів в атмосферу;

5) необхідно забезпечити безкавітаційну роботу насосів при їх експлуатації.

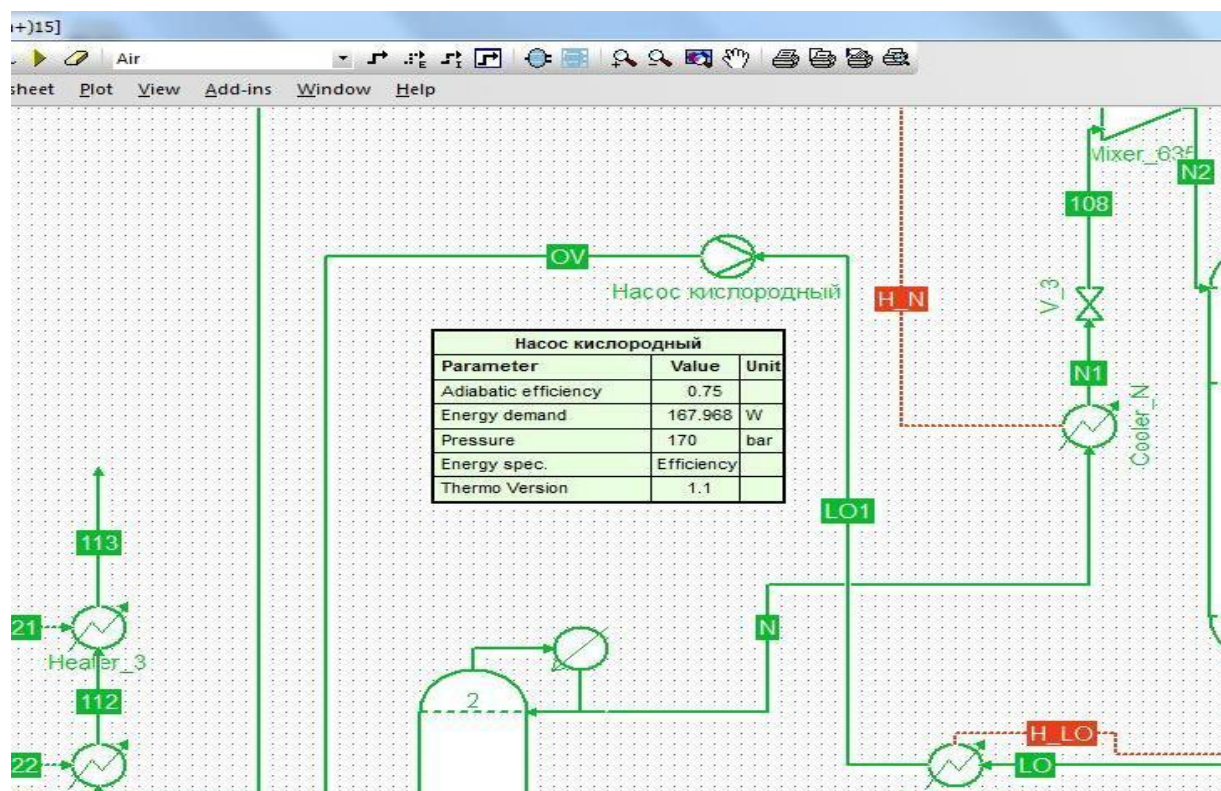
Крім цього при розрахунках насоса потрібно враховувати ще два параметри - це тиск і продуктивність насосу. Програма СОСО також прорахувала потужність насоса з заданим ККД.

За допомогою програми СОСО ми змогли дізнатися всі характеристики насосу, при яких режимах він може працювати.



Parameter	Value	Unit
Pressure spec.	Pressure	
Energy spec.	Efficiency	
Pressure increase	16850000	Pa
Pressure	170	bar
Energy demand	167.9681603	W
Adiabatic efficiency	0.75	
Thermo Version	1.1	

Малюнок 3.15 Технічні характеристики насосу (скріншот СОСУ)



Малюнок 3.15. Підключення насоса високого тиску

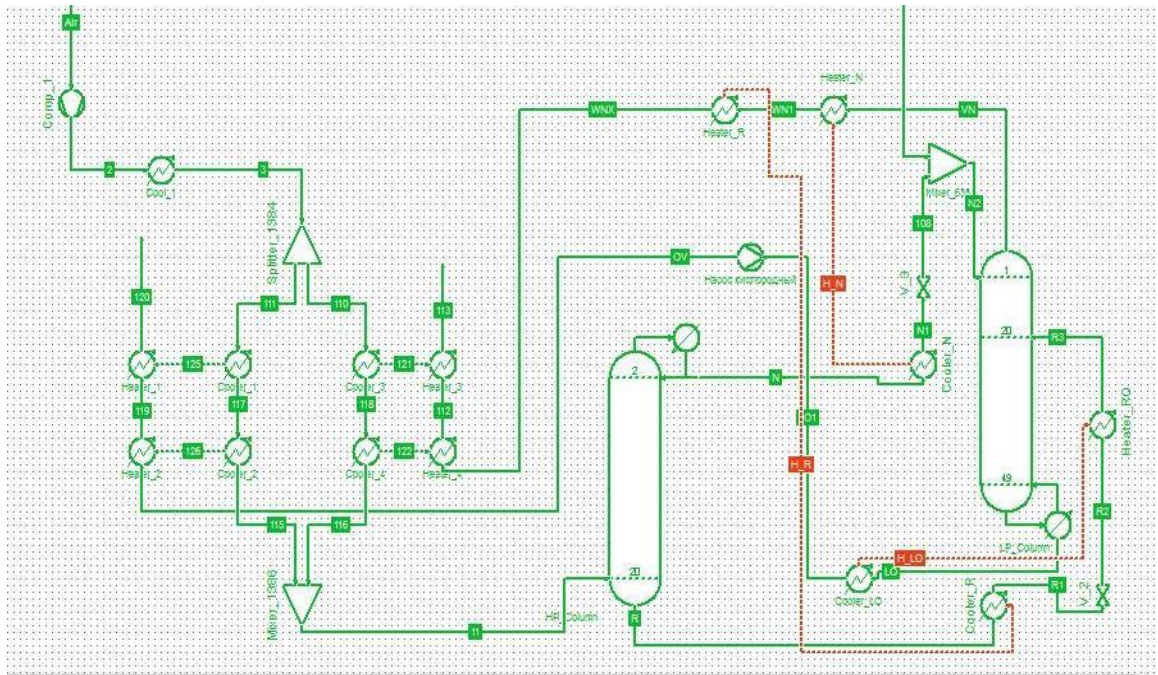
3.7 Параметри розрахункових точок установки для розділення повітря

Всі розрахункові данні при виконанні роботи заносимо до табл.3.15.

Таблица 3.15 – параметры точек схемы

№	Найменування потіка	Доля %	P, МПа	T, К	I, кДж/кг	S, кДж/кг*К	Стан
1	Повітря	100	0,73	303			Y
2	Повітря	100	0,73	303			Y
3	Повітря	100	0,73	303			Y
4	Повітря	74	0,73	303			Y
5	Повітря	26	0,73	303			Y
6	Повітря	74	0,73	102,7			Y
7	Повітря	26	0,73	102,7			Y

8	Повітря	100	0,73	102,7			Y
9	Флегма	100	0,71	102			X
10	Флегма	-	0,71	99,5			X
11	Флегма	-	0,15	84			X
12	Флегма	-	0,15	84			X
13	Азот	-	0,685	98,3			X
14	Азот	-	0,685	85			X
15	Азот	-	0,15	81			X
16	В. потік	-	0,13	80,6			Y
17	В. потік	-	0,13	93,7			Y
18	В. потік	-	0,13	97			Y
19	В. потік	-	0,13	264			Y
20	Кисень	-	0,15	94			X
21	Кисень	-	0,15	92			X
22	Кисень	-	16,6	98,6			X
23	Кисень	-	16,6	252			Y
24	Рідкий азот	-	0,15	79,6			X



Малюнок 3.16 – установка по виробництву кисню під тиском в симуляторі COCO

4. Техніко-економічні розрахунки

4.1 Розробка маркетингової стратегії

Ціллю даного проекту є розробка та створення конкурентоспроможної установки для розділення повітря, продукція якої матиме попит за доступну ціну для споживача.

Кисень - один з найбільш широко використовуваних технічних газів, який знаходить застосування практично у всіх областях людської діяльності.

Попит на кисень постійно зростає, у зв'язку із зростанням промислового виробництва та новими потребами в кисні у медицині.

Ціна кисню повинна бути не вище ніж у конкурентних фірм, а можливо навіть і нижче. Залучити споживача можна тільки якістю продукту і ціновою політикою. Тому необхідне вивчення цін і пропозицій не тільки в Україні, але і за кордоном. Щодо якості продукту то склад технічного кисню, жорстко регламентується. Тому для просування продукту на ринку технічних газів залишається тільки можливість запропонувати меншу ціну, або політику гнучких скидок.

В установці, що пропонується, зниження ціни на кисень досягається за рахунок використання установки низького тиску з додатковим використанням рідкого азоту.

Так як в нічний час електроенергія дешевше, то засобами автоматизації можливо використовувати активний режим роботи установки в рамках нічного тарифу. В цьому режимі вдень, коли вартість електрики висока, температура всередині блоку розділення підтримується за рахунок доливання рідкого азоту з ємності. За рахунок використання нічного тарифу відбувається економія. На ціну кисню також впливає витрата рідкого азоту. Тому чим менше буде його втрата при зберіганні, тим менше буде собівартість кисню, що виробляється установкою.

Щоб забезпечити продаж продукту на зовнішньому ринку, необхідно виробляти продукт, який відповідає наступним вимогам:

- чистота продукту повинна завжди відповідати технологічним нормам, тобто установка повинна забезпечувати протікання всіх технологічних процесів у відповідності з розрахунковими значеннями та забезпечувати вихід кисню в кількості й такої якості, які зафіксовані в паспорті установки;
- отримання продукту повинно здійснюватися на установці, що відповідає кращим світовим стандартам;
- комплектуючі установки, повинні мати сучасні енергетичні показники;
- засоби автоматичного захисту та контрольно-вимірювальні прилади повинні бути підібрані таким чином, щоб забезпечити надійну експлуатацію всього встановлення в цілому.

Оскільки на початковій стадії виходу продукту на ринок важливим є, перш за все, збільшення обсягу продажів і залучення найбільшого числа покупців. То на початковому етапі ціна продукції повинна бути невисокою, так як необхідно зайняти місце на ринку.

Для реалізації даного проекту необхідні відносно не великі капітальні вкладення:

- вартість самого обладнання;
- проектування;
- транспортні витрати, монтажні роботи.

Повної окупності можна очікувати приблизно через 4 роки, що відповідає сучасним стандартам.

Для забезпечення конкурентоспроможності виробленої продукції необхідно впровадити передові технології та застосовувати останні науково-технічні досягнення у виробництві кисню.

Основні переваги установки:

1) Малі габарити по відношенню до існуючих установок середнього тиску;

2) Відсутність дорогих елементів (компресора високого тиску і детандера);

3) Легка і швидка установка (plug & play);

4) Високий коефіцієнт надійності;

5) Низькі експлуатаційні витрати;

6) Виробництво за запитом;

7) Низький рівень шуму;

В установці застосовується сучасне обладнання, вимірювальні прилади, засоби автоматизації, завдяки чому підвищується продуктивність і знижується ризик пошкодження установки. Завдяки цим нововведенням дана установка для розділення повітря має бути конкурентоздатною, і отриманий кисень буде мати ринок збуту.

4.2 Розрахунок собівартості установки

В розрахунок вартості установки включаємо затрати, зв'язані з купівлею основного обладнання, допоміжного обладнання, його доставкою та монтаж. Розрахунок ціни проекту робіт. Данні занесені до таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 - Розрахунок ціни установки

Найменування обладнання та послуг	Кількість	Ціна, тис. грн.
Установка	1	100
Компресор 500LT100T	1	91
Найменування обладнання та послуг	Кількість	Ціна
Цистерна ЦКТ 8/0.25	1	190
Разом		381
Інше обладнання (10% від вартості обладнання)	-	38.1
Разом	A	419.1
Електросилове обладнання та його монтаж (15% от К)	15% от К	79.61
Транспортні затрати (7% от А)	-	29.4
Монтажні роботи (19% от А)	-	79.61
Технологічні трубопроводи та арматура (5% от А)	-	21
Теплова ізоляція установки (5% от А)	-	21
КІП и автоматизація (2% от А)	-	8.4
Сумарні затрати на установку		578.51

4.3 Розрахунок основної заробітної плати

Для визначення ціни необхідно розрахувати основну заробітну плату конструкторів та матеріальні затрати.

Розрахунок проводимо по формулі

$$\Pi = k * C + \Pi_p, (4.1)$$

де k -коефіцієнт рахунку затрат на виготовлення зразка як продукції виробничо-технічного призначення ($k=1,1$),

C - витрати на розробку проекту;

Π_p - нормативний прибуток;

Розрахунок нормативного прибутку проводиться по формулі

$$\Pi_p = \frac{(C - C_m) * P_n}{100} (4.2)$$

де C_m – матеріальні витрати, грн.;

P_n – нормативну рентабельність приймаємо рівній 25%;

Розрахунок матеріальних витрат приводимо в таблиці 2

Таблиця 4. 2 – Розрахунок матеріальних витрат

Назва матеріальних витрат	Тип, модель	Кількість	Ціна за одиницю. грн
Бумага	SnowPeak A4	1	80
Флешка	Transend 8Gb	1	90
Чорнила для принтера	Large Bundle (Bk)	1	400
Файли		10	5,00
Всього		575	
$K_{тр}=0,1$		57.5	
Разом		632.5	

Витрати зв'язані з використанням інтернету

$$C_{ЕОМ} = n * p, (4.3)$$

де n – час використання Інтернету (30 днів =1 місяць)

p – ціна Інтернет за місяць.

$$C_{\text{ЕОМ}} = 1 * 120 = 120 \text{ грн.}$$

Основна заробітна плата враховує плату працівника, безпосередньо зайнятого розробкою, з урахуванням його робочого окладу і часу участі в розробці. Розрахунок здійснюється за формулою

$$C_{30} = \sum \frac{Z_i * K_o * \tau_i}{D_p}, \quad (4.4)$$

де Z_i - середньомісячний оклад працівника, грн.

K_o - коефіцієнт обліку окладу керівника і консультантів проекту приймаються рівним 0,1 для розробників -0,9.

D_p - середня кількість робочих днів приймаємо 22 дня.

τ_i - трудомісткість робіт, які виконуються і-тою працівником, чол / день.

В розробці задіяні постачальник завдань, розробник, середньомісячний оклад становить 15000 грн. і 5000 грн. відповідно.

для керівника:

$$C_{30} = \frac{10000 * 64 * 0,1}{22} = 2909 \text{ грн.}$$

для розробника

$$C_{30} = \frac{2000 * 64}{22} = 5818 \text{ грн.}$$

Розрахунок додаткової заробітної плати враховує всі виплати безпосередньо працівникам за час, що не відпрацьовано на виробництві, в тому числі: оплата відпусток, компенсація за невикористану відпустку, оплата пільгового часу підліткам та ін. Проводиться за формулою

$$C_{3Д} = C_{30} * КД, \quad (4.5)$$

де КД - коефіцієнт відрахувань на заробітну плату приймається рівним 0,1.

$$СЗД = 8727 * 0,1 = 872.7 \text{ грн.}$$

Розрахунок відрахувань на соціальне страхування враховує відрахування до бюджету соціального страхування за встановленим державою тарифом від суми основної та додаткової заробітної плати та розраховується за формулою

$$ССС = КСС * (СЗО + СЗД), (4.6)$$

де КСС - коефіцієнт відрахувань на соціальне страхування приймається рівним 0,36.

$$ССС = 0,36 * (5818 + 872,7) = 2408.7 \text{ грн}$$

Загальновиробничі витрати враховують витрати на загальногосподарські витрати, поза виробничі витрати і витрати на управління і розраховуються за формулою

$$СН = КН * СЗО, (4.7)$$

де КН - коефіцієнт накладних витрат приймається рівним 0,5.

$$СН = 0,5 * 8727 = 4363.5 \text{ грн.}$$

Дані занесені в таблицю 4.3

таблиці 4.3 – Наведена собівартість розробки.

Назва статті	Сумма, грн.
Матеріальні розходи	632.5
Спеціальне обладнання	120
Основна заробітна плата	8727
Додаткова заробітна плата	872.7
Відчислення на страхові	2408.7
Загальновиробничі витрати	4363.5
Сумарна ціна розробки проекту	17124.4

Тепер можливо визначити норматив прибутку

$$P_p = (17124.4 - 632.5) * 0.25 = 4123 \text{ грн. (4.8)}$$

Тоді ціна проекту, який розробляється, становить:

$$Ц = 1.1 * 17124.4 + 4123 = 22959.84 \text{ грн. (4.9)}$$

4.4 Розрахунок капітальних вкладень:

Капітальні вкладення, необхідні для створення нового виробничого об'єкта, і вони складаються з:

- вартості технологічного обладнання;
- вартості будівельних робіт;
- витрат на монтаж, наладку;
- транспортних витрат;
- науково-дослідних і дослідно-конструкторських робіт;

Розрахунок капітальних вкладень наводиться в таблиці 4.

Таблиця 4.4 - Капітальні вкладення

Найменування робіт та затрат	Відсоткова ставка	Вартість Тис.грн
Повітророзділення на установку	К	419.1
Транспортні витрати	7% от К	29.4
монтажні роботи	15% от К	79.61
Технологічні трубопроводи і арматура	5% от К	21
Металоконструкція кожухів	8% от К	33.53
Електросилове устаткування і його монтаж	15% от К	79.61
Розробка проекту	-	23
Будівничі роботи: Розміри будівлі: 10 x 10 x 4	Вартість 1 м ³ будівлі — 3000 грн.	1200
Разом:		1884.72

4.5 Розрахунок витрати на електроенергію

Річні витрати на електроенергію визначаються за формулою:

$$C_{\text{ен}} = N_{\text{п}} \cdot K_1 \cdot K_2 \cdot F \cdot \text{ЦЕ}, \quad (4.10)$$

де: $N_{\text{п}}$ - потужність споживана обладнанням (компресор, насос рідкого кисню), кВт;

F - річний фонд часу роботи установки, ч / рік;

ЦЕ - вартість 1 кВт·год електроенергії, грн / кВт·год.

K_1 -коефіцієнт використання компресора - 0,7

K_2 коефіцієнт використання насоса -0,7

$\text{ЦЕ} = 2.075 \text{ грн} / \text{кВт} \cdot \text{год}.$

Вся дані зводимо до таблиці 4.5.

Таблиця 4.5– Енергетичні характеристики обладнання

№ п/п	Споживач	Тип	Потужність кВт/год
1	Компресор	LT100T	13.3
2	Щиток управління		2
3	Насос	2НСГ- 0,0695/20-2	0.17
4	Електропідігрівач		6

Витрати разом становлять 21.5кВт за годину.

Підставивши дані величини в формулу для знаходження витрат на електроенергію, отримаємо:

$$C_{\text{эн}} = (13,3 \cdot 0,7 + 0,17 \cdot 0,7 + 2 + 5) \cdot 7260 \cdot 2.075 = 247495 \text{ грн/рік}$$

4.6 Розрахунок заробітної плати обслуговуючого персоналу

Для того, щоб визначити витрати за статтею «Заробітна плата» необхідно спочатку скласти штатний розклад.

При проектуванні установки потрібно встановити кількість основних робітників. Штат робітників для установки, що пропонується, складається з трьох осіб: один апаратний робітник і один машиніст у зміні.

Встановлення тарифного розряду робочого і віднесення робіт до того чи іншого розряду тарифної сітки (тобто тарифікація робітників і робіт) проводиться на основі єдиного тарифно-кваліфікаційного довідника.

Фонд заробітної плати за тарифними ставками основних виробничих робітників-погодинників визначається за формулою:

$$З_{т} = n \cdot C_{т} \cdot \Phi_{р} \quad (4.11)$$

де: $З_{т}$ - річний фонд заробітної плати за тарифними ставками основних робітників за тарифними ставками, грн.

n - кількість основних робітників;

$C_{т}$ - Часова тарифна ставка середнього розряду, грн.

$\Phi_{р}$ - фонд робочого часу одного робітника.

Преміальні доплати приймаються в розмірі 40% від фонду заробітної плати за тарифними ставками. Понад це 20% складають всі види доплат за фактично відпрацьований час.

Результати розрахунків приведемо в таблиці 4.6.

Таблиця 4.6 – фонд заробітної плати з урахуванням відчислень

Професія	Розряд	Кількість	Годинна тарифна ставка, грн/год	Розрахунок річної середньої заробіт. плати, грн
Апаратник	V	4	18	$4 \cdot 18 \cdot 1800 \cdot 1,2 \cdot 1,22 = 189734.4$
Разом:				$C_3 = 189734.4$

3.7 Розрахунок на витрати рідкого азоту

Для отримання продукту установкою, потрібно витрати рідкого азоту.
Витрата азоту установкою становить 15 кг / год.

Робота установки:

$$T_1 = 22 \text{ години/добу}$$

$$T_2 = 30 \text{ дня/місяць}$$

$$T_3 = 11 \text{ місяців/рік}$$

Розраховуємо загальний витрата рідкого азоту за рік

$$G = 15 * 22 * 30 * 11 = 108900 \text{ кг} \quad (4.12)$$

Також потрібно враховувати втрати азоту при зберіганні.

$$K = 5\%$$

$$G = 108900 * 0.05 = 5445 \text{ кг}; \quad (4.13)$$

Розраховуємо загальний витрата рідкого азоту за рік.

$$G_{\text{общ}} = 108900 + 5445 = 114345 \text{ кг}; \quad (4.14)$$

Загальні витрати на азот при ціні 3.5грн / кг

$$C_{\text{азот}} = 114345 * 3.5 = 400208 \text{ грн}; \quad (4.15)$$

4.8 Розрахунок амортизаційних витрат:

Розрахунки приводимо до таблиці 7.

Таблиця 4.7 - амортизаційні витрати

Показники	Величина
Капітальні вкладення в обладнання Тис.грн	К 662.25
Норма амортизационных отчислений процентная ставка,% тыс грн. (15% от К)	99.34
Норма амортизационных отчислений на здания сооружения, процентная ставка, (3% от К) тыс. грн.	19.87
Вартість будівлі та споруд	1200

4.9 Розрахунок витрат на спеціальний ремонт і утримання обладнання

Розрахунок витрат наведено в таблиці 4.9.

Таблиця 4.9 - витрати на спец. ремонт та утримання обладнання

Показники	Величина
Капітальні вкладення в обладнання тис грн	К 662.25
Витрати на спеціальний ремонт и утримання обладнання: відсоткова ставка 1,5 % від К.	9.93

4.10 Зведений розрахунок експлуатаційних витрат споживача

Розрахунок зводимо в таблицю 4.10

Таблиця 4.10 - зведений розрахунок експлуатаційних витрат

Стаття річних витрат	Сума, тис. грн.
Енергетичні витрати	247.495
Амортизаційні відрахування	99.34
Витрати на спеціальний ремонт и утримання обладнання	9.93
Заробітна плата	189.73
Витрати на рідкий азот	400.208
Виробничі витрати (20% від основної заробітної плати)	37.95
Разом: Виробнича собівартість ($C_{\text{пр}}$)	984.65
Адміністративні відрахування (50% від основної заробітної плати)	94.87
Невиробничі затрати (3% від $C_{\text{пр}}$)	29.54
Разом: (I_3)	1110.0

Разом повна собівартість складе: $C_e = 1110000$ грн.

4.11 Розрахунок собівартості і прибутку установки

Розрахунок собівартості виробництва 1 м³ чистого кисню марки «А»:

$$C = \frac{C_3}{V \cdot F} = \frac{1110000}{20.82 \cdot 7260} = 7.35 \text{ грн/м}^3; \quad (4.16)$$

Прибуток від реалізації кисню марки «А»

$$\Pi_r = D_r - C_3 - N_{\text{ндс}}, \quad (4.17)$$

де: D_r – виручка (кількість виробленого продукту, вартість 1 м³ газового кисню при реалізації), грн.

$$D_r = 20.82 \cdot 7260 \cdot 14 = 2116145 \text{ грн/год} \quad (4.18)$$

$N_{\text{ндс}}$ = налог на додану вартість, грн

$$N_{\text{ндс}} = 0,2 \cdot D_r = 0,2 \cdot 2116145 = 423229 \text{ грн.} \quad (4.19)$$

$$\Pi = 2116145 - 1110000 - 423229 = 582916 \text{ грн.} \quad (4.20)$$

Визначення прибутку за вирахуванням податку на прибуток:

$$\Pi' = 0,82 \cdot \Pi = 0,82 \cdot 582916 = 477992 \text{ грн.} \quad (4.21)$$

Термін окупності витрат на впровадження і вдосконалення установки на підприємстві:

$$T = K / \Pi' = 1884770 / 477992 = 3.94 \text{ роки} \quad (4.22)$$

Розрахунок коефіцієнта економічної ефективності:

$$E = \Pi' / K = 0,26 \quad (4.23)$$

4.12 Зведена таблиця всіх показників

Всі основні показники зводимо то таблиці 4.11

Таблиця 4. 11 – основні показники

Назва	Одиниця вимірювання	Кількість
Продуктивність по кисню	м ³ /год	20.86
Використання обладнанням електроенергії	кВт	21.5
Матеріальні витрати по електроенергії	тис.грн/рік	247.5
Витрати по азоту	тис. грн/рік	400.208
Матеріальні витрати по азоту	кг/годину	15
Капітальні вкладення	тис. грн	662.25
Річні експлуатаційні витрати	тис. грн	1110.000
Собівартість кисню	грн. за м3	7.35
Очікуваний прибуток від реалізації	тис. грн за рік	478.000
Строк окупності проекту	рік	3.94
Рівень рентабельності	%	0.26

4.13 Техніко-економічні розрахунки установки при витратах 13 та 17 кг/годину рідкого азоту

4.13.1 Витрати рідкого азоту при 13 та 17 кг/годину

Робота установки:

$$T_1 = 13/\text{годину та } 17/\text{годину}$$

$$T_2 = 22 \text{ години/добу}$$

$$T_3 = 30 \text{ дня/місяць}$$

$$T_4 = 11 \text{ місяців/рік}$$

Розраховуємо загальні витрати рідкого азоту за рік

$$G = T_1 * T_2 * T_3 * T_4; \quad (4.24)$$

$$G = 13 * 22 * 30 * 11 = 94380 \text{ кг}$$

$$G = 17 * 22 * 30 * 11 = 123420 \text{ кг}$$

Також потрібно враховувати втрати азоту при зберіганні.

$$K = 5\%$$

$$G = 94380 * 0.05 = 4719 \text{ кг}; \quad (4.25)$$

$$G = 123420 * 0.05 = 6171 \text{ кг}; \quad (4.26)$$

Розраховуємо загальний витрата рідкого азоту за рік.

$$G_{\text{общ}} = 94380 + 4719 = 99100 \text{ кг}. \quad (4.27)$$

$$G_{\text{общ}} = 123420 + 6171 = 129591 \text{ кг}. \quad (4.28)$$

Загальні витрати на азот при ціні 3.5грн / кг

$$C_{\text{азот}} = 99100 * 3.5 = 346850 \text{ грн}. \quad (4.29)$$

$$C_{\text{азот}} = 129591 * 3.5 = 453569 \text{ грн}. \quad (4.30)$$

4.13.2 Основні розрахунки експлуатаційних витрат

Розрахунок зводимо в таблицю 4.12

Таблиця 4.12 - зведений розрахунок експлуатаційних витрат

Стаття річних витрат		Сума, тис. грн.	
Витрати азоту	Кг/год	13	17
Енергетичні витрати	Тис.гр н	247.5	247.5
Амортизаційні відрахування	Тис.гр н	99.34	99.34
Витрати на спеціальний ремонт и утримання обладнання	Тис.грн	9.93	9.93
Заробітна плата	Тис.гр н	189.73	189.73
Витрати на рідкий азот	Тис.гр н	346.850	453.569
Виробничі витрати (20% від основної заробітної плати)	Тис.гр н	37.95	37.95
Разом: Виробнича собівартість (C_{пр})	Тис.гр н	931.3	1038.02
Адміністративні відрахування (50% від основної заробітної плати)	Тис.гр н	94.87	94.87
Невиробничі затрати (3% від C _{пр})		27.94	31.14
Разом: (И_з)		1054.11	1164.03

Разом повна при 13 кг собівартість складе: $C_e = 1054.11$ тис.грн.

Разом повна при 17кг собівартість складе: $C_e = 1164.03$ тис.грн.

4.13.3 Розрахунок собівартості і прибутку установки при інших режимах установки

1) Розрахунок собівартості одержуваного в установці продукту:

Розрахунок собівартості виробництва 1 м³ чистого кисню марки «А»:

$$C_{13} = \frac{C_3}{V \cdot F} = \frac{1054110}{19.7 \cdot 7260} = 7.37 \text{ грн/м}^3. \quad (4.31)$$

$$C_{17} = \frac{C_3}{V \cdot F} = \frac{1164030}{22.93 \cdot 7260} = 6.99 \text{ грн/м}^3. \quad (4.32)$$

2) Розрахунок прибутку

Прибуток від реалізації кисню марки «А»

$$\Pi_r = D_r - C_3 - N_{\text{ндс}}, \quad (4.33)$$

де:

3) D_r - виручка (кількість виробленого продукту, вартість 1 м³ газового кисню при реалізації), грн.

$$D_r = 19.7 \cdot 7260 \cdot 14 = 2002308 \text{ грн/рік}. \quad (4.34)$$

$$D_r = 22.93 \cdot 7260 \cdot 14 = 2330605 \text{ грн/рік}. \quad (4.35)$$

4) $N_{\text{ндс}}$ = налог на додану вартість, грн

$$N_{\text{ндс}} = 0,2 \cdot D_r = 0,2 \cdot 2002308 = 400461 \text{ грн}. \quad (4.36)$$

$$N_{\text{ндс}} = 0,2 \cdot D_r = 0,2 \cdot 2330605 = 466121 \text{ грн}. \quad (4.37)$$

5) Прибуток без вирахування податку

$$\Pi = 2002308 - 1054110 - 400461 = 547737 \text{ грн}. \quad (4.38)$$

$$\Pi = 2330605 - 1164030 - 466121 = 700454 \text{ грн}. \quad (4.39)$$

6) Визначення прибутку за вирахуванням податку на прибуток:

$$\Pi' = 0,82 \cdot \Pi = 0,82 \cdot 547737 = 449144 \text{ грн}. \quad (4.40)$$

$$\Pi' = 0,82 \cdot \Pi = 0,82 \cdot 700454 = 574372 \text{ грн}. \quad (4.41)$$

7) Термін окупності витрат на впровадження і вдосконалення установки на підприємстві:

$$T = K / \Pi' = 1884770 / 449144 = 4.2 \text{ роки}. \quad (4.42)$$

$$T = K / \Pi' = 1884770 / 574372 = 3.28 \text{ роки}. \quad (4.43)$$

8) Розрахунок коефіцієнту економічної ефективності:

$$E = \Pi'/K = 0.238. \quad (4.44)$$

$$E = \Pi'/K = 0,3. \quad (4.45)$$

4.13.4. Питома витрата електроенергії на виробництво 1 кг газового кисню

При виробництві 30,6 кг газового кисню витрачується 27 кВт електроенергії. Знаємо скільки затрачується на виробництво 1кг кисню.

$$I_A = \frac{N}{O_2} = \frac{21,5}{30,6} = 0,7 \frac{\text{кВт} \cdot \text{ч}}{\text{кг}}. \quad (4.22)$$

На виробництво 1 кг .газового кисню під тиском затрачується 0,88 кВт електроенергії.

4. 13.5. Основні техніко-економічні показники при витратах азоту 13кг/год

Заносимо до таблиці 12

Таблиця 4.12- основні показники

Показники	Одиниця вимірювання	Кількість
Продуктивність по кисню	м ³ /год	34.73
С електроенергії	кВт	27.5
Витрати по азоту	тис. грн/рік	631.655
Капітальні вкладення в обладнання	тис. грн	662.25
Річні експлуатаційні витрати	тис. грн	1028.01
Собівартість кисню	Грн/ м3	7.26
Очікуваний прибуток від реалізації	тис. грн./ рік	666.148
Строк окупності проекту	рік	2.83
Рівень рентабельності	%	35

4.14. Висновок техніко-економічних розрахунків установки

Кожна фірма, починаючи процес виробництва або приймаючи рішення про його розширення, повинна бути впевнена, що її витрати обов'язково окупляться і принесуть прибуток. В ході роботи було з'ясовано, що чистий прибуток в період освоєння буде дорівнювати 531774 грн. Хоча основні витрати і припадають на виробничі витрати, рідкий азот, і фонд заробітної плати, це не вплинуло на термін окупності підприємства та коефіцієнт економічної ефективності, який дуже високий, як для промислової сфери.

Щоб збільшити прибуток, слід скорегувати асортимент запропонованої продукції, також додатково можливо продавати в роздрібній торгівлі рідкий азот. Знайти шляхи скорочення витрат, зменшити витрати на виробництво, витрати на транспортування, логістику, амортизацію. Також було розраховано, що витрати енергії на виробництво 1 кг кисню витрачається 0,88кВт, при тому що тиск продукційного кисню становить 160 бар, склад продукційного кисню: 99,7% O₂, 0,3% Ar, 5 *10⁻⁹% N₂. Витрата повітря, що переробляється, становить - 160 кг/годину, витрата продукційного кисню – 30,6 кг/годину. При цьому, споживання енергії повітряним компресором становить 14,3 кВт (при адіабатні ККД рівному 75%), і насос рідкого кисню споживає 0,2 кВт енергії.

5. Техніка безпеки при роботі з киснем та рідким азотом

5. Загальні вимоги безпеки при роботі з рідким азотом і судинами Дьюара

До роботи з рідким азотом і судинами Дьюара допускаються особи не молодше 18 років (далі - працівники), які пройшли:

- попередній медичний огляд і не мають медичних протипоказань;
- навчання безпечним методам роботи з рідким азотом та киснем і судинами Дьюара;
- стажування, інструктаж і перевірку знань з питань охорони праці.

Працівник зобов'язаний:

- дотримуватися встановленого в організації режим праці і відпочинку, трудової дисципліни;
- виконувати тільки ту роботу, яка йому доручена;
- дотримуватися технологію виробництва робіт, застосовувати способи, що забезпечують безпеку праці;
- виконувати вимоги з охорони праці та пожежної безпеки, знати сигнали оповіщення і порядок дії при пожежі, вміти користуватися первинними засобами пожежогасіння і знати місця їх розташування;
- не допускати присутності на робочому місці сторонніх;
- НЕ передоручати свою роботу іншим особам;
- у встановлені терміни проходити періодичні медогляди, перевірку знань з питань охорони праці у відповідній комісії не рідше 1 разу на рік;
- піклуватися про особисті безпеку і здоров'я, а також про безпеку оточуючих в процесі виконання робіт або під час знаходження на території організації;
- негайно повідомляти роботодавця про будь-яку ситуацію, яка загрожує життю або здоров'ю працюючих і оточуючих, нещасний випадок, що стався на виробництві; сприяти роботодавцю у вживанні

заходів щодо надання необхідної допомоги потерпілим і доставку їх до закладу охорони здоров'я;

- знати місцезнаходження аптечок першої медичної допомоги і вміти користуватися їх вмістом;
- правильно застосовувати засоби індивідуального та колективного захисту, а в разі їх відсутності або несправності негайно повідомляти про це безпосереднього керівника;
- строго виконувати правила особистої гігієни (мити руки в спеціально встановлених умивальниках з милом і рушником, не їсти на робочому місці).

Працівник не повинен:

- знаходитися на робочому місці в стані алкогольного, наркотичного або токсичного сп'яніння;
- курити у невстановлених місцях.

Працівник повинен знати:

- пристрій і особливості роботи судин Дьюара;
- інструкції з технічної експлуатації та обслуговування посудин Дьюара;
- вимоги безпеки при роботі з рідким азотом;
- ознаки, причини, несправності в роботі судин Дьюара.

При роботі з рідким азотом, а так само під час зливу і наливу рідкого азоту на працівника можуть впливати такі шкідливі і (або) небезпечні виробничі фактори:

- підвищений парціальний тиск азоту в приміщенні;
- знижена температура повітря робочої зони;
- обмороження відкритих ділянок тіла при попаданні рідкого азоту;
- вибух посудини Дьюара внаслідок втрати вакууму, швидкої десорбції газів при відігріванні судини, а також з-за випаровування рідкого азоту при герметично закритій горловині;

- конденсація на охолоджених рідким азотом поверхнях кисню і загоряння при його контакті з горючими матеріалами;
- недостатній вміст кисню в повітрі робочої зони в результаті випаровування рідкого азоту і витіснення їм кисню з повітря (зниження концентрації кисню нижче 16% призводить до запаморочення, непритомності і задухи без будь-яких попередніх симптомів).

Працівники повинні бути забезпечені санітарним одягом та засобами індивідуального захисту (ЗІЗ) за типовими нормам відповідно до своєї професії або посади. Крім зазначених ЗІЗ працівники повинні користуватися іншими засобами індивідуального захисту, що відповідають умовам роботи, що забезпечують безпеку праці, що видаються на підставі атестації робочих місць за умовами праці або вимог нормативних правових актів з охорони праці, в т.ч. технічних і локальних.

При роботі з рідким азотом та іншими кріогенними рідинами працівники повинні застосовувати ЗІЗ, що оберігають їх від попадання низькотемпературної рідини на відкриті ділянки шкірних покривів і очі: спецодяг, спецвзуття, головні убори, захисні рукавиці (рукавички) від низьких температур, захисні окуляри або захисні лицьові щитки, а також уникати дотику відкритими поверхнями тіла до обладнання і металевих деталей, охолодженим рідким азотом (або його парами).

Працівники повинні стежити за справністю і чистотою спецодягу, спецвзуття та інших ЗІЗ, а також містити в чистоті і порядку місця їх зберігання.

Працівники, які допустили порушення вимог цієї інструкції, залучаються до відповідальності в порядку, встановленому законодавством.

Кисень в балоні знаходиться під тиском 160 бар, тому балони необхідно оберігати:

- від різких ударів і поштовхів;

- від прямих сонячних променів (зберігати під навісом);
- від відкритого джерела вогню (не менше 5 м);
- від опалювальних приладів (не менше 1 м);
- від атмосферних опадів, олив та інших джерел забруднення.

Безпечна межа збагачення повітря киснем при витоках 23% за обсягом.

Пункт установки кисневого балона повинен бути забезпечений засобами, що запобігають падінню балонів (гніздами, хомутами); при ліквідації пожеж: піском, вогнегасником ОП-5.

Металева шафа внизу на дверцятах повинен бути забезпечений вентиляційними отворами.

Балон повинен надходити в організацію забарвленим в блакитний колір з написом чорного кольору «Кисень медичний». Місце таврування балона відзначено окантовкою жовтого кольору.

Балон повинен мати чітке таврування із зазначенням року виготовлення, порядкового номера балона, робочого тиску, дати огляду і дати наступного випробування.

Балон повинен бути забезпечений черевиком і захисним ковпаком. На балоні не повинно бути слідів масляних, жирових і інших забруднень.

При прийманні балонів необхідно провести відповідну реєстрацію в спеціальному журналі.

Редуктор, як і кисневий балон, повинен бути пофарбований в блакитний колір, забезпечений кисневим манометром з позначкою на шкалі «Кисень, мастило-небезпечно». Інші манометри і редуктори застосовувати забороняється.

Півроку з промиванням манометрів і кисневого обладнання проводиться 1 раз в 12 місяців кваліфікованими фахівцями організацій по ремонту спеціального обладнання.

Крім того, перевірка манометрів контрольним манометром проводиться 1 раз в 6 місяців, про що повинна бути запис у спеціальному журналі.

Забороняється користуватися несправним кисневим обладнанням і устаткуванням, термін повірки якого закінчився.

Наповнення кисневої подушки безпосередньо від кисневого балона забороняється.

Під час роботи з кисневим обладнанням на персонал можуть шкідливо діяти такі небезпечні та шкідливі виробничі фактори:

- вогнестійкість, займання при зіткненні з маслами;
- підвищена запиленість і загазованість повітря робочої зони;
- гострі кромки, задирки і шорсткість на поверхні матеріалів і обладнання;
- рухомі механізми і машини.

2. Вимоги безпеки перед початком роботи.

Перевірити зовнішнім оглядом справність посудин Дьюара, приєднувальних шлангів, запірної арматури.

Працювати в спецодязі, рукавицях. Волосся повинні бути прибрані під спеціальну шапочку.

3. Вимоги безпеки під час роботи.

Експлуатація посудин Дьюара повинна проводитися відповідно до інструкції по їх експлуатації заводу-виготовлювача.

Експлуатувати або відігрівати в робочих приміщеннях несправні судини Дьюара категорично забороняється.

Втративши вакуум посудину Дьюара треба звільнити від рідкого азоту, а потім поставити на відігрівання протягом трьох діб в приміщення, куди заборонений доступ людей.

Закривати судини Дьюара допустимо тільки призначеними для них кришками.

Забороняється щільно закривати горловину судини, так як випаровування частини рідкого азоту створює усередині судини надлишковий тиск, що створює небезпеку пошкодження судини або викиду рідкого азоту.

Заливати рідкий азот в посудину Дьюара рекомендується через гнучкий металорукав з цистерн, або з використанням переливного пристрою.

При заправці судини за допомогою гнучкого металорукава слід стежити за тим, щоб гнучкий металорукав був опущений до дна, так як струмінь азоту може викинути металорукав з горловини, при цьому можуть постраждати працюють поруч люди.

З іншого судини Дьюара заливку ведуть за допомогою переливного пристрою, або через широку металеву лійку, уникаючи попадання рідини.

В процесі заливання категорично забороняється заглядати в посудину для визначення рівня рідини.

Заправка вважається закінченою при появі з горловини перших бризок рідини.

Особливу обережність слід дотримуватися під час заповнення теплих судин Дьюара, тобто які не були в експлуатації або які пройшли відігрівання.

Заповнювати судини Дьюара рідким азотом поодиночі забороняється.

Вводити пінцет, каністри та інші предмети в рідкий азот треба повільно, щоб уникнути розбризкування, викликаного кипінням рідини при контакті з теплими предметами (азот кипить при температурі 77К.).

Щоб каністри з біопродуктів перебували завжди нижче рівня рідкого азоту, судини Дьюара, призначені для її зберігання, періодично дозаправляють.

Зміст рідкого кисню в суміші понад 15% не допускається, так як така суміш може викликати запалення при контакті з органічними продуктами.

Вміст кисню контролюється газоаналізатором.

Злив проводиться на відкритій спеціальному майданчику в безпечному місці.

Не допускається наявність дерева, паперу та інших органічних продуктів поблизу місця зливу.

Для запобігання забруднення судини Дьюара, гнучкі металорукава, переливні пристрої і воронки слід зберігати в чохлах.

Для видалення мулу або твердих частинок необхідно злити залишки з посудини, промити посудину чистим рідким азотом і поставити на відігрівання. Не раніше ніж через 3 доби посудину промивають теплим водним розчином миючим засобом і ополіскують водою.

Персонал, що працює з судинами Дьюара і рідким азотом повинен користуватися захисними окулярами.

Приміщення, де проводиться робота з рідким азотом або зберігаються судини Дьюара, повинні бути обладнані припливно-витяжною вентиляцією, що забезпечує вміст кисню в повітрі не менше 19%.

При природній вентиляції робота з рідким азотом допускається у приміщенні, обсяг якого в 1300 разів більше обсягу знаходиться в ньому рідкого азоту.

При випаровуванні рідкого азоту, газ, який випаровується має дуже низьку температуру і щільність більшу ніж у повітря. Тому він може накопичуватися на нижньому рівні приміщення і непомітно створювати підвищену концентрацію в приміщенні. При цьому концентрація кисню в повітрі знижується - відбувається порушення ритму дихання, почастищення пульсу, потім - порушення свідомості, зниження чутливості, втрачається здатність рухатися, з'являється нудота і блювота, відключається

свідомість, і через кілька хвилин настає смерть. Особлива небезпека полягає в тому, що це відбувається безболісно і людина не усвідомлює свій стан.

Короткочасне зіткнення шкіри з рідким азотом не є небезпечним, так як при цьому на шкірі утворюється повітряна подушка з низькою теплопровідністю, яка захищає шкіру від безпосереднього контакту з рідким азотом. Тривалий контакт рідкого азоту або матеріалу, охолодженого рідким азотом, з шкірою або очима може викликати серйозні пошкодження.

4. Заходи безпеки при експлуатації балонів

До поводження з газовими балонами допускати тільки осіб, які мають достатній досвід і кваліфікацію.

Газовий балон являє собою посудину під високим тиском і з ним необхідно поводитися обережно.

Ніколи не знімати і не псувати етикетки, прикріплені виробником на балонах.

До того як використовувати балон, переконатися в правильному його вмісті.

До того як використовувати газ, ознайомитися з його властивостями і ризиком, пов'язаним з його використанням.

У разі невпевненості в правильному поводженні з яким-небудь газом, зв'язатися з виробником газу.

5. Експлуатація та застосування

Завжди користуватися захисними рукавичками.

Не піднімати балон за ковпак і кришку.

Для переміщення балонів завжди користуватися візком або ящиками для балонів.

При переміщенні балона захисний ковпак повинен завжди перебувати на своєму місці.

Для виявлення витоків використовувати мильний розчин.

Завжди користуватися регулятором тиску, призначеним для даного газу. Використовувати вставки заборонено.

Перед підключенням обладнання до балона, перевірити його правильний клас тиску.

Запобігти зворотний потік газу в балон (наприклад, зворотним клапаном), перш ніж підключати балон.

Вентиль балона відкривати повільно.

Ніколи не нагрівати газовий балон.

Подача газу з балона в інший балон заборонена.

Ніколи не використовувати балон як катка або робочої підставки.

Утримувати вентиль балона і устаткування чистими від масла і бруду.

Не допускати падіння балонів.

Захистити балони від механічних ударів.

Завжди, коли балоном не користуються, закривати вентиль.

З порожніми балонами завжди звертатися як з повними.

6. Вимоги безпеки в аварійних ситуаціях.

На час зникнення напруги прилади (апарати) відключити від мережі.

При короткому замиканні, обриві в системах електроживлення, припинення подачі електроенергії відключити головний мережевий рубильник в приміщенні і викликати чергового електромонтера.

При нещасному випадку, отруєнні, раптовому захворюванні необхідно негайно надати першу допомогу потерпілому, викликати лікаря за телефоном 103 або допомогти доставити потерпілого до лікаря, а потім повідомити керівника про те, що трапилося.

Перша допомога потерпілому повинна бути надана негайно і безпосередньо на місці події, відразу ж після усунення причини, що викликала травму, використовуючи медикаменти і перев'язувальні матеріали, які повинні зберігатися в аптечці.

Аптечка повинна бути укомплектована перев'язувальними матеріалами та медикаментами, у яких не закінчився термін реалізації; аптечка повинна знаходитися на видному та доступному місці.

При виявленні пожежі або ознак горіння (задимлення, запах гару, підвищення температури і т.п.) необхідно негайно повідомити про це пожежну охорону за телефоном 101.

До прибуття пожежної охорони потрібно вжити заходів по евакуації людей, майна і приступити до гасіння пожежі

ОХОРОНА ПРАЦІ

Необхідно закрити вентиль, спустити тиск з киснепровода через запірний кран, прибрати з робочого місця інструменти і пристосування, перевірити надійність кріплення балонів і відсутність витоку кисню.

Про всі недоліки і несправності, виявлених під час роботи, аварійних ситуаціях зробити записи в журналі технічного обслуговування обладнання, а також повідомити керівника.

Здати прилади та апарати уповноваженій особі, попередити про необхідність заміни балона при використанні кисню.

Зняти спецодяг, прибрати засоби індивідуального захисту, спецодяг у встановлене місце.

Вимити обличчя, руки теплою водою з милом, по можливості прийняти душ.

ВИСНОВКИ

Головною особливістю установок подібного типу є те, що для компенсації втрат холоду в них використовується рідкий азот запасений в ємності, яка стоїть окремо. Це дозволяє різко зменшити вартість установки за рахунок відмови від найдорожчих елементів установок для розділення повітря - компресора середнього тиску і детандера. Розрахунки показали, що для нормальної функціональної роботи достатньо компресора який стискає повітря до 7-8 бар. Це значно розширює можливості при проектуванні, так як можуть бути залучені компресори різної модифікації: гвинтові, спіральні, поршневі та інші.

Очевидно, що описана установка не самодостатня, так як потребує постачання рідкого азоту. Тому установки такого типу, по суті справи, є сателіти великотоннажної установки для отримання рідкого азоту. Висока енергетична і економічна ефективність отримання рідкого азоту на великотоннажної установки конвертується її сателітами в ефективне виробництво газового кисню. З іншого боку, сателіти забезпечують більш рівномірне і повне завантаження великотоннажної установки. Судячи по лінійці продуктивності наявних на ринку кріогенних установок подібного типу, вони пропонуються в якості альтернативи адсорбційним установкам для отримання чистого азоту. Одним з найбільш перспективних напрямків вдосконалення кріогенних установок малої продуктивності, є установки для розділення повітря, призначені для отримання технічного кисню під високим тиском, необхідного для заправки кисневих балонів. Це пояснюється тим, що ні мембранні, ні адсорбційні установки не можуть виробляти кисень з концентрацією 99,7%, який потрібен для автогенного зварювання та розрізання металів.

Крім цього, навіть якщо споживача влаштовує кисень з концентрацією 93-94%, який можна отримувати на адсорбційних установках, то стиснення кисню до тиску 16 МПа в кисневому компресорі і його подальша осушка

істотно збільшує вартість, як самого кисню, так і необхідного для його отримання обладнання.

Відчутній плюс також є в тому, що ринок кріогенних установок малої продуктивності не зайнятий.

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 – Електроний ресурс. – 2021р. – 20с
3. 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.
4. Harald Klein, Philipp Fritsch, Patrick Haider Flexible Operation of Air Separation Units // ChemBioEng Reviews. —2021. —Vol. 8. —P. 1-19.
5. Вігуржинська С.Ю., Колесник В.І. Методичні вказівки до виконання економічного розділу дипломних проектів: посіб. для студ. інформаційних спеціальностей – Електроний ресурс. – 2016р. – 23с.,
6. A. A. Elwan, M. H. Habibuddin, Techno-economic analysis of a grid-connected waste to energy gasification plant. Energy Engineering: Journal of the Association of Energy Engineering. 118, 1681–1701 (2021).
7. Cormos, A. M., Sandu, V. C. & Cormos, C. C. Assessment of main energy integration elements for decarbonized gasification plants based on thermo-chemical looping cycles. Journal of Cleaner Production 259, (2022)

