

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



**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
ДО КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ**

На тему: «Дослідження установки для розділення повітря призначеної для
виробництва технічного кисню високої чистоти»

Здобувача Димко О.Д.
4-го курсу ЕН-142 групи
Керівник доц.З.А.Брюханова
Консультант: проф. Морозюк Л.І.

Кваліфікаційна робота допускається до захисту

Рішення кафедри від _____ 2026 р., протокол № _____

Завідувач кафедри КТ _____ Юрій Симоненко

Одеса - 2026 рік

ОДЕСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

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

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри КТ

д.т.н., проф. Юрій СИМОНЕНКО

«__» ____ 2026 року

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

	Димко Олега Дмитровича (прізвище, ім'я, по батькові)
1. Тема роботи	Дослідження установки для розділення повітря призначеної для виробництва технічного кисню високої чистоти
Керівник роботи	к.т.н., доц. Брюханова З.А. (прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)
Затверджені наказом ОНТУ від	31 жовтня 2025 року № 613-03
2. Термін здачі здобувачем закінченої роботи	1 червня 2026 року
3. Вихідні дані до роботи:	Продуктивність по кисню – 30 м ³ /год. Концентрація кисню – 99,999%. Температура навколишнього середовища – 303 К.
4. Перелік питань, які потрібно розробити:	Вступ. Огляд технічної інформації з питань, що досліджується. Технологічна схема Порівняльна характеристика установок для розділення повітря. Обґрунтування вибору схеми. Тепловий розрахунок. Техніко-економічні розрахунки. Охорона праці. Перелік використаної літератури.
5. Перелік графічного матеріалу:	Презентація Power Point (7 слайдів)

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

7. Дата видачі завдання 01.12.2025

Керівник _____ доц.Зінаїда БРЮХАНОВА

Завдання прийняв до виконання _____ Олег ДИМКО

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Вивчення технічного завдання	5 днів	
2	Огляд і вивчення літератури	14днів	
3	Розробка математичної моделі об'єкта	2 дні	
4	Вибір методу дослідження	20 днів	
5	Адаптація методів дослідження до практичного застосування	15 днів	
6	Розробка графічних моделей	2 дні	
7	Аналіз результатів досліджень	2 дні	
8	Оформлення пояснювальної записки	2 дні	
9	Обговорення та затвердження результатів роботи	2 дні	
10	Підготовка матеріалів роботи до захисту	2 дні	

Здобувач-дипломник _____
(підпис)

Олег ДИМКО
(прізвище та ініціали)

Керівник роботи _____
(підпис)

Зінаїда БРЮХАНОВА
(прізвище та ініціали)

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

Підтверджую, що в кваліфікаційній роботі відсутні порушення норм академічної доброчинності

Здобувач-дипломник Димко О.Д.
(ПІБ)

(підпис)

АНОТАЦІЯ

Пояснювальна записка (кваліфікаційна робота) бакалавра складає за обсягом 84 сторінок, містить 22 рисунка, 13 таблиць.

Мета роботи - розробка високоефективної кріогенної установки для розділення повітря, призначеної для отримання кисню особливої чистоти.

Для досягнення цієї мети були поставлені такі задачі:

- огляд науково-технічної літератури по сучасних технологіях виробництва кисню з повітря;
- огляд сучасних методів підвищення ефективності кріогенних установок для розділення повітря;
- розробка технологічної схеми малої установки для розділення повітря в якій втрати холоду компенсуються за допомогою кріорефрижератора, що працює за циклом Стірлінга.

Кисень особливої чистоти, марки ОСЧ, є дуже важливим для сучасних технологій розрізання металу, виробництва напівпровідникових приладів, лазерних технологій, тощо. Даний проект дозволить отримати кисень надвисокої чистоти за допомогою методу низькотемпературної ректифікації.

Запропонована схема установки для розділення повітря дозволяє суттєво зменшити капітальні витрати на її створення за рахунок того, що в ній відсутні найдорожчі і найменш надійні елементи установок традиційного типу: повітряний компресор високого тиску та поршневий детандер.

Ключові слова: *кисень особливої чистоти, кріорефрижератор, ректифікація, установка для розділення повітря.*

ABSTRACT

The bachelor's explanatory note (qualification work) is 80 pages long, contains 22 figures, 13 tables.

The purpose of the work is to develop a highly efficient cryogenic air separation unit designed to produce high-purity oxygen.

To achieve this goal, the following tasks were set:

- a review of scientific and technical literature on modern technologies for producing oxygen from air;
- a review of modern methods for increasing the efficiency of cryogenic air separation units;
- development of a technological scheme for a small air separation unit in which cold losses are compensated by a cryorefrigerator operating on the Stirling cycle.

Oxygen of high purity, OSCh brand, is very important for modern technologies for cutting metal, manufacturing semiconductor devices, laser technologies, etc. This project will allow obtaining ultra-high-purity oxygen using the low-temperature rectification method.

The proposed scheme of the air separation plant allows to significantly reduce the capital costs of its creation due to the fact that it does not contain the most expensive and least reliable elements of traditional type plants: high-pressure air compressor and piston expander.

Keywords: *high-purity oxygen, cryorefrigerator, rectification, air separation plant.*

ЗМІСТ

ВСТУП.....	9
1. Порівняльна характеристика установок для розділення повітря.....	12
2. Обґрунтування вибору схеми.....	28
3. Тепловий розрахунок.....	40
3.1. Початкові дані.....	40
3.2. Використання пакету прикладних програм СОСО для розрахунків запропонованої схеми установки	41
3.3. Розрахунок компресора.....	56
3.4. Розрахунок основного теплообмінника.....	57
3.4.1. Побудова Q-T діаграма основного теплообмінника.....	59
3.5. Розрахунок ректифікаційної колони високого тиску.....	62
3.6. Розрахунок ректифікаційної колони низького тиску	65
3.7. Розрахунок кисневого насосу високого тиску.....	69
4. Техніко-економічні розрахунки.....	71
4.1 Розробка маркетингової стратегії.....	71
4.2. Розрахунок собівартості установки.....	74
4.3 Розрахунок витрат на електроенергію.....	75
4.4. Розрахунок заробітної плати обслуговуючого персоналу.....	75
4.5. Розрахунок амортизаційних витрат.....	77
4.6. Зведений розрахунок експлуатаційних витрат споживача.....	78
4.7. Розрахунок собівартості і прибутку установки.....	79
4.8. Зведена таблиця техніко-економічних показників.....	80
4.9. Висновок техніко-економічних розрахунків установки.....	81

КРБ.КТ.613-03.1.5.

Ізм.	Арк	№ докум.	Підпис	Дата	ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА		
Розробив.	Димко О.Д.						
Перевірів	Брюханова З.А.						
Реценз							
Н. Контр.							
Утверд.					ЕН-142		
					Масс	Арк	Аркущів
						5	86

5. Охорона праці.....	82
5.1. Техніка безпеки при роботі з киснем.....	82
5.2. Заходи безпеки при експлуатації балонів.....	83
5.3. Вимоги безпеки в аварійних ситуаціях.....	84
5.4. Вимоги безпеки після закінчення роботи.....	85
Висновок.....	86
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	87

						Лис
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Вступ

Актуальність теми дослідження. Кисень особливої чистоти використовується в сучасних технологіях, де присутність навіть невеличких домішок інших газів не припустимо. Більше всього кисню особливої чистоти використовується для точного плазмового розрізання металу. Практична відсутність домішок аргону дозволяє отримувати дуже чисту поверхню металу після його розрізання, навіть при товщині металу 100 мм і більше. Після використання такої технології у більшості випадків не потрібна подальша обробка поверхні розрізу металу, це суттєво зменшує витрати на виготовленні деталей.

При виробництві сучасних мікросхем та напівпровідникових приладів кисень особливої чистоти використовують для утворення тонких плівок з оксидів. При цьому не припустима присутність домішок, які можуть вступати в хімічні реакції і порушувати однорідність оксидних плівок.

Кисень особливої чистоти також використовують в газових лазерах, які набули широкого вжитку в останні десятиліття.

Крім цього, кисень особливої чистоти використовують при виготовленні водолазних газових сумішей для робіт на великих глибинах.

Цілком природньо, що в найближчі роки потреба у газовому кисні особливої чистоти буде тільки зростати, тому зростатиме і попит на кріогенні установки малої продуктивності, які здатні виробляти кисень особливої чистоти.

Потреба у кисні особливої чистоти не велика по відношенню до потреби промисловості в технічному або технологічному кисні. Тому його виробництво на крупних кріогенних установках енергетично і економічно недоцільне. Установки малої і середньої продуктивності, що працюють за традиційною схемою, є дуже коштовними і не надійними. Тому пошук нових підходів для створення кріогенних установок для розділення повітря, які

здатні виробляти газовий кисень особливої чистоти під тиском є дуже актуальним.

Мета дослідження. Метою цієї кваліфікаційної роботи є вдосконалення кріогенного методу розділення повітря, для підвищення конкурентоспроможності кріогенних установок для отримання кисню.

Об'єкт дослідження. Об'єктом цього дослідження є процеси розділення повітря в кріогенних установках.

Предмет дослідження: моделі та схеми кріогенних установок для розділення повітря.

Методи дослідження. В кваліфікаційній роботі знайшли своє застосування: аналіз спеціальної науково-технічної літератури і документальних матеріалів, методи математичного моделювання, інтерполяційні методи, методи теорії графів, методи лінійної алгебри, розрахунково-аналітичні та графічні методи.

Наукова новизна одержаних результатів кваліфікаційної роботи полягає в тому, що:

- вперше розроблено технологічну схему кріогенної установки низького тиску та малої продуктивності для отримання кисню марки ОСЧ;

- вперше теоретично обґрунтовано працездатність кріогенної технології для отримання кисню марки ОСЧ під тиском, яка включає пластинчато-ребристі теплообмінники, газову кріогенну машину та колону дворазової ректифікації для отримання кисню марки ОСЧ;

- набули подальшого розвитку дані про сучасні кріогенні технології розділення повітря, методи отримання газового кисню під тиском, рівень витрати енергії в кріогенних установках, призначених для отримання кисню марки ОСЧ.

Обґрунтованість і достовірність наукових результатів.
Обґрунтованість одержаних результатів досягається використанням сертифікованого програмного забезпечення COCO ChemSep®, а також сучасних математичних методів.

Практичне значення отриманих результатів полягає в наступному:

- розроблено інтерактивну модель роботи запропонованої кріогенної установки для отримання кисню марки ОСЧ в програмному комплексі COCO ChemSep, що дозволяє робити оцінку працездатності та ефективності запропонованої схеми установки в різних умовах;
- розроблено рекомендації щодо визначення параметрів запропонованої кріогенної установки стосовно підтримки її працездатності та отримання кисню марки ОСЧ під тиском;
- показано, що реалізація результатів роботи дозволяє покращити ефективність роботи кріогенних установок та є економічно доцільною.

Отримані в ході виконання кваліфікаційної роботи результати можуть бути використані під час розробки нових установок для отримання кисню марки ОСЧ під тиском з метою підвищення їх енергетичної та економічної ефективності.

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

Структура і обсяг кваліфікаційної роботи. Робота складається зі вступу, п'ятих розділів, висновків, списку використаної літератури та додатків. Робота викладена на 80 сторінках,

1. Порівняльна характеристика установок для розділення повітря

Завдяки зусиллям видатних вчених і інженерів: К. Лінде, Ж. Клода і П. Гейландта, криогенні методи розділення повітря у ХХ столітті набули такої досконалості, що стало можливим отримання чистих 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 ХХ століття криогенні методи отримання кисню та азоту не мали конкурентів. Тільки наприкінці ХХ століття, у криогенного методу поділу повітря з'явилися гідні конкуренти – адсорбційний і мембранний методи отримання кисню та азоту.

В наш час загальними тенденціями розвитку установок для розділення повітря є: зниження витрат на виробництво продуктів поділу повітря, зменшення розмірів установок та зменшення витрати корозійностійкої сталі та кольорових металів на їх виробництво, а також зменшення енергетичних витрат і підвищення надійності установок.

Киснева установка – це установка для розділення повітря, що дозволяє отримати чистий кисень з повітря. Кисневі установки можна класифікувати за принципом роботи: фізична адсорбція (установки короткоциклової без нагрівної адсорбції для отримання кисню), мембранні установки для збагачення повітря киснем і кріогенні установки для розділення повітря.

В основі роботи кріогенних установок лежить метод ректифікації при кріогенних температурах. Принцип поділу суміші базується на відмінності складів рідких і парових фаз суміші, або на різниці температур кипіння компонентів суміші. Низькі температури забезпечують можливість протікання процесів тепло і масообміну в паровій та рідкій фазах повітря. Підчас ректифікації рідка фаза суміші збагачується важкокиплячим компонентом, тобто компонентом який має високу температуру кипіння, а

парова фаза – легкокиплячим компонентом, тобто компонентом з низькою температурою кипіння. В ректифікаційній колоні для розділення повітря пар, який підіймається вгору, насичується азотом, а рідина, що стікає донизу, збагачується киснем.

Із вище зазначених методів поділу повітря тільки кріогенний метод дозволяє отримувати кисень високої чистоти (концентрація від 99,9999%) при доволі високому коефіцієнті вилучення. Це, вказує на те, що кріогенні установки для розділення повітря є незамінними, коли потрібно отримувати чисті продукти розділення повітря.

Крім цього, кріогенний спосіб розділення повітря дає змогу одночасно отримувати поділ як у газовому стані, так і в рідкому. Особливістю кріогенних систем є те, що, чим більше продуктивність установок, тим вищою є його ефективність. Тому, кисневі установки які працюють по кріогенному методу забезпечують високу гнучкість технології розділення повітря.

Принципових недоліків кріогенний метод майже не має. Єдине, що можна згадати, це більш тривалий пусковий період у порівнянні з установками, що працюють за адсорбційним і мембранним принципами. Цей недолік не впливає на доцільність використання кріогенного обладнання для великих стаціонарних установок високої продуктивності з практично безперервним функціонуванням.

Наукові основи мембранного методу розділення газових сумішей були закладені в середині 19-го століття. Німецький фізіолог Адольф Фік у 1855 році вивчаючи транспорт газів через тонкі мембрани, які були виготовлені з нітроцелюлози, дав кількісний опис дифузії (закони Фіка). У 1866 році англійський хімік Томас Грем (Thomas Graham) вперше провів мембранне розділення газів і отримав повітря збагачене киснем, яке містило 46.6% кисню.

На рис. 1. приведена принципова схема мембранної установки для отримання азоту з повітря.

В мембранній установці повітря стискається компресором до тиску 8-10 бар, після цього воно очищується і проходить всередину порожнистих синтетичних волокон мембранного модулю. З урахуванням того, що коефіцієнт дифузії азоту через синтетичні волокна, з яких виготовлений мембранний модуль, вище ніж у кисню, повітря, проходячи всередині цих волокон, збагачується киснем.

В 80-ті роки минулого століття в мембранних установках для отримання азоту з повітря використовувалися мембрани, які мали селективність приблизно 4-5 для суміші азоту і кисню. Установки оснащені такими мембранами дозволяли отримувати 95% азот при коефіцієнті вилучення 50%. Такий азот може бути використаний для створення газового середовища для зберігання плодоовочевої продукції або як середовище, що не підтримує горіння.

На ринку технічних газів найбільш потрібним є азот, концентрація якого вище 99%. При отриманні такого азоту мембранним методом, з використанням матеріалів, які мають селективність 4, коефіцієнт вилучення азоту з повітря буде менше 25%. Сучасні мембрани мають значно вищу селективність, яка сягає 8-10, тому вони дозволяють отримувати азот з концентрацією 99% при коефіцієнті вилучення азоту понад 50%.

Мембранні установки можуть давати азот чистотою до 99,9%, але коефіцієнт вилучення при цьому буде дуже низьким. Тому отримання азоту такої чистоти мембранним методом виправдано тільки коли потреба в такому азоті мала, або виникає не завжди.

Так як коефіцієнт дифузії для кисню у всіх сучасних мембран нижче, ніж коефіцієнт дифузії азоту, то отримання навіть технологічного кисню на мембранних установках економічно і енергетично недоцільне. Сучасні установки для отримання кисню мембранного типу дозволяють отримувати лише збагачене киснем повітря з концентрацією кисню 30-60%. Таке повітря використовують для інтенсифікації процесів горіння або при очищенні стічних вод.

Завдяки вдосконаленню матеріалу мембран та покращення технічних показників мембранних установок обсяг виробництва таких установок зростає в середньому на 7-8% на рік. Настільки високі темпи зростання виробництва мембранних установок пояснюються низкою переваг, цих установок для розділення повітря у порівнянні з іншими установками 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 встановлення 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 ніж 99%;
- неможливість отримання чистого кисню і аргону;
- чутливість мембран до забруднень повітря, яке потрапляє до установки;
- деградація мембран з часом

. На відміну від мембранних установок, які працюють в стаціонарному режимі, установки коротко циклової адсорбції працюють в сталому нестационарному режимі. На рис. 2 наведена схема установки для вилучення кисню, яка описана в патенті Скарстрона. Установка працює так, компресор стискає повітря до 5-6 бар. Якщо відкриті клапани серії а, стиснене повітря проходить через адсорбер 1а, де відбувається поглинання азоту і збагачення повітря киснем. Частина продукційного кисню, яка виходить з адсорберу 1а, проходить через діафрагму 6, де тиск кисню зменшується до тиску близького до атмосферного. Далі ця частина продукційного кисню проходить через

зворотний клапан 4а і використовується для регенерації адсорбенту в адсорбері 1б. Обсяг частини газу, призначеної для регенерації адсорбенту, при розширенні в діафрагмі збільшується, при цьому парціальний тиск азоту в ній істотно зменшується. Тому парціальний тиск азоту в газі, який надходить на регенерацію адсорбенту стає набагато меншим за парціальний тиск азоту у повітрі, яке входить до установки. За рахунок цього і досягається регенерація адсорбенту. Через деякий час, триходові клапани 3а і 3б перемикаються, і стиснене повітря починає надходити в адсорбер 1б через клапани серії б. У той же час в адсорбері 1а починається регенерація адсорбенту.

Сучасні установки коротко циклової адсорбції (КЦА) дозволяють отримувати продукти розділення повітря досить високої чистоти. В сучасних установках КЦА для одержання азоту досягається концентрація азоту 99,9999%. При концентрації азоту 99,9% витрата енергії а сучасних

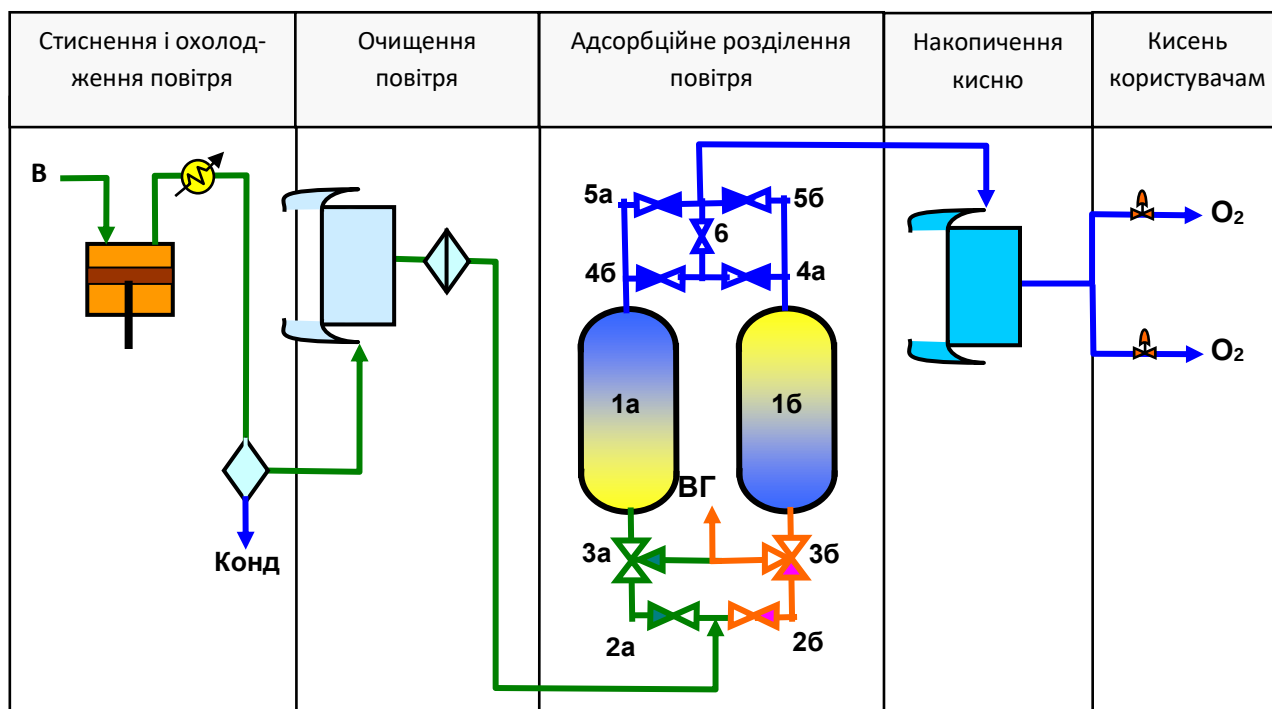


Рис. 2. Принципова схема установки Скарстрема для отримання кисню.

1 – адсорбери; 2,4,5 – зворотні клапани; 3 – триходові клапани; 6 – діафрагма; В – атмосферне повітря; Конд – конденсат; ВГ – відкидний газ; O₂ – продукційний кисень.

установках КЦА становить 0,6 кВт-год на 1м³ виробленого азоту.

В адсорбційних установках для одержання кисню, можливо отримувати 95%, кисень причому, основною домішкою в такому кисні є аргон, а вміст азоту є нижчим за 0,1%.

Адсорбційні установки для отримання кисню мають коефіцієнт вилучення кисню, який перевищує 40% при концентрації продукційного кисню більше ніж 93%,.

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

Важливим фактором, що впливає на вартість установок КЦА, є можливість використання дешевою конструкційної сталі для виготовлення усіх апаратів не використовуючи коштовних нержавіючої сталі і кольорових металів, з яких виготовляється більшість апаратів кріогенних установок.

Наслідком того, що процес поділу повітря в установках КЦА відбувається при кімнатній температурі, є порівняно швидкий їх вихід на робочий режим і швидка зупинка. Час пуску і зупинки установок КЦА не перевищує декількох хвилин. Для порівняння, кріогенні установки мають термін охолодження і виходу на нормальний режим роботи може складати від декількох годин до декількох діб в залежності від розмірів установки.

Основною перевагою установок КЦА для розділення повітря є їх відносно низька вартість, і як наслідок цього, малий термін окупності таких установок. У таблиці 1.1 наведені дані термін окупності адсорбційних і кріогенних установок в залежності від ринкової ціни азоту. Дані, які наведені в таблиці, свідчать про те, що обидва типи установок можуть бути рентабельними, але через високу вартість обладнання, термін окупності

кріогенних установок завжди більший ніж термін окупності установок КЦА для отримання азоту з повітря.

Таблиця 1. Залежність терміну окупності адсорбційних і кріогенних установок від ринкової ціни технічного 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 установок КЦА для отримання азоту або кисню з повітря при підвищенні їх продуктивності зростають дуже стрімко. Це пояснюється тим, що при постійному тиску всередині адсорберів, для утримання цього тиску товщина їх стінок повинна зростати пропорційно діаметру адсорбера. При цьому маса апарата зростатиме пропорційно кубу діаметра адсорберу. Крім цього, при збільшенні діаметра і товщини стінок адсорберів непропорційно швидко зростає вартість виготовлення їх днищ.

На рис. 3 наведені орієнтовані ціни кріогенних і адсорбційних установок в залежності від потужності їх компресорів. Видно, що при збільшенні продуктивності установок для розділення повітря ціна установок КЦА зростає набагато швидше ціни кріогенних установок, і при загальній потужності компресорів більше ніж 2,5 МВт адсорбційні установки стають дорожче кріогенних установок.

Накопичений досвід проектування і експлуатації установок КЦА дозволяє вказати на основні переваги таких установок у порівнянні з кріогенними установками. Цими перевагами є:

- менша вартість малих установок КЦА у порівнянні з кріогенними;
- менший термін окупності установок КЦА;

- ширший діапазон регулювання продуктивності установок КЦА з одночасною зміною чистоти продуктів поділу повітря;
- відсутність низьких температур в установках КЦА, що дозволяє швидко запускати і зупиняти такі установки;
- надійність і простота обслуговування установок КЦА, а також можливість їх повної автоматизації.

До недоліків установок КЦА можна віднести таке:

- неможливість отримувати технічний кисень і аргон;
- неможливість одночасного отримання кількох чистих продуктів розділення повітря: азоту, кисню і аргону;
- високий рівень шуму при роботі, що пов'язане з процесом вихлопу газу при перемиканні адсорберів.

Незважаючи на істотне вдосконалення адсорбційних і мембранних установок, яке відбулося в останні десятиліття, криогенні установки залишаються неперевершеними по цілому ряду параметрів.

Криогенні установки дозволяють отримувати чисті кисень, азот і аргон

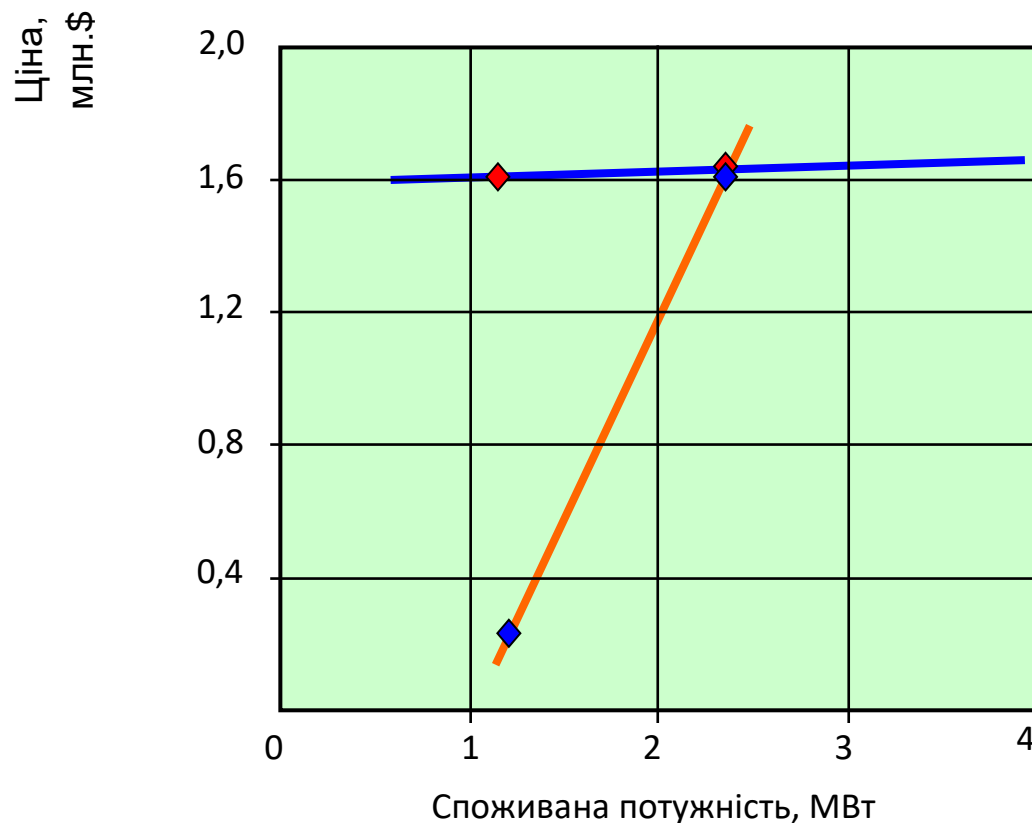


Рис. 3. Залежність цін криогенних і адсорбційних установок від споживаної ними потужності.

при помірних витратах енергії. Адсорбційними методами в даний час можна отримувати лише чистий азот з концентрацією 99,9999%, але при цьому зменшується продуктивність установки і зростає витрата енергії на отримання азоту. Отримання технічного кисню і технічного аргону на сучасних адсорбційних установках поки що неможливо.

Сучасні криогенні установки здатні одночасно виробляти кисень, азот і аргон високої чистоти, і при бажанні, виводити їх у вигляді рідких продуктів або під тиском, який є необхідним для заправки балонів.

На відміну від криогенних установок, для заправки балонів киснем або азотом, який був отриманий адсорбційним методом, потрібно додатково встановлювати компресори високого тиску, і додатковий блок осушення.

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

Тому без додаткового осушення газів перед їх закачуванням в балони, при охолодженні таких балонів до температурі нижче 16°C всередині балонів відбудеться утворення конденсату, який призведе до швидкої корозії балонів.

Отримання рідких азоту і кисню на адсорбційних установках можливо тільки за умови використання кріорефрижераторів Стірлінга або Гиффорда-Макмагона. Це збільшує вартість як самих установок, так і рідких продуктів поділу повітря, які одержувані таким способом. Тому установки КЦА призначені для отримання рідких кисню та азоту мають змогу конкурувати з криогенними установками для розділення повітря тільки в області малої продуктивності. Установки КЦА з кріорефрижераторами зазвичай

використовують коли потрібна продуктивність менше 50 л/годину рідкого азоту або кисню.

Тому можна зробити висновок, що для підвищення конкурентоздатності криогенних установок для отримання кисню і азоту необхідно, в першу чергу, радикально зменшити їх вартість.

Саме нижча вартість обладнання адсорбційних і мембранних установок для розділення повітря, і як наслідок цього – малий термін їх окупності, обумовили значне зростання ринку адсорбційних і мембранних установок, яке спостерігається в останні десятиліття.

Отже, для того, щоб зробити криогенні установки малої продуктивності конкурентними по відношенню до адсорбційних і мембранних, необхідно зменшити вартість обладнання криогенних установок в 2-3 рази. Таке радикальне зниження вартості криогенних установок неможливо за рахунок вдосконалення існуючого обладнання. Для досягання поставленої мети необхідно виробити нові підходи до створення криогенних установок для розділення повітря малої продуктивності.

Одним із прикладів нового підходу до створення криогенних установок малої і середньої продуктивності є установки для отримання азоту особливої чистоти, запропоновані провідними виробниками технічних газів. Фірма Linde виводить на ринок подібну систему під торговою маркою CRYOSS, а французька фірма Air Liquide пропонує установки такого типу під маркою APSA (Advanced Product Supply Approach [19, 20].

Те, що такі промислові гіганти як Linde і Air Liquide майже одночасно запропонували аналогічні криогенні установки для отримання газового азоту особливої чистоти, говорить про те, що нові підходи до створення криогенних установок малої і середньої продуктивності є актуальними.

Запропоновані цими фірмами установки відносяться до установок з надлишковим зворотним потоком, призначених для розділення повітря. Ці

установки використовують рідкий азот для компенсації втрат холоду необхідного для ректифікації повітря. Як показано в статті [22], установки для розділення повітря з надлишковим зворотним потоком відрізняються меншими термодинамічними втратами в теплообмінниках і простотою конструкції. Це забезпечує високі техніко-економічні показники роботи таких установок.

На рис. 4 наведена принципова схема установки типу APSA.

Установка APSA фірми Air Liquide працює в такий спосіб. Повітря стискається гвинтовим компресором і охолоджується до температури навколишнього середовища. Після цього відбувається очищення повітря від залишків водяної пари, вуглекислоти і вуглеводнів в блоці адсорбційного очищення. Очищене повітря охолоджується в рекуперативному теплообміннику і попадає до кубу ректифікаційної колони одноразової ректифікації. В ректифікаційній колоні відбувається поділ повітря на продукційний газовий азот і кубову рідину. Кубова рідина через дросельний вентиль надходить на сторону кипіння конденсатора-випарника, який забезпечує конденсацію азотної флегми зверху ректифікаційної колони. Вироблений азот і відкидний газ, який фактично є парою кубової рідини, нагрівається в рекуперативному теплообміннику і виводиться з установки. Відкидний газ використовується для регенерації адсорбенту в блоці адсорбційного очищення повітря. Частина кубової рідини з боку кипіння в конденсаторі-випарнику відводиться у вигляді фракції безпеки.

Тиск повітря, що подається в установку визначається можливістю роботи конденсатора-випарника і тиском газового азоту, який потрібен споживачеві. Без додаткових компресорів для стиснення продукційного азоту установка може видавати газовий азот під тиском до 1 МПа.

Відносно низький тиск, повітря що переробляється, дозволяє знизити вартість теплообмінників кріогенної установки, за рахунок використання відносно дешевих пластинчато-ребристих теплообмінників.

Головною особливістю установок APSA фірми Air Liquide є те, що для компенсації втрат холоду в них використовується рідкий азот, який надходить з зовнішньої ємності. Це дозволяє різко зменшити вартість установок за рахунок відмови від самих коштовних елементів кріогенної установки для розділення повітря – компресора середнього тиску і детандера.

Ясно, що вище описана установка не самодостатня тому, що потребує постачання рідкого азоту. Установки такого типу є сателітами інших установок які здатні виробляти велику кількість рідкого азоту. Висока енергетична і економічна ефективність отримання рідкого азоту на великих установках конвертується сателітами в ефективне виробництво газового азоту. При цьому, сателіти забезпечують більш повне і рівномірне завантаження великої установки для розділення повітря.

З огляду на продуктивність низки наявних на ринку кріогенних

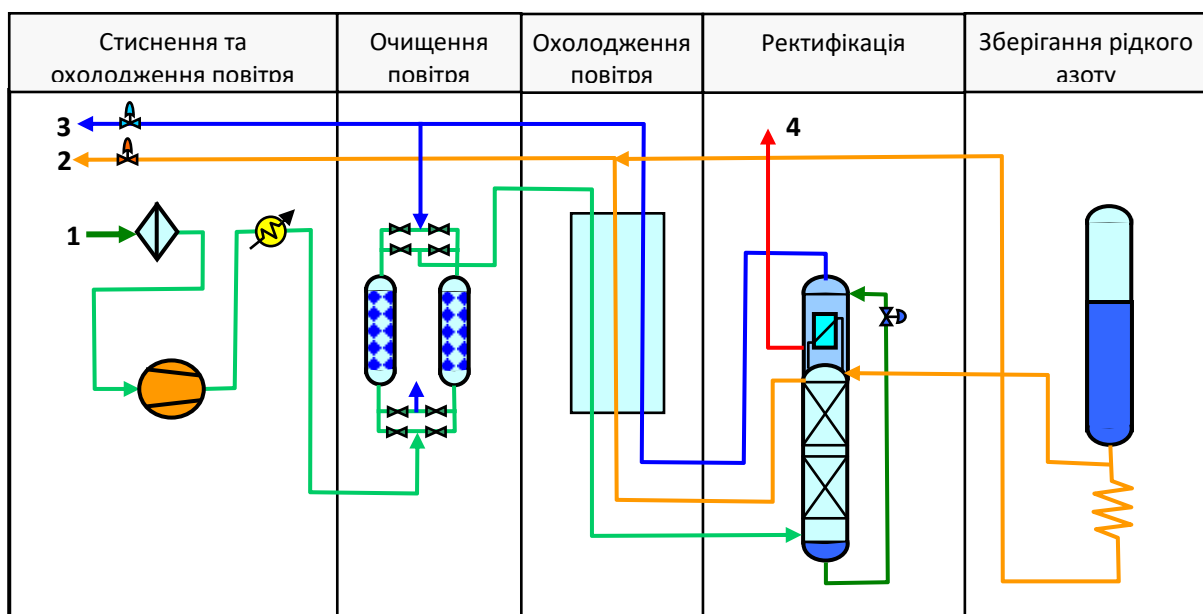


Рис. 4. Принципова схема установки для розділення повітря APSA.
1 – повітря; 2 – азот; 3 – відкидний газ; 4 – фракція безпеки.

установок з надлишковим зворотним потоком, ці установки позиціонуються як альтернатива адсорбційним установкам для отримання чистого газового азоту.

Установки для розділення повітря типу CRYOSS випускаються з продуктивністю по газовому азоту від 100 до 7000 м³/год [21], а установки типу APSA можуть мати продуктивність в інтервалі від 100 до 4250 м³/год [19]. Вважаючи для отримання 1 м³ азоту з концентрацією 99,9% в адсорбційних установках витрата енергії дорівнює 0,6 кВт-год, максимальна продуктивність установок типу APSA відповідає споживаній потужності адсорбційної установки 2,5 МВт. А це, в свою чергу, відповідає потужності при якій установки адсорбційного типу втрачають свою головну перевагу - більш низьку вартість (див рис. 3).

При цьому криогенні установки для розділення повітря забезпечують

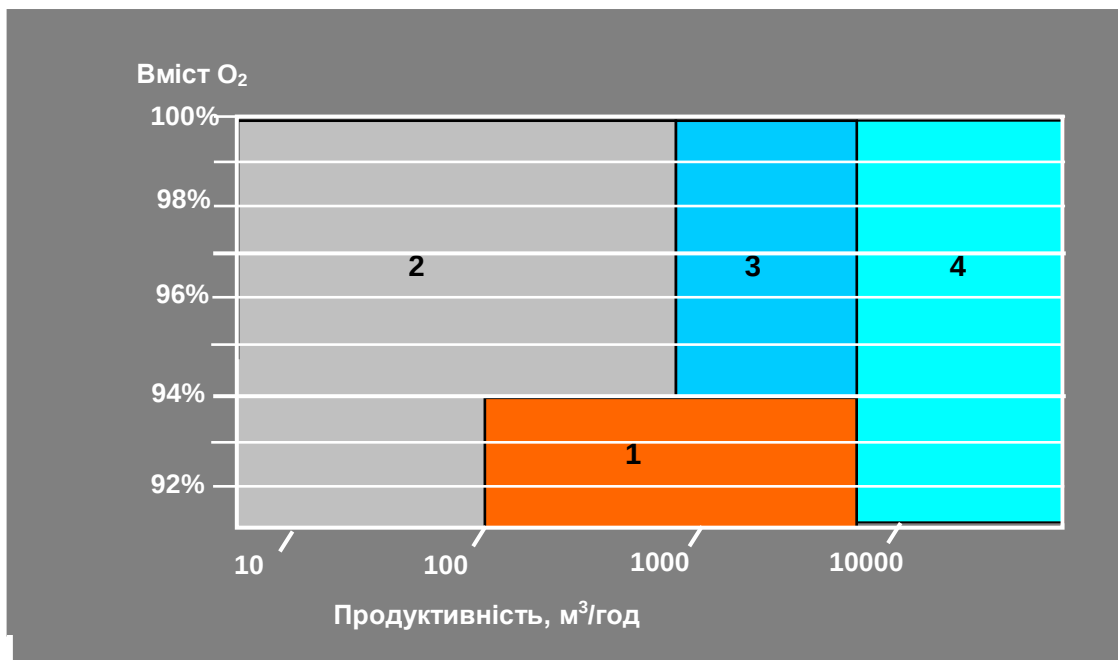


Рис. 6. Технологічні рішення для забезпечення потреби у газовому кисні, по версії фірми *Linde* [21].

1 – адсорбційні установки; 2 – доставка кисню в балонах чи в рідкому виді; 3 – CRYOSS-O; 4 – криогенні установки для розділення повітря

більш високу чистоту зпродукованого азоту (концентрація кисню від 1 до 100 ppm) і більш високий тиск азоту на виході з установки (до 10 бар). Тому, фірма Linde позиціонує ВРУ CRYOSS в якості ефективної заміни для адсорбційних установок. На це ж вказує і область застосування установок типу CRYOSS за версією фірми Linde, наведена на рис. 5.

Установки типу CRYOSS HP/UP (high and ultra-high nitrogen purity) комплектуються додатковим блоком очищення від кисню, що дозволяє знизити його концентрацію до 1 ppb.

Фірма Linde також пропонує сателіти для отримання кисню під торговою маркою CRYOSS-O [20, 21]. Установки такого типу розглядаються як альтернатива адсорбційним установкам для отримання кисню при більш високих вимогах до чистоти кисню на виході з установки. Система CRYOSS-O виступає в якості альтернативи постачанню кисню в рідкому вигляді (див. рис. 6).

Заявляється чистота кисню, який одержується на установках CRYOSS-O - до 99,95%, продуктивність - від 1000 до 6000 м³/год. Максимальний тиск кисню на виході з установки без додаткового стиснення - до 2,5 бар.

Установки CRYOSS-O мають ректифікаційну колону дворазової ректифікації, тому, при необхідності, можуть видавати деяку кількість чистого газового або рідкого азоту.

2. Обґрунтування вибору схеми

Як показано вище, для підвищення конкурентноздатності криогенних установок необхідно радикально зменшити їх вартість. Відносно мала вартість обладнання для адсорбційних та мембранних установок, і як наслідок цього – менший термін їх окупності, обумовили значне зростання ринку таких установок, яке спостерігається в останні десятиліття.

Отже, щоб зробити криогенні установки малої продуктивності конкурентноздатними по відношенню до адсорбційних, потрібно зменшити ціну обладнання криогенних установок в 2-3 рази. Таке радикальне зменшення вартості обладнання для криогенних установок неможливо досягти шляхом простого вдосконалення існуючого обладнання. Для досягнення цієї мети необхідно створити принципово нові типи криогенних установок малої і середньої продуктивності.

Одним з найбільш поширених типів криогенних установок малої продуктивності, є установки для отримання технічного кисню під тиском, необхідним для заправки кисневих балонів. Це пов'язано з тим, що ні мембранні, ні адсорбційні установки не можуть виробляти кисень з концентрацією 99,7% і вище. Такий кисень потрібен для автогенного зварювання металів та кисневого розрізання металоконструкцій.

Навіть якщо споживача влаштовує кисень з концентрацією 93-94%, який можна отримувати на установках КЦА, то стиснення кисню перед заправкою в балони і його подальше осушення істотно збільшує вартість, як самого кисню, так і обладнання, яке необхідне для отримання кисню.

У таблиці 2 наведені марки кисню, який виробляється в Україні, основні технічні характеристики та вимоги до кисню, та області застосування кисню відповідних марок.

Кисень особливої чистоти використовується в сучасних технологіях, де присутність навіть невеличких домішок інших газів не припустимо. Більше

всього кисню особливої чистоти використовується для точного плазменого розрізання металу. Практична відсутність домішок аргону дозволяє отримувати дуже чисту поверхню металу після його розрізання, навіть при товщині металу 100 мм і більше. Після використання такої технології у більшості випадків не потрібна подальша обробка поверхні розрізу металу, це суттєво зменшує витрати на виготовленні деталей.

При виробництві сучасних мікросхем та напівпровідникових приладів кисень особливої чистоти використовують для утворення тонких плівок з оксидів. При цьому не припустима присутність домішок, які можуть вступати в хімічні реакції і порушувати однорідність оксидних плівок.

Кисень особливої чистоти також використовують в газових лазерах, які набули широкого вжитку в останні десятиліття.

Крім цього, кисень особливої чистоти використовують при виготовленні водолазних газових сумішей для робіт на великих глибинах.

Цілком природно, що в найближчі роки потреба у газовому кисні особливої чистоти буде тільки зростати, тому зростатиме і попит на кріогенні установки малої продуктивності, які здатні виробляти кисень особливої чистоти.

Потреба у кисні особливої чистоти не велика по відношенню до потреби промисловості в технічному або технологічному кисні. Тому його виробництво на крупних кріогенних установках енергетично і економічно недоцільне. Установки малої і середньої продуктивності, що працюють за традиційною схемою, є дуже коштовними і не надійними. Тому пошук нових підходів для створення кріогенних установок для розділення повітря, які здатні виробляти газовий кисень особливої чистоти під тиском є дуже актуальним.

Таблиця 2.

Марки кисню, який виробляється в Україні

Нормативно-технічна документація	Коротка технічна характеристика	Додаткова інформація
Кисень газовий технічний ДСТУ 5583:2009	Кисень газовий, сорт - 1, об'ємна частка кисню не менше 99,7%, поставляється в сталевих балонах під тиском 150 кгс/см ² . Кисневі блакитного кольору і мають надпис „кисень” чорною фарбою	Застосовується для газополум'яного різання і зварювання металів, в металургії, харчовій промисловості, в хімічній та нафтохімічній промисловості, будівництві і машинобудуванні
Кисень газовий медичний ДСТУ 5583:2009	Кисень газовий медичний, об'ємна частка кисню не менше 99,5%, поставляється в сталевих балонах під тиском 150 кгс/см ² . Кисневі блакитного кольору і мають надпис „медичний кисень” чорною фарбою	Використовується для дихання та приготування сумішей газів для дихання, в лікувальних цілях і для приготування кисневих коктейлів
Кисень газовий особливої чистоти марка „ОСЧ”	Кисень газовий особливої чистоти частка кисню не менше 99,999%, поставляється в сталевих балонах під тиском 150 кгс/см ² . Кисневі блакитного кольору і мають чорний надпис „кисень особливої чистоти”	Кисень особливої чистоти використовують в лазерних технологіях; в технологіях де домішки негативно впливають на результат роботи, плазменне розкроювання металу

Кріогенні установки малої продуктивності (до 50 м³/год кисню особливої чистоти) могли б забезпечувати киснем сучасні підприємства, лабораторії, медичні установи і т.п. Причому, там де це потрібно, такі кріогенні установки могли б видавати також невелику кількість рідкого

азоту, необхідного, наприклад, для охолодження деяких приладів і здійснення сучасних технологій. В медичних установах рідкий азот може використовуватися для зберігання біологічних об'єктів і проведення кріохірургічних операцій. Дослідницькі лабораторії та опитні підприємства 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 необхідну кількість кисню особливої чистоти доставляють на такі підприємства і установи в балонах.

Основною перешкодою для більш широкого використання кріогенних установок малої продуктивності, є занадто високі капітальні затрати і великий термін окупності таких установок.

Найбільш коштовними елементами кріогенних установок, які працюють за детандерним циклом Клода, є повітряний компресор середнього тиску і детандер. Якщо мова йде про установки малої продуктивності, то вони потребують більш дорогих і менш надійних поршневих детандерів. Тому найбільш перспективним шляхом зменшення вартості кріогенних установок є повна відмова від цих елементів установки.

На рис. 7 наведена принципова схема установки для розділення повітря, призначеної для отримання кисню особливої чистоти під тиском.

Головною особливістю установок запропонованого типу є те, що для компенсації втрат холоду в них використовується кріорефрижератор Стерлінга або Гіффорда-МакМагона. Це дозволяє зменшити вартість кріогенної установки за рахунок відмови від найдорожчих її елементів - компресора середнього тиску і детандера. Рекуперація холоду в запропонованій установці здійснюється в кручених трубчастих теплообмінниках.

Розділення повітря проводиться в колоні дворазової ректифікації. Осушення і очищення повітря від вуглекислоти і вуглеводнів проводиться в цеолітовому блоці очищення.

Повітря в установку надходить через повітряний фільтр і стискається в компресорі до $P=0.70$ МПа. Після компресора повітря надходить в пластинчато-ребристий охолоджувач повітря де воно охолоджується за рахунок теплообміну з навколишнім середовищем. В цьому теплообміннику відбувається конденсація більшої частини водяної пари, яка була присутня у повітрі.

Після теплообмінника-охолоджувача повітря надходить до блоку комплексного очищення і осушення. Блок очищення і осушення повітря виконується у вигляді установки КЦА, в якій використовується синтетичний цеоліт. Стиснене повітря проходить через адсорбер знизу догори.

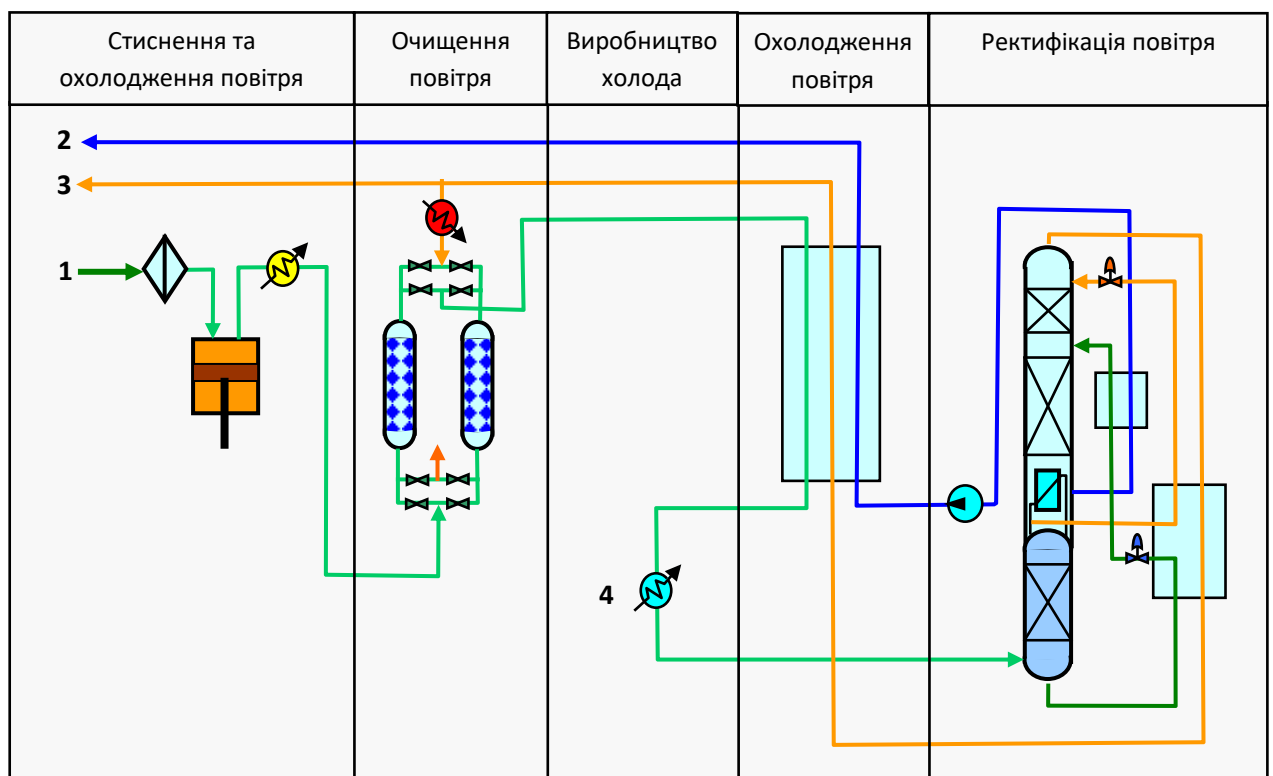


Рис. 7. Схема установки для отримання кисню ОСЧ під тиском.
1 – повітря; 2 – кисень під тиском; 3 – азот; 4 – теплообмінник газової кріогенної машини

При цьому, повітря очищується від залишків вологи, вуглекислоти і вуглеводнів. Присутність залишків вологи і вуглекислоти в повітрі при його охолодженні може призвести до кристалізації льоду в трубках теплообмінників, в наслідок цього гідравлічний опір апаратів збільшиться, і показники роботи установки погіршаться. Очищення повітря від вуглеводнів дозволяє уникнути вибухонебезпечних концентрацій вуглеводнів в конденсаторі-випарнику.

Блок комплексного очищення і осушення повітря працює таким чином.

Коли перший адсорбер працює в режимі поглинання вологи і домішок, другий адсорбер знаходиться в режимі регенерації, тобто відновлення адсорбційних властивостей цеоліту. Для цього частина відкидного азоту проходить через другий адсорбер зверху донизу. Проходячи через адсорбер, відкидний азот виносить з цеоліту домішки, які накопичилися в ньому в період поглинання. Таким чином, адсорбент відновлюється і стає знову готовим до роботи.

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

У ректифікаційної колоні високого тиску відбувається поділ повітря на кубову рідину з концентрацією кисню 33% і азотну флегму з концентрацією азоту – 99,8%. 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 колони високого тиску, використовується конденсатор-випарник. Пара азоту

надходять в трубний простір випарника і, віддаючи своє тепло кисню, який знаходиться в міжтрубному просторі, конденсуються. Кубова рідина з нижньої частини колони високого тиску відводиться через охолоджувачі в середину ректифікаційної колони низького тиску. Після переохолоджувача кубова рідина з колони високого тиску дроселюється до тиску ректифікаційної колони низького тиску. В переохолоджувачі кубової рідини відбувається переохолодження кубової рідини за рахунок теплообміну з відкидним азотом.

Частина азотної флегми з верхньої частини колони високого тиску відбирається і через переохолоджувач азотної флегми надходить у колону низького тиску. У цьому переохолоджувачі азотна флегма охолоджується за рахунок теплообміну з відкидним азотом, і через дросельний вентиль надходить в верхню частину ректифікаційної колони низького тиску.

З метою отримання пари в колоні низького тиску рідкий кисень кипить в міжтрубному просторі конденсатора-випарника. Частина кисню з конденсатора-випарника, відбирається у вигляді рідини, на переохолоджувач рідкого кисню. У цьому теплообміннику кисень охолоджується за рахунок кипіння кубової рідини.

Охолодження кисню перед його подачею в насос рідкого кисню 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 5,5 МПа, і далі цей кисень надходить в основний теплообмінник, в якому відбувається нагрівання кисню до температури близької до температури навколишнього середовища. Відкидний азот відводиться з самої верхньої частини колони низького тиску. Азот проходить через переохолоджувачі азотної флегми і кубовою рідини, віддаючи свій холод цим потокам. Далі відкидний азот

надходить в канали основного теплообмінника. Кисень особливої чистоти під тиском надходить до користувача.

Для компенсації втрат холоду в установці, що пропонується, використовується кріорефрижератор, який працює за циклом Стірлінга. В якості такого кріорефрижератора обрана машина SPC-1 фірми DH Industries BV (торгівельна марка Stirling Cryogenics) .

Загальний вигляд такої машини наведений на рис. 8.

Кріорефрижератори, що працюють за циклом Стірлінга виробляються фірмою Phillips 1954 року (DH Industries BV (Stirling Cryogenics) є дочкою фірми Phillips). За цей час вони отримали багато вдосконалень і зараз стали дуже поширеними і надійними машинами.

Важливою перевагою машин SPC-1 є простота управління, що дозволяє легко автоматизувати роботу кріогенної установки для розділення повітря що пропонується.

Машини SPC-1 дуже швидко виходять на робочий режим роботи, це займає 5-6 хвилин, тому кріогенна установка малої продуктивності, побудована на базі машини SPC-1 також буде швидко виходити на робочий режим.

Кріорефрижератори типу SPC-1 відрізняються від інших видів зріджувачів кріогенних речовин великою енергетичною ефективністю [26].

В даній установці газова кріогенна машина забезпечує конденсацію частини прямого потоку повітря на вході в ректифікаційну колону високого тиску. Таке включення газової кріогенної машини має ряд переваг.



Рис. 8. Загальний вигляд кріорефрижератора SPC-1 фірми Stirling Cryogenics.

По-перше, в теплообмінник газової кріогенної машини подається очищене від вуглекислоти і вологи повітря з температурою, близькою до температури насичення. Це забезпечує високі значення коефіцієнтів тепловіддачі і можливість тривалої роботи машини без обмерзання її теплообмінника. По-друге, температура, при якій відводиться тепло від прямого потоку повітря, близька до 100 К, що майже дорівнює температурі при якій газові кріогенні машини, що працюють по циклу Стірлінга, мають максимальну ступінь термодинамічної досконалості.

На рис. 9 наведені графіки залежності ступеня термодинамічної досконалості різних низькотемпературних циклів від температури об'єкту охолодження [25]. Добре видно, що оптимальною з точки зору термодинамічної ефективності температурою для газових кріогенних машин,

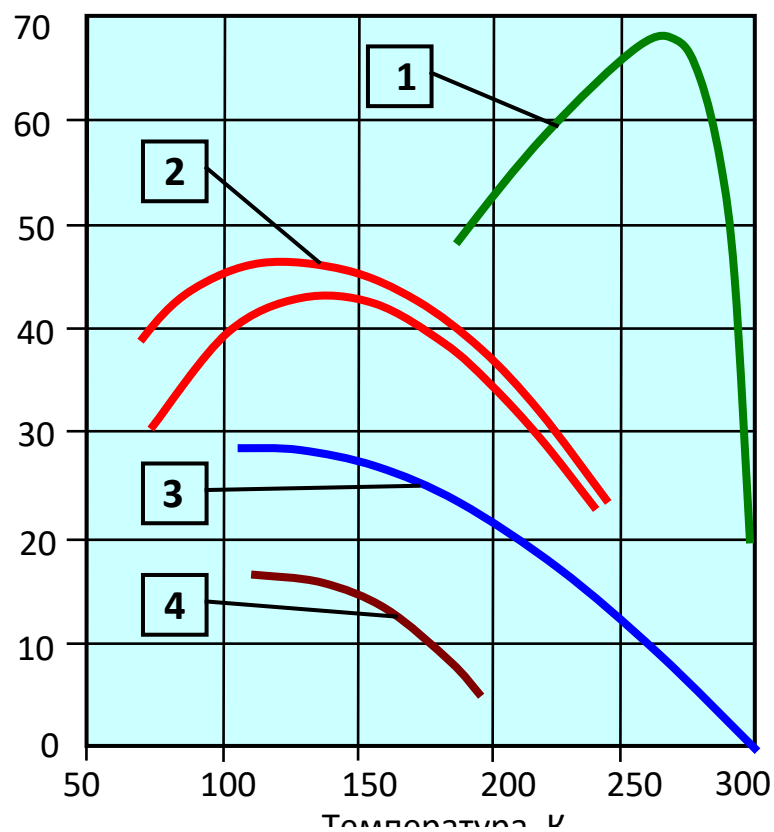


Рис. 9. Залежність ступеню термодинамічної досконалості різних низькотемпературних циклів від температури охолодження.
1 – парова холодильна машина; 2 – машина Стірлінга; 3 – установка, що працює по циклу Клода; 4 – установка, що працює по циклу Джоуля-Томсона

що працюють за циклом Стірлінга, є температура близька до 120 K.

Крім цього видно, що при температурі близько 100 K сучасні газові кріогенні машини мають істотно більш високу термодинамічну

ефективність, ніж установки, що працюють за циклом Клода, який використовується в традиційних схемах кріогенних установок середньої продуктивності.

Кріорефрижератори типу SPC-1 мають набагато більшу термодинамічну ефективність, ніж установки, що працюють за циклом Джоуля-Томсона, який часто використовується в кріогенних установках малої продуктивності.

Запропонована установка для розділення повітря побудована навколо газової кріогенної машини, SPC-1, що випускається голландською фірмою DH Industries BV [26].

На рис. 10 наведені данні про залежність від температури холодопродуктивності і витрати електроенергії з паспорту машини SPC-1.

Легко переконатися, що ця машина на температурному рівні 100 К має паспортну потужність охолодження 1500 Вт при споживаній потужності

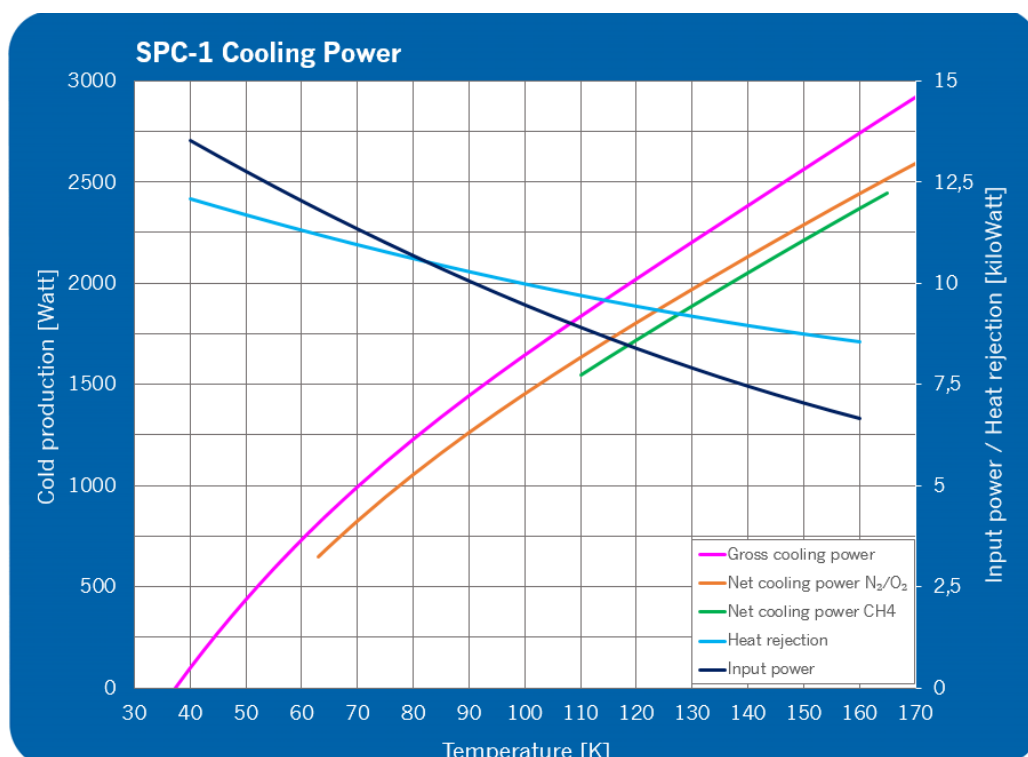


Рис. 10. Паспортні данні про залежність холодопродуктивності і витрати електроенергії від температури для машини SPC-1

9,5 кВт. Ці данні були прийняті як основні, і на цьому підґрунті шляхом

розрахунків знаходилася необхідна витрата повітря, витрата електроенергії компресором, теплові навантаження теплообмінників і т.і.

Основні переваги описаної установки такі:

- 1) Відносно малі капітальні затрати внаслідок відсутності дорогих вузлів, компресору високого тиску і детандеру;
- 2) Малі габарити по відношенню до кріогенних установок середнього та високого тиску;
- 3) Легка і швидка установка (plug & play), що є наслідком блочної конструкції;
- 4) Висока надійність установки внаслідок відсутності поршньового детандеру;
- 5) Низькі експлуатаційні витрати внаслідок можливості повної автоматизації;
- 6) Виробництво залежить від попиту внаслідок малого терміну пуску і зупинки установки.

3. ТЕПЛОВИЙ РОЗРАХУНОК ЗАПРОПОНОВАНОЇ СХЕМИ

3.1. Початкові данні

Холодопродуктивність кріорефрижератора

SPC-1 при температурі 100 К.....1500 Вт;

Концентрації:

Продукційний кисень..... $x_{O_2}=99,999\%$;

$x_{Ar}=0,001\%$;

Повітря..... $y_{O_2}=20,95\%$;

$y_{Ar}=0,93\%$;

$y_{N_2}=78,08\%$;

Кількість продукційного кисню.....28,4 кг/год;

.

Кількість повітря, що переробляється325 кг/год;

Температури і різниці температур:

Повітря в верхній частині основного теплообмінника.....303 К;

Повітря на вході в ректифікаційну колону.....102,7 К;

Температурний перепад в КД-ВП3,0 К;

Тиски:

Повітря після компресору.....0,70 МПа;

Тиск в конденсаторі 0,65 МПа;

Тиск на вході до колони високого тиску..... 0,67 МПа;

Тиск зверху колони низького тиску..... 0,13 МПа;

Тиск внизу колони низького тиску..... 0,15 МПа;

Тиск кисню після насоса..... 5,5 МПа;

3.2. Використання пакету прикладних програм СОСО для розрахунків запропонованої схеми установки для розділення повітря

За останні 30 років радикально змінилися методи проведення розрахунків і моделювання в енергетичному і хімічному машинобудуванні. Це стало можливим завдяки стрімкому розвитку комп'ютерної техніки, використання якої дозволяє вирішувати такі складні завдання, вирішення яких іншими методами просто неможливо собі уявити.

Так, наприклад, А.П. Клименком ще в 1959 році був запропонований новий цикл для скраплення природного газу, але можливість проводити точні розрахунки подібних циклів, які працюють на багатокомпонентних сумішах робочих речовин, з'явилася тільки наприкінці 70-х років минулого століття. Тільки цим можна пояснити те, що перші заводи по скрапленню природного газу в м. Арзев (Алжир, 1964 г.) і м. Кенай (США, Аляска, 1969 г.) були побудовані і працюють по каскадному циклу охолодження з використанням чистих робочих речовин. Всі заводи, які були побудовані пізніше, використовують енергетично більш вигідні цикли, що працюють на сумішевих хладагентах.

Проектування установок для розділення повітря, установок для скраплення природного газу та інших установок для отримання і очищення технічних газів в даний час проводиться з використанням спеціалізованого програмного забезпечення. Складність і наукоємність такого програмного забезпечення, а також обмежений попит на програмні продукти подібного типу, через їх вузьку спеціалізацію, призводять до того, що ціна такого програмного забезпечення виявляється дуже високою. Тому далеко не всяка організація може дозволити собі придбати повний комплект такого програмного забезпечення. Для більшості навчальних закладів придбання програмного забезпечення, яке дозволяє проводити розрахунки установок для скраплення і поділу газових сумішей, також проблематично.

Тому, в бізнесі та освіті існує потреба в бюджетному або безкоштовному програмному забезпеченні, що дозволяє проводити розрахунки установок для розділення і скраплення технічних газів.

Порівняно недавно з'явилося програмне забезпечення, безкоштовне в своїй полегшеній версії, що дозволяє виробляти подібні розрахунки. Це програмне забезпечення відомо під аббревіатурою COCO ChemSepTM [29].

Програмний комплекс COCO являє собою набір програмних продуктів для проведення інженерних розрахунків і моделювання різного хімічного обладнання, що працює в стаціонарному режимі.

Комплект програмних продуктів COCO складається з 4-х основних частин:

- CAPE-OPEN система (середя) для моделювання потоків речовини, енергії та інформаційних потоків, звана також COFE;
- Комплекс програм для розрахунку термодинамічних властивостей чистих речовин і їх сумішей (дозволяє розраховувати 25 термодинамічних параметрів для 400 чистих речовин і їх сумішей), який називається TEA;
- Сукупність програм для проведення розрахунків окремих елементів технологічних схем, таких як теплообмінники, компресори, детандери, вентилі, змішувачі, роздільники і т.п., називається COUSCIOUS;
- Пакет програм для розрахунків хімічних реакцій та хімічного рівноваги називається CORN.

COCO також включає в себе полегшену версію програми ChemSepTM, для проведення розрахунків процесів ректифікації, фракційного випаровування, абсорбції та екстракції.

Розрахунки запропонованої схеми установки для розділення повітря в цій роботі проводилися за допомогою пакета прикладних програм COCO.

Для оцінки потенційних можливостей установки, що працює за запропонованою схемою (див. рис. 11), було проведено її моделювання в потоковий симулятор COCO/ChemSep.

Установка для розділення повітря будувалася навколо газової кріогенної машини, SPC-1, що випускається голландською фірмою DH Industries BV [21]. Ця машина на температурному рівні 100 К має паспортну потужність охолодження 1500 Вт при споживаній потужності 9,5 кВт.

В процесі моделювання тиск повітря на виході з компресора було прийнято рівним 7 бар, тиск на вході в колону ректифікації високого тиску 6,7 бар, тиск продукційного кисню 160 бар. Склад продукційного кисню: 99,999% O₂, 0,001% Ar, $1,2 \cdot 10^{-16}\%$ N₂. Витрата повітря, що переробляється – 325 кг/год, вихід продукційного кисню – 28,3 кг/год. При цьому, споживання енергії повітряним компресором становить 25,6 кВт (при адіабатному ККД який дорівнює 75%), кріорефрижератор Стірлінга споживає 9,5 кВт, і насос рідкого кисню споживає 0,2 кВт енергії. Отже, витрата енергії на виробництво 1 м³ продукційного кисню становить 1,25 кВт-год.

У розглянутій установці прямий потік повітря має низький тиск, продукційний кисень виводиться під високим тиском, тому сумарна потокова теплоємність двох зворотних потоків більше потокової теплоємності прямого потоку. Це призводить до того, що різниця температур на холодному кінці основного теплообмінника в такій установці менше різниці температур на теплом кінці цього теплообмінника.

Велика різниця температур між повітрям на вході в основний теплообмінник і відкидним газом, що досягає 15-20 К, призводить до додаткових термодинамічних втрат від недосконалості теплообміну. Ці втрати можуть бути зменшені, якщо при роботі установки проводити відбір деякої кількості рідкого азоту.

В режимі роботи установки з одночасним отриманням кисню під тиском і рідкого азоту, продуктивність ВРУ з технічного кисню становить 25 кг/год, і при цьому виходить ще 4 кг/год рідкого азоту.

Для порівняння, ця ж газова кріогенна машина при роботі разом з адсорбційної установкою для отримання газового азоту чистотою 99% забезпечує отримання всього лише 5 л/год рідкого азоту [26]. Така низька продуктивність газової кріогенної машини при отриманні рідкого азоту пояснюється двома причинами. По-перше, з термодинамічної точки зору вкрай неефективно проводити охолодження газу від температури навколишнього середовища до температури його насиченої пари відводячи тепло на самому низькому температурному рівні – 75-77 К. По-друге, холодопродуктивність машини Стірлінга на температурному рівні 75-77 К істотно нижче її холодопродуктивності на температурному рівні 100 К.

Вже згадана установка може працювати і в режимі отримання рідкого азоту. В цьому режимі установка переробляє 90 кг/год повітря, яке стискається в компресорі до тиску 7,0 бар. При цьому установка видає 13 кг/год рідкого азоту з концентрацією 99,998%, і вмістом кисню 0,5 ppm.

Повітряний компресор установки в режимі отримання рідкого азоту споживає 7,6 кВт енергії, машина Стірлінга – 9,5 кВт, отже, на 1 кг продукційного рідкого азоту витрачається 1,32 кВт-год електроенергії.

При зрідження азоту, отриманого адсорбційним шляхом, ця ж газова кріогенна машина споживає 10,5 кВт, при продуктивності 5 літрів рідкого азоту в годину (4 кг/год). На отримання такої кількості азоту адсорбційним методом витрачається приблизно 2,5 кВт-год електроенергії. Отже, на отримання 1 кг рідкого азоту в такій установці витрачається 3,25 кВт-год електроенергії.

Моделювання будь-якої технологічної схеми в симуляторі потоків COFE, починається з визначення якісного і кількісного складу потоків речовини.

На рис. 11. наведено скріншот, який ілюструє процедуру завдання складу потоку речовини. В даному випадку задана трьохкомпонентна суміш азоту кисню і аргону. Склад повітря прийнятий таким: азот - 78,08%, кисень - 20,95%, аргон - 0,93%. Тут же задається тип рівняння стану, за яким будуть розраховуватися властивості повітря. В даному прикладі вибрано рівняння Пенга-Робінсона (Peng-Robinson). Параметри взаємодії для даного рівняння задані такими: $N_2-O_2 = -0.0133$, $N_2-Ar = -0.0026$, $O_2-Ar = 0.0089$.

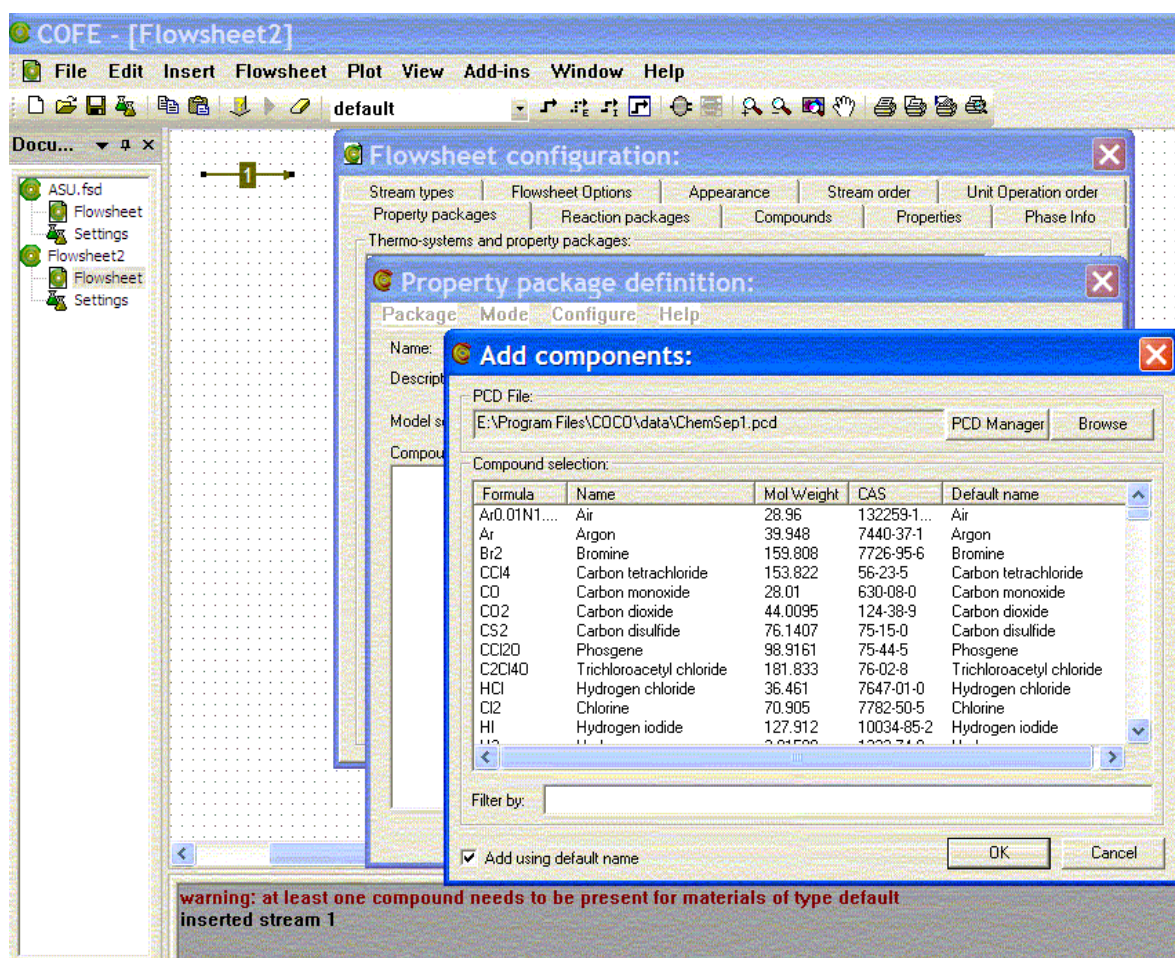


Рис. 11. Скріншот, який ілюструє процедуру завдання складу потоку речовини в потоковому симуляторі COFE

Загальний вигляд схеми, запропонованої установки для розділення повітря в симуляторі потоків COFE, наведено на рис. 12.

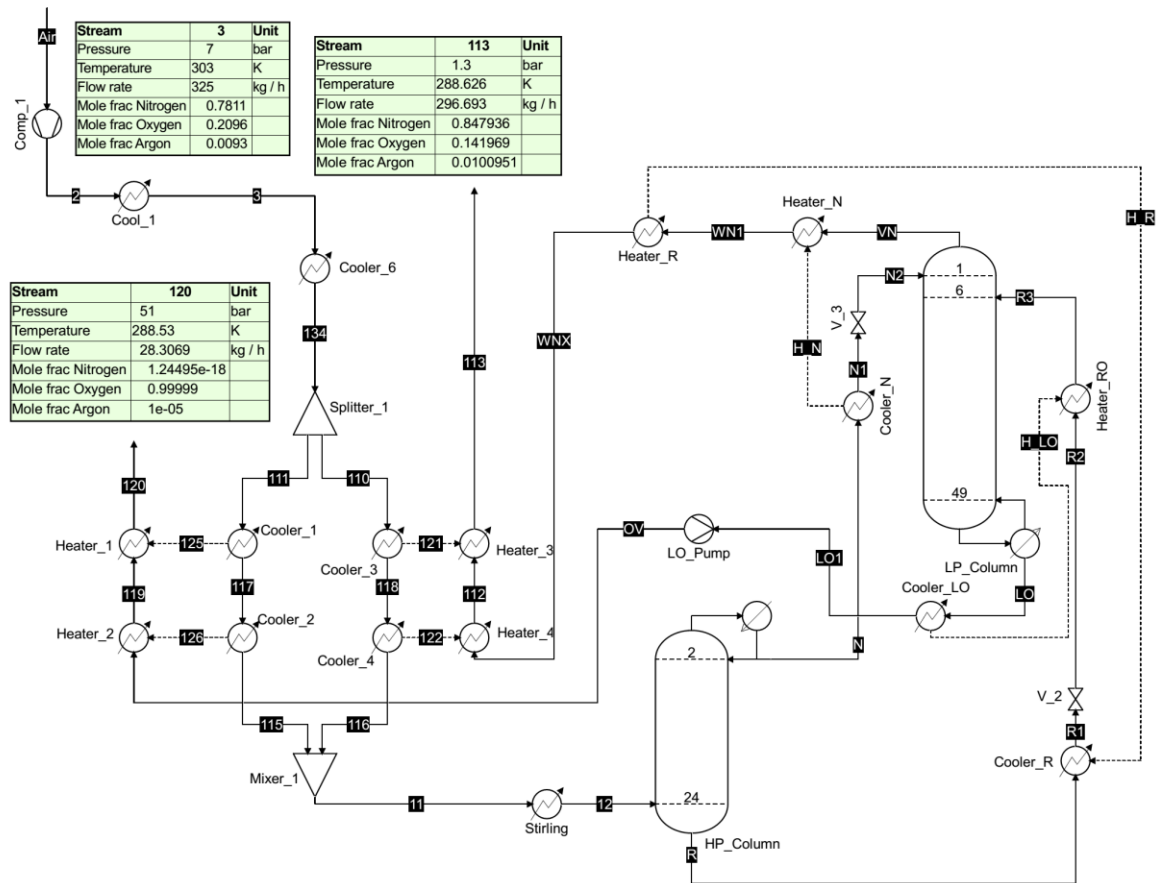


Рис. 12. Принципова схема, запропонованої установки для розділення повітря в симуляторі потоків COFE

Процес стиснення повітря у запропонованій установці для розділення повітря проходить в одноступеневому компресорі (Comp_1) з наступним охолодженням стиснутого повітря в охолоджувачі (Cool_1). У процесі формування ступені стиснення повітряного компресора в симуляторі потоків COFE є можливість задавати або ступінь стиснення в компресорі, або величину підвищення тиску, або тиск на виході з компресору. Також є можливість задавати ізоентропійний ККД ступені компресора. Програма самостійно обчислює роботу стиснення газу в компресорі і його температуру після стиснення.

Що до охолоджувача повітря, то у симуляторі потоків COFE є можливість задати або температуру на виході з охолоджувача, або величину його теплового навантаження. Можна також задати тепловий потік до охолоджувача від іншого апарату.

На виході з компресора задано тиск повітря 7 бар, температура повітря на виході з охолоджувача задана рівною 303 K, а витрата повітря 325 кг на годину.

Далі повітря переохолоджується в охолоджувачі Cooler_6 до 303 K і надходить в роздільник, який дозволяє розділити потік на дві частини в заданому співвідношенні. З роздільника 15% повітря спрямовується на кручений теплообмінник, в якому повітря охолоджується віддаючи тепло продукційному кисню. Інша частина повітря (85%) спрямовується в пластинчато-ребристий теплообмінник, де воно охолоджується за рахунок нагріву відкидного газу. Після охолодження обидва потоки повітря об'єднуються у міксері (Mixer_1), на виході з якого маємо повітря з температурою 102 K і тиском 6,7 бар.

Після міксера повітря потрапляє до теплообмінника (Stirling) машини SPC-1, що випускається голландською фірмою DH Industries BV [26]. Для цього теплообмінника задається теплове навантаження 1500 Вт, а потоковий симулятор COFE самостійно розраховує температуру паро-рідинної суміші, яка виходить з теплообмінника (Stirling), долі пари і рідини, а також склад пари і рідини.

Далі повітря потрапляє в ректифікаційну колону високого тиску (HP_Column). Для розрахунку процесу ректифікації COFE звертається до програмного модулю ChemSepTM [30,31].

На рис. 13 наведено вид вікна програмного модуля ChemSepTM.

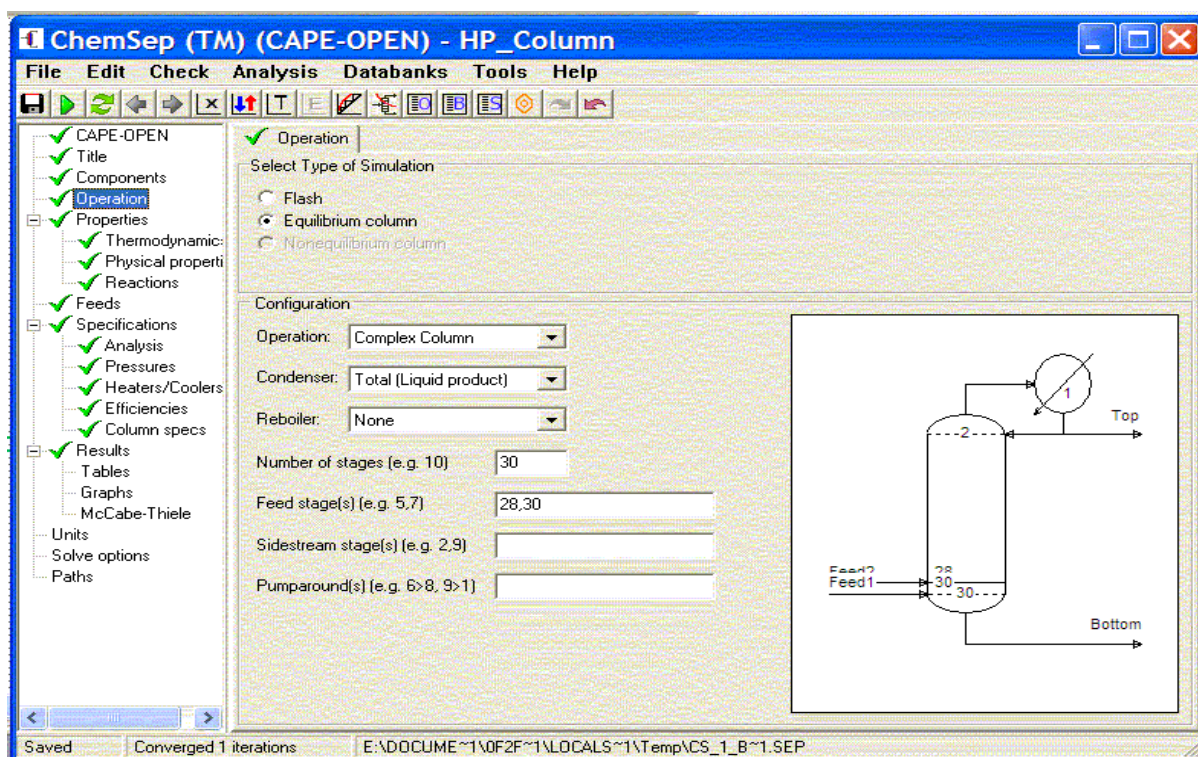


Рис. 13. Окно программного модуля *ChemSepTM*.

У програмному модулі ChemSepTM вибирається тип апарату поділу. Це може бути колона ректифікації одноразової ректифікації або більш складна, з декількома вводами або відборами, абсорбер, дефлегматор або екстракційна колона.

В даному випадку була вибрана складна колона ректифікації, для якої задається загальна кількість ректифікаційних тарілок (24 тарілки) і задаються номери тарілок, на яких проводиться введення та відбір потоків. Нумерація тарілок в ChemSepTM проводиться зверху, тому введення паро-рідинного потоку повітря було поставлено під 24-тою тарілкою, тобто цей потік входить до кубу колони високого тиску.

У програмному модулі ChemSepTM є можливість задати величину теплових надходжень до ректифікаційної колони (тепловими надходженнями знехтувано). Гідравлічні втрати в колоні враховуються шляхом завдання тиску в кубі і в конденсаторі колони. Тиск в кубі колони прийнято рівним 6,7 бар, а тиск конденсації азотної флегми в конденсаторі-випарнику прийнято рівним 6,5 бар. Крім цього, ChemSepTM надає можливість задатися

ефективністю роботи ректифікаційних тарілок, в даному випадку ККД ректифікаційної тарілки був прийнятий рівним 0,66.

У симуляторі потоків COFE є можливість прорахувати кожен з апаратів схеми окремо. Це полегшує налагодження програми, шляхом варіювання вхідних параметрів окремих елементів для того, щоб домогтися злагодженої роботи технологічної схеми в цілому.

На рис. 14 наведено вид вікна програмного модуля ChemSep™ з таблицею розрахункових значень концентрації компонентів рідкої фази на тарілках ректифікаційної колони високого тиску. При бажанні, можна

зберегти ці результати у вигляді окремих файлів у форматі Microsoft Excel або в текстовому форматі.

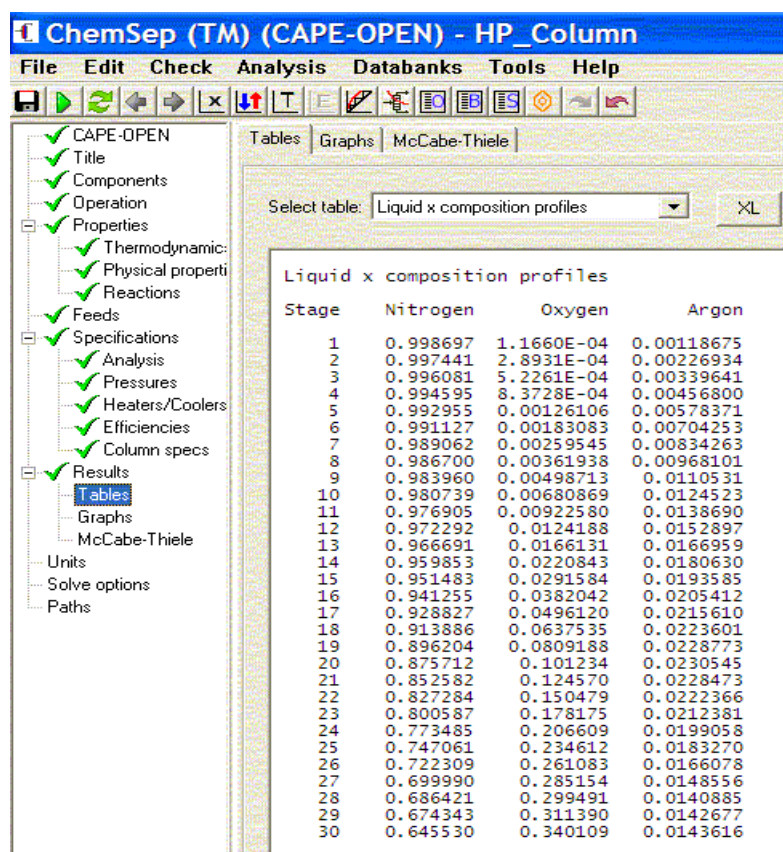


Рис. 14. Вид вікна програмного модуля ChemSep™ з таблицею розрахункових значень концентрації компонентів рідкої фази на тарілках ректифікаційної колони високого тиску

Крім цього ChemSep™ дозволяє виводити результати розрахунків у вигляді різних графіків. Наприклад, можна отримати графіки зміни концентрації рідини або пари по висоті колони.

ChemSep™ надає широкі можливості редагування

виведених графіків, наприклад, можна побудувати графіки з логарифмічною шкалою. Це дозволяє отримати більше

інформації про зміну складу компонентів з низькою концентрацією.

На рис. 15. показаний вид вікна ChemSep™ з графіком зміни концентрації компонентів рідкої фази по висоті колони високого тиску. Логарифмічна шкала концентрації дозволяє краще розглянути зміна концентрації аргону по висоті колони високого тиску. З графіків видно, що в середній частині колони високого тиску є максимум концентрації аргону, рівний 2,3%.

На графіку в логарифмічній системі координат добре видно, що основний домішкою в азотній флегмі є аргон, а не кисень.

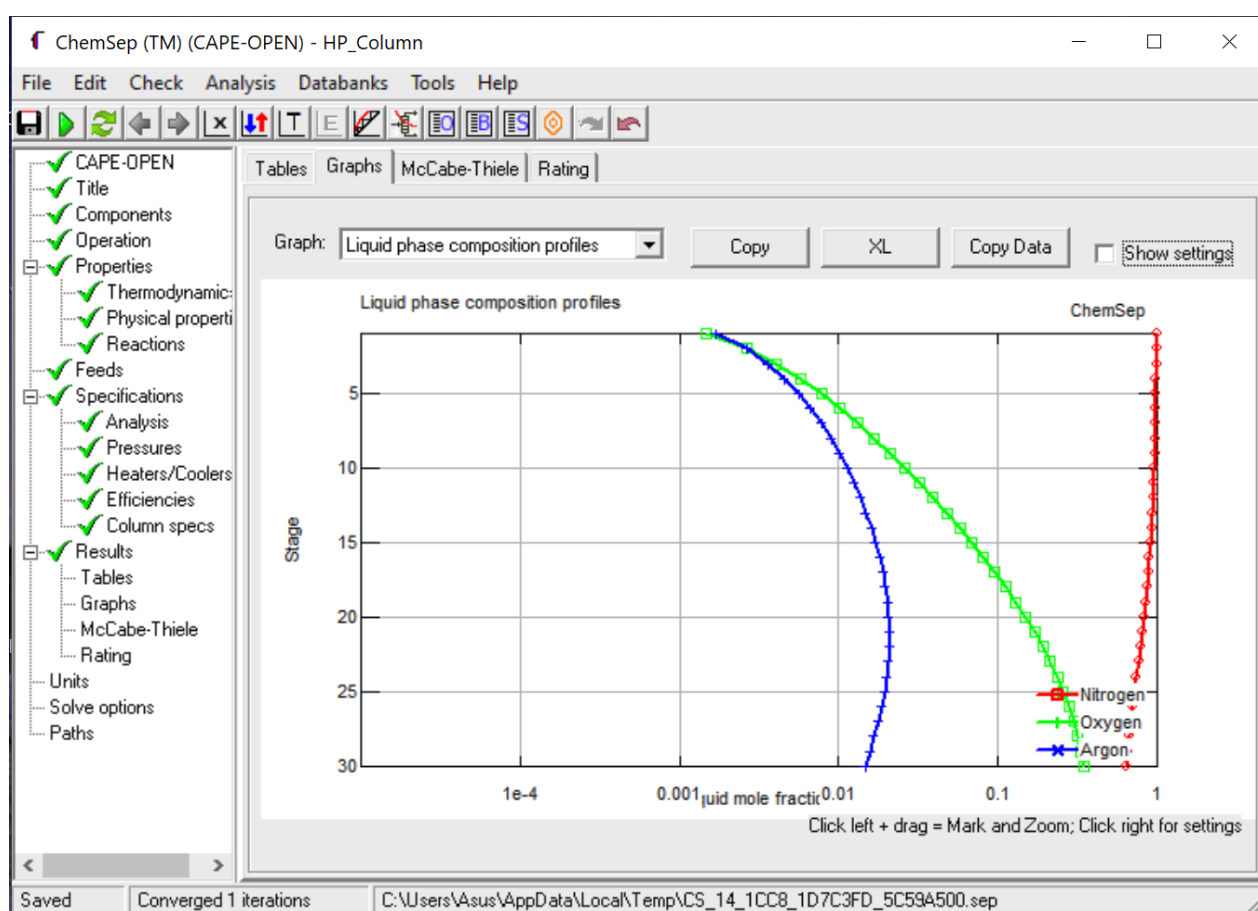


Рис. 15. Вид вікна ChemSep™ з графіком зміни концентрації компонентів рідкої фази по висоті колони високого тиску

З колони високого тиску відбирається азотна флегма з витратою 127,5 кг/год і кубовая рідина з витратою 197,5 кг/год. Обидва ці потоки рідини переохолоджуються відкидним азотом, що виходять з колони

низького тиску. Далі азотна флегма і кубовая рідина дроселюються на різні тарілки колони низького тиску.

На наступному етапі моделювання визначаються температури потоків на виході з переохолоджувачів азотної флегми і кубовою рідини.

Недоліком симулятора потоків COFE є те, що програма видає попередження про те, що теплообмін не здійснив тільки в тому випадку, коли на виході з теплообмінника температура потоку, який віддає тепло, виявилася нижче температури потоку, який отримує тепло. Фактично це означає, що попередження робиться про те, що теплообмін не може бути здійсненим як у проточному, так і у протиточному теплообмінниках.

Перевірку можливості теплообміну між потоками речовини в протиточному теплообміннику програма не проводить. Тому проектувальник повинен самостійно оцінити, який з потоків має менше значення потокової теплоємності, і відповідно до цього задаватися різницями температур на холодному або на теплом кінці теплообмінника.

Потік відкидного азоту, що виходить з колони низького тиску, має більшу потокову теплоємність, ніж потік азотної флегми. Тому температура азотної флегми на виході з її переохолоджувача, задана вищою за температуру відкидного азоту, який виходить з колони низького тиску, приблизно на один градус. Температуру відкидного азоту на виході з переохолоджувача азотної флегми програма визначає автоматично.

Потік кубової рідини, що виходить з колони високого тиску, навпаки, має більше значення потокової теплоємності в порівнянні з відкидним азотом. Тому при моделюванні роботи переохолоджувача кубової рідини задається температура з якою виходить відкидний азот.

Одним з найбільш складних етапів моделювання установки для розділення повітря є задання параметрів і розрахунок колони низького тиску. Складність цього етапу полягає в тому, що в колону низького тиску

надходять азотна флегма і кубова рідина із заданими витратами і складами. Величина теплового навантаження конденсатора-випарника при розрахунку колони низького тиску також визначається при розрахунку колони високого тиску.

В результаті розрахунку колони низького тиску потрібно отримати продукційний кисень заданого складу і домогтися максимального значення коефіцієнта вилучення кисню, варіюючи лише одним параметром - номером тарілки, на якій вводиться потік кубової рідини.

Найчастіше це не вдається з першого разу, тому доводиться повторювати розрахунки, варіюючи параметрами колони високого тиску, до тих пір, поки не буде знайдено рішення, яке задовольняє всім перерахованим вимогам.

В даному випадку рішення, при якому з колони низького тиску відбирається рідкий кисень з концентрацією 99,999% з витратою 28,3 кг/год було знайдено при подачі кубової рідини на 6 тарілку ректифікаційної колони. Загальна кількість тарілок в ректифікаційної колоні низького тиску прийнята рівною 50 шт, що відповідає максимальному значенню, допустимому для безкоштовної версії програми ChemSep™.

На рис. 16 наведено вид вікна ChemSep™ з розрахунковими графіками зміни концентрації рідкої фази на тарілках ректифікаційної колони низького тиску. Вісь концентрацій – логарифмічна, це дозволяє краще аналізувати характер зміни малих концентрацій аргону і азоту в рідкому кисні.

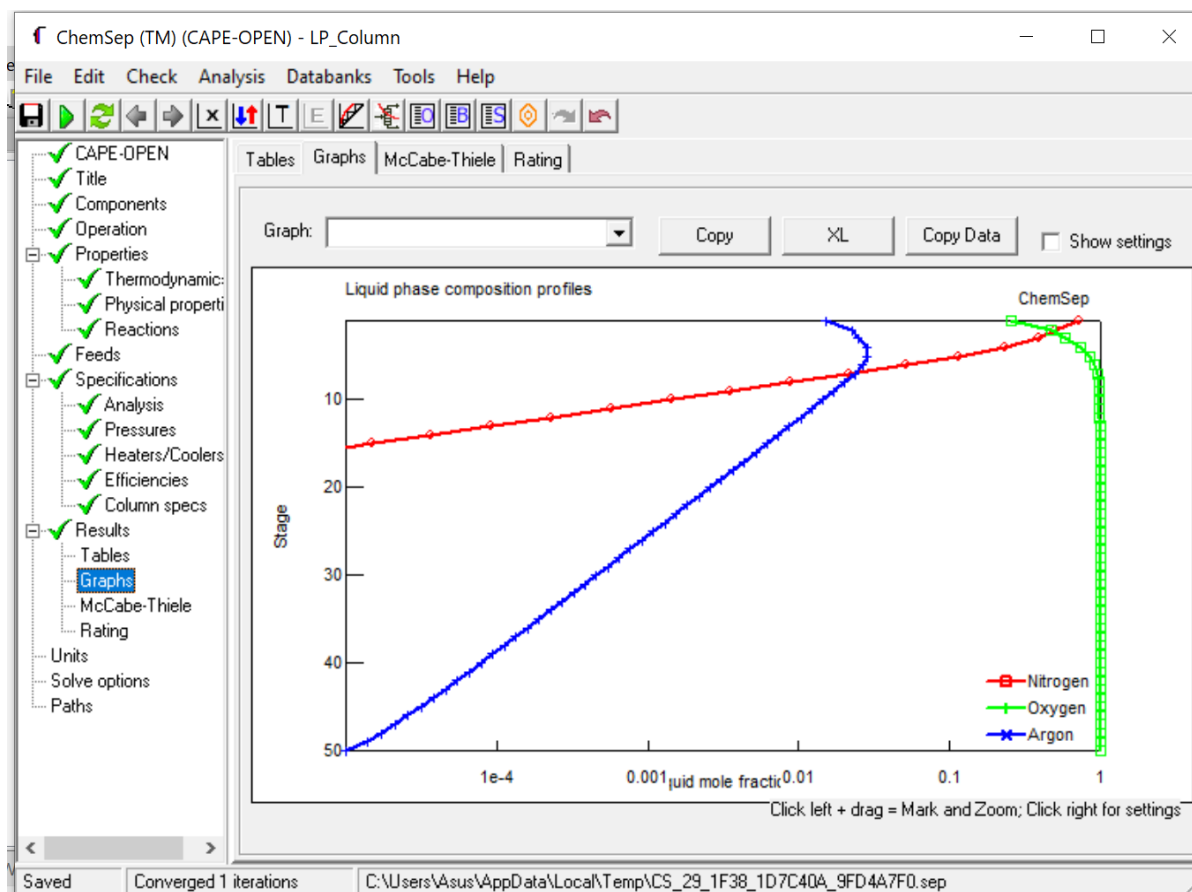


Рис. 16. Вид вікна ChemSepTM з розрахунковими графіками зміни концентрації рідкої фази на тарілках ректифікаційної колони низького тиску

На графіку зміни концентрації аргону відсутні два максимуми - в отгонній і зміцнючій частинах колони ректифікації низького тиску. Це пов'язане з тим, що оптимальне положення для вводу кубової рідини до колони низького тиску знаходиться дуже високо, на 4-й тарільці. Тому два максимуми об'єдналися в один.

На рис. 17 наведено вид вікна ChemSepTM з розрахунковими графіками зміни концентрації газової фази на тарілках ректифікаційної колони низького тиску. Шкала вісі абсцис лінійна, що дозволяє краще аналізувати зміни концентрацій компонентів суміші, що поділяється.

Для ілюстрації процесу ректифікації суміші, в програмі ChemSepTM передбачена можливість побудови діаграми МакКеба і Тіле.

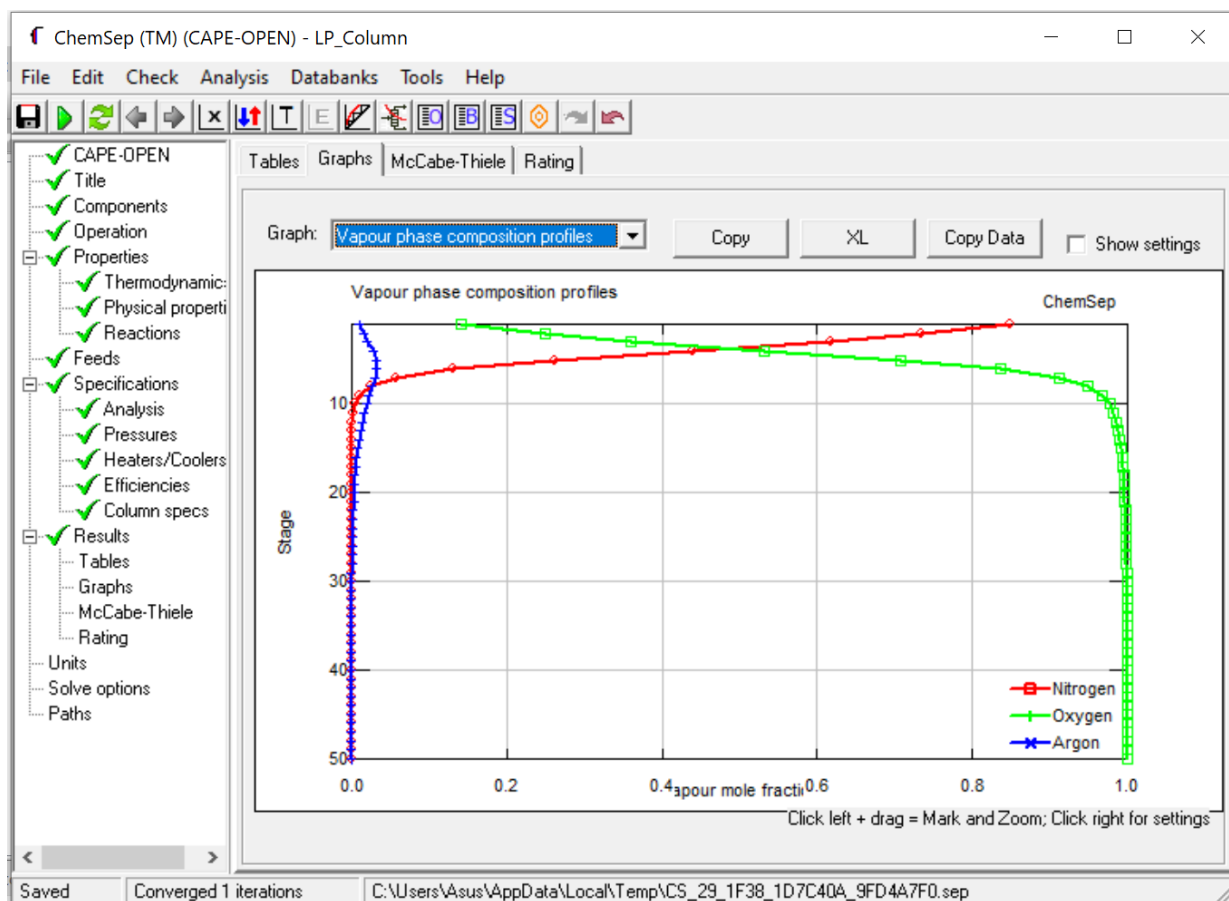


Рис. 17. Вид вікна ChemSep™ з розрахунковими графіками зміни концентрації газової фази на тарілках ректифікаційної колони низького тиску

На рис.18 наведено вид вікна ChemSep™ з діаграмою МакКеба і Тіле

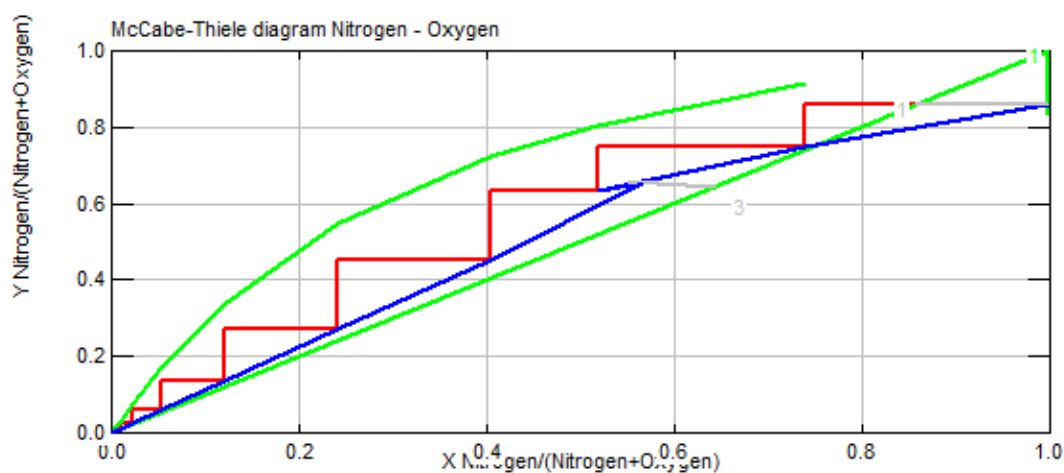


Рис.18. Вид вікна ChemSep™ з діаграмою МакКеба і Тіле для даної колони низького тиску

для даної колони низького тиску. Така можливість становить інтерес при використанні пакету програм в навчальних цілях.

У симуляторі потоків COFE також є можливість виводити на екран різну інформацію про матеріальні та енергетичні потоки в різних ділянках схеми, яка моделюється, що є дуже зручним при оптимізації режиму роботи установки для розділення повітря. Інформація про матеріальні та енергетичні потоки виводиться у вигляді звітів. Програма надає можливість редагування складу звіту. Деякі параметри, наприклад, тиск, можуть бути додані до звіту, або, навпаки, виключені зі звіту для економії місця.

На рис. 12 можна побачити звіти про параметри продукційного кисню, відкидного азоту та повітря, які видає програма.

3.3. Розрахунок компресора

При проектуванні установки були задані такі показники, як тиск, продуктивність, ККД компресора. Далі, завдяки розрахункам ми дізналися потужність, яку повинен мати компресор. Завдяки цим розрахункам для стискування повітря було обрано два поршневі компресора марки ВК20Т-8(10). Продуктивність такого компресора становить 160 кг/годину при тиску 8 бар. Потужність двигуна становить 15 кВт. Розрахункові дані компресора зведені до таблиці 3.

Таблиця 3.

Розрахункові характеристики компресора.

Потоки	Вхід	Вихід	Одиниці вимірювання
Тиск	1	7,0	бар
Температура	303	303	К
Продуктивність	325	325	кг/годину
Концентрація азоту	0,7811	0,7811	%
Концентрація кисню	0,2096	0,2096	%
концентрація аргону	0,0093	0,0093	%
Потужність		26,3	кВт

3.4. Розрахунок основного теплообмінника

При розрахунку було вирішено розділити основний теплообмінник на два двопотокових рекуперативних теплообмінника. Конструкція одного з цих теплообмінників прийнята пластинчато-ребристою, а другого – крученою з мідної труби. Це обумовлено тим, що теплообмінник в якому нагрівається відкидний азот може бути пластинчато-ребристим тому, що обидва потоки газу мають відносно низький тиск. Це суттєво зменшує капітальні вкладення в теплообмінні апарати установки, бо теплове навантаження цього теплообмінника складає приблизно 80% від теплового навантаження основного теплообмінника.

Для забезпечення роботи двох частин основного теплообмінника потік повітря поділяється на два потоки з відсотковою долею 15% і 85 %. Менша доля йде на кручений теплообмінник, який охолоджується продукційним киснем при тиску 55 бар, та витраті 30,0 кг/годину. Більша доля йде на пластинчато-ребристий теплообмінник, який охолоджується відкидним азотом.

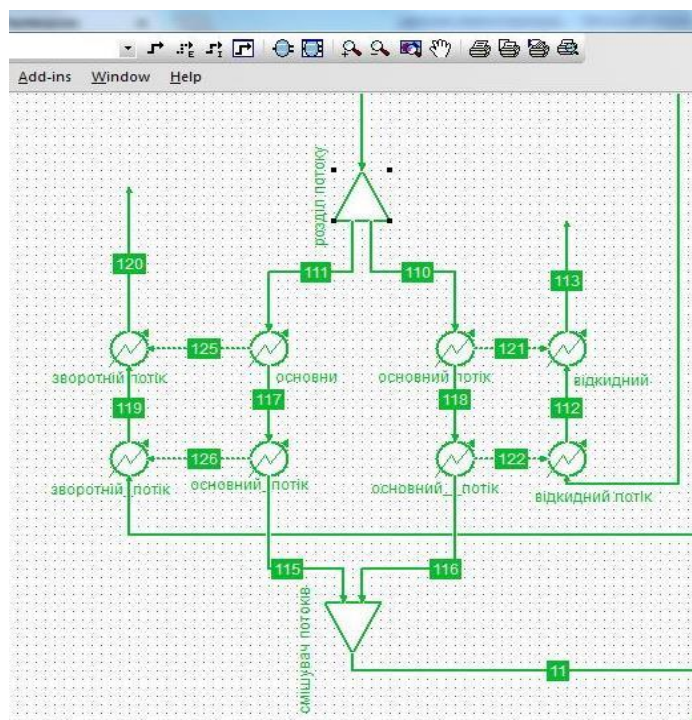


Рис. 19. Основний теплообмінник в симуляторі СОСО

Температура прямого потоку після теплообмінників по розрахункам становить 102 К, а на вході – 303 К. Тиск перед ТО становить 7.0 бар, гідравлічні втрати становлять 0.3 бар. Вихідний тиск становить 6.7 бар. Щоб удосконалитись в працездатності теплообмінників був проведений розрахунок Q-T діаграми.

Для того, щоб отримати данні для побудови Q-T діаграми для крученої секції теплообмінника, в якій нагрівається продукційний кисень, ця секція теплообмінника була розділена на 10 частин. Кожна з цих частин теплообмінника була розрахована окремо. Потоки газу в теплообміннику: основний потік – 0.0115 кг/с, продукційний кисень – 0,0085 кг/с. Теплове навантаження теплообмінника – 2,8 кВт. Розрахункові данні теплообмінника для побудови Q-T діаграми наведені в таблиці 4.

Таблиця 4

Розрахункові данні теплообмінника для побудови Q-T діаграми

P bar	P bar		Q	I _к	I _в	T _к	T _в
55,0	7,0	1,0	2,480	173,530	428,590	251,400	303,000
55,0	7,0	0,9	2,232	121,910	384,910	218,930	260,230
55,0	7,0	0,8	1,984	96,090	365,920	205,620	241,720
55,0	7,0	0,7	1,736	70,270	346,930	193,700	223,260
55,0	7,0	0,6	1,488	44,450	327,940	182,300	204,900
55,0	7,0	0,5	1,240	18,630	308,950	170,510	186,670
55,0	7,0	0,4	0,992	-7,190	289,960	157,800	168,560
55,0	7,0	0,3	0,744	-33,010	270,970	144,060	150,790
55,0	7,0	0,2	0,496	-58,830	251,980	129,460	133,480
55,0	7,0	0,1	0,248	-84,650	232,990	114,220	116,960
55,0	7,0	0,0	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, відкидний азот – 0,04 кг/с. Теплове навантаження теплообмінника становить 16,2 кВт. Розрахункові данні пластинчато-ребристого теплообмінника занесений до таблиці 5.

Таблиця 5

Розрахункові данні пластинчасто-ребристого теплообмінника

P bar	P bar		Q	Io.a	Iв	To.a	Tв
1,3	7,0	1,0	7,248	394,360	428,590	265,000	303,000
1,3	7,0	0,9	6,524	361,980	381,900	233,590	257,300
1,3	7,0	0,8	5,799	346,180	362,600	218,280	238,490
1,3	7,0	0,7	5,074	330,380	343,300	202,970	219,750
1,3	7,0	0,6	4,349	314,580	324,000	187,680	201,110
1,3	7,0	0,5	3,624	298,780	304,700	172,420	182,610
1,3	7,0	0,4	2,899	282,980	285,400	157,180	164,260
1,3	7,0	0,3	2,175	267,180	266,100	141,990	146,300
1,3	7,0	0,2	1,450	251,380	246,800	126,860	128,880
1,3	7,0	0,1	0,725	235,580	227,500	111,630	112,420
1,3	7,0	0,0	0,000	219,780	208,200	96,998	102,600

3.3.1 Побудова Q-T діаграми основного теплообмінника

Діаграму Q-T будуюмо за результатами раніше виконаних розрахунків температури у 10 перерізах теплообмінника. Ця діаграма дає уявлення про розподіл теплового навантаження по окремим ділянцям теплообмінника, та про температурні перепади всередині теплообмінника.

Дану діаграму далі можна використовувати при обчисленні середніх температур на різних ділянцях 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 4 і 5. Діаграми будуюмо для двох теплообмінників: кручений-мідний, а також пластинчато-ребристий. Теплове навантаження ТО (повітря-кисень) становить 2,8 кВт. З температурами на вході 303K і виході 102 K по повітрю, і по кисню: 288 K і 98,6K. Теплове навантаження ТО (повітря-азот) становить 16,2 кВт. З температурами на вході 303K і виході 102 K по повітрю, і по відкидному азоту становить 288 K і 97K.

На рис. 20 наведена Q-T діаграма крученої секції основного теплообмінника. Критична різниця температур становить 2.5 K, що є допустимим для кручених теплообмінників.

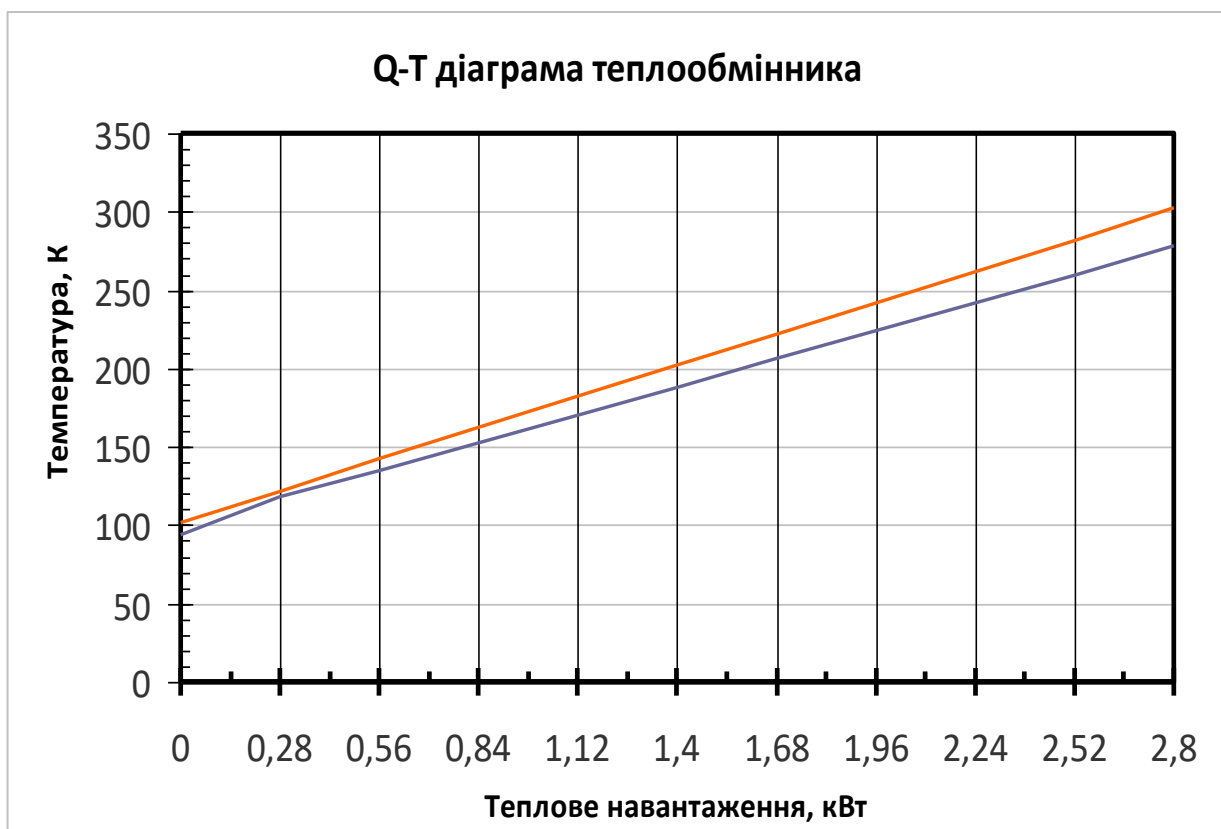


Рис. 20. Q-T діаграма крученої секції основного теплообмінника.

Критична різниця температур становить 2.5 K, що є допустимим для кручених теплообмінників.

Цілком аналогічно будуюмо Q-T діаграму для пластинчасто-ребристої секції основного теплообмінника.

На рис. 21 наведена Q-T діаграма для пластинчасто-ребристої секції основного теплообмінника. Критична різниця температур становить 3.5 K, що є допустимим для пластинчасто-ребристих теплообмінників.

Рис. 20. Q-T діаграма крученої секції основного теплообмінника.

Критична різниця температур становить 2.5 K, що є допустимим для кручених теплообмінників

Як можна побачити з Q-T діаграм секцій основного теплообмінника, запропонована конструкція цілком працездатна і дозволяє зменшити капітальні витрати на виробництво такого теплообмінника за рахунок використання алюмінієвих пакетів в пластинчасто-ребристій секції основного теплообмінника замість мідної труби.

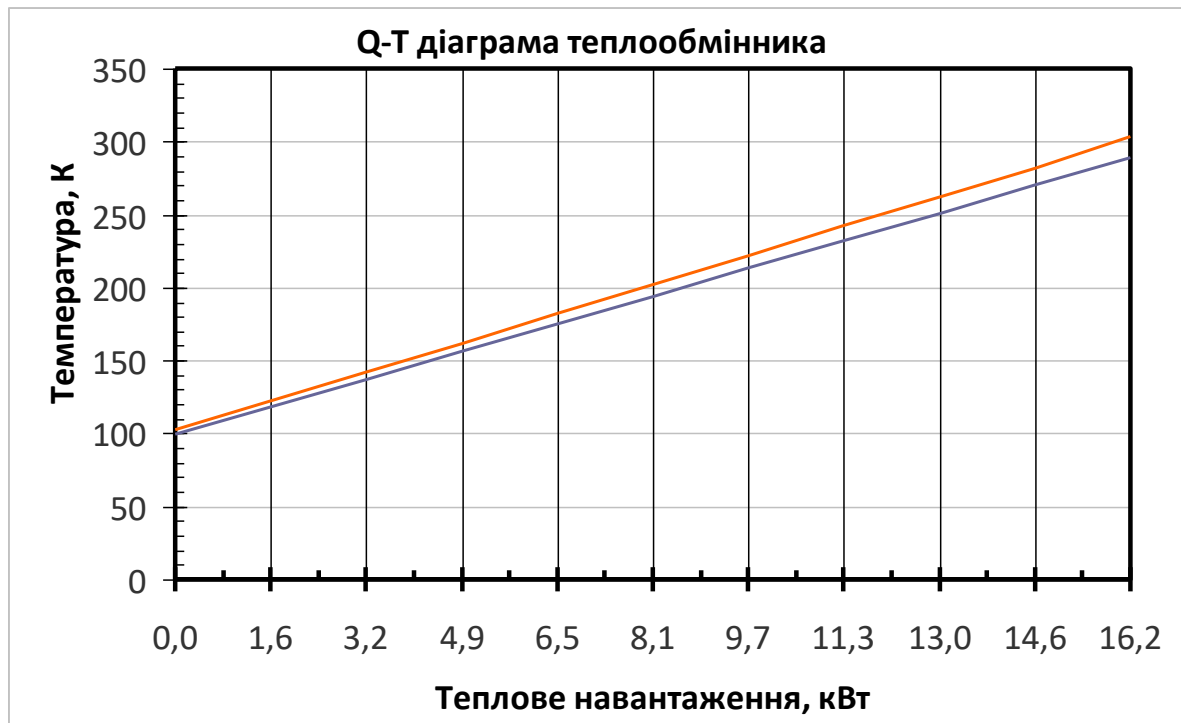


Рис. 21. Q-T діаграма пластинчасто-ребристої секції основного теплообмінника. Мінімальна різниця температур становить 3,5 К, що є допустимим для кручених теплообмінників.

3.5. Розрахунок ректифікаційної колони високого тиску

При розрахунках ректифікаційної колони високого тиску було прийнято, що тиск повітря, яке надходить до колони, становить 6,6 бар, а тиск зверху цієї колони становить 6.45 бар. Для можливості отримувати рідкий технічний азот з концентрацією азоту не менше ніж 99,7%, кількість тарілок ректифікаційної колони високого тиску було прийнято рівним 30. Кубова рідина збагачена киснем (концентрація близько 35%) відбирається кубу колони. А рідкий азот подається для зрошування колони на 1 тарілку. Температурний напір конденсатора-випарника становить 4,4 К. Теплове навантаження конденсатора-випарника колони становить 6,79 кВт.

Розраховані значення концентрацій компонентів повітря у рідині на тарілках ректифікаційної колони високого тиску наведене в таблиці 5.

Таблиця 5.

Розраховані значення концентрацій компонентів повітря у рідині на тарілках ректифікаційної колони високого тиску

Stage	Nitrogen	Oxygen	Argon
1	0,996814	0,001475	0,00171
2	0,994737	0,002632	0,002631
3	0,992374	0,004034	0,003592
4	0,989675	0,005732	0,004593
5	0,986583	0,007782	0,005635
6	0,98303	0,010255	0,006715
7	0,97894	0,013229	0,007831
8	0,974223	0,016798	0,008979
9	0,968781	0,021066	0,010153
10	0,962503	0,026151	0,011347
11	0,955267	0,032183	0,01255
12	0,946949	0,039302	0,01375
13	0,937417	0,047652	0,014931
14	0,926546	0,057379	0,016076
15	0,914224	0,068615	0,017161
16	0,900366	0,081472	0,018163
17	0,884926	0,096021	0,019053
18	0,867915	0,112282	0,019804
19	0,849415	0,130197	0,020387
20	0,829595	0,149625	0,02078
21	0,80871	0,170328	0,020962

22	0,787101	0,191975	0,020924
23	0,765177	0,214158	0,020664
24	0,743387	0,236417	0,020196
25	0,72218	0,258279	0,019541
26	0,701972	0,279298	0,01873
27	0,683108	0,29909	0,017802
28	0,665842	0,317363	0,016795
29	0,650324	0,333926	0,01575
30	0,636572	0,348726	0,014702

Розраховані значення концентрацій компонентів повітря у парі на тарілках ректифікаційної колони високого тиску наведене в таблиці 6.

Таблиця 6.

Розраховані значення концентрацій компонентів повітря у парі на тарілках ректифікаційної колони високого тиску

Stage	Nitrogen	Oxygen	Argon
1	0,997963	0,000716	0,001321
2	0,99588	0,001684	0,002437
3	0,994344	0,002454	0,003202
4	0,992613	0,003387	0,003999
5	0,990656	0,004515	0,00483
6	0,988433	0,005875	0,005691
7	0,985904	0,007513	0,006583
8	0,983018	0,00948	0,007502
9	0,979721	0,011835	0,008444
10	0,975951	0,014645	0,009404
11	0,971641	0,017983	0,010376
12	0,966718	0,021931	0,01135
13	0,96111	0,026574	0,012316
14	0,954742	0,031999	0,013259
15	0,947548	0,038288	0,014164
16	0,939472	0,045516	0,015012
17	0,93048	0,053739	0,015781
18	0,920564	0,062985	0,01645
19	0,909756	0,073247	0,016997
20	0,898133	0,084467	0,017401
21	0,885821	0,096536	0,017643
22	0,872998	0,109289	0,017713
23	0,859886	0,122508	0,017606
24	0,846739	0,135936	0,017326
25	0,833821	0,149294	0,016885
26	0,82139	0,162306	0,016304

27	0,80967	0,174719	0,015612
28	0,798839	0,186324	0,014838
29	0,789016	0,19697	0,014014
30	0,780264	0,206565	0,013171

З наведених даних витікає, що ректифікаційна колона високого тиску при обраній ефективності тарілок (0,66) дозволяє отримувати технічний азот.

3.6. Розрахунок ректифікаційної колони низького тиску

Підчас розрахунків ректифікаційної колони низького тиску було прийнято, що тиск в кубі цієї колони становить 1,5 бар, а тиск на зверху колони дорівнює 1.3 бар. Кількість тарілок прийнята рівною 50 штук. Кубова рідина збагачена киснем (концентрація близько 35%) подається на 4 тарілку. Азотна флегма з колони високого тиску подається на першу тарілку для зрошування колони низького тиску.

Відбір продукційного кисню проводиться з кубу колони низького тиску, при цьому концентрація кисню становить 99,999%, при продуктивності 30,03 кг/годину.

Температурний напір конденсатора-випарника заданий рівним 4,4 К.

Теплове навантаження конденсатора-випарника становить 6,795 кВт.

Розраховані значення концентрацій компонентів повітря у парі на тарілках ректифікаційної колони низького тиску

Розраховані значення концентрацій компонентів повітря у парі на тарілках ректифікаційної колони високого тиску наведене в таблиці 6.

Таблиця 6.

Розраховані значення концентрацій компонентів повітря у парі на тарілках ректифікаційної колони високого тиску

Stage	Nitrogen	Oxygen	Argon
1	0,728459	0,256439	0,015101
2	0,50704	0,470272	0,022688
3	0,394623	0,580811	0,024567
4	0,232904	0,738604	0,028492
5	0,115809	0,855284	0,028908
6	0,051448	0,921831	0,026722
7	0,021567	0,954933	0,0235
8	0,008807	0,971003	0,020191
9	0,003556	0,979278	0,017167
10	0,001429	0,984046	0,014526
11	0,000573	0,987166	0,012261
12	0,00023	0,989434	0,010337
13	9,2E-05	0,991201	0,008707

14	3,68E-05	0,992633	0,00733
15	1,48E-05	0,993817	0,006168
16	5,92E-06	0,994805	0,005189
17	2,37E-06	0,995633	0,004364
18	9,51E-07	0,996329	0,00367
19	3,81E-07	0,996914	0,003086
20	1,53E-07	0,997405	0,002594
21	6,15E-08	0,997819	0,002181
22	2,47E-08	0,998166	0,001834
23	9,92E-09	0,998459	0,001541
24	3,99E-09	0,998704	0,001296
25	1,6E-09	0,998911	0,001089
26	6,46E-10	0,999085	0,000915
27	2,6E-10	0,999231	0,000769
28	1,05E-10	0,999353	0,000647
29	4,22E-11	0,999457	0,000544
30	1,7E-11	0,999543	0,000457
31	6,87E-12	0,999616	0,000384
32	2,78E-12	0,999678	0,000322
33	1,12E-12	0,999729	0,000271
34	4,53E-13	0,999773	0,000227
35	1,83E-13	0,999809	0,000191
36	7,42E-14	0,99984	0,00016
37	3E-14	0,999866	0,000134
38	1,22E-14	0,999888	0,000112
39	4,93E-15	0,999906	9,42E-05
40	2E-15	0,999921	7,87E-05
41	8,12E-16	0,999934	6,57E-05
42	3,3E-16	0,999945	5,48E-05
43	1,34E-16	0,999954	4,56E-05
44	5,44E-17	0,999962	3,78E-05
45	2,21E-17	0,999969	3,13E-05
46	9,01E-18	0,999974	2,58E-05
47	3,65E-18	0,999979	2,11E-05
48	1,47E-18	0,999983	1,72E-05
49	5,83E-19	0,999986	1,39E-05
50	1,74E-19	0,99999	0,00001

Розраховані значення концентрацій компонентів повітря у парі на тарілках ректифікаційної колони низького тиску наведене в таблиці 7.

Таблиця 7.

Stage	Nitrogen	Oxygen	Argon
1	0,728459	0,256439	0,015101
2	0,50704	0,470272	0,022688
3	0,394623	0,580811	0,024567
4	0,232904	0,738604	0,028492
5	0,115809	0,855284	0,028908
6	0,051448	0,921831	0,026722
7	0,021567	0,954933	0,0235
8	0,008807	0,971003	0,020191
9	0,003556	0,979278	0,017167
10	0,001429	0,984046	0,014526
11	0,000573	0,987166	0,012261
12	0,00023	0,989434	0,010337
13	9,2E-05	0,991201	0,008707
14	3,68E-05	0,992633	0,00733
15	1,48E-05	0,993817	0,006168
16	5,92E-06	0,994805	0,005189
17	2,37E-06	0,995633	0,004364
18	9,51E-07	0,996329	0,00367
19	3,81E-07	0,996914	0,003086
20	1,53E-07	0,997405	0,002594
21	6,15E-08	0,997819	0,002181
22	2,47E-08	0,998166	0,001834
23	9,92E-09	0,998459	0,001541
24	3,99E-09	0,998704	0,001296
25	1,6E-09	0,998911	0,001089
26	6,46E-10	0,999085	0,000915
27	2,6E-10	0,999231	0,000769
28	1,05E-10	0,999353	0,000647
29	4,22E-11	0,999457	0,000544
30	1,7E-11	0,999543	0,000457
31	6,87E-12	0,999616	0,000384
32	2,78E-12	0,999678	0,000322
33	1,12E-12	0,999729	0,000271
34	4,53E-13	0,999773	0,000227
35	1,83E-13	0,999809	0,000191
36	7,42E-14	0,99984	0,00016
37	3E-14	0,999866	0,000134
38	1,22E-14	0,999888	0,000112
39	4,93E-15	0,999906	9,42E-05
40	2E-15	0,999921	7,87E-05
41	8,12E-16	0,999934	6,57E-05
42	3,3E-16	0,999945	5,48E-05
43	1,34E-16	0,999954	4,56E-05
44	5,44E-17	0,999962	3,78E-05

45	2,21E-17	0,999969	3,13E-05
46	9,01E-18	0,999974	2,58E-05
47	3,65E-18	0,999979	2,11E-05
48	1,47E-18	0,999983	1,72E-05
49	5,83E-19	0,999986	1,39E-05
50	1,74E-19	0,99999	0,00001

Легко побачити, що рідина, яка відбирається з кубу колони високого тиску, відповідає вимогам до продукційного кисню особливої чистоти марки „ОСЧ”.

3.7. Розрахунок кисневого насосу високого тиску

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

- ✓ насоси та їх вузли повинні бути працездатними протягом тривалого часу при кріогенних температурах;
- ✓ 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;
- ✓ матеріали і конструкція елементів насосу, що контактують з рідким киснем, повинні задовольняти умовам вибухо- і пожежобезпеки;
- ✓ ущільнення і вузли тертя повинні працювати без змащення.
- ✓ необхідно забезпечити безкавітаційний режим роботи насосу при його експлуатації.

Крім цього при розрахунках кріогенного насоса потрібно враховувати тиск і продуктивність насосу. Програма СОСО дозволяє прораховувати потужність кисневого насоса при заданому ККД.

За допомогою програмного комплексу СОСО проведені розрахунки всіх характеристик насосу зрідженого кисню, при яких режимах він може працювати.

Таким чином, в результаті проведених розрахунків отримані такі значення витрати енергії в установці, яка пропонується: повітряний компресор – 26,3 кВт; кріорефрижератор SPC-1 фірми Stirling Cryogenics – 9,5 кВт; насос рідкого кисню – 0,17 кВт. Тобто, енергія, яка витрачається для отримання 30,0 кг кисню марки ОСЧ складає 36 кВт. З цього витікає, що прямі витрати енергії на виробництво кисню марки ОСЧ складають 1,2 кВт-г/кг, що не перевищує витрати енергії на виробництво технічного кисню в установках середньої продуктивності. Слід зазначити, що розраховані витрати енергії в установці, що пропонується, не враховують

додаткових витрат енергії, яка витрачається: допоміжними насосами, вентиляторами, автоматикою, освітленням і т.і.

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 марки ОСЧ знаходить застосування в сучасних технологіях, таких як плазмене розрізання металу, лазерна техніка, напівпровідникова техніка, медицина, тощо.

Попит на кисень марки ОСЧ постійно зростає, у зв'язку із розвитком сучасних технологій та новими потребами медицини.

Ціна кисню марки ОСЧ повинна бути не вище ніж у конкурентних фірм, а можливо навіть і нижче. Залучити споживача можна тільки якістю продукту і ціновою політикою. Тому необхідно вивчити ціни і пропозиції, які є не тільки в Україні, але і за кордоном.

Що до якості продукту то склад кисню марки ОСЧ, 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 використанням кріорефрижератора SPC-1 фірми Stirling Cryogenics.

Завдяки малому терміну виходу установки на робочий режим, то є можливість використовувати нічний тариф на електроенергію для накопичення кисню з подальшим його використанням вдень.

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

- чистота продукту повинна завжди відповідати вимогам до кисню марки ОСЧ, тобто установка повинна забезпечувати виробництво кисню в кількості й такої якості, які зафіксовані в її паспорті;

- усі складові установки, повинні мати сучасні енергетичні показники;
- засоби автоматизації роботи установки та контрольно-вимірювальні прилади повинні бути підібрані таким чином, щоб забезпечити надійну і безпечну експлуатацію установки.

Оскільки на початковій стадії виходу продукту на ринок найбільш важливим є збільшення обсягу продаж і залучення найбільшого числа покупців, то на цьому етапі ціна продукції повинна бути щонайменшою, так як виробнику необхідно зайняти свій сегмент ринку.

Для реалізації даного проекту необхідні відносно не великі капітальні вкладення:

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

Повної окупності проекту можна очікувати приблизно через 4-5 років, що відповідає вимогам ринку.

Для забезпечення конкурентоспроможності виробленого кисню необхідно застосовувати сучасні технології та впроваджувати останні науково-технічні досягнення у виробництві кисню.

Основні переваги установки:

1) Мала продуктивність по відношенню до існуючих установок середнього тиску, що дозволяє зайняти сегмент ринку дрібних користувачів;

2) Відсутність найдорожчих елементів традиційних установок для розділення повітря (компресора високого тиску і детандера);

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

5) Низькі експлуатаційні витрати;

6) Виробництво за запитом;

В установці застосовується сучасні вимірювальні прилади та засоби автоматизації, завдяки чому підвищується якість кисню і знижується ризик аварії на установці. Завдяки цим нововведенням установка для розділення

повітря, що пропонується, має бути конкурентоздатною, і кисень, який отримується на ній, буде мати ринок збуту.

4.2 Розрахунок собівартості установки

В розрахунок вартості установки включено затрати, пов'язані з придбанням основного обладнання, допоміжного обладнання, його доставка та монтаж.

Розрахунок вартості установки. Данні занесені до таблиці 4.1.

Таблиця 4.1

Найменування обладнання та послуг	Кількість	Ціна, тис. грн.
Установка	1	100
Компресор 500LT100T	1	91
Найменування обладнання та послуг	Кількість	Ціна
Кріорефрижератора SPC-1	1	190
Разом		381
Інше обладнання (10% від вартості обладнання)	-	38.1
Разом	A	419.1
Силове 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

Розрахунок вартості установки

4.3. Розрахунок витрат на електроенергію

Річні витрати на електроенергію визначаються за формулою:

$$C_{\text{се}} = N_{\text{п}} \cdot K_1 \cdot K_2 \cdot F \cdot C_{\text{Е}}, \quad (4.1)$$

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

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

$C_{\text{Е}}$ – вартість 1 кВт -год електроенергії, грн/кВт-год;

K_1 – коефіцієнт використання компресора, приймаємо – 0,7;

K_2 – коефіцієнт використання насоса, приймаємо – 0,7;

$C_{\text{Е}}$ – цена електроенергії, приймаємо – 2,75грн / кВт-год.

Вся дані зводимо до таблиці 4.2.

Таблиця 4.2.

Енергетичні характеристики обладнання

№ п/п	Споживач	Тип	Потужність кВт-год
1	Компресор	LT100T	26,3
2	Кріорефрижератор	SPC-1	9,5
3	Щит управління		0,2
4	Насос	2НСГ- 0,0695/20-2	0.17
	Разом		36,2

Загалом, витрати електроенергії становлять 36,2кВт за годину.

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

$$C_{\text{се}} = (26,3 \cdot 0,7 + 0,17 \cdot 0,7 + 0,2 \cdot 0,7 + 9,5 \cdot 0,7) \cdot 7260 \cdot 2,75 = 505.913 \text{ грн/рік}$$

4.4. Розрахунок заробітної плати обслуговуючого персоналу

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

При формуванні штатного розкладу для обслуговування установи потрібно встановити кількість основних робітників. Штат робітників для установи, що пропонується, складається з трьох осіб: один бригадир і три машиніста, які працюють позмінно.

Тарифікація робітників і робіт проводиться на основі єдиного тарифно-кваліфікаційного довідника.

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

$$C_3 = n \cdot C_t \cdot F_r \quad (4.2)$$

де: C_3 – річний фонд заробітної плати за тарифними ставками робітників, грн.

n – кількість основних робітників;

C_t – часова тарифна ставка середнього розряду, грн.;

F_r – фонд робочого часу одного робітника.

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

Результати розрахунків приведемо в таблиці 4.3.

Таблиця 4.3.

Фонд заробітної плати з урахуванням відчислень

Професія	Розряд	Кількість	Тарифна ставка, грн/год	Розрахунок річної заробіт. плати, грн
Апаратник	V	4	60	$4 \cdot 60 \cdot 1800 \cdot 1,2 \cdot 1,22 = 632488$
Разом:				$C_3 = 632488$ гр

4.5. Розрахунок амортизаційних витрат:

Розрахунки зведено до таблиці 4.4.

Таблиця 4.4

Амортизаційні витрати

Показники	Величина
Капітальні вкладення, тис.грн	К 578,51 тис.грн
Норма амортизаційних відрахувань процентна ставка, % тыс грн. (15% от К)	86.77
Норма амортизаційних відрахувань на будівлі, процентна ставка, (3% от К) тыс. грн.	17,35
Разом	104,12 тис.грн

4.6. Зведений розрахунок експлуатаційних витрат споживача

Розрахунок зводимо до таблиці 4.5

Таблиця 4.5.

Зведений розрахунок експлуатаційних витрат

Стаття річних витрат	Сума, тис. грн.
Енергетичні витрати	505,9
Амортизаційні відрахування	104,1
Витрати на спеціальний ремонт и утримання обладнання	10,0
Заробітна плата	632,5
Виробничі витрати (20% від основної заробітної плати)	126,5
Разом: Виробнича собівартість ($C_{\text{пр}}$)	1379,0
Адміністративні відрахування (50% від основної заробітної плати)	316,3
Невиробничі затрати (3% від $C_{\text{пр}}$)	41,4
Разом: ($I_{\text{э}}$)	1736,7

Разом повна собівартість проекту складе: $C_e = 1.736.700$ грн.

4.7. Розрахунок собівартості виробництва і прибутку установки

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

$$\frac{6173}{73072} = 7,97 \text{ грн/м}^3; \quad (4.3)$$

Прибуток від реалізації кисню марки «ОСЧ»

$$\Pi_{\Gamma} = D_{\Gamma} - C_{\Gamma} - H_{\text{ндс}}, \quad (4.4)$$

де: D_{Γ} – виручка (кількість виробленого продукту, вартість 1 м³ газового кисню при реалізації), грн.

$$D_{\Gamma} = 30,0 \cdot 7260 \cdot 100 = 21.780.000 \text{ грн/рік} \quad (4.5)$$

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

$$H_{\text{ндс}} = 0,2 \cdot D_{\Gamma} = 0,2 \cdot 21.780.000 = 4.356.000 \text{ грн.} \quad (4.6)$$

$$\Pi = 21.780.000 - 4.356.000 - 1.736.700 = 15.687.000 \text{ грн/рік.} \quad (4.7)$$

Визначення прибутку за вирахуванням податку на прибуток:

$$\Pi' = 0,82 \cdot \Pi = 0,82 \cdot 15.687.000 = 12.864.000 \text{ грн/рік.} \quad (4.8)$$

Термін окупності витрат на впровадження і вдосконалення установки на підприємстві:

$$T = K / \Pi' = 578.510 / 12.864.000 = 1 \text{ місяць} \quad (4.22)$$

Розрахунок коефіцієнта економічної ефективності:

$$E = \Pi' / K = 22,2 \quad (4.23)$$

4.8. Зведена таблиця техніко-економічних показників

Всі основні показники зведено то таблиці 4.6

Таблиця 4.6

Зведена таблиця техніко-економічних показників

Назва показника	Одиниця вимірювання	Кількість
Продуктивність по кисню	м ³ /год	30,0
Витрата електроенергії обладнанням	кВт	36,2
Матеріальні витрати на електроенергію	тис.грн/рік	247,5
Капітальні вкладення	тис. грн	578,51
Річні експлуатаційні витрати	тис. грн	1736,7
Собівартість кисню	грн. за м3	7,97
Очікуваний прибуток від реалізації	тис. грн за рік	15.687
Строк окупності проекту	рік	0.1
Рівень рентабельності	%	22.2

4.9. Висновок техніко-економічних розрахунків установки

Кожна фірма, починаючи будь який проект, повинна бути впевнена, що її витрати обов'язково окупляться і принесуть прибуток.

В ході виконання кваліфікаційної роботи було з'ясовано, що чистий прибуток в період освоєння буде дорівнювати 15.687 тис. грн. Хоча виробничі витрати перевищують капітальні витрати, це не вплинуло на термін окупності підприємства та коефіцієнт економічної ефективності, який дуже високий, як для промислової сфери.

Щоб досягти запланованого прибутку, слід в першу чергу забезпечити збут виробленого кисню марки ОСЧ, також додатково можливо продавати рідкий технічний кисень і рідкий азот.

В ході виконання кваліфікаційної роботи були розраховані витрати енергії на виробництво 1 кг кисню витрачається 1,2 кВт-год, при тому що тиск продукційного кисню становить 50 бар, склад продукційного кисню: 99,999% O₂, 0,0001% Ar, $5 \cdot 10^{-16}$ % N₂.

Кількість повітря, що переробляється, становить – 325 кг/годину, витрата продукційного кисню – 30,0 кг/годину. При цьому, споживання енергії повітряним компресором становить 26,3 кВт (при адіабатні ККД рівному 75%), і насосом рідкого кисню – 0,2 кВт енергії.

5. Охорона праці

5.1. Техніка безпеки при роботі з киснем

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 (відстань не менше 5 м);
- від опалювальних приладів (відстань не менше 1 м);
- від атмосферних опадів, злив та інших забруднень.

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

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

Металева шафа для балонів повинна бути забезпеченою вентиляційними отворами внизу та на дверцятах.

Кисневий балон повинен бути пофарбованим у блакитний колір з написом чорного кольору «Кисень особливої чистоти». Місце таврування балона повинно бути відзначеним 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 захисним ковпаком. На балоні не повинно бути слідів масляних, жирових і інших забруднень.

При прийманні балонів необхідно провести відповідну реєстрацію в спеціальному журналі.

Кисневий 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.

Повірка 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 повинен 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:

- займання при зіткненні кисню з маслами;
- гострі кромки, задирки і шорсткість на поверхні матеріалів і обладнання;
- рухомі механізми і машини.

5.2. 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.

Перед тим, як використовувати балон, потрібно переконатися в правильному його вмісті.

Завжди користуватися захисними рукавичками.

Не піднімати балон за ковпак і кришку.

Для переміщення балонів завжди користуватися візком для балонів.

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

Для виявлення витоків кисню 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 потрібно відкривати повільно.

Ніколи не нагрівати газові балони.

Подача газу з одного балона в інший балон заборонена.

Забороняється використовувати балон як каток або підставку.

Утримувати вентиль балона і устаткування чистими від масла і бруду.

Вжити заходів для запобігання падіння балонів.

Захистити балони від механічних ударів.

Завжди, коли балоном не користуються, закривати вентиль.

З порожніми балонами завжди поводитися як з повними.

5.3. Вимоги безпеки в аварійних ситуаціях

Підчас зникнення напруги прилади (апарати) треба відключити від мережі.

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

При нещасному випадку, отруєнні або раптовому захворюванні необхідно негайно надати першу допомогу потерпілому, викликати лікаря за телефоном 103 або допомогти доставити потерпілого до лікарні, 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 придатності; 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

5.4. Вимоги безпеки після закінчення роботи

Після закінчення роботи кисневої установки необхідно закрити вентиль, знизити тиск в рампі для наповнення балонів 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.

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

ВИСНОВОК

Головною особливістю установок подібного типу є те, що для компенсації втрат холоду в них використовується кріорефрижератор, який працює по циклу Стірлінга. Це дозволяє зробити відносно дешеву установку дуже малої продуктивності. Зменшення ціни установки досягається за рахунок відмови від найдорожчих елементів малих кріогенних установок для розділення повітря – компресора середнього тиску і поршньового детандера.

Розрахунки показали, що для нормальної роботи запропонованої установки достатньо компресора який стискає повітря до 7-8 бар. Це значно розширює можливості використання серійних повітряних компресорів при проектуванні подібних установок. В установці можуть бути використані компресори різних модифікацій: гвинтові, спіральні, поршневі та інші.

Одним з найбільш перспективних напрямків вдосконалення кріогенних установок для розділення повітря малої продуктивності, є установки, які призначені для отримання кисню марки ОСЧ під високим тиском, необхідного для заправки кисневих балонів. Це пояснюється тим, що ні мембранні, ні адсорбційні установки не можуть виробляти кисень з концентрацією 99,999%, який потрібен для кисневого розрізання металів, лазерів, електронної промисловості, тощо.

Велика перевага запропонованої установки полягає в тому, що ринок кріогенних установок малої продуктивності практично вільний і конкуренція на ньому відсутня.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Лавренченко Г.К., Кравченко М.Б., Грудка Б.Г. Термодинамічний аналіз схем повітророзподільних установок для отримання газоподібного кисню під тиском. // Холодильна техніка і технологія . – 2019. – № 2 (55) – с. 109–120
2. Морозюк Л. І, Хмельнюк М.Г., Зімін О.В. Магістерська робота: метод. вказівки до виконання та оформлення роботи для студентів спец. 142 "Енергетичне машинобудування" галузі знань 14 "Електрична інженерія" ден. та заоч. форм навчання – Електронний ресурс. – 2021р. – 20с
3. Грудка Б. Г., Басов А.М. Повітророздільні установки: конспект лекцій [Електронний ресурс]: для здобувачів освіти галузі знань 14 "Електрична інженерія", спец. 142 "Енергетичне машинобудування", СВО "Бакалавр"— Одеса: ОНАХТ, 2022. — 57 с.
4. Alsultanny Y. A., Al-Shammari N. N. Oxygen Specific Power Consumption Comparison for Air Separation Units // Engineering Journal. —2020. —Vol. 18 (2). —P. 68–80.
5. Harald Klein, Philipp Fritsch, Patrick Haider Flexible Operation of Air Separation Units // ChemBioEng Reviews. —2021. —Vol. 8. —P. 1-19.
6. Kumar, M., Panda, D., Behera, S. K. & Sahoo, R. K. Experimental investigation and performance prediction of a cryogenic turboexpander using artificial intelligence techniques. // Applied Thermal Engineering. —2019. — P.15-29.
7. Sam, A. A. & Ghosh, P. Flow field analysis of high-speed helium turboexpander for cryogenic refrigeration and liquefaction cycles. // Cryogenics. —2023. —Vol. 82. —P. 5-13.