

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

ФАКУЛЬТЕТ ЕНЕРГЕТИКИ, ЕЛЕКТРОНИКИ ТА ІНФОРМАЦІЙНИХ
ТЕХНОЛОГІЙ

КАФЕДРА ТЕПЛОЕНЕРГЕТИКИ ТА ГІДРОЕНЕРГЕТИКИ

Кваліфікаційна робота
другий магістерський
(рівень вищої освіти)

на тему «Підвищення ефективності виробництва рідкого кисню, азоту на основі
використання газифікатора»

Виконав: студент 2 курсу, групи ТЕ-18мд
спеціальності 144 Теплоенергетика
(код і назва спеціальності)
освітньої програми Теплоенергетика
(код і назва освітньої програми)
спеціалізації _____
(код і назва спеціалізації)

І.В. Єрізану
(ініціали та прізвище)

Керівник к.т.н., доц. М.Ю. Бердишев
(посада, вчене звання, науковий ступінь, підпис, ініціали та прізвище)

Рецензент І.В. Крутій
(посада, вчене звання, науковий ступінь, підпис, ініціали та прізвище)

Запоріжжя
2020

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Факультет енергетики, електроніки та інформаційних технологій
Кафедра теплоенергетики та гідроенергетики
Рівень вищої освіти другий магістерський
Спеціальність 144 Теплоенергетика
(код та назва)
Освітня програма Теплоенергетика
(код та назва)
Спеціалізація _____
(код та назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри _____

«26» 12 2019 року




З А В Д А Н Н Я
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ СТУДЕНТОВІ (СТУДЕНТЦІ)

Єрізану Ірині Віталіївні

(прізвище, ім'я, по батькові)

- 1 Тема роботи (проекту) Підвищення ефективності виробництва рідкого кисню, азоту на основі використання газифікатора керівник роботи Бердишев Микола Юрійович к.т.н., доцент,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)
затвержені наказом ЗНУ від «10» вересня 2019 року № 1536 – с.
- 2 Строк подання студентом роботи _____
- 3 Вихідні дані до роботи комерційна пропозиція, технологічна схема розміщення обладнання для зберігання і транспортування рідкого кисню, азоту, відомості про споживання кисню, азоту на «ЗТМК».
- 4 Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) загальна характеристика об'єкту дослідження, способи виробництва рідкого кисню, азоту, технологія виробництва рідкого кисню, азоту, розрахунок установки для виробництва рідкого кисню, азоту, оцінка питомих витрат електроенергії для зрідження кисню, азоту, охорона праці.
- 5 Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень) схема адсорбційної установки, схема мембранної установки, схема криогенної установки, методи розділення повітря, оцінка питомих витрат електроенергії на виробництво рідкого кисню, азоту, схема розміщення обладнання.

6 Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1 Загальна характеристика об'єкту дослідження	Бердишев М.Ю. к.т.н., доцент		
2 Розрахунок установки для виробництва рідкого кисню, азоту	Бердишев М.Ю. к.т.н., доцент		
3 Охорона праці	Бердишев М.Ю. к.т.н., доцент		

7 Дата видачі завдання 02.09.19

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	1 ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ'ЄКТУ ДОСЛІДЖЕННЯ	02.09.19-03.10.19	виконано
2	1.1 Способи виробництва рідкого кисню, азоту	02.09.19-06.09.19	виконано
3	1.2 Застосування кисню, азоту	07.09.19-11.09.19	виконано
4	1.3 Технологія виробництва рідкого кисню та азоту	12.09.19-16.09.19	виконано
5	1.4 Розділення криогенних газів на основі використання процесу розділення зрідженого повітря	17.09.19-22.09.19	виконано
6	1.5 Газифікатор	23.09.19-26.09.19	виконано
7	1.6 Вихрові і вихроакустичні витратоміри	27.09.19-03.10.19	виконано
8	2 РОЗРАХУНОК УСТАНОВКИ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА РІДКОГО КИСНЮ, АЗОТУ	04.10.19-15.11.19	виконано
9	2.1 Розрахунок криогенної установки типу К-0,4 для виробництва рідкого кисню і азоту	04.10.19-24.10.19	виконано
10	2.2 Оцінка питомих витрат електроенергії для зрідження кисню і азоту	25.10.19-15.11.19	виконано
11	3 ОХОРОНА ПРАЦІ	15.11.19-16.12.19	виконано
12	ВИСНОВКИ	16.12.19-18.12.19	виконано
13	Оформлення звіту	19.12.19-25.12.19	виконано

Студент  _____
(підпис)

І.В. Єрізану
(ініціали та прізвище)

Керівник роботи (проекту)  _____
(підпис)

М.Ю. Бердишев
(ініціали та прізвище)

Нормоконтроль пройдено

Нормоконтролер  _____
(підпис)

Ю.М. Каюков
(ініціали та прізвище)

АНОТАЦІЯ

Єрізану І. Підвищення ефективності виробництва рідкого кисню, азоту на основі використання газифікатора.

Кваліфікаційна випускна робота для здобуття ступеня вищої освіти магістра за спеціальністю 144 – Теплоенергетика, науковий керівник канд. техн. наук, доцент М.Ю. Бердишев. Інженерний інститут Запорізького національного університету. Факультет енергетики, електроніки та інформаційних технологій, кафедра теплоенергетики та гідроенергетики, 2020.

В роботі наведено аналіз методів виробництва рідкого кисню, азоту. Виконано розрахунок установки для виробництва рідкого кисню, азоту кріогенним методом.

Ключові слова: РІДКИЙ КИСЕНЬ, АЗОТ, АДСОРБЦІЙНИЙ, МЕМБРАННИЙ, КРІОГЕННИЙ ПРИНЦИП ПОДІЛУ ГАЗІВ.

ABSTRACT

Yerizanu I. Increased efficiency of liquid oxygen, nitrogen through the use of the gasifier.

Qualification graduation work for the degree of master's degree in specialty 144 - Heat and Power Engineering, supervisor of the Cand. tech. Sciences, Associate Professor M.Yu. Berdyshev. Engineering Institute of Zaporizhzhya National University. Faculty of Energy, Electronics and Information Technology, Department of Heat and Hydropower, 2020.

The analysis of methods of production of liquid oxygen, nitrogen is given in the work. The plant for the production of liquid oxygen, nitrogen by cryogenic method was calculated.

Keywords: LIQUID OXYGEN, NITROGEN, ADSORPTION, MEMBRANE, CRYOGENIC GAS SEPARATION PRINCIPLE.

АННОТАЦИЯ

Ерізану І. Повышение эффективности производства жидкого кислорода, азота на основе использования газификатора.

Квалификационная выпускная работа для получения степени высшего образования магистра по специальности 144 - Теплоэнергетика, научный руководитель канд. техн. наук, доцент Н.Ю. Бердышев. Инженерный институт Запорожского национального университета. Факультет энергетики, электроники и информационных технологий, кафедра теплоэнергетики и гидроэнергетики, 2020.

В работе приведен анализ методов производства жидкого кислорода, азота. Выполнен расчет установки для производства жидкого кислорода, азота криогенным методом.

Ключевые слова: ЖИДКИЙ КИСЛОРОД, АЗОТ, АДСОРБЦИОННЫЙ, МЕМБРАННЫЙ, КРИОГЕННЫЙ ПРИНЦИП РАЗДЕЛЕНИЯ ГАЗОВ.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	7
1 ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ'ЄКТУ ДОСЛІДЖЕННЯ.....	9
1.1 Способи виробництва рідкого кисню, азоту.....	9
1.1.1 Адсорбційний принцип поділу газів.....	9
1.1.2 Мембранний принцип поділу газів.....	14
1.1.3 Кріогенний принцип поділу газів.....	14
1.2 Застосування кисню, азоту.....	19
1.3 Технологія виробництва рідкого кисню та азоту.....	22
1.4 Розділення кріогенних газів на основі використання процесу розділення зрідженого повітря.....	24
1.5 Газифікатор.....	30
1.6 Вихрові і вихроакустичні витратоміри.....	31
2 ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВИРОБНИЦТВА РІДКОГО КИСНЮ, АЗОТУ НА ОСНОВІ ВИКОРИСТАННЯ ГАЗИФІКАТОРА....	34
2.1 Розрахунок кріогенної установки типу К-0,4 для виробництва рідкого кисню і азоту.....	34
2.2 Оцінка питомих витрат електроенергії для зрідження кисню і азоту....	67
3 ОХОРОНА ПРАЦІ.....	76
3.1 Рекомендації щодо безпечної експлуатації кисневих балонів, установок, систем трубопроводів для різних суб'єктів господарювання....	76
3.2 Розрахунок освітлення.....	85
ВИСНОВКИ.....	88
ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАНЬ.....	89

ВСТУП

Актуальність роботи. Аналіз наукових досліджень в області підвищення ефективності виробництва рідкого кисню, азоту. Обґрунтування доцільності переходу на покупний кисень і азот у зв'язку з високою собівартістю виробництва рідкого кисню, азоту у невеликих об'ємах. Виробництво кисню, азоту є енергоємним процесом, що і обумовило тему магістерської роботи.

Об'єкт дослідження – методи виробництва рідкого кисню і азоту.

Предмет дослідження – процес зрідження кисню і азоту.

Мета роботи – теоретичне дослідження та підвищення ефективності виробництва рідкого кисню, азоту.

Задачі дослідження. Для досягнення поставленої мети в роботі вирішуються наступні задачі:

- аналіз літературних джерел за тематикою досліджень;
- розрахунок криогенної установки для виробництва рідкого кисню, азоту;
- розрахунок доцільності переходу на закупівлю рідкого кисню і азоту.

Методи та засоби дослідження. В роботі використані основні теоретичні положення щодо роботи системи зрідження кисню та азоту та розрахунковий метод.

Наукова новизна отриманих результатів. Отримано та проаналізовано основні залежності виробництва рідкого кисню, азоту і затрат електроенергії.

Особистий внесок здобувача. Теоретичні дослідження, виконанні безпосередньо автором спільно із співробітниками ІІ ЗНУ. Автору належать основні ідеї роботи, постановка завдання, теоретичні викладки, проведення розрахунків та аналіз отриманих результатів і формування висновків.

Апробація роботи. Положення роботи викладені на XII університетській науково-практичній конференції студентів, аспірантів і молодих вчених «Молода наука-2019» (м. Запоріжжя, 2019), XXXV International Scientific and Practical Conference (м. Вінниця, 2019).

Структура та обсяг роботи. Магістерська робота включає вступ, три розділи, висновки та перелік джерел посилань з 41 позиції, загальний обсяг складає 90 сторінок, у тому числі 7 ілюстрації та 15 таблиць.

1 ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ'ЄКТУ ДОСЛІДЖЕННЯ

1.1 Способи виробництва рідкого кисню

Повітря можна розділити на його складові частини методом дистиляції на спеціальних установках. Так звані повітродозподільні заводи за допомогою термічного процесу, відомого як кріогенна ректифікація, відокремлюють компоненти повітря один від одного з метою отримання азоту, кисню і аргону високої чистоти в рідкій і газоподібній формі.

1.1.1 Адсорбційний принцип поділу газів

В основі принципу лежить здатність речовини-адсорбенту поглинати молекули визначених газів при підвищеному тиску і десорбувати ті ж молекули при атмосферному тиску. Розмір молекул газів різний, тому для кожного газу використовують свій адсорбент. Для генерації азоту використовують синтетичне вуглецеве сито, для кисню – синтетичний цеоліт.

Явище концентрування газів на кордоні тверде тіло - газ (адсорбція газів твердими тілами) було відкрито в кінці XVIII в. незалежно шведським хіміком і фармацевтом К. Шеєле (1742-1786) і італійським професором Ф. Фонтана (1730-1805).

Фонтана виявив, що свіжопрокалене деревне вугілля має здатність поглинати різні гази в обсягах, що значно перевершують його власний обсяг. Шеєле встановив, що в ряді випадків цей процес звернемо: при зміні умов поглинений газ може виділятися.

Тверде тіло, на поверхні якого відбувається адсорбція, називається адсорбентом; речовина, яке адсорбується на поверхні адсорбенту, називають адсорбтивом або адсорбатом.

Будь-яка тверда поверхня при розгляді в електронному мікроскопі виявляється шорсткою. Спостережувані нерівності - мікродфекти - перевищують атомні розміри в десятки і сотні разів (десятки нанометрів).

Наявність таких мікродефектів обумовлює деякий надлишковий запас поверхневої енергії Гіббса системи.

Силове поле частинок адсорбенту, розташованих на його поверхні, компенсовано частково. Тому на поверхні адсорбенту діють залишкові сили, здатні притягувати молекули речовин, що знаходяться в контакті з поверхнею адсорбенту. В енергетичному відношенні ділянки поверхні твердого тіла нерівноцінні. Адсорбція в першу чергу відбувається на ділянках поверхні з найбільшим локальним запасом поверхневої енергії Гіббса.

Залежно від характеру діючих сил розрізняють фізичну і хімічну адсорбцію. Для фізичної адсорбції характерні невелика теплота (ΔH 4...40 кДж/моль) і оборотність процесу. Адсорбція газів твердими тілами протікає з великою швидкістю, тому адсорбційна рівновага встановлюється практично миттєво. Теплоти хімічної адсорбції знаходяться в межах (40...400) кДж/моль, і за своїм характером процес є незворотнім.

При взаємодії газу з адсорбентом поряд з адсорбцією, що представляє собою типово поверхневий процес, можуть відбуватися поглинання газу або пари усім об'ємом твердого тіла, а також їх конденсація в вузьких порах.

Поглинання речовини всією масою адсорбенту називається абсорбцією. Перехід поглинається газу або пари в рідкий стан у вузьких порах адсорбенту називається капілярної конденсацією.

Капілярна конденсація відбувається внаслідок того, що тиск насиченої пари над сильно увігнутим меніском рідини у вузькому капілярі менше тиску насиченого пара даної рідини над плоскою її поверхнею.

В реальних умовах ці процеси протікають спільно. Розділити або ідентифікувати їх в більшості випадків важко. Тому для характеристики взаємодії адсорбенту з адсорбтивом застосовується більш загальний термін - сорбція.

Сорбція являє собою складний фізико-хімічний процес, який можна розглядати як суму простіших процесів - адсорбції, абсорбції та капілярної конденсації.

Хемосорбція часто протікає тільки на поверхні сорбенту. Наприклад, при поглинанні кисню алюмінієм на поверхні металу утворюється тонка плівка оксиду алюмінію, непроникна для кисню і запобігає поширенню процесу в глибину металу.

Кількість адсорбованого газу може бути визначено як по збільшенню маси адсорбенту, так і по зменшенню тиску адсорбату.

Адсорбція газу на твердому тілі вимірюється кількістю газу, адсорбованим одиницею маси твердого тіла (моль/кг або моль/г).

Величина адсорбції залежить від температури, тиску і природи адсорбата, питомої поверхні і природи адсорбенту.

Адсорбція залежить від тиску адсорбату. У разі неускладненій адсорбції з ростом тиску адсорбція зростає до деякого граничного значення. На рисунку 1.1 представлена ізотерма адсорбції газу на твердому тілі, як очевидно з рисунку, ізотерма адсорбції газу, як і для адсорбції розчинених речовин, складається з трьох ділянок.

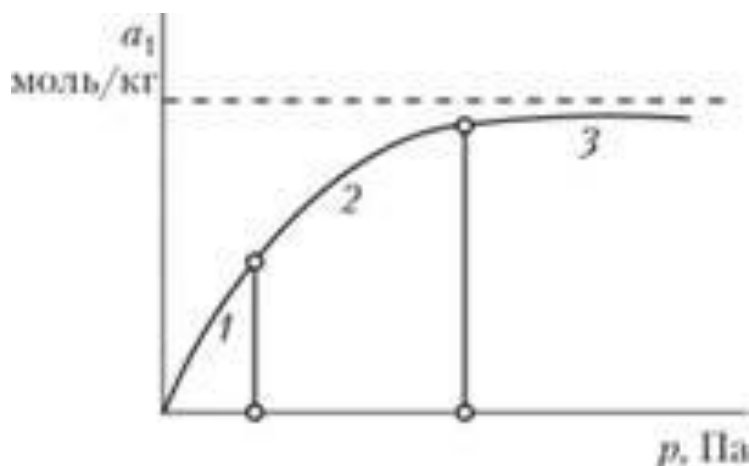


Рисунок 1.1 - Ізотерма адсорбції газу на твердому тілі

При дуже малих рівноважних тисках адсорбція пропорційна величині тиску, що знаходить вираз у прямолінійній ході ізотерми адсорбції (ділянка 1). З подальшим зростанням тиску зростання адсорбції сповільнюється, і цю ділянку ізотерми зображується параболічної кривої (ділянка 2). При великому

тиску газу величина адсорбції досягає граничного значення $a_{1\text{max}}$, яке не змінюється з подальшим збільшенням тиску адсорбтива (ділянка 3). Графічно цю ділянку зображується горизонтальною прямою. Адсорбція газів на твердих тілах - екзотермічний процес, супроводжується виділенням теплоти. Зворотний процес - десорбція - є ендотермічним процесом, супроводжується поглинанням теплоти. Тому відповідно до принципу Ле Шательє з ростом температури адсорбція газів твердими тілами зменшується. З молекулярно-кінетичної точки зору зменшення адсорбції з ростом температури, очевидно, пов'язано зі збільшенням інтенсивності теплового руху молекул адсорбата. При одній і тій же масі адсорбенту адсорбція зростає зі збільшенням питомої поверхні.

Для опису експериментально спостерігається ізотерми адсорбції, як і в разі кордону розділу рідина - газ, запропонована велика кількість рівнянь. Частіше за інших використовують рівняння Фрейндліха і Ленгмюра.

Рівняння ізотерми адсорбції теоретично виведено І. Ленгмюра (1881-1957) виходячи з таких передумов:

1) адсорбція молекул адсорбата відбувається не на всій поверхні адсорбенту, а тільки на цілком певних ділянках, званих адсорбційними центрами. При малих тисках заповнюється лише частина поверхні, відповідна адсорбції;

2) адсорбційний центр утримує тільки одну молекулу адсорбата; при високому тиску на поверхні адсорбційних центрів утворюється мономолекулярний шар, відповідний граничній адсорбції.

Значення величини адсорбції залежить від температури. З ростом температури запас енергії молекул газу збільшується, внаслідок чого середній час перебування молекул адсорбтива на поверхні адсорбенту зменшується і, отже, адсорбція зменшується [1].

Виробництво кисню з повітря методом короткоциклової без нагрівної адсорбції.

У 1970-ті роки було виявлено, що при висушування повітря на цеолітах метобудинок КБА одночасно відбувається його збагачення киснем. Це

пов'язано з тим, що на цеолітових молекулярних ситах адсорбційна ємність по азоту виявилася приблизно в 2 рази вище місткості по кисню. Після цього почався буквально винахідницький бум по розробці схем отримання кисню методом адсорбції. У 1980-і роки в світі вже працювали десятки адсорбційних установок, які виробляють кисень чистотою близько 93 %. До теперішнього часу їх кількість становить сотні тисяч. А число підприємств, що випускають адсорбційні кисневі установки, становить кілька сотень, і їх кількість постійно збільшується.

Вже на ранніх стадіях впровадження кисневих установок було виявлено, що концентрація кисню не перевищує межі, що становить 95 %.

Це виявилось пов'язано з тим, що практично на всіх типах цеолітів адсорбційні ємності по кисню і аргону однакові. Тому при збагаченні повітря киснем до 95 % одночасно відбувається його збагачення аргоном практично до 5 %.

З'ясувалося також, що кисень з чистотою від (90...95) % можна використовувати в різноманітних галузях промисловості.

Широкому впровадженню адсорбційних установок сприяли їх конкурентні переваги перед альтернативними способами отримання кисню, в основному перед кріогенними. На відміну від нього, адсорбційний спосіб дозволяє створювати надмалі установки, що дозволяють вирішувати локальні завдання. При цьому вихід на робочий режим установки не перевищує 10 хв. Крім того, прогрес в розробці оптимальних схем і адсорбентів привів до того, що до теперішнього часу вартість кисню виявилася практично однаковою для обох способів його отримання.

Однак в даний час кріогенний спосіб все ще є лідером на ринку великотоннажного виробництва кисню за рахунок його більш високої чистоти, що дозволяє отримувати продукт з вмістом домішок менш 0,5 %.

Науково-виробнича компанія «Провіта» випускає адсорбційні кисневі установки продуктивністю від 1,8 до 350 $\text{нм}^3/\text{год}$. Концентрація одержуваного кисню (93...95) %.

Коефіцієнт вилучення кисню в невеликих установках зазвичай становить (7,5...8) % (відношення кількості одержуваного кисню до кількості переробляється повітря). В цьому випадку питомі витрати енергії на виробництво 1 м³ кисню складають (1,3...1,5) кВт - год. Для одержання стисненого повітря в цих установках використовуються малошумні гвинтові компресори від європейських виробників. Виробництво кисню відбувається в автоматичному режимі. Мікропроцесорний блок управління контролює всі параметри роботи системи. Технічне обслуговування зведено до мінімуму і може проводитися однією людиною.

Метод КБА зазвичай використовується при продуктивності по кисню до 350 м³ / год. При цьому повітря стискається до тиску (6...8) бар, осушується і подається в адсорбційний генератор, що складається з двох або більше адсорберів. У цьому випадку, як було сказано вище, питомі витрати енергії становлять близько 1 кВт-год на 1 м³ кислю чистою (93...95) % [1].

1.1.2 Мембранний принцип поділу газів

Для здійснення процесів розділення рідких сумішей застосовують традиційні методи – перегонку, ректифікацію, екстракцію, адсорбцію тощо. Проте найбільш універсальним методом є розділення з використанням напівпроникних мембран (мембранні методи), які здобули поширення не лише в хімічній промисловості. Систематичні дослідження мембранних явищ можна прослідкувати від натурфілософів вісімнадцятого сторіччя. Наприклад, Жан-Антуан Ноле запропонував слово «осмос» для опису явища проникнення води через діафрагму в 1748 році, яке він спостерігав при розділенні розчинів етанолу різної концентрації через перегородку, виготовлену з сечового міхура бика. Явище електроосмосу виявив Реусс у 1803 та незалежно від нього Порре у 1816. В 1861 році Грем спостерігав процес діалізу. В дев'ятнадцятому та на початку двадцятого сторіччя мембрани не мали промислового або комерційного застосування, але вони використовувалися в лабораторіях як

інструменти для розвитку фізичних та хімічних теорій. Наприклад, на основі досліджень проникнення речовини через мембрану Фік у 1855 році встановив закономірності процесу дифузії. Вимірювання осмотичних тисків розчинів, зроблене з мембранами Траубе та Пфедфером, використовувалися Вант Гоффом в 1887 році для розвитку його закону обмеження, що пояснював поведінку ідеальних розчинів; ця робота прямо веде до рівняння Вант Гоффа. Приблизно в той же час, концепцію ідеально селективних напівпроникних мембран використовував Максвел та інші дослідники в розвитку кінетичної теорії газів. Ненрст і Планк в 1889 році встановили співвідношення, що описує транспорт електrolітів через заряджені мембрани. Пізніше були розвинені перші теорії, такі як осмотичного тиску (Ейнштейн, 1905), мембранного потенціалу (Хендерсон, 1907) та мембранної рівноваги (Доннан, 1911).

Важливим кроком в розвитку мембранних процесів в 1980-ті була поява промислового процесу газорозділення, який був економічно обґрунтований в роботах Хеніса та Тріподі (1981). Першим значним успіхом була мембранна Monsanto Prism для розділення водню, представлена в 1980 році. Протягом декількох років, компанія DOW виготовили систему для відділення азоту від повітря, а компанії Synara та Separex виготовили систему для виділення діоксиду вуглецю з природного газу. Технології газорозділення швидко розвивалися та розширювалися. Наступне значне зростання можна було побачити в наступні роки. Останнім розвитком 1980-х було представлення GTF, невеликою німецькою інженерною компанією, першої комерційної системи для дегідратації спиртів. Наразі успішно функціонують понад 100 первапораційних заводів з дегідратації етанолу та ізопропанолу. Інші застосування первапорації знаходяться на ранніх комерційних стадіях. В XXI столітті розвиток мембранних процесів продовжився, промислового значення набув процес прямого осмосу та зворотного електродіалізу.

До основних мембранних методів розділення, що досить широко використовуються в різних галузях промисловості, належать зворотній осмос, ультрафільтрація, мікрофільтрація, діаліз, електродіаліз, первапорація,

газорозділення. Були розроблені нові мембранні методи: мембранна дистиляція, електроосмос тощо. В усіх цих процесах розділювана суміш контактує з мембраною – селективним бар'єром між двома фазами. По суті, мембрана ні що інше, як дискретна, тонка поверхня розділу фаз, що керує проникненням хімічних частинок при контакті з нею. Ця поверхня розділу фаз може бути молекулярно гомогенною, тобто, повністю однорідною в складі та структурі, або вона може бути хімічно чи фізично гетерогенною, наприклад містити отвори чи пори обмежених розмірів, або містити деяку шарувату структуру.

Звичайний фільтр відповідає цьому визначенню мембрани але, за традицією, термін фільтр зазвичай обмежується структурою, що розділяє частинки суспензій, більших від 1 до 10 мкм.

Внаслідок особливих властивостей мембран речовина, що пройшла крізь неї, збагачується чи збіднюється одним або декількома компонентами. В ряді випадків процес протікає настільки повно, що продукт практично не містить домішок, які затримуються мембраною. І навпаки, можна отримати в суміші перед мембраною компонент чи компоненти практично без домішок речовин, що проходять крізь мембрану. Слід зазначити, що речовини, які проникають крізь мембрану в певному перерізі називаються пенетрантами, а речовини, які не проходять крізь мембрану – ретантантами. Потік пенетрантів, що залишає мембранний апарат має назву – пермеат, а потік ретантантів – ретантат.

Процес газорозділення також вже досяг промислової стадії розвитку. В цьому процесі можуть використовуватися два різних типів мембран: щільні мембрани, в яких транспорт реалізується як молекулярна дифузія, і пористі мембрани, в яких діє потік Кнудсена. Промислове використання газорозділення знайшло в процесах вилучення водню. Інші приклади – процеси розділення кисню і азоту, а також метану і вуглекислого газу [2].

Цей метод отримання азоту та кисню засновано на вибіркового проникненні газів через полімерні мембрани. Полімерна мембрана складається з пористого волокна, з зовнішньої сторони покритого спеціальним газорозподільним шаром, товщина якого не перевищує 0,1 мкм, завдяки чому

забезпечується висока питома проникливість газів через полімерну мембрану [3].

1.1.3 Кріогенний принцип поділу газів

Кріогенний принцип поділу газів включає:

1. Стиснення повітря. Атмосферне повітря закачується, фільтрується і стискається компресором приблизно до 6 бар.

2. Попереднє охолодження повітря. Щоб розділити повітря на його компоненти, необхідно його охолодити до надзвичайно низької температури. Перший крок, стиснене повітря попередньо охолоджується холодною водою.

3. Очищення повітря. Домішки, такі як водний пар і вуглекислий газ видаляються з повітря за допомогою так званого молекулярного сита.

4. Охолодження повітря. Оскільки гази, з яких складається повітря, зріджуються тільки при дуже низьких температурах, очищене повітря в головному теплообміннику охолоджується приблизно до $-175\text{ }^{\circ}\text{C}$. Охолодження досягається за допомогою внутрішнього обміну високої температури, в якому потоки холодного газу, виробленого під час процесу, охолоджують стиснене повітря. Швидке скидання тиску змушує стиснене повітря охолоджуватися далі, за допомогою чого воно піддається частковому зрідженню. Після цього повітря готове для використання в розділовій колоні, де фактично відбувається поділ повітря на компоненти.

5. Розділення повітря на чистий кисень і чистий азот відбувається у двох колонах, середнього тиску і колоні низького тиску. Процес поділу стає можливим завдяки різним точкам кипіння компонентів повітря. Кисень перетворюється на рідину при $-183\text{ }^{\circ}\text{C}$ і азот при $-196\text{ }^{\circ}\text{C}$. Безперервне випаровування і конденсація, викликане інтенсивним обміном і високою температурою між паром, що підіймається і рідиною, що опускається, концентрують чистий азот нагорі колони низького тиску і чистий кисень в її

основі. Аргон відділяється в додаткових колонах за допомогою додаткових заходів.

6. Відбір та зберігання. Газоподібний кисень і азот надходять в трубопроводи для транспортування кінцевому споживачеві, наприклад, металургійному підприємству. У рідкій формі кисень, азот і аргон зберігаються в спеціальних резервуарах і транспортуються клієнтам транспортними цистернами [4].

У таблиці 1.1 представлена порівняльна характеристика методів розділення повітря.

Таблиця 1.1 – Порівняльна характеристика методів розділення повітря

Спосіб виробництва кисню	Адсорбційний метод (КБА)	Мембранний принцип	Кріогенний принцип
Концентрація кисню, %	93 – 95	до 50	99,7
Концентрація азоту, %	98 – 99	80	98 – 99
Питомі витрати електроенергії, кВт-год на 1 м ³	1,3 – 1,5	1,1	1,2

Мембранні технології, що з'явилися порівняно нещодавно, використовуються для одержання азоту чистотою (95...99,9) % або кисню чистотою не більше 50 %. В основі мембранних систем лежить різниця в швидкості проникнення компонентів газу через спеціальні мембрани. Суттєвим недоліком мембранних установок є процес деградації мембран, тобто зниження продуктивності мембранного картриджа. У перший рік експлуатації зниження складає до 10 %, далі швидкість деградації незначно знижується. Для компенсації неминучого процесу деградації мембран виробники часто

завищуючи її продуктивність, що так само призводить до збільшення витрати стисненого повітря.

Метод КБА зазвичай використовується при продуктивності по кисню до $350 \text{ м}^3 / \text{год}$. При цьому повітря стискається до тиску (6...8) бар, осушується і подається в адсорбційний генератор, що складається з двох або більше адсорберів. У цьому випадку, як було сказано вище, питомі витрати енергії становлять близько 1 кВт-год на 1 м^3 кислю чистотою (93...95) %.

В даний час криогенний спосіб все ще є лідером на ринку великотоннажного виробництва кисню за рахунок його більш високої чистоти, що дозволяє отримувати продукт з вмістом домішок менш 0,5 % [5].

1.2 Застосування кисню

Офіційно вважається, що кисень був відкритий англійським хіміком Джозефом Прістлі 1 серпня 1774 шляхом розкладання оксиду ртуті в герметично закритій посудині (Прістлі направляв на це з'єднання сонячні промені за допомогою потужної лінзи). Однак Прістлі спочатку не зрозумів, що відкрив нову просту речовину. Він вважав, що виділив одну із складових частин повітря (і назвав цей газ "дефлогістрованим повітрям"). Про своє відкриття Прістлі повідомив видатному французькому хіміку Антуану Лавуазьє. У 1775 А. Лавуазьє встановив, що кисень є складовою частиною повітря, кислот і міститься в багатьох речовинах. Кількома роками раніше (в 1771-м) кисень отримав шведський хімік Карл Шеєле. Він прожарюють селітру з сірчаною кислотою і потім розкладав вийшов оксид азоту. Шеєле назвав цей газ "вогненным повітрям" і описав своє відкриття у виданій в 1777 році книзі (саме тому, що книга опублікована пізніше, ніж повідомив про своє відкриття Прістлі, останній і вважається першовідкривачем кисню).

Рідкий кисень (LOX - LIQUID OXYGEN) - рідина блідо-синього кольору, яка відноситься до сильних парамагнетикам. Є одним з чотирьох агрегатних станів кисню. Рідкий кисень має питому густину $1,141 \text{ г/см}^3$ і має помірно

криогенні властивості з точкою замерзання 50,5 К (– 222,65 °С) і точкою кипіння 90,188 К (– 182,96 °С). Рідкий кисень активно використовується в космічній та газовій галузях, при експлуатації підводних човнів, широко використовується в медицині. Зазвичай промислове отримання ґрунтується на фракційній перегонці повітря.

Коефіцієнт розширення кисню при зміні агрегатного стану на газоподібний складає 860:1 при 20°С, що іноді використовується в системах постачання киснем для дихання в комерційних і військових літаках, а також для транспортування та постачання киснем на великі відстані. Один автомобільний напівпричіп, що перевозить рідкий кисень, здатний в рідкому вигляді перевезти стільки кисню, скільки в газоподібному (у 40–літрових балонах) можна перевезти в 11 вантажних автомобілях!

Через свою криогенну природу рідкий кисень може викликати крихкість матеріалів, які перебувають з ним у зіткненні. Рідкий кисень також є дуже потужним окислювальним агентом: органічна речовина швидко згорає в його середовищі з великим виділенням тепла. Більш того, деякі з цих речовин, будучи просоченими рідким киснем мають властивість непередбачувано вибухати. Нафтопродукти часто демонструють таку поведінку, включаючи асфальт. Тому там, де використовується рідкий кисень асфальтне покриття не допустимо [6].

Рідкий кисень є широко поширеним окислювальним компонентом ракетного палива зазвичай в комбінації з рідким воднем або гасом. Його використання обумовлене високим питомим імпульсом, який виходить при застосуванні цього окиснювача в ракетних двигунах.

Застосування кисню ґрунтується на його здатності підтримувати процеси дихання і горіння. Величезна кількість кисню, що утворюється в природі, йде на підтримку дихання живих організмів. Основна маса кисню, який виробляється в промисловості, витрачається для прискорення процесів окиснення.

1. **Металургійна промисловість.** Велика кількість кисню використовується при виплавланні чавуну і сталі. Вдування в доменну піч збагаченого киснем повітря підвищує температуру.

2. **Хімічна промисловість.** Кисень використовують на хімічних заводах для виробництва оксидів і кислот (сульфатної, нітратної, оцтової та інших).

3. **Різання і зварювання металів.** Паливні гази при горінні в чистому кисні дають вищу температуру полум'я. При такій температурі плавиться багато металів.

4. **Виплавлання скла.** Кисень застосовується в різного роду пальниках, призначених для створення високої температури в процесі виплавлання скла.

5. **Ракетне паливо.** Рідкий кисень використовують як окисник у ракетних двигунах і ракетноносіях.

6. **Медицина.** У медицині кисень застосовують при порушенні функції дихання, у разі недостатнього постачання тканин киснем, для анестезії тощо.

7. **Вибухові речовини.** Рідкий кисень використовують для виготовлення вибухових сумішей — оксиліквітів. У разі їх підпалювання горіння відбувається миттєво з виділенням великого об'єму газуватих продуктів.

8. **Підтримка дихання в умовах нестачі кисню.** Газуватий кисень застосовується для підтримки дихання в середовищі з недостатнім умістом кисню: для дихання водолазів, шахтарів, пожежників, льотчиків і космонавтів.

Застосування кисню ґрунтується на його властивостях. Здатність підтримувати горіння використовують для спалювання палива в ракетах і різних пальниках. Склад повітря на поверхні Землі майже сталий. Лише високо в горах уміст кисню в повітрі зменшується. Але внаслідок природних явищ або діяльності людини склад повітря може істотно змінюватися, що призводить до його забруднення. Забрудненим повітрям важче дихати, рослини поглинають забруднюючі речовини й можуть стати отруйними, наявність певних речовин у повітрі спричиняє кислотні дощі, які загрожують навколишньому середовищу. Найбільше на стан повітря впливає техногенна діяльність людини. Автомобілі, трактори, літаки щорічно спалюють мільйони тон палива, на теплових

електростанціях спалюють мазут і вугілля, а на промислових підприємствах — природний газ. Унаслідок цього в повітря виділяються вуглекислий і сірчистий гази, оксиди нітрогену тощо [7].

1.3 Технологія виробництва рідкого кисню та азоту

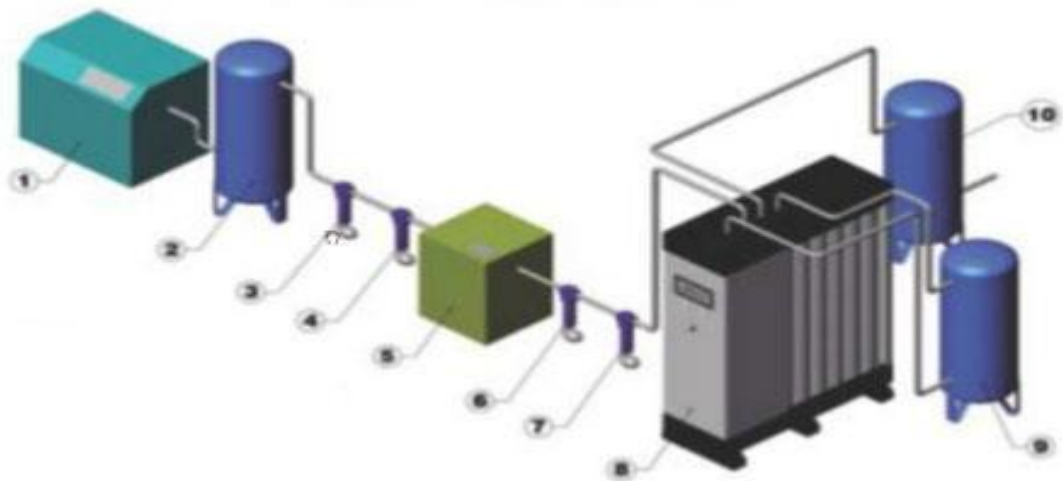
Основну масу атмосферного повітря становить азот 78,1 %, тому очевидно, що найбільш раціонально отримувати азот з повітря. У промисловості в даний час застосовуються три методи одержання азоту: низькотемпературне поділ, адсорбційна і мембранна технології.

Низькотемпературна (криогенна) технологія розділення повітря на складові (азот, кисень, аргон і інші гази) заснована на різниці температури кипіння (або зрідження) азоту і кисню при глибокому охолодженні повітря. Зрідження азоту і кисню в промислових умовах здійснюється в детандерних установках. Попередньо стисле і охолоджене повітря розширюється в детандері (поршневого або турбодетандере) до температури $-192\text{ }^{\circ}\text{C}$, при якій повітря повністю зріджується і стає безбарвною рідиною. Якщо тепер рідке повітря злегка підігріти (до $-183\text{ }^{\circ}\text{C}$), то з нього буде випаровуватися азот, кисень залишиться у вигляді рідини. Цей процес називається ректифікацією повітря. Зазначимо, що на цих установках одночасно отримують і азот і кисень, які надалі можуть використовуватися для різних цілей, у різних технологічних лініях [8].

Адсорбційна технологія заснована на адсорбції – поглинання речовин у газоподібному або рідкому стані поверхнею твердих або рідких тіл (адсорбентів) найчастіше твердих.

Адсорбер – апарат для адсорбції, в якому газова суміш проходить через шар пористого адсорбенту і з неї витягуються необхідні речовини. Адсорбери бувають періодичної і безперервної дії. Такі апарати мають невелику продуктивність і для отримання азоту в промислових масштабах не застосовуються.

Мембранна технологія (застосування молекулярних сит). Принцип виробництва азоту за цією технологією заснований на відділенні молекул азоту з попередньо очищеного стисненого повітря, що прокачується через так званий мембранний блок (або генератор). Мембрани володіють властивістю селективної проникності – прогресивний ефективний метод з низьким споживанням енергії. На рисунку 1.2 представлена схема генератора азоту адсорбційного типу.



1 - компресор; 2 - ємність стисненого повітря; 3 – 7 - осушувач повітря і фільтри; 8 - генератор азоту; 9 - регенеративна ємність; 10 - буферна ємність азоту.

Рисунок 1.2 - Генератор азоту (азотна установка) адсорбційного типу

Суть мембранної технології полягає в поділі газової суміші за рахунок різниці парціальних тисків на зовнішній і внутрішній поверхнях мембрани. Кожен компонент має свою характерну швидкість проникнення, яка залежить від його здатності розчинятися в мембрані і проникають крізь неї. «Швидкі» гази (H_2 , CO_2 , O_2 , He та ін.) швидко проникають крізь полімерну мембрану. «Повільні» гази (CO , N_2 , CH_4 та ін.) слабо проникають через мембрану і відводяться. Суміш газів, що пройшла через мембрану, називається пермеатом.

Установка для виробництва азоту складається з двох основних секцій:

1. Компресорна установка. Вироблення азоту безпосередньо залежить від тиску повітря, що подається. Тиск повітря має бути на (1,5...2) бари більше, ніж необхідний тиск азоту на виході. Але тим не менш оптимальний тиск для даної установки не менше 6,5 бар.

2. Генератор азоту. У пропонованому генераторі використовується метод короткоциклової безнагрівної адсорбції (КБА технологія) для одержання азоту з стисненого повітря. Генератор складається з одного або більше модулів, до складу кожного з яких входять по дві алюмінієві колонки з вуглецевими молекулярними ситами.

Стиснене повітря зволожується і фільтрується, потім подається у першу колонку модуля, таким чином, проходячи молекулярні сита осідає волога, кисень і CO_2 . Після зниження рівня кисню азот направляється в резервуар для зберігання і є готовим для подальшого використання. Далі сита, насичені киснем очищаються за допомогою скиду тиску, а в цей час азот виробляється у другій колонці [9].

1.4 Розділення кріогенних газів на основі використання процесу розділення зрідженого повітря

Відомо багато способів розділення сумішей на складові частини: випаровування, конденсація, дефлегмація, ректифікація, абсорбція, адсорбція тощо. Усі ці методи в тій чи іншій мірі використовуються у кріогенній техніці, однак найширшого застосування набули процеси ректифікації і адсорбції. Розглянемо коротко основні властивості бінарних розчинів, умови фазової рівноваги, рушійну силу процесу розділення, термодинамічний розрахунок процесу ректифікації сумішей і схеми найпростіших розділювальних апаратів [10].

Середовищем у розділювальних установках є різні газові суміші, такі як повітря, природний газ, нафтовий газ, газ синтезу аміаку тощо. Більшість

сумішей містить багато компонентів: повітря, наприклад, являє собою суміш газів. Однак для спрощення розрахунку розділювальних апаратів замість багатокомпонентних сумішей іноді розглядають простіші системи, які складаються із двох, трьох або чотирьох компонентів. Так, основними компонентами повітря є азот і кисень, тому в низці випадків його умовно розглядають як бінарну систему, яка складається із 20,9 % O_2 і 79,1 % N_2 з домішкою аргону.

При точних розрахунках розділювальних апаратів і, звичайно, при отриманні з повітря аргону, азоту і кисню повітря розглядають як потрійну систему O_2 -Ar- N_2 . Це тим більше необхідно, оскільки в окремих частинах апарату вміст аргону в суміші може досягати (15...20) %. При розрахунку апаратів для отримання криптонового концентрату розділювану суміш переважно розглядають як бінарну, яка складається із кисню і криптону, умовно відносячи до останнього ксенон. Склад суміші переважно виражають молярними частками компонент. При розділенні газової суміші на складові частини потрібно затратити певну кількість енергії, яка залежить від виду процесу [11].

Низькотемпературні методи розділення сумішей достатньо широко застосовують у промисловості, оскільки у багатьох випадках вони є економічнішими від інших способів. При цьому газову суміш необхідно попередньо охолодити, а в низці випадків і піддати зрідженню перед процесом розділення.

Загалом хімічний потенціал газу залежить від температури, тиску і складу фаз. Для однієї і тієї ж компоненти в різних фазах він описується різними функціями складу, температури і тиску:

$$\mu^i = \mu^i(T', p', x_1, x_2, \dots, x_i, x_{n-1}); \quad (1.1)$$

$$\mu^i = \mu^i(T'', p'', y_1, y_2, y_i, y_{n-1}), \quad (1.2)$$

де штрих відноситься до рідкої фази, два штрихи – до газоподібної; n – число компонент; x_i , y_i – молярна частка i -ої компоненти відповідно в рідкій і газоподібній фазі.

Якщо при сталих значеннях T і p хімічні потенціали компоненти в різних фазах не рівні, то відбувається перехід речовини із фази з великим значенням хімічного потенціалу у фазу, де його значення менше. При цьому різниця значень хімічних потенціалів ($\mu'_{i} - \mu''_{i}$) є рушійною силою процесу масообміну. Питомий дифузійний потік «низькокиплячої» компоненти, яка перейшла із рідкої фази у газоподібну через одиницю поверхні контакту в одиницю часу, можна визначити за формулою

$$j = k_{\mu}(\mu'_{i} - \mu''_{i}), \quad (1.3)$$

де k_{μ} - коефіцієнт швидкості масопередачі низькокиплячої компоненти.

Процес ректифікації бінарної суміші. Ректифікацією називають процес тепло- і масообміну між потоками нерівноважних рідин і газу, що складаються з однакових компонентів і рухаються в протилежних напрямках в адіабатичному пристрої за сталого тиску. Метод ректифікації широко застосовують для промислового розділення газових сумішей в криогенних установках. За його допомогою можна одержати низько- і висококиплячі компоненти з достатньо великим ступенем вилучення. Для втілення методу необхідно організувати рух нерівноважних пари G і рідини g , які складаються із однакових компонентів, і забезпечити достатню поверхню контакту між ними. При цьому в парі, яка зустрічається зі стікаючою рідиною, міститься більше “висококиплячої” компоненти кисню, ніж у рівноважній парі. Стікаючу в колоні рідину називають флегмою; відношення кількостей пари G і рідини g , які проходять через поперечний переріз колони, визначається флегмовим співвідношенням

$$f = g / G. \quad (1.4)$$

Для реалізації процесу необхідні пристрої з розвинутою поверхнею контакту між фазами. Такі пристрої називають ректифікаційними колонами. Розглянемо процес ректифікації. Нехай до одного і того ж проміжного перерізу колони прибувають нерівноважні пара і рідина з різною температурою. При їхній взаємодії відбудуться процеси тепло- і масообміну в напрямку встановлення рівноваги. Температура початку конденсації суміші пари (азот + кисень) вища від температури початку кипіння рідкої суміші того ж складу. Це видно із діаграми (див. рис. 1.3), побудованої для випадку розділення рідкого повітря на азот і кисень [12].

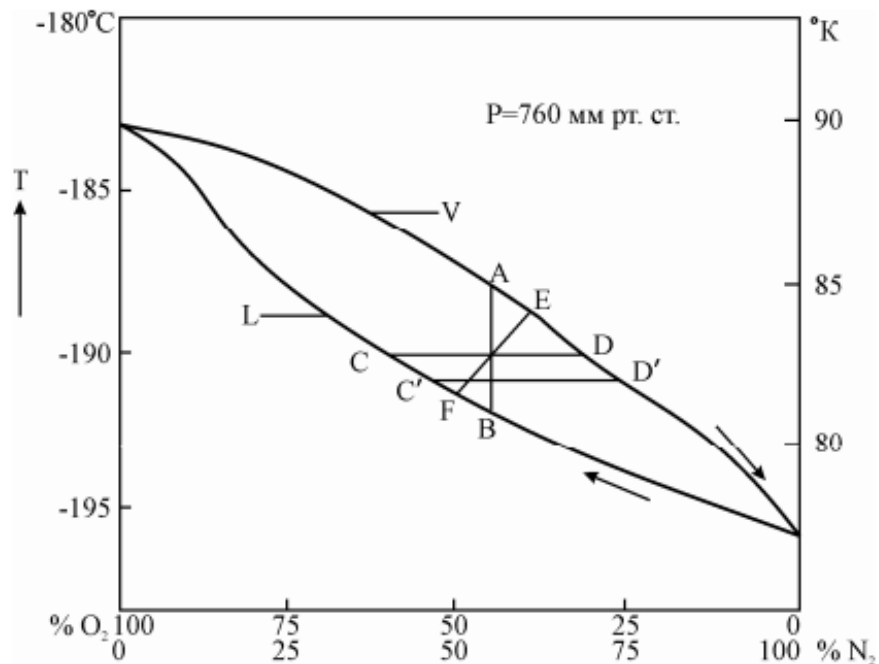


Рисунок 1.3 – Діаграма стану азот-кисень

Верхня гілка V діаграми являє собою так звану “лінію пари”, а нижня L – “лінію рідини”. Ці лінії відповідно характеризують залежність температури конденсації пари і температури кипіння від складу суміші. “Лінія пари” і “лінія рідини” перетинаються у точках, яким відповідає 100 % вміст у суміші однієї із складових її компонент. Аналіз діаграми свідчить, що у випадку рівноважного стану системи “рідина – пара” (який характеризується тим, що пара і рідина

мають однакові тиск і температуру) у суміші парів буде міститись більше азоту, ніж у рідині (точки D і C на діаграмі). З іншого боку, із діаграми видно, що кипляча рідина має нижчу температуру, ніж насичена пара того ж складу (точки A і B на діаграмі). Тому при змішуванні рідини і пари однакового складу буде відбуватися часткова конденсація пари на поверхні рідини і одночасно часткове випаровування рідини, причому пара буде збагачуватися азотом, а рідина – киснем. На рисунку 1.4 представлена азотна колона.

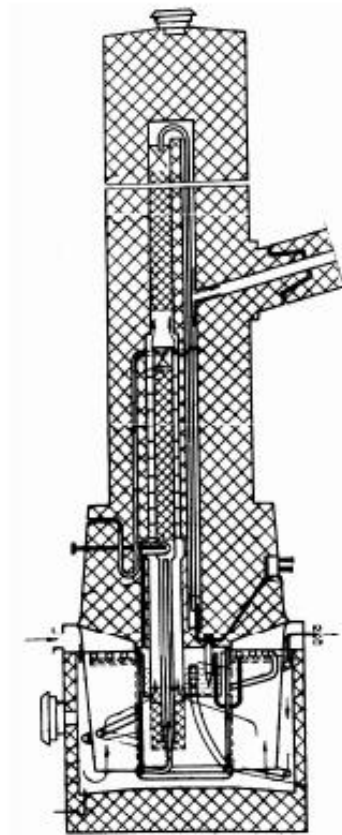


Рисунок 1.4 – Схема азотної колони

Очевидно, що рівноважний стан системи “рідина – пара” може бути досягнутий і у випадку різного складу рідкої суміші і суміші пари (точки E і F на діаграмі). Перехід такої системи із нерівноважного стану в рівноважний при вищій в порівнянні з рідиною температурі пари пов’язаний також зі збагаченням рідини киснем, а пари над нею – азотом.

Всередині колони підтримується перепад температур між верхньою (холодною) і нижньою (нагрітою) частинами насадки. Рідка суміш азоту і кисню стікає по насадці вниз. Назустріч потоку рідини піднімається пара, що складається із суміші азоту і кисню, які легко проходять через насадку. Конструкція насадки забезпечує тісний контакт стікаючої рідини з потоком пари, яка піднімається вгору. Внаслідок різниці температур, що підтримується між верхньою і нижньою частинами колони, температура рідкої суміші в потоці, який стікає зверху, буде дещо нижча від температури суміші парів, потік яких піднімається вгору колоною, в будь-якій частині колони. Це явище і покладено в основу процесу розділення повітря в колоні на азот і кисень. Азотна колона являє собою вертикальну циліндричну трубу, заповнену насадкою у вигляді невеликих сітчастих елементів сідлоподібної форми.

Цей протиточний рух взаємодіючих фаз “рідина – пара” супроводжується процесами теплообміну і масообміну, які в кожній частині колони протікають до моменту досягнення стану рівноваги. При цьому потік пари, який йде догори, неперервно збагачується більш летким (низькокиплячим) компонентом – азотом, а стікаючий потік рідини збагачується менш летким (висококиплячим) компонентом – киснем. Пара, яка залишає певну частину насадки колони, рівноважна з рідиною, що стікає з тієї ж частини насадки колони. На наступній, розташованій вище, частині насадки пара знову взаємодіє з рідиною іншого складу до моменту досягнення з нею рівноваги. Така послідовна, багаторазово повторювана взаємодія потоків пари і рідини супроводжується неперервною і суттєвою зміною їхнього складу до моменту отримання продукту заданої чистоти. У результаті розділення повітря у верхній частині колони концентрується суміш парів, збагачена леткою (низькокиплячою) компонентою – азотом (так званий “верхній продукт”), а в нижній частині накопичується рідина, збагачена менш леткою (висококиплячою) компонентою – киснем (так звана “кубова рідина” або “нижній продукт”). Пара азоту поступає у зріджувач криогенної газової машини і конденсується. Частина рідкого азоту використовується для зрошування

азотної колони, а решта рідкого азоту зливається як готовий продукт. Рідкий кисень використовується для охолодження повітря, яке всмоктується в колону, при цьому кисень випаровується і відводиться в газоподібному стані в атмосферу [13].

1.5 Газифікатор

Газифікатор є затребуваним видом обладнання. Дане обладнання необхідно для переводу зріджених газів в газоподібний стан перед подальшою подачею їх споживачам. Газифікатори для переводу зріджених газів в газоподібний стан використовуються замість балонів високого тиску і користуються сьогодні неабиякою популярністю в найрізноманітніших галузях професійної діяльності людини. Своє застосування газифікатори знайшли в промисловості і медицині, в будівництві і металообробній промисловості. Як правило, на виробництві розміщується система зберігання рідкого продукту з газифікатором, в результаті чого продуктивний азот (або кисень) надходить споживачам в газоподібному стані. Але такий спосіб отримання газу з допомогою газифікатора має свої недоліки:

- потрібен постійний контроль з боку персоналу;
- частина готового азоту (або кисню) втрачається при зберіганні та газифікації;
- необхідно постійно поповнювати запаси у сторонніх постачальників;
- є високий ризик виникнення високого тиску в разі аварійних ситуацій та ін [14].

Газифікатори потрібні для зберігання, перевезення та газифікації зріджених газів: кисню, аргону, азоту, двоокису вуглецю і т.д. У сталевих балонах волога, оксиди металів та інші домішки забруднюють газ, в той час як газифікатор дозволяє отримати газ того ж якості, яким він був заправлений.

Холодний газифікатор дозволяє істотно скоротити витрати на придбання та доставку технічних газів, збільшити обсяг зберігається газу, скоротивши при

цьому площу, відведену для зберігання, і зменшити час на відключення і підключення до газової мережі.

Горизонтальні криогенні газифікатори кисню, азоту, аргону та інших газів більш поширені, ніж вертикальні. Це конструкція, яка дає оптимальне співвідношення за ціною, якості і зручності застосування. Нерідко горизонтальні ДХК встановлюють на колісну раму, що полегшує процес пересування станції. Можна підключити кілька циліндрів до одного продукційного випарника, а можна використовувати окремий для кожного горизонтального газифікатора. Якщо об'єднати кілька ДХК, то можна домогтися такої ж продуктивності, що і у великих стаціонарних газифікаційних станцій [15].

1.6 Вихрові і вихроакустичні витратоміри

Принцип дії вихрових витратомірів заснований на утворенні вихрових доріжок, що зриваються з протилежних сторін тіла по черзі, при обтіканні твердого тіла потоком рідини. Частота утворення вихорів за тілом пропорційна швидкості потоку. Реєстрація вихрових потоків і визначення частоти (частотний метод) їх утворення дозволяє визначити об'ємну витрату середовища. Реєстрація вихрових потоків відбувається детекторами [16].

Залежно від типу детектора витратоміри поділяють на: вихрові і вихроакустичні.

У витратомірах з вихровими детекторами (див. рис. 1.5) визначення частоти вихроутворення відбувається за допомогою двох п'єзодатчиків, що представляють собою блок, що складається з корпусу проточної частини і блоку електроніки.

У корпусі проточної частини розташовуються первинні перетворювачі витрати, тиску і температури.

Під блоком електроніки мається на увазі плата для цифрової обробки сигналів, отриманих з первинних перетворювачів.



Рисунок 1.5 – Вихроакустичні витратоміри

На вході проточної частини встановлюється тіло обтікання, що створює вихрові доріжки. При протіканні потоку газу (пари) через проточну частину утворюються вихори, що призводять до появи пульсацій тиску середовища, що фіксуються п'єзодатчиками, з яких сигнали у формі електричних коливань надходять на плату цифрової обробки, де відбувається обчислення об'ємної витрати і формується керуючий вихідний сигнал.

У витратомірах з вихроакустичними детекторами за тіло обтікання беруть призму, а реєстрація вихрових доріжок відбувається за допомогою ультразвукових перетворювачів. Принцип дії вихроакустичних витратомірів аналогічний. У корпусі проточної частини розташоване тіло обтікання (призма) проходячи через яке потік утворює вихрові доріжки. За допомогою опорного генератора п'єзовипромінювача задає ультразвукові коливання, які, проходячи через потік і взаємодіючи з вихорами, перетворюються в коливання, модульовані по фазі. П'єзоприймач фіксує отримані коливання і визначає різницю фаз між отриманими сигналами і сигналами опорного генератора, і видає напругу пропорційно швидкості потоку і, відповідно, витрати.

Основне застосування віхроакустичних витратомірів отримали при вимірах витрати рідини (газів) з низькою в'язкістю без збурень (чисті рідини). До найбільш поширених вихрових і віхроакустичних витратомірів відносяться емісії-ВИХОР, СГ-16М, СВГ.М [17].

2 ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВИРОБНИЦТВА РІДКОГО КИСНЮ, АЗОТУ НА ОСНОВІ ВИКОРИСТАННЯ ГАЗИФІКАТОРА

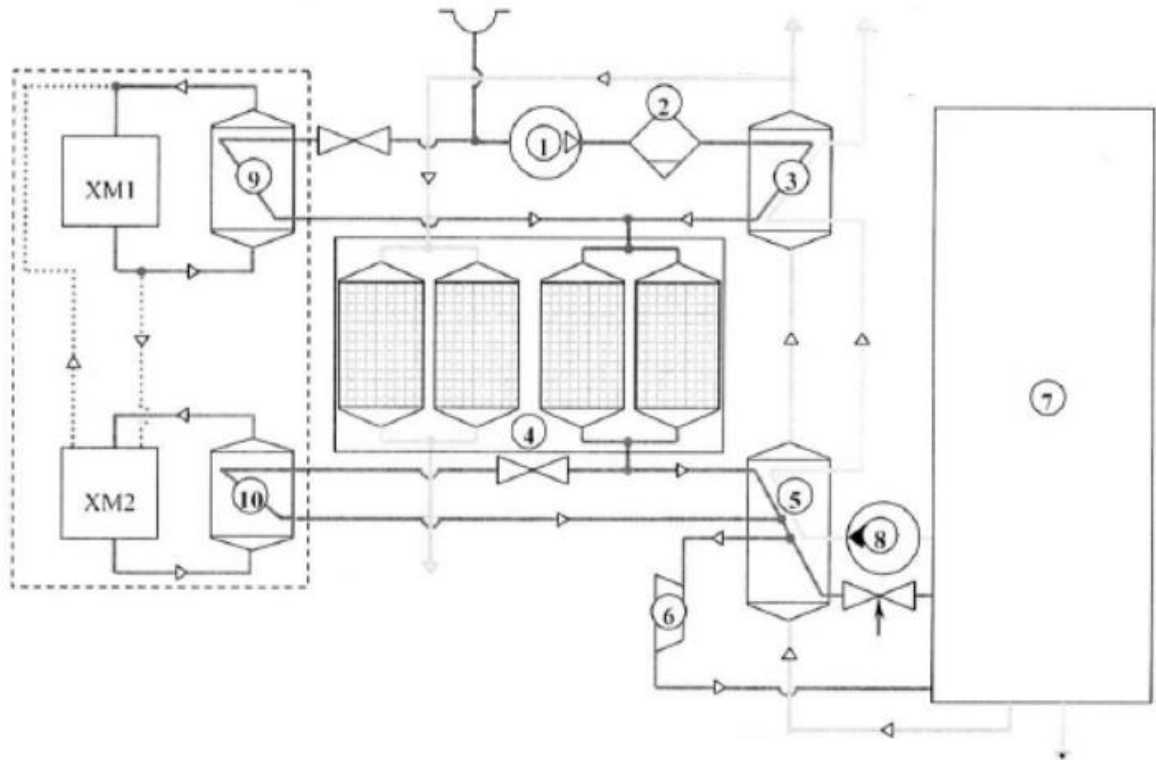
2.1 Розрахунок кріогенної установки типу К-0,4 для виробництва рідкого кисню і азоту

2.1.1 Завдання на розрахунок: розрахувати установку для виробництва кисню з чистотою 99,5 %, продуктивністю 320 м³/год.

2.1.2 Вибір типу установки: Обираємо установку типу К-0,4, так як установка призначена для виробництва рідкого і газоподібного кисню з чистотою 99,5 %, а також рідкого азоту.

2.1.3 Короткий опис роботи установки: повітря з навколишнього середовища з параметрами $T = 300$ К, $P = 0,1$ МПа, поступає в компресорну станцію в точці 1. Схема установки К-0,4 представлена на рисунку 2.1 [20].

В компресорі повітря стискається до $P = 4,5$ МПа і охолоджується у водяній ванні до $T = 310$ К. Підвищення температури обумовлене втратами від недосконалості системи охолодження. Після стиснення в компресорі повітря направляється в теплообмінник – зріджувач, де охолоджується до $T = 275$ К, в результаті чого велика кількість вологи, що міститься у ньому конденсується і поступає у відділювач рідини, звідки виводиться в навколишнє середовище. Після теплообмінника – зріджувача стиснене повітря поступає в блок комплексної очистки та осушки, де відбувається його кінцева очистка від вологи та CO_2 . У результаті проходження через блок очистки повітря нагрівається до $T = 280$ К. Після цього потік стисненого повітря направляється в основний теплообмінник, де охолоджується до температури початку дроселювання, далі дроселюється до тиску $P = 0,65$ МПа. В основному теплообміннику потік розділяється. Його частина виводиться з апарату і поступає в детандер, де розширюється до тиску $P = 0,65$ МПа і поступає в нижню частину нижньої колони. Потік з дроселя поступає в середину нижньої колони.



1 – компресор; 2 – вологорозділювач; 3 – попередній теплообмінний апарат; 4 – блок очищення і осушення; 5 – основний теплообмінник; 6 – турбодетандер; 7 – вузол ректифікації; 8 – насос зрідження кисню; 9 – холодильна машина попереднього охолодження; 10 – низькотемпературна холодильна машина.

Рисунок 2.1 – Принципова схема модернізованої повітряроздільної установки К-0,4 з застосуванням холодильних машин

Починається процес ректифікації. Кубова рідина (потік R, вміст $N_2 = 68\%$) з низу нижньої колони поступає в переохолоджувач, де переохолоджується на 5 К. Після чого дрослюється до тиску $P = 0,13$ МПа і поступає в середину верхньої колони. Азотна флегма (потік D, концентрація $N_2 = 97\%$) забирається з верхньої частини нижньої колони, пропускається через переохолоджувач, де також охолоджується на 5 К, потім дрослюється до тиску $P = 0,13$ МПа і поступає у верхню частину верхньої колони. У верхній колоні відбувається кінцева ректифікація, внизу верхньої колони збирається рідкий

кисень, звідки він направляється в переохолоджувач, де переохолоджується на (8...10) К. Далі потік кисню направляється в насос, де його тиск піднімається до $P = 10$ МПа та зворотнім потоком направляється в основний теплообмінник. Потім він направляється в теплообмінник – зріджувач, звідки виходить до споживача з $T = 295$ К. Азот з верхньої частини колони послідовно проходить зворотнім потоком переохолоджувач азотної флегми і кубової рідини, основний теплообмінник і теплообмінник – зріджувач. На виході з теплообмінника – зріджувача азот буде мати температуру $T = 295$ К.

2.1.4 Загальні енергетичні і матеріальні баланси

$$V = K + A;$$

$$0,79V = 0,005K + 0,97A;$$

$$MV\Delta_{1B-2B} + V_{дет}h_{ад}\eta_{ад}M = MVq_3 + M_k K \Delta_{i2K-3K} + V\Delta_{i3B-4B}M,$$

де M – молярна маса повітря;

M_k – молярна маса кисню.

Приймаємо $V=1$ моль, тоді:

$$K + A = 1;$$

$$K = 1 - A;$$

$$0,79 = 0,005(1 - A) + 0,97A;$$

$$A=0,813;$$

$$K=1-0,813=0,187.$$

Визначаємо теоретичну продуктивність компресора, м³/год (кг/год)

$$1/0,187 = x/320,$$

$$x = \frac{320}{0,187} = 1711 = 2207,5.$$

2.1.5 Розрахунок вузлових точок установки. Складаємо баланси теплообмінних апаратів:

а) баланс теплообмінника – зріджувача

$$KC_p^K \Delta T_{4K-5K} + AC_p^A \Delta T_{3A-4A} = VC_p^V \Delta T_{2B-3B};$$

б) баланс переохолоджувача кисню

$$KC_p^K \Delta T_{1K-2K} = RC_p^R \Delta T_{2R-3R};$$

Приймаємо $\Delta T_{1K-2K} = 10$ К, тоді:

$$\Delta T_{2R-3R} = 0,128 \cdot 1,686 \cdot \frac{10}{6,621} \cdot 1,448 = 2,4;$$

$$T_{3R} = T_{2R} + \Delta T_{2R-3R} = 74 + 2,4 = 76,4 \text{ К};$$

в) баланс основного теплообмінника

Для визначення параметрів в точках 3А і 4К розділимо основний теплообмінник на 2 трьопоточних теплообмінника. Дійсне значення $V_{дет}$ розраховуємо з балансу установки:

$$V_{\text{дет}} = \frac{[VMq_3 + KM_k \Delta i_{2K-3K} + VM \Delta i_{4B-3B} - VM \Delta i_{1B-2B}]}{Mh_{\text{ад}} \eta_{\text{ад}}} =$$

$$= \frac{1 \cdot 29 \cdot 8 + 0,187 \cdot 32 \cdot (352,8 - 349,9) + 1 \cdot 29 \cdot (522,32 - 516,8)}{29 \cdot (394,5 - 367,5) \cdot 0,7} -$$

$$- \frac{1 \cdot 29 \cdot (563,82 - 553,75)}{29 \cdot (394,5 - 367,5) \cdot 0,7} = 0,2;$$

$$V_{\text{дет}} = 0,2V = 0,2 \cdot 1711 = 342 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Складемо баланси цих теплообмінників:

$$\text{I } VC_p^V \Delta T_{4B-6B} = KC_p^K \Delta T_{3K'-4K} + AC_p^A \Delta T_{2A'-3A};$$

$$\text{II } (V - V_d)C_p^V \Delta T_{6B-5B} = KC_p^K \Delta T_{3K-3K'} + AC_p^A \Delta T_{2A'-2A}.$$

Додамо до них баланс теплообмінника – зріджувача. Отримаємо систему з трьох рівнянь.

$$\text{III } KC_p^K \Delta T_{4K-5K} + AC_p^A \Delta T_{3A-4A} = VC_p^V \Delta T_{2B-3B}.$$

Відніmemo від першого рівняння друге.

$$VC_p^V \Delta T_{4B-6B} - (V - V_d)C_p^V \Delta T_{6B-5B} = KC_p^K \Delta T_{3K'-4K} - KC_p^K \Delta T_{3K-3K'} +$$

$$+ AC_p^A \Delta T_{2A'-3A} - AC_p^A \Delta T_{2A'-2A}.$$

Отримаємо систему з двох рівнянь:

$$\text{I } VC_p^V (T_{4B} - 2T_{6B} + T_{5B}) + V_d C_p^V (T_{6B} - T_{5B}) = KC_p^K (T_{4K} - T_{3K}) + AC_p^A \Delta T_{3A-2A};$$

$$\text{II } KC_p^K \Delta T_{4K-5K} + AC_p^A \Delta T_{3A-4A} = VC_p^V \Delta T_{2B-3B};$$

$$I 1 \cdot 1,012(280 - 2 \cdot 173 + 138) + 0,387 \cdot 1,093(173 - 138) = \\ = 0,128 \cdot 1,831(T_{4K} - 88) + 0,872 \cdot 1,048(T_{3A} - 85);$$

$$II 1 \cdot 1,012(310 - 275) = 0,128 \cdot 1,093(295 - T_{4K}) + 0,872 \cdot 1,041(295 - \\ - T_{3A}).$$

Звідки $T_{4K} = 248,4 \text{ K}$, $T_{3A} = 197,7 \text{ K}$. Для зручності розрахунку отримані дані по тисках, температурах, ентальпіях у вузлових точках заносимо в таблицю 2.1.

Таблиця 2.1 – Результат розрахунку тиск, температура, ентальпія у вузлових точках

№	1B	2B	3B	4B	5B	5	6B	7B	1R	2R	3R
i, кДж/кг	553,7	563,8	516,8	522,3	319,2	319,2	419,1	367,5	1350	1131,2	1243
P, МПа	0,1	4,5	4,5	4,5	4,5	0,65	4,5	4,5	0,65	0,65	0,65
T, К	300	310	275	280	138	80	188	125	79	74	76,4
№	1D	2D	1K	2K	3K	4K	5K	1A	2A	3A	4A
i, кДж/кг	1015,0	2465,0	354,3	349,9	352,8	467,9	519,5	328,3	333,5	454,6	553,0
P, МПа	0,65	0,65	0,13	0,12	10	10	10	0,13	0,13	0,13	0,13
T, К	79	74	93	84	88	248,4	295	80	85	197,7	295

Значення ентальпій для точок 1 R, 2 R, 3 R, 1 D, 2 D знайдені з номограм $T - i - P - x - y$ для суміші азот – кисень (див. додаток). Інші значення ентальпій знайдені [19].

2.1.6 Розрахунок основного теплообмінника. У зв'язку із складною конструкцією теплообмінного апарату, необхідно його розділити на 4 двопоточні теплообмінника. Дійсне значення $V_{\text{дет}}$ визначаємо з балансу установки, $\text{м}^3/\text{год}$

$$V_{\text{дет}} = \frac{[VMq_3 + KM_k \Delta i_{2K-3K} + VM \Delta i_{4B-3B} - VM \Delta i_{1B-2B}]}{Mh_{\text{ад}} \eta_{\text{ад}}} =$$

$$= \frac{1 \cdot 29 \cdot 8 + 0,128 \cdot 32(352,8 - 349,9) + 1 \cdot 29(522,32 - 516,8)}{29 \cdot (394,5 - 367,5) \cdot 0,7} - \frac{1 \cdot 29(563,82 - 553,75)}{29 \cdot (394,5 - 367,5) \cdot 0,7} = 0,2;$$

$$V_{\text{дет}} = 0,2V = 0,2 \cdot 1711 = 342,2.$$

2.1.7 Складаємо баланси для кожного з 4-х теплообмінників:

$$\text{I } V_A(i_{4B} - i_1) + Vq_3 = A(i_{3A} - i_3);$$

$$\text{II } V_K(i_{4B} - i_2) + Vq_3 = K(i_{4K} - i_4);$$

$$\text{III } (V_A - V_{\text{да}})(i_1 - i_{5B}) + Vq_3 = A(i_3 - i_{2A});$$

$$\text{IV } (V_K - V_{\text{дк}})(i_2 - i_{5B}) + Vq_3 = K(i_4 - i_{2K}),$$

де $V_A + V_K = V$, $V_{\text{ад}} + V_{\text{дк}} = V_{\text{д}}$.

2.1.8 Параметри в точках i_1 та i_2 будуть такі ж самі, як в точці 6B. Температуру в точці 5B задамо ($T_{5B}=138$ К, $P_{5B}=4,5$ МПа, $i_{5B}=319,22$ кДж/кг). Приймаємо $V_A=A=0,813$, $V_K=K=0,187$, $V_{\text{дк}}=V_{\text{да}}=0,1$, $q_3=1$ кДж/кг для всіх апаратів. Тоді з I рівняння отримаємо:

$$V_A(i_{4B} - i_{6B}) + Vq_3 = A(i_{3A} - i_3);$$

$$0,813(522,32 - 419,10) + 1 = 0,813(454,60 - i_3);$$

$$i_3 = \frac{394,60 - 112,50}{0,813} = 324,7 \text{ кДж/кг};$$

$$T_3 = 140 \text{ К.}$$

Перевіримо отримане значення i_3 за допомогою рівняння III, кДж/кг

$$(0,872 - 0,1)(394,50 - 319,22) + 1 = 0,872(i_3 - 333,50);$$

$$59,1 = 0,872i_3 - 290,8;$$

$$i_3 = \frac{290,8 + 59,1}{0,872} = 401,3.$$

Зменшимо V_A до 0,54, тоді:

$$0,54(522,32 - 419,10) + 1 = 0,872(454,6 - i_3);$$

$$i_3 = \frac{394,60 - 70,02}{0,872} = 372,2 \text{ кДж/кг.}$$

Перевірємо отримане значення i_3 за допомогою рівняння III

$$(0,54 - 0,10)(394,50 - 319,22) + 1 = 0,872(i_3 - 333,50),$$

$$i_3 = \frac{290,80 + 34,12}{0,872} = 372,6 \text{ кДж/кг,}$$

$$T_3 = 123 \text{ К.}$$

Тоді з рівняння II:

$$V_K(i_{4B} - i_{6B}) + Vq_3 = K(i_{4K} - i_4),$$

$$0,56(522,32 - 419,10) + 1 = 0,128(467,90 - i_4),$$

$$72,6 = 59,9 - 0,128i_4,$$

$$i_4 = \frac{72,6 - 59,9}{0,128} = 332,0 \text{ кДж/кг},$$

$$T_4 = 140 \text{ К}.$$

2.1.9 Розрахуємо середньоінтегральну різницю температур для кожного з чотирьох теплообмінників:

а) матеріальний баланс теплообмінника I

$$V_A(i_{4B} - i_1) + Vq_3 = A(i_{3A} - i_3).$$

З балансу розрахуємо дійсне значення теплопритоків з навколишнього середовища

$$0,54 \cdot 1,15(280 - 173) + 1q_3 = 0,872 \cdot 1,99(197,7 - 123,0),$$

$$q_3 = 121,9 - 66,4 = 55,5 \text{ кДж/кг}.$$

Розрахуємо коефіцієнти B і D:

$$V_A(i_{4B} - i_{6B}) + Vq_3 = A(i_{3A} - i_3);$$

$$V_A \Delta i_B + Vq_3 = A \Delta i_A;$$

$$\Delta i_B = \frac{A \Delta i_A}{V_A} - \frac{Vq_3}{V_A};$$

$$\Delta i_B = \frac{A \Delta i_A}{V_A} - Vq_3 \frac{\Delta i_A}{\Delta i_A};$$

$$B = \frac{A}{V_A} = \frac{0,872}{0,54} = 1,645;$$

$$D = \frac{Vq_3}{V_A \Delta i_A} = 1 \cdot \frac{55,5}{0,54(197,7 - 123)} = 0,376;$$

$$\Delta i_B = B \Delta i_A - D \Delta i_A = C \Delta i_A = (1,635 - 0,376) \Delta i_A = 1,259 \Delta i_A.$$

Результати розрахунків заносимо до таблиці 2.2. Розрахунки середніх температур заносимо до таблиці 2.3.

Таблиця 2.2 – Результати розрахунків

№	T _в , К	i _в , кДж/кг	Δi _в	T _а , К	i _а , кДж/кг	Δi _а
0 - 0	280	522,32	0	197,70	454,6	0
1 - 1	272	512,00	10,324	190,23	-	8,2
2 - 2	261	501,70	20,648	182,76	-	16,4
3 - 3	254	491,30	30,971	175,29	-	24,6
4 - 4	245	481,00	41,295	167,82	-	32,8
5 - 5	235	470,70	51,619	160,35	-	41,0
6 - 6	225	460,40	61,943	152,88	-	49,2
7 - 7	218	450,10	72,267	145,41	-	57,4
8 - 8	210	439,73	82,590	137,94	-	65,6
9 - 9	199	429,40	92,914	130,47	-	73,8
10 - 10	188	419,12	103,200	123,00	372,6	82,0

Таблиця 2.3 – Таблиця середніх температур

№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Σ
ΔT _{ср}	82	82	78	79	77	72	73	72	69	65	
1/ΔT _{ср}	0,0120	0,0120	0,0128	0,0127	0,0130	0,0139	0,0137	0,0139	0,0145	0,0154	0,1339

Середнє значення ΔT_{ср}

$$\Delta T_{\text{cp}} = \frac{540}{10} = 54 \text{ K};$$

б) матеріальний баланс теплообмінника II

$$V_K(i_{4B} - i_{6B}) + Vq_3 = K(i_{4K} - i_4).$$

З балансу розрахуємо дійсне значення теплопритоків з навколишнього середовища

$$0,56 \cdot 1,15(280 - 173) + 1q_3 = 0,187 \cdot 1,684(248,4 - 140,0),$$

$$q_3 = 23,4 - 68,9 = -45,5 \text{ кДж/кг}.$$

Розрахуємо коефіцієнти B і D:

$$V_K(i_{4B} - i_{6B}) + Vq_3 = K(i_{4K} - i_4);$$

$$V_K \Delta i_B + Vq_3 = K \Delta i_K;$$

$$\Delta i_B = \frac{K \Delta i_K}{V_K} - \frac{Vq_3}{V_K};$$

$$\Delta i_B = \frac{K \Delta i_K}{V_K} - Vq_3 \frac{\Delta i_K}{\Delta i_K};$$

$$B = \frac{K}{V_K} = \frac{0,128}{0,56} = 0,229;$$

$$D = \frac{Vq_3}{V_K \Delta i_K} = -1 \cdot \frac{45,5}{0,56(248,4 - 140,0)} = -0,75;$$

$$\Delta i_B = B\Delta i_K - D\Delta i_K = C\Delta i_K = (0,029 + 0,750)\Delta i_K = 1,259 \Delta i_K.$$

Результати розрахунків заносимо до таблиці 2.4.

Таблиця 2.4 – Результати розрахунків

№	T _в , К	i _в , кДж/кг	Δi _в	T _к , К	I _к , кДж/кг	Δi _к
0 - 0	280	522,32	0	248,40	332,00	0
1 - 1	272	511,70	10,589	237,56	-	13,59
2 - 2	261	501,10	21,178	226,72	-	27,19
3 - 3	254	490,60	31,767	215,88	-	40,78
4 - 4	245	480,00	42,356	205,04	-	54,37
5 - 5	235	469,30	52,973	194,20	-	67,98
6 - 6	225	458,80	63,534	183,36	-	81,56
7 - 7	218	448,20	74,123	172,52	-	95,15
8 - 8	210	437,60	84,735	161,68	-	108,77
9 - 9	188	427,00	95,301	150,84	-	122,33
10 - 10	188	419,12	105,900	140,00	467,93	135,93

Розрахунки середніх температур заносимо до таблиці 2.5.

Таблиця 2.5 – Таблиця середніх температур

№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Σ
ΔT _{ср}	32	34	34	40	41	42	45	48	48	48	
1/ΔT _{ср}	0,0313	0,0294	0,0294	0,0250	0,0244	0,0238	0,0222	0,0208	0,0208	0,0208	0,245

Середнє значення ΔT_{ср}

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{403}{10} = 40 \text{ К.}$$

в) матеріальний баланс теплообмінника III

$$(V_A - V_{\text{да}})(i_{6B} - i_{5B}) + Vq_3 = A(i_3 - i_{2A}).$$

З балансу розрахуємо дійсне значення теплопритоків з навколишнього середовища, кДж/кг

$$(0,54 - 0,1) \cdot 2,204(188 - 138) + 1q_3 = 0,813 \cdot 1,684(123 - 85),$$

$$q_3 = 55,8 - 33,9 = 21,9.$$

Розрахуємо коефіцієнти B і D:

$$(V_A - V_{да})(i_{6B} - i_{5B}) + Vq_3 = A(i_3 - i_{2A});$$

$$(V_A - V_{да})\Delta i_B + Vq_3 = A\Delta i_A;$$

$$\Delta i_B = \frac{A\Delta i_A}{V_A - V_{да}} - \frac{Vq_3}{V_A};$$

$$\Delta i_B = \frac{A\Delta i_A}{V_A - V_{да}} - Vq_3 \frac{\Delta i_A}{\Delta i_A};$$

$$B = \frac{A}{(V_A - V_{да})} = \frac{0,813}{0,44} = 1,982;$$

$$D = \frac{Vq_3}{(V_A - V_{да})\Delta i_A} = \frac{1 \cdot 21,9}{0,44(372,6 - 333,5)} = 0,057;$$

$$\Delta i_B = B\Delta i_A - D\Delta i_A = C\Delta i_A = (1,982 - 0,057)\Delta i_A.$$

Результати розрахунків заносимо до таблиці 2.6.

Таблиця 2.6 – Результати розрахунків

№	T_B, K	$i_B, \text{кДж/кг}$	Δi_B	T_a, K	$i_a, \text{кДж/кг}$	Δi_a
0 - 0	188	394,50	0	123	372,6	0
1 - 1	175	387,00	7,53	119	-	3,91
2 - 2	168	379,40	15,10	115	-	7,82
3 - 3	162	371,92	22,58	112	-	11,73
4 - 4	158	364,40	30,10	108	-	15,64
5 - 5	155	356,90	37,60	104	-	19,55
6 - 6	152	349,30	45,20	100	-	23,46
7 - 7	149	341,80	52,70	96	-	27,37
8 - 8	145	334,30	60,20	93	-	31,28
9 - 9	141	326,80	67,74	89	-	35,19
10 - 10	138	319,22	75,28	85	333,5	39,10

Розрахунки середніх температур заносимо до таблиці 2.7.

Таблиця 2.7 – Таблиця середніх температур

№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Σ
ΔT_{cp}	56	53	50	50	51	52	53	52	52	53	
$1/\Delta T_{cp}$	0,0179	0,0189	0,0200	0,0200	0,0196	0,0192	0,0189	0,0192	0,0192	0,0189	0,192

Середнє значення ΔT_{cp}

$$\Delta T_{cp} = \frac{522}{10} = 52 \text{ K.}$$

г) матеріальний баланс теплообмінника IV

$$(V_K - V_{DK})(i_{6B} - i_{5B}) + Vq_3 = K(i_4 - i_{2K}).$$

З балансу розрахуємо дійсне значення теплопритоків з навколишнього середовища, кДж/кг

$$(0,56 - 0,10) \cdot 2,204 \cdot (188 - 138) + 1q_3 = 0,128 \cdot 1,742(123 - 88),$$

$$q_3 = 7,804 - 50,7 = -42,9.$$

Розрахуємо коефіцієнти B і D:

$$(V_K - V_{\text{дк}})(i_{6B} - i_{5B}) + Vq_3 = K(i_4 - i_{2K});$$

$$(V_K - V_{\text{дк}})\Delta i_B + Vq_3 = K\Delta i_K;$$

$$\Delta i_B = \frac{A\Delta i_A}{(V_K - V_{\text{дк}})} - \frac{Vq_3}{V_K};$$

$$\Delta i_B = \frac{K\Delta i_K}{(V_K - V_{\text{дк}})} - Vq_3 \frac{\Delta i_K}{\Delta i_K};$$

$$B = \frac{K}{(V_K - V_{\text{дк}})} = \frac{0,128}{0,46} = 0,278;$$

$$D = \frac{Vq_3}{(V_K - V_{\text{дк}})\Delta i_K} = \frac{-1 \cdot 42,9}{0,46(372,6 - 332,0)} = -1,297;$$

$$\Delta i_B = B\Delta i_K - D\Delta i_K = C\Delta i_K = (0,278 - 1,297)\Delta i_K = 1,488 \Delta i_K.$$

Результати розрахунків заносимо до таблиці 2.8. Розрахунки середніх температур заносимо до таблиці 2.9.

Таблиця 2.8 – Результати розрахунків

№	T _в , К	i _в , кДж/кг	Δi _в	T _к , К	i _к , кДж/кг	Δi _к
0 - 0	188	394,5	0	140	332	0
1 - 1	174	387,2	7,3	135	-	5,06
2 - 2	167	379,8	14,7	130	-	10,12
3 - 3	162	371,6	22,9	124	-	15,18
4 - 4	158	365,2	29,3	119	-	20,24
5 - 5	155	357,9	36,6	114	-	25,30
6 - 6	152	350,5	44,0	109	-	30,36
7 - 7	149	343,2	51,3	104	-	35,42
8 - 8	146	355,9	58,6	98	-	40,48
9 - 9	143	328,6	65,9	93	-	45,54
10 - 10	138	319,2	75,3	88	373	50,60

Таблиця 2.9 – Таблиця середніх температур

№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Σ
ΔT _{ср}	40	37	38	39	41	43	45	47	50	50	
1/ΔT _{ср}	0,025	0,027	0,026	0,026	0,024	0,023	0,022	0,021	0,020	0,020	0,024

Середнє значення ΔT_{ср}

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{430}{10} = 43 \text{ К.}$$

д) розрахунок основного теплообмінника необхідно розділити теплообмінник на 2 трипоточні. Для зручності розрахунку вихідні дані представимо в таблиці 2.10.

Таблиця 2.10 – Вихідні дані для розрахунку першого теплообмінника

Потік	$P_{\text{ср}}$, ат.	$T_{\text{ср}}$, К	C_p , кДж/кгК	ν , м ³ /кг	μ , кг·с/м ² 10 ⁷	λ , Вт/мК·10 ³
Прямий (повітря)	45	226,5	1,187	0,005	18,8	23,6
Зворотній (O ₂ під тиском)	100	190,0	2,400	0,001	108,0	15,0
Зворотній (N ₂ низький тиск)	1,3	155,0	1,047	0,286	9,8	35,0

Розрахунок першого теплообмінника. Прямий потік. Вихідні дані для розрахунку:

- а) швидкість потоку приймаємо $\omega = 1$ м/с;
- б) секундна витрата $V_{\text{сек}} = 2,43 \cdot 10^{-3}$ м³/с;
- в) вибираємо трубку 12 x 1,5 мм;
- г) число трубок, шт.

$$n = \frac{V_{\text{сек}}}{0,785 \cdot d_{\text{вн}}^2 \omega} = \frac{0,00243}{0,785 \cdot 0,009^2 \cdot 1} = 39;$$

і еквівалентний діаметр $d_{\text{екв}} = 4$ мм.

- д) критерій Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega d_{\text{вн}} \rho}{g \mu},$$

де ω - швидкість потоку приймаємо, м/с;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м;

ρ – щільність, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

μ – абсолютна в'язкість, $\text{кг}\cdot\text{с}/\text{м}^2$.

$$Re = \frac{1 \cdot 0,004 \cdot 85,4}{9,81 \cdot 18,8 \cdot 10^{-7}} = 32413;$$

е) критерій Прандтля $Pr = 0,802$ [19];

є) критерій Нуссельта

$$Nu = 0,023Re^{0,8}Pr^{0,33},$$

де Re – критерій Рейнольдса;

Pr – число Прандтля.

$$Nu = 0,015 \cdot 32413^{0,8} \cdot 0,802^{0,33} = 63,5;$$

ж) коефіцієнт тепловіддачі, $\text{Вт}/\text{м}^2\text{К}$

$$\alpha_B = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{\text{вн}}} = \frac{63,5 \cdot 23,6 \cdot 10^{-3}}{0,007} = 214,1,$$

де Nu - число Нуссельта;

λ - коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/\text{мК}$;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м.

Зворотній потік (O_2 під тиском). Вихідні дані для розрахунку:

а) швидкість потоку приймаємо $\omega = 1$ м/с;

б) секундна витрата $V_{\text{сек}} = 9,8 \cdot 10^{-5}$ м³/с;

в) вибираємо трубку 5 x 0,5 мм гладку;

г) критерій Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega d_{\text{вн}} \rho}{g \mu},$$

де ω - швидкість потоку приймаємо, м/с;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м;

ρ – щільність, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

μ – абсолютна в'язкість, кг·с/м².

$$Re = \frac{1 \cdot 0,007 \cdot 330,1}{9,81 \cdot 106 \cdot 10^{-7}} = 21810;$$

д) критерій Прандтля $Pr=1,521$ [19];

е) критерій Нуссельта

$$Nu = 0,023Re^{0,8}Pr^{0,33},$$

де Re – критерій Рейнольдса;

Pr – число Прандтля.

$$Nu = 0,015 \cdot 21810^{0,8} \cdot 1,521^{0,33} = 80,3;$$

є) коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²К

$$\alpha_B = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{\text{вн}}} = \frac{80,3 \cdot 15 \cdot 10^{-3}}{0,007} = 172.$$

де Nu - число Нуссельта;

λ - коефіцієнт теплопровідності, Вт/мК;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м.

Зворотній потік (N_2 низький тиск), вихідні дані для розрахунку:

а) швидкість потоку приймаємо $\omega = 15$ м/с;

б) секундна витрата $V_{\text{сек}} = 0,11$ м³/с;

в) площа живого перетину для проходження зворотного потоку, м²

$$F_{ж} = \frac{V_{сек}}{\omega} = \frac{0,11}{15} = 0,0074;$$

г) діаметр сердечника приймаємо $D_c = 0,1$ м;

д) критерій Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega d_{вн} \rho}{g \mu},$$

де ω - швидкість потоку приймаємо, м/с;

$d_{вн}$ – внутрішній діаметр, м;

ρ – щільність, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

μ – абсолютна в'язкість, кг·с/м².

$$Re = \frac{15 \cdot 0,004 \cdot 2,188}{9,81 \cdot 9,75 \cdot 10^{-7}} = 34313;$$

е) критерій Нуссельта

$$Nu = 0,0418 Re^{0,85},$$

де Re – критерій Рейнольдса.

$$Nu = 0,0418 \cdot 34313^{0,85} = 299,4;$$

є) коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²К

$$\alpha_B = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{вн}} = \frac{299,4 \cdot 3504 \cdot 10^{-3}}{0,01} = 1049,$$

де Nu - число Нуссельта;

λ - коефіцієнт теплопровідності, Вт/мК;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м.

Розраховуємо параметри всього теплообмінника:

а) теплове навантаження азотної секції, кВт

$$Q_A = \frac{A \Delta i_A}{3600} = \frac{1391(454,6 - 381,3)}{3600} = 28,3;$$

б) середня різниця температур $\Delta T_{\text{cp}} = 54$ К;

в) коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²К

$$K_A = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_B} \cdot \frac{D_3}{D_{\text{вн}}} + \frac{1}{\alpha_A}},$$

де α_B, α_A - коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²К;

$D_3, D_{\text{вн}}$ – зовнішній та внутрішній діаметри, м.

$$K_A = \frac{1}{\frac{1}{214,1} \cdot \frac{0,012}{0,009} + \frac{1}{1049}} = 131,1;$$

г) площа поверхні теплообміну азотної секції, м²

$$F_A = \frac{Q_A}{K_A \Delta T_{\text{cp}}},$$

де Q_A - теплове навантаження азотної секції, кВт;

K_A - коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²К;

ΔT_{cp} – середня різниця температур теплоносія, К.

$$F_A = \frac{28300}{131,1 \cdot 54} = 3,95;$$

д) середня довжина трубки з 20 % запасом, м

$$l_A = \frac{1,2F_A}{3,14D_3n'}$$

де F_A – площа поверхні теплообміну азотної секції, м²;

D_3 – зовнішній діаметр, м;

n – кількість трубок, шт.

$$l_A = \frac{1,2 \cdot 3,95}{3,14 \cdot 0,012 \cdot 32} = 3,92;$$

е) теплове навантаження кисневої секції, кВт

$$Q_K = \frac{K\Delta i_K}{3600} = \frac{0,183(467,93 - 332,00)}{3600} = 15,1;$$

є) коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²К

$$K_K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_K} \cdot \frac{D_3}{D_{вн}} + \frac{1}{\alpha_B}}$$

де α_B, α_K - коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²К;

$D_3, D_{вн}$ – зовнішній та внутрішній діаметри, м.

$$K_A = \frac{1}{\frac{1}{172} \cdot \frac{0,01}{0,007} + \frac{1}{214,1}} = 77;$$

ж) площа поверхні теплообміну кисневої секції, м²

$$F_K = \frac{Q_K}{K_K \Delta T_{cp}},$$

де Q_K - теплове навантаження кисневої секції, кВт;

K_K - коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²К;

ΔT_{cp} – середня різниця температур теплоносія, К.

$$F_K = \frac{15100}{77 \cdot 25} = 7,8;$$

з) середня довжина трубки з 20 % запасом, м

$$l_K = \frac{1,2 F_K}{3,14 D_3 n},$$

де F_K – площа поверхні теплообміну кисневої секції, м²;

D_3 – зовнішній діаметр, м;

n – кількість трубок, шт.

$$l_A = \frac{1,2 \cdot 7,8}{3,14 \cdot 0,01 \cdot 55} = 5,42;$$

і) теоретична висота навивки, м

$$H = \frac{lt_2}{\pi D_{cp}} = \frac{17 \cdot 0,0122}{3,14 \cdot 0,286} = 0,43.$$

Для зручності розрахунку вихідні дані представимо в таблиці 2.11.

Таблиця 2.11 – Вихідні дані для розрахунку другого теплообмінника

Потік	$P_{\text{ср}}$, ат.	$T_{\text{ср}}$, К	C_p , кДж/кгК	ν , м ³ /кг	μ , кг·с/м ² 10 ⁷	λ , Вт/мК10 ³
Прямий (повітря)	45	155,5	2,328	0,007	142,6	23,73
Зворотній (O ₂ під тиском)	100	132,5	1,831	0,001	943,3	106,8
Зворотній (N ₂ низький тиск)	1,3	112,5	1,061	0,320	75,3	10,9

Розрахунок другого теплообмінника. Прямий потік. Вихідні дані для розрахунку:

- а) швидкість потоку приймаємо $\omega = 1$ м/с;
- б) секундна витрата $V_{\text{сек}} = 2,6 \cdot 10^{-3}$ м³/с;
- в) вибираємо трубку 10 x 1,5 мм гладку;
- г) число трубок, шт.

$$n = \frac{V_{\text{сек}}}{0,785 \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot \omega} = \frac{0,0026}{0,785 \cdot 0,007^2 \cdot 1} = 45;$$

і еквівалентний діаметр $d_{\text{екв}} = 4$ мм.

д) критерій Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega d_{\text{вн}} \rho}{g \mu},$$

де ω - швидкість потоку приймаємо, м/с;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м;

ρ – щільність, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

μ – абсолютна в'язкість, $\text{кг}\cdot\text{с}/\text{м}^2$.

$$Re = \frac{1 \cdot 0,004 \cdot 169,4}{9,81 \cdot 142,62 \cdot 10^{-7}} = 83140;$$

е) критерій Прандтля $Pr = 1,392$ [19];

є) критерій Нуссельта

$$Nu = 0,023Re^{0,8}Pr^{0,33},$$

де Re – критерій Рейнольдса;

Pr – число Прандтля.

$$Nu = 0,015 \cdot 83140^{0,8} \cdot 1,392^{0,33} = 145;$$

ж) Коефіцієнт тепловіддачі, $\text{Вт}/\text{м}^2\text{К}$

$$\alpha_B = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{\text{вн}}} = \frac{145 \cdot 10,9 \cdot 10^{-3}}{0,007} = 225,8,$$

де Nu - число Нуссельта;

λ - коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/\text{мК}$;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м.

Зворотній потік (O_2 під тиском), вихідні дані для розрахунку:

а) швидкість потоку приймаємо $\omega = 1$ м/с;

б) секундна витрата $V_{\text{сек}} = 1,2 \cdot 10^{-4}$ м³/с;

в) вибираємо трубку 10 x 1,5 мм з ребрами з дроту $d = 1,6$ мм і кроком
оробрення $t_{\text{п}} = 5,5$ мм;

г) критерій Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega d_{\text{вн}} \rho}{g \mu},$$

де ω - швидкість потоку приймаємо, м/с;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м;

ρ – щільність, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

μ – абсолютна в'язкість, кг·с/м².

$$Re = \frac{1 \cdot 0,007 \cdot 1067,2}{9,81 \cdot 75,25 \cdot 10^{-7}} = 101200;$$

д) Критерій Прандтля $Pr = 1,87$ [19];

е) Критерій Нуссельта

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,33}$$

де Re – критерій Рейнольдса;

Pr – число Прандтля.

$$Nu = 0,015 \cdot 101200^{0,8} \cdot 1,87^{0,33} = 297,2.$$

є) Коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²К

$$\alpha_{\text{в}} = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{\text{вн}}} = \frac{297,2 \cdot 10,9 \cdot 10^{-3}}{0,007} = 462,8.$$

де Nu - число Нуссельта;

λ - коефіцієнт теплопровідності, Вт/мК;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр, м.

Зворотній потік (N_2 низький тиск), вихідні дані для розрахунку:

- а) швидкість потоку приймаємо $\omega = 15$ м/с;
 б) секундна витрата $V_{\text{сек}} = 0,242$ м³/с;
 в) площа живого перетину для проходження зворотного потоку, м²

$$F_{\text{ж}} = \frac{V_{\text{сек}}}{\omega} = \frac{0,242}{15} = 0,016;$$

- г) діаметр сердечника приймаємо $D_c = 0,1$ м;
 д) критерій Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega d_{\text{вн}} \rho}{g \mu},$$

- де ω - швидкість потоку приймаємо, м/с;
 $d_{\text{вн}}$ - внутрішній діаметр, м;
 ρ - щільність, кг/м³;
 g - прискорення вільного падіння, м/с²;
 μ - абсолютна в'язкість, кг·с/м².

$$Re = \frac{15 \cdot 0,01 \cdot 3,04}{9,81 \cdot 75,25 \cdot 10^{-7}} = 60598;$$

- е) критерій Нуссельта

$$Nu = 0,0418 Re^{0,85},$$

де Re – критерій Рейнольдса.

$$Nu = 0,0418 \cdot 60598^{0,85} = 485,6;$$

- є) коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²К

$$\alpha_B = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_{BH}} = \frac{485,6 \cdot 10,9 \cdot 10^{-3}}{0,01} = 529,3,$$

де Nu - число Нуссельта;

λ - коефіцієнт теплопровідності, Вт/мК;

d_{BH} – внутрішній діаметр, м.

Розраховуємо параметри всього теплообмінника:

а) теплове навантаження азотної секції, кВт

$$Q_A = \frac{A \Delta i_A}{3600} = \frac{2725(391,85 - 333,50)}{3600} = 57;$$

б) середня різниця температур $\Delta T_{cp} = 52$ К.

в) коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²К

$$K_A = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_B} \cdot \frac{D_3}{D_{BH}} + \frac{1}{\alpha_A}},$$

де α_B, α_A - коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²К;

D_3, D_{BH} – зовнішній та внутрішній діаметри, м.

$$K_A = \frac{1}{\frac{1}{225,8} \cdot \frac{0,01}{0,007} + \frac{1}{529,3}} = 121,7;$$

г) площа поверхні теплообміну азотної секції, м²

$$F_A = \frac{Q_A}{K_A \Delta T_{cp}},$$

де Q_A - теплове навантаження азотної секції, кВт;

K_A - коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²К;

ΔT_{cp} – середня різниця температур теплоносія, К.

$$F_A = \frac{57000}{121,7 \cdot 52} = 9;$$

д) середня довжина трубки з 20 % запасом, м

$$l_A = \frac{1,2F_A}{3,14D_3n},$$

де F_A – площа поверхні теплообміну азотної секції, м²;

D_3 – зовнішній діаметр, м;

n – кількість трубок, шт.

$$l_A = \frac{1,2 \cdot 9}{3,14 \cdot 0,01 \cdot 45} = 7,717;$$

е) теплове навантаження кисневої секції, кВт

$$Q_K = \frac{K\Delta i_K}{3600} = \frac{0,128(352,8 - 332,00)}{3600} = 4,6;$$

є) коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²К

$$K_K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_K} \cdot \frac{D_3}{D_{вн}} + \frac{1}{\alpha_B}},$$

де α_B, α_K - коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²К;

$D_3, D_{вн}$ – зовнішній та внутрішній діаметри, м.

$$K_A = \frac{1}{\frac{1}{529,3} \cdot \frac{0,01}{0,007} + \frac{1}{225,8}} = 140,3;$$

ж) площа поверхні теплообміну кисневої секції, м²

$$F_K = \frac{Q_K}{K_K \Delta T_{cp}},$$

де Q_K - теплове навантаження кисневої секції, кВт;

K_K - коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²К;

ΔT_{cp} - середня різниця температур теплоносія, К.

$$F_K = \frac{4600}{140 \cdot 42,6} = 0,77;$$

з) середня довжина трубки з 20 % запасом, м

$$l_K = \frac{1,2 F_K}{3,14 D_3 n},$$

де F_K - площа поверхні теплообміну кисневої секції, м²;

D_3 - зовнішній діаметр, м;

n - кількість трубок, шт.

$$l_A = \frac{1,2 \cdot 7,8}{3,14 \cdot 0,01 \cdot 45} = 0,654,$$

і приймаємо $l=7,717$ м.

і) теоретична висота навивки, м

$$H = \frac{lt_2}{\pi D_{cp}} = \frac{7,717 \cdot 0,0122}{3,14 \cdot 0,286} = 0,33.$$

2.1.10 Розрахунок блока очистки. Вихідні дані для розрахунку блоку очистки:

- кількість повітря, що очищується $V = 2270,5$ кг/год = 1711 м³/год;
- тиск потоку $P = 4,5$ МПа;
- температура повітря, що очищується $T = 275$ К;
- розрахунковий вміст вуглекислого газу по об'єму $C = 0,03$ %;
- адсорбент NaX;
- діаметр зерен $d_3 = 4$ мм;
- насипна вага цеоліту $y_{ц} = 700$ кг/м³;
- динамічна ємність цеоліту за парами CO₂ $a_d = 0,013$ м³/кг.

Приймаємо в якості адсорберів стандартний балон діаметром $D_a = 460$ мм і висоту шару засипки адсорбенту $L = 1300$ мм.

Швидкість повітря, що очищується в адсорбері, кг/год·м²

$$\omega = \frac{4V_a}{n\pi D_a^2},$$

де V_a – витрата повітря, що очищується при умовах адсорбції, при $P = 4,5$ МПа, $T_b = 275$ К;

n – кількість одночасно працюючих адсорберів.

$$\omega = \frac{4 \cdot 69,9}{3 \cdot 3,14 \cdot 0,46^2} = 140,3.$$

Знаходимо вагу цеоліту, що знаходиться в адсорбері, кг

$$G_{ц} = (L \cdot y_{ц} \cdot n \cdot \pi \cdot D_a^2) / 4,$$

де L - висота шару засипки адсорбенту, м;

$u_{ц}$ - насипна вага цеоліту, кг/м³;

n – кількість одночасно працюючих адсорберів;

D_a – діаметр балону адсорберу, м.

$$G_{ц} = \frac{1,3 \cdot 700 \cdot 1 \cdot 3,14 \cdot 0,46^2}{4} = 453,4.$$

Кількість CO₂, що здатен поглинути цеоліт, м³

$$V_{CO_2} = G_{ц} \cdot a_d,$$

де a_d - динамічна ємність цеоліту за парами CO₂, м³/кг.

$$V_{CO_2} = 453,4 \cdot 0,013 = 5,984.$$

Кількість CO₂, що надходить кожен час до адсорберу, м³/год

$$V'_{CO_2} = V \cdot C_o = 3125 \cdot 0,0003 = 0,937.$$

Час захисної дії адсорбенту, год

$$\tau = \frac{V_{CO_2}}{V'_{CO_2}} = \frac{5,894}{0,937} = 6,29.$$

Приймаємо розрахунковий час захисної дії 6 год.

Потужність електропідігрівача, кВт

$$N = 1,3 V_{рег} \rho C_p (T_{вх} - T_{поч}),$$

де $V_{\text{рег}}$ – кількість азоту, що необхідна для регенерації, м^3 ;

ρ – щільність, $\text{кг}/\text{м}^3$;

C_p – теплоємність, $\text{ккал}/\text{кг}\cdot\text{К}$;

$T_{\text{вх}}$, $T_{\text{поч.}}$ – температура азоту на вході в блок очистки та температура азоту початкова, відповідно, К .

$$N = 1,3 \cdot 1038 \cdot 1,251 \cdot \frac{0,25(673 - 293)}{860} = 70,3.$$

Загальні енергетичні затрати установки, кВт

$$L = \left[V \rho_{\text{п}} R T_{\text{ос}} \ln \left(\frac{P_k}{P_n} \right) \right] / \eta_{\text{із}} K_{\text{ж}} 3600,$$

де V – повна кількість повітря, що переробляється, $\text{м}^3/\text{год}$;

$\rho_{\text{п}}$ – щільність повітря при нормальних умовах, $\rho_{\text{п}} = 1,29 \text{ кг}/\text{м}^3$;

R – газова стала, $R = 0,287 \text{ кДж}/\text{кг}\cdot\text{К}$;

$\eta_{\text{із}}$ – ізотермічний КПД, $\eta_{\text{із}} = 0,6$;

$K_{\text{ж}}$ – кількість кисню, що отримуємо, $K = 320 \text{ м}^3/\text{год}$;

$T_{\text{ос}}$ – температура навколишнього середовища, приймаємо $T_{\text{ос}} = 24 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$L = \left[1711 \cdot 1,29 \cdot 0,287 \cdot 297 \cdot \ln \left(\frac{4,5}{0,1} \right) \right] / (0,6 \cdot 320 \cdot 3600) = 1,04.$$

2.1.11 Підбір обладнання, провівши розрахунок установки К-0,4 робимо вибір обладнання:

1. 2 компресори 605ВП16/70 [33]. Продуктивність одного компресора 16 +/- 5 %. Тиск всмоктування 0,1 МПа. Тиск нагнітання 7 МПа. Споживана потужність 192 кВт. Установлена потужність електродвигуна 200 кВт [34].

2. Вибір детандера. Обираємо ДТ – 0,3/4. Продуктивність 340 м³/год. Тиск на вході 4 МПа. Тиск на виході 0,6 МПа. Температура на вході 188 К. Адіабатний ККД 0,7 [32].

3. Вибір блоку очистки. Обираємо стандартний цеолітовий блок осушки і очищення повітря ЦБ – 2400/64. Об'ємна витрата повітря 2400 м³/год. Максимальний робочий тиск 6,4 МПа. Мінімальний робочий тиск 3,5 МПа. Розміри ємностей 750 x 4200 мм. Кількість ємностей 2 шт. Маса цеоліту М = 2060 кг.

2.2 Оцінка питомих витрат електроенергії для зрідження кисню і азоту

Практика поставки кисню та азоту показала, що найбільш економічним способом є поставка газів у зрідженому стані (а не у балонах під високим тиском) тому багато підприємств не дивлячись на значні капітальні витрати на покупку криогенних ємностей, надають перевагу цьому способу транспортування, як найбільш економічно вигідному [28].

Більшість повітряроздільних установок середньої продуктивності типу К - 0,4 можуть виробляти продукти розділення повітря в рідкому вигляді лише в невеликих кількостях. Так ПРУ (повітряроздільні установки) середнього тиску можуть бути використані як для отримання рідкого кисню, азоту так і для газоподібного стану. Для серійних ПРУ даного класу, що випускалися у 80-90-х роках, доля рідких продуктів розділення повітря, що відбиралися, частіше знаходилась в межах (5...8) % від спожитого повітря [29]. На ПРУ високого тиску ця доля складає (13...18) %, що вище в (2,5...3,5) рази. Оскільки для ПРУ високого тиску збільшення витрат електроенергії на стиснення збільшується всього в (1,25...1,4) рази, то собівартість отриманого кисню, азоту на серійній ПРУ значно вище [30]. Але для ПРУ високого тиску, не дивлячись на відносно невеликі питомі витрати електроенергії при роботі в рідкому режимі, є ряд недоліків: високий рівень шуму і вібрації при роботі поршневого компресора, висока трудоемність обслуговування, слабка автоматизація [31].

При модернізації ПРУ необхідно вирішити декілька задач. При додатковій конструктивній модернізації бажано не ускладнити схему і апарати ПРУ, а з іншого боку – зменшити питоме електроспоживання для отримання рідкого кисню, азоту.

Для оцінки питомих витрат електроенергії для зрідження кисню, азоту можна використовувати залежності відношення холодильних коефіцієнтів циклу Карно (ϵ_k) і дійсного циклу (ϵ_d) від температури T_x . В інтервалі температур $70 \text{ K} < T_x < 120 \text{ K}$ цю залежність можна представити у вигляді

$$\psi = \frac{\epsilon_k}{\epsilon_d} = -0,045 \left(\frac{T_x}{100} \right)^{-1,5} + 0,100 \left(\frac{T_x}{100} \right) + 0,330 \quad (2.1)$$

Співвідношення (2.1) дозволяє оцінити значення питомих затрат електроенергії на виробництво 1 м^3 рідкого кисню в залежності від температури охолодження або від тиску кисню, що поступає на зрідження. Результати розрахунку вмісту рідкої фази в залежності від тиску кисню представлено в таблиці 2.12. Як видно, збільшення тиску газу, що зріджують сприяє підвищенню чистоти кисню.

Таблиця 2.12 – Мольний склад рідкої фази

Параметри		Мольна доля компоненту, %			
		в газовій фазі		в рідкій фазі	
P, МПа	T_x , К	y_{O_2}	y_{N_2}	χ_{O_2}	χ_{N_2}
0,1	90,2	92	4	94,93	1,13
0,2	97,8			97,48	0,65
0,3	102,5			98,33	0,43
0,4	106,2			98,73	0,34

Але підвищення тиску веде до втрати частини рідкого кисню при дроселюванні рідини (до атмосферного тиску) під час заправки посудів Дьюара перед транспортуванням. З іншої сторони, при збільшенні тиску зрідження

(якщо дозволяють характеристики конденсатора) збільшується продуктивність зріджувача [21]. На рисунку 2.2 представлено залежність витрат електроенергії від температури.

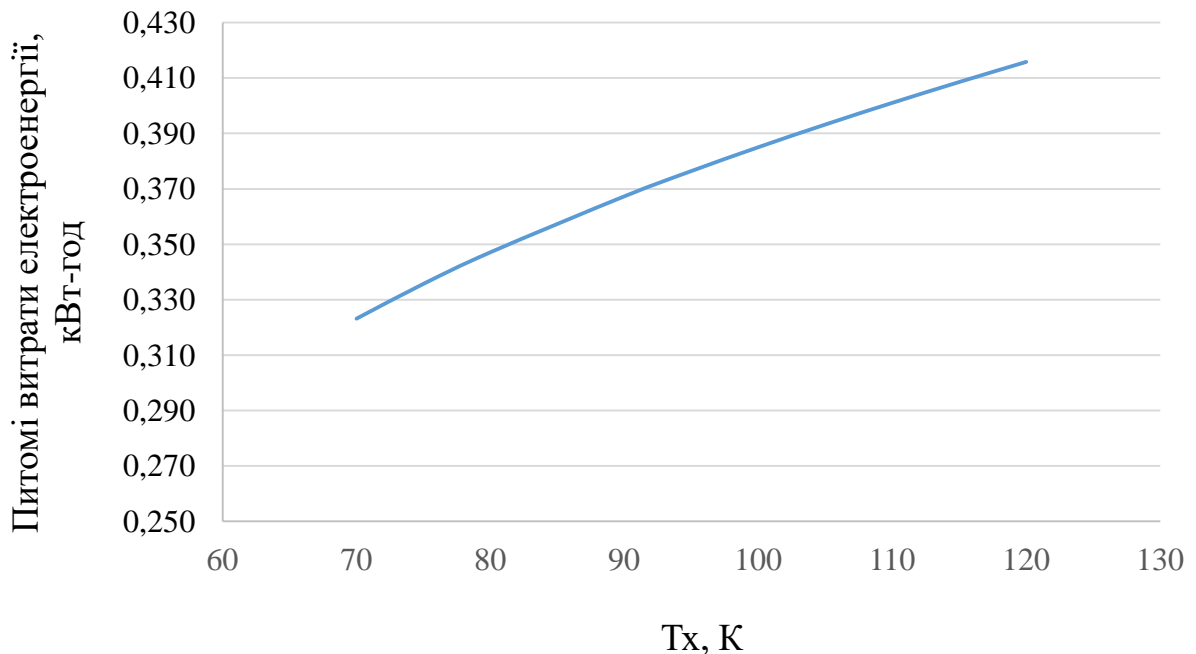


Рисунок 2.2 – Залежність витрати електроенергії від температури

Таким чином, можна зробити висновок, що при виробництві рідкого кисню питомі витрати електроенергії на виробництво 1 м³ продукту тим більші чим вища температура на холодильній голівці. Приведений спосіб виробництва рідкого кисню, азоту може бути корисним при виробництві установок малої продуктивності.

Додаткові інвестиції для переходу на закупівлю кисню 700000,00 грн. Оренда газифікатора складає 1000,00 грн. на місяць. Фактичне максимальне споживання азоту в газоподібному стані складає 20000 м³.

Термін окупності, міс.

$$P = \frac{K_i}{E}$$

де K_i – капітальні інвестиції, грн.;

E – ефект від впровадження, грн./міс.

$$P = \frac{820000}{779112} = 1,1$$

Термін окупності складає 1,1 місяць, що говорить о доцільності переходу на закупівлю рідкого кисню і азоту. Доцільність переходу на закупівлю рідкого кисню і азоту представлена в таблиці 2.13 і 2.14. Розрахунки проведено в програмі Excel.

На ТОВ «ЗТМК» немає потреби у виробництві великої кількості рідкого кисню і азоту за якої існуюча технологія виробництва продукції є економічно вигідною.

Таблиця 2.13 – Розрахунок доцільності переходу на покупний азот

№	Стаття витрат	одиниці виміру	В умовах 2018 року										Відхилення				
			Азот власний					Азот привозний					на одиницю продукції		на весь об'єм		
			на одиницю продукції			на весь об'єм		на одиницю продукції			на весь об'єм		+/-	%	+/-	%	
			кіль-сть	ціна, грн.	сума, грн.	кіль-сть	сума, грн.	кіль-сть	ціна, грн.	сума, грн.	кіль-сть	сума, грн.					
1	Сировина і основні матеріали																
	Азот покупний	м ³	0	0,00	0,00	0	0,00	1000,00	2,18	2180,00	9940,00	21671,49	2180,00	0	21671,49	0	
	Транспортно-заготовчі витрати	грн.			0,00		0,00			30,74		305,56	30,74	0	305,56	0	
	Всього				0,00		0,00			2210,74		21977,04	2210,74		21977,04		
2	Додаткові матеріали																
	Масло КС-19	кг	1,200	29,38	35,26	11,928	350,48	0,2927	29,38	8,60	2,909	85,48	-26,66	-75,6	-265,00	-75,6	
	Масло індустріальне	кг	0,570	26,89	15,33	5,666	152,38	0,1463	26,89	3,93	1,454	39,06	-11,39	-74,4	-113,32	-74,4	
	Фреон 22	кг	0,296	176,00	52,10	2,942	517,87	0,0000	176,00	0,00	0,000	0,00	-52,10	-100	-517,87	-100	
	Бязь відбілена	м	0,030	138,17	4,15	0,298	41,25	0,0500	138,17	6,91	0,497	68,69	2,76	66,5	27,44	66,5	
	Транспортно-заготовчі витрати	грн.			1,63		16,20			0,30		2,98	-1,33	81,6	-13,22	81,6	
	Всього				108,45		1078,18			19,74		196,21	-88,71	81,6	-881,97	81,6	
3	Енерговитрати																
	Вода технічна	тм ³	0,295	1717,28	506,60	2,932	5035,60	0,0000	1717,28	0,00	0,000	0,00	-506,60	-100	-5035,60	-100	
	Електроенергія	МВт-год	41,744	1623,39	67766,79	414,933	673598,22	0,0007	1623,39	1,14	0,007	11,33	-67765,65	-100	-673586,89	-100	
	Всього				68273,39		678633,82			1,14		11,33	-68272,25	-100	-678622,49	-100	
	Всього прямих витрат				68381,84		679712,00			2231,62		22184,58	-66150,22	-96,7	-657527,42	-96,7	
	змінні	грн.			68381,84		678633,82			2231,62		22184,58	-66150,22	-96,7	-657527,42	-96,7	
	постійні	грн.			0,00		0,00			0,00		0,00	0,00	0	0,00	0	

Таблиця 2.14 - Розрахунок доцільності переходу на покупний кисень

№	Стаття витрат	одиниці виміру	В умовах 2018 року										Відхилення			
			Кисень власний					Кисень привозний					на одиницю продукції		на весь об'єм	
			на одиницю продукції			на весь об'єм		на одиницю продукції			на весь об'єм		+/-	%	+/-	%
			кіл-сть	ціна, грн.	сума, грн.	кіл-сть	сума, грн.	кіл-сть	ціна, грн.	сума, грн.	кіл-сть	сума, грн.				
1	Сировина і основні матеріали															
	Кисень покупний	м ³	0	0,00	0,00	0	0,00	1000,00	2,83	2830,00	92570,00	261638,92	2826,39	0	261638,92	0
	Транспортно-заготовчі витрати	грн.			0,00		0,00			39,85		3688,92	39,85	0	3688,92	0
	Всього				0,00		0,00			2869,85		265327,84	2869,85		265327,84	
2	Додаткові матеріали															
	Масло КС-19	кг	1,650	67,32	111,07	152,741	10281,75	0,2927	29,38	8,60	2,909	85,48	-102,47	-75,6	-10196,27	-75,6
	Масло індустріальне	кг	0,480	55,33	26,56	44,434	2,458,66	0,1463	26,89	3,93	1,454	39,06	-22,63	-74,4	#ЗНАЧ!	-74,4
	Фреон 22	кг	0,296	175,85	52,05	27,401	4818,27	0,0000	176,00	0,00	0,000	0,00	-52,05	-100	-4818,27	-100
	Бязь відбілена	м	0,014	24,57	0,34	1,296	31,47	0,0500	138,17	6,91	0,497	68,69	6,56	66,5	37,22	66,5
	Транспортно-заготовчі витрати	грн.			0,00		0,00			0,30		2,98	0,30	81,6	2,98	81,6
	Всього				190,03		17590,15			27,90		2582,70	-162,13	81,6	-15007,45	81,6
3	Енерговитрати															
	Вода технічна	тм ³	0,275	1766,98	485,92	25,457	44981,61	0,0000	0,00	0,00	0,000	0,00	-485,92	-100	-44981,61	-100
	Електроенергія	МВт-год	1,439	1623,39	2336,06	133,208	216249,07	0,0006	1623,39	0,97	0,056	89,79	-2335,09	-100	-216159,28	-100
	Всього				2821,98		261230,68			0,97		89,79	-2821,01	-100	-261140,89	-100
	Всього прямих витрат				3012,00		278820,83			2898,72		268000,33	-113,28	-3,9	-10820,50	-3,9
	змінні	грн.			3012,00		261230,68			2898,72		268000,33	-113,28	-3,9	-10820,50	-3,9
	постійні	грн.			0,00		0,00			0,00		0,00	0,00	0	0,00	0

3 ОХОРОНА ПРАЦІ

3.1 Рекомендації щодо безпечної експлуатації кисневих балонів, установок, систем трубопроводів для різних суб'єктів господарювання

Рекомендації були розроблені Управлінням Держпраці у Кіровоградській області відповідно до [22], Правил дорожнього перевезення небезпечних вантажів, затверджених наказом Міністерства внутрішніх справ України від 26 липня 2004 р. № 822, [23].

Власник (користувач) кисневих балонів зобов'язаний забезпечити умови їх експлуатації і утримання в справному стані.

На кожному підприємстві, в установі, організації, закладі (далі підприємство), що використовує кисневі балони (блоки балонів) чи кисневі трубопроводи, повинні бути розроблені відповідні інструкції з охорони праці з урахуванням конкретних умов безпеки їхньої експлуатації.

Керівник підприємства призначає наказом відповідальних осіб:

- за справний стан і безпечну експлуатацію трубопроводів постачання газоподібного кисню та посудин, що працюють під тиском;
- за транспортування, здачу під наповнення і отримання наповнених кисневих балонів (експедитор);
- за справний стан та безпечну експлуатацію кисневих балонів.

Такими фахівцями можуть бути призначені особи, які в установленому законодавством порядку пройшли навчання і перевірку знань з охорони праці відповідного напрямку:

- у лікувально - профілактичних закладах - заступник головного лікаря з адміністративно – господарської частини, інженер по устаткуванню, старша медична сестра, анестезіолог;
- у гаражі - начальник гаража або механік, водій – експедитор.

Керівник зобов'язаний забезпечити наявність необхідної технічної документації на кожен систему подачі газоподібного кисню:

- журнал зварювальних робіт;

- журнал реєстрації перевірки манометрів;
- виконавчу схему прокладки трубопроводу;
- виконавчу схему у випадку відхилення від проекту;
- акт закінчення монтажу установки: джерела переробки зрідженого кисню у газоподібний (реципієнтної установки), ЦТК (цистерна транспортна киснева) тощо;
- акт закінчення монтажу системи подачі кисню;
- акти проведення знежирення системи подачі кисню і відповідної якості їх внутрішньої поверхні;
- акти проведення випробувань системи подачі кисню на міцність і щільність.

Оперативний контроль стану трубопроводів проводиться не рідше одного разу на місяць і включає:

- огляд зовнішніх поверхонь трубопроводів з визначенням стану з'єднань, опор і заземлювань;
- огляд арматури і проведення необхідних регламентних робіт;
- перевірку стану запобіжних пристроїв;
- перевірку роботи пристроїв відводу конденсату (за їх наявності), яка в зимовий час проводиться щодня.

Виявлені під час проведення оперативного контролю несправності і дефекти, а також терміни і методи їх усунення, повинні заноситись в журнал експлуатації трубопроводів газоподібного кисню за підписом осіб, що виявили і усунули їх, та відповідальних за справний стан і безпечну експлуатацію цього трубопроводу.

Терміни проведення контролю стану трубопроводів газоподібного кисню:

- випробовування на щільність - не рідше одного разу на 5 років;
- гідравлічні або пневматичні випробовування на міцність - не рідше одного разу на 8 років;
- вибіркова ревзія запірної арматури на трубопроводах газоподібного кисню - не рідше одного разу на рік;

- ревiзiя регулюючої арматури - не рiдше одного разу на рiк.

Трубопроводи кисню пiдлягають гiдравлiчним або пневматичним випробуванням на мiцнiсть пiсля ремонтiв i переробок, пов'язаних iз застосуванням зварювальних робiт (пiдключення iнших вiдгалужень, заміна дiлянок тощо) або розбирання трубопроводiв, а також перед пуском в експлуатацiю трубопроводiв, що знаходились у законсервованому станi бiльше одного року

Перед початком експлуатацiї, а також у випадку, якщо киснепровiд не експлуатувався бiльше мiсяця, його необхідно продути повітрям або азотом iз вiмiстом масла не бiльше $10,0 \text{ мг/м}^3$, зi швидкiстю 40 м/с i тривалiстю, що визначається вiдсутнiстю домишок у потоцi, який виходить, але не менше 2 г.

Труби, для трубопроводiв кисню, повиннi мати сертифікат заводу - виробника.

До обслуговування посудин i систем трубопроводiв кисню можуть бути допущенi особи не молодше 18 рокiв, якi пройшли медичний огляд, iнструктаж, навчання та перевiрку знань з охорони працi i мають вiдповiдне посвiдчення.

Перiодична перевiрка теоретичних знань i практичних навичок обслуговуючого персоналу повинна проводитися не рiдше одного разу в 12 мiсяцiв. Особи, що не пройшли перевiрку знань з охорони працi i не мають посвiдчення, не можуть бути допущенi до самостiйної роботи.

Для запобiгання спалаху при експлуатацiї балонiв i систем подачi кисню, необхідно: при ремонтi i виконаннi робiт з використанням кисню не застосовувати устаткування, прилади, арматури, матерiали i деталi (ущiльнювачi, прокладки тощо – з фiбри, капрону, полiкарбонату, гуми на основi натуральних канчукiв, iнших горючих у киснi матерiалiв), якi не вiдповiдають вимогам [24].

Отримувати кисень в балонах на пiдприємствi – наповнювачi мають право тiльки особи, якi пройшли спецiальне навчання та мають вiдповiдне посвiдчення.

Забороняється:

- використання кисневих балонів під інші гази і не за призначенням, а також наповнювати киснем балони з під інших газів;

- направляти для наповнення киснем балони, укомплектовані вентилями, не дозволеними до застосування (дозволені ВК-86 і ВК-74);

- отримувати і наповнювати балони без помітного спеціального блакитного забарвлення і напису чорною фарбою "КИСЕНЬ" або "КИСЕНЬ МЕДИЧНИЙ", а також експлуатувати трубопроводи кисню без блакитного забарвлення по всій його довжині;

- визначати місця витоків за допомогою вогню або тліючих предметів. наповнювати киснем балони із залишковим тиском нижче 0,05мП(0,5кгс/см²) проводити будь які роботи у приміщенні при підвищенні в повітрі складової частки кисню більше 23 %.

При експлуатації систем подачі кисню не допускається:

- проведення ремонтних робіт, зокрема зварювальних робіт, підтягування елементів ущільнень, заміни арматури і тому подібне при знаходженні системи під тиском і наявності в системі кисню;

- використання забрудненого (замасленого) ганчір'я та, застосування інструменту, що викликає іскріння при ударах;

- появи слідів масла в радіусі 25 метрів від кисневих балонів чи кисневої установки (у випадку появ маслянистих плям необхідно негайно їх засипати піском).

При експлуатації систем подачі кисню необхідно:

- постійно стежити за тим, щоб не було витоків кисню в процесі експлуатації систем, особливо в місцях з'єднань, установки арматури;

- контроль витоків проводити тільки методом намазування мильним розчином;

- перед початком роботи переконатися в достатній кількості кисню на проведення запланованих заходів;

- кисень подавати в систему тільки після включення відповідного устаткування, вентиляції і освітлення;

- підтримувати тиск у системі не вище встановленої норми;
- припинити подачу кисню після закінчення експлуатації системи.

Споживачеві забороняється:

- здійснювати ремонт балонів (закріплювати чи посилювати башмак, різьбове кільце);
- розбирати і ремонтувати вентиля балонів (замінювати прокладку сальника та інші деталі);
- викручувати вентиль;
- фарбувати балони і наносити на них надписи;
- передавати балони іншим організаціям і особам;
- витрачати газ нижче залишковий тиску (в балоні має залишатись тиск не менше 0,05 МПа (0,5 кгс/см²);
- використовувати одяг з синтетичних і вовняних матеріалів;
- використовувати для протирання устаткування та інструменту замащене ганчір'я;
- палити та використовувати відкритий вогонь у приміщеннях, де зберігаються кисневі балони.

Споживачі, що мають балони, які потребують ремонту або повторного огляду, зобов'язані відправляти їх на підприємство - наповнювач або випробувальний пункт, які мають відповідний дозвіл (ліцензію) на виконання даних робіт.

Випуск газів з балонів в ємності з меншим робочим тиском повинен проводитися тільки через редуктор, призначений для даного газу і пофарбований у відповідний колір. Камера низького тиску редуктора повинна мати манометр і пружинний запобіжний клапан, відрегульований на відповідний дозволений тиск в ємності, в яку перепускається газ. Вентилі на кисневій рампі і балонах повинні закриватися і відкриватися поволі без ривків. Інструмент слід утримувати в чистоті і справності та постійно перевіряти на відсутність мастила і інших забруднень жирового походження.

На наповнюючій рампі необхідно розмістити документацію з видами клейм, якими позначаються балони України. Перевіряючи балон необхідно порівняти клеймо на балоні з клеймом у документі (його ставить організація, яка опосвідчує балон. Опосвідчення повинне проводитись не рідше, ніж раз на 5 років).

Подача кисню у приміщення повинна проводитись через централізований пункт зберігання і розподілу кисню та систему трубопроводів газоподібного кисню. Балони з киснем слід встановлювати (не більше 10 штук ємкістю 40 літрів кожен) у спеціальних шафах, що не згоряють, поза будівлею у простінках на відстані не менше 4 м. від віконних і дверних отворів по горизонталі і вертикалі або в одноповерхових прибудовах з негорючих матеріалів. Центральний пункт зберігання і розподілу кисню слід розміщувати в окремих будівлях із стінами із негорючих матеріалів без віконних отворів з покриттям, що легко знімається, на відстані не менше 25 метрів від будівель і споруд, в яких можуть перебувати люди. Підлога має рівною з неслизькою поверхнею, із матеріалів, що виключають виникнення іскри. Балони з киснем слід встановлювати на відстані не менше ніж 1 м від опалювальних приладів.

При наповненні балонів необхідно використовувати газоаналізатори (один для контролю вмісту кисню в повітрі біля цистерни з рідким киснем, другий - для контролю газу в кисневому балоні).

Встановлені у приміщенні одинарні балони мають бути закріплені до стіни або стійки за допомогою хомутів або ланцюжків.

Трубопроводи газоподібного кисню мають відповідати вимогам ВСН 10 - 83. Відомчі будівельні норми. Інструкція з проектування трубопроводів газоподібного кисню [25].

Прокладка трубопроводів здійснюється з урахуванням вимог [26].

Забороняється:

- здійснювати подачу кисню за допомогою гумових трубок та по трубопроводах, що мають нещільні з'єднання;

- прокладка трубопроводів кисню у тунелях і підвальних приміщеннях, всередині несучих конструкцій і перегородок приміщень і будівель, через вентиляційні канали, технічні, побутові і господарські приміщення;

- розміщувати балони у місцях зберігання паливно – мастильних або матеріалів на основі жирів будь якого іншого походження, у місцях, освітлених прямими сонячними променями;

- паління і використання відкритого вогню в приміщеннях для зберігання і експлуатації балонів.

Трубопровід всередині будівлі повинен прокладатися відкрито по стінах на (0,3...0,5) м нижче стелі. У місцях, де можливі механічні пошкодження, має бути передбачено захист труб.

Відстань між трубопроводом кисню і електричними проводами і кабелями має бути не менше 0,3 м, при зовнішній прокладці - не менше 1 м.

При проходженні через стіни і перекриття трубопроводи кисню повинні прокладатися у гільзах з труб більшого діаметру з подальшим заповненням отворів негорючим матеріалом.

Ділянки трубопроводів в місцях проходження через стіни і перекриття не повинні мати стиків. Трубопроводи закріплюються за допомогою скоб. Лінії трубопроводів мають бути пофарбовані в блакитний колір.

Перед здачею систем централізованої подачі кисню повинна проводитися перевірка на знежирення деталей і вузлів, а також випробування систем подачі кисню із складанням відповідних актів.

Прокладка трубопроводів через сходові клітки не допускається. Використані балони слід зберігати окремо від наповнених. Зберігати балони необхідно з накрученими ковпаками.

Трубопроводи мають бути заземлені у місцях вводу в будівлю або у газових сховищ.

Заправку кисневих подушок слід здійснювати у відокремленому приміщенні. Заправлені подушки повинні зберігатися на стелажах, встановлених не ближче 1 м від опалювальних приладів.

Знежирення трубопроводів, що знаходяться у контакті з киснем, слід проводити у разі перевищення норм жирових забруднень на їх внутрішній поверхні під час монтажу і ремонту та при експлуатації за інструкціями, розробленими споживачем. Норми допуску жирових забруднень на поверхні устаткування і трубопроводів, що знаходяться у контакті з газоподібним киснем, встановлені згідно з [27]. Знежирення трубопроводів проводиться у випадках забруднення їх внутрішньої поверхні, але не рідше одного разу на рік, періодичність проведення аналізів - не рідше 1 разу на 6 місяців.

У кожній установі має бути розроблена і затверджена керівником інструкція із безпечного проведення робіт із знежирення трубопроводів, в якій мають бути вказані роботи, що виконуються за нарядом - допуском.

Переміщення балонів в пунктах перевантаження, зберігання або споживання газів проводиться на спеціально пристосованих для цього візках, ношах або за допомогою інших пристроїв [35].

Водій транспортного засобу при перевезенні кисневих балонів зобов'язаний: пройти спеціальну підготовку і відповідні інструктажі (з доставки кисневих балонів), медичний огляд під час прийому на роботу і подальші періодичні медичні огляди на даний вид перевезень, передрейсовий медичний контроль та технічний огляд транспортного засобу на відповідність його обладнання для транспортування кисневих балонів, перед кожним рейсом. дотримуватись Правил дорожнього руху і вимог Інструкції з перевезення небезпечних вантажів, затвердженої керівником установи.

У випадку вимушеної зупинки позначити місце стоянки знаком аварійної зупинки або мигаючим червоним ліхтарем і знаками, що забороняють зупинку у відповідності до вимог Правил дорожнього руху [37].

Водію при перевезенні кисневих балонів забороняється:

- різко рушати транспорт з місця; проводити обгін транспортних засобів, що рухаються із швидкістю більше 30 км/год, різко гальмувати;

- користуватися відкритим полум'ям, одночасно перевозити інший вантаж, не вказаний в товарно-транспортній документації та сторонніх осіб (палити дозволяється під час зупинки не ближче чим 50 м від місця стоянки);

- заправляти завантажений кисневими балонами автомобіль паливом на автозаправних станціях загального користування.

До перевезення кисневих балонів допускаються водії, що мають безперервний стаж роботи водієм транспортного засобу даної категорії не менше трьох років і свідоцтво про проходження спеціальної підготовки.

Персонал, що супроводжує транспортний засіб, який перевозить кисневі балони (експедитор, охорона) зобов'язаний мати свідоцтво, що засвідчує їх право на супровід небезпечного вантажу за цим маршрутом.

Маршрут транспортування визначає підприємство, що виконує перевезення і погоджує його з вантажовідправником і регіональним відділом безпеки дорожнього руху Управління превентивної діяльності Головного управління Національної поліції в Кіровоградській області. При цьому заповнюються бланки маршрутів у двох екземплярах. Перший зберігається на підприємстві, другий знаходиться у відповідальній за перевезення особи, а у разі його відсутності - у водія [38].

При виборі маршруту перевезення необхідно керуватися :

- маршрут перевезення по можливості не повинен проходити через населені пункти і поблизу промислових об'єктів, зон відпочинку, природних заповідників та архітектурних пам'ятників;

- у випадку перевезення усередині великих населених пунктів маршрут перевезення по можливості не повинен проходити поблизу видовищних, культурно-освітніх, розважальних, учбових, дошкільних і лікувальних установ.

Основні небезпеки при роботі з киснем

Повітря з підвищеним обсягом кисню (більше 23 %) і чистий кисень не токсичні і не здатні горіти і вибухати. Та, оскільки кисень є активним окислювачем, більшість речовин і матеріалів у його середовищі або в

середовищі з високим вмістом кисню утворюють системи з підвищеною вибухо - пожежною безпекою [39].

Ініціаторами загоряння багатьох матеріалів у середовищі кисню можуть бути куріння, розряд електрики, нагрів механічних частинок при терті тощо. Багато матеріалів, які не здатні до горіння на повітрі - як листова сталь, сталеві труби, горять у кисні. Здатність матеріалів до загоряння зростає при підвищенні тиску і температури кисню.

Робота з киснем зв'язана із небезпеками:

- спалах устаткування, трубопроводів і арматури, що задіяні в роботі з киснем або повітрям з підвищеним вмістом кисню;
- спалах одягу і волосся обслуговуючого персоналу, що знаходиться в середовищі газоподібного кисню або повітря з підвищеним вмістом кисню;
- вибух вуглеводнів і інших вибухонебезпечних домішок при перевищенні їх вмісту в рідкому кисні;
- вибух при просякненні рідким киснем пористих органічних матеріалів (асфальт, пінопласт, дерево і тому подібне);
- конструкційні і ущільнюючі неметалічні матеріали (фібра, капрон, полікарбонат, гума на основі натуральних каучуків і так далі) можуть легко запалати в кисні високого тиску при виникненні джерела запалення [40].

3.2 Розрахунок освітлення

Місто Запоріжжя знаходиться в IV поясі. Значення коефіцієнту природної освітленості 0,2 %. Також використовується штучне освітлення лампами денного світла. Також у лабораторії є світильники, які складаються з джерела світла.

Розрахунок природного наведено нижче.

Нормативне значення коефіцієнта природного освітлення:

$$E_n = E \cdot m \cdot c \cdot m,$$

де $c = 0,75$ – коефіцієнт сонячності клімату;

$m = 0,9$ – коефіцієнт світлового клімату;

$E = 0,2 \%$ - табличне значення коефіцієнту природної освітленості.

$$E_H = 0,2 \cdot 0,75 \cdot 0,9 = 0,135.$$

Розрахунковий коефіцієнт природної освітленості

$$E_p = 100 \cdot s_o \cdot \tau_o \cdot r_1 / \eta_o \cdot k_{зд} \cdot k_3 \cdot s_{п},$$

де s_o – площа світових прорізів $4,8 \text{ м}^2$,

τ_o – загальний коефіцієнт світло проникнення;

$r_1 = 0,8$ – коефіцієнт, який враховує вплив світла, що відбивається;

$\eta_o = 8,5$ - світлова характеристика вікна;

$k_{зд} = 1$ – коефіцієнт, який враховує затемнення вікон будівлями, що стоять
напроти;

$k_3 = 1,7$ - коефіцієнт запасу;

$s_{п} = 30,76 \text{ м}^2$ - площа підлоги приміщення.

Загальний коефіцієнт світло проникнення, який визначається

$$\tau_o = \tau_1 \cdot \tau_2 \cdot \tau_3 \cdot \tau_4 \cdot \tau_5$$

де τ_1 - коефіцієнт світло пропускання матеріалу, $\tau_1 = 0,5$;

τ_2 - коефіцієнт, який враховує втрати світла в рамках, $\tau_2 = 0,85$;

τ_3 - коефіцієнт, який враховує втрати світла в конструкціях, $\tau_3 = 1$;

τ_4 - коефіцієнт, який враховує втрати світла в сонцезахисних пристроях,
 $\tau_4 = 1$;

τ_5 - коефіцієнт, який враховує втрати світла в захисної сітці, $\tau_5 = 0,9$.

$$\tau_o = 0,5 \cdot 0,85 \cdot 1 \cdot 1 \cdot 0,9 = 0,3825,$$

$$E_p = 4,8 \cdot 0,3825 \cdot 0,8 \cdot 100 / 8,5 \cdot 1 \cdot 1,7 \cdot 30,76 = 0,33.$$

Висновок: розрахунковий коефіцієнт освітленості більше нормативного, то ж забезпечується нормативна освітленість.

ВИСНОВКИ

В результаті дослідження було досягнуто основну мету магістерської роботи, а аналіз наукових досліджень в області підвищення ефективності виробництва рідкого кисню, азоту. Обґрунтування доцільності переходу на покупний кисень і азот.

Аналіз літературних джерел за тематикою досліджень показав, що технічний кисень використовується в великих кількостях як окислювач гасу та інших горючих в ракетах і космічних апаратах. Сталеливарна промисловість споживає газоподібний кисень для продувки через розплав чавуну за методом Бессемера для швидкого і ефективного видалення домішок С, S і Р. Сталь при кисневому дутті виходить швидше і якісніше, ніж при повітряному. Кисень використовується також для напилення і наплавлення, зварювання і різання металів (киснево-ацетиленове полум'я), для плазмового високоточного розкрою металів. Існує три методи виробництва рідкого кисню, азоту адсорбційний, мембранний, криогенний метод. В даний час криогенний спосіб все ще є лідером на ринку великотоннажного виробництва кисню за рахунок його більш високої чистоти, що дозволяє отримувати продукт з вмістом домішок менш 0,5 %. Було проведено розрахунок криогенної установки типу К – 0,4 для виробництва рідкого кисню і азоту. Але виробництво кисню, азоту криогенним методом у невеликих кількостях є економічно не вигідно через високу вартість електроенергії, що витрачається в процесі виробництва. Тому було доведено доцільність переходу на покупний кисень, азот. Термін окупності складає 1,1 місяць, що підтверджує доцільність переходу на покупний кисень, азот.

Практика поставки кисню та азоту показала, що найбільш економічним способом є поставка газів у зрідженому стані (а не у балонах під високим тиском) тому багато підприємств не дивлячись на значні капітальні витрати на покупку криогенних ємностей, надають перевагу цьому способу транспортування, як найбільш економічно вигідному. Ефективність

застосування газифікатора в порівнянні з балонами високого тиску обумовлює практику переходу підприємства на закупівлю рідкого кисню, азоту.

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1. АДСОРБЦІЯ НА МЕЖІ ПОДІЛУ ТВЕРДЕ ТІЛО - ГАЗ [Електронний ресурс]. – Режим доступу: URL: https://stud.com.ua/84498/prirodoznavstvo/adsorbtsiyamezhpodilutve_rde_tilo.
2. Моделювання процесів мембранного розділення: навчальний посібник [Електронний ресурс]: навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», спеціалізації «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» / КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: С.В. Гулієнко. – Електронні текстові дані (1 файл: 3,17 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. – 166 с.
3. Застосування кисню [Електронний ресурс]. – Режим доступу: URL: <https://narodna-osvita.com.ua/6647-zastosuvannya-kisnyu-problema-chisto-govovtrya.html>.
4. Виробництва вакууму. Схема та устаткування [Електронний ресурс]. – Режим доступу: URL: <https://studfiles.net/preview/5793152/page:3/>
5. Капустяник В. Б. Фізика і техніка низьких температур / В. Б. Капустяник. – Львів: Видавничий центр ЛНУ імені Івана Франка, 2008. – 40 с.
6. Принцип розділення повітря [Електронний ресурс] – Режим доступу до ресурсу: http://www.elmemesser.com.ua/uk_UK/products/cutting-systems.
7. Газификатор [Електронний ресурс]. – Режим доступу: URL: <http://www.grasys.ru/products/gas/kislородnye-ustanovki/gazifikator/>
8. Газификаторы холодные криогенные [Електронний ресурс]. – Режим доступу: URL: <http://kriogenteh.ru/product/gazifikatsionnye-ustanovki/>
9. Вихревые и вихреакустические расходомеры [Електронний ресурс]. – Режим доступу: URL: <http://www.td-rashodomer.ru/info/articles/vihrevye-vihreakusticheskie-rashodomery.htm>
10. Лейси, Р. Е. Основы электромембранных процессов [Текст] / Р. Е. Лейси. – М.: Мир, 1976. – С. 11–28.

11. Дэвис, Т. А. Физико-химические аспекты электромембранных процессов [Текст] / Т. А. Дэвис, Дж. Ф. Брокман. – М.: Мир, 1976. – С. 29–46.
12. Гребенюк, В.Д. Электродиализ [Текст] / В.Д. Гребенюк. – Киев: Техніка, 1976. – 160 с.
13. Мазанко, А. Ф. Промышленный мембранный электролиз [Текст] / А. Ф. Мазанко, Г. М. Камарьян, О.П. Ромашин. – М.: Химия, 1989. – 240 с.
14. Дытнерский, Ю. И. Обратный осмос и ультрафильтрация [Текст] / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1978. – 352 с.
15. Дытнерский, Ю.И. Баромембранные процессы. Теория и расчет [Текст] / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1987. – 272 с.
16. Литвинова, Т. А. Мембранное лабораторное оборудование для получения чистой и сверхчистой воды [Текст] / Т. С. Журавская, С. Ф. Пигорь. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1991. 57 с.
17. Дытнерский, Ю. И. Теоретические основы [Текст] / Ю. И. Дытнерский, Е. А Дмитриев. – МХТИ им. Д.И. Менделеева. Вып. 122. – М.: МХТИ, 1982. – С. 64–72.
18. Дерягин, Б. В. Новые свойства жидкостей [Текст] / Б. В. Деряги, Н. В. Чураев. – М.: Наука, 1971. – 171 с.
19. Акулов, Л. А. Теплофизические свойства криопродуктов. Учебное пособие для ВУЗов [Текст] / Л. А. Акулов, Е. И. Борзенко, В.Н. Новотельнов, А.В. Зайцев. – М.: Политехника, 2001. – 243 с.
20. Бумагин, В. Н. Модернизация воздухоразделительных установок среднего давления типа К-0,4 и АК-1,5 : УДК 621.593 [Текст] / В. Н. Бумагин. – Омск, 2008. – 5 с.
21. Никифоров, Ю. В. Получение жидкого кислорода с помощью криогенной газовой машины и адсорбционной воздухоразделительной установки: спец. УДК 542.943.5 [Текст] / Ю. В. Никифоров. – М., 2014. – 5 с.
22. ДСТУ 0.00-1.59-87. Правил безпеки і безпечної експлуатації посудин, що працюють під тиском [Текст].

23. ДБН В.1.1-7:2016. Пожежна безпека об'єктів будівництва. Загальні вимоги [Текст].
24. ДСТУ 2580-94. Пристрої запірні балонів для зріджених вуглеводневих газів на тиск до 1,6 МПа. Загальні технічні умови [Текст].
25. ДСТУ 0.00-1.65-88. Правила безпеки при виробництві та споживанні продуктів розділення повітря [Текст].
26. ДБН В.1.1-7:2016. Пожежна безпека об'єктів будівництва. Загальні вимоги [Текст].
27. ДСТУ 7239:2011. Система стандартів безпеки праці. Засоби індивідуального захисту. Загальні вимоги та класифікація [Текст].
28. Архаров, А. М. Криогенные системы. Том 2. Основы проектирования аппаратов, установок и систем [Текст] / А. М. Архаров. – М.: Машиностроение, 1999. – 720 с.
29. Алексеев, В. П. Расчет и моделирование аппаратов криогенных установок [Текст] / В. П. Алексеев, Г. Е. Вайнштейн, В. П. Герасимов. – Л.: Энергоатомиздат, 1987. – 278 с.
30. Баррон, Р. Ф. Криогенные системы [Текст] / Р. Ф. Баррон. – М.: Энергоатомиздат, 1989, 408 с.
31. Новотельнов, В. Н. Криогенные машины [Текст] / В. Н. Новотельнов, А. Д. Суслов. – М.: Политехника, 1991г, -335 с.
32. Давыдов, А. Б. Расчет и конструирование турбодетандеров [Текст] / А. Б. Давыдов, А. Ш. Кобулашвили, А. Н. Шерстюк. – М.: Машиностроение, 1987. - 232 с.
33. Хисамеев, И. Г. Проектирование и эксплуатация промышленных центробежных компрессоров [Текст] / И. Г. Хисамеев, В. А. Максимов, Г. С. Баткис, Я. З. Гузельбаев. – Казань: Изд-во "ФЭН", 2010. - 671 с.
34. Охорона праці в галузі (для спеціальності «Технологія та устаткування зварювання»): Навчальний посібник / Гасило Ю. А., Крюковська О. А., Толок А. О., Левчук К. О. — Дніпродзержинськ: ДДТУ, 2012. — 271 с.

35. ДНАОП 0.06.-004-97. Перелік однотипних за призначенням об'єктів, які підлягають обладнанню автоматичними установками пожежогасіння та пожежної сигналізації.

36. ДНАОП 0.00.-1.21-98 Правила безпечної експлуатації електроустановок споживачів.

37. ДНАОП 0.00.-1.21-98 Правила будови електроустановок

38. ДСТУ 2272-93 Пожежна безпека. Терміни та визначення.

39. ДСТУ 3038-95 Гігієна. Терміни та визначення основних понять.

40. ДСТУ 3675-98 Пожежна техніка. Вогнегасники переносні. Загальні технічні вимоги та методи випробувань.