



МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

**ПРОЦЕСИ ГЛИБОКОГО ОХОЛОДЖЕННЯ:
ТЕОРІЯ ТА ЗАВДАННЯ ДО КОМП'ЮТЕРНОГО ПРАКТИКУМУ**

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для студентів,
які навчаються за спеціальністю 133 «Галузеве машинобудування»,
спеціалізацією «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування
обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв»*

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2019

Процеси глибокого охолодження: теорія і практичні завдання [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.: Я.Г. Двойнос – Електронні текстові данні (1 файл: 5,99 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 67 с.

Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № 10 від 20.06.2019 р.) за поданням Вченої ради ІХФ (протокол № 5 від 03.06.2019 р.)

Електронне мережне навчальне видання

ПРОЦЕСИ ГЛИБОКОГО ОХОЛОДЖЕННЯ: ТЕОРІЯ ТА ЗАВДАННЯ ДО КОМП'ЮТЕРНОГО ПРАКТИКУМУ

Укладач: *Двойнос Ярослав Григорович*, канд. тех. наук, старший викладач

Відповідальний редактор: *Корнієнко Ярослав Микитович*, д-р техн. наук, проф.

Рецензент: *Сокольський Олександр Леонідович*, канд. техн. наук, доцент

Навчальний посібник присвячений процесам глибокого охолодження, розрахункам та моделюванню процесів, викладено типові завдання до практичних робіт з дисципліни «процеси глибокого охолодження». Наведено основні відомості про процеси глибокого охолодження. У додатках наведено довідникові матеріали для розрахунків.

© Я.Г. Двойнос

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019

ЗМІСТ

Вступ _____	4
Перелік позначень _____	6
ТЕМА 1. ВИЗНАЧЕННЯ ПАРАМЕТРІВ СТАНУ ГАЗУ _____	7
ТЕМА 2. РОЗРАХУНКИ ПРОЦЕСІВ ПРИ ЗМІНІ СТАНУ ГАЗУ _____	12
ТЕМА 3. РОЗРАХУНКИ ПРОЦЕСІВ ПРИ ЗМІНІ АГРЕГАТНОГО СТАНУ _____	19
ТЕМА 4. ТЕОРЕТИЧНІ ВИТРАТИ ЕНЕРГІЇ НА ЗРІДЖЕННЯ ГАЗІВ _____	22
ТЕМА 5. ЦИКЛ ВИСОКОГО ТИСКУ З ОДНОКРАТНИМ ДРОСЕЛЮВАННЯМ (ЦИКЛ ЛІНДЕ) _____	31
5.1 ЦИКЛ ЛІНДЕ З АМІАЧНИМ ОХОЛОДЖЕННЯМ _____	35
ТЕМА 6. ЦИКЛ ВИСОКОГО ТИСКУ З ДЕТАНДРУВАННЯМ (ЦИКЛ КЛОДА) _____	38
ТЕМА 7. ЦИКЛ НИЗЬКОГО ТИСКУ З ДЕТАНДРУВАННЯМ (ЦИКЛ КАПЩИ) _____	40
ТЕМА 8. РОЗДІЛЕННЯ ГАЗІВ _____	46
ТЕМА 9. РОЗРАХУНОК ТЕОРЕТИЧНОЇ КІЛЬКОСТІ ТАРИЛОК РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ РОЗДІЛЕННЯ ПОВІТРЯ _____	57
ТЕМА 10. РОЗРАХУНОК ПРОЦЕСІВ АДСОРБЦІЇ ПРИ ОЧИЩЕННІ ГАЗІВ _____	59
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ _____	61
ДОДАТОК 1. T-S ДІАГРАМИ ГАЗІВ _____	65
ДОДАТОК 2. КРИТИЧНІ ПАРАМЕТРИ ГАЗІВ _____	67

Вступ

Глибоке охолодження застосовують в промисловості для поділу однорідних газових сумішей на компоненти: кисень, азот, водень і ін. При цьому температура зрідження таких газів нижче критичної [1].

Кисень використовується у машинобудуванні для різки металів, у металургії дозволяє збільшити продуктивність печі, економити енергоносії. Об'єми споживання кисню дуже великі, наприклад для виплавки 1 млн. т сталі необхідно використати $3 \cdot 10^9$ м³ кисню [2]. Технічний і медичний газоподібний кисень по ГОСТ 5583-78 і ГОСТ 6331-78 (чистота не нижче 99,2%), як і рідкий можливо отримати тільки криогенним способом. Адсорбційні установки дають чистоту не вище 95% (по масі), мембранні - до 50% (по масі). Для газового зварювання та різання металів застосовується кисень чистотою не нижче 98,5% (по масі), одержуваний тільки на криогенних установках, азот підвищеної чистоти (99,999% по масі) можливо отримати як на криогенних, так і на адсорбційних установках.

Азот використовується у виробництві аміаку, азотних добрив і його виробництво відноситься до крупнотонажного. В Україні в 2016 р виробництво азотних добрив становило 3,23 млн. т [3], азотної кислоти – 2,8 млн. т (у перерахунку на 100% концентрацію). Азот, також використовується для продувки трубопроводів та ємкостей перекачки та зберігання нафтопродуктів.

Виробництво генераторного газу, потенціал якого в Україні оцінено на 2020 рік [4] у 56 млрд. м³ вимагає очищення його від азоту з використанням процесів глибокого охолодження.

Перспективними напрямками розвитку газового комплексу України є переробка газу з метою вилучення гелій-неонової суміші, зрідження природного газу та побудова терміналів для прийому та зберігання зрідженого природного газу.

Велика кількість нових виробництв з розділення повітря, та постійне зростання обсягів їх виробництва вказують на комерційну привабливість використання обладнання глибокого охолодження та важливість його кваліфікованого проектування, експлуатації, ремонту та модернізації.

Процеси глибокого охолодження, схеми циклів зрідження та розділення

газових сумішей достатньо повно вивчені, але обладнання для реалізації цих процесів постійно вдосконалюється та вивчаються нові, оригінальні інженерні та наукові підходи його оптимізації для підвищення параметрів енергозбереження. Основною метою комп'ютерного практикуму з дисципліни «процеси глибокого охолодження» є надати студенту базові навички з розрахунку та модернізації існуючого обладнання.

Перелік позначень

P – тиск газу, Па;

V – об'єм 1 кг газу (питомий об'єм), м³/кг;

$R = 8,3144$ Дж/(моль \times К) – універсальна газова стала;

μ – молярна маса, кг/моль;

T – температура газу, К;

T_{crit} – критична температура газу, К;

P_{crit} – тиск, що відповідає критичному стану газу, Па;

C_p – ізобарна теплоємність газу, Дж/(кг \cdot К);

C_v – ізохорна теплоємність газу, Дж/(кг \cdot К);

u – питома внутрішня енергія робочого тіла, Дж/кг;

h – питома ентальпія, Дж/кг;

s – питома ентропія, Дж/(кг \times К);

k – показник адіабати;

χ – сухість суміші, яка конденсується/кипить, доля;

ε – холодильний коефіцієнт;

A_{min} – мінімальна питома робота зрідження газу, Дж/кг;

x – масова доля газу в суміші рідкої фази, кг/кг;

X – мольна доля газу в суміші рідкої фази, кг/кг;

y – масова доля газу в суміші парової фази, кг/кг;

Y – мольна доля газу в суміші парової фази, кг/кг;

η – ККД установки.

Тлумачення позначень в тексті подається один раз при першому їх появленні.

ТЕМА 1. ВИЗНАЧЕННЯ ПАРАМЕТРІВ СТАНУ ГАЗУ

При визначенні параметрів стану газу використовується закон Менделєєва–Клапейрона:

$$PV = \frac{RT}{\mu} ,$$

де P – тиск газу, Па; V – об’єм 1 кг газу (питомий об’єм), м³/кг; $R = 8,3144$ Дж/(моль × К) – універсальна газова стала; μ – молярна маса, кг/моль.

За умов високого тиску та низької температури закон Менделєєва–Клапейрона дає велику похибку при визначенні параметрів стану газу, і необхідно використовувати рівняння закону Ван–дер–Ваальса:

$$\left(P + \frac{a}{V^2} \right) (V - b) = RT ,$$

де P – тиск газу, Па; V – об’єм газу, м³/кг; T – температура газу, К; a і b – константи для газу, які можна розрахувати:

$$a = \frac{27T_{crit}^2 R^2}{64\mu^2 P_{crit}} , \quad b = \frac{T_{crit} R}{8\mu P_{crit}} ,$$

де T_{crit} – критична температура газу, К; P_{crit} – тиск, що відповідає критичному стану газу, Па.

Рівняння закону Ван–дер–Ваальса к приведеній формі:

$$\left(\pi + \frac{3}{\varphi^2} \right) \left(\varphi - \frac{1}{3} \right) = \frac{8}{3} \tau ,$$

де приведені тиск, питомий об’єм та температура $\pi = \frac{P}{P_{crit}}$, $\varphi = \frac{V}{V_{crit}}$, $\tau = \frac{T}{T_{crit}}$,

P – тиск газу, Па; V – об’єм газу, м³/кг; T – температура газу, К; P_{crit} – тиск газу у критичній точці, Па; V_{crit} – об’єм газу у критичній точці, м³/кг; T_{crit} – температура газу у критичній точці, К.

Найбільш точно параметри реального газу визначаються за таблицями термодинамічних властивостей газу.

Мета та задачі комп'ютерного практикуму: отримати навички розрахунку параметрів стану газу з використанням рівнянь Менделєєва–Клапейрона, Ван–дер–Ваальса, та таблицями, порівняти результати, зробити висновки.

Завдання:

Варіант	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
P_1 , МПа	0,9 $P_{кр}$	0,92 $P_{кр}$	0,94 $P_{кр}$	0,9 $P_{кр}$	0,92 $P_{кр}$	0,94 $P_{кр}$	0,9 $P_{кр}$	0,92 $P_{кр}$	0,94 $P_{кр}$	0,9 $P_{кр}$	0,92 $P_{кр}$	0,94 $P_{кр}$
T_1 , °C	1,1 T_{crit} , азот			1,1 T_{crit} , повітря			1,05 T_{crit} , азот			1,05 T_{crit} , повітря		
Варіант	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
P_1 , МПа	0,96 P_{crit}	0,98 P_{crit}	P_{crit}	0,96 P_{crit}	0,98 P_{crit}	P_{crit}	0,9 P_{crit}	0,92 P_{crit}	0,94 P_{crit}	0,9 P_{crit}	0,92 P_{crit}	0,94 P_{crit}
T_1 , °C	1,02 T_{crit} , азот			1,02 T_{crit} , повітря			T_{crit} , азот			T_{crit} , повітря		
T_1 , °C	20°C, метан											

Приклад №1–1. Розрахувати параметри стану (густина, кг/м³) азоту за тиску 0,9· P_{crit} та температури 1,1· T_{crit} , порівняти з параметром стану (густина, кг/м³) азоту, розрахованими за рівнянням Менделєєва–Клапейрона, експериментальними даними [5].

Розв'язок. У додатку 2 знайдемо параметри азоту у критичній точці: $T_{crit} = 147,1^\circ\text{C}$; $\rho_{crit} = 311 \text{ кг/м}^3$; $P_{crit} = 3,39 \text{ МПа}$. Температура в одиницях СІ: $T_{crit} = 273,15 - 147,1 = 126,05 \text{ К}$.

Задані параметри: $0,9 \cdot P_{crit} = 0,9 \cdot 3,39 \cdot 10^6 = 3,051 \cdot 10^6 \text{ Па}$;
 $1,1 \cdot T_{crit} = 1,1 \cdot 126,05 = 138,655 \text{ К}$.

З рівняння Менделєєва–Клапейрона об'єм 1 кг N₂:

$$PV = \frac{RT}{\mu} \Rightarrow$$

$$V = \frac{RT}{P\mu} = \frac{8,3144598 \cdot 138,655}{3,051 \cdot 10^6 \cdot 0,028} = 0,0135 ,$$

де $\mu = 0,028$ – мольна вага N₂, кг/моль.

Густина газу – зворотна до питомого об'єму, кг/м³:

$$\rho_{Mend} = \frac{1}{V} = \frac{1}{0,0135} = 74,074 .$$

У програмі MathCad за програмою розрахунку, рисунок 1.1, 1.2:

Практичне №2 Межі застосування рівняння Ван-Дер-Ваальса

Універсальна газова стала $R := 8.3144598$

Густина N2 за н.у., кг/м³ $\rho_{N2} := 1.25046$

Мольна маса N2, кг/моль $M_{N2} := 0.014 \cdot 2 = 0.028$

Критична температура N2, C $TKR := -147.1$

Критична температура N2, K $TKR := 273.15 + TKR = 126.05$

Критичний тиск N2, Па $PKR := 3.39 \cdot 10^6$

Густина у критичній точці, кг/м³

$\rho_{KR} := 311$

Питомий об'єм у критичній точці, м³/кг

$v_{KR} := \frac{1}{\rho_{KR}} = 3.215 \times 10^{-3}$

Постійні рівняння Ван-дер-Ваальса (для 1 кг газу)

$$a := \frac{27 \cdot TKR^2 \cdot \left(\frac{R}{MN2}\right)^2}{64 \cdot PKR} = 174.35$$

$$b := \frac{TKR \cdot \left(\frac{R}{MN2}\right)}{8 \cdot PKR} = 1.38 \times 10^{-3}$$

$$T(P, V) := \frac{\left(P + \frac{a}{V^2}\right) \cdot (V - b)}{\frac{R}{MN2}}$$

Питомий об'єм N2 за н.у.

$v_{NU} := 1$

$v_{NU} := \text{root}\left(T(10^5, V) - 273.15, V\right) = 0.81$

Рисунок 1.1 – Приклад програми для розрахунку питомого об'єму газу

$$\rho_{\text{NU}} := \frac{1}{V_{\text{NU}}} = 1.234$$

+

З рівняння Менделєєва-Клапейрона: $PV = RT$

$$V_{\text{MKNU}} := \frac{\frac{R}{\text{MN2}} \cdot 273.15}{10^5} = 0.811$$

$$\rho_{\text{MKNU}} := \frac{1}{V_{\text{MKNU}}} = 1.233 \quad \text{кг / м}^3 \quad 1.25 \text{ у довіднику}$$

Задані параметри:

$$T_r := 1.1 \cdot T_{\text{KR}} = 138.655$$

$$P_r := 0.9 \cdot P_{\text{KR}} = 3.051 \times 10^6$$

Приведені параметри

$$\varphi(V) := \frac{V}{V_{\text{KR}}} \quad P_i(P) := \frac{P}{P_{\text{KR}}} \quad \tau(T) := \frac{T}{T_{\text{KR}}}$$

Питомий об'єм за заданих параметрів, м³/кг

$$v_v := 1$$

$$V_v := \text{root} \left[\left[\left(P_i(P_r) + \frac{3}{\varphi(V)^2} \right) \cdot \left(\varphi(V) - \frac{1}{3} \right) - \frac{8}{3} \cdot \tau(T_r) \right], V \right]$$

Густина газу за Ван-Дер-Ваальса, кг/м³

$$\rho_v := \frac{1}{V_v} = 129.899$$

$$v_{\text{NU}} := \text{root}(T(P_r, V) - T_r, V) = 9.913 \times 10^{-3}$$

$$\rho_{\text{PrTr}} := \frac{1}{v_{\text{NU}}} = 100.878 \quad \text{кг / м}^3$$

З рівняння Менделєєва-Клапейрона: $PV = RT$

$$V_{\text{MK}} := \frac{\frac{R}{\text{MN2}} \cdot T_r}{P_r} = 0.013$$

$$\rho_{\text{PrTrMK}} := \frac{1}{V_{\text{MK}}} = 74.102 \quad \text{кг / м}^3$$

Значення густини газу з довідника, кг/м³

$$\rho_{\text{exp}} := 98.08 \quad \text{кг / м}^3$$

Похибки розрахунків, %

$$\epsilon_{\text{Mend}} := \frac{|\rho_{\text{PrTrMK}} - \rho_{\text{exp}}|}{\rho_{\text{exp}}} \cdot 100 = 24.447$$

$$\epsilon_{\text{Mend}} := \frac{|\rho_{\text{PrTr}} - \rho_{\text{exp}}|}{\rho_{\text{exp}}} \cdot 100 = 2.853$$

Рисунок 1.2 – Приклад програми для розрахунку питомого об'єму газу

Результатом роботи програми визначено густину N_2 , kg/m^3 :

$$\rho_{Vander} = 100,878.$$

Скористуємось таблицею з експериментальними даними, рисунок 1.3.

$T=139\text{ K}$						
p	ρ	z	h	s	c_v	c_p
0,1	2,44	0,9925	390,8	6,042	0,744	1,050
0,5	12,60	0,9622	387,0	5,546	0,756	1,101
1,0	26,26	0,9230	382,0	5,315	0,772	1,180
1,5	41,22	0,8820	376,6	5,168	0,790	1,280
2,0	57,81	0,8386	370,7	5,052	0,812	1,410
2,5	76,51	0,7920	364,3	4,952	0,837	1,588
3,0	98,08	0,7414	357,0	4,858	0,866	1,840
3,5	123,74	0,6856	348,7	4,765	0,899	2,219
4,0	155,53	0,6234	338,9	4,669	0,936	2,822
4,5	196,60	0,5548	327,1	4,564	0,973	3,785
5,0	249,33	0,4861	313,5	4,449	1,002	4,977
6,0	357,17	0,4072	290,2	4,258	0,991	5,033
7,0	421,84	0,4022	278,4	4,155	0,959	3,881
8,0	460,36	0,4212	272,3	4,094	0,938	3,247
9,0	487,10	0,4479	268,5	4,052	0,926	2,891

Рисунок 1.3 – Приклад використання таблиці з теплофізичними параметрами нітрогену в однофазній області [5, стор. 151–244]

Похибка розрахунку густини N_2 за рівнянням Менделєєва–Клапейрона, %:

$$\varepsilon_{Mend} = \left| \frac{\rho_{Exper} - \rho_{Mend}}{\rho_{Exper}} \right| \cdot 100\% = \left| \frac{98,08 - 74,102}{98,08} \right| \cdot 100\% = 24,447\% .$$

Похибка розрахунку густини N_2 за рівнянням Ван–дер–Ваальса, %:

$$\varepsilon_{Vander} = \left| \frac{\rho_{Exper} - \rho_{Vander}}{\rho_{Exper}} \right| \cdot 100\% = \left| \frac{98,08 - 100,878}{98,08} \right| \cdot 100\% = 2,853\% .$$

Висновок: біля критичної області слід користуватись даними експериментів, а результати розрахунків за термодинамічними рівняннями мають значну похибку, – густина N_2 , визначена за рівнянням Менделєєва–Клапейрона – 24,5%, за рівнянням Ван–дер–Ваальса – 2,8%.

ТЕМА 2. РОЗРАХУНКИ ПРОЦЕСІВ ПРИ ЗМІНІ СТАНУ ГАЗУ

Зміна стану газу підпорядковується законам, які дозволяють визначити параметри процесу, наприклад питому теплоту конденсації, питому роботу стискання. Основні процеси з підводом/відводом теплоти:

Ізобарний нагрів/охолодження (наприклад нагрів газу, що знаходиться у резиновій кулі і сила пружності матеріалу кулі не враховується):

$$q_{p=const} = C_p \Delta T = C_p (T_2 - T_1) \left[\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right],$$

де $q_{p=const}$ – питома теплота для нагріву 1 кг газу; C_p – ізобарна теплоємність газу, Дж/(кг·К); T_2 – температура газу в кінці процесу ізобарного нагріву, К; T_1 – температура газу на початок процесу ізобарного нагріву, К.

Ізохорний нагрів/охолодження (наприклад нагрів газу, що знаходиться у металевому сосуді):

$$q_{V=const} = C_V \Delta T = C_V (T_2 - T_1) \left[\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right],$$

де $q_{V=const}$ – питома теплота для нагріву 1 кг газу; C_V – ізохорна теплоємність газу, Дж/(кг·К); T_2 – температура газу в кінці процесу ізохорного нагріву, К; T_1 – температура газу на початок процесу ізохорного нагріву, К.

Для ідеального газу теплоємності розраховуються відповідно кількості атомів у молекулі газу, та його мольної ваги за рівняннями:

$$C_V = \frac{i R}{2 \mu} \quad C_p = \frac{i + 2 R}{2 \mu} \left[\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right],$$

де i – ступінь свободи руху молекули газу: для одноатомного (He, Ar) – $i = 3$; для двоатомного газу (CO, O₂) – $i = 5$; для трьох та більше атомного газу (CO₂, NH₃) – $i = 6$.

Внутрішня енергія – це вся енергія зосереджена в тілі або системі тіл. Цю енергію можливо представити у вигляді суми окремих видів енергій: кінетичної енергії молекул, яка включає енергію поступового та обертального руху молекул,

а також коливального руху атомів в самій молекулі; енергії руху електронів. Внутрішня енергія залежить тільки від температури (якщо нема зміни агрегатного стану.)

Повна внутрішня енергія робочого тіла позначається U (Дж), а питому внутрішню енергію u (Дж/кг):

$$u = c_v T .$$

Зміна внутрішньої енергії газу (без зміни агрегатного стану):

$$\Delta u = c_v \Delta T$$

Параметр стану газу – ентальпія:

$$h = u + pV .$$

Питома теплота нагріву/охолодження газів без зміни їх агрегатного стану через ентальпію:

$$q = h_2 - h_1 .$$

Робота стискання/розширення – це теоретична механічна енергія, яку необхідно витратити/відвести для стискання/розширення газу. Якщо механічну енергію віднести до 1 кг газу, це **питома** робота стискання/розширення, Дж/кг:

$$l_{T=const} = RT \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) = RT \ln \left(\frac{V_1}{V_2} \right) = P_1 V_1 \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right)$$

$$l_{S=const} = P_1 V_1 \frac{1}{k-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = RT_1 \frac{1}{k-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \frac{1}{k-1} P_1 V_1 - P_2 V_2 ,$$

де s – питома (приведена на 1 кг) ентропія газу; k – показник адіабати:

$$k = \frac{C_p}{C_v} .$$

Процес стискання/розширення газу без теплообміну з навколишнім середовищем є ізоентропійним, або адіабатичним ($S=const$).

Ентропія являє собою функцію стану, тому її зміну в термодинамічному процесі визначають тільки початковим та кінцевим значеннями параметрів стану. Зміна ентропії в основних термодинамічних процесах:

в ізохорному $\Delta s_{V=const} = C_V \ln \frac{T_2}{T_1}$.

в ізобарному $\Delta s_{P=const} = C_P \ln \frac{T_2}{T_1}$.

в ізотермічному $\Delta s_{T=const} = \frac{R}{\mu} \ln \frac{P_1}{P_2} = \frac{R}{\mu} \ln \frac{V_2}{V_1}$.

в адіабатичному $\Delta s_{ad} = 0$; $\Delta s_{s=const} = 0$.

у політропному $\Delta s_{n=const} = C_V \frac{n-k}{n-1} \ln \frac{T_2}{T_1}$,

де n – показник політропи, характерний для реальних процесів стискання/розширення, коли теплообмін відбувається, і теплоємність газу при реальному процесі стискання/розширення C :

$$n = \frac{C - C_P}{C - C_V} .$$

У зворотних процесах ентропія не міняється.

Зміна температури газу у процесі стискання/розширення без теплообміну з навколишнім середовищем:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} .$$

Також, для нагріву ізобарного та ізохорного справедливі пропорції рівняння Менделєєва–Клапейрона:

$$PV = RT \Rightarrow \frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2} \Rightarrow \begin{cases} P = const & \frac{V_1}{T_1} = \frac{V_2}{T_2} \\ V = const & \frac{P_1}{T_1} = \frac{P_2}{T_2} \end{cases}$$

Мета та задачі практичної роботи: отримати навички розрахунку основних параметрів процесів.

Завдання. Розрахувати теоретичну питому теплоту, яку треба підвести/відвести від 1 кг повітря для охолодження його від T_1 до T_2 за сталого

тиску 0,1 МПа. Розрахунок провести, розглядаючи повітря як ідеальний двохатомний газ з середньою молярною масою 0,02896 кг/моль; як ідеальний газ з коефіцієнтом середньої питомої теплоємності за постійного тиску $C_p=1,006$ кДж/(кг·К), за таблицями термодинамічного стану повітря.

Завдання:

Варіант	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$T_1, ^\circ\text{C}$	20	20	20	20	20	0	0	0	0	0	-50	-50	-50	-50	-50	-75	-75	-75	-75	-75
$T_2, ^\circ\text{C}$	-10	-20	-30	-40	-50	-35	-45	-55	-65	-75	-100	-110	-120	-130	-140	-125	-135	-145	-155	-165

Приклад №2–1: температура повітря початкова $T_1=40^\circ\text{C}$, температура повітря кінцева $T_2=-70^\circ\text{C}$, тиск 0,1МПа.

Розв'язок. За шкалою Кельвіна: $T_1=40+273,15=313,15\text{K}$;

$T_2=-70+273,15=203,15\text{K}$.

З припущення, що повітря двохатомний ідеальний газ, його ізобарна теплоємність:

$$C_{p_розр} = \frac{i+2}{2} \frac{R}{\mu} = \frac{5+2}{2} \frac{8,3144}{0,02896} = 1004,848 \left[\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right],$$

питома теплота охолодження 1 кг повітря:

$$q_{p=const}^{\text{розрах}_01} = C_{p_розр} T_2 - T_1 = 1004,848 \cdot -70 - 40 = -110533,29 \left[\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right],$$

$$q_{p=const}^{\text{розрах}_02} = C_{p_табл} T_2 - T_1 = 1006 \cdot -70 - 40 = -110660 \left[\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right],$$

знак «-» вказує на необхідність відводу теплоти для протікання процесу.

З [6, стор. 226]:

$$q_{табл} = h_2 - h_1 .$$

Скористуємось експериментальними даними, рисунок 2.1 для визначення ентальпії повітря за тиску 0,1 МПа, кДж/кг:

$$\begin{aligned} h_1 &= h_{T=313,15}^{P=0,1\text{МПа}} = h_{T=300}^{P=0,1\text{МПа}} + \frac{h_{T=350}^{P=0,1\text{МПа}} - h_{T=300}^{P=0,1\text{МПа}}}{350 - 300} 350 - 313,15 = \\ &= 553,7 + \frac{604,1 - 553,7}{350 - 300} 350 - 313,15 = 590,95 . \end{aligned}$$

$T=300 \text{ K}$

0,1	1,16	0,9997	553,7	6,870	0,718	1,007
0,5	5,81	0,9985	552,8	6,406	0,719	1,013
1,0	11,64	0,9971	551,6	6,203	0,720	1,021
1,5	17,49	0,9959	550,5	6,083	0,722	1,030
2,0	23,34	0,9948	549,3	5,997	0,723	1,038

169

Продолжение табл. II.11

p	ρ	Z	h	s	c_v	c_p
-----	--------	-----	-----	-----	-------	-------

$T=300 \text{ K}$

Продолжение табл. II.11

p	ρ	Z	h	s	c_v	c_p
-----	--------	-----	-----	-----	-------	-------

$T=350 \text{ K}$

0,1	1,00	1,0000	604,1	7,026	0,721	1,009
0,5	4,98	1,0001	603,4	6,562	0,722	1,014
1,0	9,95	1,0003	602,6	6,360	0,723	1,020
1,5	14,92	1,0006	601,8	6,242	0,724	1,025
2,0	19,88	1,0011	601,0	6,157	0,725	1,031

Рисунок 2.1 – Приклад використання таблиці з теплофізичними параметрами повітря в однофазній області [7 стор. 117-197]

$$\begin{aligned}
 h_2 &= h_{T=203,15}^{P=0,1\text{МПа}} = h_{T=200}^{P=0,1\text{МПа}} + \frac{h_{T=210}^{P=0,1\text{МПа}} - h_{T=200}^{P=0,1\text{МПа}}}{210 - 200} (203,15 - 200) = \\
 &= 453,1 + \frac{463,2 - 453,1}{210 - 200} (203,15 - 200) = 456,28 \text{ .}
 \end{aligned}$$

Питома теплота ізобарного процесу, визначена за таблицями складає, кДж/кг:

$$q_{\text{табл}} = h_2 - h_1 = 456,28 - 590,95 = -134,67 \text{ .}$$

Похибка розрахунку за рівнянням Менделєєва–Клапейрона, %:

$$\varepsilon_{Mend} = \frac{\left| q_{p=const}^{розрах_01} - q_{табл} \right|}{q_{табл}} \cdot 100\% = \left| \frac{-110,533 - (-134,67)}{-134,67} \right| \cdot 100\% = 17,92\% .$$

Похибка розрахунку за табличним значенням теплоємності, %:

$$\varepsilon_{Cp_tabl} = \frac{\left| q_{p=const}^{розрах_02} - q_{табл} \right|}{q_{табл}} \cdot 100\% = \left| \frac{-110,66 - (-134,67)}{-134,67} \right| \cdot 100\% = 17,82\% .$$

Висновок: при температурах в 2 рази більше критичної повітря веде себе як ідеальний газ і процес підводу теплоти при сталому тиску визначається з похибкою ~18%, подальше зниження температури, та наближення до рівноважної зменшує точність розрахунків і вимагає користуватись табличними даними.

Завдання. Розрахувати теоретичну питому роботу, яку треба підвести до 1 кг повітря для його адіабатичного стискання від P_1 та t_1 до P_2 , та кінцеву температуру повітря. Розрахунок провести, розглядаючи повітря як ідеальний двохатомний газ з середньою молярною масою 0,02896 кг/моль, показник адіабати $k=1,40$.

Завдання:

Варіант	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$P_1, \text{МПа}$	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
$P_2, \text{МПа}$	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4
$t_1, ^\circ\text{C}$	20					-50					-100					-150				

Приклад №2–2: температура повітря початкова $t_1=40^\circ\text{C}$, тиск повітря початковий $P_1=0,1$ МПа кінцевий $P_2=0,7$ МПа.

Розв'язок. За шкалою Кельвіна: $T_1=40+273,15=313,15\text{K}$. Питома робота стискання, Дж/кг.

$$l_{S=const} = \frac{R}{\mu} T_1 \frac{1}{k-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \frac{8,3144}{0,02896} 313,15 \frac{1}{1,4-1} \left[\left(\frac{0,7}{0,1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] = 167131 .$$

Температура після стискання, К:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = 313,15 \left(\frac{0,7}{0,1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} = 546 .$$

Температура після стискання, °C: $t_2 = T_2 - 273,15 = 546 - 273,15 = 272,85$.

Зміна температури при стисканні, °C: $\Delta t = t_2 - t_1 = 272,85 - 40 = 232,85$.

Висновок: з зниженням температури питома робота стискання/розширення зменшується, а абсолютне значення температури зменшується.

ТЕМА 3. РОЗРАХУНКИ ПРОЦЕСІВ ПРИ ЗМІНІ АГРЕГАТНОГО СТАНУ

Зміна стану газу підпорядковується законам, які дозволяють визначити параметри процесу, наприклад питому теплоту конденсації/кипіння. Найбільш поширеним процесом є кипіння/конденсація за сталого тиску, питома теплота, яка при цьому відводиться/підводиться, при цьому стан газу при конденсації /кипінні визначено виключно одним параметром – температурою або тиском:

$$q_{\text{boiling}}(p) = r_{\text{boiling}}(p) = h'(p) - h''(p),$$

$$q_{\text{boiling}}(T) = r_{\text{boiling}}(T) = h'(T) - h''(T),$$

де $q_{\text{кипіння}}$, $r_{\text{кипіння}}$ – питома теплота кипіння/конденсації, Дж/кг; h' , h'' – питома ентальпія газу у стані рідини, що кипить і у стані насиченої пари, Дж/кг.

Якщо питома ентальпія газу відрізняється від h' , h'' , це означає, що частина газу знаходиться у стані насиченої пари, а частина у стані рідини, що кипить. Доля насиченої пари у суміші називається сухістю, а доля рідини – вологістю суміші, і є безрозмірним (доля, або %):

$$h = (1 - \chi)h' + \chi h'' \quad ,$$

де χ - сухість суміші, яка конденсується/кипить, доля; h – ентальпія суміші, кДж/кг:

$$\chi = \frac{h' - h}{h' - h''} \quad .$$

Проаналізуємо криву насичення на T-S діаграмі повітря (рисунок 3.1), ліва лінія відповідає стану – насичена пара, права – рідина, що кипить. Між двома цими лініями знаходиться суміш рідини з насиченою парою. Якщо пари багато (сухість велика), така суміш являє собою вологу пару (у парі є дрібні краплі рідини і вона не прозора).

Якщо пари небагато (сухість мала), така суміш являє собою рідину, яка кипить (у рідині є бульки пари). При збільшенні температури ліва та права лінії кривої насичення наближаються друг до друга, а у критичній точці з'єднуються, тому

теплота кипіння/конденсації за критичного тиску, або критичної температури дорівнює нулю:

$$q_{\text{boiling}}(p_{\text{crit}}) = r_{\text{boiling}}(p_{\text{crit}}) = r_{\text{boiling}}(T_{\text{crit}}) = 0 \text{ .}$$

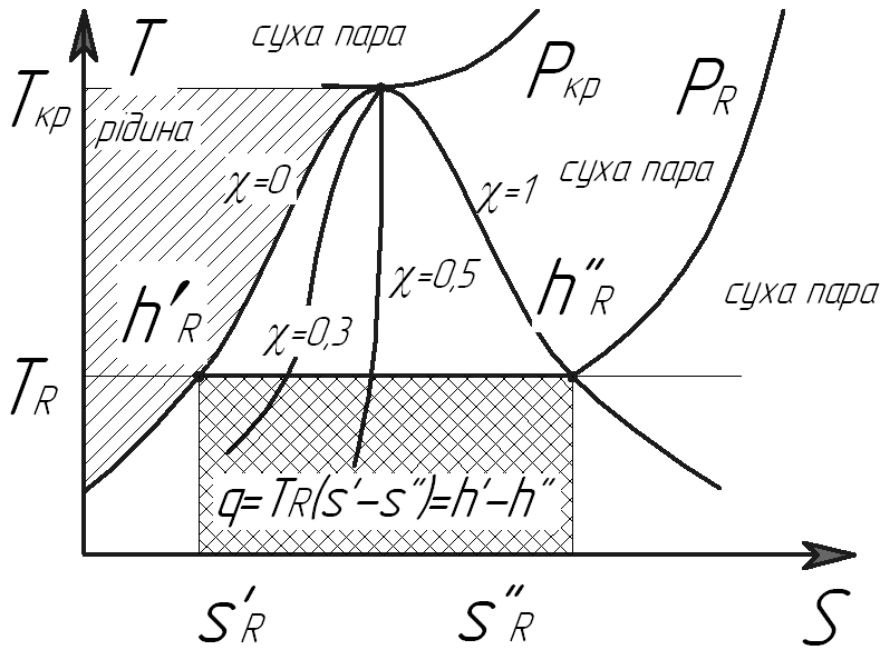


Рисунок 3.1 – схематичне зображення T – S діаграми газу

Завдання. Розрахувати теоретичну питому теплоту кипіння рідкого азоту, яку треба підвести до 1 кг рідкого азоту для його переведу у повністю газоподібний стан, без зміни температури (T) та тиску (P). Розрахунок провести, використовуючи таблиці термодинамічних властивостей азоту [5 стор. 151–244, стор. 145-146].

Завдання:

Варіант	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
P , МПа	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,7	1,8	1,9	2,0

Приклад №3–1: тиск азоту, що кипить $P=2,5$ МПа.

Розв'язок. За таблицею, кДж/кг:

$$\begin{aligned} r_{\text{boiling}}(p = 2,5 \text{ МПа}) &= h'(p = 2,5 \text{ МПа}) - h''(p = 2,5 \text{ МПа}) = \\ &= 322,1 - 229,4 = 92,7 \text{ .} \end{aligned}$$

Завдання. Розрахувати тиск P , МПа, густину ρ кг/м³ та сухість суміші рідкого азоту (кипить) з паровою фазою азоту за ентальпією h , кДж/кг та

температурою T , К. Розрахунок провести, використовуючи таблиці термодинамічних властивостей азоту [5, стор. 139-140].

Завдання:

Варіант	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
T , К	65	67	70	72	75	77	80	82	85	87	90	92	95	97	100	102	105	107	110	115
h , кДж/кг	112	302	155	155	310	132	210	210	300	155	250	300	300	205	225	280	290	300	300	300

Приклад №3–2: температура азоту, що кипить $T=120\text{К}$, $h=270$ кДж/кг.

Розв'язок. За таблицею ентальпія рідкого азоту, що кипить, та газоподібного, що конденсується, кДж/кг:

$$h'(T = 120\text{К}) = 229,7 \quad h''(T = 120\text{К}) = 321,9 \quad .$$

Відповідна густина, кг/м³:

$$\rho'(T = 120\text{К}) = 523,42 \quad \rho''(T = 120\text{К}) = 124,84 \quad .$$

Сухість суміші, яка кипить, доля:

$$\chi = \frac{h' - h}{h' - h''} = \frac{229,7 - 270}{229,7 - 321,9} = \frac{40,3}{92,2} = 0,437 \quad .$$

1 кг суміші містить 0,437 кг парової фази з густиною $\rho''(T = 120\text{К}) = 124,84$ кг/м³

займає об'єм, м³: $V_{\text{пара}} = \frac{\chi}{\rho'(T = 120\text{К})} = \frac{0,437}{124,84} = 3,5005 \cdot 10^{-3}$.

1 кг суміші містить $1 - \chi = 1 - 0,437 = 0,563$ кг рідкої фази з густиною $\rho'(T = 120\text{К}) = 523,42$ кг/м³ займає об'єм, м³:

$$V_{\text{liquid}} = \frac{1 - \chi}{\rho''(T = 120\text{К})} = \frac{1 - 0,437}{523,42} = 1,076 \cdot 10^{-3} \quad .$$

Загальний об'єм, який займає рідка фаза азоту та пара, м³:

$V_{\text{mixture}} = V_{\text{liquid}} + V_{\text{gas}} = 1,076 \cdot 10^{-3} + 3,5005 \cdot 10^{-3} = 4,5765 \cdot 10^{-3}$. Густина суміші, кг/м³:

$$\rho_{\text{mixture}}(T = 120\text{К} \quad h = 270 \text{кДж} / \text{кг}) = \frac{1 \text{кг}}{V_{\text{mixture}} \text{м}^3} = \frac{1}{4,5765 \cdot 10^{-3}} = 218,508 \quad .$$

Тиск, який відповідає температурі кипіння рідкого азоту $T=120\text{К}$, МПа: $P=2,5114$.

Висновок: з збільшенням температури кипіння фреону зменшується питома холодопродуктивність.

ТЕМА 4. ТЕОРЕТИЧНІ ВИТРАТИ ЕНЕРГІЇ НА ЗРІДЖЕННЯ ГАЗІВ

Для порівняння циклів зрідження газів необхідно розрахувати мінімальну теоретичну енергію на зрідження, що дозволить у першому наближенні визначити їх енергоефективність. Схематичне зображення циклу з мінімальною роботою зрідження газу у $T-S$ діаграмі наведено на рисунок 4.1.

З $T-S$ діаграми мінімальна питома робота для зрідження газу, Дж/кг:

$$A_{\min} = T_1 (S_{\text{gas}} - S_{\text{liquid}}) - h_A - h_C$$

Мета та задачі практичної роботи: отримати навички розрахунку мінімальної теоретичної роботи зрідження газу.

Завдання. Розрахувати мінімальну теоретичну роботу на зрідження повітря, A_{\min} , Дж/кг, температура повітря на вході до установки, T_1 , °C; тиск повітря на вході до установки, P_1 , МПа; тиск зрідженого повітря $P_2=0,1$ МПа. Розрахувати значення тиску, до якого треба стиснути повітря P_B , МПа.

Завдання:

Варіант	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
P_1 , МПа	0,04	0,06	0,08	0,1	0,2	0,4	0,8	1,0	1,5	2,0	3,0	4,0
T_1 , °C	20°C											
Варіант	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
P_1 , МПа	0,1	0,15	0,2	0,25	0,5	0,75	1,0	1,5	2,0	2,5	5,0	10,0
T_1 , °C	25°C											

Приклад №4–1: тиск повітря початковий $P_1=0,6$ МПа, температура повітря початкова $T_1=20$ °C, кінцевий тиск $P_2= P_1$.

Розв'язок. за таблицею термодинамічних властивостей повітря, рисунок

4.2 температура повітря, що кипить, К: 78,55, пари – 81,57К.

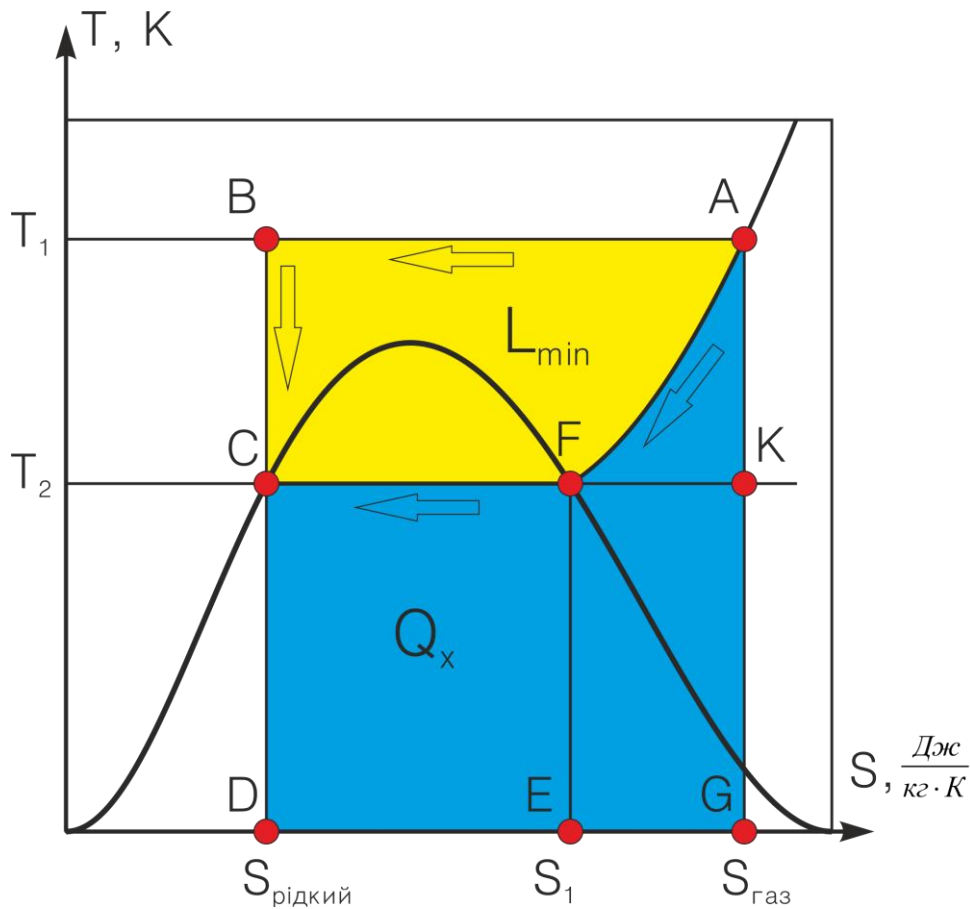


Рисунок 4.1 – Схематичне зображення циклу з мінімальною роботою зрідження газу у T–S діаграмі

Термодинамические свойства воздуха на линиях кипения и конденсации (по давлениям)

p	T'	T''	r	$(d\pi/d\tau)'$	$(d\pi/d\tau)''$	$(d^2\pi/d\tau^2)'$	$(d^2\pi/d\tau^2)''$
0,025	67,89	71,53	202,4	0,132	0,142	2,120	2,405
0,050	72,83	76,16	203,7	0,230	0,244	3,151	3,493
0,075	76,07	79,22	202,6	0,316	0,334	3,928	4,296
0,100	78,55	81,57	201,1	0,396	0,416	4,569	4,952
0,125	80,59	83,51	199,6	0,470	0,493	5,120	5,515
0,150	82,33	85,17	198,0	0,541	0,565	5,609	6,013
0,175	83,86	86,64	196,4	0,608	0,634	6,050	6,462
0,200	85,23	87,96	195,0	0,673	0,701	6,452	6,874
0,250	87,63	90,26	192,2	0,796	0,827	7,164	7,613
0,300	89,70	92,25	189,5	0,912	0,946	7,784	8,269
0,350	91,51	94,01	187,0	1,023	1,059	8,341	8,863
0,400	93,15	95,59	184,5	1,129	1,168	8,841	9,411

112

Рисунок 4.2 – Приклад визначення температури кипіння та температури конденсації повітря на лінії насичення

Різниця між температурами пояснюється тим, що повітря – суміш газів з різними температурами кипіння, і пари над рідким повітрям відрізняються за складом від рідкого повітря.

Ентропія рідкого повітря за тиску 0,1МПа (рисунок 4.3), кДж/(кг·К):

$$S_{liquid} = 3,013 \text{ .}$$

Ентальпія рідкого повітря за тиску 0,1МПа, кДж/(кг):

$$h_{liquid} = 130,2 \text{ .}$$

p	ρ'	ρ''	h'	h''	s'	s''
0,025	923,91	1,239	120,7	323,1	2,886	5,812
0,050	901,75	2,348	123,3	327,0	2,922	5,671
0,075	887,18	3,413	126,9	329,5	2,970	5,590
0,100	875,92	4,451	130,2	331,3	3,013	5,533
0,125	866,54	5,471	133,2	332,8	3,051	5,490

8—1116 113

Рисунок 4.3 – Приклад визначення ентропії повітря на лінії насичення

Для визначення ентальпії та ентропії повітря за тиском початковому $P_1=0,6$ МПа, температурі початковій $T_1=20$ °С проведемо інтерполяцію для даних при температурах 190К та 300К:

$$\begin{aligned}
 S_{T=290K, P=0,1MPa} &= 6,863 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} & h_{T=290K, P=0,1MPa} &= 543,6 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \\
 S_{T=300K, P=0,1MPa} &= 6,870 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} & h_{T=300K, P=0,1MPa} &= 553,7 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \\
 S_{gas} &= S_{T=290K, P=0,1MPa} + \frac{S_{T=300K, P=0,1MPa} - S_{T=290K, P=0,1MPa}}{300 - 290} (293,15 - 290) = \\
 &= 6,863 + \frac{6,870 - 6,863}{300 - 290} (293,15 - 290) = 6,865 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \\
 h_{gas} &= h_{T=290K, P=0,1MPa} + \frac{h_{T=300K, P=0,1MPa} - h_{T=290K, P=0,1MPa}}{300 - 290} (293,15 - 290) = \\
 &= 543,6 + \frac{553,7 - 543,6}{300 - 290} (293,15 - 290) = 546,78 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} .
 \end{aligned}$$

Мінімальна питома робота для зрідження газу, кДж/кг:

$$A_{\min} = T_1 (S_{\text{gas}} - S_{\text{liquid}}) - h_A - h_C =$$

$$= 20 + 273,15 (6,865 - 3,013) - 546,78 - 130,2 = 712,6338$$

У точці В відомі ентропія, кДж/(кг·К): $S_B = S_{\text{liquid}} = 3,013$.

У точці В відома температура, К: $T_B = 20 + 273,15 = 293,15$.

При ізотермічному стисканні ентропія має змінитися:

$$\Delta S_{T=\text{const}} = S_{\text{gas}} - S_{\text{liquid}} = 6,865 - 3,013 = 3,852 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

При ізотермічному стисканні ентропія зменшується, тиск, МПа:

$$\Delta S_{T=\text{const}} = \frac{R}{\mu} \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \Rightarrow \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) = \frac{\Delta S_{T=\text{const}} \mu}{R} = \frac{3852 \cdot 0,02896}{8,3144} = 13,4169 \Rightarrow$$

$$\frac{P_2}{P_1} = \exp 13,4169 = 6,713 \cdot 10^5 \Rightarrow P_2 = 67130.$$

Висновок: цикл з мінімальною роботою зрідження недосяжний через практичну складність виконання обладнання.

Приклад №4–2: тиск повітря початковий $P_1=0,6$ МПа, температура повітря початкова $T_1=20$ °С, кінцевий тиск $P_2=P_1$ розрахувати мінімальну роботу зрідження та питому холодопродуктивність циклу, користуючись $T-S$ діаграмою повітря.

Розв'язок. за $T-S$ діаграмою повітря у додатку 1 визначити ентальпії та ентропії у точках **1** та **3**: ентальпія повітря за початкових умов (температури $T_1=20+273,15=293,15$ К та тиску P_1). Тиск на діаграмі наведено у бар, тому переведемо МПа у бар: $P_1=10 \cdot P_1=10 \cdot 0,6=6$ бар. Точка "1", рисунок 4.4 відповідає стану повітря з ентальпією 521 кДж/кг, ентропією $4,3$ кДж/(кг·К). Стан повітря, охолодженого до температури конденсації (зрідження) відповідає точці 2, з ентальпією 318 кДж/кг. Повністю сконденсоване повітря за тиску 0,6 МПа (6 бар) має температуру $T_2=-175$ °С, ентальпію $h_2=140$ кДж/кг, ентропію $0,48$ кДж/(кг·К). Питома витрата енергії на охолодження до температури конденсації (питома холодопродуктивність циклу зрідження), Дж/кг:

$$\Delta h_{\text{cool}} = h_2 - h_1 = 318000 - 521000 = -203000.$$

Питома витрата енергії на конденсацію за температури конденсації, Дж/кг:

$$\Delta h_{condensation} = h_3 - h_2 = 140000 - 318000 = -178000.$$

Питома витрата енергії на охолодження та конденсацію, Дж/кг:

$$\Delta h_{liquefaction} = \Delta h_{cool} + \Delta h_{condensation} = -203000 + (-178000) = -381000.$$

Мінімальна питома робота для зрідження газу, кДж/кг:

$$\begin{aligned} A_{min} &= T_1 (S_{gas} - S_{liquid}) - h_A - h_C = \\ &= 20 + 273,15 (4,3 - 0,48) - 521 - 140 = 738,833 \end{aligned}$$

Висновок: для зрідження 1 кг повітря за початкової температури +20°C та тиску 0,6МПа необхідно відібрати в нього 381 кДж теплоти, для цього необхідно використати мінімум 738,8 кДж роботи.

Приклад №4–3: тиск метану початковий $p_1=10,0$ МПа, температура початкова $T_1=20$ °С.

Розв'язок. На $T-S$ діаграмі метану (CH_4 , фреон R50, додаток 2, рисунок 4.5)

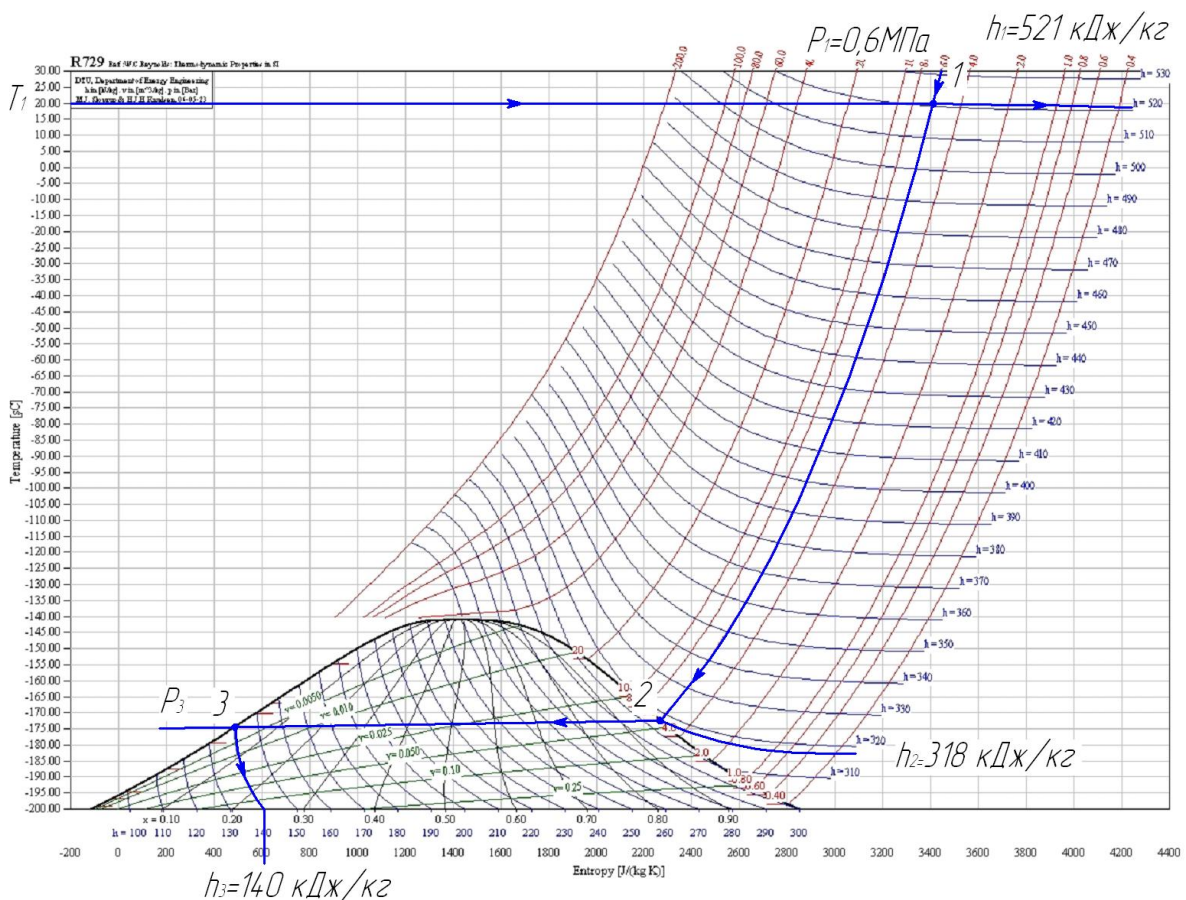


Рисунок 4.4 – Схематичне зображення графічного розрахунку питомої теплоти кипіння/конденсації на $T-S$ діаграмі повітря

визначимо ентальпію повітря за початкових умов (температури T_1 та тиску P_1). Тиск на діаграмі наведено у бар, тому переведемо МПа у бар: $P_1=10 \cdot P_1=10 \cdot 10,0=100$ бар. Точка "1" відповідає стану повітря з ентальпією 432 кДж/кг. Стан метану, охолодженого та сконденсованого відповідає точці 2, з ентальпією 132 кДж/кг. Питома витрата енергії на охолодження та конденсацію, Дж/кг:

$$\Delta h_{liquefaction} = h_2 - h_1 = 132000 - 432000 = -300000.$$

Висновок: для зрідження 1 кг метану за початкової температури $+20^\circ\text{C}$ та тиску 10,0 МПа необхідно відібрати в нього 300 кДж теплоти.

Примітка: зліва від критичної точки теплота конденсації дорівнює нулю. Зліва від кривої насичення стан – рідина.

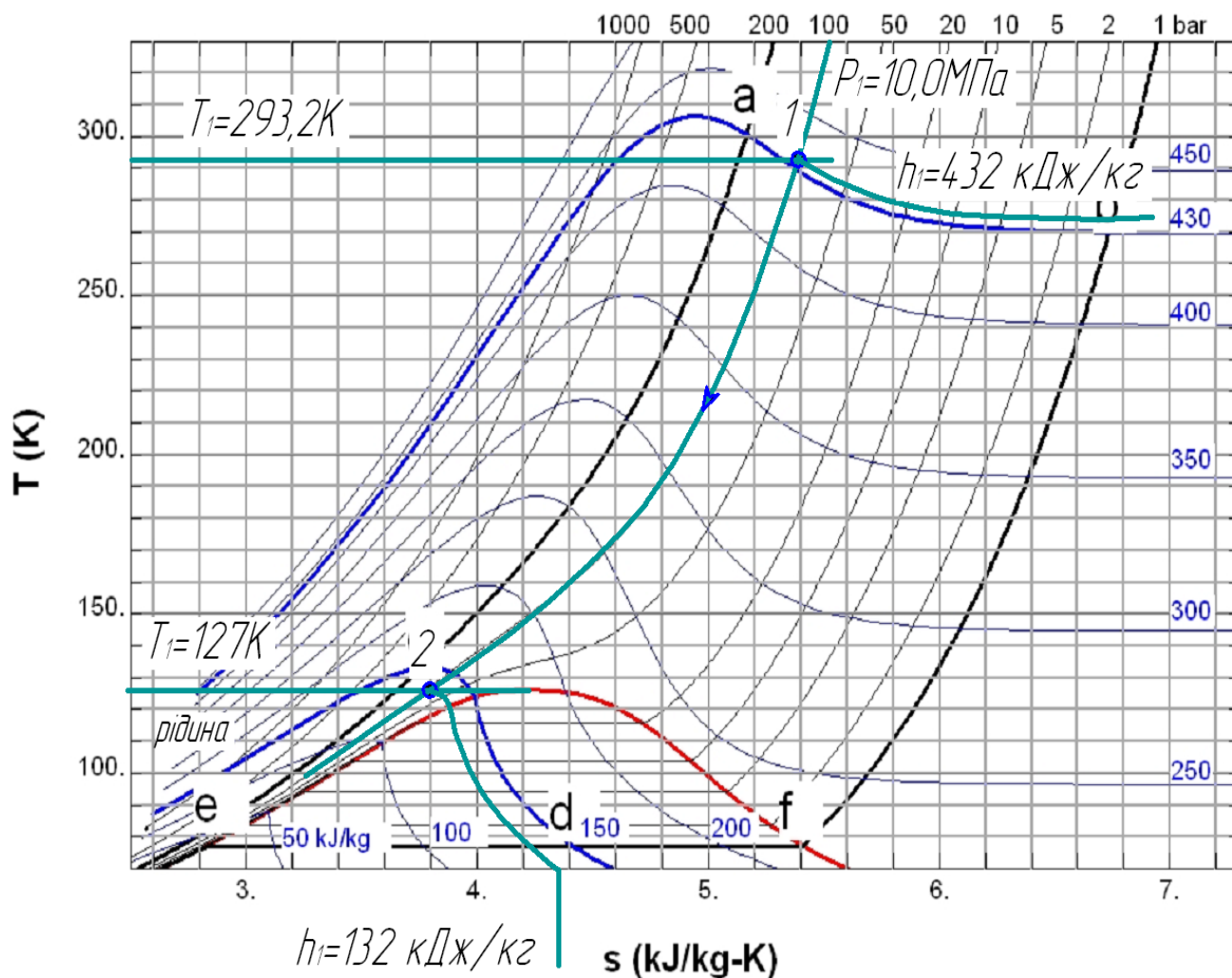


Рисунок 4.5 – Схематичне зображення розрахунку теоретичної мінімальної роботи зрідження метану на T–S діаграмі

Приклад №4–4: розрахунок питомих витрат енергії на зрідження повітря.

Завдання. Розрахувати мінімальну питому витрату енергії, Δh , Дж/кг на зрідження повітря, температуру зрідженого повітря, $T_2, ^\circ\text{C}$ за таблицею термодинамічних властивостей повітря. Тиск повітря початковий $P_1=2,5$ МПа; $P_2=P_1$ – тиск повітря зрідженого, МПа; $T_1=25$ °С (298,15 К) – температура повітря початкова.

Розв'язок. за таблицею термодинамічних властивостей повітря, рисунок 4.6.

Продолжение табл. II.11

p	ρ	Z	h	s	c_v	c_p
$T=280$ К						
10,0	127,30	0,9772	509,8	5,404	0,743	1,196
11,0	139,91	0,9781	507,7	5,370	0,745	1,213
12,0	152,40	0,9795	505,7	5,339	0,747	1,230
13,0	164,74	0,9816	503,8	5,309	0,749	1,246
14,0	176,92	0,9844	502,0	5,282	0,751	1,261
15,0	188,92	0,9877	500,3	5,256	0,753	1,275
16,0	200,71	0,9916	498,6	5,232	0,755	1,288
$T=290$ К						
0,1	1,20	0,9996	543,6	6,836	0,718	1,006
0,5	6,02	0,9980	542,6	6,371	0,719	1,013
1,0	12,06	0,9961	541,4	6,168	0,720	1,022
1,5	18,12	0,9945	540,2	6,048	0,722	1,031
2,0	24,19	0,9929	539,0	5,962	0,723	1,040
2,5	30,28	0,9915	537,8	5,894	0,724	1,049
3,0	36,39	0,9903	536,6	5,839	0,726	1,058
3,5	42,50	0,9892	535,4	5,791	0,727	1,067
4,0	48,62	0,9882	534,3	5,749	0,728	1,076
4,5	54,74	0,9873	533,1	5,712	0,729	1,084

168

Рисунок 4.6 – Приклад визначення ентальпії повітря в однофазній області

[7, стор. 168]

– за тиску 2,5 МПа і температурі 290К ентальпія повітря становить $h_{290}=537,8$ кДж/кг.

– за тиску 2,5 МПа і температурі 300К ентальпія повітря становить $h_{300}=548,2$ кДж/кг, рисунок 4.7.

Лінійна інтерполяція залежності ентальпії від температури дозволяє визначити ентальпію за заданою температурою, кДж/кг:

$$h(T = 298,15) = h(T = 290,0) + \frac{h(T = 300,0) - h(T = 290,0)}{300 - 290} 298,15 - 290 =$$

$$= 537,8 + \frac{548,2 - 537,8}{300 - 290} 298,15 - 290 = 546,276.$$

Продолжение табл. II.11

p	ρ	Z	h	s	c_v	c_p
$T=300 \text{ K}$						
2,5	29,21	0,9938	548,2	5,930	0,724	1,046
3,0	35,08	0,9930	547,1	5,874	0,725	1,054
3,5	40,95	0,9923	546,1	5,827	0,727	1,062
4,0	46,83	0,9917	545,0	5,785	0,728	1,070
4,5	52,71	0,9912	543,9	5,748	0,729	1,078
5,0	58,59	0,9908	542,9	5,715	0,730	1,086
6,0	70,34	0,9904	540,9	5,656	0,732	1,102
7,0	82,06	0,9905	538,9	5,606	0,734	1,118
8,0	93,73	0,9909	537,0	5,561	0,737	1,133
9,0	105,35	0,9918	535,1	5,522	0,739	1,148

Рисунок 4.7 – Приклад визначення ентальпії повітря в однофазній області

[7, стор. 168]

На лінії насичення властивості повітря залежать виключно від тиску, рисунок 4.8, 4.9 – за тиску 2,5 МПа ентальпія повітря становить $h_{290}=227,4$ кДж/кг.

Продолжение табл. II.7

p	ρ'	ρ''	h'	h''	s'	s''
0,150	858,44	6,478	136,0	334,0	3,084	5,454
0,175	851,24	7,474	138,6	335,0	3,113	5,424
0,200	844,70	8,463	140,9	335,9	3,142	5,398
0,250	833,06	10,43	145,1	337,4	3,191	5,355
0,300	822,79	12,37	149,0	338,5	3,234	5,320
0,350	813,62	14,31	152,5	339,5	3,271	5,289
0,400	805,12	16,25	155,7	340,2	3,305	5,263
0,450	797,30	18,19	158,7	340,9	3,336	5,240
0,500	789,90	20,12	161,5	341,4	3,365	5,218
0,550	782,97	22,07	164,1	341,9	3,391	5,199
0,600	776,30	24,02	166,6	342,2	3,416	5,181
0,650	769,97	25,98	168,9	342,5	3,439	5,164
0,700	763,82	27,95	171,2	342,8	3,461	5,148
0,750	757,92	29,93	173,4	343,0	3,482	5,134
0,800	752,22	31,93	175,5	343,1	3,502	5,119

Рисунок 4.8 – Приклад визначення ентальпії повітря на лінії насичення

[7, стор. 113–114]

1,700	665,09	71,13	205,6	340,8	3,766	4,931
1,800	656,24	76,04	208,4	340,1	3,789	4,913
1,900	647,39	81,10	211,2	339,3	3,812	4,896
2,000	638,46	86,30	214,0	338,5	3,834	4,879
2,100	629,54	91,70	216,7	337,6	3,856	4,862
2,200	624,52	97,26	219,4	336,6	3,877	4,845
2,300	611,40	103,07	222,1	335,6	3,898	4,829
2,400	602,18	109,14	224,7	334,4	3,918	4,812
2,500	592,85	115,46	227,4	333,2	3,938	4,795
2,600	583,08	122,08	230,1	331,9	3,959	4,777
2,700	573,16	129,04	232,8	330,5	3,979	4,760
2,800	562,88	136,46	232,5	329,0	4,000	4,742
2,900	552,18	144,29	238,3	327,3	4,021	4,723
3,000	541,00	152,67	241,2	325,6	4,042	4,704
3,100	529,24	161,73	244,1	323,6	4,063	4,684

Рисунок 4.9 – Приклад визначення ентальпії повітря на лінії насичення
[7, стор. 113–114]

Температура рідкого повітря становить [7, стор. 112] $T_2=87,63\text{K}$.

Питома витрата енергії на охолодження та конденсацію, Дж/кг:

$$\Delta h_{\text{liquefaction}} = h^l(P = 2,5\text{МПа}) - h(T = 298,15\text{K}) = 227400 - 546276 = -318876.$$

Висновок: для більш точного визначення питомої витрати енергії на охолодження та конденсацію слід користуватись таблицями термодинамічних властивостей. Для зрідження 1 кг повітря, що мало температуру $+25^\circ\text{C}$ під тиском 2,5 МПа необхідно відвести 318,876 кДж теплоти.

ТЕМА 5. ЦИКЛ ВИСОКОГО ТИСКУ З ОДНОКРАТНИМ ДРОСЕЛЮВАННЯМ (ЦИКЛ ЛІНДЕ)

Цикл високого тиску з однократним дроселюванням (цикл Лінде), рисунок 5.1 дозволив вперше отримати рідке повітря (1900 р.). Повітря стискається в компресорі до 200 бар (1–2), охолоджується водою в холодильнику (2–3), після чого надходить в теплообмінник, де охолоджується зворотним потоком повітря, що не сконденсувалось (3–4). Далі дроселюється (4–5) і надходить до сепаратору рідини. При такому циклі протікають фізичні процеси (зображено на T–S діаграмі).

При ізотермічному стисканні відвід теплоти реалізується охолоджувальною водою.

Якщо проводити процес за таким циклом, то внаслідок переходу більшої частини газу в рідкий стан, холоду з потоком повітря, що не сконденсувалось не вистачить для охолодження наступних порцій газу, тому цей цикл стане неекономічним.

У разі попереднього охолодження повітря до -45°C аміачною холодильною установкою цикл стає більш економічним.

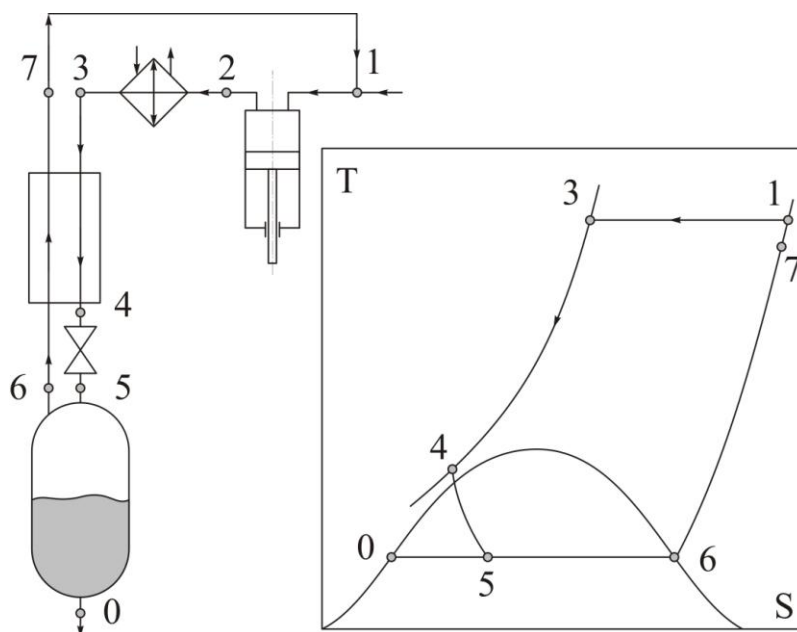


Рисунок 5.1 – Схема обладнання та циклу у T–S діаграмі для зрідження повітря за циклом високого тиску (Лінде)

Мета та задачі практичної роботи: отримати навички розрахунку ефективності установки, що працює за циклом високого тиску з однократним дроселюванням.

Завдання:

Скласти тепловий баланс, визначити за діаграмою відсоток рідкого повітря (метану) після дроселювання, питому витрату роботи на зрідження. Початковий тиск $P_1=0,1$ МПа початкова температура $T_1=20^\circ\text{C}$; тиск P_2 відповідно до варіанту, МПа, тиск зрідженого газу P_5 – відповідно до варіанту, МПа, недорекуперація ($\Delta T_{\text{ТО}}=T_1-T_7$ в рекупераційному ТО) – відповідно до варіанту.

Повітря

№ варіанту	P_2 , МПа	P_5 , МПа	$\Delta T_{\text{ТО}}$, °С
1	6,0	0,1	5
2	10,0	0,1	
3	20,0	0,1	
4	6,0	0,1	5,5
5	10,0	0,1	
6	20,0	0,1	
7	6,0	0,1	6,5
8	10,0	0,1	
9	20,0	0,1	

Метан (CH₄)

№ варіанту	P_2 , МПа	P_5 , бар	$\Delta T_{\text{ТО}}$, °С
10	2,0	0,1	7,5
11	5,0	0,1	
12	10,0	0,1	
13	2,0	0,5	
14	5,0	0,5	
15	10,0	0,5	
16	2,0	1,0	
17	5,0	1,0	
18	10,0	1,0	

Приклад №5–1: Скласти тепловий баланс, визначити за діаграмою, додаток 2, рисунок 6 відсоток рідкого повітря (метану) після дроселювання, питому витрату роботи на зрідження. Початковий тиск $P_1=0,1$ МПа початкова температура $T_1=20^\circ\text{C}$; тиск $P_2=10,0$ Мпа, тиск зрідженого газу $P_5=0,1$ Мпа, недорекуперація $\Delta T_{\text{ТО}}=T_1-T_7=20$.

Розв'язок. Температура парів метану, що не сконденсувалось після рекуператора, рисунок 5.2, °C:

$$T_7 = T_1 - \Delta T_{недор} = 293,2 - 20 = 273,2.$$

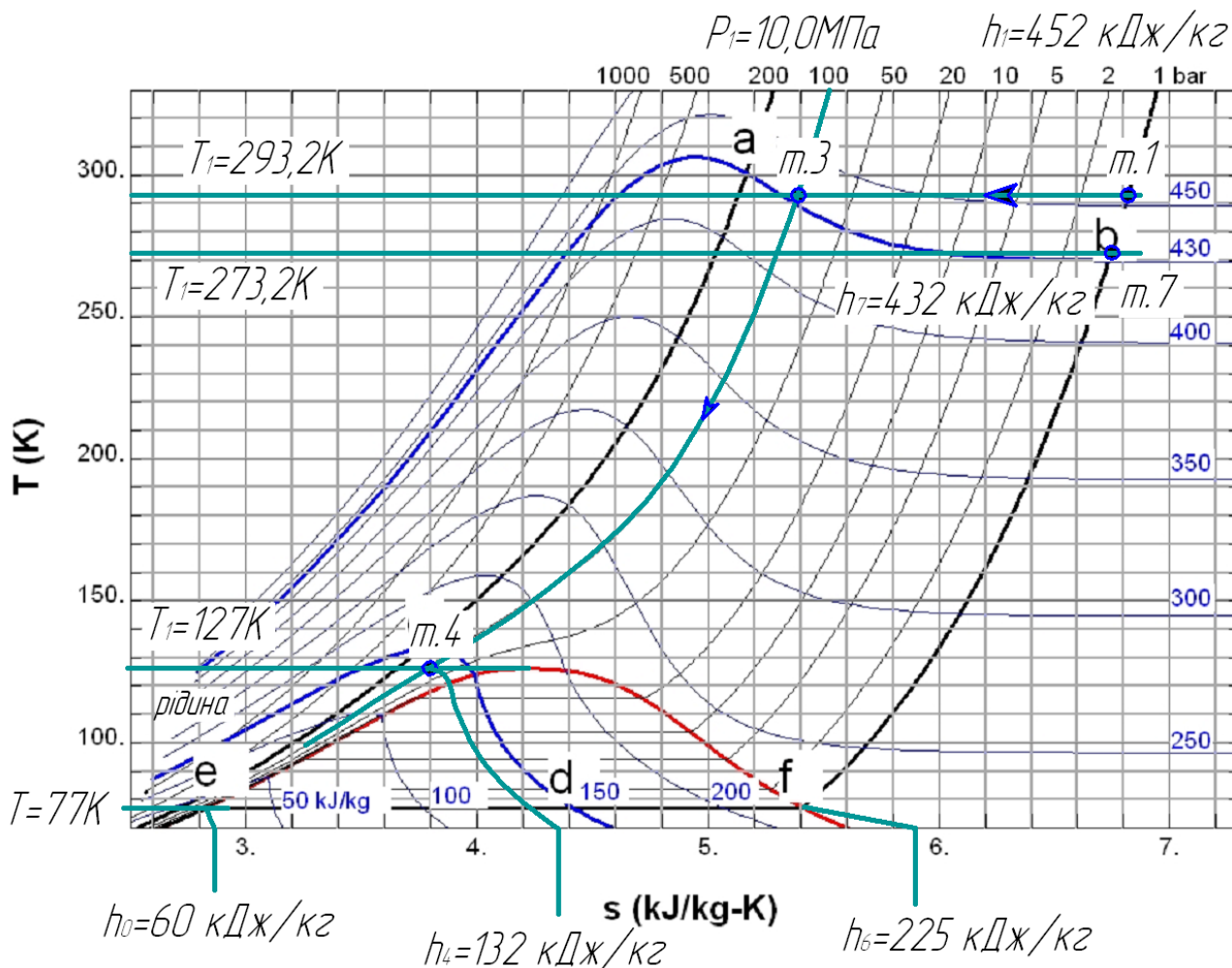


Рисунок 5.2 – Схематичне зображення розрахунку долі зрідженого метану на T–S діаграмі за циклом високого тиску з дроселюванням (Лінде)

Питомий тепловий баланс процесу 3–7:

$$h_3 - nh_0 - (1-n)h_7 = 0 \Rightarrow n = \frac{h_3 - h_7}{h_7 - h_0} = \frac{432 - 430}{430 - 60} = 0,0054$$

де n – масова доля зрідженого газу, що відводиться назовні (відповідно та сама частина газу заходить зовні у вигляді перегрітої пари), кг/кг.

Питома робота стискання, Дж/кг:

$$l_{1-3} = \frac{RT}{M} \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = \frac{8,31 \cdot 293,15}{0,016} \ln\left(\frac{10,0}{0,1}\right) = 7,015 \cdot 10^5 .$$

Питома робота зрідження газу, Дж/кг:

$$l_{liquid} = \frac{l_{1-3}}{n} = \frac{7,015 \cdot 10^5}{0,0054} = 1,3 \cdot 10^8 .$$

Висновок: питома робота зрідження газів має критичний параметр недорекуперації теплообмінника, за якого зрідження газу стає неможливим.

Завдання: За діаграмою визначити теплоту випаровування 1 кг повітря за тиску 0,1 МПа, та мінімальну роботу, необхідну для зрідження 1 кг повітря при початковій температурі T_1 , С та тому самому тиску (0,1 МПа)

№ варіанту	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$T_1, ^\circ\text{C}$	20	0	-20	-45	-65	-85	-100	-125	-140

Теплота випаровування: $q = i_6 - i_0$

Мінімальна робота зрідження: $l_{min} = T_1(S_1 - S_0) - (h_1 - h_0)$

Приклад: $T_1=300\text{K}$, мінімальна робота зрідження, кДж/кг:

$$l_{min} = T_1(S_1 - S_0) - (h_1 - h_0) = 300 \cdot 6,870 - 3,013 - 553,7 - 130,2 = 733,6 .$$

Завдання: Визначити масову продуктивність компресора по повітрю установки, що працює за простим циклом Лінде, та витрати потужності при зрідженні 200 кг/год повітря, яке стискається до 20 МПа. $T_1=25^\circ\text{C}$, $P_1=0,1$ МПа. Недорекуперація ΔT , витрати у навколишнє середовище Q_{nc} Дж/(м³ повітря за нормальних умов).

№ варіанту	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	12	13
$\Delta T, ^\circ\text{C}$	5,1	4,9	4,8	4,7	4,6	4,5	4,4	4,3	4,2	4,1	4,0	4,0	4,0	4,0	4,0
$Q_{nc},$ кДж/м ³	4,2	4,1	4,0	3,9	3,8	3,7	3,6	3,5	3,4	3,3	3,2	3,1	3,0	2,9	2,8

Приклад №5–2. Визначити масову продуктивність компресора по повітрю установки, що працює за простим циклом Лінде, та витрати потужності при зрідженні 200 кг/год повітря, яке стискається до 20 МПа. $T_1=300\text{K}$, $P_1=0,1$ МПа. Недорекуперація 5К, витрати у навколишнє середовище $4,19 \cdot 10^3$ Дж/(м³ повітря за нормальних умов).

Холодопродуктивність, Дж/кг: $q = h_1 - h_3 = (553,7 - 519) \cdot 10^3 = 34,7 \cdot 10^3 .$

Питомі витрати холоду від недорекуперації, Дж/кг:

$$q_{нео} = Cp \cdot \Delta t = 1,006 \cdot 10^3 \cdot 5 = 5,03 \cdot 10^3 .$$

Питомі витрати холоду через теплоізоляцію, Дж/кг:

$$q_{н.с.} = \frac{4,19 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{м}^3}}{1,29 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}} = 3,25 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} .$$

Загальні витрати, Дж/кг:

$$q_{сум} = q_{некд} + q_{н.с.} = 5,03 \cdot 10^3 + 3,25 \cdot 10^3 = 8,28 \cdot 10^3 .$$

Доля повітря, що зріджується:

$$y = \frac{(h_1 - h_3) - q_{сум}}{h_1 - h_0} = \frac{34,7 - 8,28}{553,7 - 130,2} = 0,0624 .$$

Витрата повітря, що зріджується, кг/год:

$$G_{зрід} = \frac{200}{y} = \frac{200}{0,0624} = 3205,9 .$$

Робота компресору, кВт:

$$N = 1,69 G_{comp} RT \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) = 1,69 \frac{3205,9}{3600} \cdot \frac{8,3144 \cdot 300}{0,02896} \ln \left(\frac{20,0}{0,1} \right) = 686,8 ,$$

де $\eta=1,69$ – ізотермічний ККД компресора: $\eta_{компр}^{ізотерм} = \frac{l_{T=const}}{l_{реальн}} = 1,69 .$

Питома робота зрідження, кДж/кг:

$$N_{1кг} = 1,69 G_{comp} RT \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) = 1,69 \frac{3205,9}{200} \cdot \frac{8,3144 \cdot 300}{0,02896} \ln \left(\frac{20,0}{0,1} \right) = 12362 .$$

Ексергетичний ККД: $\eta_{цикл.Лінде}^{зрідж} = \frac{l_{min}}{l_{реальн}} = \frac{733,6}{12362} = 0,059$

5.1 ЦИКЛ ЛІНДЕ З АМІАЧНИМ ОХОЛОДЖЕННЯМ

Схему циклу наведено на рисунок 5.3. Температура кипіння аміаку за тиску 0,1 МПа: $-33,34^\circ\text{C}$.

З прикладу 5–2 (масова продуктивність компресора не міняється) при використанні аміачного охолоджувача можливо збільшити холодопродуктивність (ізобарне охолодження повітря з T_2 до $-33,34^\circ\text{C}$), Дж/кг:

$$q_{холод} = C_p \cdot 25 - (-33,34) = 1006 \cdot 58,34 = 58690 .$$

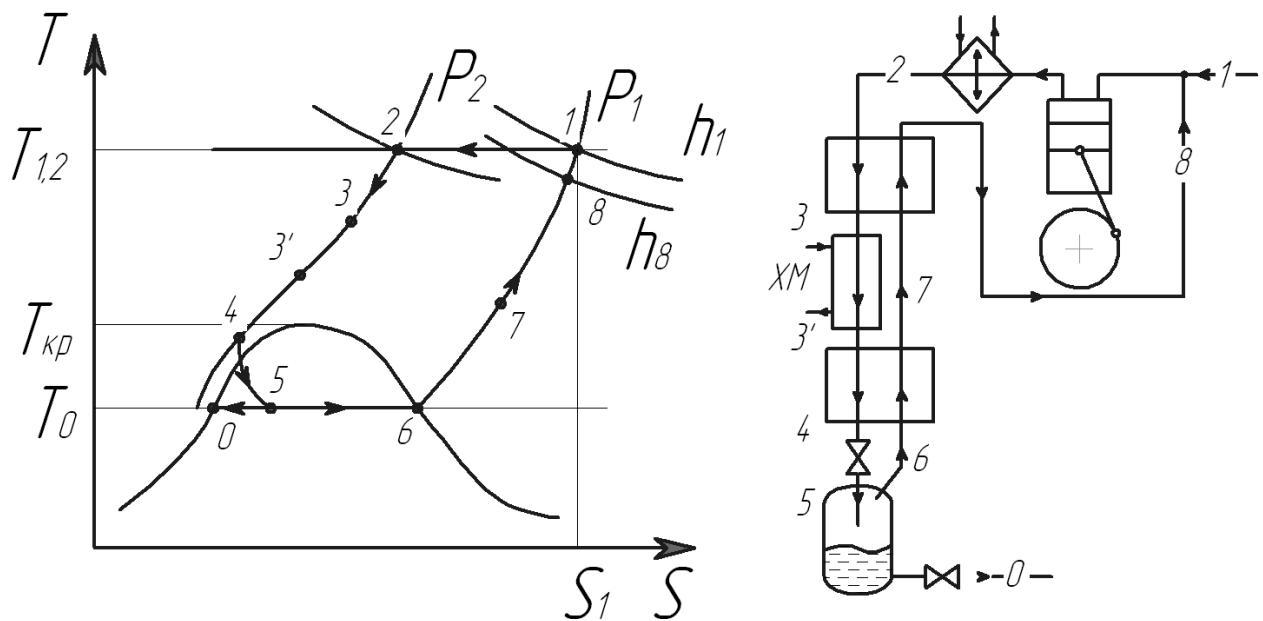


Рисунок 5.3 – Схема обладнання та циклу у Т-S діаграмі для зрідження повітря за циклом високого тиску з аміачним охолодженням та дроселюванням

Доля повітря, що зріджується, кг/кг:

$$y = \frac{(h_1 - h_3) - q_{\text{сум}} + q_x}{h_1 - h_0} = \frac{34,7 - 8,28 + 58,690}{553,7 - 130,2} = 0,201 .$$

Продуктивність за зрідженим повітрям, кг/год:

$$G_{\text{рідина}} = G_{\text{зрід}} \cdot y = 3205,9 \cdot 0,201 = 644,38 .$$

Питома робота зрідження (основний компресор), кДж/кг:

$$N_1 = 1,69 G_{\text{comp}} RT \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) = 1,69 \frac{3205,9}{200} \cdot \frac{8,3144 \cdot 300}{0,02896} \ln \left(\frac{20,0}{0,1} \right) = 3836,8 .$$

Питома робота зрідження (аміачний холодильник), Дж/кг:

$$N_2 = \frac{\varepsilon_k}{\eta_{\text{ХМ}}} \left(\frac{q_x G_{\text{зрід}}}{G_{\text{рідина}}} \right) = \frac{3,984}{0,65} \left(\frac{58690 \cdot 3205,9}{644,38} \right) = 1789690 ,$$

де $\varepsilon_k = \frac{T_{\text{cool}}}{T_{\text{heat}} - T_{\text{cool}}} = \frac{273,15 + (-33,34)}{300 - 273,15 + (33,34)} = 3,984$ – холодильний коефіцієнт за

циклом Карно.

Загальна питома робота на зрідження 1 кг повітря, кДж/кг:

$$N_{\text{1кг}} = N_1 + N_2 = 3836,8 + 1789,69 = 5626,49 .$$

Ексергетичний ККД: $\eta_{\text{Цикл.Лінде}}^{\text{зрідж}} = \frac{l_{\text{мін}}}{l_{\text{реальн}}} = \frac{733,6}{5626} = 0,13.$

Висновок: використання аміачного охолоджувача дозволяє збільшити продуктивність за зрідженням повітрям більше, ніж у 3 рази, та зменшити витрати механічної роботи стискання у 2,5 рази.

ТЕМА 6. ЦИКЛ ВИСОКОГО ТИСКУ З ДЕТАНДРУВАННЯМ (ЦИКЛ КЛОДА)

Цикл високого тиску з детандруванням (цикл Клода) схематично наведено на рисунок 6.1.

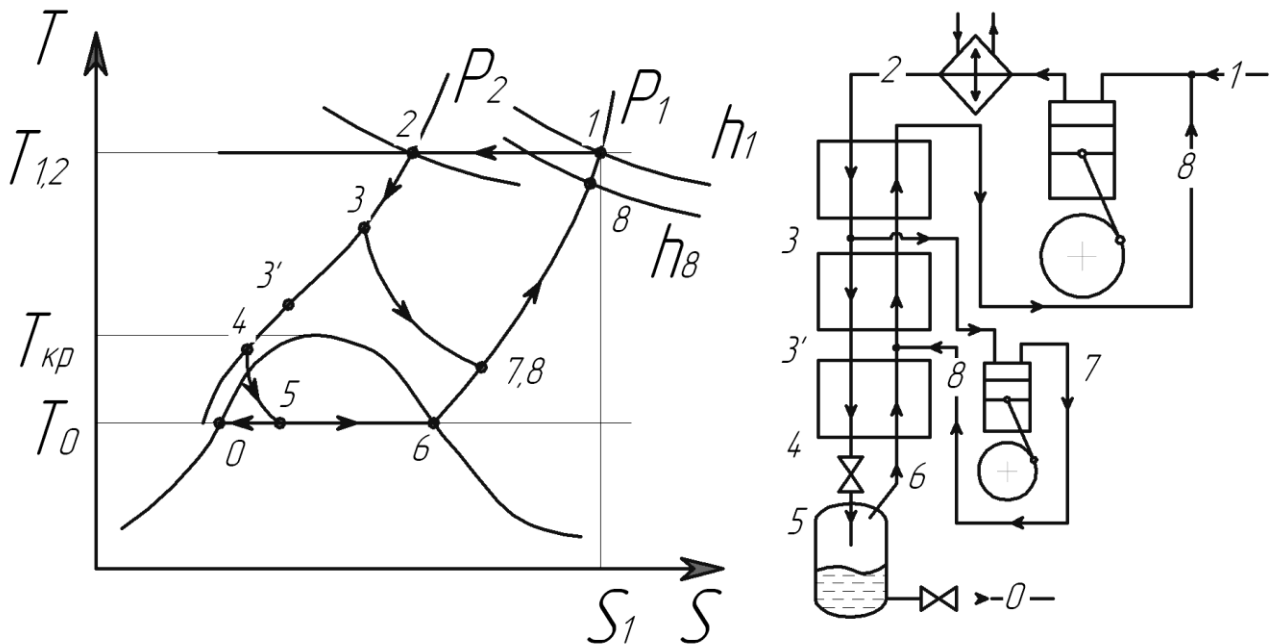


Рисунок 6.1 – Схема обладнання та циклу у T–S діаграмі для зрідження повітря за циклом високого тиску з детандруванням (цикл Клода)

Аміачний охолоджувач замінено на газову холодильну машину з детандером, робочий тиск на лінії високого тиску – 20,0 МПа.

При ізотермічному стисканні відвід теплоти реалізується охолоджувальною водою. Витрати газу, що спрямовується до детандеру, у долях до масової витрати, що стискається у компресорі:

$$M = \frac{G_{3-7}}{G_2} \approx 0,5 .$$

Доля повітря, що зріджується:

$$y = \frac{h_2 + M \cdot h_7 + q_{ис} - M \cdot h_3 - h_8}{h_8 - h_0} = \frac{\Delta h_{компр} - \Delta h_{недорек} + M \Delta h_{детандер} - q_{ис}}{h_1 - h_0 - \Delta h_{недорекуп}} .$$

Для запобігання поломки детандеру (краплі конденсату викликають гідравлічний удар) робоча лінія процесу розширення у детандері 3–7 не має перетинати лінію насичення. Процес розширення у детандері 3–7 відповідає

реальному процесу політропного розширення і характеризується адіабатичним ККД детандера:

$$\eta_{детанд} = \frac{\Delta h_{детанд}}{\Delta h_{S=const}},$$

для детандеру об'ємної дії: поршньові для повітря $\eta_{детанд} \approx 0,6 \div 0,75$,
сучасні турбодетандери: $\eta_{детанд} \approx 0,8 \div 0,85$.

За адіабатного розширення зміна ентальпії, Дж/кг:

$$\Delta h_{3-7} = h_7 - h_3 = \frac{kRT_3}{\mu k - 1} \left[\left(\frac{p_7}{p_3} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right],$$

де μ – мольна вага газу, кг/моль ($\mu_{повітря} = 0,029$).

В реальному процесі $\Delta h_{детанд} = \eta_{детанд} \Delta h_{S=const}$.

Робота детандеру у реальних умовах використовується на $\eta_{мех} = 60\%$, тому загальна витрата питомої механічної енергії на цикл:

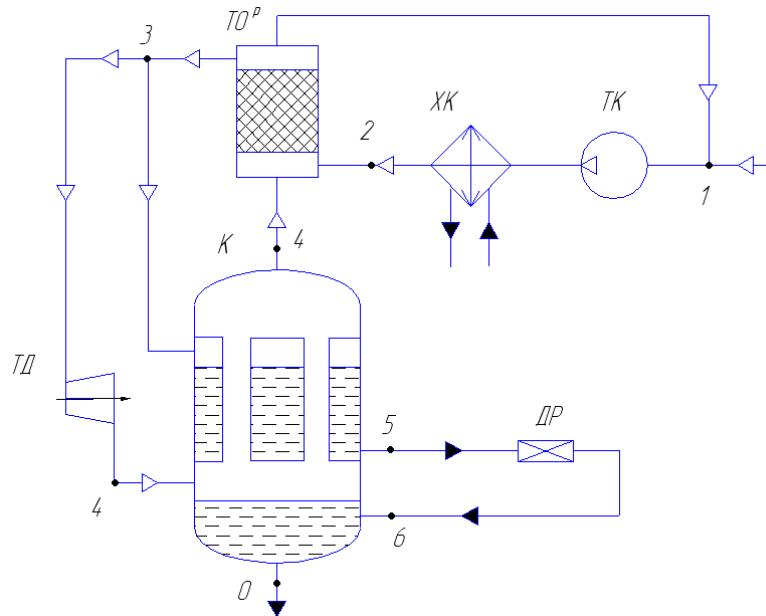
$$N_{1кг} = N_{компр} - 0,6N_{детанд} = 1,69 \frac{RT_1}{\mu} \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) - \frac{\eta_{мех} (1 - M) \eta_{адіабат} \Delta h_{3-7}}{y}.$$

Завдання: Визначити питому витрату механічної енергії для зрідження повітря установки, що працює за циклом Клода, та ексергетичний ККД при зрідженні 200 кг/год повітря, яке стискається до 20 МПа. $T_1 = 300\text{К}$, $P_1 = P_0 = 0,1$ МПа. Недорекуперація ΔT , витрати у навколишнє середовище $Q_{нс}$ Дж/(м³ повітря за нормальних умов).

№ варіанту	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	12	13
$\Delta T, \text{ }^\circ\text{C}$	5,1	4,9	4,8	4,7	4,6	4,5	4,4	4,3	4,2	4,1	4,0	4,0	4,0	4,0	4,0
$Q_{нс}, \text{ кДж/м}^3$	4,2	4,1	4,0	3,9	3,8	3,7	3,6	3,5	3,4	3,3	3,2	3,1	3,0	2,9	2,8

ТЕМА 7. ЦИКЛ НИЗЬКОГО ТИСКУ З ДЕТАНДРУВАННЯМ (ЦИКЛ КАПІЦИ)

Принципова схема установки, що працює за циклом низького тиску з детандруванням (цикл Капіці) зображено на рисунках 7.1, 7.2 цикл зображено в $T-s$ діаграмі.



ТК – турбокомпресор; ХК – холодильник компресора; ТД – турбодетандер; ДР – дросельний вентиль; ТО^Р – регенеративний теплообмінник; К – конденсатор.

Рисунок 7.1 – Схема обладнання для зрідження повітря за циклом низького тиску з детандруванням (цикл Капіці)

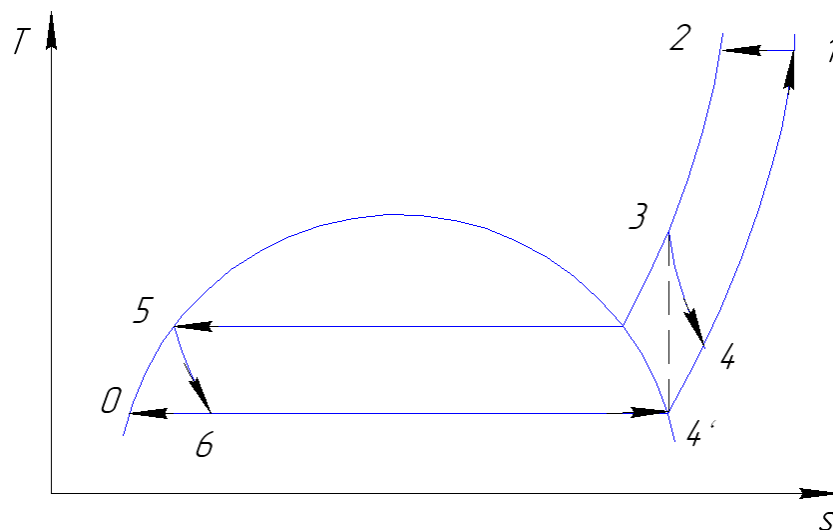


Рисунок 7.2 – Схема циклу у $T-S$ діаграмі для зрідження повітря за циклом низького тиску з детандруванням (цикл Капіці)

Завдання: Визначити питомі витрати енергії при зрідженні повітря за циклом низького тиску з турбодетандером. Вхідні дані: початкова температура повітря t_1 , °C -10 ; тиск повітря після компресора $p_2 = 0,6$, МПа; продуктивність установки G_n , кг/год 2000 ; недорекуперація на кінцях теплообмінника $\Delta t_{\text{нед}}$, °C (таблиця завдання); втрати холоду в оточуюче середовище за н.у. $q_{\text{о.с.}}$, кДж/м³ (таблиця завдання); коефіцієнт корисної дії детандера $\eta_{\text{дет}}$ $0,81$; Частка повітря, яка відводиться у детандер (перше наближення) $M=0,95$.

№ варіанту	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	12	13
ΔT , °C	5,1	4,9	4,8	4,7	4,6	4,5	4,4	4,3	4,2	4,1	4,0	4,0	4,0	4,0	4,0
$Q_{\text{нс}}$, кДж/м ³	4,2	4,1	4,0	3,9	3,8	3,7	3,6	3,5	3,4	3,3	3,2	3,1	3,0	2,9	2,8

Приклад №6–1. Визначити питомі витрати енергії при зрідженні повітря за циклом низького тиску з турбодетандером.

Вихідні данні:

температура повітря після водяного холодильника t_2 , °C $+10$;

тиск повітря після компресора в точці 2 p_2 , МПа $0,6$;

продуктивність установки G_n , кг/год 2000 ;

недорекуперація на кінцях теплообмінника $\Delta t_{\text{нед}}$, °C $5,5$;

втрати холоду в оточуюче середовище за н.у. $q_{\text{о.с.}}$, кДж/м³ $9,27$;

коефіцієнт корисної дії детандера $\eta_{\text{дет}}$ $0,81$;

ізотермічний ККД компресора $\eta_{\text{компр}}$ $0,6$;

частка повітря, яка відводиться у детандер (перше наближення) M $0,95$.

В $T-s$ діаграмі будуюмо ізобари P_0 та P_1 , а також ізотерму T_1 і знаходимо параметри стану повітря в точках 1, 2, 3, 4', 5, 6, 0.

Ентропія у т.3, рисунок 7.3.

Таблиця II.7

p	ρ'	ρ''	h'	h''	s'	s''
0,025	923,91	1,239	120,7	323,1	2,886	5,812
0,050	901,75	2,348	123,3	327,0	2,922	5,671
0,075	887,18	3,413	126,9	329,5	2,970	5,590
0,100	875,92	4,451	130,2	331,3	3,013	5,533
0,125	866,54	5,471	133,2	332,8	3,051	5,490

8—1116 113

Рисунок 7.3 – Приклад визначення ентропії повітря для парової фази в області кривої насичення [7, стор. 168]

$s_3 = s_4 = 5,533$ кДж/(кг·К), тиск $P_3 = 0,6$ МПа, проведемо інтерполяцію даних з таблиці, рисунок 7.4.

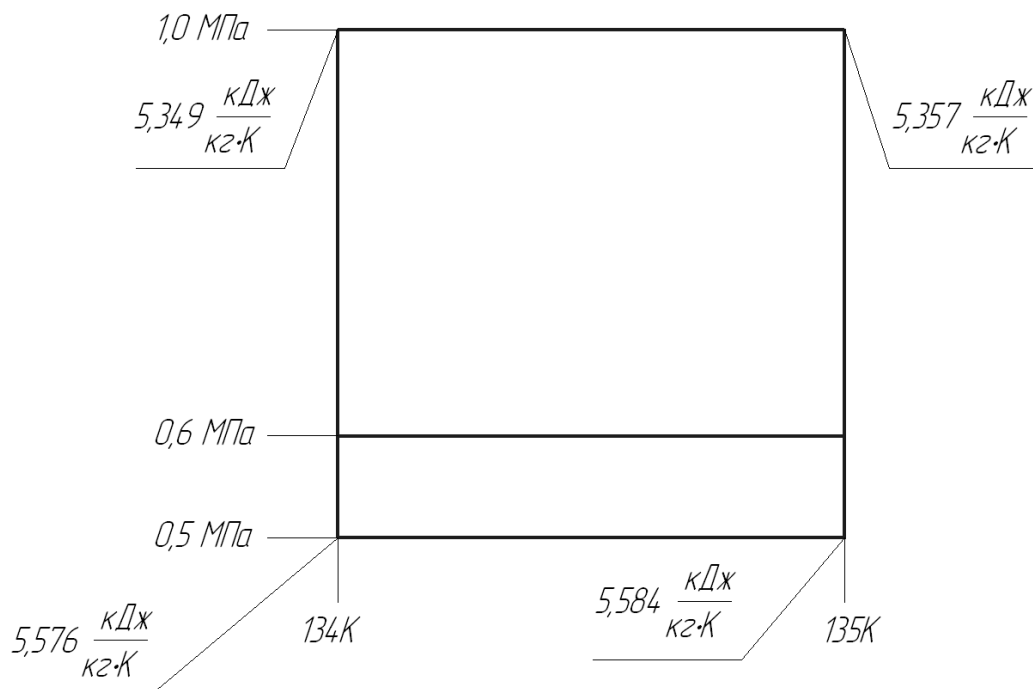


Рисунок 7.4 – Схема для інтерполяції табличних даних.

для $P=0,6$ МПа:

$$\begin{aligned}
 S_{T=134K, P=0,6 \text{ МПа}} &= S_{T=134K, P=0,5 \text{ МПа}} + \frac{S_{T=134K, P=1,0 \text{ МПа}} - S_{T=134K, P=0,5 \text{ МПа}}}{1,0 - 0,5} \cdot 0,6 - 0,5 = \\
 &= 5,576 + \frac{5,349 - 5,576}{1,0 - 0,5} \cdot 0,6 - 0,5 = 5,5306 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
S_{T=135K, P=0,6 \text{ МПа}} &= S_{T=135K, P=0,5 \text{ МПа}} + \frac{S_{T=135K, P=1,0 \text{ МПа}} - S_{T=135K, P=0,5 \text{ МПа}}}{1,0 - 0,5} 0,6 - 0,5 = \\
&= 5,584 + \frac{5,357 - 5,584}{1,0 - 0,5} 0,6 - 0,5 = 5,5386 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}
\end{aligned}$$

Температура повітря перед детандруванням, К:

$$\begin{aligned}
T_3 &= 134 + \frac{135 - 134}{\frac{S_{T=135K, P=0,6 \text{ МПа}} - S_{T=134K, P=0,6 \text{ МПа}}}{1,0}} \left(s_3 - S_{T=134K, P=0,6 \text{ МПа}} \right) = \\
&= 134 + \frac{1,0}{5,5386 - 5,5306} 5,533 - 5,5306 = 134,3
\end{aligned}$$

Ентальпія повітря перед детандером, кДж/кг:

$$\begin{aligned}
h_{T=134K, P=0,6 \text{ МПа}} &= 381,3 & h_{T=135K, P=0,6 \text{ МПа}} &= 382,42 \\
h_3 &= h_{T=134K, P=0,6 \text{ МПа}} + \frac{h_{T=135K, P=0,6 \text{ МПа}} - h_{T=134K, P=0,6 \text{ МПа}}}{135 - 134} 134,3 - 134 = \\
&= 381,3 + \frac{382,42 - 381,3}{1,0} 134,3 - 134 = 381,64
\end{aligned}$$

Теоретичний теплоперепад на детандері, кДж/кг:

$$\Delta h_{\text{дет. ад}} = h_4 - h_3 = 331,3 - 381,64 = -50,34 .$$

Знаходимо ентальпію повітря в точці 4, кДж/кг:

$$h_4 = h_3 + \eta_{\text{дет}} \cdot \Delta h_{\text{дет. ад}} = 381,64 + 0,81 \cdot (-50,34) = 340,86 .$$

Фактичний теплоперепад на детандері, кДж/кг:

$$\Delta h_{\text{дет.}} = h_4 - h_3 = 340,86 - 381,64 = -40,78 .$$

Температура повітря у точці 1, К:

$$T_1 = T_2 - \Delta t_{\text{нед}} = 283,15 - 5,5 = 277,65 .$$

Ентальпія у т.1, кДж/кг:

$$h_1 = h_{T=270, P=0,1 \text{ МПа}} + \frac{\left(h_{T=280, P=0,1} - h_{T=270, P=0,1} \right)}{280 - 270} 277,65 - 270 = 523,5 + \frac{533,6 - 523,5}{280 - 270} 7,65 = 531,23 .$$

Ентальпія у т.2, кДж/кг:

$$h_2 = h_{T=280, P=0,6 \text{ МПа}} + \frac{\left(h_{T=290, P=0,6} - h_{T=280, P=0,6} \right)}{290 - 280} 283,15 - 280 = 532,24 + \frac{542,36 - 532,24}{290 - 280} 3,15 = 535,43 .$$

Знаючи параметри точки 4 закінчуємо побудову діаграми, параметри всіх точок зводимо в таблицю 7.1.

Таблиця 7.1 – Значення термодинамічних параметрів в вузлових точках циклу

Параметр		Вузлові точки								
		0	1	1'	2	3	4	4'	5	6
P	бар	1	1	1	6	6	1	1	6	1
	МПа	0,1	0,1	0,1	0,6	0,6	0,1	0,1	0,6	0,1
t	°С	-194,6	+4,5	+10	+10	-138,85	-183	-191,58	-172	-192
	К	78,55	277,65	283,15	283,15	134,3	90	81,57	101	81
h	кДж/кг	130,2	531,23	536,75	535,43	381,64	340,86	331,3	166,6	166,6
s	кДж/(кг·К)	3,013	6,768	6,7867	6,306	5,533	5,646	5,533	3,416	

Розраховуємо втрати холоду в оточуюче середовище, кДж/кг:

$$q_{o.c.} = \frac{q_{o.c.n.}}{\rho_0} = \frac{9,27}{1,293} = 7,2 \text{ .}$$

Розраховуємо втрати холоду на 1 кг повітря, що перероблюється, від недорекуперації, кДж/кг:

$$q_{нед} = c_p \cdot \Delta t_{нед} = 1,005 \cdot 5,5 = 5,52 \text{ ,}$$

де $c_p = 1,005$ кДж/кг питома теплоємність повітря.

Розраховуємо питому холодопродуктивність циклу (компресора):

$$q_0 = h_2 - h_1^1 = 535,43 - 536,75 = -1,32 \text{ кДж/кг.}$$

Розраховуємо частку скрапленого повітря, кг/кг:

$$\begin{aligned} y &= \frac{h_1^1 - h_2 + M \eta_{адіабат} (h_3 - h_4) - q_{нед} - q_{o.c.}}{h_1^1 - h_0} = \\ &= \frac{536,75 - 535,43 + 0,95 \cdot 0,81 (381,64 - 340,86) - 5,52 - 7,2}{536,75 - 130,2} \text{ .} \\ &= \frac{1,32 + 31,38 - 12,72}{406,55} = 0,04914 \end{aligned}$$

Розраховуємо питому холодопродуктивність циклу, кДж/кг:

$$q_{пит} = q_0 + q_{дет} - q_{нед} - q_{o.c.} = -4,283 + 31,38 - 12,72 = 14,377 \text{ . ,}$$

де $q_{дет} = \Delta h_{дет} \cdot M \eta_{адіабат} = 31,38$ кДж/кг.

Питома робота стискання в компресорі, Дж/кг:

$$l_{комп} = \frac{1}{\eta_{T=const.}} \frac{RT_1^1}{\mu} \ln \left(\frac{p_2}{p_1} \right) = \frac{1}{0,59} \frac{8,3144 \cdot 283,15}{0,029} \ln \left(\frac{0,6}{0,1} \right) = 2,465 \cdot 10^5 \text{ .}$$

Теоретична робота приводу компресора, (кВт·год)/кг, (кДж/кг):

$$L_{\text{комп}} = l_{\text{комп}} / 3600 = 246,5 / 3600 = 0,06847 \text{ (246,49 кДж/кг)}.$$

Розраховуємо питому роботу, яка повертається з детандера на вал компресора, кДж/кг:

$$l_{\text{дет}} = M \cdot \Delta h_{\text{дет}} \cdot \eta_{\text{дет}} \cdot \eta_{\text{м.д.}} = 0,95 \cdot (-50,34) \cdot 0,81 \cdot 0,6 = -23,24 \text{ .}$$

Витрати енергії на скраплення, кВт:

$$N = \frac{(L_{\text{комп}} - L_{\text{дет}})}{3600} \cdot G_{\text{п}} = \frac{246,5 - 23,24}{3600} \cdot 2000 = 124,033 \text{ кВт}.$$

Розраховуємо загальну кількість повітря, що скраплюється за секунду, кг/с:

$$G_{\text{р.с.}} = \frac{G}{3600} \text{ у} = \frac{2000}{3600} \cdot 0,04914 = 0,0273 \text{ .}$$

Розраховуємо питомі витрати енергії на 1 кг зрідженого повітря, кДж/кг:

$$N_{\text{пит}} = \frac{N}{G_{\text{р.с.}} \cdot 3600} = \frac{124,033}{0,0273} = 4543,33 \text{ .}$$

Розраховуємо загальну кількість повітря, що скраплюється за годину, кг/год:

$$G_{\text{р.г.}} = 3600 \cdot G_{\text{р.с.}} = 3600 \cdot 0,0273 = 98,28 \text{ .}$$

Ексергетичний ККД установки:

$$L_{\text{min}} = T_1(S_1 - S_0) - h_1 - h_0 = 283,15 \cdot 6,7867 - 3,013 - 536,75 - 130,2 = 661,97 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$\eta = \frac{L_{\text{min}}}{N_{\text{пит}}} = \frac{661,97}{4543,33} = 0,1457.$$

Аналіз отриманих результатів та висновки: для аналізу ефективності та економічності циклу Капіці, порівняємо його з ідеальним циклом. Питомі енергетичні витрати циклу Капіці на зрідження повітря становлять 4543 кДж/кг, що у 7 разів перевищує витрати в ідеальному циклі, але свідчить про достатньо високу енергетичну ефективність циклу. Проте частка скрапленого повітря невисока і становить 0,049 кг/кг, що у 20 разів менше ніж в ідеальному циклі. Цикл низького тиску з турбодетандером доцільно застосовувати, якщо необхідно отримати значні об'єми зрідженого газу. Застосування турбокомпресора та турбодетандера дозволило зробити установку більш компактною, крім того установка не потребує очищення повітря від домішок. Основним недоліком циклу є неможливість швидкої заміни турбодетандера, який знаходиться в середині конденсатора, у разі виходу його з ладу.

ТЕМА 8. РОЗДІЛЕННЯ ГАЗІВ

Технічний і медичний газоподібний кисень по [8] і [9] (чистота не нижче 99,2% по масі), як і рідкий можливо отримати тільки криогенним способом. Адсорбційні установки дають чистоту не вище 95% по масі, мембранні - до 50% по масі. (Для газового зварювання та різання металів застосовується кисень чистотою не нижче 98,5% по масі, одержуваний тільки на криогенних установках), азот підвищеної чистоти (99,999% по масі) можливо отримати як на криогенних, так і на адсорбційних установках.

Криогенний метод розділення повітря здійснюється при криогенних температурах (нижче мінус 150°C) в повітря-роздільних установках шляхом ректифікації, повітря попередньо піддають зрідженню. Теоретично мінімальна робота, необхідна для розділення повітря, при зворотному процесі визначається тільки початковим станом повітря і кінцевим станом продуктів поділу:

$$L_{\text{теор}} = T\Delta S ,$$

де T - температура навколишнього середовища, К;

ΔS - зміна ентропії системи, кДж/(кг·К).

Дійсна витрата енергії в повітря-роздільній установці (ПРУ) набагато більше, що пояснюється втратами холоду в навколишнє середовище, недорекуперацією (необоротністю теплообміну між повітрям і продуктами розділення), гідравлічними опорами та ін. Так, витрата енергії на отримання 1м³ кисню чистоти 99,5% по масі досягає 0,38 ... 0,42 (кВт·год), тоді як $L_{\text{теор}} = 0,067$ (кВт·год).

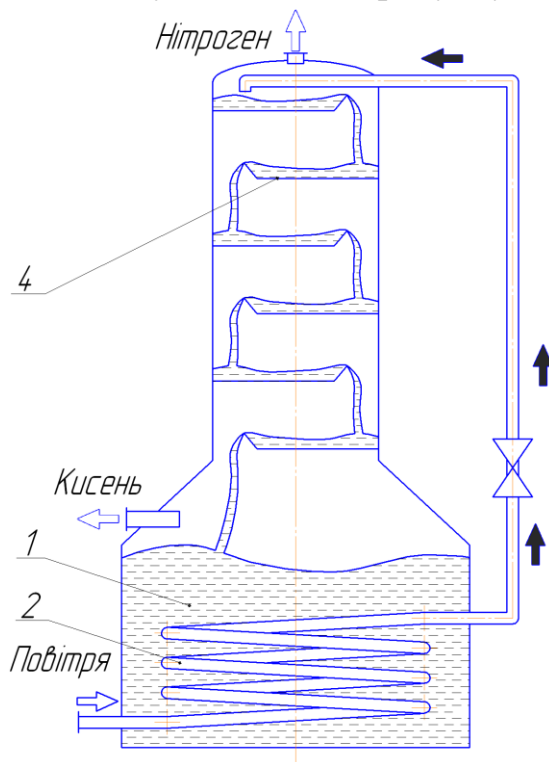
Поділ здійснюється шляхом ректифікації, проведеної в ректифікаційних колонах. Процес ректифікації заснований на явищі конденсації кисню в азотно-кисневої рідини з одночасним випаровуванням з неї азоту. З пари конденсується кисень і збагачує рідину, а азот випаровується з рідини, збагачуючи пар.

Колона одноразової ректифікації для одержання кисню наведена на рисунок 9. Стиснуте і попередньо охолоджене повітря проходить через змієвик, занурений у посудину (куб) з киплячим рідким киснем. У змієвику охолоджене повітря частково конденсується, випаровуючи деяку кількість кисню з куба.

На виході з змієвика повітря дроселюється, його тиск знижується до 0,012...0,013 МПа. Потім повітря надходить на верхню тарілку ректифікаційної колони, частина його випаровується, а більша частина стікає по тарілках в нижню частину колони. Проходячи ряд тарілок, повітря збагачується киснем,

контактуючи на тарілках з парами що піднімаються. В результаті в нижній частині колони (куба) збирається рідкий кисень.

У верхній частині колони пар містить близько 90% по масі азоту і 10% по масі кисню. Ця суміш викидається в атмосферу, попередньо віддавши свій холод стиснутому повітрю, що поступає в колону. Схема колони одноразової ректифікації для отримання азоту наведена на рисунку 8.1.



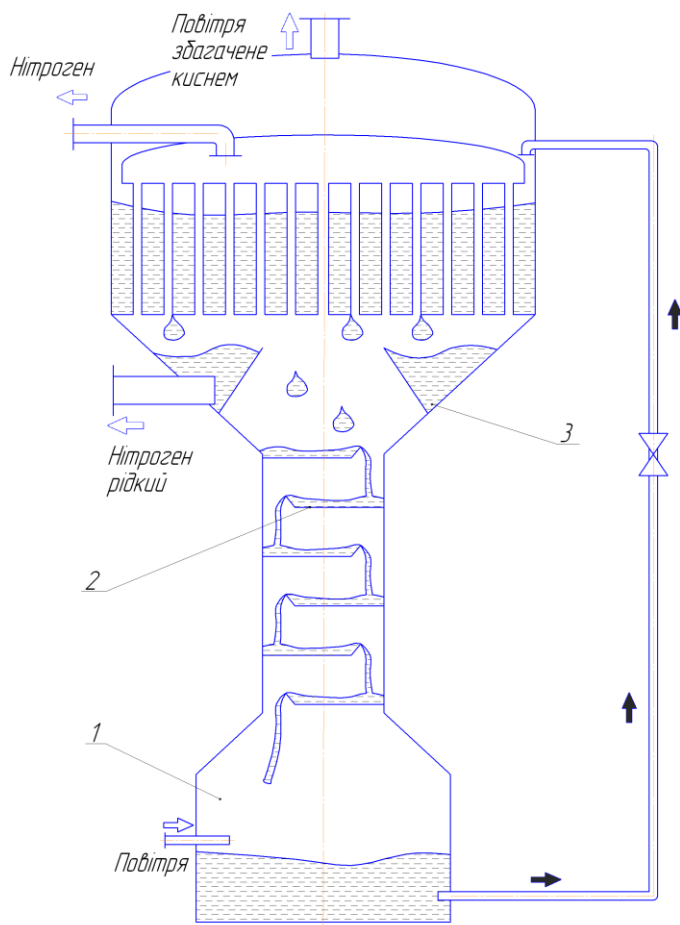
1 – кубовий остаток; 2 – змійовик; 4 – тарілки

Рисунок 8.1 – Схема одноразової ректифікації з отриманням рідкого кисню

Стиснуте і охолоджене повітря подається через дросельний вентиль в куб колони, звідки для охолодження та конденсації газоподібного азоту, що знаходиться в трубках конденсатора через другий дросельний вентиль поступає в міжтрубний простір конденсатора. Чистий газоподібний азот відбирається з-під кришки конденсатора, а рідкий азот зливається в кишені і видається у вигляді продукту. Збагачене киснем холодне повітря з міжтрубному простору конденсатора відводиться для охолодження стисненого повітря.

При отриманні технічного кисню колона одноразової ректифікації працює неекономно, оскільки разом з азотом в атмосферу викидається близько 30% по масі по масі кисню, що міститься в повітрі, що переробляється, це відбувається тому, що верхня тарілка колони зрошується рідким повітрям, пар над яким

теоретично містить 7% по масі кисню. Для зменшення втрат кисню необхідно зрошувати верхню тарілку рідким азотом, що й роблять в колоні дворазовою ректифікації, рисунок 8.2.



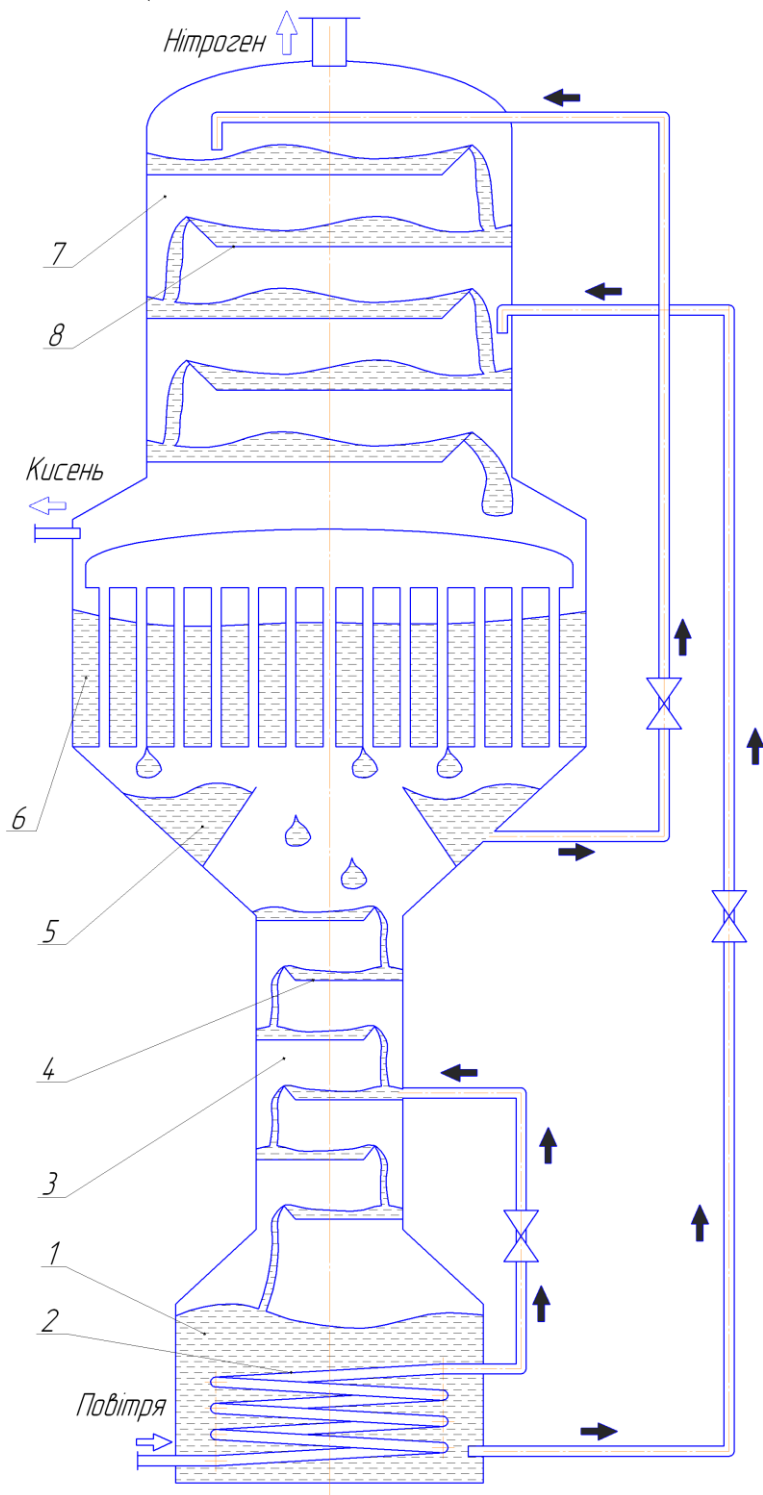
1 – кубовий остаток; 2 – тарілки; 3 – ”карман”

Рисунок 8.2 – Схема одноразової ректифікації з отриманням рідкого нітрогену

Колона двократної ректифікації призначена для розділення сумішей газів на складові. Апарат, який зображений на рисунок 8.3 складається із двох колон: нижньої, у якій процес поділу відбувається при абсолютному тиску 0,57 МПа, і верхньої, у якій процес поділу відбувається при абсолютному тиску 0,14 МПа, та містить концентраційну та відгінну секції.

Між колонами розміщений конденсатор-випарник, у трубках якого конденсується азот при тиску 0,57 МПа, а в міжтрубному просторі випаровується кисень при тиску 0,125 МПа. Верхня колона низького тиску, яка включає в себе концентраційну та відгінну секції, працює під тиском 0,125 МПа.

Повітря в стані, близькому до насиченої пари, подається в куб нижньої колони, в якій відбувається його попереднє розділення на азот і кубову рідину з підвищеним вмістом кисню (до 36-39% по масі O_2).



- 1 – куб колони; 2 – змійовик; 3 – нижня частина колони (високого тиску);
- 4, 8 – тарілки ректифікаційної колони; 5 – “кармани” для рідкого азоту;
- 6 – конденсатор–кипятильник; 7 – верхня частина колони (низького тиску).

Рисунок 8.3 – Схема двостадійної ректифікації повітря

Пари азоту, які піднімаються з верхньої тарілки нижньої колони, потрапляють в конденсатор – випарник, де повністю конденсуються, віддаючи теплоту киплячому кисню. Частина рідкого азоту, що утворився відводиться в спеціальні збірники (кармани), звідки подаються через охолоджувач азотної флегми та дросельний вентиль, на зрошення верхньої колони.

Друга частина азоту стікає долілиць по колоні, поступово збагачуючись киснем. Збагачена киснем рідина подається з випарної посудини через дросельний вентиль у середню частину верхньої колони.

В верхній колоні відбувається остаточне розділення повітря з отриманням газоподібного азоту, який відводиться з верхньої частини колони, і кисню, у вигляді газу або рідини, який відводиться з конденсатора–випарника. Частина кисню у вигляді пари підіймається по колоні назустріч азотній флегмі, яка стікає по тарілках.

Конструкція колон діаметром до 250 мм – насадкові. Промислові ректифікаційні колони мають сітчасті тарілки з діаметром отворів $0,8 \div 0,9$ мм, та шагом перфорації 3,25 мм. Швидкість парів у нижній колоні (високого тиску): $0,1 \div 0,2$ м/с, у верхній колоні (низького тиску): $0,25 \div 0,8$ м/с.

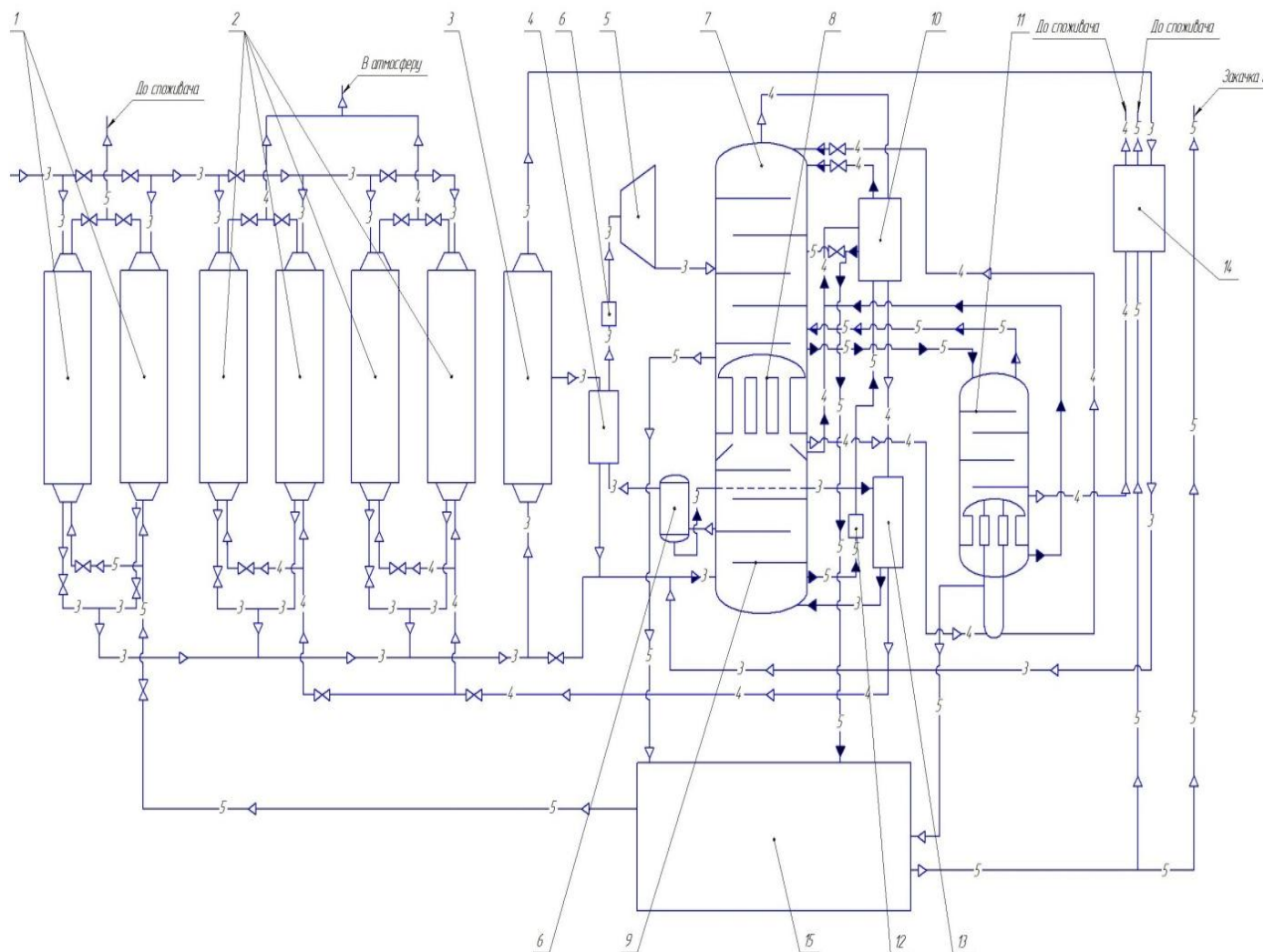
При ідеальному розділенні суміші газів витрати енергії визначаються через абсолютний тиск кожного газу, що входить до складу суміші, за змістом цього газу в суміші.

Якщо, наприклад, приймати, що повітря складається тільки з азоту і кисню (аргон віднесений до азоту), то його об'ємний склад буде: 79,1% N_2 і 20,9% O_2 .

Тоді парціальні тиски азоту і кисню в повітрі (при загальному тиску суміші 0,1 МПа) дорівнюють, відповідно: 0,0791 і 0,0209 МПа. При розділенні повітря на кисень і азот потрібно кожен з цих газів стиснути від його парціального тиску до загального тиску суміші [10, стор. 62]. Сума робіт ізотермічного стискання кожного компонента від його парціального тиску до тиску суміші є теоретичною (мінімальною) роботою поділу газової суміші на її складові частини, Дж/кг:

$$A_{\min} = \frac{RT_1}{\mu} \sum \left(x \ln \left(\frac{0,1}{p_n} \right) \right) = \frac{8,3144 \cdot 293,15}{0,02867} \left[0,791 \ln \left(\frac{0,1}{0,0791} \right) + 0,209 \ln \left(\frac{0,1}{0,0209} \right) \right] = 85014,522 \cdot 0,1854 + 0,3271 = 43569 \text{ .}$$

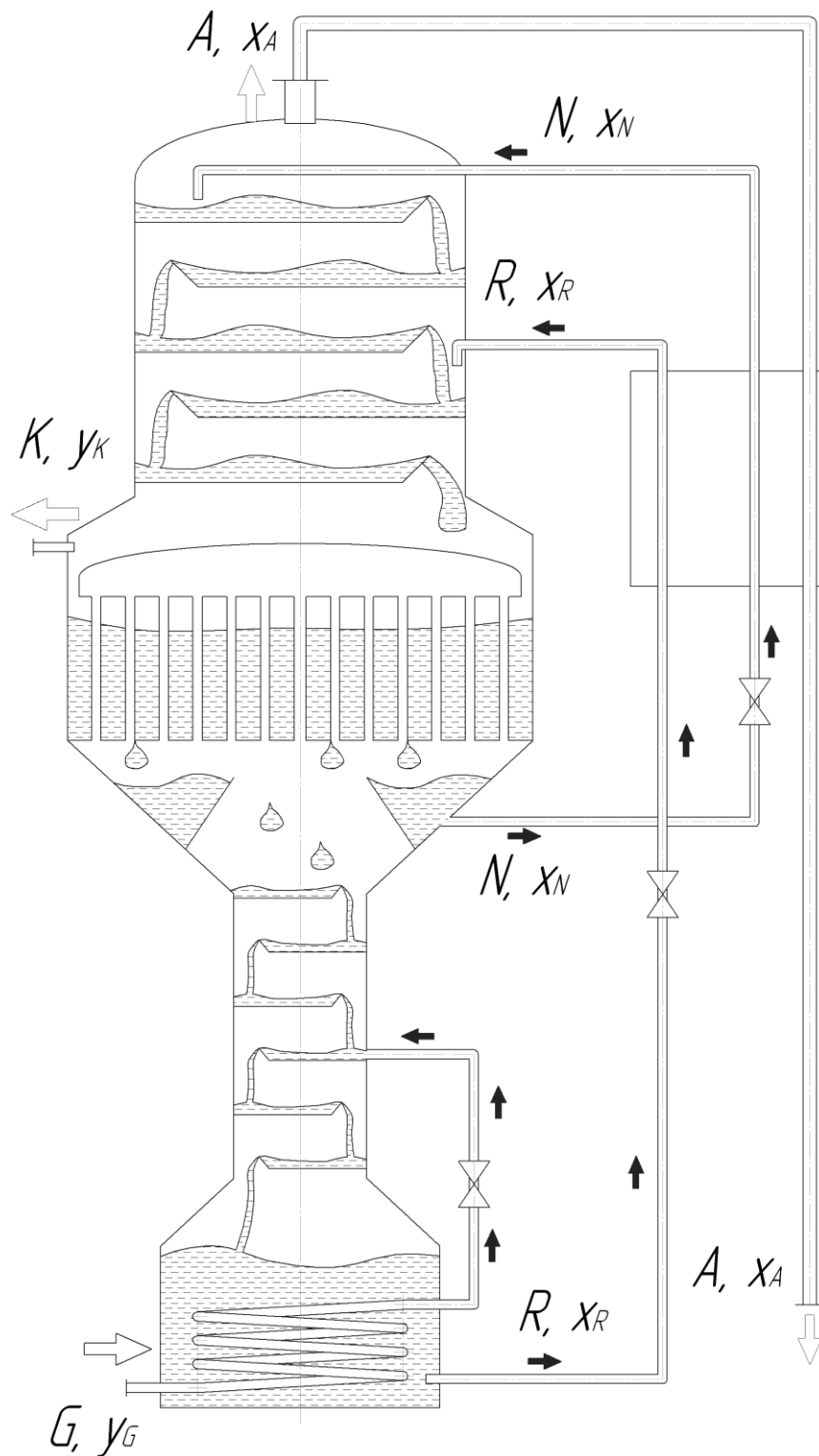
На рисунку 8.4 зображено схему циклу низького тиску розділення повітря. Повітря стискається в турбокомпресорі низького тиску до тиску 0,64 МПа і розділяється на два потоки: більша частина проходить через азотні регенератори 2, інша частина поступає в кисневий регенератор 1. В регенераторах відбувається охолодження повітря до стану сухої насиченої пари (100 К) з одночасним виморожуванням домішок (вологи і вуглекислоти).



1 – регенератор кисневий; 2,3 – регенератор азотний; 4 – теплообмінник детандерний; 5 – детандер; 6 – фільтр; 7 – колона верхня; 8 – конденсатор-випарник; 9 – колона нижня; 10 – переохолоджувач азотної і кисневої флегми; 11 – колона технічного кисню; 12 – фільтр-адсорбер ацетилену; 13 – теплообмінник підігрівач азоту; 14 – теплообмінник технічного кисню низького тиску; 15 – криптоновий блок.

Рисунок 8.4 – Схема циклу низького тиску розділення повітря.

Розрахункова схема до розрахунку матеріального та теплового балансу зображена на рисунку 8.5.



A – газоподібний азот; D – детандерне повітря; N – рідкий азот, який підводиться/відводиться до колони; R – кубова рідина, яка підводиться/відводиться до колони; K – чистий кисень, який відводиться з колони; B – повітря, яке поступає в колону.

Рисунок 8.5 – Розрахункова схема блоку розділення повітря.

Приклад розрахунку, вихідні дані:

кисень технічний з чистотою, y_k , % – 99,2;

продуктивність по кисню G , кг/год – 2000;

азот з чистотою, y_A , % – 99,8;

концентрація азоту в повітрі y_G , % – 78,1;

ККД детандера, доля – 0,75.

Розв'язок:

Матеріальний баланс + баланс по кисню:

$$\begin{cases} K = \frac{2000}{3600} \\ G = A + K \\ G(1 - y_G) = A(1 - y_A) + Ky_K \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} K = 0,555 \\ G = A + 0,555 \\ 0,219G = A0,002 + 0,992K \end{cases} .$$

У MathCad:

```

K := 0.555
G := 1
A := 1

Given

G = A + K

0.219·G = 0.002·A + K·0.992

Find(A, G) → (1.9770276497695852535
              2.5320276497695852535)
    
```

$A=1,977$ кг/с; $G=2,532$ кг/с

Тиск у нижній частині колони $p=0,57$ МПа.

Тиск у верхній частині колони $p=0,14$ МПа, відповідно, концентрація азоту у рідині, що зрошує верхню тарілку:

$$P = P(O_2)x_N + P(N_2)(1 - x_N) \Rightarrow$$

$$1,4 \cdot 10^5 = \exp\left(-\frac{366,523}{T} + 4,06295\right)x_N + \exp\left(-\frac{304,394}{T} + 3,93352\right)(1 - x_N) \Rightarrow$$

На лінії насичення повітря температура кипіння за тиску 0,14 МПа, К:

$T_{liquid}=81,634$ К , $T_G=84,506$ К, $\rho_L=861,69$ кг/м³; $\rho_G=6,068$ кг/м³; $h_L=134,91$ кДж/кг; $h_G=333,50$ кДж/кг; $S_L=3,0707$ кДж/(кг·К); $S_G=5,4684$ кДж/(кг·К);

На лінії насичення повітря (G) температура кипіння за тиску 0,57 МПа, К:

$T_{Gliquid}=97,77$ К , $T_{GG}=100,054$ К, $\rho_{GL}=780,302$ кг/м³; $\rho_{GG}=22,85$ кг/м³; $h_{GL}=165,1$ кДж/кг; $h_{GG}=342,02$ кДж/кг.

На лінії насичення азот (N) температура кипіння за тиску 0,57 МПа, К:

$T_{Nliquid}=95,68$ К, $\rho_{NL}=713,058$ кг/м³; $\rho_{NG}=23,508$ кг/м³; $h_{NL}=164,94$ кДж/кг; $h_{NG}=334,82$ кДж/кг.

На лінії насичення кисень (R) температура кипіння за тиску 0,57 МПа, К:

$T_{RO2liquid}=110,696$ К, $\rho_{RO2L}=1030,094$ кг/м³; $\rho_{RO2G}=22,373$ кг/м³; $h_{RO2L}=178,92$ кДж/кг; $h_{RO2G}=365,7$ кДж/кг.

На лінії насичення кисень температура кипіння за тиску 0,14 МПа, К:

$T_{O2liquid}=93,3$ К, $\rho_{O2L}=1123,92$ кг/м³; $\rho_{O2G}=6,0362$ кг/м³; $h_{O2L}=147,72$ кДж/кг; $h_{O2G}=356,46$ кДж/кг; $S_{O2L}=3,0022$ кДж/(кг·К); $S_{O2G}=5,2412$ кДж/(кг·К);

На лінії насичення азот (A) температура кипіння за тиску 0,14 МПа, К:

$T_{Nliquid}=80,11$ К, $\rho_{NL}=792,47$ кг/м³; $\rho_{NG}=6,206$ кг/м³; $h_{NL}=131,78$ кДж/кг; $h_{NG}=327,5$ кДж/кг; $S_{NL}=2,9108$ кДж/(кг·К); $S_{NG}=5,3548$ кДж/(кг·К);

концентрація технічного кисню y_K , % 99,6;

концентрація азоту в кубовій рідині x_R , % 62;

концентрація азоту в кишнях колони x_N , % 99,6;

концентрація азоту в повітрі y_G , % 78,1.

Матеріальний баланс нижньої частини колони:

$$\begin{cases} G = R + N \\ Gy_G = Rx_R + Nx_N \end{cases}$$

У MathCad:

$$\underline{G} := 1$$

Given

$$G = R + N$$

$$G \cdot (1 - 0.781) = R \cdot (1 - 0.62) + N \cdot (1 - 0.996)$$

$$\text{Find}(R, N) \rightarrow \begin{pmatrix} 0.57180851063829787234 \\ 0.42819148936170212766 \end{pmatrix}$$

$$R=0,5718 \text{ кг/с}; \quad N=0,4282 \text{ кг/с}$$

Матеріальний баланс верхньої частини колони:

$$\begin{cases} R + N = K + A \\ R(1 - x_R) + N(1 - x_N) = Ky_K + A(1 - y_A) \end{cases}$$

$$\underline{R} := 0.5718$$

$$\underline{N} := 0.4282$$

$$x_R := 0.62 \quad x_N := 0.996 \quad y_K := 0.996 \quad y_A := 0.998$$

Given

$$R + N = A + K$$

$$R \cdot (1 - x_R) + N \cdot (1 - x_N) = K \cdot y_K + A \cdot (1 - y_A)$$

$$\text{Find}(A, K) \rightarrow \begin{pmatrix} 0.78169336016096579477 \\ 0.21830663983903420523 \end{pmatrix}$$

$$A=0,7817 \text{ кг/с}; \quad K=0,2183 \text{ кг/с.}$$

Тепловий баланс нижньої частини колони, кДж/кг:

$$Gh_G = Nh_N + Rh_R - q_v \Rightarrow$$

$$q_v = Gh_G - Nh_N - Rh_R = 1 \cdot 342,02 - 0,4282 \cdot 164,94 - 0,5718 \cdot 170,2524 = 174,043$$

$$h_R = h_{LN_2}(x_R) + h_{LO_2}(1 - x_R) = 164,94 \cdot 0,62 + 178,92(1 - 0,62) = 170,2524$$

Через конденсатор–кипятильник має відбиратись 174,043 кДж теплоти з кожного кілограму повітря, що заходить до колони.

Тепловий баланс верхньої частини колони, кДж/кг:

$$Rh_{R_verh} + Nh_N = Ah_A + Kh_K - q_v \Rightarrow$$

$$h_{R_verh} = \frac{Ah_A + Kh_K - q_v - Nh_N}{R} =$$

$$\frac{0,7817 \cdot 327,5 + 0,2183 \cdot 356,46 - 174,043 - 0,4282 \cdot 164,94}{0,5718} = 155,91$$

Теплова потужність теплообмінника – переохолоджувача, кДж/кг:

$$h_R - h_{R_verh} = 174,043 - 155,91 = 18,133 .$$

Визначимо, до якої температури треба заохолдити кубовий залишок перед подачею до верхньої частини ректифікаційної колони.

ТЕМА 9. РОЗРАХУНОК ТЕОРЕТИЧНОЇ КІЛЬКОСТІ ТАРИЛОК РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ РОЗДІЛЕННЯ ПОВІТРЯ

Метою розрахунку є побудова кривої рівноваги за даними тиску насиченої пари компонентів бінарної суміші.

T – К, P – бар, X – мольна концентрація у рідині:

$$Lg PN_2 = -\frac{304,394}{T} + 3,93352$$

$$Lg PO_2 = -\frac{366,523}{T} + 4,06295$$

Мольна доля ((моль O_2)/(моль суміші)) O_2 через його масову долю (\bar{x}) та мольну вагу (кг/моль):

$$x_{O_2} = \frac{\frac{\bar{x}}{M_{O_2}}}{\frac{\bar{x}}{M_{O_2}} + \frac{1-\bar{x}}{M_{N_2}}}$$

Тиск парів над рідкою сумішшю:

$$P = P(O_2)x_{O_2} + P(N_2)(1 - x_{O_2})$$

Мольна доля O_2 у парах:

$$y_{O_2} = \frac{P(O_2)x_{O_2}}{P(O_2)x_{O_2} + P(N_2)(1 - x_{O_2})}$$

$$\bar{y}_{O_2} = \frac{x_{O_2} \cdot M_{O_2}}{x_{O_2} \cdot M_{O_2} + (1 - x_{O_2})M_{N_2}}$$

Розрахунки виконано у програмі EXCEL, зведено у таблицю 9.1 та побудовано графік (схематичний), рисунок 9.1.

Таблиця 9.1 – результати розрахунку рівноважного вмісту кисню у парах над рідким повітрям за температури 105 К.

T , К	$X(O_2)$, мас	$M(O_2)$	$M(N_2)$	$P(N_2)$	$P(O_2)$	$X_{\text{мол}}(O_2)$	P , бар	$Y O_2$
105	0,2095	32	28	2,813782	1,772259	0,188242	2,617724	0,127444
105	0,143046	32	28	2,813782	1,772259	0,127444	2,681046	0,084245
105	0,095135	32	28	2,813782	1,772259	0,084245	2,726039	0,054769
105	0,062108	32	28	2,813782	1,772259	0,054769	2,756739	0,03521
105	0,040039	32	28	2,813782	1,772259	0,03521	2,77711	0,02247
105	0,025598	32	28	2,813782	1,772259	0,02247	2,790379	0,014271
105	0,016277	32	28	2,813782	1,772259	0,014271	2,798918	0,009037

105	0,010314	32	28	2,813782	1,772259	0,009037	2,80437	0,005711
105	0,006521	32	28	2,813782	1,772259	0,005711	2,807834	0,003605
105	0,004117	32	28	2,813782	1,772259	0,003605	2,810028	0,002273
105	0,002597	32	28	2,813782	1,772259	0,002273	2,811414	0,001433
105	0,001637	32	28	2,813782	1,772259	0,001433	2,81229	0,000903
105	0,001032	32	28	2,813782	1,772259	0,000903	2,812842	0,000569
105	0,00065	32	28	2,813782	1,772259	0,000569	2,813189	0,000358
105	0,00041	32	28	2,813782	1,772259	0,000358	2,813409	0,000226
105	0,000258	32	28	2,813782	1,772259	0,000226	2,813547	0,000142

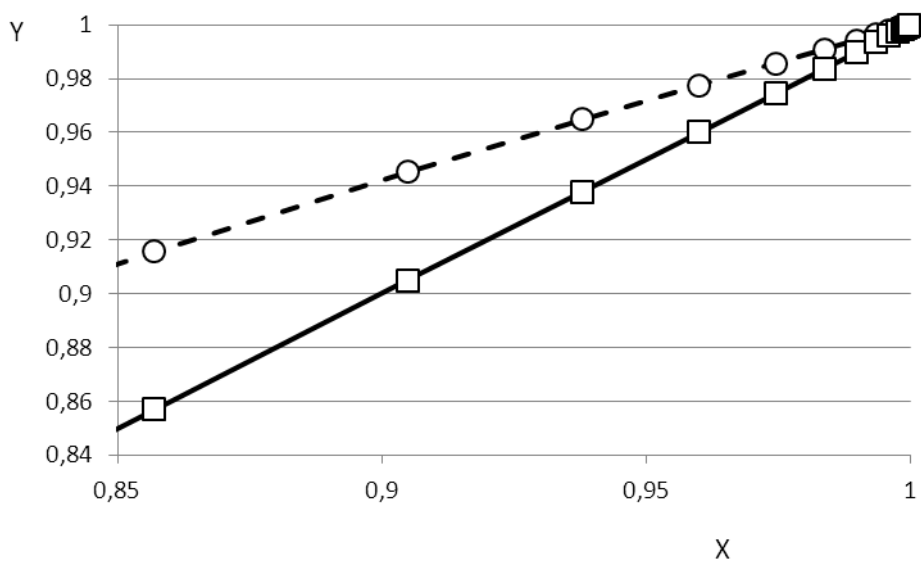


Рисунок 9.1 – Рівноважний вміст нітрогену у парах над рідким повітрям за температури 105 К.

ТЕМА 10. РОЗРАХУНОК ПРОЦЕСІВ АДСОРБЦІЇ ПРИ ОЧИЩЕННІ ГАЗІВ

Процеси адсорбції використовуються для очищення технологічного газу і повітря від шкідливих домішок, таких як сірководень (H_2S) при синтезі аміаку, метан (CH_4), ацетилен (C_2H_4) і монооксид вуглецю (CO) при зрідженні повітря. Сірководень та монооксид вуглецю шкідливі для каталізаторів синтезу аміаку, причому останній має температуру кипіння 81,95 К (кисень 90,19 К) за нормальних умов, що значно ускладнює його виділення при ректифікації.

Ацетилен мало розчинний у рідкому повітрі, тому збирається у нижній частині ректифікаційної колони і при досягненні критичної концентрації вибухає у рідкому кисні.

Гази криптон (Kr) та ксенон (Xe) мають високу комерційну цінність і також вловлюються в адсорберах.

Кількість адсорбованого газу може бути визначена за рівняння Ленгмюра:

$$v_0 = \frac{v_s b P}{1 + b P},$$

де v_0 – кількість газу, що поглинається адсорбентом при досягненні рівноважного стану, m^3/kg ; v_s , b – константи, характерні для газу, адсорбенту та температури, причому v_0 дорівнює кількості газу, що поглинається адсорбентом при досягненні рівноважного стану, m^3/kg за умови створення на поверхні адсорбенту суцільного нерозривного моно шару з молекул газу, що адсорбується. Для збільшення адсорбуючих властивостей у якості адсорбенту використовуються тверді речовини з розвинутою поверхнею: селікогель $(SiO_2)_n$ та алюмогель $Al_2O_3-H_2O$ мають питому поверхню 750.000÷950.000 m^2/kg , цеоліти $Na_2Al_2Si_3O_{10} \cdot 2H_2O$ питома поверхня 650.000÷750.000 m^2/kg , активоване вугілля 1.100.000 m^2/kg . Регенерація адсорбенту може здійснюватись двома способами: підігрів та розрідження.

Завдання: Визначити кількість адсорбованого активованим вугіллям газу ацетилен (C_2H_4) за тиску суміші ацетилену з повітрям 0,537 МПа, температурі 0 градусів С, якщо вміст ацетилену у суміші X, % за об'ємом.

$$X = N_{\text{варіанту}} \cdot 10^{-3}, \%$$

Приклад №11–1. Визначити кількість адсорбованого на поверхні активованого вугілля газу аргону (*Ar*) за тиску суміші ацетилену з повітрям 0,537 МПа, температурі –128 градусів С, якщо вміст ацетилену у суміші $X=3 \cdot 10^{-3}$, % за об'ємом.

Розв'язок. [, стор 189] знаходимо константи:

$$v_0 = 84,6 \left(\frac{\text{нсм}^3}{\text{гп}} \right) \quad b = 1,11 \cdot 10^{-2} \left(\frac{1}{\text{мм рт.ст.}} \right)$$

Тиск у мм рт. ст.: $P = \frac{0,537 \cdot 10^6}{133,3} = 4028,5$

$$v_0 = \frac{v_s b P}{1 + b P} = \frac{84,6 \cdot 1,11 \cdot 10^{-2} \cdot 4028,5}{1 + 1,11 \cdot 10^{-2} \cdot 4028,5} = 82,75 .$$

Кількість адсорбованого на поверхні активованого вугілля чистого газу аргону (*Ar*), м³/кг:

$$v_0 = \frac{82,75 \cdot 10^3}{10^6} = 0,08275 .$$

Мольна доля ацетилену у суміші дорівнює її об'ємній долі, тому парціальний тиск ацетилену: $P_{Ar} = P X_{Ar} = 4028,5 \cdot 3 \cdot 10^{-5} = 0,1208 \text{ мм рт.ст.}$

Кількість селективно адсорбованого з суміші на поверхні активованого вугілля чистого газу аргону (*Ar*), нсм³/гр:

$$v_0 = \frac{v_s b P}{1 + b P} = \frac{84,6 \cdot 1,11 \cdot 10^{-2} \cdot 0,1208}{1 + 1,11 \cdot 10^{-2} \cdot 12,08} = 0,1 .$$

$$\text{м}^3/\text{кг}: v_0 = \frac{10 \cdot 10^3}{10^6} = 0,0001 .$$

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. <https://helpiks.org/4-91316.html> дата звернення 03.05.2019.
2. <https://ceprikon.ru/sfera-primeneniya/metallurgia/primenenie-kisloroda-v-metallurgii/> дата звернення 03.05.2019.
3. <https://delo.ua/business/himicheskaja-promyshlennost-ukrainy-pochemu-prostaivajut-zavody-325582/> дата звернення 03.05.2019.
4. file:///C:/Documents%20and%20Settings/Admin/%D0%9C%D0%BE%D0%B8%D0%B4%D0%BE%D0%BA%D1%83%D0%BC%D0%B5%D0%BD%D1%82%D1%8B/Downloads/Kiem_2011_3_5.pdf дата звернення 03.05.2019.
5. Термодинамические свойства азота. Сычев В. В. и др, М., Издательство стандартов, 1977, с. 352.
6. Малков М.П. Справочник по физико-техническим основам глубокого охлаждения М.- Л., Госэнергоиздат, 1963, 416 с.
7. Термодинамические свойства воздуха./Сычев В. В., Вассерман А. А., Козлов А. Д., Спиридонов Г. А., Цымарный В. А. — ГСССД. Серия монографии. М.: Издательство стандартов, 1978. — 276 с.,
8. ГОСТ 5583-78. Кислород газообразный технический и медицинский. Технические условия.
9. ГОСТ 6331-78 Кислород жидкий технический и медицинский. Технические условия.
10. Свит Т.Ф. Основы разделения воздуха методом глубокого охлаждения и ректификации: учебное пособие/ Алт. гос. техн. ун-т им. И.И. Ползунова.- Барнаул: Изд-во АлтГТУ, 2005 – 132 с.
11. Герш С.Я. Глубокое охлаждение. Ч.1 и 2.– М.– Л.: Госэнергоиздат, 1957 – 1960. – 888с.
12. Кириллин В.А., Сычев В.В., Шейндлин А.Е. Техническая термодинамика. – М.: Энергия, 1974.– 448с.

13. Машины и аппараты химических производств / Под ред. И.И.Чернобыль-ского. – М.: Машиностроение, 1974. – 456с.
14. Наринский Г.Б. Ректификация воздуха. – М.: Машиностроение, 1978. – 248с.
15. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков В.Н. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
16. Разделение воздуха методом глубокого охлаждения: в 2-х томах / Под ред. В.И.Елифановой и Л.С.Аксельрода.–М.: Машиностроение, 1973. – 472+568с.
17. Справочник по физико-техническим основам глубокого охлаждения/ Малков М.П., Данилова И.Б., Зельдович А.Г. – М.–Л.: Госэнергоиздат, 1963. – 416с.
18. Вейнберг Б.С. Поршневые компрессоры холодильных машин. – М.: Машиностроение, 1965. – 355с.
19. Винтовые компрессорные машины: Справочник. – М.: Машиностроение, 1977. – 253с.
20. Глизманенко Д.Л. Получение кислорода.– М.: Химия, 1972. – 752с.
21. Григорьев В.А., Крохин Ю.И. Тепло- и массообменные аппараты криогенной техники. –М.: Энергоиздат, 1982. – 312с.
22. Елифанова В.И. Низкотемпературные радиальные турбодетандеры. – М.: Машиностроение, 1974. – 448с.
23. Иванов О.П. Конденсаторы и воздухоохлаждающие устройства. – Л.: Машиностроение, 1980. – 164с.
24. Микулин Е.И. Криогенная техника. – М.: Машиностроение, 1969. – 272с.
25. Поспелов Г.А., Биктанова Р.Г., Галиев Р.М. – Руководство по курсовому и дипломному проектированию по холодильным и компрессорным машинам. – М.: Машиностроение, 1986. – 264с.
26. Рис В.Ф. Центробежные компрессорные машины. – Л.: Машиностроение, 1981. – 351с.
27. Ротационные компрессоры/ Головинцов А.Г. и др. – М.: Машиностроение, 1964. – 315с.
28. Сакун И.А. Винтовые компрессоры. – М.-Л.: Машиностроение, 1970. – 400с.
29. Селезнев К.П., Галеркин Ю.Б. Центробежные компрессоры. – Л.: Машиностроение, 1982. – 271с.

30. Теплообменные аппараты холодильных установок/ Данилова Г.Н. и др. – Л.: Машиностроение, 1973. – 328с.
31. Френкель М.И. Поршневые компрессоры. – Л.: Машиностроение, 1974. – 743с.
32. Чистяков Ф.М. Холодильные турбоагрегаты. – М.: Машиностроение, 1967. – 288с.
33. Бадылькес И.С. Свойства холодильных агентов. – М.: Пищевая промышленность, 1974.– 174с.
34. Богданов С.Н., Иванов О.П., Куприянова А.В. Холодильная техника: Свойства веществ.– М.: Агропромиздат, 1985.– 208с.
35. Вайнштейн В.Д., Канторович В.Н. Низкотемпературные холодильные установки. – М.: Пищевая промышленность, 1977.– 264с.
36. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Ч. 1, 2. – М.: Химия, 1981. – 811с.
37. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973. – 752с.
38. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1987. – 490 с.
39. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1968. – 848с.
40. Процеси та обладнання хімічної технології [Текст]: підруч. У 2 ч./ Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л.Рябцев. К.: НТУУ "КПІ", 2011. – Ч. 1. – 300 с.
41. Свердлов Г.З., Явнель Б.К. Курсовое и дипломное проектирование холодильных установок и систем кондиционирования воздуха. – М.: Пищевая промышленность, 1978.– 264с.
42. Городинская С.А. Машины и аппараты химических производств: Текст лекций.– К.: КПИ, 1978, – 66 с.
43. Правила виконання розрахунково-графічних робіт та звітів про НДР. Методичні вказівки до курсів «Процеси та апарати хімічної технології» і

«Машини та апарати хімічних і нафтопереробних виробництв» / Укл.: Г.Л. Рябцев, В.Л. Ракицький, І.О. Мікульонок. – К.: НТУУ”КПІ”, 1998. – с.

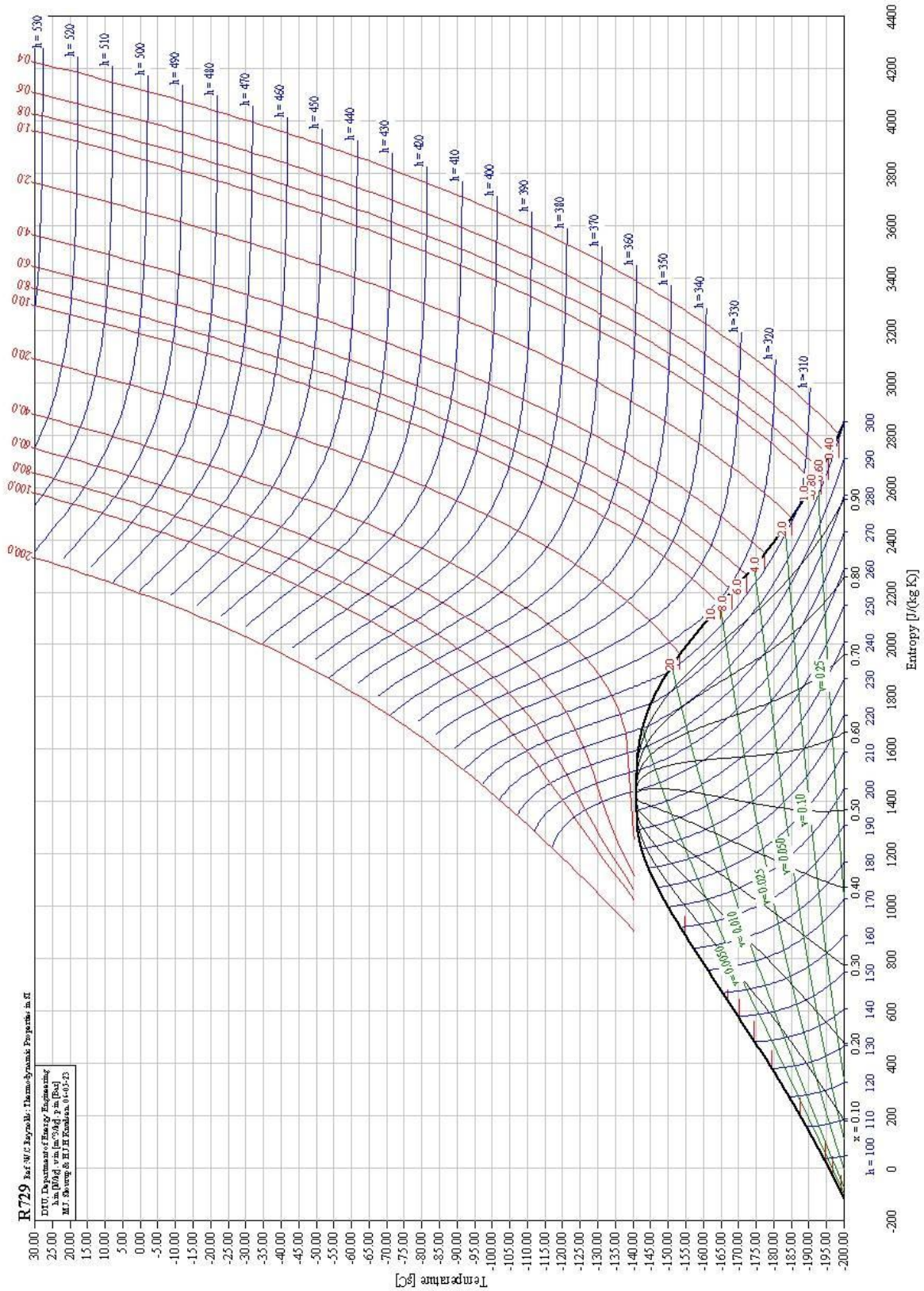
44. Установки, машини та апарати кріогенної техніки: Методичні вказівки до застосування обчислювальної техніки у курсі “МАХВ”/ Укл.: Ю.І.Трохін, Ю.С.Шемець, І.О.Мікульонок. – К.: КПІ, 1993. – 32с.

45. <http://www.et.web.mek.dtu.dk/coolpack/uk/index.html> Дата звернення 07.05.2019.

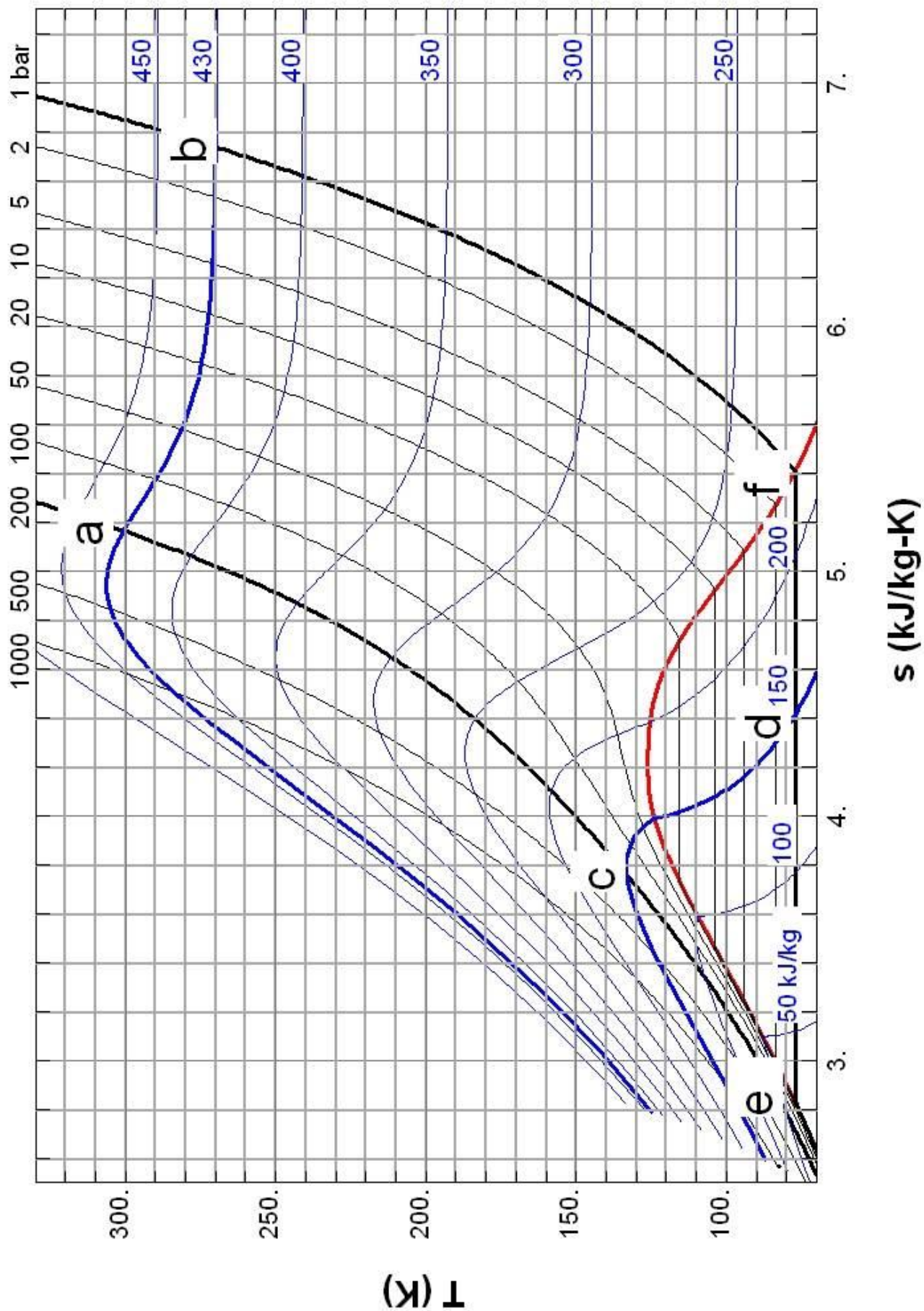
ДОДАТОК 1. T-S ДІАГРАМИ ГАЗІВ

Викладено за авторами [<http://6.iq-radiothek.de/t-s-diagram-methane.html>]

T-S діаграма повітря (фреон R729)



T-S діаграма метану (фреон R50)



ДОДАТОК 2. КРИТИЧНІ ПАРАМЕТРИ ГАЗІВ

[<http://www.cryocatalog.ru/info/krit.php>]

Газ	Критична температура, °С	Критична густина, кг/м ³	Критичний тиск	
			МПа	бар
Азот	—147,1	311	3,39	34,6
Гідроген	—239,9	31,0	1,30	13,5
Повітря	—140,7	350	3,77	38,5
Гелій	—267,9	69,3	0,23	2,3
Кисень	—118,8	430	5,04	51,4
Оксид вуглецю (II)	—139	301	3,5	36