

І. А. Пономарчук, Н. М. Слободян

**ГАЗОПОДІБНЕ ПАЛИВО
ТЕПЛОГЕНЕРУЮЧИХ УСТАНОВОК**



Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України
Вінницький національний технічний університет

І. А. Пономарчук, Н. М. Слободян

**ГАЗОПОДІБНЕ ПАЛИВО
ТЕПЛОГЕНЕРУЮЧИХ УСТАНОВОК**

Навчальний посібник

Вінниця
ВНТУ
2012

УДК 528.48(528.9)

ББК 31.311я73

П56

Рекомендовано до друку Вченою радою Вінницького національного технічного університету Міністерства освіти і науки, молоді та спорту України (протокол № 5 від 22.12.2011 р.).

Рецензенти:

В. Г. Петрук, доктор технічних наук, професор

І. П. Паламарчук, доктор технічних наук, професор

С. Й. Ткаченко, доктор технічних наук, професор

Пономарчук, І. А.

П56 Газоподібне паливо теплогенеруючих установок : навч. посібник / І. А. Пономарчук, Н. М. Слободян. – Вінниця : ВНТУ, 2012. – 91 с.

В даному навчальному посібнику розглянуто основні властивості газоподібних палив. Наведено основи горіння, теплопровідності, теплопередачі та гідродинаміки газоподібних палив.

Призначений для студентів напряму підготовки 6.060101 – будівництво.

УДК 528.48(528.9)

ББК 31.311я73

ЗМІСТ

Вступ	4
1 Склад горючих газів.....	5
1.1 Основні закони ідеальних і реальних газів.....	5
1.2 Критичні параметри газів.....	11
1.3 Рівняння станів реального газу.....	12
2 Вологість газів.....	22
3 В'язкість газів.....	26
4 Багатофазні системи.....	31
5 Розчинність газів в рідинах.....	42
6 Теплоємність газів.....	46
7 Температура і теплота перетворень.....	51
8 Основні положення теплопровідності і теплопередачі.....	54
9 Горіння газів.....	63
10 Основні положення гідродинаміки газового потоку.....	67
Література.....	90

ВСТУП

Історія розвитку людства найтіснішим чином пов'язана з отриманням та використанням енергії. Вже в стародавньому світі люди використовували теплову енергію для обігріву житла, приготування їжі, виготовлення з міді, бронзи, заліза та інших металів предметів побуту, інструментів і т. д.

З найдавніших часів відомі вугілля і нафта – речовини, що дають при спалюванні велика кількість теплоти. Зараз формулювання "паливо" охоплює всі речовини, які дають при спалюванні велику кількість теплоти.

Частка палива в загальній структурі енергоресурсів, які поживаються людством, переважає приблизно з початку нашої ери. По суті все паливо, що добувається, спалюється, лише близько 10% нафти і газу переробляється хімічною промисловістю.

Найбільша кількість палива витрачається на теплових електростанціях (ТЕС), у різного роду теплових двигунах, на технологічні потреби, а також на опалення житлових, громадських і виробничих приміщень. Системи теплопостачання є невід'ємною частиною промислового та комунального господарства України. Основною складовою цих систем є теплогенеруючі установки, для забезпечення ефективної та безаварійної роботи яких необхідно чітко розуміти суть процесів, які відбуваються при транспортуванні, переробці та використанні газоподібних палив.

Властивості палива залежать, головним чином, від його хімічного складу. Основним елементом будь-якого палива природного походження є вуглець (його склад становить від 30 до 85% маси). До складу палива також входять Н, О, N, S, зола, вода. Практична цінність палива визначається кількістю теплоти, що виділяється при його повному згорянні. Ця величина прямо залежить від вмісту в паливі вуглецю та водню і обернено – від вмісту кисню та азоту.

В зв'язку з цим в навчальному посібнику наведено детальну інформацію про склад газоподібних палив, основні закони ідеальних і реальних газів, критичні параметри, рівняння станів газоподібних палив, наведено властивості вологих газів, багатофазних систем, розчинність газів в рідинах, теплоємність газів, температуру і теплоту перетворень. Наведено також основні положення теплопровідності, теплопередачі і горіння газів, а також розглянуто основи гідродинаміки газового потоку. Наведено приклади типових розрахунків, в яких виникає потреба при проектуванні та експлуатації теплогенеруючого устаткування.

Автори вдячні рецензентам за корисні поради процесі підготовки даного посібника до друку.

1 СКЛАД ГОРЮЧИХ ГАЗІВ

1.1 Основні закони ідеальних і реальних газів

При характерних для кожного індивідуального газу високих температурах і невеликих тисках горючі гази практично наслідують закони ідеальних газів.

Закон Бойля-Маріотта встановлює залежність між тиском і об'ємом сталої маси (питомим об'ємом) газу при сталій температурі:

$$p \cdot v = p_1 \cdot v_1 = \text{const}, \quad (1.1)$$

де p і p_1 – абсолютний тиск;

v і v_1 – питомі об'єми газу при тисках p і p_1 .

Закон Шарля встановлює залежність тиску газу від температури при сталому об'ємі:

$$p_t = p_0 \cdot (1 + \beta \cdot t), \quad (1.2)$$

де p_0 – тиск при 0°C ;

t – температура газу $^\circ\text{C}$;

β – термічний коефіцієнт тиску в $1/^\circ\text{C}$ ($\beta = \frac{1}{273,15} = 0,003661$).

Закон Гей-Люссака встановлює залежність об'єму газу від температури при постійному тиску:

$$v_0 = v_0 \cdot (1 + \alpha \cdot t), \quad (1.3)$$

де v_0 – об'єм при 0°C ;

α – термічний коефіцієнт розширення в $1/^\circ\text{C}$ ($\alpha = \frac{1}{273,15} = 0,003661$).

Таблиця 1.1 – Середні складові і характеристики природних газів деяких родовищ

Родовища	Адміністративний район	Склад газу, % (за об'ємом)								Відносна щільність за повітрям, δ	Молекулярна вага, М	Газова стала, R' , Дж/кг ⁰ К	Теплота спалювання, кДж/м ³	
		CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	H ₂ S	N ₂ +рідкісні гази				Q _{вище}	Q _{нижче}
Березовське	Тюменська область	95,1	1,1	0,3	-	-	0,4	-	3,0	0,580	16,801	494,9	39270	35405
Шебелинське	Харківська область	93,3	4,0	0,6	0,4	0,3	0,1	-	1,3	0,597	17,292	481,2	41748	37674
Радченковське	Полтавська область	86,4	0,12	0,05	0,02	0,01	0,1	Сліди	13,3	0,610	17,708	469,5	34734	31290
Карадазьке	Азейбаржан	93,2	2,1	1,2	1,0	1,2	0,8	-	0,5	0,624	18,051	460,6	43176	39016
Дашавське	Дрогобицька область	98,3	0,33	0,12	0,15	-	0,1	-	1,0	0,564	16,323	508,7	39857	35952
Вой-Вожське	Республіка Комі	85,9	2,5	1,0	0,5	0,03	0,07	-	10,0	0,626	18,118	458,7	37842	34146
Нібельське		84,8	3,6	1,0	0,5	0,05	0,05	-	10,0	0,631	18,278	454,8	38220	34523
Ромашкинське	Татарстан	40,0	19,5	18,0	7,5	4,9	0,1	-	10,0	1,069	30,968	269,5	65730	60101
Туймазинське	Республіка Башкирія	39,5	20,0	18,5	7,7	4,2	0,1	-	10,0	1,065	30,861	270,5	65520	3398
Шкаповське		37,5	18,2	16,8	6,8	3,8	0,1	-	16,8	1,047	30,342	275,4	59892	3108
Небіт-Дазьке, західне	Туркменістан	91,0	3,0	2,3	1,3	1,8	0,5	-	0,1	0,650	18,818	444	45402	2329
Верхня Омра	Комі АС	82,7	6,0	3,0	1,0	0,2	0,1	-	7,0	0,661	19,125	437,1	42000	2155

Відносна щільність за повітрям δ , молекулярна вага М, газова стала R' і теплота спалювання розраховані, виходячи із складу газу.

Для Березовського родовища загальна місткість C₄H₁₀ і C₅H₁₂ складає 0,1%.

Таблиця 1.2 – Склад і характеристики деяких штучних газів

Газ	Склад газу % (по об'єму)							Середня теплота спалення Q , кДж/м ³
	CH ₄	C _m H _n	C ₂	CO	CO ₂	N ₂	O ₂	
Коксовий	9-25	1,6-2,3	53-60	4-8	2-3	7-10	0,5-0,9	16379,96- 17640
Сланцевий (камерні печі)	15-17	5,1-5,6	21-28	8,3-12	14-17	20-31	0,6-1,2	14133- 14910,03

Рівняння стану пов'язує три основні величини, які характеризують стан газу (тиск, температуру і питомий об'єм). Для моля газу рівняння стану

$$p \cdot v = RT \quad (1.4)$$

де p – абсолютний тиск газу;

T – абсолютна температура в °К;

v – об'єм моля газу;

R – універсальна газова стала.

При нормальних умовах (0°С і 0,1 МПа) об'єми 1 кмоля різних ідеальних газів однакові і дорівнюють 22,4140 м³.

Таблиця 1.3 – Значення універсальної газової сталої для 1 кмоля газу в залежності від вибору одиниць тиску і об'єму

Одиниці тиску	Одиниці об'єму	R
Па	м ³	8,3144*10 ³ Дж/кмоль ⁰ К
кг/м ²	м ³	847,83 кгм/кмоль ⁰ К
кг/см ²	м ³	8,4783*10 ⁻² м ³ МПа/кмоль ⁰ К

Для будь-якої кількості газу

$$pV = G \frac{R}{M} T, \quad (1.5)$$

де G – маса газу;

M – молекулярна маса газу.

Величина газової сталої $R' = \frac{R}{M}$ залежить від виду газів; значення R' для 1 кг газу наведено в табл. 1.4. Цими значеннями можна користуватись, якщо тиск в рівнянні стану наведено в Па, об'єм газу в м³, а температура в °К.

Таблиця 1.4 – Фізичні характеристики деяких газів

Газ	Хімічна формула	Молекулярна вага	Молярний об'єм v при 0°C і $0,1\text{ МПа}$, кг/м^3	Густина ρ_0 при 0°C і $0,1\text{ МПа}$, кг/м^3	Відносна густина за повітрям, δ	Газова стала R' , $\text{Дж/кмоль}^{\circ}\text{K}$
Азот	N_2	28,016	22,40	1,2505	0,9673	295,3
Азот повітря	N_2	28,150	22,40	1,2567	0,9721	295,2
Аміак	NH_3	17,032	22,08	0,7710	0,5967	487,8
Ацетилен	C_2H_2	26,038	22,24	1,1707	0,9055	319,1
Аргон	Ar	39,944	22,39	1,7837	1,3799	208,1
Бензолні пари	C_6H_6	78,114	(22,40)	(3,49)	(2,70)	106,5
н-Бутан	C_4H_{10}	58,124	21,50	2,703	2,091	143
Ізобутан	C_4H_{10}	58,124	21,78	2,668	2,064	143
Бутилен	C_4H_8	56,108	(22,40)	(2,50)	(1,93)	148,1
Водень	H_2	2,016	22,43	0,08999	0,0695	4141,5
Водяна пара	H_2O	18,016	(23,45)	(0,768)	0,5941	461,2
Повітря (без CO_2)	-	28,960	22,40	1,2928	1,0000	286,9
Гелій	He	4,003	22,42	0,1785	0,1381	2075,6
Двоокис сірки	SO_2	64,066	21,89	2,9263	2,2635	128,9
Двоокис вуглецю	CO_2	44,011	22,26	1,9768	1,5291	187,6
Закис азоту	N_2O	44,016	22,25	1,9780	1,5300	259,5
Кисень	O_2	32,000	22,39	1,4290	1,1053	519
Метан	CH_4	16,043	22,38	0,7168	0,5545	411,7
Неон	Ne	20,183	22,43	0,8999	0,6961	276,3
Окис азоту	NO	30,008	22,39	1,3402	1,0367	296,6
Окис вуглецю	CO	28,011	22,41	1,2500	0,9669	115,1
Пентан	C_5H_{12}	72,151	-	3,221	2,491	188,5
Пропан	C_3H_8	44,097	21,84	2,019	1,562	197,5
Пропілен	C_3H_6	42,071	21,98	1,915	1,481	244
Сірководень	H_2S	34,082	22,14	1,5392	1,1906	276,3
Етан	C_2H_6	30,070	22,18	1,3566	1,049	296,6

Виходячи з вищенаведених законів, приведення об'єму даної маси газу до температури t_0 і тиску p_0 , якщо відомий об'єм $V_{p,t}$ при тиску p і температурі t , виконується за формулою

$$V_{p_0, t_0} = V_{p, t} \frac{p \cdot (273,15 + t_0)}{p \cdot (273,15 + t)}, \quad (1.6)$$

де t_0 і t – температури в $^{\circ}\text{C}$;

p_0 і p – тиск, виражений в МПа.

Суміш газів характеризується концентраціями:

1) масовою

$$g_i = \frac{G_i}{G}, \quad (1.7)$$

яка дорівнює масі даного компонента G_i , відносно загальної маси суміші G ;

2) молярною

$$n_i = \frac{N_i}{N}, \quad (1.8)$$

яка дорівнює відношенню числа молей даного компонента N_i до загального числа молей суміші N .

Для характеристики суміші найчастіше використовують об'ємну концентрацію, тобто відношення парціального об'єму V_i , що його займає би даний компонент суміші при тиску і температурі суміші, до загального об'єму суміші V :

$$r_i = \frac{V_i}{V}. \quad (1.9)$$

Для ідеальних газів об'ємна концентрація компонента суміші чисельно дорівнює молярній.

Між масовою і молярною концентрацією існує зв'язок:

$$g_i = n_i \cdot \frac{M_i}{M_{\text{см}}}, \quad (1.10)$$

де M_i – молекулярна маса i -го компонента;

$M_{\text{см}}$ – середня молекулярна маса суміші з k компонентів, який знаходиться із співвідношення

$$M_{\text{см}} = \frac{G}{N} = R \sum_{s=1}^k n_s \cdot M_s = \frac{R}{\sum_{s=1}^k \frac{g_s}{M_s}}. \quad (1.11)$$

Питома газова стала суміші знаходиться так:

$$R'_{\text{см}} = \frac{R}{M_{\text{см}}} = R \sum_{s=1}^k \frac{g_s}{M_s} = \frac{R}{\sum_{s=1}^k n_s M_s}, \quad (1.12)$$

або, якщо в рівнянні стану брати тиск в Н/м², об'єм в м³, а температуру в °К, газова стала для 1 кг газу

$$R'_{\text{см}} = \frac{84,783}{M_{\text{см}}} \text{ Нм/кг}^\circ\text{К}. \quad (1.13)$$

Середня густина суміші

$$\rho_{\text{см}} = \sum_{s=1}^k \rho_s n_s = \frac{1}{\sum_{s=1}^k \frac{g_s}{\rho_s}}, \quad (1.14)$$

або при 0°С і 0,1 МПа

$$\rho_{\text{см}} = \frac{M_{\text{см}}}{22,4140} \text{ кг/м}^3. \quad (1.15)$$

В суміші ідеальних газів кожний з компонентів поводить себе так, немов інших газів в даному об'ємі немає (закон Дальтона). Виходячи з вищеведеного, кожен газ суміші підпорядковується своєму рівнянню стану незалежно від інших компонентів суміші і тиск суміші газів дорівнює сумі парціальних тисків компонентів:

$$p = \sum_{s=1}^k p_s. \quad (1.16)$$

Парціальний тиск і-го компонента p'_i знаходиться через його об'ємну (або молярну) концентрацію таким чином:

$$p'_i = p r_i. \quad (1.17)$$

Приклад 1.1. Знайти густину ρ_0 при 0°C і $0,1$ МПа, а також газову сталу R' суміші: 97% CH_4 ; 1,3% N_2 і 1,7% C_3H_8 (в % до об'єму).

Використовуючи молекулярні ваги компонентів, із табл. 1.4. знаходимо середню молекулярну вагу суміші:

$$M_{\text{см}} = \sum_{s=1}^k M_s r_s = 16,043 \cdot 0,97 + 28,016 \cdot 0,013 + 42,071 \cdot 0,017 = 16,641.$$

Звідси густина при 0°C і $0,1$ МПа

$$\rho_0 = \frac{16,641}{22,4140} = 0,7424 \text{ кг/м}^3$$

і газова стала

$$R' = \frac{847,83}{16,641} = 499,63 \text{ Дж/кмоль}^\circ\text{K}.$$

1.2 Критичні параметри газів

Закон відповідних станів. Стан реальних газів далеко не при всіх температурах і тисках може бути описаний рівнянням ідеального газу. Значне підвищення тиску і зниження температури приводить до зрідження реальних газів.

Однак є стан речовини, при якому зміна тиску або температури не призводить до зміни агрегатного стану; в цій області зникає різниця між рідкими і газоподібними станами. Це критичний і закритичний стани.

Таким чином:

$T_{\text{кр}}$ – температура, при якій і вище якої газ (пар) не може бути зріджено шляхом підвищення тиску;

$p_{\text{кр}}$ – тиск, при якому і вище якого рідина не може перетворюватись в пару шляхом підвищення температури;

$\rho_{\text{кр}}$ – густина при температурі $T_{\text{кр}}$ і тиску $p_{\text{кр}}$.

Максимальна пружність насичених парів речовини дорівнює їх критичному тиску.

Значення критичних параметрів різних газів наведені в табл. 1.5.

Закон відповідних станів. Безрозмірні величини $\pi = \frac{p}{p_{\text{кр}}}$, $\varphi = \frac{v}{v_{\text{кр}}}$ і

$\tau = \frac{T}{T_{\text{кр}}}$ називаються приведеними параметрами газів. Якщо стан речовини характеризується трьома параметрами (p , v і T) і дві з безрозмірних змінних π , φ , τ збігаються для різних речовин, то збігаються і треті. В цьому випадку речовини знаходяться у відповідних станах. Закон відповідних станів має більш широку область використання, ніж наведені далі рівняння станів реальних газів.

Таблиця 1.5 – Критичні параметри газів

Газ	Температура $T_{кр}$, °C	Тиск $p_{кр}$, МПа	Густина $\rho_{кр}$, кг/м ³
Азот	-147,1	3,46	311
Аміак	132,4	11,5	235
Аргон	-122,4	4,96	531
Ацетилен	36,0	6,36	231
Бензол	288,5	4,94	304
н-Бутан	152,8	3,69	225
Ізобутан	134,0	3,77	234
Ізобутилен	147,2	4,14	-
Водень	-239,9	1,32	31
Водяна пара	374,15	22,20	324
Повітря	-140,7	3,85	310
Гелій	-267,9	0,234	69,3
Гексан	234,8	3,05	234
Гептан	266,8	2,68	234
Двоокис сірки	157,2	8,05	524
Двоокис вуглецю	31,1	7,54	468
Закис азоту	36,5	7,41	450
Кисень	-118,8	5,14	430
Метан	-82,5	4,74	162
Окис азоту	-94,0	6,72	520
Окис вуглецю	-139,0	3,62	311
Ізопентан	187,8	3,39	234
н-Пентан	197,2	3,41	232
Пропан	95,6	4,49	226
Пропілен	92,0	4,68	233
Сірководень	100,4	9,18	-
Толуол	320,6	4,30	292
Етан	32,1	5,04	210
Етилен	9,7	5,26	220
Ціан	128,3	6,17	-

1.3 Рівняння станів реального газу

Рівняння стану ідеального газу можна використовувати для технічних розрахунків стану реальних газів до тиску приблизно 1 МПа при температурах вище 20 °C. Похибка в цьому випадку не буде перевищувати 10%. При більш високих тисках або більш низьких температурах необхідно використовувати рівняння реального газу.

Існує багато рівнянь станів для реальних газів. Найбільш розповсюджені описані нижче.

Рівняння Ван-дер-Ваальса. В цьому рівнянні на відміну від рівняння ідеального газу враховуються взаємодія молекул газу, яка призводить до збільшення ефективного тиску газу, і об'єм, який зайнято молекулами газу. Для кіломоля газу рівняння Ван-дер-Ваальса запишеться так:

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right) \cdot (v - b) = R \cdot T, \quad (1.18)$$

де a і b – сталі, значення яких наведені в табл. 1.6.

Таблиця 1.6 – Значення сталих рівняння Ван-дер-Ваальса

Газ	Сталі		Газ	Сталі	
	$a \cdot 10^3$, м ⁶ МПа/кг ²	$b \cdot 10^3$, м ³ /кг		$a \cdot 10^3$, м ⁶ МПа/кг ²	$b \cdot 10^3$, м ³ /кг
Азот	0,171	1,39	Кисень	0,130	1,00
Аміак	0,140	2,17	Метан	0,855	2,67
Аргон	0,082	0,81	Окис азоту	0,145	0,93
Ацетилен	0,630	1,98	Окис вуглецю	0,185	1,42
н-Бутан	0,417	2,12	н-Пентан	0,354	2,05
Ізобутан	0,372	1,96	Пропан	0,435	1,92
Водень	5,83	13,3	Пропілен	0,460	1,96
Водяна пара	1,62	1,70	Сірководень	0,372	1,26
Гелій	0,206	5,95	Етан	0,592	2,12
Двоокис сірки	0,161	0,88	Етилен	0,554	2,04
Двоокис вуглецю	0,180	0,97			

Для N молей газу, при $Nv=V$

$$\left(p + \frac{N^2 \cdot a}{V^2}\right) \cdot (V - N \cdot b) = N \cdot R \cdot T. \quad (1.19)$$

Рівняння Ван-дер-Ваальса характеризує поведінку низькомолекулярних реальних газів при тиску до ~ 10 МПа і температурі $0-20^\circ\text{C}$. У випадку використання цього рівняння до високомолекулярних вуглеводів (пропілену, пропану, бутілену, бутану, бензолу) при цих температурах і тисках виникають похибки, величини яких складають 5-10%.

В критичній області рівняння Ван-дер-Ваальса дає тільки якісну характеристику стану речовини; перехід від газоподібного стану до рідкого знаходиться за рівнянням з великою похибкою.

Сталі a , b і R рівняння розраховують за критичними параметрами газу:

$$a = \frac{9}{8} \cdot R \cdot T_{\text{кр}} v_{\text{кр}}; b = \frac{1}{3} v_{\text{кр}}; R = \frac{8}{3} \cdot \frac{p_{\text{кр}} \cdot v_{\text{кр}}}{T_{\text{кр}}}, \quad (1.20)$$

звідки

$$T_{\text{кр}} = \frac{8 \cdot a}{27 \cdot b \cdot R}; v_{\text{кр}} = 3 \cdot b; p_{\text{кр}} = \frac{a}{27 \cdot b^2}. \quad (1.21)$$

У відповідності з приведеними параметрами газу рівняння Ван-дер-Ваальса можна записати так:

$$\pi = \frac{8 \cdot \tau}{3 \cdot \varphi - 1} - \frac{3}{\varphi^2}. \quad (1.22)$$

Це рівняння не має параметрів, які характеризують даний газ, і може бути використано для будь-якого газу, для якого справедливо рівняння Ван-дер-Ваальса.

Рівняння стану реального газу з врахуванням стиснення. Рівняння Ван-дер-Ваальса досить громіздке і при розрахунках ним користуватись незручно. Тому в практичних розрахунках частіше використовують рівняння стану ідеального газу, в яке вводиться емпірична безрозмірна похибка на стиснення Z :

$$pv = ZRT. \quad (1.23)$$

Значення Z для газів при різних температурах $\tau = \frac{T}{T_{кр}}$ і тисках

$\pi = \frac{p}{p_{кр}}$ наведені в табл. 1.7 і на рис. 1.1

Як видно з таблиці і рисунка, в умовах транспортування у вуглеводних газів $Z < 1$, тобто газ, що транспортується стискується сильніше ідеального. Особливо велике відхилення від закону ідеального газу для важких вуглеводів (етилену, етану, пропілену, пропану, бутилену, бутану) при низьких температурах. Значення коефіцієнта стиснення дозволяє знайти об'єм V_1 газу при умовах p_1, T_1 за об'ємом V в умовах p і T :

$$V_1 = V \frac{Z_{p_1, t_1} p \cdot T}{Z_{p, t} p_1 \cdot T}. \quad (1.24)$$

Приклад 1.2. Знайти об'єм метану при стандартних умовах (при 20°C і $0,1$ МПа), якщо при тиску 4 МПа і температурі 0°C газ займає об'єм 40 м^3 . При 3 МПа і 0°C і $Z=0,9303$ (із табл. 1.7)

$$V_{ст} = \frac{30 \cdot 1,0720 \cdot 40 \cdot 293,2}{0,9303 \cdot 273,2 \cdot 1} = 148 \text{ м}^3.$$

Для того, щоб знайти коефіцієнт стиснення Z із графіка (рис. 1.1), необхідно, насамперед, знайти приведену температуру $\tau = \frac{T}{T_{кр}}$ і приведений

тиск $\pi = \frac{p}{p_{кр}}$. Для сумішей газів знаходять середньокритичну температуру

$T_{ск}$ і середньокритичний тиск $p_{ск}$.

Метод знаходження зазначених середньокритичних і приведених параметрів видно з нижченаведеного прикладу.

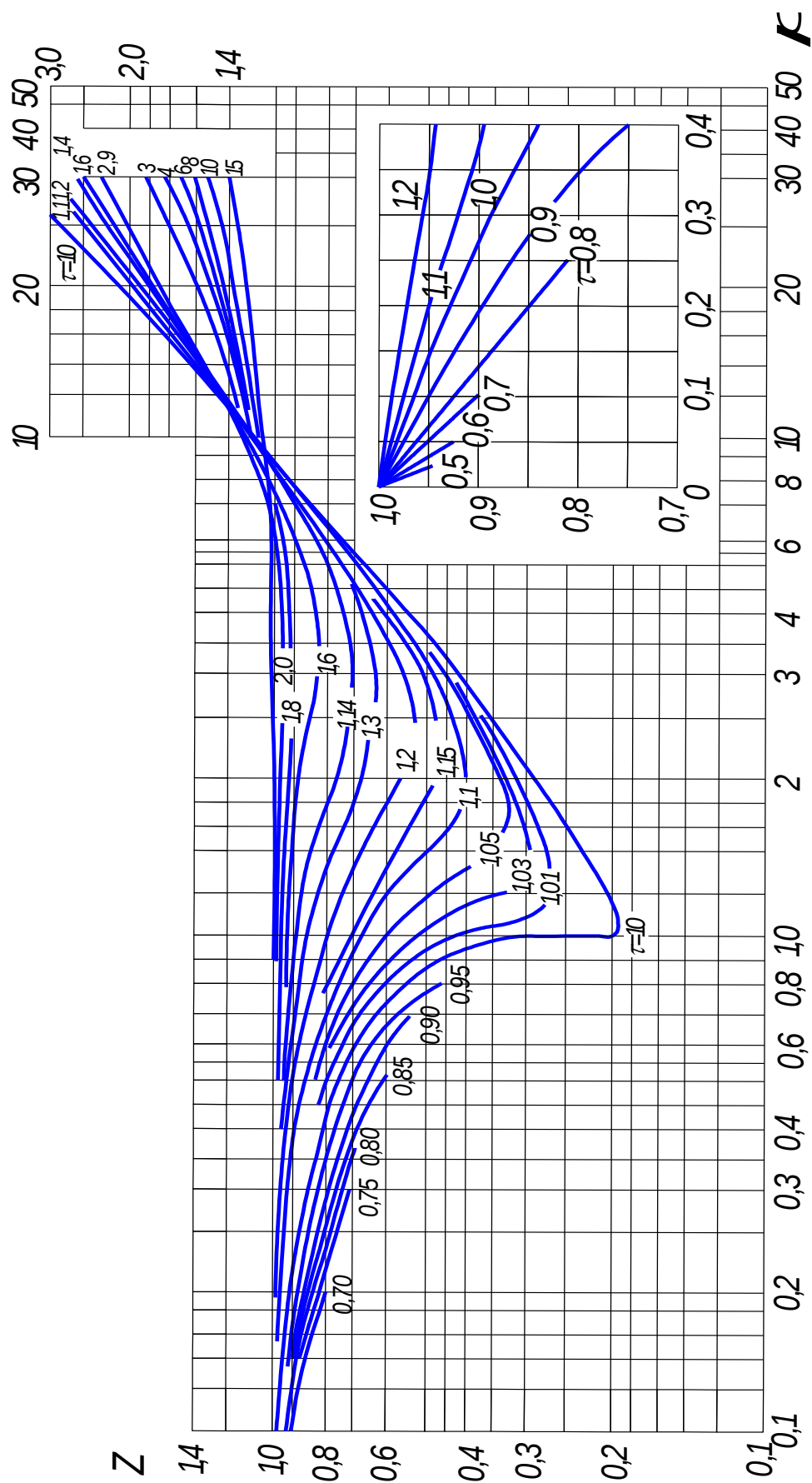


Рисунок 1.1 – Залежність коефіцієнта стиснення газів Z від приведеного тиску і приведеної температури

Таблиця 1.7 – Коефіцієнт стиснення CH₄, C₂H₆, C₂H₄, H₂, O₂, N₂, CO₂ і повітря

Тиск, МПа	Повітря				Тиск, МПа	Метан CH ₄					
	0 ⁰ C	50 ⁰ C	100 ⁰ C	200 ⁰ C		-25 ⁰ C	0 ⁰ C	25 ⁰ C	50 ⁰ C	100 ⁰ C	
0	1,0006	1,1838	1,3669	1,7332	0	-	1,0024	-	1,1859	1,3694	
0,1	-	-	-	-	0,1	0,9075	1,0022	1,0922	1,1845	-	
1	1,000	1,1826	1,3669	1,7338	1	0,8803	1,0001	1,0733	1,1844	1,3684	
2	0,9899	1,1818	1,3707	1,7444	2	0,8493	0,9558	1,0549	1,1568	1,3517	
3	-	-	-	-	3	0,8183	0,9303	1,0373	1,1412	-	
4	0,9817	1,1817	1,3758	1,7559	4	0,7873	0,9099	1,0198	1,1295	1,3360	
5	-	-	-	-	5	0,7553	0,8833	1,0034	-	-	
6	0,9758	1,1831	1,3823	1,7684	6	0,7243	0,8654	0,9871	1,1050	1,3225	
8	0,9721	1,1862	1,3900	1,7818	8	0,6651	0,8248	0,9569	1,0832	1,3116	
10	0,9710	1,1909	1,3989	1,7959	10	0,6167	0,7887	0,9319	1,0642	1,3028	
15	0,980	-	1,424	1,831	15	0,5846	0,742	0,9183	1,038	1,295	
20	1,006	-	1,464	1,878	20	0,6319	0,758	0,9048	1,040	1,303	
					25	0,707	0,818	0,947	1,078	-	
					30	0,788	0,889	1,006	1,129	-	
					40	0,956	1,047	1,150	1,261	-	
Тиск, МПа	Етилен C ₂ H ₄					Тиск, МПа	Двоокис вуглецю CO ₂				
	0 ⁰ C	20 ⁰ C	40 ⁰ C	60 ⁰ C	100 ⁰ C		0 ⁰ C	20 ⁰ C	40 ⁰ C	60 ⁰ C	100 ⁰ C
0	1,007	1,081	1,155	1,229	1,376	0	1,0068	1,0805	1,1543	1,2280	1,3754
5	0,200	0,640	0,825	0,963	1,198	5	0,105	0,690	0,860	0,992	1,212
10	0,302	0,355	0,490	0,686	1,017	7,5	0,148	0,220	0,640	0,856	1,126
15	0,429	0,469	0,540	0,650	0,924	10	0,196	0,223	0,350	0,684	1,041
						15	0,286	0,317	0,370	0,500	0,893

Продовження табл. 1.7

Тиск, МПа	Водень Н ₂				Тиск, МПа	Етан С ₂ Н ₆		
	-25 ⁰ С	0 ⁰ С	25 ⁰ С	50 ⁰ С		25 ⁰ С	50 ⁰ С	100 ⁰ С
0,1	0,909	1,000	1,0732	1,1830	0	1,104	1,197	1,682
1	-	1,0057	1,0791	1,1891	1	1,012	1,118	1,325
2	0,919	1,0120	1,0855	1,1959	2	0,909	1,040	1,269
3	-	1,0183	1,0920	1,2027	3	0,784	0,950	1,214
4	0,932	1,0247	1,0985	1,2094	4	0,586	0,848	1,158
5	-	1,0309	1,1051	1,2162	6	-	0,557	1,040
6	0,944	1,0376	1,1116	1,2230	8	-	-	0,926
8	0,957	1,0507	1,1249	1,2365				
10	0,970	1,0639	1,1388	1,2510				
20	1,038	1,1336	1,2068	1,3272				
30	1,109	1,205	1,280	1,399				
40	1,181	1,278	1,351	1,472				

Тиск, МПа	Кисень О ₂			Азот N			
	0 ⁰ С	50 ⁰ С	100 ⁰ С	0 ⁰ С	50 ⁰ С	100 ⁰ С	200 ⁰ С
0	1,001	1,1842	1,3674	1,0005	1,1836	1,3667	1,7330
0,1	1,000	1,1837	1,3672	1,0000	1,1836	1,3670	1,7336
1	0,991	1,180	1,366	0,9962	1,1837	1,3697	1,7396
2	0,983	1,175	1,365	0,9926	1,1843	1,3730	1,7465
4	0,966	1,167	1,363	0,9871	1,1868	1,3804	1,7608
Тиск, МПа	Кисень О ₂			Азот N			
6	0,950	1,162	1,363	0,9841	1,1912	1,3892	1,7758
8	0,938	1,157	1,363	0,9838	1,1960	1,3991	1,7913
10	0,925	1,153	1,365	0,9853	1,2031	1,4103	1,8076
20	0,91	1,40	1,82	1,032	1,265	1,484	1,905

Продовження табл. 1.7

Тиск, МПа	Окис вуглецю СО				
	0 ⁰ С	25 ⁰ С	50 ⁰ С	100 ⁰ С	200 ⁰ С
0	1,0007	1,092	1,184	1,367	1,733
0,1	1,0000	1,092	1,184	1,367	1,733
2,5	0,989	1,087	1,182	1,375	1,757
5	0,979	1,083	1,183	1,384	1,775
7,5	0,973	1,083	1,188	1,394	1,793
10	0,972	1,084	1,194	1,405	1,812
15	0,985	1,105	1,216	1,436	1,856
20	1,011	1,134	1,251	1,474	1,903
25	1,067	1,189	1,302	-	-
30	1,121	1,241	1,352	-	-
40	1,249	1,363	1,472	-	-

Приклад 1.3. Знайти середньокритичні і приведені параметри, а за ними Z для газу, який має такий склад (% від об'єму): CH_4 -90; C_2H_6 -5; C_3H_8 -2; $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ – 1,5; $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ – 1,5 при $t=20^\circ\text{C}$ і $p=5,0$ МПа.

Із табл. 1.5 маємо

Газ	% (від об'єму)	$T_{\text{кр}}, ^\circ\text{K}$	$p_{\text{кр}}, \text{МПа}$
CH_4	90,0	190,7	4,74
C_2H_6	5,0	305,3	5,04
C_3H_8	2,0	368,8	4,49
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	1,5	407,2	3,77
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	1,5	426,0	3,69
Всього	100,0	-	-

Використовуючи наведені дані, отримуємо середньокритичну температуру і тиск:

$$T_{\text{ск}} = 0,9 \times 190,7 + 0,05 \times 305,3 + 0,02 \times 368,8 + 0,015 \times 407,2 + 0,015 \times 426,0 = 208,04^\circ\text{K}$$

$$p_{\text{ск}} = 0,9 \times 4,74 + 0,05 \times 5,04 + 0,02 \times 4,49 + 0,015 \times 3,77 + 0,015 \times 3,69 = 4,71 \text{ МПа.}$$

Звідси знаходимо приведені параметри:

$$\tau = \frac{T}{T_{\text{ск}}} = \frac{293,2}{208,04} = 1,4$$

$$\pi = \frac{p}{p_{\text{ск}}} = \frac{5,0}{4,71} = 1,1.$$

За цими даними, використовуючи графік (рис. 1.2), знаходимо коефіцієнт стиснення $Z=0,87$.

Для орієнтовного знаходження середньокритичних температур і тисків горючих газів можна також використовувати наведені на рис. 1.2 криві, які складено для природних газів різних відносних густин (за повітрям).

Коефіцієнт стиснення суміші газів приблизно можна знайти також за об'ємними концентраціям компонентів суміші:

$$Z_{\text{см}} = \sum_{i=1}^n r_i \cdot Z_i. \quad (1.23)$$

Середній коефіцієнт стиснення метану можна знайти за діаграмою, наведеною на рис. 1.3. В цьому випадку, знаючи тиск p_1 на початку і p_2 в кінці газопроводу, можна знайти величину коефіцієнта стиснення $Z_{\text{ср}}$ середнього за довжиною газопроводу.

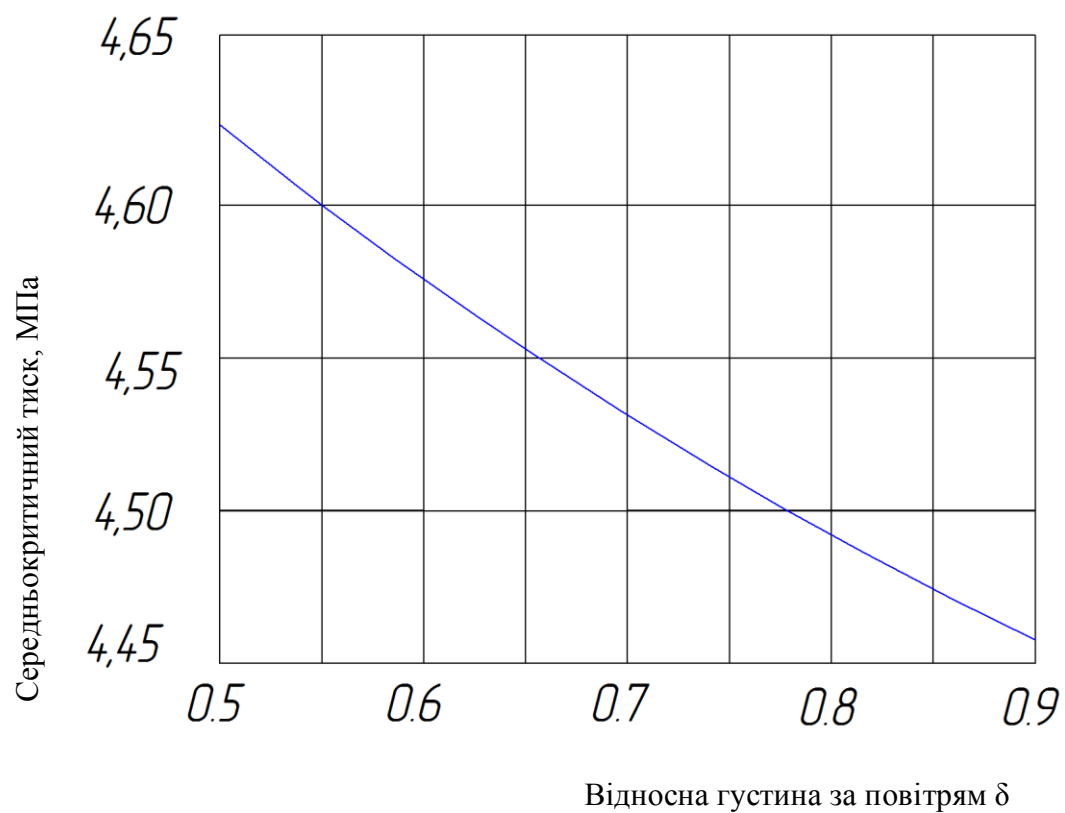
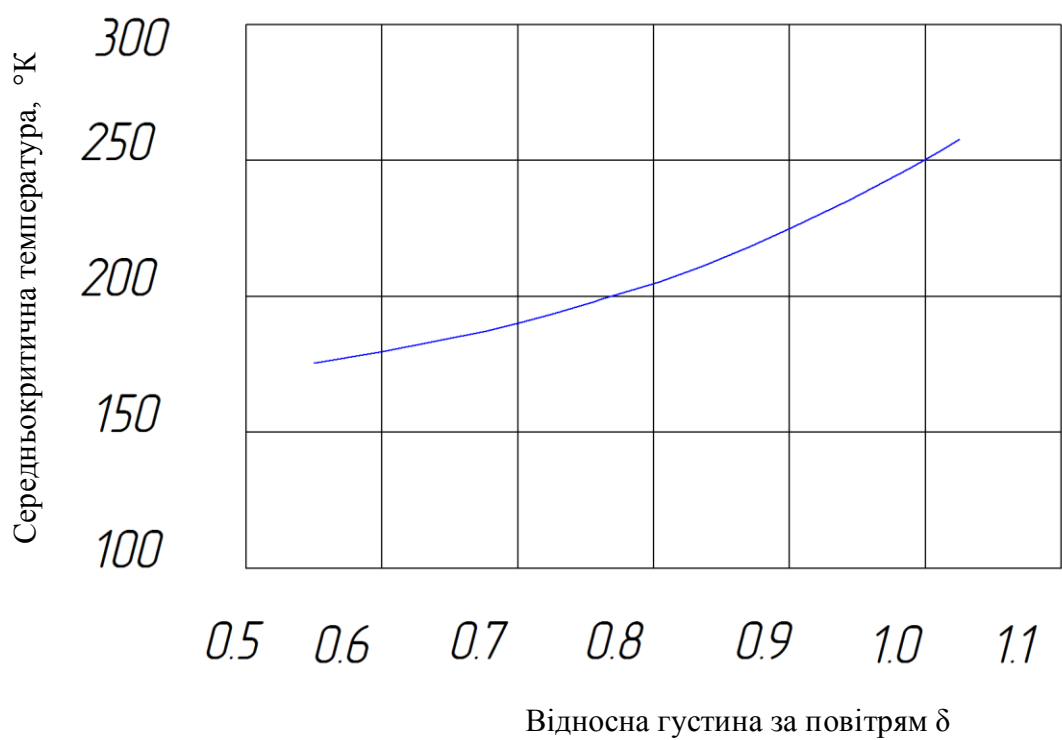


Рисунок 1.2 – Середньокритичні параметри горючих газів

Z

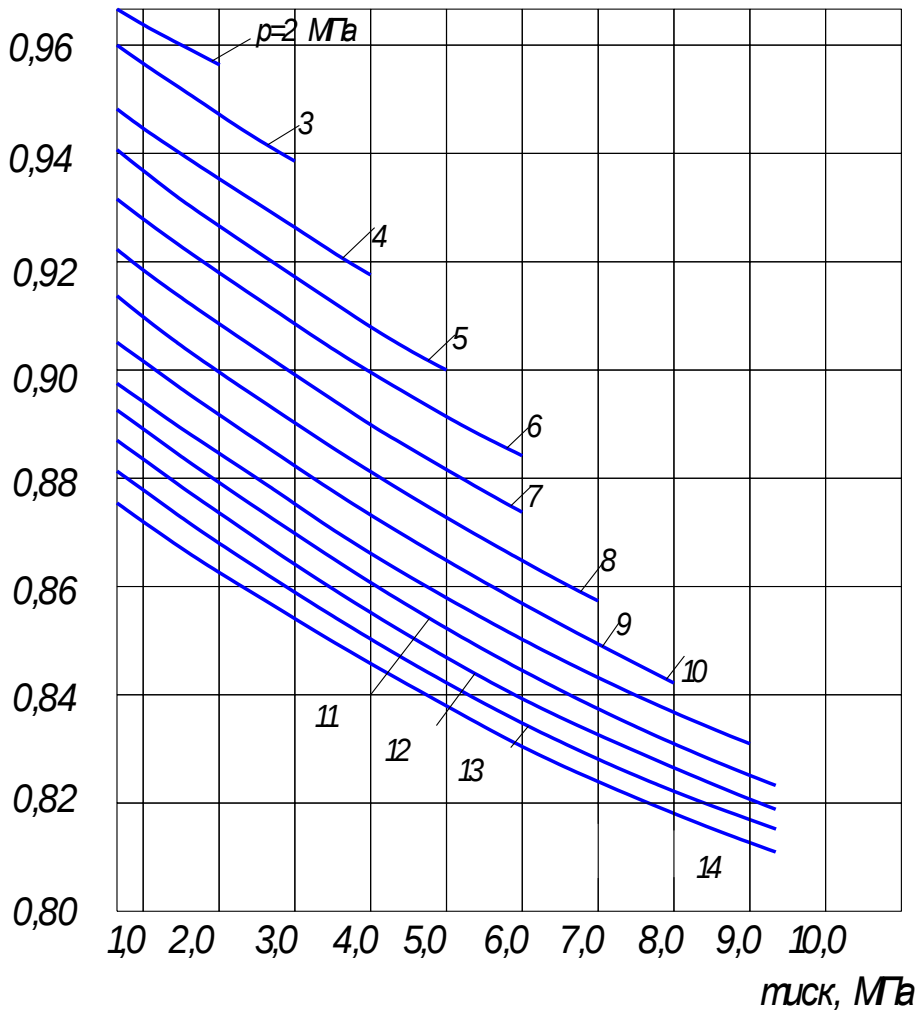


Рисунок 1.3 – Діаграма середніх коефіцієнтів стиснення метану

Контрольні запитання:

1. Яку залежність встановлює закон Бойля-Маріотта?
2. Яку залежність встановлює закон Шарля?
3. Яку залежність встановлює закон Гей-Люссака?
4. Які основні величини пов'язує рівняння стану?
5. Від чого залежить величина газової сталої R ?
6. Як поводить себе кожен компонент в суміші ідеальних газів?
7. Яку залежність встановлює закон Дальтона?
8. Чим характеризується критичний і закритичний стани речовини?
9. Яке значення максимальної пружності насичених парів речовини?
10. За яких умов може використовуватись рівняння стану ідеального газу?
11. Яку залежність характеризує рівняння Ван-дер-Ваальса?
12. За яких умов може використовуватись рівняння Ван-дер-Ваальса?
13. Як визначається емпірична безрозмірна похибка на стиснення Z ?
14. Як визначається коефіцієнт стиснення суміші газів?

2 ВОЛОГІСТЬ ГАЗІВ

Горючі гази зазвичай містять пари води. Розрізняють абсолютну і відносну вологості газу.

Абсолютна масова вологість (вологівміст) газу – це кількість (маса) водяної пари в одиниці маси сухого газу. Абсолютна об'ємна вологість (вологівміст) – це кількість (маса) водяної пари в одиниці об'єму сухого газу. Масова вологість вимірюється в г/кг, об'ємна вологість вимірюється в г/м³.

Відносна вологість або ступінь насичення газу водяним паром – відношення фактично наявної кількості водяної пари до максимально можливої за даних умов або відношення об'ємної вологості газу (вологівмісткості) при даному стані до об'ємної вологості (вологівмісткостю) при насиченості парами.

Відносна вологість може бути також знайдена як відношення парціального тиску p' водяної пари газу до тиску p_s насиченої пари при тій самій температурі:

$$\varphi = \frac{p'}{p_s}, \quad (2.1)$$

де p' і p_s – в Па.

Газ вважають насиченим водяними парами, якщо парціальний тиск (пружність) парів, які в ньому знаходяться при даній температурі, дорівнює тиску (пружності) насиченої водяної пари, тобто насиченість $\varphi=1$.

Найбільша температура, при якій газ насичується водяними парами і утворюються краплі води, називається точкою роси даного газу при заданому тиску.

Тиск (пружність) насичених парів при заданій температурі не залежить від об'єму газу, оскільки при зменшенні об'єму частина пари переходить в рідину. Дані за пружністю водяних парів і за абсолютною об'ємною вологістю в стані повного насичення при атмосферному тиску наведені в табл. 2.1.

Враховуючи те, що вологий газ підпорядковується законам ідеального газу, вологовмістність газу можна знайти при різних тисках за формулою

$$\omega = \frac{R_r}{R_n} \cdot \frac{\varphi \cdot p_s}{p - \varphi \cdot p_s}, \quad (2.2)$$

де R_r і R_n – питомі газові сталі сухого газу і водяної пари в Дж/кмоль⁰К;

φ – відносна вологість газу;

p_s – пружність насичених парів води при даній температурі в Па;

p – загальний тиск вологого газу в Па;

ω – вологовмістність в кг на 1 кг сухого газу.

Таблиця 2.1 – Пружність водяних парів і абсолютна об’ємна вологість при насиченні

Темпе- ратура водя- них парів, °С	Пруж- ність водяних парів, Па	Міст- кість водя- них парів, г/м ³	Темпе- ратура водя- них парів, °С	Пруж- ність водяних парів, Па	Міст- кість водя- них па- рів, г/м ³	Темпе- ратура водя- них парів, °С	Пруж- ність водяних парів, Па	Міст- кість водя- них парів, г/м ³
-30	37,61	0,33	-2	510,2	4,13	26	3314	24,4
-29	41,69	0,37	-1	554,5	4,47	27	3514	25,8
-28	46,16	0,41	0	602,1	4,84	28	3727	27,2
-27	51,16	0,46	1	647,7	5,22	29	3950	28,7
-26	56,55	0,51	2	696,1	5,60	30	4184	30,3
-25	62,6	0,55	3	747,5	5,98	31	4430	32,1
-24	69,17	0,60	4	802,2	6,40	32	4689	33,9
-23	76,27	0,66	5	860,4	6,84	33	4961	35,7
-22	84,16	0,73	6	922,2	7,3	34	5246	37,6
-21	92,71	0,80	7	987,9	7,8	35	5546	39,6
-20	102,05	0,88	8	1057	8,3	36	5860	41,8
-19	112,31	0,96	9	1132	8,8	37	6189	44,0
-18	123,48	1,05	10	1210	9,4	38	6534	46,3
-17	135,58	1,15	11	1294	10,0	39	6896	48,7
-16	148,86	1,27	12	1383	10,7	40	7275	51,2
-15	163,2	1,38	13	1476	11,4	45	9452	65,4
-14	178,98	1,51	14	1576	12,1	50	12165	83,0
-13	195,94	1,65	15	1681	12,8	55	15522	104,3
-12	214,61	1,80	16	1792	13,6	60	19643	130
-11	234,73	1,96	17	1910	14,5	65	24661	161
-10	256,43	2,14	18	2035	15,4	70	30735	198
-9	280,23	2,33	19	2166	16,3	75	38016	242
-8	305,87	2,54	20	2305	17,3	80	33545	293
-7	333,62	2,76	21	2452	18,3	85	57018	354
-6	363,6	2,99	22	2607	19,4	90	69137	424
-5	396,21	3,24	23	2770	20,6	95	83357	505
-4	431,32	3,51	24	2942	21,8	100	100000	598
-3	469,2	3,81	25	3123	23,0			

При тисках p набагато більших парціального тиску водяних парів p' :

$$\omega = \frac{R_r}{R_n} \cdot \frac{p_s}{p} \cdot \varphi. \quad (2.3)$$

Якщо відомо вологомісткість насиченого газу ω_{p_1} при тиску p_1 , тоді при ізотермічному стисненні до тиску p_2 його вологомісткість зменшується до ω_{p_2} :

$$\omega_{p_2} = \omega_{p_1} \frac{p_1}{p_2}. \quad (2.4)$$

Об'єм вологого повітря перераховується на об'єми сухого газу при нормальних умовах за такою формулою:

$$V_c = V_{\text{вл}} \frac{273,15}{273,15 + t} \cdot \frac{p - p'}{100000}, \quad (2.5)$$

де V_c – об'єм сухого газу при 0°C і $0,1$ МПа в м^3 ;

$V_{\text{вл}}$ – об'єм вологого газу при температурі t ($^\circ\text{C}$) і тиску p (Па) в м^3 ;

p' – парціальний тиск (пружність) водяних парів в Па.

Приклад 2.1. Знайти об'єм сухого газу при 0°C і $0,1$ МПа, якщо відомо, що газ має відносну вологість $\varphi=0,4$, об'єм 25 м^3 , надлишковий тиск $0,6$ МПа і температуру 20°C .

Із табл. 2.1 видно, що при 20°C пружність насичених водяних парів $p_s=2035$ Па, тоді парціальний тиск їх в газі $p'=\varphi p_s = 0,4 \times 2035=814$ Па; тиск $p=0,6+0,1=0,7$ МПа.

$$V_c = 25 \cdot \frac{273,15}{273,15 + 20} \cdot \frac{700000 - 814}{100000} = 162,9 \text{ м}^3.$$

Необхідно мати на увазі, що дані про об'ємну вологість, які знаходяться в табл. 2.1, справедливі тільки для атмосферних тисків і не враховують склад газу. Наявність водяних парів і насичених стиснутих горючих газів більша підрахованої, якщо при знаходженні вологомісткості передбачалось, що вологий газ наслідує закони ідеального газу. Відхилення реальної вологомісткості горючих газів від тієї, що знаходиться за таблицями, збільшується зі збільшенням тиску, зниженням температури і збільшенням молекулярної маси газу.

Враховуючи недостатність експериментальних даних з цього питання і складність підрахунку фактичної вологомісткості вуглеводневих газів при високих тисках, на практиці при розрахунках часто використовуються опубліковані експериментальні матеріали, які стосуються окремих видів вивчених газів, або діаграма абсолютної об'ємної вологості природного газу, наведена на рис. 2.1. Необхідно мати на увазі, що цей графік побудовано для природного газу найбільш типового складу.

Приклад 2.2. Знайти об'ємну вологість газу при $+10^\circ\text{C}$ і 4 МПа.

За діаграмою рис. 2.1 знаходимо, що газ містить $0,3$ кг води на 1000 м^3 (при 0°C і $0,1$ МПа) або, при заданих умовах, 12 кг води на 1000 м^3 .

За табл. 2.1 при 10°C і атмосферному тиску газ містить $9,4$ кг води на 1000 м^3 . В дійсності газ містить 12 кг, тобто приблизно на 28% більше.

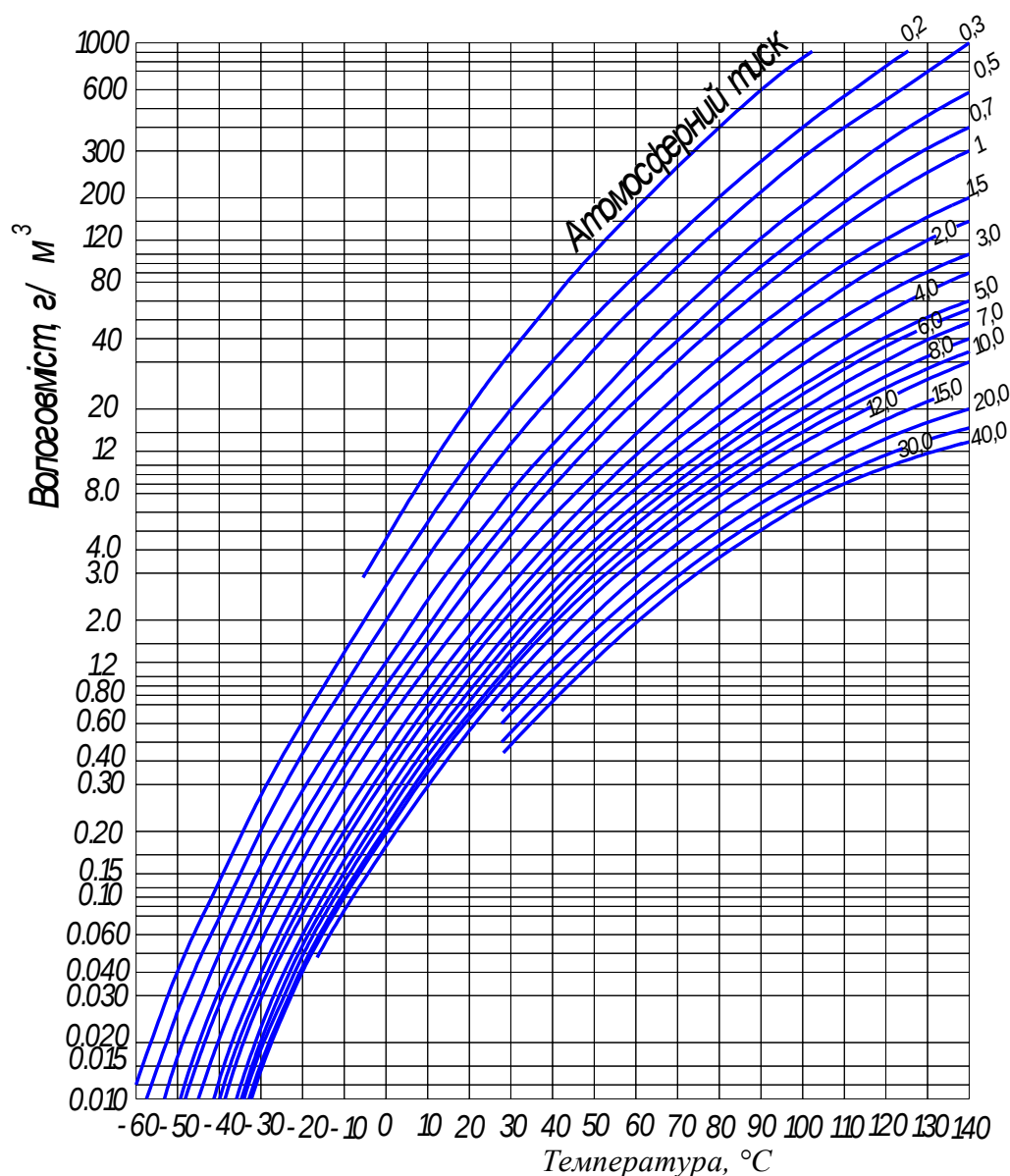


Рисунок 2.1 – Абсолютна об’ємна вологість насиченого природного газу при різних тисках і температурах

Контрольні питання:

1. Охарактеризуйте поняття абсолютної вологості газу.
2. Охарактеризуйте поняття відносної вологості газу.
3. Як визначається відносна вологість за відношенням парціальних тисків?
4. За якої умови газ вважають насиченим водяними парами?
5. Охарактеризуйте поняття точки роси газу при заданому тиску.
6. Яка залежність тиску (пружності) насичених парів при заданій температурі від об’єму газу?
7. Чи підпорядковується вологий газ законам ідеального газу?
8. За якою формулою визначають вологомісткість газу при різних тисках?
9. За якою формулою визначають вологомісткість газу при тисках набагато більших парціального тиску водяних парів?
10. Як змінюється реальна вологомісткість горючих газів зі збільшенням тиску, зниженням температури та збільшенням молекулярної маси газу?

3 В'ЯЗКІСТЬ ГАЗІВ

При переміщенні шарів газу один відносно одного виникає сила, яка перешкоджає такому переміщенню. Ця сила F направлена по дотичній до межі поділу шарів і пропорційна в'язкості (внутрішньому тертю) газу. За Законом Ньютона

$$F = \eta \cdot S \frac{dv}{d\ell}. \quad (3.1)$$

Звідки

$$\eta = \frac{F}{S} \cdot \frac{d\ell}{dv}, \quad (3.2)$$

де η – коефіцієнт в'язкості, який називається динамічною або абсолютною в'язкістю;

S – площа взаємодії цих шарів;

ℓ – відстань між цими шарами;

v – відносна швидкість переміщення двох суміжних шарів газу.

Динамічна в'язкість має розмірність $\text{н} \cdot \text{с} / \text{м}^2$.

Кінематична в'язкість газу ν – це відношення динамічної в'язкості до густини газу:

$$\nu = \frac{\eta}{\rho}. \quad (3.3)$$

Вона має розмірність $\text{м}^2 / \text{с}$

В'язкість газів, в значній мірі, залежить від температури; дана залежність відображається так:

$$\eta = \eta_0 \cdot \frac{273 + C}{T + C} \cdot \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}; \nu = \nu_0 \cdot \frac{273 + C}{T + C} \cdot \left(\frac{T}{273} \right)^{5/2}, \quad (3.4)$$

де η_0 – динамічна в'язкість при 0°C ;

ν_0 – кінематична в'язкість при 0°C ;

T – абсолютна температура в $^\circ\text{K}$;

C – стала Сьюзерленда.

Для температури від -10 до $+10^\circ\text{C}$ динамічна і кінематична в'язкості знаходяться за формулами:

$$\begin{aligned} \eta_t &= \eta_0 \cdot (1 + \beta \cdot t), \\ \nu_t &= \nu_0 \cdot (1 + \theta \cdot t). \end{aligned} \quad (3.5)$$

Значення β , θ і сталої Сьюзерленда C для різних газів наведені в табл. 3.1, а значення динамічної і кінематичної в'язкостей при різних температурах наведені в табл. 3.2 і на рис. 3.1.

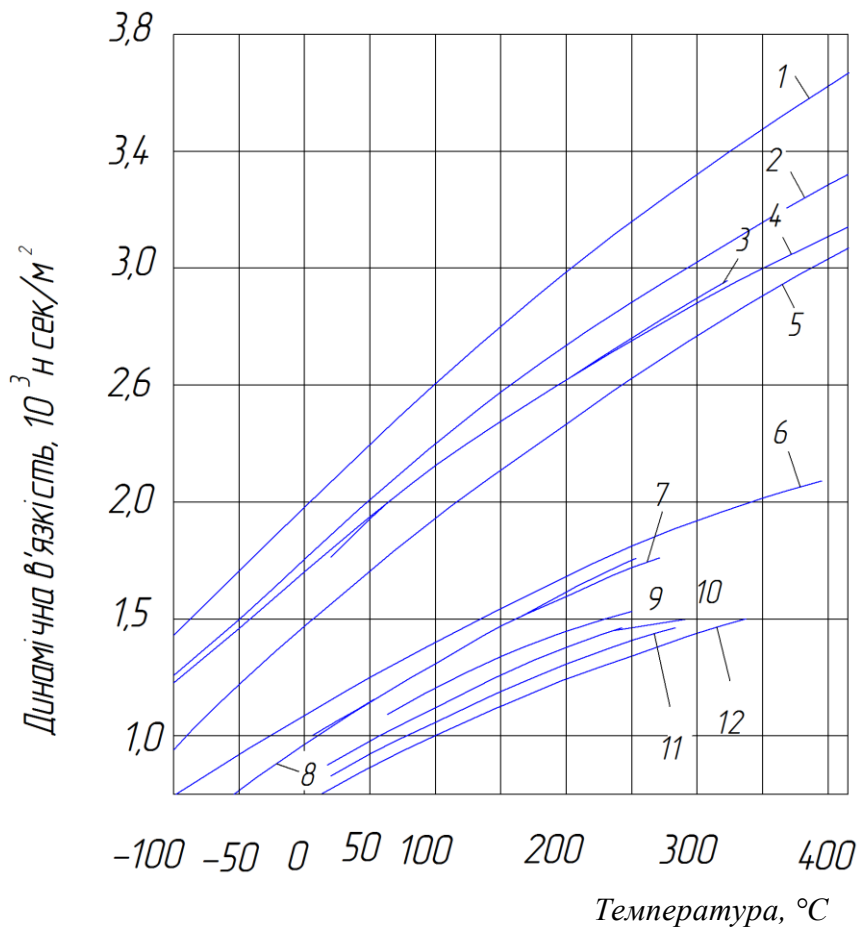


Рисунок 3.1 – Залежність динамічної в'язкості газів від їх температури: 1 – кисень; 2 – повітря; 3 – окис вуглецю; 4 – азот; 5 – двоокис вуглецю; 6 – метан; 7 – ацетилен; 8 – етилен; 9 – етан; 10 – пропілен; 11 – пропан; 12 – пари бензолу

Кінематична в'язкість суміші газів знаходиться за формулою

$$\frac{1}{\nu} = \frac{r_1}{\nu_1} + \frac{r_2}{\nu_2} + \dots, \quad (3.6)$$

де r_1, r_2 , – об'ємні або молярні концентрації (в частках одиниць) компонентів суміші;

ν_1, ν_2 , – коефіцієнт кінематичної в'язкості компонентів.

Динамічна в'язкість суміші розраховується таким чином:

$$\eta = \frac{r_1 \cdot \sqrt{M_1 \cdot T_{k1}} \cdot \eta_1 + r_2 \cdot \sqrt{M_2 \cdot T_{k2}} \cdot \eta_2 + \dots}{r_1 \cdot \sqrt{M_1 \cdot T_{k1}} + r_2 \cdot \sqrt{M_2 \cdot T_{k2}} + \dots}, \quad (3.7)$$

де $r_1, r_2, \dots$ – об'ємні або молярні концентрації (в частках одиниць) компонентів суміші;

$M_1, M_2, \dots$ – молекулярні ваги компонентів;

$T_{k1}, T_{k2}, \dots$ – критичні температури компонентів.

Динамічна в'язкість газу залежить від тиску: зі збільшенням тиску вона збільшується і тим більше, чим більший ступінь відхилення газу від ідеального. Залежність в'язкості газоподібного метану від тиску при різних температурах наведена в табл. 3.3.

Таблиця 3.1 – Кінематична в'язкість чистих газів при атмосферному тиску

Газ або пара	Темпе- ратура, 0°C	Константа Сьюзерленда C	$\beta \cdot 10^5$, $1/^{\circ}\text{C}$	Кінематична в'язкість $\nu \cdot 10^6$, $\text{м}^2/\text{с}$	$\theta \cdot 10^5$, $1/^{\circ}\text{C}$
Азот	0	103	282	13,24	679
Аміак	20	626	-	13,70	-
Аргон	16	142	283	13,10	682
Ацетилен	20	198,2	-	9,35	-
Бензол	20	380	447	2,01	862
н-Бутан	20	349	-	3,11	-
Ізобутан	20	-	-	-	-
Бутилен	20	-	-	-	-
Водень	0	83	260	92,87	655
Водяна пара	-	673	-	11,24	-
Повітря	0	123,6	285	13,2	682
Гелій	20	78,2	232	105,3	625
Двоокис сірки	0	416	-	3,99	-
Двоокис вуглецю	0	274	359	6,99	765
Кисень	0	138	295	13,5	693
Метан	17	198	318	16,2	719
Окис вуглецю	0	101	277	13,3	673
Пропан	20	324	-	3,72	-
Пропілен	20	322	-	3,99	-
Сірководень	17	331	-	8,64	-
Ціан	20	330	-	4,02	-
Ціаністий водень	20	901	-	5,72	-
Етан	0	287	-	6,44	-
Етилен	0	257	356	7,55	761

Таблиця 3.2 – Кінематична в'язкість чистих газів при різних температурах

Температура газу, 0°С	Кінематична в'язкість $\nu \cdot 10^6$, м ² /с										
	Двоокис вуглецю	Етилен	Кисень	Окис вуглецю	Водень	Метан	Азот	Етан	Пропан	Ацетилен	Бензол
0	6,994	7,548	13,49	13,295	92,866	14,374	13,24	6,435	3,497	8,165	1,979
100	12,756	13,704	23,40	22,842	156,68	25,463	22,82	11,78	6,403	14,73	3,761
200	19,841	21,247	35,22	34,109	233,27	38,784	34,16	18,38	9,972	22,75	6,031
300	28,087	30,003	48,67	46,873	321,70	54,054	47,01	26,08	14,17	32,02	8,743
400	37,374	39,847	63,57	60,982	421,23	71,075	61,23	34,77	18,89	42,43	11,85
500	47,605	50,679	79,81	76,312	531,48	89,676	76,67	44,35	24,10	53,86	15,34
600	58,707	62,418	97,27	92,772	651,57	110,76	93,29	54,76	29,75	66,23	19,16
700	70,622	75,010	115,9	110,30	781,47	131,18	110,9	65,94	35,83	79,49	23,30
800	83,302	88,402	135,6	128,81	920,65	153,90	129,7	77,84	42,66	93,57	27,73
900	96,702	102,54	156,3	148,30	1069,0	177,84	149,3	90,42	49,14	108,4	32,45
1000	110,79	117,13	178,0	168,68	1226,1	202,94	169,9	104,0	56,33	124,0	37,44

Таблиця 3.3 – Залежність динамічної в'язкості метану від тиску

Тиск, МПа	Динамічна в'язкість метану $\eta \cdot 10^4$ (в Н·с/м ²) при температурі, °С		
	0	25	75
0,1	1027	1108	1260
2	1068	1135	1290
6	1220	1260	1355
10	1420	1370	1455
15	1795	-	-
20	2165	1990	1810
30	2800	2510	2230
40	3360	3005	2660
60	-	3890	3330

Контрольні питання:

1. Як визначається сила, яка перешкоджає переміщенню шарів газу один відносно одного?
2. Охарактеризуйте поняття кінематичної в'язкості газу.
3. Яку залежність встановлює закон Ньютона?
4. Яким чином в'язкість газів залежить від температури?
5. Як визначається кінематична в'язкість суміші газів?
6. Як визначається динамічна в'язкість суміші газів?
7. Охарактеризуйте залежність динамічної в'язкості газу від тиску.

4 БАГАТОФАЗНІ СИСТЕМИ

Багатофазна система (газоподібна, рідка, тверда) знаходиться в стані рівноваги, якщо в ній не проходить явних змін з часом. Рівновага багатофазної системи можлива тільки в тому випадку, коли температура і тиск всього об'єму, що його займає система, однакові. Зміна температури або тиску приводить до порушення рівноваги системи, що відображається в зміні об'єму і складу (якщо система складається з кількох компонентів) різних фаз.

Тиск насичених парів залежить тільки від температури (рис. 4.1 і табл. 4.1).

Таблиця 4.1 – Залежність тиску насичених парів від температури

Температура пари, °C	Тиск насиченої пари, МПа								
	Етан C ₂ H ₆	Етилен C ₂ H ₄	Ацетилен C ₂ H ₂	Пропан C ₃ H ₈	Пропілен C ₃ H ₆	н-Бутан n-C ₄ H ₁₀	Ізобутан i-C ₄ H ₁₀	н-Бутилен n-C ₄ H ₈	Ізобутилен i-C ₄ H ₈
-80	0,160	0,347	0,141	0,013	0,018	0,001	0,002	0,002	0,002
-70	0,254	0,528	0,227	0,025	0,033	0,002	0,005	0,003	0,003
-60	0,386	0,767	0,360	0,043	0,057	0,005	0,009	0,007	0,007
-50	0,561	1,080	0,541	0,071	0,093	0,009	0,018	0,012	0,013
-40	0,792	1,479	0,788	0,113	0,146	0,018	0,029	0,022	0,023
-30	1,085	1,975	1,12	0,169	0,218	0,029	0,047	0,037	0,038
-20	1,446	2,58	1,54	0,247	0,314	0,047	0,073	0,058	0,061
-10	1,891	3,30	2,06	0,349	0,438	0,070	0,110	0,089	0,092
0	2,433	4,16	2,72	0,481	0,584	0,105	0,158	0,131	0,134
10	3,079	-	3,52	0,650	0,789	0,151	0,222	0,188	0,190
20	38,44	-	4,47	0,860	1,030	0,212	0,304	0,260	0,263
30	4,736	-	5,60	1,116	1,324	0,288	0,407	0,354	0,356
40	-	-	-	1,407	1,675	0,387	0,535	0,471	0,474
50	-	-	-	1,754	2,095	0,506	0,692	0,614	0,617
60	-	-	-	2,162	2,587	0,652	0,880	0,778	0,792
70	-	-	-	2,650	3,160	0,827	1,105	0,979	1,000
80	-	-	-	3,208	3,820	1,033	1,369	1,217	1,249
90	-	-	-	3,853	4,570	1,275	1,679	1,497	1,538
100	-	-	-	-	-	1,559	2,032	1,824	1,873

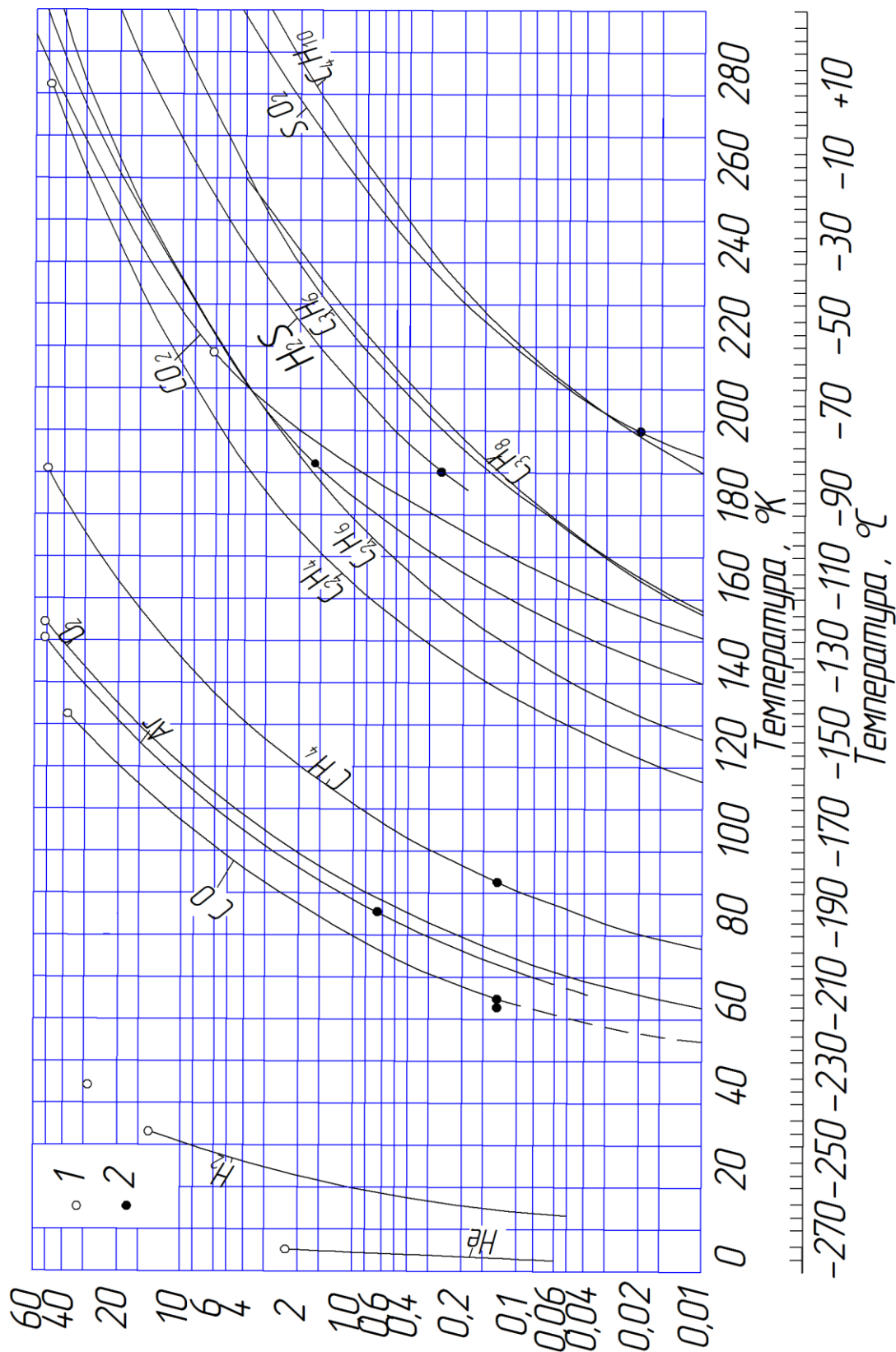


Рисунок 4.1 – Тиск насичених парів при різних температурах:

1 – критична точка; 2 – точка плавлення

1 — критична точка; 2 — точка плавлення

В табл. 4.2 наведені густини деяких зріджених газів і об'єм рідин, які утворюються з 1 м³ газу, а також об'єм газу в м³ (при 0⁰С і 0,1 МПа), який утворюється з 1 л рідини (при 0⁰С і 0,1 МПа).

Таблиця 4.2 – Густина зріджених газів при температурі кипіння

Речовина	Густина в стані рідини, кг/м ³	Об'єм рідини, яка утворюється з 1 м ³ газу, л	Об'єм газу, який утворюється з 1 л рідини, м ³
Бензол	900	3,552	0,26
н-Бутан	601	4,07	0,222
Ізобутан	582	4,644	0,211
Бутилен	623	4,0	0,25
Гексан	664	-	-
Гептан	668	-	-
Метан	415	1,55	0,591
Окис вуглецю	860	1,4111	0,651
н-Пентан	631	-	-
Пропан	582	3,13	0,288
Пропілен	610,4	2,82	0,319
Етан	546,2	2,250	0,403
Етилен	610,4	1,882	0,484

Залежність теплоти випаровування і густини в станах пари і рідини для пропану, н-Бутану, Ізобутану від температури показана на рис. 4.2.

Якщо двофазна однокомпонентна система виведена з рівноваги в результаті зміни температури (або тиску), тоді змінюється її тиск (або температура). Зміна стану системи можна знайти за формулою Клайперона-Клаузіуса:

$$A \cdot \frac{dp}{dT} = \frac{\lambda}{T \cdot (v_2 - v_1)}, \quad (4.1)$$

де A – тепловий еквівалент роботи;

λ – прихована теплота випаровування 1 моля (1кг) речовини;

T – абсолютна температура;

v_2 – об'єм 1 моля (1 кг) в газоподібному стані;

v_1 – об'єм 1 моля (1кг) в стані рідини.

Коли об'єм пари набагато більший об'єму рідини і можна вважати, що пара підпорядковується законам ідеального газу, тоді

$$A \cdot \frac{dp}{dT} = \frac{\lambda}{R \cdot T^2}, \quad (4.2)$$

де R – універсальна газова стала, якщо береться 1 моль речовини, або питома газова стала, якщо береться 1 кг речовини.

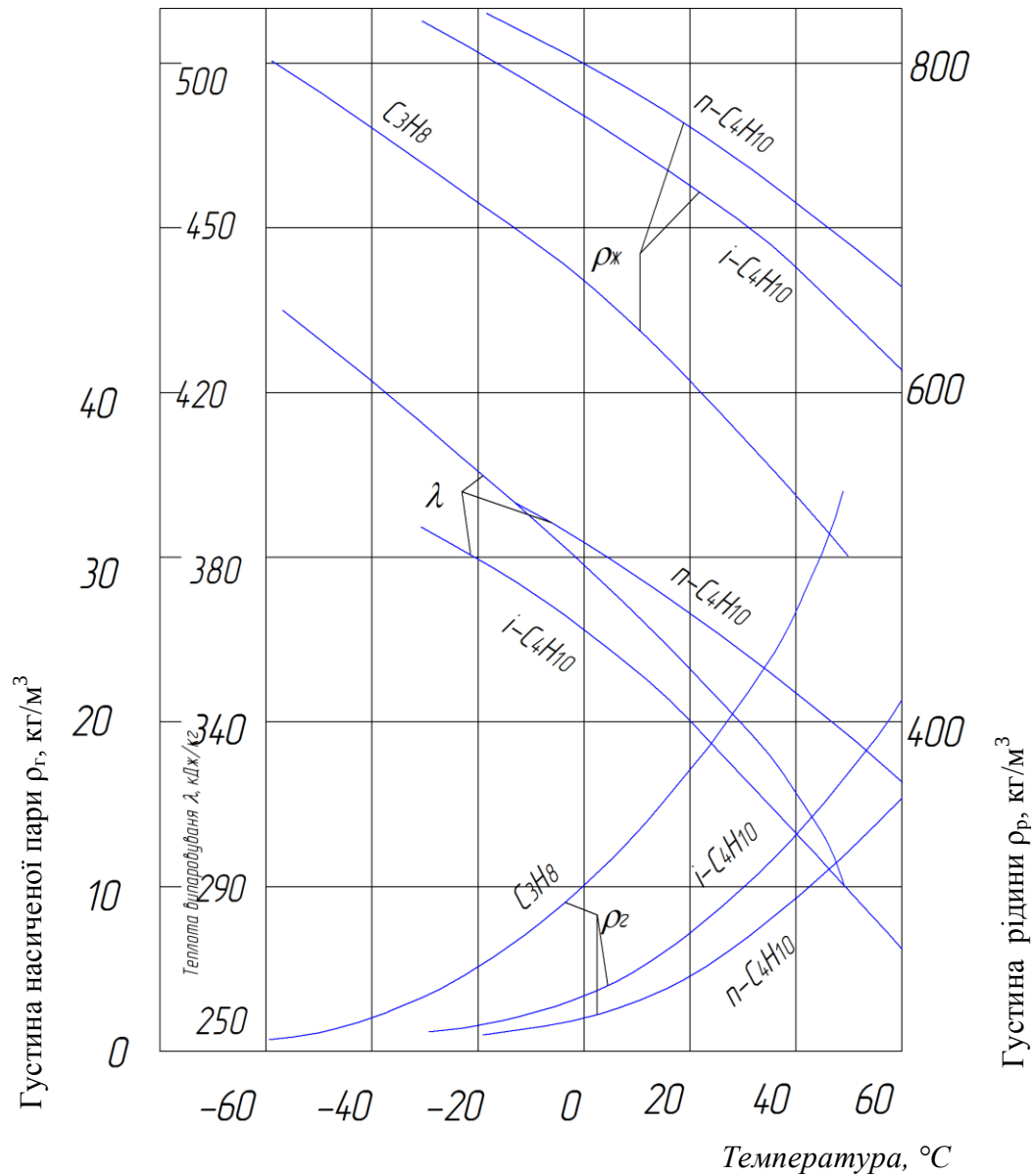


Рисунок 4.2 – Залежність динамічної в'язкості газів від їх температури: 1 – кисень; 2 – повітря; 3 – окис вуглецю; 4 – азот; 5 – двоокис вуглецю; 6 – метан; 7 – ацетилен; 8 – етилен; 9 – етан; 10 – пропілен; 11 – пропан; 12 – пари бензолу

Якщо в інтервалі T_0 - T_1 теплота випаровування λ не буде залежати від температури і тиску, то зміна тиску двофазної системи при зміні температури від T_0 до T_1 буде

$$\Delta p = p_0 \cdot \left(e^{\frac{\lambda \Delta T}{A R T_1 T_0}} - 1 \right); \quad (4.3)$$

$$\Delta p = p_1 - p_0; \Delta T = T_1 - T_0.$$

Приклад 4.1. Знайти, як змінюється тиск рідкого н-Бутану при збільшенні температури до 30°C (303,15°K), якщо відомо, що при t=0°C (273,15°K) тиск складав 0,1 МПа.

З рис. 4.2 прихована теплота випаровування н-Бутану $\lambda=392$ кДж/кг. З табл. 1.4 $R'=143$ Дж/кмоль°K. Використовуючи значення теплового еквівалента роботи $A=0,01$ знаходимо

$$\frac{\lambda \cdot \Delta T}{A \cdot R' \cdot T_1 \cdot T_0} = \frac{392 \cdot 30}{0,01 \cdot 143 \cdot 273,15 \cdot 303,15} \approx 1$$

$$\Delta p = p_0(e^1 - 1) = 0,1718 \text{ МПа.}$$

Таким чином, при температурі 30°C тиск буде ~0,272 МПа, що добре погоджується зі значенням тиску (0,288 МПа) з табл. 4.1.

Деякі закони, які стосуються багатофазних багатокомпонентних систем

Суміші вуглеводневих зріджених газів при розрахунках на практиці можна вважати ідеальними розчинами, що дає можливість використовувати закони для розбавлених розчинів при великих концентраціях.

За Законом Генрі парціальний тиск парів розчиненої речовини над розчином при сталій температурі пропорційний молярній концентрації даного компонента в розчині:

$$p_i' = K \cdot n_i^p, \quad (4.4)$$

де K – стала Генрі, яка залежить від температури (при високих тисках K суттєво залежить також і від тиску);

n_i^p – молярна концентрація і-го компонента в рідкій фазі.

За законом Рауля відносне зниження тиску насиченої пари розчинника при розчиненні дорівнює молярній концентрації розчиненого компонента. Для двокомпонентного розчину

$$\frac{p_1^0 - p_1'}{p_1^0} = n_2^p, \quad (4.5)$$

де p_1^0 – тиск насиченої пари над чистим розчинником;

p_1' – парціальний тиск насиченої пари розчинника над розчином;

n_2^p – молярна концентрація розчинного компонента в рідкій фазі.

Закон Рауля можна записати також в іншій формі

$$p'_1 = p_1^0 n_1^p, \quad (4.6)$$

де n_1^p – молярна концентрація розчинника.

Поділ на розчинник і розчинену речовину є умовним. Для парціального тиску i -го компонента

$$p'_i = p_i^0 n_i^p, \quad (4.7)$$

де p_i^0 – тиск насиченої пари i -го компонента над чистим розчинником (тобто закон Рауля за формою збігається з законом Генрі).

Повністю збігаються закони тільки в тому випадку, коли розчин при всіх концентраціях можна буде вважати ідеальним. При цьому парціальний тиск i -го компонента в газовій формі буде

$$p'_i = p n_i^r, \quad (4.8)$$

де n_i^r – молярна концентрація i -го компонента в газовій фазі.

Користуючись законом Рауля, можна написати

$$\frac{p_i^0}{p} = \frac{n_i^r}{n_i^p} = K_i, \quad (4.9)$$

де K_i – константа фазової рівноваги (константа розподілу), яка співвідносить відношення кількості молей даного компонента в газовій фазі до кількості молей цього ж компонента в рідкій фазі.

Значення констант фазової рівноваги деяких вуглеводів наведено на рис. 4.3. Знання константи рівноваги при даній температурі і тиску дозволяє для двофазної багатокомпонентної системи знайти за відомим складом парової фази склад рідкої фази і, навпаки, за відомим складом рідкої фази знайти тиск суміші.

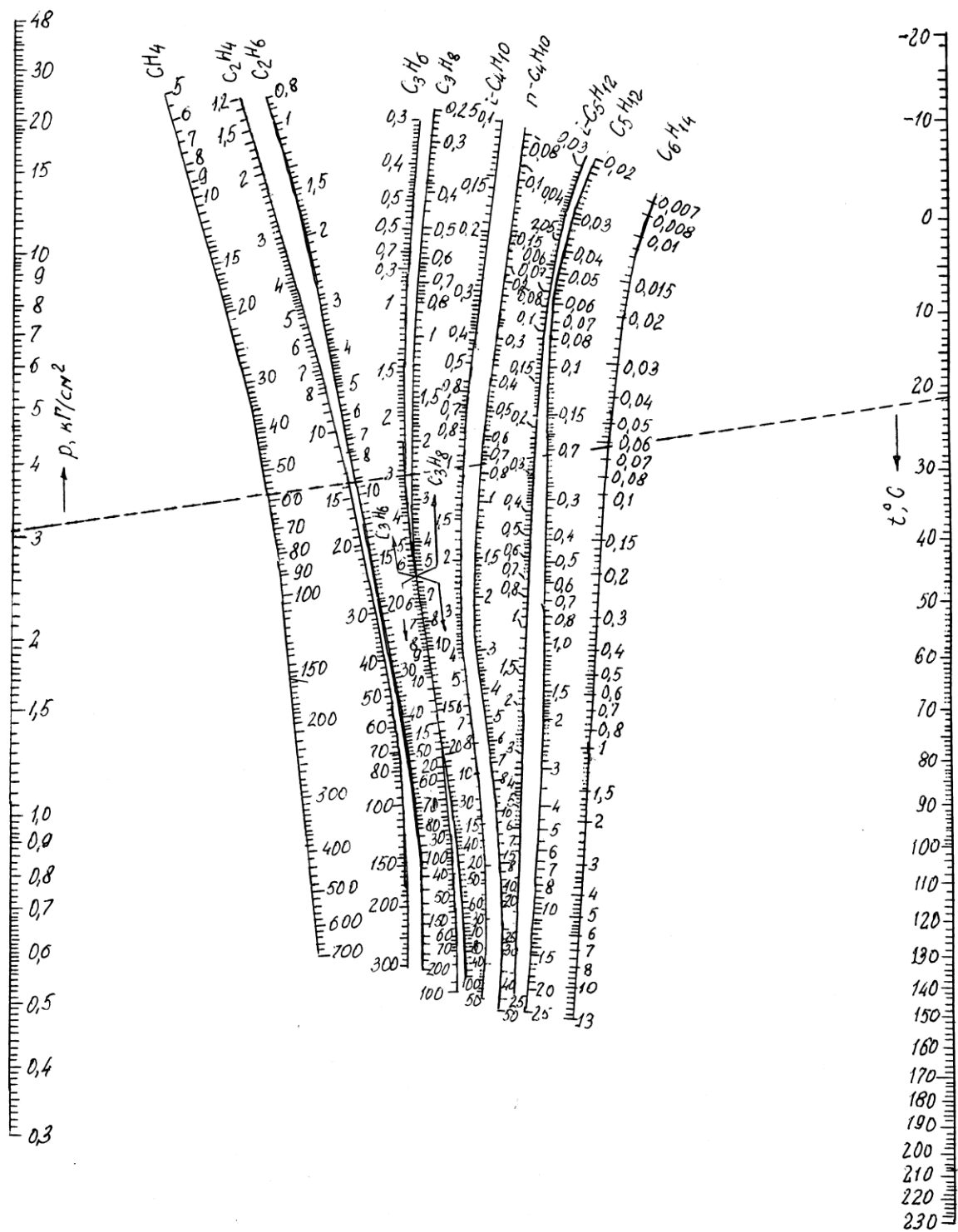


Рисунок 4.3 – Номограма для знаходження констант фазової рівноваги (розподілу) деяких вуглеводів

Приклад 4.2. Знайти склад рівноважної парової фази пропан-бутанової суміші при $t=20^{\circ}\text{C}$, якщо відомо, що в склад рідкої фази входять (% від об'єму): 10% C_3H_8 , 60% $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ і 30% $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$. З табл. 4.1 знаходимо тиск насичених парів чистих компонентів: $p_{\text{C}_3\text{H}_8}^0=0,86$, $p_{n\text{-C}_4\text{H}_{10}}^0=0,21$; $p_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}^0=0,30$. Тоді тиск, під яким знаходиться суміш, буде

$$p = \sum_{i=1}^3 p_i^0 n_i^p = 0,86 \cdot 0,1 + 0,21 \cdot 0,6 + 0,3 \cdot 0,3 = 0,302 \text{ МПа.}$$

Використовуючи номограму рис. 4.3, при $t=20^{\circ}$ і $p=0,302$ МПа знаходимо константи розподілення: $K_{\text{C}_3\text{H}_8}=2,5$, $K_{n\text{-C}_4\text{H}_{10}}=0,70$ і $K_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}=1,0$, а також об'ємні концентрації в газовій фазі:

$$n_{\text{C}_3\text{H}_8}^g = 0,1 \cdot 2,5 = 0,25; \quad n_{n\text{-C}_4\text{H}_{10}}^g = 0,6 \cdot 0,70 = 0,42; \quad n_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}^g = 0,3 \cdot 1,0 = 0,3.$$

Приклад 4.3. Знайти склад рівноважної рідкої фази пропан-бутанової суміші при $t=30^{\circ}\text{C}$, якщо відомо, що газова фаза складається з (в % від об'єму): 30% C_3H_8 , 30% $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ і 40% $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$.

З табл. 4.1 знаходимо тиск насичених парів чистих компонентів при $t=30^{\circ}\text{C}$: $p_{\text{C}_3\text{H}_8}^0=1,12$, $p_{n\text{-C}_4\text{H}_{10}}^0=0,29$ і $p_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}^0=0,41$.

Тоді знаходимо тиск, під яким буде знаходитись суміш:

$$p = \frac{1}{\sum_{i=1}^3 \frac{n_i^g}{p_i^0}} = \frac{1}{\frac{0,3}{1,12} + \frac{0,3}{0,29} + \frac{0,4}{0,41}} = 0,42 \text{ МПа.}$$

Використовуючи номограму рис. 4.3, при $t=30^{\circ}\text{C}$ і $p=0,42$ МПа знаходимо константи розподілення: $K_{\text{C}_3\text{H}_8}=2,3$, $K_{n\text{-C}_4\text{H}_{10}}=0,72$, $K_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}=0,97$, а також об'ємні концентрації в рідкій фазі:

$$n_{\text{C}_3\text{H}_8}^p = \frac{0,3}{2,3} = 0,13; \quad n_{n\text{-C}_4\text{H}_{10}}^p = \frac{0,3}{0,72} = 0,56; \quad n_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}}^p = 0,31.$$

В двокомпонентній системі рівноважні суміші рідкої і газоподібної фаз можуть бути знайдені за константами розподілення:

$$n_1^p = \frac{1 - K_2}{K_1 - K_2}; \quad n_2^p = \frac{K_1 - 1}{K_1 - K_2};$$

$$n_1^g = \frac{K_1 \cdot (K_2 - 1)}{K_2 - K_1}; \quad n_2^g = \frac{K_2 \cdot (1 - K_1)}{K_2 - K_1}.$$

Приклад 4.4. Знайти склад рідкої і газової фаз суміші пропану і н-Бутану, якщо при $t=10^0\text{C}$ тиск суміші був 0,5 МПа.

Використовуючи номограму рис. 4.3, знаходимо константи розподілення при $p=0,5$ МПа і $t=10^0$: $K_{\text{C}_3\text{H}_8}=1,5$ і $K_{\text{n-C}_4\text{H}_{10}}=0,35$.

Тоді

$$n_{\text{C}_3\text{H}_8}^p = \frac{1-0,35}{1,5-0,35} = 0,565; n_{\text{n-C}_4\text{H}_{10}}^p = \frac{1,5-1}{1,5-0,35} = 0,435;$$

$$n_{\text{C}_3\text{H}_8}^r = 1,5, n_{\text{C}_3\text{H}_8}^p = 0,85; n_{\text{n-C}_4\text{H}_{10}}^r = 0,35, n_{\text{n-C}_4\text{H}_{10}}^p = 0,15.$$

Виходячи з вищенаведеного, рідка фаза буде складатись (в % від об'єму) з 56,5% пропану і 43,5% бутану, а газоподібна фаза з 85% пропану і 15% бутану.

Матеріальний баланс багатокомпонентної двофазної системи (концентрації компонентів в різних фазах) може бути знайдений (при заданих p і t), якщо відома молярна концентрація i -го компонента n_i^0 при перетворенні системи в однофазну.

Для будь-якого компонента число молей $N_i^0 = N_i^r + N_i^p$. Звідси, молярна концентрація

$$n_i^0 = \frac{N_i^0}{\sum N_s} = \frac{N_s^r}{\sum N_s^r} \cdot \frac{\sum N_s^r}{\sum N_s} + \frac{N_i^p}{\sum N_s^p} \cdot \frac{\sum N_s^p}{\sum N_s} = n_i^r V + n_i^p L,$$

де V і L – числа, які показують, відповідно, яка частка загальної кількості молей знаходиться в газоподібному і рідкому станах ($V+L=1$).

Перетворюючи відношення $\frac{n_i^r}{n_i^p} = K_i$, отримаємо

$$n_i^p = \frac{n_i^0}{K_i + (1 - K_i) \cdot L} \quad \text{і} \quad n_i^r = \frac{K_i n_i^0}{K_i + (1 - K_i) \cdot L}.$$

Приклад 4.5. Суміш в рідкому стані складається (в % від об'єму): 30% C_3H_8 , 30% $\text{n-C}_4\text{H}_{10}$ і 40% $\text{i-C}_4\text{H}_{10}$. Скласти матеріальний баланс розподілу на рідку і газоподібну фази, якщо суміш приведена до умов $p=0,5$ МПа і $t=30^0\text{C}$.

Із номограми рис. 4.3 знаходимо константи розподілу:

$$K_{\text{C}_3\text{H}_8}=1,95; K_{\text{n-C}_4\text{H}_{10}}=0,62 \text{ і } K_{\text{i-C}_4\text{H}_{10}}=0,85.$$

$$n_{C_3H_8}^p = \frac{0,3}{1,95 - 0,95 \cdot L}; n_{n-C_4H_{10}}^p = \frac{0,3}{0,62 + 0,38 \cdot L}; n_{i-C_4H_{10}}^p = \frac{0,4}{0,85 + 0,15 \cdot L}.$$

Величину L підбираємо так, щоб $n_{C_3H_8}^p + n_{n-C_4H_{10}}^p + n_{i-C_4H_{10}}^p = 1$.

Молярні концентрації	Значення молярної концентрації при величині L					
	0,40	0,45	0,50	0,52	0,54	0,56
$n_{C_3H_8}^p$	0,19	0,197	0,203	0,206	0,209	0,211
$n_{n-C_4H_{10}}^p$	0,39	0,379	0,370	0,367	0,364	0,360
$n_{i-C_4H_{10}}^p$	0,44	0,436	0,433	0,431	0,430	0,429
$\sum n_i^p$	1,02	1,012	1,006	1,004	1,003	1,000

Знайдемо молярні концентрації компонентів у фазі пари:

$$n_i^r = \frac{(n_i^0 - n_i^p \cdot L)}{(1 - L)};$$

$$n_{C_3H_8}^r = \frac{(0,3 - 0,211 \cdot 0,56)}{0,44} = 0,413;$$

$$n_{n-C_4H_{10}}^r = 0,223; n_{i-C_4H_{10}}^r = 0,364.$$

Тоді матеріальний баланс суміші при $p=0,1$ МПа і $t=30^\circ\text{C}$ буде таким

Компо- ненти суміші	Початкова суміш		За молями				За масою, кг	
			Рідина		Пара			
	кмоль	кг	Молярна концен- трація	кмоль	Молярна концерн- трація	кмоль	Ріди- на	Пара
C ₃ H ₈	0,3	13,23	0,211	0,118	0,413	0,182	5,20	8,03
n-C ₄ H ₁₀	0,3	17,44	0,360	0,202	0,223	0,098	11,75	5,69
i-C ₄ H ₁₀	0,4	23,25	0,429	0,240	0,364	0,160	13,95	9,30
Всього	1,0	53,92	1,000	0,560	1,000	0,440	30,90	23,02

За константами розподілу можна знайти тиск, необхідний для зрідження суміші.

Приклад 4.6. Газоподібну суміш, яка складається (в % від об'єму) з 30% C_3H_8 , 40% $n-C_4H_{10}$ і 30% $i-C_4H_{10}$ зріджують. Знайти тиск, необхідний для зрідження, а також склад рідкої фази, якщо $t=40^\circ\text{C}$.

Використовуючи значення констант розподілу за номограмою рис. 4.3 підбираємо такий тиск, щоб $\sum n_i^p = 1$.

Результат розрахунку наведено в таблиці.

Компоненти	n_i^r	p=1 МПа0		p=0,5 МПа		p=0,6 МПа	
		K_i	n_i^p	K_i	n_i^p	K_i	n_i^p
C_3H_8	0,0306	0,133	0,0235	0,235	0,013	0,204	0,0153
n- C_4H_{10}	0,0408	0,4796	0,0867	0,083	0,05	0,0714	0,0581
i- C_4H_{10}	0,0306	0,062	0,05	0,108	0,0285	0,093	0,0337
Σn_i^p	-	-	0,16	-	0,0918	-	0,107

Тиск, необхідний для зрідження суміші, трохи менший (0,6 МПа).
Склад рідкої фази: 14% C_3H_8 , 55%, n- C_4H_{10} і 31% i- C_4H_{10} .

Контрольні питання

1. В якому випадку багатофазні системи (газоподібна, рідка, тверда) знаходяться в стані рівноваги?
2. Від чого залежить тиск насичених парів багатофазної системи?
3. Що відбувається при виведенні двофазної однокомпонентної системи з рівноваги в результаті зміни температури (або тиску)?
4. Яку залежність встановлює формула Клайперона-Клаузіуса?
5. В якому випадку можна вважати, що пара підпорядковується законам ідеального газу?
6. Як змінюється тиск двофазної системи при зміні температури?
7. Яку залежність встановлює закон Генрі?
8. Яку залежність встановлює закон Рауля?
9. Що характеризує константа фазової рівноваги (константа розподілу)?

5 РОЗЧИННІСТЬ ГАЗІВ В РІДИНАХ

Для малорозчинних газів при помірному тиску справедливий закон Генрі:

$$n_i^p = \frac{1}{K} \cdot p_i' \quad (5.1)$$

Молярна концентрація розчинного в рідині компонента пропорційна парціальному тиску p_i' компонента над розчином. Якщо над рідиною знаходиться кілька газів, об'ємна концентрація кожного з них в розчині пропорційна їхньому парціальному тиску в газовій фазі. Розчинність газів з підвищенням температури, як правило, знижується. Розчинність твердих речовин з температурою збільшується.

В табл. 5.1 наведені значення коефіцієнта розчинності (абсорбції) α , який дорівнює об'єму газу, приведенного до 0°C і 0,1 МПа в м^3 (см^3), що розчиняється в м^3 (см^3) води при даній температурі і парціальному тиску 0,1 МПа.

В практичних розрахунках для розчинів малої концентрації можна знехтувати молярною концентрацією розчинного газу порівняно з молярною концентрацією розчинника; тоді закон Генрі можна записати так:

$$V_i^p = \alpha_i p_i' \quad (5.2)$$

де V_i^p – об'єм і-го компонента, віднесений до об'єму розчинника;

p_i' – парціальний тиск і-го компонента;

α_i – коефіцієнт розчинності і-го компонента.

Законом Генрі з використанням даних табл. 5.1 для знаходження розчинності можна користуватись тільки при тисках, близьких до атмосферного. Для знаходження розчинності в воді при високих тисках слід користуватись коефіцієнтами розчинності, наведеними в табл. 5.2.

Приклад 5.1. Знайти кількість метану, який розчиниться в 300 кг води при атмосферному тиску і $t=20^\circ\text{C}$.

З табл. 5.1 $\alpha=0,03308$; в $0,3 \text{ м}^3$ води розчиниться $0,03308 \cdot 0,3 \text{ м}^3 = 0,0099 \text{ м}^3$ метану.

Приклад 5.2. Знайти кількість двоокису вуглецю, який розчиниться в 500 кг води при $p=0,206 \text{ МПа}$ (2 атм) і $t=20^\circ\text{C}$.

З табл. 5.1. $\alpha=0,878$. За законом Генрі $\bar{V} = 0,878 \cdot 2 = 1,756 \text{ м}^3$. В 500 кг води буде $1,756 \cdot 0,5 = 0,878 \text{ м}^3 \text{ CO}_2$. При 2,5 МПа (24,2 атм) в 1 м^3 води згідно з законом Генрі розчинилося б $\bar{V} = 0,878 \cdot 24,2 = 21,3 \text{ м}^3 \text{ CO}_2$. З табл. 5.2 отримуємо, що при заданих умовах в воді розчиняється лише $15,9 \text{ м}^3 \text{ CO}_2$.

Таблиця 5.1 – Розчинність газів у воді при атмосферному тиску (0,1013 МПа)

Температура води, °С	Повітря	Атмосфер- ний азот	Азот (чистий)	Кисень	Водень	Окис вуглецю	Метан	Двоокис вуглецю	Аміак	Сірководень	Двоокис сірки	Етилен	Пропілен	Ацетилен
0	0,02885	0,02359	0,02319	0,04922	0,02148	0,03537	0,05563	1,713	1186	4,670	79,79	0,226	0,50	1,73
2	0,02742	0,02251	-	0,04661	0,02105	0,03375	0,05244	1,584	1125	4,379	74,69	0,211	0,41	1,63
4	0,02609	0,02151	0,02068	0,04426	0,02064	0,03222	0,04946	1,473	1067	4,107	69,83	0,197	0,365	1,53
6	0,02486	0,02057	(5 ⁰)	0,04214	0,02025	0,03078	0,04669	1,377	1010	3,852	65,20	0,184	0,325	1,45
8	0,02372	0,01972	-	0,04020	0,01989	0,02942	0,04413	1,282	957	3,616	60,81	0,173	0,295	1,37
10	0,02268	0,01895	0,01863	0,03842	0,01955	0,02816	0,04477	1,194	903	3,399	56,65	0,162	0,27	1,31
12	0,02174	0,01761	-	0,03679	0,01925	0,02701	0,03970	1,117	852	3,206	52,72	0,152	0,255	1,24
14	0,02088	0,01703	0,01702	0,03530	0,01897	0,02593	0,03779	1,050	807	3,028	49,03	0,143	0,24	1,18
16	0,02009	0,01649	(15 ⁰)	0,03391	0,01869	0,02494	0,03606	0,985	763	2,865	45,58	0,136	0,23	1,13
18	0,01937	0,01598	-	0,03263	0,01844	0,02402	0,03448	0,928	721	2,717	42,36	0,129	0,22	1,08
20	0,01871	0,01489	0,01572	0,03145	0,01819	0,02319	0,03308	0,878	683	2,582	39,37	0,122	0,21	1,03
25	0,01727	0,01398	0,01465	0,02887	0,01754	0,02142	0,03006	0,759	602	2,282	32,79	0,108	-	0,93
30	0,01607	0,01320	0,01375	0,02673	0,01699	0,01998	0,02762	0,665	539	2,037	27,16	0,098	-	0,84
35	0,01504	0,01252	0,01299	0,02492	0,01666	0,01877	0,02546	0,592	488	1,831	22,49	-	-	-
40	0,01419	0,01189	0,01233	0,02340	0,01644	0,01775	0,02369	0,530	446	1,660	18,77	-	-	-
45	0,01352	0,01133	0,01171	0,02211	0,01624	0,01690	0,02238	0,479	409	1,516	-	-	-	-
50	0,01298	0,01023	0,01116	0,02101	0,01608	0,01615	0,02134	0,436	375	1,392	-	-	-	-
60	0,01216	0,01023	-	0,01946	0,01600	0,01488	0,1954	0,359	314	1,190	-	-	-	-
70	0,01156	0,00977	-	0,01833	0,0160	0,01440	0,01825	-	256	1,022	-	-	-	-
80	0,01126	0,00958	-	0,01761	0,0160	0,01430	0,01770	-	203	0,917	-	-	-	-
90	0,0111	0,0095	-	0,0172	0,0160	0,0142	0,01735	-	150	0,84	-	-	-	-
100	0,0111	0,0095	-	0,0170	0,0160	0,0141	0,0170	0,26	98	0,81	-	-	-	-

Атмосферний азот складається (в % від об'єму) з 98,815% N₂ і 1,185% Ar.

Таблиця 5.2 – Розчинність газів в воді при збільшеному тиску

Температура газу, °C	Коефіцієнт розчинності α водню при тиску, МПа						Температура газу, °C	Коефіцієнт розчинності α азоту при тиску, МПа				
	2,5	5,0	10	15	20	30		2,5	5	10	20	30
0	0,536	1,068	2,130	3,168	4,187	6,139	25	0,348	0,674	1,264	2,257	3,061
10	0,487	0,969	1,932	2,872	3,796	5,579	50	0,273	0,533	1,011	1,830	2,572
20	0,450	0,895	1,785	2,649	3,499	5,158	75	0,254	0,494	0,946	1,732	2,413
30	0,426	0,848	1,689	2,508	3,311	4,897	100	0,266	0,516	0,986	1,822	2,546
40	0,413	0,822	1,638	2,432	3,210	4,747						
50	0,407	0,809	1,612	2,395	3,165	4,695						
75	0,414	0,826	1,643	-	3,420	-						
100	0,462	0,912	1,805	2,681	3,544	5,220						

Продовження таблиці 5.2

Температура газу, °C	Коефіцієнт розчинності α вуглецю при тиску, МПа								
	2,5	3	3,5	4	4,5	5	6	6,5	7
20	15,9	17,8	19,7	21,6	23,3	25,1	26,9	-	-
35	8,1	9,6	11,3	13,0	14,6	16,2	17,9	19,7	21,6
60	-	-	-	-	9,0	9,7	10,5	11,4	12,3

Продовження таблиці 5.2

Температура газу, °C	Коефіцієнт розчинності α аміаку при тиску, МПа													
	0,109	0,136	0,163	0,191	0,218	0,245	0,272	0,299	0,326	0,354	0,381	0,408	0,435	0,462
0	-	1440	1695	1958	2221	2431	-	-	-	-	-	-	-	-
20	714,6	826,2	928,8	1025,9	1112,6	1190,1	1259,7	1322,8	1381,8	1439,6	1497,4	1556,6	1615,7	-
40	429,6	504,0	565,4	616,3	663,3	709,0	753,4	797,8	840,9	882,7	921,7	955,8	989,8	1023,7

Примітка. Коефіцієнт розчинності α кисню при температурі +25°C і тиску 0-7,14 МПа дорівнює 0,0258.

Контрольні питання:

1. За яких умов для розчинних газів справедливий закон Генрі?
2. Охарактеризуйте залежність молярної концентрації розчинного в рідині компонента.
3. Охарактеризуйте залежність об'ємної концентрації в розчині суміші компонентів.
4. Наведіть залежність розчинності газів в рідинах зі зміною температури.
5. Наведіть залежність розчинності твердих речовин в рідинах зі зміною температури.

6 ТЕПЛОЄМНІСТЬ ГАЗІВ

В залежності від вибору одиниці кількості газів розрізняють масову теплоємність (теплоємність стандартної одиниці маси газу), об'ємну теплоємність (теплоємність одиниці об'єму газу) і молярну теплоємність (теплоємність одного кіломоля речовини). Зв'язок масової c , об'ємної C і молярної $\bar{C}$ теплоємностей такий

$$c = \frac{\bar{C}}{M} = C \cdot v; \quad C = \frac{\bar{C}}{22,414} = c \cdot \rho; \quad \bar{C} = M \cdot c = 22,414 \cdot C, \quad (6.1)$$

де M – молекулярна маса;

v – питомий об'єм;

ρ – густина.

Оскільки теплоємність може залежити від температури, то розрізняють середню теплоємність в проміжку температур від t_1 до t_2 як відношення кінцевої витрати тепла Q до різниці температур $c = \frac{Q}{t_2 - t_1}$ і справжню

теплоємність $c = \frac{dQ}{dt}$.

Для газів теплоємність суттєво залежить від характеру процесу, який відбувається при нагріванні або охолодженні: c_p – ізобарна теплоємність, c_v – ізохорна теплоємність.

Для ідеальних газів справедливе співвідношення

$$\bar{C}_p - \bar{C}_v = A \cdot R, \quad (6.2)$$

де R – універсальна газова стала;

A – тепловий еквівалент роботи;

Відношення $\frac{c_p}{c_v}$ для одноатомних ідеальних газів дорівнює 1,68; для двоатомних – 1,40 і для багатоатомних – 1,34.

В табл. 6.1 наведені масові теплоємності різних газів і парів, в табл. 6.2 – залежність теплоємності метану від температури і тиску, а в табл. 6.3 – теплоємність пропану і бутану.

Масова теплоємність суміші може бути знайдена за масовими концентраціями:

$$c = \sum_{s=1}^n g_s \cdot c_s. \quad (6.3)$$

Аналогічно знаходимо молярну теплоємність суміші за об'ємними концентраціями:

$$\bar{C} = \sum_{s=1}^n r_s \cdot \bar{C}_s. \quad (6.4)$$

Теплоємність деяких речовин наведена в таблиці 6.1.

Таблиця 6.1 – Масові теплоємності c_p і c_v газів і парів

Газ і пара	c_p (в кДж/кг ⁰ С) при температурі, ⁰ С			c_v (в кДж/кг ⁰ С) при температурі, ⁰ С		
	0	100	200	0	100	200
Азот	1,043	1,046	1,055	3,128	0,748	0,759
Азот повітря	1,034	1,037	1,046	3,098	0,741	0,750
Аміак	-	2,141 (20 ⁰ С)	-	-	1,639 (20 ⁰ С)	-
Ацетилен	1,614	1,877	2,050	5,433	1,556	1,729
Бензолна пара	0,946	1,339	1,681	3,524	1,233	1,575
Бутан	1,596	2,034	2,463	6,103	1,889	2,320
Водяна пара	1,865	1,896	1,947	5,890	1,434	1,484
Водень	14,239	14,493	14,549	42,429	10,356	10,413
Повітря	1,007	1,014	1,028	3,018	0,725	0,739
Гелій	-	5,250 (18 ⁰ С)	-	-	3,151 (18 ⁰ С)	-
Гексан	(1,607)	2,029	2,452	(1,510)	1,932	2,355
Гептан	(1,614)	2,027	2,448	(1,531)	1,946	2,366
Двоокис сірки	0,609	0,663	0,714	0,478	0,533	0,584
Двоокис вуглецю	0,817	0,917	0,997	0,628	0,727	0,806
Закис азоту	0,854	0,953	1,032	0,663	0,764	0,841
Кисень	0,917	0,937	0,967	0,656	0,676	0,706
Метан	2,171	2,455	2,815	1,653	1,937	2,295
Окис азоту	1,002	1,000	1,014	0,723	0,721	0,736
Окис вуглецю	1,043	1,048	1,062	0,744	0,750	0,764
Ізопентан (за розрахунком)	(1,598)	2,030	2,455	(1,482)	1,916	2,339
Пропан	1,558	2,023	2,466	1,365	1,835	2,276
Пропілен	1,431	1,806	2,166	1,231	1,607	1,969
Сірководень	0,995	1,028	1,071	0,748	0,781	0,827
Етан	1,653	2,0745	2,4978	1,376	1,7975	2,2209
Етилен	1,464	1,76	2,12	1,166	1,59	1,94

Таблиця 6.2 – Масові теплоємності (в кДж/кг⁰С) c_p і c_v метану в залежності від тиску і температури

Температура, ⁰ С	Тиск, МПа									
	0,1		1,03		2,06		3,09		4,12	
	c_p	c_v	c_p	c_v	c_p	c_v	c_p	c_v	c_p	c_v
-70	1,848	1,3104	1,9068	1,2516	2,0244	1,1676	2,3016	1,0626	2,793	0,9324
-60	1,8942	1,3608	1,9656	1,323	2,0622	1,2474	2,3436	1,2348	2,7804	1,2306
-50	1,9404	1,407	2,0202	1,3902	2,1462	1,3692	2,3814	1,3734	2,7552	1,4616
-40	1,9866	1,4532	2,0664	1,4448	2,1966	1,4532	2,394	1,47	2,6796	1,5666
-30	2,0286	1,4952	2,1126	1,5036	2,2302	1,512	2,3772	1,5162	2,562	1,5582
-20	2,0706	1,5414	2,1546	1,554	2,2512	1,554	2,3688	1,554	2,5074	1,5876
-10	2,1168	1,5876	2,1924	1,6002	2,2764	1,6002	2,3772	1,6044	2,4948	1,6296
0	2,1588	1,6296	2,2302	1,6464	2,3142	1,6548	2,4024	1,6674	2,499	1,6674
+10	2,2008	1,6716	2,268	1,6884	2,3478	1,701	2,4318	1,1778	2,52	1,722
+20	2,2386	1,7094	2,3058	1,7304	2,3856	1,7514	2,4654	1,7724	2,5452	1,7808
+30	2,2806	1,7514	2,3436	1,7766	2,415	1,7934	2,4906	1,8144	2,562	1,8228
+40	2,3226	1,7934	2,3772	1,8102	2,4444	1,8312	2,5116	1,848	2,5746	1,8606
+50	2,3604	1,8312	2,4108	1,848	2,4696	1,8648	2,5284	1,8774	2,5872	1,8942
Температура, ⁰ С	Тиск, МПа									
	5,15		6,18		7,21		10,3		12,36	
	c_p	c_v	c_p	c_v	c_p	c_v	c_p	c_v	c_p	c_v
-70	3,5616	0,4872								
-60	3,4272	0,9996	4,4562	0,6846						
-50	3,2718	1,4364	4,074	1,302						
-40	3,066	1,6086	3,6414	1,7724	5,0946	2,2722				
-30	2,8266	1,6254	3,1962	1,7766	4,0614	2,1084	4,7502	2,1168	5,0484	2,2848
-20	2,6838	1,6212	2,8938	1,6758	3,3642	1,785	3,8094	1,6716	4,0572	1,8018

Продовження таблиці 6.2

Температура, °C	Тиск, МПа									
	5,15		6,18		7,21		10,3		12,36	
	c _p	c _v	c _p	c _v	c _p	c _v	c _p	c _v	c _p	c _v
-10	2,6208	1,638	2,7468	1,6506	3,0366	1,6506	3,3726	1,5666	3,6036	1,554
0	2,6082	1,6842	2,7132	1,6926	2,9358	1,6758	3,2004	1,6044	3,4146	1,6926
+10	2,6208	1,7388	2,7132	1,7598	2,898	1,7388	3,129	1,701	3,3222	1,7472
+20	2,6292	1,7892	2,7132	1,8102	2,8728	1,7892	3,0786	1,785	3,255	1,806
+30	2,6376	1,827	2,709	1,848	2,856	1,8354	3,0366	1,638	3,2004	1,8564
+40	2,6418	1,8648	2,7048	1,8774	2,835	1,869	3,003	1,89	3,1458	1,89
+50	2,6502	1,8984	2,7048	1,9068	2,8224	1,9068	2,9694	1,9236	3,0954	1,9194

Таблиця 6.3 – Об'ємні теплоємності c_p (в кДж/м³°C) пропану і бутану

Газ	Температура, °C								
	0	20	40	60	80	100	120	140	160
Пропан	3,281	3,422	3,528	3,651	3,775	3,881	4,004	4,110	4,533
н-Бутан	4,375	4,481	4,604	4,763	4,939	5,116	5,274	5,451	5,610
Ізобутан	4,251	4,375	4,498	4,639	4,798	4,974	5,133	5,310	5,468

Таблиця 6.4 – Масові теплоємності деяких речовин

Речовина	Температура, °C	Теплоємність, кДж/кг°C	Речовина	Температура, °C	Теплоємність, кДж/кг°C
Ацетон	20	2,187	Ксилол	20	1,676
Бензин	20	2,011-2,187	Метанол	20	2,523
Газойль	20	1,887-2,011	Нафталін	15	1,305
Гліцерин	20	2,011	Те саме	45	1,394
Графіт	0	5,610	Нафта	20	1,676-2,311
Деревне вугілля	20	5,468	Парафін	20	2,011
Кам'яне вугілля	0	1,693	Піридин	20	1,729
Кам'яновугільна смола	40	1,746	Сірковуглець	0	1,005
Те саме	200	1,799	Толуол	0	1,676
Керосин	18	1,852	Фенол	20	2,346
Крезол	20	1,887			

Контрольні питання:

1. Охарактеризуйте поняття масової теплоємності.
2. Охарактеризуйте поняття об'ємної теплоємності.
3. Охарактеризуйте поняття молярної теплоємності.
4. Охарактеризуйте поняття ізобарної теплоємності.
5. Охарактеризуйте поняття ізохорної теплоємності.
6. Як визначається масова теплоємність суміші?
7. Як визначається молярна теплоємність суміші?

7 ТЕМПЕРАТУРА І ТЕПЛОТА ПЕРЕТВОРЕННЯ

В табл. 7.1 наведені температури, при яких відбувається кипіння (при тиску 0,1 МПа), і питома прихована теплота цих перетворень λ , тобто кількість теплоти, що необхідна для перетворення одиниці маси речовини. Залежність теплоти випаровування пропану і бутану від температури наведено на рис. 4.2.

Тепловий ефект дроселювання

При дроселюванні реальних газів від тиску p_1 до тиску p_2 ($p_2 < p_1$) при відсутності теплообміну з навколишнім середовищем змінюється температура газу за рахунок здійснення газом роботи з переборення сил внутрішньої взаємодії. Оскільки в ідеальному газі відсутня внутрішня взаємодія, то при його дроселюванні температура не змінюється.

Якщо $\Delta p = p_2 - p_1$ і $\Delta T = T_2 - T_1$, тоді зміну температури з тиском при постійній теплоємності знаходять з рівняння

$$\frac{\Delta T}{\Delta p} = \frac{A}{c_p} \cdot \left[T_1 \left(\frac{dv}{dT} \right)_p - v \right], \quad (7.1)$$

де T_1 і T_2 – початкова і кінцева абсолютні температури;

c_p – теплоємність при постійному тиску;

$\left(\frac{dv}{dT} \right)_p$ – термічний коефіцієнт розширення при постійному тиску;

v – питомий об'єм;

A – тепловий еквівалент роботи.

Для газів, які підпорядковуються рівнянню Ван-дер-Ваальса:

$$\Delta T = \frac{A}{c_p} \cdot \left[\frac{9}{2} \left(\frac{T_{кр}}{T_1} \right)^2 - \frac{1}{4} \right] \cdot v_{кр} \Delta p, \quad (7.2)$$

де $T_{кр}$ – абсолютна критична температура;

$v_{кр}$ – питомий критичний об'єм.

Дроселювання більшості газів при звичайних температурах в тисках супроводжується охолодженням газу, тобто $\frac{dT}{dp} > 0$. Зі збільшенням об'єму, при якому відбувається дроселювання, поступово зменшується і перетворюється в нуль $\frac{dT}{dp}$ (точка інверсії), а потім це співвідношення стає менше нуля, тобто при дроселюванні газ нагрівається. Сукупність точок інверсії дає криву інверсії.

Середнє емпіричне значення диференційного дросельного ефекту для різних газів наведено в табл. 7.1, з якої видно, що у випадку дроселювання, наприклад, CO₂ при від'ємних температурах точки інверсії спостерігаються при тисках, менших 2,0 МПа.

Таблиця 7.1 – Диференційний дросельний ефект різних газів $\left(\frac{dT}{dp}\right)$
(в °C/МПа)

Тиск, МПа	Температура, °C					
	21,1	37,8	54,4	71,1	87,8	104,4
Пропан C ₃ H ₈						
Насичена пара	24,0	2,12	2,04	2,00	1,72	-
0,17	1,71	1,45	2,04	1,06	0,92	0,82
0,35	1,91	1,58	1,22	1,14	0,98	0,83
0,7	2,24	1,78	1,31	1,26	1,06	0,87
1,05	-	1,96	1,48	1,38	1,14	0,93
1,4	-	-	1,63	1,46	1,19	0,97
1,75	-	-	1,79	1,57	1,25	1,02
2,1	-	-	1,96	1,71	1,31	1,07
2,45	-	-	-	1,86	1,39	1,12
2,8	-	-	-	-	1,44	1,15
н-Бутан C ₄ H ₁₀						
0,1	2,30	1,86	1,58	1,35	1,14	0,93
0,14	2,50	1,97	1,65	1,41	1,16	0,95
0,28	-	2,39	1,91	1,57	1,29	1,04
0,42	-	-	2,14	1,73	1,41	1,12
0,56	-	-	2,34	1,87	1,51	1,19
0,7	-	-	-	2,00	1,61	1,27
0,88	-	-	-	-	1,73	1,36
1,05	-	-	-	-	1,85	1,45
1,23	-	-	-	-	1,96	1,54
1,4	-	-	-	-	-	1,64
1,58	-	-	-	-	-	1,74
Ізобутан C ₄ H ₁₀						
0,1	1,65	1,34	1,10	0,90	0,74	0,58
0,14	1,82	1,44	1,17	0,96	0,79	0,62
0,28	2,52	1,82	1,43	1,17	0,97	0,80
0,42	-	2,20	1,67	1,37	1,13	0,94
0,56	-	-	1,88	1,53	1,27	1,07
0,7	-	-	2,10	1,68	1,39	1,17
0,88	-	-	-	1,81	1,51	1,28
Ізобутан C ₄ H ₁₀						
1,05	-	-	-	1,84	1,61	1,38
1,23	-	-	-	-	1,71	1,46
1,4	-	-	-	-	1,78	1,52
1,58	-	-	-	-	1,84	1,59

Продовження таблиці 7.1

Тиск, МПа	Температура, °C								
	-50	-25	0	25	50	60	75	100	125
Двоокис вуглецю CO ₂									
0,1	2,09	1,62	1,29	1,05	0,89	-	0,77	0,68	0,61
2,06	-0,02	-0,001	1,30	1,01	0,83	-	0,71	0,63	0,56
4,12	-0,02	-0,001	0,03	1,00	0,77	-	0,65	0,58	0,50
6,18	-0,03	-0,001	0,03	0,94	0,70	-	0,58	0,51	0,46
8,24	-0,03	-0,001	0,03	0,14	0,60	-	0,50	0,44	0,40
10,3	-0,03	-0,001	0,02	0,09	0,41	-	0,42	0,38	0,34
Метан CH ₄									
0,1	0,69	0,56	0,48	0,41	0,35	-	0,30	0,26	-
0,52	0,66	0,55	0,47	0,40	0,34	-	0,30	0,26	-
2,58	0,59	0,50	0,43	0,36	0,31	-	0,26	0,23	-
5,15	0,51	0,45	0,38	0,33	0,28	-	0,24	0,21	-
10,3	0,41	0,36	0,32	0,27	0,25	-	0,21	0,19	-
Азот N ₂									
0,1	-	0,30	0,25	0,21	-	0,17	-	-	-
2,06	-	0,28	0,24	0,19	-	0,16	-	-	-
6,18	-	0,24	0,20	0,16	-	0,14	-	-	-
10,3	-	0,19	0,16	0,13	-	0,11	-	-	-
20,6	-	0,09	0,09	0,08	-	0,06	-	-	-
Кисень O ₂									
Тиск, МПа	$\frac{dT}{dp}, ^\circ\text{C}/\text{МПа}$		Тиск, МПа	$\frac{dT}{dp}, ^\circ\text{C}/\text{Па}$		Тиск, МПа	$\frac{dT}{dp}, ^\circ\text{C}/\text{МПа}$		
0,1	3,2		6,18	2,7		12,4	2,2		
2,06	3,0		8,24	2,5		14,4	2,0		
4,12	2,9		10,3	2,3		16,5	1,8		

Контрольні питання:

1. Як змінюється температура при дроселюванні ідеального газу?
2. Як змінюється температура при дроселюванні реального газу при звичайних температурах?
3. Охарактеризуйте поняття точки інверсії.
4. За яких умов відбувається нагрівання газу при дроселюванні?
5. Охарактеризуйте поняття кривої інверсії.

8 ОСНОВНІ ПОЛОЖЕННЯ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ І ТЕПЛОПЕРЕДАЧІ

Передача тепла може здійснюватись шляхом теплопровідності, конвекції (вільній або примусовій) або променевипромінюванням. В газотранспортній техніці основне значення мають перші два механізми теплопередачі.

Закон теплопровідності. Кількість тепла Q , яка проходить через елементарний шар тіла товщиною dl і поперечним перерізом S в напрямку, перпендикулярному до поверхні, за час τ , при градієнті температури dt/dl , знаходиться за законом Фур'є:

$$Q = -\lambda \cdot \frac{dt}{dl} \cdot S \cdot \tau, \quad (8.1)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності в кДж/м с $^{\circ}\text{C}$ (або в кДж/ год $^{\circ}\text{C}$).

В табл. 8.1 наведені коефіцієнти теплопровідності різних матеріалів, а в табл. 8.2 – коефіцієнти теплопровідності газів при різних температурах.

Закон конвективної тепловіддачі. Конвективний теплообмін супроводжується перенесенням середовища, що нагрівається. Розрізняють природну конвекцію, яка виникає в нерухомому середовищі, і примусову конвекцію при примусовому русі теплоносія чи середовища, що сприймає тепло. Кількість тепла, що проходить через площину S за час τ в результаті конвективного теплообміну, знаходиться за законом Ньютона:

$$Q = \alpha \cdot (t_1 - t_2) \cdot \tau \cdot S, \quad (8.2)$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі від теплоносія з температурою t_1 до середовища з температурою t_2 в Вт/(м 2 $^{\circ}\text{C}$).

При турбулентному режимі течії газу в газопроводі на теплопередачу від газу до стінки труби великий вплив спричиняє примусова конвекція, яка пов'язана з турбулентним переміщенням газу. Шорсткість труб трохи збільшує коефіцієнт тепловіддачі.

За умов, близьких до ізотермічних, коефіцієнт тепловіддачі від газового потоку до стінки циліндричної труби знаходиться за формулою:

$$\alpha = 0,027 \cdot \frac{\lambda}{d} \cdot \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,4} \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^{\circ}\text{C)} \quad (8.3)$$

(при $\text{Re} > 104$ і $\text{Pr}=0,7 \div 2500$).

Таблиця 8.1 – Коефіцієнти теплопровідності і масові теплоємності різних матеріалів

Назва матеріалу	Характеристика в сухому стані			Розрахунковий вміст вологи за масою в умовах експлуатації, w, %	
	густина, ρ_0 , кг/м ³	питома теплоємність, c_0 , кДж/(кг К)	теплопровідність, λ_0 , Вт/(м К)		
				А	Б
1	2	3	4	5	6
1. Плити з мінеральної вати	75	0,84	0,047	2	5
	125	0,84	0,049	2	5
	150	0,84	0,044	2	5
	175	0,84	0,046	2	5
	200	0,84	0,049	2	5
2. Блоки пінополістирольні	20	1,45	0,038	2	10
	30	1,45	0,035	2	10
3. Вироби з жорсткого пінополіуретану	40	1,47	0,029	2	5
	60	1,47	0,035	2	5
	80	1,47	0,041	2	5
4. Піноскло	160	0,84	0,059	0,5	1
5. Плити деревоволокнисті та деревостружкові	200	2,30	0,06	10	12
	400	2,30	0,08	10	12
	600	2,30	0,11	10	12
	800	2,30	0,13	10	12
	1000	2,30	0,15	10	12
6. Бетони ніздрюваті	200	0,84	0,065	4	6
	300	0,84	0,08	4	6
	400	0,84	0,10	4	6
	500	0,84	0,12	4	6
7. Щебінь перлітовий	300	0,84	0,112	1	2
8. Гравій шлаковий	300	0,84	0,112	1	3
9. Щебінь шлаковий	350	0,84	0,162	1	3
10. Щебінь вермікулітовий	250	0,84	0,112	2	3
11. Щебінь шлакопемзовий	400	0,84	0,17	2	3
12. Пісок для будівельних робіт	1600	0,84	0,35	1	2
13. Газо- та пінозобетон	1000	0,84	0,23	15	22
	1200	0,84	0,29	15	22
14. Фанера клеєна	600	2,3	0,12	10	13
15. Залізобетон	2500	0,84	1,69	2	3

Продовження таблиці 8.1

1	2	3	4	5	6
16. Бетон на гравію або щебені з природного каменю	2400	0,84	1,51	2	3
17. Розчин цементно-піщаний	1600	0,84	0,47	2	4
18. Розчин вапняно-піщаний	1800	0,84	0,58	2	4
19. Сталь арматурна	7850	0,482	58	0	0
20. Чавун	7200	0,482	50	0	0
21. Алюміній	2600	0,84	221	0	0
22. Латунь, мідь	8500	0,42	407	0	0
23. Скло віконне	2500	0,84	0,76	0	0
24. Сталь арматурна	7850	0,482	58	0	0
25. Чавун	7200	0,482	50	0	0

Таблиця 8.2 – Коефіцієнт теплопровідності газів і парів при тиску 0,1 МПа і різних температурах

Газ або пара	Температура, °C	Коефіцієнт теплопровідності, $\lambda \cdot 10^3$, Вт/(м °C)	Газ або пара	Температура, °C	Коефіцієнт теплопровідності, $\lambda \cdot 10^3$, Вт/(м °C)
Азот	0	88,200	н-Гептан	100	64,260
Аміак	-60	59,220		200	70,140
	0	79,800	Вуглекислий газ	0	46,200
	100	115,500	Кисень	0	84,000
Ацетилен	-75	42,420	Метан	-100	66,360
	0	67,620		-50	87,360
	100	107,520		0	109,200
Бензол	0	31,920		50	134,400
	50	46,620	Оксид вуглецю	-100	54,600
	100	63,420		0	83,160
н-Бутан	0	48,720	Пропан	0	54,600
	100	84,420		100	94,500
Ізобутан	0	49,980	Етан	-50	47,880
	100	86,940		0	65,940
Водень	0	495,600		50	89,880
Водяна пара	100	85,680		100	118,440
Повітря	0	88,200	Етилен	0	63,000
Гелій	0	512,400			

При ламінарному русі в трубі

$$\alpha = 0,197 \cdot \frac{\lambda}{d} \cdot \text{Re}^{0,33} \text{Pr}^{0,43} \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С}), \quad (8.4)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності газу в $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$;

d – внутрішній діаметр труби в м;

Re – число Рейнольдса;

Pr – число Прандтля для потоку газу ($\text{Pr}=0,698 \div 0,734$ для метану при $t=0 \div 600^\circ\text{С}$, $\text{Pr}=0,746$ для етану при $t=0^\circ\text{С}$ $\text{Pr}=0,762$ для пропану при $t=0^\circ\text{С}$ $\text{Pr}=0,821$ для бутану при $t=0^\circ\text{С}$).

$$\text{Pr} = \frac{c_p \cdot \rho \cdot v}{\lambda}; \quad (8.5)$$

c_p – ізобарна масова теплоємність в $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{С})$;

ρ – густина газу в $\text{кг}/\text{м}^3$;

v – кінематична в'язкість газу в $\text{м}^2/\text{с}$;

λ – коефіцієнт теплопровідності газу в $\text{Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{С})$.

Закон теплопередачі. Кількість тепла Q , яке переходить від одного теплоносія з температурою t_1 до другого з температурою t_2 (при $t_2 < t_1$) через поверхню S , що їх розділяє за час τ , прямо пропорційно різниці температур, площині і часу, тобто

$$Q = k \cdot (t_1 - t_2) \cdot S \cdot \tau, \quad (8.6)$$

де k – коефіцієнт теплопередачі в $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$.

Для круглої циліндричної труби, якщо температура внутрішньої її стінки t_1 і температура середовища, що сприймає тепло, t_2 сталі на довжині труби L ;

$$Q_L = k \cdot \pi \cdot d \cdot L \cdot (t_1 - t_2) \cdot \tau = k_e \cdot L \cdot (t_1 - t_2) \cdot \tau, \quad (8.7)$$

де k_e – коефіцієнт теплопередачі на одиницю довжини трубопроводу в $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$.

$$k_e = k \cdot \pi \cdot d; \quad (8.8)$$

d – внутрішній діаметр труби в м.

Величина, обернена до коефіцієнта теплопередачі, $r = \frac{1}{k}$ називається термічним опором.

Теплопередача деяких систем

Теплопередача через плоску багат шарову стінку. Коефіцієнт теплопередачі в формулі (8.6) знаходиться через коефіцієнт теплопровідності шарів $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$ у вигляді

$$k = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{s=1}^n \frac{\delta_s}{\lambda_s} + \frac{1}{\alpha_2} \right)}, \quad (8.9)$$

де α_1 – коефіцієнт теплопередачі від тепловипромінювального середовища до поверхні стінки;

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до середовища, яке сприймає тепло;

$\delta_1, \delta_2, \dots, \delta_n$ – товщина 1-го, 2-го, ..., n-го шарів.

Теплопередача через багат шарову циліндричну стіну. Коефіцієнт теплопередачі в формулі (8.7), віднесений до одиниці довжини труби:

$$k_e = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1 \cdot \pi \cdot d_1} + \sum_{s=1}^n \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_s} \ln \frac{d_{s+1}}{d_s} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot \pi \cdot d_n} \right)}, \quad (8.10)$$

де d_1 – внутрішній діаметр труби.

Теплопередача від труби ґрунту. Коефіцієнт теплопередачі в формулі (8.10), віднесений до одиниці довжини трубопроводу із зовнішнім діаметром d , закладеного в ґрунт з теплопередачею λ на глибину h (h – відстань від поверхні землі до осі труби) і який знаходиться при температурі t_1 , якщо температура поверхні ґрунту стала і дорівнює t_2 , знаходиться за формулою

$$k_e = \frac{1}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda} \ln \left[\frac{2 \cdot h}{d} + \sqrt{\left(\frac{2 \cdot h}{d} \right)^2 - 1} \right]}. \quad (8.11)$$

Залежність коефіцієнта теплопередачі від глибини закладання, розрахованого за наведеною вище формулою, для різних ґрунтів показана на рис. 8.1. В тому випадку, коли коефіцієнт тепловіддачі газовий потік – труба достатньо великий (наприклад, в умовах транспортування нагрітого газу), теплопередача майже повністю визначається цим коефіцієнтом.

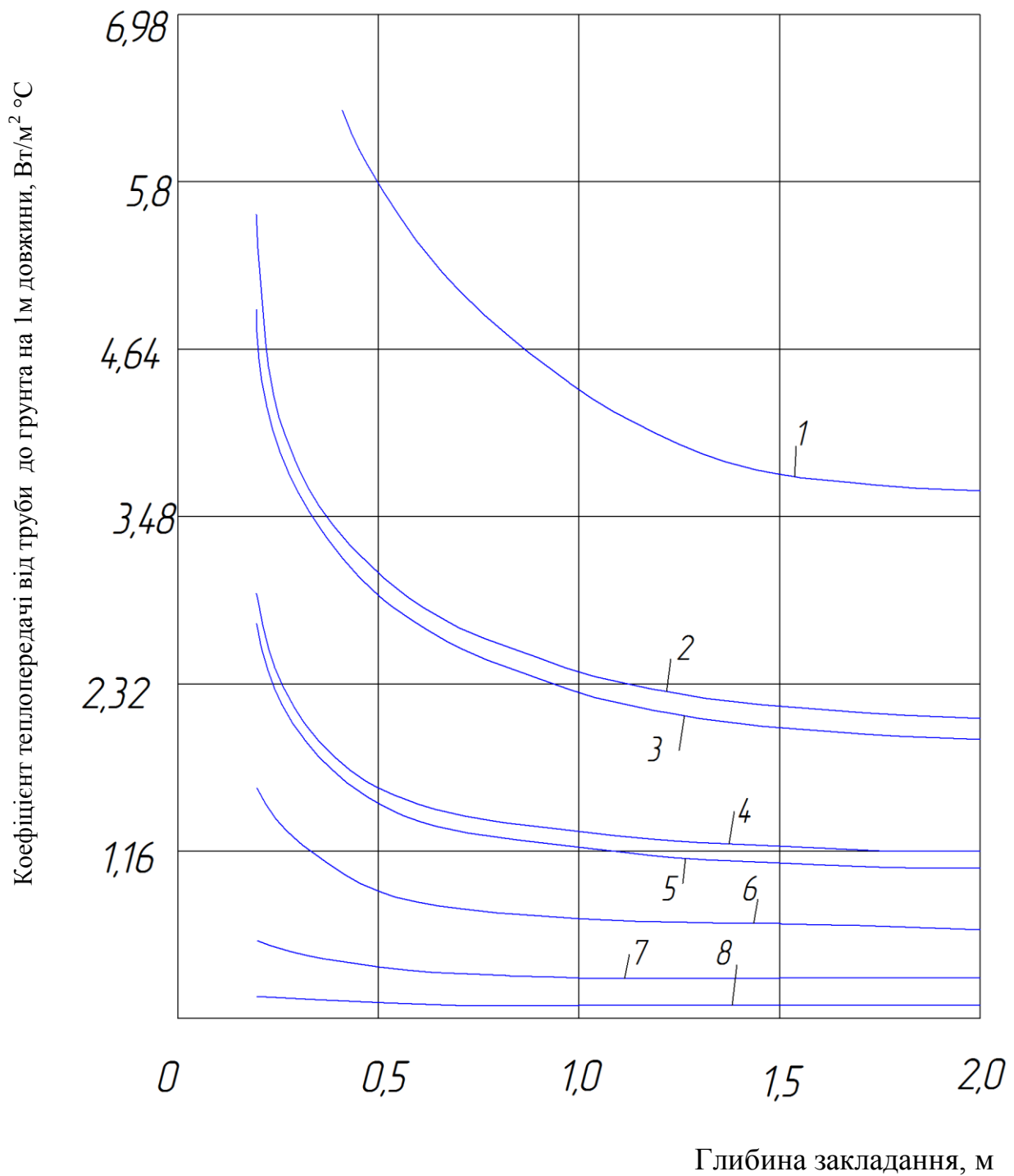


Рисунок 8.1 – Залежність коефіцієнта теплопередачі k_c циліндричної труби від глибини закладання в різних ґрунтах: 1 – вапняний ($\lambda=7,56$ Вт/(м⁰С)); 2 – вологий пісок ($\lambda=4,074$ Вт/(м⁰С)); 3 – крига ($\lambda=3,78$ Вт/(м⁰С)); 4 – волога земля ($\lambda=2,42$ Вт/(м⁰С)); 5 – вода ($\lambda=2,1$ Вт/(м⁰С)); 6 – сухий пісок ($\lambda=1,26$ Вт/(м⁰С)); 7 – суха земля ($\lambda=0,5$ Вт/(м⁰С)); 8 – сухий торф ($\lambda=0,19$ Вт/(м⁰С))

Коефіцієнт теплопередачі на окремих ділянках траси газопроводу буває різним (через різні ґрунти, вологості і глибини закладання). Середній

за довжиною газопроводу коефіцієнт теплопередачі k_e , якщо в формулі (8.10) t_1 – середня температура газу, а t_2 – середня температура ґрунту, наближено можна знайти за такою формулою:

$$k_e = \frac{\sum_{s=1}^n k_{es} \cdot L_s}{L}, \quad (8.12)$$

де k_{es} – коефіцієнт теплопередачі s -ої однорідної частки довжиною L_s ;

L – загальна довжина газопроводу.

Приклад 8.1. Знайти коефіцієнт теплопередачі при транспортуванні природного газу (метану) сталевую трубою з внутрішнім діаметром $d_1=500$ мм і товщиною стінки $\delta_1=10$ мм при умові, що труба покрита шаром бітуму товщиною $\delta_2=5$ мм і покладена у вологий піщаний ґрунт на глибину $h=1,2$ м. Витрати газу складають 10^5 м³/год, середня температура газу 10^0 С.

Для знаходження коефіцієнта тепловіддачі від газу до внутрішньої стінки труби при числі Прандтля для метану $Pr \approx 0,7$, числі Рейнольдса, знайденому з графіка на рис. 8.2, $Re \approx 5 \cdot 10^6$, і, відповідно, турбулентному режимі потоку скористаємось формулою (8.3):

$$\alpha_1 = 0,023 \cdot \frac{30 \times 10^{-3}}{0,5} (5 \cdot 10^6)^{0,8} \cdot (0,7)^{0,4} \approx 273,59 \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^\circ\text{С)}.$$

Термічний опір в даному випадку буде складатись із термічних опорів тепловіддачі від потоку до стіни (r_1), стінок труби (r_2), бітумної ізоляції (r_3) і термічного опору тепловіддачі від труби до ґрунту (r_4).

$$r_1 = \frac{1}{\alpha_1 \cdot \pi \cdot d_1} = 3 \cdot 10^{-3}; r_2 = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda} \ln \frac{d_1 + 2 \cdot \delta_1}{d_1} = 1,5 \cdot 10^{-4};$$

$$r_3 = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda} \ln \frac{d_1 + 2 \cdot (\delta_1 + \delta_2)}{d_1 + 2 \cdot \delta_1} = 5,3 \cdot 10^{-3}.$$

З рис. 8.1 для $\frac{2 \cdot h}{d} = 4,8$, $k_e = 3,132 \text{ Вт/(м}^0\text{С)}$ і $r_4 = \frac{1}{2,7} = 0,37$.

Загальний термічний опір

$$r = r_1 + r_2 + r_3 + r_4 \approx 0,33 \text{ (м}^0\text{С)/Вт}.$$

Коефіцієнт теплопередачі, віднесений до одиниці труби:

$$k_e = \frac{1}{r} = 3,016 \text{ Вт/(м}^0\text{С)}.$$

Коефіцієнт теплопередачі через одиницю поверхні труби:

$$k = \frac{k_e}{\pi \cdot d} = \frac{3,016}{3,1 \cdot 0,52} = 1,87 \text{ Вт/(м}^2 \text{ } ^\circ\text{C)}.$$

Приклад складено і розв'язано без врахування багатьох факторів, які впливають на теплове поле системи труба– ґрунт в природних умовах.

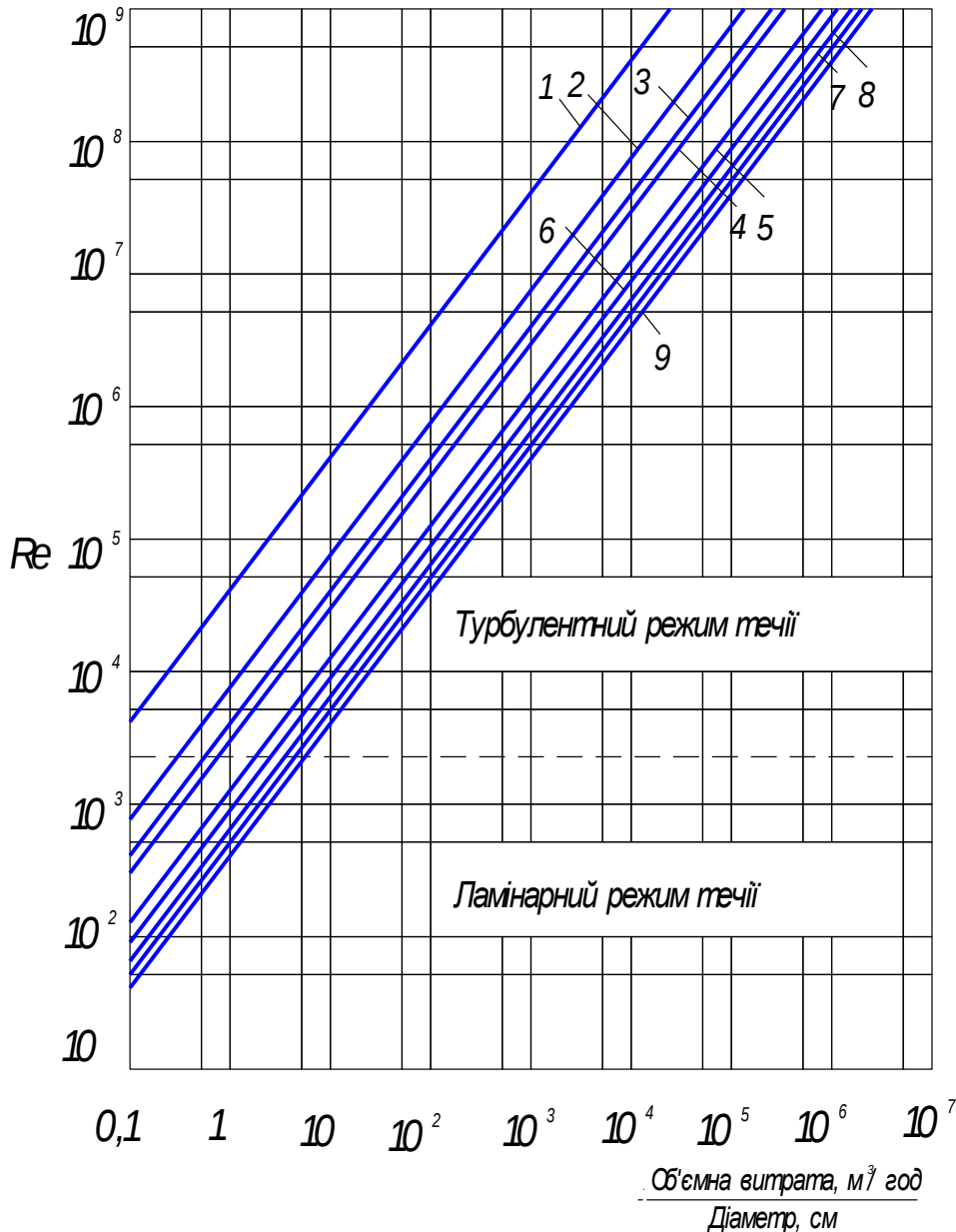


Рисунок 8.2 – Залежність числа Рейнольдса від об'ємної витрати і діаметра газопроводу при різних кінематичних в'язкостях (пунктирною лінією вказана межа переходу від ламінарного до турбулентного режиму течії):

- 1 – $\nu = 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; 2 – $\nu = 5 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; 3 – $\nu = 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$;
 4 – $\nu = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$; 5 – $\nu = 2 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$; 6 – $\nu = 4 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$;
 7 – $\nu = 7 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$; 8 – $\nu = 8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$; 9 – $\nu = 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$

При течії газу (з $Pr \approx 1$) існує приблизна подоба профілю швидкостей і температур за січною газопроводу (вона тим більш точна, чим менша величина падіння тиску на одиницю довжини трубопроводу і менша шорсткість труби). В цих умовах може бути встановлений зв'язок між коефіцієнтом тепловіддачі α (в $Вт/(м^2 \cdot ^\circ C)$) і коефіцієнтом гідравлічного опору λ :

$$\alpha = \frac{\lambda}{8} \cdot c_p \cdot \frac{G}{S}, \quad (8.12)$$

де G – масова витрата газу в $кг/с$;

Даним співвідношенням можна користуватись для орієнтовного оцінювання коефіцієнта тепловіддачі потік–труба.

Контрольні питання:

1. Охарактеризуйте можливі способи передачі тепла (вільної чи примусової) або променевипромінюванням.
2. Як визначається кількість тепла Q , що проходить через елементарний шар тіла?
3. Чим супроводжується конвективний теплообмін?
4. Що впливає на теплопередачу при турбулентному режимі течії газу по газопроводу?
5. Як впливає на теплопередачу шорсткість труб?
6. Як визначається коефіцієнт тепловіддачі від газового потоку до стінки циліндричної труби?
7. Як визначається кількість тепла, що переходить від одного теплоносія з температурою t_1 до другого з температурою t_2 ?
8. Охарактеризуйте поняття коефіцієнта теплопередачі.
9. Охарактеризуйте поняття термічного опору.
10. Як визначається кількість теплоти, що проходить через пласку багат шарову стінку?
11. Як визначається кількість теплоти, що проходить через багат шарову циліндричну стінку?

9 ГОРІННЯ ГАЗІВ

Теплота згорання – кількість тепла, що виділяється при повному згоранні певного об'єму або маси газу. При згоранні вуглеводнів в складі продуктів згорання, окрім сухих димових газів, утворюється водяна пара. Вища теплота згорання – повна кількість теплоти, яка виділяється при згоранні; якщо з вищої теплоти згорання відняти приховану теплоту випаровування водяної пари, то теплота, яку ми отримуємо, називається нижчою теплотою згорання. Значення теплоти горіння різних горючих газів наведені в табл. 9.1.

Таблиця 9.1 – Теплота згорання чистих горючих газів

Газ	Теплота згорання (при температурах вихідних і кінцевих пунктів горіння 25 ⁰ С і 0,1МПа)					
	вища	нижча	вища	нижча	вища	нижча
	кДж/кмоль		кДж/кг		кДж/м ³	
Аміак	384132	317982	22554	4830	17388	14406
Ацетилен	1312626	1268526	50400	48720	59094	57078
Бензол (пара)	3314220	3182046	42420	40740	150780	144480
н-Бутан	2889348	2668806	49728	45906	134400	124152
ізобутан	2882502	2661960	49602	45822	132342	122220
Бутилен	2729160	2552340	48720	45360	(123900)	115920
Водень	286944	242844	142338	120456	12810	10836
Метан	893760	805518	55734	50232	39984	33600
Оксид вуглецю	284046	284046	10122	10122	12684	12684
Пентан	3560634	3287928	49350	45570	158970	146790
Пропан	2228394	2051952	50526	46536	101304	93282
Пропілен	2066358	1934016	49098	45948	94080	88074
Сірководень при згоранні в SO ₂	565530	521430	16590	15288	25536	23562
при згоранні в SO ₃	669900	624708	19656	18312	30240	28224
Етан	1565802	1433460	52080	47670	70644	64680
Етилен	1416366	1328166	50484	47334	63672	59724

При згоранні газів пристрої працюють з надлишком повітря. Рекомендований коефіцієнт надлишку повітря визначається, виходячи з типу пристрою і в залежності від виду палива.

Таблиця 9.2 – Мінімальна кількість кисню або повітря, що необхідно для повного згорання газів і продуктів згорання (в м³ на 1м³ газу)

Газ	Кисень	Повітря (21% O ₂ , 79% N ₂)	Продукти згорання		
			CO ₂	H ₂ O	N ₂
Ацетилен	2,5	11,90	2,0	1,0	9,40
Бутан	6,5	30,95	4,0	5,0	24,25
Бутилен	6,0	28,58	4,0	4,0	22,58
Водень	0,5	2,38	-	1,0	1,88
Метан	2,0	9,52	1,0	2,0	7,52
Оксид вуглецю	0,5	2,38	1,0	-	1,88
Пропан	5,0	23,80	3,0	4,0	18,80
Пропілен	4,5	21,43	3,0	3,0	16,93
Етан	3,5	16,67	2,0	3,0	13,17
Етилен	3,0	14,29	2,0	2,0	11,29

Таблиця 9.3 – Найбільша температура полум'я різних газів

Горючий газ	Вміст газу в суміші з повітрям % (від об'єму)	Температура полум'я, °C
При горінні газу в суміші з повітрям		
Аміак	21,0	1700
Ацетилен	9,0	2325
н-Бутан	3,2	1895
Ізобутан	3,2	1900
Бутилен	3,4	1930
Водень	31,6	2045
Метан	10,0	1830
Оксид вуглецю	20,0	1650
	25,0	1930
	32,0	2100
	45,0	1850
Пропан	4,15	1925
Пропілен	4,5	1935
Етан	5,8	1895
Етилен	7,0	1975
При горінні газу в суміші з киснем		
Оксид вуглецю	20	1850
	30	2400
	40	2680
	60	2905
	70	2925
	80	2805
Ацетилен	33	3007
	44	3137
	50	2927

В табл. 9.4 наведені швидкості розповсюдження окислювального полум'я при згоранні газоповітряних сумішей.

Таблиця 9.4 – Швидкість розповсюдження полум'я різних газів в суміші з повітрям і киснем

Горючий газ	Швидкість розповсюдження полум'я в суміші, см/с	
	з повітрям	з киснем
Ацетилен	131	1350
Водень	267	890
Водяний газ	160	470
Метан	35	330
Оксид вуглецю	33	110
Пропан	32	370

Швидкість розповсюдження полум'я – швидкість руху поверхні горіння (зони реакції) відносно нерухомої газової суміші в напрямку, перпендикулярному до поверхні горіння.

Температура запалення газу – мінімальна температура, до якої повинна бути нагріта газоповітряна або газокиснева суміш, щоб розпочався процес горіння.

Дані температури для деяких газів в суміші з повітрям і киснем наведені в табл. 9.5.

Таблиця 9.5 – Температура вибуху і концентраційні межі вибуху газів в суміші з повітрям і киснем (при температурі навколишнього середовища 20⁰С і 0,1 МПа).

Газ	Температура спалахування газів в суміші, ⁰ С		Концентраційні межі вибуху газів, % (від об'єму)			
			в суміші з повітрям		в суміші з киснем	
	з повітрям	з киснем	нижча межа	вища межа	нижча межа	вища межа
Аміак	-	-	14,0	33,0	13,5	79
Ацетилен	305	295	1,95	82	2,8	93
Бензол	740	662	1,40	8,0	-	-
н-Бутан	430	460	1,5	8,5	-	-
Ізобутан	543	-	1,9	8,5	-	-
Бутадієн	-	-	2,0	11,5	-	-
Бутилен	445	400	1,65	9,95	-	-
Водень	510	450	4,0	75	4,5	95
Метан	537	645	5,0	15,2	5	60
Оксид вуглецю	610	590	12,5	75	13	96
Пентан	-	-	1,1	8	-	-
Пропан	466	490	2,1	9,5	-	-
Пропілен	455	420	2,0	15,7	2,1	53
Сірководень	290	220	4,3	45,5	-	-
Сіркооксид вуглецю	-	-	11,9	28,5	-	-
Ціан	850	800	6,6	42,6	-	-
Ціаністий водень	-	-	12,75	27	-	-
Етан	510	500	2,5	15	3,9	50,5
Етилен	450	485	2,5	34,0	3,0	80

Концентраційні межі вибухання (запалення). При послідовному зменшенні (або збільшенні) концентрації горючих компонентів в газоповітряній або газокисневій суміші досягається така нижча (чи вища) їх концентрація, при якій не може проходити реакція горіння.

Вища і нижча концентраційні межі вибухання газів в суміші з повітрям і киснем наведені в табл. 9.5.

Концентраційна межа вибуху суміші газів знаходиться за формулою

$$L = \frac{1}{\sum_{s=1}^n \frac{r_s}{\ell_s}}, \quad (9.1)$$

де L – нижча (вища) межа вибуху суміші газів;

r_s – об'ємні концентрації газів в суміші;

ℓ_s – нижча (вища) межа вибуху кожного окремого газу.

Контрольні питання:

1. Наведіть поняття теплоти згорання палива.
2. Які складові продуктів горіння вуглеводнів?
3. Охарактеризуйте поняття теплоти спалювання палива.
4. Що характеризує коефіцієнт надлишку повітря топкового пристрою?
5. Наведіть визначення швидкості розповсюдження полум'я.
6. Наведіть визначення температури запалення газу. Концентраційні межі вибухання (запалення) суміші газоподібних палив.

10 ОСНОВНІ ПОЛОЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ ГАЗОВОГО ПОТОКУ

Рух газового потоку називається стаціонарним, якщо швидкість і тиск в кожній точці потоку незмінні з часом. Якщо при русі газу його густину можна вважати сталою у всьому об'ємі, який займає потік, то такий рух називають рухом газу, що не стискається. Потік наближено можна вважати таким, що не стискається, якщо числа Маха

$$M = \frac{\bar{v}}{c} \ll 1, \quad (10.1)$$

де $\bar{v}$ – середня швидкість потоку;
 c – швидкість звуку в газі.

Швидкість руху газу по магістральних газопроводах, як правило, значно менша швидкості звуку, однак при розгляді деяких питань (наприклад, при дроселюванні газу, коли швидкість в вузькому перерізі суттєво збільшується) необхідно брати до уваги стискування газу.

Основні рівняння і закони

Рівняння безперервності при стаціонарному русі газового потоку трубою виражається у вигляді сталості масової витрати газу G , тобто маси газу, що протікає через різні перерізи газопроводу за одиницю часу.

$$\rho_1 \cdot \bar{v}_1 \cdot S_1 = \rho_2 \cdot \bar{v}_2 \cdot S_2 = G = \text{const}, \quad (10.2)$$

де ρ_1, ρ_2 – густина газу відповідного перерізу;
 $\bar{v}_2$ – середня (по перерізу) швидкість потоку;
 S_1, S_2 – площа перерізу труби.

Передбачається, що на ділянці 1-2 відсутні приплив і відтік газу. Об'єм газу, який протікає через поперечний переріз газопроводу за одиницю часу, пов'язаний з масовою витратою співвідношенням

$$Q = \frac{G}{\rho}. \quad (10.3)$$

Для нестиснуваного потоку об'ємна витрата стала. Середня швидкість потоку у перерізі

$$\bar{v} = \frac{Q}{S}. \quad (10.4)$$

Рівняння Бернуллі дійсне при стаціонарному адіабатному русі нестигнутого газу без тертя:

$$p_2 - p_1 = A \cdot \left[\frac{\rho}{2} \cdot (\bar{v}_1^2 - \bar{v}_2^2) + \rho \cdot g \cdot (h_1 - h_2) \right], \quad (10.5)$$

де A – коефіцієнт, який дорівнює $0,101972 \cdot 10^{-5}$.

Формула Дарсі-Вейсбаха використовується на практиці для знаходження втрат напору в газопроводах:

$$p_1 - p_2 = H = A \cdot \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{\rho \cdot \bar{v}^2}{2} = A \cdot \frac{8}{\pi^2} \cdot \lambda \cdot L \cdot \frac{\rho \cdot Q^2}{d^5}, \quad (10.6)$$

де λ – безрозмірний коефіцієнт гідравлічного опору, який враховує втрати на тертя і залежить від числа Рейнольдса і шорсткості труби;

A – коефіцієнт, який залежить від вибору одиниці виміру (табл. 10.1):

Таблиця 10.1

Втрати опору, Н	Діаметр газопроводу, d	Довжина частини газопроводу, L	Густина газу, ρ	Середня швидкість потоку, $\bar{v}$	Об'ємна витрата газу, Q	Коефіцієнт, A
Па	м	м	кг/м ³	кг/м ³	-	1
мм вод. ст	м	м	кг/м ³	кг/м ³	-	0,101972
«	м	м	кг/м ³	-	м ³ /с	0,101972
«	м	м	кг/м ³	-	м ³ /год	$7,8682 \cdot 10^{-9}$

Формула витрати для газопроводу високого тиску при стаціонарному русі газу в ізотермічних умовах, якщо в рівнянні руху стиснутого газу втрата напору розраховується за Дарсі-Вейсбахом:

$$Q = A \cdot \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) \cdot d^5}{\lambda \cdot T \cdot L \cdot Z \cdot \delta} \right]^{0,5}, \quad (10.7)$$

де A – коефіцієнт, який залежить від вибору одиниці виміру початкового і кінцевого тиску p_1 і p_2 , внутрішнього діаметра газопроводу d , довжини газопроводу L і витрати газу Q (табл. 10.2);

λ – коефіцієнт гідравлічного опору;

T – абсолютна температура перекачуваного газу, $^{\circ}\text{K}$;

Z – коефіцієнт стиснення при середньому тиску в газопроводі;

δ – відносна густина газу в повітрі.

Примітка: $Q_{\text{ст}}$ – об'ємна витрата, яку приведено до стандартних умов (20°C , $0,1$ МПа); $Q_{\text{н}}$ – об'ємна витрата, яку приведено до нормальних умов (0°C , $0,1$ МПа).

Закон подібності. Число Рейнольдса

При стаціонарному русі в'язкого газу, що не стискується, в геометрично подібних умовах кінематична подоба потоків визначається рівнозначністю чисел Рейнольдса цих потоків.

Число Рейнольдса визначається так:

$$Re = \frac{v \cdot D}{\nu}, \quad (10.8)$$

де v – швидкість руху газу в м/с;

D – характерний лінійний розмір в м (у випадку руху газу по циліндричних трубах береться діаметр, у випадку, якщо переріз не у вигляді круга – подвійний гідравлічний радіус $\frac{4 \cdot S}{\ell}$; в даному випадку S – площа поперечного перерізу потоку, ℓ – змочений периметр);

ν – кінематична в'язкість в м²/с.

Для циліндричної труби число Рейнольдса знаходиться за формулою

$$Re = \frac{\overline{v} \cdot d}{\nu} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot \eta \cdot d} = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \nu \cdot d}, \quad (10.9)$$

де η – динамічна в'язкість в Н с/м²;

G – масова витрата в кг/с;

Q – об'ємна витрата в м³/с

Якщо об'ємна витрата Q виражена в м³/год., ν – в м²/с, а d – в см, тоді

$$Re = 0,0354 \cdot \frac{Q}{\nu \cdot d}. \quad (10.10)$$

Значення числа Рейнольдса в залежності від об'ємної витрати (в м³/год.) при русі трубою діаметром d (в см) показані на графіку (див. рис. 8.2).

Ламінарний і турбулентний рухи

При ламінарному русі в трубах швидкість в усіх точках поперечного перерізу труби направлена вздовж осі труби. Швидкість в циліндричній трубі розподіляється за законом Гагена-Пуазейля:

$$v = \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta \cdot L} \cdot \left(\frac{d^2}{4} - r^2 \right) \text{ м/с}, \quad (10.11)$$

де Δp – падіння тиску (втрата напору) в кг/м² на довжині L в м;

η – динамічна в'язкість в кг с/м²;

d – внутрішній діаметр труби в м;

r – відстань від осі труби в м.

Максимальна швидкість на осі

$$v_{\max} = \frac{\Delta p \cdot d^2}{16 \cdot \eta \cdot L}. \quad (10.12)$$

Об'ємна витрата

$$Q = \frac{\pi \cdot d^4}{128 \cdot \eta} \cdot \frac{\Delta p}{L}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (10.13)$$

Середня у перерізі труби швидкість

$$\bar{v} = \frac{d^2}{32 \cdot \eta} \cdot \frac{\Delta p}{L} \text{ м/с} = 0,5 \cdot v_{\max}. \quad (10.14)$$

Закон Гагена-Паузейля застосовується до $Re \approx 2,3 \cdot 10^3$. Ламінарний рух встановлюється на відстані приблизно $0,03d Re$ від входу в трубу.

При $Re > 2,3 \cdot 10^3$ ламінарний рух стає несталим (малі збурення, які виникають в потоці, не стихають, а збільшуються) і переходить в турбулентний. В турбулентному потоці швидкість і тиск в кожній точці пульсують в околі свого середнього значення, причому швидкість пульсує не тільки за величиною, а й за напрямком; одночасно з рухом в напрямку потоку виникають хаотичні переміщення, які призводять до змішування газу. Турбулентний потік характеризується середніми величинами. Якщо середнє значення швидкості і тиску не залежать від часу, то турбулентний потік можна вважати стаціонарним.

Профіль швидкостей в турбулентному потоці суттєво відрізняється від параболичного. На рис. 10.1 показані профілі швидкості при різних Re ; такий профіль швидкості встановлюється на відстані, приблизно рівній $25-100d$ від входу в трубу. Залежність співвідношення середньої швидкості

та максимальної на осі потоку $\frac{\bar{v}}{v_{\max}}$ від числа Re наведена на графіку (рис. 10.2).

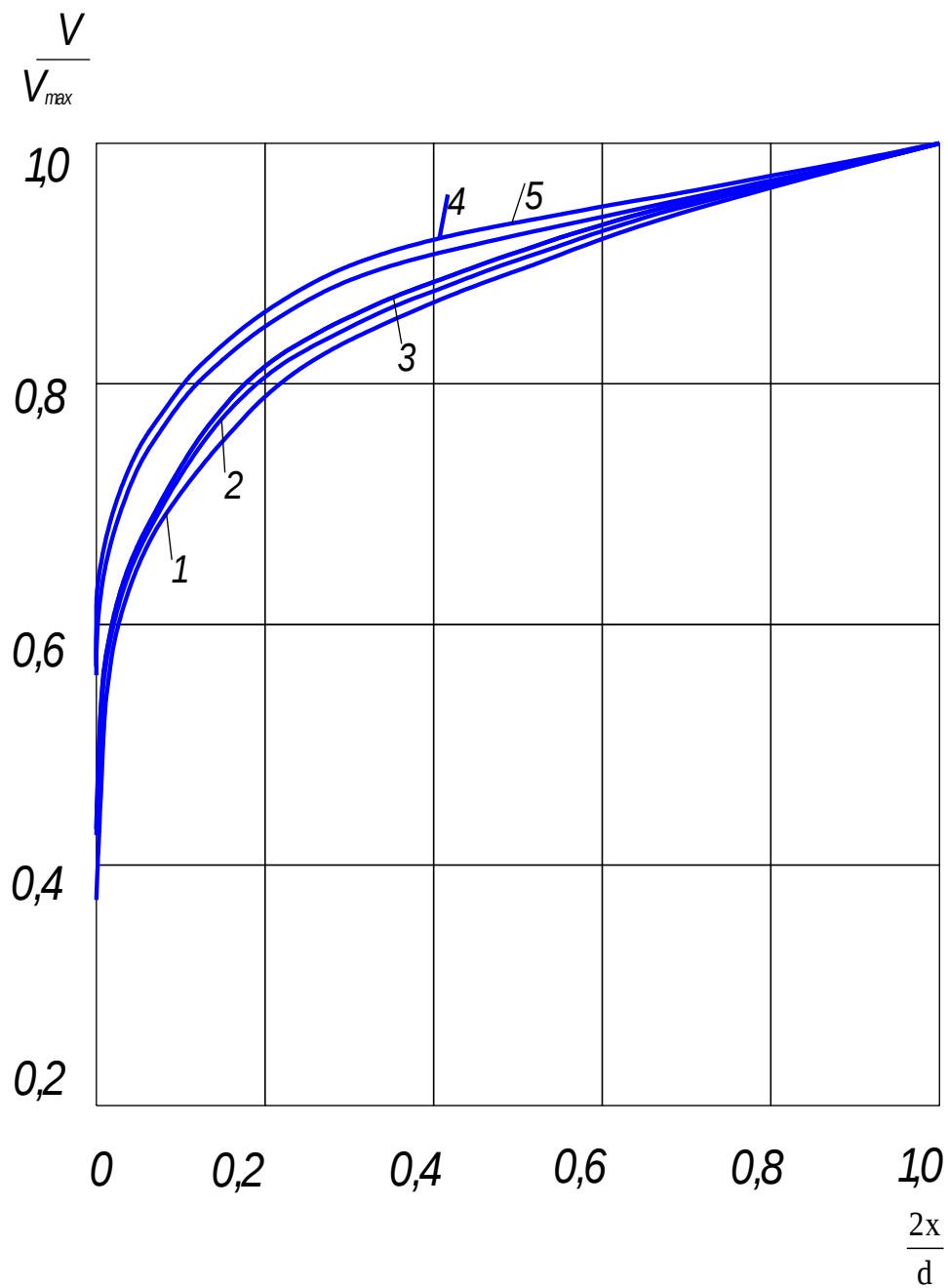


Рисунок 10.1 – Профіль швидкості при турбулентній течії в гладких трубах:
 1 – $Re=5,7 \cdot 10^3$; 2 – $Re=5,7 \cdot 10^4$; 3 – $Re=1,05 \cdot 10^5$;
 4 – $Re=7,23 \cdot 10^5$; 5 – $Re=2,78 \cdot 10^6$; x – відстань від стінки труби

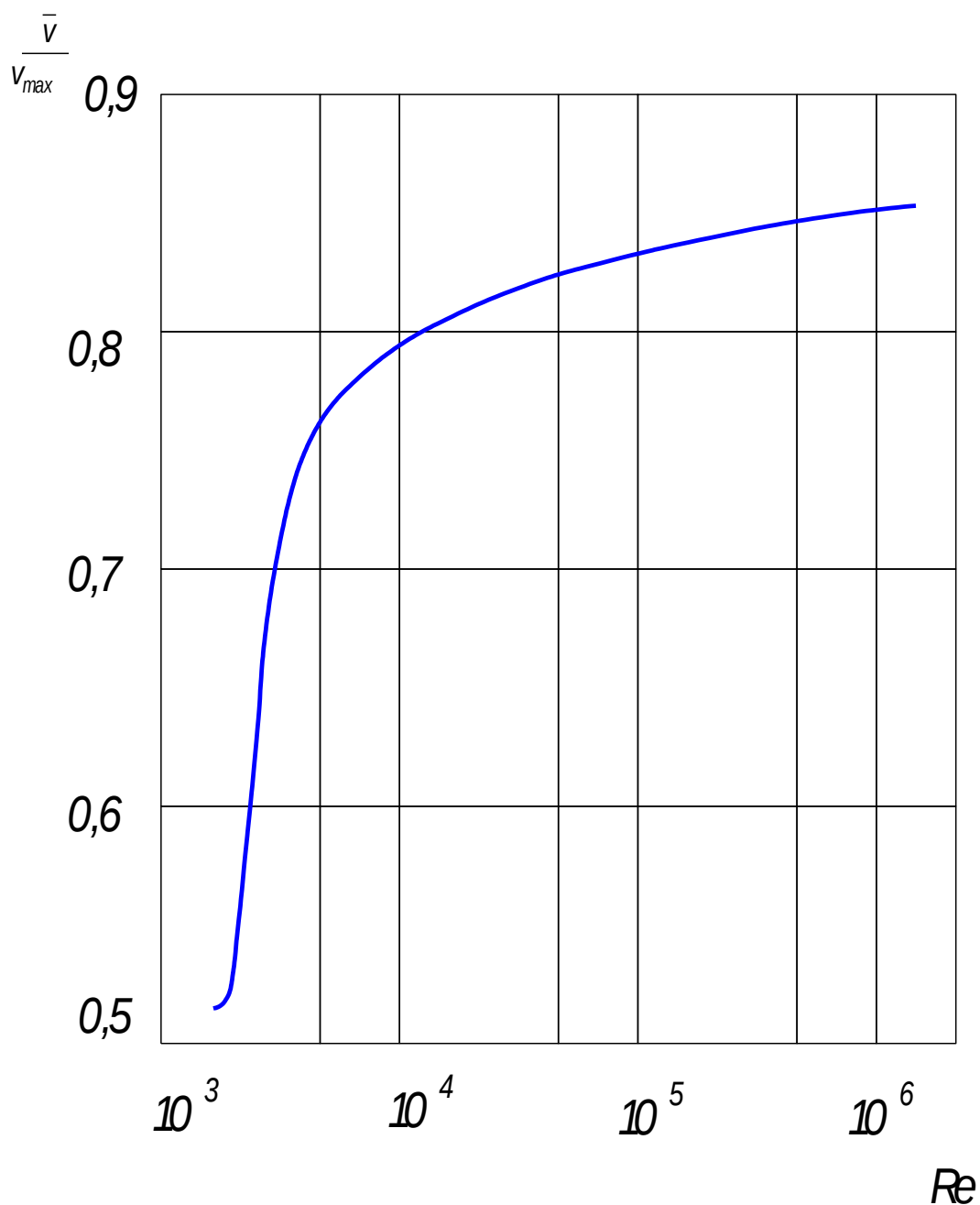


Рисунок 10.2 – Залежність відношення середньої швидкості потоку до максимальної від числа Рейнольдса при турбулентній течії по гладких трубах

При русі газу поблизу стінки труби виникає примежовий шар, в якому різко змінюється швидкість течії від нуля (на стінці) до швидкості потоку. Товщина цього шару зменшується зі збільшенням числа Рейнольдса. Стінка труби завжди має шорсткість, величина якої залежить від матеріалу труби, а також від часу та умов її експлуатації.

Якщо товщина примежового шару більше розміру абсолютної шорсткості k_1 , в трубі виникає течія, яка за своїм характером наближається до течії в гладких трубах. Така течія можлива при числах Re , які визначаються такими умовами:

$$Re < \frac{59,5}{\varepsilon^{1,143}}, \quad (10.15)$$

де ε – відносна шорсткість (рух в цьому випадку називають рухом по технічно гладких трубах);

$$\varepsilon = \frac{2 \cdot k}{d}; \quad (10.16)$$

k – абсолютна шорсткість;

d – діаметр труби.

При збільшенні числа Рейнольдса товщина примежового шару зменшується, шорсткість починає збурювати потік. Даний тип течії, який переходить від течії по гладких трубах до течії по шорстких, називається течією по шорстких трубах і виникає при числах Рейнольдса

$$\frac{59,5}{\varepsilon^{1,143}} < Re < \frac{665,4 - 764,8 \log \varepsilon}{\varepsilon}. \quad (10.17)$$

Подальше збільшення Re призводить до того, що товщина примежового шару стає набагато меншою абсолютної шорсткості. Таку течію називають течією по абсолютно шорстких трубах.

Втрати напору і коефіцієнт гідравлічного опору

Втрати напору в газопроводах низького тиску знаходяться за формулою Дарсі-Вейсбаха, а в газопроводах високого тиску при стаціонарній ізотермічній течії – за формулою (10.18)

$$p_1 - p_2 = p_1 \cdot \left[1 - \sqrt{1 - \frac{Q^2 \cdot \lambda \cdot T \cdot L \cdot Z \cdot \delta}{A^2 \cdot p_1^2 \cdot d^5}} \right]. \quad (10.18)$$

Розмірності величин, а також значення коефіцієнта A беруться з табл. 10.1, в наведених формулах коефіцієнт гідравлічного опору λ залежить від числа Рейнольдса і шорсткості труб.

Для ламінарної течії ($Re < 2,3 \cdot 10^3$) коефіцієнт гідравлічного опору не залежить від шорсткості труби:

$$\lambda = \frac{64}{Re}. \quad (10.19)$$

В техніці транспортування газу в більшості випадків доводиться мати справу з турбулентними газовими потоками. Як вже зазначалося, в залежності від співвідношення величин шорсткості і товщини примежового шару можливі три режими течії газу: течія в технічно гладких трубах; перехідний режим течії газу від гладких до абсолютно шорстких труб; течія по абсолютно шорстких трубах. Коефіцієнти гідравлічного опору при цих рухах газу різні.

Течія по технічно гладких трубах. Для турбулентної течії по технічно гладких трубах, коли шорсткості вкриті примежовим шаром, існує така формула для λ :

$$\lambda = a + b \cdot \text{Re}^n.$$

Таблиця 10.2

Автор	a	b	n	Re
Блазіус	0	0,3164	-0,25	$2 \cdot 10^3 \leq \text{Re} \leq 10^5$
Ліз	0,00714	0,6104	-0,35	$10^5 \leq \text{Re} \leq 4 \cdot 10^5$
Герман	0,00540	0,3964	-0,3	$2 \cdot 10^4 \leq \text{Re} \leq 1,9 \cdot 10^6$
Нікурадзе	0,0032	0,221	-0,237	$10^5 \leq \text{Re} \leq 3,23 \cdot 10^6$
Бенуар	0,0103	1,59	-0,44	-
Дру і Дженеро	0	0,1206	-0,15	-
Біддісон і Мак-Кей	0	0,1159	-0,154	-

$$\lambda = \frac{a}{\left(b \lg \frac{\text{Re}}{c} + e \right)^n}. \quad (10.20)$$

Таблиця 10.3

Автор	a	b	c	e	n
Філоненко	0,303	1	1	-0,9	2
Конаков	1	1,8	1	-1,5	2
Мурін	1,01	1	1	0	2,5
Кольбрук	1	1,8	7	0	2
Альтшуль	1	1,82	8	0	2

Універсальна формула

$$\lambda = \frac{1}{\left[2 \cdot \lg(\text{Re} \sqrt{\lambda}) - 0,8 \right]^2}. \quad (10.21)$$

Таблиця 10.4 – Значення коефіцієнта λ гідравлічного опору гладких труб

Re	Автор			
	Блазіус	Ліз	Герман	Нікурядзе
$3 \cdot 10^3$	0,04275	-	-	-
$4 \cdot 10^3$	0,03979	0,04069	-	-
$5 \cdot 10^3$	0,03763	0,03818	-	-
$1 \cdot 10^4$	0,03164	0,03151	-	-
$2 \cdot 10^4$	0,02661	0,02627	0,02572	-
$5 \cdot 10^4$	0,02116	0,02104	0,02083	-
$8,33 \cdot 10^4$	0,01862	0,01877	0,01864	-
$1 \cdot 10^5$	0,01779	0,01806	0,01794	0,01763
$4,3 \cdot 10^5$	-	0,01372	0,01349	0,01342
$5 \cdot 10^5$	-	-	0,01314	0,01306
$1 \cdot 10^6$	-	-	0,01168	0,01156
$1,177 \cdot 10^6$	-	-	0,01138	0,01125
$1,9 \cdot 10^6$	-	-	0,01058	0,01038
$3 \cdot 10^6$	-	-	-	0,00965
$3,23 \cdot 10^6$	-	-	-	0,00953
$4 \cdot 10^6$	-	-	-	-

Примітка. Наведені вище формули коефіцієнта гідравлічного опору справедливі для ізотермічного руху газу в трубах. Для неізотермічного режиму повинна бути введена поправка:

$$\lambda_{\text{неізот}} = \lambda_{\text{ізот}} \cdot \left(\frac{\text{Pr}_{\text{ст}}}{\text{Pr}_\Gamma} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (10.22)$$

де $\text{Pr}_{\text{ст}}$ і Pr_Γ – числа Прандтля для газу, віднесені, відповідно, до температури стінки і температури газу.

Оскільки для багатоатомного газу $\text{Pr} \approx 1$, при транспортуванні газу дану поправку можна не враховувати.

Течія газу по шорстких трубах більш складна, ніж по гладких. Збурення газового потоку, а відповідно, і втрата напору в цьому випадку залежать не тільки від величини відносної шорсткості ϵ , а й від числа неоднорідностей на одиницю внутрішньої поверхні труби, від форми шорстких неоднорідностей і т.п. На даний час більш глибоко вивчені питання гідравлічного опору труб зі штучною піщаною шорсткістю.

При знаходженні гідравлічного опору магістрального газопроводу всі причини, які викликають втрати напору (різноманітні місцеві опори, шви зварювання, підкладні кільця, особливості прокладання газопроводу, справжня шорсткість труб), враховуються еквівалентною шорсткістю. Оскільки остання залежить від великої кількості факторів, які важко враховуються, дані за еквівалентною шорсткістю технічних труб, наведені в табл. 10.5 і на рис. 10.3, необхідно використовувати орієнтовно.

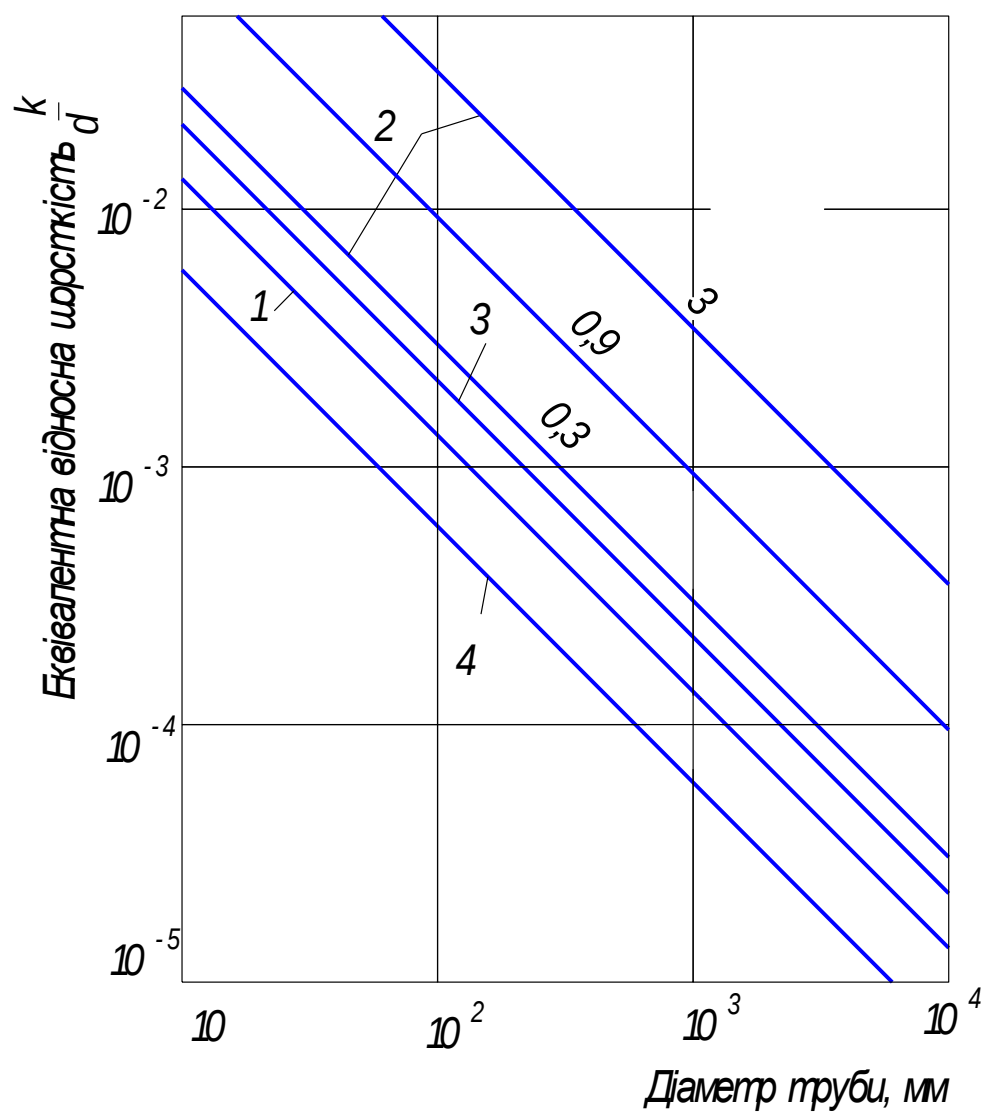


Рисунок 10.3 – Діаграма для орієнтовного знаходження еквівалентної шорсткості технічних труб:

- 1 – зі зварної сталі ($k=0,15$ мм) ; 2 – із залізобетону ($k=3-0,3$ мм);
 3 – із чавуна ($k=0,26$ мм); 4 – із тягнутої сталі ($k=0,045$ мм)

Таблиця 10.5 – Орієнтовні значення еквівалентної шорсткості (k) технічних труб

Труби	k, мм
Нові ретельно укладені безшовні сталеві	0,04-0,17
Сталеві після року експлуатації на газопроводі	0,12
Суцільнотягнуті сталеві після кількох років експлуатації	0,19
Асфальтовані сталеві	0,12-0,21
Оцинковані сталеві	0,25
Звичайні нові чавунні	0,25-0,42
Добре заглажені цементні	0,33
Нові азбестоцементні	0,03-0,05
Старі заіржавлені сталеві	0,6
Сильно заіржавлені сталеві	0,67

В перехідній області від течії гладкими трубами до течії абсолютно шорсткими трубами $\left(\frac{59,5}{\varepsilon^{1,142}} < Re < \frac{665,4 - 7648 \lg \varepsilon}{\varepsilon} \right)$ коефіцієнт гідравлічного опору залежить від відносної шорсткості і числа Рейнольдса. З цього приводу є ряд формул для λ :

$$1. \frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left(\frac{2,51}{Re \sqrt{\lambda}} + \frac{\varepsilon}{3,7} \right) [\text{Кольбрук}]; \quad (10.23)$$

$$2. \lambda = a \cdot \left(\frac{b}{Re} + c \cdot \varepsilon^n \right)^m. \quad (10.24)$$

Автор	a	b	c	n	m
Адамов	0,01	$2,14 \cdot 10^6$	30400	1	0,2
Альтшуль	0,1	10^2	1,46	1	0,25
ВНИИГАЗ ¹	0,35	0,053	4,47	2,16	0,185

¹И. Е. Ходанович, В. А. Мамаев, Г. Э. Одишария. О формуле для расчета пропускной способности магистральных газопроводов. Сб. «Транспорт природного газа». Гостехиздат, 1960.

Для даної ділянки течії є також формули з залежністю від діаметра труби:

$$3. \lambda = 0,00942 + \sqrt{\frac{\varepsilon}{d}} + \frac{3,9}{Re \sqrt{\varepsilon}} [\text{Біль}]; \quad (10.25)$$

$$4. \lambda = a \cdot \left(\frac{1}{Re} + \frac{b}{d} \right)^n [\text{Шевелів}]. \quad (10.26)$$

Труби (нові)	a	b	n
Сталеві	0,312	$1,9 \cdot 10^{-6}$	0,226
Чавунні	0,863	$0,55 \cdot 10^{-6}$	0,284

Коефіцієнт гідравлічного опору нових сталевих труб за формулою Шевеліва наведений в табл. 10.6.

Таблиця 10.6 – Коефіцієнт гідравлічного опору нових сталевих труб (за Шевелівим)

Re	Коефіцієнт λ для труб діаметром, мм		
	300	500	700
$1 \cdot 10^4$	0,039	0,039	0,039
$5 \cdot 10^4$	0,029	0,028	0,028
$1 \cdot 10^5$	0,026	0,025	0,024
$5 \cdot 10^5$	0,022	0,020	0,019
$1 \cdot 10^6$	0,021	0,0195	0,0184
$2 \cdot 10^6$	0,021	0,019	0,018
$4 \cdot 10^6$	0,021	0,0187	0,0175
$6 \cdot 10^6$	0,021	0,0187	0,0173
$8 \cdot 10^6$	0,020	0,0186	0,0171

При течії абсолютно шорсткими трубами $\left(Re < \frac{665,4 - 7648 \lg \varepsilon}{\varepsilon} \right)$ коефіцієнт гідравлічного опору залежить тільки від відносної шорсткості. Падіння напору в цьому випадку пропорційно квадрату середньої швидкості газу. Коефіцієнт гідравлічного опору знаходиться за такими емпіричними формулами:

$$1. \lambda = \frac{1}{\left(1,14 + 2 \lg \frac{1}{\varepsilon} \right)^2} \text{ [Нікурадзе];} \quad (10.27)$$

$$2. \lambda = a \cdot \varepsilon^n. \quad (10.28)$$

Автор	a	n
Шифрінсон	0,11	0,25
Якімов	0,212	0,5

Практично при розрахунках зручно використовувати формули, в яких λ залежить тільки від діаметра труби:

$$3. \lambda = \frac{a}{d^n}, \quad (10.29)$$

де d – в м

Автор	a	n
Веймаут	0,009407	1/3
ВНИИГАЗ	0,00879	0,4
ВНИИГАЗ (для газопроводу з підкладними кільцями)	0,00983	0,4
Шевелів	0,0210	0,3

Таблиця 10.7 – Коефіцієнт гідравлічного опору при течії газу по шорстких трубах

Діаметр труби, d, м	Коефіцієнт λ , який знаходиться за формулами			
	Веймаута	ВНИИГАЗ ¹	ВНИИГАЗ (для газопроводу з підк- ладними кільцями)	Шевеліва
0,1	0,0202	0,023	0,0258	-
0,2	0,0161	0,0168	0,0188	-
0,3	0,0140	0,0146	0,0164	0,030
0,4	0,0128	0,0127	0,0142	-
0,5	0,0119	0,0116	0,0130	0,025
0,6	0,0112	0,0108	0,0121	-
0,7	0,0106	0,0101	0,0113	0,023
0,8	0,0102	0,0096	0,0108	-
0,9	0,0097	0,0092	0,0103	-
1,0	0,0094	0,0088	0,0098	-
1,1	0,0091	0,0085	0,0095	-
1,2	0,0088	0,0082	0,0092	-
1,3	0,0086	0,0079	0,0088	-
1,4	0,0084	0,0077	0,0086	-
1,5	0,0082	0,0075	0,0084	-

¹И. Е. Ходанович, В. А. Мамаев, Г. Э. Одишария. О формуле для расчета пропускной способности магистральных газопроводов. Сб. «Транспорт природного газа». Гостоптехиздат, 1960.

При розрахунках магістральних газопроводів високого тиску часто використовуються λ , які знаходяться за формулами Веймаута або Панхендла:

$$\lambda=0,0147 \cdot \text{Re}^{-0,039}. \quad (10.30)$$

На даний час Статсом і Веллінгтоном запропонована формула у вигляді

$$\lambda=0,1547 \cdot \text{Re}^{-0,1821}. \quad (10.31)$$

На основі даних, отриманих І. Е. Ходановичем, на газопроводі, який експлуатується (И. Е. Ходанович. О численных значениях сопротивления в магистральных газопроводах. Сб. «Вопросы добычи, транспорта и переработки природных газов». Труды ВНИИГАЗ. Гостоптехиздат, 1951.), була отримана формула

$$\lambda=0,224 \cdot \text{Re}^{-0,185}, \quad (10.32)$$

дійсна для $8 \cdot 10^5 \leq \text{Re} \leq 4,2 \cdot 10^6$.

Таблиця 10.8 – Коефіцієнти гідравлічного опору за формулами Панхендла, Статса-Еллінгтона і ВНИИГАЗ

Re	Коефіцієнт λ		
	за Панхендлом	за Статсом і Еллінгтоном	ВНИИГАЗ
$1 \cdot 10^5$	0,00938	0,0190	-
$2 \cdot 10^5$	0,00918	0,0168	-
$4 \cdot 10^5$	0,00888	0,0148	-
$6 \cdot 10^5$	0,00873	0,0137	-
$8 \cdot 10^5$	0,00866	0,0130	-
$1 \cdot 10^6$	0,00856	0,0125	0,0175
$2 \cdot 10^6$	0,00840	0,0110	0,0155
$4 \cdot 10^6$	0,00813	0,0097	0,0136
$6 \cdot 10^6$	0,00800	0,0090	-
$8 \cdot 10^6$	0,00790	0,0085	-
$1 \cdot 10^7$	0,00783	0,0082	-
$2 \cdot 10^7$	0,00762	0,0072	-
$4 \cdot 10^7$	0,00742	0,0064	-

Характер зміни коефіцієнта гідравлічного опору при ламінарній і турбулентній течіях газу в гладких і шорстких трубах показано на графіку (рис. 10.4), яким можна користуватись для орієнтовного знаходження λ .

Приклад 10.1. Знайти коефіцієнт гідравлічного опору сталевій безшовній труби діаметром $d=500$ мм, якщо по ній перекачується $Q=10^5$ м³/год. газу, кінематична в'язкість якого $\nu=2 \cdot 10^{-5}$ м²/с.

Використовуючи графік (рис. 10.2), знайдемо число Рейнольдса при $\frac{Q}{d} = 2 \cdot 10^3$, тобто $Re=2 \cdot 10^6$. З діаграми (рис. 10.3) еквівалентна шорсткість $\frac{k}{d} = 10^{-4}$. За графіком, наведеним на рис. 10.4, знаходимо $\lambda=0,013$. В цьому випадку течія здійснюється в шорстких трубах.

За Веймаутом, для цих самих умов $\lambda=0,0119$, за формулою ВНИИГАЗ для шорстких труб $\lambda=0,0116$, за формулою Панхендла $\lambda=0,00840$, за Статсом і Веллінгтоном $\lambda=0,0110$.

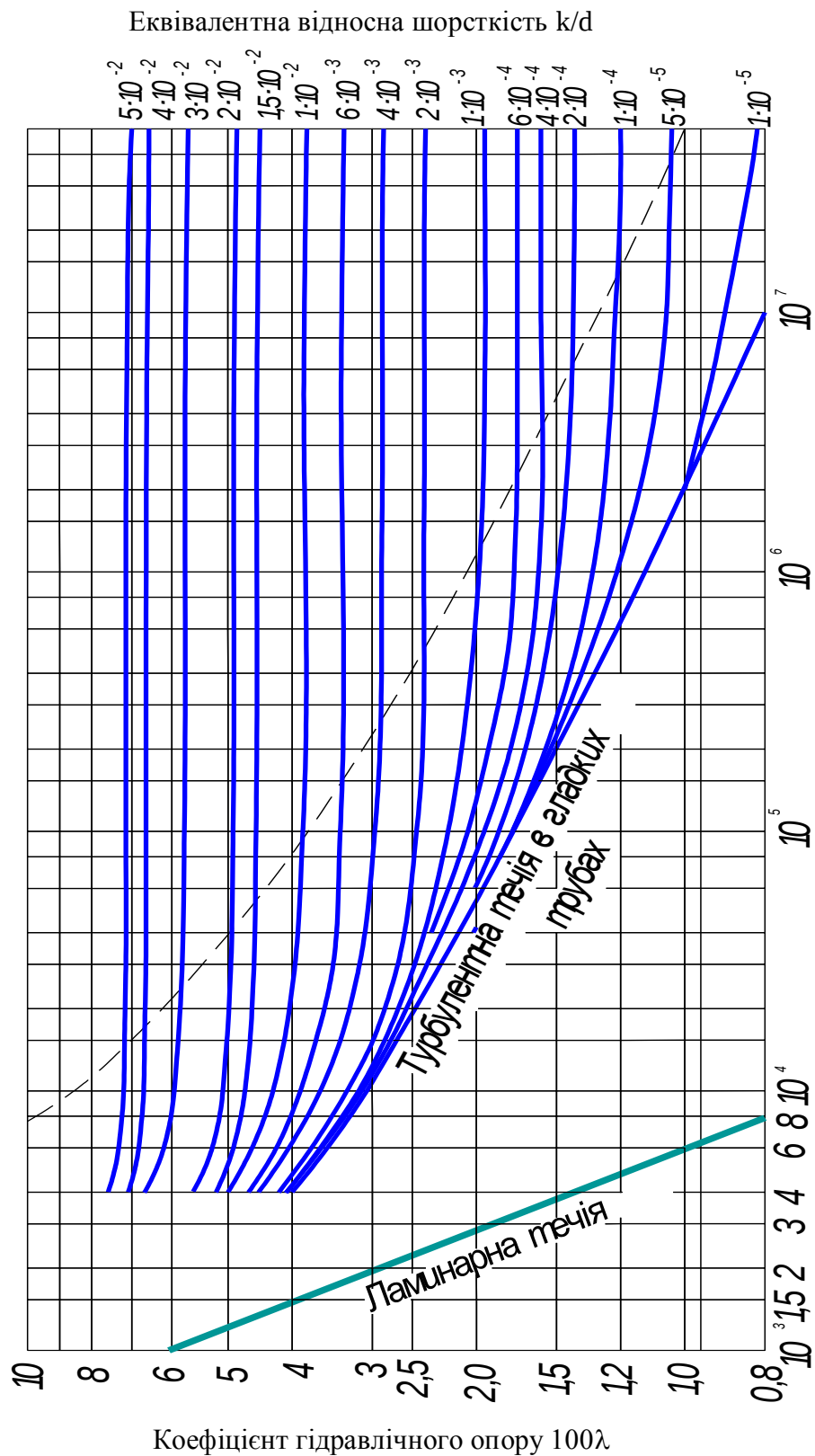


Рисунок 10.4 – Коефіцієнт гідравлічного опору для труб при різних відносних шорсткостях k/d

Примітка. Вище штрихової лінії показана течія по абсолютно шорстких трубах.

Місцеві опори

При течії газу через поворотні коліна, розширення або звуження газопроводу, трійники, засувки виникають додаткові втрати напору. Втрати напору в місцевому опорі знаходиться зі співвідношення

$$H = A \cdot \zeta \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2}, \quad (10.33)$$

де ζ – безрозмірний коефіцієнт місцевого опору;

A – коефіцієнт, рівний $0,101972 \cdot 10^{-5}$.

При розрахунку газопроводів місцеві опори враховують введенням додаткової довжини газопроводу, втрата напору в якій дорівнює втраті напору на місцевих опорах. Ця додаткова довжина називається еквівалентною довжиною і знаходиться зі співвідношення

$$L_{\text{екв}} = \sum \zeta \cdot \frac{d}{\lambda}, \text{ м}, \quad (10.34)$$

де d – діаметр газопроводу в м;

λ – коефіцієнт гідравлічного опору.

Підсумовування проводиться за всіма місцевими опорами газопроводу. Розрахункова довжина газопроводу знаходиться як:

$$L_{\text{розрах}} = L_{\text{дійсн}} + L_{\text{екв}}. \quad (10.35)$$

Гнуті і зварні коліна. При плавних поворотах радіуса R (див. рис. 10.5, а) коефіцієнт місцевого опору можна знайти за формулою

$$\zeta_{\varphi} = \zeta_{90^0} \frac{\varphi}{90}. \quad (10.35)$$

Значення ζ_{90^0} при різних значеннях d/R для гладких труб наведені в табл. 10.9 (для шорстких труб значення ζ_{90^0} рекомендується брати вдвічі більшим).

Таблиця 10.9 – Коефіцієнт місцевого опору гнутих колін

d/R	0,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0
ζ_{90^0}	0,14	0,16	0,21	0,29	0,44	0,66	0,98	1,41	1,98

Коефіцієнт місцевого опору зварних колін (див. рис. 10.5, б) залежить від кута повороту φ і шорсткості; при $10^3 < Re < 10^6$ з точністю приблизно до 10% коефіцієнт місцевого опору таких колін можна вважати не залежним від числа Рейнольдса. Величини цих коефіцієнтів наведені в табл. 10.10.

Таблиця 10.10 – Коефіцієнт місцевого опору зварних колін

φ	5^0	10^0	15^0	$22,5^0$	30^0	45^0	60^0	90^0
$\zeta_{\text{глад}}$	0,016	0,034	0,042	0,066	0,130	0,236	0,471	1,129
$Z_{\text{шорст}}$	0,024	0,044	0,062	0,154	0,165	0,320	0,684	1,265

Для різних зварних колін, які вказані на рис. 10.5, в-о, коефіцієнти місцевого опору гладких і шорстких труб наведені в табл. 10.11.

Таблиця 10.11 – Коефіцієнти місцевого опору зварних колін

Рисунок 10.5										
	в	г (при D=1,23d)	д (при D=2,37d)	е		є	ж	з	і	
ζ _{глад}	0,112	0,150	0,143	0,108		0,188	0,202	0,400	0,400	
Z _{шорст}	0,284	0,268	0,227	0,236		0,320	0,323	0,534	0,601	
Рисунок 10.5, л										
$\frac{D}{d}$	0,71	0,943	1,174	1,420	1,860	2,560	3,140	3,720	4,890	5,590
ζ _{глад}	0,507	0,350	0,333	0,261	0,289	0,356	0,346	0,356	0,389	0,392
Z _{шорст}	0,510	0,415	0,384	0,376	0,390	0,429	0,426	0,460	0,455	0,444
Рисунок 10.5, м										
$\frac{D}{d}$	1,186	1,400	1,500	1,630	1,860	2,325	2,400	2,910	3,490	4,650
ζ _{глад}	0,120	0,125	-	0,124	0,117	0,096	0,095	0,108	0,130	0,148
Z _{шорст}	0,294	0,252	0,250	0,266	0,272	0,317	-	0,317	0,318	0,310
Рисунок 10.5, н										
$\frac{D}{d}$	1,23	1,44	1,67	1,70	1,91	2,37	2,96	4,11	4,70	6,10
ζ _{глад}	0,195	0,196	0,150	0,149	0,154	0,167	0,172	0,190	0,192	0,201
Z _{шорст}	0,347	0,320	0,300	0,299	0,312	0,337	0,342	0,354	0,360	0,360
Рисунок 10.5, п										
$\frac{D}{d}$	1,23		1,67			2,37			3,77	
ζ _{глад}	0,157		0,156			0,143			0,160	
ζ _{шорст}	0,300		0,378			0,264			0,242	

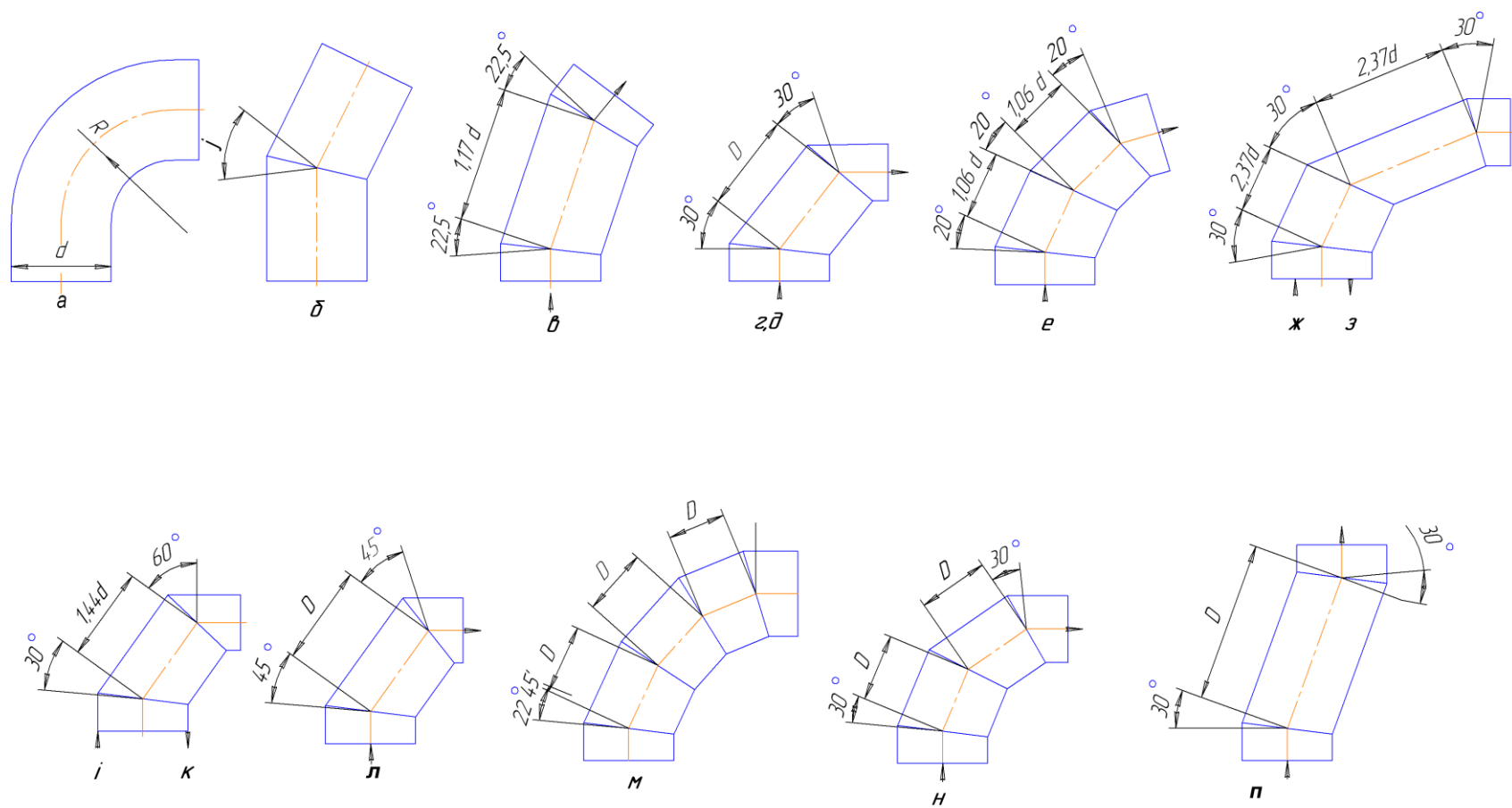
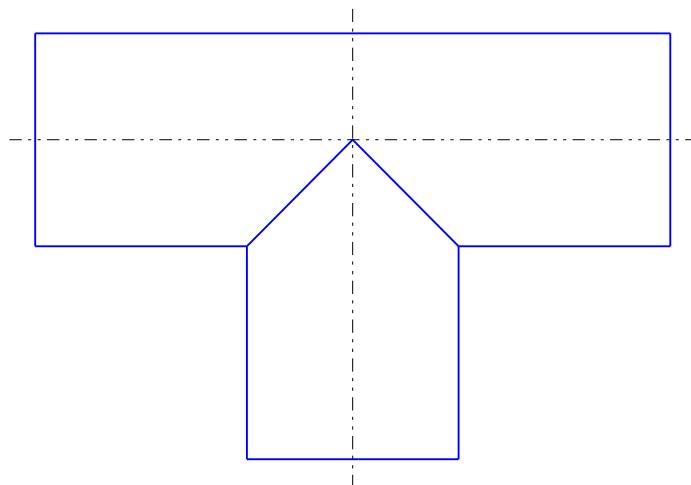
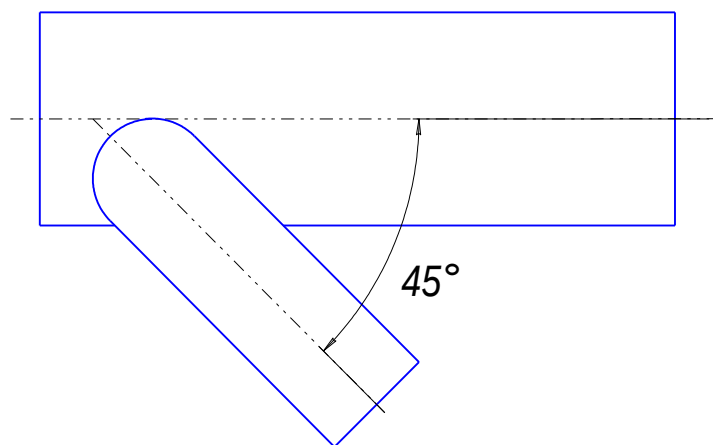


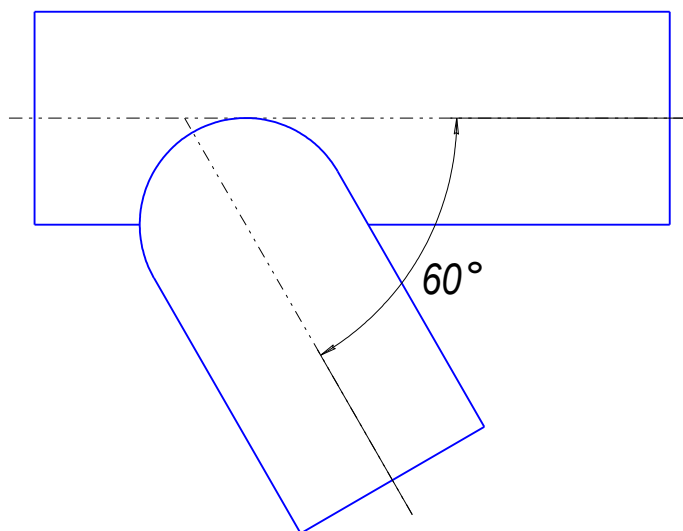
Рисунок 10.5 – Гнуті і зварні коліна



a



б



в

Рисунок 10.6 – Трійники

Трійники (див. рис. 10.6). Коефіцієнт місцевого опору в цьому випадку залежить від умов роботи трійника: чи є він місцем зливання або розділення потоку. Для трійників коефіцієнти місцевого опору відгалуження ζ_1 і «на проході» ζ_2 , віднесені до динамічного тиску в трійнику, в залежності від відношення об'ємної витрати в гілці $Q_{\text{заг}}$ наведені в табл. 10.12.

Таблиця 10.12 – Коефіцієнти місцевого опору трійників

Умови роботи трійника	Відношення $Q_{\text{в}}/Q_{\text{заг}}$										
		0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
Для трійника рис.10.6, а											
розгалуження	ζ_1	0,91	0,88	0,88	0,89	0,92	0,96	1,02	1,10	1,20	1,29
	ζ_2	-0,04	-0,08	-0,08	-0,04	0,00	0,07	0,14	0,21	0,28	0,35
злиття	ζ_1	-0,68	-0,40	-0,15	0,10	0,30	0,47	0,60	0,73	0,83	0,92
	ζ_2	0,11	0,18	0,24	0,30	0,35	0,40	0,46	0,50	0,55	0,60
Для трійника рис.10.6, б											
розгалуження ¹	ζ_1	0,79	0,68	0,59	0,50	0,42	0,38	0,35	0,35	0,38	0,48
	ζ_2	-0,04	-0,06	-0,06	-0,04	0,01	0,07	0,14	0,20	0,27	0,33
злиття ¹	ζ_1	-0,62	-0,37	-0,16	0,00	0,12	0,22	0,30	0,37	0,39	0,38
	ζ_2	0,12	0,18	0,20	0,19	0,13	0,06	-0,04	-0,18	-0,35	-0,54
Для трійника рис.10.6, в											
розгалуження ¹	ζ_1	0,88	0,79	0,71	0,64	0,60	0,57	0,57	0,60	0,66	0,75
	ζ_2	-0,03	-0,05	-0,05	-0,02	0,02	0,07	0,13	0,20	0,27	0,34
злиття ¹	ζ_1	-0,06	-0,30	-0,06	0,13	0,29	0,40	0,49	0,57	0,63	0,66
	ζ_2	0,15	0,24	0,30	0,30	0,29	0,25	0,18	0,10	-0,03	-0,19

¹ – в цих трійниках злиття і розгалуження потоків відбувається під гострими кутами.

Раптове звуження або розширення газопроводу. Коефіцієнт місцевого опору при розширенні потоку (рис. 10.7, а), віднесений до динамічного тиску до розширення, знаходиться за формулою

$$\zeta = \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2, \quad (10.36)$$

де S_1 і S_2 – площі поперечного перерізу до і після розширення.

Значення ζ при звуженні потоку наведені в табл. 10.13; в ній також зазначені значення ζ при звуженні потоку (рис. 10.7, б) віднесені до динамічного тиску в вузькому перерізі.

Таблиця 10.13 – Коефіцієнт місцевого опору

При розширенні потоку											
$\frac{S_1}{S_2}$	1,0	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2	0,1	0
ζ	0	0,01	0,04	0,09	0,16	0,25	0,36	0,49	0,64	0,81	1,0
При звуженні потоку											
$\frac{S_1}{S_2}$	100	10	5,0	3,3	2,5	2,0	1,7	1,4	1,25	1,1	1,0
ζ	0,50	0,47	0,42	0,38	0,34	0,30	0,25	0,20	0,15	0,09	0

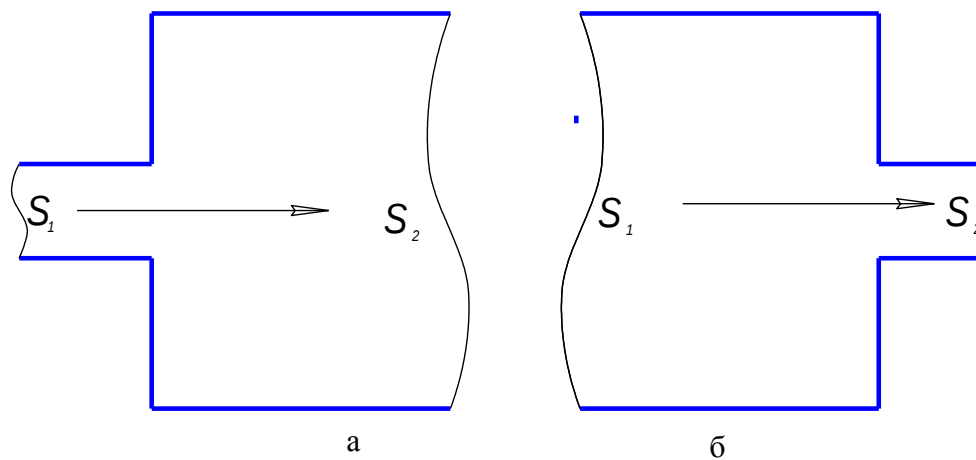


Рисунок 10.7 – Схема зміни перерізу газопроводу:
а – розширення; б – звуження

Засуви. Коефіцієнт місцевого опору для засув (рис. 10.8, а) в залежності від відношення висоти підйому шибера (шпинделя) h до діаметра засува d , наведений в табл. 10.14.

Таблиця 10.14 – Коефіцієнт місцевого опору засуву

$\frac{h}{d}$	1	$\frac{7}{8}$	$\frac{6}{8}$	$\frac{5}{8}$	$\frac{4}{8}$	$\frac{3}{8}$	$\frac{2}{8}$	$\frac{1}{8}$
$\frac{S_1}{S_2}$	1,0	0,948	0,856	0,740	0,609	0,466	0,315	0,159
ζ	0	0,070	0,260	0,810	2,060	5,520	17,000	97,800

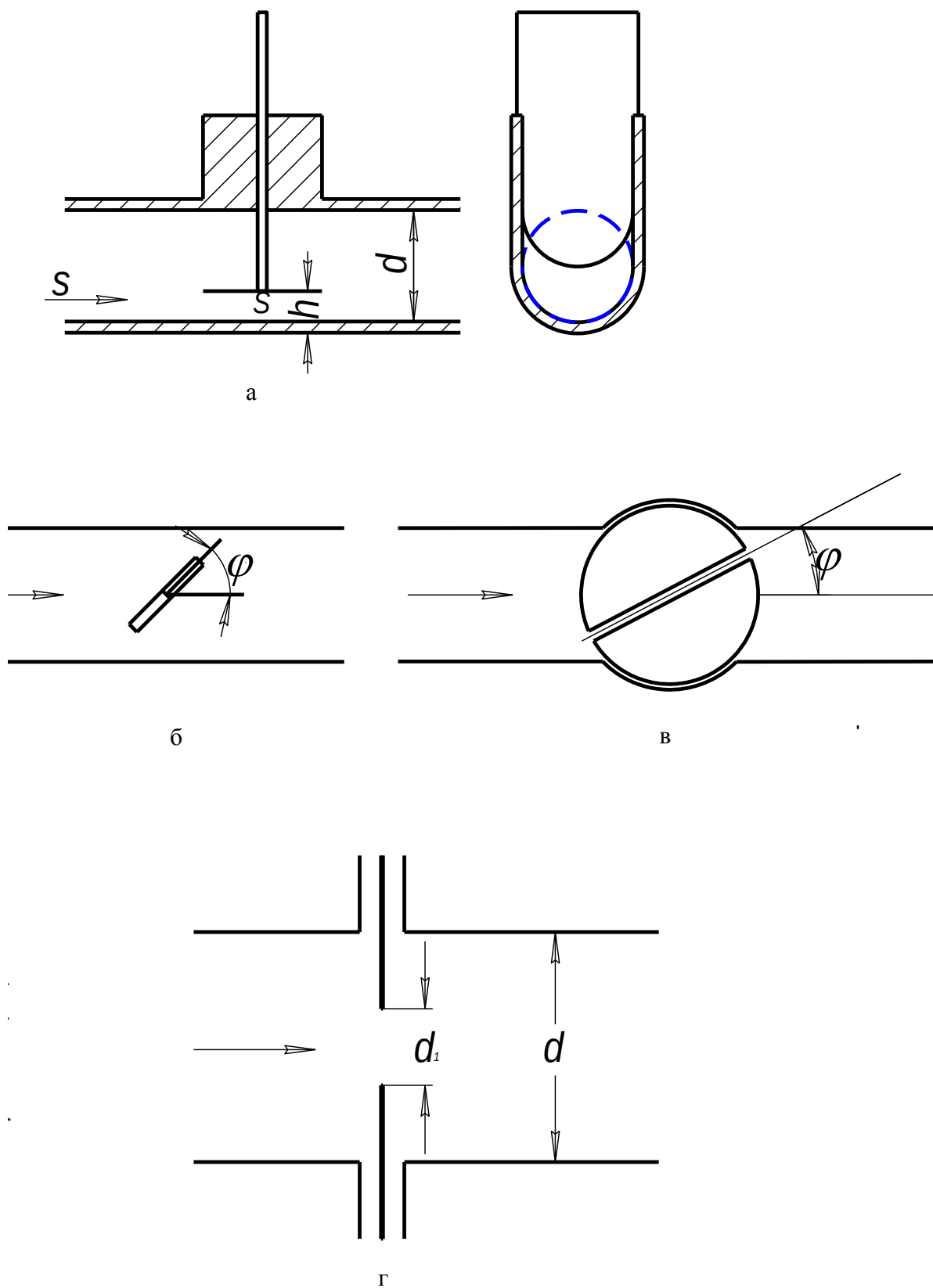


Рисунок 10.8 – Схеми місцевих опорів: а – засува; б – дросельного клапана; в – пробкового клапана; г – діафрагми

Клапани і крани. Коефіцієнти місцевого опору ζ_1 дросельного клапана (див. рис. 10.8, б) і ζ_2 пробкового крана (рис. 10.8, в) в залежності від кута повороту φ наведені в табл. 10.15 ($\varphi=0$ відповідає мінімальному гідравлічному опору).

Таблиця 10.15 – Коефіцієнти місцевого опору дросельного клапана (ζ_1) і пробкового крана (ζ_2)

φ	5°	10°	15°	20°	25°	30°	40°	45°	50°	60°	65°
ζ_1	0,24	0,52	0,90	1,54	2,51	3,91	10,8	18,7	32,6	118	256
ζ_2	0,05	0,29	0,75	1,56	3,10	5,47	17,3	31,2	52,6	206	486

Діафрагми. Коефіцієнт місцевого опору діафрагми (див. рис. 10.8, г) в залежності від відношення діаметра діафрагми d_1 , до діаметра труби d наведений в табл. 10.16.

Таблиця 10.16 – Коефіцієнт місцевого опору діафрагми

$\frac{d_1}{d}$	0,30	0,40	0,45	0,50	0,55	0,60	0,65	0,70	0,75	0,80
ζ	309	87,0	50,4	29,8	18,4	11,3	7,35	4,37	2,66	1,55

Контрольні питання:

1. Який рух газового потоку називається стаціонарним?
2. За якої умови потік називають рухом нестискуваного газу?
3. Наведіть рівняння неперервності при стаціонарному русі газового потоку.
4. В якому випадку об'ємна витрата газового потоку є сталою.
5. Наведіть рівняння Бернуллі при стаціонарному адіабатному русі нестискуваного газу без тертя.
6. Наведіть формулу Дарсі-Вейсбаха.
7. Що характеризує число Рейнольдса?
8. Якими умовами характеризується потік при ламінарному русі?
9. Як розподіляється швидкість в циліндричній трубі при ламінарному русі?
10. Умови застосування закону Гагена-Паузейля.
11. Якими умовами характеризується потік при турбулентному русі?
12. Яким чином товщина граничного шару залежить від абсолютної шорсткості труби?
13. Яку течію називають течією по абсолютно шорстких трубах?
14. Як визначають втрати напору на місцевих опорах?
15. Охарактеризуйте поняття еквівалентної довжини і наведіть співвідношення, за яким вона визначається.

ЛІТЕРАТУРА

1. Рид Р. Свойства газов и гидкостей : Справочное пособие / Р. Рид, Дж. Праусниц, Т. Шервуд ; пер. с англ. под ред. Б. И. Соколова. – [3-е изд., перераб. и доп.]. – Л. : Химия, 1982. – 592 с.
2. Прандтль Л. Гидроаэромеханика / Прандтль Л. – Ижевск : НИЦ «Регулярная и хаотическая динамика», 2000. – 576 с.
3. Богословский С. В. Физические свойства газов и жидкостей: учебное пособие / Богословський С. В. – СПб. УАП.СПб., 2001. – 73 с.
4. Варгафтик Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Варгафтик Н. Б. – М. : Наука, 1972. – 720 с.
5. Теплофизические свойства технически важных газов при высоких температурах и давлениях : справочник / [состав. В. Н. Зубарев, А. Д. Козлов, В. Н. Кузнецов и др.]. – М. : Энергоатомиздат, 1989. – 232 с.
6. ДБН В.2.5-20-2001: Державні будівельні норми України. Інженерне обладнання будинків і споруд. Зовнішні мережі та споруди. Газопостачання. – К. : Держбуд України, 2001. – 101 с.
7. ДСТУ Б А.2.4-25:2008; ДСТУ Б А.2.4-26:2008: Система проектної документації для будівництва. Газопостачання. Робочі креслення. – Вид. офіц. – Київ : Мінрегіобуд України, 2009. – 29 с.
8. Правила безпеки систем газопостачання України: ДНАОП 0.00 - 1.20-98 / Комітет по нагляду за охороною праці України; Державний нормативний акт про охорону праці. – К., 1998. – 367 с.
9. Ратушняк Г. С. Моделювання надійності системи газопостачання з використанням нечітких баз знань / Г. С. Ратушняк, О. І. Ободянська // Нова тема. – 2010. – № 1. – С. 20–22.
- 10.Ткаченко В. А. Проектування газопостачання населених пунктів житлових і громадських будинків : навч. посібник / Ткаченко В. А., Скляренко О. М. – К. : Київськ. нац. ун-т буд-ва і архіт., 2000. – 114 с.

Навчальне видання

**Пономарчук Ігор Анатолійович
Слободян Наталя Михайлівна**

ГАЗОПОДІБНЕ ПАЛИВО ТЕПЛОГЕНЕРУЮЧИХ УСТАНОВОК

Навчальний посібник

Редактор В. Дружиніна

Оригінал-макет підготовлено Н. Слободян

Підписано до друку 29.11.2012 р.
Формат 29,7×42¹/₄. Папір офсетний.
Гарнітура Times New Roman.
Друк різнографічний. Ум. друк. арк. 5,9.
Наклад 75 прим. Зам. № 2012-189.

Вінницький національний технічний університет,
навчально-методичний відділ ВНТУ.
21021, м. Вінниця, Хмельницьке шосе, 95.
ВНТУ, к. 2201.
Тел. (0432) 59-87-36.
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи
серія ДК № 3516 від 01.07.2009.

Віддруковано у Вінницькому національного технічного університету
в комп'ютерному інформаційно-видавничому центрі.
21021, м. Вінниця, Хмельницьке шосе, 95, ВНТУ.
ВНТУ, ГНК, к. 114.
Тел. (0432) 59-87-38.
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи
серія ДК № 3516 від 01.07.2009.