

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**

**ХАРКІВСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ МІСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА**

**І. І. Капцов, А. В. Ромашко**

**КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ  
З ДИСЦИПЛІНИ «ГАЗОПОСТАЧАННЯ»**

**ЧАСТИНА 1**

**ГАЗОПРОВОДИ І ГАЗОСХОВИЩА**

**ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ПРИРОДНИХ ГАЗІВ. ПІДГОТОВКА  
ГАЗУ ДО ДАЛЬНЬОГО ТРАНСПОРТУВАННЯ**

**для студентів 4 - 5 курсів денної та заочної форм навчання  
за напрямом підготовки 0921 (6.060101)– «Будівництво»  
спеціальності «Теплогазопостачання і вентиляція»**

**ХАРКІВ ХНАМГ 2010**

**Капцов І. І.** Конспект лекцій з дисципліни «Газопостачання» Частина 1. «Газопроводи і газосховища. Фізико-хімічні властивості природних газів. Підготовка газу до дальнього транспортування» (для студентів 4 - 5 курсів денної та заочної форм навчання за напрямом підготовки 0921 (6.060101) «Будівництво» спеціальності «Теплогазопостачання і вентиляція»). / І. І. Капцов, А. В. Ромашко; Харьк. нац. акад. міськ. госп-ва. – Х: ХНАМГ, 2010. – 89 с.

Автори:      І.І. Капцов,  
                 А.В. Ромашко

Затверджено на засіданні кафедри  
експлуатації газових і теплових систем  
Протокол № 11 від 31.10.2009 р.

## *Лекція №1*

### **ВСТУП**

В енергетичному балансі України частка природного газу в загальному обсязі споживання первинної енергії перевищує 45%.

За спільною оцінкою Всесвітньої Енергетичної Ради та Інституту системного аналізу (Відень) у 2050 році частка природного газу в світовому балансі первинних енергоресурсів збільшиться не менш ніж на 25 -30 %. Крім великих переваг природного газу перед іншими видами палива для комунально-побутових споживачів, він є хорошим паливом для теплових і енергетичних установок, а також цінною сировиною для хімічної промисловості. Економічна перевага використання його як палива і як хімічної сировини створила міцну основу для швидкого розвитку газової промисловості - відкриття газових родовищ, будівництва мережі магістральних і розподільчих газопроводів та автомобільних газонаповнювальних компресорних станцій для широкого використання природного газу в якості моторного палива для транспортних засобів.

Від початку свого зародження (1912 р.) і за наявним станом газотранспортна система України характеризується такими основними показниками:

- протяжність магістральних газопроводів із відгалуженнями від них - 37 тис. км;
- протяжність газорозподільних мереж міст і населених пунктів - 244 тис. км;
- кількість газорозподільних станцій - 1450;
- кількість компресорних станцій - 71;
- кількість автомобільних газонаповнювальних компресорних станцій (АГНКС) - 90;
- кількість газорозподільних пунктів різних типів 29,5 тис;

- загальний обсяг споживання газу промисловості і комунально-побутовими споживачами України за 2007 р. склав 69,8 млрд. м<sup>3</sup>;
- створено 13 підземних сховищ газу (ПСГ) із загальною активною місткістю - 32 млрд. м<sup>3</sup>.

Україна володіє однією з найбільших у Європі газо- і нафтотранспортною системою, по якій протягом останніх 50 років газ і нафта подається споживачам України, а також у 15 країн Центральної і Західної Європи. У даний час через Україну в Європу транспортується близька 97% експортних обсягів російського газу .

Газорозподільні станції магістральних газопроводів відносяться до об'єктів підвищеної небезпеки і є складним комплексом споруд, надійну і безпечну експлуатацію яких не можливо забезпечити без своєчасного і повного виконання необхідного обсягу, ремонтно-профілактичних робіт, більш широкого впровадження засобів комплексної автоматизації і телемеханізації. Із досвіду роботи газотранспортних підприємств України та аналогічних закордонних підприємств.

Розглянуто питання технології зберігання газу в підземних сховищах.

## *Лекція №2*

### **ЧАСТИНА 1. ГАЗОПРОВИДИ І ГАЗОСХОВИЩА**

#### **РОЗДІЛ І. ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ПРИРОДНИХ ГАЗІВ**

##### **1.1. ОСНОВНІ ПАРАМЕТРИ ГАЗІВ**

Природні гази поділяються на три групи: гази, які добувають з чисто газових родовищ і складаються в основному з метану (82 — 98 %), гази, які одержують із газоконденсатних родовищ і є сумішшю газу й конденсату широкої фракції, що складається з бензину, лігроїну, керосину, а іноді й солярового масла — цей газ містить також значну кількість метану (80 — 95%); гази, які добуваються разом із нафтою з нафтових родовищ — це попутні гази, що складаються з суміші газу з газовим бензином і пропан-бутанової фракції, містять тільки 30 — 70% метану (додаток 1).

До основних параметрів газу відносяться (додаток 2):

**Густина газу** ( $\text{кг/м}^3$ ) — маса одиниці об'єму, що дорівнює відношенню молекулярної маси  $M_r$  газу до об'єму моля:

$$\rho = \frac{M_r}{22,4} \text{ кг / м}^3. \quad (1.1)$$

Сума молекулярних мас атомів, що складають молекулу, називається молекулярною масою речовини.

Якщо відомий мольний, тобто об'ємний склад суміші газу у відсотках, то середня молекулярна маса його ( $M_{r \text{ середн.}}$ ) визначається за формулою:

$$M_{r \text{ середн.}} = \frac{V_1 M_{r1} + V_2 M_{r2} + \dots + V_n M_{rn}}{100}, \quad (1.2)$$

де  $V_1, V_2, \dots, V_n$  — мольні (об'ємні) концентрації компонентів, %;

$M_{r1}, M_{r2}, \dots, M_{rn}$  — молекулярні маси компонентів.

Якщо відомий масовий склад суміші у відсотках, то його середня молекулярна маса визначається, як:

$$M_{r \text{ середн.}} = \frac{100}{\frac{Y_1}{M_{r1}} + \frac{Y_2}{M_{r2}} + \dots + \frac{Y_n}{M_{rn}}}, \quad (1.3)$$

де  $Y_1, Y_2, \dots, Y_n$  — масові концентрації, %.

Якщо молекулярний склад виражений у частках одиниці, то відповідно середня молекулярна маса

$$M_{r \text{ середн.}} = a_1 m_1 + a_2 m_2 + \dots + a_n m_n, \quad (1.4)$$

де  $a_1, a_2, \dots, a_n$  — молекулярний склад у частках одиниць,

$m_1, m_2, \dots, m_n$  — маси компонентів.

У розрахунках використовують відносну густину природного газу по повітрю. Густина повітря при нормальних умовах дорівнює  $1,293 \text{ кг/м}^3$ :

$$\Delta = \frac{\rho}{1,293} = \frac{M_r}{22,4 \cdot 1,293} = \frac{M_r}{29}, \quad (1.5)$$

Оскільки густина залежить від тиску ( $P$ ), температури ( $T$ ) й стисливості ( $Z$ ) газу, то перерахунок густини ( $\rho_2$ ) на інший тиск ( $P_2$ ) проводять за формулою:

$$\rho_2 = \rho_1 \cdot \frac{P_2 \cdot T_1 \cdot Z_1}{P_1 \cdot T_2 \cdot Z_2}, \quad (1.6)$$

де  $P_2, T_1, Z_1$  — відповідають умовам для  $\rho_1$ ;

$P_1, T_2, Z_2$  — параметри, при яких необхідно визначити  $\rho_2$ .

**Питомий об'єм газу** — об'єм одиниці маси газу:

$$V_c = \frac{1}{\rho} = \frac{V}{m}, \quad (1.7)$$

де  $V$  — об'єм газу,  $\text{м}^3$ ;

$m$  — маса газу,  $\text{кг}$ ;

$V_c$  — питомий об'єм середовища,  $\text{м}^3/\text{кг}$ .

**Масова витрата** — маса газу ( $m$ ), що проходить через поперечний переріз потоку за одиницю часу ( $t$ ),  $\text{кг/с}$ ,  $\text{кг/год}$ :

$$M = \frac{m}{t}, \quad (1.8)$$

де  $t$  — час, протягом якого через даний переріз проходить газ,  $\text{с}$ ,  $\text{год}$ .

**Об'ємна витрата** — кількість газу в одиниці об'єму, що проходить через поперечний переріз потоку за одиницю часу,  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$Q = \frac{V}{t}, \quad (1.9)$$

У розрахунках систем газопостачання використовують поняття об'ємної витрати при нормальних умовах  $T = 273^\circ \text{K}$  і  $P = 0,1013 \text{ МПа}$  і при стандартних умовах  $T = 293^\circ \text{K}$  і  $P = 0,1013 \text{ МПа}$ .

**Лінійна швидкість** газу визначається як об'ємна витрата газу ( $Q$ ) в умовах потоку через одиницю поперечного перерізу потоку ( $F$ ),  $\text{м/с}$ .

$$W = \frac{Q}{F}, \quad (1.10)$$

де  $F$  — площа поперечного перерізу потоку,  $\text{м}^2$ .

**Масова швидкість** — масова витрата газу через одиницю поперечного перерізу потоку,  $\text{кг} / \text{с} \cdot \text{м}^2$ :

$$U = \frac{M}{F}. \quad (1.11)$$

**Тиск** — дорівнює границі відношення нормальної складової сили ( $N$ ) до

площі (  $S$  ), на яку діє сила

$$P = \lim_{\Delta S \rightarrow 0} \frac{\Delta N}{\Delta S} = \frac{dN}{dS} . \quad (1.12)$$

При рівномірному розподілі сил:

$$P = \frac{N}{S} . \quad (1.13)$$

**Абсолютний тиск** газів (  $P$  ) — це тиск газів на стінки трубопроводів і посудин.

**Надмірний тиск** газів (  $P_{\text{надм.}}$  ) — різниця між абсолютним тиском газу і барометричним (  $P_{\text{бар.}}$  ):

$$P_{\text{надм.}} = P - P_{\text{бар.}} \quad (1.14)$$

$P_{\text{вак.}}$  — різниця між барометричним тиском і абсолютним:

$$P_{\text{вак.}} = P_{\text{бар.}} - P . \quad (1.15)$$

У гідравлічних розрахунках газопроводів використовують абсолютний тиск.

**В'язкість газу** — це властивість газу чинити опір при русі, що виникає в результаті сил тертя між шарами газу, що рухається. Коефіцієнт, який враховує цю властивість реальних газів, називається коефіцієнтом динамічної (абсолютної) в'язкості (  $\mu$  ) і визначається за формулою:

$$\mu = \frac{\tau}{F} \cdot \frac{l_2 - l_1}{W_2 - W_1} \quad (1.16)$$

де  $\tau$  — тангенціальна сила внутрішнього тертя,

$l_2 - l_1$  — відстань між нескінченно тонкими шарами середовища, що рухаються з швидкістю  $W_2 - W_1$  .

Залежність динамічної в'язкості газів від температури виражається формулою Сатерланда:

$$\mu = \mu_0 \cdot \frac{273 + C}{T + C} \cdot \left( \frac{T}{273} \right)^{3/2} , \quad (1.17)$$

де  $\mu$  — динамічна в'язкість газу при заданій температурі;

$\mu_0$  — в'язкість газу при  $273^\circ \text{ K}$  ;



$T$  — температура газу  $^{\circ} K$  ;

$C$  — стала, що залежить від властивостей газу (додаток 2).

У гідравлічних розрахунках використовують поняття кінематичної в'язкості ( $m^2/s$ ), що визначається співвідношенням

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}. \quad (1.18)$$

Кінематична в'язкість залежно від температури і тиску виражається формулою:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu_0}{P} \cdot \left( R \cdot T \cdot \frac{273 + C}{T + C} \right) \cdot \left( \frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (1.19)$$

де  $\nu$  — кінематична в'язкість,  $m^2/s$ ;

$\mu$  — динамічна в'язкість.  $Pa \cdot s$  ;

$\rho$  — густина,  $kg/m^3$ ;

$R$  — газова стала,  $Dж / кмоль \cdot K$  .

Із підвищенням температури газу в'язкість збільшується.

При наявності в природному газі сірководню ( $H_2S$ ), вуглекислого газу ( $CO_2$ ) і азоту ( $N_2$ ) в'язкість його збільшується.

Залежність в'язкості газів від молекулярної маси при атмосферному тиску показана на графіку (рис. 1.1).

**Вологість** — природний газ у пластових умовах, насичений парами води, які при русі газу конденсуються, збираються у низьких місцях газопроводів, порушуючи технологічний режим транспортування газу. Сполучення води з кислими газами сприяє інтенсивній корозії обладнання. Крім того, при певних тисках у присутності вологи в газі утворюються кристалогідрати, які закупорюють прохідний переріз газопроводу й арматури, що може призвести до аварійної ситуації.



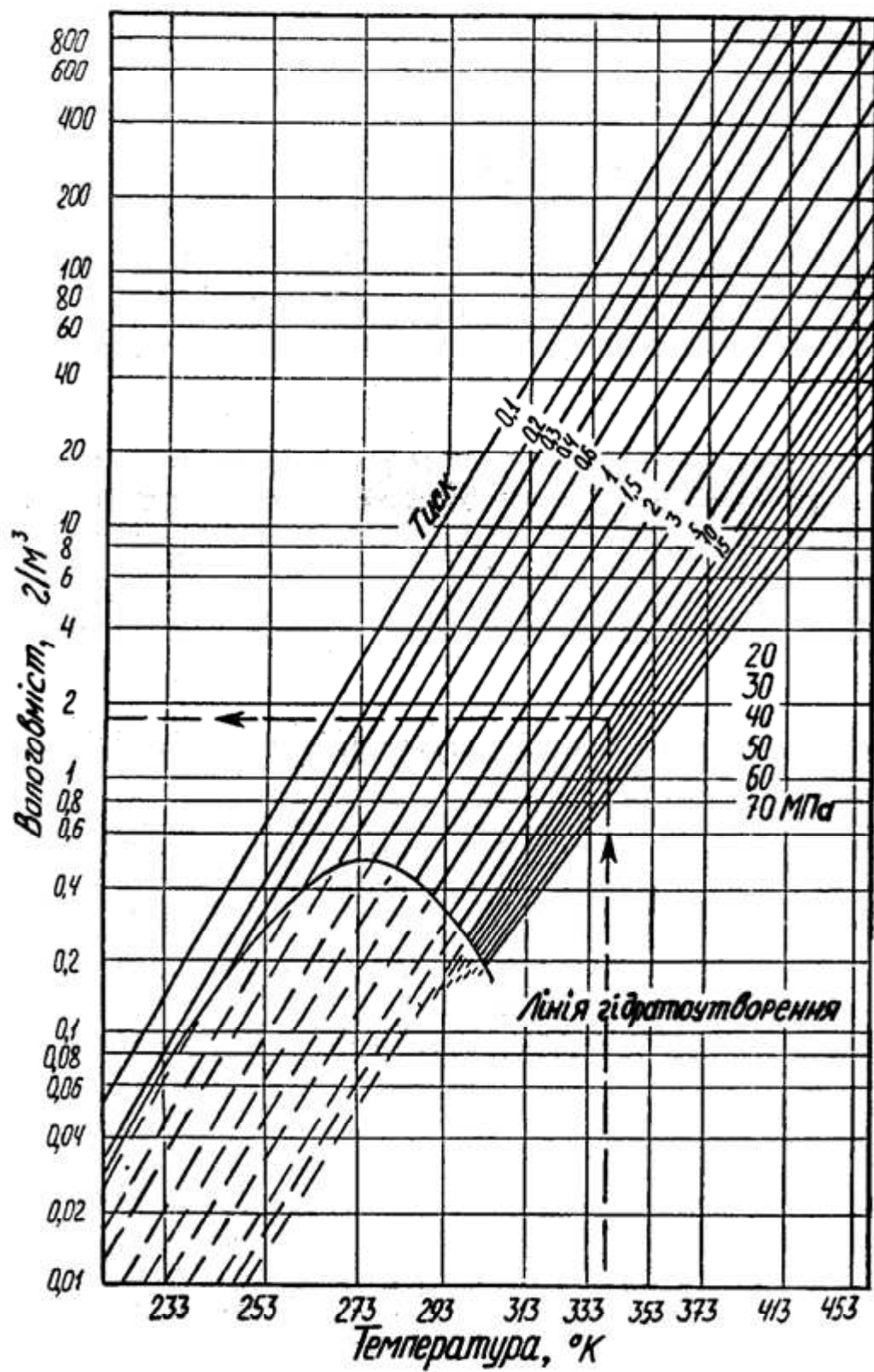


Рис. 1.2 -- Номограма для визначення вологовмісту природного газу

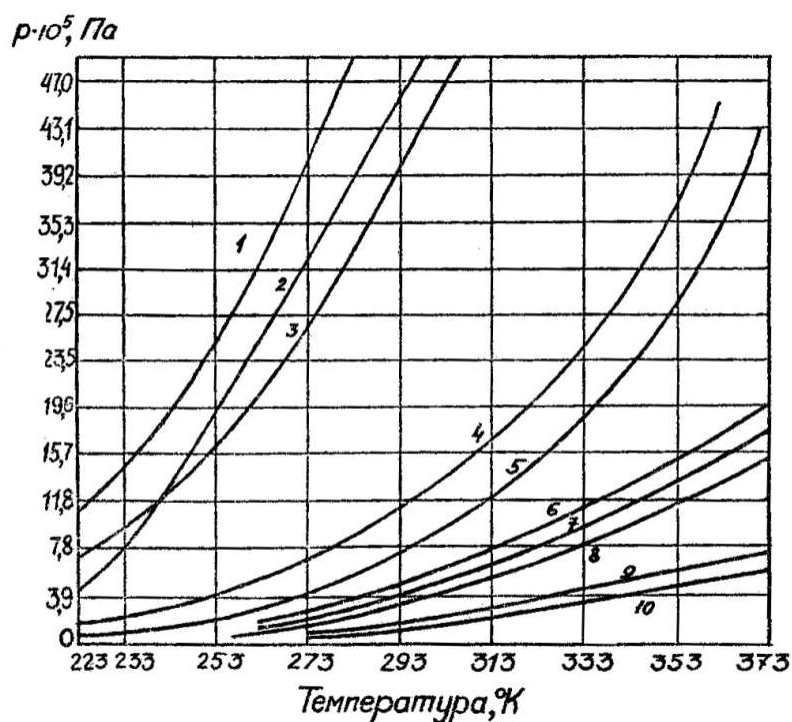


Рис. 1.3 - Графік пружності парів вуглеводневих газів:  
 1 — метан, 2 — этан, 3 — этилен, 4 — пропан, 5 — пропилен, 6 — изобутан,  
 7 — бутан, 8 — изопентан, 9 — пентан, 10 — гексан

Наявність води в газі характеризується абсолютною і відносною вологістю. Абсолютна вологість (17) характеризує вміст водяних парів в одиниці об'єму газу в г/м або кг/1000 м<sup>3</sup>.

Відносна вологість ( $U_0$ ) — відношення абсолютної вологості при даних тиску і температурі до його вологоємності, тобто до кількості води в одиниці об'єму газу, що міститься при умовах насичення. Відносна вологість вимірюється в частках одиниці або відсотках. Відносна вологість газу, насиченого парами води, дорівнює 100%.

Вологовміст природних газів залежить від тиску, температури, складу газу й води, характеристики середовища контакту і визначається за номограмою (рис. 1.2).

Температура, при якій газ повністю насичений водяними парами, називається точкою роси даного газу.

Тиск насичених парів вуглеводнів є функцією температури. При підвищенні температури рідини тиск збільшується за рахунок переходу частини рідини в пароподібний стан. При рівновазі парової і рідкої фаз парціальний тиск компонента в паровій фазі (над рідиною) і в рідкій фазі (в рідині) буде однаковим.

Тиск, при якому рідина при даній температурі знаходиться в стані рівноваги зі своїми парами, називається пружністю насичених парів рідини. Залежність пружності парів вуглеводневих газів показана на рис. 1.3.

**Стисливість газу** характеризує відхилення властивостей реальних газів від законів ідеального газу. Об'єм реальних газів змінюється непропорційно його тиску й температурі і при однакових умовах стискується більше або менше, ніж ідеальний газ на величину  $\gamma$  — коефіцієнт стисливості, який визначають експериментально або за номограмою (рис. 1.4) залежно від приведених температури й тиску газу:

$$T_{пр.} = \frac{T_{середн.}}{T_{кр.}} ; \quad (1.20)$$

$$P_{пр.} = \frac{P_{середн.}}{P_{кр.}} , \quad (1.21)$$

де  $T_{середн.}$  і  $P_{середн.}$  — середні температура й тиск газу;

$T_{кр.}$  і  $P_{кр.}$  — середньокритичні температура й тиск газу відповідно в °К, МПа.

**Критичною температурою** називають таку температуру, вище якої при будь-якому тиску не можна сконденсувати пару (перевести в рідкий стан).

**Критичним тиском** називають такий тиск, вище якого не можна випарити рідину при будь-якому підвищенні температури.

## 1.2. ТЕРМОДИНАМІЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ГАЗІВ

**Теплоємність системи**, Дж/°K — це відношення кількості теплоти  $Q$ , поглинутої газом у певному термодинамічному процесі, до приросту температури  $\Delta T$ :

$$C = \frac{Q}{\Delta T}. \quad (1.22)$$

Відношення теплоємності ( $C$ ) однорідного тіла до його маси ( $m$ ) називається питомою масовою теплоємністю (Дж / кмоль · К), тобто

$$C_m = \frac{C}{m}. \quad (1.23)$$

Теплоємність реальних газів залежить від складу газу, температури й тиску (див. додаток 3).

**Теплопровідність** визначається кількістю теплоти ( $Q$ ), що проходить крізь стінку площею ( $F$ ), товщиною ( $\delta$ ) за проміжок часу ( $\tau$ ) при різниці температур по обидві сторони стінки ( $T_1 - T_2$ ):

$$Q = \frac{K \cdot F \cdot \tau \cdot (T_1 - T_2)}{\delta}, \quad (1.24)$$

де  $K$  — коефіцієнт теплопровідності у Вт/м°K.

Із підвищенням тиску теплопровідність газів зростає (рис. 1.5).

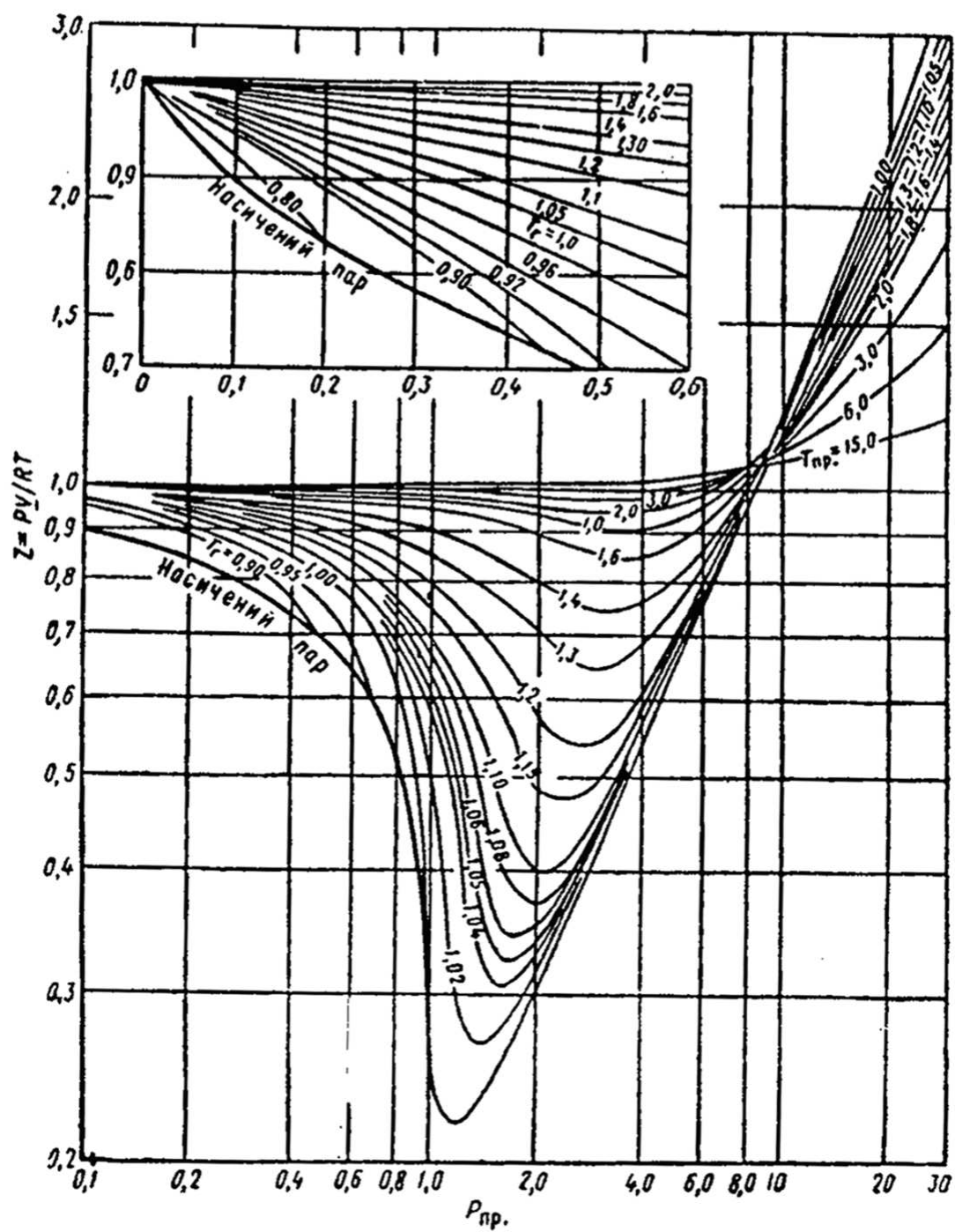


Рис. 1.4 — Залежність  $Z$  від  $P_{пр}$  і  $T_{пр}$ .

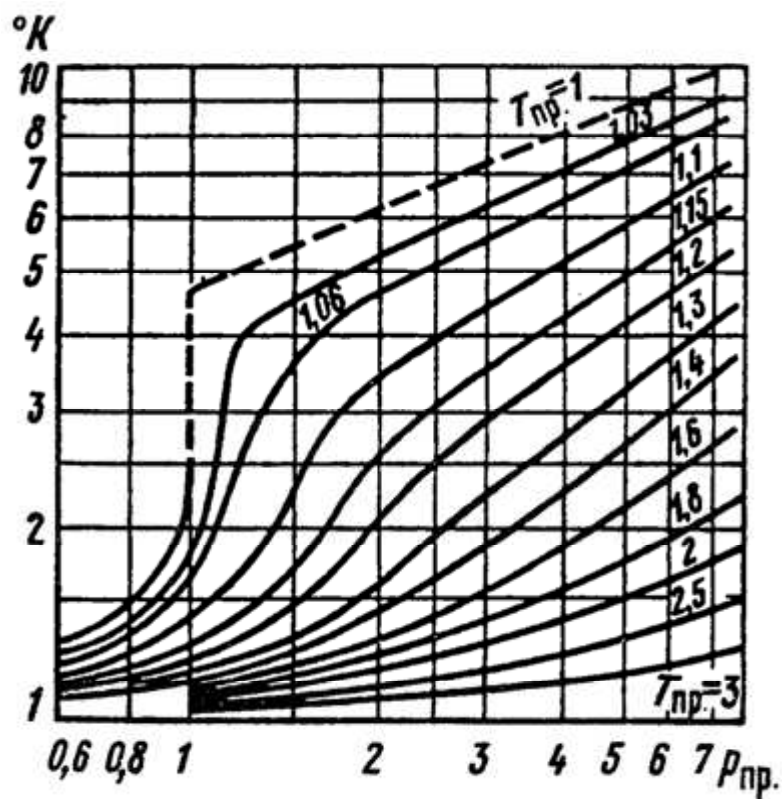


Рис. 1.5 — Залежність теплопровідності від приведених температури  $T_{пр.}$  і тиску  $P_{пр.}$ .

**Теплота згоряння** (теплотворна здатність) — це тепло, що виділяється при згорянні одиниці об'єму (або маси) газу за певних умов. Теплота згоряння визначається кількістю тепла, що виділяється при охолодженні продуктів згоряння до 273 °K і при конденсації утвореної вологи. Теплоту згоряння природного газу можна підрахувати за теплою згоряння компонентів, які входять до його складу, припускаючи, що природний газ підлягає законам ідеального газу (табл. 1.1).

Наявність інертних газів у газовій суміші зменшує її теплоту згоряння (рис. 1.6).

**Дроселювання газу** — це технологічний процес при добуванні й транспортуванні газу, при якому відбувається різке зниження тиску і розширення газового потоку. При цьому залежно від перепаду тисків знижується температура



газу. Зміна температури газу при дроселюванні отримала назву ефекту Джоуля-Томсона.

Зміну температури газу при його дроселюванні можна визначити за номограмою (рис. 1.7).

Для знаходження температури газу після дроселювання знаходять точку з координатами, що відповідає початковим тиску й температурі (до штуцера), а потім цю точку переміщують паралельно найближчій газоентальпії до кінцевого тиску (після штуцера). Ордината цієї точки в новому положенні визначить кінцеву температуру (після штуцера).

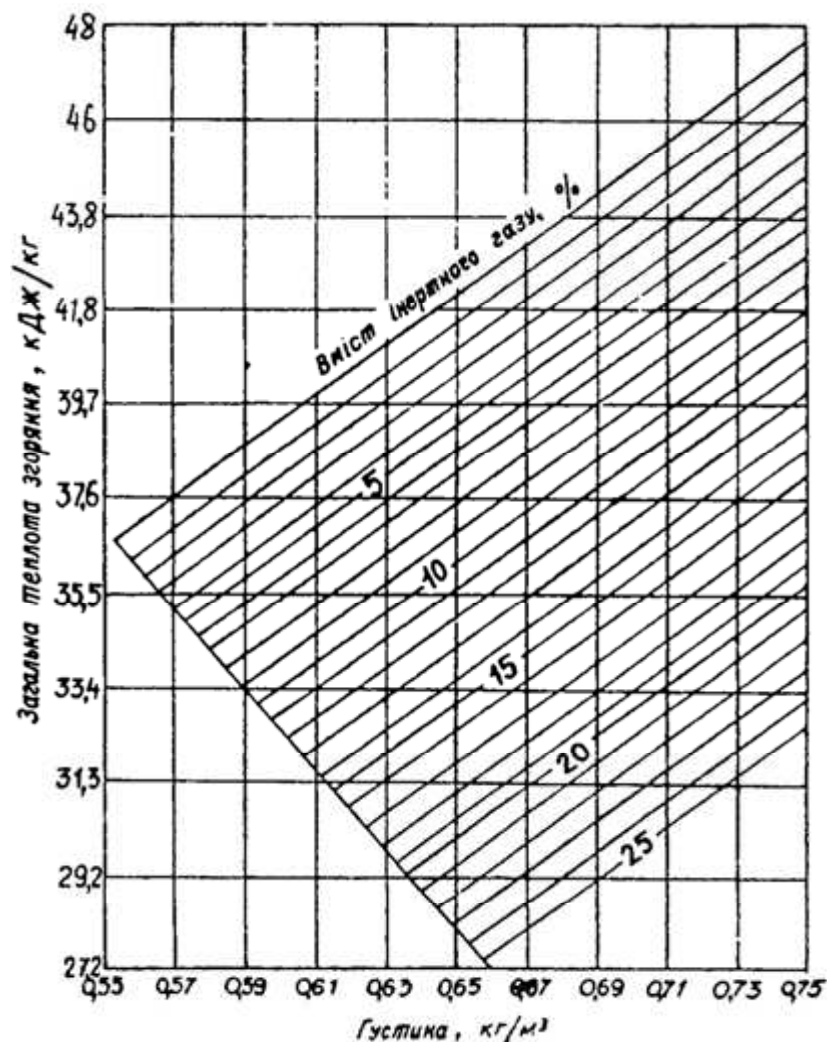


Рис. 1.6 — Залежність теплотворної здатності природного газу від його густини і вмісту інертних газів

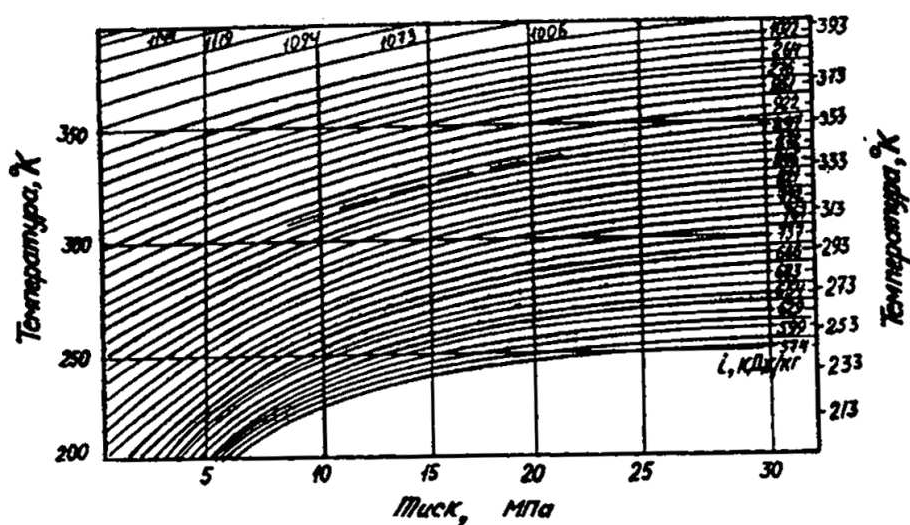


Рис. 1.7 — Номограма для визначення інтегрального дросель-ефекту для метану

### 1.3. ТОКСИЧНІ Й ТЕПЛОВІ ВЛАСТИВОСТІ ПРИРОДНИХ ГАЗІВ

Небезпечними властивостями вуглеводневих газів є їх токсичність, пожежонебезпечність і здатність до утворення вибухонебезпечних сумішей із повітрям (додаток 3).

В атмосферному повітрі населених пунктів, у повітрі робочої зони і у воді водоймищ санітарно-побутового водокористання встановлюють гранично допустимі концентрації шкідливих речовин, які затверджуються Міністерством охорони здоров'я України (додаток 3).

Із газових компонентів природних і попутних газів особливо токсичний сірководень, його запах відчувається при вмісті в повітрі 0,0014—0,0023 мг/л. Сірководень є отрутою, що викликає параліч органів дихання і серця. Концентрація сірководню 0,06 мг/л викликає головний біль. При концентраціях 1 мг/л і вище настають гостре отруєння і смерть. Гранично допустима концентрація сірководню в робочій зоні виробничих приміщень — 0,01 мг/л, у присутності вуглеводнів — 0,05 — 0,003 мг/л.

Характер дії на організм людини вуглекислого газу — наркотичний, при

високих концентраціях він викликає швидку задуху через нестачу кисню. Вміст 4—5 % вуглекислого газу в повітрі призводить до запаморочення голови, підвищує кров'яний тиск. Вдихання високих концентрацій вуглекислого газу (20 %) спричиняє зупинку дихання і смерть.

Природні вуглеводневі гази утворюють вибухонебезпечні суміші з повітрям. Існують концентраційні границі вибуховості газів у суміші з повітрям: нижня границя відповідає мінімальній концентрації горючого газу, при якій вибух уже неможливий, верхня — максимальній концентрації, при якій ще можливий вибух (додаток 3).

**Приклад 1.1.** Обчислити нижню границю займання природного газу, який складається з 87 % об.  $CH_4$ , 6 % об.  $C_2H_6$  і 7 % об.  $C_3H_8$ .

Позначивши через  $X$  процентне співвідношення вмісту газу в суміші газ — повітря отримаємо:

$$\begin{aligned}\frac{87X}{5,3} + \frac{6X}{3} + \frac{7X}{2,2} &= 1; \\ 16,4X + 2X + 3,1X &= 1; \\ X &= \frac{1 \cdot 100}{21,5} = 4,6\%.\end{aligned}$$

Нижня границя займання даної суміші газів дорівнює 4,6 % об'ємних газу в суміші з повітрям. При вибуху швидкість поширення детонаційної хвилі горіння (900— 3000 м/с) перевищує швидкість звуку в повітрі.

При концентрації газу в повітрі в межах запалювання при наявності джерела запалювання виникне вибух. Якщо вміст газу в повітрі менше нижньої і більше верхньої границі вибуховості, то суміш не здатна вибухати. При цьому вона згоряє спокійним полум'ям. Швидкість поширення фронту хвилі горіння при атмосферному тиску становить близько 0,3—2,4 м/с.

Тиск, що виникає при вибуху газоповітряної суміші, визначають за формулою:

$$P_{виб.} = \frac{P_{поч.} \cdot T_{виб.}}{T_{поч.}} \cdot \frac{m}{n}, \quad (1.25)$$

де  $P_{поч.}$  — початковий тиск газоповітряної суміші до вибуху в Па;

$T_{виб.}$  — температура газів, що утворюються при вибуху (1900—2000 °С), °К;

$T_{поч.}$  — температура газоповітряної суміші до вибуху, °К;

$m$  — об'єм продуктів горіння газу з урахуванням азоту повітря;

$n$  — об'єм суміші газу в повітрі до вибуху вуглекислого газу (20 %) спричиняє зупинку дихання і смерть.

Величини  $m$  і  $n$  визначаються рівняннями реакцій горіння складових частин газу з урахуванням балансу газу й азоту в повітрі, які беруть участь у реакції.

### *Лекція 3*

## **РОЗДІЛ 2. ПІДГОТОВКА ГАЗУ ДО ДАЛЬНЬОГО ТРАНСПОРТУВАННЯ**

### **2.1. ОЧИЩЕННЯ ГАЗУ ВІД МЕХАНІЧНИХ ДОМІШОК. СІРКОВОДНЮ І ВУГЛЕКИСЛОТИ**

Природний газ газових родовищ містить механічні тверді й рідкі домішки — пісок, пил, воду, масло, конденсат, сірчасті сполуки тощо.

Залежно від того, де буде використовуватися газ, до його якості ставлять вимоги відповідно до ТУ У 320.00158764.007-95. Якість газу, який надходить з промислів і газопереробних заводів у магістральні газопроводи, повинна забезпечити надійність і ефективність роботи газопроводів та компресорних станцій.

Вимоги до якості газу для комунально-побутового споживання такі:

- забезпечення взаємозаміни газу за його тепловими характеристиками;
- забезпечення санітарно-гігієнічних умов побутових приміщень, що мають газові прилади з горінням, без відведення продуктів згоряння; — забезпечення безпеки при використанні газу. При використанні природних газів у процесах хімічної переробки якість газу визначається умовами постійності його складу, відсутністю рідкої фази і механічних домішок, обмеженням вмісту важких вуглеводнів і сполук сірки.

Основними показниками оцінки якості природного газу, який транспортується по магістральних газопроводах і подається споживачам, є:

#### **2.1.1. Вміст вологи в газі**

Волога сприяє процесу корозії газопроводів і обладнання компресорних

станцій, утворенню кристалогідратів. Для запобігання цим явищам необхідно, щоб точка роси газу за вологою була на 5—7 °К нижче найбільш низької температури газу при його транспортуванні по газопроводу.

Таблиця 2.1. - Технічні вимоги на газ горючі природні  
(ТУ У 320.00158764.007-95).

№ п/п	Найменування показників	Норми	
		з 01.05 до 30.09	з 01.10 до 30.04
1	Точка роси газу за вологою при 4,0 МПа, °С не вища	- 3	- 5
2	Точка роси газу за вуглеводнями, °С, не вища	0	0
3	Маса сірководню, г/м <sup>3</sup> , не більше	0,02	0,02
4	Маса меркаптанової сірки, г/м <sup>3</sup> , не більше	0,036	0,036
5	Об'ємна частка кисню, %, не більше	0,5	0,5
6	Теплота згоряння нижча, мДж/м <sup>3</sup> , при 20 °С і 100,325 кПа, не менше	32,5	32,5
7	Маса механічних домішок, г/м <sup>3</sup> , не більше	0,003	0,003

Згідно з ТУ У 320.00158764.007-95 на газ горючі природні встановлені технічні вимоги (табл. 2.01). Зазначені нормативи забезпечуються прийнятою технологією осушення газу на промислах і заводах, створюють умови безгідратного транспортування газу, надійної роботи засобів автоматики на компресорних і газорозподільних станціях, виключають підігрів газу перед редукуванням.

### 2.1.2. Точка роси за вуглеводнями

Наявність у газі вуглеводнів, що конденсуються, призводить при певних

термодинамічних умовах до виділення конденсату. Це знижує пропускну здатність магістральних газопроводів, збільшує потужність компресорних агрегатів.

Сучасні сорбційні процеси (процеси поглинання з газу певних фракцій) дають змогу відділити з газу важкі вуглеводні до точки роси «—10°C». Така глибина видалення дозволяє найповніше використовувати вуглеводні для отримання зріджених газів, газових бензинів, індивідуальних вуглеводнів.

### **2.1.3. Вміст сірководню**

Наявність у газі сірководню сприяє розвитку корозії внутрішньої поверхні газопроводів, газоперекачувальних агрегатів, арматури, забруднює атмосферу приміщень токсичними продуктами.

Згідно з ДСТУ 5542-87 в 1 м<sup>3</sup> газу повинно міститися не більше 0,02 г сірководню.

### **2.1.4. Вміст механічних домішок**

Наявність у газі механічних домішок викликає ерозію, зношення газопроводів, компресорних агрегатів, призводить до засмічення контрольно-вимірювальних приладів і збільшує вірогідність аварійних ситуацій на компресорних станціях, газопроводах, газорозподільних станціях.

### **2.1.5. Вміст кисню**

Вміст кисню у природних газах відсутній. При будівництві газопроводів або їх ремонті кисень може бути внесений, якщо виконано недостатню продувку трубопроводу. Наявність кисню у природному газі може призвести до утворення вибухонебезпечних сумішей, а при наявності сірководню — до виділення елементарної сірки.

### 2.1.6. Вміст двоокису вуглецю

У сухому газі  $CO_2$  утворює баластну суміш, яка знижує калорійність газу. В природних газах, що транспортуються по газопроводах, міститься відносно невелика кількість двоокису вуглецю. За техніко-економічними даними вміст  $CO_2$  у газі не повинен перевищувати 2 %.

### 2.1.7. Вміст меркаптанової і загальної органічної сірки

Меркаптанова сірка міститься в газі у невеликій кількості, вона вводиться в газ для надання йому запаху як одорант. За нормами вміст одоранту в газі зумовлений необхідним рівнем запаху і становить 16 г/1000м<sup>3</sup> газу.

Наявність у газі органічної сірки більше 30—50 мг обмежує можливість його використання без доочистки для хімічних процесів.

### 2.1.8. Число Воббе

Число Воббе — це основний показник якості газу, що використовується у побутових газових пальниках. Він визначає режим горіння газу в побутових приладах, взаємозаміну газу змінного складу для забезпечення нормального режиму горіння.

Число Воббе ( $W$ ) враховує взаємозв'язок теплоти згоряння газу ( $Q$ ) і густини газу по відношенню до повітря ( $\Delta$ ):

$$W = \frac{Q}{\sqrt{\Delta}}. \quad (2.1)$$

Значення числа Воббе для газових і газоконденсатних родовищ знаходиться в межах 40 195—50 244 кДж/м<sup>3</sup>, для нафтових родовищ — 46057—60711 кДж/м<sup>3</sup>.

Виходячи з умов нормальної роботи газових приладів, встановлено номінальне значення числа Воббе, для якого регулюються газові прилади. Число Воббе природного газу, що транспортується по магістральних газопроводах, становить від 11000 до 12000 кДж/м<sup>3</sup>. При цьому відношення максимального значення числа Воббе до мінімального не перевищує 1,1, що відповідає рекомендаціям за допустимими межами відхилень Міжнародної газової спілки.



### 2.1.9. Джерела забруднення магістральних газопроводів

Аналіз забруднень внутрішньої порожнини газопроводів дає змогу встановити, що забруднення є складною багатокомпонентною сумішшю, яка складається з пластової, конденсаційної та поверхневої вод, вуглеводневого конденсату, емульсій, механічних домішок, мінеральних масел, органічних кислот, солей дво- і тривалентного заліза, метанолу і гліколів.

Для підвищення гідравлічної ефективності й надійності роботи газопроводів на підприємствах проводять періодичну продувку та очищення внутрішньої порожнини трубопроводів очисними поршнями. При будівництві газопроводів передбачаються установка вузлів запуску і приймання очисних пристроїв, локальне підвищення швидкості газу тощо.

Під час експлуатації магістральних газопроводів виникають значні труднощі, викликані забрудненням газу.

У даний час встановлено, що знос робочих коліс відцентрових нагнітачів прямо пропорційний вмісту пилу. Найбільшу ерозію металу робочих коліс нагнітача викликають фракції пилу більше 20 мкм. При впливі на метал змоченого пилу інтенсивність ерозії зростає. Абсолютне зношення елементів робочого колеса нагнітача за В.Д.Доброхотовим можна визначити за формулою:

$$\Delta_{абс.} = \Delta_{num.} \cdot \beta_1 \cdot \beta_2 \cdot \beta_3 \cdot G, \quad (2.2)$$

де  $\Delta_{num.}$  — питоме зношення певного елемента колеса (робочого диска, покриваючого диска, лопатки тощо);

$\beta_1$  — коефіцієнт, що враховує розмір часток абразиву;

$\beta_2$  — поправка на швидкість обертання ротора;

$\beta_3$  — коефіцієнт, що враховує наявність у газі вологи, конденсату;

$G$  — кількість абразиву, який пройшов через нагнітач.

Ресурс робочого колеса можна визначити за формулою:

$$T = \frac{24 \cdot S}{\Delta_{num.} \cdot \beta_1 \cdot \beta_2 \cdot \beta_3 \cdot G}, \quad (2.3)$$

де  $S$  — гранично допустимий знос елемента, що обмежує ресурс роботи колеса, мм.

## *Лекція №4*

### **2.1.10. Методи очищення газу**

Очищення природного газу від механічних домішок здійснюється в декілька етапів: у привибійній зоні, на промислі, на лінійній частині і КС магістральних газопроводів й остаточного — на ГРС.

Привибійна зона свердловини обладнується фільтрами. Існуючі конструкції фільтрів — це сталеві труби з перфорацією. Гравійні фільтри краще охороняють колоду свердловини від виносу піску, вапняку та інших домішок.

Другий етап очищення газу виконують на промислі в наземних сепараторах, газ очищують від води і конденсату, а також від часток породи і пилу.

Третій етап очищення відбувається на компресорних станціях газопроводу і передбачає очищення газу від механічних домішок (твердих і рідких часток).

Четвертий етап очищення газу знаходиться на ГРС і призначений для остаточного очищення газу перед споживанням.

Промислові пиловловлювачі поділяються на дві групи відповідно до принципів очищення газу — на апарати сухого і мокрого відділення пилу. До апаратів сухого відділення пилу відносяться гравітаційні сепаратори й циклонні пиловловлювачі, принцип дії яких полягає в штучному осаджуванні пилу під діями сил ваги і в результаті зниження швидкості течії газу. Розмір часток пилу, що очищаються в цих апаратах - понад 40 мкм.

До апаратів мокрого відділення пилу відносяться масляні пиловловлювачі, де очищення газу проходить за допомогою промивання газу рідиною. Цей тип пиловловлювачів разом із циклонними апаратами знайшов широке застосування у газовій промисловості. Достоїнством вертикальних масляних пиловловлювачів є високий ступінь очищення газу (97—98%), а недоліками — велика металоємність, винос промивальної рідини, великий гідравлічний опір (35—50 кПа).

Як промивальну рідину в масляних пиловловлювачах використовують солярове масло. Нормативна витрата масла становить 25 г на 1000 м<sup>3</sup>.

### 2.1.11. Очищення газу від сірководню і вуглекислоти

Цей процес проводиться сумісним очищенням етаноламіновими компонентами, які є поглиначами  $H_2S$  і  $CO_2$ . Як компоненти застосовують водні розчини моноетаноламіну (МЕА), діетаноламіну (ДЕА) і триетаноламіну (ТЕА). Вони є речовинами дещо важчими за воду з температурою кипіння при тиску 0,1 МПа відповідно МЕА — 455°K, ДЕА — 541°K, ТЕА — 550°K.

На рис. 2.1 подано схему очищення газу від  $H_2S$  і  $CO_2$  за допомогою МЕА. Газ, що очищається, надходить в абсорбер 2. Назустріч потоку газу протитечією подається регенований розчин етаноламіну, що поглинає з газу  $H_2S$  і  $CO_2$ . Продукти взаємодії етаноламіну з  $H_2S$  і  $CO_2$  через теплообмінник 6 надходять у випарну колону 9. Після додаткового нагрівання паропідігрівником 8 при температурі 373°K виникає регенерація етаноламіну з виділенням  $H_2S$  і  $CO_2$ , які надходять у холодильник 5 для охолодження і в сепаратор 12 для розподілу на газу і конденсат. Газу надходять на подальшу переробку для одержання сірки, сірчаної кислоти. Регенований розчин етаноламіну насосом 7 подається в абсорбер через теплообмінник 6 і холодильник 5.

Етаноламіновий розчин не кородує сталь і залізо. Ступінь очищення досягає 99 % і вище. Розчин легко відновлюється. Витрати води й електроенергії незначні.

Удосконалення технологічних процесів очищення природних газів від  $H_2S$  і  $CO_2$  пов'язане з розробкою родовищ, які містять домішки у вигляді сірководню і меркаптанів і потребують тонкого очищення природних газів від сполук сірки.

Одним з методів очищення газу від органічної сірки є адсорбційний процес з використанням цеолітів марки , які показали поглинальну й механічну стабільність.

На підставі досліджень, проведених ВНДІ газу, запропоновано технологічний процес очищення природного газу від меркаптанів фізичною адсорбцією з використанням трибутилфосфату (ТБФ) як поглинача. Результати досліджень показали, що очищення забезпечується до залишкового вмісту меркаптанової сірки в очищеному газі 50—80 мг/м<sup>3</sup>.

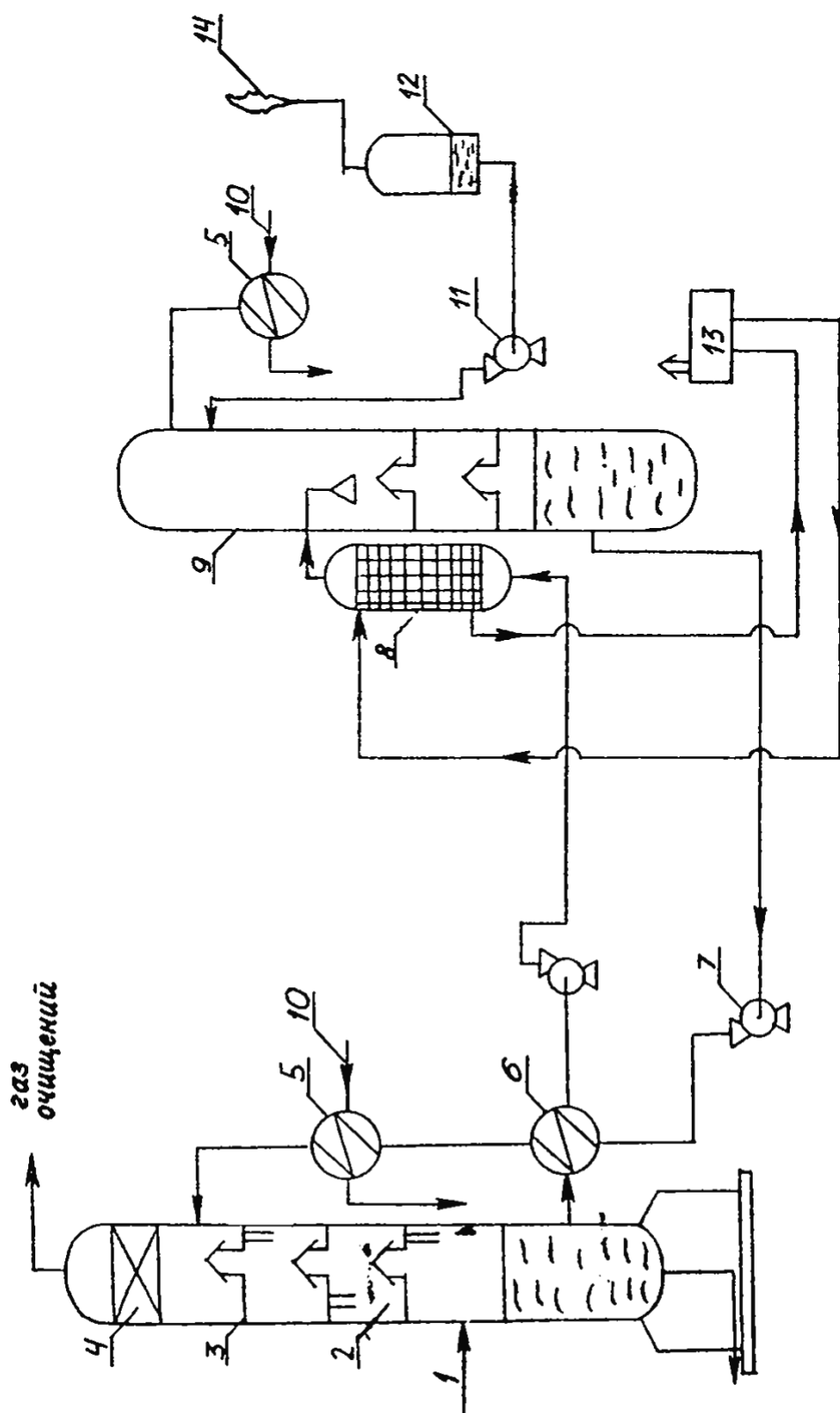


Рис.2.1 – Схема очищення газу від  $H_2S$  і  $CO_2$

На дослідній установці була проведена перевірка методу виділення меркаптанів із конденсату обробкою лугом. При цьому була одержана дослідна партія одоранту, яка за своєю одоризанійною характеристикою в 1,35 рази ефективніша, ніж синтетичний етилмеркаптан, що використовують в газовій промисловості.

Застосовують методи очищення природного газу від сірководню на основі використання нового абсорбенту сірчистих сполук, що складається з суміші гліколей та їх ефірів і який раніше був запропонований та успішно впроваджений у газовій промисловості для осушення безсірчистого газу.

Етаноламінові методи обробки газу, що застосовуються у промисловості, одночасно з  $H_2S$  майже повністю вилучають  $CO_2$ . Неселективність указаних методів призводить до підвищеної витрати абсорбенту і зниження ефективності виробництва сірки й кислих газів.

У даний час застосовують процес очищення газу від сірководню, якому дали назву «Кемсвіт» за найменуванням реагенту, що є неорганічною сполукою цинку.

При змішуванні порошкоподібного реагенту з водою утворюється суспензія, яка є джерелом іонів цинку, що взаємодіють із сульфідними іонами, утвореними при проходженні бульбашок сірководню крізь воду. Умовою ефективного очищення газу є його вологонасиченість.

Очищення газу від сірководню виконують в циліндричному контакторі, до донної частини якого підводиться газ.

У розсікачі потік розсіюється на дрібні бульбашки, які проходять крізь шар суспензії з поглиначем. Потім очищений газ проходить крізь вологовловлювач і відводиться через патрубок у верхній частині колони. Такі установки забезпечують надійне очищення газу від  $H_2S$  до  $0,008 \text{ мг/м}^3$ , що відповідає вимогам якості газу.

## *Лекція №5*

### **2.2. КОНСТРУКЦІЇ ПИЛОВЛОВЛЮВАЧІВ**

Вертикальний масляний пиловловлювач широко застосовується на компресорних станціях (КС) і ГРС. У галузі експлуатується цілий ряд типорозмірів пиловловлювачів (табл. 2.2). Конструкцію масляного вертикального пиловловлювача подано на рис. 2.2.

Пиловловлювач — це вертикальна посудина, розділена на чотири секції, які виконують різні функції у процесі очищення газу. Нижня секція заповнюється маслом і є збирачем шламу; секція контактних трубок служить для промивання газу; циліндрична частина до поперечної напівперегородки є осаджувальною камерою; жалюзійна секція складається із зигзагоподібних решіток, що виконують роль сепаратора для відділення рідини з мікрочастками пилу.

У пилоочищувальну установку входить маслогосподарство: акумулятор масла, відстійники з обв'язкою.

Недоліки рідинних пиловловлювачів повністю відсутні в циклонних пиловловлювачах. Конструктивно циклонний пиловловлювач (рис. 2.3) — це апарат вертикальної циліндричної форми з вбудованими циклонами, складається з трьох технологічних секцій: розподілу газу, що надійшов, очищення газу, збирання рідини й механічних домішок. Неочищений газ надходить через боковий вхідний патрубок, до якого приварені п'ять циклонів, розташованих зіркоподібно по колу. За рахунок відцентрової сили проходить відкидання, осадження вологи і механічних домішок, які виводяться з апарата автоматично через дренажний штуцер.

Таблиця 2.2. - Технічна характеристика масляних пиловловлювачів

Продуктивність, млн $m^3$ /добу		Діаметр корпусу, мм	Висота, мм	Площа поперечного перерізу, $m^2$	Кількість трубок			кількість відбивачів	Розміри відбійної насадки		Товщина стінки, мм		Маса, т		Діаметр контактних і дренажних трубок, м
5,5 МПа	7,5 МПа				контактних	дренажних із осаджувальної секції	дренажних із відбійної секції		довжина, мм	ширина, мм	$P_{роб} = 5,5$ МПа	$P_{роб} = 6,4$ МПа	$P_{роб} = 5,5$ МПа	$P_{роб} = 6,4$ МПа	
		400	5100	0,126	5	2	2	13	360	148	12	15	1,06	1,20	0,089
		500	5350	0,196	6	2	2	24	430	222	15	18	1,52	1,72	0,089
		600	5550	0,282	9	3	2	32	510	296	18	20	2,10	2,27	0,089
2,4	3,36	1000	5950	0,785	26	5	3	75	925	333	28	32	5,84	6,45	0,089
		1200	6300	1,132	41	7	5	85	1135	333	33	40	8,50	9,80	0,089
		1400	6650	1,535	49	8	6	105	1340	333	40	45	12,20	13,42	0,089
4,8	5,76	1600	7000	2,040	57	9	6	125	1532	333	44	52	15,90	18,92	0,089
9,6	11,52	2400	8800	4,520	127	20	23	175	2370	333	46	—	30,00	—	0,089

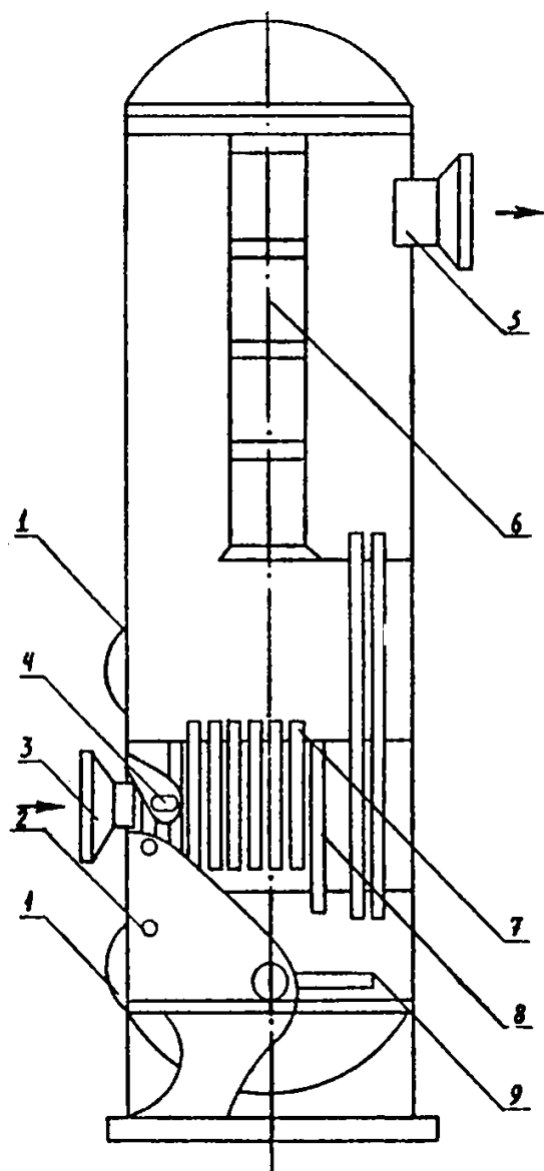


Рис. 2.2. - Вертикальний масляний пиловловлювач:

1—люк-лаз; 2- шгуцер для рівнеміра; 3—вхід газу; 4—шгуцер для дифманометра; 5—вихід газу; 6—жалюзійна секція; 7, 8 — секції контактних і дренажних трубок; 9 — трубка для зливання і наливання масла

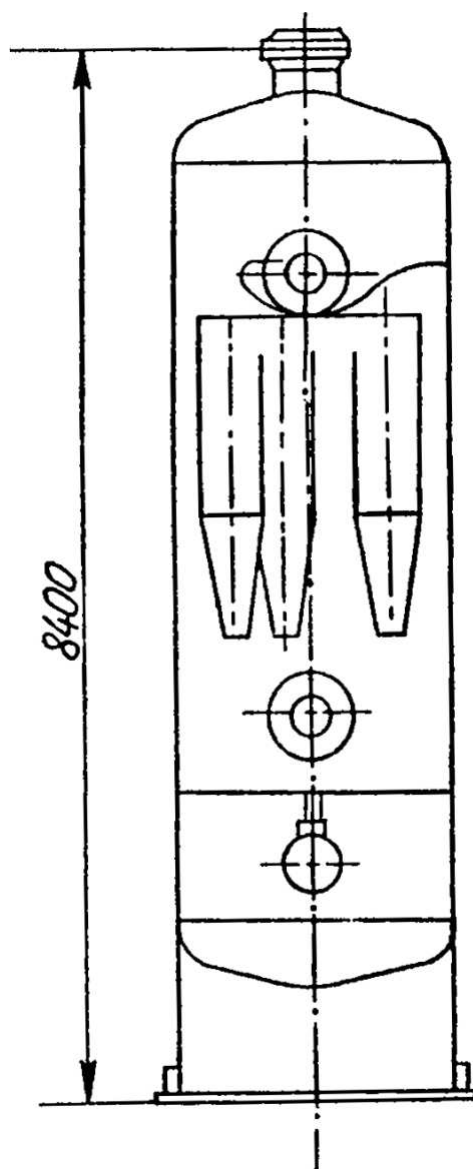


Рис. 2.3 - Циклонний пиловловлювач

Різновидом циклонних апаратів є мультициклонні пиловловлювачі, в яких за рахунок зменшення діаметра циклона підвищується якість очищення газу. Закручування потоку газу в них виникає завдяки спеціальним спрямовуючим лопаткам, закріпленим під кутом  $25\text{—}30^\circ$ .

Значно впливає на якість очищення природних газів їх вологовміст. Тому ефективність роботи циклонних пиловловлювачів в умовах підвищеного вмісту води, конденсату погіршується через осадження липкої маси (пил і



конденсат) у прохідних перерізах апаратів. Сьогодні експлуатують цілий ряд типорозмірів циклонних пиловловлювачів (табл. 2.3).

В експлуатації на КС використовують обладнання різних зарубіжних фірм («Дженерал електрик», «Нуова піньоне», «Крезолуар» та ін.). Це обладнання конструктивно дещо відрізняється від вітчизняного, тому потребує особливого вивчення, правильної експлуатації. Як апарати для очищення газу від механічних домішок на КС застосовують скрубери фірм «Пірлес», фільтри-сепаратори «СМР» та ін.

Американська фірма «Пірлес» для очищення газу від механічних домішок випускає масляні пиловловлювачі й пористі фільтри. Скрубер «Пірлес» складається з таких основних частин: циліндричного корпусу 1, вхідного 2 і вихідного 3 патрубків, оглядового люка 4, дренажної системи 5, апаратури управління нагріванням і скиданням конденсату (рис. 2.4, 2.5).

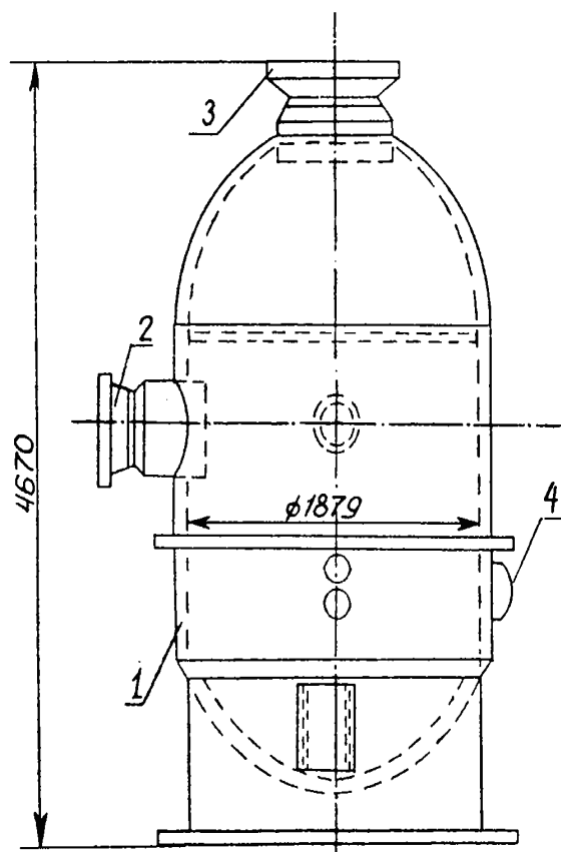


Рис. 2.4. - Скрубер «Пірлес»

Скрубер працює таким чином: природний газ через вхідний патрубок і вхідну камеру надходить у циклонні трубки; проходячи в два прорізи кожної трубки, газ прискорює рух і набуває обертового руху. Рідкі й тверді частки відкидаються до зовнішньої стінки циклонного елемента і під дією сили ваги скидаються в накопичувальну камеру. Очищений газ по центральних трубах висхідним потоком направляється у вихідну камеру і далі через вихідний патрубок — на вихід у нагнітач. Із накопичувальної камери рідина і механічні домішки скидаються продувкою у спеціальну збірну ємкість.

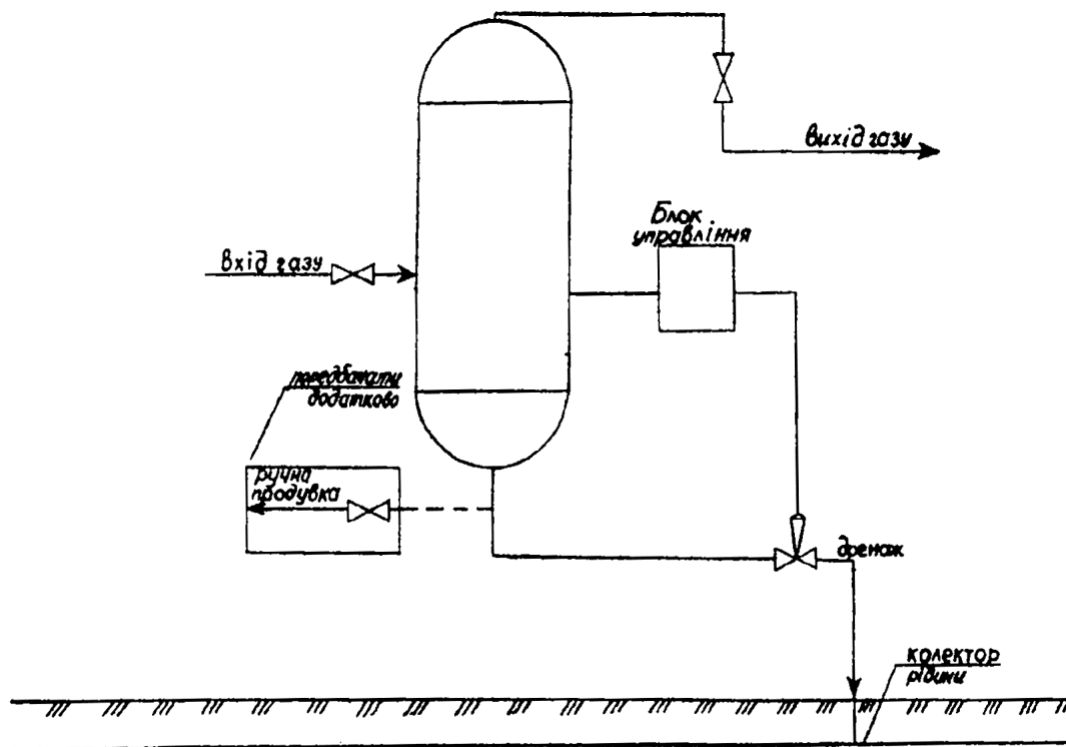


Рис.2.5 – Дренажна обов'язкова скрубера

Фільтр-сепаратор «СМР» (Франція) призначений для видалення з потоку технологічного газу рідини і механічних домішок (рис. 2.6). Сепаратор складається з двох секцій: секції очищення від механічних домішок і секції вловлювання рідини, розділених глухою перегородкою; має два дренажних патрубки, жорстко з'єднаних із конденсатозбірником. Конденсатозбірник розділений глухою перегородкою на два відсіки: для приймання рідини й механічних домішок, які потім виводяться через автоматичну систему дренажу. Робота сепаратора здійснюється так: газ через вхідний патрубок 8 і відбійний козирок 3 надходить у фільтруючу секцію 4, де газ очищається від механічних домішок. Потім крізь перфоровані отвори в корпусі фільтруючих патронів газ надходить у другу секцію. У секції тумановідділювача 6 волога, яка міститься в транспортованому газі у вигляді дрібного пилю, вловлюється сітчатими пакетами, коагулюється і стікає через дренажний патрубок у конденсатозбірник 7.

Таблиця 2.3 - Технічна характеристика циклонних пиловловлювачів очищення газу

Найменування	Тип	Продуктивність, млн. м <sup>3</sup> /добу	Розрахунковий робочий тиск, МПа	Максимальний робочий тиск, МПа	Діаметр апарата, мм	Діаметр циклонного елемента, мм	Кількість циклонних елементів, шт.	Максимальний дренує мий об'єм, м <sup>3</sup>	Питомі метало затрати, кг/млн. м <sup>3</sup>	Маса, кг	Габарити, мм ширина, висота
Пиловловлювач мультициклонний вертикальний	ГП 751	6,4	3,92	5,48	1600	60	189	2,45			
Те саме	ГП 105.00.000	6,4	3,92	5,48	1600	60	187	2,0			
Те саме	ГП 198.00.000	6,4	3,92	5,48	1600	60	187	2,3			
Те саме	ГП 199.00.000										
Те саме	ГП 167.00.000	8,2	4,9	7,45	1600	60	187	2,3			
Пиловловлювач циклонний вертикальний	ГП 426.00.000	15	3,92	5,48	1850	600	5	5,2/3,2	1533	23000	3250
	ГП 458.00.000										9300
Те саме	ГП 144.00.000	20	4,9	7,45	2000	600	5	5,2/3,2	1550	31 000	3500
Те саме											9500
Те саме	ГП 692.01.000	5	3,93	5,5	1200	350	5		1360	6800	2240
Те саме											5675
Пиловловлювач (скрубер) мультициклонний вертикальний	фірма «Пірлес»	16,8	5,97	7,45	2000	50,8	397	2,45			4670

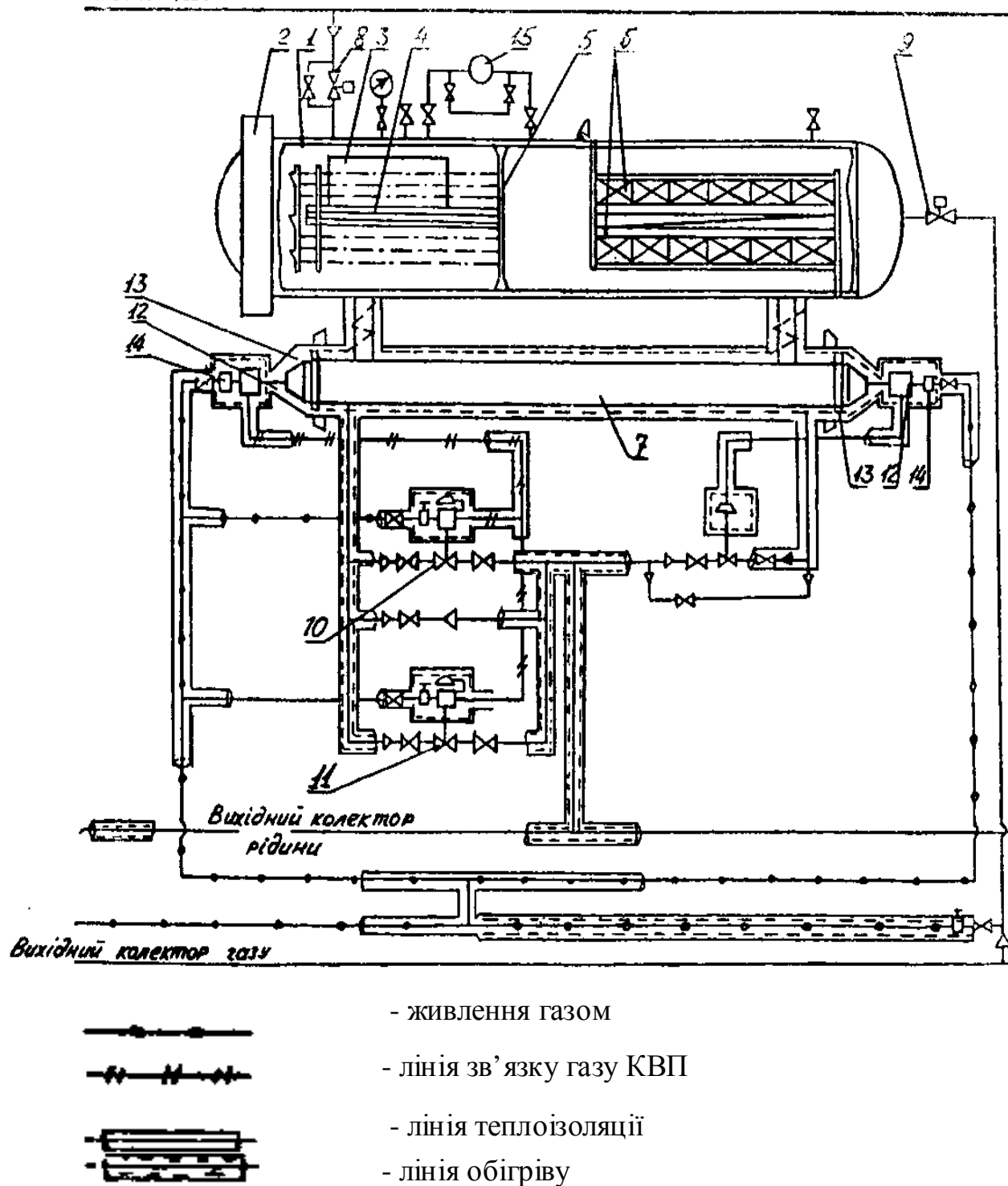


Рис. 2.6 - Фільтр-сепаратор «СМР».

1—фільтр-сепаратор, 2—швидкодіючий затвор, 3—відбійний козирьок, 4— фільтруючі елементи, 5 — роздільна перегородка, 6 — відділювачі туману, 7 — конденсатозбірник, 8 — кульовий кран  $D_y$  600-вхідний, 9 — кульовий кран  $D_y$  600-вихідний, 10—клапан ф" з позиціонером, 11—клапан ф1" з позиціонером, 12—регулятор рівня ф4", 13—показчик рівня, 14—регулятор ф1/4", 15— показчик диференційного тиску

Таблиця 2.4. - Технічна характеристика фільтра-сепаратора фірми «СМР»  
(Франція).

№ п/п	Параметри	Одиниці виміру	Кількість
1	2	3	4
1	Продуктивність	млн м <sup>3</sup> /добу	13,3
2	Номінальний робочий тиск	МПа	7,6
3	Робочий тиск	МПа	4,0-5,5
4	Розрахунковий тиск	МПа	7,75
5	Пробний тиск при гідровипробуванні	МПа	11,6
6	Робоча температура середовища	°К	338—233
7	Розрахункова температура стінки	°К	338—223
8	Об'єм	м³	13,3
9	Довжина апарата	мм	8490
10	Довжина конденсатозбірника	мм	6100
11	Середовище	Природний газ, вуглеводневий конденсат, вода	

Для забезпечення стійкої роботи в зимовий час сепаратор обладнаний електрообігрівом нижньої частини апарата, конденсатозбірника та його контрольно-вимірювальних приладів. Технічна характеристика сепаратора наведена в табл. 2.4.

## Лекція №6

### 2.3. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК МАСЛЯНОГО ВЕРТИКАЛЬНОГО ПИЛОВЛОВЛЮВАЧА

**Приклад 2.1.** Виконати розрахунок пиловловлювача при таких умовах: Добова продуктивність газопроводу  $Q = 12,7$  млн  $\text{м}^3/\text{добу}$ , тиск газу на прийомі КС  $P_{\text{роб}} = 4,0$  МПа, температура газу на вході в КС  $T_{\text{роб}} = 288$  °К, густина газу  $\rho = 0,672$   $\text{кг}/\text{м}^3$ , коефіцієнт стисливості  $Z = 0,89$ .

Таблиця 2.5. - Допустимі швидкості в пиловловлювачі

Тиск газу, МПа	Швидкість, м/с		
	у контактних трубках, $W_K$	у вільному перерізі, $W_O$	набігання на жалюзі, $W_{Ж}$
1	2	3	4
1,0	3,35	1,12	0,65
2,0	2,35	0,79	0,45
3,0	1,95	0,65	0,37
4,0	1,68	0,56	0,34
5,0	1,50	0,50	0,28
6,0	1,38	0,46	0,26
7,0	1,27	0,43	0,24

**Примітка:** Допустимі швидкості розраховані при  $T = 293^\circ \text{K}$ , і  $Z = 1$ .

Пропускну здатність пиловловлювача визначає переріз контактних трубок.

Секундну витрату газу при заданих умовах знаходять за формулою:

$$q_c = \frac{Q \cdot P_{\text{ст.}} \cdot T_{\text{роб.}}}{24 \cdot 3600 \cdot P_{\text{роб.}} \cdot T_{\text{ст.}}} = \frac{12,7 \cdot 10^6 \cdot 0,1013 \cdot 288}{24 \cdot 3600 \cdot 4,0 \cdot 293} = 3,73 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (2.4)$$

де  $Q$  — кількість газу, що підлягає очищенню,  $\text{м}^3/\text{добу}$ ,

$T_{роб.}$  — температура газу на вході в КС, °К;

$P_{ст.}$  - стандартний тиск, МПа ( $P_{ст.}=0,1013$  МПа);

$P_{роб.}$  — робочий тиск, МПа;

$T_{ст.}$  — стандартна температура, °К-

Залежно від тиску в пиловловлювачі приймають такі допустимі швидкості (див. табл. 2.5). Для заданих умов беруть  $W_O=0,56$  м/с,  $W_K=1,68$  м/с.

Загальна потрібна площа групи пиловловлювачів для очищення прийнятої кількості газу визначають за формулою:

$$F = \frac{q_c}{W_O} = \frac{3,73}{0,56} = 6,66 \text{ м}^2. \quad (2.5)$$

Кількість пиловловлювачів знаходять за формулою:

$$n_0 = \frac{F}{f_n}, \quad (2.6)$$

де  $f_n$  — площа поперечного перерізу одного пиловловлювача, м<sup>2</sup>;

$n_0$  — розрахункова кількість пиловловлювачів, яка у випадку одержання дробового числа округляють в більшу сторону до цілого числа», ( $n$ ).

При розрахунку пиловловлювачів виходимо з наступного:

- загальна кількість пиловловлювачів має бути не менше двох;
- при відключенні одного з пиловловлювачів допускається перевантаження тих, що залишились в роботі не більш як на 33 % До розрахунку приймаємо пиловловлювачі  $D_1=1400$ ,  $D_2=1600$ ,  $D_3=2400$  (табл. 2.2).

$$n_1 = \frac{6,66}{1,536} = 4,3;$$

$$n_2 = \frac{6,66}{2,04} = 3,26;$$

$$n_3 = \frac{6,66}{1,536} = 4,3.$$

округлюючи, отримуємо  $n_1 = 5$ ,  $n_2 = 4$ ,  $n_3 = 2$ . Затрати металу по кожному варіанту становлять:

$$G = g \cdot n, \quad (2.7)$$

де  $g$  — вага одного пиловловлювача, т.

$$G_1 = 12,2 \cdot 5 = 61 \text{ т};$$

$$G_2 = 15,9 \cdot 4 = 63,6 \text{ т};$$

$$G_3 = 30 \cdot 2 = 60 \text{ т}.$$

Щодо затраченого металу найдоцільнішим буде варіант із пиловловлювачами  $D = 2400$  мм.

Дійсне газове навантаження на один пиловловлювач визначають так:

$$q_n = \frac{q_c}{n} = \frac{3,73}{2} = 1,87 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (2.8)$$

При відключенні одного пиловловлювача навантаження на другий буде  $q_n \cdot 3 = 3,87$  м/с, що становить 200% (тобто збільшення на 100% при допустимому 33%). Наступним типом за мінімальною витратою металу буде  $D = 1600$  мм. У цьому випадку

$$q_n = \frac{3,73}{4} = 0,93 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$q'_n = \frac{3,73}{3} = 1,24 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Перевантаження становить 33 %. Проводимо перевірку дійсної швидкості газу у контактних трубках:



$$\sum f_k = \frac{\pi \cdot d_k^2}{4} \cdot n_k = \frac{3,14 \cdot 0,089^2}{4} = 0,35 \text{ м}^2, \quad (2.9)$$

$$W = \frac{q_n}{\sum f_k} = \frac{0,93}{0,35} = 2,66 \text{ м/с}, \quad (2.10)$$

де  $\sum f_k$  — сумарна площа поперечного перерізу контактних трубок,  $\text{м}^2$ ;

$d_k$  - діаметр контактних трубок, м ( $d_k = 89$  мм);

в осаджувальній секції:

$$\sum f_k = \frac{\pi d_\delta^2}{4} \cdot n_k = \frac{3,14 \cdot 0,089}{4} \cdot 57 = 0,35 \text{ м}^2; \quad (2.11)$$

$$f_0 = f_n - \sum f_\delta = 2,04 - 0,05 = 1,99 \text{ м}^2; \quad (2.12)$$

$$W_0 = \frac{q_n}{f_0} = \frac{0,93}{1,99} = 0,47 \text{ м/с}, \quad (2.13)$$

де  $\sum f_\delta$  — сумарна площа, яку займають дренажні трубки в осаджувальній секції,  $\text{м}^2$ ;

$f_0$  — площа вільного поперечного перерізу осаджувальної секції,  $\text{м}^2$ .

Оскільки дійсні швидкості в осаджувальній секції знаходяться в межах допустимої, то пиловловлювач вибраний правильно.

### ***Гідравлічний розрахунок***

Втрати тиску в пиловловлювачі викликаються місцевими опорами, величину яких визначають за формулою:

$$h = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6, \quad (2.14)$$

де втрати:

$h_1$  — при раптовому розширенні газу на вході;

$h_2$  — при раптовому звуженні газу на вході в контактні трубки;

$h_3$  — у контактних трубках;

$h_4$  — при раптовому розширенні газу на виході з контактних трубок

$h_5$  - у жалюзійному сепараторі;

$h_6$  - на виході газу з пиловловлювача при раптовому звуженні.

Таблиця 2.6 - Значення коефіцієнтів місцевих опорів

№ п/п	Найменування місцевих опорів	Коефіцієнт
1	Раптове розширення газу на вході	0,25-0,35
2	Раптове звуження газу па вході в контактні трубки	0,53
3	Раптове розширення газу на виході з контактних трубок	1,0
4	Раптове звуження газу на виході з пиловловлювача	0,5

При раптовому розширенні й звуженні газу втрати ( $h_1, h_2, h_4, h_6$ ) підраховують за формулою:

$$h_i = \xi \cdot \frac{\rho \cdot W^2}{2g}, \quad (2.15)$$

де  $\xi$  — коефіцієнт місцевих опорів (табл. 2.06);

$\rho, W$  — відповідно густина і швидкість газу на даній ділянці, кг/м<sup>3</sup>, м/с.

Визначаємо втрати:

при раптовому розширенні газу на вході в пиловловлювач:

$$W = \frac{q_c}{2 \cdot 0,785 \cdot d^2} = \frac{3,73}{2 \cdot 0,785 \cdot 4^2} = 14,8 \text{ м/с}, \quad (2.16)$$

де  $d$  — діаметр підвідного патрубка, м ( $d = 0,4$  м).

$$h_1 = 0,3 \cdot \frac{0,672 \cdot 14,8^2}{2 \cdot 9,8} = 2,252 \text{ н/м}^2,$$

при раптовому звуженні на вході в контактні трубки:

$$h_2 = 0,53 \cdot \frac{0,672 \cdot 14,8^2}{2 \cdot 9,8} = 3,98 \text{ н/м}^2$$

при раптовому розширенні на виході з контактних трубок:

$$h_4 = 1,0 \cdot \frac{0,672 \cdot 2,66^2}{2 \cdot 9,8} = 0,242 \text{ н/м}^2,$$

при раптовому звуженні на виході з пиловловлювача:

$$h_6 = 0,5 \cdot \frac{0,672 \cdot 0,47^2}{2 \cdot 9,8} = 0,04 \text{ н/м}^2,$$

у контактних трубках:

$$h_3 = \lambda \cdot \frac{(W_0'' - W_0')^2}{2gd} \cdot L \cdot \left[ \rho' - (\rho' - \rho'') \cdot \frac{W_0''}{W_0' + W_0''} \right], \quad (2.17)$$

де  $\lambda$  — коефіцієнт гідравлічного опору (орієнтовно  $\lambda = 0,0089—0,01$ );

$W_0'', W_0'$  — відповідно приведена швидкість рідини і газу, м/с;

$L$  — довжина трубок, м;

$d$  — діаметр трубки, м;

$\rho', \rho''$  — відповідно густина рідини й газу в робочих умовах, кг/м<sup>3</sup>.

$$h_3 = 0,01 \cdot \frac{(2,66 - 1,5)^2}{2 \cdot 9,8 \cdot 0,089} \cdot 1,4 \cdot \left[ 800 - (800 - 0,672) \cdot \frac{2,66}{1,5 + 2,66} \right] = 3,11 \text{ н/м}^2$$

втрати тиску в жалюзійному сепараторі:

$$h_5 = \xi \cdot \frac{\rho \cdot W_{ж}^2}{2g(F_a)^2} \cdot \frac{L}{m}. \quad (2.18)$$

Коефіцієнт  $\xi$  визначаємо залежно від числа Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{W_{\text{жс}} \cdot d_e \rho}{\mu \cdot g \cdot F_a}, \quad (2.19)$$

де  $d_e = 4m$  — еквівалентний діаметр жалюзійного сепаратора, м;

$m = \frac{F}{\rho}$  - гідравлічний радіус жалюзійного сепаратора, м;

$F_a$  — коефіцієнт живого перерізу сепаратора;

$F = H \cdot \alpha$  — площа живого перерізу сепаратора;

$W_{\text{жс}}$  — швидкість набігання газу на елементи жалюзійного сепаратора;

$\mu$  - динамічна в'язкість газу, кг-с/м<sup>2</sup> ( $\mu = 10,2 \cdot 10^{-7} \text{ Па} \cdot \text{с}$ );

$H$  — висота жалюзійного сепаратора, м 38

$$F_a = \frac{\alpha}{\alpha + \delta} = \frac{0,01}{0,01 + 0,008} = 0,56, \quad (2.20)$$

де  $\alpha$  — ширина проміжку між жалюзьями;

$\delta$  — товщина листа жалюзі.

$$F = 1,34 \cdot 0,01 = 0,013 \text{ м}^2;$$

$$m = \frac{0,013}{0,672} = 0,02 \text{ м};$$

$$d_e = 4 \cdot 0,02 = 0,08 \text{ м};$$

$$\text{Re} = \frac{0,3 \cdot 0,08 \cdot 0,672}{10,2 \cdot 10^{-7} \cdot 9,8 \cdot 0,56} = 0,132 \text{ н/м}^2;$$

Відповідно з  $\text{Re} = 2881$ ,  $\xi = 0,2$

$$h_5 = 0,2 \cdot \frac{0,672 \cdot 0,3^2}{2 \cdot 9,8 \cdot 0,56^2} \cdot \frac{1,34}{0,02} = 0,132 \text{ н/м}^2.$$

Загальні втрати в пиловловлювачі становлять:

$$h = 2,252 + 3,980 + 0,242 + 0,004 + 3,11 + 0,132 = 9,72 \text{ н/м}^2.$$

## Лекція №7

### Вибір циклонного пиловловлювача

Вибір типу пиловловлювачів (ПВ) проводять, виходячи з добової продуктивності компресорної станції (КС), пропускної здатності циклонних пиловловлювачів за типами (див. табл. 2.3) і питомих металозатрат.

Оптимальне рішення в забезпеченні заданої продуктивності КС мінімальною кількістю апаратів з максимальною мірою їх завантаження. Загальна кількість ПВ має бути не менше двох (робочий і резервний). Якщо кількість пиловловлювачів становить чотири і більше, то резерв не потрібний, оскільки допустиме перевантаження 33% дає змогу компенсувати дефіцит продуктивності. При кількості пиловловлювачів менше чотирьох необхідно прийняти один резервний.

Після вибору ПВ за мінімальними питомими металозатратами виконують механічний і гідравлічний розрахунки вибраного типу.

Дані для розрахунку:

Матеріал корпусу — сталь 09Г2С, 102.

Середовище, що очищається, — природний газ, який містить механічні домішки ( $50 \text{ мг/м}^3$ ), конденсат, воду,  $H_2S$ .

Робоча температура,  $^{\circ}\text{K}$  — 253—373.

Розрахунковий тиск, МПа — 5,5.

Робочий тиск, МПа — 4,0.

Густина газу при  $P=0,1 \text{ МПа}$ ,  $T=273 \text{ }^{\circ}\text{K}$ ,  $\text{кг/м}^3$  — 0,8.

Максимальний вміст рідкої фази на вході,  $\text{г/м}^3$  — не більше 5.

Склад газу —  $CH_4$ ,  $C_2H_5$ ,  $CO_2$ .

Розрахункова густина рідкої фази,  $\text{кг/м}^3$  — 700.

Допустимі втрати тиску в ПВ, МПа — 0,04.

Питома вага твердих часток,  $\text{кг/м}^3$  — 2500—3000.

Основні елементи циклонного пиловловлювача показано на рис. 2.7.

Секція збору механічних домішок і рідини обігривається зовнішнім підігрівачем.

**Приклад 2.2.** Виконати технологічний розрахунок циклонного пиловловлювача для КС магістрального газопроводу з добовою продуктивністю:

$$q_{\text{добу}} = 20 \cdot 10^6 \text{ м}^3.$$

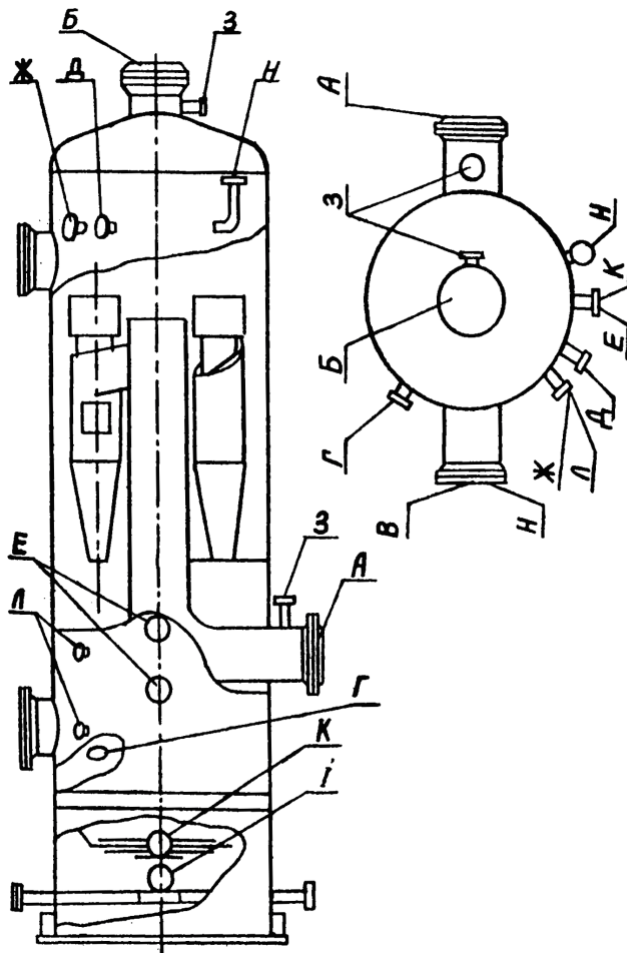


Рис. 2.7 - Розміщення основних елементів циклонного пиловловлювача:

*A* — вхід газу; *B* — вихід газу; *В* — дренаж, мм; *Г* — вихід конденсату; *Д* — термометр; *Е* — сигналізатор рівня; *Ц* — манометр *З* — дифманометр; *I* — вхід теплоносія *II* — вихід теплоносія; *Л* — показчик рівня; *М* — люк; *Н* — запобіжний клапан

Приймаємо до розрахунку три типи пиловловлювачів:

ГП-692, продуктивністю  $q_n = 5 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{добу}$ ,

ГП-426, продуктивністю  $q_n = 15 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{добу}$ ,

ГП-144, продуктивністю  $q_n = 20 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{добу}$

1. Для ГП-692 потрібна кількість ПВ становить:

$$n_1 = \frac{q_{\text{добу}}}{q_n} = \frac{20}{5} = 4, \quad (2.21).$$

приймаємо  $n_1 = 4$ .

Металозатрати пропорційно продуктивності складають:

$$G_1 = n_1 \cdot g = 4 \cdot 1360 = 5440 \text{ кг/млн. м}^3, \quad (2.22)$$

де  $g$  — питомі металозатрати (табл. розрахунку, в додатку 5).

Для ГП-426

$$n_2 = \frac{20}{15} = 1,33,$$

приймаємо  $n_2 = 2$ .

У даному виразі резерв не потрібний, бо перевантаження одного ПВ, тобто 33 %, (у межах допустимого.)

При збільшенні числа  $n$  (1,34; 1,35...) резерв обов'язковий, тобто необхідно прийняти не  $n = 2$ , а  $n = 3$ .

Питомі металозатрати для ГП-426 становлять:

$$G_2 = 2 \cdot 1533 = 3066 \text{ кг/млн м}^3.$$

### ***Розрахунок коефіцієнта стисливості***

Склад газу	Мольна частка, $i$	$P_{кр.}$ , МПа		$T_{кр.}$ , °К	
		$P_{кр.}$	$P_{кр.} \cdot i$	$T_{кр.}$	$T_{кр.} \cdot i$
$CH_4$	0,8	4,734	3,787	190,55	152,44
$C_2H_6$	0,18	5,011	0,902	305,5	54,99
$CO_2$	0,02	7,53	0,151	304,19	6,84
$\Sigma$	1		4,94		213,51

### 3. Для ГП-144

$$n_3 = \frac{20}{20} = 1.$$

З урахуванням резерву приймаємо  $i_3 = 2$ :

$$G_3 = 2 \cdot 1550 = 3100 \text{ кг/млн м}^3.$$

Виходячи з мінімальних питомих металозатрат, приймаємо до установаження циклонний пиловловлювач ГП-426 в кількості  $n=2$ .

Приведений тиск:

$$P_{np.} = \frac{P + P_0}{P_{кр.} \cdot i} = \frac{4 + 0,1}{4,84} = 0,85. \quad (2.23)$$

Приведена температура:

$$T_{np.} = \frac{T}{T_{кр.} \cdot i} = \frac{293}{213,51} = 1,37.$$

За значеннями  $P_{кр.}$  і  $T_{кр.}$  знаходимо по (2) величину  $Z$ :

$$Z = 0,89$$

### ***Розрахунки товщини стінок***

#### *1. Днища:*

$$\delta_{дн.} = \frac{P_p \cdot R_b}{2 \cdot \varphi \cdot \sigma_{дон.} - 0,5 \cdot P_p} + C + C'_1 + C_2,$$

$$\delta_{дн.} = \frac{5,5 \cdot 1850}{2 \cdot 1 \cdot 160 - 0,5 \cdot 5,5} + 2 + 0,9 + 4,2 = 37,9 \text{ мм}$$

Приймаємо  $\delta_{дн.} = 38 \text{ мм}$ .

#### *2. Корпусу:*

$$\delta_{к.} = \frac{P_p \cdot d_b}{2 \cdot \varphi \cdot \sigma_{дон.} - P_p} + C + C_1, \quad (2.25)$$



$$\delta_{k.} = \frac{5,5 \cdot 1850}{2 \cdot 1 \cdot 60 - 5,5} + 2 + 0,8 = 34,4 \text{ мм.}$$

Приймаємо  $\delta_{k.} = 35 \text{ мм}$ ,

де  $P_p$  — розрахунковий тиск, МПа (5,5 МПа);

$d_b$  — внутрішній діаметр корпусу, мм (для ГП-426,  $d_b = 1850 \text{ мм}$ );

$R_b$  — радіус кривизни до вершини еліптичного днища, мм (рівний  $d_b$ );

$\phi$  — коефіцієнт міцності зварного шва ( $\phi = 1$ );

$\sigma_{доп.}$  — допустиме напруження для сталі 09Г2С при  $T = 373^\circ\text{K}$   
( $\sigma_{доп.} = 160 \text{ МПа}$ );

$C$  — прибавка на корозію до розрахункової товщини стінки ( $C_1 = 2 \text{ мм}$ );

$C_1 = 0,8 \text{ мм}$   
 $C'_1 = 0,9 \text{ мм}$  } прибавка на мінусовий допуск;

$C_2 = 4,2 \text{ мм}$  — прибавка, що враховує утонення при штампуванні днища.

### ***Розрахунок циклонної насадки***

1. Продуктивність по газу в робочих умовах при максимальному навантаженні,  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$q_p = \frac{Q_u \cdot P_0 \cdot T_p \cdot Z}{86400 \cdot P_p \cdot T_o \cdot Z_o}, \quad (2.26)$$

де  $P_p$  і  $T_p$  — відповідно робочі тиск і температура, МПа і  $^\circ\text{K}$ ;

$P_0$  і  $T_0$  — відповідно тиск 0,1 МПа і температура,  $273^\circ\text{K}$ ,

$Z$  і  $Z_o$  — відповідно коефіцієнти стисливості абсолютної і відносної:

$$q_p = \frac{5 \cdot 10^6 \cdot 0,1 \cdot 293 \cdot 0,89}{86400 \cdot 4,1 \cdot 273 \cdot 1} = 4,0 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Допустима умовна швидкість потоку газу в циклоні,  $\text{м/с}$ . Приймається

від 2,2 до 3,5. Беремо  $W_y = 3,4$  м/с.

3. Розрахункова площа,  $\text{м}^2$ :

$$F = \frac{q_p}{W_y} = \frac{4}{3,4} = 1,18 \text{ м}^2$$

4. Кількість циклонних елементів конструктивно приймаємо  $n = 5$ .

5. Діаметр циклонного елемента, м:

$$d_y = 1,13 \sqrt{\frac{F}{n}} = 1,13 \sqrt{\frac{1,18}{5}} = 0,55 \text{ м} \quad (2.27)$$

Приймаємо  $d_y = 0,6$  м.

6. Дійсна швидкість потоку газу в циклоні, м/с:

$$W_y = \frac{q_p}{0,785 \cdot d_y^2 \cdot n} = \frac{4}{0,785 \cdot 0,6^2 \cdot 5} = 2,83 \text{ м/с} \quad (2.28)$$

Дійсна швидкість у межах допустимої.

## *Лекція №8*

### *Розрахунок штуцерів входу і виходу газу, відводу рідини*

1. Допустима швидкість газу в штуцері  $W_{\Gamma}$  рекомендується в межах 7 - 25 м/с. Приймаємо  $W_{\Gamma} = 17$  м/с.

2. Діаметр штуцера входу і виходу газу, м:

$$d_{\Gamma} = 1,13 \sqrt{\frac{q_p}{W_{\Gamma}}} = 1,13 \sqrt{\frac{4}{17}} = 0,54 \text{ м.} \quad (2.29)$$

Приймаємо  $d_{\Gamma} = 0,55$  м.

3. Дійсна швидкість газу в штуцері, м/с:

$$W_{\Gamma} = \frac{q_p}{0,785 \cdot d_{\Gamma}^2} = \frac{4}{0,785 \cdot 0,55^2} = 16,8 \text{ м/с.} \quad (2.30)$$

4. Об'ємна витрата уловленої рідини, м/с:

$$\begin{aligned} q_p &= \frac{n \cdot Q \cdot 10^{-3}}{86400 \cdot P_{\text{е}}} = \\ &= \frac{5 \cdot 5 \cdot 10^6 \cdot 10^{-3}}{86400 \cdot 700} = 0,00124 \text{ м}^3/\text{с}. \end{aligned} \quad (2.31)$$

5. Швидкість рідини (прийнята)  $W_p = 1,07$  м/с.

6. Діаметр штуцера відводу уловленої рідини, м:

$$d_p = 1,13 \sqrt{\frac{q_p}{W_p}} = 1,13 \sqrt{\frac{0,00124}{1,0}} = 0,039 \text{ м.}$$

Приймаємо  $d_p = 57 \text{ мм}$  за ДСТУ 8732-70 (2).

7. Діаметр штуцера відводу механічних домішок приймаємо  $d_{\text{мд}} = 159 \text{ мм}$  за ДСТУ 8732-87.

### ***Розрахунок гідравлічного опору пиловловлювача***

Для розрахунку прийняті такі коефіцієнти (3):

1. Коефіцієнт на вплив діаметра циклона  $K_1 = 0,95 \div 1,0$ .

2. Поправковий коефіцієнт на вплив запиленості:  $K_2 = 0,85 \div 0,93$ .

3. Коефіцієнт опору циклонів  $\xi_{\text{ц}} = 115 \div 155$ .

4. Залежність коефіцієнта опору циклона від його діаметра і концентрації пилу визначається так:

$$\xi = K_1 \cdot K_2 \cdot \xi_{\text{ц}} = 0,95 \cdot 0,93 \cdot 115 = 101,6.$$

5. Коефіцієнт, що враховує групову компоновку  $K_3 = 60$ .

6. Коефіцієнт опору групового циклона:

$$\xi_{\text{гр.ц}} = K_3 + \xi = 60 + 101,6 = 161,6.$$

7. Коефіцієнт опору штуцера виходу  $\xi_{\text{вих.}} = 0,5$ .

8. Густина газу при  $T=293^\circ\text{K}$  і  $P=4,0 \text{ МПа}$ :

$$P_p = P_0 \cdot \frac{P_p \cdot T_0 \cdot Z_0}{T_p \cdot P_o \cdot Z_p} = 0,8 \cdot \frac{273 \cdot 4,0 \cdot 1}{293 \cdot 0,1 \cdot 0,89} = 34 \text{ кг/м}^3 \quad (2.32)$$

9. Гідравлічний опір пиловловлювача, МПа:

$$\begin{aligned}
\Delta P_1 &= 1,06 \cdot \left( 0,81 \cdot \frac{\xi_{ep.ч} \cdot P_p \cdot q_p^2}{d_y^2 \cdot n} + 0,5 \cdot \frac{W_\Gamma^2 \cdot P_p}{2} \right) \cdot 10^{-6} = \\
&= 1,06 \cdot \left( 0,81 \cdot \frac{4^2}{0,6^4 \cdot 5^2} \cdot 34 \cdot 131,6 + 0,5 \cdot \frac{16,8^2}{2} \cdot 34 \right) \cdot 10^{-6} = \\
&= 0,0258 \text{ МПа}
\end{aligned} \tag{2.33}$$

10. Коефіцієнт гідравлічного опору відводу на 90°:  $\xi_{90}=0,3$ .

11. Коефіцієнт тертя:  $\xi_{mp.}=0,03$ .

12. Гідравлічний опір трьох колін підвідного трубопроводу визначаємо за формулою:

$$\begin{aligned}
\Delta P_2 &= \left( \delta \cdot \xi_{90} + \frac{L}{d_{\bar{A}}} \cdot \xi_{\delta\delta} \right) \cdot \frac{P_p \cdot W_{\bar{A}}^2 \cdot 10^{-6}}{2} = \\
&= \left( 3 \cdot 0,3 + \frac{10}{0,55} \cdot 0,03 \right) \cdot \frac{34 \cdot 16,8^2 \cdot 10^{-6}}{2} = 0,0069 \text{ МПа} .
\end{aligned} \tag{2.34}$$

13. Сумарний гідравлічний опір пиловловлювача, МПа:

$$\Delta P_{\Sigma} = \Delta P_1 + \Delta P_2 = 0,0258 + 0,0069 = 0,0327 \text{ МПа.} \tag{2.35}$$

## **2.4. ОСУШЕННЯ ГАЗУ І БОРОТЬБА З ГІДРАТОУТВОРЕННЯМ**

Через низьку якість осушення газу на промислах у магістральних газопроводах конденсується волога, внаслідок чого знижується пропускна здатність і виникають умови для утворення кристалогідратів, які зовнішнім виглядом нагадують сніг або лід. Кристалогідрати були відкриті англійським хіміком Х. Деві в 1810 р. За своєю структурою газові гідрати є сполуками включення (клатрати), що утворюються шляхом упродовження в пустоти кристалічних структур, утворених із молекул води і газу. Спільна формула газових гідратів  $M \cdot nH_2O$ , де значення «п» змінюється в межах  $5,75 \div 17$  залежно від складу газу і умов виникнення гідратів. Максимальна величина вологовмісту (при повному насиченні) залежить від складу газу, зростаючи зі збільшенням кількості  $H_2S$  і  $CO_2$  і знижуючись з підвищенням вмісту  $N_2$ .

На діаграмі  $P - T$  (рис. 2.8) показані умови утворення гідратів.

Гідрати утворюються в зонах, розташованих вліво від кривих 2 і 5. При перетині кривих 1, 2 і 5 утворюється критична точка С розкладу гідратів. У точці В, утвореній при перетині кривих 2 і 3, одночасно існує система гідрат-лід-вода-газ. При нагріванні або зниженні тиску нижче критичного відбувається розкладання гідратів на воду і газ.

Існує декілька методів визначення температури й тиску початку гідратоутворення: графічний, аналітичний, графоаналітичний і експериментальний. Умови утворення гідратів деяких газів наведені на рисунку 2.9. Засоби боротьби з гідратами:

- зниження тиску в системі нижче рівноважного;
- підвищення температури газу до величини, що перевищує рівноважну;
- осушення газу з метою запобігання конденсації парів води.

Процес вилучення з газу парів води називається осушенням. Осушення природних і попутних газів може здійснюватись абсорбцією за допомогою рідких поглиначів або адсорбцією із застосуванням твердих поглиначів — адсорбентів.

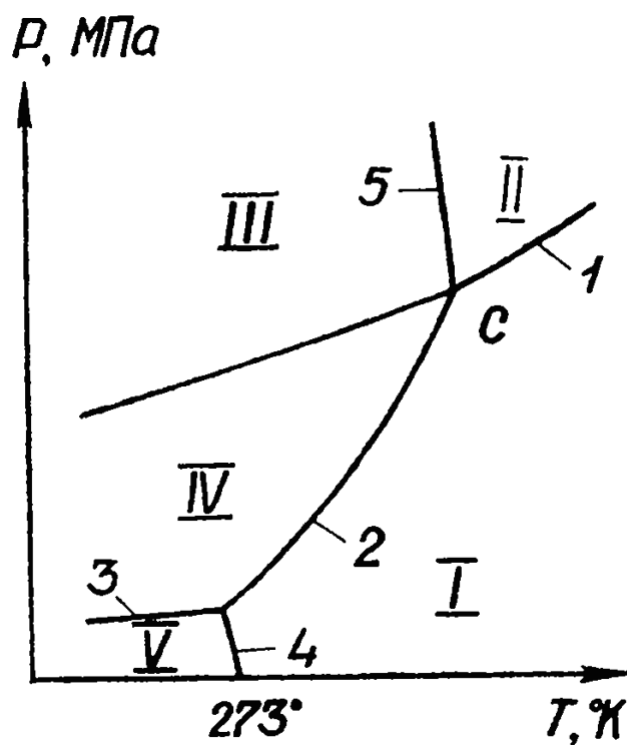


Рис. 2.8 - Діаграма фазового стану гідратів:

1—пружність парів гідратоутворювача; 2— рівноважні вміті утворення гідратів; 3— рівноважна межа між гідратом і льодом; 4 — пониження температури замерзання води; 5— залежність критичної температури розкладання гідратів від тиску

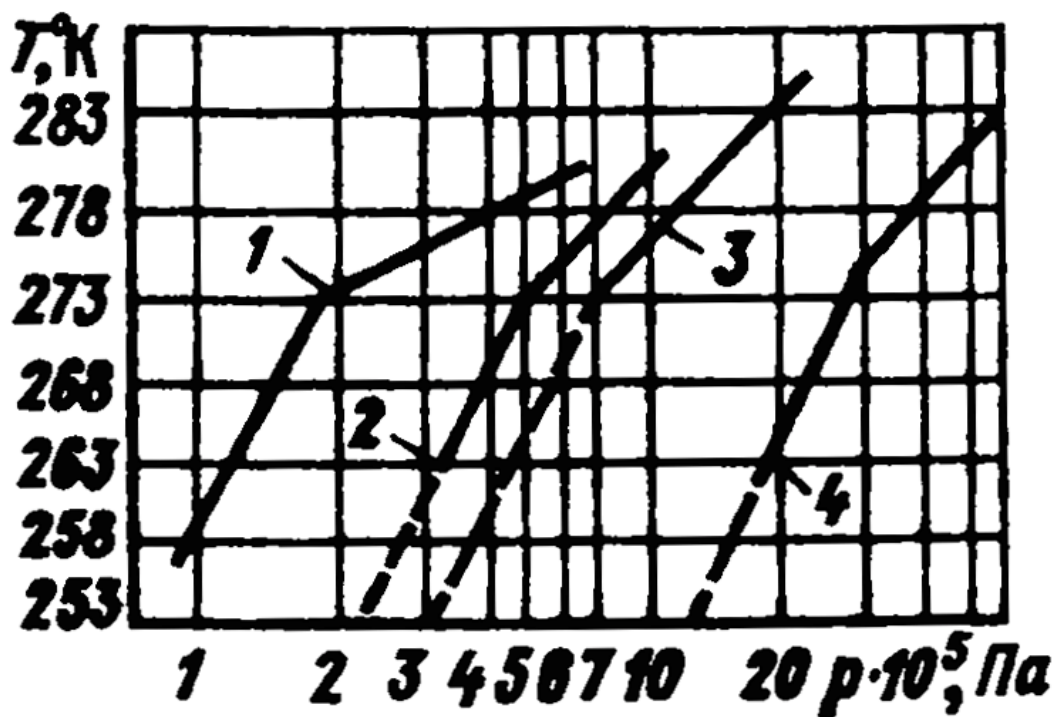


Рис. 2.9 - Умови утворення гідратів:

1 — пропан, 2 — етан, 3 — природний газ, 4 — метан

Переваги рідких поглиначів порівняно з твердими сорбентами полягають у наступному:

- низькі перепади тиску в системі;
- можливість осушення газів, які містять речовини, що забруднюють тверді сорбенти;
- менші капітальні й експлуатаційні витрати.

Проте ступінь осушення рідкими поглиначами менший, а температура газу, який осушується, має бути вища за 313—323 °K.

Для абсорбційного осушення природного газу в основному використовують діетиленгліколь (ДЕГ) і триетиленгліколь (ТЕГ) (табл. 2.7).

У разі утворення гідратних пробок у газопроводі застосовують декілька методів їх руйнування: введення в трубопровід інгібіторів, методи зниження тиску, підігрівання.

Місце знаходження гідратної пробки визначають шляхом заміру тиску на трасі. Підвищений перепад тиску на якій-небудь ділянці свідчить про утворення гідратної пробки. Місце утворення пробки можна виявити за допомогою радіолокаційної антени і пересувної радіолокаційної станції, а також просвічуванням труб гамма-випромінюванням за допомогою радіоізотопного приладу РІК-6М.

Таблиця 2.7. – Фізико-хімічні властивості гліколів

№ п/п	Параметри	Одиниці виміру	ДЕГ	ТЕГ
1	Молекулярна маса	кг/к моль	106,12	150,17
2	Густина при 20 °C/15 °C	г/см <sup>3</sup>	1,118/1,119	1,125/1,127
3	Температура кипіння при тиску (МПа) 0,1013	°K	518	558
4	Температура: початку розкладу початку замерзання займання на повітрі	°K » »	437,5 265 350,5	479 266,4 445,9
5	Прихована теплота пароутворення при тиску 0,1 МПа	Дж/кг	0,628	0,418
6	В'язкість при температурі 293 °K	н с/м <sup>2</sup>	0,0357	0,0478



Точка початку конденсації парів води з газу залежить від того, з якою точкою роси газ надходить у газопровід. Якщо вона буде вище початкової температури газу, то волога виділятиметься в самому початку газопроводу, нижче — в тому місці газопроводу, де точка роси дорівнює температурі газу.

Для визначення точки початку конденсації парів води з газу при  $T = T_{m.p.}$  застосовуємо формулу

$$T = T_0 + (T_n - T_0) \cdot e^{-ax} - \mu \frac{P_1 - P_2}{L} \cdot \frac{1 - e^{-ax}}{a}, \quad (2.36)$$

де  $T, T_0$  — температура газу відповідно газопроводу і навколишнього середовища, °К;

$T_n$  — початкова температура газу, °К;

$\mu$  — коефіцієнт Джоуля—Томсона, °К/МПа (табл. 2.08);

$P_1, P_2$  — тиск відповідно на початку і в кінці газопроводу, МПа;

$L$  — довжина газопроводу, м;

$x$  — відстань від початку газопроводу до розглянутої точки, м;

$a$  — коефіцієнт, що визначається за формулою (2.39).

Таблиця 2.8.

Тиск, МПа	Значення $\mu$ , °К/МПа при температурі, °К					
	248	273	298	323	348	373
0,10	5,6	4,8	4,1	3,5	3,0	2,6
0,52	5,5	4,7	4,0	3,4	3,0	2,6
2,50	5,0	4,8	3,6	3,1	2,6	2,3
5,15	4,5	3,8	3,3	2,8	2,4	2,1
10,3	3,6	3,2	2,7	2,5	2,1	1,9

Початок зони конденсації в газопроводі визначаємо за формулою, приймаючи, що  $T = T_{m.p.}$ :

$$X_{m.p.} = \frac{1}{a} \ln \left[ \frac{\mu \cdot (P_1 - P_2) + (T_u - T_2) \cdot a \cdot L}{\mu \cdot (P_1 - P_2) + (T_{m.p.} - T_2) \cdot a \cdot L} \right] \quad (2.37)$$

Кінець зони конденсації в газопроводі:

$$X_0 = \frac{1}{a} \ln \left[ \frac{(T_u - T_o) \cdot a \cdot L}{\mu \cdot (P_1 - P_2)} + 1 \right] \quad (2.38)$$

$$a = \frac{24 \cdot K \cdot \pi \cdot D}{\rho \cdot Q \cdot C_p}, \quad (2.39)$$

де  $K$  теплопередачі в навколишнє середовище, Вт/м<sup>2</sup>·°К;

$D$  — зовнішній діаметр газопроводу, м;

$\rho$  — густина газу, кг/м<sup>3</sup>;

$Q$  — об'ємна витрата газу, м<sup>3</sup>/добу;

$C_p$  — теплоємність газу, Дж/кг·°К.

При осушенні газу необхідно, щоб воно проходило нижче точки роси, яка забезпечувала б нормальний режим транспортування газу. Точка роси — температура, до якої повинен охолоджуватися газ, щоб досягти стану насичення водяною парою при даному вологовмісті й незмінному тиску. При досягненні точки роси в газі або на предметах, до яких він доторкається, починається конденсація водяної пари. Осушення газу звичайно здійснюють нижче точки роси на 5 - 7 °К.

Товщину гідрату, який утворився у газопроводі, можна визначити за формулою:

Для точки роси від 273 до 243 °К:

$$\delta = \left( m + \frac{n}{\lg P} \right) \cdot (T_0 - T_{m.p.}) \cdot \lg \frac{0,2785 \cdot (T_0)}{P}. \quad (2.40)$$

для точки роси від 233 до 223 °K:

$$\delta = (m + n \lg P) \cdot (T_0 - T_{m.p.}). \quad (2.41)$$

Змінні параметри  $P$ ,  $T$ ,  $D$  визначаємо через коефіцієнти  $n$  і  $m$  (табл. 2.9).

Таблиця 2.9 – Значення коефіцієнтів  $n$  і  $m$ .

Температура, °K	$D = 500 \text{ мм}$		$D = 1000 \text{ мм}$		$D = 1200 \text{ мм}$	
	$m$	$n$	$m$	$n$	$m$	$n$
273	- 0,0207	0,0433	-0,0085	0,0816	-0,0076	0,0166
263	-0,0116	0,0246	-0,0046	0,01025	-0,0046	0,00965
253	- 0,0064	0,0133	-0,0038	0,00400	-0,0037	0,00722
243	-0,0041	0,0087	-0,0031	0,0063	-0,0016	0,0034
233	-0,00072	0,00031	-0,00036	0,000155	-0,008	0,000125
223	-0,00046	0,00025	-0,00048	0,00025	-0,00039	0,0002

Ці формули застосовують, коли температура транспортованого газу буде нижча точки роси.

Одним з методів боротьби з гідратоутворенням є введення в потік газу інгібіторів. Як інгібітори використовують: метиловий спирт (метанол), розчини ДЕГ і ТЕГ.

Заливку метанолу в газопровід виконують за допомогою стаціонарних або переносних метанольниць.

**Приклад 2.3.** Визначити зону конденсації води в газопроводі й необхідну кількість метанолу для осушення газу при наступних даних:

продуктивність  $Q = 12,7$  млн. м<sup>3</sup>/добу;

діаметр трубопроводу  $D = 1,22$  м;

початковий тиск  $P_1 = 5,5$  МПа;

кінцевий тиск  $P_2 = 4,0$  МПа;

початкова температура газу  $T_n = 263$  °K;

температура навколишнього середовища  $T_0=238^\circ\text{K}$ ;

довжина розрахункової ділянки  $L=120$  км;

коефіцієнт Джоуля-Томсона  $\mu=3,3$  К/МПа;

густина  $\rho=0,672$  кг/м<sup>3</sup>;

точка роси  $T_{m.p.}=255^\circ\text{K}$ ;

теплоємність газу  $C_p=2512$  Дж/кг;

коефіцієнт теплопровідності  $K=1740$  Вт/м<sup>2</sup>·°К.

Знаходимо значення коефіцієнта «а»:

$$a = \frac{24 \cdot 1740 \cdot 3,4 \cdot 1,22}{0,672 \cdot 12700000 \cdot 2512} = 0,0002.$$

Визначаємо початок зони конденсації:

$$X_{mp} = \frac{1}{0,0002} \ln \left[ \frac{3,3(5,5 - 4) + (263 - 238) \cdot 12 \cdot 10^4 \cdot 2 \cdot 10^{-4}}{3,3(5,5 - 4) + (255 - 238) \cdot 12 \cdot 10^4 \cdot 2 \cdot 10^{-4}} \right] = 1900 \text{ м} = 1,9 \text{ км}.$$

Визначаємо кінець зони конденсації:

$$X_0 = \frac{1}{0,0002} \ln \left[ \frac{(263 - 238) \cdot 12 \cdot 10^4 \cdot 2 \cdot 10^{-4}}{3,3(5,5 - 4)} \right] = 23937,5 \text{ м} = 24 \text{ км}.$$

Визначаємо фактичну температуру в газопроводі, вважаючи, що  $T = T_{mp}$ :

$$T = 238 + (263 - 238) \cdot 2,7^{-2,0 \cdot 10^{-4} \cdot 0,19 \cdot 10^4} - 3,3 \frac{5,5 - 4,0}{120000} \cdot \frac{1 - 2,7^{-2,0 \cdot 10^{-4} \cdot 0,19 \cdot 10^4}}{2,0 \cdot 10^{-4}} = 254^\circ \text{ K}.$$

Прийнята  $T_{mp} = 255^\circ \text{K}$ .

Розходження  $T=255 - 254=1^\circ \text{K}$ .

Середній тиск газу в газопроводі:

$$P_{\text{середн.}} = \frac{2}{3} \left( P_1 + \frac{P_2^2}{P_1 + P_2} \right) = \frac{2}{3} \left( 5,5 + \frac{4,0^2}{5,5 + 4,0} \right) = 4,79 \text{ МПа} \quad (4.42)$$

Вологовміст газу знаходимо за формулою:

$$U = \frac{A}{P} + B. \quad (2.43)$$

Значення  $A$  і  $B$  приймаємо (додаток 4) так:  $U_n = \frac{1,144}{4,79} + 0,01510 = 0,254 \text{ г/м}^3$ .

Вологовміст холодного газу:  $U_с = \frac{1,144}{4,79} + 0,01510 = 0,254 \text{ г/м}^3$ .

Зміна вологовмісту газу:

$$\Delta U = U_с - U_n = 0,486 - 0,254 = 0,232 \text{ г/м}^3. \quad (2.44)$$

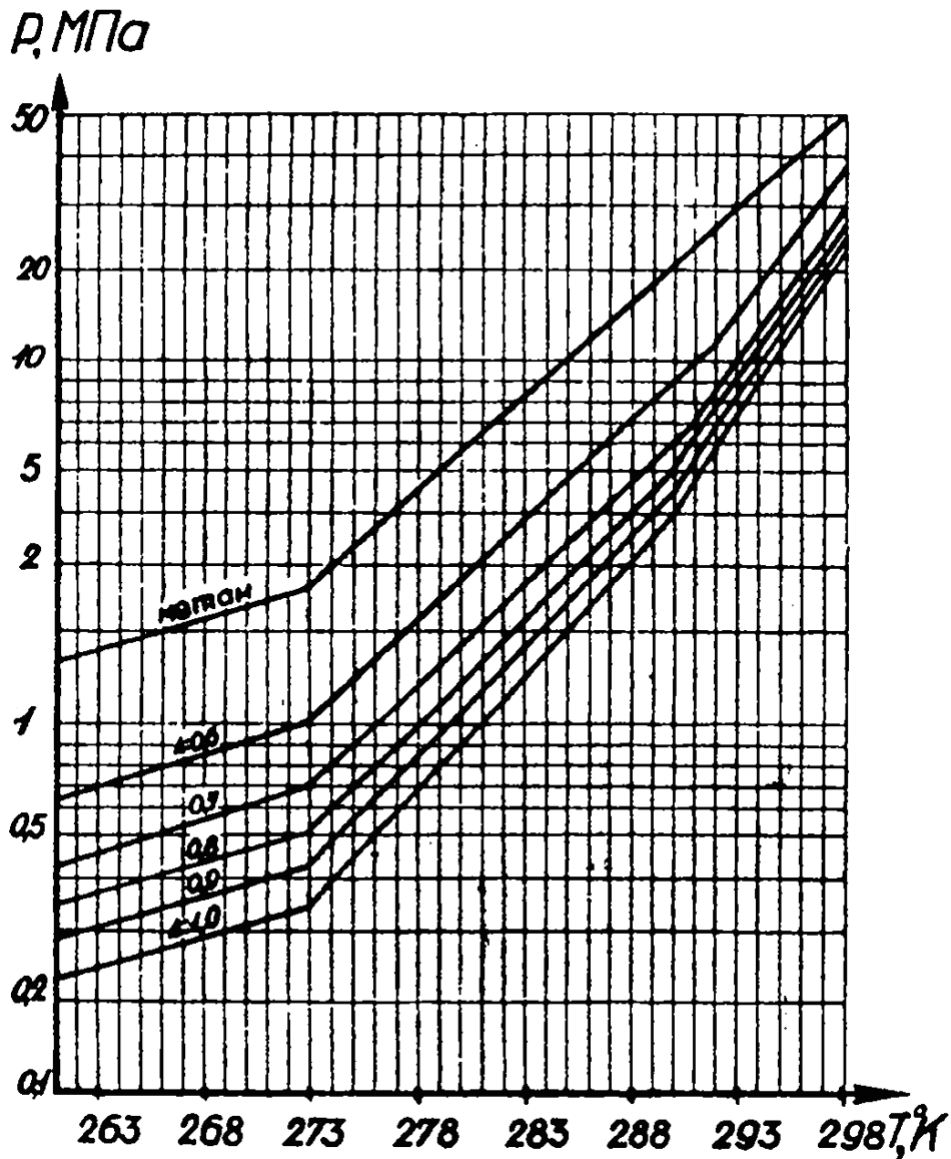


Рис. 2.10 - Графік утворення гідратів природних газів залежно від температури й тиску

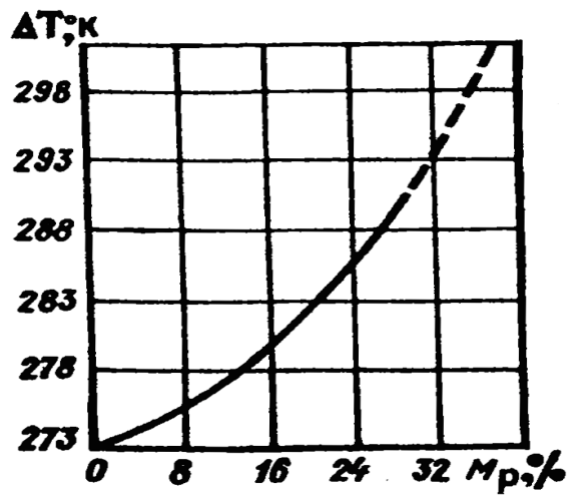


Рис. 2.11 - Графік для визначення вмісту метанолу у воді

Кількість рідкої води, що виділилась із газу:

$$G_{pv} = \Delta U \cdot Q = 0,232 \cdot 2700000 = 2946400 \text{ г/добу} = 2946,4 \text{ кг/добу} \quad (2.45)$$

температуру утворення гідрату ( $T_{гидр.}$ ) визначаємо на підставі  $P_{середн.}$  і  $\Delta$  за рис. 2.10:

$$T_{гидр.} = 285^\circ\text{K}.$$

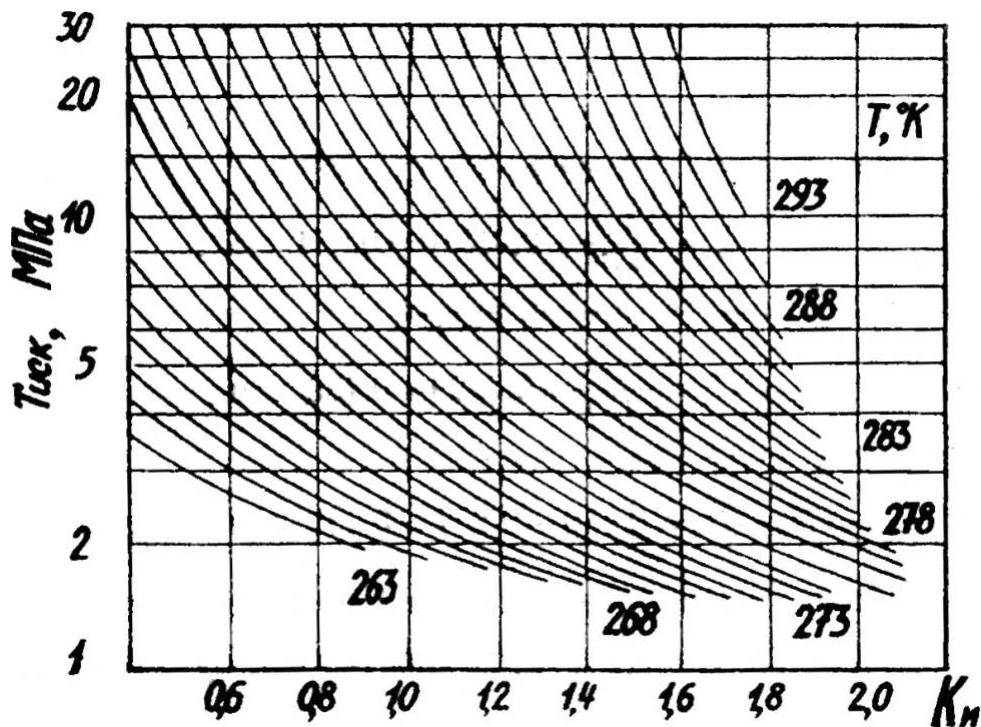


Рис.2.12 - Графік вмісту метанолу в паровій і рідкій фазах залежно від тиску й температури газу

Необхідне зниження точки замерзання розчину:

$$\Delta T = T_{\text{зідр.}} - T_n = 285 - 263 = 22^\circ\text{K}. \quad (2.46)$$

Вміст метанолу у воді у відсотках визначаємо за графіком (рис. 2.11):

$$M_{\text{жс}} = 34.$$

Відношення кількості парів метанолу до його вмісту в рідині визначаємо за рис. 2.12:

$$K_M = 0,6 \text{ г/ваг } \%$$

Концентрація метанолу в газі:

$$K_{\text{мг}} = M_{\text{жс}} \cdot K_M \cdot 16 \cdot 10^{-3} = 34 \cdot 0,6 \cdot 16 \cdot 10^{-3} = 0,326 \text{ г/м}^3 \quad (2.47)$$

Кількість метанолу, що насичує рідину:

$$G_{\text{мжс}} = \frac{G_{\text{р.в.}} \cdot M_{\text{жс}}}{100 - M_{\text{жс}}} = \frac{2946,4 \cdot 34}{100 - 34} = 1517,8 \text{ кг/добу} \quad (2.48)$$

Кількість метанолу, що насичує газ:

$$G_{\text{мг}} = Q \cdot K_{\text{мг}} = 12700000 \cdot 0,326 = 4140 \text{ кг/добу}. \quad (2.49)$$

Кількість метанолу, що вводиться у газопровід:

$$G_{\text{м}} = G_{\text{мжс}} + G_{\text{мг}} = 1517,8 + 4140 = 5658 \text{ кг/добу}. \quad (2.50)$$

Питома витрата метанолу:

$$q_{\text{м}} = \frac{G}{Q} = \frac{5658}{12700000} = 0,000445 \text{ кг/м}^3. \quad (2.51)$$

## Установки осушення газу та їх експлуатація

**Абсорбери.** Абсорбція (лат. adsorbeo — поглинаю) — поглинання речовин із газової суміші рідинами. Швидкість абсорбції залежить від того, наскільки концентрація газу, що поглинається (парів води), у газовій суміші перевищує концентрацію цього компонента над розчином. Абсорбція поліпшується з підвищенням тиску і зниженням температури. Абсорбція здійснюється на абсорбційних установках, основним апаратом яких є абсорбер.

Абсорбер — масообмінна барботажна колона, обладнана тарілками з круглими чи жолобчастими ковпачками або 8-подібними елементами, що забезпечують постійний рівень рідини на тарілці. Вологий газ направляється в нижню частину колони, де в скрубєрній секції проходить відділення крапельної вологи. Навстріч потоку газу в абсорбер подається розчин гліколю, який вводиться на верхню тарілку. Стікаючи по тарілках униз, розчин вилучає вологу з газу і, насичуючись, відводиться знизу колони на регенерацію. Осушений газ проходить верхню скрубєрну секцію, де відділяються краплі винесеного розчину, і надходить через верх колони в газопровід. Після стадії осушення природного газу гліколі використовуються, після процесу регенерації. Насичений вологою розчин гліколю (рис. 2.13) виходить з абсорбера, проходить перший теплообмінник, де підігрівається за рахунок тепла гарячого поглинача, який виходить з низу десорбера, і надходить у вивітрювач, в якому з нього виділяються гази, поглинуті в абсорбері (рис. 2.13). Потім розчин подається у другий теплообмінник і далі в десорбер для регенерації.

Десорбер — масообмінна колона насадочного або тарілчатого типу. При діаметрі колони до 600 мм десорбер насаджують насадкою, вище 600 мм — обладнують 14 - 18 - ковпачковими тарілками. Рідину вводять в середину колони. У нижню частину колони підводять тепло виносним випарювачем (рибойлером), де носій нагрівається нагрітим гасом або водяною парою. На верх десорбера подають зрошення — конденсат водяних парів, що виділяються при регенерації розчинів. Десорбери розраховують графічно або аналітичне за методом Кремсера. Вивітрювачі забезпечують нормальний перетік рідини з контактора (абсорбера) через теплообмінники в десорбер. Вивітрювач сприяє ліквідації газових пробок. Звичайно вивітрювачі встановлюють між першим і другим теплообмінниками. Теплообмінник — пристрій, в якому здійснюється теплообмін між двома чи декількома теплоносіями. На установках невеликої



продуктивності за газом застосовують теплообмінники конструкції «труба в трубі», а на установках великої продуктивності — кожухотрубчаті теплообмінники.

**Приклад 2.4.** Виконати розрахунок осушення природного газу

з густиною  $\rho = 0,672 \text{ кг/м}^3$ ,

кількість газу  $Q = 12,7 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{добу}$ ;

тиск осушення  $P = 5,5 \text{ МПа}$ ;

температура газу  $T_{m.p.} = 288^\circ\text{К}$ ;

точка роси  $T_{m.p.} = 253^\circ\text{К}$ ;

абсорбент — діетиленгліколь;

продуктивність абсорбера  $Q_{абс.} = 1,2 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{добу}$ .

Визначаємо кількість абсорберів:  $n_0 = \frac{Q}{Q_{абс.}} = \frac{1,2 \cdot 10^6}{1,2 \cdot 10^6} = 10,5$

Приймаємо  $n = 11$ .

Фактична пропускна здатність абсорбера:

$$Q_{абс.} = \frac{12700000}{11} = 1154545 \text{ м}^3 / \text{добу} = 1,2 \cdot 10^6 \text{ м}^3 / \text{добу}.$$

Визначаємо кількість вилученої вологи.

$$\text{Вологовміст на вході в абсорбер: } U_1 = \frac{2,188}{5,5} + 0,0229 = 0,42 \text{ г/м}^3.$$

$$\text{Вологовміст на виході з абсорбера: } U_2 = \frac{1,144}{5,5} + 0,01510 = 0,223 \text{ г/м}^3.$$

Зміна вологовмісту газу:

$$\Delta U = U_1 - U_2 = 0,42 - 0,223 = 0,197 \text{ г/м}^3. \quad (2.52)$$

Кількість вилученої вологи:

$$U = Q \cdot \Delta U = 1200000 \cdot 0,197 = 235000 \text{ г/добу} = 235 \text{ кг/добу} = 9,8 \text{ кг/год} \quad (2.53)$$

Для досягнення точки роси  $253^\circ\text{К}$  необхідно подати ДЕГ з концентрацією (рис. 2.14)  $X_1 = 0,985$ . Концентрацію гліколю на виході приймаємо  $X_2 = 0,96$ . (5).

Витрата ДЕГ становить:

$$Q_{ДЕГ} = \frac{U \cdot X_2}{X_1 - X_2} = \frac{9,8 \cdot 0,960}{0,985 - 0,960} = 375 \text{ кг/год}. \quad (2.54)$$



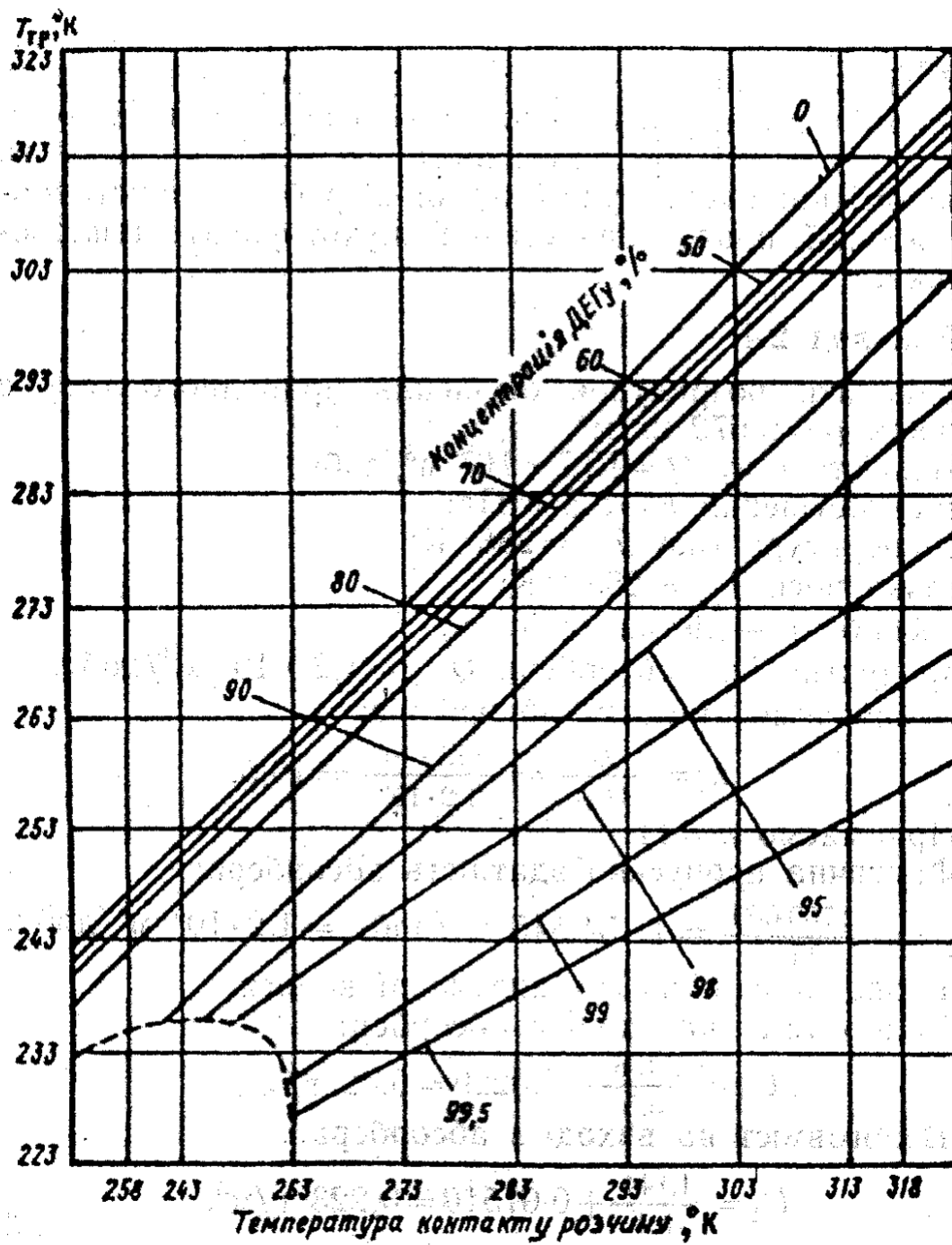


Рис 2.14 - Залежність точок роси газу, рівноважного з водним розчином ДЕГ

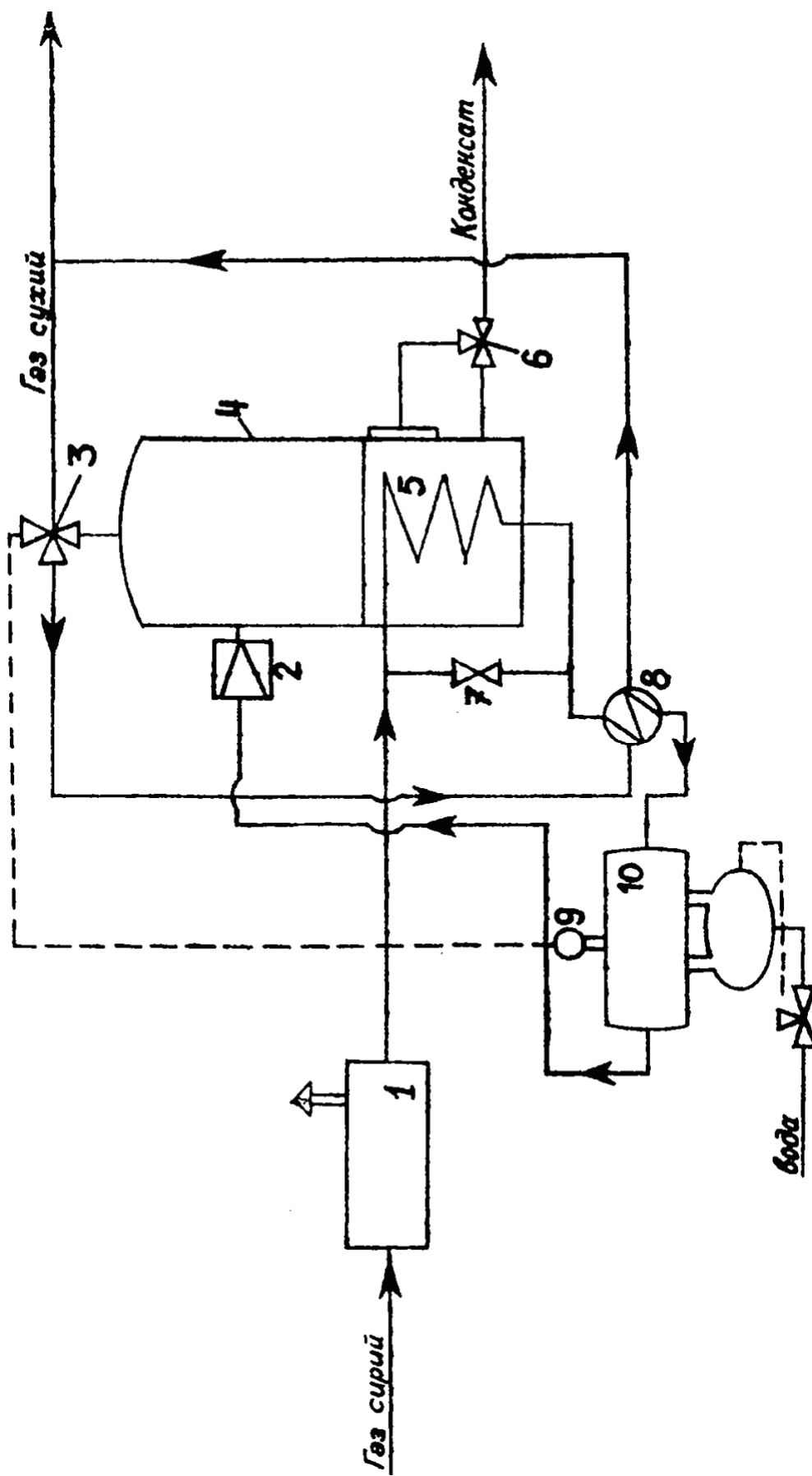


Рис. 2.15 – Принципова схема осушення газу холодом з утворенням гідратів у сепараторі

Згідно 5 у розрахунках осушення звичайно задають концентрацію насиченого гліколю на виході з абсорбера чи витрату гліколю на осушення. При цьому приймають витрату гліколю не менше 25 л на 1 кг вилученої вологи. Осушення газу здійснюють також в установках низькотемпературної сепарації. Газ, який надходить із свердловини, має високий пластовий тиск (до  $P=45\div 50$  МПа). Високий тиск використовується для одержання холоду, за рахунок якого вилучають конденсат і вологу з газу.

В установках низькотемпературної сепарації (НТС) від'ємні температури створюються внаслідок дроселювання (пониження тиску) газу високого тиску в штуцерах.

Встановлено, що при дроселюванні газу в штуцері на  $P=0,1$  МПа температура газу в середньому знижується на  $\Delta T=0,33^\circ\text{K}$  (коефіцієнт Джоуля-Томсона).

У схемі (рис. 2.15) не допускається утворення гідратів до штуцера 2.

Установка працює таким чином: газ від свердловини, якщо його температура недостатньо висока, надходить у підігрівач 1, а потім у змійовик 5, розташований у нижній частині сепаратора 4. Із змійовика газ надходить у теплообмінник 8 і, охолодившись у ньому до температури на  $2\text{—}3^\circ\text{K}$  вище температури гідратоутворення, надходить у сепаратор-водовідділювач 10, а потім у штуцерах 2 проходить дроселювання газу до тиску, який дорівнює тиску в магістральному газопроводі. При дроселюванні в штуцері з газу випадають водяний і вуглеводневий конденсат і утворюються гідрати. Осілі гідрати в сепараторі занурюються під рівень конденсату, який підігрівається гарячим газом, що проходить по змійовику 5 для руйнування гідратів.

Холодний газ із сепаратора через триходовий кран 3 направляється в міжтрубний простір теплообмінника 8, а звідти — у збірний колектор сухого газу.

Температура газу перед штуцером підтримується на заданому рівні терморегулятором 9. Якщо температура газу перед НТС висока, то нагрівач 1 не ставиться, а температура конденсату, який нагрівається змійовиком 5, регулюється перепуском теплого газу по байпасу 7.

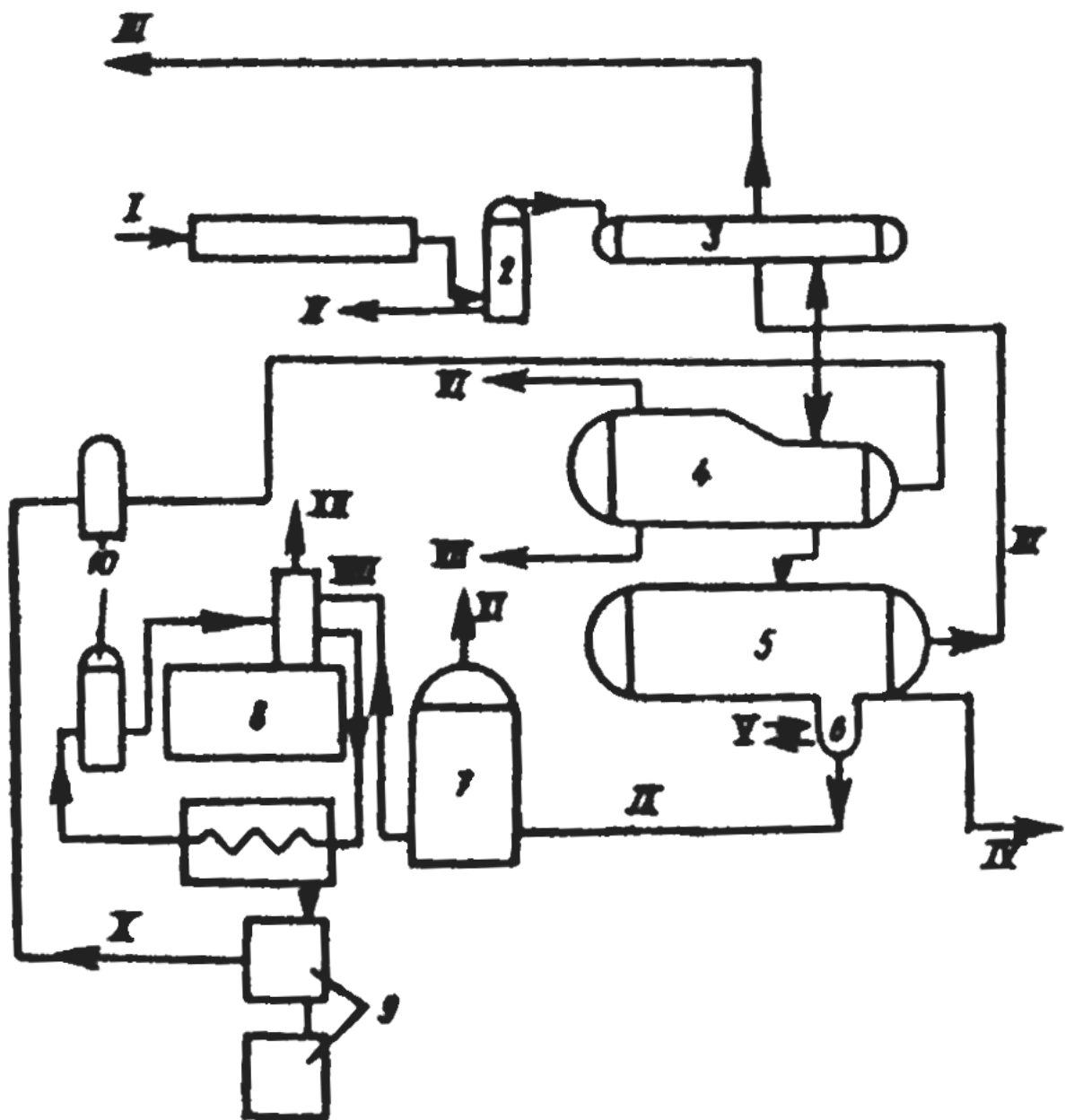


Рис. 2.16 – Принципова схема осушення газу холодом з введенням інгібіторів гідратуутворення:

I—нафтовий газ; II—дренаж води; III—осушений газ; IV — конденсат вуглеводнів;  
V—теплоносії; VI—холодоагент пропан; VII—холодоагент пропан; VIII — вивітрений гліколь;  
IX—насичений гліколь; X—регенерований гліколь; XI—пари вуглеводнів;  
XII — пари води;

1 — повітряний холодильник; 2 — водовідділювач; 3 — теплообмінник; 4 — пропановий охолоджувач; 5 — трифазний сепаратор, 6 — відстійник, 7 — сепаратор; 8 — регенератор гліколю; 9 — насос; 10 — фільтр для гліколю

Газ осушують також на установках низькотемпературної сепарації (НТС). Вузол осушення газу працює таким чином: газ із промислів подається під тиском 0,1–1 МПа і стискається у поршневому компресорі до тиску 4,5 МПа. У міжступінчатих холодильниках газ охолоджується до температури 308–313 °К, де виділяється вода. Для запобігання утворенню гідратів у теплообмінники й

охолоджувач форсунками вприскується 75—80-процентний розчин ДЕГ (рис. 2.16).

Установка складається з повітряного холодильника 1, водовідділювача 2, теплообмінника 3, пропанового охолоджувача 4, трифазного сепаратора 5, відстійника 6, сепаратора 7, генератора гліколю 8, насоса для гліколю 9 і фільтра для гліколю 10.

На установках НТС як джерело холоду застосовують турбодетандери. Потужність, розвинуту на виході турбодетандера, використовують у компресорі турбодетандерного агрегата (ТДА) для дотискання очищеного і підігрітого в теплообміннику газу. Газ при виході з установки комплексної підготовки газу (УКПГ) має бути охолодженим, що доцільно робити суміщенням процесів підготовки й охолодження газу в одній установці. Ця установка працює за такою схемою. Сирий газ компримується на дотискувальній компресорній станції (ДК.С) і, пройшовши апарати повітряного охолодження (АПО), дотискається у компресорі ТДА. Потім газ послідовно охолоджується в АПО і рекуперативному теплообміннику (РТО) (прямий хід) і, розширюючись у проточній частині турбодетандера, досягає заданої температури сепарації.

Очищений у сепараторі газ підігрівається в РТО (зворотний хід) до температури 275 °К, віддаючи надмірний холод сирому газу (прямий хід).

Речовина, на поверхні якої проходить адсорбція, називається адсорбентом, а речовина, що поглинається з об'ємної фази, — адсорбатом. Час, протягом якого молекула адсорбату знаходиться на поверхні адсорбента, називається часом адсорбції, який може коливатися в дуже широких межах. Швидкістю адсорбції називається кількість молекул, які адсорбуються (або десорбуються) за одиницю часу.

Здатність адсорбенту поглинати речовини тим більша, чим більша його поверхня. Поверхня, яка припадає на 1 г адсорбенту, називається питомою поверхнею.

Процес адсорбції виникає в апаратах-адсорберах, які бувають періодичної і безперервної дії.

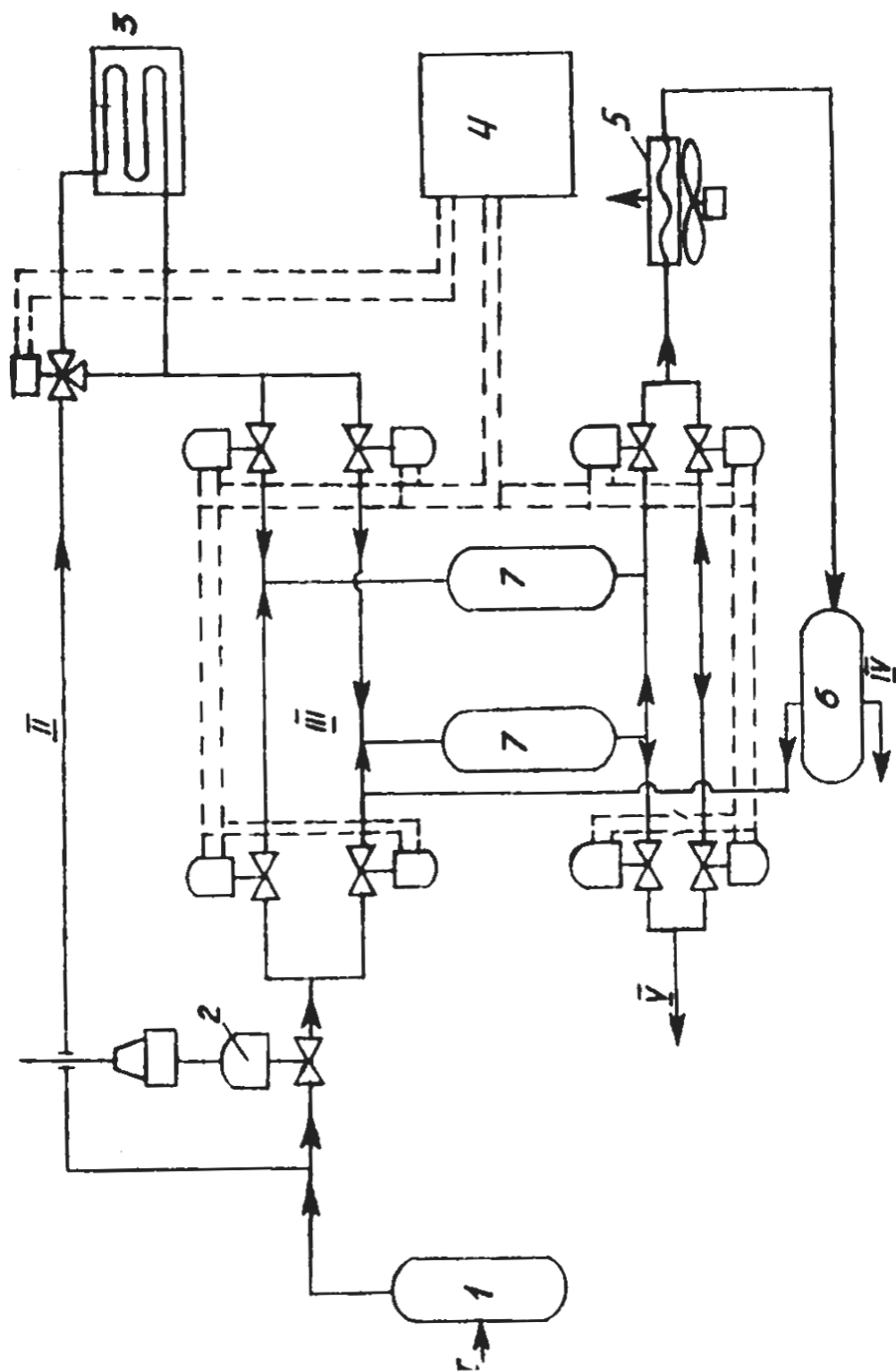


Рис. 2.17 – Схема двоадапторної установки осушення газу:

1,6 – сепаратор; 2 – регулятор потоку; 3 – піч; 4 – панель пневматичного управління; 5 – холодильник;

7 – адсорбер; I – вхід вологого газу; II – газ на регенерацію; III – газ на адсорбцію; IV – вхід осушеного газу; V – вихід осушеного газу



На практиці застосовують два види адсорбції — фізичну й хімічну. Хімічна адсорбція безповоротна, тому має обмежене застосування. Установки адсорбційного осушення звичайно мають 2 — 4 адсорбери. Схема осушення з двома адсорберами подана на рис. 2.17.

Вологий газ надходить у сепаратор для вилучення механічних домішок, крапельної вологи, рідких вуглеводнів і направляється в адсорбер. Осушений газ з адсорбера надходить у магістраль. Частина сирого відсепарованого газу подається в піч для підігріву, а потім — в адсорбер зі зволоженим осушувачем для регенерації останнього.

Гарячий газ після регенерації осушувача охолоджують в холодильнику і направляють у сепаратор для відділення вологи, вилученої з осушувача.

Після відділення вологи газ змішується з основним потоком сирого газу і надходить на осушення.

Для осушення газу в промислових умовах застосовують силікагель, алюмогель, флорит, молекулярні сита, природні цеоліти (шабазіт, морденіт та ін.), глину, боксити.

Силікагель — це гель двоокису кремнію (табл. 2.10).

Для осушення газу найефективніше застосування дрібнопористого силікагелю. Молекулярні сита (синтетичні цеоліти) — це кристалічні алюмосилікатні адсорбенти (табл. 2.11).

Цеоліти мають великі переваги перед іншими осушувачами: глибокий ступінь осушення, висока вологоємність при низькій відносній вологості і підвищеній температурі газу, міцність при наявності крапельної вологи, вибірккову адсорбційну здатність.

**Приклад 2.5.** Виконати розрахунок блока адсорберів установки осушення газу продуктивністю  $Q = 12,7 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{добу}$ ;

газ надходить з тиском  $P = 5,5 \text{ МПа}$ ;

з температурою  $298^\circ\text{К}$ ;

повністю насичений вологою.

Вологість осушеного газу має відповідати точці роси  $T_{m.p.} = 255^\circ\text{К}$  при

тиску  $P=5,5$  МПа;

газ складається на 96 об. % з метану  $CH_4$ , решта компонентів  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$ ,  $CO_2$  та інертні гази;

відносна густина газу  $\Delta=0,672$ ;  $Z=0,9$ .

Для розрахунку приймаємо:

1. Осушувач — цеоліт NaA. Строк служби 3 - 4 роки. Вологоємність наприкінці служби 9 ваг.%; десорбцію вологи з цеоліту проводять сирим газом, який має температуру на вході в адсорбер  $523^\circ\text{K}$ . Температуру на виході приймаємо  $503^\circ\text{K}$ .

2. Лінійна швидкість газу при параметрах адсорбції  $W = 0,2$  м/с; час контакту газу й адсорбенту не менше 10 с.

3. Тривалість циклів: адсорбції  $\tau_a=8$  год., регенерації  $\tau_p=6$  год., охолодження  $\tau_o=2$  год. 4.

Діаметр адсорбера  $d = 3$  м.

Розрахунок циклу адсорбції:

Визначаємо кількість адсорбенту за формулою:

$$G = \frac{Q(U_1 - U_2)\tau_a}{\alpha_g}, \quad (2.55)$$

де  $U_1$  — вологовміст газу на початку процесу осушення,  $\text{г/м}^3$ . Визначаємо за кривими рівноважного вологовмісту (рис. 2.18);

$U_2$  — вологовміст газу в кінці процесу осушення. Приймаємо, що вся волога вилучається з газу, тобто  $U_2 = 0$ ;

$\alpha_g$  — динамічна вологоємність цеоліту ( $\alpha_g=3$  ваг.% або розрахункова  $9-3=6$  ваг.%).

$$G = \frac{12,7 \cdot 10^6 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 8}{24 \cdot 0,06} = 35278 \text{ кг} = 36 \text{ т.}$$

Таблиця 2.10 – Характеристика силікагелів вітчизняного виробництва

Показники	Одиниці виміру	Кусковий силікагель								Гранульований			
		дрібнопористий				крупнопористий				дрібнопористий		крупнопористий	
		КСМ	ШСМ	МСМ	АСМ	КСК	ШСК	МСК	АСК	КСМ	ШСМ	КСК	ШСК
Величина зерен	мм	2,7-7	1.5-3,5	0,25-2	0,2-0,5	2,7-7	1,5-3,5	0,25-2	0,2-0.5	2,7-7	1-3,5	2,7-7	1-3,5
Механічна міцність	%	92	80	не нормується		80	60	не нормується		94	85	86	62
Насипна густина після осушення при 423 °К, не менше	г/л	670	670	670	670	400	400	400	400	670	670	400	400
						500	500	500	500			500	500
Вологоємність при 293°К і відносній вологості (%), не менше:	% мас.												
20		9,5	9,5	9,0	9,0	не нормується				9,0	9,0 не нормується		
40		20	20	20	19	не нормується				16	16 не нормується		
60		29	29	29	28	не нормується					не нормується		
100		35	35	35	35	70	70	70	70	35	35	70	70

Отриману кількість цеоліту подвоюємо для забезпечення безперервності процесу, тоді загальна потреба цеоліту на третій рік експлуатації становитиме:

$$G_1 = 36 \cdot 2 = 72 \text{ т.}$$

Таблиця 2.11 – Характеристика різних типів цеолітів

Показники	Одиниці виміру	Тип цеолітів			
		КА	NaA	CaA	CaX
Насипна густина	г/см <sup>3</sup>	0,62	0,65	0,65	0,60
Водостійкість	% мас.	—	96	96	96
Динамічна активність по парах води при осушенні до точки роси 203°K при розмірі гранул:					
4,5	мм	62	90	72	90
3,6		70	100	80	95
2,0		85	120	95	100
Питома поверхня	м <sup>2</sup> /г		750 - 800	750 - 800	1030
Теплопровідність	Вт/м <sup>2</sup> ·К	—	0,581	—	—
Питома теплоємність	кДж/кг·К	—	0,795	—	—
Розміри гранул:	мм				
діаметр	—	—	2-4,5	4,5	—
довжина	—	—	2-5	5,0	—

Продуктивність одного адсорбера:

$$V_a = W \cdot S = W \frac{P \cdot 10,2}{Z} 0,75 d^2 \cdot 3600, \quad (2.56)$$

$$V_a = 0,2 \frac{5,5 \cdot 10,2}{0,9} 0,75 \cdot 3^2 \cdot 3600 = 317,1 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{год.},$$

де  $S$  — площа поперечного перерізу адсорбера,  $\text{м}^2$ ,

$Z$  — коефіцієнт зріджування газу;

10,2 — перевідний коефіцієнт;

$W$  — лінійна швидкість газу,  $\text{м/с}$ .

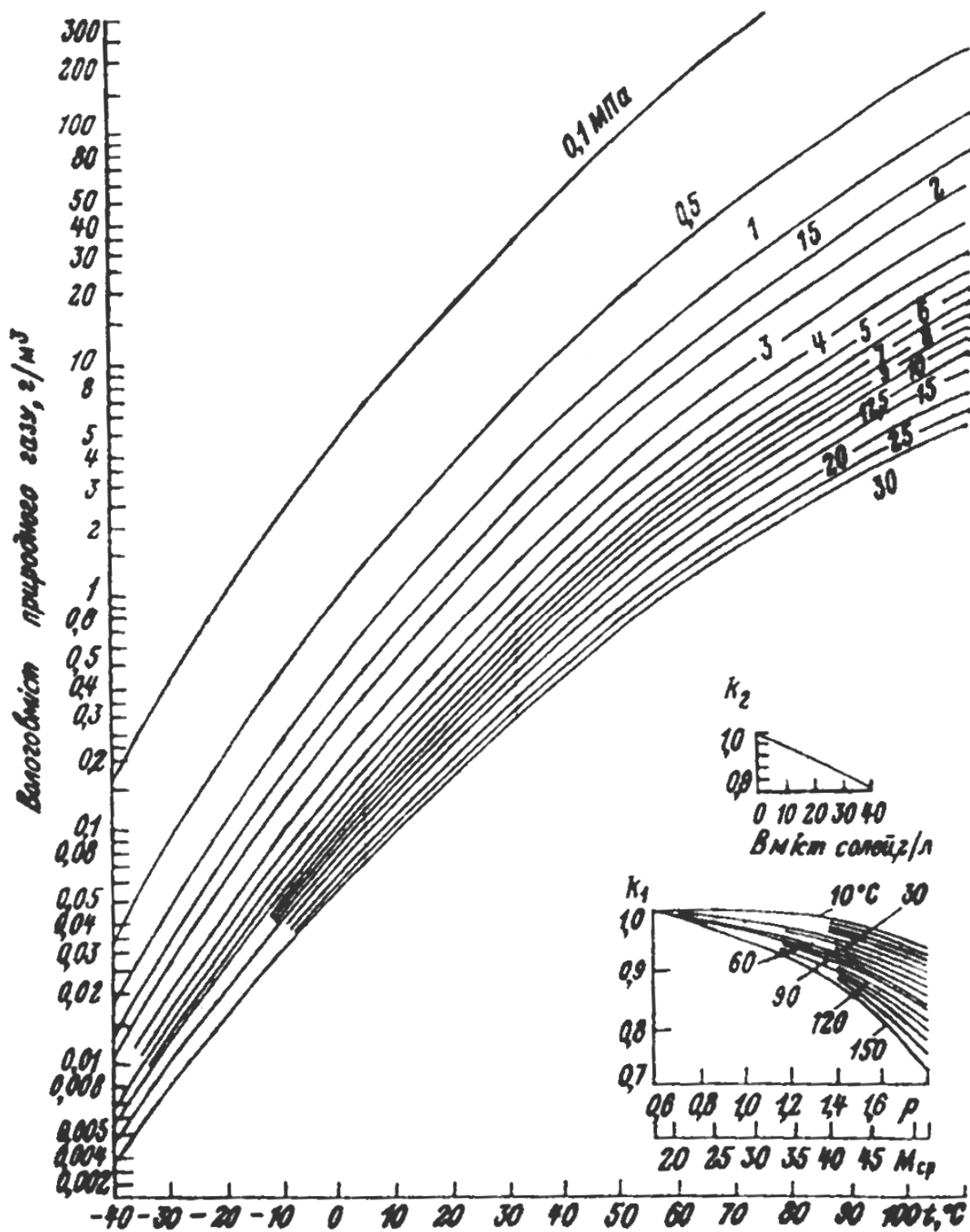


Рис. 2.18 - Рівноважний вміст парів води в системі «природний газ - вода»

Кількість адсорберів визначаємо так:

$$n_a = \frac{Q_{добу}}{V_a} = \frac{12,7 \cdot 10^6}{317,1 \cdot 10^3 \cdot 24} = 1,67. \quad (2.57)$$

Приймаємо  $n=2$ .

Оскільки процес періодичний, отриману кількість адсорберів подвоюємо, тобто установка буде складатися з двох технологічних ниток по два адсорбери кожна. Визначаємо кількість цеоліту в одному адсорбері:

$$G_a = \frac{G_1}{n} = \frac{72}{4} = 18,0 \text{ т}. \quad (2.58)$$

Висота шару цеоліту при його насипній вазі  $0,65 \text{ т/м}^3$ :

$$H = \frac{G_a}{0,65 \cdot 0,785 \cdot d^2} = \frac{18}{0,65 \cdot 0,785 \cdot 3^2} = 3,9 \text{ м}. \quad (2.59)$$

Час контакту газу й адсорбента:

$$\tau_K = \frac{H}{W} = \frac{3,9}{0,2} = 19,5 = 20 \text{ с} \quad (2.60)$$

тобто в два рази більший прийнятого.

Розрахунок стадії десорбції:

Витрата теплоти на нагрівання адсорбента:

$$Q_1 = G_a \cdot C_{адс.} \cdot (T_{середн.} - T_{поч.}), \quad (2.61)$$

де  $G_a$ , — маса адсорбента, кг;

$C_{адс.}$  — питома теплоємність адсорбента, Дж/кг·°K (  $C_{адс.}=0,88$  Дж/кг·°K);

$T_{середн.}$  — середня температура регенерації, °K;

$T_{поч.}$  — температура адсорбента на початку регенерації, °K.

( $T_{поч.} = 298$  °K)

$$T_{середн.} = \frac{T_{вх.} + T_{вих.}}{2} \quad (2.62)$$

$T_{вх.}$ ,  $T_{вих.}$  — температури газу регенерації відповідно на вході й виході з шару в кінці регенерації, °K.

$$T_{середн.} = \frac{523 + 503}{2} = 513 \text{ °K},$$

$$Q_1 = 18000 \cdot 0,88 \cdot (513 - 298) = 3,4 \cdot 10^6 \text{ Дж}$$

Витрата теплоти на нагрівання адсорбера:

$$Q_2 = G_M \cdot C_M \cdot (T_{середн.} - T_{поч.}), \quad (2.63)$$

де  $G_M$  — маса адсорбера, кг (приймаємо на 1 кг адсорбента 3 кг металу).

$C_M$  — питома теплоємність металу, Дж/кг·K;

$$Q_2 = 18000 \cdot 0,88 \cdot (513 - 298) = 5,8 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Витрата теплоти на нагрівання теплоізоляції:

$$Q_3 = 0,2 \cdot Q_2 = 0,2 \cdot 5,8 \cdot 10^6 = 1,6 \cdot 10^6 \text{ Дж.} \quad (2.64)$$

Витрата теплоти на нагрівання води:

$$Q_4 = G_{H_2O} \cdot C_{H_2O} \cdot (T_{\text{кип.}} - T_{\text{поч.}}), \quad (2.65)$$

де  $G_{H_2O}$  — кількість води, що міститься в адсорбенті, кг;

$C_{H_2O}$  — питома теплоємність води, Дж/кг·К;

$T_{\text{кип.}}$  — температура кипіння води при тиску газу регенерації, °К;

$$Q_4 = \frac{18000 \cdot 9}{100} \cdot 4,187 \cdot (559 - 298) = 1,8 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Витрата теплоти на випарювання води:

$$Q_5 = G_{H_2O} \cdot C_{\text{вип.}} = \frac{18000 \cdot 6}{100} \cdot 2256,8 = 2,43 \cdot 10^6 \text{ Дж.} \quad (2.66)$$

де  $C_{\text{вип.}}$  — прихована теплота випарювання, Дж/кг.

Втрати тепла:

$$Q_6 = 0,1 \cdot (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5), \quad (2.67)$$

$$Q_6 = 0,1 \cdot (3,4 + 5,8 + 1,16 + 1,8 + 2,43) \cdot 10^6 = 1,46 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Втрати тепла при регенерації:

$$Q_p = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (2.68)$$

$$Q_6 = (3,4 + 5,8 + 1,16 + 1,8 + 2,43 + 1,46) \cdot 10^6 = 16,06 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Кількість теплоти, що надходить в адсорбер з газом регенерації, має дорівнювати витраті теплоти на регенерацію:

$$Q_{\Gamma} = Q_p. \quad (2.69)$$



Витрата газу регенерації:

$$Q_{\Gamma} = \frac{Q_p}{\Delta_r \cdot C_{\Gamma} \rho_{нов.} (T_{поч.рег.} - T_{середн.вих.газ.})}, \quad (2.70)$$

$$Q_{\Gamma} = \frac{16,06 \cdot 10^6}{0,672 \cdot 1,463 \cdot 1,293 \cdot (523 - 400)} = 102713 \text{ м}^3 / \text{цикл} = 17118 \text{ м}^3 / \text{год.},$$

де  $T_{середн.вих.газ.} = 400^{\circ}\text{K}$ ;

$C_{\Gamma}$  — теплоємність газу ( $C_{\Gamma} = 1,463 \text{ Дж/кг K}$ ).

По двох технологічних лініях витрата становить:

$$Q_{\Gamma} = 17118 \cdot 2 \cdot 12 = 410832 \text{ м}^3,$$

що складає 3,23 % від об'єму осушуваного газу.

### Розрахунок циклу охолодження

Температуру шару в кінці охолодження приймаємо  $T_{охол.} = 318^{\circ}\text{K}$ .

Кількість теплоти, яку необхідно відвести при охолодженні адсорбента

$$(2.61) \quad Q_1 = 18000 \cdot 0,88 \cdot \left( \frac{503 - 298}{2} - 318 \right) = 1,3 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Кількість теплоти, яку необхідно відвести при охолодженні адсорбера

$$(2.63), \quad Q_2 = 18000 \cdot 3 \cdot 0,5 \cdot \left( \frac{503 - 298}{2} - 318 \right) = 2,22 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Теплові втрати при охолодженні:

$$Q_{3охол.} = (Q_1 + Q_2) \cdot 0,05 = (1,3 + 2,22) \cdot 10^6 \cdot 0,05 = 0,17 \cdot 10^6 \text{ Дж.} \quad (2.71)$$

Загальна теплота охолодження:

$$Q_{заг.} = Q_1 + Q_2 - Q_{3охол.} = (1,3 + 2,22 - 0,17) \cdot 10^6 = 3,35 \cdot 10^6 \text{ Дж.} \quad (2.72)$$

Ця теплота має бути винесена холодним газом, який надходить в адсорбер на охолодження.

Кількість газу, необхідного для охолодження:

$$V_0 = \frac{Q_{заг.}}{\Delta_r \cdot C_{\Gamma} \rho_{пов.} (T_{середн.охол.} - T_{ном.охол.})}, \quad (2.73)$$

де  $T_{ном.охол.}$  — температура осушуваного газу (за умовою).

$$V_0 = \frac{3,35 \cdot 10^6}{0,672 \cdot 1,463 \cdot 1,293 \cdot \left( \frac{503 - 298}{2} - 298 \right)} = 25709 \text{ м}^3 / \text{цикл} = 12854 \text{ м}^3 / \text{год}.$$

Звичайно, згідно з технологічними міркуваннями витрата газу в циклі охолодження відповідає витраті газу в циклі регенерації. Час, за який закінчиться охолодження адсорбера, визначається так:

$$\tau_{охол.} = \frac{Q_{\Gamma}}{V_0} = \frac{17118}{12854} = 1,33 \text{ год.} \quad (2.74)$$

Приймаємо час охолодження  $\tau_{охол.} = 2 \text{ год.}$

## *Лекція №10*

### **2.5. ЕКСПЛУАТАЦІЯ І РЕМОНТ АПАРАТІВ З ОЧИЩЕННЯ І ОСУШЕННЯ ГАЗУ**

#### ***Вимоги Держнаглядохоронпраці України до апаратів з очищення і осушення газу***

Пиловловлювачі, абсорбери, адсорбери магістральних газопроводів, які працюють під високим тиском, підвідомчі Держнаглядохоронпраці України. Основні вимоги до них:

Посудини, які мають внутрішній діаметр більше 800 мм, повинні бути забезпечені для їх огляду і ремонту необхідною кількістю лазів, розташованих у місцях, доступних для обслуговування. Круглі лазы повинні мати діаметр у світлі не менше 400 мм. Внутрішні пристрої, які заважають огляду посудин, мають бути знімними. Поздовжні зварні шви в окремих обичайках циліндричної частини посудини, а також меридіанні або хордові шви днищ, які примикають до обичайок, не повинні бути продовженням один одного, а мають бути зміщені по відношенню один до одного на величину трикратної товщини листа, але не менш як на 100 мм (між осями). Розташування поздовжніх зварних швів у горизонтальних посудинах має бути поза межами 140° нижньої частини корпусу посудини, якщо нижня частина малодоступна для огляду, установка люків на поздовжніх зварних швах не допускається.

При випуску із заводів-виготовників посудин до них мають бути прикріплені на видному місці металеві пластини з позначенням найменування заводу-виготовника, номера посудини за списком заводу, року виготовлення, робочого тиску, найбільшої температури стінки, якщо температура перевищує 523 °К, і найменшої, якщо температура середовища нижче 243 °К. На кожен виготовлену посудину виготовник має скласти й передати замовнику паспорт установленої форми.

Посудини та її елементи проходять гідравлічне випробування з метою

перевірки їх міцності й жорсткості.

Посудини мають бути забезпечені такою арматурою: запірними органами для відключення посудини від трубопроводів, що підводять у посудину і відводять з посудини газ, пристроєм для вилучення середовища, яке знаходиться в посудині, а також пристроєм для продувки і зливання конденсату, манометром, обладнаним пристроєм для установки контрольного манометра, відключення манометра від посудини і сполучення з атмосферою. Установка пиловловлювачів, абсорберів, адсорберів і т. п. має забезпечувати доступ до всіх частин посудини, можливість огляду, ремонту й очищення як внутрішньої, так і зовнішньої сторін.

Посудини, що підлягають дії правил Держнаглядохоронпраці, мають бути до пуску в роботу зареєстровані в органах Держнаглядохоронпраці України.

Технологічний цикл компримювання газу починається з його підготовки в пиловловлювачах і установках осушення.

При очищенні газу від механічних домішок недовантаження апарата знижує якість очищення через погіршення відбою твердих і рідких часток.

Перевантаження також негативно впливає на процес очищення, оскільки виникає сильне закидання масла в контактні трубки і підвищене винесення його в газопровід.

Пиловловлюючі апарати призначені для вловлювання рідких і твердих домішок, що містяться в газі.

Газ очищають на промислових установках підготовки газу. При незадовільному очищенні газу від конденсату значна частина конденсату осідає в пиловловлювачах, що створює ненормальний режим їх роботи через підвищення рівня промивальної рідини. У цьому разі пиловловлюючі апарати можуть працювати на конденсаті, який не погіршує ступеня очищення газу (98 %) за умови забезпечення стабілізації рівня.

Обв'язку пиловловлювачів виконують трубами діаметром до 426 мм включно — сталевими безшовними, діаметром вище 426 мм — прямошовними. Всі з'єднання повинні бути зварними, фланцеві з'єднання допускаються тільки в

місцях приєднання арматури.

При роботі установки пиловловлювачів виконують такі операції: заповнення маслом; заміну відпрацьованого масла; періодичне видалення бруду і конденсату; поповнення рівня масла; включення і відключення пиловловлювачів; продувну.

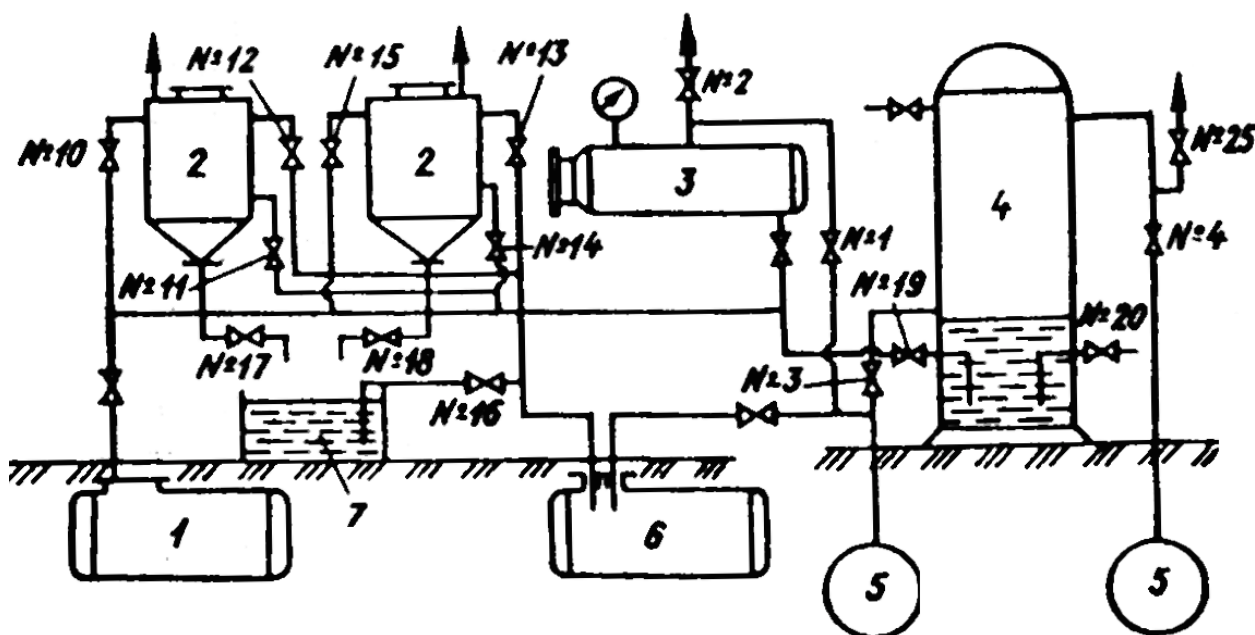


Рис. 2.19 - Схема об'язки масляних пиловловлювачів.

1 — ємкість для конденсату і відпрацьованого масла; 2- відстійники;  
3 — акумулятор; 4 — пиловловлювач; 5 — газопровід; 6 — ємкість для свіжого масла;  
7 — ємкість для бруду; № 1—4, № 10—20, № 25 — крани для об'язки пиловловлювачів

При роботі на конденсаті кількість операцій зменшується.

Заміну масла в пиловловлювачі виконують в такій послідовності: відключають пиловловлювач закриттям засувки 3 і 4 (рис. 2.19), закривають засувку 16 на об'язці відстійників, засувки 19, 21, 23 також мають бути закриті; далі відкривають засувки 12 і 15, потім, повільно відкриваючи засувку 19, переводять масло з пиловловлювача у відстійники.

Після передавлювання засувки 19, 12 і 15 закривають. Шлам із відстійників спускають відкриванням засувки 17 і 18 (рис. 2.19).

При роботі вісцинових фільтрів необхідно дотримуватись таких вимог:

1. Контролювати гідравлічний опір фільтрів. При опорі фільтра від 70 до 100 кПа фільтр має бути відключений для промивання кілець.

2. Контролювати навантаження вісцинових фільтрів.

3. Виключити живлення ГРС газом зі сторони нагнітання.

Мале навантаження поліпшує якість очищення газу; при перенавантаженнях фільтра якість очищення різко знижується і збільшується гідравлічний опір апарата. Норма витрати вісцинового масла для змочування кілець Рашига — 5 г на 1000 м<sup>3</sup> газу.

Дефектацію апаратів здійснюють зовнішнім оглядом і ручним випробовуванням запірної арматури. Запірна арматура в будь-якому положенні не повинна давати витікання газу в атмосферу.

До очищення апаратів дозволяється приступати тільки після їх перевірки і ретельного провітрювання. При ремонті необхідно виконувати такі роботи:

- внутрішній огляд установок і усунення помічених дефектів;
- ревізію всієї запірної арматури на газових і масляних комунікаціях (раз на три роки);
- очищення основного і допоміжного обладнання від бруду (не рідше двох разів на рік);
- перевірку показуючих манометрів нао взірцевих приладах (не рідше двох разів на рік).

При очищенні посудин треба враховувати можливість наявності пірофорних з'єднань. При експлуатації вісцинових фільтрів на ГРС зі зволеним газом активна плівка на кільцях швидко розчиняється і змивається конденсатом, що знаходиться в газі.

Безперебійна і якісна робота вісцинових фільтрів може бути забезпечена підтриманням розрахункового режиму роботи станції, дотриманням правил догляду і ремонтно-профілактичних робіт на вісциновому фільтрі.

Процес відновлення працездатності фільтра потребує застосування пари й органічних розчинників, громіздкого обладнання (ванни, стелажі і т. п.) і виконується вручну.

При перезарядці фільтра необхідно знизити тиск до атмосферного й відключити його від газопровідних комунікацій. Потім провести виїмку кільця Рашига, їх промивання гасом або содовим розчином. Після промивання кільця просушують і опускають у вісцинове масло (60% циліндрового і 40% дизельного палива), потім їх розташовують на стелажах для стікання надлишку масла.

В ємкість фільтра кільця засипають через патрубок завантаження.

Ремонт циклонного пиловловлювача — це очищення нижньої і верхньої частин посудини від бруду через нижній і верхній люки.

Перед розкриттям люків треба за допомогою дренажної трубки вилучити наявну рідину:

- від'єднати посудину від вхідного і вихідного газопроводів;
- знизити тиск у посудині до нуля;
- зняти кришки люків.

### СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Громов А.В., Гузанов Н.Е., Хачикян Л.А. Эксплуатационнику магистральных газопроводов.—М.: Недра, 1987.
2. Бунчук В.А. Транспорт и хранение нефти и газа.— М.: Недра, 1977.
3. Борщенко Л.И. Подготовка газа и конденсата к транспорту.—М.: Недра, 1987.
4. Центральное КБ нефтеаппаратуры: Технологический расчет.—М., 1980.
5. Гуревич Д.Ф. Справочник по арматуре для газонефтепроводов.—Л.: Недра, 1988.
6. Гриценко А.И., Александров И.А. Галинин И.А. Физические методы переработки и использования газа.— М.: Недра, 1981.

## ЗМІСТ

Лекція №1. ....	3
Вступ. ....	3
Лекція №2. ....	5
Частина 1. Газопроводи і газосховища ....	5
Розділ 1. Фізико-хімічні властивості природних газів ....	5
1.1. Основні параметри газів ....	5
1.2. Термодинамічні властивості газів ....	14
1.3. Токсичні і теплові властивості природних газів ....	18
Лекція №3. ....	21
Розділ 2. Підготовка газу до дальнього транспортування ....	21
2.1. Очищення газу від механічних домішок. Сірководню і вуглекислоти ....	21
2.1.1. Вміст вологи в газі ....	21
2.1.2. Точка роси за вуглеводнями ....	22
2.1.3. Вміст сірководню ....	23
2.1.4. Вміст механічних домішок ....	23
2.1.5. Вміст кисню ....	23
2.1.6. Вміст двоокису вуглецю ....	24
2.1.7. Вміст меркаптанової і загальної органічної сірки ....	24
2.1.8. Число Воббе ....	24
2.1.9. Джерела забруднення магістральних газопроводів ....	25
Лекція №4. ....	26
2.1.10. Методи очищення газу ....	26
2.1.11. Очищення газу від сірководню і вуглекислоти ....	27
Лекція №5. ....	30
2.2. Конструкції пиловловлювачів ....	30
Лекція №6. ....	38
2.3. Технологічний розрахунок масляного вертикального пиловловлювача ....	38
Приклад 2.1. ....	38
Гідравлічний розрахунок ....	41
Лекція №7. ....	45
Вибір циклонного пиловловлювача ....	45
Приклад 2.2. ....	46
Розрахунок коефіцієнта стисливості ....	47
Розрахунки товщини стінок ....	48
Розрахунок циклонної насадки ....	49
Лекція №8. ....	51
Розрахунок штуцерів входу і виходу газу, відводу рідини ....	51
Розрахунок гідравлічного опору пиловловлювача ....	52
Лекція №9. ....	54
2.4. Осушення газу і боротьба з гідратоутворенням ....	54
Приклад 2.3. ....	59
Установки осушення газу та їх експлуатація ....	64
Лекція №10. ....	83
2.5. Експлуатація і ремонт апаратів з очищення і осушення газу ....	83
Вимоги держнаглядохоронпраці України до апаратів з очищення і осушення газу ....	83
Список літератури ....	87



# **НАВЧАЛЬНЕ ВИДАННЯ**

**Капцов Іван Іванович,  
Ромашко Олександр Васильович**

## **КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ**

### **З ДИСЦИПЛІНИ «ГАЗОПОСТАЧАННЯ»**

#### **Частина 1**

#### **ГАЗОПРОВОДИ І ГАЗОСХОВИЩА**

#### **ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ПРИРОДНИХ ГАЗІВ. ПІДГОТОВКА ГАЗУ ДО ДАЛЬНЬОГО ТРАНСПОРТУВАННЯ**

для студентів 4 - 5 курсів денної та заочної форм навчання за напрямом  
підготовки 0921 (6.060101) «Будівництво»  
спеціальності «Теплогазопостачання і вентиляція»

Редактор *М.З. Аляб'єв*

Комп'ютерне верстання *Н.В.Зражевська*

План 2010, поз. 63 - Л

Підп. до друку 03.06.10  
Ум. друк. арк.3,91

Формат 60×84 1/16  
Тираж 50 пр.

Друк на ризографі.  
Зам. №

Видавець і виготовлювач:

Харківська національна академія міського господарства,  
вул. Революції, 12, Харків, 61002

Електронна адреса: [rektorat@ksame.kharkov.ua](mailto:rektorat@ksame.kharkov.ua)

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи: ДК №731 від 19.12.2001