

## **РОЗДІЛ 3. ПІДГОТОВКА ГАЗУ ДО ТРАНСПОРТУВАННЯ**

### **3.1 ОЧИЩЕННЯ ГАЗУ**

*Природний газ* газових родовищ містить *механічні тверді та рідкі домішки* – пісок, пил, воду, масло, конденсат, сірчані сполуки тощо.

Залежно від того, де буде використовуватися газ, до його якості ставлять вимоги згідно з ТУ України. Якість газу, що надходить із промислів і газопереробних заводів до магістральних газопроводів, 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 сталості його складу, відсутністю рідкої фази і механічних домішок, обмеженням вмісту важких вуглеводнів і сполук сірки.*

#### **3.1.1 Показники оцінки якості газу**

Основні показники оцінки якості природного газу, який транспортується магістральними газопроводами і подається споживачам, такі:

**1.Вміст вологи в газі.** Волога сприяє процесу корозії газопроводів і обладнання компресорних станцій, утворенню

\* У написанні розділу брали участь К.Є. Дудля і О.В. Філіп'єва

кристалогідратів.

Для запобігання цих явищ необхідно, щоб точка роси газу по волозі була на 5 – 7 К нижче найбільш низької температури газу при його транспортуванні газопроводом.

Згідно з ТУ України на газу горючі природні встановлено технічні вимоги (табл. 3.1). 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.

Таблиця 3.1

Технічні вимоги на газу горючі природні

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

**2. Точка роси щодо вуглеводнів.** Наявність у газі вуглеводнів, які конденсуються, призводить за певних термодинамічних умов до виділення конденсату. Це знижує пропускну здатність магістральних газопроводів, збільшує потрібну потужність компресорних агрегатів.

Сучасні сорбційні процеси (процеси поглинання з газу певних фракцій) дають можливість виділити з газу важкі вуглеводні до точки роси  $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Така глибина виділення дає змогу найповніше використовувати вуглеводні для отримання зріджених газів, газових бензинів, індивідуальних вуглеводнів.

**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  $1\text{ м}^3$  газу повинно міститися не більше  $0,02\text{ г}$  сірководню.

**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.

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

**6. Вміст двоокису вуглецю.** У сухому газі  $\text{CO}_2$  утворює баластну суміш, яка знижує калорійність газу. У природних газах, що транспортуються газопроводами, міститься порівняно невелика кількість двоокису вуглецю. За техніко-економічними даними вміст  $\text{CO}_2$  у газі не повинен перевищувати  $2\%$ .

**7. Вміст меркаптанової і загальної органічної сірки.** Меркаптанова сірка міститься в газі у невеликій кількості, вона уводиться до газу для надання йому запаху як одорант. Встановленими нормами вміст одоранту в газі зумовлений необхідним рівнем запаху і становить  $16\text{ г}/1000\text{ м}^3$  газу.

Наявність у газі органічної сірки більше  $30\text{--}50\text{ мг}/\text{м}^3$  обмежує можливість його використання без доочистки для хімічних процесів.

**2. Число Воббе** – основний показник якості газу, що використовується в 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 згорання газу

( $Q$ ) і густини газу по відношенню до повітря ( $\Delta$ ):

$$W = \frac{Q}{\sqrt{\Delta}}. \quad (3.1)$$

Значення числа Воббе для *газових і газоконденсатних родовищ* знаходиться в межах 40 195–50 244 кДж/м<sup>3</sup>, для *нафтових родовищ* – 46 057–60 711 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, який транспортується по магістральними газопроводами, становить від 11 000 до 12 000 кДж/м<sup>3</sup>. При цьому відношення максимального значення числа Воббе до мінімального не перевищує 1,1, що відповідає рекомендаціям Міжнародної газової спілки за допустимими межами відхилень.

### ***3.1.2 Джерела забруднення магістральних газопроводів***

*Аналіз забруднень внутрішньої порожнини газопроводів дає змогу встановити, що забруднення є складною багатоконпонентною 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 та надійності роботи газопроводів на підприємствах проводяться періодична продувка й 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.

Сьогодні достойно встановлено, що зношеність робочих коліс відцентрових нагнітачів прямо пропорційна вмісту пилу. Найбільшу ерозію металу робочих коліс нагнітача викликають фракції пилу більші від 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:

$$\Delta_{абс.} = \Delta_{нум.} \cdot \beta_1 \cdot \beta_2 \cdot \beta_3 \cdot G, \quad (3.2)$$

де  $\Delta_{нум.}$  – питоме зношення певного елемента колеса (робочого диска, покриваючого диска, лопатки тощо), мм/кг;

$\beta_1$  – 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, кг.

Ресурс робочого колеса визначають за формулою:

$$T = \frac{24 \cdot S}{\Delta_{нум.} \cdot \beta_1 \cdot \beta_2 \cdot \beta_3 \cdot Q_{середн.} \cdot A}, \quad (3.3)$$

де  $T$  – ресурс роботи колеса, год;  $S$  – гранично допустимий знос елемента, який обмежує ресурс роботи колеса, мм.;

$Q_{середн.}$  – середня продуктивність нагнітача, млн м<sup>3</sup>/добу;

$A$  – запиленість газу перед нагнітачем, мг/м<sup>3</sup>.

#### 3.1.3 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 та кінцево – на ГРС.

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

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

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

Четвертий етап очищення газу виконується на ГРС і призначений для остаточного очищення газу перед подачею його споживачам.

Промислові пиловловлювачі для очищення газу від механічних домішок поділяються на дві групи згідно з принципами очищення газу – на *апарати сухого і вологого відділення пилу*. До апаратів сухого відділення пилу належать *гравітаційні сепаратори і циклонні пиловловлювачі, принцип дії яких полягає в штучному осаджуванні пилу під дією сил ваги і внаслідок зниження швидкості течії газу*. Розмір часток пилу, що очищаються в цих апаратах, понад 40 мкм.

До апаратів вологого відділення пилу відносяться *масляні пиловловлювачі, де очищення відбувається за допомогою промивання газу рідиною*. Цей тип пиловловлювачів разом із циклонними апаратами знайшов широке застосування в газовій промисловості. Перевагами вертикальних масляних пиловловлювачів є високий ступінь очищення газу (97–99 %), 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 25г на 1000м<sup>3</sup>.

#### **3.1.4 Очищення газу від сірководню і вуглекислоти**

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 К, ДЕА – 541 К, ТЕА — 550 К.

На рис. 3.1 подано схему очищення газу  $H_2S$  і  $CO_2$  за допомогою МЕА. Газ (1), який очищується, надходить в абсорбер (2). Назустріч потоку газу протитечією подається регенований розчин етаноламіну, який поглинає з газу  $H_2S$  і  $CO_2$ . Продукти взаємодії етаноламіну з  $H_2S$  і  $CO_2$  через теплообмінник (6) надходять до випарної колони (9). Після додаткового нагрівання паропідігрівачем (8) за температури 373 К виникає регенерація етаноламіну з виділенням  $H_2S$  і  $CO_2$ , які надходять до холодильника (5) для охолодження, і в сепаратор (12) для розподілення на газу і конденсат. Газу надходять на подальшу переробку для одержання сірки, сірчаної кислоти. Регенований розчин етаноламіну насосом (7) подається до абсорбера через теплообмінник (6) і холодильник (5).

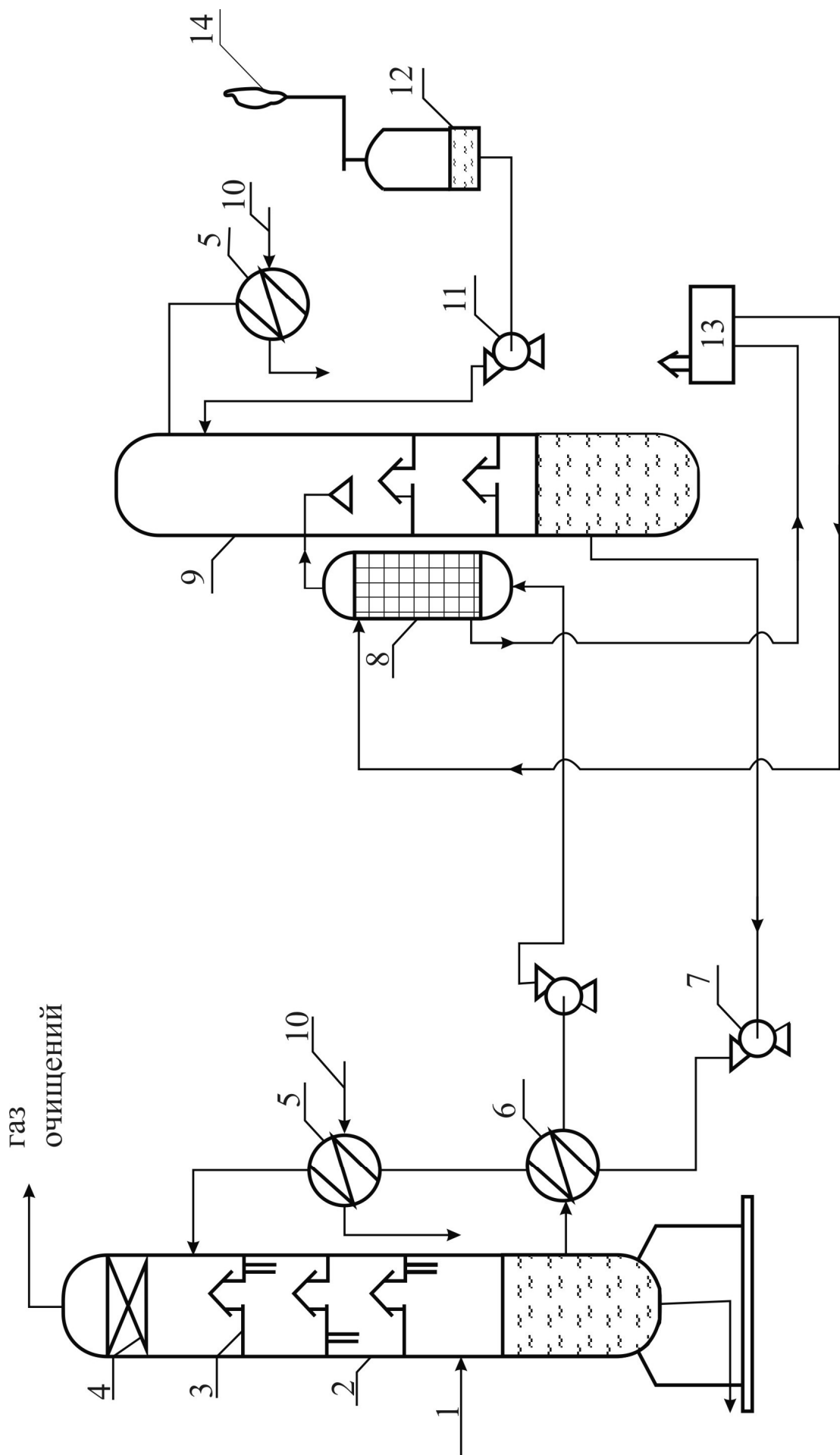


Рис. 3.1. Схема очищення газу від  $H_2S$  і  $CO_2$ .

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  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$  пов'язане з розробкою ряду родовищ, які містять домішки у вигляді сірководню та меркаптанів, і потребують тонкого очищення природних газів від сполук сірки.

Одним із методів очищення газу від органічної сірки є *адсорбційний процес* із використанням *цеолітів марки NaX*, які показали поглинальну і механічну стабільність.

На підставі досліджень, проведених ВНДІгазу, запропоновано технологічний процес очищення природного газу від меркаптанів *фізичною абсорбцією* 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>.

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

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

Етаноламінові методи обробки газу, які застосовуються в промисловості, одночасно з  $\text{H}_2\text{S}$  майже повністю вилучають  $\text{CO}_2$ .

Неселективність указаних методів призводить до підвищеної витрати абсорбенту та зниження ефективності виробництва сірки й кислих газів.

Сьогодні застосовується 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, які взаємодіють із сульфідними іонами, утвореними при проходженні бульбашок



сірководню крізь воду. Умовою ефективного очищення газу є його вологонасиченість.

Очищення газу від сірководню виконується 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  $\text{H}_2\text{S}$  до  $0,008 \text{ мг/м}^3$ , що відповідає вимогам якості газу.

### 3.2. ПИЛОВЛОВЛЮВАЧІ

#### 3.2.1 Конструкції пиловловлювачів

*Вертикальний масляний пиловловлювач* широко застосовується на компресорних станціях і ГРС. У галузі експлуатується ряд типорозмірів пиловловлювачів (табл. 3.2).

Конструкцію вертикального масляного пиловловлювача подано на рис. 3.2.

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

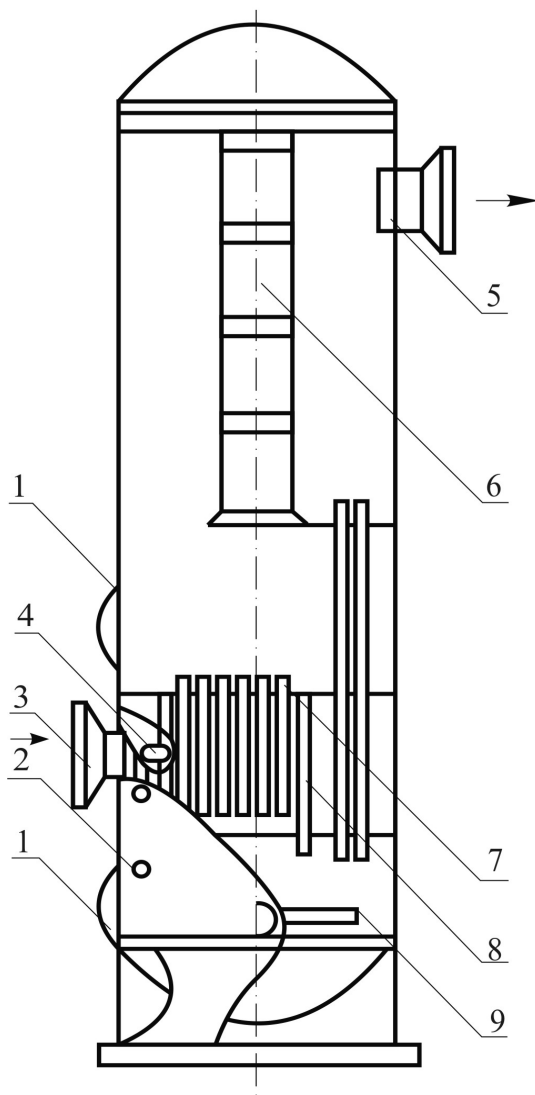
До пилоочищувальної установки входить маслогосподарство: акумулятор масла, відстійники з обв'язкою.

Недоліки рідинних пиловловлювачів повністю відсутні в циклонних пиловловлювачах.

Конструктивно **циклонний пиловловлювач** (рис. 3.3) – це апарат вертикальної циліндричної форми з вбудованими циклонами, який складається з трьох технологічних секцій: розподілення газу, що надійшов, очищення газу, збирання рідини та механічних домішок. Неочищений газ надходить через боковий вхідний патрубок, до якого приварені п'ять циклонів, розташованих зіркоподібно по колу.

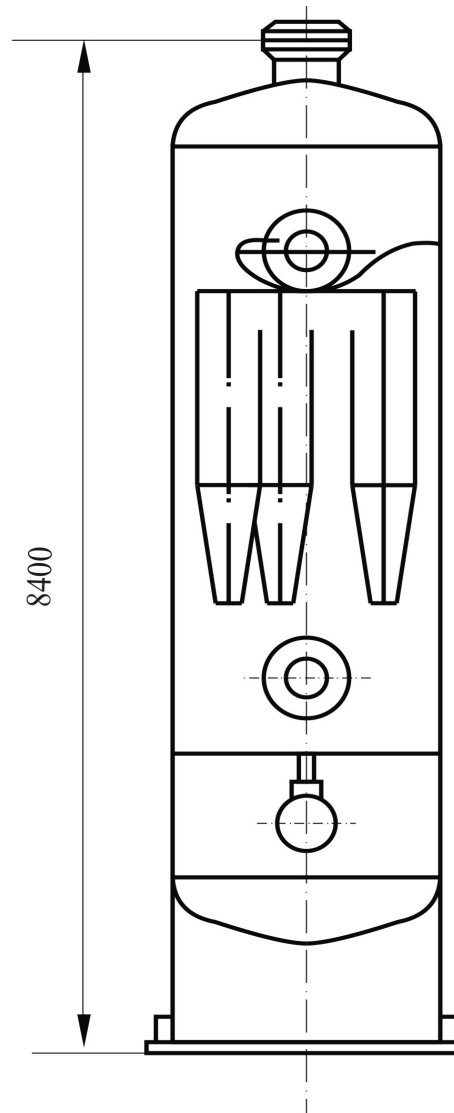
Таблиця 3.2  
Технічна характеристика масляних пиловловлювачів

Продуктивність, м <sup>3</sup> /добу	Діаметр корпусу, мм	Висота, мм	Площа поперечного перерізу, м <sup>2</sup>	Кількість трубок			Кількість відбивачів	Розміри відбійної насадки		Товщина стілки, мм		Маса, т		Діаметр контактних і дренажних трубок, м
				Контактних	Дренажних із осадкувальної секції	Дренажних із відбійної секції		Довжина, мм	Ширина, мм	P <sub>роб.</sub> =5,5 МПа	P <sub>роб.</sub> =6,4 МПа	P <sub>роб.</sub> =5,5 МПа	P <sub>роб.</sub> =6,4 МПа	
	400	5100	0,126	5	2	2	13	360	148	12	15	1,06	1,2	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	2,1	2,27	0,089
24	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	8,5	9,8	0,089
	1400	6650	1,535	49	8	6	105	1340	333	40	45	12,2	13,4	0,089
4,8	1600	7000	2,04	57	9	6	125	1532	333	44	52	15,9	18,9	0,089
9,6	2400	8800	4,52	127	20	23	175	2370	333	46	-	30	-	0,089



**Рис. 3.2. Вертикальний масляний пиловловлювач**

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



**Рис. 3.3. Циклонний пиловловлювач**

За рахунок відцентрової сили проходить відкидання, осадження вологи і механічних домішок, які виводяться з апарату автоматично через дренажний штуцер.

Різновидом циклонних апаратів є *мультициклонні пиловловлювачі*, де за рахунок зменшення діаметра циклона підвищується якість очищення газу. Закручування потоку газу в них виникає завдяки спеціальним спрямовуючим лопаткам, закріпленим під кутом 25 – 30°.

Значно впливає на якість очищення природних газів їх вологовміст. Тому ефективність роботи циклонних пиловловлювачів в умовах підвищеного вмісту вологи і конденсату погіршується через осадження липкої маси (пил і конденсат) у прохідних перерізах апаратів. Сьогодні експлуатується ряд типорозмірів циклонних пиловловлювачів (табл. 3.3).

В експлуатації на КС використовується обладнання різних зарубіжних фірм ("Дженерал електрик", "Нуова піньоне", "Крезолуар" та ін.). Це обладнання конструктивно дещо відрізняється від вітчизняного і 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.

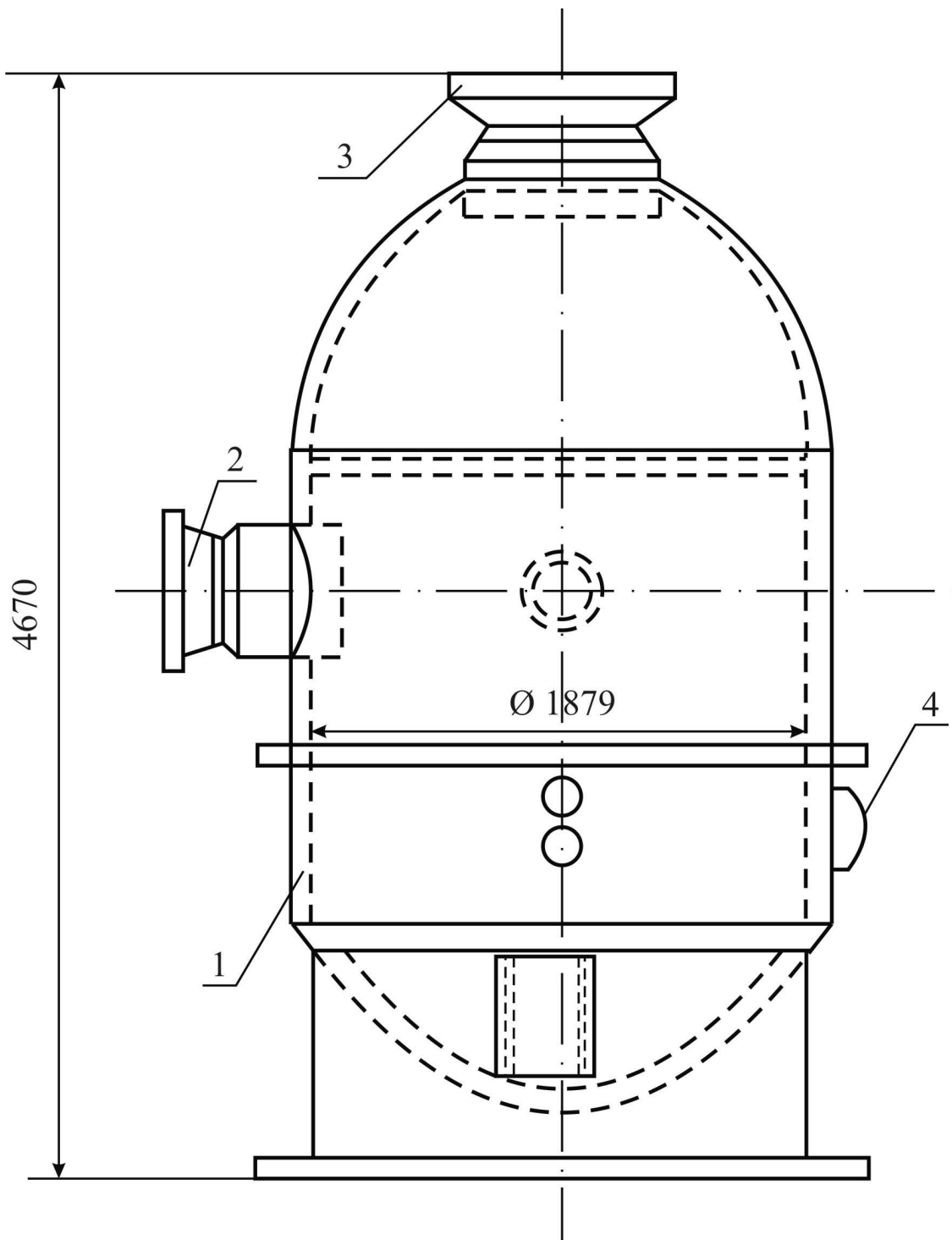
Американська фірма "Пірлес" для очищення газу від механічних домішок випускає масляні пиловловлювачі і пористі фільтри. Скрубер "Пірлес" складається з таких основних частин: циліндричного корпусу (1), вхідного (2) і вихідного (3) патрубків, оглядового люка (4), дренажної системи, апаратури управління нагріванням і скиданням конденсату (рис. 3.4, 3.5).

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

*Фільтр–сепаратор "СМР"* (Франція) призначений для видалення з потоку технологічного газу рідини і механічних домішок (рис. 3.6).

Таблиця 3.3  
Технічна характеристика циклонних піловловлювачів очищення газу

Найменування	Тип	Продуктивність, 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 об'єм, який дренується, м <sup>3</sup>	Питоми металозатрати, г/млн м <sup>3</sup>	Маса, кг	Габарити, ширина, висота, мм
Піловловлювач мультциклонний вертикальний	ГП751	6,4	3,92	5,48	1600	60	189	2,45			
	ГП 105.00.000	6,4	3,92	5,48	1600	60	187	2,0			
	ГП 198.00.000	6,4	3,92	5,48	1600	60	187	2,3			
	ГП 199.00.000										
	ГП 167.00.000	8,2	4,9	7,45	1600	60	187	2,3			
Піловловлювач циклонний вертикальний	ГП 426.00.000	15	3,92	5,48	1850	600	5	5,2/3,2	533	23000	3250 9300
	ГП 144.00.000	20	4,9	7,45	2000	600	5	5,2/3,2	550	1000	3500 9500
	ГП 692.01.000	5	3,93	5,5	1200	350	5	–	360	800	2240 5675
Піловловлювач (скруббер) мультциклонний вертикальний	фірма "Пірлес"	16,8	5,97	7,45	2000	50,8	397	2,45			4670



*Рис. 3.4. Скрубер «Пірлес»*

Сепаратор складається з двох секцій: секції очищення від механічних домішок і секції вловлювання рідини, розділених глухою перегородкою; має два дренажних патрубку, жорстко з'єднаних із конденсатозбірником. Конденсатозбірник розділений глухою перегородкою на два відсіки: для приймання рідини й механічних домішок, які потім виводяться через автоматичну систему дренажування.

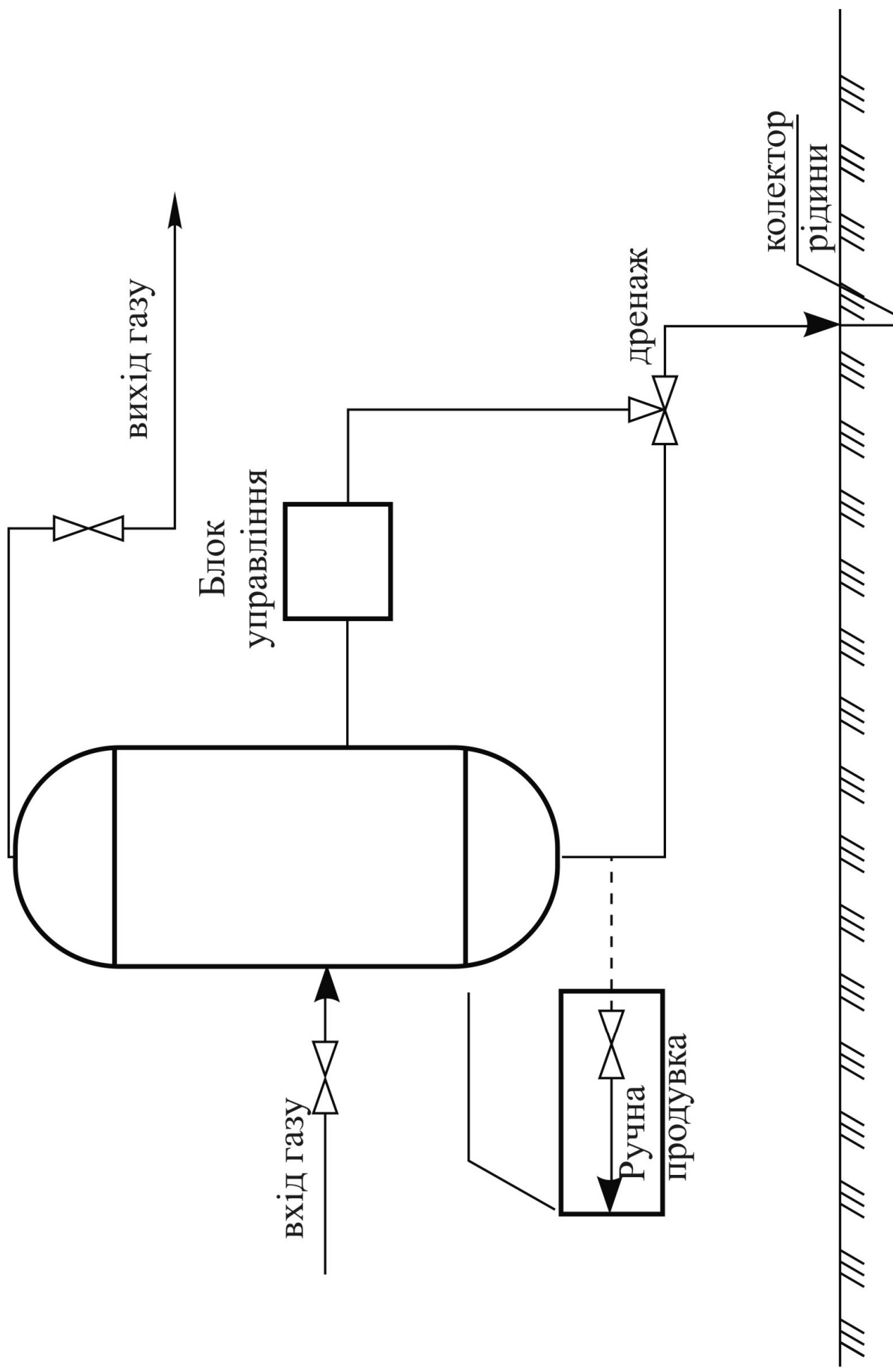
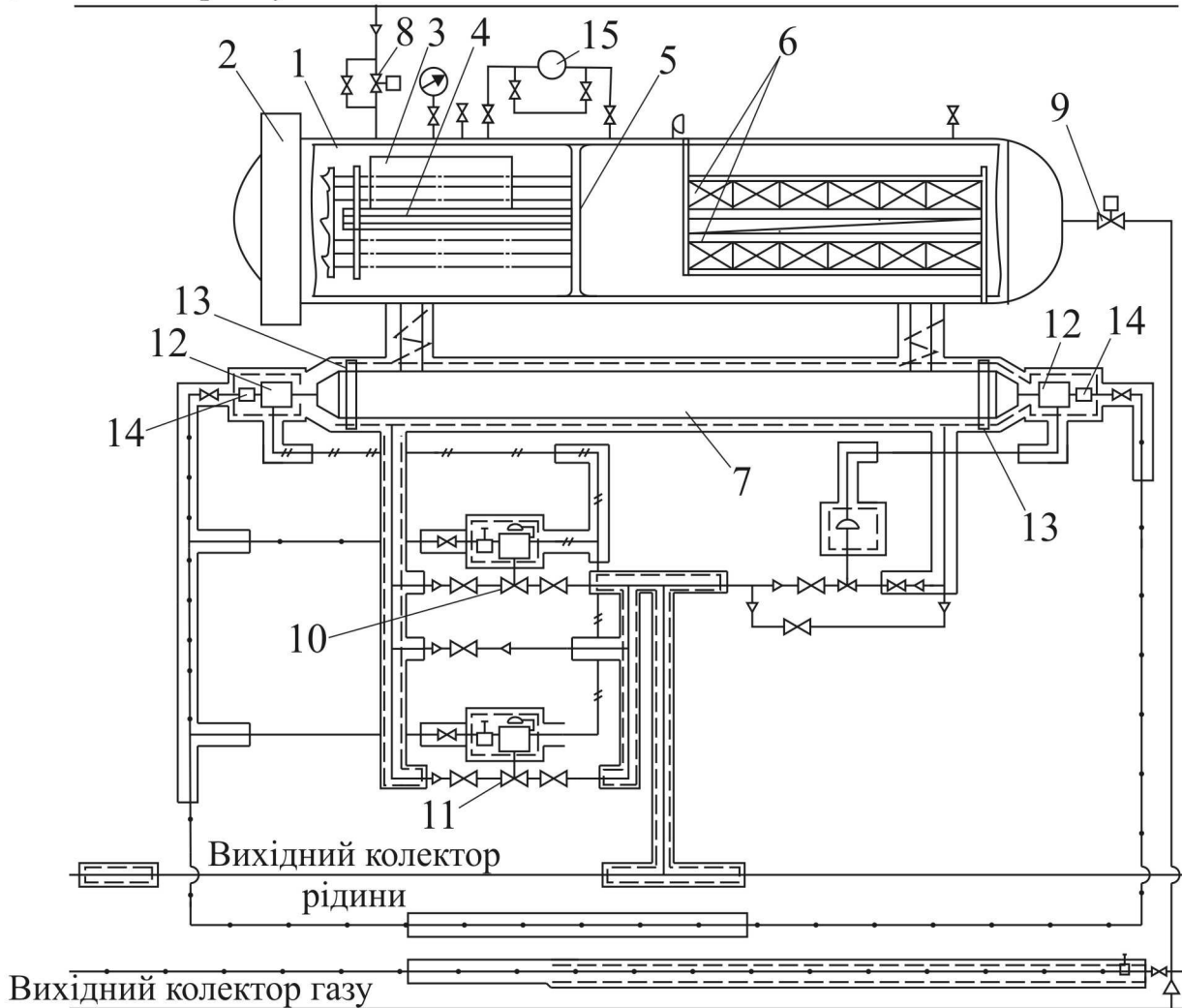


Рис. 3.5. Дренажна обв'язка скрубера

Вхідний колектор газу



- живлення газом КВП
- //—//— лінія зв'язку газу КВП
- лінія теплоізоляції
- ▭— лінія обігріву
- ◁— перехідник

**Рис. 3.6. Фільтр-сепаратор "СМР"**

1 – фільтр-сепаратор, 2 – швидкодіючий затвор, 3 – відбійний козирок, 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  $\varnothing 1''$  з позиціонером, 11 – клапан  $\varnothing 1''$  з позиціонером, 12 – регулятор рівня  $\varnothing 4''$ , 13 – показчик рівня, 14 – регулятор  $\varnothing 1/4''$ , 15 – показчик диференційного тиску.



Робота сепаратора здійснюється таким чином: газ через вхідний патрубок (8) і відбійний козирок (3) надходить до фільтруючої секції (4), де очищується 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 сітчастими пакетами, коагулюється і стікає через дренажний патрубок у конденсатозбірник (7). 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. 3.4.

### **3.2.2. Технологічний розрахунок масляного вертикального пиловловлювача**

#### **Приклад 3.1**

Виконати розрахунок пиловловлювача за таких заданих умов:

Добова продуктивність газопроводу -  $Q = 12,7$  млн.м<sup>3</sup>/добу, тиск газу на прийомі КС  $P_{роб.} = 4,0$  МПа, температура газу на вході в КС  $T_{роб.} = 288$  К, густина газу  $\rho = 0,672$  кг/м<sup>3</sup>; коефіцієнт стисливості  $Z=0,89$ .

Пропускну здатність пиловловлювача визначає переріз контактних трубок.

Секундна витрата газу за заданих умов визначається за допомогою формули:

$$q_c = \frac{Q \cdot P_{ст.} \cdot T_{роб.}}{24 \cdot 3600 \cdot P_{роб.} \cdot T_{ст.}} =$$
$$= \frac{12,7 \cdot 10^6 \cdot 0,1013 \cdot 288}{24 \cdot 3600 \cdot 4,0 \cdot 293} = 3,73 \text{ м}^3 / \text{с}, \quad (3.4)$$

де  $Q$  – кількість газу, що підлягає очищенню, м<sup>3</sup>/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;

$P_{ст.}$  – стандартна температура, К.

Таблиця 3.4

Технічна характеристика фільтра–сепаратора фірми "СМР" (Франція)

П№ 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	м <sup>3</sup>	13,3
9	Довжина апарата	мм	8490
10	Довжина конденсатозбірника	мм	6100
11	Середовище	Природний газ, вуглеводневий конденсат, вода	

**Примітка:** Допустимі швидкості розраховані за  $T = 293 \text{ K}$  і  $Z = 1$ .

Залежно від тиску в пиловловлювачі приймаються такі допустимі швидкості (табл. 3.5).

Для заданих умов приймаємо  $W_0 = 0,56 \text{ м/с}$ ,  $W_K = 1,68 \text{ м/с}$ .

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

$$F = \frac{q_c}{W_0} = \frac{3,73}{0,56} = 6,66 \text{ м}^2. \quad (3.5)$$

Кількість пиловловлювачів визначається за формулою:

$$n_0 = \frac{F}{f_n}, \quad (3.6)$$

### Розділ 3. Підготовка газу до транспортування

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

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

Таблиця 3.5

Допустимі швидкості в пиловловлювачі

Тиск газу, МПа	Швидкість, м/с		
	у контактних трубках, $W_K$	у вільному перерізі, $W_0$	набігання жалюзі, $W_{Ж}$
1	2	3	4
4	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

Розраховуючи пиловловлювачі, виходимо з такого:

– загальна кількість пиловловлювачів не має бути менша двох;  
– при відключенні одного з пиловловлювачів допускається перевантаження тих, що залишилися у роботі не більш як на 33 %. До розрахунку приймаємо пиловловлювачі  $D_1 = 1400$ ,  $D_2 = 1600$ ,  $D_3 = 2400$  (табл. 3.2).

$$n_1 = \frac{6,66}{1,535} = 4,3;$$

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

$$n_3 = \frac{6,66}{4,52} = 1,4,$$

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

$$G = g \cdot n, \quad (3.7)$$

де  $g$  – вага одного пиловловлювача, т:

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

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

$$G_3 = 30,0 \cdot 2 = 60 \text{ т}.$$

За затраченим металом найдоцільнішим буде варіант із пиловловлювачами  $D = 2400 \text{ мм}$ .

Дійсне газове навантаження на один пиловловлювач визначається:

$$q_n = \frac{q_c}{n} = \frac{3,73}{2} = 1,87 \text{ м}^3 / \text{с}. \quad (3.8)$$

При відключенні одного пиловловлювача навантаження на другий буде  $q_n = 3,73 \text{ м}^3 / \text{с}$ , що становить 200 % (тобто, збільшення на 100 % при допустимому 33%). Наступним типом за мінімальною витратою металу буде пиловловлювач  $D = 1600 \text{ мм}$ .

У цьому випадку:

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

У випадку застосування пиловловлювачів  $D = 1400$ : проводимо перевірку дійсної швидкості газу у контактних трубках:

$$q_n' = \frac{3,73}{5} = 0,75 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

$$\sum f_k = \frac{\pi d_k^2}{4} \cdot n_k = \frac{3,14 \cdot 0,089^2}{4} \cdot 57 = 0,35 \text{ м}^2; \quad (3.9)$$

$$W = \frac{q_n}{\sum f_k} = \frac{0,75}{0,3} = 2,5 \text{ м} / \text{с}; \quad (3.10)$$

де  $\sum f_k$  – сумарна площа поперечного перерізу контактних трубок, м<sup>2</sup>;

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

$n_k$  – кількість контактних трубок;

$$\sum f_d = \frac{\pi d_d^2}{4} \cdot n_d = \frac{3,14 \cdot 0,089^2}{4} \cdot 8 = 0,05 \text{ м}^2; \quad (3.11)$$

$$f_0 = f_{\Pi} - \sum f_d = 2,04 - 0,05 = 1,99 \text{ м}^2; \quad (3.12)$$

$$W_0 = \frac{q_n}{f_0} = \frac{0,93}{1,99} = 0,47 \text{ м/с}, \quad (3.13)$$

де  $\sum f_d$  – сумарна площа, яку займають дренажні трубки в осаджувальній секції, м<sup>2</sup>;

$f_0$  – площа вільного поперечного перерізу осаджувальної секції, м<sup>2</sup>.

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

### *Гідравлічний розрахунок*

Втрати тиску в пиловловлювачі зумовлені місцевими опорами, величина яких визначається за формулою:

$$h = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6, \quad (3.14)$$

де  $h_i$  – за умови раптового розширення газу на вході;

$h_2$  – за умови раптового звуження газу на вході в контактні трубки;

$h_3$  – у контактних трубках;

$h_4$  – за умови раптового розширення газу на виході з контактних трубок;

$h_5$  – у жалюзійному сепараторі;

$h_6$  – на виході газу з пиловловлювача за умови раптового звуження.

За умови раптового розширення і звуження газу втрати ( $h_1, h_2,$

$h_4, h_6$ ) підраховуються за формулою:

$$h_i = \xi \frac{\rho W^2}{2g}, \quad (3.15)$$

де  $\xi$  – коефіцієнт місцевих опорів (табл. 3.6);

$\rho, W$  – відповідно густина і швидкість газу на даній ділянці,  $\text{кг/м}^3, \text{м/с}$ .

Таблиця 3.6  
Значення коефіцієнтів місцевих опорів

№ п/п	Найменування місцевих опорів	Коефіцієнт
1	Раптове розширення газу на вході	0,25–0,35
2	Раптове звуження газу на 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

Визначаємо втрати:

-за умови раптового розширення газу на вході до пиловловлювача:

$$W = \frac{q_c}{2 \cdot 0,785 \cdot d^2} = \frac{3,73}{2 \cdot 0,785 \cdot 0,4^2} = 14,8 \text{ м/с}, \quad (3.16)$$

де  $d$  – діаметр підвідного патрубку, м ( $d = 0,4\text{м}$ ).

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

– за умови раптового звуження на вході до контактних трубок:

$$h_2 = 0,53 \cdot \frac{0,672 \cdot 14,8^2}{2 \cdot 9,8} = 3,98 H / m^2;$$

- за умови раптового розширення на виході з контактних трубок:

$$h_6 = 0,5 \cdot \frac{0,672 \cdot 0,47^2}{2 \cdot 9,8} = 0,004 H / m^2;$$

- за умови раптового звуження на виході з пиловловлювача:

- у контактних трубках:

$$h_3 = \lambda \frac{(W_0'' - W_0')^2}{2gd} \cdot L \cdot \left[ \rho' - (\rho' - \rho'') \frac{W_0''}{W_0'' + W_0'} \right]; \quad (3.17)$$

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>.

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

- втрати тиску в жалюзійному сепараторі:

$$h_5 = \xi \frac{\rho \cdot W_{ж}^2}{2 \cdot g \cdot (F_a)^2} \cdot \frac{L}{m}. \quad (3.18)$$

Коефіцієнт  $\xi$  визначаємо залежно від числа Рейнольдса:

$$Re = \frac{W_{ж} \cdot d_e \rho}{\mu \cdot g \cdot F_a}, \quad (3.19)$$

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

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

$F_a$  – коефіцієнт живого перерізу сепаратора;

$F = H \cdot a$ , – площа живого перерізу сепаратора;

$W_{жс}$  – швидкість набігання газу на елементи жалюзійного сепаратора;

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

$H$  – висота жалюзійного сепаратора, м.

$$F_a = \frac{a}{a + \delta} = \frac{0,01}{0,01 + 0,008} = 0,56, \quad (3.20)$$

де  $a$  – ширина проміжку між жалюзьями.

$\delta$  – товщина листа жалюзі.

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

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

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

$$\text{Re} = \frac{0,3 \cdot 0,08 \cdot 0,672}{10,2 \cdot 10^{-7} \cdot 9,8 \cdot 0,56} = 2881.$$

Відповідно з

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

Загальні втрати у пиловловлювачі становлять:

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

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

### 3.2.3 Вибір циклонного пиловловлювача

Вибір типу пиловловлювачів (ПВ) проводиться, виходячи з добової продуктивності компресорної станції, пропускної здатності циклонних пиловловлювачів за типами (див. табл. 3.5) і питомих металозатрат.

Оптимальне рішення в забезпеченні заданої продуктивності КС – мінімальна кількість апаратів із 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. Якщо кількість пиловловлювачів менша від 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, 10Г2.

Середовище, яке очищується, – природний газ, що містить механічні домішки ( $50 \text{ мг/м}^3$ ), конденсат, воду,  $\text{H}_2\text{S}$ .

Робоча температура – К – 253–373.

Розрахунковий тиск – МПа – 5,5.

Робочий тиск, МПа – 4,0.

Густина газу при  $P = 0,1 \text{ МПа}$  і  $T = 273 \text{ К}$  –  $\rho = 0,7 \text{ кг/м}^3$ .

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

Склад газу –  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{CO}_2$ .

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 зображено на рис. 3.7.

Секція збору механічних домішок і рідини обігривається зовнішнім підігрівачем.

### **Приклад 3.2**

Виконати технологічний розрахунок циклонного пиловловлювача для КС магістрального газопроводу з добовою продуктивністю:  $q_{\text{добу}} = 20 \cdot 10^6 \text{ м}^3$

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:

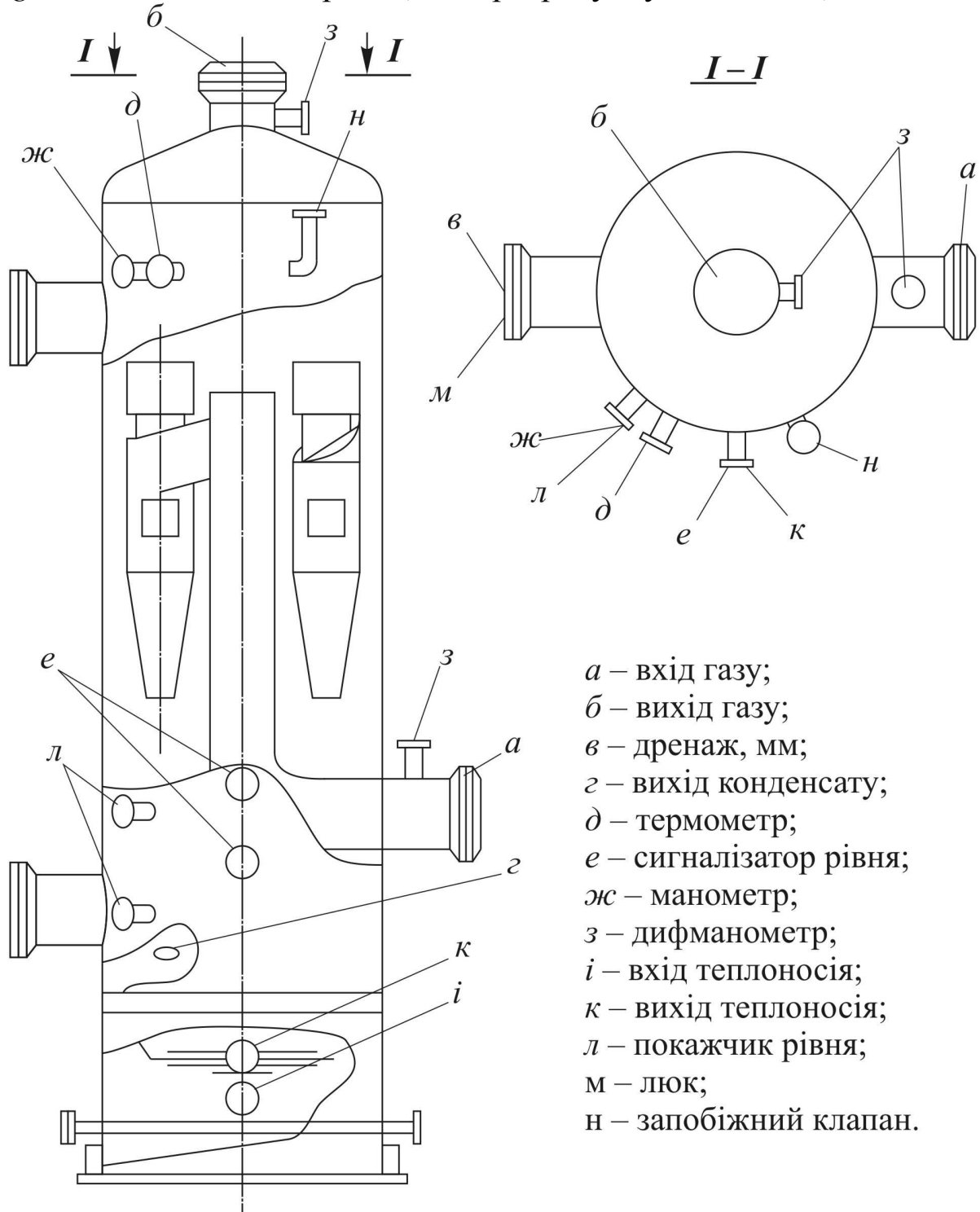
$$n_1 = \frac{q_{\text{добу}}}{q_n} = \frac{20}{5} = 4, \quad (3.21)$$

приймаємо  $n_1 = 4$ .

Металозатрати пропорційно продуктивності становлять:

$$G_1 = n_1 \cdot g = 4 \cdot 1360 = 5440 \text{ кг/млн м}^3, \quad (3.22)$$

де  $g$  – питомі металозатрати (табл. розрахунку, додаток 5).



**Рис. 3.7. Розміщення основних елементів циклонного пиловловлювача**

### 2. Для ГП–426

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

приймаємо  $n_2 = 2$ .

У даному випадку резерв не потрібний, тому що 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:

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

### 3. Для ГП–144

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

З урахуванням резерву приймаємо  $n_3 = 2$ :

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

Виходячи з мінімальних питомих металозатрат, приймаємо до установаження циклонний пиловловлювач ГП–426 у кількості  $n = 2$

#### Розрахунок коефіцієнта стисливості

Склад газу	Мольна частка,	$P_{кр.}$ , МПа		$T_{кр.}$ , °К	
		$P_{кр.}$	$P_{кр. i}$	$T_{кр}$	$T_{кр i}$
CH <sub>4</sub>	0,8	4,734	3,787	190,55	152,44
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,18	5,011	0,902	305,5	54,99
CO <sub>2</sub>	0,02	7,53	0,151	304,19	6,084
$\Sigma$	1		4,94		213,51

Приведений тиск:

$$P_{пр.} = \frac{P + P_0}{P_{кр.} \cdot i} = \frac{4 + 0,1}{4,84} = 0,85. \quad (3.23)$$

Приведена температура:

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

За значеннями  $P_{\text{пр.}}$  і  $T_{\text{кр.}}$  знаходимо за номограмою значення  $Z$ :

$$Z = 0,89$$

**Розрахунки товщини стінок**

**1. Днища:**

$$\delta_{\text{дн.}} = \frac{P_p \cdot R_g}{2 \cdot \varphi \cdot \sigma_{\text{дон.}} - 0,5P_p} + C + C' + C_2, \quad (3.24)$$

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

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

**2. Корпусу:**

$$\delta_k = \frac{P_p \cdot d_{\text{п}}}{2 \cdot \varphi \cdot \sigma_{\text{доп.}} - P_p} + C + C_1, \quad (3.25)$$

$$\delta_k = \frac{5,5 \cdot 1850}{(2 \cdot 1 \cdot 160) - 5,5} + 2 + 0,8 = 34,4 \text{ мм.}$$

Приймаємо  $\delta_k = 35 \text{ мм}$ ,

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

$d_B$  – внутрішній діаметр корпусу, мм (для ГП–426,  $d_B=1850$  мм);

$R_B$  – радіус кривизни до вершини еліптичного днища, мм (рівний  $d_B$ );

$\varphi$  – коефіцієнт міцності зварного шва ( $\varphi = 1$ );

$\sigma_{\text{доп}}$  – допустиме напруження для сталі 09Г2С при  $T=373$  К ( $\sigma_{\text{доп}}=160$  МПа);

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

$$\left. \begin{array}{l} C_1 = 0,8 \text{ мм} \\ C'_1 = 0,9 \text{ мм} \end{array} \right\} \text{прибавка на мінусовий допуск;}$$

$C_2 = 4,2 \text{ мм}$  – прибавка, яка враховує утонення при штамповці днища.

### Розрахунок циклонної насадки

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

$$q_p = \frac{Q_n \cdot P_0 \cdot T_p \cdot Z}{86400 \cdot P_p \cdot T_p \cdot Z_0}, \quad (3.26)$$

де  $P_p$  і  $T_p$  – відповідно робочі тиск і температура, МПа і К;

$P_0$  і  $T_0$  – відповідно тиск 0,1 МПа і температура, 273 К;

$Z_0$  і  $Z$  – відповідно коефіцієнти стисливості абсолютної і відносної:

$$q_p = \frac{15 \cdot 10^6 \cdot 0,1 \cdot 293 \cdot 0,89}{86400 \cdot 4,1 \cdot 273 \cdot 1} = 4,0 \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Допустима умовна швидкість потоку газу в циклоні,  $\text{м}/\text{с}$ .  
Приймається від 2,2 до 3,5.

Прийmemo  $W_{\text{ц}} = 3,4 \text{ м}/\text{с}$ .

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

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

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

5. Діаметр циклонного елемента,  $\text{м}$ :

$$d_{\text{ц}} = 1,13 \sqrt{\frac{F}{n}} = 1,13 \sqrt{\frac{1,18}{5}} = 0,55 \text{ м}. \quad (3.27)$$

Приймаємо  $d_{\text{ц}} = 0,6 \text{ м}$ .

6. Дійсна швидкість потоку газу у циклоні,  $\text{м}/\text{с}$ :

$$W_{\text{ц}} = \frac{q_p}{0,785 \cdot d_{\text{ц}}^2 \cdot n} = \frac{4}{0,785 \cdot 0,6^2 \cdot 5} = 2,83 \text{ м}/\text{с}. \quad (3.28)$$

Дійсна швидкість в межах допустимої.

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

1. Допустима швидкість газу в штуцері  $W_r$  рекомендується в межах 7–25 м/с.

Приймаємо  $W_r = 17$  м/с.

2. Діаметр штуцера входу і виходу газу, м

$$d_r = 1,13 \sqrt{\frac{q_p}{W_r}} = 1,13 \sqrt{\frac{4}{17}} = 0,54 \text{ м.} \quad (3.29)$$

Приймаємо  $d_r = 0,55$  м.

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

$$W_r = \frac{q_p}{0,785 \cdot d_r^2} = \frac{4}{0,785 \cdot 0,55^2} = 16,8 \text{ м/с.} \quad (3.30)$$

4. Об'ємна витрата уловленої рідини, м<sup>2</sup>/с:

$$q_p = \frac{n \cdot Q \cdot 10^{-3}}{86400 \cdot \rho_{жс}} = \frac{5 \cdot 15 \cdot 10^6 \cdot 10^{-3}}{86400 \cdot 700} = 0,00124 \text{ м}^3/\text{с.} \quad (3.31)$$

5. Швидкість рідини (прийнята)  $W_p = 1,0$  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  $d_p = 57$  мм за ДСТУ 8732–87.

1. Діаметр штуцера відводу механічних домішок приймаємо  $d_{мд} = 159$  мм за ДСТУ 8732–87.

**Розрахунок гідравлічного опору пиловловлювача**

Для розрахунку прийняті такі коефіцієнти:

1. Коефіцієнт на вплив діаметра циклона  $K_1 = 0,95 \div 1,0$ .
2. Поправковий коефіцієнт на вплив запиленості:  $K_1 = 0,85 \div 0,93$
3. Коефіцієнт опору циклонів:  $\xi_{\text{ц}} = 115 \div 155$
4. Залежність коефіцієнта опору циклона від його діаметра і концентрації пилу визначається:

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

5. Коефіцієнт, який враховує групову компоновку  $K_3 = 60$ .
6. Коефіцієнт опору групового циклона:

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

7. Коефіцієнт опору штуцера виходу  $\xi_{\text{вих.}} = 0,5$ .
8. Густина газу при  $T=293\text{K}$  і  $P = 4,0$  МПа:

$$\rho_p = \rho_0 \frac{T_0 \cdot P_p \cdot Z_0}{T_p \cdot P_0 \cdot Z_p} = 0,8 \frac{273 \cdot 4,0 \cdot 1}{293 \cdot 0,1 \cdot 0,89} = 34 \text{ кг} / \text{м}^3. \quad (3.32)$$

9. Гідравлічний опір пиловловлювача, МПа:

$$\begin{aligned} \Delta P_1 &= 1,06 \left( 0,81 \frac{\xi_{\text{гр.ц}} \cdot \rho_p \cdot q_p^2}{d_{\text{ц}}^4 \cdot n^2} + 0,5 \frac{W_r \cdot \rho_p}{2} \right) \cdot 10^{-6} = \\ &= 1,06 \left( 0,81 \frac{4^2}{0,6^2 \cdot 5^2} \cdot 34 \cdot 161,6 + 0,5 \frac{16,8^2}{2} \cdot 34 \right) \cdot 10^{-6} = \\ &= 0,0258 \text{ МПа}. \end{aligned} \quad (3.33)$$

10. Коефіцієнт гідравлічного опору відводу на  $90^\circ$ :

$$\xi_{90} = 0,3$$

11. Коефіцієнт тертя:  $\zeta_{\text{тр.}} = 0,03$ .

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

$$\Delta P_2 = \left( n \cdot \xi_{90} + \frac{L}{d_r} \cdot \xi_{zp.} \right) \frac{W_r^2 \cdot \rho_p \cdot 10^{-6}}{2} =$$

$$= \left( 3 \cdot 0,3 + \frac{10}{0,55} \cdot 0,03 \right) \cdot \frac{16,8^2 \cdot 34 \cdot 10^{-6}}{2} = 0,0069 \text{ МПа.} \quad (3.34)$$

13. Сумарний гідравлічний опір пиловловлювача, МПа:

$$\sum \Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 = 0,0258 + 0,0069 = 0,0327 \text{ МПа} \quad (3.35)$$

### 3.3 ОСУШЕННЯ ГАЗУ І БОРОТЬБА З ГІДРАТОУТВОРЕННЯМ

#### 3.3.1 Загальні відомості про гідрати

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 році. За своєю структурою газові гідрати є сполуками включення (клатрати), які утворюються шляхом впровадження в порожнечі кристалічних структур, створених із молекул води і молекул газу. Спільна формула газових гідратів  $M \cdot nH_2O$ , де значення "n" змінюється в межах 5,75÷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 із підвищенням вмісту  $N_2$ .

На діаграмі  $P-T$  (рис. 3.8) показані умови утворення гідратів.

Гідрати утворюються в зонах, розташованих ліворуч 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 рис. 3.9.

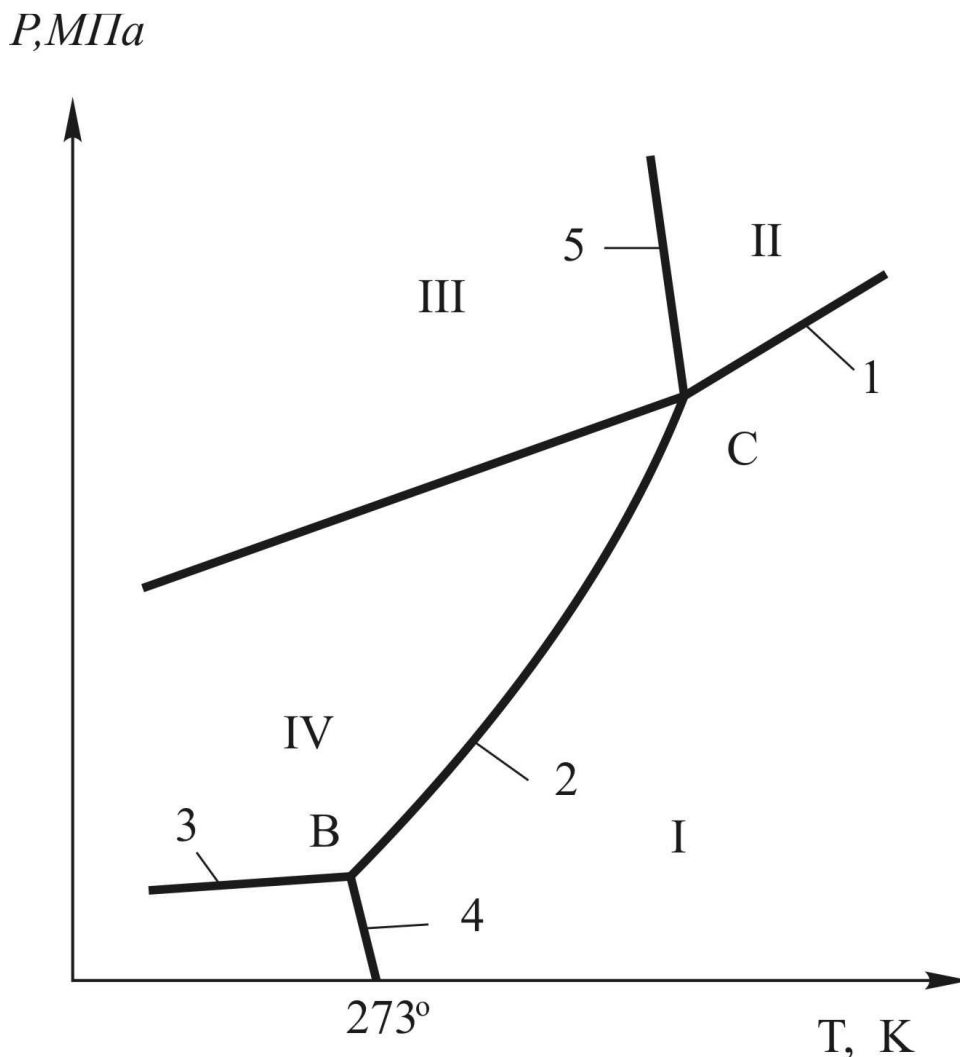


*Засоби боротьби з гідратами:*

– зниження тиску в системі нижче рівноважного;  
– підвищення температури газу до величини, яка перевищує рівноважну;

– осушення газу з метою запобігання конденсації парів води.

Процес вилучення з газу парів води називається *осушенням*. Осушення природних і попутних газів може здійснюватися *шляхом абсорбції за допомогою рідких поглиначів-абсорбентів або адсорбцією із застосуванням твердих поглиначів – адсорбентів*.



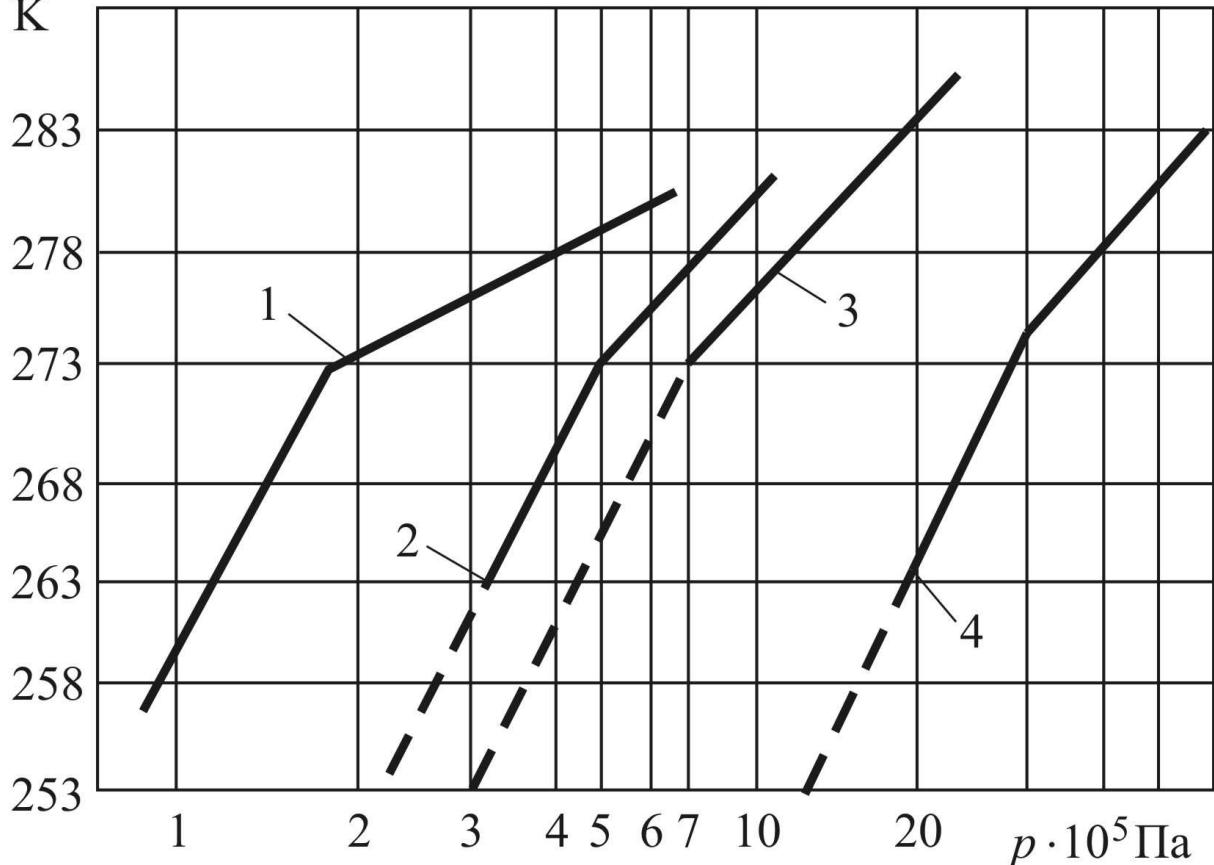
**Рис. 3.8. Діаграма фазового стану гідратів**

*1 – пружність парів гідратоутворювача; 2 – рівноважні умови утворення гідратів; 3 – рівноважна межа між гідратом і льодом, 4 – зменшення температури замерзання води; 5 – залежність критичної температури розкладання гідратів від тиску.*

Переваги рідких поглиначів порівняно з твердими сорбентами такі:

- низькі перепади тиску в системі;
- можливість осушення газів, які містять речовини, що отруюють тверді сорбенти;

T, K



**Рис. 3.9. Умови утворення гідратів.**

1 – пропан; 2 – етан; 3 – природний газ; 4 – метан.

– менші капітальні й експлуатаційні витрати.

Проте ступінь осушення рідкими поглиначами менший, а температура газу, який осушується, має бути вища за 313–323 К.

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

Місцезнаходження гідратної пробки визначають шляхом заміру тиску на трасі. Підвищений перепад тиску на певній 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.

Для абсорбційного осушення природного газу в основному використовують діетиленгліколь (ДЕГ) і триетиленгліколь (ТЕГ) (табл. 3.7).

Таблиця 3.7  
Фізико-хімічні властивості гліколів

№ п/п	Параметри	Одиниці виміру	ДЕГ	ТЕГ
1	Відносна молекулярна маса		106,12	150,17
2	Густина при 20 °С	г/см <sup>3</sup>	1,118/1,119	1,127
3	Температура кипіння при тискові (МПа) 0,1013	К	518	558
4	Температура: початку розкладу	К	437,5	479
	початку замерзання		265	266,4
	займання на повітрі		623,5	445,9
5	Прихована теплота пароутворення при тискові 0,1 МПа	Дж/кг	0,628	0,418
6	В'язкість при температурі 293 К	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 до газопроводу. Якщо вона буде вищою від початкової температури газу, то волога виділятиметься на початку газопроводу, якщо нижче – у тому місці газопроводу, де точка роси дорівнює температурі газу.

Для визначення точки початку конденсації застосовують формулу:

$$T = T_0 + (T_{II} - T_0) \cdot e^{-ax} - \mu \frac{P_1 - P_2}{L} \cdot \frac{1 - e^{-ax}}{a}, \quad (3.36)$$

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

$T_{II}$  – початкова температура газу, К;

$\mu$  – коефіцієнт Джоуля–Томсона, К МПа (табл. 3.8);

$P_1$  і  $P_2$  – 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 (3.39)

Таблиця 3.8

Значення коефіцієнта Джоуля–Томсона

Тиск, МПа	Значення $\mu$ , К/МПа при температурі, К					
	248	273	298	223	248	373
0,10	5,6	4,8	4Д	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	2Д	1,9

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

$$X_{т.р.} = \frac{1}{a} \ln \left[ \frac{\mu \cdot (P_1 - P_2) + (T_n - T_c) a \cdot L}{\mu \cdot (P_1 - P_2) + (T_{т.р.} - T_0) a \cdot L} \right] \quad (3.37)$$

Кінець зони конденсації в газопроводі:

$$X_0 = \frac{1}{a} \ln \left[ \frac{a \cdot L(T_n - T_c)}{\mu \cdot (P_1 - P_2)} + 1 \right] \quad (3.38)$$

$$a = \frac{24 \cdot K \pi D}{\rho \cdot Q \cdot C_p}, \quad (3.39)$$

де  $K_2$  – коефіцієнт 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'ємні витрати газу, м<sup>3</sup>/добу;

$C_p$  – теплоємність газу, Дж/кг · К.

При осушенні газу необхідно, щоб воно проводилося 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 і незмінному тискові (рис. 3.10). При досягненні точки роси в газі або на предметах, до яких він торкається, починається конденсація водяної пари. Осушення газу звичайно здійснюють нижче точки роси на 5 – 7 К.*

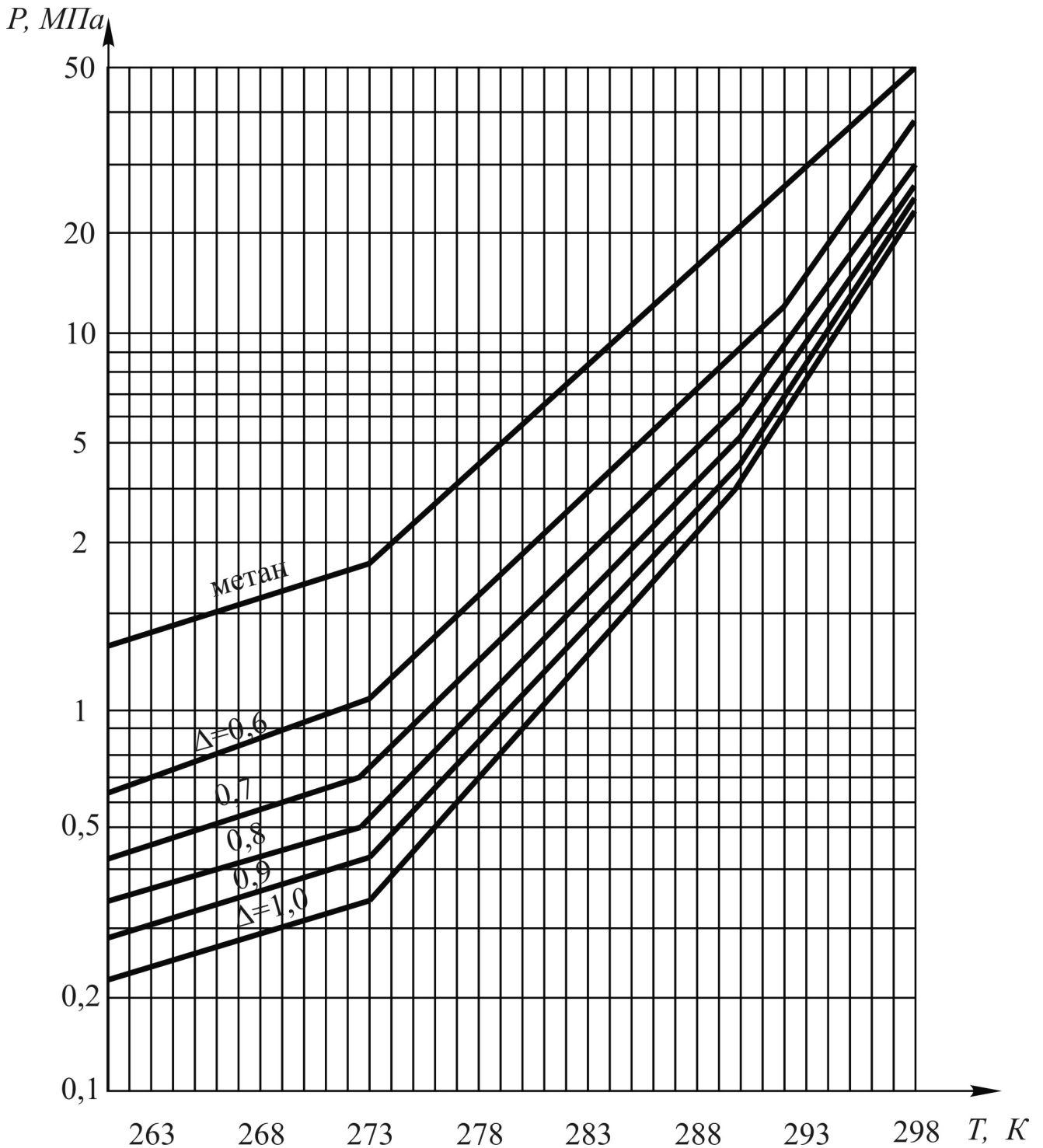
Товщину гідрату, який утворився у газопроводі, можна визначити за формулою:

–для точки роси від 273 до 243 К:

$$\delta = \left( m + \frac{n}{\lg P} \right) \cdot (T_0 - T_{т.р.}) \cdot \lg \frac{0,2785(T_0)}{P}. \quad (3.40)$$

–для точки роси від 233 до 223 К:

$$\delta = (m + n \lg P) \cdot (T_0 - T_{т.р.}). \quad (3.41)$$



**Рис. 3.10. Графік утворення гідратів природних газів залежно від температури і тиску.**

Змінні параметри  $P$ ,  $T$ ,  $D$  визначаємо через коефіцієнти  $n$  і  $m$  (табл. 3.9).

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

Одним із методів боротьби з гідратоутворенням є введення в потік газу інгібіторів. Як інгібітори використовують: метиловий

спирт (метанол), розчини ДЕГ і ТЕГ.

Заливка метанолу в газопровід виконується за допомогою стаціонарних або пересувних метанольниць.

**Приклад 3.3**

Визначити зону конденсації вологи в газопроводі, необхідну кількість метанолу для осушення газу за таких даних:

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

діаметр трубопроводу  $D = 1,22$ м;

Таблиця 3.9

Значення коефіцієнтів  $n$  і  $m$

Температура, К	D = 500мм		D = 1000мм		D = 1200мм	
	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

початковий тиск  $P_1 = 5,5$  МПа;

кінцевий тиск  $P_2 = 4,0$  МПа;

початкова температура газу  $T_{п} = 263$  К;

температура навколишнього середовища  $T_0 = 238$  К;

довжина розрахункової ділянки  $L = 120$ км;

коефіцієнт Джоуля–Томсона  $\mu = 33$  °К/МПа;

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

точка роси  $T_{т,р} = 255$ К;

теплоємність газу  $C_p = 2512$  Дж/кг;

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

Визначаємо значення коефіцієнта "a":

$$a = \frac{24 \cdot 1740 \cdot 3,14 \cdot 1,22}{0,672 \cdot 12700000 \cdot 2512} = 0,0002.$$

Визначаємо початок зони конденсації:

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

$$= 1900 \text{ м} = 1,9 \text{ км}$$

Визначаємо кінець зони конденсації:

Визначаємо фактичну температуру в газопроводі, вважаючи, що  $T = T_{т.р.}$ :

$$T = 238 + (263 - 238) \cdot 2,7^{-2,0 \cdot 10^{-4} \cdot 0,19 \cdot 10^4} \cdot 0,19 \cdot 10^4 -$$

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

$$- 3,3 \frac{5,5 - 4,0}{120000} \cdot \frac{1 - 2,7^{-2,0 \cdot 10^{-4} \cdot 0,19 \cdot 10^4}}{2,0 \cdot 10^{-4}} = 254 \text{ К}$$

Прийнята  $T_{т.р.} = 255 \text{ К}$

Розходження  $T = 255 - 254 = 1 \text{ К}$

Середній тиск газу в газопроводі:

$$P_{середн.} = \frac{2}{3} \left( P_1 + \frac{P_2^2}{P_1 + P_2} \right) = \frac{2}{3} \left( 5,5 + \frac{4,0^2}{5,5 + 4,0} \right) = 4,79 \text{ МПа}. \quad (3.42)$$

Вологовміст газу визначаємо за формулою:

$$U = \frac{A}{P} + B. \quad (3.43)$$

Значення А і В приймаємо (додаток 4).

$$U_n = \frac{1,144}{4,79} + 0,01510 = 0,254 \text{ г/м}^3.$$

Вологовміст холодного газу:



$$U_{\text{в}} = \frac{2,188}{4,79} + 0,0229 = 0,486 \text{ г/м}^3.$$

Зміна вологовмісту газу:

$$\Delta U = U_{\text{в}} - U_{\text{н}} = 0,486 - 0,254 = 0,232 \text{ г/м}^3. \quad (3.44)$$

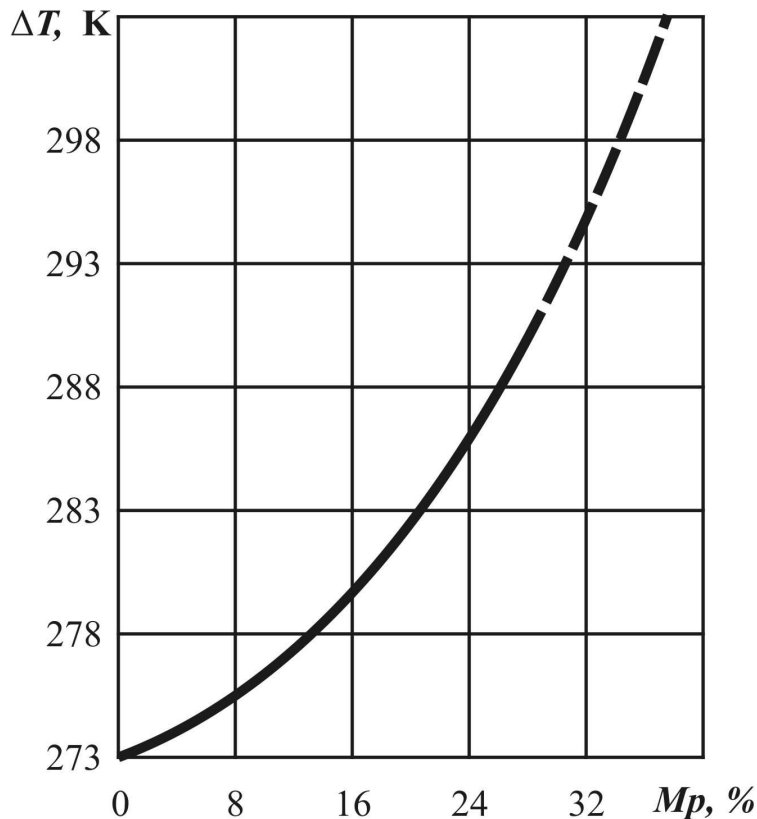
Кількість води, що виділилася з газу:

$$G_{\text{р.в.}} = \Delta U \cdot Q = 0,232 \cdot 12700000 = 294400 \text{ г/добу} = \\ = 2944,0 \text{ кг/добу}. \quad (3.45)$$

Необхідне зниження точки замерзання розчину:

$$\Delta T = T_{\text{гідр.}} - T_{\text{н}} = 285 - 263 = 22 \text{ К}. \quad (3.46)$$

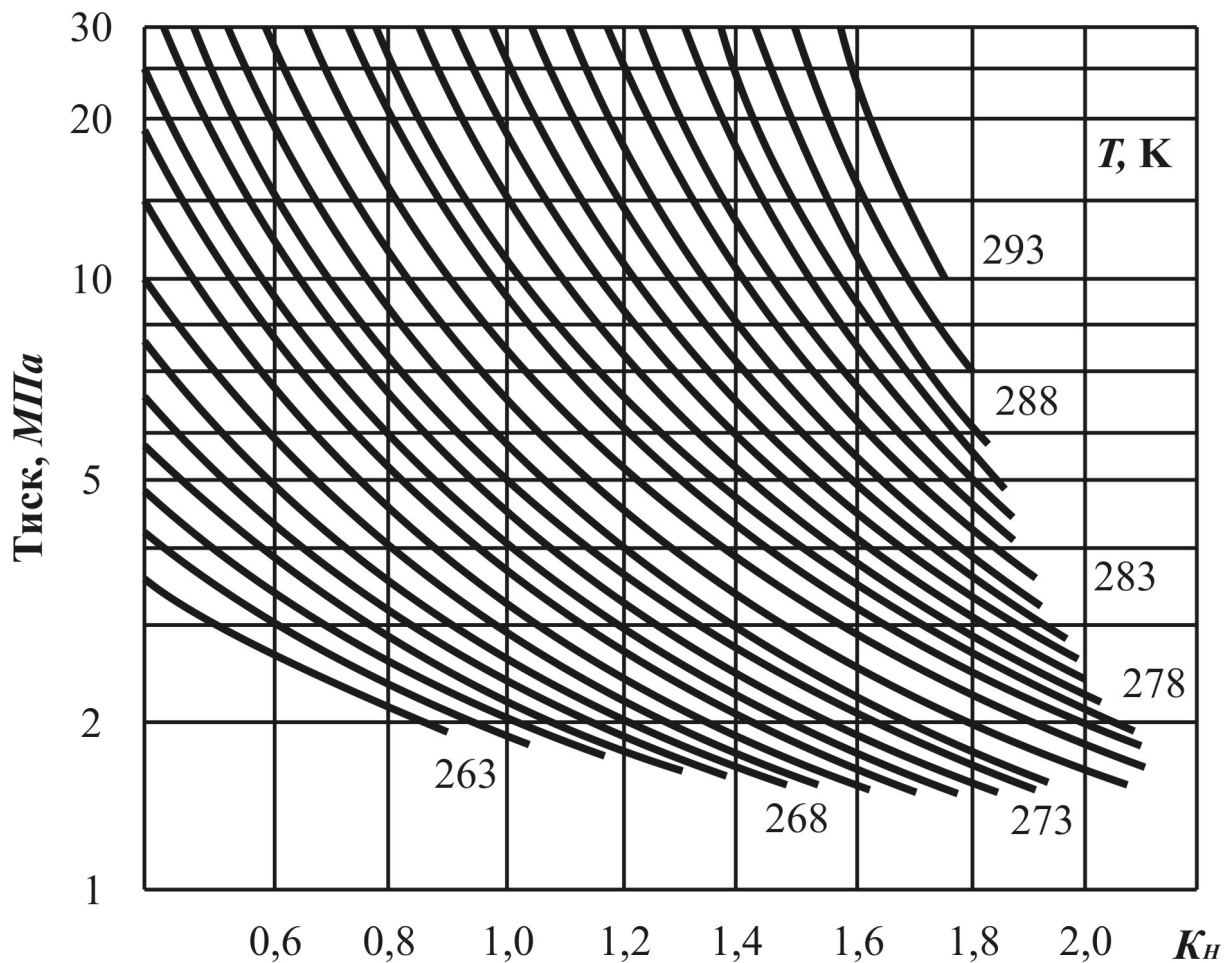
Вміст метанолу у воді в процентах визначаємо за графіком (рис. 3.11)  $M_{\text{ж}} = 34$ .



**Рис. 3.11. Графік для визначення вмісту метанолу у воді**

Відношення кількості парів метанолу до його вмісту в рідині визначаємо за рис. 3.12:

$$K_{\text{м}} = 0,6 \text{ г/ваг. \%}.$$



**Рис. 3.12. Графік вмісту метанолу в паровій і рідкій фазах залежно від тиску і температури газу**

Концентрація метанолу в газі:

$$K_{мг} = M_{жс} \cdot K_m \cdot 16 \cdot 10^{-3} = 34 \cdot 0,6 \cdot 16 \cdot 10^{-3} = 0,326 \text{ г/м}^3. \quad (3.47)$$

Кількість метанолу, що насичує рідину:

$$G_{мжс} = \frac{G_{жв} \cdot M_{жс}}{100 - M_{жс}} = \frac{2946,4 \cdot 34}{100 - 34} = 1517,8 \text{ кг/добу}. \quad (3.48)$$

Кількість метанолу, що насичує газ:

$$G_{мг} = Q \cdot K_{мг} = 12700000 \cdot 0,326 = 4140 \text{ кг/добу}. \quad (3.49)$$

Кількість метанолу, що уводиться до газопроводу:

$$G_m = G_{\text{мж}} + G_{\text{мг}} = 1517,8 + 4140 = 5658 \text{ кг/добу.} \quad (3.50)$$

Питомі витрати метанолу:

$$q_m = \frac{G}{Q} = \frac{5658}{12700000} = 0,000445 \text{ кг/м}^3. \quad (3.51)$$

### 3.3.2. Установки осушення газу та їх експлуатація

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

**Абсорбер** – масообмінна барботажна колона, обладнана тарілками з круглими чи жолобчатими ковпачками або S-подібними елементами, що забезпечують постійний рівень рідини на тарілці. Вологий газ спрямовується до нижньої частини колони, де в скруберній секції відбувається відділення крапельної вологи. Назустріч потоку газу в абсорбер подається розчин гліколю, який уводиться на верхню тарілку. Стікаючи по тарілках униз, розчин вилучає вологу з газу і, насичуючись, відводиться знизу колони на регенерацію. Осушений газ проходить верхню скруберну секцію, де відділяються краплі винесеного розчину, і надходить через верх колони до газопроводу. Після стадії осушення природного газу гліколі використовуються, пройшовши процес регенерації. Насичений вологою розчин гліколю (рис. 3.13) виходить з абсорбера, проходить перший теплообмінник, де підігрівається за рахунок тепла гарячого поглинача, який виходить з нижньої частини десорбера, і надходить у вивітрювач, в якому з нього виділяються гази, поглинуті в абсорбері. Потім розчин подається в другий теплообмінник і далі в десорбер для регенерації.



**Десорбер** – масообмінна колона насадочного або тарілчастого типу. При діаметрі колони до 600мм десорбер обладнують насадкою, вище 600мм – 14 – 8–ковпачковими тарілками. Рідину вводять в середину колони. До нижньої частини колони підводять тепло за допомогою виносного випарювача (рибойлера), де носій нагрівається нагрітим газом або водяною парою. До верхньої частини десорбера подають зрошення – конденсат водяних парів, що виділяються при регенерації розчинів. Десорбери розраховують графічно або аналітично 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, у якому здійснюється теплообмін між двома чи декількома теплоносіями. На установках невеликої продуктивності з газу застосовують теплообмінники конструкції "труба в трубі", а на установках великої продуктивності – кожухотрубчасті теплообмінники.

#### **Приклад 3.4**

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  $T_r = 288 \text{ К}$ ;

точка роси  $T_{т.р.} = 253 \text{ К}$ ;

абсорбент – діетиленгліколь;

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

Визначаємо кількість абсорберів:

$$n_0 = \frac{Q}{Q_{абс.}} = \frac{12,7 \cdot 10^6}{1,2 \cdot 10^6} = 10,5.$$

*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.

Вологовміст на вході до абсорбера:

$$U_1 = \frac{2,188}{5,5} + 0,0229 = 0,42 \text{ г/м}^3.$$

Вологовміст на виході з абсорбера:

$$U_2 = \frac{1,144}{5,5} + 0,01510 = 0,223 \text{ г/м}^3.$$

Зміна вологовмісту газу:

$$\Delta U = U_1 - U_2 = 0,42 - 0,223 = 0,197 \text{ г/м}^3. \quad (3.52)$$

Кількість вилученої вологи:

$$\begin{aligned} U &= Q \cdot \Delta U = 1200000 \cdot 0,197 = 235000 \text{ г/добу} \\ &= 235 \text{ кг/добу} = 9,8 \text{ кг/год.} \end{aligned} \quad (3.53)$$

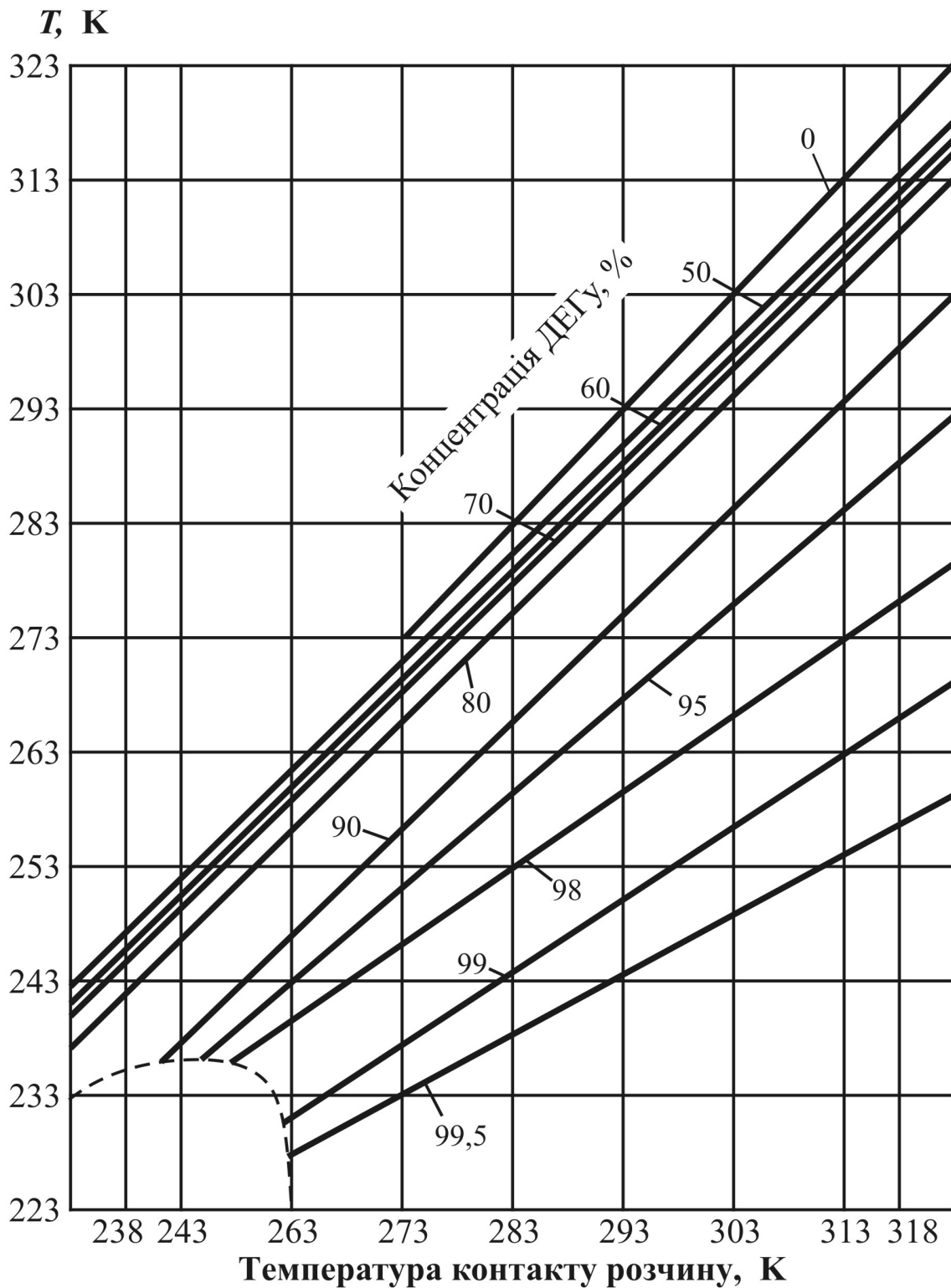
Для досягнення точки роси 253К необхідно подати ДЕГ із концентрацією (рис. 3.14)  $X_1 = 0,985$ . Концентрацію гліколю на виході приймаємо  $X_2 = 0,96$ .

Витрати ДЕГ становлять:

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

У розрахунках осушення звичайно задають концентрацію насиченого гліколю на виході з абсорбера чи витрату гліколю на осушення. При цьому приймають витрату гліколю не менше 25л на 1кг вилученої вологи.

Осушення газу здійснюють також в установках низькотемпературної сепарації. Газ, який надходить із свердловини, має високий пластовий тиск (до  $P = 45\text{--}50$  МПа). Високий тиск використовується для одержання холоду, за рахунок якого вилучають конденсат і вологу з газу.

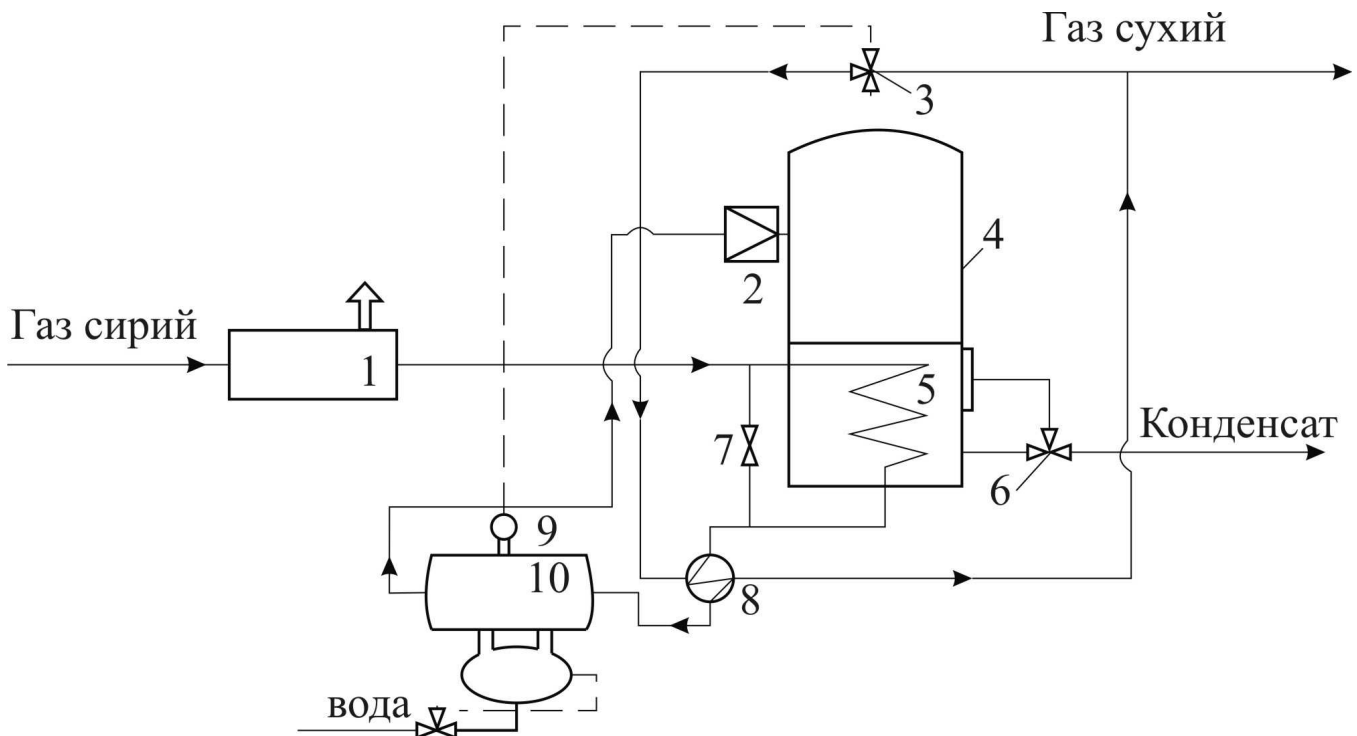


**Рис. 3.14. Залежність точок роси газу, рівноважного з водним розчином ДЕГ**

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

Встановлено, що при дроселюванні газу в штуцері на  $P = 0,1$  МПа температура газу в середньому знижується на  $\Delta T = 0,33$  К (коефіцієнт Джоуля – Томсона).

У схемі (рис. 3.15) не допускається утворення гідратів до штуцера (2).



**Рис. 3.15. Принципова схема осушення газу холодом з утворенням гідратів у сепараторі**

Установка працює таким чином: газ від свердловини, якщо його температура недостатньо висока, надходить у підігрівач (1), а потім у зміювик (5), розташований у нижній частині сепаратора (4). Із зміювика газ надходить у теплообмінник (8) і, охолодившись у ньому до температури на 2–3 К вище температури гідроутворення, надходить до сепаратора – водовідділювача (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 конденсати й утворюються гідрати. Осілі гідрати в сепараторі занурюються під рівень конденсату, який підігрівається гарячим газом, що проходить зміювиком (5) для руйнування гідратів.

Холодний газ із сепаратора через триходовий кран (3) спрямовується 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 змішувачем (5), регулюється перепуском теплого газу за допомогою байпасу (7).

Газ осушують також на установках низькотемпературної сепарації. Вузол осушення газу працює таким чином: газ із промислів подається під тиском 0,11 МПа і стискається в поршневому компресорі до тиску 4,5 МПа. У міжступінчатих холодильниках газ охолоджується до температури 308–313 К, де виділяється вода.

Для запобігання утворення гідратів у теплообмінники й охолоджувач форсунками вприскується 75–80%–ний розчин ДЕГ (рис. 3.16).

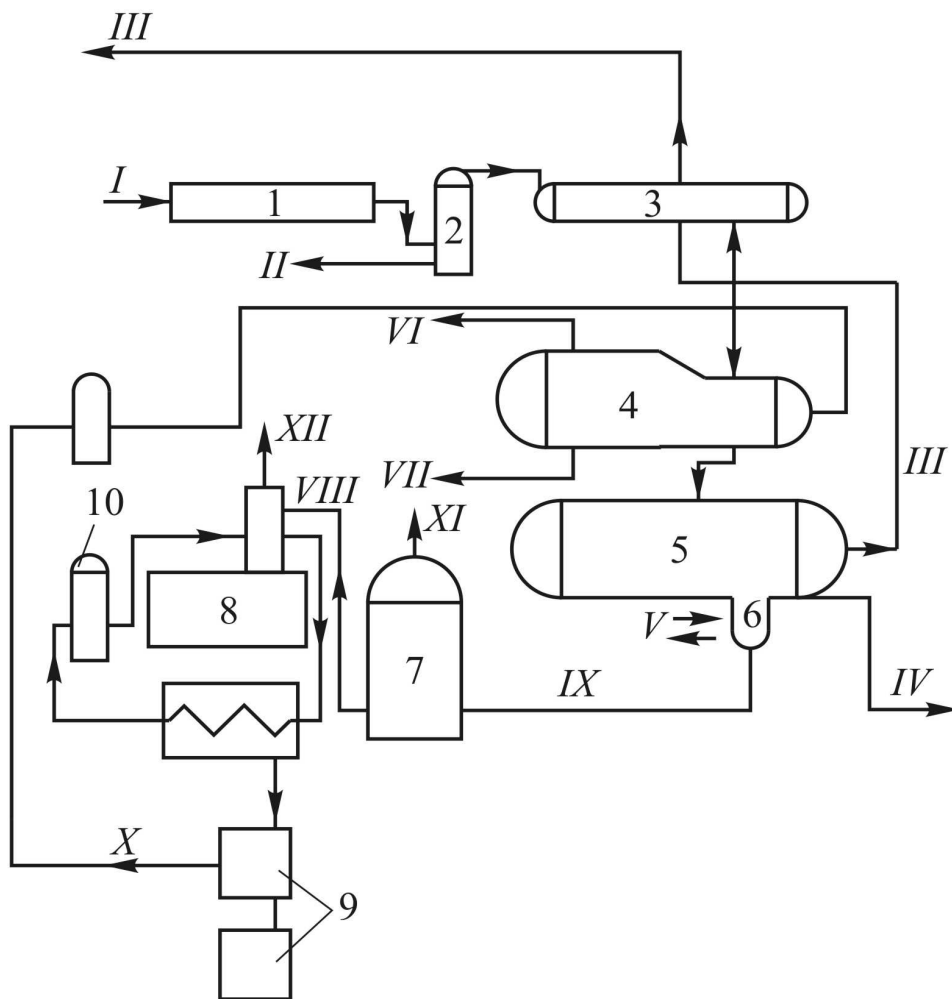
Установка складається з повітряного холодильника (1), водовідділювача (2), теплообмінника (3), пропанового охолоджувача (4), трифазного сепаратора (5), відстійника (6), сепаратора (7), генератора гліколю (8), насоса для гліколю (9) і фільтра для гліколю (10).

На установках НТС джерелом холоду є турбодетандери. Потужність, розвинуту на виході турбодетандера, використовують у компресорі *турбодетандерного агрегату* (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* (ДКС) і, пройшовши *апарати повітряного охолодження* (АПО), дотискується в 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 275К, віддаючи надмірний холод сирому газу (прямий хід).

*Речовина, на поверхні якої проходить адсорбція, називається адсорбентом, а речовина, яка 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.



**Рис. 3.16. Принципова схема осушення газу холодом з введенням інгібіторів гідратоутворення**

*I*–нафтовий газ; *II*–дренаж води; *III*–осушений газ; *IV*–конденсат вуглеводнів; *V*–теплоносій; *VI*–холодоагент пропан; *VII*–холодоагент пропан; *VIII*–вивітрений гліколь; *IX*–насичений гліколь;

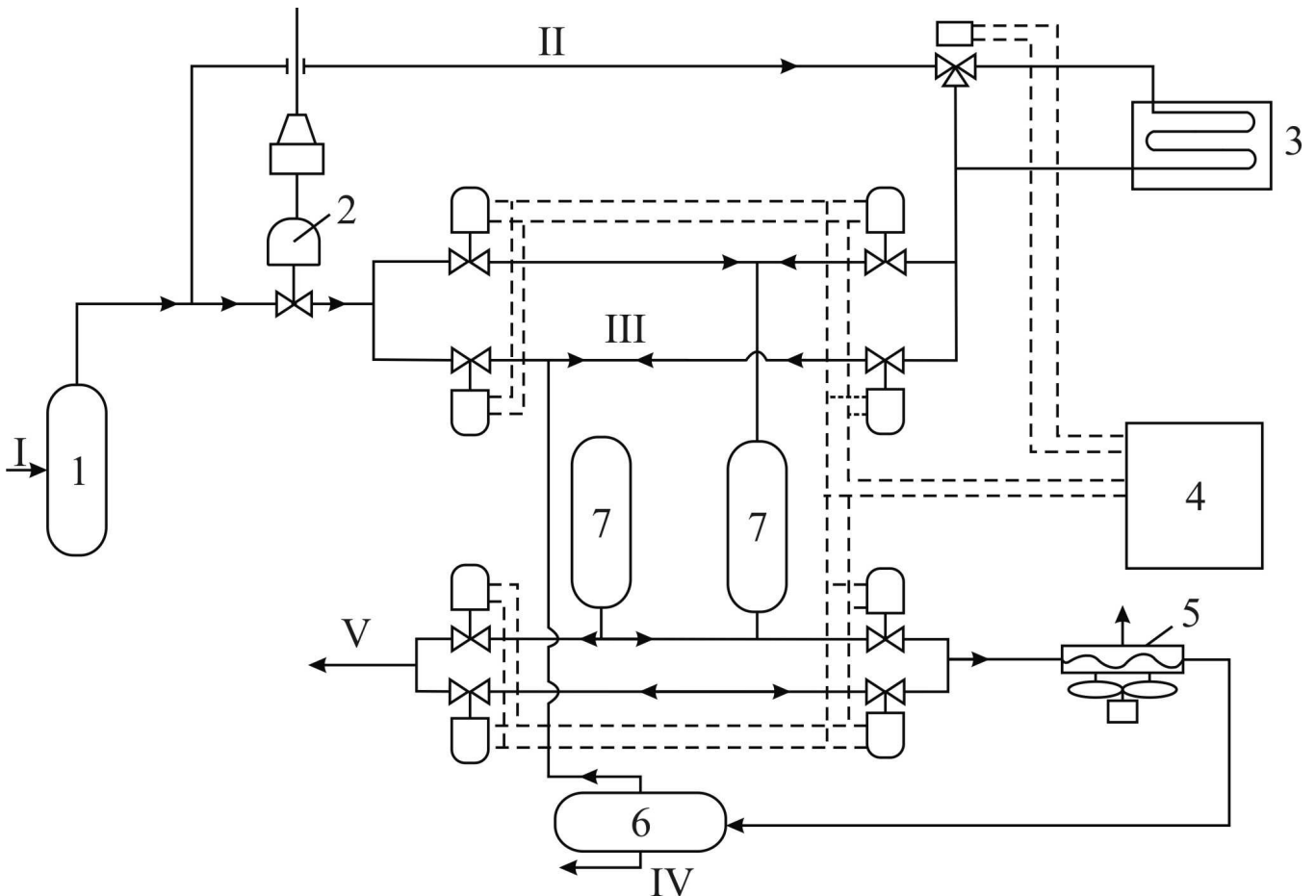
*X*–регенерований гліколь; *XI*–пари вуглеводнів; *XI*–пари води;

*1*–повітряний холодильник; *2*–вода відділювач; *3*–теплообмінник; *4*–пропановий охолоджувач; *5*–трифазний сепаратор; *6*–відстійник; *7*–сепаратор; *8*–регенератор глікол; *9*–насос; *10*–фільтр для гліколю.

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

Процес адсорбції виникає в апаратах – адсорберах, які є періодичної і безперервної дії.

На практиці застосовують *два види адсорбції – фізичну і хімічну*. Хімічна адсорбція безповоротна і тому має обмежене застосування. Установки адсорбційного осушення мають звичайно 2–4 адсорбери. Схема осушення з двома адсорберами подана на рис. 3.17.



**Рис. 3.17. Схема двоадсорбної установки осушення газу.**

1,6 – сепаратори, 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 – відведення води; V – вихід осушеного газу.

Вологий газ надходить до сепаратора для вилучення механічних домішок, крапельної вологи, рідких вуглеводнів і спрямовується до адсорбера.

Осушений газ із адсорбера надходить до магістралі.

Частина сирого відсепарованого газу подається до печі для підігріву, а потім – до адсорбера зі зволженим осушувачем для регенерації останнього.

Гарячий газ після регенерації охолоджують у холодильнику і направляють до сепаратора 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 (шабазит, морденіт та ін.), глину, боксити.*

*Силікагель – це гель двоокису кремнію (табл. 3.10).*

Для осушення газу найефективнішим є застосування дрібнопористого силікагелю. Молекулярні сита (синтетичні цеоліти) – це кристалічні алюмосилікатні адсорбенти (табл. 3.11).

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

#### **Приклад 3.5**

Виконати розрахунок блоку адсорберів установки осушення газу продуктивністю  $Q = 12,7 \cdot 10^6$  м<sup>3</sup>/добу;  
газ надходить з тиском  $P = 5,5$  МПа;  
з температурою 298 К;  
повністю насичений вологою.

Вологість осушеного газу має відповідати точці роси  $T_{т.р.} = 255$  К при тискові  $P = 5,5$  МПа;

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

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

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 К. Температуру на виході приймаємо 503 К.

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  $\tau_0 = 2$  год.

Діаметр адсорбера  $d = 3$  м.

Таблиця 3.10  
Характеристика сілікагелів вітчизняного виробництва

Показники	Одиниці виміру	Кусковий сілікагель										Гранульований			
		дрібнопористий					крупнопористий					дрібнопористий		крупнопористий	
		КСМ	ШСМ	МСМ	АСМ	КСК	ШСК	МСК	АСК	КСМ	ШСМ	КСК	ШСК		
Розмір 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	1-3,5	2,7-7	1-3,5	
Механічна міцність	%	92	80	не нормується	не нормується	80	60	не нормується	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		
Вологоємність при 293 °К і відносній вологості (%), не менше:	% мас	9,5	9,5	9	9	9	9	9	9	16	16	9	9		
60		29	29	29	28	70	70	70	70	35	35	70	70		
100		35	35	35	35	35	35	35	35	не нормується	не нормується	не нормується	не нормується		

Таблиця 3.11

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 за парами води при осушенні до точки роси 203 К при розмірі гранул:	мм				
4,5		62	90	72	90
3,6		70	100	80	95
2		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:					
діаметр	мм	–	2–4,5	4,5	–
довжина		–	2–5	5	–

**Розрахунок циклу адсорбції:**

Визначаємо кількість адсорбенту за формулою:

$$G = \frac{Q(U_1 - U_2)\tau_a}{\alpha_g}, \quad (3.55)$$

де  $U_1$  – вологовміст газу на початку процесу осушення, г/м<sup>3</sup>.  
Визначаємо його за кривими рівноважного вологовмісту (рис. 3.18);

$U_2$  – вологовміст газу наприкінці процесу осушення.

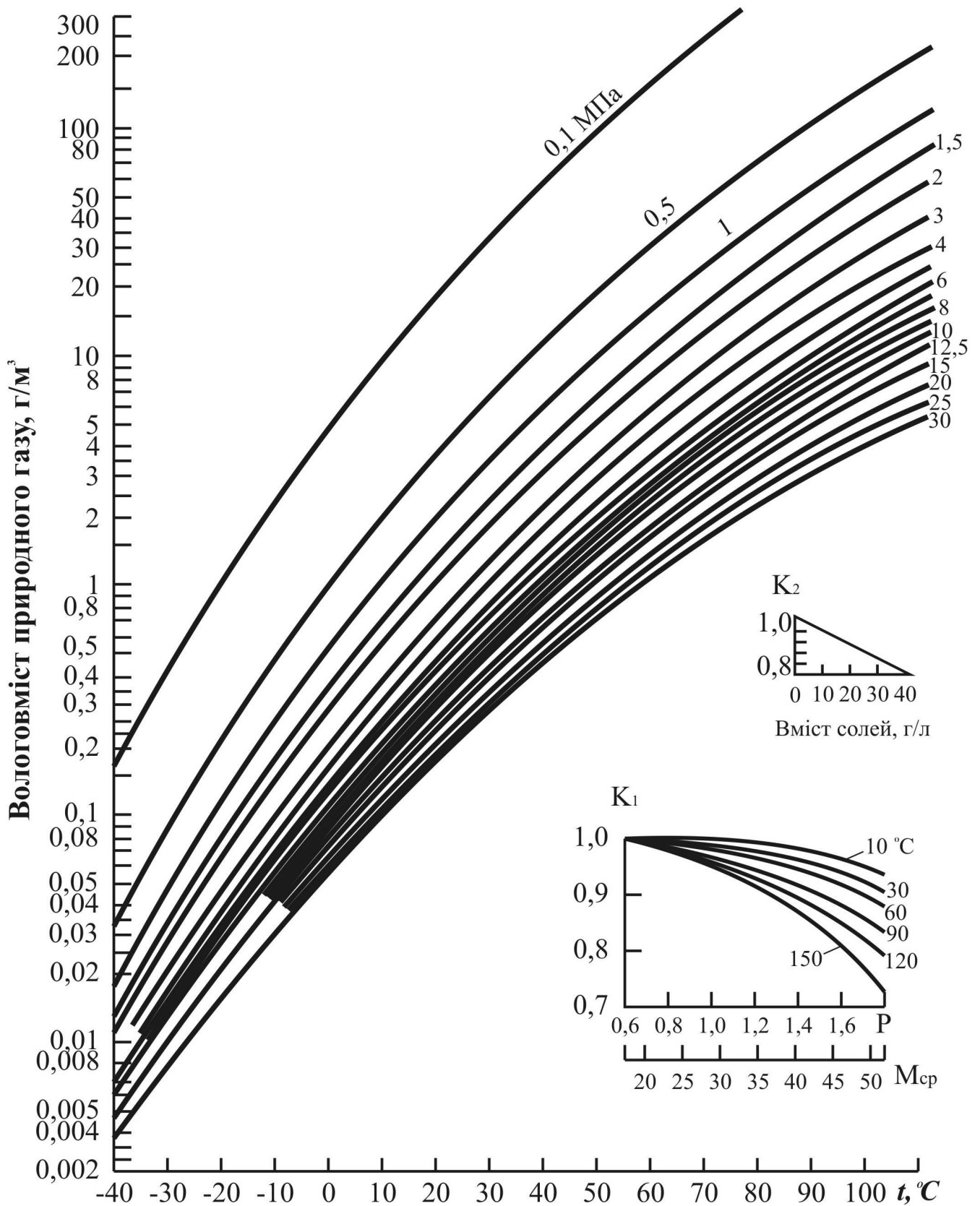
Приймаємо, що вся волога вилучається з газу, тобто  $U_2 = 0$ ;

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

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

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

$$G_1 = 36 \cdot 2 = 72 \text{ т.}$$



**Рис. 3.18. Рівноважний вміст парів води в системі «природний газ – вода»**

Продуктивність одного адсорбера:

$$V_a = W \cdot S = W \frac{P \cdot 10,02}{Z} 0,785 d^2 \cdot 3600; \quad (3.56)$$

$$V_a = 0,2 \frac{5,5 \cdot 10,02}{0,9} 0,785 \cdot 3^2 \cdot 3600 = 317,1 \cdot 10^3 \text{ м}^3 / \text{год.},$$

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

$Z$  – коефіцієнт зжиження газу;

10,2 – перевідний коефіцієнт;

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

Кількість адсорберів визначається:

$$n_a = \frac{Q_{\text{добу}}}{V_a} = \frac{12,7 \cdot 10^6}{317,1 \cdot 10^3 \cdot 24} = 1,64. \quad (3.57)$$

Приймаємо  $n = 2$ .

Оскільки процес періодичний, отриману кількість адсорберів подвоюємо, тобто установка буде складатися з двох технологічних ниток з двох адсорберів кожна.

Визначаємо кількість цеоліту в одному адсорбері:

$$G_a = \frac{G_1}{n} = \frac{72}{4} = 18,0 \text{ т.} \quad (3.58)$$

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

$$H = \frac{G_a}{0,65 \cdot 0,785 \cdot d^2} = \frac{18}{0,65 \cdot 0,785 \cdot 3^2} = 3,9 \text{ м} \quad (3.59)$$

Час контакту газу й адсорбенту:

$$\tau_k = \frac{H}{W} = \frac{3,9}{0,2} = 19,5 = 20 \text{ с,} \quad (3.60)$$

тобто вдвічі більший за прийнятий.



**Розрахунок стадії десорбції:**

витрати теплоти на нагрівання адсорбенту:

$$Q_1 = G_a \cdot C_{\text{адс.}} \cdot (T_{\text{середн.}} - T_{\text{поч.}}) \quad (3.61)$$

де  $G_a$  – маса адсорбенту, кг;

$C_{\text{адс.}}$  – питома теплоємність адсорбенту, Дж/кг·К

( $C=0,88$  Дж/кг·К);

$T_{\text{середн.}}$  – середня температура регенерації, К;

$T_{\text{поч}}$  – температура адсорбенту на початку регенерації, К.  
( $T_{\text{поч}}=298\text{К}$ ).

$$T_{\text{середн.}} = \frac{T_{\text{вх.}} + T_{\text{вих.}}}{2}, \quad (3.62)$$

де  $T_{\text{вх.}}$ ,  $T_{\text{вих.}}$  – температури газу регенерації відповідно на вході і виході з шару в кінці регенерації, К.

$$T_{\text{середн.}} = \frac{523 + 503}{2} = 513\text{К.}$$

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

Витрати теплоти на нагрівання адсорбера:

$$Q_2 = G_m \cdot C_m \cdot (T_{\text{середн.}} - T_{\text{поч.}}), \quad (3.63)$$

де  $G_m$  – маса адсорбера, кг (приймаємо на 1кг адсорбенту 3кг металу).

$C_m$  – питома теплоємність металу, Дж/кг·К;

$$Q_2 = 18000 \cdot 3 \cdot (513 - 298) = 5,8 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Витрати теплоти на нагрівання теплоізоляції:

$$Q_3 = 0,2 \cdot Q_2 = 0,2 \cdot 5,8 \cdot 10^6 = 1,16 \cdot 10^6 \text{ Дж.} \quad (3.64)$$

Витрати теплоти на нагрівання води:

$$Q_4 = G_{\text{H}_2\text{O}} \cdot C_{\text{H}_2\text{O}} \cdot (T_{\text{кип.}} - T_{\text{поч.}}), \quad (3.65)$$

де  $G_{\text{H}_2\text{O}}$  – кількість вологи, яка міститься в адсорбенті, кг;

$C_{\text{H}_2\text{O}}$  – питома теплоємність води, Дж/кг·К;

$T_{\text{кип}}$  – температура кипіння води при тискові газу регенерації, К;

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

Витрати теплоти на випарювання води:

$$Q_5 = G_{\text{H}_2\text{O}} \cdot C_{\text{вип.}} = \frac{18000 \cdot 6}{100} \cdot 2256,8 = 2,43 \cdot 10^6 \text{ Дж}, \quad (3.66)$$

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

Втрати тепла:

$$Q_6 = 0,1 \cdot (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) \quad (3.67)$$

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

Втрати тепла при регенерації:

$$Q_p = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad (3.68)$$

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

Кількість теплоти, яка надходить в адсорбер із газом регенерації, має дорівнювати витратам теплоти на регенерацію:

$$Q_{\Gamma} = Q_p \quad (3.69)$$

Витрати газу регенерації:

$$Q_{\Gamma} = \frac{Q_p}{\Delta_{\Gamma} \cdot C_{\Gamma} \rho_{\text{нов.}} (T_{\text{поч.рег.}} - T_{\text{середн.відх.газ.}})}, \quad (3.70)$$

$$Q_{\Gamma} = \frac{16,06 \cdot 10^6}{0,6272 \cdot 1,463 \cdot 1,293 \cdot (523 - 400)} = 102713 \text{ м}^3/\text{цикл} = 17118 \text{ м}^3/\text{год.},$$

де  $T_{\text{середн.відх.газ.}} = 400 \text{ К}$ ;

$C_{\Gamma}$  – теплоємність газу ( $C_{\Gamma} = 1,463 \text{ Дж/кг}\cdot\text{К}$ )

На двох технологічних лініях витрати становлять:

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

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

### ***Розрахунок циклу охолодження***

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

Кількість теплоти, яку необхідно відвести при охолодженні адсорбенту (3.61)

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

Кількість теплоти, яку необхідно відвести при охолодженні адсорбера (3.63)

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

Теплові втрати при охолодженні:

$$\begin{aligned} Q_{\text{зохол.}} &= (Q_1 + Q_2) \cdot 0,05 = (1,3 + 2,22) \cdot 10^6 \cdot 0,05 = \\ &= 0,17 \cdot 10^6 \text{ Дж.} \end{aligned} \tag{3.71}$$

Загальна теплота охолодження:

$$\begin{aligned} Q_{\text{заг.}} &= Q_1 + Q_2 - Q_{\text{зохол.}} = \\ &= (1,3 + 2,22 - 0,17) \cdot 10^6 = 3,35 \cdot 10^6 \text{ Дж.} \end{aligned} \tag{3.72}$$

Дана теплота має бути винесена холодним газом, який надходить в адсорбер для охолодження.

Кількість газу, необхідного для охолодження:

$$V_0 = \frac{Q_{\text{заг.}}}{\Delta_r \cdot C_r \cdot \rho_{\text{нов.}} (T_{\text{середн.охол.}} - T_{\text{ном.охол.}})}, \quad (3.73)$$

де  $T_{\text{ном.охол.}}$  – температура осушуваного газу (за умовою).

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

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

$$\tau_{\text{охол.}} = \frac{Q_r}{V_0} = \frac{17118}{12854} = 1,33 \text{ год.} \quad (3.74)$$

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

#### **3.4.ПРОМИСЛОВА ОБРОБКА ГАЗУ І КОНДЕНСАТУ**

Технічні умови на природний газ, газовий конденсат і продукти їх переробки. Продукція газоконденсатних родовищ є цінною сировиною, з якої на газовому промислі та газопереробних заводах (ГПЗ) виробляють сухий газ, скраплені гази, стабільний конденсат, гелій, сірку.

Сухий природний газ, який подається в магістральні газопроводи, повинен мати визначені товарні кондиції, встановлені ОСТ. Під час подачі природного газу на промислові та комунальні (котельні) підприємства, кондиції газу узгоджуються зі споживачами. Стабільний конденсат використовується як сировина на нафтопереробних заводах.

До продуктів переробки газопереробних заводів відносяться: скраплені гази (етан, пропан), товарні бутан і пропан–бутан, широка

фракція легких вуглеводнів – рідини, які характеризуються показниками: пружність парів, густина, вміст легких фракцій, колір, вміст механічних домішок і води.

Технологічні схеми промислової обробки газу і конденсату. Поширені три основні методи підготовки газу на промислах: низькотемпературний, призначений для виділення рідких вуглеводнів і води поглинальними рідинами (масла, гліколіз); адсорбційний – виділення рідких вуглеводнів і води поглинаючими твердими тілами (силікагель, алюмогель, боксити, активоване вугілля та ін.).

Принципова схема НТС з використанням дросель-ефекту показана на рис. 3.19.

На рис. 3.19 показано: 1 – сепаратор I ступеня; 2, 6, 8 – теплообмінники; 3 – ежектор(штуцер); 4 – низькотемпературний сепаратор; 5 – розділювач I ступеня; 7 – розділювач II ступеня; 9 – колона деетамізатора; 10 – піч; 11 – ємність насиченого гліколю; 12 – фільтр; 13,15 – установка регенерації гліколю; 14 – плунжерний насос; 16 – компресор; ГС – газ сирий; ГО – газ осушений; КН – конденсат нестабільний; КС – конденсат стабільний; ГН – гліколь насичений; ГР – гліколь регенований

Сирий газ зі свердловин надходить на УКПГ, де після попереднього дроселювання або без нього надходить до сепаратора I ступеня 1 для відокремлення крапельної рідини. Після цього газ іде до теплообмінника 2 для охолодження газом, який надходить у міжтрубний простір з низькотемпературного сепаратора 4. З теплообмінника охолоджений газ через штуцер або ежектор 3 подається до сепаратора 4, в якому за рахунок зниження температури в теплообміннику і на штуцері виділяється рідина. Осушений газ надходить до теплообмінника 2, нагрівається і після виміру направляється до газозбірного колектора.

Нестабільний конденсат і водний розчин інгібітора гідратоутворення (насичений гліколь) із сепаратора 1 зливаються в збірник і автоматично скидаються в розділювач I ступеня 5. В ньому відбувається відокремлення сирого конденсату від насиченого гліколю і газу. Конденсат під своїм тиском через теплообмінник 6 подається до потоку газу перед сепаратором 4, а насичений гліколь автоматично скидається через місткість 11, фільтр 12 в установку регенерації 13, а звідти насосом 14 подається до шлейфів.

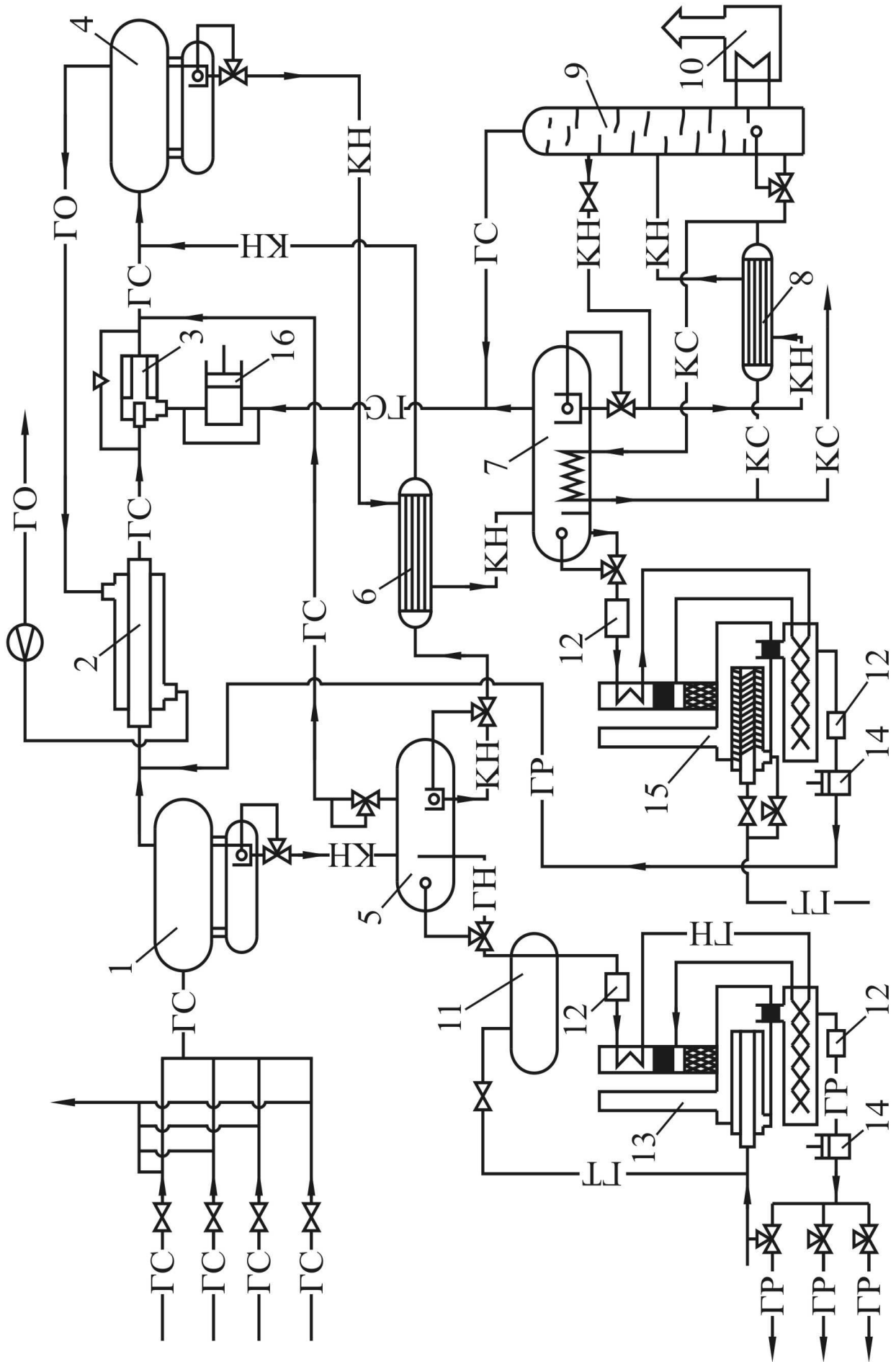


Рис 3.19. Принципова схема НТС з використанням дросель-ефекту.

З сепаратора 4 насичений гліколь і конденсат через теплообмінник 6 надходять у розділювач II ступеня 7. Насичений гліколь через фільтр 12 йде на регенерацію до установки 15, а звідти насосом 14 подається до газового потоку перед теплообмінником 2. Конденсат із розділювача 7 спрямовується через теплообмінник 8 в колону 9 деетанізатора.

Установка деетанізації, яка складається з тарілчастої колони 9, печі 10 і теплообмінника 8, використовується для промислової підготовки конденсату до транспортування. Вона дає змогу у промислових умовах видобувати з конденсату пропан–бутанову фракцію. Задана температура в нижній частині деетанізатора підтримується за допомогою теплообмінника 8, в якому стабільний конденсат, підігрітий в печі 10 до температури 160°C, віддає тепло насиченому конденсату, який надходить з розділювача 7. Охолоджений стабільний конденсат спрямовується до конденсатопроводу. Деетанізатор може працювати в режимі адсорбційно-відпарюючої колони, коли частина холодного нестабільного конденсату подається на верхню тарілку колони 9. Якщо транспорт конденсату передбачений у залізничних цистернах, то його стабілізацію проводять у ректифікаційній колоні, яка працює в режимі повної або часткової дебутанізації.

Газ вивітрювання (дегазації) з розділювача 7 і колони 9 за допомогою ежектора 3 або компресора 16 подається до потоку газу на вході сепаратора 4. Газ дегазації з розділювача 5 під своїм тиском повертається в загальний потік газу.

У період, коли неможливо за рахунок дросель–ефекта досягнути необхідної точки роси газу, використовують НТС зі застосуванням турбодетандерів. У схемі після теплообмінника 2 додатково встановлюють сепаратор, а замість штуцера (ежектора) 3 монтують турбодетандер, використання якого дає ефект зниження температури більший, ніж за звичайного дроселювання. Газ із теплообмінника 2 надходить до додатково встановленого сепаратора для відокремлення від газу крапельної рідини, а потім спрямовується в турбодетандер. У турбодетандері відбувається зниження температури газу до точки роси, а в сепараторі 4 – виділення з газу конденсату і води. Осушений газ підігрівається в теплообміннику 2 і подається на вхід турбокомпресора, встановленого на одному валу з турбодетандером, а далі – в збірний газовий колектор.

Можливі модифікації описаних схем залежно від місцевих умов. Наприклад, додатково до теплообмінника 2 встановлюють повітряний або водяний холодильник, сирий конденсат з розділювачів 5 і 7 подають в деетанізатор або прямо в конденсатопровід, встановлюють одну установку регенерації гліколю.

У процесі зниження тиску на гирлі свердловин з метою підтримання заданої точки роси газу збільшують поверхню теплообмінників. Але настає такий період, коли поверхня теплообміну рекуперативних теплообмінників збільшується до економічно не вигідних розмірів. У такому випадку використовують НТС зі застосуванням штучного холоду. Ці установки розміщують в основному на ПГЗП або ГС магістрального газопроводу. Вони забезпечують постійний термодинамічний режим роботи НТС на весь період розробки родовищ.

Згідно зі схемою (рис. 3.20) газ із газозбірних пунктів загальним колектором подається до розширюючої камери (батарейний циклонний сепаратор) 1, встановленої на вході установки НТС. Потім газ спрямовується в загальний розподільчий колектор 2 і розподіляється по технологічних лініях, які складаються з послідовно з'єднаних апаратів. Газ проходить теплообмінник I ступеня 3, сепаратор I ступеня 4, теплообмінник газ-конденсат 5, теплообмінник II ступеня 6, сепаратор II ступеня 7 і потрапляє в випаровувач-холодильник 8, де температура газу знижується до заданої точки роси. Охолоджений газ проходить сепарацію у низькотемпературному сепараторі 9, підігрівається в теплообмінниках I і II ступенів і після загального вимірювання подається до магістрального газопроводу. Регулювання температури сепарації газу проводять за допомогою обхідної лінії на теплообміннику 6.

Вуглеводневий конденсат і вода зі сепараторів 1 і 4 автоматично скидаються до розділювача I ступеня 11, де відбувається їх розділення. Сирий конденсат спрямовується до установки стабілізації, а вода – до каналізації. Водний розчин інгібітора і вуглеводневий конденсат з сепараторів 7 і 9 подаються до розділювача II ступеня 10. З розділювача насичений інгібітор надходить до установки регенерації, а конденсат – до установки стабілізації.

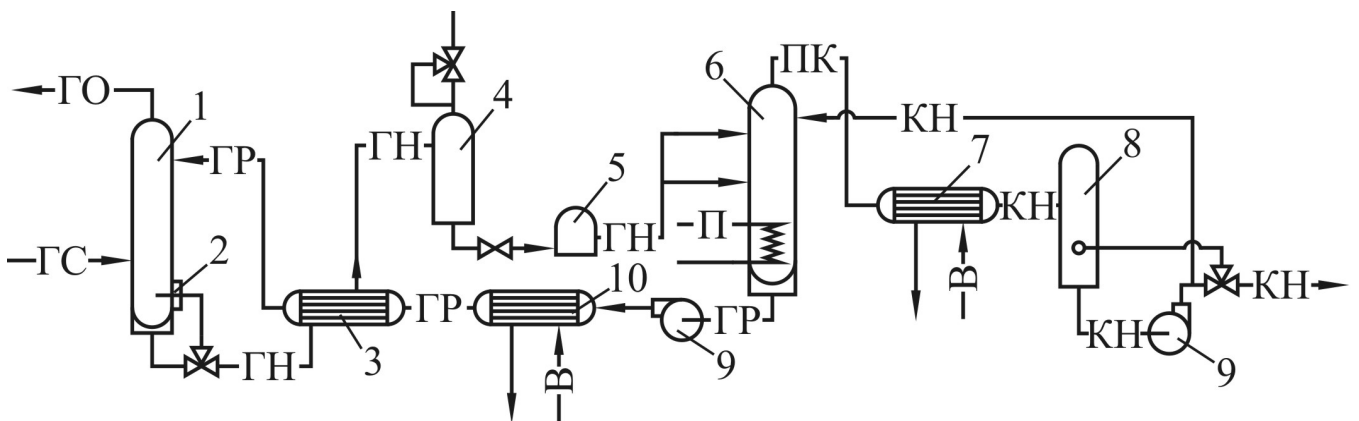




Для вироблення холоду газу від водяних парів і вилучення важких вуглеводів з природного газу широко застосовують абсорбційний процес. Абсорбцією називається процес поглинання газу або пари рідкими поглиначами (абсорбентами). Зворотний процес називають десорбцію.

Ефективними абсорбентами є сірчана кислота, водний розчин хлористого кальцію, гліцерин і гліколіз. Тепер для осушення газу широко використовують діетиленгліколь і триетиленгліколь. Етиленгліколь використовують рідко і тільки для осушення газу, в якому міститься вуглеводневий конденсат з великим вмістом ароматичних вуглеводів. Для відбензинювання природних газів використовують масла, стабільний вуглеводневий конденсат, лігроїн та інші важкі фракції вуглеводнів.

Згідно з технологічною схемою абсорбційного способу осушення газу (рис.3.21) вологий газ надходить у нижню скрубєрну секцію абсорбера 1, де попередньо відокремлюється крапельна рідина і контактує з абсорбентом. Газ, рухаючись знизу вгору назустріч абсорбенту, осушується, а потім проходить до верхньої секції, де очищується від крапель абсорбента, який вивозиться з верхньої тарілки контактора. Осушений газ із абсорбера подається до магістрального газопроводу.



**Рис. 3.21 Технологічна схема абсорбційного способу осушення газу**

Насичений розчин абсорбента з контактора спочатку проходить теплообмінник 3, вивітрювач 4, фільтр 5, а потім паровий підігрівач (ребойлер), встановлений в нижній частині десорбера 6, де нагрівається до необхідної температури. Потім розчин надходить до випарної колони (десорбера) 6. Водяна пара з абсорбера потрапляє до холодильника 7, де основна маса її конденсується, а потім – до

збірника конденсату 8. Частина води зі збірника подається до верхньої частини колони 6 для охолодження. В результаті пара абсорбента конденсується і зливається вниз, що знижує втрати абсорбента.

Розчин абсорбента, регенерований до заданої конденсації, спочатку проходить через теплообмінник 10, де охолоджується водою, потім додатково охолоджується в теплообміннику 3 і подається до контактора 1 для зрошування.

Одна з технологічних схем відбензинювання природних газів за допомогою абсорбції показана на рис. 3.22. Сирий газ надходить до нижньої частини абсорбера 1. Рухаючись знизу вгору, газ контактує з абсорбентом, який стікає зверху вниз і поглинає важкі вуглеводні.

З абсорбера відбензинений газ потрапляє до сепаратора 2, де очищується від крапель сорбента. Далі газ подається до газопроводу через регулятор тиску, який підтримує постійний тиск в абсорбері.

Насичений абсорбент із абсорбера стікає до ємності 3. З метою запобігання прориву газу у нижній частині абсорбера за допомогою регулятора підтримується постійний рівень насиченого абсорбента. В ємності 3 насичений абсорбент надходить до теплообмінника 4, де за рахунок теплообміну з регенерованим абсорбентом нагрівається і подається до підігрівача 5. Нагрітий до температури випарювання насичений абсорбент з підігрівача 5 подається до десорбера 6.

До верхньої частини десорбера подають рідкі вуглеводні, а до нижньої надходить водяна пара.

Пари вуглеводнів і води з десорбера направляються до холодильника 8, де охолоджуються, перетворюючися на рідку фазу. З холодильника 7 рідина надходить у розподільну ємність 8, в якій відбувається відокремлення газового бензину від води. Вода з ємності скидається до каналізації, а газовий бензин потрапляє до конденсатозбірника 9, звідки частина газового бензину за допомогою насоса 10 подається у верхню частину десорбера для зрошування.

Відновлений абсорбент із нижньої частини десорбера подається через теплообмінник 4 в масляний холодильник 14 і далі в місткість 12, з якої за допомогою насоса 15 подається до абсорбера. Для поповнення втрат абсорбента або його заміни відпрацьований абсорбент зливають до ємності 11, а з ємності 13 насосом подають свіжий абсорбент.

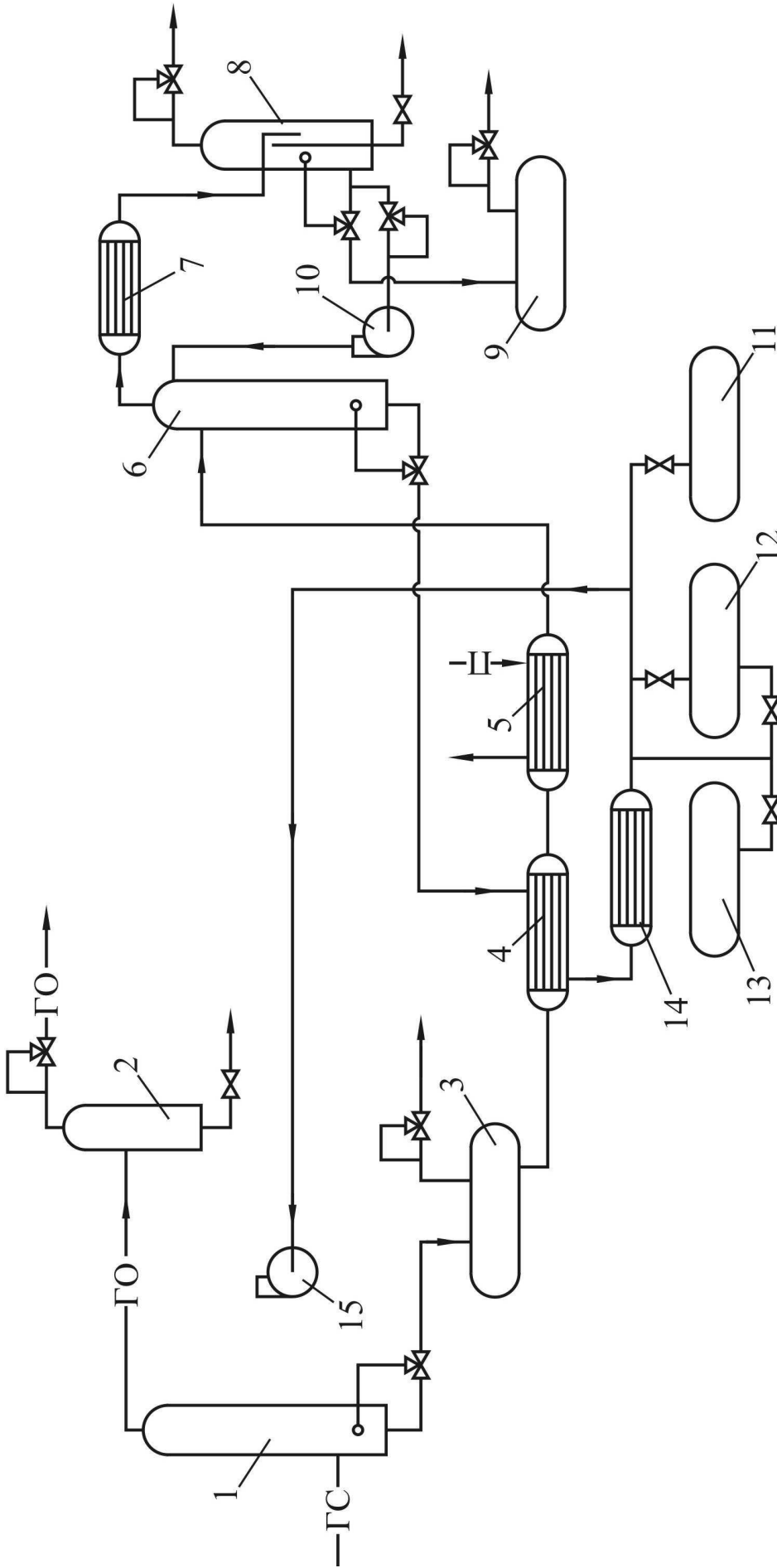


Рис.3.22. Технологічна схема абсорбційного способу відбензинювання природного газу:

1 – абсорбер; 2 – сепаратор; 3 – ємність насиченого абсорбента;

4 – теплообмінник; 5 – підігрівач; 6 – десорбер; 7 – холодильник; 8 – розподільна ємність; 9 – конденсатозбірник; 10,15 – насос; 11 – ємність свіжого абсорбента; 12,13 – ємність регенованого абсорбента; 14 – масляний холодильник;

ГС – газ сирій; ГО – газ осушений; В – вода; П – пара.

*Теоретичні основи розрахунку обладнання установок промислової підготовки газу і вуглеводневого конденсату. Технологічний розрахунок сепараційного обладнання.*

Із сепараційного обладнання розрахункам піддаються тільки сепаратори гравітаційні, гідроциклонні й з насадками.

**Гравітаційні сепаратори.** Пропускна здатність вертикальних гравітаційних сепараторів для газу знаходять за формулою:

$$Q_{\Gamma} = 1,96 \cdot 10^5 W_{\Gamma} D_{\text{вн}}^2 \frac{P_c}{T_c Z_c}, \quad (3.75)$$

де  $Q_{\Gamma}$  – пропускна здатність сепаратора для газу за стандартних умовах ( $P_{\text{ат}}=0,1013\text{МПа}$  і  $T_{\text{ст}}=293\text{К}$ ), тис.м<sup>3</sup>/добу;  $D_{\text{вн}}$  – внутрішній діаметр сепаратора, м;  $P_c$  – тиск у сепараторі, Мпа;  $T_c$  – температура у сепараторі, К;  $Z_c$  – коефіцієнт наднасиченості газу при  $P_c$  і  $T_c$ ;  $W_{\Gamma}=0,8 W_{\text{ч}}$ , м/с;  $W_{\text{ч}}$  – швидкість осідання сферичної крапельки рідини (твердої частки) у газовому потоці, м/с.

Швидкість  $W_{\text{ч}}$  визначають за формулою:

$$W_{\text{ч}} = \frac{\mu_2 \cdot \text{Re}}{d_{\text{ч}} \rho_2}, \quad (3.76)$$

де  $d_{\text{ч}}$  – діаметр крапельки рідини, яким задаються, м;  $\mu_2$  – коефіцієнт динамічної в'язкості газу за  $p_c$  і  $T_c$ , Па·с;  $\rho_2$  – густина газу за стандартних умов, кг/м<sup>3</sup>;  $\text{Re}$  – критерій Рейнольдса, який визначають через критерій Архімеда:

$$A_2 = \frac{d_{\text{ч}} (\rho_{\text{ч}} - \rho_2) g \rho_2}{\mu_2^2}, \quad (3.77)$$

де  $\rho_{\text{ч}}$  – густина крапельки рідини у сепараторі, кг/м<sup>3</sup>;  $g$  – прискорення вільного падіння, що дорівнює 9,81 м/с<sup>2</sup>.

Критерій Рейнольдса знаходять за формулами:

для  $A_{\Gamma} < 36$  ( $\text{Re} < 2$ )

$$Re = 0,056A_r; \quad (3.78)$$

для  $A_r=36-83 \cdot 10^3$ . ( $Re=2-500$ )

$$Re = 0,152A_r^{0,71}; \quad (3.79)$$

для  $A_r > 83 \cdot 10^3$ . ( $Re > 500$ )

$$Re = 0,175A_r^{0,5}. \quad (3.80)$$

$W_q$  визначають за формулою:

- за формулою Стокса для  $d_q < 0,08$  мм:

$$W_q = \frac{d_q^2 (\rho_q - \rho_r) g}{18 \mu_r}; \quad (3.81)$$

- за формулою Аллена для  $d_q = 0,3-0,8$  мм:

$$W_q = \frac{d_q^{1,14} (\rho_q - \rho_r)^{0,71} g^{0,71}}{(\mu_r / \rho_r)^{0,49} \rho_r^{0,71}}; \quad (3.82)$$

- за формулою Ньютона для  $d_q > 0,8$ :

$$W_q = 1,75 \sqrt{\frac{d_q (\rho_q - \rho_r) g}{\rho_r}}. \quad (3.83)$$

Через відсутність надійних методів визначення дисперсності крапель рідини у потоці газу для практичних розрахунків пропускної здатності сепараторів для газу використовують формулу (3.76), в якій  $W_r$  замінюють на оптимальну швидкість:

$$W_{opt} = W_o \sqrt{p_1 / p_2}, \quad (3.84)$$

де  $W_o$  – швидкість газового потоку в сепараторі при тискові  $p_1=6$  МПа, яку приймають 0,1 м/с;  $p_2$  – тиск у сепараторі, при якому

знаходять  $W_{opt}$ , МПа.

Пропускна здатність горизонтального гравітаційного сепаратора для газу обчислюють за формулою (3.75), в яку додатково уводять коефіцієнт  $n = l/D_{ен}$  (де  $l$  – фактична відстань між патрубками вводу і виводу газу, приймають  $l > 3m$ )

$$Q_r = 1,96 \cdot 10^5 n W_r D_{ен}^2 \frac{P_c}{T_c Z_c}. \quad (3.85)$$

Розрахунки вертикального гравітаційного сепаратора для рідини засновані на отриманні швидкості піднімання рівня рідини в ньому, меншої за швидкість спливання газових бульбашок у рідині.

Розрахункова формула має вигляд:

$$Q_p = 36964 D_{ен}^2 \frac{d_r^2 (\rho_p - \rho_r)}{\mu_p}, \quad (3.86)$$

де  $Q_p$  – пропускна здатність сепаратора для рідини, м<sup>3</sup>/добу;  $d_r$  – діаметр бульбашок газу, які спливають у рідині, м;  $\rho_p$  – густина рідини в умовах сепаратора, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_p$  – абсолютна динамічна в'язкість рідини в умовах сепаратора, Па·с.

Пропускна здатність горизонтального гравітаційного сепаратора для рідини шукають за формулою:

$$Q_p = 47090 F \frac{d_r^2 (\rho_p - \rho_r)}{\mu_p}, \quad (3.87)$$

де  $F$  – площа дзеркала рідини, яка залежить від висоти рівня рідини у сепараторі, м<sup>2</sup>.

**Гідроциклонні сепаратори.** У циклонному сепараторі сепарація крапель рідини від газу відбувається під дією відцентрової сили. Швидкість руху крапель рідини  $W_{ц}$  у циклоні обчислюють за формулами (3.81)–(3.84), в яких прискорення  $g$  замінюють на відцентрове прискорення  $\omega^2 r$  ( $\omega$  – кутова швидкість обертання крапель рідини, 1/с);  $r$  – радіус обертання крапель рідини (радіус

циклона), м.

На практиці гідравлічний розрахунок гідроциклонного сепаратора зводиться до визначення діаметра циклона  $D_{\text{ц}}$ , і решта розмірів конструктивно залежать від нього:

$$D_{\text{ц}} = 0,0122 \left( \frac{Q_{\text{г}}^2 \rho_{\text{см}} z_{\text{ср}} P_{\text{ам}}}{(p_1 - p_2) \rho_{\text{см}} T_{\text{см}}} \right)^{1/4}, \quad (3.88)$$

де  $D_{\text{ц}}$  – діаметр циклона, м;  $Q_{\text{г}}$  – витрата (дебіт) газу при стандартних умовах, тис.м<sup>3</sup>/добу;  $p_1, p_2$  – тиски на вході та виході циклона, МПа;  $p_{\text{ср}} = (p_1 + p_2)/2$  – середній тиск у циклоні, К;  $T_1, T_2$  – температура газу на вході і виході циклона, К;  $z_{\text{ср}}$  – коефіцієнт надстисливості газу при  $p_{\text{ср}}$  і  $T_{\text{ср}}$ . Решта позначень такі ж, як у формулах (3.75) і (3.76).

Втрати тиску  $\Delta p = p_1 - p_2$  у циклоні визначають як:

$$\Delta p = \xi \frac{\rho_{\text{г}} W_{\text{г}}^2}{2g} \cdot 10^{-6}, \quad (3.89)$$

де  $W_{\text{г}}$  – швидкість руху газу у вхідному патрубку, м/с;  $\rho_{\text{г}}$  – густина газу при  $p_1$  і  $T_1$ , кг/м<sup>3</sup>;  $\xi$  – коефіцієнт гідравлічного опору, віднесений до вхідного патрубку, залежить від співвідношення площі перерізу вихідного і вхідного патрубків ( $\xi = 2-4$ ).

**Сепаратори з насадками.** Технологічний розрахунок сепараторів з насадками полягає у визначенні швидкості набігання потоку газу, при якій не відбувається зриву і подріблення крапель рідини, що осіла у насадці. Критична швидкість руху газу у насадці:

$$W_{\text{кр}} = \left( K_y \frac{\sigma_p^3 \rho_p^3 g^3}{6\rho_{\text{г}}^6} \right)^{1/12}, \quad (3.90)$$

де  $W_{\text{кр}}$  – критична (максимальна) швидкість руху газу в насадці, м/с;  $\sigma_p$  – коефіцієнт поверхневого натягу на межі розділу «газ–рідина» в умовах сепаратора, н/м;  $K_y$  – коефіцієнт сепарації, %;  $\rho_p, \rho_{\text{г}}$  – густина рідини і газу в умовах сепаратора, кг/м<sup>3</sup>.

У промислових умовах сепаратори експлуатують при швидкостях газу, менших від критичної швидкості. За номінальну



швидкість приймають  $W_c=(0,8-0,85)W_{кр}$ .

Пропускна здатність сепараторів з насадками для газу визначають за формулою:

$$Q_g = 2,5 \cdot 10^5 F_c W_c \frac{P_c}{T_c z_c}, \quad (3.91)$$

де  $Q_g$  – пропускна здатність сепаратора для газу, тис.м<sup>3</sup>/добу;  
 $F_c$  – задана площа відбійника (насадки), м<sup>2</sup>.

#### **3.5. ЕКСПЛУАТАЦІЯ АПАРАТІВ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ Й 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 800мм, повинні бути забезпечені для їх огляду і ремонту необхідною кількістю лазів, розташованих у місцях, доступних для обслуговування. Круглі лази повинні мати діаметр у світлі не менше 400мм.

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 100мм (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 виробників посудин до них мають бути прикріплені на видному місці металеві пластини з позначенням найменування заводу виробника, номери посудини за списком заводу, року виготовлення, робочого тиску, найбільшої температури стінки – якщо температура перевищує 523 К, і найменшої – якщо температура середовища нижча від 243 К. На кожну виготовлену посудину виробник має скласти і передати замовнику паспорт

установленої форми.

Вони та їх елементи проходять гідравлічне випробування з метою перевірки міцності і жорсткості.

Посудини мають бути забезпечені такою арматурою: запірними органами для відключення від трубопроводів, що підводять і відводять із 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 тощо. 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 апарату знижує якість очищення через погіршення відбою твердих і рідких часток.

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

Пиловловлюючі апарати призначені для вловлювання рідких і твердих домішок, які 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 випадку 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 426мм включно – сталевими безшовними, діаметром вище 426мм – прямошовними. Усі з'єднання повинні бути зварними, фланцеві з'єднання допускаються тільки в місцях приєднання арматури.

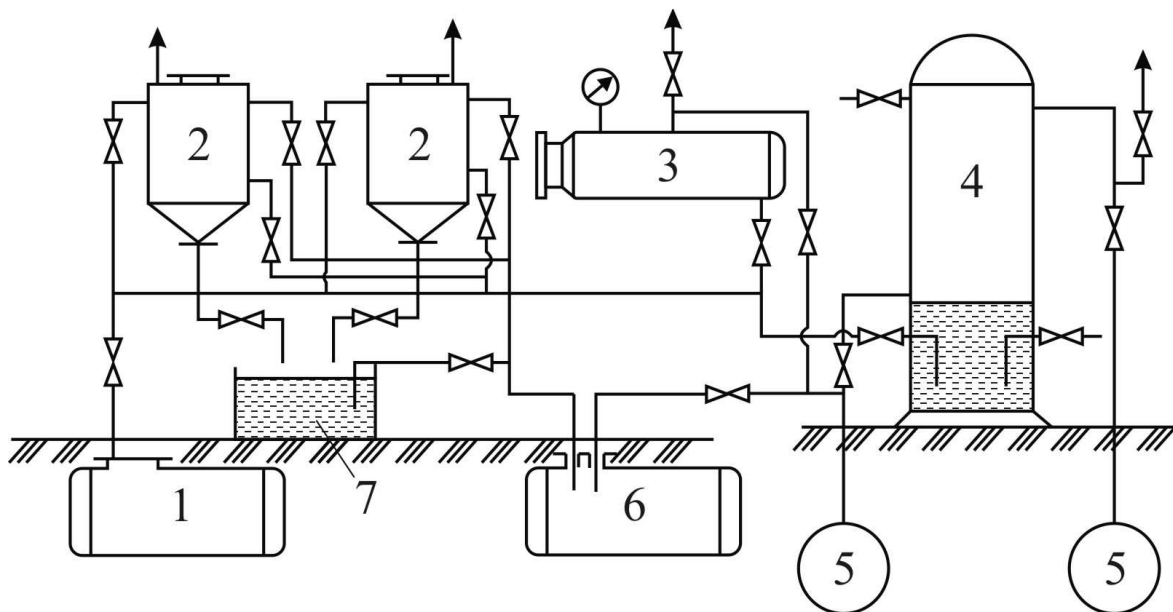
При роботі установки пиловловлювачів виконують такі

операції:

- заповнення маслом;
- зміну відпрацьованого масла;
- періодичне видалення бруду і конденсату;
- поповнення рівня масла;
- включення і відключення пиловловлювачів;
- продувку.

При роботі на конденсаті кількість операцій зменшується.

Технологічна схема об'язки масляних пиловловлювачів наведена на рис. 3.23



**Рис. 3.23. Схема об'язки масляних пиловловлювачів.**

1 – ємність для конденсату і відпрацьованого масла; 2 – відстійники; 3 – акумулятор; 4 – пиловловлювач; 5 – газопровід; 6 – ємність для свіжого масла; 7 – ємність для бруду.

При роботі вісцинових фільтрів необхідно дотримуватися 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 – 5г на 1000м<sup>3</sup> газу.

Дефектація апаратів здійснюється зовнішнім оглядом і ручним випробуванням 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 виявлених 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 по взірцевих приладах (не рідше двох разів на рік).

Під час очищення посудин необхідно враховувати можливість наявності пірофорних сполучень. При експлуатації вісцинових фільтрів на ГРС зі зволеним газом активна плівка на кільцях швидко розчиняється і змивається конденсатом, який знаходиться в газі.

Безперебійна та якісна робота вісцинових фільтрів може бути забезпечена підтриманням розрахункового режиму роботи даної 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 тощо) і виконується вручну.

При перезарядці фільтра необхідно знизити тиск до атмосферного та відключити його від газопровідних комунікацій. Потім провести виїмку кілець 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.

У ємність фільтра кільця Рашига засипають через патрубок завантаження.

Під час ремонту циклонного пиловловлювача необхідно провести очищення нижньої і верхньої частин посудини від бруду

через нижній і верхній люки.

Перед розкриттям люків необхідно з допомогою дренажної трубки вилучити наявну рідину:

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

### ***Питання для контролю знань та обговорення***

*1. Які домішки містить природний газ?*

*2. Які вимоги до якості газу для комунально-побутового споживання?*

*3. Наведіть основні показники якості газу.*

*4. Які основні джерела забруднення магістральних газопроводів?*

*5. Які існують методи очищення природного газу від механічних домішок?*

*6. Наведіть технологічну схему очищення газу від  $H_2S$  і  $CO_2$*

*7. Які конструкції пиловловлювачів застосовують у вітчизняній та зарубіжній практиці?*

*8. Які основні правила експлуатації апаратів для очищення й осушення газу?*