

НАУКОВЕ ОБГРУНТУВАННЯ НОРМУВАННЯ ЗАТРАТ У ПРОЦЕСІ АБСОРБЦІЙНОГО ОСУШЕННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ

Я. М. Дем'янчук, Ф. В. Козак

ІФНТУНГ; вул. Карпатська, 15, м.Івано-Франківськ, 76019,
e-mail: trans@nung.edu.ua

Проведено аналіз експлуатаційних затрат на установках осушення природного газу в складі управлень магістральних газопроводів, однією з яких є втрати діетиленгліколю в апаратах осушення. Запропоновано способи зменшення цих втрат шляхом використання для апаратів осушення нової трубчастої насадки, яка працює в плівковому режимі.

Ключові слова: природний газ, осушення, втрати діетиленгліколю, трубчаста насадка, плівковий режим.

Проведен анализ эксплуатационных затрат на установках осушки природного газа в составе управлений магистральных газопроводов, одной из которых являются потери диэтиленгликоля в аппаратах осушки. Предложены способы уменьшения этих потерь путем использования для аппаратов осушки новой трубчатой насадки, работающей в пленочном режиме.

Ключевые слова: природный газ, осушка, потери диэтиленгликоля, трубчатая насадка, пленочный режим.

The analysis operating expenses for natural gas dehydration units within departments trunk pipelines, one of which - dyetylenhlikolyu loss in drying apparatus. The ways to reduce these losses by using the apparatus for drying a new tubular tips that work in film mode.

Keywords: Natural gas, dehydration, loss of diethylene glycol, trubchastaya nozzle, film mode.

При транспортуванні природного газу магістральними газопроводами велику увагу приділяють вмісту вологи в газовому потоці. Існують жорсткі норми щодо вмісту пароподібної вологи, які обумовлюються в контрактах на постачання природного газу.

Головною вимогою до будь-якої технологічної схеми є досягнення заданої мети за умови мінімальних приведених затрат. Аналіз сучасного стану процесу абсорбційного осушення природного газу гліколями показує що найбільшу питому вагу в експлуатаційних затратах мають втрати гліколю (50?80 %) та витрата теплоти на регенерацію останнього (21?50 %) [1,2]. Тому, в даному випадку, оптимізація технологічних схем абсорбційного осушення природного газу повинна здійснюватись в напрямках зменшення втрат гліколю та мінімізації енергетичних витрат на стадіях абсорбції і регенерації.

З позицій другого закону термодинаміки останнє можливе шляхом зменшення термодинамічної необоротності всіх процесів, які мають місце на стадіях абсорбції та регенерації. Однією з умов термодинамічно оборотних процесів є рівність нулю рушійної сили цих процесів, що в реальних умовах ніколи не досягається. Потоки теплової енергії та речовин, які контактують в абсорбері, вводяться і виводяться на кінцях апарата за умов, якими визначається хід робочої лінії у всьому апараті. В результаті робоча лінія, яка на стадії абсорбційного вилучення пароподібної вологи з природного газу є прямою (в якості прикладу (рис. 1) [3]), далеко відстоїть від рівноважної лінії, наближаючись до неї навіть в нескінченно великому абсорбері фактично тільки в одній точці.

Тому рушійна сила процесу абсорбції досить велика, а число теоретичних ступенів контакту – число одиниць переносу – мале.

Розрахунком встановлено число одиниць переносу в абсорбері в межах зміни тиску природного газу від 2 до 7 МПа, які є характерними для практики експлуатації установок абсорбційного осушення при трубопровідному транспорті та підземному зберіганні газу (табл. 1).

Розрахунок проведено в наступному порядку.

Загальне число одиниць переносу N_{32} , віднесене до концентрації водяних парів у природному газі, визначається за формулою:

$$N_{32} = \frac{W_g - W_k}{\Delta W_{сер}}$$

де $\Delta W_{сер}$ – середня рушійна сила процесу абсорбції за газовою фазою.

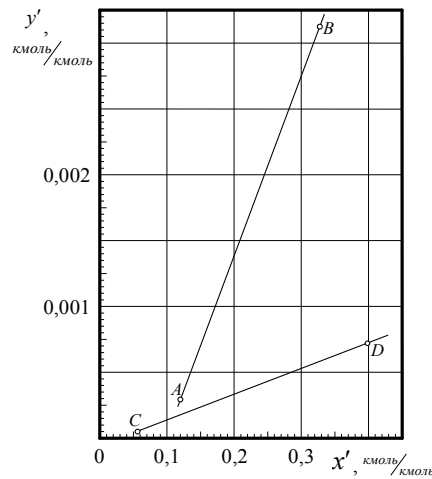


Рисунок 1 – Взаємне розташування робочої (AB) та рівноважної лінії (CD) при абсорбції вологи з природного газу розчином диетиленгліколю

Таблиця 1 – Число одиниць переносу в абсорбері (N) залежно від абсолютного тиску газу, масової концентрації диетиленгліколю (g) на вході в абсорбер та зміни міри насичення розчину диетиленгліколю в абсорбері

Показники	$(g_e - g_k)$ % мас.	Абсолютний тиск абсорбції, МПа					
		2	3	4	5	6	7
$g_e = 99,5$ % мас.							
L_e N_{3z}	1,0	83,13 2,088	58,23 2,053	45,78 2,023	38,31 1,997	33,33 1,973	29,78 1,952
L_e N_{3z}	1,5	55,14 2,113	38,62 2,078	30,37 2,047	25,41 2,020	22,11 1,996	19,75 1,975
L_e N_{3z}	2,0	41,14 2,138	28,82 2,102	22,66 2,071	18,96 2,044	16,50 2,019	14,74 1,998
$g_e = 99,0$ % мас.							
L_e N_{3z}	1,0	82,71 2,126	57,93 2,091	45,55 2,060	38,12 2,033	33,16 2,009	29,63 1,988
L_e N_{3z}	1,5	54,86 2,151	38,43 2,115	30,21 2,084	25,28 2,057	22,00 2,032	19,65 2,011
L_e N_{3z}	2,0	40,93 2,176	28,67 2,139	22,54 2,108	18,86 2,080	16,41 2,055	14,66 2,033
$g_e = 98,5$ % мас.							
L_e N_{3z}	1,0	82,28 2,164	57,64 2,128	45,32 2,097	37,92 2,069	33,00 2,045	29,47 2,023
L_e N_{3z}	1,5	54,57 2,189	38,23 2,153	30,06 2,121	25,15 2,093	21,88 2,068	19,55 2,046
L_e N_{3z}	2,0	40,72 2,214	28,52 2,177	22,43 2,145	18,77 2,116	16,33 2,091	14,59 2,069
$(W_e - W_k)$	—	0,844	0,591	0,465	0,389	0,338	0,302

Примітка: L_e – питома масова витрата регенованого розчину диетиленгліколю; W – вологовміст природного газу, відповідно, на вході (індекс “e”) і виході (“k”) з абсорбера; L_e та $(W_e - W_k)$ в $\text{кг}/1000\text{м}^3$ осушеного газу.

Середня рушійна сила з врахуванням фактичної прямолінійності рівноважної і робочої ліній у вузькому діапазоні зміни концентрації водяних парів, в даному випадку визначається як середньологарифмічна величина:

$$\Delta W_{cp} = \frac{(W_{\epsilon} - W_{\epsilon}^*) - (W_{\kappa} - W_{\kappa}^*)}{\ln \frac{(W_{\epsilon} - W_{\epsilon}^*)}{(W_{\kappa} - W_{\kappa}^*)}},$$

де W^* – рівноважний вологовміст.

Вологовміст природного газу, рівноважного з водою, розраховується за рівнянням:

$$W = p_{\epsilon}^{\circ} \cdot 10^{-6} \left(\frac{749}{p} + B \right),$$

де p_{ϵ}° – тиск насиченої пари води складає:

$$p_{\epsilon}^{\circ} = \exp \left[\begin{array}{l} -0,6021 \cdot (0,01 \cdot t)^4 + 1,475 \cdot (0,01 \cdot t)^3 - 2,97304 \cdot (0,01 \cdot t)^2 + \\ + 7,19863 \cdot (0,01 \cdot t) + 6,41465 \end{array} \right],$$

p – абсолютний тиск природного газу в МПа, t – температура газу в $^{\circ}\text{C}$.

Поправка на неідеальність B залежить від температури:

$$B = \exp \left[\begin{array}{l} 0,06058 \cdot (0,01 \cdot t)^4 - 0,3798 \cdot (0,01 \cdot t)^3 + 1,06606 \cdot (0,01 \cdot t)^2 - \\ - 2,00075 \cdot (0,01 \cdot t) + 4,2216 \end{array} \right].$$

Рівноважний з диетиленгліколем вологовміст природного газу визначається за тією ж методикою:

$$W^* = W \cdot x \cdot \gamma,$$

де молярний вміст води в розчині диетиленгліколю x визначається через масовий вміст диетиленгліколю g за формулою:

$$x = \frac{(100 - g)/18,02}{\frac{100 - g}{18,02} + \frac{g}{106,12}},$$

γ – коефіцієнт активності для розчинів диетиленгліколю в діапазоні температур від 0°C до 30°C розраховується за емпіричним рівнянням:

$$\gamma = \exp \left[- \frac{2,303 \cdot (t + 273,15)^{-1}}{\left(0,0245 \cdot x / (1 - x) + 0,137 \right)^2} \right].$$

Питома масова витрата регенованого розчину диетиленгліколю L , який подається до абсорбера для осушення газу до заданої точки роси по волозі, складає:

$$L = (W_g - W_k) \frac{g_k}{g_g - g_k}$$

Аналізуючи одержані результати слід відзначити, що число одиниць переносу при абсорбції водяних парів з природного газу розчинами диетиленгліколю з його вмістом від 98,5 до 99,5 % мас. не залежить повністю як від абсолютного тиску газу, так і від зміни міри насичення розчину і коливається від мінімального значення 1,952 до максимального 2,214. Кількість абсорбованої вологи в апараті при зменшенні тиску процесу від 7 до 2 МПа збільшується у 2,79 рази, що спричиняє зростання питомої масової витрати „свіжого” розчину диетиленгліколю на таку ж величину при всіх наведених в табл. 1 мірах насичення розчину.

Компактність абсорбера є наслідком малого значення кількості одиниць переносу і призводить до істотної необоротності процесу з причини створеної великої рушійної сили процесу масопереносу. Як результат, за “легкість” реалізації абсорбції водяних парів доводиться розраховуватись надмірною витратою енергії, що спрямовується на досягнення великої рушійної сили процесу.

Поряд з цим застосування дослідженої трубчастої насадки в абсорбері осушення природного газу [4] навіть без такої переваги, порівняно з іншими контактними засобами, як теплообмін між трубним та міжтрубним просторами, коли в останньому одночасно здійснюється масообмін, є доцільним з метою зменшення механічного винесення диетиленгліколю висушеним газом.

В першому плівковому режимі роботи дослідженої насадки механічна взаємодія фаз не значна і, як показав експеримент [5], кількість рідини, яка утримується в насадці, не залежить від швидкості газу. За наведеними Стабніковим В.М. даними [6], в плівкових апаратах при лінійних щільностях зрошення $0,5 \cdot 1 \text{ м}^2/\text{год}$ явище винесення рідини виникає при швидкостях газу приблизно на 10% менших від швидкості підвисання. В даному режимі втрати рідини шляхом механічного винесення в плівкових масообмінних апаратах кількісно на порядок менші порівняно з барботажами апаратами з ковпачковими, клапанними і провальними тарілками.

Ця позитивна, з точки зору мінімізації експлуатаційних затрат, характеристика абсорбера осушення природного газу розчином диетиленгліколю плівкового типу за нашою участю підтверджена промисловими випробуваннями апарату горизонтального типу з регулярною насадкою фірми “Sulzer”, який експлуатується в складі установки осушки газу Богородчанського ЛВУМГ. При тиску процесу 5,2 МПа і температурі контактування фаз $20 \text{ }^\circ\text{C}$ механічне винесення диетиленгліколю було відсутнє, хоча швидкість газу за робочих умов в розрахунку на повний переріз насадки в апараті сягала 0,394 м/с.

Бородіна І.І. [7] на основі аналізу роботи установок осушення природного газу розчинами диетиленгліколю (ДЕГ) запропонувала методику нормування втрат його (табл.2), яка знайшла практичне підтвердження і використання при розробці технологічних регламентів таких установок. Дані свідчать, що найбільші втрати ДЕГу (~ 74 %) відбуваються за рахунок його винесення осушеним газом у вигляді крапель, туману, тобто у рідиноподібному стані. Зрозуміло, що саме ці втрати залежать від типу і конструктивного виконання абсорбера, стану контактних пристроїв та режиму їх експлуатації.

Таблиця 2 – Втрати ДЕГ на виробничій установці осушення газу з абсорбером барботажного типу

Складові втрат диетиленгліколю	Відсоток від загальних втрат
Механічне винесення сухим газом з абсорбера	73,7
Випаровування в абсорбері та сепараторах-вивітрювачах	7,7
З водним конденсатом десорбера	8,4
Термічний роклад у випарнику десорбера	8,9
Через сальники насосів, нещільності комунікацій,	1,0
Відбір проб на аналіз та ін.	0,3
Всього:	100

В таблиці 3 подані складові втрат диетиленгліколю за методикою Бородіної І.І. для тисків газу в абсорбері $2 \cdot 7 \text{ МПа}$ без втрат його механічного винесення. Методика Бородіної І.І. наведена для такого режиму роботи установки: температура контакту фаз в абсорбері $20 \text{ }^\circ\text{C}$, концентрація регенованого розчину диетиленгліколю 98,5 % мас., тиск в десорбері 0,12 МПа,

температура верха десорбера $97\text{ }^{\circ}\text{C}$, температура у випарнику $154\text{ }^{\circ}\text{C}$, сепарація розчину – двоступінчаста з тисками $0,6\text{ МПа}$ і $0,15\text{ МПа}$, відповідно.

Таблиця 3 - Нормовані втрати диетиленгліколю при абсорбційному осушенні природного газу залежно від абсолютного тиску газу в абсорбері

Складові втрати диетиленгліколю, $\text{г}/1000\text{ м}^3$ осушеного газу	Тиск газу в абсорбері, МПа					
	2	3	4	5	6	7
Випаровування в абсорбері та сепараторах-випарювачах	2,8	1,9	1,5	1,1	0,95	0,9
З водним та вуглеводневим конденсатами десорбера	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3	3,3
Термічний розклад у випарнику десорбера	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
Через сальники насосів, нещільності комунікацій, відбір проб на аналізи	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
Всього:	6,37	5,47	5,07	4,67	4,52	4,47

Втрати диетиленгліколю від випаровування залежать від абсолютного тиску газу. Решта втрат від тиску газу не залежать. Сумарні втрати (без винесення) при зменшенні тиску від 7 до 2 МПа зростають від $4,47\text{ г}/1000\text{ м}^3$ газу до $6,37\text{ г}/1000\text{ м}^3$ газу, тобто майже на $2\text{ г}/1000\text{ м}^3$ газу. Втрати з водним і вуглеводневим конденсатами десорбера можуть бути істотно зменшені шляхом використання окремого апарата для перегонки конденсату, хоча це збільшує капітальні вкладення в установку осушення газу і підвищує енергетичні витрати на її експлуатацію.

Діючими технологічними регламентами експлуатації установок осушення газу, які експлуатуються в складі магістральних газопроводів та на підземних сховищах газу УМГ „Прикарпаттрансгаз”, „Львівтрансгаз”, нормативні втрати ДЕГу передбачені на рівні $19\text{ ? }20\text{ г}/1000\text{ м}^3$ газу. Із врахуванням втрат ДЕГ, наведених в табл. 1, використання в абсорбері дослідженої трубчастої насадки [4], при її експлуатації в плівковому режимі, може забезпечити реальне зменшення втрат ДЕГу з 20 до $(12\text{--}8)\text{ г}/1000\text{ м}^3$ осушеного газу.

Козак Ф.В., Шутка Л.М. [8] досліджували масообмінну ефективність трубчастої бігвинтової насадки при атмосферному тиску на системах “рідина - газ” з дифузійним опором в газовій, рідинній фазах та при осушенні повітря розчином диетиленгліколю. В трубчастій насадці внутрішнього діаметру $0,0305\text{ м}$ з спіраллю кроком $30\text{ ? }40\text{ мм}$ та гвинтовим завихрювачами кроком $(110\text{ ? }145)\text{ мм}$ висоти одиниць переносу склали $h_{32} = 0,3\text{ ? }0,55\text{ м}$. Із врахуванням існування аналогії між масовіддачею і тепловіддачею [9] та на основі отриманих в досліді коефіцієнтів тепловіддачі в насадці порівняно з бігвинтовою насадкою [8], є підстави стверджувати, що трубчаста насадка діаметром $0,025\text{ м}$ забезпечить на 15 % меншу висоту одиниці переносу відносно висоти одиниці переносу бігвинтової насадки. З певним запасом маємо підстави взяти для розрахунку висоти масообмінної зони абсорбера осушення природного газу, укомплектованого трубчастою насадкою, значення висоти одиниці переносу $h_{32} = 0,4\text{ м}$. В такому разі висота масообмінної зони H_m складатиме за формулою $H_m = N_{32} \cdot h_{32}$ із запасом $1\text{ ? }1,05\text{ м}$ навіть при тиску газу в абсорбері 2 МПа , концентрації диетиленгліколю на вході до нього $98,5\text{ \%}$ та міри насичення розчину 2 \% .

Для оснащення масообмінної зони абсорбера трубчастою насадкою доцільно використати тонкостінні труби та забезпечити їх максимально щільне розташування, оскільки міжтрубний простір насадки в даному випадку не використовується. Висота трубчастої насадки в масообмінній зоні $1\text{ ? }1,05\text{ м}$ дозволяє компоувати абсорбери горизонтального типу. Виконані компоунання та розрахунки свідчать, що в корпусі горизонтального абсорбера з внутрішнім діаметром $2,4\text{ м}$ та довжиною $24,68\text{ м}$ (за проектом ЦКБН ГП 821.00.00.000) при площі поперечного перерізу масообмінної зони 30 м^2 досягається продуктивність апарата $35\text{ млн. м}^3/\text{добу}$ при тисках $5\text{ ? }5,2\text{ МПа}$.

Викладене, з врахуванням досвіду фірми “Sulzer” з реконструкції горизонтальних абсорберів на підприємствах управління магістральних газопроводів “Прикарпаттрансгаз”, “Львівтрансгаз” шляхом оснащення цих апаратів насадкою плівкового типу висотою один метр, свідчить про перспективність впровадження дослідженої трубчастої насадки [4] на стадії абсорбційного осушення природного газу гліколями.

Література

1. Козак Ф.В. Методика вибору насадки для абсорберів осушення газу / Ф.В. Козак // Нафтова і газова промисловість. – 1992. – №2. – С. 47-49.
2. Галанин И.А. Влияние различных факторов на показатели установки осушки газа / И.А. Галанин, И.И. Бородина // Подготовка и переработка газа и газового конденсата. – 1978. – №6. – С.1-17.
3. Кузнецов А.А. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов. Справочное пособие / А.А. Кузнецов, Е.Н. Судаков: – М.: Химия, 1983. – 224 с.
4. Пат. 30278 А України, МКИ 6 F 28D 1/04. Трубчастий тепломасообмінний елемент / Ф.В. Козак, Я.М. Дем’янчук – №98020798. Заявл. 17.02.1998; Опубл. 15.11.2000, Бюл. №6-П.
5. Козак Ф.В. Дослідження режимів роботи трубчастої насадки / Ф.В.Козак, Я.М. Дем’янчук: Матеріали 6-ої міжнар. наук.-практ. конф. [“Нафта і газ України – 2000”].– Івано-Франківськ: Факел. – 2000. – Том 3. – С.60-62.
6. Стабников В.М. Расчеты и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В.М. Стабников – К.: Техніка, 1970. – 412 с.
7. Бородина И.И. Исследование влияния различных факторов на величину потерь диэтиленгликоля при осушке газа / И.И. Бородина // Подготовка и переработка газа и газового конденсата. – 1979. – № 10. – С.10-15.
8. Козак Ф.В. Про масообмінну ефективність бігвинтової насадки / Ф.В.Козак, Л.М. Шутка. // Нафтова і газова промисловість. – 1993. – №1. – С. 43-46.
9. Демянчук Я.М. Дослідження теплообміну трубчастого тепломасообмінного елемента. / Я.М. Демянчук // Науковий вісник Івано-Франківського національного технічного університету нафти і газу. -2002. - №2 (3). – С. 61-66.

*Стаття надійшла до редакційної колегії
10.06.12*

*Рекомендована до друку оргкомітетом
міжнародної науково-технічної конференції
“Проблеми і перспективи транспортування нафти і газу”,
яка відбулася 15-18 травня 2012 р.*