

УДК.621.532.3

## УДОСКОНАЛЕННЯ АБСОРБЦІЙНОГО ОСУШЕННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ В УМОВАХ ПСГ

© Ф.В. Козак, Я.М. Дем'янчук

ІФНТУНГ; 15, вул. Карпатська, м. Івано-Франківськ. E-mail: teplo@ifdtung.if.ua

Проведено дослідження масообмінних можливостей трубчатого тепломасообмінного елемента при різних робочих тисках характерних для транспортування та зберігання газу, а також доведено значительне зменшення виносу абсорбента з потоком осушеного газу в порівнянні з апаратами інших типів.

In the article there has been conducted the investigation of mass-transfer capacity of tubular heat-mass exchange element at various operating pressures which are typical ones for gas transport and gas storing. It has been proved that in comparison with devices of other types, there is a considerable decrease of absorbent removal (ejection) with the dry gas flow.

Стабільність економічного розвитку країни на сучасному етапі залежить від надійної роботи системи енергозабезпечення і, особливо, від газопостачання, в якому важливе місце займають підземні газосховища. Як відомо газ, який передається споживачеві, повинен відповідати жорстким нормам за вмістом вологи, важких вуглеводнів та механічних домішок. Газ, що відбирається з підземних газосховищ, внаслідок обводнення пластів повністю насичений вологою. Тому в технологічній схемі підземних газосховищ устаткування осушення газу відіграють не останню роль. У сучасних устаткуваннях підготовки газу підземних газосховищ АТ "Укргазпром" використовується абсорбційне осушення природного газу від пароподібної вологи за допомогою гліколів.

Експлуатація підземних газосховищ накладає певні, специфічні вимоги до роботи устаткувань осушування. Так, значна зміна тиску газу за період між початком та закінченням відбору, часті зміни витрати газу в залежності від потреб споживачів, призводять до постійних порушень стабільності режиму роботи устаткування осушення. Як відомо [1], втрати гліколю високої вартості складають основну частину витрат на експлуатацію устаткування осушення газу. Крім того, значну частину затрат на осушення газу складають витрати енергії, які значно перевищують оптимальні величини внаслідок великої необоротності процесу абсорбційного осушення газу.

Потоки теплової енергії та речовин, які контактують в абсорбері, вводяться і виводяться на кінцях апарата за умов, якими визначається хід робочої лінії в усьому апараті. У результаті робоча лінія, яка на стадії абсорбційного вилучення пароподібної вологи з природного газу є прямою (рис. 1 [2]), далеко знаходиться від рівноважної лінії, наближаючись до неї навіть у нескінченно великому абсорбері фактично тільки в одній точці. Тому рушійна сила процесу абсорбції досить велика, а число теоретичних ступенів контакту – число одиниць переносу – невелике.

З'ясуємо число одиниць переносу в абсорбері в межах зміни тиску природного газу від 2 до 7 МПа, що є характерним для практики експлуатації устаткування абсорбційного осушення у процесі підземного зберігання газу та трубопровідного транспортування.

Загальне число одиниць переносу  $N_{32}$ , віднесене до концентрації водяних парів у природному газі, визначається за формулою [3]:

$$N_{32} = \frac{W_6 - W_k}{\Delta W_{сер}}$$

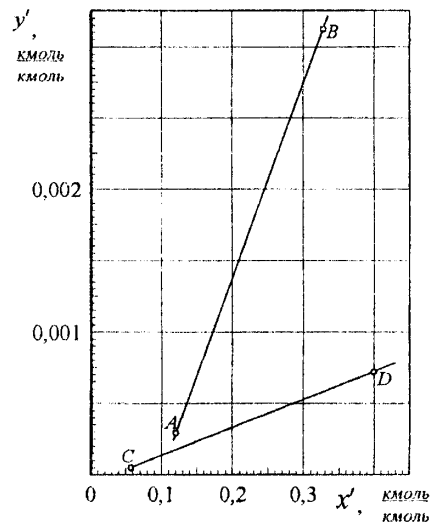


Рисунок 1 – Взаємне розташування робочої (AB) та рівноважної лінії (CD) при абсорбції вологи з природного газу розчином діетиленгліколю. Тиск абсорбції 1,47 МПа; концентрація регенованого розчину діетиленгліколю – 98,0 % мас.; насиченого – 97,0 % мас.; температура контакту фаз – 27 °С; точка роси газу за вологою на виході з абсорбера – (-10) °С.

де  $W$  – вологовміст природного газу, відповідно, на вході (індекс “в”) і виході (“к”) з абсорбера;

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

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

$$\Delta W_{cp} = \frac{(W_v - W_v^*) - (W_k - W_k^*)}{\ln \left( \frac{W_v - W_v^*}{W_k - W_k^*} \right)},$$

де  $W^*$  – рівноважний вологовміст.

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

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

де тиск насиченої пари води  $p_v^o$  становить:

$$p_v^o = \exp[-0,6021 \cdot (0,01 \cdot t)^4 + 1,475 \cdot (0,01 \cdot t)^3 - 2,97304 \cdot (0,01 \cdot t)^2 + 7,19863 \cdot (0,01 \cdot t) + 6,41465];$$

де  $p$  – абсолютний тиск природного газу в МПа,

$t$  – температура газу в °С.

Поправка на неідеальність  $B$  залежить від температури:

$$B = \exp[0,06058 \cdot (0,01 \cdot t)^4 - 0,3798 \cdot (0,01 \cdot t)^3 + 1,06606 \cdot (0,01 \cdot t)^2 - 2,00075 \cdot (0,01 \cdot t) + 4,2216]$$

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

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

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

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

а коефіцієнт активності  $\gamma$  для розчинів діетиленгліколю в діапазоні температур від 0°С до 30°С 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 діетиленгліколю  $L$ , який подається до абсорбера для осушення газу до заданої точки роси за вологою, становить:

$$L = (W_v - W_k) \frac{g_k}{g_v - g_k}$$

За умов температури контактування фаз в абсорбері 20°С та температури точки роси за вологою осушеного газу (-10)°С (результати розрахунків наведено в табл. 1). Температура контактування газу і діетиленгліколю в абсорбері прийнята сталою з тих міркувань, що її вплив на показники процесу фізичної абсорбції взагалі і абсорбцію вологи розчинами діетиленгліколю, зокрема, добре вивчено [4]: підвищення температури контактування призводить до зростання енергетичних та експлуатаційних витрат.

Аналізуючи одержані результати слід відзначити, що число одиниць переносу при абсорбції водяних парів з природного газу розчинами діетиленгліколю з його вмістом від 98,5 до 99,5 % мас. не залежить повністю як від абсолютного тиску газу, так і від зміни значень насичення розчину і коливається від мінімального значення 1,952 до максимального 2,214. Кількість абсорбованої вологи в

апараті за зменшення тиску процесу від 7 до 2 МПа збільшується у 2,79 рази, що спричиняє зростання питомої масової витрати “свіжого” розчину діетиленгліколю на таку ж величину за всіх наведених у табл. 1 значеннях насичення розчину.

Таблиця 1 – Число одиниць переносу в абсорбері залежно від абсолютного тиску газу, масової концентрації діетиленгліколю на вході в абсорбер та зміни значень насичення розчину діетиленгліколю в абсорбері

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

Примітка:  $L_n$  та  $(W_a - W_k)$  в кг/1000 м<sup>3</sup> осушеного газу.

Отже, компактність абсорбера є наслідком малого значення  $N_{32}$  і призводить до незворотного процесу з причини створеної великої рушійної сили процесу масопереносу. Як результат, за “легкість” реалізації абсорбції водяних парів з природного газу розчинами діетиленгліколю доводиться розраховуватись надмірною витратою енергії, яка спрямовується на досягнення великої рушійної сили процесу. Абсорбція водяних парів розчинами діетиленгліколю – процес екзотермічний, який здійснюється у незворотних умовах, і втрат від незворотності внаслідок дисипації теплоти процесу неможливо уникнути при збереженні способу вилучення з газу пароподібної вологи.

Для досягнення максимальної зворотності розглядуваного процесу абсорбції необхідно зблизити рівноважну та робочу лінії. Змінити ж характер рівноважної лінії – не можливо. Хід робочої лінії можна скорегувати, змінюючи  $L/G$  по висоті абсорбера шляхом введення і виведення потоку абсорбенту вздовж усієї висоти апарата. З огляду на дуже малі питомі витрати діетиленгліколю (див. Табл. 1) останнє виглядає проблематичним. Тому на стадії абсорбційного осушення природного газу розчинами діетиленгліколю в практичному плані істотно зменшити незворотність процесу в межах розглянутих умов – завдання надзвичайної складності.

Поряд з цим застосування запропонованої та дослідженої авторами трубчастої насадки [5] в абсорбері осушення природного газу 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 діетиленгліколю висушеним газом за рахунок плівкової схеми руху плівки абсорбенту в насадці.

Авторами дослідним шляхом виділено чотири режими роботи трубчастої насадки [6]. У першому плівковому режимі роботи дослідженої насадки механічна взаємодія фаз не значна і, як показав експеримент, кількість рідини, яка утримується в насадці, не залежить від швидкості газу. За наведеними Раммом В.М., Стабніковим В.М., Хоблером Т. даними [7], у плівкових апаратах при лінійних щільностях зрошення  $0,5 \div 1$  м<sup>2</sup>/год явище винесення рідини виникає на швидкостях газу, при-

близно на 10% менших від швидкості підвисання. У даному режимі втрати рідини шляхом механічного винесення в плівкових масообмінних апаратах кількісно на порядок менші порівняно з барботажними апаратами з ковпачковими, клапанними і провальними тарілками.

Ця позитивна, з точки зору мінімізації експлуатаційних затрат, характеристика абсорбера осушення природного газу розчином діетиленгліколю плівкового типу за нашою участю підтверджена промисловими випробуваннями апарата горизонтального типу в складі устаткування підготовки газу Богородчанського ЛВУМГ з насадкою фірми "Sulzer": за тиску процесу 5,2 МПа і температури контактування фаз 20°C механічне винесення діетиленгліколю було відсутнє, хоч швидкість газу за робочих умов у розрахунку на повний переріз насадки в апараті сягала 0,394 м/с.

Бородіна І.І. [8], на основі аналізу роботи устаткувань осушення природного газу розчинами діетиленгліколю, запропонувала методику нормування втрат його, що знайшла практичне підтвердження і використання у розробці технологічних регламентів таких устаткувань. Розподіл втрат гліколю, за даними Бородіної І.І. наведено в табл. 2. Дані таблиці свідчать, що найбільші втрати діетиленгліколю (~74 %) відбуваються внаслідок 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 діетиленгліколю на виробничому устаткуванні осушення газу з абсорбером барботажного типу за тиску 4 МПа та температури контакту фаз 20°C

Складові втрат діетиленгліколю	% 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 розклад у випарнику десорбера	8,9
Через сальники насосів, нещільності комунікацій,	1,0
Відбір проб на аналіз та ін.	0,3
Всього:	100

У табл. 3 наведено складові втрат діетиленгліколю за методикою Бородіної І.І. для тисків газу в абсорбері 2÷7 МПа без втрат його механічного винесення. Методика Бородіної І.І. подається для такого режиму роботи устаткування: температура контакту фаз в абсорбері 20 °С, концентрація регенованого розчину діетиленгліколю 98,5 % мас., тиск у десорбері 0,12 МПа, температура верху десорбера 97 °С, температура у випарнику 154 °С, сепарація розчину – двоступенева з тисками 0,6 і 0,15 МПа, відповідно.

Втрати діетиленгліколю від випаровування визначені за графіками [9], і вони залежать від тиску газу. Решта втрат від тисків газу не залежать. Сумарні втрати (без винесення) внаслідок зменшення тиску від 7 до 2 МПа зростають від 4,47 г/1000 м<sup>3</sup> газу до 6,37 г/1000 м<sup>3</sup> газу, тобто майже на 2 г/1000 м<sup>3</sup> газу. Втрати з водним і вуглеводневим конденсатами десорбера можуть бути істотно зменшені шляхом використання окремого апарата для перегонки конденсату, хоч це збільшує капітальні вкладення в устаткування осушення газу і підвищує енергетичні витрати на її експлуатацію.

Таблиця 3 – Нормовані втрати діетиленгліколю у процесі абсорбційного осушення природного газу залежно від абсолютного тиску газу в абсорбері

Складові втрат діетиленгліколю, г/1000 м <sup>3</sup> осушеного газу	Тиск газу в абсорбері, МПа					
	2	3	4	5	6	7
Випаровування в абсорбері та сепараторах-вивітрювачах	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

Діючими технологічними регламентами експлуатації устаткування осушення газу, які експлуатуються в складі магістральних газопроводів та на підземних сховищах газу управління магістральних газопроводів „Прикарпаттрансгаз”, „Львівтрансгаз” нормативні втрати діетиленгліколю передбачені на рівні  $19 \div 20$  г/1000 м<sup>3</sup> газу.

Із урахуванням втрат діетиленгліколю, наведених в табл.3, використання в абсорбера дослідженої трубчастій насадки, при її експлуатації в плівковому режимі, може забезпечити реальне зменшення втрат діетиленгліколю з 20 до (12-8) г/1000 м<sup>3</sup> осушеного газу. При вартості діетиленгліколю (за цінами 2002 року) 3750 грн./т без 20 % ПДВ економія складе від 0,03 до 0,045 грн/1000 м<sup>3</sup> газу. Наприклад, для абсорбера продуктивністю 10 млн.м<sup>3</sup>/добу це дасть економію від 300 до 450 грн/добу.

На рис. 2 зображена залежність швидкості підвисання в трубчастій насадці діаметром 0,025 м від тиску, яка розрахована за отриманим авторами критеріальним рівнянням [10]. Робоча швидкість прийнята рівною  $0,85 \cdot W_n$ .

Внаслідок збільшення тиску в абсорбері від 2 до 7 МПа швидкість газу за робочих умов (температура контакту 20°C) зменшується від 0,618 м/с до 0,3 м/с і за тиску 5,2 МПа становить 0,359 м/с. Кількість зекономлених коштів від зменшення втрат діетиленгліколю  $E_{зл}$  із збільшенням тиску газу в абсорбері збільшується. Такий характер  $E_{зл} = f(p)$  пояснюється більш інтенсивним зростанням швидкості газу на робочих умовах за зменшення тиску абсорбції (криву  $w_p = f(p)$ ), що породжує ймовірність більшого механічного винесення діетиленгліколю з апарата.

Козак Ф.В., Овчаренко В.Г., Шутка Л.М. [6] досліджували масообмінну ефективність бігвинтової насадки за атмосферного тиску на системах “рідина-газ” з дифузійним опором в газовій, рідинній фазах та при осушенні повітря розчином діетиленгліколю. У трубчастій насадці внутрішнього діаметру 0,0305 м з спіраллю кроком 30÷40 мм та гвинтовим завихрювачами кроком (110÷145) мм висоти одиниць переносу склали  $h_{ze} = 0,3 \div 0,55$  м.

Із врахуванням існування аналогії між масовіддачею і тепловіддачею та на основі отриманих в досліді більших на 14,5 % коефіцієнтів тепловіддачі в новій трубчастій насадці порівняно з бігвинтовою насадкою, є підстави стверджувати, що трубчаста насадка діаметром 0,025 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 [5], значення висоти одиниці переносу  $h_{ze} = 0,4$  м. У такому випадку висота масообмінної зони  $H_m$  складатиметься за формулою:

$$H_m = N_{ze} \cdot h_{ze}$$

із запасом 1÷1,05 м навіть за тиску газу в абсорбері 2 МПа, концентрації діетиленгліколю на вході до нього 98,5 % та значень насичення розчину 2 % (див. Таблицю 1).

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 трубчастій насадки в масообмінній зоні 1÷1,05 м дозволяє компонувати абсорбери горизонтального типу. Виконані компонування та розрахунки свідчать, що в корпусі горизонтального абсорбера з внутрішнім діаметром 2,4 м та довжиною

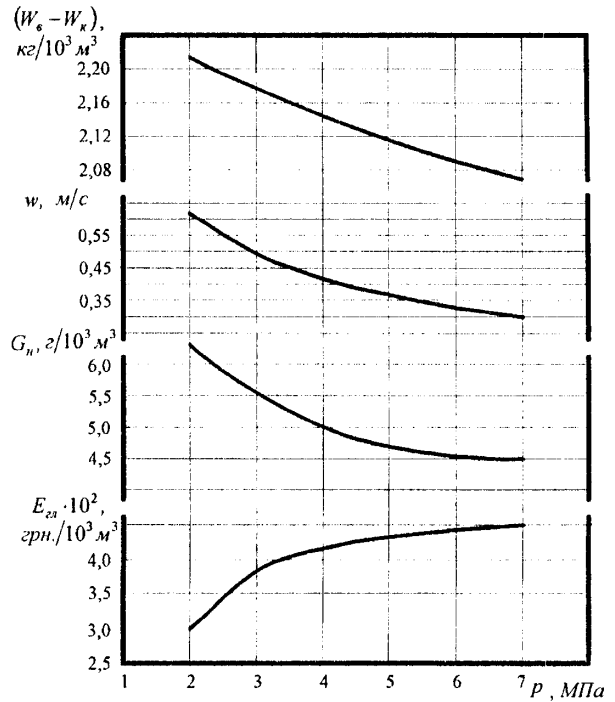


Рисунок 2 – Залежність кількості абсорбованої вологи ( $W_g - W_k$ ), швидкості природного газу  $w$  за робочих умов в насадці, кількості нормованих втрат діетиленгліколю (без винесення)  $G_n$ , зекономлених коштів від зменшення втрат діетиленгліколю  $E_{зл}$  від абсолютного тиску природного газу в абсорбері. Температура контакту фаз 20 °C, концентрація регенованого діетиленгліколю – 98,5 % мас.

24,68 м (за проектом ЦКБН ГП 821.00.00.000) на площі поперечного перерізу масообмінної зони 30 м<sup>2</sup> досягається продуктивність апарата 35 млн. м<sup>3</sup>/добу за тиску 5÷5,2 МПа.

Викладене, з урахуванням досвіду фірми "Sulzer" з реконструкції горизонтальних абсорберів на підприємствах управліннь магістральних газопроводів "Прикарпаттрансгаз", "Львівтрансгаз" шляхом оснащення цих апаратів насадкою плівкового типу висотою один метр, свідчить про перспективність впровадження дослідженої трубчастої насадки на стадії абсорбційного осушення природного газу гліколями.

### Література

1. Козак Ф.В. Методика вибору насадки для абсорберів осушення газу. – Нафтова і газова промисловість. – 1992. – №2. – С. 47.
2. Кузнецов А.А., Судаков Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие. – М.: Химия, 1983. – 224 с.
3. Кафаров В.В. Основы массопередачи – Изд. 3-е перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1979. – 439 с.
4. Галанин И.А., Бородин И.И. Влияние различных факторов на показатели установки осушки газа // Подготовка и переработка газа и газового конденсата. – М.: ВНИИГазпром, 1978. – №6. – С.1-17.
5. Пат. України 30278 А, МКИ 6 F 28D ¼. Трубчастий тепломасообмінний елемент / Ф.В. Козак, Я.М. Дем'янчук – №98020798. Заявл. 17.02.1998; Опубл. 15.11.2000, Бюл. №6-II.
6. Козак Ф.В., Шутка Л.М. Про масообмінну ефективність бігвинтової насадки // Нафтова і газова промисловість. – 1993, – №1, – С. 43-46.
7. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е переработ. и доп. – М.: Химия, 1976, –656 с.
8. Бородин И.И. Исследование влияния различных факторов на величину потерь диэтиленгликоля при осушке газа. // Подготовка и переработка газа и газового конденсата. Реф. Сборник. – М.: ВНИИГазпром. – 1979, – № 10 – С.10-15.
9. Кемпбел Д.М. Очистка и переработка природных газов. / Пер. с англ. под ред. д-ра техн. наук Гудкова С.Ф. – М.: Недра. 1977, – 349 с.
10. Дем'янчук Я. Дослідження деяких питань гідродинаміки трубчатого тепломасообмінного елемента. // Вісник Державного університету "Львівська політехніка". – 1999, – №2, – С. 122-124.

УДК 622.691.24

## ПРОГНОЗУВАННЯ ОСНОВНИХ ПОКАЗНИКІВ ГАЗОВОГО ПОКЛАДУ ЗА ДОПОМОГОЮ КОМП'ЮТЕРНОЇ МОДЕЛІ

© С.О. Березова<sup>2</sup>, Р.Л. Вечерік<sup>1</sup>, Н.Л. Толстова<sup>2</sup>, Н.І. Камалов<sup>3</sup>, І.І.Шваченко<sup>2</sup>

1) ДК "Укртрансгаз"; 9/1, Кловський узвіз, м. Київ, 01021. E-mail: Rvecheric.utg@naftogaz.net

2) НДПІАСУтрансгаз; 16, вул. Маршала Конєва, м. Харків, 61004. E-mail: public.nipi@naftogaz.net

3) УМГ "Харківтрансгаз"; 20а, вул. Культури, м. Харків, 61001. E-mail: geolog2002@khtg.com.ua

Стаття посвящена описанию возможностей программного комплекса "Прогноз", разработанного в НИПИАСУтрансгаз. Программный комплекс является составной частью компьютерной геолого-математической модели газовой залежи и предназначен для исследования динамики основных показателей разработки газовой залежи, в первую очередь объема природного газа в залежи и распределения пластового давления по площади газоносности при предположении проявления газового режима.

The article is devoted to the description of the application "Prediction" developed by NIPIASUTransgaz. The application is the part of a computer geological and mathematical model of a gas deposit. It is designed to research the dynamics of the main indices of gas deposit operation, primarily of the natural gas volume in the gas deposit and distribution of gas pressure over a gas content area at gas conditions.

Дослідження основних показників газового покладу є однією з пріоритетних задач сучасної теорії розробки газових родовищ (експлуатації природних сховищ газу). Означені показники можна умовно поділити на дві основні групи: локальні та інтегровані (або глобальні).