

Таблиця 5 — Порівняння витрат на виготовлення деталей редуктора

| Складальна одиниця, деталь | Кількість, шт. | Маса, кг      | Собівартість, грн. |
|----------------------------|----------------|---------------|--------------------|
| Швидкохідний вал           | 1              | 104,8 / 83    | 525,84 / 453,55    |
| Проміжний вал              | 1              | 315,3 / 287,8 | 1561,64 / 1474,3   |
| Гальмівний барабан         | 1              | 50 / 26,4     | 321,3 / 255,22     |
| Оливозгінні шайби          | 4              | 122 / 60      | 778,5 / 604,9      |
| Кришка швидкохідного вала  | 2              | 52 / 28       | 380,88 / 313,68    |
| Кришка проміжного вала     | 2              | 60,4 / 34     | 360,18 / 286,26    |
| Кришка тихохідного вала    | 2              | 78 / 40       | 430,8 / 324,4      |
| Всього                     |                | 782,5 / 559,2 | 4359,14 / 3712,31  |

Примітка: в чисельнику – витрати до ФВА, а в знаменнику – після ФВА

Тепер, коли робляться рішучі кроки до становлення нормальної економічної самостійності трудових колективів, слід зрозуміти, що таке закон вартості, які закономірності і особливості його виявлення, знайти чисельні пропорції у великій кількості чинників виробничо-господарської діяльності взагалі і окремо до конкретних цілей і можливостей кожного підприємства. Потрібно аналізувати кожен крок до того, як він зроблений, щоб бути впевненим в прибутку, а не вгадувати його.

### Література

- 1 Голибардов Е.И., Кудрявцев А.В, Синенко М.И. Техника функционально-стоимостного анализа. – К.: Тэхника, 1989. – 239 с.
- 2 Копей Б.В., Стефанишин О.І., Данилюк М.О. Підвищення якості ремонту редукторів штангових свердловинних насосних установок // Матеріали Міжнародної конференції “Підвищення якості, надійності та довговічності технічних систем і технологічних процесів”. – м. Шарм Ель Шейх (Єгипет) – 3-10 грудня 2006 р. – С. 28-33.
- 3 Копей Б.В., Стефанишин О.І., Копей І.Б. Аналіз надійності редукторів верстатів-гойдалок // Розвідка та розробка нафтових і газових родовищ. – 2006. – № 4(21). – С.96-99.

УДК 622.276.53(088.8)

## МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ СЕПАРАЦІЇ ГАЗОРІДИННОЇ СУМІШІ В СЕПАРАТОРІ ІНЕРЦІЙНОГО ТИПУ

<sup>1</sup>М.М.Лях, <sup>2</sup>Е.В.Юр'єв, <sup>1</sup>В.М.Вакалюк, <sup>1</sup>Я.В.Солоничний

<sup>1</sup>ІФНТУНГ, 76019, Івано-Франківськ, вул. Карпатська, 15, тел. (03422) 42353,  
e-mail: public@nung.edu.ua

<sup>2</sup>ВАТ НПО «Промавтоматика», м. Краснодар, Росія

*Разработана математическая модель сепаратора, в основе которой лежит инерционный механизм сепарации газожидкостной смеси. На базе данной модели получены функциональные зависимости коэффициента эффективности сепаратора от параметров, которые играют определяющую роль в технологическом процессе разделения газожидкостной смеси на жидкую и газовую фазы.*

*Developed mathematical model of separator, the inertia mechanism of separation of gas and liquid mixture lies in basis of which. On the basis of this model the collected functional dependences of coefficient of efficiency of separator from parameters which act prominent part in the technological process of division of gas and liquid mixture on liquid and gas phases.*

Процес сепарації газорідинної суміші на рідку і газову фази є обов'язковим елементом будь-якої технологічної схеми промислової підготовки газу і нафти на газових, газоконденсатних і нафтових родовищах, а також складовою частиною переробки газового конденсату.

Відсутність наукових підходів до прогнозування сепарації газорідинних потоків є однією з причин проектування малоефективних сепараторів або вибору недостатньо обгрунтованих технологічних режимів їх експлуатації. У цьому плані набуває особливої актуальності створення математичних моделей, які б прави-

льно описували фізико-математичні аспекти механізму сепарації і дозволяли б створювати більш ефективні сепараційні агрегати та вибрати оптимальні режими їх експлуатації.

Метою даної роботи є побудова математичної моделі роботи сепаратора, в основі якого лежить інерційний механізм сепарації газорідної суміші. Також ставиться задача на основі цієї моделі отримати залежності коефіцієнта ефективності сепаратора від параметрів, які відіграють визначальну роль у технологічному процесі розділення газорідної суміші на рідку і газову фази.

Аналізуючи механізм сепарації та його експлуатаційні характеристики, розглядається потік, який поступає з підвідної труби в сепаратор, що являє собою двофазну газорідну суміш. Краплі рідкої фази (конденсату) формуються в потоці, починаючи від джерела поступлення (пласта) і до самого входу в сепаратор. Для того, щоб оцінити ефективність роботи сепаратора, необхідно знати об'ємний вміст рідкої фази  $\omega$ , середній радіус краплі  $R_c$  і розподіл їх за розмірами  $n(R)$ . По мірі розробки покладів і руху газу від пласта до сепаратора тиск і температура неперервно змінюються. В результаті порушується термодинамічна рівновага всієї двофазної багатокомпонентної системи і відбувається процес масообміну між фазами (конденсація і випаровування).

Конденсація веде до утворення дрібних крапель, розмір яких змінюється за рахунок конденсаційного росту в умовах перенасичення і коагуляції, а також подрібнення в потоці газу. В результаті в підвідній трубці перед сепаратором встановлюється деякий рівноважний розподіл крапель за розмірами, який характеризується параметрами  $\omega$ ,  $R_c$  і  $\sigma_1$ , де  $\sigma_1^2$  – дисперсія розподілу.

Якщо перед сепаратором відсутній пристрій попередньої конденсації, то потік газу зі встановленим розподілом  $n(R)$  попадає в сепаратор, в якому відбувається розділення фаз. В цьому випадку основними механізмами формування крапель в турбулентному потоці газу є процеси подрібнення і коагуляції. Обидва процеси протікають одночасно. В результаті встановлюється певний розподіл за розмірами, який згідно експериментальних даних [1], має вигляд логнормального розподілу

$$n(R) = \frac{n_* \cdot R_1}{\sigma_1 \cdot R} \exp\left\{-\frac{\ln^2(R/R_1)}{2\sigma_1^2}\right\}, \quad (1)$$

де:  $R$  – радіус краплі;

$$n_* = 3\pi \exp(-2.5\sigma_1^2) / 4\pi \sqrt{2\pi} R_c^4;$$

$$R_1 = R_c \exp\{-0.5\sigma_1^2\}.$$

Оцінка дисперсії розподілу показала, що в широкому діапазоні швидкостей, характерних для сепараторів,  $\sigma_1=0.4...0.5$ .

Для визначення середнього радіуса  $R_c$  крапель необхідно розглянути механізм коагуляції і подрібнення. Відомо, що краплі в потоці газу подрібнюються, якщо їх радіус перевищує деяку критичну величину [2].

Ймовірність подрібнення крапель радіусом, меншим за критичний, дуже мала і тому вони можуть тільки коагулювати, поки їх розмір не досягне знову критичної величини. Тому в якості середнього радіуса необхідно брати критичний радіус, який було визначено експериментально в турбулентному потоці газу [1]. Обробка експериментальних результатів зумовила отримання такої емпіричної формули:

$$R_{kp} = 0,12d \cdot We^{-3/7} \cdot (\rho / \rho_1)^{4/7}, \quad (2)$$

де:  $\rho$  – густина газової фази;  $\rho_1$  – густина рідкої фази;  $We = \frac{\rho \Delta u^2 d}{\sigma}$  – число Вебера;  $\Delta u$  – різниця швидкості газу в трубці на вході і виході;  $d$  – діаметр труби;  $\sigma$  – коефіцієнт поверхневого натягу рідкої фази.

Основним параметром, який характеризує ступінь відділення рідини від газу в сепараторі, є коефіцієнт ефективності, рівний відношенню об'єму рідкої фази  $Q_{oc}$ , яка осідає в сепараторі, до об'єму рідкої фази  $Q_{ex}$ , яка міститься в потоці газу на вході в сепаратор:

$$\eta = \frac{Q_{oc}}{Q_{ex}}.$$

Визначений, таким чином, коефіцієнт ефективності  $\eta$  залежить від конструкції сепаратора, термобаричних умов, параметрів технологічної схеми, складу і фізико-хімічних властивостей газорідного потоку.

Оскільки в інерційних сепараторах, конструкцію одного з яких ми будемо розглядати, розділення газової і рідкої фаз суміші відбувається дуже швидко, то зміна в сепараторі термобаричних умов, на наш погляд, не встигає істотно вплинути на початковий розподіл крапель, який є у вхідному потоці газорідної суміші. Виходячи з цього припущення, коефіцієнт ефективності сепаратора доцільно обчислювати за формулою

$$\eta = 1 - \frac{\omega_1}{\omega_0}, \quad (3)$$

де:  $\omega_1$  – об'ємний вміст рідини в потоці на виході із сепаратора, рівний:

$$\omega_1 = \int_0^{R_m} V \cdot n_0(R) dR, \quad (4)$$

$\omega_0$  – об'ємний вміст рідини в потоці на вході в сепаратор, рівний:

$$\omega_0 = \int_0^{\infty} V \cdot n_0(R) dR; \quad (5)$$

де:  $V = \frac{4}{3}\pi R^3$  – об'єм краплі;  $n_0(R)$  – початковий розподіл крапель на вході;  $R_m$  – мінімальний радіус тих крапель, які осядуть в сепараторі.

Підставляючи (4) і (5) в (3), отримуємо:

$$\eta = 1 - \frac{4\pi}{3\omega_0} \int_0^{R_m} R^3 \cdot n_0(R) dR. \quad (6)$$

Якщо взяти в якості початкового розподілу логнормальний розподіл, заданий виразом (1), то будемо мати остаточний вираз для визначення коефіцієнта ефективності сепаратора:

$$\eta = 1 - \frac{\exp(-3\sigma_1^2)}{\sqrt{2\pi} \cdot \sigma_1} \int_0^{Z_m} z^2 \exp\left\{-\frac{\ln^2(z/z_1)}{2 \cdot \sigma_1^2}\right\} dz, \quad (7)$$

де:  $Z_m = R_m / R_c$ ;  $z_1 = R_1 / R_c = \exp(-0.5\sigma_1^2)$ .

Із виразу (7) для коефіцієнта ефективності випливає, що ефективність сепаратора визначається верхньою межею інтеграла  $Z_m$ , а отже граничним мінімальним радіусом крапель  $R_m$  – що ще осідають в сепараторі. Тому необхідно дослідити процес розділення крапель в сепараторі, конструкція якого показана на рис. 1. Сепаратор складається з двох коаксіальних циліндрів однакової висоти: зовнішнього радіуса  $r_2$ , і внутрішнього радіуса  $r_1$ , і має отвори жалюзійного типу. До внутрішньої поверхні зовнішнього циліндра прилягає патрубок, через який газоподібна суміш із підвідної труби діаметра  $d$  подається в простір між циліндрами.

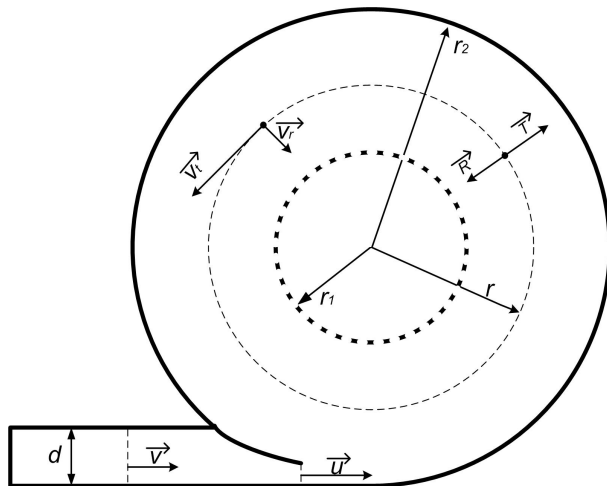


Рисунок 1 – Схема сепаратора інерційного типу

Основними чинниками, які визначають ефективність сепаратора, є напрямлена від вісі до периферії відцентрова сила  $T$  і протилежна їй за напрямком сила опору  $R$ . Розглядаючи рух краплі, для спрощення розрахункової моделі нехтуються вертикальні сили, які діють на неї, і робиться припущення, що вона рухається в площині, перпендикулярній до вісі сепаратора. Це припущення дещо спрощує істинну картину руху крапель, але враховуючи той факт, що відцентрова сила відіграє основну роль, воно є достатньо виправданим.

При інших однакових умовах (діаметр краплі, її густина, в'язкість і густина середовища) сила опору середовища залежить від радіальної складової швидкості  $v_r$ , а відцентрова сила  $T$  – від відцентрового прискорення  $a$ , яке, в свою чергу, прямопропорційне квадрату тангенціальної швидкості потоку  $v_t$ .

Відцентрову силу для краплі, яка знаходиться в потоці газу, можна знайти за формулою

$$T = \frac{4\pi \cdot R^3 (\rho_1 - \rho) v_t^2}{3r}, \quad (8)$$

де:  $r$  – радіус траєкторії руху краплі;  $v_t$  – тангенціальна швидкість на цьому радіусі;  $R$  – радіус краплі;  $\rho_1$  – густина рідкої фази;  $\rho$  – густина середовища.

Опір середовища складається з динамічного опору  $P$  і опору тертя  $S$ . Динамічний опір, згідно закону Ньютона, виражається формулою

$$P = \frac{\pi}{3} R^2 \rho v_r^2. \quad (9)$$

Опір тертя визначається за формулою Стокса

$$S = 6\pi\mu R v_r, \quad (10)$$

де:  $\mu$  – динамічна в'язкість середовища;  $v_r$  – радіальна швидкість.

Хоча обидва опори діють одночасно, величини їх різні і знаходяться в залежності від швидкості руху середовища і розміру краплі. Якщо для деякого розміру краплі буде виконуватись умова  $T=P+S$ , то вони будуть знаходитись в рівновазі і можуть тривалий час (якщо не враховувати процес коагуляції крапель) циркулювати в сепараторі. Краплини більших розмірів відкидаються відцентровою силою до зовнішньої стінки сепаратора; краплі меншого розміру, ніж граничний  $R_m$ , будуть виноситись до внутрішньої стінки сепаратора і проходячи через розміщені в ній отвори, попадати у внутрішній висхідний вихровий потік.

Рівноважний стан краплі можна виразити рівнянням:

$$\frac{4}{3} \pi R_m^3 (\rho_1 - \rho) \frac{v_t^2}{r} = \frac{\pi}{3} R_m^2 \rho v_r^2 + 6\pi\mu R_m v_r,$$

або

$$\frac{4}{3} (\rho_1 - \rho) \frac{v_t^2}{r} R_m^2 - \frac{1}{3} \rho v_r^2 R_m - 6\mu v_r = 0. \quad (11)$$

Розв'язавши квадратне рівняння (11) відносно  $R_m$ , отримаємо:

$$R_m = \frac{\frac{1}{3} \rho v_r^2 r + \sqrt{\frac{1}{9} \rho^2 v_r^4 r^2 + 32(\rho_1 - \rho) \mu \cdot v_t^2 \cdot v_r \cdot r}}{\frac{8}{3} (\rho_1 - \rho) v_t^2}. \quad (12)$$

Для того, щоб можна було визначити  $R_m$  з формули (12), необхідно знати залежність  $v_t$  і  $v_r$  від радіуса траєкторії обертання  $r$ . Радіальну швидкість знайдемо із умови нерозривності потоку, який проходить через коаксіальні циліндри всередині сепаратора

$$v_r = \frac{Q}{2\pi h r}, \quad (13)$$

де:  $Q$  – продуктивність сепаратора;  $r$  – радіус коаксіального перерізу;  $h$  – висота коаксіального циліндра, яку можна вважати рівною висоті сепаратора.

Виходячи з результатів аналізу теоретичних і експериментальних досліджень приведенних в роботі [3], можна вважати, що залежність між  $v_t$  і  $r$  для руху суміші в сепараторі характеризується рівнянням

$$v_t \cdot r^n = const, \quad (14)$$

де показник ступеня  $n$  визначається турбулентністю потоку суміші. При низькій турбулентності він наближається до 1, а при високій – до 0,3...0,5.

Для практичних розрахунків в першому наближенні показник ступеня  $n$  можна прийняти рівним 0,5.

Константу в (14) можна визначити, скориставшись граничною умовою, яка полягає в тому, що тангенціальна швидкість потоку на радіусі  $r_2$  рівна швидкості в перерізі підвідного патрубку, тобто  $v_t = u$  при  $r = r_2$ . Тоді тангенціальна швидкість суміші на радіусі  $r$  від вісі сепаратора рівна

$$v_t = \left(\frac{r_2}{r}\right)^n \cdot u. \quad (15)$$

Швидкість  $u$  суміші, що подається в сепаратор через підвідний патрубок можна знайти із формули:

$$u = \varphi \cdot \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho} + \left(\frac{4Q}{\pi d^2}\right)^2}, \quad (16)$$

де  $\varphi$  – коефіцієнт швидкості, який враховує зменшення швидкості втікання внаслідок втрат і нерівномірного розподілу швидкостей в отворі обумовленими зміною форми і розмірів поперечного перерізу підвідного патрубку. Якщо ця зміна буде плавною, то в першому наближенні втратами швидкості можна знехтувати і вважати  $\varphi \approx 1$ .

Однак слід зазначити, що за рахунок розширення струмини суміші і тертя об стінку сепаратора швидкість  $v_t$  на радіусі  $r_2$  буде дещо меншою за швидкість  $u$ . Більш точно цю швидкість можна визначити, якщо відомий розподіл тиску за радіусом сепаратора використовуючи формулу

$$\frac{v_t^2}{r} = \frac{1}{\rho} \cdot \frac{dp}{dr}. \quad (17)$$

Можна отримати більш просту формулу, ніж (12), для обчислення  $R_m$ , розглянувши два граничні випадки. Якщо сила, яка виникає під дією радіального потоку газу, знаходиться в межах дії закону Стокса, що буває при невеликих числах Рейнольдса, то вирішальне значення має опір в'язкості і значенням  $P$  можна знехтувати. При великих числах Рейнольдса головну роль відіграє динамічний опір, і значенням  $S$  можна знехтувати.

Число Рейнольдса  $Re$  для сепаратора можна знайти із наступного виразу:

$$Re = \frac{\Delta v_r D \rho}{\mu}, \quad (18)$$

де:  $D = 2Re$  – середній діаметр краплі;  $v_r$  – радіальна швидкість;  $\mu$  – динамічна в'язкість середовища. Отже, при великих значеннях  $Re$  маємо:

$$R_m = \frac{\rho \Delta v_r^2 \cdot r}{4(\rho_1 - \rho) v_t^2} = \frac{\rho d^4 \cdot r^{2n-1}}{256(\rho_1 - \rho) h^2 r_2^{2n}}, \quad (19)$$

а при малих значеннях  $Re$  маємо:

$$R_m = \sqrt{\frac{9\mu v_r}{2(\rho_1 - \rho) v_t^2}} = \frac{3}{8} \left(\frac{r}{r_2}\right)^n d^2 \cdot \sqrt{\frac{\pi \mu}{hQ(\rho_1 - \rho)}}. \quad (20)$$

Наведені вище формули для визначення тангенціальної  $v_t$  та радіальної  $v_r$  швидкостей не враховують стисливість газорідинної суміші. Їх можна використовувати у випадку низької продуктивності сепаратора, при швидкостях  $u \leq 0,2a$  (де  $a$  – швидкість звуку в суміші). Для природного газу гранична швидкість нижче якої можна не враховувати стисливість газу рівна 90 м/с [4].

У випадку великих значень продуктивності сепаратора, отже і великих можливих перепадів тиску на вході в сепаратор, потрібно враховувати стисливість газорідинної суміші.

Якщо в першому наближенні знехтувати втратами, обумовленими внутрішнім тертям і зміною форми і розмірів вхідного патрубку ( $\varphi \approx 1$ ), а процес втікання суміші в сепаратор вважати адіабатичним, то швидкість втікання можна визначити за формулою Сен-Венана [4]:

$$u = \sqrt{\frac{2k}{k-1} \frac{p}{\rho} \left[ 1 - \left(\frac{p_1}{p}\right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} + v^2, \quad (21)$$

де:  $v = \frac{Q_m}{\rho F}$  – швидкість суміші в підвідній

трубі;  $Q_m = \rho_o Q$  – масовий розхід суміші;  $\rho_o$  – густина суміші при нормальних умовах;  $\rho$  – густина суміші в підвідній трубі, яку можна виразити через тиск  $p$  в ній, використавши рів-

няння стану реального газу  $\frac{p}{\rho} = zRT$  ( $z$  – кое-

фіцієнт стисливості, який для кожного газу є функцією приведених тиску і температури, що визначається експериментально);  $p_1$  – тиск в сепараторі, поблизу його зовнішньої стінки, на радіусі  $r_2$ ;  $k$  – показник адиабати (для природного газу  $k \approx 1,3$ , а для повітря  $k \approx 1,4$ );

$F = \frac{\pi d^2}{4}$  – площа поперечного перерізу підвідної труби;  $T$  – температура суміші в підвідній трубі;  $R = 8,31 \frac{Дж}{моль \cdot K}$  – універсальна газова стала.

Оскільки при великих швидкостях густину суміші не можна вважати сталою, необхідно знати як залежить тиск і густина суміші в сепараторі від радіуса обертання. Будемо вважати, що температура суміші у всіх місцях однакова і рівна температурі в місці втікання в сепаратор, яка визначається за формулою:

$$T_1 = T - \frac{k-1}{2k} \frac{M}{R} (u^2 - v^2), \quad (22)$$

де:  $T$  – температура,  $v$  – швидкість суміші в підвідній трубі;  $u$  – швидкість втікання суміші в сепаратор;  $M$  – молекулярна маса суміші.

Знайдемо залежність тиску в сепараторі від відстані  $r$  до його вісі. Для цього скористаємося формулою (17), підставивши в неї вираз густини через тиск із рівняння стану реального газу:

$$dp = \frac{pM}{zRT} \frac{v_i^2}{r} dr. \quad (23)$$

Розділивши змінні, це рівняння можна проінтегрувати:

$$\ln p = \frac{M}{zRT} \int \frac{v_i^2}{r} dr + \ln C. \quad (24)$$

Підставивши у формулу (24) вираз (15) для тангенціальної швидкості  $v_i$  і визначивши константу  $C$  із початкової умови  $p(r=r_2) = p_1$ , отримаємо:

$$p(r) = p_1 \exp \left\{ \frac{Mu^2}{2nzRT_1} \left[ 1 - \left( \frac{r_2}{r} \right)^{2n} \right] \right\}. \quad (25)$$

Тоді густина суміші буде визначатись за формулою

$$\rho(r) = \frac{p(r)M}{zRT_1}, \quad (26)$$

а радіальна швидкість за формулою

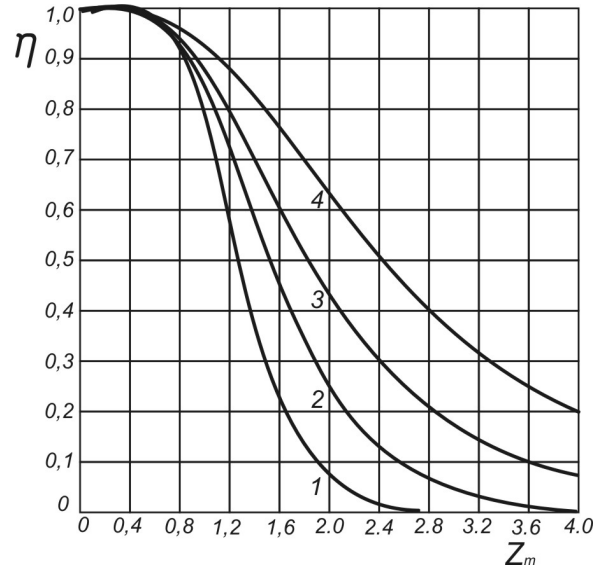
$$v_r = \frac{Q_m}{2\pi r h \rho(r)}. \quad (27)$$

Наведені вище формули дозволяють досліджувати залежність коефіцієнта ефективності сепаратора від різних параметрів. Із виразу (7) випливає, що коефіцієнт ефективності визначається дисперсією розподілу крапель по радіусах  $\sigma_1$  і параметром  $Z_m$ , що є верхньою межею інтеграла в цьому виразі. Цей параметр рівний відношенню граничного мінімального радіуса крапель  $R_m$ , що осідають в сепараторі, до середнього радіуса крапель  $R_c$ , що формуються в підвідній трубі. Тому його значення а, отже, і значення коефіцієнта ефективності сепаратора, залежить від фізико-хімічних властивостей газорідинної суміші (молярної маси  $M$ , густини  $\rho$ , коефіцієнтів динамічної в'язкості  $\mu$  і стисливості  $z$  газової фази, об'ємного вмісту рідкої фази  $\omega$ , її густини  $\rho_1$  і коефіцієнта поверхневого натягу  $\sigma$ ), геометричних параметрів (діаметра підвідного трубопроводу  $d$ , робочої висоти  $h$ , радіусів зовнішньої  $r_2$  і внутрішньої  $r_1$  циліндричних стінок сепаратора), а також від продуктивності сепаратора (об'ємного розходу газу  $Q$ ). Чисельні дослідження залежності коефіцієнта ефективності від наведених вище параметрів показує, що коефіцієнт ефективності сепаратора близький до одиниці в широкій області їх розумної зміни, що може свідчити про високу ефективність розглянутого методу сепарації.

Для дослідження впливу фізико-технологічних параметрів експлуатації сепаратора на ефективність його роботи нами взята повітряно-водяна суміш, однак висновки, отримані з цих функціональних залежностей, не втрачають своєї загальності і можуть бути застосовані для будь-якої двохфазної газорідинної суміші, наприклад для зволоженого природного газу,

який необхідно осушувати перед його використанням.

На рис. 2 зображено графік залежності коефіцієнта ефективності  $\eta$  від параметра  $Z_m$  при різних значеннях дисперсії розподілу  $\sigma_1$  за радіусом крапель рідини, що формуються в підвідному трубопроводі. Як видно з цього рисунку, при  $Z_m \leq 0,5$  коефіцієнт ефективності рівний 1 при будь-якому значенні дисперсії, а при подальшому його зростанні він зменшується тим різкіше, чим менша дисперсія розподілу.



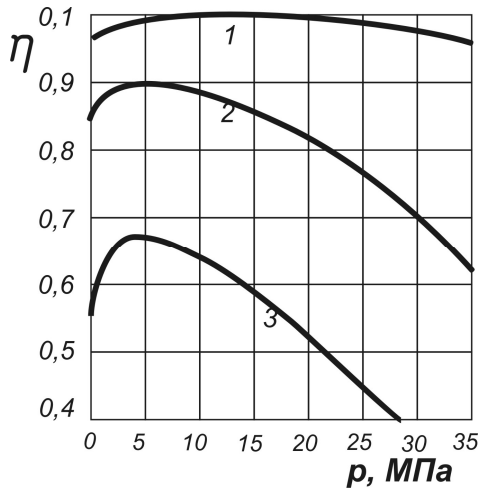
1 – 0,3; 2 – 0,4; 3 – 0,5; 4 – 0,6

**Рисунок 2 – Залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  від параметра  $Z_m$  для різних значень дисперсії розподілу  $\sigma_1$**

На рис. 3 зображено залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  від тиску  $p$  в підвідній трубі при різних значеннях розходу газу  $Q$ . З рисунка видно, що коефіцієнт ефективності з ростом тиску спочатку збільшується, плавно сягає свого максимального значення, а потім поступово зменшується. Максимальне значення коефіцієнта ефективності досягається на ділянці при  $p = 5-8 \text{ МПа}$ . Збільшення розходу газу веде до значного зменшення коефіцієнта ефективності і до звуження горизонтальної ділянки графіка, де його значення близьке до максимального.

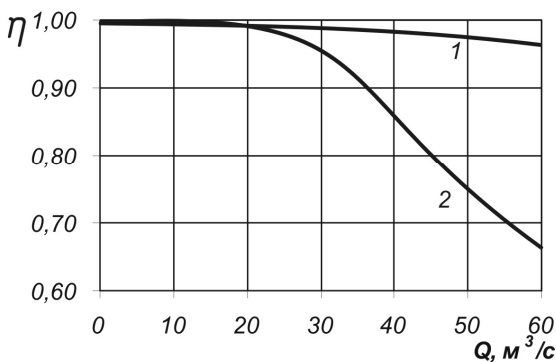
На рис. 4 зображено графік залежності коефіцієнта ефективності  $\eta$  від розходу газу  $Q$  для двох різних діаметрів підвідної труби  $d$ . Із них випливає, що із збільшення розходу газу коефіцієнт ефективності зменшується, і тим сильніше, чим більший діаметр підвідної труби. Зниження коефіцієнта ефективності із збільшенням тиску, розходу газу і діаметра підвідної труби можна якісно пояснити так. Збільшення тиску призводить до збільшення густини газу і зменшення його швидкості в підвідній трубі, що обумовлює збільшення середнього радіуса крапель  $R_c$ , що формуються в ній. Зменшення ж швидкості вхідного потоку в сепаратор, а також збільшення густини газу ведуть до зменшення відцентрової сили, що діє на краплини, і тому граничний радіус крапель  $R_m$ , що осідає-

муть на внутрішній поверхні зовнішньої стінки сепаратора, буде зростати, причому швидше, ніж середній радіус. В результаті параметр  $Z_m$  буде зростати, а коефіцієнт ефективності зменшуватись. Тут необхідно також зазначити, що тиск впливає на коефіцієнт поверхневого натягу рідини. Коефіцієнт поверхневого натягу із збільшенням тиску спочатку різко зменшується, а потім міняється слабо. Тому збільшення тиску при інших однакових умовах, спочатку зменшує середній розмір краплі, а потім залишає його практично незмінним, що якісно не міняє вище приведеної залежності коефіцієнту ефективності від тиску.



1 – 20; 2 – 40; 3 – 60  
 $d=0,15m$ ;  $M=29 \cdot 10^3 \text{ кг/моль}$ ;  $T=300K$ ;  
 $p=10MPa$ ;  $k=1,4$ ;  $\rho_1=10^3 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu=10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;  
 $z=1$ ;  $\sigma=0,03 \text{ Н/м}$ ;  $h=0,25m$ ;  $r_1=0,1m$ ;  $r_2=0,2m$ ;  
 $r=0,17m$ ;  $n=0,5$

Рисунок 3 – Залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  від тиску  $p$  для різних значень розходу газу  $Q, \text{ м}^3/\text{с}$

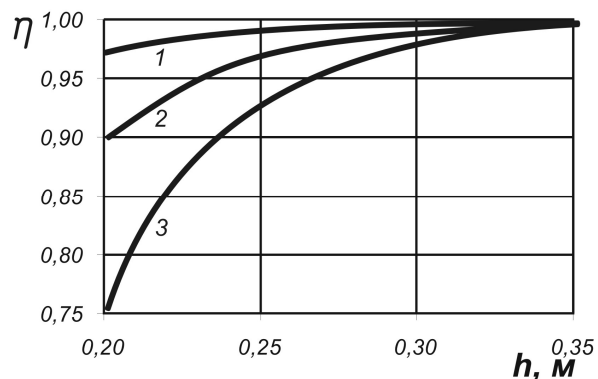


1 – 0,1; 2 – 0,15  
 $M=29 \cdot 10^3 \text{ кг/моль}$ ;  $T=300K$ ;  $p=10MPa$ ;  $k=1,4$ ;  
 $\rho_1=10^3 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu=10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;  $z=1$ ;  $\sigma_1=0,4$ ;  
 $\sigma=0,03 \text{ Н/м}$ ;  $h=0,25m$ ;  $r_1=0,1m$ ;  $r_2=0,2m$ ;  
 $r=0,17m$ ;  $n=0,5$

Рисунок 4 – Залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  сепаратора від розходу газу  $Q$  для двох різних значень  $d, m$

Збільшення розходу газу при сталому тиску збільшує швидкість вхідного потоку газу в сепаратор, а отже, і тангенціальну складову швидкості і відцентрову силу, що діє на краплини, але, з іншого боку, збільшує радіальну складову швидкості газу  $v_r$ , за рахунок якої на краплини діють сили опору і третя напрямлені проти відцентрової сили. Причому при значних розходах і тисках буде значно зростати сила опору тиску, величина якої пропорційна густині газу і квадрату радіальної швидкості. Тому при збільшенні розходу газу сила опору буде зростати швидше, ніж відцентрова сила, і коефіцієнт ефективності буде знижуватись. Очевидно, що швидкість вхідного потоку при заданому тиску і розході газу буде тим менша, чим більший діаметр підвідної труби. Тому і відцентрова сила, буде менша при незмінній силі опору, яка визначається радіальною складовою швидкості, що залежить від розходу газу. Таким чином, коефіцієнт ефективності різко зменшується при збільшенні діаметра підвідної труби.

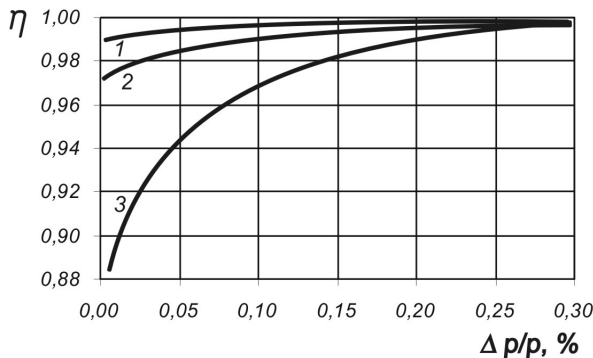
На рис. 5 зображено залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  від висоти робочої ділянки сепаратора  $h$  для різних значень розходу газу  $Q$ . Як видно із рис. 5, збільшення висоти робочої ділянки значно підвищує коефіцієнт ефективності сепаратора. Це пояснюється тим, що при незмінній швидкості вхідного потоку, а, значить, при незмінній відцентровій силі, сила опору різко зменшується, оскільки зменшується радіальна швидкість, величина якої є обернено пропорційна до висоти робочої ділянки сепаратора. В зв'язку з цим результатом доцільно вхідний патрубок виготовляти таким чином, щоб при незмінній площі поперечного перерізу його форма плавно переходила з циліндричної в прямокутну з отвором у вигляді вузької щілини, що прилягає до зовнішньої стінки сепаратора. Чим більша буде довжина щілини, тим більша буде висота робочої ділянки сепаратора і більший його коефіцієнт ефективності.



1 – 20; 2 – 30; 3 – 40  
 $d=0,13m$ ;  $M=29 \cdot 10^3 \text{ кг/моль}$ ;  $T=300K$ ;  
 $p=10MPa$ ;  $k=1,4$ ;  $\rho_1=10^3 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu=10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;  
 $\sigma=0,03 \text{ Н/м}$ ;  $h=0,25$ ;  $r_1=0,1m$ ;  $r_2=0,2m$ ;  $r=0,17m$ ;  
 $v=0,15$ ;  $z=1$ ;  $n=0,5$ ;  $\sigma_1=0,4$

Рисунок 5 – Залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  від висоти робочої ділянки сепаратора  $h, m$  для різних значень розходу газу  $Q, \text{ м}^3/\text{с}$

Коефіцієнт ефективності істотно залежить від величини перепаду тиску на вході в сепаратор. На рис.6 приведена залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  від вираженого в відсотках відносного перепаду тиску на вході в сепаратор для різних значень розходу газу  $Q$ . Із цих залежностей можна зробити висновок, що із збільшенням перепаду тиску коефіцієнт ефективності різко зростає і навіть незначний перепад тиску (близько 0,3% від робочого тиску) забезпечує коефіцієнт ефективності, близький до 1 при достатньо значних розходах. Цей результат є цілком зрозумілим і пояснюється тим, що із збільшенням перепаду тиску різко зростає швидкість вхідного потоку газу, що значно збільшує відцентрову силу при незмінній силі опору (розхід газу залишається сталим).



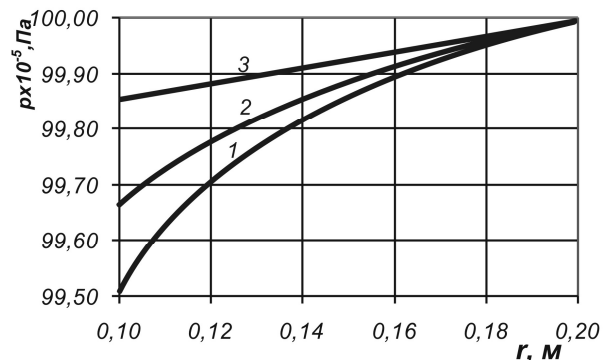
1-20; 2-30; 3-40  
 $d=0,13\text{м}; M=29 \cdot 10^3 \text{кг/моль}; T=300\text{К};$   
 $p=10\text{МПа}; k=1,4; \rho_1=10^3 \text{кг/м}^3; \mu=10^{-5} \text{Па}\cdot\text{с};$   
 $\sigma=0,03\text{Н/м}; \sigma_1=0,4; h=0,25; r_1=0,1\text{м}; r_2=0,2\text{м};$   
 $r=0,17\text{м}; z=1; n=0,5$

**Рисунок 6 – Залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  від відносного перепаду тиску  $\Delta p/p, \%$  на вході в сепаратор для різних значень розходу газу  $Q, \text{м}^3/\text{с}$**

На нашу думку дуже важливо дослідити розподіл тиску газорідної суміші, яка обертається в сепараторі залежно від відстані  $r$  до його вісі. На рис. 7 показано теоретичні залежності тиску в сепараторі від відстані до його вісі, отримані згідно формули (25) для різних значень показника ступеня  $n$  в рівнянні для тангенціальної швидкості (15). Оскільки значення цього показника залежить від режиму руху, то порівняння експериментальних кривих отриманих на конкретній установці з теоретичними дозволить робити висновок про ступінь турбулентності руху суміші в точках сепаратора, які знаходяться на різних відстанях від його вісі.

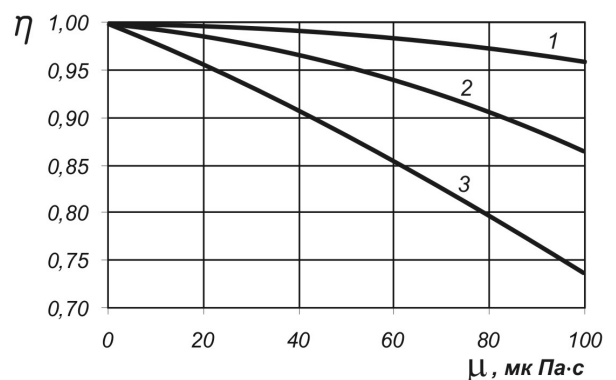
Для того, щоб в'ясувати важливе на наш погляд питання, як впливає об'ємний вміст рідкої фази в суміші на коефіцієнт ефективності сепаратора ми зробили припущення, що збільшення вмісту рідини в суміші збільшує її в'язкість. Ми виходили із наступних міркувань. По-перше, із зростанням вмісту рідкої фази властивості газорідної суміші повинні наближатись до властивостей рідини. По-друге, із збільшенням вмісту рідини значно збільшується

кількість дрібних крапель, які рухаються разом з газовим потоком назустріч великим краплинам, омиваючи їх чинять певний опір їхньому руху. Таким чином, ми можемо до деякої міри формально вважати, що коефіцієнт динамічної в'язкості газової фази із збільшенням вмісту рідини зростає. Хоча це питання, на нашу думку, потребує більш детального експериментального і теоретичного дослідження. В зв'язку із сказаним вище, ми вважаємо доцільним привести на рис. 8 залежності коефіцієнта ефективності  $\eta$  від коефіцієнта динамічної в'язкості  $\mu$  для різних значень розходу газу  $Q$ . Ці залежності показують, що коефіцієнт ефективності знижується із збільшенням коефіцієнта динамічної в'язкості тим сильніше, чим більший розхід газу. Це дає можливість нам прийти до якісного висновку, що зростання вмісту рідкої фази буде знижувати коефіцієнт ефективності сепаратора.



1 –  $n = 1$ ; 2 –  $n = 0$ ; 3 –  $n = -1$   
 (всі інші значення параметрів такі самі, як для рис. 3)

**Рисунок 7 – Залежність тиску  $p$  в середині сепаратора від відстані  $r$  до вісі обертання суміші  $r$  при тиску по близу зовнішньої стінки сепаратора  $p_1 = 10\text{МПа}$  і розході газу  $Q = 30 \text{м}^3/\text{с}$  для трьох різних значень показника ступеня  $n$  у формулі (15)**



1 – 20; 2 – 30; 3 – 40  
 $\sigma_1=0,4; d=0,13\text{м}; M=29 \cdot 10^3 \text{кг/моль}; T=300\text{К};$   
 $p=10\text{МПа}; k=1,4; \rho_1=10^3 \text{кг/м}^3; \mu=10^{-5} \text{Па}\cdot\text{с};$   
 $\sigma=0,03\text{Н/м}; h=0,25\text{м}; r_1=0,1\text{м}; r_2=0,2\text{м};$   
 $r=0,15\text{м}; z=1; n=0,5$

**Рисунок 8 – Залежність коефіцієнта ефективності  $\eta$  від коефіцієнта динамічної в'язкості  $\mu$  для різних значень розходу газу  $Q, \text{м}^3/\text{с}$**

Необхідно зазначити, що запропонована нами математична модель, яка описує інерційний механізм сепарації газорідинної суміші не є абсолютною досконалою і позбавленою недоліків. Основним її недоліком є те, що вона дещо спрощена і не враховує деякі процеси (конденсацію, коагуляцію і подрібнення крапель), які можуть відбуватися всередині сепаратора і носити нерівноважний характер. Хоча при великих швидкостях руху газорідинної суміші, внаслідок малого часу її перебування в сепараторі вони, на нашу думку, не будуть визначальними і не змінюють характер основних залежностей, отриманих на основі запропонованої моделі. Іншим недоліком є те, що в даній роботі ми не розглянули процес осідання крапель рідини при проходженні газорідинної суміші через щілини внутрішнього циліндра і вихрового характеру її руху у внутрішньому циліндрі. Проте ми вважаємо цей процес другорядним порівняно з процесом осідання крапель рідини на внутрішній поверхні зовнішнього циліндра під дією відцентрової сили, який ми вважаємо визнача-

льним. Врахування і виправлення зазначених вище недоліків буде предметом подальших теоретичних і експериментальних досліджень. На завершення зазначимо, що отримані залежності дозволяють визначати ефективність розділення газорідинної суміші в сепараторах заданої конструкції при різних режимах експлуатації, а також вказати конструктивні параметри, які дозволяють досягнути заданої ефективності.

### Література

- 1 Гусейнов Ч.С., Асатурян А.Ш. Определение модального размера капель в двухфазном потоке // Прикладная химия. – 1977. – Т. 50. – Вып. 4. – С. 848–853.
- 2 Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. – М.: Физматгиз, 1959.
- 3 Мустафаев А.М., Гутман Е.М. Гидроциклоны в нефтедобывающей промышленности. – М.: Недра, 1981. – 260 с.
- 4 Смыслов В.В. Гидравлика и аэродинамика. – К.: Вища школа, 1979. – 336 с.

УДК 681.2:532.64

## УСТАНОВКА ДЛЯ ВИЗНАЧЕННЯ І ПОРІВНЯННЯ ПОВЕРХНЕВОГО НАТЯГУ ДИФЕРЕНЦІАЛЬНИМ МЕТОДОМ

Н.С.Дячук, Я.Д.Климишин, О.С.Дорошенко

ІФНТУНГ, 76019, Івано-Франківськ, вул. Карпатська, 15, тел. (03422) 42195,  
e-mail: public@nuing.edu.ua

*Охарактеризованы методы определения поверхностного натяжения на границе раздела "жидкость – газ". Описан дифференциальный метод определения поверхностного натяжения, который позволяет непрерывно определять изменение поверхностного натяжения в двух разных сосудах во время действия на одну из них (изменение температуры, добавка химреагентов, действием электрического и магнитного полей).*

*The characterized methods of definition of a superficial tension on the verge of the unit a liquid - gas. The described differential method of definition of a superficial tension which allows to determine continuously change of a superficial tension in two different vessels during action on one of them (change of temperature, the additive of chemical reagents, action of electric and magnetic fields)*

Однією з важливих властивостей рідини є поверхневий натяг. Поверхневий натяг, створений поверхнею рідини, відіграє важливу роль у багатьох процесах: фільтрації, піноутворення, відмивання поверхні та інших. Отже його вивчення та вимірювання відіграють важливу роль в техніці.

Визначенням поверхневого натягу займалися багато вчених. Зокрема, багато ними ж фундаментальних досліджень з цього питання виконано І.С. Кісілем [1].

Поверхневий натяг - найважливіша термодинамічна характеристика поверхні розділу фаз (тіл), яка визначається як робота зворотного ізотермічного утворення одиниці площі поверхні. У разі рідкої поверхні розділу поверхневий натяг також розглядають як силу, що діє на одиницю довжини контура поверхні і прагне скоротити поверхню до мінімуму при заданих

об'ємах фаз. Поверхневий натяг на межі двох конденсуючих фаз називається міжфазним натягом. Робота утворення нової поверхні витрачається на подолання сил міжмолекулярного зчеплення (когезії) під час переходу молекул речовини із об'єму тіла в поверхневий шар. Рівнодіюча міжмолекулярних сил у поверхневому шарі не рівна нулю (як в об'ємі тіла) і направлена всередину фази з більшою когезією. Таким чином, поверхневий натяг - міра некомпенсованих міжмолекулярних сил у поверхневому (міжфазному) шарі.

Поверхневий натяг є наслідком існування внутрішнього тиску – сили, що втягує молекули всередину рідини, і направленої перпендикулярно до поверхні. Внутрішній тиск тим вищий, чим полярніша речовина, оскільки причиною його є дія молекулярних сил. Внутрішній тиск втягує всередину молекули, розташовані