

УДК 681:519.7

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ДВОСТУПЕНЕВОЇ СЕПАРАЦІЇ НАФТИ

*М. І. Горбійчук, *Д. Д. Поварчук*

*ІФНТУНГ, 76019, м. Івано-Франківськ, вул. Карпатська, 15, тел. (0342) 504521,
email: gorb@nung.edu.ua, povarchukdima007@gmail.com*

Процес сепарації є важливим етапом при підготовці нафти до транспортування її магістральними трубопроводами до споживачів. Для відділення газу від нафти використовують герметизовані системи сепарації.

Для синтезу ефективних систем автоматичного керування процесом сепарації необхідно створити математичні моделі у термінах «вхід-вихід». Аналіз літературних джерел показав, що такі моделі створені лише для окремих апаратів. При двоступеневій сепарації відбувається взаємозв'язок і взаємовплив між процесами першої і другої ступені сепарації.

Виходячи із закону збереження кількості речовини, отримана математична модель двоступеневого процесу сепарації у просторі змінних стану з координатами – тиски та рівні в сепараторах першої і другої ступені, які є функціями командних сигналів регуляторів рівня і тиску. Крім того отримана математична модель враховує дію збурень на процес сепарації, які є наслідком дії на об'єкт цілого ряду фізичних величин з боку середовища.

Отримана математична модель може служити основою для синтезу ефективних систем керування процесом двоступеневої сепарації.

Ключові слова: газ, нафта, двоступенева сепарація, математична модель, командні сигнали, змінні стану.

Процесс сепарации является важным этапом при подготовке нефти к транспортировке ее магистральными трубопроводами потребителям. Для отделения газа от нефти используют герметизированные системы сепарации.

Для синтеза эффективных систем автоматического управления процессом сепарации необходимо создать математические модели в терминах «вход-выход». Анализ литературных источников показал, что такие модели созданы только для отдельных аппаратов. При двухступенчатой сепарации происходит взаимосвязь и взаимовлияние между процессами первой и второй степени сепарации.

Исходя из закона сохранения количества вещества, полученная математическая модель двухступенчатого процесса сепарации в пространстве переменных состояния с координатами - давления и уровни в сепараторах первой и второй степени, которые являются функциями командных сигналов регуляторов уровня и давления. Кроме того, полученная математическая модель учитывает действие возмущений на процесс сепарации, которые являются следствием воздействия на объект целого ряда физических величин со стороны среды.

Полученная математическая модель может служить основой для синтеза эффективных систем управления процессом двухступенчатой сепарации.

Ключевые слова: газ, нефть, двухступенчатая сепарация, математическая модель, командные сигналы, переменные состояния.

The process of separation is an important stage in the preparation of oil for transportation of its main pipelines to consumers. For the separation of gas from oil used sealed separation systems.

To synthesize effective systems of automatic control of the separation process, it is necessary to create mathematical models in terms of "input-output". The analysis of literary sources showed that such models were created only for separate devices. In the two-stage separation there is a relationship and mutual influence between the processes of the first and second stages of separation.

Proceeding from the law of conservation of the amount of matter, we obtained a mathematical model of a two-stage separation process in the space of state variables with coordinates - vices and levels in the separators of the first and second stages, which are functions of the command signals of the regulators of level and pressure. In addition, the resulting mathematical model takes into account the effect of perturbations on the separation process, which is a consequence of the action on the object of a number of physical quantities on the part of the medium.

The obtained mathematical model can serve as the basis for synthesis of effective systems of control of the process of two-stage separation.

Key words: gas, oil, two-stage separation, mathematical model, command signals, state variables.

Вступ

Герметизовані системи збору і підготовки нафти з подальшим їх транспортуванням до споживачів включають у себе сепараційні системи, які мають у своєму складі кілька ступенів сепарації.

Сепараційні системи здійснюють операції щодо збору, підготовки і зберігання нафти і виконують такі функції [1]: транспортування продукції свердловини під дією пластового тиску або за рахунок енергії насосів до пункту підготовки нафти; відділення газу від нафти і подача його споживачам; відділення вільної води від продукції свердловин (у випадку добути заводненої нафти).

Ефективність процесу сепарації в значній степені визначається методами і алгоритмами систем автоматичного керування. З огляду на те, що процес сепарації протікає під дією численних завад та притаманних йому складних внутрішніх зв'язків, розробка ефективних систем автоматичного керування повинна ґрунтуватись на адекватних математичних моделях, які кількісно і якісно характеризують процес сепарації цілому.

Аналіз публікацій та висвітлення невирішених раніше проблем

Переважає більшість робіт, в яких висвітлюються питання математичного моделювання процесів сепарації, орієнтовані на вибір геометричних розмірів сепараторів [2,3], їхньої продуктивності [4] і ефективності роботи сепараторів [4, 5].

Так у роботі [4] проаналізовані фактори, які впливають на ефективність роботи сепаратора. Тут наведені такі важливі показники як газовий фактор і коефіцієнт розчинності газу. Для розрахунку пропускної здатності сепараторів використовують теорію руху частинок газу в гравітаційному полі [4, 6]. У роботі [7] зроблений детальний аналіз впливу технологічних факторів на ефективність процесу сепарації.

Однією із перших математичних моделей, яка описує процес сепарації в термінах «вхід-вихід» і яка придатна для синтезу автоматичних систем керування, була модель, що запропонована у роботі [8]. Серед пізніших робіт слід відмітити роботу [9], де на основі моделі низькотемпературної сепарації запропонований підхід до побудови регулятора

нелінійним об'єктом із затримкою. У роботі [10] запропоновані математичні моделі сепаратора, кожна із яких описує зміни тиску і рівня в сепараторі в залежності від технологічних параметрів. При цьому врахована взаємовплив рівня рідини і тиску в сепараторі.

У сепараційних установках процес сепарації здійснюється у кілька стадій, на частіше у дві стадії [11]. Режим роботи першої ступені суттєво впливає на ефективність роботи наступної ступені. Тому актуальною науковою задачею є створення математичної моделі двостадійної сепараційної установки як об'єкта автоматичного керування.

Ціль та задачі дослідження

Метою роботи є обґрунтування доцільності розроблення математичної моделі установки двоступеневої сепарації нафти і в подальшому синтез ефективних систем автоматичного керування процесом сепарації та створення математичних моделей у термінах «вхід-вихід».

Для досягнення поставленої мети були поставлені такі завдання:

1. Проаналізувати математичні моделі існуючих сепараційних установок.
2. Розробити унікальну математичну модель установки двоступеневої сепарації нафти.
3. Сформулювати висновки на основі проведених досліджень.

Виклад основного матеріалу

Об'єктом дослідження являється технологічний процес сепарації нафти. В статті розглядається двостадійна сепараційна система [11] (рис. 1), яка вміщає першу та другу ступінь сепарації. На першій ступені відбувається часткове розгазування пластової нафти в горизонтальному сепараторі. Потік частково відсепарованої нафти поступає на другу ступінь сепарації у вертикальний сепаратор. Нафта після другої ступені сепарації поступає у вертикальний резервуар, який знаходиться під атмосферним тиском. Фактичне збільшення виділення нафти для двоступеневої системи у порівнянні з одноступеневою може коливатись у межах від 3 % до 15 % (іноді навіть і більше) [11].

Робочий тиск на першій ступені сепарації, як правило, який створюється пластовим тиском на виході із свердловини. Такі тиски коливаються в межах від 4,1 до 8,3 МПа [11].

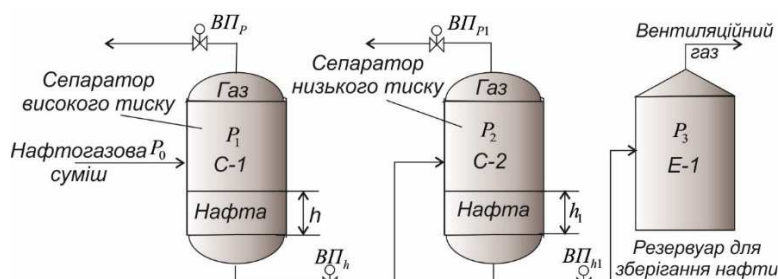


Рисунок 1 – Двостадійна сепараційна система

Забезпечення необхідної ефективності процесу сепарації досягається шляхом стабілізації таких режимних параметрів як рівня рідини та тиску в сепараторі. Тому матеріальні потоки в двостадійній сепараційній системі описуються за допомогою рівнянь матеріального балансу відповідно для горизонтального та вертикального сепаратора окремо.

У загальному випадку для n ступенів сепарації розподіл тисків між ступенями сепарації визначається за формулою:

$$R = \left(\frac{P_1}{P_s} \right)^{0.5} \quad (1)$$

або

$$P_2 = \frac{P_1}{R} = P_s R^{n-1}, \quad (2)$$

де R – коефіцієнт тиску; n – кількість ступенів сепарації; P_1 – тиск у сепараторі першої ступені; P_2 – тиск у сепараторі другої ступені; P_s – тиск у резервуарі для зберігання нафти.

Сумарна кількість газу (вільного і розчиненого), що поступає на першу ступень сепарації [2]

$$G_g = \Gamma_0 G_f, \quad (3)$$

де Γ_0 – газовий фактор; G_f – масова витрата нафти разом з розчиненим в ній газом.

Стіпень розгазування нафти у сепараторі характеризується такими двома показниками [12]:

$$r_n = \frac{G_n - G_{n1}}{G_n}, \quad (4)$$

$$r_g = \frac{G_g - G_{g1}}{G_g}, \quad (5)$$

де G_n , G_g – маса нафти і газу в нафтогазовій суміші віднесених до одиниці часу; G_{n1} , G_{g1} – масові витрати нафти і газу після сепарації.

Очевидно, що

$$G_f = G_n + G_g. \quad (6)$$

Враховуючи значення G_g , яке обчислюється за формулою (3), отримуємо: $G_f = G_n + \Gamma_0 G_f$, звідси:

$$G_n = (1 - \Gamma_0) G_f. \quad (7)$$

Підставляючи G_n в (4), знаходимо, що $G_{n1} = (1 - \Gamma_0)(1 - r_n) G_f$.

Якщо ввести позначення:

$$\varepsilon_n = (1 - \Gamma_0)(1 - r_n), \quad (8)$$

то

$$G_{n1} = \varepsilon_n G_f, \quad (9)$$

де ε_n – коефіцієнт сепарації нафти [8].

Якщо врахувати формулу (3), то для газової фази буде мати місце таке співвідношення

$$r_g = \frac{\Gamma_0 G_f - G_{g1}}{\Gamma_0 G_f}. \quad \text{Звідси знаходимо}$$

$$G_{g1} = \Gamma_0 (1 - r_g) G_f \quad \text{або} \quad G_{g1} = \varepsilon_g G_f,$$

де

$$\varepsilon_g = \Gamma_0 (1 - r_g). \quad (10)$$

Величину ε_g назвемо коефіцієнтом сепарації газу. При постійній температурі газовий фактор є функцію тиску в сепараторі $\Gamma_0 = f(P_1)$. На рис. 2 показаний графік такої залежності, який запозичений з [4].

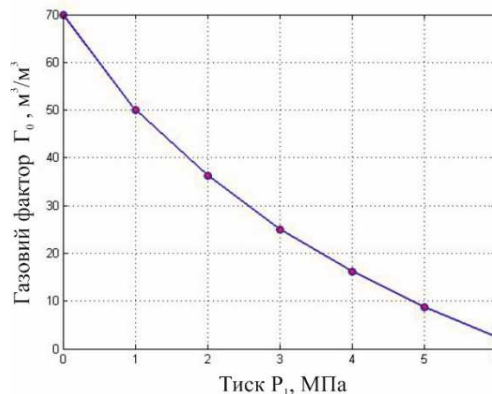


Рисунок 2 – Залежність газового фактору від тиску в сепараторі

Між газовим фактором Γ_0 , який має розмірність $кг/кг$ і газовим фактором $\Gamma'_0 = \frac{Q_g}{Q_f}$, розмірність якого $м^3/м^3$ існує очевидний взаємозв'язок $\Gamma_0 = \Gamma'_0 \frac{\rho_g}{\rho_f}$.

Схема матеріальних потоків для першої ступені сепарації показана на рис. 3.

Дослідження сепараційної установки як об'єкта автоматичного керування [8, 10, 13] показали, що забезпечити необхідну ефективність процесу сепарації можна шляхом стабілізації таких режимних параметрів як рівня рідини та тиску в сепараторі.

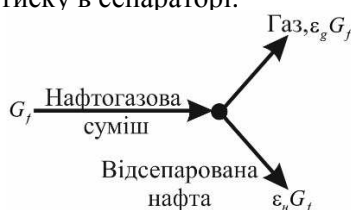


Рисунок 3 – Схема матеріальних потоків першої ступені сепарації

Розглянемо сепаратор горизонтального типу, схема якого показана на рис. 1. Рівняння матеріального балансу для газової фази буде таким [8]:

$$[\text{Швидкість накопичення газу}] = [\text{Прихід газу}] - [\text{Відбір газу}] \quad (11)$$

Нехай маса газу, який виділився у процесі сепарації, буде M_g . Тоді

$$[\text{Швидкість накопичення газу}] = \frac{dM_g}{dt} \quad (12)$$

Масу газу M_g визначимо із рівняння стану газу з врахуванням того, що на першій ступені розгазування тиск в сепараторі може значно перевищувати атмосферний. Отже [14],

$$P_1 V_g = z M_g R_g T_1, \quad (13)$$

де V_g – об'єм газу в сепараторі; z – коефіцієнт стисливості; R_g – газова стала; T_1 – температура газу.

Коефіцієнт стисливості газу z обчислюють за модифікованим рівнянням стану Бенедикта-Вебба-Рабіна (BWR-рівняння) [15]. Із рівняння (13) знаходимо

$$M_g = \frac{P_1 V_g}{z R_g T_1} \quad (14)$$

Коефіцієнт стисливості газу z є функцією температури T_1 і тиску P_1 газу в сепараторі, тобто

$$z = z(P_1, T_1) \quad (15)$$

Прихід газу, який разом з нафтогазовою сумішшю поступає в сепаратор, визначиться за такою формулою:

$$[\text{Прихід газу}] = \varepsilon_g G_f \quad (16)$$

На лінії виходу газу із сепаратора встановлений виконавчий пристрій (ВП), за допомогою якого здійснюється стабілізація тиску в сепараторі. ВП структурно складається із двох блоків – виконавчого механізму (ВМ) і регулюючого органу (РО). Входом ВМ є командний сигнал регулятора U_1 , а виходом – переміщення затвору L_1 , яке спричиняє зміну витрати газу G_g на виході РО (рис. 4). Усталений режим руху потоку речовини через регулюючий орган підпорядковується рівнянню [16].

$$\frac{P_1 - P_{g2}}{\rho_g} + \zeta_p \frac{w^2}{2} = 0, \quad (17)$$

де P_1, P_{g2} – тиски до і після затвору РО; w – середня швидкість потоку через РО; ρ_g – густина газу; ε_p – безрозмірний коефіцієнт, характерний для даного гідравлічного опору.

Значення ε_p у формулі (17) залежить [16] від суми опорів, що викликані втратами на тертя в регульованих і не регульованих проходах корпусу, а також втратами через зміну напрямку потоку в РО.

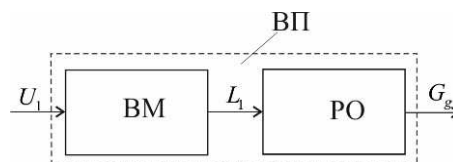


Рисунок 4 – Структурна схема ВП

Замінюючи у рівнянні (17) середню швидкість w на Q_g / F_m де F_m – площа проходного перерізу РО, отримуємо

$$\frac{P_1 - P_{g2}}{\rho_g} + \zeta_p \frac{Q_g^2}{2F_m^2} = 0 \quad \text{або}$$

$$P_1 - P_{g2} + \zeta_p \frac{G_{g1}^2}{2\rho_g F_m^2} = 0.$$

Із останнього рівняння знаходимо

$$G_{g1} = \frac{F_m}{\sqrt{\zeta_p/2}} \sqrt{\rho_g (P_1 - P_{g2})} \quad (18)$$

Величина $\frac{F_m}{\sqrt{\zeta_p/2}}$ носить назву пропускної здатності РО [16]. Після введення позначення

$K_v = \frac{F_m}{\sqrt{\zeta_p/2}}$, формула (18) набуде такого вигляду:

$$G_{g1} = K_v \sqrt{\rho_g (P_1 - P_{g2})}. \quad (19)$$

При проходженні газу через РО відбувається його дроселювання, що супроводжується складним характером розподілом тисків по тракту потоку і, як наслідок, відбувається зміна ρ_g , яка має досить складну залежність від тиску і температури. Тому у формулі (19) дійсне значення ρ_g замінюють на його середнє значення $\tilde{\rho}_g$, яке може обчислюватись різними способами [16, 17]. Як показує практика, задовільні результати можна отримати, якщо густину газу

обчислювати при тискові $\tilde{P}_g = \frac{P_1 + P_{g2}}{2}$ і температурі T_1 . У такому випадку обчислене значення G_g буде відрізнятись від дійсного свого значення на величину, що не перевищує 5 % [16].

Запишемо рівняння стану для нормальних умов ($T_{nc} = 273^\circ\text{K}$ і $P_{nc} = 01,013$ МПа) і для умов, що визначаються значеннями ρ_g і T_1 відповідно $P_{nc} = \rho_{nc} RT_{nc}$ і $\tilde{P}_g = \tilde{\rho}_g RT_1$, де $\tilde{z} = \tilde{z}(\tilde{P}_g, T_1)$. де $\tilde{z} = \tilde{z}(\tilde{P}_g, T_1)$

Оскільки $\frac{\tilde{P}_g}{P_{nc}} = \frac{\tilde{\rho}_g T_1}{\rho_{nc} T_{nc}}$, то:

$$\tilde{\rho}_g = \frac{\tilde{P}_g}{\tilde{z} T_1} \cdot \frac{\rho_{nc} T_{nc}}{P_{nc}}. \quad (20)$$

З врахуванням формули (20) вираз (19) набуде такого вигляду:

$$G_{g1} = K_v \xi_{nc} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_{g2}^2)}{\tilde{z} T_1}}, \quad (21)$$

де $\xi_{nc} = \sqrt{\frac{\rho_{nc} T_{nc}}{P_{nc}}}$.

Якщо допустити, що переміщення затвору пропорційне командному сигналу регулятора

$$\frac{1}{R_g} \cdot \frac{d}{dt} \left(\frac{P_1 V_g}{z T_1} \right) = \epsilon_g \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - \alpha_g (U_1) \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_{g2}^2)}{\tilde{z} T_1}}. \quad (26)$$

По аналогії з формулою (20) можемо записати

$$\rho_g = \frac{P_0}{z_0 T_0} \cdot \frac{\rho_{nc} T_{nc}}{P_{nc}}, \quad (27)$$

U_1 , то $K_v(L_1) = K_{L1} K_v(U_1)$. З врахуванням зробленого допущення формулу (21) подамо у такому вигляді:

$$G_{g1} = \alpha_g(U_1) \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_{g2}^2)}{\tilde{z} T_1}}, \quad (22)$$

де $\alpha_g(U_1) = K_{L1} K_v(U_1) \xi_{nc}$. Таким чином,

$$[\text{Відбір газу}] = G_{g1}, \quad (23)$$

де значення G_{g1} , обчислюється за формулою (22).

Якщо врахувати формули (12), (14), (16), (22) і (23), то рівняння матеріального балансу (11) набуде такого вигляду:

$$\frac{1}{R_g} \cdot \frac{d}{dt} \left(\frac{P V_g}{z T_1} \right) = \epsilon_g G_f - \alpha_g(U_1) \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_{g2}^2)}{\tilde{z} T_1}} \quad (24)$$

При вході нафтогазової суміші в сепаратор під тиском P_0 відбувається втрата тиску, яка обчислюється за формулою Дарсі-Вейсбаха [18]

$$\Delta P = \lambda \frac{l_f}{D_f} \cdot \frac{\rho_f w_f^2}{2}, \quad \text{де } D_f - \text{діаметр вхідного}$$

трубопроводу; l_f – сумарна довжина ділянки, яка включає еквівалентні довжини місцевих опорів; ρ_f – густина нафтогазової суміші; w_f – швидкість потоку нафтогазової суміші.

Враховуючи те, що $w_f = \frac{G_f}{\rho_f F_f}$ і

$\Delta P = P_0 - P_1$, знаходимо:

$$G_f = \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)}, \quad (25)$$

де $\xi_f = \frac{1}{\sqrt{A_f}}$,

$$A_f = \lambda \frac{l_f}{D_f} \cdot \frac{1}{2 F_f^2};$$

F_f – площа поперечного перерізу трубопроводу.

З врахуванням (25), рівняння (24) набуде такого вигляду:

$$\rho_f = \frac{P_0 \gamma_{nc} \rho_n}{x P_0 \gamma_{nc} + z_0 T_0 (1-x) \rho_n}, \quad (28)$$

Рівняння матеріального для рідкої фази буде аналогічним рівнянню (11).

$$[\text{Швидкість накопичення рідини}] = [\text{Прихід рідини}] - [\text{Відбір рідини}] \quad (29)$$

$$[\text{Швидкість накопичення рідини}] = \frac{dM_p}{dt}, \quad (30)$$

M_p – маса рідини (нафти) в сепараторі.

Перший сепаратор розміщений горизонтально (рис. 1), який має форму циліндру. Дopusкаємо, що його геометричні розміри залишаються вздовж його довжини. Обчислимо $M_p = V_p \rho_n$, де V_p – об'єм нафти у сепараторі.

Якщо L_s довжина сепаратора, а S_p площа, яку займає рідина у поперечному перерізі сепаратора, то:

$$V_p = S_p L_s. \quad (31)$$

Оскільки сепаратор розміщений горизонтально, то площа S_p буде залежати від рівня нафти h у сепараторі. Обчислимо S_p (рис. 5а) для випадку коли $h \geq r_s$.

Маємо:

$$S_p = S_1 + S_2. \quad (32)$$

Переходячи до полярної системи координат $x = r_s \cos \varphi$, отримаємо:

$$S_2 = -2r_s^2 \int_{\varphi_1}^{\varphi_2} \sin^2 \varphi d\varphi, \quad (33)$$

З врахуванням значень S_1 і S_2 , вираз (32) буде таким:

$$S_p = r_s^2 \left[\pi - \arccos \left(\frac{h}{r_s} - 1 \right) + \left(\frac{h}{r_s} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{h}{r_s} - 1 \right)^2} \right] \quad (34)$$

Для випадку, коли $h \leq r_s$ (рис. 5б), маємо:

$$S_p = S_1 - S_2. \quad (35)$$

Площа S_2 обчислюється за формулою (33), у

$$\text{якій } \varphi_1 = \frac{\pi}{2} \text{ і } \varphi_2 = \arccos \left(1 - \frac{h}{r_s} \right).$$

Підставляючи значення S_1 і S_2 у формулу (35), отримуємо такий результат:

$$S_p = r_s^2 \left[\arccos \left(1 - \frac{h}{r_s} \right) - \left(1 - \frac{h}{r_s} \right) \sqrt{1 - \left(1 - \frac{h}{r_s} \right)^2} \right]. \quad (36)$$

Отже,

$$[\text{Швидкість накопичення рідини}] =$$

$$\rho_n L_s \frac{dS_p(h)}{dt}, \quad (37)$$

де $S_p(h)$ – обчислюється за формулою (34).

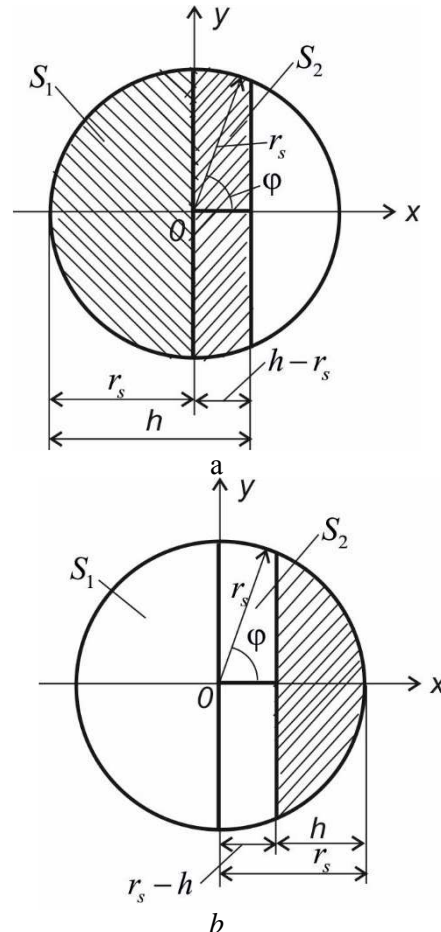


Рисунок 5 – До обчислення площі S_p як функції рівня h : а – $h \geq r_s$; б – $h \leq r_s$.

Кількість нафти, яка поступає в сепаратор разом з нафтогазовою сумішшю, визначається формулою (9). Тому

$$[\text{Прихід рідини}] = \epsilon_n G_f. \quad (38)$$

Значення G_f обчислюється за формулою (25).

$$[\text{Відбір рідини}] = K_v \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n g h - P_2)}. \quad (39)$$

З врахуванням співвідношень (37) – (39) рівняння матеріального балансу за рідинним компонентом (29) набуде такого вигляду:

$$\rho_n L_s \frac{dS_p(h)}{dt} = \varepsilon_n \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - K_v \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n gh - P_2)}. \quad (40)$$

Отже, рівняння (40) набуде такого вигляду:

$$\rho_n L_s \frac{dS_p(h)}{dt} = \varepsilon_n \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - \alpha_n (U_2) \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n gh - P_2)}. \quad (41)$$

Рівняння (26) і (41) утворюють математичну модель першої ступені процесу сепарації. Аналіз цих рівнянь показує, що вони мало придатні для практичного використання. З метою їх спрощення зробимо ряд допущень.

По-перше, величини z і \tilde{z} будемо вважати постійними, а їх значення будемо обчислювати

$$\frac{1}{zR_g T_1} \cdot \frac{d(P_1 V_g)}{dt} = \varepsilon_g \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - \alpha_g (U_1) \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_{g2}^2)}{\tilde{z} T_1}}.$$

$$\frac{d(P_1 V_g)}{dt} = \frac{1}{\theta_g} \left(\varepsilon_g \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - \alpha_g (U_1) \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_{g2}^2)}{\tilde{z} T_1}} \right). \quad (42)$$

$$\frac{d(P_1 V_g)}{dt} = V_g \frac{dP_1}{dt} + P_1 \frac{dV_g}{dt}. \quad (43)$$

З врахуванням значення V_g рівняння (43) буде таким:

$$\frac{d(P_1 V_g)}{dt} = (V_0 - V_p) \frac{dP_1}{dt} - P_1 \frac{dV_p}{dt}. \quad (44)$$

Значення $\frac{dV_p}{dt}$ підставимо у рівняння (44). У результаті отримаємо

$$\frac{d(P_1 V_g)}{dt} = (V_0 - V_p) \frac{dP_1}{dt} - \frac{P_1}{\rho_n} \left(\varepsilon_n \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - \alpha_n (U_2) \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n gh - P_2)} \right) \quad (45)$$

Спільний розв'язок рівнянь (42) і (45) дає:

$$\frac{dP_1}{dt} = \frac{1}{(V_0 - V_p)} \left(\left(\frac{\varepsilon_g}{\theta_g} + \frac{P_1}{\rho_n} \varepsilon_n \right) \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - \frac{\alpha_g (U_1)}{\theta_g} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_{g2}^2)}{\tilde{z} T_1}} - \frac{P_1}{\rho_n} \alpha_n (U_2) \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n gh - P_2)} \right). \quad (46)$$

У рівнянні (40) змінна h є функцією часу. Тому $\frac{dS_p(h)}{dt} = \frac{\partial S_p(h)}{\partial h} \cdot \frac{dh}{dt}$. З врахуванням останнього співвідношення рівняння (41) прийме такий вигляд:

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{\rho_n L_s L_h} \left(\varepsilon_n \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - \alpha_n (U_2) \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n gh - P_2)} \right), \quad (47)$$

Таким чином, математична модель сепаратора першої ступені включає в себе такі співвідношення:

$$\frac{dP_1}{dt} = \frac{1}{(V_0 - V_p)} \left(\left(\frac{\varepsilon_g}{\theta_g} + \frac{P_1}{\rho_n} \varepsilon_n \right) \xi_f \sqrt{\rho_f (P_0 - P_1)} - \right.$$

$$\left. - \frac{\alpha_g(U_1)}{\theta_g} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_{g2}^2)}{\tilde{z}T_1}} - \frac{P_1}{\rho_n} \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n(P_1 + \rho_n gh - P_2)} \right), \quad (48)$$

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{\rho_n L_s L_h} \left(\varepsilon_n \xi_f \sqrt{\rho_f(P_0 - P_1)} - \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n(P_1 + \rho_n gh - P_2)} \right), \quad (49)$$

$$V_p = L_s r_s^2 \left(\pi - \arccos\left(\frac{h}{r_s} - 1\right) + \left(\frac{h}{r_s} - 1\right) \sqrt{1 - \left(\frac{h}{r_s} - 1\right)^2} \right), \quad (50)$$

$$\varepsilon_g = \Gamma_0 (1 - r_g), \quad (51)$$

$$\varepsilon_n = (1 - \Gamma_0)(1 - r_n), \quad (52)$$

$$L_h = \frac{2}{r_s} \sqrt{1 - \left(\frac{h}{r_s} - 1\right)^2}. \quad (53)$$

Розглянемо другу ступень сепарації (рис. 1), де розміщений горизонтальний сепаратор. Величинами, які визначають процес сепарації на другій ступені, будуть тиск P_1 і рівень h . Ці величини зумовлюють величину потоку збідненої нафтогазової суміші в сепаратор другої ступені. Сепаратор другої ступені має циліндричну форму. Допускаємо, що діаметр сепаратора за його висотою є сталою величиною. Складемо рівняння матеріального балансу для другої ступені сепаратора, яке аналогічне рівнянню (29).

Отже, знаходимо:

$$\rho_n S_2 \frac{dh_1}{dt} = \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n(P_1 + \rho_n gh - P_2)} - \alpha_{n1}(U_{s2}) \sqrt{\rho_n(P_2 + \rho_n gh_1 - P_3)}.$$

З останнього рівняння знаходимо, що

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{1}{\rho_n S_2} \left(\alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n(P_1 + \rho_n gh - P_2)} - \alpha_{n1}(U_{s2}) \sqrt{\rho_n(P_2 + \rho_n gh_1 - P_3)} \right). \quad (58)$$

Рівняння матеріального по газу для другої ступені сепарації буде аналогічне рівнянню (11). Знайдемо [Швидкість накопичення газу] = $\frac{dM_{g1}}{dt}$.

[Швидкість накопичення газу] =

$$\frac{1}{R_g T_2} \cdot \frac{d(P_2 V_{g1})}{dt}. \quad (59)$$

Ефективність другої ступені сепарації можна характеризувати показником, який аналогічний (5)

Оскільки G_{nf} це потік нафтогазової суміші, який поступає на другу ступень сепарації, то у

$$[\text{Швидкість накопичення рідини}] = \frac{dM_{p1}}{dt}, \quad (54)$$

де M_{p1} – маса рідини (нафти) в сепараторі другої ступені.

Очевидно, що $M_{p1} = \rho_n V_{p1}$.

Отже,

$$M_{p1} = \rho_n S_2 h_1. \quad (55)$$

Масова витрата на виході сепаратора першої ступені буде рівна масовій витраті нафтогазової суміші на входу в друг ступень сепарації, тобто

$$[\text{Прихід рідини}] = \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n(P_1 + \rho_n gh - P_2)}. \quad (56)$$

Таким чином,

[Відбір рідини]=

$$= \alpha_n(U_{s2}) \sqrt{\rho_n(P_2 + \rho_n gh_1 - P_3)}, \quad (57)$$

З врахуванням рівнянь (54) – (57) рівняння матеріального балансу (29) прийме такий вигляд:

відповідності $\frac{3}{3}$ (56)

$$G_{nf} = \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n(P_1 + \rho_n gh - P_2)}. \quad \text{Тоді}$$

$$G_{g2} = \varepsilon_{g1} \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n(P_1 + \rho_n gh - P_2)}. \quad (61)$$

Формула (61) визначає ту кількість газу (за одиницю часу), яка заповнює об'єм V_{g1} . Тому

$$[\text{Прихід газу}] = \varepsilon_{g1} \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n(P_1 + \rho_n gh - P_2)}. \quad (62)$$

Кількість газу (за одиницю часу), яка покидає другу ступень сепарації, обчислюється за формулою, що аналогічна формулі (22)

$$[\text{Відбір газу}] = \alpha_{g1}(U_{s1}) \sqrt{\frac{(P_2^2 - P_{g3}^2)}{T_2}}. \quad (63)$$

$$\frac{1}{R_g T_2} \cdot \frac{d(P_2 V_{g1})}{dt} = \varepsilon_{g1} \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n g h - P_2)} - \alpha_{g1}(U_{s1}) \sqrt{\frac{(P_2^2 - P_{g3}^2)}{T_2}}. \quad (64)$$

Об'єм газу V_{g1} в сепараторі другої ступені визначимо як різницю між повним об'ємом V_{01} сепаратора і об'ємом нафти V_{p1} в сепараторі $V_{g1} = V_{01} - V_{p1}$.

$$V_{g1} = V_{01} - S_2 h_1 \quad (65)$$

З рахуванням (65) рівняння (64) набуде такого вигляду:

$$(V_{01} - S_2 h_1) \frac{dP_2}{dt} - S_2 P_2 \frac{dh_1}{dt} = R_g T_2 \left(\varepsilon_{g1} \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n g h - P_2)} - \alpha_{g1}(U_{s1}) \sqrt{\frac{(P_2^2 - P_{g3}^2)}{T_2}} \right) \quad (66)$$

Швидкість зміни рівня в часі dh/dt значення dh_1/dt підставляємо в (66). У результаті обчислюється за формулою (58). Відповідне отримаємо

$$\frac{dP_2}{dt} = \frac{1}{V_{01} - S_2 h_1} \left(\left(\frac{P_2}{\rho_n} + R_g T_2 \varepsilon_{g1} \right) \alpha_n(U_2) \sqrt{\rho_n (P_1 + \rho_n g h - P_2)} - S_2 P_2 \alpha_{n1}(U_{s2}) \sqrt{\rho_n (P_2 + \rho_n g h_1 - P_3)} - R_g T_2 \alpha_{g1}(U_{s1}) \sqrt{\frac{(P_2^2 - P_{g3}^2)}{T_2}} \right). \quad (67)$$

Отримані рівняння (48-53) описують динаміку процесу першої ступені сепарації у просторі станів з координатами P_1 і h . Аналіз системи рівнянь (48) – (53) дає змогу виявити вхідні і вихідні величини сепаратора як об'єкта керування, а також збурення, які діють на об'єкт (рис. 6).

Таким чином, вхідні дії на об'єкт – командні сигнали U_1 і U_2 ; вихідні величини – тиск газу в сепараторі P_1 і рівень нафти у сепараторі h ; збурення, що діють на об'єкт – тиск P_0 , під яким нафтогазова суміш подається в сепаратор; тиск P_{g2} за РО, який встановлений на лінії відбору газу із першої ступені сепаратора; температури T_0 нафтогазової суміші і температури T_1 у сепараторі; частка газу x , що міститься у нафтогазовій суміші.

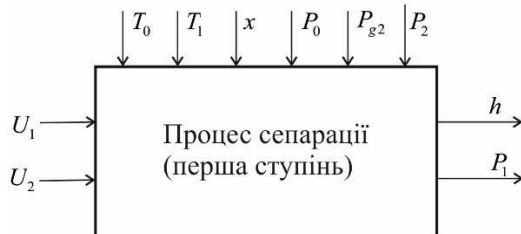


Рисунок 6 – Структурна схема процесу сепарації як об'єкта керування

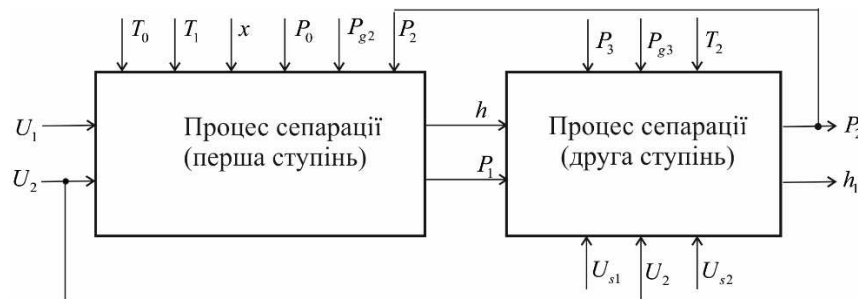


Рисунок 7 – Структурна схема двостадійного процесу сепарації як об'єкта керування

В результаті отримана структурна схема двостадійного процесу сепарації (рис. 7). Аналіз

системи диференціальних рівнянь (58) і (67) дає змогу встановити, що вхідними величинами

процесу сепарації другої ступені, як об'єкта керування, будуть командні сигнали U_{s1} і U_{s2} ; вихідні величини – рівень нафти h_1 і тиск у сепараторі другої ступені P_2 . Інші величини такі як тиски P_1 , P_3 і P_{g3} , рівень нафти h в сепараторі першої ступені, командний сигнал U_2 та температура газу T_2 другої ступені сепарації (рис. 7) слід розглядати як збурення.

Висновки

1. Здійснено аналізу різних типів сепараційних установок з урахуванням всіх недоліків попередніх досліджень, на основі яких сформувано задачу для подальшого дослідження та розроблення власної математичної моделі установки двоступеневої сепарації.

2. Розроблено унікальну математичну модель установки двоступеневої сепарації, що відбувається у дві стадії і яка враховує взаємодію та взаємовплив першої і другої ступені сепарації.

3. Згідно отриманих результатів досліджень двоступеневої сепараційної установки можна зробити висновок що дана математична модель може служити основою для синтезу ефективних систем керування процесом двоступеневої сепарації.

1 Лазута И. В. Технологические процессы, оборудование и автоматизация нефтегазодобычи: уч. пособие / И. В. Лазута, Р. Ю. Сухарев. – Омск: СибАДИ, 2015. – 160 с. 2 Каспарьянц К. С. Процессы и аппараты для объектов промышленной подготовки нефти и газа: монография / К. С. Каспарьянц, В. И. Кузин, Л. Г. Григорян. – М.: Недра, 1977. – 254 с. 3 Theoretical and numerical analysis on pressure recovery of supersonic separators for natural gas / Yan Yang, Chuang Wen, Shuli Wang, Yuqing Feng : Applied Energy, Volume 132, 1 November 2014, (248-253)p. 4 Simulation of multiphase flow of the oil-water separation in a rotating packed bed for oil purification / Xiaojun Zhang, Yun Cheng, Songlin Nie, Hui Ji, Laiguo Liu / Mathematical Problems in Engineering 2013. 5 Intelligent system for diagnosis of a three-phase separator / Irina Ioniță, Liviu Ioniță / Brain : Broad Research in Artificial Intelligence and Neuroscience / 2016; 7(1) : 18 - 28p. 6 MRFT-based design of robust and adaptive controllers for gas loop of oil-gas separator / Hamdati Al Shehhi, Igor Boiko / Cogent Engineering : 2015; 2(1) 7 Structural optimization of downhole oil-water separator / Chuanwei Zhao, Haoyu Sun, Zengliang Li / Journal of Petroleum Science and Engineering, Volume 148, January 2017, 115-126p. 8 Numerical investigation of the

effects of the central channel on the flow field in an oil-gas cyclone separator / Xiang Gao, Jinfeng Chen, Jianmei Feng, Xueyuan Peng : Computers & Fluids, Volume 92, 20 March 2014, Pages (45-55)p. 9 A mathematical model to calculate the separation efficiency of streamlined plate gas-liquid separator / Jianfei Song, Xuefei Hu : Separation and Purification Technology, Volume 178, 7 May 2017, (242-252)p. 10 Flow field of continuous phase in a vane-type pipe oil – water separator / Shi-ying Shi, Jing-yu Xu : Experimental Thermal and Fluid Science, Volume 60, January 2015, (208-212)p. 11 Devold H. Oil and gas production handbook. An introduction to oil and gas production / H. Devold - АВВ АТРА Oil and Gas, 2006. – 84 p. 12 Тугов В. В. Разработка математического обеспечения оптимального проектирования и автоматического управления технологического процесса дегазации нефти: дис. ... канд. техн. наук: 05.13.06 / Тугов Виталий Валерьевич. – Оренбург, 2002. – 208 с. 13 Джарагян М. А. Робастная стабилизация в локальных системах управления процессом подготовки товарной нефти: дис. ... канд. техн. наук: 05.13.06 / Джарагян Максим Александрович. – СПб, 2005. – 168 с. 14 (7) Трубопроводный транспорт газа / [М. П. Ковалко, В. Я. Грудз, В. Б. Михалків та ін.]; за ред. М. П. Ковалка. – К.: Арена Еко, 2002. – 600 с. 15 СОУ 60.3-30019801-011:2004. Компресорні станції. Контроль теплотехнічних та екологічних характеристик газоперекачувальних агрегатів. – К.: ДК „Укртрансгаз”, 2004 – 117 с. 16 Казинер Ю. Я. Пневматические исполнительные устройства в системах автоматического управления / Ю. Я. Казинер, М. С. Слободкин. – М.: Энергия, 1972. – 72 с. 17 Горбійчук М. І. Моделювання об'єктів і систем керування в нафтогазовій промисловості: навчальний посібник / М. І. Горбійчук. – Івано-Франківськ: Факел, 1999. Ч. III. – 1999. – 235 с. 18 Иткина Д. М. Исполнительные устройства систем управления в химической и нефтехимической промышленности / Д. М. Иткина. – М.: Химия, 1984. – 232 с. 19 Мильштейн Л. М. Нефтегазопромысловая сепарационная техника: справочное пособие / Л. М. Мильштейн, С. И. Бойко, Е. П. Запорожец; под ред. Л. М. Мильштейна. – М.: Недра, 1992. – 236 с.

Поступила в редакцію 13.10.2017 р.

Рекомендували до друку: докт.техн.наук, проф. Олійник А. П., докт. техн. наук, проф. Райтер П. М.