

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ, ОБЧИСЛЮВАЛЬНІ МЕТОДИ, ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ТА ДИСКРЕТНІ СТРУКТУРИ

УДК 697.85

DOI 10.31471/1993-9981-2024-1(52)-74-88

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ДИНАМІЧНОГО ПРОЦЕСУ НИЗЬКОТЕМПЕРАТУРНОЇ СЕПАРАЦІЇ

*М. І. Горбійчук, І. С. Єднак**Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу;
вул. Карпатська, 15, м. Івано-Франківськ, 76019, Україна; e-mail: ihor4698@gmail.com*

Газ, добутий зі свердловини, містить домішки - кисень, азот, сірководень, а також конденсат, важкі вуглеводні бутан пропан та їх похідні. Перш ніж газ направити споживачам, його очищають. Процес очищення газу протікає у дві стадії; на першій його очищають від механічних домішок, а на другій стадії із газу вилучають воду важкі вуглеводи й конденсат. У випадку, коли газ під високим тиском (не менше 14 МПа) виходить зі свердловини, ефективним методом його очищення є низькотемпературна сепарація, в основі якої лежить ефект Джоуля-Томсона. Суть ефекту Джоуля-Томсона у тому, що процес дроселювання природного газу зумовлює пониження його температури до мінусових значень. Умовою ефективності процесу низькотемпературної сепарації є дотримання технологічного регламенту, який забезпечується засобами місцевої автоматики, яка виконує функції стабілізації параметрів технологічного процесу. Наявні системи автоматичної стабілізації є одноконтурними й не враховують існування перехресних зв'язків між технологічними параметрами, що значно знижує ефективність процесу низькотемпературної сепарації. Тому метою роботи було створення математичної моделі процесу низькотемпературної сепарації, що дало змогу виявити існуючі перехресні зв'язки між технологічними параметрами, що є методологічною основою синтезу ефективної системи керування процесом сепарації. На основі закону збереження кількості речовини й закономірностей обміну речовин між рідкою і газовою фазами отримані математичні моделі статичної та динамічної частини процесу низькотемпературної сепарації у термінах «вхід-вихід». Виконана лінеаризація математичної моделі динамічної частини процесу низькотемпературної сепарації та на її основі отримана матрична передавальна функція об'єкта, що дало змогу формалізувати канали внутрішніх взаємовпливів між вхідними та вихідними величинами.

Ключові слова: низькотемпературна сепарація, математична модель, лінеаризація, передавальні функції, структурна схема.

The gas extracted from the well contains impurities - oxygen, nitrogen, hydrogen sulfide, as well as condensate, heavy hydrocarbons butane propane and their derivatives. Before the gas is sent to consumers, it is purified. The gas purification process takes place in two stages; in the first stage, it is purified from mechanical impurities, and in the second stage, water, heavy hydrocarbons and condensate are removed from the gas. In the case when gas under high pressure (not less than 14 MPa) comes out of the well, an effective method of its purification is low-temperature separation, which is based on the Joule-Thomson effect. The essence of the Joule-Thomson effect is that the process of throttling natural gas causes its temperature to decrease to minus values. The condition for the effectiveness of the low-temperature separation process is compliance with the technological regulations, which are ensured by means of local automation, which performs the functions of stabilizing the parameters of the technological process. Existing automatic stabilization systems are single-loop and do not take into account the existence of cross-links between technological parameters, which significantly reduces the efficiency of the low-temperature separation process. Therefore, the aim of the work was to create a mathematical model of the low-temperature separation process, which made it possible to identify existing cross-links between technological parameters, which is the methodological basis for the synthesis of an effective separation process control system. Based on the law of conservation of mass and the regularities of the exchange of substances between the liquid and gas phases, mathematical models of statics and dynamics of the low-temperature separation process in terms of "input-output" were obtained. The mathematical model of the dynamics of the low-temperature separation process was linearized and the matrix transfer function of the object was obtained on its basis, which made it possible to formalize the channels of internal interactions between input and output values.

Keywords: low-temperature separation, mathematical model, linearization, transfer functions, structural diagram.

Вступ

Газ, видобутий зі свердловини, містить тверді домішки, важкі вуглеводи та конденсат. Перед тим як подати його споживачам чи в трубопровідний транспорт, газ очищають та вилучають з нього важкі вуглеводи, конденсат та воду. Якщо газ виходить зі свердловини під тиском не менше 14 МПа для очищення газу застосовують низькотемпературну сепарацію (НТС), в основі якого лежить ефект Джоуля-Томсона.

Ефективність процесу НТС залежить від дотримання технологічного режиму – температури, тиску та рівня рідини в сепараторі. Температура в сепараторі підтримується постійною за допомогою одноконтурної системи керування.

Стабілізація тиску і рівня за допомогою окремих систем автоматичної стабілізації не забезпечує належну якість процесу керування через наявність взаємовпливу між технологічними параметрами – тиском і рівнем рідини в сепараторі.

Тому актуальною є наукова задача підвищення якості процесу керування, яку можна розв'язати шляхом створення адекватної математичної моделі процесу низькотемпературної сепарації. Створена на основі синтезованої математичної моделі система автоматичного керування процесом НТС, зрештою, підвищить ефективність процесу підготовки природного газу, видобутого зі свердловини.

Аналіз літературних джерел

Процес низькотемпературної сепарації розроблений порівняно недавно [1] і протікає при температурах нижче мінус 5°C [2]. Температурний режим у сепараторі створюється енергією пластового тиску, який понижується, проходячи через дросельний пристрій. У результаті виникає ефект Джоуля – Томсона, що спричиняє зниження температури та тиску. При зниженні тиску на 1 МПа температура газу знижується [3] на 5,5 °C. Пониження тиску пластового газу здійснюється за допомогою дроселя,

вихрової труби [4] або детандера [2]. Детандер – пристрій, який перетворює потенційну енергію газу в механічну енергію. Внаслідок чого газ розширюється, здійснює роботу й охолоджується.

Математичне моделювання самого процесу низькотемпературної сепарації ґрунтується на використанні закономірностей, які мають місце в парорідинній системі. Якщо парорідинна система знаходиться у рівноважному стані, то відбувається процес обміну масами між рідинною і газовою фазами. Рушійною силою такого процесу є хімічний потенціал компонентів системи. [5].

У процесі роботи сепаратора із газової суміші виділяється конденсат і важкі вуглеводні, які переходять у рідку фазу, що призводить до зміни мас газової та рідинної фаз.

Така зміна мас рідинної та газової фаз викликає зміну технологічних параметрів – рівня рідини і тиску газу в сепараторі. Оскільки рівень рідини й тиск газу в сепараторі є регульованими параметрами [6], то математичний опис динаміки їх змін ґрунтується на законі збереження кількості маси [7].

При моделюванні процесу низькотемпературної сепарації однією з основних задач є виявлення взаємозв'язку між складом суміші і фугітивністю, яка є мірою відхилення реальної системи «рідина-газ» від ідеальної (ідеальний газ, ідеальний розчин). Фугітивність i -го компонента суміші залежить від температури, тиску і складу суміші [8]. Треба відзначити, що не існує аналітичної залежності для визначення фугітивності як функції від перерахованих параметрів. Тому визначення фугітивності є досить складною задачею, яка ґрунтується на експериментальних дослідженнях [9].

Відмітимо, що у роботах [6] – [8] отримана математична модель процесу низькотемпературної сепарації як об'єкта автоматичного керування з припущенням, що газ і конденсат підкоряються законам ідеальних розчинів. Таке припущення не відповідає реальним умовам процесу НТС,

який відбувається при високих тисках і низьких температурах.

Метою роботи є розроблення математичної моделі процесу НТС, у якій буде враховано ту обставину, що фугітивність і коефіцієнт стисливості газу є функціями тиску (при постійній температурі), що дозволить отримати математичну модель, придатну для синтезу автоматичної системи керування процесом НТС.

Поставлена мета вимагала вирішення в роботі таких завдань:

- визначити вхідні та вихідні параметри об'єкта керування, сформулювати основні припущення й створити математичну модель процесу низькотемпературної сепарації в термінах «вхід-вихід»;

- лінеаризувати математичну модель динаміки процесу низькотемпературної сепарації та визначити матричні передавальні функції процесу НТС;

- синтезувати структурну схему процесу НТС, як об'єкта автоматичного керування, та дослідити динамічні властивості такого об'єкта шляхом проведення машинного експерименту.

Математична модель динаміки процесу низькотемпературної сепарації

Спрощена функціональна схема установки НТС зображена [7] на рис. 1. Газ, видобутий зі свердловини, надходить до теплоносія (газу), який подається в міжтрубний простір теплообмінника Т1. Осушений газ із сепаратора С-2 надходить до теплообмінника, де підігрівається, а потім подається до газового колектору. Для запобігання гідратуутворенню до вхідного газового потоку перед сепаратором С-2 додають діетеленгліколь (ДЕГ). За рахунок різниці густин конденсату і ДЕГ відбувається гравітаційне розділення рідких фаз. виділений ДЕГ потрапляє в ємності Р-1 і Р-2 (рис. 1).

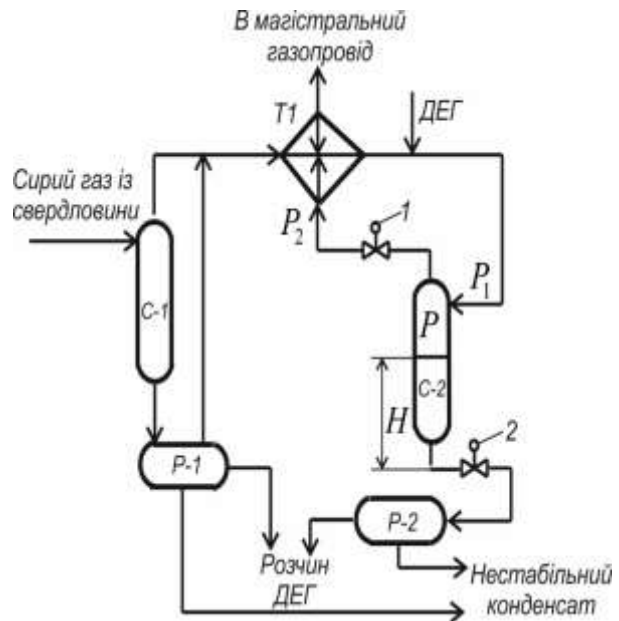


Рисунок 1 – Спрощена функціональна схема установки НТС

Математичну модель динаміки процесу НТС розроблена при таких припущеннях [7]:

- температурний режим в сепараторі С-2 (рис. 1) підтримується незмінним;
- густина рідинної фази в сепараторі вважається сталою;
- відомий хімічний склад газу, який поступає на сепарацію та мольна частка $\mu_{0i,s}$ його компонентів;

- мольна частка газу в суміші на вході до сепаратора С-2 вважається сталою.

Виходячи з аналізу процесу низькотемпературної сепарації як об'єкта автоматичного керування, визначимо такі змінні моделі:

- *вихідні величини* – тиск газу P та рівень рідинної фази H в сепараторі;

- *вхідні величини* – ступінь відкриття U_1 і U_2 виконавчих органів 1 і 2, які встановлені на виході та вході сепаратора С-2 (рис. 1);

- *збурення* – тиски в трубопроводах P_1 (на вході в сепаратор С-2), P_2 (на виході із сепаратора С-2) і P_3 (на зливі рідини із сепаратора С-2, рис. 1).

В основу математичної моделі низькотемпературної сепарації покладемо рівняння матеріального балансу. Якщо

M_{sb} маса речовини, яка знаходиться в ємності, а m_{ci} масові витрати, що подаються в ємність, або її покидають, то

$$\frac{dM_{sb}}{dt} = \sum_{i=1}^n m_{ci}. \quad (1)$$

У формулі (28) значення m_{ci} необхідно взяти зі знаком «плюс» коли потік направлений в ємність і зі знаком «мінус», якщо потік покидає ємність.

Запишемо рівняння (1) для рідини, що знаходиться в сепараторі С-2 (рис. 1). Величину M_{sb} будемо обчислювати за такою формулою:

$$M_{sb} = V_{lp} \rho_{lp},$$

де ρ_{lp} - середня густина рідинної фази.

Об'єм рідини V_{lp} є функцією рівня рідини H у ємності і її вигляд залежить від просторового розміщення сепаратора С-2 (рис. 1). Нехай V_0 повний об'єм сепаратора. Позначимо через $\nu(H)$ ступінь заповнення сепаратора [10]

$$\nu(H) = \frac{V_{lp}(H)}{V_0}.$$

Тоді

$$M_{sb} = V_0 \nu(H) \rho_{lp}. \quad (2)$$

Потік сировини на вході в сепаратор С-2 (рис. 1) вміщує газ, конденсат і вологу, які внаслідок сепарації переходять у рідку фазу. Кількісну оцінку рідкої фази дає така формула [14]:

$$m_{lq} = \varepsilon_{lq}(P, P_1) m. \quad (3)$$

У формулі (3) прийняті такі позначення:

коефіцієнт відділення води від газу [8]

$$\varepsilon_{lq}(P, P_1) = \theta(P, P_1) \times \left(f_d \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1-f_d) f_i P^{-1}} + \frac{\Delta b_{mc}(z+1)}{\rho_{mix}} \right);$$

$$\theta(P, P_1) = \left(1 + \frac{1}{\rho_{mix}} (b_{mc,1} + \Delta b_{mc} z) \right)^{-1};$$

f_d - мольна частка конденсату у газовій суміші; P - тиск газу в сепараторі; P_1 -

тиск газу на вході в сепаратор; η_j - масова концентрація кожного компонента суміші, що поступає в сепаратор С-2 (рис. 1); $\mu_{w,i}$ - молярна маса i -го компонента суміші; $\mu_{0i,s}$ - мольні частки компонентів в нафтогазовій суміші, яка поступає на сепарацію; m - масова витрата сировини на вході в сепаратор С-2 (рис.

$$1); \quad \Delta b_{mc} = b_{mc,1} - b_{mc,2}; \quad b_{mc,1} = \frac{a_{m1}^{(1)}}{P_1} + a_{m2}^{(1)},$$

$$b_{mc,2} = \frac{a_{m1}^{(2)}}{P} + a_{m2}^{(2)} - \text{вологовміст газу на}$$

вході і в сепараторі; $a_{m1}^{(i)}$, $a_{m2}^{(i)}$, $i=1, 2$ - емпіричні коефіцієнти; ρ_{mix} - густина початкової газової суміші; $z = z_2 / (z_1 - z_2)$; z_1 , z_2 - відносні одиниці кількості гліколю на вході теплообмінника Т1 і виході із сепаратора С-2 (рис. 1); N_c - кількість компонентів в суміші, що поступає в сепаратор С-2; N_{con} - кількість компонентів рідкої фази на виході із сепаратора С-2; f_i - фугітивність, яка є мірою відхилення реальної системи «рідина-газ» від ідеальної (ідеальний газ, ідеальний розчин) і визначає такий тиск реальної системи, що здійснює таку ж дію на навколишнє середовище, як і ідеальна система [11].

Витрата сировини на вході в сепаратор С-2 (рис. 1), яка перебуває в газоподібному стані, будемо обчислювати за такою формулою:

$$m = \alpha \sqrt{K_g (P_1 - P) P_1}, \quad (4)$$

де α - коефіцієнт витрати.

Коефіцієнт K_g можна обчислити за допомогою такого виразу:

$$K_g = (514C)^2 \frac{\rho_g}{T},$$

де C - стала величина; ρ_g - густина газу

при $t = 20^\circ C$; $\rho_g = 0,7 \text{ кг} / \text{м}^3$;

T - температура газу $^\circ K$. Тому прихід потоку рідини в сепаратор буде таким:

$$m_{c1} = \varepsilon_{lq}(P, P_1) m.$$

Загальну масову витрату потоку рідини на вході в сепаратор будемо обчислювати за формулою (4). Тоді

$$m_{c1} = \alpha \varepsilon_{lq}(P, P_1) \sqrt{K_g (P_1 - P) P_1}. \quad (5)$$

Потік рідини, який покидає сепаратор характеризується масовою витратою m_{c1} , яку обчислимо за формулою

$$m_{c2} = \alpha_2(U_2) \sqrt{g \rho_{lp} H + P}, \quad (6)$$

де $\alpha_2(U_2)$ - коефіцієнт витрати, який є функцією положення регулюючого органу.

З врахуванням формул (2) – (6) вираз (1) буде таким:

$$\frac{dv(H)}{dt} = \frac{1}{V_0 \rho_{lp}} \left(\alpha \varepsilon_{lq}(P, P_1) \sqrt{K_g (P_1 - P) P_1} - \alpha_2(U_2) \sqrt{g \rho_{lp} H + P} \right). \quad (7)$$

Знайдемо масу газу в сепараторі С-2. Для реального газу, який займає об'єм V_g , справедливе співвідношення

$$PV_g = z_{gc} M_g R_g T, \quad (8)$$

де V_g - об'єм газу в сепараторі; z_{gc} - коефіцієнт стисливості; R_g - газова стала; T - температура газу.

Коефіцієнт стисливості газу є функцією тиску P і температури T . Така залежність є емпіричною. У роботі [12], з використанням рівняння Бенедикта-Вебба-Равіна [13], отримана емпірична модель залежності $z_{gc}(P, T)$ у вигляді полінома другого степеня

$$z_{gc}(P, T) = a_0 + a_1 P + a_2 T + a_3 P^2 + a_4 T^2 + a_5 P T. \quad (9)$$

Реалізація процесу низькотемпературної сепарації передбачає, що за допомогою системи автоматичного керування температура в сепараторі підтримується постійною. Отже, при $T = T_0$ коефіцієнт стисливості газу буде функцією лише тиску P і таку функцію отримано із (9), де $T = T_0$. З врахуванням останньої умови залежність (9) буде такою:

$$z_{gc}(P) = A_0 + A_1 P + A_2 P^2, \quad (10)$$

де $A_0 = a_0 + a_2 T_0 + a_4 T_0^2$; $A_1 = a_1 + a_5 T_0$; $A_2 = a_3$.

Із рівняння (8) знаходимо

$$M_g = \frac{PV_g}{z_{gc}(P) R_g T},$$

де $z_{gc}(P)$ є функцією тиску, яка задана формулою (10).

Газ в сепараторі С-2 займає лише частину від загального об'єму V_0 , тобто $V_g = V_0 - V_{lp}$. Враховуючи значення $V_{lp} = V_0 v(H)$, отримаємо $V_g = V_0 (1 - v(H))$. З врахуванням значення V_g , знаходимо масу газу в сепараторі С-2

$$M_g = \frac{PV_0 (1 - v(H))}{z_{gc}(P) R_g T}. \quad (11)$$

Прихід газу в сепаратор С-2 обчислимо за такою формулою [7]:

$$m_{g1} = \varepsilon_g(P, P_1) m,$$

де m - обчислюється за формулою (4), а [7]

$$\varepsilon_g(P, P_1) = \theta(P, P_1) \left((1 - f_d) \times \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{com}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1 - f_d) f_i(P) P^{-1}} + \frac{b_{mc,2}}{\rho_{mix}} \right).$$

Отже,

$$m_{g1} = \alpha \varepsilon_g(P, P_1) \sqrt{K_g (P_1 - P) P_1}. \quad (12)$$

Витрата газу із сепаратора С-2 в магістраль буде такою:

$$m_{g2} = \alpha_1(U_1) \sqrt{K_g (P - P_2) P}, \quad (13)$$

де $\alpha_1(U_1)$ - коефіцієнт витрати, який є функцією положення регулюючого органу.

Формули (12) і (13) дають змогу отримати математичну модель для газової фракції, тобто

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} \left(\frac{PV_0 (1 - v(H))}{z_{gc}(P) R_g T} \right) = \\ = \alpha \varepsilon_g(P, P_1) \sqrt{K_g (P_1 - P) P_1} - \\ - \alpha_1(U_1) \sqrt{K_g (P - P_2) P}. \end{aligned}$$

Допускаємо, що R_g і $T = T_0$ - сталі величини. Тоді

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{P(1-v(H))}{z_{gc}(P)} \right) = \gamma_g (\alpha \varepsilon_g(P, P_1) \times \quad (14)$$

$$\times \sqrt{K_g(P_1 - P)P_1 - \alpha_1(U_1)} \sqrt{K_g(P - P_2)P},$$

$$\text{де } \gamma_g = \frac{R_g T_0}{V_0}.$$

Ступінь заповнення сепаратора залежить від форми сепаратора і його положення у просторі.

У рівнянні (7) обчислимо

$$\frac{dv(H)}{dt} = \frac{\partial v(H)}{\partial H} \cdot \frac{dH}{dt}.$$

Враховуючи формулу (7) і останнє співвідношення, отримали

$$\frac{dH}{dt} = \frac{1}{V_0 \rho_{lp} q_p(H)} (\alpha \varepsilon_{lq}(P, P_1) \times \quad (15)$$

$$\times \sqrt{K_g(P_1 - P)P_1 - \alpha_2(U_2)} \sqrt{g \rho_{lp} H + P},$$

$$\text{де } q_p(H) = \frac{\partial v(H)}{\partial H}.$$

Знайдемо похідну за змінною t від лівої частини рівняння (14). Маємо

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{P(1-v(H))}{z_{gc}(P)} \right) =$$

$$= \frac{1}{z_{gc}^2(P)} \left(\left(\frac{dP}{dt} (1-v(H)) - P \frac{dv(H)}{dt} \right) z_{gc}(P) - \right.$$

$$\left. - P(1-v(H)) \frac{dz_{gc}(P)}{dt} \right).$$

Оскільки $\frac{dz_{gc}(P)}{dt} = \zeta(P) \frac{dP}{dt}$, то

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{P(1-v(H))}{z_{gc}(P)} \right) = \frac{1}{z_{gc}^2(P)} \times$$

$$\times \left[\frac{dP}{dt} (1-v(H)) (z_{gc}(P) - P \zeta(P)) - \right.$$

$$\left. - P z_{gc}(P) \frac{dv(H)}{dt} \right],$$

де $\zeta(P) = A_1 + 2A_2P$.

Враховуючи знайдене значення правої частини рівняння (38), отримаємо

$$\frac{1}{z_{gc}^2(P)} \left(\frac{dP}{dt} (1-v(H)) (z_{gc}(P) - P \zeta(P)) - \right.$$

$$\left. - P z_{gc}(P) \frac{dv(H)}{dt} \right) = \gamma_g (\alpha \varepsilon_g(P, P_1) \times \quad (16)$$

$$\times \sqrt{K_g(P_1 - P)P_1 - \alpha_1(U_1)} \sqrt{K_g(P - P_2)P}.$$

У рівняння (16) замість $\frac{dv(H)}{dt}$ підставимо його значення із (7). Тоді

$$\frac{dP}{dt} = \frac{1}{(1-v(H)) (z_{gc}(P) - \zeta(P)P)} \times$$

$$\times \left[z_{gc}^2 \gamma_g (\alpha \varepsilon_g(P, P_1) \sqrt{K_g(P_1 - P)P_1} - \right.$$

$$\left. - \alpha_1(U_1) \sqrt{K_g(P - P_2)P} \right) + \quad (17)$$

$$+ \frac{P z_{gc}(P)}{V_0 \rho_{lp}} (\alpha \varepsilon_{lq}(P, P_1) \sqrt{K_g(P_1 - P)P_1} -$$

$$\left. - \alpha_2(U_2) \sqrt{g \rho_{lp} H + P} \right)].$$

Диференціальні рівняння (15) і (17) утворюють математичну модель процесу низькотемпературної сепарації, які є нелінійними відносно вхідних U_1, U_2 та вихідних P і T величин.

Коефіцієнт сепарації газу $\varepsilon_g(P, P_1)$ та коефіцієнт відділення рідинної фази від газу $\varepsilon_{lq}(P, P_1)$ [5], які фігурують у рівняннях (39) і (40), мати величину f_i , яка носить назву фугітивності.

Для знаходження фугітивності як функції тиску, в [14] зроблено таке припущення: фугітивність $f_i(P)$, яка визначається для кожного i -го компонента газової суміші, замінили на усереднену фугітивність $f(P)$ для відомого складу газової суміші. Тоді значення $f(P)$ визначили за такою формулою [14]:

$$f(P) = P \exp(-\alpha_p + \varphi_p(P)), \quad (18)$$

де

$$\alpha_p = A_1 P_{nc} + \frac{1}{2} A_2 P_{nc}^2;$$

$$\varphi_p(P) = (A_0 - 1) \ln \frac{P}{P_{nc}} + A_1 P + \frac{1}{2} A_2 P^2;$$

P_{nc} - тиск, при якому стан газу є ідеальним.

Допускаємо, що засоби автоматизації забезпечують невеликі відхилення регульованих величин від заданих (усталених) значень. У такому випадку нелінійні функції, що входять до моделі (15) і (17) можна розкласти в ряд Тейлора з утриманням лише лінійних членів розкладу.

Будемо позначати верхніми індексами «0» усталені значення вхідних і вихідних величин.

$$\text{Нехай } H = H^{(0)} + \Delta H, \quad P = P^{(0)} + \Delta P,$$

$$U_1 = U_1^{(0)} + \Delta U_1, \quad U_2 = U_2^{(0)} + \Delta U_2,$$

$$P_1 = P_1^{(0)} + \Delta P_1, \quad P_2 = P_2^{(0)} + \Delta P_2.$$

Систему диференціальних рівнянь (15) і (17) запишемо у векторній формі

$$\frac{d\bar{X}}{dt} = \bar{\varphi}(\bar{X}, \bar{U}, \bar{\Omega}), \quad (19)$$

де $\bar{X} = \begin{bmatrix} H \\ P \end{bmatrix}$ - вектор вихідних величин;

$\bar{U} = \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \end{bmatrix}$ - вектор керуючих дій;

$\bar{\Omega} = \begin{bmatrix} P_1 \\ P_2 \end{bmatrix}$ - вектор збурень;

$$\bar{\varphi}(\bar{X}, \bar{U}, \bar{\Omega}) = \begin{bmatrix} \varphi_1(\bar{X}, \bar{U}, \bar{\Omega}) \\ \varphi_2(\bar{X}, \bar{U}, \bar{\Omega}) \end{bmatrix} \quad \text{- вектор-}$$

функція правих частин системи диференціальних рівнянь (15) і (17).

Якщо нелінійну функцію $\bar{\varphi}(\bar{X}, \bar{U}, \bar{\Omega})$ розкласти в ряд Тейлора, обмежившись лише лінійними членами розкладу, то

$$\frac{d\bar{x}}{dt} = A\bar{x} + B\bar{u} + \Gamma\bar{\omega}, \quad (20)$$

$$\bar{y} = C\bar{x}, \quad (21)$$

де $A = J_{\varphi_x}(\bar{X}^{(0)}, \bar{U}^{(0)}, \bar{\Omega}^{(0)})$;

$$B = J_{\varphi_u}(\bar{X}^{(0)}, \bar{U}^{(0)}, \bar{\Omega}^{(0)});$$

$$\Gamma = J_{\varphi_z}(\bar{X}^{(0)}, \bar{U}^{(0)}, \bar{\Omega}^{(0)}) \quad \text{- матриці}$$

часткових похідних (матриці Якобі);

$$\bar{x} = \Delta\bar{X}; \quad x_1 = \Delta H; \quad x_2 = \Delta P; \quad \bar{u} = \Delta\bar{U};$$

$$u_1 = \Delta U_1; \quad u_2 = \Delta U_2; \quad \omega_1 = \Delta P_1; \quad \omega_2 = \Delta P_2;$$

$$\bar{x} = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix} \quad \text{- вектор змінних стану};$$

$$\bar{u} = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix} \quad \text{- вектор керуючих дій};$$

$$\bar{\omega} = \begin{bmatrix} \omega_1 \\ \omega_2 \end{bmatrix} \quad \text{- вектор збурень};$$

$$\bar{y} = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} \quad \text{- вектор вихідних величин};$$

C - одинична матриця.

Рівняння (20) і (21) є лінеаризованою математичною моделлю процесу низькотемпературної сепарації, в якій елементи матриць A , B і Γ обчислюються при усталених значеннях $\bar{X} = \bar{X}^{(0)}$, $\bar{U} = \bar{U}^{(0)}$ і $\bar{\Omega} = \bar{\Omega}^{(0)}$.

Оскільки матричне диференціальне рівняння записане в приростах відносно усталених значень, то початкові умови - нульові.

Обчислення параметрів лінеаризованої математичної моделі здійснювалось при таких вхідних даних: загальна витрата газу, яка поступає на сепарацію - $m = 2.3576 \text{ кг/с}$; кількість виділеного конденсату $m_{con} = 1.1574 \text{ кг/с}$; тиск газу перед сепаратором С-2 (рис. 1) $P_1 = 13.6 \text{ МПа}$; тиск в сепараторі С-2 $P = 5.3 \text{ МПа}$; тиск на вході в третю ступінь сепарації $P_2 = 1,2 \text{ МПа}$; температура газу на вході в сепаратор С-2 $T_{in} = 17^\circ \text{C}$; температура в сепараторі С-2 $T_0 = -21^\circ \text{C}$; точка роси газу по вологості при тиску 4 МПа не більше 4°C . Ємність низькотемпературного сепаратора має форму циліндра, розміщеного у просторі вертикально. Об'єм сепаратора - $2,5 \text{ м}^3$; діаметр сепаратора $d_s = 1.0 \text{ м}$; рівень конденсату в сепараторі $H^{(0)} = 1,2 \text{ м}$.

Оскільки тиск газу в сепараторі С-2 становить 5.3 МПа, то його стан буде відрізнятися від стану ідеального газу. За допомогою програмного забезпечення, створеного в середовищі MatLab, синтезована емпірична модель (34а) за таких умов: діапазон зміни тиску $P \in [1; 20]$ МПа; температури $T \in [-30; -10]$ °С. Були отримані такі значення параметрів регресійної моделі (9):

Коефіцієнти регресійного полінома	
$a_0 = -6.7212e-01$	$a_1 = -9.0154e-02$
$a_2 = 1.1313e-02$	
$a_3 = 1.7699e-03$	$a_4 = -1.8037e-05$
$a_5 = 1.4397e-04$	

Адекватність емпіричної моделі (9) перевірялась за допомогою коефіцієнта кореляції K_z [16]. Отримане значення $K_z = 0,9971$ свідчить про значну близькість «експериментальних» і обчислених значень за формулою (9) (рис. 2).

Вологовміст газу будемо визначати за формулою Бюкачека. Коефіцієнти a_{m1} і a_{m2} згідно [7] є такими:

$$a_{m1} = \frac{0,457}{1,42} \cdot \exp(0,0735t - 0,27 \cdot 10^{-3}t^2),$$

$$a_{m2} = 0,0418 \cdot \exp(0,054t - 0,2 \cdot 10^{-3}t^2),$$

де t - температура °С.

За відомими коефіцієнтами a_{m1} і a_{m2} визначимо

$$\theta(P, P_1) = \left(1 + \frac{1}{\rho_{mix}} (b_{mc,1} + \Delta b_{mc,z}) \right)^{-1},$$

де

$$b_{mc,1} = \frac{a_{m1}^{(1)}}{P_1} + a_{m2}^{(1)};$$

$$\Delta b_{mc} = \frac{a_{m1}^{(1)}}{P_1} - \frac{a_{m1}^{(2)}}{P} + a_{m2}^{(1)} - a_{m2}^{(2)}.$$

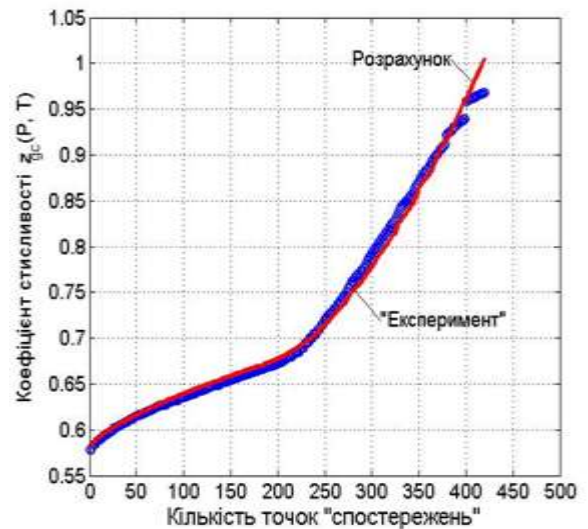


Рисунок 2 – Залежність коефіцієнта стисливості газу від тиску P і температури T

Приймаємо [7]: $z = 0,2$; хімічний склад газу, який поступає на низькотемпературну сепарацію, запозичений з роботи [16], користуючись цими даними, визначили молярну масу газу за формулою:

$$q_M = \frac{1}{100} \sum_{i=1}^{n_M} \mu_{q,i} v_{q,i},$$

де $\mu_{q,i}$ - мольна маса i -го компонента газу, кг/кмоль; $v_{q,i}$ - об'ємні доли компонентів газу, %.

Після обчислень отримали: $q_M = 20.0221 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$. Густина природного газу за нормальних фізичних умов буде такою [17]:

$$\rho_0 = \frac{q_M}{22,4}.$$

З врахуванням отриманого значення q_M

знаходимо, що $\rho_0 = 0.8325 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$. Густина

газу для умов сепарації обчислимо за формулою [7]:

$$\rho_g = \rho_0 \frac{273P}{0,1013 \cdot (273+T)},$$

де P - тиск газу в сепараторі, МПа; T - температура газу в сепараторі, °С. Враховуючи значення P і T , отримаємо:

$$\rho_g = 47.1871 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Витрату газу, який покидає сепаратор, визначимо як різницю між загальною витратою m і витратою конденсату m_{con} , тобто $m_g = m - m_{con}$. З врахуванням значень m і m_{con} отримали:

$$m_g = 1.2202 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Визначаємо кількість молів газу (за секунду), що поступили на сепарацію

$$M = \frac{m}{q_M}.$$

Після підстановки числових значень m і q_M в останню формулу отримали:

$$M = 0.1177 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}.$$

Кількість молів газу, які утворились у результаті сепарації: $M_g = \frac{m_g}{q_M}$. Оскільки

відомі числові значення m_g і q_M , то:
 $M_g = 0.0609 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$. Із формули (3.9)

$$\text{знаходимо: } f_d = 1 - \frac{M_g}{M}.$$

За відомими значеннями M_g і M отримали такий результат:

$$f_d = 0.4824.$$

Формулу (39) можна записати і для масової витрати m газової суміші:

$$M = m \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\eta_i}{\mu_{w,i}},$$

де M - кількість молів газу за секунду. З останнього рівняння визначимо

$$\sum_{i=1}^{N_c} \frac{\eta_i}{\mu_{w,i}} = \frac{M}{m}.$$

Після підстановки відповідних значень в останню формулу, отримаємо

$$q_f = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\eta_i}{\mu_{w,i}} = 0.0499 \frac{\text{кмоль}}{\text{кг}}.$$

Газовий конденсат – це рідина, яка виділена із природного газу в процесі низькотемпературної сепарації, і є сумішшю вуглеводнів, які містять більше 4 атомів вуглецю.

У роботі [7] було зроблено припущення, що суміш газів і конденсату підпорядковуються законам ідеальних розчинів. Тому

$$\frac{f_i}{P} = 1. \quad (22)$$

Сепараторі С-2 (рис. 1) знаходиться під тиском 5,3 МПа, за такого тиску поведінка газу відрізняється від ідеального. Тому співвідношення (43а) не виконується. Фугітивність f_i є функцією тиску P і температури T . Оскільки температура в сепараторі підтримується постійною, то фугітивність f_i буде залежати лише від тиску P в сепараторі С-2. Така залежність є емпіричною і для тисків в діапазоні від 1 МПа до 20 МПа вона апроксимована [14] таким виразом:

$$f(P) = P \exp(-\alpha_p + \varphi_p(P)), \quad (23)$$

$$\text{де } \alpha_p = A_1 P_{np} + \frac{1}{2} A_2 P_{np}^2;$$

$$\varphi_p(P) = (A_0 - 1) \ln \frac{P}{P_{np}} + A_1 P + \frac{1}{2} A_2 P^2;$$

P_{np} - тиск, при якому стан газу можна уважати ідеальним ($P_{np} = 1 \text{ МПа}$). Для температури в сепараторі С-2 $T_0 = 252 \text{ }^\circ\text{K}$ ($T_0 = -21 \text{ }^\circ\text{C}$), отримані такі значення коефіцієнтів, що входять у формулу (23):

Коефіцієнти фугітивності:

$$A_0 = 1.0333e+00;$$

$$A_1 = -5.3874e-02;$$

$$A_2 = 1.7699e-03.$$

Враховуючи зроблене припущення, формула для визначення ε_{lq} , отримає такий вигляд:

$$\varepsilon_{lq}(P, P_1) = \theta(P, P_1) \left(f_d \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \times \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1-f_d)\gamma(P)} + \frac{\Delta b_{mc}(z+1)}{\rho_{mix}} \right), \quad (24)$$

де $\gamma(P) = \frac{f_i}{P}$ - коефіцієнт фугітивності.

Із формули (23) випливає, що

$$\gamma(P) = \exp(-\alpha_p + \varphi_p(P)).$$

Уведемо таке позначення:

$$S_\mu = \sum_{i=1}^{N_{con}} \mu_{0i,s} \mu_{w,i}, \quad q_f = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\eta_i}{\mu_{w,i}}.$$

Тоді формула (24) набуде такого вигляду:

$$\varepsilon_{lq}(P, P_1) = \theta(P, P_1) \left(\frac{f_d q_f S_\mu}{f_d + (1-f_d)\gamma(P)} + \frac{10^{-3} \Delta b_{mc}(z+1)}{\rho_{mix}} \right). \quad (25)$$

Після зроблених обчислень [7] отримали такі значення:

$$S_\mu = 78,862 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}, \quad q_f = 0.0499 \frac{\text{кмоль}}{\text{кг}}.$$

Оскільки вологовміст, який обчислюють за формулою Бюкачека, має розмірність г/м^3 , то для узгодження розмірності вологовмісту b_{mc} з розмірністю густини ρ_{mix} в формулу (25) уведений множник 10^{-3} . Тоді вологовміст буде мати розмірність кг/м^3 .

Аналогічну формулу отримаємо і для визначення коефіцієнта сепарації газу [14]:

$$\varepsilon_g(P, P_1) = \theta(P, P_1) \times \left(\frac{(1-f_d)q_f S_\mu}{f_d + (1-f_d)\gamma(P)} + \frac{10^{-3} b_{mc,2}(z+1)}{\rho_{mix}} \right). \quad (26)$$

Тепер перейдемо до визначення числових значень параметрів моделей динаміки процесу сепарації.

Рівняння (4) запишемо для усталеного режиму (верхні індекси «0» позначають значення величин в усталеному режимі).

Маємо: $\alpha \sqrt{K_g (P_1^{(0)} - P^{(0)}) P_1^{(0)}} = m$. Із останнього рівняння знаходимо:

$$\alpha_K = \frac{m}{\sqrt{(P_1^{(0)} - P^{(0)}) P_1^{(0)}}},$$

де $\alpha_K = \alpha K_g^{1/2}$.

З врахуванням числових значень відповідних величин, будемо мати:

$$\alpha_K = 0.1906 \frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{МПа}}.$$

Статичні характеристики регулюючих органів $\alpha_i(U_i)$, $i=1, 2$ апроксимуємо лінійними залежностями $\alpha_i(U_i) \approx \alpha_{U,i} U_i$, $i=1, 2$. Формулу (6) і (13) запишемо для усталеного режиму

$$m_{g2} = \alpha_1(U_1^{(0)}) K_g^{1/2} \sqrt{(P^{(0)} - P_2^{(0)}) P^{(0)}}, \quad (27)$$

$$m_{c2} = \alpha_2(U_2^{(0)}) \sqrt{g \rho_{lp} H^{(0)} + P^{(0)} - P_3}. \quad (28)$$

Із рівняння (27) знаходимо

$$\alpha_G = \alpha_1(U_1^{(0)}) K_g^{1/2} = \frac{m_{g2}}{\sqrt{(P^{(0)} - P_2^{(0)}) P^{(0)}}}.$$

Допускаємо, що $U_1^{(0)} = 0,06 \text{ МПа}$.

Беручи до уваги лінійну залежність статичної характеристики регулюючого органу, отримаємо таке рівняння:

$$\alpha_G = \alpha_{U,1} U_1^{(0)}.$$

Звідси знаходимо

$$\alpha_{U,1} = \frac{\alpha_G}{U_1^{(0)}}.$$

З врахуванням відповідних

числових значень будемо мати:

$$\alpha_{U,1} = 4.3626 \frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot (\text{МПа})^2}.$$

Рівняння (3.24) розв'яжемо відносно

$$\alpha_{con} = \alpha_2(U_2^{(0)}) = \frac{m_{c2}}{\sqrt{g \rho_{lp} H^{(0)} + P^{(0)} - P_3}}.$$

Оскільки $\alpha_{con} = \alpha_{U,2} U_2^{(0)}$, то

$$\alpha_{U,2} = \frac{\alpha_{con}}{U_2^{(0)}}.$$

Приймаємо:

$$U_1^{(0)} = U_2^{(0)} = 0,06 \text{ МПа}.$$

Густина конденсату є такою [14]:

$$\rho_{lp} = 743,6 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Після врахування відповідних числових значень отримали такий

$$\text{результат: } \alpha_{U,2} = 8.2005 \frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot (\text{МПа})^2}.$$

Тепер знайдемо числове значення γ_g , яке обчислюється за такою формулою:

$$\gamma_g = \frac{R_g T_0}{V_0}.$$

Оскільки ємність має циліндричну форму, то $V_0 = \pi r_s^2 L_s$, де $L_s = 3,18$ м. Отже, $\gamma_g = 40,5455$ 1/(м·с²).

Після зроблених припущень і введених позначень математична модель динаміки процесу низькотемпературної сепарації буде такою:

$$\begin{aligned} \frac{dH}{dt} &= \frac{1}{V_0 \rho_{lp} q_p(H)} (\alpha \varepsilon_{lq}(P, P_1) \times \\ &\times \sqrt{K_g (P_1 - P) P_1 - \alpha_2 (U_2) \sqrt{g \rho_{lp} H + P - P_3}}); \\ \frac{dP}{dt} &= \frac{z_{gc}^2(P)}{(1 - \nu(H))(z_{gc}(P) - \zeta(P))} \times \\ &\times \gamma_g (\alpha \varepsilon_g(P, P_1) \sqrt{K_g (P_1 - P) P_1} - \\ &- \alpha_1 (U_1) \sqrt{K_g (P - P_2) P}) + \\ &+ \frac{P}{z_{gc}(P) V_0 \rho_{lp}} (\alpha \varepsilon_{lq}(P, P_1) \sqrt{K_g (P_1 - P) P_1} - \\ &- \alpha_2 (U_2) \sqrt{g \rho_{lp} H + P - P_3}), \end{aligned} \quad (30)$$

де $\varepsilon_{lq}(P, P_1)$ і $\varepsilon_g(P, P_1)$ слід обчислювати за формулами (24) і (25).

Математичні моделі (29) і (30) лінеаризували відносно ustalених значень $H^{(0)}$, $P^{(0)}$, $P_1^{(0)}$, $P_2^{(0)}$, $U_1^{(0)}$ і $U_2^{(0)}$. Для цього скористались програмою, яка створена в середовищі MatLab. Після обчислень отримали такий результат:

ПАРАМЕТРИ ЛІНЕАРИЗОВАНОЇ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ	
Елементи матриці А	
a11=3.2699e-02	a12=-1.0706e-01
a21=2.8212e+03	a22=-3.1898e+03
Елементи матриці В	
b11=0.0000e+00	b12=1.3088e+00
b21=-9.0573e+02	b22=2.8545e+00
Елементи матриці Gamma	
gm11=1.9656e-02	gm12=0.0000e+00
gm21=5.1126e+02	gm22=6.6273e+00

Знайдемо матричні передавальні функції процесу низькотемпературної сепарації. Для цього перетворимо

лінеаризовану математичну модель (22) і (23) за Лапласом при нульових початкових умовах. Отже,

$$\bar{Y}(p) = C(Ip - A)^{-1} (B\bar{U}(p) + \Gamma\bar{\omega}(p)). \quad (31)$$

Аналіз виразу (31) показує, що динамічні властивості сепаратора, як об'єкта автоматичного керування, характеризується двома матричними передавальними функціями: відносно вектору керуючих дій

$$W_{yu}(p) = C(Ip - A)^{-1} B \quad (32)$$

і відносно вектору збурень

$$W_{y\omega}(p) = C(Ip - A)^{-1} \Gamma. \quad (33)$$

З врахуванням отриманих матричних передавальних функцій $W_{yu}(p)$ і $W_{y\omega}(p)$, рівняння (31) набуде такого вигляду:

$$\bar{Y}(p) = W_{yu}(p)\bar{U}(p) + W_{y\omega}(p)\bar{\omega}(p). \quad (34)$$

На основі матричного рівняння (34) синтезована структурна схема процесу НТС, як об'єкта автоматичного керування (рис. 3).

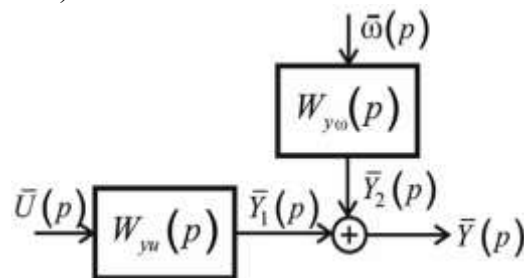


Рисунок 3 – Структурна схема процесу НТС як об'єкта автоматичного керування

Враховуючи, що C – одинична матриця, із матричного рівняння (33) знаходимо елементи матриці $W_{yu}(p)$, які визначають передавальні функції за каналами передачі « j – тий керуючий вплив – i – тий вихід».

$$w_{11}(p) = \frac{b_{11}p + a_{12}b_{21} - a_{22}b_{11}}{\Delta(p)},$$

$$w_{12}(p) = \frac{b_{12}p + a_{12}b_{22} - a_{22}b_{12}}{\Delta(p)},$$

$$w_{21}(p) = \frac{b_{21}p + a_{21}b_{11} - a_{11}b_{21}}{\Delta(p)},$$

$$w_{22}(p) = \frac{b_{22}p + a_{21}b_{12} - a_{11}b_{22}}{\Delta(p)},$$

де $\Delta(p) = w_{11}(p)w_{22}(p) - w_{12}(p)w_{21}(p)$;
 b_{ij} - елементи матриці B розміром 2×2 .

Аналогічні співвідношення отримані і для передавальних функцій $W_{y\omega}(p)$ за збуренням:

$$w_{11}^{(\omega)}(p) = \frac{\gamma_{11}p + a_{12}\gamma_{21} - a_{22}\gamma_{11}}{\Delta(p)},$$

$$w_{12}^{(\omega)}(p) = \frac{\gamma_{12}p + a_{12}\gamma_{22} - a_{22}\gamma_{12}}{\Delta(p)},$$

$$w_{21}^{(\omega)}(p) = \frac{\gamma_{21}p + a_{21}\gamma_{11} - a_{11}\gamma_{21}}{\Delta(p)},$$

$$w_{22}^{(\omega)}(p) = \frac{\gamma_{22}p + a_{21}\gamma_{12} - a_{11}\gamma_{22}}{\Delta(p)},$$

де γ_{ij} - елементи матриці Γ розміром 2×2 .

За знайденими передавальними функціями $w_{ij}(p)$, $i, j = 1, 2$ визначимо значення вихідних величин сепаратора відносно керуючих дій

$$Y_1^{(1)}(p) = w_{11}(p)U_1(p) + w_{12}(p)U_2(p), \quad (35)$$

$$Y_2^{(1)}(p) = w_{21}(p)U_1(p) + w_{22}(p)U_2(p), \quad (36)$$

і відносно збурень

$$Y_1^{(2)}(p) = w_{11}^{(\omega)}(p)\omega_1(p) + w_{12}^{(\omega)}(p)\omega_2(p), \quad (37)$$

$$Y_2^{(2)}(p) = w_{21}^{(\omega)}(p)\omega_1(p) + w_{22}^{(\omega)}(p)\omega_2(p), \quad (38)$$

де $Y_i^{(1)}(p)$, $i = 1, 2$ - компоненти вектора $\bar{Y}_1(p)$; $Y_i^{(2)}(p)$, $i = 1, 2$ - компоненти вектора $\bar{Y}_2(p)$ (рис. 3).

З врахуванням числових даних отримані такі передавальні функції низькотемпературного сепаратора відносно керуючих впливів:

$$w_{11}(p) = \frac{96,97}{p^2 + 3190p + 197,7};$$

$$w_{12}(p) = \frac{-9,057p + 0,2962}{p^2 + 3190p + 197,7};$$

$$w_{21}(p) = \frac{0,0131p + 41,74}{p^2 + 3190p + 197,7};$$

$$w_{22}(p) = \frac{2,855p + 3692}{p^2 + 3190p + 197,7};$$

і відносно збурень:

$$w_{11}^{(\omega)}(p) = \frac{0,01966p + 7,963}{p^2 + 3190p + 197,7};$$

$$w_{12}^{(\omega)}(p) = 0; \quad w_{21}^{(\omega)}(p) = 0;$$

$$w_{22}^{(\omega)}(p) = \frac{6,627p - 0,2167}{p^2 + 3190p + 197,7}$$

Отримані результати обчислень свідчать, що матриця зовнішніх впливів (збурень) $W_{y\omega}(p)$ - діагональна. Тому рівняння (37) і (38) набудуть такого вигляду:

$$Y_1^{(2)}(p) = w_{11}^{(\omega)}(p)\omega_1(p),$$

$$Y_2^{(2)}(p) = w_{22}^{(\omega)}(p)\omega_2(p).$$

Отримані результати дають змогу із матричного рівняння (34) знайти вирази для виходів сепаратора

$$Y_1(p) = w_{11}(p)U_1(p) + w_{12}(p)U_2(p) + w_{11}^{(\omega)}(p)\omega_1(p), \quad (39)$$

$$Y_2(p) = w_{21}(p)U_1(p) + w_{22}(p)U_2(p) + w_{22}^{(\omega)}(p)\omega_2(p). \quad (40)$$

На основі рівнянь динаміки процесу (39) і (40) створено структурну схему сепаратора як об'єкта автоматичного керування (рис. 4). Із цієї схеми видно наявність перехресних зв'язків між входами та виходами, що погіршують якість керування процесом.

На рис. 5 зображено реакцію керованого об'єкта (сепаратор С-2) на стрибкоподібних вхідних впливах $U_1^{(0)} = U_2^{(0)} = 0,025 \text{ МПа}$, яка обчислена за формулами (35) і (36).

Аналіз отриманих результатів показує, що процес низькотемпературної сепарації як об'єкт автоматичного керування має властивості самовирівнювання та є аперіодичним. Час перехідного процесу для сигналів, поданих на перший і другий входи, не перевищує 100 с.

На рис. 5 зображена реакція керованого об'єкта (сепаратор С-2) на стрибкоподібних вхідних впливах $U_1^{(0)} = U_2^{(0)} = 0,025 \text{ МПа}$, яка обчислена за формулами (35) і (36).

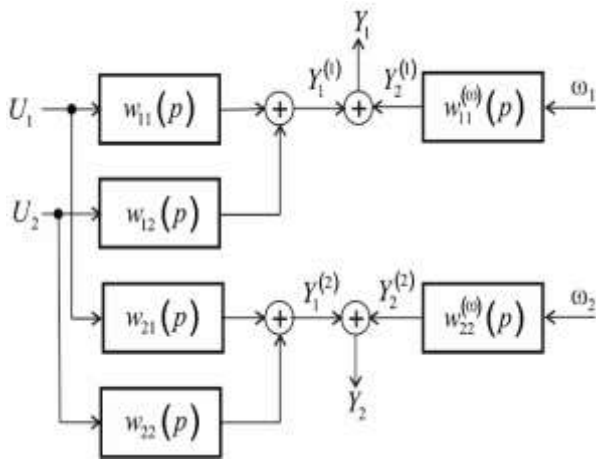
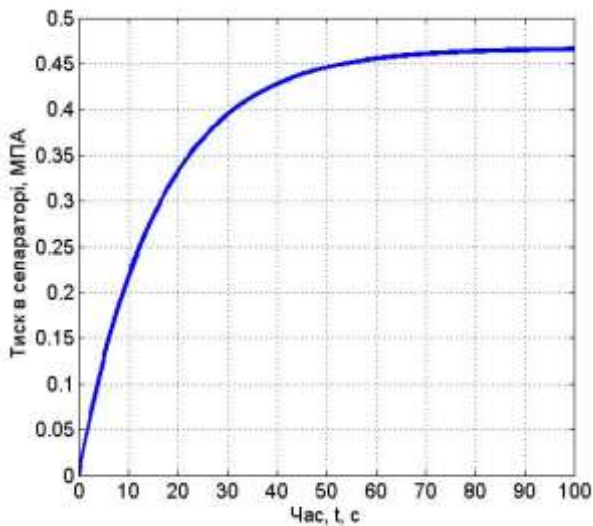
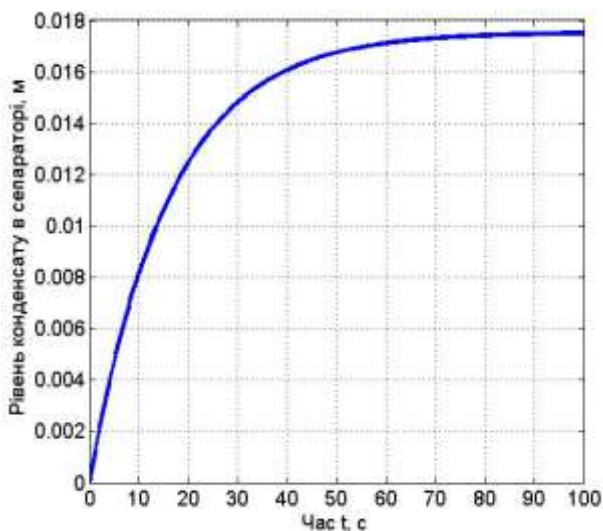


Рисунок 4 – Структурна схема низькотемпературного сепаратора



а



б

Рисунок 5 – Зміна тиску (а) і рівня конденсату (б) в сепараторі при стрибкоподібних входніх впливах

Таким чином, сепаратор як об'єкт автоматичного керування належить до класу багатовимірних об'єктів з внутрішніми перехресними зв'язками, що ускладнює задачу автоматичного керування таким об'єктом. Тому задачею подальшого дослідження є синтез автономної системи керування, що дасть змогу компенсувати перехресні зв'язки й тим самим значно покращити якість процесу керування.

Висновки

1. На основі закону збереження кількості речовини створено математичну модель процесу низькотемпературної сепарації у термінах «вхід-вихід» з врахуванням реальних умов протікання процесу НТС, яка є придатною для цілей керування.

2. Виконана лінеаризація математичної моделі процесу низькотемпературної сепарації за умови, що вихідні величини незначно відхиляються від усталених значень, що дало змогу отримати передавальні функції керованого об'єкта і на основі їх аналізу виявлено наявність перехресних зав'язків між входніми та вихідними величинами, що є основою для синтезу автоматичної системи керування процесом низькотемпературної сепарації.

Список використаних джерел

1. Szilas A. P. Production and Transport of Oil and Gas. Akademiai Kiado. Budapest, 1975. 264 p.

2. Abdel-Aal H. K., Mohamed Aggour, Fahim M. A. Petroleum and Gas Field Processing. Marcel Dekker, INC. New York Basel. 358 p.

3. Савченко О.О., Балінський О.С. Нагрівання природного газу за допомогою енергетичного роздільника на діючій газорозподільній станції. URL: <https://ena.lpnu.ua:8443/server/api/core/bitstreams/35d71acb-c02b-487f-860a-28eb2f95134b/content>

4. Кондрат О.Р., Гутак А.Д. Енергоефективна модифікація установки

низькотемпературної сепарації газу. *Нафтогазова галузь України*. 2015. № 5. С. 26–30.

5. Poling Bruce E., Prausnitz John M., O'Connell John P. *The Properties of Gases and Liquids*. McGraw Hill Professional. 2000. 768 p.

6. Горбійчук М. І., Кулинин Н. Л. Математична модель процесу низькотемпературної сепарації. *Науковий вісник Івано-Франківського національного технічного університету нафти і газу*. 2006. № 1 (13). С. 88-92.

7. Horbiychuk M.I., Yednak I.S., Skrypka O.A. Mathematical modelling of the low-temperature separation process. *Modern engineering and innovative technologies*. Vol. 27. Part 1. June 2023. Pp. 101–121. URL: <https://www.moderntechno.de/index.php/meit/issue/view/meit27-01/meit27-01>

8. Горбійчук М. І. Моделювання об'єктів і систем керування в нафтовій і газовій промисловості: навч. посібник. Частина 2. Івано-Франківськ: ІФДТУНГ, 1999. 226 с.

9. Астрелін І.М., Запольський А.К., Супрунчук В.І., Прокоф'єва В.М. Теорія процесів виробництв неорганічних речовин: навч. посібник. К.: Вища школа. 1992. 399 с.

10. Горбійчук М.І., Поварчук Д.Д. Математична модель системи керування процесом двоступеневої сепарації нафти. *Методи та прилади контролю якості*. 2017. № 2 (39). С. 107–116.

11. Каменська Т.А., Рудницька Г.А., Пономарьов М.Є. Фізична хімія. Хімічна термодинаміка: навч. посібник. К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського. 2021. 257 с.

12. Кропивницький Д.Р., Горбійчук М. І. Побудова математичної моделі бурового насосного агрегату для автоматичної системи керування тиском на його виході. *Методи та прилади контролю якості*. Івано-Франківськ: ІФНТУНГ. 2023. № 1 (50). С. 48–59.

13. Компресорні станції. Контроль теплотехнічних та екологічних характеристик газоперекачувальних агрегатів: СОУ 60.03-30019801-011:2004.

Офіц. вид. К.: ДК «Укртрансгаз». 2004. 117 с.

14. Горбійчук М.І., Єднак І.С. Математична модель статичного режиму процесу низькотемпературної сепарації.

15. Himmelblau D. M. *Process Analysis by Statistical Methods*. John Wiley and Sons, Inc. New York, London, Sydney, Toronto. 1970. 947 p. URL: <https://dokumen.tips/documents/process-analysis-by-statistical-methods-d-himmelblau.html?page=66> [in Ukrainian].

16. Ляпощенко О. О. Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації: дис. ... д-ра техн. наук: 05.17.08. Суми, 2016. 435 с.

17. Сусак О. М., Касперович В. К., Андріішин М. П. Трубопровідний транспорт газу: підручник. Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2013. 345 с.

References

1. Szilas A. R. *Production and Transport of Oil and Gas*. Akademiai Kiado. Budapest, 1975. 264 p.

2. Abdel-Aal H. K., Mohamed Aggour, Fahim M. A. *Petroleum and Gas Field Processing*. Marcel Dekker, INC. New York Basel. 358 p.

3. Savchenko O.O., Balinskyi O.S. *Nahrivannia pryrodnoho hazu za dopomohoiu enerhetychnoho rozdilnyka na diiuchii hazorozpodilnii stantsii*. URL: <https://ena.lpnu.ua:8443/server/api/core/bitstreams/35d71acb-c02b-487f-860a-28eb2f95134b/content> [in Ukrainian]

4. Kondrat O.R., Hutak A.D. *Enerhoefektyvna modyfikatsiia ustanovky nyzkotemperaturnoi separatsii hazu. Naftohazova haluz Ukrainy*. 2015. No 5. P. 26–30. [in Ukrainian]

5. Poling Bruce E., Prausnitz John M., O'Connell John P. *The Properties of Gases and Liquids*. McGraw Hill Professional. 2000. 768 p.

6. Horbiichuk M. I., Kulynyn N. L. *Matematychna model protsesu nyzkotemperaturnoi separatsii. Naukovyi visnyk Ivano-Frankivskoho natsionalnoho*

tekhnichnoho universytetu nafty i hazu. 2006. No 1 (13). P. 88-92. [in Ukrainian]

7. Horbiychuk M.I., Yednak I.S., Skrypka O.A. Mathematical modelling of the low-temperature separation process. *Modern engineering and innovative technologies*. Vol. 27. Part 1. June 2023. P. 101–121. URL: <https://www.modern techno.de/index.php/meit/issue/view/meit27-01/meit27-01>

8. Horbiichuk M. I. Modeliuvannia obektiv i system keruvannia v naftovii i hazovii promyslovosti: navch. posibnyk. Chastyna 2. Ivano-Frankivsk: IFDTUNH. 1999. 226 p. [in Ukrainian]

9. Astrelin I.M., Zapolskyi A.K., Suprunchuk V.I., Prokofieva V.M. Teoriia protsesiv vyrobnytstv neorhanichnykh rehovyn: navch. posibnyk. K.: Vyshcha shkola. 1992. 399 p.

10. Horbiichuk M.I., Povarchuk D.D. Matematychna model systemy keruvannia protsesom dvostupenevoi separatsii nafty. *Metody ta prylady kontroliu yakosti*. 2017. No 2 (39). P. 107–116. [in Ukrainian]

11. Kamenska T.A., Rudnytska H.A., Ponomarov M.Ie. Fizychna khimii. Khimichna termodynamika: navch. posibnyk. K.: KPI im. Ihoria Sikorskoho. 2021. 257 p. [in Ukrainian]

12. Kropyvnytskyi D.R., Horbiichuk M. I. Pobudova matematychnoi modeli burovoho nasosnoho ahrehatu dlia avtomatychnoi systemy keruvannia tyskom na yoho vykhodi. *Metody ta prylady kontroliu yakosti*. Ivano-Frankivsk: IFNTUNH. 2023. No 1 (50). P. 48–59. [in Ukrainian]

13. Kompresorni stantsii. Kontrol teplotekhnichnykh ta ekolohichnykh kharakterystyk hazoperekachuvalnykh ahrehativ: SOU 60.03-30019801-011:2004. Ofits. vyd. K.: DK «Ukrtranshaz». 2004. 117 p. [in Ukrainian]

14. Horbiichuk M.I., Yednak I.S. Mathematical Model Of The Static Mode Of The Low-temperature Separation Process. URL - <https://doi.org/10.30890/2709-2313.2024-29-00-023>

15. Himmelblau D. M. Process Analysis by Statistical Methods. John Wiley and Sons, Inc. New York, London, Sydney, Toronto. 1970. 947 p. URL:

<https://dokument.tips/documents/process-analysis-by-statistical-methods-d-himmelblau.html?page=66> [in Ukrainian].

16. Liaposhchenko O. O. Teoretychni osnovy protsesiv inertsiiino-filtruiuchoi separatsii: dys. ... d-ra tekhn. nauk: 05.17.08. Sumy. 2016. 435 p. [in Ukrainian]

17. Susak O. M., Kasperovych V. K., Andriishyn M. P. Truboprovodnyi transport hazu: pidruchnyk. Ivano-Frankivsk: IFNTUNH. 2013. 345 p. [in Ukrainian]

MATHEMATICAL MODEL OF THE DYNAMIC PROCESS OF LOW-TEMPERATURE SEPARATION

M. I. Horbiychuk, I. S. Yednak

Ivano-Frankivsk National Technical University of Oil and Gas, 15 Karpatska St., Ivano-Frankivsk, 76019, e-mail: ihor4698@gmail.com