



**КАПИТЕЛ 5 / CHAPTER 5<sup>5</sup>**  
**MATHEMATICAL MODEL OF THE STATIC MODE OF THE LOW-TEMPERATURE SEPARATION PROCESS**

**DOI: 10.30890/2709-2313.2024-29-00-023**

## Вступ

Газ, який потупає із свердловини, вмішує цілий ряд домішок – кисень, азот, конденсат та ін. Перш ніж направити газ споживачам ого очищають, пропускаючи через технологічні апарати – сепаратори. Процес сепарації газу протікає у дві стадії. На першій стадії із газу вилучають механічні домішки, а на другій – воду конденсат і важкі вуглеводні.

Якщо газ із свердловини виходить під високим тиском (не менше 14 МПа), то для його очищення від домішок використовують низькотемпературну сепарацію (НТС). В основі методу НТС лежить ефект Джоуля-Томсона, у відповідності з яким газ змінює свою температуру при різкому пониженні тиску.

Ефективність процесу НТС залежить від належної підтримки технологічного регламенту, який визначений для низькотемпературного сепаратора. У результаті зміни умов протікання процесу НТС відбувається відхилення режимних параметрів від визначених технологічним регламентом. Тому для підтримки технологічних параметрів на заданих значеннях використовують системи автоматичної стабілізації, які здебільшого є одноконтурними і не враховують наявності внутрішніх зав'язків між технологічними параметрами, що погіршує ефективність процесу сепарації, а також приводить до втрат таких цінних компонентів як конденсат і важкі вуглеводні.

Для синтезу ефективних систем автоматичного керування процесом НТС необхідно створити адекватні математичні моделі у термінах «вхід-вихід», що в певній мірі вирішує дана робота.

---

<sup>5</sup>*Authors: Horbivchuk Mykhailo Ivanovych, Yednak Ihor Stepanovych*



## 5.1. Аналіз літературних джерел

Особливістю процесу НТС є зміна стану газового потоку при проходженні його через технологічні апарати, що утруднює його математичний опис.

Газ, який поступає на установку НТС, дроселюється, що спричиняє турбулентну течію газу, а після входження в сепаратор потік переходить в рівномірний стан [1]. У залежності від характеру потоку - докритичний чи надкритичний, що протікає через дросельний пристрій, витрату газу обчислюють за різними формулами [2]. При проходженні газу під високим через дросель виникає ефект Джоуля – Томсона, що спричиняє зниження температури і тиску. При зниженні тиску на 1 МПа температура газу знижується [3] на 5,5 °С.

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 [4]. Рівноважний стан системи «рідина-газ» характеризується певною температурою  $T$  і тиском  $P$ . Допустимо, що система «рідина-газ», яка знаходиться у рівновазі складається із  $i$  компонентів. Тоді умова термодинамічної рівноваги задається такою рівністю [5]:

$$f_i^{(V)} = f_i^{(L)},$$

де  $f$  - фугітивність (леткість);  $V$  – рідина;  $L$  – пар.

При моделюванні процесу низькотемпературної сепарації однією із основних задач є виявлення взаємозв'язку між складом суміші і фугітивностями  $f_i^{(V)}$  і  $f_i^{(L)}$ .

Фугітивність 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.

Фугітивність  $i$ -го компоненту залежить від температури, тиску і складу



суміші. Треба відзначити, що не існує аналітичної залежності для визначення фугітивності як функції від перерахованих параметрів. На теперішній час не існує аналітичних залежностей, які би у замкнутій формі описували фугітивність як функцію тиску, температури і складу суміші системи «газ-рідина». Для обчислення фугітивності використовують числові методи, в основі яких лежать рівняння стану реального газу. У роботі [6] фугітивність запропоновано визначати на основі рівняння Ван-дер-Ваальса, яке має обмежене застосування ( $P \leq 5 \text{ МПа}$ ). Інший підхід до визначення фугітивності ґрунтується на використанні поняття енергії Гіббса [7]. Отримана формула дає змогу обчислити фугітивність через коефіцієнт стисливості газу.

Для розрахунку коефіцієнта стисливості газу запропоновано цілий ряд методів, які ґрунтуються на рівняннях станів газу, на основі віріальних рівнянь та спеціальних методів багатоконстантних рівнянь [8], які вимагають знання складу газової суміші і мають складні алгоритми розрахунку. Спрощений метод розрахунку коефіцієнта стисливості газової суміші, який придатний для моделювання технологічних процесів в термінах «вхід-вихід», використовує модифіковане рівняння Бенедікта-Вебба-Рубенса [9].

Переважає більшість математичних моделей процесу НТС зорієнтована на вирішення технологічних задач. Для синтезу автоматичних систем керування необхідні математичні моделі в термінах «вхід-вихід». Моделі такого типу частково отримані в роботах [1] і [10].

Відмітимо, що в роботах [5] і [10] відношення фугітивності до тиску взяті рівним одиниці. Таке допущення справедливе лише для невисоких тисків і воно вносить лише наближено описує статичні і динамічні властивості процесу НТС.

Для стабілізації технологічних параметрів НТС використовують одноконтурні системи автоматичного регулювання тиску, рівня рідини та температури [11].

Таким чином, математичний опис процесу низькотемпературної сепарації здебільшого орієнтований на синтез одно контурних систем керування [10]. Як показує проведений аналіз літературних джерел, існують внутрішні зв'язки між



вихідними величинами в сепараторах як першої, так і другої ступені сепарації газової суміші, видобутої з газових свердловин. Не врахування внутрішніх зв'язків значно погіршує якість процесу керування.

*Мета роботи* є створення математичної моделі статичного режиму низькотемпературної сепарації з врахуванням реального стану системи «конденсат-газ», що є передумовою синтезу математичної моделі динаміки процесу низькотемпературної сепарації з подальшою перспективою розроблення системи автоматичного керування з врахуванням внутрішніх перехресних зав'язків, які існують між технологічними параметрами процесу.

Поставлена мета вимагала вирішення в роботі таких завдань:

- на основі фізичних закономірностей, які притаманні процесу низькотемпературної сепарації, створити його статичну модель;
- виявити вхідні і вихідні величини об'єкту керування, сформулювати основні допущення та створити математичну модель статички процесу низькотемпературної сепарації з врахуванням реального стану газової системи.

## 5.2. Математична модель статички процесу низькотемпературної сепарації

Строшена функціональна схема установки НТС зображена [10] на Рисунок 1. Газ, видобутий із свердловини, надходить до установки комплексної підготовки газу (УКПГ). Після УКПГ природний газ попередньо дроселюється (або без дроселювання) подається на вхід сепаратора С-1 (Рисунок 1). У сепараторі С-1 відбувається відокремлення крапельної рідини. Далше газ через теплообмінник Т1 поступає до сепаратора С-2 через штуцер або ежектор. У теплообміннику Т1 відбувається охолодження газу за допомогою теплоносія (газу), який подається в міжтрубний простір теплообмінника Т1. З виходу сепаратора С-2 осушений газ надходить до теплообмінника, де підігрівається і після вимірювання подається до газового колектору. Для запобігання гідроутворення до вхідного газового потоку перед сепаратором С-2 додають



діетеленгліколь (ДЕГ). За рахунок різниці густин конденсату і ДЕГ відбувається гравітаційне розділення рідких фаз і виділений ДЕГ потрапляє в ємності P\_1 і P-2 (Рисунок 1).

Математичну модель процесу НТС розроблена при таких допущеннях [5, 10]:

- температурний режим в сепараторі С-2 (Рисунок 1) підтримується незмінним;
- густина рідинної фази в сепараторі є постійною;
- відомий хімічний склад газу, який поступає на сепарацію та мольна частка  $\mu_{0i,s}$  його компонентів;
- мольна частка газу в суміші на вході в сепаратор С-2 відома і залишається незмінною на протязі часу спостережень;

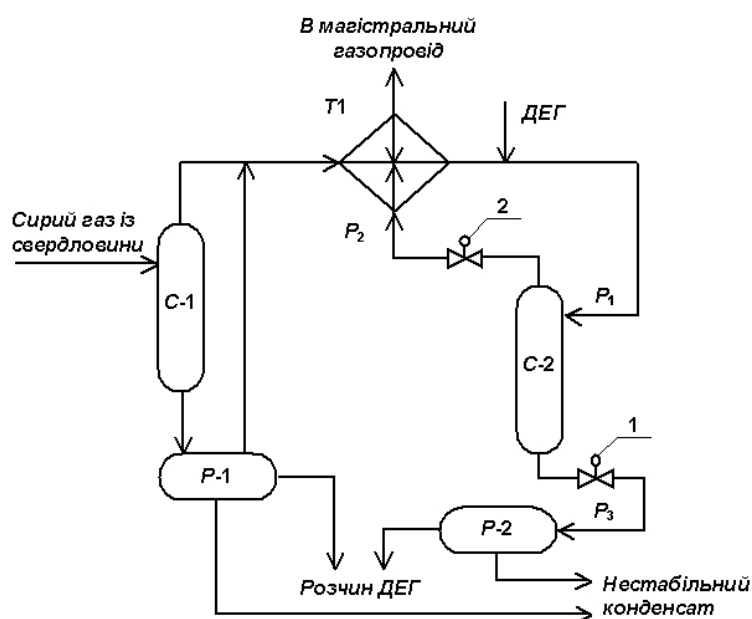


Рисунок 1. Спрощена функціональна схема установки НТС

Виходячи із аналізу процесу низькотемпературної сепарації, як об'єкта автоматичного керування, прийmemo 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 і вході сепаратора С-2 (Рисунок 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, Рисунок 1).

В умовах рівноважного стану низькотемпературна сепарація протікає як обмін між рідкою і газовою фазами. Рушійною силою такого процесу є хімічний потенціал. Кількісна оцінка хімічного потенціалу має назву леткості (фугітивності), яка визначається формулою (1). Така оцінка була введена Гібсом для характеристики загальних умов рівноваги.

Допустимо, що на вхід сепаратора С-2 (Рисунок 1) поступає газова суміш, яка складає  $M$  молей. Позначимо через  $M_{con}$  і  $M_g$  кількість молей конденсату і газу в загальному потоці газової суміші. Відношення

$$f_d = \frac{M_{con}}{M} \quad (1)$$

визначає мольну частину конденсату, а

$$1 - f_d = \frac{M_g}{M} \quad (2)$$

загальна частина газу в суміші, яка поступила в сепаратор С-2.

Знаючи мольні частки  $\mu_{i,s}$  і  $\mu_{i,g}$  конденсату і газу  $i$ -тих компонентів у газовій суміші, складемо рівняння матеріального балансу для  $i$ -го компоненту

$$M\mu_{0i,s} = M_{con}\mu_{i,s} + M_g\mu_{i,g},$$

де  $\mu_{0i,s}$  - мольні частки компонентів в нафтогазовій суміші, яка поступає на сепарацію.

Розділимо останнє рівняння на  $M$  і врахуємо (1) і (2). Тоді отримаємо:

$$\mu_{0i,s} = f_d\mu_{i,s} + (1 - f_d)\mu_{i,g}. \quad (3)$$

Для парорідинної системи між  $\mu_{i,s}$  і  $\mu_{i,g}$  існує таке співвідношення [4]:

$$P\mu_{i,g} = \mu_{i,s}f_i(P, T),$$



де  $f_i(P, T)$  – фугітивність  $i$  – го компоненту, яка є функцією тиску  $P$  і температури  $T$ .

Із останньої формули визначимо

$$\mu_{i,g} = \frac{\mu_{i,s} f_i(P, T)}{P}$$

і отримане значення  $\mu_{i,g}$  підставимо у (3). Тоді

$$\mu_{i,s} = \frac{\mu_{0i,s}}{f_d + (1 - f_d) f_i(P, T) P^{-1}}$$

Оскільки зроблено допущення, що температурний режим в сепараторі С-2 (Рисунок 1) підтримується постійним, то  $f_i(P, T) = f_i(P)$ . Тому

$$\mu_{i,s} = \frac{\mu_{0i,s}}{f_d + (1 - f_d) f_i(P) P^{-1}} \quad (4)$$

Відоме значення  $\mu_{i,s}$  дає змогу визначити число молей  $i$  – го компонента конденсату в рідкій фазі

$$M_{con,i} = M_{con} \mu_{i,s}$$

У відповідності з формулою (1)  $M_{con} = M f_d$ . Тому  $M_{con,i} = M f_d \mu_{i,s}$ . В останній вираз замість  $\mu_{i,s}$  підставимо його значення із (4). У результаті отримаємо

$$M_{con,i} = M f_d \frac{\mu_{0i,s}}{f_d + (1 - f_d) f_i(P) P^{-1}} \quad (5)$$

Якщо конденсат вміщує  $N_{con}$  компонентів, то на виході із сепаратора С-2 (Рисунок 1), матимемо таку загальну кількість молей конденсату

$$M_{con}^{(out)} = \sum_{i=1}^{N_{con}} M_{con,i}$$

Після врахування значення  $M_{con,i}$ , яке визначено формулою (5), отримаємо

$$M_{con}^{(out)} = M f_d \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s}}{f_d + (1 - f_d) f_i(P) P^{-1}} \quad (6)$$



Очевидно, що кількість молей газу на виході сепаратора С-2 це різниця між загальною кількістю молей газової суміші і кількістю молей конденсату, тобто

$$M_g^{(out)} = M - M_{con}^{(out)}$$

Оскільки значення  $M_{con}^{(out)}$  обчислюється за формулою (6), то

$$M_g^{(out)} = M \left( 1 - f_d \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s}}{f_d + (1-f_d) f_i (P) P^{-1}} \right)$$

Позначимо через  $\eta_i$  масову концентрацію кожного компонента суміші, що поступає в сепаратор С-2. Нехай  $\mu_{w,i}$  молярна маса  $i$ -го компонента суміші. Тоді маса  $i$ -го компонента в суміші буде такою:

$$G_i = \eta_i G_c, \quad (7)$$

де  $G_c$  - загальна маса суміші, що поступає в сепаратор С-2 (Рисунок 1), а загальну кількість молей  $i$ -го компонента в суміші можна обчислити так:

$$M_i = \frac{G_i}{\mu_{w,i}} \quad (8)$$

Якщо  $N_c$  кількість компонентів в суміші, що поступає в сепаратор С-2, то загальна кількість молей буде такою:

$$M = \sum_{i=1}^{N_c} M_i$$

Значення  $M_i$  знайдемо за формулою (8). Тоді останнє співвідношення буде таким:

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

Оскільки  $G_i$  можна знайти за формулою (7), то

$$M = G_c \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\eta_i}{\mu_{w,i}} \quad (9)$$

За аналогією з формулою (6) можемо стверджувати, що





$M_{con}^{(in)} = M f_d \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s}}{f_d + (1-f_d) f_i(P) P^{-1}}$ , але в цьому випадку загальна кількість молей слід обчислювати за (9). Отже,

$$M_{con}^{(in)} = G_c f_d \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s}}{f_d + (1-f_d) f_i(P) P^{-1}}$$

Тепер знайдемо кількість конденсату, що поступає в сепаратор 4 (Рисунок 1)

$$G_{con}^{(in)} = G_c f_d \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1-f_d) f_i(P) P^{-1}} \quad (10)$$

Перейдемо від загальної кількості конденсату до масових витрат. Для цього введемо такі позначення:  $m_{con}$  - маса конденсату, що поступає в сепаратор С-2 за одиницю часу;  $m_{mix}$  - масова витрата суміші на вході сепаратора С-2. Тоді на основі формули (10) зможемо записати

$$m_{con} = m_{mix} f_d \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1-f_d) f_i(P) P^{-1}} \quad (11)$$

Оскільки між масовими витратами суміші  $m_{mix}$  і газу  $m_g$  існує таке співвідношення:  $m_{mix} = m_{con} + m_g$ , то  $m_g = m_{mix} - m_{con}$ , або, враховуючи (11), маємо

$$m_g = m_{mix} (1-f_d) \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1-f_d) f_i(P) P^{-1}} \quad (12)$$

Формули (11) і (12) отримані без врахування води і гліколю, які присутні в газовій суміші, що поступає в сепаратор.

У газовій суміші, яка поступає на сепарацію в установку С-2 (Рисунок 1), є певна кількість води. Максимальна її кількість характеризується вологовмістом. Цей показник залежить від точки роси суміші. Точка роси визначається температурою, при якій газ переходить в насичений стан при заданому тискові. Якщо система (газова суміш) знаходиться в рівноважному стані, то вологовміст газу обчислюють за формулою Бюкачека

$$b_{mc} = a_{m,1} / P + a_{m,2},$$



де  $a_{m,1}$  і  $a_{m,2}$  - емпіричні коефіцієнти.

За відомим значенням вологовмісту можна визначити  $b_{mc}$  масу води, яка поступила в сепаратор

$$m_w = b_{mc} m_{mix}^{(v)},$$

де  $m_{mix}^{(v)}$  - об'ємна витрата води у початковій суміші. Так як масова  $m_{mix}$  і об'ємна  $m_{mix}^{(v)}$  витрати пов'язані між собою співвідношенням  $m_{mix}^{(v)} = m_{mix} / \rho_{mix}$ , де  $\rho_{mix}$  - густина початкової газової суміші, то

$$m_w = b_{mc,1} m_{mix} / \rho_{mix}. \quad (13)$$

Густину  $\rho_{mix}$  обчислюють за такою формулою:

$$\rho_{mix} = \frac{1}{N_A} \sum_{i=1}^{N_c} \mu_{0i,s} \mu_{w,i},$$

де  $N_A = 22,4$  - число Авогадро.

Для запобігання гідроутворення в сепаратор 4 поступає гліколь (Рисунок 1) у кількості

$$m_{gl} = \frac{\Delta m_w z_2}{z_1 - z_2}, \quad (14)$$

де  $z_1$ ,  $z_2$  - відносні одиниці кількості гліколю на вході теплообмінника Т1 і виході із сепаратора С-2 (Рисунок 1).

Під дією гліколю в потоці газу на виході із сепаратора 4 змінюється кількість вологи на таку величину:

$$\Delta m_w = m_w - m_w^{(2)},$$

де  $m_w^{(2)}$  - кількість вологи в газі на виході із сепаратора, віднесеної до одиниці газу.

Значення  $m_w^{(2)}$  обчислимо за формулою, яка аналогічна (13), тобто

$$m_w^{(2)} = b_{mc,2} m_{mix} / \rho_{mix}. \quad (15)$$



Після врахування формул (13) і (15), отримаємо

$$\Delta m_w = (b_{mc,1} - b_{mc,2}) m_{mix} / \rho_{mix},$$

або

$$\Delta m_w = \Delta b_{mc} m_{mix} / \rho_{mix}, \quad (16)$$

де  $\Delta b_{mc} = b_{mc,1} - b_{mc,2}$ .

Знаючи  $\Delta m_w$ , можемо обчислити

$$m_{gl} = \frac{\Delta b_{mc} m_{mix} z}{\rho_{mix}}, \quad (17)$$

де  $z = \frac{z_2}{z_1 - z_2}$ .

Отримані значення  $m_{mix}$ ,  $m_w$  і  $m_{gl}$ , дають змогу обчислити масову витрату суміші, що поступає на вхід сепаратора С-2

$$m = m_{mix} + m_w + m_{gl}.$$

Після врахування складових  $m_w$  і  $m_{gl}$ , що входять в останню формулу, отримаємо

$$m = m_{mix} \left( 1 + \frac{1}{\rho_{mix}} (b_{mc,1} + \Delta b_{mc} z) \right).$$

Звідси

$$m_{mix} = m \left( 1 + \frac{1}{\rho_{mix}} (b_{mc,1} + \Delta b_{mc} z) \right)^{-1}.$$

Приймаючи до уваги, що  $b_{mc,1} = a_{m,1}^{(1)} / P_1 + a_{m,2}^{(1)}$  і  $b_{mc,2} = a_{m,1}^{(2)} / P + a_{m,2}^{(2)}$ , введемо

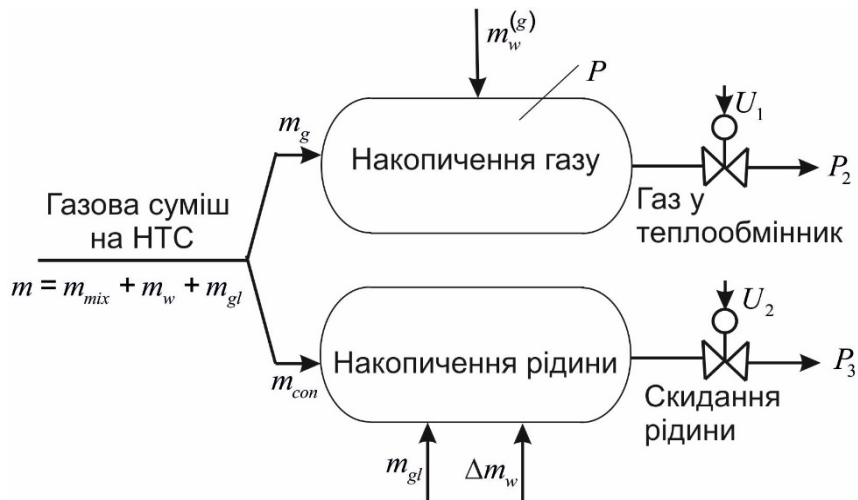
таке позначення:  $\theta(P, P_1) = \left( 1 + \frac{1}{\rho_{mix}} (b_{mc,1} + \Delta b_{mc} z) \right)^{-1}$ . Тоді

$$m_{mix} = m \theta(P, P_1). \quad (18)$$

Формула (18) визначає матеріальний баланс для рідинної фази, що поступає в сепаратор С-2.



На Рисунок 2 зображено схему матеріальних потоків установки другої ступені сепарації, із якого випливає, що  $m_g^{(2)} = m_g + m_w^{(g)}$ .



**Рисунок 2. Схема матеріальних потоків установки НТС**

Газ, який отриманий у результаті сепарації в кількості  $m_g$  за одиницю часу, слід обчислювати за формулою (12). За аналогією з формулою (13) знайдемо

$$m_w^{(g)} = \frac{m_{mix} b_{mc,2}}{\rho_{mix}}$$

Оскільки  $m_g$  обчислюється за формулою (12), то

$$m_g^{(2)} = m_{mix} \left( (1 - f_d) \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1 - f_d) f_i(P) P^{-1}} + \frac{b_{mc,2}}{\rho_{mix}} \right)$$

Враховуючи формулу (16), маємо

$$m_g^{(2)} = \theta(P, P_1) \left( (1 - f_d) \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1 - f_d) f_i(P) P^{-1}} + \frac{b_{mc,2}}{\rho_{mix}} \right) m \quad (19)$$

Введемо таке позначення:

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

Тоді (19) набуде такого вигляду:

$$m_g^{(2)} = \varepsilon_g(P, P_1) m \quad (20)$$



Величина  $\varepsilon_g(P, P_1)$  носить назву коефіцієнта сепарації газу [5].

Кількість рідкої фази, яка утворилась у результаті сепарації, визначимо за аналогією до формули (20). Отже, (Рисунок 2),

$$m_{lq}^{(2)} = m_{con} + m_{dl} + \Delta m_w.$$

Складові, що розміщені у правій частині останнього рівняння, визначені формулами (11), (16) і (17). Тому

$$m_{lq}^{(2)} = m_{mix} \left( f_d \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1-f_d) f_i(P) P^{-1}} + \frac{\Delta b_{mc} (z+1)}{\rho_{mix}} \right).$$

Після врахування формули (24), отримаємо

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

Останню формулу запишемо у такому вигляді:

$$m_{lq}^{(2)} = \varepsilon_{lq}(P, P_1) m, \quad (21)$$

де  $\varepsilon_{lq}(P, P_1)$  - коефіцієнт відділення рідинної фази від газу [5].

Рівняння (20) і (21) описують рівноважний стан процесу низькотемпературної сепарації за умови, що температурний режим в сепараторі є незмінним.

Для знаходження фугітивності як функції тиску, зробимо таке допущення: замінимо фугітивність  $f_i(P)$ , яка визначається для кожного  $i$ -го компонента газової суміші, на усереднену фугітивність  $f(P)$  для відомого складу газової суміші. Тоді значення  $f(P)$  визначимо за такою формулою [7]:

$$\ln \frac{f}{P} = - \int_{P_1}^P (1-z) \frac{dP}{P}, \quad (22)$$

де  $z$  - коефіцієнт стисливості газу.

Коефіцієнт стисливості газу  $z$  є функцією тиску  $P$  і температури  $T$ , тобто у загальному випадку  $z = \varphi_z(P, T)$ . Залежність  $\varphi_z(P, T)$  визначається на основі



емпіричних процедур, з яких найбільше визнання знайшла процедура Бенедікта-Вебба-Рубіна [4, 9].

Проведені дослідження показали, що для робочих тисків і температур, які характерні для процесу низькотемпературної сепарації, залежність  $\varphi_z(P, T)$  можна апроксимувати поліномом другого порядку:

$$\varphi_z(P, T) = a_0 + a_1P + a_2T + a_3P^2 + a_4T^2 + a_5PT \quad (23)$$

Для діапазону тисків  $P \in [1:15]$  МПа і температур  $T \in [243:263]$  °К за певним планом [10] обчислені значення коефіцієнта стисливості  $z$  для суміші газів, для яких густина  $\rho_0 = 0.8325 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ . За методикою роботи [12] у кожній точці вибраного плану з координатами  $(P_i, T_i)$  обчислювали значення  $z_i$ ,  $i = \overline{1, N}$ . Результати обчислень відображає Рисунок 3, на якому синім кольором зображені розрахункові значення  $z_i$ , а червоним – значення які обчислені за формулою (23). Отримані такі значення коефіцієнтів моделі (23):

Коефіцієнти регресійного полінома

$$a_0 = -1.0643e+00 \quad a_1 = -1.4509e-01 \quad a_2 = 1.5733e-02$$

$$a_3 = 1.4264e-03 \quad a_4 = -2.9531e-05 \quad a_5 = 3.7920e-04$$

Адекватність отриманого регресійного полінома (23) визначалась шляхом обчислення коефіцієнта кореляції між «експериментальними» і розрахованими даними. Оскільки коефіцієнт кореляції  $K_z = 0,998$ , то можна стверджувати, що з достатньою для практики точністю регресійний поліном (23) апроксимує залежність  $\varphi_z(P, T)$ .

Графік залежності  $z(P)$  при  $T = T_0 = 252$  °К зображений на Рисунок4, із якого видно, що при тискові  $P = 1$  МПа коефіцієнт стисливості наближається до одиниці, а зі збільшенням тиску його значення зменшується.

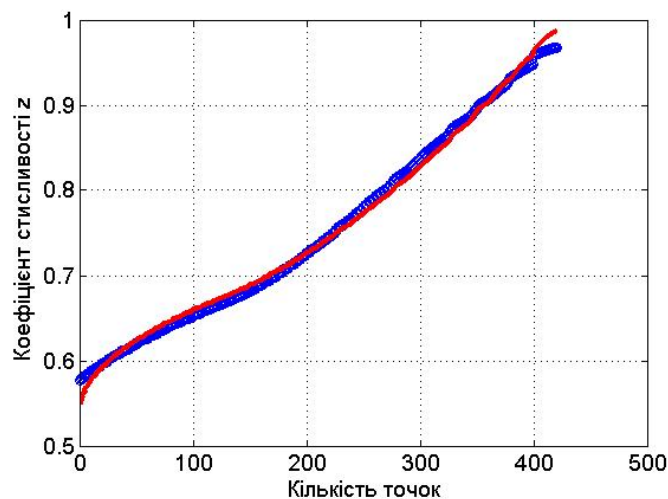


Рисунок 3. Залежність  $\varphi_z(P, T)$  та її апроксимація поліномом (23)

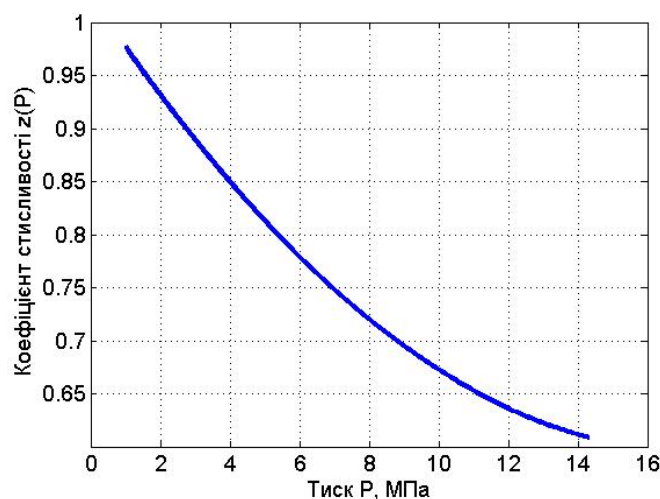


Рисунок 4. Ізотерма коефіцієнта стисливості газу як функція тиску

При допущенні, що температура  $T$  в сепараторі підтримується постійною, коефіцієнт стисливості газу буде тільки функцією тиску  $P$ . Тоді формула (22) набуде такого вигляду:

$$\ln \frac{f(P)}{P} = - \int_{P_1}^P (1 - z(P)) \frac{dP}{P} \quad (24)$$

За умови, що  $T = T_0$  - постійна величина, функція (23) набуде такого значення:

$$z(P) = A_0 + A_1 P + A_2 P^2, \quad (25)$$

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



Якщо тепер  $z(P)$  із (25) підставити в формулу (24), то отримаємо:

$$\ln \frac{f(P)}{P} = - \int_{P_1}^P \left( \frac{1-A_0}{P} - A_1 - A_2 P \right) dP$$

Після виконання операції інтегрування, приходимо до такого виразу:

$$\ln \frac{f(P)}{P} = -\alpha_p + \varphi_p(P), \quad (26)$$

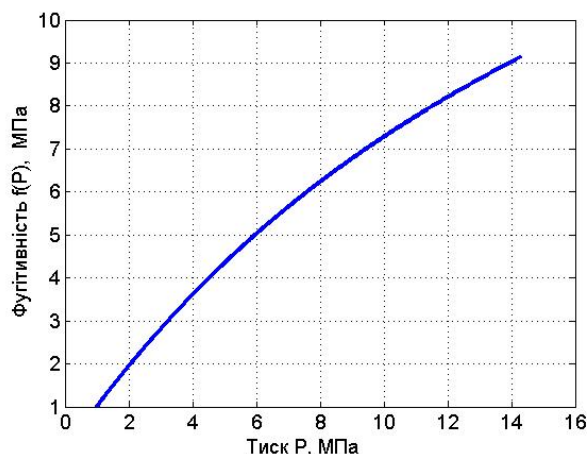
де  $\alpha_p = A_1 P_1 + \frac{1}{2} A_2 P_1^2$ ;

$$\varphi_p(P) = (A_0 - 1) \ln \frac{P}{P_1} + A_1 P + \frac{1}{2} A_2 P^2$$

Розв'язавши рівняння (26), отримаємо

$$f(P) = P \exp(-\alpha_p + \varphi_p(P)). \quad (27)$$

На Рисунок 5 зображена залежність  $f(P)$ , яка отримана при  $P_1 = 1 \text{ МПа}$  і  $T_0 = 252 \text{ °К}$  ( $-21 \text{ °C}$ ).



**Рисунок 5. Залежність фугитивності від тиску при постійній температурі**

З врахуванням фугитивності, яка визначена формулою (27), рівноважний стан системи «газ-конденсат» описує така система рівнянь:





$$m_g^{(2)} = \theta(P, P_1) \left( (1 - f_d) \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1 - f_d) \gamma(P)} + \frac{b_{mc,2}}{\rho_{mix}} \right) m, \quad (28)$$

$$m_{iq}^{(2)} = \theta(P, P_1) \left( f_d \sum_{j=1}^{N_c} \frac{\eta_j}{\mu_{w,j}} \sum_{i=1}^{N_{con}} \frac{\mu_{0i,s} \mu_{w,i}}{f_d + (1 - f_d) \gamma(P)} + \frac{\Delta b_{mc} (z + 1)}{\rho_{mix}} \right) m. \quad (29)$$

за умови, що температурний режим в сепараторі є незмінним.

У формулах (28) і (29)  $\gamma(P) = \frac{f(P)}{P}$  - коефіцієнт фугітивності.

Таким чином, отримана залежність фугітивності газової системи як функція тиску дасть змогу (при постійній температурі) підвищити точність математичної моделі процесу низькотемпературної сепарації як об'єкта автоматичного керування.

## Висновки

1. На основі закону збереження кількості речовини і масообміну між рідкою фазою і газом в низькотемпературному сепараторі, отримана математична модель статичного режиму процесу низькотемпературної сепарації, яка є основою для створення математичної моделі, що описує динаміку низькотемпературного сепаратора.

2. Отримані залежності коефіцієнта стисливості реального газу від тиску і температури, в діапазоні робочих режимів процесу НТС, дали змогу визначити ізотермічну залежність фугітивності від тиску, що є передумовою побудови адекватної математичної моделі процесу НТС, придатної для синтезу системи автоматичного керування процесом НТС.