

УДК 622.279.72:62-52(047)

Г. В. Кулінченко¹
А. В. Павлов¹
П. В. Леонтєв¹**ФОРМУВАННЯ ПІДХОДУ ДО ПОБУДОВИ РЕГУЛЯТОРА
ПРОЦЕСУ НИЗЬКОТЕМПЕРАТУРНОЇ СЕПАРАЦІЇ
ПРИРОДНОГО ГАЗУ**¹Сумський державний університет

Проаналізовано модель низькотемпературної сепарації природного газу з метою оцінки керованості процесу видалення вологи з газу. Проведено моделювання об'єкта в середовищі Matlab. Сформульовано підхід до побудови регулятора нелінійним об'єктом керування із затримкою.

Ключові слова: низькотемпературна сепарація газу, математична модель, регулятор, теплообмінник, дросель, сепаратор, канал керування, температура точки роси.

Вступ

Основним завданням підготовки природного газу до транспортування та експлуатації, є зменшення в його складі вмісту вологи та конденсату. Ефективність вирішення цього завдання залежить від результатів застосування засобів автоматизації процесу та функціонування вибраних регуляторів. Слід зазначити, що розробка зазначених регуляторів ускладнюється не тільки характером процесів, що відбуваються в процесі сепарації газу, але й нечітко сформованими критеріями керування.

На підприємствах газової промисловості, в установках підготовки природного газу (УКПГ), оцінка вологості природного газу базується на вимірюваннях точки роси. Цей метод полягає у визначенні температури, до якої необхідно охолодити (за незмінного тиску) ненасичений газ для того, щоб довести його до стану насичення. Практично температура точки роси (ТТР) визначається по початку конденсації водяної пари на плоскій поверхні твердого тіла (металевого дзеркальця, тощо), що охолоджується в атмосфері вологого газу [1]. Умовою коректності процесу вимірювань є обов'язковий контроль температури і тиску досліджуваного середовища. Властивості газу в значній мірі залежать від його температури. Якщо ця обставина в регуляторах не враховується, то це призводить до неоптимальності налаштувань регулятора і, як наслідок, підвищення працевтрат під час його налаштування, а також зниженню енергоефективності керування. Це особливо актуально для ділянок, що експлуатуються в умовах сезонних перепадів температур.

Додаткові складнощі в керуванні процесом виникають в зв'язку з дискретним характером вимірювань ТТР. Найменший період вимірювань на сьогоднішній день становить не менше 10 хвилин, реальний же період вимірювань ТТР природного газу істотно більше. Відповідно, за час вимірювань керувальні впливи на процес, які відповідають виміряним значенням ТТР, можуть виявитись неадекватними.

Другою важливою деталлю оцінки ефективності процесу низькотемпературної сепарації (НТС) природного газу є наявність такого параметра, як ТТР по важких вуглеводнях, яка характеризує присутність в газі вуглеводнів та метанолу в паровій фазі. Доведено, що в разі відсутності можливості вимірювання ТТР по вуглеводням, укупі з ТТР по волозі, згаданий параметр вносить суттєві похибки в вимірювання. Проте, навіть в випадках використання перспективних аналізаторів ТТР по волозі та вуглеводням [2], або оцінки стану газу з урахуванням процесу краплеутворення [3], проблематично оцінити ефективність керувальних впливів на процес сепарації без вимірювання температури і тиску процесу НТС. В випадках, коли оцінюються опосередковані параметри процесу, наприклад, рівень видаленої вологи [4], також необхідно контролювати температуру і тиск в

потоці газу. Таким чином, незважаючи на цільовий параметр керування, йдеться про безумовний контроль зазначених параметрів.

Під час розгляду питань розробки регулятора НТС йдеться не тільки про критерії керування, але й про ефективність керування процесом. Оскільки згадані критерії [1—4] є непрямими показниками ефективності процесу сепарації, то основне завдання цієї роботи полягає в оцінці ефективності каналів керування процесом НТС. Це завдання може бути вирішене на базі порівняльних випробувань різних варіантів структур регулятора процесу.

Мета роботи формулюється як отримання даних, що ідентифікують поведінку об'єкта в умовах дії різних збурень та часових затримок. Успішність побудови регулятора процесу НТС на основі моделі об'єкта залежить від можливостей практичної реалізації тієї чи іншої структури регулятора. При цьому головним питанням є можливість оптимізації режимів функціонування процесу в аспекті сформульованих критеріїв управління процесом НТС.

Побудова моделі процесу

Виходячи із технологічної структурної схеми об'єкта [5], функціональну схему процесу НТС можна подати у вигляді, показаному на рис. 1. Цей процес забезпечується взаємодією його елементів: теплообмінника 1, дросельної засувки 2, сепаратора 3 та засувки витрат 4.

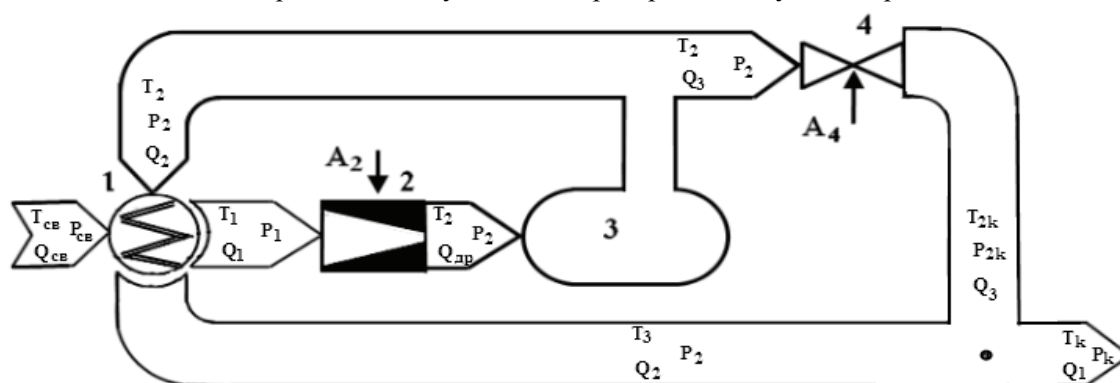


Рис. 1. Функціональна схема процесу НТС

Умови видалення вологи визначаються параметрами тиску та температури суміші в сепараторі, які залежать від позиції дросельної засувки A_2 . Відповідно, перебіг процесу НТС задається вхідними параметрами — тиск, витрати та температура газу в свердловині: $P_{св}$, $Q_{св}$, $T_{св}$, які можуть змінюватись у часі. Вихідні параметри процесу — температура природного газу T_k та його витрати Q_1 , що надходять в колектор до споживача, залежать від умов протікання процесу і мають можливість коригування з допомогою засувки A_4 (при цьому змінюється тиск P_2 і $P_{2к}$, але тиск газу в колекторі P_k вважається заданим і підтримується стабільним завдяки роботі системи газопостачання).

Значною мірою на процес НТС впливає застосування абсорбції вуглеводів, яка відбувається при циркуляції метанолу або етиленгліколю в системі підготовки газу до транспортування. Проте, завдання керування в цьому контурі не збігаються [5] з завданнями керування процесом НТС з видалення вологи. Відповідно, загальна модель системи, в якій відображаються керування процесами видалення вологи та вуглеводів, достатньо складна та може бути розглянута у майбутньому.

Відомі моделі процесів НТС [4—7] дають змогу проводити дослідження, розраховувати та прогнозувати оптимальні параметри процесу, проте, використати їх у синтезі регулятора, який будується за принципом мінімізації місту вологи, немає сенсу. Одна з головних причин цього — громіздкість згаданих моделей. Формуючи підхід до синтезу регулятора процесу НТС, для спрощення процедур розгляду, об'єкт розглядається у вигляді комбінації передатних функцій [8], які відображають динаміку процесу.

Теплообмінник. Взагалі опис процесів теплообмінника базується на тому, що його вважають об'єктом з розподіленими параметрами [9]. Тому динаміка процесів теплообміну описується рівняннями в частинних похідних, відповідно, для оцінки значень параметрів теплообмінних потоків розв'язання цих рівнянь отримують у вигляді гіперболічних функцій. Оскільки для керування процесами теплообміну в нашому випадку немає потреби аналізувати розподіл температур у просторі теплообмінного апарата, то доцільно розглянути процес теплообміну як об'єкт з зосередженими параметрами.

На рис. 2 показана структурна схема такого об'єкта. Газовий потік свердловини, що рухається зі швидкістю, яка визначається витратою Q_{CB} , з температурою T_{CB} , охолоджується потоком з температурою T_2 зі швидкістю Q_2 . Температура T_1 залежить від швидкості руху потоків та швидкості передачі тепла крізь стінку теплообмінника. В свою чергу, ця передача тепла визначається рушійною силою процесу або середнім температурним напором $(T_{CB} - T_2)$.

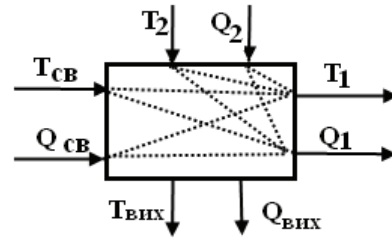


Рис. 2. Структурна схема теплообмінника

Система рівнянь, яка описує процес теплообміни при переміщенні потоків Q_1, Q_2 має вигляд

$$\begin{aligned}
 V_1 \rho_1 C_{p1} \frac{dT_1}{dt} &= v_1 \rho_1 C_{p1} (T_{CB} - T_1) - F_1 \alpha_1 (T_1 - T_{CT}); \\
 V_2 \rho_2 C_{p2} \frac{dT_{CB}}{dt} &= v_2 \rho_2 C_{p2} (T_2 - T_{ВИХ}) - F_2 \alpha_2 (T_{CT} - T_{ВИХ}); \\
 G_3 C_{p3} \frac{dT_{CT}}{dt} &= F_1 \alpha_1 (T_1 - T_{CT}) - F_2 \alpha_2 (T_{CT} - T_{ВИХ}),
 \end{aligned}
 \tag{1}$$

де $Q_1 = Q_{CB}$, $Q_2 = Q_1$ — витрати теплових потоків; V_1, V_2 — об'єм теплообмінника; ρ_1, ρ_2 — густина газу; v_1, v_2 — швидкості потоків; α_1, α_2 — коефіцієнти теплопередачі; F_1, F_2 — площі теплообміну; C_{p1}, C_{p2}, C_{p3} — коефіцієнти теплоємності; G_3 — маса стінки теплообмінника; $T_{CB}, T_1, T_{ВИХ}, T_2, T_{CT}$ — температура на вході, температура на виході, температура охолоджуючого потоку, температура стінки теплообмінника, відповідно.

Схема моделювання теплообмінника в середовищі Matlab, відповідна до системі рівнянь (1), зображена на рис. 3.

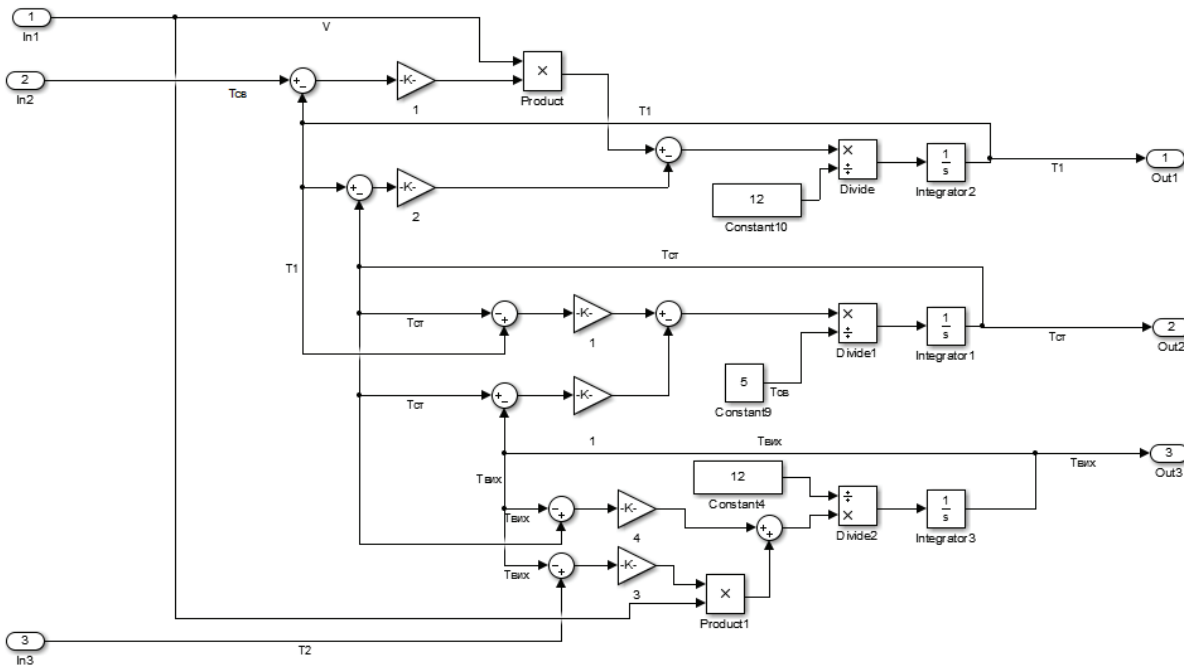


Рис. 3. Схема моделювання теплообмінника

Трубопровід. Класичні підходи до моделювання газових трубопроводів базуються також на співвідношеннях, що характеризують процеси в довгих лініях [10—11]. Розв'язання рівнянь

$$\begin{aligned}
 -\frac{\partial P(x,t)}{\partial x} &= \frac{2ap}{A} Q(x,t) + \frac{\rho}{A} \frac{\partial Q(x,t)}{\partial t}; \\
 -\frac{\partial Q(x,t)}{\partial x} &= \frac{A}{\rho c^2} \frac{\partial P(x,t)}{\partial t},
 \end{aligned}
 \tag{2}$$

де P — тиск в трубопроводі; x — довжина ділянки трубопроводу, що розглядається; $2a$ — лінеаризований коефіцієнт аеродинамічного опору; A — площа поперечного перерізу трубопроводу; ρ — густина газового середовища; Q — витрата газового середовища; c — швидкість звуку в газовому середовищі, дає змогу розрахувати тиск та витрати газового середовища в трубопроводі.

На підставі рівнянь довгої лінії, застосовуючи принцип електрогідралічної аналогії, отримують співвідношення параметрів потоку Q_1, p_1 в кінці та на початку трубопроводу. Характер цих співвідношень [10] дає змогу записати їх у вигляді рівнянь чотириполосника [12], і, відповідно, об'єктом з зосередженими параметрами.

Враховувати довжину трубопроводу в сепараторі, яка значно менше довжини магістральних газових трубопроводів, можна припустивши, що втрати тиску ΔP по трубопроводу рівномірні, тоді статична модель втрат тиску має вигляд

$$P_{CB} = P_1 + \Delta P, \quad (3)$$

де $P_{CB} = P(0)$, $P_1 = P(L)$ — тиск на початку та в кінці трубопроводу сепаратора довжиною L .

В свою чергу, втрати тиску ΔP складаються з втрат від тертя $\Delta P_{\text{тр}}$ газового середовища об стінки трубопроводу та втрат від місцевих опорів (коліна, трійники, запірні арматура).

Відповідно до формули Дарсі–Вейсбаха втрати від тертя $\Delta P_{\text{тр}}$ пропорційні швидкісному напору газового середовища

$$\Delta P_{\text{тр}} = \lambda \frac{\rho}{d} \frac{v^2}{2} L = \frac{\lambda}{2dA^2} \frac{Q^2}{\rho} L, \quad (4)$$

де λ — коефіцієнт гідродинамічних втрат на тертя; d — діаметр трубопроводу; v — швидкість потоку; A — площа перерізу трубопроводу.

Таким чином, втрати тиску від тертя в трубопроводі є нелінійною функцією масових витрат газового середовища Q та густини газового середовища ρ .

Втрати тиску $\Delta P_{\text{МО}}$ від місцевих опорів значно менше втрат від тертя, величина $\Delta P_{\text{МО}}$ складає до 3 % від тиску в трубопроводі. При в веденні навантаження на трубопровід, яким є дросельна засувка, втрати тиску на виході трубопроводу значно зростають, більш того, витрати газового середовища визначаються в основному перепадом тиску дросельної засувки.

Зміна площі перерізу дросельної засувки A визначає динаміку масових витрат газового середовища в трубопроводі

$$\frac{\rho L}{A} \frac{dQ}{dt} = P_{CB} - P_1 - \Delta p. \quad (5)$$

Отже, загальні втрати тиску трубопроводу ΔP визначаються його компонентами

$$\Delta P = \Delta P_{\text{тр}} + \Delta P_{\text{МО}} + \Delta P_{\text{ДЗ}}, \quad (6)$$

де $\Delta P_{\text{МО}}$ — втрати тиску дросельної засувки.

Складність моделювання процесу полягає не тільки в нелінійних зв'язках витрат і тиску, але й перехресними зв'язками інших параметрів дроселювання.

Дросельна засувка. Суттєвим чинником моделювання дросельної засувки є режим течії потоку газу. Традиційно опис функціонування дросельної засувки [5] базується на припущенні, що перепад тиску газу на дроселі не наближається до критичних значень, тому є можливість лінеаризувати рівняння параметрів потоку, зважаючи на невеликі відхилення витрат та тиску газу в усталеному режимі дроселювання.

Проте, на основі рівняння Сен-Венана–Ванцеля [13] масова витрата середовища, що протікає через дросель, визначається показником адиабати $k = 1,3$ (для газу) і відношенням $Y = P_2/P_1$ тисків

$$Q_{\text{др}} = \varepsilon * A * P_1 \sqrt{\frac{2k}{(k-1)RT_1} \left(\frac{2}{Y^k} - Y^{\frac{k+1}{k}} \right)} \quad \text{для } Y > Y_{\text{кр}};$$

$$Q_{\text{др}} = \varepsilon * A * P_1 \sqrt{\frac{k}{RT_1} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad \text{для } Y \leq Y_{\text{кр}}, \quad (7)$$

де ε — коефіцієнт витрат отвору дроселя, T_1 — температура в трубопроводі, R — газова константа,

та, $Y_{кр} = \frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}} = 0,546$ — показник критичності течії газу.

З метою спрощення виразу масової витрати від тиску, введемо поняття параметра витікання, який буде враховувати властивості газу R , його температуру T_1 , характер процесу витікання

$$K_Y = \left[\left(\frac{2k}{RT_1(k-1)} \right) \left(Y^{\frac{2}{k}} - Y^{\frac{k+1}{k}} \right) \right]^{0,5}. \quad (8)$$

У цьому випадку рівняння масових витрат (7) набуде вигляду

$$Q_{др} = \varepsilon * A * K_Y * P_1. \quad (9)$$

Відповідно тиск газу, в залежності від витрат:

$$P_1 = Q_{др} / (\varepsilon * A * K_Y). \quad (10)$$

Складність виразу (7) через наявність в ньому дробових показників ступеня при Y змушує використовувати простіші співвідношення, які апроксимують вираз (8):

$$K_{Ya} = \sqrt{\frac{2Y(1-Y)}{RT}}, \quad (11)$$

при цьому похибка апроксимації не перевищує 3 % [14].

Зважаючи на практичні значення параметрів процесу дроселювання, де перепад тисків сягає 0,4...0,8, можемо констатувати, що процес ведеться в режимах, наближених до критичних. Із значеннями $Y > 0,83$ встановлюється режим витікання нестисливої крапельної рідини, в цьому випадку щільність газу при його проходженні через дросель змінюється не більше, ніж на 20 %, і тоді справедливе класичне рівняння масової витрати для нестисливої рідини

$$Q_{др} = \varepsilon * A * \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)}.$$

З рівнянь (7), (9) видно, зміни витрат суттєво нелінійно залежать від змін тиску, тому теза про можливість лінеаризації моделі процесу дроселювання навколо робочої точки процесу некоректна.

Окрім зміни тиску при дроселюванні газу відбувається зміна температури газу. Зниження температури після дросельної засувки оцінюється формулою Джоуля–Томсона

$$T_1 - T_2 = \int_{P_2}^{P_1} \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_C dP, \quad (12)$$

де $(\partial T / \partial P)_C = \mu$ — константа Джоуля–Томсона.

Температура на виході дросельної засувки визначається в результаті інтегрування (10):

$$T_2 = T_1 + \mu (P_1 - P_2) = T_1 + \mu * \Delta P. \quad (13)$$

Структурна схема моделювання дросельної засувки та трубопроводу, що з'єднує теплообмінник з дроселем, пдказана на рис. 4. Вхідні параметри блока — P_2 , P_1 , T_1 , а вихідні — T_2 та Q_1 або швидкість потоку v . Як вихідна температура, так і витрати газу регулюються в результаті зміни положення дросельної засувки, завдяки чому змінюється ефективний переріз каналу протікання газу.

На рис. 5 показана схема в середовищі Matlab, яка відповідає структурній схемі рис. 4. Керувальним впливом схеми є зміна площі перерізу дроселя A , який керує значеннями вихідних технологічних параметрів дроселювання — тиску, температури та витрат газу.

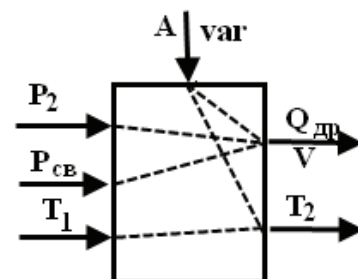


Рис. 4. Структурна схема моделі трубопроводу та дроселя

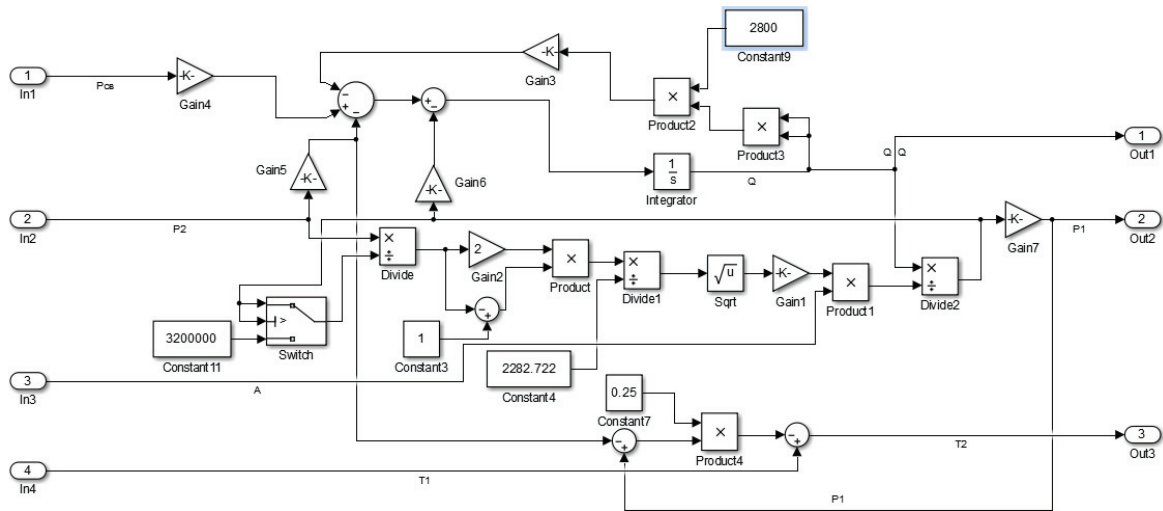


Рис. 5. Схема моделювання дроселя

Сепаратор. Оскільки основне видалення вологи відбувається в об’ємі сепаратора V_c , то умови скраплення вологи доводиться розглядати в залежності від параметрів протікання потоку суміші в сепараторі [15] — швидкості потоку. Модель сепаратора будується з міркувань, що динаміка газових потоків та значення температур суттєво не змінюються, оскільки сепаратор має добру теплоізоляцію від навколишнього середовища та значно більшу теплоємність, ніж теплообмінник. Тому можна стверджувати, що кількість тепла, яке надходить з газом в сепаратор дорівнює кількості тепла, яке залишає сепаратор з газом і конденсатом. Отже, температура T_2 на його вході і виході практично не змінюється. Проте, враховуючи достатній об’єм ємності, використовуваної для сепарації, слід констатувати, що внаслідок кінцевої швидкості розповсюдження потоку газу, на виході сепаратора отримуємо часову затримку потоку τ . Вона залежить від об’єму сепаратора V_c та швидкості потоку v_2 , який є вхідним охолоджуючим потоком для теплообмінника. Тоді передавальну операторну функцію сепаратора запишемо у вигляді:

$$W_c(s) = \exp(-\tau * s), \tag{14}$$

де s — оператор Лапласа.

Результати моделювання

Використовуючи моделі складових процесу НТС, розглянемо реалізацію перехідних процесів, які відображають вплив різних факторів на температуру цього процесу. На рис. 6 показані осцилограми, де відображені зміни температури газу в залежності від змінюваного в часі положення засувки.

На графіках видно, що процес зміни температури є інерційним. Після зміни поперечного перерізу засувки перехідний процес зміни температури триває 2 с. Характер зміни температури сепарації в умовах дії детермінованих впливів процесу пояснюється взаємодією процесів теплообміну і дроселювання, які відрізняються своїми сталими часу.

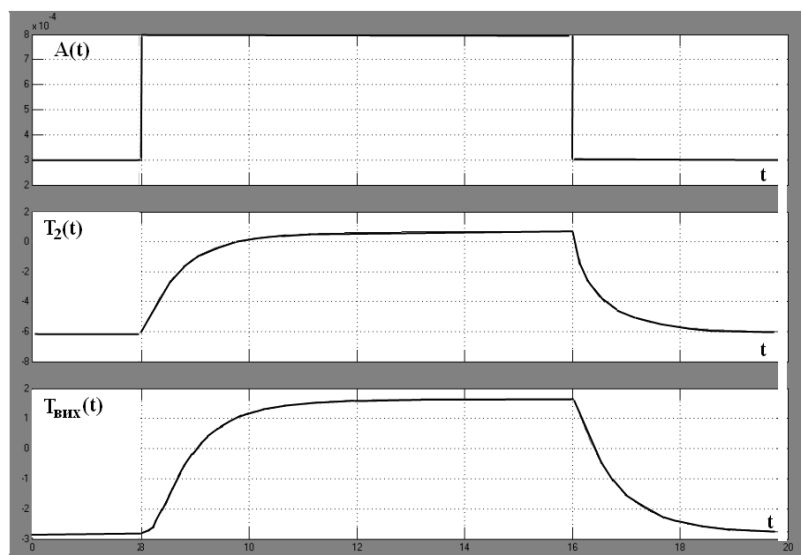


Рис. 6. Зміни температури газу в залежності від положення засувки $A(t)$ — зміна положення засувки; $T_2(t)$ — зміна температури газу після дроселя; $T_{вих}(t)$ — зміна температури газу на виході з установки

На рис. 7 показані результати моделювання зміни параметрів процесу з урахуванням часу затримки потоку газу в сепараторі, від якого залежить кількість видаленої вологи, що міститься в газі. З рисунку видно, що збільшення часу перебігу процесу сепарації, зумовленого необхідністю видалення вологи із суміші, приводить до зміни характеру перебігу процесу та дрейфу його параметрів в проміжку часу, який визначається часовою затримкою потоку. Це свідчить про зниження стійкості процесу та ефективності каналу керування за температурою потоку.

Результати оцінки адекватності моделі НТС, яка проводилась шляхом порівняння перехідних характеристик моделі і реальної установки НТС, дозволяє вважати розроблену модель як робочу.

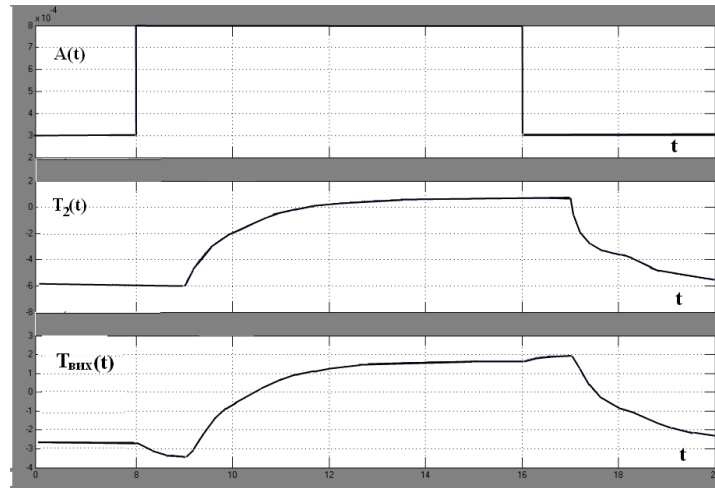


Рис. 7. Залежність температури потоку від положення засувки

Побудова структури регулятора процесу НТС

Класичний підхід до управління процесом НТС, тобто процедури для видалення вологи з потоку газу, базується на утриманні температури потоку газу на рівні ТТР [5]. Та, як показує проведене моделювання, навіть за детермінованих керувальних впливів, зміни температур процесу (рис. 7) відбуваються з різною швидкістю, що свідчить про недостатню ефективність керування процесом. Тому такий метод керування, не дивлячись на можливість його простої реалізації, не здається перспективним.

Перспективніший підхід, який використовується для побудови регулятора процесу НТС, базується на вимірах рівня рідини, видаленої із суміші [4]. Проблемою практичної реалізації такого підходу є необхідність врахування нелінійних взаємозв'язків параметрів потоку та параметрів моделі процесу, оскільки рівень видаленої рідини залежить від фазового складу суміші.

Суттєвим чинником, що визначає структуру регулятора нелінійного об'єкта, до яких належить процес НТС, є припущення про лінійність об'єкта в окремій точці робочого діапазону. Зрозуміло, що в умовах дрейфу параметрів потоку газу в часі, настройки регуляторів процесу необхідно відповідно коригувати, пов'язуючи між собою параметри ТТР та швидкості переміщення потоку. Ці обставини значно знижують ефективність лінеаризації об'єкта керування. Додаткові складнощі в побудові регулятора виникають в зв'язку з наявністю часової затримки в об'єкті, яка значною мірою визначає стійкість та точність регулятора.

Альтернативний підхід до побудови регулятора процесу НТС, який є об'єктом із запізненням, базується на використанні предиктора Сміта [16]. Проте, слід зазначити, що такі регулятори ефективні лише в випадку повного збігу параметрів об'єкта і моделі. В інших випадках застосування таких регуляторів втрачає сенс.

Вважаючи, що реальна система є замкнутою системою з негативним зворотним зв'язком, що охоплює послідовно з'єднані регулятор і об'єкт керування, доцільно включити структуру спостерігача в основну систему, який би відслідковував зміни параметрів процесу в часі.

У сформованому авторами підході до побудови регулятора процесу НТС структура спостерігача включає модель системи керування та підсистему адаптації параметрів реальної системи до моделі (рис. 8). Основним завданням такого спостерігача реаль-

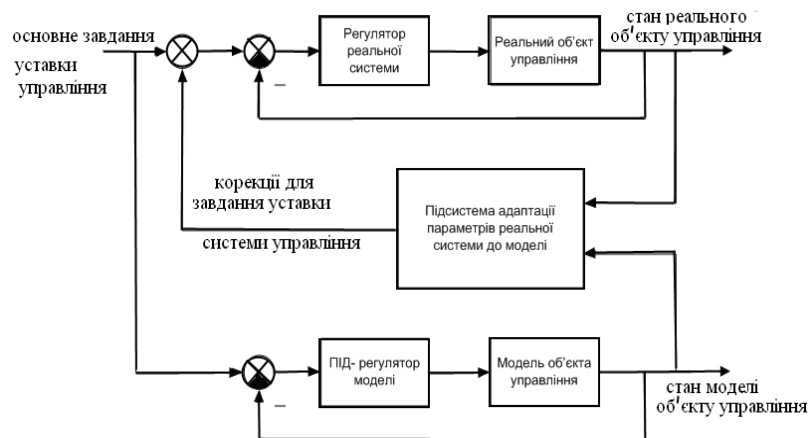


Рис. 8. Схема системи керування з адаптивним регулятором

ного спостерігача реаль-

ного об'єкта є формування впливів та моделювання бажаних в основній системі перехідних процесів з конкретно визначеними властивостями. Крім того, модель, за необхідності, має розв'язувати задачу детермінування низки змінних основної системи.

Загальна структура системи керування формується на базі класичної структури адаптивної системи, але з метою збільшення глибини аналізу взаємодій в спостерігачі та підвищення ефективності формування результуючого впливу, що адаптує реальну систему, здійснюється вищезгадана структурна декомпозиція спостерігача.

Оскільки реальний об'єкт керування є досить інерційним, то логічним буде взяти в якості передавальної функції об'єкта керування в моделі передавальну функцію інерційної ланки другого порядку з метою врахування запізнювання в реальному об'єкті. Така модель не може бути «еталонною», оскільки час затримки в об'єкті змінюється відповідно до зміни швидкості потоку. В якості регулятора для максимальної структурної компенсації передавальної функції об'єкта керування в моделі використовується ПІД-регулятор. Завдяки спеціальній підсистемі адаптації параметрів реальної системи до моделі забезпечується зв'язок моделі і реальної системи. Додатковим завданням згаданої підсистеми є структурна компенсація небажаних флуктуацій в реальній системі шляхом приведення її перехідних процесів до перехідних процесів, заданих в моделі, за рахунок введення коректувань на її основне завдання.

Перевагою такого підходу до побудови регулятора є збільшення швидкодії регулятора за рахунок зменшення кількості процедур підрахунку параметрів моделі. Можливість збільшення частоти коригувальних впливів дозволяє зменшити вплив нелінійних властивостей об'єкта керування.

Висновки

Моделювання процесу НТС природного газу з використанням детермінованих впливів дозволило оцінити ефективність каналу керування процесом видалення вологи, який є нелінійним об'єктом з затримкою. Запропоновано підхід до побудови регулятора процесу, в якому відповідно до зміни параметрів процесу передбачається коригування керувальних завдань в темпі ведення процесу.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Газы горючі природні. Визначення вологовмісту і приведення температури точки роси вологи до умовного тиску: СТП 320.30019801.004-2000. [Чинний від 2001-01-31] — К. : НВПІ «Інтерукраїна-софт», Державна компанія «Укртрансгаз», 2015. — 280 с.
2. Селезнев С. В. Разработка информационно-измерительной системы для оперативного контроля влажности природного газа : автореф. дис. на соискание ученой степени канд. техн. наук : спец. 05.11.16 — «Информационно-измерительные и управляющие системы» / Селезнев Сергей Викторович, Саратов. ООО «Научно-производственная фирма Вымпел». — Саратов, 2006. — 26 с.
3. Математическое моделирование процессов отделения воды и метанола при промышленной подготовке газового конденсата / [А. В. Кравцов, Н. В. Ушева, О. Е. Мойзес, Е. А. Кузьменко] // Известия Томского политехнического университета. — 2007. — Т. 311, № 3. — С. 60—63.
4. Горбійчук М. І. Математична модель процесу низькотемпературної сепарації газу / М. І. Горбійчук, Н. Л. Кулинин // Науковий вісник Національного Технічного Університету Нафти і Газу. — 2006. — № 1(13). — С. 88—92.
5. Тараненко Борис Федорович. Автоматическое управление газопромышленными объектами / Б. Ф. Тараненко, В. Т. Герман. — М. : Недра, 1976. — 213 с.
6. Цибульский В. Р. Математическая модель динамики процесса сепарации газа в системе первичного контроля масс газожидкостной смеси / В. Р. Цибульский, И. Г. Соловьев, Д. Н. Субарев. — Тюмень : Вестник Тюменского государственного университета, Физико-математические науки. Информатика. 2011. — С. 159—165.
7. Разработка модуля оптимизации и исследование процессов промышленной подготовки газового конденсата с применением моделирующей системы / [Н. В. Ушева, О. Е. Мойзес, Е. А. Кузьменко, В. И. Рейзлин и др.] // Известия Томского политехнического университета. — 2012. — Т. 321, № 5. — С. 35—38.
8. Кулинченко Г. В. Оценка управляемости модели низкотемпературной сепарации газа / Г. В. Кулинченко, П. В. Леонтьев // Контроль і управління в складних системах (КУСС2014) : XII Міжнародна конференція, 14—16 жовтня 2014р. : — Вінниця, 2014. — С. 3
9. Данилушкин И. А. Структурное представление процесса теплообмена при встречном направлении взаимодействующих потоков. / И. А. Данилушкин, М. В. Лежнев. // Вестник Самарского государственного технического университета. Сер. «Технические науки»: — Самара, 2007. — Вып. №1 (19). — С. 16—22.
10. Письменный И. Л. Динамические характеристики одномерного течения газа с трением / И. Л. Письменный // Ученые записки ЦАГИ. — 1988. — Т. XIX, № 3. — С. 96—103.
11. Баглей С. Г. Дифференциальные уравнения неустановившегося движения воздуха по рудничным воздуховодам / С. Г. Баглей, П. А. Воронин // Сборник научных трудов СевКавГТУ. — 2002. — № 1. — С. 17—29.
12. Гудсон Р. Е. Обзор методов моделирования переходных процессов в гидравлических линиях Р. Е. Гудсон, Р. Г. Леонард // Теоретические основы инженерных расчетов. — 1972. — № 2. — С. 236—244.

13. Дмитриев В. Н. Основы пневмоавтоматики / В. Н. Дмитриев, В. Г. Градецкий. — М. : Машиностроение, 1973. — 360 с.
 14. Герц Е. В. Динамика пневматических приводов машин-автоматов / Е. В. Герц, Г. В. Крейнин. — М. : Машиностроение, 1964. — 236 с.
 15. Кулінченко Г. В. Ідентифікація моделі процесу низькотемпературної сепарації природного газу / Г. В. Кулінченко, П. В. Леонт'єв, О. О. Ляпощенко // Комп'ютерно інтегровані технології: освіта, наука, виробництво. — Луцьк, 2014. — Вип. 14. — С. 149—154.
 16. Цыкунов А. М. Адаптивное управление с компенсацией влияния запаздывания в управляющем воздействии / А. М. Цыкунов // Известия РАН. Теория и системы управления. — М, 2000. — № 4. — С. 78—81.

Рекомендована кафедрою комп'ютерних систем управління ВНТУ

Стаття надійшла до редакції 17.09.2015

Кулінченко Георгій Васильович — канд. техн. наук, доцент, доцент кафедри комп'ютерних наук, e-mail: heorhy@yandex.ua;

Павлов Андрій Володимирович — канд. фіз.-мат. наук, доцент, доцент кафедри комп'ютерних наук;

Леонт'єв Петро Володимирович — аспірант кафедри комп'ютерних наук.

Сумський державний університет, Суми

G. V. Kulinchenko¹

A. B. Pavlov¹

P. V. Leontiev¹

Forming the Approach to Designing the Controller of the Process of Low-temperature Natural Gas Separation

¹Sumy State University

The model of the low temperature separation of natural gas has been analyzed in order to evaluate the controllability of removing moisture from the gas. The object modeling in Matlab environment has been carried out. Approaches to the construction of the regulator by means of the nonlinear control object with the delay have been formulated in the paper.

Keywords: low-temperature gas separation, mathematical model, regulator, exchanger throttle, separator, control channel, dew point temperature.

Kulinchenko Georgii V. — Cand. Sc. (Eng.), Assistant Professor, Assistant Professor of the Chair of Computer Sciences, e-mail: heorhy@yandex.ua;

Pavlov Andrii V. — Cand. Sc. (Ph.-Math.), Assistant Professor, Assistant Professor of the Chair of Computer Sciences;

Leontiev Petro V. — Post-Graduate Student of the Chair of Computer Sciences

Г. В. Кулінченко¹

А. В. Павлов¹

П. В. Леонт'єв¹

Формирование подхода к разработке регулятора процесса низкотемпературной сепарации природного газа

¹Сумской государственной университет

Проанализированы модель низкотемпературной сепарации природного газа с целью оценки управляемости процесса удаления влаги из газа. Проведено моделирование объекта в среде Matlab. Сформулированы подходы к построению регулятора нелинейным объектом управления с задержкой.

Ключевые слова: низкотемпературная сепарация газа, математическая модель, регулятор, теплообменник, дроссель, сепаратор, канал управления, температура точки росы.

Кулинченко Георгий Васильевич — канд. техн. наук, доцент, доцент кафедры компьютерных наук, e-mail: heorhy@yandex.ua;

Павлов Андрей Владимирович — канд. физ.-мат. наук, доцент, доцент кафедры компьютерных наук;

Леонт'єв Петр Владимирович — аспирант кафедры компьютерных наук