

УДК 681.53: 665.622.4

СИСТЕМНИЙ АНАЛІЗ СКЛАДНОГО КОМПЛЕКСУ УПРАВЛІННЯ УСТАНОВКОЮ ГІДРООЧИЩЕННЯ ГАСОВОЇ ФРАКЦІЇ*Кучмистенко О.В., Вознюк М.Ю.*

*Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу,
вул. Карпатська, 15, м. Івано-Франківськ, Україна, 76019; тел. (03422)4-60-67,
e-mail: kafatr@ukr.net*

Робота присвячена дослідженню актуальної науково-практичної задачі, яка полягає в системному аналізі складного комплексу управління установкою гідроочищення гасової фракції та формалізації нових постановок задач багатокритеріального вибору і прийняття оптимального рішення при управлінні роботою установки, розробки науково-обґрунтованих ефективних методів їх вирішення на основі застосування методів математичного моделювання, що дозволить отримати перехідні характеристики для багатомірної системи автоматичного регулювання з одномірними контурами, а також на базі цих математичних моделей об'єктів виконати синтез системи автоматичного керування.

Ключові слова: установка гідроочищення гасу, система автоматичного контролю, математична модель, сепаратор високого тиску.

Работа посвящена исследованию актуальной научно-практической задачи, которая заключается в системном анализе сложного комплекса управления установкой гидроочистки керосиновой фракции и формализации новых постановок задач многокритериального выбора и принятия оптимального решения при управлении работой установки, разработки научно обоснованных эффективных методов их решения на основе применения методов математического моделирования, что позволит получить переходные характеристики для многомерной системы автоматического регулирования с одномерными контурами, а также на базе этих математических моделей объектов выполнить синтез системы автоматического управления.

Ключевые слова: установка гидроочистки керосина, система автоматического контроля, математическая модель, сепаратор высокого давления.

The work is devoted to the research of the actual scientific and practical problem, which consists in the systematic analysis of the complex control complex for the hydrocleaning of the kerosene fraction and the formalization of new formulations of the tasks of multi-criteria selection and the adoption of an optimal solution in the management of the installation work, the development of scientifically substantiated effective methods for their solution based on the application of mathematical methods. modeling, which will allow to obtain transient characteristics for a multidimensional automatic control system from the unit one-dimensional circuits and on the basis of mathematical models of objects to perform synthesis of automatic control.

Keywords: installation of water purification, automatic control system, mathematical model, high pressure separator.

Вступ. У багатьох країнах світу нафтопереробна промисловість стоїть перед вирішенням проблем, пов'язаних з введенням більш суворих специфікацій на моторні палива. Особливо швидко в різних країнах міняються специфікації на бензин, дизельне паливо та гас, змушуючи нафтопереробників інвестувати кошти в будівництво нових або в реконструкцію діючих установок.

Зниження вмісту сірки в гасі може бути досягнуто шляхом гідроочищення, проведеного в більш жорстких умовах. Зазначена мета також

може бути досягнута підбором нового, більш ефективного для даного типу сировини, каталізатора.

Гідроочищення гасових фракцій проводять переважно з метою отримання високоякісних реактивних палив з низьким вмістом гетероорганічних сполук або освітлювального гасу розчинників. При одержанні реактивних палив з обмеженим вмістом ароматичних вуглеводнів проводять процес деароматизації гасової фракції в дві стадії: гідроочищення і

гідрування на спеціальних катализаторах, стабільних до отруєння сірчистими сполуками.

Застосування математичного моделювання з метою оптимізації хіміко-технологічних процесів на нафтопереробних заводах дозволяє більш раціонально використовувати сировину для збільшення вироблення найбільш цінних світлих нафтопродуктів.

Дослідження процесу гідроочищення можна згрупувати в наступних основних напрямках: 1) дослідження фазових рівноваг (рідина-пар); 2) дослідження в області статистики гідроочищення, спрямовані на поліпшення термодинамічних умов проведення процесів, розробку нових способів і схем гідроочищення, оптимізацію технологічних режимів; 3) розробка математичних моделей процесів масо- і теплообміну в колоні, спрямовані на підвищення точності проектних рішень; 4) вдосконалення масо- і теплообмінного обладнання, спрямоване на інтенсифікацію та здешевлення апаратів для проведення процесів поділу. Дослідження і вдосконалення процесів поділу в нафто- і газопереробці передбачає широке застосування останніх досягнень в теорії та практиці в усіх вищезазначених напрямках. Дослідження і моделювання багатоконпонентного перенесення розглянуто в численних роботах вітчизняних і зарубіжних авторів, наприклад, в роботах Семенцов Г.Н., Горбійчук М.І., Холпанова Л.П., Кеніга Є.Я., Телякова Е.Ш., Константинова Е.Н., Плановський А.Н., Тоог НЛ, Krishna R. та ін. В області нафтогазопереробки великий внесок внесли Марушкин Б.К., Деменков В.Н., Кондратьєв А.А., Лебедєв Ю.М. і ін.[1–5].

Технологічний процес гідроочищення газової фракції забезпечується надійною роботою наступних блоків: реакторного, теплообмінного, сепараційного.

За об'єкт керування вибираємо сепаратор високого тиску, від якісної роботи якого залежить якісні та кількісні показники вихідного продукту. Відомо, що сепарація – це процес вилучення із сировини води і попутних газів. Він відбувається при пониженні тиску і підвищенні температури сировини, а також внаслідок дифузії вуглеводневих і інших компонентів, що вміщуються в суміші. Апарат в якому протікає процес сепарації, називають сепаратором (трапом).

Установка, технологічна схема якої представлена на рисунку 1, проектувалася для зниження вмісту сірки в сировині – гасу – з 0,166 до менше 0,001 % мас.

Сировина насосом Н-1 направляється через теплообмінники Т-3 і Т-2 в лінію змішування з її

заздалегідь нагрітим в теплообмінниках Т-4 і Т-1 водневмісним газом. Отримана газосировинна суміш проходить змішувальні печі П-1 і при тиску поступає в реактор Р-1 з нерухомим шаром катализатора. Газопродуктова суміш, що виходить знизу реактора, охолоджується послідовно в кип'ятильнику ТК-1 і теплообмінниках Т-1 і Т-2 та подається у сепаратор С-1. Тут, у високотемпературному сепараторі С-1, суміш розділяється при тиску близько 3,8 МПа на рідку і газопарову фази. Рідка фаза, що є гідроочищеним гасом з розчиненими в ньому газами і фракціями бензину (відгін), після сепаратора С-1 піддається фізичній стабілізації в колоні СК-1. Суміш газів і пари після виходу з сепаратора С-1 охолоджується в з'єднаних послідовно теплообмінниках Т-4 і Т-5. Перед входом в теплообмінник Т-4 в цю суміш упорскується конденсаційна вода і розчин інгібітора корозії, оскільки ділянка від теплообмінника Т-4 і до конденсатора-холодильника ХК-1 включно найбільш схильна до корозії кислим сульфідом амонія. Трифазна суміш, що поступає з водяного конденсатора-холодильника ХК-2 розділяється при тиску 3,7 МПа і температурі близько 43°C в низькотемпературному сепараторі С-2. Відстояний від води вуглеводневий конденсат, який складається переважно з бензинових і легких газових фракцій, після виходу з сепаратора С-2 нагрівається в теплообміннику Т-5 і поступає в стабілізаційну колону СК-1. Із стабілізаційної колони СК-1 згори йдуть пари відгону і газу, а знизу – очищений гас. Перед теплообмінником Т-4 в потік гарячої газопарової суміші упорскується вода і розчин інгібітора, при цьому температура суміші знижується до 205 °С. Далі суміш поступає в теплообмінник Т-4.

Водневмісний газ, що йде з сепаратора С-2, пройшовши приймач ПКВ-1 з краплевідбійником, стискується компресором К-1 приблизно до 4,9 МПа і

потім об'єднується зі свіжим газом – технічним воднем. Після нагріву в теплообмінниках Т-4 і Т-1 суміш газів приєднується до нагрітої сировини.

Залежно від фракційного і хімічного складу сировини вибирають режим очищення і витрату водню. Більш легкі дистилати легше очищаються. З обважненням сировини в ній з'являються сірчані сполуки, наприклад тіофен і ненасичені вуглеводні, які важче піддаються гідруванню. При обважненні сировини вимоги до вмісту сірки в гідроочищеному продукті знижуються. Так, допустимий вміст сірки в реактивному паливі – $\leq 0,25$ % мас.

Для усіх видів сировини степінь вилучення сірки зростає з підвищенням температури, але до певної межі (≤ 400 °C). Кожен вид сировини має свій максимум температури, після якого швидкість реакції розкладу і насичення олефінових вуглеводнів зростає швидше, ніж швидкість реакції гідрування сірчаних сполук. Селективність каталізатора по відношенню до сірчаних сполук сповільнюється, зростає вихід газу, легких продуктів, витрата водневмісного газу. При температурі < 340 °C процеси гідроочищення ідуть повільніше і неглибоко. Тому процес очищення світлих палив ведуть в паровій фазі при температурах 360-430 °C. Температура гідроочищення сировини регулюється кількістю палива, що подається в піч.

При підвищенні загального тиску процесу зростає парціальний тиск водню. Підвищення парціального тиску прискорює реакції гідрування, зменшує відкладення коксу на каталізаторі. Підвищення тиску в процесі, призводить також до збільшення насичення олефінових вуглеводнів та гідрування ароматичних вуглеводнів, які збільшують витрату водневмісного газу. Регулюється тиск автоматично клапаном, встановленим на лінії виводу газоподібних продуктів з реактора.

При підвищенні об'ємної швидкості подачі сировини зменшується час контакту її з каталізатором і відповідно степінь вилучення S-сполук зменшується. При цьому також менше закоксується каталізатор і менша витрата H_2 -вмісного газу. Об'ємна швидкість подачі сировини складає 1-10 год, залежить від типу сировини, що подається на установку.

З економічної точки зору задане співвідношення H_2 -вмісний газ – сировина підтримується циркуляцією H_2 -вмісного газу. Для кожного виду сировини є своя оптимальна кратність циркуляції, після якої ефективність гідроочищення знижується і зростає швидкість реакції розкладу і насичення олефінових вуглеводнів у порівнянні з швидкістю реакцій гідрування сірчаних сполук. Це в свою чергу призводить до зменшення селективності каталізатора і швидкість реакції гідрогенолізу сповільнюється. Для процесу гідроочищення використовується водневмісний газ каталітичного реформінгу з вмістом водню 65-90 % об. Така кількість водню в циркулюючому газі зазвичай достатня для процесу гідроочищення. Зниження вмісту H_2 в циркуляційному газі викликає необхідність безперервного вилучення частини його із системи і додавання свіжого водню.

Автоматизовану систему управління технологічним процесом і збором даних розробляємо із врахуванням наступних вимог:

- система повинна забезпечити надійну і продуктивну роботу підприємства, виконуючи необхідні функції управління, які пов'язані із регулюванням технологічними змінними і захистом технологічного процесу і обладнання;

- система повинна забезпечувати взаємодію, в реальному масштабі часу, оператора і обслуговуючого персоналу з технологічним процесом і автоматизованим обладнанням, яке використовується в технологічному процесі, забезпечувати видачу інформації за період до початку спостереження і інформації, яка необхідна для обліку і керівництва роботою підприємства.

Системою автоматизованого керування повинно бути досягнуто автоматичне регулювання продуктивності гідроочищення газової фракції. Ефективність процесу гідроочищення визначається його режимними параметрами – кількістю рідини, тиском, температурою і фізико-хімічними властивостями сировини.

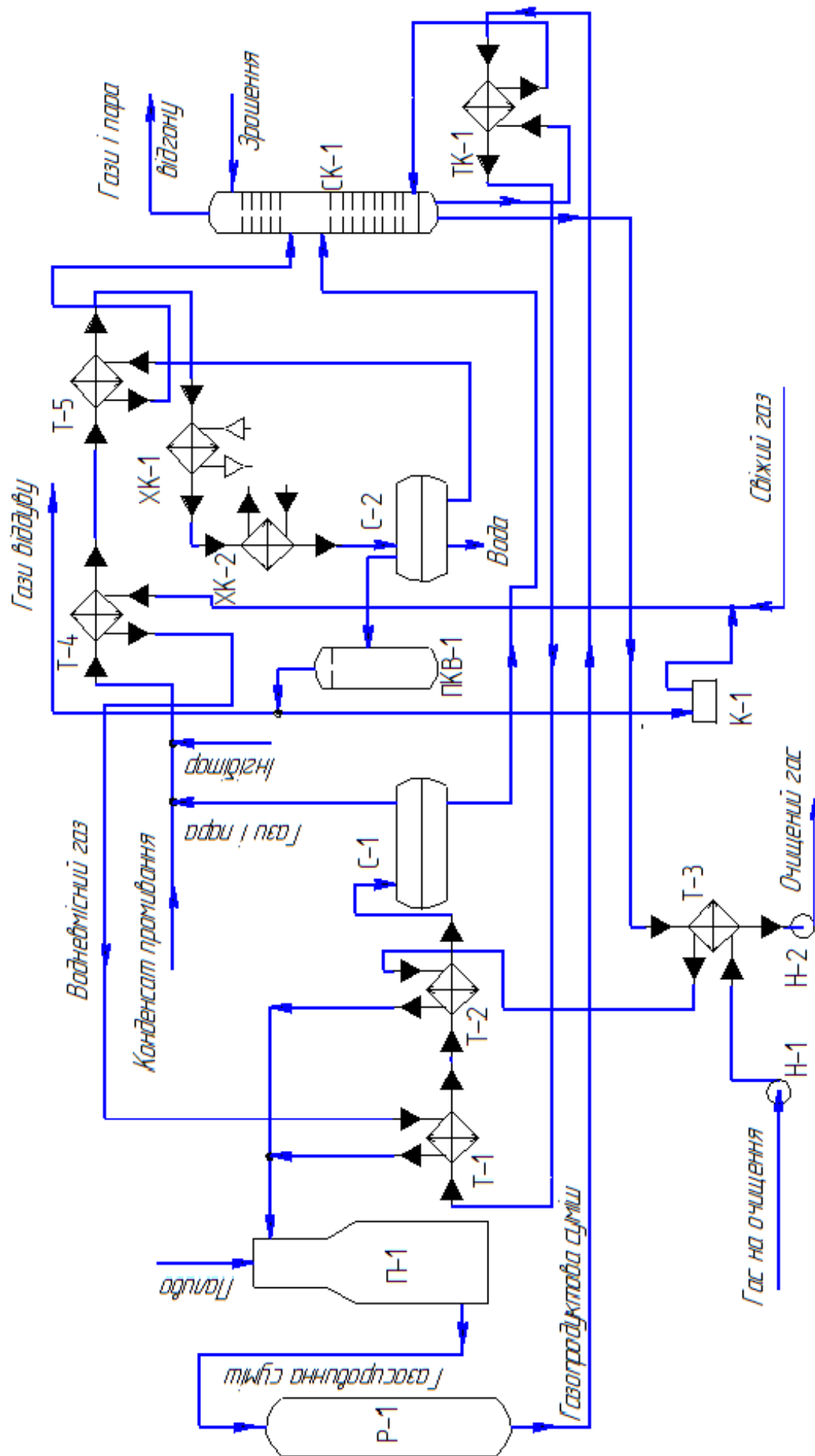
Дослідження гідроочищення газової фракції як об'єкта автоматичного керування показали, що забезпечити необхідну ефективність процесу гідроочищення можна шляхом стабілізації основних режимних параметрів – рівня суміші, рівня розподілу фаз суміш-вода і тиску газу.

Структурна схема процесу гідроочищення газової фракції як об'єкта автоматичного керування показана на рис. 2.

Величини – тиск газу P_g , рівень суміші $N_{вк}$ і рівень води $N_{в}$ в резервуарі – утворюють групу вихідних величин (змінні стану об'єкта); вхідні величини розбиті на дві групи – керуючі впливи (u_1, u_2, u_3) і основні збурення – тиски в трубопроводах $P_c, P_{вк}, P_{в}$. $i=1, 2, 3 U_i$ - сигнали (керуючі впливи), що подаються на регулюючі органи, відомі.

суміші – рівень підтоварної води» $t_p=100-120$ хв.

Ефективність процесу сепарації визначається його режимними параметрами – кількістю рідини, яка протікає через апарат за одиницю часу, тиском, температурою і фізико-хімічними властивостями сировини. Для кількісної ефективності процесу сепарації застосовують такі показники, як ступінь обезводнення трьохкомпонентної суміші, відносний вихід дегазованої суміші.



Р-1-реактор; П-1 – трубчатая піч; Н-1,Н-2 – насоси; Т-1,Т-2,Т-3,Т-4,Т-5 – теплообмінники; С-1,С-2 – сепаратори; ПКВ-1- приймач; ХК-1,ХК-2 – холодильники-конденсатор; СК-1 – стабілізаційна колона; ТК-1 – кип’ятильник.

Рисунок 1 – Технологічна схема установки гідроочищення газу з використанням високотемпературної сепарації



Рисунок 2 – Структурна схема процесу гідроочищення газової фракції як об'єкта автоматичного керування

Ступінь обезводнення A_c визначається як відносне зменшення кількості води в суміші при проходженні її через i -ту ступінь сепарації

$$A_c = \frac{a_1 - a_o}{a_1},$$

або

$$A_c = \frac{m_B - m_o}{m_B},$$

де a_1 – вміст води в початковій суміші на вході в установку;

a_o – вміст води в частково обезводненій суміші на виході із установки;

m_B, m_o – ваговий вміст води, віднесений до одиниці часу відповідно в початковій і частково обезводненій суміші[6].

Кількісний показник відносного виходу суміші K_C обчислюється як відношення масової витрати вуглеводневого конденсату m_{BK} на виході з сепаратора до масової витрати трьохкомпонентної суміші m_c , яка поступає на i -ту ступінь сепарації.

$$K_C = m_{BK} / m_c$$

Кількість газу m_G , що виділилася на i -тій ступені сепарації, враховується газовим фактором

$$R_1 = m_G / m_{BK}.$$

Загальна маса вуглеводнів m_{BG} (віднесена до одиниці часу), що входять в склад трьохкомпонентної суміші

$$m_{BG} = R_1 m_c + R_2 m_c + R_3 m_c + m_c = (R + R_3 + 1) m_c$$

де $R = R_1 + R_2$, R_2 - газовий фактор, який враховує виділення газу з суміші при пониженні тиску від тиску розгазування до атмосферного;

R_3 - газовий фактор, який враховує виділення газу з суміші при нагріванні; R_2 і R_3 визначаються за результатами лабораторних досліджень.

Дослідження гідроочищення установки як об'єкта автоматичного керування показали, що забезпечити необхідну ефективність процесу сепарації можна шляхом стабілізації основних режимних параметрів – рівня трьохкомпонентної суміші, рівня розподілу фаз суміш-вода і тиску газу в сепараторі. Розглянемо сепараційну установку, схема якої показана на рис. 3.

В нашому випадку трьохкомпонентна суміш подається наверх сепаратора, а вуглеводневий конденсат відбирається в певному місці збоку сепаратора[7].

Математичний опис процесу сепарації будемо робити виходячи з таких припущень:

- величини a_1, R_1, R_2, R_3 , які характеризують вміст води і газу в трьохкомпонентній суміші, постійні;
- температура рідкої фази в сепараторі не змінюється з плином часу;

- газ, що виділяється в результаті сепарації, підпорядковується законам ідеального газу;
- густини суміші і води, що знаходяться в сепараторі приймаються постійними;
- регулюючі органи системи керування встановлені на лініях газу, виходу вуглеводневого конденсату і дренажу води. Їх

статичні характеристики $\alpha_1(u_1), \alpha_2(u_2), \alpha_3(u_3)$, де $\alpha_i(u_i)$ - гідравлічні опори клапанів.

Динаміка процесу сепарації. Рівняння матеріального балансу для трьохкомпонентної суміші запишемо так рис. 4:

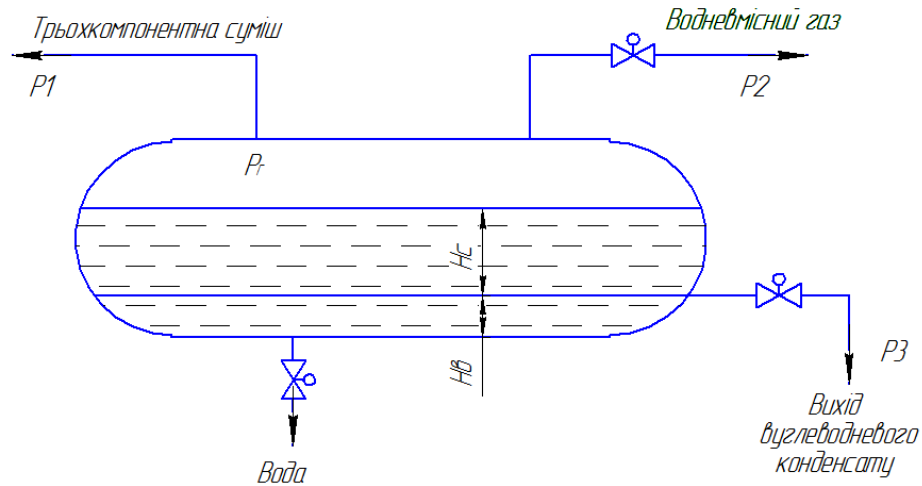


Рисунок 3 - Технологічна схема об'єкта керування

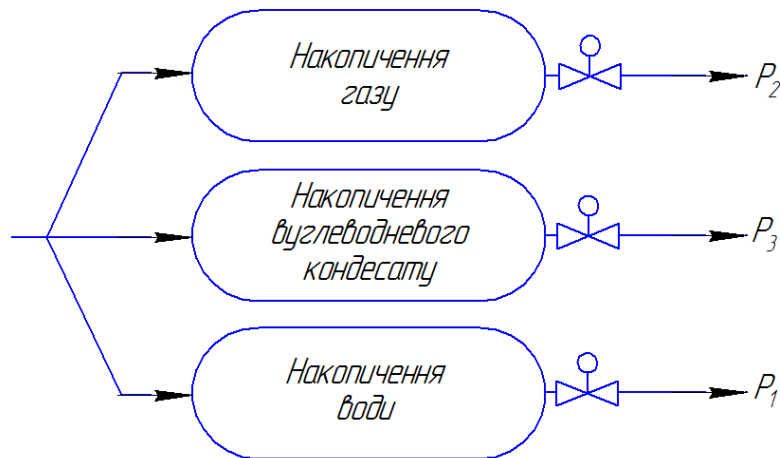


Рисунок 4 - Структурна схема матеріальних потоків сепаратора

$$[\text{Швидкість накопичення суміші}] = [\text{Прихід суміші}] - [\text{Вихід вуглеводневого конденсату із сепаратора}]$$

$$[\text{Швидкість накопичення суміші}] = \frac{dM_c}{dt},$$

де M_c - маса трьохфазної суміші в сепараторі.

$$[\text{Прихід суміші}] = \varepsilon_c m,$$

$$\text{де } m = \alpha \sqrt{P_c - P_\Gamma},$$

α - гідравлічний опір вхідного трубопроводу.

$$[\text{Вихід вуглеводневого конденсату із сепаратора}] = \alpha_1(u_1) \sqrt{P_\Gamma + (H_{BK} + H_B - a_\Pi) \rho_{BK} g - P_B}.$$

де a_{II} - віддаль від дна резервуару до місця під'єднання вихідного трубопроводу.

Рівняння матеріального балансу для трьохкомпонентної суміші

$$\frac{dM_C}{dt} = \varepsilon_C \alpha \sqrt{P_C - P_G} - \alpha_1(u_1) \times \sqrt{P_G + (H_{BK} + H_B - a_{II}) \rho_{BK} g - P_{BK}}$$

Складемо тепер рівняння матеріального балансу для води, що вилучається знизу апарата. Виходячи з загального рівняння матеріального балансу, будемо мати:

$$[\text{Швидкість накопичення води}] = \frac{dM_B}{dt},$$

де M_B - маса води в сепараторі.

$$[\text{Прихід води}] = \varepsilon_B t,$$

де величина t визначається формулою.

$$[\text{Дренаж води}] = \alpha_2(u_2) \sqrt{g(\rho_{BK} H_{BK} + \rho_B H_B) + P_G}.$$

Рівняння матеріального балансу для води:

$$\frac{dM_B}{dt} = \varepsilon_B \alpha \sqrt{P_C - P_G} - \alpha_2(u_2) \sqrt{g(\rho_C H_C + \rho_B H_B) + P_G}$$

Рівняння матеріального балансу для газової фази має вигляд, аналогічний.

$[\text{Швидкість накопичення газу}] = [\text{Прихід газу}] - [\text{Відбір газу}]$

$$[\text{Швидкість накопичення газу}] = \frac{dM_G}{dt},$$

де M_G - маса газової фази в сепараторі.

$$[\text{Прихід газу}] = \varepsilon_G t,$$

де величина t визначається

$$[\text{Відбір газу}] = \alpha_3(u_3) \sqrt{K_G(P_G - P_{BK})P_G},$$

де $K_G = (514C)^2 \rho_G / T, C = \text{const}, \rho_G$ - густина газу при $t = 20^\circ \text{C} (\rho_G = 1,26 \text{ кг/м}^3)$.

$$\frac{dM_G}{dt} = \varepsilon_G \alpha \sqrt{P_C - P_G} - \alpha_3(u_3) \sqrt{K_G(P_G - P_{BK})P_G}$$

Визначаємо маси M_{BK} і M_B вуглеводневого конденсату і води, що знаходяться в резервуарі. Нехай V_0 - об'єм сепаратора, а v_B - степінь його заповнення водою. Тоді об'єм, який займає вода, $V_B = V_0 v_B$. Величина v_B визначається

розміщенням сепаратора в просторі. Для горизонтально розміщених сепараторів

$$v_B = \frac{1}{2} + \frac{1}{\pi} \arcsin\left(\frac{2H_B}{d} - 1\right) + \frac{2}{\pi} \left(\frac{2H_B}{d} - 1\right) \left[\frac{H_B}{d} \left(1 - \frac{H_B}{d}\right)\right]^{1/2},$$

де d - діаметр сепаратора.

Знаючи V_0 і v_B , визначаємо масу води в сепараторі

$$M_B = \rho_B v_B V_0.$$

Аналогічно обчислимо масу суміші вуглеводневого конденсату і газу. Позначимо через v_{BK} степінь заповнення сепаратора рідкою фазою. Тоді вона займе об'єм

$$V_{BK} = V_0 v_{BK},$$

$$v_{BK} = \frac{1}{2} + \frac{1}{\pi} \arcsin\left(\frac{2H}{d} - 1\right) +$$

де

$$+ \frac{2}{\pi} \left(\frac{2H}{d} - 1\right) \left[\frac{H}{d} \left(\frac{2H}{d} - 1\right)\right]^{1/2},$$

$$H = H_{BK} + H_B.$$

Отже,

$$v_{BK} = V_{BK} - V_B = V_0(v_{BK} - v_B) \text{ і}$$

$$M_{BK} = \rho_{BK} V_0(v_{BK} - v_B).$$

Масу газу обчислимо, виходячи із закону стану ідеального газу

$$\rho_G V_G = \frac{M_G}{\mu_G} R_G T,$$

де μ_G - мольна маса газу; R_G - газова стала газу; T - температура газу в градусах Кельвіна.

Об'єм, який займає газова фаза в сепараторі, обчислюється як:

$$V_G = V_0 - V_C = V_0(1 - v_C).$$

Тоді

$$M_G = P_G \mu_G V_G (R_G T)^{-1}.$$

Або враховуючи значення V_G , запишемо

$$M_G = P_G \mu_G V_0 (1 - v_G) (R_G T)^{-1}.$$

Якщо допустити, що зміна температури в сепараторі незначна, то

$$M_G = \xi_G P_0 (1 - v_G),$$

$$\text{є } \xi_G = \mu_G V_0 (R_G T)^{-1}.$$

З врахуванням значень M_{BK}, M_B, M_G отримуємо таку математичну модель сепаратора:

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho_C V_0 \frac{d(v_C - v_B)}{dt} = \varepsilon_C \alpha \sqrt{P_C - P_\Gamma} - \alpha_1(u_1) \sqrt{P_\Gamma + (H_{BK} + H_B - a_\Pi) \rho_{BK} g - P_3} \\ \rho_B V_0 \frac{dv_B}{dt} = \varepsilon_B \alpha \sqrt{P_C - P_\Gamma} - \alpha_2(u_2) \sqrt{g(\rho_{BK} H_{BK} + \rho_B H_B) + P_\Gamma} \\ \xi_\Gamma \frac{d(P_\Gamma(1 - v_C))}{dt} = \varepsilon_\Gamma \alpha \sqrt{P_C - P_\Gamma} - \alpha_3(u_3) \sqrt{K_\Gamma (P_\Gamma - P_2) P_\Gamma} \end{array} \right.$$

В основу математичної моделі процесу гідроочищення покладемо рівняння матеріального балансу для кожного із компонентів.

Схема матеріальних потоків для одноступеневої сепарації показана на рис. 5.

У відповідності за цією схемою вхідна трьохкомпонентна суміш – вуглеводневий конденсат, вода і кисневмісний газ, масова витрата якої $m = (R + R_3 + 1)m_C + m_B$.

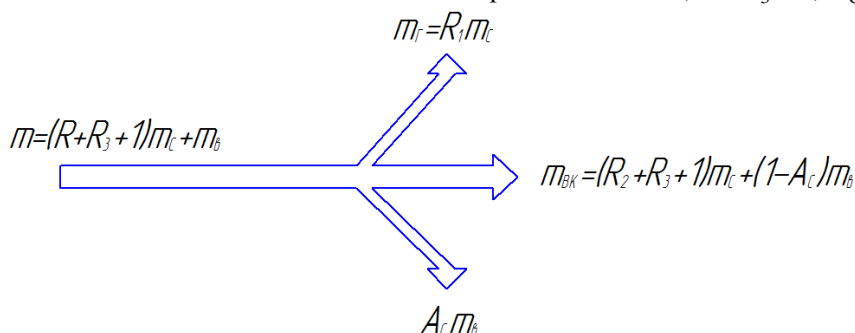


Рисунок 5 - Схема матеріальних потоків на вході сепаратора

Величини m_Γ, m_{BK}, m_B виразимо через загальний потік продукції на вході в сепаратор.

Оскільки $m = (R + R_3 + 1)m_C + m_B$ і $m_B = a_1 m$, то $m = (R + R_3 + 1)m_C + a_1 m$.

Із останнього рівняння знаходимо, що кількість суміші, яка поступає на в сепаратор за одиницю часу, буде:

$$m_C = \frac{1 - a_1}{R + R_3 + 1} m.$$

Знаючи масу суміші m_C , знаходимо масу виділеного газу

$$m_\Gamma = R_1 m_C = \frac{1 - a_1}{R + R_3 + 1} R_1 m.$$

Введемо позначення $\varepsilon_C = \frac{1 - a_1}{R + R_3 + 1} R_1$.

Тоді

$$m_\Gamma = \varepsilon_\Gamma m,$$

де ε_Γ - коефіцієнт сепарації газу.

Для вуглеводневого конденсату, який утворюється в результаті сепарації, матимемо.

$$m_{BK} = (R_2 + R_3 + 1)m_C + (1 - A_C)m_B.$$

Підставляючи замість m_C і m_B їх значення із (3.4) і (3.7), отримуємо

$$m_{BK} = \frac{(R_2 + R_3 + 1)(1 - A_C a_1) + R_1 a_1 (1 - A_C)}{R + R_3 + 1} m$$

$$m_B = A_C m_B = A_C a_1 m.$$

Позначивши через ε_B величину $A_C a_1$, матимемо

$$m_B = \varepsilon_B m,$$

де ε_B - коефіцієнт обезводнення суміші.

Основні складові структури фаззі-системи контролю за технічним станом установки гідроочищення газової фракції. Нечітка логіка є сучасним методом, який застосовують не тільки для керування, але і для моделювання нелінійних процесів. Зв'язки між вхідними і вихідними змінними можуть бути встановленні на основі бази знань і використання методів нечіткої логіки.

Гідродинамічні процеси, що відбуваються в установці гідроочищення газової фракції, мають нелінійні характеристики, викликані наступними правилами:

- нелінійними структурами аналітичних моделей;

- залежністю коефіцієнтів математичних моделей від часу роботи;
- нелінійним характером зміни мас трьохфазної суміші в сепараторі в часі.

В роботі запропоновано вирішувати задачі ефективного керування гідроочищенням газової фракції за допомогою гібридних спостерігачів. Гібридний спостерігач є сукупністю лінійного спостерігача з адаптивною моделлю, яка заснована на методах нечіткої логіки. Скористаємось такими підходами для створення структури фаззи-системи контролю основних технологічних параметрів. Класичне спостереження за технічним станом установки гідроочищення газової фракції здійснюється на основі залежностей між тиском, температурою та градієнтом мас трьохфазної суміші в сепараторі і dM/dt (рис.1.6).

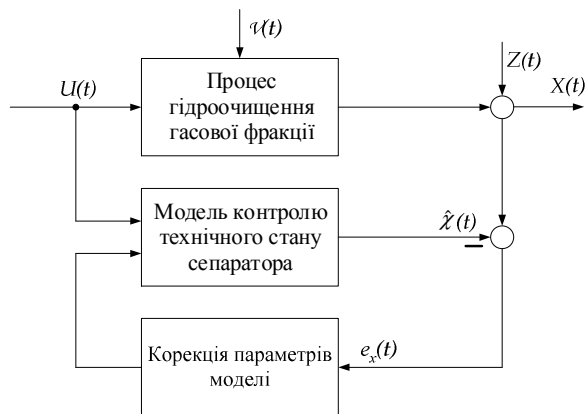


Рисунок 6 - Структура класичного спостереження за основними технологічними параметрами роботи установки гідроочищення газової фракції

$U(t)$ – вхідні параметри процесу;
 $V(t)$ – збурюючі впливи, що діють на процес;
 $Z(t)$ – похибки вимірювань;
 $X(t)$ – вихідні змінні процесу;
 $\hat{X}(t)$ – вихідна змінна спостереження;
 $e_x(t)$ – похибка помилки оцінювання.
 Така структура системи контролю за основними технологічними параметрами роботи установки гідроочищення газової фракції не чутлива до малих змін матеріальних потоків і з метою збільшення коефіцієнта сепарації необхідно доповнити її адаптуючою моделлю, яка побудована на методах нечіткої логіки (рис. 7).

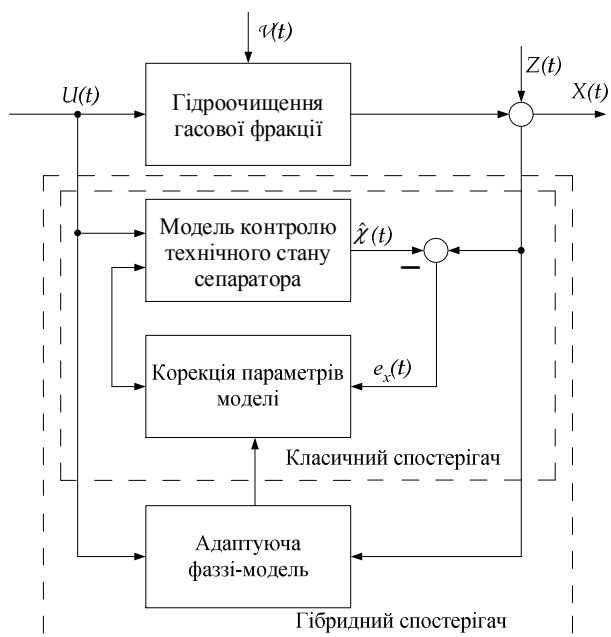


Рисунок 7 - Структура гібридного спостереження за основними технологічними параметрами роботи установки гідроочищення газової фракції

Проведений аналіз системи автоматичного керування установкою з точки зору забезпечення точності при управлінні процесом гідроочищення газової фракції та припущенні, що відсутні зовнішні збурення, показав, що синтезована аналогова та побудована на засадах фаззи-логіки автоматичні системи керування сепаратором для різних випадків має так переваги і недоліки:

- досліджена система автоматичного керування на базі локальних контурів регулювання з П- і ПІ-регуляторами з графіків перехідних процесів видно, що система з П-регуляторами має ряд недоліків – значні статистичні похибки при дії збурень, вплив зміни уставки по одному із виходів об'єкта на динаміку інших. При переході до системи з трьома ПІ-регуляторами – статистична похибка дорівнює нулю, час регулювання коливається в межах 16-28 хвилин, а перерегулювання 10,8-11,9 %. А в системі з ПІ-регуляторами можуть виникнути незатухаючі коливання, які обумовлені багатозв'язністю об'єкта керування та великим коефіцієнтом підсилення;

- досліджена система автоматичного керування із автономністю за задаючими впливами, основним недоліком розглянутої системи є те, що компенсатор розміщений поза колом зворотнього зв'язку, що не покращує якість сигналу по відношенню до збурень. Порівнюючи перехідні процеси багатомірної

автоматичної системи керування з одномірними контурами управління і перехідні процеси в системі з компенсацією задаючих впливів, приходимо до висновку, що якість перехідних процесів в останній системі покращилась. Перехідний процес закінчується значно швидше та проходить без коливань. Проте ця система не забезпечує захисту від збурень, оскільки відсутній головний контур зворотнього зв'язку.

- досліджена автономна система керування (із компенсацією перехресних зв'язків) побудована на засадах фаззи-логіки для статичного і динамічного режимів. Порівнюючі перехідні процеси в системі з перехресними зв'язками без компенсаторів і перехідні процеси в автономній системі керування, дозволяють зробити висновок, що як статична так і динамічна автономні системи керування реалізують розв'язок контурів за перехресними каналами, при цьому забезпечуються високі показники якості.

1 Ластовкина Г.А. *Справочник нефтепереработчика* / Г.А. Ластовкин, Е.Д. Радченко, М.Г. Рудина. – М.: Химия, 1986.–256 с.

2 Ткачова С.М. *Технологія переробки нафти і газу. Процеси глибокої переробки нафти і нафтових фракцій: навч. - метод. комплекс. Ч.1. Курс лекцій* / С.М.Ткачова – Новоποлоцьк: ПГУ, 2006. –392 с.

3 Горбійчук М.І. *Моделювання об'єктів і систем керування в нафтовій та газовій промисловості: навч. посіб. Ч. 2.* / М. І. Горбійчук– Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 1999. – 226 с.

4 Семенцов Г. Н. *Автоматизація процесів переробки нафти та газу: Навчальний посібник* / Г.Н.Семенцов, М.І.Горбійчук, Л.І.Жуган, С.А.Чеховський. – Львів: Світ, 1992. – 352 с.

5 Семенцов Г.Н. *Інтелектуальні системи керування технологічними процесами: навч. посіб.* / Г. Н. Семенцов – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2012. - 173 с.

6 Горбійчук М.І. *Моделювання об'єктів і систем керування в нафтовій і газовій промисловості: навч. посіб. Ч. 3.* / М. І. Горбійчук– Івано-Франківськ: Факел, 1999. – 235 с.

7 Семенцов Г.Н. *Автоматизація неперервних технологічних процесів. Регулятори: навчальний посібник.* – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2016. – 201 с.

Поступила в редакцію 14.05.2018 р.
Рекомендували до друку: докт.техн.наук,
проф. Семенцов Г. Н., докт. техн. наук, проф.
Горбійчук М. І.