

УДК 681:519.7

ІМІТАЦІЙНА МОДЕЛЬ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ДВОСТУПЕНЕВОЇ СЕПАРАЦІЇ В УМОВАХ «НСП-МИКУЛИЧИН»

Поварчук Д. Д.

*ІФНТУНГ, 76019, м. Івано-Франківськ, вул. Карпатська, 15, тел. (0342) 504521,
rovarchukdima007@gmail.com*

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

Аналіз літературних джерел показав, що такі моделі створені лише для окремих апаратів. При двоступеневій сепарації відбувається взаємозв'язок і взаємовплив між процесами першої і другої ступені сепарації. На основі розробленої математичної моделі двоступеневої сепарації нафти було проведено ідентифікацію параметрів, що дало змогу створити імітаційну модель для першого та другого ступенів сепарації. Досліджена числовим методом в програмі MatLab імітаційна модель може бути використана для синтезу ефективних систем керування процесом двоступеневої сепарації та створення математичних моделей у термінах «вхід-вихід».

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

Ключові слова: синтез систем, двоступенева сепарація, числовий метод, ідентифікація параметрів, імітаційна модель.

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

Анализ литературных источников показал, что такие модели созданы только для отдельных аппаратов. При двухступенчатой сепарации происходит взаимосвязь и взаимовлияние между процессами первой и второй степени сепарации. На основе разработанной математической модели двухступенчатой сепарации нефти было проведено идентификацию параметров, что позволило создать имитационную модель для первой и второй ступени сепарации. Исследована численным методом в программе MatLab имитационная модель может быть использована для синтеза эффективных систем управления процессом двухступенчатой сепарации и создание математических моделей в терминах «вход-выход».

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

Ключевые слова: синтез систем, двухступенчатая сепарация, численный метод, идентификация параметров, имитационная модель.

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

The analysis of literary sources showed that such models were created only for separate devices. In the two-stage separation there is a relationship and mutual influence between the processes of the first and second stages of separation. On the basis of the developed mathematical model of two-stage oil separation, identification of the parameters was made, which made it possible to create an imitation model for the first and second stages of separation. The numerical method studied in MatLab's simulation model can be used to synthesize effective control systems of the two-stage separation process and to create mathematical models in terms of "input-output".

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

Key words: synthesis of systems, two-level separation, numerical method, parameter identification, simulation model.

Вступ

Сепараційні системи здійснюють операції щодо збору, підготовки і зберігання нафти і виконують такі функції [1]: транспортування продукції свердловини під дією пластового тиску або за рахунок енергії насосів до пункту підготовки нафти; відділення газу від нафти і подача його споживачам; відділення вільної води від продукції свердловин (у випадку добичі заводненої нафти). Процес сепарації протікає під дією численних завод та притаманних йому складних внутрішніх зв'язків, розробка ефективних систем автоматичного керування повинна ґрунтуватись на адекватних математичних моделях, які кількісно і якісно характеризують процес сепарації цілому.

Аналіз публікацій та висвітлення невирішених раніше проблем

Економіка виробництва свідчить, що процеси сепарації нафти повинні бути настільки ефективними, наскільки це можливо, оскільки відокремлена нафта може вміщати частково захоплену воду або газ і навпаки. Це означає, що будь-яка газоводонафтова емульсія повинна бути відсепарована до товарного стану, вміст води не повинен перевищувати 1% [1]. Відображення наукової проблеми сепарації нафти може бути знайдено у працях [2, 3]. Однак найбільшою проблемою сучасного стану процесів сепарації нафти вважається відсутність комплексних систем автоматизованого управління, де повинні контролюватись параметри потоку кожного компонента із включеною функцією керування структурою потоків. Невід'ємною складовою таких комплексів є двоступеневі системи сепарації нафти [4].

На першому етапі створення двоступеневих сепараційних систем буде стояти питання математичного моделювання [5, 10], яке включає такі важливі фактори як: продуктивність, газовий фактор, коефіцієнт розчинності, коефіцієнт сепарації, геометричні розміри сепаратора та ін. Вивчення сепарації нафти шляхом комп'ютерного моделювання було виконано в роботі [6], але недоліком було виключення води зі складу моделі, яка суттєво впливає на ключові параметри: тиск, температуру, рівень, витрату. Розроблення комп'ютерних моделей процесу сепарації необхідне для забезпечення інженерів цінними інструментами для отримання більш надійних якісних і кількісних рішень при подальшому переробленні нафти та експлуатації нафтових родовищ. В роботі [7] проведений детальний опис теорії руху частинок газу в гравітаційному

полі який суттєво впливає на продуктивність сепаратора, але в цій роботі не досліджено вплив на багатостадійні сепараційні системи. Одна із перших математичних моделей, яка описує процес в термінах «вхід-вихід» і яка придатна для синтезу автоматичних систем керування, була модель, що запропонована у роботі [8].

В роботі [9] враховано взаємовплив рівня рідини і тиску в сепараторі. Але недоліком можна вважати те, що дві останні роботи не достатньо обґрунтовані і призначені тільки для одноступеневої сепарації. Найбільш ефективними вважаються двоступеневі сепараційні системи, так як режим роботи першої ступені суттєво впливає на ефективність роботи другої. Отже, недостатньо дослідженим залишається питання двоступеневих сепараційних систем.

Ціль та задачі дослідження

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

Для досягнення поставленої мети були поставлені такі завдання:

1. Проаналізувати математичні моделі існуючих сепараційних установок.
2. На основі попередньо лінеаризованої та ідентифікованих параметрів математичної моделі, розробити імітаційну модель установки двоступеневої сепарації нафти в умовах «НСП-Микуличин».
3. Сформулювати висновки на основі проведених досліджень.

Виклад основного матеріалу

Синтезована система автоматичного керування процесом двоступеневої сепарації нафти в умовах «НСП-Микуличин» має в своєму складі компенсатори перехресних зв'язків і компенсатори збурень, що дає підстави розглядати її як чотири незалежних контури регулювання, які описуються однотипними передавальними функціями

$$W(p) = \frac{b_0 p^2 + b_1 p + b_2}{a_0 p^3 + a_1 p^2 + a_2 p + a_3}, \quad (1)$$

коефіцієнти яких визначаються як значенням параметрів налаштування регуляторів, так і динамічними властивостям каналів передачі сигналів «вхід-вихід». Значення параметрів передавальних функцій для кожного контуру керування наведені у табл. 1.

У відповідність передавальній функції (1) можна поставити таке диференціальне рівняння:

$$a_0 \frac{d^3 y}{dt^3} + a_1 \frac{d^2 y}{dt^2} + a_2 \frac{dy}{dt} + a_3 y = \quad \text{де } y_d \text{ - вставка регулятора.}$$

$$= b_0 \frac{d^2 y_d}{dt^2} + b_1 \frac{dy_d}{dt} + b_2 y_d \quad (2)$$

Таблиця 1 – Значення параметрів передавальних функцій контурів керування

Позначення коеф. передавальних функцій	Формули обчислень	Машинна змінна	Числові значення передавальних функцій
<i>Перший контур регулювання (сепаратор Б-1)</i>			
$a_0^{(1)}$	-	Az(1)	1
$a_1^{(1)}$	$b_{11}C_1^{(1)} + \beta_1$	Az(2)	0,20001
$a_2^{(1)}$	$b_{11}C_0^{(1)} + \alpha_{11}C_1^{(1)} + \beta_2$	Az(3)	$1,0004 \cdot 10^{-2}$
$a_3^{(1)}$	$\alpha_{11}C_0^{(1)}$	Az(4)	$1,2947 \cdot 10^{-7}$
$b_0^{(1)}$	$b_{11}C_1^{(1)}$	Bz(1)	0,19897
$b_1^{(1)}$	$b_{11}C_0^{(1)} + \alpha_{11}C_1^{(1)}$	Bz(2)	$1,0003 \cdot 10^{-2}$
$b_2^{(1)}$	$\alpha_{11}C_0^{(1)}$	Bz(3)	$1,2947 \cdot 10^{-7}$
<i>Другий контур регулювання (сепаратор Б-1)</i>			
$a_0^{(2)}$	-	Ax(1)	1
$a_1^{(2)}$	$b_{22}C_1^{(2)} + \beta_1$	Ax(2)	0,2.0063
$a_2^{(2)}$	$b_{22}C_0^{(2)} + \alpha_{22}C_1^{(2)} + \beta_2$	Ax(3)	$1,0227 \cdot 10^{-2}$
$a_3^{(2)}$	$\alpha_{22}C_0^{(2)}$	Ax(4)	$6,4025 \cdot 10^{-6}$
$b_0^{(2)}$	$b_{22}C_1^{(2)}$	Bx(1)	0,19959
$b_1^{(2)}$	$b_{22}C_0^{(2)} + \alpha_{22}C_1^{(2)}$	Bx(2)	$1,0226 \cdot 10^{-2}$
$b_2^{(2)}$	$\alpha_{22}C_0^{(2)}$	Bx(3)	$6,4025 \cdot 10^{-6}$
<i>Перший контур регулювання (сепаратор Б-2)</i>			
$a_{s0}^{(1)}$	-	Azs(1)	1
$a_{s1}^{(1)}$	$b_{11}^{(s)}C_{s1}^{(1)} + \beta_1^{(s)}$	Azs(2)	0,2000
$a_{s2}^{(1)}$	$b_{11}^{(s)}C_{s0}^{(1)} + \alpha_{11}^{(s)}C_{s1}^{(1)} + \beta_2^{(s)}$	Azs(3)	$1,0100 \cdot 10^{-2}$
$a_{s3}^{(1)}$	$\alpha_{11}^{(s)}C_{s0}^{(1)}$	Azs(4)	$6,5296 \cdot 10^{-9}$
$b_{s0}^{(1)}$	$b_{11}^{(s)}C_{s1}^{(1)}$	Bzs(1)	0,1982

Продовження табл. 1

Позначення коефіцієнтів передавальних функцій	Формули обчислень	Машинна змінна	Числові значення коефіцієнтів передавальних функцій
$b_{s1}^{(1)}$	$b_{11}^{(s)}C_{s0}^{(1)} + \alpha_{11}^{(s)}C_{s1}^{(1)}$	Bzs(2)	$1,0100 \cdot 10^{-2}$
$b_{s2}^{(1)}$	$\alpha_{11}^{(s)}C_{s0}^{(1)}$	Bzs(3)	$6,5296 \cdot 10^{-9}$
<i>Другий контур регулювання (сепаратор Б-2)</i>			
$a_{s0}^{(2)}$	-	Axs(1)	1
$a_{s1}^{(2)}$	$b_{22}^{(s)}C_{s1}^{(2)} + \beta_1^{(s)}$	Axs(2)	0,2017
$a_{s2}^{(2)}$	$b_{22}^{(s)}C_{s0}^{(2)} + \alpha_{22}^{(s)}C_{s1}^{(2)} + \beta_2^{(s)}$	Axs(3)	$1,0449 \cdot 10^{-2}$
$a_{s3}^{(2)}$	$\alpha_{22}^{(s)}C_{s0}^{(2)}$	Axs(4)	$1,7613 \cdot 10^{-5}$
$b_{s0}^{(2)}$	$b_{22}^{(s)}C_{s1}^{(2)}$	Vxs(1)	0,19997
$b_{s1}^{(2)}$	$b_{22}^{(s)}C_{s0}^{(2)} + \alpha_{22}^{(s)}C_{s1}^{(2)}$	Vxs(2)	$1,0449 \cdot 10^{-2}$
$b_{s2}^{(2)}$	$\alpha_{22}^{(s)}C_{s0}^{(2)}$	Vxs(3)	$1,7613 \cdot 10^{-5}$

Аналіз значень коефіцієнтів передавальних функцій (табл. 1) показує, що в процесі обчислень може виникнути ситуація, коли приходиться ділити на малі величини, що може суттєво спотворити результати обчислень [11]. Для уникнення такої ситуації рівняння (2) нормуємо, привівши до безрозмірних величин вхід u , вихід y контуру керування, а також час t .

Введемо безрозмірні величини

$$\tau = \frac{t}{t_*}, \quad \tilde{y} = \frac{y}{y_*}, \quad \tilde{u} = \frac{u}{u_*},$$

де t_* , y_* , u_* - коефіцієнти масштабу змінних.

Оскільки $t = \tau t_*$, $y = \tilde{y} y_*$ і $u = \tilde{u} u_*$, то

$$\frac{d^k y}{dt^k} = \frac{y_*}{t_*^k} \cdot \frac{d^k \tilde{y}}{d\tau^k}, \quad k=1,2,3 \quad \text{і} \quad \frac{d^r u}{dt^r} = \frac{u_*}{t_*^r} \cdot \frac{d^r \tilde{u}}{d\tau^r},$$

$r=1,2$. Врахування останніх співвідношень дає підстави записати рівняння (5.12) у такому вигляді:

$$\begin{aligned} & \frac{a_0 y_*}{t_*^3} \cdot \frac{d^3 \tilde{y}}{d\tau^3} + \frac{a_1 y_*}{t_*^2} \cdot \frac{d^2 \tilde{y}}{d\tau^2} + \frac{a_2 y_*}{t_*} \cdot \frac{d\tilde{y}}{d\tau} + a_3 y_* \tilde{y} = \\ & = \frac{b_0 y_d^*}{t_*^2} \cdot \frac{d^2 \tilde{y}_d}{d\tau^2} + \frac{b_0 y_d^*}{t_*} \cdot \frac{d\tilde{y}_d}{d\tau} + b_2 y_d^* \tilde{y}_d \end{aligned} \quad (3)$$

Поділивши ліву і праву частини диференціального рівняння (3) на $a_3 y_*^*$ та допустимо, що $y^* = y_d^*$, отримаємо

$$\begin{aligned} & \tilde{a}_0 \frac{d^3 \tilde{y}}{d\tau^3} + \tilde{a}_1 \frac{d^2 \tilde{y}}{d\tau^2} + \tilde{a}_2 \frac{d\tilde{y}}{d\tau} + \tilde{y} = \\ & = \tilde{b}_0 \frac{d^2 \tilde{y}_d}{d\tau^2} + \tilde{b}_1 \frac{d\tilde{y}_d}{d\tau} + \tilde{b}_2 \tilde{y}_d \end{aligned} \quad (4)$$

де $\tilde{a}_i = \frac{a_i}{a_n t_*^{n-i}}$, $i = \overline{0, n-1}$, $\tilde{b}_j = \frac{b_j}{a_n t_*^{m-j}}$, $j = \overline{0, m}$ ($n=3$, $m=2$); n - порядок диференціального рівняння (4).

Початкові умови для рівняння (4) – нульові.

Масштаб часу t_* виберемо із умови: $\tilde{a}_0 = 1$.

Враховуючи значення \tilde{a}_0 , знаходимо, що

$$t_* = \sqrt[3]{\frac{a_0}{a_3}}.$$

Диференціальне рівняння (4) будемо розв'язувати числовим методом з використанням системи MatLab. Для цього рівняння (4) переписемо у дещо іншому вигляді, враховуючи при цьому, що у системі MatLab нумерація елементів масиву починається з одиниці

$$\sum_{i=1}^{n+1} \hat{a}_i \frac{d^{i-1} \tilde{y}}{d\tau^{i-1}} = \sum_{j=1}^{n+1} \hat{b}_j \frac{d^{j-1} \tilde{y}_d}{d\tau^{j-1}}, \quad (5)$$

де $n=3$, $\hat{b}_{n+1} = 0$, $\frac{d^0 \tilde{y}}{d\tau^0} \equiv \tilde{y}$, $\frac{d^0 \tilde{y}_d}{d\tau^0} = \tilde{y}_d$.

Між коефіцієнтами \hat{a}_i і \tilde{a}_k та \hat{b}_i і \tilde{b}_k існують такі співвідношення:

$$\hat{a}_{n-i+1} = \tilde{a}_i, \quad \hat{b}_{n-i+1} = \tilde{b}_i, \quad i = \overline{0, n}.$$

Рівняння (5) запишемо у вигляді тотожної системи рівнянь, кожне із яких є диференціальним рівнянням першого порядку:

$$\frac{dx_i}{d\tau} = x_{i+1} + \beta_{i+1} \tilde{y}_d, \quad i = \overline{1, n-1}, \quad (6)$$

$$\frac{dx_n}{d\tau} = -\frac{1}{\hat{a}_{n+1}} \sum_{j=1}^n \hat{a}_j x_j + \beta_{n+1} \tilde{y}_d, \quad (7)$$

$$\hat{y} = x_1 + \beta_1 \tilde{y}_d. \quad (8)$$

На відміну від аналогічних рівнянь, які наведені, наприклад у [11], де індексація при відповідних змінних починається з нуля, в рівняннях (6) – (8) індекси при всіх змінних починаються з одиниці як це прийнято у системі MatLab.

Невідомі змінні β_i визначимо із системи рівнянь

$$\sum_{j=1}^{n+1} \hat{a}_j \beta_{j-i+1} = \hat{b}_i, \quad i = \overline{1, n+1}, \quad (9)$$

яка є верхньою трикутною системою лінійних алгебраїчних рівнянь. Розв'язок системи рівнянь (9) знайдемо за такою формулою:

$$\beta_k = \frac{1}{\hat{a}_{n+1}} \left(\hat{b}_{n-k+2} - \sum_{j=1}^{k-1} \hat{a}_{n-k+j+1} \beta_j \right), \quad k = \overline{1, n+1}. \quad (10)$$

Числовий розв'язок системи диференціальних рівнянь (6) – (8) отриманий з використанням методу Рунге-Кутта [11] (додаток Б). Для всіх чотирьох контурів керування – $\tilde{y}_d = 0,25$.

Графіки перехідних процесів у кожному контурі керування показані на рис. 1 – 4.

Знайдемо оцінки якості процесів керування технологічними параметрами для сепараторів Б-1 і Б-2. Такими оцінками будуть перегулювання і час регулювання [12].

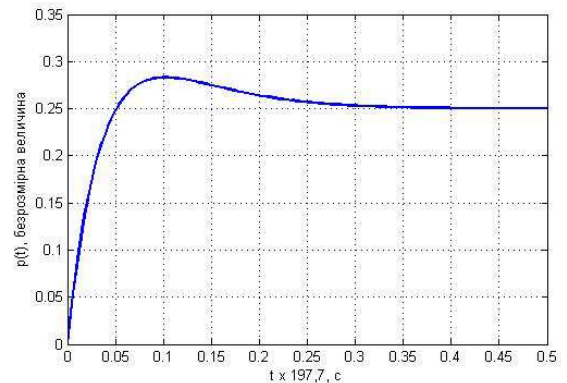


Рисунок 1 – Графік перехідного процесу в контурі – регулювання тиску в сепараторі Б-1

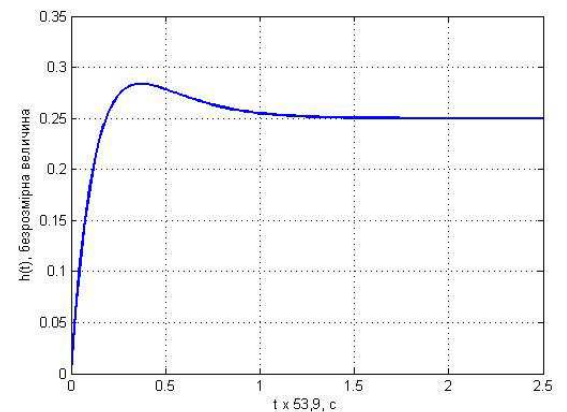


Рисунок 2 – Графік перехідного процесу в контурі – регулювання рівня в сепараторі Б-1

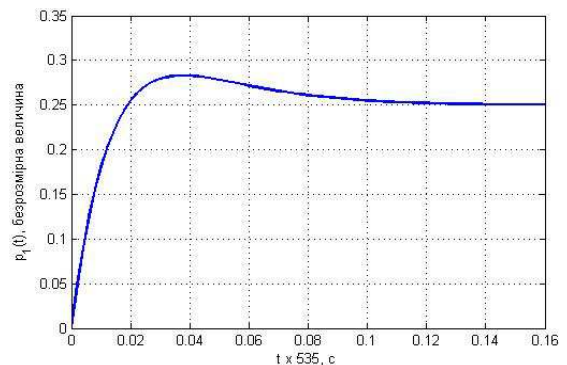


Рисунок 3 – Графік перехідного процесу в контурі – регулювання тиску в сепараторі Б-2

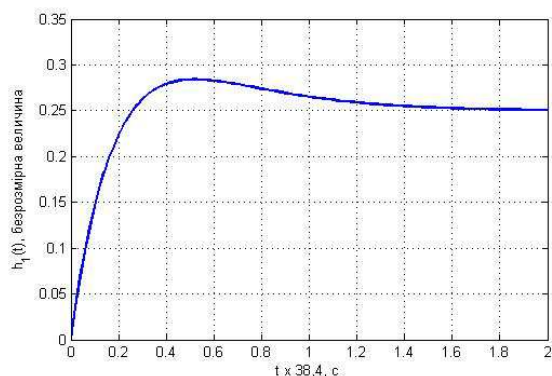


Рисунок 4 Графік перехідного процесу в контурі – регулювання рівня в сепараторі Б-2

Перерегулювання визначають [13] як максимальне відхилення перехідної характеристики від усталеного значення вихідної величини $y_{уст}$, що виражається у відносних одиницях або у відсотках

$$\sigma_y = \frac{y_{max1}}{y_{уст}} - 1. \quad (11)$$

Допустиме значення [13] перерегулювання лежить в межах 10 – 25%.

Час регулювання [13] – мінімальне значення часу, після якого відхилення вихідної величини від усталеного значення не буде перевищувати деяке задане значення Δ_y

$$\min_t: |y_{уст} - y(t)| \leq \Delta_y. \quad (12)$$

Величина Δ_y вибирається, як правило, в межах 1 – 5% від $y_{уст}$.

Оскільки рівняння, які описують динаміку каналів керування, приведені до безрозмірного вигляду, то умова (12) буде такою:

$$\min_k: |\tilde{y}_{уст} - \tilde{y}(kh)| \leq \Delta_y.$$

За знайденим значенням k обчислюємо

$$t_p = kht_*.$$

Крок дискретності, який визначають за такою формулою:

$$h = \frac{t_f - t_0}{N},$$

де t_0 , t_f - початковий і кінцевий час;

N - кількість відліків ординат перехідних характеристик, які зображені на рис. 1 – 4.

З огляду на те, що величини $y_{уст}$ і $y(t)$ мають однакові масштаби, формула (11) для обчислення перерегулювання залишається без змін.

Обчислення значень перерегулювання σ_y , % і часу регулювання t_p здійснювалось в системі MatLab. Результати таких обчислень наведені в табл. 2 при $\Delta_y = 0,01\tilde{y}_d$.

Таблиця 2 – Показники якості процесу керування сепарацією нафти

Регульована величина	Значення $\tau = kh$	Масштаб часу, t_* , с	Перерегулювання, σ_y , %	Час регулювання, t_p , с
Сепаратор Б-1				
Тиск в сепараторі	0,3161	197,67	13	62,5
Рівень рідини в сепараторі	1,1538	53,50	14	62,1
Сепаратор Б-2				
Тиск в сепараторі	0,1154	535,02	13	61,7
Рівень рідини в сепараторі	1,5380	38,43	14	59,1

Таким чином, показники якості керування процесом сепарації нафти задовольняють сформованим вимогам. Перерегулювання не перевищує 14%, а час регулювання лежить в

межах від 62,5 с до 59,1 с. Зважаючи на значну інерційність керованого об'єкта, такі значення t_p є цілком задовільними.

Алгоритмічна структура системи автоматичного керування процесом сепарації нафти показана на рис. 5. Вона має у своєму складі ПІ-регулятори, компенсатори перехресних зв'язків і збурень, які

забезпечують автономність контурів керування як першої, так і другої ступенів сепарації відносно збурень, які діють на об'єкт керування.

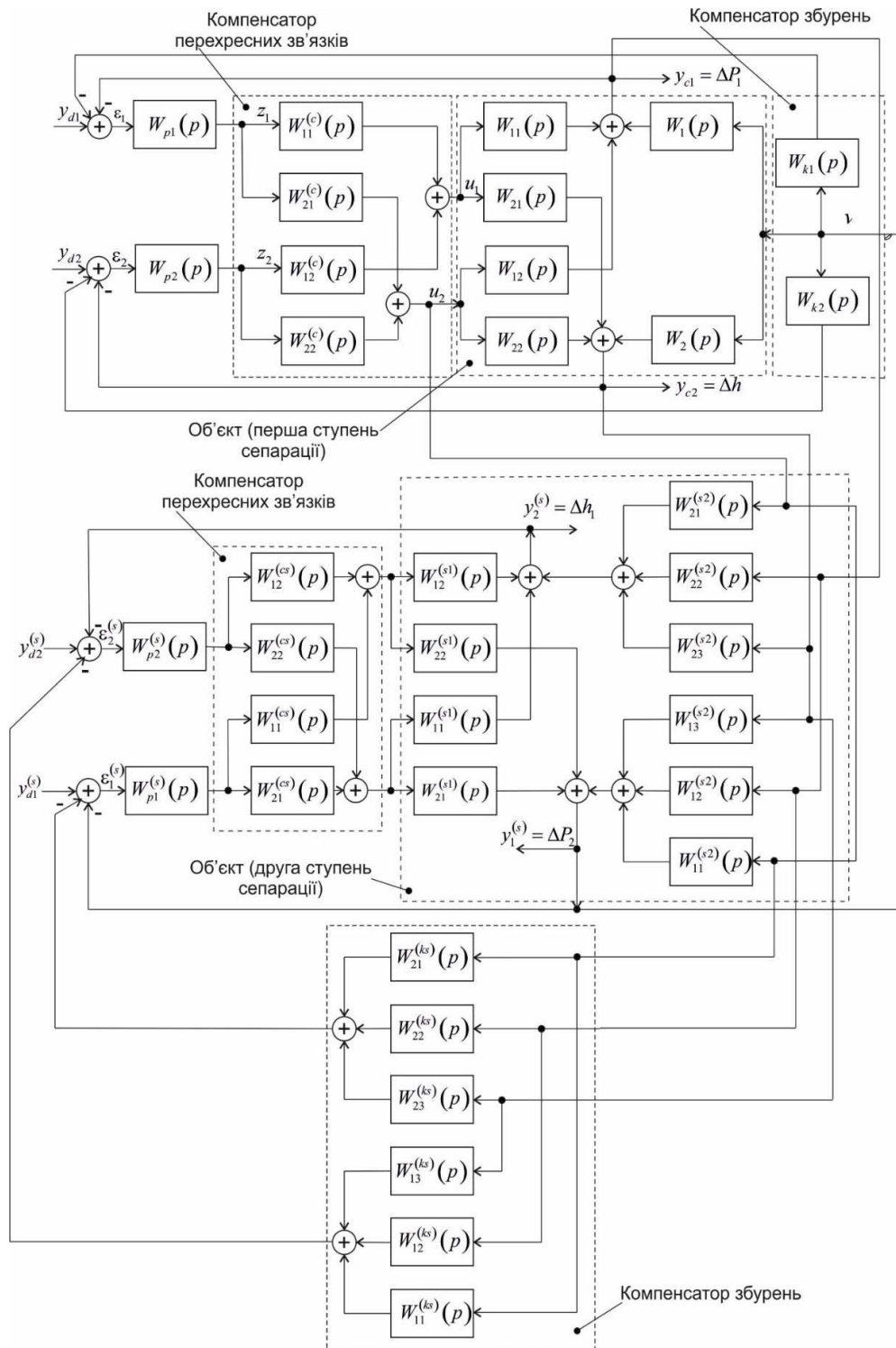


Рисунок 5 – Алгоритмічна структура автоматичної системи керування процесом сепарації нафти

Виходячи із алгоритмічної структури, яка показана на рис. 5, була синтезована відповідна структурна схема автоматичної системи керування процесом сепарації (рис. 6).

На рис. 6 прийняті такі позначення: ДТ-1, ДР-1, ДТ-2, і ДР-2 – давачі тиску та рівня першої і другої ступенів сепарації; ДТ-м – вимірювач сигналу, який поступає на виконавчий механізм ВМ-Т; РТ-1, РР-1, РТ-2 і РР-2 – ПІ-регулятори тиску і рівня першої та другої ступенів сепарації; СУМ-1, СУМ-2, СУМ-3 і СУМ-4 –

суматори сигналів зворотних зв'язків, компенсаторів перехресних зв'язків і збурень першої і другої ступенів сепарації, взятими з відповідними знаками, які визначені алгоритмічною структурою; КПЗ-1 і КПЗ-2 – компенсатори перехресних зв'язків першої і другої ступенів сепарації; КЗ-1, КЗ-2, КЗ-3 і КЗ-4 – компенсатори збурень; ВМ-Т і ВМ-Р – виконавчі механізми тисків і рівнів відповідно на першій і другій ступенів сепарації.

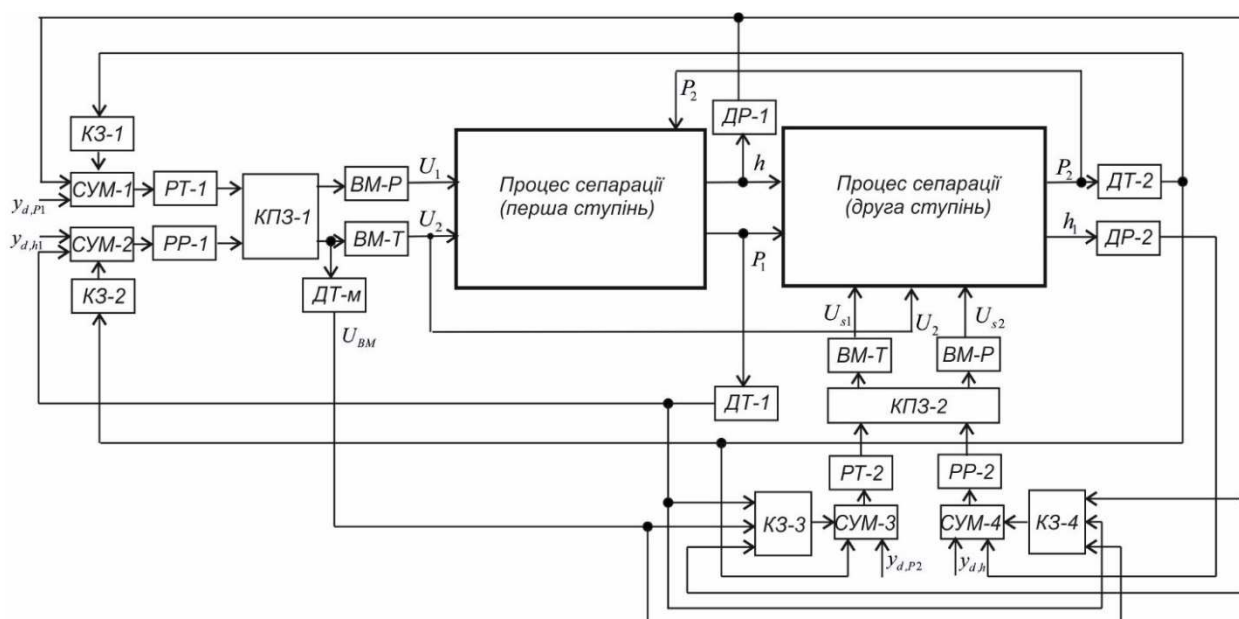


Рисунок 6 – Структурна схема автоматичної системи керування процесом сепарації нафти

Висновки

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

2. Проведено імітаційне моделювання системи автоматичного керування процесом двоступеневої сепарації в умовах «НСП-Микуличин». На основі отриманих результатів визначено показники якості керування процесом сепарації нафти які задовольняють сформованим вимогам. Перерегулювання не перевищує 14%, а час регулювання лежить в межах від 59,1 с до 62,5 с. Зважаючи на значну інерційність керованого об'єкта, такі значення часу регулювання є цілком задовільними.

3. Згідно отриманих результатів досліджень двоступеневої сепараційної установки можна зробити висновок що дана

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

1 Sutherland K. Separation processes in oil and gas extraction / K. Sutherland // *Filtration Separation*, Jan 2012 – №49(1) – P. 20 – 25.

2 Ambartsumian A. A. Complex automation of technological processes with involving event model in feedback control scheme / A. A. Ambartsumian, Kazansky D. L. // *Proceedings of the 17th World Congress The International Federation of Automatic Control Seoul, Korea, July 6-11, – 2008.* – P. 28 – 33.

3 Muhammed A. M. Systems for collecting and preparation of oil and gas and criteria for their selection: tutorial / A. M. Mohammed // *Diplomica Verlag Hamburg, Germany.* – 2011 – 109p.

4 Bahadori A. *Optimizing separator pressures in the multistage crude oil production unit* / A. Bahadori, H. Vuthaluru, S. Mokhatab // *Asia-pacific journal of chemical engineering*, July 2008. – Volume3(4), P. 380 – 386.

5 Horbiychuk M. I. *Fuzzy Identification of Technological Objects* / M. I. Horbiychuk, T. V. Humeniuk, D. D. Povarchuk // *Energy engineering and control systems. Lviv Polytechnic National University*. – 2015. – №1(1) – P.36 – 42.

6 Khamukhin A. A. *Modeling of Gas Multistage Separation to Increase Stock Tank Oil* / A. A. Khamukhin, E. V. Nikolayev // *Advanced Materials Research, Sep 2014 – Volume(1040) – P. 508 – 512.*

7 Liaposchenko O. *The model of crossed movement and gas-liquid flow interaction with captured liquid film in the inertial-filtering separation channels* / O. Liaposchenko, I. Pavlenko, O. Nastenka // *Separation and Purification Technology*, Feb 2017 – Volume(173) – P. 240 – 243.

8 Жежера Н. Н., Тугов В. В. *Моделирование установки сепарации газонефтяной смеси как объекта управления по уровню жидкости* // *Нефтегазовые технологии*. – 2001. – №4 – С.4–8.

9 Ostapenko O. *Optimal synthesis processes of low-temperature condensation associated oil gas plant refrigeration system* / O. Ostapenko, O. Yakovleva, M. Khmelniuk, A. Zimin // *Holodilna Tehnika i Tehnologija, Odessa*

National Academy of Food Technologies, Ukraine. – 2015. – №51(5) – P.4 – 11.

10 Horbiychuk M.I. *Development of the mathematical model for the installation of two-stage separating* / Horbiychuk M.I., Povarchuk D.D., Gumenyuk T.V., Lazoriv N.T. // *Slovak international scientific journal* – 2017p. – №3(64). – С. 84 – 91.

11 Горбійчук М. І. *Алгоритми і методи обчислень: навчальний посібник* / М. І. Горбійчук. – Івано-Франківськ, 2016. – 306 с.

12 Ротач В. Я. *Теория автоматического управления: ученик* / В. Я. Ротач — 5-е изд., перераб. и доп. — М.: Издательский дом МЭИ, 2008. — 396 с.

13 *Аналіз якості регулювання лінійних систем, точності систем управління* http://vsestudentu.ru/tau/5_analiz_kachestva_regulirovaniya_linejnyh_sistem/54_tochnostj_sistem_avtomaticheskogo_upravleniya_koefficienty_oshibok.php.

Поступила в редакцію 13.05.2018 р.
Рекомендували до друку: докт.техн.наук, проф. Горбійчук М. І., докт. техн. наук, проф. Олійник А. П.