

ОПТИМАЛЬНОЕ УПРАВЛЕНИЕ ОБЪЕКТАМИ И СИСТЕМАМИ

УДК 681.513.5:664.12

СИНТЕЗ ТА ПОРІВНЯННЯ БАГАТОВИМІРНИХ РЕГУЛЯТОРІВ ДЛЯ КОЛОННОЇ ДИФУЗІЙНОЇ УСТАНОВКИ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ

Луцька Н.М., Заєць Н.А., Ладанюк А.П.

Останнім часом з'явилося багато розробок, присвячених багатовимірним регуляторам, що пояснюється бурхливим розвитком оптимальних задач та появою високошвидкісних обчислювальних машин, що включені в автоматизовані системи управління технологічними процесами та комплексами. Це відноситься до різних алгоритмів аналітичного конструювання оптимальних регуляторів та робастних задач управління, що побудовані за інтегрально-квадратичним, H_2 - та H_∞ -критеріями.

Дана стаття є продовженням [1], що порівнює вказані регулятори, включаючи локальні ПІ, але для іншого об'єкта – теплообмінної частини колонної дифузійної установки цукрового виробництва та встановлює умови, при яких той чи інший регулятор має найкращу якість перехідних процесів. Також зроблено висновок про доцільність використання кожного з вказаних регуляторів для даного об'єкта.

Для розуміння подальших викладок на рис.1 зображено технологічну схему дифузійного відділення цукрового виробництва. Відмітимо, що сьогодні в Україні найбільша частка дифузійних апаратів складає колонна дифузійна установка, метою якої є отримання дифузійного соку необхідної якості, що залежить від багатьох технологічних змінних, одна з яких є температурний режим відділення.

На практиці використовуються стандартні ПІ-регулятори за наступними контурами: температура сокостружки в верхній зоні колони – подача пари в підігрівник барометричної води 5; температура сокостружки в середній зоні колони – подача пари в підігрівник соку 2, що рециркулює в ошпарювачі; температура в нижній зоні колони – подача пари в підігрівник циркуляційного соку 3. Особливістю керування температурою полягає тому, що регульовальна дія прикладена не безпосередньо в дифузійний апарат, а в винесені теплообмінники, чим збільшується інерційність та погіршується керованість системи.

На першому етапі синтезу багатовимірних оптимальних регуляторів проводиться вибір об'єкта регулювання, що належить виділеному класу з такими характеристиками: має декілька однакових координат стану однієї фізичної природи; має внутрішні взаємозв'язки між параметрами; описується схожими за структурою математичними моделями; регулюється за однією схемою. На відміну від нахиленої дифузійної установки, де було виділено підсистему температур в зонах апарата, в дифузійному відділенні з колонним дифузійним апаратом не можна обмежити розгляд теплообмінної частини лише температурами в зонах апарату. Тому при виділенні об'єкта оптимального управління розглядається підсистема всіх температур, які входять в дифузійне відділення, включаючи температури в колонній дифузії, в ошпарювачі, в теплообмінниках.

На другому етапі синтезу розробляється математична модель виділеної підсистеми управління.

На основі теплових балансів виведена лінійна математична модель теплообмінної частини дифузійного відділення у вигляді

$$\begin{aligned} \frac{dx}{dt} &= Ax(t) + Bu(t) + Gw(t); \\ y &= Cx(t) + Du(t) + Hw(t) + v(t), \end{aligned} \quad (1)$$

де

$x = [\Delta\theta_{12}, \Delta\theta_6, \Delta\theta_8^2, \Delta\theta_7, \Delta\theta_1^n, \Delta\theta_5^n, \Delta\theta_8^n, \Delta\theta_{n1}, \Delta\theta_{n2}, \Delta\theta_{n3}]^T$ – вектор координат стану, що складається відповідно з температури сокостружкової суміші на виході з ошпарювача; температур сокостружкової суміші по трьом зонам колонного апарата, температур соку та барометричної води після підігрівників та температури пари, що поступає в підігрівники;

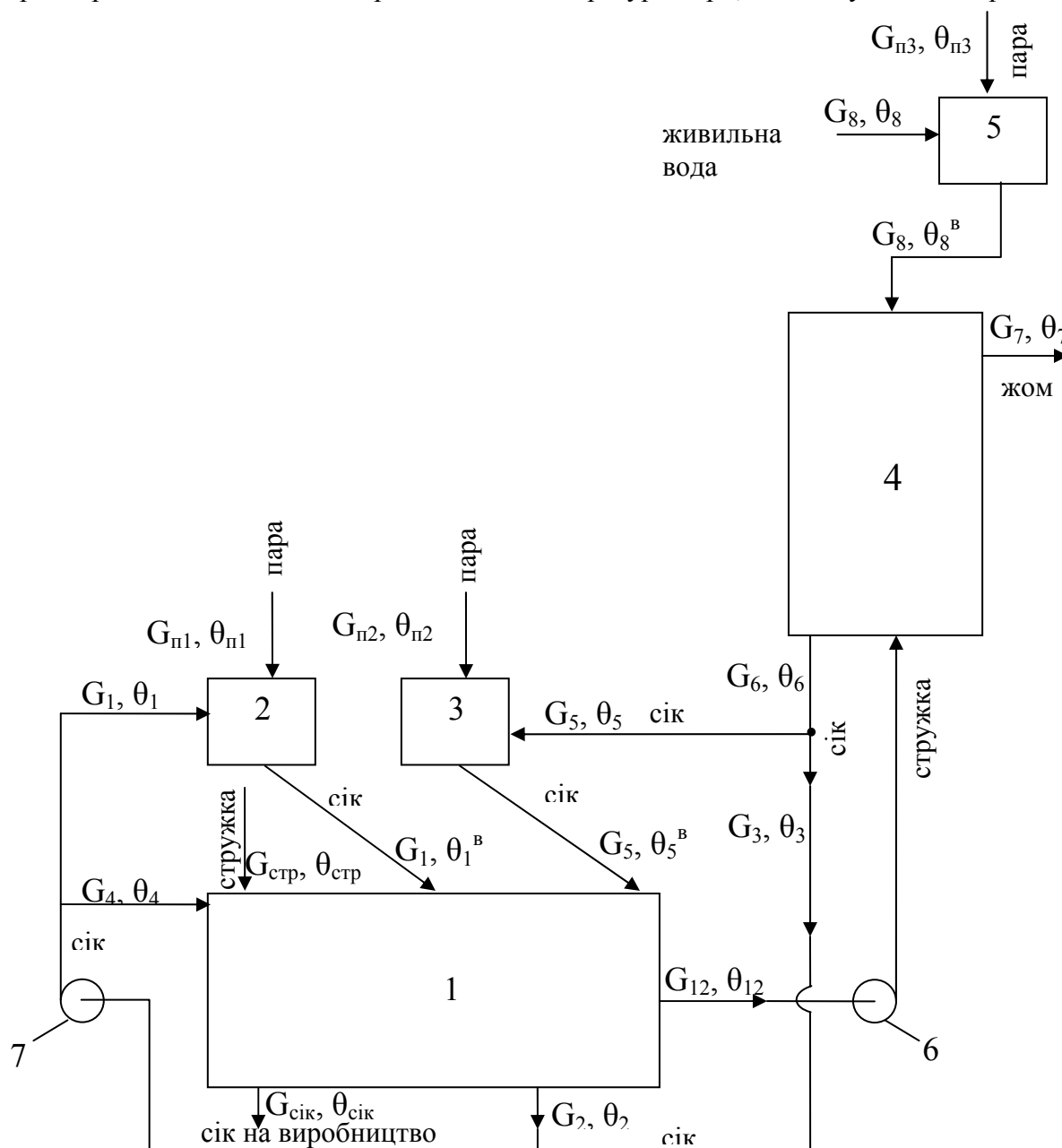


Рис.1 Технологічна схема дифузійного відділення цукрового виробництва: 1-ошпарювач; 2, 3, 5 – підігрівач; 4 – колонна дифузійна установка; 6, 7 – насос

$u = [\Delta G_{n1}, \Delta G_{n2}, \Delta G_{n3}]^T$ – вектор управління, що складається з витрати пари у відповідних підігрівниках;

$w = [\Delta\theta_{11}, \Delta G_{11}, \Delta\theta_{cmp}^n, \Delta G_{12}, \Delta G_6, \Delta\theta_1, \Delta G_1, \Delta\theta_5, \Delta G_5, \Delta\theta_8, \Delta G_8, \Delta G_2]^T$ – вектор вхідних збурень, де $\Delta G_{11}, \Delta G_{12}, \Delta G_6, \Delta G_1, \Delta G_5, \Delta G_8, \Delta G_2$ - витрати відповідно сокостружкової суміші, що поступає в середню частину ошпарювача та колонний апарат; ба-

шенного соку; соку поперечного потоку; соку, що поступає в мішалку ошпарювача, барометричної води, соку поперечного потоку що виробляється з ошпарювача; $\Delta\theta_{11}, \Delta\theta_{cmp}^n, \Delta\theta_1, \Delta\theta_5, \Delta\theta_8$ - температури сокостружкової суміші в шахті ошпарювача, стружки з пульполовушки, соку поперечного потоку перед підігрівником, соку, що йде в мішалку ошпарювача перед підігрівником, барометричної води перед підігрівником відповідно;

$y = x$ – вектор вимірювань (всі температури вимірюються);

v – вектор випадкових збурень по каналу вимірювання, вибирається як такий, що залежить від похибки первинного та вторинного приладу та каналів зв'язку;

$$A = \begin{bmatrix} -0.2618 & 0 & 0 & 0 & 0.2356 & 0.1963 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0.0341 & -0.0750 & 0.0400 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0.0310 & -0.0696 & 0.0385 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0.0300 & -0.0669 & 0 & 0 & 0.0364 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -3.3670 & 0 & 0 & 0.0167 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -2.8058 & 0 & 0 & 0.0167 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1.6056 & 0 & 0 & 0.0155 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -16250 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -16250 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -19500 \end{bmatrix};$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 14167 & 0 & 0 \\ 0 & 15000 & 0 \\ 0 & 0 & 30000 \end{bmatrix};$$

$$G = \begin{bmatrix} 0.0654 & 0.2378 & 0.0007 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0.0153 \\ 0 & 0 & 0 & -0.0003 & 0.0001 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -0.0003 & 0.0008 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -0.0018 & 0.0051 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 3.3503 & -0.5825 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 2.7891 & -0.4854 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1.5900 & 11.7164 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 16.250 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 16.250 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 19.500 & 0 & 0 \end{bmatrix};$$

C – одинична матриця розмірності 10×10 ; D – нульова матриця розмірності 10×3 ; H – нульова матриця розмірності 10×12 .

Для лінійної моделі об'єкта (1) додамо рівняння, що описує вектор регульованих виходів

$$z = C_Z x, \text{ де } C_Z = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}.$$

На третьому етапі синтезу багатовимірних регуляторів на основі теорії LQ-, LQG-, H_2 -, H_∞ -регуляторів [2] розраховуються параметри регулятора A_c, B_c, C_c зі структурою (крім LQ-алгоритму)

$$\frac{dx_c(t)}{dt} = A_c x_c(t) + B_c y(t); \quad (2)$$

$$u(t) = C_c x_c(t).$$

Моделювання проводимо при умовах, що максимально наближені до виробничих (величини змінних вибираються за статистичним аналізом, що проведений на реальному об'єкті):

- збурення – детермінований сигнал;
- збурення – випадковий сигнал, розподілений за нормальним законом, з нульовим математичним сподіванням;
- при ненульових початкових умовах.

На рис.2 зображено перехідні процеси при дії всіх збурень на систему у вигляді ступінчастого сигналу. Найкращу якість перехідних процесів (статична та динамічна похибка, час регулювання) отримали при використанні системи з LQ-, LQG-алгоритмами, найгіршу – з ПІ-регулятором.

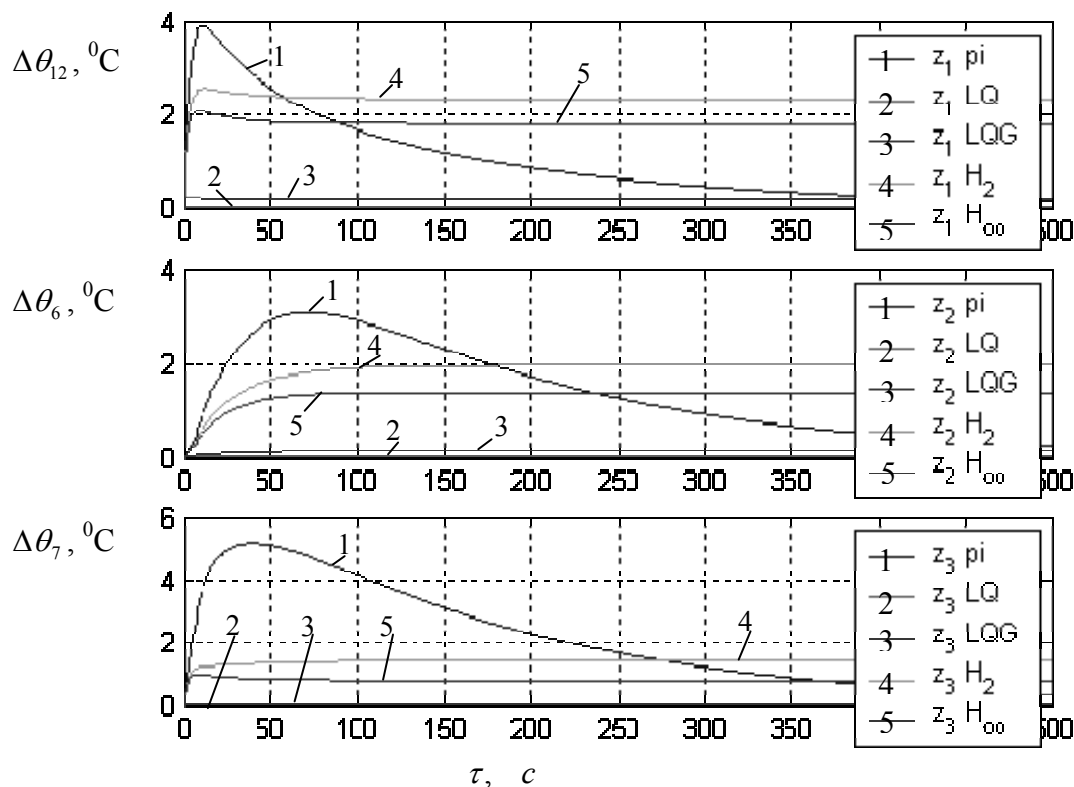


Рис.2 Перехідні процеси зміни температури при збуренні – детермінований сигнал

На рис.3. зображено реакцію системи на випадковий сигнал. Найкращу якість перехідних процесів також отримали при використанні системи з LQ-, LQG-алгоритмами, а найгіршу – з ПІ-регулятором.

При реакції системи на ненульові початкові умови (рис.4) спостерігається погіршення якості перехідних процесів в системі з LQ-регулятором, так як алгоритм це не передбачив, але в порівнянні з системою з ПІ-регулятором, дана система є кращою.

Висновки.

1. Показано, що для об'єктів, в яких можна виділити кілька однакових підсистем можна використати один багатовимірний регулятор.
2. оскільки особливістю об'єкта є неповна керованість, то співвідношення якості перехідних процесів розглянутих систем з різними регуляторами відносно збурень не співпадає з загальними висновками для таких регуляторів.

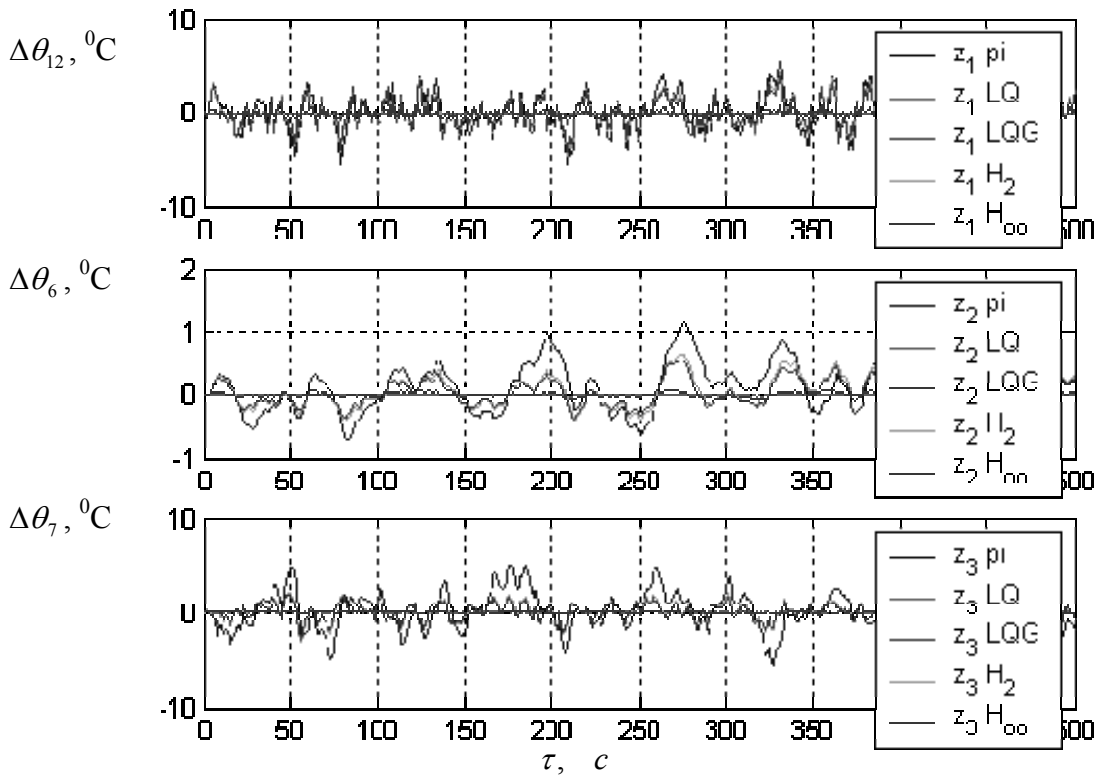


Рис.3 Перехідні процеси зміни температури при збуренні – випадковий сигнал

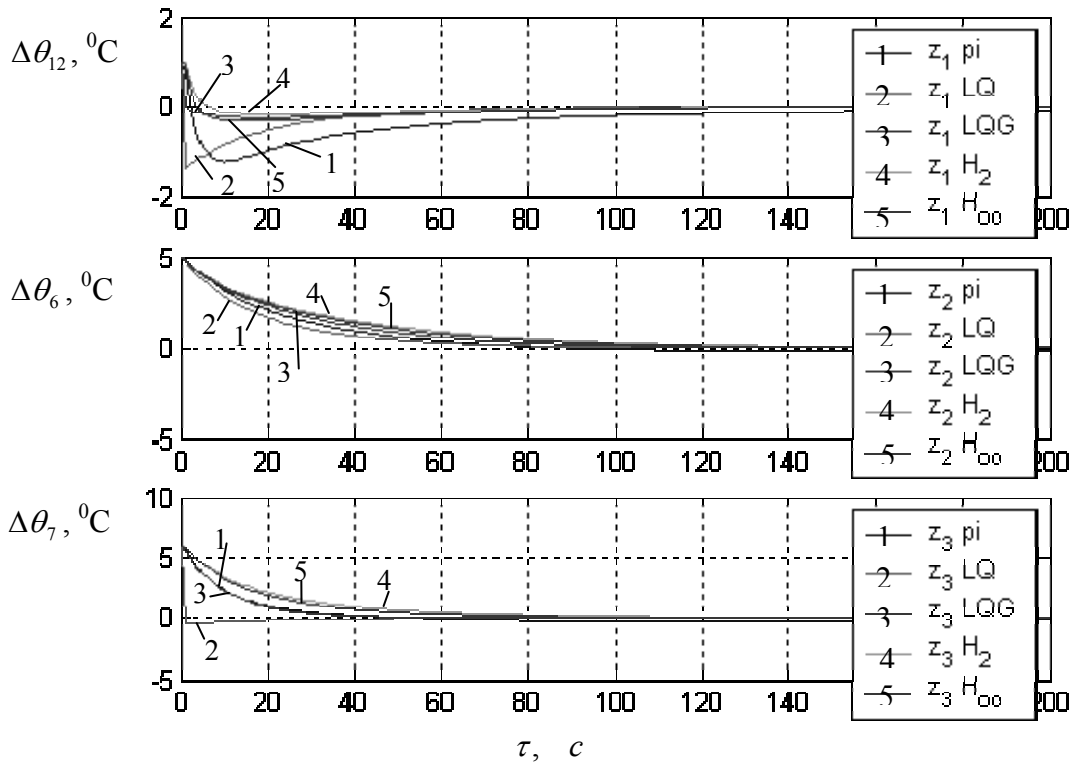


Рис.4. Перехідні процеси зміни температури при ненульових початкових умовах.

In work local PI-regulators and multidimensional regulators which are built after LQ-, LQG-, H₂-, H_∞- is compared by algorithms on an object is heat-exchange part of diffusive separation of saccharine production which consists of the columnar diffusive setting, scalded and warmly-exchange. Advantages and lacks of the use are shown to each of the systems of automation at different indignations.

1. Луцкая Н.Н., Ладанюк А.П. Использование оптимальных регуляторов для многомерных технологических объектов // Проблемы управления и информатики. – 2007. – № 2. – с. 56-63.

2. Пупков К.А., Егупов Н.Д. Методы робастного, нейронечеткого и адаптивного управления. – М.: Изд-во МГТУ, 2001. – 744с.

УДК 628.543.49

МІНІМІЗАЦІЯ ТОКСИЧНОСТІ ПРОДУКТІВ ЗГОРАННЯ ТА ВТРАТ ТЕПЛОТИ У ТОПКОВИХ ПРИСТРОЯХ З РЕЦИРКУЛЯЦІЄЮ ПРОДУКТІВ ЗГОРАННЯ НА ОСНОВІ УЗАГАЛЬНЕНОГО КРИТЕРІЮ ОПТИМІЗАЦІЇ

Бакшанська Т.Д., Рижиков Ю.Г., Тодорцев Ю.К.

Оптимізація процесу спалювання природного газу за допомогою сучасних систем автоматичного управління горінням з корекцією за вмістом кисню або продуктів недопалу, які виходять з топкових пристроїв, будуються з урахуванням утворення в процесі горіння токсичних компонентів продуктів згорання [1]. Додатковим регулюючим впливом в таких системах крім співвідношення „паливо-повітря” може бути рециркуляція продуктів згорання [2].

Таким чином, задача управління процесом горіння може бути класифікована як багатокритеріальна, а система управління, яка реалізує цю задачу може бути віднесена до оптимальних МІМО – систем.

Згортка критеріїв на основі узагальненого критерію оптимізації, вираженого через склад продуктів згорання має вид:

$$I = \sqrt{(I_E - I_E^*)^2 + (I_T - I_T^*)^2} \quad (1)$$

де $I_E = \frac{H_2}{H_2^{\text{дон}}} + \frac{CO}{CO^{\text{дон}}} + \frac{O_2}{O_2^{\text{дон}}}$ - локальний критерій, що характеризує економічність процесу горіння,

H_2 , CO , O_2 - концентрація водню, оксиду вуглецю та кисню у димових газах;

$H_2^{\text{дон}}$, $CO^{\text{дон}}$, $O_2^{\text{дон}}$ - допустимі значення концентрацій відповідних компонентів.

$I_T = \frac{CO}{CO^{\text{ГПВ}}} + \frac{NO}{NO^{\text{ГПВ}}}$ - локальний критерій, що характеризує токсичність процесу горіння,

де CO , NO - поточне значення оксиду вуглецю та оксиду азоту; $CO^{\text{ГПВ}}$, $NO^{\text{ГПВ}}$ - гранично допустимі викиди відповідних компонентів;

I_T^* , I_E^* - значення критеріїв мінімізації при вирішенні приватних задач:

$$I_E \rightarrow \min \quad (2)$$

$$I_T \rightarrow \min \quad (3)$$

Критерій (1) має сенс мінімальної відстані між крапкою в просторі приватних критеріїв і „ідеальною крапкою” $I^* = (I_T^*, I_E^*)$ [3].

Процедура пошуку оптимального за співвідношенням „паливо - повітря”, яке визначається коефіцієнтом надлишку повітря α з рециркуляцією продуктів згорання режиму горіння при виборі критерію у формі (1) складається з двох етапів.

По-перше, визначити координати „ідеальної” крапки I^* у просторі приватних критеріїв, тобто вирішення приватних задач (2), (3).