

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 сокоотружки в верхній зоні колони – подача пари в підігрівник барометричної води 5; температура сокоотружки 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 температурі 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.

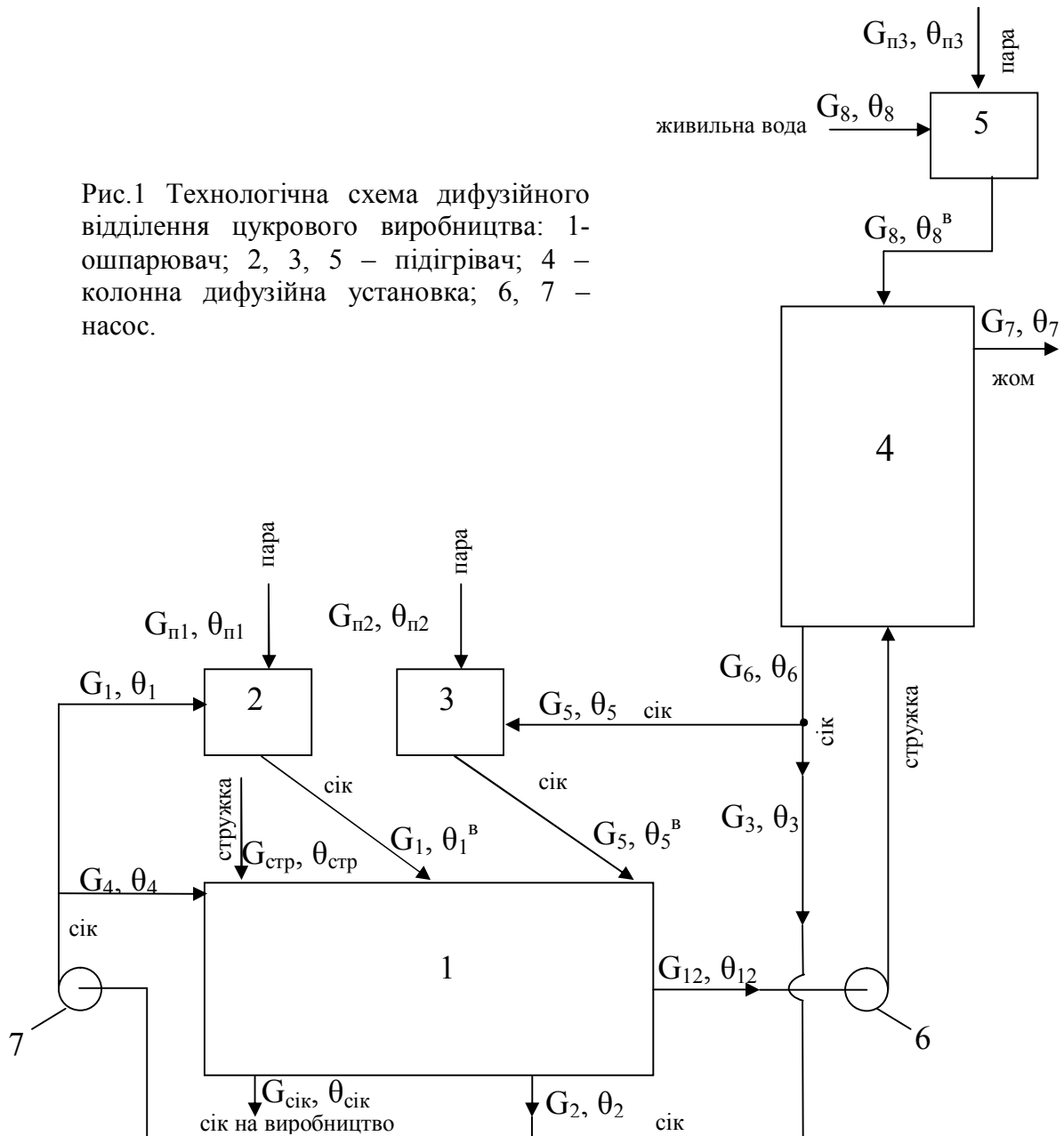
На основі теплових балансів виведена лінійна математична модель теплообмінної частини дифузійного відділення у вигляді

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

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;

$w = [\Delta\theta_{11}, \Delta G_{11}, \Delta\theta_{стр}^n, \Delta G_{12}, \Delta G_6, \Delta\theta_1, \Delta G_1, \Delta\theta_5, \Delta G_5, \Delta\theta_8, \Delta G_8, \Delta G_2]^T$ – 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; башенного соку; соку поперечного потоку; соку, що поступає в мішалку ошпарювача, барометричної води, соку поперечного потоку що виробляється з ошпарювача; $\Delta\theta_{11}, \Delta\theta_{стр}^n, \Delta\theta_1, \Delta\theta_5, \Delta\theta_8$ - 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 регулювальних 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-алгоритма)

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

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

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.

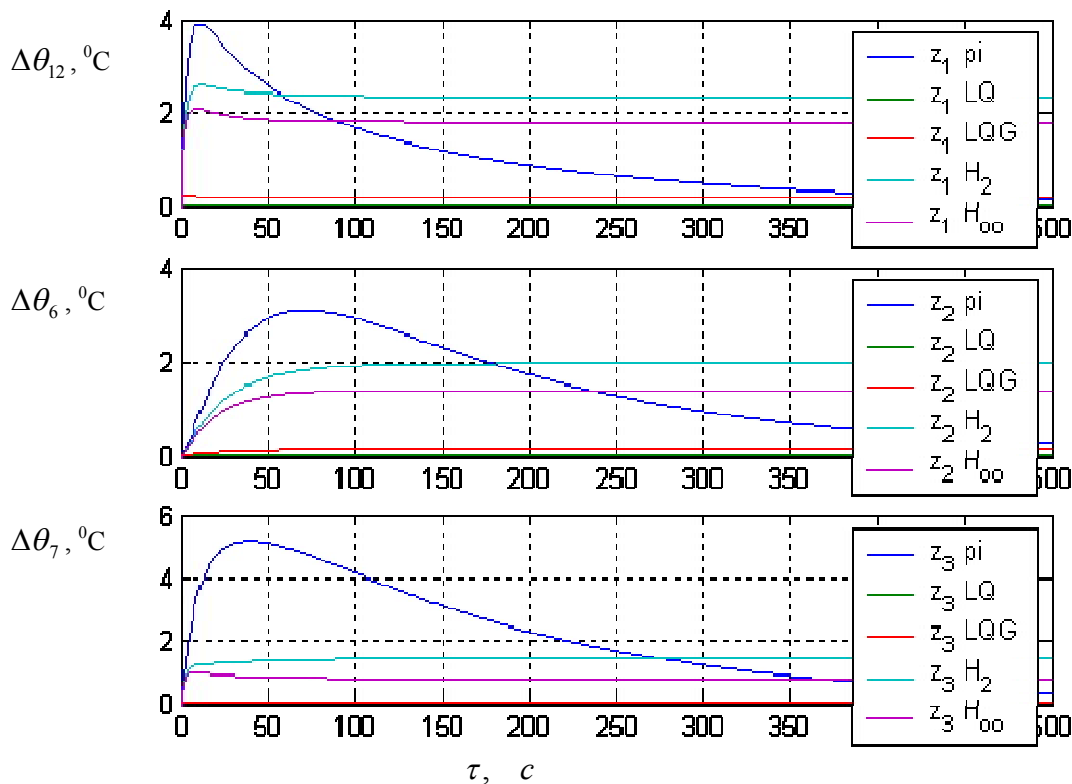


Рис.2. Перехідні процеси зміни температури при збуренні – детермінований сигнал.

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.

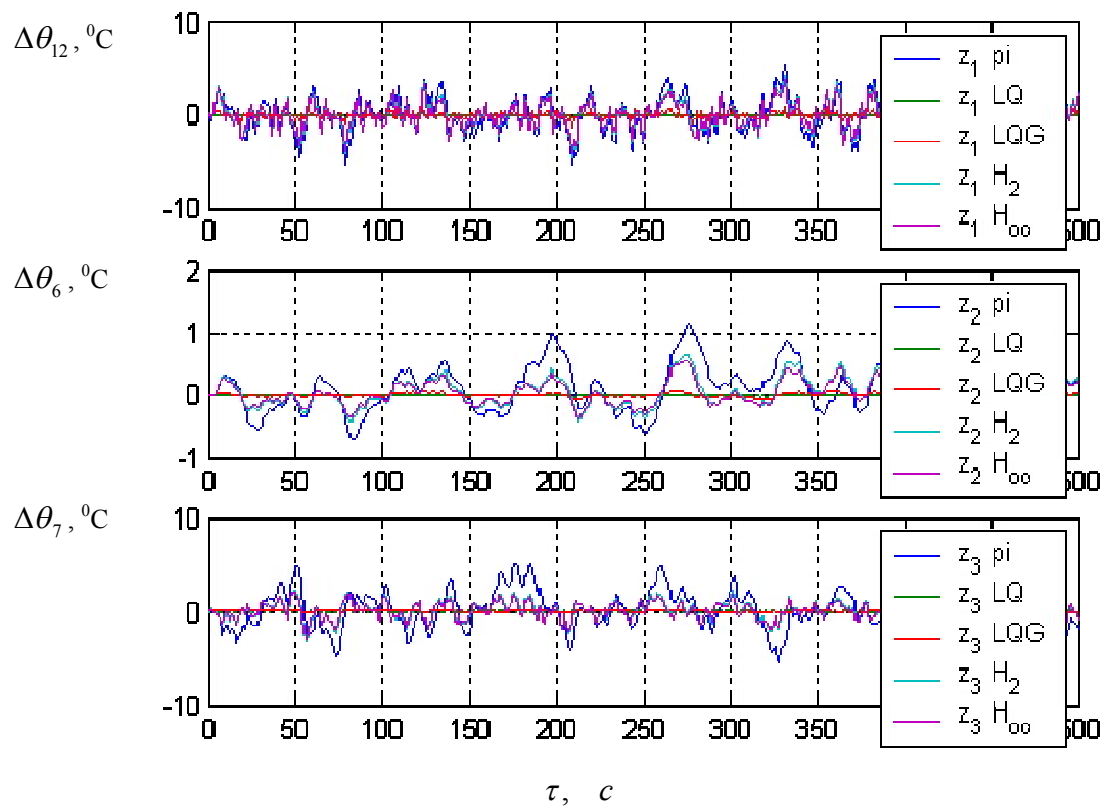


Рис.3. Перехідні процеси зміни температури при збуренні – випадковий сигнал.

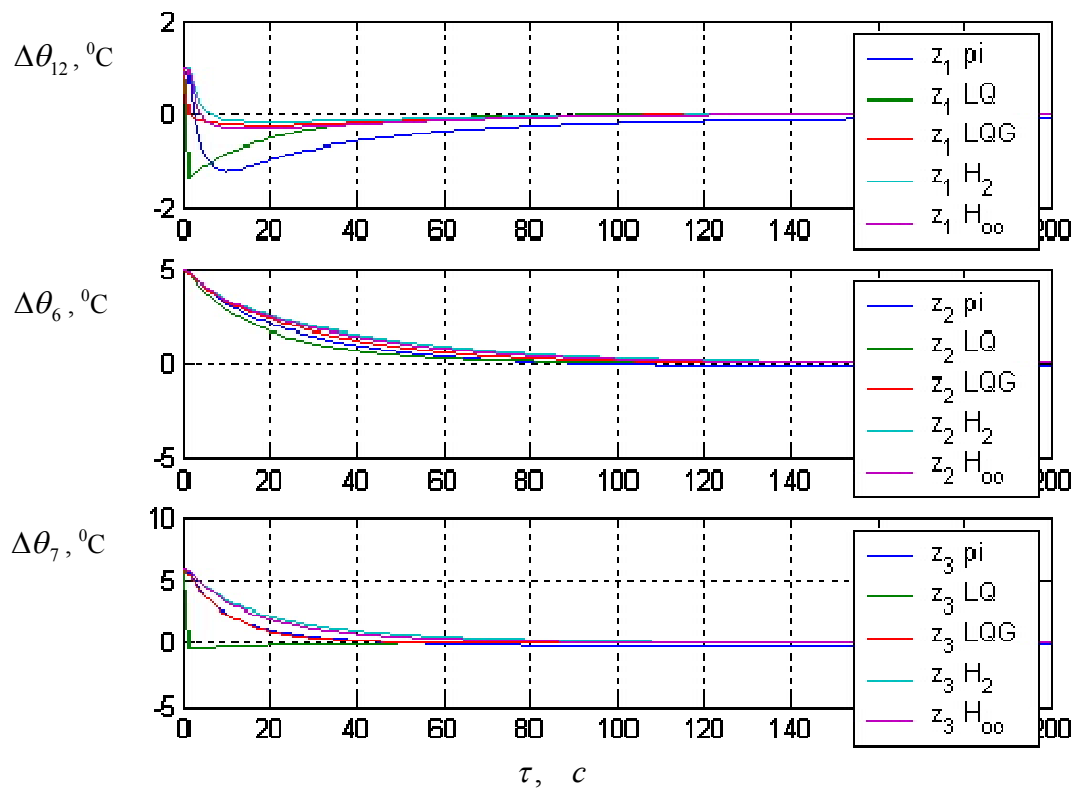


Рис.4. Перехідні процеси зміни температури при ненульових початкових умовах.

ЛІТЕРАТУРА

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.