

DEVELOPMENT OF MULTIDIMENSIONAL OPTIMAL CONTROLLERS FOR SUGARMILL EVAPORATION PLANT WHICH OPERATES IN INTERVAL INDETERMINATION CONDITIONS

N. Lutskaya, L. Vlasenko

National University of Food Technologies

Key words:

Multidimensional optimal controller
Robust stability
Optimal control system
Indetermination
Evaporation plant

Article history:

Received 20.05.2013
Received in revised form 16.06.2013
Accepted 20.07.2013

Corresponding author:

N. Lutskaya
E-mail:
lutskaya@yandex.ua

ABSTRACT

The aim of the article is to increase operation effectiveness of Sugarmill fifthpart evaporation plant which is operated in indetermination conditions by synthesis of multidimensional optimal controller with analytical design algorithm. The following tasks were resolved during the study: the mathematical model which adequately describes the technological process was selected; subsystems of evaporation plant operation were distinguished according to the concept of significant cross connection; subsystem for which it is appropriate to use multidimensional optimal controllers was detected; optimal controller and filter were synthesized; the check of optimal system for robust stability was conducted. The result of work is the development of optimal control system for evaporation plant subsystem which controls the levels and concentrations by parts. Optimal system is created by feedback concept and consists of controller and filter increasing matrix coefficients. Indeterminations for evaporation plant were determined and calculated. It was proved that synthesized system is stable in current class of interval indetermination.

РОЗРОБКА БАГАТОВИМІРНИХ ОПТИМАЛЬНИХ РЕГУЛЯТОРІВ ДЛЯ ВИПАРНОЇ СТАНЦІЇ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА, ЩО ФУНКЦІОНУЄ В УМОВАХ ІНТЕРВАЛЬНОЇ НЕВИЗНАЧЕННОСТІ

Н.М. Луцька, Л.О. Власенко

Національний університет харчових технологій

В роботі запропоновано створення багатовимірних оптимальних регуляторів за алгоритмом аналітичного конструювання для п'ятикорпусної випарної станції цукрового виробництва, яка функціонує в умовах невизначеності, що призводить до підвищення ефективності її роботи. В зв'язку з цим було виконано такі етапи: обрано математичну модель, що адекватно описує технологічний процес; виділено підсистеми функціонування випарної станції за принципом суттєвих

перехресних зв'язків; визначено підсистему, для якої доцільно застосувати багатовимірний оптимальний регулятор; синтезовано оптимальний регулятор та фільтр; перевірено оптимальну систему на робастну стійкість. Результатом роботи є оптимальна система керування підсистемою випарної станції, що регулює рівні та концентрації за корпусами. Оптимальна система побудована за принципом зворотного зв'язку та складається з матричних коефіцієнтів підсилення регулятора та фільтра. Обґрунтовані та розраховані невизначеності для випарної станції та доведено, що в даному класі інтервальної невизначеності синтезована система є стійкою.

Ключові слова: багатовимірний оптимальний регулятор, робастна стійкість, оптимальна система, невизначеність, випарна станція.

Одним з головних технологічних етапів отримання цукру з цукрового буряку є процес випарювання, що відбувається в багатокорпусній випарній станції (далі ВС). Існуючі схеми регулювання ВС [1], що побудовані, як правило, на локальних регуляторах, не враховують перехресні зв'язки за каналами керування та збурення, тому ефективним буде використання багатовимірних оптимальних регуляторів. При цьому використання інтегрально-квадратичного критерію допоможе врахувати як відхилення необхідних координат стану від бажаних, так і економію енергетичних витрат. Але ВС функціонує в умовах невизначеності, тому важливим питанням залишається стійкість синтезованої оптимальної системи керування.

Практика використання методів оптимального керування [2, 3] для технологічних об'єктів показала, що багатовимірні системи, які синтезовані за квадратичним критерієм якості, іноді втрачають не тільки оптимальність, а й стійкість. Це пов'язано з чутливістю параметрів математичної моделі об'єкта, що обґрунтовується невизначеністю останніх. Тому при проектуванні даних методів доцільним є перевірка стійкості синтезованої системи в заданому класі невизначеності технологічного об'єкта, що веде до використання методів робастної стійкості [4].

Метою роботи є підвищення ефективності роботи ВС, що функціонують в умовах невизначеності, шляхом створення багатовимірних оптимальних регуляторів за алгоритмом лінійно-квадратичної гаусівської задачі.

Щоб досягти заданої мети необхідно розв'язати такі **задачі**: вибір математичної моделі ВС, що адекватно описує об'єкт; виділення підсистем функціонування ВС та визначення тих підсистем, для яких доцільно застосувати багатовимірні оптимальні регулятори; синтез багатовимірних оптимальних регуляторів; перевірка розроблених регуляторів на робастну стійкість при призначених параметричних невизначеностях.

ВС — складний об'єкт автоматизації, що характеризується наявністю суттєвих зв'язків як між координатами стану так і керуванням [5]. На рис. 1 представлена схема ВС із зазначенням основних технологічних змінних, які впливають на її роботу.

Задачами керування ВС є підтримання необхідного технологічного режиму, що включає регулювання температурного режиму, стабілізацію рівнів сиропу в апаратах, отримання сиропу із заданим значенням вмісту сухих речовин, одер-

Для розробки оптимальної системи керування ВС обираємо математичну модель [8], що має 25 рівнянь. Побудувати один багатовимірний регулятор є неефективним, так як інерційність матеріальної складової математичної моделі на два порядки нижча за інерційність теплової складової та зв'язок між окремими координатами стану не є суттєвим. Тому, для використання оптимальних регуляторів необхідно розділити дану систему на підсистеми, що об'єднані суттєвими внутрішніми взаємозв'язками між змінними, описуються схожими за структурою математичними моделями та регулюються за подібною схемою [7].

Спрощена параметрична схема ВС, з виділеними підсистемами зображена на рис. 2.

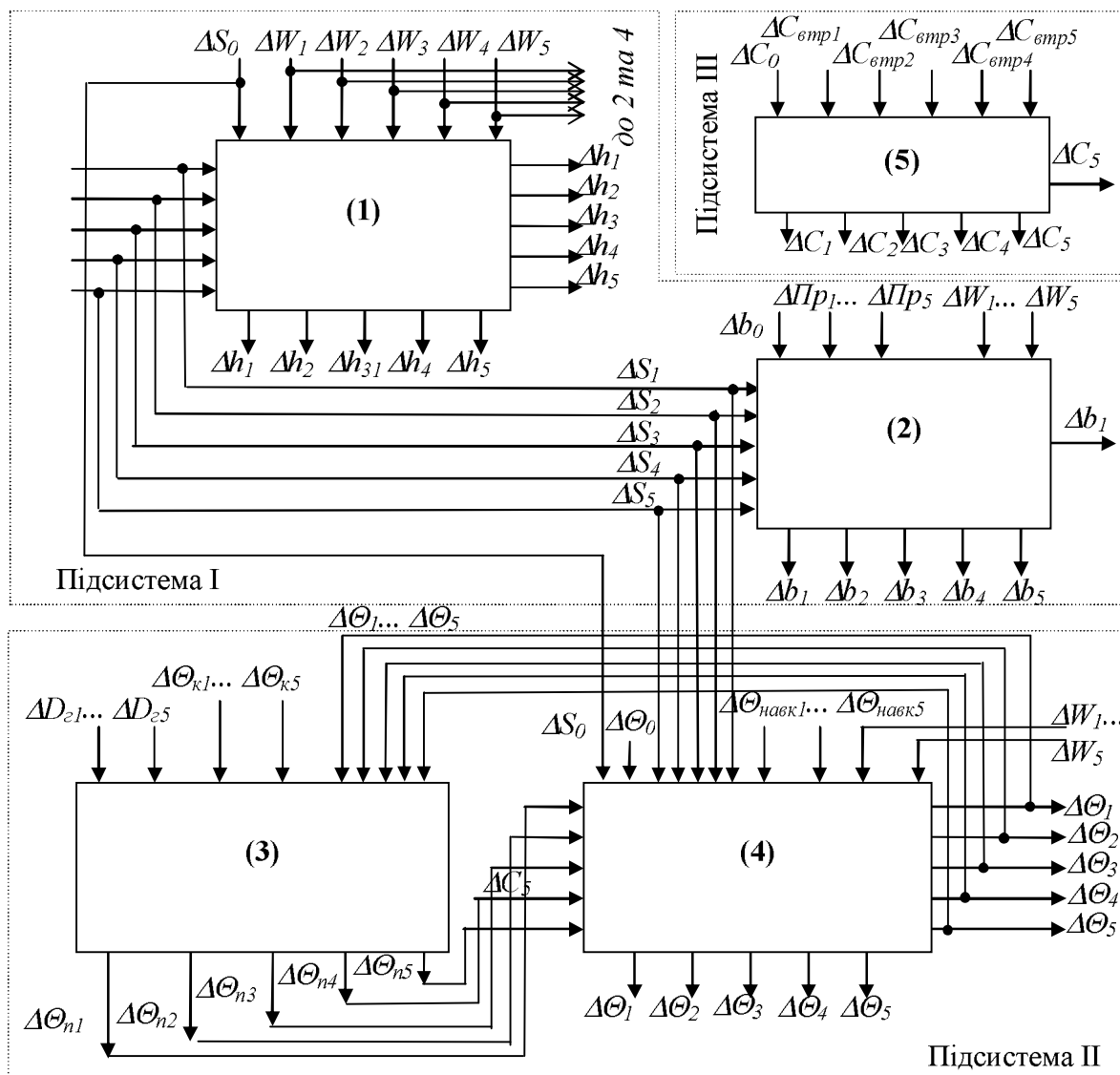


Рис. 2. Параметрична схема ВС

Приведемо диференціальні рівняння кожної з підсистем для номінального режиму:

підсистема I

$$\left\{ \begin{array}{l} 4391,08 \frac{d(\Delta h_1)}{dt} = \Delta S_0 - \Delta S_1 - \Delta W_1, \\ 6820,8 \frac{d(\Delta h_2)}{dt} = \Delta S_1 - \Delta S_2 - \Delta W_2, \\ 5056,92 \frac{d(\Delta h_3)}{dt} = \Delta S_2 - \Delta S_3 - \Delta W_3, \\ 4973,14 \frac{d(\Delta h_4)}{dt} = \Delta S_3 - \Delta S_4 - \Delta W_4, \\ 3947,02 \frac{d(\Delta h_5)}{dt} = \Delta S_4 - \Delta S_5 - \Delta W_5. \end{array} \right. \quad (1)$$

рівняння, що описують рівні за корпусами ВС.

$$\left\{ \begin{array}{l} 187,34 \frac{d(\Delta b_1)}{dt} + \Delta b_1 = -0,2\Delta S_0 + 1,38\Delta b_0 + 0,72\Delta W_1 - 0,04\Delta Pp_1, \\ 589,17 \frac{d(\Delta b_2)}{dt} + \Delta b_2 = 0,8\Delta S_1 + 1,67\Delta b_1 + 2\Delta W_2 - 0,066\Delta Pp_2, \\ 655,43 \frac{d(\Delta b_3)}{dt} + \Delta b_3 = -1,5\Delta S_2 + 1,5\Delta b_2 + 4,49\Delta W_3 - 0,1\Delta Pp_3, \\ 1131,42 \frac{d(\Delta b_4)}{dt} + \Delta b_4 = -1,67\Delta S_3 + 1,29\Delta b_3 + 7,46\Delta W_4 - 0,13\Delta Pp_4, \\ 853,1 \frac{d(\Delta b_5)}{dt} + \Delta b_5 = -1,01\Delta S_4 + 1,12\Delta b_4 + 9,37\Delta W_5 - 0,14\Delta Pp_5. \end{array} \right. \quad (2)$$

рівняння, що описують концентрації за корпусами ВС, де PP_i — втрати цукру при термічному розкладі в i -му апараті;

підсистема II:

$$\left\{ \begin{array}{l} 13,89 \frac{d(\Delta \Theta_1)}{dt} + \Delta \Theta_1 = 0,1868\Delta S_0 + 0,0482\Delta \Theta_0 + 0,9999\Delta \Theta_{n1} + \\ \quad + 6,50 \cdot 10^{-6} \Delta \Theta_{навк1} - 0,1792\Delta S_1 - 0,9251\Delta W_1, \\ 21,78 \frac{d(\Delta \Theta_2)}{dt} + \Delta \Theta_2 = 0,1620\Delta S_1 + 0,0315\Delta \Theta_1 + 0,9826\Delta \Theta_{n2} + \\ \quad + 8,42 \cdot 10^{-6} \Delta \Theta_{навк2} - 0,1394\Delta S_2 - 0,8362\Delta W_2, \\ 22,50 \frac{d(\Delta \Theta_3)}{dt} + \Delta \Theta_3 = 0,2136\Delta S_2 + 0,0266\Delta \Theta_2 + 0,9839\Delta \Theta_{n3} + \\ \quad + 8,98 \cdot 10^{-6} \Delta \Theta_{навк3} - 0,1794\Delta S_3 - 1,28\Delta W_3, \\ 35,97 \frac{d(\Delta \Theta_4)}{dt} + \Delta \Theta_4 = 0,2948\Delta S_3 + 0,0264\Delta \Theta_3 + 0,9815\Delta \Theta_{n4} + \\ \vdots \end{array} \right. \quad (3)$$

$$\left. \begin{array}{l} \vdots \\ +1,45 \cdot 10^{-5} \Delta\Theta_{навк4} - 0,242\Delta S_4 - 2,1\Delta W_4, \\ 45,10 \frac{d(\Delta\Theta_5)}{dt} + \Delta\Theta_5 = 0,4905\Delta S_4 + 0,0374\Delta\Theta_4 + 0,9704\Delta\Theta_{n5} + \\ +2,58 \cdot 10^{-5} \Delta\Theta_{навк5} - 0,386\Delta S_5 - 4,26\Delta W_5. \end{array} \right\} \quad (3)$$

рівняння, що описують температуру паросокової суміші за корпусами ВС, де $\Theta_{навкi}$ — втрати теплоти в навколишнє середовище в i -му апараті, [°C].

$$\left\{ \begin{array}{l} 7,07 \frac{d(\Delta\Theta_{n1})}{dt} + \Delta\Theta_{n1} = 0,7229\Delta G_{n1} + \Delta\Theta_1 - 0,0146\Delta\Theta_{k1} - 0,9251\Delta D_{e1}, \\ 9,025 \frac{d(\Delta\Theta_{n2})}{dt} + \Delta\Theta_{n2} = \Delta\Theta_2 - 0,076\Delta\Theta_{k2} - 0,851\Delta D_{e2}, \\ 8,04 \frac{d(\Delta\Theta_{n3})}{dt} + \Delta\Theta_{n3} = \Delta\Theta_3 - 0,0153\Delta\Theta_{k3} - 1,3\Delta D_{e3}, \\ 13,19 \frac{d(\Delta\Theta_{n4})}{dt} + \Delta\Theta_{n4} = \Delta\Theta_4 - 0,0138\Delta\Theta_{k4} - 2,1445\Delta D_{e4}, \\ 14,28 \frac{d(\Delta\Theta_{n5})}{dt} + \Delta\Theta_{n5} = \Delta\Theta_5 - 0,004\Delta\Theta_{k5} - 4,4\Delta D_{e5}. \end{array} \right. \quad (4)$$

рівняння, що описують температуру пари за корпусами ВС, де D_{ei} — витрата несконденсованих газів в i -му апараті.

підсистема III

$$\left\{ \begin{array}{l} 398,59 \frac{d(\Delta C_1)}{dt} + \Delta C_1 = 1,38\Delta C_0 - 0,04\Delta C_{впр1}, \\ 753,49 \frac{d(\Delta C_2)}{dt} + \Delta C_2 = 1,67\Delta C_1 - 0,04\Delta C_{впр2}, \\ 1399,89 \frac{d(\Delta C_3)}{dt} + \Delta C_3 = 1,5\Delta C_2 - 0,1\Delta C_{впр3}, \\ 1948,73 \frac{d(\Delta C_4)}{dt} + \Delta C_4 = 1,29\Delta C_3 - 0,13\Delta C_{впр4}, \\ 1523,92 \frac{d(\Delta C_5)}{dt} + \Delta C_5 = 1,12\Delta C_4 - 0,14\Delta C_{впр5}. \end{array} \right. \quad (5)$$

рівняння, що описують вміст цукрози за корпусами ВС, де $C_{впрi}$ — кількість цукрози, що розклалася в i -му апараті.

Для підсистеми III неможливо побудувати оптимальний регулятор, тому що вона включає лише координати стану та збурення, тобто підсистема є не керованою. На практиці контролюється лише вміст цукрози C_5 в п'ятому корпусі ВС.

Синтез оптимальних регуляторів

В просторі станів підсистема I прийме вигляд стаціонарної стохастичної системи:

$$\begin{cases} \dot{x} = Ax + Bu + Gw \\ y = Cx + Du + Hw + v \end{cases} \quad (6)$$

де вектори координат стану, керування, вихідних величин та збурень запишемо відповідно:

$$x = [\Delta h_1 \Delta h_2 \Delta h_3 \Delta h_4 \Delta h_5 \Delta b_1 \Delta b_2 \Delta b_3 \Delta b_4 \Delta b_5]^T;$$

$$u = [\Delta S_0 \Delta S_1 \Delta S_2 \Delta S_3 \Delta S_4 \Delta S_5]^T;$$

$$y = [\Delta h_1 \Delta h_2 \Delta h_3 \Delta h_4 \Delta h_5 \Delta b_5]^T;$$

$$w = [\Delta W_1 \dots \Delta W_5 \Delta \Pi p_1 \dots \Delta \Pi p_5 \Delta b_0]^T.$$

Матриці A , B , C та G (матриці D та H — нульові відповідних розмірностей) становлять відповідно:

$$A = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -5.3 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 2.8 & -1.7 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 2.3 & -1.5 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1.1 & -0.9 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1.3 & -1.2 \end{bmatrix}, \quad (7)$$

$$B = \begin{bmatrix} 0.228 & -0.228 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0.147 & -0.147 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0.198 & -0.198 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0.201 & -0.201 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0.253 & -0.253 \\ -1.1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -1.4 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -2.3 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -1.5 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -1.2 & 0 \end{bmatrix},$$

$$C = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix},$$

$$G = \begin{bmatrix} -0,228 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -0,147 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -0.198 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -0.201 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -0.253 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 3.8 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.2 & 0 & 0 & 0 & 7.4 \\ 0 & 3.4 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 6.9 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 6.6 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.2 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 10 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Відмітимо, що час заданий в 10^3 с.

Для побудови оптимального керування мінімізується інтегрально-квадратичний критерій за виходами [2]

$$I(u) = M \left\{ \int_{t_0}^{\infty} (y^T Q y + u^T R u + 2y^T N u) dt \right\} \rightarrow \min_u, \quad (8)$$

де матриці Q , R , N — вагові матриці відповідних розмірностей ($Q \geq 0$, $R > 0$, $N \geq 0$). Оцінку вектора $\hat{x}(t)$ визначають з мінімізації похибки оцінки $P = \lim_{t \rightarrow \infty} M \{ (x - \hat{x})^T (x - \hat{x}) \}$. Відмітимо, що вагові та коваріаційні матриці розраховуються як в [7].

Після перевірки умов спостережності та керованості, використовуючи принцип максимуму Л.С. Понтрягіна, а також фільтр Калмана, багатовимірний оптимальний (лінійно-квадратичний гаусівський) регулятор набуває вигляду

$$\frac{d\hat{x}(t)}{dt} = [A - LC - (B - LD)K] \hat{x}(t) + Ly(t), \quad (9)$$

$$u(t) = -K\hat{x}(t),$$

де K , L — матриці підсилення відповідно регулятора та фільтра, що визначаються шляхом розв'язання алгебраїчних рівнянь типу Ріккати.

Після розрахунків отримуємо матрицю підсилення регулятора, фільтра та власні значення замкненої системи

$$K = \begin{bmatrix} 0.87 & 0.43 & 0.15 & 0.01 & -0.05 & -0.02 & -0.04 & -0.03 & -0.04 & -0.01 \\ -0.50 & 0.78 & 0.24 & 0.03 & -0.08 & -0.04 & -0.07 & -0.06 & -0.09 & -0.03 \\ -0.03 & -0.42 & 0.78 & 0.18 & -0.11 & -0.04 & -0.10 & -0.10 & -0.17 & -0.10 \\ -0.01 & -0.08 & -0.50 & 0.65 & -0.05 & -0.03 & -0.08 & -0.10 & -0.22 & -0.22 \\ -0.02 & -0.10 & -0.17 & -0.63 & 0.45 & -0.01 & -0.02 & -0.04 & -0.14 & -0.37 \\ -0.01 & -0.09 & -0.19 & -0.38 & -0.88 & -0.01 & -0.02 & -0.02 & 0.04 & -0.03 \end{bmatrix} \quad (10)$$

$$L = \begin{bmatrix} 7.21 & <-10^{-4}& <-10^{-4}& -0.001 & -0.003 & -0.003 \\ <-10^{-4}& 4.65 & -0.001 & -0.003 & -0.03 & -0.02 \\ <-10^{-4}& -0.001 & 6.26 & -0.01 & -0.10 & -0.11 \\ -0.001 & -0.003 & -0.01 & 6.28 & -0.67 & -0.72 \\ -0.001 & -0.03 & -0.10 & -0.67 & 2.04 & -7.71 \\ -69.26 & -0.002 & 0.007 & 0.05 & 0.45 & 0.45 \\ -21.76 & -78.67 & 0.20 & 1.30 & 10.27 & 4.99 \\ -5.73 & -29.25 & -175.41 & 4.07 & 31.52 & 13.45 \\ -0.75 & -5.48 & -25.90 & -175.28 & 59.26 & 33.69 \\ -0.003 & -0.02 & -0.11 & -0.72 & -7.71 & 315.14 \end{bmatrix}, \lambda = \begin{bmatrix} -5.30 \\ -1.97 + 0.32j \\ -1.97 - 0.32j \\ -1.24 + 0.95j \\ -1.24 - 0.95j \\ -0.9 \\ -0.18 \\ -0.31 \\ -0.35 \\ -0.41 \end{bmatrix}.$$

Як видно з власних значень синтезована оптимальна система є стійкою. Відмітимо, що початковий об'єкт був нестійким — перші п'ять власних значень дорівнювали нулю (див. матрицю A в (7)).

На виробництві, як правило, для керування ВС використовують локальні схеми регулювання рівнів «до себе», «після себе», або двозв'язні «схеми з селектуванням» та інші, що використовують стандартний пропорційний закон регулювання (П-регулятор). Концентрації за корпусами не регулюються, а лише контролюються на останньому етапі (b_5).

Для порівняння синтезованої оптимальної системи візьмемо схему регулювання рівнів «після себе», що розрахована за методом Ціглера-Ніколса, що мінімізує інтегрально-квадратичний критерій відхилення Δh_i від заданого, включає п'ять пропорційних (П-) регуляторів відповідних контурів $S_i - h_i$. За цією схемою лінійний матричний регулятор, матриця підсилення регулятора та власні значення підсистеми I , що замкнена лінійним матричним регулятором з матрицею підсилення K_{reg} відповідно становлять:

$$u = -K_{reg} y, \quad K_{reg} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ Kp_1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & Kp_2 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & Kp_3 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & Kp_4 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & Kp_5 & 0 \end{bmatrix}, \lambda = \begin{bmatrix} -1,20 \\ -0,90 \\ -1,50 \\ -0,38 \\ -0,30 \\ -0,40 \\ -0,29 \\ -1,70 \\ -0,46 \\ -5,30 \end{bmatrix}, \quad (11)$$

де Kp_i — коефіцієнт настройки локального П-регулятора i -го корпусу ВС.

Порівнюючи власні значення замкненої підсистеми I з оптимальним та локальними регуляторами, бачимо, що в оптимальній системі запас стійкості збільшився.

Синтезований багатовимірний оптимальний регулятор має лінійну структуру, враховує взаємозв'язки між координатами стану та керуванням, а інтегрально-квадратичний критерій якості мінімізує відхилення вихідних (вимірюваних) змінних від заданих та енергетичні витрати.

Математична модель ВС підсистеми II в координатах стану має вигляд (6), а змінні:

$$x = [\Delta\Theta_1 \Delta\Theta_2 \Delta\Theta_3 \Delta\Theta_4 \Delta\Theta_5 \Delta\Theta_{n1} \Delta\Theta_{n2} \Delta\Theta_{n3} \Delta\Theta_{n4} \Delta\Theta_{n5}]^T ;$$

$$u = [\Delta G_{n1}]^T ;$$

$$y = [\Delta\Theta_1 \Delta\Theta_2 \Delta\Theta_3 \Delta\Theta_4 \Delta\Theta_5]^T ;$$

$$w = [\Delta\Theta_0 \Delta\Theta_{k1} \Delta\Theta_{k2} \Delta\Theta_{k3} \Delta\Theta_{k4} \Delta\Theta_{k5} \Delta S_0 \Delta S_1 \Delta S_2 \Delta S_3 \Delta S_4 \Delta S_5 \dots \\ \dots \Delta W_1 \Delta W_2 \Delta W_3 \Delta W_4 \Delta W_5 \Delta D_{21} \Delta D_{22} \Delta D_{23} \Delta D_{24} \Delta D_{25} \dots \\ \dots \Delta\Theta_{навк1} \Delta\Theta_{навк2} \Delta\Theta_{навк3} \Delta\Theta_{навк4} \Delta\Theta_{навк5}]^T$$

Матриці A, B, C сформовані відповідно:

$$A = \begin{bmatrix} -72 & 0 & 0 & 0 & 0 & 72 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1.4 & -45.9 & 0 & 0 & 0 & 0 & 45.1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1.2 & -44.4 & 0 & 0 & 0 & 0 & 43.7 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0.7 & -27.8 & 0 & 0 & 0 & 0 & 27.2 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0.8 & -22.2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 21.5 \\ 141.4 & 0 & 0 & 0 & 0 & -141.4 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 110.9 & 0 & 0 & 0 & 0 & -110.9 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 124.4 & 0 & 0 & 0 & 0 & -124.4 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 75.8 & 0 & 0 & 0 & 0 & -75.8 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 70 & 0 & 0 & 0 & 0 & -70 \end{bmatrix} ;$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 102.2 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} ; C = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} . \quad (12)$$

Матриці D та H — нульові відповідних розмірностей, а матриця G має розмірність 10×27 . Відмітимо, що час заданий в 10^3 с.

Перевірка підсистеми II на керованість показала, що система є некерованою (керовані лише 4 координати стану), а перевірка на спостережність виявила, що спостережними є лише 8 координат стану. Отже, використати алгоритм багатомірного оптимального регулятора для підсистеми II неможливо.

Перевірка робастної стійкості

ВС функціонує в невизначених умовах. З точки зору системного аналізу невизначеності бувають трьох типів: невизначеність мети; невизначеність зовнішнього середовища; невизначеність особи, що приймає рішення.

Невизначеність мети складається з неправильного визначення критерію функціонування об'єкта. Часто критерієм керування ВС беруть мінімум енергетичних витрат, тобто мінімум витрати пари, всі інші параметри є обмеженнями. Іноді — мінімум середньо-квадратичного відхилення концентрації сиропу на виході з ВС. Але такий запис критерію веде до неповного врахування тих параметрів, які входять в обмеження, а отже до недостачі вторинної пари користувачам, недоцільне перевищення витрати пари і т.д. Тому, найповнішим критерієм функціонування ВС буде згортка названих. Інтегрально-квадратичний критерій (8) враховує названі недоліки, а вагові коефіцієнти матриць Q та R визначають вплив кожної складової на критерій.

Типові збурення, які впливають на основні процеси, можна поділити на зовнішні та внутрішні, що діють випадково та постійно. Величина та характер цих збурень залежать від специфіки процесу, режиму роботи теплових споживачів та конструктивних характеристик апаратури. Внутрішні збурення процесу характеризують невизначеність роботи ВС, а саме:

- зростаючий термічний опір накипу, який залежить від властивостей сиропу, конструктивних характеристик та часу роботи апарата;
- нерегулярні збурення, які пов'язані зі зміною властивостей сиропу;
- нерегулярні збурення, які пов'язані з накопиченням несконденсованих газів;
- неконтрольовані випадкові збурення, величину і характер яких важко передбачити.

Отже, невизначеність роботи ВС викликана змінними коефіцієнтами тепло- та масообмінних процесів. Також невизначеність виявляється при складанні математичної моделі ВС та при введенні спрощуючих припущень. Так, числові коефіцієнти рядків, що стоять біля координат стану Δb_i та Δb_{i-1}

розраховуються за формулами $-\frac{S_{i_0}}{\eta_i h_{i_0} \rho_i}$ та $\frac{S_{i-1_0}}{\eta_i h_{i_0} \rho_i}$ відповідно, де S_{i_0} , S_{i-1_0} —

виток сиропу з i -го та $i-1$ -го корпусу в точці лінеаризації; h_{i_0} — рівень сиропу в i -тому корпусі в точці лінеаризації; η_i — поперечний переріз i -того корпусу ВС, $[m^2]$; ρ_i — густина сиропу після i -того корпусу ВС, $[kg / m^3]$. При зміні точки лінеаризації змінюються S_{i_0} та h_{i_0} , а також густина сиропу ρ_i на виробництві є величиною змінною.

Враховуючи назване задаємо невизначеність для ВС, що має інтервальну форму:

$$A = [(a_{ij})], \quad \underline{a_{ij}} \leq a_{ij} \leq \overline{a_{ij}}, \quad i, j = 1 \dots n, \quad (13)$$

де значення коефіцієнтів задані в табл. 1.

Таблиця 1.

	$\frac{a_{66}}{S_{10}} \frac{1}{\eta_1 h_{10} \rho_1}$	$\frac{a_{76}}{S_{10}} \frac{1}{\eta_2 h_{20} \rho_2}$	$\frac{a_{77}}{S_{20}} \frac{1}{\eta_2 h_{20} \rho_2}$	$\frac{a_{87}}{S_{20}} \frac{1}{\eta_3 h_{30} \rho_3}$	$-\frac{a_{88}}{S_{30}} \frac{1}{\eta_3 h_{30} \rho_3}$	$\frac{a_{98}}{S_{30}} \frac{1}{\eta_4 h_{40} \rho_4}$	$\frac{a_{99}}{S_{40}} \frac{1}{\eta_4 h_{40} \rho_4}$	$\frac{a_{109}}{S_{40}} \frac{1}{\eta_5 h_{50} \rho_5}$	$\frac{a_{1010}}{S_{50}} \frac{1}{\eta_5 h_{50} \rho_5}$
a_{ij}^0	-5.3	2.8	-1.7	2.3	-1.5	1.1	-0.9	1.3	-1.2
$\underline{a_{ij}}$	-5.42	2.73	-1.68	2.26	-1.53	1.12	-0.92	1.28	-1.18
$\overline{a_{ij}}$	-5.18	2.86	-1.73	2.33	-1.46	-1.08	-0.87	1.33	-1.22

Згідно з [4] стійкість стаціонарної стохастичної системи, для якої $A_{зам} = A + BK$, гарантує розв'язок системи лінійних матричних нерівностей

$$A_{зам}^T(q^v)P + PA_{зам}(q^v) + GQ_1G^T < 0, \quad P > 0, \quad q^v \in V, \quad (14)$$

де P — загальна функція Ляпунова $Y(x) = x^T Px$, $P > 0$; $A_{зам}(q^v)$ — вершинні матриці інтервального сімейства замкненої системи $A_{зам}(q)$, тобто ті матриці, в яких всі a_{ij} приймають крайні положення $\underline{a_{ij}}$ або $\overline{a_{ij}}$; Q_1 — коваріаційна матриця вектора w . Відмітимо, що кількість даних нерівностей досить велика (в нашому випадку 81).

Знайдемо загальну функцію Ляпунова

$$A_{зам}P + PA_{зам}^T + Q2 = 0. \quad (15)$$

Нехай матриця $Q2$ діагональна, де в головній діагоналі стоїть «1», а над та під нею — «0,1». Тоді розв'язавши (15) знаходимо матрицю P (10×10). Дана матриця є додатньовизначеною ($P > 0$). Перевірка умови (14) у вершинах матриці інтервального сімейства $A_{зам}(q^v)$ дала позитивний результат. Тобто, підсистема І ВС з невизначеностями, що наведені в табл. 1 є робастно стійкою.

Висновок

Оскільки, ВС належить до складних багатозв'язних об'єктів керування, а локальні регулятори не враховують взаємозв'язки між змінними, то застосування багатовимірних оптимальних регуляторів, що побудовані за квадратичним критерієм якості є доцільним та виправданим. В роботі доведено, що ВС безперечно працює в умовах параметричної невизначеності, що пов'язана зі змінними постійними часу та коефіцієнтами передачі об'єкта, тому проведена перевірка робастної стійкості оптимальної системи керування є необхідною.

Для обраної математичної моделі ВС, що описується лінійними диференціальними рівняннями, показано, що її необхідно поділити на три підсистеми за принципом існування суттєвих перехресних зв'язків. Та саме для однієї з підсистем, що описує зміну рівнів та концентрації за корпусами ВС, доцільно застосувати багатовимірний оптимальний регулятор. Друга та третя підсистеми виявилися не керованими.

Для обраної підсистеми синтезовано лінійно-квадратичний гаусівський регулятор та приведені матриці підсилення регулятора та фільтра. Також обґрунтовані та розраховані невизначеності та визначено, що в даному класі інтервальної невизначеності підсистема є стійкою.

Як порівняння, приведені власні значення замкненої системи, що синтезована з локальними регуляторами.

Виявлено, що запас стійкості оптимальної системи більший в порівнянні з системою, що побудована з локальними регуляторами.

Отже, синтезований багатовимірний оптимальний регулятор для підсистеми ВС є ефективним, а для його практичного використання при розробці автоматизованої системи керування цукровим виробництвом необхідно провести аналогічні дослідження для дискретного об'єкта.

Література

1. Волошин З.С., Макаренко Л.П., Якувский П.В. Автоматизация сахарного производства — 2-е изд.; перераб. и доп. — М.: Агропромиздат, 1990. — 448 с.
2. Сейдж Е.П., Уайт Ч.С. III. Оптимальное управление системами: Пер. с англ. / под ред. Б.Р. Левина. — 3-е изд.: США, 1979. — М: Радио и связь, 1983. — 992 стр, иллюстр.
3. Методы классической и современной теории автоматического управления: Учебник в 5-и тт. / под. ред. К.А. Пупкова и Н.Д. Егупова. — 2-е изд.; перераб. и доп. — Т.4: Теория оптимизации систем автоматического управления — М.: Издательство МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2004. — 744с.; ил.
4. Поляк Б.Т., Щербаков П.С. Робастная устойчивость и управление — М.: Наука, 2002. — 303 с.
5. Белик В.Г., И.И Костанжи. Справочник по моделированию и оптимизации теплообменного оборудования сахарной промышленности — М.: Агропромиздат, 1986. — 271 с.
6. Таубман Е.И. Выпаривание (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии) — М.: Химия, 1982. — 328 с.
7. Луцька Н.М. Дослідження та синтез оптимальних регуляторів для систем автоматизації технологічних комплексів неперервного типу: дис. ... канд. техн. наук: 05.13.07. — К., 2006. — 225 с.
8. Власенко Л.О. Автоматизоване управління підсистемами технологічного комплексу цукрового заводу з використанням методів діагностики і прогнозування: дис. канд. техн. наук: 05.13.07. — К., 2010. — 232 с.
9. Ладанюк А.П., Перепечаенко В.Г. Оперативное управление технологическими процессами в пищевой промышленности — К.: Урожай, 1987. — 160 с.

РАЗРАБОТКА МНОГОМЕРНЫХ ОПТИМАЛЬНЫХ РЕГУЛЯТОРОВ ДЛЯ ВЫПАРНОЙ СТАНЦИИ САХАРНОГО ЗАВОДА, ФУНКЦИОНИРУЮЩЕЙ В УСЛОВИЯХ ИНТЕРВАЛЬНОЙ НЕОПРЕДЕЛЕННОСТИ

Н.М. Луцкая, Л.О. Власенко

Национальный университет пищевых технологий

В работе представлено создание многомерных оптимальных регуляторов на основании алгоритма аналитического конструирования для пятикорпусной выпарной станции сахарного производства, которая функционирует в условиях неопределенности, приводящее к повышению эффективности ее работы. В связи с этим были выполнены следующие этапы: выбрана математическая модель, адекватно описывающая технологический процесс; выделены подсистемы функционирования выпарной станции согласно принципа существенных перекрестных связей; определена подсистема, для которой целесообразно применять многомерные оптимальные регуляторы; синтезирован оптимальный регулятор и фильтр; проведена проверка оптимальной системы на робастную устойчивость. Результатом работы является оптимальная система управления подсистемой выпарной станции, регулирующей уровни и концентрации по корпусам. Оптимальная система построена по принципу обратной связи и состоит из матричных коэффициентов усиления регулятора и фильтра. Обоснованы и рассчитаны неопределенности для выпарной станции и доказано, что в данном классе интервальной неопределенности синтезированная система устойчива.

Ключевые слова: *многомерный оптимальный регулятор, робастная устойчивость, оптимальная система, неопределенность, выпарная станция.*