

СИНЕРГЕТИЧНИЙ СИНТЕЗ ІЄРАРХІЧНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ КОМПЛЕКСОМ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ

В. І. Заїка

Аспірант

Кафедра автоматизації процесів управління*

В. Д. Кишенько

Кандидат технічних наук, професор

Кафедра автоматизації процесів управління*

E-mail: kvd1948@gmail.com

*Національний університет харчових технологій
вул. Володимирська, 68, м. Київ, Україна, 01033

E-mail: zaikavladimir@gmail.com

В статті пропонується застосування синергетичного підходу до синтезу системи керування процесом дефекації цукрового заводу. Синтез законів керування виконаний з використанням методу аналітичного конструювання агрегованих регуляторів (АКАР). Наведені результати моделювання системи керування в умовах змінювання зовнішніх збурень та параметрів регуляторів

Ключові слова: математична модель, агрегований регулятор, метод АКАР, ієрархічна система, цукрове виробництво

В статье предлагается применение синергетического подхода к синтезу системы управления процессом дефекации сахарного завода. Синтез законов управления выполнен с использованием метода аналитического конструирования агрегированных регуляторов (АКАР). Приведены результаты моделирования системы управления в условиях изменения внешних возмущений и параметров регуляторов

Ключевые слова: математическая модель, агрегированный регулятор, метод АКАР, иерархическая система, сахарное производство

1. Вступ

Технологічні комплекси харчової галузі, в тому числі і цукрової промисловості, відносяться до

складних організаційно-технічних систем [1, 2]. До основних характерних ознак таких систем відносять багатомірність, багатозв'язність та нелінійність [3]. Багатомірність такого об'єкта керування пов'язана

із “прокляттям розмірності” за Белманом [4] через значну кількість координат стану, що приводить до неможливості практичного синтезу оптимальних систем керування відомими традиційними методами.

Разом з тим, для природних систем проблеми великої розмірності не існує - завдяки їм властивим механізмам самоорганізації, гомеостазу [5].

Що стосується багатозв'язності, то реалізована в природних системах ієрархічність дозволяє за рахунок організації багаторівневих структур взаємодіючих енергоматеріальних та інформаційних підсистем, коли на вищій рівні надходить узагальнена агрегована інформація, а на нижніх рівнях інформація конкретизується в деталях згідно із принципом “розширення-стиснення” фазового простору [6], забезпечити досягнення бажаних цілей у вигляді інваріантних багатообразів-атракторів [7].

Домінуючий в теорії та практиці систем керування лінеаризаційний підхід не враховує всіх проявів поведінки об'єкта керування, особливо, ефектів самоорганізації шляхом утворення дисипативних просторо-часових структур, що є властивим для складних систем [8].

Для синтезу ефективних стратегій керування нелінійними системами застосовують методи пасифікації [9], бекстепінгу [10], робастного [11, 12] та синергетичного [3, 5] керування. Серед них найбільш перспективними для складних технологічних об'єктів є методи синергетичного керування [5, 7], які в повній мірі враховують фізико-хімічні особливості технологічних процесів, відображують явища природної самоорганізації, забезпечують ресурсощадні режими функціонування, характеризуються стійкістю до зовнішніх збурень та структурних і параметричних змінювань, дозволяють організувати ефективний пошук цільових станів в різних умовах, відрізняються необхідною гнучкістю при змінюванні цілей та варіації завдань, мають високу надійність та здатність до запобігання виникненню критичних ситуацій [5].

Сутність синергетичного підходу в задачах керування полягає у використанні властивих для складних систем явищ самоорганізації через утворення в просторі станів об'єкта інформаційних атракторів та синергетичної взаємодії між ними шляхом малопотужної корекції фазових траєкторій об'єкта, що значно підвищує ефективність його функціонування.

В рамках синергетичного керування для технологічних комплексів раціонально використати метод аналітичного конструювання агрегованих регуляторів (АКАР), який дозволяє забезпечити оптимальний міжатрактивний перехід в об'єкті шляхом реалізації аналітично розрахованих слабкопотужних керуючих дій резонансного характеру [6].

Метою досліджень є визначення ієрархічних моделей поведінки технологічного комплексу цукрового заводу на прикладі відділення очистки дифузійного соку, які задають систему атракторів як інваріантних багатообразів в області параметрів порядку, і реалізації на їх основі керуючих стратегій, що організують направлений рух фазових траєкторій об'єкта в оптимальному руслі між атракторами,

забезпечуючи при цьому завдяки самоорганізації значну економію ресурсів виробництва.

2. Кінетика процесів попередньої дефекації та проблематика їх керування

Ефективність виробництва цукру значною мірою залежить від якості цукрових буряків та ефективності станції сокоочищення.

Цукрові буряки, які надходять в переробку на вітчизняні цукрові заводи, як правило, відповідають рівню середньої або погіршеної якості. Незбалансоване внесення добрив, несприятливі умови під час вирощування та зберігання цукрових буряків призводять до збільшення вмісту в них інвертного цукру та азотистих сполук, що негативно впливає на термостійкість напівпродуктів цукрового виробництва та сприяє збільшенню втрат цукрози та собівартості готової продукції.

Технологічний комплекс дефекосатурації складається з процесів фізико-хімічної обробки дифузійного соку активними речовинами, фізичної очистки сумішей [13].

Тому визначення раціональних режимів керування складними технологічними процесами вапнування (основної дефекації та дефекації перед II сатурацією) та процесами сатуравання дифузійного соку є важливим завданням для сучасних систем управління складними технологічними комплексами.

Станція сокоочистки цукрового заводу представляє собою комплекс неперервного типу, що характеризується наявністю процесів різної природи, які протікають в складних системах (рідина→тверда маса, газ→рідина).

Дрейф режимних параметрів відносно зміни якісного складу середовища (газовміст сатураційного газу, густина вапняного молока) та технологічної якості дифузійного соку призводить до суттєвих змін в якості та кількості кінцевого продукту [14].

Однією з головних технологічних змінних є рН середовища, яка визначає оптимальну витрату потоків речовини та теплоносіїв для отримання максимального ефекту очистки дифузійного соку.

З точки зору теорії керування, станція сокоочистки є складним технологічним об'єктом, питання синтезу систем керування яким розглядалися в основному в лінійній постановці задачі.

Дія різноманітних збурюючих факторів призводить до необхідності стабілізації величини рН при одночасному впливі на інші параметри окремого технологічного процесу, тобто необхідно розв'язання задачі векторного керування на кожному етапі виробництва.

3. Синергетичний синтез векторних регуляторів

Ієрархічна структура технологічного комплексу сокоочистки цукрового заводу наведена на рис. 1.

Завдання векторного керування розглянемо на прикладі технологічного процесу попередньої дефекації, структурна схема якого зображена на рис. 2.

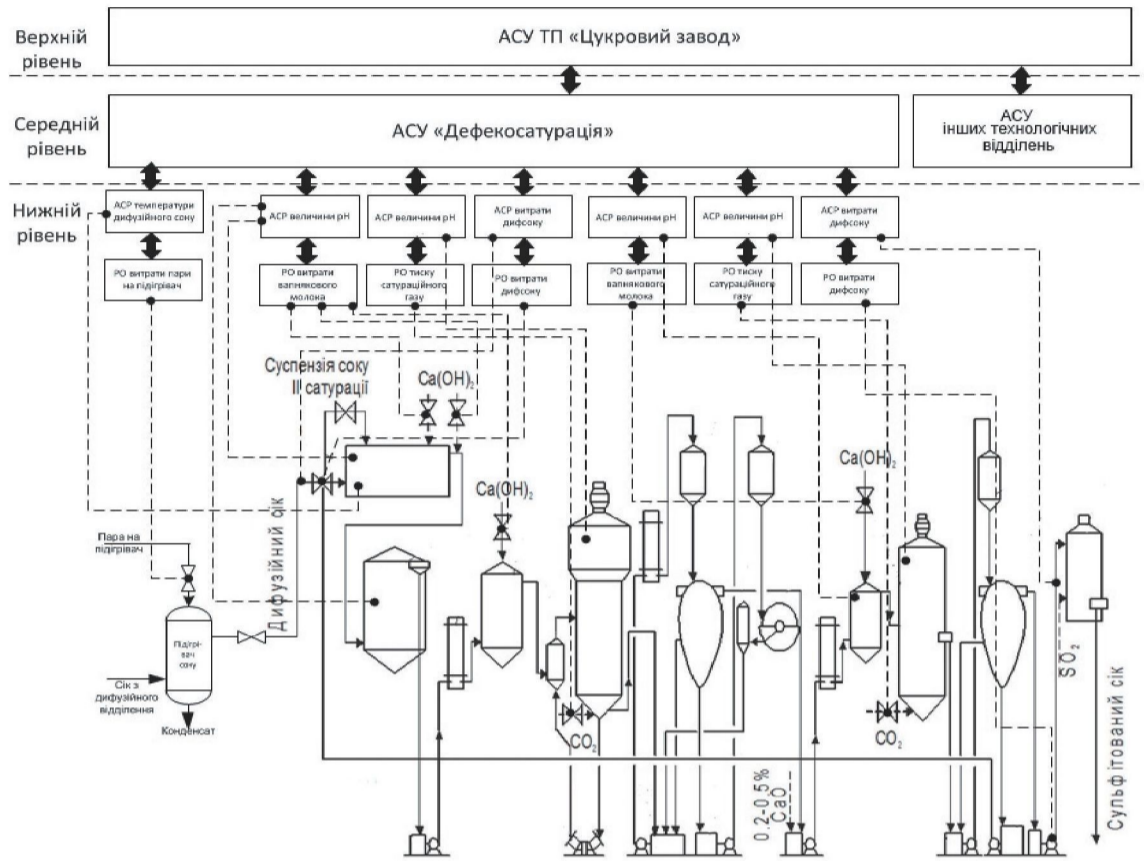


Рис. 1. Ієрархічна структура технологічного комплексу сокоочистки

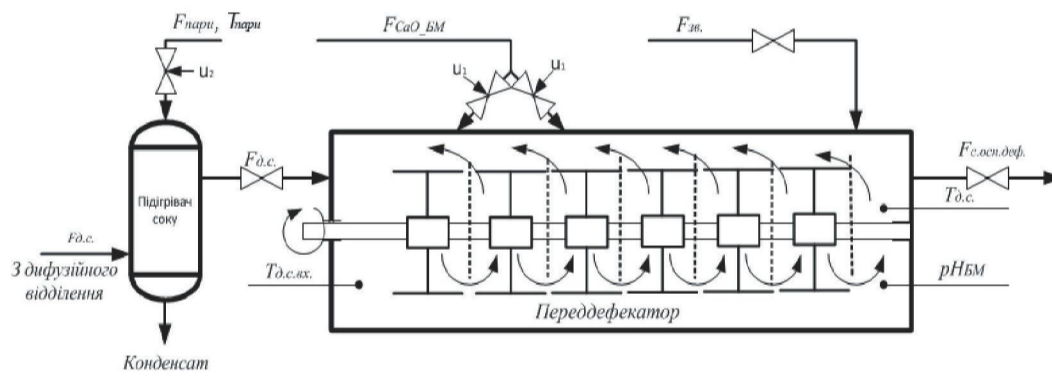


Рис. 2. Структурна схема технологічного процесу попередньої defeкації

Примітка: $F_{CaO_БМ}$ - витрата вапняного молока на попередню defeкацію; $F_{д.с.}$ - витрата дифузійного соку на попередню defeкацію; $T_{д.с.}$ - температура дифузійного соку; $F_{зв.}$ - витрата соку "повернення" на попередню defeкацію; $pH_{БМ}$ - pH на попередній defeкації; $F_{с.осн.деф.}$ - витрата соку попередньої defeкації на основну defeкацію; $F_{пари}$ - витрата гріючої пари; $T_{пари}$ - температура гріючої пари

Математична модель процесу попередньої defeкації має вигляд:

$$\frac{dC_{CaO_БМ}}{d\tau} = \frac{F_{CaO_БМ} \cdot C_{CaO}^{вх.}}{V} - k_1 \cdot C_{CaO} - \frac{F_{д.с.} + F_{зв.}}{V} \cdot C_{CaO},$$

$$\frac{dC_{с.р.}}{d\tau} = \frac{F_{д.с.} \cdot C_{с.р.}^{вх.} + F_{зв.} \cdot C_{с.р.}^{зв.}}{V} - k_2 \cdot C_{с.р.} - \frac{F_{д.с.} + F_{зв.} + F_{CaO_БМ}}{V} \cdot C_{с.р.}, \quad (1)$$

$$\frac{dT_{д.с.}}{d\tau} = \frac{F_{CaO_БМ} \cdot T_{Ca}^{вх.} + F_{д.с.} \cdot T_{д.с.}^{вх.} + F_{зв.} \cdot T_{зв.}}{V} + [k_1 \cdot F_{CaO_БМ} - k_2(F_{д.с.} + F_{зв.})] \cdot Q - \frac{k_T \cdot F}{\rho \cdot C_p \cdot V} \cdot (T_{д.с.}^{вх.} - T_{д.с.}) - \frac{F_{CaO} + F_{д.с.} + F_{зв.}}{V} \cdot T_{д.с.} + \frac{T_{д.с.}^{вх.} - T_{д.с.}}{V} \cdot F_{CaO_БМ},$$

$$\frac{dT_p}{d\tau} = \frac{(T_{пари} - T_p) \cdot F_{пари}}{V_p} - \frac{k_T \cdot F}{\rho_{пари} \cdot C_{p,пари} \cdot V_p} \cdot (T_p - T_{д.с.}),$$

де F_{CaO_BM} - витрата вапнякового молока; $F_{д.с.}$ - витрата дифузійного соку; $F_{зв.}$ - витрата соку повернення; $T_{д.с.}$ - температура дифузійного соку; $T_{д.с.}^{вх.}$ - температура дифузійного соку на вході; $T_{CaO}^{вх.}$ - температура вапняного молока на вході; $T_{зв.}$ - температура соку повернення; T_p - температура в паровій рубашці; C_{CaO} - концентрація вапняного молока; $C_{с.р.}$ - концентрація сухих речовин в дифузійному соку на вході; $C_{с.р.}$ - концентрація сухих речовин в дифузійному соку; $C_{с.р.}^{зв.}$ - концентрація сухих речовин соку повернення; $C_{CaO}^{вх.}$ - концентрація вапняного молока на вході; $C_{р.пари}$ - теплоємність пари в рубашці; k_T - коефіцієнт теплопередачі; F - поверхня теплопередачі; $k_i = k_{i0} \cdot e^{-(E_i/(R(T_{д.с.}+273.15)))}$ - константи швидкості реакцій; k_{i0} - передекспоненціальний коефіцієнт; E_i - енергія активації реакцій; R - універсальна газова стала; $Q = \Delta H / (\rho \cdot C_p)$, ΔH - тепловий ефект реакції (віднесенний до швидкості по компоненті вапняного молока), C_p - теплоємність речовин в апараті та вихідних потоках; V_p - об'єм парової рубашки теплообмінника; V - об'єм переддефекатора; $\rho_{пари}$ - густина пари; ρ - густина дифузійного соку.

Проаналізувавши рівняння (1) можна зробити висновок, що система нелінійна та взаємозв'язана. Виходячи з цього, для розв'язання задачі оптимального керування, застосуємо методологію синергетичного керування, а саме метод аналітичного конструювання агрегованих регуляторів (АКАР) [5, 6].

Згідно із методом АКАР, необхідно синтезувати закони керування $u_1(C_{CaO_BM}, C_{с.р.}, T_{д.с.})$, та $u_2(C_{CaO_BM}, T_{д.с.}, T_p)$, які забезпечують, при стабілізації температури дефекованого соку, $T_{д.с.}$, оптимальне значення величини рН, pH_{BM} , дефекованого соку, тобто $T_{д.с.} = T_{д.с.}^0$, $C_{с.р.} = C_{с.р.}^0$. В якості u_1 вибираємо витрату вапняного молока F_{CaO_BM} , u_2 - витрату пари $F_{пари}$.

Згідно із теорією аналітичного конструювання агрегованих регуляторів, враховуючи те, що система має два керуючі впливи, застосуємо паралельно-последовну процедуру розгляду інваріантних багатобразів:

$$\Psi_1(C_{CaO_BM}, C_{с.р.}, T_{д.с.}) = 0, \Psi_2(C_{CaO_BM}, T_{д.с.}, T_p) = 0. \quad (2)$$

Паралельно введені багатобрази відіграють роль атракторів притягнення зображаючої точки замкнутої системи при синтезованому законі керування $u_1(C_{CaO_BM}, C_{с.р.}, T_{д.с.})$, та $u_2(C_{CaO_BM}, T_{д.с.}, T_p)$.

При цьому зображаюча точка переміщується у фазовому просторі на перетин багатобразів $\Psi_1 = 0, \Psi_2 = 0$. Керування u_1 входить в керування u_2 підсистеми і безпосередньо впливає на величину рН дефекованого соку.

Виходячи з цього, задаємо макрозмінну Ψ_1 у вигляді $\Psi_1 = C_{с.р.} - C_{с.р.}^0$.

Оскільки витрата пари u_2 безпосередньо не впливає на температуру $T_{д.с.}$, то необхідно сконструювати

функцію $\Psi_2(C_{CaO_BM}, T_{д.с.}, T_p) = 0$, яка б зв'язувала $T_{д.с.}$ з фазовими координатами C_{CaO_BM} та T_p .

Сконструюємо функцію зв'язку макрозмінних C_{CaO_BM} та $T_{д.с.}$:

$$\Psi_2 = T_p + v(C_{CaO_BM}, T_{д.с.}),$$

де $v(C_{CaO_BM}, T_{д.с.})$ - деяка функція залежності величини рН від температури в дефекаторі.

У випадку синтезу законів керування $u_1(C_{CaO_BM}, C_{с.р.}, T_{д.с.})$, та $u_2(C_{CaO_BM}, T_{д.с.}, T_p)$, які переводять зображаючу точку в околицю перетину багатобразів:

$$C_{с.р.} - C_{с.р.}^0 = 0, T_p + v(C_{CaO_BM}, (T_{д.с.}^{вх.} - T_{д.с.})) = 0. \quad (3)$$

Зміна макрозмінних Ψ_1 та Ψ_2 підпорядковуються функціоналу (4):

$$T_i \cdot \dot{\Psi}_i(\tau) + \Psi_i(\tau) = 0. \quad (4)$$

З урахуванням (3) рівняння (4) набуде вигляду:

$$T_1 \cdot \frac{dC_{с.р.}}{d\tau} + (C_{с.р.} - C_{с.р.}^0) = 0, \\ T_2 \cdot \left[\frac{dT_p}{d\tau} + \frac{\partial v}{\partial C_{CaO_BM}} \cdot \frac{dC_{CaO_BM}}{d\tau} + \frac{\partial v}{\partial T_{д.с.}} \cdot \frac{dT_{д.с.}}{d\tau} \right] + T_p + v(C_{CaO_BM}, (T_{д.с.}^{вх.} - T_{д.с.})) = 0. \quad (5)$$

На основі рівняння моделі (1) і з урахуванням (5) сформулюємо закони взаємозв'язаного управління технологічним процесом defeкації:

$$u_1 = \frac{(F_{д.с.} \cdot C_{с.р.}^{вх.} + F_{зв.} \cdot C_{с.р.}^{зв.} - k_2) \cdot C_{с.р.} \cdot V - (F_{д.с.} + F_{зв.} + F_{CaO_BM}) \cdot C_{с.р.} \cdot V + (C_{с.р.} - C_{с.р.}^0) \cdot C_{с.р.} \cdot T_1}{C_{с.р.}}, \\ u_2 = \frac{(T_p + v) \cdot V_p}{(T_{пари} - T_p) \cdot T_2} - \frac{k_T \cdot F}{\rho_{пари} \cdot C_{р.пари} \cdot V_p} \cdot (T_p - T_{д.с.}^{вх.}) - \frac{\partial v}{\partial C_{CaO_BM}} \cdot \left(\frac{F_{CaO_BM} \cdot C_{CaO}^{вх.}}{V} - k_1 \cdot C_{CaO} - \frac{F_{д.с.} + F_{зв.}}{V} \cdot C_{CaO} \right) \cdot F_{CaO_BM} \cdot C_{CaO_BM} \cdot \frac{\partial v}{\partial T_{д.с.}} \times \\ \times \left(\frac{F_{CaO_BM} \cdot T_{CaO}^{вх.} + F_{д.с.} \cdot T_{д.с.}^{вх.} + F_{зв.} \cdot T_{зв.}}{V} + [k_1 \cdot F_{CaO_BM} - k_2(F_{д.с.} + F_{зв.})] \cdot Q - \frac{k_T \cdot F}{\rho \cdot C_p \cdot V} \cdot T_{д.с.} - \frac{F_{CaO_BM} + F_{д.с.} + F_{зв.}}{V} \cdot T_{д.с.} + \frac{T_{д.с.} - T_{CaO}^{вх.}}{V} \cdot F_{CaO_BM} + T_p + T_{д.с.} \cdot F_{CaO_BM} \right) \cdot V_p / (T_{пари} - T_p). \quad (6)$$

Використовуючи отримані співвідношення можна синтезувати регулюючі впливи для технологічних операцій I-ї та II-ї сатурації, а також для проміжної defeкації.

Параметри настройки законів керування регламентують час регулювання T_1, T_2 .

Умовою стійкості системи являються значення: $T_1 > 0, T_2 > 0$.

4. Моделювання синтезованих синергетичних керуючих регуляторів

На рис. 3-5 представлено результати моделювання динамічної системи з синтезованими регуляторами. При моделюванні використовувались усереднені технологічні показники параметрів процесу дефекації на обладнанні з продуктивністю 3000 т/добу. Якість керування оцінювався за інтегральним квадратичним критерієм [8].

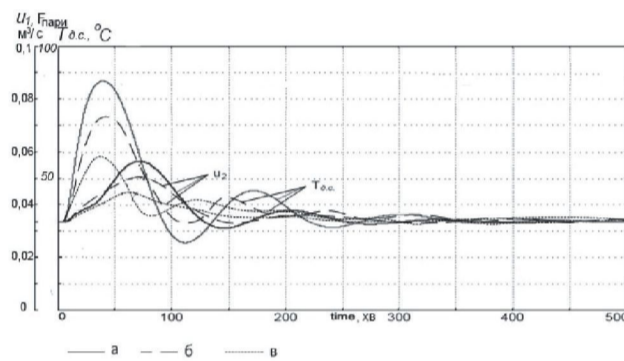


Рис. 3. Процес регулювання температури дифузійного соку з урахуванням збурення по величині рН ($\Delta r_{НБМ} = +2$): а - при $T_1 = T_2 = 200$; б - при $T_1 = T_2 = 100$; в - при $T_1 = T_2 = 10$

5. Висновки

В результаті проведених досліджень було виявлено, що система стійка до збурень, а час регулювання залежить лише від величин T_1, T_2 . При чому, характер перехідних процесів не змінюється при зміні часу регулювання, відповідно і не залежить від нього. Похідні $\frac{\partial v}{\partial T_{д.с.}}$ не дали істотного впливу на процеси регулю-

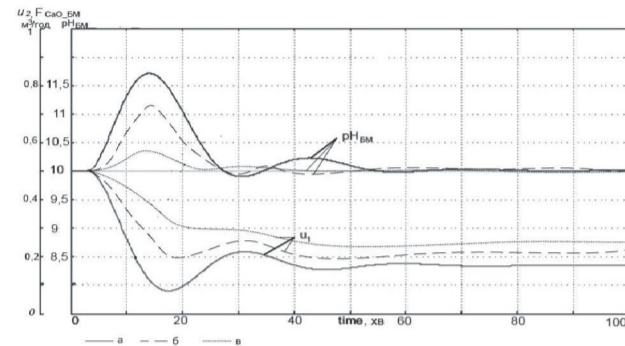


Рис. 4. Процес регулювання величини рН дифузійного соку з урахуванням збурення по температурі ($\Delta T_{д.с.} = 12^\circ\text{C}$): а - при $T_1 = T_2 = 200$; б - при $T_1 = T_2 = 100$; в - при $T_1 = T_2 = 10$

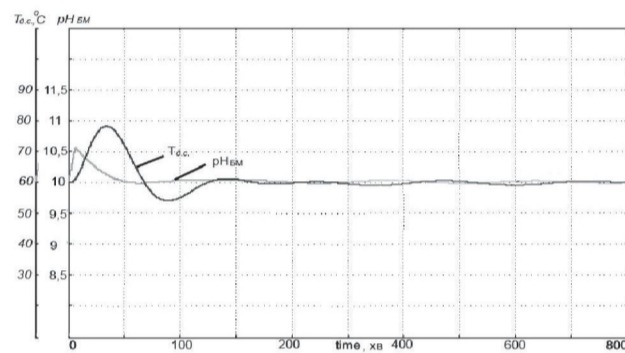


Рис. 5. Процес регулювання величини рН_{ФМ} та температури $T_{д.с.}$ дифузійного соку при взаємозв'язаному керуванні за умови $T_1 = T_2 = 12$

вання, відповідно, їх значенням можна знехтувати.

Синтезована синергетична система керування показала свою працездатність, стійкість та ефективність.

Отже, в роботі показана можливість синтезу синергетичних регуляторів за методом АКАР для технологічних операцій очищення дифузійного соку.

Література

1. Ladanyuk, A. The biotech complexes control in conditions of situational uncertainty [Текст] / A. Ladanyuk, V. Kyshenko, Y. Smityuh // Annals of Warsaw University of Life Sciences. – 2012. – № 60. – С. 149-154.
2. Антамошин, А. Н. Интеллектуальные системы управления организационно-техническими системами: научное издание [Текст] / А. Н. Антамошин и др.; под ред. А. А. Большаков // М.: Горячая линия. – Телеком, 2006. – 160 с.
3. Колесников, А. А. Синергетические методы управления сложными системами: Теория системного синтеза. [Текст] / А. А. Колесников. – Изд.2. – Издательство: Либроком, 2012. – 240 с.
4. Большаков, В. И. «Проклятие размерности» сложной системы и пути ее уменьшения [Текст] / В. И. Большаков, Ю. И. Дубров // Вісник Придніпровської державної академії будівництва та архітектури. – Днепропетровск: ПГАСА, 2011. – № 3. – С. 4 – 8.
5. Колесников, А. А. Синергетические методы управления сложными системами. Энергетические системы [Текст] / А. А. Колесников, Г. Е. Веселов, А. Н. Попов и др. // М.: Едиториал УРСС: КомКнига, 2006. – 248с.
6. Колесников, А. А. Синергетический принцип иерархизации и аналитический синтез регуляторов взаимосвязанных электромеханических систем [Текст] / А. А. Колесников, Г. Е. Веселов // Известия ТРТУ. Тематический выпуск. Синергетика и проблемы управления. – Таганрог, 2001. №5(23). – С. 80 - 99.
7. Колесников, А. А. Синергетическая теория управления: концепция, методы, тенденции развития [Текст] / А. А. Колесников // Известия ТРТУ. Тематический выпуск "Синергетика и проблемы управления". – 2001. – №5. – С. 7-27.

8. Халил, Х. К. Нелинейные системы [Текст] / Х. К. Халил; пер. с англ. И. А. Макарова; под ред. А. Л. Фрадкова. – Изд. 3-е. – М., Ижевск: Ин-т компьютер. исслед.: Регуляр. и хаотич. динамика, 2009. – 812 с.
9. Фрадков, А. Л. Метод пассивации в задачах адаптивного управления, наблюдения и синхронизации: Нелинейные системы. Частотные и матричные неравенства. [Текст] / А. Л. Фрадков, Б. Р. Андриевский, А. Е. Барабанов, В. А. Бондарко и др. – М.: ФИЗМАТЛИТ, 2008. – С. 452–499 с.
10. Zhou, J. Adaptive Backstepping Control of Uncertain Systems Nonsmooth Nonlinearities, Interactions or Time-Variations. [Текст] / J. Zhou, C. Wen // SpringerVerlag Berlin Heidelberg, 2008. – 241 p.
11. Freeman, R. A. Robust Control of Nonlinear Systems. [Текст] / R. A. Freeman, P. V. Kokotovic // Boston: Birkhauser, 1996. – 258 p.
12. Kokotovic, P. V. Constructive nonlinear control: progress in the 90's. [Текст] / P. V. Kokotovic // Prepr. 14th IF AC World Congress. Beijing, China, 1999. – Plenary vol. – pp. 49-77.
13. Семенов, Е. В. Процесс флотации несахаров при очистке диффузионного сока [Текст] / Е. В. Семенов, А. М. Гаврилов, А. А. Славянский, И. С. Хабибулина // Хранение и переработка сельхозсырья. – 2003. – № 9. – С. 53-56.
14. Голыбин, В. А. Предефекция в схеме очистки диффузионного сока [Текст] / В. А. Голыбин, А. В. Пономарев, А. К. Жигульский // Материалы докладов международной научно-практической конференции «Разработка новых и совершенствование существующих технологий, оборудования и методов контроля сахарного производства». – Воронежская гос. технол. академия. – Воронеж, 2005. – С. 27-31.