

УПРАВЛЕНИЕ ТЕМПЕРАТУРОЙ В ХИМИЧЕСКОМ РЕАКТОРЕ ПРИ НЕ ПОЛНОСТЬЮ ИЗМЕРЯЕМОМ ВЕКТОРЕ СОСТОЯНИЯ

В.Ю. Невиницын, А.Н. Лабутин, Ю.Н. Загаринская, Г.В. Волкова

Владимир Юрьевич Невиницын*, Александр Николаевич Лабутин, Юлия Николаевна Загаринская, Галина Витальевна Волкова

Кафедра технической кибернетики и автоматики, Ивановский государственный химико-технологический университет, пр. Шереметевский, 7, Иваново, Российская Федерация, 153000

E-mail: nevinitsyn@isuct.ru *, lan@isuct.ru, julia-zagarinskaya@yandex.ru, konf_gv@mail.ru

В работе решается задача синтеза нелинейного робастного алгоритма управления температурным режимом химического реактора методом аналитического конструирования агрегированных регуляторов (АКАР) с использованием принципа интегральной адаптации и невозможности измерения концентраций компонентов. В качестве объекта управления рассмотрен жидкофазный химический реактор емкостного типа, снабженный механической мешалкой и теплообменной рубашкой. Аппарат функционирует в политропическом режиме. В реакторе реализуется бимолекулярная экзотермическая реакция. Целью функционирования химического реактора является получение целевого продукта заданной концентрации. Задача системы управления реактором заключается в стабилизации температуры реакционной смеси в аппарате на заданном значении в условиях действия возмущений. Метод АКАР предполагает разработку и реализацию способа направленной целевой самоорганизации диссипативных нелинейных систем «объект–регулятор». При этом цель движения системы формулируется в виде желаемого инвариантного многообразия в фазовом пространстве объекта, выполняющего роль целевого аттрактора. Синтез регулятора проводится с использованием нелинейной математической модели объекта без применения процедуры линеаризации. Рассмотрены два варианта синтеза алгоритма управления. Первый вариант предполагает введение интегральной составляющей в закон управления путем расширения пространства состояния системы. Второй вариант основан на использовании принципа интегральной адаптации и предполагает введение в математическую модель объекта оценки внутреннего возмущения. Методом компьютерного моделирования проводится исследование и сравнительный анализ синтезированных алгоритмов. Установлено, что оба варианта систем управления температурным режимом оказались работоспособными и могут быть рекомендованы к применению при реализации реакций рассматриваемого типа в условиях практической невозможности измерения концентраций компонентов.

Ключевые слова: робастное управление, аналитический синтез, химический реактор, синергетическая теория управления, интегральная адаптация, моделирование

ROBUST TEMPERATURE CONTROL IN CHEMICAL REACTOR UNDER PARTIALLY MEASURING OF STATE VECTOR

V.Yu. Nevinitsyn, A.N. Labutin, Yu.N. Zagarinskaya, G.V. Volkova

Vladimir Yu. Nevinitsyn *, Alexander. N. Labutin, Yulia N. Zagarinskaya, Galina V. Volkova

Department of Technical Engineering Cybernetics and Automation, Ivanovo State University of Chemistry and Technology, Sheremetevskiy ave., 7, Ivanovo, 153000, Russia

E-mail: nevinitsyn@isuct.ru *, lan@isuct.ru, julia-zagarinskaya@yandex.ru, konf_gv@mail.ru

The paper deals with the problem of a nonlinear robust algorithm for the temperature control of a chemical reactor by the method of analytical design of aggregated regulators (ADAR), using the principle of integral adaptation and the impossibility of measuring the concentrations of components. A liquid-phase continuous stirred tank reactor equipped with a mechanical stirrer and cooling jacket is considered as a control object. The reactor operates in the polytropic mode. The bimolecular exothermic process is carried out in the reactor. The objective of chemical reactor operation is to obtain the key product of specified concentration. The task of chemical reactor control system is to maintain the temperature of reaction mixture in the device at the given set point under the action of disturbances. The ADAR method assumes the development and realization of a directed target self-organization method of dissipative nonlinear systems «object-controller». Furthermore, the aim of the system motion is formulated as the desired invariant manifold in a phase space of the object, which acts as a target attractor. The controller synthesis is performed using a nonlinear mathematical model of the object without the linearization procedure. We consider two variants of the control algorithm synthesis. In the first case, an integral component is introduced into the control law by expanding the state space of the system. The second one is based on the principle of integral adaptation and implies the introduction of an internal disturbance estimation into the mathematical model of the object. Computer simulation is used to study and compare the synthesized algorithms. It was proved that both variants of the temperature control systems were operable and can be recommended for use when implementing the considered type of reactions under conditions of practical impossibility of measuring component concentrations.

Key words: robust control, analytical synthesis, chemical reactor, synergetic control theory, integral adaptation, simulation

Для цитирования:

Невиницын В.Ю., Лабутин А.Н., Загаринская Ю.Н., Волкова Г.В. Управление температурой в химическом реакторе при не полностью измеряемом векторе состояния. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2021. Т. 64. Вып. 7. С. 104–110

For citation:

Nevinitsyn V. Yu., Labutin A. N., Zagarinskaya Yu. N., Volkova G. V. Robust temperature control in chemical reactor under partially measuring of state vector. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 2021. V. 64. N 7. P. 104–110

ВВЕДЕНИЕ

Вопросам автоматизации и управления химическими реакторами посвящена обширная литература, т.к. состояние объекта, режим его работы существенно влияет на режим работы последующих стадий и, соответственно, на ресурсо- и энергоэффективность производственного процесса в целом. Обзор мировой литературы за последние 10 лет (согласно базе Web of Science) показал, что данной проблеме посвящено более 800 публикаций.

Проблема разработки (синтеза) робастных систем управления реакторами обусловлена их «плохими» свойствами: существенной нелинейностью, многомерностью, многосвязностью и взаимовлиянием переменных состояния, невозможностью полного измерения вектора состояния, сигнальной и параметрической неопределенностью [1]. Данное обстоятельство породило множество постановок и вариантов решения задачи синтеза алгоритмов управления объектом: линейная и нелинейная постановка задачи в пространстве «вход-выход» или в пространстве состояний, адаптивное

и нейро-нечеткое управление, синтез регуляторов с наблюдателями состояния и др. [2-11].

С практической точки зрения система управления реактором должна решать три основные задачи: в соответствии с назначением и целью функционирования – управление концентрацией ключевого вещества в условиях действия возмущений; управление температурным режимом, т.к. температура влияет на скорость химических превращений; стабилизация – поддержание общего материального баланса по фазам [1].

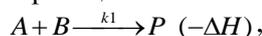
Во многих случаях отсутствует техническая возможность измерения концентраций компонентов в реальном масштабе времени, и процесс «ведет» по температуре. При этом, как правило, используются линейные одноконтурные САР или системы каскадного управления на базе ПИД-алгоритмов, которые не учитывают влияние концентраций, т.е. скорости реакций на температурный режим. Такие системы в условиях существенных сигнальных и параметрических возмущений не обладают свойством робастности, т.к. используют линейную модель объекта.

В настоящее время, в связи с созданием и развитием синергетической теории управления (метод АКАР) [12, 13], представляется возможным синтезировать нелинейные, робастные алгоритмы управления многомерными объектами в условиях сигнальной и параметрической неопределенности [14, 15]. Эффективность алгоритмов, синтезированных с применением синергетической теории управления, показана в ряде работ [16-18].

В данной работе решается задача синтеза нелинейного робастного алгоритма управления температурным режимом химического реактора методами теории синергетического управления с использованием принципа интегральной адаптации с учетом взаимовлияния концентраций и температуры и невозможности измерения концентраций компонентов. Принцип интегральной адаптации заключается во введении в закон управления нелинейных интеграторов, которые позволяют компенсировать возмущения без их оценки [14, 15].

ХАРАКТЕРИСТИКА ОБЪЕКТА. ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ УПРАВЛЕНИЯ

В химическом реакторе емкостного типа (рис. 1) реализуется жидкофазная бимолекулярная экзотермическая реакция



где A, B – исходные вещества; P – продукт реакции; k_1 – константа скорости реакции, зависящая от температуры по закону Аррениуса; ΔH – тепловой эффект реакции. Для компенсации теплового эффекта реакции и обеспечения заданного значения температуры процесса аппарат снабжен рубашкой, в которую подается жидкофазный хладагент.

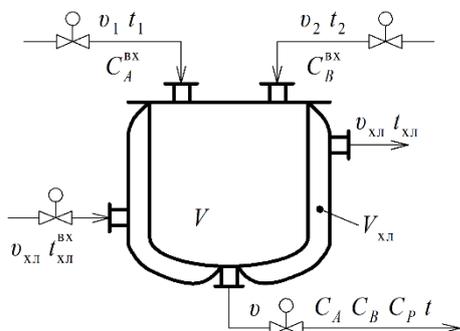


Рис. 1. Принципиальная схема реактора
Fig. 1. Schematic diagram of the reactor

На рис. 1 введены обозначения: C_A^{BX}, C_B^{BX} – концентрации исходных реагентов; v_1, v_2 – расход

потоков исходных реагентов; t_1, t_2 – температуры потоков исходных реагентов; $t_{xл}^{BX}, t_{xл}$ – температуры хладагента на входе и выходе из аппарата; $v_{xл}$ – расход хладагента; t – температура реакционной смеси в аппарате; v – расход реакционной смеси на выходе из аппарата; C_A, C_B, C_P – концентрации компонентов A, B, P в реакторе; V – объем реакционной смеси в аппарате; $V_{xл}$ – объем хладагента в рубашке.

В предположении идеального перемешивания реакционной смеси и постоянства ее объема

$$\begin{aligned} V \frac{dC_A}{d\tau} &= v_1 C_A^{BX} - (v_1 + v_2) C_A - V k_1 C_A C_B, & V \frac{dC_B}{d\tau} &= v_2 C_B^{BX} - (v_1 + v_2) C_B - V k_1 C_A C_B, \\ V \frac{dC_P}{d\tau} &= V k_1 C_A C_B - (v_1 + v_2) C_P, & V \frac{dt}{d\tau} &= v_1 t_1 + v_2 t_2 + \frac{V \Delta H k_1 C_A C_B}{\rho C_T} - (v_1 + v_2) t - \\ & - \frac{K_T F_T (t - t_{xл})}{\rho C_T}, & V_{xл} \frac{dt_{xл}}{d\tau} &= v_{xл} (t_{xл}^{BX} - t_{xл}) + \frac{K_T F_T (t - t_{xл})}{\rho_{xл} C_{xл}}, \end{aligned} \quad (1)$$

(уровня) математическая модель объекта запишется:

где $k_1 = k_1^0 \cdot \exp[-E_1/(R(t+273))]$ – константа скорости; k_1^0 – постоянный множитель (предэкспонента) константы скорости; E_1 – энергия активации; R – универсальная газовая постоянная; ρ, C_T – плотность и теплоемкость реакционной смеси; $\rho_{xл}, C_{xл}$ – плотность и теплоемкость хладагента; K_T – коэффициент теплопередачи; F_T – поверхность теплообмена.

Структурные особенности математической модели (1) позволяют провести декомпозицию системы (1) на две взаимосвязанные подсистемы. Первая подсистема – это уравнения материального баланса по компонентам реакции. Вторая подсистема – это уравнения теплового баланса для реакционной смеси и хладагента, определяющие температурный режим в аппарате. Взаимосвязь и влияние первой подсистемы на вторую определяется наличием в правой части уравнения теплового баланса слагаемого, определяющего скорость тепловыделения

$$Q_P = \frac{V k_1 C_A C_B}{\rho C_T} \Delta H, \quad (2)$$

которое изменяется при изменении C_A, C_B, k_1 . Вторая подсистема влияет на первую через константу скорости.

Синтез алгоритма управления температурой в реакторе при неизмеряемых концентрациях веществ предлагается проводить с использованием уравнений теплового баланса (второй подсистемы). В качестве управляющего воздействия примем изменение расхода хладагента в рубашку. Первые три уравнения системы (1) будем считать моделью формирования внутреннего возмущения

для тепловой подсистемы $\Delta Q_P = \Delta Q_P(\Delta C_A, \Delta C_B, \Delta k_1, \Delta H)$ под воздействием внешних возмущений, например $\Delta C_A^{ex}, \Delta C_B^{ex}$. Отметим, что значение ΔQ_P не измеряется. Учитывая изложенное, представим модель возбужденного движения объекта в виде:

$$\frac{dC_A}{d\tau} = f_1 + w_1, \quad (3)$$

$$\frac{dC_B}{d\tau} = f_2 + w_2,$$

$$\frac{dC_P}{d\tau} = f_3 + w_3,$$

$$\frac{dt}{d\tau} = f_4 + \frac{\beta_1}{V} t_{xi} + \Delta Q_P, \quad (4)$$

$$\frac{dt_{xi}}{d\tau} = f_5 + \frac{(t_{xi}^{ex} - t_{xi})}{V_{xi}} u,$$

где $f_1 = [v_1 C_A^{ex} - (v_1 + v_2) C_A - V k_1 C_A C_B] / V$;
 $f_2 = [v_2 C_B^{ex} - (v_1 + v_2) C_B - V k_1 C_A C_B] / V$;
 $f_3 = [V k_1 C_A C_B - (v_1 + v_2) C_P] / V$;
 $f_4 = [v_1 t_1 + v_2 t_2 + Q_P - (v_1 + v_2) t - \beta_1 t] / V$;
 $f_5 = [v_{xi}(t_{xi}^{ex} - t_{xi}) + \beta_2(t - t_{xi})] / V_{xi}$;
 $\beta_1 = K_T F_T / (\rho C_T)$;
 $\beta_2 = K_T F_T / (\rho_{xi} C_{xi})$;
 $u = \Delta v_{xi}$; w_1, w_2, w_3 – внешние воз-

мущения; ΔQ_P – внутреннее возмущение.

Окончательно задача синтеза закона управления температурой формулируется следующим образом. С целью стабилизации температуры реакционной смеси на заданном значении \bar{t} в условиях действия возмущений синтезировать алгоритм управления температурой методом АКАР, используя модель объекта (4).

СИНТЕЗ АЛГОРИТМА УПРАВЛЕНИЯ

Предлагается рассмотреть два варианта синтеза алгоритма управления. Из классической теории управления и теории оптимального управления известно, что введение интегральной составляющей в закон управления позволяет повысить точность процесса управления при компенсации ступенчатых возмущений, но ухудшает устойчивость замкнутой САУ. Поскольку использование методов АКАР снимает проблему устойчивости, реализуем процедуру синтеза астатического алгоритма путем расширения пространства состояния введением дополнительной переменной z , подчиняющейся уравнению $dz/d\tau = (t - \bar{t})\eta$, где η – весовой коэффициент. Такая процедура предложена Колесниковым А.А в [12] и описана в монографии [19] при синтезе оптимальных систем управления линейными объектами. Модель объекта запишется:

$$\frac{dt}{d\tau} = f_4 + \frac{\beta_1}{V} t_{xi},$$

$$\frac{dt_{xi}}{d\tau} = f_5 + \frac{(t_{xi}^{ex} - t_{xi})}{V_{xi}} u, \quad (5)$$

$$\frac{dz}{d\tau} = (t - \bar{t})\eta.$$

Для синтеза алгоритма используется метод АКАР на основе рассмотрения последовательной совокупности инвариантных многообразий [12]. На первом этапе вводится в рассмотрение макропеременная $\psi_1 = t_{xi} + v(t, z) = 0$, изменение которой подчиняется основному функциональному уравнению

$$T_1 \dot{\psi}_1 + \psi_1 = 0, \quad (6)$$

где $v(t, z)$ – некоторая функция переменных t и z , T_1 – постоянная времени.

Записав (6) в развернутом виде в силу уравнений модели (5), получим выражение для внешнего управления:

Под воздействием u изображающая точка

$$u = - \frac{V_{xi}(t_{xi} + v)}{T_1(t_{xi}^{ex} - t_{xi})} \frac{\partial v}{\partial t} \left(f_4 + \frac{\beta_1}{V} t_{xi} \right) V_{xi} - \frac{\partial v}{\partial z} \frac{(t - \bar{t}) V_{xi} \eta}{(t_{xi}^{ex} - t_{xi})} - \frac{f_5 V_{xi}}{(t_{xi}^{ex} - t_{xi})} \quad (7)$$

объекта в фазовом пространстве переходит на инвариантное многообразие $\psi_1 = 0$, что приводит к декомпозиции математической модели:

$$\frac{dt}{d\tau} = f_4 - \frac{\beta_1}{V} v, \quad (8)$$

$$\frac{dz}{d\tau} = (t - \bar{t})\eta.$$

Переменная $v = -t_{xi}$ является внутренним управлением. Движение системы (8) вдоль $\psi_1 = 0$ в заданное конечное состояние осуществляется под воздействием внутреннего управления v . С учетом технологической цели управления введем в рассмотрение вторую макропеременную $\psi_2 = (t - \bar{t}) + \gamma z$. Записав основное функциональное уравнение для ψ_2 в форме (6) получим выражение для внутреннего управления:

$$v = \left[\frac{V}{T_2 \beta_1} + \frac{\gamma W \eta}{\beta_1} \right] (t - \bar{t}) + \frac{\gamma W z}{T_2 \beta_1} + \frac{V}{\beta_1} f_4. \quad (9)$$

Таким образом, алгоритм управления включает в себя соотношения (7), (9) и выражения для производных $\partial v / \partial t$ и $\partial v / \partial z$. Параметры T_1, T_2, γ, η – являются параметрами настройки регулятора. Выбор $T_1 > 0, T_2 > 0, \gamma > 0, \eta > 0$ обеспечивает асимптотическую устойчивость системы в целом.

Второй вариант синтеза алгоритма управления проводился методом АКАР с использованием принципа интегральной адаптации [14, 15], в

соответствии с которым модель объекта представляется в форме:

$$\begin{aligned} \frac{dt}{d\tau} &= f_4 + \frac{\beta_1}{V} t_{xl} + z, \\ \frac{dt_{xl}}{d\tau} &= f_5 + \frac{(t_{xl}^{ex} - t_{xl})}{V_{xl}} u, \\ \frac{dz}{d\tau} &= (t - \bar{t})\eta. \end{aligned} \quad (10)$$

В отличие от предыдущего варианта, в правой части уравнения для температуры смеси присутствует переменная z – оценка внутреннего возмущения ΔQ_P .

Аналогичным образом, введя в рассмотрение на первом этапе макропеременную $\psi_1 = t_{xl} + v(t, z) = 0$, получено выражение для внешнего управления:

$$u = -\frac{V_{xl}(t_{xl} + v)}{T_1(t_{xl}^{ex} - t_{xl})} \frac{\partial v}{\partial t} \left(f_4 + \frac{\beta_1}{V} t_{xl} + z \right) V_{xl} - \frac{\partial v}{\partial z} \frac{(t - \bar{t})V_{xl}\eta}{(t_{xl}^{ex} - t_{xl})} - \frac{f_5 V_{xl}}{(t_{xl}^{ex} - t_{xl})} \quad (11)$$

На втором этапе, принимая $\psi_2 = (t - \bar{t}) + \gamma z$, получено выражение для внутреннего управления:

$$v = \left[\frac{V}{T_2 \beta_1} + \frac{\gamma V \eta}{\beta_1} \right] (t - \bar{t}) + \left(\frac{\gamma V}{T_2 \beta_1} + \frac{V}{\beta_1} \right) z + \frac{V}{\beta_1} f_4. \quad (12)$$

Сравнение выражений для алгоритма внешнего управления (7) и (11) показывает, что они практически совпадают по структуре. Алгоритм (11), синтезированный с использованием принципа интегральной адаптации, отличается от алгоритма (7) дополнительным слагаемым, содержащим оценку величины z :

$$\frac{\partial v}{\partial t} \cdot \frac{V_{xl}}{(t_{xl}^{ex} - t_{xl})} z. \quad (13)$$

Алгоритмы внутреннего управления (9) и (12) отличаются коэффициентами при z .

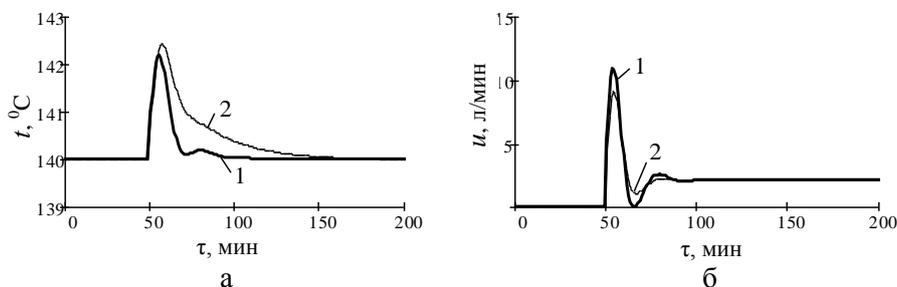


Рис. 2. Переходные процессы при ступенчатом возмущении по ΔH величиной +20%: а) – температура смеси в реакторе, б) – управляющее воздействие, 1 – интегральная адаптация, 2 – традиционный метод АКАР

Fig. 2. Transients processes under a step disturbance by ΔH of +20%: а) – reactor mixture temperature, б) – control action, 1 – integral adaptation, 2 – conventional ADAR method

МОДЕЛИРОВАНИЕ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ

Работоспособность обоих вариантов алгоритмов, т.е. инвариантность к возмущениям и ковариантность с задающим воздействием исследовалась путем имитационного моделирования системы управления. Моделирование проводилось при технологических и конструктивных параметрах, обеспечивающих оптимальный режим работы химического реактора [20]: $V = 500$ л; $V_{xl} = 290$ л; $C_A^{ex} = 19,74$ моль/л; $C_B^{ex} = 10,93$ моль/л; $v_1 = 1,5$ л/мин; $v_2 = 3,5$ л/мин; $v = 5$ л/мин; $v_{xl} = 3,84$ л/мин; $t_1 = 20$ °С; $t_2 = 30$ °С; $t_{xl}^{ex} = 20$ °С; $K_T = 12$ кДж/(м²·мин·К); $F_T = 2,9$ м²; $\rho = 0,9$ кг/л; $C_T = 2$ кДж/(кг·К); $\rho_{xl} = 1$ кг/л; $C_{xl} = 4,18$ кДж/(кг·К); $\Delta H = 80$ кДж/моль; $E_1 = 48635$ Дж/моль; $k_1^0 = 109860$ л/(моль·мин). Параметры алгоритмов управления: $T_1 = 5$ мин, $T_2 = 5$ мин, $\gamma = 10$, $\eta = 0,01$. Заданное значение температуры реакционной смеси в аппарате $\bar{t} = 140$ °С.

На рис. 2, 3 приведены примеры переходных процессов регулирования в замкнутой системе при изменении скорости тепловыделения Q_P , вызванной кусочно-постоянным изменением возмущений ΔH и C_A^{ex} . На рис. 4 приведены переходные процессы при изменении задающего воздействия по температуре. Входное воздействие на систему управления изменялось в момент времени $\tau = 50$ мин, до этого момента переходные процессы приводятся в статическом режиме. При моделировании принималось, что измеряются только регулируемая переменная (температура t) и температура хладагента в рубашке (t_{xl}). Остальные переменные состояния, входящие в закон управления (C_A , C_B), считаются не наблюдаемыми. Их значения при расчете управляющего воздействия принимаются постоянными и равными значениям этих переменных в статике. Значения внешних и внутренних возмущений также не измеряются и являются константами для регулятора.

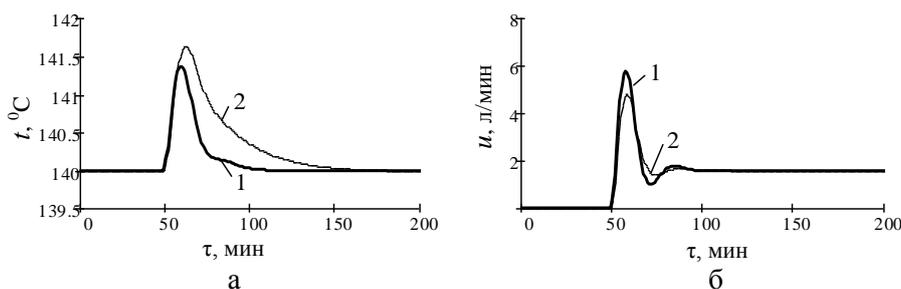


Рис. 3. Переходные процессы при ступенчатом возмущении по C_A^{BX} величиной +20%: а) – температура смеси в реакторе, б) – управляющее воздействие, 1 – интегральная адаптация, 2 – традиционный метод АКАР

Fig. 3. Transients processes under a step disturbance by C_A^{im} of +20%: а) – reactor mixture temperature, б) – control action, 1 – integral adaptation, 2 – conventional ADAR method

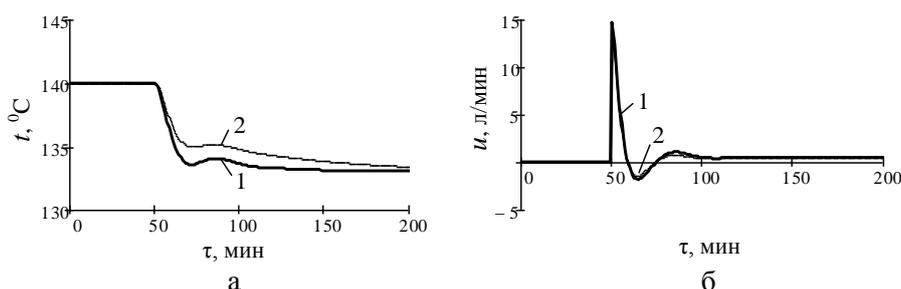


Рис. 4. Переходные процессы при ступенчатом изменении задающего воздействия по температуре на величину -5%: а) – температура смеси в реакторе, б) – управляющее воздействие, 1 – интегральная адаптация, 2 – традиционный метод АКАР

Fig. 4. Transients processes under a step change in the temperature set point by -5%: а) – reactor mixture temperature, б) – control action, 1 – integral adaptation, 2 – conventional ADAR method

ВЫВОДЫ

Анализ результатов моделирования показывает, что алгоритм управления, полученный с использованием принципа интегральной адаптации, является более предпочтительным, поскольку обеспечивает меньшее значение времени регулирования и динамическую ошибку при одинаковых значениях параметров настройки (T_1 , T_2 , γ , η). Та-

ким образом, предложенные робастные нелинейные законы управления температурным режимом химического реактора не имеют статической ошибки регулирования при действии на объект неконтролируемых параметрических и сигнальных возмущений в условиях практической невозможности измерения концентраций компонентов. Варьируя настроечные параметры T_1 , T_2 , γ , η можно добиться требуемого качества управления.

ЛИТЕРАТУРА

1. Автоматическое управление в химической промышленности. Под ред. Е.Г. Дудникова. М.: Химия. 1987. 368 с.
2. **So G.B., Jin G.G.** Fuzzy-based nonlinear PID controller and its application to CSTR. *Korean J. Chem. Eng.* 2018. V. 35. N 4. P. 819-825. DOI: 10.1007/s11814-017-0329-1.
3. **Li S., Gong M.Z., Liu Y.J.** Neural network-based adaptive control for a class of chemical reactor systems with non-symmetric dead-zone. *Neurocomputing*. 2016. V. 174. P. 597-604. DOI: 10.1016/j.neucom.2015.09.072.
4. **Yazdi M.B., Jahed-Motlagh M.R.** Stabilization of a CSTR with two arbitrarily switching modes using modal state feedback linearization. *Chem. Eng. J.* 2009. V. 155. N 3. P. 838-843. DOI: 10.1016/j.cej.2009.09.008.
5. **Alshammari O., Mahyuddin M.N., Jerbi H.** A survey on control techniques of a benchmarked continuous stirred tank reactor. *J. Eng. Sci. Technol.* 2018. V. 13. N 10. P. 3277-3296.

REFERENCES

1. Automatic control in the chemical industry. Ed. by Dudnikov E.G. M.: Khimiya. 1987. 368 p. (in Russian).
2. **So G.B., Jin G.G.** Fuzzy-based nonlinear PID controller and its application to CSTR. *Korean J. Chem. Eng.* 2018. V. 35. N 4. P. 819-825. DOI: 10.1007/s11814-017-0329-1.
3. **Li S., Gong M.Z., Liu Y.J.** Neural network-based adaptive control for a class of chemical reactor systems with non-symmetric dead-zone. *Neurocomputing*. 2016. V. 174. P. 597-604. DOI: 10.1016/j.neucom.2015.09.072.
4. **Yazdi M.B., Jahed-Motlagh M.R.** Stabilization of a CSTR with two arbitrarily switching modes using modal state feedback linearization. *Chem. Eng. J.* 2009. V. 155. N 3. P. 838-843. DOI: 10.1016/j.cej.2009.09.008.
5. **Alshammari O., Mahyuddin M.N., Jerbi H.** A survey on control techniques of a benchmarked continuous stirred tank reactor. *J. Eng. Sci. Technol.* 2018. V. 13. N 10. P. 3277-3296.

6. **Alvarez-Ramirez J., Alvarez J., Schaum A.** On the global stability of conventional PID control for a class of chemical reactors. *Internat. J. Robust Nonlinear Control*. 2012. V. 22. N 5. P. 575-590. DOI: 10.1002/rcn.1716.
7. **Jeng J.C., Lee M.W.** Simultaneous automatic tuning of cascade control systems from closed-loop step response data. *J. Process Control*. 2012. V. 22. N 6. P. 1020-1033. DOI: 10.1016/j.jprocont.2012.04.010.
8. **Gupta P., Rana K.P.S., Kumar V., Mishra P.** Split-range Control of a Jacketed CSTR using Self-tuning Fuzzy PI Controller. 2015 International Conference on Advances in Computer Engineering and Applications (ICACEA). 2015. P. 527-533. DOI: 10.1109/ICACEA.2015.7164750.
9. **Li D.** Adaptive neural network control for a two continuously stirred tank reactor with output constraints. *Neurocomputing*. 2015. V. 167. P. 451-458. DOI: 10.1016/j.neucom.2015.04.049.
10. **Xin L.P., Yu B., Zhao L., Yu J.P.** Adaptive fuzzy backstepping control for a two continuous stirred tank reactors process based on dynamic surface control approach. *Appl. Math. Comput.* 2020. V. 377. P. 125138. DOI: 10.1016/j.amc.2020.125138.
11. **Aghaei S., Daeichian A., Puig V.** Hierarchical decentralized reference governor using dynamic constraint tightening for constrained cascade systems. *J. Franklin Inst.-Eng. Appl. Math.* 2020. V. 357. N 17. P. 12495-12517. DOI: 10.1016/j.jfranklin.2020.09.040.
12. **Колесников А.А.** Синергетические методы управления сложными системами: теория системного синтеза. М.: Едиториал УРСС. 2005. 240 с.
13. **Колесников А.А., Колесников Ал.А., Кузьменко А.А.** Методы АКАР и АКОР в задачах синтеза нелинейных систем управления. *Мехатроника, автоматизация, управление*. 2016. Т. 17. № 10. С. 657-669. DOI: 10.17587/mau.17.657-669.
14. **Кузьменко А.А., Сеницын А.С., Сеницына А.А.** Робастное управление энергоустановкой «асинхронизированный генератор – ветротурбина»: интегральная адаптация. *Изв. ЮФУ. Техн. науки*. 2015. № 7. С. 197-208.
15. **Кузьменко А.А.** Интегральная адаптация высокого порядка в задачах синтеза нелинейных систем управления. *Информатика и системы управления*. 2018. № 1(55). С. 142-153. DOI: 10.22250/isu.2018.55.142-153.
16. **Лабутин А.Н., Невиницын В.Ю.** Синтез нелинейного алгоритма управления химическим реактором с использованием синергетического подхода. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2017. Т. 60. Вып. 2. С. 38-44. DOI: 10.6060/tcct.2017602.5479.
17. **Лабутин А.Н., Невиницын В.Ю., Зайцев В.А., Волкова Г.В.** Робастное управление концентрацией целевого продукта в химическом реакторе. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2018. Т. 61. Вып. 12. С. 129-136. DOI: 10.6060/ivkkt.20186112.591.
18. **Labutin A.N., Vaško M., Kuric I., Nevinityn V.Y., Sága M., Zagarinskaya Y.N., Volkova G.V.** Analytical Synthesis of Non-Linear Control Algorithms of a Chemical Reactor Thermal Mode. *Processes*. 2021. V. 9. N 4. 644. DOI: 10.3390/pr9040644.
19. **Рей У.** Методы управления технологическими процессами. М.: Мир. 1983. 368 с.
20. **Невиницын В.Ю., Лабутин А.Н., Волкова Г.В., Девятьяров А.Н.** Системный анализ химического реактора как объекта управления. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2017. Т. 60. Вып. 9. С. 92-99. DOI: 10.6060/tcct.2017609.5587.
6. **Alvarez-Ramirez J., Alvarez J., Schaum A.** On the global stability of conventional PID control for a class of chemical reactors. *Internat. J. Robust Nonlinear Control*. 2012. V. 22. N 5. P. 575-590. DOI: 10.1002/rcn.1716.
7. **Jeng J.C., Lee M.W.** Simultaneous automatic tuning of cascade control systems from closed-loop step response data. *J. Process Control*. 2012. V. 22. N 6. P. 1020-1033. DOI: 10.1016/j.jprocont.2012.04.010.
8. **Gupta P., Rana K.P.S., Kumar V., Mishra P.** Split-range Control of a Jacketed CSTR using Self-tuning Fuzzy PI Controller. 2015 International Conference on Advances in Computer Engineering and Applications (ICACEA). 2015. P. 527-533. DOI: 10.1109/ICACEA.2015.7164750.
9. **Li D.** Adaptive neural network control for a two continuously stirred tank reactor with output constraints. *Neurocomputing*. 2015. V. 167. P. 451-458. DOI: 10.1016/j.neucom.2015.04.049.
10. **Xin L.P., Yu B., Zhao L., Yu J.P.** Adaptive fuzzy backstepping control for a two continuous stirred tank reactors process based on dynamic surface control approach. *Appl. Math. Comput.* 2020. V. 377. P. 125138. DOI: 10.1016/j.amc.2020.125138.
11. **Aghaei S., Daeichian A., Puig V.** Hierarchical decentralized reference governor using dynamic constraint tightening for constrained cascade systems. *J. Franklin Inst.-Eng. Appl. Math.* 2020. V. 357. N 17. P. 12495-12517. DOI: 10.1016/j.jfranklin.2020.09.040.
12. **Kolesnikov A.A.** Synergetic control methods of complex systems: the theory of system synthesis. М.: Editorial URSS. 2005. 240 p. (in Russian).
13. **Kolesnikov A.A., Kolesnikov Al.A., Kuz'menko A.A.** The ADAR method and theory of optimal control in the problems of synthesis of nonlinear control systems. *Mekhatronika, Avtomatizatsiya, Upravlenie*. 2016. V. 17. N 10. P. 657-669 (in Russian). DOI: 10.17587/mau.17.657-669.
14. **Kuz'menko A.A., Sinityn A.S., Sinityna A.A.** Robust control for power system «DFIG – wind turbine»: integral adaptation. *Izv. YUFU. Tekhn. Nauki*. 2015. N 7. P. 197-208 (in Russian).
15. **Kuz'menko A.A.** High-order integral adaptation in the problems of nonlinear control system synthesis. *Informatika Sistemy Upravleniya*. 2018. N 1(55). P. 142-153 (in Russian). DOI: 10.22250/isu.2018.55.142-153.
16. **Labutin A.N., Nevinityn V.Yu.** Synthesis of chemical reactor nonlinear control algorithm using synergetic approach. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 2017. V. 60. N 2. P. 38-44. DOI: 10.6060/tcct.2017602.5479.
17. **Labutin A.N., Nevinityn V.Yu., Zaytsev V.A., Volkova G.V.** Robust concentration control of target product in chemical reactor. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 2018. V. 61. N 12. P. 129-136 (in Russian). DOI: 10.6060/ivkkt.20186112.5914.
18. **Labutin A.N., Vaško M., Kuric I., Nevinityn V.Y., Sága M., Zagarinskaya Y.N., Volkova G.V.** Analytical Synthesis of Non-Linear Control Algorithms of a Chemical Reactor Thermal Mode. *Processes*. 2021. V. 9. N 4. 644. DOI: 10.3390/pr9040644.
19. **Ray Y.** Technological processes control methods. М.: Mir. 1983. 368 p. (in Russian).
20. **Nevinityn V.Yu., Labutin A.N., Volkova G.V., Devetyarov A.N.** System analysis of chemical reactor as control object. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 2017. V. 60. N 9. P. 92-99 (in Russian). DOI: 10.6060/tcct.2017609.5587.

Поступила в редакцию (Received) 29.03.2021

Принята к опубликованию (Accepted) 19.05.2021