

УПРАВЛЕНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ПРОЦЕССАМИ

УДК 66.011:681.5

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ АЛГОРИТМОВ УПРАВЛЕНИЯ ХИМИЧЕСКИМИ РЕАКТОРАМИ

Невиницын Владимир Юрьевич (nevinitsyn@gmail.com)

Лабутин Александр Николаевич

Волкова Галина Витальевна

Зайцев Виктор Александрович

Бодров Александр Андреевич

ФГБОУ ВО «Ивановский государственный химико-технологический университет»

В работе рассмотрен современный подход к решению задачи алгоритмического синтеза нелинейного закона стабилизации концентрации в жидкофазном химическом реакторе методом аналитического конструирования агрегированных регуляторов. Проведен анализ работоспособности системы управления методами компьютерного моделирования.

Ключевые слова: автоматизация, закон управления, аналитический синтез регулятора, синергетическая теория управления, АКАР, химический реактор, компьютерное моделирование.

Перспективным направлением развития автоматизации химических производств является внедрение технологии цифрового производства, основанного на интеграции его информационных ресурсов и доступности этой информации на всех уровнях автоматизации деятельности предприятия, начиная от автоматического сбора информации и заканчивая получением сводных аналитических отчетов [1-3]. Современная система автоматизации промышленного предприятия имеет иерархическую структуру и включает несколько уровней: уровень АСУТП (или более современный СУУТП), MES-уровень и уровень ERP-систем [2, 4]. Совместное применение, ERP, MES и АСУТП позволяет выстраивать единую информационную систему управления предприятием, в которой каждый уровень интеграции выполняет строго заданную функцию. Каждая из систем оптимизирует отдельную составляющую производственного процесса, а их комплексное применение повышает эффективность управления производством в целом. Единое информационное пространство позволяет осуществлять поддержку реализации процессов на протяжении жизненного цикла изделий, включая маркетинговые исследования, проектирование продукции, снабжение, подготовку производства, производство, контроль качества, упаковку, складскую логистику, реализацию, транспортную логистику, эксплуатацию, обслуживание и ремонт, утилизацию [1].

Уровень АСУТП (автоматизированная система управления технологическим процессом) представляет собой комплекс технических и программных средств, предназначенный для автоматизации управления технологическим оборудованием на промышленных предприятиях [3]. Данный уровень строится на базе распределенных систем управления DCS (Distributed Control Systems), программируемых логических контроллеров PLC (Programmable Logic Controllers), автоматизированных систем

диспетчерского контроля и управления SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) и других программно-технических средств. К числу задач АСУТП относят управляющие (реализация управляющих воздействий), информационные (сбор, обработка и предоставление информации) и вспомогательные функции (решение внутрисистемных задач) [4].

MES-уровень (Manufacturing Execution System – система управления производственными процессами) – это автоматизированная система управления производственной деятельностью предприятия, позволяющая в режиме реального времени планировать, оптимизировать, контролировать и документировать производственные процессы от формирования заказа до выпуска готовой продукции [3].

ERP-системы (Enterprise Resource Planning System – система планирования ресурсов предприятия) предназначены для оптимизации бизнес-процессов, управления трудовыми ресурсами, прогнозирования стратегии развития предприятия на основе анализа его финансовых, материальных и сырьевых ресурсов и представляют собой программно-аппаратный комплекс верхнего уровня иерархии [2, 4].

Важнейшей задачей, решаемой на уровне АСУТП в любом химическом производстве, является реализация управляющих функций, результатом которых является выработка регулирующих воздействий на объект с целью стабилизации отдельных технологических переменных, логического управления аппаратами и оборудованием и т.п. Данная задача решается путем разработки систем автоматического регулирования (САР) и синтеза соответствующих алгоритмов управления. При этом эффективность функционирования системы автоматизации всего предприятия в целом определяется качеством работы САР отдельными технологическими параметрами.

Основным элементом химического производства является химический реактор в кото-

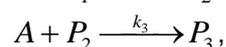
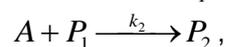
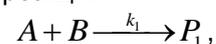
ром осуществляется технологическая операция превращения исходных реагентов в необходимые продукты, подлежащие реализации. Реакторы являются основными аппаратами химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей, газовой, пищевой промышленности и ряда других отраслей народного хозяйства. Целью работы химического реактора является выработка целевого продукта из исходных компонентов при соблюдении требований максимальной эффективности технологического процесса. Эффективность работы системы управления реактором во многом определяет энерго- и ресурсосбережение химико-технологической системы (ХТС) в целом [5].

В настоящее время существует множество различных типов систем управления: системы адаптивного управления с подстройкой параметров, системы с применением прогнозирующих моделей, регуляторы состояния, робастные системы с использованием ПИД-регуляторов, нечеткие системы управления, нейронные сети [6, 7]. Тем не менее, указанные типы систем управления недостаточно эффективны для существенно нелинейных объектов. На наш взгляд, перспективным в этом плане является метод аналитического конструирования агрегированных регуляторов (АКАР), позволяющий эффективно решать задачи алгоритмического синтеза систем управления нелинейными, многомерными и многосвязными технологическими объектами [8]. Эффективность алгоритмов, синтезированных с применением

синергетической теории управления, показана в ряде работ [9-11].

В настоящей работе методами компьютерного моделирования проводится анализ системы управления концентрацией в химическом реакторе на базе закона управления, синтезированного методом АКАР. Метод АКАР базируется на синергетических принципах целевой самоорганизации нелинейных динамических систем и предполагает нелинейную постановку задачи синтеза закона управления на базе нелинейной математической модели объекта без применения процедуры линеаризации.

Химический реактор представляет собой аппарат емкостного типа, снабженный механической мешалкой и теплообменной рубашкой (рис. 1). Аппарат функционирует в политропическом режиме. В реакторе реализуется многостадийная последовательно-параллельная экзотермическая реакция:



где A и B – исходные реагенты,

P_1, P_2, P_3 – продукты реакции,

k_1, k_2, k_3 – константы скоростей стадий.

Целевым компонентом является вещество P_2 .

Исходные реагенты A и B подаются в аппарат отдельными потоками.

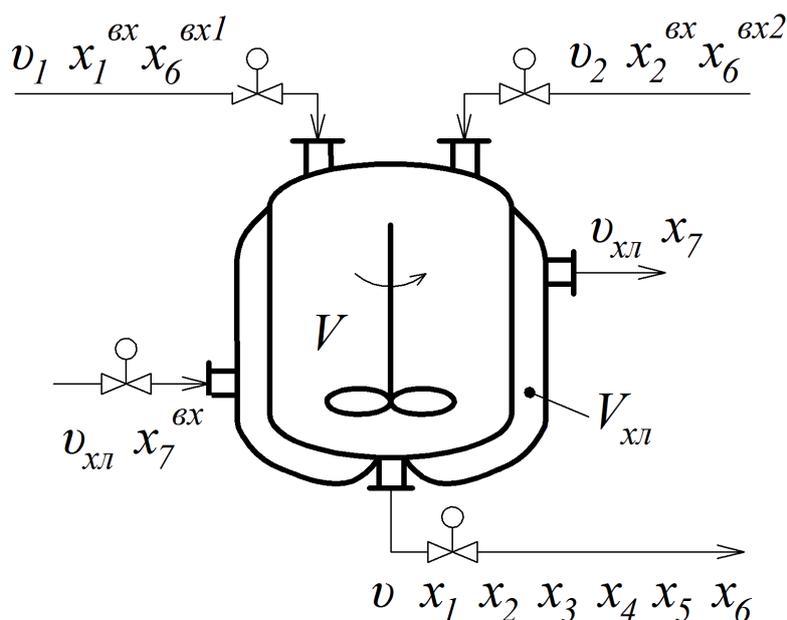


Рисунок 1. Принципиальная схема химического реактора

Математическая модель химического реактора имеет вид:

$$\begin{aligned} \frac{dx_1}{d\tau} &= R_1 + M_A - b_2x_1 - b_3x_1u, & \frac{dx_2}{d\tau} &= R_2 - b_2x_2 + (M_B - b_3x_2)u, \\ \frac{dx_3}{d\tau} &= R_3 - b_2x_3 - b_3x_3u, & \frac{dx_4}{d\tau} &= R_4 - b_2x_4 - b_3x_4u, & \frac{dx_5}{d\tau} &= R_5 - b_2x_5 - b_3x_5u, \\ \frac{dx_6}{d\tau} &= \alpha_1k_1x_1x_2 + \alpha_2k_2x_1x_3 + \alpha_3k_3x_1x_4 + b_2x_6^{ex1} + \beta_1x_7 - (\beta_1 + b_2)x_6 + (x_6^{ex2} - x_6)b_3u, \\ \frac{dx_7}{d\tau} &= \beta_2(x_6 - x_7) + b_1(x_7^{ex} - x_7), \end{aligned} \quad (1)$$

где $R_1 = -k_1x_1x_2 - k_2x_1x_3 - k_3x_1x_4$, $R_2 = -k_1x_1x_2$, $R_3 = k_1x_1x_2 - k_2x_1x_3$, $R_4 = k_2x_1x_3 - k_3x_1x_4$, $R_5 = k_3x_1x_4$ – скорость реакции по компонентам; $M_A = \nu_1x_1^{ex}/V$; $M_B = x_2^{ex}/V$; $b_1 = \nu_{xl}/V_{xl}$; $b_2 = \nu/V$; $b_3 = 1/V$; $\alpha_i = \Delta H_i/(\rho C)$, $i = 1, \dots, 3$; $\beta_1 = K_T F_T/(\rho_{xl} C_{xl} V_{xl})$; $\beta_2 = K_T F_T/(\rho_{xl} C_{xl} V_{xl})$; x_1^{ex} , x_2^{ex} – концентрации исходных реагентов; ν_1 , ν_2 – расходы исходных реагентов; x_6^{ex1} , x_6^{ex2} – температуры потоков исходных реагентов; x_7^{ex} , x_7 – температуры хладагента на входе и выходе из аппарата; ν_{xl} – расход хладагента на входе и выходе из аппарата; x_6 – температура реакционной смеси в аппарате; ν – расход реакционной смеси на выходе из аппарата; x_1 , x_2 , x_3 , x_4 , x_5 – концентрации компонентов A , B , P_1 , P_2 , P_3 в реакторе; V – объем реакционной смеси в аппарате; V_{xl} – объем хладагента в рубашке; ΔH_i , $i = 1, \dots, 3$ – тепловой эффект соответствующей стадии реакции; ρ , C – плотность и теплоемкость реакционной смеси; ρ_{xl} , C_{xl} – плотность и теплоемкость хладагента; K_T – коэффициент теплопередачи; F_T – поверхность теплообмена; $k_i = k_{i0} \cdot \exp(-E_i/R(x_6 + 273))$, $i = 1, \dots, 3$ – константы скоростей стадий; k_{i0} , $i = 1, \dots, 3$ – постоянный множитель (предэкспонента) констант скоростей стадий; E_i , $i = 1, \dots, 3$ – энергия активации соответствующей стадии реакции; R – универсальная газовая постоянная; $u = \nu_2$ – регулирующее воздействие.

Целью функционирования химического реактора является получение целевого компонента заданной концентрации. Отсюда следует, что задача системы управления реактором заключается в стабилизации концентрации целевого компонента на заданном значении в условиях действия возмущений, т.е. $x_4 = \bar{x}_4$, где \bar{x}_4 – заданное значение концентрации. В качестве управляющего воздействия для регулирования концентрации предлагается использовать поток исходного реагента ν_2 на входе в аппарат.

Согласно общепринятой методике синтеза алгоритмов управления многомерными объектами [12], на первом этапе осуществляется синтез закона управления в предположении, что измеряются (наблюдаются) все переменные состояния. На втором этапе, если это необходимо, синтезируется наблюдатель, позволяющий оценить вектор состояния по измеряемому выходу.

В работе [13] показано, что при выборе потока исходного реагента ν_2 в качестве управляющего воздействия для регулирования кон-

центрации x_4 объект является полностью управляемым в пространстве состояний. Для обеспечения полной наблюдаемости достаточно измерение только регулируемой переменной x_4 , остальные компоненты вектора состояния могут быть восстановлены путем построения наблюдателя (при отсутствии практической возможности измерения всего вектора состояния).

Поскольку управляющее воздействие непосредственно входит в уравнение для переменной x_4 системы (1), то процедура синергетического синтеза закона управления осуществляется за один этап [8]. Как показано в работе [14], выбирая в качестве инвариантного многообразия выражение $\psi = x_4 - \bar{x}_4 = 0$, формула для расчета управляющего воздействия примет вид:

$$u = \frac{(x_4 - \bar{x}_4)}{T_1 b_3 x_4} + \frac{R_4}{b_3 x_4} - \frac{b_2}{b_3}, \quad (2)$$

где $T_1 > 0$ – постоянная времени основного функционального уравнения метода АКАР $T_1 \dot{\psi}_1 + \psi_1 = 0$. Выбор настроечного параметра T_1 осуществляется на основании требуемого времени переходного процесса регулирования [8].

Как было показано в работе [14], компьютерное моделирование замкнутой системы управления с применением синтезированного алгоритма показывает инвариантность к возмущениям, ковариантность с задающими воздействиями и асимптотическую устойчивость. При этом отличительной особенностью предложенной САУ является высокая скорость изменения управляющего воздействия, которое определяется по формуле (2).

На рис. 2 – 4 приведены примеры переходных процессов управления в замкнутой системе при начальном отклонении переменных состояния объекта от статики ($\Delta x_i = -0.2x_i^0$), ступенчатом изменении задающего воздействия по концентрации целевого продукта ($\Delta x_4 = -0.1\bar{x}_4$) и действии возмущения ($\Delta x_1^{вх} = +0.2x_1^{вх0}$). Допустимая погрешность регулирования концентрации целевого компонента в статике (точность в установившемся

режиме) составляет ± 0.01 моль/л. Для наглядности переходные процессы до момента приложения входного воздействия ($\tau = 50$ мин) приводятся в статическом режиме. Моделирование проводилось при оптимальных технологических и конструктивных параметрах объекта, определенных ранее в работе [13]: $V = 500$ л; $V_{хл} = 290$ л; $x_1^{вх} = 19.74$ моль/л; $x_2^{вх} = 10.93$ моль/л; $v_1 = 1.5$ л/мин, $v_2 = 3.5$ л/мин, $v = 5.0$ л/мин, $v_{хл} = 3.84$ л/мин; $x_6^{вх1} = 20$ °С; $x_6^{вх2} = 30$ °С; $x_7^{вх} = 20$ °С; $K_T = 12$ кДж/(м² мин К); $F_T = 2.9$ м²; $\rho = 0.9$ кг/л; $C = 2$ кДж/(кг К); $\rho_{хл} = 1$ кг/л; $C_{хл} = 4.18$ кДж/(кг К); $\Delta H_1 = \Delta H_2 = \Delta H_3 = 80$ кДж/моль; $E_1 = 48635$ Дж/моль; $k_{10} = 109860$ л/(моль мин); соотношения констант скоростей последовательных стадий $k_2/k_1 = 2.0$, $k_3/k_1 = 2.5$. Параметры закона управления (2): значение постоянной времени $T_1 = 50$ мин; заданное значение концентрации целевого компонента $\bar{x}_4 = 0.652$ моль/л.

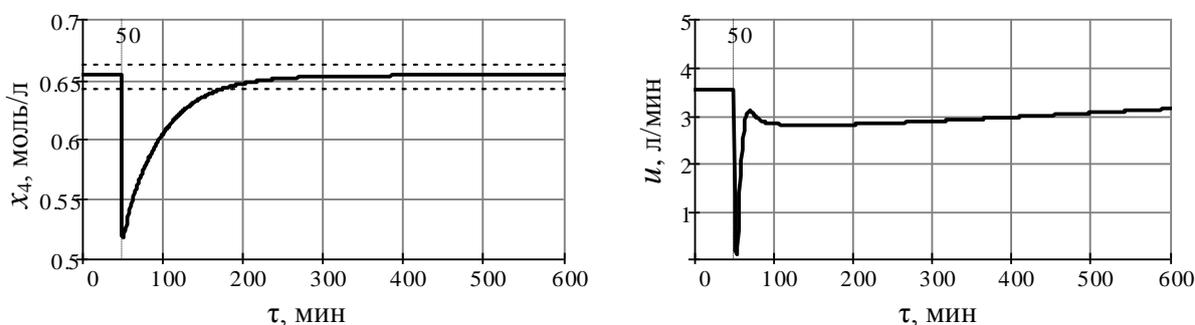


Рисунок 2. Изменение регулируемой переменной и управляющего воздействия при начальном отклонении переменных состояния от статики

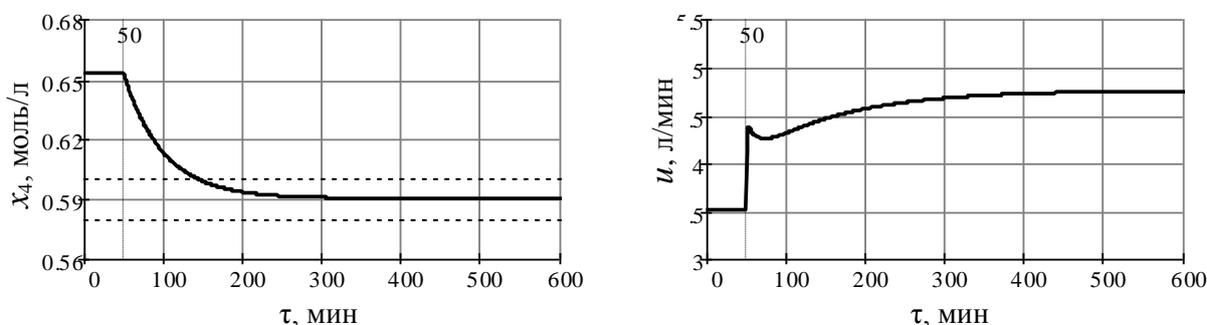


Рисунок 3. Изменение регулируемой переменной и управляющего воздействия при ступенчатом изменении задающего воздействия по концентрации

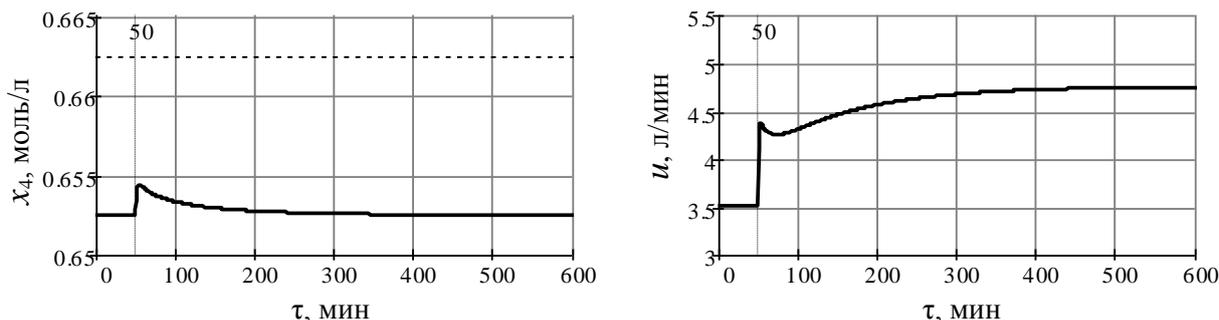


Рисунок 4. Изменение регулируемой переменной и управляющего воздействия при ступенчатом изменении возмущающего воздействия по концентрации x_1^{BX}

Поскольку в реальных системах управления имеются ограничения на скорость изменения регулирующего воздействия [15], то с целью ее уменьшения в канал управления вводится апериодическое звено с передаточной функцией:

$$W(s) = \frac{1}{T_2 s + 1}, \quad (3)$$

где постоянная времени T_2 определяет требуемое ограничение на скорость изменения сигнала регулирующего воздействия.

На рис. 5 – 7 приведены соответствующие примеры переходных процессов, полученные при использовании закона управления (2) и введении ограничения в виде звена (3). Постоянная времени T_2 во всех случаях принималась равной 10 мин. Результаты показывают снижение скорости изменения управляющего воздействия при сохранении качества регулирования.

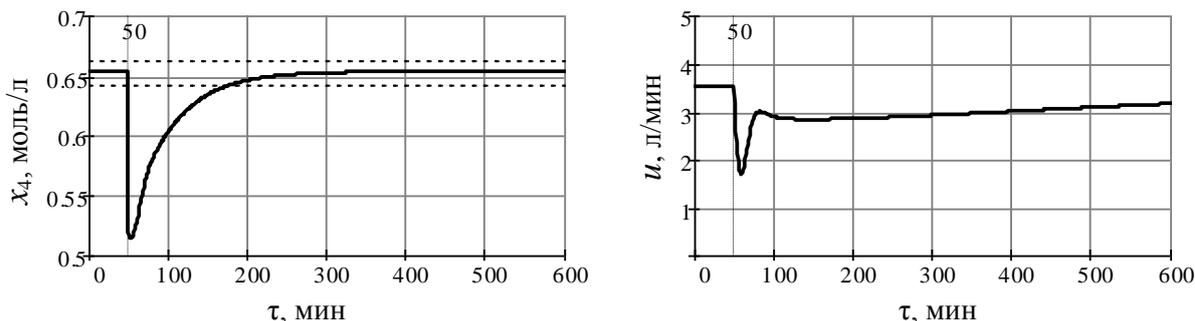


Рисунок 5. Изменение регулируемой переменной и управляющего воздействия при начальном отклонении переменных состояния от статики

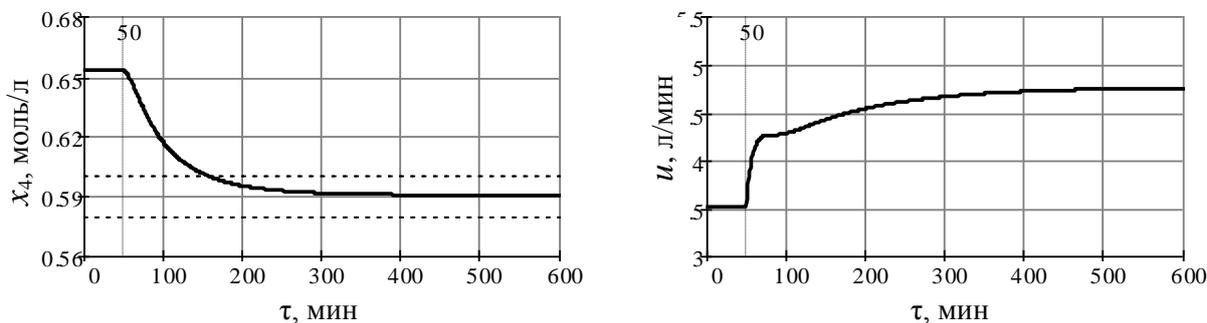


Рисунок 6. Изменение регулируемой переменной и управляющего воздействия при ступенчатом изменении задающего воздействия по концентрации

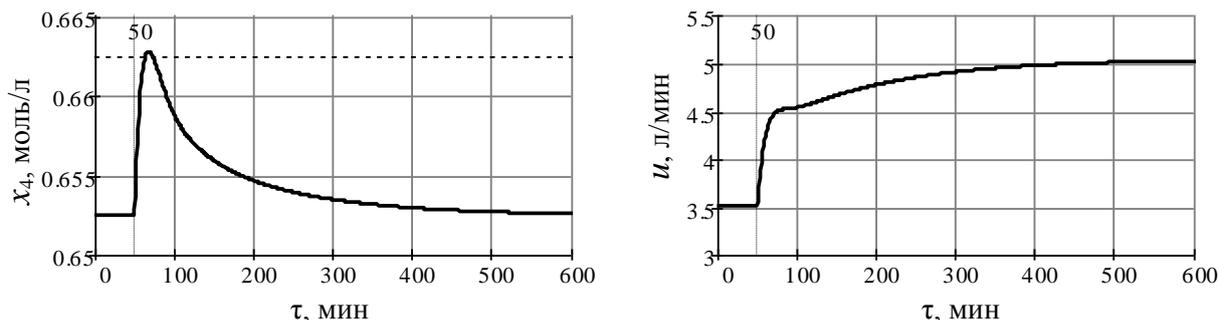


Рисунок 7. Изменение регулируемой переменной и управляющего воздействия при ступенчатом изменении возмущающего воздействия по концентрации x_1^{BX}

Таким образом, методом аналитического конструирования агрегированных регуляторов решена задача синтеза нелинейного закона управления, обеспечивающего стабилизацию концентрации целевого компонента в химическом реакторе в условиях действия на объект возмущений. Компьютерное моделирование показало инвариантность замкнутой системы управления к возмущениям, ковариантность с задающими воздействиями и асимптотическую устойчивость. Установлено, что законы управления, синтезированные методом АКАР, могут приводить к существенной скорости изменения управляющего воздействия, что не всегда допустимо в реальных системах управления. Показано, что введение в канал управления апериодического звена первого порядка решает данную проблему и обеспечивает желаемую скорость изменения управляющего воздействия при соответствующем выборе постоянной времени.

Характерной особенностью предложенной системы управления является более точное поддержание оптимального режима работы технологического процесса в широком диапазоне изменения внешних факторов, что обеспечивается применением принципиально новых нелинейных алгоритмов управления, базирующихся на принципах и методах синергетической теории управления.

Таким образом, применение современных методов синтеза систем управления и внедрение более сложных регуляторов позволит повысить качество управления технологическим процессом за счет достижения заданных значений параметров процесса, что обеспечит повышение технико-экономической эффективности производства и увеличение прибыли.

Литература

1. С.В. Амелин, И.В. Щетинина. Организация производства в условиях цифровой экономики // Организатор производства. – 2018. – Т. 26. – № 4. – С. 7-18.
2. Харазов В.Г. Интегрированные системы управления технологическими процессами. – СПб.: Профессия, 2009. – 592 с.
3. Степанов Д.Ю. Интеграция ERP и MES-систем: взгляд сверху // Современные технологии автоматизации. – 2016. – №2. – С. 108-111.
4. Автоматизация производства: учебник для СПО / под общ. ред. О.С. Колосова. – М.: Издательство Юрайт, 2019. – 291 с.
5. Gordeev L.S., Labutin A.N., Gordeeva E.L. Optimal synthesis of multiproduct resource-conserving reactor systems // Theor. Found. Chem. Eng. – 2014. – V. 48. – N 5. – P. 637-643. DOI: 10.1134/S0040579514050170.
6. Yuan P., Zhang B., Mao Z. A self-tuning control method for Wiener nonlinear systems and its application to process control problems // Chinese Journal of Chemical Engineering. – 2017. – V. 25. – N 2. – P. 193-201. DOI: 10.1016/j.cjche.2016.07.003.
7. So G. B., Jin G. G. Fuzzy-based nonlinear PID controller and its application to CSTR // Korean Journal of Chemical Engineering. – 2018. – V. 35. – N 4. – P. 819-825. DOI: 10.1007/s11814-017-0329-1.
8. Колесников А.А. Синергетические методы управления сложными системами: теория системного синтеза. – М.: Едиториал УРСС. – 2005. – 240 с.
9. Лабутин А.Н., Невиницын В.Ю., Волкова Г.В., Панасенкова А.В., Зайцев В.А. Синтез каскадной системы управления тепловым режимом технологического объекта методами теории синергетического управления // Вестник Ивановского государственного энергетического университета. – 2019. – № 3. – С. 41-48.
10. Невиницын В.Ю., Загаринская Ю.Н., Волкова Г.В., Лабутин А.Н. Аналитический синтез нелинейных алгоритмов управления тепловым режимом химического реактора // Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института (технического университета). – 2019. – № 50 (76). – С. 115-120.
11. Лабутин А.Н., Невиницын В.Ю., Зайцев В.А., Волкова Г.В. Робастное управление концентрацией целевого продукта в химическом реакторе // Известия высших учебных заве-

- дений. Серия: Химия и химическая технология. – 2018. – Т. 61. – № 12. – С. 129-136.
12. Александров А.Г. Синтез регуляторов многомерных систем. – М.: Машиностроение, 1986. – 272 с.
13. Невиницын В.Ю., Лабутин А.Н., Волкова Г.В., Деветьяров А.Н. Системный анализ химического реактора как объекта управления // Изв. вузов. Химия и хим. технология. – 2017. – Т. 60. – № 9. – С. 92-99.
14. Лабутин А.Н., Невиницын В.Ю., Волкова Г.В., Сальков В.М. Алгоритм управления концентрацией целевого продукта в химическом реакторе // Автоматизация и моделирование в проектировании и управлении. – 2018. – №2. – С. 34-40.
15. Рудакова Т.А., Лубенцова Е.В. Выбор скорости изменения задающего сигнала при различных интервалах квантования по времени // Фундаментальные исследования. – 2013. – № 4-5. – С. 1100-1102.