

АЛЕКСАНДР ЛАБУТИН, ВЛАДИМИР НЕВИНИЦЫН, ТАТЬЯНА ЛАБУТИНА¹

СИНЕРГЕТИЧЕСКИЙ СИНТЕЗ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ ХИМИЧЕСКИМ РЕАКТОРОМ

SYNERGETIC SYNTHESIS OF CHEMICAL REACTOR CONTROL SYSTEM

Аннотация

В работе решена задача аналитического синтеза синергетической системы управления химическим реактором для реализации сложной последовательно-параллельной экзотермической реакции. Синтез законов управления осуществляется с использованием метода аналитического конструирования агрегированных регуляторов. Предложенная нелинейная система управления решает задачу стабилизации концентрации целевого компонента на выходе реактора, а также позволяет автоматически переходить на новую производительность работы аппарата.

Ключевые слова: химический реактор, регулятор, синергетическая система управления, аттрактор, инвариантное многообразие, макропеременная, компьютерное моделирование

Abstract

The paper deals with analytical synthesis of synergetic control system of chemical reactor with a complex series-parallel exothermic reaction. Control laws synthesis is based on the analytical design of aggregated regulators approach. Proposed nonlinear control system is able to track concentration set point and to change chemical reactor capacity automatically.

Keywords: chemical reactor, regulator, synergetic control system, attractor, invariant manifold, macro variable, computer simulation

¹ Д.т.н., профессор Александр Николаевич Лабутин, аспирант Владимир Юрьевич Невиницын, к.т.н., доцент Татьяна Владимировна Лабутина, Ивановский государственный химико-технологический университет.

1. Введение

Одним из основных аппаратов в технологической схеме получения практически любого химического продукта является реактор. Целью его функционирования является обеспечение на его выходе заданного оптимального значения концентрации целевого компонента. От устройства химического реактора и показателей его работы в значительной степени зависит экономическая эффективность всего производства.

Основной особенностью химических реакторов, как объектов управления, является их многомерность, нелинейность и многосвязность. Несмотря на значительное количество работ, связанных с автоматизацией и управлением химическими реакторами [1-8], проблема синтеза систем управления, обеспечивающих поддержание оптимальных режимов их работы, остается до конца не решенной, что связано со сложностью процессов, протекающих в реакторах. С точки зрения теории автоматического управления (ТАУ), основным препятствием при синтезе систем автоматического регулирования (САР) такими объектами химической технологии является их нелинейность и многосвязность.

Вопросы разработки систем автоматической стабилизации и управления химическими реакторами рассматривались в основном в линейной постановке [1-6] с использованием методов классической линейной ТАУ. В последнее время появляются работы, посвященные вопросам управления реакторами с использованием интеллектуальных систем управления, к которым относятся такие направления, как нечеткое управление, искусственные нейронные сети и др. [7, 8]. Однако, недостатком данных методов является необходимость наличия реального объекта управления и результатов его эксплуатации для обучения нейронной сети и формулирования базы правил нечеткой логики, что делает невозможным построение САР на стадии проектирования технологического процесса.

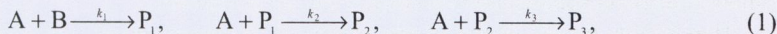
На наш взгляд, одним из перспективных способов решения задачи синтеза систем управления является метод аналитического конструирования агрегированных регуляторов (АКАР), базирующийся на синергетических принципах целевой самоорганизации нелинейных динамических систем [9, 10]. Методы синергетической теории управления (СТУ), разработанной проф. А. А. Колесниковым, позволяют в аналитическом виде получать законы управления для нелинейных, многомерных и многосвязных динамических систем различной природы.

2. Постановка задачи исследования

В настоящей работе ставится задача синтеза эффективных алгоритмов управления химическим реактором при реализации сложной последовательно-параллельной реакции. Синтезируемая система управления должна обеспечивать стабилизацию концентрации целевого компонента химической реакции на выходе аппарата в условиях действия на объект возмущений, а также перевод объекта с одного режима работы на другой (переключение), а именно изменение его производительности с сохранением требуемого качества целевого компонента.

Химический реактор представляет собой аппарат емкостного типа, снабженный механической мешалкой и рубашкой (рис. 1). Аппарат функционирует в изотерми-

ческом режиме. В реакторе реализуется многостадийная последовательно-параллельная 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 раздельными потоками.

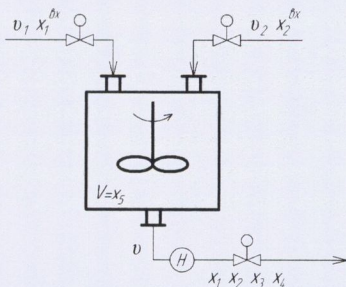


Рис. 1. Принципиальная схема химического реактора

Fig. 1. The schematic representation of chemical reactor

На рис. 1 введены следующие обозначения: x_1^{bx}, x_2^{bx} – концентрации исходных реагентов; v_1, v_2 – расход исходных реагентов; v – расход реакционной смеси на выходе из аппарата; x_1, x_2, x_3, x_4 – концентрации компонентов A, B, P_1, P_2 в реакторе; $V = x_5$ – объем реакционной смеси в аппарате.

Математическая модель химического реактора при постоянной температуре реакционной смеси и переменном уровне (объеме) имеет вид:

$$\begin{aligned} \frac{dx_1}{d\tau} &= R_1 + \frac{v_1 \cdot x_1^{bx}}{x_5} - \frac{v \cdot x_1}{x_5} \\ \frac{dx_2}{d\tau} &= R_2 + \frac{v_2 \cdot x_2^{bx}}{x_5} - \frac{v \cdot x_2}{x_5} \\ \frac{dx_3}{d\tau} &= R_3 - \frac{v \cdot x_3}{x_5} \\ \frac{dx_4}{d\tau} &= R_4 - \frac{v \cdot x_4}{x_5} \\ \frac{dx_5}{d\tau} &= u - v, \end{aligned} \quad (2)$$

где $R_1 = -k_1 \cdot x_1 \cdot x_2 - k_2 \cdot x_1 \cdot x_3 - k_3 \cdot x_1 \cdot x_4$, $R_2 = -k_1 \cdot x_1 \cdot x_2$, $R_3 = k_1 \cdot x_1 \cdot x_2 - k_2 \cdot x_1 \cdot x_3$, $R_4 = k_1 \cdot x_1 \cdot x_3 - k_3 \cdot x_1 \cdot x_4$ – скорость реакции по компонентам; $u = v_1 + v_2$ – суммарный расход реагентов на входе в реактор.

Сформулируем задачу управления химическим реактором. Необходимо синтезировать закон управления, обеспечивающий перевод аппарата с одной производительности $G = x_4 \cdot v$ на новую производительность $\bar{G} = \bar{x}_4 \cdot \bar{v}$ и стабилизацию concentra-

ции целевого компонента на заданном уровне $x_4 = \bar{x}_4$ в условиях действия возмущений. Изменение выходного потока во времени со значения v на \bar{v} может происходить по какому-либо закону, в т.ч. и ступенчато.

Переход на новую производительность \bar{G} с сохранением заданной концентрации \bar{x}_4 возможен путем подбора определенного значения среднего времени пребывания реакционной смеси в аппарате – $\bar{\tau}$. При заданных \bar{G} , \bar{x}_4 , \bar{v} влиять на среднее время пребывания можно с помощью изменения объема смеси в аппарате. Поскольку объем смеси в аппарате (x_5) входит в правые части первых четырех уравнений системы (2), то его можно рассматривать как “внутреннее” управление для x_4 . В свою очередь, значение объема при заданной нагрузке \bar{v} определяется величиной $u = v_1 + v_2$, которая выступает в роли внешнего управляющего воздействия. При этом предполагается, что соотношение расходов поддерживается на постоянном уровне, т.е. $\beta = v_1/v_2 = \text{const}$. Таким образом, канал управления концентрацией целевого компонента можно представить следующим образом: $u \rightarrow x_5 \rightarrow x_4$.

3. Синтез законов управления методом АКАР

Использование идей синергетики в задачах управления 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 [9]. Инвариантные многообразия представляют собой некоторые гиперповерхности в фазовом пространстве и все траектории движения замкнутой системы “объект-регулятор” стягиваются на многообразии. В общем виде задача синергетического синтеза управления формулируется следующим образом: необходимо найти закон управления $u(x_1, \dots, x_5)$, который переводит изображающую точку (ИТ) системы из произвольного начального состояния в окрестность задаваемых инвариантных многообразий $\psi_s(x_1, \dots, x_5) = 0$ и дальнейшее движение вдоль пересечения многообразий в некоторую стационарную точку или в некоторый динамический режим. При этом на траектории движения должен достигаться минимум критерия оптимальности системы (J) и гарантироваться ее устойчивость.

Поскольку математическая модель объекта (2) содержит единственное внешнее управляющее воздействие $u = (v_1 + v_2)$, используем метод аналитического конструирования агрегированных регуляторов на основе последовательной совокупности инвариантных многообразий [9]. Процедура синтеза закона управления состоит из ряда последовательных шагов. На каждом шаге вводится в рассмотрение инвариантное многообразие

$$\psi_s(x_1, \dots, x_5) = 0, \quad s = 1, \dots, m,$$

определяющее заданное соотношение между фазовыми координатами объекта, которое отражает специфику управляемого объекта и требования проектировщика к системе. Данные многообразия выполняют роль притягивающих аттракторов. Закон управления $u(x_1, \dots, x_5)$ синтезируется таким образом, чтобы осуществлялся

перевод изображающей точки системы в фазовом пространстве из произвольного начального положения в окрестность первого многообразия $\psi_1(x_1, \dots, x_5) = 0$, а затем последовательно от одного притягивающего многообразия к другому и на последнем шаге в заданное конечное состояние: $x_4 = \bar{x}_4$. В работе [9] показано, что движение ИТ в фазовом пространстве на s -м шаге подчиняется функциональному уравнению

$$T_s \dot{\psi}_s + \psi_s = 0, \quad s = 1, \dots, m$$

где T_s – постоянная времени. Это уравнение устойчивой экстремали, доставляющей минимум оптимизирующему функционалу

$$J = \int_0^{\infty} \left[\sum_{s=1}^m \left(T_s^2 \dot{\psi}_s^2 + \psi_s^2 \right) \right] dt$$

Перейдем к процедуре синтеза алгоритмов управления химическим реактором методом АКАР.

Поскольку управление u входит непосредственно в правую часть уравнения для x_5 в модели (2), на первом шаге введем в рассмотрение агрегированную макропеременную, определяющую взаимосвязь x_5 и регулируемой переменной x_4 :

$$\psi_1 = x_5 + v_1(x_4) \quad (3)$$

где $v_1(x_4)$ – некоторая функция, подлежащая определению в ходе дальнейшей процедуры синтеза.

Макропеременная (3) должна удовлетворять решению основного функционального уравнения метода АКАР

$$T_1 \cdot \dot{\psi}_1 + \psi_1 = 0 \quad (4)$$

Для синтеза закона управления $u(x_1, \dots, x_5)$ подставим макропеременную ψ_1 (3) в функциональное уравнение (4). В результате получим следующее выражение:

$$T_1 \left[\frac{dx_5}{dt} + \frac{\partial v_1}{\partial x_4} \cdot \frac{dx_4}{dt} \right] + x_5 + v_1 = 0$$

которое в силу уравнений объекта (2) запишется

$$T_1 \left[u - \bar{v} + \frac{\partial v_1}{\partial x_4} \cdot \left(R_4 - \frac{\bar{v} \cdot x_4}{x_5} \right) \right] + x_5 + v_1 = 0 \quad (5)$$

где \bar{v} – новое заданное значение расхода на выходе реактора.

Из (5) получаем выражение для закона управления

$$u = -\frac{x_5 + v_1}{T_1} + \bar{v} - \frac{\partial v_1}{\partial x_4} \cdot \frac{R_4 \cdot x_5 - \bar{v} \cdot x_4}{x_5} \quad (6)$$

Управление u переводит изображающую точку объекта в окрестность инвариантного многообразия $\psi_1 = 0$, на котором реализуется связь $x_5 = -v_1$ и наблюдается

эффект динамического “сжатия фазового пространства”, т.е. снижение размерности системы уравнений (2). Уравнения декомпозированной системы с учетом соотношений $x_5 = -v_1$ и $v = \bar{v}$ примет вид:

$$\begin{aligned}\frac{dx_1}{dt} &= R_1 - \frac{v_1 \cdot x_1^{BK}}{v_1} + \frac{\bar{v} \cdot x_1}{v_1} \\ \frac{dx_2}{dt} &= R_2 - \frac{v_2 \cdot x_2^{BK}}{v_1} + \frac{\bar{v} \cdot x_2}{v_1} \\ \frac{dx_3}{dt} &= R_3 + \frac{\bar{v} \cdot x_3}{v_1} \\ \frac{dx_4}{dt} &= R_4 + \frac{\bar{v} \cdot x_4}{v_1}.\end{aligned}\quad (7)$$

Функцию $v_1(x_4)$ в декомпозированной системе (7) можно рассматривать как “внутреннее” управление. Для его поиска вводится в рассмотрение второе инвариантное многообразие, отражающее технологическое требование к системе:

$$\psi_2 = (x_4 - \bar{x}_4) = 0 \quad (8)$$

Макропеременная ψ_2 должна удовлетворять решению функционального уравнения

$$T_2 \cdot \dot{\psi}_2 + \psi_2 = 0, \quad T_2 > 0$$

которое в развернутом виде с учетом выражения (8) и модели декомпозированной системы (7) примет вид:

$$T_2 \cdot \left(R_4 + \frac{\bar{v} \cdot x_4}{v_1} \right) + (x_4 - \bar{x}_4) = 0 \quad (9)$$

“Внутреннее” управление в соответствии с выражением (9) запишется

$$v_1 = - \frac{T_2 \cdot \bar{v} \cdot x_4}{(x_4 - \bar{x}_4) + T_2 \cdot R_4} \quad (10)$$

Подставив “внутреннее” управление (10) в последнее уравнение системы (7), получим уравнение, описывающее изменение регулируемой переменной на заключительном этапе движения системы

$$T_2 \frac{dx_4}{dt} + x_4 = \bar{x}_4$$

Получили уравнение аperiodического звена первого порядка. Изменение переменной x_4 носит экспоненциальный характер. Условие устойчивости: $T_2 > 0$.

Окончательное выражение для закона управления u можно получить путем подстановки в (6) функции $v_1(x_4)$ (10) и ее частной производной $\partial v_1 / \partial x_4$. Параметрами настройки закона управления являются величины T_1, T_2 .

Сформулированную выше задачу управления химическим реактором можно решить другим способом. Для этого исходный объект, описываемый системой

уравнений (2), представим состоящим из двух подобъектов. Первый подобъект включает в себя первые четыре уравнения системы (2). Для него ставится задача управления концентрацией целевого компонента – x_4 . В качестве управляющего воздействия выступает объем реакционной смеси в аппарате – $x_5 = u_1$. В уравнениях модели (2) величина расхода на выходе принимается $v = \bar{v}$.

В соответствии с методом АКАР выражение для управляющего воздействия u_1 запишется следующим образом:

$$u_1 = \frac{T_1 \cdot \bar{v} \cdot x_4}{(x_4 - \bar{x}_4) + T_1 \cdot R_4}, \quad T_1 > 0 \quad (11)$$

Закон управления (11) определяет изменение объема реакционной смеси в аппарате для стабилизации концентрации x_4 на заданном уровне при расходе \bar{v} .

Второй подобъект включает в себя пятое уравнение системы (2), которое характеризует изменение объема во времени. Для этого подобъекта ставится задача определить управление $u_2 = (v_1 + v_2)$, обеспечивающее заданное значение объема смеси в аппарате, определяемое соотношением (11).

Синтезируя это управляющее воздействие методом АКАР получим:

$$u_2 = -\frac{(x_5 - u_1)}{T_2} + \bar{v}, \quad T_2 > 0 \quad (12)$$

Таким образом, получили каскадную систему управления, функциональная структура которой представлена на рис. 2.

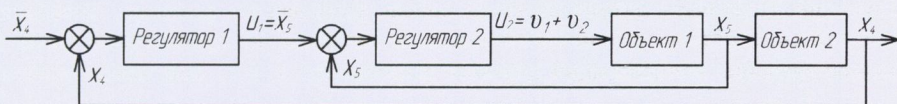


Рис. 2. Функциональная структура системы управления

Fig. 2. Block diagram of proposed control system

Соотношения (11) и (12) определяют алгоритм функционирования каскадной системы управления химическим реактором.

Параметрами настройки регуляторов, влияющими на качество динамики процессов в замкнутой системе „объект-регулятор”, являются постоянные времени T_i , $i = 1, \dots, 2$. Условия асимптотической устойчивости имеют вид: $T_i > 0$, $i = 1, \dots, 2$.

4. Математическое моделирование и результаты

Для проверки работоспособности синтезированных алгоритмов управления было проведено компьютерное моделирование замкнутой системы „объект-регулятор”. Исследовались такие свойства синергетических законов управления, как способность переключения (перехода) химического реактора с одного режима работы на другой (переход на новую производительность), инвариантность к возмущениям, кова-

риантность с задающим воздействием и асимптотическая устойчивость замкнутой системы.

Программа моделирования объекта и системы управления была разработана с использованием системы компьютерной алгебры MATHCAD. Моделирование проводилось при следующих технологических и конструктивных параметрах объекта: $V = 500$ л; $x_1^{bx} = 19,74$ моль/л; $x_2^{bx} = 10,93$ моль/л; $v_1 = 1,5$ л/мин; $v_2 = 3,5$ л/мин; $v = 5$ л/мин; энергия активации $E_1 = 60300$ Дж/моль; предэкспоненциальный множитель константы скорости $k_1 k_{10} = 109860$ л/[моль·мин]; соотношения констант скоростей последовательных стадий $k_2/k_1 = 2$, $k_3/k_1 = 2,5$; значения констант скоростей взяты при температуре $t = 140^\circ\text{C}$. Параметры настройки регуляторов: $T_i = 100$, $i = 1, \dots, 2$. Исходя из физического смысла, при моделировании системы на управляющие воздействия были наложены ограничения, в виде sat-функции:

$$\text{sat } u = \begin{cases} u_{\min}, & u < u_{\min} \\ u, & u_{\min} \leq u \leq u_{\max} \\ u_{\max}, & u > u_{\max} \end{cases}$$

где u – управляющее воздействие (суммарный расход реагентов на входе в реактор).

Примеры переходных процессов в замкнутой системе объект-регулятор при использовании двух вариантов синтезированных САР представлены на рис. 3, 4. На рис. 3, демонстрирующем процесс перехода аппарата на новую производительность, также представлен вариант, когда процесс переключения осуществляется в ручном режиме.

Алгоритм для ручного перехода с одной производительности на другую следующий. Используя математическую модель химического реактора, определяем такое значение объема реакционной смеси в аппарате, который обеспечивал бы заданное значение концентрации целевого компонента $x_4 = \bar{x}_4$ при новом значении нагрузки \bar{v} . При этом соотношение расходов v_1 и v_2 задано. После этого моделируем объект при $v_1 = v_2 = 0$ (или $v_1 = v_2 = \max$). Как только объем смеси достигнет заданного уровня, моделирование осуществляется при $v_1 + v_2 = \bar{v}$.

В данном случае величины расходов исходных реагентов, поступающих на вход в реактор, однозначно определяются по формулам:

$$v_1 = \frac{\beta \cdot u}{(\beta + 1)}, \quad v_2 = \frac{u}{(\beta + 1)}$$

где $u = (v_1 + v_2)$ – текущее значение управляющего воздействия. Как видно из рис. 3, большим недостатком ручного способа перехода на новую производительность является большое перерегулирование по концентрации целевого компонента. При этом аппарат в течении длительного промежутка времени работает на выброс (закрашенная область на рис. 3). Система с регулятором лишена этого недостатка. Особенность системы автоматического управления состоит в том, что она осуществляет перевод объекта на новый режим работы с сохранением приемлемого качества целевого продукта реакции путем постепенного изменения объема в аппарате.

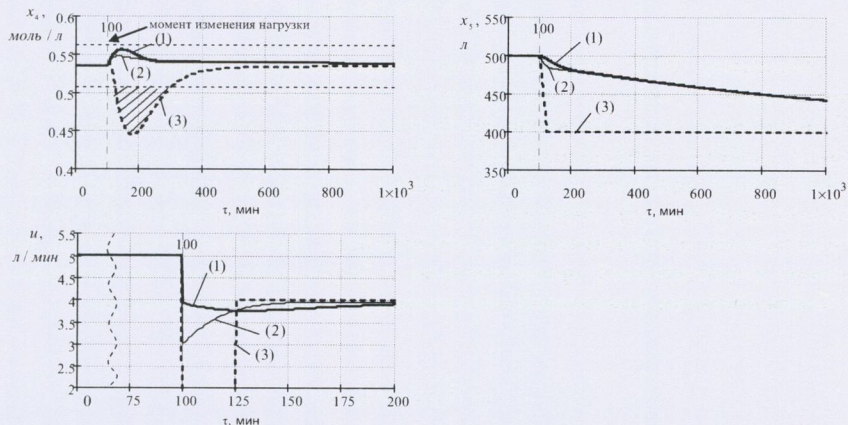


Рис. 3. Изменение регулируемой переменной (x_4), объема смеси (x_5) и управляющего воздействия (u) при уменьшении нагрузки v на -20% (1 – первый вариант системы управления, 2 – второй вариант, 3 – переход на новую производительность в ручном режиме)

Fig. 3. Change of controlled variable (x_4), mixture volume (x_5) and control action (u) for reactor capacity v decrease by 20% (1 – first type of control system, 2 – second type, 3 – manual mode)

На рис. 4 представлен вариант переходных процессов в замкнутой системе “объект-регулятор” при действии положительного ступенчатого возмущения по концентрации реагента А ($x_1^{\text{вх}}$) на входе в аппарат.

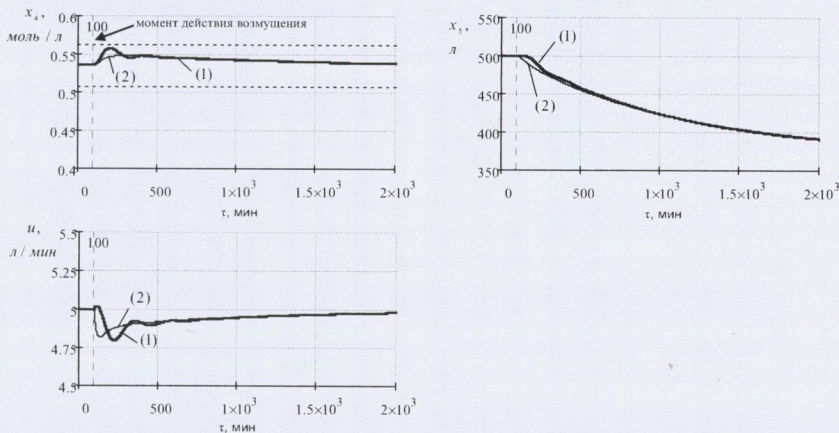


Рис. 4. Изменение регулируемой переменной (x_4), объема смеси (x_5) и управляющего воздействия (u) при действии положительного 10% ступенчатого возмущения по входной концентрации $x_1^{\text{вх}}$ (1 – первый вариант системы управления, 2 – второй вариант)

Fig. 4. Change of controlled variable (x_4), mixture volume (x_5) and control action (u) for disturbance effect of $x_1^{\text{вх}}$ increase by 10% (1 – first type of control system, 2 – second type)

5. Заключение

Методами СТУ решена задача аналитического синтеза закона управления химическим реактором при переходе с одной производительности на другую. Компьютерное моделирование замкнутой системы „объект-регулятор” подтвердило такие свойства синтезированной САР, как способность переключения (перехода) химического реактора с одного режима работы на другой (переход на новую производительность), инвариантность к возмущениям, ковариантность с задающим воздействием и асимптотическая устойчивость. Данные обстоятельства делают СТУ весьма перспективной применительно к таким сложным, многосвязным и нелинейным объектам химической технологии, как химические реакторы.

Литература

- [1] Дудников Е. Г.: *Автоматическое управление в химической промышленности*, Химия, 1987.
- [2] Кван Н. В., Семичевская Н. П.: *Нелинейное робастное управление двухэтапным химическим реактором*, Информатика и системы управления, № 4(30), (2011), 133-141.
- [3] Алексеенков С. Г., Ткачѳв С. Б.: *Управление химическим реактором с использованием нелинейного наблюдателя*, *Нелинейная динамика и управление: сборник статей*, ФИЗМАТЛИТ, 2003.
- [4] Рей У.: *Методы управления технологическими процессами*, Мир, 1983.
- [5] Dostál P., Vakošová M., Bobál V.: *An approach to adaptive control of a CSTR*, Chemical Papers, 58, (2004), 184-190.
- [6] Kaur G., Kaur R.: *A comparative study of performance of different control architectures for reactor system*, International Journal of Computer Applications, 41, No. 11, (2012), 36-39.
- [7] Vaneshani S., Jazayeri-Rad H.: *Optimized fuzzy control by particle swarm optimization technique for control of CSTR*, World academy of science, engineering and technology, Issue 59, (2011), 686-691.
- [8] Kalhoodashti H. E.: *Concentration control of CSTR using NNAPC*, International Journal of Computer Applications. 26, No. 6. (2011), 34-38.
- [9] Колесников А. А.: *Синергетическая теория управления*, Энергоатомиздат, 1994.
- [10] Красовский А. А.: *Развитие и становление современной теории управления*, Под ред. Колесникова А. А.: *Синергетика и проблемы теории управления*, ФИЗМАТЛИТ, 2004.