

UDC 681.51

Stopakevych A., Ph.D. in Engineering

Odessa National Academy of Telecommunications /
Ukraine

DEVELOPMENT OF ALL-MODE NONLINEAR CONTROLLER FOR MIXING REACTORS

РАЗРАБОТКА ВСЕРЕЖИМНОГО НЕЛИНЕЙНОГО РЕГУЛЯТОРА ДЛЯ СМЕСИТЕЛЬНЫХ РЕАКТОРОВ

Abstract: The all-mode nonlinear controller for mixing reactors is developed. The controller allows to increase efficiency of mixing processes and to provide accurate support of mixture quality under changing the substance concentrations in the input flows and various loads. The controller stabilizes the mixture quality and also the level in the reactor or the mixture flow rate. The controller tuning parameters allow setting the system speed. The research results show the expediency of applying the controller for mixing reactors as a part of the industrial technological complexes.

Keywords: mixing reactor, all-mode nonlinear controller, high mixture quality.

INTRODUCTION

Mixing reactors are the widespread units of technological processes in many industries (food, pharmaceutical, cosmetics, perfume, paint, chemicals, building materials, etc.) [1-5].

The keeping mixture concentration accuracy, particularly in the pharmaceutical industry, is the essential factor of the medical end-product quality and its non-compliance can cause significant economic damage. Moreover, increasing the mixing speed also leads to energy consumption decrease.

Thus, increasing the accuracy of mixing and reduction of energy intensity is an actual research direction.

PROBLEM STATEMENT

The main requirement to mixing reactors control systems is precious keeping of mixing quality in wide load range. However, this requirement cannot be satisfied by controllers, which are developed on the base of linearized models. Therefore, it is necessary to develop precious automatic control system of mixing reactor on the adequate nonlinear mathematical model base.

Аннотация: Разработан всережимный нелинейный регулятор для управления смесительными реакторами. Регулятор позволяет повысить эффективность процесса смешения, обеспечивая точное поддержание качества смеси при изменении концентраций веществ в смешиваемых потоках и различных нагрузках. Регулятор стабилизирует концентрацию смеси, а также уровень в реакторе или расход смеси. Настраиваемые параметры регулятора позволяют задавать быстродействие системы. Результаты исследования показывают целесообразность использования регулятора для управления смесительными реакторами в составе промышленных технологических комплексов.

Ключевые слова: смесительный реактор, всережимный нелинейный регулятор, высокое качество смеси.

ВСТУПЛЕНИЕ

Смесительные реакторы являются широко распространенными аппаратами технологических процессов многих отраслей промышленности (пищевой, фармацевтической, косметической, парфюмерной, лакокрасочной, химической, строительных материалов и т.п.) [1-5].

Точность поддержания концентрации смеси, особенно в фармацевтической отрасли, является существенным фактором качества готовой лекарственной продукции и ее несоответствие требованиям может нанести существенный экономический ущерб. Кроме того, увеличение быстродействия смешивания тоже приводит к понижению энергоемкости производства.

Таким образом, повышение точности смешения и понижения энергоемкости производства является актуальным направлением исследований.

ПОСТАНОВКА ПРОБЛЕМЫ

Основным требованием к системам управления смесительных реакторов является прецизионное поддержание качества смешения в широком диапазоне нагрузок, чего регуляторы, построенные на основе линеаризованных моделей, обеспечить не в состоянии. Таким образом, необходимо разработать прецизионную систему автоматического управления смесительным реактором на основании адекватной нелинейной математической модели.

MAIN ARTICLE

The main parameters of the mixing reactor technological flows are the first and second input flow rates F_1 and F_2 (m³/s), the concentrations C_1 and C_2 in these flows (kmole/m³). The main parameters that determine the dynamics of the mixing reactor are the reactor volume V (m³), the liquid level in the reactor h (m), the diameter of the outlet pipe d (m), the liquid speed from the mixer w (m/s), free fall acceleration g (m/s²).

The accumulation of substances in the reactor is described by the equations [6]

$$\begin{cases} \frac{dV(t)}{dt} = F_1(t) + F_2(t) - F(t) \\ \frac{d(C(t) \cdot V(t))}{dt} = C_1(t) \cdot F_1(t) + C_2(t) \cdot F_2(t) - C(t) \cdot F(t). \end{cases} \quad (1)$$

Let us introduce coefficients k_1 and k and write

$$F = k_1 \cdot \sqrt{h} = k_1 \cdot \sqrt{V/S} = k \cdot \sqrt{V}, \quad (2)$$

where

$$k_1 = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d^2 \cdot \sqrt{2 \cdot g}. \quad (3)$$

Introduce the notations

$$x = [x_1, x_2]^T = [V, C]^T, \quad u = [u_1, u_2]^T = [F_1, F_2]^T, \quad y = [y_1, y_2]^T \quad (4)$$

where x is a plant state vector,

u is a control vector,

y is a controlled outputs vector.

Taking that

$$C_1, C_2 = const, \quad x(0) = [V_0, F_0]^T \quad (5)$$

we can write two possible nonlinear model variants S_1 and S_2 of the mixing dynamics of the reactor in a standard form [3]

$$\dot{x} = A(x) + B(x) \cdot u, \quad y = C(x), \quad (6)$$

where

$$S_1 : A(x) = \begin{pmatrix} -k\sqrt{x_1} \\ 0 \end{pmatrix}, \quad B(x) = \begin{pmatrix} \frac{1}{C_1 - x_2} & \frac{1}{C_2 - x_2} \\ x_1 & x_1 \end{pmatrix}, \quad C(x) = \begin{pmatrix} k\sqrt{x_1} \\ x_2 \end{pmatrix} \quad (7)$$

$$S_2 : A(x) = \begin{pmatrix} -k\sqrt{x_1} \\ 0 \end{pmatrix}, \quad B(x) = \begin{pmatrix} \frac{1}{C_1 - x_2} & \frac{1}{C_2 - x_2} \\ x_1 & x_1 \end{pmatrix}, \quad C(x) = \begin{pmatrix} x_1/S \\ x_2 \end{pmatrix}. \quad (8)$$

The block diagram of the mixing reactor mathematical model, created in a graphical simulation environment Matlab Simulink, is shown on Fig.1. This model combines the functionality of the models S_1 and S_2 . The input variables of the model (u_1, u_2) are the input flow rates F_1 and F_2 , the output variables are (y_{1F}, y_{1h}, y_2) the mixture flow rate (F), the level in the reactor (h) and the

ОСНОВНОЙ ТЕКСТ СТАТЬИ

Основные параметры технологических потоков смешительного реактора следующие: расходы первого и входного потоков F_1 и F_2 (м³/с), а также концентрации этих потоков C_1 и C_2 (кмоль/м³). Основными параметрами, которые определяют динамику смешительного реактора являются: V (м³) – объем реактора, h (м) – уровень жидкости в реакторе, d (м) – диаметр выходного трубопровода, w (м/с) – скорость истечения жидкости из смешителя, g (м/с²) – ускорение свободного падения.

Уравнения, описывающие накопление вещества в реакторе, имеют вид [6]

Введя коэффициенты k_1 и k запишем

где

Введем следующие обозначения

где x – вектор состояний объекта,

u – вектор управляющих воздействий,

y – вектор управляемых переменных.

Приняв, что

запишем два возможных варианта нелинейной модели S_1 и S_2 динамики смешительного реактора в стандартной форме [3]

где

Структурная схема математической модели смешительного реактора, набранная в графической среде имитационного моделирования Matlab Simulink, представлена на рис.1. Данная модель совмещает в себе функциональность моделей S_1 и S_2 . Входными переменными модели (u_1, u_2) являются расходы входных потоков F_1 и F_2 , выходными (y_{1F}, y_{1h}, y_2) – расход выходного потока (F), уровень

mixture concentration (C), the disturbances (dc_1 , dc_2) are the deviations of the concentration in the input flows.

To illustrate the developed control system work let us choose the following parameters of the mixing reactor: $F_1 = 0.05 \text{ m}^3/\text{s}$, $F_2 = 0.04 \text{ m}^3/\text{s}$, $F = 0.09 \text{ m}^3/\text{s}$, $V = 4 \text{ m}^3$, $h = 2.5 \text{ m}$, $S = 1.6 \text{ m}^2$, $c_1 = 1 \text{ kmole}/\text{m}^3$, $c_2 = 2 \text{ kmole}/\text{m}^3$, $c = 1.4444 \text{ kmole}/\text{m}^3$, $k_1 = 0.0569$, $k = 0.045$, $d = 0.16 \text{ m}$.

в реакторе (h) и концентрация выходного потока (C), а возмущениями (dc_1 , dc_2) – отклонения концентраций входных потоков.

Для иллюстрации работы разработанной системы управления зададим следующие параметры смешивающего реактора: $F_1=0,05 \text{ м}^3/\text{с}$, $F_2=0,04 \text{ м}^3/\text{с}$, $F=0,09 \text{ м}^3/\text{с}$, $v=4 \text{ м}^3$, $h=2,5 \text{ м}$, $S=1,6 \text{ м}^2$, $c_1=1 \text{ кмоль}/\text{м}^3$, $c_2=2 \text{ кмоль}/\text{м}^3$, $c=1,4444 \text{ кмоль}/\text{м}^3$, $k_1=0,0569$, $k=0,045$, $d=0,16 \text{ м}$.

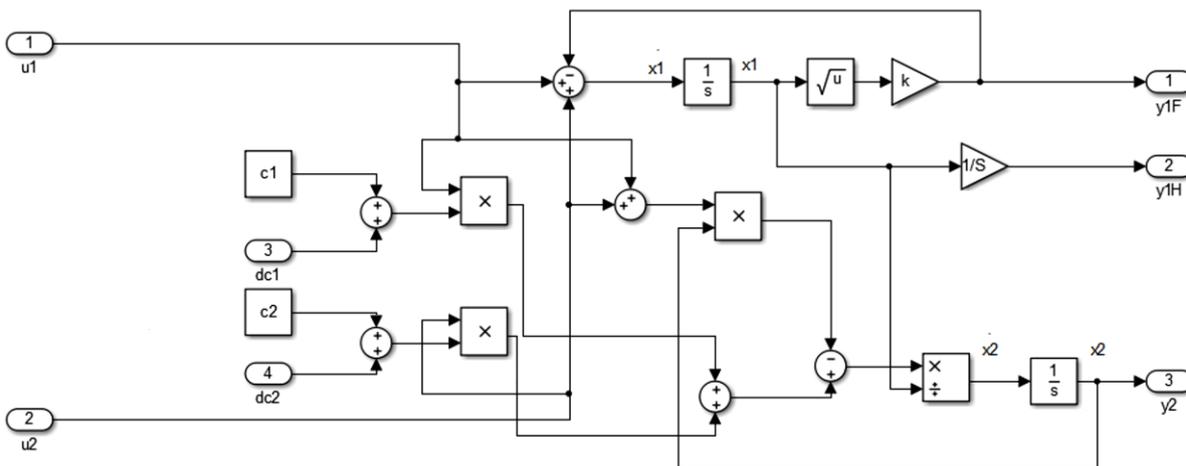


Fig. 1 – Structure scheme of mixing reactor mathematical model / Структурная схема математической модели смешивающего реактора

The transient processes in the reactor under stepwise disturbances equal to 10% of nominal values of both controls are shown on Fig. 2.

Переходные процессы в реакторе при одновременном ступенчатом возмущении обоих управлений величиной 10% от номинального значения показаны на рис.2.

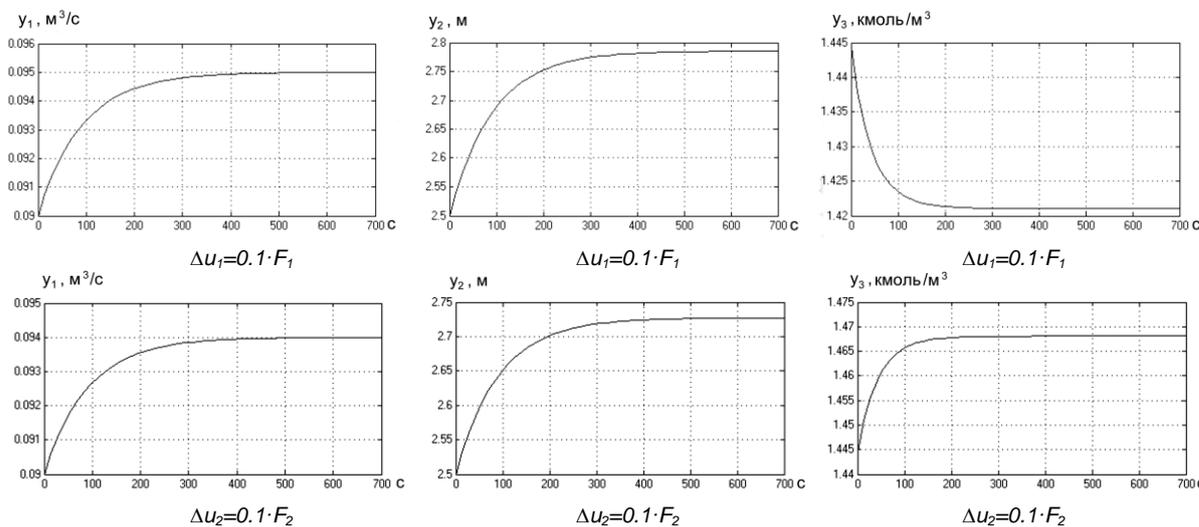


Fig. 2 – Transient processes in the mixer / Переходные процессы в смесителе

To substantially improve the control quality of the given nonlinear plant with taking into account possible changes in the nominal values of regime parameters we suggest to use a non-linear regulator control law, which is described for the model S_1 by the formula (9), and for the model S_2 by the formula (10).

Для существенного улучшения качества управления приведенным нелинейным объектом с учетом возможного изменения номинальных значений режимных параметров предлагается использовать нелинейный регулятор, закон управления которого описывается для модели S_1 формулой (9), а для модели S_2 формулой (10).

$$u = -\alpha \cdot \begin{pmatrix} C_2 - y_2 & -y_1^2/k \\ y_2 - C_1 & y_1^2/k \end{pmatrix} \cdot \left[\begin{pmatrix} -y_1 \\ 0 \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} w_1 & 0 \\ 0 & w_2 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} y_1 - z_1 \\ y_2 - z_2 \end{pmatrix} \right], \quad \alpha = \frac{1}{C_2 - C_1} \quad (9)$$

$$u = -\alpha \cdot \begin{pmatrix} C_2 - y_2 & -S \cdot y_1 \\ y_2 - C_1 & S \cdot y_1 \end{pmatrix} \cdot \left[\begin{pmatrix} -k\sqrt{S \cdot y_1} \\ 0 \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} w_1 & 0 \\ 0 & w_2 \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} y_1 - z_1 \\ y_2 - z_2 \end{pmatrix} \right], \quad \alpha = \frac{1}{C_2 - C_1} \quad (10)$$

where z_1, z_2 are the set points for y_1 and y_2 , w_1, w_2 are the controller tuning parameters.

Substituting the controller law in the corresponding expression of the plant model, we can see that the closed-loop control system becomes a linear system and has the form

$$\dot{y} = M \cdot y + N \cdot z, \quad M = \begin{pmatrix} -w_1 & 0 \\ 0 & -w_2 \end{pmatrix}, \quad N = \begin{pmatrix} w_1 & 0 \\ 0 & w_2 \end{pmatrix}. \quad (11)$$

Thus, the tuning parameters of the controller are values meaning the inverse time constants of the unconnected inner aperiodic links, on which the closed control system is divided. Theoretically, in such system it is possible to set any speed of the control processes.

After completing the operation of multiplication in (9,10) we can finally write the controller for any mixing reactor of chosen type in the form

где z_1, z_2 – заданные значения y_1 и y_2 ,

w_1, w_2 – настроечные параметры регулятора.

Подставив выражения регулятора в соответствующее выражение модели объекта можно увидеть, что замкнутая система управления становится линейной и имеет вид

Таким образом, настроечные параметры регулятора являются величинами, обратными постоянным времени невязимосвязанных инерционных звеньев, на которые распалась замкнутая система управления, в такой системе теоретически можно подобрать процесс любого быстродействия.

Выполнив операции умножения в формулах (9,10) можно получить окончательную запись регулятора для любого смешительного реактора рассматриваемого типа в виде

$$\text{для } S_1 \begin{cases} u_1 = -\alpha \cdot \left(w_1 \cdot C_2 \cdot y_1 - w_1 \cdot C_2 \cdot z_1 - C_2 y_1 - w_1 y_1 y_2 + w_1 y_2 z_1 + y_1 y_2 - \frac{w_2}{k} \cdot y_1^2 \cdot y_2 + \frac{w_2}{k} \cdot y_1^2 \cdot z_2 \right) \\ u_2 = -\alpha \cdot \left(w_1 \cdot y_1 \cdot y_2 - w_1 \cdot y_2 \cdot z_1 - y_1 y_2 - w_1 \cdot C_1 \cdot y_1 + w_1 \cdot C_1 \cdot z_1 + C_1 y_1 + \frac{w_2}{k} \cdot y_1^2 \cdot y_2 - \frac{w_2}{k} \cdot y_1^2 \cdot z_2 \right) \end{cases}, \quad (12)$$

$$\text{для } S_2 \begin{cases} u_1 = -\alpha \cdot \left(w_1 \cdot C_2 \cdot y_2 - w_1 \cdot C_2 \cdot z_1 - C_2 \cdot k \cdot \sqrt{S \cdot y_1} - w_1 \cdot y_1 \cdot y_2 + w_1 \cdot z_1 \cdot y_2 + y_2 \cdot k \cdot \sqrt{S \cdot y_1} - S \cdot w_2 y_2 y_1 + S \cdot w_2 z_2 y_1 \right) \\ u_2 = -\alpha \cdot \left(w_1 \cdot y_1 \cdot y_2 - w_1 \cdot y_2 \cdot z_1 - y_2 \cdot k \cdot \sqrt{S \cdot y_1} - w_1 \cdot C_1 \cdot y_1 + w_1 \cdot z_1 \cdot C_1 + C_1 \cdot k \cdot \sqrt{S \cdot y_1} + w_1 \cdot S \cdot y_1 \cdot y_2 - w_2 \cdot S \cdot y_1 \cdot y_2 \right) \end{cases}. \quad (13)$$

The simulation schemes for controllers in Matlab Simulink, that are built on the base of models S_1 and S_2 , are shown on Fig. 3 and 4. The controller inputs are y_1 and y_2 , outputs are u_1 and u_2 , set points of the outputs are z_1 and z_2 .

To check the efficiency of the developed controllers the closed loop control system with developed controllers is simulated. The most difficult case is chosen in which set points of both control variables are changed under disturbances by the deviation of the both concentrations in input flows.

The block diagram of the automatic control system with control of level and concentration is shown on Fig. 5. The system with flow and concentration control looks similar.

The concentration disturbances are $f_1 = 0.1 \text{ kmole/m}^3$, $f_2 = 0.2 \text{ kmole/m}^3$.

Схемы набора регуляторов в Matlab Simulink, построенных на основе моделей S_1 и S_2 , приведены на рисунках 3 и 4. Входными параметрами регуляторов являются y_1 и y_2 , выходными – u_1 и u_2 , заданиями на величины управляемых переменных – z_1 и z_2 .

Для проверки эффективности разработанных регуляторов было проведено моделирование реакций замкнутых систем автоматического управления с разработанными регуляторами. Был выбран наиболее тяжелый случай – изменение заданий по обоим управляемым переменным при возмущениях по отклонению обоих концентраций входных потоков.

Структурная схема системы автоматического управления с регулятором уровня и концентрации приведена на рисунке 5. Система с регулятором расхода выходного потока и концентрации выглядит аналогично.

Величины возмущений по концентрациям прием следующими: $f_1 = 0,1 \text{ кмоль/м}^3$, $f_2 = 0,2 \text{ кмоль/м}^3$.

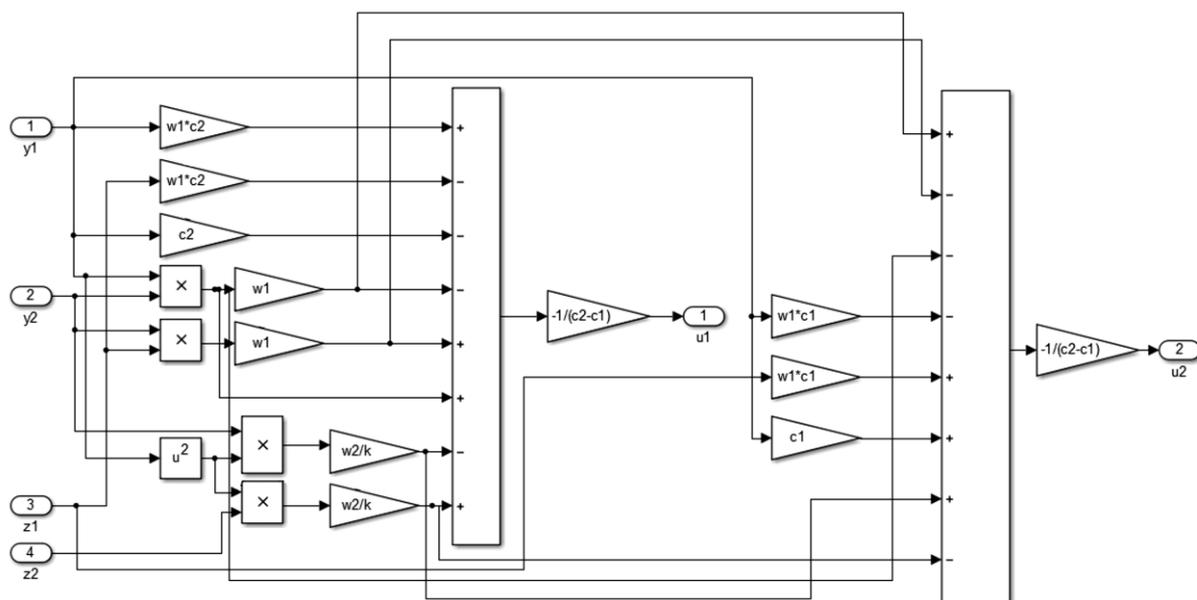


Fig. 3 – Mixing reactor outlet product flow and concentration controller structure / Структурная схема регулятора расхода и концентрации выходного потока смешительного реактора

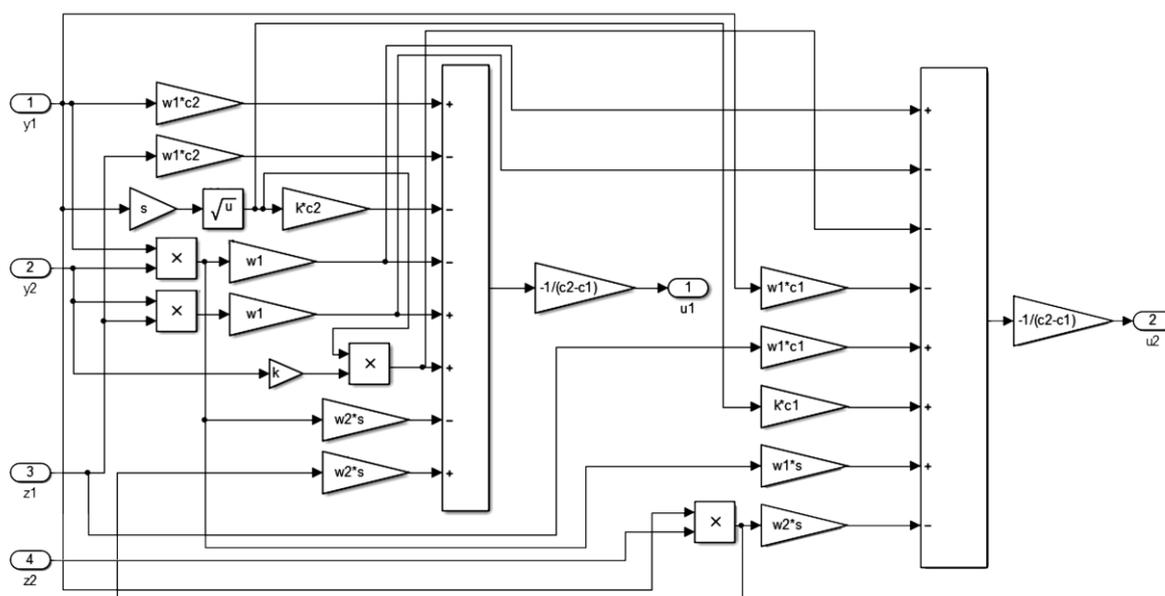


Fig. 4 – Mixing reactor level and outlet product concentration controller structure / Структурная схема регулятора уровня и концентрации выходного потока смешительного реактора

The transient processes of the control system designed with two controllers are shown on Fig. 5 and 6. The analysis of the diagrams shows that the control system effectively rejects disturbances in the both cases. So, the specifics of the controlled plant allow to obtain optimal transient processes with high speed in comparison with transient processes in plant (see Fig.2). In examined transient responses set points are achieved without overshooting even under significant disturbances.

Переходные процессы системы автоматического управления с двумя разработанными регуляторами приведены на рисунках 5 и 6. Анализ графиков показывает, что система управления эффективно справляется с задачей в обоих случаях. Таким образом, учет особенностей объекта управления в регуляторах позволяет получить оптимальные переходные процессы с высокой скоростью по сравнению с переходными процессами в объекте (см. рис. 2). В полученных переходных процессах задания устанавливаются без перерегулирования даже при значительных возмущениях.

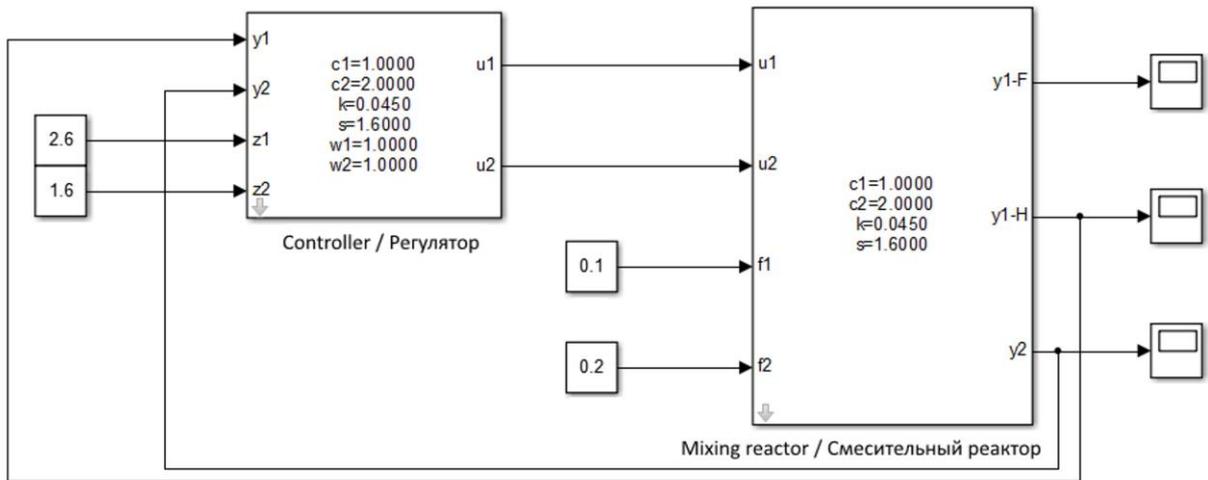


Fig. 5 – Mixing reactor control system structure with level and outlet product concentration controller / Структурная схема системы управления с регулятором уровня и концентрации выходного потока смесительного реактора

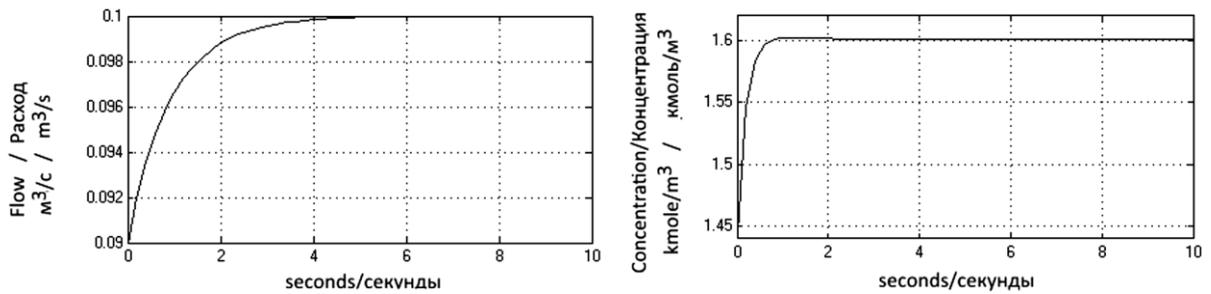


Fig. 5 – Control system dynamics with mixing reactor outlet product flow and concentration controller / Динамика системы управления с регулятором расхода и концентрации выходного потока смесительного реактора

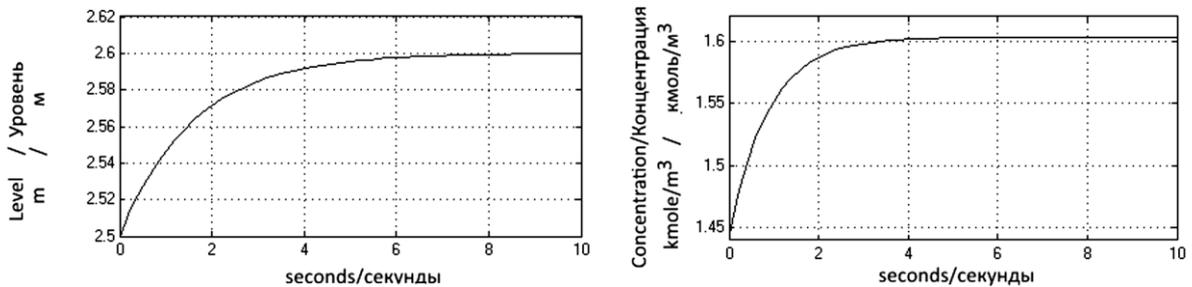


Fig. 6 – Control system dynamics with mixing reactor level and outlet product concentration controller structure / Динамика системы управления с регулятором уровня и концентрации выходного потока смесительного реактора

CONCLUSIONS

The classical linear control systems on the base of typical controllers, that are common in the industry, are focusing on the specific mode of a technological unit. When this mode is changed, the control quality in such systems decreases dramatically.

The distinctive feature of the proposed system is the ability to work in the wide reactor load ranges, without singling out a specific mode and with big changes of the substance concentration in the input flows. This advantage is achieved by constructing the controller of a special structure that takes into account the nonlinear dynamics of a mixing reactor.

The quality of the developed controller functioning can be increased by measuring and submitting to controller the concentrations of input substances in

ВЫВОДЫ

Классические линейные системы управления на базе типовых регуляторов, распространенных в промышленности, ориентируются на определенный режим работы технологической установки. При изменении режима работы в таких системах, как правило, резко снижается качество управления.

Отличительной особенностью предложенной системы является возможность работы при широком изменении нагрузки реактора, не выделяя определенного режима, и при больших возмущениях по изменению концентраций вещества во входных потоках. Данное преимущество достигается за счет построения регулятора специальной структуры, учитывающей нелинейную динамику

addition to the output variables. In this case, the system would be invariant to changes in the substances concentration of the input flows. However, this feature is useful only if there are exist precisions concentration sensors of mixed liquids.

REFERENCES

- [1]. Nauman E.B. (2008) – Chemical reactor design, optimization and scaleup. – New Jersey : John Wiley & Sons, Inc. – 608 p.
- [2]. Luyben W. L. (2007) - Chemical reactor design and control . – New Jersey : John Wiley & Sons, Inc. – 425 p.
- [3]. New handbook of chemist and technologist. Processes and apparatuses of chemical technologies (2004). – Saint Petersburg: World and family.– Part 1, 848 p.– Part 2, 916 p. (Rus.)
- [4]. Sidorov Y.I, Viyazlo R. Y., Novikov V.P. (2008) – Processes and apparatuses of microbiological and pharmaceutical industry. – Lviv, Intellect-West. – 736 p. (Ukr.)
- [5]. Antonelli R., Strolfi A. (2003) – Continuous Stirred tank reactors: easy to stabilise?, Automatica .– Vol. 39(10), P. 1817-1827.
- [6]. Kwakernaak H., Sivan R. (1972) – Linear optimal control systems. – N.Y.: Willey Interscience. – 650 p.
- [7]. Stopakevich A.A. (2013) – System analysis and theory of complex control systems. – Odessa: Astroprint. – 350 p. (Rus.)

смесительного реактора.

Качество функционирования разработанного регулятора можно увеличить, если помимо выходных переменных измерять концентрации входных веществ и подавать их в регулятор. В этом случае система станет инвариантной к изменению концентрации веществ во входных потоках. Однако, данную возможность имеет смысл использовать только в случае наличия точных датчиков концентрации смешиваемых жидкостей.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЕ ССЫЛКИ

- [1]. Nauman E.B. (2008) – Chemical reactor design, optimization and scaleup. – New Jersey : John Wiley & Sons, Inc. – 608 p.
- [2]. Luyben W. L. (2007) - Chemical reactor design and control . – New Jersey : John Wiley & Sons, Inc. – 425 p.
- [3]. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий (2004). – СПб: Мир и семья.– Часть 1, 848 с.– Часть 2, 916 с.
- [4]. Сідоров Ю.І, Влязло Р. Й., Новіков В.П. (2008) - Процеси і апарати мікробіологічної та фармацевтичної промисловості. – Львів, Інтелект-Захід. – 736 с.
- [5]. Antonelli R., Strolfi A. (2003) – Continuous Stirred tank reactors: easy to stabilise?, Automatica .– Вып. 39(10), 1817-1827 с.
- [6]. Квакернак Х., Сиван Р (1977) – Линейные оптимальные системы управления. – М.: Мир. – 650 с.
- [7]. Стопакевич А.А. (2013) – Системный анализ и теория сложных систем управления. – Одесса: Астропринт. – 350 с.