

ОПТИМИЗАЦИЯ РЕАКТОРНОГО УЗЛА ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ЖИДКОФАЗНЫХ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНО-ПАРАЛЛЕЛЬНЫХ РЕАКЦИЙ

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

Невиницын Владимир Юрьевич, Лабутин Александр Николаевич, Деветьяров Андрей Николаевич, Волкова Галина Витальевна
Ивановский государственный химико-технологический университет,
г. Иваново, Россия. 153000, Ивановская область, г. Иваново, пр. Шереметевский, д. 7.
E-mail: nevinitsyn@isuct.ru, lan@isuct.ru, and9yarov@gmail.com, volkova_gv@isuct.ru

В работе рассмотрена задача режимно-технологической оптимизации реакторной системы при проведении жидкофазной многостадийной последовательно-параллельной экзотермической реакции оксиэтирования спирта. Реакторный узел представляет собой каскад реакторов идеального смешения с распределенной подачей общего реагента в аппараты. Аппараты функционируют в политропическом режиме. Записана математическая модель динамики аппаратов реакторного узла. Сформулирована задача режимно-технологической оптимизации реакторной системы. В качестве критерия оптимальности выбрана концентрация целевого вещества, определяющая выход продукта. Для решения задачи оптимизации реакторной системы предложен итерационный алгоритм, реализующий метод сканирования. В результате решения задачи оптимизации определены оптимальные значения режимно-технологических параметров, обеспечивающих максимальное значение критерия эффективности. Проведено исследование статических характеристик реакторного узла по различным каналам и даны рекомендации по выбору алгоритмов автоматического регулирования.

Ключевые слова: химический реактор, реакторный узел, оптимизация, оптимальный синтез, компьютерное моделирование.

OPTIMIZATION OF A REACTOR UNIT FOR LIQUID PHASE SERIES-PARALLEL REACTIONS

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

Nevinitsyn Vladimir Yur'evich, Labutin Aleksandr Nikolaevich, Devet'yarov Andrej Nikolaevich, Volkova Galina Vital'evna
Ivanovo State University of Chemical Technology,
Ivanovo, Russia. 153000, Ivanovo region, Ivanovo, Sheremetevsky ave., 7.
E-mail: nevinitsyn@isuct.ru, lan@isuct.ru, and9yarov@gmail.com, volkova_gv@isuct.ru

The paper deals with the problem of process optimization of a reactor unit for a liquid phase multistage series-parallel exothermic reaction of alcohol oxyethylation. The reactor unit is a cascade of ideal mixing reactors with distributed feeding of a common reagent into the apparatuses. The reactors are operated in polytropic mode. A dynamic mathematical model of the reactor unit is presented. The task of process optimization of the reactor system was formulated. The concentration of the target substance which determines the product yield was chosen as the optimal criteria. An iterative algorithm realizing a scanning method was proposed for solving the optimization problem of the reactor unit. As a result of solving the optimization problem the optimal values of regime and technological parameters providing the maximum value of efficiency criteria were determined. The static characteristics of the reactor unit by various channels were studied and recommendations of automatic control algorithms were given.

Keywords: chemical reactor, CSTR reactor unit, optimization, optimal synthesis, computer simulation.

ВВЕДЕНИЕ

В технологии основного органического и нефтехимического синтеза многие промышленно важные продукты получают путем реализации многопродуктовых последовательно-параллельных реакций [1]. К технологиям этого класса относятся процессы полиоксипропилирования, алкилирования, гидрирования, галогенирования, оксиэтилирования и т.п. [2-4]. В условиях рыночной экономики периодически изменяется спрос на те или иные продукты реакции. Это обстоятельство обуславливает необходимость создания гибких реакторных узлов, способных в максимальной степени адаптироваться к условиям рынка, т.е. способных обеспечивать различное содержание целевого продукта на выходе реакторной системы [5, 6]. Влияние аппаратного оформления реакторного узла на степень превращения исходных реагентов и на выход продуктов сложных многопродуктовых реакций исследовалось во многих статьях и монографиях [1-4, 7-9].

Вопросы оптимизации и оптимального синтеза реакторных систем рассматривались в работах [10-13]. Так, в работах [10, 11] рассмотрена задача оптимизации каскада из трех жидкофазных химических реакторов идеального смешения при реализации экзотермических реакций типа $A \rightarrow B$ и $A \rightarrow B \rightarrow C$. В качестве критериев эффективности авторы используют экономические (стоимостные) критерии, определяющие энерго- и ресурсозатраты. В статье [12] решается задача оптимизации реакторной системы из четырех реакторов с секционированной подачей общего реагента по аппаратам при проведении реакции $A \rightarrow B$ экзотермического типа. В работе [13] рассмотрено влияние типа химического реактора, количества аппаратов в реакторной системе, способов соединения аппаратов (параллельное, последовательное) и вариан-

тов введения исходных веществ в зону реакции на выход целевого продукта при проведении химических реакций различных типов.

Анализ данных публикаций показывает, что при синтезе структуры гибкой реакторной системы необходимо предусматривать возможность управления селективностью процесса по тому или иному продукту. Способы управления определяются характером влияния на селективность аппаратного оформления, режимно-технологических и конструктивных параметров.

На селективность процесса по различным продуктам существенно влияет соотношение исходных реагентов и степень их конверсии, которые определяются стехиометрией и кинетическими закономерностями реакции [1]. Так, в последовательно-параллельных реакциях необходимо увеличивать в зоне реакции концентрацию компонента, который участвует целевой реакции, путем организации подпитки [7]. В [1, 7] показано, что при заданной температуре и объеме реактора степень превращения исходных реагентов выше в реакторе идеального вытеснения (РИВ), чем в реакторе идеального смешения (РИС), но в РИС выше селективность по тяжелым продуктам.

Вышеизложенное позволяет предположить, что реакторный узел должен включать в себя как минимум два модуля: РИС и РИВ. Структура технологической схемы должна обеспечивать последовательно-параллельное включение реакторов и возможность распределенной подачи исходного реагента А (с целью увеличения скорости стадии реакции, по которой образуется целевой продукт). С точки зрения удобства практической реализации распределенной подачи исходного реагента, РИВ можно заменить каскадом РИС (рис. 1).

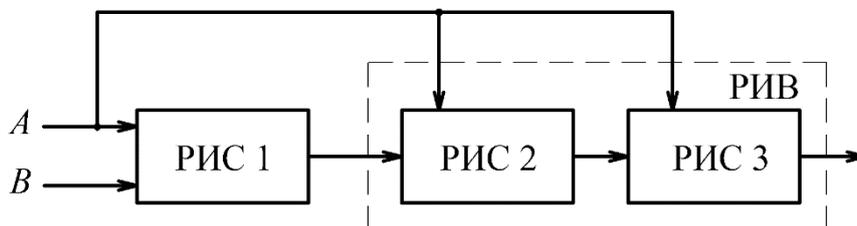


Рис. 1. Структура реакторной системы
Fig. 1. Structure of the reactor unit

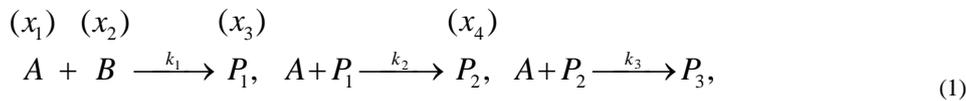
Повышение эффективности функционирования реакторных систем обеспечивается не только выбором оптимального аппаратно-технологического оформления, но и созданием работоспособных (эффективных) систем управле-

ния объектом [14]. Так в работе [9] решена задача анализа химического реактора идеального смешения и сформулированы рекомендации по структурно-топологическому синтезу различных вариантов системы управления.

Работы [15-18] посвящены решению задачи синтеза нелинейных алгоритмов управления химическими реакторами.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЯ

Аналізу подлежит реакторный узел, представляющий собой каскад жидкофазных реакторов идеального смешения с секционированной подачей общего для всех стадий реакции реагента



где $x_i, i=1, \dots, 4$ – концентрация соответствующего реагента, $k_i, i=1, \dots, 3$ – константы скоростей стадий, определяемые законом Аррени-

в аппараты (рис. 2). Аппараты функционируют в политропическом режиме. В рубашку каждого реактора подается хладагент индивидуальным потоком.

В аппаратах проводится многостадийная последовательно-параллельная экзотермическая реакция оксиэтилирования спирта, протекающая по следующей схеме:

уса. Целевым является продукт реакции P2.

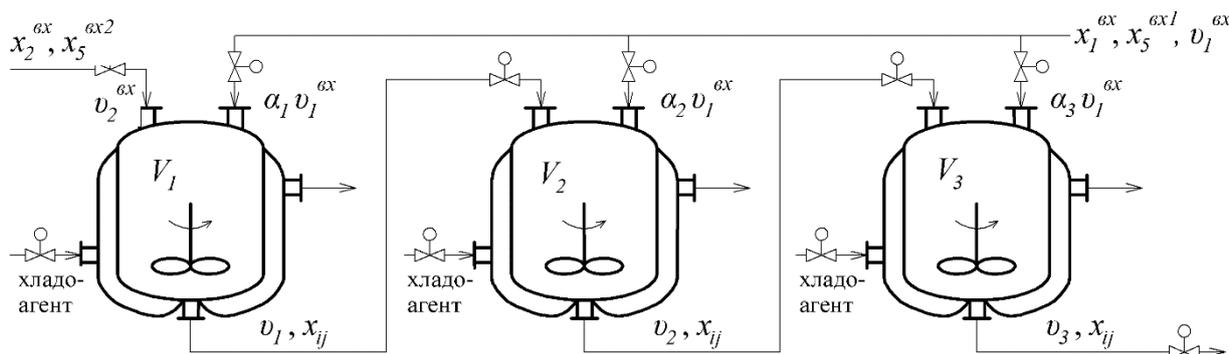


Рис. 2. Принципиальная схема реакторного узла
Fig. 2. Schematic diagram of the reactor unit

На рис. 2 использованы следующие обозначения переменных: x_{1vx}, x_{2vx} – концентрации исходных веществ A и B; v_{1vx}, v_{2vx} – расходы потоков исходных реагентов в реакторный узел; x_{5vx1}, x_{5vx2} – температуры потоков исходных веществ; $\alpha_j, j=1, \dots, 3$ – доля потока исходного вещества A на входе в j-й реактор; $v_j, j=1, \dots, 3$ – расход реакционной смеси на выходе из j-го аппарата; $x_{ij}, i=1, \dots, 4, j=1, \dots, 3$ – концентрации компонентов A, B, P1, P2 в j-м реакторе; $x_{5j}, j=1, \dots, 3$ –

температура реакционной смеси в j-м реакторе; $V_j, j=1, \dots, 3$ – объем реакционной смеси в j-м аппарате. Математическая модель динамики аппаратов реакторной системы представляет собой систему обыкновенных нелинейных дифференциальных уравнений. При постоянном объеме смеси и температуре в реакторе уравнения материального баланса по компонентам A, B, P1, P2 для первого аппарата реакторного узла запишутся:

$$\begin{aligned} \frac{dx_{11}}{d\tau} &= R_{11} + \frac{\alpha_1 v_1^{ex} x_1^{ex}}{V_1} - \frac{(\alpha_1 v_1^{ex} + v_2^{ex}) x_{11}}{V_1}, & \frac{dx_{21}}{d\tau} &= R_{21} + \frac{v_2^{ex} x_2^{ex}}{V_1} - \frac{(\alpha_1 v_1^{ex} + v_2^{ex}) x_{21}}{V_1}, \\ \frac{dx_{31}}{d\tau} &= R_{31} - \frac{(\alpha_1 v_1^{ex} + v_2^{ex}) x_{31}}{V_1}, & \frac{dx_{41}}{d\tau} &= R_{41} - \frac{(\alpha_1 v_1^{ex} + v_2^{ex}) x_{41}}{V_1}, \end{aligned} \quad (2)$$

где $R_{11} = -k_1 x_{11} x_{21} - k_2 x_{11} x_{31} - k_3 x_{11} x_{41}$, $R_{21} = -k_1 x_{11} x_{21}$, $R_{31} = k_1 x_{11} x_{21} - k_2 x_{11} x_{31}$, $R_{41} = k_2 x_{11} x_{31} - k_3 x_{11} x_{41}$ – скорости реакции по компонентам. Второй индекс у всех величин – это номер реактора в каскаде. Аналогичным образом могут быть записаны математические модели второго и третьего аппаратов реакторной системы. Предполагается, что температура в реакторах одинакова $x_{51} = x_{52} = x_{53} = x_5$.

МЕТОДИКА РЕШЕНИЯ ЗАДАЧИ ОПТИМИЗАЦИИ

Задача режимно-технологической оптимизации реакторной системы формулируется следующим образом: при заданной нагрузке $G = v_{1vx} + v_{2vx}$ необходимо определить: температуру в реакторах x_5 из заданного диапазона ($100 \text{ }^\circ\text{C} \leq x_5 \leq 140 \text{ }^\circ\text{C}$); объем каждого реактора V_j (при ограничении $0 \text{ л} < V_j \leq 200 \text{ (л)}$) и условия

$V_1=V_2=V_3$); соотношение входных потоков реагентов $\gamma=v_{1вх}/v_{2вх}$; значения структурных параметров $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ ($\alpha_1+\alpha_2+\alpha_3=1$), обеспечивающих максимальное значение концентрации целевого компонента P2 (x_{43}) на выходе реакторной системы. Формализованная постановка задачи режим-

но-технологической оптимизации запишется:

$$\{\gamma^*, V_j^*, x_5^*, \alpha_j^*\} = \arg \max_{\gamma, V_j, x_5, \alpha_j} x_{43}(\gamma, V_j, x_5, \alpha_j)$$

при ограничениях в форме уравнений математической модели статике и

$$\begin{aligned} \varphi_1 = 100 \leq x_5 \leq 140, \quad \varphi_2 = 0 < V_j \leq 200, \quad \varphi_3 = \alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 - 1 = 0, \\ \varphi_4 = v_1^{ex} + v_2^{ex} - G = 0, \quad \varphi_5 = 0 < \gamma \leq 3. \end{aligned}$$

В качестве исходных данных использовались следующие значения параметров реакторного узла [19]: $v_{1вх}=1,5$ (л/мин); $v_{2вх}=3,5$ (л/мин); $x_{1вх}=19,74$ (моль/л); $x_{2вх}=10,93$ (моль/л); $x_{5вх1}=20$ (°C), $x_{5вх2}=30$ (°C); энергия активации $E=48635$ (Дж/моль); предэкспоненциальный множитель константы скорости первой стадии $k_{10}=109860$ (л/[моль·мин]); соотношения констант скоростей последовательных стадий $k_2/k_1=2, k_3/k_1=2,5$. Ориентировочные значения оптимизируемых технологических и конструктивных параметров составляют: $V_j = 200$ (л); $x_5=100$ (°C); $\alpha_1=0,5; \alpha_2=0,3; \alpha_3=0,2; \gamma=1$.

Для решения поставленной задачи применялся итерационный алгоритм, реализующий метод сканирования. Выбор метода обусловлен возможностью наглядного представления результатов во всем диапазоне изменения варьируемых параметров. Так, на рис. 3 приведена зависимость концентрации целевого продукта P2 (x_{43}) на выходе реакторного узла от объема реакторов (V_j) и различных значений температуры проведения процесса. Оптимальное значение объема каждого аппарата составило $V_1^*=V_2^*=V_3^*=200$ (л) при температуре $x_5^*=140$ (°C), что соответствует концентрации целевого продукта на выходе $x_{43}=0,82$ (моль/л) (при $\alpha_1=0,30, \alpha_2=0,36, \alpha_3=0,34$ и $\gamma=0,59$).

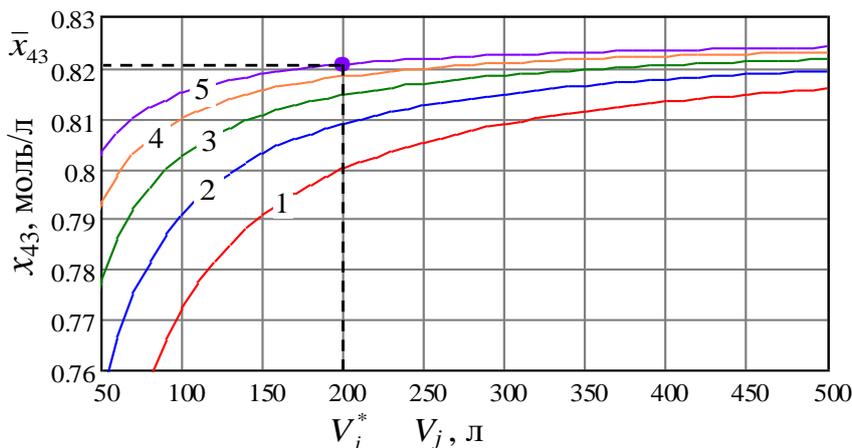


Рис. 3. Зависимость концентрации целевого продукта на выходе реакторного узла от объема каждого аппарата при различных температурах проведения процесса: 1 – 100 (°C), 2 – 110 (°C), 3 – 120 (°C), 4 – 130 (°C), 5 – 140 (°C)

Fig. 3. Dependence of the target product concentration at the reactor unit output on the volume of each apparatus at different process temperatures: 1 – 100 (°C), 2 – 110 (°C), 3 – 120 (°C), 4 – 130 (°C), 5 – 140 (°C)

В результате решения задачи оптимизации также были определены потоки исходного реагента А в каждый аппарат каскада (величины $\alpha_j v_{1вх}$), обеспечивающие максимальный выход целевого продукта. На рис. 4 приведены зависимости концентрации целевого вещества P2 на выходе реакторной системы при различных вариантах секционированной подачи общего исходного реагента А по каскаду.

Кривые изменения концентрации x_{43} приведены для различных значений α_1 .

Для каждого значения α_1 доля потока α_2 изменялась в диапазоне от 0,1 до $(0,9 - \alpha_1)$, при этом величина α_3 определялась как $\alpha_3=1-\alpha_1-\alpha_2$.

Из рис. 4 следует, что максимальное значение концентрации целевого продукта P2 на выходе реакторной системы обеспечивается при $\alpha_1^*=0,30, \alpha_2^*=0,36, \alpha_3^*=0,34$.

На рис. 5 приведены зависимости концентрации целевого продукта P2 (x_{4i}) на выходе каждого аппарата реакторного узла в зависимости от соотношения расходов исходных реагентов $\gamma = v_{1vx}/v_{2vx}$ при заданной нагрузке

$G = v_{1vx} + v_{2vx} = 5$ (л/мин) и $\alpha_1^* = 0,30$, $\alpha_2^* = 0,36$, $\alpha_3^* = 0,34$. Максимум концентрации целевого продукта P2 на выходе третьего реактора составляет 0,872 (моль/л) при $\gamma^* = 0,59$.

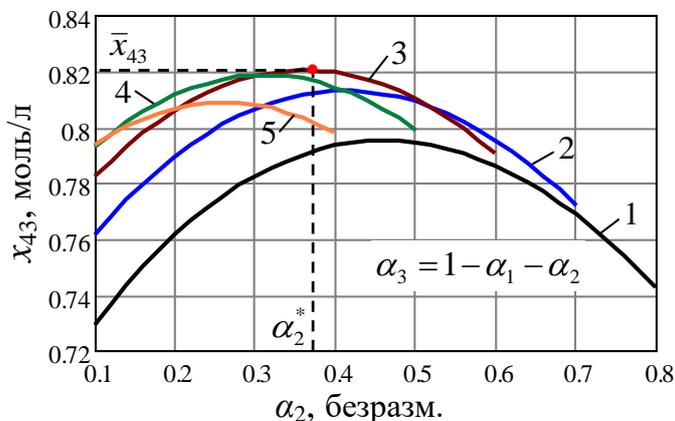


Рис. 4. Кривые изменения концентрации x_{43} на выходе реакторной системы при различных вариантах подачи исходного вещества: 1 – $\alpha_1 = 0,1$; 2 – $\alpha_1 = 0,2$; 3 – $\alpha_1 = 0,3$; 4 – $\alpha_1 = 0,4$; 5 – $\alpha_1 = 0,5$

Fig. 4. Concentration curves for x_{43} at the reactor unit output at the reactor system outlet for different feed options: 1 – $\alpha_1 = 0,1$; 2 – $\alpha_1 = 0,2$; 3 – $\alpha_1 = 0,3$; 4 – $\alpha_1 = 0,4$; 5 – $\alpha_1 = 0,5$

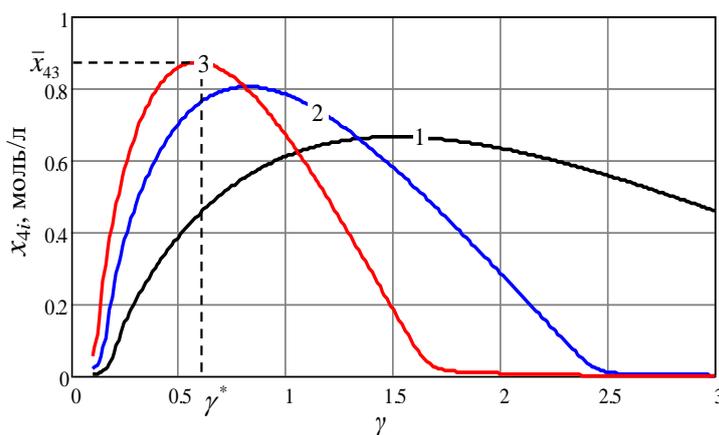


Рис. 5. Зависимость концентрации целевого продукта P2 на выходе i -го аппарата от различных значений соотношения $\gamma = v_{1vx}/v_{2vx}$:

1 – первый реактор; 2 – второй реактор; 3 – третий реактор

Fig. 5. Concentration of the main product P2 at the outlet of the i -th apparatus for different values of the ratio $\gamma = v_{1vx}/v_{2vx}$: 1 – first reactor, 2 – second reactor, 3 – third reactor

На последнем этапе задачи режимно-технологической оптимизации, используя математическую модель теплового баланса химических реакторов, определены величины расхода хладагента, обеспечивающие желаемую температуру в аппаратах $x_5 = 140$ (°C).

Величины расходов хладагента составили $v_{хл1} = 0,267$ (л/мин), $v_{хл2} = 2,992$ (л/мин), $v_{хл3} = 2,596$ (л/мин) при поверхности теплообмена $F_T = 1,5$ (м²) и объеме хладагента в рубашке $V_{хл1} = V_{хл2} = V_{хл3} = 100$ (л).

Для полученных оптимальных значений технологических и конструктивных параметров проведено исследование статических характеристик реакторной системы по различным каналам в окрестности рабочей точки. На рис. 6 в качестве примера представлены статические характеристики реакторного узла по каналу $v_{2vx} \rightarrow x_{4j}$.

Анализ статических и динамических характеристик реакторного узла по различным каналам в окрестности рабочей точки показывает, что объект нелинеен.

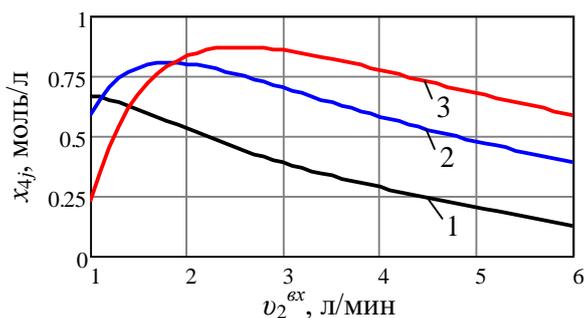


Рис. 6. Статические характеристики объекта:
1 – первый аппарат, 2 – второй аппарат, 3 – третий аппарат
Fig. 6. Static characteristics of the object: 1 – first reactor, 2 – second reactor, 3 – third reactor

Данную особенность объекта необходимо принимать во внимание при выборе типа закона управления и метода параметрического синтеза системы автоматического регулирования (САР). Полученные в работе значения коэффициентов передачи, постоянных времени, а также времени запаздывания дают возможность сформулировать рекомендации по выбору структуры системы управления и требования к законам регулирования. В работах [16, 17] предложено использовать метод аналитического конструирования агрегированных регуляторов (АКАР) для синтеза нелинейного закона управления реактором и путем имитационного моделирования замкнутой системы показана эффективность такого решения.

ВЫВОДЫ

Таким образом, для рассматриваемого аппаратурного оформления реакторного узла проведена режимно-технологическая оптимизация, в результате которой определены: среднее время пребывания реакционной смеси в аппаратах, температура реализации процесса, соотношение расходов исходных реагентов, доли потока исходного реагента на входе в аппараты, обеспечивающие максимальный выход целевого продукта на выходе реакторной системы.

Предложенная в работе процедура оптимизации реакторного узла для проведения последовательно-параллельных реакций имеет достаточно универсальный характер и реализуется аналогичным образом для случая, если целевым продуктом является другое вещество (например, компонент P1).

Дальнейшее решение задачи системного анализа реакторной системы предполагает изучение таких свойств, как устойчивость, наблюдаемость и управляемость. Данные общесистемные свойства объекта определяют структуру будущей системы автоматического управления, а также требования к типу закона регулирования, основная задача которого состоит в обеспечении оптимального режима работы реакторной системы при действии возмущающих факторов. Учитывая нелинейность и многомерность объекта представляется целесообразным синтезировать нелинейный, робастный алгоритм управления на базе синергетической теории управления (метод АКАР).

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов, требующего раскрытия в данной статье.

The authors declare the absence a conflict of interest warranting disclosure in this article

ЛИТЕРАТУРА

1. Лебедев Н.Н., Манаков М.Н., Швец В.Ф. Теория технологических процессов основного органического и нефтехимического синтеза. М.: Химия. 1975. 478 с.
2. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза. 4-е изд. М.: Химия. 1988. 592 с.
3. Адельсон С.В., Вишнякова Т.П., Пушкин Я.М. Технология нефтехимического синтеза: Учеб. для вузов. 2-е изд. М.: Химия. 1985. 608 с.
4. Гехтман Б.Н. Кинетика многоступенчатых реакций. Новосибирск: Наука. 1980. 110 с.

REFERENCES

1. Lebedev N.N., Manakov M.N., Shvets V.F. The theory of technological processes of basic organic and petrochemical synthesis. M.: Khimiya. 1975. 478 p. (in Russian).
2. Lebedev N.N. Chemistry and technology of basic organic and petrochemical synthesis. 4th ed. M.: Khimiya. 1988. 592 p. (in Russian).
3. Adelson S.V., Vishnyakova T.P., Pushkin Y.M. Technology of petrochemical synthesis: Textbook for universities. 2nd ed. M.: Khimiya. 1985. 608 p. (in Russian).
4. Gektman B.N. Kinetics of multistep reactions. Novosibirsk: Nauka. 1980. 110 p. (in Russian).

5. **Лабутин А.Н.** Оптимизация гибких многопродуктовых реакторных систем непрерывного типа. *Изв. вузов. Химия и хим. технология.* 1999. Т. 42. Вып. 1. С. 117–122.
6. **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.
7. **Левеншпиль О.** Инженерное оформление химических процессов. М.: Химия. 1969. 624 с.
8. **Юнгерс Ж., Сажюс Л.** Кинетические методы исследования химических процессов. Пер. с фр. Л.: Химия. 1972. 424 с.
9. **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. Вып. 9. С. 92–99. DOI: 10.6060/tcct.2017609.5587.
10. **Chen Y., Shao Z., Qian J., Wang K., Zhan Z., Xu Z.** Dynamic Optimization of Multivariable Endothermic Reaction in Cascade CSTR. *8th World Congress on Intelligent Control and Automation (WCICA).* 2010. P. 4088–4092. DOI: 10.1109/WCICA.2010.5553780.
11. **Inamdar S. R., Karimi I. A., Parulekar S. J., Kulkarni B. D.** A sharp cut algorithm for optimization. *Computers & Chemical Engineering.* 2011. V. 35. N 12. P. 2716–2728. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2010.11.010.
12. **Farkas E., Meszena Z.G.** MWD design in a series of CSTRs with living polymerisation reactions. *Periodica Polytechnica-Chemical Engineering.* 2010. V. 54. N 1. P. 15–25. DOI: 10.3311/pp.ch.2010-1.03.
13. **Xie M., Freund H.** Fast synthesis of optimal chemical reactor networks based on a universal system representation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification.* 2018. V. 123. P. 280–290. DOI: 10.1016/j.ccep.2017.11.011.
14. **Мешалкин В.П., Бобков В.И., Борисов В.В., Дли М.И.** Модели управления энергоэффективностью сложных химико-технологических систем. Смоленск: Универсум. 2017. 204 с.
15. **Невиницын В.Ю., Загаринская Ю.Н., Волкова Г.В., Лабутин А.Н.** Аналитический синтез нелинейных алгоритмов управления тепловым режимом химического реактора. *Известия СПбГТИ(ТУ).* 2019. № 50 (76). С. 115–120.
16. **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.
17. **Labutin A.N., Vaško M., Kuric I., Nevinitсын 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.
18. **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. DOI: 10.6060/ivkkt.20216407.6443.
19. **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. Вып. 9. С. 92–99. DOI: 10.6060/tcct.2017609.5587.
5. **Labutin A.N.** Optimization of flexible multiproduct continuous reactor systems. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.].* 1999. V. 42. N 1. P. 117–122 (in Russian).
6. **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.
7. **Levenspiel O.** Chemical process engineering. М.: Khimiya. 1969. 624 p. (in Russian).
8. **Jungers J., Sajus L.** Kinetic methods for chemical processes research. Translated from French. L.: Khimiya. 1972. 424 p. (in Russian).
9. **Nevinitсын 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. DOI: 10.6060/tcct.2017609.5587 (in Russian).
10. **Chen Y., Shao Z., Qian J., Wang K., Zhan Z., Xu Z.** Dynamic Optimization of Multivariable Endothermic Reaction in Cascade CSTR. *8th World Congress on Intelligent Control and Automation (WCICA).* 2010. P. 4088–4092. DOI: 10.1109/WCICA.2010.5553780.
11. **Inamdar S. R., Karimi I. A., Parulekar S. J., Kulkarni B. D.** A sharp cut algorithm for optimization. *Computers & Chemical Engineering.* 2011. V. 35. N 12. P. 2716–2728. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2010.11.010.
12. **Farkas E., Meszena Z.G.** MWD design in a series of CSTRs with living polymerisation reactions. *Periodica Polytechnica-Chemical Engineering.* 2010. V. 54. N 1. P. 15–25. DOI: 10.3311/pp.ch.2010-1.03.
13. **Xie M., Freund H.** Fast synthesis of optimal chemical reactor networks based on a universal system representation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification.* 2018. V. 123. P. 280–290. DOI: 10.1016/j.ccep.2017.11.011.
14. **Meshalkin V.P., Bobkov V.I., Borisov V.V., Dli M.I.** Energy efficiency management models for complex thermal-technical chemical systems. Smolensk: Universum. 2017. 204 p. (in Russian).
15. **Nevinitсын V.Yu., Zagarinskaya Yu.N., Volkova G.V., Labutin A.N.** Analytical synthesis of non-linear control algorithms of a chemical reactor thermal mode. *Izvestia of SPbGTI(TU).* 2019. N 50 (76). P. 115–120 (in Russian).
16. **Labutin A.N., Nevinitсын 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. DOI: 10.6060/ivkkt.20186112.5914 (in Russian).
17. **Labutin A.N., Vaško M., Kuric I., Nevinitсын 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.
18. **Nevinitсын 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. DOI: 10.6060/ivkkt.20216407.6443. (in Russian).
19. **Nevinitсын V.Yu., Labutin A.N., Volkova G.V., Devetyarov A.N.** System analysis of chemical reactor as control object. *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.* 2017. V. 60. N 9. P. 92–99. DOI: 10.6060/tcct.2017609.5587 (in Russian).