

ОПТИМИЗАЦИЯ СТРУКТУРЫ РЕАКТОРНОГО УЗЛА СИНТЕЗА ЭТАНОЛАМИНОВ

Лабутин А.Н., Бодров А.А.

Лабутин Александр Николаевич, Бодров Александр Андреевич
Ивановский государственный химико-технологический университет,
г. Иваново, Россия. 153000, Ивановская область, г. Иваново, пр. Шереметевский, д. 7.
E-mail: lan@isuct.ru, bodrovezis@mail.ru

В работе решается задача оптимизации структуры реакторного узла синтеза этаноламинов с целью энерго- и ресурсосбережения. Процесс синтеза происходит в реакторном узле, который состоит из реакторов идеального смешения и идеального вытеснения. В реакторах проводится многостадийная реакция оксиэтилирования аммиака с избытком последнего. В статье приведено обоснование структуры химико-технологической системы. Сформулирована задача оптимизации, а также критерий оптимальности с заданными ограничениями. Приведены математические модели аппаратов, которые могут быть использованы при разработке системы управления, а также формулы вычисления степени превращения ведущего реагента – оксида этилена. Решение задачи оптимизации предложено осуществлять путем исследования влияния соотношения потоков исходных реагентов, величины рецикла моноэтаноламина и значений структурных параметров на состав реакционной смеси на выходе системы.

Ключевые слова: реакторный узел, последовательно-параллельная реакция, этаноламины, гибкость, оптимизация, структурный параметр, соотношение расходов исходных веществ, состав реакционной смеси.

OPTIMIZATION OF THE STRUCTURE OF THE REACTOR UNIT FOR THE SYNTHESIS OF ETHANOLAMINES

Labutin A.N., Bodrov A.A.

Labutin Alexander Nikolaevich, Bodrov Alexander Andreevich
Ivanovo State University of Chemistry and Technology,
Ivanovo, Russia. 153000, Ivanovo region, Ivanovo, Sheremetevsky ave., 7.
E-mail: lan@isuct.ru, bodrovezis@mail.ru

The paper solves the problem of optimizing the structure of the reactor unit for the synthesis of ethanolamines in order to save energy and resources. The synthesis process takes place in a reactor unit, which consists of reactors of ideal mixing and ideal displacement. In reactors, a multi-stage reaction of ammonia oxyethylation with an excess of the latter is carried out. The article provides a justification for the structure of the chemical technology system. The optimization problem is formulated, as well as the optimality criterion with specified constraints. Mathematical models of devices that can be used in the development of a control system are presented, as well as formulas for calculating the degree of conversion of the leading reagent, ethylene oxide. It is proposed to solve the optimization problem by studying the effect of the ratio of the fluxes of the initial reagents, the magnitude of the monoethanolamine recycle and the values of structural parameters on the composition of the reaction mixture at the outlet of the system.

Keywords: reactor unit, series-parallel reaction, ethanolamines, flexibility, optimization, structural parameter, ratio of feedstock costs, composition of the reaction mixture.

Этаноламины (ЭА) широко используются в различных отраслях промышленности в качестве абсорбентов «кислых» газов, а также как исходные реагенты в технологиях органического синтеза [1, 2].

Одним из распространённых способов получения ЭА является реализация безводного жидкофазного взаимодействия оксида этилена (ОЭ) и аммиака (NH_3) в каскаде реакторов смешения и вытеснения [3-5]:

$$A + B \xrightarrow{k_1} P_1, A + P_1 \xrightarrow{k_2} P_2, A + P_2 \xrightarrow{k_3} P_3,$$

где А и В – исходные реагенты: ОЭ и NH₃, P₁, P₂, P₃ – продукты реакции: моно- (МЭА), ди- (ДЭА) и триэтаноламин (ТЭА), соответственно. Реакция проводится в большом избытке аммиака при температуре 50÷80°С и давлении 1,5÷3,5МПа. Кинетика реакции описывается уравнениями [4, 6]:

$$W_1 = k_1 C_A, W_2 = k_2 C_A C_{P1}, W_3 = k_3 C_A C_{P2},$$

где C_A, C_{P1}, C_{P2} – концентрации ОЭ, МЭА, ДЭА, соответственно,

k_i, i = 1, 3 – константы скорости соответствующей стадии. Процесс в настоящее время проводят в каскаде последовательно соединённых реакторов смешения (РИС) и вытеснения (РИВ) с подачей исходных реагентов в РИС. В реакторы подаётся так же рециркуляционный поток МЭА со стадии разделения. Производство функционирует в условиях изменяющегося спроса на те или иные продукты реакции и требования полного превращения оксида этилена.

Ввиду этого возникает необходимость изменять соотношение продуктов реакции в смеси на выходе системы, то есть необходимость управлять селективностью процесса по продуктам реакции. Гибкость технологической схемы (ТС), позволяющая управлять процентным соотношением продуктов, обеспечивается варьированием величины рециркуляционного потока МЭА, соотношением расходов исходных веществ [6, 7]. Для повышения гибкости ТС предлагается организовать параллельно-последовательное соединение реакторов по отношению к потоку ОЭ, то есть параллельно-последовательную подачу оксида этилена в аппараты, с точки зрения теории химических реакторов это позволит в более широком диапазоне изменять соотношение продуктов реакции при общем выпуске [8, 9,12,13].

Предлагаемая структура ТС представлена ниже (рис. 1):

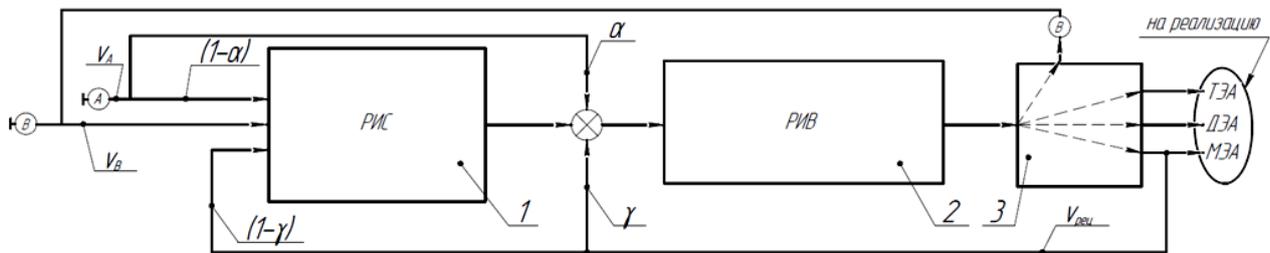


Рис. 1. Структура гибкой ТС производства ЭА:

1 – реактор идеального смешения; 2 – реактор идеального вытеснения; 3 – стадия разделения

Fig. 1. Structure of flexible vehicle produced by EA:

1 – ideal mixing reactor; 2 – plug-flow reactor; 3 – separation stage

На рис. 1 обозначено: v_A, v_B, v_{реци} – расходы ОЭ, аммиака, рециркуляционного потока МЭА, соответственно; α – структурный параметр, определяющий долю байпасного потока ОЭ; γ – структурный параметр, определяющий долю рециркуляционного потока МЭА, направляемую в РИВ.

Задача оптимизации формулируется следующим образом: при заданной нагрузке по ключевому исходному реагенту А – v_A, объёме реакторов и заданной температуре необходимо определить расход реагента В, величину рециркуляционного потока МЭА – v_{реци}, структурные параметры α и γ, обеспечивающие состав продуктов реакции на реализацию наиболее близкий к требуемому, который определяется рыночным спросом. В качестве ограничения выступает степень превращения ОЭ – X_A=100%. Управляющими – оптимизируемыми технологическими переменными являются: соотношение расходов исходных реагентов β=v_B:v_A, которое варьируется путем изменения

расхода аммиака (v_B) и приводит к изменению времени пребывания реакционной смеси в реакторах; величина рециркуляционного потока МЭА (v_{реци}) и структурные параметры α и γ.

Критерий оптимальности можно представить в виде [8, 10, 11]:

$$R = \left(\frac{m_1 - m_1}{m_1}\right)^2 + \left(\frac{m_2 - m_2}{m_2}\right)^2 + \left(\frac{m_3 - m_3}{m_3}\right)^2, (2)$$

где m_i, m_i – заданное и расчётное содержание i – ого продукта в реакционной смеси на выходе системы после отбора рециркуляционного потока МЭА. Управляющие переменные должны обеспечить минимум критерия оптимальности (2) при соблюдении сформулированных ограничений:

$$\{\beta, v_{реци}, \alpha, \gamma\} = \arg \min_{\beta, v_{реци}, \alpha, \gamma} R (3)$$

при X_A=100%.

Очевидно, что обеспечить точное равенство $m_i = \dot{m}_i$ для всех продуктов реакции невозможно, так как на процесс накладываются ограничения в виде кинетических закономерностей реакции, гидродинамической структуры потоков в аппаратах. В месте с тем решение задачи (3) будет означать определение энерго- и ресурсосберегающего режима, при котором в максимальной

$$X_{A.ИС} = \frac{v_A(1 - \alpha)C_{A.вх} - (v_A(1 - \alpha) + v_B + v_{рец})(1 - \gamma)C_A}{v_A(1 - \alpha)C_{A.вх}} \cdot 100\% \quad (4)$$

Модель статики реактора вытеснения:

$$\begin{cases} \frac{dC_{A.ИВ}}{d\bar{\tau}} = -k_1 C_{A.ИВ} - k_2 C_{A.ИВ} C_{P1.ИВ} - k_3 C_{A.ИВ} C_{P2.ИВ}, \\ \frac{dC_{P1.ИВ}}{d\bar{\tau}} = k_1 C_{A.ИВ} - k_2 C_{A.ИВ} C_{P1.ИВ}, \\ \frac{dC_{P2.ИВ}}{d\bar{\tau}} = k_2 C_{A.ИВ} C_{P1.ИВ} - k_3 C_{A.ИВ} C_{P2.ИВ}, \\ \frac{dC_{P3.ИВ}}{d\bar{\tau}} = k_3 C_{A.ИВ} C_{P2.ИВ}, \end{cases} \quad (5)$$

где $\bar{\tau}$ – время пребывания реакционной смеси в аппарате.

Граничные условия:

$$\begin{aligned} C_{A.ИВ}|_{\tau=0} &= \frac{v_A(1 - \alpha) + v_B + v_{рец}(1 - \gamma)}{v_A + v_B + v_{рец}} C_A + \frac{v_A \cdot \alpha}{v_A + v_B + v_{рец}} C_{A.вх}, \\ C_{P1.ИВ}|_{\tau=0} &= \frac{v_A(1 - \alpha) + v_B + v_{рец}(1 - \gamma)}{v_A + v_B + v_{рец}} C_{P1} + \frac{v_{рец} \cdot \gamma}{v_A + v_B + v_{рец}} C_{P1.чист}, \\ C_{P2.ИВ}|_{\tau=0} &= \frac{v_A(1 - \alpha) + v_B + v_{рец}(1 - \gamma)}{v_A + v_B + v_{рец}} C_{P2}, \\ C_{P3.ИВ}|_{\tau=0} &= \frac{v_A(1 - \alpha) + v_B + v_{рец}(1 - \gamma)}{v_A + v_B + v_{рец}} C_{P3}. \end{aligned} \quad (6)$$

Степень превращения оксида этилена на выходе из реакторного узла (X_A) рассчитывается так:

$$X_A = \frac{v_A C_{A.вх} - (v_A + v_B + v_{рец}) C_{A.ИВ}}{v_A \cdot C_{A.вх}} \cdot 100\% \quad (7)$$

Критерий оптимальности зависит от варьируемых переменных в неявной форме. Поэтому на каждом шаге расчёта экстремума R необходим расчёт химико-технологической системы (ХТС), который занимает большую часть вычислительных действий. Кроме того, существует интервальная неопределённость в задании величины \dot{m}_i .

Поэтому целесообразно провести предварительный анализ влияния варьируемых параметров на процентное соотношение продуктов. По результатам данного анализа можно сформулировать не оптимальные, а рациональные значения структурных параметров для различных ситуаций со спросом на продукты реакции.

Для решения этой задачи разработан алгоритм расчёта ХТС с рециклом МЭА, который программно реализован в среде Mathcad.

степени удовлетворяется спрос на продукты реакции [8, 11,14,15]. Для решения задачи (3) разработана математическая модель элементов ТС, позволяющая определять состав реакционной смеси на входе и выходе аппаратов и степень превращения ОЭ.

Степень превращения ОЭ на выходе РИС ($X_{A.ИС}$) вычисляется так:

Процедура анализа эффективности ХТС предполагает декомпозицию общей задачи оптимизации (3) на этапы исследования влияния каждой оптимизирующей переменной на состав продуктов на выходе ХТС. Расчёты проводились при следующих базовых значениях режимно-технологических параметров (таблица 1).

Константы скоростей стадий реакций рассчитывались по следующим зависимостям [4, 5,16]:

Результаты исследования влияния соотношения потоков исходных реагентов на соотношение продуктов в реакционной смеси на выходе реакторного узла при заданном v_A представлены ниже.

Из графиков видно, что при увеличении β растёт доля более «лёгкого» продукта – МЭА, а доля самого «тяжёлого» продукта – ТЭА уменьшается.

Базовые значения режимно-технологических параметров
Table 1. Basic values of operating and technological parameters

№ п/п	Наименование параметра	Обозначение	Значение	Единицы измерения
1	Расход ОЭ	v_A	21,10	л/мин
2	Расход аммиака	v_B	160,20	л/мин
3	Концентрация ОЭ на входе в ХТС	$C_{A,вх}$	20	моль/л
4	Объём РИС	$V_{ИС}$	18000	л
5	Объём РИВ	$V_{ИВ}$	11000	л
6	Температура проведения реакции	t	77	°С
7	Концентрация МЭА в рециркуляционном потоке	$C_{P1,чист}$	16,51	моль/л
8	Плотность реакционной смеси	$\rho_{см}$	736,80	г/л

$$\begin{aligned}
 k_1 &= \frac{1}{60} 1,615 \cdot 10^9 \cdot e^{\frac{-59400}{R_T \cdot (T_K+t)}} = 0,037 \frac{1}{\text{мин}}, \\
 k_2 &= \frac{1}{60} 2,977 \cdot 10^9 \cdot e^{\frac{-64500}{R_T \cdot (T_K+t)}} = 0,012 \frac{\text{л}}{\text{моль} \cdot \text{мин}}, \\
 k_3 &= \frac{1}{60} 1,517 \cdot 10^9 \cdot e^{\frac{-63000}{R_T \cdot (T_K+t)}} = 0,009 \frac{\text{л}}{\text{моль} \cdot \text{мин}}.
 \end{aligned}
 \tag{8}$$

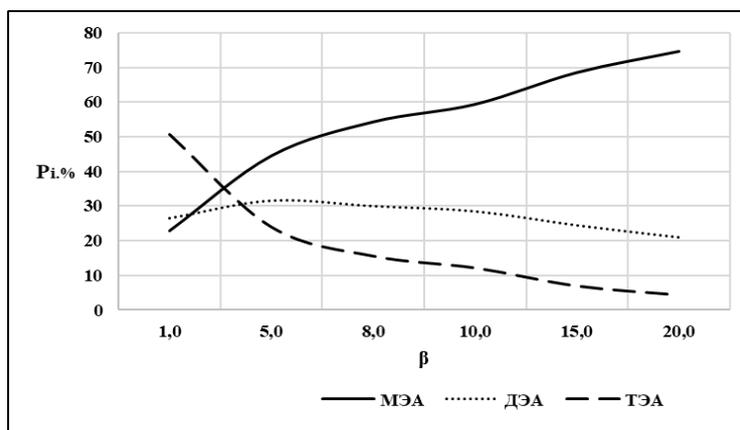


Рис. 2. Зависимость состава реакционной смеси на выходе реакторного узла от β , $v_A=21.1$ л/мин, $v_{\text{рец}}=0$, $\alpha=0$
Fig. 2. Dependence of the composition of the reaction mixture at the outlet of the reactor unit on β , $v_A=21.1$ l/min, $v_{\text{рец}}=0$, $\alpha=0$

Это объясняется тем, что МЭА не успевает прореагировать по второй и третьей стадии реакции, ввиду уменьшения времени пребывания [9]. Выберем в качестве оптимального значения $\beta=8$, так как при дальнейшем увеличении β существенно возрастают энергозатраты на выделение NH_3 из реакционной смеси. Результаты исследования влияния величины байпаса потока оксида этилена (α) представлены на рис. 3. Из графиков видно, что при увеличении α растёт доля МЭА, а доля ТЭА уменьшается. Например, при $\alpha=0,9$ наблюдается такое соотношение продуктов: МЭА=62,8%:

ДЭА=29,5%: ТЭА=7,8%. Данное соотношение близко к случаю, когда $\alpha=0$ и $\beta=10$. Это обстоятельство говорит о том, что, меняя всего лишь величину байпасного потока ОЭ, можно добиться практически того же соотношения продуктов, что и при увеличении расхода аммиака, а значит варьирование α – это менее энергозатратный способ получения необходимого соотношения продуктов реакции, так как не требует энергозатрат на удаление NH_3 из реакционной смеси. Результаты исследования влияния величины рециркуляционного потока МЭА ($v_{\text{рец}}$) при подаче его в РИС ($\gamma=0$) представлены на рис. 4.

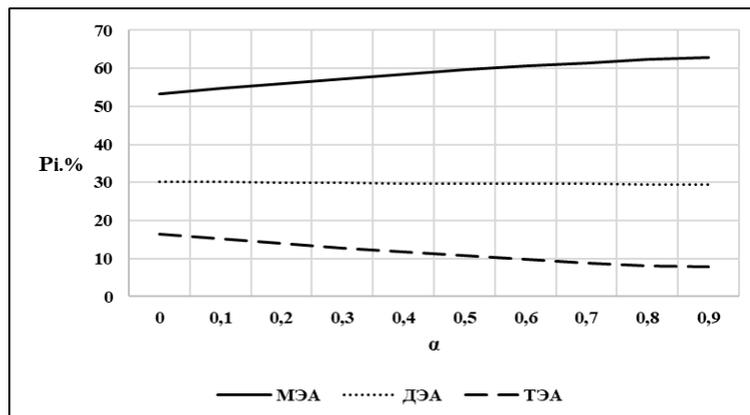


Рис. 3. Зависимость состава реакционной смеси на выходе реакторного узла от величины байпаса ОЭ:

$v_A=21.1$ л/мин, $v_{\text{рец}}=0$, $\beta=8$

Fig. 3. Dependence of the composition of the reaction mixture at the outlet of the reactor unit on the value of the bypass ethylene oxide:

$v_A=21.1$ l/min, $v_{\text{рец}}=0$, $\beta=8$

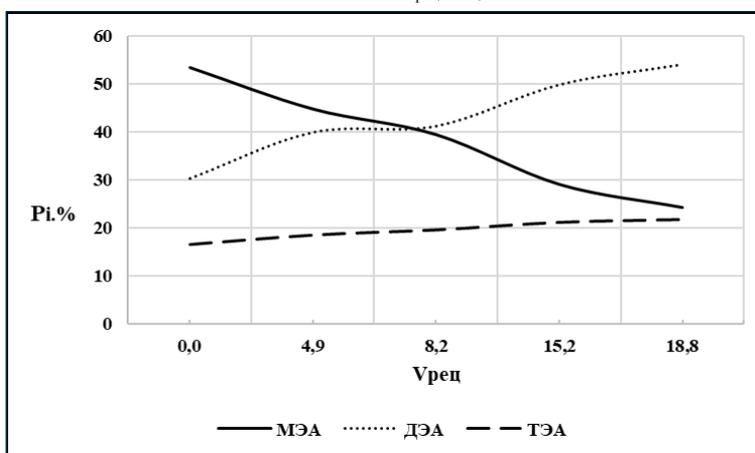


Рис. 4. Зависимость состава реакционной смеси на выходе реакторного узла от величины расхода рециркуляционного потока

МЭА: $v_A=21.1$ л/мин, $\beta=8$, $\alpha=0$, $\gamma=0$

Fig. 4. Dependence of the composition of the reaction mixture at the outlet of the reactor unit on the value of the recirculation flow rate

of MEA: $v_A=21.1$ l/min, $\beta=8$, $\alpha=0$, $\gamma=0$

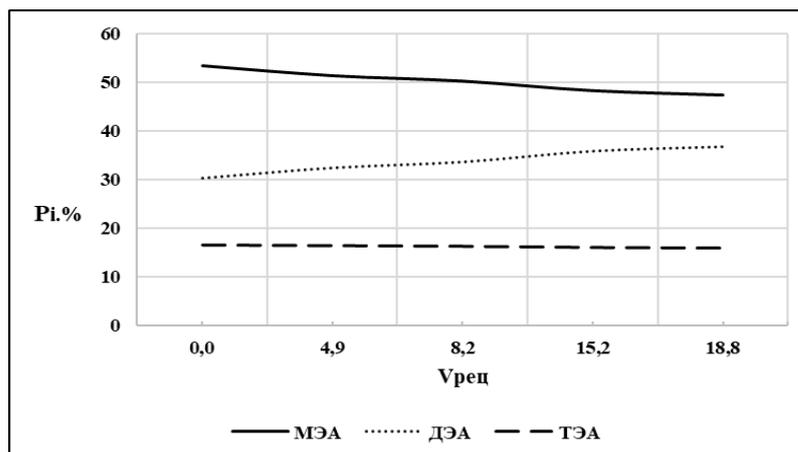


Рис. 5. Зависимость состава реакционной смеси на выходе реакторного узла от величины расхода рециркуляционного потока

МЭА: $v_A=21.1$ л/мин, $\beta=8$, $\alpha=0$, $\gamma=1$

Fig. 5. Dependence of the composition of the reaction mixture at the outlet of the reactor unit on the value

of the recirculation flow rate of MEA: $v_A=21.1$ l/min, $\beta=8$, $\alpha=0$, $\gamma=1$

Из графиков видно, что при увеличении рециркуляционного потока в РИС доля МЭА, а доля ДЭА уменьшается, а доли ДЭА и МЭА, напротив, увеличиваются.

Например, при $v_{\text{рец}}=18,8\text{л/мин}$, соотношение продуктов получилось следующее:

МЭА=24,3%:ДЭА=54%:ТЭА=21,7%.

Ниже представлены результаты исследова-

ния влияния величины рециркуляционного потока МЭА ($v_{\text{рец}}$) при подаче его в РИВ ($\gamma=1$) (рис. 5).

Из графиков видно, что с увеличением рециркуляционного потока растёт доля ДЭА, а доля ТЭА уменьшается, но здесь $v_{\text{рец}}$ влияет на данный показатель значительно ввиду того, что время пребывания компонентов в РИВ меньше, чем в РИС, и МЭА не успевает прореагировать с ДЭА.

Таблица 2

Таблица с вариантами состава реакционной смеси в общем выпуске этаноламинов
Table 2. Table with options for the composition of the reaction mixture in the general production of ethanolamines

Наименование продуктов	Соотношение продуктов в общем выпуске, %	
	I вариант	II вариант
МЭА	28	62
ДЭА	58	27
ТЭА	14	11

Из работ [3, 4] известно, что на рынке наиболее часто пользуется спросом смесь этаноламинов, состав которой представлен в таблице 2.

Данные варианты состава обеспечиваются при следующих значениях структурных параметров:

I вариант:

$\beta=8$; $v_{\text{рец}}=18,8\text{л/мин}$; $\alpha=0,5$; $\gamma=0,5$.

Соотношение продуктов реакции в общем выпуске при данных структурных параметрах: МЭА=31,8%:ДЭА=53,5%:ТЭА=14,7%.

II вариант:

$\beta=8$; $v_{\text{рец}}=0$; $\alpha=0,7$.

Соотношение продуктов реакции в общем выпуске при данных структурных параметрах: МЭА=61,5%:ДЭА=29,6%:ТЭА=8,9%.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Разработана процедура анализа эффективности, в которой используется математическая модель системы. Разработаны программные средства, реализующие расчёт ХТС. С использованием предложенной процедуры анализа эффективности реакторной системы возможно определить значения оптимизирующих переменных с некоторой (малой) погрешностью требуемый состав реакционной смеси на выходе системы.

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. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза: Учебник для вузов. 4-е изд., перераб. и доп. М.: Альянс, 2013. 592 с.
2. Адельсон С.В., Вишнякова Т.П., Пушкин Я.М. Технология нефтехимического синтеза: Учеб. для вузов. 2-е изд. М.: Химия. 1985. 608 с.
3. Сажин С.Г., Пенкин К.В. Блок синтеза этаноламинов и его математическая модель для задачи управления процессом. *Фундаментальные исследования*. 2013. №11. Ч. 6. С. 1147-1149.
4. Сажин С.Г., Пенкин К.В. Математическая модель реактора-смесителя стадии синтеза этаноламинов. *Современные проблемы науки и образования*. 2010. № 6. 6 с.
5. Пенкин К.В., Сажин С.Г. Технологический процесс производства этаноламинов и его особенности как объекта управления. *Современные наукоемкие технологии*. 2013. № 2. С. 29-32.
6. Саутин С.Н., Пунин А.Е., Хартман К. и др. Методы синтеза реакторных подсистем ХТС. Ленинград: ЛТИ, 1986. 85 с.

REFERENECES

1. Lebedev N.N. Chemistry and technology of basic organic and petrochemical synthesis: Textbook for universities. 4th ed., pererab, and additional. M.: Alliance, 2013. 592 p.
2. Adelson S.V., Vishnyakova T.P., Pushkin Ya.M. Technology of petrochemical synthesis: Textbook for universities. 2nd ed. M.: Chemistry. 1985. 608 p.
3. Sazhin S.G., Penkin K.V. Ethanolamine synthesis unit and its mathematical model for the process control problem. *Fundamental research*. 2013. N 11. Part 6. P. 1147-1149.
4. Sazhin S.G., Penkin K.V. Mathematical model of a mixing reactor at the stage of synthesis of ethanolamines. *Modern problems of science and education*. 2010. N 6. 6 p.
5. Penkin K.V., Sazhin S.G. The technological process of ethanolamine production and its features as an object of management. *Modern high-tech technologies*. 2013. N 2. P. 29-32.
6. Sautin S.N., Punin A.E., Hartman K. et al. Methods of synthesis of reactor subsystems of HTS. Leningrad: LTI, 1986. 85 p.

7. **Невиницын В.Ю., Лабутин А.Н., Девятьяров А.Н., Волкова Г.В.** Оптимизация реакторного узла для проведения жидкофазных последовательно-параллельных реакций. *Современные наукоемкие технологии*. 2023. № 1(73). С. 47-53.
8. **Гордеев Л.С., Лабутин А.Н., Гордеева Е.Л.** Синтез оптимальных ресурсосберегающих реакторных систем. *Теоретические основы химической технологии*. 2014. Т. 48. № 5. С. 637-643.
9. **Левеншпиль О.** Инженерное оформление химических процессов. М.: Химия. 1969. 624 с.
10. **Лабутин А.Н.** Оптимизация гибких многопродуктовых реакторных систем непрерывного типа. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 1999. Т. 42. Вып. 1. С. 117-122.
11. **Xie, M., Freund, H.** Fast synthesis of optimal chemical reactor networks based on a universal system representation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. 2018. Volume 123. P. 280-290. DOI:10.1016/j.cep.2017.11.011.
12. **Блиничев В.Н., Постникова И.В., Воробьев С.В., Колобов М.Ю., Зуева Г.А.** Интенсификация процесса разрушения поликомпонентных материалов. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2022. Т. 65. Вып. 1. С. 109-115. DOI:10.6060/ivkkt.20226501.6357.
13. **Блиничев В.Н., Лабутин А.Н. и др.** Проблемы разработки энерго- и ресурсосберегающих процессов, реакторных систем и оборудования интенсивного действия, моделирования и оптимального управления. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2023. Т. 66. Вып. 7. С. 185-202. DOI:10.6060/ivkkt.20236607.6845j
14. **Беляев И.А., Постникова И.В.** Полусухие и сухие способы обогащения бедных фосфоритовых руд. *Современные наукоемкие технологии. Региональное приложение*. Иваново, 2017. №3 (51). С. 67-74.
15. **Липин А.Г., Небукин В.О., Липин А.А.** Оценка степени покрытия при капсулировании зернистых материалов в псевдооживленном слое. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2019. Т. 62, № 5. С. 84-90
16. **Покровский А.А., Киселев В.В., Колобов М.Ю.** Разработка мобильного комплекса для сушки напорных пожарных рукавов. *Современные наукоемкие технологии. Региональное приложение*. 2021. № 3 (67). С. 77-83. DOI:10.6060/snt.20216703.00011
7. **Nevinitsyn V.Yu., Labutin A.N., Devetyarov A.N., Volkova G.V.** Optimization of the reactor unit for conducting liquid-phase series-parallel reactions. *Modern high-tech technologies*. 2023. N 1(73). P. 47-53.
8. **Gordeev L.S., Labutin A.N., Gordeeva E.L.** Synthesis of optimal resource-saving reactor systems. *Theoretical foundations of chemical technology*. 2014. Vol. 48. N 5. P. 637-643.
9. **Levenshpil O.** Engineering design of chemical processes. M.: Chemistry. 1969. 624 p.
10. **Labutin A.N.** Optimization of flexible multiproduct reactor systems of continuous type. *Izv. universities. ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 1999. V. 42. N 1. P. 117-122.
11. **Xie, M., Freund, H.** Fast synthesis of optimal chemical reactor networks based on a universal system representation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. 2018. Volume 123. P. 280-290. DOI: 10.1016/j.cep.2017.11.011.
12. **Blinichev V.N., Postnikova I.V., Vorobyev S.V., Kolobov M.Yu., Zueva G.A.** Intensification of the process of destruction of polycomponent materials. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 2022. V. 65. N 1. P. 109-115. DOI: 10.6060/ivkkt.20226501.6357.
13. **Blinichev V.N., Labutin A.N. et al.** Problems of development of energy- and resource-saving processes, reactor systems and equipment of intensive action, modeling and optimal control. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 2023. V. 66. N 7. P. 185-202. DOI: 10.6060/ivkkt.20236607.6845j
14. **Belyaev I.A., Postnikova I.V.** Semi-dry and dry methods of enrichment of poor phosphorite ores. *Modern high-tech technologies. Regional application*. Ivanovo, 2017. N 3 (51). P.67-74.
15. **Lipin A.G., Nebukin V.O., Lipin A.A.** Evaluation of coverage when encapsulating granular materials in a fluidized bed. *News of higher educational institutions. ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 2019. V. 62. N 5. P. 84-90.
16. **Pokrovsky A.A., Kiselev V.V., Kolobov M.Yu.** Development of a mobile complex for drying pressure fire hoses. *Modern high technology. Regional application*. 2021. N 3 (67). P. 77-83. DOI:10.6060/snt.20216703.00011

Поступила в редакцию 10.05.2024
 Принята к опубликованию 10.07.2024
 Received 10.05.2024
 Accepted 10.07.2024