

DOI: 10.15593/2224-9400/2017.1.01

УДК 66.012-52

**А.Г. Шумихин, С.Н. Кондрашов,
Д.А. Мельков, М.П. Зорин**

Пермский национальный исследовательский
политехнический университет, Пермь, Россия

АНАЛИТИЧЕСКИЙ ОБЗОР НАУЧНЫХ РАБОТ ПО ПРОБЛЕМАМ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ, ИДЕНТИФИКАЦИИ И УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ПРОЦЕССАМИ В ПРОИЗВОДСТВЕ ФОРМАЛИНА

Представлен аналитический обзор научных работ по проблемам математического моделирования, идентификации и управления технологическими процессами в производстве формалина.

При анализе особенностей процесса производства формалина установлено, что технологические процессы производства формалина характеризуются непрерывностью, токсичностью сырья, продукта и отходящих абгазов, пожаровзрывоопасностью, большим количеством технологических параметров, дрейфом параметров стадии синтеза формальдегида, большим временем пребывания поглощаемых компонентов в абсорбционных аппаратах.

В обзоре методов математического моделирования технологических процессов производства формалина показано, что эмпирические модели химико-технологических процессов могут быть непосредственно использованы в адаптивных алгоритмах оптимизации и управления производством формалина, в то время как теоретические математические модели целесообразно использовать для совершенствования аппаратно-технологического оформления процессов и получения упрощенных моделей управления при разработке подобных алгоритмов.

На основании проведенного анализа методов и алгоритмов идентификации объектов управления сделан вывод, что при разработке алгоритмов управления и оптимизации производства формалина для качественной и быстрой адаптации параметров моделей управления следует ориентироваться на использование алгоритмов идентификации на основе рекуррентного метода наименьших квадратов, в том числе упрощенного варианта Качмажа.

Анализ состояния и основных проблем автоматизации управления технологическими процессами в производстве формалина показал, что в рассмотренных системах управления проблема автоматического адаптивного управления процессом синтеза формальдегида не решена; в процессе синтеза формальдегида с подачей дополнительного потока воздуха в контактный аппарат

существует проблема увеличения выхода формальдегида с сохранением селективности основной реакции; в процессе многоступенчатой абсорбции формальдегида водой существует проблема стабилизации содержания воды в продукте и углеродсодержащих компонентов в абгазах с одновременной минимизацией энергозатрат на проведение процесса; для разработки алгоритмов оптимизации и управления производством формалина целесообразно использовать эмпирические модели химико-технологических процессов. Такие модели могут быть получены путем эксперимента либо непосредственно на объекте управления, либо на теоретических математических моделях процесса с последующей коррекцией в процессе управления производством.

На основании проведенного аналитического обзора сформулированы задачи исследования.

Ключевые слова: *производство формалина, технологический процесс, синтез формальдегида, контактный аппарат, абсорбция формальдегида, математическая модель, алгоритм идентификации, автоматическое управление, задачи исследования.*

**A.G. Shumikhin, S.N. Kondrashov,
D.A. Melkov, M.P. Zorin**

Perm National Research Polytechnic University, Perm, Russian Federation

ANALITICAL REVIEW OF SCIENTIFIC PAPERS ON THE MATHEMATICAL MODELING IDENTIFICATION AND CONTROL OF TECHNOLOGICAL PROCESSES IN THE PRODUCTION OF FORMALIN

The article presents an analytical review of scientific papers on the mathematical modeling, identification and control of technological processes in the production of formalin.

In analyzing the characteristics of the process of production of formalin is stated, that formalin technological production processes are characterized by continuity toxicity of raw materials, product and exhale off gases, fire and explosion hazard a large number of process parameters, the parameters drift formaldehyde synthesis stage a great time staying absorbed components in the absorption apparatus.

In a review of methods of mathematical modeling of technological processes of production of formalin is shown, that the empirical models of chemical-engineering processes can be directly used in adaptive algorithms, optimization and control of formalin production. At the same time the theoretical mathematical models should be used to improve the design of hardware and technology processes and produce simplified management models in the development of these algorithms.

Based on the analysis methods and algorithms for the identification of objects of management is concluded that the development of algorithms for the management and optimization of the production of formalin for quality and quick adaptation of parameters control of models you should focus on the use of identification algorithms based on the recurrence of MNCs, including a simplified version of Kachmazh.

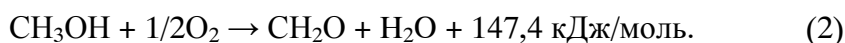
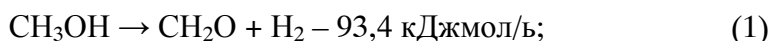
Analysis of the state and the main problems of automation of technological processes in the production of formalin has shown that in the considered problem of automatic control systems, adaptive control of formaldehyde synthesis process is not solved. There is a problem of increasing output preserving formaldehyde selectivity of the main reaction during synthesis of formaldehyde with supply of additional air flow into the contact device. There is a problem of stabilizing the water content of the product and carbon components in the off gases, while minimizing the energy consumption for conducting water absorption formaldehyde multistage process; for the development of the production optimization and control algorithms formalin is advisable to use empirical models of chemical-engineering processes. Such models can be obtained by experiment, or directly on the control object or a theoretical mathematical models, with the subsequent correction process in the production control process.

Research objectives are formulated on the bases of our analytical review.

Keywords: *production of formalin, technological process, synthesis of formaldehyde, contact apparatus, absorption of formaldehyde, a mathematical model, algorithm of identification, automatic control, objectives of the research.*

Технологические особенности процесса производства формалина

Основным производственным методом получения формалина во всем мире уже много лет является каталитическое окисление метанола кислородом воздуха с получением формальдегида и дальнейшей его абсорбцией до формалина. Процесс протекает на металлических, в настоящее время (в основном) серебряных катализаторах. Собственно, образование формальдегида осуществляется в результате протекания параллельных реакций простого и окислительного дегидрирования метанола:



Наряду с этими реакциями в системе протекает целый комплекс побочных превращений. Суммарный тепловой эффект всех реакций

положителен и в условиях технологического процесса составляет 90–110 кДж/моль [1].

В промышленном процессе получения формалина обычно выделяют три основные стадии:

- 1) приготовление спиртоводородной реакционной смеси;
- 2) каталитический синтез;
- 3) абсорбция формальдегида.

Формалин после абсорбции может подвергаться ректификации с целью уменьшения содержания в нем метанола и увеличения содержания формальдегида.

Принципиальная схема агрегата формалина [2] приведена на рис. 1.

В спиртоиспаритель 1 поступает смесь метанола L1 и воды L2, где она испаряется при температуре 338–360 К. После спиртоиспарителя спиртоводная смесь G1 смешивается с воздухом G2 и нагретая в теплообменнике 2 до температуры 383–413 К в виде спиртоводородной смеси G3 поступает в контактный аппарат 3, где на катализаторе 4 при температуре 923–1023 К происходит синтез формальдегида. Контактные газы G4, охладившись в подконтактном холодильнике 5 до температуры 393–413 К, поступают на стадию абсорбции. Газы G4, G5, G6 последовательно проходят абсорберы 6, 7, 8 и отводятся на факел G7. Абсорберы орошаются слабым формалином L3, бедным формалином L4, конденсатом L5 и рециркулирующей жидкостью L6, L7, L8. Рециркулирующая жидкость охлаждается в выносных теплообменниках 9, 10, 11 хладагентом L9, L10, L11. Готовый 37%-ный формалин L12 отводится в товарный парк. Процесс ведется под небольшим избыточным давлением $1,65 \cdot 10^5$ Па по непрерывной технологии. Основной режим работы агрегата – статический.

К особенностям процесса производства формалина относятся [2]:

1. Токсичность сырья, продукта и отходящих абсорбционных газов. Метанол и формалин являются сильнодействующими ядами. Доза 30–50 г, принятая внутрь, смертельна. Предельно допустимая концентрация в воздухе рабочей зоны производственных помещений (по формальдегиду) – $0,5 \text{ мг/м}^3$. Содержание в отходящих абгазах формальдегида альдегида должно составлять не более $0,5 \text{ г/м}^3$, метанола – не более 5 г/м^3 .

2. Пожаровзрывоопасность. Температура самовоспламенения метанола 709 К, пределы взрываемости 7–73 % об. Для предотвращения образования пожаровзрывоопасной смеси воздух – метанол на входе

в контактный аппарат поступающий на агрегат метанол смешивают с водой в пропорции 70:30.

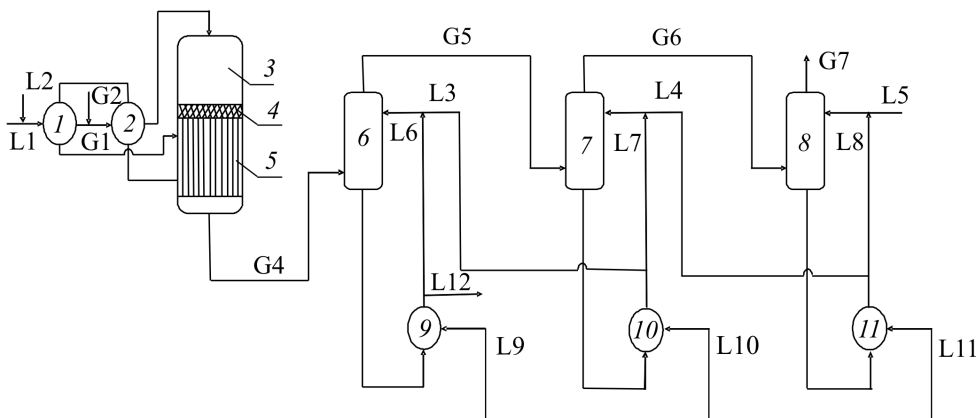


Рис. 1. Принципиальная схема агрегата формалина:

1 – спиртопреобразователь; 2 – теплообменник; 3 – контактный аппарат; 4 – катализатор; 5 – подконтактный холодильник; 6, 7, 8 – абсорберы; 9, 10, 11 – выносные теплообменники

3. Регулирование ведущего параметра процесса синтеза формальдегида – температуры контактного аппарата изменением параметров стадии приготовления реакционной смеси. В частности, при снижении выхода формальдегида температуру контактного аппарата повышают. Для этого уменьшают температуру метанольно-водной шихты в спиртоиспарителе, что вызывает уменьшение концентрации метанола в реакционной смеси. При неизменной подаче воздуха это ведет к ослаблению реакции дегидрирования (1) и повышению температуры контактного аппарата.

4. Многоступенчатая неизотермическая абсорбция формальдегида и метанола водой и слабым формалином. Процесс характеризуется высоким коэффициентом рецикла жидкой фазы ($R = 10 \div 30$) и большим временем пребывания поглощаемых компонентов в аппаратах ($\tau < 10$ ч).

5. Нестационарность характеристик процесса синтеза формальдегида вследствие снижения активности катализатора, что приводит к уменьшению массовой доли формальдегида в продукте. Снижение активности катализатора компенсируют повышением температуры контактного аппарата до 983 К, в случае невозможности получения при данной температуре кондиционного продукта катализатор подвергают регенерации.

Таким образом, технологические процессы производства формалина характеризуются непрерывностью, токсичностью сырья, продукта и отходящих абгазов, пожаровзрывоопасностью, большим количеством технологических параметров, дрейфом параметров стадии синтеза формальдегида, большим временем пребывания поглощаемых компонентов в абсорбционных аппаратах.

Математическое моделирование агрегатов формалина

Математические модели химико-технологических процессов можно разделить на две группы: теоретические физико-химические модели и эмпирические статистические модели.

Рассмотрим характерные особенности математических моделей первой группы относительно производства формалина. В работах [3, 4] описана математическая модель процесса синтеза формальдегида, представляющая собой систему уравнений материального и теплового балансов на зерне катализатора:

$$\begin{aligned} -\omega \frac{\partial \bar{X}}{\partial l} + b(\bar{Y} - \bar{X}) &= e \frac{\partial \bar{X}}{\partial t}; \\ -\omega \frac{\partial T}{\partial l} + \frac{a}{C_p} S_{\text{уд}} (T_3 - T) &= e \frac{\partial T}{\partial t}; \\ b(\bar{X} - \bar{Y}) - \bar{W} &= e_k (1 - e) \frac{\partial \bar{Y}}{\partial t}; \\ \frac{\lambda_k}{C_p} \frac{\partial^2 T_3}{\partial l^2} - \frac{a}{C_p} S_{\text{уд}} (T_3 - T) + \frac{1}{C_p} \sum_{j=1}^m (-\Delta H_j) W_j &= \frac{C_k}{C_p} (1 - e) \frac{\partial T_3}{\partial T}, \end{aligned} \quad (3)$$

где ω – линейная скорость газового потока; \bar{X} – вектор концентраций компонентов в потоке; \bar{Y} – вектор приповерхностных концентраций; \bar{W} – вектор скоростей превращения компонентов; T – температура в потоке; T_3 – температура зерна катализатора; ΔH_j , $j = \overline{1, m}$ – тепловой эффект j -й реакции; C_k – теплоемкость катализатора; C_p – теплоемкость газа; a – коэффициент теплоотдачи от поверхности зерна к потоку газа; λ_k – коэффициент теплопроводности слоя катализатора; $S_{\text{уд}}$ – удельная поверхность зернистого слоя; b – коэффициент массоотдачи; e_k – пористость зерна катализатора; e – пористость слоя катализатора.

Система уравнений (3) использовалась для оптимизации процесса неполного окисления метанола в формальдегид в реакторе с неподвижным слоем пемзосеребряного катализатора [5].

В работе [6] разрабатывалась модель комбинированного реактора окисления метанола в формальдегид с учетом наличия неравномерного профиля скорости, температуры и концентрации компонентов газового потока на входе в контактный слой, а также наличия в слое неоднородностей проницаемости и активности катализатора:

$$\begin{aligned} \frac{\partial P}{\partial z} = ueB; \quad \frac{\partial P}{\partial x} = veB; \quad \frac{\partial}{\partial z}(upe) + \frac{\partial}{\partial x}(vpe) = 0; \\ \lambda_z \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} + \lambda_x \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} - C_p \frac{\partial}{\partial z}(upet) - C_p \frac{\partial}{\partial x}(vpet) + (1-e) \sum_{j=1}^m (-\Delta H_j) W_j = 0; \\ D_z \frac{\partial^2 C_i}{\partial z^2} + D_x \frac{\partial^2 C_i}{\partial x^2} - \frac{\partial}{\partial z}(ueC_i) - \frac{\partial}{\partial x}(veC_i) + (1-e) \sum_{j=1}^m (V_{ij} W_j) = 0; \end{aligned} \quad (4)$$

$$p = \frac{p_0}{[1 + 0,0036(T - T_0)]}; \quad M = M_0 \frac{T_0 - 111}{T + 111} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}};$$

$$B = \frac{150M(1-e)^2}{d_3^2 e^3} + \frac{1,75p(1-e)}{d_3} \sqrt{(ue)^2 + (ve)^2},$$

где i – индекс вещества; j – индекс реакции; P – давление; z, X – продольная и поперечная координаты слоя; u, v – продольная и поперечная скорости; p_0, p – плотность реакционной смеси начальная и в слое катализатора; D, λ_z – эффективные коэффициенты диффузии и теплопроводности соответственно; T_0, T – температура реакционной смеси начальная и в слое катализатора; c_i – концентрации компонентов реакционной смеси в слое катализатора; V_{ij} – стехиометрический коэффициент i -го вещества в j -й реакции; M_0, M – вязкость реакционной смеси начальная и в слое катализатора; d_3 – диаметр зерна катализатора.

Система уравнений (4) использовалась для расчета параметрической чувствительности трубчатых и комбинированных реакторов, а также для оценки влияния широкого класса пространственных неоднородностей на характеристики каталитических процессов в аппаратах такого типа [7].

В работах [8, 9] авторами предложена универсальная математическая модель для предсказания поведения экспериментальных насадочных реакторов для частичного окисления метанола в формальдегид, используемая затем как эталон для сравнения эффективности различных форм моделей при практическом моделировании реактора:

$$\begin{aligned}
 e_p \frac{\partial C_s}{\partial t} &= D_c \frac{1}{x^2} \frac{\partial}{\partial x} \left(x^2 \frac{\partial C_s}{\partial x} \right) - R'(C_s, T_s); \\
 (1 - e_b)(pC_p)_s \frac{\partial T_s}{\partial t} &= (1 - e_b)\lambda \frac{1}{x^2} \frac{\partial}{\partial x} \left(x^2 \frac{\partial T_s}{\partial x} \right) + k_{sz} \frac{\partial^2 T_s}{\partial z^2} + k_{sr} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T_s}{\partial r} \right) + \\
 &+ (1 - e_b)(-\Delta H)R'(C_s, T_s); \tag{5}
 \end{aligned}$$

$$e_b \frac{\partial C_f}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 C_f}{\partial z^2} + D_r \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C_f}{\partial r} \right) - \frac{\partial(C_f v)}{\partial z} + S_v k_m (C_u - C_f);$$

$$e_b(pC_p)_f \frac{\partial T_f}{\partial t} = k_{fz} \frac{\partial^2 T_f}{\partial z^2} + k_{fr} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T_f}{\partial r} \right) - \frac{\partial(v p C_p v)_f}{\partial z} + S_v h_{fs} (T_u - T_f),$$

где e_p – пористость зерна катализатора; C_s – концентрация в твердой фазе; D – эффективный коэффициент диффузии; t – время; x – координата зерна катализатора; R' – скорость реакции; T_s – температура катализатора; e_b – пористость слоя катализатора; λ – коэффициент теплопроводности зерна катализатора; k_{sz} – коэффициент осевой теплопроводности слоя катализатора; z – осевая координата реактора; p_s – плотность катализатора; C_{ps} – теплоемкость катализатора; r – радиус реактора; k_{sr} – коэффициент радиальной теплопроводности слоя катализатора; $(-\Delta H)$ – теплота реакции; C_f – концентрация в газовой фазе; D_z – эффективный коэффициент осевой диффузии; v – объемная скорость; k_m – коэффициент массообмена; c_u – приповерхностная концентрация; P_f – плотность газовой фазы; C_{pf} – теплоемкость газовой фазы; k_{fz} – коэффициент осевой теплопроводности газовой фазы; k_{fr} – коэффициент радиальной теплопроводности газовой фазы; h_{fs} – коэффициент межфазного теплообмена; T_f – температура газового потока.

Анализ описанных выше теоретических математических моделей [3–9] с точки зрения применимости их для разработки алгоритмов управления показал следующее:

1. Модели достаточно полно отражают основные физико-химические закономерности технологических процессов производства формалина и при отсутствии возмущений (снижение активности регенерированного катализатора, изменения показателей качества, подаваемого в спиртоиспаритель метанола и т.п.) адекватны описываемым процессам.

2. В связи с тем, что возмущения – снижение активности катализатора, изменение показателей качества метанола и др. – постоянно воздействуют на процесс получения формалина, модель либо должна учитывать их в явном виде, что существенно усложняет математическое описание химико-технологических процессов производства формалина, либо использовать алгоритм адаптации параметров модели (предэкспоненциальных множителей, энергий активаций и стехиометрических коэффициентов) по экспериментальным данным. Эти вычислительные операции весьма трудоемки как из-за высокой размерности задачи, так и из-за нелинейной зависимости параметров модели, поэтому теоретические математические модели, в общем случае, нецелесообразно использовать в алгоритмах управления, их следует применять для проектирования аппаратов, оптимизации технологических схем, разработки упрощенных моделей управления [10].

Характерной особенностью эмпирических математических моделей технологических процессов производства формалина является следующее. В связи с отмеченной выше сложностью химико-технологических процессов для целей управления и оптимизации производства часто ограничиваются их упрощенным описанием в виде конечных уравнений. При это рассматривается математическое описание статических режимов работы производства. В общем случае целевой критерий оптимальности и управления процесса получения формалина Y – выход формальдегида зависит от ряда переменных процессов X_1, X_2, \dots, X_n . Между ними существует функциональная связь общего вида:

$$Y = f(X_1, X_2, \dots, X_n), \quad (6)$$

допускающая разложение в ряд Тейлора

$$Y = b_0 + \sum_{i=1}^n b_i x_i + \sum_{i,j=1}^n b_{ij} x_i x_j + \sum_{i=1}^n b_{ii} x_i^2 + \dots, \quad (7)$$

где Y – целевая функция; X_i, X_j – параметры процесса; b_0, b_1, b_{ij}, b_{ii} – коэффициенты регрессии.

При оптимизации и управлении технологическими процессами производства формалина используются как эмпирические уравнения на основе выражения (6), так и регрессионные зависимости на основе разложения целевой функции в ряд Тейлора (7). К первой группе относятся работы Дж. Уокера [11] и Г.Т. Щербаня [12] по определению выхода формальдегида в зависимости от состава абсорбционных газов:

формула Щербаня:

$$Y = \frac{1,05C_{H_2} + 0,563C_{N_2} - 3,07C_{CO_2} - 2,16C_{CO} - 0,8C_{CH_4} - 2,1C_{O_2}}{1,12C_{H_2} + 0,6C_{N_2} - 2,15C_{CO_2} - 1,17C_{CO} + 0,4C_{CH_4} - 2,25C_{O_2}} \cdot 100; \quad (8)$$

формула Уокера:

$$Y = 0,9375 \left[100 - 100 \left[\frac{C_{CO_2} + C_{CO} + C_{CH_4}}{2C_{CH_4} + C_{H_2} + 0,528C_{N_2} - 2C_{CO_2} - C_{CO} - 2C_{O_2}} \right] \right]. \quad (9)$$

где $C_i, i = \overline{1,6}$ – содержание i -го компонента в абсорбционных газах. Формулы (8), (9) использовались для определения оптимальных режимов работы реакторов и в системе управления производством формалина [13].

Среди работ, использующих регрессионные модели вида (7), следует отметить работу [14], в которой предложена модель, связывающая выход формальдегида с соотношением кислород/метанол на входе в контактный аппарат:

$$Y = K_0 + K_1X, \quad (10)$$

где Y – выход формальдегида; X – соотношение кислород/метанол; K_0, K_1 – коэффициенты регрессии.

Для адаптации модели (10) к снижению активности катализатора и другим возмущениям технологического процесса был использован алгоритм Качмажа [15]:

$$K_0(n) = K_0(n-1) + \frac{Y(n) - (K_0(n-1) + K_1(n-1)X(n))}{(Y(n) - \bar{Y}(n))^2 + 1 + (X(n))^2},$$

$$K_1(n) = K_1(n-1) + \frac{Y(n) - K_0(n-1) + K_1(n-1)X(n)}{(Y(n) - \bar{Y}(n))^2 + 1 + (X(n))^2} \cdot X(n); \quad (11)$$

$$\bar{Y}(n) = \frac{n-1}{n} \bar{Y}(n-1) + \frac{1}{n} Y(n), \quad n = 1, 2, 3, \dots,$$

где n – номер такта управления; Y – текущее значение выхода формальдегида; \bar{Y} – усредненное значение выхода формальдегида.

Модель (10) совместно с алгоритмом адаптации коэффициентов (11) была применена для оптимального управления производством формалина по каналу «соотношение кислород/метанол – выход формальдегида» [14].

Анализ эмпирических математических моделей химико-технологических процессов с точки зрения возможности их применения в АСУ производством формалина показывает:

1. Модели не отражают физико-химические закономерности процесса получения формалина так полно, как теоретические физико-химические модели. Эмпирические модели адекватны описываемому процессу только в узком диапазоне изменения параметров.

2. Адаптация параметров этих моделей не является затруднительной, для чего применяются, например, регрессионные методы идентификации. Кроме того, наблюдаемые показатели качества сырья и катализатора могут быть включены в модель в явном виде без ее существенного усложнения.

Таким образом, эмпирические модели химико-технологических процессов могут быть непосредственно использованы в адаптивных алгоритмах оптимизации и управления производством формалина, в то время как теоретические математические модели целесообразно использовать для совершенствования аппаратно-технологического оформления процессов и получения упрощенных моделей управления при разработке подобных алгоритмов.

Анализ методов и алгоритмов идентификации параметров объектов управления

В задачах управления технологическими процессами наиболее часто применяются алгоритмы идентификации параметров объекта управления (ОУ) на основе метода наименьших квадратов (МНК), а также различные варианты алгоритма стохастической аппроксимации.

Алгоритм рекуррентного МНК [16] позволяет уточнять оценки на каждом шаге поступления новых измерений ОУ и записывается в виде

$$C(n+1) = C(n) + P(n+1)^{-1} X(n+1) (Y(n+1) - X^T(n+1) C(n)); \quad (12)$$

$$P(n+1)^{-1} = P(n)^{-1} - (P(n)^{-1}X^T(n+1)) \times \\ \times (1 + X(n+1)P(n)^{-1}X^T(n+1))^{-1} (P(n)^{-1}X(n+1))^T, \quad (13)$$

где $C(n+1)$ – векторный параметр; n – дискретное время; $P(n+1)$ – матрица размером $(n+1) \times (n+1)$; $X(n+1)$ – вектор измерений входа объекта на $(n+1)$ -м такте; $Y(n+1)$ – измерение скалярного выхода объекта на $(n+1)$ -м такте.

Метод наименьших квадратов для последовательности наблюдений также является рекуррентным, т.е. решает задачу улучшения старой оценки $C(n)$. В этом алгоритме следующее значение вектора оценок параметров объекта выбирают как предыдущее, скорректированное на величину вектора разности между истинными параметрами объекта и их оценками $C(n)$:

$$C(n) = C(n-1) - \Gamma(n) \Delta C(n) = \\ = C(n-1) + \Gamma(n) (Y(n) - C(n-1)X(n)) (X(n)^T X(n))^{-1} X(n)^T, \quad (14)$$

где $\Gamma(n)$ – матрица усиления.

В работе [17] предложено использовать упрощенный одношаговый алгоритм ($n=1$), названный по имени автора алгоритмом Качмажа. В алгоритме используется уравнение (14), которое преобразуется к виду

$$C(n) = C(n-1) + \frac{Y(n) - C(n-1)X(n)}{X(n)^T X(n)} \cdot X(n)^T, \quad (15)$$

где $Y(n)$ – скалярный выход объекта; $X(n)$ – вектор наблюдений ОУ на n -м шаге; $C(n)$, $C(n-1)$ – векторы оценок параметров объекта на n -м и на $(n-1)$ -м шаге.

Популярность этого алгоритма объясняется небольшим количеством вычислений, необходимых для пересчета оценки при получении новых измерений, и небольшим объемом требуемой памяти при реализации этого алгоритма на ЭВМ. Кроме того, алгоритм (15) можно применять при наличии малых помех измерений и медленном дрейфе вектора параметров, получая при этом приемлемую точность оценок.

Характеристики алгоритма (15) существенно зависят от свойств вектора $X(n)$. Так, если векторы $X(1)$, $X(2)$, ..., $X(N)$ взаимно ортогональны, то ровно через N измерений будет получено точное значение искомого вектора C . Если же $X(n)$ является векторным белым шумом с независимыми компонентами и одинаковыми дисперсиями, то можно показать, что время сходимости равно $(4-5)N$. Рост временной корреляции в $X(n)$ приводит

к значительному увеличению времени сходимости алгоритма и, значит, ухудшает точность оценивания параметров при дрейфе.

В работе [15] предложен способ ускорения сходимости алгоритма Качмажа, который заключается во введении, наряду с основным алгоритмом, корректирующего алгоритма. Получающаяся при этом совокупность алгоритмов образует обобщенный алгоритм, имеющий вид

$$C(n) = C(n-1) + \frac{Y(n) - C(n-1)X(n)}{X^T(n)X(n)} \cdot X^T(n); \quad (16)$$

$$C(n-1) = C(n-1) + a(n)(C(n-2) - C(n-1)),$$

где

$$a(n) = \begin{cases} 1, & \text{если } P^2(C(n-2), C(n)) > P^2(C(n-2), C(n-1)), \\ 0 & \text{в противном случае,} \end{cases} \quad (17)$$

$$P^2(C(m), C(k)) = \frac{(Y(k) - C(m)X(k))^2}{X^T(k)X(k)}. \quad (18)$$

В работе [18] предложен быстродействующий робастный (малочувствительный к вариациям плотности распределения помех) алгоритм идентификации, позволяющий получить эффективные оценки параметров ОУ в условиях действия на ОУ нестационарных загрязненных гауссовых помех. Сущность алгоритма состоит в замене квадратичной функции потерь $F(e) = e^2$, где $e = Y - \bar{Y}$ – невязка выходных сигналов реального ОУ и модели, квадратично-линейной функции потерь

$$F(e) = \begin{cases} e^2, & |e| \leq \Delta, \\ |e|, & |e| > \Delta, \end{cases} \quad (19)$$

что приводит к следующему изменению алгоритма (15): величина невязки $e(n) = Y(n) - C(n-1)X(n)$ заменяется на величину ограниченной невязки $e_{\text{огр}}(n)$:

$$e_{\text{огр}}(n) = \begin{cases} e(n) & \text{при } |e(n)| \leq \Delta(n-1), \\ \Delta(n-1) \text{ sign } e(n) & \text{при } |e(n)| > \Delta(n-1), \end{cases} \quad (20)$$

где $\Delta(n-1) = C_p \hat{\sigma}[(n-1)]$; C_p – параметр робастности, зависящий от b – степени загрязненности гауссовского распределения; $\hat{\sigma}[(n-1)]$ –

оценка по конечной реализации среднеквадратичного отклонения случайной величины e на $(n - 1)$ -м такте.

В связи с нестационарностью гауссовой составляющей помехи рассматриваемый алгоритм выполняет адаптацию дисперсии невязки с помощью рекуррентной процедуры:

$$\begin{aligned}\hat{M}[e(n)] &= (1-a)\hat{M}[e(n-1)] + ae(n); \\ \hat{M}[e^2(n)] &= (1-a)\hat{M}[e^2(n-1)] + ae^2(n); \\ \hat{\sigma}[e(n)] &= \sqrt{\left\{ \hat{M}[e^2(n)] - \hat{M}^2[e(n)] \right\} \frac{1-a/2}{1-a}},\end{aligned}\tag{21}$$

где $\hat{M}[e(n)]$, $\hat{M}[e^2(n)]$, $\hat{\sigma}[e(n)]$ – оценки по конечной реализации соответственно математического ожидания, математического ожидания квадрата и среднеквадратичного отклонения случайной величины e на n -м такте; a – коэффициент сглаживания, $0 < a < 1$. Для устранения смещения оценки $\sigma^2[e(n)]$ выполнено умножение на $\frac{1-a/2}{1-a}$.

В общем случае, когда вектор C является нелинейным, аналитическое выражение для оптимального вектора C^* найти невозможно. Поэтому пользуются различными приближенными методами решения уравнения [19], являющегося условием оптимальности:

$$\nabla J(C) = M \{ \nabla_C F[e(n)] \} = 0,\tag{22}$$

где M – символ математического ожидания $\nabla J(C)$, $\nabla_C F[e(n)]$ – градиенты средних потерь и функции потерь соответственно. Большинство этих методов относятся к методам последовательных приближений. Их физический смысл заключается в замене «статического» уравнения, коим является условие оптимальности, «физическим» – разностным уравнением, решение которого $C(n)$ с течением времени $n \rightarrow \infty$ стремится к оптимальному вектору C^* . Такое разностное уравнение лежит и в основе алгоритма стохастической аппроксимации:

$$C(n) = (C(n-1) - r(n)V_C F[e(n)]).\tag{23}$$

Конкретный вид матрицы усиления $r(n)$ определяет тот или иной метод стохастической аппроксимации. Скалярная матрица $r(n) = \gamma(n)e$, $\gamma(n) > 0$ соответствует градиентному методу, диагональ-

ная $r(n) = \gamma_i(n)e$, $\gamma_i > 0$, $i = \overline{1, K}$ и $r(n) = \gamma(n)B$, $B > 0$ соответствует псевдоградиентному методу. Здесь γ – коэффициент, обеспечивающий монотонный характер процесса идентификации; K – размерность вектора C ; B – положительно определенная матрица. Коэффициенты $r(n)$, а также $\gamma(n)$ должны удовлетворять условиям Роббинса – Монро:

$$a) \gamma_i(n) > 0, \quad б) \sum_{n=1}^{\infty} \gamma_n = \infty, \quad в) \sum_{n=1}^{\infty} \gamma_i^2(n) < \infty, \quad (24)$$

которые обеспечивают сходимость рекуррентных алгоритмов (23) для широкого класса функции потерь $F(e)$ и плотностей распределения помех P .

Характерные для процедуры (23) медленная сходимость, существование переходного процесса, определяемого выбором начального значения C_0 , и сильная зависимость скорости сходимости от $\gamma(n)$ обусловили применение в задачах управления технологическими процессами преимущественно алгоритма рекуррентного МНК и, в частности, алгоритма Качмажа.

Таким образом, при разработке алгоритмов управления и оптимизации производства формалина для качественной и быстрой адаптации параметров моделей управления следует ориентироваться на использование алгоритмов идентификации на основе рекуррентного МНК, в том числе упрощенного варианта Качмажа.

Анализ состояния и основных проблем автоматизации управления технологическими процессами в производстве формалина

Большинство промышленных систем управления процессом получения формалина содержит следующие подсистемы:

- ◆ стабилизации расхода воздуха;
- ◆ стабилизации температуры контактной массы;
- ◆ регулирования соотношения метанол – вода;
- ◆ стабилизации уровня спиртоиспарителя;
- ◆ стабилизации уровней абсорбционных аппаратов;
- ◆ регулирования расходов орошающей жидкости абсорберов.

При этом конечной целью является получение формалина с содержанием формальдегида $37 \pm 0,5$ % мас. и метанола 5–11 % мас. Управления процессом осуществляется путем воздействия на температуру контактной массы на основании результатов лабораторных анализов состава получаемого формалина.

На рис. 2 представлен один из наиболее распространенных вариантов системы управления процессом синтеза формальдегида – основной стадии получения формалина [2]. В качестве управляющего воздействия для стабилизации температуры контактной массы выбран расход воздуха, а в качестве управляющего воздействия на уровень в спиртоиспарителе – расход греющего пара. Система работает следующим образом. При увеличении температуры контактной массы регулятор температуры уменьшит расход воздуха. Следствием будет изменение соотношения метанол – воздух, а также уменьшение интенсивности испарения. В связи с уменьшением интенсивности испарения увеличится уровень в спиртоиспарителе и снизится температура контактной массы. Регулятор уровня увеличит расход греющего пара в спиртоиспарителе, а увеличение температуры приведет к увеличению интенсивности испарения и увеличению концентрации газовой фазы, т.е. к увеличению соотношения метанол – воздух и снижению температуры контактной массы.

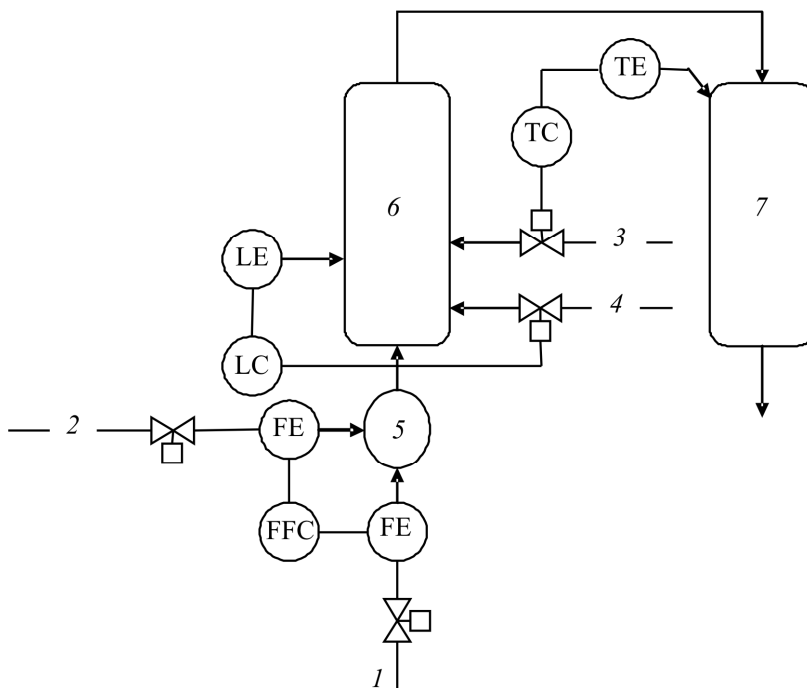


Рис. 2. Вариант системы управления процессом синтеза формальдегида с регулированием температуры контактной массы расходом воздуха: 1 – метанол; 2 – вода; 3 – воздух; 4 – теплоноситель; 5 – смеситель; 6 – спиртоиспаритель; 7 – контактный аппарат

При таком способе управления уровнем и температурой контактной массы соответствующие подсистемы работают согласованно, причем при компенсации возмущения одной из подсистем другая, благодаря связанности подсистем через спиртоиспаритель, компенсируя отклонения своего регулируемого параметра, помогает первой. При таком построении системы управления несколько повысилось быстродействие всей системы ввиду согласованной направленности работы подсистем.

Однако при таком варианте построения системы автоматического управления возможно образование взрывоопасных концентраций метанола в воздухе. Это связано с тем, что при существенных отклонениях температуры регулятор температуры может значительно изменить подачу воздуха и способствовать образованию взрывоопасной концентрации метанола в воздухе.

На рис. 3 представлена система управления, в которой заданием регулятора подачи метанола устанавливается определенная производительность отделения, а значения расходов воды и воздуха поддерживаются в соответствии с расходом метанола двумя регуляторами соотношения [2]. Недостатком такой системы автоматического управления является то, что она стабилизирует температуру по значениям параметров, которые определяют температуру контактной массы. В нашем случае имеет место неуправляемый дрейф свойств контактной массы, в ходе которого снижается ее активность, и тем самым снижается температура при постоянных значениях расходов воздуха, метанола деминерализованной воды. Процессы, протекающие на катализаторе, носят неустойчивый характер. Можно для регулирования использовать соотношения метанол – воздух регулятор соотношения с коррекцией по третьему параметру – температуре контактной массы, но при этом, ввиду отсутствия в контуре регулирования температуры астатизма, имела бы место статическая ошибка регулирования температуры. А это вряд ли возможно ввиду узости допустимого диапазона значений температуры.

На рис. 4 представлена схема автоматического управления, лишенная почти всех указанных недостатков [2]. Эта схема отличается от приведенной на рис. 3 наличием регулятора температуры и отдельным регулированием подачи воздуха в спиртоиспаритель при регулировании соотношения метанол – воздух и температуры, т.е. наличием байпасной линии на трубопроводе подачи воздуха. Причем условный диаметр (ДУ) клапана регулирования подбирается из соображений

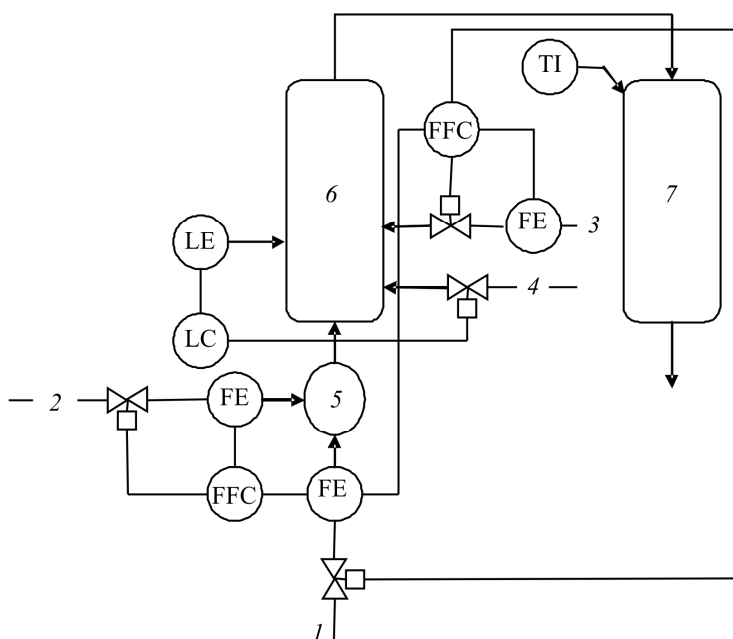


Рис. 3. Разомкнутая система управления температурой контактной массы: 1 – метанол; 2 – вода; 3 – воздух; 4 – теплоноситель; 5 – смеситель; 6 – спиртоиспаритель; 7 – контактный аппарат

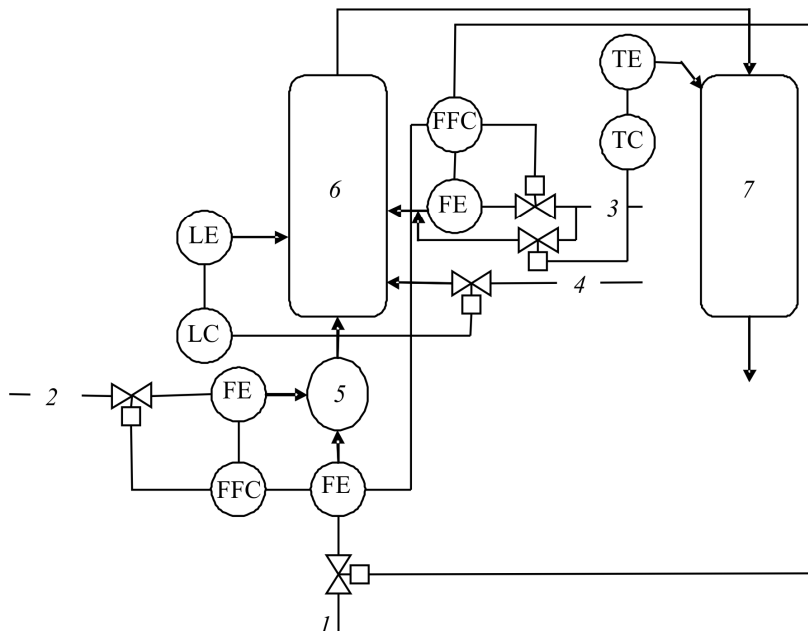


Рис. 4. Вариант системы управления с байпасированием потока воздуха: 1 – метанол; 2 – вода; 3 – воздух; 4 – теплоноситель; 5 – смеситель; 6 – спиртоиспаритель; 7 – контактный аппарат

предотвращения образования взрывоопасных концентраций метанола в воздухе, т.е. значительно меньшим ДУ клапана регулирования соотношения метанол – воздух. Схема также позволяет автоматически изменять производительность отделения, для этого достаточно изменить только задание на регуляторе подачи метанола.

Все вышеперечисленные схемы управления стадией синтеза формальдегида обладают одной характерной особенностью – зависимостью всех подсистем системы управления от подсистемы управления температурой контактной массы, что отрицательно сказывается на работе всей схемы в целом, в частности эта зависимость значительно затягивает процесс регулирования и снижает устойчивость системы.

Этого недостатка лишена система управления процессом синтеза формальдегида, представленная на рис. 5. В этой системе действие локальных схем управления разделено по аппаратному принципу.

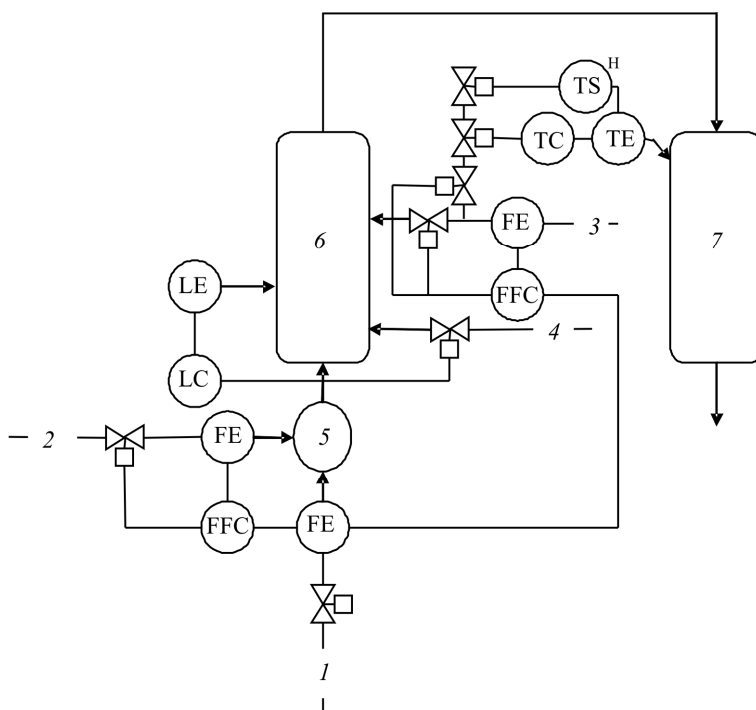


Рис. 5. Система автоматического управления процессом синтеза формальдегида в случае байпасирования спиртоиспарителя воздуховодом: 1 – метанол; 2 – вода; 3 – воздух; 4 – теплоноситель; 5 – смеситель; 6 – спиртоиспаритель; 7 – контактный аппарат

Система регулирования расхода метанола, системы управления соотношениями метанол – воздух и метанол – вода, система регулирования уровня стабилизируют процесс спиртоиспарения. Регулирование уровня спиртоиспарителя осуществляется изменением расхода греющего пара в спиртоиспарителе. При таком способе регулирования система естественно проигрывает в быстродействии, но учитывая, что вся система стабилизации процесса спиртоиспарения, благодаря наличию блока обратного предварения, способствует работе регулятора уровня, система стабилизации уровня работает достаточно эффективно. Кроме того, спиртоиспаритель подвергается возмущению в данной схеме только при смене нагрузки, что бывает крайне редко.

Система управления контактным аппаратом содержит систему стабилизации температуры контактной массы и систему блокировки подачи воздуха по байпасной линии в контактный аппарат. На байпасной линии установлено три клапана, один запорный и два регулирующих. Один регулирующий клапан включен параллельно с клапаном на основном трубопроводе. Это связано с тем, что при изменении производительности отделения наряду с изменением расхода воздуха по основному трубопроводу необходимо пропорционально изменять подачу воздуха и в байпасе для создания расхода воздуха, необходимого для эффективного регулирования температуры при заданной производительности. Регулирование температуры осуществляется вторым регулирующим клапаном, установленным на байпасе. На байпасном трубопроводе установлен запорный клапан для блокирования подачи воздуха.

В работе для управления процессом получения формальдегида предложена система, представленная на рис. 6. Здесь температуру контактного аппарата регулируют при положительном отклонении от заданного значения изменением расхода теплоносителя в спиртоиспарителе, при отрицательном отклонении меняют задание регулятора расхода воздуха. При этом по измеренным значениям расхода воздуха и его влажности определяют расход воды, поступающей с воздухом, вычисляют соотношение расхода воды, поступающей с воздухом, и расхода метанола, и дополнительно корректируют подачу воды пропорционально вычисленному соотношению расходов.

Анализ вышеприведенных вариантов системы управления и особенностей процесса показывает, что во всех вариантах предполагается регулирование стационарных режимов, в то время имеет место неуправляемый дрейф параметров процесса, прежде всего снижение активности катализатора и уменьшение выхода формальдегида.

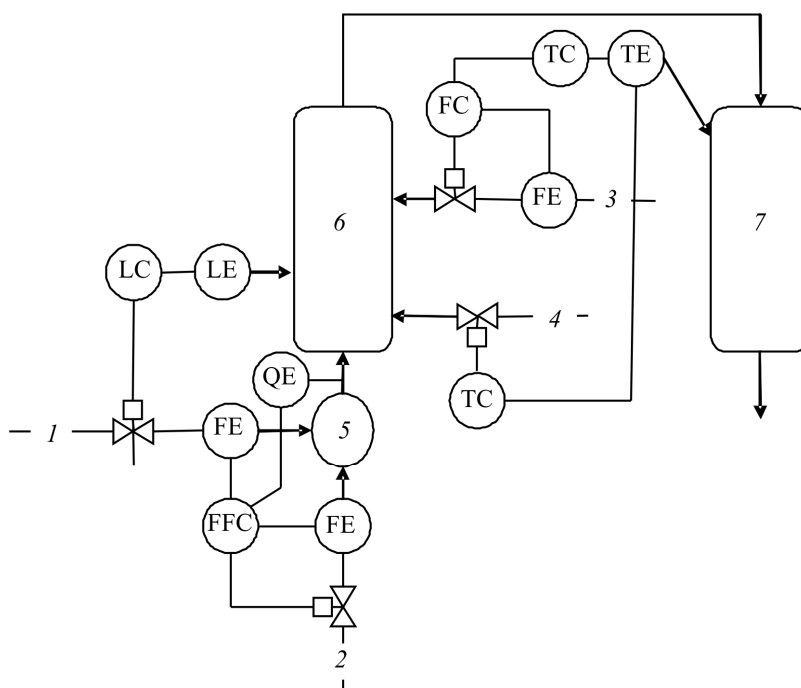


Рис. 6. Система управления процессом синтеза формальдегида:
 1 – метанол; 2 – вода; 3 – воздух; 4 – теплоноситель;
 5 – смеситель; 6 – спиртоиспаритель; 7 – контактный аппарат

Проблема стабилизации выхода формальдегида решается оперативным персоналом путем увеличения температуры контактного аппарата. Однако такое управление осуществляется со значительным запаздыванием и является экономически не эффективным. Таким образом, в рассмотренных системах управления проблема автоматического адаптивного управления процессом синтеза формальдегида не решена.

Для повышения конверсии метанола и увеличения выхода формальдегида на промышленных агрегатах предложено использовать секционированные реакторы, в которых основная часть воздуха подается совместно с потоком сырья, а другая часть – отдельно на каждую секцию. Внедрение такого процесса позволяет гибко управлять синтезом формальдегида с получением продуктов широкого ассортимента. Однако практическое применение перспективного процесса ограничено вследствие падения селективности основной реакции из-за протекания побочных реакций в пространстве между секциями. В процессе синтеза формальдегида с подачей дополнительного потока воздуха в контактный аппарат существует проблема увеличения выхода формальдегида с сохранением селективности основной реакции.

Наряду со стадией синтеза формальдегида на качество готового продукта и технико-экономические показатели производства оказывают влияние технологические параметры стадии абсорбции формальдегида. Как объект управления, промышленный процесс абсорбции является многосвязным, проводится в нескольких последовательно установленных аппаратах и характеризуется большим временем пребывания формальдегида в абсорберах. В работе [24] описан способ управления процессом путем регулирования подачи свежего абсорбента в абсорбер первой ступени в зависимости от концентрации формальдегида в выводимом из абсорбера готовом продукте; уровень в абсорбере регулируют изменением количества выводимого абсорбента. Способ позволяет стабилизировать концентрации формальдегида и метанола в продукте, однако отсутствие автоматического регулирования содержания воды в формалине и формальдегида в отходящих абгазах не позволяет гарантировать получение продукта заданного качества и минимизировать содержание углеродсодержащих компонентов в абгазах.

В источнике [19] управление многоступенчатой абсорбцией формальдегида осуществляют путем ручного регулирования состава формалина изменением подачи абсорбента в абсорбер второй ступени и автоматического регулирования уровней в аппаратах выводом абсорбента из рецикла. Данная схема не исключает колебания содержания воды вне пределов технологических норм. Для предотвращения повышения концентраций формальдегида и метанола в абгазах выше установленных норм максимально увеличивают кратность циркуляции и подачу хладагента в холодильники рециркулирующей жидкости, что отрицательно сказывается на экономических показателях процесса. Таким образом, в процессе многоступенчатой абсорбции формальдегида водой существует проблема стабилизации содержания воды в продукте и углеродсодержащих компонентов в абгазах с одновременной минимизацией энергозатрат на проведение процесса.

В работе [21] проведен анализ статических характеристик процесса получения формальдегида, который позволил выбрать критерий оптимального управления процессом – выход формальдегида на пропущенный метанол. Отмечается, что выход формальдегида R зависит от соотношения воздух/метанол и определяемой им температуры реакции t_p . В работе [22] проведена экспериментальная проверка способа управления процессом получения формальдегида по каналу «соотношение воздух/метанол – выход формальдегида». Максимизация выхо-

да формальдегида позволила существенно снизить себестоимость целевого продукта. Однако этот способ управления производством не получил распространения вследствие нестационарности характеристики $R - t_p$. Вновь разрабатываемые алгоритмы оптимального управления технологическими процессами в производстве формалина должны быть адаптивными. В этом плане можно отметить лишь работу [14], в которой предложен адаптивный способ управления выходом формальдегида изменением основного параметра процесса – соотношения воздух/метанол. С учетом вышесказанного можно сказать, что важнейшим условием оптимизации технологических процессов в исследуемом производстве является разработка адаптивных методов управления этими процессами.

Основные выводы и постановка задач исследования

На основании проведенного анализа технологических особенностей процесса и современного состояния автоматизации и управления производством формалина, анализа методов и алгоритмов идентификации объектов управления, анализа методов математического моделирования агрегатов формалина можно сделать следующие выводы:

1. Технологические процессы производства формалина характеризуются непрерывностью, токсичностью сырья и продукта, пожаровзрывоопасностью, большим количеством технологических параметров, дрейфом параметров стадии синтеза формальдегида, большим временем пребывания поглощаемых компонентов в абсорбционных аппаратах.

2. В рассмотренных системах управления проблема автоматического адаптивного управления процессом синтеза формальдегида не решена.

3. В процессе синтеза формальдегида с подачей дополнительного потока воздуха в контактный аппарат существует проблема увеличения выхода формальдегида с сохранением селективности основной реакции.

4. В процессе многоступенчатой абсорбции формальдегида водой существует проблема стабилизации содержания воды в продукте и углеродсодержащих компонентов в абгазах с одновременной минимизацией энергозатрат на проведение процесса.

5. Для разработки алгоритмов оптимизации и управления производством формалина целесообразно использовать эмпирические модели химико-технологических процессов. Такие модели могут быть получены путем эксперимента либо непосредственно на объекте управления, либо на теоретических математических моделях процесса с последующей коррекцией в процессе управления производством.

6. Для идентификации параметров в задачах управления технологическими процессами преимущественно применяют алгоритмы рекуррентного МНК и алгоритм Качмажа.

Решения поставленных задач исследования и разработанные на их основе методы автоматизированного управления технологическими процессами в производстве формалина представлены в работах [2, 14, 23–29].

Список литературы

1. Огородников С.К. Формальдегид. – Л.: Химия, 1984. – 279 с.
2. Кондрашов С.Н. Разработка и исследование алгоритмов управления производством формалина: дис. ... канд. техн. наук. – Пермь, 1994. – 150 с.
3. Валко П., Матрос Ю.Ш. Об одном искусственно создаваемом нестационарном процессе в гетерогенном каталитическом реакторе // Динамические режимы в химии и химической технологии / Ин-т катализа СО АН СССР. – Новосибирск, 1979. – С. 83–90.
4. Matros Y.Sh. Mathematische modellurieng chemischer reaktorenentwicklung und einbindung neuertechnoloien // Augew. Chem. – 1990. – Vol. 102, № 11. – С. 1274–1285.
5. Кафаров В.В., Черепанов А.И., Шумихин А.Г. Оптимизация химико-технологических систем с учетом самоорганизации // Доклады АН СССР. – 1983. – Т. 269. – С. 1136–1138.
6. Canavas C. Estimation of the dynamic behavior of a fixed-bed reactor through filtering // Dyn. and Contr. Chem. React. And Distill. Columns.: Selec. Pap. IFAC Symp. Bournemouth. 8–10 Dec. 1986. – Oxford ect., 1988. – P. 273–278.
7. Киселев О.В., Матрос Ю.Ш. Физика горения и взрыва // Доклады АН СССР. – 1980. – Т. 16 (2), № 25. – С. 20.
8. Schwedock M.J., Windes L.C., Ray W.H. Steady state and dynamic modelling of a packed bed reactor for the partial oxidation of methanol to formaldehyde. 2. Experimental results compared with model prediction // Chem. Eng. Commun. – 1989. – Vol. 78. – P. 45–71.
9. Windes L.C., Schwedock M.J., Ray W.H. Steady state and dynamic modelling of a packed bed reactor for the partial oxidation of methanol to formaldehyde. 1. Model development // Chem. Eng. Commun. – 1989. – Vol. 78. – P. 1–43.
10. Матрос Ю.Ш. Нестационарные процессы в каталитических реакторах. – Новосибирск: Наука. СО, 1982. – 258 с.
11. Уокер Дж. Формальдегид. – М.: Госхимиздат, 1957. – 608 с.

12. Щербань Г.Т. Определение выхода формальдегида и технологических потерь метанола в производстве формалина // Химическая промышленность. – 1966. – № 8. – С. 585–587.

13. Автоматический контроль состава выхлопных газов производства формалина / В.И. Саломыков [и др.] // Химическая промышленность. – 1968. – № 9. – С. 667–668.

14. Шумихин А.Г., Чарная Е.Б., Кондрашов С.Н. Управление производством формалина с использованием технико-экономических критериев // Химическая промышленность. – 1997. – № 1. – С. 74–76.

15. Аведьян Э.Д., Цыпкин Я.З. Обобщенный алгоритм Качмажа // Автоматика и телемеханика. – 1979. – № 1. – С. 72–78.

16. Эйкхофф П. Основы идентификации систем управления. – М., 1975. – 683 с.

17. Kaczmaz S. Angenaherte Auflosung von Systemen Linearer Gleichungen // Bull. Acad. Polon. Sciences et Letters. Ser. A. – 1937. – P. 355–357.

18. Кафаров В.В., Мешалкин В.П., Блохина Т.К. быстродействующий алгоритм помехоустойчивой параметрической идентификации линейных объектов химической технологии // Докл. АН СССР. – 1990. – Т. 310, № 5. – С. 1178–1184.

19. Цыпкин Я.З. Основы информационной теории идентификации. – М.: Наука, 1984. – 320 с.

20. Математическое моделирование процесса неизотермической абсорбции формальдегида в насадочных колонах с рециклом / В.В. Кафаров [и др.] // Химическая промышленность. – 1970. – № 3. – С. 212–215.

21. Таваст Р., Баксоо Ю. Оптимальное управление процессом производства формальдегида из метанола: в 2 ч. // Изв. АН ЭССР. Сер. физ.-мат. и техн. наук. – 1965. – № 3. – С. 150–155.

22. Шигин Е.Л., Щербань Г.Е. О критерии оптимальности управления производством формалина // Химическая промышленность. – 1967. – № 7. – С. 14–20.

23. Кондрашов С.Н., Савостина А.С. Моделирование узла синтеза формальдегида // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2016. – № 1. – С. 7–18.

24. Способ управления процессом получения формалина: пат. 1669911 Рос. Федерация / А.Г. Шумихин, С.Н. Кондрашов, В.В. Майер. – № 4473379/88; заявл. 11.08.88; опубл. 15.08.91. Бюл. № 30. – 6 с.

25. Способ автоматического управления процессом получения формалина: пат. 2058289 Рос. Федерация / А.Г. Шумихин, С.Н. Конд-

рашов, В.В. Майер, В.Г. Меренков, М.Г. Гарейшин. – № 4769648/89; заявл. 18.12.89; опубл. 20.04.96. Бюл. № 11. – 7 с.

26. Кондрашов С.Н., Горохова М.Н. Разработка алгоритма оптимального управления технологическим процессом получения формальдегида // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2016. – № 1. – С. 19–28.

27. Способ управления процессом синтеза формальдегида: пат. 1807050 Рос. Федерация / В.Г. Меренков, А.Г. Шумихин, С.Н. Кондрашов, Р.Н. Исхаков, Н.И. Бродникова, И.В. Баталова, В.В. Майер. – № 4884771/90; заявл. 26.11.90; опубл. 07.04.93. Бюл. № 13. – 4 с.

28. Способ управления процессом многоступенчатой абсорбции: пат. 2055633 Рос. Федерация / С.Н. Кондрашов, А.Г. Шумихин. – № 92002656/92; заявл. 29.10.92; опубл. 10.03.96. Бюл. № 7. – 4 с.

29. Способ управления процессом многоступенчатой абсорбции: пат. 2077929 Рос. Федерация / С.Н. Кондрашов, А.Г. Шумихин, В.Г. Меренков. – № 93044782/93; заявл. 16.09.93; опубл. 27.04.97. Бюл. № 12. – 5 с.

References

1. Ogorodnikov S.K. Formal'degid [Formaldehyde]. Leningrad, Khimiia, 1984, 279 p.

2. Kondrashov S.N. Razrabotka i issledovanie algoritmov upravleniia proizvodstvom formalina [Development and research of control algorithms production of formalin]. Ph. D. thesis. Perm, 1994, 150 p.

3. Valko P., Matros Yu.Sh. Ob odnom iskusstvenno sozdavaemom nestatsionarnom protsesse v geterogennom kataliticheskom reaktore [About one artificially created non-stationary process in the heterogeneous catalytic reactor]. *Dinamicheskie rezhimy v khimii i khimicheskoi tekhnologii*, Novosibirsk, Institut kataliza SO AN SSSR, 1979, pp. 83–90.

4. Matros Yu.Sh. Mathematical modeling of chemical reactor development and integration of new technologies. *Augew. Chem*, 1990, vol. 102, no. 11, pp. 1274–1285.

5. Kafarov V.V., Cherepanov A.I., Shumikhin A.G. Optimizatsiia khimiko-tekhnologicheskikh sistem s uchetom samoorganizatsii [Optimization of chemical-technological systems taking into account self-organization]. *Doklady Akademii nauk SSSR*, 1983, vol. 269, pp. 1136–1138.

6. Canavas C. Estimation of the dynamic behavior of a fixed-bed reactor through filtering. *Dyn. and Contr. Chem. React. and Distill. Columns.*:

Selec. Pap. IFACSymp. Bournemouth, 8–10 December 1986, Oxfordect, 1988, pp. 273–278.

7. Kiselev O.V., Matros Yu.Sh. Fizika gorenii i vzryva [Physics of combustion and explosion]. *Doklady AN SSSR*, 16 (2), 25, 1980, p. 20.

8. Schwedock M.J., Windes L.C., Ray W.H. Steady state and dynamic modelling of a packed bed reactor for the partial oxidation of methanol to formaldehyde. 2. Experimental results compared with model prediction. *Chem. Eng. Commun.*, 1989, vol. 78, pp. 45–71.

9. Windes L.C., Schwedock M.J., Ray W.H. Steady state and dynamic modelling of a packed bed reactor for the partial oxidation of methanol to formaldehyde. 1. Model development. *Chem. Eng. Commun.*, 1989, vol. 78, pp. 1–43.

10. Matros Yu.Sh. Nestatsionarnye protsessy v kataliticheskikh reaktorakh [Unsteady processes in catalytic reactors]. Novosibirsk, Nauka, Sibirskoe otdelenie, 1982, 258 p.

11. Uoker Dzh. Formal'degid [Formaldehyde]. 2nd ed. Moscow, Goskhimizdat, 1957, 608 p.

12. Shcherban' G.T. Opredelenie vykhoda formal'degida i tehnologicheskikh poter' metanola v proizvodstve formalina [Determination of formaldehyde release and technological losses in the production of methanol formaldehyde]. *Khimicheskaiia promyshlennost'*, 1966, no. 8, pp. 585–587.

13. Salomykov V.I. [et al.]. Avtomaticheskii kontrol' sostava vykhlopnykh gazov proizvodstva formalina [Automatic control of exhaust emissions formalin production]. *Khimicheskaiia promyshlennost'*, 1968, no. 9, pp. 667–668.

14. Shumikhin A.G., Charnaia E.B., Kondrashov S.N. Upravlenie proizvodstvom formalina s ispol'zovaniem tekhniko-ekonomicheskikh kriteriev [Production Management formalin using technical and economic criteria]. *Khimicheskaiia promyshlennost'*, 1997, no. 1, pp. 74–76.

15. Aved'ian E.D., Tsyarkin Ya.Z. Obobshchennyi algoritm Kachmazha [Generalized algorithm kechmara]. *Avtomatika i telemekhanika*, 1979, no. 1, pp. 72–78.

16. Eikkhoff P. Osnovy identifikatsii sistem upravleniia [Basics of identification management systems]. Moscow, 1975, 683 p.

17. Kaczmazz S. Angenaherte Dissolution of Systems of Linear Causes. *Bull. Acad. Polon. Sciences et Letters. Ser. A*, 1937, pp. 355–357.

18. Kafarov V.V., Meshalkin V.P., Blokhina T.K. Bystrodeistvuiushchii algoritm pomekhoustoichivoi paramericheskoi identifikatsii lineinykh

ob"ektov khimicheskoi tekhnologii [Fast algorithm of error-correcting parametricheskoi identification of linear objects of chemical technology]. *Doklady Akademii nauk SSSR*, 1990, vol. 310, no. 5, pp. 1178–1184.

19. Tsyupkin Ya.Z. Osnovy informatsionnoi teorii identifikatsii [Foundations of information theory of identification]. Moscow, Nauka, 1984, 320 p.

20. Kafarov V.V. [et al.]. Matematicheskoe modelirovanie protsessa neizotermicheskoi absorptsii formal'degida v nasadochnykh kolonakh s retsiklom [Mathematical modeling of the process of non-isothermal absorption of formaldehyde in the Packed column with recycle]. *Khimicheskaiia promyshlennost'*, 1970, no. 3, pp. 212–215.

21. Tavast R., Baksoo Ju. Optimal'noe upravlenie processom proizvodstva formal'degida iz metanola. Chast 1, Chast 2 [Optimal control of the production of formaldehyde from methanol. Part 1, Part 2]. *Izvestiia AN SSSR, Seriiia fiziko-matematicheskaiia i tekhnicheskikh nauk*, 1965, no. 3, pp. 150–155.

22. Shigin E.L., Shherban' G.E. O kriterii optimal'nosti upravleniia proizvodstvom formalina [On criteria for optimality for the production of formalin]. *Khimicheskaiia promyshlennost'*, 1967, no. 7, pp. 14–20.

23. Kondrashov S.N., Savostina A.S. Modelirovanie uzla sinteza formal'degida [Simulation of formaldehyde synthesis unit]. *Vestnik Permskogo natsionalnogo issledovatel'skogo politekhnicheskogo universiteta. Khimicheskaiia tekhnologiya i biotekhnologiya*, 2016, no. 1, pp. 7–18.

24. Shumikhin A.G., Kondrashov S.N., Maier V.V. Sposob upravleniia protsessom polucheniia formalina [A method of controlling a process producing formalin]. Patent Rossiiskaia Federatsiia no. 4473379/88 (1991).

25. Shumikhin A.G., Kondrashov S.N., Maier V.V., Merenkov V.G., Gareyshin M.G. Sposob avtomaticheskogo upravleniia protsessom polucheniia formalina [The method of automatic control of the process of obtaining the formalin]. Patent Rossiiskaia Federatsiia no. 4769648/89 (1996).

26. Kondrashov S.N., Gorohova M.N. Razrabotka algoritma optimal'nogo upravleniia tekhnologicheskim protsessom polucheniia formal'degida [Development of algorithm optimal process control production of formaldehyde]. *Vestnik Permskogo natsionalnogo issledovatel'skogo politekhnicheskogo universiteta. Khimicheskaiia tekhnologiya i biotekhnologiya*, 2016, no. 1, pp. 19–28.

27. Merenkov V.G., Shumikhin A.G., Kondrashov S.N., Iskhakov R.N., Brodnikova N.I., Batalov I.V., Maier V.V. Sposob upravleniia protsessom sinteza formal'degida [A method of controlling formaldehyde synthesis process]. Patent Rossiiskaia Federatsiia no. 4884771/90 (1993).

28. Kondrashov S.N., Shumikhin A.G. Sposob upravleniia protsessom mnogostupenchatoi absorbtsii [A method for controlling a multi-stage absorption process]. Patent Rossiiskaia Federatsiia no. 92002656/92 (1996).

29. Kondrashov S.N., Shumikhin A.G., Merenkov V.G. Sposob upravleniia protsessom mnogostupenchatoi absorbtsii [A method for controlling a multi-stage absorption process]. Patent Rossiiskaia Federatsiia no. 93044782/93 (1997).

Получено 03.02.2017

Об авторах

Шумихин Александр Георгиевич (Пермь, Россия) – доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой автоматизации технологических процессов Пермского национального исследовательского политехнического университета (614990, г. Пермь, Комсомольский пр., 29; e-mail: shumichin@gmail.com).

Кондрашов Сергей Николаевич (Пермь, Россия) – кандидат технических наук, доцент кафедры автоматизации технологических процессов Пермского национального исследовательского политехнического университета (614013, г. Пермь, ул. Профессора Поздеева, 9, корпус Б; e-mail: Sergej.Kondrashov@pnos.lukoil.com).

Мельков Дмитрий Александрович (Пермь, Россия) – магистрант кафедры автоматизации технологических процессов Пермского национального исследовательского политехнического университета (614013, г. Пермь, ул. Профессора Поздеева, 9, корпус Б; e-mail: melkdim@list.ru).

Зорин Михаил Павлович (Пермь, Россия) – магистрант кафедры автоматизации технологических процессов Пермского национального исследовательского политехнического университета (614013, г. Пермь, ул. Профессора Поздеева, 9, корпус Б; e-mail: zorin.mihail.2015@gmail.com).

About the authors

Aleksandr G. Shumikhin (Perm, Russian Federation) – Doctor in Technical Sciences, Professor, Head of Department of Automation of Technological Processes, Perm National Research Polytechnic University (29, Komsomolsky av., Perm, 614990, Russian Federation; e-mail: shumichin@gmail.com).

Sergei N. Kondrashov (Perm, Russian Federation) – Ph. D. in Technical Sciences, Associate Professor, Department of Automation of Technological Processes, Perm National Research Polytechnic University (9, Building B; Professor Pozdeev str., 614013, Perm, Russian Federation, e-mail: Sergej.Kondrashov@pnos.lukoil.com).

Dmitriy A. Melkov (Perm, Russian Federation) – Undergraduate Student, Department of Automation of Technological Processes, Perm National Research Polytechnic University (9, Building B, Professor Pozdeev str., 614013, Perm, Russian Federation, e-mail: melkdim@list.ru).

Mikhail P. Zorin (Perm, Russian Federation) – Undergraduate Student, Department of Automation of Technological Processes, Perm National Research Polytechnic University (9, Building B, Professor Pozdeev str., 614013, Perm, Russian Federation, e-mail: zorin.mihail.2015@gmail.com).