

С.А. САМОТЫЛОВА, В.В. КЛИМЧЕНКО, А.Ю. ТОРГАШОВ

## Применение адаптивных моделей в системах усовершенствованного управления массообменными технологическими объектами

*Рассматриваются новые методы построения адаптивных моделей в составе виртуальных анализаторов, функционирующих в системах усовершенствованного управления технологическими процессами (СУУ ТП). Излагаются основные результаты исследований построения виртуальных анализаторов как основных составляющих СУУ ТП на примере массообменного технологического объекта.*

*Ключевые слова:* системы усовершенствованного управления технологическими процессами, адаптивные виртуальные анализаторы, нефтепереработка, нефтехимия.

**Application of adaptive models in advanced mass transfer process control systems.** S.A. SAMOTYLOVA, V.V. KLIMCHENKO, A.Yu. TORGASHOV (Institute of Automation and Control Processes, FEB RAS, Vladivostok).

*New methods of evaluation of adaptive models for soft sensors as a part of virtual analyzers in advanced process control systems (APC) are considered. The main results of research of constructing virtual analyzers as the main components of the APC system are reported on the example of a mass transfer plant.*

*Key words:* advanced process control, adaptive virtual analyzers, oil refining, petrochemistry.

Для стабилизации энергосберегающих режимов функционирования массообменных технологических процессов (МТП) в современных автоматизированных системах управления технологическими процессами (АСУ ТП) нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств используются многомерные регуляторы на основе прогнозирующих моделей [1]. В таком случае управление осуществляется на основе сигнала ошибки и ведется по отдельным контурам, при этом не учитываются динамика ТП и взаимные связи между технологическими параметрами, что приводит к возникновению запаздывания формирования управляющего воздействия. Внедрение систем усовершенствованного управления технологическими процессами (СУУ ТП) позволяет формировать оптимальное управляющее воздействие и повысить качество основных видов нефтепродуктов с минимальными энергетическими и экономическими затратами.

Под СУУ ТП понимаются системы многопараметрического управления крупными технологическими объектами (ТО), которые реализуются в виде специализированного ПО и взаимодействует с АСУ ТП технологической установки (рис. 1).

---

\*САМОТЫЛОВА Светлана Александровна – младший научный сотрудник, КЛИМЧЕНКО Владимир Владимирович – кандидат технических наук, старший научный сотрудник, ТОРГАШОВ Андрей Юрьевич – доктор технических наук, заведующий лабораторией (Институт автоматизации и процессов управления ДВО РАН, Владивосток).

\*E-mail: samotylova@dvo.ru

Работа выполнена при частичной финансовой поддержке РФФИ (проект № 21-57-53005 ГФЕН\_а).

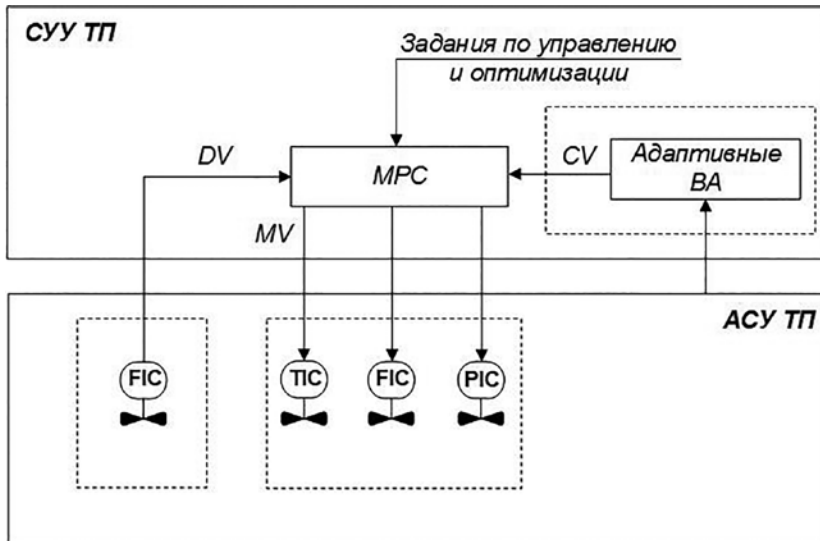


Рис. 1. Блок-схема взаимодействия СУУ ТП и АСУ ТП

Цель настоящей работы заключается в развитии методов построения моделей производственных объектов для СУУ ТП [4, 6, 7]. Рассматриваются задачи построения моделей в составе виртуальных анализаторов (ВА) для оценки показателей качества товарных продуктов в условиях нестационарности МТП, а также в случае, когда обучающая выборка мала по размеру и в нее не входят данные технологического режима во всем диапазоне изменения качества продуктов.

Основу МТП составляют ректификационные аппараты, в которых в некоторых случаях наряду с массообменом могут протекать химические реакции (реакционно-ректификационные процессы – РРП). В свою очередь РРП характеризуются множественностью стационарных состояний с сильно различающимися составами целевых продуктов. В общем виде РРП описываются в виде системы уравнений на каждой  $k$ -й ступени разделения для каждого  $l$ -го компонента, включающей уравнения материального баланса, уравнения энергетического баланса и уравнения фазового равновесия:

$$\left\{ \begin{array}{l} L_{k+1} \tilde{x}_{k+1,l} + V_{k-1} \tilde{y}_{k-1,l} + F_k z_{k,l} - L_k \tilde{x}_{k,l} - V_k \tilde{y}_{k,l} + \sum_{m=1}^r \sum_{l=1}^c v_{l,m} R_{R,m,k} \varepsilon_k = 0 \\ L_{k+1} h_{k+1} + V_{k-1} H_{k-1} + F_k H_{F_k} - L_k h_k - V_k H_k = 0 \\ \tilde{y}_{k,l}^* = \tilde{x}_{k,l} \gamma_{k,l}^L \frac{P_{k,l}^0}{P} \\ E_k = \frac{(\tilde{y}_{k,l} - \tilde{y}_{k+1,l})}{(\tilde{y}_{k,l}^* - \tilde{y}_{k+1,l})} \\ \sum_{l=1}^c \tilde{y}_{k,l} - 1 = 0 \\ \sum_{l=1}^c \tilde{x}_{k,l} - 1 = 0 \end{array} \right. \quad \left( \begin{array}{l} l = 1, \dots, c \\ k = 1, \dots, N \end{array} \right),$$

где  $\tilde{y}_{k,l}$  – концентрация  $l$ -го компонента на  $k$ -й тарелке в паровой фазе;  $L_{k+1}$  – поток жидкости, поступающий на  $k$ -ю тарелку;  $\tilde{x}_{k+1,l}$  – концентрация  $l$ -го компонента, поступающего на  $k$ -ю тарелку в жидкой фазе;  $V_{k-1}$  – паровой поток, покидающий  $k$ -ю тарелку;  $\tilde{y}_{k-1,l}$

– концентрация  $l$ -го компонента, покидающего  $k$ -ю тарелку в паровой фазе;  $F_k$  – расход сырья, поступающего на  $k$ -ю тарелку;  $z_{k,l}$  – количество  $l$ -го компонента в сырье, поступающего на  $k$ -ю тарелку;  $L_k$  – поток жидкости на  $k$ -й тарелке;  $\tilde{x}_{k,l}$  – концентрация  $l$ -го компонента на  $k$ -й тарелке в жидкой фазе;  $V_k$  – паровой поток на  $k$ -й тарелке;  $v_{i,m}$  – стехиометрический коэффициент  $l$ -го компонента в реакции  $m$ ;  $R_{R,m,k}$  – скорость реакции  $m$ , произошедшей на  $k$ -й тарелке;  $\varepsilon_k$  – объем реакционной смеси на  $k$ -й тарелке (для гетерогенных реакций  $\varepsilon$  определяется общим количеством катализатора и присутствует на  $k$ -й тарелке);  $\gamma_{k,l}^L$  – коэффициент активности  $l$ -го компонента в жидкой фазе на  $k$ -й тарелке (использована модель UNIQUAC);  $p_i^0$  – парциальное давление  $l$ -го компонента;  $P$  – общее давление в системе;  $E_k$  – эффективность массопереноса по Мерффри на  $k$ -й тарелке;  $h_{k+1}$  – энтальпия жидкости, поступающей на  $k$ -ю тарелку;  $H_{k-1}$  – энтальпия пара, покидающего  $k$ -ю тарелку;  $H_{F_k}$  – энтальпия питания на  $k$ -й тарелке;  $h_k$  – энтальпия жидкости на  $k$ -й тарелке;  $H_k$  – энтальпия пара на  $k$ -й тарелке;  $c$  – общее количество компонентов в системе;  $N$  – общее количество тарелок в ректификационной колонне.

Химическая реакция может быть выражена общим уравнением:  $A + B \rightleftharpoons C$ .

Скорость реакции, протекающей на  $k$ -й тарелке, часто выражается как:

$$-R_{R,m,k} = k_{m,k} f(C_{A,m,k}, C_{B,m,k}, \dots).$$

Основными причинами присутствия множественных стационарных состояний являются нелинейность уравнений материального и теплового балансов, нелинейность кинетики и парожидкостного равновесия и наличие рециркуляционных потоков.

РПП представляют собой ректификационную колонну с расположенным посередине слоем катализатора. К таким процессам относится процесс производства высокооктановой добавки бензинов – метил-трет-бутилового эфира (МТБЭ). Технологическая схема процесса производства МТБЭ изображена на рис. 2. Основная реакция (взаимодействие

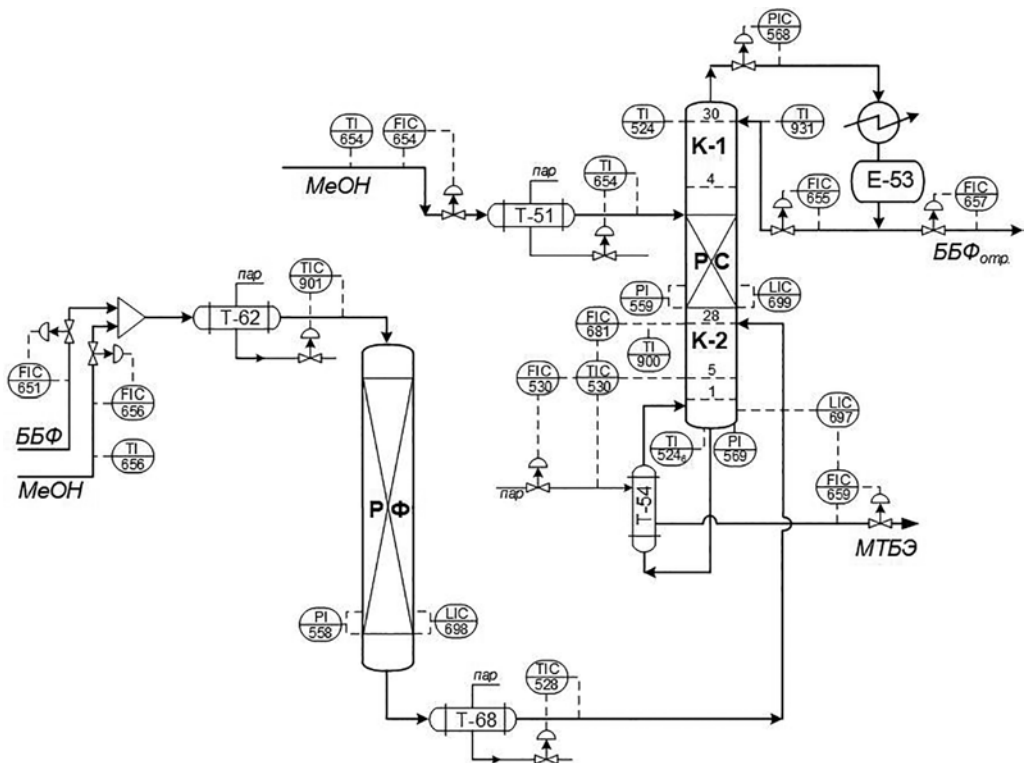


Рис. 2. Технологическая схема процесса производства МТБЭ

изобутилена, содержащегося в бутан-бутиленовой фракции (ББФ), и метанола (MeOH)) синтеза МТБЭ протекает в реакционно-ректификационной колонне (РР).

По окончании процесса концентрация компонента МТБЭ в целевом продукте МТБЭ составляет 98 %. Основным показателем качества данного процесса является содержание спиртов в МТБЭ. Массовая доля спиртов (метанола и трет-бутанола) не должна превышать 1,5 % в товарном продукте МТБЭ.

Нестационарность реакционно-ректификационных процессов в целом придает особую актуальность разработке адаптивных алгоритмов построения моделей в составе виртуальных анализаторов массообменных технологических процессов.

### Контур обратной связи по ошибке прогноза в ВА

В реальных условиях довольно редко удается наблюдать статический режим технологического объекта, и обучающая выборка может содержать данные динамического режима. Для учета динамических свойств исследуемого технологического объекта его выходная переменная  $y_t$  может быть представлена как свертка входного сигнала и импульсной характеристики. В отличие от традиционных подходов построения ВА, предлагается использовать контур обратной связи по ошибке прогноза выходной переменной (для адаптации свободного члена в уравнении модели) для повышения точности оценки (снижения дисперсии ошибки  $e$ ) (рис. 3). На этой схеме  $B(u)$  – символическое обозначение оператора реального объекта;  $\hat{B}$  – оператор модели;  $\hat{y}_t^*$  – скорректированный выход модели;  $q^{-1}$  – оператор сдвига на один шаг назад;  $F(q^{-1})$  – передаточная функция фильтра;  $\hat{e}_t$  – прогноз ошибки  $e_t$ .

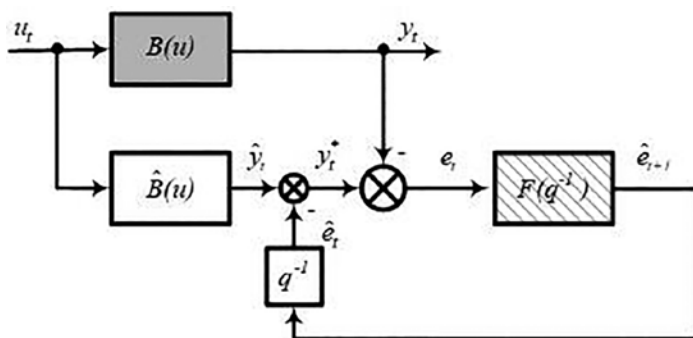


Рис. 3. Контур обратной связи для корректировки модели, используемой в ВА

Показано, что, несмотря на отсутствие обратных связей в реальном управляемом объекте, предлагаемый подход существенно повышает точность прогнозирования показателей качества товарного продукта реакционно-ректификационного процесса [2, 5].

### Построение ВА в условиях малой обучающей выборки

Из-за отсутствия промышленных данных при различных режимах функционирования установки получается модель в составе ВА низкого качества, работа которой неудовлетворительна на новых режимах работы установки. В таком случае необходима информация о качестве производимой продукции исходя из физико-химических особенностей ТО. Для решения проблемы нерепрезентативной обучающей выборки и повышения точности модели для ВА предлагается использовать физически содержательную модель технологического объекта (рис. 4).

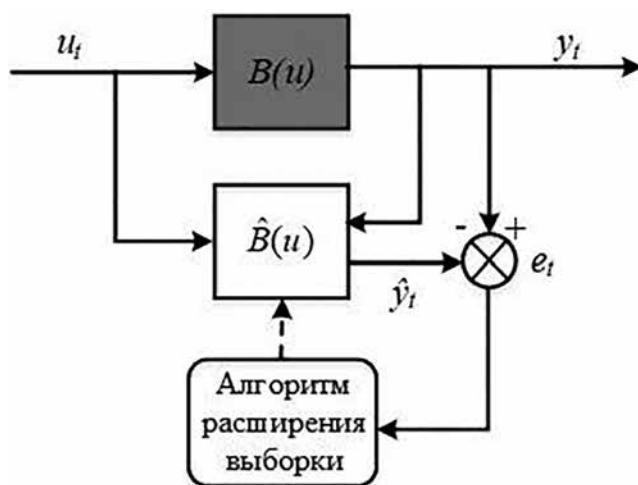


Рис. 4. Разработка ВА в условиях нерепрезентативной обучающей выборки

Построенные модели с использованием аналитической модели процесса и статистических методов могут быть близки, в сущности, к моделям на основе «серого» ящика [3, 6], к которым применимы методы адаптации с кластеризацией [4].

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Бахтадзе Н.Н., Лотоцкий В.А. Современные методы управления производственными процессами // Проблемы управления. 2009. № 3, S1. С. 56–63.
2. Клименко В.В., Торгашов А.Ю., Самотылова С.А. Модель с обратной связью для прогнозирования качества продукта совмещенного массообменного технологического процесса // Информатика и системы управления. 2017. № 4 (54). С. 55–61.
3. Самотылова С.А., Торгашов А.Ю. Алгоритм построения виртуального анализатора показателя качества выходного продукта ректификационной колонны в условиях малой обучающей выборки // Изв. СПб. гос. технол. ин-та (техн. ун-та). 2019. № 48 (74). С. 36–41.
4. Снегирев О.Ю., Торгашов А.Ю. Разработка адаптивных виртуальных анализаторов для промышленных ректификационных колонн с применением кластеризации // Автоматизация в промышленности. 2020. № 8. С. 44–50.
5. Klimchenko V.V., Samotylova S.A., Torgashov A.Yu. Feedback in a predictive model of a reactive distillation process // J. Comput. Syst. Sci. Intl. 2019. Vol. 58, iss. 4. P. 637–647.
6. Samotylova S.A., Torgashov A.Yu. Developing a soft sensor for MTBE process based on a small sample // Autom. Remote Control. 2020. Vol. 81, N 11. P. 2132–2142.
7. Torgashov A., Skogestad S. The use of first principles model for evaluation of adaptive soft sensor for multicomponent distillation unit // Chem. Eng. Res. Des. 2019. Vol. 151. P. 70–78.