

DOI: 10.15593/2224-9397/2020.1.06

УДК 681.5

А.В. Затонский¹, Л.Г. Тугашова²

¹Пермский национальный исследовательский политехнический университет,
Березниковский филиал, Березники, Россия

²Альметьевский государственный нефтяной институт, Альметьевск, Россия

ИДЕНТИФИКАЦИЯ ПАРАМЕТРОВ ДИНАМИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ТЕПЛООБМЕННОГО АППАРАТА

Управление теплообменными аппаратами при переработке нефти является практически важной задачей, так как от точности поддержания температуры процесса зависит качество конечных нефтепродуктов. Методы параметрической и непараметрической идентификации не позволяют обеспечить качество управления во всем интервале значений входных параметров кожухотрубного испарителя установки стабилизации нефти. Одним из методов решения этой проблемы является использование математических моделей в целях управления. **Цель исследования:** решение задачи управления теплообменником по модели. **Методы:** разработана математическая модель испарителя в виде теплового баланса в дифференциальной форме. Коэффициенты в уравнениях теплового баланса выражены через технологические и конструктивные параметры. **Результаты:** из полученной системы дифференциальных уравнений осуществлен переход к выражениям в форме системы передаточных функций по различным каналам. Рассмотрена возможность построения математической модели исследуемого объекта с корректировкой коэффициентов в модели при использовании экспериментальных данных действующей установки. Исходные данные получены по трендам параметров технологического процесса. Полученная система автоматического регулирования реализована с применением средств программного пакета Simulink. Поиск коэффициентов в модели по выбранному критерию выполнен с применением функции оптимизации `fminsearch`. В качестве начальных условий поиска приняты предварительно вычисленные значения коэффициентов модели в виде теплового баланса. Качество модели оценивалось по средней относительной погрешности аппроксимации. **Обсуждение:** предложенный способ идентификации параметров динамической модели кожухотрубного испарителя позволяет повысить точность моделей. Результаты исследований получены с применением программного пакета MatLab. Полученная модель объекта может быть применена при разработке тренажеров, при исследовании режимов работы системы, при управлении процессом с участием математических моделей.

Ключевые слова: идентификация, теплообменный аппарат, ректификация, модель, тепловой баланс, эксперимент.

A.V. Zatonskiy¹, L.G. Tugashova²

¹Perm National Polytechnic Research University, Berezniki branch,
Berezniki, Russian Federation

²Education Almet'yevsk State Oil Institute, Almet'yevsk, Russian Federation

IDENTIFICATION OF PARAMETERS IN A DYNAMIC MODEL OF A HEAT EXCHANGER

The article substantiates the necessity of developing mathematical models of heat exchangers. A review of the methods of parametric and non-parametric identification of heat exchangers based on experimental data, as well as on material and heat balances is given. The author discusses advantages and disadvantages of these methods. The input, output, and intermediate parameters are selected as the main parameters of the object of study (shell-and-tube evaporator of the oil stabilization unit). The statement of the control problem is given. A mathematical model of the evaporator is developed in the form of a heat balance in a differential form. The coefficients in the heat balance equations are expressed through technological and design parameters. A transition was made from the obtained system of ordinary differential equations to expressions in the form of a system of transfer functions over various channels. The possibility of constructing a mathematical model of the studied object with the adjustment of the coefficients in the model using the experimental data of the current unit was suggested. The initial data were obtained from the trends of the process parameters. The resulting automatic control system is implemented using the tools of the software package Simulink. The search for coefficients in the model according to the selected criterion was performed using the `fminsearch` optimization function. As the initial search conditions, pre-calculated values of the coefficients of the model, presented in the form of heat balance, are accepted. The quality of the model was estimated by the average relative error of approximation. The proposed method for identifying the parameters of a dynamic shell-and-tube evaporator model improves the accuracy of the models. Research results were obtained using the Matlab software package. The proposed model of the object can be applied in the development of simulators, the study of the operating modes of the system, and in process control using mathematical models.

Keywords: identification, heat exchanger, rectification, model, heat balance, experiment.

Необходимость построения математических моделей технологических объектов возникает при разработке тренажеров, при исследовании режимов работы объекта, а также при управлении с применением математических моделей. Вопросам идентификации объектов с применением различных методов посвящено большое количество работ. Задача получения адекватных моделей актуальна для процессов подготовки нефти, для нефтепереработки, химической промышленности, металлургии.

В общем случае модель объекта управления можно построить как по данным активного или пассивного эксперимента, так и в виде теплового и материального балансов при известной конструкции [1, 2, 3]. Создание условий для проведения активного эксперимента на действующих установках затруднительно.

В ряде работ авторами предлагаются методы идентификации на основе экспериментальных данных, полученных в режиме нормальной эксплуатации объекта. Например, в работе [4] получена математическая модель динамики процесса обжига во вращающейся печи при производстве цемента, построенная на основе корреляционных методов. Решением уравнения Винера–Хинчина определена импульсная переходная функция, а по ней – передаточная функция объекта. Важным этапом является выбор метода решения уравнения.

В работе [5] предложена нелинейная авторегрессионная нейросетевая модель динамики индукционного нагрева при последовательно-непрерывной закалке прокатных валков. Параметрической идентификацией в этом случае является обучение нейронной сети. Достаточная точность оценки температуры возможна при обучении модели на выборке, полученной в схожих режимах. В статье [6] приведено получение модели теплообменника для выработки пара установки замедленного коксования в виде динамической нелинейной автокорреляционной нейронной сети. Нейросетевая модель использована для проведения вычислительного эксперимента по идентификации каналов объекта частотным методом. В работе [7] получена математическая модель кожухотрубного теплообменника в виде ARMAX-модели для участия в системе управления. В статье [8] рассмотрено применение нейронных сетей при управлении объектами нефтепереработки.

В статье [9] предложен алгоритм идентификации тренажерной модели колонны дебутанизатора с применением средства UnisimDesign (Honeywell) для создания имитационной модели объекта. Настраиваемым параметром модели выбрана эффективность тарелки дебутанизатора. В работе [10] выполнены моделирование и оптимизация технологического режима работы атмосферного блока установки АВТ с помощью программных пакетов UnisimDesign и Aspen PIMS. Критерием идентификации являлся температурный профиль. Программные пакеты для моделирования химико-технологических процессов являются дорогостоящими, на их изучение требуется время.

Для идентификации печи подогрева нефти при разработке тренажера-имитатора добычи и подготовки нефти использованы когнитивные модели [11]. При разработке нового метода интенсификации массообменных процессов для получения модели процесса обессоливания нефти применялся метод планирования эксперимента [12]. Применение активных методов для получения математических моделей возможно

при разработке новых технологий и реконструкции существующих систем на действующих установках.

На крупных нефтеперерабатывающих заводах (НПЗ) применяется многопараметрическое управление на основе прогнозирующих моделей объекта (АРС-системы) [13]. Идея такого управления – введение заранее построенной математической модели в контур автоматического управления. Динамическая модель может быть построена по экспериментальным данным по всем регулируемым величинам от всех управляющих воздействий и наблюдаемых возмущений. Можно назвать следующие программные продукты, использующие управление с прогнозирующими моделями: DMC+ (AspenTechnology), ProfitController (Honeywell), exaSMOC (YOKOGAWA) и др.

В работе [14] по данным технологического процесса и химико-аналитической лаборатории получены регрессионные модели виртуальных анализаторов показателей качества нефтепродуктов. В статье [15] приведена система уравнений материального, покомпонентного материального и теплового баланса атмосферного блока малого НПЗ, применяемая при управлении процессом ректификации нефти. Для процесса синтеза стирол-акриловой дисперсии разработана математическая модель в виде системы уравнений теплового баланса с учетом особенностей протекания каждой стадии процесса, которая позволила синтезировать систему управления для достижения требуемого качества готовой продукции [16].

Разработана математическая модель водо-водяного пластинчатого теплообменника на основе тепловых балансов, учитывающая передачу энергии от греющего контура к нагреваемому контуру. Полученная модель применена в контурах регулирования температуры с нечеткими регуляторами систем отопления и горячего водоснабжения [17].

Следует отметить, что модели на основе уравнений материального и теплового баланса отражают особенности технологического процесса, но их построение характеризуется трудоемкостью и вычислительными затратами. В этом случае требуется определять большое число параметров, подбирать режимы, нужна информация о конструктивных характеристиках аппарата, которая не всегда известна. Часто необходима информация о составе сырья, которую сложно получать оперативно. Например, при разработке моделей колонных аппаратов может быть неизвестно точное значение параметра «эффективность ступени разделения», которое со временем меняется. Также затруднительно определе-

ние удерживающей способности тарелки. Например, в работе [18] приведена формула для расчета этого параметра по жидкости для колонны ректификации, но для его вычисления требуется знание конструктивных параметров тарелки колонного аппарата. Для теплообменных аппаратов затруднительно нахождение коэффициента теплопередачи, коэффициентов теплоотдачи. Коэффициент теплопередачи может меняться со временем из-за образования загрязнений на поверхности нагрева. Например, в испарителе при расчете коэффициента теплоотдачи от труб к кипящей жидкости в пузырьковом режиме отклонение экспериментальных данных от рассчитанных составляет $\pm 35\%$ [19].

Рассмотрим возможность построения математической модели объекта в виде системы уравнений балансов с начальным определением коэффициентов модели по физико-химическим свойствам и конструктивным характеристикам с последующим уточнением коэффициентов модели с использованием экспериментальных данных действующей установки. Распространенными объектами вышеперечисленных технологических процессов являются теплообменники. В качестве такого объекта выберем испаритель, предназначенный для нагрева бензиновой фракции, поступающей из отбензинивающей колонны установки стабилизации нефти. Мнемосхема объекта управления приведена на рис. 1.

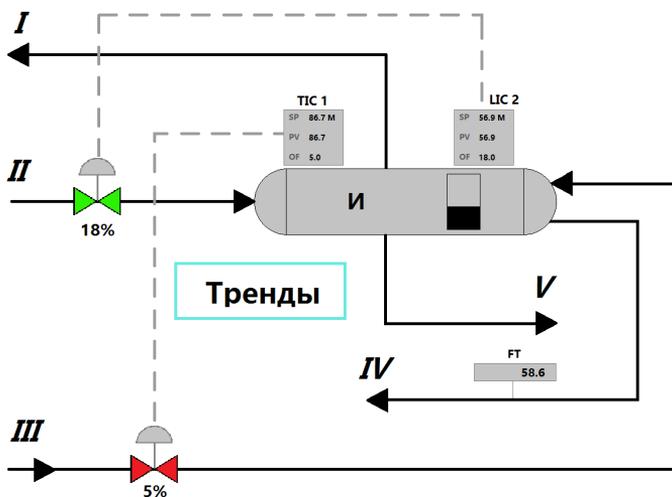


Рис. 1. Мнемосхема испарителя: И – испаритель;
 I – паровая фаза бензиновой фракции в отпарную колонну;
 II – бензиновая фракция из отпарной колонны; III – отбензиненная нефть в испаритель; IV – отбензиненная нефть в печь; V – вывод жидкой фазы бензиновой фракции; FT – датчик расхода отбензиненной нефти; TIC1 – регулятор температуры; LIC2 – регулятор уровня

Задача управления состоит в поддержании температуры регулятором ТИС-1 на выходе I испарителя (И) на заданном значении. Клапан установлен на линии поступления бензиновой фракции в испаритель II. Отбор бензиновой фракции производится по уровню в испарителе, который поддерживается регулятором уровня LIC-2. Клапан установлен на линии отбензиненной нефти в испаритель III. На выходе IV измеряется расход отбензиненной нефти FT и расход жидкой фазы бензиновой фракции на линии V (на рис. 1 не показано).

При выводе математической модели испарителя принимаем допущения: давление в аппарате считаем постоянным; температуры жидкой и паровой фазы бензиновой фракции одинаковы; объект с сосредоточенными параметрами. Составим математическую модель испарителя в виде теплового баланса в дифференциальной форме:

$$\begin{aligned} (\rho_{5.0}^L V_{5.0}^L c_{5.0}^L + \rho_{1.0}^V V_{1.0}^V c_{1.0}^V) \frac{d(\Delta T_1)}{dt} &= c_{2.0} T_{2.0} \Delta F_2 + \alpha_n S_n (\Delta T_{tr} - \Delta T_1) - \\ &- c_{5.0}^L F_{5.0}^L \Delta T_5 - c_{1.0}^V F_{1.0}^V \Delta T_1 - c_{5.0}^L T_{5.0}^L \Delta F_5; \\ \rho_{tr} V_{tr} c_{tr} \frac{d(\Delta T_{tr})}{dt} &= \alpha_{vn} S_{vn} (\Delta T_4 - \Delta T_{tr}) - \alpha_n S_n (\Delta T_{tr} - \Delta T_1); \\ \rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0} \frac{d(\Delta T_4)}{dt} &= -\alpha_{vn} S_{vn} (\Delta T_4 - \Delta T_{tr}) + c_{3.0} T_{3.0} \Delta F_3 - \\ &- c_{4.0} F_{4.0} \Delta T_4 - c_{4.0} T_{4.0} \Delta F_4, \end{aligned} \quad (1)$$

где ρ – плотность, кг/м³; V – объем, м³; c – удельная теплоемкость, Дж/(кг · °C); F – расход, кг/с; T – температура, °C; α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м² · °C); S – поверхность теплообмена, м²; Δ – отклонение; индексы: L – жидкая фаза; V – паровая фаза, n – наружный; vn – внутренний; tr – трубки; 0 – номинальное значение; 1–5 – номера потоков, приведенные на рис. 1.

Уровень жидкой фазы в испарителе H определяется следующим образом:

$$s \frac{dH}{dt} = \frac{1}{\rho_2} \Delta F_2 - \frac{1}{\rho_5} \Delta F_5, \quad (2)$$

где s – площадь сечения аппарата.

Уравнения ПИ-регуляторов температуры и уровня:

$$\psi_1 = k(1) \left(\Delta T + \frac{1}{t_{i1}} \int \Delta T dt \right), \quad \psi_2 = k(2) \left(\Delta H + \frac{1}{t_{i2}} \int \Delta H dt \right), \quad (3)$$

где ψ – регулирующее воздействие, %; $k(1), k(2)$ – коэффициент усиления; t_{i1}, t_{i2} – постоянная интегрирования.

Расход через регулирующий клапан (*ValtekMarkOne*) определяется по следующей формуле:

$$F = \frac{k_v}{3600} \psi \sqrt{\Delta p \cdot \rho \cdot 1000}, \quad (4)$$

где k_v – коэффициент пропускной способности клапана, м³/ч; Δp – перепад давления, бар; ψ – степень открытия клапана, %.

Преобразуем систему обыкновенных дифференциальных уравнений (ОДУ) (1), (2) к следующему виду:

$$\begin{aligned} \frac{dT_1(t)}{dt} + a(1)T_1(t) &= a(2)T_{tr}(t) + a(3)F_2(t) - a(4)\Delta F_5; \\ \frac{dT_{tr}(t)}{dt} + a(5)T_{tr}(t) &= a(6)T_1(t) + a(7)T_4(t); \end{aligned} \quad (5)$$

$$\frac{dT_4(t)}{dt} + a(8)T_4(t) = a(9)T_{tr}(t) + a(10)F_3(t) - a(11)\Delta F_4;$$

$$\frac{dH}{dt} = a(12)\Delta F_2 - a(13)\Delta F_5,$$

где $a(1) = \frac{\alpha_n S_n + c_{5.0}^L F_{5.0}^L + c_{1.0}^V F_{1.0}^V}{\rho_{5.0}^L V_{5.0}^L c_{5.0}^L + \rho_{1.0}^V V_{1.0}^V c_{1.0}^V}$; $a(2) = \frac{\alpha_n S_n T_{tr}}{\rho_{5.0}^L V_{5.0}^L c_{5.0}^L + \rho_{1.0}^V V_{1.0}^V c_{1.0}^V}$;

$$a(3) = \frac{c_{2.0} T_{2.0}}{\rho_{5.0}^L V_{5.0}^L c_{5.0}^L + \rho_{1.0}^V V_{1.0}^V c_{1.0}^V}; \quad a(4) = \frac{cT}{\rho V c \rho V c}; \quad a(5) = \frac{\alpha S + \alpha S}{\rho V c};$$

$$a(6) = \frac{\alpha_n S_n}{\rho_{tr} V_{tr} c_{tr}}; \quad a(7) = \frac{\alpha_{vn} S_{vn}}{\rho_{tr} V_{tr} c_{tr}}; \quad a(8) = \frac{\alpha_{vn} S_{vn} + c_{4.0} F_{4.0}}{\rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0}}; \quad a(9) = \frac{\alpha_{vn} S_{vn}}{\rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0}};$$

$$a(10) = \frac{c_{3.0} T_{3.0}}{\rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0}}; \quad a(11) = \frac{c_{4.0} T_{4.0}}{\rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0}}; \quad a(12) = \frac{1}{s \rho_2}; \quad a(13) = \frac{1}{s \rho_5}.$$

Запишем систему ОДУ (5) в операторной форме:

$$\begin{aligned} (p + a(1))T_1(p) &= a(2)T_{tr}(p) + a(3)F_2(p) - a(4)\Delta F_5(p); \\ (p + a(5))T_{tr}(p) &= a(6)T_1(p) + a(7)T_4(p); \end{aligned} \quad (6)$$

$$(p + a(8))T_4(p) = a(9)T_{tr}(p) + a(10)F_3(p) - a(11)\Delta F_4(p);$$

$$pH(p) = a(12)\Delta F_2(p) - a(13)\Delta F_5(p).$$

Из системы (6) получим выражения передаточных функций по разным каналам:

$$\begin{aligned}
 W1(p) &= \frac{a(2)}{p+a(1)}; & W2(p) &= \frac{a(3)}{p+a(1)}; & W3(p) &= \frac{a(4)}{p+a(1)}; \\
 W4(p) &= \frac{a(6)}{p+a(5)}; & W5(p) &= \frac{a(7)}{p+a(5)}; & & \\
 W6(p) &= \frac{a(9)}{p+a(8)}; & W7(p) &= \frac{a(10)}{p+a(8)}; & W8(p) &= \frac{a(11)}{p+a(8)}; \\
 W9(p) &= \frac{a(12)}{p}; & W10(p) &= \frac{a(13)}{p}.
 \end{aligned} \tag{7}$$

Решим полученную систему уравнений (3)–(5), используя программный пакет *MatLab*. Для удобства при реализации математической модели САР в *MatLab* управляющие воздействия объединим в вектор \mathbf{u} , возмущающие воздействия – в вектор \mathbf{d} , промежуточные параметры – в вектор \mathbf{x} , а выходные параметры – в вектор \mathbf{y} :

$$\{F_2, F_3\} \in \mathbf{u}; \quad \{T_4, T_{st}\} \in \mathbf{x}; \quad \{F_4, F_5\} \in \mathbf{d}; \quad \{T_1, H\} \in \mathbf{y}.$$

Исходные данные получены по трендам параметров технологического процесса. Выполнены фильтрация методом скользящего среднего и нормировка данных в диапазоне [0, 1].

Нормируем выходные параметры $y_i (i=\overline{1, 2})$ по следующей формуле:

$$y_{\text{н}i} = \frac{y_i - y_{\min}}{y_{\max} - y_{\min}}, \tag{8}$$

где $y_{\min} = \min_i y_i$, $y_{\max} = \max_i y_i$. Другие параметры нормируем по аналогичной формуле.

Коэффициенты $a(1)–a(13)$ в (5) в (3) определяем по условию:

$$\varepsilon = \sum_{i=1}^2 \sum_{j=1}^m (y_{\text{н}ij} - \hat{y}_{ij})^2 \rightarrow \min, \tag{9a}$$

где $y_{\text{н}ij}$ – нормированное экспериментальное значение выходного (регулируемого) параметра; \hat{y}_{ij} – значение параметра, определенное по модели (5); m – число экспериментальных точек.

Для построения САР применяем средства Simulink, используя блоки интеграторов, усилителей, передаточных функций, сумматоров и т.д. На рис. 2 приведена схема САР в Simulink, полученная из системы (7).

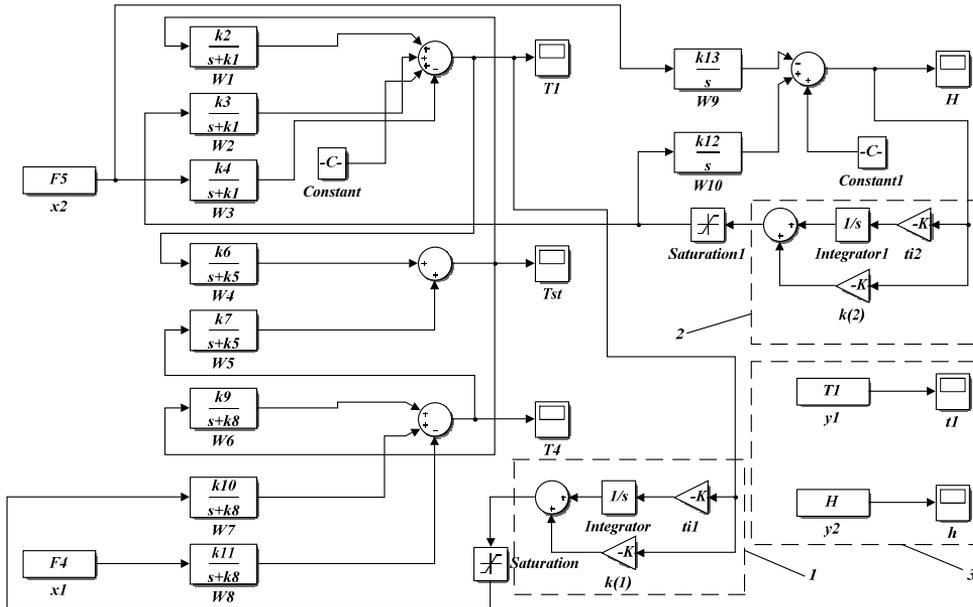


Рис. 2. Схема САР в Simulink: 1 – регулятор температуры; 2 – регулятор уровня; 3 – экспериментальные значения выходных параметров

На вход модели САР подаются экспериментальные значения параметров $F4$, $F5$. В случае, если известны настроечные параметры регуляторов (уравнения (3)), идентификацию можно выполнить по условию (9а) в соответствии со схемой, приведенной на рис. 2.

В данном случае параметры регуляторов не известны. Тогда блоки 1 и 2 (см. рис. 2) заменяем на источники экспериментальных значений параметров ψ_2 , ψ_3 (теги $TIC1.PID.OP$, $LIC2.PID.OP$ (см. рис. 1).

Для моделирования расходов через клапан применяем пропорциональное звено с коэффициентом k (рис. 3).

Коэффициент k , связывающий параметр ψ (% , цифра 1 на рис. 3) и расход F (кг/с, цифра 2), получаем из того условия, что для клапана с линейной характеристикой изменение пропускной способности пропорционально перемещению плунжера, независимо от его положения. Коэффициент в уравнении прямой, определяющий зависимость расхода F (цифра 2) от хода ψ (цифра 1), $k = 0,26$ (кг/с)/%.

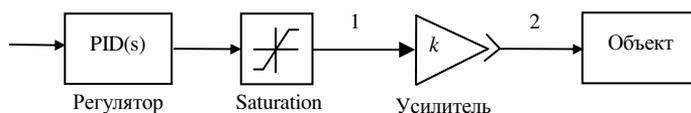


Рис. 3. Структурная схема модели исполнительного устройства

С учетом обозначений, приведенных на рис. 2, условие (9а) можно записать в следующем виде:

$$\varepsilon = \sum_{j=1}^m (T1 - t1)^2 + \sum_{j=1}^m (H - h)^2 \rightarrow \min. \quad (9б)$$

Поиск коэффициентов в модели по условию (9б) осуществлялся в MatLab [20] с применением функции оптимизации *fminsearch*:

```
[K,fval]=fminsearch(@Unt,x0)
```

```
function z=Unt(K)
```

```
sim('ident1');%СхемаСАРв Simulink (рис. 2)
```

```
z=sum((T1(:,2)-t1(:,2)).^2)+sum((H(:,2)-h(:,2)).^2 %Kпутерий(9б)
```

Здесь $x0$ – начальные условия, значения коэффициентов $a(1)–a(13)$, приближенно определенные из системы уравнений теплового баланса (5). Начальные значения коэффициентов: $A=[0,0018; 0,2055; 0,2706; 0,0237; 0,8374; 0,3693; 0,4681; 0,7868; 0,2977; 8,7183; 8,2004; 0,7576; 0,7463]$.

В результате идентификации математической модели получены скорректированные значения коэффициентов $a(1)–a(13)$. График изменения температуры в испарителе приведен на рис. 4.

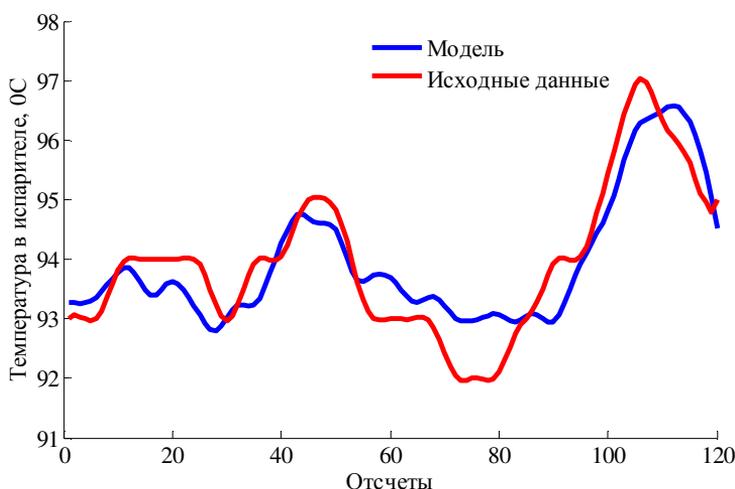


Рис. 4. График изменения температуры в испарителе

Выводы. Построена динамическая модель кожухотрубного испарителя в виде системы уравнений балансов с начальным определением коэффициентов в модели по физико-химическим свойствам и конструктивным характеристикам. Затем с использованием экспериментальных данных действующей технологической установки выполнено уточнение коэффициентов модели по выбранному критерию.

Средняя относительная погрешность моделирования температуры в испарителе составляет 0,51 %, уровня – 2,91 %, что свидетельствует о возможности использования полученной модели для решения практических задач.

Таким образом, приведенный метод идентификации позволяет получать уточненные значения коэффициентов в динамической модели кожух отрубного испарителя с использованием экспериментальных данных. Приведенная математическая модель объекта может быть рекомендована для применения в исследованиях режимов работы объекта, а также в управлении по модели блоком стабилизации установок комплексной подготовки и переработки нефти.

Библиографический список

1. Гартман Т.Н., Клушин Д.В. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов: учеб. пособие для вузов. – М.: Академкнига, 2008. – 416 с.
2. Автоматическое управление в химической промышленности / Е.Г. Дудников, А.В. Казаков, Ю.Н. Софиева, А.Э. Софиев, А.М. Цирлин. – М.: Химия, 1987. – 368 с.
3. Штейнберг Ш.Е. Идентификация в системах управления. – М.: Энергоатомиздат, 1987. – 80 с.
4. Рубанов В.Г., Порхало В.А. Получение математической модели обжига клинкера с применением статистических методов // Научные ведомости Белгород. гос. ун-та. Сер. Экономика. Информатика. – 2010. – № 7(78). – С. 80–87.
5. Нелинейная авторегрессионная нейросетевая модель динамики нагрева при последовательно-непрерывной закалке прокатных валков / М.В. Усачев, С.Б. Баранов, М.З. Салихов, М.С. Баранов, О.С. Ключков // Автоматизация в промышленности. – 2013. – № 12. – С. 32–34.
6. Шумихин А.Г., Александрова А.С., Мустафин А.И. Параметрическая идентификация технологического объекта в режиме его эксплуатации с применением технологии нейронных сетей // Вестник

Пермского национального исследовательского политехнического университета. Электротехника, информационные технологии, системы управления. – 2018. – № 26. – С. 29–41.

7. Sahoo A., Radhakrishnan T.K., Sankar Rao C. Modeling and control of a real time shell and tube heat exchanger // Resource-Efficient Technologies. Technoscape 2016: International Conference on Separation Technologies in Chemical, Biochemical, Petroleum and Environmental Engineering. – 2017. – Vol. 3. – Iss. 1. – P. 124–132.

8. Тугашова Л.Г. Виртуальные анализаторы показателей качества процесса ректификации // Электротехнические и информационные комплексы и системы. – 2013. – Т. 9. – № 3. – С. 97–103.

9. Слостенов И.В. Идентификация тренажерных моделей по данным реального технологического процесса // Автоматизация в промышленности. – 2013. – № 7. – С. 29–36.

10. Математическое моделирование технологического процесса в среде Unisim Design и ASPEN PIMS [Электронный ресурс] / О.С. Шпак, А.Р. Фаизов, С.К. Чуракова, Е.А. Кантор. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 2006. – URL: <http://www.rusoil.net> (дата обращения: 10. 10.2019).

11. Низамов Е.С., Кирюшин О.В. Идентификация печи подогрева нефти для тренажера-имитатора добычи и подготовки нефти // Проблемы автоматизации технологических процессов добычи, транспорта и переработки нефти и газа: сб. тр. V Всерос. заоч. науч.-практ. конф. / Уфим. гос. нефтян. техн. ун-т. – Уфа, 2017. – С. 77–81.

12. Вальшин И.Р. Новые методы интенсификации массообменных процессов при обессоливании нефти // Нефть. Газ. Новации. – 2018. – № 5. – С. 24–29.

13. Веревкин А.П. Системотехника «продвинутого» управления в нефтепереработке // Проблемы автоматизации технологических процессов добычи, транспорта и переработки нефти и газа: сб. тр. II Всерос. науч.-практ. интернет-конф. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 2014. – 125 с.

14. Дмитриевский Б.С., Затонский А.В., Тугашова Л.Г. Задача управления процессом ректификации нефти и метод ее решения // Известия Томск. политехн. ун-та. Инжиниринг георесурсов. – 2018. – Т. 329. – № 2. – С. 136–145.

15. Controlling the Oil Rectification Processina Primary Oil Refining Unit Using a Dynamic Model / A.V. Zatonkiy, L.G. Tugashova, N.N. Alaeva, K.L. Gorshkova // Petroleum Chemistry. – 2017. – Vol. 57. – № 12. – P. 1121–1131.

16. Соболева Е.Г. Моделирование и алгоритмизация системы управления процессом получения стирол-акриловой дисперсии: автореф. дис. ... канд. техн. наук: 05.13.06. – Дзержинск, 2013. – 21 с.

17. Прохоренков А.М. Моделирование процессов теплообмена, протекающих в пластинчатых теплообменных аппаратах // Вестник МГТУ им. Н.Э. Баумана. Сер. Машиностроение. – 2014. – № 1. – С. 92–101.

18. Attarakih M., Abu-Khaderb M., Bartsch H.-J. Dynamic analysis and control of sieve tray gas absorption column using MatLab and Simulink // *Applied Soft Computing* 13. – 2013. – P. 1152–1169.

19. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М., 2005. – 572 с.

20. Затонский А.В., Тугашова Л.Г. Моделирование объектов управления в MatLab: учеб. пособие. – СПб.: Лань, 2019. – 144 с.

References

1. Gartman T.N., Klushin D.V. *Osnovy komp'yuternogo modelirovaniia khimiko-tekhnologicheskikh protsessov* [Fundamentals of computer modeling of chemical and technological processes]. Moscow: Akademkniga, 2008. 416 p.

2. Dudnikov E.G., Kazakov A.V., Sofieva Iu.N., Sofiev A.E., Tsirlin A.M. *Avtomaticheskoe upravlenie v khimicheskoi promyshlennosti* [Automatic control in the chemical industry]. Moscow: Khimiia, 1987. 368 p.

3. Shteinberg Sh.E. *Identifikatsiia v sistemakh upravleniia* [Identification in control systems]. Moscow: Energoatomizdat, 1987. 80 p.

4. Rubanov V.G., Porkhalo V.A. *Poluchenie matematicheskoi modeli obzhiga klinkera s primeneniem statisticheskikh metodov* [Obtaining a mathematical model of the clinker burning with the application of statistical methods]. *Nauchnye vedomosti Belgorodskogo gosudarstvennogo universiteta. Ekonomika. Informatika*, 2010, no. 7(78), pp. 80-87.

5. Usachev M.V., Baranov S.B., Salikhov M.Z., Baranov M.S., Klochkov O.S. *Nelineinaiia avtoregressionnaia neirosetevaia model' dinamiki nagreva pri posledovatel'no-neprieryvnoi zakalke prokatnykh valkov* [Nonlinear autoregressive neural network model of heating dynamics in series-continuous hardening of rolling rolls]. *Avtomatizatsiia v promyshlennosti*, 2013, no. 12, pp. 32-34.

6. Shumikhin A.G., Aleksandrova A.S., Mustafin A.I. Parametricheskaiia identifikatsiia tekhnologicheskogo ob"ekta v rezhime ego ekspluatatsii s primeneniem tekhnologii neironnykh setei [Parametric identification of a technological object in its operation mode using neural network technology]. *Vestnik Permskogo natsional'nogo issledovatel'skogo politekhnicheskogo universiteta. Elektrotehnika, informatsionnye tekhnologii, sistemy upravleniia*, 2018, no. 26, pp. 29-41.

7. Sahoo A., Radhakrishnan T.K., Sankar Rao C. Modeling and control of a real time shell and tube heat exchanger. *Resource-Efficient Technologies. Technoscape 2016: International Conference on Separation Technologies in Chemical, Biochemical, Petroleum and Environmental Engineering*, 2017, vol. 3, iss. 1, pp. 124-132.

8. Tugashova L.G. Virtual'nye analizatory pokazatelei kachestva protsessa rektifikatsii [Virtual analyzers of rectification process quality indicators]. *Elektrotekhnicheskie i informatsionnye komplekсы i sistemy*, 2013, vol. 9, no. 3, pp. 97-103.

9. Slastenov I.V. Identifikatsiia trenazhernykh modelei po dannym real'nogo tekhnologicheskogo protsessa [Identification of simulator models according to the real technological process]. *Avtomatizatsiia v promyshlennosti*, 2013, no. 7, pp. 29-36.

10. Shpak O.S., Faizov A.R., Churakova S.K., Kantor E.A. Matematicheskoe modelirovanie tekhnologicheskogo protsessa v srede Unisim Design i ASPEN PIMS [Mathematical modeling of technological process in unisim Design and ASPEN PIMS environment]. Ufa: Ufimskii gosudarstvennyi neftianoi tekhnicheskii universitet, 2006, available at: <http://www.rusoil.net> (accessed 10 Oktober 2018).

11. Nizamov E.S., Kiriushin O.V. Identifikatsiia pechi podogreva nefti dlia trenazhera-imitatora dobychi i podgotovki nefti [Identification of oil heating furnace for oil production and preparation simulator]. *Problemy avtomatizatsii tekhnologicheskikh protsessov dobychi, transporta i pererabotki nefti i gaza. Sbornik trudov. V Vserossiiskoi zaochnoi nauchno-prakticheskoi konferentsii*. Ufa: Ufimskii gosudarstvennyi neftianoi tekhnicheskii universitet, 2017, pp. 77-81.

12. Val'shin I.R. Novye metody intensivatsii massoobmennykh protsessov pri obessolivanii nefti [New methods of intensification of mass transfer processes in oil desalination]. *Neft'. Gaz. Novatsii*, 2018, no. 5, pp. 24-29.

13. Verevkin A.P. Sistemotekhnika “prodvinutogo” upravleniia v neftepererabotke [System engineering of “advanced” control in oil refining]. *Problemy avtomatizatsii tekhnologicheskikh protsessov dobychi, transporta i pererabotki nefi i gaza. Sbornik trudov II Vserossiiskoi nauchno-prakticheskoi internet-konferentsii*. Ufa: Ufimskii gosudarstvennyi neftianoi tekhnicheskii universitet, 2014. 125 p.

14. Dmitrievskii B.S., Zatonskii A.V., Tugashova L.G. Zadacha upravleniia protsessom rektifikatsii nefi i metod ee resheniia [The task of controlling the process of oil rectification and the method of its solution]. *Izvestiia Tomskogo politekhnicheskogo universiteta. Inzhiniring georesursov*, 2018, vol. 329, no. 2, pp. 136-145.

15. Zatonskiy A.V., Tugashova L.G., Alaeva N.N., Gorshkova K.L. Controlling the Oil Rectification Processina Primary Oil Refining Unit Using a Dynamic Model. *Petroleum Chemistry*, 2017, vol. 57, no. 12, pp. 1121-1131.

16. Soboleva E.G. Modelirovanie i algoritimizatsiia sistemy upravleniia protsessom polucheniia stirol-akrilovoi dispersii [Modeling and algorithmization of the control system of the process of obtaining a styrene-acrylic dispersion]. Abstract of Ph.D. thesis: 05.13.06. Dzerzhinsk, 2013. 21 p.

17. Prokhorenkov A.M. Modelirovanie protsessov teploobmena, protekaiushchikh v plastinchatykh teploobmennyykh aparatakh [Modeling of heat exchange processes in plate heat exchangers]. *Vestnik Moskovskogo gosudarstvennogo tekhnicheskogo uuniversiteta imeni N.E. Baumana. Mashinostroenie*, 2014, no. 1, pp. 92-101.

18. Attarakih M., Abu-Khaderb M., Bartc H.-J. Dynamic analysis and control of sieve tray gas absorption column using MatLab and Simulink. *Applied Soft Computing* 13, 2013, pp. 1152-1169.

19. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A. Primery i zadachi po kursu protsessov i apparatov khimicheskoi tekhnologi [Examples and tasks in the course of processes and devices of chemical technology]. Moscow, 2005. 572 p.

20. Zatonskii A.V., Tugashova L.G. Modelirovanie ob"ektov upravleniia v MatLab [Modelling of control objects in MatLab]. Saint Petersburg: Lan', 2019. 144 p.

Сведения об авторах

Затонский Андрей Владимирович (Березники, Россия) – доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой «Автоматизация технологических процессов» Березниковского филиала Пермского национального исследовательского политехнического университета (618404, Березники, ул. Тельмана, 7, e-mail: zxenon@narod.ru).

Тугашова Лариса Геннадьевна (Альметьевск, Россия) – кандидат технических наук, старший преподаватель кафедры «Автоматизация и информационные технологии» Альметьевского государственного нефтяного института (425450, Альметьевск, ул. Ленина, 2, e-mail: tugashowa.agni@yandex.ru).

About the authors

Zatonskiy Andrei Vladimirovich (Berezniki, Russian Federation) is a Doctor of Technical Sciences, Professor, Head of department of automation of technological processes, Perm National Polytechnic Research University Berezniki Branch (618404, Berezniki, Tel'man str., 7, e-mail: zxenon@narod.ru).

Tugashova Larisa Gennadievna (Almetyevsk, Russian Federation) is a Ph.D. in Technical Sciences, Senior Lecturer of department of automation and information technology Almetyevsk State Oil Institute (423450, Almetyevsk, 2, Lenin str., e-mail: tugashowa.agni@yandex.ru).

Получено 27.01.2020