

КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОЦЕНКА ВОЗМОЖНОСТИ УПРАВЛЕНИЯ КАТАЛИТИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ ПРИ ПОЛИТРОПИЧЕСКОМ РЕЖИМЕ РАБОТЫ ТРУБЧАТОГО РЕАКТОРА

А.С. Андреев, К.В. Аксенчик

Александр Сергеевич Андреев (ORCID 0000-0002-2244-1590), Константин Васильевич Аксенчик (ORCID 0000-0001-8096-0674)*

Кафедра химических технологий, Череповецкий государственный университет, пр. Луначарского, 5, Череповец, Российская Федерация, 162600

E-mail: asandreev@chsu.ru, kvaksenchik@chsu.ru*

В данной статье представлены результаты разработки математической модели для количественной оценки текущего профиля степеней превращения целевого компонента химически активной реакционной газовой смеси по ходу ее движения в политропическом трубчатом реакторе типа «труба в трубе». Объем внутренней трубы реактора заполнен гранулами катализатора и является зоной экзотермической химической реакции. Для разработки моделей полей концентраций и температур в зоне реакции использованы соответствующие балансовые дифференциальные уравнения. Такая математическая модель позволяет проводить оперативный анализ технологического режима реактора при подготовке исходных данных на проектирование и разработку системы автоматического управления. Для компьютерного моделирования математическое описание реактора представлено системой дифференциальных уравнений в форме Коши. Проведена апробация модели на примере оценки процесса каталитического контактного окисления диоксида серы в реакторе с прямоточной схемой теплоносителей и возвратом подогретой исходной газовой смеси на вход труб с катализатором. Полученная зависимость степени превращения от температуры по ходу реактора имеет характерный вид, который совпадает с описанным в литературных источниках. Предложена структурная модель системы автоматического управления политропическим трубчатым реактором, которая ориентирована на использование компьютерного моделирования. Проведена апробация модели системы автоматического управления на конкретном примере стабилизации степени превращения диоксида серы на выходе реактора при нестабильном расходе исходной газовой смеси на входе. Для оценки возможности и качества разработанной системы управления использована среда динамического моделирования технических систем SimInTech. Предполагается, что разработанная в статье математическая модель может быть использована при создании адаптивных или самонастраивающихся систем управления технологическими процессами, в которых используются трубчатые реакторы.

Ключевые слова: математическая модель, структурная модель, система автоматического управления, трубчатый реактор, динамическое моделирование, окисление диоксида серы, политропический режим

COMPUTER MODELING AND EVALUATION OF THE POSSIBILITY OF CONTROLLING THE CATALYTIC PROCESS IN THE POLYTROPIC MODE OF OPERATION OF A TUBULAR REACTOR

A.S. Andreev, K.V. Aksenichik

Aleksandr S. Andreev (ORCID 0000-0002-2244-1590), Konstantin V. Aksenichik (ORCID 0000-0001-8096-0674)*

Department of Chemical Technologies, Cherepovets State University, Lunacharskogo ave., 5, Cherepovets, 162600, Russia

E-mail: asandreev@chsu.ru, kvaksenchik@chsu.ru*

The results of the development of a mathematical model for quantifying the current profile of the conversions of the key component of a chemically active reaction gas mixture in the course of its movement in a polytropic tubular reactor of the "pipe in a pipe" type are presented. The volume of the inner tube of the reactor is filled with catalyst granules and is an exothermic chemical reaction zone. To develop models of concentration and temperature fields in the reaction zone, the corresponding balance differential equations were used. Such a mathematical model allows for an operational analysis of the technological regime of the reactor when preparing initial data for the design and development of an automatic control system. For computer simulation, the mathematical description of the reactor is represented by a system of differential equations in the form of a Cauchy. The model was tested on the example of evaluating the process of catalytic contact oxidation of sulfur dioxide in a reactor with a direct-flow circuit of heat carriers and the return of a heated initial gas mixture to the inlet of pipes with a catalyst. The obtained dependence of the conversion on the temperature during the course of the reactor has a characteristic form that coincides with that described in the literature sources. A structural model of the automatic control system of a polytropic tubular reactor is proposed, which is oriented to the use of computer simulation. The model of the automatic control system was tested on a specific example of stabilization of the conversion of sulfur dioxide at the reactor outlet with an unstable flow rate of the initial gas mixture at the inlet. To assess the capability and quality of the developed control system, the SimInTech dynamic modeling environment of technical systems was used. It is assumed that the mathematical model developed in the article can be used to create adaptive or self-adjusting process control systems that use tubular reactors.

Key words: mathematical model, structural model, automatic control system, tubular reactor, dynamic modeling, sulfur dioxide oxidation, polytropic regime

Для цитирования:

Андреев А.С., Аксенчик К.В. Компьютерное моделирование и оценка возможности управления каталитическим процессом при политропическом режиме работы трубчатого реактора. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2023. Т. 66. Вып. 2. С. 120–127. DOI: 10.6060/ivkkt.20236602.6727.

For citation:

Andreev A.S., Aksenchik K.V. Computer modeling and evaluation of the possibility of controlling the catalytic process in the polytropic mode of operation of a tubular reactor. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.]*. 2023. V. 66. N 2. P. 120–127. DOI: 10.6060/ivkkt.20236602.6727.

ВВЕДЕНИЕ

При подготовке исходных данных на проектирование химического реактора гетерогенного катализа требуется предварительное проведение оперативного анализа реализуемого в нем технологического процесса, а также определение целей и возможностей управления этим процессом.

Одним из путей решения этой проблемы является использование математических моделей с высоким уровнем формализации. В такую модель включается тот минимальный набор реальных параметров, который без учета многих частных уже позволяет оперативно и достаточно адекватно количественно оценивать поля температур и концентраций в реакторе, а также его габаритные размеры.

Одним из распространенных типов химических реакторов, используемых для проведения гетерогенно-каталитических реакций как в органическом, так и неорганическом синтезе, является труб-

чатый реактор. Имеются многочисленные публикации по вопросам математического моделирования и построения систем управления трубчатыми реакторами, работающими в разных гидродинамических и тепловых режимах и состояниях [1-16], которые подтверждают сохраняющийся интерес к подобного рода исследованиям.

В работах [12-14, 16] отмечается, что трубчатые реакторы являются сложными нелинейными объектами проектирования и управления, так как характеризуются зависимостью параметров состояния от времени и пространственных координат, нестационарностью, многокомпонентностью входных и выходных потоков и сложным характером взаимодействия составляющих эти потоки компонентов, невозможностью в большинстве случаев непрерывного измерения концентрации реагентов. Их математические модели описываются наборами нелинейных уравнений в частных производных.

Целью работы является разработка математической модели трубчатого реактора для проведения оперативного анализа реализуемого в нем технологического процесса гетерогенного катализа и оценка возможности управления этим процессом.

РАЗРАБОТКА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ

В рассматриваемом случае речь идет о трубчатом реакторе типа «труба в трубе». Объем внутренней трубы заполнен гранулами катализатора и является зоной экзотермической химической реакции. Тепловой эффект реакции предполагается использовать в самом технологическом процессе, обеспечив, таким образом, необходимый уровень его энерготехнологичности. Для этого исходная газовая смесь реагентов перед поступлением их в реакционную зону проходит по кольцевому каналу трубчатого реактора, где она за счет тепла химической реакции, передаваемого через стенку внутренней трубы, нагревается до температуры «зажигания» катализатора.

Предполагается, что исходя из технологической целесообразности, обмен теплом может быть организован как в режиме противотока, так и в режиме прямотока теплоносителей. Специфика режимов учитывается заданием краевых условий при решении дифференциальных уравнений. Возможные способы охлаждения трубчатого реактора приведены, например, в [17].

Для обеспечения регулирования и оптимизации скорости реакционной газовой смеси при требуемой производительности трубчатый реактор конструктивно представляется внешней трубой (кожухом) с диаметром D , в которой располагается n трубок с катализатором. Минимальное свободное сечение кожуха при расположении в нем n трубок с катализатором:

$$S = \frac{\pi \cdot (D^2 - n \cdot d^2)}{4}. \quad (1)$$

Массовый расход исходной газовой смеси соответственно представляется следующей моделью:

$$G = n \cdot G_T = \frac{\pi \cdot (D^2 - n \cdot d^2)}{4} \cdot \rho \cdot w, \quad (2)$$

где G_T – массовый расход реакционной смеси в реакционной зоне трубки с катализатором, кг/с; d – диаметр трубок с катализатором, м; ρ – плотность исходной газовой смеси, кг/м³; w – скорость газовой смеси в межтрубном пространстве, м/с.

Данная модель (2) позволяет оптимизировать расход и скорость реакционной газовой смеси,

определяя, таким образом, числом труб с катализатором для обеспечения требуемой производительности. Одновременно при этом оценивается диаметр кожуха трубчатого реактора:

$$D = \sqrt{n \cdot d^2 \cdot \left(1 + \frac{\rho_T \cdot w_T}{\rho \cdot w}\right)}, \quad (3)$$

где ρ_T – средняя плотность реакционной газовой смеси, кг/м³; w_T – скорость фильтрации в каталитической зоне, м/с.

При разработке формализованной математической модели полей температур и концентраций в реакторе приняты следующие допущения:

- структура потока описывается моделью идеального вытеснения [1, 2, 18, 19];
- при устоявшемся режиме температуры катализатора и газа в текущем сечении зоны химической реакции равны;
- температура стенки трубы со стороны зоны реакции равна температуре в сечении зоны химической реакции (граничные условия первого рода).

Для разработки моделей полей концентраций и температур в зоне реакции использованы соответствующие балансовые дифференциальные уравнения, представленные в [17-21]. В результате итоговая модель для полей концентраций в зоне реакции для реактора идеального вытеснения имеет следующий вид:

$$\frac{C_{A_0} \cdot w_T}{22.4} \cdot \frac{dX}{dl} - r = 0, \quad (4)$$

где C_{A_0} – концентрация целевого компонента в исходной газовой смеси; X – степень превращения; l – продольный линейный размер реактора; r – скорость реакции.

Слагаемые уравнения определяют скорость изменения концентрации в единице объема и имеют размерность, $\frac{\text{кмоль}}{\text{с} \cdot \text{м}^3 \text{кат}}$.

Модель поля температур при принятых выше допущениях и при установившемся режиме имеет вид:

$$-\rho_T \cdot c_p \cdot w_T \cdot \frac{\partial T}{\partial x} + r \cdot \Delta H - \frac{F}{V_p} \cdot K \cdot (T - t) = 0, \quad (5)$$

где c_p – средняя удельная теплоемкость реакционной газовой смеси; ΔH – изменение энтальпии реакции; F – поверхность теплообмена реактора; V_p – рабочий объем реактора; T – температура в текущем сечении реакционной зоны; t – температура в текущем сечении кольцевой зоны реактора; K – коэффициент теплопередачи.

Первое слагаемое в уравнении (5) характеризует скорость конвективного переноса тепла вдоль оси x по ходу движения реакционной смеси в трубках с катализатором. Второе слагаемое характеризует скорость подвода тепла в реакционной зоне за счет химического превращения. Третье слагаемое характеризует скорость переноса тепла путем теплопередачи через стенку из зоны реакции к нагреваемой исходной газовой смеси.

Отношение общей поверхности трубчатого реактора к его объему определяет удельную поверхность теплообмена, которая для трубки с катализатором длиной l и диаметром d равна

$$\frac{F}{V_p} = \frac{\pi \cdot d \cdot l \cdot 4}{\pi \cdot d^2 \cdot l} = \frac{4}{d}. \quad (6)$$

В результате модель поля температур в зоне реакции примет вид:

$$-\rho_T \cdot c_T \cdot w_T \cdot \frac{dT}{dl} + r \cdot \Delta H - \frac{4}{d} \cdot K \cdot (T - t) = 0 \quad (7)$$

Поскольку слагаемые уравнения определяют скорость изменения количества тепла в единице объема, то каждое из них имеет одинаковую размерность – Вт/м³.

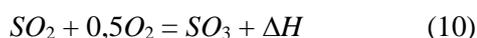
Модель поля температур в зоне нагревания исходной газовой смеси имеет аналогичный вид:

$$-\rho \cdot c \cdot w \cdot \frac{dt}{dl} - \frac{4}{d} \cdot K \cdot (T - t) = 0. \quad (8)$$

Для компьютерного моделирования изложенное выше математическое описание реактора с уравнениями (4) – (8) целесообразно представить системой дифференциальных уравнений в форме Коши. В результате формализованная математическая модель трубчатого реактора с охлаждаемой стенкой для газовой реакционной системы будет иметь следующий вид:

$$\begin{cases} \frac{dX}{dl} = \frac{22.4 \cdot r}{C_{A_0} \cdot w_T} \\ \frac{dT}{dl} = \frac{r \cdot \Delta H}{\rho_T \cdot c_T \cdot w_T} - \frac{4 \cdot K}{d \cdot \rho_T \cdot c_T \cdot w_T} \cdot (T - t) \\ \frac{dt}{dl} = -\frac{4 \cdot K}{d \cdot \rho \cdot c \cdot w} \cdot (T - t) \end{cases} \quad (9)$$

Апробация модели выполнена на примере оценки процесса контактного окисления диоксида серы, описываемого стехиометрическим уравнением реакции:



Изменение энтальпии реакции является функцией температуры. В данной работе использована упрощенная модель изменения энтальпии реакции, представленная в [22]:

$$\Delta H = [101420 - 9,6 \cdot (t + 273)] \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кмоль } SO_2}. \quad (11)$$

Скорость реакции также является функцией температуры. В данной работе использована известная, выраженная через степень превращения X и равновесную степень превращения X_p , упрощенная модель скорости химической реакции каталитического окисления диоксида серы, предложенная Г.К. Боресковым [22, 23]:

$$r = k \cdot \left(\frac{X_p - X}{X} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{b}{a} - 0,5 \cdot X \right) \cdot \frac{273}{t + 273}, \quad (12)$$

$$k = 5,4 \cdot 10^6 \cdot \exp\left(-\frac{23000}{1,98 \cdot (t + 273)}\right) 1/c, \quad (13)$$

Литературные значения равновесной степени превращения диоксида серы в триоксид серы [22, 23], как функция от температуры, представлены регрессионной зависимостью:

$$X_p = -0,24133 + 0,00604 \cdot t - 0,00000745 \cdot t^2. \quad (14)$$

В результате разработанная выше математическая модель политропического трубчатого реактора (9) для рассматриваемого процесса каталитического окисления диоксида серы конкретизируется в виде следующей системы уравнений:

$$\begin{cases} \frac{dX}{dl} = \frac{22.4}{C_{A_0} \cdot w_T} \cdot r \\ \frac{dT}{dl} = \frac{r \cdot \Delta H}{\rho_T \cdot c_T \cdot w_T} - \frac{4 \cdot K}{d \cdot \rho_T \cdot c_T \cdot w_T} \cdot (T - t) \\ \frac{dt}{dl} = -\frac{4 \cdot K}{d \cdot \rho \cdot c \cdot w} \cdot (T - t) \\ r = k \cdot \left(\frac{X_p - X}{X} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{b}{a} - 0,5 \cdot X \right) \cdot \frac{273}{t + 273} \\ k = 5,4 \cdot 10^6 \cdot \exp\left(-\frac{23000}{1,98 \cdot (t + 273)}\right) \\ X_p = -0,24133 + 0,00604 \cdot t - 0,00000745 \cdot t^2 \\ \Delta H = [101420 - 9,6 \cdot (t + 273)] \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кмоль } SO_2} \end{cases} \quad (15)$$

МОДЕЛИРОВАНИЕ, РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Моделирование процесса реализовано по прямоточной схеме теплоносителей с возвратом подогретой исходной газовой смеси на вход труб с катализатором (рис. 1).

Для моделирования приняты следующие исходные данные:

- диаметр трубы с катализатором 0,1 м;
- скорость фильтрации газа в реакционной зоне 0,5-1,5 м/с;

- концентрация диоксида серы в исходном газе 11 об.%;
- средняя плотность газовой смеси 1,5 кг/м³;
- средняя удельная теплоемкость газовой смеси 0.945 кДж/(кг·К);
- коэффициент теплопередачи от газовой смеси в зоне реакции к нагреваемой исходной газовой смеси, 20 Вт/(м²·К).

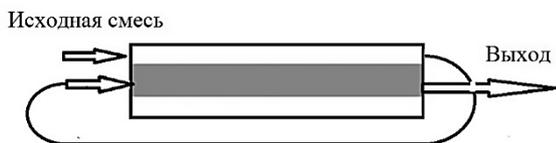


Рис. 1. Схема потоков в трубчатом реакторе
Fig. 1. Flow diagram in a tubular reactor

Зависимость степени превращения от температуры по ходу реактора имеет характерный вид (рис. 2), который совпадает, например, с описанными в учебной и научной литературе [17, 19].

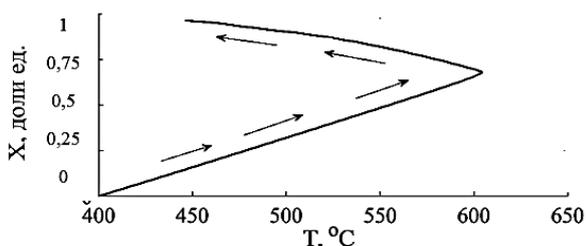


Рис. 2. Профиль степеней превращения диоксида серы в политропическом трубчатом реакторе
Fig. 2. The profile of the degrees of conversion of sulfur dioxide in a polytropic tubular reactor

Разработанная математическая модель, представленная системой уравнений (15), использована для оценки возможности и качества управления рассматриваемым процессом. Подобный подход использован авторами ранее в [24] для разработки системы автоматического управления (САУ) энерготехнологическим топочным устройством.

В качестве условного примера задача управления конкретизирована в предположении, что необходимо стабилизировать степень превращения диоксида серы на выходе политропического трубчатого реактора при нестабильном расходе исходной газовой смеси на входе.

Для простоты изложения концентрацию диоксида серы в исходной газовой смеси можно считать постоянной. Кроме того, предполагается возможность фиксации текущей степени превращения на выходе с использованием газоанализатора или каким-либо другим способом, включая и моделирование.

Задающим воздействием в разрабатываемой САУ является расход исходной газовой смеси G^* , при котором обеспечивается требуемое стабилизируемое значение степени превращения на выходе реактора. В процессе управления по известной текущей степени превращения моделируется текущий расход исходной газовой смеси G . Полученное значение расхода сравнивается с его задающим значением G^* , и определяется текущая невязка $\Delta e = G - G^*$, которая срабатывает в системе управления на основе обратной связи.

Для программной оценки задающего воздействия и текущего расхода необходимо использовать разработанную модель (15). При управлении целесообразно использовать не саму модель, а полученную на основе вычислительного эксперимента с ней функцию регрессии, отражающую зависимость расхода исходной газовой смеси, G , м³/с, от степени превращения X на выходе реактора. Эта функция определена в диапазоне варьирования скорости фильтрации в реакционной зоне ($w_T = 0,5-1,5$ м/с) и степени превращения ($x = 0,86-0,96$) имеет следующий вид:

$$G = 1,815 + 5,727 \cdot X + 6,109 \cdot X^2 + 2,196 \cdot X^3 \quad (16)$$

Основные функциональные элементы и соответствующая структурная модель САУ трубчатым реактором представлены на рис. 3.

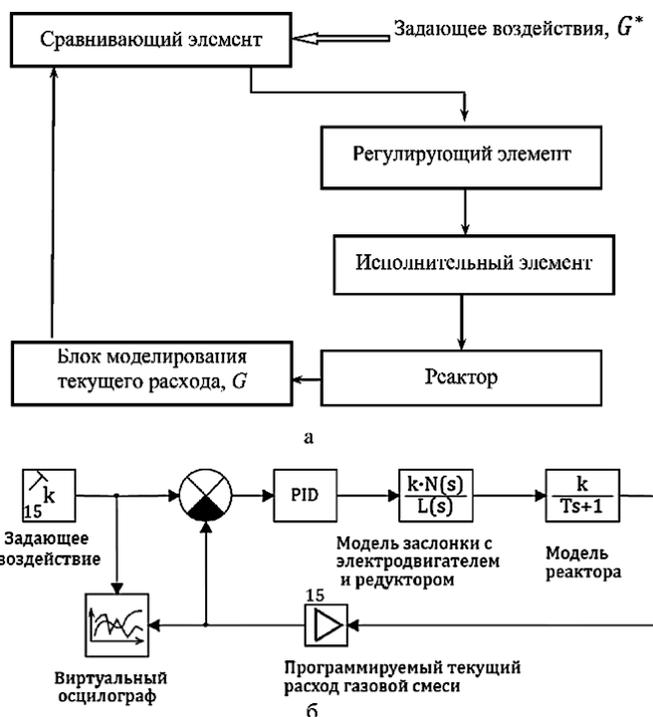


Рис. 3. Основные функциональные элементы (а) и структурная модель (б) системы управления трубчатым реактором
Fig. 3. Main functional elements (a) and structural model (b) of a tubular reactor control system

Структурная модель САУ реализована в отечественной среде моделирования технических систем SimInTech [25], где функциональные блоки системы управления моделируются соответствующими динамическими элементами. Объект управления описывается аperiodическим звеном первого порядка с передаточной функцией:

$$W(s) = \frac{k}{T_{sp} \cdot s + 1}, \quad (17)$$

где k – коэффициент передачи звена; T_{sp} – постоянная времени звена, с.

Коэффициент передачи звена в первом приближении может быть принят равным объемной концентрации диоксида серы в исходной газовой смеси, которая в рассматриваемом примере равна 11%. В свою очередь, постоянная времени передаточной функции оценивается средним временем пребывания реагирующих газов в реакционной зоне, и для рассматриваемого примера ее можно принять 1,5 с.

Включенный в систему управления функциональный блок программного определения текущего расхода на структурной модели при предварительной оценке САУ можно принять типовым безынерционным звеном с передаточной функцией, равной константе.

Поскольку в статье речь не идет о детальной разработке САУ, то принято, что функцию исполнительного элемента выполняет электродвигатель с редуктором и заслонкой, регулирующей расход исходной газовой смеси. Эти элементы представляются известными типовыми звеньями, для математического описания которых использовался алгоритм, изложенный в [25, 26].

Разработанная и представленная на рис. 3б модель позволяет провести компьютерную оценку возможности и качества управления рассматриваемой САУ.

На основе оценки настроенная динамическая модель ПИД-регулятора условной САУ представляется следующей передаточной функцией:

$$W_{PID} = 500 + 300 \cdot \frac{1}{s} + 280 \cdot s, \quad (18)$$

где s – комплексная величина в интегральном преобразовании Лапласа [26].

Качество переходного процесса и точность САУ иллюстрируется на рис. 4. Задающее воздействие равно $15 \text{ м}^3/\text{ч}$, что соответствует степени превращения 0,96.

Переходный процесс характеризуется одним перерегулированием, составляющим примерно

5%, при этом быстродействие системы равно примерно 6,4 с. В случае необходимости изменение быстродействия можно обеспечить включением в систему соответствующих корректирующих элементов. Система управления не имеет статической ошибки и, следовательно, является астатической.

Предполагается, что разработанная в статье математическая модель может быть использована при создании адаптивных или самонастраивающихся систем управления технологическими процессами, в которых используются трубчатые реакторы.

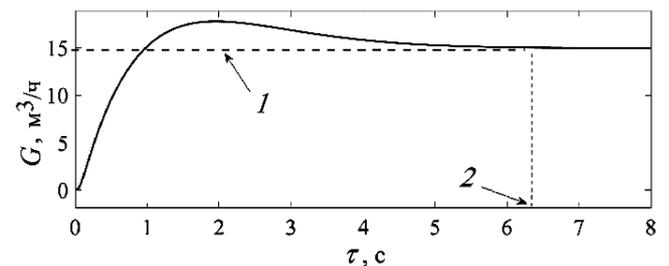


Рис. 4. График переходного процесса САУ трубчатым реактором: 1 – задающее воздействие; 2 – быстродействие

Fig. 4. Diagram of the transition process of the automatic control system of the tubular reactor: 1 – giving impact; 2 – speed

ВЫВОДЫ

Разработана и представлена математическая модель для количественной оценки текущего профиля степеней превращения целевого компонента химически активной реакционной газовой смеси по ходу ее движения в политропическом трубчатом реакторе. Математическая модель позволяет проводить оперативный анализ технологического режима реактора при подготовке исходных данных на проектирование и разработку САУ.

Проведена апробация модели на примере оценки процесса контактного окисления диоксида серы. Полученная зависимость степени превращения от температуры по ходу реактора имеет характерный вид, который совпадает с описанным в литературных источниках.

Предложена структурная модель САУ политропическим трубчатым реактором, которая ориентирована на использование компьютерного моделирования.

Проведена апробация модели САУ на конкретном примере стабилизации степени превращения диоксида серы на выходе реактора при нестабильном расходе исходной газовой смеси на входе. Для оценки возможности и качества разработанной системы управления использована отечественная среда динамического моделирования технических систем SimInTech.

Предполагается, что разработанная в статье математическая модель может быть использована при создании адаптивных или самонастраивающихся систем управления технологическими процессами, в которых используются трубчатые реакторы.

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

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

ЛИТЕРАТУРА

1. **Кафаров В.В.** Методы кибернетики в химии и химической технологии. М.: Химия. 1985. 448 с.
2. **Гартман Т.Н., Клущин Д.В.** Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов. М.: Академкнига. 2008. 416 с.
3. **Голованчиков А.Б., Дулькина Н.А., Ефремов М.Ю.** Моделирование неизотермических трубчатых реакторов по функциям отклика. *Теор. осн. хим. технологии*. 2011. Т. 45. № 4. С. 386-390.
4. **Голованчиков А.Б., Дулькина Н.А., Аристова Ю.В., Фотина Н.И.** Диффузионная модель структуры потоков для политропных трубчатых реакторов. *Изв. Волгоград. гос. техн. ун-та*. 2013. № 1 (104). С. 54-58.
5. **Малыгин Е.Н., Михайлова П.Г., Рябинин В.С., Усков А.С.** К методике проектирования трубчатого реактора. *Вестн. Тамбов. гос. техн. ун-та*. 2012. Т. 18. № 3. С. 578-582.
6. **Malygin E.N., Ryabinin V.S.** Mathematical modeling of a tubular reactor. Controlling the activity of the catalyst. *Vestn. Tambov. gos. tekhn. un-ta*. 2013. Т. 19. № 1. С. 38-42.
7. **Шишляников В.В., Павлов Д.А., Каликин А.А.** Теплообмен в трубчатых реакторах идеального вытеснения. *Изв. Волгоград. гос. техн. ун-та*. 2014. № 1 (128). С. 85-87.
8. **Бобоеров Р.А., Аvezов Т.А.** Моделирование трубчатого химического реактора в пакете прикладных программ MatLab. *Universum: техн. науки*. 2021. № 4(85). Дата обращения 25.08.2022. Режим доступа: <https://universum.com/ru/tech/archive/item/11580>. DOI: 10.32743/UniTech.2021.85.4-3.80-83.
9. **Сафиуллина Л.Ф., Губайдуллин И.М.** Исследование параметрической чувствительности трубчатых реакторов. *Вестн. Башкир. ун-та*. 2021. Т. 26. № 4. С. 899-902. DOI: 10.33184/bulletin-bsu-2021.4.7.
10. **Luyben W.L.** Chemical reactor design and control. Wiley. 2007. 430 p.
11. **Dostál P., Bobál V., Vojtěšek J.** Simulation of steady-state and dynamic behaviour of a tubular chemical reactor. Proc. 22nd European Conference on Modelling and Simulation. ECMS 2008. Nicosia. Cyprus. 2008. P. 487-492. DOI: 10.7148/2008-0487.
12. **Vojtesek J., Dostal P.** Adaptive control of the tubular reactor with co- and counter-current cooling in the jacket. Proc. 23rd Conference on Modelling and Simulation. ECMS 2009. P. 544-550. DOI: 10.7148/2009-0544-0550.
13. **Dostál P., Vojtěšek J., Bobál V.** Simulation of adaptive control of a tubular chemical reactor. Proc. 26th European Conference on Modelling and Simulation. ECMS 2012. DOI: 10.7148/2012-0419-0425.
14. **Dostal P., Bobal V., Vojtesek J.** Adaptive LQ cascade control of a tubular chemical reactor. *MATEC Web Conf*. 2016. V. 76. DOI: 10.1051/mateconf/20167601004.
15. **Nájera I., Álvarez J., Baratti R., Gutiérrez C.** Control of an exothermic packed-bed tubular reactor. Paper presented at the IFAC-PapersOnLine. 2016. N 49(7). P. 278-283. DOI: 10.1016/j.ifacol.2016.07.282.

REFERENCES

1. **Kafarov V.V.** Methods of cybernetics in chemistry and chemical technology. M.: Khimiya. 1985. 448 p. (in Russian).
2. **Gartman T.N., Klushin D.V.** Fundamentals of computer modeling of chemical and technological processes. M.: Akademkniga. 2008. 416 p. (in Russian).
3. **Golovanchikov A.B., Dulkina N.A., Efremov M.Yu.** Modeling of non-isothermal tubular reactors by response functions. *Theor. Osnovy. Khim. Tekhnol*. 2011. V. 45. N 4. P. 386-390 (in Russian).
4. **Golovanchikov A.B., Dulkina N.A., Aristova Yu.V., Fotina N.I.** Diffusion model of flow structure for polytropic tubular reactors. *Izv. Volgograd. Gos. Tekhn. Univ*. 2013. N 1 (104). P. 54-58 (in Russian).
5. **Malygin E.N., Mikhailova P.G., Ryabinin V.S., Uskov A.S.** On the method of designing a tubular reactor. *Vestn. Tambov. Gos. Tekhn. Univ*. 2012. V. 18. N 3. P. 578-582 (in Russian).
6. **Malygin E.N., Ryabinin V.S.** Mathematical modeling of a tubular reactor. Controlling the activity of the catalyst. *Vestn. Tambov. Gos. Tekhn. Univ*. 2013. V. 19. N 1. P. 38-42.
7. **Shishlyannikov V.V., Pavlov D.A., Kalikin A.A.** Heat transfer in tubular reactors of ideal displacement. *Izv. Volgograd. Gos. Tekhn. Univ*. 2014. N 1 (128). P. 85-87 (in Russian).
8. **Boboerov R.A., Avyazov T.A.** Modeling of a tubular chemical reactor in an application software package MatLab. *Universum: tekhn. nauki*. 2021. N 4(85). (in Russian). Date of the address 25.08.2022. Access mode: <https://universum.com/ru/tech/archive/item/11580>. DOI: 10.32743/UniTech.2021.85.4-3.80-83.
9. **Safiullina L.F., Gubaidullin I.M.** Investigation of parametric sensitivity of tubular reactors. *Vestn. Bashkir. Univ*. 2021. V. 26. N 4. P. 899-902 (in Russian). DOI: 10.33184/bulletin-bsu-2021.4.7.
10. **Luyben W.L.** Chemical reactor design and control. Wiley. 2007. 430 p.
11. **Dostál P., Bobál V., Vojtěšek J.** Simulation of steady-state and dynamic behaviour of a tubular chemical reactor. Proc. 22nd European Conference on Modelling and Simulation. ECMS 2008. Nicosia. Cyprus. 2008. P. 487-492. DOI: 10.7148/2008-0487.
12. **Vojtesek J., Dostal P.** Adaptive control of the tubular reactor with co- and counter-current cooling in the jacket. Proc. 23rd Conference on Modelling and Simulation. ECMS 2009. P. 544-550. DOI: 10.7148/2009-0544-0550.
13. **Dostál P., Vojtěšek J., Bobál V.** Simulation of adaptive control of a tubular chemical reactor. Proc. 26th European Conference on Modelling and Simulation. ECMS 2012. DOI: 10.7148/2012-0419-0425.
14. **Dostal P., Bobal V., Vojtesek J.** Adaptive LQ cascade control of a tubular chemical reactor. *MATEC Web Conf*. 2016. V. 76. DOI: 10.1051/mateconf/20167601004.
15. **Nájera I., Álvarez J., Baratti R., Gutiérrez C.** Control of an exothermic packed-bed tubular reactor. Paper presented at the IFAC-PapersOnLine. 2016. N 49(7). P. 278-283. DOI: 10.1016/j.ifacol.2016.07.282.

16. **Polosin A.N.** Computer modeling system of chemical processes in tubular reactors. *J. Phys.: Conf. Ser.* 2020. V. 1479. N 1. DOI: 10.1088/1742-6596/1479/1/012076.
17. **Арис Р.** Анализ процессов в химических реакторах. Л.: Химия. 1967. 328 с.
18. **Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г.** Общая химическая технология. М.: Академкнига. 2007. 528 с.
19. Общая химическая технология. Ч.1: Теоретические основы химической технологии. Под ред. И.П. Мухленова. М.: ИД "Альянс". 2009. 254 с.
20. **Франк-Каменецкий Д.А.** Основы макрокинетики. Диффузия и теплопередача в химической кинетике. Долгопрудный: Изд. Дом «Интеллект». 2008. 408 с.
21. **Закгейм А.Ю.** Общая химическая технология: введение в моделирование химико-технологических процессов. М.: Логос. 2012. 304 с.
22. **Боресков Г.К.** Катализ в производстве серной кислоты. М. Л.: Госхимиздат. 1954. 198 с.
23. **Аксенчик К.В.** Технология серной кислоты. Череповец: Череповецкий гос. ун-т. 2017. 209 с.
24. **Андреев А.С., Аксенчик К.В.** Моделирование и оценка внедрения в практику энерготехнологического топочного устройства. *Изв. вузов. Химия и хим. технология.* 2022. Т. 65. Вып. 6. С. 81-87. DOI: 10.6060/ivkkt.20226506.6525.
25. **Карташов Б.А., Шабаяев Е.А., Козлов О.С., Щекатуров А.М.** Среда динамического моделирования технических систем SimInTech. Практикум по моделированию систем автоматического регулирования. М.: ДМК Пресс. 2017. 424 с.
26. **Никulin Е.А.** Основы теории автоматического управления. Частотные методы анализа и синтеза систем. СПб.: БХВ-Петербург. 2015. 632 с.
16. **Polosin A.N.** Computer modeling system of chemical processes in tubular reactors. *J. Phys.: Conf. Ser.* 2020. V. 1479. N 1. DOI: 10.1088/1742-6596/1479/1/012076.
17. **Aris R.** Analysis of processes in chemical reactors. L.: Khimiya. 1967. 328 p. (in Russian).
18. **Kutepov A.M., Bondareva T.I., Berengarten M.G.** General chemical technology. M.: Akademkniga. 2007. 528 p. (in Russian).
19. General chemical technology. Pt. 1: Theoretical foundations of chemical technology. Ed. by I.P. Mukhlenov. M.: ID "Al'yans ". 2009. 254 p. (in Russian).
20. **Frank-Kamenetsky D.A.** Fundamentals of macrokinetics. Diffusion and heat transfer in chemical kinetics. Dolgoprudnyj: Izd. Dom «Intellect». 2008. 408 p. (in Russian).
21. **Zakheim A.Yu.** General chemical technology: introduction to modeling of chemical and technological processes. M.: Logos. 2012. 304 p. (in Russian).
22. **Boreskov G.K.** Catalysis in the production of sulfuric acid. M. L.: Goskhimizdat. 1954. 198 p. (in Russian).
23. **Aksenchik K.V.** Sulfuric acid technology. Cherepovets: Cherepovets gos. Univ. 2017. 209 p. (in Russian).
24. **Andreev A.S., Aksenchik K.V.** Modeling and evaluation of the implementation of an energy technological furnace device into practice. *ChemChemTech [Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.].* 2022. V. 65. N 6. P. 81-87 (in Russian). DOI: 10.6060/ivkkt.20226506.6525.
25. **Kartashov B.A., Shabaev E.A., Kozlov O.S., Shchekaturov A.M.** SimInTech technical systems dynamic modeling environment. Workshop on modeling of automatic control systems. M.: DMC Press. 2017. 424 p. (in Russian).
26. **Nikulin E.A.** Foundations of the theory of automatic control. Frequency methods of analysis and synthesis of systems. SPb.: BHV-Petersburg. 2015. 632 p. (in Russian).

Поступила в редакцию 19.09.2022

Принята к опубликованию 18.10.2022

Received 19.09.2022

Accepted 18.10.2022