

УДК 681.5

СРАВНЕНИЕ СПОСОБОВ УПРАВЛЕНИЯ ТЕПЛООБМЕННЫМ АППАРАТОМ

© 2021 г. Л. Г. Тугашова^а, *, А. В. Затонский^б

^аАльметьевский государственный нефтяной институт, Альметьевск, Россия

^бПермский национальный исследовательский политехнический университет,
Березниковский филиал, Березники, Россия

*e-mail: tugashova@yandex.ru

Поступила в редакцию 16.12.2019 г.

После доработки 14.02.2020 г.

Принята к публикации 14.02.2020 г.

Актуальность работы обусловлена необходимостью поддержания заданной температуры на выходе теплообменного аппарата в условиях переменного расхода и состава сырья. Выполнен обзор методов совершенствования управления теплообменными аппаратами. Выполнен выбор параметров объекта управления и определены его особенности. Получена динамическая модель подогревателя с паровым пространством (кожухотрубного испарителя), применяемого для нагрева бензиновой фракции на выходе отбензинивающей колонны установки стабилизации нефти. Определены доля отгона и фракционный состав бензиновой фракции, являющийся возмущающим фактором. Математическая модель кожухотрубного испарителя представлена как объект с сосредоточенными параметрами в виде теплового баланса в дифференциальной форме с учетом транспортного запаздывания. Определен коэффициент теплоотдачи со стороны бензиновой фракции для пузырькового режима кипения и со стороны отбензиненной нефти для турбулентного режима. В Simulink реализована одно-контурная система автоматического регулирования (САР) и САР с участием полученной модели. В первом случае модель объекта представлена в пространстве состояний в канонической форме. Промежуточные сигналы (с матричных усилителей обратных связей) используются как управляющие воздействия. Во втором случае построена комбинированная система регулирования температуры на выходе теплообменника. Выходной сигнал модели поступает в качестве текущего параметра на регулятор 2, который формирует управляющий сигнал, компенсирующий возмущение. Заданием регулятору 2 служит выходной сигнал регулятора 1, который корректирует работу по выходной температуре объекта. Приведено сравнение способов регулирования с применением типовых регуляторов и с участием разработанной модели объекта. Показано, что показатели переходного процесса при применении моделей в управлении выше.

Ключевые слова: испаритель, динамическая модель, переменные состояния, регулирование, Matlab

DOI: 10.31857/S0040357120060226

ВВЕДЕНИЕ

Объекты теплоэнергетики и нефтепереработки имеют ряд особенностей: взаимосвязанность технологических параметров, наличие нелинейностей, транспортного запаздывания, функционирование в условиях воздействия контролируемых и неконтролируемых возмущений. Перечисленные факторы затрудняют управление такими объектами. Выход технологических параметров за регламентные значения может привести к аварийным ситуациям, перерасходу электроэнергии, снижению качества выпускаемой продукции и т.д.

Значительную часть аппаратов теплоэнергетических и нефтеперерабатывающих установок составляют теплообменники. Они различаются по назначению, принципу действия, конструктив-

ному исполнению. Наиболее распространенными среди них являются кожухотрубные, пластинчатые, теплообменники типа «труба в трубе», аппараты воздушного охлаждения, испарители.

В основном, на установках применяется управление по типовому проектному решению с одно-контурными и каскадными системами автоматического управления (САУ). Виды САУ теплообменниками и другими объектами теплоэнергетики и нефтепереработки приведены, например, в работах [1, 2]. Управление с помощью пропорционально-интегрально-дифференцирующих (ПИД)-регуляторов не обеспечивает требуемого качества переходных процессов в условиях воздействия возмущений и транспортного запаздывания [3].

В работе приведено сравнение систем управления теплообменниками с типовыми регуляторами и с применением моделей в условиях воздействия возмущений при наличии транспортно-го запаздывания.

ОБЗОР ЛИТЕРАТУРНЫХ ИСТОЧНИКОВ

Приведем краткий обзор существующих методов совершенствования управления теплообменными аппаратами. Авторами предлагаются следующие методы, улучшающие качество управления при воздействии возмущений. В статье [4] предложена адаптивная система регулирования температуры углеводородного конденсата на выходе из кожухотрубного теплообменника, состоящая из ПИ-регулятора и корректирующего устройства динамических свойств системы (запаса устойчивости по амплитуде). В работе [5] предложена САУ тепловой нагрузки барабанного котла с компенсатором расхода доменного газа. Системы с компенсаторами отличаются сложностью реализации, возмущений может быть несколько.

В ряде работ предложено управление на базе регуляторов с внутренней моделью ИМС (Internal Model Control). В статье [6] показана разработка математической модели кожухотрубного теплообменника и системы управления температурой нагреваемой жидкости с ИМС-моделью. В [7] предложено применение каскадной САУ теплоэнергетическими объектами на базе ИМС-модели для компенсации возмущений. В [8] для этих же целей используется усовершенствованная ИМС-модель – 2DOF (Two-Degree-Of-Freedom). Сложностью при применении таких систем является получение обращенной модели объекта. В Skogestad ИМС-модели [9] параметром настройки метода является число, связанное с желаемым временем переходного процесса. Объект задается звеном первого или второго порядка.

В работе [10] предложен принцип управления тепловым объектом по модели, когда объект представляется в виде системы в пространстве состояний, и промежуточные сигналы (с матричных усилителей обратных связей) используются как управляющие воздействия. В работе [11] предложена комбинированная система регулирования температуры на выходе теплообменника, в которой расход греющего агента дополнительно корректируют по давлению в аппарате и расходу нагреваемой среды.

Кроме этого, следует отметить, что важной задачей при управлении является учет транспортного запаздывания. Транспортное запаздывание может определяться по взаимной корреляционной функции [12], с использованием ЕМ-алгоритма [13], по контролируемым технологическим параметрам и др. При управлении технологиче-

скими процессами с транспортным запаздыванием применяется предиктор Смита, его модификации [14, 15], предиктивный ПИ-регулятор, регулятор Ресвика и др. В работе [16] показаны результаты управления с помощью ШИМ-регулирования температуры теплового объекта с распределенными параметрами с большим транспортным запаздыванием с предсказанием.

ВЫБОР ПАРАМЕТРОВ УПРАВЛЕНИЯ

Объектом исследования выбран подогреватель с паровым пространством (испаритель), предназначенный для подвода тепла в отпарную колонну установки стабилизации нефти малого нефтеперерабатывающего завода (НПЗ). Целью является повышение качества регулирования температуры на выходе из теплообменного аппарата в условиях воздействия возмущений и транспортного запаздывания.

В связи с поставленной целью необходимо решить следующие задачи.

1. Определить основные параметры объекта с разделением на группы.

2. Разработать математическую модель объекта управления с учетом взаимосвязанности параметров и реализовать полученную модель с помощью программного обеспечения (Matlab/Simulink).

3. Составить модель САУ температурой на выходе теплообменного аппарата, применить методы настройки параметров типовых регуляторов и методы управления по модели. Затем сравнить эффективность применения различных методов при внесении возмущений и наличии транспортного запаздывания.

Кратко опишем технологический процесс (рис. 1).

Вывод бензиновой фракции 1 с температурой начала кипения (НК)-85°C производится с тарелок отбензинивающей колонны и поступает в верхнюю часть отпарной колонны Т-1 для дополнительной отгонки легких фракций. Отбор бензиновой фракции НК-85°C производится по уровню в подогревателе R-1, который поддерживается регулятором уровня LIC-1. Контроль уровня в испарителе осуществляется с выводом показаний на системное управление.

Из куба Т-1 бензиновая фракция (поток 2) самотеком поступает в подогреватель R-1, где осуществляется её нагрев до температуры в пределах 85–95°C за счет отбензиненной нефти (поток 3) с температурой в пределах 200–210°C, поступающей от насоса в змеевик испарителя R-1. Температура в испарителе регулируется клапаном TIC-2, установленным на линии отбензиненной нефти после насоса в испаритель, и контролируется прибором с выводом показаний на системное

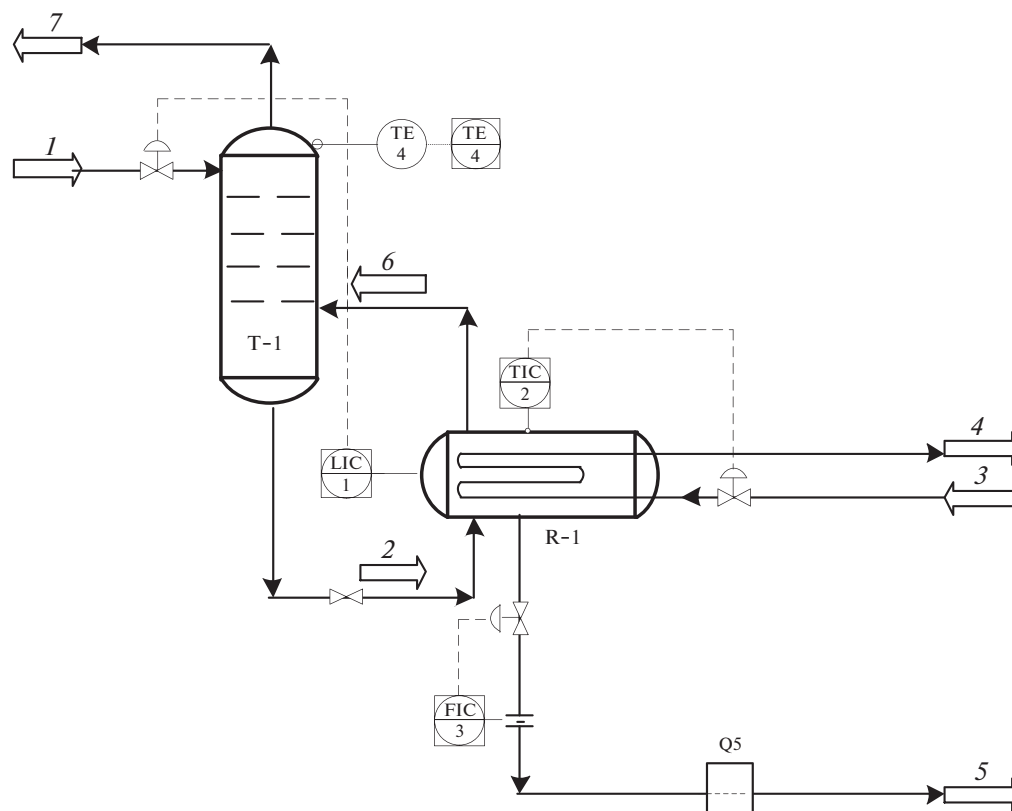


Рис. 1. Схема автоматизации объекта управления: 1 – бензиновая фракция из отбензинивающей колонны; 2 – бензиновая фракция из отпарной колонны; 3 – отбензиненная нефть из отбензинивающей колонны; 4 – отбензиненная нефть из испарителя; 5 – бензиновая фракция из испарителя; 6 – паровая бензиновая фракция из испарителя; 7 – легкие углеводороды из отпарной колонны.

управление. Паровая фаза (поток 6) возвращается под первую тарелку отпарной колонны T-1, а жидкая фаза (поток 5) направляется по технологической линии в трубчатую печь. Отбор проб бензиновой фракции для анализа фракционного состава осуществляется на линии 5 (Q5).

Показателем эффективности работы испарителя является температура паровой фазы бензиновой фракции НК-85°C на выходе из теплообменного аппарата. Задача управления состоит в поддержании температуры на выходе испарителя на заданном значении.

Все параметры объекта управления можно разделить на следующие взаимосвязанные группы:

– управляющее воздействие: F_3 – расход отбензиненной нефти, кг/с;

– вектор возмущающих воздействий: F_2 – расход бензиновой фракции на входе испарителя, кг/с; x – состав бензиновой фракции;

– векторы промежуточных параметров: T_{tr} – температура трубок в испарителе, °C; T_4 – температура отбензиненной нефти на выходе испарителя, °C;

– векторы выходных (управляемых) параметров: T_6 – температура паров бензиновой фракции на выходе испарителя, °C.

РАЗРАБОТКА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ КОЖУХОТРУБНОГО ИСПАРИТЕЛЯ

Обзор литературы показал, что, в основном, математические модели теплообменников получены для схем теплообмена, когда горячий поток охлаждается, а холодный нагревается (кожухотрубные аппараты), горячий поток конденсируется, холодный нагревается (конденсаторы, паро-жидкостные теплообменники), горячий поток конденсируется, холодный кипит (вертикальные термосифонные испарители, горизонтальные с паровым пространством), в которых теплоносителем является водяной пар. Особенностью объекта исследования является то, что горячий поток не меняет агрегатного состояния, то есть горячий поток (отбензиненная нефть) охлаждается, а холодный (бензиновая фракция) кипит.

Запишем уравнение теплового баланса для этого случая:

$$Q = F_3 c_3 (T_3 - T_4) = e F_2 r_6 + (1 - e) F_2 c_3 (T_5 - T_2). \quad (1)$$

Расход жидкой фазы бензиновой фракции F_5 , уходящей из испарителя, определяем, исходя из того, что содержание бензиновой фракции в нефти на действующей технологической установке составляет 5.24%. Следовательно, если на установку поступает сырье (нефть) в количестве 11.77 кг/с, то расход нефтепродукта составит $F_5 = 0.6123$ кг/с. Тогда расход бензиновой фракции, поступающей в испаритель F_2 , можно найти с учетом массовой доли отгона (доли образовавшихся паров из исходной смеси) e и по известному расходу жидкой фазы из испарителя F_5 : $F_2 = F_5/(1 - e)$. Доля отгона e позволяет определить расход паровой и жидкой фаз. Расход паровой фазы составляет $F_6 = eF_2$.

Для определения значения e при заданных давлении и температуре бензиновой фракции используется уравнение Трегубова [17]:

$$\sum_{j=1}^{NC} \frac{x_{ml,j}(k_j - 1)}{1 + e_{ml}(k_j - 1)} = 0. \quad (2a)$$

На исследуемой установке отбор проб бензиновой фракции осуществляется на линии после испарителя R-1 (рис. 1). Следовательно, считаем, что известен состав бензиновой фракции на выходе. В выражении (2a) также неизвестными величинами являются $x_{ml,j}$. Для их нахождения по известному составу жидкой фазы бензиновой фракции на выходе используем следующее выражение:

$$x_{ml,j}^{out} = \frac{x_{ml,j}}{1 + e_{ml}(k_j - 1)}. \quad (2б)$$

Бензиновая фракция НК-85°C разбивается на 4 узкие фракции по температурам кипения ($NC = 4$). Затем определяем массовый выход узких фракций на нефть, используя аппроксимацию истинных температур кипения (ИТК) нефти, полученную авторами в работе [18]. Также для определения точек ИТК бензиновой фракции могут применяться виртуальные датчики – анализаторы качества нефтепродуктов, представляющие собой математическую зависимость показателей качества (точек ИТК) от технологических параметров.

Затем переходим к массовым долям узких фракций в бензиновой фракции:

$$x = [0.1897 \ 0.2714 \ 0.2446 \ 0.2943].$$

Задаем температуру в испарителе: $T = 92^\circ\text{C}$. Определяем молярные массы, плотности узких фракций. Следующий шаг – переходим к молярным долям x_{ml}^{out} , определяем давление насыщенных паров, константы фазового равновесия k_j [17, 19]. Система уравнений (2a)–(2б) решалась с использованием функции Matlab fsolve [20]. В ре-

зультате получены значения мольной доли отгона e_{ml} и мольных долей узких фракций в сырье $x_{ml,j}$:

$$x_{ml} = [0.2907 \ 0.3117 \ 0.2356 \ 0.2528], \\ e_{ml} = 0.4516.$$

Найденное из системы уравнений (2a), (2б) значение e_{ml} переводится в массовую долю отгона: $e = 0.71$. Тогда расход бензиновой фракции, поступающей в испаритель, составит $0.6123/(1 - 0.4603) = 2.1113$ кг/с. Поступившая жидкость частично испаряется: расход паровой фазы в испарителе $1.1345 \times 0.4603 = 1.4998$ кг/с. Жидкая фаза ($F_5 = 0.6123$ кг/с) нагревается от температуры на входе в аппарат до температуры 92°C . Бензиновая фракция в испаритель поступает из отпарной колонны, следовательно, определить температуру на входе (T_2) можно из изотермы жидкой фазы, поступающей из отпарной колонны:

$$\sum_{j=1}^{NC} x_{ml} k_j = 1. \quad (2в)$$

Откуда находим значение температуры $T_2 = 89^\circ\text{C}$.

Тепловую нагрузку Q определим из уравнения теплового баланса испарителя (1). Решая уравнение (1), находим значение $Q = 180.6381$ кВт. Затем определяем удельную нагрузку: $q = Q/S$. Рассчитанное значение $q = 16.4216$ кВт/м², что меньше критического значения удельной тепловой нагрузки, следовательно, принимаем пузырьковый режим кипения в испарителе.

Для способа управления по модели необходимо разработать динамическую модель объекта. При получении системы уравнений динамической математической модели кожухотрубного испарителя принимаем следующие допущения: при постоянном давлении температура жидкой и паровой фаз одинакова; плотности, теплоемкости, коэффициенты теплоотдачи не изменяются во времени.

Уровень жидкой фазы в испарителе H поддерживается постоянным:

$$s \frac{dH}{dt} = \Delta F_1 - \Delta F_5 - \Delta F_6 = 0.$$

Количество теплоты, вошедшее в испаритель с жидкой бензиновой фракцией и полученное через стенки трубок от отбензиненной нефти, тратится на испарение и нагрев жидкости в аппарате и отводится уходящей жидкой и паровой фазой. Количество теплоты, поступившее с отбензиненной нефтью, идет на изменение температуры стенок трубок и отводится с уходящей нефтью.

Составим математическую модель кожухотрубного испарителя как объекта с сосредоточен-

ными параметрами в виде теплового баланса в дифференциальной форме:

$$\begin{aligned} & \left(\rho_{5.0}^L V_{5.0}^L c_{5.0}^L + \rho_{6.0}^V V_{6.0}^V c_{6.0}^V \right) \frac{d(\Delta T_6)}{dt} = \\ & = c_{2.0} T_{2.0} \Delta F_2 + \alpha_n S_n (\Delta T_{tr} - \Delta T_6) - \\ & - c_{5.0}^L F_{5.0}^L \Delta T_5 - c_{6.0}^V F_{6.0}^V \Delta T_6; \\ & \rho_{tr} V_{tr} c_{tr} \frac{d(\Delta T_{tr})}{dt} = \\ & = \alpha_{vn} S_{vn} (\Delta T_4 - \Delta T_{tr}) - \alpha_n S_n (\Delta T_{tr} - \Delta T_6); \\ & \rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0} \frac{d(\Delta T_4)}{dt} = -\alpha_{vn} S_{vn} (\Delta T_4 - \Delta T_{tr}) + \\ & + c_{3.0} T_{3.0} \Delta F_3 - c_{4.0} F_{4.0} \Delta T_4. \end{aligned} \quad (2)$$

Коэффициенты теплоотдачи, удельные теплоемкости, поверхность теплообмена в системе уравнений (2) определяем по известным формулам [21, 22].

При нахождении коэффициента теплоотдачи со стороны отбензиненной нефти для турбулентного режима (число Рейнольдса $> 10^4$) ведем расчет по следующей формуле:

$$\alpha_{vn} = 0.021 \frac{\lambda}{d_{vn}} \text{Re}^{0.9} \text{Pr}^{0.43} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{tr}} \right)^{0.25}. \quad (3)$$

По формуле (3) находим $\alpha_{vn} = 1.8474$ кВт/(м² °С).

Для пузырькового режима кипения коэффициент теплоотдачи со стороны бензиновой фракции определяем по следующей зависимости [23]:

$$\begin{aligned} \alpha_n &= b \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_k} \right)^{1/3} q^{2/3}, \\ b &= 0.075 + 0.75 \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{1/3}. \end{aligned} \quad (4)$$

По найденным значениям $q = 16.4216$ кВт/м², $\nu = 0.5941 \times 10^6$ м²/с, $\sigma = 0.0141$ Н/м и другим определяем $\alpha_n = 1.2243$ кВт/(м² °С).

Система уравнений (2) записана без учета транспортного запаздывания. Приведем математические выражения для транспортного запаздывания τ . Определим τ через контролируемые параметры технологического процесса, которые можно измерить или вычислить.

Запаздывание можно определить, зная среднюю скорость движения потока v и расстояние L или через расход F , плотность ρ и объем трубопровода V [24]:

$$\tau = \frac{L}{v}, \quad \tau = \frac{\rho V}{F}, \quad V = \pi R^2 L. \quad (6)$$

Преобразуем систему уравнений (2) с учетом транспортного запаздывания (6) к следующему виду:

$$\begin{aligned} \frac{dT_6(t)}{dt} &= -a(1)T_6(t) + a(2)T_{tr}(t) + a(3)F_2(t); \\ \frac{dT_{tr}(t)}{dt} &= -a(4)T_{tr}(t) + a(5)T_6(t) + a(6)T_4(t); \\ \rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0} \frac{dT_4(t)}{dt} &= \\ &= -a(7)T_4(t) + a(8)T_{tr}(t) + a(9)F_3(t - \tau). \end{aligned} \quad (7)$$

Здесь τ – запаздывание, обусловленное временем прохождения расстояния от исполнительного механизма на линии подачи отбензиненной нефти до испарителя;

$$a(1) = \frac{\alpha_n S_n + c_{5.0}^L F_{5.0}^L + c_{6.0}^V F_{6.0}^V}{\rho_{5.0}^L V_{5.0}^L c_{5.0}^L + \rho_{6.0}^V V_{6.0}^V c_{6.0}^V};$$

$$a(2) = \frac{\alpha_n S_n T_{tr}}{\rho_{5.0}^L V_{5.0}^L c_{5.0}^L + \rho_{6.0}^V V_{6.0}^V c_{6.0}^V};$$

$$a(3) = \frac{c_{2.0} T_{2.0}}{\rho_{5.0}^L V_{5.0}^L c_{5.0}^L + \rho_{6.0}^V V_{6.0}^V c_{6.0}^V};$$

$$a(4) = \frac{\alpha_n S_n + \alpha_{vn} S_{vn}}{\rho_{tr} V_{tr} c_{tr}}; \quad a(5) = \frac{\alpha_n S_n}{\rho_{tr} V_{tr} c_{tr}};$$

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

$$a(8) = \frac{\alpha_{vn} S_{vn}}{\rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0}}; \quad a(9) = \frac{c_{3.0} T_{3.0}}{\rho_{4.0} V_{4.0} c_{4.0}}.$$

Запишем систему уравнений (7) в следующем виде:

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} &= AX(t) + B_0 u(t - \tau) + B_1 f(t); \\ y(t) &= CX(t). \end{aligned} \quad (8)$$

Состав бензиновой фракции является возмущающим фактором. Изменение состава бензиновой фракции соответствует изменению доли отгона e и температуры на входе T_2 (уравнения (2а)–(2в)), которые учитываются коэффициентами модели.

С учетом вычисленных коэффициентов $a(1)$ – $a(9)$ получены следующие матрицы системы (8):

$$\begin{aligned} A &= \begin{pmatrix} -0.0268 & 0.2055 & 0 \\ 0.3535 & -0.8374 & 0.4681 \\ 0 & 0.2977 & -0.7868 \end{pmatrix}; \\ B_0 &= \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 7.8551 \end{pmatrix}; \quad B_1 = \begin{pmatrix} 0.2706 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix}; \quad C = (1 \ 0 \ 0). \end{aligned}$$

Для определения транспортного запаздывания τ по формуле (6) использовались значения технологических параметров и характеристик трубо-

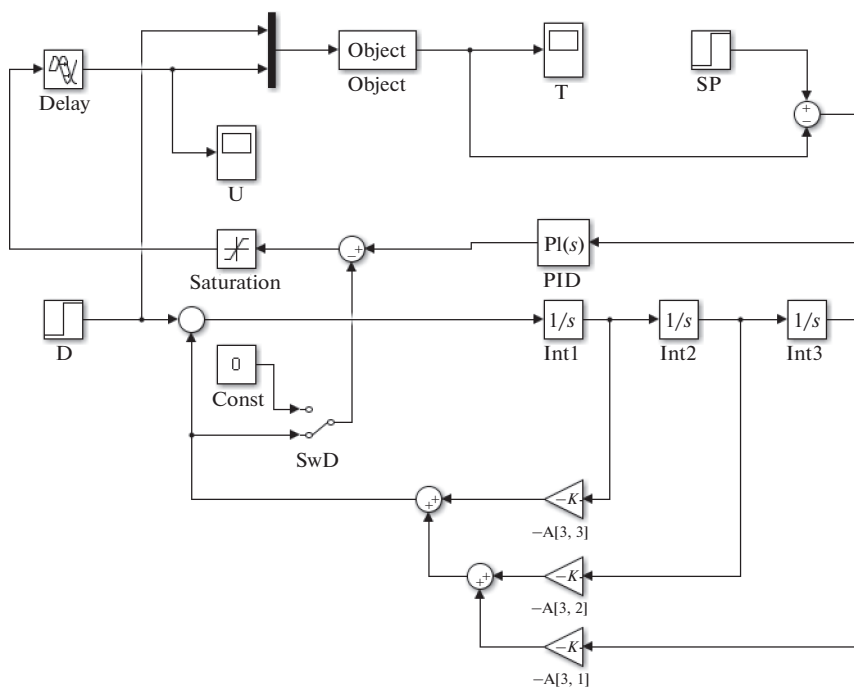


Рис. 2. Схема САУ в Simulink.

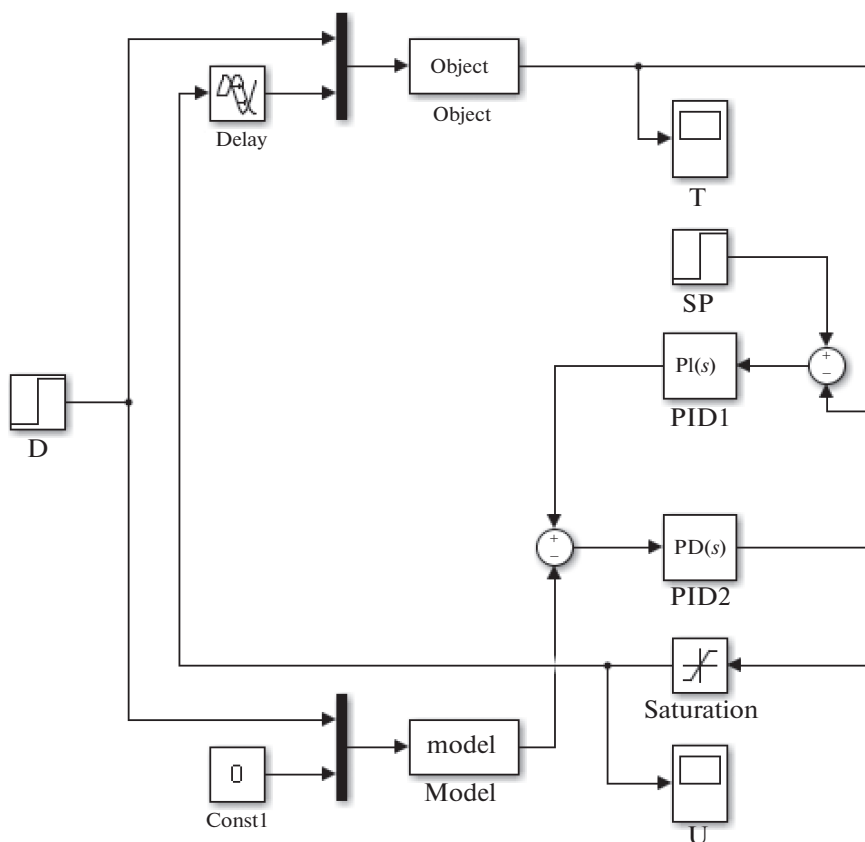


Рис. 3. Комбинированная система в Simulink.

провода из технологического регламента на действующую установку.

СРАВНЕНИЕ КАЧЕСТВА РЕГУЛИРОВАНИЯ

Математическая модель испарителя (8) реализована в программе Matlab в виде *m*-файла. Для удобства исследования представим полученную модель в Simulink с помощью библиотечного блока *S-function*, использующего *m*-файл.

Реализуем в Simulink системы автоматического регулирования (САР) следующих видов: одноконтурную и с участием полученной модели. Разместим блоки источников входных сигналов *D* (возмущение), *SP* (задание), запаздывание *Delay*, мультиплексор, модель объекта *Object*, регулятор *PID*, блок ограничителя выходного сигнала регулятора *Saturation*, дисплеи для наблюдения полученных результатов *T*, *U* (рис. 2).

С помощью ключа *SwD* выполняется подключение модели. При подаче сигнала *SwD* = 0 (блок *Const*) получим одноконтурную САР температуры на выходе испарителя. Параметры ПИ-регулятора в этом случае определяем с помощью инструмента Matlab *pidtune*.

Для улучшения качества регулирования дополним схему моделью, для чего преобразуем САР следующим образом.

Представим модель объекта (7) в пространстве состояний в канонической форме. Для такого перехода запишем модель объекта в следующем виде:

$$W(p) = \frac{b_2 p + b_1 p + b_0}{a_3 p^3 + a_2 p^2 + a_1 p + a_0} + \frac{b_{0u}}{a_3 p^3 + a_2 p^2 + a_1 p + a_0} \quad (9)$$

Здесь первое слагаемое является передаточной функцией по каналу возмущения, а второе – передаточной функцией по каналу управления.

По передаточной функции по каналу возмущения определим матрицы *A*, *B*, *C*, *D* в пространстве состояний в канонической форме. Для этого применяем следующие преобразования:

$$A = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \\ -\frac{a_0}{a_3} & -\frac{a_1}{a_3} & -\frac{a_2}{a_3} \end{bmatrix}; \quad B = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \end{bmatrix}; \quad (10)$$

$$C = \begin{bmatrix} b_0 & b_1 & b_2 \\ a_3 & a_3 & a_3 \end{bmatrix}; \quad D = 0.$$

С помощью блоков усилителей и интеграторов *Int* построим схему согласно каноническому представлению (10) (рис. 2). Матрицы *C*, *D* не используются и на рис. 2 не приведены. Сигналы с

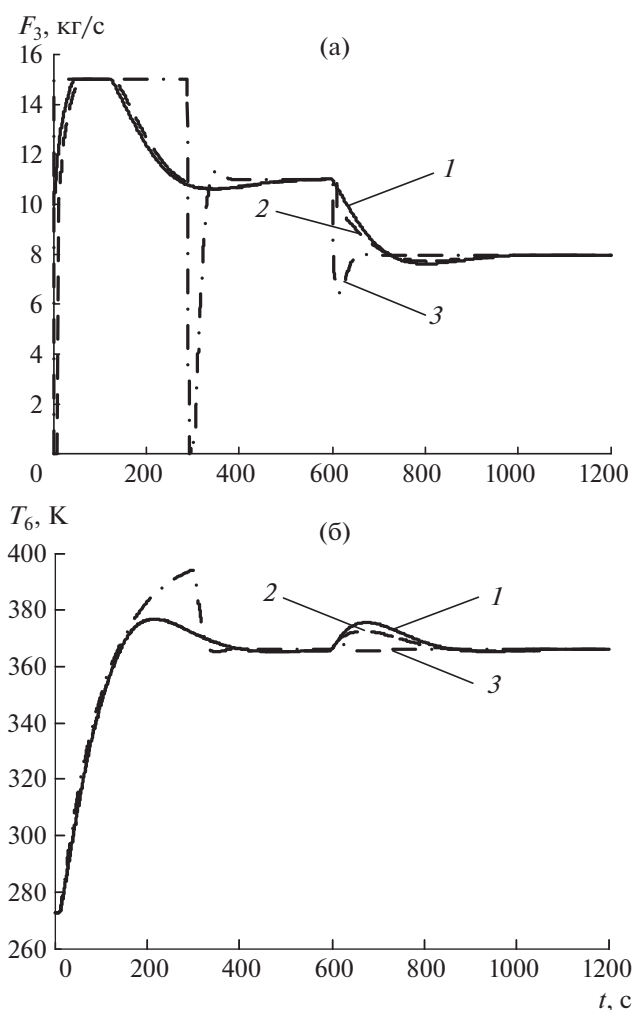


Рис. 4. Графики переходных процессов: (а) – изменение расхода отбензиненной нефти; (б) – изменение температуры бензиновой фракции на выходе испарителя; 1 – САР с типовым регулятором, 2 – САР с промежуточными сигналами модели; 3 – комбинированная САР с моделью.

матричных усилителей обратных связей модели ($-A(3,3)$, $-A(3,2)$, $-A(3,1)$) будем использовать в качестве управляющих воздействий. При подключении модели с помощью *SwD* промежуточные сигналы суммируются с выходным сигналом ПИ-регулятора.

Следующим способом управления с участием модели является комбинированная система, приведенная на рис. 3.

В блок *Model* поступают сигналы возмущающего и управляющего воздействия. В этом же блоке учитывается изменение фракционного состава бензиновой фракции (изменением параметров модели). Выходной сигнал блока поступает в качестве текущего параметра на П-регулятор *PID2*. П-регулятор *PID2* формирует управляющий сигнал, компенсирующий возмущение. За-

данием регулятору служит выходной сигнал регулятора *PID1*, который корректирует работу по выходной температуре объекта.

Сравним качество регулирования трех САР (рис. 4). Зададим изменение расхода сырья в виде ступенчатого воздействия (момент времени 600 с), в блоках *T*, *U* получим графики переходных процессов температуры на выходе испарителя для каждой САР. Сплошная линия *1* соответствует САР с типовым регулятором, штриховая линия *2* – САР с промежуточными сигналами модели, штрих-пунктирная линия *3* – комбинированная САР с моделью.

Как видим из рис. 4, качество регулирования с применением моделей лучше как по времени переходного процесса, так и величине перерегулирования.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Разработана динамическая модель испарителя установки стабилизации нефти малой нефтеперерабатывающей установки с учетом транспортного запаздывания. Модель представлена системой дифференциальных уравнений теплового баланса с последующим преобразованием в модель в пространстве состояний.

Реализованы три вида САР температуры на выходе теплообменного аппарата. Получено, что при управлении с участием модели при воздействии возмущений и наличии транспортного запаздывания показатели переходных процессов (время переходного процесса, перерегулирование) лучше. Результаты моделирования САР показали возможность использования в управлении моделей для поддержания температуры на выходе теплообменного аппарата на заданном значении.

Результаты исследований могут применяться на действующих технологических установках при управлении теплообменными аппаратами в условиях изменения расхода и состава поступающего сырья. Применение модели возможно без изменения существующей структуры системы управления в виде дополнительного модуля.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

A, B_0, B_1, C	матрицы системы
$a(1)–a(9)$	коэффициенты матрицы состояния
c	удельная теплоемкость, Дж/(кг °С)
d	диаметр труб, м
e	мольная доля отгона
F	расход, кг/с
f	возмущающее воздействие
k	константа фазового равновесия

L	расстояние
Q	тепловая нагрузка, Дж/с
q	удельная тепловая нагрузка, Вт/м ²
r	удельная теплота испарения, Дж/кг
S	поверхность теплообмена, м ²
s	площадь сечения, м ²
T	температура, К
u	управляющее воздействие
V	объем, м ³
X	переменные состояния
x	мольные доли компонентов в сырье
y	регулируемый параметр
α	коэффициент теплоотдачи, Вт/(м ² °С)
Δ	отклонение
λ	коэффициент теплопроводности, Вт/(м °С)
ν	коэффициент кинематической вязкости жидкой фазы при температуре кипения, м ² /с
ρ	плотность, кг/м ³
σ	поверхностное натяжение на границе раздела между жидкой и паровой фазой, Н/м
τ	транспортное запаздывание, обусловленное временем прохождения расстояния от исполнительного механизма на линии подачи отбензиненной нефти до испарителя
v	средняя скорость движения потока
Pr_{tr}	число Прандтля при температуре стенки трубок
Re	число Рейнольдса

ИНДЕКСЫ

0	номинальное значение
1–6	номера потоков, обозначенные на рис. 1
k	кипение
$j = 1, NC$	число узких фракций
L	жидкая фаза
ml	мольный
n	наружный
out	выход
tr	трубки
V	паровая фаза
vn	внутренний

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Дудников Е.Г., Казаков А.В., Софиева Ю.Н., Софиев А.Э., Цирлин А.М. Автоматическое управление в химической промышленности. М.: Химия, 1987.

2. Демченко В.А. Автоматизация и моделирование технологических процессов АЭС и ТЭС. Одесса: Астропринт, 2001.
3. Тугашова Л.Г. Исследование возможности управления процессом ректификации нефти с применением типовых регуляторов // Вестн. ЮУрГУ. Сер. Компьют. технол., упр., радиоэлектрон. 2016. Т. 16. № 3. С. 120.
4. Скороспешкин М.В., Цанко Г.П., Скороспешкин В.Н. Адаптивная система регулирования температуры кожухотрубного теплообменника // Изв. Томск. политех. унив. 2010. Т. 316. № 5. С. 151.
5. Исматходжаева С.К., Кузицин В.Ф. Повышение эффективности тепловой нагрузки паровых котлов при сжигании топлива нескольких видов // Теплоэнергетика. 2017. № 5. С. 82.
6. Sahoo A., Radhakrishnan T.K., Sankar Rao C. Modeling and control of a real time shell and tube heat exchanger // Resour.-Effic. Technol. 2017. V. 3. № 1. P. 124.
7. Степанец А.В. Регулирующий адаптивный комплекс на основе каскадной системы с моделью объекта управления // Вост.-Евр. ж. передовых технол. 2012. № 2/10 (56). С. 14.
8. Pan S., Anwar Md N. A PID controller design in 2DOF-IMC structure for integrating processes with dead-time // 5th International Symposium on Advanced Control of Industrial Processes (ADCONP), Hiroshima, 2014.
9. Skogestad S. Probably the best simple PID tuning rules in the world // J. Process Control. 2001. V. 1. P. 3.
10. Бильфельд Н.В. Управление технологическими объектами по модели // Нов. унив. Сер.: Тех. науки. 2016. № 3 (49). С. 22.
11. Редин В.Н., Туровский Ю.Е., Коваленко В.С., Ханин И.М. Способ автоматического управления теплообменным аппаратом. А. с. 572639 СССР // Бюлл. изобрет. 1977. № 34.
12. Штейнберг Ш.Е. Идентификация в системах управления. М.: Энергоатомиздат, 1987.
13. Гончаров А.А., Тугашова Л.Г., Жуков И.В. Определение транспортного запаздывания при получении виртуального анализатора для процесса ректификации нефти // Нефтеперераб. нефтехим. 2018. № 8. С. 10.
14. Huang H.P., Chen C.L., Chao Y.C., Chen P.L. Modified smith predictor with an approximate inverse of dead time // AIChE J. 1990. V. 36. № 7. P. 1025.
15. Кузицин В.Ф., Мерзликина Е.И., Хоанг В.В. ПИД-регулятор с предиктором и алгоритмом автоматической настройки: исследование эффективности для тепловых объектов // Теплоэнергетика. 2017. № 9. С. 80.
16. Евсеенко О.Н. Обзор существующих типов регуляторов температуры тепловых объектов // Вестн. НТУ "ХПИ". 2016. № 15 (1187). С. 16.
17. Гайле А.А., Пекаревский Б.В. Расчет ректификационных колонн. СПб.: СПбГТИ(ТУ), 2007.
18. Затонский А.В., Тугашова Л.Г. Моделирование статического режима процесса ректификации с идентификацией состава и свойств нефти // Изв. высш. учебн. завед. Нефть газ. 2015. № 6. С. 109.
19. Тугашова Л.Г. Разработка Matlab-модели аппарата воздушного охлаждения процесса атмосферной перегонки нефти // Вестн. науки образ. Сев.-Запада Росс. 2015. Т. 1. № 3. С. 7.
20. Затонский А.В., Тугашова Л.Г. Моделирование объектов управления в MatLab: учебное пособие. СПб.: Лань, 2019.
21. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Часть первая. Первичная переработка нефти / Под ред. Глаголевой О.Ф., Капустина В.М. М.: Химия, КолосС, 2006.
22. Филиппов В.В. Теплообмен в химической технологии. Теория. Основы проектирования: учебное пособие. Самара: Самар. гос. техн. ун-т, 2014.
23. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. М.: Химия, 2005.
24. Чермак И., Петерка В., Заворка И. Динамика регулируемых систем в теплоэнергетике и химии. М.: Мир, 1972.