

# Автоматизированные системы управления технологическими процессами

УДК 62-52:681.2

DOI: 10.14529/ctcr160313

## ИССЛЕДОВАНИЕ ВОЗМОЖНОСТИ УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ РЕКТИФИКАЦИИ НЕФТИ С ПРИМЕНЕНИЕМ ТИПОВЫХ РЕГУЛЯТОРОВ

*Л.Г. Тугашова*

*Альметьевский государственный нефтяной институт, г. Альметьевск*

Рассматривается разработка нелинейной динамической модели процесса ректификации нефти с применением MATLAB. Динамическая модель включает систему уравнений материального баланса, парожидкостного равновесия, теплового баланса. Поставлена задача оценки возможности применения методов настройки регуляторов для нелинейной модели. Коэффициенты таких регуляторов могут быть подобраны для конкретного состояния объекта. При переходе в другие состояния не обеспечивается требуемое качество переходных процессов. Одним из контролируемых возмущений в системе является расход сырья. Получены функции этого возмущения по разным каналам, используя нелинейную модель объекта. Приведены результаты аппроксимации контролируемых возмущений в системе с применением метода наименьших квадратов. Определены подходы к управлению многомерными объектами: связанное регулирование, управление с использованием математической модели. Методами, альтернативными ПИД, являются следующие: применение нечетких регуляторов, адаптивных регуляторов, структуры с применением генетических алгоритмов.

*Ключевые слова:* динамическая модель, ректификация, связанное регулирование, метод настройки регулятора.

### **Введение**

В многоконтурных системах автоматического регулирования включение в работу каждого нового контура регулирования меняет динамические свойства уже работающих контуров. Один из способов управления состоит в автономном регулировании параметров путем воздействия не только по основному каналу регулирования, но и компенсируя возмущение по перекрестному каналу.

Для устранения взаимных связей между каналами регулирования применяются специальные устройства – компенсаторы. В идеальном случае компенсирующее устройство должно обеспечивать полную автономность каналов управления. Применяется также способ управления с использованием математической модели объекта.

Колонна ректификации является сложным многопараметрическим объектом. Важной задачей является определение оптимальных параметров регуляторов в условиях взаимного влияния контуров регулирования и нелинейности модели процесса.

### **1. Динамическая модель процесса ректификации нефти**

В некоторых работах, например в [1], в системах управления предлагается использовать линейные модели процесса, которые являются упрощенными, не учитывают физико-химические свойства и все взаимосвязи параметров в сложном объекте.

Для процесса ректификации нефти получена нелинейная динамическая модель, которая в дальнейшем будет применяться в системе управления процессом на установке первичной перегонки нефти. Результаты моделирования рассматриваются на примере атмосферной колонны атмосферно-вакуумной трубчатки (АВТ). Нумерацию тарелок в аппарате принимаем снизу вверх, тарелка 1 – куб колонны, тарелка  $N$  – аппарат воздушного охлаждения (АВО). Из сепаратора от-

бирается бензиновая фракция и вода, из куба – мазут, который поступает в вакуумную колонну, боковой отбор (дизельное топливо) отбирается с 13-й тарелки. Поступающее в колонну на 4-ю тарелку сырье из трубчатой печи считаем парожидкостным. Принимаем допущение, что удерживающая способность по жидкости постоянная. Удерживающая способность по пару принимается нулевой ( $M_{V,i} = 0$ ).

Фракционный состав сырья определяется по аппроксимирующей зависимости, приведенной в [2]. С последней тарелки отводится поток тепла, на первую тарелку – подводится. В модели учитывается особенность подвода и отвода тепла, применяемого для атмосферных колонн. Отвод тепла осуществляется в аппарате воздушного охлаждения. Подвод тепла с помощью кипятильника или трубчатой печи в этом случае не применяется, так как при высокой температуре в низу колонны может произойти термическое разложение продукта – мазута. Подвод тепла осуществляется с перегретым водяным паром.

В работах [3–7] приводятся различные алгоритмы построения динамической модели процесса ректификации. Для разработки моделей используется подход на основе нелинейных алгебро-дифференциальных систем. Например, в [3] рассмотрено получение математических моделей динамики предельных режимов захлебывания массообменных технологических процессов колонного типа (ректификационных и абсорбционных колонн).

Приведем систему уравнений динамической модели процесса ректификации. Она включает уравнения общего материального баланса, покомпонентного материального баланса, парожидкостного равновесия, теплового баланса. Давление на каждой тарелке считается постоянным, по высоте колонны находится по перепаду давления.

Уравнение общего материального баланса:

$$\frac{d(M_{L,i} + M_{V,i})}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1} + F_i^L + F_i^V - (L_i + L_{S_i}) - (V_i + V_{S_i}). \quad (1)$$

Уравнение покомпонентного материального баланса:

$$\begin{aligned} \frac{d(M_{L,i}x_{ij} + M_{V,i}y_{ij})}{dt} = & L_{i+1}x_{i+1,j} + V_{i-1}y_{i-1,j} + e_{мл} \sum_{k=1}^{NF} \frac{P_{fk}}{P_i} F_k x_{fk} + \\ & + (1 - e_{мл}) \sum_k F_k x_{fk} - (L_i + L_{S_i})x_{i,j} - (V_i + V_{S_i})y_{i,j}, \end{aligned} \quad (2)$$

где  $M_{L,i}$ ,  $M_{V,i}$  – удерживающая способность по жидкости и пару, кмоль;  $L_i$ ,  $V_i$  – поток жидкости и пара на  $i$ -й тарелке, кмоль/с;  $F_i^L$ ,  $F_i^V$  – поток питания в виде жидкости и пара, поступающий на  $i$ -ю тарелку, кмоль/с;  $y_{i,j}$ ,  $x_{i,j}$  – мольная доля пара и жидкости на  $i$ -й тарелке;  $V_{S_i}$ ,  $L_{S_i}$  – отбор потока пара и жидкости с  $i$ -й тарелки, кмоль/с;  $e_{мл}$  – доля паровой фазы питания;  $P_{fk}$  – давление насыщенных паров чистого компонента, кПа;  $P_i$  – давление на  $i$ -й тарелке, кПа;  $F_k$  – поток питания, кмоль/с;  $x_{fk}$  – состав жидкой фазы питания.

Для процесса в полном конденсаторе (ступень разделения под номером  $N$ ) уравнение покомпонентного материального баланса имеет вид:

$$\frac{d(M_{L,N}x_{N,j})}{dt} = V_{N-1}y_{N-1,j} - (D + L)x_{N,j}, \quad (3)$$

где  $L$  – расход флегмы;  $D$  – расход верхнего продукта.

Для куба (ступень разделения под номером 1) можно записать следующее выражение:

$$\frac{d(M_{L,1}x_{1,j})}{dt} = L_2x_{2,j} - Wx_{1,j} - V_1y_{1,j}^*, \quad (4)$$

где  $W$  – расход кубового остатка.

Из равенства

$$\frac{d(M_{L,i}x_{ij})}{dt} = x_{ij} \frac{dM_{L,i}}{dt} + M_{L,i} \frac{dx_{ij}}{dt}$$

уравнение покомпонентного материального баланса (2) с учетом (1) можно переписать в виде:

$$\frac{dx_{ij}}{dt} = (L_{i+1}x_{i+1,j} + V_{i-1}y_{i-1,j} + e_{мл} \sum_{k=1}^{NF} \frac{P_{fk}}{P_i} F_k x_{f_k} + (1 - e_{мл}) \sum_k F_k x_{f_k} - (L_i + L_{S_i})x_{i,j} - (V_i + V_{S_i})y_{i,j} - x_{ij}(L_{i+1} + V_{i-1} + F_i^L + F_i^V - (L_i + L_{S_i}) - (V_i + V_{S_i}))) / M_i.$$

Уравнение фазового равновесия:

$$y_{i,j}^* = k_{i,j} x_{i,j}. \quad (5)$$

Стехиометрические соотношения:

$$\sum_{j=1}^{NC} y_{i,j} - 1 = 0; \quad \sum_{j=1}^{NC} x_{i,j} - 1 = 0, \quad (6)$$

где  $k_{i,j}$  – константа парожидкостного равновесия;  $NC$  – число компонентов;  $y_{i,j}^*$  – равновесный состав пара.

Тепловой баланс определяется:

$$\frac{d(M_{L,i} h_{L,i})}{dt} = L_{i+1} h_{L,i+1} + V_{i-1} h_{V,i-1} + Q_{fi} + Q_i - (L_i + L_{S_i}) h_{L,i} - (V_i + V_{S_i}) h_{V,i}, \quad (7)$$

где  $h_{L,i}$ ,  $h_{V,i}$  – энтальпии жидкости и пара, поступающих на  $i$ -ю тарелку, Дж/моль;  $Q_{fi}$  – поступление тепла с питанием, Дж/с;  $Q_i$  – количество тепла, подаваемого или отводимого с  $i$ -й тарелки, Дж/с.

Для определения энтальпии компонентов (узких фракций) жидкой фазы используется формула Крэга [8], а паровой фазы – формула Уэйра и Итона [8]. Формулы для определения расходов жидкости и пара на тарелках применяются из источника [7].

Энтальпии парового и жидкого потоков определяются следующим образом:

$$h_{L,i} = \sum h_{i,j}^L x_{i,j}; \quad h_{V,i} = \sum h_{i,j}^V x_{i,j}. \quad (8)$$

Несмотря на подачу верхнего острого орошения, в колонне остается избыток тепла ( $\Delta Q = Q_{прих} - Q_{расх}$ ), снимаемый боковыми циркуляционными орошениями, количество которых соответствует количеству боковых погоннов (обычно 1–3). Потоки циркуляционных орошений нужно также учитывать в уравнениях балансов.

Подвод тепла с перегретым водяным паром определяется как произведение энтальпии при определенном давлении и температуре на расход пара. При вводе в низ колонны водяного пара парциальное давление паров углеводородов снижается, что способствует испарению жидкости (ее кипению) при более низкой температуре. Вверху колонны учитывается отвод воды. Для нахождения энтальпии водяного пара и воды получены аппроксимирующие зависимости с использованием данных, приведенных в [9].

Тепловой баланс можно преобразовать в следующий вид (с учетом  $M_{V,i} = 0$ ):

$$M_i \frac{dh_{L,i}}{dt} = \frac{d(M_{L,i} h_{L,i})}{dt} - h_{L,i} \frac{dM_{L,i}}{dt}.$$

Полученная система уравнений (1)–(8) решается с применением MATLAB. При решении системы дифференциальных уравнений применялся метод Эйлера второго порядка, «решатель» ode15s.

Для использования в Simulink применяется S-функция, реализованная как М-файл, которая подключается с помощью библиотечного блока S-function. Flag указывает задачу, которая должна быть выполнена (табл. 1).

Таблица 1

Выполняемые задачи

Стадии моделирования	Flag
Инициализация	Flag=0
Вычисление производных	Flag=1
Вычисление выходов	Flag=3

Приведем примеры полученных результатов с применением MATLAB (рис. 1).

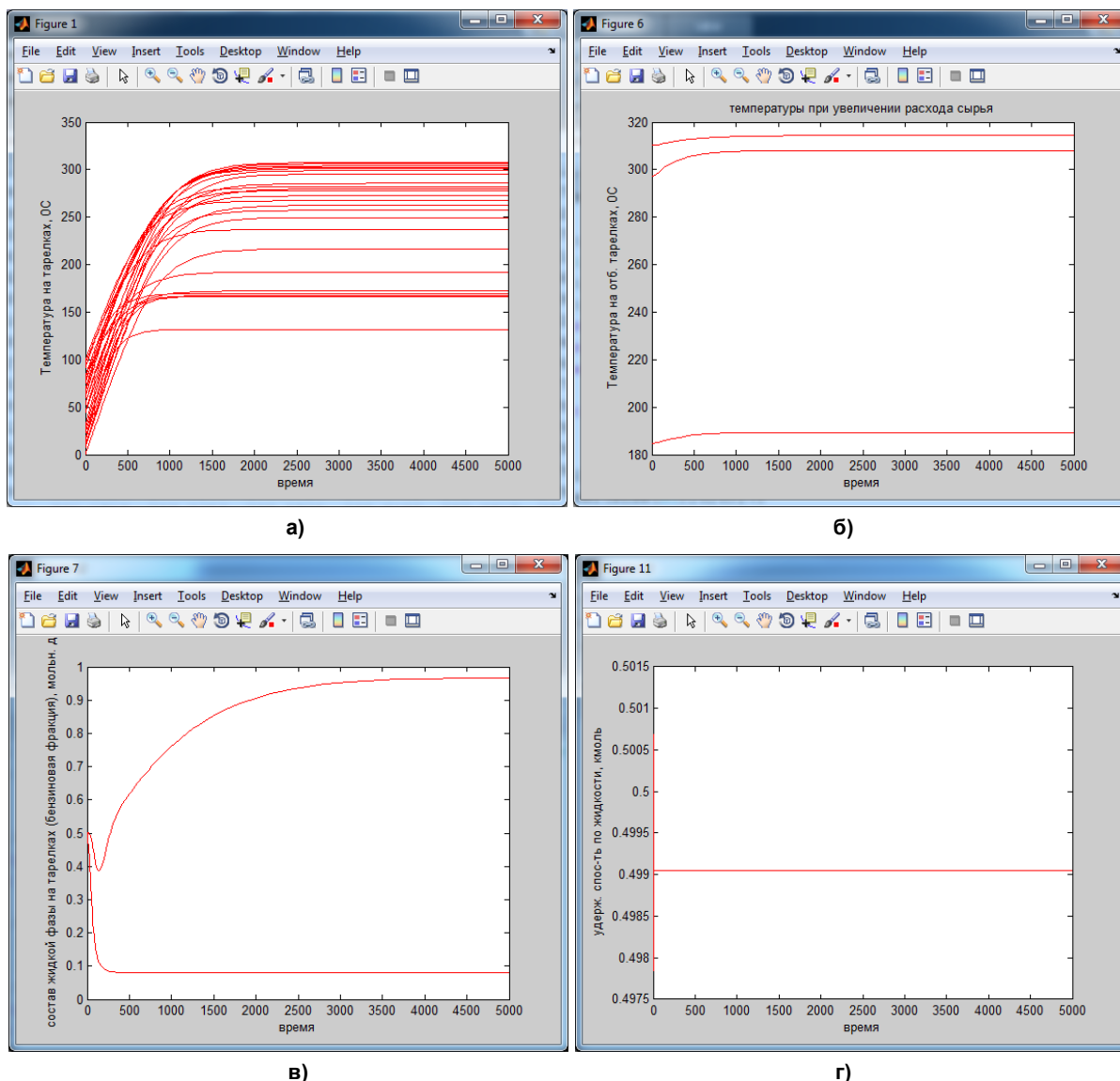


Рис. 1. Результаты моделирования в MATLAB: а – температуры на всех тарелках; б – температуры на отборных тарелках (расход сырья +20 %); в – содержание бензиновой фракции на верхней и нижней тарелке; г – удерживающая способность в сепараторе

## 2. Методы настройки регуляторов

Задача состоит в проверке работоспособности на таком нелинейном объекте методов настройки линейных регуляторов.

В отечественных системах управления, в основном, используются типовые линейные ПИ или ПИД алгоритмы, а усовершенствования выполняются путем применения многоконтурных систем автоматического регулирования. Обзор зарубежных статей показывает, что часто динамические модели объектов представлены в пространстве состояний (State Space), а при разработке новых алгоритмов регулирования применяется современная теория управления.

Для большого числа промышленных объектов управления отсутствуют достаточно точные математические модели. Проведение экспериментов по снятию динамических характеристик на объекте бывает затруднительно. Экспериментальный метод настройки регуляторов не требует знания математической модели объекта. Однако предполагается, что система может быть запущена в работу, а также существует возможность изменения настроек регулятора.

В зависимости от поставленной задачи, требуемого качества переходного процесса или других требований применяются следующие методы настройки регуляторов: В.Я. Ротача [10], А.П. Копеловича, Е.Г. Дудникова, Циглера – Никольса (Ziegler – Nichols) [11], Чина – Хронеса –

Ресвика (CHR), масштабирования [12], прямого адаптивного управления, Cohen – Coon, Tureus – Luuben, а также практические рекомендации организаций, занимающихся проектированием систем автоматизации и управления. Приведем сравнение некоторых из перечисленных методов.

В.Я. Ротач предложил метод настройки замкнутых систем управления, основанный на подаче пробных синусоидальных колебаний на вход регулятора. По амплитуде и фазе колебаний выходного сигнала объекта управления осуществляется расчет настроек ПИ-регулятора, исходя из условия обеспечения заданного показателя колебательности  $M$ .

Зиглер и Никольс предложили два метода настройки ПИД-регуляторов. Один из них основан на параметрах отклика объекта на единичный скачок, второй – на частотных характеристиках объекта управления. Метод Циглера – Никольса не учитывает требования к запасу устойчивости системы, что является его недостатком.

В отличие от Зиглера и Никольса, которые использовали в качестве критерия качества настройки декремент затухания, равный 4, Chien, Hrones и Reswick (CHR) использовали критерий максимальной скорости нарастания при отсутствии перерегулирования или при наличии не более чем 20%-ного перерегулирования. Такой критерий позволяет получить больший запас устойчивости, чем в методе Зиглера – Никольса. Преимуществами являются простота определения настроек и меньшее время настройки.

Идея метода масштабирования состоит в использовании уже имеющейся информации об эталонной системе автоматического регулирования (САР) с другим объектом управления, но с тем же регулятором, что и в настраиваемой замкнутой САР. Основным недостатком данного метода является необходимость наличия библиотеки эталонных САР.

Метод незатухающих колебаний Циглера – Никольса (Ziegler – Nichols). В работающей системе выключаются интегральная и дифференциальная составляющие регулятора ( $T_i = \infty$ ,  $T_d = 0$ ). Затем необходимо постепенно увеличивать коэффициент передачи, до тех пор, пока в контуре системы не возникнут незатухающие колебания. Полученное значение коэффициента передачи  $K_{кр}$  зафиксировать, а по графику переходного процесса определить период автоколебаний  $T_{кр}$ . Далее необходимо найти параметры настройки регулятора по эмпирическим формулам (табл. 2, [13]). После расчёта параметров регулятора обычно требуется его ручная подстройка для улучшения качества регулирования.

Таблица 2

Расчет коэффициентов регулятора

Регулятор	Расчет по частотным параметрам		
	$K$	$T_i$	$T_d$
П	$0,5/K_{кр}$	–	–
ПИ	$0,4/K_{кр}$	$0,8T_{кр}/K_{кр}$	–
ПИД	$0,6/K_{кр}$	$0,5T_{кр}/K_{кр}$	$0,125T_{кр}/K_{кр}$

Синтезу многосвязных систем управления, в том числе и процессом ректификации, посвящены работы как российских, так и зарубежных авторов: Я.З. Цыпкина, М.В. Меерова, С. Скогстада (SIMC-метод), Д.Б. Ригса, А.Ю. Торгашова, М. Морари и др.

Эффективность и качество настройки регуляторов можно повысить, применяя современные средства моделирования. Настройка динамических систем средствами MATLAB возможна на базе инструмента PID Tuner. С помощью пакета Control Design можно задать требуемые ограничения для переходного процесса в оптимизируемой системе [14]. Основными показателями качества переходного процесса являются перерегулирование, время регулирования, интегральные показатели.

### 3. Математические модели возмущений

Одним из контролируемых возмущений в системе является расход сырья. Получим функции этого возмущения по разным каналам, используя нелинейную модель объекта.

Характеристики определялись по следующим каналам: расход сырья – температура верха, расход сырья – температура дизельной фракции, расход сырья – температура куба. На рис. 2 приведены результаты аппроксимации «расход сырья – температура дизельной фракции», «расход сырья – температура куба».

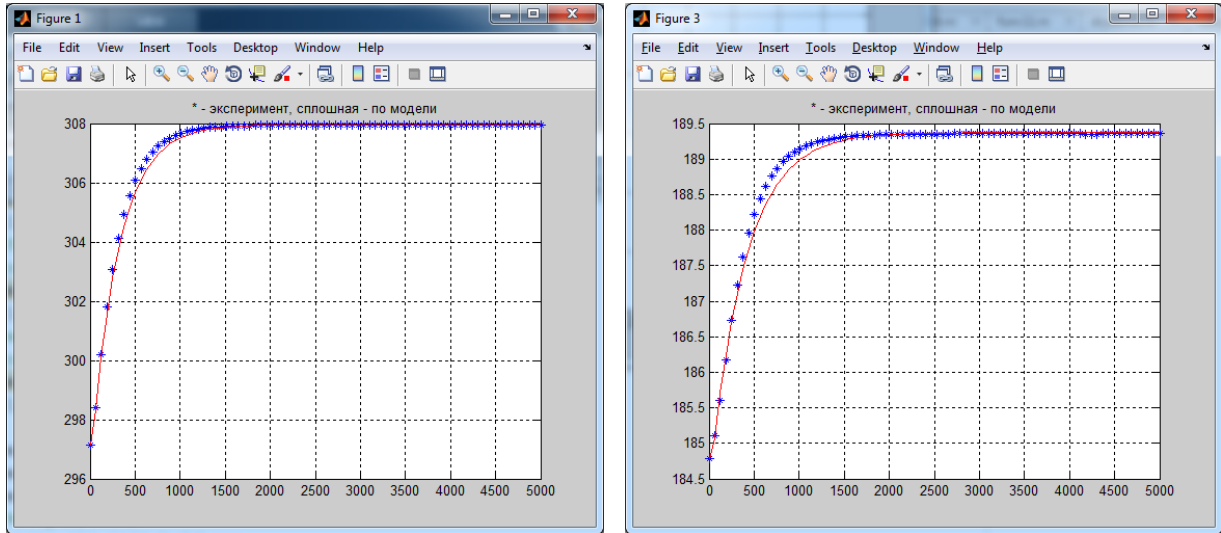


Рис. 2. Результаты аппроксимации

Аппроксимация выполнена следующим образом. Полученные «экспериментальные» данные определим дифференциальным уравнением первого порядка:

$$\frac{dy}{dt} + a_1 y = b_1 u, \tag{9}$$

где  $y$  – выходной сигнал,  $u$  – входной сигнал;  $a_1, b_1$  – неизвестные коэффициенты.

Проинтегрируем уравнение (9) и, взяв различные пределы интегрирования, получим систему уравнений для определения неизвестных коэффициентов  $a_1, b_1$  [15]:

$$Ax = b, \tag{10}$$

где

$$A = \begin{bmatrix} -\int_{t_0}^{t_1} y dt & \int_{t_0}^{t_1} u dt \\ -\int_{t_0}^{t_2} y dt & \int_{t_0}^{t_2} u dt \\ \dots & \dots \\ -\int_{t_0}^{t_k} y dt & \int_{t_0}^{t_k} u dt \end{bmatrix}, \quad x = \begin{bmatrix} a_1 \\ b_1 \end{bmatrix}, \quad b = \begin{bmatrix} y(t_1) - y(t_0) \\ y(t_2) - y(t_0) \\ \dots \\ y(t_k) - y(t_0) \end{bmatrix}.$$

Можно найти решение  $x$  методом наименьших квадратов (МНК):

$$x = (A^T A)^{-1} A^T b. \tag{11}$$

Выражение (11) в системе MATLAB реализуется операцией  $x=A \backslash b$ .

Уравнению (9) соответствует передаточная функция:

$$W(p) = \frac{b_1}{p + a_1}. \tag{12}$$

При реализации в MATLAB использовались следующие основные функции: *quad* – интегрирование функции методом Ньютона – Котеса; *interp1* – аппроксимация кубическим сплайном; *mldivide* – решение системы линейных уравнений.

Эту же задачу можно решить с применением функций *lsqnonlin*, *lscurvefit*.

Метод последовательного интегрирования в сочетании с методом наименьших квадратов позволяет найти с высокой точностью коэффициенты дифференциального уравнения. Средняя относительная погрешность для рис. 2, а составляет 0,0167 %, для рис. 2, б – 0,0335 %. Для рис. 2, а

## Управление в технических системах

получены результаты:  $a_1 = 0,003279$ ,  $b_1 = 16,19$ ; для рис. 2, б коэффициенты составляют:  $a_1 = 0,002064$ ,  $b_1 = 7,822$ .

Следует отметить, что вышеприведенный метод подходит и для аппроксимации кривой, определяемой дифференциальным уравнением второго порядка.

Полученные результаты применяются для определения функций компенсаторов.

### 4. Подходы к управлению многомерными объектами и полученные результаты

Системы управления технологическими процессами представляют собой сложные многопараметрические динамические системы с несколькими входными и выходными величинами. Существенное влияние на управление таких систем оказывает их внутренняя структура, которая, помимо основных каналов регулирования, содержит перекрестные связи. Для устранения взаимных связей между каналами регулирования в системах управления применяют компенсаторы, которые настраиваются таким образом, чтобы свести к минимуму перекрестные связи в управляемом многомерном объекте.

Можно назвать следующие способы управления многомерными объектами.

1. Связанное регулирование, при котором между регуляторами отдельных величин устанавливаются определенные перекрестные связи.

2. Второй способ состоит в управлении с использованием математической модели.

Один из вариантов такой схемы представлен на рис. 3. Схема содержит три входные и три выходные переменные. Информация о подаваемых на вход объекта расходах одновременно поступает также на входы модели и идентификатора. Выходы модели сравниваются с выходами объекта. Ошибки модели по каждому из каналов ( $\varepsilon_{mi} = Y_i - Y_{mi}$ ) вместе с информацией о входах используются идентификатором для подстройки параметров модели ( $x_1, \dots, x_n$ ).

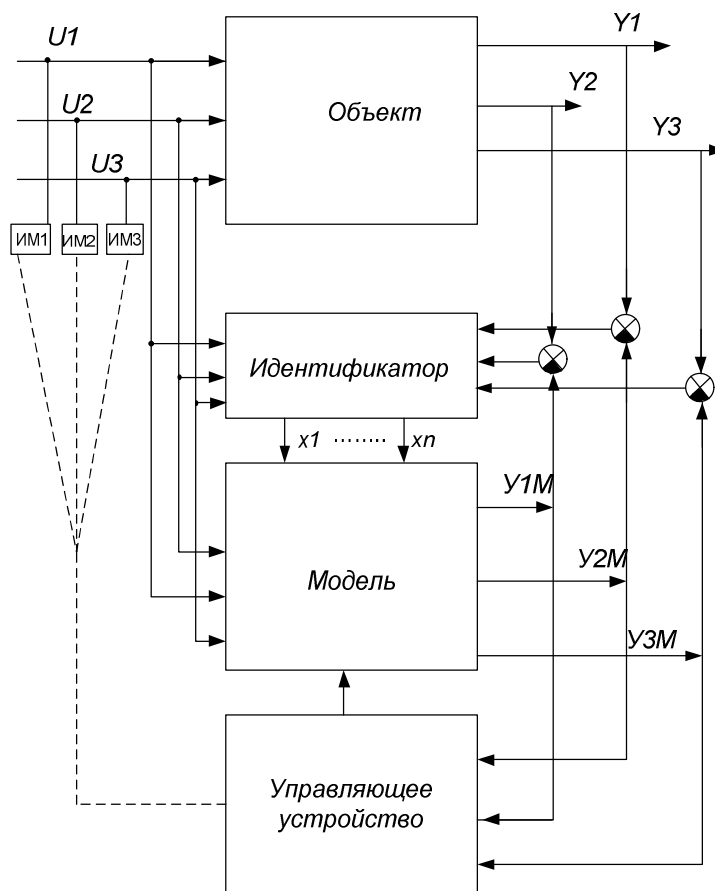


Рис. 3. Способ управления с использованием математической модели

В системе управления процессом ректификации нефти определены следующие основные параметры (рис. 4).

1. Управления: расход верхнего орошения LT, расход перегретого пара VB, отбор дизельного топлива DT.

2. Регулируемые параметры: температура верха (бензиновой фракции) TB, температура дизельной фракции TD, температура куба (мазута) TM.

3. Возмущения: расход сырья (отбензиненной нефти) FmIs (FS), температуры начала и конца кипения продуктовых фракций.

В Simulink получена математическая модель CAP, которая содержит следующие основные блоки: блок LTI – возмущение по расходу сырья; блок Nelin model – нелинейная модель объекта; блок регуляторов температуры отбора бензиновой фракции, дизельной фракции, мазута – PID1, PID2, PID3; блок компенсаторов – LTI1, LTI2, LTI3. Количество жидкости в сепараторе поддерживается отбором бензиновой фракции D (PID4). Количество жидкости в кубе поддерживается отбором кубового продукта (мазута) W (PID5).

Возмущениями в системе также являются показатели качества нефтяных фракций (например, температуры начала и конца кипения). Расход сырья на установке измеряется. Анализаторы на потоке не применяются, качество фракций измеряется с частотой 1 раз в день в лаборатории. Для определения показателей качества предлагается использовать полученные по экспериментальным данным динамические модели, по смыслу являющиеся виртуальными датчиками.

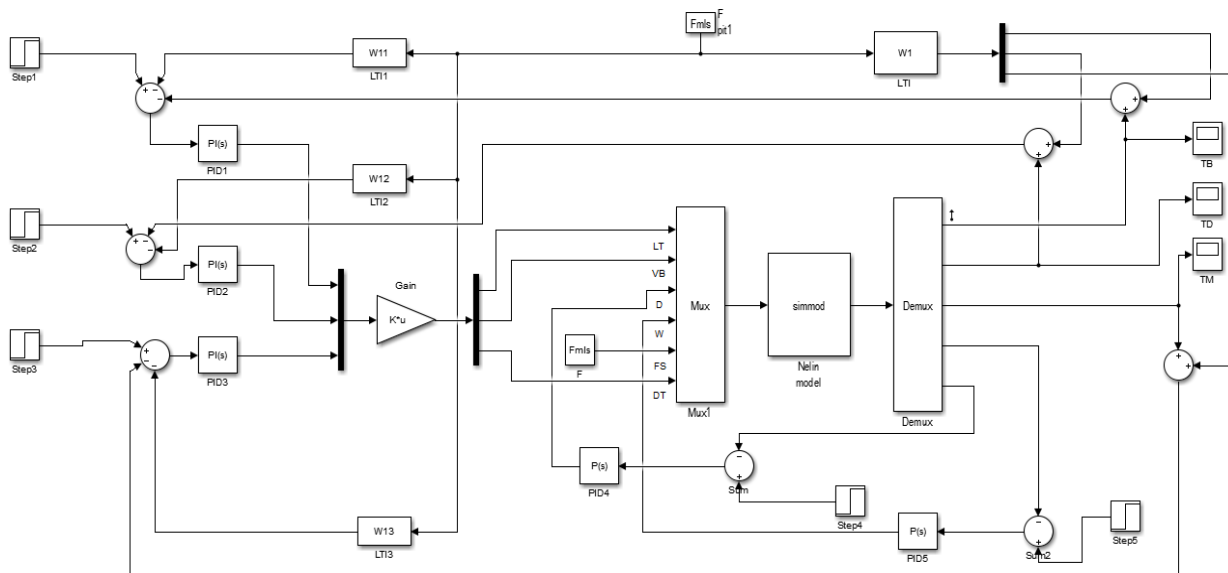


Рис. 4. Simulink-модель CAP

Полученные настроечные параметры регуляторов приведены в табл. 3.

Таблица 3

Параметры регуляторов

Регулируемый параметр	ПИ-регулятор	
	$K$	$T_i$
Температура верха	0,0457	29,1912
Температура диз. топлива	0,0368	67,6262
Температура низа	0,0163	78,1485

Коэффициенты таких регуляторов могут быть подобраны для конкретного состояния объекта, но при его переходе в другие состояния (изменение задания по температуре, возмущения) значения коэффициентов уже не позволяют получать требуемое качество переходных процессов. На рис. 5 показаны графики переходных характеристик, полученные при изменении задания по температуре.



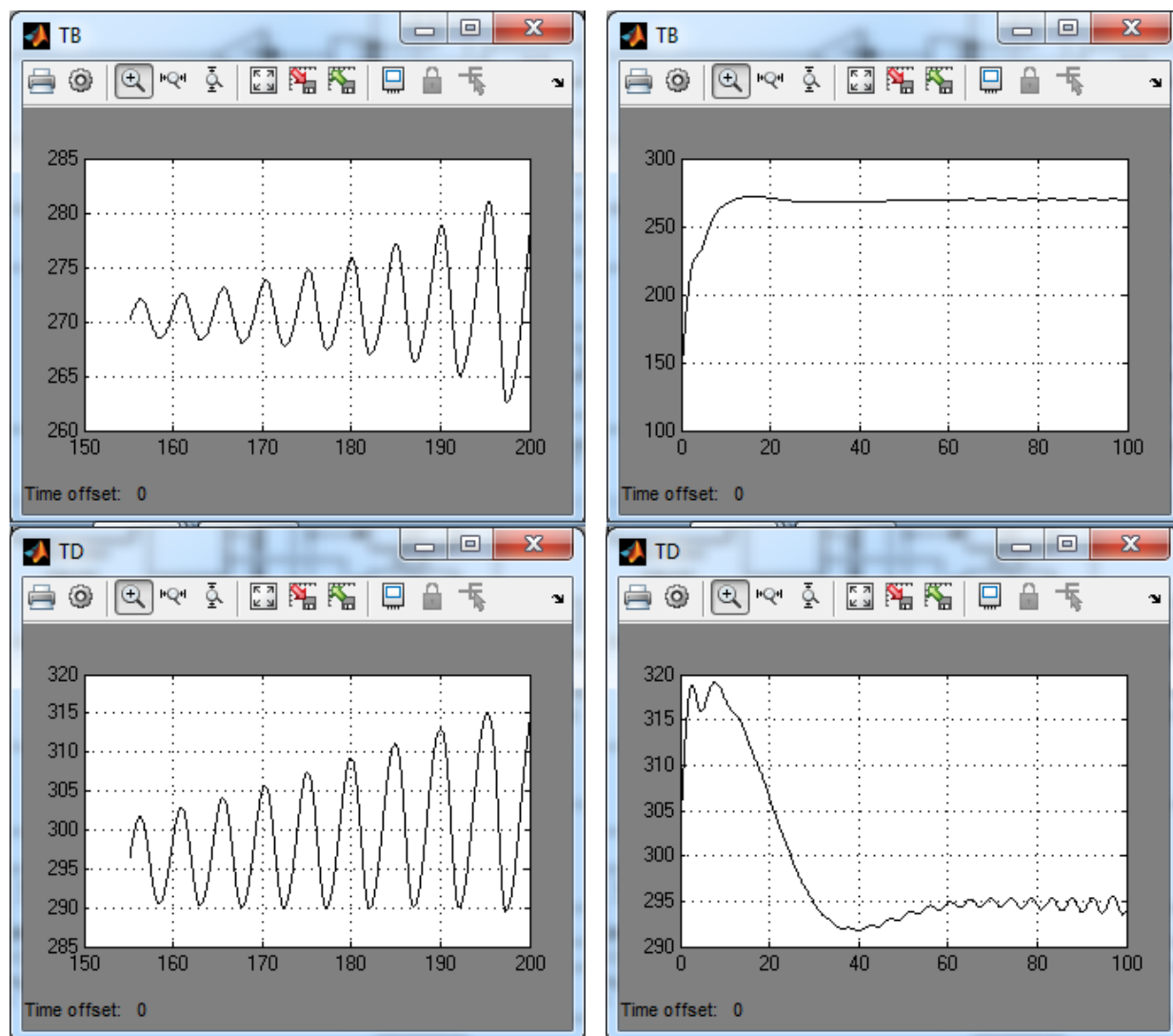


Рис. 5. Графики переходных характеристик

Как видим, линейные регуляторы не обеспечивают необходимого качества переходного процесса.

### Выводы

Решить поставленную задачу с помощью линейного ПИД-регулятора с постоянными коэффициентами сложно. Так как задача в системе «линейный регулятор-нелинейная модель» не решена, нужно применить другой вариант построения системы управления.

Методами, альтернативными ПИД, являются следующие методы: применение нетиповых регуляторов (ПДД, ПИДД) [17]; нечетких, нейронечетких регуляторов; адаптивных регуляторов; структуры с применением генетических алгоритмов; нейросетевая надстройка над ПИД-регулятором [18].

### Литература

1. Шаровина, С.О. Управление температурным профилем ректификационной колонны тарельчатого типа / С.О. Шаровина, В.П. Шевчук // Приборы и системы. Управление, контроль, диагностика. – 2013. – № 3. – С. 39–47.
2. Затонский, А.В. Моделирование статического режима процесса ректификации с идентификацией состава и свойств нефти / А.В. Затонский, Л.Г. Тугашова // Известия высших учебных заведений. Нефть и газ. – 2015. – № 6. – С. 109–116.

3. Дуго, Г.Б. Построение модели предельного режима функционирования массообменного технологического процесса / Г.Б. Дуго, Н.Б. Дуго, А.Ю. Торгашов // *Моделирование систем.* – 2012. – № 1 (31). – С. 80–86.
4. Rigorous dynamic simulation of industrial tray column, considered liquid flow regime and efficiency of trays / H.R. Mahdipoor, M. Shirvani, M.R. Jafari Nasr, S. Shakiba // *Trans IChemE, Part A: Chemical Engineering Research and Design.* – 2007. – Vol. 85(A8). – P. 1101–1111. DOI: 10.1205/cherd05035
5. Kvernland, M. Model Predictive Control of a Kaibel Distillation Column / M. Kvernland, I. Halvorsen, S. Skogestad // *Proceedings of the 9th International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems (DYCOPS 2010), Leuven, Belgium, July 5–7, 2010.* – P. 539–544.
6. Klingberg, A. Modelling and Optimisation of Batch Distillation / Klingberg, A. Department of Automatic Control Lund Institute of Technology, January 2000. – 57 p.
7. Skogestad, S. Dynamics and control of distillation columns – a critical survey / S. Skogestad // *Modelling identification and Control.* – 1997. – Vol. 18, no. 3. – P. 177–217. DOI: 10.4173/mic.1997.3.1
8. Мусеев, А.В. Расчетные методы определения физико-химических свойств углеводородных систем, нефтей и нефтепродуктов: Примеры и задачи: учеб. пособие / А.В. Мусеев. – Комсомольск-на-Амуре: КнАГТУ, 2010. – 179 с.
9. Ривкин, С.Л. Термодинамические свойства воды и водяного пара / С.Л. Ривкин, А.А. Александров. – М.: Энергия, 1975. – 80 с.
10. Ротач, В.Я. Теория автоматического управления / В.Я. Ротач. – М.: МЭИ, 2004. – 400 с.
11. Ziegler, J.G. Optimum settings for automatic controllers / J.G. Ziegler, N.B. Nichols // *Transactions of the ASME.* – 1942. – Vol. 64. – P. 759–768.
12. Бажанов, В.Л. Метод масштабирования – эффективный инструмент для практической настройки регуляторов в замкнутых САР / В.Л. Бажанов // *Приборы и системы. Управление, контроль, диагностика.* – 2006. – № 6. – С. 1–8.
13. Денисенко, В.В. ПИД-регуляторы: вопросы реализации / В.В. Денисенко // *Современные технологии автоматизации.* – 2008. – № 1. – С. 86–99.
14. Решения задачи статической реакторной системы методами имитационного моделирования и теории управления / А.В. Сухарев, Б.А. Головушкин, А.Н. Лабутин, Е.В. Ерофеева // *Автоматизация в промышленности.* – 2013. – № 12. – С. 35–39.
15. Гаркушенко, В.И. Теория автоматического управления: учеб. пособие / В.И. Гаркушенко, Г.Л. Дегтярев. – Казань: КГТУ им. А.Н. Туполева, 2012. – 167 с.
16. Затонский, А.В. Теоретический подход к управлению социально-техническими системами / А.В. Затонский // *Программные продукты и системы.* – 2008. – № 1. – С. 29–32.
17. Затонский, А.В. Программные средства глобальной оптимизации систем автоматического регулирования: моногр. / А.В. Затонский. – М.: Издат. центр РИОР, 2013. – 136 с.
18. Еременко, Ю.И. Об оценке энергоэффективности применения нейросетевого оптимизатора в решении задач управления нагревательными объектами / Ю.И. Еременко, Д.А. Полещенко, А.И. Глуценко // *XII Всероссийское совещание по проблемам управления. ВСПУ-2014. Москва 16–19 июня 2014 г.* – М., 2014. – С. 4713–4724.

**Тугашова Лариса Геннадьевна**, старший преподаватель кафедры автоматизации и информационных технологий, Альметьевский государственный нефтяной институт, г. Альметьевск; tugashova@yandex.ru.

*Поступила в редакцию 16 апреля 2016 г.*

## MANAGEMENT FEASIBILITY OF OIL FRACTIONATION PROCESS USING STANDARD CONTROLLERS

L.G. Tugashova, tugashova@yandex.ru

Almetyevsk State Oil Institute, Almetyevsk, Russian Federation

The paper deals with the development of nonlinear dynamic model of the process of rectification of oil using MATLAB. The dynamic model includes a system of mass balance equations, the vapor-liquid equilibrium, heat balance. The task of evaluating the possibility of using controllers tuning methods for nonlinear models. The coefficients of these regulators can be chosen for a particular state of the object. In the transition to other states required quality is not ensured transients. One of the controllable disturbances in the consumption of raw materials is a system. Receiving function of this disturbance through various channels, using the non-linear model of the object. Results approximation controlled perturbations in the system using the method of least squares. Approaches to the management of multidimensional objects: linked control, control using a mathematical model. Methods alternative PID are as follows: application of fuzzy, controllers, adaptive controllers, the structure using genetic algorithms.

*Keywords:* dynamic model, fractionation, interacting control, regulator setting method.

### References

1. Sharovina S.O., Shevchuk V.P. [Control of the Temperature Profile of the Distillation Column Plate Type]. *Instruments and Systems. Control, Monitoring, diagnostics*, 2013. no. 3, pp. 39–47. (in Russ.)
2. Zatonskiy A.V. Tugashova L.G. [Modeling of Static Mode Rectification Process with the Identification of the Composition and Properties of Oil]. *Proceedings of the Higher Educational Institutions. Oil and Gas*, 2015, no. 6, pp. 109–116. (in Russ.)
3. Digo G.B., Digo N.B., Torgashov A.Y. [Building of a Model of the Limit Mode of Functioning of the Mass Transfer Process]. *Simulation Systems*, 2012, no. 1 (31), pp. 80–86. (in Russ.)
4. Mahdipoor H.R., Shirvani M., Jafari Nasr M.R., Shakiba S. Rigorous Dynamic Simulation of Industrial Tray Column, Considered Liquid Flow regime and Efficiency of Trays. *Trans IChemE, Part A: Chemical Engineering Research and Design*, 2007, Vol. 85 (A8), pp. 1101–1111. DOI: 10.1205/cherd05035
5. Kvernland M., Halvorsen I., Skogestad S. Model Predictive Control of a Kaibel Distillation Column. *Proceedings of the 9th International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems (DYCOPS 2010)*, Leuven, Belgium, July 5–7, 2010, pp. 539–544.
6. Klingberg A. Modelling and Optimisation of Batch Distillation. Department of Automatic Control Lund Institute of Technology, January, 2000. 57 p.
7. Skogestad S. Dynamics and Control of Distillation Columns – a Critical Survey. *Modelling Identification and Control*, 1997, vol. 18, no. 3, pp. 177–217. DOI: 10.4173/mic.1997.3.1
8. Moiseev A.V. *Raschetnye metody opredeleniya fiziko-khimicheskikh svoystv uglevodorodnykh sistem, nefi i nefteproduktov: Primery i zadachi – Uchebnoe posobie* [Calculation Methods for Determination of Physical and Chemical Properties of Hydrocarbon Systems, Petroleum and Petroleum Products: Examples and Problems – Tutorial]. Komsomolsk-on-Amur, KnASTU Publ., 2010. 179 p.
9. Rivkin S.L., Aleksandrov A.A. *Termodinamicheskie svoystva vody i vodyanogo para* [Thermodynamic Properties of Water and Steam]. Moscow, Energy Publ., 1975. 80 p.
10. Rotach V.Ya. *Teoriya avtomaticheskogo upravleniya* [Theory of Automatic Control]. Moscow, MEI Publ., 2004. 400 p.
11. Ziegler J.G., Nichols N.B. Optimum Settings for Automatic Controllers. *Transactions of the ASME*, 1942, Vol. 64, pp. 759–768.
12. Bazhanov V.L. [Scaling Method – an Effective Tool for the Practical Setting of Regulators in Closed ATS]. *Instruments and Systems. Control, Monitoring, Diagnostics*, 2006, no. 6, pp. 1–8. (in Russ.)

13. Denisenko V.V. PID [Controllers: Issues of Implementation]. *Modern Technologies of Automation*, 2008, no. 1, pp. 86–99. (in Russ.)
14. Sukharev A.V., Golovushkin B.A., Labutin A.N., Yerofeyev E.V. [Solution of the Problem of Static Methods Reactor System Simulation and Control Theory]. *Automation in Industry*, 2013, no. 12, pp. 35–39. (in Russ.)
15. Garkushenko V.I., Degtyarev G.L. *Teoriya avtomaticheskogo upravleniya: uchebnoe posobie* [Automatic Control Theory: Tutorial]. Kazan, KSTU Publ., 2012. 167 p.
16. Zatonskiy A.V. [Theoretical Approach to the Control of Socio-Technical Systems]. *Software Products and Systems*, 2008, no. 1, pp. 29–32. (in Russ.)
17. Zatonskii A.V. *Programmnye sredstva global'noy optimizatsii sistem avtomaticheskogo regulirovaniya: monografiya* [Software for Global Optimization of Automatic Control Systems: Monograph]. Moscow, Publ. Center RIOR, 2013, 136 p.
18. Eremenko Y.I., Poleschenko D.A., Glushchenko A.I. [An Estimate of Energo-Efficiency Optimizer Application of Neural Network in Dealing with Control Problems with Heating Objects]. *XII Vserossiyskoe soveshhanie po problemam upravleniya* [XII All-Russia Meeting on Governance]. VSPU 2014, Moscow, 16–19 June 2014, pp. 4713–4724. (in Russ.)

*Received 16 апреля 2016*

---

**ОБРАЗЕЦ ЦИТИРОВАНИЯ**

Тугашова, Л.Г. Исследование возможности управления процессом ректификации нефти с применением типовых регуляторов / Л.Г. Тугашова // Вестник ЮУрГУ. Серия «Компьютерные технологии, управление, радиоэлектроника». – 2016. – Т. 16, № 3. – С. 120–131. DOI: 10.14529/ctcr160313

**FOR CITATION**

Tugashova L.G. Management Feasibility of Oil Fractionation Process Using Standard Controllers. *Bulletin of the South Ural State University. Ser. Computer Technologies, Automatic Control, Radio Electronics*, 2016, vol. 16, no. 3, pp. 120–131. (in Russ.) DOI: 10.14529/ctcr160313