

УДК 62-52:681.2

УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ РЕКТИФИКАЦИИ НЕФТИ НА УСТАНОВКЕ ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ С ПРИМЕНЕНИЕМ ДИНАМИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ

© 2017 г. А. В. Затонский¹, Л. Г. Тугашова², *, Н. Н. Алаева², К. Л. Горшкова²

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

²Альметьевский государственный нефтяной институт, Альметьевск, Россия

*E-mail: tugashowa.agni@yandex.ru

Поступила в редакцию 07.02.2017 г.

Выполнено моделирование состава девонской нефти по экспериментальной кривой истинной температуры кипения (ИТК) и расчет физико-химических свойств сырья (плотности, молекулярной массы, энтальпии и др.), поступающего на установку. Предложен критерий управления – расчет выхода светлых фракций. Решена и реализована в среде программирования Matlab задача оптимизации с ограничениями на переменные (температуры начала и конца кипения светлых фракций) и ограничениями в виде неравенств (наложения соседних фракций) с применением функции `fmincon`. Разработана и реализована нелинейная динамическая модель процесса ректификации нефти. При ее разработке применен решатель среды Matlab `ode15s`, а также явный метод Эйлера второго порядка. Модель в виде системы алгебро-дифференциальных уравнений применена в системе управления колонной ректификации атмосферной трубчаткой МНПЗ. В случае управления по модели температуры профиля колонны поддерживаются на заданных значениях, а также поддерживается качество нефтепродуктов. Проведено сравнение двух режимов работы ректификационной колонны на технологической установке. Результаты исследования позволили установить следующее. Способ управления по модели обеспечивает увеличение отбора светлых нефтепродуктов за счет применения динамической модели; уменьшение интервалов пересечения температур бензиновой и дизельной фракции; снижение отклонений температур кипения нефтепродуктов.

Ключевые слова: динамическая модель, атмосферная колонна, качество нефтепродуктов, управление, малый нефтеперерабатывающий завод, ректификация нефти, кривая истинной температуры кипения (ИТК).

DOI: 10.7868/S0028242117050203

Одной из задач современной нефтепереработки является увеличение выхода светлых фракций при заданном качестве нефтепродуктов. Малые нефтеперерабатывающие заводы (МНПЗ) характеризуются малой глубиной переработки. В отличие от крупных НПЗ, они используют переменное по физико-химическим характеристикам сырье (нефть), при этом возможно также изменение расхода нефти, связанное с нестабильностью поставок ее на установку. Например, увеличение расхода сырья приводит к снижению температуры его нагрева, повышению уровня в колонне, что меняет профиль температур по высоте колонны и приводит к нежелательным переходным процессам [1]. В связи с этим требуется перестройка оборудования и изменения в применяемой технологии производства. Стоимость нововведений бывает высокой и производство становится нерентабельным из-за низкой производительности МНПЗ (до 500 тыс. т в год).

Для эффективной работы необходимо создание гибкой технологической схемы переработки в топливо нефти любого исходного качества, а также применение автоматизированных систем управления (АСУ ТП), приводящее к повышению качества получаемых нефтепродуктов и увеличению выхода целевых продуктов. Для улучшения управления процессом ректификации нефти и увеличения выхода светлых нефтепродуктов предлагается применять управление с использованием динамической модели процесса ректификации.

В нефтепереработке при проектировании и модернизации действующих установок в настоящее время широко используют программные пакеты динамического моделирования. Среди них можно назвать следующие: PRO/II, Aspen One, Chemcad, UNISIM Design и другие. С помощью этих программных продуктов можно проводить

расчеты ректификационных колонн произвольной конфигурации, теплообменных аппаратов различных типов, трубопроводов и т.д. При использовании динамического моделирования можно выполнить настройку регуляторов и определить оптимальные режимы эксплуатации. Однако можно перечислить также и факторы, ограничивающие применение вышеперечисленных программных средств: дополнительные затраты времени на изучение среды моделирования, дороговизна, сложность реализации программного интерфейса (например, OPC).

В настоящей работе инструментом для численных расчетов выбрана среда программирования Matlab. Программный пакет позволяет решать поставленную задачу, используя заранее выбранные методы.

МЕТОДИКА РАСЧЕТА

Моделирование фракционного состава нефти и физико-химических свойств.

Кривые ИТК позволяют рассчитать потенциальное содержание фракций в нефти и их физико-химические свойства. Для их построения производится перегонка нефти в АРН-2. В [3] предлагается модель распределения фракционного состава нефти по температурам кипения в интегральной форме для нефтей пашийского горизонта Ромашкинского месторождения. В [4] получены аппроксимирующие зависимости кривой ИТК для нефтей Томской обл. в виде кубической параболы. В [5] выведена модель для Карачаганакского газового конденсата в виде распределения Гаусса.

Сырьем для исследуемой установки является девонская нефть. Для определения состава сырья получена аппроксимирующая зависимость кривой ИТК. При этом были использованы данные вакуумной разгонки девонской нефти, полученные на МНПЗ "Елховское нефтеперерабатывающее управление". Кроме того, ИТК различных нефтей приведены в справочнике [2]. Так как данные разгонки приведены в виде отдельных отсчетов, а при моделировании процесса требуется знание параметров в любой точке, то авторами выполнена аппроксимация фракционного состава нефти.

По виду кривой ИТК разгонки нефти подбирались различные нелинейные зависимости: кубическая парабола, логарифмическая, экспоненциальная, арктангенс, логистическая функция и др. Критерием выбора зависимости является сумма квадратов отклонений. По этому критерию лучшие результаты аппроксимации ИТК по экспериментальным данным получены для экспоненциально-степенной зависимости [6]:

$$P_{si} = (4.017 \times 10^{-4}) T_i^{4/3} - 0.0016 T_i \exp^{((-4.0179 \times 10^{-4})/T_i)}, \quad (1)$$

где T_i – заданная температура выкипания i -ой фракции по ИТК до 360°C ; P_{si} – потенциальное массовое содержание i -ой фракции до 360°C .

В табл. 1 приведены результаты расчета фракционного состава нефти по формуле (1) и данные ИТК. Многокомпонентная смесь представлена в виде дискретного ряда узких углеводородных фракций, каждая из которых характеризуется средней температурой кипения. В формуле (1) в качестве аргумента T_i используется столбец 3 табл. 1. Коэффициенты в (1) определялись с использованием метода наименьших квадратов. В Matlab для этого использовалась функция `lsqcurvefit`.

Используя столбец 5 табл. 1 рассчитана средняя относительная погрешность. При сравнении расчета фракционного состава по формуле (1) с данными ИТК девонской нефти средняя относительная погрешность составляет 2.5834%. Полученный результат показывает, что уравнение (1) с хорошей точностью аппроксимирует кривую ИТК и его возможно использовать в расчетах, в том числе в динамической модели колонны ректификации.

Все широкие фракции состоят из узких фракций. Для них плотности, молекулярные массы и средние температуры кипения постоянны. Плотности и молекулярные массы широких фракций меняются с изменением их состава. Физико-химические свойства фракций определялись с применением формул, приведенных в [4, 7, 17].

При расчете однократного испарения мольная доля отгона при заданных давлении и температуре смеси определялась из условия [7]:

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

где $x_{мл,j}$ – мольные доли узкой фракции в сырье; $e_{мл}$ – величина мольного отгона; k_j – константа равновесия для компонентов смеси.

Константы парожидкостного равновесия компонентов (узких фракций) k_j , входящие в уравнение (2), определяются по формулам, приведенным в [17].

Доля отгона в Matlab находилась с использованием функции `fzero`.

Ниже приводятся таблицы полученных характеристик широких фракций (табл. 2) и вычисленные характеристики сырья (табл. 3). Физико-химические свойства узких фракций постоянны, а изменяется только относительное содержание уз-

Таблица 1. Сравнение результатов расчета фракционного состава девонской нефти по формуле (1) с данными ИТК

Температура кипения фракции, °С	Суммарный выход фракции по ИТК	Температура конца кипения, °С	Выход фракции по формуле (1)	Разность
1	2	3	4	5
НК-24	1.4100	24	1.5424	0.1324
24–40	2.3400	40	2.5803	0.2403
40–60	3.7100	60	4.1129	0.4029
60–80	5.5200	80	5.9009	0.3809
80–105	8.3800	105	8.4755	0.0955
105–122	10.3800	122	10.4271	0.0471
122–142	13.1200	142	12.9142	–0.2058
142–160	15.5900	160	15.3141	–0.2759
160–180	18.5200	180	18.1416	–0.3784
180–200	21.4200	200	21.1183	–0.3017
200–220	24.7300	220	24.2228	–0.5072
220–240	27.6500	240	27.4338	–0.2162
240–260	30.4500	260	30.7297	0.2797
260–280	33.6100	280	34.0894	0.4794
280–300	36.6500	300	37.4923	0.8423
300–320	40.4500	320	40.9182	0.4682
320–360	47.0000	360	46.0584	–0.9416

Таблица 2. Физико-химические свойства широких фракций

Фракция/параметр	Бензиновая	Дизельная	Газойлевая	Мазут
Средняя температура кипения, °С	121.1667	246.1667	299.5000	382.0000
Характеризующий фактор	11.7446	11.7469	11.8322	11.9920
Молекулярная масса, кг/кмоль	111.3639	198.1472	248.4903	342.0536
Плотность, г/см ³	0.7546	0.8274	0.8488	0.8761
Массовый состав, м.д.	0.1358	0.1995	0.2146	0.4501
Мольный состав, м.д.	0.2768	0.2285	0.1960	0.2986
Состав паровой фазы, м.д.	0.7873	0.1437	0.0527	0.0163
Состав жидкой фазы, м.д.	0.2183	0.2382	0.2125	0.3310

ких фракций. Все расчеты ФХС выполнялись с применением *Matlab*.

Параметр – характеризующий фактор, фигурирующий во второй строке табл. 2, используется при нахождении молекулярной массы фракций по формуле Воинова-Эйгенсона. При определении характеризующего фактора применялась формула, приведенная в источнике [17].

Результаты, полученные в табл. 2 и 3, необходимы в дальнейшем для участия в динамической модели процесса ректификации нефти.

Динамическая модель процесса ректификации и последовательность расчета.

Схема атмосферной колонны блока атмосферной трубчаткой (АТ) МНПЗ с буквенными обозна-

чениями, принятыми в расчете, приведена на рис. 1. В модели учитывается особенность подвода и отвода тепла, применяемого для атмосферных колонн. Отвод тепла осуществляется в аппарате воздушного охлаждения (АВО). Подвод тепла в низ колонны осуществляется с перегретым водяным паром.

При составлении математической модели считаем, что сырье поступает в виде парожидкостной смеси. В этом случае при составлении уравнений балансов для потока питания учитывается доля отгона при заданных давлении и температуре смеси. Тарелка питания, куб колонны, аппарат воздушного охлаждения (АВО) являются ступенями разделения под определенным номером.

Таблица 3. Характеристики сырья

Плотность сырья,	г/см ³	0.8735
Молекулярная масса сырья	кг/моль	236.2469
Мольная доля отгона		0.2860
Объемный расход	м ³ /с	0.0172
Массовый расход	кг/с	14.5271
Мольный расход	моль/с	0.0402
Количество теплоты парожидкостной смеси	кДж/с	1.1589e + 004
Массовая доля отгона		0.0990
Энтальпия жидкой фазы	кДж/кг	434.7800
Энтальпия паровой фазы	кДж/кг	473.0766

Система включает уравнения общего материального баланса, покомпонентного материального баланса, парожидкостного равновесия, теплового баланса (рис. 2). При составлении уравнений материального и теплового баланса динамической модели использовались уравнения, приведенные в источниках [8, 9], дополненные учетом циркуляционных орошений, отбора боковых нефтяных фракций, подвода перегретого пара, отвода воды. При вводе в низ колонны водяного пара парциальное давление паров УВ снижается, что способствует испарению жидкости (ее кипению) при более низкой температуре. Для нахождения энтальпии водяного пара и воды авторами получены аппроксимирующие зависимости с помощью среды *Matlab* с целью применения полученной зависимости в тепловом балансе.

По табличным справочным данным, приведенным в [10], получена зависимость удельной энтальпии воды h_w (кДж/кг) от температуры T °C следующего вида (с погрешностью, не превышающей 3%):

$$h_w = -0.0429 + 4.1954T. \quad (3)$$

Фракционный состав сырья определяется по аппроксимирующей зависимости (1). Давление на каждой тарелке считается постоянным.

Уравнение общего материального баланса:

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

Принимаем допущение, что $V_{i-1} = V_i$. Удерживающая способность по пару принимается нулевой ($M_{V,i} = 0$).

Уравнение покомпонентного материального баланса:

$$\begin{aligned} \frac{dx_{ij}}{dt} = & (L_{i+1}x_{i+1,j} + V_{i-1}y_{i-1,j} + \\ & + e_{мл} \sum_{k=1}^{NF} \frac{P_{fk}}{P_i} F_k x_{fk} + (1 - e_{мл}) \sum_k^{NF} F_k x_{fk} - \\ & - (L_i + Ls_i)x_{i,j} - (V_i + Vs_i)y_{i,j} - x_{ij}(L_{i+1} + V_{i-1} + \\ & + F_i^L + F_i^V - (L_i + Ls_i) - (V_i + Vs_i))) / M_i, \end{aligned} \quad (4)$$

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

Тепловой баланс определяется по формуле:

$$\begin{aligned} \frac{d(M_{L,i}h_{L,i})}{dt} = & L_{i+1}h_{L,i+1} + V_{i-1}h_{V,i-1} + \\ & + Q_{fi} + Q_i - (L_i + Ls_i)h_{L,i} - (V_i + Vs_i)h_{V,i}, \end{aligned} \quad (5)$$

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

Для определения энтальпии компонентов (узких фракций) жидкой фазы используется формула Крэга [4]. Для определения энтальпии компонентов (узких фракций) паровой фазы используется формула Уэйра и Итона [4].

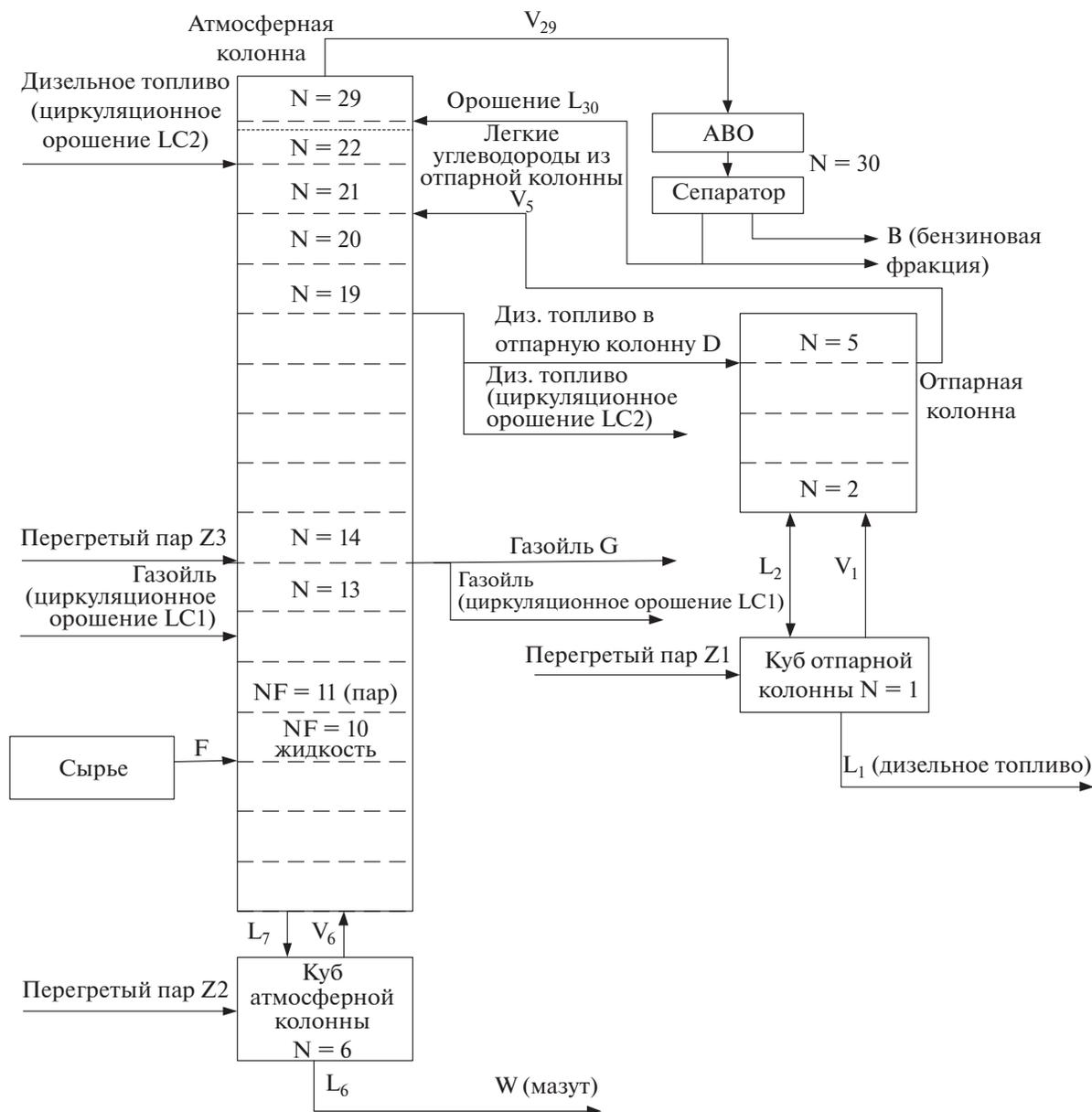


Рис. 1. Схема потоков атмосферной и отпарной колонны.

На исследуемой установке применяются колонны с клапанными тарелками. Количество жидкости на тарелке определялось в зависимости от плотности, молекулярной массы и конструктивных параметров контактного устройства (периметра слива и высоты сливной перегородки) по формуле, приведенной в [11].

Начальные условия принимаются из статического режима и имеют следующий вид:

$$T_i(0) = T_{0i}; x_{ij}(0) = x_{0ij}; y_{ij}(0) = y_{0ij};$$

$$M_i(0) = M_{0i}; L_i(0) = L_{0i}; V_i(0) = V_{0i};$$

$$i = \overline{1, NT}; j = \overline{1, NC}.$$

С учетом формулы (4) и потоков, приведенных на рис. 1, покомпонентный материальный баланс имеет следующий вид:

$$\frac{d(M_1 x_{1j})}{dt} = L_2 x_{2,j} - V_1 y_{1,j} - L_1 x_{1j}, i = 1$$

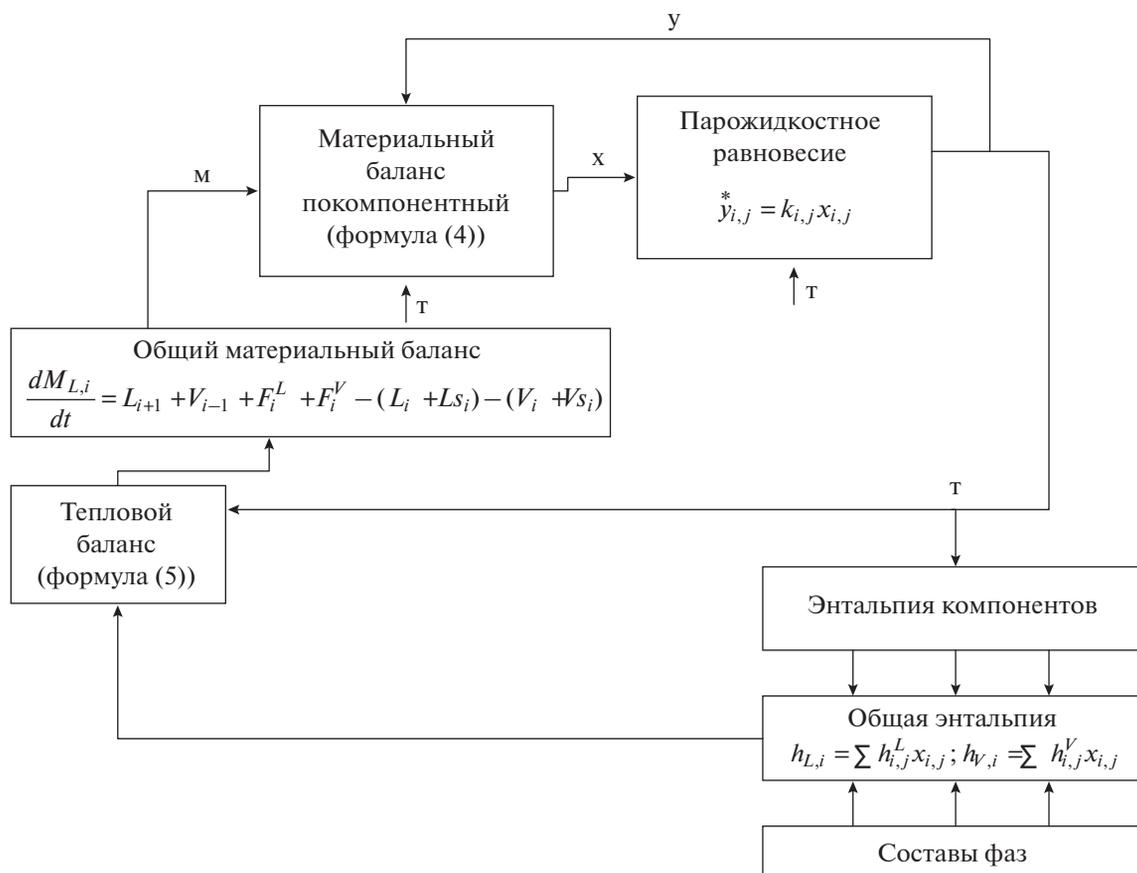


Рис. 2. Последовательность расчета.

$$\frac{d(M_i x_{ij})}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} - V_i y_{i,j}, \quad i = 1, \dots, 4$$

$$\frac{d(M_5 x_{5j})}{dt} = D x_{D,j} + V_4 y_{4,j} - V_5 y_{5,j}, \quad i = 5$$

$$\frac{d(M_6 x_{6j})}{dt} = L_7 x_{7,j} - V_6 y_{6,j} - W x_{Wj}, \quad i = 6$$

$$\frac{d(M_i x_{ij})}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} - V_i y_{i,j}, \quad i = 7, \dots, 9$$

$$\frac{d(M_{10} x_{10j})}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} - V_i y_{i,j} + L_F x_{Fj}, \quad i = 10$$

$$\frac{d(M_{11} x_{11j})}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} - V_i y_{i,j} + V_F y_{Fj}, \quad i = 11$$

$$\frac{d(M_{12} x_{12j})}{dt} = L_{13} x_{13,j} + V_{11} y_{11,j} - L_{12} x_{12,j} - V_{12} y_{12,j}, \quad i = 12$$

$$\frac{d(M_{13} x_{13j})}{dt} = L_{14} x_{14,j} + V_{12} y_{12,j} - L_{13} x_{13,j} - V_{13} y_{13,j} + LCl x_{Clj}, \quad i = 13$$

$$\frac{d(M_{14} x_{14j})}{dt} = L_{15} x_{15,j} + V_{13} y_{13,j} - L_{14} x_{14,j} - V_{14} y_{14,j} - LCl x_{Clj} - Gx_{Gj}, \quad i = 14$$

$$\frac{d(M_i x_{ij})}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} - V_i y_{i,j}, i = 15, \dots, 18$$

$$\frac{d(M_{19} x_{19j})}{dt} = L_{20} x_{20,j} + V_{18} y_{18,j} - L_{19} x_{19,j} - V_{19} y_{19,j} - LC2 x_{C2j} - Dx_{Dj}, i = 19$$

$$\frac{d(M_{20} x_{20j})}{dt} = L_{21} x_{21,j} + V_{19} y_{19,j} - L_{20} x_{20,j} - V_{20} y_{20,j}, i = 20$$

$$\frac{d(M_{21} x_{21j})}{dt} = L_{22} x_{22,j} + V_{20} y_{20,j} - L_{21} x_{21,j} - V_{21} y_{21,j} + V_5 y_{5,j}, i = 21$$

$$\frac{d(M_{22} x_{22j})}{dt} = L_{23} x_{23,j} + V_{21} y_{21,j} - L_{22} x_{22,j} - V_{13} y_{22,j} + LC2 x_{C2j}, i = 22$$

$$\frac{d(M_i x_{ij})}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} - V_i y_{i,j}, i = 23, \dots, 28$$

$$\frac{d(M_{29} x_{29j})}{dt} = L T x_{LT,j} + V_{28} y_{28,j} - V_{29} y_{29,j}, i = 29$$

$$\frac{d(M_{30} x_{30j})}{dt} = V_{29} y_{29,j} - L T x_{LTj} - B x_{LTj}, i = 30.$$

С учетом равенства

$$\frac{d(M_i x_{ij})}{dt} = x_{ij} \frac{dM_i}{dt} + M_i \frac{dx_{ij}}{dt} \quad \frac{dx_{ij}}{dt} = \left(\frac{d(M_i x_{ij})}{dt} - x_{ij} \frac{dM_i}{dt} \right) / M_i.$$

уравнения покомпонентного материального баланса можно представить в виде:

С учетом формулы (5) и потоков, приведенных на рис. 1, система уравнений теплового баланса имеет следующий вид:

$$\frac{d(M_1 h_1)}{dt} = L_2 h_{2,j} - V_1 H_{1,j} - L_1 h_{1,j} + Q1, i = 1$$

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = L_{i+1} h_{i+1,j} + V_{i-1} H_{i-1,j} - L_i h_{i,j} - V_i H_{i,j}, i = 1, \dots, 4$$

$$\frac{d(M_5 h_5)}{dt} = D h_{D,j} + V_4 H_{4,j} - V_5 H_{5,j}, i = 5$$

$$\frac{d(M_6 h_6)}{dt} = L_7 h_{7,j} - V_6 H_{6,j} - W h_{Wj} + Q2, i = 6$$

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = L_{i+1} h_{i+1,j} + V_{i-1} H_{i-1,j} - L_i h_{i,j} - V_i H_{i,j}, i = 7, \dots, 9$$

$$\frac{d(M_{10} h_{10})}{dt} = L_{i+1} h_{i+1,j} + V_{i-1} H_{i-1,j} - L_i h_{i,j} - V_i H_{i,j} + L_F h_{Fj}, i = 10$$

$$\frac{d(M_{11} h_{11})}{dt} = L_{i+1} h_{i+1,j} + V_{i-1} H_{i-1,j} - L_i h_{i,j} - V_i H_{i,j} + V_F H_{Fj}, i = 11$$

$$\frac{d(M_{12} h_{12})}{dt} = L_{13} h_{13,j} + V_{11} H_{11,j} - L_{12} h_{12,j} - V_{12} H_{12,j}, i = 12$$

$$\frac{d(M_{13} h_{13})}{dt} = L_{14} h_{14,j} + V_{12} H_{12,j} - L_{13} h_{13,j} - V_{13} H_{13,j} + LC1 h_{C1j} + Q3, i = 13$$

$$\frac{d(M_{14} h_{14})}{dt} = L_{15} h_{15,j} + V_{13} H_{13,j} - L_{14} h_{14,j} - V_{14} H_{14,j} - LC1 h_{C1j} - G h_{Gj}, i = 14$$

$$\begin{aligned} \frac{d(M_i h_i)}{dt} &= L_{i+1} h_{i+1,j} + V_{i-1} H_{i-1,j} - L_i h_{i,j} - V_i H_{i,j}, \quad i = 15, \dots, 18 \\ \frac{d(M_{19} h_{19})}{dt} &= L_{20} h_{20,j} + V_{18} H_{18,j} - L_{19} h_{19,j} - V_{19} H_{19,j} - LC2 h_{C2j} - Dh_{Dj}, \quad i = 19 \\ \frac{d(M_{20} h_{20})}{dt} &= L_{21} h_{21,j} + V_{19} H_{19,j} - L_{20} h_{20,j} - V_{20} H_{20,j}, \quad i = 20 \\ \frac{d(M_{21} h_{21})}{dt} &= L_{22} h_{22,j} + V_{20} H_{20,j} - L_{21} h_{21,j} - V_{21} H_{21,j} + V_5 H_{5,j}, \quad i = 21 \\ \frac{d(M_{22} h_{22})}{dt} &= L_{23} h_{23,j} + V_{21} H_{21,j} - L_{22} h_{22,j} - V_{13} H_{22,j} + LC2 h_{C2j}, \quad i = 22 \\ \frac{d(M_i h_i)}{dt} &= L_{i+1} h_{i+1,j} + V_{i-1} H_{i-1,j} - L_i h_{i,j} - V_i H_{i,j}, \quad i = 23, \dots, 28 \\ \frac{d(M_{29} h_{29})}{dt} &= L T h_{LT,j} + V_{28} H_{284,j} - V_{29} H_{29,j}, \quad i = 29 \\ \frac{d(M_{30} h_{30})}{dt} &= V_{29} H_{29,j} - L T h_{LTj} - B h_{LTj} - Q4, \quad i = 30. \end{aligned}$$

Выполнив преобразования, аналогичные преобразованиям для материального баланса, для теплового баланса получим:

$$\frac{dh_i}{dt} = \left(\frac{d(M_i h_i)}{dt} - h_i \frac{dM_i}{dt} \right) / M_i.$$

Полученная система алгебро-дифференциальных уравнений решалась с применением Matlab. При решении системы уравнений применялся решатель программы *ode15s*. Это многошаговый метод переменного порядка (от 1 до 5, по умолчанию 5), использующий формулы численного дифференцирования. Также применялся явный метод Эйлера второго порядка. Время расчета с помощью явного метода Эйлера больше, чем с помощью алгоритма *ode15s*. Недостатки явного метода Эйлера – малая точность и накопление ошибок. Динамическая модель объекта должна быть не только адекватной, но и с допустимыми затратами по времени на вычисления для обеспечения своевременной адаптации системы к изменяющимся условиям процесса. При реализации динамической модели использована функция *ode15s*.

Оценку адекватности модели проводили для переходных процессов. Определялись отклонения для температур бензиновой, дизельной фракции, мазута по нескольким точкам переходного процесса. Данные по возмущению (расход сырья) и откликам получены из исторических данных технологической установки, соответствующих времени проведения на технологическом объекте активного эксперимента. Отклонения по оцениваемым параметрам (температурам) не превышают 5.6%. Полученная динамическая модель мо-

жет быть использована при исследовании алгоритмов управления колонной АТ на МНПЗ.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Реализация управления по модели. В случае управления на основе типового проектного решения выполняется измерение параметров сырья, продуктов и стабилизация технологических параметров по регламентируемым значениям. Недостаток такого управления состоит в том, что результаты лабораторного контроля поступают, когда оператор уже не может исправить качество выпущенной за это время продукции. Одним из способов поддержания качества светлых нефтепродуктов, повышения качества регулирования является использование управления по модели [13, 11, 14, 15, 17].

Для увеличения выхода светлых нефтепродуктов в условиях воздействия возмущений (расхода сырья, поступающего на установку), поддержания регламентируемых параметров, учета требований к зимнему и летнему дизельному топливу авторами предлагается управление процессом ректификации установки атмосферной трубчаткой малого НПЗ с помощью нелинейной динамической модели. При таком способе управления не потребуются дополнительных технических средств и полученную модель можно использовать как надстройку над существующей АСУ ТП.

Управление по модели реализовано следующим способом. С применением критерия управления (расчет выхода светлых фракций – бензиновой плюс дизельной) при выполнении ограничений на параметры определяются заданные значения по температурам. Затем с помощью

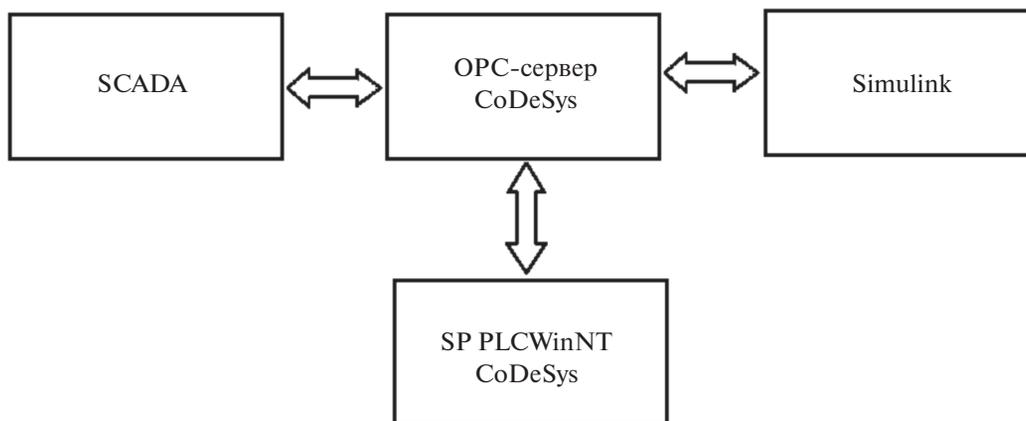


Рис. 3. Взаимодействие программ.

математической модели находятся управляющие воздействия, при которых обеспечиваются требуемые температуры на отборных тарелках по условию минимума суммы квадратов разности температур отбираемых фракций и их заданных значений и квадратов разности температур кипения и их заданных значений. Для этого в *Matlab* применяется функция оптимизации *fmincon*. Задаются начальные условия, линейные ограничения в виде неравенств, ограничения на переменные.

Интервалы температур начала и конца кипения фракций определены из технологического регламента нефтеперерабатывающей установки [12] и используются в качестве ограничений на переменные. Для дизельного топлива в скобках указаны показатели для летнего периода. Они задаются в следующем виде:

$$\begin{aligned} 33 \leq T_{\text{нкб}} \leq 42; 166 \leq T_{\text{ккб}} \leq 178; \\ 170 \leq T_{\text{нкдт}} \leq 200; 288(302) \leq T_{\text{ккдт}} \leq 325(357). \end{aligned} \quad (6)$$

В качестве линейных ограничений-неравенств заданы наложения соседних фракций:

$$(T_{\text{ккб}} - T_{\text{нкдт}}) \leq 15. \quad (7)$$

Критерий управления – расчет выхода светлых фракций:

$$F = \sum (F1 + F2) \rightarrow \max, \quad (8)$$

где *F1* – выход бензиновой фракции, *F2* – выход дизельной фракции.

С применением критерия (8) определяются заданные значения по температурам. Затем с помощью математической модели при выполнении ограничений на параметры (6), (7) находятся управляющие воздействия (расходы орошения, перегретого водяного пара), при которых обеспечиваются требуемые температуры на отборных тарелках.

В *Matlab* для решения этой задачи применяется функция:

$$x = \text{fmincon}(@\text{reg}, x_0, A, b, Aeq, beq, lb, ub, @\text{nelin}),$$

где x_0 – начальные условия; A, b – линейные ограничения в виде неравенств; Aeq, beq – линейные ограничения в виде равенств; lb, ub – ограничения на переменные; $@\text{nelin}$ – нелинейные ограничения.

Для проверки полученной модели системы управления выбрана структура, содержащая компоненты, приведенные на рис. 3.

В системе используется OPC-сервер *CoDeSys*, связанный с виртуальным контроллером *CoDeSys SP PLC WinNT* через общий шлюз типа *TCP/IP*. Список переменных для обмена формируется в контроллере. *Matlab* и *SCADA (Trace Mode)* являются OPC-клиентами. Модель управления колонной ректификации реализована в *Matlab, Simulink*. Для связи с другими компонентами системы используется приложение *OPC Toolbox*, а именно OPC-блоки для записи (*OPC-Write*) и чтения значений (*OPC-Read*) и OPC-конфигуратор. Была произведена настройка связи по OPC, запущен проект и получены результаты переходного процесса в системе.

На рис. 4 приведены примеры переходных процессов. Показано, что первый участок соответствует установившемуся процессу. Температура бензиновой фракции составляет 136°C, а дизельной фракции – 222°C. Затем при проведении эксперимента меняется задание (для бензиновой фракции – с 136 до 138°C; для дизельной фракции – с 222 до 229°C). Температура выходит на заданное значение. Затем в момент времени 800 с действует возмущение – расход сырья, поступающего на установку. Видим, что технологический параметр также приходит к заданному значению.

При сравнении управления по модели и по проектному решению на действующей нефтепе-

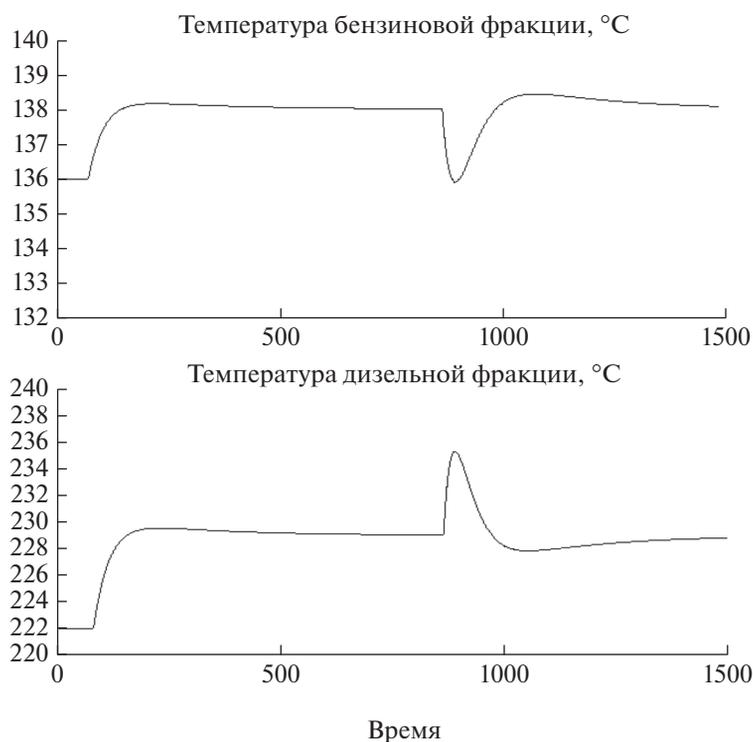


Рис. 4. Переходный процесс в системе управления при возмущении расходом сырья.

перерабатывающей установке получены следующие результаты (табл. 4).

Как пример публикации, в которой приводится решение подобной задачи, можно привести источник [18], однако в этом случае предлагается аналитическая зависимость применительно к управлению АВТ крупного НПЗ; результатом указано только повышение точности регулирования температуры конца кипения. Показатели табл. 4 получены при управлении процессом ректификации нефти в условиях малого нефтеперерабатывающего завода (МНПЗ) с использованием динамической модели, дополненной моделью ИТК девонской нефти.

В табл. 4 показано, что при управлении по модели, по сравнению с существующей схемой управления (по проектному решению), за счет

применения оптимизации и динамической модели отбор светлых фракций увеличился на 2.36%. Следует также отметить снижение изменчивости температуры конца кипения бензиновой фракции и дизельной фракции. Интервал пересечения температур бензиновой и дизельной фракции снизился с 11 до 4°C.

ВЫВОДЫ

Таким образом, по критерию максимизации отбора светлых фракций (бензиновой + дизельной) вычисляются значения температур на тарелках колонны и температур начала и конца кипения нефтепродуктов. При этом в качестве ограничений используются интервалы пересечения смежных фракций, пределы изменения темпера-

Таблица 4. Сравнение результатов режимов работы нефтеперерабатывающей установки

№	Показатели технологического режима	Управление по проектному решению	Управление по модели
1	Температура конца кипения бензиновой фракции, °С	164–183	170–176
2	Температура конца кипения дизельной фракции, °С	309–322	315–321
3	Интервал пересечения температур бензиновой и дизельной фракции, °С	11	4
4	Отбор светлых нефтепродуктов на исходное сырье, мас. %.	39.20	41.56

тур начала и конца кипения нефтяных фракций. По найденным значениям температур определяются управляющие воздействия (расходы орошения, перегретого водяного пара), для чего применяется динамическая модель атмосферной колонны. В результате обеспечивается заданное качество и отборы светлых дистиллятов, близкие к потенциалу – содержанию светлых фракций в нефти. В условиях возмущений по расходу сырья температуры поддерживаются на заданных значениях, улучшается качество переходных процессов.

Предлагаемое решение не требует дополнительных технических средств и программного обеспечения для существующей системы и реализуется как надстройка над существующей АСУТП посредством *OPC*.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Фомин Н.И., Фокин М.А.* К вопросу анализа автоматизации управления установкой первичной переработки нефти // Информационные системы и технологии: материалы III Международной научно-технической интернет-конференции. Орел, ФГБОУ ВПО “Госуниверситет-УНПК”, 2015. С. 92.
2. *Хорошко С.И.* / Нефти северных регионов Справочник. Новополюцк: ПГУ, 2014. 125 с.
3. *Ахметов С.А.* / Моделирование и инженерные расчеты физико-химических свойств углеводородных систем: учеб. пособие под ред. Ахметова С.А., Гайсиной А.Р. СПб.: Недра, 2010. 128 с.
4. *Новиков А.А.* / Введение в информатику первичной переработки нефти: учебное пособие. Томск: Изд.-во Томского политехнического университета, 2008. 234 с.
5. *Хабибуллин С.Г., Панченко О.Ю., Быстров А.И., Басов А.В.* // Сфера нефтегаз. 2010. № 2. С. 88.
6. *Затонский А.В., Тугашова Л.Г.* // Известия высших учебных заведений. Нефть и газ. Тюменский гос. нефтегазовый университет. 2015. № 6. С. 109.
7. *Гайле А.А., Пекаревский Б.В.* / Расчет ректификационных колонн. СПб.: СПбГТИ (ТУ), 2007. 86 с.
8. *Klingberg A.* Modelling and Optimisation of Batch Distillation. Department of Automatic Control Lund Institute of Technology, 2000. 57 p.
9. *Skogestad S.* // Modeling, Identification and Control. 2004. V. 25. № 2. P. 85.
10. *Ривкин С.Л., Александров А.А.* Термодинамические свойства воды и водяного пара. М: Энергия, 1975. 80 с.
11. *Attarakih M., Abu-Khader M., Barte H.-J.* // Applied Soft Computing. 2013. V. 13. P. 1152.
12. Технологический регламент на эксплуатацию секции 100-АВТ с блоком стабилизации нефти нефтеперерабатывающей установки ТР-ТН-08-080-05-2015 // ОАО “Татнефть” им. В.Д. Шашина, НГДУ “Елховнефть”, Елховское нефтеперерабатывающее управление, регламент разработан ОАО “Нефтехимпроект”, 2013. 162 с.
13. *Стопакевич А.А.* // Восточно-европейский журнал передовых технологий. 2015. Т. № 5. С. 49.
14. *Песков Н.П.* // Современные проблемы науки и образования. 2011. № 6. С. 18.
15. *Шаровина С.О.* Управление температурным профилем ректификационной колонны тарельчатого типа. В сб. Приборы и системы. Управление, контроль, диагностика. 2013. № 3. С. 39.
16. *Гартман Т.Н., Клушин Д.В.* Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов: учебное пособие для вузов. М.: Академкнига, 2008. 416 с.
17. *Моисеев А.В.* Расчетные методы определения физико-химических свойств углеводородных систем, нефтей и нефтепродуктов: Примеры и задачи. Учебное пособие. Комсомольск-на-Амуре: ГОУВПО “КнАГТУ”, 2010. 179 с.
18. *Буракова А.Е., Кондрашов С.Н., Мустафин А.И.* // Автоматизация в промышленности. 2014. № 1.