

Интернет-журнал «Наукоедение» ISSN 2223-5167 <http://naukovedenie.ru/>

Том 9, №1 (2017) <http://naukovedenie.ru/vol9-1.php>

URL статьи: <http://naukovedenie.ru/PDF/71TVN117.pdf>

Статья опубликована 03.03.2017

**Ссылка для цитирования этой статьи:**

Затонский А.В., Тугашова Л.Г. Управление атмосферной колонной малого нефтеперерабатывающего завода с применением динамической модели // Интернет-журнал «НАУКОВЕДЕНИЕ» Том 9, №1 (2017) <http://naukovedenie.ru/PDF/71TVN117.pdf> (доступ свободный). Загл. с экрана. Яз. рус., англ.

**УДК 62-52:681.2**

**Затонский Андрей Владимирович**

ФГБОУ ВО «Пермский национальный исследовательский политехнический университет»  
Березниковский филиал, Россия, Березники  
Заведующий кафедрой «Автоматизации технологических процессов»  
Доктор технических наук, профессор  
E-mail: [z xenon@narod.ru](mailto:z xenon@narod.ru)  
ORCID: <http://orcid.org/0000-0003-1863-2535>  
РИНЦ: [http://elibrary.ru/author\\_items.asp?id=158505](http://elibrary.ru/author_items.asp?id=158505)  
SCOPUS: <http://www.scopus.com/authid/detail.url?authorId=56069394200>

**Тугашова Лариса Геннадьевна**

ГБОУ ВО «Альметьевский государственный нефтяной институт», Россия, Альметьевск<sup>1</sup>  
Старший преподаватель  
E-mail: [tugashova@yandex.ru](mailto:tugashova@yandex.ru)  
РИНЦ: [http://elibrary.ru/author\\_items.asp?id=682281](http://elibrary.ru/author_items.asp?id=682281)

**Управление атмосферной колонной малого  
нефтеперерабатывающего завода с применением  
динамической модели**

**Аннотация.** Решена задача повышения качества управления процессом ректификации в условиях малого нефтеперерабатывающего завода. Объектом исследования выбрана атмосферная колонна установки атмосферно-вакуумной трубчатки. Для усовершенствования управления объектом исследования предложено применять управление с учетом использованием нелинейной математической модели. Рассмотрена динамическая модель атмосферной колонны в виде модели Гаммерштейна, содержащая нелинейную и линейную часть. Регулируемыми параметрами выбраны температуры профиля колонны, а управляющими - расход острого орошения, расход дизельной фракции, расход перегретого пара. При идентификации модели применен метод наименьших квадратов. Выполнена реализация предложенной модели с помощью Matlab, Simulink. Критерием оптимизации является максимум выхода светлых фракций (бензиновой и дизельной). Выбраны линейные и нелинейные ограничения в виде равенств и неравенств. В качестве линейных ограничений в виде неравенств выбраны наложения соседних фракций. При определении состава девонской нефти используется экспоненциальная зависимость выхода фракций от температуры кипения. По экспериментальным данным получены авторегрессионные модели показателей качества нефтепродуктов в виде зависимостей температур кипения от параметров технологического процесса. С помощью математической модели при выполнении ограничений на параметры

<sup>1</sup> 423450, Россия, Республика Татарстан, г. Альметьевск, ул. Ленина, 2

определены оптимальные температуры профиля колонны и температуры кипения светлых нефтепродуктов. Проведено сравнение работы атмосферной колонны в разных режимах управления на нефтеперерабатывающей установке. Показано, что способ управления по модели обеспечивает увеличение отбора светлых нефтепродуктов, уменьшение интервалов температур наложения бензиновой и дизельной фракции, снижение изменчивости температур кипения светлых нефтепродуктов. Приведенный алгоритм оптимизации и управления позволяет поддерживать температуры профиля колонны на оптимальных значениях при воздействии возмущения в виде расхода сырья.

**Ключевые слова:** динамическая модель; атмосферная колонна; качество нефтепродуктов; критерий оптимизации; температура кипения; управление; малый нефтеперерабатывающий завод

### Постановка задачи

Одной из задач современной нефтеперерабатывающей промышленности является увеличение выхода светлых фракций при заданном качестве нефтяных фракций. Для этого необходимо поддержание температуры начала и конца кипения фракций в процессе ректификации нефти.

Проблемы повышения качества управления обостряются в условиях малых нефтеперерабатывающих заводов (МНПЗ), вносящих определенный вклад в экономический и социальный рост России и регионов. МНПЗ придают экономике государства гибкость, служат стратегически важным антимонопольным целям. 50 МНПЗ перерабатывают порядка 6 млн. т. нефти в год (26 крупных НПЗ - 260 млн. т. нефти в год). В условиях МНПЗ сложнее производить исследовательские работы и добиваться высокого качества нефтепродуктов. Кроме того, не имея собственной добывающей базы, МНПЗ вынужден закупать нефть партиями у разных добывающих организаций, в связи с чем на переработку часто поступает сырье с разным составом. Это вынуждает применять в условиях МНПЗ автоматические системы регулирования (АСР), оперативно адаптируемые к составу входящей нефти. К решению проблемы автоматической адаптации предлагаются различные подходы.

Атмосферная колонна нефтеперерабатывающего завода является сложным многопараметрическим объектом. Кроме того, колонна является существенно нелинейным объектом. При исследовании возможности управления атмосферной колонной МНПЗ с применением типовых регуляторов авторами проведена оценка влияния технологических параметров на регулируемые параметры с целью выявления динамических каналов. Определена чувствительность профиля температуры по высоте колонны к расходу верхнего орошения, расходу перегретого пара, расходу сырья, расходу дизельной фракции, отбираемой из атмосферной колонны. Выбраны основные каналы управления: расход орошения - температура верха, расход дизельного топлива - температура дизельного топлива, расход перегретого пара-температура мазута.

Синтез регуляторов производится в условиях взаимного влияния контуров регулирования. 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 [1, 2]. В идеальном случае компенсирующее устройство должно обеспечивать полную автономность каналов управления.

В работе [3] решена задача проверки работоспособности методов настройки линейных регуляторов на нелинейном объекте. Показано, что задача в системе «линейный регулятор -

нелинейная модель» для атмосферной колонны не может быть решена, нужно применить другой вариант построения системы управления. Методы, альтернативные использованию традиционного ПИД-регулятора, следующие: применение нетиповых регуляторов (ПДД, ПИДД) [4]; нечетких, нейронечетких регуляторов [5, 6]; нейросетевая надстройка над ПИД-регулятором [7]; структуры с применением генетических алгоритмов [8]; адаптивных регуляторов [9]; управление по модели [10, 11, 12], с применением *ИМС*-модели [13], *МРС*-управление (с прогнозированием) [14].

Далее в [3] построена динамическая нелинейная модель объекта управления - атмосферной колонны МНПЗ. Показана ее адекватность объекту, принципиальная возможность использования этой модели для управления по модели. При этом не требуется дополнительных технических средств для существующей АСР. Данное решение реализуется как надстройка над существующей автоматизированной системой управления технологическим процессом (АСУТП) посредством обмена информацией через *ОПС*-сервер (OLE for Processor Control). В этом случае учитываются нелинейные свойства объекта, при воздействии возмущения (расхода сырья) температуры профиля колонны поддерживаются на оптимальных (заданных) значениях, а также поддерживается качество нефтепродуктов.

Однако практическая реализация сложной численной модели как в программном обеспечении (ПО) контроллера, так и в среде MatLAB, также имеющей интерфейс к *ОПС*-серверу, несколько затруднена. На практике это приводит к тому, что при внедрении приходится затратить много сил, выясняя, что же именно работает неправильно - АСР или сложная модель объекта? Поэтому было бы логичным преобразовать данную модель к какому-то другому виду, допускающему однозначную и не трудозатратную реализацию.

### **Преобразование динамической модели ректификации к виду модели Гаммерштейна**

Одним из вариантов является преобразование нелинейной численной модели в вид модели Гаммерштейна, содержащей нелинейные части (на которые подается величина расходов орошения, перегретого пара и дизельного топлива) и линейной части, формирующей значения температур верха колонны, дизельной фракции и низа колонны.

Блоки нелинейной части подбираются таким образом, чтобы обеспечить легкость их реализации в контроллере или MatLAB, а блоки линейной части представлены типовыми передаточными функциями. Для определения параметров модели динамическую модель [3] использовали в качестве заменителя объекта, с ней провели ряд экспериментов. Для измерения статической характеристики объекта повышали управляющий сигнал, дожидались установления устойчивой температуры, затем последовательно увеличивали входные ступенчатые воздействия с постоянным шагом. Таким образом, в результате таких приращений получили ступенчатое изменение управляющего воздействия во времени и изменение выходного параметра (температуры) во времени. По полученным значениям построим зависимость выходного параметра от входного, визуально нелинейные. После исследования оказалось, что с достаточной точности эта зависимость может быть аппроксимирована кубической параболой:

$$y = k1 \cdot x + k2 \cdot x^3 \quad (1)$$

В таблице 1 приведены коэффициенты, полученные для кубической параболы (формула 1) по каждому каналу.

**Таблица 1**

**Коэффициенты кубической параболы (разработано авторами)**

Канал	$k_1$	$k_2$
Расход орошения - температура верха	77.1043	-3.3442
Расход дизельной фракции - температура дизельной фракции	21,4632	2,3558
Расход перегретого пара - температура низа	-390.3601	31,2378

После идентификации нелинейности по каждому каналу запишем модель Гаммерштейна в виде разностного уравнения [15]:

$$y(k) + a_1 \cdot y(k-1) + \dots + a_n \cdot y(k-n) = b_1 \cdot x(k-1) + b_2 \cdot x(k-2) + \dots + b_m \cdot x(k-m), \quad (2)$$

где нелинейная часть  $x(k-1), \dots, x(k-n)$  представлена в виде формулы (1).

После преобразований уравнения (2) получим вид модели «Вход-выход» для случая ММО-системы:

$$y(k) = \frac{B_1(z^{-1})}{A_1(z^{-1})} \cdot x_1 + \frac{B_2(z^{-1})}{A_2(z^{-1})} \cdot x_2 + \frac{B_3(z^{-1})}{A_3(z^{-1})} \cdot x_3, \quad (3)$$

где  $x_1, x_2, x_3$  - нелинейности по каждому каналу.

После идентификации нелинейных частей модели, для нахождения ее линейной части нужно определить коэффициенты  $a_1 \dots a_n, b_1 \dots b_m$  в формуле (2). Для этого применяем метод наименьших квадратов (МНК).

На вход аналитической модели [3] в моменты времени  $t_1, t_2, \dots, t_k$  (далее обозначаемые только номером индекса) подаем значения факторов, получаем массивы значений реакций. По этим значениям формируется матрица  $M$ , например, такого вида (обозначение  $d$  соответствует запаздыванию):

$$[x(k-d-1) \ x(k-d-2) \ \dots \ x(k-1) \ \dots \ x(k-2)].$$

То же самое производим с моделью (2), при этом определяем ее коэффициенты, минимизируя квадратичное отклонение между реакциями двух моделей.

Вектор коэффициентов  $a_1 \dots a_n, b_1 \dots b_m$  находим в MatLAB:

$$ab = pinv(M) \cdot Y.$$

При помощи функции  $tf$  среды MatLAB получим модель линейной части в дискретной форме:

$$G = tf([ab(1) \ ab(2)], [1 \ ab(3) \ ab(4)], Ts),$$

где  $Ts$  - период дискретизации, с.

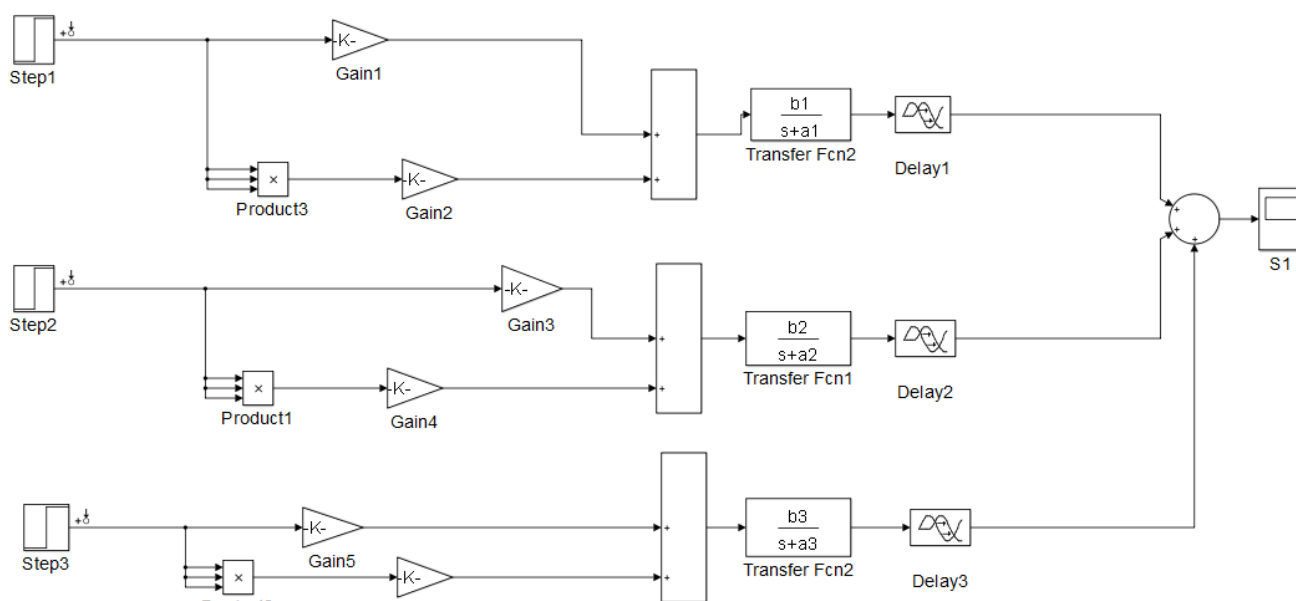
От дискретной к непрерывной форме переходим с помощью, например, функции  $d2c$ . Запаздывание и период дискретизации связаны следующим образом:  $\tau = T_s \cdot d$ .

В результате выполнения вышеприведенных преобразований получим модель атмосферной колонны МНПЗ как объекта управления в виде модели Гаммерштейна:

$$\begin{aligned}
 Y1 &= W_{11}(p)F(U1) + W_{12}(p)F(U2) + W_{13}(p)F(U3); \\
 Y2 &= W_{21}(p)F(U1) + W_{22}(p)F(U2) + W_{23}(p)F(U3); \\
 Y3 &= W_{31}(p)F(U2) + W_{32}(p)F(U2) + W_{33}(p)F(U3);
 \end{aligned}
 \tag{4}$$

где:  $W_{ij}(p)$  - передаточная функция от  $j$ -го входа к  $i$ -му выходу;  $F(Ui)$  - нелинейности вида (1);  $Yi$  - выходной параметр (температуры на отборных тарелках).

В *Simulink* согласно системе (4) реализована модель объекта в виде *MIMO*-структуры (3 входа - 3 выхода). На рисунке 1 показана реализация части модели Гаммерштейна в виде *MISO*-структуры (для температуры верха колонны) ввиду сложности (громоздкости) изображения всей схемы.



**Рисунок 1.** Модель Гаммерштейна *MISO*-структуры (разработано авторами)

Одним из контролируемых возмущений является расход сырья, поступающего в атмосферную колонну. По экспериментальным данным, полученным по аналитической динамической модели, выведены функции этого возмущения по следующим каналам: расход сырья - температура верха, расход сырья - температура дизельной фракции, расход сырья - температура куба.

### Управление по модели

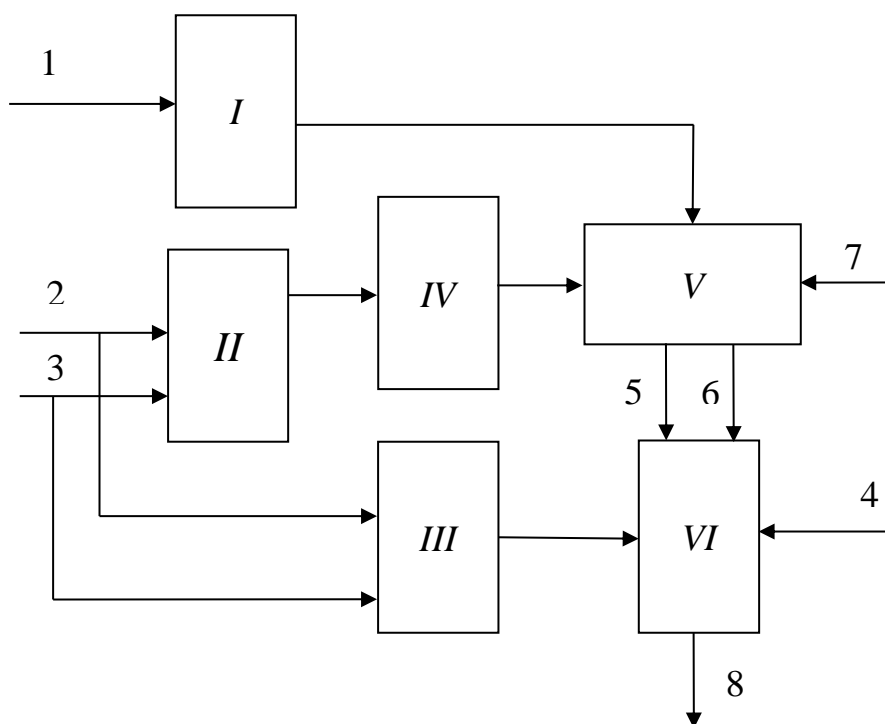
На рисунке 2 приведена блок-схема управления, применяемая для управления атмосферной колонной МНПЗ. В блоке *I* выполняется расчет физико-химических свойств (соотношение паровой и жидкой фаз сырья, плотности, молекулярные массы, количество теплоты и др.).

При реализации вышеприведенной схемы используется функция минимизации:

$$x = \text{fmincon}(@reg, x0, A, b, Aeq, beq, lb, ub, @nerav),
 \tag{5}$$

где: *reg* - критерий оптимизации;  $x0$  - начальные условия; *A*, *b* - линейные ограничения в виде неравенств; *Aeq*, *beq* - линейные ограничения в виде равенств; *lb*, *ub* - ограничения на переменные; *@nelin* - нелинейные ограничения.

В блоке I формируются ограничения вида (6), (7). Интервалы температур начала и конца кипения фракций определены из технологического регламента нефтеперерабатывающей установки<sup>2</sup>.



1 - требования к качеству фракций (в соответствии с тех. регламентом); 2 - технологические параметры (расходы, температуры); 3 - лабораторные данные; 4 - возмущения (расход сырья); 5 - задания по температурам кипения; 6 - задания по температурам (температура бензиновой фракции, дизельной фракции, мазута); 7 - критерий оптимизации; 8 - оптимальные управляющие воздействия (расходы бензиновой фракции, дизельной фракции, мазута, орошения, циркуляционного орошения, перегретого пара); I - формирование ограничений по температурам начала и конца кипения бензиновой и дизельной фракций, интервалов пересечения фракций; II - расчет физико-химических свойств и моделирование ИТК; III - расчет и корректировка моделей показателей качества; IV - ограничения в виде нелинейных равенств; V - оптимизация; VI - динамическая модель

**Рисунок 2.** Блок-схема управления и оптимизации (разработано авторами)

Для дизельного топлива указаны показатели для летнего и зимнего периода. Они задаются в виде ограничений на температуры начала и конца кипения бензиновой и дизельной фракций<sup>1</sup>:

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

<sup>2</sup> 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.

$$288 \leq T_{\text{ккдт}} \leq 325. \text{ (летнее).}$$

В качестве линейных ограничений в виде неравенств заданы наложения (пересечения) соседних фракций (бензиновой и дизельной):

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

Зависимость для истинной температуры кипения (ИТК) девонской нефти, формируемая в блоке II, получена в [16] и применяется в блоке IV для определения выходов нефтяных фракций по потенциальному содержанию:

$$F_i = Ps(T_{\text{кк}})_i - Ps(T_{\text{нк}})_i, \quad (8)$$

где  $Ps(T_{\text{кк}})_i$ ,  $Ps(T_{\text{нк}})_i$  - выход бензиновой и дизельной фракции, определяемые по зависимости для ИТК.

Сами же ограничения в виде нелинейных равенств получены из условия, что сумма мольных долей в паровой фазе бензиновой фракции и мольных долей в паровой фазе дизельной фракции равна 1. Эти условия используются для подбора оптимальных температур на тарелках. Нелинейные неравенства отсутствуют.

В блоке III определяются и корректируются авторегрессионные модели в виде зависимостей показателей качества нефтепродуктов от параметров технологического процесса (температура, давление и расходы) по экспериментальным данным. Результаты анализов нефтепродуктов (по основным показателям), полученные в химико-аналитической лаборатории завода, записываются в виде таблиц *Excel*. Получены авторегрессионные зависимости вида:

$$\begin{aligned} T_{\text{ккб}}(t) &= 0,1332 + 0,0039 \cdot T_{\text{ккб}}(t-1) + 13,0024 \cdot F_{\text{б}} + 3,9078 \cdot F_{\text{оп}}; \\ T_{\text{нкдт}}(t) &= 232,6163 + 0,0055 \cdot T_{\text{нкдт}}(t-1) - 118,4761 \cdot F_{\text{вно}}; \\ T_{\text{ккдт}}(t) &= 0,0426 + 0,0041 \cdot T_{\text{ккдт}}(t-1) - 2,3600 \cdot F_{\text{цо}} + 7,0003 \cdot F_{\text{дт}}. \end{aligned} \quad (9)$$

Здесь  $T_{\text{ккб}}(t-1)$ ,  $T_{\text{нкдт}}(t-1)$ ,  $T_{\text{ккдт}}(t-1)$  - температуры начала кипения, конца кипения бензиновой, дизельной фракции в предыдущий момент времени  $(t-1)$ , °С.

Критерий оптимизации (блок V) - расчет выхода светлых фракций, результат которого применяется в блоке VI:

$$F = \sum (F1 + F2) \rightarrow \max, \quad (10)$$

где:  $F1$  - выход бензиновой фракции,  $F2$  - выход дизельной фракции.

Таким образом, в результате применения функции вида (10) определяются следующие параметры, обеспечивающие максимум отбора светлых нефтепродуктов:

$T_{\text{нб}}=X(1)$ ; % температура НК прямогонного бензина

$T_{\text{кб}}=X(2)$ ; % температура КК прямогонного бензина

$T_{\text{нд}}=X(3)$ ; % температура НК прямогонного диз. топлива

$T_{\text{кд}}=X(4)$ ; % температура КК прямогонного диз. топлива

$T_{\text{нг}}=X(5)$ ; % температура НК атмосферного газойля

$T_{\text{кг}}=X(6)$ ; % температура КК атмосферного газойля

$T_{nm}=X(7)$ ; % температура КК мазута

$T(1)=X(8)$ ; % температура куба колонны, 0С

$T(8)=X(9)$ ; % температура на тарелке отбора атмосферного газойля, 0С

$T(13)=X(10)$ ; % температура на тарелке отбора дизельного % топлива, 0С

$T(23)=X(11)$ ; % температура верха (паров бензиновой фракции), 0С

Полученные значения параметров поступают в блок VI в качестве оптимальных (заданных) значений температур на тарелках и температур начала и конца кипения.



**Рисунок 3.** Управление по модели (разработано авторами)

Например, при расходе сырья 12,29 кг/с получены следующие значения:  $T_{kb}=169^{\circ}\text{C}$ ;  $T_{nd}=172^{\circ}\text{C}$ ;  $T_{kd}=322^{\circ}\text{C}$ ;  $T_{ng}=330^{\circ}\text{C}$ ;  $T_{kg}=368^{\circ}\text{C}$ ;  $T(1)=342^{\circ}\text{C}$ ;  $T(8)=298^{\circ}\text{C}$ ;  $T(13)=221^{\circ}\text{C}$ ;  $T(23)=135^{\circ}\text{C}$ . Значение критерия оптимизации  $F$  составляет 41,52%.

В блоке VI представлена динамическая модель ректификации вида (4) и модели показателей качества вида (9). Определяются с применением критерия (10) заданные (оптимальные) значения по температурам. Затем с помощью математической модели при выполнении ограничений на параметры находятся управляющие воздействия, при которых обеспечиваются требуемые температуры на отборных тарелках и температуры кипения.

Таким образом, требуется найти управляющие переменные (рисунок 3), при которых температуры равны оптимальным (заданным) по условию минимума квадратов разности температур отбираемых фракций ( $T_i$ ) и их заданных значений ( $T_{zi}$ ) и квадратов разности температур кипения ( $TK_i$ ) и их заданных значений ( $TK_{zi}$ ):

$$S = \sum_{j=1}^m \sum_{i=1}^N (T_i - T_{zi})^2 + \sum_{j=1}^m \sum_{i=1}^N (TK_i - TK_{zi})^2 \rightarrow \min, \quad (11)$$

где  $m$  - число выходов.

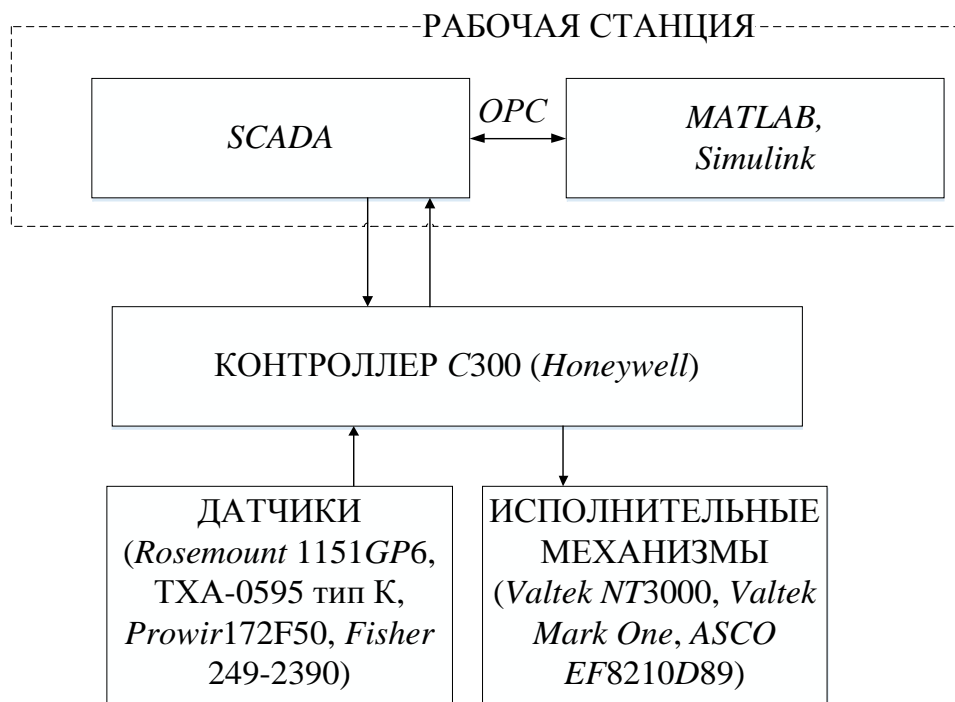
Задача оптимизации (11) решается с помощью функции (5), где задаются  $lb$ ,  $ub$  - ограничения на управляющие переменные. Полученные значения управляющих параметров поступают в контроллер. Чтобы объединить все компоненты (модель объекта в *Matlab*, объект, реализованный в виртуальном контроллере, визуализация процесса) в одну систему и оценить ее работу, применяем *OPC*-протокол.



### Сравнение результатов на нефтеперерабатывающей установке

Сравнение работы атмосферной колонны в разных режимах управления (по проектному решению и управлению по модели) процессом проводилось на нефтеперерабатывающей установке «Петрофак» (ПАО «Татнефть»), мощность которой составляет до 500 тыс. тонн в год, где применяется система *Experion PKS (Honeywell)*.

На рисунке 4 показана структура системы управления установкой с участием *Matlab*.



**Рисунок 4.** Структура системы управления с участием *Matlab* (разработано авторами)

На технологической установке последовательность подключения следующая: датчики/исполнительные механизмы - кроссовый шкаф (промежуточный, клеммный) - входной/выходной модуль контроллера - контроллер - сетевой коммутатор - сервер технологического процесса - сетевой коммутатор - исторический модуль (*PHD*) - сетевой коммутатор - *OPC*-сервер. На АРМ оператора информация идет с сервера технологического процесса - сетевой коммутатор - рабочая станция АРМ оператора.

В переходное время (с лета на зиму) на установке был применен предлагаемый способ управления по модели. Система была переведена в режим получения данных из модели и передачи данных.

Управление по проектному решению заключается в стабилизации температур профиля колонны ректификации на регламентных значениях. По результатам анализа нефтепродуктов, получаемых из химико-аналитической лаборатории завода, операторы и технологи корректируют значения параметров, опираясь на опыт своей работы на установке.

Управление по модели состоит в управлении температурами профиля колонны ректификации в соответствии с изменениями температур конца кипения нефтепродуктов. По критерию максимизации отбора светлых фракций (бензиновой+дизельной) вычисляются оптимальные значения температур на тарелках колонны и температур начала и конца кипения нефтепродуктов. При этом в качестве ограничений используются интервалы пересечения фракций, пределы изменения температур начала и конца кипения нефтяных фракций и тепловой баланс колонны.

По найденным оптимальным значениям температур определяются управляющие воздействия, для чего применяется динамическая модель атмосферной колонны и модели показателей качества. В результате этого обеспечивается заданное качество и отборы светлых дистиллятов, близкие к потенциалу - содержанию светлых фракций в нефти. Коэффициенты в моделях показателей качества нефтепродуктов корректируются с поступлением новых результатов анализа из химико-аналитической лаборатории и данных контрольно-измерительных приборов, к которым есть доступ в *Excel*. Кроме того, в случае воздействия возмущения в виде расхода сырья, температуры поддерживаются на оптимальном (заданном) значении.

**Таблица 2**

**Сравнение результатов режимов работы установки «Петрофак» (разработано авторами)**

№	Показатели технологического режима	Управление по проектному решению	Управление по модели
1	Расход сырья в атмосферную колонну, кг/с	13,5-14,5	12,5-13,5
2	Давление верха колонны, кгс/см <sup>2</sup>	0,6-0,7	0,6-0,7
3	Температура верха колонны (бензиновой фракции), °С	130-142	130-142
4	Расход верхнего (острого) орошения, кг/с	2,5-3,1	2,5-3,1
5	Температура на тарелке отбора дизельной фракции, °С	219-230	219-230
6	Расход отбираемой дизельной фракции, кг/с	5,2-5,8	5,2-5,8
7	Расход циркуляционного орошения, кг/с	8,7-9,3	8,7-9,3
8	Температура куба колонны, °С	331-340	331-340
9	Температура конца кипения бензиновой фракции, °С	164-183	170-176
10	Температура начала кипения дизельной фракции, °С	167-185	172-178
11	Температура конца кипения дизельной фракции, °С	309-322	315-321
12	Интервал пересечения температур бензиновой и дизельной фракции, °С	11	4
13	Отбор светлых нефтепродуктов на исходное сырье, % масс.	39,2	41,8
14	Отбор светлых нефтепродуктов на исходное сырье, включая отбор легкого бензина (+5,2), % масс.	44,2	46,8

Сравнение результатов, приведенных в таблице 2, показывает, что способ управления по модели обеспечивает:

- 1) увеличение отбора светлых нефтепродуктов за счет применения оптимизации и динамической модели;
- 2) уменьшение интервалов температур пересечения бензиновой и дизельной фракции;
- 3) снижение отклонений температур кипения нефтепродуктов.

## Выводы

Таким образом, для усовершенствования управления процессом ректификации блока АТ на МНПЗ применяются следующие подходы: управление по модели; построение блока настройки коэффициентов регулятора с помощью нечеткой логики, нейронных сетей, генетических алгоритмов; применение нечетких, нейронечетких регуляторов; применение компенсаторов.

Первый и второй способ позволяют учитывать нелинейные свойства объекта, не внося больших изменений в схему управления процессом. Соответствующий блок настройки и модель подключаются к существующей системе. Использование компенсаторов при управлении ведет к усложнению схемы и ее практической реализации.

В случае управления по модели при воздействии возмущения (расхода сырья) температуры профиля колонны поддерживаются на оптимальных (заданных) значениях, а также поддерживается качество нефтепродуктов.

Разработан алгоритм управления процессом ректификации нефти на МНПЗ с использованием динамической модели процесса. Предложена схема управления и оптимизации процесса ректификации с ограничениями, позволяющая уменьшить интервалы пересечения температур бензиновой и дизельной фракции, снизить изменчивость температур конца кипения бензиновой и дизельной фракций. При сравнении результатов, полученных по существующей схеме управления и при управлении по модели, отбор светлых фракций увеличился на 2,6%.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Дяконница, С.А. Применение компенсирующего регулирования для многосвязного управления многопараметрической системой / С.А. Дяконница, И.Р. Сугачевский // Системы. Методы. Технологии. - 2014. - №1 (21). - С. 86-90.
2. Giwa, A. Decoupling PID Control of a Reactive Packed Distillation Column / A. Giwa, S. Karacan // International Journal of Engineering Research & Technology (IJERT). - August 2012. - Vol. 1. - Issue 6. - 10 p.
3. 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.
4. Затонский, А.В. Программные средства глобальной оптимизации систем автоматического регулирования / А.В. Затонский. - М.: РИОР: Инфра-М, 2013. - 136 с.
5. Gupta, A. Control of distillation process using neuro-fuzzy technique / A. Gupta, A. Rani, V. Singh // International Journal of Electrical, Electronics and Data Communication, Volume-1. - Issue-9. - Nov-2013. - P. 16-20.
6. Лобанова, В.А. Модель нечёткого регулятора расхода топлива в ректификационной колонне / В.А. Лобанова, М.А. Фокин, О.М. Борисов // Информационные системы и технологии. - 2013. - №5. - С. 45-53.
7. Еременко, Ю.И. Об оценке энергоэффективности применения нейросетевого оптимизатора в решении задач управления нагревательными объектами / Ю.И. Еременко, Д.А. Полещенко, А.И. Глущенко // XII Всероссийское совещание по проблемам управления, ВСПУ-2014. - Москва, 16-19 июня 2014 г.

8. Лукьянов, Н.Д. Параметрическая оптимизация автоматических систем стабилизации с помощью генетического алгоритма: автореф. дис. ... канд. техн. наук: 05.13.06 / Лукьянов Никита Дмитриевич. - Иркутск, 2014. - 19 с.
9. Стопакевич, А.А. Разработка робастной системы управления колонной атмосферной перегонки нефти / А.А. Стопакевич // Восточно-европейский журнал передовых технологий. - 2015. - Том №5. - №2 (77). - С. 49-57.
10. Песков, Н.П. Система оптимального управления ректификацией этаноламинов с использованием математической модели процесса / Н.П. Песков // Современные проблемы науки и образования. - 2011. - №6. - С. 18-20.
11. 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.
12. Attarakih, M. Dynamic analysis and control of sieve tray gas absorption column using MATLAB and SIMULINK / M. Attarakih, M. Abu-Khaderb, H.-J. Bartsch // Applied Soft Computing 13. - 2013. - P. 1152-1169.
13. Meenakshi, S. MIMO Identification and Controller design for Distillation Column / S. Meenakshi, A. Almusthaliba, V. Vijayageetha // International journal of innovative research in electrical, electronics, instrumentation and control engineering. - May 2013. - Vol. 1. - Issue 2. - P. 44-48.
14. Sankaranarayanan, D. Internal Model Control of Distillation Column With Optimal Pairing Technique / D. Sankaranarayanan, G. Deepakkumar International Journal of Advanced Research in Electrical, Electronics and Instrumentation Engineering. - May 2015. - Vol. 4. - Issue 5. - P. 4648-4654.
15. Eskinat, E. Use of Hammerstein Models in Identification of Nonlinear Systems / E. Eskinat, S.H. Johnson // AIChE Journal. - February 1991. - Vol. 37. - №2. - P. 254-258.
16. 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. Тюменский государственный нефтегазовый университет. - 2015. - №6. - С. 109-116.

**Zatonskii Andrei Vladimirovich**

Perm national polytechnic research university  
Berezniki branch, Russia, Berezniki  
E-mail: [z xenon@narod.ru](mailto:z xenon@narod.ru)

**Tugashova Larisa Gennad'evna**

Almetyevsk state oil institute, Russia, Almetyevsk  
E-mail: [tugashova@yandex.ru](mailto:tugashova@yandex.ru)

## Management of an atmospheric column of small oil refinery with application of dynamic model

**Abstract.** This paper solves the problem of improvement the quality of rectification process management in the conditions of small oil refinery. Atmospheric column of an atmospheric and vacuum pipe heater setting is chosen as an object of a research. For enhancement of the research object management we offer to apply management taking into account use of nonlinear mathematical model. We consider dynamic model of an atmospheric column in the form of Gammerstein's model containing a nonlinear and linear part. Column profile temperatures are chosen as regulated parameters and managing parameters are an expense of sharp irrigation, an expense of diesel fraction, a consumption of superheated steam. For identification of model we used the method of the smallest squares. Realization of the offered model by means of Matlab, Simulink is executed. Criterion of optimization is the maximum of an exit of light fractions (petrol and diesel). We chose Linear and nonlinear restrictions in the form of equalities and inequalities. We chose imposing of the next fractions as linear restrictions in the form of inequalities. We use exponential dependence of a fractions exit from the boiling temperature while determining composition of the Devonian oil. Using the experimental data we received autoregression models of oil products' quality indicators in the form of boiling temperatures dependences from the parameters of technological process. Optimum temperatures of a profile of a column and temperature of light oil products boiling are determined by mathematical model when performing restrictions for parameters. We compared the work of an atmospheric column in different control modes on oil processing setting. It is shown that the method of management on this model provides increase in selection of light oil products, reduction the temperatures intervals of imposing the petrol and diesel fraction, decrease variability of boiling points of light oil products. The given algorithm of optimization and management allows maintaining column profile temperatures on optimum values in case of impact of indignation in the form of raw materials consumption.

**Keywords:** dynamic model; atmospheric column; quality of oil products; criterion of optimization; boiling temperature; management; small oil refinery