

# Автоматизированные системы управления технологическими процессами

УДК 681.5

DOI: 10.14529/ctcr200112

## СНИЖЕНИЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ ЗАТРАТ ПРИ УПРАВЛЕНИИ УСТАНОВКОЙ РЕКТИФИКАЦИИ НЕФТИ

Л.Г. Тугашова<sup>1</sup>, А.В. Затонский<sup>2</sup>

<sup>1</sup> Альметьевский государственный нефтяной институт, г. Альметьевск, Россия

<sup>2</sup> Пермский национальный исследовательский политехнический университет, Березниковский филиал, г. Березники, Россия

**Введение.** В настоящее время недостаточно разработаны методы оценки энергетической эффективности малых нефтеперерабатывающих заводов. **Цель исследования:** оптимизация энергетических затрат на разделение нефти. **Материалы и методы.** Представлен алгоритм расчета секционной модели атмосферного блока установки ректификации нефти малой мощности. Полученная модель дополнена расчетом аппарата воздушного охлаждения и кожухотрубного теплообменника. Выбраны факторы, влияющие на энергетические затраты: расход перегретого водяного пара в атмосферную и отпарную колонны, флегмовое число, расход сырья. Для вывода зависимости выбранного критерия от перечисленных факторов применен метод ортогонального центрального композиционного планирования эксперимента. Составлена матрица планирования четырехфакторного эксперимента с применением секционной модели. Получены результаты проведения эксперимента в программном пакете MATLAB. Выполнена оценка незначимости коэффициентов в полученном уравнении регрессии второго порядка, из модели исключены незначимые коэффициенты. Проведена проверка адекватности модели с помощью критерия Фишера. Уравнение регрессии, представленное в физических величинах факторов, является целевой функцией. **Результаты.** Построена поверхность выходного параметра в зависимости от управляющих факторов (флегмового числа и расхода перегретого водяного пара в атмосферную колонну) при постоянном расходе сырья и постоянном расходе перегретого пара в отпарную колонну. Показано, что выбранные факторы влияют не только на энергетические затраты, но и на показатели качества нефтепродуктов. Приведены математические модели для определения показателей качества нефтепродуктов (температур начала и конца кипения) на нефтеперерабатывающей установке, использующиеся как ограничения. Предложено применение полученной зависимости для оптимизации энергетических затрат на установке ректификации нефти в условиях меняющегося расхода сырья. **Заключение.** Полученные оптимальные значения факторов могут быть использованы как задания регуляторам на действующей установке.

*Ключевые слова:* энергетические затраты, ректификация нефти, расход перегретого водяного пара, флегмовое число, секционная модель, оптимизация, показатели качества.

### Введение

В деятельности нефтеперерабатывающего предприятия важным фактором является эффективность процессов ректификации установок первичной переработки нефти. Основными показателями эффективности процесса ректификации являются: технико-экономические, технологические, экологические, показатели качества регулирования динамических процессов и др. Степень эффективности оценивается некоторым выбранным критерием, который обычно называют целевой функцией или критерием оптимизации. В настоящее время основными критериями являются отборы светлых нефтепродуктов при ограничениях в виде заданий на их качество или энергетические затраты на разделение при заданных отборах.

Процесс ректификации характеризуется высокими энергетическими затратами. С целью снижения энергетических затрат на фракционирование на установках нефтепереработки применяются сле-

дующие способы: реконструкция или замена контактных устройств для повышения разделительной способности колонны, оптимизация технологических схем [1–3], применение тепловых насосов в составе технологических установок [4], пинч-анализ [5, 6], подбор оптимальных параметров процесса [7, 8] и др. Задача снижения энергозатрат может быть решена не только вышеперечисленными способами, но также путем применения систем управления процессами нефтепереработки и методов математического моделирования.

В работе предложен способ определения зависимости параметров процесса ректификации нефтеперерабатывающей установки (флегмового числа, расходов перегретого пара) от энергетических затрат в условиях переменного расхода сырья.

Разработка данного способа состоит из следующих этапов:

1. Выбор объекта исследования, построение математической модели объекта, разработка имитационной модели в программном пакете.
2. Осуществление метода планирования эксперимента с участием полученной имитационной модели с целью формирования зависимости энергозатрат от выбранных факторов процесса.

### 1. Построение модели объекта

Объектом исследования является атмосферная установка ректификации нефти (мощностью менее 500 тыс. тонн в год). Основным аппаратом установки является атмосферная колонна К-1, к вспомогательным аппаратам относятся аппарат воздушного охлаждения АВО, флегмовая емкость ФЕ, отпарная колонна К-2, кожухотрубный теплообменник Т-1 (рис. 1).

Математическая модель исследуемого объекта основана на уравнениях материального и теплового балансов. Для управления процессом ректификации нефти на атмосферной установке малой мощности используется температура не на всех тарелках, а только на тарелках отбора бензиновой, дизельной фракций, а также мазута. Именно в этих точках измеряется температура на объекте. Поэтому достаточно использовать статическую модель, учитывающую температуру на отборных тарелках и вверху колонны.

Получены уравнения математической модели [9, 10], для чего объект разделен на отдельные секции, для каждой из которых определяется температура. Также необходимо определить фракционный состав сырья (девонской нефти), поступающего на установку. Фракционный состав нефти определен по методике, приведенной в работе [11].

Секционная модель, приведенная в работах [9, 10], частично изменена и дополнена расчетом теплообменных аппаратов. Температуры верхнего и циркуляционных орошений ( $LT$ ,  $LC1$ ,  $LC2$ ) определены из системы уравнений теплового баланса и теплопередачи аппарата АВО и кожухотрубного теплообменника.

Тепловая нагрузка АВО:

$$Q_{\text{АВО}} = LS1 \cdot (h_{T23}^V - h_{TLT}^L) + Z \cdot (h_{T23}^z - h_{TLT}^z), \quad (1)$$

$$h_{T23}^z = 4,187 \cdot (606,5 + 0,305 \cdot TK + 0,5 \cdot (T23 - TK)),$$

где  $LS1$  – расход бензиновой фракции, кг/с;  $TK$  – температура конденсации водяного пара, °С;  $T23$  – температура на тарелке 23, °С;  $Z$  – расход перегретого водяного пара (сумма  $Z_{\text{АК}}$ ,  $Z_{\text{ОК}}$ ,  $Z_{\text{S3}}$ ), кг/с;  $h$  – удельная энтальпия, кДж/кг; верхние индексы:  $V$  – паровая фаза,  $L$  – жидкая фаза,  $Z$  – перегретый водяной пар.

Математическая модель АВО в составе установки ректификации нефти малой мощности учитывает следующие особенности. Жидкая фаза поступает в основную колонну на тарелку питания, паровая фаза – на тарелку выше. По высоте колонны конденсации водяного пара не происходит. Температура конденсации пара меньше, чем температура на верхней тарелке. Следовательно, конденсация происходит только в АВО. Количество отведенного тепла с верха колонны определяется из теплового баланса АВО. Из флегмовой емкости ФЕ отводится водяной конденсат.

Для нахождения температуры конденсации водяного пара  $TK$  сначала нужно найти его парциальное давление. Так как пар отводится с верха колонны, то определим его долю в составе верхнего продукта колонны. Мольная доля водяного пара составила 0,33. Давление верха колонны равно 0,25 МПа. Значит, парциальное давление водяного пара  $P_{\text{вп}} = 0,33 \cdot 0,25 = 0,0825$  МПа (или 627 мм рт. ст.).

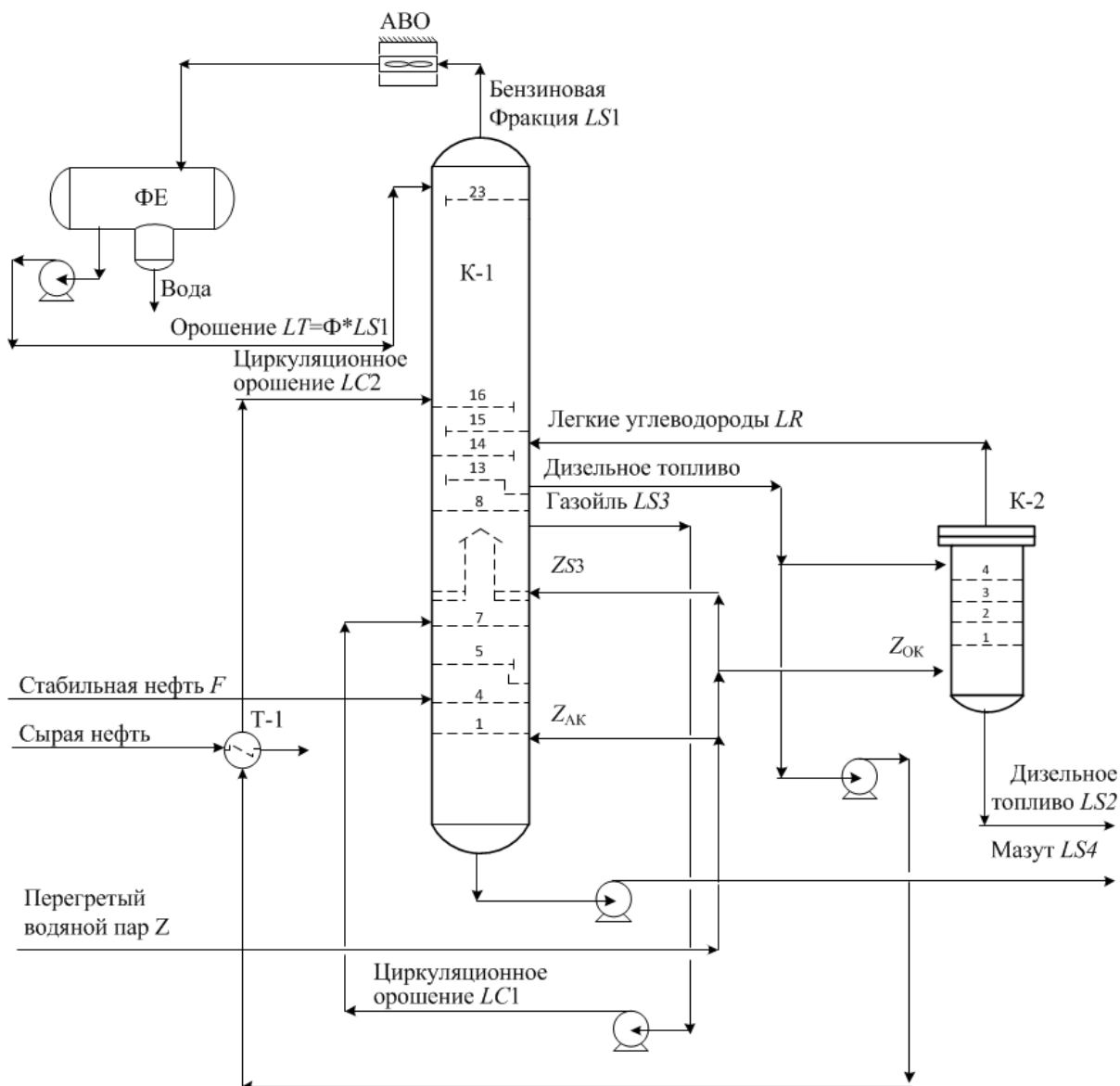


Рис. 1. Схема потоков атмосферной установки ректификации нефти  
 Fig. 1. Flow diagram of atmospheric oil rectification plant

Температура конденсации (°C) определяется формулой [12]:

$$TK = \frac{1}{0,00397 - 0,0004455 \cdot \lg(P_{\text{вп}})} - 273. \quad (2)$$

Для нахождения температуры бензиновой фракции на выходе АВО и температуры циркуляционного орошения применяется метод последовательных приближений, для чего в начале расчета необходимо задать первое приближение выходной температуры горячего теплоносителя.

Определение температуры конденсации происходит по формуле (2). Затем вычисляются энтальпии паровой фазы бензина при температуре верха, при температуре во флегмовой емкости, энтальпии водяного пара при температуре верха и воды при температуре во флегмовой емкости [12, 13]. Для расчета энтальпий нефтепродуктов применяются уравнения Крэга (для жидкой фазы) и Уэйра – Итона (для паровой фазы) [14]. Из уравнения теплообмена для АВО определяется температура воздуха на выходе. Затем из уравнения теплопередачи необходимо определить расчетную поверхность теплообмена и сравнить ее с заданной. Уравнения теплопередачи, среднего температурного напора, температуры конденсации использовались из источников [12–14].

Заданная поверхность теплообмена принята из технологического регламента действующей установки. Неравенство этих поверхностей означает, что температура нефтепродукта выбрана

неточно. Расчет продолжается до тех пор, пока расхождение расчетной и заданной поверхностей не будет составлять менее 3–5 %. Система нелинейных уравнений теплового баланса и теплопередачи для АВО решалась в MATLAB с применением функции *fsolve*.

В результате выполненного расчета получено, что температура бензиновой фракции на выходе из аппарата составляет 42 °С, температура конденсации – 77 °С, что меньше температуры верха колонны (136 °С), следовательно, конденсации пара вверху колонны не происходит (принято условие, что конденсации водяного пара по высоте колонны не происходит).

На технологической установке для охлаждения сырой нефти циркуляционным орошением LC2 применяется кожухотрубный теплообменник.

Решение системы уравнений АВО и кожухотрубного теплообменника выполняется по следующему алгоритму. На рис. 2 приведена блок-схема алгоритма расчета секционной модели с учетом выполненных дополнений.

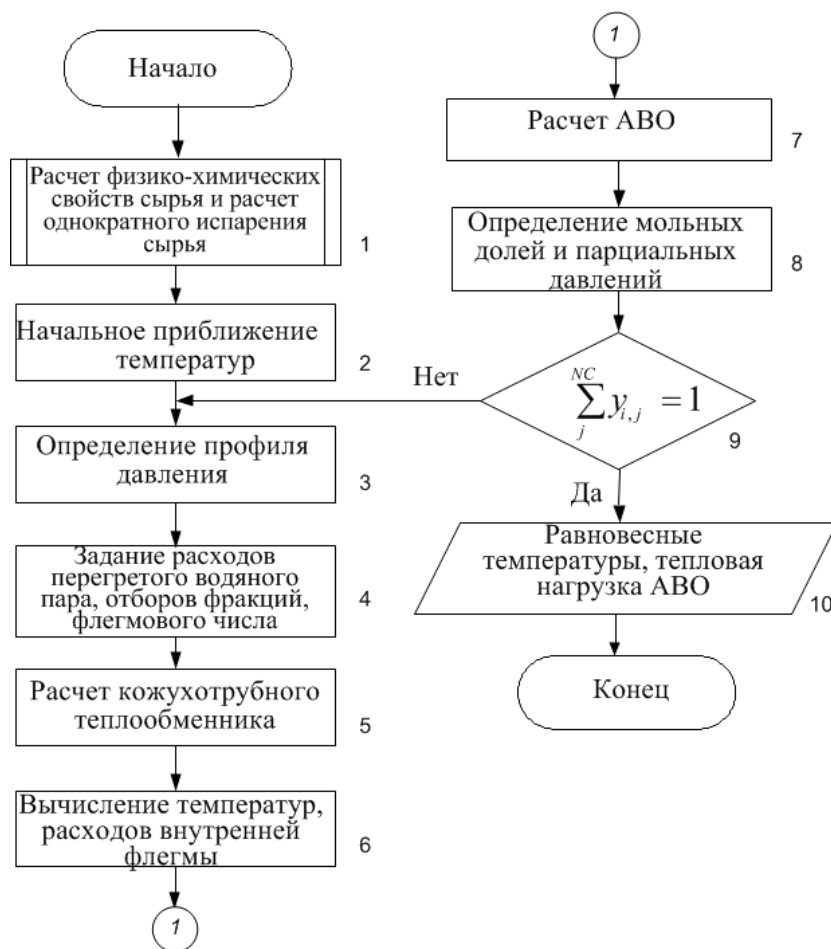


Рис. 2. Блок-схема алгоритма расчета секционной модели  
Fig. 2. Flow chart of section model calculation algorithm

В блоке 1 рассчитываются физико-химические свойства фракций [11]. Задаются начальные приближения температур (блок 2). В блоке 3 определяется профиль давления. В блоке 4 задаются расходы перегретого водяного пара, отборы нефтяных фракций, расход сырья, флегмовое число, расходы циркуляционных орошений и острого орошения. Расчет кожухотрубного теплообменника выполняется в блоке 5 аналогично алгоритму расчета АВО.

В блоке 6 из решения системы уравнений балансов для секций бензина, дизельного топлива и газойля [9] определяются температуры на отборных тарелках, верха атмосферной колонны и расходы внутренней флегмы дизельной, газойлевой секций. Затем определяется расход флегмы, поступающей в отпарную секцию.

Температура бензиновой фракции на выходе АВО определяется в блоке 7. Затем в блоке 8

## Автоматизированные системы управления...

определяем мольные доли нефтяных фракций в паровой фазе  $Y_i$  и парциальное давление каждой отбираемой фракции  $P_i$ .

Равновесные температуры находятся из условия, приведенного в блоке 9. Должно выполняться условие: сумма мольных долей всех нефтяных фракций  $NC$  в паровой фазе равна единице. Если условие в блоке 9 не выполняется, то расчет повторяется.

Параметры технологического процесса, определенные по секционной модели в сравнении с номинальным режимом (по проектному решению), приведены в табл. 1.

Таблица 1  
Параметры технологического режима атмосферной установки  
ректификации нефти малой мощности

Таблица 1

Table 1  
Parameters of the process mode of the atmospheric oil rectification plant

Название технологического параметра	Номинальный статический режим	Секционная модель
Массовый расход сырья, кг/с	12,84	12,84
Температура сырья, °С	354	354
Давление верха колонны, кгс/см <sup>2</sup>	0,6	0,6
Плотность нефти, кг/м <sup>3</sup>	872,2	873,5
Температура флегмы в колонну, °С	43,3	42
Температура верха колонны, °С	134	136
Температура ДТ в отпарную колонну	216	221
Температура газойля, °С	314	312
Температура мазута, °С	331	329

Адекватность модели оценивалась по относительной погрешности при сравнении номинального статического режима и результата моделирования по секционной модели. Определялось расхождение значений температур, полученных на модели, и значений температур по высоте колонны (температуры бензиновой, дизельной фракции, мазута) номинального режима.

Относительная погрешность полученной секционной модели по температурам не превышает 4,3 %.

### 2. Планирование эксперимента

Определим зависимость энергетических затрат от влияющих факторов. Предполагаем, что такая зависимость носит нелинейный характер, поэтому построим квадратичную модель вида [15]:

$$y(\vec{x}) = \sum_{i=0}^k b_i x_i + \sum_{i=1}^{k-1} \sum_{j=i+1}^k b_{ij} x_i x_j + \sum_{i=1}^k b_{ii} x_i^2, \quad (3)$$

где  $b_i$  – коэффициенты влияния одиночных факторов;  $b_{ij}$  – коэффициенты взаимного влияния пар факторов;  $b_{ii}$  – коэффициенты влияния квадратов факторов;  $x_i, x_j$  – кодированные факторы;  $y$  – выходной параметр;  $k$  – число факторов.

Для сокращения числа опытов применяем метод ортогонального центрального композиционного планирования эксперимента (ОЦКП) второго порядка. Полученная секционная модель объекта необходима для осуществления метода ОЦКП. При построении планов второго порядка используются ортогональные планы первого порядка полного факторного эксперимента (ПФЭ), называемые в этом случае ядром композиционного плана. К ядру плана добавляются дополнительные точки факторного пространства: в центре плана (нулевая точка) и на некотором расстоянии  $d$  от него (звездные точки). Величина  $d$  называется звездным плечом.

Энергетические затраты на разделение состоят из подвода энергии для создания парового потока и затрат на охлаждение и конденсацию потока орошения и нефтепродукта. На атмосферную установку (см. рис. 1) поступает тепло с перегретым водяным паром, а отводится тепло в АВО. Примем в качестве выходного параметра (критерия) тепловую нагрузку АВО  $Q_{\text{АВО}}$  (кДж) (формула (1)). На выходной параметр  $y = Q_{\text{АВО}}$  влияет расход перегретого водяного пара, поступающего в атмосферную ( $Z_{\text{АК}}$ ) и отпарную ( $Z_{\text{ОР}}$ ) колонны, флегмовое число  $\Phi$ . Так как процесс

ректификации нефти идет в условиях изменения расхода сырья, то в качестве четвертого фактора учтем расход нефти, поступающей на установку ( $F$ ).

Таким образом, зависимость энергетических затрат от влияющих факторов принимает следующий вид

$$Q_{\text{АВО}} = f(Z_{\text{АК}}, Z_{\text{ОК}}, \Phi, F). \quad (4)$$

Приведем последовательность построения ОЦКП четырехфакторного эксперимента по шагам.

*Шаг 1.* Переход от физических факторов  $\{Z_{\text{АК}}, Z_{\text{ОК}}, \Phi, F\} \in \bar{X}$  к кодированным факторам  $x_i$ .

Необходимо определить центр плана  $X_i^0$ , шаг варьирования  $h_i$ , звездное плечо  $d$ , смещение значений квадратов факторов  $\varphi$ , уровни  $(-d, 1, 0, +1, d)$ .

*Шаг 2.* Построение матрицы планирования.

*Шаг 3.* Определение  $b$ -коэффициентов квадратичного полинома вида (15).

*Шаг 4.* Проверка значимости  $b$ -коэффициентов и исключение из модели незначимых коэффициентов.

*Шаг 5.* Проверка адекватности полученной модели.

*Шаг 6.* Переход к факторам в физических величинах.

Выполним построение зависимости вида (4) методом ОЦКП по вышеперечисленным шагам.

На *шаге 1* определяем связь кодированных и физических факторов [16]:

$$x_i = \frac{X_i - X_i^0}{h_i}, \quad (5)$$

где  $x_i$  – значение  $i$ -го кодированного фактора;  $X_i$  – значение  $i$ -го фактора в физических величинах;  $X_i^0$  – среднее значение  $i$ -й физического фактора (центр плана);  $h_i$  – шаг варьирования  $i$ -го физического фактора.

Для каждого фактора  $X_i$  центр плана  $X_i^0$  определяется выражением [16]:

$$X_i^0 = \frac{X_i^{\max} + X_i^{\min}}{2}, \quad i = 1, 2, \dots, k. \quad (6)$$

Шаг варьирования  $i$ -й физической переменной:

$$h_i = \frac{X_i^{\max} - X_i^{\min}}{2d}. \quad (7)$$

Для случая четырех факторов звездное плечо  $d = 1,414$ ; параметр смещения  $\varphi = 0,8$ ; число точек факторного пространства  $N = 25$  [15]. Следует отметить, что диапазон значений факторов принят для летнего режима установки. Вычисленные параметры ОЦКП приведены в табл. 2.

Параметры ОЦКП

Таблица 2

OCCP parameters

Table 2

Обозначение факторов в физических величинах	$Z_{\text{АК}}, \%$	$Z_{\text{ОК}}, \%$	$\Phi$	$F, \text{кг}/100 \text{кг}$
Границы факторов	[2,1; 2,7]	[4,1; 5,5]	[1,1; 1,5]	[92; 96]
Обозначение кодированных факторов	$x_1$	$x_2$	$x_3$	$x_4$
Шаг варьирования $h_i$	0,2121	0,495	0,1414	1,414
Уровни:				
$-d$	2,1	4,1	1,1	92
$-1$	2,1879	4,305	1,1586	92,586
$0$	2,4	4,8	1,3	94
$+1$	2,6121	5,295	1,4414	95,414
$d$	2,7	5,5	1,5	96

Согласно *шагу 2* вышеприведенной последовательности с учетом найденных на шаге 1 параметров ОЦКП составляем план проведения эксперимента и матрицу планирования (табл. 3). Значения выходного параметра  $u$  определяются по секционной модели.

Таблица 3

Table 3

Матрица планирования и результаты ОЦКП

Planning matrix and OSCP results

№ точки	$x_0$	$x_1$	$x_2$	$x_3$	$x_4$	$x_1^2 - \varphi$	$x_2^2 - \varphi$	$x_3^2 - \varphi$	$x_4^2 - \varphi$	$x_1, x_2$	$x_1, x_3$	$x_1, x_4$	$x_2, x_3$	$x_2, x_4$	$x_3, x_4$	$y$
Точки ПФП (2N)	1	+1	+1	+1	+1	0,2	0,2	0,2	0,2	+1	+1	+1	+1	+1	+1	15140
	2	+1	-1	-1	+1	0,2	0,2	0,2	0,2	+1	-1	-1	-1	-1	-1	13739
	3	+1	+1	-1	-1	0,2	0,2	0,2	0,2	-1	-1	+1	+1	-1	-1	14715
	4	+1	-1	+1	-1	0,2	0,2	0,2	0,2	-1	+1	-1	-1	+1	+1	14660
	5	+1	+1	-1	+1	0,2	0,2	0,2	0,2	-1	+1	-1	-1	-1	+1	14975
	6	+1	-1	+1	+1	0,2	0,2	0,2	0,2	-1	-1	+1	+1	+1	-1	14751
	7	+1	+1	+1	-1	0,2	0,2	0,2	0,2	+1	+1	-1	-1	-1	+1	15767
	8	+1	-1	-1	-1	0,2	0,2	0,2	0,2	+1	+1	+1	+1	+1	+1	14462
	9	+1	+1	-1	+1	0,2	0,2	0,2	0,2	-1	-1	+1	+1	-1	-1	14559
	10	+1	-1	+1	+1	0,2	0,2	0,2	0,2	-1	-1	-1	-1	+1	+1	14333
	11	+1	+1	+1	-1	0,2	0,2	0,2	0,2	+1	+1	+1	+1	-1	+1	15296
	12	+1	-1	-1	-1	0,2	0,2	0,2	0,2	+1	+1	-1	-1	+1	-1	14046
	13	+1	+1	+1	+1	0,2	0,2	0,2	0,2	+1	+1	-1	-1	+1	-1	15566
	14	+1	-1	-1	+1	0,2	0,2	0,2	0,2	+1	-1	+1	-1	-1	-1	14145
	15	+1	+1	-1	-1	0,2	0,2	0,2	0,2	-1	-1	-1	+1	+1	+1	15166
	16	+1	-1	+1	-1	0,2	0,2	0,2	0,2	-1	-1	+1	+1	-1	+1	15048
Нулевая точка	+1	0	0	0	0	-0,8	-0,8	-0,8	-0,8	0	0	0	0	0	0	14903
Узловые точки (2N)	18	+1	+1,414	0	0	1,2	-0,8	-0,8	-0,8	0	0	0	0	0	0	15230
	19	+1	-1,414	0	0	1,2	-0,8	-0,8	-0,8	0	0	0	0	0	0	14578
	20	+1	0	+1,414	0	0	-0,8	1,2	-0,8	0	0	0	0	0	0	15318
	21	+1	0	-1,414	0	0	-0,8	1,2	-0,8	0	0	0	0	0	0	14484
	22	+1	0	0	+1,414	0	-0,8	-0,8	1,2	0	0	0	0	0	0	14795
	23	+1	0	0	-1,414	0	-0,8	-0,8	1,2	0	0	0	0	0	0	15141
	24	+1	0	0	0	+1,414	-0,8	-0,8	0,8	1,2	0	0	0	0	0	14605
	25	+1	0	0	0	-1,414	-0,8	-0,8	0,8	1,2	0	0	0	0	0	15213

На шаге 3 определяем  $b$ -коэффициенты уравнения регрессии в виде квадратичного полинома, построенного по данным ОЦКП [17]:

$$y(\bar{x}) = b_0^* + \sum_{i=1}^k b_i x_i + \sum_{i=1}^{k-1} \sum_{j=i+1}^k b_{ij} x_i x_j + \sum_{i=1}^k b_{ii} (x_i^2 - \varphi). \quad (8)$$

Коэффициенты уравнения регрессии (8) вычисляем по формулам:

$$b_0^* = \frac{\sum_{u=1}^N x_{0u} y_u}{N}; \quad b_i = \frac{\sum_{u=1}^N x_{iu} y_u}{20}; \quad i = \overline{1, k}; \quad (9)$$

$$b_{ij} = \frac{\sum_{u=1}^N x_{iu} x_{ju} y_u}{16}; \quad i \neq j; \quad b_{ii} = \frac{\sum_{u=1}^N (x_i^2 - \varphi) y_u}{8}.$$

Рассчитанные значения коэффициентов подставим в уравнение (8):

$$y(\bar{x}) = 12890,33 + 346,09x_1 + 296,66x_2 - \dots - 122,06x_3 + 212,58x_4 - 26,2(x_1^2 - \varphi) - \dots - 26,81(x_2^2 - \varphi) + 2372,04(x_3^2 - \varphi) + \dots + 25,20(x_4^2 - \varphi) - 2,87x_1x_2 + 34,01x_1x_3 + \dots + 8,50x_1x_4 - 0,63x_2x_3 + 0,88x_2x_4 - 3x_3x_4. \quad (10)$$

По известным формулам [18] выполняем проверку незначимости  $b$ -коэффициентов с помощью критерия Стьюдента:

$$t_{bi} = \frac{|b_i|}{s_{bi}} < t_{\text{табл}}, \quad (11)$$

где  $s_{bi}$  – среднее квадратическое отклонение коэффициентов ( $i = 0, 1, \dots, 15$ ).

В случае выполнения неравенства (11)  $b$ -коэффициент считается статистически незначимым. Табличное значение критерия Стьюдента в MATLAB можно определить с помощью функции  $tinv(\alpha, f_1)$ . Среднее квадратическое отклонение разных  $b$ -коэффициентов различно:

$$s_{b_0^*} = 61,65; \quad s_{b_i} = 76,88; \quad s_{b_{ij}} = 192,21; \quad s_{b_{ii}} = 96,10.$$

На шаге 4 по условию (11) коэффициенты  $b_3, b_{11}, b_{22}, b_{44}, b_{12}, b_{13}, b_{14}, b_{23}, b_{24}, b_{34}$  оказались незначимыми, поэтому исключаем их одновременно из уравнения (10).

Затем переходим к уравнению регрессии в стандартной форме [17]:

$$y(\bar{x}) = b_0 x_0 + \sum_{i=1}^k b_i x_i + \sum_{i=1}^{k-1} \sum_{j=i+1}^k b_{ij} x_i x_j + \sum_{i=1}^k b_{ii} x_i^2, \quad (12)$$

$$b_0 = b_0^* x_0 - \varphi \sum_{i=1}^k b_{ii},$$

$$y(\bar{x}) = 12890,33 + 346,09x_1 + \dots + 296,66x_2 + 212,58x_4 + 2372,04x_3^2.$$

Так как эксперимент проводился не на объекте или экспериментальной установке, а на компьютерной модели, то проведение параллельных опытов приводит к одинаковым результатам, поэтому принимаем, что параллельных опытов нет.

В этом случае проверку адекватности модели (12) с исключенными незначимыми коэффициентами выполняем по известной формуле [18] с помощью критерия Фишера:

$$\frac{s_{\text{ср}}^2}{s_R^2} > F_{\text{табл}}, \quad (13)$$

где  $s_{\text{ср}}^2$  – дисперсия среднего;  $s_R^2$  – остаточная дисперсия.

Табличное значение критерия Фишера можно определить с помощью функции  $finv(\alpha, f_1, f_2)$ . Результаты выполнения шага 5 следующие.  $F_{\text{табл}} = finv(0,95; 3, 20) = 3,0984$ . Расчетное значение отношений дисперсий составляет 63,4124. Условие (13) выполняется, следовательно, модель адекватна.



После определения адекватности модели с учетом формулы (12) переходим к уравнению регрессии в физических факторах [15]:

$$\hat{Y} = B_0 + \sum_{i=1}^k B_i X_i + \sum_{i=1}^{k-1} \sum_{j=i+1}^k B_{ij} X_i X_j + \sum_{i=1}^k B_{ii} X_i^2. \quad (14)$$

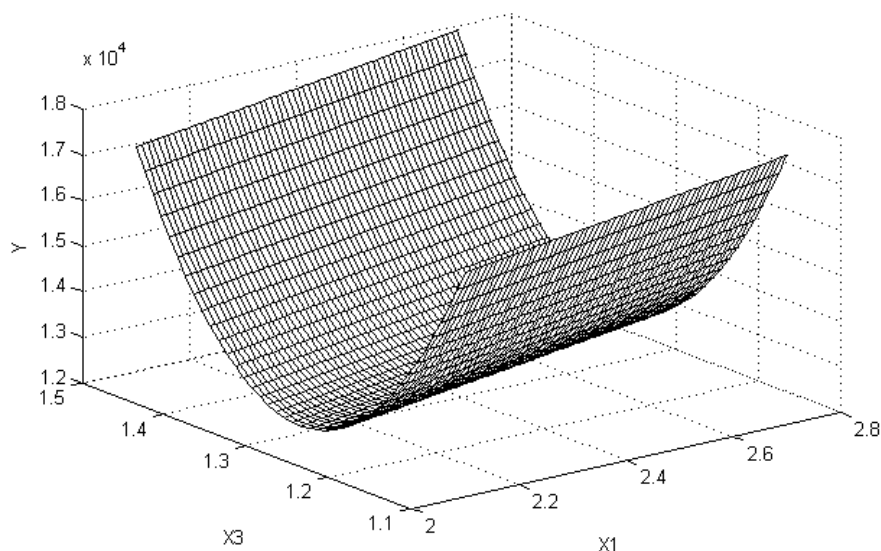
Таким образом, в результате проведенного эксперимента получена зависимость следующего вида (для летнего режима работы):

$$Y(\bar{X}) = 192436,01 + 1631,76X_1 + 599,32X_2 + \dots + 150,341X_4 + 118637,82X_3^2 - 308458,35X_3 \quad (15)$$

или в обозначениях (4):

$$Q_{\text{ЛВО}} = 192436,01 + 1631,76Z_{\text{АК}} + 599,32Z_{\text{ОК}} + \dots + 150,341F + 118637,82\Phi^2 - 308458,35\Phi.$$

Как видим из зависимостей (12), (15), наибольшее влияние на энергетические затраты оказывает флегмовое число. На рис. 3 приведена поверхность выходного параметра  $Y$  при варьировании двух факторов – расхода перегретого водяного пара в атмосферную колонну  $X_1$  и флегмового числа  $X_3$  при постоянном расходе сырья  $X_4 = 94$  кг/100 кг и расходе перегретого водяного пара в отпарную колонну  $X_2 = 4,8$  %.



**Рис. 3. Поверхность выходного параметра при постоянных значениях  $X_4 = 94$  кг/100 кг и  $X_2 = 4,8$  %**  
**Fig. 3. Output parameter surface at Constant values  $X_4 = 94$  kg/100 kg and  $X_2 = 4,8$  %**

Полученная зависимость (15) может применяться для нахождения значений факторов  $X$ , обеспечивающих минимум функции  $Y$ .

От значения флегмового числа, расхода перегретого пара зависят как энергетические затраты, так и качество вырабатываемых нефтепродуктов, поэтому необходимо учитывать ограничения, определяющие зависимость показателей качества от технологических параметров [19]:

$$T_{\text{ккб}} = k_1 + k_2 \cdot F_6 - k_3 \cdot LT + k_4 \cdot T_B; \quad (16a)$$

$$T_{\text{нкдт}} = k_5 + k_6 \cdot Z_{\text{ОК}} - k_7 \cdot T13; \quad (16б)$$

$$T_{\text{ккдт}} = k_8 - k_9 \cdot LC2 - k_{10} \cdot LT + k_{11} \cdot F_{\text{дт}} + k_{12} \cdot T13; \quad (16в)$$

где  $T_{\text{ккб}}$ ,  $T_{\text{нкдт}}$ ,  $T_{\text{ккдт}}$  – температуры начала кипения, конца кипения бензиновой, дизельной фракций, °С;  $F_6$ ,  $F_{\text{дт}}$ ,  $Z_{\text{ОК}}$  – расходы бензиновой, дизельной фракций, перегретого водяного пара в отпарную колонну, кг/с;  $LT$ ,  $LC2$  – расход острого и циркуляционного орошений, кг/с;  $T_B$  – температура верха колонны, °С;  $T13$  – температура выхода дизельной фракции, °С;  $k_1$ – $k_{12}$  – коэффициенты, определяемые методом наименьших квадратов (МНК).

Таким образом, минимум энергетических затрат (тепловой нагрузки АВО)  $Y$  (15) можно определить при заданном расходе сырья (нефти)  $F$  при выполнении ограничений (16a)–(16в) на показатели качества нефтепродуктов. Задача оптимизации с ограничениями может быть решена

в MATLAB, например, с помощью функции *fmincon* [20]. Полученные значения факторов могут быть использованы в качестве заданий регуляторам расходов на установке ректификации нефти.

### Выводы

Таким образом, с применением усовершенствованной секционной модели блока установки ректификации нефти малой мощности получена зависимость энергетических затрат от влияющих факторов (флегмового числа, расходов перегретого водяного пара в атмосферную и отпарную колонну, расхода сырья). Для вывода вышеназванной зависимости применен метод ортогонального центрального композиционного планирования эксперимента второго порядка. Выполнена проверка адекватности полученной модели. Так как выбранные факторы влияют не только на энергетические затраты, но и на показатели качества нефтепродуктов, необходимо использовать выражения для показателей качества нефтепродуктов в качестве ограничений. Полученная зависимость может быть использована для решения оптимизации энергетических затрат на установке ректификации нефти в условиях меняющегося расхода сырья и последующего использования найденных значений факторов в качестве уставок регуляторам.

### Литература

1. Ясавеев, Х.Н., Лантев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лантев, М.И. Фарахов. – Казань: Изд-во «ФЭН», 2004. – 307 с.
2. Панкрушина, А.В. Инициализация параметров расчета и оценка эффективности комплексов с частично и полностью связанными тепловыми и материальными потоками / А.В. Панкрушина, О.В. Перерва, Т.Н. Гартман // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ. – 2017. – Т. 4. – С. 66–68.
3. Reyes-Labarta, Juan A. A hybrid simulation-optimization approach for the design of internally heat-integrated distillation columns / Juan A. Reyes-Labarta, Miguel A. Navarro, José A. Caballero // 12 AIChE Annual Meeting. – 2012. DOI: 10.1016/B978-0-444-59520-1.50110-X
4. Хоменков, А.С. Энергосбережение в процессах ректификации с применением тепловых насосов / А.С. Хоменков, С.И. Ильина // Успехи в химии и химической технологии. – 2017. – Т. XXXI, № 5. – С. 17–19.
5. Ганеев, А.Р. Современное состояние установок переработки нефти. Оптимизация теплообменной системы на действующей установке ЭЛОУ-АВТ с использованием пинч-анализа / А.Р. Ганеев, А.Г. Сладовский, О.Ю. Сладовская // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2018. – № 6. – С. 33–37.
6. Тугашова, Л.Г. Способ повышения энергоэффективности технологических установок / Л.Г. Тугашова, Д.Л. Гильманова, Г.Х. Сафиуллина // Управление техносферой. – 2018. – Т.1, № 4. – С. 362–371.
7. Определение оптимальных параметров греющего пара на установках фракционирования нефти / М.А. Самборская, В.П. Гусев, И.А. Грязнова, А.В. Вольф // Научный вестник Новосибирского государственного технического университета. – 2015. – № 2 (59). – С. 157–168. DOI: 10.17212/1814-1196-2015-2-157-168
8. Gadalla, Mamdouh A. Optimization of Existing Heat-Integrated Refinery Distillation Systems / Mamdouh A. Gadalla, Megan Jobson, Robin Smith // Chemical Engineering Research and Design. – 2003. – Vol. 81. – P. 147–152. DOI: 10.1205/026387603321158302
9. Тугашова, Л.Г. Моделирование системы управления ректификационной колонной в среде Matlab / Л.Г. Тугашова // Новый Университет. – 2016. – № 8–9 (54–55). – С. 18–24.
10. Свидетельство о регистрации программы для ЭВМ 2017616335 Российская Федерация. Моделирование статических и динамических режимов процесса ректификации нефти / Л.Г. Тугашова. – 17.04.2017.
11. 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. DOI: 10.31660/0445-0108-2015-6-109-116
12. Затонский, А.В. Внешние связи информационной модели системы управления техниче-

ским состоянием оборудования / А.В. Затонский, В.Ф. Беккер, П.В. Плехов // *Современные наукоемкие технологии*. – 2009. – № 7. – С. 78–79.

13. Гайле, А.А., Пекаревский Б.В. Расчет ректификационных колонн / А.А. Гайле, Б.В. Пекаревский. – СПб.: СПбГТИ (ТУ), 2007. – 86 с.

14. Технология переработки нефти. В 2 ч. Ч. 1: Первичная переработка нефти / под ред. О.Ф. Глаголевой, В.М. Капустина. – М.: Химия: КолосС, 2006. – 400 с.

15. Петков, А.А. Ортогональное центральное композиционное планирование в технике и электрофизике высоких напряжений: учеб.-метод. пособие / А.А. Петков. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2007. – 61 с.

16. Макаричев, Ю.А. Методы планирования эксперимента и обработки данных: учеб. пособие / Ю.А. Макаричев, Ю.Н. Иванников. – Самара: Самар. гос. техн. ун-т, 2016. – 131 с.

17. Кафаров, В.В. Методы кибернетики в химической технологии / В.В. Кафаров. – Изд. 2-е, перераб. – М.: Химия, 1971. – 496 с.

18. Гартман, Т.Н. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов: учеб. пособие для вузов / Т.Н. Гартман, Д.В. Клушин. – М.: Академкнига, 2008. – 416 с.

19. Тугашова Л.Г. Прогнозирование показателей качества нефтепродуктов на установках первичной переработки нефти // *Ученые записки Альметьевского государственного нефтяного института*. – 2015. – Т. XIV, № 1. – С. 99–103.

20. Затонский, А.В. Моделирование объектов управления в MatLab: учеб. пособие / А.В. Затонский, Л.Г. Тугашова. – СПб.: Лань, 2019. – 144 с.

**Тугашова Лариса Геннадьевна**, канд. техн. наук, старший преподаватель кафедры автоматизации технологических процессов, Альметьевский государственный нефтяной институт, г. Альметьевск; tugashova@yandex.ru.

**Затонский Андрей Владимирович**, д-р техн. наук, профессор, заведующий кафедрой автоматизации технологических процессов, Березниковский филиал Пермского национального исследовательского политехнического университета, г. Березники; zxenon@narod.ru.

*Поступила в редакцию 28 ноября 2019 г.*

---

DOI: 10.14529/ctcr200112

## REDUCTION OF ENERGY COSTS BY OIL RECTIFICATION PLANT CONTROL

L.G. Tugashova<sup>1</sup>, tugashova@yandex.ru,

A.V. Zatonский<sup>2</sup>, zxenon@narod.ru

<sup>1</sup> Almet'yevsk State Oil Institute, Almet'yevsk, Russian Federation,

<sup>2</sup> Perm National Research Polytechnic University, Berezniki Branch, Berezniki, Russian Federation

**Introduction.** Methods for assessing the energy efficiency of small oil refineries are not sufficiently developed currently. **Aim** is an optimizing the energy costs of oil separation. **Materials and methods.** An algorithm for calculating the sectional model of the atmospheric unit of a low-power oil distillation unit is presented. The resulting model is supplemented by the calculation of an air-cooling apparatus and a shell-and-tube heat exchanger. The factors affecting energy costs were selected: the consumption of superheated water vapor in the atmospheric and stripping columns, reflux ratio, and the consumption of raw materials. To derive the dependence of the selected criterion on the listed factors, the method of orthogonal central compositional planning of the experiment was applied. A planning matrix for a four-factor experiment using the sectional model is compiled. The results of the experiment have been obtained in the MATLAB software package. An estimation

of the insignificance of the coefficients in the obtained second-order regression equation is carried out; insignificant coefficients are excluded from the model. The adequacy of the model was verified using the Fisher criterion. The regression equation represented in the physical quantities of the factors is the objective function. **Results.** The surface of the output parameter is constructed depending on control factors (reflux number and flow rate of superheated water vapor into the atmospheric column) with a constant flow of raw materials and a constant flow of superheated steam into the stripping column. It is shown that the selected factors affect not only energy costs, but also the quality indicators of petroleum products. Mathematical models are given for determining the quality indicators of oil products (temperatures of the beginning and end of boiling) at an oil refinery, which are used as limitations. The application of the obtained dependence is proposed for optimizing energy costs at an oil distillation unit with a changing consumption of raw materials. **Conclusion.** The obtained optimal values of the factors can be used as tasks for the regulators on the current installation.

*Keywords:* energy costs, oil distillation, consumption of superheated water vapor, reflux ratio, sectional model, optimization, quality indicators.

### References

1. Yasaveev Kh.N., Laptev A.G., Farakhov M.I. *Modernizatsiya ustanovok pererabotki uglevodородnykh smesey* [Modernization of Hydrocarbon Mixture Processing Plants]. Kazan, "FEN" Publ, 2004, 307 p.
2. Pankrushina A.V., Pererva O.V., Gartman T.N. [Initialization of Calculation Parameters and Evaluation of Efficiency of Complexes with Partially and Fully Connected Thermal and Material Flows]. *Mathematical Methods in Engineering and Technology*, 2017, vol. 4, pp. 66–68. (in Russ.)
3. Juan A. Reyes-Labarta, Miguel A. Navarro, José A. Caballero. A Hybrid Simulation-Optimization approach for the Design of Internally Heat-Integrated Distillation Columns // 12 AIChE Annual Meeting, 2012. DOI: 10.1016/B978-0-444-59520-1.50110-X
4. Khomenkov A.S., Ilina S.I. [Energy Saving in Rectification Processes Using Heat Pumps]. *Successes in Chemistry and Chemical Technology*, 2017, vol. XXXI, no. 5, pp. 17–19. (in Russ.)
5. Ganeev A.R., Sladovskiy A.G., Sladovskaya O.Y. [Modern State of Oil Refining Plants. Optimization of Heat Exchange System at Operating ELOU-AVT Plant Using Pinch Analysis]. *Oil Refining and Petrochemicals*, 2018, no. 6, pp. 33–37. (in Russ.)
6. Tugashova L.G., Gilmanova D.L., Safiullina G.H. [Method of Improving Energy Efficiency of Process Plants]. *Technosphere Management*, 2018, vol. 1, no. 4, pp. 362–371. (in Russ.)
7. Samborskaya M.A., Gusev V.P., Glodnova I.A., Wolf A.V. [Determination of Optimal Parameters of Heating Steam at Oil Fractionation Plants]. *Scientific Bulletin of Novosibirsk State Technical University*, 2015, no. 2 (59), pp. 157–168. (in Russ.) DOI: 10.17212/1814-1196-2015-2-157-168
8. Mamdouh A. Gadalla, Megan Jobson, Robin Smith. Optimization of Existing Heat-Integrated Refinery Distillation Systems. *Chemical Engineering Research and Design*, 2003, vol. 81, pp. 147–152. DOI: 10.1205/026387603321158302
9. Tugashova L.G. [Simulation of Rectification Column Control System in Matlab]. *New University Environment*, 2016, no. 8–9 (54–55), pp. 18–24. (in Russ.)
10. Tugashova L.G. *Modelirovanie staticheskikh i dinamicheskikh rezhimov protsessa rektifikatsii nefiti* [Modeling of Static and Dynamic Modes of Oil Rectification Process]. Certificate of Registration of the Computer Program of RUS 2017616335, 17.04.2017.
11. Zatonsky A.V., Tugashova L.G. [Modeling of Static Mode of Rectification Process with Identification of Oil Composition and Properties]. *News of Higher Educational Institutions. Oil and Gas. Tyumen State Oil and Gas University*, 2015, no. 6, pp. 109–116. (in Russ.) DOI: 10.31660/0445-0108-2015-6-109-116
12. Zatonsky A.V., Becker V.F., Plehov P.V. [External Relations of Information Model of Equipment Technical State Management System]. *Modern Knowledge-Intensive Technologies*, 2009, no. 7, pp. 78–79. (in Russ.)
13. Gayle A.A., Pekarevskiy B.V. *Raschet rektifikatsionnykh kolonn* [Calculation of Rectification Columns]. St. Petersburg, SPbGTI Publ., 2007, 86 p.
14. *Tekhnologiya pererabotki nefiti. V 2 ch. Ch. 1: Pervichnaya pererabotka nefiti* [Technology of Oil Refining. In 2 parts. Part 1: Primary Oil Processing]. Moscow, Chemistry, ColosS Publ., 2006, 400 p.

15. Petkov A.A. *Ortogonal'noe tsentral'noe kompozitsionnoe planirovanie v tekhnike i elektrofizike vysokikh napryazheniy: ucheb.-metod. posobie* [Orthogonal Central Compositional Planning in High Voltage Engineering and Electrophysics: Tutorial]. Kharkov, NTU "HPI" Publ., 2007, 61 p.

16. Makarichev Yu.A., Ivannikov Yu.N. *Metody planirovaniya eksperimenta i obrabotki dannykh: uchebnoe posobie* [Methods of Experiment Planning and Data Processing: Tutorial]. Samara, Samar. State Techn. Univ. Publ., 2016, 131 p.

17. Kafarov V.V. *Metody kibernetiki v khimicheskoy tekhnologii* [Methods of Cybernetics in Chemical Technology]. Moscow, Chemistry Publ., 1971, 496 p.

18. Gartman T.N., Klushin D.V. *Osnovy komp'yuternogo modelirovaniya khimiko-tekhnologicheskikh protsessov: uchebnoe posobie dlya vuzov* [Basics of Computer Modeling of Chemical and Technological Processes: Tutorial for Universities]. Moscow, Akademkniga Publ., 2008, 416 p.

19. Tugashova L.G. [Forecasting of Oil Products Quality Indicators at Crude Oil Processing Plants]. *Scientists of the Note of Almet'yevsk State Oil Institute*, 2015, vol. XIV, no. 1, pp. 99–103. (in Russ.)

20. Zatonский A.V., Tugashova L.G. *Modelirovanie ob"ektov upravleniya v MatLab: uchebnoe posobie* [Modeling of Control Objects in MatLab: Tutorial]. St. Petersburg, Lan' Publ., 2019, 144 p.

*Received 28 November 2019*

---

### ОБРАЗЕЦ ЦИТИРОВАНИЯ

Тугашова, Л.Г. Снижение энергетических затрат при управлении установкой ректификации нефти / Л.Г. Тугашова, А.В. Затонский // Вестник ЮУрГУ. Серия «Компьютерные технологии, управление, радиоэлектроника». – 2020. – Т. 20, № 1. – С. 120–132. DOI: 10.14529/ctcr200112

### FOR CITATION

Tugashova L.G., Zatonский A.V. Reduction of Energy Costs by Oil Rectification Plant Control. *Bulletin of the South Ural State University. Ser. Computer Technologies, Automatic Control, Radio Electronics*, 2020, vol. 20, no. 1, pp. 120–132. (in Russ.) DOI: 10.14529/ctcr200112