УДК 62-52:681.2

МОДЕЛИРОВАНИЕ СТАТИЧЕСКОГО РЕЖИМА ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ С ИДЕНТИФИКАЦИЕЙ СОСТАВА И СВОЙСТВ НЕФТИ

MODELING OF THE STATIC MODE OF THE RECTIFICATION PROCESS WITH THE IDENTIFICATION OF THE COMPOSITION AND PROPERTIES OF OIL

А. В. Затонский, Л. Г. Тугашова
A. V. Zatonskiy, L. G. Tugashova

Пермский национальный исследовательский политехнический университет, Березниковский филиал, г. Березники
Альметьевский государственный нефтяной институт, г. Альметьевск

Ключевые слова: ***статический режим; качество нефтепродуктов; атмосферная колонна***
Key words: ***static mode; the quality of oil products; atmospheric column***

От качества продуктов, получаемых на установках первичной переработки нефти, зависит качество и выход товарной продукции. Показателями качества светлых нефтяных фракций (бензиновой, керосиновой и дизельной), определяемых в химико-аналитических лабораториях (ХАЛ), являются фракционный состав (ГОСТ 2177), плотность (ГОСТ 3900), температура вспышки (ГОСТ 6356), содержание серы (ГОСТ Р 52660) и др.

Наиболее распространенным способом перегонки нефти является двукратное испарение в двух последовательно расположенных колоннах (схемы с отбензинивающей колонной). Объектом исследования выбрана атмосферная колонна установки первичной перегонки нефти. Приведем краткое описание технологического процесса (рис. 1). Из печи парожидкостная смесь поступает в атмосферную колонну. С 13-й тарелки предусмотрен отбор дизельной фракции. Между 7-й и 8-й тарелками расположена накопительная тарелка, с которой производится отбор атмосферного газойля. Питание в колонну поступает на 4-ую тарелку. В колонну подается перегретый водяной пар.

Пары бензина, отводимые с верха колонны, конденсируются в воздушном холодильнике с возможным водяным доохлаждением и поступают в рефлюксную емкость (сепаратор). Для поддержания температуры верха колонны в пределах 125–140 °С прямогонный бензин из рефлюксной емкости подается на орошение. Количество выводимого бензина составляет 10,5–14,5 м^3/час (в зависимости от загрузки по нефти и времени года). Фракция дизельного топлива отбирается с 13-ой тарелки колонны с температурой 210–235 °С, часть которой подается в отпарную колонну для дополнительной отгонки легких фракций и стабилизации. Другая часть охлаждается сырой нефтью в теплообменниках и в качестве внутреннего циркуляционного орошения возвращается на 16-ую тарелку колонны. Высококипящие нефтяные остатки стекают по тарелкам отгонной части в куб колонны.

Мазут из куба колонны с температурой 300–340 °С насосами подается в печь, затем в вакуумную колонну [1].

Работа установок переработки нефти оценивается двумя показателями: отбором фракций от массового потенциального содержания их в нефти и качеством получаемых нефтепродуктов. Температурный режим ректификационной колонны регулируется за счет острого орошения (температура верха), циркуляционного орошения (температура вывода боковых фракций) [2].

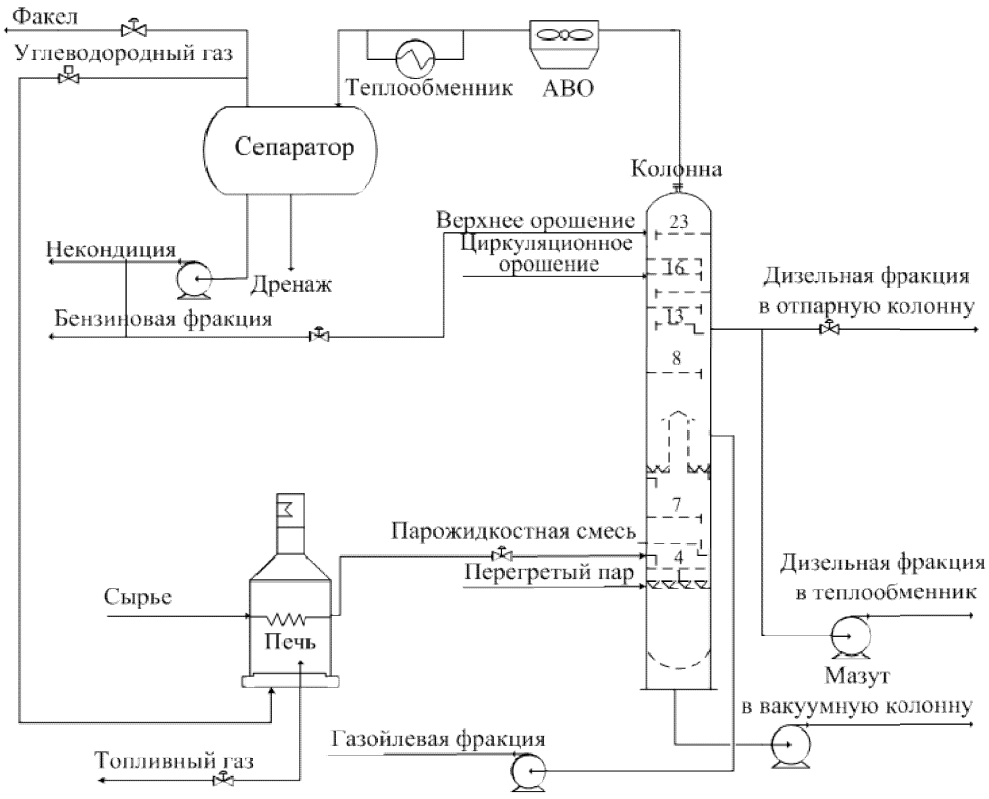

Рис. 1. ***Технологический процесс***

Виды управления процессом ректификации: на основе типового проектного решения [1], робастное [3, 4], адаптивное с эталонной моделью [5], с применением нечетких и нейросетевых регуляторов [6], многопараметрическое управление на основе прогнозирующей модели объекта (введение заранее построенной математической модели в контур автоматического управления) [7, 8] и др.

В случае управления на основе типового проектного решения выполняется измерение параметров сырья, продуктов и стабилизация технологических параметров по регламентируемым значениям. В зависимости от лабораторных результатов меняются расходы орошений, перегретого пара (или нефтяных фракций в качестве отпаривающих агентов) для поддержания температур в различных секциях колонны. Недостаток такого управления состоит в том, что результаты лабораторного контроля поступают, когда оператор уже не может исправить качество выпущенной за это время продукции. Решение указанной проблемы возможно при исполь-

зовании модели процесса, которая позволит оперативно реагировать на изменение качества сырьевых и продуктовых потоков.

Один из подходов к созданию математических моделей химико-технологических систем состоит в использовании для моделирования специализированных программных пакетов расчета процесса ректификации (Chemcad, Aspen Hysys, Unisim Design и др.), в том числе для получения прогнозов по качеству продуктов разделения. Перечисленные программные средства позволяют моделировать показатели качества фракционного состава нефтепродуктов по методикам ASTMD86, ASTMD1160. Условия адекватности математического моделирования — совпадение температурного профиля, баланс расходов, тепловых нагрузок по аппарату. После построения модели выполняется оптимизация режима работы установки с целью, например, увеличения выхода светлых нефтепродуктов.

Колонну можно также рассматривать как объект с распределенными параметрами, в этом случае можно перейти от громоздкой системы обыкновенных дифференциальных уравнений (ОДУ) к меньшему числу дифференциальных уравнений в частных производных (ДУЧП) [9].

Система уравнений математической модели процесса ректификации в статическом режиме состоит из уравнений материального баланса (общего и покомпонентного), парожидкостного равновесия, стехиометрических соотношений, теплового баланса.

Общий материальный баланс тарелки:

$$L_{i+1} + V_{i-1} + F_i^L + F_i^V = (L_i + Ls_i) + (V_i + Vs_i), \tag{1}$$

где i — номер тарелки; j — номер компонента; 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; Vs_i, Ls_i — отбор потока пара и жидкости с i-ой тарелки.

Покомпонентный материальный баланс тарелки:

$$L_{i+1}x_{i+1,j} + V_{i-1}y_{i-1,j} + e_{мл}\sum_{k=1}^{NF}\frac{P_{fk}}{P_i}F_k x_{fk} + (1-e_{мл})\sum_{k}^{NF}F_k x_{fk} = (L_i + Ls_i)x_{i,j} + (V_i + Vs_i)y_{i,j}, \tag{2}$$

где $e_{мл}$ — доля паровой фазы питания; P_{fi} — давление насыщенных паров чистого компонента, МПа; P_i — давление на i-ой тарелке, МПа; $y_{i,j}$, $x_{i,j}$ — мольная доля пара и жидкости на i-ой тарелке; x_{fk} — состав жидкой фазы питания.

Парожидкостное равновесие

$$y_{i,j}^* = k_{i,j}x_{i,j}, \tag{3}$$

где $k_{i,j}$ — константа парожидкостного равновесия; $y_{i,j}^*$ — равновесный состав пара.

Стехиометрические соотношения:

$$\sum_{j=1}^{NC} y_{i,j} - 1 = 0; \sum_{j=1}^{NC} x_{i,j} - 1 = 0, \tag{4}$$

где NC — число узких фракций. Тепловой баланс тарелки:

$$L_{i+1}h_{L,i+1}+V_{i-1}h_{V,i-1}+\frac{Q_{fi}}{3600}+\frac{Q_i}{3600}=(L_i+Ls_i)h_{L,i}+(V_i+Vs_i)h_{V,i}, \quad (5)$$

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

При составлении математической модели считаем, что сырье поступает в виде парожидкостной смеси. Тарелка питания, куб колонны, конденсатор паров являются ступенями разделения под определенным номером. Орошение подается в колонну в жидком виде. Промежуточные фракции отводятся в виде паров.

Полученное стационарное состояние может быть использовано в качестве исходного при исследовании динамики аппарата по различным каналам возмущающих воздействий.

В простых и сложных ректификационных колоннах применяются следующие методы расчета ректификации нефтяных смесей: трехдиагональной матрицы (Bubble Point method, BP), Sum-Rates (SR), двухконтурный (Inside-Outmethod), Ньютона-Рафсона, Левенберга-Марквардта, квазиньютоновские методы, а также большое количество их модификаций. Обзор методов и алгоритмы приведены в работах [10, 11, 12].

Преимуществом последовательных методов является малое время расчета и то, что не требуется большой памяти. Независимые переменные корректируются последовательно, коэффициенты равновесия и энтальпии рассчитываются с использованием предыдущих значений составов паровой и жидкой фаз. Для расчета применялся Bubble Point (BP)-метод (рис. 2).

Решение системы уравнений математической модели ректификационной колонны, приведенное в [13], дополнено учетом боковых отборов промежуточных фракций в уравнениях балансов и расчетом расходов и температур циркуляционного орошения. Смесь, поступающая в колонну, рассматривается как парожидкостная.

Алгоритмы, приведенные на рис. 2, реализованы в пакете Matlab. В результате расчета статического режима BP-методом (рис. 2 а) определяются составы жидкой и паровой фазы, потоки пара и жидкости, температуры на тарелках, все расходы продуктов разделения, расходы орошений. В алгоритме поиска температур на тарелках (рис. 2 б) выполняется вычисление состава паровой и жидкой фаз из покомпонентного материального баланса с учетом уравнений парожидкостного равновесия. Полученные значения температур на отборных тарелках приведены в табл. 1.

Таблица 1

Температуры на отборных тарелках колонны

Температура верха, ^{0}C	Температура дизельного топлива, ^{0}C	Температура газойля, ^{0}C	Температура мазута, ^{0}C
136	221	312	329

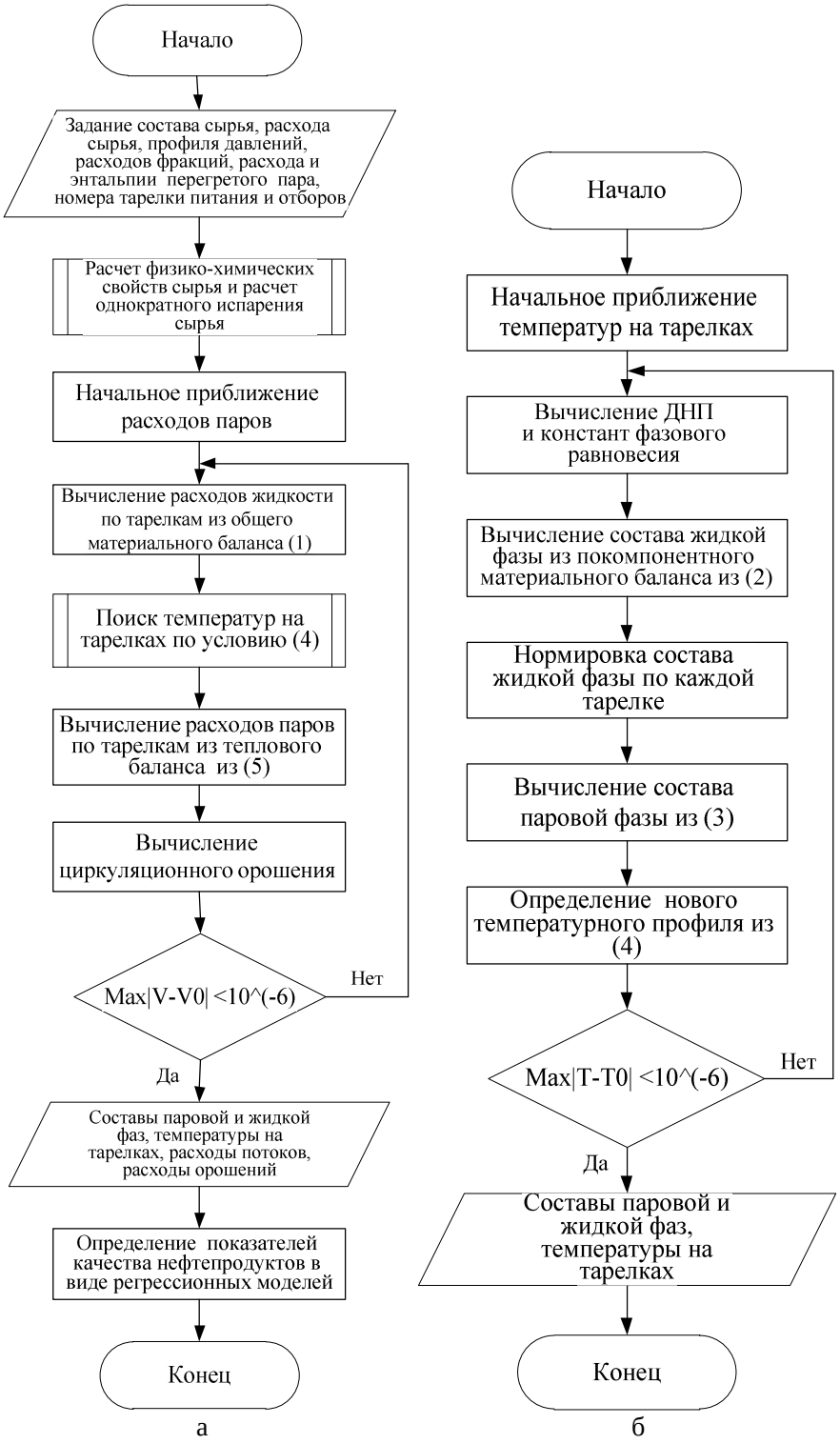

Рис. 2. ***Блок-схемы статического режима:***
а) блок-схема расчета ВР-методом;
б) блок-схема определения температур на тарелках

При исследовании нефти как сырья для технологического процесса важной характеристикой является фракционный состав, определяемый температурными пределами выкипания узких нефтяных фракций при соответствующих отборах. На основе фракционного состава определяется потенциальное содержание в нефти целевых фракций [17].

В работах разных авторов предлагаются следующие зависимости для определения фракционного состава: регрессионные модели по данным измерения плотности [14], в виде нормального распределения Гаусса [15], в виде параболической зависимости [16], в интегральной форме [17].

В расчете физико-химических свойств сырья (ФХС) и однократного испарения (блок 2 на рис. 2 а) применяется дифференциальный метод представления состава нефти как непрерывной смеси. Многокомпонентная смесь представлена в виде дискретного ряда узких углеводородных фракций, каждая из которых характеризуется средней температурой кипения. В работе получен следующий вид аппроксимации кривой истинной температуры кипения (ИТК) нефти по экспериментальным данным:

$$Ps_i = (4{,}017 \cdot 10^{-4}) \cdot T_i^{4/3} - 0{,}0016 \cdot T_i \cdot exp^{((-4{,}0179 \cdot 10^{-4})/T_i)}, \qquad (6)$$

где T_i — заданная температура выкипания i-ой фракции по ИТК до 360 ^{0}С; Ps_i — потенциальное массовое содержание i-ой фракции до 360 ^{0}С.

Коэффициенты в (6) определялись с использованием метода наименьших квадратов. При сравнении результатов расчета фракционного состава по формуле (6) с данными ИТК девонской нефти [18] сумма квадратов отклонений составляет 2,2665*e*–004. Полученный результат показывает, что уравнение (6) с хорошей точностью аппроксимирует кривые ИТК.

Вид зависимостей температур конца кипения T_i и выхода фракций Ps_i по экспериментальным данным для девонской нефти приведен на рис. 3. Атмосферную перегонку нефти на аппарате АРН-2 проводят только до 360 ^{0}С. Но в любом случае необходимо определение расчетной величины конца кипения нефти, соответствующей массовому потенциальному содержанию 100 %. Если задать две температуры T_i и T_{i+1}, соответствующие пределам выкипания i-ой фракции до 360 ^{0}С, то массовая доля этой фракции определяется как $Ps_i = Ps(T_{i+1}) - Ps(T_i)$.

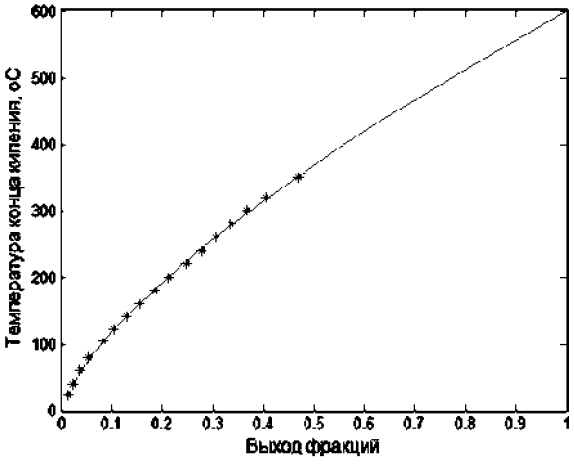

Рис. 3. ***Состав нефти***

Ниже приводится часть таблицы полученных характеристик узких фракций с разбиением на узкие фракции с интервалом температур в 39,89 ^{0}С (табл. 2) и вы-

численные характеристики сырья (табл. 3). Физико-химические свойства узких фракций постоянны, а изменяется только относительное содержание узких фракций.

Таблица 2

Физико-химические свойства сырья

Фракция	Массовая доля X_F	Мольная доля X'_F	Плотность d_4^{20}	Плотность d_{15}^{15}	Молекулярная масса, $\frac{кг}{моль}$
0–39,89	0,0235	0,1079	0,5968	0,6014	78,6
39,89–79,78	0,0359	0,1394	0,6885	0,6930	93,1
79,78–119,67	0,0440	0,1271	0,7357	0,7403	125,2
119,67–159,57	0,0506	0,1077	0,7686	0,7732	169,7
159,57–199,46	0,0563	0,0900	0,7942	0,7987	225,8
199,46–239,35	0,0613	0,0754	0,8152	0,8197	293,6
239,35–279,25	0,0659	0,0638	0,8331	0,8376	373,2
…					

Таблица 3

Характеристики сырья

Характеристика	Ед. измерения	Количество
Плотность сырья		0,8235
Молекулярная масса сырья	кг/моль	351,2469
Мольная доля отгона		0,2860
Объемный расход	$м^3/с$	0,0172
Массовый расход	кг/с	14,5271
Мольный расход	моль/с	0,0402
Теплота парожидкостной смеси	кДж/с	1,1589*e*+004
Массовая доля отгона		0,0990

При расчете однократного испарения мольная доля отгона при заданных давлении и температуре смеси определялась из условия [19]:

$$\sum_{j=1}^{NC} \frac{x_{мл,\,fj}(k_j - 1)}{1 + e_{мл} \cdot (k_j - 1)} = 0, \qquad (7)$$

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

Для определения показателей качества нефтепродуктов предлагаются регрессионные модели, в которых выбранные показатели качества (температуры начала и конца кипения светлых фракций) рассматриваются как функции от температур на тарелках по высоте колонны, давления в колонне, расходов верхнего и циркуляционного орошений, отборов от массового потенциального содержания, расходов теплоносителей, плотности нефтепродуктов.

Разработка описанной модели является необходимым шагом процесса построения динамической модели для поддержки решений оператора установки нефтеперегонки, что является глобальной целью работы. Данная модель обеспечивает расчет температурного профиля с погрешностью 3,2 %. Путем преобразований уравнений (1), (2), (5), выражающихся в замене статических потоков на их производные по времени, можно перейти к динамической модели.

Предложенная математическая модель определения фракционного состава нефти по температурам кипения (6) может быть использована для следующих расчетов процессов ректификации. В дальнейшем предполагается разработка дина-

мической модели процесса и выбор критерия оптимизации с последующим применением их в системе управления процессом ректификации на установках первичной переработки нефти.

Список литературы

1. 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.
2. Гречухина А. А., Елпидинский А. А., Пантелеева А. Е. Совершенствование работы установок перегонки нефти. – Казань: КГТУ, 2008. –120 с.
3. Торгашов А. Ю. Итерационный синтез робастного многомерного ПИД-регулятора для управления реакционно-ректификационной колонной // Controlsciences, – 2006. – № 4. – С. 26-31.
4. Фуртат И. Б., Бардин М. Е., Скорикова Г. С., Твердый Р. Е., Чудаков Я. А. Алгоритм управления ректификационной колонной с компенсацией возмущений, запаздывания и учетом ограничений на фазовые переменные // Башкирский химический журнал. – 2012. – Том 19. – № 4. – С. 89-94.
5. Шаровина С. О., Шевчук В. П. Управление температурным профилем ректификационной колонны тарельчатого типа // Приборы и системы. Управление, контроль, диагностика. – 2013. – № 3. – С. 39-47.
6. Егоров А. Ф., Михайлова П. Г. Нечеткая система управления показателями качества продукции первичной переработки нефти // Вестник ТГТУ. – 2013. – Том 19. – № 4. – С.757-763.
7. Martin Kvernland, Ivar Halvorsen, Sigurd Skogestad Model Predictive Control of a Kaibel Distillation Column // Proceedings of the 9th International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems (DYCOPS 2010), Leuven, Belgium, July 5-7, 2010.
8. Агафонов Д. В., Антонов А. В. Использование инференциальных вычислений показателей качества управления технологическими процессами на примере ректификационной колонны // Аэрофизика и космические исследования. Труды научной конференции МФТИ. – Долгопрудный, 2006. – С. 238-239.
9. Демиденко Н. Д., Кулагина Л. В. Моделирование и оптимизация технологических систем с распределенными параметрами // Вестник СибГАУ. – 2014. – № 3(55). – С. 55-62.
10. Kister Henry Z. Distillation design. – McGraw-Hill. Inc., 1992. – 710 p.
11. J. D. Seader, Ernest J. Henley, D. Keith Roper Separation process principles: chemical and biochemical operations, 3rd ed. – John Wiley & Sons. Inc., 2010. – 849 p.
12. Галиаскаров Ф. М. Расчет ректификации нефтяных смесей. – Уфа: Изд-во Башкирского государственного университета, 1999. – 152 с.
13. Гартман Т. Н., Клушин Д. В. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов. – Учебное пособие для вузов. – М.: Академкнига, 2008. – 416 с.
14. Способ оперативного определения фактических отборов продуктовых фракций от их потенциала в нефти и устройство для его осуществления / В. Г. Кузнецов, Д. Б. Кадыров, О. М. Елашева Патент на изобретение RU 2407774 C2. Заявка № 2008108859/12, от 06.03.2008. Опубликовано: 27.12.2010, Бюл. № 36.
15. Эйгенсон А. С., Шейх-Али Д. М. Распределение компонентов и фракций нефтей по температурам кипения // Геология нефти и газа. – 1987. – № 8. – С. 47–50.
16. Новиков А. А., Хамухин А. А. Введение в информатику первичной переработки нефти: учебное пособие. – Томск: Изд.-во Томского политехнического университета, 2008. – 234 с.
17. Ахметов С. А., Гайсина А. Р. Моделирование и инженерные расчеты физико-химических свойств углеводородных систем: учеб. пособие. – СПб.: Недра, 2010. – 128 с.
18. Технологический регламент «Разработка комплексной схемы Елховского НПУ с целью увеличения производительности моторных топлив». – Казань: ВНИИУС, 1999. – 64 с.
19. Гайле А. А., Пекаревский Б. В. Расчет ректификационных колонн. – СПб.: СПбГТИ, 2007. – 86 с.

Сведения об авторе

Затонский Андрей Владимирович, *д. т. н, профессор, заведующий кафедрой автоматизации технологических процессов, Березниковский филиал Пермского национального исследовательского политехнического университета, г. Березники, тел: 8(3424)269090, e-mail: zxenon@narod.ru*

Тугашова Лариса Геннадьевна, *старший преподаватель кафедры автоматизации и информационных технологий, Альметьевский государственный нефтяной институт, г. Альметьевск, тел. 8(8553)310151, e-mail: tugashova@yandex.ru*

Information about the author

Zatonskiy A. V.*, Doctor of Engineering, professor, head of department of automation of technological processes, Berezniki branch of Perm National Research Polytechnic University, phone: 8(3424)269090, e-mail: zxenon@narod.ru*

Tugashova L. G.*, the-senior teacher of department of automation and information technologies, Almetyevsk state oil institute, phone: 8(8553)310151, e-mail: tugashova@yandex.ru*