

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

DOI: 10.15593/2224-9400/2019.1.3

УДК 661.715.3

З.А. Мамедов

ПО «Азерихимия» SOCAR, Сумгаит, Азербайджан

ОГРАНИЧЕНИЯ НА РЕЦИРКУЛЯЦИОННЫЕ ПОТОКИ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

При пиролизе этана на рециркуляцию направляется не только весь непрореагировавший этан, но и все количество выходящего из реактора метана. Возвращение образовавшегося метана обратно в систему сдвигает равновесие в сторону большего образования этилена. Свежая загрузка реактора – это этан, рециркулят – это непрореагировавший этан + метан, общая загрузка – смесь этих компонентов, т.е. свежее сырье и общее питание реактора отличаются друг от друга по своему химическому составу. В процессах с суммарной рециркуляцией составы отводимого из системы и рециркулируемого потоков совпадают, поэтому для определения их количеств достаточно знать одну из величин (долю рециркулируемого потока α_R или долю отводимого с продуктами потока $\alpha_{пр}$), которые, независимо от достигнутой степени превращения, могут задаваться произвольно в пределах от 0 до 1.

В отличие от процессов с суммарной рециркуляцией при фракционной рециркуляции составы рециркулята и отводимого из системы потока различны, поэтому задаваться произвольно величинами α_R или $\alpha_{пр}$ невозможно, ибо при этом могут возникнуть варианты, не имеющие физического смысла. Количества и составы рециркулята и отводимых продуктов взаимозависимы и определяются друг через друга. Состав рециркулята зависит от заданного состава сырья и требуемого состава на входе в реактор и при различных степенях превращения будет различным. В зависимости от него будет меняться и состав отводимых из системы готовых продуктов, и наоборот.

Ключевые слова: пиролиз, этан, метан, этилен, рециркуляционные потоки, реактор, массовая доля.

Z.A. Mamedov

«Azerikhimya» PU SOCAR, Sumgait, Azerbaijan

LIMITATIONS ON RECYCLING FLOWS OF CHEMICAL PROCESSES

When ethane is pyrolyzed, not only all unreacted ethane is sent for recycling, but also the entire amount of methane leaving the reactor. The return of the methane formed back to the system shifts the equilibrium towards a higher ethylene formation. Fresh reactor loading is ethane, recycle is (unreacted ethane + methane) total charge – a mixture of these components, i.e. fresh raw materials and the overall feed of the reactor differ from each other for their chemical composition.

In processes with total recirculation, the compositions of the streams withdrawn from the system and the recirculated streams coincide, therefore, in order to determine their amounts, it is sufficient to know one of the quantities (α_R or α_{np} , where α_{np} is the fraction of the product stream withdrawn from the products), which, can be set arbitrarily in the range from 0 to 1. In contrast to processes with total recirculation, in the case of fractional recirculation, the compositions of the recirculation and the stream withdrawn from the system are different, therefore we can not be asked arbitrarily by the values of α_R or α_{np} , since variants that do not have a physical meaning can arise in this case.

The quantities and compositions of recirculated and withdrawn products are interdependent and determined through each other. Thus, the composition of the recirculation will depend on the desired composition of the feedstock and the required composition at the inlet to the reactor and at different degrees of conversion will be different. Depending on it, the composition of the finished products withdrawn from the system will change, and vice versa.

Keywords: *recirculation, fresh raw materials, flow, reactor, mass fraction.*

При расчете любого процесса с рециркуляцией естественно возникает вопрос: какими должны быть количество и состав рециркуляционного потока, чтобы выбранный критерий оптимальности достигал своего экстремума [1–3].

При фракционной рециркуляции на количество рециркуляционного потока (α_R) и потока, отводимого из системы (α_{np}), накладываются дополнительные условия, которые можно получить из уравнений материального баланса на входе в реактор с рециркуляционной петлей

$$f_i^0 = f_{0i}(1 - \alpha_R) + f_{Ri}\alpha_R, \quad (1)$$

на выходе из него

$$f_i = f_{ipi}(1 - \alpha_R) + f_{Ri}\alpha_R \quad (2)$$

и ограничения, накладываемые на α_R :

$$0 \leq \alpha_R \leq 1. \quad (3)$$

В зависимости от того, какие из возможных пяти составов (\bar{f}_0 , \bar{f}^0 , \bar{f} , \bar{f}_R , $\bar{f}_{\text{пр}}$) нам заданы, пределы возможного изменения α_R будут различны. Здесь $\bar{f}_0, \bar{f}^0, \bar{f}, \bar{f}_R, \bar{f}_{\text{пр}}$ – соответственно векторы составов потоков свежего сырья, общей загрузки, на выходе из реактора, рециркулируемых и отводимых продуктов. Вектор состава потока на выходе из реактора (\bar{f}), до его разделения на отводимый и рециркулируемый потоки, не является варьируемой переменной, так как определяется решением системы дифференциальных уравнений, описывающих процесс, поэтому считается известным.

Воспользуемся ограничениями (1)–(3) и определим пределы варьирования α_R для различных случаев [4, 5] при заданном составе на входе в реактор ($f_i^0, i = \overline{1, N}$):

$$f_i^0, f_i \geq 0, \quad (4)$$

$$\sum_i f_i^0 = \sum_i f_i = 1, i = \overline{1, N}, \quad (5)$$

где N – число всех компонентов смеси.

Рассмотрим следующие случаи.

Первый случай. Заданы все $f_{\text{пр}i}$ и выполняются условия:

$$f_{\text{пр}i} \geq 0 \quad (6)$$

$$\sum_i f_{\text{пр}i} = 1, i = \overline{1, N}. \quad (7)$$

Требуется определить такие значения α_R , удовлетворяющие неравенству (3), при которых для всех незаданных весовых долей f_{Ri} и f_{0i} выполняются условия:

$$0 \leq f_{Ri} \leq 1; \quad (8)$$

$$0 \leq f_{0i} \leq 1; \quad (9)$$

$$\sum_i f_{Ri} = \sum_i f_{0i} = 1, i = \overline{1, N}. \quad (10)$$

Из (1) и (2) видно, что при выполнении равенств (5) и (7) условия (10) гарантируются.

1. Найдем такое α_R , при котором выполняется условие (8). Подставляя выражение f_{Ri} из уравнения (2) в (8), получим

$$0 \leq \frac{f_i - (1 - \alpha_R) f_{\text{при}}}{\alpha_R} \leq 1. \quad (11)$$

Рассмотрим сначала левую границу изменения f_{Ri} :

$$\frac{f_i - (1 - \alpha_R)}{\alpha_R} \geq 0 \text{ или } f_i - (1 - \alpha_R) \geq 0,$$

откуда получим неравенство, ограничивающее α_R снизу для каждого i -го компонента:

$$\alpha_R^i \geq \frac{f_{\text{при}} - f_i}{f_{\text{при}}}; \quad \alpha_R^i \geq 1 - \frac{f_i}{f_{\text{при}}}. \quad (12)$$

Правая граница изменения $f_{\text{при}}$:

$$f_i - \frac{(1 - \alpha_R) f_{\text{при}}}{\alpha_R} \leq 1,$$

откуда

$$\alpha_R^i \leq \frac{f_i - f_{\text{при}}}{1 - f_{\text{при}}}. \quad (13)$$

Таким образом, получили 2 неравенства (12) и (13), ограничивающие α_R снизу для каждого i -го компонента.

Тогда нижняя граница возможного изменения α_R для всей смеси будет определяться максимальным из указанных соотношений, взятых по всем заданным компонентам, т.е. получим два выражения:

$$\alpha_{R \min} = \max_i \left\{ 1 - \frac{f_i}{f_{\text{при}}} \right\}; \quad (14)$$

$$\alpha_{R \min} = \max_i \left\{ \frac{f_i - f_{\text{при}}}{1 - f_{\text{при}}} \right\}. \quad (15)$$

Покажем, что из этих двух выражений нижней границы α_R нужно принимать во внимание только одно, а именно равенство (15), полученное при проверке только левой (нижней) границы изменения f_{Ri} ($f_{Ri} \geq 0$).

Для этого нужно доказать, что

$$\max_i \left\{ 1 - \frac{f_i}{f_{\text{при}}} \right\} > \max_i \left\{ \frac{f_i - f_{\text{при}}}{1 - f_{\text{при}}} \right\}. \quad (16)$$

Пусть для какого-то одного i_1 -го компонента достигается максимум выражения $\left\{ \frac{f_i - f_{\text{при}}}{1 - f_{\text{при}}} \right\}$:

$$\max_i \left\{ \frac{f_i - f_{\text{при}}}{1 - f_{\text{при}}} \right\} = \left\{ \frac{f_{i_1} - f_{\text{при}}}{1 - f_{\text{при}}} \right\}. \quad (17)$$

Преобразуем правую часть (17):

$$\frac{f_{i_1} - f_{\text{при}}}{1 - f_{\text{при}}} = 1 - \frac{1 - f_{i_1}}{1 - f_{\text{при}}} = 1 - \frac{\sum'_{i, i \neq i_1} f_i}{\sum'_{i, i \neq i_1} f_{\text{при}}} \quad (18)$$

(так как $\sum_i f_i = f_{i_1} + \sum'_{i, i \neq i_1} f_i = 1$, откуда $1 - f_{i_1} = \sum'_{i, i \neq i_1} f_i$).

Поскольку всегда

$$\min_i \left\{ \frac{f_i}{f_{\text{при}}} \right\} < \frac{\sum'_{i, i \neq i_1} f_i}{\sum'_{i, i \neq i_1} f_{\text{при}}} < \max_i \left\{ \frac{f_i}{f_{\text{при}}} \right\},$$

то

$$1 - \min_i \left\{ \frac{f_i}{f_{\text{при}}} \right\} > 1 - \frac{\sum'_{i, i \neq i_1} f_i}{\sum'_{i, i \neq i_1} f_{\text{при}}}.$$

Согласно (17) и (18):

$$1 - \frac{\sum'_{i,i \neq i_1} f_i}{\sum'_{i,i \neq i_1} f_{\text{нpi}}} = \frac{f_{i_1} - f_{\text{нpi}_1}}{1 - f_{\text{нpi}_1}} = \max_i \left\{ \frac{f_i - f_{\text{нpi}}}{1 - f_{\text{нpi}}} \right\},$$

тогда

$$1 - \min_i \left\{ \frac{f_i}{f_{\text{нpi}}} \right\} > \max_i \left\{ \frac{f_i - f_{\text{нpi}}}{1 - f_{\text{нpi}}} \right\}$$

или

$$\max_i \left\{ 1 - \frac{f_i}{f_{\text{нpi}}} \right\} > \max_i \left\{ \frac{f_i - f_{\text{нpi}}}{1 - f_{\text{нpi}}} \right\}. \quad (19)$$

Таким образом, при нахождении границ возможного изменения α_R в любом случае будем оперировать только нижней границей заданных массовых долей. В данном случае она будет определяться выражением (14).

2. Найдем такое α_R , при котором выполняется условие (9): $0 \leq f_{0i} \leq 1$.

Из (1) получим

$$f_{0i} = \frac{f_i^0 - \alpha_R f_{Ri}}{1 - \alpha_R},$$

тогда

$$0 \leq \frac{f_i^0 - \alpha_R f_{Ri}}{1 - \alpha_R} \leq 1.$$

Подставляем из (2)

$$f_{Ri} = \frac{f_i - (1 - \alpha_R) f_{\text{нpi}}}{\alpha_R},$$

тогда

$$0 \leq \frac{f_i^0 - f_i + (1 - \alpha_R) f_{\text{нpi}}}{1 - \alpha_R} \leq 1.$$

Рассмотрим только левую границу изменения α_R , т.е.

$$f_i^0 - f_i + (1 - \alpha_R) f_{\text{нpi}} \geq 0,$$

$$f_i^0 - f_i + f_{\text{при}} \geq \alpha_R f_{\text{при}},$$

откуда получим неравенство, ограничивающее α_R сверху для i -го компонента:

$$\alpha_R^i \leq 1 - \frac{f_i - f_i^0}{f_{\text{при}}}. \quad (20)$$

Верхняя граница возможного изменения α_R для всей смеси определится минимальным из указанных соотношений, взятым по всем заданным компонентам:

$$\alpha_{R \max} = \min_i \left\{ 1 - \frac{f_i - f_i^0}{f_{\text{при}}} \right\} \quad (21)$$

Таким образом, в рассматриваемом случае пределами возможного изменения α_R будут

$$\max_i \left\{ 1 - \frac{f_i}{f_{\text{при}}} \right\} \leq \alpha_R \leq \min_i \left\{ 1 - \frac{f_i - f_i^0}{f_{\text{при}}} \right\}, \quad (22)$$

или

$$1 - \min_i \left\{ \frac{f_i}{f_{\text{при}}} \right\} \leq \alpha_R \leq \max_i \left\{ \frac{f_i - f_i^0}{f_{\text{при}}} \right\}. \quad (23)$$

Второй случай. Заданы все f_{Ri} и выполняются условия:

$$f_{Ri} \geq 0 \quad (24)$$

$$\sum_i f_{Ri} = 1, \quad i = \overline{1, N}. \quad (25)$$

Требуется определить такое значение α_R , удовлетворяющее неравенству (3), при котором для всех незаданных массовых долей $f_{\text{при}}$ и f_{0i} выполняются условия:

$$f_{\text{при}} \geq 0; \quad (26)$$

$$f_{0i} \geq 0; \quad (27)$$

$$\sum_i f_{\text{при}} = \sum_i f_{0i} = 1. \quad (28)$$

При выполнении равенств (5) и (25), как видно из уравнений (1) и (2), условия (29) выполняются автоматически.

1. Найдем такое значение α_R , при котором выполняется условие (26). Из (2) имеем

$$f_{\text{при}} = \frac{f_i - \alpha_R f_{Ri}}{\alpha_R} \geq 0,$$

откуда

$$\alpha_R^i \leq \frac{f_i}{f_{Ri}}. \quad (29)$$

2. Найдем такое значение α_R , при котором выполняется условие (27). Из (1) имеем

$$f_{0i} = \frac{f_i^0 - \alpha_R f_{Ri}}{1 - \alpha_R} \geq 0,$$

откуда

$$\alpha_R^i \leq \frac{f_i^0}{f_{Ri}}. \quad (30)$$

Таким образом, получили два неравенства, ограничивающих α_R сверху для каждого i -го компонента. Минимальное из этих соотношений, вычисленное для всех компонентов, определит верхнюю границу изменения α_R для всей смеси. Поскольку в этом случае дополнительных ограничений на нижний предел изменения α_R мы не получили, то согласно неравенству (6) это будет 0 [6–8].

Следовательно, пределами возможного изменения α_R в рассматриваемом случае будут

$$0 \leq \alpha_R \leq \min_i \left\{ \frac{f_i}{f_{Ri}}, \frac{f_i^0}{f_{Ri}} \right\}. \quad (31)$$

Третий случай. Заданы все f_{0i} и выполняются условия:

$$f_{0i} \geq 0; \quad (32)$$

$$\sum_i f_{0i} = 1, \quad i = \overline{1, N}. \quad (33)$$

Требуется определить такое значение α_R , удовлетворяющее условию (6), при котором для всех незаданных массовых долей f_{Ri} и $f_{\text{пр}i}$ выполняются условия:

$$f_{Ri} \geq 0, \quad (34)$$

$$f_{\text{пр}i} \geq 0, \quad (35)$$

$$\sum_i f_{Ri} = \sum_i f_{\text{пр}i} = 1, \quad i = \overline{1, N}. \quad (36)$$

Условия (36) при выполнении условий (5) и (33) выполняются автоматически.

1. Найдем значение α_R , удовлетворяющее условию (34). Из (1) имеем

$$f_{Ri} = \frac{f_i^0 - (1 - \alpha_R) f_{0i}}{\alpha_R} \geq 0,$$

откуда получим нижнюю границу изменения α_R для i -го компонента:

$$\alpha_R^i \geq 1 - \frac{f_i^0}{f_{0i}}. \quad (37)$$

Тогда нижняя граница возможного изменения α_R для всей смеси будет определяться выражением

$$\alpha_{R\min} = \max_i \left\{ 1 - \frac{f_i^0}{f_{0i}} \right\}. \quad (38)$$

2. Найдем значение α_R , удовлетворяющее условию (35). Из уравнения (2) при условии (35) имеем

$$f_{\text{пр}i} = \frac{f_i - \alpha_R f_{Ri}}{1 - \alpha_R} \geq 0.$$

Подставляя f_{Ri} из (4), получим

$$f_{\text{пр}i} = \frac{f_i - f_i^0 + (1 - \alpha_R) f_{0i}}{1 - \alpha_R} \geq 0.$$

Из этого неравенства найдем верхнюю границу изменения α_R для i -го компонента

$$\alpha_R^i \leq 1 - \frac{f_i^0 - f_i}{f_{0i}}. \quad (39)$$

Тогда верхняя граница возможного изменения α_R для всей смеси будет

$$\alpha_{R\max} = \min_i \left\{ 1 - \frac{f_i^0 - f_i}{f_{0i}} \right\}. \quad (40)$$

Таким образом, в рассматриваемом случае доля рециркулята может меняться в пределах:

$$\max_i \left\{ 1 - \frac{f_i^0}{f_{0i}} \right\} \leq \alpha_R \leq \min_i \left\{ 1 - \frac{f_i^0 - f_i}{f_{0i}} \right\} \quad (41)$$

или

$$1 - \min_i \left\{ \frac{f_i^0}{f_{0i}} \right\} \leq \alpha_R \leq 1 - \max_i \left\{ \frac{f_i^0 - f_i}{f_{0i}} \right\}. \quad (42)$$

Выбрав численное значение α_R в соответствующих каждому случаю пределах его изменения, определяем неизвестные массовые доли компонентов по уравнениям материальных балансов (1) и (2).

При пиролизе этана на рециркуляцию посылается не только весь непрореагировавший этан, но также все количество выходящего из реактора метана. Возвращение образовавшегося метана обратно в систему сдвигает равновесие в сторону большего образования этилена (по обратному направлению реакции (2)).

Таким образом, нам известно: свежая загрузка реактора – это этан; рециркулят – это непрореагировавший этан + метан; общая загрузка – смесь этих компонентов, т.е. свежее сырье и общее питание реактора отличаются друг от друга по своему химическому составу.

Считаем, что заданными являются следующие векторы весовых составов:

$$\begin{aligned} \bar{f}_0 &= (f_{01}, f_{02}, \dots, f_{0N}) = f_{0C_2H_6}; \\ \bar{f}^0 &= (f_1^0, f_2^0, \dots, f_N^0) = (f_{C_2H_6}^0, f_{H_2}^0, f_{CH_4}^0); \end{aligned}$$

$\bar{f} = (f_1, f_2, \dots, f_N)$ – определяются решением уравнений математической модели.

При этом, если какого-то i -го компонента нет в свежем сырье ($f_{0i} = 0$), то нужное количество его, определяемое вектором весового состава общей загрузки, будет доставляться в реактор только за счет его рециркуляции.

Пользуясь выражением (42), определяем границы возможного изменения доли рециркулянта для данного случая.

Выбрав α_R в указанных пределах, по формулам (1) и (2) можем определить f_{Ri} тех компонентов, которые необходимо направить на рециркуляцию, чтобы обеспечить нужный состав общей загрузки реактора, а также $f_{при}$ всех компонентов, образованных в результате протекания процесса, частично направляемых или не направляемых на рециркуляцию. При различных составах сырья и общей загрузки выходы компонентов, поступающих в реактор, но отсутствующих в свежем сырье ($f_{0i} = 0$), не зависят от величины α_R . Действительно, пользуясь выражением (1) и (2), получим количество рециркулируемых компонентов, выводимых с продуктом реакции, т.е. этиленом:

$$g_{при} = f_{при} g_{пр} = f_{при} (1 - \alpha_R) g^0 = (f_i - f_i^0) g^0. \quad (43)$$

Чтобы обеспечить требуемый состав на входе в реактор, на рециркуляцию эти компоненты нужно послать в количестве, равном количеству их в общей загрузке. Действительно, пользуясь выражением (1), получим [9, 10] количество рециркулируемого потока:

$$g_{Ri} = f_{Ri} g_R = f_i^0 g^0 = g_i^0. \quad (44)$$

В готовых же продуктах количество компонентов, из которых состоит свежее сырье, будет тем меньше, чем больше α_R ; пользуясь выражениями (4) и (5), получим

$$g_{при} = [f_i - f_i^0 + (1 - \alpha_R) f_{0i}] g^0. \quad (45)$$

Следовательно, чтобы полнее использовать непрореагировавшее сырье, выгодно работать на максимально возможной доле рециркулянта.

Список литературы

1. Нагиев М.Ф. Теория рециркуляции и повышение оптимальности химических процессов. – М.: Наука, 1970. – 390 с.
2. Пиролиз углеводородного сырья / Т.Н. Мухина, Н.Л. Барабанов, С.Е. Бабаш [и др.]. – М.: Химия, 1987. – 234 с.
3. Кинетические исследования процесса пиролиза парафиновых углеводородов C₂-C₄ / А.З. Таиров, А.М. Алиев, М.З. Керимов, М.А. Гасанов, А.М. Гусейнова, З.А. Мамедов, Н.Р. Исмаилов // Химические проблемы. – 2007. – № 1. – С. 54–58.
4. Mammadov Z.A. Mathematical modelling and optimization of industrial pyrolysis process of ethane together with butane-butylene fraction (BBF) taking into account of feedback // Азербайджанский химический журнал. – 2017. – № 4. – С. 30–40.
5. Мамедов З.А. Оптимальная организация теплопередачи в этановой пиролизной печи // Химические проблемы. – 2017. – № 4. – С. 435–439.
6. Андреева М.М. Оценка оптимальных параметров работы печи пиролиза этана: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08. – Казань, 2008. – 147 с.
7. Edwin E., Balchen J. Dynamic Optimization and Production Planning of Thermal Cracking Operation // Chem. Eng. Science. – 2001. – Vol. 56. – P. 989–997.
8. Few-step kinetic model of gaseous autocatalytic ethane pyrolysis and its evaluation by means of uncertainty and sensitivity analysis / L.F. Nurislamova, O.P. Stoyanovskaya, O.A. Stadnichenko [et al.] // Chem. Prod. Process Model. – 2014. – No. 9. doi: 10.1515/cppm-2014-0008
9. Засыпкина О.А., Стояновская О.П., Черных И.Г. Разработка и применение программных средств для оптимизации построения моделей реагирующих сред // Вычислительные методы и программирование. – 2008. – № 9. – С. 19–25.
10. Zhang Z., Duan Z. Phase equilibria of the system methane–ethane from temperature scaling Gibbs ensemble Monte Carlo simulation // Geochim. Cosmochim. Acta. – 2002. – Vol. 66, no. 19. – P. 3431–3439.

References

1. Nagiev M.F. Teoriia retsirkuliatsii i povyshenie optimal'nosti khimicheskikh protsessov [The theory of recycling and improving the optimality of chemical processes]. Moscow, Nauka, 1970, 390 p.
2. Mukhina T.N., Barabanov N.L., Babash S.E. et al. Piroлиз углеводородного сырья [Pyrolysis of hydrocarbons]. Moscow, Khimiia, 1987, 234 p.
3. Tairov A.Z., Aliev A.M., Kerimov M.Z., Gasanov M.A., Guseinova A.M., Mamedov Z.A., Ismailov N.R. Kineticheskie issledovaniia protsessa piroliza parafinovykh углеводородов C₂-C₄ [Kinetic studies of the process of pyrolysis of C₂-C₄ paraffin hydrocarbons]. *Khimicheskie problemy*, 2007, no. 1, pp. 54-58.

4. Mammadov Z.A. Mathematical modelling and optimization of industrial pyrolysis process of ethane together with butane-butylene fraction (BBF) taking into account of feedback. *Azerbaidzhanskii khimicheskii zhurnal*, 2017, no. 4, pp.30-40.

5. Mamedov Z.A. Optimal'naiia organizatsiia teploperedachi v etanovoi piroliznoi pechi [Optimum organization of heat transfer in ethane pyrolysis furnace]. *Khimicheskie problemy*, 2017, no. 4, pp.435-439.

6. Andreeva, M.M. Otsenka optimal'nykh parametrov raboty pechi piroliza etana [Estimation of optimal parameters of ethane pyrolysis furnace operation]. Ph. D thesis. Kazan', 2008, 147 p.

7. Edwin E., Balchen J. Dynamic Optimization and Production Planning of Thermal Cracking Operation. *Chem. Eng. Science*, 2001, vol. 56, pp. 989-997

8. Nurislamova L.F., Stoyanovskaya O.P., Stadnichenko O.A. et al. Few-step kinetic model of gaseous autocatalytic ethane pyrolysis and its evaluation by means of uncertainty and sensitivity analysis. *Chem. Prod. Process Model.* 2014, no. 9, DOI: 10.1515/cppm-2014-0008.

9. Zasyapkina O.A., Stoianovskaia O.P., Chernykh I.G. Razrabotka i primeneniie programmnykh sredstv dlia optimizatsii postroeniia modelei reagiruiushchikh sred [Development and application of software for optimizing the construction of models of reacting media]. *Vychislitel'nye metody i programmirovaniie*, 2008, no. 9, pp. 19–25.

10. Zhang Z., Duan Z. Phase equilibria of the system methane–ethane from temperature scaling Gibbs ensemble Monte Carlo simulation. *Geochim. Cosmochim. Acta.* 2002, 66, no. 19, pp. 3431–3439.

Получено 15.01.2019

Об авторах

Мамедов Закир Абдулла оглы (Сумгаит, Азербайджан) – доктор философских наук по химии, заместитель начальника производственно-технического отдела ПО «Азерихимия» SOCAR (AZ5000, г. Сумгаит, ул. Самеда Вургуня, 86, e-mail: zakirA.mammadov@socar.az).

About authors

Mamedov Zakir Abdulla (Sumgait, Azerbaijan) – Ph. D., Deputy Head of Production and Technical Department of PA "Azerikhimiya" SOCAR (86, Samed Vurgun st., Sumgait, AZ5000, e-mail: zakirA.mammadov@socar.az).