

244–247.**10.** Щербовських С. В. Математичні моделі та методи для визначення характеристик надійності багатотермінальних систем із урахуванням перерозподілу навантаження: монографія [Текст] / С. В. Щербовських. – Львів: Вид-во Львівської політехніки, 2012. – 296 с.

**Bibliography (transliterated):****1.** Andrews, J. D., Pooleb, J., Chenb, W. H. (2013). Fast mission reliability prediction for Unmanned Aerial Vehicles. *Reliability Engineering & System Safety*, 120, 3–9.**2.** Sergio Contini, Vaidas Matuzas (2011). Analysis of large fault trees based on functional decomposition. *Reliability Engineering & System Safety*, 96, 3, 383–390.**3.** Valinčiusa, M., Žutautaitėa, I., Dundulisa, G., Rimkevičiusa, S., Janulionisa, R., Bakasb, R. (2015). Integrated assessment of failure probability of the district heating network. *Reliability Engineering & System Safety*, 133, 314–322.**4.** Torresa, J., Brumbelowb, K., Guikemac, S. (2009). Risk classification and uncertainty propagation for virtual water distribution systems. *Reliability Engineering & System Safety*, 94, 8, 1259–1273.**5.** Qing Shuang, Mingyuan Zhang, Yongbo Yuan. (2014). Node vulnerability of water distribution networks under cascading failures. *Reliability Engineering & System Safety*, 124, 8, 132–141.**6.** Moghaddassa R., Zuo, M. J., Wenbin Wangb. (2011). Availability of a general k-out-of-n:G system with non-identical components considering shut-off rules using quasi-birth–death process. *Reliability Engineering & System Safety*, 96, 4, 489–496.**7.** Manno, G., Chiacchio, F., Compagno, L., D’Urso, D., Trapani, N. (2014). Conception of Repairable Dynamic Fault Trees and resolution by the use of RAATSS, a Matlab® toolbox based on the ATS formalism. *Reliability Engineering & System Safety*, 121, 1, 250–262.**8.** Shcherbovskykh, S., Lozynsky, O., Marushchak, Ya. (2011). Failure intensity determination for system with standby doubling. *Przeglad Elektrotechniczny*, 87, 5, 160–162.**9.** Mandziy, B., Lozynsky, O., Shcherbovskykh, S. (2013). Mathematical model for failure cause analysis of electrical systems with load-sharing redundancy of component. *Przeglad Elektrotechniczny*, 89, 11, 244–247.**10.** Shcherbovskykh, S. (2012). Математичні моделі та методи для визначення характеристик надійності багатотермінальних систем із урахуванням перерозподілу навантаження: монографія, Lviv, Vidavnitstvo Lvivska Politehnika, 296.

Поступила (received) 28.04.2015

УДК 665.64

**И. Л. ЛЕВЧУК**, канд. техн. наук, доц., УГХТУ, Днепропетровск

## СТАТИЧЕСКАЯ ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЦЕССА КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

На основе анализа входных и выходных координат выполнена постановка задачи статической оптимизации процесса каталитического риформинга, предложен способ решения этой задачи на основе метода нелинейной оптимизации Хука-Дживса. Проведено исследование оптимальных режимов процесса, предложен способ управления, обеспечивающий увеличение выхода катализата в среднем на 3-5 %.

**Ключевые слова:** нефтепереработка, каталитический риформинг, катализат, статическая оптимизация, базовые режимы, способ управления.

**Введение.** Каталитический риформинг, один из основных процессов современной нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Он широко используется для получения высокооктанового компонента современных бензинов, а также для производства ароматических углеводородов, главным образом бензола, толуола и ксилолов - сырья нефтехимии. Важную роль каталитический риформинг играет и в обеспечении водородом процессов гидроочистки нефтяных продуктов [1].

© И. Л. ЛЕВЧУК, 2015

Вопросам управления и оптимизации процесса каталитического риформинга посвящено достаточное количество исследований и публикаций, среди которых можно выделить работы таких авторов, как J. Crane, J.M. Smith, Ю.М. Жоров, С.А.Ахметов, Г.Н.Семенцов. Авторы данных работ сходятся во мнении, что производительность и технико-экономические показатели данного процесса во многом зависят от эффективности управления установкой каталитического риформинга.

Для формулирования задачи управления, а так же методов ее решения необходимо изучить входные, управляющие и выходные координаты рассматриваемого технологического процесса.

Качество функционирования процесса каталитического риформирования определяется следующими выходными координатами [2]: производительность установки (массовый выход катализата); качество получаемого продукта, определяемое октановым числом продукта (ОЧ); срок службы катализатора риформинга.

Управляющими параметрами, наиболее существенно влияющими на протекание процесса являются [2]: температура газопродуктовой смеси на входе в реакторы; давление в реакторах; объемная скорость подачи сырья; кратность циркулирующего водородосодержащего газа и мольное соотношение водород-сырье.

Изменением этих параметров с учетом качества сырья подбирается жесткость процесса, обеспечивающая заданную октановую характеристику продукта. При этом можно считать, что в течение некоторого промежутка времени при постоянных значениях входных и управляющих координат выходные координаты процесса также постоянны, что соответствует определенному статическому режиму [3].

Основанием для изменения статического режима является изменение входных координат, являющихся возмущениями для процесса каталитического риформинга. Динамические режимы работы установки являются переходными к новому статическому режиму и непродолжительны по времени. Управление установкой в динамическом режиме сводится к выведению переменных состояния на определенные значения статического режима.

Таким образом можно считать, что статический режим является основным режимом работы установки каталитического риформинга.

**Объект и цель исследования.** Объект исследования - процесс каталитического риформинга бензинов в каскаде реакторов.

Целью работы является постановка задачи и разработка метода статической оптимизации процесса каталитического риформинга, а также исследование оптимальных режимов и разработка способа управления, обеспечивающего увеличение производительности данного процесса.

**Материалы и методы исследований процесса каталитического риформинга.** Система оптимального управления процессом каталитического риформинга должна обеспечивать устойчивое функционирование установки в соответствии с поставленной задачей оптимального управления. Особенностью разрабатываемых в данной работе методов, алгоритмов, способов оптимального управления является использование уточненной математической модели технологического процесса, представленной в [4,5], способной обрабатывать качествен-

ную и количественную информацию об объекте управления и осуществлять расчет оптимальных режимов с высокой точностью.

Постановка и решение задачи оптимизации требует определения предварительного состава вектора входных оптимизируемых величин и вида критерия оптимизации [6], обоснование и выбор которых представлен ниже.

Расход циркуляционного газа на входе установки каталитического риформинга ограничен соотношением ВСГ/сырье (кратностью циркуляции ВСГ), значение которого по регламенту составляет 1650-1800 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> [7]. Увеличение соотношения ВСГ/сырье проявляется в двух противоположных направлениях. С одной стороны, повышение парциального давления водорода в смеси подавляет реакции дегидрирования (протекающие с выделением H<sub>2</sub>), с другой стороны повышение количества нагретого газа, циркулирующего через реактор, уменьшает падение в нём температуры. В результате средняя температура катализатора и скорость протекания реакций увеличивается [2]. То есть существует некоторое оптимальное значение этого параметра внутри или за пределами допустимого диапазона в зависимости от значения других входных величин.

Процесс риформирования протекает с поглощением тепла, поэтому его осуществляют в каскаде из 3-х или 4-х реакторов с промежуточным подогревом реакционной смеси. Температуры на входе каждого реактора могут варьироваться в пределах 450÷530 °С [1,2]. Из-за особенностей протекающих реакций, в первом реакторе имеет место наибольший перепад температур (30-50 °С) а в последнем наименьший (5-12 °С). Для снижения температурного градиента, в промышленных установках риформинга первый реактор имеет наименьший объем катализатора, а последний наибольший. Для трехреакторного блока распределение катализатора по реакторам может составлять от 1:2:4 до 1:3:7 [1,2].

Исходя из вышеизложенного, в качестве управляющих воздействий при оптимальном управлении процессом, выбраны:

- температуры реакционной смеси на входе в каждый реактор;
- расход ВСГ на входе установки каталитического риформинга.

Оптимальное управление процессом риформинга направлено на обеспечение максимальной (или близкой к максимальной) экономической эффективности, одним из важнейших показателей которой служит себестоимость продукции. Отсюда вытекает две равноправные формулировки критерия оптимизации:

1. Максимизация выхода катализата при заданном октановом числе;
2. Максимизация октанового числа, при ограничении на выход катализата.

С точки зрения экономической эффективности, более приемлемой является первая формулировка. Оптимальное управление процессом каталитического риформинга в соответствии с этим критерием оптимизации, как следует из проведенного технико-экономического анализа работы установки каталитического риформинга Одесского НПЗ, позволит достичь оптимума близкого к экономическому.

Математически постановка задачи оптимизации выглядит следующим образом:

$$\lambda(T_n^i, G_{vh}) \rightarrow \max \quad (1)$$

при ограничениях:

$$T_{\min} < T_n^i < T_{\max}, i = 1, 3$$

$$\eta_{h\min} < \eta_h < \eta_{h\max}$$

$$Ok = Ok_0 \quad (2)$$

$$Kg \leq Kg_0$$

$$G_{0\min} < G_0 < G_{0\max}$$

где  $\lambda(T_n^i, G_{vh})$  - целевая функция выхода катализатора, максимизируемая на множестве параметров оптимизации;  $T_n^i, T_{\min}, T_{\max}$  - вектор варьируемых входных температур ( $i=1...3$ ) и границы диапазона варьирования ( $T_{\min}=457^\circ\text{C}$ ,  $T_{\max}=520^\circ\text{C}$ ). Нижний предел определяется температурой зажигания катализатора, а верхний его тепловой стойкостью.

$$\eta_h = \frac{G_{vh}}{G_0}, \eta_{h\min}, \eta_{h\max} \quad (3)$$

$\eta_{h\min}, \eta_{h\max}$  - текущее и предельные значения кратности циркуляции (соотношения ВСГ/сырье).  $\eta$  можно изменять в широких пределах, поэтому для лучшей оценки влияния на процесс нижняя граница этого параметра была снижена по сравнению с регламентной ( $\eta_{h\min}=1000$ ,  $\eta_{h\max}=1800 \text{ Нм}^3/\text{М}^3$ );  $G_{vh}$  - объемный расход ВСГ на входе реакторного блока, выступает в роли варьируемого параметра и ограничен пределами изменения кратности циркуляции;  $Ok, Ok_0$  - текущее и заданное значение октанового числа;  $Kg, Kg_0$  - текущее и заданное значение коэффициента жесткости процесса;  $G_0, G_{0\min}, G_{0\max}$  - нагрузка реакторного блока по объемному расходу гидрогенизата, пределы изменения этой величины ( $G_{0\max}=120 \text{ м}^3/\text{ч}$ ).

Как видно из математической формулировки (1), задача оптимизации является задачей поиска условного оптимума выхода катализатора при пяти простых ограничениях по оптимизируемым переменным (в виде неравенств) и одного нелинейного ограничения по октановому числу в виде равенства. Так как переменные  $T_n^i$ ,  $\eta_h$  и  $Kg$  независимы, учет их границ не составляет труда при использовании любого метода безусловной оптимизации. Ограничение по октановому числу учесть значительно сложнее, так как его значение вычисляется на заключительном этапе расчета по модели и является нелинейной функцией в пространстве входных координат.

Задача оптимизации, имеющая небольшое число линейных ограничений в виде равенств, наиболее просто и эффективно решается методом штрафных функций (метод квадратичного штрафа) [8]. Смысл этого метода заключается в модификации исходной целевой функции путем введения слагаемого пропорционального квадрату ошибки (штраф), возникающей при нарушении ограничения, что сводит задачу условной оптимизации к поиску безусловного оптимума (в допустимой области варьируемых параметров).

Модифицированная целевая функция имеет вид:

$$\lambda_m = \lambda - \frac{1}{P} (Ok - Ok_0)^2 \quad (4)$$

где  $P$  - параметр штрафа ( $0 < P < 100$ );  $\lambda$  - исходная целевая функция.

Представим функцию (4) в более удобной форме:

$$\lambda_m = \lambda \cdot \left( 1 - \frac{1}{\lambda \cdot P} (Ok - Ok_0)^2 \right) \quad (5)$$

Поскольку  $\lambda \approx 1$ , а  $P$ , как правило, больше единицы, то ничего не изменяя по существу можно записать:

$$\lambda_m = \lambda \cdot \left( 1 - \frac{1}{\lambda} (Ok - Ok_0)^2 \right) \quad (6)$$

Множитель при  $\lambda$  характеризует степень нарушения ограничения, он равен единице, если нарушения нет, и меньше единицы при наличии нарушения ограничения. Таким образом, этот множитель является показателем относительного уменьшения исходной целевой функции, что очень удобно при контроле процесса оптимизации. Параметр штрафа  $P$  выбирается исходя из компромисса между точностью расчета оптимума по исходной функции и точностью выполнения ограничения  $Ok = Ok_0$ . Так при слишком большой величине  $P$ , значимость второго слагаемого в (4) уменьшится, что приведет к росту ошибки определения оптимума относительно ограничения. При излишне малом  $P$  уменьшится роль первого слагаемого, и следовательно, возрастет ошибка определения оптимального решения относительно исходной целевой функции.

В литературе [8] предлагается начинать поиск при большом значении  $P$  с поэтапным его снижением по мере приближения к оптимуму. Однако исследования показали, что достаточные скорость и точность достигаются при постоянном  $P = 5$ .

Новая постановка задачи оптимизации, решаемая методами безусловного поиска оптимума, выглядит аналогично (1), но исходная целевая функция заменена на модифицируемую  $\lambda_m$  (6) и отсутствует ограничение по октановому числу  $Ok = Ok_0$ .

При решении данной задачи применение более эффективных (в большинстве случаев) градиентных методов неприемлемо по двум причинам. Во-первых, не существует аналитических методов для вычисления производных, аппроксимация которых требует значительных затрат времени, что сводит на «нет» все преимущества градиентных методов. Во-вторых, целевая функция в некоторых точках имеет разрывы, вызванные сменой шага интегрирования при работе алгоритма Рунге-Кутты-Мерсона.

Известно, что достаточно эффективным при использовании штрафных функций является метод Хука-Дживса, известный также как метод конфигураций не использующий производных [9]. По существу, процедура Хука-Дживса представляет собой комбинацию исследующего поиска с циклическим изменением переменных и ускоряющего поиска по образцу. Исследующий поиск направлен на выявление характера локального поведения целевой функции и определения направления вдоль «оврагов». Полученная в результате исследующего поиска информация затем используется в процессе поиска по образцу при движении по «оврагам», что позволяет существенно ускорить сходимость по сравнению с методом координатного спуска.

**Обсуждение результатов исследования процесса каталитического риформинга.** Решение вопроса о целесообразности оптимального управления реакторным блоком риформинга зависит, главным образом, от чувствительности оптимальных режимов к возмущающим воздействиям процесса [10]. С этой целью был проведен ряд однофакторных экспериментов относительно основного уровня

возмущающих воздействий, соответствующих базовому режиму, не являющемуся оптимальным. Результаты исследований приведены в табл. 1, 2.

Таблица 1 – Показатели базового режима

Наименование параметра	Обозначение	Значение
1	2	3
Возмущающие величины		
Качество гидрогенизата:		
Объемный расход	$G_0$ ( $m^3 / ч$ )	105
Углеводородный состав:		
Ароматические	$Y_a$ (мас.доли)	0.12
Нафтеновые	$Y_n$ (мас.доли)	0.33
Парафиновые	$Y_p$ (мас.доли)	0.55
Температура 50% выкипания	$T_{50}$ ( $^{\circ}C$ )	107
Плотность	$R_{on}$ ( $кг / м^3$ )	722
Управляющие величины		
Температура на входе реакторов	$T_n^1$ ( $^{\circ}C$ )	501.2
	$T_n^2$ ( $^{\circ}C$ )	504.6
	$T_n^3$ ( $^{\circ}C$ )	502.3
Объемный расход ВСГ	$G_{vh}$ ( $m^3 / ч$ )	166380
Давление в системе	$P$ (ат.)	35.5
Показатели катализата		
Выход	$\lambda$ (доли)	0.82
Октановое число	$Ok$ (усл.ед.)	78.9

Таблица 2 – Оптимальные режимы процесса каталитического риформинга

$G_0$	$Y_a$	$Y_n$	$Y_p$	$T_n^1$	$T_n^2$	$T_n^3$	$G_{vh}$	$Ok$	$\lambda$
105	0.12	0.33	0.55	469.2	493.6	530.0	105000	78.9	0.86
105	0.12	0.33	0.55	478.4	506.1	530.0	105000	85.0	0.80
80	0.12	0.33	0.55	465.7	488.3	530.0	80000	85.0	0.81
90	0.12	0.33	0.55	469.9	493.1	530.0	90000	85.0	0.81
100	0.12	0.33	0.55	474.7	499.0	530.0	100000	85.0	0.81
120	0.12	0.33	0.55	486.4	512.8	529.6	120000	85.0	0.79
105	0.22	0.33	0.45	472.6	500.2	530.0	105000	85.0	0.82
105	0.12	0.43	0.45	475.1	504.7	529.8	105000	85.0	0.81

Как следует из полученных данных, оптимизация базового режима по управляющим величинам дает увеличение выхода катализата в среднем на 3-5 % для всех исследованных базовых режимов (рис. 1).

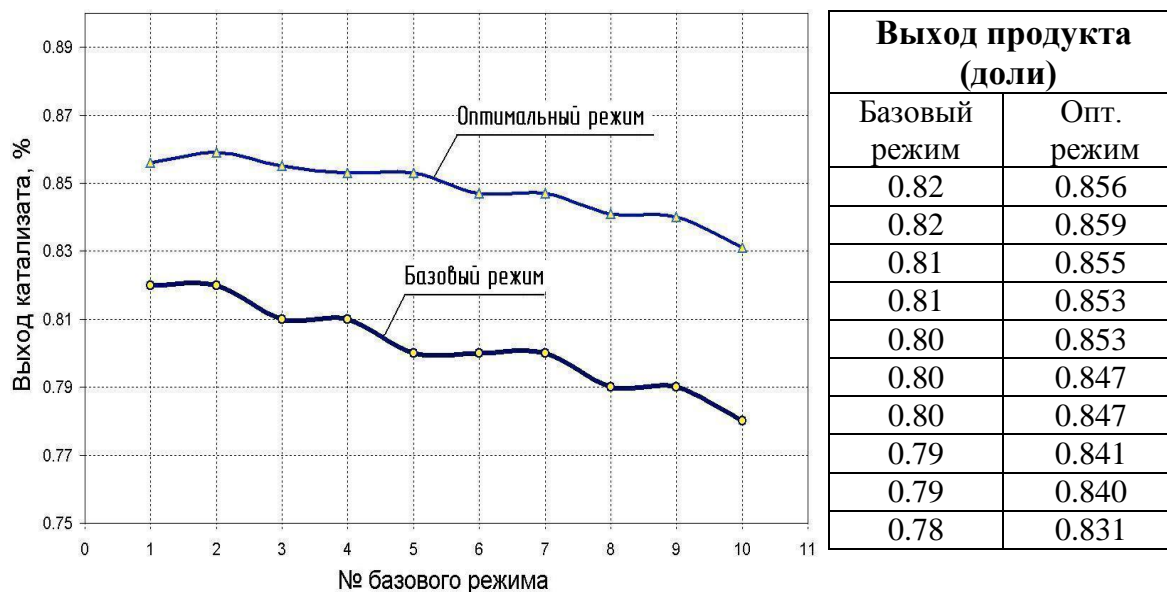


Рис. 1 – Сравнение базовых и оптимальных режимов процесса

Установка более высокого октанового числа приводит к снижению выхода катализата. Увеличение расхода гидрогенизата на реакторный блок незначительно влияет на критерий оптимальности, однако приводит к сдвигу оптимума в сторону более высоких температур. При исследовании влияния группового углеводородного состава гидрогенизата на критерий оптимальности варьировались только значения  $Y_a$  и  $Y_n$ , а  $Y_p$  определялось из условия  $Y_a + Y_n + Y_p = 1$ . Повышение содержания ароматических углеводородов в сырье приводит к большему возрастанию выхода катализата, чем при повышении доли нафтеновых. Во всех случаях температура входа третьего реактора достигает верхнего ограничения, а значение кратности циркуляции лежит на нижней границе диапазона варьирования, что позволяет сделать вывод о возможности производить оптимальное управление только по двум параметрам  $T_n^1, T_n^2$  при постоянном предельном значении остальных (табл. 2).

**Выводы.** Представленный в работе способ решения задачи статической оптимизации процесса каталитического риформинга на основе метода нелинейной оптимизации Хука-Дживса, а также способ управления данным процессом путем изменения температуры реакционной смеси на входах первого и второго реактор, при постоянном предельном значении остальных управляющих воздействий, прошли экспериментальную апробацию на основе опытных данных установки каталитического риформинга Одесского НПЗ. По результатам экспериментальной апробации установлено увеличение выхода целевого продукта - катализата в среднем на 3-5 % для всех исследованных базовых режимов установки каталитического риформинга.

**Список литературы:** 1. Каталитический риформинг углеводородов [Текст] : справочник / под ред. проф. Р. И. Кузьминой – Саратов : Издательство СУИ МВД России, 2010. – 252 с. 2. Ахметов С. А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: учебное пособие [Текст] / С. А. Ахметов [и др.] под ред. С. А. Ахметова. – СПб.: Недра, 2006. – 868 с. 3. Глазов Г. И. Каталитический риформинг и экстракция ароматических углеводородов [Текст] / Г. И. Глазов, В. П. Сидорин.– М. : Химия, 1981.– 188 с. 4. Левчук И. Л. Разработка математической модели процесса каталитического риформинга в каскаде реакторов / И. Л. Левчук // Збірник нау-

кових праць НГУ. – 2012. – №39. – С. 122 – 127. **5.** Левчук *И. Л.* Разработка и идентификация уточненной математической модели процесса каталитического риформинга / *И. Л. Левчук* // Науковий вісник НГУ, 2013. – №2. – С. 79–85. **6.** *Nauman E. B.* Chemical reactor design, optimization, and scaleup [Text] / *E. Bruce Nauman* – N. Y. : Rensselaer Polytechnic Institute Troy, 2002. – 618 p. **7.** Левчук *И. Л.* Оптимизация процесса платформинга высокооктановых бензинов [Текст] / *И. Л. Левчук, В. Я. Тришкин* // Сборник научных трудов национальной горной академии Украины. – 2001. – №11. Т. 2. – С. 139–144. **8.** *Алексеева Е. В.* Численные методы оптимизации : учеб. пособие [Текст] / *Е. В. Алексеева* [и др.] – Новосибирск. ун-т. Новосибирск, 2008. 128 с. **9.** *Аттетков, А. В.* Методы оптимизации [Текст] / *А. В. Аттетков, С. В. Галкин, В. С. Зарубин* – М. : МГТУ им. Н.Э.Баумана, 2001. – 433 с. **10.** *Островский Г. М., Волин Ю. М., Зиятдинов Н. Н.* Оптимизация в химической технологии [Текст] / *Г. М. Островский, Ю. М. Волин, Н. Н. Зиятдинов* – Казань : Изд-во Академии наук РТ, 2005. – 394с.

**Bibliography (transliterated):** **1.** *Kuz'mina R. I.* (2010). Kataliticheskii riforming uglevodorodov, spravochnik, Saratov, Izdatel'stvo SUI MVD Rossii, 252. **2.** *Akhmetov S. A.* (2006). Tekhnologiya i oborudovanie protsessov pererabotki nefi i gaza, uchebnoe posobie, SPb.: Nedra, 868. **3.** *Glazov G. I., Sidorin V. P.* (1981). Kataliticheskii riforming i ekstraktsiya aromaticeskikh uglevodorodov, M. : Khimiya, 188. **4.** *Levchuk I. L.* (2012). Razrabotka matematicheskoi modeli protsessa kataliticheskogo riforminga v kaskade reaktorov, Zbirnik naukovikh prats' NGU, №39, 122 – 127. **5.** *Levchuk I. L.* (2013). Razrabotka i identifikatsiya utochnennoi matematicheskoi modeli protsessa kataliticheskogo riforminga, Naukovii visnik NGU, №2, 79–85. **6.** *Nauman E. B.* (2002). Chemical reactor design, optimization, and scaleup, N. Y. : Rensselaer Polytechnic Institute Troy, 618 p. **7.** *Levchuk I. L., Trishkin V. Ya.* (2001). Optimizatsiya protsessa platforminga vysokooktanovykh benzinov, Sbornik nauchnykh trudov natsional'noi gornoj akademii Ukrainy, №11, Vol.2, 139–144. **8.** *Alekseeva E. V.* (2008). Chislennyye metody optimizatsii : ucheb. Posobie, Novosibirsk, un-t. Novosibirsk, 128. **9.** *Attetkov, A. V., Galkin S. V., Zarubin B. S.* (2001). Metody optimizatsii, Moscow: MGTU im. N.E.Baumana, 433. **10.** *Ostrovskii G. M., Volin Yu. M., Ziyatdinov N. N.* (2005). Optimizatsiya v khimicheskoi tekhnologii, Kazan', Izd-vo Akademii nauk RT, 394.

*Надійшла (received) 27.04.2015*