

И. В. Зайцев, Т. В. Лаптева, Н. Н. Зиятдинов

# ПРОЕКТИРОВАНИЕ ОПТИМАЛЬНОЙ ПОДСИСТЕМЫ РЕАКТОРНОГО УЗЛА ПРОЦЕССА ИЗОМЕРИЗАЦИИ Н-ПЕНТАНА ПУТЕМ РЕШЕНИЯ ДВУХЭТАПНОЙ ЗАДАЧИ ОПТИМИЗАЦИИ

**Ключевые слова:** оптимальное проектирование технологических процессов, двухэтапная задача, оптимизация с учетом неопределенности, вероятностные ограничения.

*Задачи проектирования оптимальных химико-технологических системы связаны с рядом сложностей: необходимо учитывать неопределенность, содержащуюся в исходной информации о задаче, вычислять многомерные интегралы, лежащие в основе функций критерия и ограничений задачи, и прочее. Ранее нами были предложены подходы и алгоритм для решения двухэтапных задач оптимального проектирования с вероятностными ограничениями. В настоящей работе с помощью этих подходов будет решена задача проектирования оптимальной подсистемы реакторного узла процесса изомеризации н-пентана.*

**Key words:** optimal process design, optimization under uncertainty, two-stage optimization problem, chance constraints.

*Optimal process design problems are concerned with various complexities: taking into account of source data uncertainty and calculation of multidimensional integrals, which underlie the criterion and constraints functions, are necessary. In previous studies we considered approaches and algorithm for solving two-stage optimal design problems with chance constraints. In this paper reactor unit subsystem of n-pentane isomerization process optimal design problem will be solved by these approaches.*

## Введение

Процесс высокотемпературной изомеризации н-пентана широко распространен в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности ввиду дефицита изопентана для производства высокооктановых бензинов и изопрена, который используется для синтеза синтетических каучуков. Производство изомеризации н-пентана представляет собой систему взаимосвязанных аппаратов с материальными и тепловыми рециклами, обеспечивающими рекуперацию сырья и тепла. Высокие стоимости сырья, энергоресурсов и катализатора в производстве изопентана требуют поиска технологических конструкций и их режимов, обеспечивающих минимальные материальные затраты. Из-за сложности явлений, протекающих в аппаратах, многообразие связей между аппаратами решение задачи является достаточно трудоемким. Разработка эффективных методов решения задачи в приложении к крупнотоннажному промышленному процессу изомеризации н-пентана представляет актуальную прикладную проблему.

Предложенные нами подходы были успешно опробованы на задачах проектирования разных ХТС [1, 2]. В данной работе с помощью разработанных нами подходов и алгоритмов решения задачи двухэтапного оптимального проектирования ХТС [3, 4] будет решена задача оптимального проектирования подсистемы реакторного узла, который входит в ХТС изомеризации н-пентана [5], с учетом имеющейся внутренней и внешней неопределенности в исходной информации. Для решения задачи будет использован разработанный нами программный комплекс решения задачи двухэтапной оптимизации с вероятностными ограничениями, которая имеет вид [6]:

$$\min_{d, z(\theta)} E_{\theta}[f(d, z(\theta), \theta); T] \quad (1)$$

$$\Pr\{g_j(d, z(\theta), \theta) \leq 0\} \geq \alpha_j, \quad j = \overline{1, m}, \quad (2)$$

$$\max_{\theta \in T} g_j(d, z(\theta), \theta) \leq 0, \quad j = \overline{m+1, m+q}, \quad (3)$$

где  $d$  – вектор конструктивных параметров размерности  $n_d$ ,  $z(\theta)$  – вектор-функция с компонентами  $z_p(\theta)$ ,  $p = \overline{1, n_z}$ ,  $\theta$  – вектор неопределенных параметров размерности  $n_{\theta}$ ,  $f(d, z(\theta), \theta)$  – критерий эффективности функционирования ХТС,  $T$  – область неопределенности, т.е. область изменения значений неопределенных параметров  $\theta$ ,  $g_j(d, z(\theta), \theta) \leq 0$  – проектные ограничения,  $m+q$  – количество проектных ограничений. Ограничения (2) – вероятностные ограничения, которые выполняются с некоторой заданной вероятностью  $\alpha_j$ , (3) – жесткие ограничения, которые выполняются безусловно на всей области неопределенности  $T$ .

Задача (1) является задачей полубесконечного программирования [7, 8]. Нами были рассмотрены подходы и методы, позволяющие решать такие задачи [9]. Для решения задачи (1) мы использовали модифицированный метод внешней аппроксимации [8]. Также нами были рассмотрены разные виды аппроксимации функций  $z(\theta)$  зависимостей управляющих параметров от неопределенных [1].

## Описание технологической схемы

Технологическая схема узла изомеризации н-пентана представлена на рисунке 1. Н-пентановая фракция смешивается с водородосодержащим газом (ВСГ) в смесителе  $C$ , нагревается в рекуператоре  $T$  до температуры  $306^{\circ}\text{C}$  за счет теплоты реакционных газов. Затем газосырьевая смесь (ГСС) нагревается в печи  $\Pi$  до температуры  $360 - 450^{\circ}\text{C}$ . Процесс изомеризации н-пентана протекает в реакторе в неподвижном слое алюмоплатинового катализатора ИП-62 ВК в среде ВСГ при общем давлении  $3,6\text{МПа}$ . Контактный газ (КГ) из реактора  $P$  охлаждается в рекуператоре  $T$  и далее поступает на отде-

ление от ВСГ и разделение продуктов реакции. Циркулирующий ВСГ частично срабатывается для обеспечения требуемого парциального давления водорода. Далее к ВСГ добавляется свежий электролитический водород и после осушки ВСГ поступает на изомеризацию.

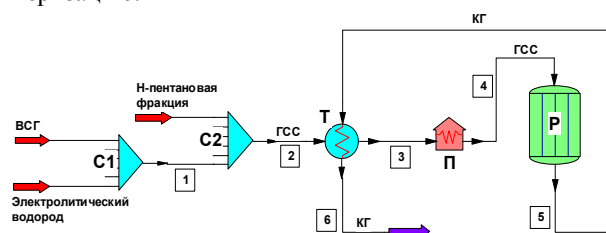


Рис. 1 – Технологическая схема реакторного узла процесса изомеризации н-пентана

Состав н-пентановой фракции и ВСГ, поступающих на переработку в реакторный узел, приведены в табл. 1. Содержание водорода в ВСГ колеблется, диапазон изменения концентрации водорода в ВСГ приведен в таблице 2.

Таблица 1 – Состав н-пентановой фракции и ВСГ

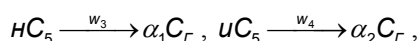
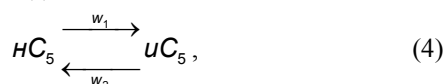
|              | Водород | Азот      | Метан    | Этан   |
|--------------|---------|-----------|----------|--------|
| Сырье, % вес | 0       | 0         | 0        | 0      |
| ВСГ, % вес   | 93,8    | 0,3       | 4,3      | 0,44   |
|              | Пропан  | Изопентан | Н-Пентан | Гексан |
| Сырье, % вес | 0       | 3,19      | 95,96    | 0,85   |
| ВСГ, % вес   | 0,17    | 0,7       | 0,29     | 0      |

Для решения задачи проектирования оптимальной подсистемы реакторного узла процесса изомеризации н-пентана необходимо построить математическую модель подсистемы, которая включает математические модели отдельных аппаратов, входящих в подсистему.

### Математическая модель реактора

Реакция высокотемпературной изомеризации н-пентана на алюмоплатиновом катализаторе ИП-62 ВК [11] протекает через стадии дегидрирования н-пентана в олефин, изомеризации олефина в изоолефин, гидрирования изоолефина в изопентан.

Учитывая, что лимитирующей стадией реакции является изомеризация олефина [12] и что, кроме основной реакции, процесс сопровождается необратимым гидрокрекингом н-пентана и изопентана в легкие углеводороды (метан-бутановая фракция), упрощенный механизм реакции может быть представлен в виде



где  $nC_5$ ,  $iC_5$ ,  $C_1$  обозначают н-пентан, изопентан, легкие углеводороды соответственно;  $w_1$ ,  $w_2$ ,  $w_3$ ,  $w_4$  – скорости реакций;  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$  – стехиометрические коэффициенты. Реакции крекинга играют незначительную роль вследствие того, что реакция изомеризации протекает с малым тепловым эффек-

том и высокой селективностью. Этим обуславливается низкий суммарный тепловой эффект процесса, составляющий 84 кДж / кг сырья. Скорости реакций изомеризации и побочных реакций описываются уравнениями [12]

$$w_1 = k_1 P_{nC_5} / P_{H_2}, \quad w_2 = k_2 P_{iC_5} / P_{H_2}, \quad (5)$$

$$w_3 = k_3 P_{nC_5}, \quad w_4 = k_4 P_{iC_5},$$

где  $P_{nC_5}$ ,  $P_{iC_5}$ ,  $P_{H_2}$  – парциальные давления н-пентана, изопентана и водорода соответственно, МПа;  $k_i$ ,  $i = 1, 4$  – кажущиеся константы скоростей реакций, зависимость которых от температуры выражается уравнением Аррениуса

$$k_i = k_{i0} \exp(-E_i / RT), \quad (6)$$

в котором  $R$  – газовая постоянная, кДж / (моль · К);  $T$  – абсолютная температура, К;  $E_i$  – энергии активации, кДж / моль; величины  $k_{i0}$ ,  $E_i$  и  $R$  равны [5]:

$$k_{20} = 1,98 \cdot 10^{13} \frac{\text{кмоль}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3},$$

$$k_{30} = 1,56 \cdot 10^{17} \frac{\text{кмоль}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3 \cdot \text{МПа}},$$

$$k_{40} = 4,69 \cdot 10^{17} \frac{\text{кмоль}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3 \cdot \text{МПа}},$$

$$E_1 = 172, \quad E_2 = 180, \quad E_3 = 217,$$

$$E_4 = 217, \quad R = 8,3 \cdot 10^{-3}.$$

Значения величин  $k_{20}$ ,  $k_{30}$ ,  $k_{40}$  вычислены в работе [5], на основе идентификации модели промышленного реактора и включают в себя погрешности измерения, ошибку идентификации и не учитывает изменение активности катализатора со временем. Поэтому будем считать эти значения неточными. Диапазоны изменения этих неопределенных параметров приведены в табл. 2.

Таблица 2 – Диапазоны изменения неопределенных параметров

| Параметр          | $\theta_i^L$           | $\theta_i^N$         | $\theta_i^U$           |
|-------------------|------------------------|----------------------|------------------------|
| $k_{20}$          | $1,9206 \cdot 10^{13}$ | $1,98 \cdot 10^{13}$ | $2,0394 \cdot 10^{13}$ |
| $k_{30}$          | $1,5132 \cdot 10^{17}$ | $1,56 \cdot 10^{17}$ | $1,6068 \cdot 10^{17}$ |
| $k_{40}$          | $4,5493 \cdot 10^{17}$ | $4,69 \cdot 10^{17}$ | $4,8307 \cdot 10^{17}$ |
| $C_{H_2}$ , % вес | 90                     | 92,5                 | 95                     |

При математическом описании реактора приняты следующие допущения:

- 1) аэродинамическая обстановка близка к идеальному вытеснению;
- 2) тепловой режим адиабатический;
- 3) радиальный перенос вещества и тепла отсутствует.

Уравнение материального баланса по ключевым компонентам н-пентану и изопентану [5]

$$\frac{dx_{nC_5}}{dL} = A(k_2(-kx_{nC_5} + x_{iC_5}) - k_3 P_{H_2} x_{nC_5}), \quad (7)$$

$$\frac{dx_{uC_5}}{dL} = A(k_2(kx_{nC_5} - x_{uC_5}) - k_4P_{H_2}x_{uC_5}). \quad (8)$$

Уравнение теплового баланса

$$\frac{dT}{dL} = \frac{A}{c_p}(Q_1(k_2(kx_{nC_5} - x_{uC_5})) + Q_2k_3P_{H_2}x_{nC_5} + Q_3k_4P_{H_2}x_{uC_5}) \quad (9)$$

При  $L = 0$ :  $x_{nC_5} = x'_{nC_5}$ ,  $x_{uC_5} = x'_{uC_5}$ ,  $T = T'$ .

При гидрокрекинге одной молекулы н-пентана или изопентана образуются две молекулы легких углеводородов ( $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$  в уравнении (4) равны 2), и на их образование расходуется соответственно одна молекула водорода.

Уравнения материального баланса по легким углеводородам и водороду [5]

$$\Delta x_r = 2 \cdot ((x'_{nC_5} - x_{nC_5}) - (x'_{uC_5} - x_{uC_5})), \quad (10)$$

$$x_r = x'_r + \Delta x_r, \quad (11)$$

$$x_{H_2} = x'_{H_2} - \Delta x_r / 2 \quad (12)$$

В уравнениях (7) - (9) множитель  $A$  определяется из выражения

$$A = G_{кат}RT/GP_{H_2}, \quad (13)$$

$$G = G_c + G_{всг} \cdot \rho_{всг}. \quad (14)$$

Константа равновесия реакции изомеризации  $k = k_1/k_2$  аппроксимируется уравнением

$$k = 2,89 + 0,0044(600 - T). \quad (15)$$

Конверсия ( $C$ , %) и селективность ( $S$ , %) реакции определяются по уравнениям

$$C = (x_{uC_5} - x'_{uC_5}) \cdot 100 / x'_{nC_5}, \quad (16)$$

$$S = (x_{uC_5} - x'_{uC_5}) \cdot 100 / (x'_{nC_5} - x_{nC_5}). \quad (17)$$

В уравнениях:  $x_{nC_5}$ ,  $x_{uC_5}$ ,  $x_r$ ,  $x_{H_2}$  – мольный поток н-пентана, изопентана, продуктов гидрокрекинга, водорода соответственно (верхний индекс  $I$  относится к начальным условиям);  $Q_1$ ,  $Q_2$ ,  $Q_3$  – тепловые эффекты скоростей реакций изомеризации, гидрокрекинга н-пентана и изопентана,  $кДж / моль$ ;  $L$  – текущая относительная длина реактора ( $0 \leq L \leq 1$ );  $C_p$  – теплоемкость газосырьевой смеси,  $кДж / (моль \cdot K)$ ;  $G$  – суммарный поток газосырьевой смеси,  $кг / ч$ ;  $G_{кат}$  – весовая загрузка катализатора,  $кг$ ;  $G_c$  – поток сырья в реактор,  $кг / ч$ ;  $G_{всг}$  – поток водородосодержащего газа в реактор,  $м^3 / ч$ ;  $\rho_{всг}$  – плотность водородосодержащего газа,  $кг / м^3$ .

Таким образом, уравнения (6-17) составляют математическую модель реактора.

### Математическая модель смесителя

Математическая модель предназначена для учета смешения потоков в емкостях и трубных соединениях. Тепловой эффект смешения не учитывается. Количество  $G^o$  и состав  $x_i^o$  выходного потока рассчитывается по формулам

$$G^o = \sum_j G_j^i, \quad (18)$$

$$x_i^o = \sum_j G_j^i x_{j,i}^o / G^o, \quad (19)$$

где  $x_{j,i}^o$  – содержание  $i$ -го компонента в  $j$ -ом выходном потоке, вес. доли,  $G_j^i$  – количество  $j$ -го входного потока,  $кг / ч$ .

Температура выходного потока рассчитывается итерационно из уравнения

$$t^o = \sum_j t_j^i G_j^i c_{p,j}^i / (G^o c_p^o), \quad (20)$$

где  $t_j^i$  – температура  $j$ -го входного потока,  $K$ ,  $c_{p,j}^i$  – теплоемкость  $j$ -го входного потока,  $c_p^o$  – теплоемкость выходного потока,  $кДж / (кг \cdot K)$ .

Уравнения (18-20) составляют математическую модель смесителя.

### Математическая модель рекуператора

Математическая модель предназначена для вычисления выходных температур потока ГСС (поток 3) и потока реакторных газов (поток 6), которые участвуют в теплообмене в рекуператоре  $T$ . Температура реакторных газов  $t_o^R$  и ГСС  $t_o^g$  на выходе из рекуператора рассчитываются по формулам [5]

$$t_o^R = t_i^R - \Phi(t_i^R - t_i^g), \quad (21)$$

$$t_o^g = t_i^g + \Phi A(t_i^R - t_i^g), \quad (22)$$

$$\Phi = \frac{1}{\frac{z + A + 1}{2} + \frac{z}{e^{sz} - 1}}, \quad z = \sqrt{(1 + A)^2 - 4pA},$$

$$s = \frac{kF}{G^R c_p^R \eta^R}, \quad A = \frac{G^R c_p^R \eta^R}{G^g c_p^g \eta^g},$$

где  $t$  – температура теплоносителя,  $^{\circ}C$ ,  $\Phi$  – функция тепловой эффективности,  $A, z$  – функции водяных эквивалентов,  $s$  – число единиц переноса тепла,  $G$  – расход теплоносителя,  $кг / ч$ ,  $F$  – площадь теплопередачи,  $м^2$ ,  $\eta$  – коэффициент потерь,  $k$  – коэффициент теплопередачи,  $кДж / м^2$ ,  $p = 1$  – индекс противоточности, верхние индексы  $R$  – поток реакторных газов,  $g$  – поток ГСС, нижние индексы  $i, o$  – входной и выходной параметры потока.

### Математическая модель нагревательной печи

Математическая модель предназначена для расчета расхода топливного газа в печи  $G_{тр}$ ,  $кг / ч$ , обеспечивающего заданный перепад температуры нагреваемой ГСС. Расход топливного газа определяется из уравнения теплового баланса печи

$$G_{тр} = \frac{G c_p (t^o - t^i)}{\Delta H \cdot \eta}, \quad (23)$$

где  $c_p$  – средняя теплоемкость смеси в интервале температур  $(t^o - t^i)$ ,  $кДж / (кг \cdot K)$ ,  $\Delta H$  – теплотворная способность топлива,  $кДж / кг$ ,  $\eta$  – КПД печи,  $G$  – количество ГСС, поступающей в печь,  $кг / ч$ .

### Постановка задачи

В качестве неопределенных параметров выбраны параметры математической модели, которые послужили настроечными параметрами в процессе идентификации математической модели реактора.

Это предэкспоненциальные коэффициенты в уравнениях Аррениуса (6),  $k_{20}$ ,  $\frac{\text{кмоль}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3}$ ,  $k_{30}$ ,  $\frac{\text{кмоль}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3 \cdot \text{МПа}}$ ,  $k_{40}$ ,  $\frac{\text{кмоль}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3 \cdot \text{МПа}}$ . Также в число неопределенных параметров включили концентрацию водорода в ВСГ,  $c_{H_2}$ , %, поскольку водород расходуется на гидрокрекинг, теряется в отдувках ВСГ, циркулирующего в ХТС изомеризации н-пентана, что необходимо для соблюдения молярного соотношения водород:н-пентан, потери водорода происходят при растворении водорода в изомеризате. Кроме того, ВСГ накапливает в себе побочные продукты реакций. Таким образом вектор неопределенных параметров представляет собой  $\theta = \{k_{20}, k_{30}, k_{40}, c_{H_2}\}$ .

Область неопределенности задана в виде  $T = \{\theta_i : \theta_i^l \leq \theta_i \leq \theta_i^u, i = 1, \dots, 4\}$ . Значения  $\theta_i^l$  и  $\theta_i^u$ ,  $i = 1, 4$ , приведены в таблице 2.

В качестве поисковых переменных задачи выбраны:

- 1) масса загрузки реактора катализатором,  $G_{\text{кат}}$ , кг, – конструктивный параметр  $d$ ;
- 2) управляющие параметры  $z(\theta)$ :
  - температура на входе в реактор,  $T'$ , °C;
  - расход электролитического водорода,  $G_{H_2}$ , кг/ч.

В качестве ограничений задачи проектирования оптимального реактора узла изомеризации н-пентана использованы следующие мягкие ограничения:

- 1) вероятностное ограничение на конверсию  $\Pr\{0,55 - \text{conv}(d, z(\theta), \theta) \leq 0\} \geq 0,95$ , (24)
- 2) вероятностное ограничение на селективность  $\Pr\{0,99 - \text{sel}(d, z(\theta), \theta) \leq 0\} \geq 0,95$ , (25)
- 3) вероятностное ограничение на соотношение водород: н- пентан  $\Pr\{2 - \text{CM}(d, z(\theta), \theta) \leq 0\} \geq 0,95$ . (26)

А также жесткое ограничение на соотношение толщины стенки, диктуемое [13]

$$0,001D_B \leq s(d, z(\theta), \theta) \leq 0,1D_B + v_{\text{корр}} \cdot t_{\text{экспл}}$$

Рассмотрим теперь ограничения на управляющие переменные. Для расхода электролитического водорода границы изменения составят

$$0 \leq G_{H_2}(\theta) \leq 100, \quad (27)$$

для температуры [11]

$$350 \leq T'(\theta) \leq 450. \quad (28)$$

Ограничения на управляющие переменные являются жесткими ограничениями. Хотя в силу ограничений (24-26) заданная вероятность выполнения соответствующих проектных требований будет соблюдена, при этом теоретически возможны точки области неопределенности, в которых значения ограничений могут не удовлетворять возможным требованиям на качество продукта. В связи с этим добавим следующие жесткие ограничения на конверсию и селективность:

$$0,52 - \text{conv}(d, z(\theta), \theta) \leq 0, \quad (29)$$

$$0,97 - \text{sel}(d, z(\theta), \theta) \leq 0. \quad (30)$$

Ограничения (29), (30) гарантируют выполнение нижней границы проектных требований на конверсию и селективность на всей области неопределенности.

В качестве критерия задачи оптимизации мы будем использовать критерий приведенных затрат, включающий капитальные затраты на реактор и алюмоплатиновый катализатор и эксплуатационные затраты на топливный газ и поддержание требуемой концентрации водорода в ВСГ.

$$C(d, z(\theta), \theta) = (C_{\text{кат}} G_{\text{кат}} + C_{\text{ст}} \rho_{\text{ст}} V_{\text{ст}}(d, z(\theta), \theta)) / 80000 + C_{\text{тр}} G_{\text{тр}}(d, z(\theta), \theta) + C_{H_2} G_{H_2}(d, z(\theta), \theta), \quad (31)$$

где  $C_{\text{кат}}$  – цена катализатора, руб/кг,  $G_{\text{кат}}$  – масса катализатора, кг,  $C_{\text{ст}}$  – цена стали, руб/кг,  $m_{\text{ст}}$  – необходимая для постройки реактора масса стали, кг,  $C_{H_2}$  – цена электролитического водорода, руб/кг,  $w_{\text{ВСГ}}^{H_2}$  – весовое количество водорода, содержащееся в ВСГ, кг/ч,  $G_{H_2}$  – расход водорода, кг/ч,  $G_{\text{тр}}$  – расход топливного газа в печи, кг/ч,  $C_{\text{тр}}$  – цена топливного газа, руб/кг.

Исходя из характеристик катализатора ИП-62 ВК [11], определяем срок эксплуатации системы  $t_{\text{экспл}} = 10 \text{ лет}$ . С учетом проведения ежегодных остановов на планово-предупредительный ремонт среднее время работы ХТС 8000 ч/год или 80000 ч за все 10 лет работы системы.

Итак, задача оптимального проектирования реактора узла производства изопентана формулируется следующим образом:

Найти такие значения поисковых переменных  $G_{\text{кат}}$ ,  $T'(\theta)$ ,  $G_{H_2}(\theta)$ , при которых значение математического ожидания критерия (31) на области неопределенности  $T$  будет минимальным, а также будут выполняться ограничения (24-26) с заданной вероятностью и ограничения (27), (28) на всей области неопределенности  $T$ .

Мы будем рассматривать постановку задачи проектирования оптимального реакторного узла в виде двухэтапной задачи оптимизации с жесткими и мягкими ограничениями (1).

Формализованная постановка задачи примет вид

$$\min_{G_{\text{кат}}, z(\theta)} E_{\theta}[C(d, z(\theta), \theta); T] \quad (32)$$

$$\Pr\{0,55 - \text{conv}(d, z(\theta), \theta) \leq 0\} \geq 0,95,$$

$$\Pr\{0,99 - \text{sel}(d, z(\theta), \theta) \leq 0\} \geq 0,95,$$

$$\Pr\{2 - \text{CM}(d, z(\theta), \theta) \leq 0\} \geq 0,95,$$

$$0 \leq G_{H_2}(\theta) \leq 100, \quad \forall \theta \in T,$$

$$350 \leq T'(\theta) \leq 450, \quad \forall \theta \in T,$$

$$0,52 - \text{conv}(d, z(\theta), \theta) \leq 0, \quad \forall \theta \in T,$$

$$0,97 - \text{sel}(d, z(\theta), \theta) \leq 0, \quad \forall \theta \in T,$$

$$0,001D_B \leq s(d, z(\theta), \theta) \leq 0,1D_B + v_{\text{корр}} \cdot t_{\text{экспл}}, \quad \forall \theta \in T,$$

где  $z(\theta) = \{G_{H_2}(\theta); T'(\theta)\}$ .

Для решения поставленной задачи были использованы предложенные нами подходы и алгоритмы и спроектированный нами программный комплекс.

### Результаты

Используя подходы и алгоритмы описанные в настоящей работе была решена задача оптимального проектирования (32), поставленная в настоящей работе. Результат решения приведен в таблице 3.

**Таблица 3 – Результаты решения задачи (32)**

| Подход                                | Проектирование на основе учета коэффициента запаса | Проектирование на основе ДЭЗО |
|---------------------------------------|----------------------------------------------------|-------------------------------|
| Загрузка кат.,<br>$G_{кат}, кг$       | 15884,7                                            | 13507                         |
| Высота реактора,<br>$h, м$            | 11,285                                             | 10,691                        |
| Диаметр реактора,<br>$d, м$           | 1,881                                              | 1,782                         |
| Толщина стенок,<br>$s, мм$            | 28,04                                              | 26,6                          |
| Приведенные затраты, руб / год        | 17 070 863                                         | 14 637 134                    |
| Относит. экономия, %                  |                                                    | 14,26                         |
| Оценка экономии за период экспл., руб | –                                                  | 24 337 290                    |

Полученные результаты сравнивались с подходом проектирования, который традиционно применяется при проектировании аппаратов химической технологии. При данном подходе сначала решается задача номинальной оптимизации без учета имеющейся неопределенности при значениях неопределенных параметров  $\theta_i = \theta_i^N$ , затем полученные значения конструктивных параметров умножают на соответствующий эмпирический коэффициент запаса  $\gamma_{зап}$  (для химической промышленности обычно принимают  $\gamma_{зап} = 1,25$  [14]).

Из таб. 3 видно, что учет неопределенности с помощью двухэтапной задачи оптимального проектирования позволил сократить затраты (31) на 14,26%. Относительная экономия вычисляется по формуле

$$\Delta = \frac{C_3 - C_d}{C_3},$$

где  $C_3$  – затраты (31) при использовании коэффициента запаса  $\gamma_{зап}$ ,  $C_d$  – затраты (31) при предлагаемом нами подходе проектирования на основе ДЭЗО.

Таким образом, оценка экономии за весь период эксплуатации реактора составляет порядка **24,34 млн руб**. Решение задачи заняло около трех минут.

### Литература

1. Н.Н. Зиятдинов, И.В. Зайцев, Т.В. Лаптева, Вестник Казан. технол. ун-та, **15**, 16, 247-250, (2012).
2. Н.Н. Зиятдинов, Г.М. Островский, И.В. Зайцев, Т.В. Лаптева, Л.Р. Хисамутдинова. Вестник Казан. технол. ун-та, **14**, 10, 223-231 (2011).
3. И.В. Зайцев, Т.В. Лаптева, Н.Н. Зиятдинов, Вестник Казан. технол. ун-та, **16**, 1, 251-256, (2013).
4. G.M. Ostrovsky, N.N. Ziyatdinov, T.V. Lapteva, Chem. Eng. Science, **65**, 2373-2381, (2010).
5. Г.М. Островский, Ю.М. Волин, Н.Н. Зиятдинов. Методы оптимизации химико-технологических процессов. КДУ, Москва, 2008. 424 с.
6. G.M. Ostrovsky, N.N. Ziyatdinov, T.V. Lapteva, I.V. Zaytsev, Chem. Eng. Science, **66**, 3815-3828, (2011).
7. M. Lopez, G. Still, European J. Oper. Res, **2**, 180, 491-518, (2007).
8. F. Guerra-Vazquez, J.-J. Ruckmann. Semi-Infinite Programming. – Wiley Encyclopedia of Operations Research and Management Science, (2011).
9. Т.В. Лаптева, Н.Н. Зиятдинов, И.В. Зайцев, Вестник Казан. технол. ун-та, **15**, 24, 139-146, (2012).
10. Г.М. Островский, Н.Н. Зиятдинов, Т.В. Лаптева. Оптимизация технических систем. КНОРУС, Москва, 2012. 432 с.
11. Катализатор изомеризации н-пентана ИП-62 ВК [Электронный ресурс] / Олкат, 2013. – Режим доступа: <http://www.olkat.ru/ip-62vk>
12. Н.Р. Бурсиан, Технология изомеризации парафиновых углеводородов. Л., Химия, 1985. 192 с.
13. ГОСТ Р 52857.2-2007. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Расчет цилиндрических и конических обечаек, выпуклых и плоских днищ и крышек. – М.: Стандартиформ, 2009. – 41 с.
14. С.И. Дворецкий, А.Ф. Егоров, Д.С. Дворецкий, Компьютерное моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования. Учебное пособие. Изд-во ТГТУ, Тамбов, 2003. 224 с.