

УДК 66.011

Т. В. Лаптева, Н. Н. Зиятдинов, И. Д. Первухин

**ОПТИМАЛЬНОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ ПОДСИСТЕМЫ УЗЛА ЗАХОЛАЖИВАНИЯ ПИРОГАЗА
С УЧЁТОМ НЕОПРЕДЕЛЁННОСТИ ИСХОДНОЙ ИНФОРМАЦИИ**

Ключевые слова: оптимальное проектирование технологических процессов, оптимизация с учетом неопределенности, жесткие ограничения, функция гибкости.

Необходимость при проектировании химико-технологических систем учитывать имеющуюся неопределенность в исходной информации приводит к требованию гибкости проектируемой системы. В статье рассматривается проектирование оптимальной подсистемы узла захлаживания пирогаза. Задача решена на основе постановки двухэтапной задачи оптимизации с учетом требования на гибкость в виде функции гибкости. Полученные результаты показывают эффективность способа решения задачи.

Key words: optimal process design, optimization under uncertainty, two-stage optimization problem, hard constraints, flexibility test.

We must take into account uncertainty in the process of chemical process design. This leads to process flexibility analysis requirement. In this paper effective subsystem of pyrolysis gas chiller design problem is considered. The two-stage optimization test with process flexibility requirement was used for problem solving. The results obtained demonstrate the problem solving approach efficiency.

Введение

Проектирование новых и реконструкция существующих химико-технологических систем (ХТС) проводится в условиях частичной неполноты и неточности исходной информации. Необходимость учета такой неопределенности приводит к решению задач реконструкции ХТС в постановке двухэтапных задач оптимизации [1], [2]. В зависимости от проектных требований в задаче могут присутствовать как жесткие [2], так и мягкие [3] ограничения.

Требование гибкости или работоспособности к проектируемой ХТС приводит к учету ограничений на функцию гибкости [4], вычисление значения которой приводит к решению задачи недифференцируемой многоэкстремальной оптимизации [5].

Тогда задачу проектирования оптимальной гибкой ХТС можно представить в постановке двухэтапной задачи оптимизации [2].

Учет неопределенности в критерии задачи приводит к появлению операций многомерного интегрирования, требующих больших вычислительных затрат.

Нами предложен подход, позволяющий решать двухэтапную задачу оптимизации с учетом требования гибкости проектируемой ХТС [2], [6]. Для исключения операций многомерного интегрирования нами предложены различные подходы [7]. Предложенный метод решения задач проектирования оптимальных ХТС на основе двухэтапной задачи оптимизации с учетом требования гибкости в виде ограничения на значение функции гибкости [2] в данной работе будет применен к решению задачи реконструкции существующей подсистемы узла захлаживания пирогаза процесса выделения этан-этиленовой фракции.

Описание проектируемой системы

Технологический процесс выделения этан-этиленовой фракции из пирогаза может быть условно разделен на 2 стадии:

- предварительное охлаждение и деметанизация пирогаза;
- выделение этановой, этиленовой, пропиленовой фракций.

Объектом исследования была выбрана первая стадия: предварительное охлаждение и деметанизация пирогаза. Очищенный и осушенный пирогаз после блока осушки (К-204 А,Б,В) под давлением 36 кгс/см² и температурой 18-20 °С последовательно проходит несколько холодильников, охлаждаясь до температуры -130 °С. В холодильниках происходит прямоточная конденсация пирогаза с разделением паровой и жидкой фаз в сепараторах. Углеводородный конденсат через регулирующие клапаны, поддерживающие уровень в сепараторах, из сепараторов поступает на питающие тарелки метановой колонны на разделение. Для оптимального проектирования была выбрана часть подсистемы узла захлаживания пирогаза, состоящая из двух последовательно соединённых теплообменников (Т-303 и Т-302) и сепаратора (Е-314) (см. рис. 1).

Охлаждение пирогаза в холодильнике Т-302 происходит пропиленовым и этиленовым хладагентами с изотермой испарения -37 °С. Уровень хладагента в межтрубных пространствах холодильников регулируется регуляторами уровня, регулирующие клапаны которых установлены на линиях подачи хладагентов в холодильники. Охлаждение в холодильнике Т-303 происходит за счет испарения в межтрубном пространстве при давлении 7 кгс/см² кубового продукта (этана-рецикла) этиленовой колонны К-303, который после рекуперации холода в

холодильнике Т-301 направляется на печи пиролиза цеха 58-68 в качестве сырья.

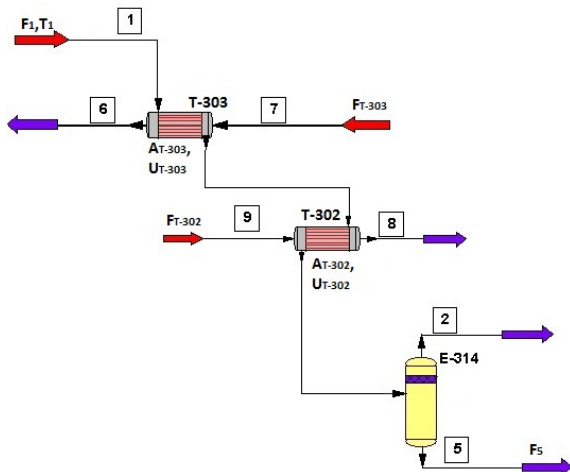


Рис. 1 – Технологическая схема подсистемы

Потоки хладагентов имеют температуры $T_{T303} = -40$, $T_{T302} = -39$, °С. Компонентами потока F_{T-303} являются CO_2 , C_2H_6 , C_3H_6 , C_3H_8 с массовыми долями 0,000282; 0,994631 ; 0,004794; 0,000293 соответственно. Компонентами потока F_{T-302} являются CO_2 , C_3H_6 , C_3H_8 с массовыми долями 0,000099; 0,98999; 0,009909 соответственно.

Основные технические характеристики теплообменного оборудования рассматриваемой системы составляют для теплообменника Т-303 (сталь 10Г2): высота 7850 мм, диаметры: кожуха 1200 мм, трубок 16 мм; толщина стенки трубки 1,6 мм; для теплообменника Т-302 (сталь 12Х18Н10Т): высота 6300 мм, диаметры: кожуха 2200/1400 мм, трубок 12,8 мм; толщина стенки трубки 1,6 мм. Вычисленные площади поверхностей теплообмена составили $A_{T303} = 332 \text{ м}^2$, $A_{T302} = 766 \text{ м}^2$.

Анализ данных о поступающем на узел захлаживания пирогаза позволил выявить несколько типовых составов пирогаза (см. табл. 4.3), а также диапазоны изменения температуры T_1 , °С, колебания общего расхода пирогаза F_1 , кг ч⁻¹:

$$-2,6 \leq T_1 \leq -2,0; \quad 64000 \leq F_1 \leq 69000.$$

Анализ теплообменного оборудования показывает, что в процессе эксплуатации его теплообменные характеристики изменяются, отсюда был сделан вывод, что коэффициент теплопередачи теплообменников Т-303 и Т-302 может изменяться. Диапазоны изменения коэффициентов теплопередачи U_{T303} , U_{T302} , Дж·м⁻²·К⁻¹·с⁻¹, теплообменного оборудования Т-303 и Т-302:

$$525 \leq U_{T303} \leq 550; \quad 480 \leq U_{T302} \leq 500.$$

Составы пирогаза, приведенные в таблице 1 и диапазоны изменения расхода и температуры потока пирогаза, а также коэффициентов теплопередачи теплообменников Т-303 и Т-302 составили существующую область неопределенности Ω_1 .

ОАО «Оргсинтез» рассматривает возмож-

ность увеличения производительности данной производственной линии завода Этилен-200, при этом ожидается увеличение расхода сырья (пирогаза) на 5 ÷ 7%, кроме того, возможно изменение диапазона входных температур пирогаза:

$$-2,6 \leq T_1 \leq 0,0; \quad 67000 \leq F_1 \leq 74000.$$

Новые диапазоны изменения параметров пирогаза, возможные составы пирогаза, диапазоны изменения коэффициентов теплопередачи теплообменного оборудования формируют ожидаемую область неопределенности исходной информации Ω_2 .

Как мы видим, ожидается расширение диапазонов изменения параметров потока пирогаза.. Вследствие этого необходимо проверить существующую установку на способность выполнять предъявляемые к ней требования, т.е. оставаться работоспособной. Для этого нужно:

- построить математическую модель рассматриваемой подсистемы,
- проанализировать адекватность математической модели путем проверки работоспособности подсистемы на существующей области неопределенности;
- проанализировать работоспособность рассматриваемой подсистемы на ожидаемой области неопределенности;
- спроектировать оптимальную гибкую подсистему узла захлаживания пирогаза

Таблица 1 – Возможные составы пирогаза, поступающие в узел захлаживания

Компонент	Номер состава				
	1	2	3	4	5
Массовая доля					
H ₂	0,0455	0,0428	0,0428	0,0467	0,0446
CO ₂	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005
CH ₄	0,0581	0,0511	0,0517	0,0592	0,0567
C ₂ H ₂	0,0043	0,0038	0,0033	0,0045	0,0041
C ₂ H ₆	0,3382	0,3665	0,3781	0,3305	0,3471
C ₂ H ₄	0,5214	0,5044	0,4940	0,5278	0,5171
C ₃ H ₆	0,0125	0,0119	0,0124	0,0124	0,0120
C ₃ H ₈	0,0015	0,0015	0,0015	0,0013	0,0013
C ₄ H ₆	0,0136	0,0129	0,0111	0,0131	0,0123
C ₄ H ₁₀	0,0020	0,0023	0,0023	0,0020	0,0020
C ₄ H ₈	0,0016	0,0019	0,0019	0,0016	0,0019
C ₆ H ₆	0,0008	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004

Математическая модель подсистемы узла захлаживания пирогаза

Математическая модель включает математические модели теплообменников Т-302 и Т-303, а также сепаратора Е-314, в котором происходит разделение охлажденного пирогаза на газовую и жидкую фазы. В холодильнике Т-303 охлаждение проводится за счёт испарения хладагента в межтрубном пространстве, тогда математическая модель теплообменного оборудования должна учитывать возможность моделирования процесса испарения.

Для компьютерного моделирования подсист-

темы использовалась универсальная моделирующая программа Chemcad. В качестве математической модели теплообменников была взята модель HXTR Chemcad, для расчёта сепаратора – модель одно-кратного испарения FLASH Chemcad. Расчёт констант фазового равновесия проводился по модели Соаве-Редлиха-Квонга (SRK). Расчёт энтальпии проводился также по методике SRK. Транспортные свойства смесей рассчитывались по моделям, предложенным разработчиками Chemcad – моделям Library [8].

Математическая модель теплообменника.

Рассматривалась математическая модель теплообменника для определения параметров потоков, выходящих из теплообменника (температуры либо энтальпии), при заданных значениях параметров входных потоков, значении поверхности теплообмена аппарата, значении коэффициента теплопередачи.

Для аппаратов с изменением агрегатного состояния обоих потоков балансовое уравнение по энтальпии имеет вид:

$$Q = D_1(h_{1,h} - h_{2,h})\eta_{\Sigma} = D_2(h_{2,c} - h_{1,c}) \quad (1)$$

где Q – тепловая производительность аппарата, Вт; D_1, D_2 – расходы теплоносителей, изменяющих свое агрегатное состояние, кг/с; $h_{1,h}, h_{2,c}$ – энтальпия греющего и нагретого потоков, Дж/кг; $h_{2,h}$ – энтальпия охлаждённого потока, Дж/кг; $h_{1,c}$ – энтальпия нагреваемого потока на входе в теплообменник, Дж/кг; η_{Σ} – коэффициент учёта потерь тепла в окружающую среду, обычно 0.96 [9].

В том случае, если какой-либо из потоков не претерпевает изменения агрегатного состояния, соответствующий ему компонент балансового уравнения будет записан в виде $D_n c_p (t_2 - t_1)$, где D_n – расход такого потока, m^2 , t_2, t_1 – наибольшая и наименьшая температуры потока, соответственно, $^{\circ}C$, c_p – удельная теплоёмкость смеси потока.

В случае, если не изменяется агрегатное состояние горячего потока, балансовое уравнение примет вид

$$Q = D_1 c_{p,h} (t_{1,h} - t_{2,h})\eta_{\Sigma} = D_2 (h_{2,c} - h_{1,c}) \quad (2)$$

где $t_{1,h}, t_{2,h}$ – температура охлаждённого потока на входе в теплообменник и выходе из него, соответственно, $^{\circ}C$, $c_{p,h}$ – удельная теплоёмкость горячего потока, Дж/(кг К).

Значение тепловой производительности аппарата при известной поверхности теплообмена A_T, m^2 , вычисляется как

$$Q = K \cdot A_T \cdot \Delta t_m \quad (3)$$

где K – коэффициент теплопередачи в теплообменнике, Вт/($m^2 K$); Δt_m – средняя разность температур между теплоносителями, $^{\circ}C$, определяется как

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_h - \Delta t_l}{\ln(\Delta t_h / \Delta t_l)},$$

где Δt_h – большая разность температур теплоноси-

телей на концах аппарата, Δt_l – меньшая.

При изменении агрегатного состояния теплоносителя его температура постоянна вдоль всей поверхности теплопередачи и равна температуре кипения (или конденсации), зависящей от давления и состава теплоносителя.

Таким образом, получаем систему из двух уравнений (1), (3) с двумя неизвестными $h_{2,c}, h_{2,h}$, на основе которых будут вычислены энтальпии потоков, претерпевающих изменение агрегатного состояния. Для случая, когда один из потоков не изменяет агрегатного состояния, имеем систему из двух уравнений (2), (3) с двумя неизвестными $h_{2,c}, t_{2,h}$.

Величина энтальпии рассчитывается как зависящая от энтропии, свободной энергии Гельмгольца и коэффициента сжимаемости [10]

$$\Delta H = \Delta A + T \Delta S + RT(Z - 1) \quad (4)$$

где

$$Z = \frac{PV}{RT} = \frac{V}{V - b_m} - \frac{0,42748023}{0,08664035} \frac{b_m}{V + b_m} F_m$$

$$F_m = \frac{\sum_i \sum_j y_i y_j (1 - k_{ij}) [(T_{c,i} T_{c,j} / (P_{c,i} P_{c,j})) F_i F_j]^{0.5}}{\sum_j y_j (T_{c,j} / P_{c,j})}$$

$$b_m = \sum_j y_j b_j, \quad b_j = \frac{0,08664035}{P_{c,j}}$$

$$F_j = \frac{1}{T} [1 + (0,48 + 1,574 \omega_j^2) (1 - T^{0.5})]^2$$

$$T_{c,m} = \frac{\sum_j y_j (T_{c,j}^{5/2} / P_{c,j})^{0.5}}{\sum_j y_j (T_{c,j} / P_{c,j})}$$

$$P_{c,m} = \frac{T_{c,m}}{\sum_j y_j (T_{c,j} / P_{c,j})}$$

здесь k_{ij} – параметры взаимодействия, ω – фактор ацентричности, изменение свободной энергии Гельмгольца рассчитывается как

$$\Delta A = RT \left(-\ln \frac{V - b}{V} - \frac{\beta}{b} \ln \frac{V + b}{V} - \ln \frac{V}{V_0} \right)$$

$$\beta = \sum_i \sum_j y_i y_j (1 - k_{ij}) \left(\frac{0,42748^2}{0,08664^2} b_i b_j F_i F_j \right)^{0.5}$$

Энтропия вычисляется по формулам

$$\Delta S = R \left(\ln \frac{V - b}{V} - \frac{\gamma}{b} \ln \frac{V + b}{V} + \ln \frac{V}{V_0} \right)$$

$$\gamma = -0,5 \sum_i \sum_j y_i y_j (1 - k_{ij}) \left(\frac{0,42748^2}{0,08664^2} b_i b_j F_i F_j \right)^{0.5} \times \left(\frac{\bar{f} \omega_i}{F_i^{0.5}} + \frac{\bar{f} \omega_j}{F_j^{0.5}} \right)$$

$$f\omega_j = 0,480 + 1,574\omega_j - 0,176\omega_j^2, \quad \omega = \sum_j y_j \omega_j$$

Коэффициент теплопередачи K в большинстве случаев по поверхности теплообмена изменяется незначительно, и его можно принять постоянным, если коэффициенты теплоотдачи отнесены к средним температурам теплоносителей.

Для расчёта аппаратов с цилиндрическими трубами, толщина стенки которых не больше 2,5 мм, можно пользоваться формулой для плоской стенки. Коэффициент теплопередачи, Вт/(м² К), для плоской загрязненной стенки определяется по формуле

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2} + R_{заг}} \quad (5)$$

где α_1, α_2 – коэффициенты теплоотдачи для горячего и холодного потоков, Вт/(м² К); $\lambda_{ст}$, $\delta_{ст}$ – коэффициент теплопроводности материала трубы, Вт/(мК), толщина стенки трубы, м, соответственно; $R_{заг}$ – термическое сопротивление загрязнений с обеих сторон стенки, (м² К)/Вт.

Значение коэффициента теплоотдачи α_1 в прямых трубах при $Re > 10000$ вычисляется из уравнения [10]

$$\alpha_1 l / \lambda = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{ст})^{0,25} \quad (6)$$

$$Re = wl / v$$

$$Pr = vc_p \rho / \lambda$$

где индекс «ст» означает, что значения физико-химических свойств жидкости нужно брать при температуре стенки; l – длина трубки, м; λ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м К); ε_l – поправочный коэффициент, берётся из [11]; w – скорость, м/с²; v – кинематический коэффициент вязкости, м²/с; c_p – удельная теплоёмкость, Дж/(кг К); ρ – значение плотности, кг/м³.

Среднее значение коэффициента теплоотдачи α_2 при конденсации пара на наружной поверхности горизонтальных труб диаметром d , м, [10], вычисляется по формуле

$$\alpha_2 = 0,7284 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\mu \Delta t d}} \quad (7)$$

где λ, ρ, μ – коэффициенты теплопроводности, Вт/(м К), плотности, кг/м³, динамической вязкости пленки конденсата, Па с, соответственно, g – ускорение свободного падения, м/с², r – теплота фазового превращения при $\Delta t = t_{кнд} - t_{ст}$, $t_{кнд}$, $t_{ст}$ – температура конденсации и стенки, соответственно, °С.

Как следует из приведённых формул для расчёта значения коэффициента теплопередачи, источниками неопределённости являются изменение

состава пирогаза и термического сопротивления загрязнения.

Плотность, кг/моль/м³, рассчитывается как [8]

$$\rho_l = A / (B^{1+(1-T/C)^D})$$

где A, B, C, D – коэффициенты библиотеки ChemCad, T – температура, К.

Вязкость, сп, рассчитывается по библиотечному методу ChemCad [8]

$$\mu = \frac{(\mu_\xi)^0 + \omega_m (\mu_\xi)^1}{\xi}$$

$$\xi = \frac{T_{c,m}^{1/6}}{m_W^{0,5} P_{c,m}^{2/3}}$$

$$(\mu_\xi)^0 = 0,015174 - 0,02135 T_{c,m} + 0,0075 T_{c,m}^2$$

$$(\mu_\xi)^1 = 0,042552 - 0,07674 T_{c,m} + 0,0340 T_{c,m}^2$$

здесь $T_{c,m}, P_{c,m}$ – критические температура и давление смеси, m_W – молекулярный вес, ω_m – правило смешивания для фактора ацентричности: $\omega_m = \sum_j y_j \omega_j$.

Критические температура и давление смеси определяются через критическую температуру $T_{c,j}$ и давление $P_{c,j}$ чистых веществ по формулам SRK [10].

Математическая модель сепаратора. Модель сепарации предназначена для расчёта количества и составов паровой и жидкой фаз на основе определения доли отгона и константы фазового равновесия.

Для вычисления доли отгона используется уравнение [12]

$$\sum_i \frac{u_i}{1 + e(k_i - 1)} = 1 \quad (8)$$

где i – номер компонента в смеси, u_i – мольная доля i -го компонента во входном потоке, e – мольная доля пара (доля отгона), $k_i = y_i/x_i$ – константа фазового равновесия i -го компонента.

Доля i -го компонента в жидкой фазе вычисляется на основе соотношения

$$x_i = \frac{u_i}{1 + e(k_i - 1)} \quad (9)$$

Доля i -го компонента в газовой фазе вычисляется на основе соотношения

$$y_i = k_i \cdot x_i \quad (10)$$

Для расчёта констант фазового равновесия была выбрана модель SRK. Согласно этой модели расчёт константы производится по формуле

$$k_i = \frac{\Phi_i^V P}{\gamma_i f_i} \quad (11)$$

где Φ_i^V – коэффициент фугитивности паровой фазы

i -го компонента, P – давление, γ_i – коэффициент активности i -го компонента, f_i – фугитивность чистой жидкости компонента i .

Коэффициент активности находим из соотношения [15]

$$RT \ln \gamma_i = \left(\frac{dG^E}{dn_i} \right) \quad (12)$$

где G^E – энергия Гиббса – вычисляется по модели SRK [14]

$$G^E(T, V) = G^0(T) 10RT \ln(V - b) - \frac{a\alpha}{b} \ln \frac{V+b}{V} + PV \quad (13)$$

$$a = 0,42747(10RT_{c,m})^2 / P_{c,m}$$

$$b = 0,8664RT_{c,m} / P_{c,m}$$

$$\alpha = [1 + (0,48 + 1,574\omega - 0,176\omega^2)(1 - \sqrt{T/T_{c,m}})]^2$$

здесь T – температура, V – объём, R – универсальная газовая постоянная, P – давление, $T_{c,m}, P_{c,m}$ – критические температура и давление смеси, $T_{c,j}, P_{c,j}$ – критические температура и давление j -го компонента.

Объём пара находим из уравнения состояния SRK

$$Z = \frac{PV}{RT} = \frac{V}{V-b} - \frac{0,42748023}{0,08664035} \frac{b}{V-b} F \quad (14)$$

где

$$b = \sum_i y_i b_i,$$

$$F = \frac{\sum_i \sum_j y_i y_j (1 - k_{ij}) [(T_{c,i} T_{c,j} / (P_{c,i} P_{c,j})) F_i F_j]^{0,5}}{\sum_j y_j (T_{c,j} / P_{c,j})}$$

$$F_j = \frac{[1 + (0,48 + 1,574\omega_j - 0,176\omega_j^2)(1 - T^{0,5})]^2}{T}$$

здесь k_{ij} – параметры взаимодействия, ω – фактор ацентричности.

Вычисление значения коэффициента фугитивности. Значение коэффициента фугитивности находим из зависимости SRK [14]

$$\ln \Phi_i^V = \ln \frac{V}{V-b} + \frac{b_i}{V-b} - \ln Z + \frac{ab_i}{RT^{2/3}b^2} \left(\ln \frac{V+b}{V} + \frac{b}{V+b} \right) - \frac{2 \sum_j y_j a_{ij}}{RT^{3/2}b} \ln \frac{V+b}{V} \quad (15)$$

$$b = \sum_j y_j b_j, \quad a = \sum_i \sum_j y_i y_j a_{ij},$$

в первом приближении $a_{ij} = (a_i a_j)^{0,5}$,

$$b_j = \frac{0,08664035 RT_{c,j}}{P_{c,j}},$$

$$a_j = 0,42747(10RT)^2 / P_{c,j}$$

Значение фугитивности f_i находим из соотношения фугитивность / давление [8]

$$\ln \frac{f_i}{P} = \frac{A - A^0}{RT} + \ln \frac{V}{V^0} + (Z - 1) - \ln Z \quad (16)$$

где значение коэффициента сжимаемости находится согласно модели SRK

$$Z_i = \frac{PV}{RT} = \frac{V}{V-b_i} - \frac{0,42748023}{0,08664035} \frac{b_i}{V-b_i} F_i \quad (17)$$

изменение свободной энергии Гельмгольца ($A - A^0$) рассчитывается как

$$A - A^0 = RT \left(-\ln \frac{V-b}{V} - \frac{\beta}{b} \ln \frac{V+b}{V} - \ln \frac{V}{V^0} \right) \quad (18)$$

$$\beta = \sum_i \sum_j y_i y_j (1 - k_{ij}) \left(\frac{0,42748^2}{0,08664^2} b_i b_j F_i F_j \right)^{0,5}$$

Формулы (11)-(14) задают алгоритм вычисления коэффициента k_i , расчёт которого проводится итерационно с вычислением доли отгона, уравнения (8)-(10).

Модель сепаратора рассчитывается итерационно в соответствии со следующим алгоритмом:

1. Расчёт коэффициента фазового равновесия по формулам: (13)-(18).
2. Вычисление доли отгона из уравнения (8).
3. Вычисление мольных долей веществ в газовой фазе по уравнению (9) и в газовой фазе по уравнению (10).

Анализ работоспособности подсистемы узла захлаживания пирогаза

Анализ работоспособности на существующей области неопределенности. Для анализа работоспособности подсистемы необходимо вычислить значение функции гибкости [4] подсистемы на заданной области неопределенности. Для вычисления значения функции гибкости были сформулированы требования к установке в виде ограничений на качество разделения по этилену и метану:

$$\frac{F_{5,C2H4}}{F_{1,C2H4}} \geq 0,2 \quad (19)$$

$$\frac{F_{5,CH4}}{F_{1,CH4}} \leq 0,075 \quad (20)$$

где $F_{1,C2H4}, F_{5,C2H4}$ – расходы этилена в потоке пирогаза на входе в подсистему и в жидкой фракции на выходе из сепаратора, кг/ч, соответственно, $F_{1,CH4}, F_{5,CH4}$ – расходы метана в потоке пирогаза на входе в подсистему и в жидкой фракции на выходе из сепаратора, кг/ч, соответственно.

Учёт дискретного неопределённого параметра – возможного состава пирогаза – производится путём введения в задачу дополнительного блока ограничений вида (19)-(20) на каждый вариант со-

става пирогаза.

В качестве управляющих поисковых переменных z были выбраны расходы хладагентов в теплообменники Т-303, Т-302. Анализ работы установок, с которых на рассматриваемую подсистему поступают хладагенты, выявил возможность изменения общего расхода хладагентов, кг/ч:

$$\text{в Т-303} \quad 20000 \leq F_{T-303} \leq 25000 \quad (21)$$

$$\text{в Т-302} \quad 4000 \leq F_{T-302} \leq 4500 \quad (22)$$

В качестве конструктивных параметров были выбраны поверхности теплообмена теплообменников A_{T303}, A_{T302} . В качестве неопределённых параметров θ выбраны:

- составы пирогаза $\chi_{1,j}$, кг/ч;

- расход F_1 , кг/ч, и температура пирогаза T_1 , °С,

на входе в подсистему;

- коэффициенты теплопередачи теплообменников

U_{T303} и U_{T302} , Вт/(м² К).

В качестве области неопределённости используется область Ω_1 , заданная в интервальном и дискретном виде.

Тогда задачу анализа гибкости подсистемы узла захлаживания пирогаза можно сформулировать следующим образом: вычислить значение функции гибкости

$$\chi_1 = \max_{\theta \in \Omega_1} \min_z \max_{j=1,2} g_j \quad (23)$$

При вычислении функции (23) необходимо учитывать, что для любых θ можно использовать только такое z , при котором существует решение системы уравнений, представляющих математическую модель системы

$$\varphi(A_{T303}, A_{T302}, z, \theta) = 0. \quad (24)$$

Для решения задачи (23) с учетом требования (24) использован разработанный алгоритм, описанный в [2].

Значение функции гибкости для подсистемы узла захлаживания пирогаза с учётом частичной неопределённости исходной информации при

$$A_{T303} = 332 \text{ м}^2, A_{T302} = 766 \text{ м}^2:$$

$$\chi_1 = -0,001293.$$

Следовательно, для любых значений неопределённых параметров из заданной области неопределённости Ω_1 найдутся такие значения управляющих переменных, при которых существующая конструкция будет выполнять предъявляемые к ней требования. Таким образом, существующая подсистема является гибкой на существующей области неопределённости. Полученное решение подтверждает адекватность математической модели узла захлаживания.

Анализ работоспособности на ожидаемой области неопределённости. Вычислим значение функции гибкости подсистемы на ожидаемой области неопределённости. В качестве ограничений по-прежнему используем (19)-(20). Учёт дискретного неопределённого параметра проводится как в предыдущей задаче. Управляющие и конструктивные

переменные те же, что и в предыдущей задаче. Набор неопределённых параметров не изменился. В качестве области неопределённости используется область Ω_2 , заданная в интервальном и дискретном виде.

Тогда задачу анализа гибкости подсистемы узла захлаживания пирогаза можно сформулировать следующим образом: вычислить значение функции гибкости

$$\chi_2 = \max_{\theta \in \Omega_2} \min_z \max_{j=1,2} g_j. \quad (25)$$

Так же, как и в случае расчета χ_1 будем учитывать требование (24). Для решения задачи (23) использован разработанный алгоритм, описанный в [2].

Значение функции гибкости для подсистемы узла захлаживания пирогаза с учётом частичной неопределённости исходной информации при

$$A_{T303} = 332 \text{ м}^2, A_{T302} = 766 \text{ м}^2:$$

$$\chi_2 = 0,005408.$$

Следовательно, найдутся такие значения неопределённых параметров из заданной области неопределённости Ω_2 , для которых невозможно подобрать значения управляющих переменных, при которых существующая конструкция будет выполнять предъявляемые к ней требования. Таким образом, существующая подсистема не является гибкой на ожидаемой области неопределённости Ω_2 .

Исходя из полученного значения функции гибкости на ожидаемой области неопределённости, было решено спроектировать новую эффективную работоспособную подсистему узла захлаживания пирогаза.

Проектирование оптимальной подсистемы узла захлаживания пирогаза на ожидаемой области неопределённости

Для решения задачи оптимального проектирования необходимо сформулировать критерий оптимальности. В качестве критерия оптимальности будем использовать критерий приведённых затрат, предложенный Дытнерским Ю.И. в [15]:

$$R = (E + K_a + K_p) \times \\ \times (C_T + C_M + k_{M1}N_1 + k_{M2}N_2) + \\ + k_e \tau (N_1 + N_2) \quad (26)$$

где $E = 0,15$ – нормативный коэффициент эффективности капиталовложений, $K_a = 0,06$ – амортизационные отчисления, $K_p = 0,02$ – расходы на текущий ремонт и содержание оборудования, C_T – стоимость теплообменников, C_M – затраты на монтаж теплообменников (для i -го теплообменника $C_{M_i} = 0,1 C_{T_i}$), k_{M1}, k_{M2} – стоимость единицы установочной мощности нагнетателей (поскольку существующие нагнетатели обладают достаточным запасом мощности, и их замена не планируется, то $k_{M1} = k_{M2} = 0$), N_1, N_2 – мощности нагнетателей

для потоков хладагентов, $k_e = 2,77 \text{ руб}/(\text{кВтч})$ – стоимость единицы потребляемой энергии для нагревателей, $\tau = 7824$ – число часов работы оборудования в году с учетом возможного ремонта.

Таким образом, формула (26) принимает вид:

$$R = 0,253 C_T + 21642,7488 (N_1 + N_2) \quad (27)$$

Выразим стоимость теплообменника через площадь его поверхности. Будем полагать, что стоимость теплообменника состоит из стоимости стали (C_T), из которой он был произведен, и труда рабочих, который составляет $\delta_{\text{труд}} = 30\%$ от итоговой стоимости теплообменника. Предположим, что масса труб составляет $\delta_{\text{труб}} = 40\%$ от итоговой массы теплообменника. Формула для расчета стоимости теплообменника примет вид:

$$C_T = \frac{A_T \rho_{\text{стенки}} s_{\text{стенки}} C_{\text{стали}}}{\delta_{\text{труб}} (1 - \delta_{\text{труд}})} \quad (28)$$

где поверхность теплообмена A_T

$$A_T = \pi (d_{\text{труб}} - s_{\text{стенки}}) l_{\text{труб}} n_{\text{труб}}, \quad (29)$$

где $l_{\text{труб}}$ – длина, $s_{\text{стенки}}$ – толщина стенки, $d_{\text{труб}}$ – диаметр трубы, $\rho_{\text{стенки}}$ – удельная плотность материала стенок (Т-302 – 7920, Т-303 – 7790, $\text{кг}/\text{м}^3$).

Получаем следующий вид критерия для задачи оптимального проектирования гибкой подсистемы узла захлаживания пирогаза:

$$R = 5815,0665 A_{T303} + 7213,536 A_{T302} + 21642,7488 (N_1 + N_2) \quad (30)$$

В качестве ограничений задачи проектирования оптимальной подсистемы будут использоваться ограничения (4.1)-(4.2). Поисковыми переменными задачи проектирования будут:

- управляющие переменные – расходы хладагентов F_{T-303}, F_{T-302} в теплообменники, диапазоны изменения которых приведены в (21)-(22).
- конструктивные переменные – поверхности теплообмена теплообменников, A_{T303}, A_{T302} .

В качестве неопределенных параметров выбраны те же параметры, что и в анализе гибкости. В качестве области неопределенности Ω_2 используется существующая область, заданная в интервальном и дискретном виде.

Задача проектирования оптимальной подсистемы формулируется следующим образом: найти такие значения конструктивных переменных A_{T303}, A_{T302} и управлений z , при которых значение критерия (30) будет минимальным, и будут выполняться ограничения (19)-(20) на всей области неопределенности Ω_2 . Последнее требование может обеспечивать включение ограничения

$$\chi_2 \leq 0,$$

где функция гибкости χ_2 задается в виде (25) с учетом (24).

Тогда двухэтапная задача оптимизации для проектирования оптимальной гибкой ХТС на области неопределенности Ω_2 примет вид

$$\min_{A_{T303}, A_{T302}, z} E_\theta[R(A_{T303}, A_{T302}, z, \theta)] \quad (31)$$

$$\chi_2 \leq 0$$

Для решения задачи (31) использован подход, описанный в [2].

Результаты

Результат решения задачи проектирования оптимальной гибкой подсистемы узла захлаживания пирогаза приведён в таблице 2, для сравнения приведено значение критерия, вычисленного для работающей системы. В таблице С – существующая

система, П – предлагаемая, $\Delta = \left| \frac{R - R_0}{R_0} \right|$.

Таблица 2 – Решение задачи оптимального проектирования подсистемы узла захлаживания пирогаза

Система	$A_{T303}, \text{м}^2$	$A_{T302}, \text{м}^2$	R, руб/год	Экономия, руб/год	Δ
С	332	766	7898752	---	---
П	400	600	7768142	130610	1.68%

Заметим, что в оптимальном решении значение площади поверхности теплообменника Т-302 уменьшилось в сравнении с исходным, но следует учитывать, что этот теплообменник является конструктивно более сложным (следовательно, более дорогим в производстве) изделием. Подобные результаты (уменьшение значения одной из поисковых величин от номинального в результате решения задачи оптимизации) были получены при проектировании сети теплообменников Ciric и Floudas [16], Yee и Grossmann [17], а также Yan, Yang и Huang [18].

Литература

1. Т.В. Лаптева, Н.Н. Зиятдинов, И.В. Зайцев, Вестник Казан. технол. ун-та, **15**, 24, 139-146, (2012).
2. Г.М. Островский, Н.Н. Зиятдинов, Т.В. Лаптева, И.Д. Первухин. Системы управления и информационные технологии, **2**, 36, 83-87, (2009).
3. Т.В. Лаптева, Н.Н. Зиятдинов, Д.Д. Первухин, Г.М. Островский. Вестник Казан. технол. ун-та, **14**, 9, 281-287, (2011).
4. G.M. Ostrovskii, N.N. Ziyatdinov, T.V. Lapteva, I.D. Pervukhin. Theoretical Foundations of Chemical Engineering, **41**, 3, 235-246, (2007).
5. Г.М. Островский, Н.Н. Зиятдинов, Т.В. Лаптева. Оптимизация технических систем. М.: КНОРУС, 2012, 422 с.
6. Т.В. Лаптева, Н.Н. Зиятдинов, Д.Д. Первухин. Вестн. Казан. технол. ун-та, **15**, 11, 268-271, (2012).
7. Т.В. Лаптева, Н.Н. Зиятдинов, Д.Д. Первухин. Вестник Казан. технол. ун-та, **15**, 12, 216-219, (2012).
8. J.E. Edwards. Chemical Engineering in Practice: Design, Simulation and Implementation. P & I Design LTd, 2011. 500 p.
9. С.В. Дахин. Расчет рекуперативных теплообменных аппаратов непрерывного действия. Воронеж: ГОУ ВПО «Воронежский государственный технический универси-

тет», 2008, 100 с.

10. Р. Рид, Дж. Праусниц, Т. Шервуд. *Свойства газов и жидкостей*. Л.: Химия, 1977, 592 с.

11. К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987. 572 с.

12. В.В. Кафаров. *Разделение многокомпонентных смесей в химической технологии. Методы расчета*. М.: Московский химико-технологический институт, 1987, 84 с.

13. Ю.А. Комиссаров, Д.К. Шанг. Вестник АГТУ, **1**, 43-51,

(2011).

14. В.А. Простаков. Вестн. моск. ун-та, **51**, 2, с. 81-90.

15. Ю.И. Дытнерский. *Процессы и аппараты химической технологии. Часть 1*. М.: Химия, 1995, 400 с.

16. A.R. Ciric, C.A. Floudas. Comput. Chem. Eng., **15**, 385–396, (1990).

17. T.F. Yee, I.E. Grossmann. Comput. Chem. Eng., **14**, 10, 1165-1184. (1990).

18. Q.Z. Yan, Y.H. Yang, Y.L. Huang. AIChE J., **47**, 10, 2253-2276, (2001).

© **Т. В. Лаптева** - к.т.н., доцент кафедры системотехники КНИТУ, tanlapteva@yandex.ru; **Н. Н. Зиятдинов** - д.т.н., проф., зав. каф. системотехники КНИТУ, nnziat@yandex.ru; **И. Д. Первухин** – вед. программист ЦНИТ КНИТУ, pervuhin@kstu.ru.