

МЕТОДЫ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ

УДК 621.165

Алексей Евгеньевич Барочкин

ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина», кандидат технических наук, доцент кафедры тепловых электрических станций, Россия, Иваново, телефон (4932) 26-99-13, e-mail: acorp27@yandex.ru

Владимир Павлович Жуков

ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина», доктор технических наук, профессор, зав. кафедрой прикладной математики, Россия, Иваново, телефон (4932) 26-97-45, e-mail: zhukov-home@yandex.ru

Мария Сергеевна Шумилова

ФГБОУВО «Ивановский государственный химико-технологический университет», магистрант, Россия, Иваново, e-mail: bobrova_m_s@mail.ru

Евгений Витальевич Барочкин

ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина», доктор технических наук, профессор кафедры тепловых электрических станций, Россия, Иваново, телефон (4932) 26-99-13, e-mail: bar@ivenser.com

Антон Николаевич Беляков

ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина», доктор технических наук, доцент кафедры прикладной математики, Россия, Иваново, телефон (4932) 26-97-45, e-mail: ab_pm@mail.ru

Оптимизация структуры и режима работы сложных теплообменных систем с многокомпонентными теплоносителями

Авторское резюме

Состояние вопроса. Для проведения расчетных исследований при поиске эффективных решений требуются адекватные модели и методы расчета технологических систем. Известны подходы к моделированию теплообмена в многоступенчатых аппаратах с многокомпонентными теплоносителями, на основе которых могут выполняться проверочные расчеты сложных систем. Однако наряду с проведением проверочного расчета часто возникает необходимость проведения проектных расчетов, в ходе которых решаются задачи повышения эффективности функционирования таких систем. Постановка оптимизационных задач выбора оптимальной структуры и режима работы теплообменных установок и их использование при выполнении проектных расчетов является актуальной задачей, стоящей перед энергетикой и смежными отраслями промышленности.

Материалы и методы. Для моделирования теплообменных систем используются матричные уравнения баланса массы и энергии, для решения оптимизационных задач применяются методы математического программирования.

Результаты. В рамках ранее разработанной модели тепломассообмена в многоступенчатых теплообменных аппаратах с многокомпонентными теплоносителями сформулирована и решена задача оптимизации структуры и режима работы тепломассообменных систем для теплоносителей, состоящих из смеси компонентов с разной температурой кипения. Представлено решение данной задачи, позволяющее оценить эффективность технологической системы по выбранной целевой функции.

Выводы. Полученные результаты могут быть использованы в энергетической, химической и пищевой отраслях промышленности для повышения эффективности ресурсо- и энергосберегающих технологий при получении товарных продуктов с допустимым содержанием примесей.

Ключевые слова: целевая функция, параметры оптимизации, математическая модель, тепломассообменные системы, баланс энергии, баланс массы, многокомпонентные смеси, ректификация, многоступенчатые системы

Aleksei Evgenyevich Barochkin

Ivanovo State Power Engineering University, Candidate of Engineering Sciences (PhD), Associate Professor of the Heat Power Plants Department, Russia, Ivanovo, telephone (4932) 26-99-13, e-mail: acorp27@yandex.ru

Vladimir Pavlovich Zhukov

Ivanovo State Power Engineering University, Doctor of Engineering Sciences (Postdoctoral degree), Head of the Applied Mathematics Department, Russia, Ivanovo, telephone (4932) 26-97-45, e-mail: zhukov-home@yandex.ru

Maria Sergeevna Shumilova

Ivanovo State State University of Chemical Technology, the master's student, Russia, Ivanovo, e-mail: bobrova_m_s@mail.ru

Evgeny Vitalievich Barochkin

Ivanovo State Power Engineering University, Doctor of Engineering Sciences (Postdoctoral degree), Professor of the Heat Power Plants Department, Russia, Ivanovo, telephone (4932) 26-99-13, e-mail: bar@ivenser.com

Anton Nikolaevich Belyakov

Ivanovo State Power Engineering University, Doctor of Engineering Sciences (Post-doctoral degree), Associate Professor of the Applied Mathematics Department, Russia, Ivanovo, e-mail: ab_pm@mail.ru

Optimization of the structure and mode of operation of complex heat and mass transfer multicomponent systems

Abstract

Background. To conduct computational research in the search for effective solutions, adequate models and methods for calculating technological systems are required. Known approaches to modeling heat and mass transfer in multi-stage devices with multicomponent fluids, based on which verification calculations of complex systems can be performed. However, along with the verification calculation, the necessity of carrying out design calculations often arises, during which the tasks of increasing the efficiency of the functioning of such systems are solved. The formulation of optimization problems of choosing the optimal structure and operating mode of heat and mass transfer plants and their use in performing design calculations is an urgent task facing the energy sector and related industries.

Materials and methods. To simulate heat and mass transfer systems, the matrix equations of mass and energy balance are used, and mathematical programming methods are used to solve optimization problems.

Results. In the framework of the previously developed model of heat and mass transfer in multistage heat exchangers with multicomponent heat transfer media, the problem of optimizing the structure and operating modes of the system of such heat transfer apparatuses consisting of a mixture of components with different boiling points is formulated and solved. An example of solving this problem is given, which allows one to evaluate the efficiency of component separation and the quality of finished products for the selected objective function.

Conclusions. The results can be used in the energy, chemical and food industries to increase the efficiency of resource and energy saving technologies and to obtain pure components with a normalized impurity content in solving problems of choosing the optimal structures and operating modes of similar systems.

Key words: objective function, optimization parameters, mathematical model, heat and mass transfer systems, energy balance, mass balance, multicomponent mixtures, rectification, multistage systems

DOI: 10.17588/2072-2672.2020.4.055-063

Введение. В ряде технологий в энергетической, нефтехимической и пищевой отраслях промышленности из исходного сырья требуется получить несколько готовых продуктов, каждый из которых обладает своими потребительскими свойствами. В энергетике примером таких технологий являются системы оптимального распределения тепловой и электрической нагрузок между энергетическими агрегатами или технология приготовления и фракционирования топлива для эффективного его сжигания. На нефтеперерабатывающих заводах в ректификационных установках происходит разделение нефти и нефтепродуктов на компоненты или фракции, которые имеют разные температуры кипения: бензин, керосин, лигроин, дизельное топливо, мазут и др. [1–5]. Производительность по готовым продуктам и экономическая эффективность таких систем могут существенно зависеть от структуры технологической схемы и режима ее функционирования. Мероприятия, направленные на совершенствование таких технологий, наиболее эффективно могут быть реализованы на основе простых и адекватных моделей и методов расчета, позволяющих учитывать специфику анализируемых процессов. Разработка и реализация оптимальных технологий получения готовых продуктов требуемого качества является актуальной задачей для пищевой, химической и энергетической отраслей промышленности.

Объектом предлагаемого исследования являются многопоточные многоступенчатые системы тепломассообмена [6–11]. В качестве предмета исследования рассматривается постановка и решение задач оптимизации многоступенчатых тепломассообменных систем, в которых в качестве одного из теплоносителей используется смесь компонентов с разными температурами кипения [4–6].

Целью исследования является повышение эффективности проектирования и функционирования многопоточных многоступенчатых систем, где один из теплоносителей является смесью компонентов с разными температурами кипения.

Для достижения поставленной цели решаются следующие задачи:

- постановка задачи оптимизации процессов тепломассообмена в системе многоступенчатых теплообменных аппара-

тов, один из теплоносителей в которой представлен многокомпонентной смесью;

- решение оптимизационной задачи для многоступенчатой системы тепломассообмена, один из теплоносителей которой представлен смесью компонентов с разными температурами кипения.

Методы исследования. Для моделирования тепломассообменных систем используются уравнения баланса массы и энергии и методология матричной формализации расчета и анализа сложных технологических систем с произвольной конфигурацией связей между подсистемами [7–11], для решения оптимизационных задач применяются методы математического программирования [12–14].

При постановке оптимизационных задач и анализе их решения используется следующая терминология [6]. При классификации систем по числу ступеней выделяются одноступенчатые и многоступенчатые системы. К многоступенчатым относятся системы, которые включают две и более ступеней. По числу компонентов выделяются однокомпонентные и многокомпонентные системы. К многокомпонентным системам относятся системы, в которых в качестве одного из теплоносителей рассматривается смесь компонентов с разными температурами кипения. По числу потоков теплоносителей системы подразделяются на однопоточные, двухпоточные и многопоточные. Основное внимание в работе уделяется исследованию многокомпонентных и многоступенчатых тепломассообменных систем.

Ранее нами разработан подход к моделированию тепломассообмена в многоступенчатых теплообменных аппаратах с многокомпонентными теплоносителями [6]. Ниже предлагается развитие подхода путем постановки и решения оптимизационных задач на основе разработанных математических моделей.

В общем виде задача выбора оптимальных технологических систем может быть сформулирована следующим образом [7, 14]. Обозначим через α – вектор известных параметров, \mathbf{x} – искомый вектор решений как совокупность искомых параметров, \mathbf{W} – целевую функцию или показатель эффективности решения, \mathbf{u} – управление (регулирование) процессом. При заданном комплексе условий α найти такое решение $\mathbf{x} = \mathbf{x}^*$, которое при управлении

процессом u обеспечивает экстремальное значение показателя эффективности W . Математическая запись постановки задачи представляется в виде

$$W = W(\alpha, \mathbf{x}, \mathbf{u}) \Rightarrow \max_{\mathbf{x}} \quad (1)$$

Для исследуемых теплообменных систем общая формулировка задачи (1) конкретизируется следующим образом. В качестве целевой функции предлагается использовать суммарную экономическую эффективность функционирования системы, которая определяется суммой произведений производительности системы по i -му готовому продукту B_i на его стоимостной показатель c_i :

$$W = \sum_i c_i B_i(\alpha, \mathbf{x}, \mathbf{u}) \Rightarrow \max_{\mathbf{x}} \quad (2)$$

В качестве искомого вектора решений предлагается набор параметров, который однозначно определяет структуру системы и режим ее работы. Искомый вектор \mathbf{x} представляется как совокупность двух векторов $\mathbf{x} = [\mathbf{x}_1 \ \mathbf{x}_2]$, первый из которых \mathbf{x}_1 определяет структуру системы, а второй \mathbf{x}_2 – режим ее работы. Предложенная запись означает объединение компонентов вектора \mathbf{x}_1 и компонентов вектора \mathbf{x}_2 в вектор \mathbf{x} , при этом число компонентов (проекций) искомого вектора \mathbf{x} определяется суммой числа проекций векторов \mathbf{x}_1 и \mathbf{x}_2 . При анализе только структуры системы фиксируются режимные параметры ($\mathbf{x}_2 = \text{const}$), а при оптимизации только режима фиксируется набор параметров, определяющий структуру системы ($\mathbf{x}_1 = \text{const}$). Такое представление вектора искомого параметров позволяет решение сложной задачи одновременной оптимизации режима и структуры разбить на последовательное решение двух и более простых задач: структурной и режимной оптимизации.

Без ущерба для общности подхода к постановке оптимизационной задачи дальнейший анализ будем проводить на примере систем ректификации нефти [1–6]. Ректификация – это процесс многократного испарения и конденсации, в ходе которого исходная смесь разделяется на два или более компонентов. При этом паровая фаза насыщается легколетучим (низкокипящим) компонентом, а жидкая часть смеси – тяжелолетучим (высококипящим) компонентом. Принцип действия и схема потоков в ректификационных колонках проиллюстрированы на рис. 1, а.

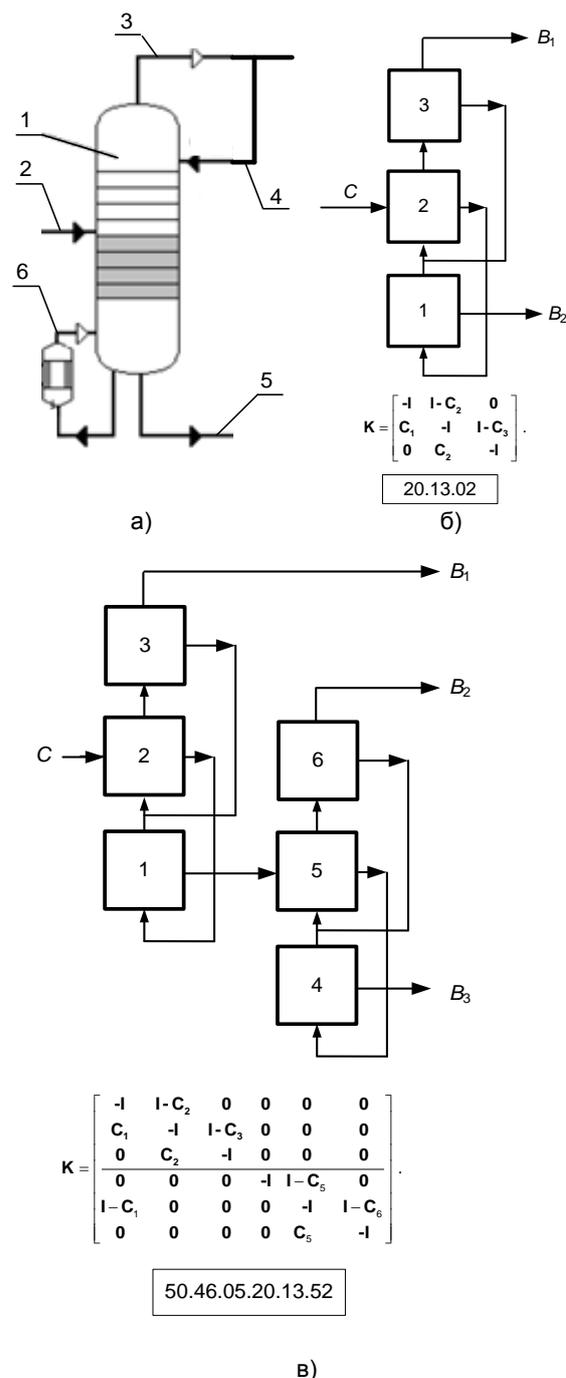


Рис. 1. Ректификационная колонка (а), расчетная схема модели одной колонки (б), расчетная схема системы из двух колонок (в): 1 – ректификационная колонка; 2 – исходная смесь (питание); 3 – дистиллят; 4 – флегма; 5 – кубовый остаток; 6 – испаритель кубового остатка; С – подача сырья; B_i – выход i -го готового продукта

Исходная смесь поступает в колонну 1 в качестве питания 2. Пары 3 поднимаются в верхнюю часть колонны, охлаждаются, конденсируются в холодильнике-конденсаторе и подаются обратно на верхнюю тарелку колонны в качестве орошения (флегмы) 4. Продукт, обогащенный легкокипящим компонентом, называют дистил-

лятом. Для создания восходящего потока паров в нижней части колонны часть кубовой жидкости 5 направляют в теплообменник 6, а образовавшиеся пары подают под нижнюю тарелку колонны. Если исходный продукт состоит из двух компонентов, конечными продуктами являются дистиллят и кубовый остаток. Для многокомпонентных смесей обычно используются несколько ректификационных колонок. Схема системы для выделения трех продуктов, состоящей из двух колонок, приведена на рис. 1, в.

Для описания набора искомым параметров, определяющих структуру системы, предлагается использовать код, который с помощью специально разработанной системы кодификации [7, 15] позволяет однозначно определить структуру системы. При этом искомый вектор параметров структуры системы x_1 записывается в виде кода. Система кодификации представлена следующими правилами, которые позволяют для любой структуры технологической схемы однозначно сформировать код, а по коду восстановить структуру системы.

1. Система разбивается на подсистемы или ступени, каждой из которых присваивается номер. Каждая ступень имеет один вход и два выхода: дистиллят и кубовый остаток. При числе выходящих потоков более двух ступень дополнительно разбивается на более мелкие фрагменты таким образом, чтобы число выходных потоков было равно двум. Любой выход ступени может направляться на вход любой другой ступени или покидать систему.

2. Код состоит из ячеек, разделенных знаками (например, точками). Каждая ячейка соответствует предварительно пронумерованным элементам схемы; возрастание номера ступени в коде идет справа налево. Код структуры записывается набором цифр.

3. В ячейке для каждой ступени размещается два числа: справа – номер элемента, в который уходит поток низкокипящей фракции (дистиллята), слева – номер элемента, в который уходит поток высококипящей фракции (кубового остатка) ступени.

4. Если после какого-либо элемента один или несколько потоков покидают схему, то в соответствующем месте кода ставится ноль.

Расчетная схема для одной ректификационной колонки, представленной тремя ступенями, и код ее структуры, построенный

по разработанным правилам кодификации, приведены на рис. 1, б. Код системы из трех ступеней состоит из 6 цифр, разделенных попарно точками: две правые цифры относятся к первой, две средние – ко второй и две левые – к третьей ступени расчетной схемы. Правая цифра каждой пары показывает номер ступени, в которую направляется после ступени низкокипящая фракция (дистиллят), а вторая – номер ступени, в которую направляется высококипящая фракция (кубовый остаток). Следует отметить, что в модели каждая ступень может соответствовать отдельной тарелке колонны, а можно несколько тарелок объединить в одну расчетную ступень. Увеличение числа ступеней усложняет расчет, но зато позволяет получить более подробные данные о процессе ректификации.

При разделении сырья на три и более продукта используются системы из нескольких колонок. Расчетная схема системы из двух ректификационных колонок приведена на рис. 1, в. Согласно этой схеме, из первой колонки дистиллят сразу выделяется в готовый продукт B_1 , а кубовый остаток подается на вход второй колонки, на выходе которой получается еще два готовых продукта B_2 и B_3 . Расчетная схема системы включает шесть ступеней, а ее код – двенадцать цифр. При увеличении числа ступеней более десяти цифры заменяются на числа или буквы с сохранением принципов построения кода.

Предложенный подход позволяет однозначно кодировать любую структуру технологической схемы и автоматизировать процедуру составления ее матричной математической модели [6].

Для описания вектора искомым режимных параметров системы (x_2) используются параметры модели, разработанной в рамках матричной формализации [6]. Основные положения модели, необходимые для понимания постановки и решения оптимизационной задачи, представлены ниже.

Многокомпонентные теплоносители в нефтехимии характеризуются массовым содержанием компонентов (фракций) с разными температурами кипения. Фракционный состав нефтепродуктов по истинным температурам кипения (ИТК) является одной из важных и широко используемых характеристик нефти [3]. Состав нефти по ИТК выражается в виде дискретных значений массового распределения фракций по тем-

пературам кипения. Интегральная кривая вероятности $F(\Theta)$ показывает массовую долю смеси, у которой температура кипения ниже Θ . Для расчета фракционных составов продуктов в любой точке системы из n ступеней при анализе m фракций нефтепродуктов используется матричная модель [6]

$$\mathbf{K} \mathbf{F} = -\mathbf{F}_0, \quad (3)$$

где

$$\mathbf{K} = \begin{pmatrix} -\mathbf{I} & \mathbf{C}_{12} & \mathbf{C}_{13} & \dots & \mathbf{C}_{1n} \\ \mathbf{C}_{21} & -\mathbf{I} & \mathbf{C}_{23} & \dots & \mathbf{C}_{2n} \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \mathbf{C}_{n1} & \mathbf{C}_{n2} & \mathbf{C}_{n3} & \dots & -\mathbf{I} \end{pmatrix}, \quad (4)$$

здесь \mathbf{K} – технологическая матрица размера $n \times n$ блоков или $mn \times mn$ элементов; \mathbf{C} – диагональная матрица размера $m \times m$, на главной диагонали которой находятся вероятности попадания соответствующих фракций в дистиллят; \mathbf{I} – единичная матрица размера $m \times m$; матрица \mathbf{C}_{ik} соответствует матрице \mathbf{C} для k -го элемента, i – номер элемента схемы, на вход которого подается материал с выхода k -го элемента. Если материал из k -го элемента не попадает в i -й, то соответствующее слагаемое в уравнении принимает нулевое значение; \mathbf{F} – блочная матрица-столбец размера $n \times 1$ блоков-столбцов или $mn \times 1$ элементов, описывающая фракционные составы продуктов на входе во все n элементов схемы; \mathbf{F}_0 – блочная матрица такого же размера, описывающая фракционные составы внешних продуктов, подаваемых в систему.

Для описания процесса ректификации в ступени используется вероятностная оценка [16, 17] попадания фракции в дистиллят. В качестве основной характеристики разделения в ступени применяется кривая разделения ректификации $\Theta(\varphi)$, значение которой показывает вероятность перехода в дистиллят фракции с температурой кипения Θ . Для аппроксимации кривой $\Theta(\varphi)$ предлагается зависимость [18]

$$\varphi(\Theta) = \frac{1}{1 + (\Theta/\Theta_0)^{k_s}}, \quad (5)$$

где Θ_0 – граничное или медианное значение температуры, при которой вероятность фракции перейти в дистиллят равна 0,5; k_s – параметр эффективности или острота разделения, которая характеризует качество процесса.

Матрица \mathbf{C} вычисляется через кривую разделения (5) согласно выражению

$$\mathbf{C} = \begin{bmatrix} \varphi_1(\Theta) & \dots & 0 \\ \dots & \varphi_1(\Theta) & \dots \\ 0 & \dots & \varphi_m(\Theta) \end{bmatrix}. \quad (6)$$

С учетом (4), (6) решение системы (3) может быть представлено в виде

$$\mathbf{F} = -\mathbf{K}^{-1} \mathbf{F}_0, \quad (7)$$

где \mathbf{K}^{-1} – матрица, обратная \mathbf{K} .

Выражение (7) позволяет рассчитать фракционные составы и производительности продуктов в произвольной точке системы, а при заданной стоимости готовых продуктов определить значение целевой функции оптимизации согласно (2).

Вид матриц \mathbf{K} для двух анализируемых систем представлен на рис. 1 под соответствующими расчетными схемами. Сама матрица \mathbf{K} может быть построена согласно универсальному алгоритму для всех возможных вариантов схем, содержащих ступени ректификации, узлы питания и вывода готового продукта [6].

Вектор \mathbf{x}_2 режимных параметров оптимизации предлагается в рамках рассматриваемой матричной модели представить распределением температур Θ_0 по ступеням:

$$\mathbf{x}_{2=} = [\Theta_{01} \quad \Theta_{02} \quad \dots \quad \Theta_{0n}]. \quad (8)$$

Уравнения (2)–(8) представляют математическую формулировку оптимизационной задачи систем многоступенчатых теплообменных аппаратов, один из теплоносителей в которых представлен многокомпонентной смесью.

Результаты. Алгоритм и результаты решения сформулированной задачи рассматриваются более подробно для системы, состоящей из двух ректификационных колонок (рис. 1,в). Число ступеней в расчетном примере равно шести ($n = 6$), число контролируемых фракций – семнадцати ($m = 17$). В ходе решения задачи для выбранной структуры ($\mathbf{x}_1 = \text{const}$) необходимо определить вектор режимных параметров ($\mathbf{x}_2 = \mathbf{x}_2^*$), которому соответствует максимальное значение целевой функции (2). В качестве искоемых режимных параметров рассматривается распределение температур (8) по шести ступеням. Эффективность

разделения для каждой ступени системы принимается одинаковой: $k_{sj} = 30$.

Сформулированная оптимизационная задача (2) решается численно методом Монте-Карло (ММК) [12–14, 19] согласно следующему алгоритму.

1. Случайным образом генерируется вектор искомых решений, каждое значение которого выбирается в заданном диапазоне технологических ограничений.

2. Согласно (7) рассчитываются фракционные составы, доли и производительности по готовым продуктам. Проводится проверка выполнения технологических требований по готовым продуктам. Если ограничения не выполняются, то сгенерированный вариант бракуется и в дальнейшем анализе не участвует.

3. Согласно (2) определяется значение целевой функции оптимизации, которое сравнивается с максимальным значением. При расчете целевой функции считается, что ценность первого, второго и третьего продуктов в условных единицах составляет: $c_1 = 3$; $c_2 = 2$; $c_3 = 1$.

4. Если текущее значение целевой функции оказывается больше максимального, то максимальное значение обновляется.

5. Пункты 1, 2, 3, 4 выполняются заданное число раз или до достижения заданного значения целевой функции.

Для численного решения оптимизационной задачи (2)–(8) по предложенному алгоритму разработана компьютерная программа для его реализации в среде MATLAB. Результаты расчетного анализа приведены на рис. 2, 3.

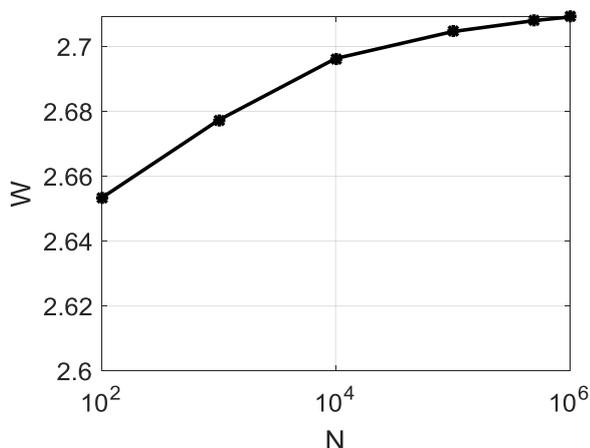


Рис. 2. Зависимость максимального значения целевой функции оптимизации от числа генераций вектора решения N

На стадии предварительных исследований проверялась сходимость метода к оптимальному решению. На рис. 2 показана зависимость максимального значения целевой функции от числа генераций N , которое варьировалось в ходе численных экспериментов от 10^2 до $2 \cdot 10^6$. Анализ зависимости показывает, что при числе генераций порядка 10^6 значение целевой функции стабилизируется.

Найденное оптимальное решение представлено на рис. 3 в виде фракционных составов трех целевых продуктов, которым соответствует максимальное значение целевой функции $W_{\max} = 2,7091$. Производительности по готовым продуктам в долях от производительности исходного питания составили: $B_1 = 0,7101$; $B_2 = 0,2829$; $B_3 = 0,007$. При этом вектор оптимального распределения температур по ступеням имеет вид $x_2^* = [214,24 \ 188,80 \ 51,60 \ 323,97 \ 229,76 \ 149,66]$, °C.

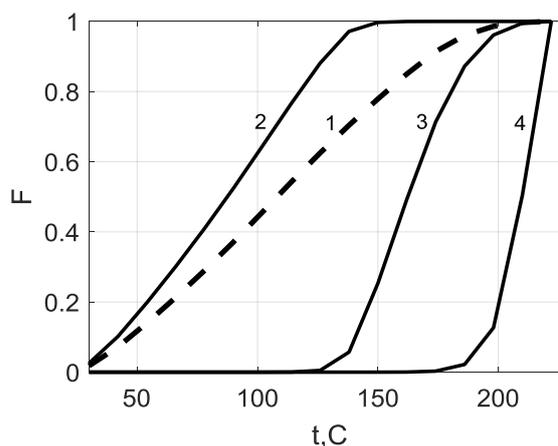


Рис. 3. Результаты решения оптимизационной задачи в виде фракционного состава питания (1) и фракционных составов дистиллята первой колонки (2), дистиллята второй колонки (3) и кубового остатка второй колонки (4)

Анализ зависимостей (рис. 3) показывает, что полученные результаты достоверно описывают процесс ректификации для многоступенчатой установки. Первый готовый продукт (B_1) по фракционному составу (кривая 2) соответствует бензиновой фракции, которая выкипает в пределах 40–150 °C, используется как компонент товарного автомобильного бензина. Вторым продуктом (B_2) – керосиновая фракция (кривая 3), которая выкипает в пределах 140–220 °C, используется как топливо для реактивных и тракторных карбюраторных двигателей. Третий продукт (B_3) близок по своим характеристикам к дизельной фрак-

ции (кривая 4) (легкий или атмосферный газойль, соляровый дистиллят), которая выкипает в пределах 180–220 °С, используется как топливо.

В качестве ограничений предложенного подхода следует отметить необходимость проведения дополнительных исследований, направленных на практическую реализацию оптимальных решений и на предварительное определение кривых разделения для отдельных тарелок или некоторой их совокупности.

Выводы. В рамках проведенных исследований сформулирована задача оптимизации процессов теплообмена в системе многоступенчатых теплообменных аппаратов, один из теплоносителей в которой представлен многокомпонентной смесью; получено ее решение для системы из двух ректификационных колонок, проведен анализ полученных результатов. Представленный подход позволяет исследовать и оптимизировать многопоточные многоступенчатые установки, варьируя число ступеней, распределение значений температур по ступеням. Полученные результаты могут быть использованы в энергетической [7, 20], химической и пищевой [3, 4, 21] отраслях промышленности для повышения эффективности ресурсо- и энергосберегающих технологий и получения товарных продуктов с допустимым содержанием примесей.

Список литературы

1. **Майков В.П., Моругин К.К.** Ректификация непрерывных смесей. Системно-информационный подход. – М.: МИХМ, 1979. – 88 с.
2. **Поляков К.М., Носенко В.Н.** Влияние различных видов питания ректификационных колонн на энергопотребление установки первичной переработки нефти // Вестн. Ом. ун-та. – 2018. – Т. 23, № 1. – С. 53–59.
3. **Кирсанов Ю.Г., Шишов М.Г., Коняева А.П.** Анализ нефти и нефтепродуктов. – Екатеринбург: Изд-во Урал. ун-та, 2016. – 88 с.
4. **Касаткин А.Г.** Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 2006. – 829 с.
5. **Комиссаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П.** Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 2011. – 1230 с.
6. **Матричный** метод расчета сложных теплообменных систем с многокомпонентными теплоносителями / А.Е. Барочкин, В.П. Жуков, М.С. Шумилова и др. // Вестник ИГЭУ. – 2020. – Вып. 1. – С. 59–68.
7. **Жуков В.П., Барочкин Е.В.** Системный анализ энергетических теплообменных установок. – Иваново, 2009. – 176 с.
8. **Жуков В.П., Барочкин А.Е., Беляков А.Н.** Исследование процесса теплопередачи в многопоточных теплообменных аппаратах // Известия высших учебных заведений. Сер.: Химия и химическая технология. – 2011. – Т. 54, № 11. – С. 116–119.
9. **Клинов А.В., Разинов А.И. Никешин В.В.** Моделирование многокомпонентного массопереноса при ректификации в насадочных колоннах на основе потенциалов межмолекулярного взаимодействия // Вестник Казанского технологического университета. – 2002. – № 1–2. – С. 382–388.
10. **Шарапов В.И., Цюра Д.В.** Термические деаэраторы. – Ульяновск: УлГТУ, 2003. – 560 с.
11. **Разработка** математической модели многопоточных теплообменных аппаратов с учетом фазового перехода в теплоносителях / К.А. Касаткин, А.Е. Барочкин, В.П. Жуков, Г.Г. Орлов // Вестник ИГЭУ. – 2018. – Вып. 5. – С. 61–67.
12. **Вентцель Е.С.** Исследование операций: задачи, принципы, методология. – М.: Дрофа, 2004. – 207 с.
13. **Корн Г., Корн Т.** Справочник по математике (для научных работников и инженеров). – М.: Высш. шк., 1973. – 500 с.
14. **Моисеев Н.Н.** Математические задачи системного анализа. – М.: Наука. Главная редакция физ.-мат. лит., 1981. – 488 с.
15. **Mizonov V.E., Zhukov V.P., Bernotat S.** Simulation of Grinding: New Approaches. – Ivanovo, 1997. – 108 p.
16. **Мизонов В.Е., Ушаков С.Г.** Аэродинамическая классификация порошков. – Иваново, 2014. – 160 с.
17. **Бобков С.П.** Применение вероятностных подходов для моделирования технологических процессов // Известия высших учебных заведений. Сер.: Химия и химическая технология. – 2005. – Т. 48, № 7. – С. 105–112.
18. **Шувалов С.И., Новосельцева С.С., Жуков В.П.** Обоснование выбора зависимости, используемой для аппроксимации кривой разделения Тромпа // Вестник ИГЭУ. – 2018. – Вып. 6. – С. 15–23.
19. **Таха Х.** Введение в исследование операций. – М.: Вильямс, 2005. – 901 с.
20. **Analysing** the thermal state of voltage transformer based on resistive voltage divider/ V. Lebedev, et al. // IOP Conference Series: Materials Science and Engineering 21st International Conference for Students and Young Scientists. – 2015. – С. 01202
21. **HYSYS.** Process, версия 2.4. Базис. – М.: ЗАО «Технефтехим», 2001. – 257 с.

References

1. Maykov, V.P., Morugin, K.K. *Rektifikatsiya nepreryvnykh smesey. Sistemno-informatsionnyy podkhod* [Rectification of continuous mixtures. System-information approach]. Moscow: MIKhM, 1979. 88 p.
2. Polyakov, K.M., Nosenko, V.N. *Vestnik Omskogo universiteta*, 2018, vol. 23, no. 1, pp. 53–59.
3. Kirsanov, Yu.G., Shishov, M.G., Konyayeva, A.P. *Analiz nefi i nefteproduktov* [Analysis of oil and oil products]. Ekaterinburg: Izdatel'stvo Ural'skogo universiteta, 2016. 88 p.
4. Kasatkin, A.G. *Osnovnye protsessy i apparaty khimicheskoy tekhnologii* [Basic processes and apparatuses of chemical technology]. Moscow: Khimiya, 2006. 829 p.
5. Komissarov, Yu.A., Gordeev, L.S., Vent, D.P. *Protsessy i apparaty khimicheskoy tekhnologii* [Processes and devices of chemical technology]. Moscow: Khimiya, 2011. 1230 p.
6. Barochkin, A.E., Zhukov, V.P., Shumilova, M.S., Barochkin, E.V., Belyakov, A.N. *Vestnik IGEU*, 2020, issue 1, pp. 59–68.
7. Zhukov, V.P., Barochkin, E.V. *Sistemnyy analiz energeticheskikh teplomassoobmennykh ustanovok* [System analysis of energy heat and mass exchange plants]. Ivanovo, 2009. 176 p.
8. Zhukov, V.P., Barochkin, A.E., Belyakov, A.N. *Izvestiya vuzov. Khimiya i khimicheskaya tekhnologiya*, 2011, vol. 54, no. 11, pp. 116–119.
9. Klinov, A.V., Razinov, A.I., Nikeshin, V.V. *Vestnik Kazanskogo tekhnologicheskogo universiteta*, 2002, no. 1–2, pp. 382–388.
10. Sharapov, V.I., Tsyura, D.V. *Termicheskie deaeratory* [Deaerating heaters]. Ul'yanovsk: UIGTU, 2003. 560 p.
11. Kasatkin, K.A., Barochkin, A.E., Zhukov, V.P., Orlov, G.G. *Vestnik IGEU*, 2018, issue 5, pp. 61–67.
12. Venttsel', E.S. *Issledovanie operatsiy: zadachi, printsipy, metodologiya* [Operations research: objectives, principles, methodology]. Moscow: Drofa, 2004. 207 p.
13. Korn, G., Korn, T. *Spravochnik po matematike (dlya nauchnykh rabotnikov i inzhenerov)* [Mathematics Handbook (for scientists and engineers)]. Moscow: Vysshaya shkola, 1973. 500 p.
14. Moiseev, N.N. *Matematicheskie zadachi sistemnogo analiza* [Mathematical System Analysis Tasks]. Moscow: Nauka. Glavnaya redaktsiya fiziko-matematicheskoy literatury, 1981. 488 p.
15. Mizonov, V.E., Zhukov, V.P., Bernotat, S. *Simulation of Grinding: New Approaches*. Ivanovo, 1997. 108 p.
16. Mizonov, V.E., Ushakov, S.G. *Aerodinamicheskaya klassifikatsiya poroshkov* [Aerodynamic powder classification]. Ivanovo, 2014. 160 p.
17. Bobkov, S.P. *Izvestiya vysshikh uchebnykh zavedeniy. Khimiya i khimicheskaya tekhnologiya*, 2005, vol. 48, no. 7, pp. 105–112.
18. Shuvalov, S.I., Novosel'tseva, S.S., Zhukov, V.P. *Vestnik IGEU*, 2018, issue 6, pp. 15–23.
19. Takha, Kh. *Vvedenie v issledovanie operatsiy* [Introduction to operations research]. Moscow: Vil'yams, 2005. 901 p.
20. Lebedev, V., Zhukov, V., Yablokov, A. *Analysing the thermal state of voltage transformer based on resistive voltage divider*. IOP Conference Series: Materials Science and Engineering 21st International Conference for Students and Young Scientists, 2015, pp. 01202.
21. HYSYS. *Process, versiya 2.4. Bazis*. Moscow: ZAO «Tekhneftekhim», 2001. 257 p.