

УДК 66.048.3.001.63

МЕТОД АВТОМАТИЗИРОВАННОГО СИНТЕЗА ОПТИМАЛЬНЫХ СИСТЕМ ТЕПЛООБМЕНА НА ОСНОВЕ ПРИНЦИПА ЗАКРЕПЛЕНИЯ ПЕРЕМЕННЫХ

© 2020 г. Н. Н. Зиятдинов^а, *, И. И. Емельянов^а, Т. В. Лаптева^а, А. А. Рыжова^а, А. Н. Игнатьев^а

^аКазанский национальный исследовательский технологический университет, Казань, Россия

*e-mail: nnzjat@yandex.ru

Поступила в редакцию 18.11.2019 г.

После доработки 20.11.2019 г.

Принята к публикации 21.11.2019 г.

Предлагается новый подход к синтезу многостадийных систем теплообмена, в основе которого лежит принцип закрепления переменных, позволяющий свести задачу дискретно-непрерывного программирования к последовательности задач линейного и нелинейного программирования. Для их формализации предлагается новый вариант организации суперструктуры системы теплообмена, включающий все возможные схемы движения материально-тепловых потоков. Вычислительный эксперимент доказал многоэкстремальность решаемой задачи. Вертикальная декомпозиция суперструктуры позволила снизить число локальных минимумов экономического критерия и сократить вычислительную трудоемкость задачи синтеза, что соответствует запросам крупномасштабных технологических систем. Работоспособность предлагаемого алгоритма продемонстрирована на ряде модельных примеров в сравнении с эффективным программным пакетом SYNHEAT.

Ключевые слова: химико-технологическая система, оптимальное проектирование, синтез оптимальных систем теплообмена, тепловая интеграция, задача о назначениях, суперструктура, декомпозиционный подход, принцип закрепления переменных

DOI: 10.31857/S0040357120020190

ВВЕДЕНИЕ

Оптимальная теплоинтеграция материально-тепловых потоков является важным способом повышения энергетической эффективности технологических установок [1, 2]. Ее сложный комбинаторный характер и большая размерность привели к разработке ряда подходов, методов и их комбинаций, позволяющих существенно снизить энергоемкость химико-технологических систем. Наиболее полный обзор дается в статьях [3–5]. Рассмотренные в них идеи применяются для решения задач синтеза оптимальных систем теплообмена одновременно с оптимизацией технологического процесса [6], с сетями водораспределения и водоочистки [7–9], при интеграции нескольких процессов, связанных водно-энергетическими потоками [10–12], при оптимальной организации холодильных циклов [13], периодических и полунепрерывных процессов [14], комплексной генерации и регенерации энергии [15, 16]. Дальнейшее развитие подходов к масштабной интеграции технологических процессов требует разработки эффективных методов синтеза оптимальных систем теплообмена

(СТО). Использование их в качестве автоматизированной процедуры при оптимальном проектировании сложных химико-технологических систем (ХТС) позволит решать задачи синтеза разнородных подсистем в их взаимосвязи и взаимозависимости. В связи с этим в последнее время разрабатываемые методы синтеза СТО оцениваются исходя из двух основных требований: 1) метод должен обеспечивать нахождение глобального минимума (или близкого к нему решения) многоэкстремальной задачи оптимизации; 2) метод должен позволять решать задачи больших масштабов за приемлемое время. Если первое требование во многом зависит от развития методов глобальной детерминированной и стохастической оптимизации, второе требование предлагается выполнять путем декомпозиции задачи и ее упрощения с использованием эвристических и термодинамических подходов.

Термодинамический подход позволяет синтезировать оптимальную СТО, обеспечивающую предельно возможное количество рекуперированной энергии [17, 18], минимально возможные потери тепловой энергии за счет необратимости

процесса теплопередачи [19, 20] и т.д. Однако полученное решение может приводить к заведомо неоптимальной структуре по экономическому критерию вследствие сложной топологии и избыточности аппаратов теплообмена. Применение методов математического программирования на основе строгих математических моделей теплообменного оборудования характеризуется высокой сложностью вследствие необходимости решения задачи смешанного дискретно-непрерывного нелинейного математического программирования. Однако именно алгоритмические методы в общем случае позволяют получить лучшие решения по критерию суммарных приведенных капитальных и эксплуатационных затрат.

Наиболее эффективный метод интегрального синтеза с использованием суперструктуры, предложенный в работе [21] и развитый для изотермических материально-тепловых потоков в [22], позволяет достичь хороших результатов, но только для задач небольших размерностей. Попытки уменьшить трудоемкость задачи и снизить вероятность попадания в локальные минимумы привели к разработке множества модификаций самого алгоритма [23–25] и к использованию методов глобальной оптимизации [26–29].

Одним из способов снижения трудоемкости задачи является ее структурная и целевая декомпозиция. Так, метод декомпозиционного синтеза, предложенный на основе транспортной модели в работах [30, 31] и модели с промежуточными пунктами в [32], строится на трехуровневом алгоритме, включающем задачи: 1) минимизации потребления внешних энергоносителей; 2) минимизации числа теплообменников; 3) минимизации капитальных затрат или суммарной площади поверхностей теплообмена. Однако эвристическая природа данного подхода сужает поисковую область задачи синтеза, а вычислительная сложность NP-задачи второго уровня также затрудняет его использование для крупномасштабных проблем. В работе [33] для минимизации числа аппаратов предлагаются более жесткие формулировки задачи линейного программирования с уменьшенными периодами релаксации, а также подходы к повышению эффективности использования метода ветвей и границ для получения точного глобального оптимума за меньшее время. В одной из последних работ [34] представлен двухшаговый MILP/MINLP – алгоритм решения крупномасштабных задач синтеза.

В работах [35, 36] предложен метод синтеза систем теплообмена на основе задачи о назначениях. Метод основан на разбиении суперструктуры СТО на блоки теплообмена, для каждого из которых решается задача нелинейного программиро-

вания с экономическим критерием. Полученная матрица оценок используется для нахождения оптимальной структуры СТО, строящейся на основе оптимальной комбинации структурных блоков. Настоящая статья посвящена развитию метода для случаев многократного обмена теплом горячих и холодных материально-тепловых потоков технологических установок.

МЕТОД СИНТЕЗА ОПТИМАЛЬНЫХ СИСТЕМ ТЕПЛООБМЕНА НА ОСНОВЕ ЗАДАЧИ О НАЗНАЧЕНИЯХ

Предположим, что мы построили математическую модель ХТС без тепловой интеграции. Имеется:

- 1) M^h “горячих” потоков S_i^h , ($i = 1, \dots, M^h$) и M^c “холодных” потоков S_j^c , ($j = 1, \dots, M^c$);
- 2) массовые расходы F_i^h , F_j^c ;
- 3) начальные температуры $T_i^{h,in}$, ($i = 1, \dots, M^h$), $T_j^{c,in}$, ($j = 1, \dots, M^c$);
- 4) удельные изобарные теплоемкости c_i^h , c_j^c соответственно.

Необходимо найти:

- 1) структуру СТО горячих и холодных потоков, содержащую рекуперативные теплообменники, холодильники на горячих потоках и нагреватели на холодных;
- 2) тепловые нагрузки рекуператоров Q^{he} , нагревателей Q^{reb} и холодильников Q^{col} ;
- 3) значения поверхностей теплообмена рекуперативных теплообменников A^{he} , нагревателей A^{reb} и холодильников A^{col} ;
- 4) расходов холодного теплоносителя F^{cu} в холодильниках и горячего теплоносителя F^{hu} в нагревателях, при которых температуры горячих и холодных потоков после СТО будут равны заданным значениям

$$T_i^{h,out}, (i = 1, \dots, M^h), T_j^{c,out}, (j = 1, \dots, M^c)$$

и будет обеспечен отбор необходимого количества теплоты ΔH_i^h от горячих потоков, и передано необходимое количество теплоты ΔH_j^c холодным потокам, а критерий суммарных приведенных капитальных и операционных затрат примет минимальное значение.

Трудность решения поставленной задачи заключается в наличии как непрерывных (расходы внешних теплоносителей и хладагентов, тепло-

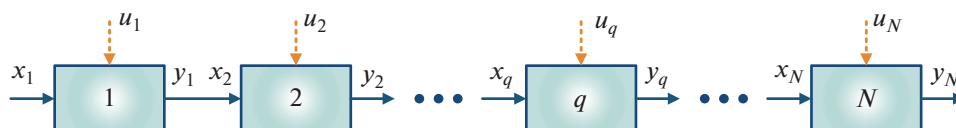


Рис. 1. Структурная схема многостадийной системы.

вые нагрузки теплообменников и т.д.), так и дискретных переменных (наличие или отсутствие теплообменников на материально-тепловых потоках, связей между теплообменниками в структуре системы). Многовариантность задачи синтеза оптимальных СТО и многообразие процессов химической технологии послужили основой для разработки классификации структурных элементов СТО. Нами предлагается выделять следующие схемы организации теплообмена в ХТС:

1. Схема многостадийного теплообмена, в которой для каждого горячего/холодного потока организуется последовательный рекуперативный теплообмен с несколькими холодными/горячими потоками (рис. 1). Вектор управляющих переменных u_q в общем случае включает:

- 1) структурные переменные, определяющие топологию организации теплообмена на каждой стадии;
- 2) конструктивные переменные аппаратов, входящих в состав схемы теплообмена;
- 3) режимные переменные работы каждого теплообменника.

2. Схема теплообмена с разделением материально-тепловых потоков, где каждая часть любого потока может параллельно обмениваться теплом с другими потоками или их частями (рис. 2). После прохождения СТО все L частей каждого потока поступают в смеситель. Здесь возможно как изотермическое, так и неизотермическое смешение, разбивающие имеющееся множество схем на два класса, исходя из характера математических моделей и установленных ограничений задач оптимизации. Отметим, что в вектор u_D в этом случае добавляется управление режимом работы делителя D .

Приведенные схемы, согласно принципу иерархичности технологических систем, могут рассматриваться как составные элементы структурной схемы более высокого уровня иерархии. К примеру, организация теплообмена в блоке 1 схемы с разделением потоков возможна посредством многостадийной схемы, а схема на рис. 2 может выступать структурным элементом на одной из стадий многостадийной схемы.

Итоговая схема синтезируемой системы теплообмена будет включать ряд конечных блоков,

возможные варианты организации которых нами предлагается определять для каждой совокупности горячего и холодного потоков. В работе [36] рассмотрен метод поиска оптимальной структуры и режима работы каждого q -го и l -го конечных блоков на приведенных на рис. 1 и 2 структурных схемах соответственно. Однако в этой задаче векторы входных переменных x и выходных переменных y считались известными ввиду отсутствия делений потоков по энергетическим уровням на стадии и по расходам и энтальпиям на параллельные ветви. Очевидно, что для решения задачи синтеза на приведенных структурных схемах необходимо задать $(N - 1)$ управление для распределения нагрузок между N стадиями и $(L - 1)$ управление для делителя D в структурной схеме на рис. 2. Их совокупность определим как множество закрепляемых переменных V . Каждый численно определенный набор этих переменных определяет оптимальную по структуре и свободным управляющим переменным систему теплообмена. В работе [37] нами предложен декомпозиционный метод и итерационный алгоритм решения задачи, суть которого заключается в декомпозиции суперструктуры на отдельные элементы, оптимальная интеграция которых, с учетом заданных требований на отбор и передачу заданного количества теплоты, позволяет найти новое численное

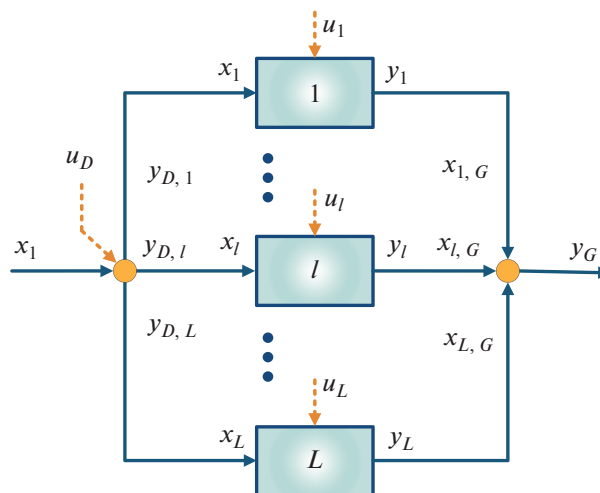


Рис. 2. Структурная схема системы с разделением материально-тепловых потоков.

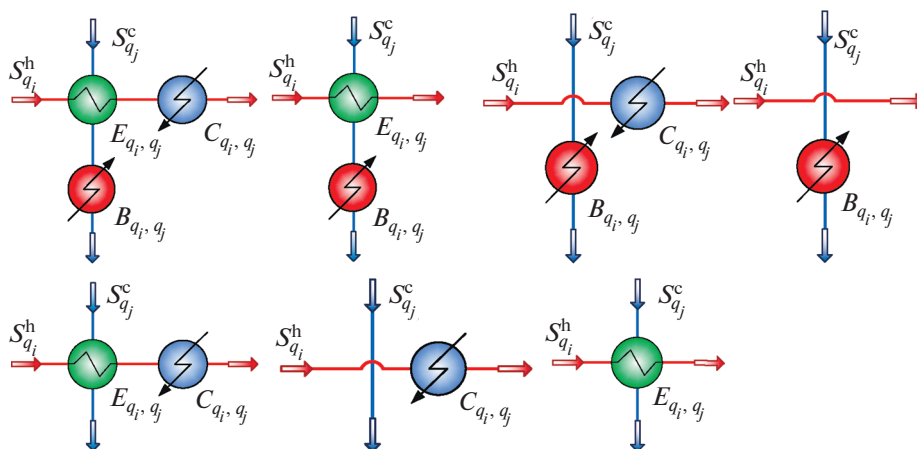


Рис. 3. Структурные схемы организации ЭБСТ.

приближение к оптимальным значениям элементов множества V . Метод решения предлагается основывать на итерационной последовательности трех локальных задач:

- 1) поиска оптимальных оценок на теплообмен каждой пары горячего и холодного материально-тепловых потоков;
- 2) поиска оптимальной структуры системы теплообмена;
- 3) поиска оптимальных коэффициентов распределения тепловых нагрузок для найденной на втором этапе структуры СТО.

Решение задачи первого этапа будем основывать на суперструктуре блоков теплообмена каж-

дой совокупности i -го горячего потока и j -го холодного потоков. Задачу оптимизации суперструктуры блока теплообмена опишем моделью нелинейного математического программирования. На втором этапе решением задачи линейного программирования “о назначениях” будем определять оптимальную структуру СТО как совокупности найденных оптимальных блоков по аддитивному критерию суммарных приведенных капитальных и эксплуатационных затрат. На третьем этапе решением задачи нелинейного программирования на найденной оптимальной структуре определим новые распределения тепловых нагрузок по стадиям СТО. Рассмотрим описанные задачи на k -й итерации работы метода.

Этап 1. Поиск оптимальных оценок на теплообмен двух потоков. Рассмотрим структурную схему многостадийной системы теплообмена. В ней определим конечные структурные блоки, в которых организуется рекуперативный теплообмен между парой q_i -го горячего и q_j -го холодного потоков, и будем называть их элементарными блоками системы теплообмена (ЭБСТ), а потоки назовем элементарными. Множество возможных схем организации ЭБСТ между этими потоками приведено на рис. 3.

Все представленные схемы могут быть представлены в виде суперструктуры (рис. 4), включающей: 1) рекуперативный теплообменник E_{q_i, q_j} , в котором могут обмениваться теплом q_i -й горячий и q_j -й холодный потоки; 2) холодильник C_{q_i, q_j} , установленный на q_i -м горячем потоке на выходе из рекуперативного теплообменника; 3) нагреватель B_{q_i, q_j} на выходе q_j -го холодного потока.

Для описания входящих в состав ЭБСТ рекуперативного теплообменника, нагревателя и холодильника будем использовать математические модели, основанные на расчете среднелогарифмической разности температур. Для простоты

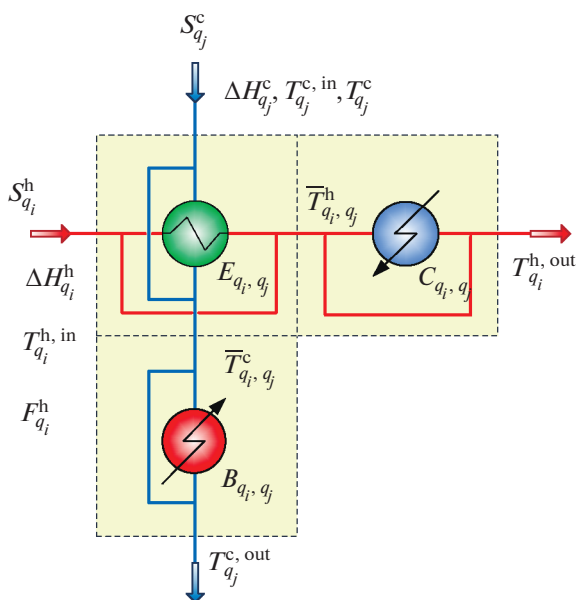


Рис. 4. Суперструктура элементарного блока системы теплообмена.

изложения предлагаемого подхода к теплоинтеграции в используемых математических моделях теплообменников примем следующие допущения:

- 1) температуры входных и выходных горячих и холодных теплоносителей системы известны;
- 2) движение потоков в теплообменниках проточное;
- 3) гидродинамические структуры потоков – идеального вытеснения;
- 4) суммарное термическое сопротивление стенки теплообменника пренебрежимо мало;
- 5) используется усредненное значение удельной изобарной теплоемкости.

Назначим каждому потоку на каждой стадии теплообмена коэффициенты $\alpha_{q_i}^h, \alpha_{q_j}^c \in (0, 1)$, такие, что выполняется равенство

$$\sum_{q_i=1}^{N_i} \alpha_{q_i}^{h,(k)} = 1, \quad \sum_{q_j=1}^{N_j} \alpha_{q_j}^{c,(k)} = 1. \quad (1)$$

С учетом требования на однократность рекуперативного теплообмена для каждого ЭБСТ задача нахождения оптимальной структуры СТО может быть сведена к нахождению минимумы суммарных приведенных капитальных и эксплуатационных затрат на теплообмен всех возможных паросочетаний q_i -го горячего и q_j -го холодного потоков. Она формализуется в виде (2)–(18) и имеет эффективные методы решения (отметим, что ее решение не потребует больших вычислительных затрат ввиду малой размерности):

$$\min_{Q_{q_i, q_j}^{he,(k)}} f_{q_i, q_j}^{(k)}, \quad q_j = 1, \dots, N_j^c, \quad q_i = 1, \dots, N_i^h. \quad (2)$$

1. Целевая функция:

$$f_{q_i, q_j}^{(k)} = \left[\tilde{m}_1^{he} + \tilde{m}_2^{he} \left(\frac{Q_{q_i, q_j}^{he,(k)}}{U_{q_i, q_j}^{he} \Delta t_{ln}^{he,(k)}} \right)^{\gamma^{he}} \right] + \left[\tilde{m}_1^{reb} + \tilde{m}_2^{reb} \left(\frac{Q_{q_i, q_j}^{reb,(k)}}{U_{q_i, q_j}^{reb} \Delta t_{ln}^{reb,(k)}} \right)^{\gamma^{reb}} + \hat{m}^{reb} Q_{q_i, q_j}^{reb,(k)} \right] + \left[\tilde{m}_1^{col} + \tilde{m}_2^{col} \left(\frac{Q_{q_i, q_j}^{col,(k)}}{U_{q_i, q_j}^{col} \Delta t_{ln}^{col,(k)}} \right)^{\gamma^{col}} + \hat{m}^{col} Q_{q_i, q_j}^{col,(k)} \right]. \quad (3)$$

2. Коэффициенты теплопередачи:

$$U_{q_i, q_j}^{he} = \frac{1}{\frac{1}{\chi_{q_i}^h} + \frac{1}{\chi_{q_j}^c}}, \quad U_{q_i, q_j}^{col} = \frac{1}{\frac{1}{\chi_{q_i}^h} + \frac{1}{\chi_{q_j}^{cu}}}, \quad (4)$$

$$U_{q_i, q_j}^{reb} = \frac{1}{\frac{1}{\chi_{q_i}^{hu}} + \frac{1}{\chi_{q_j}^c}},$$

где $\chi_{q_i}^h, \chi_{q_j}^c$ – коэффициенты теплоотдачи горячего и холодного потоков; χ^{hu}, χ^{cu} – коэффициенты теплоотдачи горячего и холодного теплоносителя.

3. Уравнения теплового баланса:

$$Q_{q_i, q_j}^{reb,(k)} = \Delta H_{q_j}^{c,(k)} - Q_{q_i, q_j}^{he,(k)}, \quad (5)$$

$$Q_{q_i, q_j}^{col,(k)} = \Delta H_{q_i}^{h,(k)} - Q_{q_i, q_j}^{he,(k)},$$

$$\Delta H_{q_j}^{c,(k)} = \alpha_{q_j}^{c,(k)} \Delta H_j^c, \quad \Delta H_{q_i}^{h,(k)} = \alpha_{q_i}^{h,(k)} \Delta H_i^h. \quad (6)$$

4. Температуры на выходе рекуперативного теплообменника:

$$\bar{T}_{q_i, q_j}^{c,(k)} = \frac{Q_{q_i, q_j}^{he,(k)}}{F_{q_j}^{c,(k)} c_j} + T_{q_j}^{c, in}, \quad \bar{T}_{q_i, q_j}^{h,(k)} = T_{q_i}^{h, in} - \frac{Q_{q_i, q_j}^{he,(k)}}{F_{q_i}^{h,(k)} c_i}. \quad (7)$$

5. Выходные температуры q_j -го холодного и q_i -го горячего потоков:

$$T_{q_j}^{c, out} = \frac{\Delta H_j^c \sum_{n_j=1}^{q_j} \alpha_{q_j}^{c,(k)}}{F_{q_j}^{c,(k)} c_j} + T_{q_j}^{c, in},$$

$$T_{q_i}^{h, out} = T_{q_i}^{h, in} - \frac{\Delta H_i^h \sum_{n_i=1}^{q_i} \alpha_{q_i}^{h,(k)}}{F_{q_i}^{h,(k)} c_i^h}, \quad (8)$$

$$q_j = 1, \dots, (N_j^c - 1), \quad q_i = 1, \dots, (N_i^h - 1).$$

6. Уравнения связей по входным и выходным переменным ЭБСТ:

$$F_{q_i}^{h,(k)} = F_i^h, \quad F_{q_j}^{c,(k)} = F_j^c, \quad (9)$$

$$T_{q_j}^{c, in} = T_j^{c, in}, \quad T_{q_i}^{h, in} = T_i^{h, in}, \quad q = 1, \quad (10)$$

$$T_{q_j}^{c, out} = T_j^{c, out}, \quad T_{q_i}^{h, out} = T_i^{h, out}, \quad q = N, \quad (11)$$

$$T_{q_i+1}^{h, in,(k)} = T_{q_i}^{h, out,(k)}, \quad T_{q_j+1}^{c, in,(k)} = T_{q_j}^{c, out,(k)}, \quad (12)$$

$$q_i = 1, \dots, (N_i^h - 1), \quad q_j = 1, \dots, (N_j^c - 1).$$

7. Среднелогарифмическая разность температур:

$$\Delta t_{ln}^{p,(k)} = \frac{dt_1^{p,(k)} + dt_2^{p,(k)}}{\ln \frac{dt_1^{p,(k)}}{dt_2^{p,(k)}}}, \quad \forall p \in \Omega, \quad (13)$$

$$\text{если } dt_1^{p,(k)} \neq dt_2^{p,(k)},$$

$$\Delta t_{ln}^{p,(k)} = dt_1^{p,(k)} = dt_2^{p,(k)}, \quad \forall p \in \Omega, \quad (14)$$

$$\text{если } dt_1^{p,(k)} = dt_2^{p,(k)},$$

$$dt_1^{he,(k)} = T_{q_i}^{h, in} - \bar{T}_{q_i, q_j}^{c,(k)}, \quad dt_2^{he,(k)} = \bar{T}_{q_i, q_j}^{h,(k)} - T_{q_j}^{c, in}, \quad (15)$$

$$dt_1^{col,(k)} = \bar{T}_{q_i, q_j}^{h,(k)} - T_{q_j}^{cu, out}, \quad dt_2^{col,(k)} = T_{q_i}^{h, out} - T_{q_j}^{cu, in}, \quad (16)$$

$$dt_1^{reb,(k)} = T_{q_i}^{hu, in} - T_{q_j}^{c, out}, \quad dt_2^{reb,(k)} = T_{q_i}^{hu, out} - \bar{T}_{q_i, q_j}^{c,(k)}. \quad (17)$$

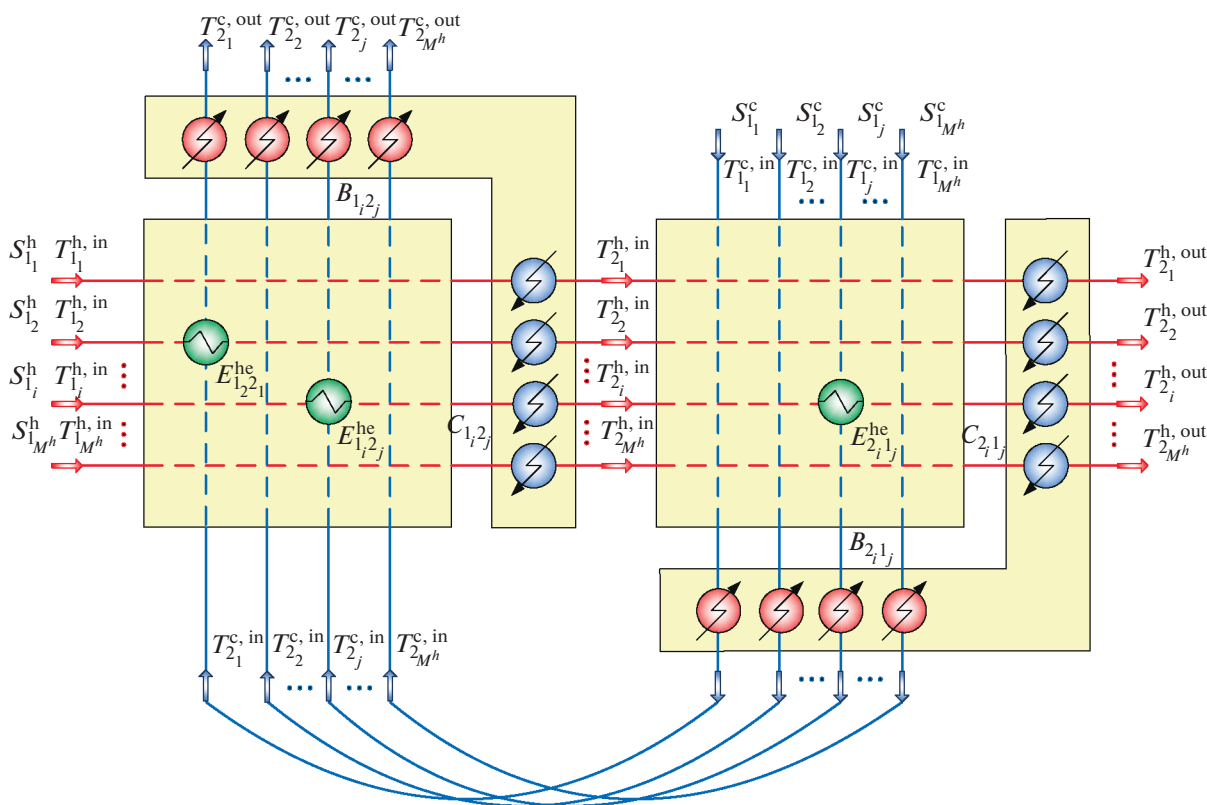


Рис. 5. Прямоточная суперструктура системы многостадийного теплообмена.

8. Ограничения на физическую реализуемость процесса теплообмена:

$$\begin{aligned} dt_1^{p,(k)} - \Delta T_{\min} &\geq 0, \quad dt_2^{p,(k)} - \Delta T_{\min} \geq 0, \\ \Delta Q_{q_i, q_j}^{p,(k)} &\geq 0, \quad \forall p \in \Omega, \end{aligned} \quad (18)$$

где $\Omega = \{he, col, reb\}$ – множество имеющихся в структуре ЭБСТ теплообменников.

Отметим, что при алгоритмизации метода решения задачи выражения (13) и (14) могут быть заменены на аппроксимацию Чена:

$$\Delta t_{in}^{p,(k)} = \left(dt_1^{p,(k)} dt_2^{p,(k)} \frac{dt_1^{p,(k)}}{2} + dt_2^{p,(k)} \right)^{1/3}, \quad \forall p \in \Omega. \quad (19)$$

Этап 2. Поиск оптимальной структуры системы теплообмена. Задачу синтеза оптимальной СТО мы сведем к задаче оптимизации суперструктуры, включающей все возможные варианты организации многостадийной СТО. В статье [37] нами рассмотрены два варианта ее организации, характеризующиеся движением материально-тепловых потоков. При их построении для каждой стадии теплообмена положены следующие правила:

1) каждую стадию представим состоящей из подсистемы рекуперативных теплообменников, посредством которых возможен рекуперативный

теплообмен i -го горячего потока со всеми холодными потоками, и подсистемы конечных нагревателей и холодильников, устанавливаемых на выходе каждого i -го горячего потока и j -го холодного элементарных потоков;

2) любая пара i -го горячего потока и j -го холодного потоков на каждой стадии могут обмениваться теплом только один раз (при наличии минимально допустимой разности температур ΔT_{\min}).

Рассмотрим варианты организации суперструктуры в соответствии с описанными положениями, которые характеризуются различным движением потоков в СТО. Для простоты рассмотрим их для двух стадий (рис. 5, 6).

На основе полученных экономических оценок $f_{q_i, q_j}^{opt,(k)}$ формализуем задачу нахождения оптимальной структуры СТО. Для этого введем двоичную переменную $z_{q_i, q_j}^{(k)}$, характеризующую наличие (отсутствие) ЭБСТ в структуре СТО. Тогда для каждой q -й стадии эта задача примет вид

$$\Phi^{opt,(k)} = \min_{z_{q_i, q_j}^{(k)}} \sum_{i=1}^{M^h} \sum_{j=1}^{M^c} f_{q_i, q_j}^{opt,(k)} z_{q_i, q_j}^{(k)}, \quad (20)$$

$$\sum_{i=1}^{M^h} z_{q_i, q_j}^{(k)} = 1, \quad \sum_{j=1}^{M^c} z_{q_i, q_j}^{(k)} = 1, \quad z_{q_i, q_j} \in \{0, 1\}, \quad (21)$$

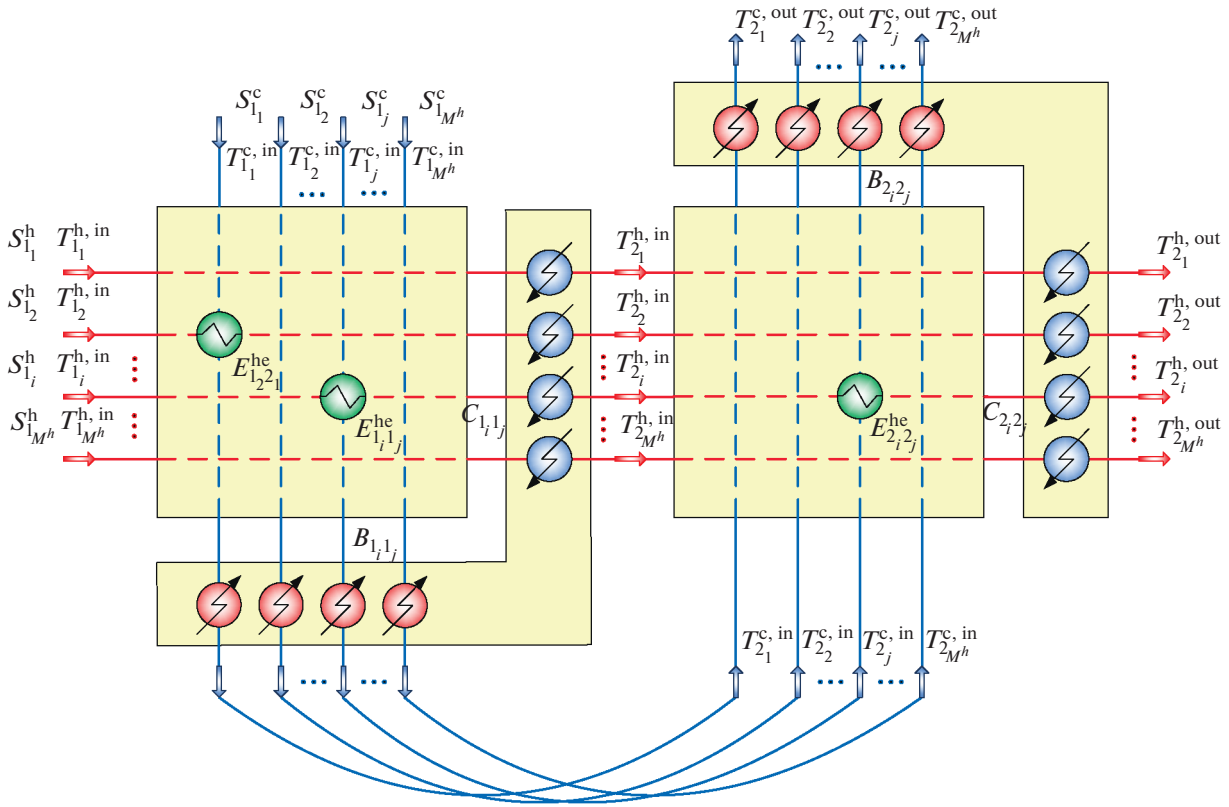


Рис. 6. Противоточная суперструктура системы многостадийного теплообмена.

где $q = 1, \dots, N, i = 1, \dots, M^h, j = 1, \dots, M^c$ для прямоточной и $q_i = 1, \dots, N, q_j = N - q_i, i = 1, \dots, M^h, j = 1, \dots, M^c$ в случае противоточной суперструктуры СТО.

Рассмотренные варианты организации суперструктуры, в сущности, нарушают свойство эмерджентности при синтезе СТО. Это может привести к попаданию в локальный минимум задачи, так как оптимальность решения определяется независимо исходя из аддитивности найденных оптимальных решений для множества потоков каждой q -й стадии. Введем в рассмотрение вариант, позволяющий сводить множество задач о назначениях, решаемых последовательно, к одной задаче более высокой размерности, объединяющей в постановке преимущества рассмотренных глобальных схем теплообмена. Предлагаемая суперструктура синтезируемой СТО интегрирует в одной матрице все входные, выходные и промежуточные потоки и принимает вид рис. 7. Очевидно, что приведенная суперструктура расширяет поисковую область задачи оптимизации и характеризуется возможностью организации как прямоточной, так и противоточной схемы движения технологических потоков.

В таком случае формализованная постановка задачи поиска оптимальной структуры принимает вид

$$\Phi^{\text{opt},(k)} = \min_{z_{q_i,q_j}^{(k)}} \sum_{i=1}^{M^h} \sum_{q_i=1}^{N_i^h} \sum_{j=1}^{M^c} \sum_{q_j=1}^{N_j^c} f_{q_i,q_j}^{\text{opt},(k)} z_{q_i,q_j}^{(k)}, \quad (22)$$

$$z_{q_i,q_j}^{(k)} \in \{0, 1\},$$

$$\sum_{i=1}^{M^h} \sum_{q_i=1}^{N_i^h} z_{q_i,q_j}^{(k)} = 1, \quad \sum_{j=1}^{M^c} \sum_{q_j=1}^{N_j^c} z_{q_i,q_j}^{(k)} = 1,$$

$$i = 1, \dots, M^h, \quad i = 1, \dots, M^c, \quad (23)$$

$$q_i = 1, \dots, N_i^h, \quad q_j = 1, \dots, N_j^c.$$

Этап 3. Поиск новых приближений по коэффициентам распределения тепловых нагрузок. Полученная структура СТО оптимальна лишь для закрепленных значений переменных $\alpha_{q_i}^{h,(k)}, \alpha_{q_j}^{c,(k)}$. Новые приближения по этим переменным определим путем оптимизации схемы, структура которой была получена на втором этапе. Эта задача формализуется в виде (24)–(42) как задача нелинейного математического программирования. Целевая функция (24) включает стоимости всех теплообменников, нагревателей и холодильников, установленных для совокупности q_i -го горячего и q_j -го холодного потоков, для которых $z_{q_i,q_j} = 1$. Их множество на k -й итерации определим как $Z^{(k)}$:

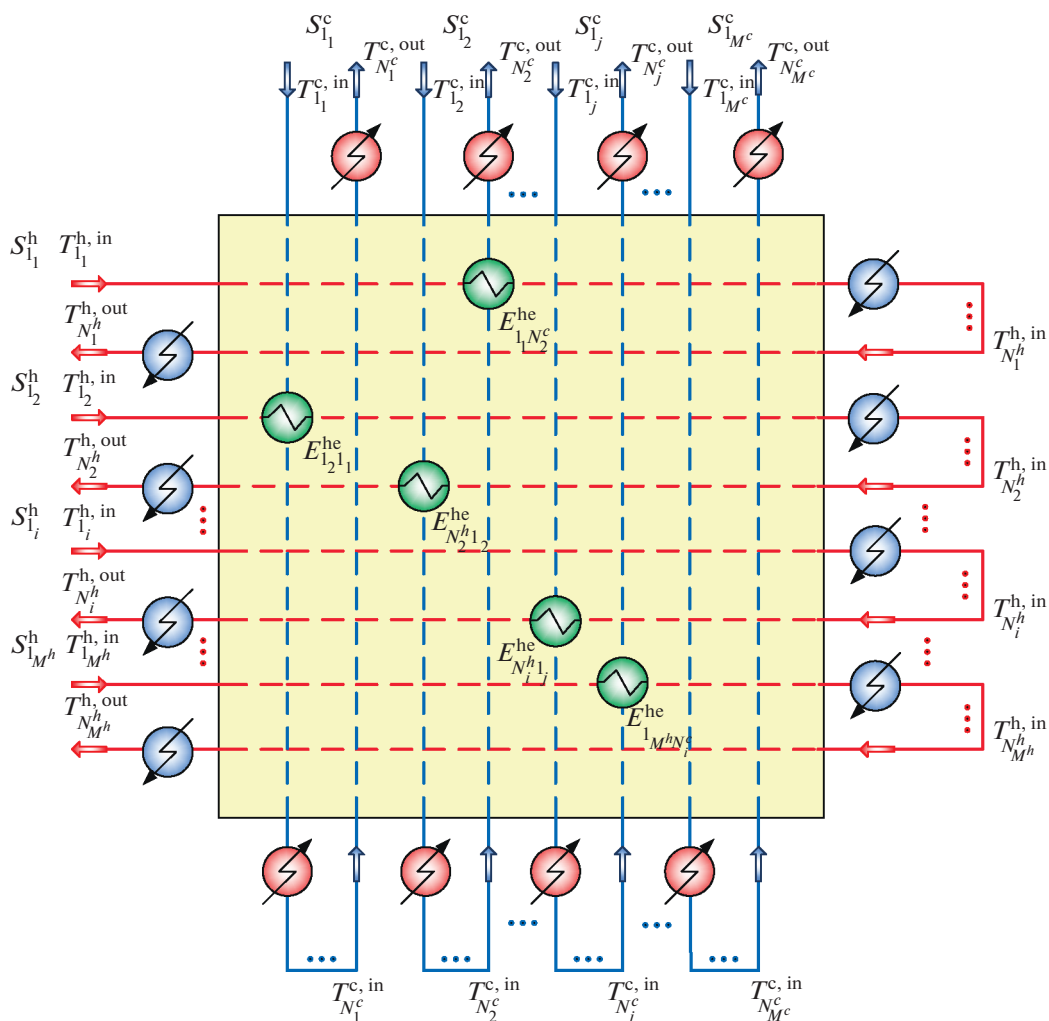


Рис. 7. Суперструктура системы многостадийного теплообмена смешанного тока.

$$\tilde{\Phi}^{\text{opt},(k)} = \min_{\alpha_{q_i}^{\text{h},(k)}, \alpha_{q_j}^{\text{c},(k)}, \alpha_{q_i, q_j}^{\text{he},(k)}} \tilde{\Phi}^{(k)}, \quad (24)$$

$$\forall (q_i, q_j) \in Z^{(k)}, \quad \forall \alpha_{q_i}^{\text{h}} \in V, \quad \forall \alpha_{q_j}^{\text{c}} \in V.$$

$$U_{q_i, q_j}^{\text{he}} = \frac{1}{\frac{1}{\chi_{q_i}^{\text{h}}} + \frac{1}{\chi_{q_j}^{\text{c}}}}, \quad U_{q_i, q_j}^{\text{col}} = \frac{1}{\frac{1}{\chi_{q_i}^{\text{h}}} + \frac{1}{\chi_{q_j}^{\text{cu}}}}, \quad (26)$$

$$U_{q_i, q_j}^{\text{reb}} = \frac{1}{\frac{1}{\chi^{\text{hu}}} + \frac{1}{\chi_{q_j}^{\text{c}}}}.$$

1. Целевая функция:

$$\tilde{\Phi}^{(k)} = \sum_{q_i}^{L_i^{\text{h}}} \sum_{q_j}^{L_j^{\text{c}}} \left[\left[\tilde{m}_1^{\text{he}} + \tilde{m}_2^{\text{he}} \left(\frac{\tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{he},(k)}}{U_{q_i, q_j}^{\text{he}} \Delta \tilde{t}_{\text{in}}^{\text{he},(k)}} \right)^{\gamma^{\text{he}}} \right] + \left[\tilde{m}_1^{\text{reb}} + \tilde{m}_2^{\text{reb}} \left(\frac{\tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{reb},(k)}}{U_{q_i, q_j}^{\text{reb}} \Delta \tilde{t}_{\text{in}}^{\text{reb},(k)}} \right)^{\gamma^{\text{reb}}} + \tilde{m}^{\text{reb}} \tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{reb},(k)} \right] + \left[\tilde{m}_1^{\text{col}} + \tilde{m}_2^{\text{col}} \left(\frac{\tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{col},(k)}}{U_{q_i, q_j}^{\text{col}} \Delta \tilde{t}_{\text{in}}^{\text{col},(k)}} \right)^{\gamma^{\text{col}}} + \tilde{m}^{\text{col}} \tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{col},(k)} \right] \right]. \quad (25)$$

2. Коэффициенты теплопередачи:

3. Уравнения теплового баланса:

$$\tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{reb},(k)} = \Delta \tilde{H}_{q_j}^{\text{c},(k)} - \tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{he},(k)}, \quad (27)$$

$$\tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{col},(k)} = \Delta \tilde{H}_{q_i}^{\text{h},(k)} - \tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{he},(k)},$$

$$\Delta \tilde{H}_{q_j}^{\text{c},(k)} = \alpha_{q_j}^{\text{c},(k)} \Delta H_j^{\text{c}}, \quad \Delta \tilde{H}_{q_i}^{\text{h},(k)} = \alpha_{q_i}^{\text{h},(k)} \Delta H_i^{\text{h}}. \quad (28)$$

4. Температуры на выходе рекуперативного теплообменника:

$$\tilde{T}_{q_i, q_j}^{\text{c},(k)} = \frac{\tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{he},(k)}}{F_{q_j}^{\text{c},(k)} c_j^{\text{c}}} + \tilde{T}_{q_j}^{\text{c}, \text{in}}, \quad \tilde{T}_{q_i, q_j}^{\text{h},(k)} = \tilde{T}_{q_i}^{\text{h}, \text{in}} - \frac{\tilde{Q}_{q_i, q_j}^{\text{he},(k)}}{F_{q_i}^{\text{h},(k)} c_i^{\text{h}}}. \quad (29)$$

5. Выходные температуры q_i -го горячего и q_j -го холодного потоков:

$$\begin{aligned} \tilde{T}_{q_j}^{c,out} &= \frac{\Delta H_j^c \sum_{n_j=1}^{q_j} \alpha_{q_j}^{c,(k)}}{F_{q_j}^{c,(k)} c_j^c} + \tilde{T}_{q_j}^{c,in}, \\ \tilde{T}_{q_i}^{h,out} &= \tilde{T}_{q_i}^{h,in} - \frac{\Delta H_i^h \sum_{n_i=1}^{q_i} \alpha_{q_i}^{h,(k)}}{F_{q_i}^{h,(k)} c_i^h}, \\ q_i &= 1, \dots, (N_i^h - 1), \quad q_j = 1, \dots, (N_j^c - 1). \end{aligned} \quad (30)$$

6. Уравнения связей по входным и выходным переменным ЭБСТ:

$$F_{q_i}^{h,(k)} = F_i^h, \quad F_{q_j}^{c,(k)} = F_j^c, \quad (31)$$

$$T_{q_j}^{c,in} = T_j^{c,in}, \quad T_{q_i}^{h,in} = T_i^{h,in}, \quad q = 1, \quad (32)$$

$$T_{q_j}^{c,out} = T_j^{c,out}, \quad T_{q_i}^{h,out} = T_i^{h,out}, \quad q = N, \quad (33)$$

$$\begin{aligned} T_{q_{i+1}}^{h,in,(k)} &= T_{q_i}^{h,out,(k)}, \quad T_{q_{j+1}}^{c,in,(k)} = T_{q_j}^{c,out,(k)}, \\ q_i &= 1, \dots, (N_i^h - 1), \quad q_j = 1, \dots, (N_j^c - 1), \\ i &= 1, \dots, M^h, \quad j = 1, \dots, M^c, \quad q_i = 1, \dots, N_i^h, \\ q_j &= 1, \dots, N_j^c. \end{aligned} \quad (34)$$

7. Среднелогарифмическая разность температур:

$$\Delta \tilde{t}_{in}^{p,(k)} = \frac{d\tilde{t}_1^{p,(k)} + d\tilde{t}_2^{p,(k)}}{\ln \frac{d\tilde{t}_1^{p,(k)}}{d\tilde{t}_2^{p,(k)}}}, \quad \forall p \in \Omega, \quad (35)$$

$$\text{если } d\tilde{t}_1^{p,(k)} \neq d\tilde{t}_2^{p,(k)},$$

$$\begin{aligned} \Delta \tilde{t}_{in}^{p,(k)} &= d\tilde{t}_1^{p,(k)} = d\tilde{t}_2^{p,(k)}, \quad \forall p \in \Omega, \\ \text{если } d\tilde{t}_1^{p,(k)} &= d\tilde{t}_2^{p,(k)}, \end{aligned} \quad (36)$$

$$d\tilde{t}_1^{he,(k)} = T_{q_i}^{h,in} - \bar{T}_{q_i,q_j}^{c,(k)}, \quad d\tilde{t}_2^{he,(k)} = \bar{T}_{q_i,q_j}^{h,(k)} - T_{q_j}^{c,in}, \quad (37)$$

$$d\tilde{t}_1^{col,(k)} = \bar{T}_{q_i,q_j}^{h,(k)} - T_{q_j}^{cu,out}, \quad (38)$$

$$d\tilde{t}_2^{col,(k)} = T_{q_i}^{h,out} - T_{q_j}^{cu,in}, \quad \forall (q_i^h, q_j^c) \in Z^{(k)},$$

$$d\tilde{t}_1^{reb,(k)} = T^{hu,in} - T_{q_j}^{c,out}, \quad d\tilde{t}_2^{reb,(k)} = T^{hu,out} - \tilde{T}_{q_i,q_j}^{c,(k)}. \quad (39)$$

8. Ограничения на физическую реализуемость процесса теплообмена:

$$\begin{aligned} d\tilde{t}_1^{p,(k)} - \Delta T_{min} &\geq 0, \quad d\tilde{t}_2^{p,(k)} - \Delta T_{min} \geq 0, \\ \Delta \bar{Q}_{q_i,q_j}^{p,(k)} &\geq 0, \quad \forall p \in \Omega. \end{aligned} \quad (40)$$

9. Ограничения на сумму коэффициентов распределения нагрузок по стадиям:

$$\sum_{l_j=1}^{L_j} \alpha_{q_j}^{c,(k)} - 1 = 0, \quad \sum_{l_i=1}^{L_i} \alpha_{q_i}^{h,(k)} - 1 = 0, \quad (41)$$

$$\Omega = \{he, col, reb\}. \quad (42)$$

Алгоритм поиска оптимальной структуры системы теплообмена. Укрупненный алгоритм решения этой задачи заключается в следующем.

Шаг 1. Положить $k = 1$. Задать начальные приближения коэффициентов $\alpha_{q_i}^{(k)}$ и $\alpha_{q_j}^{(k)}$.

Шаг 2. Определить оптимальные экономические оценки для каждого ЭБСТ q_i -го горячего и q_j -го холодного потоков решением задачи (2)–(18).

Шаг 3. Решить задачу о назначениях (22)–(23) с целью определения оптимальной структуры для текущих приближений коэффициентов распределения нагрузок.

Шаг 4. На найденной структуре СТО решить задачу оптимизации (24)–(42) в пространстве нагрузок по всем теплообменникам многостадийной СТО.

Шаг 5. Определить новые значения $\alpha_{q_i}^{(k+1)}$ и $\alpha_{q_j}^{(k+1)}$:

$$\alpha_{q_i}^{h,(k+1)} = \frac{\Delta \tilde{H}_{q_i}^{h,(k)}}{\Delta H_i^h}, \quad \alpha_{q_j}^{c,(k+1)} = \frac{\Delta \tilde{H}_{q_j}^{c,(k)}}{\Delta H_j^c}. \quad (43)$$

Шаг 6. Если $|\Phi^{(k)} - \Phi^{(k-1)}| \geq \xi$, то положить $k = k + 1$. Перейти к шагу 2. В противном случае закончить процедуру вычислений.

Предположим, что среди M^h горячих потоков имеется R потоков, входная температура которых больше температуры j -го холодного потока на величину большую, чем принимаемая допустимая разность температур ΔT_{min} :

$$T_{r_j}^{h,in} - T_j^{c,in} \geq \Delta T_{min}, \quad r_j = 1, \dots, R_j. \quad (44)$$

Пусть также и среди M^c холодных потоков имеется K потоков, входная температура которых меньше температуры i -го горячего потока на величину большую, чем принимаемая допустимая разность температур ΔT_{min} :

$$T_i^{h,in} - T_{g_i}^{c,in} \geq \Delta T_{min}, \quad g_i = 1, \dots, K_i. \quad (45)$$

Тогда при синтезе оптимальной многостадийной системы теплообмена примем максимально возможное число стадий теплообмена j -го холодного потока за $N_j = R_j$. Для i -го горячего потока примем $N_i = K_i$.

СИНТЕЗ ОПТИМАЛЬНОЙ СИСТЕМЫ ТЕПЛООБМЕНА С РАЗДЕЛЕНИЕМ МАТЕРИАЛЬНО-ТЕПЛОВЫХ ПОТОКОВ

Рассмотрим задачу синтеза оптимальных СТО с возможностью разделения материально-тепловых потоков. На каждом входном горячем (холод-

Таблица 1. Исходные данные

Горячий поток	$T_i^{h,in}$, К	$T_i^{h,out}$, К	FCp , кВт/К	Холодный поток	$T_j^{c,in}$, К	$T_j^{c,out}$, К	FCp , кВт/К
H1	650	370	10	C1	410	650	15
H2	590	370	20	C2	350	500	13

ном) потоке поставим делители потоков D_i^h и D_j^c . Они будут делить i -й горячий поток S_i^h на L_i^h элементарных потоков $S_{l_i}^h$ ($i = 1, \dots, M^h, l_i^h = 1, \dots, L_i^h$) и j -й холодный поток S_j^c на L_j^c элементарных потоков $S_{l_j}^c$ ($j = 1, \dots, M^c, l_j^c = 1, \dots, L_j^c$) соответственно. Расходы $F_{l_i}^h, F_{l_j}^c$ потоков $S_{l_i}^h$ и $S_{l_j}^c$ будут равны $\beta_{l_i}^h F_i^h, \beta_{l_j}^c F_j^c$ соответственно, где $\beta_{l_i}^h, \beta_{l_j}^c$ – коэффициенты разделения, удовлетворяющие условиям

$$\sum_{l_i=1}^{L_i^h} \beta_{l_i}^h = 1, i = 1, \dots, M^h, \sum_{l_j=1}^{L_j^c} \beta_{l_j}^c = 1, j = 1, \dots, M^c. \quad (46)$$

Ясно, что температуры потоков $S_{l_i}^h$ и $S_{l_j}^c$ ($l_i = 1, \dots, L_i^h, l_j = 1, \dots, L_j^c$) равны температурам входных потоков S_i^h и S_j^c соответственно. После прохождения системы теплообменников потоки, полученные разделением i -го горячего и j -го холодного потоков, поступают в смесители G_i^h и G_j^c соответственно. Используя уравнения теплового и материального баланса смесителя, получим

$$\Delta H_i^h = \sum_{l_i=1}^{L_i^h} \Delta H_{l_i}^h, F_i^{h,out} = \sum_{l_i=1}^{L_i^h} F_{l_i}^h, \quad (47)$$

$$i = 1, \dots, M^h, l_i = 1, \dots, L_i^h,$$

$$\Delta H_j^c = \sum_{l_j=1}^{L_j^c} \Delta H_{l_j}^c, F_j^{c,out} = \sum_{l_j=1}^{L_j^c} F_{l_j}^c, \quad (48)$$

$$j = 1, \dots, M^c, l_j = 1, \dots, L_j^c.$$

Несложно показать, что в этом случае задача синтеза оптимальной СТО принимает аналогичный вид, включая уравнения теплового и материального баланса делителя:

$$\Delta H_{l_j}^{c,(k)} = \beta_{l_j}^{c,(k)} \Delta H_j^c, \Delta H_{l_i}^{h,(k)} = \beta_{l_i}^{h,(k)} \Delta H_i^h, \quad (49)$$

$$F_{l_i}^{h,(k)} = \beta_{l_i}^{h,(k)} F_i^h, F_{l_j}^{c,(k)} = \beta_{l_j}^{c,(k)} F_j^c \quad (50)$$

и условия изотермического смешения потоков:

$$T_{l_i}^{h,out} - T_i^{h,out} = 0, T_{l_j}^{c,out} - T_j^{c,out} = 0, \quad (51)$$

$$i = 1, \dots, M^h, l_i = 1, \dots, L_i^h, j = 1, \dots, M^c, l_j = 1, \dots, L_j^c.$$

В случае неизотермического смешения потоков условия (51) будут иметь вид

$$T_i^{h,out} - \sum_{l_i=1}^{L_i^h} \beta_{l_i}^h T_{l_i}^{h,out} = 0, T_j^{c,out} - \sum_{l_j=1}^{L_j^c} \beta_{l_j}^c T_{l_j}^{c,out} = 0. \quad (52)$$

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

Работоспособность и эффективность предложенного подхода рассмотрим на трех модельных примерах с использованием различных суперструктур. Для решения задачи нелинейного программирования на шагах 2 и 4 будем использовать метод последовательного квадратичного программирования. Одним из эффективных методов решения задачи о назначениях на шаге 3 является венгерский алгоритм, который будем использовать для нахождения оптимальной структуры системы теплообмена.

Пример 1. Начальные и конечные температуры, количество теплоты, отбираемое от “горячих” и передаваемое “холодным” технологическим потокам, представлены в табл. 1.

По исходным данным была найдена оптимальная структура системы теплообмена. Результаты синтеза СТО в виде диаграммы представлены на рис. 8.

В табл. 2 определены режимы эксплуатации каждого теплообменного аппарата, найденные в результате синтеза оптимальной СТО на суперструктуре смешанного тока.

В табл. 3 представлен сравнительный анализ результатов решения с использованием различных методов и алгоритмов. Структура СТО, найденная с помощью разработанного алгоритма, показала экономически более выгодные результаты по сравнению со структурой, найденной интегральным подходом с помощью программы SYNHEAT [38], и по сравнению с прямоточной и противоточной структурами многостадийного теплообмена.

На рис. 9 представлена диаграмма структуры оптимальной СТО, полученной с использованием программы SYNHEAT, прямоточной и противоточной системы теплообмена.

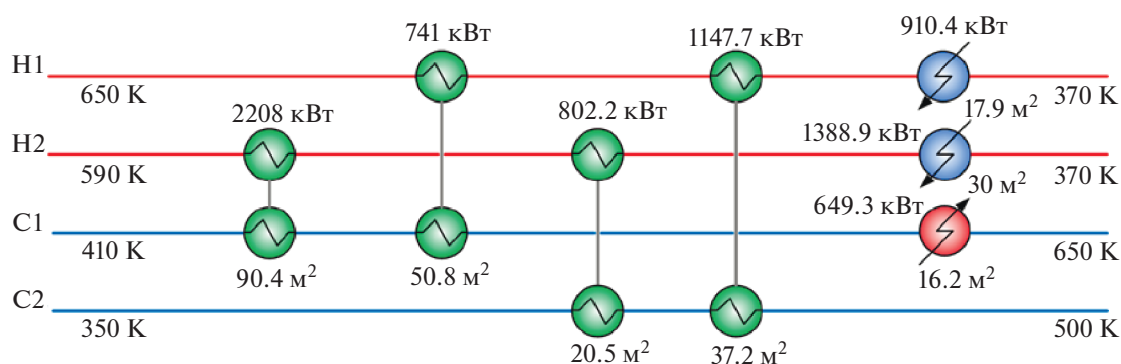


Рис. 8. Диаграмма оптимальной СТО (пример 1).

Пример 2. Начальные и конечные температуры, количество теплоты, отбираемое от горячих и передаваемое холодным технологическим потокам, представлены в табл. 4.

По данным материально-тепловых потоков были построены горячая и холодная композитные кривые, представленные на рис. 10.

Получены следующие результаты пинч-анализа:

Суммарное количество энергии, которую необходимо снять с горячих потоков, кВт 57500

Суммарное количество энергии, которую необходимо передать холодным потокам, кВт 47010

Таблица 2. Результаты решения задачи оптимального синтеза на суперструктуре смешанного тока (В – нагреватель; С – холодильник; Е – рекуператор)

Теплообменный аппарат	Q , кВт	$T_i^{h,in}$, К	$T_i^{h,out}$, К	$T_j^{c,in}$, К	$T_j^{c,out}$, К	A , м ²
E21	2208	590	479.5	410	557.2	90.4
E11	741.8	650	575.8	557.2	606	50.8
E22	802.2	479.5	440	350	411.7	20.5
E12	1147.7	575.8	461	411.7	500	37.2
C21	910.4	461	370	300	320	17.9
C22	1388.9	440	370	300	320	30
B11	649.3	680	679	606	650	16.2

Таблица 3. Сравнительный анализ результатов решения с использованием различных методов и алгоритмов

Параметры	Прямочная суперструктура	Противочная суперструктура	Суперструктура смешанного тока	Результат в SYNHEAT
Рекуперлируемая энергия, кВт	4894.98	4894.97	4899.7	4894.26
Подводимая энергия, кВт	655.02	655.015	649.3	655.74
Отводимая энергия, кВт	2305.01	2305.014	2299.3	2305.74
Число рекуперативных теплообменников	3	3	4	3
Число нагревателей	1	1	1	1
Число холодильников	2	2	2	2
Суммарные приведенные затраты, у.е.	200183	200183	196692	200246

Таблица 4. Исходные данные

Горячий поток	$T_i^{h,in}$, К	$T_i^{h,out}$, К	FCp , кВт/К	Холодный поток	$T_j^{c,in}$, К	$T_j^{c,out}$, К	FCp , кВт/К
Н1	403	383	40	С1	333	373	80
Н2	433	353	15	С2	363	393	27
Н3	470	350	250	С3	373	453	200
Н4	505	335	150	С4	413	503	300

Максимально возможное количество реку- 36210
перлируемой энергии, кВт

Минимальное количество энергии, отво- 21290
димой холодными теплоносителями, кВт

Минимальное количество энергии, подво- 10800
димой горячими теплоносителями, кВт

По исходным данным была найдена оптимальная структура системы теплообмена. Диаграмма оптимальной СТО представлена на рис. 11.

Структура СТО, найденная с помощью разработанного алгоритма на суперструктуре смешанного тока, характеризуется экономически более выгодными результатами по сравнению со структурой, найденной с помощью программы SYNHEAT, и повторяет результаты, полученные с использованием противоточной суперструктуры (табл. 5).

На рис. 12 представлена оптимальная структура СТО, полученная в программе SYNHEAT.

Пример 3. Рассмотрим еще один пример размерности 4Н × 4С.

Начальные и конечные температуры, количество теплоты, отбираемое от горячих и передаваемое холодным технологическим потокам, представлены в табл. 6.

По данным материально-тепловых потоков были построены композитные кривые, представленные на рис. 13.

Результаты пинч-анализа:

Суммарное количество энергии, которую необходимо снять с горячих потоков, кВт 42750

Суммарное количество энергии, которую необходимо передать холодным потокам, кВт 37700

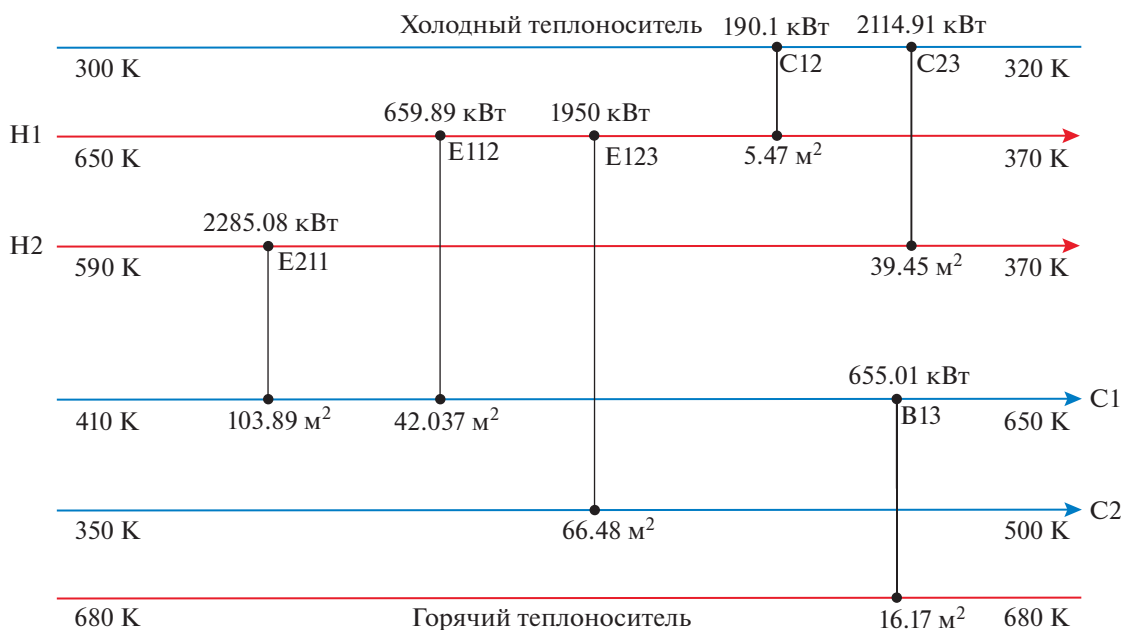


Рис. 9. Диаграмма оптимальной СТО (пример 1).

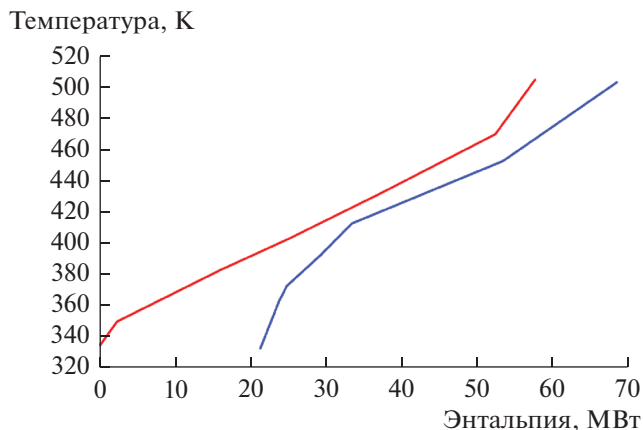


Рис. 10. Горячая (верхняя) и холодная (нижняя) ком-
позитные кривые на температурно-энтальпийной
диаграмме (пример 2).

Максимально возможное количество рекуперлируемой энергии, кВт	35550
Минимальное количество энергии, отво- димой холодными теплоносителями, кВт	7200
Минимальное количество энергии, подво- димой горячими теплоносителями, кВт	2150

В ходе исследования были построены графики (рис. 14) зависимости оптимальных значений сум-
марных приведенных капитальных и эксплуатаци-
онных затрат от коэффициентов распределения
тепловых нагрузок между стадиями суперструкту-
ры СТО. Рассмотрим полученные решения.

Каждая точка выделенного трехмерного про-
странства характеризует оптимальную структуру
системы теплообмена и режимы работы входящих
в ее состав теплообменников при фиксированных
значениях коэффициентов распределения нагру-
зок. Анализируя построенные графики, можно
утверждать о наличии множества экстремумов це-
левой функции. Поэтому проблема многоэкстре-
мальности препятствует нахождению оптималь-
ного решения методами интегрального синтеза, к
примеру с использованием программы SYNHEAT.
Предлагаемый в настоящей статье метод частично
решает данную проблему за счет сведения задачи
оптимизации структуры стадии к задаче линейно-
го программирования о назначениях.

По исходным данным была найдена опти-
мальная структура системы теплообмена. Резуль-
таты синтеза СТО и ее диаграмма представлены в
табл. 7 и на рис. 15.

В табл. 8 представлен сравнительный анализ
результатов решения с использованием различ-
ных методов и алгоритмов. Структура СТО, най-
денная с помощью суперструктуры смешанного
тока, показала экономически более выгодные ре-
зультаты по сравнению со структурой, найденной
с помощью программы SYNHEAT, с прямоточ-
ной и противоточной структурами многостадий-
ного теплообмена.

Оптимальные структуры прямоточной, проти-
воточной системы теплообмена и структура СТО,
найденная с помощью программы SYNHEAT,
представлены на рис. 16, 17 и 18 соответственно.

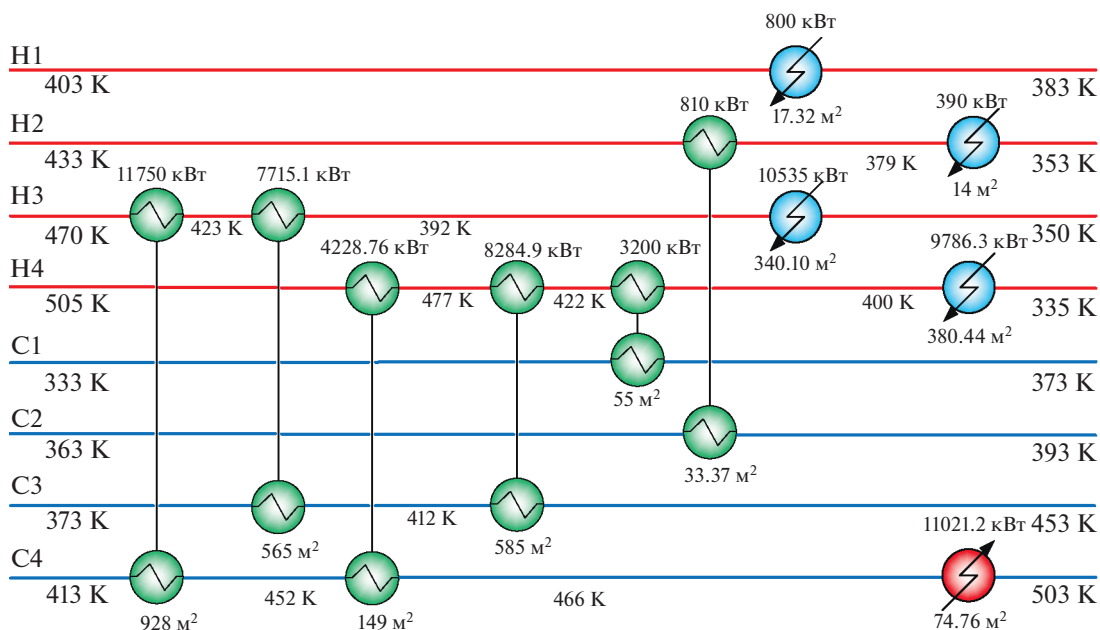


Рис. 11. Диаграмма оптимальной СТО (пример 2).

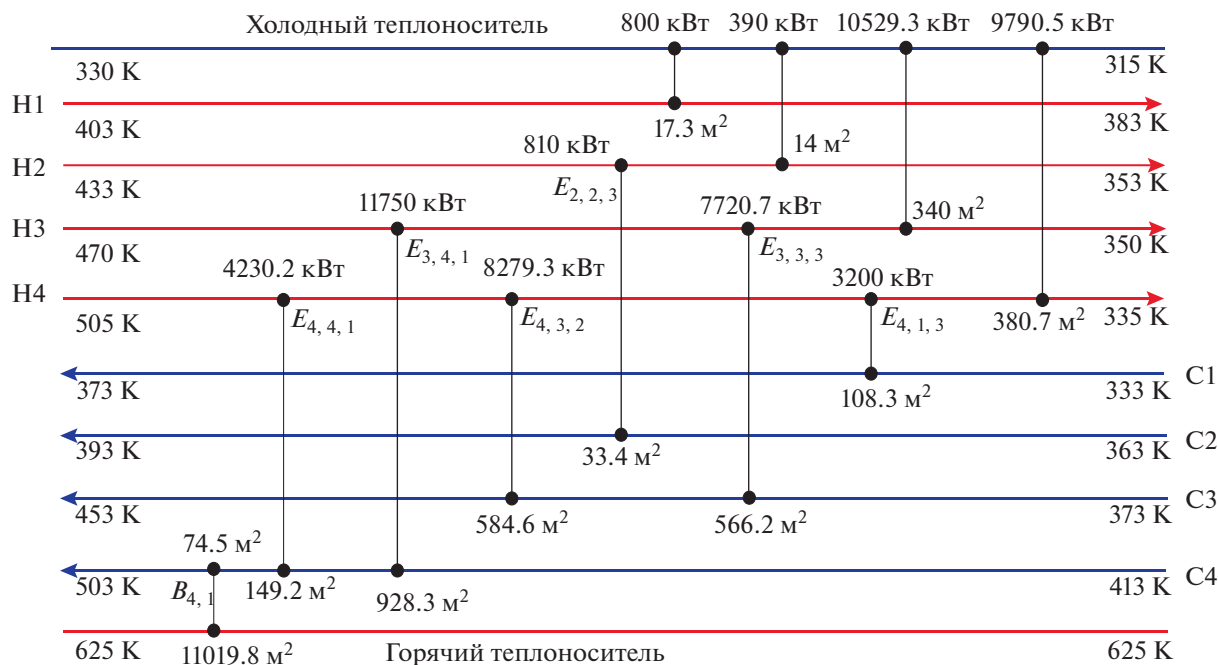


Рис. 12. Диаграмма оптимальной СТО (пример 2).

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В настоящей работе показано, что предлагаемый метод автоматизированного синтеза оптимальных систем теплообмена на основе принципа закрепле-

ния переменных дает лучшие результаты за счет структурной и целевой декомпозиции задачи синтеза. Предложенная суперструктура смешанного тока позволяет расширить поисковую область оп-

Таблица 5. Сравнительный анализ результатов решения с использованием различных методов и алгоритмов

Параметры	Прямоточная суперструктура	Противоточная суперструктура	Суперструктура смешанного тока	Результат в SYNHEAT
Рекуперлируемая энергия, кВт	32310	35990.2	35988.76	20010
Подводимая энергия, кВт	14700	11019.8	11021.2	27000
Отводимая энергия, кВт	25190	21509.8	21511.3	37300
Число рекуперативных теплообменников	5	6	6	4
Число нагревателей	1	1	1	1
Число холодильников	3	4	4	3
Суммарные приведенные затраты, у.е.	1985404	1745027	1745606	3147181

Таблица 6. Исходные данные

Горячий поток	$T_i^{h,in}$, К	$T_i^{h,out}$, К	FCp , кВт/К	Холодный поток	$T_j^{c,in}$, К	$T_j^{c,out}$, К	FCp , кВт/К
Н1	420	360	50	С1	340	380	60
Н2	470	375	200	С2	365	430	120
Н3	485	390	150	С3	395	450	100
Н4	500	435	100	С4	410	465	400

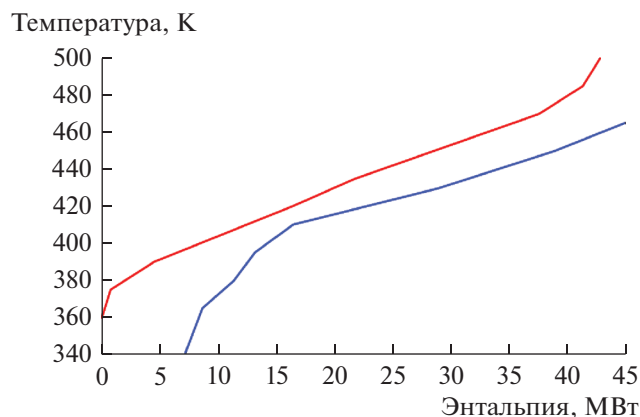


Рис. 13. Горячая (верхняя) и холодная (нижняя) композитные кривые на температурно-энтальпийной диаграмме (пример 3).

тимального значения критерия суммарных приведенных капитальных и эксплуатационных затрат на организацию системы теплообмена. Среди преимуществ предлагаемого метода можно выделить следующие:

сведение задачи синтеза оптимальных СТО к хорошо зарекомендовавшим себя методам оптимизации (линейного и нелинейного математического программирования);

частичная ликвидация локальных минимумов экономического критерия за счет отбрасывания неперспективных структурных элементов, порождающих многоэкстремальность задачи, по их экономическим оценкам, найденным в результате решения задач с поисковым пространством малой размерности;

использование структурно-модульного принципа оптимального проектирования, позволяю-

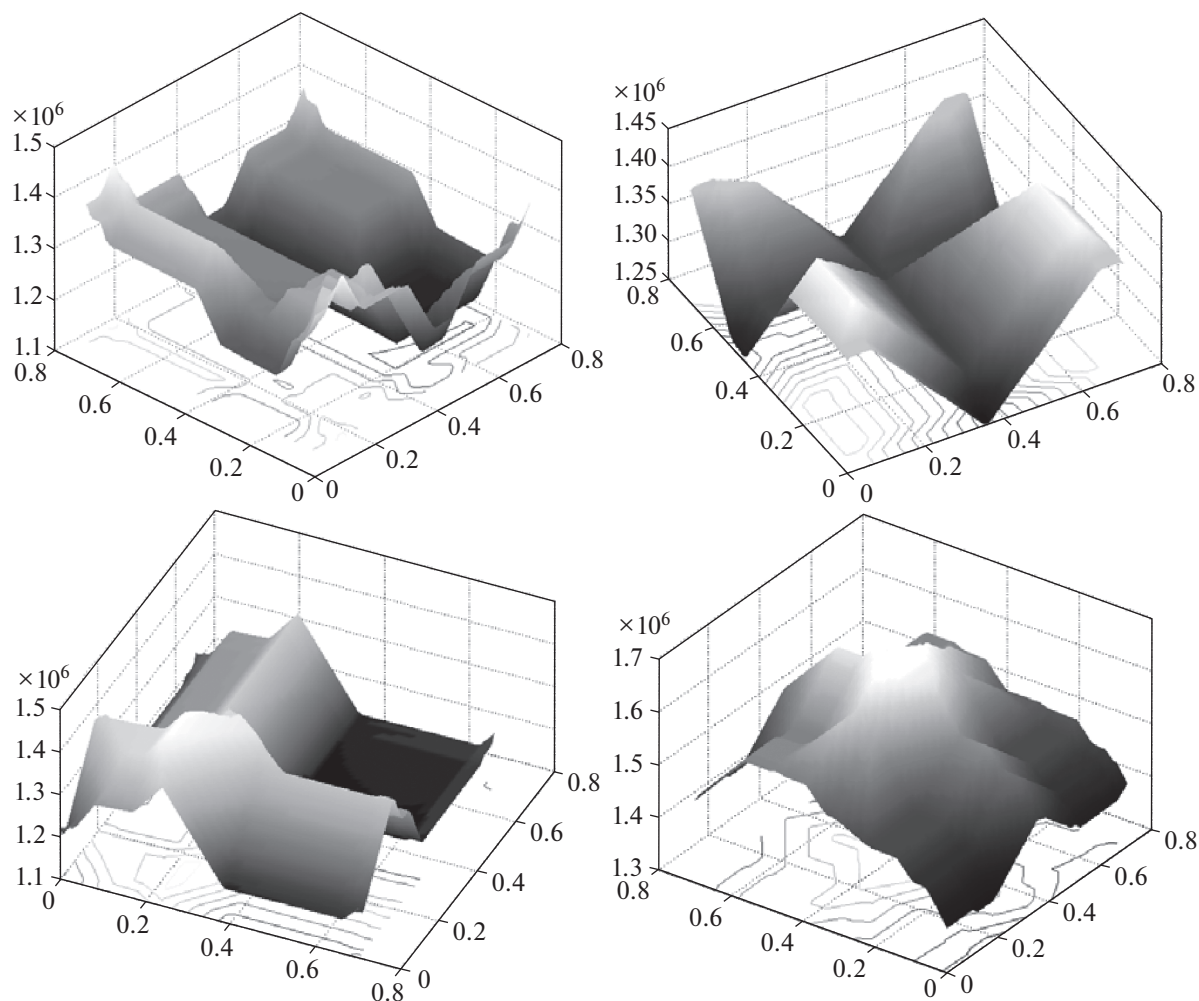


Рис. 14. Графики зависимости оптимального значения приведенных затрат от коэффициентов распределения тепловых нагрузок.

Таблица 7. Сравнительный анализ результатов решения с использованием различных методов и алгоритмов

Число стадий в суперструктуре СТО	Прямоточная суперструктура	Противоточная суперструктура	Суперструктура смешанного тока	Результат в SYNHEAT
Рекуперлируемая энергия, кВт	31200	31700	33532	23150
Подводимая энергия, кВт	6500	6000	4132	9050
Отводимая энергия, кВт	11550	11050	9182	14100
Число рекуперативных теплообменников	5	5	8	5
Число нагревателей	1	1	1	2
Число холодильников	4	4	3	3
Суммарные приведенные затраты, у.е./год	829491	785739	616907	1098914

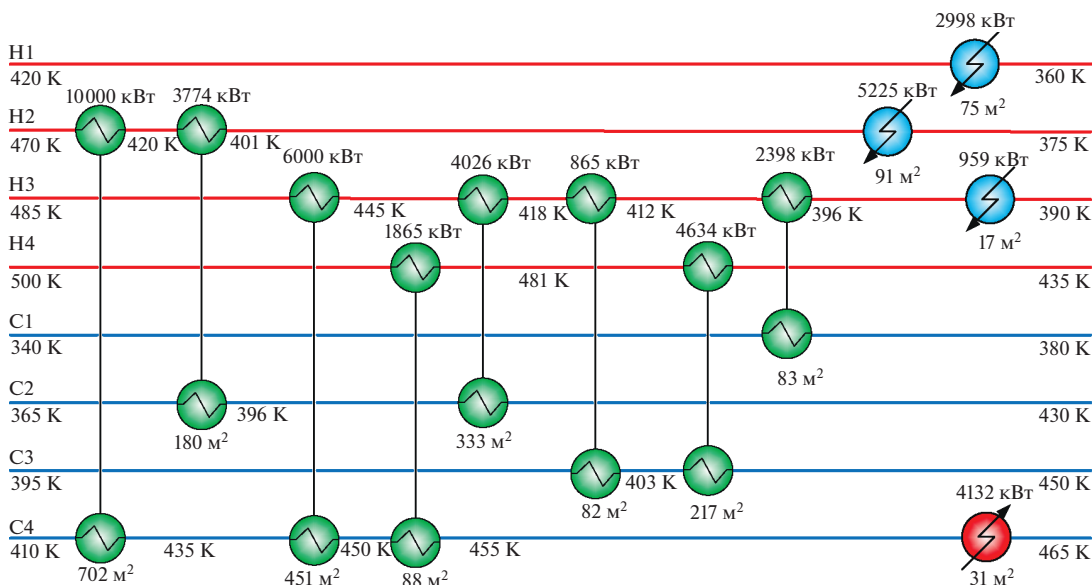


Рис. 15. Диаграмма оптимальной СТО (пример 3).

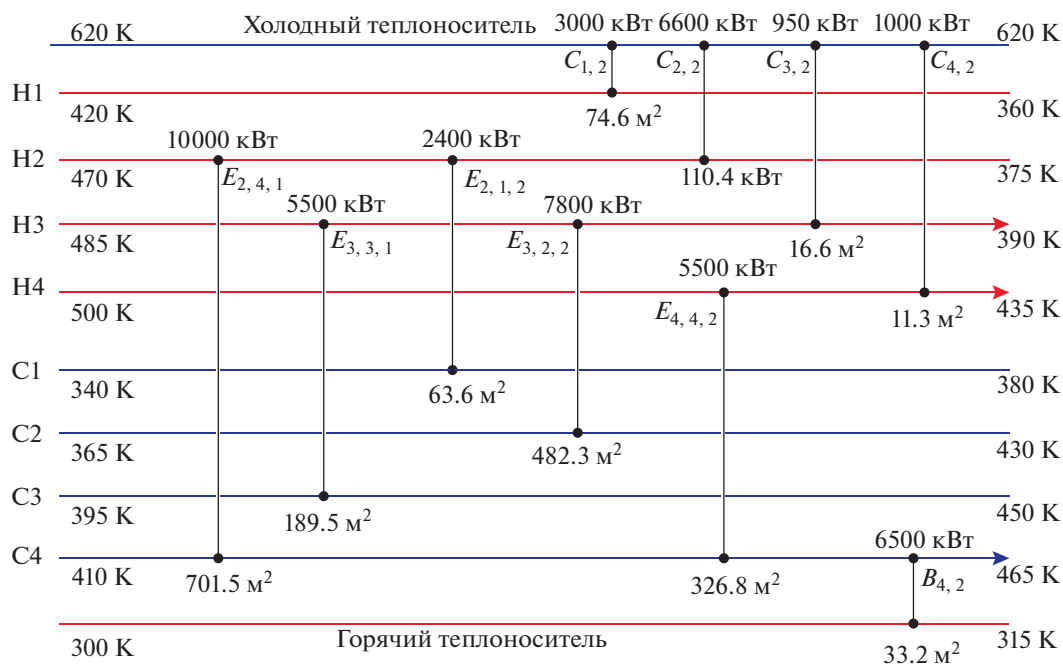


Рис. 16. Структура системы теплообмена на прямоточной суперструктуре (пример 3).

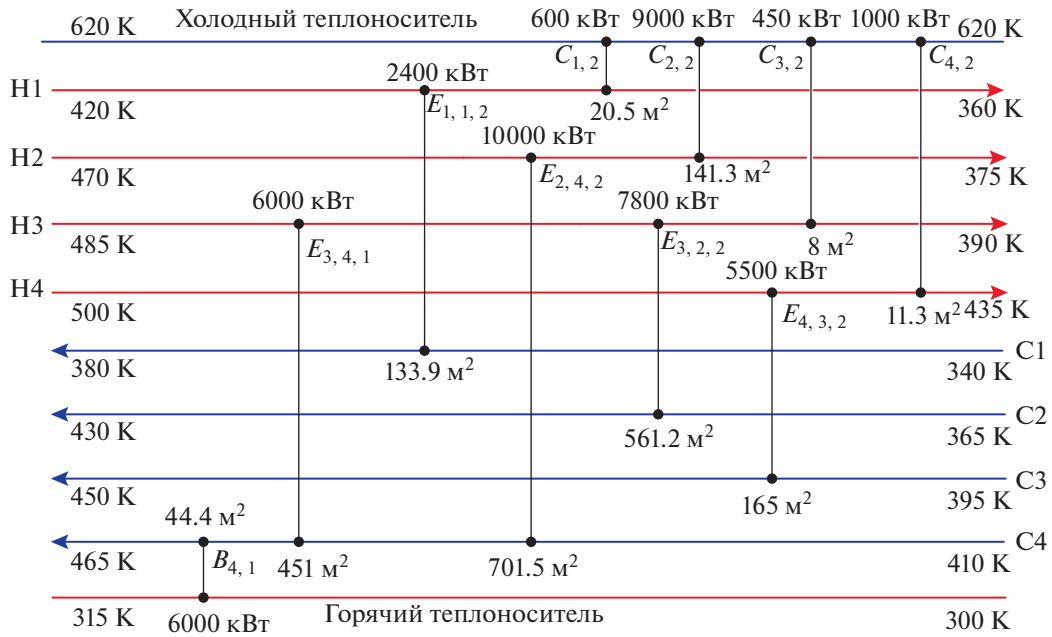


Рис. 17. Диаграмма оптимальной СТО на противоточной суперструктуре (пример 3).

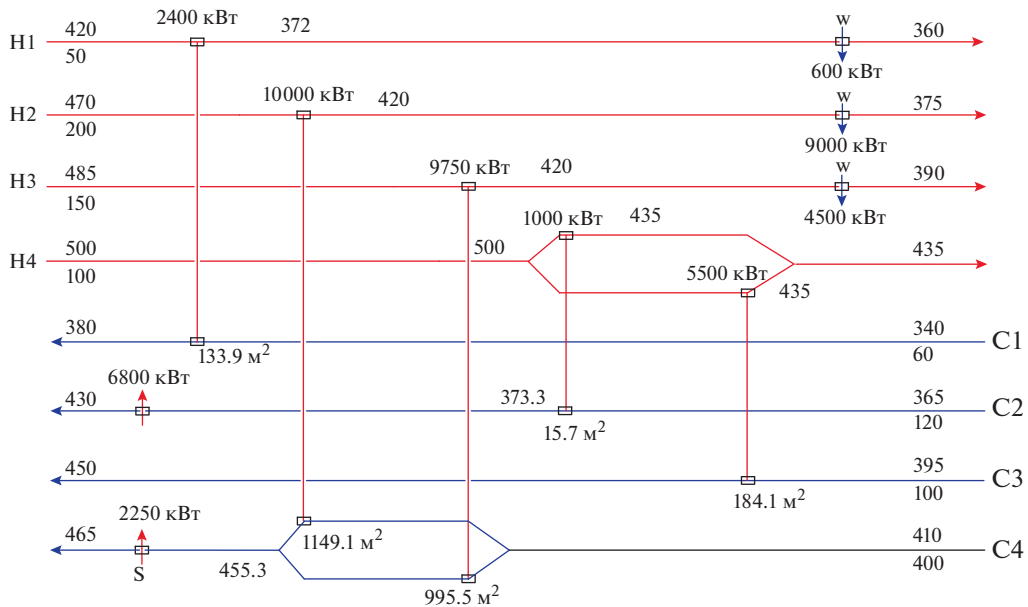


Рис. 18. Структура системы теплообмена, найденная программой SYNHEAT (пример 3).

шего минимизировать вычислительные и временные затраты, решать задачи больших размерностей реальных промышленных масштабов.

Полная автоматизация разработанного метода позволит использовать его в качестве составной процедуры многоуровневых методов автоматизированного синтеза оптимальных систем разделе-

ния многокомпонентных систем, каскада реакторов и т.д. Предлагаемый вариант декомпозиции дает возможность для последующей реализации методов проектирования оптимальных гибких систем теплообмена как с учетом неопределенности в составах и параметрах сырьевых потоков технологических установок, так и требований на качество получаемой продукции.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

A	площадь поверхности теплообмена, м ²
c	удельная изобарная теплоёмкость, (кВт ч)/(кг К)
F	массовый расход, кг/ч
f	суммарные приведенные капитальные и операционные затраты, у.е./год
H	теплосодержание, кВт
\hat{m}_1	приведенные ценовые коэффициенты затрат, у.е./год
\hat{m}_2	приведенные ценовые коэффициенты затрат, у.е./(год м ²)
\hat{m}	цена единицы расхода горячего или холодного теплоносителей, у.е./кг
Q	количество теплоты, кВт
T	температура потока, К
ΔT_{\min}	минимально допустимая разность температур, К
U	коэффициент теплопередачи, (кВт ч)/(м ² К)
$Z^{(k)}$	совокупности пар горячих и холодных потоков, для которых определен элементарный блок, входящий в схему системы теплообмена на k -й итерации
γ	корреляционный коэффициент
Φ	сумма приведенных капитальных затрат и операционных затрат СТО, у.е./год

ИНДЕКСЫ

aut	автономный теплообмен
c	холодный поток
col	холодильник/конденсатор
h	горячий поток
he	рекуперативный теплообменник
i	номер “горячего” потока
j	номер “холодного” потока
k	номер итерации
l	элементарный поток, полученный разделением исходного потока
q	номер стадии теплообмена
reb	нагреватель/кипятильник

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Tovazhnyanskii L.L., Kapustenko P.A., Ul'ev L.M., Boldyrev S.A., Arsen'eva O.P., Tarnovskii M.V.* Thermal process integration in the AVDU A12/2 crude distillation unit during winter operation // *Theor. Found. Chem. Eng.* 2009. V. 43. № 6. P. 906. [Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А., Арсеньева О.П., Тарновский М.В. Интеграция тепловых процессов на установке первичной переработки нефти АВТ
2. *Мешалкин В.П., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Мельниковская Л.А., Ходченко С.М.* Энергоресурсоэффективная реконструкция установки нефтепереработки на основе пинч-анализа с учетом внешних тепловых потерь // *Теор. осн. хим. технол.* 2012. Т. 46. № 5. С. 491.
3. *Klemeš J.J., Kravanja Z.* Forty years of heat integration: pinch analysis (PA) and mathematical programming (MP) // *Curr. Opin. Chem. Eng.* 2013. V. 2. № 4. P. 461.
4. *Morar M., Agachi P.S.* Review: Important contributions in development and improvement of the heat integration techniques // *Comput. Chem. Eng.* 2010. V. 34. № 8. P. 1171.
5. *Furman K.C., Sahinidis N.V.* A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century // *Ind. Eng. Chem. Res.* 2002. V. 41. № 10. P. 2335.
6. *Quirante N., Caballero J.A., Grossmann I.E.* A Novel Disjunctive Model for the Simultaneous Optimization and Heat Integration // *Comput. Chem. Eng.* 2018. V. 108. P. 217.
7. *Ahmetović E., Ibrić N., Kravanja Z., Grossmann I.E.* Water and energy integration: A comprehensive literature review of non-isothermal water network synthesis // *Comput. Chem. Eng.* 2015. V. 82. P. 144.
8. *Ahmetović E., Kravanja Z.* Simultaneous synthesis of process water and heat exchanger networks // *Energy.* 2013. V. 57. P. 236.
9. *Bagajewicz M., Roderer H., Savelski M.* Energy efficient water utilization systems in process plants // *Comput. Chem. Eng.* 2002. V. 26. № 1. P. 59.
10. *Wang Y., Chang C., Feng X.* A systematic framework for multi-plants heat integration combining direct and indirect heat integration methods // *Energy.* 2015. V. 90. P. 56.
11. *Laukkanen T., Tveit T.-M., Fogelholm C.-J.* Simultaneous heat exchanger network synthesis for direct and indirect heat transfer inside and between processes // *Chem. Eng. Res. Des.* 2012. V. 90. P. 1129.
12. *Song R., Chang C., Tang Q., Wang Y., Feng X., El-Halwagi M.M.* The implementation of inter-plant heat integration among multiple plants. Part II: The mathematical model // *Energy.* 2017. V. 135. P. 382.
13. *Boldyrev S.A., Garev A.O., Klemeš J.J., Tovazhnyanskii L.L., Kapustenko P.O., Perevertaylenko O.Yu., Arsenyeva O.P.* Heat integration of ammonia refrigeration cycle into buildings heating systems in buildings // *Theor. Found. Chem. Eng.* 2013. V. 47. № 1. P. 39. [Болдырев С.А., Гарев А.О., Клемеш Й.Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Перевертайленко А.Ю., Арсеньева О.П. Тепловая интеграция аммиачного холодильного агрегата в коммунальную систему зданий // *Теор. осн. хим. технол.* 2013. Т. 47. № 1. С. 45.]
14. *Zhao X.G., O'Neill B.K., Roach J.R., Wood R.M.* Heat Integration for Batch Processes: Part 2: Heat Exchanger Network Design // *Chem. Eng. Res. Des.* 1998. V. 76. № 6. P. 700.
15. *Klemeš J.J., Varbanov P.S.* Heat Integration Including Heat Exchangers, Combined Heat and Power, Heat

- Pumps, Separation Processes and Process Control // Appl. Therm. Eng. 2012. V. 43. P. 1.
16. *Holiastos K., Manousiouthakis V.* Minimum hot/cold/ electric utility cost for heat exchange networks // Comput. Chem. Eng. 2002. V. 26. P. 3.
 17. *Linnhoff B.* Pinch analysis—A state-of-the-art overview: Techno-economic analysis // Chem. Eng. Res. Des. 1993. V. 71. № 5. P. 503.
 18. *U'lev L.M., Vasil'ev M.A.* Heat and power integration of processes for the refinement of coking products // Theor. Found. Chem. Eng. 2015. V. 49. № 5. P. 676. [*Ульев Л.М., Васильев М.А.* Теплоэнергетическая интеграция процессов переработки продуктов коксования // Теор. осн. хим. технол. 2015. Т. 49. № 5. С. 582.]
 19. *Цирлин А.М., Ахременков А.А., Григорьевский И.Н.* Минимальная необратимость, оптимальное распределение поверхности и тепловой нагрузки теплообменных систем // Теор. осн. хим. технол. 2008. Т. 42. № 1. С. 1.
 20. *Цирлин А.М., Ахременков А.А.* Оптимальный теплообмен при изменении фазового состояния хладагента // Теор. осн. хим. технол. 2018. Т. 52. № 5. С. 541.
 21. *Yee T.F., Grossmann I.E.* Simultaneous optimization models for heat integration — II. Synthesis of heat exchanger networks // Comput. Chem. Eng. 1990. V. 14. № 10. P. 1165.
 22. *Ponce-Ortega J., Jimenez-Gutierrez A., Grossmann I.* Optimal synthesis of heat exchanger networks involving isothermal process streams // Comput. Chem. Eng. 2008. V. 32. P. 1918.
 23. *Bogataj M., Kravanja Z.* An alternative strategy for global optimization of heat exchanger networks // Appl. Therm. Eng. 2012. V. 43. P. 75.
 24. *Petersson F.* Synthesis of large-scale heat exchanger networks using a sequential match reduction approach // Comput. Chem. Eng. 2005. V. 29. P. 993.
 25. *Zhang C., Cui G., Chen S.* An efficient method based on the uniformity principle for synthesis of large-scale heat exchanger networks // Appl. Therm. Eng. 2016. V. 107. P. 565.
 26. *Bergamini M.L., Scenna N.J., Aguirre P.A.* Global Optimal Structures of Heat Exchanger Networks by Piecewise Relaxation // Ind. Eng. Chem. Res. 2007. V. 46. P. 1752.
 27. *Faria D.C., Kim S.Y., Bagajewicz M.J.* Global Optimization of the Stage-wise Superstructure Model for Heat Exchanger Networks // Ind. Eng. Chem. Res. 2015. V. 54. № 5. P. 1595.
 28. *Björk K.-M., Westerlund T.* Global optimization of heat exchanger network synthesis problems with and without the isothermal mixing assumption // Comput. Chem. Eng. 2002. V. 26. P. 1581.
 29. *Agarwal A., Gupta S.K.* Multiobjective Optimal Design of Heat Exchanger Networks Using New Adaptations of the Elitist Nondominated Sorting Genetic Algorithm, NSGA-II // Ind. Eng. Chem. Res. 2008. V. 47. P. 3489.
 30. *Cerda J., Westerberg A.W., Mason D., Linnhoff B.* Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis: A transportation problem // Chem. Eng. Sci. 1983. V. 38. № 3. P. 373.
 31. *Cerda J., Westerberg A.W.* Synthesizing heat exchanger networks having restricted stream/stream matches using transportation problem formulations // Chem. Eng. Sci. 1983. V. 38. № 10. P. 1723.
 32. *Papoulias S.A., Grossmann I.E.* A structural optimization approach in process synthesis. II. Heat recovery networks // Comput. Chem. Eng. 1983. V. 7. № 6. P. 707.
 33. *Chen Y., Grossmann I.E., Miller D.C.* Computational Strategies for Large-Scale MILP Transshipment Models for Heat Exchanger Network Synthesis // Comput. Chem. Eng. 2015. V. 82. P. 68.
 34. *Nemet A., Isafiade A., Klemeš J., Kravanja Z.* Two-step MILP/MINLP approach for the synthesis of large-scale HENs // Chem. Eng. Sci. 2018. V. 197. P. 432.
 35. *Ostrovskii G.M., Ziyatdinov N.N., Emel'yanov I.I.* Synthesis of Optimal Systems of Simple Distillation Columns with Heat Recovery // Dokl. Chem. 2015. V. 461. № 2. P. 89. [*Островский Г.М., Зиятдинов Н.Н., Емельянов И.И.* Синтез оптимальных систем простых ректификационных колонн с рекуперацией тепла // Докл. Акад. наук. 2015. Т. 461. № 2. С. 189.]
 36. *Ziyatdinov N.N., Ostrovskii G.M., Emel'yanov I.I.* Designing a Heat-Exchange System upon the Reconstruction and Synthesis of Optimal Systems of Distillation Columns // Theor. Found. Chem. Eng. 2016. V. 50. № 2. P. 178. [*Зиятдинов Н.Н., Островский Г.М., Емельянов И.И.* Построение системы теплообмена при реконструкции и синтезе оптимальных систем ректификационных колонн // Теор. осн. хим. технол. 2016. Т. 50. № 2. С. 184.]
 37. *Ziyatdinov N.N., Emel'yanov I.I., Tuen L.Q.* Method for the Synthesis of Optimum Multistage Heat Exchange Networks // Theor. Found. Chem. Eng. 2018. V. 52. № 6. P. 614. [*Зиятдинов Н.Н., Емельянов И.И., Туен Л.К.* Метод синтеза оптимальных многостадийных систем теплообмена // Теор. осн. хим. технол. 2018. Т. 52. № 6. С. 614.]
 38. *Yee T.F., Grossmann I.E., Kravanja Z.* Simultaneous optimization models for heat integration — III. Process and heat exchanger network // Comput. Chem. Eng. 1990. V. 14. № 11. P. 1185.