

ISBN 5-7763-2106-9

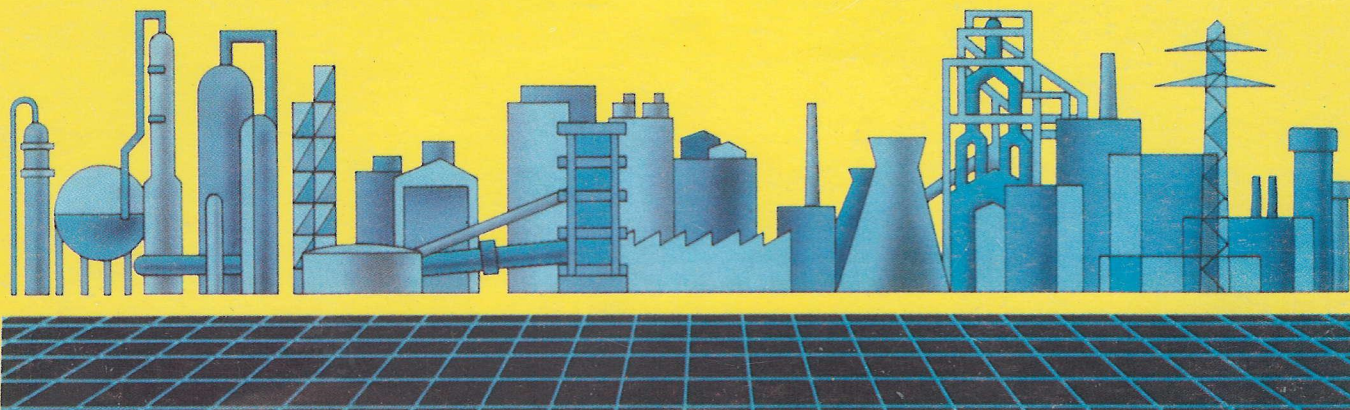
ISBN 5-7763-2107-7

# ІТЕ ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ ТА ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ

ЩОКВАРТАЛЬНИЙ НАУКОВО-ПРАКТИЧНИЙ ЖУРНАЛ



1'99



УДК 338.45: 662.6

Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев

## ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕГО ПОТЕНЦИАЛА ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ С ПОМОЩЬЮ ПОСТРОЕНИЯ СОСТАВНЫХ КРИВЫХ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТОКОВ

### Введение

Проектирование тепловых систем, обеспечивающих минимальное потребление энергии промышленными предприятиями, является одной из наиболее сложных технических проблем, с которой приходится сталкиваться как при реконструкции промышленных установок, так и при их первоначальном проектировании.

При проектировании оптимальных тепловых систем необходимо находить решение из огромного числа возможных вариантов. В [1], например, указывается, что в задаче с пятью холодными и горячими технологическими потоками число вариантов схем равно  $3 \cdot 10^6$ , поэтому важным этапом решения является формулирование критерия оптимизации (целевой функции). В большинстве случаев она имеет вид [2]:

$$\Pi = (\delta_1 + \delta_2) \left( \sum_{i=1}^{N_H} A_i + \sum_{j=1}^{N_C+N_N} B_j \right) + \theta \sum_{k=1}^{N_H} \sum_{l=1}^{N_C+N_N} G_k \cdot M_{kl}, \quad (1)$$

где  $\Pi$  – приведенные затраты, \$/год;  $\delta_1$  – нормативный коэффициент окупаемости, год<sup>-1</sup>;  $\delta_2$  – норма амортизации, год<sup>-1</sup>;  $\theta$  – продолжительность годовой эксплуатации оборудования, ч/год;  $A_i$  – стоимость  $i$ -го теплообменника, \$;  $B_j$  – стоимость  $j$ -го нагревателя, \$;  $G_k$  – стоимость  $k$ -го вспомогательного теплоносителя, \$;  $M_{kl}$  – массовый расход  $k$ -го теплоносителя в  $l$ -м теплообменнике, кг/ч;  $N_H$ ,  $N_C$ ,  $N_N$  – количество теплообменников, холодильников и нагревателей.

Традиционные методы проектирования не позволяют оценить приведенные затраты до создания технологической схемы установки или предприятия. Применение методов математической оптимизации приводит к необходимости решения задач большой размерности, осложнённых возможностью появления локальных методов, а многие методы их решения не дают однозначного алгоритма [3].

Для эффективного синтеза оптимальных технологических схем проф. Б. Линхоффом с сотрудниками университета Манчестерского института науки и технологии развит метод пинч-анализа [4], основанный на термодинамическом анализе составных кривых потоков.

### Метод исследования

В данной работе предлагается метод автоматического построения составных кривых технологических потоков на энтальпийно-температурной плоскости.

Сначала проводится детальное обследование существующей теплоэнергетической системы действующего предприятия или технологической схемы проектируемого процесса для выяснения теплофизических характеристик, участвующих в теплообмене технологических потоков.

Обследование включает в себя как работу с документами, технологическими установками, так и взаимодействие с проектировщиками, обслуживающим установкой персоналом и администрацией предприятия с целью выяснения и уточнения данных.

После того, как все данные о технологических потоках уточнены и известны их начальные  $T_H$  и  $T_K$  температуры, массовые расходы теплоносителей  $W$ , их теплоёмко-

сти  $C$ , выясняются потоковые теплоёмкости технологических потоков

$$CP = W \cdot c, \tag{2}$$

а затем изменение энтальпии потоков в их температурных интервалах:

$$\Delta H = \int_{T_H}^{T_K} CP \cdot dt, \tag{3}$$

если  $CP = \text{const}$ , то  $\Delta H = CP(T_H - T_K)$ .

По полученным данным мы также должны определить минимальную разность температур между теплоносителями в теплообменниках  $\Delta T_{\min}$  [4].

Пусть на обследованном предприятии существует  $N_X$  холодных потоков (т.е. потоков, которые необходимо нагреть для их технологической дальнейшей обработки) и  $N_T$  горячих технологических потоков (потоков, которые необходимо охладить).

Каждый  $i$ -й холодный поток характеризуется температурным интервалом  $DTC_{0i} = [TC_{Hi}, TC_{Ki}]$  и потоковой теплоёмкостью  $CP_{Ci}$ , аналогично для горячих потоков  $DTH_{0j} = [TH_{Hj}, TH_{Kj}]$  и  $CP_{Hj}$ .

Определим над множеством температурных интервалов холодных потоков множество их нижних границ  $\{TC_{Hi}\}$  – множество начальных температур, верхних границ  $\{TC_{Ki}\}$  – множество конечных температур. Для горячих потоков множество нижних границ  $\{TH_{Hj}\}$  – объединяет все конечные температуры потоков и  $\{TH_{Kj}\}$  – все начальные температуры.

Далее сортируются и упорядочиваются множества всех граничных температур холодных потоков  $\{TC_{Hi}\} \cup \{TC_{Ki}\}$ , горячих потоков  $\{TH_{Hj}\} \cup \{TH_{Kj}\}$  и объединение этих множеств  $\{TC_{Hi}\} \cup \{TC_{Ki}\} \cup \{TH_{Hj}\} \cup \{TH_{Kj}\}$ , при этом из множеств исключаются все встречающиеся равные элементы, кроме одного, и тогда:

$$\{TC_{Hi}\} \cup \{TC_{Ki}\} \xrightarrow[\text{исключением}]{\text{упорядочение с}} \{TC_k\}, \quad k = 1, 2, \dots, K, \tag{4}$$

$$\{TH_{Hj}\} \cup \{TH_{Kj}\} \xrightarrow[\text{исключением}]{\text{упорядочение с}} \{TH_l\}, \quad l = 1, 2, \dots, L, \tag{5}$$

$$\{TC_{Hi}\} \cup \{TC_{Ki}\} \cup \{TH_{Hj}\} \cup \{TH_{Kj}\} \xrightarrow[\text{исключением}]{\text{упорядочение с}} \{T_m\}, \quad m = 1, 2, \dots, M, \tag{6}$$

где  $K, L, M$  – соответственно мощности счётных множеств  $\{TC_k\}, \{TH_l\}, \{T_m\}$ .

Затем над этими множествами температур определяются множества температурных интервалов  $\{DTC_i\} = [TC_{i-1}, TC_i]$ ,  $\{DTH_i\} = [TH_{i-1}, TH_i]$ ,  $\{DT_i\} = [T_{i-1}, T_i]$ , с кардинальными числами на единицу меньшими, чем у соответствующих температурных множеств. После этого, для построения составных кривых технологических потоков, мы вычисляем суммарные потоковые теплоёмкости для температурных интервалов  $\{TC_i\}$ , интервалов, на которые делится холодная составная кривая:

$$COC_j = \sum_{\forall DTC_{0i} \supset DTC_j} CP_{Ci}, \quad j = 1, 2, \dots, K-1, \tag{7}$$

для температурных интервалов горячей составной кривой:

$$COH_j = \sum_{\forall DT_{H0_i} \Rightarrow DT_{H_j}} CP_{RH_i}, \quad j = 1, 2, \dots, L-1, \quad (8)$$

и для общего множества температурных интервалов, соответственно для холодной кривой:

$$CC_j = \sum_{\forall DT_{C0_i} \Rightarrow DT_{C_j}} CP_{RC_i}, \quad j = 1, 2, \dots, M-1, \quad (9)$$

и горячей составной кривой:

$$CH_j = \sum_{\forall DT_{H0_i} \Rightarrow DT_{H_j}} CP_{RH_i}, \quad j = 1, 2, \dots, M-1. \quad (10)$$

Сейчас мы можем вычислить суммарное изменение энтальпии холодных и горячих потоков в температурных интервалах, на которые делятся составные кривые. Изменение энтальпии холодных потоков для температурных интервалов, на которые делится холодная составная кривая, начальными и конечными температурами холодных потоков, вычисляется как:

$$DOC_j = (TC_{j+1} - TC_j)COC_j, \quad j = 1, 2, \dots, K-1, \quad (11)$$

соответственно для горячей составной кривой:

$$DOH_j = (TH_{j+1} - TH_j)COH_j, \quad j = 1, 2, \dots, L-1. \quad (12)$$

Аналогично вычисляем суммарное изменение энтальпии холодных и горячих потоков для температурных интервалов, на которые делится обследованная теплоэнергетическая система начальными и конечными температурами горячих и холодных потоков, т.е. для интервалов  $\{DT_i\}$ :

$$DIC_j = (T_{j+1} - T_j)CC_j, \quad j = 1, 2, \dots, M-1, \quad (13)$$

$$DIH_j = (T_{j+1} - T_j)CH_j, \quad j = 1, 2, \dots, M-1 \quad (14)$$

Здесь заметим, что в некоторых температурных интервалах технологические потоки могут отсутствовать. Для таких интервалов суммарное изменение энтальпии соответствующей суммы будет равно нулю.

Далее вычисляем значения энтальпий в точках излома составных кривых, которые соответствуют элементам множеств  $\{TC_k\}$  и  $\{TH_l\}$ . При этом для определённости считаем, что крайняя левая абсцисса горячей составной кривой будет соответствовать началу координат, т.е.  $HN_1 = 0$ , и тогда:

$$HN_{i+1} = HN_i + DOH_i, \quad i = 1, 2, \dots, L-1. \quad (15)$$

Будем считать, что холодная кривая начинается в точке с энтальпией, соответствующей крайней правой точке горячей составной кривой, т.е.  $HC_1 = HN_L$ , и тогда:

$$HC_{i+1} = HC_i + DOC_i, \quad i = 1, 2, \dots, L - 1. \quad (16)$$

С помощью (3) мы можем вычислить значения производных для каждой составной кривой в пределах температурных интервалов. Для холодной составной кривой получим:

$$\left[ \frac{d}{dH} (TC) \right]_i = COC_i^{-1}, \quad (17)$$

для горячей:

$$\left[ \frac{d}{dH} (TH) \right]_i = COH_i^{-1}. \quad (18)$$

Теперь мы можем построить функциональные зависимости для составных кривых  $TC = f_1(H)$  и  $TH = f_2(H)$ . Функция  $TC = f_1(H)$  определяется следующим образом: для заданного  $H$  производится проверка, попадает ли  $H$  в энтальпийный интервал холодной составной кривой, т.е. условие  $HC_1 \leq H \leq HC_K$ , затем определяется  $i$ -й энтальпийный интервал холодной составной кривой, которому соответствует заданное  $H$ , и тогда

$$TC_i = TC_{i-1} + \left[ \frac{d}{dH} (TC) \right]_i (H - HC_{i-1}).$$

Точно также строится функция  $TH = f_2(H)$ , и аналогично определяются обратные функции  $HC = f_1^{-1}(T)$  и  $NN = f_2^{-1}(T)$ .

Далее, используя определённые нами функции  $f_1(H)$ ,  $f_2(H)$ ,  $f_1^{-1}(T)$ ,  $f_2^{-1}(T)$ , сначала строим последовательно вдоль энтальпийной оси горячую составную кривую и сразу за ней – холодную (рис.1), затем определяем расстояние между кривыми по энтальпийной оси во всех точках излома горячей кривой, для которых  $\left[ \frac{d}{dH} (TH) \right]_{i+1} < \left[ \frac{d}{dH} (TH) \right]_i$ , и хо-

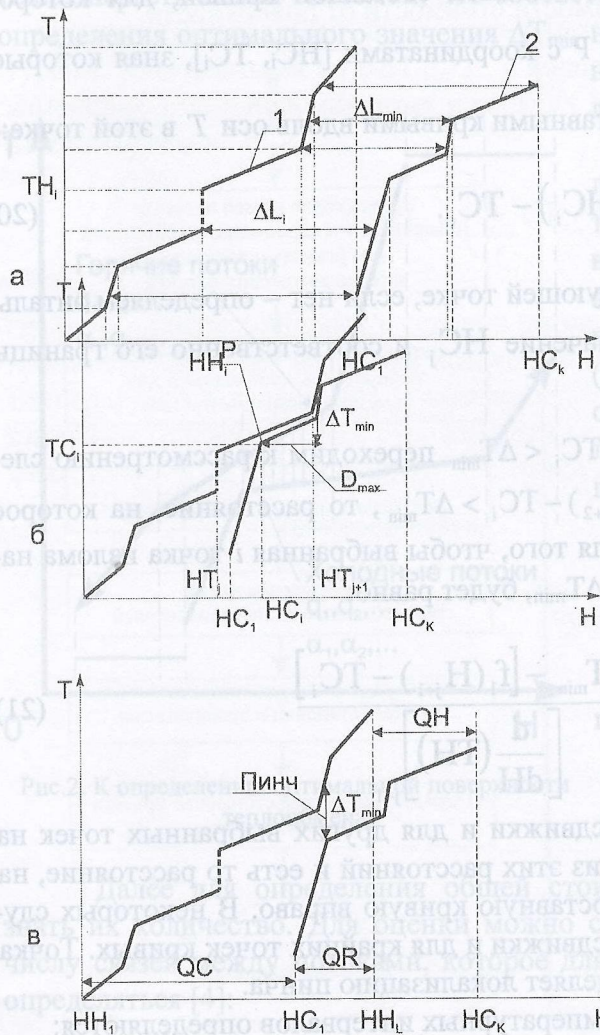


Рис.1. Построение составных для заданного  $\Delta T_{min}$  а – последовательное построение; б – сближение кривых до касания; в – раздвигание кривых на расстояние  $\Delta T_{min}$  вдоль оси ординат. 1 – горячая составная кривая, 2 – холодная. QR – максимальная теплота рекуперации, QC – нагрузка на холодные энергоносители, QH – нагрузка на горячие энергоносители

лодной кривой, для которых  $\left[ \frac{d}{dH} (TC) \right]_{i+1} > \left[ \frac{d}{dH} (TC) \right]_i$ .

Определяем минимальное из этих расстояний  $\Delta L_{min}$  (рис.1) и сдвигаем на эту величину холодную кривую влево. Сейчас все значения массива  $HC_j$  уменьшились на  $\Delta L_{min}$ ,

эти изменения необходимо внести и в соответствующие функциональные зависимости

$$HC_j = HC_j - dL_{\min}, \quad j = 1, 2, \dots, K. \quad (19)$$

Сейчас кривые касаются в одной из точек, т.е.  $\Delta T_{\min} = 0$ , что физически соответствует максимальной рекуперации тепла, т.е. бесконечно большой поверхности теплообмена, что практически невыполнимо. Далее двигаем холодную кривую вправо до тех пор, пока в последней из указанных выше точек, либо в крайних точках кривых, расстояние между ними по температурной оси не станет равным  $\Delta T_{\min}$ .

Рассмотрим одну из точек излома холодной составной кривой, для которой  $\left[ \frac{d}{dH}(TC) \right]_{i+1} > \left[ \frac{d}{dH}(TC) \right]_i$ , на рис.16 точка P с координатами  $[HC_i, TC_i]$ , зная которые, мы легко вычислим расстояние между составными кривыми вдоль оси  $T$  в этой точке:

$$\Delta T = f_1(HC_i) - TC_i. \quad (20)$$

Если  $\Delta T > \Delta T_{\min}$  – переходим к следующей точке, если нет – определяем энтальпийный интервал, в котором находится значение  $HC_j$  и соответственно его границы  $(H_j, H_{j+1})$ .

При выполнении условия  $f_1(H_{j+1}) - TC_i < \Delta T_{\min}$  переходим к рассмотрению следующего интервала, при этом, если  $f_1(H_{j+2}) - TC_i > \Delta T_{\min}$ , то расстояние, на которое необходимо сдвинуть холодную кривую для того, чтобы выбранная  $i$  точка излома находилась от горячей кривой на расстоянии  $\Delta T_{\min}$ , будет равно:

$$D_i = H_{j+1} - HC_i + \frac{\Delta T_{\min} - [f_1(H_{j+1}) - TC_i]}{\left[ \frac{d}{dH}(TH) \right]_{j+1}}. \quad (21)$$

Аналогично вычисляется величина сдвижки и для других выбранных точек на обеих кривых. Понятно, что максимальное из этих расстояний и есть то расстояние, на которое необходимо сдвинуть холодную составную кривую вправо. В некоторых случаях необходимо рассчитывать расстояния сдвижки и для крайних точек кривых. Точка излома, для которой определено  $D_{\max}$ , определяет локализацию пинча.

Сейчас энтальпийные координаты температурных интервалов определяются:

$$HC_j = HC_j - D_{\max}. \quad (22)$$

И теперь уже просто определить мощность, которую необходимо подвести к теплоэнергетической системе или технологическому процессу с помощью внешних энергоносителей:

$$QH = HC_K - HH_L, \quad (23)$$

мощность, которая должна быть отведена от системы:

$$QC = HC_1 - HH_1. \quad (24)$$

Величина энтальпийного интервала, на котором составные кривые перекрываются,

$$QR = NH_L - HC_1 \tag{25}$$

показывает максимальное значение рекуперлируемой теплоты в системе при заданной величине  $\Delta T_{min}$ .

При известной потребляемой и отводимой мощности и удельной стоимости энергоносителей легко вычислить общую стоимость энергоносителей, потребляемых теплоэнергетической системой, что соответствует третьему члену в сумме (1). Но для определения оптимального значения  $\Delta T_{min}$  необходимо знать и стоимость теплообменников, необходимых для рекуперации теплоты (первые два члена суммы (1)).

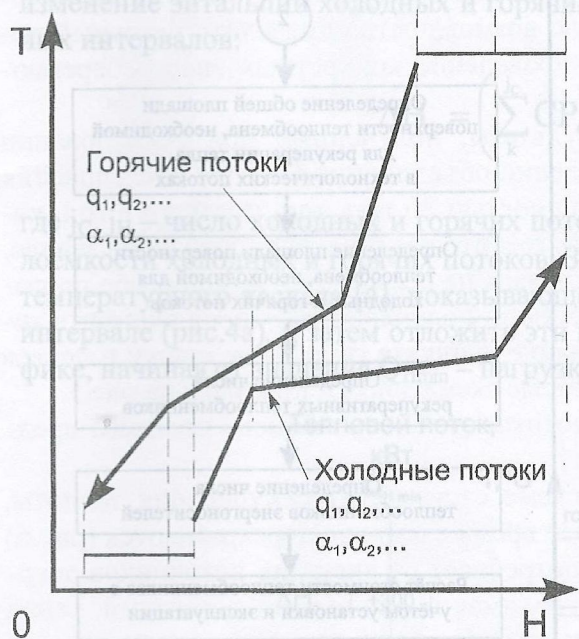


Рис.2. К определению оптимальной поверхности теплообмена

Далее для определения общей стоимости теплообменников нам необходимо знать их количество. Для оценки можно считать, что число теплообменников равно числу связей между потоками, которое для максимального сохранения энергии будет определяться [4]:

$$N_{Tmer} = \sum_j^{интервалы} N_j, \tag{27}$$

где  $N_j = NSC_j \times NSH_j$  – количество связей для каждого интервала температур,  $NSC_j$  – число холодных потоков в интервале  $j$ ,  $NSH_j$  – число горячих потоков.

Для определения минимального числа связей между потоками можно воспользоваться соотношением [26]

$$N_{min} = NS_{вп} + NS_{нп} - 2, \tag{28}$$

где  $NS_{вп}$  – количество потоков в интервале температур выше температуры пинча,  $NS_{нп}$  – количество потоков в интервале температур ниже температуры пинча,  $N_{min}$  – оп-

Чтобы определить поверхность теплообмена, необходимую для рекуперации теплоты при минимальном потреблении внешних энергоносителей, составные кривые разбиваются на вертикальные энтальпийные интервалы в точках излома линий (рис.2) и вычисляется поверхность теплообмена, необходимая для каждого интервала, а затем, суммируя, вычисляем общую поверхность [4]:

$$S_{min} = \sum_i^{интервалы} \left( \frac{1}{\Delta T_{lni}} \right) \times \sum_j^{потоки} \left( \frac{q_j}{\alpha_j} \right)_i, \tag{26}$$

где  $\Delta T_{lni}$  – логарифмическая разность температур для  $i$ -го интервала;  $\alpha_j$  – коэффициент теплоотдачи  $j$ -го потока,  $q_j$  – изменение энтальпии  $j$ -го потока.

ределено для минимального значения количества теплообменников, необходимых для удовлетворения теплообмена между потоками

Тогда стоимость теплообменников определится следующим образом [4]:

$$C = N_{\min} \left[ a + b \left( \frac{S_{\min}}{N_{\min}} \right)^\gamma \right], \quad (29)$$

где  $a$  – стоимость монтажа теплообменника,  $b$  – удельная стоимость поверхности,  $\gamma \sim 0,8 \div 1$  – показатель нелинейности зависимости стоимости от поверхности.

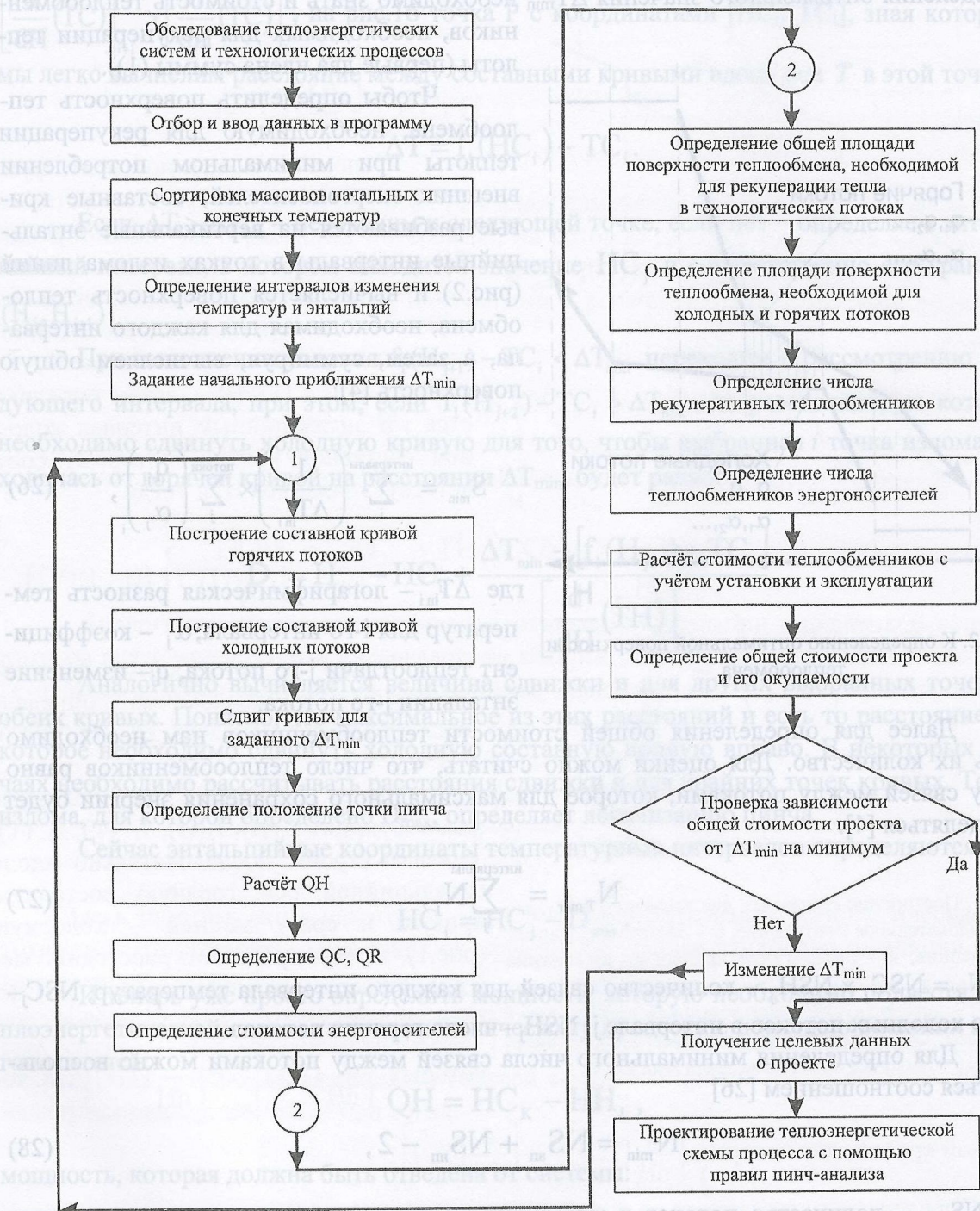


Рис.3. Блок-схема проектирования технологических схем, близких к оптимальным



Теперь мы можем вычислить общую стоимость проекта, суммируя стоимость энергии и теплообменной аппаратуры.

Далее организовываем итерационную процедуру изменения  $\Delta T_{\min}$  и, повторяя все действия сначала, определяем  $\Delta T_{\min}$ , при котором стоимость проекта будет минимальной.

Структурная схема предлагаемого метода изображена на рис.3.

Составные кривые хорошо представляют энергетические цели, но для выбора и размещения внешних энергоносителей разработан в пинч-анализе более удобный инструмент – большая составная кривая [4]. Для её построения необходимо сдвинуть горячую составную кривую на  $\Delta T_{\min}/2$  вниз по температурной оси, а холодную – вверх, т.е. составные кривые сейчас будут моделировать горячие потоки с граничными температурами, изменёнными на  $(-\Delta T_{\min}/2)$ , а холодные – на  $\Delta T_{\min}/2$ . Затем вычисляется общее изменение энтальпии холодных и горячих потоков в каждом из сдвинутых температурных интервалов:

$$\Delta H_i = \left( \sum_k^{j_c} C P_{ck} - \sum_k^{j_H} C P_{Hk} \right) \cdot \Delta T_i, \quad (30)$$

где  $j_c, j_H$  – число холодных и горячих потоков в  $i^M$  интервале,  $C P_C, C P_H$  – потоковые теплоёмкости холодных и горячих потоков. Затем изменения  $\Delta H_i$  можно расположить в виде температурного каскада [4], показывающего недостаток или избыток теплоты в каждом интервале (рис.4а), и затем отложить эти величины на температурно – энтальпийном графике, начиная от значения  $Q_{H\min}$  – нагрузки на внешние горячие теплоносители (рис.4б).

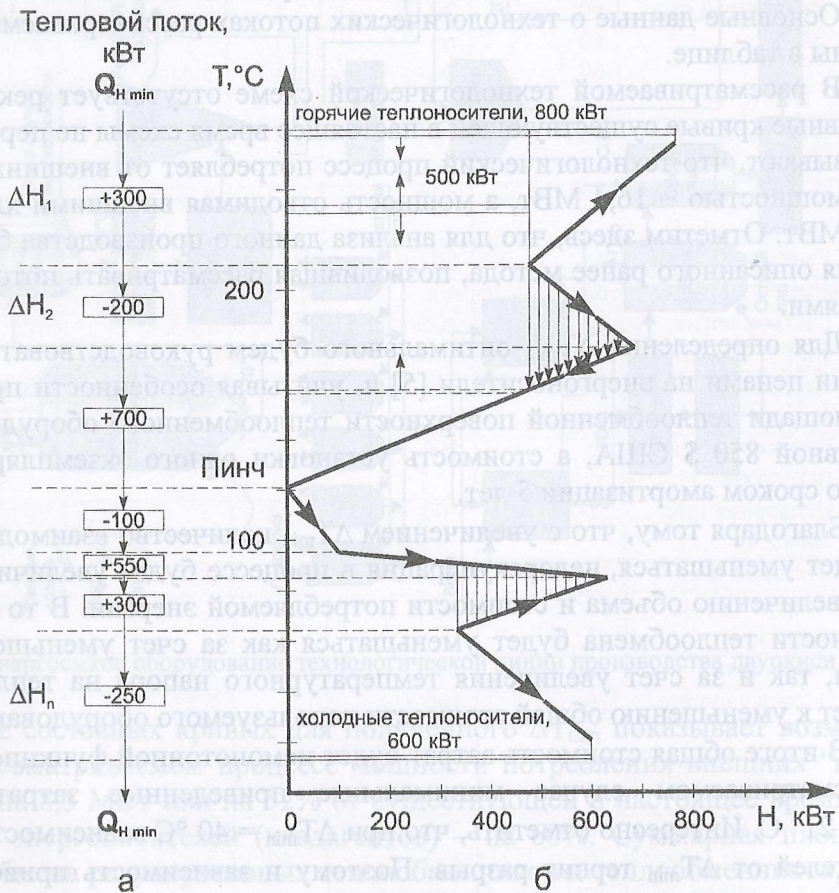


Рис. 4. Общее изменение энтальпии в температурных интервалах – а. Большая составная кривая и необходимые внешние энергоносители – б. Здесь на температурной оси откладываются «сдвинутые» температуры

Построенная таким образом линия и называется “Большая составная кривая”. Работая с такой кривой, необходимо помнить, что на температурной оси отложены не действительные температуры потоков, а сдвинутые температуры, т.е. холодные потоки на  $\Delta T_{\min}/2$  горячее, а горячие – холоднее. Заштрихованные области (карманы) на кривой показывают рекуперативный теплообмен между потоками. Большая составная кривая позволяет наиболее выгодным образом разместить внешние энергоносители для нагрева или охлаждения потоков. Например, если энергия к процессу подводится паром, то 500 кВт мощности мы можем передать процессу как паром высокого, так и среднего давления, что может оказывать значительное влияние на общую стоимость проекта. С помощью большой составной кривой разработаны также методы интеграции в процесс тепловых машин, насосов и других энергетических установок [4].

### Применение

С помощью разработанного метода построения составных кривых был обследован ряд промышленных предприятий, что дало возможность определить реальный потенциал энергосбережения и рекомендовать проведение конкретных энергосберегающих мероприятий.

В качестве примера рассмотрим результаты, полученные при обследовании ОАО “Сумыхимпром”. При анализе подразделений объединения был для обследования выбран цех производства двуокиси титана мощностью 20 тыс. тон пигмента в год, который в настоящее время является основным потребителем тепловой энергии на заводе.

Технология синтеза двуокиси титана основана на сернокислотном способе производства, который включает четыре основных стадии: получение растворов сульфата титана; получение продукта гидролиза; прокаливание продукта гидролиза; сушку и поверхностную обработку полученного пигмента, которые схематически показаны на рис.5.

Основные данные о технологических потоках рассматриваемого процесса представлены в таблице.

В рассматриваемой технологической схеме отсутствует рекуперация теплоты, и составные кривые существующей в настоящее время схемы не перекрываются (рис.6) и показывают, что технологический процесс потребляет от внешних источников энергию с мощностью  $\sim 16,4$  МВт, а мощность отводимая внешними хладагентами, равна  $\sim 14,1$  МВт. Отметим здесь, что для анализа данного производства была сделана модификация описанного ранее метода, позволившая рассматривать потоки с фазовыми изменениями.

Для определения  $\Delta T_{\min}$  оптимального будем руководствоваться мировыми рыночными ценами на энергоносители [5] и, учитывая особенности процесса стоимость,  $1 \text{ м}^2$  площади теплообменной поверхности теплообменного оборудования будем считать равной 850 \$ США, а стоимость установки одного экземпляра равной 20000 \$ США со сроком амортизации 5 лет.

Благодаря тому, что с увеличением  $\Delta T_{\min}$  количество взаимодействующих потоков будет уменьшаться, недорекуперация в процессе будет увеличиваться, что приводит к увеличению объема и стоимости потребляемой энергии. В то же время площадь поверхности теплообмена будет уменьшаться как за счет уменьшения передаваемой энергии, так и за счет увеличения температурного напора на теплообменниках. Это приведет к уменьшению общей стоимости используемого оборудования.

В итоге общая стоимость затрат будет немонотонной функцией от  $\Delta T_{\min}$  (рис.6). В рассматриваемом случае минимальные приведенные затраты соответствуют  $\Delta T_{\min} = 21^\circ \text{C}$ . Интересно отметить, что при  $\Delta T_{\min} = 40^\circ \text{C}$  зависимость стоимости энергоносителей от  $\Delta T_{\min}$  терпит разрыв. Поэтому и зависимость приведенных затрат на этом значении  $\Delta T_{\min}$  имеет разрыв. Это связано с тем, что  $\Delta T_{\min} = 40^\circ \text{C}$  наблюдается при теплообмене между технологическими потоками с наличием фазового изменения, и изменение теплосодержания таких потоков происходит при постоянной температуре.

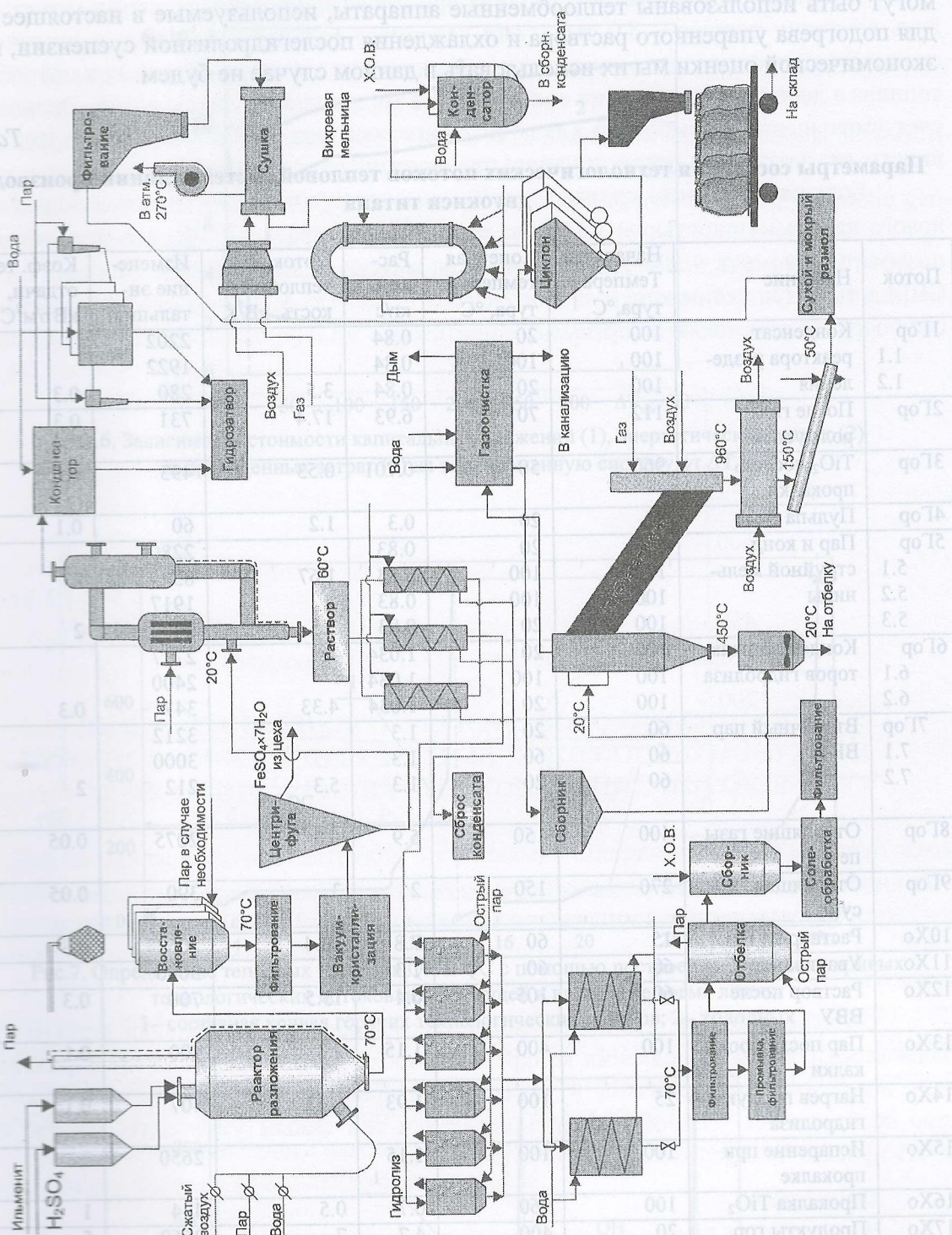


Рис.5. Основное энергоемкое оборудование технологической линии производства двуокиси титана

Построение составных кривых для полученного  $\Delta T_{\min}$  показывает возможность уменьшения в рассматриваемом процессе мощности потребления внешних “горячих” энергоносителей на 8,5 МВт или на 52% от существующей в настоящее время и мощности “холодных” энергоносителей (хладагентов) – на 60%. Суммарная площадь поверхности теплообмена рекуперативных теплообменников и теплообменников, необходимых для охлаждения технологических потоков внешними хладагентами, составляет величину  $S_{\min} \approx 680 \text{ м}^2$ , а их количество равно 38, т.е. стоимость дополнительного теплообменного оборудования равна  $\sim 1.5 \cdot 10^6$  \$ США. Заметим, что при реконструкции

могут быть использованы теплообменные аппараты, используемые в настоящее время для подогрева упаренного раствора и охлаждения послегидролизной суспензии, но для экономической оценки мы их использовать в данном случае не будем.

Таблица

Параметры состояния технологических потоков тепловой системы линии производства двуокиси титана

Поток	Название	Начальная температура, °С	Конечная температура, °С	Расход, кг/с	Потоковая теплоёмкость, кВ/К	Изменение энтальпии	Кэф. теплоотдачи, кВт/м <sup>2</sup> С
1Гор 1.1 1.2	Конденсат реактора разделения	100	20	0.84		2202	
		100	100	0.84		1922	
		100	20	0.84	3.5	280	0.3
2Гор	После гидр. суспен.	112	70	6.93	17.4	731	0.3
3Гор	TiO <sub>2</sub> после прокали	960	50	0.701	0.53	493	0.05
4Гор	Пульпа	70	20	0.3	1.2	60	0.1
5Гор 5.1 5.2 5.3	Пар и конд. струйной мельницы	150	20	0.83		2280	
		150	100	0.83	1.67	83	2
		100	100	0.83		1917	
		100	20	0.83	3.5	280	2
6Гор 6.1 6.2	Конденсат реакторов гидролиза	100	20	1.034		2717	
		100	100	1.034		2400	
		100	20	1.034	4.33	347	0.3
7Гор 7.1 7.2	Вторичный пар ВВУ	60	20	1.3		3212	
		60	60	1.3		3000	
		60	20	1.3	5.3	212	2
8Гор	Отходящие газы печи	400	150	5.9	8.3	2075	0.05
9Гор	Отходящие газы суш.	270	150	2	3	390	0.05
10Хо	Раствор на ВВУ	15	60	7.8	23.4	1052	0.3
11Хо	Уваривание	60	60	1.3		3000	
12Хо	Раствор после ВВУ	60	105	6.4	15.5	700	0.3
13Хо	Пар после прокали	100	400	1.15	2.3	700	0.1
14Хо	Нагрев продукта гидролиза	25	100	1.93	5.42	407	0.1
15Хо	Испарение при прокатке	100	100	1.15		2650	
16Хо	Прокали TiO <sub>2</sub>	100	960	0.7	0.5	434	1
17Хо	Продукты гор. прокат	20	400	4.7	7	2660	5
18Хо	Пар сушил.	100	270	0.565	1.23	192	0.3
19Хо	Нагрев в сушилке	20	100		2.37	190	0.3
20Хо	Испарение в сушилке	100	100	0.565		1300	
21Хо	Сушка TiO <sub>2</sub>	100	500	1.3	0.49	200	1
22Хо	Продукты горения сушилки	20	270	1.48	2.1	525	1
23Хо	Испарение в аппаратах гидролиза	112	112	1.034		2400	

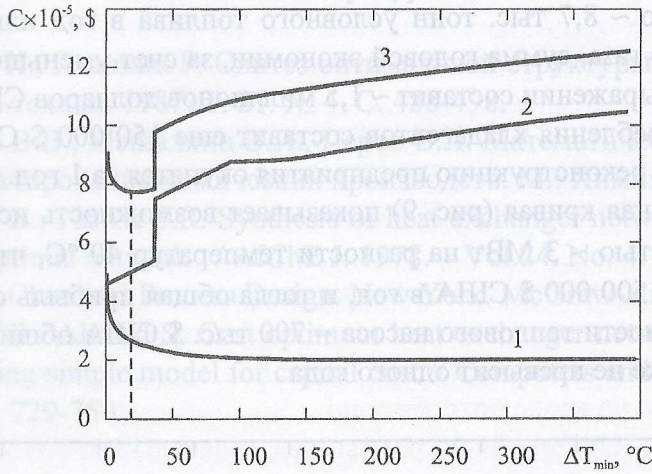


Рис.6. Зависимость стоимости капитальных вложений (1), энергетических затрат (2) и приведенных затрат (3) на теплообменную систему от  $\Delta T_{\min}$

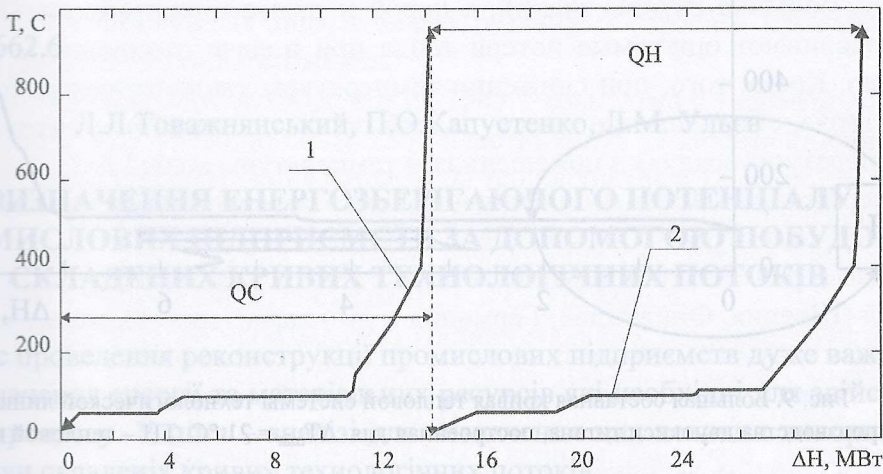


Рис.7. Определение тепловых нагрузок QH и QC с помощью построения составных кривых технологических потоков действующей в настоящее время линии.

1— составная кривая горячих технологических потоков; 2— холодных

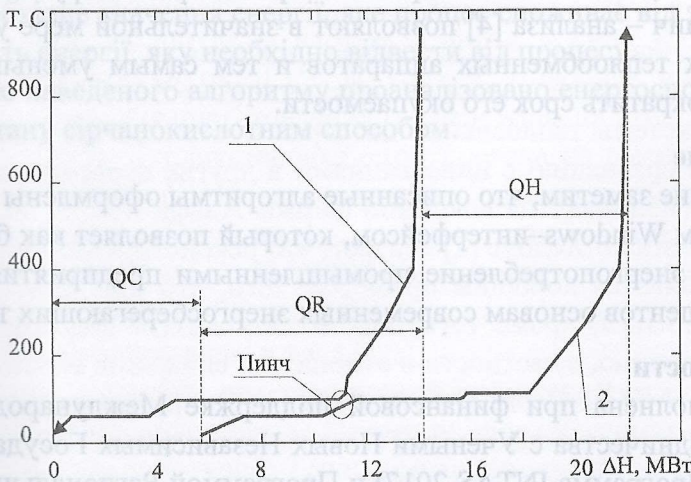


Рис.8. Построение составных кривых и определение тепловых нагрузок QH, QC и QR для  $\Delta T_{\min}$  оптимального. 1— горячая и 2— холодная составные кривые

Экономия потребляемого топлива при проведении реконструкции может составить величину равную ~ 8,7 тыс. тонн условного топлива в год или, в пересчете на стоимость природного газа, сумма годовой экономии, за счет уменьшения потребления топлива в денежном выражении составит ~ 1,5 миллионов долларов США. Экономия за счет уменьшения потребления хладагентов составит еще 150 000 \$ США в год. Легко видеть, что затраты на реконструкцию предприятия окупятся за 1 год.

Большая составная кривая (рис. 9) показывает возможность использования теплового насоса мощностью ~ 3 МВт на разности температур 40 °С, что дополнительно позволит экономить ~ 500 000 \$ США в год, и тогда общая прибыль составит  $2,2 \cdot 10^6$  \$ США в год. При стоимости теплового насоса ~ 700 тыс. \$ США общий срок окупаемости оборудования также не превысит одного года.

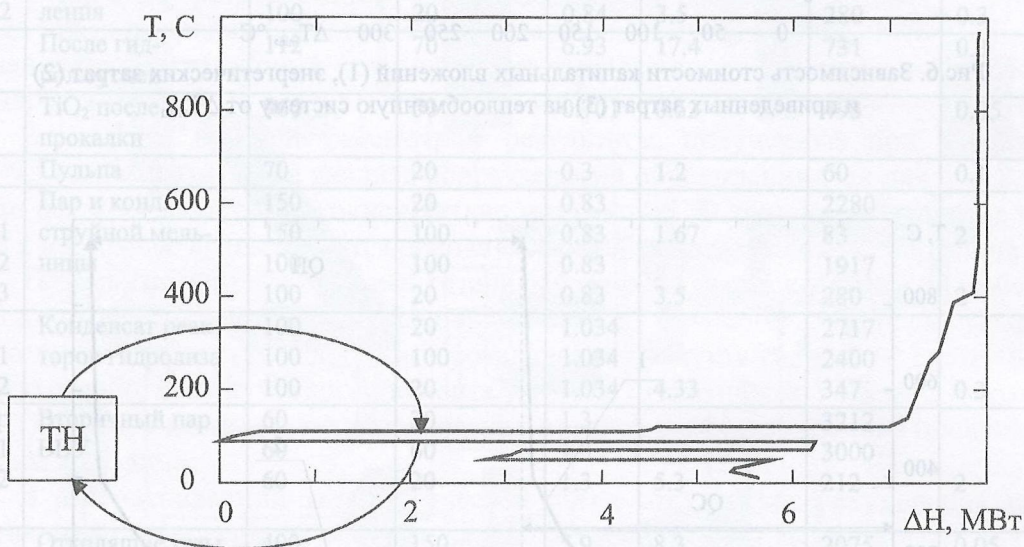


Рис. 9. Большая составная кривая тепловой системы технологической линии производства двуоксида титана, построенная для  $\Delta T_{\min} = 21$  °С. ТН – тепловой насос

Следует отметить, что приведенные здесь экономические оценки являются приближенными, а при составлении конкретного проекта реконструкции предприятия методы и правила пинч – анализа [4] позволяют в значительной мере уменьшить количество необходимых теплообменных аппаратов и тем самым уменьшить общую стоимость проекта и сократить срок его окупаемости.

### Заключение

В заключение заметим, что описанные алгоритмы оформлены в виде программ и снабжены удобным Windows-интерфейсом, который позволяет как быстро и оперативно анализировать энергопотребление промышленными предприятиями, так и эффективно обучать студентов основам современных энергосберегающих технологий.

### Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке Международной Ассоциацией Содействия Сотрудничеству с Учеными Новых Независимых Государств Бывшего Советского Союза (Программа INTAS 2017) и Программой Региональных Академических Партнерских связей (REAP) (Проект UKR/395/41/0007).

Литература

1. Клемеш И., Птачник Р. Синтез оптимальной структуры систем теплообмена // Теор. основы хим. технол. 1987. Т. 21. № 4. С. 488-498.
2. Кафаров В.В., Мешалкин В.П., Перов В.Л. Математические основы автоматизированного проектирования химических производств. М.: Химия, 1979. – С. 318.
3. Linnhoff B., Flower J.R. Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal network // AIChE J. 1978. – Vol.24. No. 4. P. 633-642.
4. Smith R. Chemical Process Design. New York. McGraw-Hill, Inc. 1995. P. 460.
5. Linnhoff B., Ahmad S. Cost optimum heat exchanger networks – 1. Minimum energy and capital using simple model for capital cost // Computers and Chemical Engng. 1990. – Vol. 14. No. 7. P. 729-750.

УДК 338.45: 662.6

Л.Л.Товажнянский, П.О.Капустенко, Л.М. Ульев

**ВИЗНАЧЕННЯ ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧОГО ПОТЕНЦІАЛУ  
ПРОМИСЛОВИХ ПІДПРИЄМСТВ ЗА ДОПОМОГОЮ ПОБУДОВИ  
СКЛАДЕНИХ КРИВИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПОТОКІВ**

Під час проведення реконструкції промислових підприємств дуже важливо знати оптимальні значення енергії та матеріальних ресурсів які необхідні для здійснення технологічного процесу. У пінч – аналізі для визначення цих величин використовується метод побудови складених кривих технологічних потоків.

У даній роботі пропонується оригінальний метод автоматичної побудови кривих. Ентальпійний інтервал, на якому криві перекриваються, показує можливе значення енергії, що рекуперується під час процесу. Зона зоходження кривих у верхній частині показує необхідне значення енергії, яке процес споживає від зовнішніх джерел, а у нижній – кількість енергії, яку необхідно відвести від процесу.

За допомогою наведеного алгоритму проаналізовано енергоспоживання у виробництві двоокису титану сірчаноокислотним способом.