

УДК 621:664(076)

Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А., Нечипоренко Д.Д.

### ТЕПЛОЭНЕРГЕТИЧЕСКАЯ ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА ГИПОФОСФИТА НАТРИЯ

**Актуальность проблемы.** 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.

В настоящее время обычно используются сети с последовательно расположенными теплообменниками [1–3]. Применение таких схем основывается на теории и практике противоточного теплообмена, гарантирующего плавность движущих сил, когда температура одного холодного теплоносителя меняется в сторону одного горячего теплоносителя, и наоборот. Эта идея совершенно необоснованно распространяется на синтез теплосетей, которые являются системами более высокого уровня, нежели одиночные теплообменники, и, как правило, теплоэнергетические сети, построенные на указанном принципе, не являются оптимальными с точки зрения потребления энергии и окупаемости [3].

Предприятия химической промышленности являются типичными производствами, реконструкция тепловых схем которых приносит определенную экономическую выгоду. Большинство процессов химической промышленности, которые разрабатывались в республиках бывшего СССР, а также и в современных странах СНГ имеют неглубокую теплоэнергетическую интеграцию или являются неинтегрированными вообще [1, 4]. Производство фосфорной кислоты и фосфорсодержащих соединений не являются исключением. Потребление энергии в этих процессах довольно высоко, что отражается на конечной себестоимости выпускаемой продукции.

**Постановка и цель исследования.** В настоящей работе, с помощью пинч-проектирования выполнен проект системы рекуперации тепловой энергии в процессе производства гипофосфита натрия, благодаря которой производство будет работать в оптимальном режиме в широком диапазоне изменения стоимости энергии.

**Экстракция потоковых данных.** Рассмотрим технологическую схему производства гипофосфита натрия. Этот процесс является сложной химико-технологической системой, которая включает в себя химические реакции, систему разделения полученных продуктов, систему внешних энергоносителей, но система рекуперации тепловой энергии в этом производстве отсутствует. Для анализа энергопотребления и структуры теплообменной сети необходимо выделить технологические потоки, участвующие в теплообмене, а также потоки, которые могут быть включены в тепловую интеграцию.

Из принципиальной схемы производства гипофосфита натрия (рис. 1) сразу видно отсутствие системы рекуперации тепловой энергии. Проанализируем теплоэнергетическую эффективность такой системы и оценим возможность построения интегрированного производства, используя методы пинч-анализа.

Используя данные технологического регламента и литературные и справочные данные, а также интервьюирование технологов и проектировщиков, были установлены параметры технологических потоков, которые могут быть включены в интеграцию.

Поток №1 – охлаждение после последующего реактора R5. Поток охлаждается в последующем реакторе после окончания реакции и подается на фильтрацию.  $T_S = 90\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 25\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 22,08\text{ т/ч}$ .

Поток №2 – охлаждение раствора после выпаривания. Раствор перед подачей на фильтрацию после выпаривания охлаждается.  $T_S = 90\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 40\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 5,63\text{ т/ч}$ .

Поток №3 – конденсация паров при выпаривании. Пары из выпарного аппарата выбрасываются в атмосферу.  $T = 110\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 6,89\text{ т/ч}$ .

Поток №4 – конденсат паров выпарного аппарата. Теплота потока не используется.  $T_S = 110\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 25\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 6,89\text{ т/ч}$ .

Поток №5 – отработанные газы сушильного барабана №1. Поток из сушильного барабана выбрасывается в атмосферу.  $T_S = 60\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 25\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 77,14\text{ т/ч}$ .

Поток №6 – отработанные газы сушильного барабана №2. Поток из сушильного барабана очищается от пыли в скруббере и выбрасывается в атмосферу.  $T_S = 60\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 25\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 25,95\text{ т/ч}$ .

Поток №7 – нагрев раствора  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Раствор  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  нагревается в реакторе паром при перемешивании.  $T_S = 20\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 50\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 9,76\text{ т/ч}$ .

Поток №8 – нагрев суспензии  $\text{NaOH}-\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Суспензия нагревается в реакторе паром при постоянном перемешивании.  $T_S = 20\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 50\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 14,34\text{ т/ч}$ .

Поток №9 – приготовление фосфорного шлама. Фосфорный шлам нагревается в реакторе паром при перемешивании.  $T_S = 20\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 75\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 4,13\text{ т/ч}$ .

Поток №10 – разложение фосфорного шлама. Фосфорный шлам подается в основной реактор, смешивается с суспензией  $\text{NaOH}-\text{Ca}(\text{OH})_2$  и вся реакционная масса подогревается паром.  $T_S = 50\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 95\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 25,30\text{ т/ч}$ .

Поток №11 – подогрев последующего реактора. Реакционная масса нагревается в последующем реакторе.  $T_S = 35\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 90\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 22,08\text{ т/ч}$ .

Поток №12 – воздух на сушку 1. Воздух подогревается в калорифере паром и поступает в сушилку 1.  $T_S = 20\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 80\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 77,14\text{ т/ч}$ .

Поток №13 – подогрев перед выпариванием. Суспензия поступает в испаритель, где подогревается паром до температуры кипения.  $T_S = 30\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 110\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 22,51\text{ т/ч}$ .

Поток №14 – испарение. В испарителе из суспензии испаряется лишняя влага.  $T = 110\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 6,89\text{ т/ч}$ .

Поток №15 – воздух на сушку 2. Воздух подогревается в калорифере паром и поступает в сушилку 2.  $T_S = 20\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_T = 80\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $G = 25,95\text{ т/ч}$ .

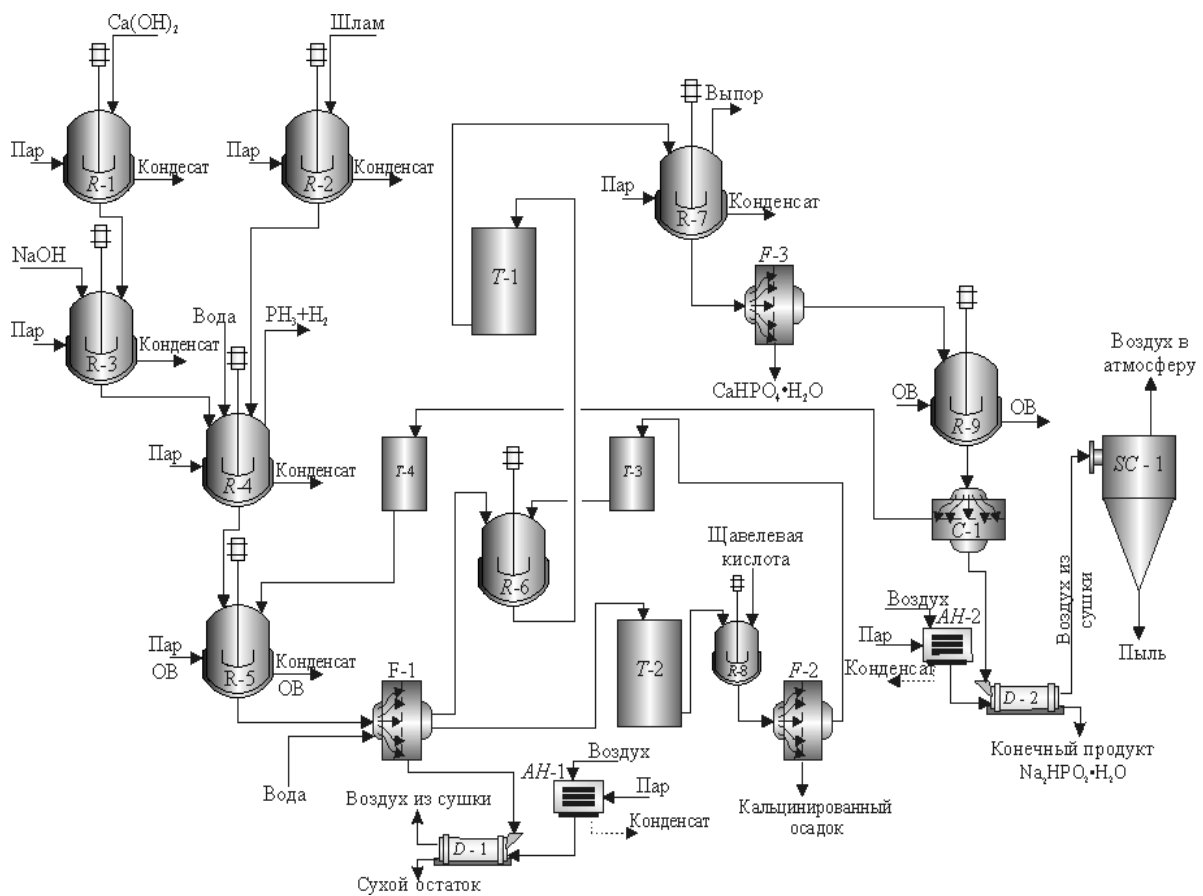


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема производства гипофосфита натрия:  
 R1 – реактор подготовки  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ; R2 – реактор подготовки фосфорсодержащего шлама; R3 – подготовка  $\text{NaOH}-\text{Ca}(\text{OH})_2$ ; R4 – основной реактор; R5 – последующий реактор; R6 – нейтрализатор;  
 R7 – выпарка; R8 – осаждение щавелевой кислотой; R9 – кристаллизатор; F 1–3 – фильтр;  
 T 1–4 – емкость; C1 – центрифуга; SC1 – циклон; D 1,2 – сушка; AH 1,2 – подогреватель воздуха

Используя результаты изучения технологической схемы, регламента и материальный баланс установки, составим таблицу потоковых данных, необходимых для определения тепловой мощности, потребляемой предлагаемым процессом производства гипофосфита натрия (Таблица 1).

Таблица 1– Потоквые данные существующего процесса производства гипофосфита натрия

№	Поток	Тип	$T_S$ , °C	$T_T$ , °C	$G$ , т/ч	$C$ , кДж/(кг·К)	$r$ , кДж/кг	$CP$ , кВт/К	$\Delta H$ , кВт
1	Охлаждение после R5	гор	90	25	22,08	3,56		21,84	1420
2	Охлаждение после выпарки	гор	90	40	5,63	2,96		4,63	231,3
3	Конденсация паров	гор	110	110	6,89		2230		4266,0
4	Охлаждение конденсат	гор	110	25	6,89	4,19		8,02	681,3
5	Отработанный газ 1	гор	60	25	77,14	1,02		21,86	764,9
6	Отработанный газ 2	гор	60	25	25,95	1,02		7,35	257,3
7	Нагрев раствора Ca(OH) <sub>2</sub>	хол	20	50	9,76	3,35		9,09	272,8
8	Нагрев суспензии NaOH-Ca(OH) <sub>2</sub>	хол	20	50	14,34	3,35		13,36	400,7
9	Приготовление фосфорного шлама	хол	20	75	4,13	0,80		0,91	50,2
10	Разложение фосфорного шлама	хол	50	95	25,30	3,35		23,55	1059,9
11	Подогрев реактора R5	хол	35	90	22,08	2,93		17,99	989,3
12	Воздух на сушку 1	хол	20	80	77,14	1,02		21,86	1311,3
13	Подогрев перед выпариванием	хол	30	110	12,51	3,56		12,38	990,3
14	Испарение	хол	110	110	6,89		2230		4266,0
15	Воздух на сушку 2	хол	20	80	25,95	1,02		7,35	441,2

Построим популяцию горячих и холодных технологических потоков из таблицы 1 на сеточной диаграмме [1] в соответствии с температурными интервалами, в которых расположены исследуемые потоки. Сеточная диаграмма существующей сети теплообмена показана на рисунке 2.

Горячие утилиты в рассматриваемом процессе составляют величину 9 781 кВт, а холодные утилиты – 7 921 кВт. В качестве горячих утилит используется насыщенный глухой пар с температурой 130°C. Холодной утилитой в существующем процессе является охлаждающая вода оборотного цикла с начальной температурой 20°C.

**Пинч-проектирование.** Из рисунка 2 видно, что в системе отсутствует какая-либо рекуперация тепловой энергии между технологическими потоками. Отсюда можно сделать вывод, что для разработки оптимальной рекуперативной системы необходимо будет создать новую теплообменную сеть, используя основные принципы пинч-проектирования. Для этого сначала необходимо определить  $\Delta T_{\min}$  для создаваемой теплообменной сети и определить удельные стоимости теплообменной поверхности для каждого технологического потока, включаемого в интеграцию [1]. Стоимость поверхности будет зависеть от степени агрессивности среды, характера среды и наличия в ней примесей.

Сеточная диаграмма (рис. 2), построенная для технологической схемы процесса производства гипофосфита натрия (рис. 1), показывает, что предложенная реализация процесса не предполагает рекуперацию внутренней тепловой энергии технологических потоков.

Анализ технологического процесса и его схемы показал, что имеющиеся два основных реактора, четыре последующих реактора и две выпарные установки работают так, что в целом весь процесс можно рассматривать как непрерывный.

Это позволяет нам, используя данные из потоковой таблицы (табл. 1), построить составные кривые предлагаемого сейчас процесса производства гипофосфита натрия (рис. 3). Горячая составная кривая представляет собой суммарное изменение потокового теплосодержания горячих потоков в температурных интервалах, на которые делят термодинамическую систему технологических потоков их начальные и целевые значения температур. В данном случае это шесть горячих потоков (табл. 1).

Проекция горячей кривой на энтальпийную ось равна значению 7605,1 кВт – это та мощность, которую необходимо отвести от процесса для возможности его функционирования. В верхней части горячей составной кривой горизонтальный участок соответствует конденсации паров из выпарной установки. При конденсации выделяется мощность ~ 4,266 МВт.

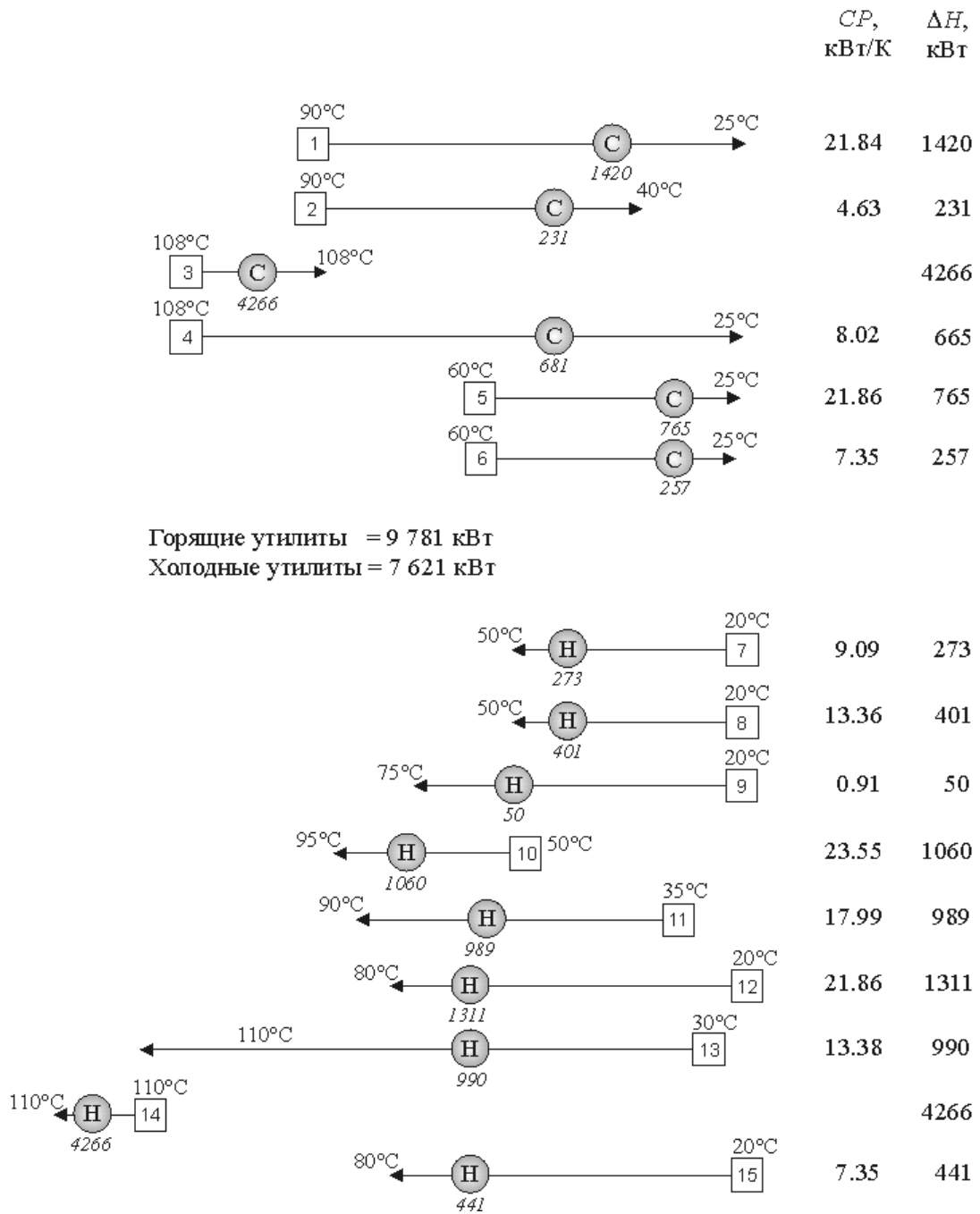


Рисунок 2 – Популяция технологических потоков процесса производства гипофосфита натрия, включенных в теплоэнергетическую интеграцию. 1–6 – горячие потоки; 7–17 – холодные потоки;  $CP$  – потоковая теплоемкость;  $\Delta H$  – изменение потокового теплосодержания

Проекция холодной составной кривой на энтальпийную ось составляет величину  $\sim 9782$  кВт – это та полезная мощность, которую необходимо подвести к установке производства гипофосфита натрия для осуществления процесса. Характерной особенностью горячей кривой является её горизонтальный отрезок в верхней части (рис. 3), показывающий мощность, необходимую для выпаривания суспензии в выпарной установке и равную  $\sim 4,266$  МВт.

Для того, чтобы экономически оптимально интегрировать рассматриваемый процесс, нам необходимо выяснить наиболее важные экономические значения, существенно влияющие на приведенную стоимость выполненного проекта.

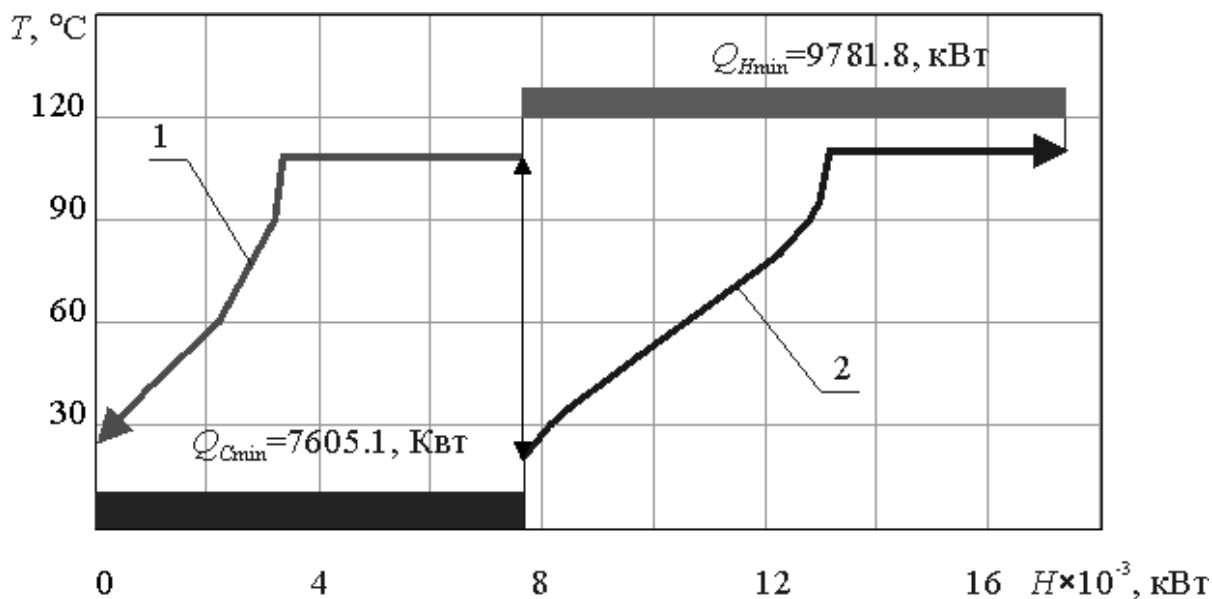


Рисунок 3 – Составные кривые предложенной технологической схемы процесса:  
 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая;  
 $Q_{Hmin}$  – горячие утилиты;  $Q_{Cmin}$  – холодные утилиты

Стоимость горячих утилит, использованных в процессе, примем равной 200 долл. США за 1 кВт год, что соответствует, примерно, 170 долл. США за  $1000 \text{ м}^3$  природного газа, с учетом того, что в году 8000 рабочих часов.

Стоимость холодных утилит принимаем на порядок меньше, т.е. 0,1 стоимости горячих утилит [5], что дает значения 20 долл. США за 1 кВт год.

Удельная цена площади поверхности теплообмена принимается равной  $\sim 1000$  долл. США/ $\text{м}^2$ . Стоимость установки одного теплообменного аппарата с полной обвязкой и регулирующей арматурой равна  $\sim 10000$  долл. США.

Будем считать, что для выполнения проекта предприятие берет в банке кредит сроком на 5 лет с 10 % кредитной ставкой.

Расчет дисконтированных величин стоимостей проекта процесса производства гипофосфита натрия позволяет определить значение минимальной разности температур между теплоносителями в будущей системе рекуперации тепловой энергии,  $\Delta T_{min} \approx 10^\circ \text{C}$  (рис. 4).

Более детальный анализ области локализации  $\Delta T_{min}$  показывает нам, что величина общей дисконтированной стоимости проекта в диапазоне изменения  $\Delta T_{min} \in 5 \dots 20^\circ \text{C}$  меняется незначительно (рис. 4).

Это означает, что производство гипофосфита натрия, построенное с системой теплообмена при  $\Delta T_{min}$ , выбранном из интервала  $5 \dots 20^\circ \text{C}$ , будет работать в экономически оптимальном режиме.

Стоит заметить, что интервал изменения  $\Delta T_{min}$  определен при выбранной стоимости энергии. Современные тенденции рынка энергоносителей говорят, что их стоимость в ближайшие несколько десятилетий будет возрастать. Поэтому рассмотрим зависимость  $\Delta T_{min}$  оптимального в системе рекуперации тепловой энергии рассматриваемого процесса от стоимости энергии.

Анализ зависимости  $\Delta T_{min}$  от стоимости энергии проведем при изменении стоимости горячих утилит в пределах от 100 долл. США за 1 кВт год до 400 долл. США за 1 кВт год. Изменение стоимости холодных утилит рассматривается в пределах 0,1 от изменения стоимости горячих утилит, то есть от 10 и до 40 долл. США за 1 кВт год.

Мы видим, что значительного изменения в локализации  $\Delta T_{min}$  при уменьшении стоимости энергии не происходит (рис. 5). Более детальный анализ зависимости  $\Delta T_{min}$  (стоимость энергии) показывает, что оптимальное значение  $\Delta T_{min}$  в пределах изменения стоимости утилит изменяется незначительно.

Более точный расчет зависимости оптимального  $\Delta T_{\min}$  от стоимости энергии показывает, что в пределах изменения стоимости энергии от 100 долл. США за 1 кВт год до 400 долл. США за 1 кВт год изменяется от  $\sim 18^\circ\text{C}$  до  $\sim 4^\circ\text{C}$  (рис. 6).

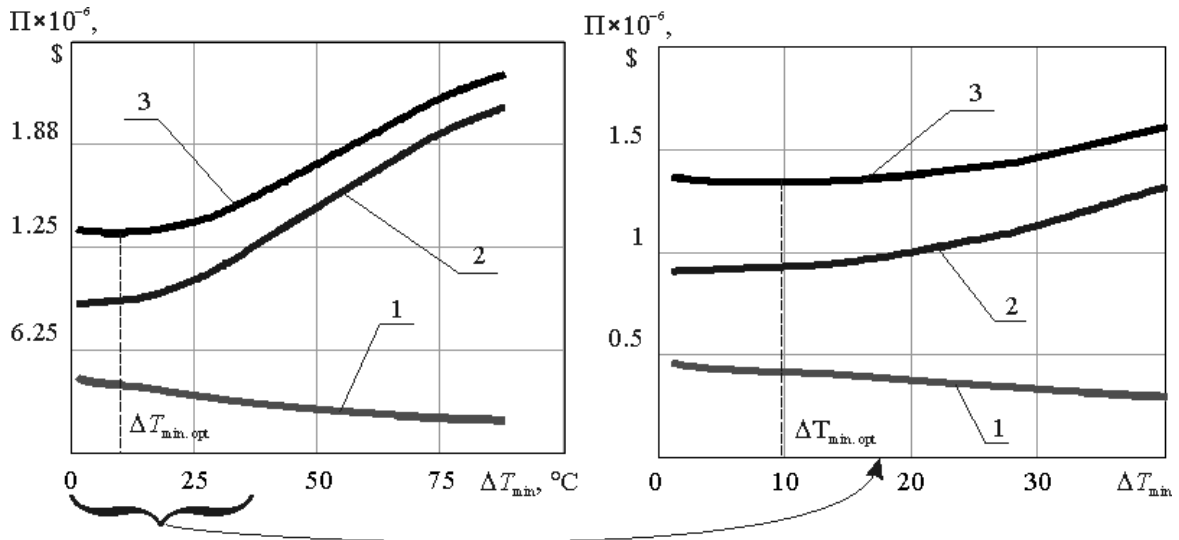


Рисунок 4 – Зависимость приведенной стоимости от  $\Delta T_{\min}$ : 1 – инвестиции в оборудование; 2 – энергии; 3 – общей;  $\Delta T_{\min, \text{opt}} \approx 10^\circ\text{C}$

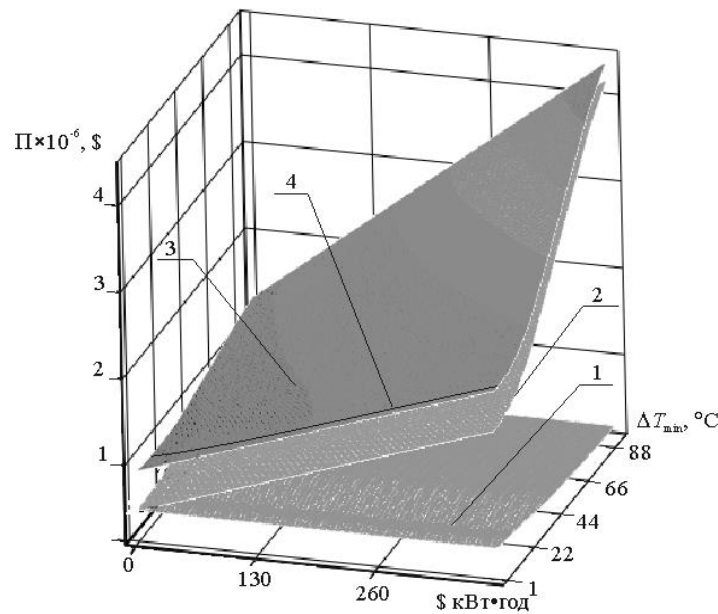


Рисунок 5 – Зависимость приведенной стоимости от  $\Delta T_{\min}$  и стоимости энергии: 1 – теплообменного оборудования; 2 – энергии; 3 – общей; 4 – экстремальное значение приведенной стоимости.  $\Delta T_{\min, \text{opt}} \approx 10^\circ\text{C}$

В то же время зависимость проекта рекуперативной системы теплообмена от минимальной разности температур теплоносителей в теплообменных аппаратах –  $\Delta T_{\min}$  показывает очень пологое изменение в интервале  $\Delta T_{\min} \in 2 \dots 20^\circ\text{C}$  во всем диапазоне исследованных значений стоимости энергии, т.е. и для больших значений стоимости энергии (рис. 7).

Учитывая вышесказанное, мы с большой вероятностью можем говорить, что система рекуперации тепловой энергии в процессе производства гипофосфита натрия, спроектированная для  $\Delta T_{\min}$ , вы-

бранного из интервала 2...20°C, например для  $\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$ , будет работать в оптимальном режиме в пределах исследованных значений изменения стоимости энергоносителей.

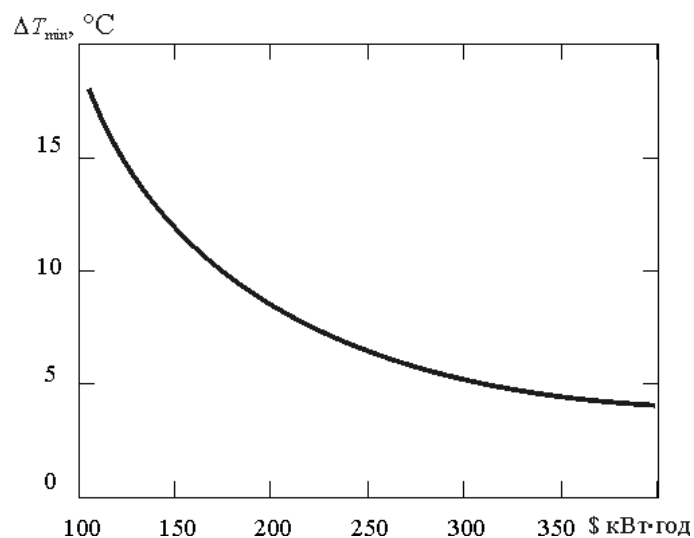


Рисунок 6 – Зависимость  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$  от удельной стоимости энергии

Составные кривые, построенные для  $\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$  показывают величину мощности, которую необходимо будет подвести к процессу для его функционирования при наличии тепловой интеграции:  $Q_{H \min} = 4416,6 \text{ кВт}$  (рис. 8). Это значение на 5377,2 кВт меньше, чем мощность, необходимая для процесса без системы рекуперации. Таким образом интеграция процесса уменьшает потребление полезной мощности на 55%, то есть более, чем в 2 раза.

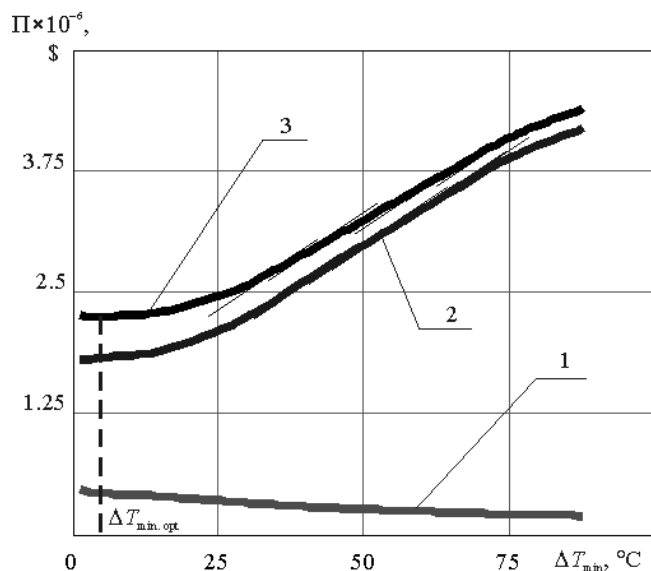


Рисунок 7 – Зависимость приведенной стоимости от  $\Delta T_{\min}$  для стоимости энергии, равной 400 долл. США в год за 1 кВт

Значение холодных утилит становится равным  $Q_{C \min} = 2237,9 \text{ кВт}$ , что на 70 % меньше, чем для процесса без тепловой интеграции.

Температуры пинча горячих потоков  $T_{Hpin} = 108^\circ\text{C}$  и холодных  $T_{Cpin} = 98^\circ\text{C}$ .

Предполагаемая поверхность площади теплообмена в системе рекуперации тепловой энергии равна  $S_1 \approx 3050 \text{ м}^2$ , а число теплообменных аппаратов  $\sim 16$ .

Если же построить составные кривые рассматриваемого процесса производства гипофосфита натрия для  $\Delta T_{\min} = 4^\circ\text{C}$ , то мы увидим, что потребление мощности горячих утилит сокращается до 1330,3 кВт, а холодных – до 2163,6 кВт (рис. 9), то есть горячие утилиты сокращаются на 74 кВт или на 1,7% от величины горячих утилит при  $\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$ .

В то же время прогнозируемая площадь поверхности теплообмена увеличится до  $3210\text{ м}^2$ , то есть на  $160\text{ м}^2$ , или на 5 %, что повлечет за собой дополнительные затраты  $\sim 160000\text{\$}$  США. В то же время неизвестно как быстро будут дорожать энергоносители, поэтому было предложено создавать пинч-проект процесса при  $\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$ .

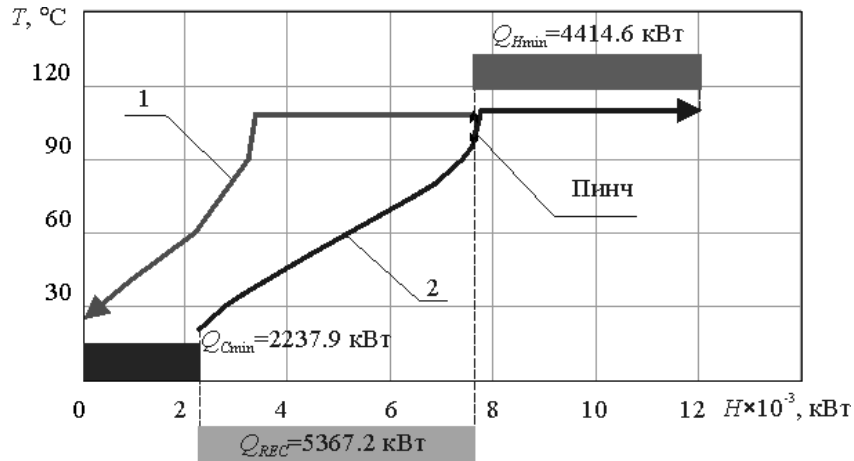


Рисунок 8 – Составные кривые для интегрированного процесса при  $\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$ :  
 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая;  $Q_{H\min}$  – горячие утилиты;  
 $Q_{C\min}$  – холодные утилиты;  $Q_{REC}$  – мощность рекуперации

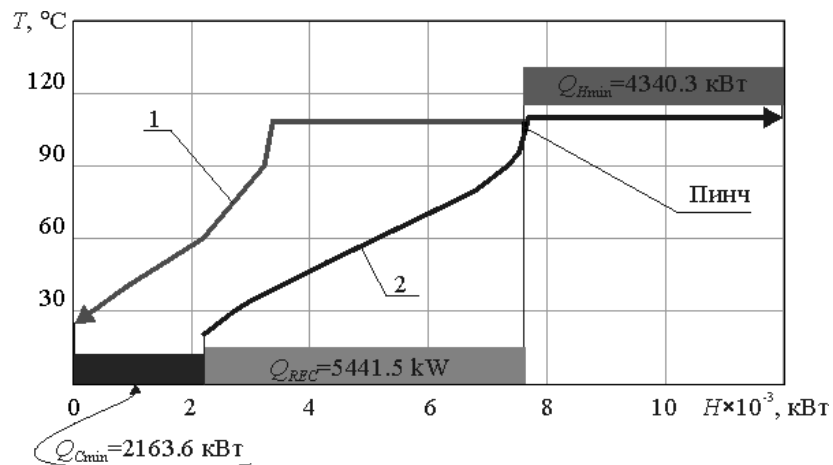


Рисунок 9 – Составные кривые для интегрированного процесса при  $\Delta T_{\min} = 4^\circ\text{C}$ :  
 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая;  $Q_{H\min}$  – горячие утилиты;  
 $Q_{C\min}$  – холодные утилиты;  $Q_{REC}$  – мощность рекуперации

Если отложить температуры пинча горячих и холодных потоков  $T_{Hpin} = 108^\circ\text{C}$  и  $T_{Cpin} = 98^\circ\text{C}$  на популяции технологических потоков (рис. 10), то мы увидим, что практически все технологические потоки располагаются ниже пинча и только два потока – №13 и №14 присутствуют выше пинча.

Температуры пинча для  $\Delta T_{\min} = 4^\circ\text{C}$  равны  $T_{Hpin} = 108^\circ\text{C}$  и  $T_{Cpin} = 104^\circ\text{C}$ . Располагая их на сеточной диаграмме, мы увидим, что структура популяции технологических потоков относительно локализации пинча будет инвариантной, то есть топология рекуперативной системы теплообмена при выбранном изменении  $\Delta T_{\min}$  будет неизменной. Это также говорит в пользу того, что на данном этапе стоит создавать пинч-проект для  $\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$ .



Целевые энергетические значения для пинч-проектирования мы уже выяснили при помощи построения составных кривых. Целевое значение для мощности горячих утилит равно  $Q_{H\min} = 4416,6$  кВт, холодных –  $Q_{C\min} = 2237,9$  кВт, мощность рекуперации теплоты –  $Q_{REC} = 5367,2$  кВт.

При пинч-проектировании нам необходимо выполнить только проект системы рекуперации ниже пинча, поскольку выше него у нас существуют только 2 холодных потока, нам необходимо сразу на них расположить горячие утилиты.

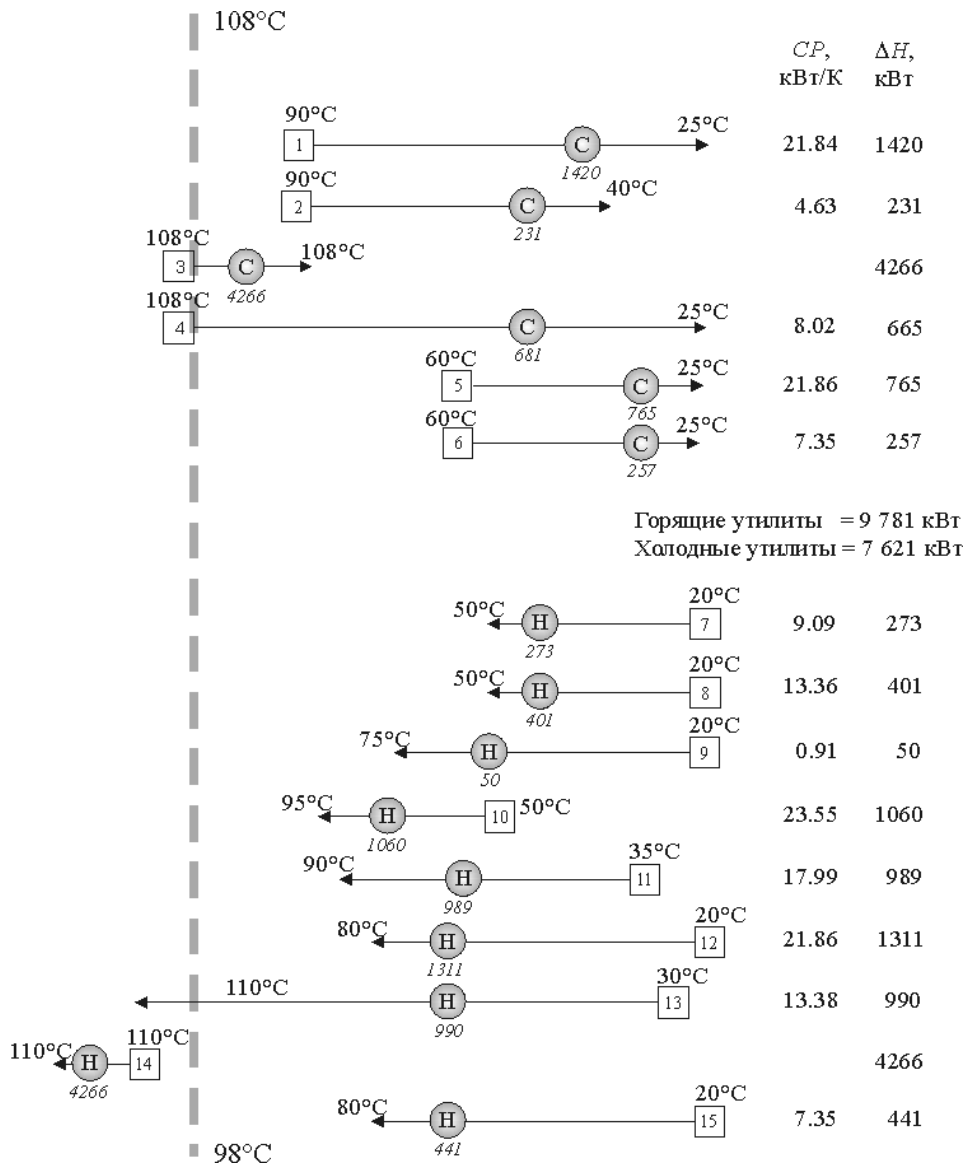


Рисунок 10 – Локализация пинча на сеточной диаграмме процесса:

С – холодные утилиты;

Н – горячие утилиты; цифры под утилитными теплообменными аппаратами – их нагрузка в кВт

Затем, выполняя пинч-проектирование для системы ниже пинча, получаем сеточную диаграмму пинч-проекта системы теплообмена для процесса производства гипофосфита натрия (рис. 11).

В полученном проекте отсутствует перенос энергии через пинч и практически достигаются целевые энергетические значения, определенные ранее (рис. 11).

Используя полученную сеточную диаграмму пинч-проекта системы рекуперации тепловой мощности, построим принципиальную энерготехнологическую схему проекта производства гипофосфита натрия с системой рекуперации тепловой энергии.

Выполняя технологическую схему процесса, будем максимально использовать существующую в предлагаемом сейчас РХТУ проекте поверхность теплообмена. В качестве подогревателя воздуха, идущего в сушилки *HE-3* и *HE-5*, предлагается оставить уже существующие теплообменные аппараты *AH-1* и *AH-2*.

Поток №7 предполагается подогревать через рубашку реактора *R1* потоком 1 после теплообменника *HE-5*, а поток №10 – разложение фосфорного шлама – подогревать одной из ветвей потока №3 в рубашке реактора *R4*.

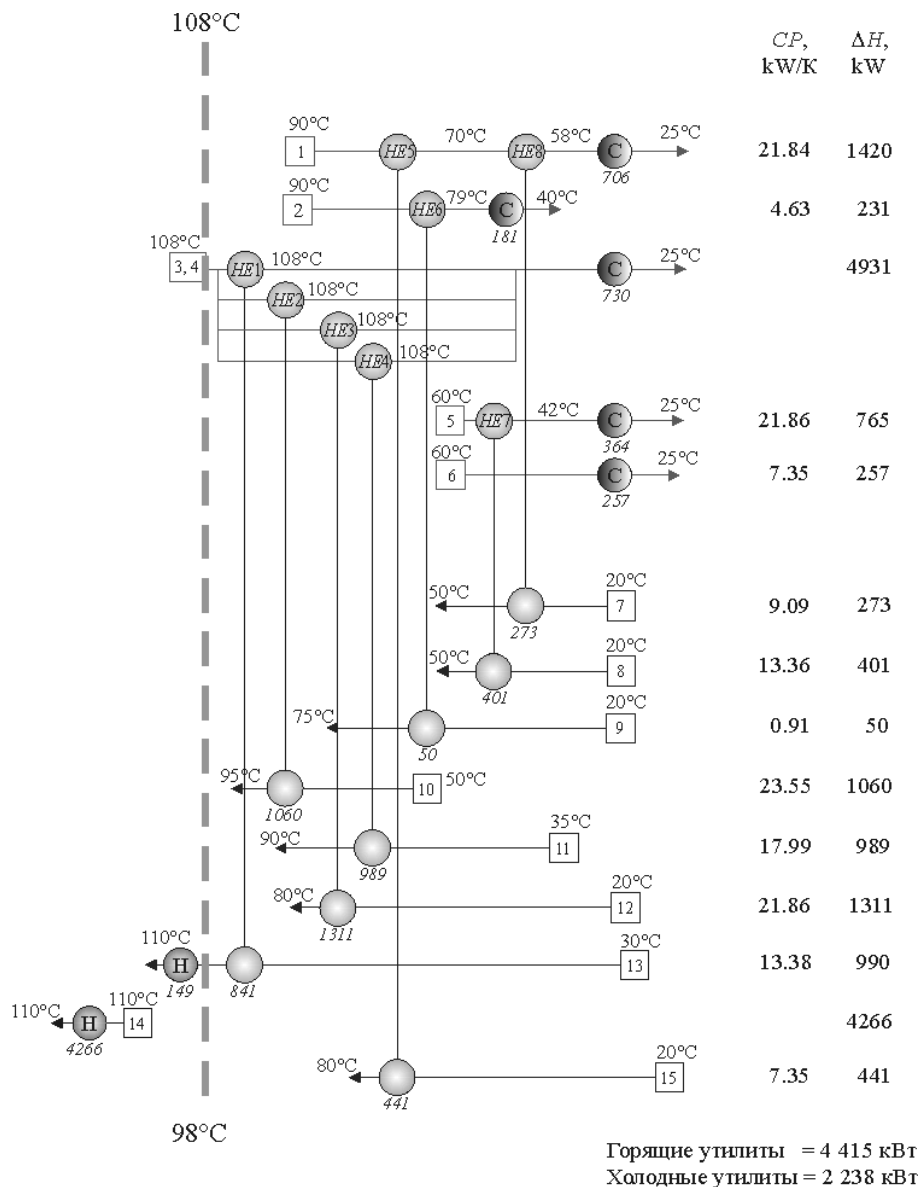


Рисунок 11 – Сеточная диаграмма интегрированного процесса производства гипофосфита натрия при  $\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$ : C – холодные утилиты; HE – рекуперативные теплообменные аппараты; H – горячие утилиты; цифры под теплообменными аппаратами – их нагрузка в кВт

После выполнения пинч-проектирования с указанными замечаниями, мы получаем принципиальную энерготехнологическую схему с четырьмя дополнительными теплообменниками (рис. 12).

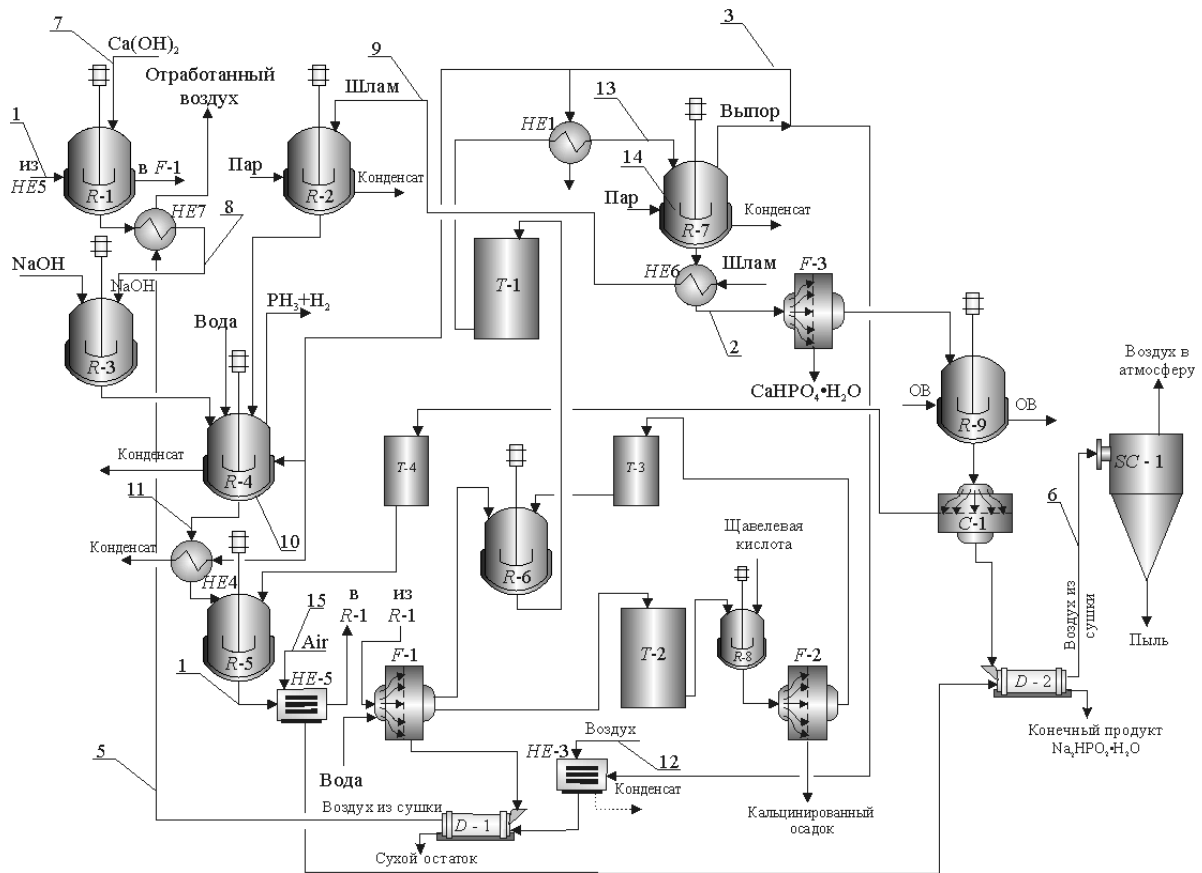


Рисунок 12 – Принципиальная технологическая схема производства гипофосфита натрия:  
 R1 – реактор подготовки  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ; R2 – реактор подготовки фосфорсодержащего шлама;  
 R3 – подготовка  $\text{NaOH}\text{-Ca}(\text{OH})_2$ ; R4 – основной реактор; R5 – последующий реактор;  
 R6 – нейтрализатор; R7 – выпарка; R8 – осаждение щавелевой кислотой; R9 – кристаллизатор;  
 F 1–3 – фильтр; T 1–4 – емкость; C1 – центрифуга; SC1 – циклон; D 1,2 – сушка;  
 AH 1,2 – подогреватель воздуха; HE – рекуперативные теплообменные аппараты.  
 Технологические потоки пронумерованы согласно таблице 1

При реализации проекта производства гипофосфита натрия с технологической схемой, изображенной на рисунке 1, ежегодная стоимость энергоносителей составит величину  $\sim 2\,108\,000$  долл. США, а при внедрении технологической схемы, показанной на рисунке 12, годовая стоимость потребляемой энергии будет равна  $987\,000$  долл. США. Срок окупаемости предлагаемой системы рекуперации тепловой энергии равен 14 месяцам.

**Заключение.** В результате обследования предлагаемого процесса производства гипофосфита натрия было определено энергопотребление процесса и распределение нагрузки между горячими и холодными утилитами. Выявлены недостатки существующей теплообменной системы, которые приводят к увеличению энергопотребления. Показано, что при внедрении системы рекуперации тепловой энергии прибыль составит  $1,18$  млн. \$ США в год, а срок окупаемости оценивается в 14 месяцев.

**Благодарности.** Работа выполнена при финансовой поддержке Европейского сообщества в рамках проекта ЕСОРНОС, контракт No INCO-CT-2005-013359.

#### Литература

1. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. – Харьков: ХГПУ. 2000. – 457 с.

2. Вукович Л.К., Никульшин В.Р. Эксерго-топологическое моделирование сложных систем теплообменников // Пром. теплотехника. 1980. Т. 2, № 2. С. 53–59.
3. Клемеш Й., Костенко Ю.Т., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Зулин Б.Д. Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки // ТОХТ. 1999. Т. 33, №4. С. 420–431.
4. Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А. Определение энергосберегающего потенциала в экстракционном процессе производства фосфорной кислоты // Интегровані технології та енергозбереження. 2007, № 3. С. 14–12.
5. Linnhoff В., Townsend D.W., et al. User guide on process integration for the efficient use of energy. IChemE, Rugby, UK 1991 (New addition 1994). – 247 p.

УДК 621:664(076)

Товажнянський Л.Л., Капустенко П.О., Ульєв Л.М., Болдырев С.О., Нечипоренко Д.Д.

### **ТЕПЛОЕНЕРГЕТИЧНА ІНТЕГРАЦІЯ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА ГИПОФОСФІТУ НАТРІЮ**

У результаті обстеження запропонованого процесу виробництва гіпофосфіту натрію було визначено енергоспоживання процесу і розподіл навантаження між гарячими та холодними утилітами. Виявлено недоліки існуючої теплообмінної системи, які приводять до збільшення енергоспоживання. Показано, що при впровадженні системи рекуперації теплової енергії прибуток становитиме 1,18 млн. \$ США в рік, а строк окупності оцінюється в 14 місяців.

Tovazhnyansky L.L., Kapustenko P.A., Ulyev L.M., Boldyryev S.A., Nechiporenko D.D.

### **HEAT INTEGRATION OF HYPOPHOSPHITE PRODUCTION PROCESS**

The energy consumption in hypophosphite production process was defined after its observation. The values of hot and cold utilities were defined too. In the paper it was shown that the heat exchange system has disadvantages which carry on to a big value of energy consumption. With the help of pinch design methods, the project of a heat recuperation system was made. Use of this project can give a profit of about 1.18 million US dollars per year. The pay back period of this project is about fourteen months.