



Утилитное расположение хорошо иллюстрируется на большой составной кривой (рис. 2). При этом наблюдается крайне малая мощность рекуперации тепловой энергии ~ 0,91 МВт. Используя эти данные, синтезируем принципиальную технологическую схему для разработки проекта реконструкции теплоэнергетической системы существующего процесса производства фосфорной кислоты экстракционным методом.

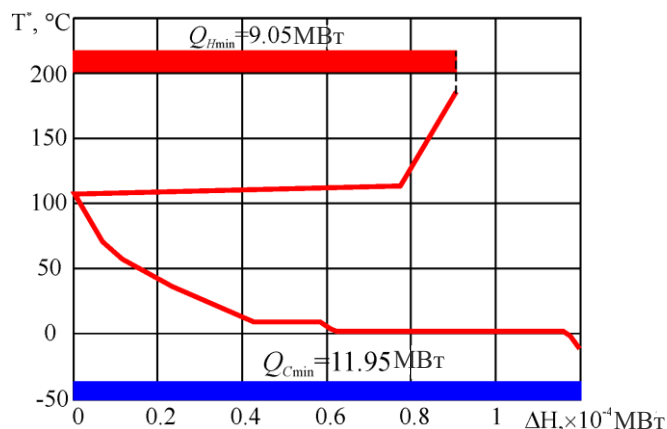


Рисунок 2 – Большая составная кривая существующего процесса

**1. Синтез сеточной диаграммы проекта реконструкции теплоэнергетической системы**

Для разработки сеточной диаграммы процесса с минимальной приведенной стоимостью или указанным сроком окупаемости необходимо определить некоторые технологические и экономические параметры процесса.

Используя найденные ранее теплофизические параметры потоков, мы определяем из опубликованных в литературе данных коэффициенты теплоотдачи для каждого технологического потока в теплообменном оборудовании, что позволяет записать потоковую таблицу в виде (таблица 1).

Таблица 1 – Расширенная потоковая таблица данных

№	Поток	Тип	$T_S$ , °C	$T_T$ , °C	$G$ , т/ч	$C$ , кДж/(кг·C)	$r$ , кДж/кг	$CP$ , кВт/°C	$\Delta H$ , кВт	$\alpha$ □ □ Вт/(м <sup>2</sup> ·°C)
1	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	hot	94	45	44,00	1,49		18,21	892,34	1000
2	Конденсат 1	hot	150	35	15,95	4,19		18,56	2134,6	1500
3	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (45/52%)	hot	73	25	14,45	2,30		9,23	443,13	800
4	Выпор 1	hot	72	45	11,15	1,96		6,07	163,91	100
	Конд. выпора 1	hot	45	45	2,35		2394		1562,8	2000
5	Выпор 2	hot	45	38	8,80	1,94		4,73	33,11	100
	Конд. выпора 2	hot	38	38	8,00		2411		5357,8	2000
6	Отходы	hot	40	25	10,35	4,19		12,05	180,69	800
7	Конденсат 3	hot	150	35	9,32	4,19		10,85	1248	1500
8	Конденсате 2	cold	35	150	15,95	4,19		18,56	2134,6	1500
9	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (циркуляция)	cold	72	78	2040,00	2,30		1303,33	7820,0	1000

Поскольку в существующей системе рекуперации тепловой энергии используется один теплообменный аппарат, мы можем считать синтез рекуперативной системы теплообмена созданием корневого проекта теплообменной сети, т.е. не учитывать стоимость существующих теплообменников. Это позволяет определить оптимальное значение минимальной разности температур между теплоносителями в теплообменных аппаратах, т.е.  $\Delta T_{\min}$ , при которой приведенная стоимость проекта будет минимальной, а значит прибыль от реализации разрабатываемого проекта будет максимальной.

Анализ стоимостных кривых, соответствующих системе технологических потоков процесса показывает, что существует достаточно широкий пологий участок вблизи минимального значения приведенной стоимости  $\Pi$  проекта теплообменной системы (рис. 3). Вычисления проводились при кредитной ставке 10 %. Детализация стоимостных данных вблизи  $\Delta T_{\min\text{Опт}}$  показывает, что мы можем считать стоимость проекта постоянной в интервале изменения  $\Delta T_{\min}$  от 5 °С до 20 °С. Поскольку в действующей в настоящее время системе теплообмена экстракционного процесса производства фосфорной кислоты существуют три теплообменных аппарата (один рекуперативный и два утилитных) (рис. 1), мы выберем для построения технологической схемы проекта реконструкции крайнее левое значение этого интервала, т.е.  $\Delta T_{\min}=5$  °С.

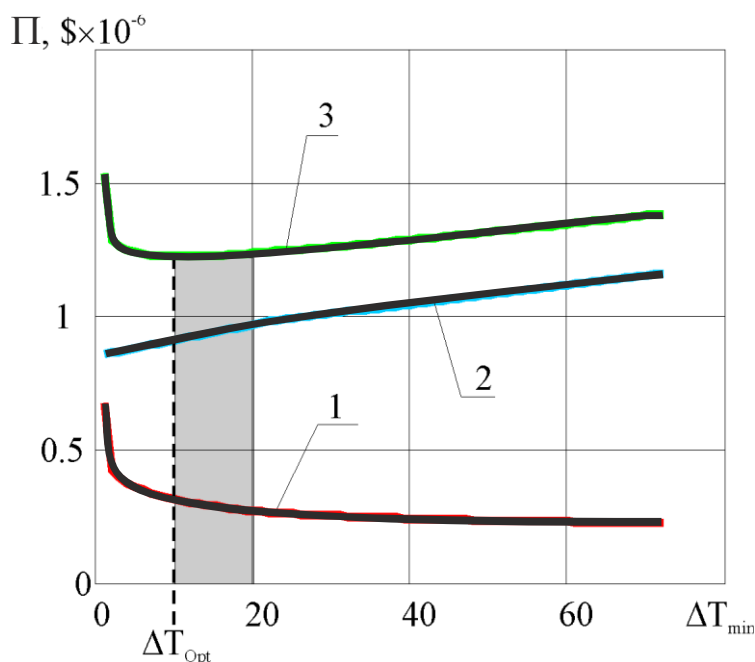


Рисунок 3 – Стоимостные кривые для системы технологических потоков из таблицы 2.

1 – общая приведенная стоимость; 2 – годовая стоимость энергии;

3 – приведенная стоимость оборудования

Использование каскадного метода для этого значения  $\Delta T_{\min}$  показывает, что пинч находится на температурах  $T_{\text{Phot}}=77$  °С и  $T_{\text{Pcold}}=72$  °С.

Мощность, потребляемая процессом от горячих утилит в проекте реконструкции может быть уменьшена с 9,05 МВт до 6,8 МВт, холодные утилиты при этом уменьшаются с 11,95 МВт до 8,87 МВт, а мощность рекуперации возрастает с 0,91 МВт до 3,14 МВт, т.е. более, чем в 3 раза.

Построение большой составной кривой иллюстрирует возможное распределение утилит в процессе. Если параметры потребляемой утилиты, т.е. пара в данном случае,

не изменять, то большая составная кривая для проекта реконструкции с расположением утилит будет выглядеть так, как показано на рисунке 4.

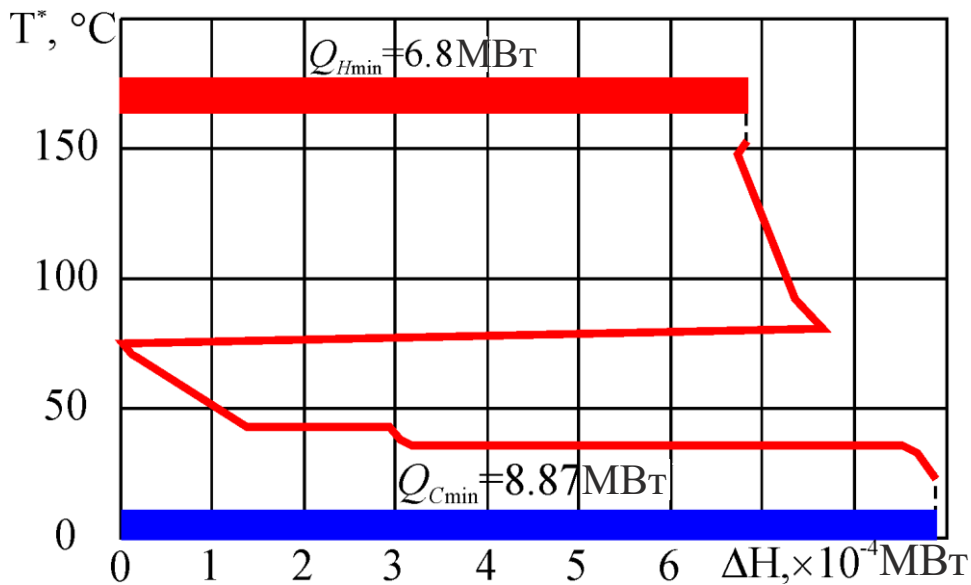


Рисунок 4 – Большая составная кривая, построенная для  $\Delta T_{\min} 5^{\circ}\text{C}$

Поскольку  $\Delta T_{\min}$  в системе теплообмена выбрано равное  $5^{\circ}\text{C}$ , будем использовать для реконструкции пластинчатые теплообменные аппараты фирмы Alfa Laval, которые позволяют достичь это значение  $\Delta T_{\min}$ . Анализ цен на теплообменное оборудование и потребляемую тепловую энергию в странах Европейского Содружества позволил определить цены, необходимые для покупки и инсталляции теплообменных аппаратов:

- цена  $1\text{m}^2$  теплообменной поверхности, изготовленной из стали типа AISI 316 равна 400 долл. США;
- из сплава хастеллой равна 1000 долл. США;
- стоимость установки теплообменного аппарата с его обвязкой равна 15000 долл. США;
- стоимость горячих утилит составляет величину 103 долл. США за 1 кВт год;
- стоимость холодных утилит – 20 долл. США за 1 кВт год.

Аппарат составных кривых дает возможность не только определить оптимальные значения мощности потребляемых утилит, т.е. целевые энергетические значения установки, но и необходимую для обеспечения такого потребления энергии величину площади поверхности рекуперативного и утилитного теплообмена, а также количество утилитных и рекуперативных теплообменных аппаратов. В проекте реконструкции, обеспечивающем потребление энергии и показанном на рисунке 5, необходимо шесть рекуперативных теплообменных аппаратов с общей площадью поверхности  $\sim 1847 \text{ m}^2$ , два теплообменных аппарата на горячих утилитах с общей площадью поверхности теплообмена  $\sim 19 \text{ m}^2$ , и пять теплообменных аппаратов на холодных утилитах с общей площадью поверхности теплообмена равной  $\sim 900 \text{ m}^2$ . Следовательно, для технологической схемы проекта реконструкции может понадобиться тринадцать теплообменных аппаратов с общей площадью поверхности теплообмена, равной  $\sim 2765 \text{ m}^2$ .

Итак, еще до начала проектирования самой технологической схемы проекта реконструкции системы теплообмена, мы уже знаем энергетические цели и технологиче-

ские параметры, которым она должна удовлетворять и к которым необходимо стремиться.

Срок окупаемости, год

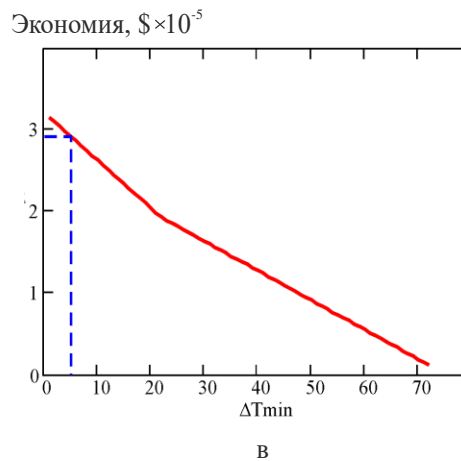
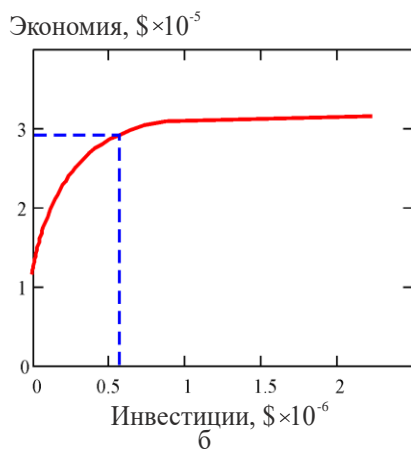
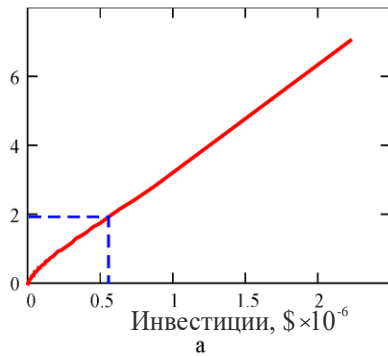


Рисунок 5 – Диаграмма соответствия между возможными целевыми функциями использующихся для создания оптимизированных проектов реконструкции процесса концентрирования в производстве фосфорной кислоты экстракционным методом а – зависимость срока окупаемости от капитальных вложений; б – зависимость величины прибыли от капитальных вложений; в – зависимость величины прибыли от  $\Delta T_{\min}$

Аппарат составных кривых также позволяет сделать оценку величины необходимых инвестиций, значения ожидаемой прибыли и значения срока окупаемости с учетом стоимости уже имеющихся в процессе теплообменных аппаратов.

При создании проекта реконструкции теплообменной системы процесса производства фосфорной кислоты (рис. 1) с  $\Delta T_{\min}=5$  °С необходимо инвестировать в проект ~ 560000 долл. США (рис. 5). Годовая прибыль после реализации проекта составит величину в 292000 долл. США, а срок окупаемости с учетом процентной ставки в 10 % – величину ~ 1,9 года.

Итак, мы определили все целевые значения, к которым необходимо стремиться при синтезе технологической схемы проекта реконструкции процесса (рис. 1) для потоковых данных (табл. 1). Локализация пинча для  $\Delta T_{\min}=5$  °С на популяции технологических потоков, расположенных в своих интервалах температур показывает, что пинч пересекают четыре потока (рис. 6): три горячих и один холодный. На этих потоках правило  $\Delta T_{\min}$  [1] должно строго выполняться.

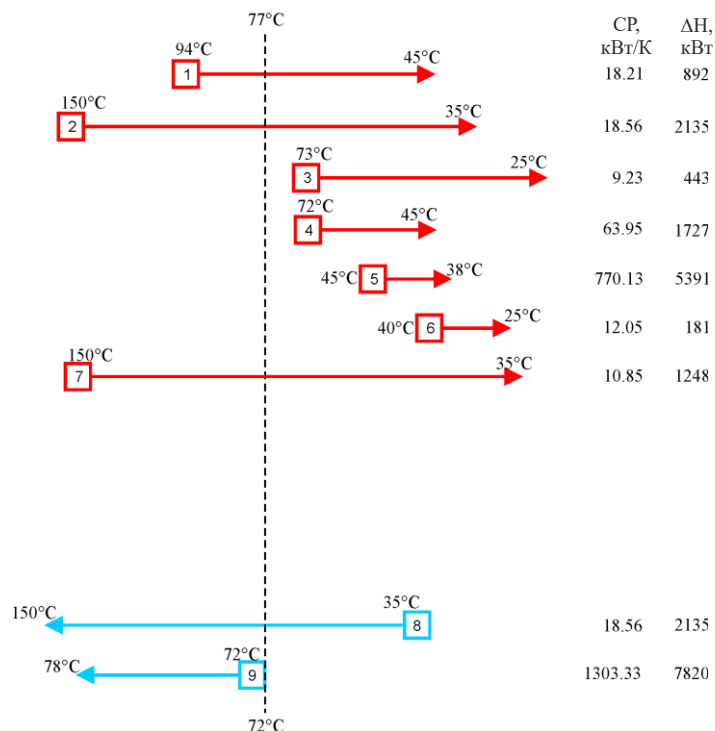


Рисунок 6 – Локализация пинча на популяции технологических потоков для технологического процесса, изображенного на рис. 1

Для того чтобы достичь целевых энергетических значений в проекте реконструкции нам необходимо запретить перенос тепловой энергии через область пинча. Это означает, что все нагрузки на холодные потоки выше пинча должны быть удовлетворены за счет теплообмена с горячими потоками и горячими утилитами. Аналогично, ниже пинча, все нагрузки на горячие потоки должны быть удовлетворены при рекуперативном теплообмене с холодными потоками и холодными утилитами. Для этого мы разделим популяцию технологических потоков (рис. 6) на две подсистемы потоков. Подсистему потоков, находящуюся ниже пинча и подсистему потоков, расположенную выше пинча.

Далее синтезируем сеточные диаграммы выше пинча и ниже пинча независимо друг от друга, и после их сшивки на температурах пинча получаем сеточную диаграмму теплообменной системы процесса концентрации в производстве фосфорной кислоты экстракционным методом (рис. 7). В данной сеточной диаграмме перенос тепловой энергии через пинч запрещен.

Потребление тепловой мощности процессом концентрирования с теплообменной системой, соответствующей сеточной диаграмме на рис. 7 составляет величину 6812 кВт, а мощность холодных утилит – величину 8874 кВт, что полностью соответствует значениям на рисунке 5. Полученная система теплообмена содержит пять рекуперативных теплообменников, семь утилитных теплообменников и один скруббер на горячем потоке №4 (рис. 7).

Нетрудно заметить, что размещения рекуперативных теплообменников НЕ3 и НЕ5 на потоках №1 и №2 образуют так называемую тепловую петлю [2], после устранения которой получаем сеточную диаграмму с четыре рекуперативными и семь утилитными теплообменными аппаратами (рис. 8).

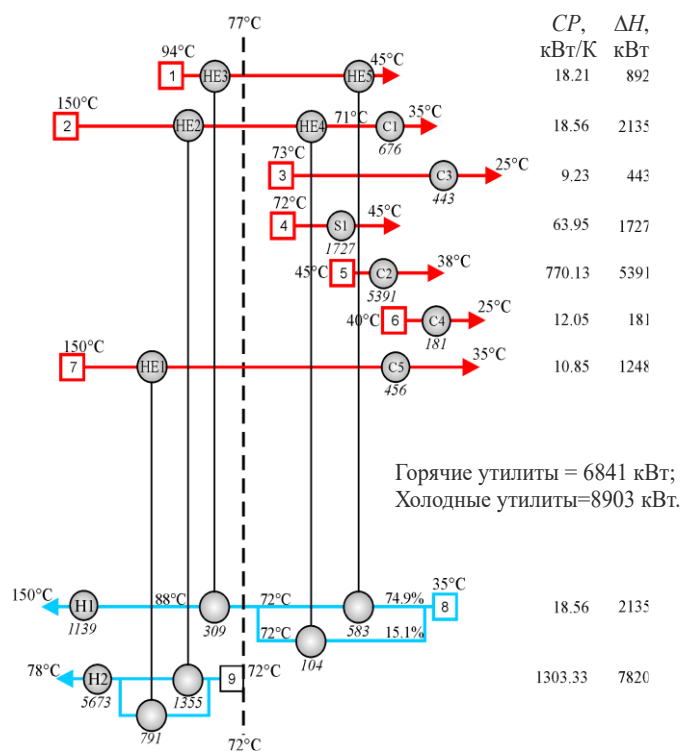


Рисунок 7 – Сеточная диаграмма для полной системы технологических потоков процесса концентрирования фосфорной кислоты, получаемой по экстракционному методу, выполненная путем сшивки сеточных диаграмм для подсистем выше и ниже пинча на пинч-температурах

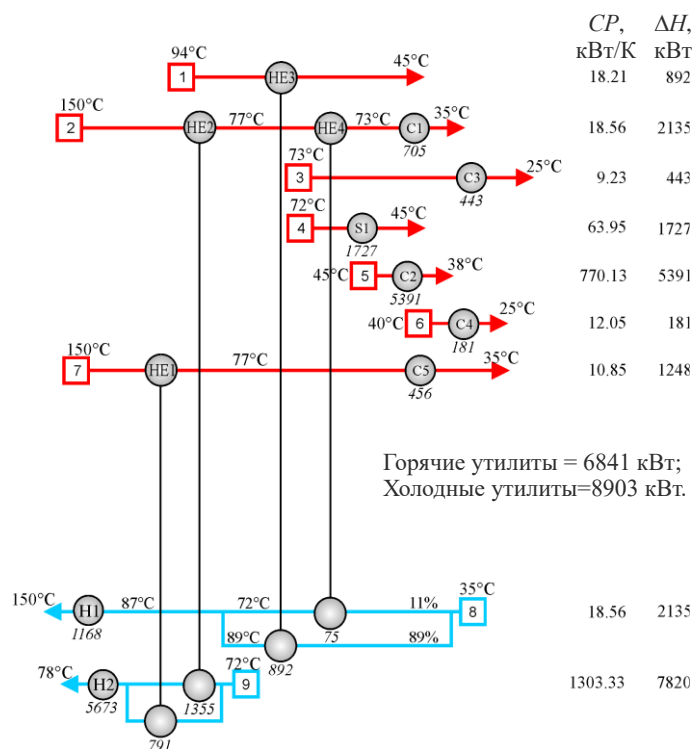


Рисунок 8 – Оптимизированная сеточная диаграмма проекта реконструкции процесса концентрирования фосфорной кислоты, получаемой по экстракционному методу

При реализации системы теплообмена, построенной на основании полученной сеточной диаграммы (рис. 9), мощность, потребляемая от горячих утилит, составит 6841 кВт, а холодных утилит – 8903 кВт. Мощность рекуперации составляет величину 3120 кВт.

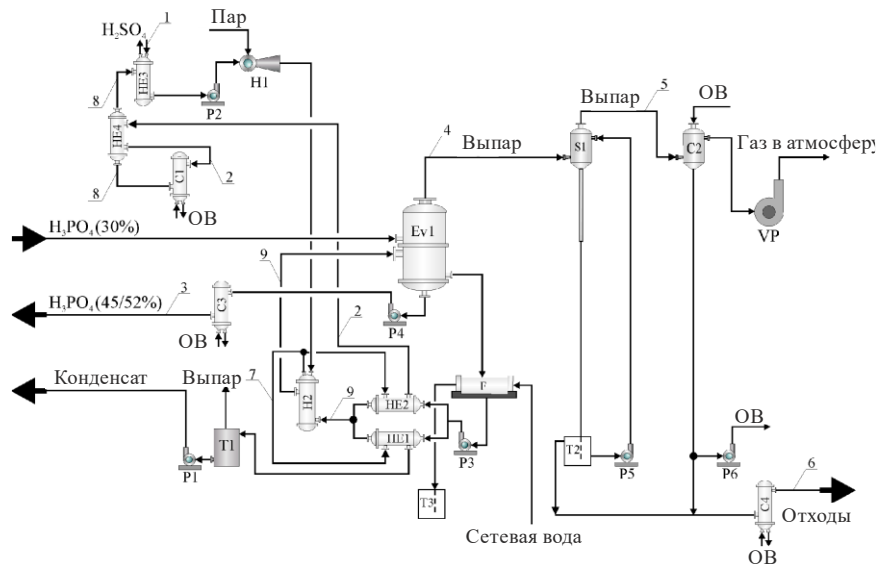


Рисунок 9 – Технологическая схема проекта реконструкции процесса концентрации ортофосфорной кислоты P1–P6 – насосы; T1–T3 – емкости; HE1, HE2, HE3, HE4 – теплообменные аппараты; C1, C3, C4 – холодильники, C2 – конденсаторы; Ev – выпарка; E – эжектор; VP – вакуумный насос; S скруббер, F – фильтр.  
Номера потоков показаны в соответствии с таблицей 1

В результате интеграции процесса концентрирования в экстракционном методе получения фосфорной кислоты можно снизить удельное энергопотребление на 25 % от существующего уровня по горячим утилитам и на 26 % – по холодным утилитам.

Характеристики новых теплообменных аппаратов приведены в таблице 2. Поскольку  $\Delta T_{\min}=5\text{ }^{\circ}\text{C}$  на кожухотрубчатых теплообменниках трудно достижимое, то мы предлагаем использовать в новой системе рекуперации тепловой энергии пластинчатые теплообменные аппараты фирмы Alfa Laval.

Таблица 2 – Технологические характеристики теплообменных аппаратов для проекта реконструкции

Имя	Горячая сторона		Холодная сторона		K, Вт/(м <sup>2</sup> ·°C)	Q, Вт	S, м <sup>2</sup>	Цена, \$ USA
	T <sub>in</sub> , °C	T <sub>out</sub> , °C	T <sub>in</sub> , °C	T <sub>out</sub> , °C				
C3	73	26	25	55	2228	489.5	42.0	76555
C4	40	26	25	35	4905	168.3	14.9	4794
C5	77	35	25	55	6172	454	5.0	2563
HE1×2	150	77	72	74	1022	400.4	32.2	50418
HE2×2	150	77	72	72	1103	685.3	49.6	72342
HE4	77	73	35	72	6987	75.0	2.7	2056

Эффект от реализации разработанного проекта реконструкции представлены в таблице 3.



Таблица 3 – Энергопотребление и рекуперация существующей системы теплообмена и системы теплообмена в предлагаемом проекте

Объект	Сейчас, кВт	Проект, кВт	Уменьшение, кВт	Прибыль, долл. США в год
Горячие утилиты	9047	6841	2206	230411
Холодные утилиты	11947	8903	3044	61480
<b>ИТОГО</b>				<b>891890</b>

Используя таблицу 2, вычисляем общие капитальные затраты, которые составят значение ~ 557564 долл. США. Следовательно, простой срок окупаемости будет равен ~ 1,91 года.

## **2. Заключение**

В работе проведен пинч-интеграция процесса концентрирования ортофосфорной кислоты при ее производстве экстракционным методом. Синтезирована сеточная диаграмма предлагаемого проекта реконструкции системы теплообмена данного процесса. На основе диаграммы построена принципиальная энерготехнологическая схема проекта реконструкции, внедрение которой позволит снизить необходимое потребление горячих утилит на 2206 кВт, а холодных – на 3044 кВт. Срок окупаемости предлагаемого проекта реконструкции составит величину около 23 месяцев.

## **Благодарности**

Работа выполнена при финансовой поддержке Европейского сообщества в рамках проекта ЕСОРНОS, контракт No INCO-СТ-2005-013359.

## **Литература**

1. 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.
2. Смит Р., Клемеш Й., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А., УЛЬЕВ Л.М. Основы интеграции тепловых процессов: Харьков: НТУ “ХПИ”. 2000.– 457 с.

УДК 621:664(076)

ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.О., УЛЬЄВ Л.М., БОЛДИРЕВ С.О.,  
МЕЛЬНИКОВСЬКА Л.О., ТЕРЕЩЕНКО В.М.

## **ПІНЧ-ІНТЕГРАЦІЯ ПРОЦЕСУ КОНЦЕНТРУВАННЯ ОРТОФОСФОРНОЇ КИСЛОТИ**

У роботі проведений пінч-інтеграція процесу концентрування ортофосфорної кислоти при її виробництві екстракційним методом. Синтезовано сіткову діаграму пропонованого проекту реконструкції системи теплообміну даного процесу. На основі діаграми побудована принципова енерготехнологічна схема проекту реконструкції, впровадження якої дозволить знизити необхідне споживання гарячих утиліт на 2206 кВт, а холодних – на 3044 кВт. Строк окупності пропонованого проекту реконструкції складе величину близько 23 місяців.