

УДК 621:664(076)

*Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ*, докт. техн. наук, проф., НТУ «ХП»,  
*Л. М. УЛЬЄВ*, докт. техн. наук, проф., НТУ «ХП»,  
*Д. Д. НЕЧИПОРЕНКО*, викл.-стажор, НТУ «ХП»

## **МІНІМІЗАЦІЯ ПОВЕРХНІ ТЕПЛООБМІНУ У ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА ГІПОФОСФІТУ НАТРІЮ**

У статті за допомогою апарату складових кривих аналізується процес виробництва гіпофосфіту натрію. Показано, що інтеграція процесу за допомогою методу мінімізації площі поверхні теплообміну дозволяє отримати систему теплообміну з площею поверхні на 5,5 % менше, ніж при інтеграції за допомогою методу максимізації потужності рекуперації теплової енергії

В данной работе с помощью аппарата составных кривых анализируется процесс производства гипофосфита натрия. Показано, что интеграция процесса с помощью метода минимизации площади поверхности теплообмена позволяет получить систему теплообмена с площадью поверхности на 5,5 % меньше, чем при интеграции с помощью метода максимизации мощности рекуперации тепловой энергии

It is shown in the paper that process integration with the help of method area surface heat transfer minimizing we can receive the heat exchange network on 5,5 % less, then with the help of energy recuperation method

**Постановка проблеми у загальному вигляді та її зв'язок з важливими науково-практичними завданнями.** У зв'язку з постійним подорожчанням енергоносіїв, зв'язаному з майбутнім повним їх вичерпанням, не викликає сумнівів необхідність раціонального використання енергоресурсів, особливо в такій енергоємній галузі, як хімічна промисловість. Зниження споживання енергії на одиницю продукції, яку виробляють, при інших рівних умовах позитивно впливає на оточуючу середу і здоров'я людини за рахунок зниження викидання шкідливих газів, які утворюються при спалюванні енергоносіїв.

На початок 20 сторіччя екстенсивне використання сільськогосподарських земель дозволяло забезпечувати продуктами харчування приблизно 1 мільярд. жителів планети. Сьогодні чисельність населення Землі зросла більш, ніж у 6 разів, і забезпечення людей харчуванням зараз і в майбутньому неможливе без інтенсивної обробки сільськогосподарських земель. Це потребує використання мінеральних добрив, що забезпечують високі та стійкі врожаї. До основних елементів, які необхідні для забезпечення життєдіяльності рослин, відносять фосфор [1].

**Аналіз останніх досліджень і публікацій, в яких започатковано розв'язання даної проблеми і на які спирається автор.** Одним з основних відходів від виробництва фосфорної кислоти є фосфорний шлам. Утилізація фосфорного шламу являється ядром екологічної проблеми на території Росії, України і Казахстану, тому що фосфорний шлам найбільш агресивний вид відходів фосфорної промисловості.

Для утилізації фосфорного шламу розроблена гнучка технологія отримання фосфіту і гіпофосфіту натрію. Ці продукти користуються великим запитом. Гіпофосфіт натрію використовується у якості відновника при нанесенні покриття з нікелю, кобальту та олова на метали та пластмаси, а також в якості антиоксиданту, для запобігання знебарвлення алкідних смол при їх отриманні, та ін. [3].

Найбільш ефективними методами енергозбереження у процесах, що використовують хіміко-технологічні методи переробки та виробництва продуктів, є методи інтеграції процесів, а насамперед – метод пінч-аналізу. Зменшення питомих енерговитрат при виробництві гіпофосфіту натрію позитивно діє не тільки на конкурентоспроможність виробника, але й на зовнішнє середовище внаслідок зменшення викидів шкідливих речовин та емісії парникових газів. Тому проведення пінч аналізу на підприємствах такого профілю є актуальною темою на даний момент [2].

Автори в роботі [4] виконали пінч-систему процесу виробництва гіпофосфіту натрію. При інтеграції використовувався метод з максимальною рекуперацією енергії. У даній роботі розглядається можливість інтеграції з мінімізацією площі поверхні теплообміну.

**Опис технологічного процесу.** Фосфорний шлам (зміст основної речовини 30 ÷ 50 %), дивись рис. 1, подається в реактор підготовки R-2, де нагрівається парою при перемішуванні.

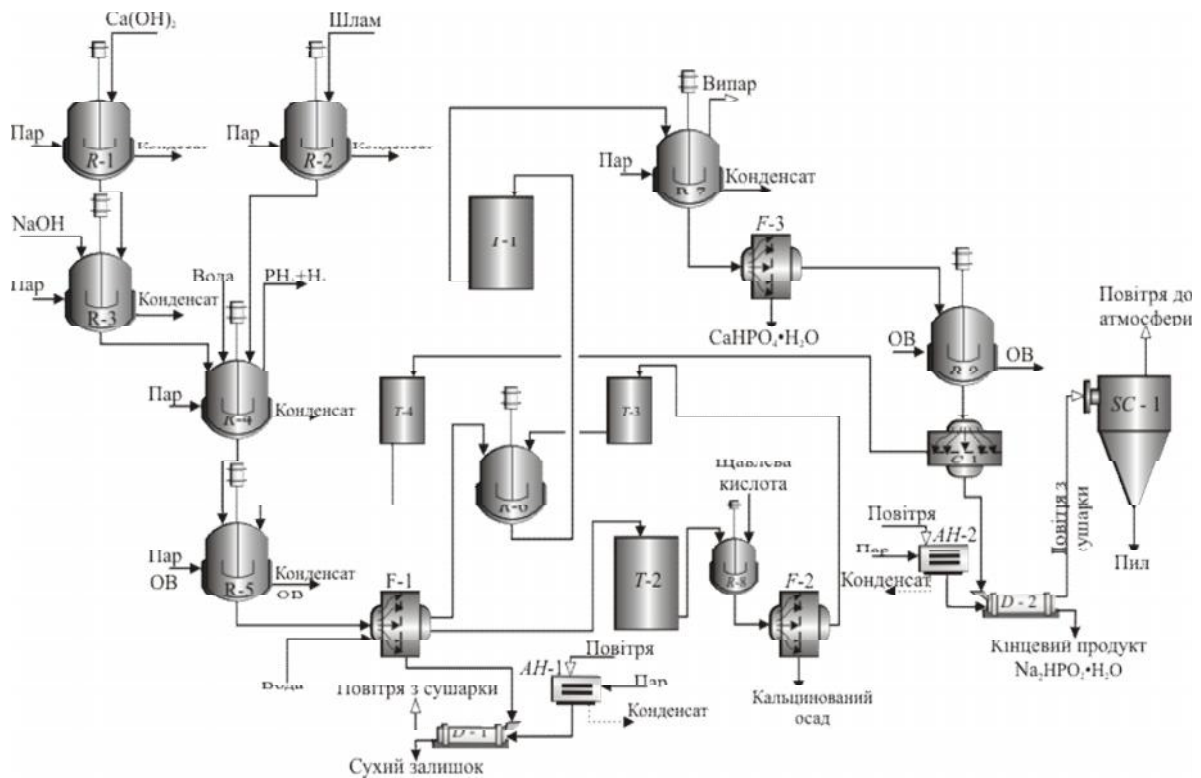


Рис. 1. Принципова технологічна схема виробництва гіпофосфіту натрію:  
 R1 – реактор підготовки  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ; R2 – реактор підготовки шламу, який містить фосфор; R3 – підготовка  $\text{NaOH}$ - $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ; R4 – основний реактор; R5 – наступний реактор; R6 – нейтралізатор; R7 – випарювання; R8 – осадження щавлевою кислотою; R9 – кристалізатор;  
 F 1-3 – фільтр; T 1-4 – ємність; C1 – центрифуга; SC1 – циклон; D 1,2 – сушарка; AH 1,2 – підігрівач повітря

Паралельно цьому відбувається процес приготування гідроокису кальцію  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  шляхом розчинення  $\text{CaO}$  у воді до концентрації 65 %, який далі подається в реактор підготовки R-1, де нагрівається парою при перемішуванні. Також готується натрієвий луг  $\text{NaOH}$ , яка розбавляється водою до концентрації 45 % і потім змішується з гідроокисом кальцію в реакторі підготовки R-3. Отримана суміш поступає до основного реактору R-4 разом із фосфорним шламом з реактору підготовки R-2. через деякий час в реактор R-4 заливають розчин ізопропілового спирту, необхідного для більш повного витягання фосфору з фосфорного шламу. При цьому з реактору видаляється фосфін-воднева суміш. Потім з основного реактору R-4 суміш направляють на додаткове розкладання до наступного реактору R-5, при цьому суміш змішується з маточним розчином після центрифугування гіпофосфіту натрію. Після завершення реакції розчин з реактору R-5 поступає на вакуум-фільтри F-1, де фільтрується. Осад, який утворився при фільтрації, видаляють, висушують на сушарці D-1 і

використовують в якості добрив у аграрній промисловості. Розчин ( $\text{NaH}_2\text{PO}_2$  (8 %),  $\text{Na}_2\text{HPO}_3$  (9 %),  $\text{CaHPO}_3$  (25 %)), який пропустили через вакуум фільтри *F-1*, поступає до нейтралізатору *R-6*, де здійснюється нейтралізація надлишку натрієвого луку, розчиненої фосфорноватістою кислотою  $\text{H}_3\text{PO}_2$ , яка знаходиться у ємності *T-3*.

Приготування фосфорноватістої кислоти  $\text{H}_3\text{PO}_2$  здійснюється наступним чином: готовий продукт з концентрацією 12 % змішують з щавлевою кислотою в реакторі осадження *R-8*. Отриманий розчин фільтрують на фільтрах *F-2* і фосфорноватісту кислоту, що утворилася, зберігають у ємності *T-3* за необхідністю використовуючи у стадії нейтралізації. Розчин після нейтралізації надходить до реактору випарювання *R-7*, де шляхом випарювання гіпофосфіт натрію концентрують для подальшої тонкої фільтрації на фільтрах *F-3*. Після проходження стадії кристалізації у кристалізаторі *R-9* суспензія направляється на фільтрацію у центрифугу *C-1*. Маточний розчин, що утворився, йде у рецикл через наступний реактор *R-5*. Після стадії центрифугування гіпофосфіт натрію направляється на сушку *D-2* для видалення з готового продукту зайвої вологи. Повітря з сушарки *D-2* надходить у циклон, де здійснюється його очищення, та викидається у атмосферу. Після здійснення основного технологічного циклу виробництва готовий продукт  $\text{Na}_2\text{HPO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$  надходить на упаковку. За допомогою вивчення технологічного регламенту процесу виробництва гіпофосфіту натрію та технологічних схем, що додаються до регламенту, визначені основні технологічні потоки даного процесу та їх характеристики. Для даного процесу був проведений пінч-аналіз, збудовані гаряча і холодна складові криві, що показані на рисунку 2, також був розроблений проект реконструкції установки виробництва гіпофосфіту натрію, згідно отриманим даним.

Таблиця 1.

Характеристики технологічних потоків процесу виробництва гіпофосфіту натрію

№	Потік	Тип	$T_S$ , °C	$T_T$ , °C	$G$ , т/год	$C$ , кДж/(кг·K)	$\alpha$ , Вт/м <sup>2</sup> ·K	$r$ , кДж / кг	$CP$ , кВт/K	$\Delta H$ , кВт
1	Охолодження після <i>R5</i>	гар	90	25	22,08	3,56	100		21,84	1420

2	Охолодження після випарювання	гар	90	40	5,63	2,96	100		4,63	231,3
3	Конденсація пари	гар	108	108	6,89		1000	2230		4266,0
4	Охолодження конденсату	гар	108	25	6,89	4,19	100		8,02	681,3
5	Відпрацьований газ 1	гар	60	25	77,14	1,02	50		21,86	764,9
6	Відпрацьований газ 2	гар	60	25	25,95	1,02	50		7,35	257,3
7	Нагрівання розчину $\text{Ca}(\text{OH})_2$	хол	20	50	9,76	3,35	100		9,09	272,8
8	Нагрівання суспензії $\text{NaOH} - \text{Ca}(\text{OH})_2$	хол	20	50	14,34	3,35	100		13,36	400,7
9	Приготування фосфорного шламу	хол	20	75	4,13	0,80	100		0,91	50,2
10	Розкладання фосфорного шламу	хол	50	95	25,30	3,35	100		23,55	1059,9
11	Підігрів реактору R5	хол	35	90	22,08	2,93	100		17,99	989,3
12	Повітря на сушку 1	хол	20	80	77,14	1,02	50		21,86	1311,3
13	Підігрів перед випарюванням	хол	30	110	12,51	3,56	100		12,38	990,3
14	Випаровування	хол	110	110	6,89		1000	2230		4266,0
15	Повітря на сушку 2	хол	20	80	25,95	1,02	50		7,35	441,2

Для того, щоб вичислити цільові значення поверхні теплообміну за допомогою складових кривих, утилітні потоки повинні бути включені до технологічних потоків ХТС, що містяться у складових кривих для формування балансних складових кривих [5]. Для того, щоб їх збудувати, використовуються ті ж самі процедури, що й для складових кривих, що були розглянуті раніше, але з додаванням утилітних потоків.

Балансні складові криві не мають вимог до зовнішніх додаткових енергоджерел, тому що всі потоки знаходяться у повному ентальпійному балансі один з одним. Далі балансні складові криві поділяються на ентальпійні інтервали таким чином, щоб межами ентальпійних інтервалів були точки на ентальпійній вісі, де складові криві змінюють свій нахил. Маються на увазі всі точки зміни нахилу або розриву, як на гарячій балансній складовій кривій, так і на холодній.

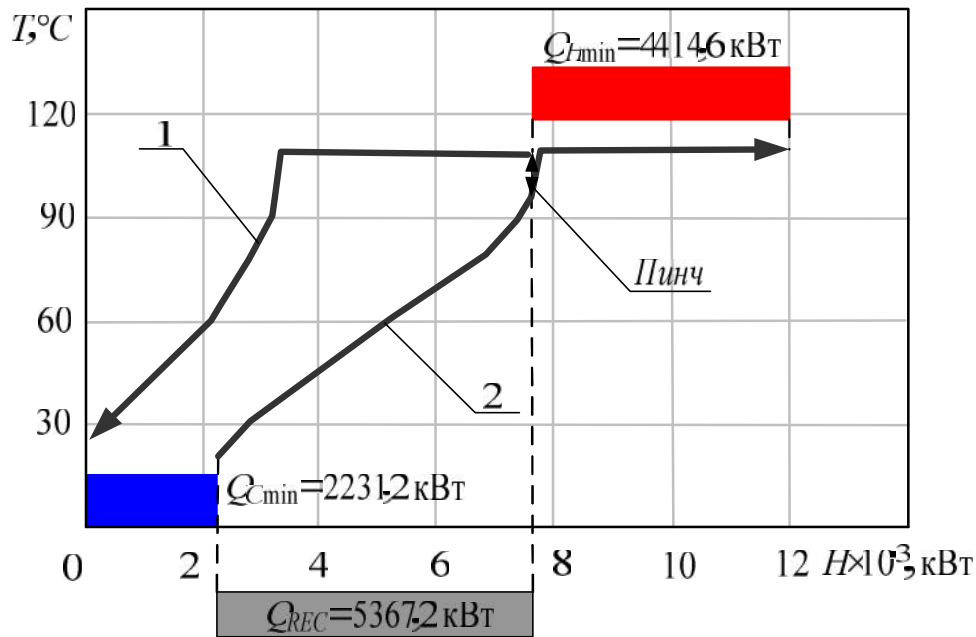


Рис. 2. Складові криві для інтегрованого процесу виробництва гіпофосфіту натрію

Для визначення цільової площі мережевої теплообмінної поверхні спочатку припустимо, що коефіцієнт теплопередачі між теплоносіями є постійною величиною і є однаковим для всіх теплообмінних апаратів, що знаходяться у теплообмінній мережі. Припустимо, що в усіх ентальпійних інтервалах відбувається протivotочний теплообмін між теплоносіями, який у разі складових кривих називається вертикальним. Площа поверхні теплообміну для такого теплообмінника визначається формулою:

$$A = \frac{Q}{K\Delta T_{\ln}},$$

де  $A$  – площа поверхні теплообміну протivotочного теплообмінного апарату;  $Q$  – теплове навантаження теплообмінника;  $K$  – коефіцієнт теплопередачі;  $\Delta T_{\ln}$  – середньологарифмічна різниця температур або середньологарифмічний температурний натиск, який для протivotочного теплообмінника визначається як :

$$\Delta T_{\ln} = \frac{(T_{H_2} - T_{C_1}) - (T_{H_1} - T_{C_2})}{\ln \frac{T_{H_2} - T_{C_2}}{T_{H_1} - T_{C_1}}}.$$

Загальну цільову площу поверхні теплообміну для усієї теплообмінної системи отримуємо підсумовуючи площі поверхонь теплообміну в усіх інтервалах розбиття складових кривих:

$$A_{\text{заг}} = \sum_{k=1}^M \frac{1}{\Delta T_{\ln k}} \sum_{i=1}^{I_k} \sum_{j=1}^{J_k} \frac{Q_{ij}^k}{K_{ij}},$$

де  $Q$  – тепловий натиск між  $i$ -м гарячим і  $j$ -м холодним потоками;  $K_{ij}$  – коефіцієнт теплопередачі між ними;  $I$  – кількість гарячих потоків в  $k$ -му інтервалі;  $J$  – кількість холодних потоків в  $k$ -му інтервалі,  $M$  – число всіх інтервалів. Введемо індивідуальні коефіцієнти тепловіддачі для кожного потоку  $h$ , тоді коефіцієнти теплопередачі визначаються як:

$$\frac{1}{K_{ij}} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j},$$

де  $i = 1, 2, \dots, I; j = 1, 2, \dots, J$ .

Тоді значення площі поверхні теплообміну в кожному ентальпійному інтервалі:

$$A_k = \frac{1}{\Delta T_{\ln k}} \left[ \sum_{i=1}^{I_k} \left( \frac{1}{h_j} \sum_{j=1}^{J_k} Q_{ij}^k \right) + \sum_{j=1}^{J_k} \left( \frac{1}{h_i} \sum_{i=1}^{I_k} Q_{ij}^k \right) \right].$$

При визначенні цільового значення площі загальної поверхні теплообміну в мережі ми будемо припускати, що в ентальпійних інтервалах здійснюється вертикальний теплообмін між гарячими потоками, що містяться у гарячій балансній складовій кривій, і холодними потоками з холодної балансної складової кривої. Спочатку збудуємо балансні складові криві, як показано на рис. 3, використовуючи повний набір даних з поточної таблиці. Підкреслимо, що пар, при збудуванні гарячої балансної кривої, розглядався як гарячий потік спільно з технологічними потоками, тому гаряча балансна складова крива зображує безперервну, монотонну функцію від ентальпії. Це також справедливо і для потоку охолоджуючої води у балансній складовій кривій.

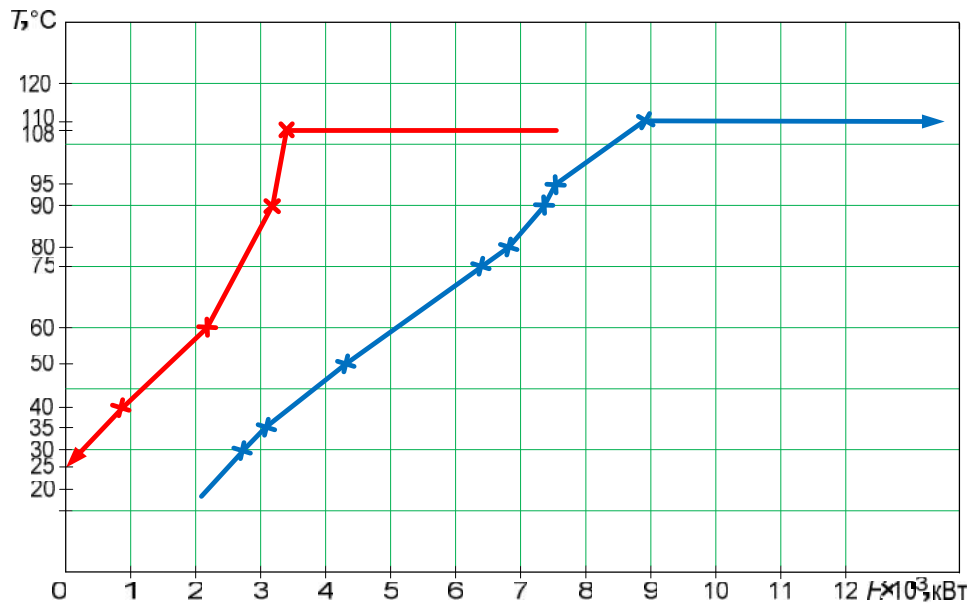


Рис. 3. Балансні складові криві для процесу виробництва гіпофосфіту натрію

На рисунку також показані ентальпійні інтервали, на які поділяються балансні складові криві. Межі ентальпійних інтервалів є координатами точок, у яких будь-яка з балансних складових кривих змінює свій нахил [6].

Таблиця 2

Значення площі поверхні для кожного ентальпійного інтервалу

№ ентальпійного інтервалу	$\Delta T_{lnk}$	Гарячі потоки $\sum (\frac{Q_i}{h_{i-k}})$	Холодні потоки $\sum (\frac{Q_i}{h_{i-k}})$	$A_k, m^2$
1	9	4266	4266	948
2	10,5	149	1486	172
3	11,5	37	371	36
4	15,4	180	1797	129
5	15,6	539	5392	262
6	30,5	306	3431	123
7	44,6	2101	28313	686
8	63,8	995	13458	226
9	61,5	1444	2243	60
10	52,6	1380	1122	48
11	49,3	2932	4708	155
12	43,2	6036	7360	311
13	38,5	1858	818	70
14	30,9	16724	1147	576
15	9,1	13937	956	761
Всього				4561

Для того, щоб було простіше визначати площі теплообмінної поверхні, зобразимо популяцію технологічних потоків у ентальпійних інтервалах, як показано на рис. 4.



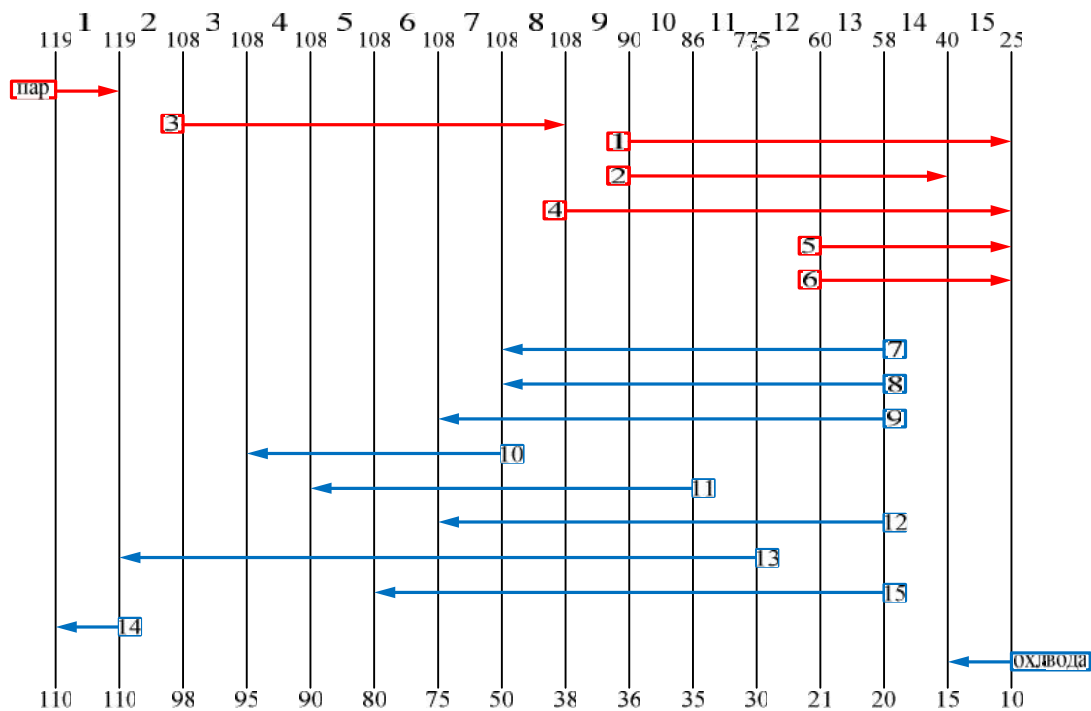


Рис. 4. Ентальпійні інтервали популяції технологічних потоків

Знайдемо цільові значення площ поверхні теплообміну в ентальпійних інтервалах. Для цього побудуємо таблицю, в яку будемо записувати величину членів суми у кожному інтервалі. Таким чином, отримана площа теплообміну на 5,5% менша, ніж площа теплообміну, що була вчислена за допомогою складових кривих, тому це дозволить зекономити 412722 грн. за рахунок зменшення площі теплообміну.

**Висновок.** В даній роботі за допомогою апарата складових кривих аналізується процес виробництва гіпофосфіту натрію. З даної роботи видно, що інтеграція процесу за допомогою методу мінімізації площі поверхні теплообміну дозволяє отримати систему теплообміну з площею поверхні на 12 % меншою, ніж при інтеграції за допомогою методу максимізації потужності рекуперації теплової енергії.

**Список літератури:** 1. Беглов Б.М., Жекеєв М.К. Перспективи производства фосфора, удобрений и солей различного назначения на основе экстракционной фосфорной кислоты // Химическая промышленность. – 2002. – № 4. – С. 1–3. 2. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., ЛЕВЧЕНКО Б.О. Энергетика на межі 21 століття. – Харків: Навч. посібник. – НТУ «ХПІ». – 2006. 3. Моргунова Э.М., Авербух Т.Д. Изучение процесса синтеза гипофосфита натрия // Журнал прикладной химии. 1976. – Т. 40, № 2. С. 274-284. 4. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А., УЛЬЕВ Л.М., БОЛДЫРЕВ С.А., НЕЧИПОРЕНКО Д.Д. Теплоэнергетическая интеграция процесса производства гипофосфита натрия. – 2009. – № 2. – С. 71 – 83. 5. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., АНИПКО О.Б., МАЛЯРЕНКО В.А. Основы энерготехнологий промышленности. – Х.: Учебник для студентов не теплоэнергетических специальностей НТУ «ХПІ». – 2002. 6. Смит Р., Клемеш Й., ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А., УЛЬЕВ Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. – Харьков: Библиотека журнала Интегрированные технологии и энергосбережение. – 2000. – С.457.