

**Т. Г. БАБАК, О. В. ДЕМИРСЬКИЙ, Є. Д. ПОНОМАРЕНКО, І. Ю. СЕЛІВАНОВ**

### **ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ СУМІШІ АЦЕТОН-БЕНЗОЛ**

Розглянуто сучасні підходи до енергозбереження в хіміко-технологічних системах. Обстежено ректифікаційну установку для розділення суміші ацетон-бензол, зроблено екстракцію даних технологічних потоків процесу, що досліджувався. За допомогою методів пінч-аналізу було показано недостатню ефективність організації рекуперації енергії, зниження необхідної мінімальної температурної різниці в рекуперативному теплообміннику, яка вказує на завищення площі поверхні теплообміну за потребою. Обґрунтовано вибір значення  $\Delta T_{\min}$  – для цього значення за методом складених кривих, знайдено цільові потужності зовнішніх утиліт та рекуперації. Використовуючи правила пінч-аналізу, отримано сіткову діаграму і запропоновано два варіанти розташування теплообмінного обладнання, що забезпечують досягнення енергетичних цілей. Підбрано сучасне пластинчасте теплообмінне обладнання та обрано варіант, що пропонує менший об'єм капітальних вкладень – для нього проведено економічну оцінку: термін окупності не більше одного року.

**Ключові слова:** ректифікація, пінч-аналіз, складені криві, сіткова діаграма, пластинчасті теплообмінники.

**Т. Г. БАБАК, А. В. ДЕМИРСКИЙ, Е. Д. ПОНОМАРЕНКО, И. Ю. СЕЛИВАНОВ**

### **ПОВЫШЕНИЕ ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ АЦЕТОН-БЕНЗОЛ**

Рассмотрены современные подходы к энергосбережению в химико-технологических системах. Обследована ректификационная установка для разделения смеси ацетон-бензол, произведена экстракция данных технологических потоков исследуемого процесса. С помощью методов пинч-анализа была показана недостаточная эффективность организации рекуперации энергии, снижение необходимой минимальной температурной разницы в рекуперативном теплообменнике, что указывает на завышение требуемой площади поверхности теплообмена. Был обоснован выбор значения  $\Delta T_{\min}$ . Для этого значения методом составных кривых найдены целевые значения мощности внешних утилит и рекуперации. Используя правила пинч-анализа, была получена сеточная диаграмма и предложены два варианта размещения теплообменного оборудования, обеспечивающие достижение энергетических целей. Подобрано современное пластинчатое теплообменное оборудование и выбран вариант, предлагающий меньший объем капитальных вложений. Для лучшего варианта была проведена экономическая оценка, показавшая срок окупаемости проекта не более одного года.

**Ключевые слова:** ректификация, пинч-анализ, составные кривые, сеточная диаграмма, пластинчатые теплообменники.

**T. G. BABAK, O. V. DEMIRSKYY, Ye. D. PONOMARENKO, I. Yu. SELIVANOV**

### **IMPROVEMENT OF ACETONE-BENZENE MIXTURE RECTIFICATION PROCESS ENERGY EFFICIENCY**

Modern approaches to energy saving in chemical-technological systems are considered. The rectifier for separation of the acetone-benzene mixture was examined, and the process streams data extraction was performed. Using the methods of pinch analysis, it was shown that the organization of energy recovery is not enough effective, and the minimum temperature difference in the regenerative heat exchanger is lower than necessary one, which indicates an overestimation of the required heat transfer surface area. The choice of  $\Delta T_{\min}$  was justified. For this value, the target energy values of external utilities and recovery were found by the method of composite curves. Using the rules of pinch analysis, a grid diagram was obtained and two options for the placement of heat exchange equipment were proposed that ensure the achievement of energy targets. The modern plate heat-exchange equipment was selected and the option offering a lower volume of capital investments was chosen. For the best option, an economic assessment was carried out, showing the payback period of the project no more than one year. Energy recovery will increase by more than two times and energy saving will be 5% approximately.

**Keywords:** rectification, pinch-analysis, composite curves, grid diagram, plate heat exchanges.

**Вступ.** Сучасні хімічні підприємства є великими споживачами енергоресурсів всіх видів. Значна частка витрат теплової енергії припадає на розділення рідких сумішей як при отриманні чистих готових продуктів, так і на стадіях підготовки сировини. Серед існуючих методів розділення рідких бінарних сумішей (кристалізація, перегонка, мембранне розділення та ін.) процеси перегонки є одними з найбільш енергоємних. Проте в переважній більшості випадків дистиляція або ректифікація є єдиними методами, що забезпечують якість продукції та високу продуктивність. При цьому багаторазова конденсація пари з одночасним випаровуванням рідини і утворенням пари нового складу робить процес ректифікації значно більш ефективним, ніж інші процеси перегонки. Тому енергозбереження в процесах ректифікації є актуальним.

**Аналіз літературних даних.** Бінарна суміш ацетон-бензол за своєю природою не є азеотропною, а її компоненти мають високу різницю температур кипіння. Тому традиційна ректифікація дозволяє отримати досить чистий ацетон. Енергетичні витрати на розділення суміші залежать від здатності компонентів розділятися методом ректифікації і від якості одержуваних продуктів. Крім прямих витрат на поділ важливу роль відіграє мінімізація допоміжних енерговитрат і максимальна рекуперація енергії, яка може бути досягнута на стадії проектування або модернізації установки з використанням пінч технології [1, 2, 3].

© Бабак Т.Г., Демірський О.В., Пономаренко Є.Д., Селіванов І.Ю., 2020

Зниження енергетичних витрат процесу в цілому з використанням правил пінч-аналізу призводить до зменшення собівартості вихідної продукції, підвищує рентабельність виробництва, а також покращує екологічний стан навколишнього середовища.

Удосконалення регенерації тепла безпосередньо пов'язано з оптимізацією і реконструкцією теплообмінних систем. Вибір оптимального варіанту (тобто пов'язаного з найменшими витратами на додаткову площу поверхні теплообміну і на структурні зміни мережі) з безлічі альтернатив є важливою складовою частиною проектування. Для реконструкції теплообмінних систем застосовують методи пінч-аналізу, який заснований на термодинамічному аналізі системи технологічних потоків, а для економічної оптимізації використовує немонотонну залежність загальної річної вартості експлуатації проекту від найменшого температурного напору на теплообмінному обладнанні [4]. Застосування пінч-аналізу дозволяє домогтися істотної фінансової економії за рахунок мінімізації використання зовнішніх енергоносіїв шляхом максимального застосування рекуперації теплоти в рамках даної енерготехнологічної системи [5]. При цьому даний підхід дозволяє мінімізувати теплообмінну поверхню і кількість теплообмінних одиниць, оптимізувати перепад тиску в мережі і розміщення силових установок, мінімізувати кількість стічних вод і емісію вуглекислого газу. У разі модернізації існуючих виробництв пінч-технології дозволяють максимально використовувати вже встановлене обладнання в нових робочих мережах, що знижує інвестиції в реконструкцію. Більш того, методами пінч-аналізу можливо визначити вартісний компроміс між усіма названими факторами і капітальними вкладеннями при заданому терміні окупності, якому і мав задовольняти остаточний проект. Відзначимо ще дві дуже важливі властивості, які є невід'ємною частиною пінч-аналізу. Перше – це можливість встановлення цілей проектування перед початком самого проектування. Другою важливою властивістю є можливість інтегрування процесів в межах великого виробничо-територіального комплексу. У підсумку ми можемо підготувати інвестиційні плани, визначити цільові значення енергоспоживання і зниження емісії шкідливих речовин як для існуючих процесів, так і для проєктованих [6].

В роботах [7, 8] принципи пінч-аналізу застосовані для модернізації теплообмінних мереж ректифікаційних установок.

#### Постановка задачі.

Розглядається процес розділення суміші ацетон-бензол. Енергофункціональна схема ректифікаційної установки зображена на рис. 1.

Продуктивність по початковій суміші складає 3,5 кг/с. Масові долі низькокиплячого компонента, ацетону, в початковій суміші  $\bar{x}_F$ , дистилляті  $\bar{x}_P$  та

кубовому залишку  $\bar{x}_W$  дорівнюють відповідно 0,5; 0,95; 0,02. Температура початкової суміші на вході  $t_{FП} = 20^\circ\text{C}$ , кінцева температура дистилляту та кубового залишку  $t_{PK} = t_{WK} = 40^\circ\text{C}$ . Флегмове число  $R = 2,68$ .

В процесі, що вивчається, було виділено технологічні потоки, які потребують нагріву або охолодження: початкова суміш ( $F$ ), дистиллят ( $P$ ), кубовий залишок ( $W$ ), потік пари з верху колони ( $G$ ) та потік суміші, що випаровується в кубовому кип'ятильнику (куб). Після розрахунку теплового та матеріальних балансів з використанням довідникових даних [9] результати екстракції даних процесу було зведено у потокову таблицю (табл. 1). Тут  $T_s$  – початкова температура, або температура постачання;  $T_i$  – кінцева, або цільова температура;  $g$  – масова витрата;  $c$  – питома теплоємність;  $r$  – питома теплота пароутворення;  $CP = g \cdot c$  – потокова теплоємність;  $\Delta H$  – тепловміст, або потокова ентальпія, як прийнято в термінах пінч-аналізу.

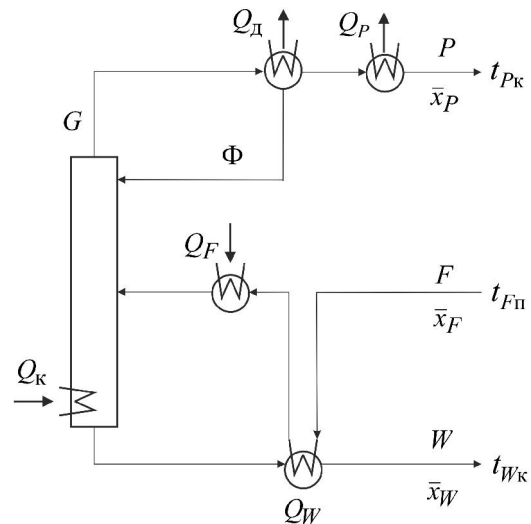


Рис. 1 – Енергофункціональна схема ректифікаційної установки розділення суміші ацетон-бензол

На енергофункціональній схемі (рис. 1) розміщено такі теплообмінники: кубовий випарник з навантаженням  $Q_K = 3385,81$  кВт, дефлегматор з навантаженням  $Q_D = 3354,75$  кВт, охолоджувач дистилляту з навантаженням  $Q_P = 69,1$  кВт, рекуперативний теплообмінник з навантаженням  $Q_W = 123,17$  кВт та підігрівач вхідної суміші з навантаженням  $Q_F = \Delta H_F - Q_W = 180$  кВт. Тобто для підігріву початкової суміші на вході використовується надлишок тепла потоку кубового залишку і, таким чином, потужність рекуперації складає 123,17 кВт.

**Аналіз енергоефективності існуючого проекту.** Для оцінки енергоефективності було використано методи пінч-аналізу [1, 2].

Таблиця 1. Таблиця даних потоків процесу ректифікації суміші ацетон-бензол

№	Потік	Тип	$T_{s,}^{\circ}C$	$T_i,^{\circ}C$	$g, \text{кг/с}$	$c, \text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	$r, \text{кДж/кг}$	$CP, \text{кВт/К}$	$\Delta H, \text{кВт}$
1	$P$	гарячий	57,1	40	1,806	2,237	–	4,041	69,1
2	$W$	гарячий	79,1	40	1,694	1,806	–	3,15	123,17
3	$G$	гарячий	57,1	57,1	6,648	–	398,09	–	3354,75
4	$F$	холодний	20	62,9	3,5	2,019	–	7,067	303,17
5	куб	холодний	79,1	79,1	6,648	–	–	–	3385,81

Було побудовано складені криві потоків процесу (табл. 1) та розташовано їх на температурно-ентальпійній діаграмі таким чином, щоб

максимально доступна потужність рекуперації дорівнювала існуючій (рис. 2).

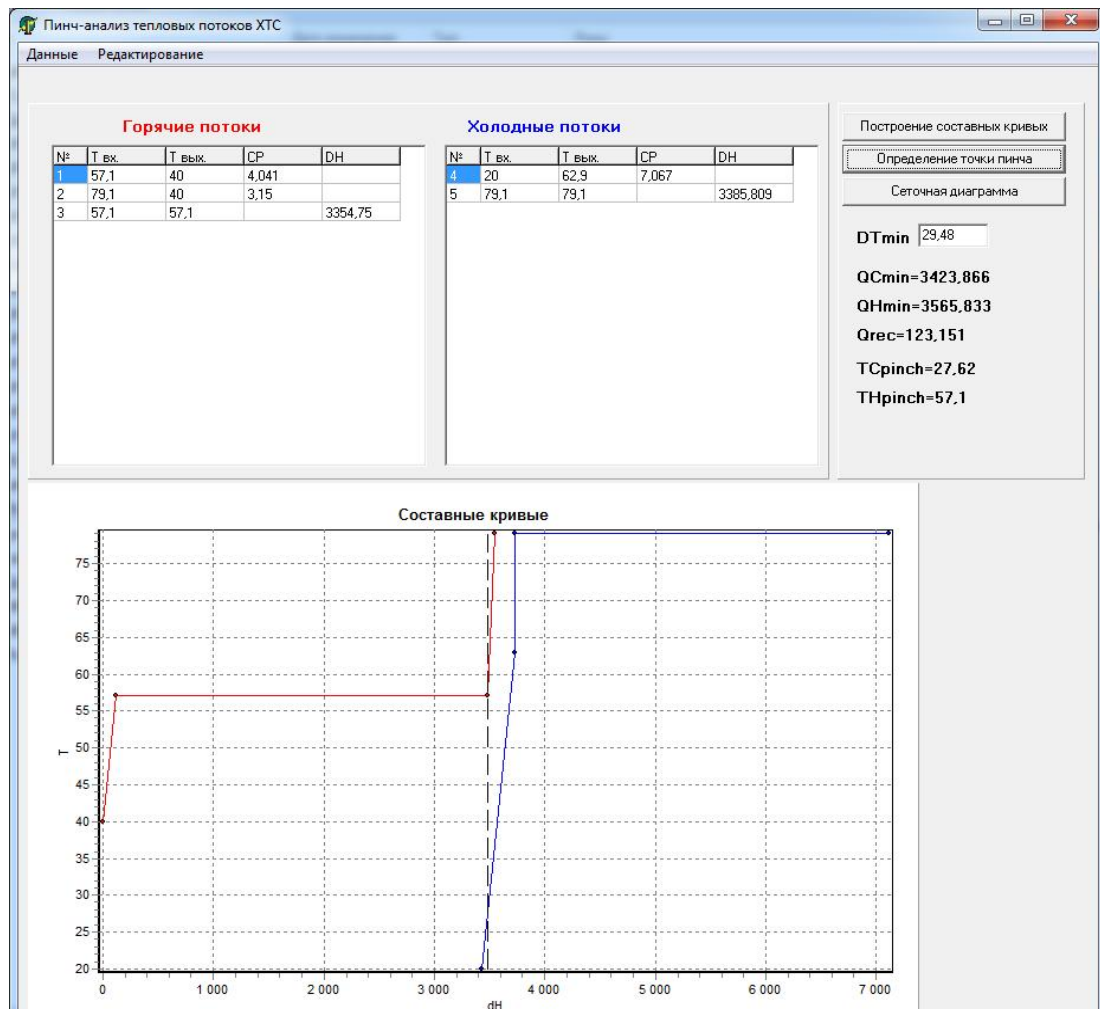


Рис. 2 – Складені криві потоків існуючого процесу

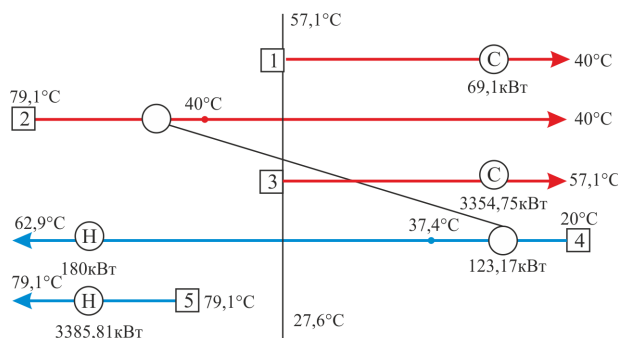


Рис. 3 – Сіткова діаграма існуючого проекту

Для реалізації потужності рекуперації 123,165 кВт мінімальна температурна різниця в теплообмінному обладнанні  $\Delta T_{\min}$  повинна становити приблизно 29,5 °С.

Зобразимо існуючі теплообмінники на сітковій діаграмі (рис. 3). Оскільки весь надлишок тепла потоку 2 передається потоку 4, на виході з рекуперативного теплообмінника потік 2 має цільову температуру 40 °С. Потік 4 на вході в цей теплообмінник має температуру 20 °С. На гарячій стороні теплообмінника потік 2 має температуру постачання 79,1 °С, а потік 4 – 37,4 °С. Очевидно, що

мінімальна температурна різниця в рекуперативному теплообміннику становить  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , що нижче за знайдене значення  $\Delta T_{\min}$ . Це означає, що площа поверхні теплообміну в існуючому проєкті більша, ніж та, що потрібна для рекуперації  $123,17\text{ кВт}$  тепла.

**Вибір  $\Delta T_{\min}$  та проєктування мережі теплообмінників з максимальною рекуперацією енергії.** Для рішення цієї задачі було використано правила пінч-аналізу [1, 2, 3]. Було обрано значення  $\Delta T_{\min} = 8\text{ }^{\circ}\text{C}$ , що відповідає з одного боку процесу, що розглядається, з іншого – може бути реалізовано при

використанні пластинчатих теплообмінників, що плануються для встановлення.

На рис. 4 показано розташування складених кривих на температурно-ентальпійній діаграмі таким чином, щоб мінімальна відстань між ними по температурній осі дорівнювала  $\Delta T_{\min} = 8\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

При цьому мінімальна потрібна потужність гарячих утиліт (зовнішніх енергоносіїв)  $Q_{H\min}$  склала  $3414,03\text{ кВт}$ , холодних утиліт  $Q_{C\min} - 3272,07\text{ кВт}$ , потужність рекуперації  $Q_{rec} - 274,95\text{ кВт}$ .

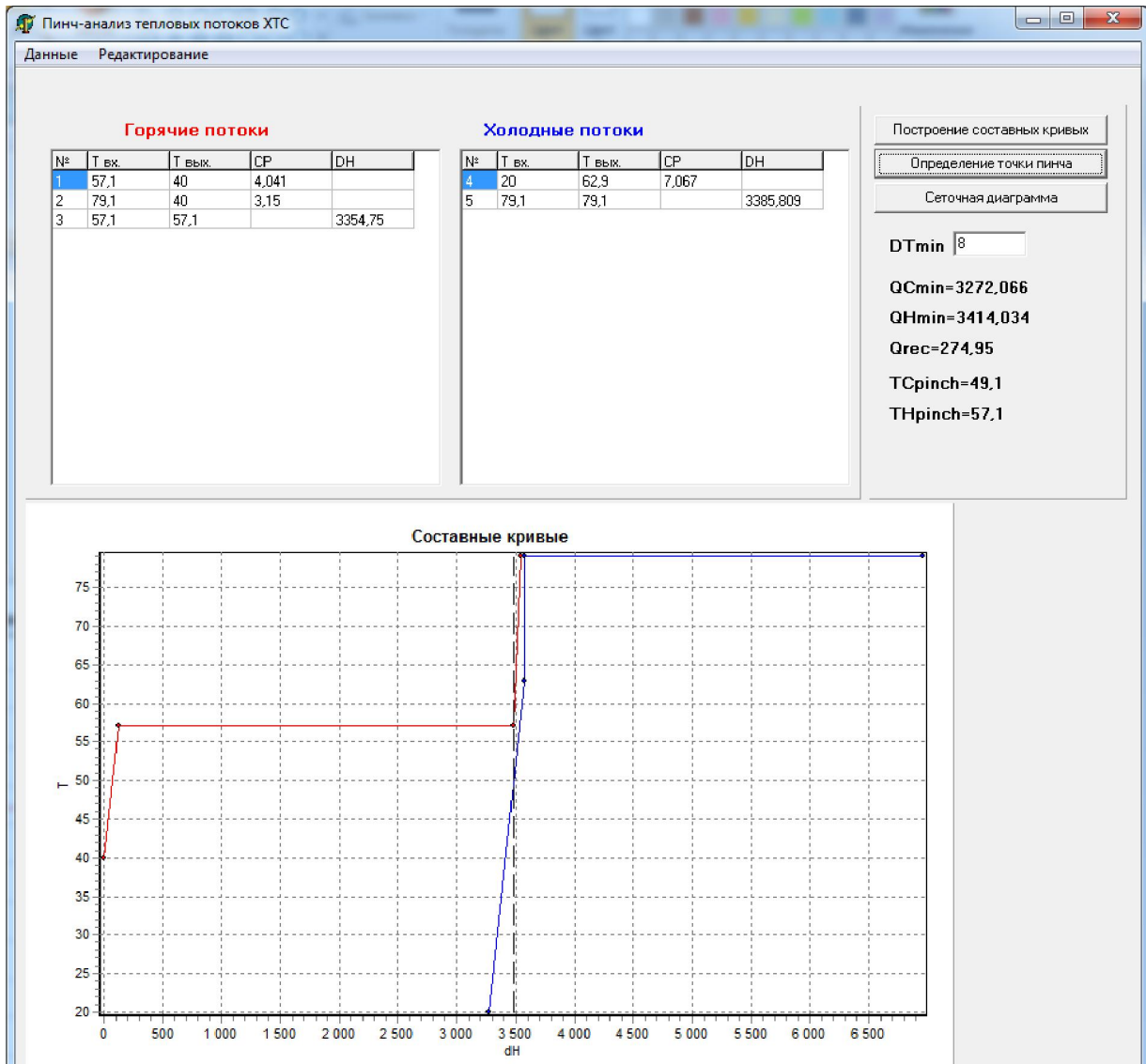


Рис. 4. Складені криві для  $\Delta T_{\min} = 8\text{ }^{\circ}\text{C}$

Було запропоновано два варіанти розміщення теплообмінного обладнання (рис. 5а, 5б). Якщо в області вище пінча ситуація однозначна, то нижче пінча підігрів початкової суміші за рахунок тепла конденсації пари зверху колони можна запровадити на вході в області більш низьких температур або

області пінча. В першому варіанті є потреба в розщепленні потоку початкової суміші, аби не порушувати  $\Delta T_{\min} = 8\text{ }^{\circ}\text{C}$ . В обох варіантах досягаються цільові значення споживання зовнішніх утиліт та потужності рекуперації.

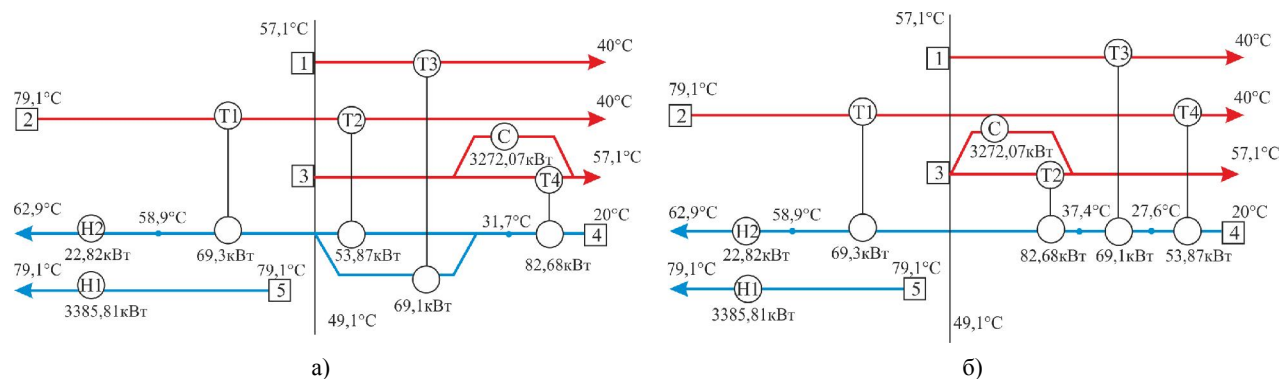


Рис. 5. Сіткова діаграма розміщення теплообмінників: варіант 1 – (а), варіант 2 – (б)

**Підбір теплообмінного обладнання.** На основі отриманих сіткових діаграм з розташованими теплообмінниками було проведено підбір теплообмінного обладнання. Треба зазначити, що кубовий кип'ятильник не потребує заміни, тому що для потоку куба не має відповідних партнерів для теплової інтеграції. Також залишено існуючий дефлегматор, який буде працювати на зниженому

навантаженні. На інші позиції було підібрано теплообмінне обладнання виробництва фірми Alfa Laval з використанням прикладного пакету CAS 2000 [10]. Результати підбору наведені у табл. 2.

**Економічний аналіз.** В табл. 3 наводиться порівняння потужності гарячих та холодних утиліт та рекуперації в існуючому проекті та в проекті, запропонованому в статті.

Таблиця 2. Характеристики теплообмінного обладнання, що пропонується до встановлення

Позиція	Варіант 1				Варіант 2			
	Навантаження, кВт	Тип пластины	Площа поверхні, м <sup>2</sup>	Кількість пластин	Навантаження, кВт	Тип пластины	Площа поверхні, м <sup>2</sup>	Кількість пластин
H2	28,23	T5M	2,184	26	28,23	T5M	2,184	26
T1	69,3	T5M	3,276	39	69,3	T5M	3,276	39
T2	53,87	T5B	3,475	39	82,68	T5M	2,856	34
T3	69,1	T5B	4,01	45	69,1	T5M	2,772	33
T4	82,68	T5M	2,184	26	53,87	T5M	2,352	28

Таблиця 3. Порівняння енергетичних характеристик існуючого та запропонованого проекту

Проект	Потужність, кВт		
	Холодні утиліти	Гарячі утиліти	Рекуперація
Існуючий	3423,85	3565,81	123,17
Що пропонується	3272,07	3414,03	274,95

Таким чином економія потужності енергоносіїв складає 151,78 кВт.

Обчислення витрат на теплообмінне обладнання дало такі результати: вартість теплообмінників з урахування ПДВ у варіанті 1 складає 444607 грн., у варіанті 2 – 438322 грн. Тому для економічного аналізу обираємо варіант 2.

З урахуванням вартості природного газу [11] вкладення коштів на реконструкцію забезпечить річний прибуток 641152 грн. та термін окупності приблизно один рік.

**Висновки та перспективи подальшого розвитку даного напрямку.**

1. Аналіз існуючого процесу за допомогою складених кривих технологічних потоків показав недостатню ефективність організації процесу рекуперації енергії.

2. Використання принципів пінч-аналізу дає можливість підвищити енергоефективність хіміко-технологічної системи.

3. З урахуванням того, що варіантів розміщення теплообмінного обладнання, кожний з котрих забезпечує досягнення енергетичних цілей, може бути декілька, треба їх розглянути з метою вибору найбільш доцільного з економічної точки зору.

4. Модернізація ректифікаційної установки, що пропонується дозволить знизити загальне споживання енергії зовнішніх утиліт приблизно на 5%.

#### Список літератури

- Смит Р., Клемеш Й., Товажнський Л.Л., Капустенко П.А., Ульєв Л.М. Основы интеграции тепловых процессов.– Харьков: НТУ «ХПИ». 2000. 456 с.
- Smith R. Chemical Process Design and Integration, John Wiley & Sons, 2016 - Technology & Engineering. 920 p.
- Kemp I.C. Pinch Analysis and Process Integration. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy / Butterworth-Heinemann is an imprint of Elsevier Linacre House, Jordan Hill, Oxford OX2 8DP, UK 30



- Corporate Drive, Suite 400, Burlington, MA 01803, USA, 2007, 396 p.
4. Моделирование и оптимизация энергопотребления, снижение уровня загрязнения промышленных предприятий на основе интеграций процессов с применением методов пинч-анализа (монография) / Хусанов А.Е., Ульев Л.М., Калдыбаева Б.М., Сабырханов Д. С., Болдырев С.А. – Шымкент: Южно-Казахстанский государственный университет им. М.Ауэзова, 2017. 266 с.
  5. Жулаев С.В. Пинч-анализ и оптимизация промышленных объектов / Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело», 2012, №2, 392–399.
  6. Леонт'ев В. К., Кorableva О. Н. Использование пинч-анализа при модернизации теплообменной сети / Химия и химическая технология: достижения и перспективы.– Материалы IV Всероссийской конференции, 2018, Изд-во КГУ, С. 611.1–611.4
  7. Бабак Т.Г., Голубкина О.А., Малышко Ю.В., Пономаренко Е.Д. Модернизация процесса ректификации частично растворимой азеотропной смеси фурфурол-вода. Вісник НТУ «ХПІ». Серія: Інноваційні дослідження у наукових роботах студентів, Харків, 2016. №29 (1201), с. 38–42.
  8. Бабак Т.Г., Балок С.В., Голубкина О.А., Пономаренко Е.Д. Оптимизация энергопотребления ректификационной установки на основе интеграции тепловых потоков. Вісник НТУ «ХПІ». Серія: Інноваційні дослідження у наукових роботах студентів, Харків, 2016. №29 (1201), с. 43–48.
  9. Л.Л. Товажнянський, В.О. Лещенко, А.П. Готлинська та ін. Приклади та задачі за курсом «Процеси та апарати хімічної технології»: навч. посіб. – Харків: НТУ «ХПІ», 2010. – 480 с.
  10. <https://alfalavalonline.sharepoint.com/sites/partners>
  11. <https://khgaszbut.104.ua/ru/gas-supply/gas-cost/id/vartist-prirodnogo-gazu-15941>
  2. Smith R. Chemical Process Design and Integration, John Wiley & Sons, 2016 - Technology & Engineering. 920 p.
  3. Kemp I.C. Pinch Analysis and Process Integration. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy / Butterworth-Heinemann is an imprint of Elsevier Linacre House, Jordan Hill, Oxford OX2 8DP, UK 30 Corporate Drive, Suite 400, Burlington, MA 01803, USA, 2007, 396 p.
  4. Modelirovanie i optimizacija jenerGOPotrebLenija, snizhenie urovnja zagrjznenija promyshlennyh predprijatij na osnove integracij processov s primeneniem metodov pinch-analiza (monografija) / Husanov A.E., Ul'ev L.M., Kaldybaeva B.M., Sabyrhanov D. S., Boldyrev S.A. – Shymkent: Juzhno-Kazahstanskij gosudarstvennyj universitet im. M.Aujezova, 2017. 266 p.
  5. Zhulaev S.V. Pinch-analiz i optimizacija promyshlennyh ob'ektov / Jelektronnyj nauchnyj zhurnal «Neftegazovoe delo», 2012, №2, pp. 392–399.
  6. Leont'ev V. K., Korableva O. N. Ispol'zovanie pinch-analiza pri modernizacii teploobmennoj seti / Himija i himicheskaja tehnologija: dostizhenija i perspektivy.– Materialy IV Vserossijskoj konferencii, 2018, Izd-vo KGU, pp. 611.1-611.4
  7. Babak T.G., Golubkina O.A., Malyshko Yu.V., Ponomarenko E.D. Modernizacziya proczessa rektifikaczii chastichno rastvorimoj azeotropnoj smesi furfurolo-voda. Visnyk NTU «KhPI». Serii: Innovatsiini doslidzhennia u naukovykh robotakh studentiv, Kharkiv, 2016. №29 (1201), pp. 38–42.
  8. Babak T.G., Balyuk S.V., Golubkina O.A., Ponomarenko E.D. Optimizacija jenerGOPotrebLenija rektifikacionnoj ustanovki na osnove integracii teplovyh potokov. Visnyk NTU «KhPI». Serii: Innovatsiini doslidzhennia u naukovykh robotakh studentiv, Kharkiv, 2016. №29 (1201), pp. 43–48.
  9. L.L. Tovazhnianskyi, V.O. Leshchenko, A.P. Hotlynska ta in. Pryklady ta zadachi za kursom «Protsey ta aparaty khimichnoi tekhnolohii»: navch. posib. – Kharkiv: NTU «KhPI», 2010. 480 p.
  10. <https://alfalavalonline.sharepoint.com/sites/partners>
  11. <https://khgaszbut.104.ua/ru/gas-supply/gas-cost/id/vartist-prirodnogo-gazu-15941>

#### References (transliterated)

Надійшла (received) 07.03.2020

#### Відомості про авторів / Сведения об авторах / About the Authors

**Бабак Тетяна Геннадіївна (Бабак Татьяна Геннадиевна, Babak Tetiana Gennadiivna)** – доцент, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків, Україна; e-mail: [tgabak@gmail.com](mailto:tgabak@gmail.com)

**Демірський Олексій Вячеславович (Демирский Алексей Вячеславович, Demirskyy Aleksey Vyacheslavovich)** – науковий співробітник, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків, Україна; e-mail: [alexy.demirskyy@gmail.com](mailto:alexy.demirskyy@gmail.com)

**Пonomаренко Євгенія Дмитрівна (Пonomаренко Евгения Дмитриевна, Ponomarenko Yevgeniya Dmitriivna)** – доцент, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків, Україна, e-mail: [yevgeniya.ponomarenko@gmail.com](mailto:yevgeniya.ponomarenko@gmail.com)

**Селиванов Іван Юрійович (Селиванов Иван Юрьевич, Selivanov Ivan Yuriiovych)** – студент, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків, Україна.