

УДК 66.045.7

Л.М. УЛЬЄВ, докт., техн. наук, проф., НТУ «ХП»,
С.О. БОЛДИРЄВ, канд., техн. наук, доц., НТУ «ХП»,
М. А. ВАСИЛЬЄВ, студент, НТУ «ХП»

ЕКОНОМІЧНО ОБҐРУНТОВАНА ТЕПЛОВА ІНТЕГРАЦІЯ ПРОЦЕСУ ОЧИЩЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД БЕНЗОЛЬНИХ ВУГЛЕВОДНІВ

В работе рассмотрена возможность улучшения тепловой интеграции в процессе очистки коксового газа от бензольных углеводородов. Определено оптимальное значение минимального температурного напора на теплообменном оборудовании. Разработан проект реконструкции теплообменной системы. В результате внедрения проекта реконструкции потребление тепловой энергии и охлаждающей воды может быть сокращено на 45 и 20% соответственно. Срок окупаемости составит 11 месяцев

У роботі розглянуто можливість покращення теплової інтеграції в процесі очистки коксового газу від бензольних вуглеводнів. Визначено оптимальне значення мінімального температурного напору на теплообмінному обладнанні. Розроблено проект реконструкції теплообмінної системи. У разі впровадження проекту реконструкції споживання теплової енергії та охолоджуючої води може бути скорочено на 45 та 20% відповідно. Строк окупності складатиме 11 місяців

In this work the possibility of heat integration improvement for benzene hydrocarbon extraction from coke oven gas was considered. Disadvantages of existing heat recovery system were detected by pinch analysis. Optimal value of minimum temperature difference for heat exchangers network was defined. Retrofit project of heat exchangers network was build. Application of retrofit project leads to reduction of hot and cold utility on 45 and 20% respectively. The payback period will be 11 months

Постановка проблеми у загальному вигляді. В Україні було введено в строй 14 коксохімічних заводів. Всі вони будувалися під час відносно дешевих енергоносіїв, і в сьогодення, як правило, працюють далеко не в оптимальному режимі з погляду на енергоефективність. У зв'язку зі стійкою тенденцією підвищення цін на енергоносії, питання енергозбереження на КХЗ стало винятково важливим.

Аналіз останніх досліджень і публікацій, в яких започатковано розв'язання даної проблеми і на які спирається автор. Аналіз літературних даних показав, що коксохімічні підприємства України мають значний потенціал енергозбереження. В [1, 2] наведено результати аналізу процесу переробки кам'яновугільної смоли з використанням методів пінч-аналізу [3]. Переробка кам'яновугільної смоли є одним з багатьох

процесів коксохімічного виробництва. Дана робота є присвячена аналізу споживання енергоносіїв процесу дистиляції бензолу на двоколонному агрегаті, покращенню системи рекуперативного теплообміну та аналізу зведеної вартості системи теплообмінних апаратів. Для виконання роботи було проаналізовано декілька методів проектування та реконструкції оптимальних хіміко-технологічних процесів. На сьогоднішній день набули широкого застосування декілька методів: інтегральний і декомпозиційний [4], методи математичного програмування серед яких виділимо лінійне і не лінійне програмування [5, 6] та метод пінч аналізу [7, 8].

Постановка задачі. Проаналізувавши ефективність представлених методів можна зробити висновок про те, що єдиним методом який може дати економічно-обґрунтований результат без проведення додаткових розрахунків, є метод пінч-аналізу, крім того, при виборі методу було також враховано що пінч-аналіз є досить універсальним і відносно простим засобом рішення поставлених завдань. В роботах [9–12] було проведено діагностику процесу дистиляції бензолу при очищенні коксового газу на коксохімічному виробництві. Було показано, що при зменшенні мінімального температурного напору в системі теплообмінників споживання енергоносіїв значно зменшується. Але вибір мінімального температурного напору не було обґрунтовано. Метою цієї роботи є економічне обґрунтування вибору мінімального температурного напору в системі рекуперативного теплообміну та створення проекту реконструкції.

Опис установки та збір даних. На рис. 1 наведено технологічну схему процесу дистиляції бензолу. В процесі екстракції даних виділено три гарячих і два холодні потоки, які можуть бути включені до теплової інтеграції. Наведемо опис технологічної схеми.

Коксовий газ подається в бензольний скруббер, де орошається поглинальним маслом, після чого коксовий газ виводиться зі скруббера. Поглинальне масло поступає в масляний дефлегматор, в якому підігрівається парами дистиляційної колони.

З масляного дефлегматора поглинальне масло поступає в теплообмінник масла, в якому догрівається до температури 110°C обезбензольним маслом, що поступає з колони. Далі поглинальне масло поступає в трубчасту піч, де нагрівається до температури 160°C і поступає в дистиляційну колону.

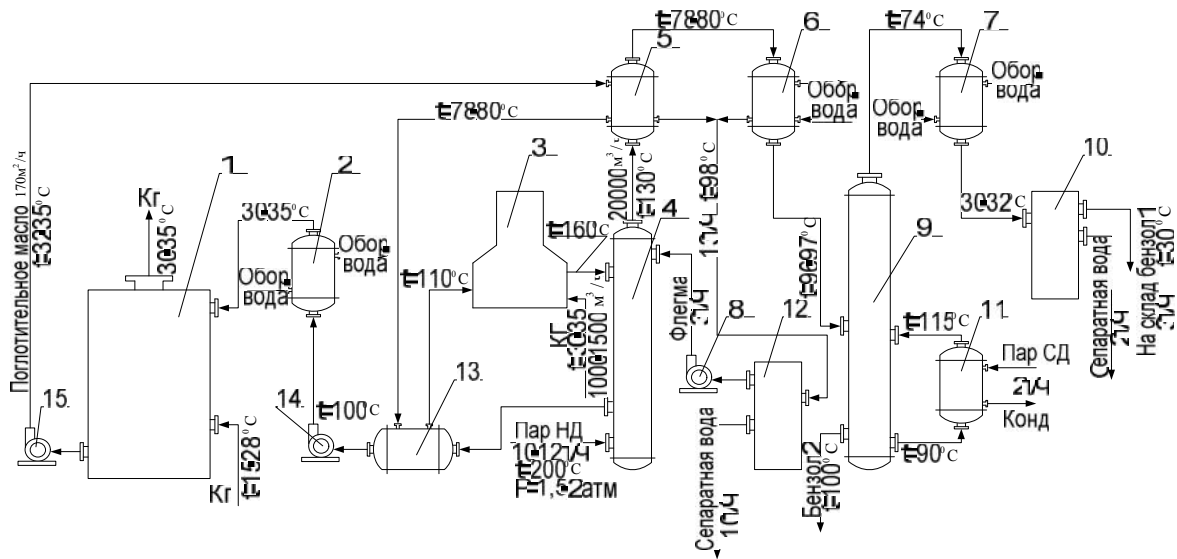


Рис. 1. Технологічна схема процесу дистиляції бензолу:

- 1 – бензольний скрублер; 2 – холодильник масла; 3 – трубчаста піч; 4 – дистиляційна колона; 5 – дефлегматор масляний; 6 – дефлегматор водяний; 7 – конденсатор; 8 – насос для флегми; 9 – розділова колона; 10 – сепаратора бензолу 1; 11 – підігрівач; 12 – сепаратор флегми; 13 – теплообмінник масла; 14,15 – насоси для поглинального масла

У колону подається пара з температурою 200°C. Обезбензолене масло з колони повертається в бензольний скрублер, а пари дистиляційної колони поступають в дефлегматор масляний, з якого передаються в дефлегматор водяний і поступають в розділову колону.

Таблиця 1

Потокові данні для процесу дистиляції бензолу

№	Назва потоку	Тип	T_s	T_T	$W, \text{кг/с}$	r	C	CP	ΔH
1	Обезбензолне масло з колони	Гар	145	30	48,25	-	2,01	96,97	-11150
2,1	Конденсація пари дист. колони	Гар	100	100	3,6111	1908	-	-	-7074,2
2,2	Охолодження пари дист. колони	Гар	130	100	3,6111	-	1,7	6,14	
3,1	Конденсація пари розділової колони	Гар	74	74	2,361	1816	-	-	-4429,7
3,2	Конденсат паров розділової колони	Гар	74	30	2,361	-	3,23	7,63	
4	Поглинаюче масло з скрубера	Хол	32	160	54,305	-	2,03	110,23	14109,2
5	Підігрів розділової колони	Хол	90	115	39,3	-	1,17	45,97	1149,5

Частина пари дистиляційної колони конденсується і стікає в сепаратор флегми, з якого насосом повертається в колону, а сепараторна вода виводиться з сепаратора. У розділовій колоні отримують вузькі фракції пари дистиляційної колони. Бензол, що утворюється в розділовій колоні, виводиться з неї. Пари з колони поступають в конденсатор, де конденсуються, охолоджуються до 30°C і поступають в сепаратор бензолу. Пара з розділової колони конденсується, розділяється на сепараторну воду і бензол, і далі поступає на склад. Поточкові данні процесу дистиляції бензолу при очищенні коксового газу наведено в таблиці 1.

Аналіз існуючої теплообмінної системи. Мінімальна відстань між складовими кривими [3] уздовж осі ординат – температурної осі, визначає ΔT_{\min} у теплообмінній мережі, відповідній даній температурно-ентальпійній діаграмі, а сама область найменшого зближення уздовж осі T – пінчем. В роботі [12] було визначено, що ΔT_{\min} для існуючого процесу складає 20°C. Для існуючої схеми будуємо сіткову діаграму [3], рекуперативні теплообмінники на рис. 2 розташовані на 1 та 2 гарячих потоках і 4 холодному потоку, ΔT_{\min} для цих потоків дорівнює 20°C. З рисунка 2 видно, що теплообмінник 2 має перенос тепла через пінч, що додатково збільшує теплові втрати і підкреслює необхідність впровадження енергозберігаючих технологій для існуючого процесу. Подібна неефективність використання енергії є типовим явищем для вітчизняних підприємств.

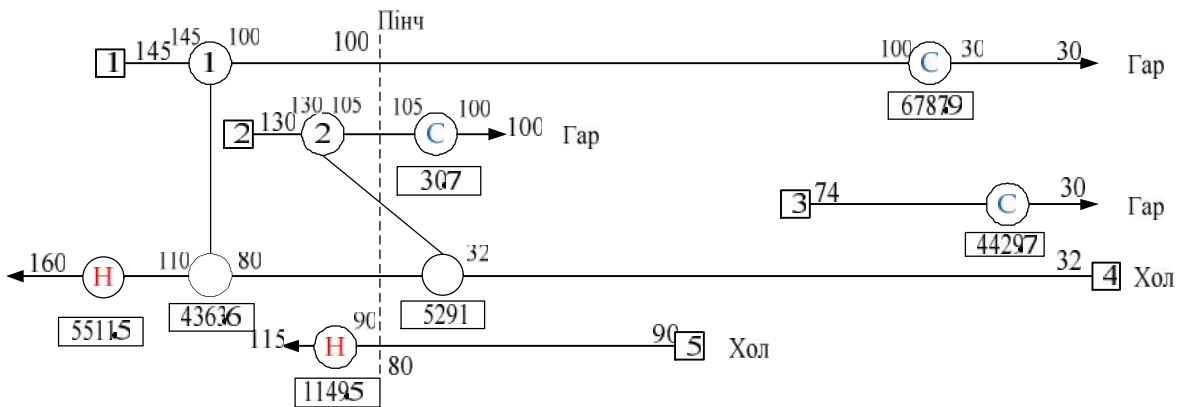


Рис. 2. Сіткова діаграма існуючої схеми

Порівнявши данні сіткової діаграми (рис. 2) та складових кривих для $\Delta T_{\min}=20^\circ\text{C}$ [12] встановлюємо, що навантаження на теплообмінне обладнання яке розташоване на сітковій діаграмі менше за те, що зображене на складових кривих на 595 кВт. Для визначення реальних витрат утиліт

побудуємо складові криві для існуючої рекуперації теплової енергії в системі теплообміну існуючого процесу дистиляції бензолу рис. 3.

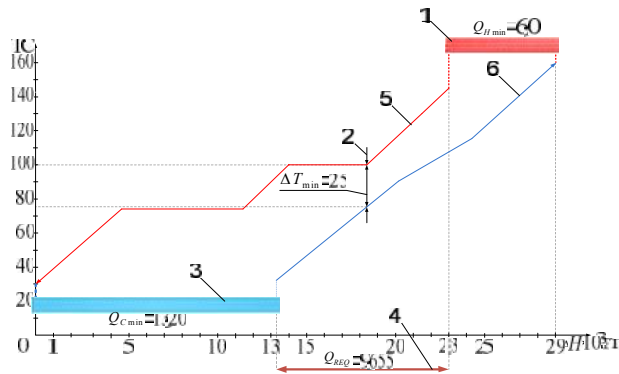


Рис. 3. Складові криві для існуючої поверхні рекуперації:

1 – кількість енергії гарячих утиліт; 2 – точка пінча; 3 – кількість енергії холодних утиліт; 4 – кількість рекуперуємої енергії; 5 – складова крива гарячих потоків; 6 – складова крива холодних потоків

З рисунка 3 видно, що ΔT_{\min} для існуючої поверхні рекуперації більше значення ΔT_{\min} , що було встановлено з сіткової діаграми на 5°C . Це говорить про те, що можна зекономити 450 та 550 кВт холодних та гарячих утиліт відповідно навіть без використання нового теплообмінного обладнання, убираючи перенос теплової енергії через точку пінча.

Реконструкція теплообмінної системи. Для отримання оптимального значення ΔT_{\min} за допомогою програми «Hint» [13] будуємо вартісні залежності приведеної вартості [14] від ΔT_{\min} (рис. 4).

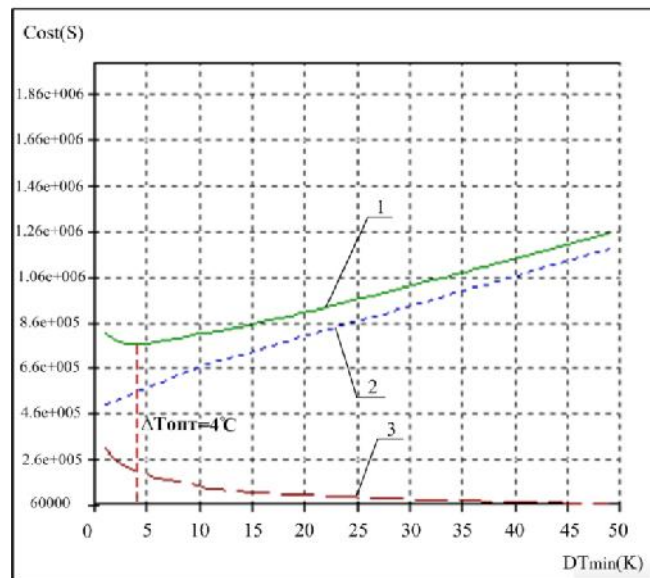


Рис. 4. Вартісні залежності приведеної вартості від мінімальної різниці температур в системі рекуперативного теплообміну процесу дистиляції бензолу: 1 – приведена загальна вартість, 2 – приведена вартість енергії, 3 – приведені капітальні витрати

З вартісних кривих процесу знаходимо, що оптимальне значення $\Delta T_{\text{опт}}$, яке дорівнює 4°C . Для оптимального значення $\Delta T_{\text{опт}}=4^{\circ}\text{C}$ побудуємо складові криві рис. 5.

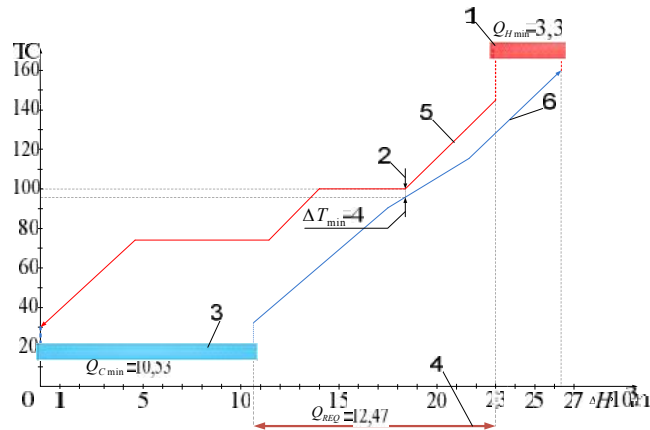


Рис. 5. Складові криві для оптимального значення ΔT_{min} : 1 – кількість енергії гарячих утиліт; 2 – точка пінча; 3 – кількість енергії холодних утиліт; 4 – кількість рекуперуємої енергії; 5 – складова крива гарячих потоків; 6 – складова крива холодних потоків

Економія гарячих та холодних утиліт при новому значенні $\Delta T_{\text{опт}}=4^{\circ}\text{C}$ складатиме 2700 кВт та 2670 кВт, що відповідно становить 45 та 20,2 %. Для отримання цієї економії необхідно побудувати проект реконструкції теплообмінної мережі процесу дистиляції бензолу. Для цього побудовано нову сіткову діаграму рисунок 6 для $\Delta T_{\text{опт}}=4^{\circ}\text{C}$, на якій розташовано нове теплообмінне обладнання. У якості нових теплообмінних апаратів необхідно використовувати пластинчасті теплообмінники, які дозволяють досягти недорекуперації на кінцях апарату 2° . За допомогою методики розрахунку пластинчастих теплообмінних апаратів з каналами різної конфігурації [15] було розраховано теплообмінники для проекту реконструкції. В таблиці 2 наведено площу теплообмінної поверхні та коефіцієнти теплопередачі для нових апаратів, що було розраховано.

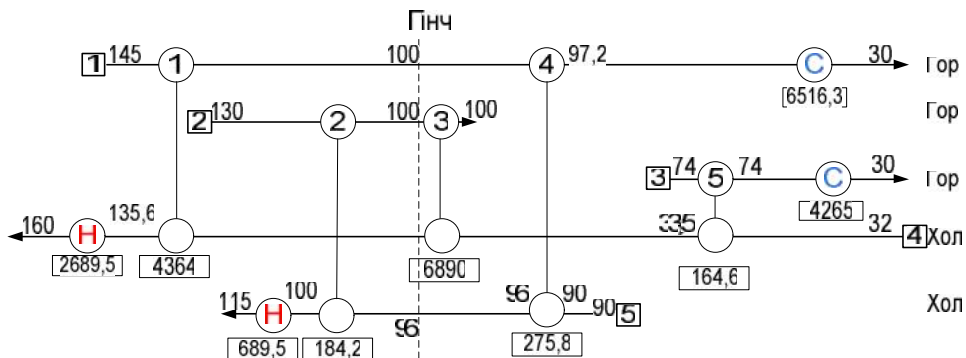


Рис. 6. Сіткова діаграма проекту реконструкції теплообмінної системи:

навантаження на теплообмінниках 1–2 дозволяє залишити старе теплообмінне обладнання, а на позиціях 3–5 були встановленні нові зварні пластинчаті теплообмінники

Таблиця 2

Результати розрахунку теплообмінників на позиціях 3–5

Кількість апаратів	Коефіцієнт теплопередачі, Вт/м ² ·К	Поверхня теплообміну, м ²
1	1122	263,6
1	909,1	55,8
1	3475	1,1

При вартості гарячих і холодних утиліт 800 і 160 грн. за 1 кВт/рік відповідно і вартості теплообмінного обладнання 5000 грн. за 1 м², термін окупності складе приблизно 11 місяців, а коефіцієнт ефективності капітальних вкладень 1,07 грн/грн. В порівнянні з результатами, які наведено в попередніх роботах [9–12] термін окупності зменшився на 2,5 місяці, а коефіцієнт ефективності капіталовкладень зріс на 0,2 грн/грн., що говорить про доцільність використання вартісних кривих для розрахунку оптимального значення мінімального ΔT . Витрати на встановлення нового обладнання приблизно на 60% менше від суми коштів, отриманих в результаті економії енергоносіїв, що говорить про доцільність капіталовкладень.

Висновки Дослідження, яке було проведено в даній роботі показало значний потенціал енергозбереження в процесі очистки коксового газу від бензольних вуглеводнів. Але екстракція бензольних вуглеводнів є малою складовою частиною коксохімічного виробництва. Обстеження та реконструкція виробництва в цілому дозволить досягти значно більших результатів ніж реконструкція однієї установки. Зменшення споживання утиліт на коксохімічному виробництві призводить до зменшення використання коксового газу у якості палива. Це веде як до значної економії коштів, так і до зменшення шкідливих викидів в навколишнє середовище. Результати даної роботи можна використати для аналізу та реконструкції існуючого виробництва та виробництв що проектуються.

Список літератури: 1. *Товажнянский Л.Л.* Анализ потенциала энергосбережения в процессе дистилляции каменноугольной смолы / [Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. и др.] // Интегрированные технологии та энергосбережения. – 2001. – №2. – С. 16 – 22. 2. *Товажнянский Л.Л.* Определение потенциала энергосбережения процесса дистилляции каменноугольной смолы и процесса переработки нафталиновой фракции на авдеевском КХЗ / [Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. и др.] // Интегрированные технологии та энергосбережения. – 2003. – №2. – С. 23 – 30. 3. *Смит Р.* Основы интеграции тепловых процессов / [Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л. и др.]. – Х: НТУ «ХПИ», 2000. – С. 500. 4. *Банди Б.* Методы оптимизации. Вводный курс: пер. с англ. / Б. Банди. – М.: Радио и связь, 1988. – С. 128. 5. GROSSMANN, Ignacio E. Mixed-integer nonlinear programming tech-

niques for process systems engineering / [GROSSMANN, Ignacio E., KRAVANJA, Zdravko] // *Comput. chem. eng.* – 1995. – Vol. 19. P. – 189-204. **6.** NOVAK-PINTARIĆ, Zorka. Mixed-integer nonlinear programming problem process synthesis under uncertainty by reduced dimensional stochastic optimization / [NOVAK-PINTARIĆ, Zorka, KRAVANJA, Zdravko] // *Ind. eng. chem. res.* – 1999. Vol. 38. – P. 2680-2698. **7.** Kemp J.C. Pinch analysis and process integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, Second Edition / [Kemp J.C.]. – Oxford: Elsevier, 2007. – P. 396. **8.** Smith R. Chemical process design and integration / [Smith R.]. – Chichester: Wiley, 2005. – P. 687. **9.** Ульєв Л.М. Визначення потенціалу енергозбереження процесу відділення дистиляції бензолу / [Ульєв Л.М., Болдирев С.О., Васильєв М.А.] // Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта здоров'я: Тези доповідей XVIII міжнародної науково-практичної конференції. – Ч. III. – 12-14 травня 2010 р. –Х. – С. 27. **10.** Ульєв Л.М. Діагностика процесу дистиляції бензолу. / [Ульєв Л.М., Болдирев С.А., Васильєв М.А.] // Матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції «Сучасні технології в промисловому виробництві». – Суми. – Сумський державний університет. – 2010. – Ч. 3. – С. 102-103. **11.** L. Tovazhnyansky. Process integration of benzene distillation unit at the coke plant. / [L. Tovazhnyansky, P. Kapustenko, L. Ulyev et al.] // Proceedings of 19th International Congress of Chemical and Process Engineering – CHISA. – 28 August – 1 September. – 2010. – Prague. – Czech Republic. – P. 1487. **12.** Товажнянський Л.Л. Визначення потенціалу енергозбереження процесу дистиляції сирого бензолу / [Товажнянський Л.Л., Капустенко П.О., Ульєв Л.М. и др.] // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2010. – №4. – С. 3–7. **13.** Hint software, version 2.2. Department of chemical engineering and environmental technologies. / University of Valladolid. – Spain. www.iq.uva.es/integ. **14.** Linnhoff B. Cost optimum heat exchanger network – I. Minimum energy and capital using simple model for capital cost / [Linnhoff B. and Ahmad S.] // Computers and Chemical Engineering. – 1990. – 14(7). – P. 729-750. **15.** Товажнянський Л.Л. Пластинчатые теплообменники в промышленности / [Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Хавин Г.Л. и др.]. – Х: НТУ «ХПИ», 2004. – С. 232.

Надійшла до редколегії 28.03.11