

УДК 66.045.7

Товажнянський Л.Л., Капустенко П.О., Ульєв Л.М., Болдирєв С.О., Васильєв М.А.

ВИЗНАЧЕННЯ ПОТЕНЦІАЛУ ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ДИСТИЛЯЦІЇ СИРОГО БЕНЗОЛУ**Вступ**

На сучасному етапі розвитку народного господарства економія паливно-енергетичних, матеріальних, трудових і інших ресурсів є найважливішим завданням. У рішенні цих завдань особливу роль відіграє економія енергії, яка бере участь у формуванні будь-якого корисного цільового ефекту (продукту, роботи й ін.). На сьогодні питома енергоємність ВВП в Україні перевищує відповідні показники розвинутих країн у 9–10 разів. Якщо Японія на \$1 виробленого ВВП витрачає 370 г умовного палива, США – 600 г, то Україна – 4,7 кг [1]. В зв'язку з цим виникає потреба в розробці сучасних технологій та проведенні організаційно-технічних та економічних заходів з економії енергії. Всі ці заходи потребують докладного економічного обґрунтування здійснення інвестицій у них. Причому для заходів, пов'язаних з реалізацією інновацій в промисловості, які вимагають значних капітальних вкладень, неможливо обмежуватися старим механізмом обґрунтування раціонального їх використання, що дотепер має місце, а слід використовувати спеціальні методи оцінки ефективності з урахуванням ризику і невизначеності. Така ситуація потребує глибокого дослідження в галузі сучасних підходів до економічного обґрунтування інвестицій в енергозбереження. Розробка прийнятної підходу, який враховував би особливості сучасного етапу розвитку промисловості, є дуже актуальною.

Найбільшу питому вагу в структурі потенціалу енергозбереження має промисловість – (58–59) %, за нею йдуть ПЕК – (19–20) %, комунально-побутове господарство – (11–12) % транспорт – (7–7,7) %, сільське господарство – (3–3,5) % [2].

В Україні було введено в строй 14 коксохімічних заводів. Всі вони будувались під час відносно дешевих енергоносіїв, і в сьогодні, як правило, працюють далеко не в оптимальному режимі з погляду енергоспоживання. У зв'язку з стійкою тенденцією підвищення цін на енергоносії, питання енергозбереження на КХЗ стало винятково важливим [3, 4].

За допомогою методів пінч-анализу в роботах [5–7] була проведена інтеграція процесу дистиляції кам'яновугільної смоли на двохколонному агрегаті виробничою потужністю 16 т смоли в годину з типовою для країн СНД технологією. За допомогою апарату складових кривих технологічних потоків було показано, що в результаті теплової інтеграції можна зменшити споживання гарячих утиліт в даному процесі на величину – 60 %, а холодних на величину – 70 %. Даний аналіз показав, що в результаті теплової інтеграції процесу споживання газу зменшується з 94 м³ на тону смоли, що переробляється, до 53 м³, тобто на 44 %. У такому ж відношенні знизяться викиди шкідливих речовин в атмосферу.

Опис процесу дистиляції бензолу

У даній роботі досліджувався технологічний процес дистиляції бензолу. Сирий бензол витягується з прямого коксового газу абсорбцією органічними поглиначами. Сирий бензол є складною сумішшю хімічних (ароматичних) сполук, головними з яких є бензолові вуглеводні (бензол і його гомологи), їх зміст складає (80–90) %. Як домішки в сирому бензолі містяться неорганічні і сірчисті сполуки, феноли, піридинові сполуки та ін. При уловлюванні бензолових вуглеводів з коксового газу поглинальними маслами в сирому бензолі містяться легкі погони поглинального масла і нафталін [4].

На рисунку 1 наведено технологічну схему відділення дистиляції бензолу.

Коксовий газ подається в бензолний скруббер, де орошається поглинальним маслом, після чого коксовий газ виводиться з 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 °С обезбензоленим маслом, що поступає з колони. Далі поглинальне масло поступає в трубчасту піч, де догрівається до температури 160 °С і поступає в дистиляційну колону. В колону подається пара з температурою 200 °С. Обезбензолене масло з колони повертається в бензоловий скруббер, а пари дистиляційної колони поступають в дефлегматор масляний, з якого передаються в дефлегматор водяний і поступають в розділову колону. 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 більш вузькі фракції продуктів. Бензол виводиться з куба колони. Пари з колони поступають в конденсатор, де конденсуються, охолоджуються до 30 °С і поступають в сепаратор бензолу. В сепараторі конденсат розділяється на сепараторну воду і бензол і поступає на

склад. Технологічна схема відділення дистиляції бензолу, представлена на рис. 1 має три гарячих і два холодні потоки, які можуть бути розглянуті при тепловій інтеграції. Теплофізичні дані цих технологічних потоків наведено в таблиці 1.

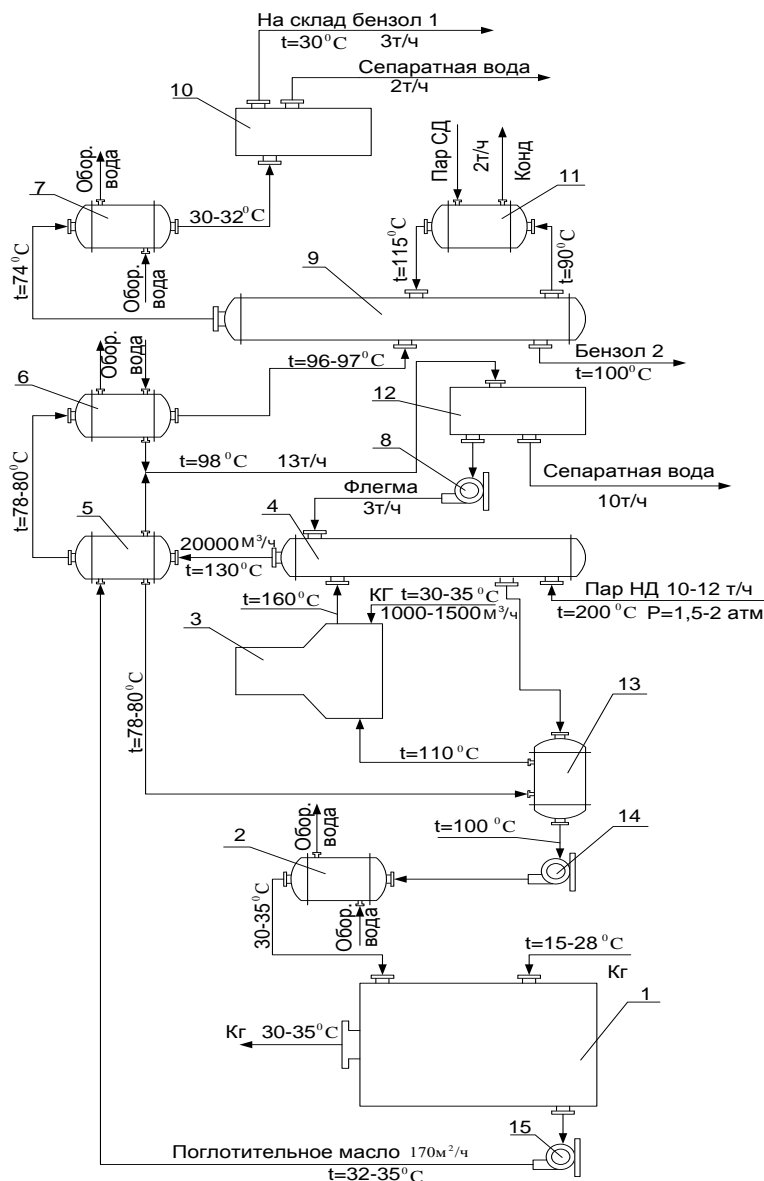


Рисунок 1 – Технологічна схема відділення дистиляції бензолу

- 1 – бензолні скрубера; 2 – холодильники олії; 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 – теплообмінників масла; 14, 15 – насоси для поглинального масла

Мінімальна відстань між складовими кривими уздовж осі ординат – температурної осі, визначає ΔT_{\min} у теплообмінній мережі, відповідній даних температурно-ентальпійній діаграмі, а сама область найменшого зближення уздовж осі T – пінчем [8].

Очевидно, що для того, щоб підвищити рекуперацію теплової енергії, гаряча крива має бути розташована вище за холодну складову криву в усіх точках ентальпійного інтервалу. Практично при побудові складених кривих це означає, що гаряча складова крива повинна розташовуватися ближче до температурної осі для всіх доступних на ній температур, чим холодна складова крива (рис. 2), (рис. 3). Після такої побудови шляхом горизонтального зрушення однієї з кривих може бути вибране необхідне їх положення [9].

Таблиця 1 – Теплофізичні дані технологічних потоків доступних для теплової інтеграції

№	Назва потоку	Тип	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_T, ^\circ\text{C}$	$W, \text{кг/с}$	$r, \text{кДж/кг}$	$C_p, \text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	$CP, \text{кВт/K}$	$\Delta H, \text{кВт}$
1	Обезбензолене масло з колони	Гар	145	30	48,25	–	2,01	96,97	11150
2,1	Конденсація пари дист. колони	Гар	100	100	3,61	1908	–	–	7074
2,2	Охолодження пари дист. колони	Гар	130	100	3,61		1,70	6,14	
3,1	Конденсація пари розділової колони	Гар	74	74	2,36	1816	–	–	4430
3,2	Конденсат пари розділової колони	Гар	74	30	2,36	–	3,23	7,63	
4	Поглиняльне масло зі скрубера	Хол	32	160	54,31	–	2,03	110,23	14109
5	Підігрів розділової колони	Хол	90	115	39,30	–	1,17	45,97	1150

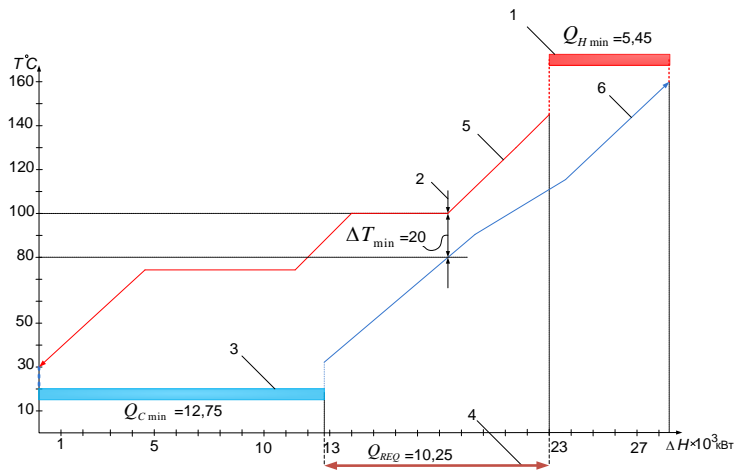


Рисунок 2 – Складові криві для існуючого процесу дистиляції бензолу

1 – Гарячі утиліти; 2 – точка пінча; 3 – холодні утиліти; 4 – рекуперация; 5 – складова крива гарячих потоків; 6 – складова крива холодних потоків

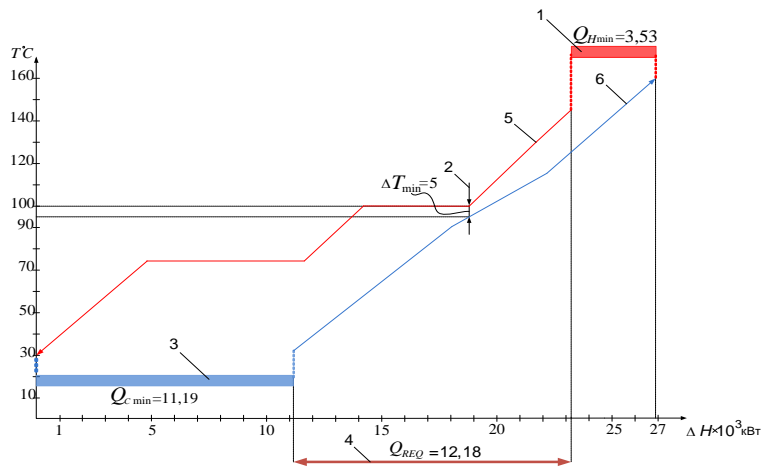


Рисунок 3 – Складові криві для $\Delta T_{\min} = 5^\circ\text{C}$

1 – Гарячі утиліти; 2 – точка пінча; 3 – холодні утиліти; 4 – рекуперация; 5 – складова крива гарячих потоків; 6 – складова крива холодних потоків

Визначення енергозберігаючого потенціалу процесу

Застосування пінч-метода дозволяє досягти істотної фінансової економії за рахунок мінімізації використання зовнішніх енергоносіїв, які як підводять теплоту, так і відводять її, шляхом максимального застосування рекуперації енергії в рамках даної енерготехнологічної системи.

За допомогою методів пінч-аналіза була проведена інтеграція процесу відділення дистиляції бензолу. Сумісне зображення гарячої і холодної складових кривих дозволяє набути цільових енергетичних значень для гарячих і холодних енергоносіїв. Область перекриття кривих уздовж осі абсцис визначає кількість теплоти, яке може бути передане вертикально від гарячих потоків, що містяться в цій частині гарячої складової кривої, холодним потокам, які містить холодна складова крива (рис. 2, 3). Розташування складових кривих на T - H діаграмі (тобто монотонне зниження гарячої складової кривої і монотонне зростання холодної складової кривої) завжди приводить до максимального перекриття, а також до максимальної рекуперації теплової енергії для заданого ΔT_{\min} [10].

Оскільки вартість проекту теплообмінної системи ХТС складається як з вартості споживаних зовнішніх утиліт, так і з вартості теплообмінного устаткування, то величина ΔT_{\min} повинна робити істотний вплив на загальну вартість проекту системи теплообмінників [11].

Якщо складові криві торкаються одна одної, то в одній з точок процесу рушійна сила теплопередачі дорівнює нулю, а це означає, що для передачі кінцевого значення теплоти від гарячих потоків холодним потрібна нескінченно велика площа поверхні теплообміну і, як наслідок, нескінченно велика її вартість. При збільшенні ΔT_{\min} збільшується температурна різниця між теплоносіями і зменшується доступна до рекуперації енергія. Обидва ці чинники ведуть до зменшення загальної площі поверхні теплообміну рекуперативної системи і, отже, до зниження капітальних вкладень.

З іншого боку, збільшення ΔT_{\min} веде до збільшення цільових значень зовнішніх утиліт, а значить і до збільшення вартості споживаної енергії і холодоагентів. Отже, загальна вартість проекту складається з двох конкуруючих величин. Одна з них – капітальні вкладення – зменшується при збільшенні ΔT_{\min} , а інша – вартість зовнішніх утиліт – зростає, що приводить до немонотонного характеру залежності загальної вартості від ΔT_{\min} . Це означає, що наявність конкуруючих показників дає можливість поставити і вирішити оптимізаційну задачу, в якій критерієм оптимізації є матеріальні витрати на створення і експлуатацію нової ХТС або ХТС, що модернізується [8].

При зменшенні параметру ΔT_{\min} системи теплообмінників з 20 °С до 5 °С можна зменшити споживання гарячих утиліт в процесі дистиляції бензолу на величину – 1,92 МВт, а холодних на величину – 1,56 МВт (рис. 2, 3). Але реалізація проекту реконструкції не можлива з використанням існуючого теплообмінного обладнання. Цьому є декілька причин:

- існуючі кожухо-трубні апарати не досягають $\Delta T_{\min} = 5$ °С;
- при зменшенні параметру ΔT_{\min} для системи теплообмінників необхідно збільшення загальної площі поверхні теплообміну.

Для реалізації проекту реконструкції системи теплообмінників процесу дистиляції бензолу можливо використання апаратів пластинчастого типу, які мають ряд переваг перед апаратами кожухо-трубного типу, особливо при реконструкції існуючих виробництв [12].

Висновки

За допомогою пінч аналізу було показано, що в результаті теплової інтеграції можна зменшити споживання гарячих утиліт в даному процесі на величину – 35 %, а холодних на величину – 12,3 %. При вартості природного газу 2500 грн. за 1000 м³, річна сума економії підприємства від зменшення витрат природного газу складатиме 4452224 грн.

Ця економія може бути досягнута після розробки детального проекту реконструкції теплообмінної системи. При цьому увага повинна бути звернена не тільки на вибір інструменту проектування теплообмінної системи ХТС та типів апаратів, а й на вибір оптимального параметру ΔT_{\min} .

Література

1. Урядовий портал, Прес-служба Кабінету Міністрів України, режим доступу до ресурсу: <http://www.kmu.gov.ua/>
2. Офіційний сайт Національної Академії Наук України, режим доступу до ресурсу: <http://www.nas.gov.ua/>
3. Звонарев В.В. Улучшение процесса регенерации масла в цехе улавливания химических про-

- дуктов / Звонарев В.В., Устюгов Н.Г., Трофимов Е.Г. [и др.] // Кокс и химия. – 2006. – № 3. – С. 23–26.
4. Кресс Л.А. Реконструкция бензольного отделения коксохимического производства / Кресс Л.А., Колесникова В.И., Крякунов С.В. // Кокс и химия. – 2005. – № 10. – С. 19–22.
5. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Анализ потенциала энергосбережения в процессе дистилляции каменноугольной смолы / ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А., УЛЬЕВ Л.М. [и др.] // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2001. – № 2. – С. 16–22.
6. 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.] // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2003 – № 2. – С. 23–30.
7. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Создание оптимальной теплообменной системы в процессе дистилляции каменноугольной смолы / ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А., УЛЬЕВ Л.М. [и др.] // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2004. – № 2. – С. 85–90.
8. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Смит Р., Клемеш Й., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. и др. – Харьков.: НТУ «ХПИ». 2000. – 456 с.
9. Smith R. Chemical process design and integration / Smith R. – Chichester.: John Wiley & Sons Ltd. 2005. – 688 p.
10. Kemp J.C. Pinch analysis and process integration. A user guide on process integration for the efficient use of energy / Kemp J.C. – Oxford.: Elsevier. 2007. – 396 p.
11. Taal M. Cost estimation and energy price forecasts for economic evaluation of retrofit projects / Taal M., Bulatov I., Klemeš J. [and others] // Applied Thermal Engineering. – 2003. – № 23. – p. 1819–1835.
12. John E. Hesselgreaves. Compact Heat Exchangers. Selection, Design, And Operation / John E. Hesselgreaves. – Pergamon Press. An Imprint of Elsevier Science. 2001. – 437 p.

УДК 66.045.7

ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А., УЛЬЕВ Л.М., БОЛДЫРЕВ С.А., ВАСИЛЬЕВ М.А.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕНЦИАЛА ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ В ПРОЦЕССЕ ДИСТИЛЛЯЦИИ СЫРОГО БЕНЗОЛА

Представленная работа посвящена изучению процесса дистилляции бензола на коксохимическом производстве, определению потенциала энергосбережения для существующего процесса. Определены целевые значения горячих и холодных утилит существующего процесса. Экономия за счет снижения параметра ΔT_{\min} в теплообменной сети составит 35 % для горячих утилит и 12,3 % для холодных утилит.

Tovazhnyansky L., Kapustenko P., Ulyev L., Boldyryev S., Vasilyev M.

ENERGY SAVING POTENTIAL DEFINITION OF CRUDE BENZENE DISTILLATION PROCESS

Present work is dedicated to studying of the benzene distillation process and energy saving retrofit of existing flowsheet by process integration methods. Target values of cold and hot utilities of existing process were determined. Hot and cold utilities consumption was reduced on 35 % and 12.3 % respectively. It was achieved by ΔT_{\min} decreasing and cross pinch blocking. Design of the optimal heat exchangers network design was outlined.