

ТЕПЛОВА ІНТЕГРАЦІЯ ПРОЦЕСУ ОЧИЩЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ ВІД БЕНЗОЛЬНИХ ВУГЛЕВОДОРОДІВ ЗА ДОПОМОГОЮ ПРОГРАМ «HINT» ТА «ASPEN HYSYS»

Вступ

Глобальна ситуація в енергетиці показує, що попит і пропозиція на нафту і газ ростимуть в наступні десятиліття, що може значною мірою вплинути на рівень цін на енергоносії.

Зростання цін на енергоресурси і, як правило їх монопольні постачання змушують енергозалежні країни диверсифікувати постачання енергоносіїв і прискореними темпами реалізовувати енергозберігаючі програми. Тому закономірно, що за останні десятиліття ХХ століття у високорозвинених країнах спостерігається тенденція до зниження енергоємності виробництва.

Ця тенденція стала проявлятися після світової енергетичної кризи 70-х років ХХ ст. Більше того зростання реальних цін на енергоресурси в кінці 90-х років ХХ ст. вплинуло на збільшення фінансування енергозберігаючих інвестиційних проектів в країнах з високорозвинутою економікою.

Так, наприклад, в групі країн Організації економічного співробітництва і розвитку (ОЕСР) середній індекс зменшення енергоємності ВВП склав в 2004 р. більше 15 %, а в таких країнах як Данія, Німеччина, Великобританія, США, Ірландія, – 40–50 %.

Масштаб і загальний технологічний устрій української економіки зумовлюють досить значне кінцеве споживання первинних енергоресурсів. Так, у 2006 р. Україна використовувала 207 млн. т.у.п., що в три рази перевищує середній показник для країн що утворюють ядро Євросоюзу.

За підсумками 2007 року енергоємність ВВП в Україні склала 0,89 кг умовного палива на 1 дол. США. Цей показник є сьогодні найвищим серед країн Європи. Зокрема в Польщі енергоємність ВВП складає 0,34 кг у. п/дол. США, Угорщини – 0,30, Німеччині – 0,26, Великобританії – 0,23 [1].

Особливо важливим є зменшення енергоспоживання в хімічній та металургійній промисловості де ціна на паливо складає основну частину собівартості продукції.

В Україні було введено в строй 14 коксохімічних заводів. Всі вони будувались під час відносних дешевих енергоносіїв, і в сьогодення, 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.

У роботі досліджувався технологічний процес дистиляції бензолу, типовий для країн СНД. Сирий бензол витягується з прямого коксового газу абсорбцією органічними поглиначами [2].

Для впровадження ефективного енергозбереження вибираємо метод за допомогою якого буде проводитись реконструкція відділення дистиляції бензолу.

На сьогоднішній день набули широкого застосування декілька методів: інтегральний і декомпозиційний, методи математичного програмування серед яких виділимо лінійне і не лінійне програмування, і метод пінч аналізу.

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.

Моделювання існуючого процесу

Для моделювання процесу дистиляції бензолу використані програмні продукти AspenONE для інженерних розрахунків і моделювання, а саме пакет програм Aspen Hysys.

На рисунку 1 приведена технологічна схема відділення дистиляції бензолу до реконструкції змодельована в пакеті програм Aspen Hysys.

Технологічна схема відділення дистиляції бензолу рисунок 1 має три гарячих і два холодні потоки, які можуть брати участь в теплообміні.

Уточнені дані потоків процесу відділення дистиляції бензолу за допомоги пакету програм Aspen Hysys наведені в таблиці 1.

За допомоги утиліти «Composite Curves Utility» в програмі Hysys будуємо складові криві існуючого процесу рисунок 2.

За допомоги складових кривих побудованих в програмі Aspen Hysys з використанням утиліти «Composite Curves Utility» встановлено, що $\Delta T_{min} = 25$ °С, кількість гарячих та холодних утиліт існуючого процесу складає 6,0 та 13,2 МВт відповідно, а площа рекуперації дорівнює 9,655 МВт.

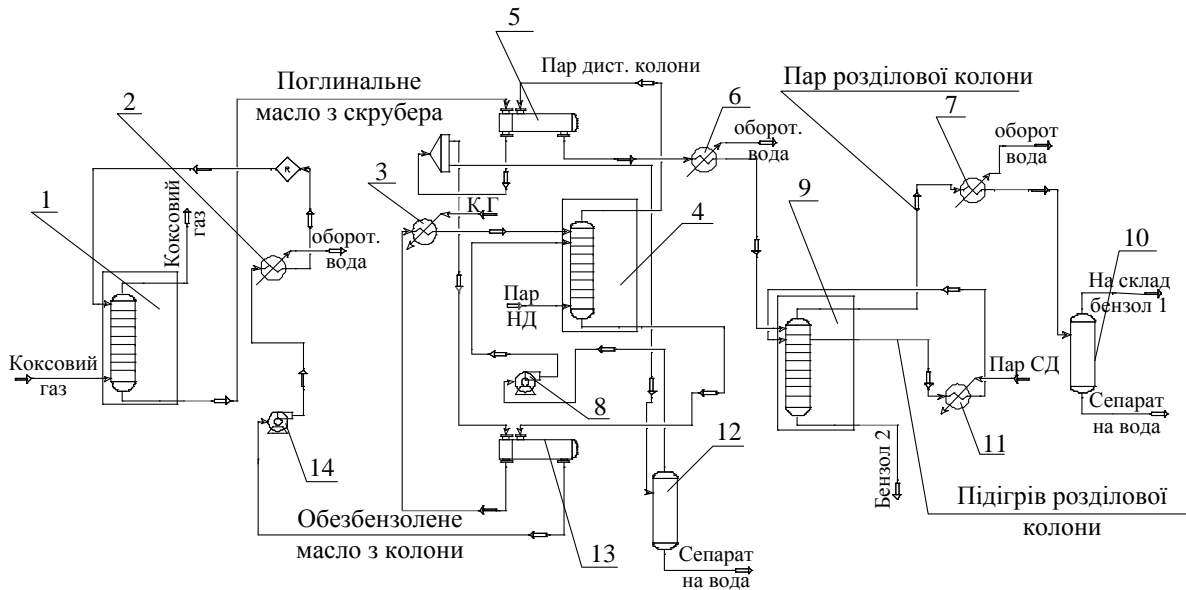


Рисунок 1 – Технологічна схема відділення дистиляції бензолу
 1 – бензолні скрубера; 2 – холодильники олії; 3 – трубчаста піч;
 4 – дистиляційна колона; 5 – дефлегматор масляний; 6 – дефлегматор водяний;
 7 – конденсатор; 8 – насос для флегми; 9 – розділова колона; 10 – сепаратор бензолу;
 11 – підігрівач; 12 – сепаратор флегми; 13 – теплообмінники масла;
 14,15 – насоси для поглинального масла

Таблиця 1 – Потоківі данні для процесу

№	Назва потоку	Тип	T_s	T_T	$W, \text{кг/с}$	r	C	CP	ΔH
1	Обезбензолене масло з колони	Гар	145	30	48,25	–	2,01	96,97	-11150
2,1	Конденсація пари дист. колони	Гар	100	100	3,6111	1908	–	–	-7074,17
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	Поглиналне 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

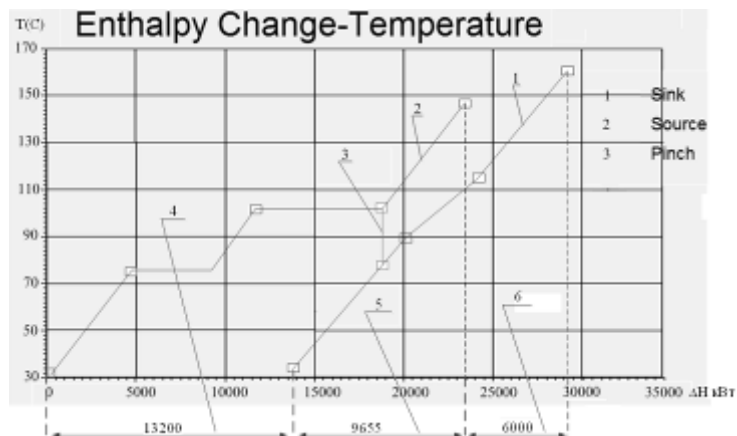


Рисунок 2 – Складові криві для існуючої поверхні рекуперації
 1 – Складова крива холодних потоків; 2 – складова крива гарячих потоків; 3 – точка пінча 4 – кількість енергії холодних утиліт; 5 – кількість рекуперуємої енергії;
 6 – кількість енергії гарячих утиліт

Визначення енергозберігаючого потенціалу процесу

Для отримання економічно обґрунтованого значення ΔT_{\min} [3] за допомоги програми «Hint» будемо вартісні криві рисунку 3.

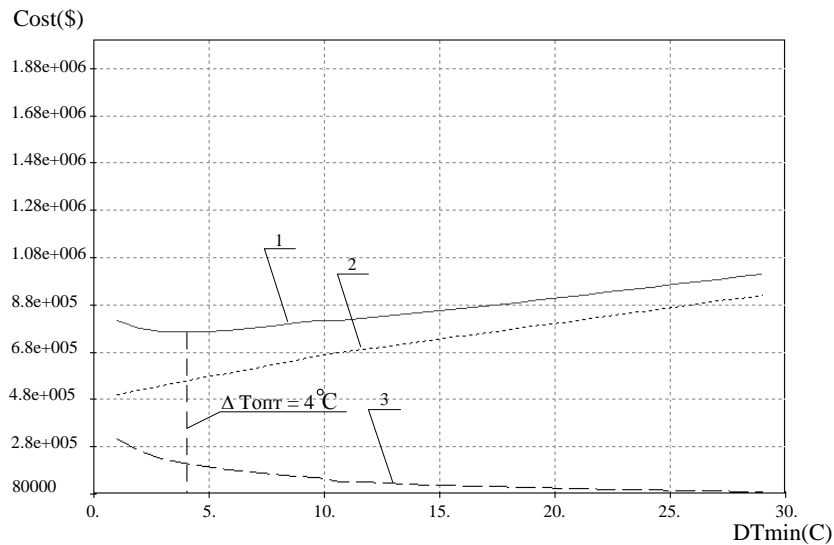


Рисунок 3 – Вартісні залежності приведених величин від мінімальної різниці температур для системи потоків з (табл. 1)

1 – приведена загальна вартість, 2 – приведена вартість енергії, 3 – приведені капітальні витрати

З вартісних кривих процесу знаходимо оптимальне значення [4] ΔT_{opt} , яке дорівнює 4 °С. Для нового значення $\Delta T_{\text{opt}} = 4$ °С будемо складові криві рисунку 4.

Для значення $\Delta T_{\text{opt}} = 4$ °С будемо нові складові криві, для встановлення площі рекуперації, та кількості гарячих і холодних утиліт.

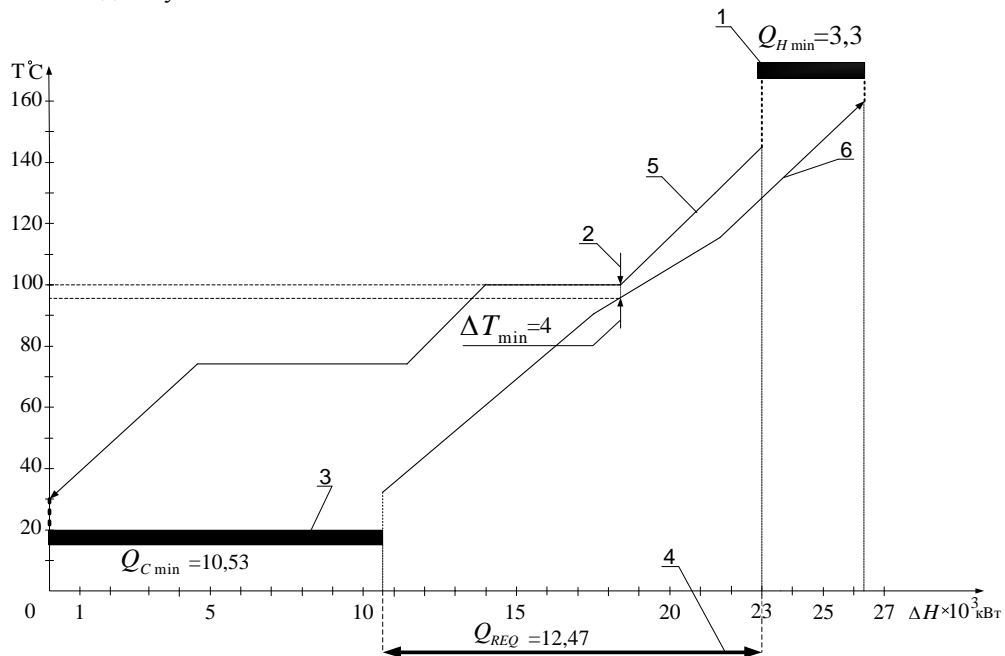


Рисунок 4 – Складові криві для оптимального значення ΔT

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 $\Delta T_{\text{opt}} = 4$ °С склала 2700 кВт та 2670 кВт, що відповідно становить (45 та 20,2) %.

Для $\Delta T_{\text{онт}} = 4 \text{ }^\circ\text{C}$ побудована нова сіткова діаграма [5] рисунок 5, на якій розташовано нове теплообмінне обладнання площа якого була розрахована в програмі «Cas» таблиця 2.

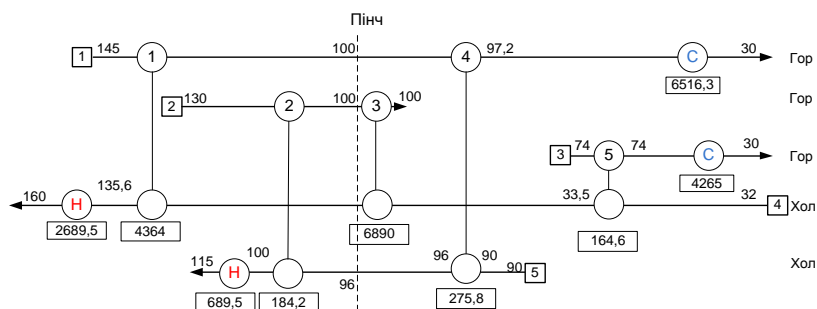


Рисунок 5 – Сіткова діаграма після реконструкції

Навантаження на теплообмінниках 1–2 дозволяє залишити старе теплообмінне обладнання, на позиції 3–5 були встановлені нові пластинчаті теплообмінники типу Компаблок фірми «Альфа-Лаваль» [6,7] технічні данні яких наведені у таблиці 2.

Таблиця 2 – Отримані технічні данні теплообмінника 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 [8] і вартості 5000 грн. за 1 м² теплообмінного обладнання [9] термін окупності складе приблизно 11 місяців, а коефіцієнт ефективності капітальних вкладень 1,07 грн/грн.

Висновки

Після реконструкції даної схеми отримана економія гарячих утиліт – 2700 кВт, холодних утиліт – 2670 кВт, що відповідно становить (45 та 20,2) %. Строк окупності дорівнює приблизно 11 місяцям.

Витрати на встановлення нового обладнання приблизно на 60 % менше від суми коштів, отриманих в результаті економії енергоносіїв, що говорить про доцільність капіталовкладень.

Даний проект може бути використаний для реконструкції дійсного виробництва (подібний процес використовується на Авдєвському КХЗ) та виробництва що планується.

Література

1. Урядовий портал, Прес-служба Кабінету Міністрів України, режим доступу до ресурсу: <http://www.kmu.gov.ua/>
2. Кресс Л.А. Реконструкция бензольного отделения коксохимического производства / Кресс Л.А., Крякунов С.В. // Кокс и химия. – 2005. – № 10. – С. 19–22.
3. 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.
4. Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А., Бухкало С.И., Кауфман С.И. – Определение потенциала энергосбережения процесса дистилляции каменноугольной смолы и процесса переработки нафталиновой фракции на Авдеевском КХЗ // Интегровані технології та енергозбереження. – 2003 – № 2. – С. 23–30.
5. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л. и др. –

Харьков.: НТУ «ХПИ». 2000. – 456 с.

6. Сварные теплообменники (компаблки), режим доступу до ресурсу: <http://evenprom.ru/doc-ru-584.htm>.

7. John E. Hesselgreaves. Compact Heat Exchangers. Selection, Design, And Operation / John E. Hesselgreaves. – Pergamon Press. An Imprint of Elsevier Science. 2001. – 437 p.

8. Державний комітет статистики України, режим доступу до ресурсу: <http://www.ukrstat.gov.ua/>

9. Офіційний сайт компанії «Alfalaval», режим доступу до ресурсу: <http://local.alfalaval.com/ru-ru/key-technologies/request/Pages/default.aspx>.

УДК 66.045.7

Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Васильев М.А.

**ТЕПЛОВАЯ ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ КОКСОВОГО ГАЗА
ОТ БЕНЗОЛЬНЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ С ПОМОЩЬЮ ПРОГРАММ «HINT» И «ASPEN HYSYS»**

Представленная работа посвящена изучению процесса дистилляции бензола на коксохимическом производстве, определению потенциала энергосбережения для существующего процесса. Определены целевые значения горячих и холодных утилит. Экономия за счет снижения параметра ΔT_{\min} в теплообменной сети составит 45 % для горячих утилит и 20,2 % для холодных утилит.

Tovazhnyansky L., Ulyev L., Vasilyev M.

**HEAT INTEGRATION PROCESS OF CLEANING COKE OVEN GAS BENZENE HYDROCARBON
WITH PROGRAMS «HINT» AND «ASPEN HYSYS»**

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 45 % and 20,2 % respectively. It was achieved by ΔT_{\min} decreasing and cross pinch blocking. Design of the optimal heat exchangers network design was outlined.