

Вместе с тем, абсолютная величина съема металла увеличилась в среднем на 24 %. Это обусловлено тем, что с увеличением зернистости абразива увеличивается количество полных микросрезов, которые представляют собой неглубокие следы, но покрывают бóльшую часть площади обрабатываемой поверхности. Таким образом, экспериментально определена шероховатость поверхности при абразивной обработке затопленными струями. Установлено, что с течением времени обработки она стабилизируется на одном уровне независимо от исходной шероховатости поверхности. При исходной шероховатости  $Ra=0,5...1,5$  мм и зернистости абразива 40 стабилизация шероховатости поверхности происходит на уровне  $Ra =0,8-1,25$  мкм в течение 15...25 мин. Следовательно, формирование шероховатости поверхности при абразивной обработке затопленными струями длится в течении 15...25 мин.

### ЛИТЕРАТУРА

1. Проволоцкий А.Е. Струйно-абразивная обработка деталей машин / А.Е. Проволоцкий. – К.: Техника, 1989. – 177 с.
2. Андилахай А.А. Абразивная обработка деталей затопленными струями / А.А. Андилахай. – Мариуполь: ПГТУ, 2006. – 190 с.
3. Андилахай А.А. Теоретические и экспериментальные исследования динамики струйно-абразивной обработки / А.А. Андилахай, Ф.В. Новиков // Вісник Приазовського держ. техн. ун-ту: зб. наук. праць. – Серія : Технічні науки. – Маріуполь : ПДТУ, 2010. – Вип. 20. – С. 206–212.

*Бабак Т.Г., Демірський О.В.,  
Пономаренко Є.Д., Хавін Г.Л.  
НТУ «ХП», Харків, Україна*

### МОДЕРНІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ СУМІШІ АЦЕТОН-БЕНЗОЛ З МЕТОЮ ПІДВИЩЕННЯ ЙОГО ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ

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 випарову-

ванням рідини і утворенням пари нового складу робить процес ректифікації значно більш ефективним, ніж інші процеси перегонки. Тому енергозбереження в процесах ректифікації є актуальним.

Зниження енергетичних витрат процесу в цілому з використанням 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. Застосування пінч-аналізу дозволяє домогтися істотної фінансової економії за рахунок мінімізації використання зовнішніх енергоносіїв шляхом максимального застосування рекуперації теплоти в рамках даної енерготехнологічної системи. 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.

Розглядається процес розділення суміші ацетон-бензол. Енерго-функціональна 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 ( $F$ ), дистилят ( $P$ ), 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 результати екстракції даних процесу було зведено у потокову таблицю (табл. 1). Тут  $T_s$  – початкова температура, або температура постачання;  $T_t$  – 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.

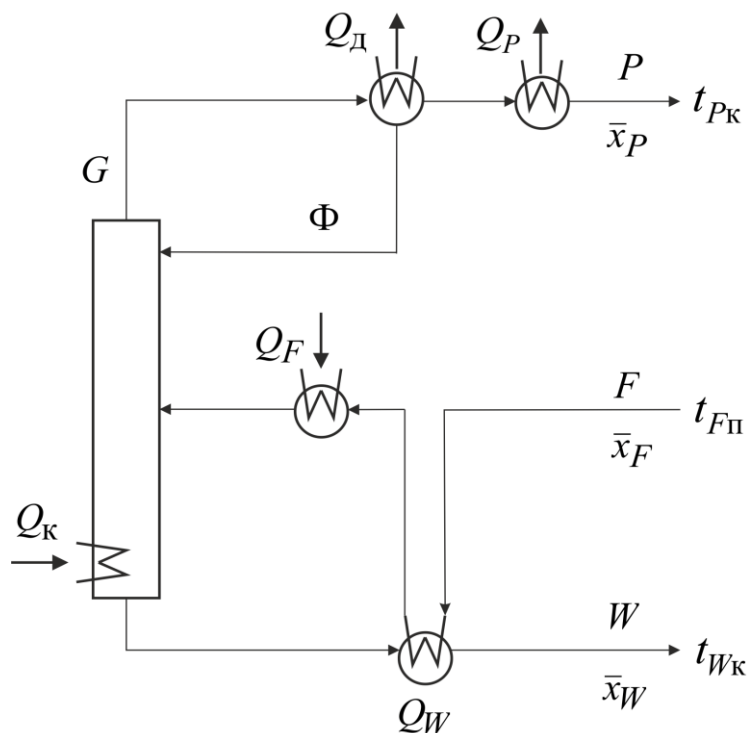


Рисунок 1 – Енерго-функціональна схема ректифікаційної установки розділення суміші ацетон-бензол

На енерго-функціональній схемі (рис. 1) розміщено такі теплообмінники : кубовий випарник з навантаженням  $Q_K = 3385,81$  кВт, дефлегматор з навантаженням  $Q_D = 3354,75$  кВт, охолоджувач дистиляту 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.

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

№	Потік	Тип	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_t, ^\circ\text{C}$	$g, \text{кг/с}$	$c, \text{кДж/}$ $(\text{кг}\cdot\text{К})$	$r, \text{кДж/кг}$	$CP, \text{кВт/К}$	$\Delta H, \text{кВт}$
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

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

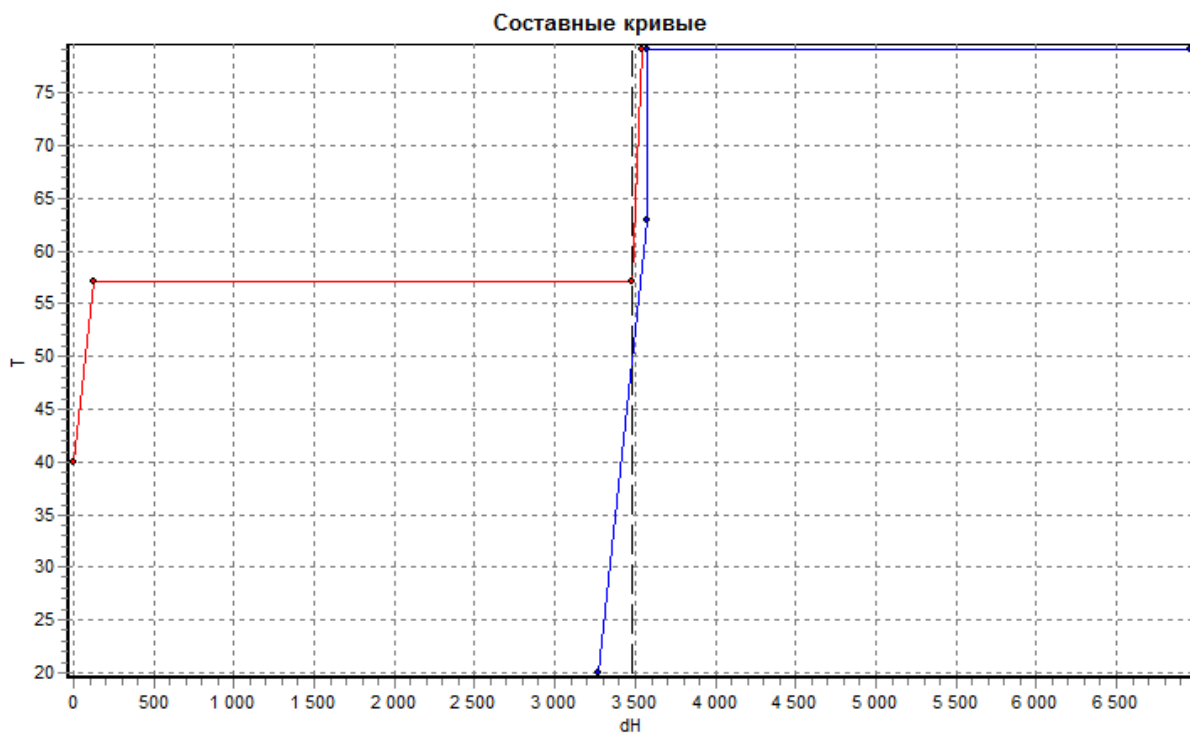


Рисунок 2 – Складені криві для  $\Delta T_{\min} = 8^\circ\text{C}$

На рис. 2 показано розташування складених кривих на температурно-ентальпійній діаграмі таким чином, щоб мінімальна відстань між ними по температурній осі дорівнювала  $\Delta T_{\min} = 8^\circ\text{C}$ . При цьому мінімальна потрібна потужність гарячих утиліт (зовнішніх енергоносіїв)  $Q_{H \min}$  склала 3414,03 кВт, холодних утиліт  $Q_{C \min} = 3272,07$  кВт, потужність рекуперації  $Q_{rec} = 274,95$  кВт.

В загальному випадку існують ступені свободи при розташуванні теплообмінного обладнання при обов'язковому досягненні енергетичних цілей. Було запропоновано два варіанти розміщення теплообмінного обладнання (рис. 3а, 3б). Якщо в області вище пінча ситуація однозначна, то нижче пінча підігрів по-

чаткової 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  $\Delta T_{\min} = 8^{\circ}\text{C}$ . В обох варіантах досягаються цільові значення споживання зовнішніх утиліт та потужності рекуперації.

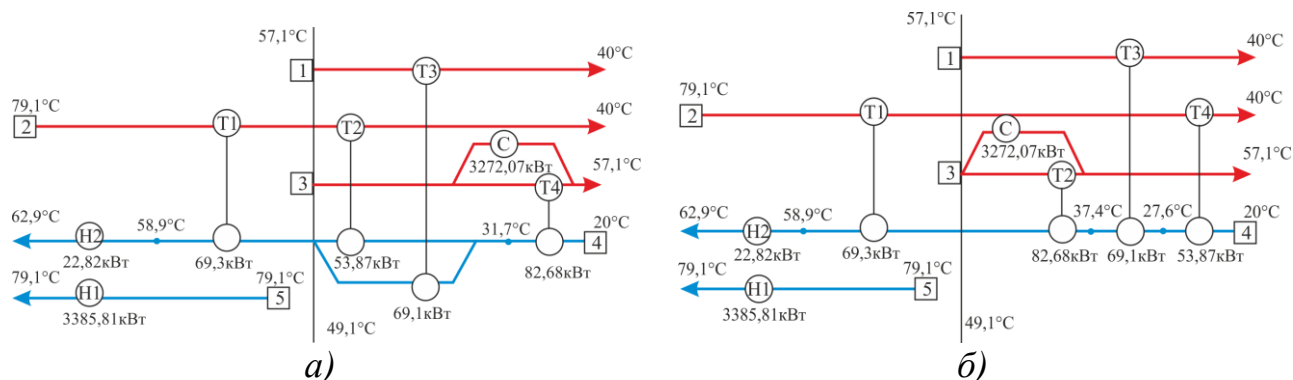


Рисунок 3 – Сіткова діаграма розміщення теплообмінного обладнання: варіант 1 – (а), варіант 2 – (б)

**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. Результати підбору наведені у табл. 2.

Таблиця 2 – Характеристики теплообмінного обладнання, що пропонується до встановлення

Позиція	Варіант 1				Варіант 2			
	Навантаження, кВт	Тип пластини	Площа поверхні, м <sup>2</sup>	Кількість пластин	Навантаження, кВт	Тип пластини	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

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

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 вкладення коштів на реконструкцію забезпечить річний прибуток 350484 грн. та термін окупності два роки.

#### **Висновки**

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%.

5. Для підвищення енергоефективності використовується сучасне пластичне теплообмінне обладнання.