

Н.Е. ЗАГОРУЛЬКО, зав. відділом, УкрНДІХІММАШ, Харків,
Л.М. УЛЬЄВ, докт. техн. наук, проф., НТУ «ХПІ»,
А.О. ГАРЄВ, аспірант, НТУ «ХПІ»,
М.В. НЕХАЄНКО, студент, НТУ «ХПІ»

ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ДЛЯ ТЕПЛОЕНЕРГЕТИЧНОЇ ІНТЕГРАЦІЇ ПРОЦЕСУ КОНЦЕНТРАЦІЇ ГІДРОЛІЗНОЇ СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ

В статті коротко описаний технологічний процес концентрування гідролізної сірчаної кислоти до 93%. Визначені всі технологічні потоки, які необхідні для початку проектування енергоефективної теплообмінної системи, наведені їх основні характеристики. Побудований графік складених кривих, за яким визначено цільові значення гарячих та холодних утиліт необхідних для процесу, проаналізована потужність рекуперації теплової енергії для існуючої схеми

В статье коротко описан технологический процесс концентрирования гидролизной серной кислоты до 93%. Определены все технологические потоки, которые необходимы для начала проектирования энергоэффективной теплообменной системы, приведены их основные характеристики. Построен график составных кривых, по которому определены целевые значения горячих и холодных утилит необходимых для процесса, проанализирована мощность рекуперации тепловой энергии для существующей схемы

The article briefly describes the process of concentration of sulfuric acid hydrolysis up to 93%. Identified all the technological flows, which are necessary for the initial design of energy efficient heat exchange system, shown their main characteristics. The graphs are composite curves, which are defined targets of hot and cold utilities needed to process, analyze power heat recovery for the existing scheme

Постановка завдання. Метою написання статті є висвітлення етапу збору та уточнення необхідних даних для початку проектування ефективно теплообмінної системи процесу концентрації гідролізної сірчаної кислоти (ГСК) за допомогою методів пінч-аналізу. Так як принципова схема, яку ми прийняли за основу, була розроблена без утилізації тепла, то для зменшення енергоспоживання початковий проект потребує інтеграції. Від точності визначення початкових даних залежить якість інтегрування технологічного процесу та енергоефективність ново отриманої схеми. Саме енергоефективність виробництва, на початку другої декади 21 століття, є пріоритетним напрямком у роботі спеціалістів кафедри ІТПА, НТУ «ХПІ».

Аналіз останніх досліджень та публікацій. Наслідком кризи паливно-енергетичного комплексу як України, так і всього світу, та морально застарілих технологій в хімічній промисловості є мала рентабельність більшості хімічних підприємств «старого зразку» і низька конкурентоспроможність продукції. Завелике споживання енергетичних ресурсів призводить до високої собівартості кінцевого продукту. За допомогою методів пінч-аналізу стало можливим проектування енергоефективних теплообмінних систем з врахуванням багатьох чинників, що в комплексі складають єдине ціле «тіло» виробництва [1]. Точні дані – теплоенергетична інтеграція – оптимальна технологічна схема процесу з мінімальним споживанням енергії – розробка системи автоматизації та контролю за дотриманням необхідних умов процесу – виробництво якісного дешевого продукту (як наслідок, збільшення прибутку підприємства), – ось принципова послідовність, якої необхідно дотримуватися, вирішуючи поставлені питання проектування або реконструкції технологічних процесів [2].

Викладання основного матеріалу досліджень. Установа призначена для концентрування гідролізної кислоти до 93% H_2SO_4 і виділення з неї домішок у вигляді твердої фази. Має потужність по початковій гідролізній кислоті не менше 10600 кг/год. Установа переробки гідролізної сірчаної кислоти буде експлуатуватися на ЗАТ «Кримський ТИТАН», 96012, м. Армянськ, Північна Промзона, Автономна Республіка Крим. Процес концентрації ГСК можна розділити на три етапи: перші два – це концентрування за допомогою випарювання, а третій – укріплення. Така поетапність зумовлена виділенням осаду, у вигляді сульфатів Al, Mg, Mn, V і необхідністю його фільтрування після кожної стадії переробки для попередження забруднення випарних апаратів [3].

На першому етапі ГСК концентрується у послідовно з'єднаних випарних апаратах до 60% і фільтрується від твердої фази. На другому – відфільтрований розчин випарюється до 75% і також потребує очистки. На третьому етапі освітлена 75% H_2SO_4 змішується з олеумом, і в наслідок екзотермічної реакції досягає необхідної концентрації 93% [4].

Початкова технологічна схема, її опис, інтеграція теплових процесів. В основу розробки проекту покладені результати лабораторних досліджень, інформація про способи утилізації гідролізної сірчаної кислоти та роботу діючих установок з переробки гідролізної сірчаної кисло-

ти. Для виробництва прийнята п'ятикорпусна випарна установка (рис. 1). Перші два апарати працюють з природною циркуляцією розчину, три наступні – з примусовою циркуляцією, що пов'язано з виділенням твердої фази [5]. Установка складається з двох однакових ліній установок, що працюють паралельно. Загальний потік гідролізованої кислоти між ними розподіляється рівномірно. Далі будемо розглядати лише одну лінію установок, так як вони ідентичні [6].

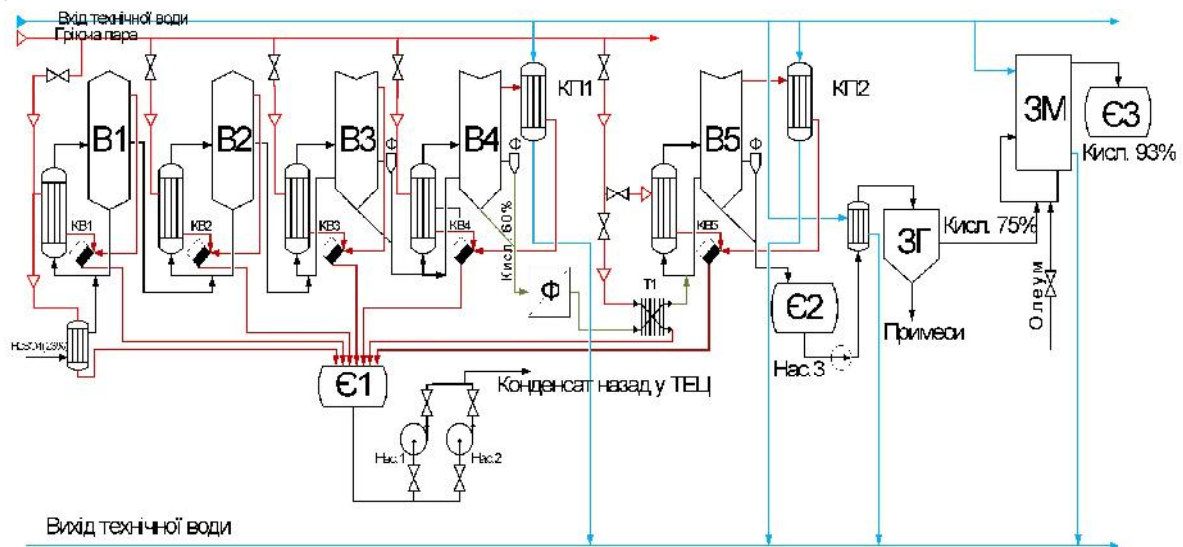


Рис. 1. Початкова енергофункціональна схема установки концентрування гідролізованої сірчаної кислоти до 93%

Гідролізна кислота з ємності проходить через теплообмінник Т-1, нагрівається і надходить в випарний апарат В1. Підігрів гідролізованої кислоти в теплообміннику Т-1 здійснюється теплом гріючої пари. Проходячи послідовно по випарним апаратам В1-В4, розчин упаюється, концентрація сірчаної кислоти підвищується до 60%, при цьому розчинені сульфати заліза та інші сульфати (Al, Mg, Mn, V) виділяються у вигляді твердої фази. Суспензія сульфатів, яка утворилася в упареній сірчаній кислоті, направляється в установку фільтрування Ф. Після чого відфільтрована гідролізна сірчана кислота 60% подається через теплообмінник (обігрівается гріючою парою з ТЕЦ) до випарного апарату В5, де концентрується до 75%. З розчину виділяються домішки у вигляді твердої фази (сульфати заліза та інші сульфати (Al, Mg, Mn, V)) [7]. Суспензія, що утворилася збирається в ємності Є2 і подається через охолоджуючий теплообмінник (живиться технічною водою) до згущувача ЗГ. Згущена суспензія відводиться з його нижньої частини. Освітлений розчин 75% подається в

потік рециркуляції змішувача ЗМ, до якого надходить олеум. У змішувачі відбувається укріплення сірчаної кислоти до 93% в наслідок екзотермічної реакції з олеумом. Тепло від змішувача відводиться технічною водою. Готовий продукт (H_2SO_4 93%) збирається в ємності Є3 і відправляється на склад. Гріючі камери випарних апаратів В1, В2, В3, В4, В5 обігріваються паром, що надходить від ТЕЦ. Конденсат з гріючих камер апаратів виводиться через конденсато-відвідники (КВ1-КВ5) і збирається в ємкості Є1 і повертається на ТЕЦ. Гази, які не конденсуються, відводяться з гріючих камер апаратів через конденсатор КП1, КП2 і викидаються в атмосферу.

Визначення технологічних потоків процесу концентрування гідролізної кислоти. У даному дипломному проекті проведено обстеження установки концентрування гідролізної сірчаної кислоти до 93%. При виборі потоків повинні виконуватися наступні вимоги: необхідно уникати перевизначення завдання; необхідно шукати можливість поліпшення проєктованої системи за рахунок зміни умов проведення процесу; необхідно уникати неізотермічного змішування на стадії визначення енергетичних цілей [8]. В ході обстеження було виявлено 17 технологічних потоків, які будуть використані для визначення енергозберігаючого потенціалу установки з використанням методів інтеграції теплових процесів:

потік 1 – конденсат гріючої пари, відводиться від гріючої камери В1, $t_{\text{нач}} \sim 179 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{кон}} \sim 90 \text{ }^\circ\text{C}$, $G \sim 2,754 \text{ кг/с}$;

потік 2 – вторинний пар з випарного апарату В1, $T_{\text{поч}} \sim 147 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{кін}} \sim 147 \text{ }^\circ\text{C}$, $G \sim 2,156 \text{ кг/с}$;

потік 3 – вторинний пар з випарного апарату В2, $T_{\text{поч}} \sim 119 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{кін}} \sim 119 \text{ }^\circ\text{C}$, $G \sim 1,830 \text{ кг/с}$;

потік 4 – вторинний пар з випарного апарату В3, $T_{\text{поч}} \sim 90 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{кін}} \sim 90 \text{ }^\circ\text{C}$, $G \sim 1,610 \text{ кг/с}$;

потік 5 – вторинний пар з випарного апарату В4, $T_{\text{поч}} \sim 40 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{кін}} \sim 40 \text{ }^\circ\text{C}$, $G \sim 1,622 \text{ кг/с}$;

потік 6 – конденсат вторинної пари, $T_{\text{поч}} \sim 89 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{кін}} \sim 42 \text{ }^\circ\text{C}$, $G \sim 7,38 \text{ кг/с}$;

потік 7 – гідролізна сірчана кислота 23%, $T_{\text{поч}} \sim 9 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{кін}} \sim 139 \text{ }^\circ\text{C}$, $G \sim 12,72 \text{ кг/с}$;

потік 8 – сірчана кислота 26%, з 1-го випарного апарату, $T_{\text{поч}} \sim 9 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{кін}} \sim$

139 °C, $G \sim 12,72$ кг/с;

потік 9 – сірчана кислота 34%, з 2-го випарного апарату, $T_{\text{поч}} \sim 132$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 132$ °C, $G \sim 0,56$ кг/с;

потік 10 – сірчана кислота 43,4%, з 3-го випарного апарату $T_{\text{поч}} \sim 108$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 108$ °C, $G \sim 0,56$ кг/с;

потік 11 – сірчана кислота 60% з 4-го випарного апарату $T_{\text{поч}} \sim 75$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 75$ °C, $G \sim 0,56$ кг/с;

потік 12 – кислота 60%, після підігрівання в T1, $T_{\text{поч}} \sim 70$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 90$ °C, $G \sim 9,385$ кг/с;

потік 13 – конденсат гріючої пари з 5-го випарного апарату $T_{\text{поч}} \sim 120$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 75$ °C, $G \sim 2,281$ кг/с;

потік 14 – вторинна пара з 5-го випарного апарату $T_{\text{поч}} \sim 40$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 40$ °C, $G \sim 1,683$ кг/с;

потік 15 – упарена кислота, 75%, з 5-го випарного апарату $T_{\text{поч}} \sim 105$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 60$ °C, $G \sim 7,702$ кг/с;

потік 16 – кислота 93% в змішувачі $T_{\text{поч}} \sim 61,9$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 60$ °C, $G \sim 1015,56$ кг/с;

потік 17 – упарена кислота 60%, що надходить до В-5 $T_{\text{поч}} \sim 90$ °C, $t_{\text{кін}} \sim 105$ °C, $G \sim 146,92$ кг/с.

Метод, за допомогою якого буде проведена інтеграція теплових процесів, відомий в даний час під назвою «пінч-аналіз», з'явився в індустріально розвинутих країнах під час нафтової кризи 70-х років двадцятого століття. Зараз практично у всіх існуючих системних методах проектування ідеї і правила пінч-технології використовуються для енергоаудиту та визначення оптимальних значень цільових функцій, тому цю методологію прийнято розглядати переважно як аналіз, ніж технологію. Пінч-аналіз має дві дуже важливі властивості. Перше – це можливість встановлення цілей проектування перед початком самого проектування. Другим важливим властивістю є можливість інтеграції процесів в межах великого виробничо-територіального комплексу [9]. Процеси у великому виробничо-територіальному комплексі функціонують незалежно один від одного, і деколи важко зробити вибір для вкладення грошових коштів з метою поліпшення економічних показників. За допомогою методів пінч-аналізу можна отримати інформацію про енергетичні вимоги для всього комплексу, розглядаючи один еквівалентний йому процес. У ре-

зультаті отримуємо інвестиційні плани, визначені енергетичні цілі і знижену емісію шкідливих речовин як для існуючих процесів, так і для проєктованих. Для екстрагованих технологічних потоків визначені додаткові характеристики – табл. 1.

Таблиця 1.

Потокові дані для установки концентрації ГСК до 93%

№	Назва потоку	Тип	T _s , °C	T _t , °C	G, кг/с	CP, кВт/К	ΔH, кВт
1.	Конденсат гріючої пари	гар	179	90	2,754	12	1043
2.	Вторинний пар	гар	147	147	2,156		4746
3.	Вторинний пар	гар	119	119	1,83		4329
4.	Вторинний пар	гар	90	90	1,61		3860
5.	Вторинний пар	гар	40	40	1,622		3906
6.	Конденсат вторин. пари	гар	89	42	7,38	22	1022
7.	Гідролізна сірчана кислота 23%	хол	9	139	12,72	43	5565
8.	Сірчана кислота 26%	хол	155	155	0,56		5880
9.	Сірчана кислота 34%	хол	132	132	0,56		3396
10	Сірчана кислота 43,4%	хол	108	108	0,56		3232
11	Сірчана кислота 60%	хол	75	75	0,56		3860
12	Кислота після T1, 60%	хол	70	90	9,385	21,4	428
13	Конденсат г.п. із АВ-5	гар	120	75	2,281	9,62	432,9
14	Втор. пара із АВ-5	гар	40	40	1,683	Конд. r=2403КДж/кг	4044,25
15	Упарена кислота, 75%	гар	105	60	7,702	14,942	672,39
16	Кислота 93% в змішувачі	гар	61,9	60	1015,56	1584,27	3010,11
17	H ₂ SO ₄ , 60% в АВ-5	хол	90	105	146,92	334,977	5030

Використовуючи отримані технологічні потокові дані процесу концентрування гідролізної сірчаної кислоти та задані значення гарячих та холодних утиліт на температурно-ентальпійній діаграмі побудуємо складені криві (рис. 2) для існуючого процесу, проаналізуємо ΔT_{min} та потужність рекуперації енергії.

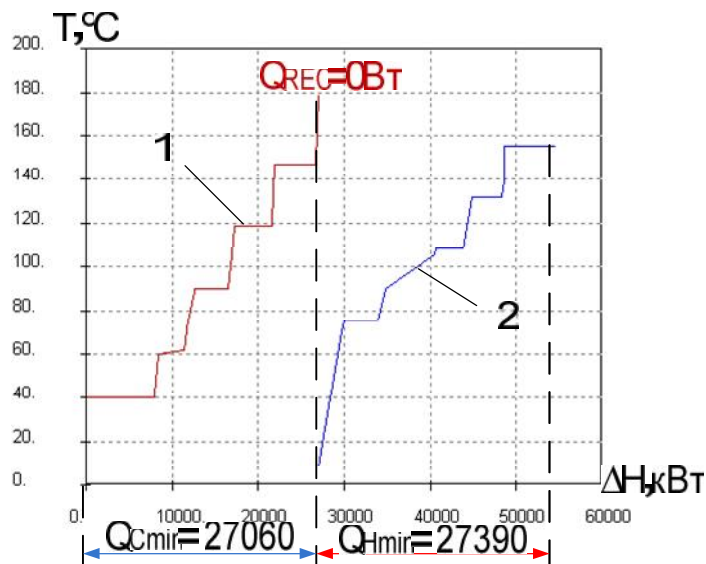


Рис. 2. Складені криві існуючого процесу на температурно-ентальпійній діаграмі: 1, 2 – відповідно гаряча та холодна складена крива; Q_{Hmin} , Q_{Cmin} – відповідно споживання потужності від гарячих та холодних утиліт; Q_{REC} – потужність рекуперації енергії

Отже, після побудови кривих, ми визначили, що $Q_{Hmin}=27390$ кВт, $Q_{Cmin}=27060$ кВт. Рекуперація відсутня $Q_{REC}=0$ кВт [10].

Висновки і перспективи подальшого розвитку даного напрямку.

Застосовуючи принципи пінч-технології, інженер може використовувати прості і зрозумілі принципи і правила, з огляду на контроль і управління, компонування та комунікації проєктованого підприємства, безпеку, контроль забруднень навколишнього середовища і т.д. з метою отримання інтегрованого проєктного рішення, яке, як правило, є не тільки енергетично оптимальним, але і технічно прийнятним і здійсненним.

В результаті проведеного обстеження установки концентрування гідролізної сірчаної кислоти за встановленими правилами були екстраговані необхідні потокові дані, систематизовані і занесені до таблиці. На основі визначених потоків було побудовано складені криві. По графіку складених кривих визначено величину холодних і гарячих утиліт, що споживається процесом на початковій стадії (до інтеграції) та існуючу рекуперацію теплової енергії. Підготовчий етап завершений успішно, на основі отриманих даних можна проводити подальші розрахунки для обчислення необхідних цільових функцій процесу.

Список літератури: 1. Енергоефективність та відновлювані джерела енергії / [Бевз С. М., Бондаренко Б. І., Буткевич О. Ф. та ін.]; під загальною ред. А. І. Шидловського. – Київ: вид. «Українські енциклопедичні знання», 2007. – 500 с. 2. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л. Л. Проблемы энер-

госбережения и пинч-анализ как метод их решения / *Л. Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, Л. М. УЛЬЕВ* – Оборудование и инструмент для профессионалов, 2006, № 2. С. 82–88. **3.** *Лебедев А. Я.* Установки для денитрации и концентрирования серной кислоты / *А. Я. Лебедев* – М. : Химия, 1972. – 240 с. **4.** *Шварцштейн Я. В.* Использование и переработка гидролизной серной кислоты и сульфатов железа / *Я. В. Шварцштейн* – М. : Химия, 1970. – 15 с. **5.** *Дюмаев К. М.* Регенерация отработанных сернокислотных растворов / *К. М. Дюмаев, Э. И. Эльберт*. – М. : Химия, 1987. – 112 с. **6.** *Амелин А. Г.* Технология серной кислоты. Учебное пособие для вузов / *А. Г. Амелин* – 2-е изд., перераб. – М. : Химия, 1983. – 360 с. **7.** *Малин К. М.* Справочник сернокислотчика / *К. М. Малин* – М. : Химия, 1971. – 744 с. **8.** Основы интеграции тепловых процессов / [*Смит Р., Клемеш Й., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л. Л. та ін.*]. – М., 2004. – 458 с. **9.** *Smith R.* Chemical Process Design and Integration / *R. Smith* – Chichester: *John Wiley & Sons Ltd*, 2005. – 688 p. **10.** *Linnhoff B.* User guide on process integration for the efficient use of energy / [*B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland et al.*]. – Rugby, IChemE, UK 1991 (Newaddition 1994). – 247p.

Надійшла до редколегії 02.06.11