

«Виробництво CaCl₂»
(шифр)

**«ВДОСКОНАЛЕННЯ МЕРЕЖІ ТЕПЛООБМІННОГО ОБЛАДНАННЯ НА
ВИРОБНИЦТВІ ХЛОРИСТОГО КАЛЬЦІЮ»**

Галузь:
Хімічні технології та інженерія

2020/2021

АНОТАЦІЯ “Виробництво CaCl₂”

Об’єктом розробки є технологічна схема процесу виробництва хлористого кальцію.

Об’єктом дослідження роботи є застосування пінч-технологій у виробництві хлористого кальцію.

Ціль роботи – мінімізація енергоспоживання у процесі виробництва хлористого кальцію шляхом використання методів інтеграції процесів.

Виходячи з поставленої мети, завданнями роботи є:

- дати оцінку енергоспоживання вихідної схеми і оцінити максимально можливу рекуперацію енергії;
- провести теплову інтеграцію вихідної схеми шляхом побудови складових кривих і сіткової діаграми існуючого процесу;
- скласти нову модифіковану схему процесу виробництва хлористого кальцію з необхідним теплообмінним обладнанням.

Методи дослідження – аналіз літератури (довідників, технічних вказівок, каталогів теплового обладнання), аналіз подібних розрахунків.

Загальна характеристика наукової роботи: 31 с., 9 рис., 5 табл., 13 джерела.

Ключові слова: випарювання, випарний апарат, розчин, гріюча пара, хлористий кальцій, ентальпія, рекуперація, теплообмін, пінч-аналіз, складові криві, сіткова діаграма.

ЗМІСТ

Вступ.....	3
1 Характеристика та призначення технологічного процесу.....	5
2 Опис досліджуваної технологічної схеми	9
3 Інтеграція процесу.....	11
3.1 Визначення енергозберігаючого потенціалу установки.....	11
3.2 Синтез технологічної схеми проекту інтеграції системи теплообміну	16
3.3 Характеристика модернізованого об'єкту	20
4 Економічне обґрунтування ухвалених технічних рішень.....	23
4.1 Розрахунок річної економії підприємства.....	23
4.2 Розрахунок капітальних витрат підприємства.....	25
4.3 Розрахунок річних експлуатаційних витрат	26
4.4 Фінансові результати впровадження проекту та його ефективність.....	26
Висновки	29
Список джерел інформації	30

ВСТУП

Україну відносять до енергодефіцитних країн Європи. На сьогоднішній день наша країна задовольняє свої потреби у паливно-енергетичних ресурсах (ПЕР) за рахунок власного видобутку менш, ніж на 50%. Видобуток власних ПЕР значно зменшився у останні роки через різні причини, у тому числі, й політичні. Сучасний видобуток енергетичних ресурсів у існуючих гірничо-геологічних умовах є неконкурентноздатним, тобто потребує імпортування енергоресурсів. Це перш за все відноситься до видобутку газу і нафти, які є основними енергоресурсами для різних галузей економіки України. Ситуація у вугільній промисловості не є кращою. Більшість шахт мають низькі економічні показники, тяжкі умови праці, тому з кожним роком кількість працюючих шахт скорочується, незважаючи на те, що залишків вугілля у місцях видобутку вистачило б на сотні років вперед. Виходячи з цього, велика кількість паливно-енергетичних ресурсів імпортується з інших країн. Це відіграє велику роль у формуванні ціни на енергетичні ресурси на внутрішньому ринку, зокрема на потреби промислових підприємств [1].

До найбільш великих промислових підприємств України відносяться ті, які використовують для переробки хіміко-технологічні процеси. Виробництво продукції підприємств хімічної галузі є енергоємним, тому у собівартості окремих хімічних продуктів витрати на природний газ становлять 70-85%. Щорічно у галузі споживається від 6 до 8,5 млрд м³ природного газу, тобто більше 10% від усього обсягу, спожитого у країні [4].

До основних проблем підприємств хімічної промисловості можна віднести високу енергоємність виробничих процесів, нераціональність використання енергоресурсів, застосування застарілого технологічного обладнання на виробництві, яке споживає надмірно велику кількість енергетичних ресурсів. Більшість таких підприємств залишилися без модернізації після часів СРСР, а тому вони є не тільки застарілими, але й економічно не вигідними. Такі особливості виробничих процесів на хімічних

підприємствах, як безперервність та багатотоннажність, призводять до того, що навіть відносно невисокі зниження енерговитрат та підвищення якості товарних фракцій забезпечують значний економічний ефект для виробництва та підприємства у цілому.

Зростання цін на нафту і природний газ та посилення екологічних стандартів призвели до значного збільшення витрат, пов'язаних із енергоспоживанням, й виявили необхідність підвищення ефективності використання енергії на підприємствах, зокрема хімічної промисловості. Тому більшість українських підприємств потребують реконструкції, а при будівництві нових підприємств необхідно використовувати сучасні енергозберігаючі методи проектування [1,2].

Один з таких методів відомий сьогодні під назвою «пінч-аналіз». Для діючих підприємств хімічної промисловості, більшість з яких запуснені в експлуатацію в 60-70-х роках минулого століття, застосування пінч-технології дозволяє досягти зниження споживання енергоресурсів та, відповідно, фінансових платежів за них на 30-50%, а у низці випадків на окремих установках – до 70% [2, 4]. При цьому термін окупності проектів реконструкції, розроблених з використанням методу пінч-аналізу, як правило, не перевищує двох років.

У даній роботі розглядається питання енергоефективної інтеграції теплообмінної мережі виробництва хлористого кальцію. Основна увага зосереджена на вирішенні проблеми підвищення використання енергії та скороченні витрат за рахунок реконструкції та оптимізації існуючої теплообмінної системи виробництва хлористого кальцію, на основі методу пінч-аналізу. Для вирішення означених питань передбачається використання методів інтеграції теплових потоків, а також оцінка економічної доцільності пропонувананих технологічних рішень.

1 ХАРАКТЕРИСТИКА ТА ПРИЗНАЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

В даний час хлористий кальцій є затребуваним продуктом у багатьох галузях життя людства. Хлористий кальцій виробляється головним чином на підприємствах хімічної промисловості. Однак, в Україні практично не існує промислових об'єктів, які спеціалізуються безпосередньо на випуск даного хімічного продукту. Причина цього полягає в тому, що водний розчин хлористого кальцію здебільшого є відходом у процесах промислового виробництва кальцинованої соди (аміачним способом), бертолетової солі, електролізу хлоридів металів (в першу чергу, хлориду натрію) при утилізації надлишків хлору або його похідних (хлороводню), а також органічного синтезу (виробництво фтору). Відомо, що твердий хлористий кальцій отримують шляхом випаровування рідкого продукту [7].

Слід зазначити, що розрізняють твердий та рідкий хлористий кальцій. Кальцію хлорид безводний (твердий хлористий кальцій) являє собою білу, або світло-сіру гранульовану, зернисту речовину, без запаху. Вона енергійно поглинає водяні пари, утворюючи тверді гідрати. Безводний кальцію хлорид розчиняється в ацетоні, а також в воді, з виділенням тепла, в нижчих спиртах і рідкому аміаку – з утворенням сольватів. У рідкому стані хлористий кальцій, як правило, представлений у вигляді розчину, та використовується, насамперед, у хімічній, харчовій (як затверджувач E509) промисловостях [8].

Існує багато технологій виробництва хлористого кальцію, однак у даній роботі розглядається технологія виробництва хлористого кальцію з відходів содового виробництва.

Як і значна частина виробництв, содове виробництво має велику кількість відходів. Чималу частину цих відходів можливо переробити в випарних апаратах, тому використання даних апаратів є актуальним питанням не тільки для підприємств содової промисловості, а і для інших галузей. Більшу частину хлоридних стоків становить CaCl_2 , в зв'язку з цим його переробка є одним з головних питань переробки відходів содового виробництва [9].

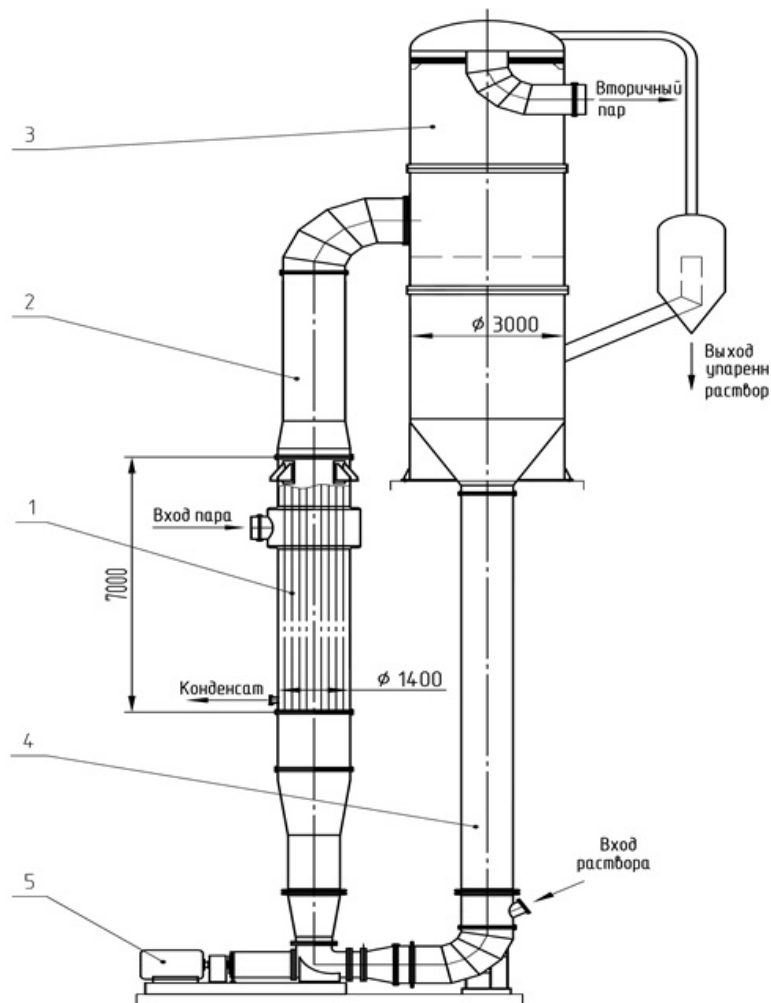
Отримання товарного хлориду кальцію з дистилерної рідини содового виробництва полягає в послідовному випаровуванні дистилерної рідини від концентрації 10% CaCl_2 до 67%. Для отримання кристалічного CaCl_2 використовують вакуум-випарні апарати, що обігріваються паром, сушку – в розпилювальних колонах і ін. При випаровуванні не очищеної від іонів SO_4^{2-} та OH^- дистилерної рідини в випарювальному апараті з природною циркуляцією, коефіцієнт теплопередачі за 92 год знижується на 40% від свого початкового значення. Випарювання з примусовою циркуляцією при швидкості рідини в трубах $\sim 3,5$ м/сек. і при добавці кристалічної затравки у вигляді гіпсу (3-6% від ваги рідини) не запобігає інкрустації гріючих поверхонь сульфатом кальцію. Однак, продуктивність апарату при цьому збільшується приблизно у 3 рази, а тривалість роботи до чистки – у 2 рази. На деяких содових заводах випарюють неочищену дистилерну рідину, зупиняючи апарат для видалення інкрустації після 25 - 35 діб безперервної роботи [6,7].

Освітлену дистилерну рідину випарюють зазвичай в багатокорпусних випарних апаратах. При досягненні концентрації 40% CaCl_2 виділяється в осад майже вся кухонна сіль, яка міститься в рідині. Вона може бути повернута в виробництво соди, за умови ретельного відмивання від CaCl_2 (щоб уникнути збільшення витрат соди на стадії попереднього очищення розсолу NaCl).

Зі сказаного вище можна зробити висновок, що для переробки відходів содового виробництва, а саме отримання очищеного хлориду кальцію, доцільніше застосовувати багатокорпусні випарні установки з примусовою циркуляцією. Дані апарати застосовують для зменшення інкрустації і підвищення коефіцієнта теплопередачі. Застосування примусової циркуляції доцільно при випаровуванні розчинів які кристалізуються (скорочуються простої під час очищення апарату) і при випаровуванні в'язких розчинів (що при природній циркуляції вимагає наявності великої різниці температур) [10].

На рисунку 1.1 показаний типовий випарний апарат, забезпечений зовнішньою циркуляційною трубою. Циркуляція рідини проводиться

пропелерним або відцентровим насосом 2. Свіжий розчин подається до нижньої частини кип'ятильника, а упарений розчин відводиться з нижньої частини сепаратора. Рівень рідини підтримується трохи нижче верхнього обріза кип'ятильних труб. Швидкість циркуляції рідини у кип'ятильних трубах приймають рівною 1,5-3,5 м/с. Швидкість циркуляції визначається продуктивністю циркуляційного насоса і не залежить від рівня рідини та пароутворення в кип'ятильних трубах. Тому апарати з примусовою циркуляцією придатні при роботі з малими різницями температур між гріючою парою та розчином (3-5 °С) і при випаровуванні розчинів з великою в'язкістю, природна циркуляція яких обмежена.



- 1 – гріюча камера; 2 – труба скипання; 3 – сепаратор;
4 – циркуляційна труба; 5 – циркуляційний насос

Рисунок 1.1 – Випарний апарат з примусовою циркуляцією

До переваг апаратів з примусовою циркуляцією відносять: високі коефіцієнти теплопередачі, відсутність забруднень поверхні теплообміну при випаровуванні розчинів що кристалізуються, можливість роботи при невеликих різницях температур. Недолік цих апаратів – необхідність витрати енергії на роботу насоса [7].

Об'єднання випарних апаратів у багатокорпусні установки дозволяє істотно знизити витрати пара, тому що в багатокорпусній випарній установці вторинний пар кожного корпусу (крім останнього) використовується для обігріву наступного корпусу. Тиск від корпусу до корпусу зменшується так, щоб температура кипіння розчину в кожному корпусі була нижче температури насичення пари, що обігріває цей корпус. Застосування багатокорпусних випарних установок дає значну економію пара. Це досягається за рахунок збільшення поверхні теплообміну.

Залежно від способу подачі розчину розрізняють наступні основні схеми багатокорпусних випарних установок: прямоточні, протиточні і паралельні. Для випаровування хлориду кальцію краще застосовувати протиточну схему подачі розчину. Цей метод має ряд переваг: не відбувається значного падіння коефіцієнта теплопередачі в корпусі з найбільш концентрованим розчином, коефіцієнти теплопередачі мало змінюються по корпусам. Також, при протиточній схемі подачі кількість води, що випаровується в останньому корпусі, менше, ніж при прямоточній подачі розчину, що зменшує навантаження на конденсатор (при випаровуванні у вакуумі) [8].

У даній роботі застосовується саме технологія виробництва хлористого кальцію з відходів содового виробництва за допомогою багатокорпусних випарних апаратів із примусовою циркуляцією розчину. Очищення та випарювання дистилерної рідини цим методом призводить до отримання спочатку рідкого хлористого кальцію, що містить 32-35% CaCl_2 , а потім і твердого продукту (вміст CaCl_2 понад 90%).

чистого конденсату і поступає на упарювання в трьохкорпусну випарну установку, з апаратами площею 250 м² кожен. Масова доля хлориду кальцію розчину, що поступає в перший корпус випарної установки 14%. Для обігріву першого корпусу випарної установки використовується насичена пара від РОУ, другий і третій корпус обігріваються екстрапарами. Вторинна пара третього корпусу випарної установки спрямовується у барометричний конденсатор БК1, де він конденсується за рахунок подачі оборотної води. Конденсат першого корпусу випарної установки відводиться у збірку чистого конденсату, а конденсат другого і третього корпусу у збірку брудного конденсату. Перші два корпуси випарної установки працюють під тиском, а третій – під вакуумом. Упарений до масової долі хлориду кальцію 19% розчин з третього корпусу випарної установки збирається в ємність, звідки насосом подається у випарний апарат ВА4, площею 630 м², який працює під вакуумом. Обігрів апарату здійснюється насиченою парою від РОУ. Упарений розчин до масової долі хлориду кальцію 35% поступає в ємність, звідки насосом подається в гідроциклон ГЦ. З гідроциклона верхній злив повертається в голову процесу, а основний потік подається в центрифугу на відділення розчину хлористого кальцію від кристалів кухарської солі.

3 ІНТЕГРАЦІЯ ПРОЦЕСУ

3.1 Визначення енергозберігаючого потенціалу установки

Удосконалення регенерації тепла безпосередньо пов'язано з оптимізацією і реконструкцією теплообмінних систем. Завданням такого проектування є організація теплообміну гарячих (які необхідно остудити) і холодних (які необхідно нагріти) потоків між собою, а також із зовнішніми енергоносіями з метою мінімізації приведених річних витрат. Вибір оптимального варіанту з найменшими витратами на додаткову площу поверхні теплообміну і на структурні зміни мережі з безлічі альтернатив, є важливою складовою частиною проектування [1,2].

Одним із основних засобів реконструкції теплообмінних систем є пінч-аналіз, що засновується 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 методів пінч-аналізу дозволяє домогтися істотної фінансової економії за рахунок мінімізації використання зовнішніх енергоносіїв, які підводять і відводять енергію, шляхом максимального застосування рекуперації теплоти в рамках даної енерго-технологічної системи. При цьому даний метод дозволяє мінімізувати теплообмінну поверхню і кількість теплообмінних одиниць, оптимізувати перепад тиску в мережі і розміщення силових установок. У разі модернізації методом пінч-технології вже існуючих виробництв, можливо максимально використовувати вже встановлене обладнання в нових робочих мережах, що знижує інвестиції в реконструкцію. Термін окупності проектів з реконструкції, розроблених з використанням методу пінч-аналізу, як правило, не перевищує п'яти років [1].

Застосування високоефективного методу інтеграції теплових процесів на основі пінч-аналізу, запропонованого і розвинутого професором Б. Ліннхоффом та колегами з Університету Манчестера інституту науки і технології (UMIST),

дає в ряді виробництв унікальні результати при проектуванні та реконструкції тепломасообмінних мереж [1].

За результатами аудиту енерго-функціональної схеми технологічного процесу виробництва хлористого кальцію та проаналізувавши дані технологічної схеми процесу, можна скласти таблицю потокових даних (табл. 3.1).

Таблиця 3.1 – Таблиця потокових даних технологічної схеми

№	Назва потоку	Тип потоку	W, кг/с	T _s , °C	T _T , °C	CP, кВт/°C	ΔH, кВт
1	Упарений чистий конденсат	гар	7,61	104,25	75	32,04	937,11
2	Упарений забруднений конденсат	гар	2,87	104,25	75	12,00	350,90
3	Вторинна пара 3 корпусу ВА	гар	1,98	60	60	г = 2358 кДж/кг	4668,84
4	Вторинна пара додаткового корпусу ВА	гар	4,54	60	60	г = 2358 кДж/кг	10705,32
5	Суспензія солі в 35 % розчині хлористого кальцію	гар	7,38	78	50	21,40	599,26
6	Рідина дистилерна з цеху КПДЖ	хол	13,4	0	55	56,28	3095,40
7	Підігріта дистилерна рідина з ретуром	хол	16,37	60	135	63,84	4788,23
8	Упарений розчин хлориду кальцію 19 %	хол	11,92	63	78	40,53	445,81

Всі технологічні потоки ХТС можна розділити на дві групи. Перша група – це ті потоки, які вимагають охолодження перед подальшою їх обробкою. Такі потоки називають гарячими потоками. Друга група потоків – це ті потоки, які необхідно нагріти. Такі потоки називають холодними. У гарячих теплових потоків відбувається зменшення їх теплового вмісту – ентальпії як при охолодженні, так і при зміні їх фазового стану. У холодних технологічних потоків навпаки, при нагріванні або зміні їх фазового стану тепловий зміст зростає [1].

Сіткова діаграма – це зручна схема, на якій відображені холодні та гарячі потоки, а також операції теплопередачі (рекуперативні та утилітні теплообмінні апарати).

Використовуючи початкові дані будуємо сіткову діаграму технологічної схеми виробництва хлористого кальцію, для визначення теплової потужності, яку споживає установка.

За даними таблиці 3.1 маємо п'ять гарячих потоків та три холодних потоки. Всі гарячі потоки нанесені червоним кольором та мають рух зліва на право. Всі холодні потоки нанесені синім кольором та мають рух з права на ліво. Сіткова діаграма пінча показує тільки існуючі теплообмінні зв'язки, які є в вихідній технологічній схемі.

Сіткова діаграма з існуючими теплообмінниками зв'язками (без лінії пінча) представлена на рис. 3.1.

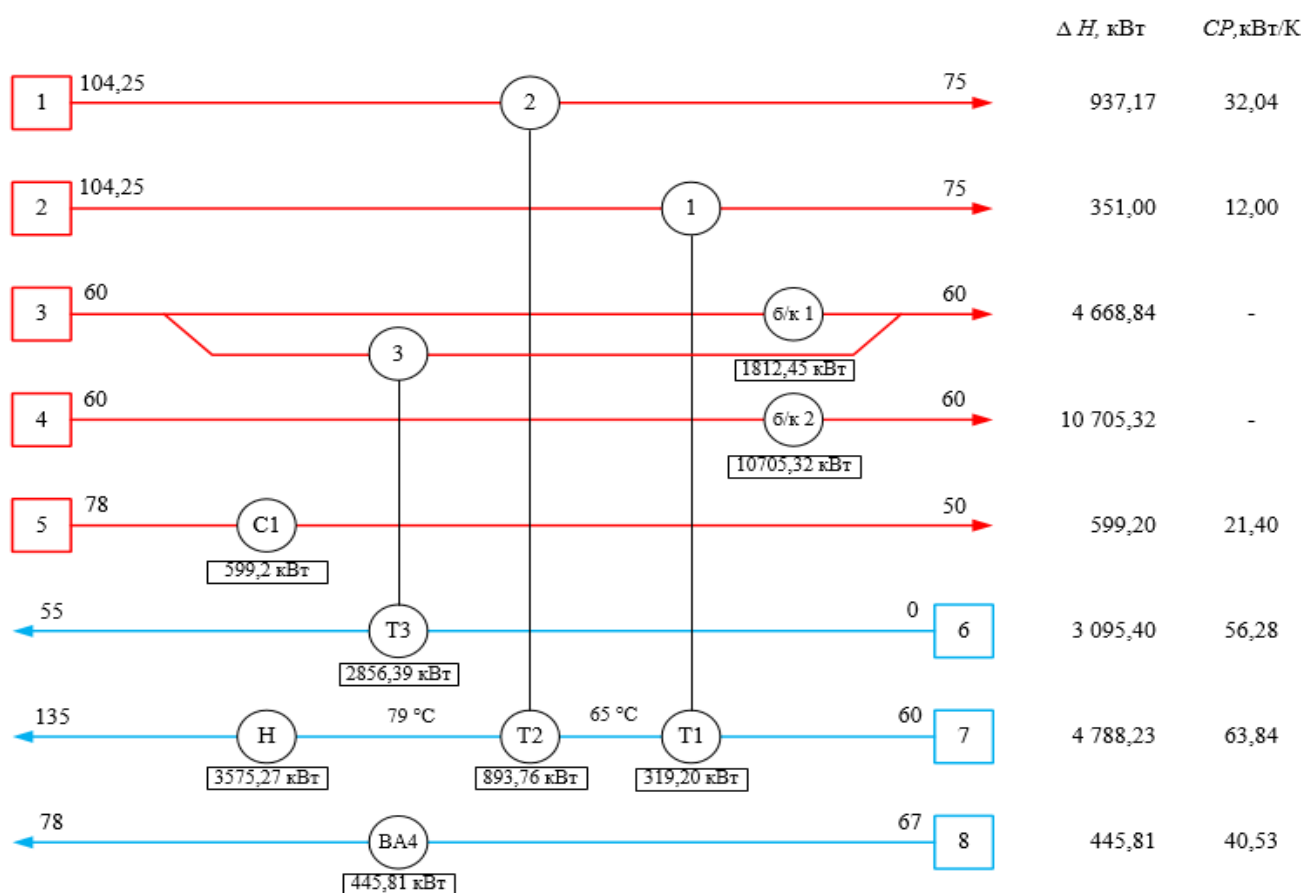


Рисунок 3.1 – Сіткова діаграма існуючого процесу

Використовуючи данні з потокової таблиці розраховуємо навантаження кожного рекуперативного теплообмінника. Після визначення та підсумовування теплових навантажень усіх теплообмінних апаратів отримано потужність рекуперації, що складає 4 106,95 кВт.

На температурно-ентальпійній діаграмі зручно аналізувати зміну величини рекуперації технологічного процесу. Для кожного процесу може бути побудована одна крива, що представляє сукупність всіх гарячих потоків, і одна крива, що становить сукупність усіх холодних потоків процесу. Ці криві називаються гарячими і холодними складовими кривими відповідно.

За допомогою програми Hint, були побудовані складові криві існуючого технологічного процесу (рис. 3.2).

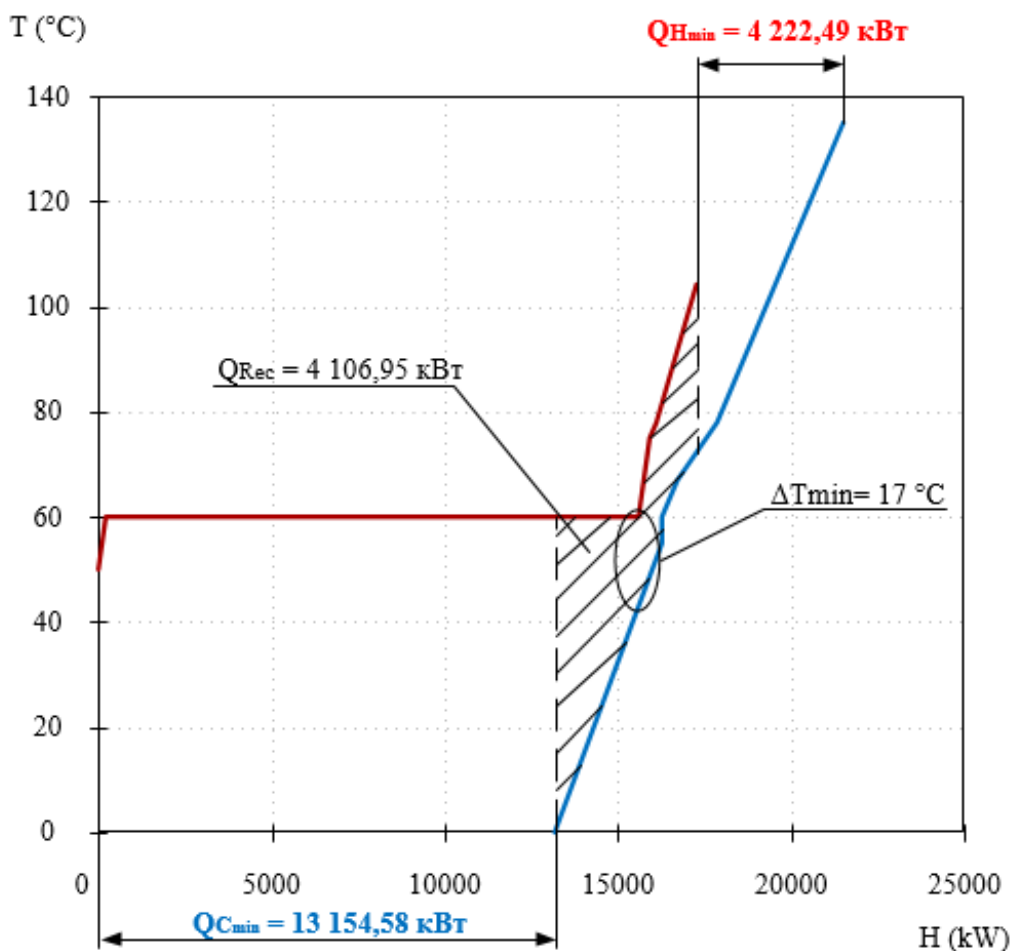


Рисунок 3.2 – Складові криві існуючого технологічного процесу

Проекція перекриття складених кривих на ентальпійну ось дорівнює потужності рекуперації, що реалізована при певній різниці температур в теплообмінному обладнанні ΔT_{\min} . Перекриття проекції кривих на вісь ентальпії означає, що тепло, що відводиться від гарячої складеної кривої (сукупності гарячих потоків), може бути використано для нагріву холодної складеної кривої (сукупності холодних потоків) за допомогою організації передачі тепла між потоками. Проекція частини гарячої складеної кривої за межами холодної складеної кривої відповідає мінімальній потужності холодних утиліт ($Q_{C\min}$), а холодної складеної кривої за межами гарячої складеної кривої – мінімальній потужності гарячих утиліт ($Q_{H\min}$). Ці величини відображають потреби в гарячих і холодних енергоресурсах технологічної системи.

За допомогою програми Hint були побудовані складові криві існуючого процесу та підтвердженні результати розрахунку потужності гарячих утиліт $Q_{H\min} = 4\,222,49$ кВт, холодних утиліт $Q_{C\min} = 13\,154,58$ кВт, рекуперації – $Q_{Rec} = 4\,106,95$ кВт, а також визначено мінімальну різницю температур – $\Delta T_{\min} = 17$ °C.

За результатами отриманих даних будуюмо сіткову діаграму існуючого процесу з лінією пінча (рис. 3.3).

Отримана різниця температур була б мінімальною, якби виконувалися умови вертикального теплообміну, але в даний час теплообмінник Т-3 передає частину своєї теплової енергії в умовах перехресного теплообміну та переносі теплової енергії через пінч. Тому на теплообмінному апараті спостерігається різниця температур між теплоносіями менше, ніж 17°C. Також, потік суспензії солі в 35 % розчині хлористого кальцію у підсистемі вище пінча не віддає своє тепло холодним потокам, що збільшує величину холодних утиліт у підсистемі нижче пінча [1, 3]. Це не забезпечує максимальну рекуперацію, що призводить до надлишкових витрат на утиліти.

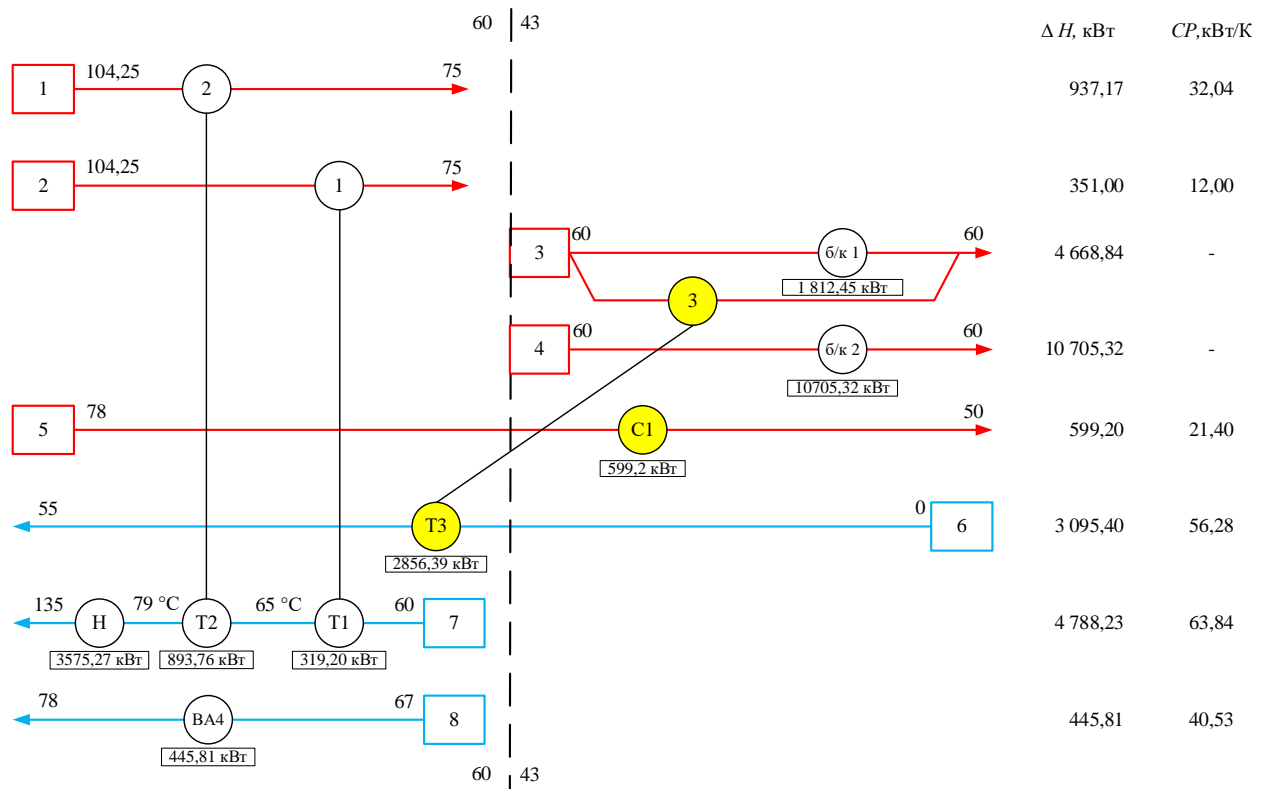


Рисунок 3.3 – Сіткова діаграма існуючого процесу (з лінією пінча)

3.2 Синтез технологічної схеми проекту інтеграції системи теплообміну

Для того щоб економічно оптимально інтегрувати даний процес, необхідно визначити найбільш економічно важливі значення, які істотно впливають на наведену вартість проекту [4].

Використовуючи ціни на теплообмінне обладнання можна ще до виконання проекту реконструкції оцінити необхідні капвкладення і термін їх окупності.

Отже, капітальну вартість одного теплообмінного апарату можна визначити виразом:

$$\text{Капітальні витрати} = a + b \cdot A^c \quad (3.1)$$

де A – площа поверхні теплообміну теплообмінного апарату;
коefficient a – вартість монтажу теплообмінника;
коefficient b – еквівалент вартості 1 м^2 поверхні теплообміну;

коефіцієнт c – відображає нелінійну залежність вартості теплообмінника від площі теплообмінної поверхні, $c = 0,87$.

Розрахунок дисконтованих величин вартостей проекту дозволяє визначити значення мінімальної різниці температур між теплоносіями в майбутній системі рекуперації теплової енергії з урахуванням існуючого теплообмінного обладнання (рис. 3.4) [1].

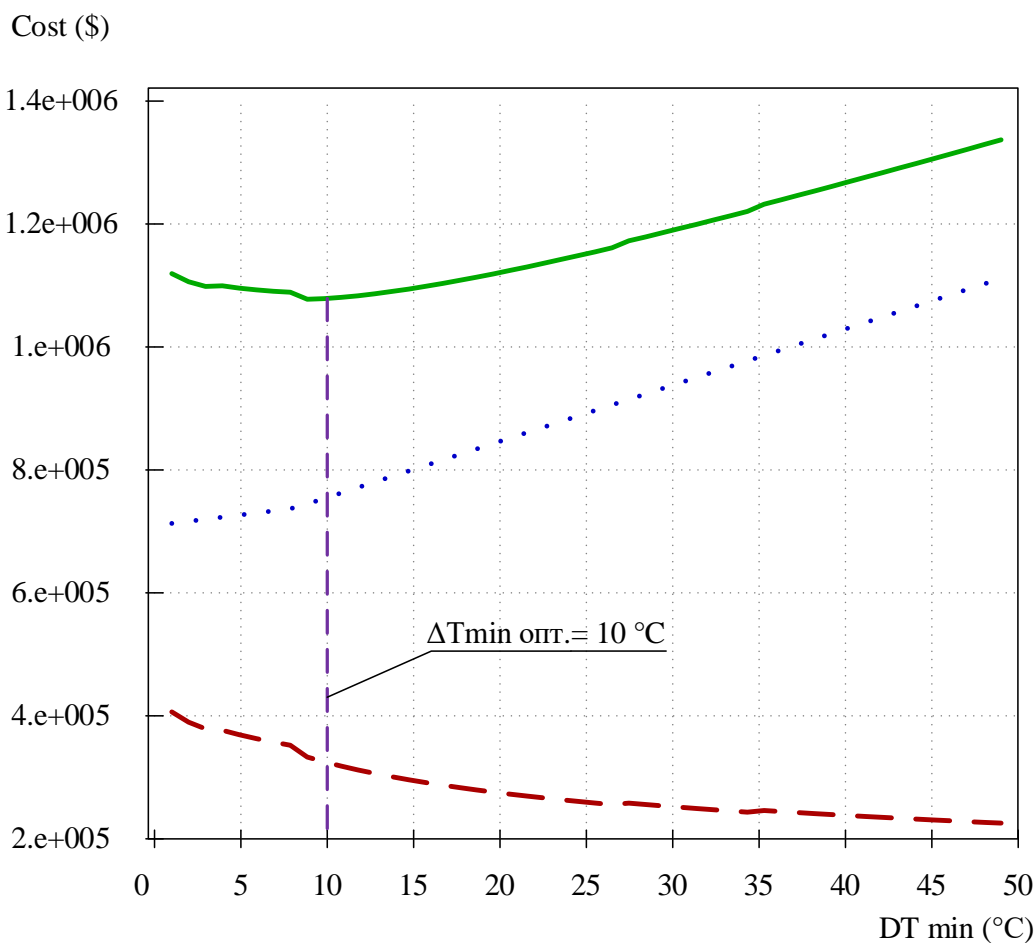


Рисунок 3.4 – Залежність приведеної вартості від ΔT_{min}

Процес виробництва рідкого хлористого кальцію при $\Delta T_{min} = 10$ °C буде працювати в економічно оптимальному режимі.

Отримані значення дозволяють визначити можливий потенціал енергозбереження даного проекту реконструкції [5]. Для цього були побудовані нові складові криві з відповідною різницею температур (рис. 3.5).

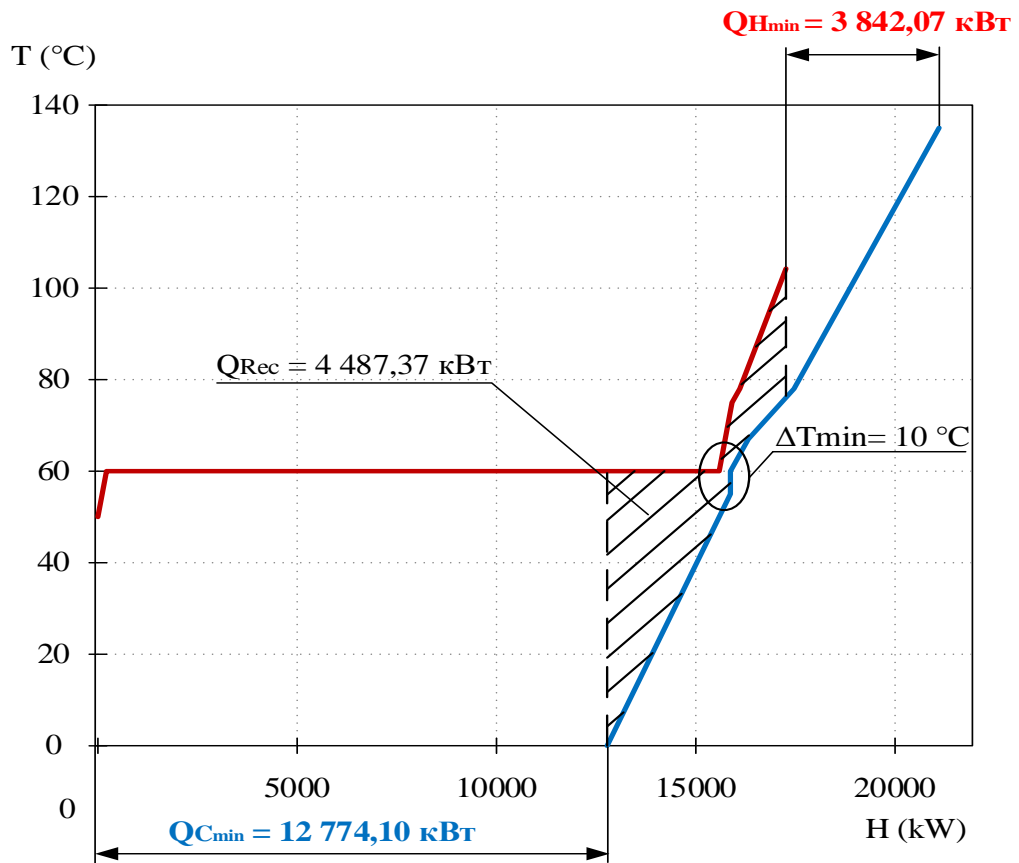


Рисунок 3.5 – Складові криві для $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

Компроміс між вартістю енергії та капітальними витратами передбачає, що жоден з теплообмінників в мережі теплообміну не має температурної різниці менше, ніж ΔT_{\min} між складовими кривими. Ця вимога в пінч-аналізі називається критерієм ΔT_{\min} .

Ґрунтуючись на цьому критерії, виведено три основних правила пінч-аналізу. Якщо в проекті хіміко-технологічної системи величини використовуваних зовнішніх енергоносіїв рівні цільовим енергетичним значенням, встановленим за допомогою складових кривих, то в цьому проекті відсутнє перенесення теплової енергії через пінч:

1. між технологічними потоками;
2. при використанні холодних утиліт вище пінча;
3. при використанні гарячих утиліт нижче пінча.

Наведені правила і критерій ΔT_{\min} повинні виконуватися при проектуванні теплових мереж, інакше не можливо забезпечити досягнення в

проекті цільових енергетичних значень. Для того щоб були виконані правила пінча, і була відсутня передача теплоти через пінч, ХТС при проектуванні повинна бути розділена на дві частини, підсистему вище пінча і підсистему нижче пінча. І найбільш зручно для подальшої роботи це зробити відображенням технологічних потоків за допомогою сіткової діаграми [1].

Складові криві показують нам, що вище пінча вся теплота гарячих потоків може бути рекуперована холодними потоками, а нижче пінча, вся необхідна для нагріву холодних потоків енергія може бути отримана від гарячих потоків. Це означає, що вище пінча всі гарячі потоки повинні бути приведені до температури пінча за допомогою теплообміну з холодними потоками. Аналогічно нижче пінча, всі холодні потоки повинні бути приведені до своєї пінч температури, в результаті взаємодії з гарячими потоками.

В області пінча діють найменші рушійні сили теплопередачі, тому це сама обмежена область для можливих розміщень рекуперативних теплообмінників. На всіх теплообмінних апаратах в районі пінча мінімальна різниця температур повинна бути строго рівною ΔT_{\min} . У випадках, коли розміщення теплообмінників починається з гарячого або холодного краю сіткової діаграми, можливе виникнення ситуації, коли в районі пінча неможливо забезпечити виконання критерію ΔT_{\min} без порушення пінч правил. Тому, необхідно починати розміщення теплообмінних апаратів починаючи від пінча, виконувати розміщення в більш обмеженій частині завдання, що значно зменшує ймовірність зустріти труднощі при подальшому виконанні проекту [1,3].

Після аналізу підсистеми нижче пінча прийшли до висновку, що можливий варіант збереження існуючої топології системи за рахунок зменшення навантаження на теплообмінному обладнанні.

Також для зменшення капітальних витрат на новий проект реконструкції розташовуємо існуючі теплообмінні апарати 1 та 2 (потоки №1 та №2) на потоці №7 вище пінча.

Зображення розташованих теплообмінних апаратів на сітковій діаграмі відображено на рисунку 3.6.

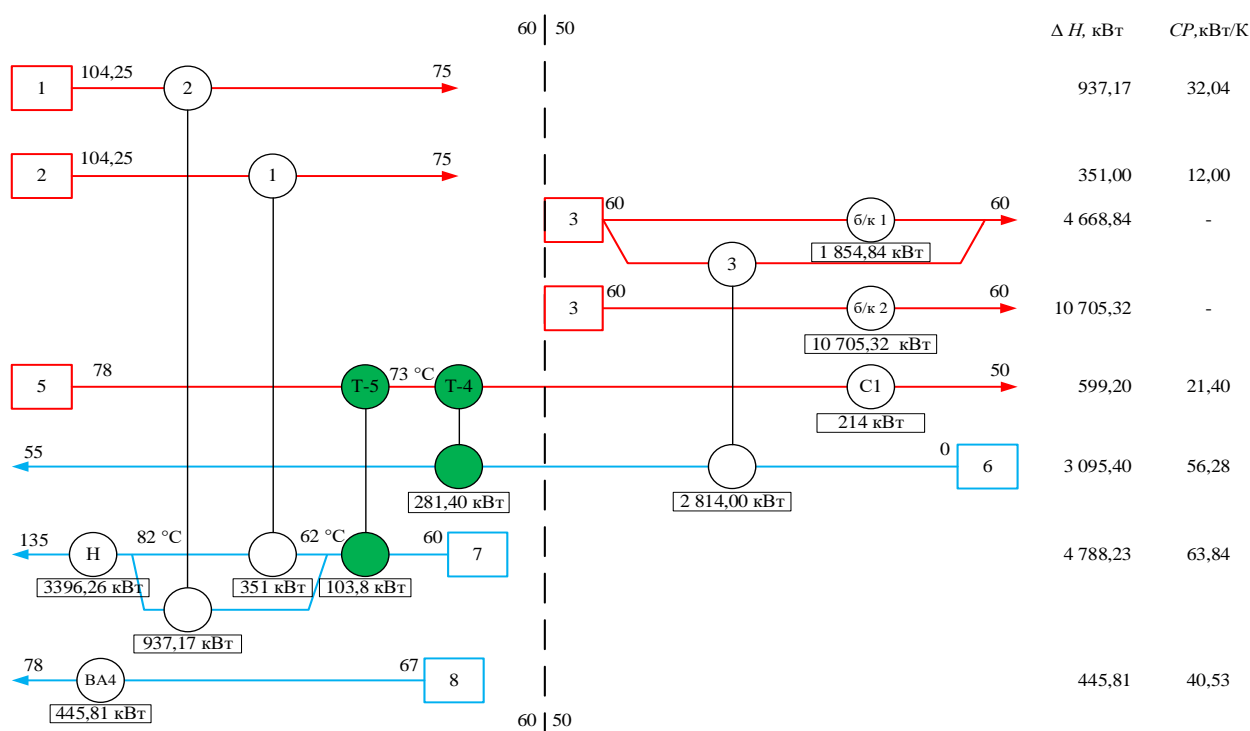


Рис. 3.6 – Сіткова діаграма технологічних потоків інтегрованого процесу

3.3 Характеристика модернізованого об'єкту

В результаті модернізації топологія мережі зазнала змін на ділянці підігріву дистилерної рідини, підігріву дистилерної рідини з ретуром та суспензії солі в 35% розчині хлористого кальцію (рис. 3.7). Холодна дистилерна рідина поступає в ємність E1 для змішення і встановлення масової долі гідроокису кальцію 0,03%, надходить в новий теплообмінник T-4, де підігрівається потоком суспензії солі в 35% розчині хлористого кальцію, та подається в ємність E2. Далі дистилерна рідина з ретуром підігрівається у новому теплообміннику T-5 за рахунок суспензії солі в 35% розчині хлористого кальцію, розділяється на два потоки та надходить до кожухотрубчатих теплообмінників T1 і T2, де підігрівається за рахунок тепла брудного і чистого конденсату, об'єднується і поступає на упарювання в трьохкорпусну випарну установку. З випарного апарату BA4, упарнений розчин до масової долі хлориду кальцію 35% послідовно надходить в нові теплообмінники T-5 та T-4, де підігріває потоки дистилерної рідини, підігріву дистилерної рідини з ретуром, далі надходить в холодильник C1, де охолоджується за рахунок подачі оборотної води. Після цього розчин подається насосом в гідроциклон ГЦ.

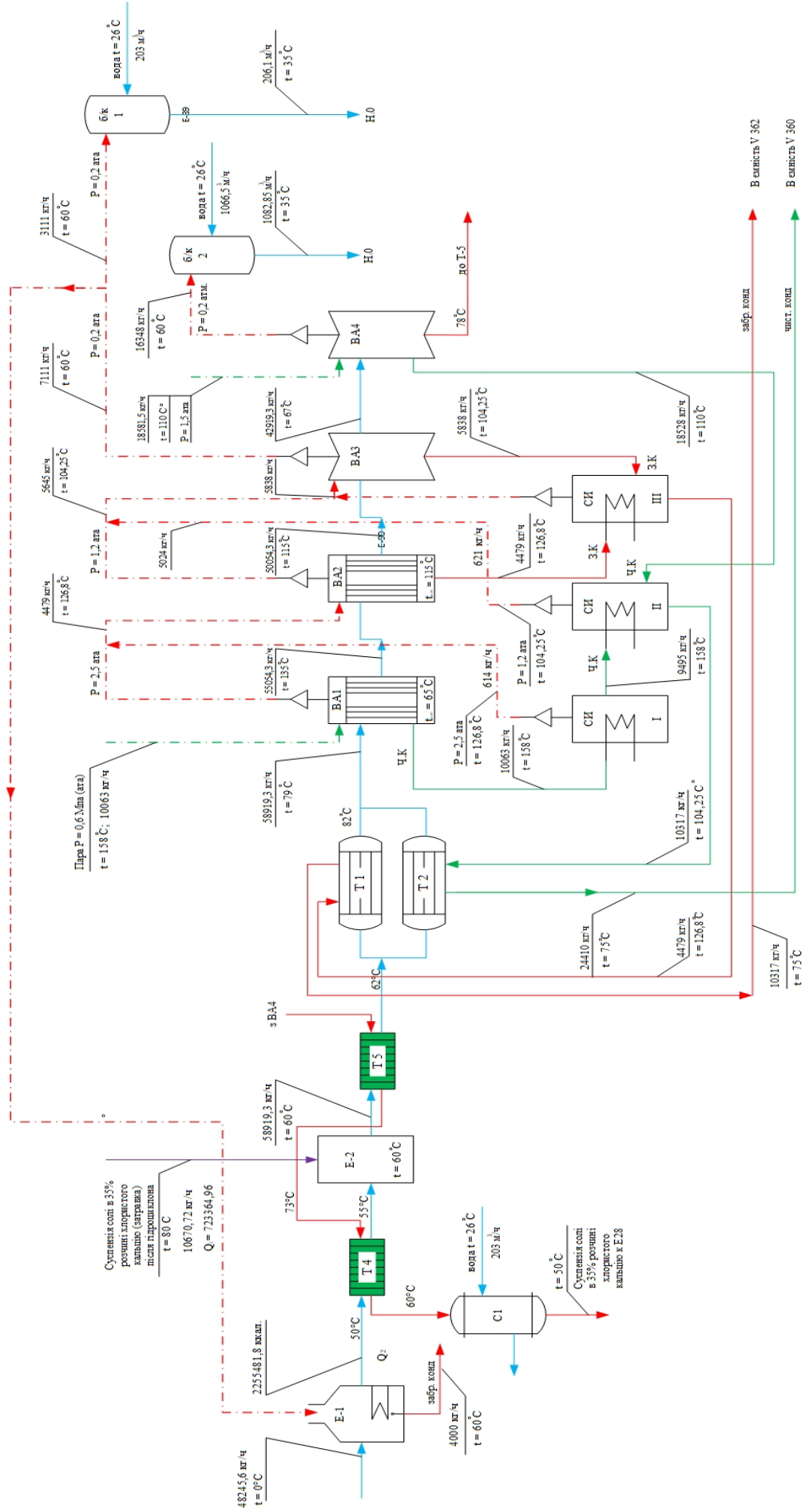


Рис. 3.7 – Технологічна схема установки після реконструкції

Таблиця 3.2 – Енергоспоживання та рекуперація існуючої системи теплообміну і системи теплообміну у інтегрованому проекті реконструкції

Енергетична характеристика процесів	Потужність гарячих утиліт, кВт	Потужність холодних утиліт, кВт	Потужність рекуперації теплоти, кВт
Існуюча система теплообміну	4 222,49	13 154,58	4 106,96
Інтегрована система теплообміну	3 842,07	12 774,10	4 487,37
% від існуючого значення	-9,01	-2,89	+9,26

Навантаження на теплообмінниках 1-3 до реконструкції такі, що дозволяють використовувати їх без збільшення поверхні теплообміну, після проведення пінч інтеграції та реконструкції технологічної схеми.

Розрахунок теплообмінних апаратів був проведений в пакеті CAS 200. Методика розрахунку пластинчастих теплообмінників базується на рівняннях тепловіддачі і гідравлічного опору. Також повинні бути відомі геометричні характеристики каналів, початкові дані про теплоносії (витрати, температури, теплофізичні властивості). При розрахунку пластинчастих теплообмінників існують наступні припущення: процес теплообміну стаціонарний, фазовий перехід в каналах у задіяних теплоносіїв відсутній, число пластин в апараті достатньо велике, нерівномірністю витрати теплоносіїв в колекторах по окремих колекторах нехтують.

Таблиця 3.3 – Характеристики нових теплообмінних апаратів у проекті реконструкції виробництва рідкого хлористого кальцію [1]

№	Гарячий потік		Холодний потік		ΔT_{ln} , °C	ΔH , кВт	Компонування	S , м ²
	$T_{вх}$, °C	$T_{вих}$, °C	$T_{вх}$, °C	$T_{вих}$, °C				
T-4	73	60	50	55	13,67	281,40	M10B 1*17L 1*18L	8,64
T-5	78	73	60	62	14,70	103,8	TS20M 1*5L 1*6L	3,40
Всього								12,04

4 ЕКОНОМІЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ УХВАЛЕНИХ ТЕХНІЧНИХ РІШЕНЬ

4.1 Розрахунок річної економії підприємства

Для визначення економічного ефекту пінч-інтеграції необхідно розрахувати економію, капітальні витрати та строк окупності капітальних витрат підприємства. Для розрахунку економії необхідно визначити кількість грошей, яку підприємство витрачає за рік на енергоносії до та після пінч-інтеграції [13].

Для існуючого процесу теплова потужність, необхідна для нагріву усіх холодних потоків складає 4 222,49 кВт, а потужність, необхідна для охолодження гарячих потоків складає 13 154,58 кВт.

Зробимо розрахунок вартості підведеного тепла, на нагрів холодних потоків. Визначимо вартість 1кВт/рік енергії, що отримується при спалюванні природного газу:

– кількість енергії що виділяється при спалюванні 1000 м³ природного газу – 33,5·10⁹ Дж.

За допомогою стехіометричного рівняння розрахуємо вартість 1кВт/рік енергії:

$$33,5 \text{ Гдж} - 6\,060,54 \text{ грн.}$$

$$3600 * 8000 \text{ год } 10^3 - x \text{ грн.}$$

Де x – питома вартість 1 кВт/рік;

6060,54 грн. – ціна природного газу, грн/1000м³;

8000 год – кількість робочих годин на рік;

3600 сек – кількість секунд у 1 годині, звідси x – 5 210,26 грн.

Тобто 1 кВт/рік коштуватимуть 5 210,26 грн.

Вартість річної енергії, що піде на підігрів усіх холодних потоків буде дорівнювати:

$$S_{r1} = Q_{Hmin} \cdot x \quad (4.1)$$

де Q_{Hmin} – теплова потужність для нагріву холодних потоків;

S_{r1} – вартість річної енергії для нагріву холодних потоків.

$$S_{r1} = 4\,222,49 \cdot 5\,210,26 = 22\,000\,250,83 \text{ грн.}$$

Прийнято враховувати, що вартість енергії для охолодження коштує 10% від вартості енергії на нагрівання, отже:

$$S_{x1} = Q_{cmin} \cdot x \cdot 0,1 \quad (4.2)$$

де Q_{Hmin} – теплова потужність для охолодження гарячих потоків;

S_{x1} – вартість річної енергії для охолодження гарячих потоків.

$$S_{x1} = 13\,154,58 \cdot 5\,210,26 \cdot 0,1 = 6\,853\,871,99 \text{ грн.}$$

Загальні річні витрати на енергоносії складатимуть:

$$S_{\Sigma 1} = S_{r1} + S_{x1} \quad (4.3)$$

де $S_{\Sigma 1}$ – загальні річні витрати на енергоносії до рекуперації процесу.

$$S_{\Sigma 1} = 22\,000\,250,83 + 6\,853\,871,99 = 28\,854\,122,83 \text{ грн.}$$

Для інтегрованого процесу теплова потужність, необхідна для нагріву усіх холодних потоків складає 3 842,07 кВт. А для усіх гарячих потоків – 12 774,10 кВт.

Зробимо перерахунок вартостей енергії згідно формул (4.1), (4.2):

$$S_{r2} = 3\,842,07 \cdot 5\,210,26 = 20\,018\,165,52 \text{ грн.}$$

$$S_{x2} = 12\,774,10 \cdot 5\,210,26 \cdot 0,1 = 6\,655\,632,20 \text{ грн.}$$

Загальні річні витрати на енергоносії згідно формули (7.3) складатимуть:

$$S_{\Sigma 2} = 20\,018\,165,52 + 6\,655\,632,20 = 26\,673\,797,72 \text{ грн.}$$

Розрахуємо суму економії за рік:

$$\Delta S = S_{\Sigma 1} - S_{\Sigma 2} \quad (4.4)$$

$$\Delta S = 28\,854\,122,83 - 26\,673\,797,72 = 2\,180\,325,11 \text{ грн.}$$

4.2 Розрахунок капітальних витрат підприємства

Склад капітальних вкладень підприємства:

- 1) витрати на розробку проекту
- 2) витрати на придбання теплообмінників
- 3) витрати на встановлення теплообмінників

Для розрахунку капітальних витрат, ми скористуємося формулою:

$$Z_{\text{то}} = A + B * S^c \quad (4.5)$$

де $Z_{\text{то}}$ – вартість теплообмінника (встановлення + придбання)

A – загальна вартість встановлення, стала 252 301,00 грн.

S – площа теплообмінника

B – вартість квадратного метра, 17 661,1 грн.

c – відображає нелінійну залежність вартості теплообмінника від площі теплообмінної поверхні, приймаємо $c = 0,87$.

Дані щодо необхідних теплообмінників наведені у таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 – Специфікація необхідного устаткування

Назва	Кількість	S, м2	Вартість, грн.
Т-4	1	8,64	367 589,05
Т-5	1	3,40	303 464,35
Всього:	2	12,04	671 053,40

Капітальні витрати:

$$K = Z_{\text{об}} + Z_{\text{п}} \quad (4.6)$$

де $Z_{об}$ – загальна вартість обладнання, грн.;

$Z_{п}$ – витрати на проектування, грн.;

$$K = 671\,053,40 + 500\,000 = 1\,171\,053,40 \text{ грн.}$$

4.3 Розрахунок річних експлуатаційних витрат

Розрахунок річних витрат при експлуатації системи проводиться по укрупнених нормативах у розрізі наступних складових.0

Амортизація Z_a – 15% від суми капітальних витрат підприємства:

$$Z_a = K \cdot 0,15 = 1\,171\,053,40 \cdot 0,15 = 175\,658,01 \text{ грн.}$$

Витрати на ремонт Z_p – 10% від загальної вартості обладнання:

$$Z_p = Z_{об} \cdot 0,1 = 671\,053,40 \cdot 0,1 = 67\,105,34 \text{ грн.}$$

Інші витрати $Z_{ін}$ – 5% від витрат на обладнання:

$$Z_{ін} = Z_{об} \cdot 0,05 = 671\,053,40 \cdot 0,05 = 33\,552,67 \text{ грн.}$$

Загальна сума річних витрат експлуатації установки:

$$Z_{екс} = Z_a + Z_p + Z_{ін} \tag{4.7}$$

$$Z_{екс} = 175\,658,01 + 67\,105,34 + 33\,552,67 = 276\,316,02 \text{ грн.}$$

4.4 Фінансові результати впровадження проекту та його ефективність

Якщо при впровадженні пінч системи не змінюється об'єм виробництва продукції та її ціна, то вся одержана річна економія витрат (з урахуванням

додаткових витрат по експлуатації пінч системи) приводить до відповідного приросту річної суми балансового прибутку підприємства, що можна розглядати як основний фінансовий результат впровадження системи [12].

Таким чином, річний приріст балансового прибутку підприємства:

$$\Delta\Pi_{рб} = \Delta S - Z_{екс} \quad (4.8)$$

Де ΔS – сумарна річна економія витрат за рахунок всіх чинників;

$Z_{екс}$ – річні витрати по експлуатації пінч технологій.

$$\Delta\Pi_{рб} = 2\,180\,325,11 - 276\,316,02 = 1\,904\,009,09 \text{ грн.}$$

Оскільки балансовий прибуток оподатковується, для підприємства важливішим показником, що відображає результат впровадження пінч системи, буде річний приріст чистого прибутку:

$$\Delta\Pi_{рч} = \Delta\Pi_{рб} - H_{пр} = \Delta\Pi_{рб} \left(1 - \frac{H_{пп}}{100}\right) \quad (4.9)$$

Де $H_{пр}$ – податок на прибуток;

$H_{пп}$ – процентна ставка податку (в даний час складає 18%).

$$\Delta\Pi_{рч} = 1\,904\,009,09 \cdot (1 - 0,18) = 1\,561\,287,45 \text{ грн.}$$

Річний приріст чистого прибутку як остаточний фінансовий результат впровадження пінч системи є річним економічним ефектом від впровадження системи автоматизації хіміко-технологічного процесу.

Основний показник економічної ефективності розробленої пінч системи – термін окупності капітальних витрат, що показує за скільки років разові капітальні вкладення окупляться за рахунок щорічного приросту чистого прибутку підприємства:

$$T_{ок} = \frac{K}{\Delta\Pi_{рч}} \quad (4.10)$$

$$T_{\text{ок}} = \frac{1\,171\,053,40}{1\,561\,287,45} = 0,75 \text{ [років]}$$

Коефіцієнт ефективності капітальних вкладень показує, скільки гривень чистого прибутку щорічно приносить кожна гривня, вкладена пінч систему:

$$E = \frac{\Delta\Pi_{\text{рч}}}{K} \quad (4.11)$$

$$E = \frac{1\,561\,287,45}{1\,171\,053,40} = 1,33 \text{ грн./грн.}$$

Основні техніко-економічні показники показані у таблиці 4.2.

Таблиця 4.2 – Основні техніко-економічні показники

Назва величини	Величина
Витрати на проектування, $Z_{\text{п}}$, грн.	500 000,00
Загальна вартість обладнання, $Z_{\text{об}}$, грн.	671 053,40
Загальна сума капітальних витрат, K , грн.	1 171 053,40
Загальна сума річних витрат з експлуатації, $Z_{\text{екс}}$, грн.	276 316,02
Річна економія, ΔS , грн.	2 180 325,11
Річний приріст балансового прибутку, $\Delta\Pi_{\text{рб}}$, грн.	1 904 009,09
Річний приріст чистого прибутку, $\Delta\Pi_{\text{рч}}$, грн.	1 561 287,45
Термін окупності, $T_{\text{ок}}$, років.	0,75
Коефіцієнт ефективності капітальних вкладень, E , грн./грн.	1,33

Отримані значення техніко-економічних показників говорять про те, що впровадження пінч-інтеграції до технологічного процесу є економічно доцільним [11].

ВИСНОВКИ

В даній роботі вивчалось виробництво хлористого кальцію. Було досліджено низка важливих питань: що являє собою хлористий кальцій та його застосування в наш час; технології виробництва хлористого кальцію; процес випарювання та види випарних апаратів; енергозбереження при випарюванні. Розраховані матеріальний та тепловий баланс виробництва хлористого кальцію. Було проведено проектування схеми теплообмінних апаратів з використанням пінч-правил. Спроектована оптимальна схема теплообмінних апаратів, що забезпечує максимальну рекуперацію тепла, внаслідок чого вдалося скоротити потужність гарячих і холодних утиліт.

За допомогою програми CAS 200, розраховані теплофізичні властивості, технічні дані та ціна нових теплообмінних апаратів. Розроблена технологічна схема проекту інтеграції з урахуванням старого та нового теплообмінного обладнання.

Проведені економічні розрахунки, що забезпечують термін окупності капітальних витрат для схеми після використання методів інтеграції теплових потоків 0,75 років.

СПИСОК ДЖЕРЕЛ ІНФОРМАЦІЇ

- 1 Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л. Л. Товажнянский и др. // Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.
- 2 Мешалкин В.П, ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А. Основы теории ресурсосберегающих интегрированных химико-технологических систем. – Харьков: НТУ "ХПИ", 2006. – 412 с. основы конструирования. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
- 3 Smith R. Chemical Process Design / Smith R. // N.Y.: McGraw- Hill – 1995. – 460 p.
- 4 Ульев Л. М. Пинч-интеграция блоков гидроочистки сырья и деэтанализации и стабилизации катализата на установке Л-35-11/600 / Л. М. Ульев, Д. Д. Нечипоренко // Интегрированные технологии и энергосбережение. – 2014. – № 4. – С. 14-19.
- 5 Nordman R., 2005, New process integration methods for heat – saving retrofit projects in industrial systems, Chalmers University of Technology, Goteborg, Sweden.
- 6 Шокин, И.Н. Технология соды [Текст]: Учебное пособие для вузов/ И.Н. Шокин, С.А. Крашенинников – М.: Химия, 1975. – 287 с.
- 7 Беньковский, С. И. Технология содопродуктов [Текст]: С. И. Беньковский, С. М. Круглый, С. К. Секованов – М.: Химия, 1972. – 352 с.
- 8 Технология неорганических веществ и минеральных удобрений [Текст]: учебник для техникумов/ Е.Я. Мельников, В.П. Салтанова, А.М. Наумова, Ж.С. Блинова – М.: Химия, 1983. – 432 с.
- 9 Родионов, А. И. Технологические процессы экологической безопасности [Текст]: учебник для студентов технических и технологических специальностей/ А. И. Родионов, В. Н. Клушин, В. Г. Систер – 3 - изд., перераб. и доп. – Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 2000. – 800 с.

10 Химия и технология редких и рассеянных элементов [Текст]: монография/ под ред. Большакова К.А. – 2-ое изд. – М.: Высшая школа, 1976. – 320 с.

11 В.А.Міщенко, Н. І. Погорелов. Організація, планування та управління на приладобудівних підприємствах. - К.: УМК ВО, 1992.

12 Методика визначення економічної ефективності використання у народному господарстві нової техніки, винаходів та раціоналізаторських пропозицій. - М., 1977.

13 Методичні вказівки до виконання економічної частини науково-дослідних дипломних робіт / Укл. Л.В. Жадан, Л.Н.Папірова. – Харків: ХПІ, 1992.