

ІТЕ ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ ТА ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ

Щоквартальний науково-практичний журнал

3'2019

Видання засновано Харківським державним політехнічним університетом у 1998 році
(з листопада 2000 р. – Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»)

Держвидання
Свідоцтво Міністерства інформації України
КВ № 3427 від 18.08.1998 р.

ЗАТВЕРДЖЕНО
постановою президії ВАК України
як наукове фахове видання
(протокол № 1-05/3 від 14.04.2010 р.)

РЕДАКЦІЙНА КОЛЕГІЯ

Головний редактор
Л. Л. Товажнянський,
член-кор. НАН України

Відповідальний секретар
К. О. Горбунов,
канд. техн. наук, доц.

ЧЛЕНИ РЕДКОЛЕГІЇ:

В. П. Мешалкін, *д-р техн. наук, проф.*,
РХТУ Москва (Росія)
Д. Б. Ферст, *ВА, ген. директор*
F. Executive Co. (Великобританія)
Й. Клемеш, *PhD, DSc (Hon)*
ун-та «Паннонія» (м. Веспрем, Угорщина)
та ун-та Манчестера (Великобританія)
В. Плешу, *PhD, проф.*, *ун-т POLITEHNICA*
Бухарест (Румунія)
П. Стехлік, *PhD, проф.*, *VUT Брно (Чехія)*
О. Б. Аніпко, *д-р техн. наук, проф.*
Є. І. Сокіл, *член-кор. НАН України*
П. О. Качанов, *д-р техн. наук, проф.*
В. А. Маляренко, *д-р техн. наук, проф.*
Д. Ф. Сімбірський, *д-р техн. наук, проф.*
В. П. Шапорев, *д-р техн. наук, проф.*
Ю. Б. Данилов, *д-р техн. наук, проф.*
С. В. Яковлев, *д-р фіз.-мат. наук, проф.*
Ю. М. Мацевітій, *акад. НАН України*
В. Є. Ведь, *д-р техн. наук, проф.*
П. О. Капустенко, *акад. Академії будівництва України*
О. П. Арсеньєва, *д-р техн. наук, доц.*

АДРЕСА РЕДКОЛЕГІЇ:

61002, м. Харків, вул. Кирпичова, 2
Тел. 70-76-958

ЗМІСТ

ЕНЕРГЕТИКА ТЕПЛОТЕХНОЛОГІЇ ТА ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ

Арсеньєв П. Ю., Товажнянський Л. Л.,
Перцев Л. П., Перевертайленко О. Ю.,
Капустенко П. О., Арсеньєва О. П.
Оптимальний розрахунок зварного
пластинчастого теплообмінника колони
синтезу аміаку.....3

Бабак Т. Г., Демірський А. В., Невлюдова В. В.,
Хавін Г. Л.
Розрахунок теплообмінників з каналами
різного нахилу кута гофрування
за критерієм наведених витрат.....16

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ПРОМИСЛОВОГО ОБЛАДНАННЯ

Мацегора О. І., Арсеньєва О. П., Кусаков С. К.,
Зоренко В. В., Демірський О. В.
Характеристики пластинчастих
теплообмінників з пластинами різної форми
гофрування в умовах забруднення
теплопередаючої поверхні.....24

Мохаммед Алтагер Албаршеши,
Алкіб Ахмед М. Мохаммед Алджалі
Плазмові технології перероблення шлаків.....36

ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

*Алексахін О. О., Счастний Є. Є.,
Єна С. В., Гордієнко О. П.,
Євтушенко Е. О., Ізотова Г. І.,
Решетіло Л. М.*

З питання реформування систем
централізованого
теплостачання.....48

Миронов А. М., Ільченко М. В.
Модернізація системи теплообміну
установки гідроочищення дизельного
палива з використанням пінч-
технологій.....55

СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ТА ОБРОБКИ ІНФОРМАЦІЇ

Лебедєв В. В., Чередніченко Ю. О.
Оптимізація складу полімерної
композиції фотохімічного твердіння
для покриттів.....65

Затверджено Вченою радою НТУ «ХП» (протокол № 7 від 05.07.2019 р.)

Інтегровані технології та енергозбереження / Щоквартальний науково-практичний журнал. –
Харків : НТУ «ХП», 2019. – № 3. – 72 с.

Збірник наукових та науково-практичних статей з питань енергозбереження та сучасних технологій
різноманітних галузей промисловості.

© Національний технічний університет «ХП», 2019

Наукове видання

Щоквартальний науково-практичний журнал

ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ ТА ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ

3'2019

Технічний редактор *К. О. Горбунов*

Підп. до друку 20.09.2019 р. Формат 60 × 84 1/8. Папір офсетний.
Riso-друк. Гарнітура Таймс. Ум. друк. арк. 5,2. Наклад 300 пр. 1-й з-д 1–60.
Зам. № 124. Ціна договірна.

Видавець і виготовлювач
Видавничий центр НТУ «ХП»,
вул. Кирпичова, 2, м. Харків-2, 61002

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 5478 від 21.08.2017 р.

УДК 66.045.01

Арсеньєв П.Ю.¹, аспірант, Товажнянський Л.Л.¹, д.техн.н., професор, Перцев Л.П.²,
д.техн.н., професор, Перевертайленко О.Ю.³, ст.наук.співроб.
Капустенко П.О.³, к.техн.н., професор, Арсеньєва О.П.¹, д.техн.н., професор

ОПТИМАЛЬНИЙ РОЗРАХУНОК ЗВАРНОГО ПЛАСТИНЧАСТОГО ТЕПЛООБМІННИКА КОЛОНИ СИНТЕЗУ АМІАКУ

¹ Національний технічний університет "Харківський політехнічний інститут", Харків,
Україна

² ВАТ «Укр НДІхіммаш» Мінагропромполітики України, м. Харків, Україна

³ АТ "Співдружність-Т", Харків, Україна

Ключові слова: пластинчатий теплообмінний апарат, теплопередача, математична модель, колона синтезу аміаку.

Вступ. В даний час ефективне використання енергії в промисловості має вирішальне значення, що особливо важливо для виробництв з високим споживанням енергії. Аміак широко застосовується в якості вихідного хімічної сировини для виробництва добрив, волокон, полімерів і пластмас, паперу, кислот і вибухових матеріалів. Тому оптимізація процесу виробництва аміаку і технологічних підходів до його отримання, які забезпечать сталий виробництво в сукупності зі зменшенням собівартості, є актуальним завданням.

На виробничих підприємствах для виробництва аміаку часто застосовують процес його отримання з газоподібного азоту при наявності повітря і водню, які при високій температурі і тиску проходять через каталізатор. При цьому відбувається хімічна реакція є сильно екзотермічної і вимагає хорошої системи охолодження:



Для реалізації даного хімічного процесу в промисловості використовуються наступні три типи реакторів: внутрішній реактор прямого охолодження; реактор з адіабатичним охолодженням і реактор з адіабатичним непрямым охолодженням. Порівняння систем охолодження, представлене в роботі [1], показало, що варіант з внутрішнім реактором прямого охолодження є найбільш ефективним. Аналіз ексергії триступінчастого адіабатичного реактора з проміжним охолодженням і охолодженням реактора показав, що поліпшення конструкції реактора не має великого потенціалу, в той час як значна ефективність може бути досягнута за рахунок змін в системі і реалізації теплової інтеграції [2]. Можливість використання каталізаторів з колонами різного діаметру показала, що колони невеликих діаметрів переважніше для економії витрат.

Підвищення рівня рекуперації тепла у промисловому та муніципальному секторі є ключовим моментом у зниженні енергоспоживання [3]. Особливо це стосується газових потоків, які мають високий температурний потенціал, але низькі значення теплофі-

зичних характеристик [4]. Це потребує використання нових підходів [5], які повинні базуватись на сучасних принципах інтеграції теплових процесів [6] добре зарекомендованих у підвищенні енергетичної ефективності багатьох промислових процесів, як показано в роботі [7] на прикладі виробництва фосфорних добрив та в роботі [8] при оптимізації енергоспоживання на промисловому майданчику з різними споживачами теплової енергії. Це має бути доповнено використанням високоефективного теплообмінного обладнання нових конструкцій.

Пластинчасті теплообмінні апарати з гофрованою поверхнею теплопередачі є ефективним засобом рекуперації тепла завдяки високій ефективності теплопередачі, компактності та наявності пластин, виконаних з корозійностійких матеріалів [9]. Ці теплообмінники відмінно себе зарекомендували у різних галузях промисловості [10]. Для розширення їх впровадження розроблено різні види спеціальних конструкцій, таких як зварні [11] та з каналами перемінного профілю для конденсаційних процесів [12]. Розрахунок таких теплообмінників ведеться на базі математичного моделювання [13] з використанням емпіричних кореляційних рівнянь [14], напівемпіричних [15] та теоретичних [16] співвідношень. Це дозволило розробити методи розрахунку складних конденсаційних процесів [17] та враховувати вплив забруднень поверхні теплопередачі [18]. Беручи до уваги специфічні риси потоків викидних газів, такі теплообмінники та методи їх розрахунку у даному випадку роботи з викидними газами потребують модифікації. Потрібні пластинчасті теплообмінники спеціальної конструкції, які можуть забезпечити ефективну роботу з газами.

Виробництво теплообмінних апаратів для роботи з агресивними середовищами, високим тиском і температурою, вимагає великих витрат. Ефективна конструкція теплообмінників для таких позицій може знизити ціну на апарат і зменшити споживання енергії за рахунок впровадження компактного теплообмінного обладнання з застосуванням методів інтенсифікації теплообміну. Сучасні пластинчасті теплообмінні апарати (ПТА) звареної конструкції можуть працювати при температурах до 900 °С і тиску, рівних 200 бар [3]. Ефективний вибір ПТА передбачає вибір конструкції апарату з мінімальною площею теплопередачі, включаючи вибір відповідної геометрії каналів для руху теплоносіїв і організації руху потоків в апараті.

Оцінка ефективності теплопередачі в теплообміннику з поперечним потоком обговорювалася в роботі [19]. Метод розрахунку конструкції теплообмінного апарату з поперечним потоком був запропонований в [20]. Математична модель зварного ПТА для колони синтезу аміаку, що представляє різне розташування потоків в звареному ПТА, включаючи поперечний рух теплоносіїв в одному блоці і загальну організацію проходів з протитечією, була представлена в роботі [21]. Ця модель описує процеси теплопередачі в зварному ПТА з вісьмома проходами для гарячого синтез-газу і чотирма проходами для холодного газу. Показаний недолік використання несиметричного розташування проходів для розглянутого процесу, який призводить до значного зменшення середньої різниці температур в ПТА навіть при загальному русі потоків в протитечії. В даному апараті використовуються пластини з різним кутом нахилу до напрямку потоку. Для розрахунку такого апарату був розроблений підхід, представлений в роботі [22], вдосконалений для розрахунку іншого типу зварних апаратів в роботі [23].

У даній статті представлений метод для оптимального вибору організації руху теплоносіїв в звареному ПТА із симетричною організацією проходів, який забезпечує оптимальний дизайн ПТА для колон синтезу аміаку різних діаметрів.

Математична модель розподілу потоків в звареному ПТА. Загальна ефективність теплообміну в звареному ПТА залежить від розташування потоків між групами каналів, які відповідають проходам каналів для руху теплоносіїв. Оцінка ефективності теплопередачі в ПТА може бути виконана методом визначення ефективності теплопередачі (ε_T). Загальна ефективність теплообмінника з симетричними проходами з протитечією згідно [24] може бути розрахована наступним чином:

$$\varepsilon_T = - \left[\left(\frac{1 - \varepsilon_x \cdot R}{1 - \varepsilon_x} \right)^n - 1 \right] \cdot \left[\left(\frac{1 - \varepsilon_x \cdot R}{1 - \varepsilon_x} \right)^n - R \right]^{-1}, \quad (2)$$

де $R = G_1 c_{p1} / (G_2 c_{p2})$ – відношення теплоємності гарячих і холодних потоків в звареному ПТА; c_{p1}, c_{p2} – питомі теплоємності гарячого і холодного потоку відповідно, Дж / (кг·°C); G_1, G_2 – масові витрати гарячого і холодного теплоносія відповідно, кг/с; ε_x – ефективність передачі тепла в одному ході; n – число ходів в апараті. Значення ефективності передачі тепла в одному ході повинно задовольняти ефективності тепла в апараті відповідно до виразу (2):

$$\varepsilon_x = \left[\left(\frac{1 - \varepsilon_T \cdot R}{1 - \varepsilon_T} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right] \cdot \left[\left(\frac{1 - \varepsilon_T \cdot R}{1 - \varepsilon_T} \right)^{\frac{1}{n}} - R \right]^{-1}. \quad (3)$$

Кількість одиниць теплопереносу в одному ході зварного ПТА з поперечним рухом теплоносіїв згідно [24]:

$$NTU_x = - \frac{\ln(1 + R \cdot \ln(1 - \varepsilon_x))}{R} = NTU_x^0. \quad (4)$$

Дане значення обумовлено тепловими умовами процесу. З іншого боку, кількість одиниць теплопереносу може визначатися для одного пакета пластин в ПТА, і відповідно для X ходу має вигляд:

$$NTU = \frac{F_{ax} \cdot U}{G_2 \cdot c_{p2}}, \quad (5)$$

де F_a – площа поверхні теплообміну, м²; U – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К); G_2 – масова витрата холодного теплоносія, кг/с.

Кількість одиниць теплопередачі в одному каналі для холодного потоку визначається по швидкості потоку, площі поверхні однієї пластини і площі поперечного перерізу каналу:

$$NTU_x = \frac{2 \cdot F_{pl} \cdot U}{c_{p2} \cdot w_2 \cdot \rho_2 \cdot f_{ch}}, \quad (6)$$

де F_{pl} – площа теплопередачі однієї пластини, m^2 ; w_2 – швидкість холодного потоку в одному каналі, m/s ; ρ_2 – щільність холодного теплоносія, kg/m^3 ; $f_{ch} = W \cdot b$ – площа поперечного перерізу каналу, m^2 ; W – ширина каналу, m ; b – висота гофрування, m .

Площа поверхні теплопередачі однієї пластини (F_{pl}) однакова як для холодної, так і для гарячої сторони, і визначається довжиною і шириною пластини:

$$F_{pl} = L_{Fpl} \cdot W_{Fpl} \cdot F_x, \quad (7)$$

де L_{Fpl} – довжина гофрованого поля, m ; W_{Fpl} – ширина гофрованого поля, m ; F_x – відношення фактичної площі пластини до проектованої.

При виборі оптимальної конструкції ПТА для колони синтезу аміаку довжина пластини обмежується внутрішнім діаметром колони.

Довжина пластини, при якій умова перепаду тиску для гарячого потоку повністю виконується з урахуванням втрат тиску в зонах розподілу потоку пластини (ζ_{DZ}), визначається згідно з такою залежністю:

$$\frac{L_F}{b} = \frac{2}{\zeta_1(w_1)} \cdot \left(\frac{\Delta P_1^o \cdot 2}{\rho_1 \cdot w_1^2} - \zeta_{DZ1} \right), \quad (8)$$

де ζ_1 – коефіцієнт тертя холодного теплоносія, розрахований відповідно до [10] в залежності від швидкості теплоносія; ΔP_1^o – повна втрата тиску в каналі ПТА для холодного теплоносія, Pa ; ζ_{DZ} – значення коефіцієнта втрат тиску в зонах розподілу потоку, розраховане для швидкості в поле основного каналу, що дорівнює 0,727 від швидкості на вході/виході в канал. Для розглянутого апарату значення ζ_{DZ} в 1,89 раз більше, ніж значення ζ_{DZi} , наведене в роботі [7].

З виразів (6) і (7) для ПТА, довжина пластини, яка точно задовольняє тепловим навантаженням процесу, дорівнює:

$$\frac{L_F}{b} = \frac{NTU_x \cdot c_{p2} \cdot w_2 \cdot \rho_2}{2 \cdot U \cdot F_x}. \quad (9)$$

При виконанні одночасно двох умов – для перепаду тиску (8) і теплового навантаження (9), виконується система двох алгебраїчних рівнянь з двома невідомими, L_F та w_2 . Отримане рівняння для швидкості в гарячому каналі виглядає наступним чином:

$$w_1 = \sqrt{\frac{\Delta P_1^0}{\rho_1} \cdot \frac{1}{\frac{\zeta_{DZ1}}{2} + \zeta_1(w_1) \cdot \frac{NTU_x^0 \cdot c_{p2} \cdot w_2 \cdot \rho_2}{8 \cdot U(w_2, w_1) \cdot F_x}}} \quad (10)$$

Швидкості холодного (w_2) і гарячого (w_1) теплоносіїв пов'язані наступним виразом:

$$w_1 = w_2 \cdot \frac{G_1 \cdot \rho_2}{G_2 \cdot \rho_1} \quad (11)$$

У зварному ПТА, який повністю задовольняє заданій температурною програмою, ефективність теплообміну, що визначається за виразом (2), повинна дорівнювати значенню, розрахованому для необхідних теплових параметрів:

$$\varepsilon_T^0 = \frac{t_{22} - t_{21}}{t_{11} - t_{21}}, \quad (12)$$

де t_{11} і t_{21} – температури на вході гарячих і холодних потоків, °C; t_{22} – температура на виході холодного теплоносія, °C.

Рішення вираження (10) може бути отримано за допомогою ітераційного методу для заданого значення відстані між каналами b і параметрів геометрії каналу з використанням кореляцій для коефіцієнтів теплопередачі і коефіцієнтів тертя, представлених в статті [25]. Рішення дає довжину пластини, необхідну для точного задоволення ефективності теплопередачі в звареному ПТА, отриману відповідно до виразу (12) з заданим числом проходів і перепадом тиску для гарячого теплоносія.

Використовуючи вирази (2)–(12), можна розрахувати основні конструктивні параметри зварного ПТА з багатоходовим симетричним рухом теплоносіїв, включаючи оптимальну швидкість у каналах і довжину теплопередаючої пластини для будь-якої ширини каналу b . Можливість використовувати канали з різною геометрією дозволяє поліпшити теплопередачу і визначає найкращі геометричні параметри гофрованих пластин, включаючи висоту гофрування, довжину пластини і крок гофрування. Це також дозволяє оптимізувати розподіл потоків в ПТА з симетричним розташуванням потоків і рівним числом проходів для обох потоків з метою максимального використання допустимого падіння тиску. Розроблена математична модель забезпечує отримання конструктивних параметрів зварного ПТА з мінімальною площею теплопередачі для заданих умов експлуатації. Розроблений алгоритм був реалізований в програмному забезпеченні Mathcad. Для аналізу теплових та гідравлічних параметрів багатоходового зварного ПТА був розрахований апарат для колони синтезу аміаку.

Розрахунок зварного ПТА для колони синтезу аміаку. Конструкція колони синтезу аміаку з прямим внутрішнім охолодженням показана на рис. 1(а). Зварний ПТА (1) і корпус реактора (3) укладені в кожух високого тиску (4) з внутрішнім діаметром

ром d_{in} . Газ подається з верхньої частини колони і йде вниз через кільцевий простір між корпусом і встановленим апаратом до входу ПТА з температурою t_{21} . Там він нагрівається до високої температури t_{22} газом, що надходить після реактора. Після ПТА газ змішується з потоком обхідного газу, який подається з нижньої частини колони і надходить в зону змішування через дві спеціальні труби з боків апарату. Після змішування газ прямує в центральну трубу (5), з якої в верхній простір коробки каталізатора (3), і у внутрішню (9) і зовнішню (7) труби, де він нагрівається, і після подачі направляється на каталізатор (8).

Зовнішній діаметр даної колони синтезу аміаку дорівнює 0,8 м. Довжина теплообмінної пластини ПТА повинна бути менше внутрішнього діаметра. Проектування було виконано для граничного діаметра пластини 0,6 м, що відповідає ефективній довжині каналу $L_F = 0,54$ м, яка дорівнює ефективній ширині каналу. Робочі умови представлені в Таблиці 1. Під час процесу проектування висота гофрування b варіювалася від 0,3 до 0,5 мм, впливаючи на площу поперечного перерізу каналу, f_{ch} . Проектування було виконано для різної кількості ходів для руху теплоносіїв. Фіксовані параметри для розрахунку конструкції ПТА представлені в Таблиці 2. Еквівалентний діаметр каналу $d_e = 2 \cdot b$. Кут нахилу гофри для гарячого потоку дорівнює 40° , а для холодного потоку 50° . Коефіцієнти локальних втрат тиску в зонах розподілу каналу були прийняті рівними $\zeta_{DZ1} = 20,8$ для гарячої сторони і $\zeta_{DZ2} = 32,14$ для холодної сторони. Розрахунки зроблені для 20% байпасу по холодному потоку, щоб забезпечити можливість управління процесом і збільшити рекуперацію тепла при старінні каталізатора.

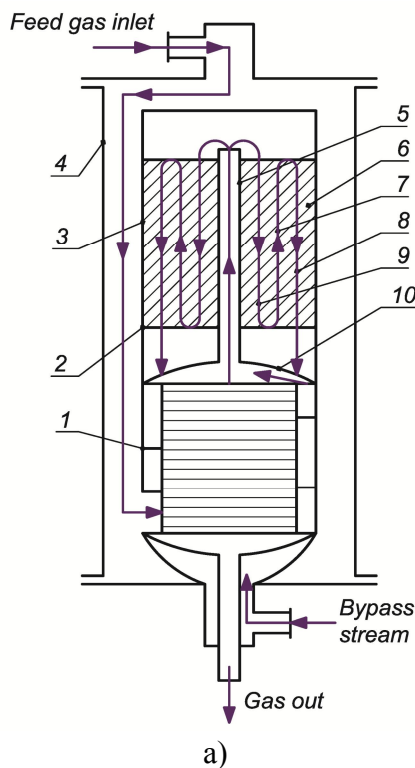


Рисунок 1 – Схема руху теплоносіїв в звареному ПТА (а)
і зображення пластини зварного ПТА (б)

Таблиця 1 – Параметри зварного ПТА

Витрата гарячого газу G_1 , кг/с	8,375
Витрата холодного газу G_2 , кг/с	6,7
Теплове навантаження Q^0 , кВт	9320
Допустимий перепад тиску ΔP , кПа	25
Температура входу гарячого газу t_{11} , °C	505
Температура виходу гарячого газу t_{12} , °C	180
Температура входу холодного газу t_{21} , °C	40
Температура виходу холодного газу t_{22} , °C	431,5

Таблиця 2 – Конструктивні параметри зварного ПТА

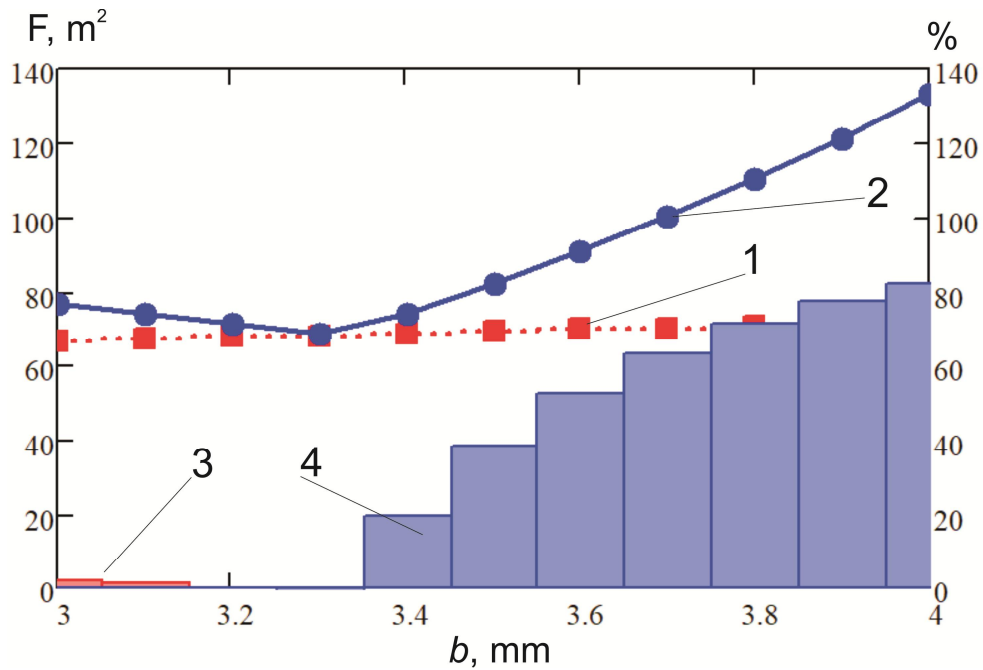
Крок гофри S , м	0,018
Середня ширина каналу W_{ch} , м	0,55
Товщина пластини δ_w , м	0,001
Матеріал пластини	AISI 304
Відношення фактичної площі пластини до розрахункової, F_x	1.1

Результати розрахунків для різної кількості ходів в апараті показали, що для розглянутого температурного режиму використання однохідного теплообмінного апарату недоцільно, і необхідну зміну температури потоків не може бути досягнуто не буде для всякого скільки завгодно великий області теплообміну. Розрахунки для двуххідного розподілу потоків показали, що оптимальне значення площі теплопередачі складає 120 м^2 , при довжині пластини не менше 1,3 м для будь-якої ширини каналу більше 2 мм. Це викликано занадто великою втратою середньої різниці температур. Моделювання зварного ПТА з кількістю ходів $n = 3$ і більше, дає площа поверхні теплопередачі в діапазоні від 60 до 80 м^2 , але в цьому випадку необхідно враховувати обмеження, що накладаються конструктивними особливостями зварного ПТА для установки в колоні, а також необхідність його регулювання при високому тиску, для чого необхідно враховувати відстань до стінки колоні. Як це обговорюється в розділі 3 книги [3], зменшення еквівалентного діаметру каналів в компактних теплообмінниках призводить до зменшення площі теплопередачі і підвищення компактності. Проте, це вимагає використання каналів з меншою довжиною, і проблема полягає в тому, щоб відрегулювати цю довжину відповідно до умов експлуатації в колоні синтезу аміаку, щоб конструкція зварного ПТА відповідала внутрішньому діаметру колоні. У нашому випадку довжина

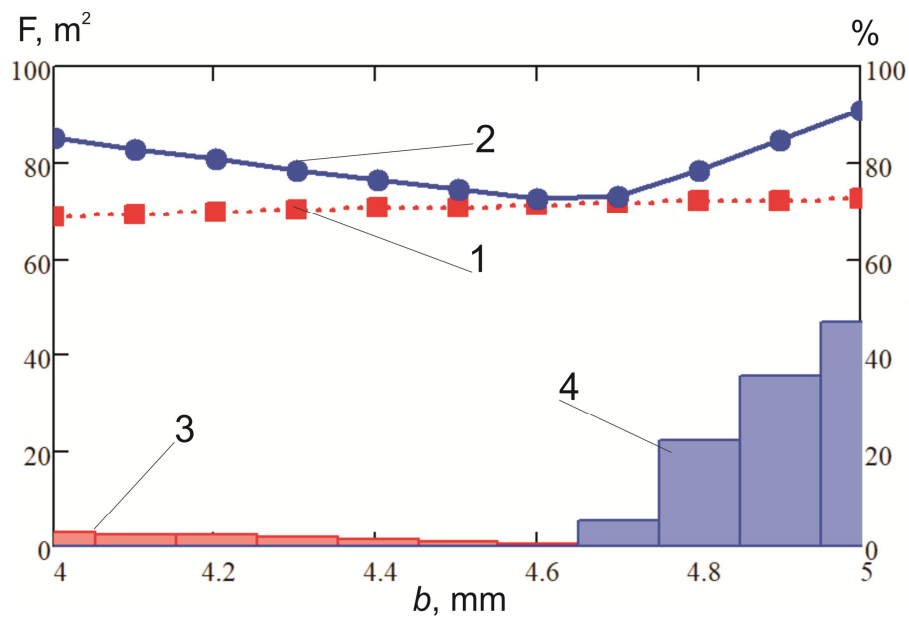
пластини повинна бути обмежена 0,54 м. зменшення еквівалентного діаметру каналів в компактних теплообмінниках призводить до зменшення площі теплопередачі і підвищення компактності. Проте, це вимагає використання каналів з меншою довжиною, і проблема полягає в тому, щоб відрегулювати цю довжину відповідно до умов експлуатації в колоні синтезу аміаку, щоб конструкція зварного ПТА відповідала внутрішньому діаметру колони. У нашому випадку довжина пластини повинна бути обмежена 0,54 м. зменшення еквівалентного діаметру каналів в компактних теплообмінниках призводить до зменшення площі теплопередачі і підвищення компактності. Проте, це вимагає використання каналів з меншою довжиною, і проблема полягає в тому, щоб відрегулювати цю довжину відповідно до умов експлуатації в колоні синтезу аміаку, щоб конструкція зварного ПТА відповідала внутрішньому діаметру колони. У нашому випадку довжина пластини повинна бути обмежена 0,54 м.

Розрахунок був зроблений для двох випадків: з числом ходів в теплообмінному апараті рівним 3, і рівним 4. Розрахунки для ходів з числом більше чотирьох дали набагато гірші результати. Для кожного з розглянутих випадків розрахунок включав два варіанти: варіант 1 – довжина пластини визначалася виходячи з оптимальної швидкості в каналі, розрахованої за виразом (10); варіант 2 – швидкість в каналі була визначена для фіксованої довжини пластини, $L_f = 0,54$ м. У другому випадку регулювання довжини пластини до заданого значення потрібно для збільшення площі теплопередачі, щоб задовольнити необхідний перепад тиску (з деяким збільшенням теплового навантаження Q в порівнянні з необхідним значенням) або для задоволення теплового навантаження (зі зменшенням падіння тиску нижче допустимої межі). Результати розрахунків представлені на рис. 2. Межі зміни теплового навантаження і падіння тиску були отримані шляхом порівняння значень, розрахованих для отриманого ПТА з фіксованою довжиною пластини, тепловим навантаженням і перепадом тиску, заданими умовами процесу, Q та ΔP відповідно. Варіант розрахунків, отриманий для трьох ходів в ПТА, показав більш низьку площу теплопередачі в порівнянні з чотирьох-ходовим розподілом потоків. Результати розрахунків для обох випадків показали, що для фіксованої довжини пластини існує явний мінімум для площі теплопередачі теплообмінника, який має місце для конкретної висоти гофрування.

Для варіанту 1 з $n = 3$ мінімальна площа теплопередачі дорівнює $68,3 \text{ м}^2$ при $b = 3,3$ мм; для $n = 4$ це відповідає $72,9 \text{ м}^2$ при $b = 4,7$ мм. Використання існуючої пластини з висотою гофрування $b = 4$ мм вимагає площі теплообміну в звареному ПТА, рівній $F = 85,12 \text{ м}^2$ при числі ходів $n = 4$, що на 25% більше, ніж в кращому випадку при $n = 3$ і $b = 3,3$ мм. При цьому в звареному ПТА допустимий перепад тиску 25 кПа повністю задоволений, а теплове навантаження має запас 3,1%. Однак для кількості ходів $n = 3$ необхідна площа теплопередачі в теплообмінному апараті з існуючої пластиною набагато більше і дорівнює $F = 132,94 \text{ м}^2$ з точним задоволенням теплового навантаження і перепаду тиску 4,43 кПа, що на 82% менше, ніж дозволено умовами процесу. Для даного випадку можна рекомендувати теплообмінний апарат з площею теплопередачі $85,12 \text{ м}^2$ і $n = 4$. Отримана площа поверхні теплопередачі на 25,4% менше, ніж у зварного ПТА, описаного в статті [21].



(a)



(б)

Рисунок 2 – Результати розрахунку зварного ПТА для різної висоти каналу b і кількості ходів в апараті n : (а) $n = 3$; (б) $n = 4$; лінія 1 – площа поверхні теплообміну для варіанта 1; 2 – площа поверхні теплообміну для варіанта 2; 3 – запас теплового навантаження; 4 – зміна втрати тиску для гарячої сторони

Висновки. У статті представлена математична модель процесу теплообміну в каналах ПТА з рівною кількістю ходів для обох теплоносіїв. Це дозволяє оцінити оптимальні параметри конструкції теплообмінника для заданих умов експлуатації, орієнту-

ючись на мінімальну площу теплопередачі в якості критерію оптимізації. Була отримана оптимальна конструкція зварного ПТА для рекуперативного теплообмінного апарату, який працює в колоні синтезу аміаку. Найдешевша конструкція з розглянутою формою гофрування пластин має площу поверхні теплопередачі, рівну $68,78 \text{ м}^2$ при відстані між пластинами $3,3 \text{ мм}$, з трьома ходами для руху холодного та гарячого теплоносіїв і протитечією руху потоків. Однак найменший теплообмінник, зібраний з існуючих пластин з фіксованою висотою гофри 4 мм , повинен мати чотири проходи і площу теплопередачі $85,12 \text{ м}^2$, що на 25% більше, але з запасом $3,1\%$ для теплового навантаження. Представлена математична модель може бути використана для оптимального розрахунку геометрії пластин зварних ПТА для різних діаметрів колон синтезу аміаку.

Література

1. Khademi M.H., Sabbaghi R.S. Comparison between three types of ammonia synthesis reactor configurations in terms of cooling methods // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2017. – Т. 128. – С. 306–317.
2. Penkuhn M., Tsatsaronis G. Comparison of different ammonia synthesis loop configurations with the aid of advanced exergy analysis // *Energy*. – 2017. – Т. 137. – С. 854–864.
3. Compact Heat Exchangers for Energy Transfer Intensification: Low Grade Heat and Fouling Mitigation. / Klemes J. J., Arsenyeva O., Kapustenko P., Tovazhnyansky L.: CRC Press, 2015. – 354 с.
4. Arsenyeva O.P., Čuček L., Tovazhnyansky L.L., Kapustenko P.O., Savchenko Y.A., Kusakov S.K., Matsegora O.I. Utilisation of waste heat from exhaust gases of drying process // *Frontiers of Chemical Science and Engineering*. – 2016. – Т. 10, № 1. – С. 131–138.
5. Klemeš J.J., Varbanov P.S., Kapustenko P. New developments in Heat Integration and intensification, including Total Site, waste-to-energy, supply chains and fundamental concepts // *Applied Thermal Engineering*. – 2013. – Т. 61, № 1. – С. 1–6.
6. Клемеш Й., Костенко Ю.Т., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Зулин Б.Д. Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки. // *Теорет. основы хим. Технологии*. – 1999. – Т. 33(4). – С. 420–431.
7. Tovazhnyansky L., Kapustenko P., Ulyev L., Boldyryev S., Arsenyeva O. Process integration of sodium hypophosphite production // *Applied Thermal Engineering*. – 2010. – Т. 30, № 16. – С. 2306–2314.
8. Nemet A., Boldyryev S., Varbanov P., Kapustenko P., Klemeš J. Capital Cost Targeting of Total Site Heat Recovery // *Chemical Engineering Transactions*. – 2012. – Т. 29. – С. 1447–1452.
9. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П.А., Хавин Г.Л., Арсеньева О.П. Пластинчатые теплообменники в промышленности // *Book Пластинчатые теплообменники в промышленности / Editor*. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2004. – С. 232.

10. Kapustenko P., Boldyryev S., Arsenyeva O., Khavin G. The use of plate heat exchangers to improve energy efficiency in phosphoric acid production // *Journal of Cleaner Production*. – 2009. – Т. 17, № 10. – С. 951–958.
11. Arsenyeva O.P., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Khavin G.L., Yuzbashyan A.P., Arsenyev P.Y. Two types of welded plate heat exchangers for efficient heat recovery in industry // *Applied Thermal Engineering*. – 2016. – Т. 105. – С. 763–773.
12. Tovazhnyanskyy L., Kapustenko P., Perevertaylenko O., Khavin G., Arsenyeva O. Investigation of the new corrugation pattern for low pressure plate condensers // *Applied Thermal Engineering*. – 2011. – Т. 31, № 13. – С. 2146–2152.
13. Arsenyeva O., Tovazhnyanskyy L., Kapustenko P., Khavin G. Mathematical modelling and optimal design of plate-and-frame heat exchangers // *Chemical Engineering Transactions*, 2009. – С. 791–796.
14. Arsenyeva O.P., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Khavin G.L. The generalized correlation for friction factor in crisscross flow channels of plate heat exchangers // *Chemical Engineering Transactions*, 2011. – С. 399–404.
15. Kapustenko P., Arsenyeva O., Dolgonosova O. The Heat and Momentum Transfers Relation in Channels of Plate Heat Exchangers // *Chemical Engineering Transactions*, 2011. – С. 357–362.
16. Arsenyeva O.P., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Demirskiy O.V. Generalised semi-empirical correlation for heat transfer in channels of plate heat exchanger // *Applied Thermal Engineering*. – 2014. – Т. 70, № 2. – С. 1208–1215.
17. Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Nagorna O.G., Perevertaylenko O.Y. The Simulation of Multicomponent Mixtures Condensation in Plate Condensers // *Heat Transfer Engineering*. – 2004. – Т. 25, № 5. – С. 16–22.
18. Gogenko L., Anipko O.B., Kapustenko P.A., Arsenyeva O.P. Accounting for fouling in plate heat exchanger design // *Chemical Engineering Transactions*. – 2007. – Т. 12 – С. 207–213.
19. Triboix A. Exact and approximate formulas for cross flow heat exchangers with unmixed fluids // *International Communications in Heat and Mass Transfer*. – 2009. – Т. 36, № 2. – С. 121–124.
20. Starace G., Fiorentino M., Longo M. P., Carluccio E. A hybrid method for the cross flow compact heat exchangers design // *Applied Thermal Engineering*. – 2017. – Т. 111. – С. 1129–1142.
21. Arsenyev P., Tovazhnyanskyy L., Kapustenko P., Perevertaylenko O., Arsenyeva O. The mathematical model of the welded plate heat exchanger for ammonia synthesis column // *Integrated Technologies and Energy Conservation*. – 2019. – Т. 1. – С. 23–32.
22. Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P., Perevertaylenko O.Y., Khavin G., Arsenyeva O., Arsenyev P.Y., Khusanov A.E. Heat transfer and pressure drop in cross-flow welded plate heat exchanger for ammonia synthesis column // *Chemical Engineering Transactions*. – 2016. – Т. 52. – С. 553–558.
23. Arsenyeva O., Tran J., Piper M., Kenig E. An approach for pillow plate heat exchangers design for single-phase applications // *Applied Thermal Engineering*. – 2019. – Т. 147. – С. 579–591.

24. Kays W.M., London A. L. Compact heat exchangers // Book Compact heat exchangers / Editor. – New York: McGraw-Hill Book Co, 1964. – С. 272.

25. Arsenyeva O.P., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Demirskiy O.V. The Modified Analogy of Heat and Momentum Transfers for Turbulent Flows in Channels of Plate Heat Exchangers // Chemical Engineering Transactions. – 2013. – Т. 35 – С. 487–492.

УДК 66.045.01

Арсеньєв П.Ю., Товажнянський Л.Л., Перцев Л.П., Перевертайленко О.Ю.,
Капустенко П.О., Арсеньєва О.П.

ОПТИМАЛЬНИЙ РОЗРАХУНОК ЗВАРНОГО ПЛАСТИНЧАСТОГО ТЕПЛООБМІННИКА КОЛОНИ СИНТЕЗУ АМІАКУ

Оптимізація теплообмінних мереж промислових підприємств, орієнтована на енергозбереження, передбачає використання високоефективного обладнання для теплопередачі. Оцінка оптимальних параметрів конструкції теплообмінників вимагає надійних математичних моделей для опису термогидравлічних процесів всередині каналів та адекватних методів розрахунку конструктивних параметрів апаратів. У даній роботі пропонується нова математична модель і алгоритм оптимізації для вибору зварного пластинчастого теплообмінного апарату (зварного ПТА), що працює в колоні синтезу аміаку. Це дозволяє знайти оптимальну конструкцію із заданою формою гофрованих пластин, розподілом потоків і кількістю пластин і проходів. Розроблений алгоритм реалізований в програмному забезпеченні Mathcad. Застосування запропонованого підходу ілюструється промисловим прикладом, для якого розрахований зварений ПТА спеціальної конструкції. В отриманому апараті рух теплоносіїв в одному ході організовано поперечним потоком, в той час як загальний рух потоків виконується симетричною протитечією. Дана організація руху теплоносіїв в апараті дозволяє зменшити площу теплопередачі на 25 % в порівнянні з раніше випробуваними в промисловості звареним ПТА з несиметричним розташуванням ходів.

Ключові слова: пластинчастий теплообмінний апарат, теплопередача, математична модель, колона синтезу аміаку.

Арсеньєв П.Ю., Товажнянский Л.Л., Перцев Л.П., Перевертайленко А.Ю.,
Капустенко П.А., Арсеньева О.П.

ОПТИМАЛЬНЫЙ РАСЧЕТ СВАРНОГО ПЛАСТИНЧАТОГО ТЕПЛООБМЕННИКА КОЛОННЫ СИНТЕЗА АММИАКА

Оптимизация теплообменных сетей промышленных предприятий, ориентированная на энергосбережение, предполагает использование высокоэффективного оборуду-

дования для теплопередачи. Оценка оптимальных параметров конструкции теплообменников требует надежных математических моделей для описания термогидравлических процессов внутри каналов и адекватных методов расчета конструктивных параметров аппаратов. В данной работе предлагается новая математическая модель и алгоритм оптимизации для выбора сварного пластинчатого теплообменника (сварного ПТА), работающего в колонне синтеза аммиака. Это позволяет найти оптимальную конструкцию с заданной формой гофрированных пластин, распределением потоков и количеством пластин и проходов. Разработанный алгоритм реализован в программном обеспечении Mathcad. Применение предложенного подхода иллюстрируется промышленным примером, для которого рассчитан сварной ПТА специальной конструкции. В полученном аппарате движение теплоносителей в одном ходе организовано поперечным потоком, в то время как общее движение потоков выполняется симметричным противотоком. Данная организация движения теплоносителей в аппарате позволяет уменьшить площадь теплопередачи на 25 % по сравнению с ранее испытанными в промышленности сварным ПТА с несимметричным расположением ходов.

Ключевые слова: пластинчатый теплообменный аппарат, теплопередача, математическая модель, колонна синтеза аммиака.

Arsenyev P., Tovazhnyansky L., Perzev L., Perevertaylenko O., Kapustenko P.,
Arsenyeva O.

OPTIMAL DESIGN OF WELDED PLATE HEAT EXCHANGER FOR AMMONIA SYNTHESIS COLUMN

The modification of heat exchanger networks of industrial enterprises targeting energy saving solutions requires proper heat transfer equipment. The estimation of the optimal design parameters for heat exchangers requires reliable mathematical models for the description of the thermo-hydraulic processes inside the channels, and adequate optimization methods. This work proposes the novel mathematical model and optimization algorithm for the selection of welded plate heat exchanger (WPHE) operating in ammonia synthesis column. It enables to find the optimal design with the specified shape of the corrugated plates, distribution of flows and number of plates and passes. The developed algorithm is implemented in Mathcad software. The application of the proposed approach is illustrated by example in which the resulted WPHE with the cross flow in one pass and overall symmetric counterflow of streams has shown reduction of heat transfer area 25 % compare to previously tested in industry WPHE with non-symmetric passes arrangement.

Keywords: plate heat exchanger, heat transfer, mathematical model, ammonia synthesis column.

УДК 66.045.01

Бабак Т.Г., доцент, Демірський А.В., к.техн., інженер, Невлюдова В.В.,
Хавін Г.Л., д.техн.н., професор

РОЗРАХУНОК ТЕПЛООБМІННИКІВ З КАНАЛАМИ РІЗНОГО НАХИЛУ КУТА ГОФРУВАННЯ ЗА КРИТЕРІЄМ НАВЕДЕНИХ ВИТРАТ

*Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»,
м. Харків*

Ключові слова: теплообмінний апарат, гофрування, цукровий сік, пластинчатий теплообмінник.

Крім компонування пакета пластинчастого теплообмінника з однаковим гофруванням пластин найчастіше, дуже ефективним для утворення каналів, є використання пластин з різним кутом нахилу гофри. Такий підхід дозволяє більш повно використовувати наявний перепад тиску на перебіг теплоносіїв через пакет пластин, що дозволяє в більшості випадків обмежитися одноходовими апаратами з меншою площею поверхні теплопередачі.

В даний час, коли при проектуванні нового обладнання або модернізації вже наявного, на перше місце виступає величина всіх видів фінансових витрат, для розрахунку пластинчастих теплообмінників необхідно мати методи і алгоритми комплексної оптимізації і, в першу чергу, за економічними критеріями.

Теплообмінний апарат зазвичай входить до складу будь-якої теплотехнічної системи або може працювати автономно, наприклад, в тепловому пункті системи теплопостачання та гарячого теплопостачання (ГВС). В обох випадках під оптимальним вибором будемо розуміти тільки розрахунок теплообмінного апарату за обраним критерієм оптимізації при заданих технічних обмеженнях, без урахування його зв'язку з іншими елементами теплотехнічної системи. Основоположними роботами в принциповій постановці завдання комплексної оптимізації теплообмінного обладнання були роботи Канівці Г.Є. [1], що враховують економічні аспекти вибору кожухотрубчастих теплообмінних апаратів. Головною ідеєю в такій постановці був розрахунок теплообмінника або системи теплообмінників за приведеними витратами.

С масовою появою номенклатури пластинчастих теплообмінників також виникла потреба оцінки економічної ефективності запроєктованих апаратів. Одним з найбільш раціональних підходів представлено в базовій роботі [2], де використовуючи деякі припущення, розглянута безрозмірна функція, яка дорівнює сумі щорічних витрат на інвестиції, пропорційних площі поверхні і витрат на експлуатацію, що необхідні при використанні потужностей на прокачування теплоносіїв.

У статті [3] представлений підхід для прийняття рішень на ранніх етапах, таких як оптимізація системи і вибору термодинамічного циклу, на етапі проектування, що включає проектування системи і вибір теплообмінника, а також для пізньої стадії, після запуску, на якій існуюча конструкція системи може бути адаптована для використання з різними джерелами тепла. Представлений підхід поєднує в собі розрахунки ефектив-

ності системи для різних термодинамічних циклів і поставляється з великою базою даних рідин, а також показниками ціни теплообмінників. Кілька варіацій одних і тих же базових концепцій знаходять шляхом зміни температури, внутрішньої рекуперації, робочої рідини і вторинних рідин, що в цілому показує деякі можливості, які можна досліджувати практично з хорошою точністю і надійністю.

В роботі [4] сформульовані параметричні і структурні моделі теплообмінників. Проведена оптимізація теплообмінників з урахуванням максимальної теплової ефективності, мінімальної питомої вартості та мінімальної площі теплообмінника на одиницю вихідної потужності. Для вирішення задачі багатокритеріальної оптимізації конструкції випарника і конденсатора використовується генетичний алгоритм.

Розглянемо одне ходовий протиточний пластинчастий теплообмінник із симетричним компонуванням пакету. Капітальні витрати на апарат, згідно [5], представимо у вигляді

$$C_{he} = C_{frame} + C_{pl} \cdot (2 \cdot m_{ch} + 1) = C_{frame} + C_{pl} \cdot \left(2 \frac{V}{w \cdot f_{ch}} + 1 \right), \quad (1)$$

де m_{ch} – число каналів по стороні що гріє або нагріває; V – об'ємна витрата теплоносія через теплообмінник, $\text{м}^3/\text{с}$; w – середня швидкість в каналі, $\text{м}/\text{с}$; f_{ch} – площа поперечного перерізу каналу, утворена двома суміжними пластинами, м^2 .

Для теплообмінників з каналами різного типу гофрування в апараті [6] величина m_{ch} являє собою суму каналів різних типів або, $m_{ch} = m_{ch1} + m_{ch2}$, де m_{ch1} , m_{ch2} – число каналів 1-го і 2-го типу відповідно. Деяка усереднена швидкість в каналах апарату, для теплоносія гріє w_{hav} і нагрівається w_{cav} , може бути записана наступним чином

$$w_{hav} = \frac{V_h}{(m_{ch1} + m_{ch2}) \cdot f_{ch}}, \quad w_{cav} = \frac{V_c}{(m_{ch1} + m_{ch2}) \cdot f_{ch}},$$

де V_h , V_c – об'ємні витрати теплоносіїв що гріє (гарячий теплоносій), і що нагрівається (холодний теплоносій).

З іншого боку швидкість теплоносія визначає втрати тиску в апараті. Використовуючи вираз для втрат тиску, $\Delta p = \zeta \cdot \frac{l_{pr}}{d_{ekv}} \cdot \frac{\rho w^2}{2} \leq [\Delta p]$, де $[\Delta p]$ – допустимі втрати тиску при проходженні теплоносія через канали апарату, Па; d_{ekv} – еквівалентний діаметр, приблизно рівний подвоєній висоті гофри, м; l_{pr} – приведена довжина пластини, м; $\zeta = B \cdot \text{Re}^{-m}$, B, m – постійні, які визначаються гофруванням пластини; ρ – середня щільність теплоносія, $\text{кг}/\text{м}^3$, запишемо середнє значення швидкості в апараті з каналами різного гофрування по гарячий і холодний стороні

$$\frac{w_{h1} + w_{h2}}{2} = \frac{1}{2} \left\{ \left(\Delta p_h \cdot H_1^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_1}} + \left(\Delta p_h \cdot H_2^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_2}} \right\} = \frac{V_h}{(m_{ch1} + m_{ch2}) \cdot f_{ch}},$$

$$\frac{w_{c1} + w_{c2}}{2} = \frac{1}{2} \left\{ \left(\Delta p_c \cdot H_1^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_1}} + \left(\Delta p_c \cdot H_2^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_2}} \right\} = \frac{V_c}{(m_{ch1} + m_{ch2}) \cdot f_{ch}},$$

де $H_1 = B_1 \cdot \left(\frac{d_{ekv}}{v_{1h}} \right)^{-m_1} \cdot \frac{\rho_{1h} \cdot l_{pr}}{2 \cdot d_{ekv}}, H_2 = B_2 \cdot \left(\frac{d_{ekv}}{v_{2h}} \right)^{-m_2} \cdot \frac{\rho_{2h} \cdot l_{pr}}{2 \cdot d_{ekv}}.$

З останнього виразу можна визначити сумарну кількість каналів в апараті, задаючи величину втрат тиску Δp_h або Δp_c

$$m_{ch1} + m_{ch2} = \frac{2 \cdot V_h}{f_{ch}} \left\{ \left(\Delta p_h \cdot H_1^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_1}} + \left(\Delta p_h \cdot H_2^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_2}} \right\}^{-1};$$

$$m_{ch1} + m_{ch2} = \frac{2 \cdot V_c}{f_{ch}} \left\{ \left(\Delta p_c \cdot H_1^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_1}} + \left(\Delta p_c \cdot H_2^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_2}} \right\}^{-1}.$$

Загальний вираз для наведених витрат, згідно роботи [7], з урахуванням того, що $\frac{\Delta p_c}{\Delta p_h} = \left(\frac{\mu_c}{\mu_h} \right)^m \cdot \left(\frac{\rho_h}{\rho_c} \right)^{m-1} \cdot \left(\frac{V_h}{V_c} \right)^{m-2}$, де μ_h, μ_c – середнє значення коефіцієнта динамічної в'язкості теплоносіїв, сП

$$C_{mc} = \left[\frac{V_h}{\eta_h} \cdot ([\Delta p_h] + \Delta p_{ph}) + \frac{V_c}{\eta_c} \cdot \left([\Delta p_h] \left(\frac{\mu_c}{\mu_h} \right)^m \cdot \left(\frac{\rho_h}{\rho_c} \right)^{m-1} \cdot \left(\frac{V_h}{V_c} \right)^{m-2} + \Delta p_{pc} \right) \right] \cdot h_{our} \cdot c_{ee} +$$

$$(A_m + E) \cdot \left[C_{frame} + C_{pl} \cdot \left(\frac{4 \cdot V_h}{f_{ch}} \left\{ \left([\Delta p_h] \cdot H_1^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_1}} + \left([\Delta p_h] \cdot H_2^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_2}} \right\}^{-1} + 1 \right) \right],$$

$$C_{mc} = \left[\frac{V_h}{\eta_h} \cdot \left([\Delta p_c] \cdot \left(\frac{\mu_c}{\mu_h} \right)^{-m} \cdot \left(\frac{\rho_h}{\rho_c} \right)^{1-m} \cdot \left(\frac{V_h}{V_c} \right)^{2-m} + \Delta p_{ph} \right) + \frac{V_c}{\eta_c} \cdot ([\Delta p_c] + \Delta p_{pc}) \right] \cdot h_{our} \cdot c_{ee} +$$

$$(A_m + E) \cdot \left[C_{frame} + C_{pl} \cdot \left(\frac{4 \cdot V_c}{f_{ch}} \left\{ \left([\Delta p_c] \cdot H_1^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_1}} + \left([\Delta p_c] \cdot H_2^{-1} \right)^{\frac{1}{2-m_2}} \right\}^{-1} + 1 \right) \right].$$

Оптимальне значення $[\Delta p_h]$ або $[\Delta p_c]$, що забезпечує мінімум цільової функції C_{mc} (наведених витрат), може бути знайдено прирівнявши значення першої похідної $\frac{dC_{mc}}{d[\Delta p_h]}=0$ або $\frac{dC_{mc}}{d[\Delta p_c]}=0$. Тоді після диференціювання одержимо

$$\frac{dC_{mc}}{d[\Delta p_h]} = \left[\frac{V_h}{\eta_h} + \frac{V_c}{\eta_c} \cdot \left(\left(\frac{\mu_c}{\mu_h} \right)^{m_1} \cdot \left(\frac{\rho_h}{\rho_c} \right)^{m_1-1} \cdot \left(\frac{V_h}{V_c} \right)^{m_1-2} \right) \right] \cdot h_{our} \cdot c_{ee} +$$

$$+ (A_m + E) \cdot C_{pl} \cdot \frac{4 \cdot V_h}{f_{ch}} \cdot \frac{\left[H_1 \cdot \left(\frac{\Delta p_h}{H_1} \right)^{\frac{m_1-1}{m_1-2}} \cdot (m_1-2) \right]^{-1} + \left[H_2 \cdot \left(\frac{\Delta p_h}{H_2} \right)^{\frac{m_2-1}{m_2-2}} \cdot (m_2-2) \right]^{-1}}{\left[\left(\frac{\Delta p_h}{H_1} \right)^{\frac{1}{2-m_1}} + \left(\frac{\Delta p_h}{H_2} \right)^{\frac{1}{2-m_2}} \right]^2} = 0 \quad (2)$$

$$\frac{dC_{mc}}{d[\Delta p_h]} = \left[\frac{V_h}{\eta_h} \cdot \left(\left(\frac{\mu_c}{\mu_h} \right)^{-m_1} \cdot \left(\frac{\rho_h}{\rho_c} \right)^{1-m_1} \cdot \left(\frac{V_h}{V_c} \right)^{2-m_1} \right) + \frac{V_c}{\eta_c} \right] \cdot h_{our} \cdot c_{ee} +$$

$$+ (A_m + E) \cdot C_{pl} \cdot \frac{4 \cdot V_c}{f_{ch}} \cdot \frac{\left[H_1 \cdot \left(\frac{\Delta p_c}{H_1} \right)^{\frac{m_1-1}{m_1-2}} \cdot (m_1-2) \right]^{-1} + \left[H_2 \cdot \left(\frac{\Delta p_c}{H_2} \right)^{\frac{m_2-1}{m_2-2}} \cdot (m_2-2) \right]^{-1}}{\left[\left(\frac{\Delta p_c}{H_1} \right)^{\frac{1}{2-m_1}} + \left(\frac{\Delta p_c}{H_2} \right)^{\frac{1}{2-m_2}} \right]^2} = 0 \quad (3)$$

Після рішення рівняння (2) або (3) знаходимо допустимі втрати тиску в пакеті пластин $[\Delta p_h]$ або $[\Delta p_c]$, що забезпечують мінімальне значення наведених витрат.

У якості прикладу, що демонструє запропоновану методику, розглянемо розрахунок пластинчастого підігрівача очищеного цукрового соку першого ступеня потужністю $Q=1974$ кВт, на температурний графік: вхідна температура гріючого конденсату пари (вода) $t_{11}=90^\circ\text{C}$, вихідна $t_{12}=82^\circ\text{C}$; вхідна температура цукрового соку $t_{21}=76^\circ\text{C}$, вихідна $t_{22}=82^\circ\text{C}$. Параметри пластини виробництва фірми «Альфа Лаваль» типорозміру M15M приймалися такі: $d_{ekv}=0,008$ м; $l_{pr}=1,378$ м; $f_{ch}=1,8 \cdot 10^{-3}$ м; $\delta_{pl}=0,5 \cdot 10^{-3}$ м; $\lambda_{pl}=16$ Вт/(м·К). Значення коефіцієнтів у формулах: $A_1=0,142$; $B_1=1,16$; $n_1=0,73$; $m_1=0,0001$ $A_2=0,1$; $B_2=1,46$; $n_2=0,72$; $m_2=0,11$. Розрахункові величини, такі як середній логарифмічний температурний натиск $\Delta t_{ln}=19,6^\circ\text{C}$, об'ємні витрати теплоносіїв $V_h=3 \cdot 10^{-3}$ м³/с і $V_c=2,4 \cdot 10^{-3}$ м³/с.

В якості даних для розрахунку експлуатаційних витрат приймемо: час роботи апарату – цілодобове (24 год.); час роботи в році – 120 діб; вартість 1 кВт·год електроенергії – 1,68 грн., ККД насосів – 70%. Значення розрахункових теплофізичних і гідравлічних величин: коефіцієнти динамічної в'язкості – $\mu_h = 0,2865 \cdot 10^{-3}$ и $\mu_c = 0,7174 \cdot 10^{-3}$ кг/(м·с); середня щільність – $\rho_h = 959,9$ и $\rho_c = 1035$ кг/м³.

Вартість теплообмінника обчислюється по лінійної залежності $C_{he} = C_{fr} + C_{pl} \cdot n$, де C_{fr} – вартість рами пластинчастого апарату, що включає в себе вартість нерухомої і рухомої плит, що несучої і опорної балок, комплекту стяжних болтів і інші приналежності; C_{pl} – вартість однієї пластини (з ущільненням) даного типу-розміру, встановленої в апараті; n – число пластин в апараті. У загальному випадку вартість рами теплообмінника C_{fr} залежить від кількості пластин, тому що чим більше пластин, тим довше несуча і опорна балка, стяжні болти, однак цією різницею у вартості будемо нехтувати, орієнтуючись на деяку середню величину. Для пластинчастого теплообмінника марки М15М виробництва «Альфа Лаваль», використовуючи прайс-листи цієї фірми, для кількості пластин $20 \leq n \leq 200$ були отримані наступні значення коефіцієнтів: $C_{fr} = 6864,0$ € і $C_{pl} = 100,76$ €. Величини отримані без урахування ПДВ, доставки і обв'язки апарату.

Нормативний коефіцієнт ефективності капітальних вкладень E приймемо рівним 0,25, що відповідає терміну окупності обладнання – 4 роки. Для кожухотрубних теплообмінників коефіцієнт амортизаційних відрахувань A_m прийнято приймати 0,15 від вартості теплообмінника. Однак для пластинчастих теплообмінників таке значення є сильно завищеними, так як обслуговування цих апаратів, включаючи повне розбирання-збирання і чистку, безсумнівно, менш трудомісткий і витратний процес. Досвід експлуатації пластинчастих апаратів показав, що ця величина при одноразовому обслуговуванні протягом нормативного часу роботи не перевищує 2–3 %. В даному конкретному випадку підігрівач цукрового соку працює без зупинки протягом всього сезону цукроваріння (близько 120 днів) і підлягає чищенні після закінчення цього сезону. Тому в розрахунках прийнятий коефіцієнт $A_m = 0,025$.

В результаті розрахунків за формулами (3) отримуємо $[\Delta p_c] = 54,4$ кПа. З урахуванням втрат тиску в приєднаннях та колекторах, яке для умов даного завдання по стороні цукрового соку 2 вхідних і 2 вихідних, дорівнює приблизно 4,1 кПа. Загальні рекомендовані до розрахунку допустимі втрати тиску по стороні цукрового соку рівні ~ 58,5 кПа. Розрахований при таких допустимих втратах тиску теплообмінник марки М15М має 85 пластини, з компонуванням (3МН + 39L) / (3МЛ + 39L). Його вартість з урахуванням податку на додану вартість 20%, доставки, установки та обв'язки в межах 5 % від вартості, становить 19 440,4 € або 544 321 грн. (3 розрахунку 1 € = 28 грн.). Експлуатаційні витрати протягом терміну роботи складуть 48 107 грн., Загальні наведені річні витрати дорівнюють 592 438 грн.

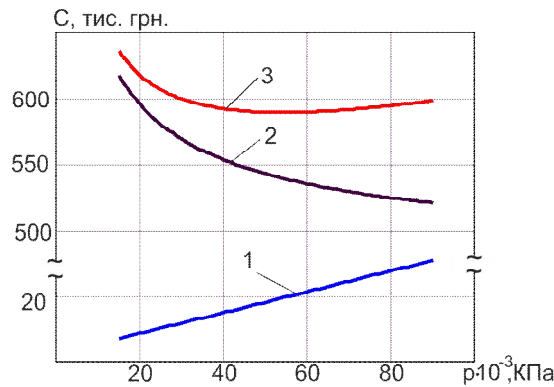


Рисунок 1 – Залежність витрат від величини допустимих втрат тиску:
1 – експлуатаційні витрати; 2 – капітальні витрати; 3 – загальні наведені витрати

На рис.1 надана залежність експлуатаційних, капітальних і наведених витрат для описаного вище завдання як функції від встановлених допустимих втрат тиску по стороні цукрового соку $[\Delta p_c]$. З рисунка можна бачити, мінімум загальних приведених витрат припадає на допустимі втрати тиску ~ 60 кПа.

Висновок. Отримано співвідношення для визначення оптимального значення допустимих втрат тиску при проектуванні пластинчастого теплообмінника виходячи з умови мінімізації приведених витрат, для апаратів, що мають в пакеті пластин канали різної гофрування. Достовірність і ефективність отриманого рішення продемонстрована на розрахунку підігрівача цукрового соку перед випаровуванням виробництва «Альфа Лаваль».

Література

1. Каневец, Г.Е. Теплообменники и теплообменные системы. – Киев: Наук. Думка, 1981. – 272 с.
2. Martin, H. Economic optimization of compact heat exchangers / EF-Conference on Compact Heat Exchangers and Enhancement Technology for the Process Industries, Banff, Canada, July 18–23, 1999 .
3. Möllera, A. System cost and efficiency optimization by heat exchanger performance simulations / A Möllera, Dr. V.S. Gullapallib // IV International Seminar on ORC Power Systems, ORC2017 13–15 September 2017, Milano, Italy.
4. Xua, J. Multi-criteria design optimization and screening of heat exchangers for a subcritical ORC / J.Xua J., X.Luo, Y. Chena, Mo. Songping // Energy Procedia, 2015. – 75. – P. 1639–1645.
5. Арсеньева О.П., Демирский А.В., Хавин Г.Л. Оптимизация пластинчатого теплообменника // Пробл. машиностроения. – 2011. – т.14, №1. – С. 23–31.
6. Пластинчатые теплообменники в теплоснабжении / Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А. и др. / под ред. Хавина Г. Л. – Харьков: НТУ „ХПИ”, 2007. – 448 с.
7. Арсеньева О.П., Демирский А.В., Хавин Г.Л. Выбор оптимальных параметров двухступенчатых пластинчатых подогревателей // Интегрированные технологии и энергосбережение, 2011. – №1. – С. 95–103.

Bibliography (transliterated)

1. Kanevets, G.E. Teploobmenniki i teploobmennyye sistemyi. – Kiev: Nauk. Dumka, 1981.– 272 p.
2. Martin, H. Economic optimization of compact heat exchangers / EF-Conference on Compact Heat Exchangers and Enhancement Technology for the Process Industries, Banff, Canada, July 18–23, 1999.
3. Mollera, A. System cost and efficiency optimization by heat exchanger performance simulations / A Mollera, Dr. V.S. Gullapallib // IV International Seminar on ORC Power Systems, ORC2017 13–15 September 2017, Milano, Italy.
4. Xua, J. Multi-criteria design optimization and screening of heat exchangers for a subcritical ORC / J.Xua J., X.Luo, Y. Chena, Mo. Songping // Energy Procedia, 2015. – 75. – P. 1639–1645.
5. Arseneva O.P., Demirskiy A.V., Havin G.L. Optimizatsiya plastinchatogo teploobmennika // Probl. mashinostroeniya.– 2011.– t.14, #1.– P. 23–31.
6. Plastinchatyye teploobmenniki v teplosnabzhenii / Tovazhnyanskiy L. L., Kapustenko P. A.i dr. / pod red. Havina G. L. – Harkov: NTU „HPI”, 2007. – 448 s.
7. Arseneva O.P., Demirskiy A.V., Havin G.L. Vyibor optimalnyih parametrov dvuhstupenchatyyih plastinchatyyih podogrevateley // Integrirovannyye tehnologii i energosberezhenie, 2011.– #1. – P. 95–103.

УДК 66.045.01

Бабак Т.Г., доцент, Демірський А.В., к.техн., інженер, Невлюдова В.В.,
Хавін Г.Л., д.техн.н., професор

**РОЗРАХУНОК ТЕПЛООБМІННИКІВ З КАНАЛАМИ РІЗНОГО НАХИЛУ
КУТА ГОФРУВАННЯ ЗА КРИТЕРІЄМ НАВЕДЕНИХ ВИТРАТ**

У практиці розрахунків пластинчастих теплообмінників ефективно застосування пластин з різним кутом гофрування. Це дозволяє більш ефективно використовувати наявний перепад тиску на прохід теплоносіїв і зменшити кількість пластин у апараті. Для апаратів, що мають в пакеті пластин канали з різним кутом нахилу гофрування, у роботі одержано аналітичне співвідношення що до визначення оптимального значення припустимих витрат тиску при проектуванні пластинчатого теплообміннику виходячи з умови мінімізації наведених витрат. Вірогідність та ефективність одержаного рішення продемонстровано на прикладі розрахунку підігрівача цукрового соку перед випаровуванням виробництва «Альфа Лаваль».

Ключові слова: теплообмінний апарат, гофрування, цукровий сік, пластинчатий теплообмінник.

Бабак Т.Г., Демирский А.В., Невлюдова В.В., Хавин Г.Л.

**РАСЧЕТ ТЕПЛООБМІННИКОВ С КАНАЛАМИ РАЗНОГО НАКЛОНА
УГЛА ГОФРИРОВКИ ПО КРИТЕРИЮ ПРИВЕДЕННЫХ ЗАТРАТ**

В практике расчетов пластинчатых теплообменников эффективно применение пластин с различным углом гофрирования. Это позволяет более эффективно использовать имеющийся перепад давления на проход теплоносителей и уменьшить количество пластин в аппарате. Для аппаратов, имеющих в пакете пластин каналы с различным углом наклона гофрирования, в работе получено аналитическое соотношение для определения оптимального значения допустимых потерь давления при проектировании пластинчатого теплообменника исходя из условия минимизации приведенных затрат. Достоверность и эффективность полученного решения продемонстрирована на примере расчета подогревателя сахарного сока перед выпариванием производства «Альфа Лаваль».

Ключевые слова: теплообменный аппарат, гофрирование, сахарный сок, пластинчатый теплообменник.

Babak T.G., Demirsky A.V., Nevludova V.V., Khavin G.L.

**CALCULATION OF HEAT EXCHANGERS WITH CORRUGATION CHANNELS
WITH DIFFERENT ANGLES INCLINATION ACCORDING TO THE CRITERION
OF REDUCED COSTS**

In the practice of calculating plate heat exchangers, it is effective to use plates with different corrugation angles. This makes it possible to more effectively use the existing pressure drop across the coolant passage and reduce the number of plates in the unit. For plate heat exchangers with channels with different corrugation angles in the package of plates, an analytical relation is obtained to determine the optimal value of allowable pressure losses when designing a plate heat exchanger based on the condition of minimizing the reduced costs. The reliability and effectiveness of the obtained solution is demonstrated by the example of calculating a sugar juice heater before evaporation of Alfa Laval production.

Keywords: heat exchanger, corrugation, sugar juice, plate heat exchanger.

УДК 66.021.4

Мацегора О.І., аспірант, Арсеньєва О.П., д.техн.н., професор, Кусаков С.К., аспірант,
Зоренко В.В., аспірант, Демірський О.В., к.техн.н., інженер

ХАРАКТЕРИСТИКИ ПЛАСТИНЧАСТИХ ТЕПЛООБМІННИКІВ З ПЛАСТИНАМИ РІЗНОЇ ФОРМИ ГОФРУВАННЯ В УМОВАХ ЗАБРУДНЕННЯ ТЕПЛОПЕРЕДАЮЧОЇ ПОВЕРХНІ

АТ "Співдружність-Т", Харків, Україна

Ключові слова: математична модель, пластинчатий теплообмінник, поверхня теплопередачі, забруднення поверхні теплопередачі, геометрія гофрування пластин

Вступ

Сталий розвиток сучасного суспільства вимагає ефективного використання енергії. В даний час велика його частина генерується спалюванням викопного палива. Це призводить не тільки до виснаження обмежених природних ресурсів, а й до викиду шкідливих речовин, в тому числі парникових газів і вуглекислого газу [1]. Обмежити споживання енергії, одержуваної з первинних джерел, можливо шляхом ефективної рекуперації тепла з використанням ефективного теплообмінного обладнання, такого як компактні теплообмінники [2].

Пластинчасті теплообмінники є одним з найбільш широко використовуваних в промисловості типів компактних теплообмінників. Принципи побудови і роботи ПТО добре описані в літературі, наприклад, книга [3]. Вони набагато менші за габаритами і внутрішнім об'ємом, ніж класичні кожухотрубні теплообмінники, використовують набагато менше матеріалу для поверхні теплообміну і мають менші екологічні наслідки. Серед переваг ПТО – менша вартість з використанням дорогих матеріалів [4] і температурне наближення до 1 К, що дуже важливо для ефективності рекуперації тепла. Це зумовило ефективне використання ПТО в різних галузях застосування: в хімічній промисловості [5], на нафтопереробних заводах [6], харчовій промисловості [7] і т.і. Для розширення впровадження ПТО розроблено різні види спеціальних конструкцій, таких як зварні [6] та з каналами перемінного профілю для конденсаційних процесів [8]. Розрахунок таких теплообмінників ведеться на базі математичного моделювання [9] з використанням емпіричних кореляційних рівнянь [10], напівемпіричних [11] та теоретичних [12] співвідношень. Це дозволило розробити методи розрахунку складних конденсаційних процесів [13] та враховувати вплив забруднень поверхні теплопередачі [14].

Підвищення енергоефективності промислових процесів потребує використання нових підходів, які повинні використовувати сучасні принципи інтеграції теплових процесів [15], які добре зарекомендували себе у підвищенні енергетичної ефективності багатьох промислових процесів, як показано в роботі [16] на прикладі виробництва фосфорних добрив та в роботі [17] при оптимізації енергоспоживання на промисловому майданчику з різними споживачами теплової енергії.

Поверхня теплопередачі ПТО утворена гофрованими пластинами, зібраними в пакет з точками контакту між сусідніми пластинами. Це створює жорстку конструкцію, яка здатна витримувати більшу різницю тисків теплообмінних потоків. Канали між пластинами мають складну геометрію, яка сприяє інтенсивній турбулентності, що обумовлює збільшення теплообміну. Це також призводить до більш високого рівня напруження зсуву на стінці каналу, що створює ефект зменшення забруднення, як було показано експериментально [18] для моделі виникнення відкладення на поверхні каналу ПТО.

Більш низька тенденція до забруднення в ПТО, в порівнянні з кожухотрубними теплообмінниками, добре відома і це ілюструється рекомендованими термічними опорами забруднення для різних середовищ [2]. Ці приблизні значення для конструкції ПТО в десятки разів менше, ніж в стандартах Асоціації виробників трубчастих теплообмінників [19]. Однак, такі приблизні усереднені значення теплового опору відкладення можуть привести до значної помилки у визначенні характеристик ПТО в умовах забруднення, так як загальний коефіцієнт теплопередачі в ПТО може бути в два і більше разів вище, ніж в трубчастих теплообмінниках. Для правильного прогнозування забруднення для води в ПТО, з гофрованих пластин які виробляються серійно, була запропонована модель заснована на локальних параметрах теплового процесу [20]. Дана модель отримала подальший розвиток з введенням рівняння для швидкості забруднення в безрозмірній формі в роботі [21]. Геометрична форма гофрування пластин значно впливає на продуктивність ПТО. Метою цієї роботи є вивчення впливу геометрії гофрування пластин на теплові та гідравлічні характеристики ПТО в умовах забруднення. Розглянуто приклад роботи ПТО в промисловості.

Математична модель

Термогідравлічна математична модель розвитку відкладення на поверхні теплообміну ПТО розроблена на основі наступних припущень:

- I. Процес відбувається в одноходовому ПТО з протитечією.
- II. Умови процесу у всіх каналах для одного потоку однакові.
- III. Втрати тепла в навколишнє середовище не враховуються.
- IV. Параметри процесу рівномірно розподілені по каналу і враховуються їх зміни по довжині каналу.
- V. Забруднення по стороні гарячого потоку не розглядається.
- VI. Можливо розглядати канал ПТО, що складається з основного гофрованого поля – 4, розподільних ділянок 2 і 5, і входу-виходу потоку – 1. Рис.1.
- VII. Домінуючий процес теплопередачі відбувається на основному гофрованому полі пластини, і для всієї пластини може бути розрахований за кореляціями, представленими в статті [22].
- VIII. Втрати тиску в зонах входу/виходу потоку і розподільних ділянках враховуються як місцеві гідравлічні опори.

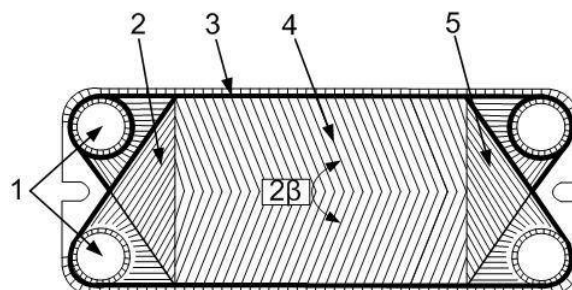


Рисунок 1 – Схематичне зображення пластины ПТО: 1 – отвір, який утворює колектори на вході і виході потоків; 2,5 – зони розподілу потоку; 3 – ущільнююча прокладка; 4 – основна площа поверхні теплопередачі

Математична модель базується на системі диференціальних рівнянь, представлених в роботі [20]. Для оцінки інтенсивності утворення відкладення використовується модель забруднення, заснована на механізмі реакція-транспорт, як представлено в статті [21] в наступній безрозмірній формі:

$$\Phi_f = \frac{\partial \delta_f}{\partial \theta} \frac{d_e \cdot \rho_2}{\mu_2} = \frac{1}{c_D \cdot \frac{K_D^{2/3} \cdot \text{Pr}_2^{1/3}}{\text{Nu}_2} + c_R \cdot K_R \cdot \exp\left(\frac{E}{R \cdot T_s}\right)} - c_{rm} \cdot \text{Re}^{*2} \cdot \text{Pr}_2 \frac{\delta_f}{d_e}, \quad (1)$$

$$\text{де } \text{Re}^* = \frac{\sqrt{\tau_w \cdot \rho_2 \cdot d_e}}{\mu_2}; \quad K_D = \frac{\mu_2^2 \cdot r_m}{(T_s \cdot \rho_2 \cdot k_B)}; \quad K_R = \frac{\tau_w}{(\rho_2 \cdot d_e \cdot g)}.$$

тут $\text{Nu}_2 = h_2 \cdot d_e / \lambda_2$ теплове число Нуссельта для тепловіддачі при русі рідини в розглянутому каналі; $\text{Pr}_2 = c_{p2} \cdot \mu_2 / \lambda_2$ - число Прандтля; ρ_2 – щільність рідини, кг/м^3 ; λ_2 – теплопровідність рідини, $\text{Дж/(м} \cdot \text{К)}$; c_{p2} – питома теплоємність рідини, $\text{Дж/(кг} \cdot \text{К)}$; d_e – еквівалентний діаметр каналу, м; $k_B = 1.38048 \cdot 10^{-23}$ Дж/К – постійна Больцмана; T_s – температура поверхні осадження, К; μ_2 – динамічна в'язкість, Па·с; $r_m = 1.36 \cdot 10^{-10}$ – радіус молекули Ван-дер-Ваальса, м; δ_f – товщина шару відкладення, м; θ – час, с; R – універсальна газова постійна, Дж/(моль·К); E – енергія активації, Дж/моль; c_D , c_R , c_{rm} – безрозмірні параметри моделі, визначаються за експериментальними даними для конкретних забруднюючих середовищ.

Для оцінки коефіцієнта тертя в каналі на основному гофрованому полі ПТО використовується рівняння (2). Воно було запропоновано в роботі [10] для каналу утвореного пластинами ПТО з різною формою гофри, і використовується з урахуванням шорсткості поверхні за аналогією з рівнянням, запропонованим в тій же формі в роботі [23] для потоку всередині труб.

$$\zeta = 8 \left\{ \left(\frac{12 + p_2}{\text{Re}} \right)^{12} + \left[A + \left(\frac{37,530 p_1}{\text{Re}} \right)^{16} \right]^{-\frac{3}{2}} \right\}^{\frac{1}{12}}. \quad (2)$$

де

$$A = \left[p_4 \cdot \ln \left(p_5 \cdot \left(\left(\frac{7 \cdot p_3}{Re} \right)^{0.9} + 0.27 \cdot \frac{\varepsilon}{d_e} \right)^{-1} \right) \right]^{16}. \quad (3)$$

Параметри в цих рівняннях розраховуються в залежності від геометричної форми гофри, яка визначається кутом нахилу гофрів до основного напрямку потоку β , градуси і ставленням еквівалентного діаметра до кроку гофрів $\gamma = d_e/S$:

$$\begin{aligned} p_1 &= \exp(-0.157 \cdot \beta); \quad p_2 = \frac{\pi \cdot \beta \cdot \gamma^2}{3}; \quad p_3 = \exp\left(-\pi \cdot \frac{\beta}{180} \cdot \frac{1}{\gamma^2}\right); \quad p_5 = 1 + \frac{\beta}{10}; \\ p_4 &= \left(0.061 + \left(0.69 + \operatorname{tg}\left(\beta \cdot \frac{\pi}{180}\right) \right)^{-2.63} \right) \cdot \left(1 + (1 - \gamma) \cdot 0.9 \cdot \beta^{0.01} \right). \end{aligned} \quad (4)$$

Для розрахунку коефіцієнта тертя для технічно гладкої поверхні пластин ПТО з нержавіючої сталі параметр ε в рівнянні (3), що враховує шорсткість, приймається як $\varepsilon/d_e = 1 \cdot 10^{-5}$. Для забрудненого каналу ПТО він приймається як $\varepsilon = \delta_f$. Для розрахунку тепlopередачі використовується рівняння (5), отримане на основі аналогії перенесення тепла і імпульсу в каналах ПТО, в роботі [24].

$$Nu = \frac{h \cdot d_e}{\lambda} = 0.065 \cdot Re^{6/7} \cdot \left(\psi \cdot \zeta / F_x \right)^{3/7} \cdot Pr^{0.4} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}. \quad (5)$$

Тут F_x – коефіцієнт збільшення площі через гофрування; ψ – частка втрат на тертя в загальних втратах тиску в каналі ПТО, що визначається як:

$$\psi = \left(Re / A \right)^{-0.15 \cdot \sin(\beta)} \quad \text{для } Re > A; \quad \psi = 1 \quad \text{при } Re \leq A, \quad \text{де } A = 380 / [\operatorname{tg}(\beta)]^{1.75}. \quad (6)$$

Напруга зсуву на поверхні каналу розраховується з урахуванням збільшення швидкості потоку при зменшенні площі поперечного перерізу каналу внаслідок забруднення:

$$\tau_w = \zeta \cdot \psi \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{8}. \quad (7)$$

Сумарна втрата тиску середовища, що нагрівається в ПТО, розраховується як сума втрат тиску на гофрованому полі, втрат тиску у вхідний і вихідний зонах розподілу з локальними коефіцієнтами гідравлічних опорів $\zeta_{DZin} = \zeta_{DZout} = 38$ і втрат тиску в портах і колекторах:

$$\Delta P_2 = \int_0^{L_p} \zeta_2 \cdot \frac{\rho_2 \cdot w_2^2}{2 \cdot d_e} dx + \zeta_{DZin} \cdot \frac{\rho_2 \cdot w_{2in}^2}{2} + \zeta_{DZout} \cdot \frac{\rho_2 \cdot w_{2out}^2}{2} + 1.3 \cdot \frac{\rho_2 \cdot w_{2p}^2}{2}. \quad (8)$$

Використання наведених вище рівнянь спільно з диференціальними рівняннями зі статті [21], з кореляціями для теплофізичних властивостей речовин, які беруть участь у процесі, дає систему рівнянь в приватних похідних, яка описує процес теплообміну з утворенням відкладення в ПТО та враховує вплив геометрії гофрування пластин. Системне рішення методом кінцевих різниць реалізовано з використанням MathCAD. Результати моделювання дозволяють оцінити вплив геометрії пластин на продуктивність ПТО в конкретних умовах процесу, як показано в наступному розділі.

Результати моделювання та їх обговорення

Вплив геометрії гофрування пластин на продуктивність ПТО, в умовах забруднення розглянемо на прикладі, який представлено в статті [25].

ПТО виробництва Альфа Лаваль, тип M15M, встановлений для нагріву слабкого соку перед випарною станцією на цукровому заводі. Моделювання проводиться для температури соку на вході, що дорівнює 102 °С. Він нагрівається паровим конденсатом з температурою 124 °С, який утворюється при першому випаровуванні. Витрата соку становить 290 м³/год, а витрата конденсату, який його нагріває, 65 м³/год. Встановлений ПТО – одноходовий, 151 пластина.

Для застосованих пластин кут нахилу гофри до основного напрямку потоку $\beta=35^\circ$, а відношення еквівалентного діаметра до кроку гофри $\gamma=0.58$. Після початкової модернізації станції випарювання з метою зменшення швидкості потоку і втрат тиску в портах і колекторах ПТО був підключений до трубопроводу слабкого соку як з нерухомою, так і з рухомою сторін рами. Безрозмірні параметри в моделі відкладення, представлені рівнянням (1), взяті рівними значенням, визначеним даними моніторингу ПТО на місці, і представлені в роботі [21]: $c_D=2.291 \cdot 10^6$, $c_R=0.1259$, $c_{rm}=0.451 \cdot 10^{-15}$, енергія активації $E=52,100$ Дж/моль. Змодельовані результати динамічної поведінки в часі теплового опору відкладення R_f і зміни теплового навантаження Q представлені на рисунку 2 відповідними кривими. Опір теплового забруднення зростає до 0.0003 Вт/(м²·К), а теплове навантаження падає з 1500 кВт для чистого ПТО до 1300 кВт. Також представлені результати моделювання для ПТО, що складаються з пластин, що утворюють середні канали з середнім кутом $\beta_m=50^\circ$, і з пластин з $\beta_h=65^\circ$. Для ПТО з пластинами з великим кутом β тепловий опір відкладення набагато менше, а теплове навантаження набагато значніше, ніж для ПТО з $\beta_f=35^\circ$. Однак це тягне за собою велику втрату тиску.

Розраховані втрати тиску для ПТО з різними гофрованими пластинами (рис. 2b) виявляють значні відмінності, які з часом змінюються з розвитком відкладення. Втрати тиску в чистому ПТО з $\beta_f=35^\circ$ становить 23 кПа, але зростає до 62 кПа по асимптоті. Виміряні втрати тиску в цьому ПТО представлені точками (рис. 2b). Для чистого ПТО з $\beta_m=50^\circ$ втрата тиску становить 37 кПа, що на 60% більше, але на асимптотичній стадії вона дорівнює 69 кПа, що більше тільки на 11%. Однак теплове навантаження на асимптотичній стадії становить 1520 кВт, що вище, ніж значення для чистого ПТО, встановленого в даний час, але, в порівнянні з його асимптотичною стадією, це економить 220

кВт теплової енергії. ПТО з $\beta_h=65^\circ$ може дати навіть додаткові 70 кВт, але втрата тиску для чистих умов становить 94 кПа і зростає до 130 кПа або на 38%. Така висока втрата тиску неприйнятна, але тенденція її відносно невеликого зростання при забрудненні може бути врахована при аналізі інших варіантів. Щоб зменшити втрату тиску в ПТО і збільшити рекуперацію тепла, розглядається можливість додавання пластин. Результати моделювання теплової поведінки ПТО з 225 різними пластинами представлені на рис. 3. Однак очікуване збільшення рекуперації тепла не спостерігається через різке підвищення теплового опору відкладення. Теплове навантаження для всіх ПТО на асимптотичній стадії навіть дещо знизилося, приблизно на 1%. Це тільки частково компенсується збільшенням площі теплопередачі. У той же час втрата тиску в ПТО стала більш прийнятною для його роботи. Втрата тиску в чистому ПТО з $\beta_l=35^\circ$ становить 12 кПа і зростає до 46 кПа на асимптотичній стадії процесу. Для чистого ПТО з $\beta_m=50^\circ$ втрата тиску становить 19 кПа або на 60 % більше, або такою, як для ПТО з 151 пластинами. Однак на асимптотичній стадії вона становить 47 кПа, або практично такою як для ПТО з $\beta_l=35^\circ$. З огляду на збільшення рекуперації тепла на 220 кВт, варіант ПТО з $\beta_m=50^\circ$ набагато краще. З точки зору підвищення рекуперації тепла, вибір ПТО з пластинами з великим кутом гофри $\beta_h=65^\circ$ виглядає вигідно, так як збільшує теплове навантаження приблизно на 80 кВт. Однак втрата тиску для ПТО з 225 пластинами становить 79 кПа, що є занадто високою. Щоб втрата тиску склала близько 50 кПа, кількість пластин повинна бути збільшена до 340. Для цього потрібно набагато більший і дорогий теплообмінник або навіть два, які встановлені паралельно. Для ПТО з малим і середнім кутами $\beta_l=35^\circ$ і $\beta_m=50^\circ$ таке збільшення площі теплопередачі практично не впливає на рекуперацію тепла при зменшенні втрати тиску тільки до 35 кПа. Це не робить такий варіант краще, ніж ПТО з 225 пластинами, з огляду на додаткові витрати.

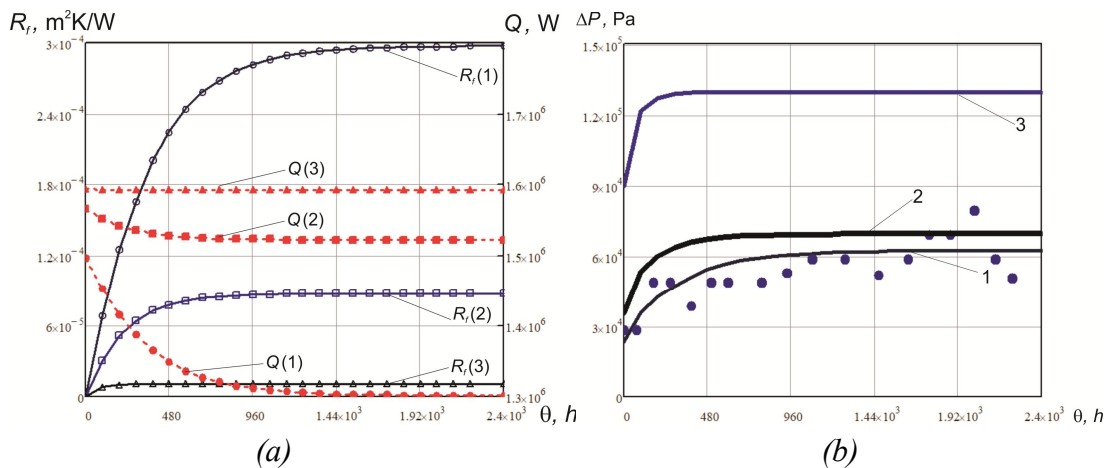


Рисунок 2 – Розвиток в часі для ПТО з 151 пластиною. (а) термічний опір відкладення (R_f) і теплові навантаження Q : $R_f(1)$ - $\beta_l=35^\circ$; $R_f(2)$ - $\beta_m=50^\circ$; $R_f(3)$ - $\beta_h=65^\circ$; $Q(1)$ - $\beta_l=35^\circ$; $Q(2)$ - $\beta_m=50^\circ$; $Q(3)$ - $\beta_h=65^\circ$. (б) витрати тиску: 1 - $\beta_l=35^\circ$; 2 - $\beta_m=50^\circ$; 3 - $\beta_h=65^\circ$

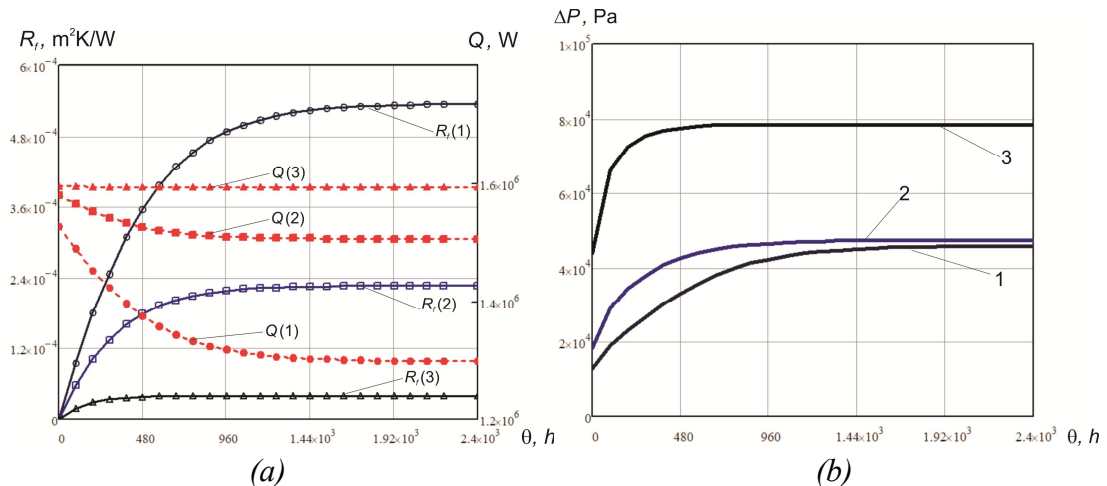


Рисунок 3 – Розвиток в часі для ПТО з 225 пластинами. (а) термічний опір відкладення (R_f) і теплові навантаження Q : R_f (1) - $\beta_f = 35^\circ$; R_f (2) - $\beta_m = 50^\circ$; R_f (3) - $\beta_h = 65^\circ$; Q (1) $\beta_f = 35^\circ$; Q (2) - $\beta_m = 50^\circ$; Q (3) - $\beta_h = 65^\circ$. (б) втрати тиску: 1 - $\beta_f = 35^\circ$; 2 - $\beta_m = 50^\circ$; 3 - $\beta_h = 65^\circ$

Щоб оцінити різні варіанти модернізації ПТО, необхідно враховувати економічні міркування. Використання ПТО, що складається з 225 пластин із середнім кутом гофри $\beta_m = 50^\circ$, дозволяє заощадити 220 кВт теплової енергії в порівнянні з базовим випадком з ПТО з 151 пластин і $\beta_f = 35^\circ$. Для цукрової кампанії тривалістю 120 днів вона дає 633 600 кВтгод або 2 281 000 МДж. Це дозволяє використовувати менше пари, яка генерується на заводі при спалюванні природного газу. З урахуванням ККД 0.7 для вироблення пари і питомої теплоти згоряння природного газу 39 МДж/м³, це дозволить заощадити близько 84 000 м³ природного газу. Ціна на природний газ для заводу становить 0.31 євро/м³, а економія на 120 днів кампанії по буряковому цукру становить 26 000 євро. Ціна однієї пластини M15M з NBR ущільненням в якості запасної частини становить близько 98 євро. Вартість додаткових 112 пластин для модернізації ПТО становить 10 976 євро. Це потребує повторного монтажу пластин на тій же рамі, яку можна легко виконати за 2000 євро, включаючи додаткові витрати. Це означає, що загальна вартість такої модернізації становить близько 13 000 євро з окупністю протягом двох місяців. Інші варіанти, пов'язані з купівлею нового ПТО, менш економічні, так як такий ПТО з 225 пластинами може коштувати близько 25 000 євро, а термін окупності може становити до 5 місяців. Вартість ПТО з 340 пластинами ще більше, і додаткова економія теплової енергії в розмірі 80 кВт не може повністю її компенсувати.

Висновки

Представлена математична модель дозволяє аналізувати продуктивність ПТО в умовах забруднення на його поверхні теплопередачі і виробити параметри процесу в часі з урахуванням впливу геометрії гофрування пластин. Це повинно бути враховано для правильного вибору ПТО в умовах забруднення. Збільшення рекуперації тепла простим додаванням пластин з однаковим низьким кутом нахилу гофри β до основного напрямку потоку в певних умовах не приводить до бажаного ефекту, так як в той же час збільшується тепловий опір відкладення і після деякого часу роботи цей опір може стати набагато більш значним, ніж в меншому ПТО. Однак такий захід може зменшити

втрату тиску в ПТО. Використання пластин з більш високим кутом β може бути кращим в умовах забруднення водою, оскільки навіть при більш високій втраті тиску в чистому ПТО її збільшення може бути меншим, ніж при більш низькому куті β з розвитком відкладення, що призведе до тієї ж втрати тиску після деякого часу роботи ПТО. У той же час кількість рекуперованого тепла може бути набагато вище. Проте, остаточне рішення має бути прийнято на основі правильного моделювання процесу з урахуванням економічних чинників.

Література

1. Klemeš J.J., Varbanov P.S., & Kapustenko P. (2013). New developments in Heat Integration and intensification, including Total Site, waste-to-energy, supply chains and fundamental concepts. *Applied Thermal Engineering*, 1(61), 1–6.
2. Klemeš J.J., Arsenyeva O., Kapustenko P., Tovazhnyanskyy L., 2015. Compact Heat Exchangers for Energy Transfer Intensification: Low Grade Heat and Fouling Mitigation. CRC Press, Boca Raton, FL, USA.
3. Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Хавин Г.Л., Арсеньева О.П. (2004). Пластинчатые теплообменники в промышленности. Харьков: НТУ «ХПИ».
4. Hajabdollahi H., Naderi M., Adimi S., 2016, A comparative study on the shell and tube and gasket-plate heat exchangers: the economic viewpoint, *Appl. Therm. Eng.* 92: 271–282.
5. Kapustenko P., Boldyryev S., Arsenyeva O., Khavin G., 2009, The use of plate heat exchangers to improve energy efficiency in phosphoric acid production. *Journal of Cleaner Production*. 17(10): 951–958.
6. Arsenyeva O.P., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Khavin G.L., Yuzbashyan A.P., Arsenyev P.Y., 2016, Two types of welded plate heat exchangers for efficient heat recovery in industry. *Applied Thermal Engineering*. 105: 763–773.
7. Arsenyeva O.P., Čuček L., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Savchenko Y.A., Kusakov S.K., Matsegora O.I., 2016b, Utilisation of waste heat from exhaust gases of drying process. *Frontiers of Chemical Science and Engineering*. 10(1):131–138.
8. Arsenyeva, O., Tovazhnyanskyy, L., Kapustenko, P., Perevertaylenko, O., Khavin, G. (2011). Investigation of the new corrugation pattern for low pressure plate condensers. *Applied Thermal Engineering*, 31(13), 2146–2152.
9. O. Arsenyeva, L. Tovazhnyanskyy, P. Kapustenko, G. Khavin, Mathematical modelling and optimal design of plate-and-frame heat exchangers, *Chem. Eng. Trans.* 18 (2009) 791–796.
10. Arsenyeva O., Tovazhnyanskyy L., Kapustenko P., Khavin G., 2011, The generalized correlation for friction factor in crisscross flow channels of plate heat exchangers, *Chemical Engineering Transactions*, 25, 399–404.
11. Kapustenko P., Arsenyeva O., Dolgonosova O., 2011, The heat and momentum transfers relation in channels of plate heat exchangers, *Chemical Engineering Transactions*, 25: 357–362.

12. Arsenyeva, O.P., Tovazhnyanskyy, L.L., Kapustenko, P.O., Demirskiy, O.V. (2014). Generalised semi-empirical correlation for heat transfer in channels of plate heat exchanger. *Applied Thermal Engineering*, 70(2), 1208–1215.
13. Tovazhnyanskyy, L.L., Kapustenko, P.O., Nagorna, O.G., Perevertaylenko, O.Y. (2004). The simulation of multicomponent mixtures condensation in plate condensers. *Heat transfer engineering*, 25(5), 16–22.
14. A.L. Gogenko, O.B. Anipko, O.P. Arsenyeva, P.O. Kapustenko, Accounting for fouling in plate heat exchanger design, *Chem. Eng. Trans.* 12 (2007) 207–212.
15. Клемеш Й., Костенко Ю.Т., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Зулин, Б.Д. (1999). Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки. *Теорет. основы хим. технологии*, 33(4), 420–431.
16. Tovazhnyanskyy L., Kapustenko P., Ulyev L., Boldyryev S., Arsenyeva O. (2010). Process integration of sodium hypophosphite production. *Applied thermal engineering*, 30(16), 2306–2314.
17. Nemet A, Varbanov PS, Kapustenko P, Boldyryev S, Klemeš JJ. Capital cost targeting of total site heat recovery. *Chem Eng Trans* 2012;29:1447–52.
18. Crittenden B.D., Yang M., Dong L., Hanson R., Jones J., Kundu K., Harris J., Klochok O., Arsenyeva O., Kapustenko P., 2015, Crystallization fouling with enhanced heat transfer surfaces. *Heat Transfer Engineering*. 36(7-8): 741–749.
19. TEMA, Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association, 9ed, TEMA Inc., New York, USA, 2007, 1028–1033
20. Kapustenko P., Klemeš J., Arsenyeva O., Matsegora O., Vasilenko O., 2018, Accounting for local features of fouling formation on PHE heat transfer surface. *Frontiers of Chemical Science and Engineering*, 12(4): 619–629.
21. Kapustenko P.O., Klemeš J.J., Matsegora O.I., Arsenyev P.Y., Arsenyeva O.P., 2019, Accounting for local thermal and hydraulic parameters of water fouling development in Plate Heat Exchanger. *Energy*. 174, 1049–1059.
22. Arsenyeva O.P., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Demirskiy, O.V., 2012. Heat transfer and friction factor in criss-cross flow channels of plate-and-frame heat exchangers. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 46(6), 634–641.
23. Churchill S.W., Friction-factor equation spans all fluid-flow regimes. *Chemical Engineering*, 1977, 84 (24): 91–92.
24. Kapustenko P., Arsenyeva O., Dolgonosova O., 2011, The heat and momentum transfers relation in channels of plate heat exchangers, *Chemical Engineering Transactions*, 25: 357–362.
25. Demirskiy O.V., Kapustenko P.O., Arsenyeva O.P., Matsegora O.I., Pugach Y.A., 2018, Prediction of fouling tendency in PHE by data of on-site monitoring. Case study at sugar factory. *Applied Thermal Engineering*, 128: 1074–1081.

Bibliography (transliterated)

1. Klemeš J.J., Varbanov P.S., & Kapustenko P. (2013). New developments in Heat Integration and intensification, including Total Site, waste-to-energy, supply chains and fundamental concepts. *Applied Thermal Engineering*, 1(61), 1–6.

2. Klemeš J.J., Arsenyeva O., Kapustenko P., Tovazhnyanskyy L., 2015. Compact Heat Exchangers for Energy Transfer Intensification: Low Grade Heat and Fouling Mitigation. CRC Press, Boca Raton, FL, USA.
3. Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.A., Havin G.L., Arseneva O.P. (2004). *Plastinchatyie teploobmenniki v promyshlennosti*. Harkov: NTU «HPI».
4. Hajabdollahi H., Naderi M., Adimi S., 2016, A comparative study on the shell and tube and gasket-plate heat exchangers: the economic viewpoint, *Appl. Therm. Eng.* 92: 271–282.
5. Kapustenko P., Boldyryev S., Arsenyeva O., Khavin G., 2009, The use of plate heat exchangers to improve energy efficiency in phosphoric acid production. *Journal of Cleaner Production*. 17(10): 951–958.
6. Arsenyeva O.P., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Khavin G.L., Yuzbashyan A.P., Arsenyev P.Y., 2016, Two types of welded plate heat exchangers for efficient heat recovery in industry. *Applied Thermal Engineering*. 105: 763–773.
7. Arsenyeva O.P., Čuček L., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Savchenko Y.A., Kusakov S.K., Matsegora O.I., 2016b, Utilisation of waste heat from exhaust gases of drying process. *Frontiers of Chemical Science and Engineering*. 10(1):131–138.
8. Arsenyeva, O., Tovazhnyanskyy, L., Kapustenko, P., Perevertaylenko, O., Khavin, G. (2011). Investigation of the new corrugation pattern for low pressure plate condensers. *Applied Thermal Engineering*, 31(13), 2146–2152.
9. O. Arsenyeva, L. Tovazhnyanskyy, P. Kapustenko, G. Khavin, Mathematical modelling and optimal design of plate-and-frame heat exchangers, *Chem. Eng. Trans.* 18 (2009) 791–796.
10. Arsenyeva O., Tovazhnyanskyy L., Kapustenko P., Khavin G., 2011, The generalized correlation for friction factor in crisscross flow channels of plate heat exchangers, *Chemical Engineering Transactions*, 25, 399–404.
11. Kapustenko P., Arsenyeva O., Dolgonosova O., 2011, The heat and momentum transfers relation in channels of plate heat exchangers, *Chemical Engineering Transactions*, 25: 357–362.
12. Arsenyeva O.P., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Demirskiy O.V. (2014). Generalised semi-empirical correlation for heat transfer in channels of plate heat exchanger. *Applied Thermal Engineering*, 70(2), 1208–1215.
13. Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.O., Nagorna O.G., Perevertaylenko O.Y. (2004). The simulation of multicomponent mixtures condensation in plate condensers. *Heat transfer engineering*, 25(5), 16–22.
14. A.L. Gogenko, O.B. Anipko, O.P. Arsenyeva, P.O. Kapustenko, Accounting for fouling in plate heat exchanger design, *Chem. Eng. Trans.* 12 (2007) 207–212.
15. Klemesh Y., Kostenko Yu.T., Tovazhnyanskyy L.L., Kapustenko P.A., Ulev L.M., Perevertaylenko A.Yu., Zulin, B.D. (1999). *Primenenie metoda pinch-analiza dlya proektirovaniya energosberegayuschih ustanovok neftepererabotki. Teoret. osnovyi him. tehnologii*, 33(4), 420–431.
16. Tovazhnyanskyy L., Kapustenko P., Ulyev L., Boldyryev S., Arsenyeva O. (2010). Process integration of sodium hypophosphite production. *Applied thermal engineering*, 30(16), 2306–2314.

17. Nemet A, Varbanov PS, Kapustenko P, Boldyryev S, Klemes JJ. Capital cost targeting of total site heat recovery. *Chem Eng Trans* 2012;29:1447–52.
18. Crittenden B.D., Yang M., Dong L., Hanson R., Jones J., Kundu K., Harris J., Klochok O., Arsenyeva O., Kapustenko P., 2015, Crystallization fouling with enhanced heat transfer surfaces. *Heat Transfer Engineering*. 36(7-8): 741–749.
19. TEMA, Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association, 9ed, TEMA Inc., New York, USA, 2007, 1028–1033
20. Kapustenko P., Klemes J., Arsenyeva O., Matsegora O., Vasilenko O., 2018, Accounting for local features of fouling formation on PHE heat transfer surface. *Frontiers of Chemical Science and Engineering*, 12(4): 619–629.
21. Kapustenko P.O., Klemes J.J., Matsegora O.I., Arsenyev P.Y., Arsenyeva O.P., 2019, Accounting for local thermal and hydraulic parameters of water fouling development in Plate Heat Exchanger. *Energy*. 174, 1049–1059.
22. Arsenyeva O.P., Tovazhnyansky L.L., Kapustenko P.O., Demirskiy, O.V., 2012. Heat transfer and friction factor in criss-cross flow channels of plate-and-frame heat exchangers. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 46(6), 634–641.
23. Churchill S.W., Friction-factor equation spans all fluid-flow regimes. *Chemical Engineering*, 1977, 84 (24): 91–92.
24. Kapustenko P., Arsenyeva O., Dolgonosova O., 2011, The heat and momentum transfers relation in channels of plate heat exchangers, *Chemical Engineering Transactions*, 25: 357–362.
25. Demirskiy O.V., Kapustenko P.O., Arsenyeva O.P., Matsegora O.I., Pugach Y.A., 2018, Prediction of fouling tendency in PHE by data of on-site monitoring. Case study at sugar factory. *Applied Thermal Engineering*, 128: 1074–1081.

УДК 66.021.4

Мацегора О.І., Арсен'єва О.П., Кусаков С.К., Зоренко В.В., Демірський О.В.

ХАРАКТЕРИСТИКИ ПЛАСТИНЧАСТИХ ТЕПЛООБМІННИКІВ З ПЛАСТИНАМИ РІЗНОЇ ФОРМИ ГОФРУВАННЯ В УМОВАХ ЗАБРУДНЕННЯ ТЕПЛОПЕРЕДАЮЧОЇ ПОВЕРХНІ

Представлено математичну модель пластинчастого теплообмінника (ПТО) з пластинами, які випускаються серійно. Модель описує процес теплообміну в каналі між двома сусідніми пластинами. Для обліку забруднення на поверхні теплопередачі використовується модель забруднення реакційно-транспортного типу. Вплив геометрії гофрування пластин на продуктивність ПТО обговорюється на результатах моделювання ПТО, встановленого для нагріву слабкого сиропу, який надходить на випарну станцію цукрового заводу. Проаналізовано вплив геометрії гофрування пластин на ефективність ПТО в умовах забруднення. Обговорюються заходи щодо зменшення забруднення в ПТО шляхом оптимального вибору геометрії гофрування пластин.

Ключові слова: математична модель, пластинчатий теплообмінник, поверхня теплопередачі, забруднення поверхні теплопередачі, геометрія гофрування пластин.

Мацегора А.И., Арсеньева О.П., Кусаков С.К., Зоренко В.В., Демирский А.В.

**ХАРАКТЕРИСТИКИ ПЛАСТИНЧАТЫХ ТЕПЛООБМЕННИКОВ
С ПЛАСТИНАМИ РАЗНОЙ ФОРМЫ ГОФРИРОВАНИЯ
В УСЛОВИЯХ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ТЕПЛОПЕРЕДАЮЩЕЙ ПОВЕРХНОСТИ**

Представлена математическая модель пластинчатого теплообменника (ПТО) с серийно выпускаемыми пластинами. Модель описывает процесс теплообмена в канале между двумя соседними пластинами. Для учета загрязнения на поверхности теплопередачи используется модель загрязнения реакционно-транспортного типа. Влияние геометрии гофрировки пластин на производительность ПТО обсуждается на результатах моделирования ПТО, установленного для нагрева слабого сиропа, который поступает на выпарную станцию сахарного завода. Проанализировано влияние геометрии гофрировки пластин на эффективность ПТО в условиях загрязнения. Обсуждаются меры по уменьшению загрязнения в ПТО путем оптимального выбора геометрии гофрировки пластин.

Ключевые слова: математическая модель, пластинчатый теплообменник, поверхность теплопередачи, загрязнение поверхности теплопередачи, геометрия гофрировки пластин.

Matsegora O.I., Arsenyeva O.P., Kusakov S.K., Zorenko V.V., Demirskiy O.V.

**CHARACTERISTICS OF PLATE HEAT EXCHANGERS WITH PLATES OF
DIFFERENT FORM OF CORRUGATION IN CONDITIONS OF HEAT TRANSFER
SURFACE FOULING**

The mathematical model of the plate heat exchanger (PHE) with commercially produced plates is presented. The model describes the heat transfer process in the channel between two adjacent plates. To account for fouling on the heat transfer surface, the fouling model of reaction and transport type is employed. The influence of plate corrugations geometry on PHE performance is discussed on results of PHE modelling installed for thin juice heating, which comes to evaporation station of the sugar factory. The influence of plate corrugations geometry on PHE performance in fouling conditions is analysed. The measures to mitigate fouling in PHE by optimal selection of plate corrugation geometry are discussed.

Keywords: mathematical model, plate heat exchanger, heat transfer, fouling on the heat transfer surface, plate corrugation geometry.

УДК 621.9.048:533.9

Мохаммед Алтагер Албаршеши, директор інституту,
Алкіб Ахмед М. Мохаммед Алджалі, PhD, викладач кафедри оптики

ПЛАЗМОВІ ТЕХНОЛОГІЇ ПЕРЕРОБЛЕННЯ ШЛАКІВ

Вищий інститут науки і техніки (Тріполі, Лівія)

Ключові слова: плазмове перероблення шлаків, плазмova піч, електродуговий плазмотрон, газифікація твердих побутових відходів, система очищення газів.

Вступ. Утворення шлаків – неминучий наслідок усіх існуючих пірометалургійних процесів. До теперішнього часу основним засобом утилізації металургійних шлаків залишається складування. Такий спосіб становить загрозу для навколишнього середовища – більшість шлаків містить значну кількість важких металів, які можуть вилугуватися дощами. Іншим джерелом небезпечних для навколишнього середовища шлаків є сміттєспалювальні заводи. Технології спалювання сміття з виробництвом електроенергії деякий час розглядалися як найбільш перспективний напрямок у переробленні муніципальних відходів [1]. Однак досвід експлуатації таких заводів виявив фундаментальні недоліки такої технології.

У газах сміттєспалювальних заводів утворюються вкрай токсичні речовини – діоксини, високомолекулярні смоли, пари металів, що потребує використання дорогих систем газоочищення. Не менш небезпечними для навколишнього середовища є шлаки від спалювання відходів.

Виходячи з економічних показників, для видалення механічних частинок з потоку синтез-газу або вихідного газу, що викидається в атмосферу, найчастіше використовуються різного роду інерційні пиловловлювачі (одиначні, групові та батарейні циклонни, жалюзійні пиловловлювачі, акустичні коагулятори, ротоклони та ін.), серед яких найчастіше використовуються сепаратори циклонного типу.

Мета роботи. Акцентувати увагу, що незважаючи на те, що рівень шкідливих речовин, які утворюються в процесі плазмового перероблення і газифікації відходів, є значно меншим, ніж у традиційних технологічних процесах, наявність систем очищення вихідних газів для такого устаткування є обов'язковою. Такі системи включають як обладнання для видалення твердих частинок (інерційні й вологі пиловловлювачі, механічні й електростатичні фільтри і т. п.), так і обладнання для видалення з газів різного роду хімічних сполук (абсорбційні й адсорбційні установки, лужневі й кислотні скрубери та ін.). Вартість таких систем може бути основною складовою комплексу обладнання для плазмової переробки і газифікації

Основна частина. Наведемо деякі дані, що дозволяють свідчити про масштаби проблеми. У табл. 1 наведена оцінка щорічного світового виробництва деяких видів великотоннажних шлаків. Оцінювання зроблено на підставі опублікованих даних або на

підставі даних про обсяги виробництва металу і множення їх на відомі коефіцієнти відношення обсягів шлаку і металу [1].

За даними Агентства із захисту навколишнього середовища США (USEPA) станом на 2000 рік [2] на одного мешканця в США утворювалося більше 400 кг муніципальних відходів на рік, а всього – понад 120 млн т.

Таблиця 1 – Річні світові обсяги утворення деяких видів шлаків

Тип шлаку	Щорічне світове виробництво, млн. т
Шлаки виробництва сталі та чавуну	300
Феронікелеві шлаки	15
Шлаки виробництва міді	14
Ферохромові шлаки	4,4
Феромарганцеві шлаки	19
Шлаки виробництва свинцю і цинку	9,0
Платиновміщувальні шлаки	2,4
Шлаки виробництва титану	2,4

З цієї кількості відходів на 102 сміттєспалювальних заводах США було перероблено тільки 35 млн т (29 % від загального обсягу), що призвело до утворення 8,75 млн т. шлаку і попелу (25 % від початкового обсягу перероблених відходів). Всього в розвинених країнах на рік утворюється понад 550 млн т муніципальних відходів. Найбільш гострою проблема перероблення шлаків від їх спалювання є в Японії, де на сміттєспалювальних заводах утилізується понад 70 % муніципальних відходів. Таким чином, створення ефективних технологій перероблення шлаків є гостро актуальною світовою проблемою. Ключовим елементом таких технологій має стати вилучення з шлаків небезпечних елементів, які часто є цінною сировиною. Отримані екологічно безпечні матеріали можуть мати найширше застосування. А реалізація речовин, що містяться в шлаках (в першу чергу – металів), може зробити цей процес не тільки екологічним, а й економічно вигідним [3]. Для створення таких процесів найбільш перспективним є застосування плазмових технологій, що підтверджується цілим рядом відомих на сьогодні прикладів.

Одним зі світових лідерів в області створення технологій перероблення металургійних шлаків є фірма Mintek (ПАР). З цією метою з кінця 70-х років фірма використовує електропечі постійного струму з перенесеними плазмовими дугами [4]. Як катод використовується графітовий електрод з центральною подачею плазмоутворювального газу, як анод – ванна рідкого металу. Піч (рис. 1) складається з облицьованої вогнетривом сталевий циліндричної оболонки і кришки. Кришка містить центральний отвір для графітового електрода. Металоприймач викладено графіто-магнезитною цеглою, поверх якої для забезпечення електро-провідності покладено шар броньованої цегли. Особливістю джерела живлення є високе значення напруги (1200 В), спричинене високим опором шлаку.

Описані плазмово-дугові печі використовуються в розробленому фірмою Mintek

процесі Enviroplas, який успішно застосовується для перероблення різних металургійних шлаків. В цьому процесі для відновлення металу в дроблений шлак додається вуглець. Це дозволяє організувати процес таким чином, щоби отримувати задані значення відновлення цільового металу в ході плавки. При відпрацюванні технологічного процесу було досягнуто ступінь відновлення кобальту понад 80 % [5, 6].

У липні 1999 р. фірма Anglovaal Mining Limited (ПАР) оголосила про плани вкладення 100 млн доларів у завод для перероблення шлаку, маючи на меті виробництво 4000 т кобальту і 3500 т міді за рік. Завод почав роботу в 2001 році і до теперішнього часу працює успішно.

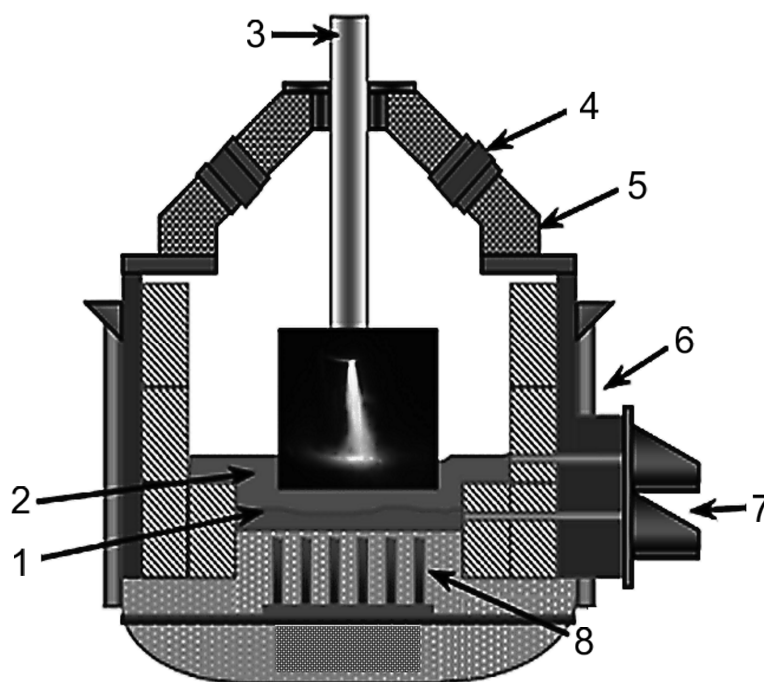


Рисунок 1 – Схема плазово-дугової печі фірми Mintek:

1 – метал; 2 – шлак; 3 – графітовий катод; 4 – отвір для завантаження;
5 – кришка; 6 – охолоджувальний корпус; 7 – зливні жолоби; 8 – анодна плита

На основі процесу Enviroplas розроблено технології вилучення цинку і свинцю зі шлаків виробництва свинцю і пилу дугових сталеплавильних печей (ДСП) [7, 8]. Процес дозволяє досягти рівня вилучення цинку понад 85 % при обробленні свинцевих шлаків і 95 % при обробленні пилу ДСП. Тести підтвердили, що шлак після такої обробки відповідає нормам USEPA. Таким чином, в результаті перероблення вкрай токсичних матеріалів вдається отримати два безпечні продукти – інертний шлак і гранульований цинк. Для забезпечення екологічної чистоти процес потребує застосування сучасного обладнання для очищення відхідних газів.

При переробленні цинковміслювальних шлаків і пилу (рис. 2) використовується додаткове оброблення в печі попередньої плавки. Її проводять зі зниженою температурі (1200...1250 °С при обробленні свинцевого шлаку і 1300...1400 °С – пилу ДСП). Основна мета попередньої обробки – видалення зайвої вологи, а також таких елементів, як

хлор, фтор, сірка, кадмій, які можуть ускладнити виділення цинку. Як відновлювач використовується кокс або вугілля. При плавці забезпечується перемішування розплаву з метою усунення місцевого перегрівання в зоні прив'язки дуги. Для цього використовується продування розплаву азотом, що підвищує рівень вилучення цинку до 90 ... 91 %.

На мідно-нікелевих комбінатах утворений шлак у цей час зазвичай переробляють з використанням флотації для відновлення міді, що залишається в шлаку. Потім шлак зсипають в ями і засипають ґрунтом. Деякі комбінати просто накопичують шлак у котлованах, облицьованих пластиком. Це спричинено необхідністю запобігання дренажу шкідливих речовин у підземні води.

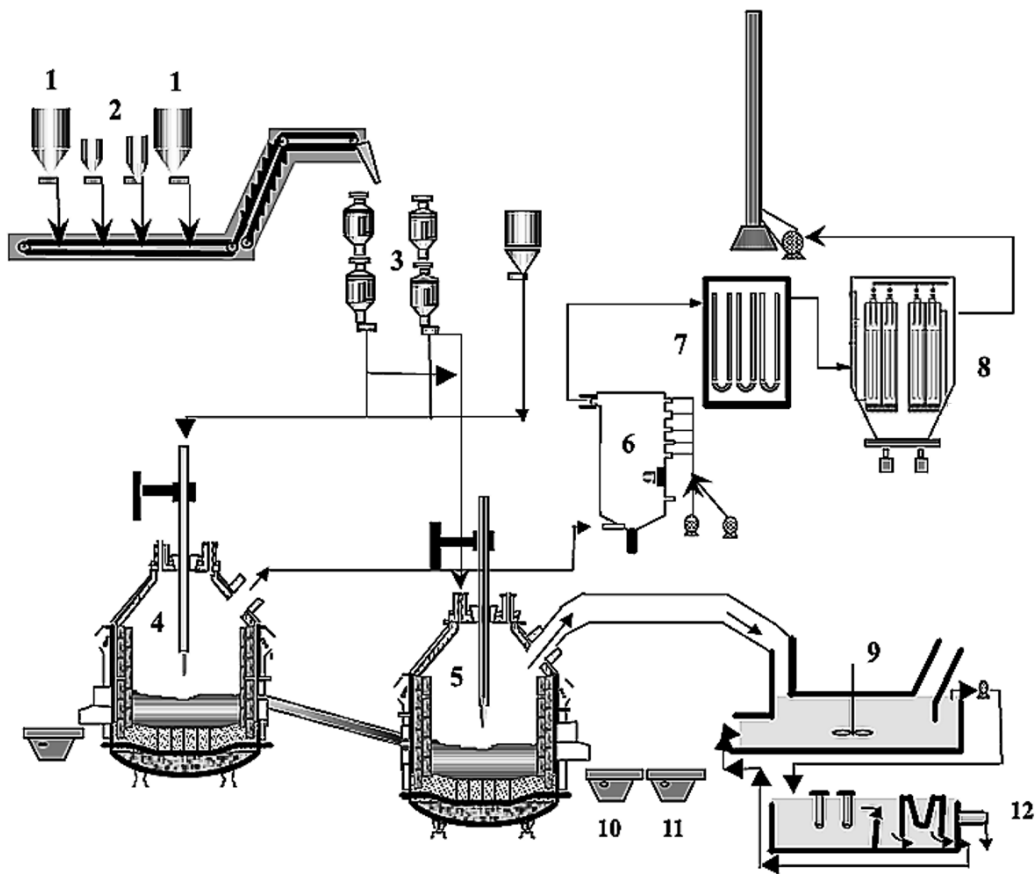


Рисунок 2 – Схема процесу Enviroplas перероблення цинковміслювальних шлаків:

- 1 – подача шлаку; 2 – подача флюсу і коксу; 3 – змішувачі;
- 4 – плазмова піч попередньої плавки; 5 – основна плазмова піч; 6 – камера допалення газів; 7 – теплообмінник; 8 – газоочищення; 9 – конденсатор;
- 10 – метал; 11 – шлак; 12 – цинк

На мідно-нікелевих комбінатах утворений шлак у цей час зазвичай переробляють з використанням флотації для відновлення міді, що залишається в шлаку. Потім шлак зсипають в ями і засипають ґрунтом. Деякі комбінати просто накопичують шлак у котлованах, облицьованих пластиком. Це спричинено необхідністю запобігання дренажу шкідливих речовин у підземні води.

У той же час, при переробленні мідно-нікельових шлаків у плазмово-дугових

печах з відновними умовами є реальна можливість вилучення практично всього нікелю і кобальту. У роботах [9, 10] описано результати такого перероблення шлаків мідеплавильного заводу. Шлак мав такий склад: кобальт – 0,45 %; мідь – 3 %; залізо – 47 %; нікель – 3,5 % і сірка – 3 %. В ході випробувань було досліджено чотири різних методи в спробі оптимізувати виборче відновлення металів зі шлаку. Вони включали плавлення дробленого шлаку і графіту, добавку певної кількості дробленого вугілля до вже розплавленого шлаку, спільну подачу дробленого холодного шлаку і вугілля і пневматичну інжекцію пилоподібного вугілля в розплавлений шлак. В результаті 91 % заліза було збережено в шлаковій фазі, в той час як 50 % кобальту, 63 % міді і 83 % нікелю було відновлено в сплаві. Встановлено, що інжекція пилоподібного вугілля дає найкраще відновлення нікелю і оксиду кобальту зі шлаку. При оптимальних параметрах, з 7 %-ною добавкою вуглецю, на 100 кВт печах було відновлено: кобальту – 81 %; міді – 78 % і нікелю – 97 %, в той час як 80 % заліза залишилося в шлаку.

На аналогічних засадах для вилучення зі шлаку металів платинової групи (МПП) створено процес ConRoast [11]. Існуючі технології виробництва МПП ґрунтуються на традиційному процесі виплавки, де МПП сконцентровано в сульфідній фазі та пов'язано із сульфідами основного металу. Плавка супроводжується високими викидами SO_2 . Процес ConRoast вирішує завдання викиду SO_2 повним окислювальним випаленням сульфідного концентрату до виплавки в дуговій печі постійного струму.

Плавка окисленої шихти виконується в плазово-дуговій печі постійного струму при відновлювальних умовах. Досліди показали, що після обробки шлак має настільки низький вміст МПП, що може скидатися на звалище або використовуватися для інших цілей. Інший тип сировини з низьким вмістом сірки (наприклад, низькосортні високхромисті концентрати або поворотні хвости) може вводитися в дугову електропеч постійного струму без попереднього випалення.

Таким чином, плазові технології можуть бути основою для економічно ефективних технологій перероблення металургійних шлаків з практично повним вилученням металу і утворенням нейтрального осклованого шлаку. При цьому навіть за умови знижених порівняно з традиційними технологіями викидах, в склад комплексу обладнання для плазової обробки є обов'язковим включення різного роду систем газоочищення.

У всіх описаних вище процесах вартість металів, отриманих в ході перероблення шлаків, перевищувала витрати на переробку. У разі перероблення шлаків і попелу сміттєспалювальних заводів така мета ніколи не ставилася. Необхідність такої переробки визначається екологічними вимогами. Тому зазвичай вважається, що якщо в результаті оброблення плазмою шлаки і попіл будуть оскловані, а отриманий матеріал буде безпечним з точки зору діючих норм, поставлена мета досягнеться. Таке формулювання завдань переробки є досить обмеженим і спочатку занижує можливий ефект процесу.

Основною вимогою до технологічного процесу перероблення шлаків сміттєспалювальних заводів (ССЗ) є знищення всього діоксину і фурану і запобігання їхньому повторному синтезу при подальшому охолодженні газів, що відходять у атмосферу. Для цього гази швидко охолоджуються в інтервалі температур від 600 до 200 °С. Крім того, потрібно, щоби процес плавлення шлаку проходив в окислювальному середовищі. Ця вимога зумовлена тим, що мікрочастинки вуглецю є каталізаторами синтезу діоксинів. Тому вважається, що відновлення потенційно цінних металів зі шлаків ССЗ не-

справджене, тому що цей процес пов'язаний з додаванням в шихту вуглецю як відновлювача [12]. Такий висновок переконливо спростовується описаними вище результатами робіт з плазмового відновлення цинку, в яких проблему було вирішено введенням попереднього оброблення шихти.

Розробленню плазмових технологій нейтралізації відходів CC_3 присвячено велику кількість досліджень. Ці технології вже перейшли в область індустріальних застосувань головним чином в Японії, в якій проблема перероблення таких шлаків стоїть найгостріше. При переробці використовуються як металеві водоохолоджувані плазмові пальники [13], так і порожнисті графітові електроди [14]. В індустріальних застосуваннях прихильником водоохолоджуваних пальників є, наприклад, фірми Westinghouse Plasma (США), SKF (Швеція) і Europlasma (Франція). Фірма Tetronics (Великобританія) вважає за краще використовувати для цих цілей графітові електроди.

У роботі [12] проведено порівняння результатів плазмового перероблення шлаків CC_3 при використанні водоохолоджувальних і графітованих електродів. У табл. 2 наведено результати досліджень початкового складу шлаку і його складу після плазмової обробки. Склад шлаку в експериментах дещо відрізнявся. В обох випадках процес приводили при надлишку повітря, а шихта не містила будь-якого відновлювача. Як видно з таблиці 2, в обох випадках після плазмової обробки зі шлаку було видалено хлор і фосфор. Однак разом з ними було вилучено і цинк, а в шлаку залишено велику кількість цінних металів (алюміній, магній).

Таблиця 2 – Склад шлаку CC_3 до і після плазмової переробки із застосуванням плазмогенераторів різного типу [12]

Складові	Склад шлаку до обробки, % маси		Склад шлаку після обробки, % маси	
	Охолоджуваний пальник	Графітовий електрод	Охолоджуваний пальник	Графітовий електрод
Al_2O_3	8,3	12,9	24,6	17
CaO	14,0	17,2	20,9	23
SiO_2	17,1	27,5	26,8	35
MgO	1,8	2,0	2,6	5
TiO_2	1,3	1,2	2,7	-
Fe_2O_3	2,1	4,4	4,1	11
Na_2O	9,2	2,2	1,48	1,6
K_2O	10,5	2,5	0,37	< 1
ZnO	7,1	3,8	0,68	0,1
PbO	1,9	0,9	0,03	< 0,1
P_2O_5	1,4	0,9	0,87	-
C	0,2	3,3	-	-
Cl	12,0	4,0	-	-
F	0,12	0,3	-	-
SO_2	10,4	4,5	0,005	< 0,3

Отриманий після плазмової переробки шлак охолоджувався у воді. В результаті утворювався склоподібний матеріал, який після дроблення випробовувався на вилугування за методикою USEPA. Випробування підтвердили безпеку отриманого матеріалу і можливість його використання в будівництві. Автори роботи [12] роблять висновки про те, що принципових відмінностей у результатах плазмового перероблення шлаків ССЗ водоохолоджуваними і графітовими електродами немає. Обидва процеси застосовні для окисної плавки таких відходів, а вибір між ними можливий тільки на основі економічного аналізу.

Такий висновок виглядає дещо несправданим з урахуванням можливостей підвищення ресурсу плазмових генераторів. У роботах [15, 16] досить детально розглянуто це питання і показано, що недостатній рівень ресурсу і надійності плазмових генераторів є основною причиною, яка стримує широке впровадження вже розроблених плазмових технологій у промисловість.

У роботі [1], зокрема, показано, що значною мірою проблеми створення надійного та високоресурсного обладнання для плазмового перероблення шлаків можуть бути вирішені при використанні плазмових печей з магнітогідродинамічним (МГД) перемішуванням. Ефект МГД перемішування досягається за рахунок розтікання струму від опорного плями дуги до розташованих на периферії ванни подовим електродів (рис. 3). Взаємодія горизонтальної й вертикальної складових струму з електромагнітним полем спричиняє торіодальне перемішування розплаву у вертикальному перерізі й обертальний рух – у горизонтальному.

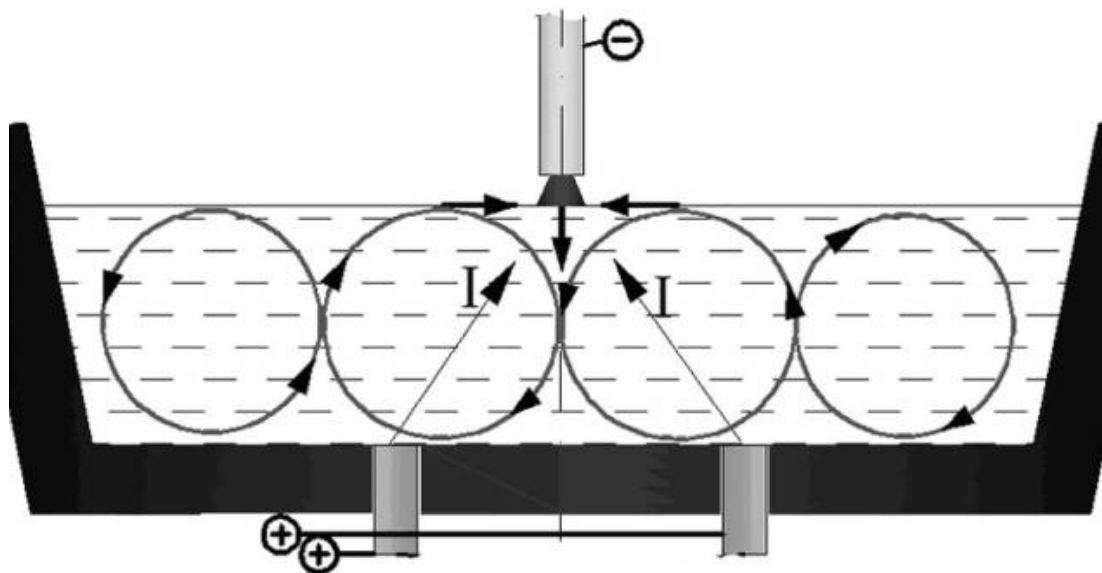


Рисунок 3 – Схема роботи плазмової печі з МГД перемішуванням розплаву

Використання МГД перемішування може дозволити відмовитися від використання азоту, необхідного для перемішування розплаву в плазмових процесах фірми Mintek, а використання плазмових пальників комбінованого типу має дозволити знизити робочу напруги струму, що знизить вірогідність пробоя по ізолюючих вставках плазмогенератора. Склад атмосфери в плазмовому реакторі з МГД перемішуванням може

бути контрольованим, що має забезпечити умови високого ресурсу для електродугових плазмотронів з термоємистими катодами. При цьому, як і у випадку плазмового обладнання для газифікації сировини, режими подачі захисного і плазмоутворювального газу мають бути узгодженими з умовами, необхідними для надійної роботи обладнання для очищення газів, наявність якого в установках для плазмового перероблення шлаків є обов'язковою.

Висновки. Таким чином, незважаючи на те, що рівень шкідливих речовин, які утворюються в процесі плазмового перероблення і газифікації відходів, є значно меншим, ніж у традиційних технологічних процесах, наявність систем очищення вихідних газів для такого устаткування є обов'язковою. Такі системи включають як обладнання для видалення твердих частинок (інерційні й вологі пиловловлювачі, механічні й електростатичні фільтри і т. п.), так і обладнання для видалення з газів різного роду хімічних сполук (абсорбційні й адсорбційні установки, лужневі й кислотні скрубери та ін.). Вартість таких систем може бути основною складовою комплексу обладнання для плазмової переробки і газифікації [17, 18].

Виходячи з економічних показників, для видалення механічних частинок з потоку синтез-газу або вихідного газу, що викидається в атмосферу, найчастіше використовуються різного роду інерційні пиловловлювачі (одиначні, групові та батарейні циклонни, жалюзійні пиловловлювачі, акустичні коагулятори, ротоклони та ін.), серед яких найпоширеніші - сепаратори циклонного типу.

Література

1. Анализ методов плазменной переработки металлургических шлаков в электропечах постоянного тока / С.И. Планковский, Д.А. Брега, Е. В. Цегельник, А.М. Алкиб // Открытые информационные и компьютерные интегрированные технологии: сб. науч. тр. / Нац. аэрокосм. ун-т им. Н.Е. Жуковского «ХАИ». Харьков, 2016. Вып. 72. С. 68–76.
2. City of Honolulu Review of Plasma Arc Gasification and Vitrification Technology for Waste Disposal: Final Report / R.W. Beck Inc. Honolulu, 2003. 159 p.
3. Изменения микроструктуры стали при обработке в плазмотроне с жидким катодом / В.В. Мурга, И.И. Антропов, Д.К. Гамазин, А.М. Алкиб // Збірник наукових праць Донбаського державного технічного університету. 2014. Вип. 1 (42). С. 152–156.
4. Jones R.T., Barcza N.A., Curr T.R. Plasma Developments in Africa [Electronic resource] // World progress in plasma applications: proc. of Second Intern. Plasma Symp. (Palo Alto, Feb. 9–11, 1993). Palo Alto, 1993. URL: <https://www.pyrometallurgy.co.za/Mintek/Plasma/Plasma.htm>. (last accessed: 07.08.2019).
5. Jones R.T., Hayman D.A., Denton G.M. Recovery of cobalt, nickel, and copper from slags, using DC-arc furnace technology // International Symposium on Challenges of Process Intensification: proc. of 35th Annu. Conf. of Metallurgists (Montreal, Aug. 24–29,

1996). Montreal, 1996. P. 451–466.

6. Jones R.T., Deneys A.C. Using a Direct-Current Arc Furnace to recover cobalt from slags // *Journal of Minerals, Metals and Materials Society*. 1998. Vol. 50, no. 10. P. 57–61.

7. Abdel-latif M.A. Fundamentals of zinc recovery from metallurgical wastes in the Enviropas process // *Minerals Engineering*. 2002. Vol. 15, iss. 11. P. 945–952.

8. Schoukens A. F.S., Denton G.M., Jones R.T. Pilot-plant production of Prime Western grade zinc from lead blast-furnace slags using the Enviropas process // *Recycling of Metals and Engineered Materials: proc. of the Third Intern. Symposium (Point Clear, Nov. 12–15, 1995)*. Point Clear, 1995. P. 857–868.

9. Jones R.T. Economic and environmentally beneficial treatment of slags in DC arc furnaces // *Molten Slags, Fluxes and Salts: proc. of the VII Intern. Conf. (Cape Town, Jan. 25–28, 2004)*. Johannesburg, 2004. P. 363–376.

10. Jones R.T., Hayman D.A., Denton G.M. Recovery of cobalt, nickel, and copper from slags, using DC-arc furnace technology // *International Symposium on Challenges of Process Intensification: proc. of 35th Annu. Conf. of Metallurgists (Montreal, Aug. 24–29, 1996)*. Montreal, 1996. P. 451–466.

11. Jones R.T., Kotzé I.J. DC arc smelting of difficult PGM-containing feed materials // *Platinum Adding Value: proc. of the Intern. Platinum Conf. (Johannesburg. Oct. 3–7, 2004)*. Johannesburg, 2004. P. 33–36.

12. Neuschütz D. Plasma processing of dusts and residues // *Pure and Applied Chemistry*. 1996. Vol. 68, no. 5. P. 1159–1165.

13. Stüber A., Hauck A., Neuschütz D. Processing tests of filter dusts from a waste incineration plant in a 600 kW plasma melting furnace. *Thermal Plasma Processes / ed. by D. Neuschütz*. Düsseldorf: VDI Verlag, 1995. P. 583–590.

14. Oberlin C. Plasma processes for industrial applications. State of research and development activities undertaken by EDF // *Journal of high temperature chemical processes*. 1994. Vol. 3, no. 6. P. 719–732.

15. Кривцов В.С., Планковский С.И. Проблемы создания высокоресурсных сильноточных электродуговых плазмотронов // *Авиационно-космическая техника и технология*. 2005. № 7 (23). С. 7–21.

16. Кривцов В.С., Планковский С.И. Современное состояние и перспективы создания мощных высокоресурсных плазменных генераторов // *Технологические системы*. 2004. № 1. С. 11–15.

17. Исхаков А.Р. Повышение эффективности процессов очистки газов от дисперсной фазы и вредных примесей в комбинированных аппаратах: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / Казан. гос. энергет. ун-т. Казань, 2016. 131 с.

18. Ляховко А.Д. Снижение уровня экологической опасности пылевых выбросов агломерационной фабрики металлургического комбината: дис. ... канд. техн. наук.: 21.06.01 / Гос. выс. учеб. заведение «Нац. горный ун-т». Днепр, 2016. 180 с.

Bibliography (transliterated)

1. Analiz metodov plazmennoy pererabotki metallurgicheskikh shlakov v elektropetchah postoyannogo toka / S.I. Plankovskiy, D.A. Brega, E.V. Tsegelnik, A.M. Alkib // Otkryitiye informatsionnyie i kompyuternyye integrirovannyye tehnologii: sb. nauch. tr. / Nats. aerokosm. un-t im. N. E. Zhukovskogo «HAI». Harkov, 2016. #. 72. P. 68–76.
2. City of Honolulu Review of Plasma Arc Gasification and Vitrification Technology for Waste Disposal: Final Report / R.W. Beck Inc. Honolulu, 2003. 159 p.
3. Izmeneniya mikrostrukturyi stali pri obrabotke v plazmotrone s zhidkim katodom / V.V. Murga, I.I. Antropov, D.K. Gamazin, A.M. Alkib // Zbirnik naukovih prats Donbaskogo derzhavnogo tehnolichnogo univrsitetu. 2014. # 1 (42). P. 152–156.
4. Jones R.T., Barcza N.A., Curr T.R. Plasma Developments in Africa [Electronic resource] // World progress in plasma applications: proc. of Second Intern. Plasma Symp. (Palo Alto, Feb. 9–11, 1993). Palo Alto, 1993. URL: <https://www.pyrometallurgy.co.za/Mintek/Plasma/Plasma.htm>. (last accessed: 07.08.2019).
5. Jones R.T., Hayman D.A., Denton G.M. Recovery of cobalt, nickel, and copper from slags, using DC-arc furnace technology // International Symposium on Challenges of Process Intensification: proc. of 35th Annu. Conf. of Metallurgists (Montreal, Aug. 24–29, 1996). Montreal, 1996. P. 451–466.
6. Jones R.T., Deneys A.C. Using a Direct-Current Arc Furnace to recover cobalt from slags // Journal of Minerals, Metals and Materials Society. 1998. Vol. 50, no. 10. P. 57–61.
7. Abdel-latif M.A. Fundamentals of zinc recovery from metallurgical wastes in the Enviropas process // Minerals Engineering. 2002. Vol. 15, iss. 11. P. 945–952.
8. Schoukens A.F.S., Denton G.M., Jones R.T. Pilot-plant production of Prime Western grade zinc from lead blast-furnace slags using the Enviropas process // Recycling of Metals and Engineered Materials: proc. of the Third Intern. Symposium (Point Clear, Nov. 12–15, 1995). Point Clear, 1995. P. 857–868.
9. Jones R.T. Economic and environmentally beneficial treatment of slags in DC arc furnaces // Molten Slags, Fluxes and Salts: proc. of the VII Intern. Conf. (Cape Town, Jan. 25–28, 2004). Johannesburg, 2004. P. 363–376.
10. Jones R.T., Hayman D.A., Denton G.M. Recovery of cobalt, nickel, and copper from slags, using DC-arc furnace technology // International Symposium on Challenges of Process Intensification: proc. of 35th Annu. Conf. of Metallurgists (Montreal, Aug. 24–29, 1996). Montreal, 1996. P. 451–466.
11. Jones R.T., Kotzé I.J. DC arc smelting of difficult PGM-containing feed materials // Platinum Adding Value : proc. of the Intern. Platinum Conf. (Johannesburg. Oct. 3–7, 2004). Johannesburg, 2004. P. 33–36.
12. Neuschütz D. Plasma processing of dusts and residues // Pure and Applied Chemistry. 1996. Vol. 68, no. 5. P. 1159–1165.

13. Stüber A., Hauck A., Neuschütz D. Processing tests of filter dusts from a waste incineration plant in a 600 kW plasma melting furnace. Thermal Plasma Processes / ed. by D. Neuschütz. Düsseldorf: VDI Verlag, 1995. P. 583–590.
14. Oberlin C. Plasma processes for industrial applications. State of research and development activities undertaken by EDF // Journal of high temperature chemical processes. 1994. Vol. 3, no. 6. P. 719–732.
15. Krivtsov V.S., Plankovskiy S.I. Problemyi sozdaniya vyisokoresursnyih silnotochnyih elektrodugovyih plazmotronov // Aviatsionno-kosmicheskaya tehnika i tehnologiya. 2005. # 7 (23). P. 7–21.
16. Krivtsov V.S., Plankovskiy S.I. Sovremennoe sostoyanie i perspektivy sozdaniya moschnyih vyisokoresursnyih plazmennyyih generatorov // Tehnologicheskie sistemyi. 2004. # 1. P. 11–15.
17. Ishakov A.R. Povyishenie effektivnosti protsessov ochistki gazov ot dispersnoy fazyi i vrednyih primesey v kombinirovannyih apparatah: dis. ... kand. tehn. nauk: 05.17.08 / Kazan. gos. energet. un-t. Kazan, 2016. 131 p.
18. Lyahovko A.D. Snizhenie urovnya ekologicheskoy opasnosti pyilevyih vyibrosov aglomeratsionnoy fabрики metallurgicheskogo kombinata: dis. ... kand. tehn. nauk: 21.06.01 / Gos. vyis. ucheb. zavedenie «Nats. gornyy un-t». Dnepr, 2016. 180 p.

УДК 621.9.048:533.9

Мохаммед Алтагер Албаршеши, директор інституту,
Алкіб Ахмед М. Мохаммед Алджалі, PhD, викладач кафедри оптики

ПЛАЗМОВІ ТЕХНОЛОГІЇ ПЕРЕРОБЛЕННЯ ШЛАКІВ

Вищий інститут науки і техніки (Тріполі, Лівія)

В роботі розглянуто актуальний стан технологій плазмового перероблення відходів, зокрема шлаків. Акцентується увага, що хоча рівень шкідливих речовин, які утворюються в процесі плазмового перероблення і газифікації відходів, є значно меншим, ніж у традиційних технологічних процесах, наявність систем очищення вихідних газів для такого устаткування є обов'язковою. Вартість таких систем може бути основною складовою комплексу обладнання для плазмової переробки і газифікації.

Ключові слова: плазмове перероблення шлаків, плазмова піч, електродуговий плазмотрон, газифікація твердих побутових відходів, система очищення газів.

Мохаммед Алтагер Албаршеши, директор института,
Алкиб Ахмед М. Мохаммед Алджали, PhD, преподаватель кафедры оптики

ПЛАЗМЕННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ ШЛАКОВ

Высший институт науки и техники (Триполи, Ливия)

В работе рассмотрено актуальное состояние технологий плазменной переработки отходов, в частности шлаков. Акцентируется внимание, что, хотя уровень вредных веществ, которые образуются в процессе плазменной переработки и газификации отходов, значительно меньше, чем в традиционных технологических процессах, наличие систем очистки отходящих газов для такого оборудования является обязательным. Стоимость таких систем может быть основной составляющей комплекса оборудования для плазменной переработки и газификации.

Ключевые слова: плазменная переработка шлаков, плазменная печь, электродуговой плазматрон, газификация твердых бытовых отходов, система очистки газов.

Mohammed Taher Isse Barshushi, Director institute administrator,
Alkeeb Ahmed M. Mohammed Aljali, PhD, Department of Optics Lecturer

PLASMA TECHNOLOGIES FOR SLAG PROCESSING

Higher Institute of Science and Technology (Tripoli, Libya)

The current state of the technology for plasma processing of waste, in particular slag, is considered in the work. It is emphasized that, although the level of harmful substances that are formed in the process of plasma processing and gasification of waste is much lower than in traditional technological processes, the presence of exhaust gas purification systems for such equipment is mandatory. The cost of such systems may be the main component of the complex of equipment for plasma processing and gasification.

Keywords: plasma slag processing, plasma furnace, electric arc plasmatron, gasification of municipal solid waste, gas treatment system.

УДК 658.264

Алексахін О.О.¹, к.т.н., доцент, Счастний Є.Є.², к.т.н., доцент, Єна С.В.³, ст. викладач,
Гордієнко О.П.³, ст. викладач, Євтушенко Е.О.², студент, Ізотова Г.І.², студентка,
Решетіло Л.М.², студентка

З ПИТАННЯ РЕФОРМУВАННЯ СИСТЕМ ЦЕНТРАЛІЗОВАНОГО ТЕПЛОПОСТАЧАННЯ

¹ Харківський національний університет ім. В.Н. Каразіна

² Український державний університет залізничного транспорту

³ Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»,
м. Харків

Ключові слова: централізоване теплопостачання, енергозбереження, опір теплопередачі огорожувальних конструкцій будівель, ефективність утеплення будівель, мікрорайонна опалювальна мережа, теплові втрати трубопроводами.

У даний час стало зрозумілим, що, незважаючи на недоліки централізованих систем теплопостачання, відмова від них і перехід до інших форм організації виробництва та розподілу теплової енергії впродовж нетривалого часу неможливий. Це пояснюється, перш за все, необхідністю значних капіталовкладень у реконструкцію системи. Тому, скоріше за все, перехід до інших форм теплопостачання відбуватиметься в умовах функціонування централізованих систем, які поетапно реформуються. Одним з елементів централізованих систем теплопостачання міста, у якому найбільшою мірою сконцентровано їх проблеми, є мікрорайон. Тому що більша частина будівель, які сформували забудову мікрорайонів, введено в експлуатацію у період з середини до кінця минулого століття за діючими на той момент нормативними вимогами до величини термічного опору зовнішніх огорожень. Одним з основних напрямків енергозбереження у будівельній сфері і комунальному секторі господарства є утеплення будівель. При умові доведення фактичного опору теплопередачі до рівня сучасних вимог [1] величину втрат теплоти через огорожувальні конструкції приміщень будівлі можна зменшити на 25–45 % [2,3]. Зменшення подачі теплоти на опалення утеплених споруд можна здійснити або реконструкцією системи опалення з вибором відповідної площі поверхні теплообміну опалювальних приладів, або зменшенням температури теплоносія на вході до існуючих систем. При утепленні функціонуючих будівель доцільним є другий спосіб.

Роботи з утеплення будівель мікрорайону, скоріш за все, виконуватимуть протягом декількох сезонів. Тому до завершення робіт до утеплених і до не утеплених будівель, приєднаних до єдиної мікрорайонної мережі, теплоносій надходитиме з однаковою температурою. Аналіз зміни теплового стану трубопроводів опалювальної мережі для такого випадку проведено у роботі [4]. Після закінчення робіт з утеплення всіх будівель мікрорайону температуру води у подавальному трубопроводі мережі опалення можна зменшити на центральному тепловому пункті для мікрорайону в цілому, що обумовить додаткове зменшення втрат теплоти трубопроводами.

Метою роботи є визначення рівня зменшення теплових втрат теплопроводами при переході на новий, знижений графік температур для опалення будівель мікрорайону. Розрахункове дослідження проведено для наведеної на рисунку 1

ідеалізованої групи будівель, утвореної спорудами з однаковими витратами теплоти на опалення Q_o , які при обчисленнях дорівнювали 0,1; 0,25; 0,5 МВт. Діаметри трубопроводів на ділянках мережі визначені за тепловими навантаженнями ділянок при умові, що питомі втрати тиску через тертя знаходяться у межах $35 \leq R \leq 55 \text{ Па/м}$. Для кожної з розглянутих схем опалювальної мережі ділянки мають однакову довжину. Довжину ділянок прийнято з умови рівності матеріальної характеристики мережі для усіх розглянутих варіантів $M = \sum_{i=1}^n (l_i d_i) = 113,2 \text{ м}^2$ (l_i – довжина ділянки, d_i – діаметр, n – кількість розрахункових ділянок). Характеристики теплових режимів опалювальної мережі до утеплення будівель подано у таблиці 1.

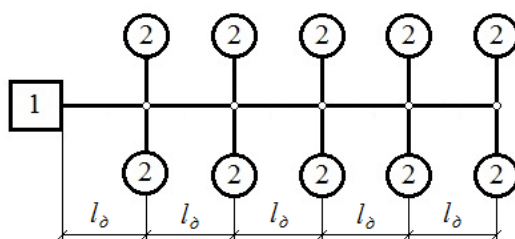


Рисунок 1 – Розрахункова схема теплової мережі
1 – центральний тепловий пункт; 2 – будівлі

Таблиця 1 – Характеристики розрахункових варіантів опалювальної мережі

Параметр	Значення		
Максимальні витрати теплоти на опалення групи будівель, МВт	1,0	2,5	5,0
Довжина розрахункової ділянки мережі, l_d , м	180,5	136,3	100
Розрахункова температура мережної води до утеплення будівель, °С:			
подавальний трубопровід теплової мережі	105	105	105
вхід до опалювального приладу	95	95	95
вихід з опалювального приладу	70	70	70

Обчислення теплових втрат трубопроводами здійснено за наведеною у [4] методикою. Для визначення температури теплоносія на вході до опалювальних приладів утеплених будівель τ_{3n} й на виході з них τ_{2n} у роботі [4] запропоновано формули

$$\tau_{3n} = \tau_{2n} + \mu \overline{Q}_0 \theta_p, \quad (1)$$

$$\tau_{2n} = \left(\tau_2 + 0,5 \overline{Q}_0 \theta_p - t_{вн} \right) \mu^{0,8} - 0,5 \mu \overline{Q}_0 \theta_p + t_{вн}, \quad (2)$$

де $\overline{Q}_0 = (t_{вн} - t_{нар}) / (t_{вн} - t_{p.o})$ – відносне опалювальне навантаження; $t_{вн}$ – температура внутрішнього повітря; $t_{нар}$ – поточне значення температури зовнішнього повітря; $t_{p.o}$ – розрахункова для опалення температура зовнішнього повітря для конкретних кліматичних умов; $\theta_p = \tau_{3p} - \tau_{2p}$ – розрахункове охолодження теплоносія в

опалювальному приладі; τ_{3p}, τ_{2p} – температура теплоносія на вході й виході з опалювального приладу при розрахунковій для опалення температурі зовнішнього повітря.

Коефіцієнт $\mu = Q_{он}/Q_o$ враховує ефективність застосування заходів з утеплення будівель і дорівнює співвідношенню витрат теплоти на опалення після утеплення ($Q_{он}$) й до утеплення (Q_o) будівлі.

Формули (1), (2) отримано при умові, що систему опалення приєднано до мікрорайонної мережі за незалежною схемою, тобто за допомогою теплообмінного апарату [5]. В такому випадку витрати нагрівного теплоносія через опалювальний теплообмінник утепленої будівлі ($G_{с.н.}$) у припущенні, що витрати теплоносія у системі опалення споруди після утеплення дорівнюють витратам до утеплення, можна знайти зі співвідношення

$$\beta = \frac{G_{с.н.}}{G_{с.р.}} = \frac{\mu \overline{Q_o} [\tau_{1pc} - (\tau_{2p} + 10)]}{\tau_{1н} - (\tau_{2н} + 10)}, \quad (3)$$

де $G_{с.р.}$ – витрати нагрівного теплоносія через опалювальний теплообмінник до утеплення будівлі при розрахункових умовах; τ_{1pc} – температура теплоносія у подавальному трубопроводі теплової мережі при розрахунковій для опалення температурі зовнішнього повітря.

Температуру теплоносія у подавальному трубопроводі теплової мережі при поточній температурі зовнішнього повітря для незалежного приєднання систем опалення можна визначити за формулою

$$\tau_{1н} = \tau_{3н} + \Delta\tau, \quad (4)$$

де $\Delta\tau$ – різниця температур середовищ у теплообміннику (приймають, як правило, рівною 3–10 °С).

Графік зміни температури мережної води при зміні коефіцієнта μ подано на рис. 2,а. Наведені дані характеризують режим опалення при середній температурі зовнішнього повітря найбільш холодних п'яти діб у даній місцевості ($\overline{Q_o} = 1$). Різницю температур середовищ у теплообміннику прийнято рівною $\Delta\tau = 10$ °С, температуру води на вході до системи опалення не утепленої будівлі прийнято 95 °С, на виході з системи опалення 70 °С. Зміну температури мережної води впродовж опалювального періоду наведено на рис. 2,б. Графік зміни температури для не утеплених будівель побудовано з використанням запропонованих у роботі [6] формул для якісного регулювання відпускання теплоти. Коефіцієнт ефективності утеплення окремої будівлі прийнято рівним $\mu = 0,6$.

На рис. 3 проведено порівняння результатів обчислення теплових втрат трубопроводами розподільної мережі, по якій здійснюється транспортування теплоти до утеплених будівель, без корегування температурного графіка Q_2 й при зменшенні температури мережної води на центральному тепловому пункті Q_1 . При обчисленнях

значень Q_2 використано дані роботи [4]. Як видно з рис.3, перехід на знижений температурний графік відпускання теплоти обумовлює зменшення втрат теплоти подавальними трубопроводами приблизно на 26 % й на 14–16 % опалювальною мережею в цілому. Для трубопроводів зворотної лінії зафіксовано незначне зростання теплових втрат, обумовлене збільшенням витрат мережної води. Збільшення витрат становить приблизно 0,4 % при величині теплового навантаження групи будівель 1 МВт і приблизно 0,7 % при навантаженні 2,5 МВт.

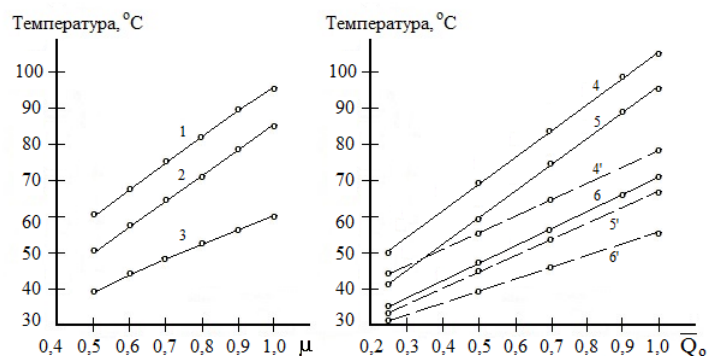


Рисунок 2 – Температурні графіки відпускання теплоти для опалення будівель
а – зміна температури мережної води при утепленні будівель ($\overline{Q_o} = 1$); б – графік якісного регулювання відпускання теплоти при $\mu = 0,6$; 1 – подавальний трубопровід мікрорайонних теплових мереж; 2,3 – вхід й вихід опалювальних приладів відповідно; 4, 4' – подавальний трубопровід мережі до утеплення будівель та після; 5, 6 – відповідно температура на вході й виході опалювального приладу до утеплення будівель; 5', 6' – те ж саме після утеплення будівель

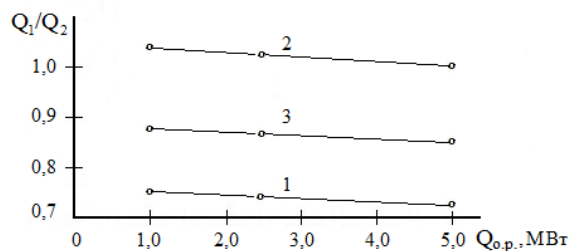


Рисунок 3 – Зміна теплових втрат трубопроводами опалювальної мережі при корегуванні температурного графіка відпускання теплоти при $\overline{Q_o} = 1$
1 – подавальний трубопровід мережі; 2 – зворотний трубопровід; 3 – мережа в цілому

Вплив зміни температури зовнішнього повітря на зміну втрат теплоти трубопроводами опалювальної мережі при переході на знижений температурний графік мережної води ілюструють дані, наведені у табл.2. Величина $\overline{Q_o} = 1,0$ відповідає розрахунковій для опалення температурі зовнішнього повітря для кліматичних умов м. Харкова ($t_{p.o} = -23^\circ\text{C}$ [7]), величина $\overline{Q_o} = 0,49$ – середній за опалювальний період температурі зовнішнього повітря для кліматичних умов м. Харкова ($t_{cp} = -2,1^\circ\text{C}$ [7]). Значення відносних втрат теплоти характеризують зміну теплового стану

трубопроводів мережі, яка обслуговує утеплені будівлі, у порівнянні з тепловим станом мережі до утеплення будівель. Як свідчать наведені дані, зміна зовнішніх температур обумовлює незначну зміну втрат теплоти. Відмінність зменшення втрат теплопроводами у результаті утеплення будівель при значеннях питомого опалювального навантаження $\overline{Q}_o = 0,49$ та $\overline{Q}_o = 1,0$ становить приблизно 5 %.

Таблиця 2 – Відносні втрати теплоти трубопроводами опалювальної мережі

Витрати теплоти на опалення будівель, МВт	Теплові втрати трубопроводами при питомому опалювальному навантаженні					
	$\overline{Q}_o = 0,49$			$\overline{Q}_o = 1,0$		
	Подавальна лінія	Зворотна лінія	Мережа в цілому	Подавальна лінія	Зворотна лінія	Мережа в цілому
1,0	0,777	0,819	0,80	0,734	0,778	0,755
2,5	0,777	0,815	0,80	0,734	0,794	0,763
5,0	0,777	0,819	0,80	0,734	0,777	0,755

Наведені вище результати отримано при умові, що питомі втрати теплоти через теплову ізоляцію не перевищують нормативні значення, хоча у процесі експлуатації теплових мереж якість теплоізоляції погіршується і за даними [8] рівень теплових втрат у мережах м. Харкова майже на чверть більше припустимих. У зв'язку з цим доцільною є оцінка впливу утеплення будівель на зміну теплового стану мереж з наднормативним рівнем теплових втрат. Було проведено серію розрахунків при умові, що фактичні втрати теплоти на 20% перевищують нормативні. Результати обчислень свідчать, що у мережах з підвищеним рівнем теплових втрат у порівнянні з випадком нормативних втрат ефект зменшення втрат теплоти більш помітний. Для розглянутої опалювальної мережі зменшення втрат теплоти становить приблизно 0,5% при $\overline{Q}_o = 0,49$ і приблизно 1% при $\overline{Q}_o = 1,0$.

Висновки

1. Перехід на знижений температурний графік опалення мікрорайону після утеплення всіх його будівель обумовлює додаткове зменшення втрат теплоти трубопроводами опалення, яке для мережі у цілому становить приблизно 12 %.
2. Відносне зменшення втрат теплоти трубопроводами мережі практично не залежить від температури зовнішнього повітря і мало змінюється залежно від сумарного теплового навантаження опалення будівель до утеплення.
3. У мережах з 20 %-м рівнем наднормативних теплових втрат утеплення будівель обумовлює більш помітний ефект зменшення втрат теплоти теплопроводами. Для розглянутої опалювальної мережі зменшення втрат теплоти становить 0,5–1 %.

Література

1. Опалення, вентиляція та кондиціонування: ДБН В.2.5-67:2013: чинний від 01.10.2013. – К.:Мінрегіонбуд та ЖКГ України, 2013. – 167 с.
2. В.А. Малярєнко Основи теплофізики будівель та енергозбереження / Малярєнко В.А. – Харків: „Вид. САГА”, 2006. – 484 с.
3. А.А. Алексахин Оценка энергосберегающего потенциала функционирующих жилых зданий / Алексахин А.А., Бобловский А.В. – «Энергосбережение. Энергетика. Энергоаудит», – 2012. – №1(95) – с. 10–15.

4. А.А. Алексахин Особенности утепления групп зданий при централизованном теплоснабжении / Алексахин А.А., Ена С.В., Гордиенко Е.П., Сыров М.В., Фещенко Р.С. – «Інтегровані технології та енергозбереження», – 2018. – №3 – с. 27–34.
5. Повышение эффективности работы тепловых пунктов / Зингер Н.М., Бестолченко В.Г., Жидков А.А. – М.: Стройиздат, 1990. – 185 с.
6. В.Е. Козин Теплоснабжение / Козин В.Е., Левина Т.А., Марков А.П. – М.: Высш. школа, 1980. – 408 с.
7. Будівельна кліматологія: ДСТУ –НБВ.1.1-27:2010: чинний від 01.11.2011. – Мінрегіонбуд, Київ, 2011. – 123 с.
8. С.Ю Андреев. Энергосбережение в коммунальной теплоэнергетике / Андреев С.Ю., Голованов А.П., Репин А.П. – «Энергосбережение. Энергетика. Энергоаудит», – 2007. – №3 – с. 62–68.

Bibliography (transliterated)

1. Opalennia, ventyliatsiia ta kondytsionuvannia: DBN V.2.5-67:2013: chynnyi vid 01.10.2013. – K.:Minrehionbud ta ZhKH Ukrainy, 2013. – 167 p.
2. V.A. Maliarenko Osnovy teplofizyky budivel ta enerhozberezhennia / Maliarenko V.A. – Kharkiv: „Vyd. SAHA”, 2006. – 484 p.
3. A.A. Aleksahin Otsenka energosberegayushchego potentsiala funtsioniruyushchih zhilyih zdaniy / Aleksahin A.A., Boblovskiy A.V. – «Energoberezhenie. Energetika. Energoaudit», – 2012. – №1(95) – p. 10–15.
4. A.A. Aleksahin Osobennosti utepleniya grupp zdaniy pri tsentralizovannom teplosnabzhenii / Aleksahin A.A., Ena S.V., Gordienko E.P., Syirov M.V., Feschenko R.S. – «IntegrovanI tehnologIYi ta energozberezhennya», – 2018. – №3 – p. 27–34.
5. Povyishenie effektivnosti raboty teplovyih punktov / Zinger N.M., Bestolchenko V.G., Zhidkov A.A. – M.: Stroyizdat, 1990. – 185 p.
6. V.E. Kozin Teplosnabzhenie / Kozin V.E., Levina T.A., Markov A.P. – M.: Vyissh. shkola, 1980. – 408 p.
7. Budivelna klimatolohiia: DSTU –NBV.1.1-27:2010: chynnyi vid 01.11.2011. – Minrehionbud, Kyiv, 2011. – 123 p.
8. S.Yu Andreev. Energoberezhenie v kommunalnoy teploenergetike / Andreev S.Yu., Golovanov A.P., Repin A.P. – «Energoberezhenie. Energetika. Energoaudit», – 2007. – №3 – p. 62–68.

УДК 658.264

Алексахін О.О.¹, к.т.н., доцент, Счастний Є.Є.², к.т.н., доцент, Єна С.В.³, ст. викладач,
Гордієнко О.П.³, ст. викладач, Євтушенко Е.О.², студент, Ізотова Г.І.², студентка,
Решетіло Л.М.², студентка

¹ Харківський національний університет ім. В.Н. Каразіна

² Український державний університет залізничного транспорту

³ Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»,
м. Харків

З ПИТАННЯ РЕФОРМУВАННЯ СИСТЕМ ЦЕНТРАЛІЗОВАНОГО ТЕПЛОПОСТАЧАННЯ

Наведено результати обчислень втрат теплоти трубопроводами опалювальної мережі ідеалізованих груп будівель при корегуванні температури мережної води на вході розподільної теплової мережі мікрорайону. Проведено оцінку впливу температури зовнішнього повітря та наднормативних питомих втрат теплоти на зміну теплового стану теплопроводів.

Ключові слова: централізоване теплопостачання, енергозбереження, опір теплопередачі огорожувальних конструкцій будівель, ефективність утеплення будівель, мікрорайонна опалювальна мережа, теплові втрати трубопроводами.

Алексахин А.А.¹, к.т.н., доцент, Счастный Е.Е.², к.т.н., доцент, Ена С.В.³,
ст. преподаватель, Гордиенко Е.П.³, ст. преподаватель, Евтушенко Э.А.², студент,
Изотова Г.И.², студентка, Решетило Л.Н.², студентка

¹ *Харьковский национальный университет им. В.Н. Каразина*

² *Украинский государственный университет железнодорожного транспорта*

³ *Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»,
г. Харьков*

К ВОПРОСУ РЕФОРМИРОВАНИЯ СИСТЕМ ЦЕНТРАЛИЗОВАННОГО ТЕПЛОСНАБЖЕНИЯ

Приведены результаты расчетов потерь теплоты трубопроводами отопительной сети идеализированных групп зданий при корректировке температуры сетевой воды на входе распределительной тепловой сети микрорайона. Выполнены оценки влияния температуры наружного воздуха и сверхнормативных удельных потерь теплоты на изменение теплового состояния теплопроводов.

Ключевые слова: централизованное теплоснабжение, энергосбережение, сопротивление теплопередаче ограждающих конструкций зданий, эффективность утепления зданий, микрорайонная отопительная сеть, тепловые потери трубопроводами

Aleksakhin O.O., Schastnyi Ye.Ye., Yena S.V., Hordiienko O.P., Yevtushenko E.O.,
Izotova H.I., Reshetilo L.M.

TO THE MODERNIZATION OF THE DISTRICT HEATING SYSTEMS

The results of calculations of heat losses of heating network pipelines for idealized groups of buildings when correcting the temperature of delivery water at the input of the urban district heat distribution system is presented. The analysis of the influence of ambient air temperature and excess specific thermal losses on heat pipelines thermal state perturbation is performed.

Keywords: centralized heat supply, energy saving, building envelope heat transmission resistance, efficiency of building heat insulation, urban district heating system, pipelines heat losses.

УДК 66.045.12

Миронов А.М., к.техн.н., Ільченко М.В., к.техн.н.

МОДЕРНІЗАЦІЯ СИСТЕМИ ТЕПЛООБМІНУ УСТАНОВКИ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА З ВИКОРИСТАННЯМ ПІНЧ-ТЕХНОЛОГІЙ

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»

Ключові слова: дизельне паливо, гідроочищення, інтеграція процесів, пінч-аналіз, пінч-технології.

Нафтопереробна галузь багатьох країн стикається з проблемами неефективного використання первинних паливних ресурсів навіть для задовільнення власних виробничих потреб. До того ж моторні палива доволі часто зазнають суттєвих змін специфікацій, що зумовлює й зміну попиту на них. Особливо чутливими до подібних коливань енергетичного ринку є бензин та дизельне паливо (ДП). Їхні виробники безперервно продовжують вдосконалювати технологію та проводити модернізацію застарілих установок, щоб зберігати свої позиції на галузевому ринку [1, 2].

З 2005 року у країнах Європейського Союзу почали діяти норми щодо показників викидів шкідливих речовин для транспортних засобів. Зокрема, там регламентується вміст сірки у дизельному паливі величиною не більше за 0,05 %. З 2010 року набули чинності нові стандарти, які декларативно скоротили цю величину до 0,01 %. На практиці зниження вмісту сірки здійснюється шляхом гідроочищення ДП у спеціальному обладнанні, яке має бути оптимізоване та повинно експлуатуватися необхідним чином [3, 4].

Переважна кількість реакторів для здійснення гідропроектів, які знаходяться на території країн колишнього Радянського Союзу, були спроектовані та відбудовані близько 40–50 років тому. Це означає не тільки фізичну зношеність апаратурного забезпечення, але й недосконалість розрахунку питомої вартості продукції. Ціни на усі енергоносії змінилися, технології були неодноразово вдосконалені, нові каталізatori винайдені та ефективно запроваджені, але системи теплообміну фактично не зазнали модернізації. У наш час збереження старої топології технологічних потоків тягне за собою витрати не тільки на недоцільне внутрішнє транспортування теплоносіїв, але й зумовлює набагато більш нераціональну стратегію виробництва – низьку ефективність теплообміну у системі з номінально достатньою кількістю обладнання [5, 6].

Водночас прогресивним та вже добре перевіреним є метод інтеграції процесів, який полягає у граничному підвищенні коефіцієнту теплопередачі в теплообмінній системі окремої системи, блоку, секції, установки або цілого заводу. Серед відомих методів можна виділити методи пінч-проектуювання, який здатен підвищувати ефективність теплообміну без втручання до технологічного процесу. Його ціль полягає у створенні проекту цілісної рекуперативної системи, до якої у максимальній кількості увійдуть існуючі теплообмінні апарати, а також будуть включені нові з підвищеним коефіцієнтом теплопередачі [7, 8].

Метою даної роботи є розгляд існуючої теплообмінної системи установки гідроочищення дизельного палива задля оцінки потенціалу її енергозбереження та проекту-

вання нової принципової схеми з економічно збалансованим значенням коефіцієнту теплопередачі.

Для аналізу даних енергоспоживання та структури теплообмінної мережі необхідно виділити технологічні потоки, які приймають участь у теплообміні, а також потоки, які можуть бути включені до теплової інтеграції [9, 10].

Після обстеження установки гідроочищення дизельного палива та у результаті вивчення режимних листів процесу, мнемосхем і теплових балансів були отримані значення витрат і температур технологічних потоків, які можуть бути включені до тепло-енергетичної інтеграції. Наразі у нашому розпорядженні є 6 гарячих та 8 холодних технологічних потоків з визначеними потоковими даними. Загальна технологічна схема представлена на рисунку 1.

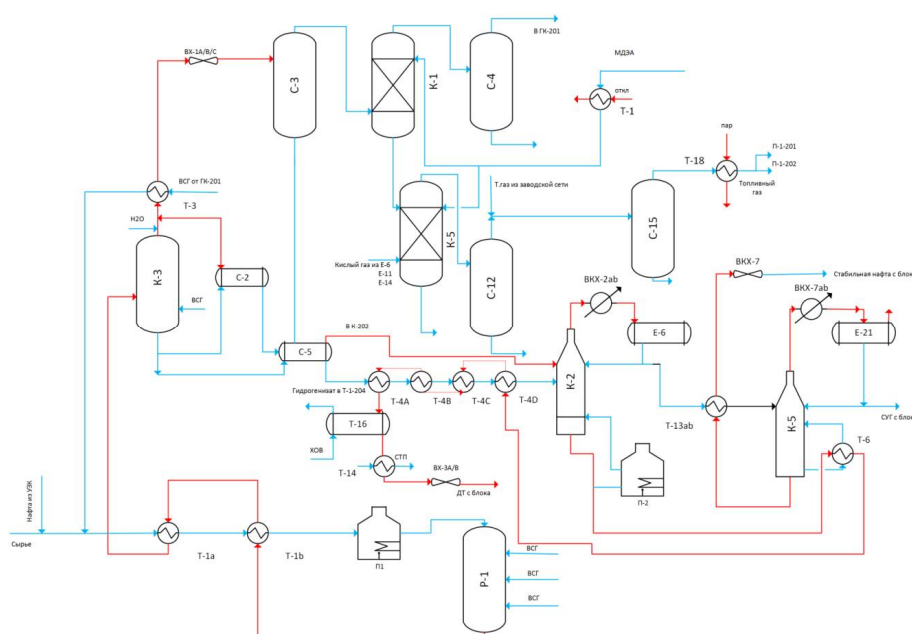


Рисунок 1 – Загальна технологічна схема установки гідроочищення дизельного палива

Характеристика обраних потоків наведена далі.

1) Продукт реактора Р-1. Газо продуктивний потік з низу реактора Р-1 надходить в трубний простір і охолоджується в теплообміннику нагріву сировини 1-ої ступені гідроочищення Т-1/А,В і подається в верхню частину колони К-3 для подальшої обробки. $T_{\text{поч}}=332^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=166^{\circ}\text{C}$, витрата – 54,36 т/год.

2) Пари колони К-3. Вуглеводневі гази, що відходять з колони випарювання К-3 та гарячого сепаратора високого тиску С-2, направляються через теплообмінник Т-3, де охолоджуються, частково конденсуються і нагрівають циркуляційний ВВГ, що надходить до трійника змішання зі свіжою сировиною. Потім газорідинна суміш до охолоджується у повітряному холодильнику ВХ-1/А, В, С та надходить на розділ в холодний сепаратор високого тиску С-3, в якому розділяється на пари вуглеводнів, рідкі вуглеводні і кислу воду. $T_{\text{поч}}=166^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=42^{\circ}\text{C}$, витрата – 6,89 т/год.

3) Пари колони К-2. Пари нестабільного бензину з верху колони конденсуються і охолоджуються в повітряних конденсаторах-холодильниках ВХ-2/А, В і надходять в рефлюксну ємність Е-6. У ємності Е-6 газорідинна суміш розділяється на пари вуглеводнів, рідкі вуглеводні і кислу воду. $T_{\text{поч}}=136^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=37^{\circ}\text{C}$, витрата – 10,35 т/год.

4) Нижній продукт колони К-2. Балансова кількість стабільного гідроочищеного дизельного палива з куба К-2 надходить в ребойлер Т-6 стабілізаційної колони К-4, де віддає частину свого тепла кубу колони К-4. Після ребойлеру Т-6 гідроочищене дизельне паливо послідовно охолоджується в теплообмінниках Т-4/А,В,С,Д, нагріває нестабільний гідрогеніза́т за гарячого сепаратора низького тиску С-5. $T_{\text{поч}}=277^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=55^{\circ}\text{C}$, витрата – 45,90 т/год.

5) Пари колони К-4. Пари вуглеводневих газів з верху стабілізаційної колони поступають в повітряний конденсатор-холодильник ВКХ-1-207, охолоджуються. $T_{\text{поч}}=53^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=37^{\circ}\text{C}$, витрата – 1,53 т/год.

6) Нижній продукт колони К-4. Нижній продукт стабілізаційної колони К-4 під власним тиском поступає у трубний простір теплообмінників Т-3/А,В, де охолоджується за рахунок нагріву нестабільного бензину, доохолоджується у повітряному холодильнику ВХ-6 і виводиться з установки. $T_{\text{поч}}=165^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=37^{\circ}\text{C}$, витрата – 3,60 т/год.

7) ВСГ від ГК-1. ВСГ подається циркуляційним компресором ГК-1 в трійник змішання з сировиною з ємності Е-1 і направляється в реактор Р-1. $T_{\text{поч}}=80^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=133^{\circ}\text{C}$, витрата – 4,19 т/год.

8) Сировина до Р-1. Суміш сировини і водневмісного газу (газо-сировинна суміш) послідовно проходить між трубний простір Т- 1-1 А/В, де нагрівається за рахунок тепла газо-продуктової суміші, що виходить з реактора 1-ї ступені гідроочищення Р-1. Після теплообмінників Т-1 А/В газо- сировинна суміш подається в піч П-1. Підігріта в печі газо-сировинна суміш поступає у верхню частину прямоточного реактора 1-го ступеня гідроочищення Р-1. $T_{\text{поч}}=63^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=291^{\circ}\text{C}$, витрата – 53,69 т/год.

9) Гідрогеніза́т з С-5. Потік рідких вуглеводнів, з частково розчиненими в них газами (нестабільний гідрогеніза́т), з гарячого сепаратора низького тиску С-5 поступає на підігрів в теплообмінники Т-4 А/В/С/Д, де підігрівається потоком гідроочищеного дизпалива і далі спрямовується на 18 тарілку колони К-2. $T_{\text{поч}}=158^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=244^{\circ}\text{C}$, витрата – 50,09 т/год.

10) Гарячий потік з К-2. Частина потоку гідроочищеного дизельного палива з куба колони К-2 надходить в піч П-2, де нагрівається і повертається назад в куб колони К-2 під 30-ту тарілку. $T_{\text{поч}}=284^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=305^{\circ}\text{C}$, витрата – 53,28 т/год.

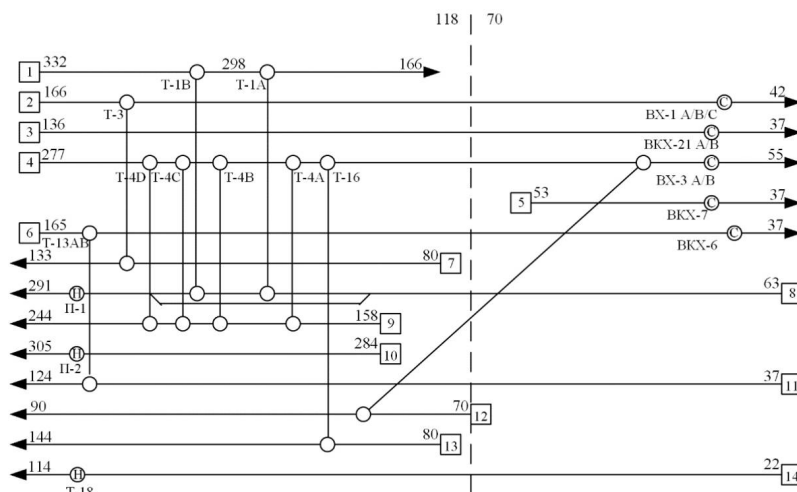
11) Живлення колони К-4. Рідка фаза – нестабільний бензин з низу рефлюксної ємності Е-6 подається через теплообмінник Т-3 А/В, де нагрівається кубовим продуктом колони К-4, і надходить на 15-ту тарілку в стабілізаційну колону К-4. $T_{\text{поч}}=37^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=124^{\circ}\text{C}$, витрата – 3,74 т/год.

12) Пром. вода. Підігрівається гідроочищеним дизпаливом в теплообміннику Т-14 після парогенератора Т-6. $T_{\text{поч}}=70^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=90^{\circ}\text{C}$, витрата – 60,98 т/год.

13) ХОВ. Надходить до парогенератора Т-16 і направляється на установку виробництва сірки. $T_{\text{поч}}=80^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=144^{\circ}\text{C}$, витрата – 1,08 т/год.

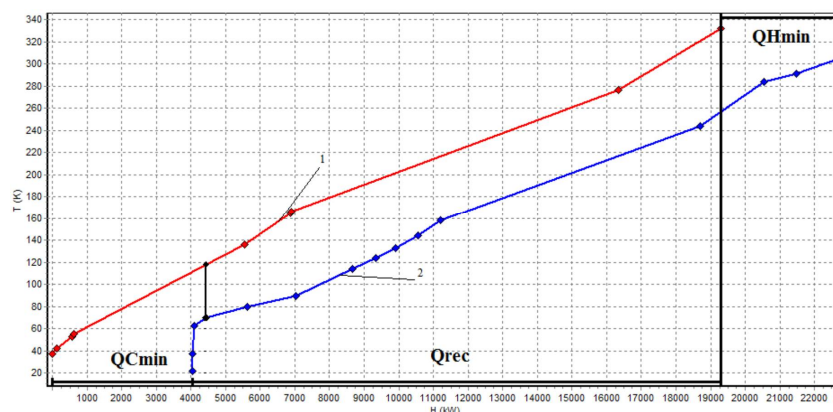
14) Паливний газ. Очищений від сірководня вуглеводневий газ поступає на відділення краплинної вологи в сепаратор С-2 і далі, в сепаратор паливного газу С-5 підігрівається парою і поступає в печі П-1, П-2. $T_{\text{поч}}=22^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=114^{\circ}\text{C}$, витрата – 0,27 т/год.

За виміряними температурами технологічних потоків на теплообмінних апаратах, значенням їх масових витрат визначаємо загальну потужність рекуперації в системі теплообмінників установки. Вона становить величину $Q_{\text{РЕС}} \sim 15250$ кВт. На основі отриманих даних будуємо сіткову діаграму процесу гідроочищення дизельного палива. На рис. 2 технологічні потоки пов'язані рекуперативними теплообмінними апаратами. На потоках також відображені утилітні теплообмінники.



Рисуюнок 2 – Сіткова діаграма існуючого процесу

Використовуючи зібрані дані, на ентальпійно-температурній діаграмі побудуємо гарячу та холодну складові криві обраної системи технологічних потоків та розмістимо їх таким чином, щоб інтервал перекриття між ними становив $Q_{REC}=17071,2$ кВт (рис. 3), гарячі утиліти дорівнювали $Q_{Hmin}=3432,5$ а холодні – мали величину $Q_{Cmin}=4033,8$ кВт.



1 – складова крива гарячих потоків; 2 – складова крива холодних потоків

Рисуюнок 3 – Складові криві існуючого процесу

Складові криві містять великий об'єм інформації про систему технологічних потоків, утилітну систему і ефективність використання теплової енергії в процесі, а також про систему рекуперації теплової енергії, тобто про кількість теплообмінних апаратів, та загальну площу теплообмінної поверхні. Зокрема нас зараз цікавить найменша відстань між кривими уздовж осі температур – бо це область пінчу даної системи потоків. У нашому випадку пінч локалізується на температурах: $T_{гap} = 118^{\circ}\text{C}$ та $T_{хол} = 70^{\circ}\text{C}$. Різниця температур в області пінча складає $\Delta T_{min} = 48^{\circ}\text{C}$.

Ця різниця температур між теплоносіями була б мінімальною, якби в існуючій схемі виконувались умови вертикального теплообміну. Але аналіз вихідної теплообмінної системи за допомогою сіткової діаграми (рис. 2) показує, що незважаючи на велику кількість рекуперативних теплообмінників, частина з них протирічить правилу вертикального теплообміну в системі й переносить теплову енергію через точку пінча. Зазначені недоліки системи теплообміну можна усунути підбором мінімального температурного напору і поліпшенням рекуперації теплової енергії [11, 12].

За допомогою програмного забезпечення «PINCH» отримане нове значення мінімальної різниці температур $\Delta T_{\min} = 18^\circ\text{C}$ [13].

Використовуючи це значення, побудовано складові криві для інтегрованого процесу (рис. 4).

Рисунок 4 показує можливість зменшення величини гарячих утиліт з 3432,5 кВт до 1611,3 кВт. Аналогічно для холодних утиліт цей показник зменшиться з 4033,8 кВт до 2212,6 кВт, тобто у результаті проведення пінч-аналізу та модернізації теплообмінної системи величина збільшення рекуперації тепла склала 1821,2 кВт. У розглянутому випадку пінч системи буде локалізуватися на температурах: $T_{\text{гар}} = 88^\circ\text{C}$ та $T_{\text{хол}} = 70^\circ\text{C}$.

Після визначення пінч-температур для гарячих та холодних потоків, на традиційній технологічній схемі можна виділити ті потоки або частини потоків, які належатимуть підсистемам, які знаходяться вище пінча і нижче пінча. Після їх об'єднання на лінії пінчу, отримано сіткову діаграму інтегрованого процесу – рис. 5.

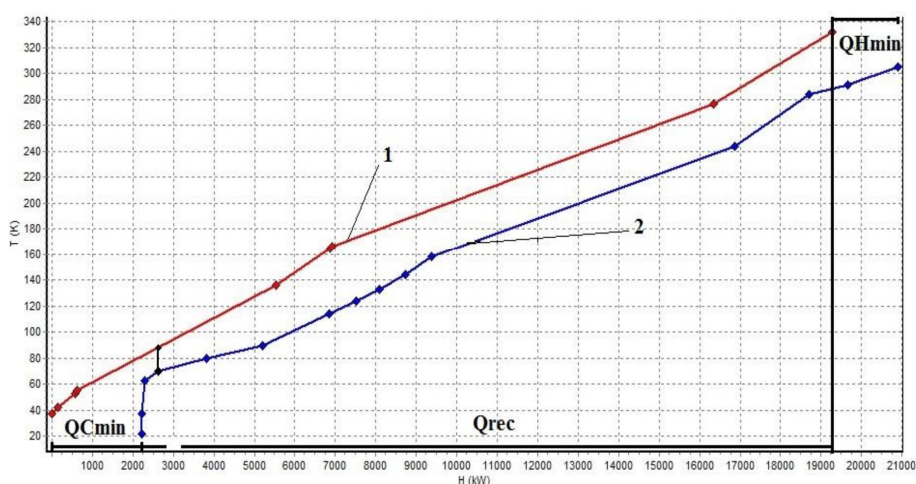


Рисунок 4 – Складові криві для інтегрованого процесу

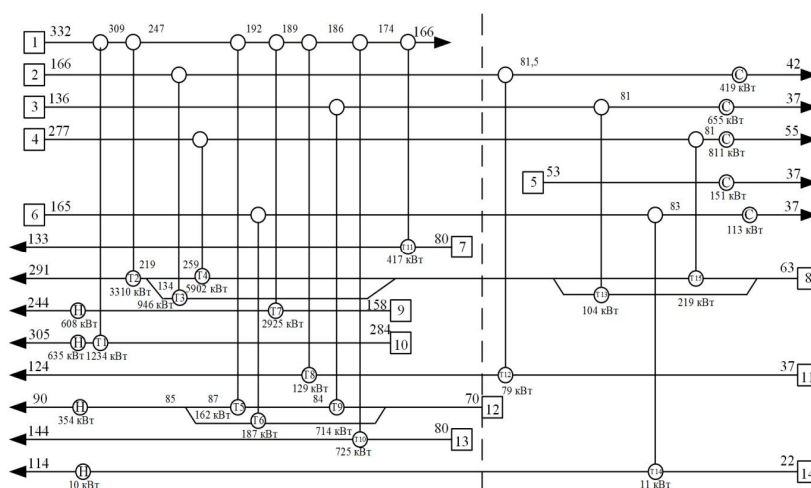


Рисунок 5 – Сіткова діаграма інтегрованого процесу

Порівняння фактичних значень енергетичних характеристик існуючої та інтегрованої теплообмінних мереж установки гідроочищення дизельного палива наведено у таблиці 1.

Таблиця 1 – Порівняння енергетичних характеристик існуючої та інтегрованої мереж

Технологічна схема	Гарячі утиліти, кВт	Холодні утиліти, кВт	Рекуперація, кВт
Існуюча	3432,5	4033,8	15250,0
Інтегрована	1611,3	2212,6	17071,2

Керуючись даними рис. 5 та початковою технологічною схемою, створено нову принципову схему мережі теплообмінників розглянутого процесу – рис. 6.

Висновки

1. Досліджено систему теплообміну установки гідроочищення дизельного палива та виявлено можливості для оптимізації процесу передачі тепла між виділеними технологічними потоками.

2. Визначено величину існуючої рекуперації процесу та оцінено потенціал його енергозбереження. Побудовано сіткову діаграму, яка підтверджує переніс теплової енергії через лінію пінча.

3. Спроектовано нову принципову схему мережі теплообмінних апаратів установки гідроочищення дизельного палива для оптимізованого значення мінімальної різниці температур $\Delta T_{\min} = 18^\circ\text{C}$. Сукупну економію енергоресурсів при модернізації виробництва оцінено у 1821,2 кВт.

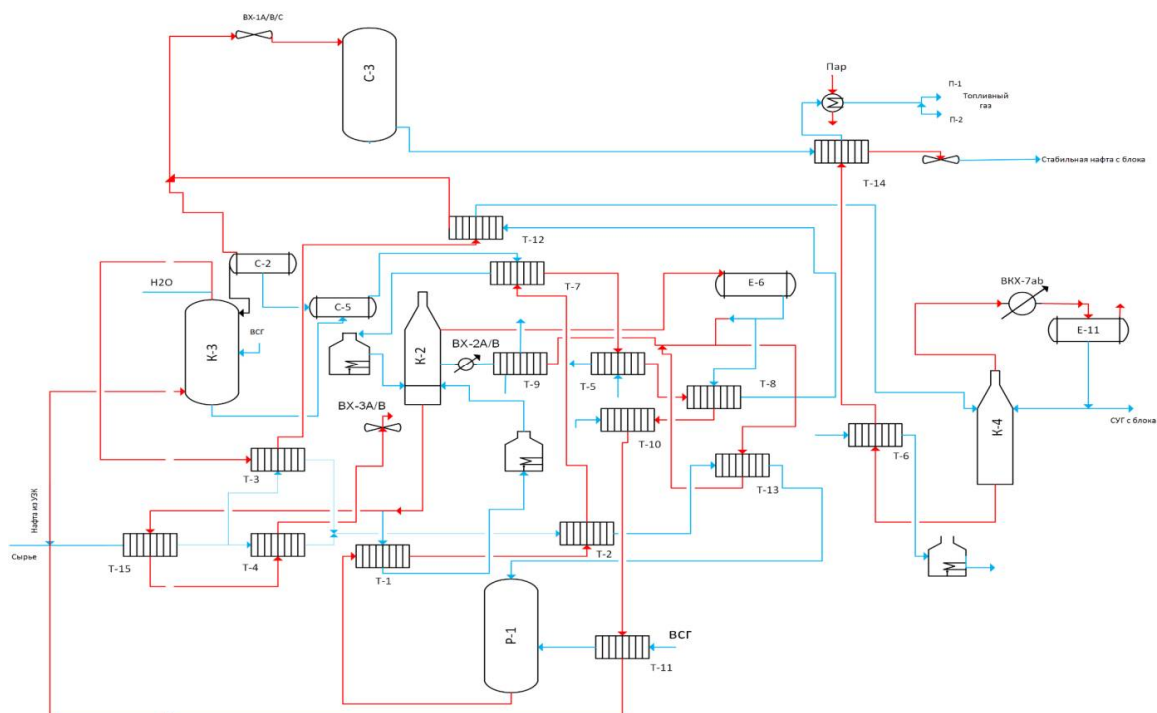


Рисунок 6 – Принципова схема проекту реконструкції системи теплообміну

Література

1. Report 2010 / United Nations Economic Commission for Europe – New York and Geneva: United Nations Organization, 2010. – 106 p.
2. Renewable Energy: A Global Review of Technologies, Policies and Markets / Edited by D. Aßmann, U. Laumanns and D. Uh – UK-US: Earthscan (Taylor & Francis), 2006. – 320 p.
3. Rodera N. A methodology for improving heat exchanger network operation / N. Rodera, D. L. Westphalen, H. K. Shethna // Applied thermal engineering – 2003. – № 23. – PP. 1729–1741.
4. Gundersen T. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks. An industrial review of the state of the art / T. Gundersen, L. Naess // Computer & Chemical Engineering – 1988. – № 12(6). – PP. 503–530.
5. Minimum utility usage in constrained heat exchanger networks. A transportation problem / J. Cerda, A. W. Westerberg, D. Mason et al. // Chemical Engineering Sciences – 1983. – № 38(3) – PP. 373–387.
6. Kapustenko P. O. Integration processes of benzene-toluene-xylene fraction, hydrogenation, hydrodesulphurization and hydrothermoprocessing on installation of benzene unit / P. O. Kapustenko, L. M. Ulyev, M. V. Ilchenko, O. P. Arsenyeva // Chemical Engineering Transactions – 2015. – Vol. 45. – PP. 235–240.
7. Morgan S. Use process integration to improve process designs and the design process / S. Morgan // Chemical engineering progress – 1992. – № 9. – P. 62–68.
8. Tovazhyanskyy L. L. Application of process integration for energy saving and pollution reduction in Ukraine / L. L. Tovazhyanskyy, P. A. Kapustenko, L. M. Uliev et al. // Budapest: PRES'99 Proceedings, ed. by F. Friedler and J. Klemes (Hungarian Chemical Society) – 1999. – PP. 659–664.
9. Linnhoff B. Synthesis of heat exchanger networks: Part I. Systematic generation of energy optimal networks / B. Linnhoff, J. R. Flower // American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal), 1978. – № 24 (4). – PP. 633–642.
10. Linnhoff B. Synthesis of heat exchanger networks: Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality / B. Linnhoff B., J. R. Flower // American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal), 1978. – № 24 (4). – PP. 642–654.
11. Moodley A. Development of a unified mass and heat integration framework for sustainable design. An automated approach / A. Moodley, T. Majozi // Chemical Engineering Transactions – 2005. – № 7. – PP. 465–470.

12. Taal M. Cost estimation and energy price forecasts for economic evaluation of retrofit projects / M. Taal, I. Bulatov, J. Klemes et al. // *Applied Thermal Engineering* – 2003. – № 23. – PP. 1819–1835.

13. Klemes J. Total Sites integrating renewables with extended heat transfer and recovery / J. Klemes, P. Varbanov // *Heat Transfer Engineering* – 2010. – № 31(9). – PP. 733–741.

Bibliography (transliterated)

1. Report 2010 / United Nations Economic Commission for Europe – New York and Geneva: United Nations Organization, 2010. – 106 p.

2. Renewable Energy: A Global Review of Technologies, Policies and Markets / Edited by D. Aßmann, U. Laumanns and D. Uh – UK-US: Earthscan (Taylor & Francis), 2006. – 320 p.

3. Rodera N.A methodology for improving heat exchanger network operation / N. Rodera, D. L. Westphalen, H. K. Shethna // *Applied thermal engineering* – 2003. – № 23. – PP. 1729–1741.

4. Gundersen T. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks. An industrial review of the state of the art / T. Gundersen, L. Naess // *Computer & Chemical Engineering* – 1988. – № 12(6). – PP. 503–530.

5. Minimum utility usage in constrained heat exchanger networks. A transportation problem / J. Cerda, A. W. Westerberg, D. Mason et al. // *Chemical Engineering Sciences* – 1983. – № 38(3) – PP. 373–387.

6. Kapustenko P.O. Integration processes of benzene-toluene-xylene fraction, hydrogenation, hydrodesulphurization and hydrothermoprocessing on installation of benzene unit / P. O. Kapustenko, L. M. Ulyev, M. V. Ilchenko, O. P. Arsenyeva // *Chemical Engineering Transactions* – 2015. – Vol. 45. – PP. 235–240.

7. Morgan S. Use process integration to improve process designs and the design process / S. Morgan // *Chemical engineering progress* – 1992. – № 9. – P. 62–68.

8. Tovazhyansky L.L. Application of process integration for energy saving and pollution reduction in Ukraine / L. L. Tovazhyansky, P. A. Kapustenko, L. M. Uliev et al. // *Budapest: PRES'99 Proceedings*, ed. by F. Friedler and J. Klemes (Hungarian Chemical Society) – 1999. – PP. 659–664.

9. Linnhoff B. Synthesis of heat exchanger networks: Part I. Systematic generation of energy optimal networks / B. Linnhoff, J. R. Flower // *American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal)*, 1978. – № 24 (4). – PP. 633–642.

10. Linnhoff B. Synthesis of heat exchanger networks: Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality / B. Linnhoff B., J. R. Flower // American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal), 1978. – № 24 (4). – PP. 642–654.
11. Moodley A. Development of a unified mass and heat integration framework for sustainable design. An automated approach / A. Moodley, T. Majozi // Chemical Engineering Transactions – 2005. – № 7. – PP. 465–470.
12. Taal M. Cost estimation and energy price forecasts for economic evaluation of retrofit projects / M. Taal, I. Bulatov, J. Klemes et al. // Applied Thermal Engineering – 2003. – № 23. – PP. 1819–1835.
13. Klemes J. Total Sites integrating renewables with extended heat transfer and recovery / J. Klemes, P. Varbanov // Heat Transfer Engineering – 2010. – № 31(9). – PP. 733–741.

УДК 66.045.12

Миронов А.М., Ільченко М.В.

МОДЕРНІЗАЦІЯ СИСТЕМИ ТЕПЛООБМІНУ УСТАНОВКИ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА З ВИКОРИСТАННЯМ ПІНЧ-ТЕХНОЛОГІЙ

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»

Роботу присвячено дослідженню теплообмінної системи установки гідроочищення дизельного палива з метою підвищення ефективності теплопередачі та суттєвої економії первинних енергоресурсів. Для оцінки потенціалу енергозбереження процесу та базових розрахунків використано метод пінч-аналізу. Побудовано складові криві для функціонуючої установки, визначено величину наявної рекуперації, мінімальну різницю температур та локалізацію пінчу. Створено сіткову діаграму існуючого процесу. З використанням інструментів пінч-технологій розраховано нове значення мінімальної різниці температур. Для оптимізованих даних побудовано зрушені складові криві та інтегровану сіткову діаграму. За результатами розрахунків спроектовано принципову схему реконструкції теплообмінної мережі установки.

Ключові слова: дизельне паливо, гідроочищення, інтеграція процесів, пінч-аналіз, пінч-технології

Миронов А.Н., Ильченко М.В.

**МОДЕРНИЗАЦИЯ СИСТЕМЫ ТЕПЛООБМЕНА УСТАНОВКИ
ГИДРООЧИСТКИ ДИЗЕЛЬНОГО ТОПЛИВА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ
ПИНЧ-ТЕХНОЛОГИЙ**

Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»,

Работа посвящена исследованию теплообменной системы установки гидроочистки дизельного топлива с целью повышения эффективности теплопередачи и существенной экономии первичных энергоресурсов. Для оценки потенциала энергосбережения процесса и базовых расчётов использован метод пинч-анализа. Построены составные кривые для функционирующей установки, определены величина имеющейся рекуперации, минимальная разница температур и локализация пинча. Создана сеточная диаграмма существующего процесса. С использованием инструментов пинч-технологий рассчитано новое значение минимальной разницы температур. Для оптимизированных данных построены сдвинутые составные кривые и интегрированная сеточная диаграмма. По результатам расчётов спроектирована принципиальная схема реконструкции теплообменной сети установки.

Ключевые слова: дизельное топливо, гидроочистка, интеграция процессов, пинч-анализ, пинч-технологии

Myronov A.M., Ilchenko M.V.

**MODERNIZATION OF THE HEAT-EXCHANGE SYSTEM AT DIESEL
PURIFICATION UNIT USING PINCH TECHNOLOGY**

The work is devoted to the research of the heat-exchange system at diesel purification unit in order to increase the efficiency of heat transfer and significantly saving of primary energy resources. The study of the technological regulations and the inspection of the installation revealed a low degree of heat recovery in the process and made it possible to highlight material streams that are suitable for integration. To assess the energy saving potential of the process and the basic calculations the pinch analysis method is used. The composite curves for a functioning installation is constructed, the amount of available recovery, the minimum temperature difference and pinch localization is determined. A grid diagram of the existing process is created. With the use of pinch technology, a new value of the minimum temperature difference is calculated. Due to optimized data, shifted component curves and an integrated grid diagram are constructed. According to the calculations results, a conceptual reconstruction scheme of the plant heat-exchange network is designed.

Keywords: diesel fuel, hydro purification, process integration, pinch analysis, pinch technology

УДК 541

Лебедев В.В., к.техн.н., доцент, Чередніченко Ю.О., магістр

ОПТИМІЗАЦІЯ СКЛАДУ ПОЛІМЕРНОЇ КОМПОЗИЦІЇ ФОТОХІМІЧНОГО ТВЕРДЕННЯ ДЛЯ ПОКРИТТІВ

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»

Ключові слова: фотоініціатор, твердження, UV/LED лампа, поглинання UV- спектру, лак, акрилати.

Вступ. Метод твердження рідких полімерних композицій з використанням ультрафіолетового (УФ) опромінення, який набув промислового масштабу ще з кінця 60-х років ХХ століття, і досі залишається одним із найбільш ефективних, економічно вигідних та екологічно безпечних [1, 2]. До основних його технологічних переваг належать висока швидкість процесу, ефективність ініціювання та селективність реакцій, можливість проведення реакції за кімнатних температур, яка дає змогу використовувати субстрати, чутливі до високих температур, нескладне апаратне оформлення і можливість часового та просторового (твердження тільки на тих ділянках зразка, які піддаються УФ-опроміненню) контролю процесу полімеризації. У порівнянні з термополімеризацією фотохімічна полімеризація характеризується економічністю, зумовленою низькими енергетичними затратами, мінімумом необхідних робочої площі та людських ресурсів. Головна екологічна перевага процесу УФ твердження – відсутність розчинника. Це дає можливість уникнути проблем, пов'язаних із вивільненням токсичних органічних випарів і необхідністю подальшої регенерації розчинника [1–14]. Фотополімеризація забезпечує утворення високоякісних матеріалів будь-якого розміру з широким діапазоном експлуатаційних властивостей [1, 2, 8, 15, 16].

Такі переваги особливо важливі для промислового використання методу фотополімеризації, зокрема при виготовленні плівок, лаків швидкого висихання, друкарських фарб, клеїв, композитів для стоматологічних потреб і, найчастіше, захисних покриттів [3, 5, 9, 11, 14, 17]. УФ тверднені покриття характеризуються високою міцністю, прозорістю, хімічною, зносо- та стійкістю до дії розчинників [18–20]. Можливості практичного застосування УФ полімеризації постійно розширюються, відкриваючи перспективи для її використання у мікроелектроніці, мікролітографії, при інкапсулюванні, створенні фоторезистів, адгезивів для оптичних компонентів, оптичних волокон, а також для скла, металів, пластиків та ін. [14, 18, 19].

Особливого значення процесу фотохімічного твердження надають у галузі оптики, оскільки за відсутності вивільнення розчинника під час зшивання формуються системи з низьким рівнем усадки – основним фактором мінімізації навантаження на склеєні або захищені покриття ділянки приладів та їхніх елементів [4]. Ця високоефективна технологія може покращити зовнішній вигляд матеріалів, знизити вартість і підвищити продуктивність багатьох промислових процесів [17].

Мета статті – оптимізація складу полімерної фотохімічної композиції для покриттів з метою інтенсивності процесу твердження.

Огляд результатів. Акрилові нігті – це тип штучного нарощування нігтів, створений з суміші як рідких, так і порошкоподібних акрилатів. Гелі – це лак для нігтів на основі акрилу. Вони складаються з суміші акрилатних мономерів, для твердження яких потрібне УФ світло. Будь-який типовий сучасний лак містить чотири основних типи інгредієнтів: полімери, розчинники, пластифікатори, пігменти.

Основою будь-якого лакового покриття є полімери. Саме вони і утворюють міцну блискучу плівку, яка називається лаковим покриттям. Полімер, розчиняючись в суміші розчинників, створює яскраву, блискучу тверду плівку, але без додаткових добавок буде крихкою і не дасть потрібного зчеплення з поверхнею нігтя [5].

Лакові покриття тверднуть не за допомогою полімеризації, але завдяки випаровуванню розчинників, які входять в їх склад. Саме вони виконують роль носіїв всіх інгредієнтів лаку. Також їх зміст визначає здатність лаку якісно бути нанесеним на нігті. Комбінація декількох видів розчинників дає оптимальний час висихання лаку на нігтях. Розчинниками у лаках є етери, які поширені в кондитерській промисловості для виробництва фруктових есенцій і цукерок – етилацетат і бутилацетат. Саме їх характерний «аромат» чується при відкритті флакона з лаком. Бутилацетат дає можливість розподілити лак по поверхні нігтя. Етилацетат відповідає за швидкість висихання і формування плівки.

Пластифікатори додають лаковій плівці необхідну еластичність і міцність. Часто використовують: дибутилфталат і камфору. Дибутилфталат – надійний і гарантований пластифікатор в лаках, однак виявився під забороною в країнах Європейського союзу через передбачуваного, але не доведеного негативного впливу на організм. Американські виробники, услід за цим, перестали використати цей інгредієнт в лаках, замінивши його трифенілфосфатом або пентанілдїізобутиратом. Камфора – пластифікатор натурального походження з камфорного дерева і інших рослин. У зв'язку з неоднозначною реакцією організму людини на інгредієнт[7], деякі виробники лакових покриттів, відмовляються від використання його в складі своїх лаків.

Як пігменти у лакз. Застосовуються натуральні і синтетичні: слюда, силікати, діоксид титану, оксихлорид вісмуту, лимонна кислота та ін. Слюда – природний інгредієнт, який додає лакам ефект мерехтіння. Силікати здатні контролювати консистенцію лаку і одночасно попереджати пігменти від осадження. Діоксид титану - самий поширений пігмент, що додає лаку білий колір. Лимонна кислота ефективна як стабілізуючий агент.

В цілому гель-лак манікюр є різновидом манікюру, при створенні якого шари гелю наносять на нігті, а для їх полімеризації використовують УФ-лампу, LED-лампу або спеціальний каталізатор. Шелак – це технологія, винайдена Creative Nail Design (CND). Гель-лак – це гібрид гелю і лаку, він легкий в нанесенні як звичайний лак для нігтів, але для його тверднення необхідно УФ-випромінювання. Шелак більш рідкий, ніж гель і за його допомогою не збільшують довжину і не змінюють форму нігтя. Гель-лак же успішно використовують при нарощуванні нігтів. Шелак гіпоалергенний, а гель-лак не може претендувати на це звання. В таблиці 1 представлений порівняльний аналіз гель-лаку та шелаку для нігтів.

Таблиця 1 – Порівняльний аналіз гель-лаку та шелаку для нігтів

Гель-лак	Шелак
Полімеризується під дією Led або UV лампи	Полімеризується лише під дією UV лампи
Процес нанесення кожного шару займає 30 секунд під дією Led лампи	Процес нанесення кожного шару займає 2 хвилини під дією UV -лампи
Процес видалення покриття займає 10 хвилин	Процес видалення покриття займає 10 хвилин
Тримається до 4 тижнів	Тримається до 2 тижнів

Сучасні гель-лак манікюрні системи являють собою варіант акрилового покриття для нігтів і містять традиційний лак для нігтів та базове покриття. Основа містить фотоініціатори і УФ-твердненні олігомери акрілатів. Під час процесу тверднення розчинники випаровуються, а невеликі шари утворюють шар лаку для нігтів. За останні п'ять років гелі набули значної популярності через їх блиск і стійкості до подряпин і вм'ятин.

У роботі для оптимізації складу гель-лаку був використаний ініціатор бензоїн (2-гідроксі-1,2-дифенілетан-1-он), який являє собою білясті кристали з легким запахом камфори, молекулярна маса $M = 212.25$ г / моль, густина = 1.31 г / cm^3 , $T_{top} = 132-137$ °C. Як гель-лаки були використані наступні полімерні основи – табл. 2.

Таблиця 2 – Полімерні основи гель-лаку

Базове покриття (Komilfo)	Колір (Komilfo)	Фінішне покриття (Топ) (Komilfo)
Етил ацетат		
Алкоголь денатурований (SD-спирт 40-В)	Нема	Нема
Ді-Нема Триметілгексилдікарбамаат	Гідроксіпропілметакрілат	Гідроксіпропілметакрілат
Бутилацетат Гептан Нітроцелюлоза Тозіламід / епоксидної смоли Нема Гідроксіпропілметакрілат Ізоборнілметакрілат Ізопропіловий спирт Полівінілбутірат	Триметілбензоїлдіфенілфосфіноксид Гідроксіціклогексилфенілкетон полісілікона-13	Триметілбензоїлдіфенілфосфіноксид Гідроксіціклогексилфенілкетон полісілікона-13 CI 60725 (Фіолетовий 2)

Були досліджені спектри поглинання вихідної композиції та композиції з додаванням бензоїну. При дослідженні спектрів поглинання чистого лаку і його окремих

компонентів можна звернути увагу, що спектр поглинання чистого лаку простягається до 300 нм, тому пряме збудження можливо навіть на більш довгохвильовій частини UV/LED лампи. При дослідженні спектрів поглинання композицій з концентрацією 0,1 мас.% бензоїну встановлено, що не спостерігається істотного збільшення абсорбційних властивостей і, отже, ефективності фотополімеризації. При більш високих концентраціях (≥ 0.5 мас.%) Очікується значний ефект як при опроміненні високоенергетичною частиною при $\lambda \sim 250$ нм, так і при світлі $\lambda > 270$ нм. Очікувана відповідь на $\lambda > 270$ нм дозволив би затвердити навіть товсті шари.

З аналізу наведених кінетичних залежностей вмісту гель-фракції від концентрації фото ініціатору бензоїну було видно, що його використання підвищує швидкість фото тверднення – табл. 3.

Таблиця 3 – Ефективні константи швидкості реакції фотолізу (k_{ef})

Фотоініціатор	$k_{\text{ef}}, \text{c}^{-1}$
Без бензоїну	$0,25 \pm 0,03$
З бензоїном	$0,35 \pm 0,01$

Важливим є те, що використання бензоїну дозволяє не тільки пришвидшити процес, але й підвищити поверхневу твердість фотополімерної композиції (рис. 1).

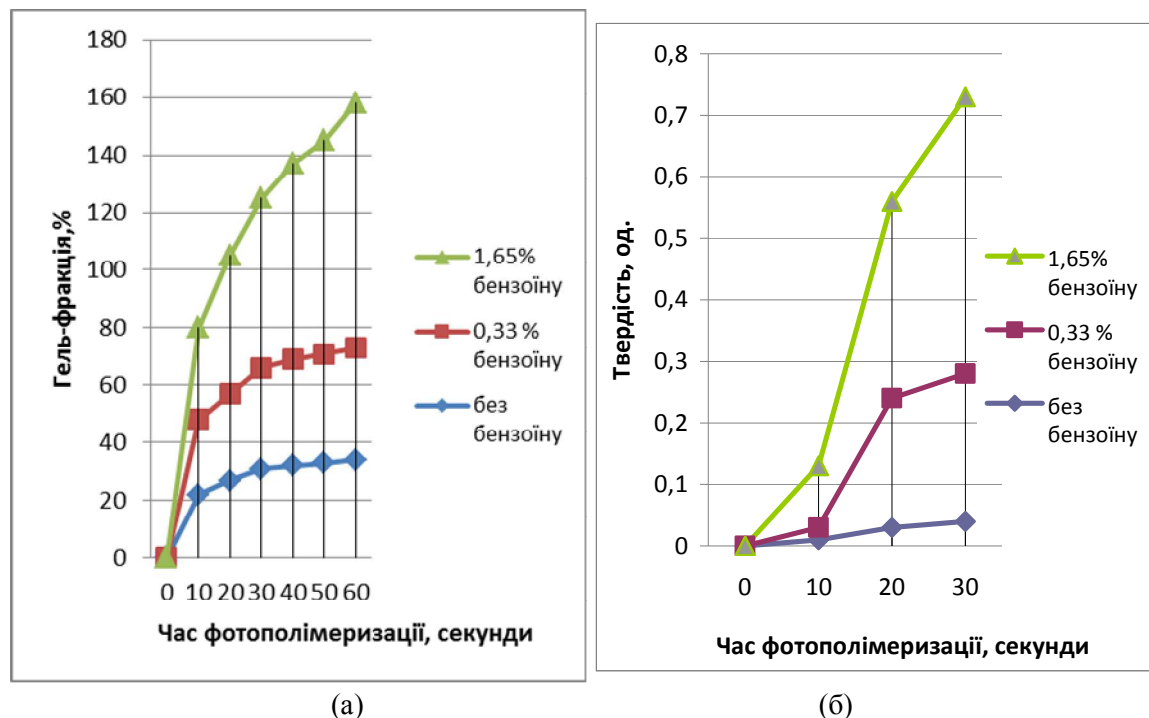


Рисунок 1 – Залежності вмісту гель-фракції (а) та твердості плівок (б) фотополімерних композицій від часу фотополімеризації при різному вмісті бензоїну у композиціях % мас

Спостерігається суттєве зростання величин досліджуваних параметрів при зростанні вмісту бензоїну у складі композиції з 0,33 % до 1,65 % мас. При зростанні концентрації бензоїну бімолекулярний матеріальний обрив в системі відбувається переважно не внаслідок взаємодії двох зростаючих макрорадикалів, а при взаємодії макрорадикалів з первинними радикалами, що утворюються при фотолізі фотоініціатору. Це, відповідно, призводить до зменшення як вмісту гель-фракції (ступеня тверднення), так і поверхневої твердості плівок. Також варто відмітити, що в базовому покритті як агент фототверднення виступає 1-гідроксикіклогексил феніл кетон, речовина яка фактично є фотосенсибілізатором та забезпечує надання активності молекулам мономера. В той же час, фотоініціатор бензоїн, який був досліджений в роботі забезпечує активність процесів фототверднення за механізмом радикального розпаду та взаємодії молекул мономера з радикалами, що також забезпечує біль високу ефективність процесів фото тверднення.

Висновки. Показано, що фотохімічне ініціювання – це один із найбільш ефективних методів ініціювання реакції полімеризації за допомогою енергії світлового випромінювання. При фотополімеризації відбувається УФ тверднення – процес ініційованого УФ світлом перетворення рідких мономерів у тверді полімери. Цей метод – популярна швидка й безпечна альтернатива звичайному термічному твердненню.

Проведені дослідження з оптимізації складу полімерної композиції фотохімічного тверднення для покриттів. Підібрано оптимальні умови простого та ефективного способу використання фотоініціатору - бензоїну. Досліджено тверднення фотополімерних композицій у присутності бензоїну. Показано, що фотоініціатор бензоїн, який був досліджений в роботі, забезпечує активність процесів фототверднення за механізмом радикального розпаду та взаємодії молекул мономера з радикалами, що також забезпечує біль високу ефективність процесів фото тверднення.

Література

1. Cai Y., Jessop J.L.P. // Polymer. – 2006. – 47. – P. 6560–6566.
2. Decker C. // Polym. Int. – 2002. – 51. – P. 1141–1150.
3. Bongiovanni R., Mazza D., Ronchetti S., Turcato E.A. // J. Colloid Interface Sci. – 2006. – 296. – P. 515–519.
4. Shichang L.W., Zhou W., Li S., Shi W. // Eur. Polym. J. – 2008. – 44. – P. 1613–1619.
5. Decker C. // 3rd Afera Technical Seminar and Exhibition, Brussels. – 2006. – 47 p.
6. Sangermano M., Carbonaro W., Malucelli G., Priola A. // Macromol. Mater. Eng. – 2008. – P. 515–520.
7. Benfarhi S., Decker C., Keller L., Zahouily K. // Eur. Polym. J. – 2004. – 40. – P. 493–501.
8. Sangermano M., Falling S.N., Crivello J.V. // J. Mac. Sci., Pure and Appl. Chem. – 2002. – 39, 11. – P. 1279–1294.

9. Sangermano M., Bongiovanni R., Maluceli G., Priola A. // Surface Coatings Int., Part B: Coatings Transactions. – 2005. – 88, B2. – P. 83–156.
10. Sharma A., Agarwal D., Singh J. // E-J. of Chemistry. – 2008. – 5, ¹ 4. – P. 904–913. – <http://www.e-journals.net>.
11. Xuan H.L., Decker C. // J. Polymer Sci.: Part A: Polym. Chem. – 1993. – 31. – P. 769–780.
12. Decker C., Xuan H.L., Nguyen T. // J. Polymer Sci.: Part A: Polym. Chem. – 1995. – 33. – P. 2759–2772.
13. He D., Susanto H., Ulbricht M. // Prog. Polym. Sci. – 2009. – 34. – P. 62–98.
14. Uhl F.M., Webster D.C., Davuluri S.P., Wong S.-C. // Eur. Polym. J. – 2006. – 42. – P. 2596–2605.
15. Wang Q., Shi W. // Eur. Polym. J. – 2006. – 42. – P. 2261–2269.
16. Voytekunas V.Yu., Ng F.L., Abadie M.J.M. // Eur. Polym. J. – 2008. – 44. – P. 3640–3649.
17. Cho J.-D., Hong J.-W. // Eur. Polym. J. – 2005. – 41. – P. 367–374.
18. Liu H., Chen M., Huang Z., Xu K., Zhang X. // Eur. Polym. J. – 2004. – 40. – P. 609–613.
19. Decker C., Decker D., Viet T.N.T., Xuan H.L. // Macromol. Symp. – 1996. – 102. – P. 63–71.

УДК 541

Лебедєв В.В., Чередніченко Ю.О.

ОПТИМІЗАЦІЯ СКЛАДУ ПОЛІМЕРНОЇ КОМПОЗИЦІЇ ФОТОХІМІЧНОГО ТВЕРДЕННЯ ДЛЯ ПОКРИТТІВ

Національний технічний університет «харківський політехнічний інститут»

В статті проведені дослідження з оптимізації складу полімерної композиції фотохімічного твердіння для покриттів. Підібрано оптимальні умови простого та ефективного способу використання фотоініціатору – бензоїну. Досліджено твердіння фотополімерних композицій у присутності бензоїну. Встановлено, що використання фотоініціатору бензоїну приводить до підвищення ефективності фотоініціювання і дозволяє суттєво підвищити поверхневу твердість плівок тверднених композицій.

Ключові слова: фотоініціатор, твердіння, УФ/LED лампа, поглинання УФ-спектру, лак, акрилати.

Лебедев В.В., Чередниченко Ю.А.

ОПТИМИЗАЦИЯ СОСТАВА ПОЛИМЕРНОЙ КОМПОЗИЦИИ ФОТОХИМИЧЕСКОГО ОТВЕРЖДЕНИЯ ДЛЯ ПОКРЫТИЙ

В статье проведены исследования по оптимизации состава полимерной композиции фотохимического отверждения для покрытий. Подобраны оптимальные условия простого и эффективного способа использования фотоинициатора – бензоина. Исследовано отверждение фотополимерных композиций в присутствии бензоина. Установлено, что использование фотоинициатора бензоина приводит к повышению эффективности фотоиницирования и позволяет существенно повысить поверхностную твердость пленок отвержденных композиций.

Ключевые слова: фотоинициатор, отверждение, UV/LED лампа, поглощение УФ- спектра, лак, акрилаты.

Lebedev V.V., Cherednichenko Yu.O.

OPTIMIZATION OF COMPOSITION OF POLYMERIC COMPOSITION OF PHOTOCHEMISTRY CURING FOR COATINGS

The article studies the optimization of the composition of the polymer composition of photochemical curing for coatings. The optimal conditions for a simple and effective way to use a photoinitiator - benzoin were selected. The curing of photopolymer compositions in the presence of benzoin was studied. It was found that the use of a photoinitiator of benzoin leads to an increase in the efficiency of photoinitiation and can significantly increase the surface hardness of the films of cured compositions.

Keywords: photoinitiator, curing, UV / LED lamp, UV absorption, varnish, acrylates.