

# ДОСЛІДЖЕННЯ ТА ОПТИМІЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ОБ'ЄКТІВ І СИСТЕМ ЕНЕРГЕТИКИ

УДК 532.529

**В.О. ТУЗ**, д-р техн. наук, проф., **Н.Л. ЛЕБЕДЬ**, канд. техн. наук, доцент  
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»,  
пр. Перемоги, 37, м. Київ, 03037, Україна

## ВИКОРИСТАННЯ ОСОБЛИВОСТЕЙ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ ПРИ НАГРІВІ І ВИПАРНОМУ ОХОЛОДЖЕННІ ПЛІВКИ РІДИНИ НА СТАДІЇ ПРОЕКТУВАННЯ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ АПАРАТІВ

*Наведено результати експериментального визначення довжини початкової теплової ділянки при нагріві і випарному охолодженні плівки рідини залежно від режимних параметрів контактуючих фаз і геометричних характеристик каналу.*

*Ключові слова:* плівка рідини, газовий потік, інтенсивність теплообміну, початкова тепла ділянка.

Для інтенсифікації процесу тепломасообміну в контактних апаратах енергетичних об'єктів використовують активні і пасивні методи. До пасивних методів інтенсифікації тепломасообміну відносять використання поверхонь зі штучною шорсткістю, пористих поверхонь і поверхонь з сітчастим покриттям. Крім того, інтенсифікація тепломасообміну відбувається за рахунок зміни режимних параметрів контактуючих фаз – активні методи. Діапазон режимних параметрів визначається умовами стійкості течії, а саме, верхня границя визначається умовами захлинання, а нижня – існуванням стійкої плівки рідини, тобто мінімальною густиною зрошення.

У нинішній час під час проектування тепломасообмінних апаратів використовують середньо інтегральні характеристики процесів переносу. Необхідно зазначити, що інтенсивність процесів суттєво змінюється по довжині поверхні контакту. У більшості робіт, присвячених дослідженню теплообміну, відзначають особливості процесів на початковій і стабілізо-

ваній ділянках [1–5]. На початковій тепловій ділянці температурний градієнт зменшується значно швидше, ніж різниця температур. В результаті, як визначається з рівняння тепловіддачі, на початковій ділянці коефіцієнт тепловіддачі значно зменшується і при стабілізованій течії стає практично сталою величиною. Це особливо важливо для розрахунку процесів тепло- і масообміну в каналах контактних апаратів, у яких розрахунок, зазвичай, ведеться без виділення початкової ділянки.

Таким чином, при проектуванні тепломасообмінного обладнання енергетичних установок рекомендується враховувати наявність початкової ділянки та організовувати процес в області інтенсивного переносу. Для цього необхідно визначити довжину початкової ділянки.

**Особливості процесів тепло- і масообміну в каналах контактних апаратів.**

В практиці дослідження процесів тепло- і масообміну двофазних середовищ при вимушеній конвекції важко дотримуватись класичних випадків, що характеризуються умовами  $q_c = \text{const}$  або  $t_c = \text{const}$ . Зміна характеристик контактуючих фаз значно ускладнює дослід-

© В.О. ТУЗ, Н.Л. ЛЕБЕДЬ, 2014

ження. Аналогія між процесами тепло- і масообміну, яка часто використовується на практиці, є тільки наближеною. Дослідження [6, 7] виявили, що навіть при порівняно невеликих поперечних потоках маси відбувається перерозподіл температури і швидкості в межовому шарі порівняно з випадком, не ускладненим масообміном, а інтенсивність процесу залежить від відносної витрати рідини, яка випарилася. Необґрунтованим є також виключення з критеріальних залежностей чисел подібності, що характеризують фазовий перехід.

При контакті гравітаційної плівки з рухомою парогазовою сумішшю, крім гідродинамічного і теплового межових шарів, утворюється і дифузійний межовий шар. При цьому, коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі залежать від напряму і величини поперечного потоку маси [8]. На підставі цього не зовсім обґрунтованою є пропозиція використання залежностей для розрахунку процесів тепло- і масообміну, які відбуваються при випаровуванні рідини або конденсації пари з парогазової суміші, наведених в [9].

Для процесу взаємодії плівки рідини і газу характерна наявність двох послідовно розташованих ділянок. На першій, при  $0 < x < x_{nm}$  ( $x_{nm}$  – кінцева координата початкової теплової ділянки) товщина теплового межового шару, що утворюється від поверхні, до стінки, менша від товщини плівки. Температура теплоносія в межовому прошарку стала і дорівнює початковій температурі рідини  $t_p'$ . На другій частині ділянки, при  $x > x_{nm}$  має місце рівність товщини плівки і теплового межового шару в ній, а температура рідини в пристінному шарі асимптотично знижується і прагне в кінці цієї ділянки до температури мокрого термометра, яка відповідає параметрам газу на вході в канал.

Одночасно, в газовому потоці при конвективному процесі перенесення теплоти і маси відбувається розвиток теплового межового шару від температури плівки рідини на межі, яка дорівнює  $t_p$ , до температури  $t_r$  в ядрі потоку.

Наявність двох межових шарів у плівці рідини і газу істотно ускладнює розрахунок процесів тепло- і масообміну.

Математична модель процесу перенесення теплоти і маси в даному випадку в осереднених

параметрах має вигляд [10]:

$$\frac{d\langle t_p \rangle}{dx} = -\frac{\lambda_p}{\langle U \rangle \cdot \bar{\delta}^2 \cdot C_{pp} \cdot \rho_p} (t_{ж\delta} - \langle t_{ж} \rangle); \quad (1)$$

$$\frac{d\langle t_r \rangle}{dx} = -\frac{\alpha}{\langle V \rangle \cdot \left( \frac{d_c}{2} - \bar{\delta} \right) \cdot C_{pr} \cdot \rho_r} (\langle t_r \rangle - t_{p\delta}); \quad (2)$$

$$\frac{d\langle \rho_n \rangle}{dx} = -\frac{\beta_p}{\langle V \rangle \cdot \left( \frac{d_c}{2} - \bar{\delta} \right)} (\rho_{n\delta} - \langle \rho_n \rangle), \quad (3)$$

де  $\langle U \rangle, \langle V \rangle, \langle t_p \rangle, \langle t_r \rangle, \langle \rho_n \rangle$  – середньовитратні значення швидкостей і температур рідини і газу, а також густина пари.

Таким чином, розрахунок зводиться до рішення представленої системи рівнянь за таких граничних умов:

$$\begin{aligned} \text{при } x = 0 \quad \langle t_p \rangle &= t_p' \\ \text{при } x = L \quad \langle t_r \rangle &= t_r, \quad \langle \rho_n \rangle = \rho_n'. \end{aligned} \quad (4)$$

У загальному випадку знайти аналітичне рішення системи вельми складно. Використання чисельних методів дозволяє отримати розв'язання для таких випадків. Рішення системи рівнянь можливе при відомих значеннях середньоповерхневих коефіцієнтів тепловіддачі  $\alpha$  і масовіддачі  $\beta_p$ . Більш точне рішення можливо отримати враховуючи при осередненні значення коефіцієнтів  $\alpha$  і  $\beta_p$  на початковій ділянці і ділянці стабілізованого теплообміну. Для цього необхідно визначити межі початкових ділянок.

Вивчення процесів тепло- і масообміну при випарному охолодженні плівки рідини та при охолодженні газу гравітаційною плівкою в каналах з сітчастим покриттям здійснювалося на експериментальному стенді [10]. Конструкція стенда і експериментальних ділянок дозволяла виявити вплив конструктивних розмірів каналу і режимних параметрів газового потоку і плівки рідини на інтенсивність процесу.

Дослідження проводилися в каналах діаметрами  $d_c = 0,0125-0,022$  м і довжиною  $L = 1$  м з сітчастим покриттям з розміром вічка  $S = 0,5 \cdot 10^{-3}$  м, виготовленою із сталі X18H10T, в широкому діапазоні зміни режимних параметрів.

рів: температура рідини на вході в канал  $t_p' = 40-80^\circ\text{C}$ ; щільність зрошування  $\Gamma = 0,0235-0,0871 \text{ кг}/(\text{м}\cdot\text{с})$ ; швидкість газового потоку  $w = 0,39-8,94 \text{ м}/\text{с}$ ; температура газового потоку  $t_r' = 50-150^\circ\text{C}$ .

Аналіз результатів досліджень у вигляді залежностей  $\alpha = f(w; \Gamma; \vartheta_p'; L)$  і  $\beta_p = f(w; \Gamma; \vartheta_p'; L)$  (див. рисунок) підтвердив існування нерівномірності інтенсивності тепло- і масовіддачі. Необхідно зазначити, що як і для випарного охолодження плівки при вимушеній конвекції газу, так і для охолодження газу ізотермічною плівкою спостерігається характерна зміна інтенсивності тепло- і масообміну по довжині каналу. Використовуючи вираз [11]:

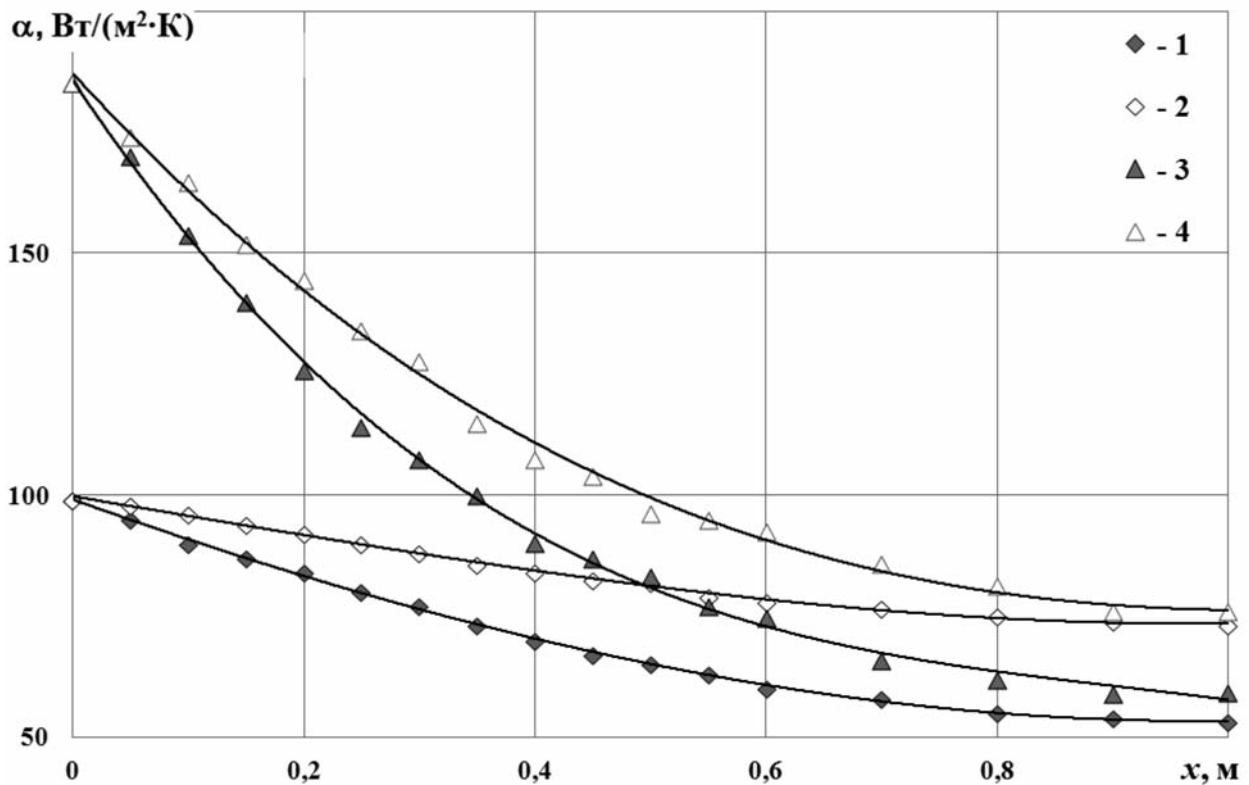
$$\frac{\alpha_x - \alpha_{x+1}}{\frac{\alpha_x + \alpha_{x+1}}{2}} \cdot 100 \leq 1\%, \quad (5)$$

де  $\alpha_x$  і  $\alpha_{x+1}$  – локальні коефіцієнти тепловіддачі на початковому і кінцевому перетинах даної елементарної ділянки довжини каналу, можна умовно розділити довжину каналу за ступенем інтенсивності процесів.

Враховуючи особливості процесів у контактних апаратах, довжину початкової теплової ділянки доцільно визначати залежно від режимних параметрів контактуючих фаз за умови, що зміна коефіцієнта тепловіддачі на початковій ділянці (5) не перевищуватиме його середнього значення на цій ділянці більш ніж на 1%.

Баланс теплоти на цій ділянці враховував, що кількість теплоти, яка виділилася при випарному охолодженні плівки, витрачалася на нагрів повітря, нагрів водяної пари, що міститься в повітрі, і на утворення пари:

$$q_\delta = q_r + q_{\text{пг}} + q_{\text{п}}. \quad (6)$$



Зміна по довжині каналу локальних та середніх коефіцієнтів тепловіддачі при випарному охолодженні плівки рідини та охолодженні газу:

1, 2 – локальний і середній коефіцієнти тепловіддачі при охолодженні газу, температура рідини на вході  $20^\circ\text{C}$ , густина зрошення  $0,0746 \text{ кг}/(\text{м}\cdot\text{с})$ , температура газу на вході  $150^\circ\text{C}$ , швидкість повітря  $5,33 \text{ м}/\text{с}$ ;

3, 4 – локальний і середній коефіцієнти тепловіддачі при випарному охолодженні плівки рідини, температура рідини на вході  $80^\circ\text{C}$ , густина зрошення  $0,0688 \text{ кг}/(\text{м}\cdot\text{с})$ , температура газу на вході  $22,2^\circ\text{C}$ , швидкість повітря  $4,9 \text{ м}/\text{с}$

При охолодженні парогазового потоку теплота витрачалась на випаровування рідини з поверхні плівки:

$$q_{\Gamma} + q_{\text{пт}} = q_{\delta}. \quad (7)$$

Розрахункова різниця температур на ділянці визначалася як середньологарифмічна між температурою плівки і повітря в даних перетинах.

Досліджуваний діапазон швидкостей газového потоку включав ламінарний режим при  $Re < 2230$  і перехідну область  $2230 < Re < 10^4$  (максимальне значення  $Re = 7900$ ). Для кожного з цих режимів довжина початкової теплової ділянки з врахуванням (5) функціонально визначається по залежності:

при випарному охолодженні плівки  
– для ламінарного режиму

$$l_{\text{п.т.}} = 85,62 \cdot d_e \cdot Pe_x^{0,12} \cdot Fr_x^{0,2} \cdot K_x^{-0,42}, \quad (8)$$

– для перехідної області

$$l_{\text{п.т.}} = 42,98 \cdot d_e \cdot Pe_x^{0,2} \cdot Fr_x^{0,2} \cdot K_x^{-0,42}; \quad (9)$$

при охолодженні парогазового потоку  
– для ламінарного режиму

$$l_{\text{п.т.}} = 55,89 \cdot d_e \cdot Pe_x^{0,12} \cdot K_x^{-0,55}, \quad (10)$$

– для перехідної області

$$l_{\text{п.т.}} = 26,45 \cdot d_e \cdot Pe_x^{0,2} \cdot K_x^{-0,55}. \quad (11)$$

## ВИСНОВКИ

1. При проектуванні тепломасообмінних апаратів енергетичних установок з метою підвищення ефективності обладнання слід враховувати особливості зміни характеристик процесу тепло- і масообміну по довжині поверхні контакту.

2. Експериментальне дослідження процесів тепло- і масообміну при випарному охолодженні рідини і охолодженні газу дозволило встановити нелінійний характер зміни коефіцієнтів тепло- і масовіддачі  $\alpha$  і  $\beta_p$  по довжині каналу.

На підставі отриманих результатів були визначені довжини початкових теплових ділянок залежно від режимних параметрів контактуючих фаз і геометричних характеристик каналу.

3. Рішення системи рівнянь перенесення теплоти і маси при випарному охолодженні рідини і охолодженні газу можливе при відомих значеннях середньоповерхневих коефіцієнтів тепло- і масовіддачі  $\alpha$  і  $\beta_p$ . Більш точне

рішення можливо отримати враховуючи при осередненні значення коефіцієнтів  $\alpha$  і  $\beta_p$  на початковій ділянці і ділянці стабілізованого теплообміну. Для цього необхідно знати межі початкових ділянок, які визначаються згідно з отриманими залежностями (8)–(11).

1. Жукаускас А. Теплоотдача в ламинарном потоке жидкости / А. Жукаускас, И. Жюгда. – Вильнюс: Минтис, 1969. – 261 с.

2. Собин В.М. Теплообмен в стекающей плёнке жидкости на термическом начальном участке / В.М. Собин // ИФЖ. – 1980. – Т. 39, №4. – С. 592–596.

3. Сергеев Г.И. Исследование теплообмена при плёночном течении жидкости на термическом начальном участке / Г.И. Сергеев, Л.В. Тышкевич // ТОХТ. – 1979. – Т. 13, №1. – С. 108–110.

4. Воронцов Е.Г. Исследование длины входных участков охлаждающих плёнок / Е.Г. Воронцов // Теор. основы хим. биотехнологии. – 1994. – Т. 28, № 4. – С. 307–312.

5. Крылов В.С. Нелинейный массоперенос / В.С. Крылов, Х. Бояджиев. – Новосибирск: ИТ СО РАН, 1996. – 231 с.

6. Кутателадзе С.С. Тепломассообмен и волны в газожидкостных системах / С.С. Кутателадзе, В.Е. Накоряков. – Новосибирск: ВО «Наука», 1984. – 302 с.

7. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. Часть II / Р.И. Нигматулин. – М.: Наука, 1987. – 360 с.

8. Эккерт Э.Р. Теория тепло- и массообмена: Пер. с англ. / Э.Р. Эккерт, Р.М. Дрейк. – М.-Л.: Гоэнергоиздат, 1961. – 489 с.

9. Берман Л.Д. Тепло- и массообмен в парогазовой фазе при интенсивном испарении жидкостей / Л.Д. Берман // Теплообмен и гидродинамика. – Л.: Наука, 1977. – С. 116–130.

10. Письменный Е.Н. Тепло- и массообмен в каналах с сеточным покрытием плёнки жидкости при противоточном движении газа / Е.Н. Письменный, В.Е. Туз, Н.Л. Лебедь // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2009. – № 4/б(40). – С. 63–68.

11. Теория тепломассообмена / Под ред. А.И. Леонтьева. – М.: МГТУ им. Баумана, 1997. – 683 с.

Надійшла до редколегії

01.12.2014