

ТЕРМОДИНАМІЧНИЙ АНАЛІЗ ТА МОДЕЛЮВАННЯ

УДК 536.423.4

Моделі втрат тиску на тертя під час течії двофазних потоків усередині труб

В. В. Горін¹✉, В. В. Серета², Лю Ян³

¹Державний університет інтелектуальних технологій і зв'язку, вул. Кузнечна, 1, Одеса, 65023, Україна;

²Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського», пр-т Перемоги, 37, Київ, 03056, Україна

✉ e-mail: ¹gorin53@ukr.net

ORCID: ¹<http://orcid.org/0000-0003-3832-2614>; ²<http://orcid.org/0000-0002-4645-3123>;

³<http://orcid.org/0000-0001-9535-4984>

У цій роботі проведено широкий літературний пошук та проаналізовано теоретичні та експериментальні двофазні моделі та кореляції стосовно розрахунку втрат тиску на тертя під час течії двофазних потоків усередині горизонтальних труб зі звичайними внутрішніми діаметрами ($d_{in} > 3$ мм) з відкритих літературних джерел. Систематизовано та наведено відомі моделі та кореляції різних авторів стосовно розрахунку втрат тиску на тертя. Відзначено відсутність попереднього обґрунтування правильного застосування різних моделей турбулентної в'язкості для прогнозування перепаду тиску тертя при конденсації з впливом міжфазної зсувної напруги та без неї. Водночас наведено вирази різних авторів стосовно розрахунку та обчислення множників двофазного тертя ϕ_l^2 і ϕ_v^2 , динамічної в'язкості двофазної суміші μ_p , та коефіцієнтів тертя для пари та рідини f_v і f_l тощо. Для цього дослідження було відібрано теоретичні та експериментальні рішення щодо розрахунку втрат тиску на тертя двофазного потоку всередині труб із наукових праць 20 авторів. У роботі виконано порівняльний аналіз щодо розрахунку втрат тиску на тертя (двофазних множників ϕ_l^2 і ϕ_v^2) за сімома відомими залежностями з експериментальними даними з роботи Cavallini et al. стосовно конденсації холодоагентів R22, R134a, R32 і R410A усередині горизонтальних труб за різних масових швидкостей, масових паровмістів та інших умов течії двофазного потоку. Запропоновано рекомендації щодо вибору розрахункових моделей і кореляцій стосовно втрат тиску на тертя та відповідних двофазних множників, які можуть бути використані в інженерних розрахунках під час проектування теплообмінних апаратів різного промислового призначення. При цьому, в разі використання емпіричних кореляцій, що отримані на основі узагальнення експериментальних даних, слід враховувати, що вони мають характерні, тільки їм притаманні особливості, а тому ці залежності придатні для застосування лише у вузькому діапазоні змін режимних параметрів потоку.

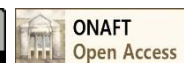
Ключові слова: Горизонтальна труба; Двофазний потік; Втрати тиску; Тертя; Двофазний множник; Розрахункові співвідношення

doi: <https://doi.org/10.15673/ret.v57i4.2207>

© The Author(s) 2021. This article is an open access publication

This work is licensed under the Creative Commons Attribution 4.0 International License (CC BY)

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



1. Вступ

Одним із найважливіших параметрів у гідравлічному проектуванні холодильного та нафтохі-

мічного обладнання, а також систем кондиціонування повітря є розрахунок втрат тиску на тертя під час течії двофазного потоку всередині труб.

Наявні багато літературних джерел, присвя-

чених аналізу визначення втрат тиску на тертя під час течії двофазного потоку, який ускладнюється залежністю втрат тиску від численних параметрів. Щоб вирішити ці питання, більш ніж за пів століття різні автори розробили велику кількість кореляцій щодо втрат тиску двофазного потоку.

Незважаючи на прогрес у розумінні явища двофазного потоку, результати експериментальних досліджень суперечать розрахункам за наявними моделями втрат тиску на тертя. Також немає чіткої визначеності у загальних рекомендаціях щодо використання запропонованих розрахункових залежностей.

У цій роботі наведено огляд результатів наукових досліджень різних авторів стосовно моделей розрахунку втрат тиску на тертя під час течії двофазного потоку в середині труб (звичайні канали за $d_{in} > 3$ мм за класифікацією згідно [1]). Стаття є першою частиною серії досліджень авторів процесів гідродинаміки усередині труб.

2. Моделі втрат тиску на тертя у гладких трубах

2.1. Гомогенна модель

Модель гомогенного потоку є достатньо простою моделлю, яка передбачає, що потік газу та рідини мають однакову швидкість, тому його можна розглядати як однофазний потік із густиною і в'язкістю двофазної суміші [2]. Зазвичай у моделі однорідного потоку втрати тиску на тертя розраховують за залежністю

$$\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{\text{hom}} = f_{tp} \frac{G^2}{2d_m \rho_{tp}}, \quad (1)$$

де ρ_{tp} – густина двофазного потоку, яку визначають як

$$\rho_{tp} = \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l}\right)^{-1} \quad (2)$$

Двофазний коефіцієнт тертя f_{tp} розраховують:

$$f_{tp} = \begin{cases} 16/\text{Re}_{tp}, & (\text{Re}_{tp} < 2100) \\ 0,079/\text{Re}_{tp}^{0,25}, & (2100 \leq \text{Re}_{tp} < 20000) \\ 0,046/\text{Re}_{tp}^{0,2}, & (\text{Re}_{tp} \geq 20000) \end{cases} \quad (3)$$

Двофазний коефіцієнт тертя f_{tp} є функцією числа Рейнольдса для двофазного потоку [3]:

$$\text{Re}_{tp} = \frac{Gd_m}{\mu_{tp}} \quad (4)$$

де μ_{tp} – динамічна в'язкість суміші.

Наявні різні співвідношення щодо розрахунку динамічної в'язкості двофазної суміші μ_{tp} , яка є ключовим параметром для моделі гомогенного потоку. Так, у [4] наводять 14 виразів різних авторів, які пропонують використовувати у розрахунках. Наприклад, у роботі наведено формули визначення динамічної в'язкості двофазної суміші μ_{tp} із робіт [3], [5] та [6] відповідно:

$$\mu_{tp} = (x/\mu_v + (1-x)/\mu_l)^{-1} \quad (5)$$

$$\mu_{tp} = \frac{1}{2} \left[\begin{array}{l} \mu_l \frac{2\mu_l + \mu_v - 2(\mu_l - \mu_v)x}{2\mu_l + \mu_v + 2(\mu_l - \mu_v)x} + \\ \mu_v \frac{2\mu_v + \mu_l - 2(\mu_v - \mu_l)(1-x)}{2\mu_v + \mu_l + 2(\mu_v - \mu_l)(1-x)} \end{array} \right] \quad (6)$$

$$\mu_{tp} = \mu_l(1-\beta)(1+2,5\beta) + \mu_g\beta \quad (7)$$

де β – об'ємний паровміст,

$$\beta = \rho_l x / [\rho_l x + \rho_v(1-x)] \quad (8)$$

2.2. Моделі з розділенням потоком

2.2.1. Модель Lockhart and Martinelli [7]

У [7] запропоновано концепцію розділеного потоку, яку широко використовують у різних дослідженнях. Автори застосовували множники двофазного тертя ϕ^2 для рідини та пари, щоб пов'язати втрати тиску двофазного тертя із втратами тиску однофазного тертя. У цьому разі втрати тиску на тертя визначають за формулою

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \left(\frac{dP}{dz}\right)_l \phi_l^2 = \left(\frac{dP}{dz}\right)_v \phi_v^2 \quad (9)$$

$$\text{де:} \quad \left(\frac{dP}{dz}\right)_l = \frac{2f_l G^2 (1-x)^2}{\rho_l d_m} \quad (10)$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_v = \frac{2f_v G^2 x^2}{\rho_v d_m} \quad (11)$$

де $(dP/dz)_l$ і $(dP/dz)_v$ – втрати тиску для рідини та пари відповідно.

Множники ϕ_l^2 і ϕ_v^2 є функціями безрозмірного параметра Локкарта-Мартініеллі, який визначають за виразом

$$X_{tt}^2 = \left[\frac{(dP/dz)_l}{(dP/dz)_g} \right] = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0,9} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0,5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0,1} \quad (12)$$

Автори праці [7] розробили та побудували зв'язок між множниками ϕ^2 і параметром X_{tt} у графічному вигляді, що незручно під час обчислення значень та викликає сумнів щодо ступеня точності читування інформації з графіків.

2.2.2. Кореляція Varoczy [8]

Автор роботи [8] запропонував складну графічну кореляцію, яка ґрунтується на даних щодо втрат тиску в разі течії пари, повітря-вода та ртуть-азот. У роботі введено термін – індекс властивостей, який є функцією в'язкості й густини кожної з фаз:

$$Z = \left[\frac{(\mu_l/\mu_v)^{0,2}}{(\rho_l/\rho_v)} \right] \quad (13)$$

У роботі стверджують, що у разі турбулентної течії кожної з фаз поодиноці, обернене значення індексу властивостей дорівнює відношенню втрат тиску для всього потоку пари та рідини відповідно:

$$\left[\frac{(\Delta P/\Delta L)_{vo}}{(\Delta P/\Delta L)_{lo}} \right] = \left[\frac{(\mu_l/\mu_v)^{0,2}}{(\rho_l/\rho_v)} \right] \quad (14)$$

Кореляцію щодо двофазних втрат тиску подано у вигляді графіка двофазного множника у функції індексу властивостей. Двофазний множник тертя у разі загального потоку тільки рідини у трубі ϕ_{lo}^2 є функцією індексу властивостей, масового паровмісту суміші та масової швидкості. Співвідношення побудоване лише для чотирьох значень масових швидкостей. Для інших масових швидкостей пропонують поправкові коефіцієнти на окремих комплексних графіках. Слід додати, що інтерполяція щодо інших значень може призвести до помилок через складну графічну сут-

ність залежності.

2.2.3. Кореляції Chisholm [9-11]

Недоліки з практичності використання графіків із праці [7] виправив автор роботи [9], у якій запропонував теоретичне обґрунтування моделі Локкарта-Мартініеллі для двофазного потоку в звичайних каналах, яке відрізняється урахуванням сили міжфазного тертя, що діє на поверхні розділу фаз. При цьому було отримано рівняння щодо обчислення множника двофазного тертя, який входить до рівняння (9):

$$\phi_l^2 = 1 + C / X_{tt} + 1 / X_{tt}^2 \quad (15)$$

$$\phi_v^2 = 1 + CX_{tt} + X_{tt}^2 \quad (16)$$

де C – стала Чисхольма, яка вперше була наведена у роботі [10], має чотири значення та залежить від конкретних режимів течії рідини та пари (viscous-turbulent):

$$C = \begin{cases} 5; \text{Re}_l < 2300(v-v) \\ 10; \text{Re}_l > 2300(t-v) \\ 12; \text{Re}_l < 2300(v-t) \\ 20; \text{Re}_l > 2300(t-t) \end{cases} \quad (17)$$

Число Рейнольдса для рідини визначають за допомогою відповідної масової швидкості на одиницю площі $\text{Re}_l = G(1-x)d_m / \mu_l$.

У роботі [11] автор розвинув результати праці [8] та навів модифіковану методику і рівняння, які враховують фізичні властивості робочих речовин, масових паровмістів x і масових витрат G :

$$\phi_{lo}^2 = 1 + (Y^2 - 1) \left[B_{Ch} x^{(2-n)/2} (1-x)^{(2-n)/2} + x^{(2-n)} \right] \quad (18)$$

де $n = 0,25$.

У рівнянні (14) Y параметр Чисхольма

$$Y = \sqrt{(dP/dz)_{go} / (dP/dz)_{lo}} \quad (19)$$

Коефіцієнт B_{Ch} визначають за формулою

$$B_{Ch} = \begin{cases} 55/\sqrt{G}; 0 < Y < 9,5 \\ 520/(Y\sqrt{G}); 9,5 < Y < 28 \\ 1500/(Y^2\sqrt{G}); 28 < Y \end{cases} \quad (20)$$

2.2.4. Модель Chawla [12]

У праці [12] автор запропонував кореляцію щодо розрахунку втрат тиску на тертя газорідних двофазних потоків на основі обміну імпульсом між двома фазами. Автор використав припущення, що швидкість пари є більшою за швидкість рідини, що справедливо для кільцевих та стратифікованих потоків. Власне кореляція має такий вигляд:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \frac{0,3164 G^2 x^{7/8}}{\text{Re}_{vo}^{0,25} 2d_{in}\rho_v} \left[1 + \frac{1-x}{x} \xi \frac{\rho_v}{\rho_l}\right]^{19/8} \quad (21)$$

$$1/\xi = 1/\xi_1^3 + 1/\xi_2^3 \quad (22)$$

$$\xi_1^3 = \exp[0,9592 + \ln(B)] \quad (23)$$

$$\xi_2^3 = \exp[(0,1675 - 0,055 \ln(k/d_{in})) \ln(B) - 0,67] \quad (24)$$

$$B = \left(\frac{1-x}{x}\right) \left(\frac{1}{\text{Re}_l Fr_l}\right)^{1/6} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0,9} \left(\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{0,5} \quad (25)$$

$$Fr_l = G^2 (1-x)^2 / g d_{in} \rho_l^2 \quad (26)$$

2.2.5. Кореляції Бойка [13]

У праці [13] досліджено конденсацію чистої пари та пари з парогазової суміші у горизонтальних трубах із різними внутрішніми діаметрами та довжиною. Використовуючи гомогенну модель руху двофазного потоку та не враховуючи при цьому чинника міжфазного тертя, автор зробив кілька припущень: а) температура парогазової суміші в будь-якому перетині труби дорівнює температурі насичення за відповідним значенням тиску пари; б) паровміст за довжиною труби змінюється за лінійною залежністю.

У роботі отримано такі залежності щодо визначення значень гідравлічного опору тертя ΔP_f :

1. У разі конденсації чистої пари:

$$\Delta P_f = \xi^* \frac{l}{d} \frac{\rho_l w_{tp}^2}{2} \left[1 + \bar{x} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1\right)\right] \quad (27)$$

При цьому:

– за значень чисел $\text{Re} \leq 70000$

$$\xi^* = C_1 \xi_{s0} \text{Re}^{0,35} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,1} \left(\frac{l}{d_i}\right)^{0,15} + \frac{2(x_1 - x_2)}{l/d_i}, \quad (28)$$

– за значень чисел $\text{Re} > 70000$

$$\xi^* = C_2 \xi_{s0} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,1} \left(\frac{l}{d_i}\right)^{0,15} + \frac{2(x_1 - x_2)}{l/d_i}, \quad (29)$$

де ξ_{s0} – коефіцієнт гідравлічного опору тертя;

$\bar{x} = (x_1 + x_2) / 2$ – середній масовий паровміст;

x_1 та x_2 – масовий паровміст на вході та виході з дослідної труби, відповідно; $\text{Re} = 4G_{tp} / \pi d_{in} \mu_l$.

2. У разі конденсації пари з парогазової суміші:

$$\Delta P_f = \xi^* \frac{l}{d} \frac{\rho_l w_{tp}^2}{2} \left[1 + \bar{\psi} \left(\frac{\bar{\rho}_l}{\bar{\rho}_v} - 1\right)\right], \quad (30)$$

де $\rho_l w_{tp}^2 / 2$ – середнє значення зведеної кінетичної енергії; $\bar{\psi}$ – концентрація парогазової суміші. Усі складові рівняння (25) визначають як середнє арифметичне їх значень на вході та виході у кожній ділянці труби.

При цьому:

– за значень чисел $\text{Re} \leq 70000$

$$\xi^* = C_1 \xi_{s0} \text{Re}^{0,35} \left(\frac{\bar{\rho}_l}{\bar{\rho}_v}\right)^{0,1} \left(\frac{l}{d_i}\right)^{0,15} + \frac{2(\psi_1 - \psi_2)}{l/d_i}, \quad (31)$$

– за значень чисел $\text{Re} > 70000$

$$\xi^* = C_2 \xi_{s0} \left(\frac{\bar{\rho}_l}{\bar{\rho}_v}\right)^{0,1} \left(\frac{l}{d_i}\right)^{0,15} + \frac{2(\psi_1 - \psi_2)}{l/d_i}, \quad (32)$$

Коефіцієнти C_1 та C_2 у формулах (28), (29), (31) і (32) мають такі значення:

– у разі $x_1 = 1 - C_1 = 0,091$, $C_2 = 0,45$;

– у разі $0,26 < x_1 < 0,86 - C_1 = 0,45$, $C_2 = 0,60$

Коефіцієнт гідравлічного опору тертя ξ_{s0} для технічно гладких труб дорівнює

$$\xi_{s0} = \frac{1}{1,8 \cdot \lg \text{Re}_0 - 1,64}, 10^4 \leq \text{Re}_0 \leq 10^6. \quad (33)$$

Число Re_0 визначають за витратою конденсації, що дорівнює повній витраті парорідинної суміші.

2.2.6. Модель Friedel [14]

У роботі [14] автор запропонував модель для

обчислення втрат тиску на тертя, у якій використовується множник ϕ_{LO}^2 , що стосується тільки рідини. Власне кореляція має такий вигляд:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \left(\frac{dP}{dz}\right)_{LO} \phi_{LO}^2 \quad (34)$$

У рівнянні (17) множник ϕ_{LO}^2 виражено як функцію коефіцієнтів тертя для пари та рідини f_v і f_l відповідно, масового паровмісту x , густини двофазного потоку ρ_{fp} , а також впливу ефектів гравітації та поверхневого натягу з використанням чисел Фруда Fr та Вебера We . Отже, множник ϕ_{LO}^2 визначають як:

$$\phi_{LO}^2 = E + \frac{3,24FH}{Fr^{0,045}We^{0,035}} \quad (35)$$

$$E = (1-x)^2 + x^2 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) \left(\frac{f_{vo}}{f_{lo}}\right) \quad (36)$$

$$F = x^{0,78} (1-x)^{0,224} \quad (37)$$

$$H = \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,91} \left(\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{0,19} \left(1 - \frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{0,70} \quad (38)$$

$$Fr_{fp} = \frac{G^2}{\rho_{fp}^2 g d_{in}}, \quad We_{fp} = \frac{G^2 d_{in}}{\rho_{fp} \sigma_l} \quad (39)$$

Густину двофазного потоку ρ_{fp} визначають за формулою (2).

При цьому:

$$f_{lo} = 16/Re_{lo} \text{ для } Re_{lo} < 2000;$$

$$f_{vo} = 16/Re_{vo} \text{ для } Re_{vo} < 2000;$$

$$f_{lo} = 0,079/Re_{lo}^{0,25} \text{ для } Re_{lo} > 2000;$$

$$f_{vo} = 0,079/Re_{vo}^{0,25} \text{ для } Re_{vo} > 2000;$$

$$Re_{lo} = Gd_{in}/\mu_l; Re_{vo} = Gd_{in}/\mu_v.$$

Формула (18) призначена для використання у розрахункових залежностях для горизонтального потоку та вертикального висхідного потоку.

2.2.7. Модель Hashizume et al. [15]

Автори праці [15] отримали вирази стосовно розрахунку втрат тиску на тертя для кільцевого та стратифікованого режимів течії потоку:

$$\left(\frac{dP_f}{dz}\right) = \frac{4(Re^+)^2 \mu_l^2}{\rho_l d_{in}^3} \quad (40)$$

де Re^+ – число Re , яке враховує вплив тертя:

$$Re^+ = \frac{\rho_l u^* d_{in}}{\mu_l}, \quad (41)$$

де u^* – швидкість тертя.

Для моделі кільцевого потоку швидкість тертя у рівнянні (31) дорівнює:

$$u^* = \sqrt{\tau_w/\rho_l} \quad (42)$$

де τ_w – напруга тертя.

Для моделі стратифікованого потоку швидкість тертя обчислюють за формулою

$$u^* = \sqrt{d_e/4\rho_l\tau_w/H}, \quad (43)$$

де d_e – відстань між верхньою та нижньою пластинами; H – положення максимальної швидкості у моделі стратифікованого потоку.

Для спрощення, стратифікований потік моделювали як потік між двома паралельними пластинами з відстанню d_e . Співвідношення між відстанню d_e і діаметром труби d_{in} подано емпіричною залежністю

$$\frac{d_e}{d_{in}} = \left[\left(x^{50/\Gamma}\right)^{-2} + \left(1,22x^{-1,42}\right)^{-2} \right]^{-0,5}, \quad (44)$$

де Γ – співвідношення густин, $\Gamma = \rho_l / \rho_v$.

2.2.8. Кореляція Müller-Steinhagen and Heck K [16]

У праці [16] запропоновано просту і зручну у застосуванні емпіричну кореляцію на підставі банку даних із 9300 точок вимірювань втрат тиску з 14 джерел, яка пов'язує двофазні втрати тиску з однофазними втратами тиску для рідини:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = G_{MSH} (1-x)^{1/C} + Bx^C \quad (45)$$

$$\text{де } G_{MSH} = A + 2(B-A)x \quad (46)$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_l = f_l \frac{G^2}{2\rho_l d_{in}} = A \quad (47)$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_v = f_v \frac{G^2}{2\rho_v d_{in}} = B \quad (48)$$

При цьому:

$$\begin{aligned} -\rho_l &= 64/\text{Re}_l; \rho_v = 64/\text{Re}_v \text{ за } \text{Re}_l, \text{Re}_v \leq 1187; \\ -\rho_l &= 0,3164/\text{Re}_l^{1/4}; \rho_v = 0,3164/\text{Re}_v^{1/4} \text{ за } \text{Re}_v > 1187; \end{aligned}$$

$$\text{Re}_l = Gd_{in}/\mu_l, \text{Re}_v = Gd_{in}/\mu_v \quad (49)$$

Значення C у кореляції (45) дорівнює 3.

2.2.9. Модель Souza et al. [17]

У роботі [17] наведено кореляцію втрат тиску на тертя, яка ґрунтується на двофазному множнику ϕ_l^2 для рідини:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_l^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_l \quad (50)$$

$$\text{де } \left(\frac{dP}{dz}\right)_l = \frac{f_l G^2 (1-x)^2}{2d_{in} \rho_l} = -2 \log \left(\frac{e/d_{in}}{3,7} + \frac{2,51}{\text{Re}_l \sqrt{f_l}} \right) \quad (51)$$

$$\phi_l^2 = 1,376 + C_1 X_u^{-C_2} \quad (52)$$

$$\begin{aligned} Fr_l < 0,7; & \begin{cases} C_1 = 4,172 + 5,48 Fr_l - 1,564 Fr_l^2 \\ C_2 = 1,773 - 0,169 Fr_l \end{cases} \\ Fr_l \geq 0,7; & C_1 = 7,242, C_2 = 1,655 \end{aligned} \quad (53)$$

$$Fr_l = \frac{G}{\rho_l \sqrt{gd_{in}}}; \text{Re}_l = \frac{Gd_{in}(1-x)^2}{\mu_l} \quad (54)$$

2.2.10. Модель Haraguchi et al. [18]

Автори праці [18] подали експериментальну залежність щодо розрахунку двофазного множника тертя ϕ_v^2 , що вміщувала загальну масову швидкість, внутрішній діаметр труби та густини пари і рідини холодоагентів:

$$\phi_v^2 = \left\{ 1 + 0,5 \left[\frac{G}{gd_{in} \rho_v (\rho_l - \rho_v)^{0,5}} \right]^{0,75} X_u^{0,36} \right\}^2 \quad (55)$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_v^2 \frac{2f_v G^2 x^2}{\rho_v d_{in}} \quad (56)$$

$$f_v = 0,046/\text{Re}_v^{0,2} \quad (57)$$

2.2.11. Модель Wang et al. [19]

У роботі [19] вимірювали втрати тиску на тертя у разі адіабатного потоку. Автори запропонували модифікований вираз (35) із праці [14] для визначення множника ϕ_g^2 та залежність для сталої C , установивши при цьому залежність C від структури потоку (масової швидкості G):

$$C = 0,000004566 X^{0,128} \text{Re}_{10}^{0,938} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{-2,15} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{5,1}, \quad (58)$$

$$\text{де } \text{Re}_{10} = Gd_{in}/\mu_l.$$

У разі значень масової швидкості $G = 50 \dots 100$ кг/(м²·с):

$$\phi_v^2 = 1 + CX_u + X_u \quad (59)$$

За $G > 200$ кг/(м²·с):

$$\phi_v^2 = 1 + 9,397 X^{0,62} + 0,564 X^{2,45} \quad (60)$$

За $G = 100 \dots 200$ кг/(м²·с) ϕ_g^2 розраховують як середнє значення між рівняннями (59) і (60).

Втрати тиску розраховували:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_v^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_v \quad (61)$$

2.2.12. Модель Chen et al. [20]

Автори [20] запропонували модель, що вводить залежність втрат тиску від чисел Бонда і Вебера як поправку до гомогенної моделі:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \left(\frac{dP}{dz}\right)_{\text{hom}} \Omega_{\text{hom}} \quad (62)$$

$$\Omega_{\text{hom}} = \begin{cases} 1 + (0,2 - 0,9 \exp(-Bo)), & Bo < 2,5 \\ 1 + \left(\frac{We^{0,2}}{\exp(Bo^{0,3})} \right) - 0,9 \exp(-Bo), & Bo \geq 2,5 \end{cases} \quad (63)$$

$$\text{де число } Bo: \quad Bo = \frac{g(\rho_l - \rho_g)(d_{in}/2)^2}{\sigma} \quad (64)$$

Число Вебера розраховують за густиною гомогенної суміші:

$$We = \frac{Gd_{in}}{\rho_{tp} \sigma} \quad (65)$$

2.2.13. Модель Cavallini et al. [21]

У роботі [21] подано модифіковану модель з [14] для розрахунку втрат тиску на тертя у разі кільцевого потоку, яка враховує вплив режимних параметрів потоку:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{lo}^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{lo} \quad (66)$$

де

$$\phi_{lo}^2 = E + \frac{1,262FH}{We^{0,1458}} \quad (67)$$

$$E = (1-x)^2 + x^2 \frac{(\rho_l f_{vo})}{(\rho_v f_{lo})} \quad (68)$$

$$F = x^{0,6978} \quad (69)$$

$$H = \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,3278} \left(\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{-1,181} \left(1 - \frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{3,477} \quad (70)$$

$$We_p = \frac{G^2 d_{in}}{\rho_p \sigma_l} \quad (71)$$

Кореляцію (67) використовують для обчислення втрат тиску на тертя за умови, якщо безрозмірна поверхнева швидкість парової пари $J_G \geq 2,5$:

$$J_G = xG / [g - d_{in} \rho_v (\rho_l - \rho_v)]^{0,5} \quad (72)$$

У разі $J_G < 2,5$ слід використовувати формулу (35) із праці [14].

2.2.14. Модель Wilson et al. [22]

У праці [22] подано метод розрахунку втрат тиску на тертя з використанням виразу для множника ϕ_{lo}^2 з роботи [23]:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{lo}^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{lo} \quad (73)$$

$$X_n = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0,9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0,1} \quad (74)$$

Для розрахунку множника ϕ_{lo}^2 використовували формулу з роботи [23]:

$$\phi_{lo}^2 = 12,82 X_n^{-1,47} (1-x)^{1,8} \quad (75)$$

2.2.15. Модель Hossain et al. [24]

У роботі [24] запропоновано кореляцію дво-

фазного множника тертя ϕ_v^2 щодо розрахунку втрат тиску всередині горизонтальної труби, яка враховує вплив масової швидкості, геометричних розмірів труби та поверхневого натягу.

$$\phi_v^2 = 1 + CX_n^n + X_n^2, \quad (76)$$

$$C = 21 \left\{ 1 - e^{(1-0,28Bo^{0,5})} \right\} \left\{ 1 - 0,9e^{-0,02Fr_l^{1,5}} \right\} \quad (77)$$

$$Bo = gd_{in}^2 (\rho_l - \rho_v) / \sigma \quad (78)$$

$$Fr_l = Gx / \sqrt{gd_{in} \rho_v (\rho_l - \rho_v)} \quad (79)$$

$$n = 1 - 0,7e^{-0,08Fr_l} \quad (80)$$

2.2.16. Кореляція Soliman et al. [25]

У праці [25] наведено кореляцію щодо розрахунку двофазного множника тертя ϕ_v^2 :

$$\phi_v^2 = (1 + 2,85 X_n^{0,523})^2 \quad (81)$$

2.2.17. Кореляція Fujii [26]

Автор роботи [26] запропонував вираз стосовно розрахунку двофазного множника тертя ϕ_v^2 у вигляді

$$\phi_v = 1 + 1,43 \left(\frac{G}{\sqrt{\rho_v \rho_l}} \right)^{0,76} X_n^{0,37} \quad (82)$$

2.2.18. Кореляція Kouyama et al. [27]

Кореляція розрахунку двофазного множника тертя ϕ_v^2 , що подана у роботі [27], має такий вигляд:

$$\phi_v^2 = \left\{ 1 + 0,5 \left[\frac{G}{gd \rho_v (\rho_l - \rho_v)^{0,5}} \right]^{0,75} X_n^{0,36} \right\}^2 \quad (83)$$

У зведеній таблиці наведено результати досліджень втрат тиску на тертя з поданих у цій статті робіт різних авторів.

Резюме досліджень втрат тиску на тертя

№	Автори, праця	d_{in} , мм	Робоча речовина	Орієнтація/ умови	Діапазон/ придатність	Методи, результати
1	Lockhart and Martinelli [7]	1,49... 25,83	Повітря, бензол, вода, гас, мастило	Адіабатний	$P = 0,101 \dots 0,345$ МПа	Графічна кореляція для двофазних множників ϕ_l^2 і ϕ_v^2

Продовження таблиці

№	Автори, праця	d_{in} , мм	Робоча речовина	Орієнтація/ умови	Діапазон/ придатність	Методи, результати
3	Baroczy [8]		Пара, вода-повітря, ртуть-азот		$G = 340 \dots 4070$ кг/(м ² ·с)	Узагальнена кореляція у графічному вигляді $\phi_{lo}^2 = f[(\mu_l / \mu_v)^{0.2} / (\rho_l / \rho_v)]$
4	Chisholm [9]					Вираз для кореляції Локкарта-Мартинеллі [7] у вигляді $\phi_l^2 = f(C, X_{tt})$
5	Chisholm [11]	1...2,6 8 48	Пара-вода		$P = 3,0 \dots 17,5$ МПа $G = 280 \dots 20000$ кг/(м ² ·с)	Рівняння впливу масової швидкості G на ϕ_{lo}^2 для гладких труб та труб із шоркстістю
6	Chawla [12]	6 14 25	R12, R717	Горизонтальне	$x = 0 \dots 1$	Кореляція ґрунтується на співвідношенні швидкостей парової та рідкої фаз
7	Бойко [13]	13 17	Пара, парогазова сміш	Горизонтальне	$P = 1,23 \dots 8,8$ МПа	Гомогенний, кореляції гідравлічного опору тертя ΔP_f
8	Friedel [14]	1...4		Горизонтальне та вертикальне висхідне / Адіабатний	$\mu_l / \mu_g < 1000$	Розвинено кореляцію ϕ_{lo}^2 (на підставі 25000 точок), яка враховує вплив сил тяжіння та поверхневого натягу
9	Hashizume et al. [15]	10	R12, R22	Горизонтальне/ Конденсація	$P = 0,57 \dots 1,96$ МПа	Вираз щодо $(\Delta P / \Delta z)_f$ у разі кільцевого та стратифікованого режимів
10	Müller-Steinhagen, Heck [16]				$x = 0 \dots 1$	Кореляція $(dp/dz)_f = f(x, (dp/dz)_{lo}, (dp/dz)_{vo})$
11	Souza et al. [17]	10,9	R22, R 134a, R123	Горизонтальне	$G = 200 \dots 600$ кг/(м ² с)	Кореляція множника ϕ_{lo}^2 .
12	Naraguchi et al. [18]	8,4	R22, R 134a, R123	Горизонтальне / Конденсація	$G = 90 \dots 400$ кг/(м ² с)	Вираз двофазного множника тертя ϕ_v^2
13	Wang et al. [19]		R22, R134a, R407C	Горизонтальне/ Адіабатний	$G = 50 \dots 700$ кг/(м ² с)	Вирази щодо множника ϕ_v^2 і сталої C , що враховує вплив G
14	Chen et al. [20]		Повітря-вода	Горизонтальне	$G = 50 \dots 3000$ кг/(м ² с)	Модифіковано гомогенну модель, що вміщує числа Bo і We та враховує вплив натягу σ і G
		6,5	R410A		$G = 50 \dots 600$ кг/(м ² с)	
15	Cavallini [21]	1,02 3,17 5,05 7,02	R22, R134a, R125, R32, R236ea, R410A	Горизонтальне/ Конденсація	$G = 100 \dots 750$ кг/(м ² с) / $x=0,0065 \dots 0,9724$	Модифікована модель [14] ϕ_{lo}^2 , яка враховує вплив режимних параметрів потоку:
16	Wilson et al. [22]	8,91	R134a, R410A	Горизонтальне/ Конденсація	$G = 75 \dots 400$ кг/(м ² с) $x=0,1-0,8$	Вирази щодо $(\Delta P / \Delta z)_f$ та множника ϕ_v^2 з [23]

Продовження таблиці

17	Hossain et al. [24]	4,35	R1234ze, R32, R410A, R1234ze/R32, DME	Горизонтальне	$G = 147 \dots 403 \text{ кг}/(\text{м}^2\text{с})$ $x = 0,005 \dots 0,9724$	Кореляція щодо множника ϕ_v^2 , що враховує вплив G , геометрії труби та σ
----	---------------------	------	---------------------------------------	---------------	---	--

3. Порівняння розрахунків втрат тиску з дослідними даними

Для порівняння розрахунку двофазного множника тертя ϕ_v^2 ми використали сім найбільш поширених кореляцій з робіт [14; 16; 19; 24-27]. Вибір цих формул зумовлений тим, що їх достатньо часто використовують науковці щодо врахування впливу двофазності потоку на втрати тиску на тертя $(\Delta P/\Delta z)_f$.

Для порівняльного розрахунку множника ϕ^2 та втрат тиску на тертя як вихідні дані було обрано експериментальні результати дослідів під час конденсації різних холодоагентів із праці [28].

Результати обчислення втрат тиску на тертя з використанням кореляцій із зазначених праць за експериментальними даними з роботи [28] для холодоагентів R22, R134a, R32 і R410A у разі масової швидкості $G = 400 \text{ кг}/(\text{м}^2\text{с})$ і температури конденсації $t_c = 40^\circ\text{C}$ наведено на рис. 1-4.

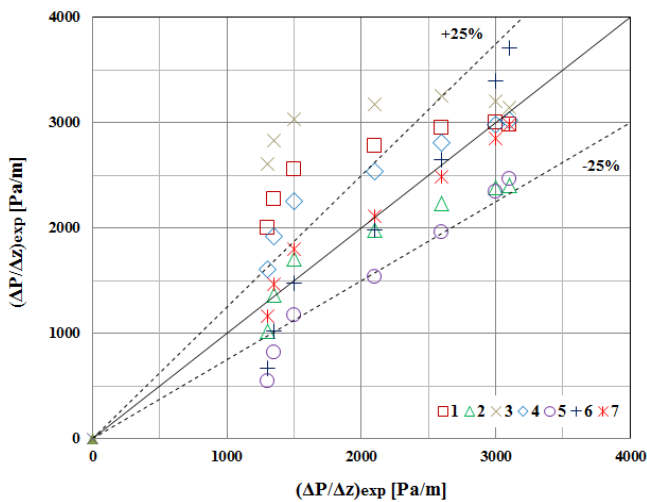


Рисунок 1 – Порівняння втрат тиску на тертя для R22: 1 – [19], 2 – [24], 3 – [25], 4 – [26], 5 – [27], 6 – [14], 7 – [16]

Аналіз рис. 1-4 свідчить, що втрати тиску на тертя з використанням розрахунків за формулами із зазначених праць дають різні результати.

Найбільш прийнятними, у разі обчислення втрат тиску на тертя, є розрахунки за кореляцією з праці [16], яка описує 100% експериментальних

даних праці [28] із точністю $\pm 25\%$. Майже таку саму точність $\pm 25\%$ надає модель [24]. Модель [14] описує результати дослідів у межах $\pm 25\%$ за значень масових паровмістів $x > 0,35$.

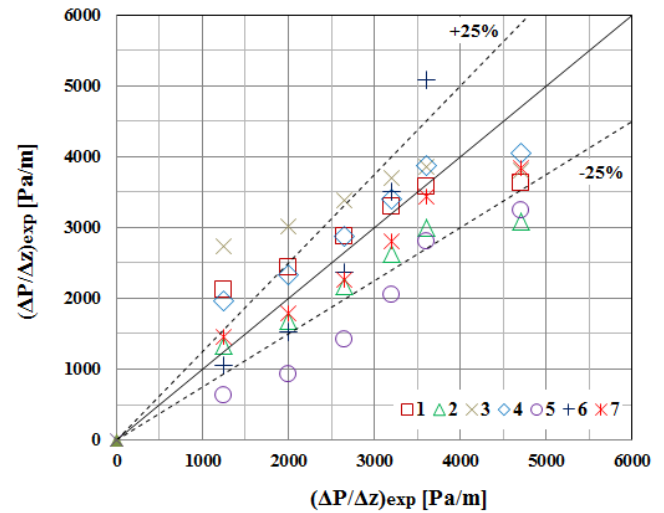


Рисунок 2 – Порівняння втрат тиску на тертя для R134a: 1 – [19], 2 – [24], 3 – [25], 4 – [26], 5 – [27], 6 – [14], 7 – [16]

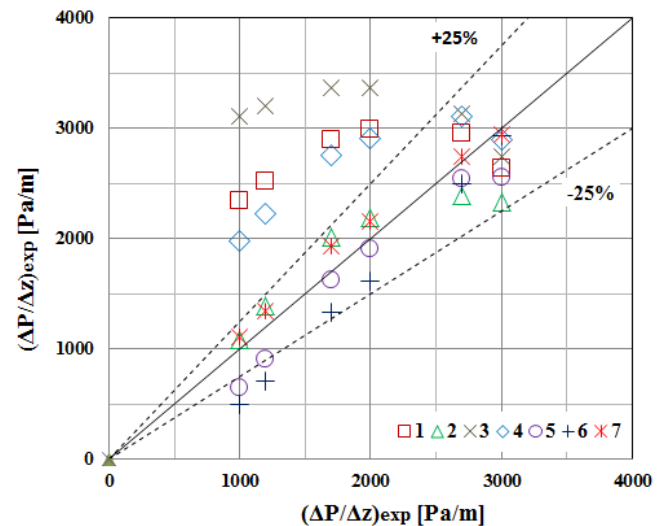


Рисунок 3 – Порівняння втрат тиску на тертя для R32: 1 – [19], 2 – [24], 3 – [25], 4 – [26], 5 – [27], 6 – [14], 7 – [16]

Найгірша точність обчислень експериментальних даних спостерігається у моделей [19], [25] та [26].

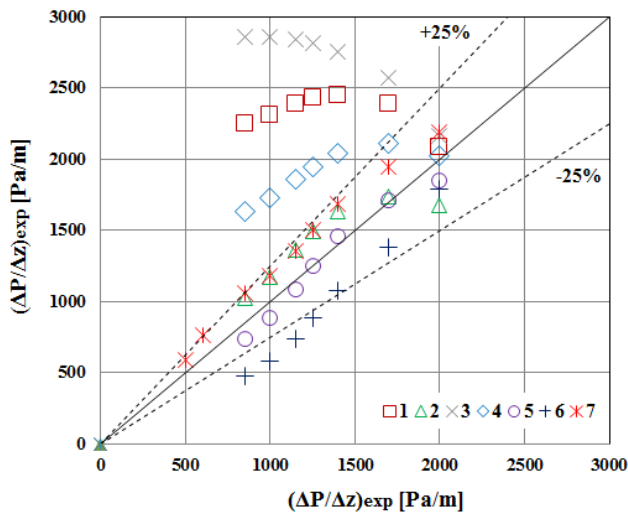


Рисунок 4 – Порівняння втрат тиску на тертя для R410A: 1 – [19], 2 – [24], 3 – [25], 4 – [26], 5 – [27], 6 – [14], 7 – [16]

4. Висновки

1. Проаналізовано моделі та кореляції розрахунку втрат тиску на тертя під час течії двофазних потоків у середині горизонтальних труб.

2. Аналіз показав, що у своїй більшості кореляції, які отримані на основі узагальнення експериментальних даних, мають характерні, тільки їм притаманні особливості. З огляду на це ці залежності придатні для використання лише у вузькому діапазоні змінювання режимних параметрів.

3. Проведений розрахунок втрат тиску на тертя свідчить, що найбільш коректно результати експериментальних досліджень описують моделі [16], [24] і [14], які можна рекомендувати для інженерної практики.

4. На розрахунки втрат тиску на тертя суттєво впливає вибір кореляції щодо обчислення двофазного множника ϕ^2 .

Особистий внесок авторів CRediT

Горін В.В.: концептуалізація, ресурси, методологія, дослідження, формальний аналіз, написання – оригінальний проект, адміністрування. **Середа В.В.:** перевірка, верифікація, візуалізація, написання – огляд та редагування. **Лю Ян:** дослідження, візуалізація.

Література

1. **S.G. Kandlikar, S. Garimella, D. Li, S. Colin, M. King** Heat Transfer and Fluid Flow in Minichannels

and Microchannels // Elsevier Publications, ISBN: 0-08-044527-6, 2005. – 450 p.

2. **H.J. Lee, D.Y. Liu, Y. Alyousef, S.C. Yao.** Generalized two-phase pressure drop and heat transfer correlations in evaporative micro/minichannels // Journal of Heat Transfer. – 2010. – Vol. 132. – P. 041004-1-041004-9.

3. **W.H. McAdams, W.K. Woods, L.C. Heroman.** Vaporization inside horizontal tubes-II, Benzene-oil mixture // Transactions of the ASME. – 1942. – Vol. 64 (3). – P. 193-200.

4. **A.J. Ghajar, S.M. Bhagwat.** Flow Patterns, Void Fraction and Pressure Drop in Gas-Liquid Two Phase Flow at Different Pipe Orientations, Frontiers and Progress in Multiphase Flow I // Springer. – 2014. – Chapter 4. – P. 157-212.

5. **M.M. Awad, Y.S. Muzychka.** Effective property models for homogeneous two-phase flows // Experimental Thermal and Fluid Science. – 2008. – Vol. 33. – P. 106-113.

6. **D.R.H. Beattie, P.B. Whalley.** A simple two-phase frictional pressure drop calculation method // International Journal of Multiphase Flow. – 1982. – Vol. 8 (1). – P. 83-87.

7. **R.W. Lockhart, R.G. Martinelli.** Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes // Chemical Engineering Progress. – 1949. – Vol. 45 (1). – P. 39-48.

8. **C.J. Baroczy.** Systematic correlation for two-phase pressure drop // Chemical Engineering Progress Symposium – Ser.: Heat Transfer. – 1966. – Vol. 62 (64). – P. 232-249.

9. **D. Chisholm.** A theoretical basis for the Lockhart-Martinelli correlation for two-phase flow // International Journal of Heat and Mass Transfer. – 1967. – Vol. 10 (12). – P. 1767-1778.

10. **D. Chisholm, A.D.K. Laird.** Two-phase flow in rough tubes. Transactions of the ASME. – 1958. – Vol. 80. – P. 276-286.

11. **D. Chisholm.** Pressure Gradients due to Friction During the Flow of Evaporating Two-Phase Mixtures in Smooth Tubes and Channels // International Journal of Heat and Mass Transfer. – 1973. – Vol. 16 (2). – P. 347-358.

12. **J.M. Chawla.** Friction pressure drop in 2-phase flow of liquid/gas mixtures // Chemie Ingenieur Technik. – 1968. – Vol. 40 (13). – P. 670.

13. **Л.Д. Бойко.** Гидравлическое сопротивление при конденсации чистого пара и пара из парогазовой смеси в горизонтальной трубе // Теплоэнергетика. – 1968. – № 1. – С. 41-46.

14. **L. Friedel**. Improved friction pressure drop correlations for horizontal and vertical two-phase pipe flow // In European Two-Phase – Group Meeting (Ispra, Italy). – 1979. – Paper E2.
15. **K. Hashizume, H. Ogiwara, H. Taniguchi**. Flow pattern, void fraction and pressure drop of refrigerant two-phase flow in a horizontal pipe–II: analysis of frictional pressure drop // International Journal of Multiphase Flow. – 1985. – Vol. 11(5). – P. 643-658.
16. **H. Müller-Steinhagen, K.A. Heck**. Simple Friction Pressure Drop Correlation for Two-Phase Flow in Pipes // Chemical Engineering Process. – 1986. – Vol. 20. – P. 297-308.
17. **A.L. Souza, J.C. Chato, J. P. Wattlelet, B. R. Christoffersen**. Pressure drop during two-phase flow of pure refrigerants and refrigerant-oil mixtures in horizontal smooth tubes // 29th National Heat Transfer Conference. – ASME-HTD-243. – ASME, New York. – 1993. – P. 35-41.
18. **H. Haraguchi, S. Koyama, T. Fujii**. Condensation of refrigerants HCFC22, HFC134a and HCFC123 in a horizontal smooth tube: (1st Report, Proposals of Empirical Expressions for the Local Frictional Pressure drop) // Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers. – 1994. – Vol. 60 (574). – P. 245-252.
19. **C.-C.Wang, C.-S. Chiang, D.-C. Lu**. Visual observation of two-phase flow pattern of R-22, R-134a, and R-407C in a 6.5-mm smooth tube // Experimental Thermal and Fluid Science. – 1997 – Vol. 15(4). – P. 395–405.
20. **I.Y. Chen, K.-S. Yang, Y.-J. Chang, C.-C. Wang**. Two-phase pressure drop of air-water and R-410A in small horizontal tubes // International Journal of Multiphase Flow. – 2001. – Vol. 27(7). – P. 1293-1299.
21. **A. Cavallini, G. Censi, D. Del Col, L. Doretti, G.A. Longo, L. Rossetto, G.D. Mathur**. In-Tube Condensation of Halogenated Refrigerants // 2002 ASHRAE Winter Meeting. – Jan 13-16 2002, Atlantic City, NJ, Amer. Soc. Heating, Ref. Air-Conditioning Eng. Inc. – 2002b. – P. 146-161.
22. **M.J. Wilson, T.A. Newell, J.C. Chato, C.A. Infante Ferreira**. Refrigerant charge, pressure drop, and condensation heat transfer in flattened tubes // International Journal of Refrigeration. – 2003. – Vol. 26 (4). – P. 442-451.
23. **D.S. Jung, R. Radermacher**. Prediction of pressure drop during horizontal annular flow boiling of pure and mixed refrigerants // International Journal of Heat and Mass Transfer. – 1989. – Vol. 32 (12). – P. 2435-2446.
24. **M.A. Hossain, H.M.M. Afroz, A. Miyara**. Two-phase frictional multiplier correlation for the prediction of condensation pressure drop inside smooth horizontal tube // Procedia Engineering. – 2015. – Vol. 105. – P. 64-72.
25. **H.M. Soliman, J.R. Schuster, P.J Berenson**. A General Heat Transfer Correlation for Annular Flow Condensation // Journal of Heat Transfer. – Transactions of the ASME. – 1968. – Vol. 90 (20). – P. 267-276.
26. **T. Fujii**. Enhancement to condensing heat transfer – new developments // Journal of Enhanced Heat Transfer. – 1995. – No. 2. – P. 127-137.
27. **S. Koyama, L. Gao, T. Fujii**. Enhancement of in-tube condensation of non-azeotropic refrigerants mixtures with a microfin tube // Proceedings of the XVIII-th International Congress of Refrigeration. – Montreal, Quebec, Canada, 10-17 August. – 1991. – P. 142-156.
28. **A. Cavallini, G. Censi, D. Del Col, L. Doretti, G.A. Longo, L. Rossetto**. Experimental investigation on condensation heat transfer and pressure drop of new refrigerants (R134a, R125, R32, R410A, R236ea) in a horizontal smooth tube // International Journal of Refrigeration. – 2001. – Vol. 24 (1). – P. 73-87.

Отримана в редакції 11.10.2021, прийнята до друку 26.11.2021

Models for friction pressure drop prediction during the two-phase flows in horizontal pipes

*Vadym Gorin*¹✉, *Volodymyr Sereda*², *Liu Yang*³

¹State University of Intelligent Technologies and Communications, Kuznechna str. 1, Odesa, 65023, Ukraine;

²National Technical University of Ukraine «Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute», Peremohy av., 37, Kyiv, 03056, Ukraine

✉ e-mail: ¹gorin53@ukr.net

ORCID: ¹<http://orcid.org/0000-0003-3832-2614>; ²<http://orcid.org/0000-0002-4645-3123>;

³<http://orcid.org/0000-0001-9535-4984>

The literature review with analysis of theoretical and experimental solutions for friction pressure drop prediction in condensing inside horizontal tubes with inner diameters more than 3 mm is presented in this paper. Different well-known models and correlations for friction pressure drop calculation are systematized. Lack of prior substantiation of correct application of different turbulent viscosity models for frictional pressure drop prediction in condensing with and without influence of interfacial shear stress has been noted. The expressions of various authors regarding the computation and calculation of the two-phase friction factors ϕ_l^2 and ϕ_v^2 , the dynamic viscosity of the two-phase mixture μ_{tp} , the vapor and liquid friction coefficients f_v and f_l are given. For this study were selected theoretical and experimental solutions to calculate the friction pressure drop of two-phase flow in the smooth tubes from scientific works of 20 authors. A comparative analysis of the calculation of friction pressure drop (two-phase multipliers ϕ_l^2 and ϕ_v^2) according to seven known dependences with experimental data from the work of Cavallini et al. regarding the condensation of refrigerants R22, R134a, R32 and R410A in smooth horizontal tubes at different mass velocities, vapor quality and other conditions of two-phase flow. Recommendations for the selection of calculation models and correlations for friction pressure drops and the corresponding two-phase multipliers, which can be used in engineering calculations during the design of heat transfer for various industrial purposes are offered. However, in the case of empirical correlations obtained on the basis of generalization of experimental data, it should be considered that they have characteristic, unique features, and therefore these dependencies are suitable for use only in a narrow range of changes in flow parameters.

Keywords: Horizontal pipe; Two-phase flow; Pressure loss; Friction; Two-phase multiplier; Calculated ratios

References

1. **Kandlikar, S., Garimella, S., Li, D., Colin, S., King, M.** (2005) Heat Transfer and Fluid Flow in Minichannels and Microchannels. *Elsevier Publications*, ISBN: 0-08-044527-6, 450.
2. **Lee, H.J., Liu, D.Y., Alyousef, Y., Yao, S.C.** (2010) Generalized two-phase pressure drop and heat transfer correlations in evaporative micro/minichannels. *Journal of Heat Transfer*, 132, 041004-1-041004-9.
3. **McAdams, W.H., Woods, W.K., Heroman, L.C.** (1942) Vaporization inside horizontal tubes-II. Benzene-oil mixture. *Transactions of the ASME*, 64(3), 193-200.
4. **Ghajar, A. J., Bhagwat, S. M.** (2014) Flow Patterns, Void Fraction and Pressure Drop in Gas-Liquid Two Phase Flow at Different Pipe Orientations. *Frontiers and Progress in Multiphase Flow I. Springer, Chapter 4*, 157-212.
5. **Awad, M.M., Muzychka, Y.S.** (2008) Effective property models for homogeneous two-phase flows. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 33, 106-113.
6. **Beattie, D. R. H., Whalley, P. B.** (1982) A simple two-phase frictional pressure drop calculation method. *International Journal of Multiphase Flow*, 8 (1), 83-87.
7. **Lockhart, R.W., Martinelli, R.G.** (1949). Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes. *Chemical Engineering Progress*, 45, 38-48.
8. **Baroczy, C.J.** (1966) Systematic correlation for two-phase pressure drop. *Chemical Engineering Progress, Ser.: Heat Transfer*, 62(64), 232-249.
9. **Chisholm, D.** (1967). A theoretical basis for the Lockhart-Martinelli correlation for two-phase flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 10(12), 1767-1778.
10. **Chisholm, D., Laird, A.D.K.** (1958) Two-phase flow in rough tubes. *Transactions of the ASME*, 80, 276-286.
11. **Chisholm, D.** (1973) Pressure Gradients due to Friction During the Flow of Evaporating Two-Phase Mixtures in Smooth Tubes and Channels. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 16, 2, 347-348.
12. **Chawla, J. M.** (1968) Friction pressure drop in 2-phase flow of liquid/gas mixtures. *Chemistry Engineer Technology*, 40(13), 670.
13. **Boyko, L.D.** (1968) Hydraulic resistance during condensation of pure steam and steam from a steam-gas mixture in a horizontal pipe. *Teploenergetika*, 1, 41-46.
14. **Friedel, L.** (1979) Improved friction pressure drop correlations for horizontal and vertical two-phase pipe flow. *In European Two-Phase Group Meeting, Ispra, Italy, Paper E2*.
15. **Hashizume, K., Ogiwara, H., and Taniguchi, H.** (1985) Flow pattern, void fraction and pressure drop

- of refrigerant two-phase flow in a horizontal pipe—II: analysis of frictional pressure drop. *International Journal of Multiphase Flow*, 11(5), 643-658.
16. **Müller-Steinhagen, H., Heck, K.** (1986). A Simple Friction Pressure Drop Correlation for Two-Phase Flow in Pipes. *Chemical Engineering Process*, 20, 297-308.
 17. **Souza, A. L., Chato, J. C., Wattlelet, J. P., Christoffersen, B. R.** (1993) Pressure drop during two-phase flow of pure refrigerants and refrigerant-oil mixtures in horizontal smooth tubes. *29th National Heat Transfer Conference, ASME-HTD-243, ASME, New York*, 35-41.
 18. **Haraguchi, H., Koyama, S., Fujii, T.** (1994) Condensation of refrigerants HCFC22, HFC134a and HCFC123 in a horizontal smooth tube (1st Report, Proposals of Empirical Expressions for the Local Frictional Pressure drop). *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers*, 60, 2117-2124.
 19. **Wang, C.-C., Chiang, C.-S., Lu, D.-C.** (1997) Visual observation of two-phase flow pattern of R-22, R-134a, and R-407C in a 6.5-mm smooth tube. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 15(4), 395-405.
 20. **Chen, I.Y., Yang K.-S., Chang Y.-J., Wang C.-C.** (2001) Two-phase pressure drop of air-water and R-410A in small horizontal tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, 27(7), 1293-1299.
 21. **Cavallini, A., Censi, G., Del Col, D., Doretti, L., Longo, G.A., Rossetto, L., Mathur, G.D.** (2002b). In-Tube Condensation of Halogenated Refrigerants. *2002 ASHRAE Winter Meeting, Jan 13-16 2002, Atlantic City, NJ, Amer. Soc. Heating, Ref. Air-Conditioning Eng. Inc.*, 146-161.
 22. **Wilson, M.J., Newell, T.A., Chato, J.C., Infante Ferreira, C.A.** (2003) Refrigerant charge, pressure drop, and condensation heat transfer in flattened tubes. *International Journal of Refrigeration*, 26(4), 442-451.
 23. **Jung, D.S., Radermacher, R.** (1989) Prediction of pressure drop during horizontal annular flow boiling of pure and mixed refrigerants. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 32(12), 2435-2446.
 24. **Hossain, M. A., Afroz, H. M. M., Miyara, A.** (2015). Two-phase frictional multiplier correlation for the prediction of condensation pressure drop inside smooth horizontal tube. *Procedia Engineering*, 105, 64-72.
 25. **Soliman, H.M., Schuster, J.R., Berenson, P.J.** A General Heat Transfer Correlation for Annular Flow Condensation. *Journal of Heat Transfer, Transactions of the ASME*, 90(2), 267-276.
 26. **Fujii T.** (1995) Enhancement to condensing heat transfer – new developments. *Journal of Enhanced Heat Transfer*, 127-137.
 27. **Koyama, S., Gao, L., Fujii, T.** (1991) Enhancement of in-tube condensation of non-azeotropic refrigerants mixtures with a microfin tube. *Proceedings of the XVIII-th International Congress of Refrigeration, Montreal, Quebec, Canada, 10-17 August 1991*, 142-156.
 28. **Cavallini, A., Censi, G., Del Col, D., Doretti, L., Longo, G. A., Rossetto, L.** (2001) Experimental investigation on condensation heat transfer and pressure drop of new refrigerants (R134a, R125, R32, R410A, R236ea) in a horizontal smooth tube. *International Journal of Refrigeration*, 24(1), 73-87.

Received 11 October 2021

Approved 26 November 2021

Available in Internet 29 December 2021