

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕНА ПРИ СОЛЕ- И КОКСООТЛОЖЕНИЯХ В КАНАЛАХ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ВИХРЕВЫХ ТЕХНОЛОГИЙ

Б.В. Дзюбенко, А.С. Мякочин, Н.У. Щербакова

Московский авиационный институт (национальный исследовательский университет),

г. Москва, Россия, heat@mai.ru

Резюме

В докладе рассматривается процесс интенсификации теплообмена при соле- и коксоотложениях внутри витых труб и труб с дискретными турбулизаторами потока при течении холодной воды с солями временной жесткости и углеводородных топлив. Использование вихревых технологий в условиях закрутки потока витыми трубами значительно расширяет область течения в ядре потока и уменьшает толщину пристенного слоя, что приводит к росту выноса отложений поверхностной силой, возрастающей с уменьшением толщины пристенного слоя. В докладе выполнено обобщение экспериментальных данных по теплообмену с загрязнением минеральными отложениями и по термическому сопротивлению загрязнений в широком диапазоне изменения характерных параметров. Обнаружено, что в интенсифицированных каналах минеральные отложения примерно в пять раз меньше по сравнению с отложениями в гладких круглых трубах. Установлено, что термическое сопротивление загрязнений внутри интенсифицированных труб приближается асимптотически во времени к своему постоянному значению и становится практически независимой от времени в отличие от термического сопротивления на внутренних поверхностях круглых труб. Интенсификация теплообмена внутри интенсифицированных труб снижает толщину слоя отложений на теплопередающих поверхностях из-за роста напряжения сдвига в тонком пристенном слое. С ростом числа Рейнольдса и уменьшением шага закрутки витых труб термическое сопротивление слоя отложений существенно уменьшается.

Введение

Контролирование загрязнений на поверхности теплообмена при использовании охлаждающей воды, содержащей соли временной жесткости, и углеводородных топлив в качестве охладителя в интенсифицированных трубах теплообменных аппаратов является проблемой большой важности. Поэтому необходимо разработать способы, позволяющие предотвратить или уменьшить скорость роста загрязнений на теплообменных поверхностях. В настоящее время большой интерес проявляется к проблеме уменьшения соле- и коксоотложений на теплообменных поверхностях путем искусственной турбулизации потока [1-6]. В докладе исследуются трубы с кольцевыми диафрагмами и витые трубы. Метод турбулизации потока в пристенной зоне, основанной на периодическом порождении небольших вихревых зон на стенке, реализуется для трубчатых теплообменников путем создания кольцевых диафрагм внутри труб и поперечных канавок снаружи труб, обеспечивая двухстороннюю интенсификацию теплообмена [4, 6] (рис. 1).

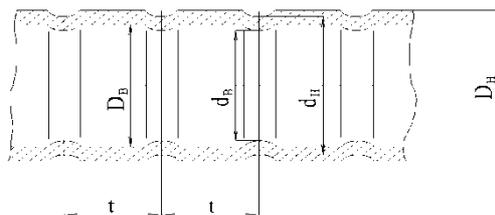


Рис.1. Труба с кольцевыми диафрагмами

Метод закрутки потока витыми трубами [1-3] (рис. 2) при их продольном обтекании обеспечивает не только двухстороннюю интенсификацию теплообмена, обусловленную закруткой потока как внутри витых труб, так и в межтрубном пространстве, но также и существенное увеличение поверхности теплообмена в единице объема теплообменника.

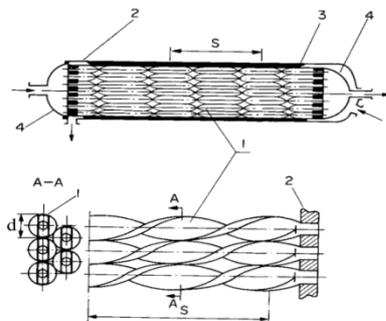


Рис. 2. Теплообменник с витыми трубами [3]: 1 – витые трубы; 2 – трубные доски; 3 – корпус; 4 – патрубков

Уменьшение соле- и коксоотложений в этих каналах можно объяснить, принимая в рассмотрение интенсивный обмен порциями жидкости между пристенным слоем и ядром потока в них. В этом случае современные концепции механизмов солеотложения на гладких поверхностях [7-11] могут быть также использованы при создании качественной модели, описывающей процесс соле- и коксоотложений в интенсифицированных трубах (при закрутке потока и при дискретных турбулизаторах потока). Целью данной работы является обобщение опытных данных по теплообмену в условиях соле- и коксоотложений и создание качественной модели процесса отложений в интенсифицированных трубах.

Теоретическая модель солеотложений

При исследовании влияния предложенных методов интенсификации тепломассообмена на рост термического сопротивления загрязнений на поверхностях интенсифицированных труб R_{foul} установлена экспоненциальная зависимость для термического сопротивления, которое не изменяется во времени, начиная с некоторого момента [1, 4, 6]:

$$R_{foul} = R_{foul\infty} [1 - \exp(-\beta\tau)] \quad (1)$$

где $R_{foul\infty}$ - термическое сопротивление отложений при $\tau \rightarrow \infty$. Эта зависимость обосновывается теоретически и экспериментально. Как известно при отложениях происходят два одновременных процесса: солеотложение и вынос из пристенного слоя осадков, образовавшихся на границе раздела фаз и не осевших на стенке:

$$\frac{dm}{d\tau} = \rho_{foul} \lambda_{foul} \frac{dR_{foul}}{d\tau} = \Theta_{dep} - \Theta_{car} \quad (2)$$

Скорость отложений Θ_{dep} пропорциональна концентрации солей C в потоке жидкости [8, 11]:

$$\Theta_{dep} = \rho_{foul} \lambda_{foul} K_1 \left(\frac{C}{1/K_p + 1/K_R} \right) - K_D C_w \quad (3)$$

где K_1 , K_p , K_R , K_D - коэффициенты, зависящие от скорости течения, температуры и геометрических параметров канала. Процесс выпадения осадков определяется процессом массообмена из-за разности концентрации солей в ядре потока и на стенке и процессом протекания химических реакций на границе раздела фаз (3). Скорость выноса солеотложений с поверхности раздела фаз определяется поверхностной силой, с которой поток воздействует на слой отложений и которая возрастает с

увеличением толщины слоя отложений, т.е. с ростом R_{foul} . В трубах с кольцевыми диафрагмами и витых трубах при одной и той же скорости течения касательные напряжения больше, чем в гладких круглых трубах и скорость выноса солеотложений также более существенна:

$$\Theta_{car} = K_2 \tau_w R_{foul} = K_3 \xi w^2 R_{foul}, \quad (4)$$

где $\xi = 8\tau_w / \rho w^2$ - коэффициент гидравлического сопротивления; K_2 и K_3 - коэффициенты. Так, закрутка потока в витых трубах порождает поперечные компоненты скорости (рис.3), дополнительную турбулизацию и вторичную циркуляцию потока, что интенсифицирует тепло- и массообмен и вынос отложений в ядро потока (рис.3).

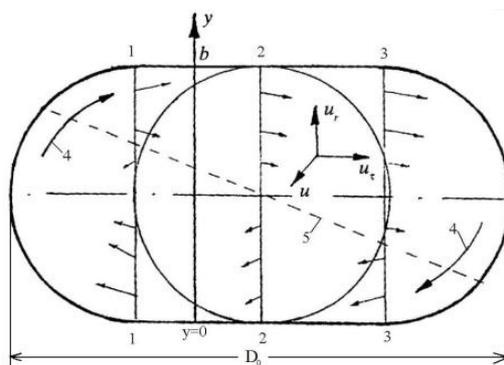


Рис. 3. Распределение поперечной компоненты скорости при течении внутри витой трубы овального профиля [5]: 1, 2, 3 – направление измерений; 4 – направление закрутки потока; 5 – ось симметрии вихря

Опытные данные по продольной (u) и тангенциальной (u_t) компонентам скорости представлены на рис.4, которые свидетельствуют о том, что безразмерные профили продольной скорости (u/\bar{u}) внутри витых труб практически идентичны в исследованном диапазоне изменения чисел Рейнольдса и относительного шага закрутки овального профиля трубы s/D_0 , а течение имеет вихревой характер. Из рис.4 видно, что тангенциальные скорости внутри витых труб увеличиваются с уменьшением относительного шага закрутки трубы s/D_0 . Это вихревое течение приводит к расширению области течения в ядре потока и более заполненному профилю продольной скорости и интенсифицирует теплообмен внутри витых труб. Путем интегрирования уравнения (2) с граничными условиями: при $\tau = 0$ $R_{foul} = 0$ и при $\tau \rightarrow \infty$ $R_{foul} = R_{foul\infty}$, можно получить уравнение (1).

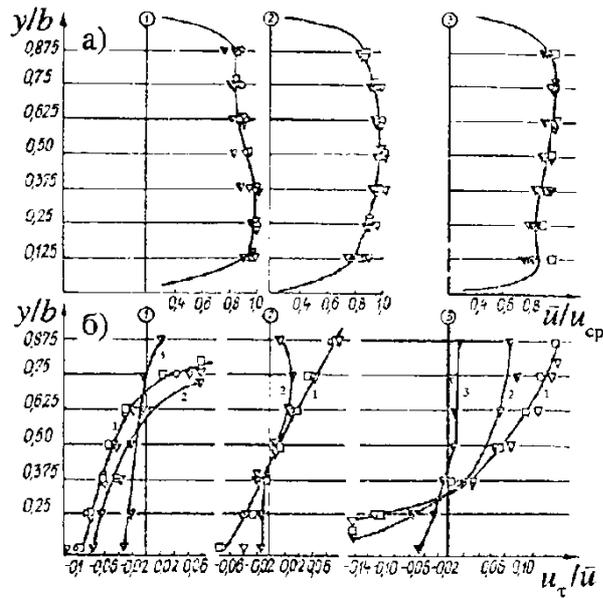


Рис. 4. Профили продольной (а) и тангенциальной (б) составляющих скорости при течении внутри витой трубы для сечений 1, 2, 3 [5]: ∇ , \square , \circ - для $s/D_0=10,8$ и $Re=7800, 49000$ и 83000 соответственно (1б); то же ∇ для $s/D_0=12,8$ и $Re=78000$ (2б); \blacktriangledown - для $s/D_0=25.6$ и $Re=7800$ (3б)

Зависимость для расчета термического сопротивления слоя отложений можно представить в виде [6]:

$$R_{foul} = \frac{K_1 C}{K_3 (1/K_p + 1/K_R)} \frac{1}{\xi w^2} [1 - \exp(-K_3 \xi w^2 \tau)]. \quad (5)$$

Экспериментальная установка и методика исследования

Схема экспериментальной установки представлена в работе [4]. В результате экспериментов были определены зависимости термического сопротивления слоя отложений для витых труб от определяющих параметров в виде функциональной связи:

$$R_{foul} = f(Re, C, \tau/\tau_\infty, s/d), \quad (6)$$

а для труб с кольцевыми диафрагмами - в виде:

$$R_{foul} = f(Re, C, \tau/\tau_\infty, d/D, t/D). \quad (7)$$

В опытах по результатам определения линейных коэффициентов теплопередачи в начальный и конечный моменты времени: $K_{10} = Q_0 / (\pi l \Delta T_0)$, $K_{1r} = Q / (\pi l \Delta T)$, определялся линейный термический коэффициент слоя соеотложений по формуле:

$$R_{lfoul} = \frac{1}{K_{1r}} - \frac{1}{K_{10}} = \frac{\delta_{foul}}{\lambda_{foul} D}, \quad (8)$$

и термическое сопротивление внутри трубы: $R_{foul} = R_{lfoul} \cdot D$.

Исследование проводилось на витых трубах овального профиля с относительным шагом закрутки $s/d=6,2$ и $12,2$, гладких круглых трубах и трубы с кольцевыми диафрагмами со следующими параметрами турбулизаторов потока d/D и t/D , равными $0,91$ и $0,5$; $0,91$ и $0,25$; $0,885$ и $0,5$, в следующем диапазоне параметров: температура холодной воды на входе в теплообменник $t'_c = 20 \div 30^\circ C$; скорость воды $w=0,05 \div 1,82 \text{ м/с}$; число Рейнольдса $Re_c = (3 \div 25) \cdot 10^3$; температура стенки $t_w = 70 \div 100^\circ C$; карбонатная жесткость воды $C=5, 10$ и 20 мг.экв/литр ; время непрерывного проведения исследования до 360 час [1, 4, 6].

Результаты исследования

При исследовании гладких круглых труб установлено, что коэффициент теплопередачи уменьшается в течение 280 часов приблизительно в $2,5$ раза при концентрации соли (карбонатной жесткости воды) $C=10 \text{ мг.экв/литр}$ и в $3-4$ раза при $C=20 \text{ мг.экв/литр}$ и термическое сопротивление слоя соеотложений не достигает асимптотического значения (рис.5). Для витых труб и труб с кольцевыми диафрагмами при $C=10 \text{ мг.экв/литр}$ и $Re=4 \cdot 10^3$ за $200-240$ часов работы коэффициент теплопередачи уменьшается только на 25% , а термическое сопротивление выходит на свое асимптотическое значение. При концентрации $C=20 \text{ мг.экв/литр}$ коэффициент теплопередачи для труб с интенсификацией уменьшается на $40-50\%$. Таким образом, коэффициент теплопередачи в витых трубах и трубах с кольцевыми диафрагмами при соеотложении превышает значения этого коэффициента в гладких трубах в начальный момент времени, когда отложения отсутствуют (рис.5).

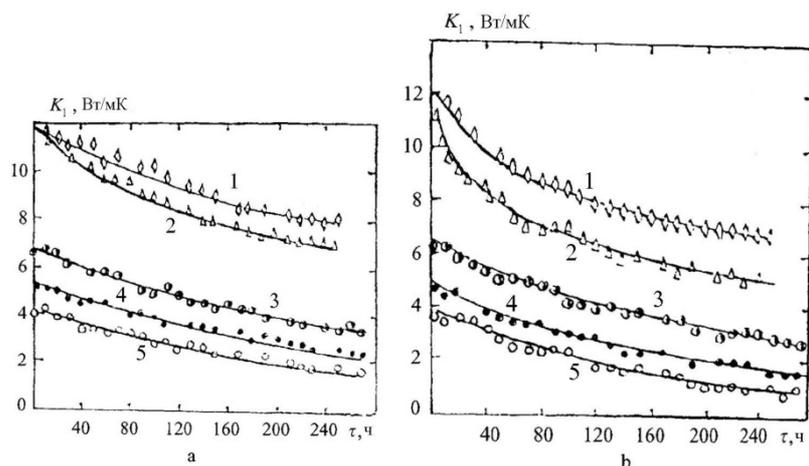


Рис. 5. Изменение коэффициента теплопередачи во времени: а) $C=10$ мг.экв/литр, в) $C=20$ мг.экв/литр; 1 – труба с кольцевыми диафрагмами при $Re=4 \cdot 10^3$, $d/D=0,91$ и $t/D=0,5$; 2 – витая труба с $s/D_0 = 6,2$ при $Re=4 \cdot 10^3$; 3-5 – гладкая круглая труба при $Re=16 \cdot 10^3$; $14 \cdot 10^3$ и $3,2 \cdot 10^3$ соответственно.

При исследовании установлена обобщающая зависимость для расчета термического сопротивления слоя солеотложений в рубках с кольцевыми диафрагмами при $\tau_\infty = 250$ час в диапазоне изменения параметров: $d/D=0.91-0.94$, $t/D=0.25-0.5$, $Re=(4-25) \cdot 10^3$, $C=5-20$ мг.экв/литр в виде (7):

$$R_{foul} = 11.81 Re^{-0.29} C^{0.214} \left(\frac{\tau}{\tau_\infty} \right)^{0.129} \cdot \left(\frac{d}{D} \right)^{0.701} (0.062 + 1.2 \cdot 10^{-3} \frac{t}{D}), \quad (9)$$

Для расчета термического сопротивления в витых трубах установлена критериальная зависимость в виде (6):

$$R_{foul} = 0.204 Re^{-0.227} C^{0.36} \left(\frac{\tau}{\tau_\infty} \right)^{0.236} \cdot \left(\frac{s}{d} \right)^{0.447}, \quad (10)$$

Которая справедлива для диапазона изменения параметров: $s/d=6.2-12.2$, $Re=(3.2-25) \cdot 10^3$, $C=5-20$ мг.экв/литр при $\tau_\infty = 250$ час. Зависимости (9) и (10) представлены на рис. (6а) и (6б).

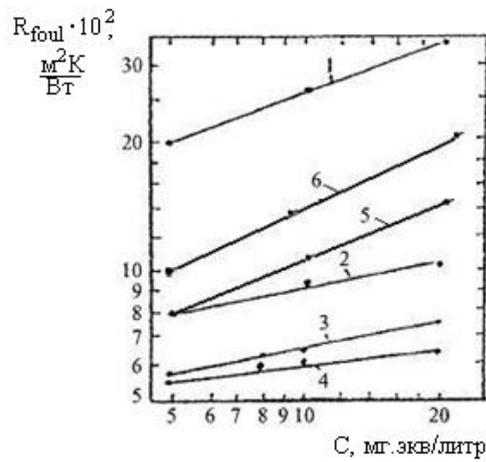


Рис. 6а. Термическое сопротивление слоя отложений от концентрации солей в холодной воде при $Re=14 \cdot 10^3$: 1 – гладкая труба; 2-4 – трубы с кольцевой накаткой при $d/D=0.935$ и $t/D=0.5$; при $d/D=0.91$ и $t/D=0.25$; $d/D=0.91$ и $t/D=0.5$; 5, 6 – витые трубы при $s/d=6.2$ и $s/d=12.2$ соответственно;

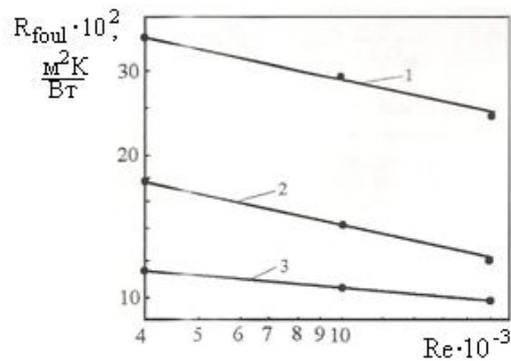


Рис. 6б. Влияние числа Рейнольдса и шага закрутки витых труб на термическое сопротивление слоя отложений при $C=10$ мг.экв/литр: 1 – гладкая труба; 2, 3 – витые трубы с $s/d=12.2$ и 6.2 , соответственно.

Влияние солеотложений на коэффициент теплопередачи учитывалось введением величины R_{foul} :

$$\frac{1}{K_l} = \frac{1}{\alpha_1 D} + \frac{1}{2\lambda_w} \ln \frac{D_{out}}{D} + R_{foul} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot D_{out}}. \quad (11)$$

Полученные опытные данные по скорости образования и подавления коксоотложений при течении углеводородных топлив в интенсифицированных каналах теплообменника представлены на рис. 7 - 9. Обнаружено, что в начальный момент процесса наблюдается максимум скорости образования отложений, после которого образование отложений уменьшается и выходит на

постоянное значение. Зависимости изменения температуры стенки для гладкой круглой трубы и для интенсифицированной трубы за время процесса отложений в течение 10 часов представлены на рис.7.

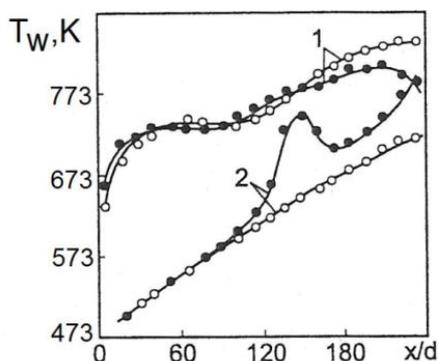


Рис. 7. Измерение температуры стенки по длине гладкой трубы (1) и трубы с интенсификаторами потока (2) за 10 часов: \circ - начальный момент процесса; \bullet - спустя 10 часов

Видно, что за 10 часов образования коксоотложений температура стенки интенсифицированной трубы приближается к температуре стенки гладкой круглой трубы. Это связано с влиянием пара, скапливающегося в порах отложений. На рис. 8 опытные данные по теплообмену внутри труб с кольцевой накаткой при течении углеводородных топлив представляются в форме зависимости относительного числа Нуссельта $Nu/Nu_{гд}$ от числа Рейнольдса, где $Nu_{гд} = \alpha D / \lambda$ - число Нуссельта гладкой круглой трубы. Видно, что в интервале чисел $Re = 4 \cdot 10^3 - 2 \cdot 10^4$ теплообмен увеличивается с уменьшением значения величины d/D (относительной высоты кольцевой диафрагмы).

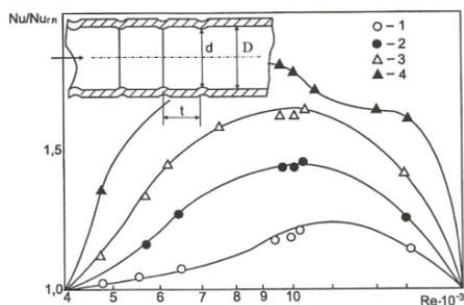


Рис. 8. Экспериментальные данные по теплообмену внутри труб с интенсификаторами от числа Рейнольдса для различных значений отношений d/D при течении углеводородных топлив при $t/D=1.5$, $T_{вх}=373K$ и $q_w=8.15 \cdot 10^5 \text{Вт/м}^2$: 1-4 – $d/D=0.95; 0.92; 0.875; 0.85$ соответственно

На рис. 9 опытные данные по теплообмену при течении углеводородного топлива представлены в виде зависимости температурного напора ($\Delta T = T_w - T_f$) от тепловой нагрузки $q_w/(\rho w)$ при $t/D=1$, $Re=4,1 \cdot 10^3$, $d/D=0.93$ и $p=5\text{MPa}$.

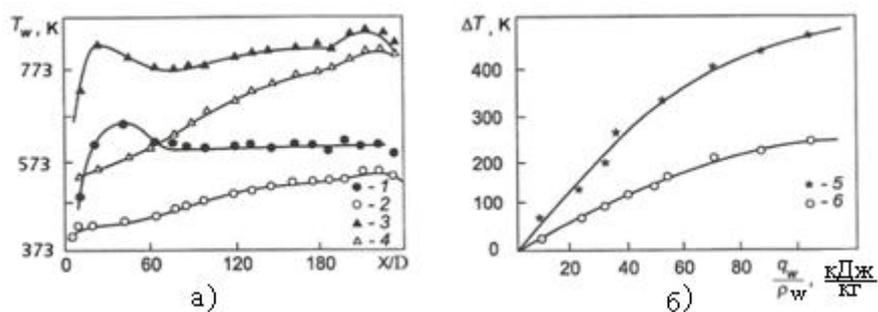


Рис.9. Распределение температуры стенки по длине (а) и влияние тепловой нагрузки на температурный напор (б) для углеводородных топлив при $t/D=1$; $Re_{вх}=4,1 \cdot 10^3$ и $d/D=0.93$: 1, 3, 5 – гладкая круглая труба; 2, 4, 6 – интенсифицированная труба

Из рис. 9 видно, что в интенсифицированной трубе температурный напор в условиях коксоотложений увеличивается в 2 раза меньше, чем в круглой гладкой трубе [1].

Заключение

1. Выполненные исследования показали, что закрутка потока внутри витых овальных труб и турбулизация потока кольцевыми диафрагмами позволяют значительно интенсифицировать тепломассообмен в этих каналах и уменьшить за счет этого коксо- и солеотложения на внутренних поверхностях. С течением времени термическое сопротивление слоя коксо- и солеотложений внутри этих труб асимптотически приближается к своему постоянному значению, что не наблюдается на внутренних поверхностях гладких круглых труб.

2. Интенсификация тепломассообмена в трубах позволяет уменьшить минеральные отложения на внутренней поверхности примерно в 5 раз по сравнению с гладкими круглыми трубами. Замена гладких круглых труб витыми трубами или трубами с кольцевой накаткой позволяет обеспечить надежную работу трубчатых теплообменных аппаратов без специальной очистки их поверхностей от солеотложений.

3. Механическая обработка внутренней поверхности труб (полировка и покрытие эмалью) значительно уменьшает коксоотложение при течении углеводородных топлив и их нагреве так же, как и снижение концентрации примесей в топливах: растворенного кислорода и смол.

Данная работа осуществлена при финансовой поддержке РФФИ (Грант № 10-08-00712а) и государственной поддержке ведущих научных школ России (Грант НШ-1133.2012.8)

Условные обозначения

C – карбонатная жесткость воды, мг.экв/литр; C_w – концентрация солей на поверхности раздела фаз, мг.экв/литр; d – максимальный размер овального профиля витой трубы и диаметр кольцевой диафрагмы, м; d_{eq} – эквивалентный диаметр, м; D – внутренний диаметр трубы, м; D_n – наружный диаметр трубы, м; K_D – коэффициент массообмена на поверхности раздела фаз, м³/с; K_l – линейный коэффициент теплопередачи, Вт/(мК); K_p – коэффициент массопереноса соли в воде, м³/с; K_R – постоянная химической реакции поглощения соли поверхностью, м³/с; m – величина отложений на единице поверхности, кг/м²; p – давление, Па; Q – тепловой поток, Вт; R_{foul} – термическое сопротивление слоя отложения, м²К/Вт; R_{lfoul} – линейное термическое сопротивление слоя отложения мК/Вт; Re – число Рейнольдса, $\rho w d_{eq} / \mu$; s – шаг закрутки витых труб, м; t – шаг турбулизаторов, м; w – среднерасходная скорость, м/с; α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²К); δ_{foul} – толщина отложений, м; Θ_{dep} – скорость отложения осадков, кг/с; Θ_{car} – скорость выноса осадков, кг/с; λ – коэффициент теплопроводности, Вт/мК; μ – коэффициент динамической вязкости, Пас; ρ – плотность, кг/м³; τ – время, с или ч; τ_w – касательное напряжение трения на стенке, Па; индексы: *foul* – загрязнение; *w* – стенка; ∞ – бесконечность.

Список литературы

- [1] Dzyubenko B.V., Myakochin A.S. Heat transfer enhancement in salt depositions inside tubes with flow swirling and discrete turbulence promoters // Journal of Thermal Processes in Engineering. 2010. Volume 2, No7, pp.329-335.
- [2] Dzyubenko B. and Dreitser G. Twisted Tube Heat Exchangers (sections 3.23.1-3.23.4) // The Update Journal of the Heat Exchanger Design Handbook, 2003. Volume 10. Issue 4. New York: Begell House, Inc. 27p.

- [3] Дзюбенко Б.В., Вилемас Ю.В. Кожухотрубный теплообменник // Авторское свидетельство СССР №761820. М.: Бюллетень изобретений. 1980. №33. С.194.
- [4] Heat transfer: Soviet reviews, Vol.2. Enhancement of heat transfer / Dreitser G.A., Dubrovskiy Ye.V., Dzyubenko B.V. et al. Eds. A.A. Zukauskas, E.K. Kalinin, and J. Taborek, New York: Hemisphere, 1990. 273p.
- [5] Turbulent flow and heat transfer in channels of power plant / Dzyubenko B.V., Sakalauskas A., Ashmantas L.-V., et al. Ed. B.V. Dzyubenko. Vilnius: Pradai, 1995. 300p.
- [6] Efficient Surfaces for Heat Exchangers. Fundamentals and Design / Kalinin E.K., Dreitser G.A., Kopp I.Z., et al. New-York: Begell House, Inc., 2002. 408p.
- [7] Chan S.H. Heat and mass transfer in fouling // In Annular Review of Heat Transfer, New York, Hemisphere Publishing, 1992, Vol.4, pp.363-402.
- [8] Kim M.-H., and Webb R.L. Particulate fouling inside tubes having a re-shaped two-dimensioned roughness by a flowing suspension of aluminium oxide in water // Proc. 9th Int. Heat Transfer Conference 1990, New York: Hemisphere 1990. Vol.5, pp.139-144.
- [9] Knudsen J.G., and Roy B.U., Influence of fouling in heat transfer // Proc. 7th Int. Heat Transfer Conference 1982, New York: Hemisphere, 1982, Vol.2, pp.289-300.
- [10] Müller-Steinhagen H. Fouling: The ultimate challenge for heat exchanger design // Transport Phenomena in Thermal Engineering, New York: Begell House, Inc. Publishers, 1993. Vol.2. pp.811-823.
- [11] Pinhero J. Fouling of heat transfer surfaces // In Heat Exchangers-Thermal Hydraulic Fundamentals and Design. Eds. S. Kakas, A.E. Bergles, and F. Meinger. New York: McGraw-Hill, 1981, pp.1013-1035.