

ТЕПЛОТДАЧА ПРИ КИПЕНИИ ХЛАДАГЕНТА В ЗМЕЕВИКОВЫХ ВОЗДУХООХЛАДИТЕЛЯХ

А.И. Ейдеюс*, М.Ю. Никишин*, В.Л. Кошелев**

*Балтийская государственная академия рыбопромыслового флота (БГАРФ),
Россия, 236029, г. Калининград, ул. Молодежная, 6;
E-mail: bgarf@mail.ru

**ООО «ФАВВ рефимпэкс», Россия, 236000, г. Калининград,
Гвардейский проспект, 15; E-mail: info@refimrex.ru

Выполнен сравнительный анализ зависимостей для определения коэффициента теплоотдачи при полном испарении хладагента R22 в трубах воздухоохладителей. Показана невысокая точность известных формул. Дана краткая характеристика шести обобщенных методик определения локальных коэффициентов теплоотдачи. Выявлена ошибочность использования в трех методиках формулы турбулентного режима для числа Нуссельта при числах $Re < 10000$. Рекомендовано на практике находить локальные коэффициенты теплоотдачи по четырем методикам зарубежных авторов.

кипение в трубах, воздухоохладитель, коэффициент теплоотдачи, формулы, обобщенные методики, сравнительный анализ

ВВЕДЕНИЕ

При проектировании и расчетном анализе работы воздухоохладителей (ВО) возникает задача по выбору методики расчета коэффициента теплоотдачи (КТО) на стороне хладагента. Трубчато-ребристые ВО обычно состоят из ряда змеевиков, прямые участки которых располагаются горизонтально. На выходе из змеевиков поддерживается одинаковый перегрев пара. К расчету КТО на стороне хладагента ближе всего подходят зависимости, обобщающие опытные данные по кипению жидкости в горизонтальных трубах. При этом температура насыщения (кипения) t_0 и плотность теплового потока q считаются постоянными по ходу движения парожидкостного потока, а процесс в калачах не учитывается. После дросселирования в змеевики поступает хладагент, массовое паросодержание которого $x_1 > 0$, а на выходе из зоны кипения $x_2 = 1$.

Из-за высокой трудоемкости и стоимости экспериментов, а также сложности достижения требуемой точности количество опытных данных по кипению хладагентов в трубах невелико. В открытом доступе они практически отсутствуют. Чаще всего приходится пользоваться эмпирическими зависимостями, которые обобщают результаты опытов по кипению конкретных хладагентов в определенном диапазоне диаметров труб и режимных параметров. Формулы для определения среднего КТО при кипении в трубах традиционных хладагентов R12, R22, R717 и некоторых других приводятся в книгах [1-4].

Подробные исследования процессов кипения воды и других жидкостей показали, что интенсивность теплоотдачи неодинакова по ходу движения потока в трубах. Поэтому усилия отечественных и зарубежных специалистов были направлены на определение локальных КТО, которые зависят от режимов течения двухфазного потока. Одновременно разрабатывались теоретические модели процессов кипения [5, 6]. Определением локальных коэффициентов теплоотдачи при кипении хладонов в нашей стране одним из первых занялся А.А. Малышев [1; 13].

За рубежом по мере накопления экспериментальных данных по кипению в трубах разных жидкостей с 1966 г. стали появляться обобщенные методики (корреляции) для расчета локальных КТО [7]. Такой подход, с одной стороны, увеличивает количество обобщаемых данных, а с другой – усложняет обобщение из-за необходимости учета термодинамических и теплофизических (транспортных) свойств каждой жидкости. Достоинством его является возможность распространения методики на расчет КТО при кипении разных жидкостей, включая те, процессы кипения которых еще мало изучены. Для холодильной техники это важно в связи с переходом на новые экологически чистые хладагенты.

ОБЪЕКТЫ И МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ

Объектами настоящего исследования являются формулы и методики, пригодные для расчета КТО в низко-, средне- и высокотемпературных ВО, для которых характерно полное испарение жидкости при сравнительно низких тепловых потоках q и массовых скоростях хладагента w_p . В целях оценки достоверности проводится сравнение результатов расчета по разным методикам в ряде характерных режимов кипения хладона R22. Ниже приводятся общий вид формул для среднего КТО и основные особенности методик определения локальных КТО без детального их раскрытия. Средние КТО определялись по формулам:

- С.Н. Богданова [1-3]:

$$\alpha = Cq^{0,15}(w_p)^n; \quad (1)$$

$$\alpha = Aq^{0,6}(w_p)^{0,2}d_T^{-0,2}; \quad (2)$$

- Б. Пьерре [2; 3]:

$$Nu = C(Re^2 K_f)^n = C[Re^2(x_2 - x_1)(i'' - i')/(g\ell)]^n; \quad (3)$$

- А.А. Гоголина – Б. Пьерре [2]:

$$\alpha = Bq^{0,4}(w_p)^{0,4}d_T^{-0,6}; \quad (4)$$

- Б. Слипцевича – Д. Хавлы [2]:

$$\alpha = K(w_p)^{1,4}d_T^{-0,5}; \quad (5)$$

- Л.И. Константинова [4]:

$$\alpha = \alpha_w(1 + \alpha_q/\alpha_w)^{0,5} = \alpha_w + \Delta\alpha. \quad (6)$$

Во всех формулах и методиках: α – коэффициент теплоотдачи; w_p – массовая скорость потока; d_T – внутренний диаметр трубы; ℓ – длина зоны кипения; x – массовое паросодержание; i – энтальпия; Nu – число Нуссельта; Re – число Рейнольдса; A, B, C, K, n – константы и показатели степени.

Для расчета локальных КТО в горизонтальных трубах наибольшее распространение получили методики, авторами которых являются М. Shah [8], Gungor и Winterton (G-W), Kandlikar [10], Kattan-Thome – Favrat (K-T-F) [11]. Могут быть использованы также методики Стюшина [6], Клименко [12] и Малышева [13].

Методика М. Shah (1982 г.) базируется на КТО при вынужденном движении насыщенной жидкости $\alpha_{ж}$ и четырех безразмерных параметрах:

а) число Фруда

$$Fr = (w\rho)^2 / (\rho'^2 g d_T); \quad (7)$$

б) параметр конвекции (convection)

$$Co = [(1-x)/x]^{0,8} (\rho''/\rho')^{0,5} K_{FR}; \quad (8)$$

в) параметр кипения (boiling)

$$Bo = q / [(w\rho)(i'' - i')] = q / (w\rho r); \quad (9)$$

г) параметр, учитывающий парообразование в потоке,

$$F_o = F(1-x)^{0,8}. \quad (10)$$

При числах $Fr < 0,04$ множитель $K_{FR} = (25Fr)^{-0,3}$ учитывает расслоение потока. Если $Fr > 0,04$, то $K_{FR} = 1$. Значение параметра F в формуле (10) зависит от параметров Co и Bo . Пока $Co > 1$ (при малом паросодержании x), $F = F_{cb} = 1 + 0,8 \exp[1 - (Co)^{0,5}]$. Если $Co < 1$, то $F = F_{cb} = 1,8 Co^{-0,8}$. Составляющая пузырькового кипения (nucleate boiling) учитывается при $Bo > 1,9 \cdot 10^{-5}$. Если при этом $Co > 1$, то $F = F_{nb} = 231 Bo^{0,5}$. В диапазоне $0,02 < Co < 1$ совместного влияния конвективного и пузырькового кипения $F = F_{cnb} = F_{nb}(0,77 + 0,13 F_{cb})$.

Локальный КТО двухфазного потока:

$$\alpha_{дф} = \alpha_{ж} F_o. \quad (11)$$

Рекомендована формула Dittus-Boelter:

$$\alpha_{ж} = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \lambda' / d_T. \quad (12)$$

В формулу (10) подставляется большее из значений F_{cb} и F_{nb} при $Co > 1$, а в диапазоне $0,02 < Co < 1$ выбирается большее из значений F_{cb} и F_{cnb} . Необходимость соблюдения ряда условий вынуждает внимательно относиться к использованию методики [8].

В методике [9] учитываются КТО вынужденного движения парожидкостной смеси α_c и свободного кипения α_q :

$$\alpha = \alpha_c E E_2 + \alpha_q S S_2. \quad (13)$$

При этом α_c находится по формуле (12), но с подстановкой в нее $Re = w\rho(1-x)d_T/\mu'$. Для составляющей α_q используется формула:

$$\alpha_q = 55 q^{0,67} (\rho_0/\rho_{кр})^{0,12} (-lg(\rho_0/\rho_{кр}))^{-0,55} M^{-0,5}, \quad (14)$$

где $\rho_{кр}$ – критическое давление вещества; M – молекулярная масса вещества.

Параметр интенсификации (enhancement) E зависит от параметров кипения Bo и Мартинелли χ_{tt} :

$$E = 1 + 24000 Bo^{1,16} + 1,37 (1/\chi_{tt})^{0,86}, \quad (15)$$

здесь

$$1/\chi_{tt} = (1/(1-x))^{0,9} (\rho'/\rho'')^{0,5} (\mu''/\mu')^{0,1}.$$

Параметр подавления (suppression) пузырьков движущимся потоком:

$$S = [1 + 1,15 \cdot 10^{-6} E^2 Re_c^{1,17}]^{-1}. \quad (16)$$

Когда число $Fr < 0,05$, используются дополнительные множители:

$$E_2 = Fr^{(0,1-2Fr)}; \quad S_2 = Fr^{0,5}.$$

При $Fr > 0,05$ они равны единице. В обоих случаях КТО находится как сумма, обе составляющие которой зависят от паросодержания x .

Методика [10] опирается на КТО вынужденного движения парожидкостной смеси, а также параметры Co , Bo и Fr . Итоговая формула представлена в виде:

$$\alpha = [C1(Co)^{C2}(25Fr)^{C5} + C3(Bo)^{C4} F_{ж}] \alpha_c. \quad (17)$$

Константы C1...C5 зависят от параметра Co (табл.1). Множитель F_ж учитывает особенности кипящей жидкости и для случая кипения хладагентов в медных трубах приводится в табл. 2.

Таблица 1. Значения C1...C5
Table 1. Values of C1...C5

	Co<0,65	Co>0,65
C1	1,136	0,6683
C2	-0,9	-0,2
C3	667,2	1058,0
C4	0,7	0,7
C5	0,3	0,3

Примечание. Если Fr>0,04,
то C5=0.

Таблица 2. Значения F_ж
Table 2. Values of F_ж

Хладагент	F _ж
R11	1,3
R12	1,5
R13B1	1,31
R22	2,2
R113	1,1
R114	1,24
R124	1,9
R134a	1,63
R152a	1,1

Методика [11] основана на предложенной авторами карте режимов течения двухфазных потоков в горизонтальных трубах. Наряду с составляющей свободного кипения α_q , определяемой по формуле (14), при расчете локального КТО учитывается вынужденное движение кольцевой пленки жидкости, а также движение пара по верхней образующей трубы при расслоенном режиме и кольцевом режиме с частичным высыханием. Толщина кольцевой пленки жидкости δ и угол θ_{dry} несмачиваемой (сухой) части сечения трубы вычисляются с учетом истинного объемного паросодержания потока, определяемого по формуле:

$$\varphi = (x/\rho'') \{ [1 + 0,12(1-x)] ((x/\rho'') + (1-x)/\rho') + (1,16/(w\rho)) [g\sigma(\rho' - \rho'')/\rho'^2]^{0,25} (1-x) \}^{-1}. \quad (18)$$

Угол θ_{dry} находится методом подбора в зависимости от площади сечения трубы $s_{ж}$, занятой жидкой фазой: $s_{ж} = \pi d_T (1-\varphi) / [2(2\pi - \theta_{dry})]$. Расчеты по методике [11] целесообразно выполнять на ЭВМ. Авторами ее составлена программа Calculator, в которую введены данные о свойствах нескольких хладагентов. Предусмотрена возможность ввода справочных данных по хладагенту, интересующему пользователя [14].

Н.Г. Стюшин в 1977 г. обобщил данные по кипению воды и ряда жидкостей, включая хладоны R12 и R22, скорости с использованием парожидкостной смеси [6]:

$$w_{cm} = (w\rho/\rho') [1 + x(\rho' - \rho'')/\rho'']. \quad (19)$$

Получены уравнения для двух областей режимных параметров:

$$St = 1,25 K_w Pe^{-1/3} K_p^{1/3} K_s; \quad (20)$$

$$St = 0,002 [K_w Pe^{-1,3} K_s^{0,5}]^{0,5} K_p^{1/3}, \quad (21)$$

где $St = \alpha / (c_p' \rho' w_{cm})$; $K_w = q / (r \rho' w_{cm})$; $K_p = (\rho/\sigma)(\sigma/(g \rho''))^{0,5}$; $Pe = (q/(r \rho' a))(\sigma/(g \rho''))^{0,5}$; $K_s = r / (c_p' T_0)$; $a = \lambda' / (\rho' c_p')$ – температуропроводность жидкости.

Уравнение (20) применяется, если комплекс

$$M = K_w Pe^{-1/3} K_s^{0,5} \geq 0,3 \cdot 10^{-5}.$$

Когда $0,01 \cdot 10^{-5} < M < 0,3 \cdot 10^{-5}$, подходит уравнение (21). На область высыхания пленки жидкости данная методика не распространяется. Ее следует применять при $x < 0,95$.

В методике В.В. Клименко (1988 г.) также используется скорость смеси $w_{см}$ и температуропроводность жидкости a [12]. В качестве определяющего размера принята капиллярная постоянная (Лапласа) $b=[\sigma/(g(\rho'-\rho''))]^{0.5}$. Вводится отношение коэффициентов теплопроводности металла трубы λ_m и жидкости λ' , т.е. $K_\lambda=\lambda_m/\lambda'$. Критерий Нуссельта определяется для режимов пузырькового кипения Nu_b и конвективного испарения Nu_c :

$$Nu_b=C \cdot Re_b^{0.6} K_p^{0.54} Pr^{0.33} K_\lambda^{0.12}, \quad (22)$$

$$Nu_c=0,087 Re_c^{0.6} Pr^{1/6} (\rho''/\rho')^{0.2} K_\lambda^{0.09}, \quad (23)$$

где $Nu=ab/\lambda'$; $Re_b=qb/(r\rho''a)$; $K_p=p_0b/\sigma$; $Re_c=w_cb/v'$.

Для хладонов $C=7,6 \cdot 10^{-3}$. Локальный КТО определяется по наибольшему из значений Nu_b и Nu_c . Методика распространяется на кипение в горизонтальных трубах при условии:

$$0,074(d_T/b)^{0.67} Fr_{п} + 8[1-(\rho''/\rho')^{0.1}]^2 Fr_{ж} > 1, \quad (24)$$

где $Fr_{п}=(w\rho x)^2/[(\rho'-\rho'')gd_T\rho'']$; $Fr_{ж}=[w\rho(1-x)]/[(\rho'-\rho'')gd_T\rho']$.

При кипении хладагентов в ВО условие соблюдается не всегда.

В методике А.А. Малышева и других авторов используется своя карта режимов течения двухфазного потока [1;13]. Учитываются составляющие вынужденного движения α_w и развитого кипения $\alpha_{рк}$. Локальные КТО определяются по трем интерполяционным формулам в зависимости от режима течения. Вынужденная составляющая α_w определяется по формуле (12), но в выражение числа Re подставляются истинная скорость жидкости $w'=w\rho(1-x)/[\rho'(1-\phi)]$ и условный диаметр сечения, занятого жидкой фазой $d_y=[(1-\phi)d_T^2]^{0.5}$.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ОБСУЖДЕНИЕ

Чтобы сопоставить обсуждаемые формулы и методики, по ним рассчитывают КТО для одинаковых условий кипения хладона R22. В качестве примера задано: $t_0=-30^\circ\text{C}$, $w\rho=60\text{кг}/(\text{м}^2\text{с})$, $q=1500\text{Вт}/\text{м}^2$, $d_T=0,012\text{ м}$. На этот режим распространяется большинство формул для определения среднего КТО и методик определения локальных КТО. Путем осреднения локальных КТО в диапазоне паросодержаний $x = 0,01 \dots 0,97$ получены средние их значения.

Расчеты показали, что формулы (1), (5) и методика В.В. Клименко не подходят для рассматриваемых условий, а по методикам [8-10] получаются завышенные КТО. Последнее можно объяснить использованием формулы (12) при числах $Re < 10000$. Для переходного режима течения жидкости в дальнейшем была выбрана модифицированная В. Гнелинским формула Б.С. Петухова [15]:

$$Nu=[(Re-1000)(\xi/2)Pr']/[1+12,7(Pr'^{2/3}-1)(\xi/2)^{0.5}], \quad (25)$$

где $\xi=(1,58 \ln Re - 3,28)^{-2}$ – коэффициент трения.

Отсюда находится КТО жидкости $\alpha_{ж}$. Чтобы учесть ее вскипание по мере движения в трубе, конвективную составляющую α_w целесообразно находить как $\alpha_w=\alpha_{ж}(1-x)^{0.8}$. Последующие расчеты по упомянутым трем методикам выполнялись с учетом отмеченных особенностей. Результаты расчета для условий рассматриваемого примера приводятся в первом столбце табл. 3. Остальные ее столбцы отражают влияние одной из варьируемых величин на изменение среднего КТО. Варьируемая величина для каждого столбца выделена шрифтом в верхней части табл. 3. Расчетная длина испарительного участка ℓ_n зависит от конкретного сочетания варьируемых переменных. На основе теплового баланса она находится по формуле: $\ell_n=w\rho d_T r(x_2-x_1)/(4q)$.

Таблица 3. Расчетные коэффициенты теплоотдачи, Вт/(м²К)
 Table 3. Calculated coefficients of heat transfer, W/(m²К)

Условия	$t_0, ^\circ\text{C}$	-30	-30	-30	-30	-30	-30	-43	0
	$w\rho, \text{кг}/(\text{м}^2\text{с})$	60	120	60	60	60	60	60	60
	$q, \text{Вт}/\text{м}^2$	1500	1500	3000	1500	1500	1500	1500	1500
	$d_T, \text{м}$	0,012	0,012	0,012	0,008	0,018	0,024	0,012	0,012
	$\ell_{и}, \text{м}$	26,13	52,26	13,06	17,42	39,19	52,26	27,08	23,62
Формулы	(2)	419,9	482,4	636,5	455,4	387,2	365,6	-	583,4
	(3)	552,1	728,5	728,5	469,4	649,3	728,5	513,2	632,7
	(4)	545,7	720,1	720,1	696,0	427,9	360,0	541,4	550,9
	(6)	281,7	392,5	406,9	266,1	289,2	291,6	254,9	343,1
Методики	[8]	661,7	1863,6	680,0	515,8	676,6	649,9	807,3	582,8
	[9]	565,5	1770,8	615,4	457,8	576,9	558,2	621,5	546,2
	[10]	581,5	1857,0	679,6	490,6	554,4	509,5	711,8	577,1
	[11]	466,7	1747,9	497,9	520,7	411,9	381,7	532,2	399,2
	[6]	680,6	939,2	895,1	680,6	680,6	680,6	763,2	691,3
	[13]	346,3	1128,3	460,5	498,3	324,6	-	508,3	429,7

Анализ приведенных в табл. 3 данных показывает, что увеличение массовой скорости $w\rho$ и плотности теплового потока q сопровождается ростом КТО по всем методикам, однако расхождения прироста доходят до 326%. Характерно, что удвоение $w\rho$ по большинству методик сильнее влияет на КТО, чем удвоение q . Понижение температуры t_0 по пяти методикам приводит к увеличению КТО, по трем из них – к уменьшению, а по формуле (4) и методике [6] нет заметного влияния. Противоречивыми оказываются и данные о влиянии d_T (при фиксированной $w\rho$). По показателям первого столбца табл. 3 видно, что для исходного режима кипения значения КТО находятся в пределах 281,7...680,6 Вт/(м²К), т.е. различаются в 2,42 раза. Если исключить наименьшее и наибольшее значения, то расхождения составят 1,91 раза, что также много. Находить среднее арифметическое значение нет достаточных оснований. Поэтому нужен критический анализ рассматриваемых методик.

Прежде всего отметим, что формулы (2), (4) и (6) не учитывают паросодержания хладагента на входе и выходе из трубки. Они, как и уравнение (3), получены на основе экспериментов, проведенных до 1971 г., без подробного исследования режимов течения двухфазного потока и их влияния на интенсивность теплообмена. В целом формулы для определения среднего КТО могут дать лишь ориентировочное его значение. Больше доверия заслуживают методики определения локальных КТО хотя бы потому, что они учитывают большее количество показателей свойств кипящего вещества. По этому признаку лидирует методика [11]. Как отмечалось, при обобщении опытных данных в методике Н.Г. Стюшина использовано лишь небольшое количество точек по кипению хладагентов. Она предлагается как упрощенная для определения КТО с приемлемой точностью при кипении разных жидкостей. Методика А.А. Малышева базируется на карте режимов течения

двухфазных потоков, составленной лишь на основе опытов с хладагентом R12. Использование условного диаметра сечения трубы, занятого жидкостью, в качестве определяющего размера нельзя признать удачным, так как с ростом паросодержания он стремится к нулю; то же происходит и с числом Re .

Результаты расчета по методикам [8-11] лучше согласуются между собой. Для принятого в качестве исходного режима кипения средние КТО находятся в пределах 466,7...661,7 Вт/(м²К). Характер влияния переменных w_r , q и t_0 на КТО одинаков по всем четырем методикам. Лишь влияние диаметра d_r оказывается неодинаковым. Если по методикам [8-10] при некотором значении d_r получается наибольший КТО, то по методике [11] средний КТО с ростом d_r уменьшается. Здесь уместно отметить, что в методиках [8-10] рассматриваются две модели кипения: одна с преобладанием вынужденного движения жидкости, а другая с преобладанием пузырькового кипения. В некоторой области параметров проявляется совместное влияние обоих механизмов кипения. Границы режимов течения двухфазных потоков в них не учитываются. В методике [11] одновременно определяются как режим течения, так и локальный КТО в соответствующем режиме. При этом в расслоенном режиме получаются минимальные КТО, а в кольцевом – максимальные. В режиме высыхания пленки жидкости происходит резкое уменьшение КТО.

ВЫВОДЫ

Даже для наиболее изученных процессов кипения хладагента R22 в воздухоохладителях не удастся с высокой точностью предсказать КТО. Полнее всего влияние разных факторов учитывают лишь базирующиеся на большом количестве экспериментальных данных методики расчета локальных КТО. В методиках [8-10] для определения числа Nu при числах $Re < 10000$ следует использовать подходящие формулы или вводить поправочные множители.

Рекомендуется в инженерной практике для конкретных условий кипения определять КТО по методикам [8-11]. Наиболее вероятным можно считать среднеарифметическое их значение. Следует иметь в виду, что процессы кипения при паросодержании $x > 0,9$ в достаточной мере учитывает лишь методика [11].

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ЛИТЕРАТУРНЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Теплообменные аппараты холодильных установок / Г.Н. Данилова [и др.] – Л.: Машиностроение. Ленингр. отделение, 1986. – 303 с.
2. Интенсификация теплообмена в испарителях холодильных машин / А.А. Гоголин [и др.] – М.: Легк. и пищ. пром-сть, 1982. – 224 с.
3. Теплофизические основы получения искусственного холода: справочник / под ред. А.В. Быкова. – М.: Пищ. пром-сть, 1980. – 231 с.
4. Константинов, Л.И. Расчеты холодильных машин и установок / Л.И. Константинов, Л.Г. Мельниченко. – М.: Агропромиздат, 1991. – 527 с.
5. Лабунцов, Д.А. Механика двухфазных систем / Д.А. Лабунцов, В.В. Ягов. – М.: Издательский дом МЭИ, 2007. – 384 с.
6. Кутепов, А.М. Гидродинамика и теплообмен при парообразовании / А.М. Кутепов, Л.С. Стерман, Н.Г. Стюшин. – М.: Высш. шк., 1986. – 448 с.

7. Chen, J.C. 1966. A correlation for boiling heat transfer to saturated fluids in connective flow // Ind. Eng. Chem. Process Design and Development 5(3): 322-29.
8. Shah, M.M. 1982. Chart correlation for saturated boiling heat transfer: equations and further study. ASHRAE Trans. 88(1): 185-196.
9. Gungor, K.E., Winterton R.H.S. 1986. A general correlation for flow boiling in tubes and annuli. Int. J. Heat Mass Transfer, 29(3), 351-358.
10. Kandlikar, S.G. 1990. A general correlation for saturated two-phase flow boiling heat transfer inside horizontal and vertical tubes. J. Heat Transfer, Vol. 112, p. 219-228.
11. Kattan, N., Thome J.R., Favrat D. 1998. Flow boiling in horizontal tubes: Part 2 –New heat transfer data for five refrigerants. J. Heat Transfer. 120: 148-55.
12. Теоретические основы теплотехники. Теплотехнический эксперимент: справочник / под ред. А.В. Клименко и В.М.Зорина. – М.: Издательский дом МЭИ, 2007. – 564 с.
13. Малышев, А.А. Локальные теплогидродинамические характеристики двухфазных потоков хладагентов в горизонтальных трубах: автореф. дисс. ...канд. техн. наук / А.А. Малышев. – СПб., 1982.
14. Thome, J.R., 2004. Engineering Data Book III, Wolverine Tube Inc., Huntsville, AL.
15. Kakac, S., Liu M. Heat exchangers: selection, rating and thermal design. CRC Press. 2002. 492 p.

BOILING REFRIGERANT HEAT TRANSFER IN COIL-TYPE AIR COOLERS

A.I. Eydeyus, M.Y. Nikishin, V.L. Koshelev

Comparative study of correlations for heat transfer coefficient at full evaporation of refrigerant R22 in tubes of air coolers is made. The low accuracy of the well-known equations is shown. Brief description of the six generalized correlations for local heat transfer coefficients is given. An error of use turbulent regime equation for calculating Nusselt number at Reynolds numbers $Re < 10000$ in three methods is spotted. It is recommended in practice use four methods of foreign authors.

in-tube boiling; air cooler; heat transfer coefficient; equations; generalized correlations; comparative study