

Сравнительные расчеты капиллярных трубок

В. Л. КОШЕЛЕВ

ООО «ФАВВ рефимпэкс»

236000, г. Калининград, Гвардейский пр., 15

Проф. А. И. ЕЙДЕЮС, А. В. СЕМАКИН

Балтийская государственная академия рыбопромыслового флота (БГА РФ)

236029, г. Калининград, ул. Молодежная, 6

Results of calculation of capillary tubes under equal terms by the homogeneous (single phase) model are compared to those with sliding phases obtained by using four dimensionless relations to measure real volume of vapor fraction in a two-phase flow by various workers. The homogeneous model is found to guarantee better coincidence with the data on the well-known nomogram of throttling chladones R12 and R22. The other models are likely to overstate the length of the capillary tube, while pressure in the critical section is understated.

Key words: refrigerating systems, capillary tube, throttling, oil return, calculation method, critical section, vapor content.

Ключевые слова: холодильные системы, капиллярная трубка, дросселирование, возврат масла, методика расчета, критическое сечение, паросодержание.

Капиллярные трубы (КТ) используются в холодильных системах (ХС) не только для дросселирования жидкого хладагента, но и для выполнения вспомогательных функций. Нередко КТ применяют для возврата масла из маслоотделителя в компрессор, выравнивания уровня масла в параллельно работающих компрессорах, создания умеренного перепада давлений на отдельных участках системы, ограничения давления в контурах с жидким хладагентом, которые в определенных режимах оказываются замкнутыми. В автоматизированных ХС зарубежного производства даже при использовании электронных регулирующих вентиляй для дросселирования жидкого хладагента встречается до десяти КТ. Правильный подбор КТ и анализ их влияния на работу ХС в расчетных режимах невозможны без соответствующей методики расчета КТ.

Длительное время расчет и подбор размеров КТ при дросселировании хладонов R12 и R22 с учетом их состояния на входе в трубку осуществлялся с использованием номограмм, построенных на основе проведенных американскими специалистами испытаний [1]. Для подбора КТ при дросселировании некоторых новых хладагентов построены графики, имеющие узкую область применения. Подготовленная нами методика численного расчета КТ при дросселировании любого хладагента с известными свойствами обеспечивает хорошее совпадение расчетных длин трубы ℓ с их значениями $\ell_{\text{н}}$, найденными по номограмме [2]. Расчетные значения давления $P_{\text{кр}}$

в критическом сечении оказываются несколько ниже значений, определенных по номограмме. Одной из причин расхождений может служить отказ от учета истинного объемного паросодержания φ или коэффициента скольжения фаз K_c в процессе дросселирования парожидкостной смеси.

Напомним, что истинное объемное паросодержание φ характеризует долю сечения потока, занятую паровой (газовой) фазой. Каких-либо опытных данных по паросодержанию φ хладагента в КТ обнаружить не удалось. Это связано со сложностью и стоимостью эксперимента. Тем не менее проведен большой объем исследований пароводяных, воздуховодяных и иных двухфазных потоков. Получены безразмерные соотношения для определения паросодержания φ или коэффициента скольжения фаз K_c , отражающего отношение истинных скоростей пара w'' и жидкости w' , т. е. $K_c = w''/w'$. Разные соотношения обобщают ту или иную группу опытных данных. Некоторые из них охватывают данные по течению двухфазных потоков хладонов R11 и R12, но в условиях, отличающихся от условий дросселирования в КТ [3]. Поскольку безразмерные соотношения учитывают физические свойства вещества и частично — условия течения, есть основания для их использования в расчетах КТ при дросселировании хладагентов.

Ввиду значительного понижения давления в КТ и существенного изменения свойств жидкости и пара расчет КТ по любой модели должен учитывать изменение

потерь давления на трение ΔP_t и ускорение ΔP_y по ходу движения. Практически это удается сделать лишь путем деления КТ на короткие участки [2]. В гомогенной модели изменение свойств дросселируемого хладагента удается выразить через массовое паросодержание $x = (i_{ж} - i')/(i'' - i')$, где $i_{ж}$ — энталпия жидкости на входе в КТ; i' , i'' — энталпия насыщенной жидкости и пара. Объемное расходное паросодержание β однозначно зависит от массового x и отношения плотностей ρ' , ρ'' или удельных объемов v' , v'' насыщенной жидкости и пара:

$$\beta = \left[1 + (1-x) \frac{\rho''/\rho'}{x} \right]^{-1} = \frac{x}{x + (1-x)(v''/v')} . \quad (1)$$

Истинное паросодержание φ зависит еще и от коэффициента скольжения:

$$\varphi = \left[1 + (1-x) K_c \frac{\rho''}{\rho'} \right]^{-1} = \frac{x}{x + (1-x) K_c (v''/v')} . \quad (2)$$

В гомогенной модели $\varphi = \beta$, а удельный объем v_c и кинематическая вязкость ν_c парожидкостной смеси выражаются через массовое паросодержание:

$$v_c = xv'' + (1-x)v'; \quad \nu_c = x\nu'' + (1-x)\nu'. \quad (3)$$

При наличии скольжения фаз плотность ρ_c и динамическая вязкость μ_c смеси выражают через объемное паросодержание:

$$\rho_c = \varphi\rho'' + (1-\varphi)\rho'; \quad \mu_c = \varphi\mu'' + (1-\varphi)\mu'. \quad (4)$$

Чтобы не вводить лишних переменных, в методике расчета можно пользоваться выражениями:

$$v_c = \frac{v'v''}{\varphi v' + (1-\varphi)v''}; \\ \nu_c = \left[\varphi \frac{\mu''}{v''} + (1-\varphi) \frac{\mu'}{v'} \right] v_c. \quad (5)$$

С учетом изложенного, рассматриваемые ниже модели расчета КТ различаются способом осреднения параметров смеси и определения истинного объемного ее паросодержания φ . Используя четыре подходящие для адиабатического течения эмпирические зависимости, присвоим произвольные номера от 1 до 4 расчетным значениям паросодержания φ и соответственно, моделям расчета КТ. В качестве исходной остается гомогенная модель, основным показателем которой служит расходное паросодержание x или β [2].

Весьма простое соотношение для определения паросодержания φ_1 получено в предположении, что отношение скоростей фаз пропорционально корню квадратному из отношения их плотностей [3]:

$$\varphi_1 = \left[1 + (1-x)x^{-1} \left(\frac{\rho''}{\rho'} \right)^{0,5} \right]^{-1} = \\ = \frac{x}{x + (1-x) \left(\frac{v'}{v''} \right)^{0,5}} . \quad (6)$$

Для описания кольцевых течений за рубежом широко используется параметр Локкарта—Матинелли:

$$\chi_{tt} = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0,9} \left(\frac{\rho''}{\rho'} \right)^{0,5} \left(\frac{\mu'}{\mu''} \right)^{0,1} = \\ = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0,9} \left(\frac{v'}{v''} \right)^{0,5} \left(\frac{\nu'v''}{\nu''v'} \right)^{0,1} . \quad (7)$$

Путем обобщения опытных данных различных исследователей Г. Уоллис получил соотношение [3]:

$$\varphi_2 = (1 + \chi_{tt}^{0,8})^{-0,378} . \quad (8)$$

Обобщенная критериальная формула для определения отношения истинной скорости пара w'' к средней расходной скорости смеси w_{cm} получена Н. Г. Стюшиным [4]:

$$\frac{w''}{w_{cm}} = 1 + 3,7 \left(\frac{v'' - v'}{v''} \right)^5 \left[\frac{\left(\frac{\sigma d_t}{v'} \right)^{0,5}}{w_{cm}} \right]^{0,5} \left(\frac{w_{cm}^2}{gd_t} \right)^{-n} , \quad (9)$$

где σ — поверхностное натяжение жидкости;

d_t — внутренний диаметр трубы.

Показатель степени n для числа Фруда определяется по выражению:

$$n = \frac{0,25}{\exp \left(0,025 w_{cm} \left(\frac{\rho}{g} \sigma \right) \right)^{0,25}} . \quad (10)$$

Скорость смеси можно выразить через объемные расходы жидкой V' и паровой V'' фаз, массовый расход смеси G и площадь проходного сечения трубы S или приведенные скорости жидкости $w'_0 = G'v'/S$ и пара $w''_0 = G''v''/S$:

$$w_{cm} = \frac{V' + V''}{S} = w'_0 + w''_0 = [xv'' + (1-x)v'] \frac{G}{S} . \quad (11)$$

Если обозначить правую часть формулы (9) буквой А и воспользоваться равенством $w'' = w''_0/\varphi$, то можно получить выражение:

$$\varphi_3 = \frac{w''_0}{w''} = \frac{Gxv''}{Sw_{cm}A} = \frac{xv''}{[xv'' + (1-x)v']A} . \quad (12)$$

В него не входит вязкость фаз, но учитываются поверхностное натяжение жидкости σ , расходная скорость смеси w_{cm} и диаметр трубы d_t . Ввиду своей громоздкости оно подходит лишь для программированного расчета.

В работах З. Л. Миропольского и сотрудников для адиабатического течения в вертикальных трубах предлагается коэффициент скольжения фаз определять по зависимости [4]:

$$K_B = 1 + 13,5 \frac{\left(1 - \frac{P}{P_{кр.в}} \right)}{\text{Fr}_0^{5/12} \text{Re}_0^{1,6}} . \quad (13)$$

Здесь $P_{кр.в}$ — критическое давление вещества, а числа Фруда и Рейнольдса определяются по скорости циркуляции $w_0 = \rho w / \rho' = G / (\rho' S)$:

$$Fr_0 = \frac{w_0^2}{gd_t}; \quad Re_0 = \frac{w_0 d_t}{\nu'}.$$

Если трубы наклонные или горизонтальные, то найденные по формуле (13) значения K_b необходимо умножать на коэффициент K_h :

$$K_h = 1 + (1 - 5 \cdot 10^{-6} Re_0) \left[1 - \left(\frac{\alpha}{90} \right) \right], \quad (14)$$

где α — угол наклона, отсчитываемый от горизонтали.

В общем случае коэффициент скольжения $K_c = K_b K_h$, а на основе формулы (2):

$$\varphi_4 = \frac{x}{x + (1-x)K_b K_h \frac{\nu'}{\nu''}}. \quad (15)$$

В качестве примера изменение объемных паросодержаний по формулам (1; 6; 8; 12; 15) в зависимости от массового паросодержания x для хладона R22 при температуре насыщения $t_s = 10^\circ\text{C}$ приводится в табл. 1. Где необходимо, принято $d_t = 1,2 \cdot 10^{-3}$ м, $G = 20/3600$ кг/с и горизонтальное расположение трубы. Характерно, что φ_2 не существует при $x = 0$, а $\varphi_3 < 1$ — при $x = 1$. В целом β имеет наиболее высокие значения, хотя $\varphi_2 > \beta$ при $x < 0,05$. Наиболее низкие значения характерны для φ_1 , хотя при $x > 0,5$ значения φ_3 повышаются незначительно, а φ_1 стремится к единице.

Для оценки влияния расчетной модели на результаты расчета КТ в составленную ранее программу по гомогенной модели вносились изменения, позволяющие определять паросодержание φ по вышеприведенным соотношениям и учитывать его при определении параметров парожидкостной смеси. Рассматривалось дросселирование насыщенного хладона R22, чтобы сопоставить результаты расчета с данными, найденными по номограмме. Задавались разные значения диаметра трубы d_t , давления конденсации P_k и массового расхода G хладагента. Расчеты проводились до наступления критического режима или прекращались, если при $t_s = -35^\circ\text{C}$ ($P_s = 1,322 \cdot 10^4$ Па) не наступал критический режим.

Составленная в пакете Excel программа позволяет проследить изменение всех параметров двухфазного потока

по мере понижения давления P_s (температуры t_s) насыщения. В табл. 2 приводятся лишь расчетные значения длины ℓ и давления в критическом сечении трубы P_{kp} . Когда критический режим по соответствующей модели не наступал, фиксировалось наибольшее значение длины ℓ , а вместо P_{kp} ставился прочерк.

Для проверки правильности учета объемного паросодержания расчет по гомогенной модели проводился дважды: с использованием паросодержаний x и β . Результаты совпали полностью. Когда в соответствующей модели вместо φ вычислялось паросодержание β , получались результаты расчета по гомогенной модели. В табл. 2 приводятся также найденные по номограмме значения ℓ_n и $P_{kp,n}$. При $P_k \leq 15 \cdot 10^5$ Па и $d_t \leq 1,3$ мм проводился также расчет КТ по эмпирическим формулам М. Ю. Елагина, справедливым для этой области исходных данных [5]. Результаты оказывались близкими к данным, найденным по номограмме, точность которых неодинакова при использовании разных ее областей.

Из табл. 2 видно, что при использовании паросодержаний $\varphi_1, \varphi_2, \varphi_3$ во многих случаях критический режим течения в ожидаемом диапазоне параметров не наступал; во всех вариантах расчетные длины ℓ оказались больше ℓ_n , а $P_{kp} < P_{kp,n}$. Расчеты с использованием φ_4 дают более правдоподобный результат. Для сочетаний, в которых обнаруживается критический режим, определялись отношения ℓ/ℓ_n и $P_{kp}/P_{kp,n}$. Наименьшие отклонения от единицы по обоим отношениям получаются по гомогенной модели. При использовании φ_2 расчетные длины ℓ превышают ℓ_n лишь на 13–27 %, но критическое давление оказывается заниженным в 3–4 раза. Имеются несколько иные соотношения для определения параметра Локкарта–Мартинелли и зависящего от него паросодержания φ_2 [6]. Проверка на численных примерах показывает несущественное расхождение результатов. По модели с использованием φ_4 отношение ℓ_c/ℓ_n отличается от единицы несколько больше, а отношение $P_{kp}/P_{kp,n}$ — заметно меньше, чем по модели с использованием φ_2 .

Таблица 1
Зависимость объемных паросодержаний от массового паросодержания

x	β	φ_1	φ_2	φ_3	φ_4
0	0,000	0,000	—	0,000	0,000
0,01	0,304	0,062	0,441	0,232	0,173
0,05	0,695	0,257	0,633	0,534	0,522
0,1	0,828	0,422	0,721	0,661	0,697
0,2	0,915	0,622	0,807	0,769	0,838
0,4	0,967	0,814	0,886	0,849	0,932
0,6	0,985	0,908	0,930	0,884	0,969
0,8	0,995	0,963	0,963	0,905	0,988
1,0	1,000	1,000	1,000	0,918	1,000

Таблица 2

Результаты расчета длины капиллярных трубок по разным моделям (R22, $x_0 = 0$, $\Delta t_n = 0^\circ\text{C}$)

№ пп.	Исходные данные				Значения длины трубы ℓ и давления при критическом режиме течения смеси P_{kp}												
	$P_k \cdot 10^{-5}$, Па	t_k , $^\circ\text{C}$	d_t , мм	G , кг/ч	$x(\beta)$	φ_1	φ_2	φ_3	φ_4	Номограмма							
	ℓ , м	$P_{kp} \cdot 10^{-5}$ Па	ℓ , м	$P_{kp} \cdot 10^{-5}$ Па	ℓ , м	$P_{kp} \cdot 10^{-5}$ Па	ℓ , м	$P_{kp} \cdot 10^{-5}$ Па	ℓ_u , м	$P_{kp,n} \cdot 10^{-5}$ Па							
1	13,532	35,0	1,20	10,0	4,37	2,55	>10,0	—	>5,5	—	>7,6	—	6,58	1,86	4,30	2,7	
2				15,0	1,94	3,68	>4,7	—	>2,5	—	>3,4	—	2,90	2,75	1,80	4,6	
3				20,0	1,03	4,82	>2,7	—	>1,4	—	>1,8	—	1,57	3,68	0,96	5,1	
4	14,945	39,0	1,20	10,0	4,99	2,55	>11,1	—	>6,1	—	>8,5	—	7,41	1,94	5,20	2,5	
5				15,0	2,23	3,81	>5,2	—	>2,8	—	>3,8	—	3,29	2,86	2,25	4,0	
6				20,0	1,20	4,98	>3,0	—	>1,6	—	>2,1	—	1,79	3,81	1,20	5,9	
7				25,0	0,70	6,03	1,9	1,64	0,95	1,86	1,24	1,64	1,08	4,67	0,66	6,8	
8	15,315	40,0	1,20	20,0	1,24	4,98	>3,0	—	>1,6	—	>2,1	—	1,85	3,81	1,30	5,9	
9				1,30	20,0	1,94	4,08	—	—	—	—	—	2,86	3,19	2,00	5,0	
10				1,625	50,0	0,83	6,41	>2,3	—	>1,1	—	>1,5	—	1,27	5,15	0,80	7,4
11	17,266	45,0	1,60	20,0	6,76	2,97	—	—	—	—	—	—	9,81	2,18	7,20	3,1	
12				30,0	2,99	4,37	>6,6	—	>3,6	—	>6,1	—	4,30	3,43	3,20	4,9	
13				45,0	1,20	6,41	2,97	1,78	1,53	2,02	2,06	1,64	1,79	4,98	1,35	7,4	
14				60,0	0,56	8,36	1,61	2,75	0,76	3,08	1,01	2,75	0,86	6,61	0,6	8,5	
15	17,266	45,0	1,625	50,0	1,02	6,81	>2,6	—	>1,31	—	>1,8	—	1,51	5,30	1,13	7,8	
16				60,0	0,62	8,12	1,76	2,65	0,84	2,75	1,12	2,55	0,95	6,22	0,68	8,2	

Тот факт, что с использованием безразмерных соотношений для определения паросодержаний φ_1 , φ_2 , φ_3 результаты расчета КТ существенно отличаются от данных, полученных по номограмме, не опровергает справедливость этих соотношений. Он лишь свидетельствует о том, что они не подходят для условий движения хладагента в КТ. Более правдоподобные результаты расчета с использованием паросодержания φ_4 также нельзя признать закономерными, так как формулы для определения коэффициента скольжения фаз получены путем обобщения опытных данных по движению пароводяных потоков в трубах сравнительно большого диаметра. Наибольшую точность расчета КТ при разных сочетаниях исходных данных пока что обеспечивает гомогенная модель при учете шероховатости трубок. Разработанная датскими специалистами программа DanCap позволяет находить размеры КТ при дросселировании разных хладагентов, но критический режим течения по ней не обнаруживает-

ся даже при значительном снижении давления кипения по сравнению с $P_{kp,n}$.

Список литературы

- Бабакин Б. С. Диагностика работы дросселирующих устройств и контроллеров холодильных систем. — Рязань: Узорочье, 2004.
- Ейдеюс А. И., Кошелев В. Л. Гидродинамический расчет капиллярных трубок // Вестник MAX. 2008. № 3.
- Теплопередача при низких температурах / Под ред. У. Фроста. — М.: Мир, 1977.
- Кутепов А. М., Стерман Л. С., Стюшин Н. Г. Гидродинамика и теплообмен при парообразовании. — М.: Высш. шк., 1986.
- Елагин М. Ю. Математическая модель для расчета капиллярных трубок // Холодильная техника. 1984. № 7.
- Лабунцов Д. А., Ягов В. В. Механика двухфазных систем. — М.: Изд. дом МЭИ, 2007.