УДК 621.56:620.9

Экспериментальное и теоретическое исследование испарителя теплового насоса на диоксиде углерода

Д-р техн. наук **И.В. ДЕРЕВИЧ**, д-р техн. наук **И.М. КАЛНИНЬ**, **Е.Г. СМИРНОВА** *МГУИЭ*

Results of experimental and theoretical investigation of operation of the heat pump evaporator are presented.

The experiments were carried out on the prototype of the actual installation, created in MGUEE. The mathematical model of heat exchange between the working substance (carbon dioxide) and the heat carrier (water) in the evaporator has been developed.

The results of the calculations have satisfactory agreement with the experimental data available in the literature and those obtained on the experimental installation of MGUEE.

> В рамках создания энергосберегающих технологий разрабатываются перспективные проекты тепловых насосов, использующих в качестве рабочего вещества диоксид углерода [1]. По сравнению с традиционными синтетическими рабочими веществами диоксид углерода (СО₂) обладает рядом преимуществ, обусловливающих его технологическую, экологическую и экономическую привлекательность.

> Испаритель – теплообменный аппарат, в котором происходит охлаждение источника низкопотенциального тепла (ИНТ) кипящим диоксидом углерода, – относится к основным элементам теплового насоса и во многом определяет его технико-эконо-



ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА

мические показатели. Процессы в испарителе, проходящие в околокритической области параметров состояния CO₂, изучены недостаточно, в связи с чем приобретает актуальность экспериментальное и теоретическое исследование тепло- и массопереноса при кипении диоксида углерода в трубах.

Как известно, теплообмен в испарителе при кипении в каналах (трубах) складывается из нескольких процессов. В начальной стадии – это теплоотдача при пузырьковом кипении рабочего вещества, в дальнейшем – теплоперенос за счет конвективного движения двухфазной среды. По мере увеличения массы пара в испарителе уменьшается объемная доля жидкости и образующаяся на стенках ее пленка утончается и пересыхает. Наступает дисперсный режим испарения, при котором пар нагревается в результате теплового контакта с поверхностью трубки, и это тепло расходуется на испарение капель. Качественно схема процесса, используемая при построении методики расчета теплообмена в испарителе, представлена на рис. 1.

В литературе для расчета теплообмена при пузырьковом кипении различных жидкостей предлагается ряд корреляций, которые удовлетворительно работают для воды, фреонов и некоторых криогенных жидкостей. Однако диоксид углерода по теплофизическим свойствам существенно отличается от фреонов: коэффициент поверхностного натяжения и отношение плотности насыщенной жидкости к плотности пара, оказывающие существенное влияние на коэффициент теплоотдачи при кипении, у CO₂ в 2 и 10 раз соответственно меньше, чем у R22 (при температуре насыщения 0 °C).

В наших расчетах использована формула Кутателадзе [3]. На основе сопоставления результатов расчета теплообмена при пузырьковом кипении с экспериментальными данными для СО₂ константа в формуле Кутателадзе увеличена по сравнению с первоначальным значением.

Влияние конвективного движения жидкости на теплообмен при кипении в литературе учитывается аппроксимациями, предложенными в работах [4, 6, 7]. В этих моделях выделяют две функции. Одна из

12

Nº 2/2005 Nr

них описывает подавление пузырькового кипения в результате движения жидкости и зависит от числа Рейнольдса, вычисленного по актуальному расходу жидкой фазы, другая описывает интенсификацию конвективного переноса вследствие дополнительной турбулизации.

Проведенные нами расчеты коэффициентов теплоотдачи для диоксида углерода в трубах по методикам [4, 6, 7] свидетельствуют, что все существующие формулы расчета приводят к результатам, которые отличаются друг от друга не только количественно, но и качественно и не согласуются с имеющимися экспериментальными данными. Это связано с тем, что теоретические подходы к описанию процессов тепло- и массопереноса и расчетные методики разработаны в основном для широко используемых в технике веществ: воды, аммиака, криогенных и углеводородных жидкостей.

Имеющиеся в литературе экспериментальные данные по кипению диоксида углерода в трубах получены для узкого диапазона массовых скоростей и тепловых нагрузок и в ряде случаев не согласуются между собой. Авторами был сформирован банк наиболее надежных существующих экспериментальных данных.

В результате перемешивания жидкости и пузырьков пара в турбулентном кипящем потоке пузырьки поступают из ядра потока в пристеночную область. Увеличивается характерный масштаб изменения температуры, которая становится больше, чем капиллярная постоянная. Эффект турбулентного перемешивания учитывается в нашей модели на основе расчета теплофизических свойств двухфазной среды в рамках гомогенной модели. В этом случае свойства среды зависят от паросодержания.

Коэффициент теплоотдачи при пузырьковом кипении в турбулентном потоке рассчитывается по модифицированной формуле Кутателадзе [3]

$$\alpha_{mb} = C_K \frac{\lambda_m}{L_m} (\text{Pe}_{mq} K_p)^{0.7} \text{Pr}_m^{-0.35}, \qquad (1)$$

где C_к – постоянная Кутателадзе;

 λ_m – коэффициент теплопроводности двухфазной среды;

L_m – характерный пространственный масштаб, аналогичный капиллярной постоянной,

$$L_m = \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_m - \rho^*)}},$$

где σ – коэффициент поверхностного натяжения; *g* – ускорение свободного падения; ρ_m – среднемассовая плотность двухфазной среды; ρ'' – плотность насыщенного пара.

Величина L_m учитывает изменение силы Архимеда в двухфазной среде, более легкой, чем чистая насыщенная жидкость.

Число Пекле Ре_{*mq*} в (1) рассчитывается по среднему коэффициенту температуропроводности a_m и скорости испарения u_a'' :

$$\mathrm{Pe}_{mq} = \frac{u_q'' L_m}{a_m}; \ u_q'' = \frac{q_w}{\rho'' \Delta i},$$

где q_w – тепловой поток, Вт/м²;

 Δi – энтальпия испарения.

Воздействие внешнего давления на давление в пузырьке пара оценивается параметром $K_{\rm a}$:

$$K_p = \frac{pL^{\circ}}{\sigma},$$

где *p* – давление в насыщенной жидкости;

L° – капиллярная постоянная, рассчитанная по свойствам насыщенных жидкости и пара.

Число Прандтля для двухфазной среды в гомогенном представлении $\Pr_m = \eta_m c_{pm} / \lambda_m$,

где c_{pm} – удельная теплоемкость двухфазной среды;

η_{*m*} – коэффициент динамической вязкости двухфазной среды.

В рамках гомогенного подхода рассчитывается коэффициент теплоотдачи при вынужденной конвекции двухфазной среды:

$$\alpha_{mc} = \frac{\lambda_m}{D_p} \operatorname{Nu}(\operatorname{Re}_m, \operatorname{Pr}_m).$$
⁽²⁾

Здесь число Nu определяется по формуле Петухова-Кириллова

Nu(Re_m, Pr_m) =
$$\frac{\text{Re}_m \Pr_m \xi_m / 8}{1 + 900 / \text{Re}_m + 12, 7(\Pr_m^{2/3} - 1)\sqrt{\xi_m / 8}}$$
, (3)

где Re_{m} – число Рейнольдса в гомогенном представлении, $\operatorname{Re}_{m} = M_{\operatorname{CO}_{2}} D_{p} / \eta_{m};$

 $M_{\rm CO_2}$ – массовая скорость диоксида углерода, кг/(м² · c);

 $D_{\rm n}$ – диаметр трубы.

Коэффициент гидравлического сопротивления в гомогенном представлении ξ_m для двухфазного потока в (3) рассчитывается с учетом фактора Мартинелли.

Суммарный коэффициент теплоотдачи кипящей жидкости, учитывающий как процесс пузырькового кипения, так и конвективный перенос в двухфазной среде, определяется с учетом (1) и (2):

Наука и техника



Рис. 2. Зависимость коэффициента теплоотдачи кипящего диоксида углерода α от паросодержания X при различных тепловых потоках:

сплошные линии – результаты расчетов авторов; точки – экспериментальные данные [10]; пунктир – результаты расчетов коэффициента теплоотдачи по методикам [4, 6, 7]

 $\alpha_{to} = \alpha_{mb} \psi(X) + \alpha_{mc}.$ (4)

Здесь $\psi(X) - \phi$ ункция, резко снижающая вклад пузырькового кипения в теплообмен при разрушении жидкой пленки на поверхности.

Массовая доля пара X изменяется в пределах $0 \le X \le 1$.

Таким образом, из (1) – (4) получаем замкнутую методику расчета теплоотдачи потока кипящей жид-кости в трубах с учетом взаимного влияния гидродинамики двухфазного потока и теплообмена.

В модели учитывается, что по мере увеличения паросодержания существующая на стенках жидкая пленка разрушается (критическое паросодержание). Критерий, позволяющий оценить, когда происходит пересыхание пленки жидкости и начинается дисперсный режим испарения, зависит от массовой скорости, температуры СО, и теплового потока.

После разрушения жидкой пленки принимается во внимание теплообмен не только между стенкой и паром, но и между паром и каплями насыщенной жидкости. Равновесная температура капель, которая снижается по длине трубы в результате гидравлического сопротивления, определяется по давлению диоксида углерода. Перепад давлений диоксида углерода рассчитывается в ходе решения задачи.

Расчет теплофизических свойств диоксида углерода проводится с использованием современного уравнения состояния [5, 8, 9]. Программы реализованы в среде MathCAD 2001.

С целью тестирования модели сопоставляли результаты наших расчетов с экспериментальными данными [10]. В этих экспериментах массовая скорость CO₂ варьировалась в пределах 170...340 кг/(м² · c), а тем-

ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА

пература CO_2 была равна 5 и 10 °C, постоянный по длине тепловой поток изменялся от 10 до 20 кВт/м².

На рис. 2 видно, что существующие в литературе методы расчета теплоотдачи кипящего диоксида углерода неудовлетворительно описывают экспериментальные данные. Модель авторов достаточно хорошо согласуется с экспериментом. При X = 1 коэффициент теплоотдачи принимает значение, соответствующее конвекции насыщенного пара.

В исследованном диапазоне температур кипения CO₂ вклад пузырькового кипения и конвекции в теплообмен сопоставимы по величине (рис. 3), что можно объяснить небольшим отличием в плотностях насыщенных жидкости и пара CO₂. Например, при температуре насыщения 5 °C отношение плотностей насыщенных жидкости и пара ≈7.

К росту коэффициента теплоотдачи приводят



Рис. 3. Вклад пузырькового кипения и конвекции в суммарный коэффициент теплоотдачи кипящего CO₂: точки – экспериментальные данные [10], кривые – результаты расчетов; пунктир – коэффициент теплоотдачи при конвекции двухфазной среды; штрихпунктир – коэффициент теплоотдачи при пузырьковом кипении в большом объеме при $q_w = 20 \text{ кBm/m}^2$



Рис. 4. Влияние массового расхода диоксида углерода на коэффициент теплоотдачи: точки – экспериментальные данные [10], кривые – результаты расчетов

Nº 2/2005 №



Рис. 5. Влияние равновесной температуры насыщения диоксида углерода на коэффициент теплоотдачи кипящего диоксида углерода: точки – экспериментальные данные [10]; кривые – результаты расчетов

усиление теплового потока (рис. 3); увеличение массовой скорости, что связано с возрастанием доли конвективного переноса (рис. 4), и повышение температуры кипения, что коррелирует с изменением коэффициента теплоотдачи при пузырьковом кипении при повышении давления насыщенного пара (рис. 5).

Экспериментальное исследование теплообмена при кипении диоксида углерода в испарителе теплового насоса проводилось на стенде, описание которого дано в [2]. Экспериментальный теплообменник (рис. 6) представляет собой соосный аппарат (типа "труба в трубе"). Медная трубка \emptyset 6×1 вставлена в трубку из нержавеющей стали \emptyset 14×1. Длина каждого из 6 измерительных участков равна 1000 мм. Вся конструкция изолирована от воздействия окружающей среды. На выходе из каждого измерительного участка располагаются термопары для замера среднемассовой температуры диоксида углерода. На входе и выходе из аппарата размещены манометры, показывающие давление диоксида углерода.

В испарителе теплового насоса (см. рис. 6) происходит теплообмен между диоксидом углерода и теп-



лоносителем (водой). Тепловой поток существенно меняется по длине теплообменника.

При инженерном расчете испарителя теплового насоса мы используем полученные формулы для определения коэффициента теплоотдачи и гидравлического сопротивления, которые достаточно просты, имеют минимум настраиваемых параметров и соответствуют надежным экспериментальным данным.

Теплообмен при противоточном течении диоксида углерода и воды в испарителе рассчитывают на основе системы уравнений для среднемассовых температур воды и диоксида углерода в каждом сечении.

В наших экспериментах массовая скорость CO_2 равна 1400 кг/(м² · c), воды – 2300 кг/(м² · c), температура –15…+8 °C, среднее значение теплового потока лежит в диапазоне 30…50 кВт/м².

Основные режимы кипения и испарения иллюстрирует рис. 7. В испарителе реализуется режим пузырькового кипения в турбулентном потоке (зона *a*), который по мере увеличения доли пара сменяется режимом пленочного кипения, когда по стенке трубки течет пленка жидкости (зона *б*). При дальнейшем



Рис. 7. Изменение температуры в испарителе по его длине: кривые – результаты расчета; точки – эксперимент авторов; T_{mCO_2} – среднемассовая температура диоксида углерода; T_{-} температура стенки; T_{sCO_2} – равновесная температура капель CO_2 ; T_{mH_2O} – среднемассовая температура воды



Рис. 8. Сопоставление результатов расчета (кривые) и эксперимента авторов (точки) при снижении температуры на входе в испаритель

MT Nº 2/2005

15

У СОМИКА КОЛОДИЛЬНИЕ ТЕХНИКА КОЛОДИЛЬНИЕ ТЕХНИКА КОЛОДИЛЬНИЕ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЕ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЕ ТЕХНИКА КОЛОДИЛЬНАЕ ТЕХНИКА





испарении после разрушения жидкой пленки наступает дисперсный режим (зона s), в котором в результате повышения температуры пара испаряются капли. На выходе из испарителя температура CO₂ приближается к температуре воды. Снижение равновесной температуры жидкой фазы (капель) T_{sCO_2} в испарителе объясняется падением давления диоксида углерода в результате гидравлического сопротивления.

Понижение температуры CO_2 на входе в испаритель качественно не меняет картину распределения температур по длине (рис. 8). Для исследованных расходов воды и CO_2 качественное изменение распределения температур по длине наблюдается при более высоких значениях температуры CO_2 на входе в испаритель (рис. 9). При температуре CO_2 на входе выше 0 °C на выходе из испарителя разность температур между среднемассовыми температурами пара CO_2 и воды будет значительной. Это объясняется двумя факторами:

 более ранним разрушением жидкой пленки из-за снижения коэффициентов динамической вязкости и поверхностного натяжения с ростом температуры;

• уменьшением размера капель вследствие снижения коэффициента поверхностного натяжения.

Увеличение удельной поверхности капель способствует более интенсивному отводу тепла от нагретого пара.

На рис. 9 также показан график изменения давления CO₂ по длине испарителя. Меньшему значению давления соответствует меньшая равновесная температура жидкой фазы диоксида углерода.

Таким образом,

16

✓ в работе впервые представлены результаты экспериментального и теоретического исследования испарителя теплового насоса, работающего на диоксиде углерода. Эксперименты проведены в широкой области температур при массовой скорости CO₂, соответствующей режимам работы реального испарителя. Исследованные тепловые нагрузки перекрывают диапазон, изученный в других работах.

✓ Показано, что существующие в литературе корреляции для расчета коэффициента теплоотдачи кипящего диоксида углерода в трубах не согласуются с имеющимися экспериментальными данными. Впервые создана теоретическая модель кипения диоксида углерода в трубах во всем диапазоне массового паросодержания. В модели учитываются режимы пузырькового, пленочного кипения и дисперсный режим испарения капель, наступающий после разрушения жидкой пленки. Результаты расчетов удовлетворительно согласуются с экспериментальными данными авторов.

✓ По результатам проведенного исследования разработана методика расчета коэффициента теплоотдачи со стороны кипящего СО₂ в каналах (трубах), которая положена в основу программы расчета испарителей тепловых насосов.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Калнинь И.М., Васютин В.А., Пустовалов С.Б. Условия эффективного применения диоксида углерода в качестве рабочего вещества тепловых насосов // Холодильная техника. 2003. № 7.

2. Калнинь И.М., Деревич И.В., Пустовалов С.Б. Исследование газоохладителей тепловых насосов на R744 // Холодильная техника. 2004. No 11.

3. Кутателадзе С.С. Теплопередача при конденсации и кипении. М.; Л.: Машгиз, 1952.

4. *Chen J.C.* A correlation for boiling heat transfer to saturated fluid in convective flow // ASME Paper. 63-HT-34. 1963. 1.

5. Fenghour A., Wakeham W.A., Vesovich V. The Viscosity of Carbon Dioxide // J. Phys. Chem. Ref. Data. 1998. V. 27. No 1.

6. *Gungor K.E., Winterton R.H.S.* A general correlation for flow boiling in tubes and annuli // Int. J. Heat Mass Trans. 1986. V. 29. No 3.

7. *Liu Z., Winterton R.H.S.* A general correlation for saturated and subcooled flow boiling in tubes and annuli, based on a nucleate pool boiling equation // Int. J. Heat Mass Trans. 1991. V. 34.

8. Span R., Wagner W. A New Equation of State for Carbon Dioxide Covering the Fluid Region from the Triple-Point Temperature to 1100K at Pressure up to 800 MPa // J. Phys. Chem. Pef. Data, 1996. V.25. No 6.

9. Vesovic V., Wakeham W.A., Olchowy G.A., Watson J.T.R., Millat J. The Transport Properties of Carbon Dioxide // J. Phys. Chem. Ref. Data. 1990. V. 19. No 3.

10. Yun R., Kim Y., Kim M.S., Choi Y. Boiling heat transfer and dryout phenomenon of CO_2 in a horizontal smooth tube// Int. J. Heat Mass Trans. 2003. V. 46.

Nº 2/2005 2

ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ ТЕХНИКА ХОЛОДИЛЬНАЯ