

انتقال حرارت و افت فشار جریان دوفاز دی اکسید کربن در لوله

زهرا بنی عامریان^۱، سیروس آقاجفی^۲
R.baniamerian@gmail.com

چکیده

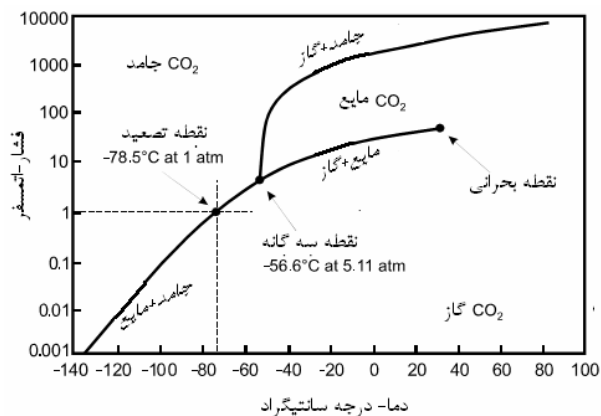
یکی از اهداف مهم در اعمال جریان های دوفاز در اکثر سیستم ها، بالا بردن نرخ انتقال حرارت این سیستم هاست. امروزه به منظور حفاظت از محیط زیست و جلوگیری از تخریب لایه اوزون، استفاده از سیال عامل های طبیعی همچون دی اکسید کربن، مورد توجه قرار گرفته است. تنها مشکل استفاده از دی اکسید کربن مایع به عنوان سیال عامل، فشار کارکرد بالای آن می باشد. با پیشرفت تکنولوژی های ساخت، این مشکل تا حدودی قابل اغماض است به طوری که تلاش برای جایگزینی دی اکسید کربن با سیال عامل های موجود همچنان ادامه دارد. آزمایش های محدودی در زمینه دی اکسید کربن صورت گرفته است که در اغلب موارد به واسطه محدودیت های آزمایشگاهی که تکرار آزمایش ها را محدود می نماید، اختلاف های عمده ای در نتایج آنها مشاهده می شود. دی اکسید کربن به خاطر خواص ترموفیزیکی خاص، در جریان دوفاز رفتار متفاوتی از سایر مبردها نشان می دهد لذا استفاده از مدل های موجود برای شبیه سازی رفتار این سیال موفق نبوده و یک مدل آزمایشگاهی، با تکیه بر رفتارهای خاص این ماده، بسیار مورد نیاز است. در این مقاله جدیدترین تحقیقات انجام شده در زمینه دی اکسید کربن از دو دیدگاه انتقال حرارت و افت فشار بررسی می گردد. از آنجا که رژیم غالب جریان دوفاز در اکثر جریان های داخلی، رژیم حلقوی است و از طرفی انتقال حرارت این رژیم از جریان دوفاز موثرتر از سایر رژیم هاست، تاکید این مقاله بر بخش انتقال حرارت و افت فشار این رژیم از جریان بیش از سایر رژیم هاست. در نهایت یک نتیجه گیری واحد بر مبنای گزارش ها و نتایج تحقیقات موجود، ارائه شده و مقایسه ای بین رفتار دی اکسید کربن با سایر سیال عامل های رایج ارائه می گردد.

کلیدواژه:

جریان دوفاز- رژیم جریان حلقوی- دی اکسید کربن- انتقال حرارت- افت فشار

۱- دانشجوی دکترا، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی

۲- دانشیار، عضو هیئت علمی دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی



شکل (۱): دیاگرام فاز دما-فشار برای دی اکسید کربن [۱]

تا کنون تلاش‌های فراوانی برای جایگزین نمودن این سیال با مبردهای گروه R، شده است. سیستم‌هایی که با سیال عامل دی اکسید کربن کار می‌کنند، نسبت به سیستم‌های دیگر، تحت فشارهای بالاتری کار می‌کنند. بالا بودن فشار کارکرد دی اکسید کربن سبب شده است که میکروکانال‌ها و مینی کانال‌ها و به طور کلی کانال‌های کوچک با سیال عامل CO_2 قابلیت جایگزینی با لوله‌های معمولی فین دار را داشته باشند [۲].

از طرف دیگر با کاهش قطر هیدرولیکی کانال، نسبت سطح جانبی کانال که در انتقال حرارت سهیم است، به حجم جریان داخل کانال افزایش می‌یابد. بعنوان مثال برای یک کانال با مقطع دایروی [۳]:

$$\frac{A_s}{V} = \frac{\pi DL}{(\pi/4)D^2L} = \frac{4}{D} \quad (1)$$

ضریب انتقال حرارت نیز برای کانال‌های با قطر کوچکتر، بیشتر است. به عنوان مثال برای جریان آرام تکفاز داخل کانال، نسبت نرخ انتقال حرارت، q ، به حجم جریان عبارت است از:

$$\frac{q}{V} = \frac{hA_s \cdot \Delta T}{V} = Nu \cdot \frac{4k}{D^2} \Delta T \quad (2)$$

همانطور که از رابطه فوق پیداست، نرخ انتقال حرارت حجمی در نوسلت ثابت، با مجذور قطر هیدرولیکی کانال نسبت عکس دارد. این امر تا حدودی مبین اهمیت نقش کانال‌های با ابعاد کوچک است. فشار کارکرد بالای دی اکسید کربن منجر به بیشتر بودن فشار کاهش یافته، ویسکوزیته و چگالی بخار و پایین تر بودن ویسکوزیته و کشش سطحی مایع می‌شود. این موارد به نوبه خود کارایی

۱- مقدمه

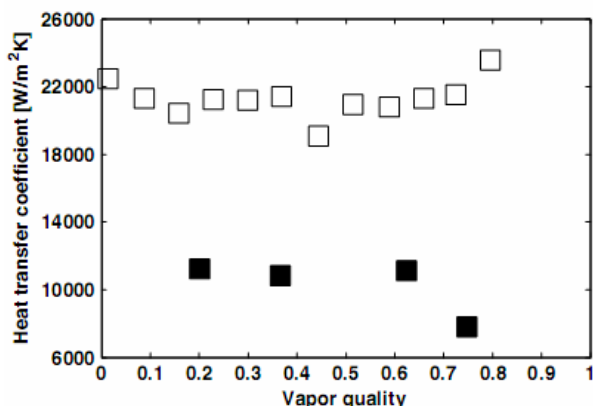
افزایش نرخ حرارت تولیدی بر واحد حجم، توسط سیستم‌های صنعتی متفاوت، دانشمندان را در سراسر جهان بر آن داشته تا به طراحی سیستم‌های موثرتر خنک کاری با بازدهی بالا بپردازند. از آنجا که ضریب انتقال حرارت مایعات از هوا بسیار بیشتر است، مسئله خنک کاری ابزارهای صنعتی رو به استفاده از مدت انتقال حرارت جابجایی توسط یک سیال عامل مایع رفته است. پس از آن به سرعت ایده استفاده از جریان دوفاز برای خنک کاری ارائه شد زیرا سیال عامل در حین تغییر فاز بخش زیادی از حرارت تولیدی توسط ابزار صنعتی را به عنوان گرمای نهان دریافت می‌کند بدون آنکه تغییری در دمایش ایجاد گردد. از طرفی سیستم‌های خنک کاری با جریان دوفاز، افت فشار بالاتری نسبت به جریان تکفاز دارند که این مهم از معایب این دسته سیستم‌هاست.

با گسترش استفاده از جریان‌های دوفاز در خنک کاری سیستم‌های صنعتی، تلاش برای افزایش انتقال حرارت موثر در کنار کاهش افت فشار، همچنان ادامه یافت. در این میان سیال عامل‌های متفاوتی بکار گرفته شدند که معروف‌ترین و پرکاربردترین آنها مبردهای سری R می‌باشند. در یک دهه اخیر توجه دانشمندان به استفاده از دی اکسید کربن (R-744) به عنوان سیال عامل سیستم‌های خنک کاری معطوف شده است. این امر با توجه به دسترس پذیری ساده تر، پایین بودن پتانسیل گرمایش جهانی، ضریب انتقال حرارت بالاتر و افت فشار کمتر آن نسبت به سایر مبردهای معمول قابل توجه است.

دی اکسید کربن به جهت غیر سمی بودن، عدم اشتعال پذیری، دسترس پذیری آسان و قیمت ارزان از اهمیت خاصی برخوردار است. علاوه بر موارد مذکور، CO_2 لزجت اندک و ضریب رسانش بالا دارد که خواص حرارتی مناسبی را سبب می‌شوند. این سیال به علت دسترس پذیری آسان و پایین بودن پتانسیل گرمایش جهانی^۱ نسبت به سایر مبردهای مورد استفاده، از اهمیت بیشتری برخوردار است. هم‌اکنون در سیستم‌های تبرید با دماهای پایین، پمپ‌های گرمایی و نیز سیستم تهویه بسیاری از خودروها از دی اکسید کربن استفاده می‌شود.

دی اکسید کربن در فشار اتمسفر، تحت هیچ شرایط دمایی، مایع نیست. نمودار فازی دما-فشار دی اکسید کربن در شکل (۱) نشان داده شده است. همانطور که از شکل می‌توان دریافت، نگاه داشتن دی اکسید کربن در فاز مایع در دمای ۲۰ درجه سانتی‌گراد، نیاز به اعمال فشار حداقل ۶۰ اتمسفر دارد.

$D = 0.8\text{ mm}, G = 190\text{ kg / m}^2.s, q = 10\text{ kW / m}^2, T_{sat} = 0^\circ\text{C}$
و آزمایش کویاما و همکارانش [۱۷] با شرایط:
 $D = 1.8\text{ mm}, G = 260\text{ kg / m}^2.s, q = 32\text{ kW / m}^2, T_{sat} = 0.3^\circ\text{C}$
کاملاً متفاوت است (شکل ۲).



شکل (۲): نمایش توپیر مربوط به آزمایش Peterson و نمایش توخالی مربوط به آزمایش Koyama است [۱۴]

ترکیب جنس شفاف که قادر به تحمل فشار بالای کارکرد دی اکسید کربن باشد، دارای هزینه بسیار بالا و تکنولوژی ساخت پیچیده است. به همین دلیل تعداد آزمایش های انجام شده با چنین لوله های آزمایشگاهی برای تست جریان جوشی CO_2 ، انگشت شمار است [۱۹ و ۱۸ و ۱۴ و ۱۹]. لوله های مورد استفاده غالباً از جنس استیل و یا مس می باشند. دشواری های موجود در مشاهده رژیم های جریان CO_2 در حال جوشش، مهمترین عامل ابهام و پیچیدگی این جریان است. اغلب فعالیت های آزمایشی در دماهای بالاتر از 5°C صورت گرفته است. این محدوده دمایی مربوط به کارکرد دستگاه های تهویه مطبوع می باشد [۱۲].

۲- روابط حاکم بر جریان دوفاز

معادلات حاکم بر جریان دوفاز همانند جریان های تکفاز، شامل معادله بقای جرم، ممنتوم و انرژی می باشد.

۲-۱- معادله بقای جرم

معادله بقای جرم برای یک سیستم چندفاز، بطور جداگانه برای هر فاز نوشته می شود [۲۰].

$$\frac{\partial}{\partial t}(A\alpha_k\rho_k) + \frac{\partial}{\partial z}(A\alpha_k\rho_k u_k) = \Gamma_k \quad (3)$$

عملکرد انتقال حرارت دی اکسید کربن را افزایش داده و منجر به کاهش افت فشار آن در مقایسه با سایر مبردها می گردد.

انتقال حرارت جریان دوفاز، در کانال ها دارای دو مکانیزم است. اول انتقال حرارت جوشش هسته ای و دوم انتقال حرارت جوشش جابجایی اجباری. در ناحیه جوشش هسته ای، مایع نزدیک به دیواره کانال، فوق گرم می شود تا به وضعیت تشکیل و رشد حبابها برسد. ضریب انتقال حرارت در این ناحیه وابستگی شدیدی به شار حرارتی ورودی دارد؛ این در حالیست که وابستگی بسیار اندکی به سرعت جرمی جریان و کیفیت بخار دارد. این شرایط برای رژیم حلقوی و لخته ای متفاوت است به طوریکه ضریب انتقال حرارت در این نواحی به سرعت جرمی و کیفیت بخار وابسته است ولی وابستگی چندانی به شار حرارتی ورودی ندارد [۴].

سهم انتقال حرارت جوشش هسته ای در CO_2 نسبت به انتقال حرارت جوشش جابجایی بیشتر است [۵ تا ۱۴]. این امر در سایر مبردهای گروه R بالعکس است. لازم به ذکر است که با کاهش قطر کانال و افزایش شار جرمی، سهم انتقال حرارت جوشش جابجایی افزایش می یابد [۱۲].

بطور کلی انتقال حرارت سیال عامل CO_2 بسیار بیشتر از انتقال حرارت موثر سایر سیال عامل هاست. در برخی از مراجع، ضریب انتقال حرارت CO_2 ، دو برابر ضریب انتقال حرارت مبرد R134a گزارش شده است [۱۵ و ۱۶]. بدین ترتیب روابط موجود که بر مبنای آزمایش هایی با سایر مبردها بدست آمده اند، معمولاً مقادیر کمتر از واقعیت را برای انتقال حرارت دی اکسید کربن پیش بینی می کنند. اکثر آزمایش ها و فعالیت های تحقیقاتی در زمینه خنک کاری، توسط مبردهای سری R و آب صورت گرفته است. از آنجا که اکثر روابط موجود بر مبنای داده های اندازه گیری شده تحت شرایط آزمایشی خاص است، لذا این روابط تنها در همان شرایط پاسخگو خواهند بود و استفاده از این روابط برای سیال عامل های دیگر معمولاً با خطای بزرگی همراه است. در مورد دی اکسید کربن، امکان استفاده از روابط مربوط به سایر سیال ها بسیار کمتر است زیرا ماهیت فیزیکی خاص CO_2 ، آن را از سایر سیال ها متمایز نموده است.

به علت شرایط کارکرد با فشار بسیار بالا، تحقیقات آزمایشگاهی بسیار کمی در زمینه CO_2 صورت گرفته است. تعداد محدود آزمایش های موجود نیز نتایج بسیار متفاوتی را ارائه نموده اند که علت دقیق اختلاف نتایج آنها مشخص نیست. بعنوان مثال ضریب انتقال حرارت جوشی که در دو کار آزمایشگاهی با شرایط تقریباً مشابه انجام شده است، نتایج کاملاً متناقضی را نشان می دهند. به عنوان مثال، تغییرات ضریب انتقال حرارت با کیفیت بخار در آزمایش پیترسون [۱۴] با شرایط:

رابطه زیر بدست می آید [۲۰]:

$$\begin{aligned} & (۶) \\ & -Adp - \tau_{gw} P_{gw} dz - \tau_{lw} P_{lw} dz - g \cdot \sin \theta [A_l \rho_l + A_g \rho_g] \\ & = d(m_l u_l + m_g u_g) \end{aligned}$$

رابطه فوق یک شکل ساده از معادله دیفرانسیلی ممنتوم یک بعدی است.

۲-۳- معادله انرژی

معادله بقای انرژی از چند ترم تشکیل شده است که به صورت مجزا در اینجا نوشته می شود.

تغییرات انرژی با گذشت زمان و نرخ انرژی ورودی و خروجی از حجم کنترل دوفاز،

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t} \left[\alpha_k \rho_k \left(e_k + \frac{u_k^2}{2} \right) A \delta z \right] + m_k \left(e_k + \frac{u_k^2}{2} \right) \delta z \\ & - \left[m_k \left(e_k + \frac{u_k^2}{2} \right) - \delta z \frac{\partial}{\partial z} m_k \left(e_k + \frac{u_k^2}{2} \right) \right] \end{aligned} \quad (۷)$$

e ، انرژی داخلی هر فاز است.

نرخ انجام کار روی حجم کنترل دوفاز،

$$\begin{aligned} & \left[\frac{m_k p}{\rho_k} - \left(\frac{m_k p}{\rho_k} + \delta z \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{m_k p}{\rho_k} \right) \right) \right] - m_k g \cdot \sin \theta \delta z \\ & - p A \delta z \frac{\partial \alpha_k}{\partial z} + \Gamma_k \delta z \frac{p}{\rho_k} + u_k \sum_1^n \tau_{kn} P_{kn} \delta z \end{aligned} \quad (۸)$$

نرخ انرژی افزوده شده به هر فاز به واسطه انتقال جرم

$$\Gamma_k \delta z = \left(e_k + \frac{u_k^2}{2} \right) \quad (۹)$$

در نهایت معادله بقای انرژی برای هر فاز از جریان پایدار بدون حضور چشمه حرارتی به شکل روابط (۱۰ و ۱۱) نوشته می شود [۲۰].

$$d \left[m_g \left(i_g + \frac{u_g^2}{2} \right) \right] + m_g g \cdot \sin \theta \cdot \delta z = \quad (۱۰)$$

$$q_{wg} P_{wg} \delta z + q_{gl} P_{gl} \delta z + u_g \tau_{gl} P_{gl} \delta z + \Gamma_g \delta z \left(i_g + \frac{u_g^2}{2} \right)$$

$$\begin{aligned} & d \left[m_l \left(i_l + \frac{u_l^2}{2} \right) \right] + m_l g \cdot \sin \theta \cdot \delta z = \\ & q_{wl} P_{wl} \delta z + q_{lg} P_{lg} \delta z + u_l \tau_{lg} P_{lg} \delta z + \Gamma_l \delta z \left(i_l + \frac{u_l^2}{2} \right) \end{aligned} \quad (۱۱)$$

$$i_k = u_k + \frac{p}{\rho_k}$$

لازم به ذکر است که عبارت:

اندیس k ، در رابطه فوق نشان دهنده فاز های جداگانه می باشد. z ، مختصات مکانی در راستای جریان و t ، معرف زمان است. در رابطه فوق، Γ_k معرف نرخ انتقال جرم است به طوری که:

$$\sum_k \Gamma_k = 0$$

به عنوان مثال برای یک سیستم متشکل از دوفاز مایع و بخار می توان نوشت [۲۰]:

$$\begin{cases} \frac{d}{dz} (A_g \rho_g u_g) = \Gamma_g \\ \frac{d}{dz} (A_l \rho_l u_l) = \Gamma_l \end{cases} \quad (۴)$$

$$\Gamma_g = -\Gamma_l = \frac{dm_g}{dz} = -\frac{dm_l}{dz}$$

۲-۲- معادله ممنتوم

معادله ممنتوم در کانال های کوچک بدون حضور نیروی جاذبه و نیروهای خارجی دیگر، با در نظر گرفتن اثرات کشش سطحی، دارای شکل کلی زیر برای هر فاز از جریان می باشد:

$$\rho \frac{Du}{Dt} = -\nabla p + \mu \nabla^2 u + \rho g + \sigma K \delta n \quad (۵)$$

به طوری که در رابطه فوق δ ، تابع دلتا و n نشان دهنده بردار نرمال فصل مشترک می باشد.

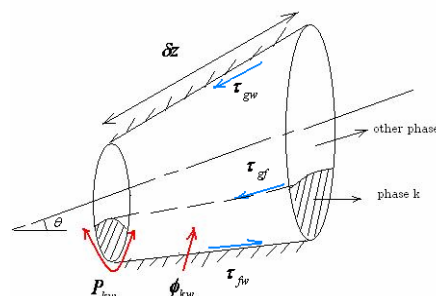
به منظور استخراج معادله بقای ممنتوم برای هر فاز، با استفاده از حجم کنترلی مشابه شکل (۳)، به ترتیب زیر عمل می شود [۲۰]:

$$\begin{aligned} & -A_g dp - \tau_{gw} P_{gw} dz + \tau_{gl} P_{gl} dz - A_g \rho_g dz g \cdot \sin \theta + u_g \Gamma_g = m_g du_g \\ & \text{and} \\ & -A_l dp - \tau_{lw} P_{lw} dz + \tau_{lg} P_{lg} dz - A_l \rho_l dz g \cdot \sin \theta + u_l \Gamma_l = m_l du_l \end{aligned}$$

در رابطه فوق، اندیس w ، معرف دیواره، θ ، P ، τ نیز به ترتیب نشان دهنده تنش برشی، محیط اثر و زاویه راستای جریان با افق می باشند.

با استفاده از بقای ممنتوم در فصل مشترک،

$$\tau_{lg} P_{lg} dz + u_l \Gamma_l = \tau_{gl} P_{gl} dz + u_g \Gamma_g$$



شکل (۳) یک حجم کنترل از جریان دوفاز [۲۰]

۲-۵-۱- مدل همگن^۲

در این مدل جریان دوفاز به شکل یک جریان تکفاز با خواص ترموفیزیکی معادل در نظر گرفته می‌شود. بطوریکه اگر φ_g یک خاصیت ترموفیزیکی فاز بخار و φ_l خاصیت ترموفیزیکی فاز مایع باشد، خاصیت معادل φ_e مورد استفاده در مدل همگن به یکی از دو شکل زیر تعریف می‌شود:

$$\varphi_e = x\varphi_g + (1-x)\varphi_l \quad (15)$$

$$\frac{1}{\varphi_e} = \frac{x}{\varphi_g} + \frac{1-x}{\varphi_l}$$

فرضیات اساسی این مدل عبارتند از:

- سرعت یکسان مایع و بخار
- وجود تعادل ترمودینامیکی بین فازها
- استفاده از ضریب اصطکاک جریان تکفاز برای محاسبه اصطکاک جریان دوفاز
- بیشترین کاربرد این مدل در شبیه‌سازی رژیم جریان حبابی و ناحیه هسته بخار در رژیم حلقوی مرطوب است.

۲-۵-۲- مدل مجزا^۳

این مدل اولین بار توسط لاکهارت و مارتینلی در سال ۱۹۴۴ ارائه شد [۲۰]. فرضیات اساسی این مدل عبارتند از:

- سرعت‌های ثابت و نه لزوماً برابر مایع و بخار
- وجود تعادل ترمودینامیکی بین فازها
- استفاده از روابط تجربی برای مربوط ساختن ضریب اصطکاک و کسر حجمی جریان دوفاز به خواص جریان

۲-۵-۳- مدل الگوی جریان^۴

بر اساس این مدل، شبیه‌سازی جریان بر مبنای روابط تجربی و آزمایشگاهی موجود انجام می‌شود.

۳- تحقیقات انجام شده در زمینه جریانهای دوفاز دی

اکسید کربن

۳-۱- انتقال حرارت جریان دوفاز دی اکسید کربن

بردسن و همکارانش [۵] با استفاده از یک کار آزمایشگاهی به ارزیابی ضریب انتقال حرارت جریان دو فاز دی اکسید کربن در یک لوله افقی به قطر داخلی ۷ میلی متر پرداختند. نتایج آزمایش ایشان سپس معیار بسیاری از مطالعات آینده گردید. ایشان با بررسی انتقال حرارت در دبی‌ها و شارهای حرارتی مختلف، دریافتند که ضریب انتقال حرارت در کیفیت‌های پایین وابستگی زیادی به شار حرارتی داشته درحالی که وابستگی چندانی به نرخ جریان جرمی ندارد. این

$$q_{kw} P_{kw} \delta z + \sum_1^n q_{kn} P_{kn} \delta z + q_k A \alpha_k \delta z$$

مبین نرخ انرژی ورودی به هر فاز است.

۲-۴- افت فشار

افت فشار در جریان دوفاز از سه بخش اساسی تشکیل شده است که عبارتند از: افت فشار اصطکاکی، با اندیس f ، افت فشار شتابی، با اندیس a و افت فشار هیدروستاتیک، با اندیس h . بطوریکه افت فشار کل، مجموع این سه مولفه افت فشار است:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{total} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_f + \left(\frac{dp}{dz}\right)_a + \left(\frac{dp}{dz}\right)_h \quad (12)$$

افت فشار اصطکاکی جریان دوفاز، ناشی از اصطکاک بین دوفاز و اصطکاک هر فاز با دیواره جامد (در صورت تماس) می‌باشد. افت فشار هیدروستاتیک نیز ناشی از اثرات نیروی ثقل بر سیال است که در مورد لوله‌های عمودی یا شیبدار وارد محاسبات مدلسازی می‌شود. مولفه افت فشار شتابی، مولفه جدیدی است که برای جریان‌های دوفاز تعریف شده و در مدلسازی جریان‌های تکفاز این ترم عملاً حضور ندارد. رابطه افت فشار شتابی عبارت است از [۲۰]:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_a = \frac{1}{A} \frac{d}{dz} (m_g u_g + m_l u_l) = \quad (13)$$

$$G^2 \frac{d}{dz} \left[\frac{x^2 v_g}{\alpha} + \frac{(1-x)^2 v_l}{(1-\alpha)} \right]$$

$$G = \rho \times u$$

افت فشار هیدروستاتیک نیز توسط رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_z = g \cdot \sin \theta \left[\frac{A_g}{A} \rho_g + \frac{A_l}{A} \rho_l \right] \quad (14)$$

$$= g \cdot \sin \theta [\alpha \rho_g + (1-\alpha) \rho_l]$$

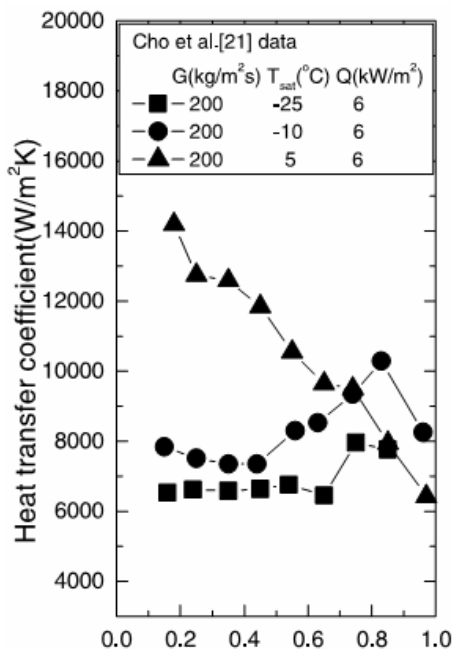
محاسبه مؤلفه افت فشار اصطکاکی در جریان دوفاز بسیار پیچیده است. تا کنون کارهای آزمایشگاهی فراوانی برای محاسبه افت فشار اصطکاکی جریان انجام شده و روابط تجربی بسیاری نیز در این زمینه موجود است که به دلیل محدودیت‌های آزمایشگاهی، هر یک از این روابط برای شرایط محدود و خاصی قابل استفاده هستند. مهمترین بخش از فعالیت‌های آزمایشی انجام شده، مربوط به دو محقق با نام‌های لاکهارت و مارتینلی [۲۰] می‌باشد. ایشان در کار آزمایشگاهی خود ثوابتی تعریف نمودند که از آن پس مبنای بسیاری از کارهای آزمایشگاهی و تجربی گردید.

۲-۵- مدلسازی جریان‌های دوفاز

شبیه‌سازی جریان‌های دوفاز بر مبنای سه مدل مختلف صورت می‌گیرد که در ادامه به اختصار معرفی می‌شوند.

2- Homogeneous Flow Model
3- Separated Model
4- Flow-Pattern Model

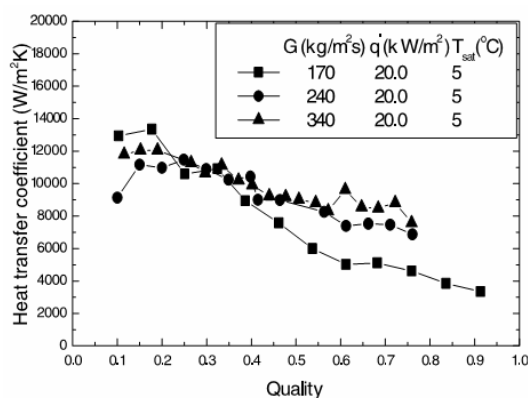
سنجیده شده است. تغییر فشار کارکرد سیال منجر به تغییر دمای اشباع آن می‌شود. با تغییر دمای اشباع دی اکسید کربن سیر تغییرات ضریب انتقال حرارت برحسب کیفیت بخار رفتار متفاوتی نشان می‌دهد. این امر در شکل (۵) نشان داده شده است.



شکل (۵): تغییرات ضریب انتقال حرارت دوفاز برحسب کیفیت بخار در دماهای اشباع مختلف [۲]

پیترسون [۱۴] در سال ۲۰۰۴ با استفاده از دوربین های عکسبرداری پرسرعت، به مشاهده رژیم‌های مختلف جریان دوفاز افقی دی اکسید کربن پرداخت. لوله مورد استفاده، از جنس کوارتز با مقطع دایره به قطر ۰/۹۸ میلی متر بوده است. رژیم های غالب مشاهده شده، رژیم جریان لخته‌ای و رژیم جریان حلقوی مرطوب با فصل مشترک موجی شکل است. طبق مشاهدات وی رژیم لایه‌ای تنها در ناحیه آدیاباتیک لوله و در سرعت های جرمی بسیار پایین برقرار است. وی با استفاده از مشاهدات خود به ارائه یک الگوی جریان پرداخت (شکل ۶). پیترسون در بخش دیگری از تحقیق آزمایشی خود به بررسی نرخ انتقال حرارت دی اکسید کربن و عوامل موثر بر آن پرداخت. در آزمایش وی روند تغییرات انتقال حرارت با کیفیت بخار، در شارهای حرارتی متفاوت مطابق شکل (۷) گزارش شده است. اثر دمای اشباع نیز بر روند تغییرات انتقال حرارت با کیفیت بخار سنجیده شده که نتایج آن در شکل (۸) نشان داده شده است. دیدگاه دیگری که در آزمایش پیترسون مورد توجه قرار گرفت، افت فشار جریان دوفاز CO_2 بود. در آزمایش وی اثر سرعت جرمی جریان بر افت فشار جریان دی اکسید کربن بررسی شده و نتیجه در

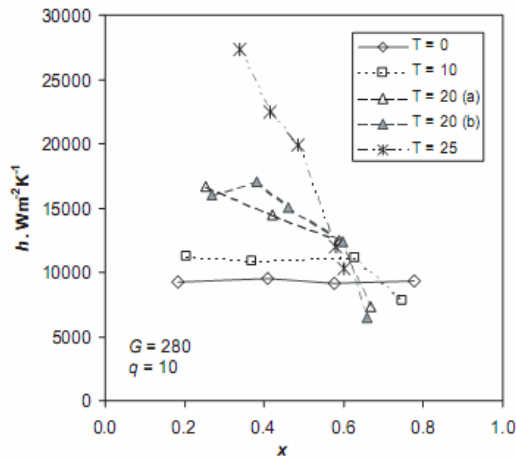
امر نشان دهنده غالب بودن جوشش هسته ای بر جوشش جابجایی می باشد. در نتایج حاصل از آزمایش ژائو و همکارانش [۶] که روی جریان جوششی دی اکسید کربن در لوله به قطر ۶ میلی‌متر انجام شده است، گزارش شده که ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز در کلیه کیفیت های بخار وابستگی بسیار زیادی به شار حرارتی دارد اگرچه این وابستگی با افزایش نرخ جریان جرمی کاهش می یابد. به طور کلی مشاهده شده است که قبل از کیفیت های بخار مربوط به پدیده خشکی سطح، انتقال حرارت وابستگی بیشتری به شار حرارتی نشان می دهد تا به شار جرمی. همچنین مشاهده شده است که با تغییر رژیم جریان که ناشی از تغییرات کیفیت بخار است، قبل از رسیدن به ناحیه خشکی سطح، انتقال حرارت تغییرات کمی از خود نشان می دهد. این امر در نتایج آزمایش چنگ [۲۱] نیز نشان داده شده است.



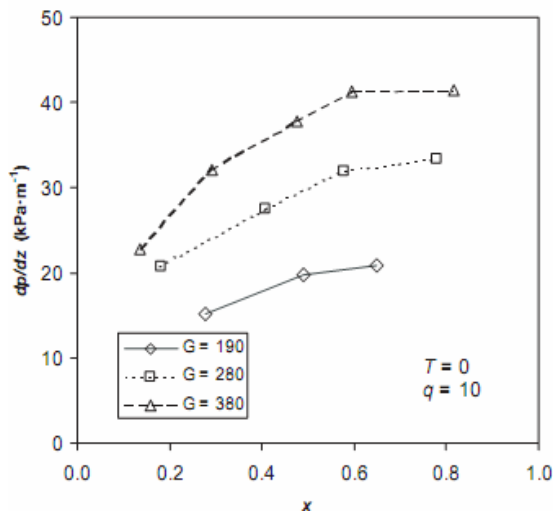
شکل (۴): تغییرات ضریب انتقال حرارت دوفاز برحسب کیفیت بخار [۲]

یون و همکارانش [۲] در سال ۲۰۰۲ به بررسی الگوهای جریان دوفاز دی اکسید کربن در یک کانال مستطیلی پرداختند. کانال مورد بررسی ایشان، یک کانال با دیواره های استیل و سقف شیشه‌ای بوده که ابعاد مقطع آن، $2mm \times 16mm$ بوده است. هیتراهی جریان در کف کانال استیل نصب شده اند. رژیم های جریان مشاهده شده در این آزمایش، رژیم جریان حبابی، لخته ای و رژیم جریان حلقوی مرطوب بوده است. تغییرات انتقال حرارت برحسب کیفیت بخار طبق نتایج ایشان سیر نزولی دارد که در شکل (۴) نشان داده شده است.

نتایج آزمایشگاهی نشان داده‌اند که با افزایش سرعت جرمی سیال، فرکانس انتقال قطرات مایع به هسته بخار در رژیم حلقوی افزایش می‌یابد. طبق گزارش ایشان، در دمای اشباع یکسان، انتقال CO_2 به رژیم جریان حلقوی، نسبت به مبرد R-22 در کیفیت بالاتری رخ می دهد. در این مقاله اثر فشار کارکرد سیال نیز بر نرخ انتقال حرارت



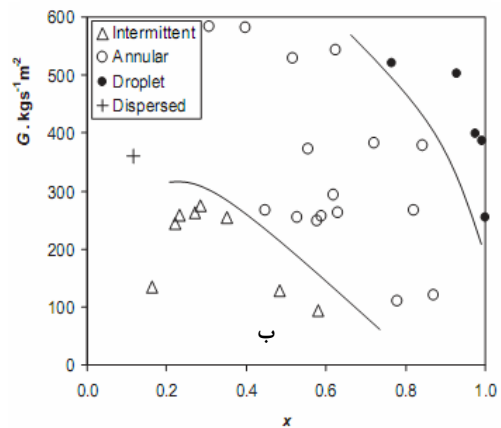
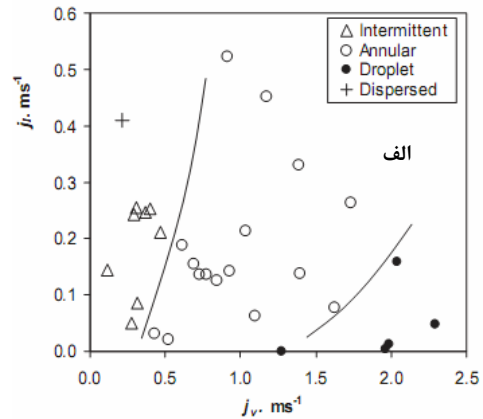
شکل (۸) تغییرات ضریب انتقال حرارت دوفاز دی اکسید کربن بر حسب کیفیت بخار در دماهای اشباع مختلف [۱۴]



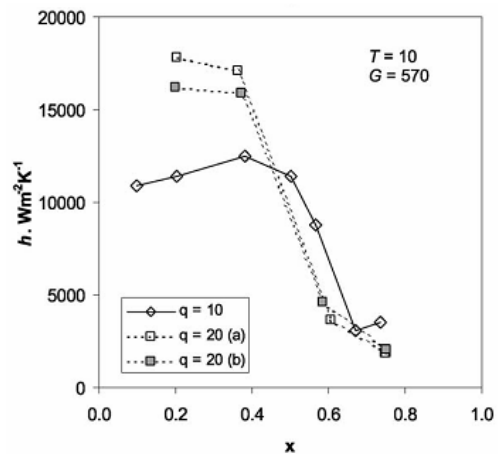
شکل (۹) اثر سرعت جرمی جریان بر افت فشار کل جریان دوفاز [۱۴]

همانطور که مشاهده می‌شود، با افزایش سرعت جرمی خشکی سطح سریعتر (در کیفیت های پایین تر) رخ می‌دهد. این امر تا حدودی مربوط به افزایش نرخ انتقال جرم قطره ای با افزایش سرعت جرمی می باشد. پارک و هرنجک [۱۸] در سال ۲۰۰۵، در یک بررسی آزمایشگاهی به مقایسه انتقال حرارت و افت فشار جریان مبرد R410a و R22 و CO₂، در لوله افقی صاف پرداختند. قطر لوله مورد استفاده در آزمایش ایشان، ۶/۱ میلی‌متر بوده است. این دو محقق پس از انجام آزمایش دریافتند که ضریب انتقال حرارت دی اکسید کربن از سه مبرد دیگر بیشتر است و با افزایش کیفیت بخار، افزایش می‌یابد. این روند مشابه روند افزایش دو مبرد R22 و R410a است. ایشان در مقاله خود برای محاسبه ضریب انتقال حرارت دو فاز CO₂، رابطه‌ای بر اساس رابطه ارائه شده توسط چن [۲۲]، پیشنهاد

شکل (۹) نشان داده شده است. از جمله موارد مهمی که در تحقیق پیترسون مود توجه قرار گرفته است، بررسی تاثیر سرعت جرمی بر رخداد پدیده خشکی سطح می باشد. نتایج این بررسی در شکل (۱۰) نشان داده شده است.



شکل (۶) الگوی جریان ارائه شده توسط پیترسون (الف) بر اساس سرعت ظاهری مایع و بخار و (ب) بر اساس سرعت جرمی کل و کیفیت بخار [۱۴]



شکل (۷) تغییرات ضریب انتقال حرارت دوفاز دی اکسید کربن بر حسب کیفیت بخار [۱۴]

یک نقشه الگوی جریان برای جوشش CO_2 می‌باشد. در این مقاله نشان داده شده که از لوله شیشه‌ای برای مشاهده جریان دوفاز CO_2 استفاده شده است. نقشه الگوی جریان ارائه شده توسط این دو محقق برای دو دمای اشباع $15^\circ C$ - و $30^\circ C$ - ارائه شده است.

جدول (۱): خواص ترموفیزیکی CO_2 ، R410a و R22 در دمای اشباع $15^\circ C$ [۱]

	CO_2	R410a	R22	H_2O
M	44.01	72.58	86.39	18
P_{red}	0.3105	0.0976	0.0594	0.105
ρ_l	1008	1236	1321	840.67
ρ_v	60.73	18.53	12.81	11.538
ρ_l / ρ_v	16.6	66.7	103.1	72.861
μ_l	134.1	204.5	238.4	121.72
μ_v	13.45	11.18	11.34	20.682
μ_l / μ_v	9.97	18.29	21.02	5.89
σ	0.0074951	0.00354	0.00381	0.044094
K	0.1284	0.0911	0.0681	0.64964

چنگ و همکارانش [۲۱] در سال ۲۰۰۸، یک مدل جدید برای انتقال حرارت و الگوهای جریان دوفاز CO_2 در لوله افقی ارائه نمودند. مدل ارائه شده برای الگوهای جریان بر مبنای تصحیح شش مدل ارائه شده پیشین [۲۳-۲۸] بوده است. در این مقاله و اکثر فعالیت های تجربی دیگر، برای کانال‌های غیر دایروی از قطر معادل به جای قطر هیدرولیکی استفاده شده است. قطر معادل قطری است که از برابر قرار دادن سطح کانال با یک دایره فرضی حاصل می شود. استفاده از قطر معادل سبب می شود که سرعت جرمی محاسبه شده برای مقطع اصلی (مقطع غیر دایروی) و مقطع فرضی (دایروی) یکسان باشد. همچنین سرعت میانگین در مقطع کانال نیز برای هر دو حالت یکسان خواهد بود این امر در مورد قطرهای هیدرولیکی لزوماً برقرار نیست.

در این مقاله ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز بر اساس ضرایب انتقال حرارت جوشش هسته‌ای و جابجایی و یک پارامتر فرونشانی حباب تعریف شده است. برخلاف ضرایب فرونشانی آب که معمولاً برحسب عدد لاکهارت-مارتینلی، عدد رینولدز، عدد جوشش، عدد پرانتل و ... تعریف می شود، تنها پارامتر اساسی در تعریف ضریب فرونشانی در این مقاله، ضخامت فیلم مایع می باشد. طبق تعاریف صورت گرفته، برای کیفیت‌های بخار کمتر از کیفیت انتقال رژیم لخته‌ای به حلقوی، ضریب فرونشانی، $S=1$ و برای سایر کیفیت ها از رابطه زیر محاسبه می شود:

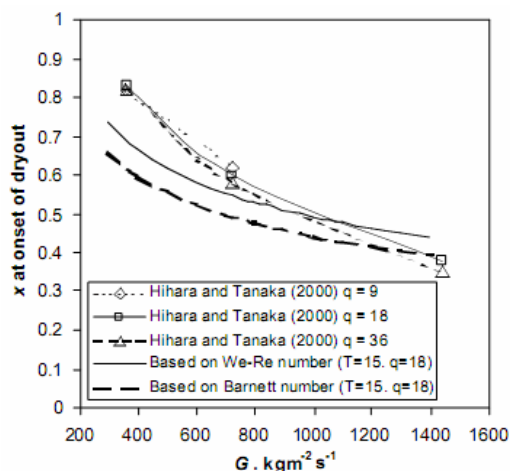
نمودند. در رابطه چن، ضریب انتقال حرارت دوفاز به صورت مجموع دو بخش جوشش هسته‌ای و جوشش جابجایی ارائه می شود. بخش انتقال حرارت جابجایی از محاسبه انتقال حرارت جابجایی اجباری مایع تکفاز در یک ضریب افزایشی و بخش انتقال حرارت جوشش هسته‌ای از محاسبه انتقال حرارت جوشش استخری در یک فاکتور کاهش بدست می آید:

$$h_{tp} = Eh_l + Sh_{nb} \quad (16)$$

ضریب انتقال حرارت جوشش هسته‌ای از رابطه زیر محاسبه می شود:

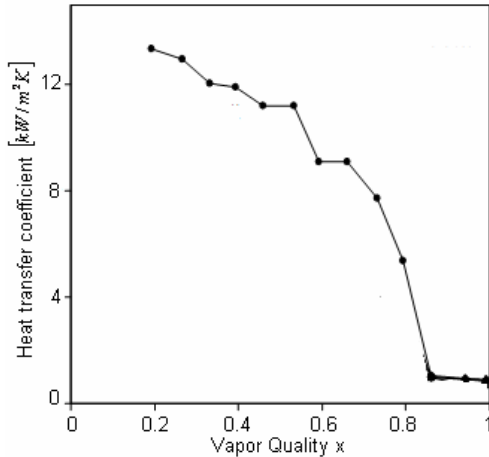
$$h_{nb} = 55 p_r^{0.12} (-\log p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} \quad (17)$$

جدول (۱) برخی از خواص ترموفیزیکی CO_2 را در مقایسه با دو مبرد دیگر نشان می‌دهد. همانطور که مشخص است، CO_2 جرم مولکولی کمتر و فشار کاهش یافته بالاتری دارد که منجر به بیشتر بودن ضریب انتقال حرارت جوشش استخری آن در مقایسه با دو مبرد دیگر می گردد.



شکل (۱۰): تغییرات کیفیت رخداد پدیده خشکی سطح برحسب سرعت جرمی [۱۴]

در این مقاله نشان داده شده است که تغییرات ضریب انتقال حرارت CO_2 نسبت به دو مبرد دیگر، تقریباً مستقل از کیفیت بخار است و این امر ناشی از کمتر بودن نسبت چگالی مایع به بخار CO_2 نسبت به دو مبرد دیگر معرفی می شود. به طور کلی ضریب انتقال حرارت جوشش جابجایی، با افزایش سرعت مایع و بخار (با افزایش کیفیت بخار) افزایش می یابد از آنجا که در جریان CO_2 ، نسبت چگالی مایع به بخار روند نزولی دارد، ضریب انتقال حرارت جابجایی این سیال عامل با افزایش کیفیت بخار تغییر چندانی نمی کند و حتی در مواردی کاهش می یابد. یکی از مهمترین بخش‌های این مقاله ارائه



شکل (۱۲): تغییرات ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز برحسب کیفیت بخار در دمای اشباع $10^{\circ}C$ [۲۸]

اوه و همکارانش [۲۹] در سال ۲۰۰۷، به بررسی آزمایشگاهی افت فشار و انتقال حرارت جریان جوششی دی اکسید کربن پرداختند. لوله مورد استفاده در آزمایش ایشان، لوله‌ای افقی به قطر داخلی ۷/۷۵ میلی متر و طول ۵ متر از جنس استیل بوده است. ترموکوپل‌ها و فشارسنج‌ها در فاصله هر ۵۰ سانتی متر در طول لوله نصب شده‌اند.

جدول (۲): روابط ارائه شده برای ضریب انتقال حرارت دوفاز در چند مرجع مختلف

نام محقق	رابطه ارائه شده برای محاسبه ضریب انتقال حرارت دوفاز
کوپر [۳۰]	$h_{fp} = 55 p_r^{0.12} q^{2/3} (-\log_{10} p_r)^{-0.55} M^{-0.5}$
گانگر و وینرتون [۳۱]	$h_{fp} = Eh_f + Sh_{nb}$ $S = 1 / (1 + 1.15 \times 10^{-6} E^2 Re_l^{1.17})$ $E = 1 + 2.4 \times 10^4 Bo^{1.16} + 1.37(1 / X_{tt})^{0.86}$
جانگ و همکاران [۳۲]	$h_{fp} = Eh_f + Sh_{nb}$ $h_{nb} = 207(k_l / b_d)(q b_d / k_l T_{sat})^{0.745} (\rho_g / \rho_l)^{0.581} p_r^{0.533}$ $b_d = 0.0146 \times 35 \times (2\sigma / g(\rho_l - \rho_g))^{0.5}$ $E = 2.37(0.29 + 1 / X_{tt})^{0.85}$ $\text{When } X_{tt} < 1, S = 4048(X_{tt})^{1.22}(Bo)^{1.13}$ $\text{When } 1 < X_{tt} < 5, S = 2.0 - 0.1(X_{tt})^{-0.28}(Bo)^{-0.33}$
کاندلیکار [۳۳]	$h_{cb} = (1.136 Co^{-0.9} + 667.2 Bo^{0.7} F_{fl}) h_l$ $h_{nb} = (0.6683 Co^{-0.2} + 1058 Bo^{0.7} F_{fl}) h_l$ $h_{fp} = \max\{h_{cb}, h_{nb}\}$
لیو و وینرتون [۳۴]	$h_{fp} = \sqrt{(Fh_l)^2 + (Sh_{nb})^2}$ $F = [1 + x Pr_l(\rho_l / \rho_g - 1)]^{0.35}$ $S = (1 + 0.055 F^{0.1} Re_l^{0.16})^{-1}$

$$S = 1 - 1.14 \left(\frac{D}{D_{ref}} \right)^2 \left(1 - \frac{\delta}{\delta_{IA}} \right)^{2.2} \quad (18)$$

در این مقاله $D_{ref} = 0.00753 m$ انتخاب شده است. δ ، ضخامت فیلم مایع و δ_{IA} ، نیز ضخامت فیلم مایع در محل انتقال الگوی جریان از لخته‌ای به حلقوی می‌باشد. این رابطه برای شرایط فیزیکی زیر ارائه شده است:

$$-28^{\circ}C \leq T_{sat} \leq 25^{\circ}C$$

$$5 \leq q \leq 32 \text{ kW/m}^2$$

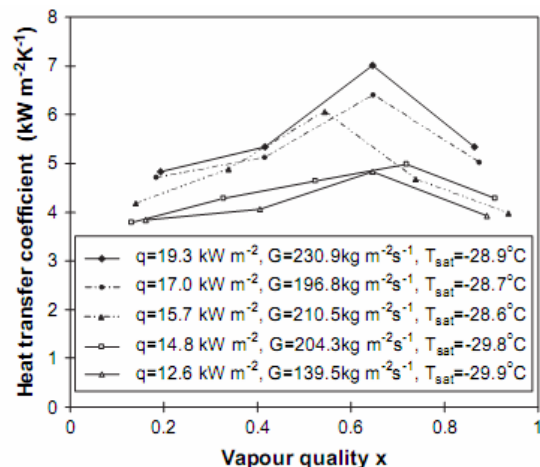
$$170 \leq G \leq 570 \text{ kg/m}^2.s$$

$$0.8 \leq D \leq 10 \text{ mm}$$

در نهایت ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز به شکل زیر تعریف می‌شود:

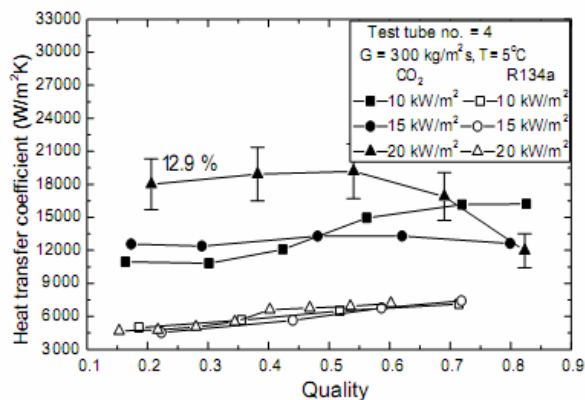
$$h_{fp} = [(S h_{nb})^3 + h_l^3]^{1/3} \quad (19)$$

در نهایت نشان داده شده است که مدل ارائه شده نتایج موجود را با دقت $\pm 30\%$ بدست می‌دهند. این روش برای بیان ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز روش معمولی است که در بسیاری از تحقیقات آزمایشگاهی از آن استفاده شده است. در ادامه به روابط ارائه شده برای ضریب انتقال حرارت دوفاز در جدول (۲) پرداخته می‌شود. اختلاف عمده این روابط در ضرایب افزایشی و کاهش‌ی آنهاست. بنسال در چند فعالیت تحقیقاتی روی جوشش دی اکسید کربن [۲۸و۱۳و۸] به این نتیجه رسید که تغییرات ضریب انتقال حرارت با کیفیت بخار در دماهای اشباع زیر صفر، صعودی و در دماهای اشباع بالای صفر، نزولی است. این امر نشان می‌دهد که رفتار حرارتی CO_2 در دماهای اشباع بالای صفر بیشتر مشابه آب و در دماهای اشباع پایین تر از صفر مشابه سایر مبردهاست. (شکل ۱۱ و ۱۲).

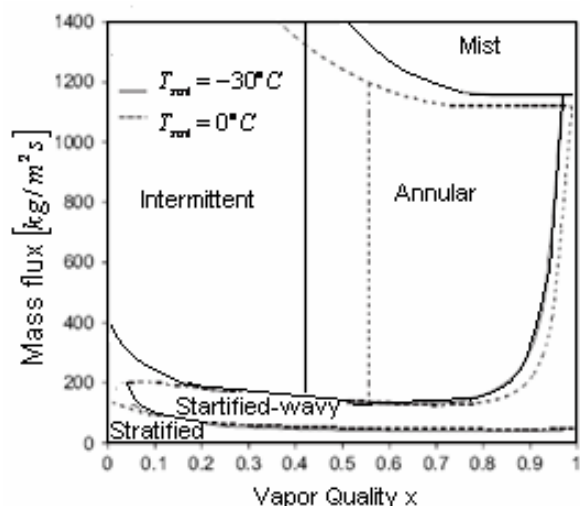


شکل (۱۱): تغییرات ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز برحسب کیفیت بخار در دمای اشباع $30^{\circ}C$ - [۲۸]

دو لوله افقی به قطرهای داخلی ۰/۹۸ و ۲ میلی متر در جریان است،
 $48 \text{ kW/m}^2 - 7 \text{ می باشد}$.



شکل (۱۴): تغییرات ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز برحسب کیفیت بخار در دمای اشباع 5°C در شارهای حرارتی متفاوت [۳۵]



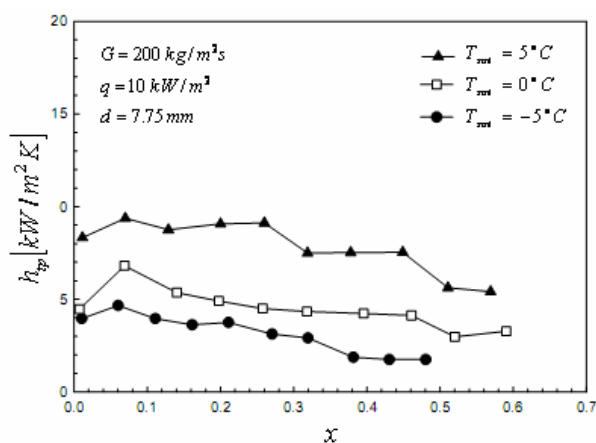
شکل (۱۵): نقشه جریان CO_2 در دو دمای اشباع مختلف [۵]

دمای اشباع CO_2 در آزمایش ایشان 5°C است. طبق گزارش ایشان، در شار حرارتی 7.2 kW/m^2 ، انتقال حرارت با افزایش کیفیت بخار افزایش می یابد. پس از این، با افزایش شار حرارتی تا 46 kW/m^2 ، انتقال حرارت ابتدا ثابت مانده و سپس به علت رخداد خشکی سطح، کاهش می یابد. در این مقاله رابطه زیر برای محاسبه ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز CO_2 ، ارائه شده است.

$$h_{tp} = 16.26q^{0.72} \text{Pr}^{0.88} \quad (20)$$

که Pr عدد پراتل مایع می باشد. لازم به ذکر است که ضریب انتقال حرارت مبردهای گروه R با $q^{0.62}$ متناسب است. این امر نشان

محدوده شار گرمی این آزمایش $200 - 500 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ، محدوده شار حرارتی، $10 - 40 \text{ kW/m}^2$ می باشد. آزمایش برای شرایط جریان با سه دمای اشباع 5°C ، 0°C و -5°C انجام شده است. برخلاف نظریه بنسال [۲۸ و ۱۳ و ۸]، مبنی بر سیر صعودی انتقال حرارت با کیفیت بخار، در دماهای اشباع زیر صفر و سیر نزولی آن در دماهای اشباع بالای صفر، در این آزمایش روند تغییرات ضریب انتقال حرارت با کیفیت بخار در هر سه دمای اشباع مورد بررسی، روند نزولی دارد.



شکل (۱۳): تغییرات ضریب انتقال حرارت جریان دوفاز برحسب کیفیت بخار در سه دمای اشباع 5°C و 0°C و -5°C [۲۹]

یون و همکارانش در سال ۲۰۰۵، [۳۵] به بررسی انتقال حرارت و پدیده خشکی سطح جریان دی اکسید کربن در میکروکانالها پرداختند. میکروکانالهای مورد بررسی در آزمایش ایشان میکروکانالهای مستطیلی با محدوده قطر ۱/۰۸ تا ۱/۵۴ میلی متر بوده است. آزمایش برای نرخ های گرمی مختلف دی اکسید کربن در محدوده $200 - 400 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ و شار حرارتی $10 - 20 \text{ kW/m}^2$ انجام شده است. سه دمای اشباع مختلف $0.5, 10^\circ\text{C}$ روی مدل آزمایشی اعمال شده است. نتایج آزمایش ایشان نشان می دهد که انتقال حرارت CO_2 ، 53% بیشتر از انتقال حرارت مبرد R134a در شرایط یکسان است. مشابه گزارش تحقیقات پیشین، اثر شار حرارتی نسبت به شار گرمی بر انتقال حرارت بیشتر بوده است.

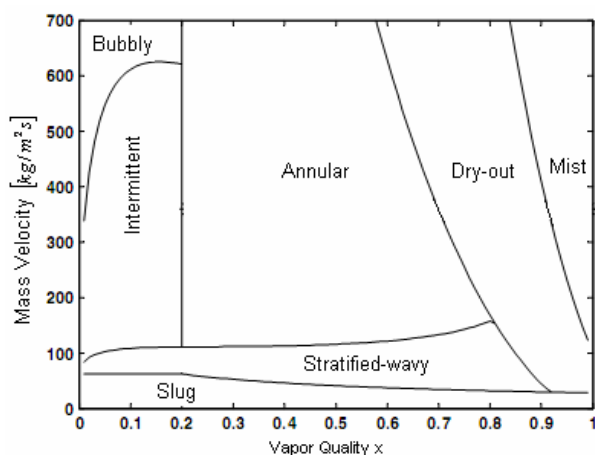
ژائو و بنسال [۸] در یک کار آزمایشگاهی، برای دو دمای اشباع مختلف 0°C و -30°C ، در لوله به قطر $4/57$ میلی متر نقشه جریانی به شکل (۱۵) ارائه نمودند. لوله مورد بررسی در آزمایش ایشان لوله افقی از جنس استیل بوده است. یون و همکارانش [۳۶] در سال ۲۰۰۵، به بررسی آزمایشگاهی انتقال حرارت جریان دوفاز در اکسید کربن در شارهای گرمی بالا، $500 - 3570 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ، محدوده شار حرارتی اعمال شده به جریان CO_2 که در

که Bo ، عدد جوشش می باشد و به شکل زیر تعریف می شود:

$$Bo = \frac{q}{G \cdot h_{fg}} \quad (23)$$

h_{fg} ، نشان دهنده گرمای نهان تبخیر سیال است.

مدل تجربی ارائه شده توسط تام، وتجان و چنگ [۱۱] برای شبیه سازی انتقال حرارت جریان CO_2 در مینی کانال ها، نسبت به سایر مدل های موجود، دقت بیشتری داشته و محدوده وسیعی از شرایط هندسی و کارکرد جریان را پوشش می دهد. با این وجود، این مدل قابلیت شبیه سازی جریان دی اکسید کربن در سیستم تهویه خودرو را دارا نیست. بدین دلیل که نرخ جریان گرمی دی اکسید کربن در مجاری سیستم تهویه خودرو خارج از محدوده پاسخگویی این مدل است. از طرف دیگر شار حرارتی در برخی از کاربردهای صنعتی جریان دی اکسید کربن، از شار حرارتی ماکزیمم این مدل فراتر می رود. که منجر به عدم کارایی این مدل در شبیه سازی این کاربردها می گردد. کاستی های موجود در مدل تام- وتجان- چنگ، ایشان را بر آن داشت تا با استفاده از داده های ۱۳ آزمایش مختلف محققین گذشته، و بر مبنای مدل پیشین خود، مدلی جدید ارائه دهند. نقشه الگوی جریان ارائه شده، شامل کلیه رژیم های جریان دوفاز بود.



شکل (۱۷): نقشه الگوی جریان تصحیح شده تام-وتجان-چنگ [۱۱]

۳-۲- افت فشار جریان دوفاز دی اکسید کربن

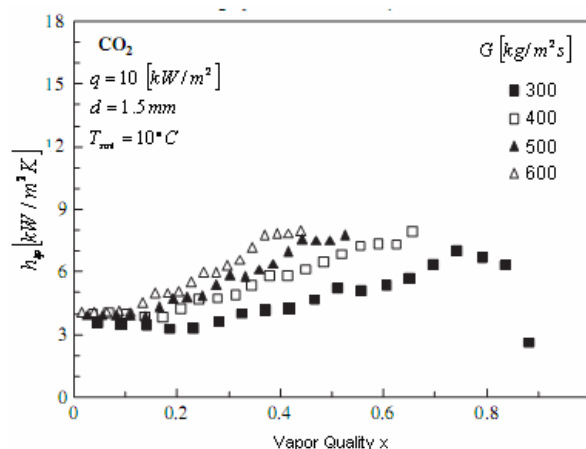
همانطور که در بخش گذشته اشاره شد، مینی کانال ها و میکروکانال ها و به طور کلی کانال های با ابعاد کوچک، به دلیل داشتن سطح انتقال حرارت موثر بیشتر، حرارت بیشتری را نسبت به کانال های بزرگتر انتقال می دهند. این درحالیست که افت فشار در این دسته کانال ها نسبت به میکروکانال ها بیشتر است که این امر از معایب کانال های کوچک است، البته میزان هزینه های اضافه شده به سیستم، ناشی از افزایش افت فشار در برابر فواید افزایش انتقال

دهنده حساسیت بیشتر انتقال حرارت دی اکسید کربن به شار حرارتی است. چویی و همکارانش [۳۷] در سال ۲۰۰۷ به مقایسه انتقال حرارت دوفاز سه سیال عامل R134a و R22 و CO_2 پرداختند. ایشان آزمایش خود را روی دو لوله به قطرهای داخلی ۱/۵ میلی متر و ۳ میلی متر به طول ۲ متر از جنس استیل، انجام دادند. دمای اشباع سه سیال عامل در این فعالیت آزمایشگاهی، $10^\circ C$ می باشد. در این مقاله روند تغییرات انتقال حرارت جریان دوفاز CO_2 ، با تغییرات کیفیت بخار یک روند صعودی است. ایشان در آزمایش خود مشاهده نمودند که ضریب انتقال حرارت CO_2 ، تا حدود زیادی به شار گرمی وابسته است (شکل ۱۶). چویی سپس به ارائه یک رابطه جهت مدلسازی انتقال حرارت سه مبرد مذکور پرداخت. رابطه ارائه شده توسط ایشان همان رابطه Chen [۲۲] با ضرایب افزایشی و کاهش می متفاوت بود. ضریب افزایشی پیشنهاد شده برای محاسبه سهم انتقال حرارت جابجایی عبارت است از:

$$E = 0.042\phi_1^2 + 0.958 \quad (21)$$

$$\phi_1^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}$$

ϕ_1^2 ، پارامتر لاکهارت- مارتینلی و X پارامتر اساسی لاکهارت- مارتینلی است. ضریب C نیز با استفاده از مدل چیشولم [۳۸] محاسبه می شود.



شکل (۱۶): تغییرات ضریب انتقال حرارت دوفاز CO_2 برحسب کیفیت بخار و وابستگی آن به شار گرمی [۳۷]

در این مقاله رابطه ای برای محاسبه ضریب کاهش (نسبت انتقال حرارت جوشش استخری به انتقال حرارت جوشش هسته ای) به شکل زیر ارائه شده است:

$$S = 469.1689(\phi_1^2)^{-0.2093} Bo^{0.7402} \quad (22)$$

$$u_g = \frac{\dot{m}x}{\rho_g \alpha} \quad (25)$$

f_i ضریب اصطکاک دوفاز در رژیم جریان حلقوی است که با استفاده از نتایج آزمایش چنگ عبارت است از:

$$(f_i)_{annular} = 3.128 Re_g^{-0.454} We_l^{-0.0308} \quad (26)$$

از: Re_g عدد رینولدز فاز بخار و We_l عدد وبر فاز مایع عبارت است از:

$$Re_g = \frac{\dot{m}x d}{\mu_g \alpha} \quad (27)$$

$$We_l = \frac{\rho_l u_l^2 d}{\sigma_l} \quad (28)$$

چنگ [۱۱] در ادامه مقاله خود به ارائه روابطی برای محاسبه افت فشار اصطکاکی در رژیم های لخته ای، حبابی، مجزا و قطره ای نیز پرداخته است که در اینجا از ذکر این روابط خودداری می شود. در کار آزمایشگاهی پارک و هرنجک [۱۸]، افت فشار اصطکاکی جریان دوفاز سه مبرد CO_2 ، R410a و R22، در یک لوله افقی تحت شرایط آدیاباتیک مقایسه شده است. طبق بررسی های آزمایشگاهی ایشان، افت فشار اصطکاکی برای هر سه مبرد با افزایش شار گرمی، افزایش می یابد. این بخش از افت فشار با کاهش دمای اشباع مبرد، بخاطر افزایش لزجت مایع و کاهش چگالی بخار، افزایش می یابد. در آزمایش ایشان مشاهده شده است که افت فشار اصطکاکی CO_2 ، در مقایسه با دو مبرد دیگر بسیار کمتر است.

اوه ادعا می کند که مدل افت فشار چویی نتایج آزمایشگاهی ایشان را با دقت 13.9% تخمین زده است. در مدل چویی افت فشار جریان جوششی از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$\Delta p = \left[f_{fp} + \frac{(x_{out} - x_{in})d}{x_m L} \right] \frac{G^2 L v_{tp}}{d} \quad (29)$$

که در این رابطه، x_m ، کیفیت بخار میانگین، x_{in} ، x_{out} کیفیت بخار در خروجی و ورودی لوله و f_{fp} ، ضریب اصطکاک است که به شکل زیر تعریف می شود:

$$f_{fp} = 0.05 Re^{0.095} K_f^{0.155} \quad (30)$$

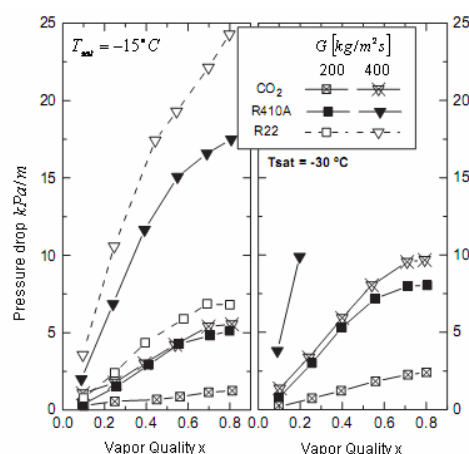
$$K_f = \frac{(x_{out} - x_{in}) h_{fg}}{L g} \quad (31)$$

v_{tp} ، حجم مخصوص جریان دوفاز است که با استفاده از مدل همگن محاسبه می شود.

۴- جمع بندی

با مقایسه جریان مبردها در دمای اشباع یکسان می توان دریافت که الگوی جریان CO_2 با سایر مبردها متفاوت است. به طور کلی شروع پدیده خشکی سطح و تبدیل الگوی جریان به جریان قطره ای برای

حرارت بسیار ناچیز است. به همین دلیل است که امروزه استفاده از کانال های با قطر کوچک در صنعت، بسیار رایج گشته است. با این وجود همچنان تلاش بر کاهش میزان افت فشار جریان در این دسته از کانال ها ادامه دارد. یکی از پارامترهای موثر بر افت فشار جریان، نوع سیال عامل جریان یافته در کانال هاست. فرایند تبخیر در کانال های کوچک به دو جهت جریان را تحت تاثیر قرار می دهد: اول آنکه باعث تغییر مقادیر افت فشار می شود که این امر ناشی از اضافه شدن مولفه شتابی افت فشار است که میزان آن نسبت به افت فشار کل، خصوصا در دبی های بالا، قابل ملاحظه است. دوم آنکه کوچک بودن قطر کانال تاثیر نیروی کشش سطحی در ساختار جریان دوفاز را بیشتر می کند. افت فشار بالا در کانال های کوچک، پارامتر نامطلوبی است زیرا منجر به کاهش عملکرد انتقال حرارت سیستم و تغییر الگوی جریان می شود [۲۲ و ۳۹]. نتایج نشان می دهند که در میان سیال عامل های رایج مورد استفاده (آب، CO_2 و مبردهای گروه R) CO_2 و پس از آن آب کمترین افت فشار را در کانال های کوچک در شرایط یکسان تجربه می کند. [۳۵ و ۴۰ و ۴۱] این امر در یکی از آزمایش های ژائو و بنسال [۲۸] نیز نشان داده شد (شکل ۱۸). چنگ و همکارانش در سال ۲۰۰۸ [۱۱] رابطه ای برای محاسبه افت فشار اصطکاکی جریان CO_2 در رژیم های مختلف ارائه نمودند. در روابط ارائه شده، برای مقاطع غیر دایروی، از قطر معادل استفاده شده است. معادله اساسی ارائه شده برای محاسبه افت فشار اصطکاکی مشابه معادله اساسی مدل های سایر سیال های عامل است و تنها اختلاف موجود مربوط به ضریب اصطکاک جریان است.



شکل (۱۸): مقایسه افت فشار دی اکسید کربن با سیال عامل های R410A و R22 [۱۸]

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_{annular} = 2 f_i \frac{\rho_g u_g^2}{d} \quad (24)$$

در روابط فوق اندیس‌های l, g معرف مشخصات فاز بخار و مایع می‌باشند. همانطور که مشخص است، در شرایط شار جرمی، کیفیت و دمای اشباع یکسان برای سه مبرد، افت فشار اصطکاکی جریان تنها به خواص ترموفیزیکی سیال‌ها وابسته است. با توجه به جدول (۱) چگالی بخار CO_2 ، به ترتیب 230% و 370% بیشتر از چگالی مبردهای R410a و R22 است. از طرفی لزجت CO_2 ، از دو مبرد دیگر اندکی بیشتر است که در برابر افزایش ایجاد شده ناشی از چگالی بخار، قابل صرف نظر است.

۵- نتیجه گیری

با توجه به نتایج آزمایش‌های انجام شده در زمینه جوشش دی اکسید کربن، به موارد زیر می‌توان اشاره نمود:

۱- ضریب انتقال حرارت دوفاز دی اکسید کربن به مراتب بزرگتر از سایر مبردها و آب است.

۲- در دماهای اشباع بالای صفر، ضریب انتقال حرارت جابجایی CO_2 در کیفیت‌های پایین بخار، با افزایش شار حرارتی افزایش می‌یابد و معمولاً مستقل از تغییرات شار جرمی می‌باشد. در این محدوده از دماهای اشباع، پدیده خشکی سطح در کیفیت‌های پایین تری نسبت به سایر مبردها رخ می‌دهد.

۳- صافی سطح، جنس لوله و روش‌های گرمایش لوله روی رفتار حرارتی جریان CO_2 (تغییرات ضریب انتقال حرارت با کیفیت بخار) بسیار موثر است.

۴- در دماهای اشباع پایینتر از $-5^\circ C$ ، خشکی سطح در کیفیت‌های بالاتری رخ می‌دهد. $(x > 0.8)$ انتقال حرارت نیز نسبت به تغییرات شار حرارتی حساس‌تر از تغییرات شار جرمی است. این امر نشان دهنده غالب تر بودن مکانیزم جوشش هسته ای نسبت به جوشش جابجایی است. که می‌تواند یکی از مهمترین اختلاف‌های دی اکسید کربن با سایر سیال‌های رایج باشد.

۵- افت فشار جریان دوفاز دی اکسید کربن بسیار کمتر از جریان با شرایط مشابه سیال‌های دیگر است.

بیشتر بودن ضریب انتقال حرارت در کنار کمتر بودن افت فشار جریان دوفاز دی اکسید کربن و نیز دسترس پذیری بالای این سیال، دلایل مناسبی جهت جایگزینی سایر سیال‌ها با CO_2 است. بدین منظور در چند سال اخیر به منظور شناخت بیشتر رفتار این سیال، تحقیقات فراوانی در زمینه جوشش CO_2 صورت گرفته است. وجود اختلاف زیاد بین نتایج آزمایش‌های انجام شده و موجود

سیال عامل دی اکسید کربن زودتر از سایر مبردها (در کیفیت‌های پایین تر) رخ می‌دهد. کمتر بودن کشش سطحی و نیز کمتر بودن نسبت دانسیته مایع به بخار در دی اکسید کربن نسبت به سایر مبردها منجر به غالب شدن جوشش هسته ای در کیفیت‌های پایین بخار می‌شود؛ از طرفی کمتر بودن نسبت دانسیته مایع به بخار در دی اکسید کربن نسبت به سایر مبردها، منجر به کمتر بودن سرعت بخار CO_2 شده که به نوبه خود فرونشانی حباب‌ها را به سمت کیفیت‌های بالاتر به تاخیر می‌اندازد [۱۳].

نتایج آزمایش‌های مختلف روی جریان دوفاز دی اکسید کربن در این مقاله از دو دیدگاه انتقال حرارت و افت فشار بررسی شد. تحقیقات مختلف مبنی بر امکانات آزمایشگاهی در فشارهای کارکرد مختلف انجام شده است. با مقایسه‌ای در میان نتایج آزمایش‌ها در فشارهای متفاوت می‌توان دریافت که با افزایش فشار کارکرد CO_2 ، که منجر به افزایش دمای اشباع آن نیز می‌شود، انتقال حرارت CO_2 افزایش می‌یابد. با افزایش دمای اشباع، کشش سطحی CO_2 کاهش یافته که این امر منجر به غالبتر گشتن رژیم جریان جوشش هسته‌ای و در نتیجه افزایش میزان انتقال حرارت جریان دوفاز می‌گردد. (بیشتر اشاره شد که سهم انتقال حرارت جوشش هسته‌ای دی اکسید کربن بیشتر از سهم انتقال حرارت جوشش جابجایی آن است) کشش سطحی CO_2 ، در دمای اشباع $0^\circ C$ ، $5^\circ C$ و $10^\circ C$ به ترتیب، $0.0046 N/m$ ، $0.0036 N/m$ و $0.0028 N/m$ می‌باشد.

بدین ترتیب به منظور افزایش کارایی انتقال حرارت دی اکسید کربن بهتر است از این مبرد در دماهای اشباع بالای صفر استفاده شود. دیدگاه دیگر مورد بررسی در این مقاله، افت فشار جریان دوفاز دی اکسید کربن بوده است. مبنی بر گزارش آزمایش‌های مختلف در شرایط کارکرد متفاوت ثابت شده است که افت فشار دی اکسید کربن بسیار کمتر از افت فشار سایر مبردهای رایج در صنعت در شرایط مشابه کارکرد می‌باشد. به منظور توجیه این امر با استفاده از رابطه مولر [۱۳] به مقایسه افت فشار اصطکاکی سه سیال عامل CO_2 ، R410a و R22 پرداخته می‌شود:

(۳۲)

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{frictional} = a(1-2x)(1-x)^{1/3} + b[2x(1-x)^{1/3} + x^3]$$

به طوریکه ضرایب a و b در رابطه فوق عبارتند از:

$$a = \left(\frac{dp}{dz}\right)_l = 0.079 \left(\frac{\mu_l}{GD}\right)^{0.25} \left(\frac{2G^2}{D\rho_l}\right) \quad (33)$$

$$b = \left(\frac{dp}{dz}\right)_g = 0.079 \left(\frac{\mu_g}{GD}\right)^{0.25} \left(\frac{2G^2}{D\rho_g}\right)$$

annular	جریان حلقوی
cb	جوشش جابجایی
f	اصطکاک
g	گاز(بخار)
h	هیدروستاتیکی
IA	گذر از رژیم لخته ای به حلقوی
in	ورودی
l	مایع
m	متوسط
nb	جوشش هسته ای
out	خروجی
ref	شرایط مرجع
sat	اشباع
tp	دوفاز
w	دیواره

۷- مراجع

- [1] ASHREA Handbook, Fundamentals, 2005.
- [2] R. Yun, Y. Kim, M.S. Kim and Y. Choi, "Boiling heat transfer and dryout phenomenon of CO2 in a horizontal smooth tube", International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol.46, pp.2353-2361, 2002.
- [3] S.G. Kandlikar, M.E. Steinke, "Predicting Heat Transfer During Flow Boiling in Minichannels and Microchannels", ASHRAE Transactions 109, Pt. 1 CH-03-13-1, 2003.
- [4] W. Qu, I. Mudawar, "Measurement and correlation of critical heat flux in two-phase micro-channel heat sinks", International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 47, pp. 2045-2059, 2004.
- [5] A. M. Bredesen, A. Hafner, J. Pettersen, P. Neksa and K. Afleck, "Heat transfer and pressure drop for in-tube evaporation of CO2", in proceeding the international conference on heat transfer issues in natural refrigerants, college park, MD 1-15, 1997.
- [6] Y. Zhao, M. M. Ohadi, S. V. Dessiatoun, M. Molki and J. Darabi, "Forced convection boiling heat transfer of CO2 in horizontal tubes", in: AJTE99-6249, Proceedings of the Fifth ASME/JSME Joint Thermal Engineering Conference, SanDiego, CA, 1999.
- [7] R. Yun, Y. Kim, "Critical quality prediction for saturated flow boiling of CO2 in horizontal small diameter tubes", International Journal of Heat and Mass Transfer Vol.46, pp.2527-2535, 2003.
- [8] X. Zhao, P. K. Bansal, "Flow boiling heat transfer characteristics of CO2 at low temperatures", International Journal of Refrigeration, Vol. 30, pp.937-945, 2007.
- [9] K. Choi, A. S. Pamitran and J. Oh, "Two-phase flow heat transfer of CO2 vaporization in smooth horizontal

نبودن یک مدل مناسب، بر مبنای رفتار دی اکسید کربن، باعث می شود که همچنان جای تحقیق در این زمینه موجود باشد.

۶- علائم و اختصارات

A_s	مساحت، m^2
Bo	عدد بی بعد جوشش
c_p	ظرفیت گرمایی ویژه، $kJ/kg.K$
C	ضریب ثابت در رابطه لاکهارت-مارتینلی
C_f	ضریب اصطکاک مایع
D	قطر لوله، m
e	انرژی داخلی، kJ/kg
E	فاکتور افزایشی انتقال حرارت
f_i	ضریب اصطکاک
F	ضریبی که به نوع سیال وابسته است.
g	شتاب ثقل، m/s^2
G	سرعت جریان جرمی، $kg/m^2.s$
h	ضریب انتقال حرارت، $W/m^2.K$
i	آنتالپی، kJ/kg
k	ضریب رسانش، $W/m.K$
K	انحنای سطح، $1/m$
L	طول لوله، m
\dot{m}	نرخ جریان جرمی، kg/s
M	جرم مولکولی، kg
Nu	عدد بی بعد نوسلت
p	فشار، N/m^2
Δp	افت فشار، N/m^2
Pr	عدد بی بعد پراوتل
q	شار حرارتی W/m^2
S	فاکتور کاهش/افروشناسی انتقال حرارت
u	مولفه سرعت در راستای جریان m/s
v	حجم مخصوص، m^3/kg
V	حجم
We	عدد وبر
x	کیفیت بخار $x = m_v/m$
X, X_{tt}	پارامتر لاکهارت-مارتینلی
ρ	چگالی، kg/m^3
σ	کشش سطحی، N/m
θ	زاویه راستای جریان با افق
δ	ضخامت فیلم مایع، m
Γ	شار انتقال جرم $kg/m^2.s$
φ_l^2	پارامتر لاکهارت-مارتینلی
μ	لزجت، $N.s/m^2$
τ	تنش برشی، N/m^2
a	شتابی

- [24] R. Revellin, J. R. Thome, "Experimental investigation of R-134a and R-245fa two-phase flow in microchannels for different flow conditions", *International Journal of Heat and Fluid Flow*, Vol. 28, pp. 63-71, 2006.
- [25] W. Qu, I. Mudawar, "Flow boiling heat transfer in two-phase micro-channel heat sinks—II. Annular two-phase flow model", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol.46, pp.2773–2784, 2003.
- [26] L. Zhang, J. M. Koo, L. Jiang, M. Asheghi, K. E. Goodson, J. G. Santiago and T. W. Kenny, "Measurements and modelling of two-phase flow in microchannels with nearly constant heat flux boundary conditions", *Journal of microelectromech. syst.*, Vol.11, pp.12-19, 2002.
- [27] R. Revellin, J. R. Thome, "Adiabatic two-phase frictional pressure drops in micro channels", *Experimental Thermal & Fluid Science*, Vol. 31, pp.673-685, 2007.
- [28] P. Bansal, "Experimental Investigation on Flow Boiling Heat Transfer of CO₂ at Low Temperatures", *Heat Transfer Engineering*, Vol.30, pp.2–11, 2009.
- [29] H. K. Oh, H. G. Ku, G. S. Roh, C. H. Son and S. J. Park, "Flow boiling heat transfer characteristics of carbon dioxide in a horizontal tube", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 28, pp.1022–1030, 2008.
- [30] M. G. Cooper, "Heat flow rates in saturated nucleate pool boiling a wide-range examination using reduced properties", *Adv. Heat transfer*, Vol.16, pp.157-239, 1984.
- [31] K. E. Gungor, R. H. S. Winterton, "A general correlation for flow boiling in tubes and annuli", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol.65 (3), pp.351- 358, 1986.
- [32] D. S. Jung, M. McLinden, R. Radermacher and D. Didion, "A study of flow boiling heat transfer with refrigerant mixtures", *International Journal of Heat Mass Transfer* Vol.32 (9), pp.1751-1764, 1989.
- [33] S. G. Kandlikar, "A general correlation for saturated two-phase flow boiling horizontal and vertical tubes", *Trans. ASME*, Vol.112, pp.219e 228, 1990.
- [34] Z. Liu, R. H. S. Winterton, "A general correlation for saturated and subcooled flow boiling in tube and annuli", based on a nucleate pool boiling equation *International Journal of Heat Mass Transfer*, Vol.34 (11), pp.2759-2766, 1991.
- [35] R. Yun, Y. Kim and M. S. Kim, "Convective boiling heat transfer characteristics of CO₂ in microchannels", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol.48, pp.235–242, 2005.
- [36] Y. Yun, Y. Kim and M. S. Kim, "Flow boiling heat transfer of carbon dioxide in horizontal mini tubes", *International Journal of Heat and Fluid Flow*, Vol.26, pp.801–809, 2005.
- [37] K. Choi, A. S. Pamitran, C. Y. Oh and J. T. Oh, "Boiling heat transfer of R-22, R-134a, and CO₂ in horizontal smooth minichannels", *International Journal of Refrigeration*, Vol.30, pp.1336-1346, 2007.
- [10] D. Gorenflo, S. Kotthoff, "Review on pool boiling heat transfer of carbon dioxide", *International Journal of Refrigeration*, Vol.28, pp.1169–1185, 2005.
- [11] L. Cheng, G. Ribatski and J. R. Thome, "New prediction methods for CO₂ evaporation inside tubes: Part II—An updated general flow boiling heat", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol.51, pp.125–135, 2008.
- [12] C. Y. Park, "Carbon dioxide and R410 flow boiling heat transfer, pressure drop and flow pattern in horizontal tubes at low temperatures", PhD dissertation, University of Illinois, 2006.
- [13] X. Zhao, P. Bansal, "Critical review of flow boiling heat transfer of CO₂–lubricant mixtures", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol.51, pp.5452-5462, 2008.
- [14] J. Petersen, "Flow vaporization of CO₂ in microchannel tubes", *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol.28, pp.111–121, 2004.
- [15] E. Hihara, S. Tanaka, "Boiling heat transfer of carbon dioxide in horizontal tubes", in *Proceedings of 4th IIRGustav Lorentzen Conference*, Purdue University, pp. 279–284, 2000.
- [16] J. R. Thome, "Boiling phenomena and two-phase flow", Clarendon Press-Oxford, 2000.
- [17] S. Koyama, K. Kuwahara, E. Shinmura and S. Ikeda, "Experimental Study on Flow Boiling of Carbon Dioxide in a Horizontal Small Diameter Tube", *IIR Conference on Thermo-physical Properties and Transfer Processes of New Refrigerants*, Paderborn, Germany, October 3-5, 2001.
- [18] C. Y. Park, P. S. Hrnjak, "CO₂ and R410A flow boiling heat transfer, pressure drop, and pressure drop of CO₂ in macro- and micro-channels", *Int. J. Refrigeration*, Vol.28, pp.1149-1168, 2005.
- [19] J. R. Thome, P. V. Wotjan, "Flow pattern at low temperatures in a horizontal smooth tube", *International Journal of Refrigeration*, Vol. 30, pp.166-178, 2007.
- [20] J. G. Collier, J. R. Thome, "Convective boiling and condensation", Clarendon Press-Oxford. 1996.
- [21] L. Cheng, G. Ribatski, J. Moreno and J. R. Thome, "New prediction methods for CO₂ evaporation inside tubes: Part I – A two-phase flow pattern map and a flow pattern based phenomenological model for two-phase flow frictional pressure drops", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol.51, pp.111–124, 2008.
- [22] J. M. Koo, "Modeling of convective boiling in microchannels", PhD dissertation", Stanford university of technology, June 2005.
- [23] S. G. Kandlikar, "Development of a Flow Boiling Map for Saturated and Subcooled Flow boiling of Different Fluids in Circular Tubes", *Journal of Heat Transfer*, Vol.113, pp. 190-200, 1991.

- [40] M. A. Kedzierski, "Microchannel heat transfer, pressure drop and macro prediction methods", HEFAT 2nd International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, Paper number: K4, 2003.
- [41] W. Qu, I. Mudawar, "Flow boiling heat transfer in two-phase micro-channel heat sinks—I. Experimental investigation and assessment of correlation methods", International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol.46, pp.2755–2771, 2003.
- [38] T. H. Yen, M. Shoji, F. Takemura, Y. Suzuki and N. Kasagi, "Visualization of convective boiling heat transfer in single microchannels with different shaped cross-sections", International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol.49, pp.3884–3894, 2006.
- [39] L. Cheng, G. Ribatski and J. R. Thome, "New prediction methods for CO₂ evaporation inside tubes: Part II—An updated general flow boiling heat", International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol.51, pp.125–135, 2008.