

شبیه‌سازی CFD انتقال حرارت رژیم جریانی دو فازی تیلور گذرنده از یک کانال واکنشگاه مونولیتی

امین حسونند

استادیار مهندسی شیمی، دانشگاه لرستان

تاریخ دریافت: ۹۵/۰۷/۰۸ تاریخ پذیرش: ۹۶/۰۶/۲۶

پیام‌نگار: amin.hassanvand@gmail.com

چکیده

در این تحقیق، انتقال حرارت در یک کانال واکنشگاه مونولیتی تحت رژیم جریانی تیلور با بهره‌گیری از شبیه‌سازی CFD مطالعه شده است. به منظور شبیه‌سازی هیدرودینامیکی رژیم تیلور، این رژیم را به صورت دوره‌ای با تقارن محوری فرض کردیم و برای ردیابی فصل مشترک گاز-مایع در یک سلول واحد از روش VOF بهره گرفتیم. در این حالت حباب ساکن است و جریان مایع از روی آن عبور می‌کند. به منظور بررسی اثر افزودن حباب تیلور بر انتقال حرارت جریان دو فازی گذرنده از یک کانال واکنشگاه مونولیتی، شبیه‌سازی CFD انتقال حرارت جریان تک فازی صرفاً مایع هم انجام شده است و اعداد ناسلت موضعی و متوسط جریانهای تک فازی و دوفازی با هم مقایسه شده اند. در ادامه تأثیر عدد موئینه و کسر حجمی گاز بر انتقال حرارت مورد مطالعه قرار گرفته است. نتایج نشان می‌دهند که در هر عدد موئینه خاص با افزایش کسر حجمی گاز، عدد ناسلت متوسط افزایش می‌یابد و در یک کسر حجمی ثابت با افزایش عدد موئینه تا حدود ۰/۲ میزان عدد ناسلت متوسط افزایش می‌یابد و سپس با افزایش هرچه بیشتر عدد موئینه عدد ناسلت متوسط به آرامی کاهش می‌یابد.

کلیدواژه‌ها: واکنشگاه مونولیتی، رژیم تیلور، انتقال حرارت، شبیه‌سازی CFD.

۱. مقدمه

فیشر- تروپش [۴] اشاره کرد. این واکنشگاه‌ها از تعداد زیادی کانال موئین تشکیل شده‌اند که سطح آنها از کاتالیست پوشیده شده است. معمولاً در شرایط عملیاتی برای رسیدن به حداکثر کارایی تلاش می‌شود که رژیم جریانی در واکنشگاه‌های مونولیتی، رژیم تیلور باشد. جریان تیلور، رژیمی پویا و دوره‌ای از یک‌رشته حباب همانند است. در این رژیم، حبابهای گاز تقریباً تمام سطح مقطع لوله را پر می‌کند و یک فیلم بسیار نازک بین حباب و دیواره لوله تشکیل می‌شود. حبابهای گاز در رژیم جریانی تیلور با استفاده از لخته‌های

امروزه بهره‌گیری از واکنشگاه‌های مونولیتی در صنایع نفت به علت مزیت‌هایی چون نسبت سطح به حجم بالای کاتالیست، آهنگ انتقال جرم بالا، افت فشار کم و نیز راحتی افزایش مقیاس رو به افزایش است. این واکنشگاه‌ها به طور وسیع در واکنشهای چندفازی کاتالیستی کاربرد دارند؛ مثلاً، می‌توان به فرایند هیدروژن‌دار کردن [۱]، گوگردزایی [۲]، اکسایش [۳] و سنتز

* خرم‌آباد، دانشگاه لرستان، دانشکده فنی و مهندسی، گروه مهندسی پلیمر

این مطالعات انتقال حرارت در رژیم جریانی تیلور با شرط مرزی حرارتی H2 بررسی شده است.

پارامترهای مختلفی بر انتقال حرارت رژیم تیلور در واکنشگاه مونولیتی تأثیر می‌گذارند، که از آن جمله می‌توان به کسر حجمی گاز، عدد موئینگی، سرعت حباب، طول و قطر سلول واحد اشاره کرد. یکی از مهمترین مسائل در مطالعه انتقال حرارت واکنشگاه‌های مونولیتی بررسی تأثیر عدد موئینگی بر انتقال حرارت آنهاست، زیرا با تغییر جنس سیال گذرنده از واکنشگاه و نیز تغییر پارامترهای هیدرودینامیکی، عدد موئینگی در واکنشگاه مونولیتی تغییر می‌کند و به تبع آن هیدرودینامیک رژیم تیلور و سایر پدیده‌های همراه نظیر انتقال جرم و حرارت تحت تأثیر قرار می‌گیرند. باید گفت که با توجه به بررسی نویسنده تاکنون به این موضوع در تحقیقات انجام شده در این زمینه پرداخته نشده است. از این‌رو، در تحقیق حاضر، تأثیر عدد موئینگی بر انتقال حرارت در رژیم جریانی تیلور در کسر حجمی‌های مختلف گاز با استفاده از شبیه‌سازی CFD مطالعه شده است. برای شبیه‌سازی هیدرودینامیک رژیم تیلور در یک سلول واحد از روش VOF بهره گرفته شده است. در این حالت، حباب به صورت ساکن در نظر گرفته شده و جریان مایع از روی آن عبور می‌کند. همچنین، به منظور بررسی اثر افزودن حباب تیلور بر انتقال حرارت جریان دو فازی گذرنده از لوله موئین، شبیه‌سازی CFD انتقال حرارت جریان تک فازی صرفاً مایع هم انجام شده است و اعداد ناسلت موضعی و متوسط جریانهای تک فازی و دوفازی با هم مقایسه شده‌اند.

۲. معادلات حاکم

در این تحقیق برای ردیابی فصل مشترک از روش VOF استفاده شده است. در روش VOF برای هر دو فاز یک دسته معادله پیوستگی و تکانه حل می‌شود. با استفاده از این روش می‌توان پارامترهای مربوط به هیدرودینامیک جریانهای دو فازی دارای فصل مشترک واضح را محاسبه کرد. در این روش، متغیرهایی چون فشار و سرعت بین دو فاز به اشتراک گذارده می‌شود. معادلات پیوستگی و تکانه و انرژی در این روش از این قرارند [۱۳]:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{u}) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{D\rho \mathbf{u}}{Dt} = -\nabla p + \mu \nabla^2 \mathbf{u} + \rho \mathbf{g} + \mathbf{f}_\sigma \quad (2)$$

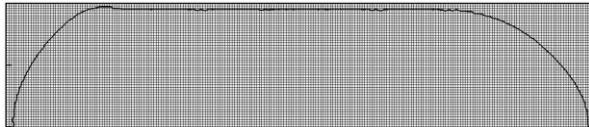
مایع از یکدیگر جدا می‌شوند. سرعت محوری این حبابها با هم برابر است و در کل می‌توان جریان تیلور را جریانی دوره‌ای در راستای محوری در نظر گرفت.

بررسی انتقال حرارت واکنشگاه‌های مونولیتی یکی از مهمترین مسائل در طراحی بهینه این تجهیزات برای رسیدن به حداکثر کارایی است. برای رسیدن به این مهم، می‌توان از شبیه‌سازی CFD بهره گرفت. برای شبیه‌سازی انتقال حرارت در واکنشگاه مونولیتی، ابتدا باید هیدرودینامیک رژیم تیلور در این واکنشگاه را با سودجستن از روشهای ردیابی فصل مشترک، مانند VOF، شبیه‌سازی کرد؛ آنگاه انتقال حرارت را در این رژیم مورد بررسی قرار داد. شبیه‌سازی CFD هیدرودینامیک رژیم جریانی تیلور در یک لوله یا کانال واکنشگاه مونولیتی با استفاده از روش VOF مسئله‌ای چالش برانگیز است. علت دشوار بودن این مسئله آن است که قطر لوله معمولاً در حدود میلی‌متر و ضخامت فیلم اطراف حباب تیلور در حدود میکرومتر است. به منظور شبیه‌سازی درست هیدرودینامیک این رژیم، باید در فیلم اطراف حباب چند عنصر محاسباتی در دسترس باشد. بنابراین، ابعاد عناصر در فیلم اطراف حباب در حد میکرومتر است. از سوی دیگر، با توجه به تعریف عدد کورانت، اندازه گام زمانی باید چنان باشد که عدد کورانت بیشتر از ۰/۲۵ نشود تا راه‌حل قابل قبولی از روش VOF حاصل شود [۵]. با این تفاسیر، گام زمانی باید در حد میکروثانیه باشد و این به آن معناست که با یک شبکه ریز و گام زمانی بسیار کوچک در شبیه‌سازی روبرو هستیم.

مطالعات متعددی در زمینه شبیه‌سازی CFD هیدرودینامیک رژیم جریانی تیلور در لوله موئین انجام شده است که از آن جمله می‌توان به مطالعاتی اشاره کرد که اکبر^۱ و غبائیان^۲ [۶ و ۷]، طاهها^۳ و سوئی^۴ [۸ و ۹]، وانگ^۵ و لیو^۶ [۱۰] و گیدرسا^۷ و همکاران [۱۱] انجام شد. بر خلاف کارهای زیادی که در زمینه شبیه‌سازی هیدرودینامیک رژیم تیلور صورت گرفته است، در زمینه شبیه‌سازی انتقال حرارت در این رژیم کارهای چندانی نشده است. از جمله آنها می‌توان به مطالعات انجام شده توسط اسداللهی و همکاران اشاره کرد [۱۲]. در

1. Akbar
2. Ghiaasiaan
3. Taha
4. Cui
5. Wang
6. Liu
7. Ghidersa

لوله شرط مرزی دیواره متحرک در نظر گرفته شده است. سرعت این دیواره برابر با سرعت حباب و جهت آن به طرف پایین است. روش کار به این صورت است که برای یک سرعت حباب مشخص ابتدا مقداری برای سرعت متوسط فاز مایع (U_{SL}) حدس زده می‌شود. به منظور دستیابی هرچه سریعتر به مقداری که حباب در آن سرعت ساکن می‌شود، حدس اولیه از رابطه (۷) استخراج می‌شود [۸]:



شکل ۱. نمودار هندسی توری‌دار در اطراف حباب تیلور.

$$\frac{U_B - U_{SL}}{U_B} = Ca^{\frac{1}{2}} \quad (۷)$$

در رابطه (۷)، Ca عدد موئینگی مربوط به سرعت حباب و برابر با $\frac{\mu_L U_B}{\sigma}$ است. با توجه به این که سرعت حباب به عنوان مفروضات جواب به حساب می‌آید، می‌توان سرعت متوسط فاز مایع را با استفاده از این رابطه حدس زد. با این سرعت حدسی شبیه‌سازی شروع شده و بعد از چند گام زمانی موقعیت حباب در دامنه محاسباتی مشخص می‌شود. اگر حباب به سوی بالا حرکت کرده بود، سرعت متوسط فاز مایع باید نصف شود و اگر حباب به سمت پایین حرکت کرده بود سرعت متوسط فاز مایع باید دو برابر شود با ادامه دادن این روش، می‌توان به سرعتی رسید که حباب در آن سرعت حرکت نمی‌کند.

در تحقیق حاضر، شبیه‌سازی به صورت ناپایا انجام شده است و برای کنترل همگرایی روش VOF در حالت پویا، عدد بدون بعد کورانته به عنوان معیار در نظر گرفته شده است. این عدد نسبت گام زمانی مورد استفاده در شبیه‌سازی به زمان مشخصه یک عنصر سیال گذرنده از حجم کنترل است [۵]:

$$Co = \frac{\Delta t}{\Delta x_{cell} / v_{fluid}} \quad (۸)$$

زمان مشخصه یک عنصر سیال ($\Delta x_{cell} / v_{fluid}$) در واقع کوچکترین زمانی است که طول می‌کشد تا یک سلول حاوی فصل مشترک از سیال خالی شود. با توجه به این زمان و مقدار بیشینه عدد کورانته،

$$\frac{\partial \rho e}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u h) = \nabla \cdot (k \nabla T) \quad (۳)$$

در روش VOF، خواص فیزیکی مانند چگالی و گرانشی به این طریق محاسبه می‌شوند:

$$\rho = \alpha \rho_g + (1 - \alpha) \rho_l \quad \mu = \alpha \mu_g + (1 - \alpha) \mu_l \quad (۴)$$

برای رهگیری فصل مشترک معادله بقای کسر حجمی فاز ثانویه روی دامنه محاسباتی حل می‌شود. مثلاً، وقتی فاز گاز به عنوان فاز ثانویه در نظر گرفته شود، معادله بقای کسر حجمی این فاز به این قرار است:

$$\frac{\partial \rho_g \alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_g \alpha u) = 0 \quad (۵)$$

۳. شبیه‌سازی CFD

به منظور شبیه‌سازی هیدرودینامیک جریان دو فاز گاز-مایع همراه با انتقال حرارت در یک کانال واکنشگاه مونولیتی از نرم افزار Fluent ویرایش 6.3.26 استفاده شده است. برای به کارگیری شرایط مرزی سرعتی و دمایی مورد نیاز، از قابلیت UDF این نرم افزار سودجسته شده است. به منظور ساده‌سازی، کانال واکنشگاه مونولیتی به صورت استوانه‌ای فرض و دامنه محاسباتی به صورت متقارن محوری در نظر گرفته شده است. جریان سیال دوفازی به صورت تراکم ناپذیر فرض شده است. در تحقیق حاضر، با توجه به ماهیت دوره‌ای رژیم تیلور، یک سلول واحد از این جریان به عنوان مبنای محاسبات در نظر گرفته شده است. در شکل (۱) نمودار دامنه محاسباتی و حباب تیلور به کار رفته را مشاهده می‌کنید. شرط مرزی ورودی به سلول با توجه به سرعت حباب، به صورت یک نیمرخ حدسی تعیین می‌شود. در رابطه (۶) نیمرخ سرعت ورودی را مشاهده می‌کنید:

$$u = U_B - 2U_{SL} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (۶)$$

همانطور که از شکل (۱) مشاهده می‌شود، برای شبیه‌سازی هیدرودینامیک رژیم تیلور از شبکه باسازمان استفاده شده است. هندسه مورد استفاده در تحقیق حاضر هندسه‌ای دو بعدی با تقارن محوری است که در مرکز لوله شرط مرزی تقارن و در دیواره کناری

شبهه پایه شبیه‌سازی‌های هیدرودینامیک رژیم تیلور در نظر گرفته شده است. دلیل این انتخاب، زمان محاسباتی کمتر آن در مقابل سایر شبکه‌هاست.

جدول ۱. مقایسه ضخامت فیلم حاصل از شبیه‌سازیها با اندازه عنصر مختلف و رابطه تجربی [۱۴].

اندازه عنصر (μm)	شبیه‌سازی CFD (μm)	رابطه تجربی [۱۴] (μm)
۲۵	۱۶۹	۱۵۹
۲۰	۱۶۲	۱۵۹
۱۰	۱۶۰	۱۵۹

به منظور بررسی استقلال جواب از شبکه در شبیه‌سازی انتقال حرارت، اندازه عناصر چند مرحله ریزتر شده است و عدد ناسلت متوسط در این شبکه‌ها با هم مقایسه شده‌اند. همانطور که در جدول (۲) پیداست، نتایج حاصل از شبکه‌ای با اندازه عنصر $20\ \mu\text{m}$ نسبت به شبکه‌ای با اندازه عنصر $10\ \mu\text{m}$ کمتر از ۵٪ اختلاف دارد. بنابراین، شبکه‌ای با اندازه المان $10\ \mu\text{m}$ برای انجام محاسبات انتقال حرارت در نظر گرفته شده است.

جدول ۲. مقایسه عدد ناسلت متوسط حاصل از شبیه‌سازیها با اندازه عنصر مختلف در عدد موئینگی ۰/۰۲۵.

اندازه عنصر (μm)	عدد ناسلت متوسط
۲۵	۱۷/۲۰
۲۰	۱۶/۷۵
۱۰	۱۶/۵۰

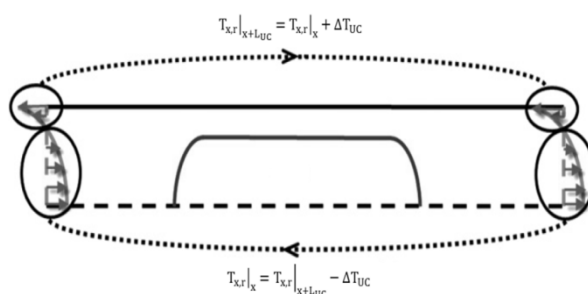
۲-۴ هیدرودینامیک

نتایج حاصل از شبیه‌سازی CFD هیدرودینامیک رژیم جریانی تیلور در یک کانال واکنشگاه مونولیتی، با استفاده از نتایج تجربی اعتبارسنجی شده است. برای این منظور ضخامت فیلم اطراف حباب به دست آمده از شبیه‌سازی CFD، با نتایج رابطه تجربی [۱۴] مقایسه شده‌اند. در جدول (۳) نتایج حاصل از این مقایسه در مقادیر مختلف، عدد بی بعد موئینگی را نشان می‌دهد. همانطور که در این جدول پیداست حداکثر خطا بین نتایج حاصل از شبیه‌سازی و رابطه

گام زمانی (Δt) به کار رفته در روش VOF محاسبه می‌شود. مثلاً، اگر مقدار بیشینه عدد کورانت $0/25$ باشد، آنگاه گام زمانی چنان انتخاب می‌شود که مقدار آن یک چهارم حداقل زمان مشخصه یک عنصر سیال در فصل مشترک باشد. باید گفت که با افزایش عدد کورانت، شبیه‌سازی CFD ناپایدار می‌شود. برای اینکه از لحاظ عددی شبیه‌سازی پایدار باشد، عدد کورانت باید مقدار کوچکی (کمتر از $0/25$) داشته باشد [۵].

به منظور شبیه‌سازی انتقال حرارت از روش اسداللهی و همکاران [۱۲] استفاده می‌شود. در این روش دمای مایع در خروجی و ورودی سلول واحد به صورت نموده شده در شکل (۲) محاسبه می‌شود. اختلاف دما روی سلول واحد (ΔT_{UC}) از رابطه (۹) به دست می‌آید:

$$\Delta T_{UC} = \frac{q_w A_{wUC}}{[(U_{TP} - \epsilon_G U_B) \rho_L C_{pL} + \epsilon_G U_B \rho_G C_{pG}] A_{XS}} \quad (9)$$



شکل ۲. نحوه اعمال شرایط مرزی برای شبیه‌سازی انتقال حرارت.

۴. نتایج

۴-۱ بررسی استقلال جواب از شبکه

در تحقیق حاضر، استقلال جواب از شبکه در شبیه‌سازی‌های هیدرودینامیک و انتقال حرارت بررسی شده است. در شبیه‌سازی هیدرودینامیک، ضخامت فیلم مایع اطراف حباب معیار استقلال جواب از شبکه است. در جدول (۱)، ضخامت فیلم مایع اطراف حباب ناشی از شبکه‌های مختلف برای یک مورد شبیه‌سازی با عدد موئینگی $0/088$ را مشاهده می‌کنید. در این جدول، نتایج شبیه‌سازی با نتایج رابطه تجربی [۱۴] مقایسه شده‌اند. همانطور که در جدول (۱) پیداست، تفاوت بین شبکه‌هایی که عناصر نزدیک دیواره، به ترتیب، $10\ \mu\text{m}$ و $20\ \mu\text{m}$ دارند، کمتر از ۳٪ است. براساس این نتایج، شبکه‌ای با اندازه عنصر $20\ \mu\text{m}$ به عنوان

جدول ۳. مقایسه ضخامت فیلم اطراف حباب حاصل از شبیه‌سازی با رابطه تجربی [۱۴].

عدد موئینگی	ضخامت فیلم از شبیه‌سازی (μm)	ضخامت فیلم از رابطه تجربی (μm)	خطای نسبی (%)
۰/۰۲۵	۸۶/۶۷	۸۸/۸۴	-۲/۴۵
۰/۰۴۴	۱۲۰/۱۲	۱۱۷/۰۲	۱/۷۶
۰/۰۸۸	۱۶۰/۰۱	۱۵۹/۶۳	-۰/۲۳
۰/۱۸	۱۹۹/۹۲	۲۰۶/۸۲	-۳/۳۳
۰/۴۴	۲۶۰/۰۵	۲۶۴/۴۲	-۱/۶۵
۰/۸	۲۹۱/۲۱	۲۹۰/۴۵	-۰/۲۶
۱/۱۳	۳۱۹/۸۳	۳۱۴/۳۶	۱/۷۴

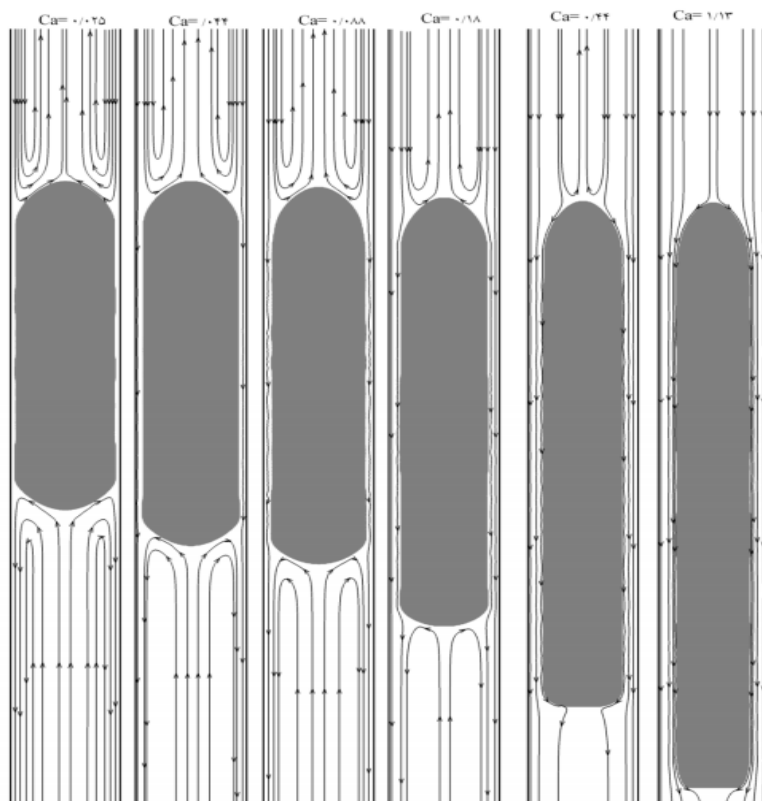
شکل پیداست، در اعداد موئینگی کوچک، دو انتهای حباب کروی است و خطوط جریان در دو لخته بالا و پائین حباب شبیه به هم هستند. مشاهدات آزمایشگاهی برای سیستم آب- هوا این شکل حباب را در اعداد موئینگی پایین تأیید می‌کند [۱۵].

۳-۴ بررسی تأثیر افزودن حباب تیلور بر انتقال حرارت در واکنشگاه مونولیتی

به منظور بررسی تأثیر افزودن حباب بر انتقال حرارت، شبیه‌سازی برای حالتی انجام شده است که عدد موئینگی ۰/۱۱، سرعت حباب ۰/۱ شار حرارتی 30000 W/m^2 ، طول سلول واحد ۱۹ mm، قطر لوله موئین ۲ mm و کسر حجمی فاز گاز در سلول ۰/۳ است. برای محاسبه دمای بالک سیال از رابطه (۱۰) استفاده شده است:

$$T_{bx} = \frac{\int_0^R \rho |u_x| C_p T (2\pi r) dr}{\int_0^R \rho |u_x| C_p (2\pi r) dr} \quad (10)$$

تجربی حدود ۳٪ است که حاکی از دقت شبیه‌سازی انجام شده است. در شکل (۳)، اثر تغییرات عدد موئینگی بر شکل حباب تیلور و چرخش سیال در لخته مایع را مشاهده می‌کنید. همانطور که در این



شکل ۳. اثر Ca بر شکل حباب و چرخش سیال در فاز مایع.

برای محاسبه دمای بالک متوسط (T_{bav})، دمای دیواره متوسط (T_{wav}) و شار حرارتی متوسط (q_{wav})، به ترتیب، از روابط زیر استفاده می‌شود:

$$T_{bav} = \frac{\int_x^{x+L_{UC}} \int_0^R \rho |u_x| C_p T (2\pi r) dr dx}{\int_x^{x+L_{UC}} \int_0^R \rho |u_x| C_p (2\pi r) dr dx} \quad (13)$$

$$T_{wav} = \frac{1}{L_{UC}} \int_x^{x+L_{UC}} T dx \quad (14)$$

$$q_{wav} = \frac{1}{L_{UC}} \int_x^{x+L_{UC}} q_x dx \quad (15)$$

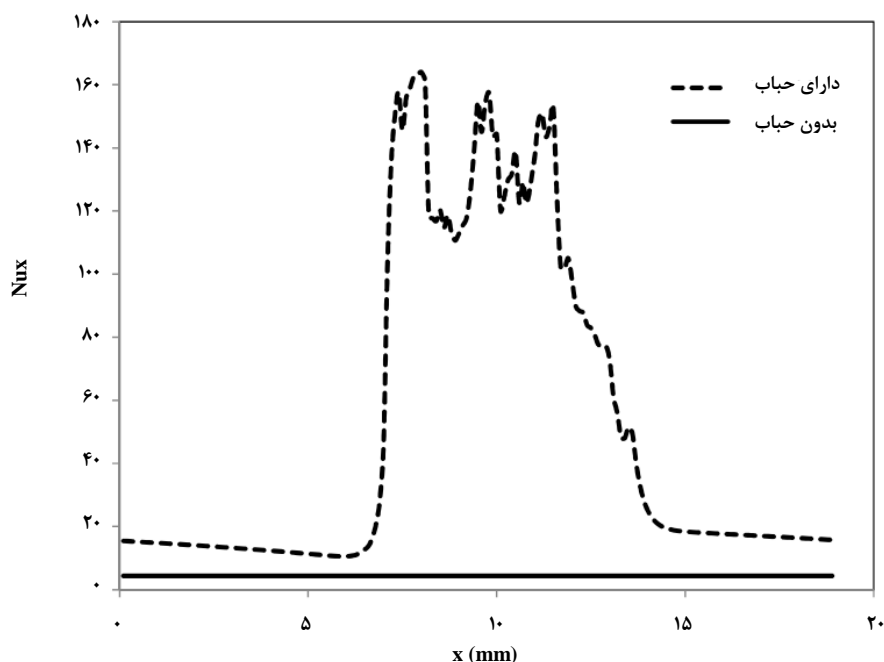
به ازای شار حرارتی متوسط 3000 W/m^2 ، طول سلول واحد 19 mm ، قطر لوله موئین 2 mm ، کسر حجمی فاز گاز در سلول $0/3$ ، مقدار عدد ناسلت متوسط $16/75$ است. حال آنکه محاسبات نشان می‌دهند که در جریان تک فازی بدون حباب تیلور، عدد ناسلت متوسط $4/36$ است. نتایج حاصل از مطالعه حاضر نشان می‌دهد که مقدار عدد ناسلت متوسط در جریان تیلور حدوداً ۴ برابر عدد ناسلت متوسط در جریان تک فازی است و این نشان دهنده انتقال حرارت بسیار بیشتر در جریان تیلور است.

در این بخش، شبه‌سازی CFD انتقال حرارت جریان تک فازی صرفاً مایع هم انجام شده است. برای این منظور، در حالتی که عدد رینولدز جریان دوفازی (Re_{TP}) با عدد رینولدز جریان تک فازی (Re_L) برابر است، اعداد ناسلت موضعی جریانهای تک فازی و دوفازی با هم مقایسه شده اند (شکل (۴)). همانطور که در شکل (۴) پیداست، حباب تیلور اثر چشمگیری بر افزایش عدد ناسلت در جریان دوفازی می‌گذارد و به تبع، آن انتقال حرارت در این حالت بسیار بیشتر از حالت تک فازی است. برای محاسبه عدد ناسلت موضعی از رابطه (۱۱) استفاده می‌شود:

$$Nu_x = \frac{q_{wx}}{(T_w - T_{bx})} \frac{dc}{k_L} \quad (11)$$

به منظور بررسی اثر افزودن حباب تیلور بر انتقال حرارت جریان دو فازی، می‌توان اعداد ناسلت متوسط جریانهای تک فازی و دوفازی را با هم مقایسه کرد. برای این منظور عدد ناسلت متوسط از این قرار محاسبه می‌شود:

$$Nu_{av} = \frac{q_{wav}}{(T_{wav} - T_{bav})} \frac{dc}{k_L} \quad (12)$$



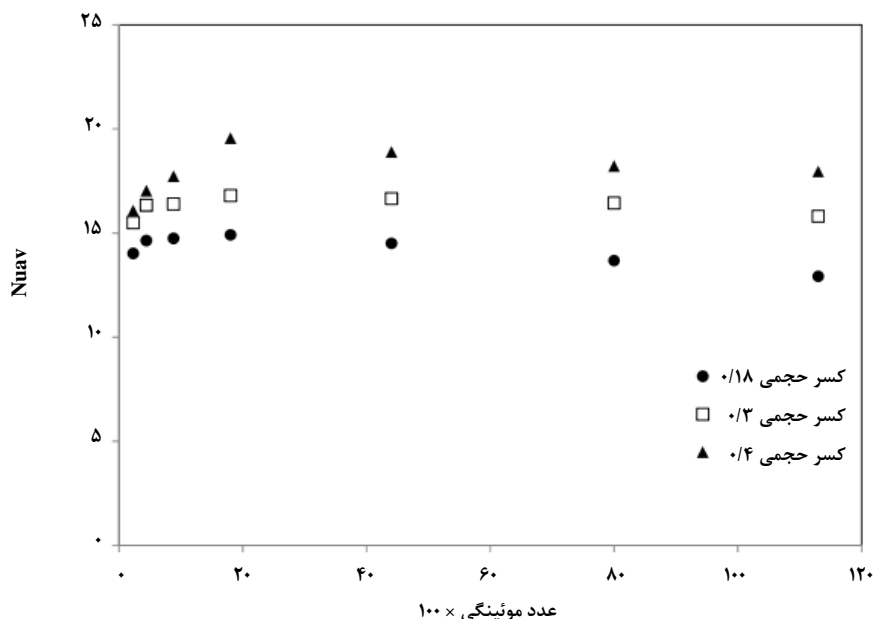
شکل ۴. مقایسه عدد ناسلت موضعی در جریان دوفازی با حباب تیلور و جریان تک فازی مایع بدون حباب تیلور.

۴-۴ بررسی تاثیر کسر حجمی و عدد موئینگی بر انتقال حرارت واکنشگاه مونولیتی

پارامترهای مختلفی بر انتقال حرارت رژیم تیلور در واکنشگاه مونولیتی تأثیر می‌گذارند، که از آن جمله می‌توان کسر حجمی گاز، عدد موئینگی، سرعت حباب، طول و قطر سلول واحد را برشمرد. در این تحقیق، اثر کسر حجمی و عدد موئینگی بررسی شده است. به منظور بررسی تأثیر کسر حجمی و عدد موئینگی، ۲۱ مورد شبیه‌سازی انجام شده است. در این شبیه‌سازی‌ها قطر و طول سلول واحد و سرعت حباب ثابت، و به ترتیب، ۲mm، ۱۹ mm و ۱m/s است. در این شبیه‌سازی‌ها کسر حجمی گاز در سلول واحد، به ترتیب، ۰/۱۸، ۰/۳ و ۰/۴ است. در هر کسر حجمی شبیه‌سازی برای اعداد موئینگی ۰/۲۵، ۰/۴۴، ۰/۸۸، ۰/۱۸، ۰/۴۴، ۰/۸ و ۱/۱۳ انجام شده است. این اعداد موئینگی محدوده وسیعی را بر مبنای شرایط عملیاتی واکنشگاه‌های مونولیتی در بر می‌گیرند. به ازای این اعداد موئینگی، کشش سطحی و سرعت ثابت در نظر گرفته شده و گرانشی فاز مایع برای رسیدن به عدد موئینگی مورد نظر تغییر داده شده است.

در شکل (۵) تغییرات عدد ناسلت متوسط با تغییر کسر حجمی و عدد موئینگی را مشاهده می‌کنید. همانطور که در این شکل پیداست به طور کلی به ازای هر عدد موئینگی، با افزایش کسر

حجمی گاز عدد ناسلت متوسط افزایش می‌یابد. به نظر می‌رسد که این افزایش عدد ناسلت به افزایش طول فیلم اطراف حباب بازمی‌گردد، زیرا همانطور که در شکل نشان داده شده است، عدد ناسلت موضعی در محدوده فیلم اطراف حباب بزرگتر از ناحیه بدون فیلم است؛ از این‌رو، با افزایش کسر حجمی عدد ناسلت متوسط و به تبع آن میزان انتقال حرارت افزایش می‌یابد. در شکل (۵) همچنین مشاهده می‌کنید که در یک کسر حجمی ثابت با افزایش عدد موئینگی تا حدود ۰/۲، میزان عدد ناسلت متوسط افزایش می‌یابد و سپس با افزایش هرچه بیشتر عدد موئینگی عدد ناسلت متوسط به آرامی کاهش می‌یابد. این نحوه تغییر عدد ناسلت متوسط ممکن است به این علت باشد که میزان انتقال حرارت در رژیم تیلور هم تابع طول و ضخامت فیلم اطراف حباب است. با افزایش عدد موئینگی، از یک طرف طول فیلم اطراف حباب افزایش می‌یابد و از سوی دیگر، ضخامت فیلم هم افزایش پیدا می‌کند. افزایش ضخامت فیلم رژیم تیلور را به سمت جریان تک فاز نزدیک می‌کند و باعث کاهش میزان انتقال می‌شود. بنابراین، به ازای عدد موئینگی حدود ۰/۲، حالت بهینه رخ می‌دهد و در آن بیشترین مقدار انتقال حرارت پیش می‌آید. بنابراین، تفسیرهای بهترین عملکرد انتقال حرارتی واکنشگاه مونولیتی به ازای عدد موئینگی حدود ۰/۲، اتفاق می‌افتد.



شکل ۵. تغییرات عدد ناسلت متوسط با کسر حجمی و عدد موئینگی.

۵. نتیجه‌گیری کلی

در تحقیق حاضر، انتقال حرارت رژیم جریانی تیلور گذرنده از یک لوله واکنشگاه مونولیتی با بهره‌گیری از شبه‌سازی CFD مطالعه شده است. برای شبه‌سازی هیدرودینامیک رژیم تیلور در یک سلول واحد، از روش VOF بهره گرفته شده است. به منظور بررسی اثر افزودن حباب تیلور بر انتقال حرارت جریان دو فازی گذرنده از لوله موئین، شبه‌سازی CFD انتقال حرارت جریان تک فازی صرفاً مایع هم انجام شده است. بنابر نتایج حاصل از این مطالعه، حباب تیلور اثر چشمگیری بر افزایش عدد ناسلت موضعی در جریان دوفازی می‌گذارد و به تبع آن انتقال حرارت در این حالت بسیار بیشتر از حالت تک فازی است، به طوری که مقدار عدد ناسلت متوسط در جریان تیلور حدود ۴ برابر عدد ناسلت متوسط در جریان تک فازی است. در ادامه، تأثیر عدد موئینگی و کسر حجمی گاز بر انتقال حرارت واکنشگاه مونولیتی تحت رژیم جریانی تیلور بررسی شده است. بنابر نتایج به دست آمده، به ازای هر عدد موئینگی خاص، با افزایش کسر حجمی گاز، عدد ناسلت متوسط افزایش می‌یابد و به ازای عدد موئینگی حدود ۰/۲، بیشترین میزان انتقال حرارت رخ می‌دهد.

فهرست علائم

A_{wUC}	مساحت سلول واحد، m^2
A_{XS}	مساحت سطح مقطع، m^2
Ca	عدد موئینه، $\mu_L U_B / \sigma$
Dc	قطر لوله موئین، mm
f_σ	نیروی کشش سطحی، n/m^3
k_L	ضریب هدایت حرارتی فاز مایع، $W/(m.K)$
L_{UC}	طول سلول واحد در جریان تیلور، m
Nu	عدد ناسلت
q	شار حرارتی، W/m^2
Re	عدد رینولدز
T_b	دمای بالک، K
T_w	دمای دیواره، K
U_B	سرعت حباب تیلور، m/s
U_{SL}	سرعت ظاهری مایع، m/s

حروف یونانی

ϵ_G	کسر حجمی گاز در سلول واحد جریان تیلور
α	کسر حجمی
μ	گرانروی دینامیک، kg/m s
ρ	چگالی، kg/m^3
σ	کشش سطحی، n/m

زیرنویس‌ها

A_v	متوسط
B	توده
G, g	گاز
L, l	مایع
TP	دو فازی
UC	سلول واحد

مراجع

- [1] Nijhuis, T. A., Kreutzer, M. T., Romijn, A. C. J., Kapteijn, F., Moulijn, J. A., "Monolithic catalysts as more efficient three-phase reactors", *Catalysis Today*, Vol. 66, No 2-4, pp. 157-165, (2001).
- [2] Irandoust, S., Gahne, O., "Competitive hydrodesulfurization and hydrogenation in a monolithic reactor", *AIChE Journal*, Vol. 36, No. 5, pp. 746-752, (1990).
- [3] Klinghoffer, A. A., Cerro, R. L., Abraham, M. A., "Influence of flow properties on the performance of the monolith froth reactor for catalytic wet oxidation of acetic acid", *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, Vol. 37, No. 4, pp. 1203-1210, (1998).
- [4] Khassin, A. A., Yurieva, T. M., Sipatrov, A. G., Kirillov, V. A., Chermashmentseva, G. K., Parmon, V. N., "Fischer-Tropsch synthesis using a porous catalyst packing: experimental evidence of an efficient use of permeable composite monoliths as a novel type of Fischer-Tropsch synthesis catalyst", *Catalysis Today*, Vol. 79, pp. 465-470, (2003).
- [5] Fluent User Manual, version 6.3, Fluent Inc., Lebanon, NH, USA, (2005).
- [6] Akbar, M. K., Ghiaasiaan, S. M., "Simulation of Taylor flow in capillaries based on the volume-of-fluid techniques", *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, Vol. 45, No. 15, pp. 5396-5403, (2006).
- [7] Akbar, M. K., Plummer, D. A., Ghiaasiaan, S. M., "on the gas-liquid two-phase flow regimes in microchannels", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 29, pp. 855-865, (2003).
- [8] Taha, T., Cui, Z. F., "Hydrodynamics of slug flow inside capillaries", *Chemical Engineering Science*, Vol. 59, No. 6, pp. 1181-1190, (2004).

- [9] Taha, T., Cui, Z. F., "CFD modelling of slug flow inside square capillaries", *Chemical Engineering Science*, Vol. 61, No. 2, pp. 665- , (2006).
- [10] Wang, S., Liu, D., "Hydrodynamics of Taylor flow in noncircular capillaries", *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification*, Vol. 47, No. 12, pp. 2098 –2106, (2008).
- [11] Ghidersa, B. E., Wörner, M., Cacuci, D. G., "Exploring the flow of immiscible fluids in a square mini-channel by direct numerical simulation", *Chemical Engineering Journal*, Vol. 101, No. 1, pp. 285-294, (2004).
- [12] Asadolahi, A. N., Gupta R., Fletcher, D. F., Haynes, B. S., "CFD approaches for the simulation of hydrodynamics and heat transfer in Taylor flow", *Chemical Engineering Science*, Vol. 66, pp. 5575–5584, (2011).
- [13] Hirt, C. W., Nichols, B. D., "Volume of fluid (VOF) method for the dynamics of free boundaries", *Journal of Computational Physics*, Vol. 39, No. 1, pp. 201–225, (1981).
- [14] Aussillous, P., Quere, D., "Quick deposition of a fluid on the wall of a tube", *Physics of Fluids*, Vol. 12, No. 10, pp. 2367–2371, (2000).
- [15] Asadolahi, A. N., Gupta, R., Leung, S. Y., Fletcher, D. F., Haynes, B. S., "Validation of a CFD model of Taylor flow hydrodynamics and heat transfer", *Chemical Engineering Science*, Vol. 69, pp. 541–552, (2012).