



مدل سازی عددی نرخ رسوب آسفالتین در جریان آشفته ی داخل لوله مبدل های حرارتی

اشکان ترابی فارسانی¹، رضا مداحیان^{2*}، امیرحسین نظری¹، محمدمهدی هیهات²

1- دانشجوی کارشناسی ارشد، مهندسی مکانیک، دانشگاه تربیت مدرس، تهران

2- استادیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه تربیت مدرس، تهران

* صندوق پستی 14115-143، maddahian@modares.ac.ir

اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل

دریافت: 06 دی 1396

پذیرش: 10 بهمن 1396

ارائه در سایت: 10 اسفند 1396

کلید واژگان:

شبیه سازی عددی

رسوب آسفالتین

اتصال ذرات

رویکرد گونه

چکیده

در این پژوهش رسوب ذرات آسفالتین در نفت خام مدل سازی شده است. فرض شده است پدیده ی رسوب گذاری شامل دو مرحله است: انتقال ذرات آسفالتین به نزدیک سطح و اتصال این ذرات به سطح. باتوجه به اندازه ی میکرومتری ذرات آسفالتین از نگرش گونه برای مدل سازی انتقال و اتصال ذرات آسفالتین استفاده شده است. مدل سازی انتقال ذرات آسفالتین به نزدیک سطح توسط پخش ناشی از آشفته گی جریان و حرکات براونی ذرات، انجام شده است. فرآیند اتصال نیز توسط یک واکنش شیمیایی سطحی مرتبه اول مدل سازی شده است. همچنین در مدل سازی انجام شده، اثرات شرایط عملیاتی مانند دمای سطح و سرعت در نرخ اتصال ذرات در نظر گرفته شده است. در نهایت تاثیر متغیرهای سرعت، دمای سطح و غلظت ذرات آسفالتین بر نرخ رسوب گذاری مدل سازی شده است و با داده های آزمایشگاهی مقایسه شده است. روند نتایج حاصل به خوبی با داده های آزمایشگاهی تطابق دارد به طوری که بیشترین مقدار خطای مدل سازی برابر با 20 درصد است. همچنین علاوه بر نرخ رسوب گذاری، نرخ انتقال و اتصال حاصل از مدل سازی نیز آورده شده است. روند نرخ انتقال به خوبی با روابط موجود در زمینه ی انتقال جرم برای جریان توسعه یافته تطابق دارد اما نتایج بدست آمده به طور متوسط 15 درصد بیشتر از مقدار پیش بینی شده توسط این روابط هستند؛ زیرا در هندسه ی مورد بررسی جریان در حال توسعه است. مقایسه ی نرخ انتقال و اتصال نشان می دهد که برای رسوب ذرات آسفالتین، اتصال ذرات بسیار پراهمیت تر از انتقال ذرات است و به همین دلیل مدل سازی صحیح اتصال ذرات تاثیر زیادی در پیش بینی نرخ رسوب ذرات آسفالتین دارد.

CFD modeling of Asphaltene deposition in turbulent flow inside heat exchanger pipe

Ashkan Torabi Farsani, Reza Maddahian*, Amirhossein Nazari, Mohammad Mahdi Heyhat

Department of Mechanical Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran

* P.O.B. 14115-143, Tehran, Iran, maddahian@modares.ac.ir

ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper

Received 27 December 2017

Accepted 30 January 2018

Available Online 01 March 2018

Keywords:

Numerical simulation

Asphaltene deposition

attachment of particles

Species approach

ABSTRACT

In this research, the Asphaltene particles deposition are modeled using species transport equations. It is assumed that the deposition phenomenon consists of two steps: transport of Asphaltene particles toward the wall and attachment of them to the wall. Due to the small size of Asphaltene particles, their motion are simulated using species transport equations. The transport phenomenon of Asphaltene particles are modeled by turbulent and Brownian diffusion and the attachment mechanism is modeled by employing first order chemical reaction near the surface. Effects of surface temperature and velocity are also considered in the model. Finally, the effects of important parameters such as velocity, surface temperature and Asphaltene concentration on deposition rate are investigated and compared with experimental data. The simulation results are agreed well with experimental data and the maximum error of the model is about 20 percent. Also in addition of deposition rate, transport and attachment rate are investigated. The predicted trend of transport rate agrees well with mass transfer equations for fully developed turbulent flow but the model has the average error of 15 percent. The prediction error is due to the under developing assumption in the computational model. The results indicate that the attachment mechanism is more important than transport. Therefore, accurate modelling of attachment has significant effects on prediction of Asphaltene deposition rate.

1- مقدمه

و به همین دلیل از اهمیت بسیاری برخوردار است. برای مثال تخمین زده می شود پالایشگاه های آمریکا سالانه بیش از 2 میلیارد دلار به خاطر رسوب گذاری متضرر می شوند [2].

بسته به اجزای تشکیل دهنده ی نفت خام و شرایط عملیاتی، نفت خام می تواند تحت مکانیزم های متفاوتی رسوب کند اما یکی از عمده ترین دلایل رسوب نفت خام در مبدل های حرارتی و خطوط انتقال نفت مربوط به رسوب

رسوب گذاری به عنوان تجمع مواد جامد یا شبه جامد بر روی سطوح شناخته می شود که باعث ایجاد اثرات نامطلوبی مانند کم شدن ضریب انتقال حرارت در مبدل ها و افزایش افت فشار و گرفتگی در مجاری می شود [1]. در این میان رسوب گذاری در نفت خام به عنوان یکی از اصلی ترین دلایل کاهش بازدهی و افزایش زیان در پالایشگاه ها و خطوط انتقال نفت محسوب می شود

Please cite this article using:

A. Torabi Farsani, R. Maddahian, A. Nazari, M. Mahdi Heyhat, CFD modeling of Asphaltene deposition in turbulent flow inside heat exchanger pipe, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 18, No. 03, pp. 197-207, 2018 (in Persian)

برای ارجاع به این مقاله از عبارت ذیل استفاده نمایید:

شرایط عملیاتی هر یک از این روابط می تواند تا بیش از 60 درصد خطا داشته باشد [15] که نشان دهندهی این موضوع است که پدیدهی پیچیده ای مانند رسوب آسفالتین را نمی توان در یک رابطه ی نیمه تجربی خلاصه کرد.

پژوهش جامی الاحمدی و همکاران [16] از دیگر پژوهش های تجربی مهم در مورد رسوب آسفالتین می باشد. در این پژوهش رسوب ذرات آسفالتین تحت رژیم جریان آشفته در داخل لوله ها به صورت آزمایشگاهی بررسی شده است که نتیجه ی آن ارائه ی رابطه ی نیمه تجربی برای پیش بینی نرخ رسوب گذاری برحسب شرایط مختلف عملیاتی می باشد. این رابطه برخلاف روابط پیشین که با استفاده از مفهوم آستانه ی رسوب گذاری بدست آمده بودند، با استفاده از مفهوم ضریب چسبندگی¹⁰ به دست آمده است و به همین دلیل حائز اهمیت است. طبق مفهوم ضریب چسبندگی تمام ذراتی که به نزدیک سطح منتقل می شوند رسوب نمی کنند بلکه فقط تعداد محدودی از این ذرات می توانند به سطح متصل شوند و رسوب کنند. نسبت تعداد ذرات رسوب کرده به تعداد ذراتی که به نزدیک سطح منتقل شده اند ضریب چسبندگی نام دارد. تحقیقات نشان می دهند که برداشت رسوبات همانند آنچه در مفهوم آستانه ی رسوب گذاری پیش بینی شده است برای رسوب گذاری در نفت خام اتفاق نمی افتد [17] و به همین دلیل روش مدل سازی جامی الاحمدی می تواند با فیزیک این پدیده تطابق بیشتری داشته باشد. در ادامه ی این پژوهش، سلیمی و همکاران [18] رسوب آسفالتین تحت رژیم جریان آرام در لوله ها را به صورت آزمایشگاهی بررسی کردند. در این پژوهش نیز با استفاده از مفهوم ضریب چسبندگی رابطه ای نیمه تجربی برای پیش بینی نرخ رسوب گذاری برحسب شرایط مختلف عملکردی برای رژیم جریان آرام ارائه شده است.

در سال های اخیر مدل سازی رسوب گذاری آسفالتین به صورت عددی مورد توجه برخی از محققین قرار گرفته است. وارگاس و همکاران [19] با استفاده از نگرش گونه به مدل سازی نرخ رسوب گذاری آسفالتین در خطوط انتقال نفت پرداختند. این پژوهش شامل زیر مدل هایی برای مدل سازی تولید ذرات آسفالتین، به هم پیوستن¹¹ آن ها و اتصال آن ها به سطح است. وارگاس و همکاران با استفاده از نتایج پژوهش های پیشین فرض کردند که به هم پیوستن ذرات آسفالتین باعث تشکیل ذراتی بزرگ تر می شود که این ذرات بزرگ تر در رسوب گذاری شرکت ندارند. در نهایت معادله ی به دست آمده به همراه شرایط مرزی اش، بی بعد شده و سپس با حل عددی آن تاثیر گروه های بی بعد در نرخ رسوب گذاری بررسی شد. در ادامه ی این پژوهش کوراپ و همکاران [20] توانایی مدل وارگاس در پیش بینی صحیح نرخ رسوب گذاری برای نمونه های واقعی را بررسی کردند. برای این کار ثابت های سینتیکی مربوط به تولید، به هم پیوستن و اتصال به گونه ای در نظر گرفته شدند که نرخ رسوب گذاری حاصل از مدل سازی، بهترین تطابق را با داده های تجربی داشته باشد. با این روش نرخ رسوب گذاری در دو نمونه ی صنعتی خطوط انتقال نفت مدل سازی شد. لازم به ذکر است که نرخ اتصال ذرات به سطح بسیار وابسته به شرایط عملیاتی مانند سرعت سیال است اما در این پژوهش این اثر دیده نشده است و به همین دلیل لازم است برای هر سرعت، ثابت های سینتیکی متفاوتی در نظر گرفته شوند تا نتایج بهترین تطابق را با داده های تجربی داشته باشند. به همین دلیل برای تکمیل پژوهش قبلی، کوراپ و همکاران [21] روشی برای بدست آوردن ثابت های سینتیکی موجود در مدل سازی برحسب شرایط مختلف عملیاتی ارائه کردند. در نهایت با استفاده

آسفالتین¹ موجود در نفت خام است [3-5]. آسفالتین به عنوان سنگین ترین و قطبی ترین جزء نفت شناخته می شود که در حلال های آلیفاتیک اشباع مانند نرمال هپتان² و نرمال پنتان³ حل نمی شود اما در حلال های قطبی مانند تولوئن محلول است. تغییر در دما، فشار و اجزای تشکیل دهنده ی نفت خام می تواند منجر به تغییر فاز آسفالتین و تشکیل ذرات نامحلول آسفالتین در نفت خام شود [6].

نکته ی مهم در مورد رسوب آسفالتین این است که علت تغییر فاز آسفالتین هر چه که باشد؛ تغییر فاز آسفالتین به خودی خود نمی تواند منجر به تشکیل رسوب شود بلکه لازم است این ذرات شکل گرفته ابتدا به نزدیک سطح انتقال⁴ یابند و سپس با اتصال⁵ به سطح تشکیل رسوب دهند. مکانیزم های انتقال ذرات بسیار وابسته به اندازه ی ذرات است؛ ذرات بزرگ تر بیشتر تحت تاثیر اینرسی کسب شده ناشی از آشفتگی های جریان منتقل می شوند در صورتی که ذرات بسیار کوچک تحت تاثیر نیروهای براونی⁶ به نزدیک سطح منتقل می شوند [7]. اتصال ذرات به سطح تحت تاثیر نیروهای موجود بین ذره و دیوار و ذره و سیال رخ می دهد. این نیروها در فاصله ی به اندازه ی چند برابر قطر ذرات از دیواره اهمیت پیدا می کنند و به همین دلیل مدل سازی آن ها بسیار چالش برانگیز است [8]. در سیستم هایی که نرخ رسوب گذاری را انتقال ذرات به نزدیک سطح کنترل می کند مانند رسوب ذرات در هوا، مدل سازی دقیق اتصال ذرات اهمیت ندارد اما در سیستم هایی که اتصال ذرات نرخ رسوب گذاری را کنترل می کند مانند رسوب آسفالتین در نفت خام، مدل سازی صحیح اتصال ذرات به سطح نقش اساسی در پیش بینی صحیح نرخ رسوب گذاری دارد [9]. عمده ی پژوهش های انجام شده در زمینه ی رسوب گذاری مربوط به رسوب ذرات در هوا است که بیشتر تمرکزشان بر روی مدل سازی انتقال ذرات است. در این پژوهش ها مدل سازی اتصال ذرات به صورت دقیق انجام نمی شود و به طور کلاسیک فرض می شود غلظت ذرات بر روی سطح صفر است. پژوهش های جدید نشان می دهند که این شرط مرزی برای زمانی که اتصال ذرات اهمیت پیدا می کند صحیح نیست و نتایج حاصل می تواند تا یک مرتبه خطا ایجاد کند [10].

اولین پژوهش ها در زمینه ی فهم فیزیک رسوب گذاری آسفالتین در نفت خام توسط ایبرت و پانچال [11] انجام شده است. در این پژوهش با بررسی داده های تجربی در مورد رسوب آسفالتین در مبدل های پالایشگاه ها به تاثیر شرایط عملیاتی مانند سرعت، دمای سطح و ... در میزان رسوب گذاری پرداخته شده است که نتیجه ی آن طرح مفهوم آستانه ی رسوب گذاری⁷ بوده است. طبق این مفهوم نرخ خالص رسوب گذاری حاصل تفاضل دو بخش نشست⁸ رسوبات بر روی سطح و برداشت⁹ رسوبات از سطح است؛ در نتیجه برای محاسبه ی نرخ خالص رسوب گذاری کافی است عباراتی برای این دو بخش برحسب شرایط عملیاتی ارائه شود. با استفاده از این مفهوم ایبرت و پانچال رابطه ای نیمه تجربی جهت پیش بینی نرخ رسوب گذاری ارائه کردند. پژوهش های متعدد دیگری در ادامه ی پژوهش ایبرت و پانچال انجام شده است که با استفاده از مفهوم آستانه ی رسوب گذاری روابط نیمه تجربی جهت پیش بینی نرخ رسوب گذاری ارائه کردند [12-14]؛ اما بسته به نوع نفت خام و

¹ Asphaltene

² Normal heptane

³ Normal pentane

⁴ Transport

⁵ Adhesion

⁶ Brownian force

⁷ Threshold fouling

⁸ Deposition

⁹ Removal

¹⁰ Sticking probability

¹¹ Aggregation

پیوستگی، بقای مومنوم و بقای انرژی معادلات دیفرانسیل حاکم بر سرعت و دمای نفت را تشکیل می دهند که در ادامه معرفی خواهند شد. معادلات پیوستگی، بقای مومنوم و انرژی در فرم برداری به ترتیب در معادلات (1)، (2) و (3) آورده شده است [24].

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

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{u}) + \nabla \cdot (\rho \vec{u} \vec{u}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\tau) \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho c_p T) + \nabla \cdot (\vec{u} \rho c_p T) = \nabla \cdot (K_{eff} \nabla T + \tau \cdot \vec{u}) \quad (3)$$

در معادلات بالا، $\vec{u}$ بردار سرعت، ρ چگالی نفت، p فشار، τ تانسور تنش برشی، c_p گرمای ویژه نفت، K_{eff} ضریب هدایت موثر و T دما است. نحوه محاسبه تانسور تنش برشی در معادله (4) آورده شده است [24].

$$\tau = \mu_{eff} \left(\nabla \vec{u} + \nabla \vec{u}^T - \frac{2}{3} \nabla \cdot \vec{u} I \right) \quad (4)$$

در معادله (4) μ_{eff} لزجت موثر و I تانسور واحد است.

با توجه به وابستگی نرخ رسوب گذاری به شرایط سیال در نزدیک دیواره لازم است برای مدل سازی آشفته جریانی از مدل رینولدز پایینی استفاده شود که توانایی محاسبه متغیرهای آشفته جریانی در نزدیکی دیواره و زیرلایه لزج جریانی را داشته باشد؛ به همین دلیل در این پژوهش از مدل $k-\omega$ SST برای مدل سازی آشفته جریانی استفاده شده است. این مدل در نواحی دور از دیواره از مدل $k-\epsilon$ و در نواحی نزدیک دیواره از مدل $k-\omega$ استفاده می کند. معادلات متغیرهای مربوط به آشفته جریانی و نحوه محاسبه μ_{eff} در زیر آورده شده است [25].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \nabla \cdot (\rho \vec{u} k) = G_k - Y_k + \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] \quad (5)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \omega) + \nabla \cdot (\rho \vec{u} \omega) = G_\omega - Y_\omega + \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \right) \nabla \omega \right] + D_\omega \quad (6)$$

$$\mu_t = \alpha^* \frac{\rho k}{\omega} \quad (7)$$

$$\mu_{eff} = \mu + \mu_t \quad (8)$$

G_k و G_ω به ترتیب نرخ تولید k و ω ، Y_k و Y_ω نرخ اضمحلال k و ω ، عدد پراتل آشفته جریانی برای k و ω هستند. در نهایت D_ω پخش عمودی¹ نام دارد و بخاطر تبدیل معادله اسیلون به امگا در معادله ظاهر می شود. همچنین α^* در معادله (7) ضریب اصلاحی است که از تخمین غیر واقعی لزجت آشفته جریانی جایش یافته جلوگیری می کند. نحوه مدل سازی متغیرهای توضیح داده شده در مرجع [25] آورده شده است و از ذکر مجدد آن در این پژوهش صرف نظر شده است.

برای به دست آوردن ضریب هدایت موثر می توان از تشابه رینولدز استفاده کرد [24].

$$K_{eff} = K + \frac{c_p \mu_t}{Pr_t} \quad (9)$$

در معادله (9) K ضریب هدایت مولکولی و Pr_t پراتل آشفته جریانی برای انرژی است. تحقیقات نشان می دهند [26] که برای سیالات با عدد پراتل بزرگ تر از 0.01، Pr_t تقریباً ثابت و برابر با 0.85 است و در این پژوهش نیز از همین مقدار برای Pr_t استفاده شده است.

2-2- معادلات حاکم بر ذرات آسفالتین

آزمایش ها نشان می دهند که قطر ذرات آسفالتین در حدود 0.5 تا 10 میکرومتر است [27]. در این محدوده قطر، علت اصلی انتقال ذرات به نزدیک سطح پخش مولکولی (براونی) و پخش ناشی از آشفته جریانی است و سرعت لغزشی بین ذرات و سیال تقریباً ناچیز است. پژوهش ها نشان

از این روش تاثیر عدد رینولدز بر نرخ رسوب گذاری بررسی شد. روند نتایج بدست آمده با داده های تجربی مطابقت دارد. نکته ی مهم در پژوهش های مرور شده این است که دمای سیال و دیواره یکسان در نظر گرفته شده است که برای مدل سازی رسوب آسفالتین در لوله های انتقال نفت فرض درستی است اما آزمایش ها نشان می دهند [18,16] که دمای دیواره در میزان رسوب گذاری تاثیر زیادی دارد و به همین دلیل نتایج این پژوهش ها را نمی توان در مبدل های نفت خام لحاظ کرد.

بیات و همکاران [22] از اولین کسانی بودند که رسوب آسفالتین به همراه ناخالصی های موجود در نفت خام را در مبدل های حرارتی مدل سازی کردند. در این پژوهش با نگرش گونه انتقال و اتصال ذرات به سطح مدل سازی شده است و رشد لایه ی رسوب نیز با در نظر گرفتن لزجت بسیار بالا برای گونه های رسوبی مدل سازی شده است. در مدل سازی فرآیند اتصال رابطه ی مورد استفاده از طریق مقایسه با داده های تجربی به دست آمده که فقط تاثیر دمای سطح در آن دیده شده است اما تاثیر سرعت سیال در نظر گرفته نشده است. در این پژوهش نیز مشابه پژوهش های قبلی، ثابت های موجود در مدل سازی و همچنین لزجت و ضریب پخش گونه های رسوبی به طوری در نظر گرفته شده اند که نتایج حاصل با یک نمونه داده های تجربی مطابقت داشته باشد. در پژوهشی دیگر حق شناس فرد و هومن [23] نرخ رسوب گذاری در مبدل ها را با حل عددی معادله ی بقای گونه ها و مدل سازی انتقال و اتصال ذرات آسفالتین بدست آوردند. مشابه با پژوهش بیات و همکاران [22] مدل سازی اتصال توسط رابطه ای نیمه تجربی انجام شده که فقط تاثیر دمای سطح در آن دیده شده است. در نهایت نرخ رسوب گذاری برحسب شرایط مختلف عملیاتی مانند سرعت، دمای سطح و غلظت ذرات آسفالتین به دست آمده و با داده های تجربی مقایسه شده است. مقایسه ی نتایج حاکی از آن است که نتایج به دست آمده با داده های تجربی مطابقت ندارد؛ برای مثال افزایش سرعت باعث کاهش نرخ رسوب گذاری می شود اما نتایج مدل سازی خلاف این موضوع را نشان می دهند. علت این عدم تطابق می تواند به خاطر در نظر گرفتن تاثیر تمام شرایط عملیاتی مانند سرعت در مدل سازی اتصال ذرات باشد.

بررسی مقاله های انجام شده در زمینه ی مدل سازی رسوب آسفالتین مشخص می کند که بررسی همه جانبه ی در مورد تمام متغیرهای موثر بر رسوب گذاری انجام نشده است و در بعضی موارد روند نتایج با داده های تجربی مطابقت ندارد. همچنین روابط استفاده شده در مدل سازی نرخ اتصال ذرات، از طریق مقایسه با داده های تجربی بدست آمده اند و با توجه به این که تاثیر متغیرهای تاثیر گذار مانند سرعت و دمای سطح در آن ها دیده نشده است، کوچک ترین تغییر در این متغیرها باعث می شود این روابط و ثابت های مربوط به آن ها دیگر قابل استفاده نباشند. به همین دلیل هدف اصلی پژوهش حاضر مدل سازی فرآیند انتقال و به ویژه اتصال ذرات آسفالتین مبتنی بر فیزیک این پدیده ها است؛ به گونه ای که اثر شرایط عملیاتی مانند سرعت و دمای سطح در مدل سازی آن ها لحاظ شود. در نتیجه ثابت های مورد استفاده در مدل سازی دیگر به شرایط عملیاتی وابسته نیستند و برای یک هندسه و سیال مشخص با یک بار بدست آوردن این ثابت ها، می توان رسوب گذاری در تمام شرایط مختلف عملیاتی را به دست آورد.

2- معادلات حاکم

1-2- معادلات حاکم بر سیال

همان طور که در بخش مقدمه توضیح داده شد مسئله ی مورد بررسی شامل سیال نفت است که در آن ذرات میکرومتری آسفالتین وجود دارد. معادلات

¹ Cross diffusion

می دهند نگرش گونه برای ذراتی که انتقال آن ها تحت تاثیر پخش است، مناسب است و نیازی به استفاده از مدل های پیچیده تر مربوط به جریان های چند فازي نیست [28]. معادله دیفرانسیلی حاکم بر انتقال ذرات آسفالتین در نگرش گونه در معادله (10) آورده شده است [29].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y) + \nabla \cdot (\rho \vec{u} Y) = \nabla \cdot (-\rho D_{eff} \nabla Y) \quad (10)$$

در معادله (10) Y کسر جرمی ذرات آسفالتین در نفت و D_{eff} ضریب پخش موثر این ذرات در نفت است. لازم به ذکر است که باتوجه به پژوهش های آزمایشگاهی [30]، از اثر نیروی ترموفورسیس¹ در معادله (10) صرف نظر شده است. در ادامه علت ناچیز بودن نیروی ترموفورسیس در بخش نتایج به صورت کامل تر توضیح داده خواهد شد.

مشابه معادلات (8) و (9) ضریب پخش موثر برابر با مجموع ضریب پخش مولکولی و پخش آشفتگی است [29].

$$D_{eff} = D + \frac{\mu_t}{Sc_t} \quad (11)$$

در معادله (11) Sc_t عدد اشمیت آشفتگی نام دارد که برای ذرات میکرومتری مقدار آن برابر با یک است [28]. همچنین D ضریب پخش مولکولی ذرات آسفالتین در نفت است. ضریب پخش مولکولی علاوه بر جنس و قطر ذرات آسفالتین بسیار وابسته به دما و لزجت سیال حاوی آن ها است. باتوجه به این که مقدار D در تعیین نرخ انتقال ذرات در نزدیک سطح بسیار پراهمیت است، به همین دلیل اثر تغییر دمای دیواره و لزجت سیال برای شرایط مختلف بر روی D دیده شده است [29].

$$\frac{D}{D_0} = \left(\frac{T_s}{T_{s0}}\right) \left(\frac{\mu_{s0}}{\mu_s}\right) \quad (12)$$

در معادله (12) T_s دمای دیواره و μ_s لزجت نفت در دمای سطح است. همچنین زیروند 0 معرف مقادیر مورد نظر در یک حالت مرجع است.

معادلات (10) تا (12) بیانگر انتقال ذرات به نزدیک دیواره هستند اما همان طور که پیشتر گفته شد انتقال ذرات به نزدیک سطح لزوماً به معنی رسوب ذرات نیست؛ بلکه لازم است اتصال ذرات به سطح نیز مدل سازی شود. برای مدل سازی اتصال ذرات دو رویکرد وجود دارد؛ رویکرد اول این که تمام برهم کنش های ذرات و دیواره به طور دقیق مدل سازی شوند. باتوجه به هزینه محاسباتی بسیار بالای این رویکرد و این که بسیاری از ورودی های لازم برای مدل سازی مانند شکل ذرات و اندازهی آن ها نامشخص است؛ به همین دلیل با امکانات و دانش کنونی اعمال این رویکرد مقدور نیست. رویکرد دوم که در این پژوهش از آن استفاده شده است، اصلاح شرط مرزی معادله (10) بر روی دیواره است. در مرجع [31] نشان داده شده است که می توان اتصال ذرات را با استفاده از یک واکنش سطحی شیمیایی مرتبه اول² مدل سازی کرد.

$$\dot{m}_a = k_a c_s \quad (13)$$

در معادله (13) $\dot{m}_a$ نرخ جرم ذرات متصل شده در واحد سطح و k_a نرخ اتصال نام دارد. همچنین c_s غلظت ذرات در نزدیک سطح است که به صورت زیر محاسبه می شود.

$$c_s = \rho Y(0) \quad (14)$$

در معادله (14) $Y(0)$ کسر جرمی ذرات آسفالتین بر روی دیواره است.

با فرض وجود تعادل، نرخ ذراتی که به نزدیک دیواره منتقل می شوند ($\dot{m}_t$) باید با نرخ ذراتی که به سطح متصل می شوند ($\dot{m}_a$) برابر باشد که این مقدار برابر با نرخ رسوب ذرات آسفالتین ($\dot{m}_d$) بر روی سطح است. توضیحات

گفته شده به صورت ریاضی در معاله (15) آورده شده است.

$$\dot{m}_d = \dot{m}_t = \dot{m}_a \quad (15)$$

با استفاده از قواعد انتقال جرم $\dot{m}_t$ را می توان به صورت زیر محاسبه کرد [29].

$$\dot{m}_t = -\rho D \frac{\partial Y}{\partial y}(0) = k_t(c_b - c_s) \quad (16)$$

در معادله (16) c_b غلظت ذرات آسفالتین در توده ی سیال و k_t نرخ انتقال ذرات به نزدیک سطح یا به صورت کلی تر ضریب انتقال جرم است.

با ترکیب معادلات (13) تا (16) می توان شرط مرزی مناسب برای در نظر گرفتن اتصال ذرات را به دست آورد.

$$-D \frac{\partial Y}{\partial y}(0) = k_a Y(0) \quad (17)$$

معادله (17) شرط مرزی مناسب برای در نظر گرفتن اتصال ذرات بر روی دیواره را بیان می کند. می توان نشان داد اگر نرخ اتصال ذرات (k_a) بسیار زیاد باشد، معادله (17) به معادله ی کلاسیک شرط مرزی برای رسوب ذرات در هوا تبدیل می شود [10].

لازم به ذکر است که مقدار k_a بسیار وابسته به شرایط سطح و سیال است. تحقیقات نشان می دهند که k_a توسط رابطه ی آرنیوس³ به دمای سطح (T_s) وابستگی دارد. همچنین افزایش تنش برشی بر روی دیواره باعث کاهش نرخ اتصال ذرات می شود. رابطه ی پیشنهادی برای سرعت اتصال در مرجع [32] به صورت زیر پیشنهاد شده است.

$$k_a = A \left(\frac{\mu_s}{\tau_w}\right) \exp\left(\frac{-E}{RT_s}\right) \quad (18)$$

در معادله (18) E انرژی فعال سازی برای اتصال ذرات به سطح نام دارد که وابسته به نوع نفت است و به صورت آزمایشگاهی مقدار آن مشخص می شود و مقدار آن بین 20 تا 100 (kJ/mol) متغیر است. نفت های سبک معمولاً انرژی فعال سازی کمتری برای برقراری اتصال بین ذرات و سطح دارند در صورتی که این مقدار برای نفت های سنگین بیشتر است [33]. همچنین R ثابت جهانی گازها، μ_s لزجت سیال در دمای سطح، τ_w تنش برشی بر روی دیواره و A یک ثابت است که باید به صورت تجربی محاسبه شود.

ذکر این نکته با ارزش است که در معادله (18)، جنس عبارت (μ_s/τ_w) از جنس زمان است. می توان این موضوع را به این صورت تعبیر کرد که مقدار (μ_s/τ_w) متناسب با متوسط مدت زمانی است که ذره در نزدیکی سطح قرار دارد. مشخص است که هرچه متوسط مدت زمانی که ذرات در نزدیکی سطح هستند بیشتر باشد، احتمال اتصال آن ها به سطح نیز بیشتر است.

برای روشن تر شدن فیزیک حاکم بر رسوب گذاری می توان با ترکیب معادلات (13)، (15) و (16) نرخ رسوب گذاری را وابسته به دو مرحله ی انتقال و اتصال که در معادله (19) آورده شده است، بدست آورد.

$$\dot{m}_d = \frac{c_b}{\frac{1}{k_t} + \frac{1}{k_a}} \quad (19)$$

مشابه با اصول انتقال حرارت می توان از معادله (19) چنین نتیجه گیری کرد که دو مقاومت به صورت سری بر سر راه رسوب ذرات است؛ مقاومت در برابر انتقال به نزدیک سطح ($1/k_t$) و مقاومت در برابر اتصال به سطح ($1/k_a$). در صورتی که k_a بسیار بزرگ تر از k_t باشد، مقاومت در برابر اتصال نسبت به مقاومت در برابر انتقال قابل صرف نظر کردن است و معادله (19) به معادله کلاسیک رسوب ذرات معلق در هوا تبدیل می شود که در معادله (20) آورده شده است [28].

³ Arrhenius

¹ Thermophoresis force

² First order chemical reaction

جدول 1 خواص نفت خام

Table 1 Crude oil properties

خواص	روابط
چگالی (kgm^{-3})	$\rho = 1.230 \times 10^{-1}T + 820.5$
لزجت (mPas)	$\mu = 4.5029 \times 10^{-4}T^2 - 3.6407 \times 10^{-1}T + 74.38$
ظرفیت گرمایی ویژه ($\text{Jkg}^{-1}\text{K}^{-1}$)	$c_p = 4.14T + 0.83$
ضریب هدایت ($\text{Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$)	$K = 1.244 \times 10^{-4}T + 0.16299$

شده است. جزئیات هر شبکه در جدول 2 آورده شده است. این جزئیات شامل تعداد سلول در هر شبکه و همچنین y^+ نزدیک‌ترین سلول به دیواره است. همانطور که مشخص است بیشترین y^+ برابر با 3.10 است که برای حل زیرلایه‌ی لزج جریان کفایت می‌کند اما نکته‌ی مهم این است که علاوه بر زیرلایه‌ی لزج، در این مسئله زیرلایه‌های گرمایی و جرمی نیز وجود دارند که لازم است این زیرلایه‌ها نیز به درستی حل شوند. لازم به ذکر است که مرتبه‌ی بزرگی عدد پرنال و اشمیت ذرات آسفالتین در نفت خام به ترتیب برابر با 10 و 1000 است که این موضوع حاکی از این است که زیرلایه‌های گرمایی و جرمی در نفت خام کوچک‌تر از زیرلایه‌ی لزج هستند. به همین دلیل برای مدل سازی صحیح باید اندازه‌ی نزدیک‌ترین سلول به دیواره از آنچه برای حل زیرلایه‌ی لزج جریان به تنهایی لازم است، کوچک‌تر شود.

در "شکل‌های 2، 3 و 4" به ترتیب نمودار تنش برشی، شار گرمایی و نرخ رسوب گذاری بر روی دیواره برحسب طول دیواره‌ی گرمایی رسم شده است. برای نمودار تنش برشی همان‌طور که در "شکل 2" مشخص است در ابتدای دیواره‌ی گرمایی تنش برشی بطور ناگهانی افزایش پیدا کرده است، سپس بصورت ملایم کاهش پیدا می‌کند و دوباره در انتهای دیواره‌ی گرمایی به سرعت کاهش پیدا می‌کند. علت این تغییرات در نمودار تنش برشی این است که با رسیدن جریان به دیواره‌ی گرمایی، افزایش ناگهانی دما در نزدیک دیواره باعث کاهش لزجت و افزایش سرعت می‌شود که نتیجه‌ی آن افزایش ناگهانی تنش برشی بر روی دیواره است. سپس با پیش رفتن جریان به جلو، جریان به سمت توسعه یافتگی نزدیک می‌شود و از مقدار تنش برشی کاسته می‌شود. در انتهای دیواره‌ی گرمایی نیز مجدداً به علت کاهش ناگهانی دما در نزدیک دیواره، لزجت سیال افزایش و سرعت سیال کاهش پیدا می‌کند که نتیجه‌ی آن کاهش ناگهانی در تنش برشی بر روی دیواره است. همان‌طور که انتظار می‌رفت، ریزتر کردن شبکه تاثیر چندانی در مقدار تنش برشی ندارد؛ به طوری که بیشترین تغییرات بین ریزترین و درشت‌ترین شبکه کمتر از 1 درصد است.

برای شار گرمایی نیز همان‌طور که در "شکل 3" مشخص است در ابتدای دیواره‌ی گرمایی، میزان شار گرمایی بسیار زیاد است؛ اما با به جلو پیش رفتن جریان و نزدیک شدن به توسعه یافتگی از مقدار آن کاسته

جدول 2 خصوصیات شبکه

Table 2 Mesh information

شماره	شبکه	تعداد سلول	y^+
1	بسیار درشت	72000	3.10
2	درشت	100000	0.70
3	ریز	200000	0.11
4	بسیار ریز	720000	0.04

$$\dot{m}_d = k_d c_b \quad (20)$$

معادله (20) فقط زمانی کاربرد دارد که نرخ رسوب گذاری را انتقال ذرات کنترل کند و در بسیاری از موارد مانند رسوب ذرات آسفالتین که اتصال ذرات کنترل کننده‌ی نرخ رسوب گذاری است، کاربرد ندارد و به همین دلیل لازم است فرآیند اتصال به درستی مدل سازی شود.

3- هندسه، شرایط مرزی و نحوه حل

هندسه‌ی مسئله‌ی مورد بررسی مطابق با پژوهش جامی‌الاحمدی و همکاران [16] انتخاب شده است. مطابق "شکل 1" در این پژوهش نفت خام با سرعت، دما و غلظت مشخص ذرات آسفالتین به طور یکنواخت وارد لوله شده و در فشار اتمسفر از آن خارج می‌شود. قسمت ابتدایی و انتهایی لوله همان‌طور که در "شکل 1" مشخص است عایق است و در قسمت میانی به طول 160 میلی‌متر، گرم کننده‌ای تعبیه شده است که دمای لوله را تا مقدار مشخصی بالا می‌برد و باعث می‌شود ذرات آسفالتین بر روی این سطح رسوب کنند. توضیحات بیشتر در مورد جزئیات و چگونگی اندازه‌گیری نرخ رسوب گذاری و غلظت ذرات آسفالتین را می‌توان در مرجع [16] یافت.

درمورد دیواره‌ای که گرم می‌شود شرط مرزی استفاده شده برای معادله انرژی، شرط مرزی دما ثابت و برای گونه‌ی آسفالتین، شرط مرزی به دست آمده مطابق با معادله (17) است. همچنین به دلیل عایق بودن سایر دیواره‌ها برای آن‌ها شرط مرزی عایق گرمایی و جرمی در نظر گرفته شده است. در جدول 1 نیز روابط استفاده شده برای محاسبه‌ی خواص نفت خام برحسب دما، مطابق با اندازه‌گیری‌های جامی‌الاحمدی آورده شده است.

معادلات پیوستگی، مومنتوم، انرژی و بقای گونه‌ها به همراه مدل آشفته‌گی SST $k-\omega$ که معادلات حاکم بر مسئله هستند و در بخش معادلات حاکم معرفی شده‌اند، توسط نرم‌افزار فلوئنت 16.0¹ به صورت عددی حل شده‌اند. لازم به ذکر است که این معادلات به صورت پیش فرض در نرم‌افزار وجود دارند اما شرط مرزی اتصال که در معادله (17) معرفی شده است، به صورت پیش فرض در نرم‌افزار وجود ندارد و توسط توابع تعریف شده توسط کاربر² به نرم‌افزار اضافه شده است. کوپل سرعت و فشار به کمک الگوریتم سیمپل³ و گسسته سازی بخش جابه جایی معادلات مومنتوم، انرژی و گونه به صورت کوپیک⁴ انجام شده است.

4- استقلال حل از شبکه

برای چهار شبکه‌ی مختلف مسئله مورد بررسی برای یک حالت نمونه حل

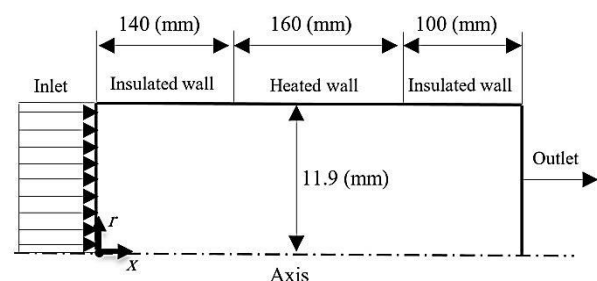


Fig. 1 Schematic of problem geometry

شکل 1 شماتیک هندسه مورد بررسی

¹ Fluent 16.0

² User defined function (UDF)

³ Simple

⁴ QUICK (Quadratic Upstream Interpolation for Convective Kinematics)

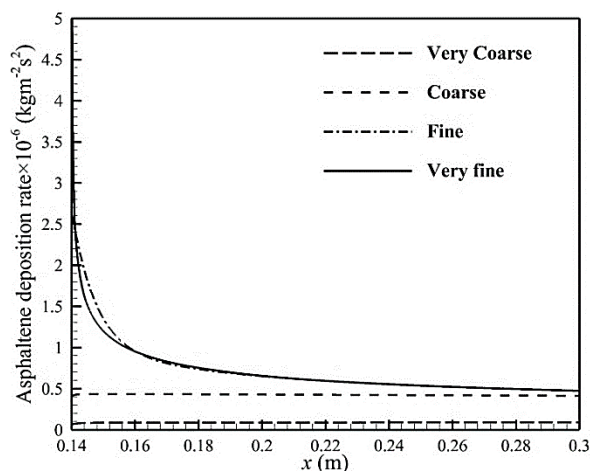


Fig. 4 Asphaltene deposition rate vs heated wall length for four different grid sizes

شکل 4 نمودار نرخ رسوب گذاری بر حسب طول دیواره گرمایی برای چهار اندازه شبکه مختلف

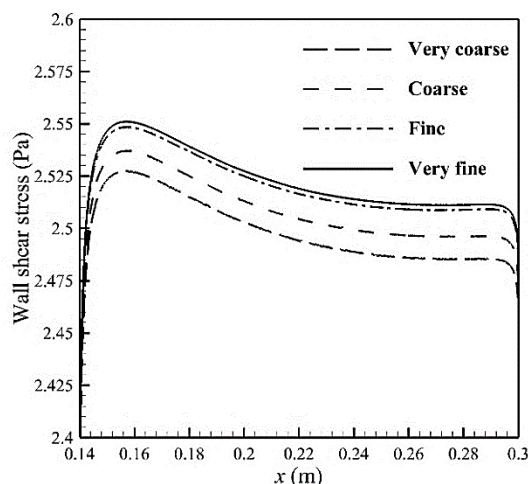


Fig. 2 Wall shear stress vs heated wall length for four different grid sizes

شکل 2 نمودار تنش برشی بر حسب طول دیواره گرمایی برای چهار اندازه شبکه مختلف

همان طور که در "شکل 4" مشخص است، نتایج شبکه‌ای شماره 3 و 4 بسیار به هم نزدیک است که به این معنی است ریزتر کردن شبکه دیگر تاثیری بر نرخ رسوب گذاری ندارد و نتایج حاصل مستقل از اندازه‌ی شبکه هستند. با توجه به توضیحات گفته شده شبکه‌ای شماره 3 با تعداد سلول 200000 به عنوان شبکه‌ای مناسب انتخاب شده است که در "شکل 5" آورده شده است. در "شکل 5" ملاحظه می شود برای تسخیر زیرلایه‌ی جرمی، اندازه‌ی سلول های شبکه در نزدیک دیواره بسیار ریزتر از مرکز لوله است. باید توجه داشت که به دلیل تعداد بالای سلول شبکه و بهتر نشان داده شدن شبکه، شکل نشان داده در تمام طول لوله نیست اما با توجه به این که شکل شبکه در طول تغییری ندارد؛ در تمام طول لوله، شکل شبکه مشابه "شکل 5" است.

5- نتایج مدل سازی عددی

5-1- تعیین ثابت ها مدل سازی

همان طور که پیشتر گفته شد به دلیل نبود داده های مناسب تجربی، مدل سازی ارائه شده دارای سه ثابت است که به گونه ای تعیین می شوند تا بهترین تطابق را با داده های تجربی داشته باشد. این سه ثابت عبارتند از

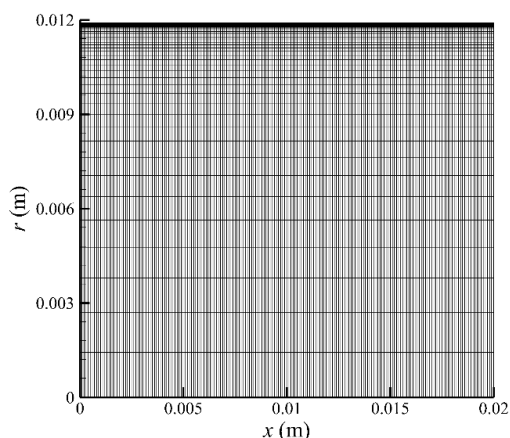


Fig. 5 Generated grid for 2D axis-symmetric pipe

شکل 5 شبکه تولید شده برای لوله دوبعدی دارای تقارن محوری

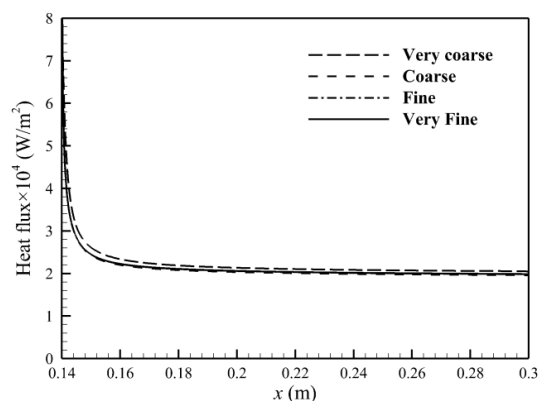


Fig. 3 Surface heat flux vs heated wall length for four different grid sizes

شکل 3 نمودار شار حرارتی بر حسب طول دیواره گرمایی برای چهار اندازه شبکه مختلف

مهم در مورد نتایج نشان داده شده در "شکل 6" این است که این نتایج با نتایج پژوهش های قبلی مانند رسوب ذرات در هوا به ظاهر در تناقض است؛ زیرا در این پژوهش ها نتایج حاکی از این است که افزایش سرعت باعث افزایش نرخ رسوب گذاری می شود [34]. علت این پدیده در میزان اثرگذاری هر یک از فرآیندهای انتقال و اتصال ذرات در رسوب گذاری نهفته است. برای توجیه این موضوع در "شکل 7" نرخ اتصال و انتقال بدست آمده از مدل سازی عددی برحسب سرعت نفت خام آورده شده است. نرخ انتقال و اتصال ذرات به ترتیب با استفاده از معادلات (16) و (18) بدست آمده اند. همچنین جهت اعتبارسنجی نتایج مدل سازی، رابطه ی ارائه شده توسط اپشتاین [7] برای به دست آوردن ضریب انتقال جرم ذرات براونی در جریان توسعه یافته کاملاً آشفته، رسم شده است. این رابطه در معادله (21) آورده شده است.

$$k_t = \frac{0.0847 \sqrt{\frac{f}{8}} \cdot V}{Sc^2} \quad (21)$$

در معادله (21)، V سرعت سیال، f ضریب اصطکاک و Sc عدد اشمیت ذرات است که به صورت زیر محاسبه می شود.

$$Sc = \frac{\mu_s}{\rho D} \quad (22)$$

در معادله (22) μ_s لزجت مولکولی سیال در نزدیک سطح، ρ چگالی سیال و D ضریب پخش مولکولی ذرات است که با استفاده از معادله (12) محاسبه می شود.

همان طور که در "شکل 7" مشخص است نتایج حاصل از مدل سازی برای نرخ انتقال ذرات اندکی بیشتر از مقدار پیش بینی شده توسط رابطه ی اپشتاین است. علت این است که در طول مورد بررسی جریان کاملاً توسعه یافته نیست. نتایج آزمایشگاهی حاکی از آن است که زمانی که هنوز جریان کاملاً توسعه یافته نیست، مقادیر ضریب انتقال جرم و حرارت بیشتر از حالت توسعه یافته است [35].

از دیگر نکاتی که می توان از "شکل 7" استنباط کرد این که افزایش سرعت باعث افزایش نرخ انتقال می شود اما بر روی نرخ اتصال اثر معکوس دارد. زیرا افزایش سرعت باعث افزایش تنش برشی بر روی دیواره می شود و طبق معادله (18)، افزایش تنش برشی باعث کاهش نرخ اتصال می شود. اما نکته ی مهم تر در "شکل 7" این است که نرخ انتقال بزرگ تر از نرخ اتصال است که به این معنی است که نرخ رسوب گذاری را اتصال ذرات آسفالتین کنترل می کند. به همین دلیل با وجود این که افزایش سرعت باعث افزایش انتقال ذرات به نزدیک سطح می شود؛ اما چون انتقال ذرات از اهمیت کمی در رسوب ذرات آسفالتین برخوردار است، افزایش نرخ انتقال تاثیر چندانی بر رسوب گذاری ندارد. اما در رسوب ذرات در هوا، فرآیند انتقال کنترل کننده ی نرخ رسوب گذاری است و از اهمیت بیشتری برخوردار است. به همین دلیل برخلاف رسوب آسفالتین، افزایش سرعت باعث افزایش نرخ رسوب گذاری ذرات در هوا می شود.

3-5- تاثیر دمای دیواره در میزان رسوب گذاری

در "شکل 8" تاثیر دمای سطح بر نرخ رسوب گذاری با استفاده از نتایج به دست آمده از مدل سازی نشان داده شده و با داده های آزمایشگاهی مقایسه شده است. همان طور که مشاهده می شود افزایش دما به صورت نمایی باعث افزایش نرخ رسوب گذاری می شود و نتایج مدل سازی نیز با این موضوع کاملاً تطابق دارند. در مورد علت رشد نمایی رسوب گذاری برحسب دما در ادامه بحث می شود. اما یکی از نتایج مهم دیگری که می توان از "شکل 8" استنباط

انرژی فعال سازی (E) و A که برای محاسبه ی نرخ اتصال ذرات به آن ها نیاز است؛ و همچنین ضریب پخش مولکولی ذرات آسفالتین در یک حالت مرجع (D_0) که برای محاسبه ی ضریب پخش مولکولی در دیگر حالت ها به آن نیاز است. حالت مرجع در نظر گرفته شده، ضریب پخش مولکولی در دمای 383.8 K است. در جدول 3، سه ثابت موردنظر به همراه مقدار در نظر گرفته شده برای آن ها آورده شده است.

مقادیر در نظر گرفته شده برای ثابت ها مدل سازی مطابق با بازه هایی است که برای این مقادیر گزارش شده است. برای مثال مقدار گزارش شده برای ضریب پخش ذرات جامد در محیط مایع بین 10^{-12} تا 10^{-10} (m²s) در دمای محیط متغیر است [29]. در نتیجه مقدار 2.6×10^{-10} (m²s) برای D_0 که دمای آن بیشتر از دمای محیط است، مقداری منطقی است. همچنین در مورد انرژی فعال سازی پیشتر توضیح داده شد که مقدار آن بین (kJ/mol) 20 تا 100 برای نفت های مختلف گزارش شده است و مقدار (kJ/mol) 85 با توجه به این که نفت مورد استفاده از نوع سنگین است مقدار قابل قبولی است.

5-2- تاثیر سرعت در میزان رسوب گذاری

در "شکل 6" نمودار نتایج حاصل از مدل سازی نرخ رسوب گذاری آسفالتین برحسب سرعت نفت در شرایطی که دیگر متغیرها ثابت هستند، آورده شده است و با داده های آزمایشگاهی مقایسه شده است. با توجه به این که مقدار نرخ رسوب گذاری در طول لوله متغیر است؛ مقداری که در نتایج نشان داده شده است، متوسط نرخ رسوب گذاری در طول دیواره ی گرمایی لوله است.

همان طور که در "شکل 6" مشخص است افزایش سرعت بشدت باعث کاهش نرخ رسوب گذاری می شود و روند نتایج مدل سازی نیز این موضوع را تصدیق می کند. بیشترین خطا بین داده های آزمایشگاهی و نتایج مدل سازی در سرعت 1.25 (m/s) رخ می دهد و مقدار آن برابر 20 درصد است. نکته ی

جدول 3 ثابت ها مدل ارائه شده

انرژی فعال سازی (E)	85 (kJ mol ⁻¹)
ثابت (A)	5.13×10^8 (ms ⁻²)
ثابت (D_0)	2.6×10^{-10} (m ² s)

Table 3 Constants of developed model

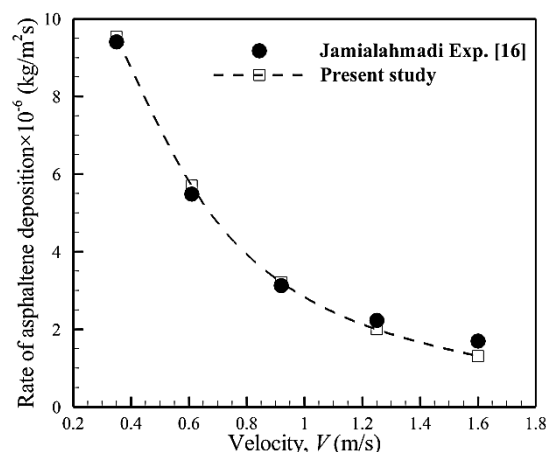


Fig. 6 Rate of asphaltene deposition vs velocity

($T_b = 358$ K, $T_s = 393$ K, $c_b = 3.5$ kgm⁻³)

شکل 6 نمودار نرخ رسوب گذاری آسفالتین برحسب سرعت

($T_b = 358$ K, $T_s = 393$ K, $c_b = 3.5$ kgm⁻³)

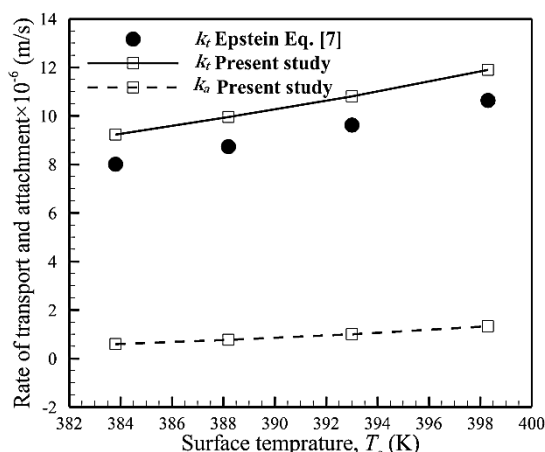


Fig. 9 Rate of transport and attachment of asphaltene particles vs surface temperature ($T_b = 393 \text{ K}$, $V = 0.92 \text{ ms}^{-1}$, $c_b = 3.5 \text{ kgm}^{-3}$)

شکل 9 نمودار نرخ انتقال و اتصال ذرات آسفالتین برحسب دمای سطح

($T_b = 393 \text{ K}$, $V = 0.92 \text{ ms}^{-1}$, $c_b = 3.5 \text{ kgm}^{-3}$)

دمای سطح باعث افزایش ضریب پخش مولکولی در نزدیکی دیواره می‌شود و به همین دلیل نرخ انتقال افزایش می‌یابد. اما نکته‌ی مهم‌تر این‌که مشابه با حالت قبل، مقدار نرخ انتقال حدود یک مرتبه بزرگ‌تر از نرخ اتصال است و به همین دلیل نرخ اتصال، کنترل‌کننده‌ی رسوب‌گذاری در ذرات آسفالتین است. با رجوع به معادله (18) مشاهده می‌شود که نرخ اتصال به‌صورت نمایی با افزایش دمای سطح افزایش پیدا می‌کند؛ در نتیجه فرآیند اتصال کنترل‌کننده‌ی رسوب‌گذاری است، نرخ رسوب‌گذاری نیز به صورت نمایی با افزایش دما، افزایش پیدا می‌کند.

4-5- تاثیر غلظت ذرات آسفالتین در میزان رسوب‌گذاری

در "شکل 10" تاثیر غلظت ذرات آسفالتین بر نرخ رسوب‌گذاری نشان داده شده است. همان‌طور که ملاحظه می‌شود داده‌های آزمایشگاهی نشان می‌دهند که افزایش غلظت ذرات آسفالتین به‌صورت تقریباً خطی باعث افزایش نرخ رسوب‌گذاری می‌شود. باتوجه به معادله (19) مشخص است که

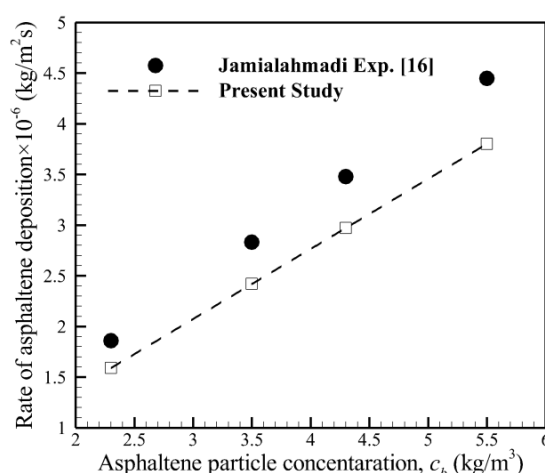


Fig. 10 Rate of asphaltene deposition vs asphaltene particles concentration ($T_b = 358 \text{ K}$, $V = 1.25 \text{ ms}^{-1}$, $T_s = 397 \text{ K}$)

شکل 10 نمودار نرخ رسوب‌گذاری آسفالتین برحسب غلظت ذرات آسفالتین

($T_b = 358 \text{ K}$, $V = 1.25 \text{ ms}^{-1}$, $T_s = 397 \text{ K}$)

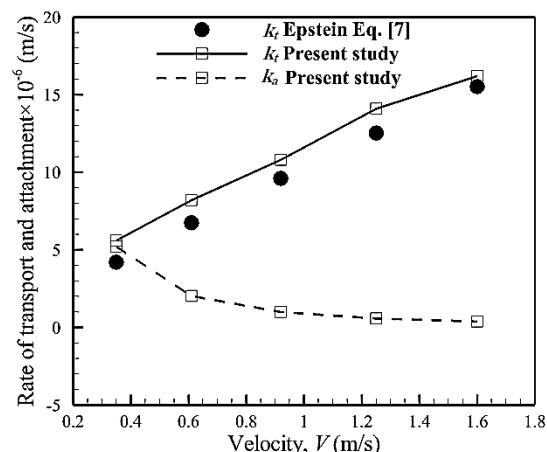


Fig. 7 Rate of transport and attachment of asphaltene particles vs velocity ($T_b = 358 \text{ K}$, $T_s = 393 \text{ K}$, $c_b = 3.5 \text{ kgm}^{-3}$)

شکل 7 نمودار نرخ انتقال و اتصال ذرات آسفالتین برحسب سرعت

($T_b = 358 \text{ K}$, $T_s = 393 \text{ K}$, $c_b = 3.5 \text{ kgm}^{-3}$)

کرد این است که نیروی ترموفورسیس در رسوب ذرات آسفالتین بی‌تاثیر است. زیرا دمای دیواره از دمای توده‌ی سیال بیشتر است؛ نتیجه می‌شود نیروی ترموفورسیس با انتقال ذرات آسفالتین به نزدیک سطح مخالفت می‌کند و افزایش بیشتر دمای دیواره، باعث افزایش این نیروی مخالف می‌شود. حال آن‌که نتایج "شکل 8" نشان می‌دهند افزایش دمای سطح شدت باعث افزایش نرخ رسوب‌گذاری می‌شود که این موضوع ثابت می‌کند نیروی ترموفورسیس در رسوب ذرات آسفالتین بی‌تاثیر است.

در "شکل 9" نیز نمودار نرخ اتصال و انتقال ذرات آسفالتین برای حالتی که دمای سطح متغیر است رسم شده است. همان‌طور که در "شکل 9" مشاهده می‌شود نرخ انتقال به‌دست آمده از مدل‌سازی عددی اندکی بیشتر از مقدار پیش‌بینی شده برای آن توسط معادله اپشتاین است. علت این امر همانند نتایج "شکل 7" این است که جریان در هندسه‌ی مورد بررسی کاملاً توسعه یافته نیست. همچنین مشاهده می‌شود که افزایش دمای سطح باعث افزایش هر دو فرآیند انتقال و اتصال می‌شود. در مورد فرآیند انتقال افزایش

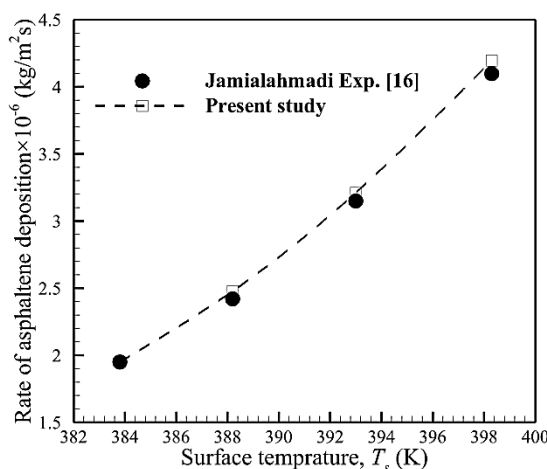


Fig. 8 Rate of asphaltene deposition vs surface temperature

($T_b = 358 \text{ K}$, $V = 0.92 \text{ ms}^{-1}$, $c_b = 3.5 \text{ kgm}^{-3}$)

شکل 8 نمودار نرخ رسوب‌گذاری آسفالتین برحسب دمای سطح

($T_b = 358 \text{ K}$, $V = 0.92 \text{ ms}^{-1}$, $c_b = 3.5 \text{ kgm}^{-3}$)

پراهمیت تر از انتقال است. مدل سازی اتصال ذرات با استفاده از اصلاح شرط مرزی غلظت ذرات بر روی دیواره انجام شده است. شرط مرزی اصلاح شده با استفاده از این فرضیات به دست آمده:

- اتصال ذرات را می توان با استفاده از یک واکنش شیمیایی مرتبه اول مدل سازی کرد.
- هرچه ذرات زمان بیشتری در نزدیک سطح حضور داشته باشند، احتمال بیشتری برای اتصال آن ها به سطح وجود دارد.
- تابعیت دمای سطح با نرخ اتصال ذرات توسط رابطه ی آرنیوس بیان می شود.

در ادامه ی مدل سازی اتصال ذرات، به دلیل نبود داده های آزمایشگاهی مناسب، بعضی از ثابت ها مدل سازی به گونه ای تعیین شده اند که بهترین تطابق را با داده های تجربی داشته باشند. با این وجود مقدار در نظر گرفته شده برای این ثابت ها در بازه های فیزیکی موجود برای آن ها قرار دارد و مهم تر آن که، تعداد داده های تجربی مقایسه شده بیش از چهار برابر تعداد این ثابت ها هستند.

در نهایت تاثیر سرعت نفت خام، دمای سطح و غلظت ذرات آسفالتین بر روی نرخ رسوب ذرات آسفالتین مدل سازی شده است و با داده های آزمایشگاهی مقایسه شده است. روند نتایج به دست آمده به خوبی با داده های آزمایشگاهی تطابق دارد. نکات مهمی که از نتایج این پژوهش می توان استنباط کرد عبارتند از:

- در رسوب ذرات آسفالتین، فرآیند اتصال ذرات بسیار پراهمیت تر از فرآیند انتقال است.
- افزایش سرعت به ترتیب باعث افزایش نرخ انتقال و کاهش نرخ اتصال ذرات آسفالتین می شود اما به علت این که اتصال در رسوب ذرات آسفالتین مهم تر است، افزایش سرعت باعث کاهش نرخ رسوب گذاری می شود.
- افزایش دمای سطح باعث افزایش هر دو فرآیند انتقال و اتصال می شود که نتیجه ی آن افزایش نرخ رسوب گذاری است.
- افزایش غلظت ذرات آسفالتین باعث افزایش نرخ رسوب گذاری می شود اما مقدار پیش بینی شده توسط پژوهش حاضر از مقدار گزارش توسط داده های آزمایشگاهی کمتر است. زیرا تغییر در غلظت ذرات آسفالتین می تواند منجر به تغییر در قطر میانگین آن ها شود؛ در صورتی که در این پژوهش فرض شده است قطر میانگین ذرات آسفالتین ثابت است.

با این وجود فرض ثابت بودن قطر میانگین ذرات آسفالتین با توجه به مشاهدات آزمایشگاهی فرض کاملاً دقیقی نیست و برای دقیق تر شدن نتایج می توان در پژوهش های آتی با استفاده از مدل توازن جمعیت¹ اثر متغیرهای مختلف مانند غلظت ذرات آسفالتین بر توزیع قطر ذرات را مدل سازی کرد و سپس در مرحله ی بعد، اثر این توزیع قطر را بر نرخ اتصال و انتقال ذرات آسفالتین بررسی کرد.

7- فهرست علائم

A	ثابت (ms ⁻²)
c	غلظت ذرات آسفالتین (kgm ⁻³)
c_p	گرمای ویژه نفت خام (Jkg ⁻¹ K ⁻¹)

نرخ رسوب گذاری با غلظت ذرات آسفالتین به صورت مستقیم تناسب دارد و به همین دلیل این روند مشاهده شده کاملاً منطقی است. همچنین مشخص است که روند نتایج مدل سازی با داده های آزمایشگاهی نسبتاً مطابقت دارد اما با افزایش غلظت ذرات آسفالتین خطای نتایج مدل سازی با داده های آزمایشگاهی بیشتر می شود؛ به طوری که بیشترین مقدار خطا برابر با 15 درصد است که البته نسبت به پژوهش های پیشین مقدار قابل قبولی است.

برای توضیح علت خطا بین نتایج مدل سازی و داده های آزمایشگاهی در "شکل 11" نمودار نرخ انتقال و اتصال ذرات برای این حالت رسم شده است. همان طور که در "شکل 11" مشخص است مقدار نرخ اتصال و انتقال با تغییر غلظت ذرات آسفالتین، تقریباً ثابت است. این موضوع ناشی از این فرض است که قطر تمام ذرات آسفالتین در تمام شرایط ثابت است در حالی که پژوهش های آزمایشگاهی به تازگی ثابت کرده اند که ذرات آسفالتین دارای یک توزیع قطر هستند و تغییر غلظت ذرات آسفالتین می تواند باعث تغییر در قطر میانگین این ذرات شود [36]. تغییر در قطر میانگین باعث تغییر در ضریب پخش مولکولی و انرژی فعال سازی اتصال ذرات آسفالتین می شود که نتیجه ی آن تغییر در نرخ انتقال و اتصال ذرات است. به همین دلیل نتایج نشان داده شده در "شکل 11" دقیق نیست؛ زیرا اثر تغییر قطر میانگین ذرات بر رسوب گذاری دیده نشده است.

با توجه به این که فرآیند اتصال کنترل کننده ی رسوب گذاری در ذرات آسفالتین است، اثر تغییر قطر میانگین ذرات بر روی فرآیند اتصال بسیار پراهمیت تر از فرآیند انتقال است. به همین دلیل پژوهش های آتی در زمینه ی بررسی تاثیر قطر ذرات بر روی انرژی فعال سازی اتصال آن ها، می تواند منجر به دقیق تر شدن نتایج این پژوهش شود.

6- نتیجه گیری

پدیده ی رسوب گذاری را می توان به دو مرحله ی انتقال و اتصال ذرات تقسیم بندی کرد. در حالی که تمرکز اکثر پژوهش های پیشین بر روی مدل سازی راه های مختلف انتقال ذرات به نزدیک دیواره بوده است، در این پژوهش تمرکز بیشتر بر روی مدل سازی اتصال ذرات است؛ زیرا در بسیاری از موارد مانند رسوب ذرات آسفالتین در نفت خام، اتصال ذرات بسیار

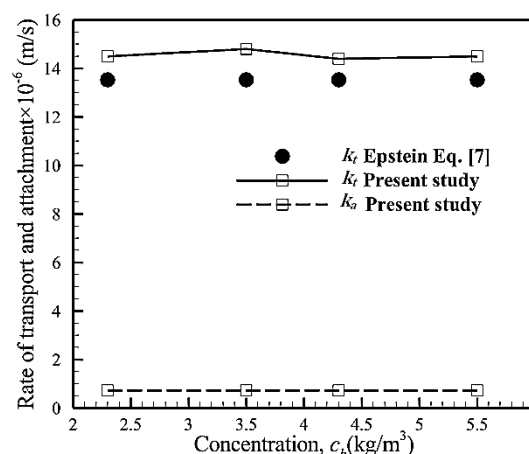


Fig. 11 Rate of transport and attachment of asphaltene particles vs asphaltene particles concentration

($T_b = 358$ K, $V = 1.25$ ms⁻¹, $T_s = 397$ K)

شکل 11 نمودار نرخ انتقال و اتصال ذرات آسفالتین بر حسب غلظت ذرات آسفالتین

($T_b = 358$ K, $V = 1.25$ ms⁻¹, $T_s = 397$ K)

¹ Population balance

- [3] G. Dickakian, S. Seay, Asphaltene precipitation primary crude exchanger fouling mechanism, *Oil Gas J. (United States)*, Vol. 86, No. 10, pp. 47-50, 1988.
- [4] J. G. Speight, *Chapter 6 - Asphaltene Deposition and Fouling*, in: *Fouling in Refineries*, Eds., pp. 129-154, Boston: Gulf Professional Publishing, 2015.
- [5] B. Yeap, D. Wilson, G. Polley, S. Pugh, Mitigation of crude oil refinery heat exchanger fouling through retrofits based on thermo-hydraulic fouling models, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 82, No. 1, pp. 53-71, 2004.
- [6] I. A. Wiehe, Asphaltene solubility and fluid compatibility, *Energy & Fuels*, Vol. 26, No. 7, pp. 4004-4016, 2012.
- [7] N. Epstein, Elements of particle deposition onto nonporous solid surfaces parallel to suspension flows, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 14, No. 4, pp. 323-334, 1997.
- [8] M. Soltani, G. Ahmadi, On particle adhesion and removal mechanisms in turbulent flows, *Journal of Adhesion Science and Technology*, Vol. 8, No. 7, pp. 763-785, 1994.
- [9] N. Epstein, Thinking about Heat Transfer Fouling: A 5 × 5 Matrix, *Heat Transfer Engineering*, Vol. 4, No. 1, pp. 43-56, 1983.
- [10] U. Ojaniemi, *Modelling particulate fouling in heat exchanger with high solid content liquid suspension*, PhD Thesis, University of Aalto, Espoo, 2015.
- [11] W. Ebert, C. B. Panchal, Analysis of Exxon crude-oil-slip stream coking data, *Proceedings of Fouling mitigation of industrial heat exchangers*, San Luis Ebispo: Argonne National Lab, pp. 18-23, 1995.
- [12] M. R. J. Nasr, M. M. Givi, Modeling of crude oil fouling in preheat exchangers of refinery distillation units, *Applied thermal engineering*, Vol. 26, No. 14, pp. 1572-1577, 2006.
- [13] C. Panchal, W. Kuru, C. Liao, W. Ebert, J. Palen, Threshold conditions for crude oil fouling, *Proceedings of Understanding heat exchanger fouling and its mitigation*, New York: Begell House, pp. 273-281, 1999.
- [14] G. T. Polley, D. Wilson, B. Yeap, S. Pugh, Evaluation of laboratory crude oil threshold fouling data for application to refinery pre-heat trains, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 22, No. 7, pp. 777-788, 2002.
- [15] Y. Wang, Z. Yuan, Y. Liang, Y. Xie, X. Chen, X. Li, A review of experimental measurement and prediction models of crude oil fouling rate in crude refinery preheat trains, *Asia Pacific Journal of Chemical Engineering*, Vol. 10, No. 4, pp. 607-625, 2015.
- [16] M. Jamialahmadi, B. Soltani, H. Müller-Steinhagen, D. Rashtchian, Measurement and prediction of the rate of deposition of flocculated asphaltene particles from oil, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 52, No. 19, pp. 4624-4634, 2009.
- [17] F. Coletti, B. D. Crittenden, A. J. Haslam, G. F. Hewitt, G. Jackson, G. Jimenez-Serratos, S. Macchietto, O. K. Matar, E. A. Müller, D. Sileri, J. Yang, *Chapter Five - Modeling of Fouling from Molecular to Plant Scale*, in: F. C. F. Hewitt, *Crude Oil Fouling*, Eds., pp. 179-320, Boston: Gulf Professional Publishing, 2015.
- [18] F. Salimi, S. Ayatollahi, M. Vafaie Seftie, An Experimental Investigation and Prediction of Asphaltene Deposition during Laminar Flow in the Pipes Using a Heat Transfer Approach, *Iranian Journal of Oil & Gas Science and Technology*, Vol. 6, No. 2, pp. 17-32, 2017.
- [19] F. M. Vargas, J. L. Creek, W. G. Chapman, On the development of an asphaltene deposition simulator, *Energy & Fuels*, Vol. 24, No. 4, pp. 2294-2299, 2010.
- [20] A. S. Kurup, F. M. Vargas, J. Wang, J. Buckley, J. L. Creek, H. Subramani, J. W. G. Chapman, Development and application of an asphaltene deposition tool (ADEPT) for well bores, *Energy & Fuels*, Vol. 25, No. 10, pp. 4506-4516, 2011.
- [21] A. S. Kurup, J. Wang, H. J. Subramani, J. Buckley, J. L. Creek, W. G. Chapman, Revisiting asphaltene deposition tool (ADEPT): field application, *Energy & Fuels*, Vol. 26, No. 9, pp. 5702-5710, 2012.
- [22] M. Bayat, J. Aminian, M. Bazmi, S. Shahhosseini, K. Sharifi, CFD modeling of fouling in crude oil pre-heaters, *Energy Conversion and Management*, Vol. 64, pp. 344-350, 2012.
- [23] M. Haghshenasfard, K. Hooman, CFD modeling of asphaltene deposition rate from crude oil, *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Vol. 128, pp. 24-32, 2015.
- [24] A. Bejan, *Turbulent Boundary Layer Flow*, in: *Convection Heat Transfer*, Eds., pp. 320-368: John Wiley & Sons, Inc., 2013.
- [25] F. R. Menter, Two-equation eddy-viscosity turbulence models for engineering applications, *AIAA journal*, Vol. 32, No. 8, pp. 1598-1605, 1994.
- [26] W. M. Kays, Turbulent Prandtl number—where are we?, *Journal of Heat Transfer*, Vol. 116, No. 2, pp. 284-295, 1994.
- [27] C. A. Bennett, R. S. Kistler, K. Nangia, W. Al-Ghawas, N. Al-Hajji, A. Al-Jemaz, Observation of an isokinetic temperature and compensation effect for high-temperature crude oil fouling, *Heat Transfer Engineering*, Vol. 30, No. 10-11, pp. 794-804, 2009.
- [28] A. Guha, Transport and deposition of particles in turbulent and laminar flow, *Annual Review of Fluid Mechanics*, Vol. 40, pp. 311-341, 2008.
- [29] A. Bejan, *Mass Transfer*, in: *Convection Heat Transfer*, Eds., pp. 489-536: John Wiley & Sons, Inc., 2013.
- [30] F. Coletti, B. D. Crittenden, S. Macchietto, *Chapter Two - Basic Science of the Fouling Process*, in: F. C. F. Hewitt, *Crude Oil Fouling*, Eds., pp. 23-50, Boston: Gulf Professional Publishing, 2015.
- [31] E. Ruckenstein, D. C. Prieve, Rate of deposition of Brownian particles under the action of London and double-layer forces, *Journal of the Chemical*

D	ضریب پخش مولکولی ذرات (m^2s^{-1})
D_{eff}	ضریب پخش موثر ذرات (m^2s^{-1})
E	انرژی فعال سازی اتصال ذرات ($kJmol^{-1}$)
f	ضریب اصطکاک
G_k	بخش تولید انرژی جنبشی آشفته‌گی ($kgm^{-1}s^{-3}$)
G_ω	بخش تولید فرکانس آشفته‌گی ($kgm^{-3}s^{-2}$)
I	ماتریس یک‌ه
K	ضریب هدایت نفت خام ($Wm^{-1}K^{-1}$)
K_{eff}	ضریب هدایت موثر نفت خام ($Wm^{-1}K^{-1}$)
k	انرژی جنبشی آشفته‌گی (m^2s^{-2})
k_t	نرخ انتقال (ضریب انتقال جرم) (ms^{-1})
k_a	نرخ اتصال (ms^{-1})
$\dot{m}_a$	جرم ذرات متصل شده ($kgm^{-2}s^{-1}$)
$\dot{m}_d$	نرخ رسوب گذاری ($kgm^{-2}s^{-1}$)
$\dot{m}_t$	جرم ذرات منتقل شده ($kgm^{-2}s^{-1}$)
Pr	عدد پرانتل
Pr_t	عدد پرانتل آشفته‌گی
p	فشار (Pa)
R	ثابت جهانی گازها ($Jmol^{-1}K^{-1}$)
Sc	عدد اشمیت
Sc_t	عدد اشمیت آشفته‌گی
t	زمان (s)
T	دما (K)
$\vec{u}$	بردار سرعت (ms^{-1})
V	سرعت سیال در ورودی (ms^{-1})
Y	کسر جرمی
Y_k	بخش اضمحلال انرژی جنبشی آشفته‌گی ($kgm^{-1}s^{-3}$)
Y_ω	بخش اضمحلال فرکانس آشفته‌گی ($kgm^{-3}s^{-2}$)

علائم یونانی

μ	لزجت ($kgm^{-1}s^{-1}$)
μ_t	لزجت آشفته‌گی ($kgm^{-1}s^{-1}$)
μ_{eff}	لزجت موثر ($kgm^{-1}s^{-1}$)
ρ	چگالی (kgm^{-3})
σ_k	عدد پرانتل آشفته‌گی برای k
σ_ω	عدد پرانتل آشفته‌گی برای ω
τ	تانسور تنش (Pa)
τ_w	تنش بر روی دیواره (Pa)
ω	فرکانس آشفته‌گی (s^{-1})

زیر نویس‌ها

0	حالت مرجع
b	توده سیال
s	نزدیک سطح

8- مراجع

- [1] T. R. Bott, *CHAPTER 1 - Introduction*, in: *Fouling of Heat Exchangers*, Eds., pp. 1-6, Amsterdam: Elsevier Science B.V., 1995.
- [2] F. Coletti, H. M. Joshi, S. Macchietto, G. F. Hewitt, *Chapter One - Introduction*, in: F. C. F. Hewitt, *Crude Oil Fouling*, Eds., pp. 1-22, Boston: Gulf Professional Publishing, 2015.

- [34] N. Epstein, *Particulate fouling of heat transfer surfaces: mechanisms and models*, in: *Fouling science and technology*, Eds., pp. 143-164, Dordrecht: Springer, 1988.
- [35] A. Bejan, *Turbulent Duct Flow*, in: *Convection Heat Transfer*, Eds., pp. 369-397: John Wiley & Sons, Inc., 2013.
- [36] T. Maqbool, S. Raha, M. P. Hoepfner, H. S. Fogler, Modeling the aggregation of asphaltene nanoaggregates in crude oil- precipitant systems, *Energy & Fuels*, Vol. 25, No. 4, pp. 1585-1596, 2011.
- Society, *Faraday Transactions 2: Molecular and Chemical Physics*, Vol. 69, pp. 1522-1536, 1973.
- [32] N. Epstein, A model of the initial chemical reaction fouling rate for flow within a heated tube and its verification, in *Proceeding of 10th International Heat Transfer Conference*, Brighton: Hemisphere Publishing Corporation, pp. 225-229, 1994.
- [33] A. P. Watkinson, Deposition from crude oils in heat exchangers, *Heat transfer engineering*, Vol. 28, No. 3, pp. 177-184, 2007.