

Research Article



DOI: 10.22034/ijche.2023.338876.1202



DOR: 20.1001.1.17355400.1402.22.128.5.8



This journal is an open access journal licensed under an Attribution-NonCommercial-NoDerivatives 4.0 International license (CC BY-NC-ND 4.0).

Mitigation of Fouling in Refinery Heat Exchanger

O. Hasannezhad¹, R. Sotudeh-Gharebagh^{2*}, E. Bagherzadeh Homaei³

1- M. Sc. in Chemical Engineering, University of Tehran

2- Professor of Chemical Engineering, University of Tehran

3- M. Sc. in Chemical Engineering, Shiraz University

Email: sotudeh@ut.ac.ir

Abstract

Fouling in heat exchangers is main causes of energy losses in oil and gas refineries. One way to reduce this energy loss in these refineries is to predict fouling resistance. In this paper, the fouling resistance rate is first estimated using the Buckingham's dimensionless groups. The resistance rate is then validated with the experimental data derived from the literature. The results show the relative error of 26.79% with the experimental data, which is rather low and acceptable as compared by those reported in the literature ranged from 40-59%. In general, by estimating the fouling resistance rate, the fouling threshold curve can be plotted and the position of the exchangers relative to it can be checked. The position of the exchangers would allow to reduce the amount of fouling and to stay in non-fouling area with the proper justifications of the operating conditions. The curve is also used to estimate the deposition resistance in the unstable state with the asymptotic model. This model has also been validated with the experimental data from the Australian light oil and Tehran refinery data. It is worthy to mention that the prediction of fouling instability has been less considered in the literature, although with this estimate it is possible to have a better and more regular cleaning program for exchangers and to reduce the problems caused by deposition in exchangers leading to lower operational costs.

Received: 23 April 2022
Accepted: 18 August 2022
Page Number: 97-109

Keywords:

Foul Resistance Rate,
Fouling,
Heat Exchanger,
Crude Oil

Please Cite this Article Using:

Hasannezhad, O., Sotudeh-Gharebagh, R., Bagherzadeh Homaei, E., "Mitigation of Fouling in Refinery Heat Exchanger", Iranian Chemical Engineering Journal, Vol. 22, No. 128, pp. 97-109, In Persian, (2023).



بررسی روش‌های پیش‌بینی نرخ رسوب‌گذاری در مبدل‌های حرارتی پالایشگاهی

عذرا حسن‌نژاد^۱، رحمت ستوده قره‌باغ^{۲*}، عیسی باقرزاده همایی^۳

۱- کارشناس ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه تهران

۲- استاد دانشکده‌گان فنی، دانشگاه تهران

۳- کارشناس ارشد مهندسی شیمی، نفت و گاز، دانشگاه شیراز

پیام‌نگار: sotudeh@ut.ac.ir

چکیده

تاریخ دریافت: ۱۴۰۱/۰۲/۰۳

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۱/۰۵/۲۷

شماره صفحات: ۹۷ تا ۱۰۹

رسوب‌گذاری در مبدل‌های حرارتی یکی از دلایل اصلی اتلاف انرژی در پالایشگاه‌هاست. یکی از راه‌های کاهش این اتلاف انرژی، پیش‌بینی مقاومت رسوب است. در مقاله، ابتدا با استفاده از گروه‌های بی‌بعد پی‌باکینگهام به تخمین نرخ مقاومت رسوب پرداخته شده است. نرخ مقاومت تخمین زده شده به این روش با داده‌های تجربی صحت‌گذاری شده است. نتایج نشان می‌دهد که میانگین درصد خطای نسبی مدل با داده‌های تجربی ۲۶/۷۹٪ است که در مقایسه با مدل‌های گزارش شده در مقاله‌ها که درصد خطا در آن‌ها در محدوده ۴۰-۵۹٪ است، درصد خطای پایین‌تری را نشان می‌دهد. در حالت کلی با تخمین نرخ مقاومت رسوب می‌توان منحنی آستانه رسوب را رسم و موقعیت مبدل‌ها را نسبت به آن بررسی کرد. با توجه به موقعیت مبدل‌ها در این منحنی، برای کاهش میزان رسوب‌گذاری و قرارگیری در محدوده بدون رسوب، می‌توان شرایط عملیاتی (دما و سرعت) را تنظیم کرد. هم‌چنین در این مقاله در ادامه به تخمین مقاومت رسوب در حالت ناپایا با مدل مجانب‌شونده پرداخته شده است. این مدل نیز با داده‌های تجربی نفت سبک استرالیا و پالایشگاه تهران اعتبارسنجی شده است. لازم به توضیح است که در مطالعات به پیش‌بینی مقاومت رسوب در حالت ناپایا کمتر توجه شده؛ هرچند که با این تخمین می‌توان برنامه تمیزکاری بهتر و منظم‌تری برای مبدل‌ها تنظیم و مشکلات ناشی از رسوب‌گذاری را در مبدل‌ها کم کرد.

کلیدواژه‌ها:

نرخ مقاومت رسوب،

رسوب‌گذاری،

مبدل حرارتی،

نفت خام

* تهران، دانشگاه تهران، دانشکده‌گان فنی، دانشکده مهندسی شیمی

استناد به مقاله:

حسن‌نژاد، ع.، ستوده قره‌باغ، ر.، باقرزاده همایی، ع.، "بررسی روش‌های پیش‌بینی نرخ رسوب‌گذاری در مبدل‌های حرارتی پالایشگاهی"، نشریه مهندسی شیمی ایران، سال بیست‌ودوم، شماره ۱۲۸، صص. ۹۷-۱۰۹، (۱۴۰۲).

۱. مقدمه

رسوب^۱ در واقع انباشته شدن مواد نامطلوب روی سطح مبدل حرارتی است؛ این مواد می‌توانند بلوره، شن، ماسه، پلیمر، محصولات ککینگ، نمک‌های غیر آلی و رشد و نمو زیستی یا محصولات ناشی از خوردگی باشند که همگی بر انتقال حرارت و شرایط جریان مبدل حرارتی تأثیر می‌گذارند. رسوب، نتیجه همراهی پدیده‌های انتقال حرارت، جرم و تکانه در شرایط گذراست که روی سطح مبدل حرارتی ایجاد و باعث تغییر در بازده عملیاتی مبدل حرارتی می‌شود. ظهور همه این پدیده‌ها به یک نتیجه منجر می‌شود: پایین آمدن بازده حرارتی و بالا رفتن افت فشار که ممکن است به خوردگی نیز بیانجامد و باعث از کار افتادگی مبدل شود. خوردگی در واقع خراب شدن مکانیکی مواد سازه مبدل حرارتی در اثر سیال در جریان و محیط زیستی است که با آن برخورد دارد.

تشکیل رسوب روی سطوح انتقال حرارت یکی از مشکلات اساسی در انتقال حرارت جابه‌جایی است. باتوجه به مشکلات عملیاتی و روش‌های طراحی غیرواقعی معمولاً مبدل‌های حرارتی با ضریب ۸۰-۷۰ درصد بیشتر از سطح واقعی طراحی می‌شوند که ۵۰-۳۰ درصد آن برای رسوب‌گذاری لحاظ می‌شود. در نظر گرفتن سطح انتقال حرارت اضافی شاید زمان عملیاتی مبدل‌های حرارتی را افزایش دهد؛ اما نمی‌تواند تأثیری بر رسوب‌گذاری داشته باشد، رسوب‌گذاری مبدل‌های حرارتی را می‌توان با طراحی صحیح و انتخاب درست نوع مبدل حرارتی و روش‌های کاهش رسوب‌گذاری از نوع فرایندی، مکانیکی و شیمیایی کم کرد. پیش‌بینی مقاومت رسوب‌گذاری برحسب زمان در یک ترکیب درصد خاص از آب هنوز ممکن نیست؛ ولی تأثیرات سرعت آب، غلظت جزء رسوب‌کننده و درجه حرارت سطح تماس را بر نرخ رسوب‌گذاری می‌توان تخمین زد و از آن برای بهینه‌کردن طراحی مبدل‌های حرارتی استفاده کرد.

مشکل رسوب از زمان پیدایش اولین مبدل‌ها تا به امروز وجود داشته‌است. از زمان انقلاب صنعتی و در تولید بخار با احتراق زغال‌سنگ این مشکل در دیگ‌های بخار گزارش شده که علت آن وجود املاح و نمک‌ها در آب بوده‌است، در نتیجه دمای دیگ بخار

1. Fouling

برای تولید بخار باید افزایش می‌یافت. به‌طور کلی تاریخچه بررسی‌ها در زمینه رسوب‌گذاری روی سطوح انتقال حرارت را می‌توان به پنج دوره تقسیم کرد:

۱. تا سال ۱۹۲۰، در روش‌های ابتکاری برای حذف رسوب فقط به ایجاد و استفاده از ابزارهایی برای کاهش رسوب باتوجه به شرایط موجود، بدون در نظر گرفتن یک طراحی مناسب، توجه می‌شد.

۲. در سال‌های ۱۹۲۰ تا ۱۹۳۵ میلادی، اولین روش‌ها برای اندازه‌گیری مقدار رسوب‌گذاری و تعیین مقدار تأثیر آن بر ابزارهای انتقال حرارت ابداع شدند؛

۳. در سال‌های ۱۹۳۰ تا ۱۹۶۵، با مطالعات بیشتر عامل رسوب‌گرفتنی معرفی شد.

۴. ۱۹۶۵ تا ۱۹۷۵ دورانی بود که نظریه‌های علمی قابل قبول درباره رسوب‌گذاری ارائه شد.

۵. از ۱۹۷۵ تاکنون نیز روش‌های مختلف کاهش آن، از جمله استفاده از روش‌های شیمیایی و مکانیکی مختلف، بررسی‌شده‌اند و در طول این دوران نیز رسوب‌گذاری موضوع چندین کتاب و کاهش آن با روش‌های مختلف موضوع چندین پایان‌نامه و هزاران مقاله علمی بوده‌است [۱].

امروزه برای طراحی انواع مبدل‌های حرارتی مانند پوسته و لوله، صفحه‌ای، کوپل‌ها و صفحه‌ای پره‌دار (فین‌دار)، نرم‌افزارهایی وجود دارد که معروف‌ترین و مقبول‌ترین آن‌ها را مؤسسه تحقیقاتی HTFS^۲ در انگلستان و مرکز پژوهشی HTRI^۳ در ایالات متحده توسعه داده‌اند. امروزه، اهمیت روش‌های طراحی، باتوجه به این‌که آن‌ها فقط برای سیالات تمیز کاربرد دارند، کاهش می‌یابد؛ درحالی‌که در فرایندهای صنعتی سیالات انتقال حرارت مانند آب، با غلظت‌هایی مشخص از نمک‌ها، ذرات معلق بیولوژیکی وجود دارند که به تشکیل رسوب در روی سطوح انتقال حرارت منجر می‌شوند [۲].

باتوجه به اهمیت و تأثیر رسوب در مبدل‌های حرارتی در این مقاله به منظور کاهش رسوب‌گذاری در مبدل‌های پالایشگاهی، مدلی برای بررسی رفتار رسوب در گذر زمان بررسی شده‌است.

2. <https://www.aspentech.com/en/products/pages/aspent-htfs-research-network>, accessed on April, 2022

3. <https://www.htri.net/history>, accessed on April, 2022

۲. مسئله مورد مطالعه

مبدل‌های پوسته و لوله پرکاربردترین نوع مبدل‌ها در صنایع هستند که بسیاری از شرایط انتخاب اول مهندسان طراح‌اند. اغلب سیالات فرایندی به ایجاد رسوب در سطوح انتقال حرارت در یک مبدل تمایل دارند و مواد رسوب‌کرده عموماً هدایت حرارتی نسبتاً پایینی دارند و این مسئله ضریب انتقال حرارت کلی را کاهش می‌دهد. عموماً مقاومت‌های حرارتی رسوب بیشتر از ضرایب حرارتی آن مطرح می‌شود.

در شکل (۱) نمودار یک شبکه پیش‌گرم‌کن نفت خام آورده شده است. این شبکه مجموعه‌ای از چندین مبدل پوسته و لوله پشت سر هم است که با عبور نفت خام از آن‌ها و رسیدن به دمایی مورد نظر، برای ورود به برج تقطیر هدایت می‌شود. از آنجایی که سرعت یک جریان با ورود به مبدل‌ها کاهش می‌یابد، این مبدل‌ها در هر مرحله همانند یک فیلتر، عمل و موادی در آن‌ها رسوب می‌کند. پیش‌تر اشاره شد که روش‌های مختلفی برای کاهش رسوب وجود دارد؛ برای کاهش رسوب در مبدل‌های طراحی‌شده و در سرویس، تغییر در طراحی مبدل مقرون‌به‌صرفه نیست. هم‌چنین افزودن مواد شیمیایی برای کاهش رسوب‌گذاری باعث کاهش در درصد خلوص می‌شود که زیاد مورد توجه قرار نمی‌گیرد. به همین علت مدل‌سازی

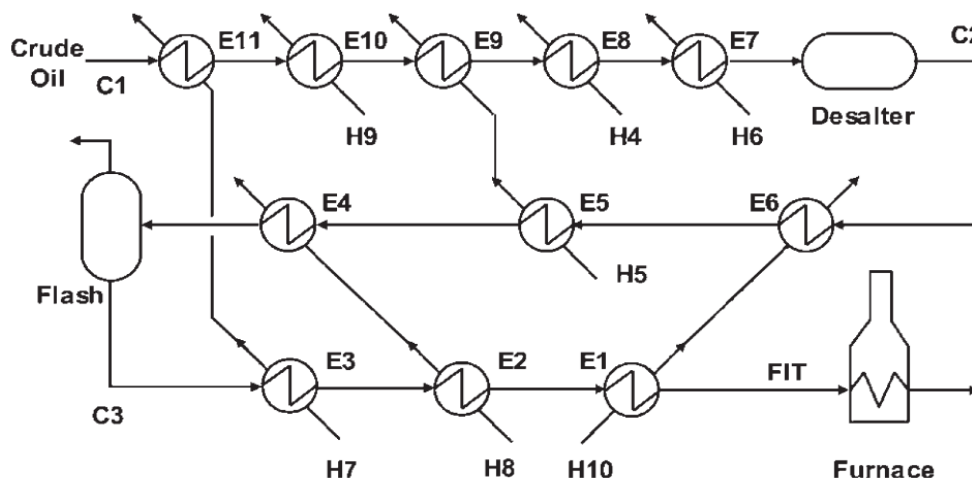
رفتار رسوب با گذشت زمان می‌تواند درک بهتری از تأثیرات رسوب بر دمای خروجی و ضریب انتقال حرارت کلی بدهد، که با مدل‌های پیشنهادی می‌توان با توجه به حداکثر افت دما و افت فشار برنامه تمیزکاری را برای مبدل طراحی کرد.

۱-۲ مدل کلی رسوب‌گذاری

نرخ تشکیل رسوب را در یک سطح با مفهوم ساده، می‌توان با تفاوت بین نرخ جریان جرمی تشکیل و نرخ حذف رسوب، تعریف کرد که در معادله (۱) نشان داده شده است:

$$\frac{dm}{dt} = \Phi_D - \Phi_R \quad (1)$$

که m جرم رسوب در واحد سطح، Φ_D و Φ_R به ترتیب نرخ جریان جرمی تشکیل و حذف رسوب است. تشکیل رسوب در سطح مبدل باعث ایجاد مقاومت حرارتی می‌شود. مدل‌هایی برای رسوب ارائه شده که در این مدل‌ها مشخصه‌هایی که بر تشکیل رسوب تأثیر دارند، متغیر هستند؛ از مهم‌ترین مشخصه‌هایی که بر رسوب تأثیرگذار است سرعت و دما است.



شکل ۱. نمودار یک شبکه پیش‌گرم‌کن نفت خام [۶].

Figure 1. Schematic of crude oil preheat train [6].

۳. مدل انتخابی

سلسیوس تغییر می‌کند. اعداد بی‌بعد با استفاده از قضیه پی باکینگهام به دست می‌آید. با توجه به داده‌های تجربی جدول‌های (۱) تا (۳)، ضرایب و توان‌های اعداد بی‌بعد قابل محاسبه است. استفاده از روابط اعداد بی‌بعد این امکان را می‌دهد که در محدوده‌های مختلف، نتایج بهتری از نرخ تشکیل رسوب به دست آورد.

برای تخمین رسوب‌گذاری نفت خام در مبدل‌های حرارتی از نتایج تجربی اکسون [۴]، شلوود و شلوس [۵] استفاده شده است. همان‌طور که در جدول‌های (۱) تا (۳) مشخص شده این مقادیر برای سه قطر مختلف ارائه شده است. در این آزمایش‌ها سرعت از ۰/۹۸ تا ۳/۱۷ متر بر ثانیه و دمای ورودی سیال از ۲۲۰ تا ۳۷۱ درجه

جدول ۱. داده‌های نرخ رسوب و شرایط عملیاتی مبدل حرارتی پالایشگاه اکسون [۴].

Table 1. Fouling rate data and operating conditions of Exxon refinery heat exchanger [4].

Fouling Rate ($m^2 K/kW h$) $\times 10^3$	Surface temperature ($^{\circ}C$)	Inlet temperature ($^{\circ}C$)	velocity (m/s)	Diameter tube (mm)
3.2	414	363	2.48	15.2
20.1	467	371	1.25	15.2
2.8	397	351	2.48	15.2
11.4	432	360	1.25	15.2
7.9	401	353	1.25	15.2
5.6	374	344	1.29	15.2
4	404	353	2.53	15.2
1.2	376	345	2.53	15.2

جدول ۲. داده‌های نرخ رسوب و شرایط عملیاتی مبدل حرارتی پالایشگاه شلوود ریور [۵].

Table 2. Fouling rate data and operating conditions of Shell Wood River refinery heat exchanger [5].

Fouling Rate ($m^2 K/kW h$) $\times 10^3$	Surface temperature ($^{\circ}C$)	Inlet temperature ($^{\circ}C$)	velocity (m/s)	Diameter tube (mm)
1.1	255	220	0.98	21.1
0.8	270	227	1.16	21.1
5.6	288	223	1.16	21.1
8.1	295	223	0.98	21.1

جدول ۳. داده‌های نرخ رسوب و شرایط عملیاتی مبدل حرارتی پالایشگاه شلوس [۵].

Table 3. Fouling rate data and operating conditions of Shell West refinery heat exchanger [5].

Fouling Rate ($m^2 K/kW h$) $\times 10^3$	Surface temperature ($^{\circ}C$)	Inlet temperature ($^{\circ}C$)	velocity (m/s)	Diameter tube (mm)
2.6	344	288	1.77	5.5
7.9	393	288	1.77	5.5
3.5	349	284	2.13	5.5
37.5	396	283	2.13	5.5
5.4	331	275	3.17	5.5
25.7	419	275	3.17	5.5

کمیت‌ها را می‌توان به صورت n-m مشخصه بی‌بعد مستقل مرتب کرد. جدول (۴) نشان می‌دهد که کمیت‌ها شامل چهار واحد اساسی (کیلوگرم، ثانیه، متر، کلوین)، در فرایند انتقال حرارت در یک مبدل حرارتی پوسته و لوله هستند. برای ایجاد اعداد بی‌بعد کمیت‌های (ρ, u, T_{ic}, D_i) به‌عنوان کمیت‌های مرجع لحاظ و با استفاده از آنالیز ابعادی ۸ گروه بی‌بعد زیر ایجاد می‌شود.

$$\pi_1 = \frac{T_{ih}}{T_{ic}}; \pi_2 = \frac{T_{ic}k_c}{u^3\rho D_i}; \pi_3 = \frac{T_{ic}c_p}{u^2}; \pi_4 = \frac{\mu}{\rho D_i u};$$

$$\pi_5 = \frac{T_{ic}k_f}{u^3\rho D_i}; \pi_6 = \frac{D_i}{\sqrt{A}}; \pi_7 = \frac{T_{ic}U}{u^3\rho}; \pi_8 = \frac{u^2\rho D_i(dR/dt)}{T_{ic}} \quad (3)$$

سپس، گروه‌های بی‌بعد به دست آمده از نظر جبری ترکیب شده‌اند تا عدد بی‌بعد Re و Pr به دست آید. مشخصه‌های U, k_c, k_f, c_p و D_i در این مطالعه ثابت هستند؛ بنابراین همه اعداد بی‌بعد به مشخصه‌های u, T_{ic}, T_{ih}, ρ و A وابسته هستند و می‌توان اعداد بی‌بعد را به چهار عدد بی‌بعد زیر کاهش داد:

$$\theta = \frac{T_{ih}}{T_{ic}}; Pr = \frac{c_p\mu}{k_c}; Re = \frac{\rho D_i u}{\mu}; FR = \frac{u^2\rho D_i(dR/dt)}{T_{ic}} \quad (4)$$

از آنجایی که با افزایش ضخامت رسوب، مسیر عبوری سیال نیز محدودتر می‌شود، میزان رسوب‌گذاری نیز پایین می‌آید و با گذر زمان بیشتر رشد رسوب با مدل مجانب‌شونده تطابق بیشتری دارد. بنابراین در این مقاله به بررسی مدل جدیدی از فرم کلی مدل مجانب‌شونده پرداخته می‌شود که به مدل کرن و سیتون [۹] معروف و به صورت معادله (۲) است.

$$R_f = R_f^\infty \times (1 - e^{-\beta t}) \quad (2)$$

در معادله R_f و R_f^∞ به ترتیب نشان دهنده مقاومت در زمان بی‌نهایت، β ثابت معادله و t زمان سپری شده است. با این مدل می‌توان رفتار رسوب را در طول زمان و دقت بیشتری دنبال کرد و برنامه تمیزکاری برای مبدل تعیین کرد. در ادامه، به تخمین مقاومت رسوب پرداخته می‌شود.

۳-۱ نتایج و بحث

در این مقاله، با استفاده از آنالیز ابعادی و به کارگیری قضیه باکینگهام برای تبدیل مشخصه‌های تأثیرگذار و مشخصه هدف به اعداد بدون بعد استفاده می‌شود. در واقع، قضیه باکینگهام بیان می‌کند که در یک مسئله فیزیکی شامل n کمیت که دارای m بعد اصلی هستند،

جدول ۴. کمیت‌های تأثیرگذار و هدف در مبدل حرارتی پوسته و لوله.

Table 4. Effective and purpose quantities in shell and tube heat exchangers.

Classification of process parameters	Quantity	Symbol	Unit
Fluid properties	Density	ρ	$kg\ m^{-3}$
	Viscosity	μ	$kg\ m^{-1}\ s^{-1}$
	foul conductive heat transfer coefficient	k_f	$kg\ m\ s^{-3}\ K^{-1}$
	conductive heat transfer coefficient of the fluid	k_c	$kg\ m\ s^{-3}\ K^{-1}$
	overall heat transfer coefficient	U	$kg\ s^{-3}\ K^{-1}$
	specific heat capacity	c_p	$m^2\ s^{-2}\ K^{-1}$
	inner diameter of the tube	D_i	m
Heat exchanger operating conditions	Area	A	m^2
	cold flow inlet temperature	T_{ic}	K
	hot stream inlet temperature	T_{ih}	K
Target parameters	Velocity	u	$m\ s^{-1}$
	foul formation rate	dR/dt	$K\ s^2\ kg^{-1}$

در این معادله میزان نرخ رسوب با عدد بی‌بعد (FR) (Fouling rate) معرفی می‌شود. به علت متفاوت بودن خواص نفت خام در شرایط دمایی مختلف و تأثیر دما بر رسوب‌گذاری، در معادله فوق محدوده‌هایی برای توان عدد پرانتل نیز تعیین می‌شود. این معادله با توجه به محدوده عدد رینولدز در محدوده جریان ناآرام صدق می‌کند.

لازم به توضیح است که این مدل براساس نتایج آزمایشگاهی اکسون [۴]، شلوود و شلوست [۵] به دست آمده است. در جدول‌های (۶) تا (۸) درصد خطای نسبی مطابق معادله، نتایج آزمایشگاهی مختلف را با مدل نصر، پلی، پانچال و مدل پیشنهادی مقایسه می‌کند. در جدول‌های (۶) تا (۸) مشخصه‌های u ، T_b و T_s به ترتیب سرعت ورودی، دمای ورودی سیال و دمای سطح است.

$$\delta = \left| \frac{\vartheta_A - \vartheta_E}{\vartheta_E} \right| \times 100 \quad (7)$$

در معادله (۷) مقدار به دست آمده در مدل‌ها و ϑ_E مقدار آزمایشگاهی است.

روابط اعداد بی‌بعد به صورت زیر است:

$$FR = A \times Re^a \times Pr^b \times \theta^c \quad (5)$$

برای محاسبه خواص نفت خام مورد نیاز این معادله در شرایط مختلف از جدول (۵) استفاده شده است.

جدول ۵. خواص نفت خام [۳].

Table 5. Properties of crude oil [3].

Properties	(T°C) Equation
density (kg/m^3)	$\rho = 917 - 0.833T$
($mPa \cdot s$) viscosity	$\mu = 0.0985 \exp(406/T)$
specific heat capacity ($J/kg \cdot K$)	$C_p = 1940 + 3T$
Thermal conductivity coefficient ($W/m \cdot K$)	$k_c = 0.145 - 0.0001T$

با نتایج آزمایشگاهی مختلف مورد بررسی، ضریب و توان‌های معادله (۶) با استفاده از نرم‌افزار STATISTICA به شرح زیر تعیین می‌شود.

$$FR = 2.096 \times 10^{-14} \times Re^{2.39} \times Pr^{3.43d} \times \theta^{14.05}$$

$$8 < Pr < 9 \quad d = 1$$

$$9 < Pr < 11 \quad d = 1.11$$

$$11 < Pr < 13.5 \quad d = 0.74 \quad (6)$$

جدول ۶. مقایسه بین مدل پیشنهادی و مدل‌های رسوب‌گذاری برای نتایج آزمایشگاهی نفت اکسون [۳، ۴، ۷، ۱۰].

Table 6. Comparison between the proposed model and fouling models for Exxon oil laboratory results [10,7,4,3].

$u(m/s)$	$T_s(^{\circ}C)$	$T_b(^{\circ}C)$	Fouling rate ($m^2 K kW^{-1} h^{-1}$) $\times 10^3$				
			Laboratory results	Polly model	Panchal model	Nasr model	proposed model
2.48	414	363	3.2	4	3.1	1.293	3.44
1.25	467	371	20.1	37.3	11.6	2.242	21.71
2.48	397	351	2.8	1.6	2.2	1.26	2.92
1.25	432	360	11.4	23.9	8.5	1.938	10.59
1.25	401	353	7.9	14.8	6.4	1.731	4.76
1.29	374	344	5.6	8.4	4.7	1.523	2.43
2.53	404	353	4	2.2	2.2	1.271	3.43
2.53	376	345	1.2	0	1.2	1.231	1.67
Percentage of average relative error				21.21	21.54	62.87	7.35

جدول ۷. مقایسه بین مدل پیشنهادی و مدل‌های رسوب‌گذاری برای نتایج آزمایشگاهی شلوود [۳،۵،۷،۱۰].

Table 7. Comparison between the proposed model and fouling models for Shell Wood oil laboratory results [10,7,5,3].

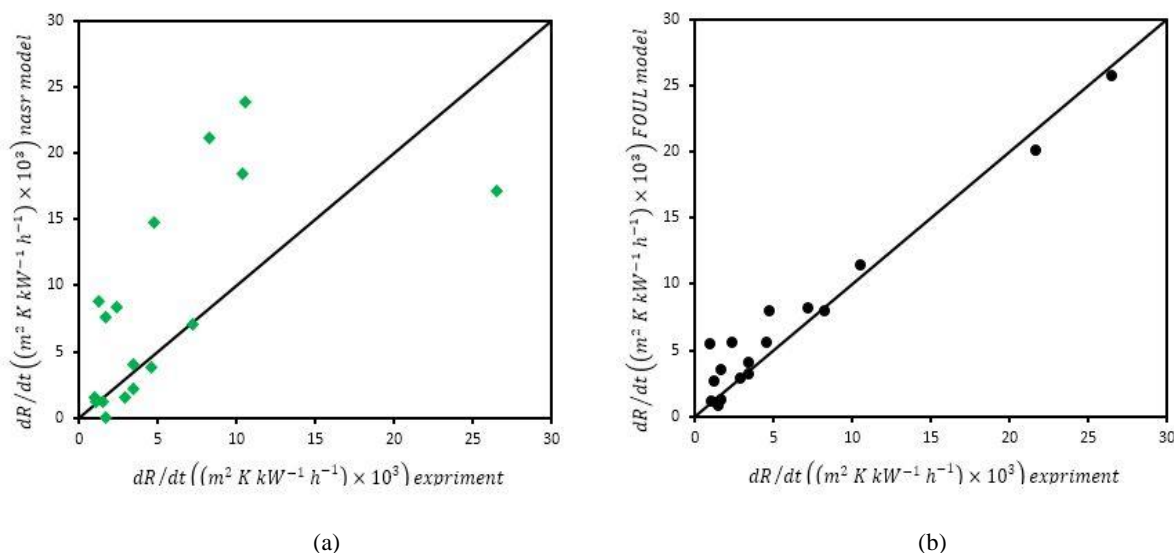
$u(m/s)$	$T_s(^{\circ}C)$	$T_b(^{\circ}C)$	Fouling rate $(m^2 K kW^{-1} h^{-1}) \times 10^3$				
			Laboratory results	Polly model	Panchal model	Nasr model	proposed model
0.98	255	220	1.1	1.2	1	0.934	1.1
1.16	270	227	0.8	1.2	0.8	0.945	1.49
1.16	288	223	5.6	3.8	1.2	0.966	4.62
0.98	295	223	8.1	7.1	1.8	1.005	7.19
Percentage of average relative error				25.89	41.36	50.88	28.84

جدول ۸. مقایسه بین مدل پیشنهادی و مدل‌های رسوب‌گذاری برای نتایج آزمایشگاهی شلوست [۳،۵،۷،۱۰].

Table 8. Comparison between the proposed model and fouling models for Shell West oil laboratory results [10,7,5,3].

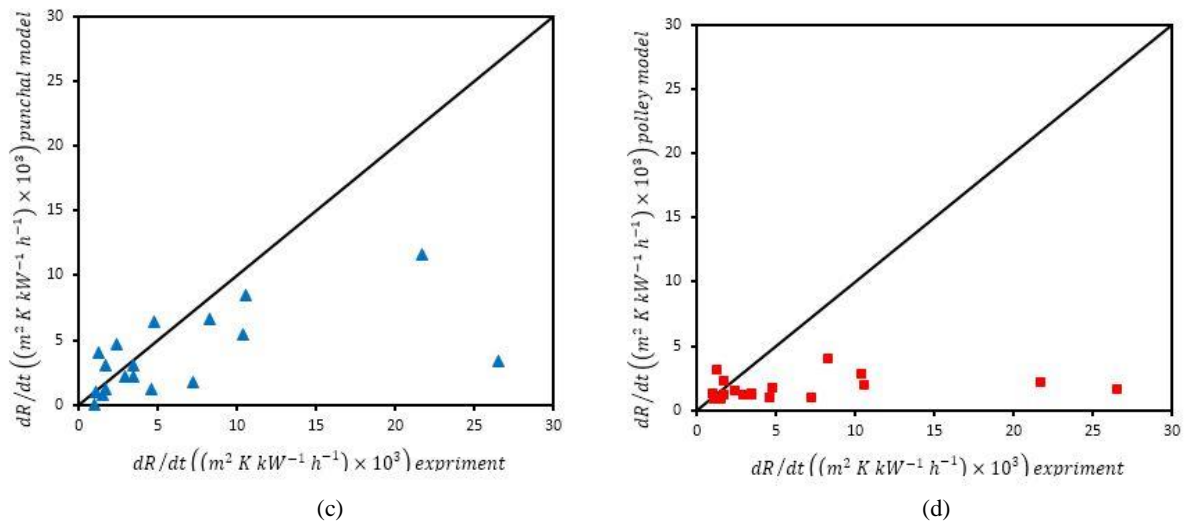
$u(m/s)$	$T_s(^{\circ}C)$	$T_b(^{\circ}C)$	Fouling rate $(m^2 K kW^{-1} h^{-1}) \times 10^3$				
			Laboratory results	Polly model	Panchal model	Nasr model	proposed model
1.77	344	288	2.6	8.8	4	3.222	1.27
1.77	393	288	7.9	21.1	6.6	4.027	8.25
2.13	349	284	3.5	7.6	3.1	2.317	1.68
2.13	396	283	37.5	18.4	5.4	2.801	10.37
3.17	331	275	5.4	1.5	0	1.297	0.96
3.17	419	275	25.7	17.1	3.4	1.658	26.47
Percentage of average relative error				113.22	59.02	61.47	44.2

نمودارها در شکل (۲) نشان می‌دهند که مدل پیشنهادی کارایی بهتری نسبت به مدل‌های قبلی دارد.



شکل ۲. مقایسه داده‌های آزمایشگاهی با مدل‌های نصر، پلی، پانچال و FR.

Figure 2. Comparison of laboratory data with Nasr, Polly, Panchal and FR models.

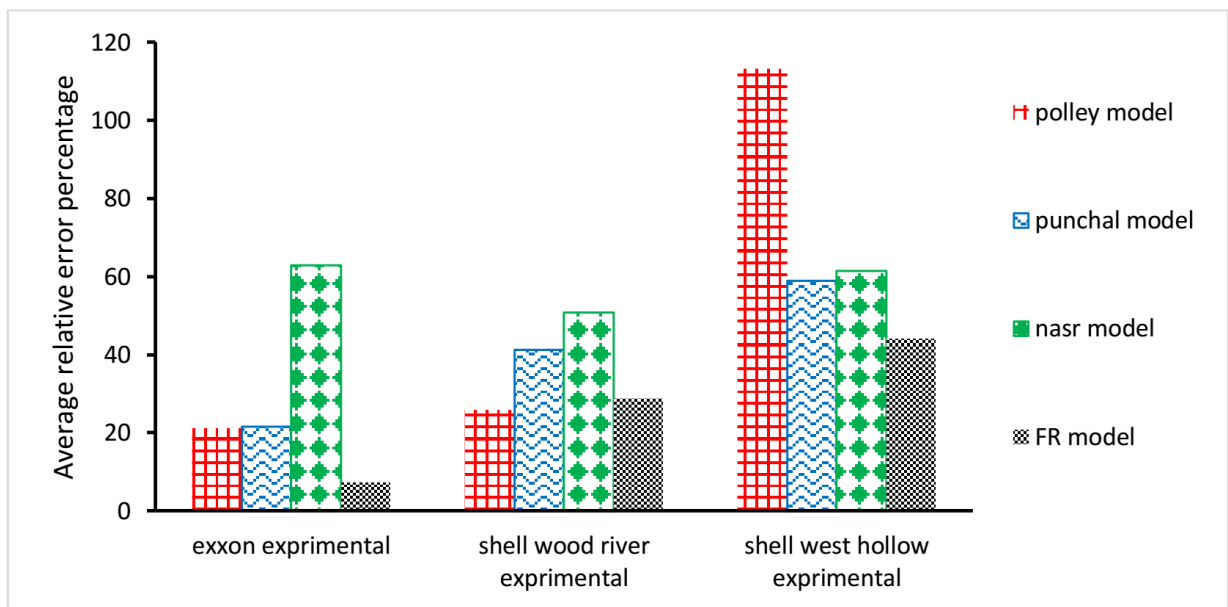


ادامه شکل ۲. مقایسه داده‌های آزمایشگاهی با مدل‌های نصر، پلی، پانچال و FR.

Figure 2. Comparison of laboratory data with Nasr, Polly, Panchal and FR models.

میانگین درصد خطای نسبی نتایج مدل ارائه‌شده در این مقاله ۵۸/۴٪، ۴۰/۶۴٪ و ۵۳/۴۴٪ درصد خطای پایین‌تری دارد که خلاصه این مقایسه، در شکل (۳) آمده‌است.

۲۶/۷۹٪ است که در مقایسه با مدل نصر، پانچال و پلی که به ترتیب



شکل ۳. مقایسه درصد خطای نسبی مدل FR، مدل نصر، پانچال و پلی با داده‌های تجربی.

Figure 3. Comparison of relative error percentage of FR model, Nasr model, Panchal and Polly with experimental data.

۲-۳ مقاومت رسوب

جدول ۱۰. مشخصه‌های سیال ورودی و مبدل [۸،۹].

Table 10. Inlet fluid and heat exchanger parameters.

Parameter	Australian light oil	Tehran Refinery	Unit
temperature (shell)	453 – 533	538	(K)
temperature (tube)	353 – 393	490	(K)
velocity	0.25 – 0.45	0.77463	(m/s)
Diameter(tube)	14.3	25	(mm)
Asphaltene weight percentage	0.05	0.02	wt%

برای اعتبارسنجی مدل ارائه‌شده خطاهای آماری زیر حساب شده است:

$$BIAS = \sum_{i=1}^N \frac{1}{N} (Y_i - X_i) \quad (9)$$

$$SI = \frac{\sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (Y_i - X_i)^2}}{\bar{X}} \quad (10)$$

$$CC = \frac{\sum_{i=1}^N (X_i - \bar{X})(Y_i - \bar{Y})}{\sqrt{\sum_{i=1}^N (X_i - \bar{X})^2 (Y_i - \bar{Y})^2}} \quad (11)$$

که X_i و Y_i به ترتیب داده‌های تجربی و مقادیر پیش‌بینی شده است. \bar{X} و \bar{Y} نیز به ترتیب میانگین داده‌های تجربی و مقادیر پیش‌بینی شده است.

خطاهای آماری حساب‌شده در جدول (11) مقادیر پایینی دارند، به‌جز در شرایط دمایی ۳۵۳ کلوین و سرعت ۰/۴ متر بر ثانیه که به‌علت پایین بودن رسوب‌گذاری به‌خصوص در زمان‌های اولیه خطای SI میزان آن تا حدی بالا است. به‌طور کلی این مقادیر، مدل پیشنهادی را تأیید می‌کند.

معادلات ارائه‌شده در منابع، نرخ رسوب را در حالت پایا تعیین می‌کند که در آن‌ها مقاومت رسوب با گذر زمان مورد توجه قرار نگرفته؛ ولی لازم است که در تخمین نرخ رسوب تغییرات زمانی لحاظ شود تا بتوان روابط دقیق‌تری در مورد تغییرات رسوب و زمان‌بندی تمیزکاری ارائه کرد. بررسی نتایج آزمایش‌های مختلف نشان داده که منحنی مقاومت رسوب برحسب زمان، شکل مجانب‌شونده دارند. برای این منظور، در این مقاله از فرم کلی معادله (۲) کرن و سیتون [۹] استفاده می‌شود، که در این معادله β تابعی از دما و سرعت و غلظت ماده رسوب‌کننده است. از آنجایی که با افزایش دما و غلظت ماده رسوب‌کننده، میزان رسوب‌گذاری افزایش می‌یابد و با افزایش سرعت میزان رسوب کاهش می‌یابد، بنابراین β با دما و غلظت رابطه مستقیم و با سرعت رابطه عکس دارد. از این رو β با $\frac{T^n}{u^m}$ متناسب است که میزان n و m به خواص سیال بستگی دارد.

بنابراین معادله کلی مقاومت حرارتی رسوب به‌صورت معادله (۸) ارائه می‌شود:

$$R_f = R_f^\infty \times (1 - e^{-\alpha \times T^n \cdot w \cdot t / u^m}) \quad (8)$$

w درصد وزنی آسفالتن است و در جدول (۹) ثابت معادله (۸) ارائه شده است. ثابت در معادله (۸) با استفاده از داده‌های تجربی نفت خام پالایشگاه تهران و نفت خام استرالیا مشخص شده است.

جدول ۹. ثوابت معادله [۸].

Table 9. Equation constants [8].

Fluid type	α	n	m
Tehran refinery crude oil	0.0000111	1	1
Australian crude oil	0.0000111	1	1

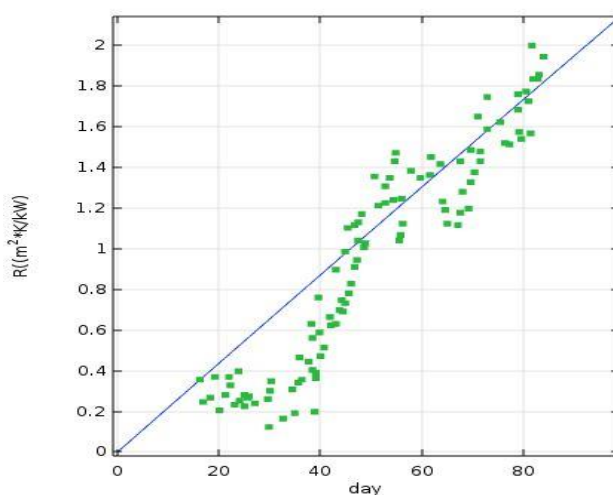
شرایط عملیاتی برای پالایشگاه تهران نفت سبک در جدول (۱۰) آمده است:

در این مورد مبدل پیش‌گرم‌کن واحد تقطیر بررسی شده است. این مبدل حرارتی از نوع پوسته و لوله است. برای به‌دست‌آوردن خواص از جدول (۵) استفاده شده است. از آنجایی که رسوب در سمت لوله رخ می‌دهد.

جدول ۱۱. BSIA, SI و CC نتایج مدل برای پالایشگاه تهران و نفت خام استرالیا.

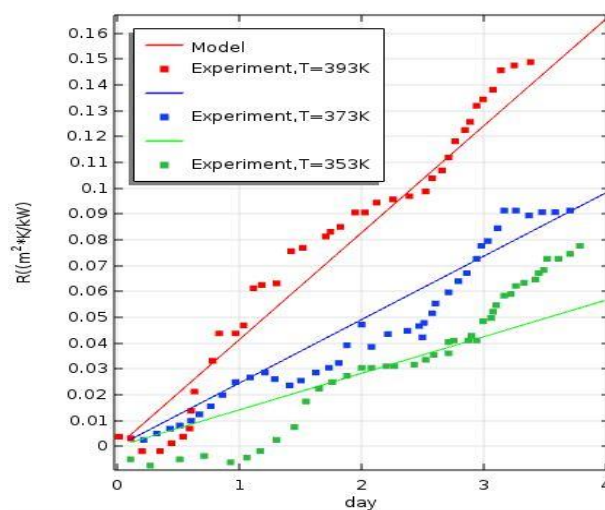
Table 11. BSIA, SI and CC model results for Tehran refinery and Australian crude oil.

Fluid type and operating conditions	CC	SI	BIAS
Tehran refinery crude oil	0.94	0.23	0.0003
Australian crude oil) T=393K,u=0.35m/s(0.98	0.13	-0.003
Australian crude oil) T=373K,u=0.35m/s(0.96	0.18	0.003
Australian crude oil) T=353K,u=0.35m/s(0.97	0.31	-0.0014
Australian crude oil) u=0.25m/s,T=353K(0.98	0.24	-0.005
Australian crude oil) u=0.3m/s,T=353K(0.97	0.04	-0.012
Australian crude oil) u=0.4m/s,T=353K(0.91	0.5	-0.003



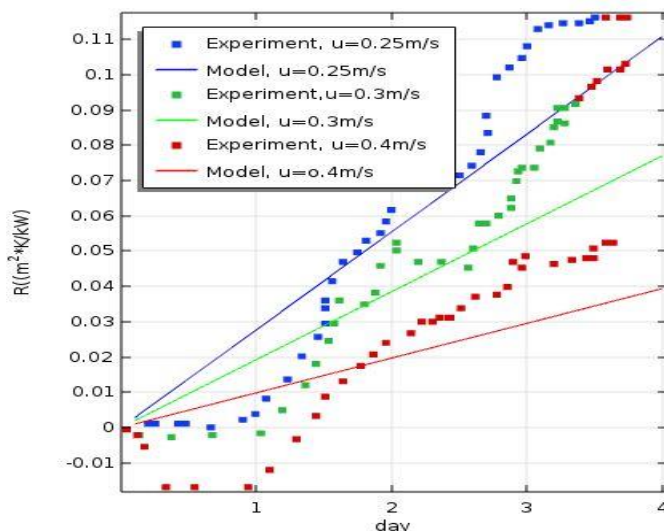
شکل ۴. مقایسه مقاومت رسوب در مبدل پالایشگاه تهران با مدل پیشنهادی [۹].

Figure 4. Comparison of fouling resistance in converter of Tehran refinery with the presented model.



شکل ۵. مقایسه مقاومت نفت خام استرالیا در دماهای مختلف با مدل پیشنهادی [۸].

Figure 5. Comparison of Australian crude oil resistance at different temperatures with the proposed model



شکل ۶. مقایسه مقاومت نفت خام استرالیا در سرعت‌های مختلف با مدل پیشنهادی [۸].

Figure 6. Comparison of Australian crude oil resistance at different velocity with the proposed model.

بسیار مهم است. با داشتن یک مدل مناسب در هنگام طراحی مبدل می‌توان تخمینی دقیق از مقدار رسوب به دست آورد. مدل پیشنهاد شده نشان داد که می‌تواند از دیگر مدل‌ها کارایی بهتری داشته باشد؛ ولی باید هم‌چنان مدل‌هایی با دقت بیشتر جستجو کرد تا بتوان آن‌ها را به انواع نفت‌ها با خواص فیزیکی متفاوت تعمیم داد و هم‌چنین مدل‌هایی برای دیگر سیال‌ها استفاده کرد.

تطابق نمودار تغییرات سرعت در شکل (۶) با مدل پیشنهادی کمتر است، که به علت بازه زمانی کم داده‌های تجربی و وابستگی کمتر مدل پیشنهادی به سرعت نسبت به دماست. با استفاده از مدل پیشنهادی می‌توان با توجه به تغییرات دما و سرعت، برنامه تمیزکاری برای مبدل حرارتی تعیین کرد. مدل‌های قبلی ارائه شده تابع خطی دما هستند و در صورتی که نرخ رسوب در ابتدا بیشتر است، به همین علت مدل مجانب‌شونده مناسب‌تر است.

مراجع

- [1] Shah, R. K., Subbarao, E. C., Mashelkar, R. A., "Heat transfer equipment design", CRC Press, Washington DC, (1988).
- [2] Melo, L., Bott, T. R., Bernardo, C. A., "Fouling science and technology", Springer Science & Business Media. Vol. 145, (2012).
- [3] Panchal, C. B., "Fouling mitigation of industrial heat exchange equipment", Bengell House, New York, (1997).
- [4] Bayat, M., Aminian, J., Bazmi, M., Shahhosseini, S., Sharifi, K., "CFD modeling of fouling in crude oil pre-heaters", Energy Conversion and Management, 64, pp. 344-350, (2012).
- [5] Riazi, M. R., Daubert, T. E., "Characterization parameters for petroleum fractions", Industrial & Engineering Chemistry Research. 26, 4, pp. 755-759, (1987).
- [6] Scarborough, C. E., Cherrington, D. C., Diener, R., Golan, L. P., "Coking of crude oil at high flux levels", Chem Eng Proc, 75, pp 41-46, (1979).

۴. نتیجه‌گیری

در بخش مقدمه به روش‌های کاهش رسوب‌گذاری اشاره شد که روش‌های کاهش رسوب‌گذاری را می‌توان به سه دسته فیزیکی، شیمیایی و فرایندی تقسیم کرد. از آنجایی که رسوب‌گذاری در حین فرایند و فعالیت واحدهای پالایشگاهی رخ می‌دهد، استفاده از روش فیزیکی و طراحی دوباره مبدل حرارتی به صرفه نیست و روش شیمیایی نیز به علت افزودن مواد شیمیایی برای کاهش رسوب‌گذاری به دلیل ایجاد ناخالصی در محصول، زیاد جلب توجه نمی‌کند. بنابراین در این مقاله، به پیش‌بینی رفتار رسوب با مدل ارائه شده پرداخته شده است که می‌تواند راهکار مناسبی برای مقابله با آن باشد. با مدل ارائه شده می‌توان تغییرات رسوب در مبدل را در طول زمان دید و برنامه تمیزکاری برای مبدل تعیین کرد. با توجه به مطالب بیان شده می‌توان نتیجه گرفت که ارائه یک مدل مناسب برای رسوب که بتواند مقدار و مقاومت رسوب را پیش‌بینی کند،

- [7] Panchal, C. B., Kuru, W. C., Liao, C. F., Ebert, W. A., Palen, J. W., " Threshold conditions for crude oil fouling", Understanding Heat Exchanger Fouling and its Mitigation. 273 pp. 272-279, (1999).
- [8] Saleh, Z. S., Sheikholeslami, R., Watkinson, A., "Fouling characteristics of a light Australian", Heat Transfer Engineering. Vol. 26, pp.15-22, (2005).
- [9] Jafari Nasr, M., Majidi Givi, M., Shafiei, S., "Modeling of crude oil Foul in preheater heat exchangers of atmospheric distillation unit and prediction of Iranian style crude oil Foul with a new model", Proceedings of 9nd National Iranian Chemical Engineering Congress, Tehran, Iran, In Persian, (2004).
- [10] Jafari Nasr, M., Nabavi, S., Asgharpour, B., "Modification of crude oil preheater network in order to reduce Foul and increase thermal recovery using thermohydraulic models of Foul", proceedings of the 11nd National Iranian Chemical Engineering Congress, Tehran, Iran, In Persian, (2006).