

بهینه‌یابی نرخ رسوب‌زایی در مبدل‌های حرارتی به کمک تئوری ترموهیدرولیکی

محسن عابدی^{۱*}

اطلاعات مقاله	چکیده
<p>نوع مقاله: پژوهشی</p> <p>دریافت مقاله: ۱۴۰۱/۰۱/۲۱</p> <p>بازنگری مقاله: ۱۴۰۱/۰۷/۱۱</p> <p>پذیرش مقاله: ۱۴۰۱/۰۸/۳۰</p> <p>واژگان کلیدی:</p> <p>تئوری ترموهیدرولیک، رسوب، مبدل حرارتی، مدل‌سازی، بهینه‌سازی.</p>	<p>در این پژوهش، با استفاده از مفاهیم تئوری ترموهیدرولیکی رسوب اقدام به بهینه‌سازی ضررهای ناشی از رسوب‌زایی در مبدل‌های حرارتی با توجه به دبی جریان آب خنک‌کننده گردید. تابع هدف شامل هزینه‌های انرژی و ضررهای ناشی از کاهش محصول تولیدی می‌باشد. در ابتدا به‌وسیله‌ی نرم‌افزار ASPEN میانبری از مبدل‌ها برای بررسی تاثیر سرعت و دما بر رسوب‌زایی، شبیه‌سازی شد. بهینه‌سازی پروژه نیز به وسیله نرم‌افزار GAMS و به‌دلیل وجود ترم‌های غیرخطی در معادلات نرخ رسوب، توسط حل‌کننده CONOPT انجام گرفت. برای بهتر نشان داده‌شدن نتایج، مبدل‌های ۴۱۳۱ و ۴۱۳۲ واحد اوره پتروشیمی خراسان مورد استفاده قرار گرفت. بعد از مدل‌سازی و بهینه‌سازی مبدل‌ها، این نتیجه بدست آمد که رسوب‌زایی، دبی آب خنک‌کننده را تا ۴۰ درصد کاهش می‌دهد. هم‌چنین مقدار بهینه برای به حداقل رساندن ضررهای ناشی از رسوب‌زایی در مبدل‌ها با توجه به دبی آب‌خنک‌کننده باید برابر ۱۵۲۴۴۲٫۷۵ کیلوگرم بر ساعت برای مبدل ۴۱۳۲ باشد که توسط یک پمپ جدید اعمال شود، تا ضرر به میزان ۱۵ درصد کاهش یابد.</p>

۱-مقدمه

رسوب‌زایی به‌عنوان یک پارامتر اصلی اقتصادی مورد توجه می‌باشد. هزینه‌های ناشی از رسوب‌زایی در یک مبدل حدود ۷۰۰ تا ۱۰۰۰ دلار برآورد شده است [۱]. یک تخمین، هزینه‌های ناشی از رسوب‌زایی در مبدل‌های حرارتی را ۲۵ تا ۳۰ درصد تولید ناخالص داخلی کشورها قرار می‌دهد. بر اساس نتیجه‌گیری آزمایشگاه هاوول^۲ حدود ۱۵ درصد هزینه‌های تعمیر و نگهداری واحدهای صنعتی مربوط به مبدل‌های حرارتی می‌باشد و نیمی از هزینه‌های مبدل صرف رسوب‌زدایی می‌شود [۲]. هزینه‌های رسوب در مبدل‌های حرارتی شامل ضررهای تولید به‌دلیل کاهش بازدهی عملیات و ضرر تولید در هنگام توقف برنامه‌ریزی شده مجتمع جهت حذف رسوب و هزینه‌های ناشی از به‌کارگیری روش‌های مکانیکی یا شیمیایی جهت حذف رسوب از مبدل‌ها می‌باشد [۲].

یکی از جنبه‌های مهم مسأله رسوب که در اکثر منابع علمی و صنعتی در نظر گرفته نمی‌شود، تاثیر هیدرولیک بر تشکیل رسوب می‌باشد. معمولاً در شبکه مبدل‌های

رسوب به نشست مواد نامطلوب بر روی سطوح تبادل حرارت در مبدل‌های حرارتی و بویلرها اطلاق می‌شود. این مواد نامطلوب شامل کریستال‌ها، رسوبات، پلیمرها، کک، نمک‌های غیرآلی و رشد بیولوژیکی ذرات حاصل از خوردگی می‌باشد. در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی همواره سعی بر این است تا با استفاده از روش‌های مختلف از رسوب‌زایی در تجهیزاتی مانند مبدل‌های حرارتی پیشگیری شود. به عبارت دیگر رسوب‌زایی نتیجه همراهی پدیده‌های انتقال حرارت، جرم و مومنتوم در شرایط گذرا است که روی سطح مبدل حرارتی ایجاد و باعث تغییر در بازده عملیاتی مبدل می‌شود. مبدل‌های حرارتی تجهیزات فرآیندی هستند که گرما را به‌صورت پیوسته و یا نیمه‌پیوسته از سیال گرم به سیال سرد ازورای سطوح انتقال حرارت و یا به‌طور مستقیم منتقل می‌کنند. رسوب‌زایی بر روی سطوح تجهیزات فرآیندی می‌تواند تاثیر منفی قابل توجهی بر بازدهی عملیات داشته باشد. امروزه در بسیاری از صنایع، مسئله‌ی

* پست الکترونیک نویسنده مسئول: abedim1373@gmail.com

۱. کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی شریف، تهران، ایران

² Hawell

رسوب واحد پالایش نفت خام، با توجه به برنامه تمیزکاری را ارائه دادند [۶]. این مدل بر ۲ ابتکار استوار بود: نخست تفسیر افق عملیاتی با توجه به تعداد و زمان مجاز تمیزکاری واحد و روش حل نتایج که مبتنی بر برنامه‌نویسی غیرخطی مختلط^۶ به‌وسیله‌ی استراتژی نقاط چندگانه شروع و انتخاب بهترین حالت بهینه محلی. معادلات عملکرد مبدل‌ها نیز در ترم‌های شامل متغیرهای تصمیم دو-دویی^۷ نوشته شدند، بنابراین این معادلات نیز غیرخطی بودند. فرمولاسیون بهینه‌سازی باتوجه به قید افت‌فشار تکمیل گردید. در ادامه بر روی روابط قطعی ناهمسان بین افت‌فشار و مقاومت‌های رسوب بحث کردند. حل معادلات به‌وسیله حل‌کننده (DICOPT++) [۶] برای ۲ مورد به‌کار گرفته شد. مورد اول شبکه ایده‌آل شامل ۱۴ مبدل به مدت ۳ سال و مورد دوم واحد عملیاتی شامل ۲۷ مبدل به مدت ۲ سال. آنها در این کار به این نتیجه رسیدند که برنامه‌های زمانی تولید شده از مدل باعث کاهش ۳۰-۲۰ درصدی هزینه‌های شامل تمیزکردن مبدل‌های حرارتی واحد مورد نظر خواهد شد [۶].

یایپ و همکاران [۷] در سال ۲۰۰۴ مدل تشکیل رسوب را با اشاره به کمی‌سازی افت‌فشار و حرارت در ۲ سطح بررسی کردند. در ابتدا به تاثیر سرعت جریان در شاخه‌های مختلف در بازیابی حرارتی واحد پرداختند. در ادامه آنها به طراحی شبکه‌های مبدل حرارتی با استفاده از مفهوم نمودار رشته‌ای دمای اصلاح‌شده پرداختند. آنها با به‌کار بردن این مفاهیم در یک مورد صنعتی به این نتیجه رسیدند که استفاده از مفاهیم حرارتی و افت‌فشار به‌صورت هم‌زمان کنترل‌کننده نرخ رسوب خواهد بود. هم‌چنین طراحی در حالت بیشترین بازیافت حرارتی (که معمولاً به‌وسیله‌ی تکنولوژی پینچ^۸ انجام می‌شود)، موجب کاهش بازده سیستم به‌دلیل تاثیر رسوب‌گذاری با گذشت زمان خواهد شد.

واکر^۹ [۸] در سال ۲۰۰۵ مدل‌سازی تشکیل رسوب در مبدل‌های حرارتی فرایند آب‌شیرین‌کن را به کمک دینامیک سیالات محاسباتی (CFD^{۱۰}) انجام داد. وی مدل‌های فیزیکی تکمیل‌شده را با به‌کارگیری معادلات انتقال اضافی و در نظرگرفتن فاز آبی در کریستال‌های تشکیل شده در

حرارتی، مبدل‌ها در شاخه‌های موازی غیر متقارن طراحی می‌شوند. این ترتیب به‌دلیل بالا بردن بازیابی حرارتی یا کاهش افت فشار ضمن تسهیل در تمیزکاری مبدل‌ها می‌باشد. کنترل جریان ورودی به شاخه‌ها نیازمند درک کامل از عملکرد تکی و مجموعه مبدل‌ها می‌باشد. اگرچه کنترل جریان مبدل‌ها تاثیر مهمی در کاهش مصرف انرژی مبدل‌ها دارد، اما در بعضی از شبکه مبدل‌های حرارتی نه تنها کنترل جریان وجود ندارد بلکه جریان‌ها اندازه‌گیری نیز نمی‌شوند. شاخه‌های موازی شامل مبدل‌های مختلف از نظر شکل و ویژگی‌های دیگر به دلیل نبود کنترل، خود به خود به عدم تعادل در جریان هدایت خواهند شد. چنین شرایطی باعث شد که پدیده راه‌گزینی ترموهیدرولیکی^۱ معرفی شود. در غیاب کنترل‌کننده‌های جریان، افت فشار در طول شاخه‌ها یکسان است، در صورت تغییر مقاومت جریان در شاخه‌ها برای حفظ افت فشار دبی شاخه‌ها تغییر می‌کند. رسوب یکی از رایج‌ترین دلایل تغییر مقاومت جریان می‌باشد. بنابراین با تشکیل رسوب، دبی شاخه‌ها برای جبران افت فشار (نگه‌داشتن افت فشار موجود) تغییر می‌کند. به این ارتباطات پس‌خور مثبت، پدیده راه‌گزینی ترموهیدرولیکی (THC) گفته می‌شود [۳].

کرن^۲ و سواتون^۳ در سال ۱۹۵۵ برای اولین بار مدل ریاضی تشکیل رسوب در مبدل‌های حرارتی را معرفی کردند [۴]. این دو محقق پیشنهاد کردند که رسوب توسط ۲ مکانیزم کنترل می‌شود. مکانیزم اول که یک واکنش شیمیایی می‌باشد، باعث افزایش رسوب و مکانیزم دیگر زدایش رسوب بوده که وابسته به تنش برشی و سرعت سیال می‌باشد. بعد از کرن، بسیاری از مدل‌های رسوب در مبدل‌های حرارتی بر مبنای همین مکانیزم‌ها معرفی و تکمیل شد. موضوع بهینه‌سازی تشکیل رسوب نیز در سال ۱۹۸۳ اولین بار توسط اپستین^۴ مطرح گردید [۵]. بهینه‌سازی تشکیل رسوب با توابع هدف متفاوتی انجام شده است. در نظرگرفتن سرعت جریان، برنامه تمیزکاری و استفاده از مواد عایق لوله جهت کاهش رسوب از تابع هدف‌های رایج در این زمینه می‌باشد.

ویلسون^۵ و همکاران در سال ۲۰۰۱ مدل بهینه تشکیل

⁶ mixed integer nonlinear programming (MINLP)

⁷ Binary

⁸ Pinch

⁹ Walker

¹⁰ Computational Fluid Dynamics

¹ Thermo-Hydraulic Channeling (THC)

² Kern

³ Seaton

⁴ Epstein

⁵ Wilson

جریان پوسته، ضرایب انتقال حرارت، افت فشار و عملکرد کلی مبدل را بررسی نمودند.

مدل ارایه شده توسط آنها، پیش‌بینی تشکیل رسوب در یک شبیه‌سازی پویای یکپارچه سیستم‌های شامل رسوب یا خوردگی را به خوبی انجام می‌دهد.

۲- شبیه‌سازی مبدل در محیط اسپین

هدف از این شبیه‌سازی نشان دادن تاثیرپذیری دما به نرخ جریان ورودی آب خنک‌کننده می‌باشد. شبیه‌سازی مبدل در حالت ریتینگ^۳ نرم‌افزار انجام شد. با توجه به دیتا شیت^۴ مبدل در زمان طراحی نوع مبدل BEU انتخاب شده است. بر اساس استاندارد TEMA، نوع B کلاسی برای قسمت جلوی مبدل که برای فشارهای نسبتاً بالا در نظر گرفته می‌شود. همچنین برای بدنه مبدل نیز از نوع تک‌گذر استفاده شده است و دسته لوله نیز به شکل U در نظر گرفته شده است. در شکل (۱) نمایی از نوع کلاسی و بدنه مبدل ۴۱۳۲ مشخص شده است. برای شبیه‌سازی مبدل در نرم‌افزار اسپین‌هایسیس با توجه به مقاله‌ی کارلسن^۵ [۱۴] از ۲ مدل ترمودینامیکی جهت پیش‌بینی خواص سیالات استفاده شد. برای سیال خنک‌کننده (آب) به دلیل قطبی بودن و در فشار کم‌تر از ۱۰ بار (Bar) از مدل NRTL و برای کربن‌دی‌اکسید با توجه به ناقطبی بودن و فشار ۷۰ بار از مدل Chao-Seader استفاده شد. در جدول ۱ داده‌های ورودی به نرم‌افزار اسپین EDR نشان داده شده است.

جدول ۱. داده‌های عملیاتی ورودی نرم‌افزار اسپین EDR.

۵۹۰	قطر پوسته (سانتی‌متر)
۵۰۰۰	طول لوله (سانتی‌متر)
۰,۱۰۳	افت فشار پوسته (بار)
۰,۱۷۹	افت فشار لوله (بار)
۳۹۰	فاصله بافل‌ها (سانتی‌متر)
۱۲	تعداد بافل‌ها
۲	تعداد گذر لوله
۲۸۰	تعداد لوله‌ها
rating	حالت برنامه
۱۶۹۰۷۳۳	بار حرارتی (کیلوکالری)

شبیه‌سازی گنجانید. هدف اصلی این پژوهش پیش‌بینی تشکیل رسوب و ارزیابی تاثیر پارامترهای کلیدی عملیاتی بود. بعد از انجام این پروژه به این نتیجه رسید که نرخ رسوب پیش‌بینی شده به کمک CFD با مقدار اندازه‌گیری شده به کمک آزمایش تطابق خوبی دارد. در بررسی نتایج حاصل از شبیه‌سازی، دمای مرزی مهم‌ترین پارامتر در تشکیل رسوب شناخته شد. در این پروژه احتمال انجام مکانیسم‌های کریستالی و ته‌نشینی به‌طور هم‌زمان را نیز مورد بررسی قرار داد. او همچنین با تاکید بر تفاوت رفتار میان لایه مرزی و توده سیال، فهمید که توزیع سرعت احتمال تشکیل فاز ذرات در لایه مرزی را افزایش می‌دهد. نتایج عددی از افزایش احتمال تشکیل رسوب در حالت متلاطم سیال نسبت به جریان آرام نیز خبر دادند. در نهایت فوق‌اشباع شدن محلول در توده سیال نیز به‌عنوان یک پارامتر تاثیرگذار در تشکیل رسوب معرفی شد [۸].

کهلر^۱ و همکاران [۹] در سال ۲۰۱۲ بهینه‌سازی حذف رسوب به کمک جت آب با توجه به قطر نازل، فشار و طول نازل را بررسی کردند. چیدمان آزمایش و روش محاسبه استفاده شده در این پروژه باعث شد تا مقدار مساحت تمیز شده به‌وسیله‌ی جت به‌عنوان تابعی از زمان بدست آید. همچنین در مدل ارزیابی خوبی از بازدهی موارد مختلف را بررسی کردند. علاوه بر این در این مدل، عواملی چون سرعت جت را نیز بررسی کردند. آنها در این کار به این نتیجه رسیدند که بهترین قطر برای کاهش هزینه‌های تمیزکاری واحد ۱,۶ میلی‌متر و بهترین فشار عملیاتی نیز ۵ بار می‌باشد [۹].

دیاز^۲ و همکاران در سال ۲۰۱۸ [۱۰] روشی جدید در مدل‌سازی تشکیل رسوب در مبدل‌های حرارتی را به منظور پیش‌بینی نرخ رسوب ارائه دادند. آنها روش بدست آمده را در پالایشگاه نفت خام اجرا کردند. مدل آنها با محیط شبیه‌سازی پیشرفته‌ای همراه بود که به‌خوبی با داده‌های مجتمع تطابق داشت. آنها نشان دادند که نرخ تشکیل رسوب در داخل و خارج لوله‌های مبدل ارتباط محکمی با هیدرولیک و حرارت دارد. همچنین به اثرات انسداد پوسته مبدل به‌وسیله‌ی رسوب، و پرده‌برداری از تأثیر در الگوهای

⁴ Data Sheet

⁵ Carlson

¹ Kohler

² Diaz

³ Rating

سرد می‌باشد. در آنالیز هیدرولیکی، شبکه به بخش $s \in S$ که خود به شاخه‌های موازی $\tau \in R_s$ تقسیم می‌شود. با توجه به اینکه مسأله شامل زمان می‌باشد، از زیروند $\tau \in TI$ برای زمان استفاده می‌شود.

۳-۲- متغیرهای بهینه‌سازی

متغیرهای $m_{k,\tau}$ و $T_{k,\tau}$ مشخص‌کننده نرخ جریان و دمای جریان‌های فرایندی می‌باشند. $n_{t,\tau}$ و $V_{t,\tau}$ نیز بیانگر نرخ جرمی و دمای رئوس (تجهیزات) می‌باشند. بار حرارتی، ضریب حرارت کلی و گروه‌های بدون بعد روش $e-$ NTU نیز به ترتیب با $Q_{t,\tau}$ ، $U_{t,\tau}$ و $NTU_{t,\tau}$ نشان داده می‌شوند. مقاومت رسوب نیز با $R_{f,t,\tau}$ و نرخ رسوب نیز با $dr_{f,t,\tau}$ نشان داده می‌شوند. ضخامت تشکیل رسوب نیز با $\delta_{f,t,\tau}$ ، ضریب اصطکاک فاینینگ با $f_{f,t,\tau}$ و افت فشار نیز با ΔP نشان داده می‌شوند.

۳-۳- تابع هدف

تابع هدف تعریف شده به منظور کاهش هزینه‌های اقتصادی رسوب شامل ۲ قسمت می‌باشد. قسمت اول، هزینه افزایش مصرف سوخت در واحد یوتیلیتی^۲ به دلیل کاهش بار حرارتی و قسمت دوم، هزینه کاهش تولید به دلیل محدودیت‌های هیدرولیکی ناشی از رسوب. معادله (۱) بیانگر تابع هدف استفاده شده در این بهینه‌سازی می‌باشد.

$$fobj = \sum_{t \in PD} \sum_{\tau \in TI} p_{\tau} s_{\tau} C_{OP,t} n_{t,\tau} (V_{ref,t} - V_{t,\tau}) + \sum_{t \in PD} \sum_{\tau \in TI} p_{\tau} s_{\tau} C_{lo} (n_{ref,t}^{spt} - n_{t,\tau}) \quad (1)$$

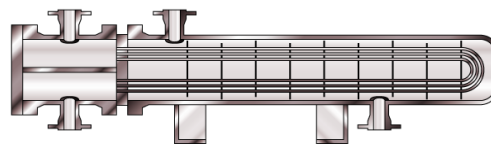
در معادله (۱)، p_{τ} تابع وزنی انتگرال عددی، s_{τ} ضریب خطا، $C_{OP,t}$ هزینه جریان خروجی از واحد یوتیلیتی، C_{lo} هزینه ضرر تولید و پسوند spt نیز اشاره به نقطه مرجع^۳ جریان دارد.

۳-۴- قیود

قیود استفاده شده در این پروژه شامل ۵ قید می‌باشد. موازنه مواد، موازنه انرژی، معادلات مبدل‌های حرارتی، مدل نرخ رسوب و مدل هیدرولیک قیود این بهینه‌سازی می‌باشند.

۳-۴-۱- موازنه مواد

موازنه مواد در مبدل‌ها به صورت معادله‌های (۲) و (۳) تعریف می‌شود.



شکل ۱. نمایی از مبدل با دسته لوله U شکل

۳- فرمولاسیون مسأله

بهینه‌سازی به منظور شناسایی نرخ جریان مناسب در یک دوره معین به منظور کاهش هزینه‌های رسوب می‌باشد. این شرایط زمانی برقرار می‌شود که شیرکنترل و پمپ در شبکه هیدرولیکی جریان‌ها وجود داشته باشد. در این مسأله فرض می‌شود رسوب فقط در جریان آب خنک‌کننده و در قسمت پوسته مبدل‌ها اتفاق می‌افتد.

جدول ۲. داده‌های عملیاتی ورودی نرم افزار اسپن EDR.

۵۹۰	قطر پوسته (سانتی‌متر)
۵۰۰۰	طول لوله (سانتی‌متر)
۰٫۱۰۳	افت فشار پوسته (بار)
۰٫۱۷۹	افت فشار لوله (بار)
۳۹۰	فاصله بافل‌ها (سانتی‌متر)
۱۲	تعداد بافل‌ها
۲	تعداد گذر لوله
۲۸۰	تعداد لوله‌ها
rating	حالت برنامه
۱۶۹۰۷۳۳	بار حرارتی (کیلوکالری)

۳-۱- ساختار شبکه

ساختار شبکه به‌وسیله دونگاره^۱ (گراف) نشان داده شده است. مدل استفاده شده در این پروژه در حالت دینامیک می‌باشد. رئوس گراف که بیانگر تجهیزات می‌باشند با $t \in VET$ نشان داده می‌شوند. حروف SP ، MX ، HE و PU به ترتیب نشان‌دهنده مبدل‌های حرارتی، مخلوط‌کننده، جداکننده و پمپ می‌باشند. PS و PD نشان‌دهنده واحدهای عرضه و تقاضا می‌باشند. یال‌ها که بیانگر جریان‌ها می‌باشند، با $k \in STR$ نشان داده می‌شوند. $HSTR$ و $CSTR$ نیز بیانگر جریان گرم و جریان

³ Set Point

¹ Digraph

² Utility

این معادلات از کتاب طراحی مبدل‌های حرارتی شاه^۱ گرفته شده است [۱۲].

۳-۴-۴- مدل نرخ رسوب

برای تشکیل معادلات نرخ رسوب از مدل اصلاح شده پانچال^۲ [۱۳] استفاده شده است. در این مدل فرض می‌شود رسوب از نوع رسوب کریستالی می‌باشد. قیدهای مربوط به مدل نرخ رسوب در معادلات (۱۱) تا (۱۴) مشخص شده‌اند.

$$dR f dt = 0.5 (dR f dt_{1,t,\tau} + dR f dt_{2,t,\tau}); \quad (11)$$

$$t \in HE, \tau \in TI$$

$$Re_{f,t,\tau} - D_{i,f,t,\tau} v_{f,t,\tau} \rho_l / \mu_l = 0; \quad (12)$$

$$t \in HE, \tau \in TI$$

$$f_{f,t,\tau} = 0.0035 + 0.264(Re_{f,t,\tau})^{-0.42}; \quad (13)$$

$$t \in HE, \tau \in TI$$

$$v_{f,t,\tau} - \frac{4m_{t,\tau} N_{pt,t}}{\rho_l (D_{i,f,t,\tau})^2 N_{u,t}} = 0; \quad (14)$$

$$t \in HE, k \in (HSTR), \tau \in TI$$

۳-۴-۵- مدل هیدرولیک

مدل هیدرولیکی به محدودیت ایجاد شده در آب خنک‌کننده اشاره دارد. افت فشارهای مبدل، شیرکنترل، لوله و پمپ با معادلات (۱۵) تا (۱۸) نشان داده می‌شوند [۱۳].

$$\Delta P_{HE,t,\tau} - \frac{4f_{f,t,\tau} \rho_l v_{f,t,\tau}^2}{2D_{i,f,t,\tau}} - K_i \rho_l N_{pt,t} \frac{v_{f,t,\tau}^2}{2} = 0; t \in HE, \tau \in TI \quad (15)$$

$$\Delta P_{pipe,k,\tau} - \frac{4f_{f,t,\tau} \rho_{pipe,k} L_{pipe} v_{f,t,\tau}^2}{2d_{pipe,k}} = 0; \quad (16)$$

$$k \in CSTR, \tau \in TI$$

$$\Delta P_{valve,k,\tau} - \rho_{pipe,k} \frac{(m_k / \rho_{pipe,k})^2}{R_k} = 0; \quad (17)$$

$$k \in valve, \tau \in TI$$

$$\Delta P_{pump,t,\tau} - (-a_t m_k^2 / \rho_{pipe,k}^2 + c_t) \rho_{pipe,k} g = 0; \quad (18)$$

$$t \in PU, k \in (CSTR \cap S_t^{in}), \tau \in TI$$

$$\sum_{k \in (S_t^{in} \cap CSTR)} m_{k,\tau} - \sum_{k \in (S_t^{out} \cap CSTR)} m_{k,\tau} = 0; \quad (2)$$

$$t \in HE, \tau \in TI$$

$$\sum_{k \in (S_t^{in} \cap HSTR)} m_{k,\tau} - \sum_{k \in (S_t^{out} \cap HSTR)} m_{k,\tau} = 0; \quad (3)$$

$$t \in HE, \tau \in TI$$

۳-۴-۲- موازنه انرژی

موازنه انرژی به صورت معادلات (۴) تا (۷) می‌باشد.

$$\sum_{k \in (S_t^{in} \cap CSTR)} m_{k,\tau} Cp_k T_{k,\tau} - \sum_{k \in (S_t^{out} \cap CSTR)} m_{k,\tau} Cp_k T_{k,\tau} - Q_{t,\tau} = 0; \quad (4)$$

$$t \in HE, \tau \in TI$$

$$\sum_{k \in (S_t^{in} \cap HSTR)} m_{k,\tau} Cp_k T_{k,\tau} - \sum_{k \in (S_t^{out} \cap HSTR)} m_{k,\tau} Cp_k T_{k,\tau} - Q_{t,\tau} = 0; \quad (5)$$

$$t \in HE, \tau \in TI$$

$$T_{k,\tau} - T_{k',\tau} = 0; t \in SP, \quad (6)$$

$$k \in S_t^{in}, k' \in S_t^{out}, \tau \in TI$$

$$V_{t,\tau} - V_{t,\tau}^{spe} = 0; \quad (7)$$

$$t \in PS, \tau \in TI$$

در معادلات بالا Cp_k ظرفیت گرمایی جریان k می‌باشد. بالانویس spe نیز مشخص‌کننده مشخصات دمایی ورودی به شبکه از واحدهای عرضه می‌باشد.

۳-۴-۳- معادلات مبدل‌های حرارتی

انتقال حرارت در مبدل‌ها از روش P-NTU استفاده می‌شود. معادلات (۸) تا (۱۰) این روابط را نشان می‌دهند.

$$NTU_{t,\tau} m_{k,\tau} Cp_k - U_{t,\tau} A_t = 0; \quad (8)$$

$$t \in HE, k \in (HSTR \cap S_t^{in}), \tau \in TI$$

$$h_{tube,t} - h_{tube,t}^{base} \left(\frac{m_k}{m_{tube,t}^{base}} \right)^{0.8} = 0; t \in HE, \quad (9)$$

$$k \in (HSTR \cap S_t^{in}), \tau \in TI$$

$$h_{shell,t} - h_{shell,t}^{base} \left(\frac{m_k}{m_{shell,t}^{base}} \right)^{0.8} = 0; t \in HE, \quad (10)$$

$$k \in (CSTR \cap S_t^{in}), \tau \in TI$$

² Panchal

¹ Shah

داده شده است.

MIN ms hint(he,time)	EQ_Ts1_ind1(he,time)
MAX ms hint(he,time)	EQ_Ts2_ind1(he,time)
MIN x (vave,time)	EQ_Ts1_ind0(he,time)
MAX x (vave,time)	EQ_Ts2_ind0(he,time)
	EQ_Tf1_ind0(he,time)
EQ_veloc(he,time)	EQ_Tf2_ind0(he,time)
EQ_Re(he,time)	
EQ_fanning(he,time)	EQ_dRdt1(he,time)
EQ_tensaocis(he,time)	EQ_dRdt2(he,time)
	EQ_dRdtbase(he,time)

شکل ۳. تعریف تابع رسوب و تابع هدف در محیط گمز.

در این پروژه از حل‌کننده CONOPT در گمز استفاده شده است [۱۵]. همگرایی توابع جریانی مانند پروژه انجام شده در این حل‌کننده در نرم‌افزار گمز، به این صورت می‌باشد که در ابتدا حدس اولیه‌ی X_0 به نرم‌افزار داده می‌شود، سپس ماتریس ژاکوبین را حساب کرده و بعد از معکوس کردن آن به محاسبه‌ی شیب کاهش‌یافته^۱ می‌پردازد و در نهایت با مقایسه آن با آستانه خطا به همگرایی خواهد رسید. سایر جزئیات نیز در شکل (۴) نشان داده شده است. آستانه (تحمل^۲) خارج شدن از حلقه نیز مقدار 10^{-8} در نظر گرفته شد. این مقدار باید از شیب کاهش‌یافته کم‌تر شود تا به خروجی مورد نظر برسیم. هر اجرا نیز تقریباً ۲ دقیقه زمان نیاز داشت. به منظور تطابق بیشتر مدل مبدل با مبدل مورد مطالعه در پتروشیمی از نتایج مقاله رفعی و همکاران کمک گرفته شد [۱۶].

برای بهبود در فرآیند پیدا کردن جواب در این مساله بهینه‌سازی از مدل ارائه شده توسط کی‌نیا و همکاران استفاده شد [۱۷].

۴- نتایج حاصل از شبیه‌سازی

در طراحی اولیه مجتمع دبی آب ورودی به مبدل ۴۱۳۲، ۱۳۷۱۰۰ کیلوگرم بر ساعت در نظر گرفته شده‌است، اما به دلیل مسایل ایمنی (قرارنگرفتن کربن دی اکسید در ناحیه جامد خشک) شیر ورودی آب خنک‌کننده در حالت کاملاً باز نمی‌باشد. در ابتدا به‌وسیله‌ی نرم‌افزار اسپن EDR، مبدل با تمامی جزئیات شبیه‌سازی شد. شبیه‌سازی در حالت ریتینگ انجام گرفت و خروجی از نرم‌افزار بدون هیچ خطای عملیاتی نتیجه شد. در شکل‌های (۵) و (۶) پروفایل دمایی و نتایج خروجی نرم‌افزار نشان داده شده‌است.

ضخامت رسوب در مبدل نیز با رابطه‌ی (۱۹) و قطر عبوری نیز با رابطه (۲۰) مدل‌سازی می‌شود. در نهایت، افت فشار تمام قسمت‌ها نیز برابر با افزایش فشار به‌وسیله‌ی پمپ‌ها می‌باشد. هرچند در واقعیت قسمتی از انرژی مصرفی پمپ‌ها به دلیل گرما و گذر زمان صرف غلبه بر فشار ناشی از اصطکاک یاتاقان خواهد شد، اما از این اتلاف صرف نظر خواهد شد.

۳-۵ ساختار الگوریتم برنامه‌نویسی استفاده شده

در ابتدا از exchanger1 به‌منظور موازنه مواد بر روی دستگاه‌های عملیاتی استفاده شده است. ابتدا متغیرهای بهینه‌سازی به نرم‌افزار معرفی شد. سپس مقادیر ثوابت نظیر دمای ورودی، سرعت سیالات ورودی به پوسته و لوله مبدل به نرم‌افزار معرفی گردید. تمامی واحدهای استفاده شده در این پروژه بر اساس SI می‌باشد. مطابق شکل (۲) این مدل از ۱۰ تابع تشکیل شده است که موازنه مواد را بر روی تجهیزات فرایندی موجود نشان می‌دهد.

```

96 BM_MXi(mx)..      sum( k$(M(mx,k) EQ 1) , msp(k) )
, msp(k) ) =E= 0 ;
97 BM_SFi(sp)..      sum( k$(M(sp,k) EQ 1) , msp(k) )
, msp(k) ) =E= 0 ;
98 BM_PSi(ps)..      sum( k$(M(ps,k) EQ 1) , msp(k) )
, msp(k) ) + np(ps) =E= 0 ;
99 BM_PDi(pd)..      sum( k$(M(pd,k) EQ 1) , msp(k) )
, msp(k) ) + np(pd) =E= 0 ;
100 BM_HECi(he)..     sum( c$(M(he,c) EQ 1) , msp(c) )
, msp(c) ) =E= 0 ;
101 BM_HEHi(he)..     sum( h$(M(he,h) EQ 1) , msp(h) )
, msp(h) ) =E= 0 ;
102 BM_PUMPi(pump).. sum( k$(M(pump,k) EQ 1) , msp(k)
-1) , msp(k) ) =E= 0 ;
103
104
105 ESP_BMi(ps)..      np(ps) - n_esp(1
106 ESP_SPi(sp,k)$M(sp,k) EQ -1).. sum( ksep$(M(sp,
)*split(sp,k) - msp(k) ) =E= 0 ;
107
108 FOBJ1..           func1 =E= 0 ;

```

شکل ۲. تعریف مدل exchanger1 در محیط گمز.

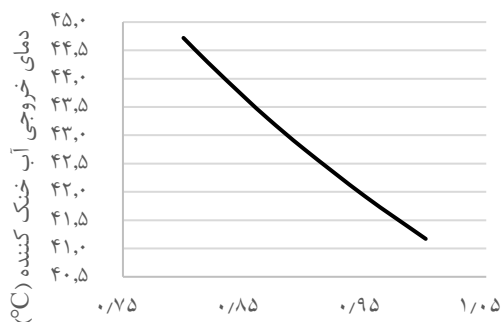
سپس موازنه انرژی و انرژی مکانیکی در دستگاه‌های عملیاتی در بخش بعدی با عنوان exchanger2 به نرم‌افزار معرفی شد. در این قسمت نیز مانند موازنه مواد چون معادلات و توابع موجود از توان یک هستند، پس برای حل از تابع خطی (LP) استفاده شده است. در ادامه معادلات مبدل‌های حرارتی ۴۱۳۱ و ۴۱۳۲ و نرخ رسوب‌زایی مطابق معادلات گفته شده در قسمت قیده‌های مساله به نرم‌افزار معرفی شد. همانطور که دیده می‌شود، این توابع خطی نمی‌باشند. نرخ رسوب نیز به صورت یکسان در طول مبدل در نظر گرفته شد. شکل (۳) تعدادی از این توابع را نشان

² Tolerance

¹ Reduced gradient

باتوجه به شکل (۶)، توصیه ۱۶۴۱ به این نکته اشاره دارد که باتوجه به اینکه رسوب‌زایی در سمت پوسته مبدل اتفاق می‌افتد، لذا با تغییر محل سیال‌های لوله و پوسته، می‌توان ایجاد رسوب را در قسمت لوله مبدل برده که تمیزکاری آن راحت‌تر می‌باشد. تذکر ۱۴۲۳ نیز اشاره به ارتعاشات مبدل در هنگام عملیات دارد که به دلیل طول بالای لوله‌ها این تذکر داده شده‌است. توصیه ۱۴۴۶ نیز، تعداد حلقه‌های طی شده جهت همگرایی اجرای مبدل را نشان می‌دهد. تذکرات ۱۸۶۰ نیز مقدار حرارت انتقالی و فاز سیالات در پوسته و لوله را نشان می‌دهد.

باز نبودن کامل شیر ورودی آب خنک‌کننده به مبدل باعث می‌شود آب با دبی کم‌تری از مبدل عبور کند و دمای آب خروجی بالاتر رود. برای مثال هنگامی که دبی کربن‌دی اکسید ۱۵ درصد افزایش نسبت به طراحی اولیه داشته باشد، دمای خروجی آب مطابق شکل (۷) خواهد شد. با تغییر دمای خروجی آب، در قسمت لوله نیز تغییرات دمایی مشاهده می‌شود که برای جبران این تغییرات از جریان کنار گذر (جریان کنترلی) در این مبدل استفاده خواهد شد.

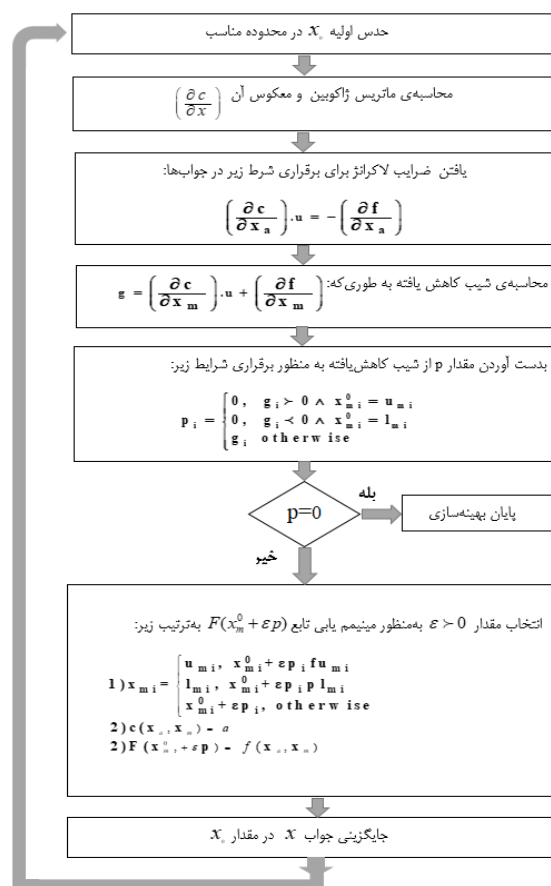


شکل ۷. دمای خروجی آب با افزایش دبی کربن دی اکسید.

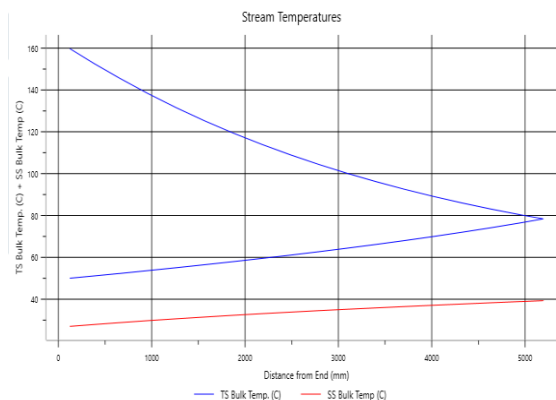
افزایش دبی آب خنک‌کننده موجب کاهش دمای خروجی آن می‌شود که این افزایش دبی، موجب کاهش رسوب‌زایی کلسیم کربنات و کلسیم سولفات می‌شود. نکته مهمی که باید به آن توجه داشت این است که دبی بدست آمده در شرایط بهینه، باتوجه به امکانات مجتمع و شرایط ایمنی فرایند (ارتعاش دسته لوله، آستانه فشار، استهلاک مبدل و ...) قابلیت اجرا شدن را خواهد داشت یا خیر، که بعد از بدست آمدن مقدار بهینه به آن پرداخته می‌شود.

۴-۱- نتایج حاصل از بهینه‌سازی

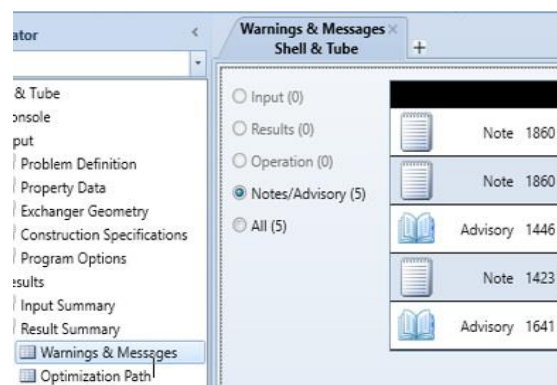
مساله اقتصاد مهم‌ترین پارامتر در واحدهای صنعتی می‌باشد. بدین منظور تابع هدف، کاهش هزینه‌های ناشی از رسوب‌زایی را بهینه خواهد کرد تا علاوه بر نشان دادن ضرر



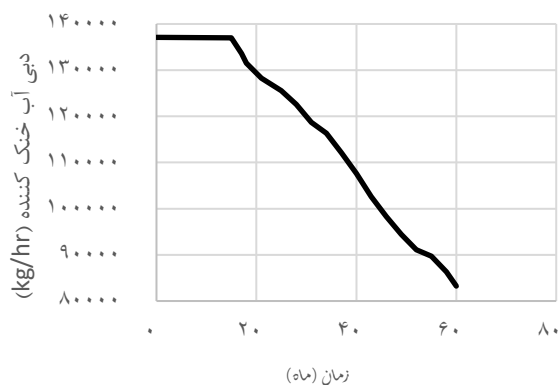
شکل ۴. الگوریتم حل کننده CONOPT در محیط گمز.



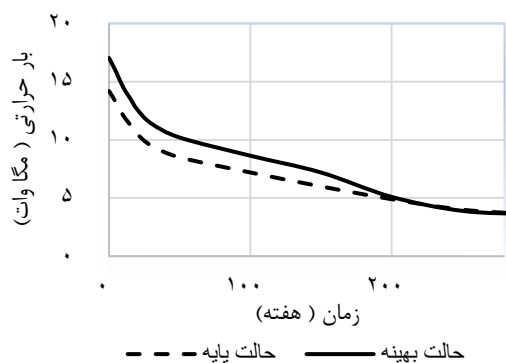
شکل ۵. پروفایل دمایی مبدل در خروجی نرم افزار EDR.



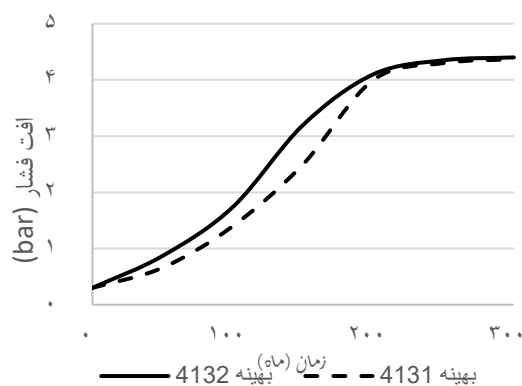
شکل ۶. خروجی نرم‌افزار و شبیه‌سازی دقیق.



شکل ۹. تاثیر رسوب‌زایی بر دبی آب در مبدل ۴۱۳۲.



شکل ۱۰. بار حرارتی مبدل‌ها با گذشت زمان.



شکل ۱۱. افت فشار مبدل‌ها در حالت بهینه.

۵- نتیجه‌گیری

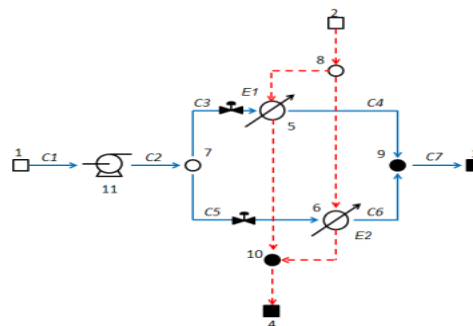
ضررهای ناشی از این تقسیم بندی آب خنک‌کننده بین دو مبدل ۴۱۳۲ و ۴۱۳۱ با در نظر گرفتن هزینه تولید انرژی ۵۵۰۰ ریال به ازای یک مگاژول و ۱۰۰۰۰ ریال به ازای یک کیلوگرم محصول تولیدی، ۶۰۰۰ میلیون ریال در طی این ۵ سال خواهد شد. در واقع افزایش رسوب‌زایی طبق مدل استفاده شده، باعث کاهش انتقال حرارت بین آب خنک‌کننده و کربن دی‌اکسید خواهد شد که باعث افزایش مصرف آب و هزینه‌های موجود در واحد آب (گردش و

اقتصادی ناشی از رسوب‌زایی، اهمیت و تاثیر دبی در کاهش هزینه‌های ناشی از رسوب‌زایی را مشخص نماید. در ابتدا، دوره‌ی ۵ ساله که معمولاً تعمیرات اساسی ادواری کارخانه انجام می‌شود، به عنوان دوره زمانی پروژه انتخاب شد. مطابق شکل (۸) مجموع دبی‌های ورودی آب خنک‌کننده مبدل‌های ۴۱۳۲ و ۴۱۳۱ برابر با ۳۵۰۵۰۰ کیلوگرم بر ساعت می‌باشد. در طراحی اولیه مجتمع این دبی به صورت ۲۱۸۸۰۰ و ۱۳۱۷۰۰ کیلوگرم بر ساعت به ترتیب برای مبدل‌های ۴۱۳۱ و ۴۱۳۲ در نظر گرفته شده است. در جدول ۲ نیز تغییرات ضریب کلی انتقال حرارت در طول زمان به دلیل ایجاد رسوب نشان داده شده است.

جدول ۲. تغییرات ضریب انتقال حرارت در طول زمان.

زمان (ماه)	جریان (kg/hr.)	ضریب انتقال حرارت (kcal/hr.C.m ^۲)	مقاومت رسوب (hr.°C.m ^۲ /kcal)
۰	۱۳۷۱۰۰	۶۴۴.۶۴	۰
۱۵	۱۳۷۰۰۳.۳۲	۶۴۲.۳۲	۰.۰۰۰۰۵۶۰۳
۱۷	۱۳۳۵۶۴.۱۷	۶۳۶.۷۴	۰.۰۰۰۰۱۹۳۴۵
۱۸	۱۳۱۵۲۶.۸۷	۶۲۱.۵۳	۰.۰۰۰۰۵۷۶۶
۲۱	۱۲۸۲۳۵.۷۸	۶۰۶.۱۲	۰.۰۰۰۰۹۷۴۴
۲۵	۱۲۵۵۴۲.۲۴	۵۸۹.۶۶	۰.۰۰۰۱۴۴۹
۲۸	۱۲۲۵۶۳.۸	۵۰۶.۳۳	۰.۰۰۰۴۲۲۹
۳۱	۱۱۸۶۵۶.۹۳	۴۸۷.۵۵	۰.۰۰۰۴۹۹
۴۰	۸۹۷۴۵.۰۶	۴۵۳.۸۲	۰.۰۰۰۶۵۳
۵۰	۸۶۲۹۰.۶	۴۱۹.۴۵	۰.۰۰۰۸۳۲
۶۰	۸۳۲۳۵.۵۷	۳۶۷.۵۱	۰.۰۰۱۱۰۴

براساس مدت در نظر گرفته شده، رسوب‌زایی ایجاد شده در طول مبدل و کاهش دبی ناشی از آن بدست آمد که در شکل (۹) نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود، بعد از گذشت یک سال، رسوب‌زایی شروع شده و با گذشت زمان دبی آب خنک‌کننده در مبدل ۴۱۳۲ تا ۸۲۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت کاهش یافته است.



شکل ۸. شماتیکی از مبدل‌های ۴۱۳۲ و ۴۱۳۱ واحد اوره.

مکانیسم‌های رسوب از ضریب خطای S استفاده شد که مقدار ۱,۲۵ برای آن در نظر گرفته شد. بعد از بدست آمدن مقدار دبی بهینه (۱,۳ برابر دبی طراحی) در نرم افزار هایسیس دوباره شبیه‌سازی شد و مواردی نظیر ارتعاش دسته لوله و فشار عملیاتی در این دبی مورد بررسی قرار گرفت که نرم افزار خطایی را نشان نداد. هم چنین مواردی چون استهلاک مبدل با توجه به مشخصات مبدل نیز مورد بررسی قرار گرفت. بهینه‌سازی و تغییر دبی به دلیل بالا بودن بارحرارتی مبدل، توانست ضررهای ناشی از تشکیل رسوب را تا حدودی برطرف کند و کاهش ۱۵ درصدی این ضرر، در مقیاس های صنعتی و هزینه های بالا، قابل قبول می‌باشد.

تقدیر و تشکر

تشکر ویژه از واحد تحقیق و توسعه شرکت پتروشیمی خراسان.

تصفیه) و از طرفی با کاهش انتقال حرارت و نرسیدن دمای کربن دی اکسید به مقدار مطلوب، کاهش تولید در مقدار اوره را موجب می‌شود.

بعد از کدنویسی در نرم افزار گمز طبق تابع هدف و وارد کردن داده‌های عملیاتی مبدل‌های ۴۱۳۱ و ۴۱۳۲، بهترین دبی برای مبدل ۴۱۳۲ مقدار ۱۵۲۴۴۲,۷۵ کیلوگرم بر ساعت بدست آمد. بر اساس این دبی، مقدار هزینه‌های ناشی از رسوب‌زایی به مقدار 5190 میلیون ریال خواهد رسید. این نتیجه در جدول ۳ نشان داده شده است. لذا می‌توان تا ۱۳,۵ درصد هزینه‌های ضرر ناشی از رسوب را در یک دوره ۵ ساله کاهش داد.

جدول ۳. مقدار بهینه تابع هزینه‌های رسوب.

شرایط طراحی اولیه	شرایط بهینه	ضرر (میلیون ریال)
۶۰۰۰	5190	

در تابع هدف این بهینه‌سازی برای در نظر گرفتن سایر

فهرست علائم

سرعت جریان	v	سطح مبدل حرارتی	A
افت فشار	ΔP	هزینه های یوتیلیتی	Cop
چگالی	ρ	ظرفیت گرمایی	Cp
ویسکوزیته	μ	زیرمجموعه جریان‌های سرد	CSTR
جریان سرد	c	نرخ رسوب	dRfdt
جریان گرم	h	ضریب اصطکاک فانتینگ	f
شاخص شاخه‌ها	r	تابع هدف	fobj
شاخص شبکه	t	زیرمجموعه جریان‌های گرم	HSTR
شاخص زمان	τ	نرخ جرمی جریان	m
مشخصات	spe	تعداد گذر لوله	Npt
مقدار معین	spt	کارایی	P
مبدل تمیز	c	بار حرارتی	Q
مبدل رسوبی	d	عدد رینولدز	Re
		دمای جریان	T
		ضریب کلی انتقال حرارت	U

مراجع

- [1] Ibrahim, H.A. "MATLAB—A Fundamental Tool for Scientific Computing and Engineering Applications". In *Fouling in Heat Exchangers*. London, UK. Volume 3. August 2012. pp. 57–96.
- [2] Richards, C.S., F. Wang, W.C. Becker, and M.A. Edwards, "A 21st-Century Perspective on Calcium Carbonate Formation in Potable Water Systems". *Environmental Engineering Science*. 2018 pp.143-158.
- [3] Ishiyama, E. M., & Pugh, S. J., "Effect of flow distribution in parallel heat exchanger networks: use of thermo-hydraulic channeling model in refinery operation". *Heat Transfer Engineering*. 2018. pp 1–27.
- [4] Kern, D. Q., and Seaton, R. A., "A Theoretical Analysis of Thermal Surface Fouling". *British Chemical Engineering*. vol. 4. February 1955. pp. 258–262.
- [5] N. Epstein. *Fouling in Heat Exchangers*. 3rd ed. McGraw-Hill. New York 1983.
- [6] Smaïli, F., Vassiliadis, V. S., & Wilson, D. I. "Mitigation of Fouling in Refinery Heat Exchanger Networks by Optimal Management of Cleaning". *Energy & Fuels*. January 2001. pp. 1038–1056.
- [7] Yeap, B.L., Wilson, D.I., Polley, G.T., Pugh, S.J., "Mitigation of crude oil refinery heat exchanger fouling through retrofits based on thermo-hydraulic fouling models". *Chemical Engineering Research and Design*. August 2004. pp. 53-71.
- [8] Patrick Walker. "CFD modelling of Heat Exchanger Fouling". A Thesis submitted for the degree of Doctor of Philosophy. Sydney Australia. 2005.
- [9] H. Köhler, H. Stoye, M. Mauermann, and J. -P. Majschak. "Optimization approach for efficient cleaning with impinging jets – influence of nozzle diameter, pressure and nozzle distance". *Heat Exchanger Fouling and Cleaning*, Budapest. Hungary. 2013. pp. 106-118.
- [10] Diaz-Bejarano, E., Coletti, F., & Macchietto, S. "Modeling and Prediction of Shell-Side Fouling in Shell-and-Tube Heat Exchangers". *Heat Transfer Engineering*. 2018. pp. 1–17.
- [11] https://www.p3engineering.com/Support/Help/UHX_12.htm.
- [12] Ramesh K. Shah Dušan P. Sekulić. *Fundamentals of Heat Exchanger Design*. John Wiley & Sons. 2003.
- [13] Ishiyama, E. M., Paterson, W. R., & Wilson, D. I., "Thermo-hydraulic channeling in parallel heat exchangers subject to fouling". *Chemical Engineering Science*. August 2008. pp. 3400–3410.
- [14] Eric C. Carlson, "Don't Gamble with Physical Properties for Simulations". Aspen Technology. 1998.
- [15] Čalasan, M. P., Nikitović, L., & Mujović. "CONOPT solver embedded in GAMS for optimal power flow". *Journal of Renewable and Sustainable Energy*. December. 2019. pp. 46-67.
- [۱۶] کامیار کمانی و روح‌الله رفعی، "بررسی انتقال حرارت و جریان آرام نانوسیال از دیدگاه قانون دوم ترمودینامیک در یک مبدل حرارتی جریان مخالف"، نشریه مدل‌سازی در مهندسی، دوره ۱۳، شماره ۴۱، تابستان ۱۳۹۴، صفحه ۵۷–۴۷.
- [۱۷] محمدرضا حسن‌زاده و فرشید کی‌نیا، "ارائه یک مدل جدید برای جستجوی ترکیبی هوشمند جهت پیدا نمودن پاسخ بهینه سراسری مسایل مهندسی"، نشریه مدل‌سازی در مهندسی، دوره ۱۷، شماره ۵۸، پاییز ۱۳۹۸، صفحه ۱۰۲–۸۱.