

مدل سازی بخش جابه جایی کوره های صنعتی

علی زینلی¹، مجتبی صدر عاملی^{2*}

¹ دانشجوی دکتری دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ایران

a.zeinali@modares.ac.ir

² استاد دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ایران

sadramel@modares.ac.ir

چکیده: در مقاله حاضر، یک مدل ریاضی برای بخش جابه جایی (بازیافت انرژی) کوره های صنعتی ارائه شده است. همچنین چگونگی انتقال حرارت در بیرون و داخل لوله های صاف و لوله های پرده دار بخش جابه جایی بررسی شده است. پس از بررسی مدل های مختلف انتقال حرارت، یک مدل مناسب انتخاب و نرم افزاری برای محاسبه مقدار حرارت منتقل شده به لوله ها در هر ردیف، توزیع دمای گاز و توزیع دمای سیال بر حسب ردیف لوله ها تهیه شد. در پایان نیز نتایج به دست آمده از مدل، با داده های بخش جابه جایی کوره اصلی ریفرمر واحد آمونیاک مجتمع پتروشیمی رازی و همچنین بخش جابه جایی کوره پیش گرمکن نفت خام مقایسه شد.

واژه های کلیدی: مدل سازی حرارتی، کوره های صنعتی، بخش جابه جایی، بازیافت انرژی.

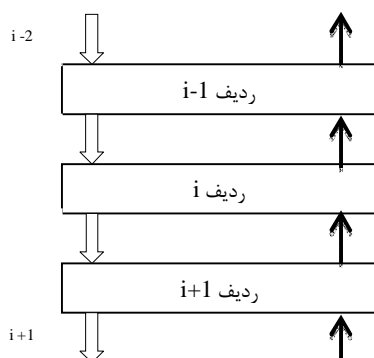
از ضریب کلی انتقال حرارت، توزیع دمایی گاز و سیال درون لوله به دست می‌آید.

2. مدل ریاضی

هدف از ارائه مدل ریاضی بخش جابه‌جایی کوره، یافتن پروفیل دما و شدت حرارت انتقال یافته از گازهای احتراق به سیال داخل لوله است که برای این منظور، محاسبه خواص فیزیکی و نیز مقادیر مربوط به متغیرهای انتقال حرارت ضروری است. برای تجزیه و تحلیل نحوه تغییرات دما در این بخش، آن را به نواحی مختلف تقسیم‌بندی کرده که شمای یکی از آن‌ها در شکل (1) نشان داده شده است.

در شکل (1)، ردیف‌های لوله مربوط به لوله‌هایی است که در جهت عمود بر جریان گازهای احتراق و بر یک صفحه افقی قرار دارند.

در این مقاله، برای محاسبه دماهای خروجی هر ردیف از روش تعداد واحدهای انتقال³ استفاده شده است. برای محاسبه تعداد واحدهای انتقال (NTU) ضریب انتقال حرارت داخلی (h_i) و خارجی (h_o) باید محاسبه شوند.



شکل (1): توزیع جریان بر روی ردیف‌های بخش جابه‌جایی

برای ساده‌شدن محاسبات از فرضیات ساده‌کننده زیر استفاده شد:

1. سیستم در حالت پایا است.
2. جریان یک‌بعدی است.
3. کل قسمت جابه‌جایی به صورت آدیاباتیک فرض شده است.
4. از تغییرات فشار صرف نظر شده است.
5. دبی جرمی سیال ثابت است.
6. از هدایت گرمایی در جهت عمود بر حرکت سیال صرف نظر می‌شود.

افزایش آلاینده‌گی محیط بر اثر سوزاندن بیش از حد سوخت‌های فسیلی و آثار مخرب انتشار گازهای گلخانه‌ای، می‌تواند انگیزه اصلی برای بازیافت انرژی و افزایش بهره‌وری از انرژی باشد. همچنین باید به تجدیدنپذیر بودن سوخت‌های فسیلی و افزایش روزافزون بهای سوخت نیز توجه داشت که اهمیت بازیافت انرژی را نمایان‌تر می‌کند [1].

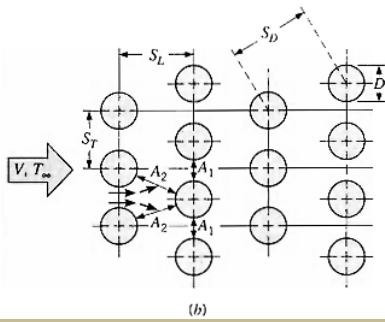
هر کوره صنعتی از سه بخش تشعشع، جابه‌جایی و دودکش تشکیل شده است. معمولاً راکتورهای فرایند در بخش تشعشع قرار می‌گیرد و حرارت مورد نیاز واکنش توسط مشعل‌های اطراف کوره تأمین می‌شود [2]. گازهای خروجی از بخش تشعشع، قابلیت زیادی برای بازیافت انرژی دارند؛ لذا این گازها از بخش جابه‌جایی (بازیافت انرژی) عبور می‌کند و از انرژی موجود، برای پیش گرم کردن خوراک ورودی، تهیه بخار با فشار بالا و گرم کردن آب جهت دیگ‌های بخار استفاده می‌شود [3].

در مطالعات انجام شده در مدل‌سازی کوره‌ها، بیشتر قسمت تشعشعی کوره بررسی شده و مطالعات کمی بر روی قسمت جابه‌جایی انجام شده است. کریم‌زاده و همکاران [4] با روش زنجیره‌ای، دماهای خروجی قسمت‌های مختلف کوره شکست حرارتی و همچنین قسمت جابه‌جایی کوره را محاسبه کرده‌اند. سندرا و همکاران [5] بخش جابه‌جایی کوره شکست را با روش دینامیک سیالات محاسباتی¹ مدل کرده‌اند و امکان وجود حالت‌های مختلف، از جمله جریان دوفازی را بررسی کرده‌اند. جوکا و همکاران [6] بخش جابه‌جایی کوره تولید بیومس² را مدل‌سازی کرده و اثر تولید رسوب بر روی انتقال حرارت درون لوله‌ها را بررسی کرده‌اند.

در این مقاله، به منظور بررسی مقدار حرارت‌های منتقل شده از گازهای احتراق به سیال داخل لوله و همچنین توزیع دمای گاز و سیال داخل لوله یک مدل ریاضی ارائه شده است. بسته به قطر لوله‌ها و ابعاد هندسی، نوع، تعداد، شکل و بازده پره‌ها، رژیم جریان، خواص ترموفیزیکی، شرایط ورودی سیال‌های فرایندی و چیدمان کوئل‌ها، ضریب کلی انتقال حرارت جابه‌جایی محاسبه شده و گرمای جذب شده توسط سیال عبوری از داخل کوئل‌ها محاسبه می‌شود و سپس با استفاده

1. CFD
2. Biomass

3. Number of Transfer Units Method (ϵ -NTU)



شکل (2): آرایش لوله در بخش جابه‌جایی [7]

$$2(S_D - D) < (S_T - D) \quad (4)$$

ضریب A_2 در نتیجه دو شاخه شدن حرکت سیال از صفحه A_1 به صفحه A_2 است؛ بنابراین، اگر شرط زیر برقرار باشد، در V_{max} رخ خواهد داد:

$$S_D = \left[S_L^2 + \left(\frac{S_T}{2} \right)^2 \right] < \frac{S_T + D}{2} \quad (5)$$

که در این حالت، V_{max} با رابطه (6) محاسبه می‌شود:

$$V_{max} = \frac{S_T}{2(S_D - D)} V \quad (6)$$

اگر در آرایش مثلثی V_{max} در صفحه A_1 روی دهد، مقدار آن را می‌توان از معادله (7) به‌دست آورد [9].

$$V_{max} = \frac{S_T}{S_T - D} V \quad (7)$$

بعد از محاسبه سرعت ماکزیمم، با توجه به نوع سیال و محدوده عدد رینولدز، مقادیر m و C از مراجع [7] و [8] به‌دست می‌آیند. سپس عدد Nu_D از معادله (2) محاسبه می‌شود و در نهایت، اگر تعداد ردیف‌های جریان کمتر از 20 باشد، عدد Nu_D به‌دست آمده با توجه به معادله (3) و جدول (1) تصحیح می‌شوند.

بعد از محاسبه ضریب انتقال حرارت مقدار NTU طبق رابطه (8) محاسبه می‌شود:

$$NTU = \frac{UA}{C_{min}} \quad (8)$$

در معادله بالا A مساحت سطح انتقال حرارت و U ضریب کلی انتقال حرارت است و مقدار آن طبق رابطه (9) به‌دست می‌آید:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{A_i h_i} + \frac{1}{A_o h_o \eta_0} \quad (9)$$

کمیت η_0 در معادله (9) بازده کلی سطح پره‌دار است و از رابطه (10) حساب می‌شود:

$$\eta_0 = 1 - \frac{A_f}{A} (1 - \eta_f) \quad (10)$$

در معادله (10) A_f مساحت کل سطح پره و η_f بازده یک پره تنها است که از رابطه (11) محاسبه می‌شود.

7. خواص گرمایی سیال از قبیل ظرفیت گرمایی ویژه، ضریب هدایت گرمایی و دانسیته بر روی هر ردیف ثابت در نظر گرفته شده است؛ ولی تغییرات آن برای ردیف‌های مختلف در نظر گرفته شده است.

2.1. ضریب انتقال حرارت داخلی

ضریب انتقال حرارت داخلی مربوط به جریان سیال داخل لوله‌ها می‌باشد. برای محاسبه ضریب انتقال حرارت داخلی از رابطه (1) استفاده شده است [7].

$$NU_D = \frac{h_i d_i}{k} = 0.023 Re_D^{1/2} Pr^{1/3} \quad (1)$$

$$0.6 < Pr < 160$$

$$Re > 10000$$

در رابطه (1) Nu عدد ناسلت، Re عدد رینولدز، Pr عدد پراوتل، d قطر داخلی لوله، k ضریب انتقال حرارت هدایتی و h_i ضریب انتقال حرارت داخلی است.

2.2. ضریب انتقال حرارت خارجی

برای محاسبه ضریب انتقال حرارت خارجی، از رابطه زوکاسکاس¹ استفاده شده است. این رابطه در معادله (2) نشان داده شده است [8].

$$NU_D = C Re_{D,max}^m Pr^{0.36} \quad (2)$$

$$N_L \geq 20$$

$$0.7 \leq Pr \leq 500$$

$$1000 \leq Re \leq 2 \times 10^6$$

ثابت‌های C و m در مراجع [7] و [8] موجود است.

در رابطه بالا N_L تعداد ردیف‌های جریان است. برای $N_L \leq 20$ مقدار NU از رابطه (3) اصلاح می‌شود.

$$NU_{D,(N_L < 20)} = C_2 NU_{D,(N_L \geq 20)} \quad (3)$$

مقدار C_2 در رابطه بالا طبق جدول (1) محاسبه می‌شود.

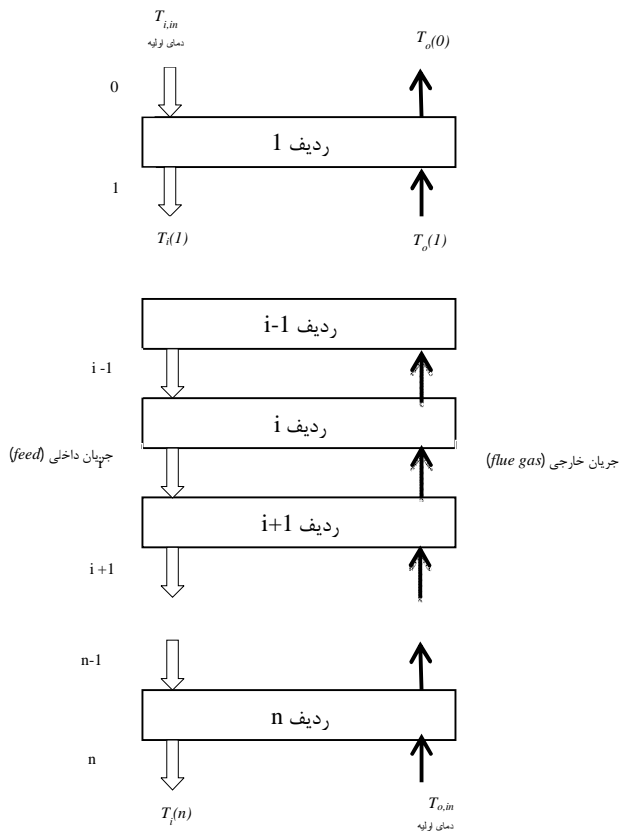
جدول (1): ضریب تصحیح C_2 در معادله (2) برای $N_L < 20$

N_L	1	2	3	4	5	7	10	13	16
C_2	0/64	0/76	0/84	0/89	0/92	0/95	0/97	0/98	0/99

در رابطه (2) $Re_{D,max}$ بر حسب سرعت ماکزیمم سیال محاسبه می‌شود. با توجه به شکل (2) در آرایش مثلثی، بیشترین سرعت می‌تواند در صفحه عرضی A_1 یا صفحه قطری A_2 روی دهد. اگر رابطه (4) برقرار باشد، بیشترین سرعت در A_2 روی خواهد داد [9].

محاسبه و عمل بالا را تا زمان به دست آمدن جواب نهایی تکرار می‌کنیم.

الگوریتم نوشته شده در برنامه ویزوال بیسیک¹ برای محاسبه دمای خروجی سیال در هر ردیف، در شکل (4) نشان داده شده است.



شکل (3): توزیع دما در بخش جابه‌جایی

3. بحث و بررسی

نتایج به دست آمده برای بخش جابه‌جایی کوره‌های ریفرمر آمونیاک و کوره پالایشگاهی (گرمکن سوخت) که برای گرم کردن نفت خام از آن استفاده می‌شود، در این قسمت آورده شده است.

3.1. کوره ریفرمر آمونیاک

محصولات احتراق پس از خروج از بخش تشعشعی، با دمایی در حدود 800 تا 1000 درجه سانتی‌گراد وارد بخش جابه‌جایی می‌شوند. در اینجا کوره اصلی ریفرمر² واحد آمونیاک مجتمع پتروشیمی رازی، برای کنترل صحت عملکرد مدل، مورد مطالعه قرار گرفته است. در بخش جابه‌جایی ریفرمر، تعداد 7 کویل به نام‌های کویل پیش گرم خوراک کوره، کویل پیش گرم هوای فرایند، کویل بخار فوق اشباع⁴، کویل بخار

$$\eta_f = \frac{\tanh(ml)}{ml} \quad (11)$$

$$m = (2h_o / kt)^{\frac{1}{2}}$$

در رابطه (11) ضریب انتقال حرارت هدایتی و t ضخامت پره است.

بعد از به دست آوردن تعداد واحدهای انتقال (NTU) مقدار ε طبق رابطه (12) به دست می‌آید [10].

$$\varepsilon = \left(\frac{1}{C_r}\right)(1 - \exp\{-C_r [1 - \exp(-NTU)]\}) \quad C_{\min} = m_i C_{pi}$$

$$\varepsilon = 1 - \exp(-C_r^{-1}) \{1 - \exp[-C_r (NTU)]\} \quad C_{\min} = m_o C_{po} \quad (12)$$

$$C_r = \frac{C_{\min}}{C_{\max}}$$

در معادله (11) C_{\min} برابر است با $m_i C_{pi}$ یا $m_o C_{po}$ هر یک که کوچک‌تر باشد. در رابطه (12)، m دبی جرمی و C_p ظرفیت حرارتی است.

حال مقدار دماهای خروجی ردیف i برای سیال داخلی $(T_i(i+1))$ و سیال خارجی $(T_o(i+1))$ بر حسب دمای ورودی به ردیف i طبق رابطه (13) محاسبه می‌شوند:

$$T_o(i+1) = \frac{(m_o C_{po} T_o(i) - \varepsilon C_{\min} T_i(i))}{(m_o C_{po} - \varepsilon C_{\min})} \quad (13)$$

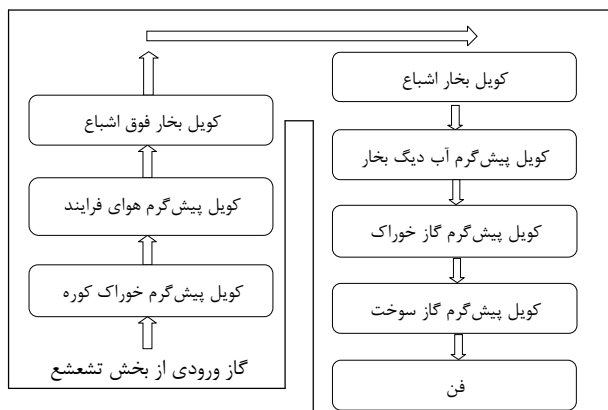
$$T_i(i+1) = \frac{(m_o C_{po})}{(m_i C_{pi})} (T_o(i+1) - T_o(i)) + T_i(i)$$

برای محاسبه دمای خروجی سیال داخلی و خارجی هر ردیف در شکل (3) از معادله (13) استفاده می‌شود. برای این منظور، ابتدا با استفاده از میانگین حسابی دمای ورودی جریان داخلی به ردیف اول و دمای ورودی جریان خارجی (گازهای احتراق) به ردیف n $(\{T_{i,in} + T_{o,in}\}/2)$ ، خواص گرمایی و ترمودینامیکی سیال و سپس مقدار ضریب انتقال حرارت محاسبه می‌شود و با استفاده از آن، دماهای خروجی جریان‌های داخلی و خارجی در ردیف‌های اول و n به دست می‌آیند $(T_i(n), T_o(0))$. سپس ردیف اول در نظر گرفته شده و با توجه به داشتن دمای ورودی جریان داخلی $(T_{i,in})$ و دمای خروجی جریان خارجی $(T_o(0))$ که در مرحله قبل حساب شد، دمای خروجی جریان داخلی در ردیف اول $(T_i(1))$ و دمای ورودی جریان خارجی در مرحله اول $(T_o(1))$ به دست می‌آیند. این عمل تا ردیف n تکرار می‌شود. سپس اگر دمای ورودی جریان خارجی که در مرحله n به دست آمد، با مقدار اولیه آن برابر بود، به جواب نهایی رسیده‌ایم؛ در غیر این صورت، ضریب انتقال حرارت را با استفاده از میانگین دماهای به دست آمده از هر ردیف در مرحله قبل، دوباره

1. Visual Basic
2. Reformer
3. Primary Reformer
4. Steam Superheater Hot Temperature Coil

متوسط درصد تفاوت در محاسبه دمای خروجی سیال‌های فرایندی در بخش جابه‌جایی برای واحد آمونیاک بسیار کم است. در شکل‌های (6) تا (12) توزیع دمایی سیال داخلی و خارجی برای کویل‌های بخش جابه‌جایی بر حسب ردیف لوله نشان داده شده است و با استفاده از آن، می‌توان توزیع دما در کل بخش جابه‌جایی را مشاهده کرد.

با توجه به اینکه مشکل اصلی پیدا کردن ضریب انتقال حرارت خارجی بود و محاسبه آن خطای بسیار بیشتری نسبت به ضریب انتقال حرارت داخلی داشت، دماهای خروجی جریان خارجی خطای بیشتری نسبت به دماهای خروجی جریان داخلی داشتند. به دلیل آنکه نتایج تجربی مربوط به دماهای خروجی جریان خارجی برای کوره آمونیاک وجود نداشت و فقط دمای ورودی گازهای احتراق برای کویل اول در دسترس بود؛ بنابراین، امکان مقایسه دماهای جریان خروجی وجود نداشت؛ ولی خطای اندازه‌گیری مربوط به آن، به مراتب بیش از جریان داخلی بود.

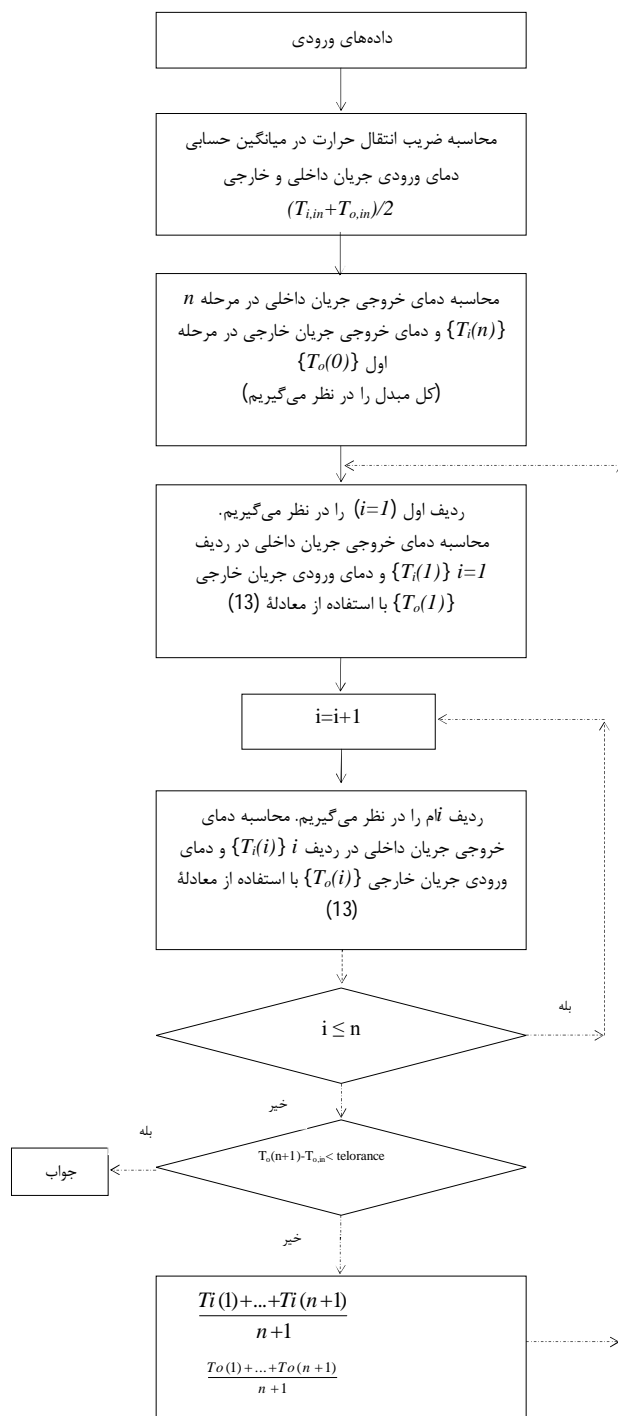


شکل (5): طرح ترسیمی کوره ریفورمر آمونیاک

جدول (2): پارامترهای ورودی به بخش جابه‌جایی واحد آمونیاک [2]

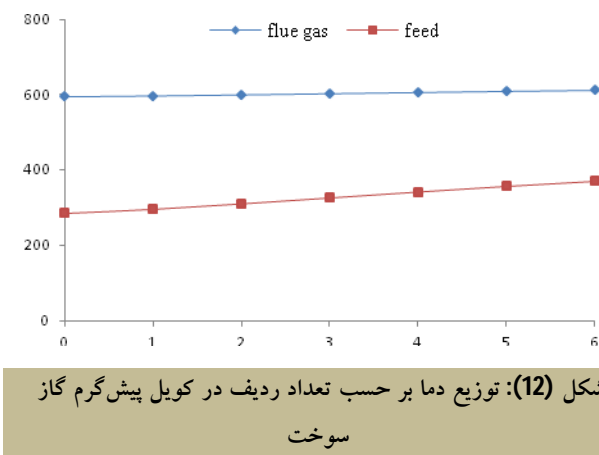
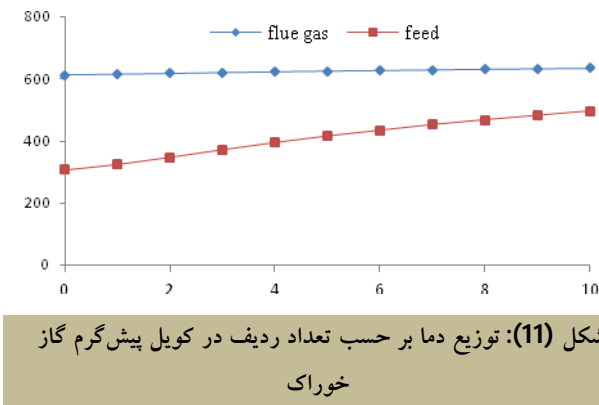
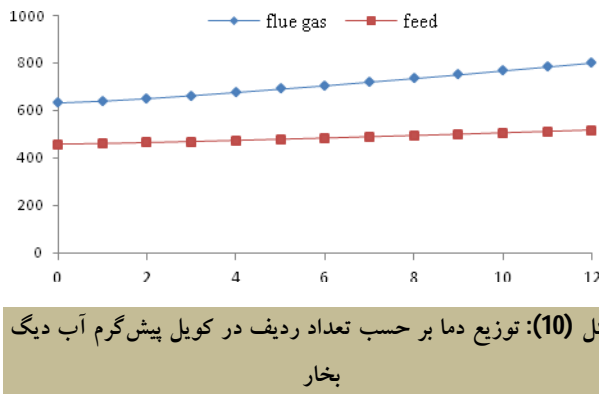
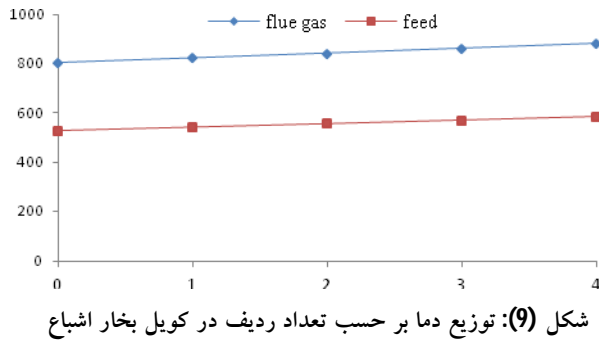
653	دمای ورودی کویل پیش‌گرم‌خوراک کوره (K)
543	دمای ورودی کویل پیش‌گرم‌هوای فرایند (K)
N/A	دمای ورودی کویل بخار فوق‌اشباع (K)
528	دمای ورودی کویل بخار اشباع (K)
460	دمای ورودی کویل پیش‌گرم آب دیگ بخار (K)
308	دمای ورودی کویل پیش‌گرم گاز خوراک (K)
286	دمای ورودی کویل پیش‌گرم گاز سوخت (K)
98676	دبی جرمی کویل پیش‌گرم خوراک کوره ($Kg.h^{-1}$)
هوای: 49800 بخار: 3600	دبی جرمی کویل پیش‌گرم هوای فرایند ($Kg.h^{-1}$)
308248	دبی جرمی کویل بخار فوق‌اشباع ($Kg.h^{-1}$)
308248	دبی جرمی کویل بخار اشباع ($Kg.h^{-1}$)
262596	دبی جرمی کویل پیش‌گرم آب دیگ بخار ($Kg.h^{-1}$)
20100	دبی جرمی کویل پیش‌گرم گاز خوراک ($Kg.h^{-1}$)
12000	دبی جرمی کویل پیش‌گرم گاز سوخت ($Kg.h^{-1}$)

اشباع، کویل پیش‌گرم آب دیگ بخار¹، کویل پیش‌گرم گاز خوراک و کویل پیش‌گرم گاز سوخت وجود دارند. ترتیب قرارگیری کویل‌ها در مسیر عبور گازهای داغ، در شکل (5) ملاحظه می‌شود.



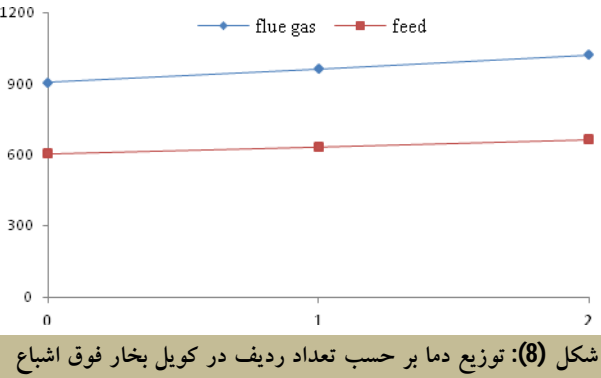
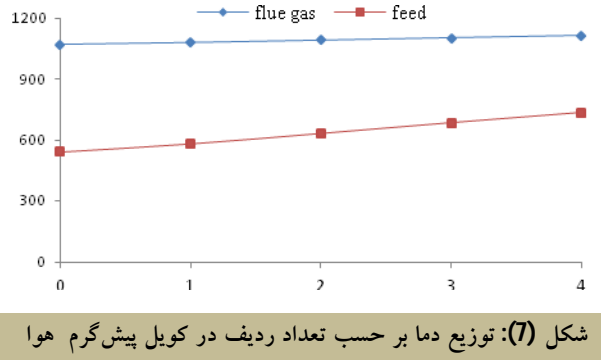
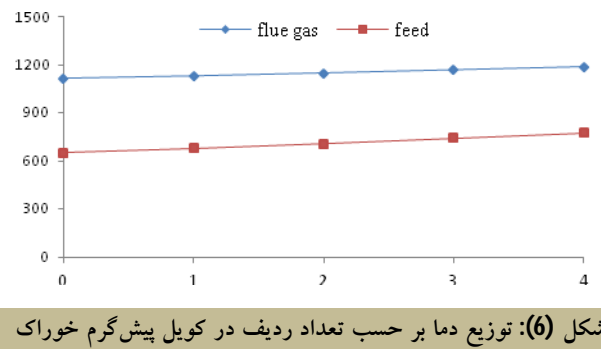
شکل (4): الگوریتم نوشته‌شده در برنامه ویزوال بیسیک

داده‌ها و نتایج مدل‌سازی واحدهای آمونیاک در جدول (2) و (3) ملاحظه می‌شود. با توجه به مقادیر تجربی ثبت‌شده، مشاهده می‌شود که



جدول (3): نتایج به‌دست آمده از مدل و نتایج تجربی برای بخش جابجایی واحد آمونیاک

محاسبه شده	تجربی	دمای خروجی
776	775	دمای خروجی از کویل پیش‌گرم خوراک کوره (K)
734	736	دمای خروجی از کویل پیش‌گرم هوای فرایند (K)
674	669	دمای خروجی از کویل بخار فوق اشباع (K)
585	598	دمای خروجی از کویل بخار اشباع (K)
518	512	دمای خروجی از کویل پیش‌گرم آب دیگ بخار (K)
496	478	دمای خروجی از کویل پیش‌گرم گاز خوراک (K)
370	369	دمای خروجی از کویل پیش‌گرم گاز سوخت (K)



3.2. کوره پیش گرمکن نفت خام

در این کوره، محصولات احتراق پس از خروج از بخش تشعشعی، با دمایی در حدود 800 درجه سانتی گراد وارد بخش جابه‌جایی می‌شود. همچنین نفت خام با دمای 210 درجه سانتی گراد وارد کویل‌های بخش جابه‌جایی می‌شود. مشخصات بخش جابه‌جایی و همچنین نتایج مدل‌سازی به ترتیب در جدول (4) و جدول (5) آورده شده است. همچنین توزیع دمای بخش جابه‌جایی بر حسب ردیف لوله در شکل (13) نشان داده شده است. همان‌طور که جدول (5) نشان می‌دهد مقدار خطا برای دمای خروجی جریان خارجی بیش از جریان داخلی است که دلیل اصلی آن، خطای بیشتر در محاسبه مقدار ضریب انتقال حرارت خارجی نسبت به ضریب انتقال حرارت داخلی است.

جدول (4): مشخصات بخش جابه‌جایی کوره پالایشگاهی [11]

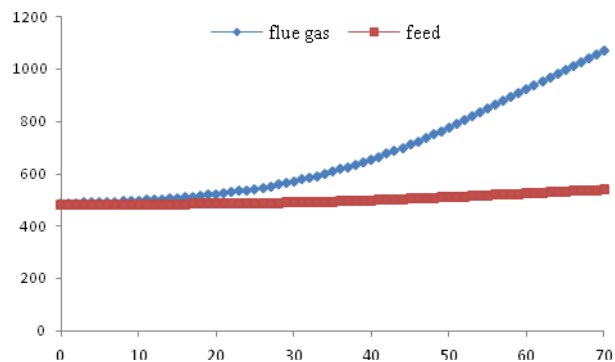
168	قطر لوله (mm)
20	طول لوله (m)
40	تعداد لوله‌ها (m)
11	تعداد ردیف‌ها
250	گام لوله‌ها (mm)
1073	دمای ورودی نفت خام (K)
483	دمای ورودی گازهای احتراق (K)

جدول (5): نتایج به‌دست‌آمده از مدل و نتایج تجربی برای بخش

جابه‌جایی کوره پالایشگاهی

دما	تجربی	محاسبه شده
دمای خروجی نفت خام (K)	523	524
دمای خروجی گازهای احتراق (K)	654	661

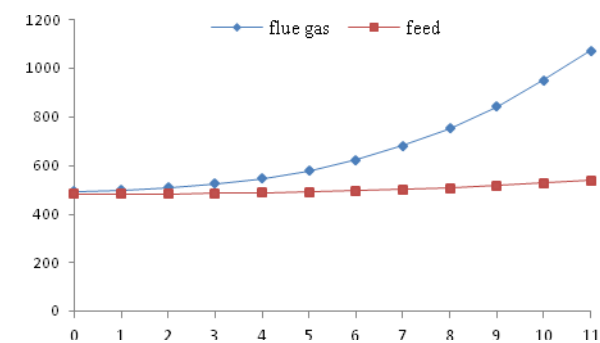
خروجی گازهای احتراق به 488 کلوین و دمای خروجی نفت خام به 540 کلوین می‌رسد؛ بنابراین، بازده مبدل زیاد می‌شود. از طرف دیگر، هزینه و همچنین طول قسمت جابه‌جایی زیاد می‌شود؛ بنابراین، هر دو عامل باید در نظر گرفته شود. همچنین با توجه به شکل (14) مشخص است که تعداد ردیف بیش از 40 در عمل، اثر قابل توجهی بر روی دماهای خروجی ندارد.



شکل (14): اثر تعداد ردیف بر توزیع دما در بخش جابه‌جایی کوره پالایشگاهی

3.2.2. بررسی اثر تعداد لوله‌ها در ردیف بر توزیع دما

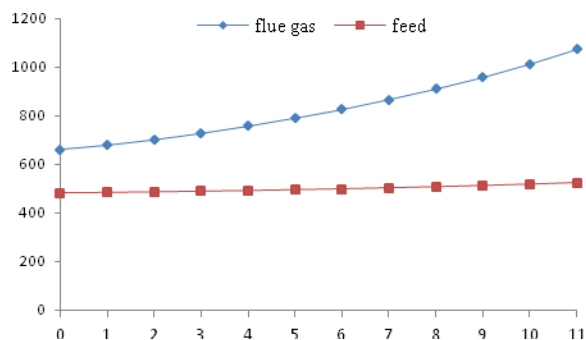
شکل 15 توزیع دما را در حالتی که تعداد لوله‌ها در هر ردیف از 4 به 40 برسند، نشان می‌دهد. در این حالت، تعداد کل لوله‌ها به 440 عدد می‌رسد (40×11). همان‌طور که انتظار می‌رود، دمای خروجی نفت خام افزایش می‌یابد و به 539 کلوین می‌رسد و دمای خروجی جریان خارجی به 494 کلوین می‌رسد. در این حالت نیز، هرچند با افزایش تعداد لوله‌ها در هر ردیف، میزان انتقال حرارت افزایش می‌یابد، مسائل اقتصادی و همچنین ابعاد بخش جابه‌جایی نیز باید در نظر گرفته شود.



شکل (15): اثر تعداد لوله‌ها در هر ردیف بر توزیع دما در بخش جابه‌جایی کوره پالایشگاهی

3.2.3. بررسی اثر اضافه کردن پره به لوله‌ها بر توزیع دما

شکل (16) توزیع دما را برای حالتی که پره‌های حلقوی با ارتفاع 0/04 متر، عرض 0/005 متر و با فاصله 0/1 متر به لوله‌ها اضافه شوند،



شکل (13): توزیع دما در بخش جابه‌جایی کوره پالایشگاهی

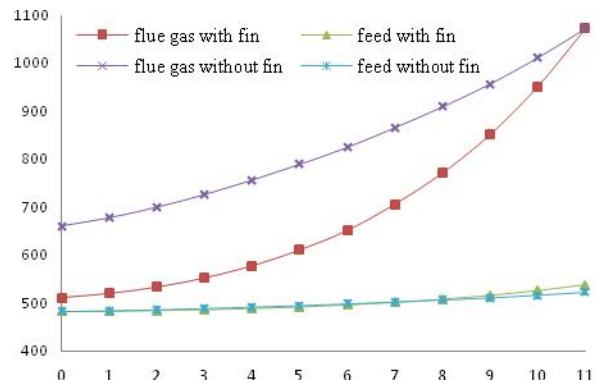
3.2.1. بررسی اثر تعداد ردیف‌ها بر توزیع دما

شکل (14) توزیع دما را برای کوره پالایشگاهی، زمانی که تعداد ردیف لوله‌ها از 11 به 70 برسد، نشان می‌دهد. در این حالت، دمای

4. نتیجه‌گیری

در این مقاله، یک مدل ریاضی برای بخش جابه‌جایی (بازیافت انرژی) کوره‌های صنعتی ارائه شد. نتایج به‌دست‌آمده از مدل با داده‌های بخش جابه‌جایی کوره پرایمری ریفرمر واحد آمونیاک مجتمع پتروشیمی رازی و همچنین بخش جابه‌جایی کوره پیش‌گرمکن نفت خام در پالایشگاه مقایسه شد. نتایج نشان داد که داده‌های به‌دست‌آمده از مدل خطای کمی در محاسبه دمای خروجی محصولات احتراق و خوراک ورودی به بخش جابه‌جایی دارند. همچنین اثر سه پارامتر تعداد ردیف‌ها، تعداد لوله‌ها در هر ردیف و اثر افزودن پره به لوله‌ها بررسی شد. نتایج نشان داد که با افزایش تعداد ردیف‌ها و تعداد لوله‌ها در هر ردیف، مقدار حرارت انتقال یافته افزایش می‌یابد؛ ولی مسائل اقتصادی و حجم مبدل نیز باید در نظر گرفته شود. با افزودن پره به لوله‌ها نیز مقدار انتقال حرارت افزایش یافت و افزودن پره اثر بیشتری بر توزیع دمای سیال خارجی داشت؛ زیرا مقاومت اصلی در برابر انتقال حرارت مربوط به جریان خارجی است.

نشان می‌دهد. در این حالت، دمای خروجی نفت خام به 537 کلوین و دمای خروجی جریان خارجی به 515 کلوین می‌رسد؛ بنابراین، بازده مبدل افزایش می‌یابد. در این حالت، مقدار هزینه افزایش قابل توجهی نمی‌یابد و ابعاد بخش جابه‌جایی نیز تغییر نمی‌کند؛ بنابراین، بهترین روش برای افزایش بازده مبدل است. همچنین با توجه شکل (16) مشخص است که افزایش پره به لوله‌ها اثر بیشتری بر روی توزیع دما بر روی جریان خارجی نسبت به جریان داخلی دارد؛ زیرا مقاومت اصلی در برابر انتقال حرارت را جریان خارجی دارد.



شکل (16): اثر افزودن پره به لوله‌ها بر توزیع دما در بخش جابه‌جایی کوره پالایشگاهی

مراجع

- Conversion and Management, Vol. 47, pp. 2552-2563, 2006.
- [7] Khan, W.A., Culham, J.R., Yovanovich, M.M., "Convection Heat Transfer from Tube Banks in Crossflow: Analytical Approach" International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 49, pp. 4831-4838, 2006.
- [8] Zukauskas, A., "Heat Transfer from Tubes in Cross-Flow" Advances in Heat Transfer, Vol. 8, pp. 93-160, 1972.
- [9] Holman, j., Heat Transfer, USA, McGraw Hill Higher Education, (2009).
- [10] Navarro, H.A., Cabezas-Gómez, L.C., "Effectiveness NTU Computation with a Mathematical Cross-flow Heat Exchanger", Brazilian Journal of Chemical Engineering, Vol. 24, pp. 509-521, 2007.
- [11] Al-HajjIbrahim, H., Al-Qassimi, M., "Simulation of Heat Transfer in the Convection Section of Fired Process Heaters", Periodica Polytechnic, Chemical Engineering, Vol. 54, pp. 33-40, 2010.
- [1] Zhou, Y.P., Wu, J.Y., Wan, R.Z., "Performance of Energy Recovery Ventilator with Various Weathers and Temperature Set-Points", Energy and Buildings, Vol. 39, pp. 1202-1210, 2007.
- [2] Sanaye, S., Baheri, E., "Thermal Modeling of Radiation and Convection Sections of Primary Reformer of Ammonia Plant", Applied Thermal Engineering, Vol. 27, pp. 627-636, 2007.
- [3] Lee, Ch.L., Jou, G., "Improving Furnace Energy Efficiency through Adjustment of Damper angle", International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 38 pp. 2504-2509, 2013.
- [4] Karimzadeh, R., Godini, H., Ghashghaee, M., "Flowsheeting of Steam Cracking Furnaces", Chemical Engineering Research and Design, Vol. 87, pp. 36-46, 2009
- [5] De Schepper, S.C.K., Heynderickx, G.J., Marin, G.B., "Modeling the Evaporation of a Hydrocarbon Feedstock in the Convection Section of a Steam Cracker", Computers and Chemical Engineering, Vol. 33, pp. 122-132, 2009.
- [6] Jukka, Y., Paaivilainen, J., Oravainen, H., "Modelling of the Finned Convection Section of a Biomass Boiler", Energy