

مدل‌سازی ترمودینامیکی کوره پیش‌گرمکن نفت خام

علی چائی‌بخش لنگرودی^{۱*}، نسیم انسان‌صفت^۲، علی جمالی^۳، رامین کوهی‌کمالی^۴، حمیدرضا نجفی^۵

^۱استادیار مهندسی مکانیک، دانشکده فنی، دانشگاه گیلان، رشت، ایران

^۲دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی مکانیک (طراحی کاربردی)، دانشگاه گیلان، رشت، ایران

^۳استادیار مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت، ایران

^۴استادیار مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت، ایران

^۵کارشناسی ارشد، مهندسی شیمی، شرکت مهندسی فرآیند سبز پاکان، تهران، ایران

دریافت: ۹۳/۳/۶ پذیرش: ۹۳/۱۲/۲۳

چکیده

در این مقاله، مجموعه کوره پیش‌گرمکن نفت خام (خوراک ستون تقطیر) مورد بررسی قرار می‌گیرد. مدل ریاضی برای بخش جابجایی و تشعشعی کوره در شرایط ایده‌ال ارائه شده، همچنین مدل ساده‌ای برای فرایند احتراق پیشنهاد می‌گردد. مدل‌سازی ارائه شده برای یک گذر از کوره مورد بررسی می‌باشد. معادلات پیشنهادی بر اساس قوانین ترمودینامیک، پایداری جرم، پایداری انرژی، قوانین انتقال حرارت و همچنین روابط نیمه تجربی حاکم بر رفتار نفت خام تعیین می‌شوند. پارامترهای مدل بر اساس مشخصات فنی و داده‌های تجربی حاصل از یک کوره واقعی تعیین می‌شوند. مقایسه نتایج حاصل از مدل‌سازی با داده‌های موجود، قابلیت روش پیشنهادی را در پیش‌بینی دمای نفت خروجی از کوره و دمای لوله‌ها نشان می‌دهد.

کلمات کلیدی: کوره پیش‌گرمکن، انتقال حرارت، مدل‌سازی ترمودینامیکی، نفت خام

مقدمه

کوره‌های فرآیندی به عنوان یکی از مهم‌ترین زیرمجموعه واحدهای پالایشگاهی جهت تامین حرارت مورد نیاز برای خوراک برج‌های تقطیر بوده که بیش از ۷۰ درصد انرژی مصرفی این واحدها را به خود اختصاص داده‌اند. در این راستا دستیابی به بازده حرارتی بالا و عملکرد مطلوب در شرایط مختلف عملکردی، نقش بسیار مهمی در کاهش مصرف انرژی و همچنین کاهش هزینه‌های تولید دارد. با توجه به ساختار پیچیده و

*chaibakhsh@guilan.ac.ir

رفتار غیرخطی این کوره‌ها، بهبود کیفیت و راندمان حرارتی این واحدها، تا حدود زیادی به بهبود شرایط دمایی آن وابسته است. استفاده از گذرهای متعدد برای افزایش بازده حرارتی از جمله راهکارهای مرسوم برای بهبود عملکرد این سیستم‌ها می‌باشد. گرچه نحوه طراحی و تغییر ساختار و چیدمان لوله‌ها در این واحدها تاثیر بسیار زیادی در کارایی آن‌ها دارد، با این حال عوامل بسیار زیادی نظیر تغییرات ناخواسته در نرخ جریان ورودی به کوره، مشکلات مشعل‌ها و نقص در فرایند احتراق، موجب توزیع غیر یکنواخت دما در این کوره‌ها و کاهش راندمان حرارتی می‌گردد [۱، ۲].

رشد ته‌نشست‌ها یا گرفتگی لوله‌ها در کوره‌های پیش‌گرمکن، از عوامل مهم در کاهش کیفیت محصول، کاهش انتقال گرما و در نتیجه مصرف انرژی بیش‌تر و همچنین کاهش کارایی تجهیزات و کنترلرها می‌باشد [۳]. ارائه روشی موثر برای پیش‌بینی زودهنگام گرفتگی و جلوگیری از اثرات مخرب روی عملکرد این کوره‌ها، مستلزم ارائه مدلی مناسب می‌باشد. تهیه یک مدل مناسب و دقیق به عنوان اولین گام در تحلیل رفتار و بررسی عملکرد یک سیستم، از اهمیت زیادی برخوردار است. در بسیاری از کاربردها به منظور تحلیل رفتار و مدل‌سازی کوره‌های فرایندی از روش‌ها و نرم‌افزارهای محاسباتی مختلف بر اساس دینامیک سیالات محاسباتی یا CFD^۱ استفاده می‌شود. این دسته از مدل‌ها شامل معادلات به صورت مشتق جزئی بوده که با توجه به شرایط مرزی و اولیه خاص هر سیستم، قابل حل می‌باشند. به رغم دقت بالای این مدل‌ها، به دلیل وابستگی شدید حل مسائل به شرایط اولیه و مرزی مساله، چندان در عیب‌یابی کوره‌های فرآیندی مناسب نمی‌باشند [۴، ۵]. از این رو ارائه مدل‌هایی با معادلات ساده موثر است. استفاده از مدل‌های ترموهیدرولیکی یکی از روش‌های پیشنهادی برای این منظور است [۱]. اگرچه مدل‌های ترموهیدرولیک برای مدل‌سازی اجزای خاص نیز مورد استفاده قرار می‌گیرند ولی بیش‌ترین کاربرد آنها در آنالیز شبکه‌های بازیاب حرارتی است [۶، ۷]. دسته دیگر از مدل‌ها شامل مدل‌های خطی یا غیرخطی تهیه شده بر اساس روش‌های شناسایی می‌باشند. این دسته از مدل‌ها دارای تنوع بسیار زیادی بوده، شامل مدل‌های خطی ARX تا مدل‌های غیرخطی مبتنی بر روش‌های محاسبات نرم (فازی، شبکه‌های عصبی و...) می‌باشند [۸]. با وجود دقت این مدل‌ها، تهیه داده مناسب برای آموزش مدل و شناسایی سیستم ممکن است چندان ساده نباشد. با توجه به دینامیک کند کوره‌های فرآیند، جمع آوری داده‌های تجربی مورد نیاز برای تهیه یک مدل مناسب، نیازمند ذخیره‌سازی طولانی مدت اطلاعات می‌باشد. از طرفی تغییر در بعضی از پارامترها نیازمند انجام آزمایش‌های خاص روی سیستم است که در بسیاری از موارد به علت در سرویس بودن کوره عملاً امکان پذیر نیست [۹، ۱۰].

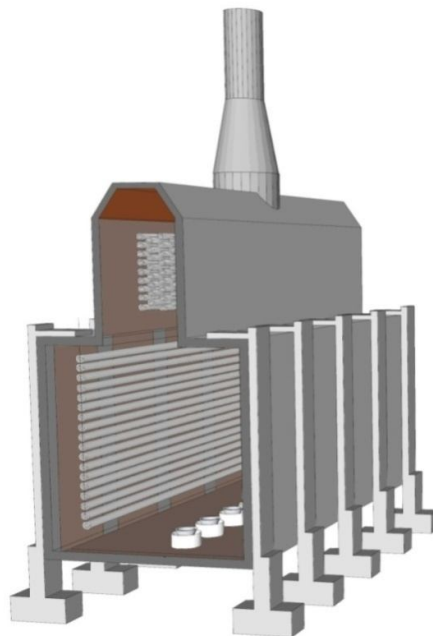
هدف از این تحقیق، ارائه مدلی ساده بر اساس روابط موجود به منظور پیش‌بینی تقریبی رفتار نفت خام در کوره پیش‌گرمکن می‌باشد. در این مقاله، بر اساس اطلاعات موجود از یک نمونه کوره فرآیندی موجود در یکی از پالایشگاه‌های کشور، مدلی تحلیلی از زیر مجموعه‌های یک کوره پیش‌گرمکن نفت خام تهیه و ارائه شده است. بر حسب اهمیت، بخش‌های داخلی کوره به دو زیر مجموعه بخش تابشی و بخش همرفتی و به دو سمت کوره و نفت تقسیم شده است. سپس بر اساس قوانین فیزیکی، انتقال حرارت، ترمودینامیک و

^۱CFD

همچنین روابط تجربی مربوط به رفتار ترمودینامیکی نفت خام، مدلی نسبتاً ساده و دقیق برای هر یک از بخش‌های آن تهیه شده است. مدل ارائه شده برای عملکرد کوره در شرایط مطلوب بوده و به عنوان مقدمه‌ای برای ارائه مدل کامل‌تر و جامع‌تر به منظور عیب‌یابی این کوره‌ها می‌باشد. پارامترهای مدل ارائه شده با توجه به داده‌های واقعی از سیستم واقعی، اطلاعات ابعادی و مشخصات فنی کوره تعیین و تنظیم شده‌اند. در ادامه مشخصات کوره مورد بررسی شرح داده می‌شود. سپس به مدل‌سازی فرایند احتراق و بخش‌های مختلف کوره از جمله بخش‌های جابجایی و تابشی کوره پرداخته می‌شود. به منظور مقایسه نتایج حاصل از مدل ارائه شده با داده‌های عددی، دما و فشار خروجی از تعدادی از لوله‌ها و خروجی نهایی کوره آورده شده است.

مشخصات کوره پیش‌گرمکن مورد بررسی

کوره‌های فرآیندی در شکل‌ها و اندازه‌های متنوع ساخته شده که در آن‌ها چیدمان لوله، خوراک ورودی، سوخت مصرفی و نوع مشعل متفاوت است. با این وجود تمام کوره‌ها از چندین بخش مشترک و اصلی ساخته شده‌اند که از آن جمله می‌توان به محفظه احتراق^۱، لوله‌های تشعشعی، لوله‌های جابجایی، دمپر، دودکش، مشعل‌ها، تثبیت‌کننده‌های هوا، سیستم سوخت‌رسانی، تجهیزات و فن‌های مکش القایی / اجباری اشاره نمود [۱۱]. کوره مورد بررسی در این تحقیق، از نوع کوره‌های کابینتی^۲ با لوله‌های افقی بوده، دارای یک محفظه احتراق، ۵ مشعل و شامل دو بخش مجزای تابشی و جابجایی می‌باشد.



شکل ۱. کوره کابینتی با یک محفظه احتراق

^۱firebox

^۲Cabin Furnace

جدول ۱. پارامترهای عددی کوره مورد بررسی

مقدار	نشانه	پارامتر
۴۵.۰۶۸	\dot{m}_{oil}	نرخ جریان نفت خام (kg/s)
۵۰۴.۱۵	T_{in}	دمای نفت خام ورودی به کوره (K)
۶۳۴.۹	T_{out}	دمای نفت خام خروجی از کوره (گذر اول) (K)
۱۵۰.۳	P_{in}	فشار نفت خام در ورودی کوره (Psia)
۵۳۸.۶	$T_{out-convection2}$	دمای نفت خام خروجی از بخش جابجایی دوم (گذر اول) (K)
۵۶۲.۶	$T_{out-convection1}$	دمای نفت خام خروجی از بخش جابجایی اول (گذراول) (K)
۱۱۹.۳	P	فشار خروجی نفت خام از بخش جابجایی دوم و ورودی به بخش جابجایی اول (Psia)
۱۱۲	P	فشار خروجی نفت خام از بخش جابجایی اول و ورودی به بخش تابشی (Psia)
۵۳.۹	P_{out}	فشار نفت خام در خروجی از کوره (گذر اول) (Psia)
۰.۰۶۸۴۲	\dot{m}_{fuel}	نرخ جریان سوخت (kg/s)
۰.۱۱۴۳	D_{out}	قطر بیرونی لوله (m)
۰.۲۰۳۲	Δr	ضخامت جداره لوله (m)
۴۷.۱	LHV	ارزش حرارتی پایین سوخت گازی (MJ/kg)
۳.۴۱	L	طول لوله (m)
۲۳۸.۴۸۸۶	h_{gas}	ضریب جابجایی متوسط گاز در بخش جابجایی دوم (W/m ² K)
۲۷۷.۱۰۱۰۴	h_{gas}	ضریب جابجایی متوسط گاز در بخش جابجایی اول (W/m ² K)
۴۸۷۱.۴۱	h_{oil}	ضریب جابجایی متوسط نفت در بخش جابجایی دوم (W/m ² K)
۳۷۳۶.۸۹	h_{oil}	ضریب جابجایی متوسط نفت در بخش جابجایی اول (W/m ² K)
۵۴۷.۹۵۶	h_{gas}	ضریب جابجایی متوسط گاز در بخش تشعشعی (W/m ² K)
۱۲.۴۵۷	-	ارتفاع کوره (m)
۵.۴۸۶۴	-	عمق کوره (m)
۵.۱۳۸۹	-	پهنای کوره (m)
۴	-	تعداد گذر در بخش تابشی و جابجایی
۱۰	-	تعداد ردیف لوله ها در بخش جابجایی دوم
۳	-	تعداد ردیف لوله ها در بخش جابجایی اول
۲۴	-	تعداد لوله در هر گذر در بخش تابشی

این کوره شامل ۲ جعبه لوله^۱ در بخش جابجایی می باشد که هر یک دارای ۴ گذر است. بخش تشعشعی شامل ۴ گذر بوده که هر یک شامل ۲۴ لوله است. نمونه این کوره در شکل ۱ نشان داده شده است. برخی مشخصات ابعادی و فیزیکی مربوط به کوره مورد بررسی از داده های عددی موجود، در جدول ۱ آورده شده است.

مدلسازی فرایند احتراق

در این تحقیق از مدلسازی شعله صرف نظر شده و مدلسازی ساده ای از فرایند احتراق ارائه شده است. با توجه به دما و فشار نفت خروجی از کوره، دمای متوسطی برای شعله فرض می شود. به منظور تعیین انرژی

¹Tube bank

تشعشی ورودی به هر لوله در بخش تابشی کوره، ضریب دید شعله نسبت به لوله‌ها از روابط انتقال حرارت محاسبه می‌شود. با توجه به ثابت نبودن ارتفاع شعله، تخمین آن به صورت تابعی از مشخصات سوخت و مشعل، برای محاسبه ضریب دید شعله ضروری است. سوخت مصرفی کوره مورد بررسی گاز پالایشگاهی در نظر گرفته شده که ترکیبات، درصد حجمی و ارزش حرارتی پایین هر یک از اجزاء آن در جدول ۲ نشان داده شده است.

به منظور محاسبه گرمای حاصل از احتراق، ابتدا ارزش حرارتی پایین کل سوخت با استفاده از رابطه ۱^۱ محاسبه می‌شود [۱۲].

$$LHV = \sum_{i=1}^n x_i LHV_i \quad (1)$$

جدول ۲. ترکیبات سوخت، درصد حجمی و ارزش حرارتی پایین اجزا [۱۲]

ترکیبات سوخت	درصد حجمی	ارزش حرارتی پایین سوخت (کیلوژول بر کیلوگرم)
متان	۵۲	۵۰۰۱۰
اتیلن	۲	۴۷۱۵۲.۶۷۲
اتان	۱۹	۴۷۴۸۴
پروپن	۶	۴۵۷۸۰
پروپان	۱۴	۴۶۳۵۲
بوتان	۱	۴۵۷۱۴
هیدروژن	۳	۱۱۹۹۵۳
نیتروژن	۳	-

در رابطه ۱، از مجموع حاصل ضرب درصد جرمی هریک از ترکیبات تشکیل دهنده سوخت در ارزش حرارتی پایین آن، ارزش حرارتی پایین کل سوخت محاسبه می‌شود. با محاسبه چگالی کل سوخت و با در نظر گرفتن دبی سوخت، گرمای حاصل از احتراق برای یک مشعل از رابطه ۲ محاسبه می‌گردد.

$$\dot{Q} = \dot{m}_{fuel} LHV \quad (2)$$

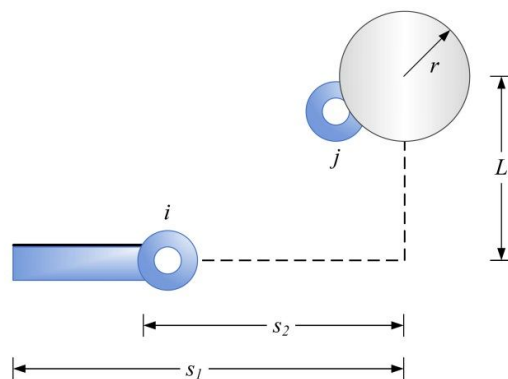
با توجه به تغییرات بار یا نوسان فشار گاز، مناطق حرارتی کوره ممکن است تغییر کرده که این تاثیر قابل توجهی بر دمای خروجی سیال خواهد داشت. در این شرایط در نظر گرفتن تاثیر ارتفاع شعله در مدل کوره ضروری است. می‌توان ارتفاع متوسط شعله را از رابطه ارائه شده توسط هسکستاد^۲ برای شعله‌های آشفته به صورت زیر محاسبه کرد [۱۳].

¹Mixing rule

²Heskestad

$$H = 0.235 \dot{Q}^{(2/5)} - 1.02D \quad (3)$$

که در آن، H ، ارتفاع شعله (m) ، \dot{Q} نرخ حرارت آزاد شده (kW) و D قطر دهانه مشعل (m) است. مقدار نامی ارتفاع و قطر دهانه مشعل به ترتیب $4/572 m$ و $0.658 m$ است.



شکل ۲. ضریب دید استوانه و مکعب مستطیل [۱۴]

در اینجا، فرض شده که مشعل‌ها یکسان عمل کرده، در نتیجه شعله‌ها یکسان در نظر گرفته شده‌اند. شعله حاصل از ۵ مشعل به صورت پیوسته و به شکل مکعب مستطیل فرض شده است. طول لوله‌ها تقریباً برابر با طول شعله حاصل از کل مشعل‌ها می‌باشد. ضریب دید شعله نسبت به هر لوله، با در نظر گرفتن شکل ۲ و از رابطه ۴ تعیین می‌شود.

$$F_{ij} = \frac{r}{s_1 - s_2} \left[\tan^{-1} \frac{s_1}{L} - \tan^{-1} \frac{s_2}{L} \right] \quad (4)$$

بخشی از محاسبات مربوط به فرایند احتراق شامل تعیین ارتفاع شعله و ضرایب دید لوله‌ها برای یک گذر در شکل ۳ نمایش داده شده است؛ محاسبات در محیط سیمولینک متلب می‌باشد.

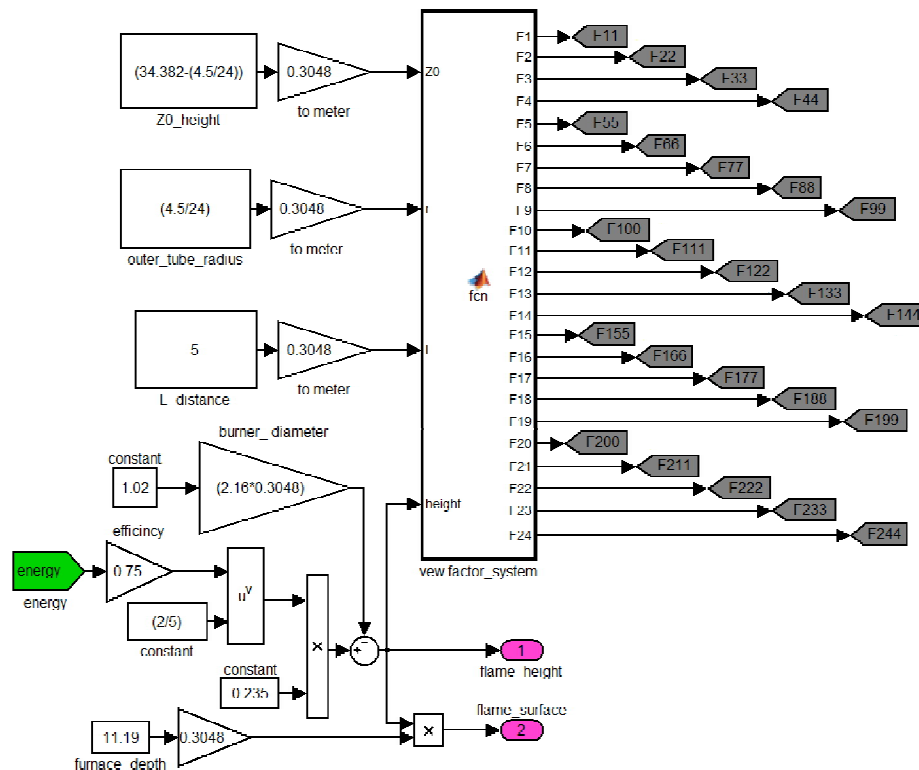
مدل‌سازی بخش جابجایی کوره^۱

در بخش جابجایی کوره، گرما از محصولات احتراق و از طریق مکانیزم جابجایی، به لوله‌ها انتقال می‌یابد. در این بخش از کوره با توجه به دور بودن از شعله، گرمای دریافتی از طریق مکانیزم تشعشع ناچیز است؛ در نتیجه لوله‌ها و سیال داخلی آن‌ها در مقایسه با بخش تابشی کوره، دمای پایین‌تری دارند. شرایط ترمودینامیکی، انتقال حرارت و دمایی عموماً ثابت بوده، از این رو در این تحقیق، این بخش از کوره به صورت مبدل حرارتی با شرایط ثابت مدل‌سازی می‌شود. به منظور مدل‌سازی این بخش و ساده‌سازی مساله، فرض‌های زیر در نظر گرفته شده است:

- دمای محصولات احتراق متناسب با ارتفاع لوله‌ها، از داده‌های عددی حاصل شده است.

^۱Convection Section

- ضریب جابجایی متوسط محصولات احتراق و نفت خام در لوله‌ها از داده‌های عددی حاصل شده و ثابت فرض شده است.
- ظرفیت گرمایی ویژه و چگالی نفت خام ثابت فرض شده است.
- از تشعشع گازهای احتراق صرف نظر شده است.
- از تغییرات دمای لوله در راستای شعاعی صرف نظر شده است.



شکل ۳. مدل فرآیند احتراق و محاسبه گر ضریب دید شعله

با توجه به قانون پایستگی انرژی برای یک حجم کنترل، که در رابطه ۵ آورده شده است، معادلات پیشنهادی به ترتیب برای لوله‌ها و سیال داخلی آن‌ها به صورت روابط ۶ و ۷ پیشنهاد شده است [۱۴].

$$\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out} + \dot{E}_g = \dot{E}_{st} \quad (5)$$

$$h_{gas} A_{out,tube} (T_{gas} - T_{tube}) - h_{oil} A_{in,tube} (T_{tube} - T_{oil}) = \rho_{tube} V_{tube} C_{tube} \frac{dT_{tube}}{dt} \quad (6)$$

در رابطه بالا، گرما از طریق مکانیزم جابجایی و از گازهای حاصل از احتراق به لوله‌ها وارد می‌شود؛ بخشی از این گرما از طریق مکانیزم جابجایی به سیال داخلی انتقال یافته، برآیند آن‌ها موجب تغییرات دمای لوله با

زمان می‌شود. همچنین با توجه به قانون اول ترمودینامیک برای فرایند گذرا در یک حجم کنترل، معادله حرارتی برای سیال داخلی لوله‌ها به صورت رابطه ۷ ارائه می‌شود.

$$h_{oil} A_{in,tube} (T_{tube} - T_{oil}) + \dot{m}_{oil} C_{oil} T_{in} - \dot{m}_{oil} C_{oil} T_{out} = \rho_{oil} C_{oil} V_{oil} \frac{dT_{oil}}{dt} \quad (7)$$

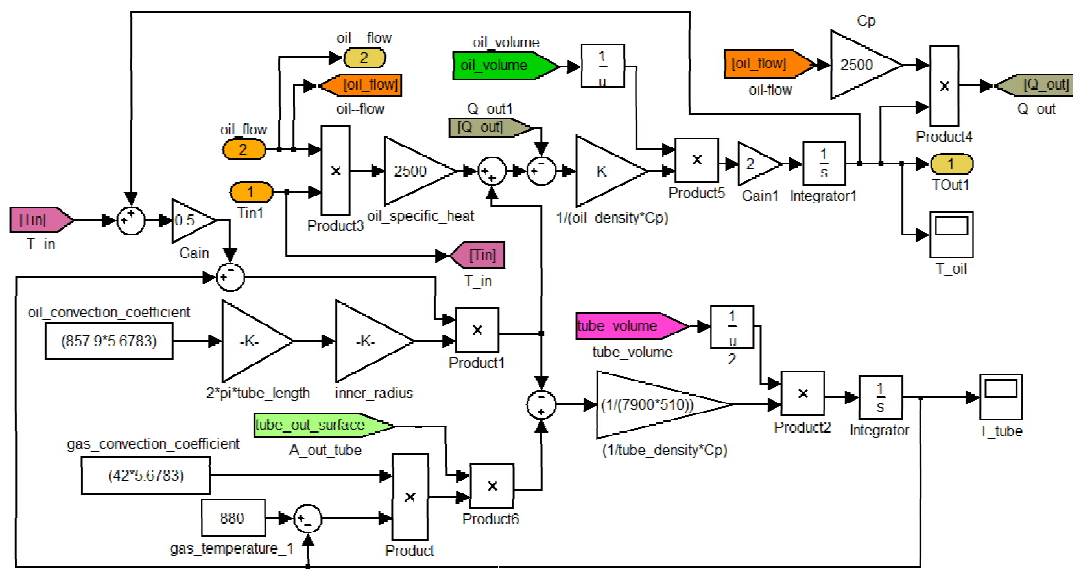
در رابطه بالا، گرما از طریق مکانیزم جابجایی و از لوله به سیال داخل لوله‌ها، منتقل می‌شود. این گرما موجب تغییرات دمای سیال می‌گردد. دمای سیال داخل لوله‌ها، میانگین دمای ورودی و خروجی لوله در نظر گرفته می‌شود که در رابطه ۸ نشان داده شده است.

$$T_{oil} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2} \quad (8)$$

افت فشار در این بخش به صورت خطی و تابعی از طول لوله در نظر گرفته شده و از رابطه ۹ محاسبه می‌شود. فشار ورودی به هر بخش از فشار خروجی مربوط به آن قسمت کم شده، تقسیم بر طول کل لوله‌ها در یک گذر از این بخش شده، افت فشار در هر لوله از ضرب این مقدار در طول لوله محاسبه می‌شود.

$$P_{out,tube} = P_{in,tube} - \frac{P_{in,total} - P_{out,total}}{n \cdot L_{tube}} \times L_{tube} \quad (9)$$

معادلات حرارتی پیشنهادی فوق برای یکی از لوله‌ها در بخش جابجایی دوم به صورت نشان داده شده در شکل ۴، محاسبه و حل می‌شوند. دما و دبی نفت خروجی از هر لوله به عنوان ورودی لوله بعدی می‌باشد.



شکل ۴. مدل هر یک از لوله‌های بخش جابه‌جایی ۱ و ۲

مدل‌سازی بخش تشعشعی

در کوره‌های کابینتی با لوله‌های افقی، در قسمت تشعشعی کوره، لوله‌ها به صورت افقی بر دیوارهای جانبی کوره نصب شده‌اند و مشعل‌ها در کف کوره قرار گرفته‌اند. در نتیجه لوله‌ها در این بخش به صورت مستقیم در تماس با گازهای حاصل از احتراق بوده، انرژی تابشی حاصل از شعله و گازهای داغ را مستقیماً دریافت می‌کنند. بیش‌ترین حرارت در این قسمت به سیال فرایند منتقل شده، بخشی از آن بخار می‌شود. با توجه به این ساختار، مهم‌ترین مشکلات رایج در این کوره‌ها در این بخش مشاهده می‌شود؛ در نتیجه بخش تابشی کوره در مقایسه با بخش جابجایی، دارای اهمیت بیش‌تری است. با توجه به اهمیت بخش تابشی کوره‌های پیش‌گرمکن نفت خام، در این تحقیق مدل‌سازی نسبتاً دقیقی از بخش تشعشعی کوره ارائه شده، خواص فیزیکی نفت خام و ضریب جابجایی آن تعیین می‌شوند.

با توجه به مدل‌سازی کوره در شرایط ایده‌ال و برقراری شرایط حرارتی یکنواخت، به منظور ساده‌سازی مدل بخش تشعشعی کوره، فرض‌های زیر در نظر گرفته شده است:

- از توزیع دمای شعله صرف نظر شده و دمای شعله در طول ارتفاع و قطر آن ثابت فرض می‌شود.
- مقدار متوسط ضریب انتقال حرارت جابجایی محصولات احتراق از داده‌های عددی تعیین شده و ثابت فرض می‌شود.
- دمای محصولات احتراق در کل محفظه احتراق ثابت و برابر با دمای شعله در نظر گرفته شده است (مدل یک منطقه‌ای).
- ظرفیت گرمایی ویژه نفت خام ثابت فرض می‌شود.
- از تغییرات دمای لوله در راستای شعاعی صرف نظر شده است.

با در نظر گرفتن قانون پایستگی انرژی و روابط انتقال حرارت، معادلات حرارتی برای لوله‌ها و سیال داخلی آن‌ها پیشنهاد شده است. به منظور ساده‌سازی معادلات و با توجه به برقراری شرایط یکنواخت، از تغییرات دمای لوله در راستای شعاعی صرف نظر شده است. با توجه به غلظت بالای نفت خام، همواره وجود مقدار ناچیزی از گرفتگی واکس روی سطوح داخلی لوله‌ها گریزناپذیر است؛ به همین منظور در معادلات حرارتی، ضخامت و ضریب گرفتگی ثابت و ناچیزی در نظر گرفته شده است. به منظور تعیین خواص فیزیکی نفت خام (سنگین خاورمیانه) در لوله‌ها از روابط موجود برای نفت در مخازن هیدروکربوری استفاده شده است؛ فرض شده است که بخار حاصل در هر لوله به صورت کامل در نفت باقیمانده حل شود؛ در نتیجه جریان به صورت تک فازی می‌باشد. با توجه به قانون پایستگی انرژی (رابطه ۵)، معادلات حرارتی به ترتیب برای لوله‌ها و سیال، به صورت روابط ۱۰ و ۱۱ ارائه شده است [۱۴].

$$\frac{\sigma(T_{flame}^4 - T_{tube}^4)}{A_{flame} F_{ij} + \frac{1 - \epsilon_{tube}}{\epsilon_{tube}} A_{out\ tube}} + h_{gas} A_{out\ tube} (T_{flame} - T_{tube}) - \frac{T_{tube} - T_{oil}}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2\pi k_{coke} L_{tube}} + \frac{1}{2\pi r_1 L_{tube} h_{oil}}} = \rho_{tube} C_{tube} V_{tube} \frac{dT_{tube}}{dt} \quad (10)$$

در رابطه بالا، انرژی ورودی به هر لوله به دو صورت تشعشعی و همرفتی در نظر گرفته شده است. فرض می‌شود انرژی تشعشعی از شعله و حرارت از طریق مکانیزم جابجایی توسط گازهای احتراق به لوله‌ها منتقل شود. بخشی از این انرژی به سیال داخل لوله‌ها منتقل و برآیند آن‌ها موجب تغییر دمای سیال با زمان می‌گردد.

$$\frac{T_{tube} - T_{oil}}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2\pi k_{coke} L_{tube}} + \frac{1}{2\pi r_1 L_{tube} h_{oil}}} + \dot{m}_{oil} C_{oil} T_{in} - \dot{m}_{oil} C_{oil} T_{out} = \rho_{oil} C_{oil} V_{oil} \frac{dT_{oil}}{dt} \quad (11)$$

در رابطه ۱۱، انرژی دریافتی توسط سیال از لوله‌ها و با مکانیزم جابجایی بوده که صرف تغییر دمای آن می‌شود. دمای نفت خام در هر لوله، میانگین دماهای ورودی و خروجی لوله در نظر گرفته می‌شود.

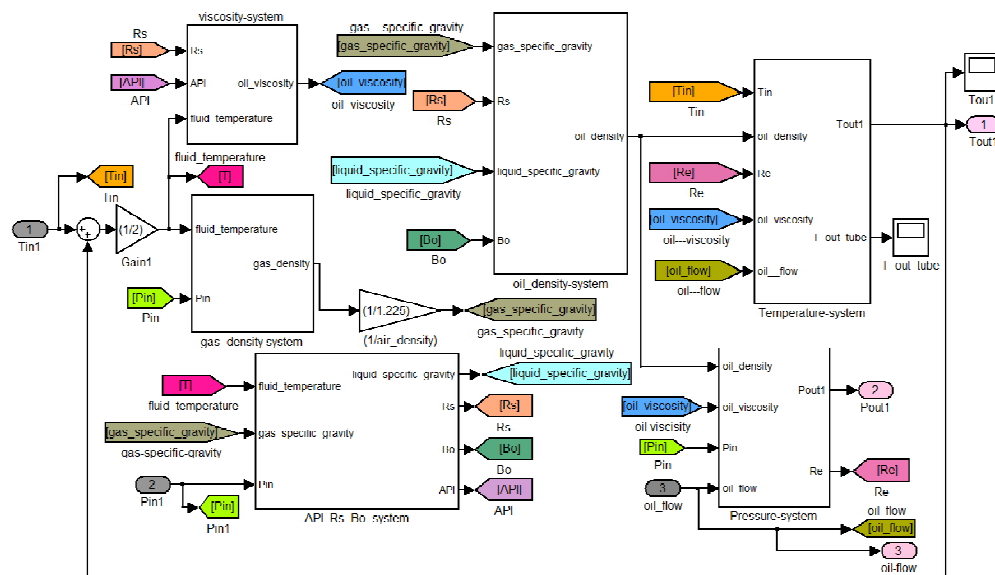
$$T_{oil} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2} \quad (12)$$

مقاومت حرارتی گرفتگی در معادلات ۱۰ و ۱۱، به صورت رابطه ۱۳ تعریف شده است.

$$heat - resistant = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi k_{coke} L_{tube}} \quad (13)$$

که در آن r_2 شعاع داخلی لوله بدون وجود گرفتگی و r_1 شعاع داخلی لوله با وجود ضخامت ناچیز گرفتگی بر سطوح داخلی لوله می‌باشد.

در شکل ۵، مدل‌سازی یکی از لوله‌ها در بخش تابشی کوره نشان داده شده است؛ محاسبات مربوط به بخش‌های مختلف از جمله محاسبه چگالی، فشار، دمای خروجی از لوله در این شکل مشاهده می‌شود.



شکل ۵. مدل‌سازی حرارتی لوله‌ها در بخش تشعشعی

خواص فیزیکی نفت خام

به منظور محاسبه خواص فیزیکی نفت خام و تخمین درصد بخار موجود در هر لوله، تعیین ترکیبات موجود در نفت خام ضروری است. نفت خام مخلوطی بسیار پیچیده از هیدروکربن‌ها است [۱۵]. در این تحقیق، با توجه به اطلاعات در دسترس و به منظور ساده‌سازی محاسبات، ترکیبی ساده برای نفت خام در نظر گرفته می‌شود. ترکیب نفت خام مورد بررسی، نزدیک به نفت خام سنگین ایران بوده که اجزای آن و درصد مولی هر یک به عنوان نمونه در جدول ۳ نشان داده شده است.

جدول ۳. ترکیبات و درصد مولی نفت خام [۱۵، ۱۶]

اجزاء	C_2	C_3	iC_4	nC_4	iC_5	nC_5	C_6	C_7	C_8	C_9	C_{10}
درصد مولی	۰.۱۷۳	۱.۶۰۵	۱.۱۵۰	۳.۵۹۶	۳.۰۸۶	۴.۱۷۱	۷.۸۴۱	۱۱.۱۱	۱۳.۴۳	۹.۴۲۰	۵.۵۸۳
اجزاء	C_{11}	C_{12}	C_{13}	C_{14}	C_{15}	C_{16}	C_{17}	C_{18}	C_{19}	C_{20}^1	
درصد مولی	۴.۸۹۰	۳.۸۶۴	۴.۳	۳.۲۷۲	۲.۲۷۳	۲.۷۹۱	۲.۳۱۱	۱.۹۶۰	۱.۸۲۱	۱۱.۳۵۳	

جدول ۴. ضرایب معادله ۱۴ [۱۷]

a_5	a_4	a_3	a_2	a_1	خاصیت فیزیکی
۴۶۸.۳۲۵۷۵	۰.۰۰۲۴۹۴۱۱۸۴	-۰.۳۴۰۷۹۰۲۲	۲۴.۹۶۱۵۶	-۱۳۱.۱۱۳۷۵	جرم مولکولی
۱۳۰.۲۸۷۷۹	۰.۰۰۵۸۶۷۵۳۵۱	-۰.۷۵۸۶۸۵۹	۴۱.۴۲۱۳۳۷	۹۱۵.۵۳۷۴۷	دمای بحرانی (رادیان)
-۶۰.۱۸۵۶۵۱	۰.۰۰۷۰۲۸۰۶۵۷	-۰.۹۰۹۷۲۹۳	۵۰.۱۲۵۲۷۹	۴۳۴.۳۸۸۷۸	دمای جوش (رادیان)

خواص ترمودینامیکی اجزاء هیدروکربنی تعریف نشده نفت خام با استفاده از معادله ارائه شده توسط احمد که در رابطه ۱۴ آورده شده، محاسبه می‌شود. این اجزاء به صورت یک هیدروکربن در نظر گرفته می‌شوند که تعداد اتم‌های کربن آن میانگینی از تعداد اتم‌های کربن مربوط به ۲۱ هیدروکربن سنگین^۱ می‌باشد و عدد ۳۰ در نظر گرفته می‌شود [۱۷].

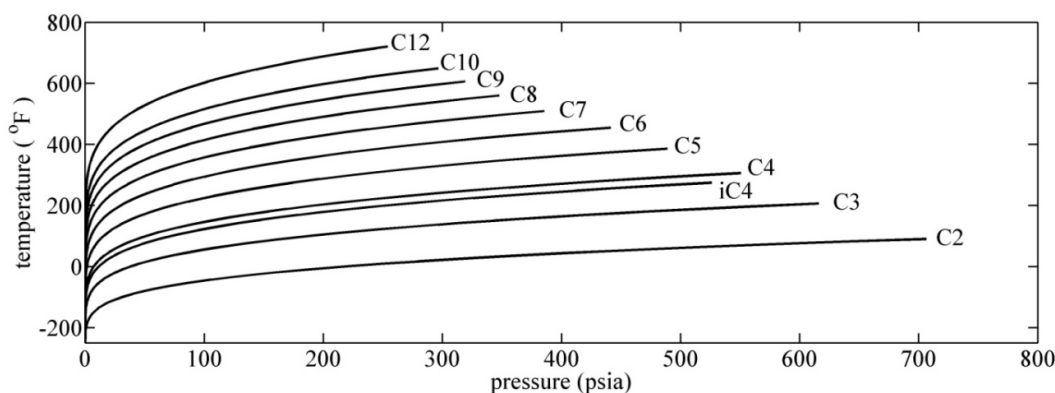
$$\theta = a_1 + a_2 n + a_3 n^2 + a_4 n^3 + \frac{a_5}{n} \quad (14)$$

در بخش تشعشعی کوره، بخشی از نفت خام به علت دمای بالا، بخار می‌شود. با توجه به کاهش فشار در لوله‌های کوره، قسمتی از بخار ایجاد شده در نفت باقیمانده حل می‌شود. پیش‌بینی درصد بخار و تعیین دقیق میزان بخار حل شده با توجه به ترکیب پیچیده نفت خام دشوار بوده، از این رو این مقادیر با ساده‌سازی مساله و استفاده از روابط ترمودینامیکی تعیین می‌شوند. با توجه به نمودارهای دما - فشار اشباع هیدروکربن‌های تشکیل دهنده نفت خام و جداول ترمودینامیکی مربوط به هر یک، فشار اشباع هر یک از هیدروکربن‌ها در دمای داخلی هر لوله محاسبه شده و با فشار داخلی هر لوله مقایسه می‌گردد. فرض می‌شود در صورت کم‌تر بودن فشار داخل لوله از فشار اشباع تعیین شده، هیدروکربن موردنظر در فاز بخار بوده و در

^۱ $C_{20} - C_{40}$

صورت بیش‌تر بودن آن، هیدروکربن موردنظر در فاز مایع باشد. سپس با استفاده از روابط ترمودینامیکی، چگالی فاز بخار، محاسبه می‌شود.

در شکل ۶ نمودار دما - فشار اشباع مربوط به برخی از هیدروکربن‌ها مشاهده می‌شود.



شکل ۶. نمودار دما - فشار برخی از هیدروکربن‌ها [۱۸]

پس از تعیین جزء هیدروکربن‌های بخار شده، درصد مولی جدید آن‌ها در فاز بخار محاسبه می‌شود. با توجه به این درصدها و جرم مولکولی هر یک از هیدروکربن‌ها، درصد جرمی ترکیبات در فاز بخار با استفاده از رابطه ۱۵ تعیین می‌شود [۱۹].

$$x_{inew,gas} = \frac{Z_i M_i}{\sum Z_i M_i} \quad (15)$$

چگالی فاز بخار، با در نظر گرفتن درصدهای جرمی ترکیبات در فاز بخار و چگالی هیدروکربن‌های بخار شده، از رابطه ۱۶ تعیین می‌شود [۱۹].

$$\rho_{gas} = \frac{1}{\left(\sum_i x_{inew,gas} \left(\frac{1}{\rho_{i,gas}} \right) \right)} \quad (16)$$

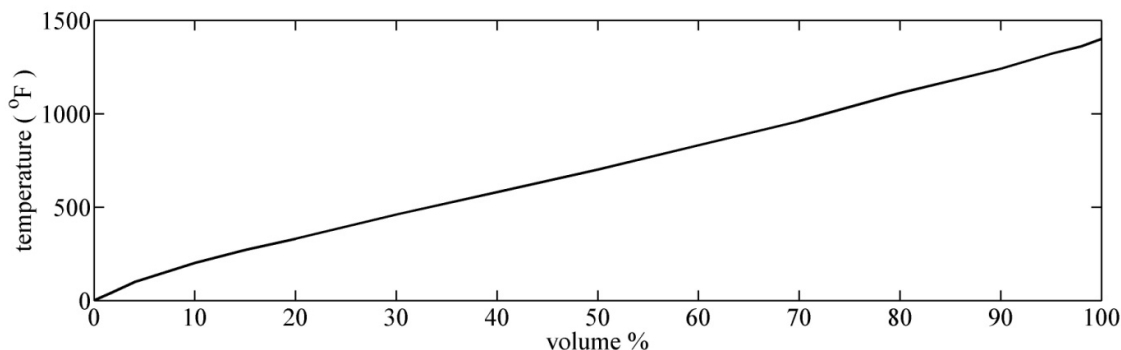
برای تعیین چگالی نفت خام، ابتدا وزن مخصوص گاز حل شده و چگالی نسبی نفت محاسبه می‌شود. با تقسیم چگالی فاز بخار بر چگالی هوا، وزن مخصوص بخار محاسبه می‌گردد [۱۷]. فرض می‌شود که بخار حاصل به صورت کامل در نفت باقیمانده حل شده و جریان به صورت یک فازی است.

$$\gamma_g = \frac{\rho_{gas}}{\rho_{air}} \quad (17)$$

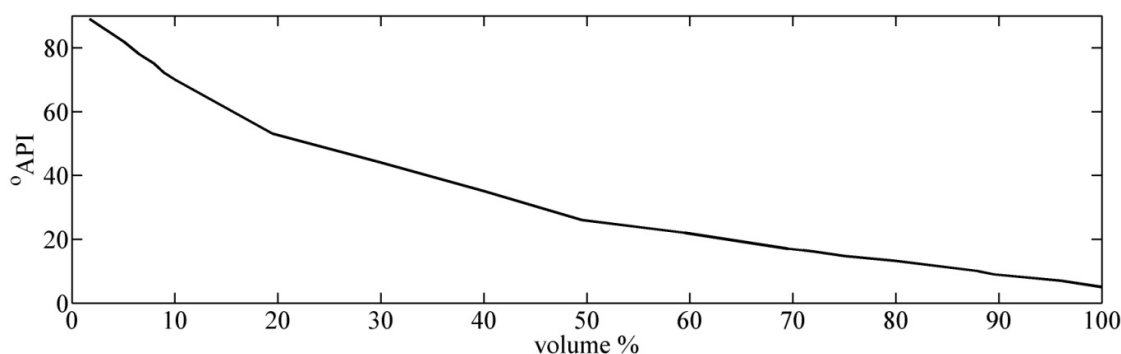
درصد حجمی نفت بخار شده در دمای داخلی لوله‌ها با توجه به شکل ۷ که نمودار نقطه جوش صحیح یا TBP^۱ نفت خام را نمایش می‌دهد، حاصل می‌شود. سپس، با استفاده از درصد حجمی نفت بخار شده،

^۱True boiling point

گراناش^۱ API نفت با توجه به شکل ۸ حاصل می‌شود. نمودارهای نمایش داده شده در شکل‌های ۷ و ۸ برای نفت خام در دما و فشار اتمسفر محاسبه شده است.



شکل ۷. نمودار نقطه جوش صحیح (TBP) [۲۰]



شکل ۸. نمودار گراناش API و درصد حجمی نفت بخار شده [۲۰]

چگالی نسبی نفت خام^۲ از رابطه ۱۸ محاسبه می‌شود.

$$\gamma_o = \frac{141.5}{API + 131.5} \quad (18)$$

چگالی نفت خام با در نظر گرفتن گازهای محلول در آن از رابطه ۱۹ تعیین می‌شود [۲۱].

$$\rho_{oil} = \frac{350.4\gamma_o + 0.0764\gamma_g R_s}{5.615B_o} \quad (19)$$

در رابطه بالا، قابلیت انحلال گاز^۳، به عنوان یکی از خواص فیزیکی مهم نفت خام، با استفاده از رابطه ۲۰ محاسبه می‌شود. این معادله توسط مارهون^۱ برای نفت خاورمیانه ارائه شده است. ضرایب این معادله در جدول ۵ مشاهده می‌شود [۱۷].

^۱API

^۲Specific gravity

^۳Gas solubility-Rs



$$R_s = [a\gamma_g^b \gamma_o^c T^d P]^e \quad (20)$$

جدول ۵. ضرایب رابطه ۲۰ [۱۷]

ضرایب	a	b	c	d	e
مقدار	۱۸۵ / ۸۴۳۲۰۸	۱ / ۸۷۷۸۴۰	- ۳ / ۱۴۳۷	- ۱ / ۳۲۶۵۷	۱ / ۳۹۸۴۴۱

همچنین ضریب حجمی نفت خام^۲ در رابطه ۱۹، از رابطه پیشنهادی توسط مارهون برای نفت خاورمیانه، تعیین شده که در رابطه ۲۱ آمده است [۱۷].

$$B_o = 0.497069 + 0.862963 \times 10^{-3} T + 0.182594 \times 10^{-2} F + 0.318099 \times 10^{-5} F^2 \quad (21)$$

در رابطه فوق ضریب ارتباط دهنده به صورت زیر محاسبه شده، ضرایب آن در جدول ۶ مشاهده می‌شود.

$$F = [R_s^a \gamma_g^b \gamma_o^c] \quad (22)$$

جدول ۶. ضرایب رابطه ۲۲

ضرایب	a	b	c
مقدار	۰ / ۷۴۲۳۹	۰ / ۳۲۳۲۹۴	- ۱ / ۲۰۲۰۴۰

محاسبات مربوط به این بخش در شکل ۹ نمایش داده شده است.

محاسبه ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی

با توجه به ترکیب پیچیده نفت خام و تبخیر بخشی از هیدروکربن‌های تشکیل‌دهنده این سیال در دمای بالای کوره، محاسبه ضریب انتقال حرارت جابجایی آن در معادلات بسیار پیچیده می‌باشد. به منظور محاسبه آن از روابط ترمودینامیکی، روابط تجربی و نیمه تجربی و برخی ساده‌سازی‌ها استفاده شده است. در این تحقیق، با فرض حل شدن کل بخار ایجاد شده در نفت باقیمانده، جریان در لوله‌ها به صورت یک فازی در نظر گرفته می‌شود. برای محاسبه ضریب انتقال حرارت، ویسکوزیته نفت خام محاسبه می‌شود. با توجه به حل شدن بخار ایجاد شده در نفت باقیمانده، ابتدا ویسکوزیته نفت بدون گاز تعیین شده، سپس ویسکوزیته نفت خام با در نظر گرفتن گازهای محلول در نفت تعیین می‌گردد. ویسکوزیته نفت بدون گاز با در نظر گرفتن روابط ۲۶-۲۳ محاسبه می‌شود [۱۷].

$$\mu_{od} = 10^x - 1 \quad (23)$$

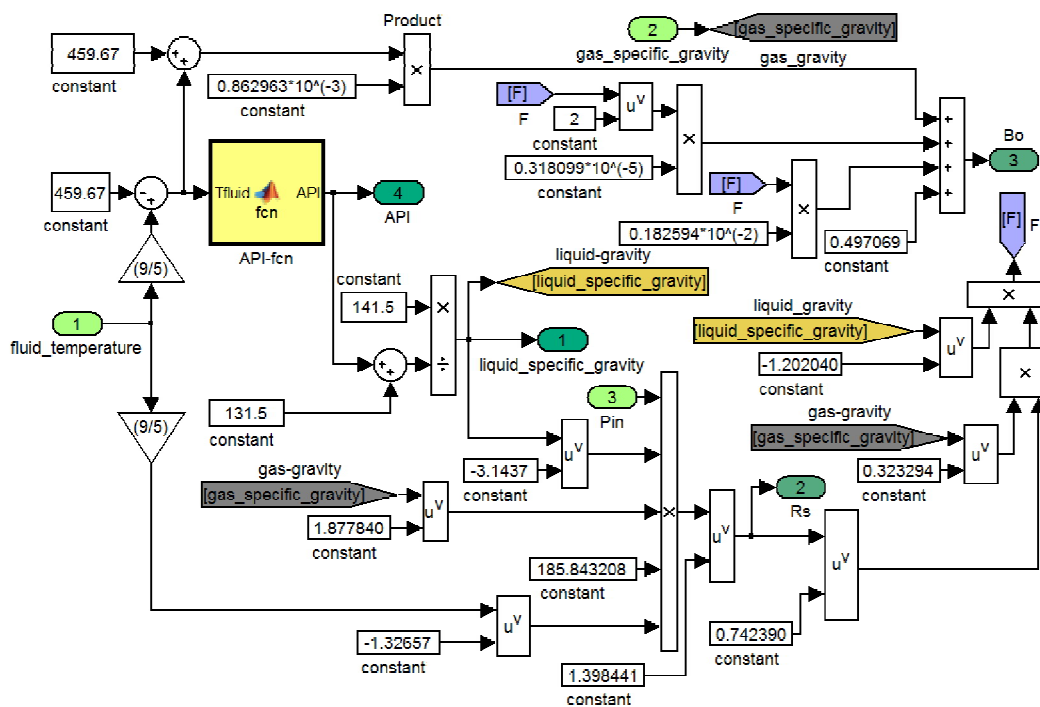
¹Marhoun

²Oil formation volume factor- Bo

$$x = Y \times (T - 460)^{-1.163} \quad (24)$$

$$Y = 10^Z \quad (25)$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023(^{\circ} API) \quad (26)$$



شکل ۹. تعیین گرانش ای پی آی، چگالی نسبی نفت، قابلیت انحلال و ضریب حجمی نفت

ویسکوزیته نفت اشباع شده با استفاده از رابطه ۲۹-۲۷ محاسبه می‌شود.

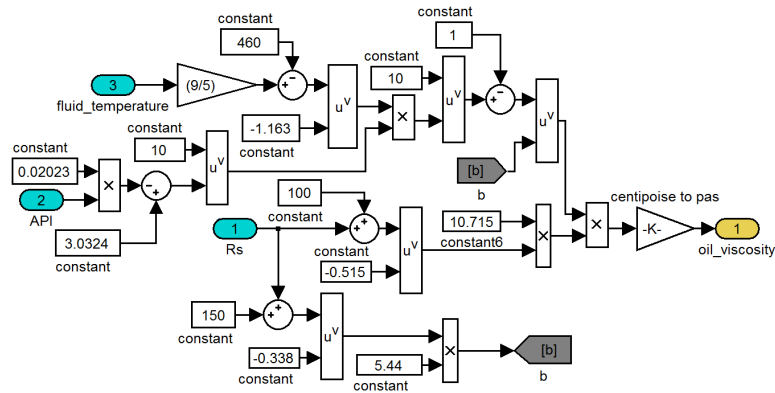
$$\mu_{ob} = a(\mu_{od})^b \quad (27)$$

که در آن ضرایب a و b از روابط ۲۸ و ۲۹ حاصل می‌شوند.

$$a = 10.715 \times (R_s + 100)^{-0.515} \quad (28)$$

$$b = 5.44 \times (R_s + 150)^{-0.338} \quad (29)$$

در شکل ۱۰، محاسبات مربوط به تعیین ویسکوزیته نفت خام، نمایش داده شده است.



شکل ۱۰. محاسبه ویسکوزیته نفت خام

برای تعیین ضریب جابجایی نفت خام داخل لوله‌ها ابتدا عدد نوسلت از رابطه ۳۰ محاسبه می‌گردد. این رابطه برای جریان تک فازی و متلاطم بوده که در شرایط دمایی یکنواخت و شار گرمایی یکنواخت در سطح، به کار می‌رود [۱۴].

$$Nu_D = \frac{\left(\frac{f}{8}\right) Re_D Pr}{1.07 + 12.7 \left(\frac{f}{8}\right)^{1/2} (Pr^{2/3} - 1)} \quad (30)$$

در رابطه بالا، ضریب اصطکاک مودی، عدد رینولدز و پرانتل به ترتیب از روابط ۳۱-۳۳ محاسبه می‌شوند [۱۴].

$$f = (0.79 \times \ln(Re_D) - 1.64)^{-2} \quad (31)$$

$$Re = \frac{\rho v d}{\mu} \quad (32)$$

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k} \quad (33)$$

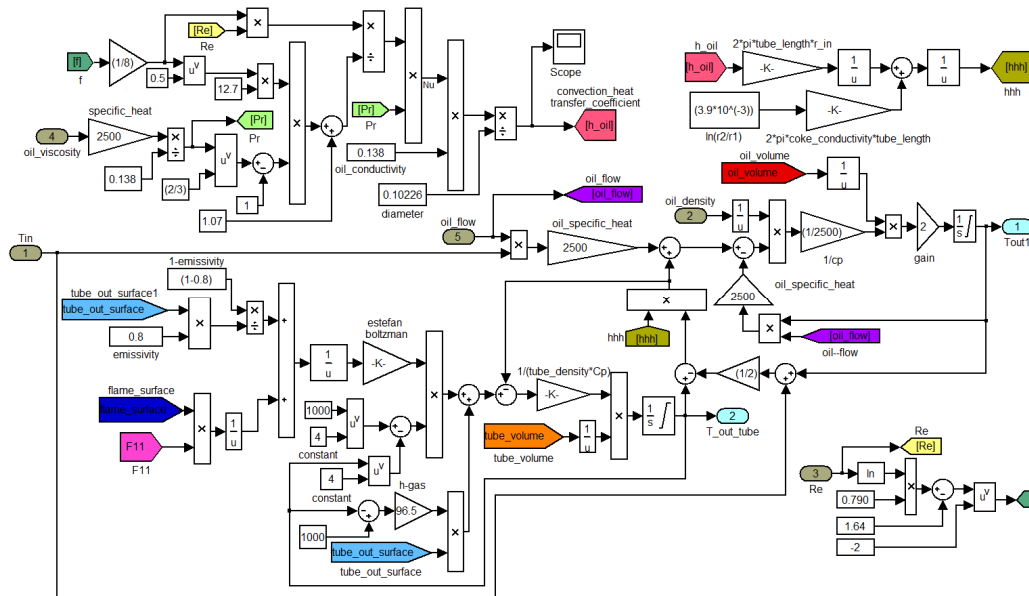
سرعت متوسط جریان در رابطه ۳۲، با توجه به دبی سیال و سطح مقطع لوله، از رابطه ۳۴ محاسبه می‌گردد.

$$q = \pi \frac{d^2}{4} v \quad (34)$$

ضریب جابجایی نفت خام داخل لوله‌ها با استفاده از نوسلت، قطر لوله و ضریب رسانش سیال از رابطه ۳۵ تعیین می‌شود. ضریب رسانش نفت خام ثابت فرض شده است.

$$h = \frac{Nu_D k}{d} \quad (35)$$

در شکل ۱۱، محاسبات و مدل‌سازی انجام شده برای اولین لوله در بخش تشعشی نمایش داده شده است. با استفاده از روابط فوق ضریب انتقال حرارت در هر لوله تعیین شده و معادلات پیشنهادی ۱۰ و ۱۱ حل می‌شوند.



شکل ۱۱. تعیین ضریب جابه‌جایی نفت خام و محاسبه دمای لوله و نفت خروجی از هر لوله

تعیین افت فشار در لوله‌ها

در این تحقیق جریان نفت خام در لوله‌ها به صورت تک‌فازی فرض شده است. با فرض جریان به صورت پایا و تراکم‌ناپذیر و صرف نظر از تنش‌های برشی و سایر تنش‌ها، معادله انرژی به صورت رابطه ۳۶ حاصل می‌شود. سمت راست این رابطه، نمایانگر افت هد کل بوده، که مجموع اتلافات اصلی و اتلافات فرعی است.

$$\left(\frac{P_1}{\rho g} + \alpha_1 \frac{v_1^2}{2g} + S_1 \right) - \left(\frac{P_2}{\rho g} + \alpha_2 \frac{v_2^2}{2g} + S_2 \right) = h_{IT} / g \quad (36)$$

اتلافات اصلی ناشی از اصطکاک بوده و با استفاده از طول لوله‌ها، سرعت متوسط جریان سیال در لوله و قطر لوله از رابطه ۳۷ محاسبه می‌شود.

$$h_l = f \frac{L_{tube}}{d} \frac{v^2}{2} \quad (37)$$

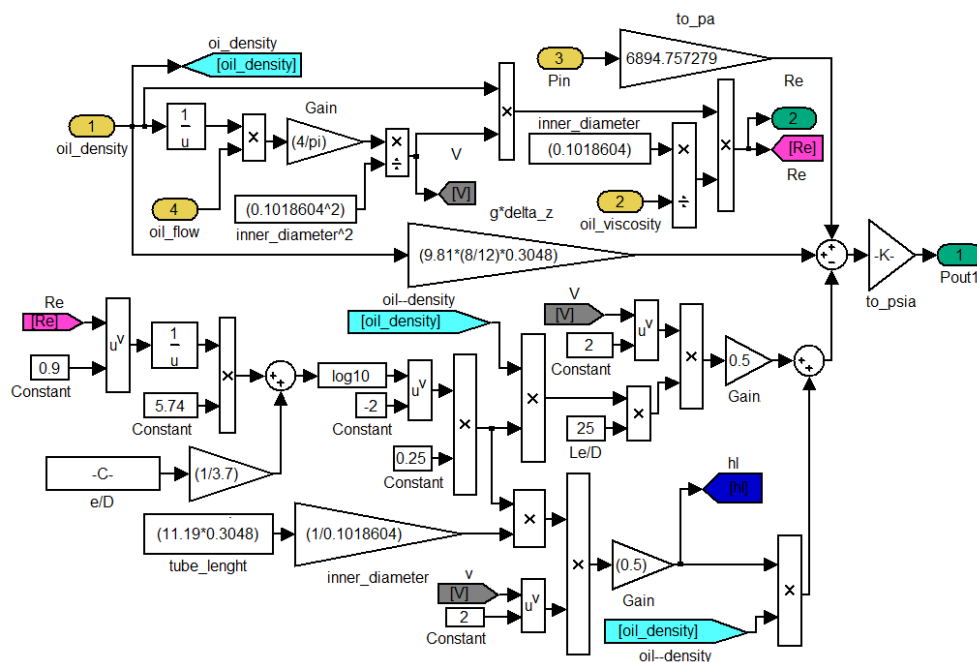
اتلافات فرعی در این تحقیق ناشی از وجود زانویی‌ها در انتهای لوله‌ها بوده و با در نظر گرفتن طول معادل برای زانویی برگشتی از جداول موجود، قطر لوله و سرعت متوسط جریان سیال در لوله، از رابطه ۳۸ محاسبه می‌شود.

$$h_{lm} = f \frac{Le}{d} \frac{v^2}{2} \quad (38)$$

ضریب اصطکاک در روابط بالا از معادله پیشنهادی توسط میلر تعیین می‌شود. این رابطه به عنوان حدس اولیه برای معادله ارائه شده توسط کلبروک می‌باشد [۲۲].

$$f = 0.25 \left[\log \left(\frac{e/d}{3.7} + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right) \right]^{-2} \quad (39)$$

محاسبات مربوط به تعیین افت فشار در لوله‌ها در شکل ۱۲ نشان داده شده است.

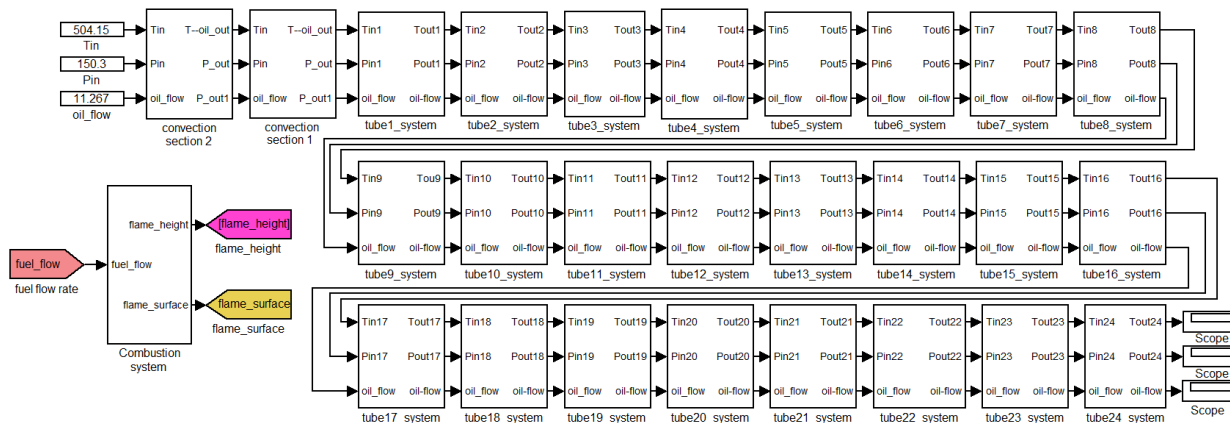


شکل ۱۲. مدل‌سازی افت فشار در هر لوله

نتیجه‌گیری

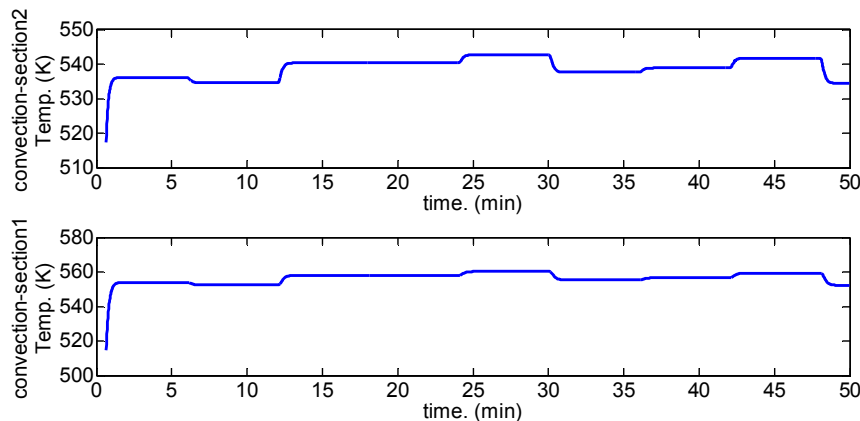
در این مقاله با استفاده از روابط انتقال حرارت، ترمودینامیک و همچنین روابط تجربی موجود برای ارزیابی رفتار نفت خام، مدل‌های تحلیلی برای بخش‌های مختلف یک کوره فرآیندی نوع کابینتی ارائه شده است. پارامترهای مدل تهیه شده بر اساس اطلاعات تجربی و مشخصات فنی موجود تعیین و تنظیم و در شرایط ایده‌آل ارائه شده‌اند. شبیه‌سازی مدل‌های تهیه شده از بخش‌های مختلف کوره در محیط نرم‌افزار

شامل بخش‌های همرفت و تابشی نشان داده شده است. در بخش تابشی کوره، هر گذر شامل ۲۴ لوله است که در شکل مشاهده می‌شود.

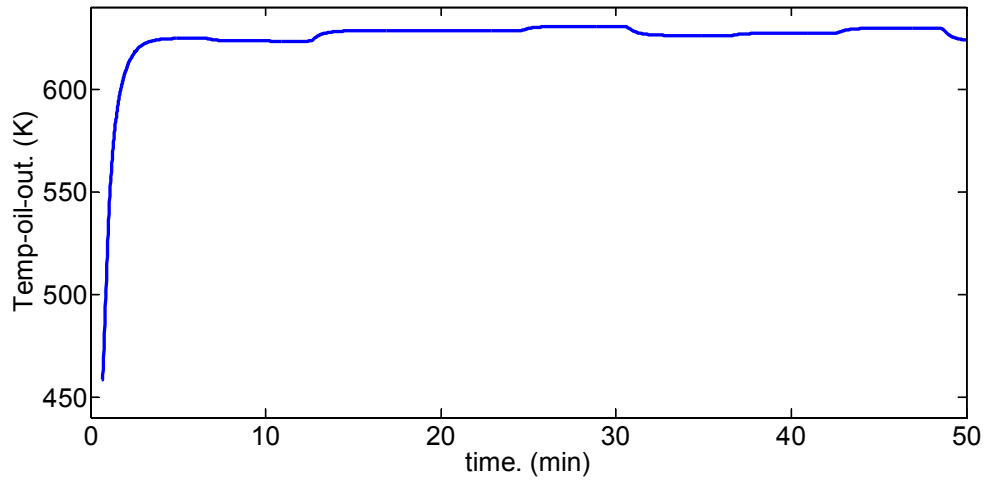


شکل ۱۳. مدل‌سازی کل کوره (یک مسیر)

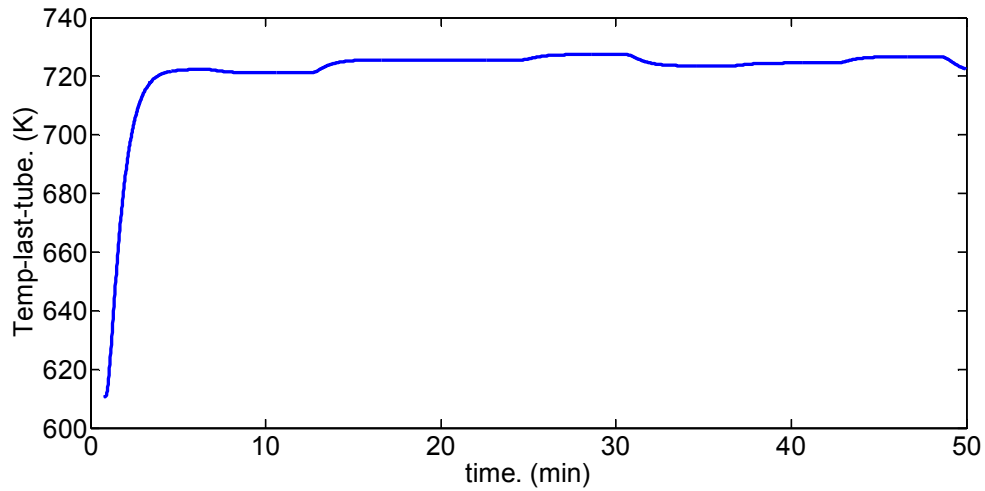
هدف از این تحقیق پیش‌بینی فشار و دمای نفت خام خروجی از هر یک از لوله‌ها و در نهایت نفت خام خروجی کوره می‌باشد. مدل‌سازی انجام شده به منظور پیش‌بینی رفتار تقریبی کوره و استفاده از آن برای عیب‌یابی ارائه شده است. در این مقاله تنها به مدل‌سازی کوره در شرایط کار عادی پرداخته شده است. در این شرایط کوره در بهترین وضعیت عملکردی می‌باشد؛ به عبارت دیگر بخش‌های مختلف از جمله مشعل‌ها، سیستم سوخت‌رسانی و لوله‌ها بدون بروز مشکل عمل می‌کنند. همچنین مشخصه‌های ترمودینامیکی سوخت و نفت خام در ورودی به کوره یکنواخت بوده و مقدارگرفتگی در نظر گرفته شده بر سطوح داخلی لوله بسیار ناچیز است. دما و فشار نفت در خروجی برخی از لوله‌ها در بخش جابجایی و تابشی کوره و همچنین دمای برخی از لوله‌ها به عنوان نمونه در شکل‌های ۱۷-۱۴ نشان داده شده است. پس از عبور از شرایط گذرا، دما به وضعیت ثابتی می‌رسد. هر گونه تغییر در شرایط ورودی کوره و احتراق، دما و فشار خروجی از کوره را تغییر می‌دهد.



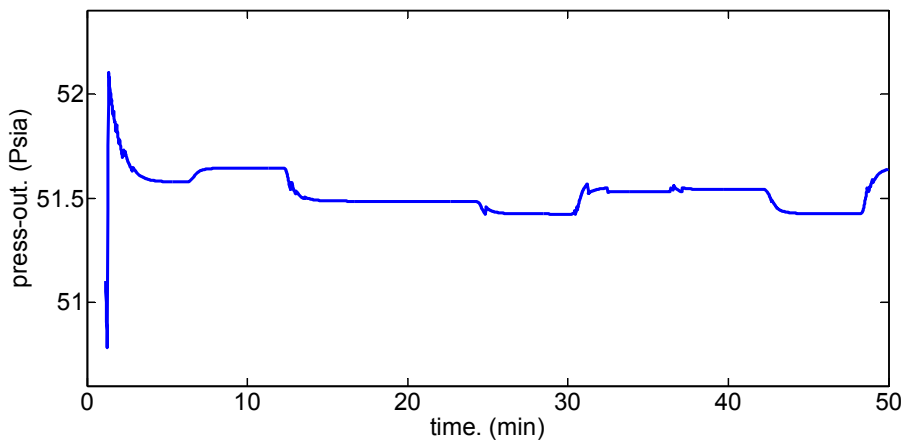
شکل ۱۴. دمای نفت خروجی از بخش جابجایی دوم و اول (گذر اول)



شکل ۱۵. دمای نفت خروجی از کوره (گذر اول)



شکل ۱۶. دمای آخرین لوله در بخش تابشی (گذر اول)



شکل ۱۷. فشار خروجی از بخش تابشی (گذر اول)

به منظور ارزیابی کامل تر مدل سازی انجام شده، نتایج حاصل از مدل سازی با داده های عددی در جدول های ۷، ۸ و ۹ آورده شده است.

جدول ۷. مقایسه دمای نفت خروجی از لوله ها در بخش جابه جایی و تابشی کوره با داده های عددی (کلوبن)

بخش جابجایی				
پارامتر	دمای نفت خروجی از بخش جابجایی دوم		دمای نفت خروجی از بخش جابجایی اول	
نتیجه حاصل از مدل سازی	۵۳۸.۷		۵۵۶.۴۱	
داده عددی	۵۳۸.۶		۵۶۲.۶	
بخش تابشی				
پارامتر	دمای نفت- لوله ۲۴	دمای نفت- لوله ۲۳	دمای نفت- لوله ۲۲	دمای نفت- لوله ۲۱
مدل سازی	۵۵۹.۳	۵۶۲.۲	۵۶۵	۵۶۸
داده عددی	۵۷۲.۲۳	۵۷۵.۲۵	۵۷۸.۳	۵۸۱.۳۴
پارامتر	دمای نفت- لوله ۲۰	دمای نفت- لوله ۱۹	دمای نفت- لوله ۱۸	دمای نفت- لوله ۱۷
مدل سازی	۵۷۰.۸	۵۷۳.۶	۵۷۶.۵	۵۷۹.۴
داده عددی	۵۸۴.۳۴	۵۸۷.۳	۵۹۰.۲۵	۵۹۳.۱۵
پارامتر	دمای نفت- لوله ۱۶	دمای نفت- لوله ۱۵	دمای نفت- لوله ۱۴	دمای نفت- لوله ۱۳
مدل سازی	۵۸۲.۲	۵۸۵.۱	۵۸۸	۵۹۰.۸۸
داده عددی	۵۹۶	۵۹۸.۸۴	۶۰۱.۶	۶۰۴.۴
پارامتر	دمای نفت- لوله ۱۲	دمای نفت- لوله ۱۱	دمای نفت- لوله ۱۰	دمای نفت- لوله ۹
مدل سازی	۵۹۳.۷۷	۵۹۶.۷	۵۹۹.۶	۶۰۲.۵
داده عددی	۶۰۷.۲۴	۶۱۰	۶۱۲.۷	۶۱۵.۴
پارامتر	دمای نفت- لوله ۸	دمای نفت- لوله ۷	دمای نفت- لوله ۶	دمای نفت- لوله ۵
مدل سازی	۶۰۵.۵	۶۰۸.۴	۶۱۱.۴	۶۱۴.۵
داده عددی	۶۱۸	۶۲۰.۶	۶۲۳.۱	۶۲۵.۶
پارامتر	دمای نفت- لوله ۴	دمای نفت- لوله ۳	دمای نفت- لوله ۲	دمای نفت- لوله ۱
مدل سازی	۶۱۷.۵	۶۲۰.۷	۶۲۳.۸۶	۶۲۷.۱
داده عددی	۶۲۸	۶۳۰.۴	۶۳۲.۷	۶۳۴.۹

مقایسه نتایج حاصل از مدل سازی با داده های عددی، بیان گر قابلیت مدل در پیش بینی دمای مورد نظر می باشد. با مدل سازی دقیق شعله و تعیین توزیع دمای آن در ارتفاع و فواصل مختلف از مرکز، ارائه مدلی جامع از گرفتگی و پیش بینی دقیق درصد بخار، می توان بر دقت مدل پیشنهادی افزود و دمای نفت خام خروجی از کوره را در شرایط عملیاتی مختلف ارزیابی نمود. مدل پیشنهاد شده با ارائه معادلات ساده برای طراحی کنترلر و تشخیص خطا مناسب است. با توجه به ارائه مدل به صورت پارامتری، با تغییر مشخصات ابعادی کوره و نوع سوخت مصرفی، معادلات پیشنهادی برقرار بوده و مدل سازی انجام شده قابل استفاده می باشد.

جدول ۸. مقایسه دمای لوله‌ها در بخش جابه‌جایی و تابشی کوره با داده‌های عددی (کلوین)

بخش جابجایی				
پارامتر	دمای لوله ۱۰ در بخش جابجایی دوم		دمای لوله ۳ در بخش جابجایی اول	
نتیجه حاصل از مدل‌سازی	۵۶۰.۶		۵۹۶.۵	
داده عددی	۵۶۵.۵-۵۹۶.۳		۶۰۲.۵-۶۴۴.۲۱	
بخش تابشی				
پارامتر	دمای لوله ۲۴	دمای لوله ۲۳	دمای لوله ۲۲	دمای لوله ۲۱
مدل‌سازی	۶۴۳.۷	۶۴۶.۶	۶۴۹.۴	۶۵۲.۳
داده عددی	۶۱۹.۸-۶۴۷.۸	۶۲۲.۹-۶۵۰.۸	۶۲۶.۱-۶۵۳.۸۷	۶۲۹.۲-۶۵۶.۸۷
پارامتر	دمای لوله ۲۰	دمای لوله ۱۹	دمای لوله ۱۸	دمای لوله ۱۷
مدل‌سازی	۶۵۵.۲	۶۵۸.۱	۶۶۱	۶۶۴
داده عددی	۶۳۲.۳-۶۵۹.۸	۶۳۵.۴-۶۶۲.۷	۶۳۸.۴-۶۶۵.۶	۶۴۱.۳-۶۶۸.۴
پارامتر	دمای لوله ۱۶	دمای لوله ۱۵	دمای لوله ۱۴	دمای لوله ۱۳
مدل‌سازی	۶۶۶.۷	۶۶۹.۸	۶۷۲.۹	۶۷۶.۱
داده عددی	۶۴۴.۲-۶۷۱.۲	۶۴۷.۱-۶۷۳.۹۷	۶۵۰-۶۷۶.۷	۶۳۵.۱-۶۶۲.۴۵
پارامتر	دمای لوله ۱۲	دمای لوله ۱۱	دمای لوله ۱۰	دمای لوله ۹
مدل‌سازی	۶۷۹.۳	۶۸۲.۶	۶۸۵.۹	۶۸۹.۳
داده عددی	۶۳۸.۱-۶۶۵.۳	۶۴۱-۶۶۸.۲	۶۴۴-۶۷۱	۶۴۶.۸۵-۶۷۳.۷
پارامتر	دمای لوله ۸	دمای لوله ۷	دمای لوله ۶	دمای لوله ۵
مدل‌سازی	۶۹۲.۹	۶۹۶.۷	۷۰۰.۷	۷۰۴.۹
داده عددی	۶۴۹.۷-۶۷۶.۴	۶۵۲.۵-۶۷۹.۱	۶۵۵.۲-۶۸۱.۷	۶۵۸-۶۸۴.۳
پارامتر	دمای لوله ۴	دمای لوله ۳	دمای لوله ۲	دمای لوله ۱
مدل‌سازی	۷۰۹.۳	۷۱۴.۱	۷۱۹	۷۲۴
داده عددی	۶۶۰.۶-۶۸۶.۸	۶۶۳.۲-۶۸۹.۳	۶۶۵.۷-۶۹۱.۷	۶۶۸.۲-۶۹۴.۱

جدول ۹. مقایسه فشار در خروجی از لوله‌ها در بخش جابه‌جایی و تابشی کوره با داده‌های عددی (psia)

بخش تابشی				
پارامتر	فشار لوله ۲۴	فشار لوله ۲۳	فشار لوله ۲۲	فشار لوله ۲۱
مدل‌سازی	۱۱۰.۷	۱۰۸.۳	۱۰۵.۸۵	۱۰۳.۳۵
داده عددی	۱۱۱.۹	۱۰۹.۴	۱۰۶.۹	۱۰۴.۳
پارامتر	فشار لوله ۲۰	فشار لوله ۱۹	فشار لوله ۱۸	فشار لوله ۱۷
مدل‌سازی	۱۰۰.۹	۹۸.۴۵	۹۵.۹۵	۹۳.۴۵
داده عددی	۱۰۱.۸	۹۹.۳	۹۶.۸	۹۴.۳
پارامتر	فشار لوله ۱۶	فشار لوله ۱۵	فشار لوله ۱۴	فشار لوله ۱۳
مدل‌سازی	۹۰.۹	۸۸.۴	۸۵.۹۵	۸۳.۴۵
داده عددی	۹۱.۷	۸۹.۲	۸۶.۷	۸۴.۲
پارامتر	فشار لوله ۱۲	فشار لوله ۱۱	فشار لوله ۱۰	فشار لوله ۹
مدل‌سازی	۸۰.۹	۷۸.۳۵	۷۵.۸۵	۷۳.۳

داده عددی	۸۱.۷	۷۹.۱	۷۶.۶	۷۴.۱
پارامتر	فشار لوله ۸	فشار لوله ۷	فشار لوله ۶	فشار لوله ۵
مدل سازی	۷۰.۷۵	۶۸.۲۵	۶۵.۷۵	۶۳.۲
داده عددی	۷۱.۶	۶۹	۶۶.۵	۶۴
پارامتر	فشار لوله ۴	فشار لوله ۳	فشار لوله ۲	فشار لوله ۱
مدل سازی	۶۰.۶	۵۸.۰۵	۵۵.۵	۵۲.۹
داده عددی	۶۱.۵	۵۸.۹	۵۶.۴	۵۳.۹

ادامه جدول ۹. مقایسه فشار در خروجی از لوله‌ها در بخش جابه‌جایی و تابشی کوره با داده‌های عددی (psia)

تشکر و قدردانی

این پروژه بر اساس گرنت قرارداد ۰۱۵-۹۲-K حمایت از پروژه‌های دانشجویی شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران انجام شده است. نویسندگان از جناب آقای مهندس بابک مقبولی و دکتر جواد محمودی مهر برای راهنمایی و مشاوره در انجام این پروژه کمال تشکر را دارند.

علائم و نشانه‌ها

A	(m ²)	مساحت
A _{out,tube}	(m ²)	مساحت سطح بیرونی لوله
A _{in,tube}	(m ²)	مساحت سطح داخلی لوله
API		گرانش ای پی آی
B _o		ضریب حجمی نفت خام
C	(J/kg.K)	ظرفیت گرمایی ویژه
D	(m)	قطر دهانه مشعل
d	(m)	قطر لوله
\dot{E}_{in}	(W)	جریان انرژی ورودی
\dot{E}_{out}	(W)	جریان انرژی خروجی
\dot{E}_g	(W)	جریان انرژی تولیدی
\dot{E}_{st}	(W)	آهنگ تغییر انرژی گرمایی ذخیره شده در ماده
F		ضریب ارتباط دهنده
f		ضریب اصطکاک
F _{ij}		ضریب دید جسم i به j
H	(m)	ارتفاع متوسط شعله
h	W/m ² K	ضریب انتقال حرارت جابجایی
k	W/mK	رسانندگی
LHV	(kJ/kg)	ارزش حرارتی پایین
L	(m)	فاصله مرکز شعله تا مرکز لوله
L _e	(m)	طول معادل لوله

L_{tube}	(m)	طول لوله
M	(g/mol)	جرم مولکولی
\dot{m}	(kg/s)	نرخ جریان جرم (دبی جرمی)
Nu_D		عدد نوسلت
P	(Psia)	فشار
$P_{\text{out,total}}$	(Psia)	فشار در خروجی از یک بخش
$P_{\text{in,total}}$	(Psia)	فشار در ورودی یک بخش
$P_1/P_{\text{in,tube}}$	(Psia)	فشار در ورودی لوله
$P_2/P_{\text{out,tube}}$	(Psia)	فشار در خروجی لوله
Pr		عدد پرانتل
q	(m ³ /s)	دبی حجمی
\dot{Q}	(W)	نرخ انتقال حرارت
r	(m)	شعاع لوله
r_2	(m)	شعاع داخلی لوله بدون گرفتگی
r_1	(m)	شعاع داخلی لوله با وجود گرفتگی ناچیز
Re		عدد رینولدز
R_s		قابلیت انحلال گاز
S	(m)	ارتفاع
T	(K)	دما
t	(s)	زمان
V	m ³	حجم
v	m/s	سرعت
x_i		درصد جرمی اجزاء در ترکیب مورد نظر
Z_i		درصد مولی

علائم یونانی

α		ضریب انرژی جنبشی
ε		قابلیت صدور
γ		جرم مخصوص
μ	Pas	ویسکوزیته
θ		مشخصه فیزیکی
ρ	(kg/m ³)	چگالی
σ	(W/m ² K ⁴)	ثابت استفان بولتزمن

زیرنویس ها

air

هوا

coke	کک
flame	شعله
fuel	سوخت
Gas/g	محصولات احتراق - گاز
in	ورودی - داخلی
ob	نفت اشباع ده
od	نفت بدون گاز
Oil/o	نفت خام
out	خروجی - بیرونی
tube	لوله

مراجع

1. Polley G.T., Tamakloe E., Picon Nunez M., Ishiyama E.M., Wilson D.I., Applying thermo-hydraulic simulation and heat exchanger analysis to the retrofit of heat recovery systems, Applied Thermal Engineering, vol. 51, 2013, pp137-143.
2. Baukal Jr C.E., The John Zink Hamworthy Combustion Handbook, Volume 1-Fundamentals, CRC Press, 2012.
3. Astorga-Zaragoza C.M., Alvarado-Martínez V.M., Zavala-Río A., Méndez-Ocaña R.M., Guerrero-Ramírez G.V., Observer-based monitoring of heat exchangers, ISA Transactions, vol. 47, 2008, pp 15-24.
4. Fontoura D.V.R., Matos E.M., Nunhez J.R., A three-dimensional two-phase flow model with phase change inside a tube of petrochemical pre-heaters, Fuel, vol. 110, 2013, pp 196-203.
5. Chaibakhsh A., Ghaffari A., A. Moosavian S.A., A simulated model for a once-through boiler by parameter adjustment based on genetic algorithms, Simulation Modelling Practice and Theory, vol. 15, 2007, pp 1029-1051.
6. Habibi Khalaj A., Chaibakhsh A., Sayyaadi H., Jafari Nasr M.R., Thermo-hydraulic behavior modeling of passive heat transfer enhancement techniques using a soft computing approach, Chemical Engineering Communications, vol. 201, 2013, pp 53-71.
7. Morales-Fuentes A., Polley G.T., Picón-Núñez M., Martínez-Martínez S., Modeling the thermo-hydraulic performance of direct fired heaters for crude processing, Applied Thermal Engineering, vol. 39, 2012, pp 157-162.
8. Ljung L., Perspectives on system identification, Annual Reviews in Control, vol. 34, 2010, pp 1-12.
9. Radhakrishnan V.R., Ramasamy M., Zabiri H., Do Thanh V., Tahir N.M., Mukhtar H., Hamdi M.R., Ramli N., Heat exchanger fouling model and preventive maintenance scheduling tool, Applied Thermal Engineering, vol. 27, 2007, pp 2791-2802.
10. Chaibakhsh A., Ghaffari A., Steam turbine model, Simulation Modelling Practice and Theory, vol. 16, 2008, pp 1145-1162.
11. Thomas, C.E., published by Delmar Cengage Learning paperback, process Technology Equipment and systems, 3rd edition, 2010.

۱۲. افشین بختیاری، بابک مقبولی، حمیدرضا نجفی، کوره‌های فرایندی - محاسبات پایه و عملیات بهینه، انتشارات جهان‌افروز، پاییز ۱۳۹۱.



13. Chaibakhsh A., Pourbeheshtian M., Javadi Sigaroudi M. J., Najafi H.R., Modeling and fuzzy control of a crude oil preheating furnace, Applied Mechanics and Materials, Vols. 229-231, 2012, pp 2370-2374.
14. P. Incropera F., Fundamentals of heat and mass transfer, John Wiley & Sons, 2011.
15. Riazi M., Characterization and properties of petroleum fractions, ASTM international, 2005.
16. Lira- Galeana C., Firoozabadi A., Prausnitz J.M., Thermodynamics of Wax Precipitation in Petroleum Mixtures, AIChE Journal, vol. 42, Issue 1, pp 239-248, January 1996.
۱۷. طارق احمد، ترجمه صادق قاسمی، مهندسی مخازن هیدروکربوری (کتاب جامع)، شرکت ملی نفت ایران، ۱۳۸۹.
18. NIST thermophysical properties of hydrocarbon mixture database version 3.2, NIST Standard Reference Database 4, US Department of Commerce, 2003.
19. Borgnakke C., Sonntag R.E, Fundamentals of thermodynamics, University of Michigan, seventh edition, 2009.
20. Uppaluri R., Refinery Process Design, Department of Chemical Engineering, Indian Institute of Technology Guwahati, March 2010.
21. Brill J.P., Beggs H.D., Two-Phase Flow in Pipes, sixth edition, January, 1991.
22. Fox R.W., Mcdonald A.T., Pritchard P.J., Introduction to Fluid Mechanics, sixth edition, 2004.