

شبیه سازی همزمان محفظه جابه جایی و جریان سیال در لوله های کوره H-151 واحد تقطیر پالایشگاه اصفهان به کمک CFD

فاطمه کریمیان^۱، محمد رضا سردشتی بیرجندی^۲ و فرهاد شهرکی^{۳*}

اطلاعات مقاله	چکیده
دریافت مقاله: ۱۴۰۰/۰۳/۳۰ پذیرش مقاله: ۱۴۰۰/۰۷/۱۸	در این مقاله به شبیه سازی محفظه جابه جایی کوره H-151 واحد تقطیر پالایشگاه اصفهان با استفاده از تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) پرداخته شده است. این شبیه سازی شامل بررسی همزمان جریان سیال درون لوله های محفظه جابه جایی و جریان گاز محفظه جابه جایی از روی لوله ها عبور می کند و نیز بررسی جریان گاز محفظه جابه جایی با افزودن لوله های اضافی در حالت دو بعد می باشد. برای لوله و محفظه جابه جایی استقلال از شبکه انجام گردید و بهترین شبکه بندی برای لوله با تعداد مش ۳۱۵۰۰۰ و برای محفظه جابه جایی با تعداد مش ۶۷۰۲۴ انتخاب گردید. برای لوله، درصد خطاهای نمودار دما و سرعت با مش ۳۱۵۰۰۰ به ترتیب برابر با ۰/۰۲۱ و ۰/۰۵۶۹ درصد می باشند. برای محفظه جابه جایی، در صد خطاهای نمودار دما و سرعت با مش ۶۷۰۲۴ به ترتیب ۰/۰۷۱۲ و ۰/۰۲۵۴ درصد می باشند. نمودارهای سرعت و دما برای لوله، محفظه جابه جایی و محفظه جابه جایی با لوله های اضافه شده در مختصات مختلف به دست آمد و مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان می دهد جریان در ابتدای لوله به صورت درهم می باشد. به دلیل بزرگ بودن طول لوله سرعت جریان سیال درون لوله، از یک فاصله بیشتر از ۱/۴ متر به توسعه یافتگی می رسد. با مقایسه نتایج به دست آمده از محفظه جابه جایی و محفظه جابه جایی با لوله های اضافه شده، مشخص شد که با اضافه شدن لوله ها دما و سرعت گاز عبوری از روی لوله ها کاهش پیدا می کند. دمای متوسط جریان گاز دودکش خروجی از محفظه جابه جایی برابر با ۷۲۲ درجه کلوین می باشد و دمای متوسط خروجی از محفظه جابه جایی با لوله های اضافه شده برابر با ۶۸۸ درجه کلوین می باشد. سرعت متوسط گاز دودکش خروجی از محفظه جابه جایی برابر با ۰/۸۵ m/s می باشد و سرعت متوسط گاز دودکش خروجی از محفظه جابه جایی با لوله های اضافه شده برابر با ۰/۲ m/s می باشد.

۱- مقدمه

بسیار زیاد باشد، نقاط داغ^۲ موضعی به وجود می آید. این اتفاق بسیار خطرناک است، به دلیل اینکه در سیال های هیدروکربنی پدیده نقاط داغ منجر به تولید کربن درون لوله ها می شود که باعث کاهش انتقال حرارت به لوله ها

در گرم کننده های پتروشیمی و پالایشگاه ها کنترل کردن انتقال حرارت به لوله ها بسیار حائز اهمیت است. اگر انتقال حرارت بسیار کم باشد، خروجی از دست می رود. اما اگر

* پست الکترونیک نویسنده مسئول: fshahraki@eng.usb.ac.ir

۱. فارغ التحصیل کارشناسی ارشد، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران.

۲. استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران.

۳. استاد، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران.

² Hot Spots

است تا مدل‌سازی کوره‌ها، تحلیل سیستم شامل جریان سیال، انتقال حرارت، انتقال جرم و پدیده‌های همراه نظیر واکنش شیمیایی را بتوان با استفاده از روش‌های دینامیک سیالات محاسباتی انجام داد [۴-۲].

مطالعات متعددی در مورد شبیه‌سازی جریان سیال درون لوله‌های کوره، محفظه تابشی و محفظه جابه‌جایی گرم‌کننده‌ها و کوره‌های صنعتی با استفاده از نرم‌افزارها و روش‌های عددی متفاوت مورد بررسی قرار گرفته‌است که در اینجا چند نمونه از این مطالعات توضیح داده شده‌است.

۱-۱- شبیه‌سازی جریان سیال درون لوله‌های کوره

طاها و همکاران، مدل‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی یک جریان کند و آرام را در لوله‌های عمودی انجام دادند. آنها یک توصیف کامل برای انتشار حباب‌ها در مایع‌های راکد و در حال جریان، شکل و سرعت جریان راکد، توزیع سرعت و تنش برشی دیواره محلی^۱ به دست آوردند. در شبیه‌سازی که انجام دادند از روش حجم سیال (VOF)^۲ استفاده کردند [۵].

اسچیتکا و همکاران یک آزمایش و شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی بر روی راکتور لوله جریان چرخشی انجام دادند. این تکنولوژی برای راکتورهای کراکینگ بخار، لوله جریان چرخشی (SFT)^۳ نامیده می‌شود. آن‌ها نتایج لوله‌های جریان چرخشی در یک محدوده افزایش انتقال حرارت $1/2$ تا $1/5$ با یک لوله مستقیم، مقایسه کردند. انتقال حرارت و افت فشار افزایش یافته را با یک فاکتور $1/4$ تا $2/2$ با یک لوله مستقیم وابسته به عدد رینولدز و هندسه، مقایسه کردند و به کمک دینامیک سیالات محاسباتی خصوصیات سیال اصلی لوله جریان چرخش را نشان دادند [۶].

نگوین و همکاران به وسیله آزمایش و شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی مشخصه‌های انتقال حرارت جابجایی یک سیال تک فاز در یک لوله کوچک چندبخشی مورد مطالعه قرار دادند. آن‌ها اثر فلاکس جرمی و فلاکس حرارتی را بر ضریب انتقال حرارت بررسی کردند. عدد رینولدز جریان حدود ۳۰۰۰ بود. نتایج نشان داد هنگامی که با افزایش فلاکس حرارتی عدد ناسلت بزرگ‌تر می‌شود، ضریب اصطکاک فلاکس حرارتی کم، به آهستگی افزایش پیدا

می‌شود. گرم‌کننده‌های امروزی از پیش گرم کردن سیالات و بازیافت حرارت گاز دودکش برای پیش گرم کردن هوای سوخت، استفاده می‌کنند تا بتوانند هوای اضافی را کنترل و بازده بالاتری به دست آورند. کوره‌ها نیز یکی از این گرم‌کننده‌ها می‌باشد. انتقال حرارت جابجایی در محفظه بالای کوره انجام می‌شود. به این شکل که گازهایی که در قسمت تشعشعی حرارت جذب کردند، هنگام بالا رفتن از محفظه جابه‌جایی از بین لوله‌ها می‌گذرند و آن‌ها را گرم می‌کنند [۱].

با وجود این که در سال‌های اخیر پژوهش‌های زیادی برای بهبود عملکرد و افزایش راندمان کوره‌های صنعتی انجام شده است، اما این پژوهش‌ها برای صنعت امروزی که هزینه‌های فراوانی بر دوش صنعت‌گران می‌گذارد، کافی نبوده و باید پژوهش‌های بیشتری مخصوصاً در زمینه‌های شبیه‌سازی کوره‌ها و هیترها انجام گیرد. شبیه‌سازی کوره و جریان سیالات درون آن به وسیله نرم‌افزارهای شبیه‌ساز در چند دهه اخیر پیشرفت چشم‌گیری داشته‌است. پژوهشگران با بررسی جریان سیالات موجود در کوره‌ها و پارامترهای عملیاتی از قبیل دما، سرعت، فشار و غیره می‌توانند عملکرد فرآیند را بهبود ببخشند و همچنین واکنش‌هایی را که اتفاق می‌افتد، مورد بررسی قرار دهند. استفاده از روش‌های متفاوت و مقایسه آن‌ها با هم باعث می‌شود بهترین راهکار برای به دست آوردن نتیجه مطلوب به دست آید. به منظور عملکرد بهینه کوره‌های حرارتی فرایندی در صنایع نفت، پس از آشنایی کامل با ساختار کوره‌ها و روش به دست آوردن بازده حرارتی، شناسایی عوامل مؤثر در کاهش یا افزایش بازده در آنها ضروری است. با داشتن اطلاعات کامل و صحیح از شرایط عملیاتی در کوره، می‌توان اقدامات اصلاحی را برای بالابردن بازده حرارتی در آنها توصیه کرد. علیرغم مکانیزم نسبتاً ساده عملکرد کوره، محاسبات مربوط به این تجهیزات و مدل‌سازی ریاضی آنها دارای پیچیدگی بوده، به نحوی که انجام محاسبات مربوطه تنها با استفاده از کامپیوتر و نرم افزارهای ویژه امکان پذیر می‌باشد. با توجه به پیچیده بودن روابط حاکم بر عملکرد کوره، و از طرفی بهره‌گیری روزافزون از دانش دینامیک سیالات محاسباتی، سبب شده

¹ Local Wall Shear Stress

² Volume Of Fluid

³ Swirl Flow Tube

دیواره مخروطی شکل متمایل می‌شوند و در انتها مخلوطی از سوخت و هوا برای فرآیند سوختن فراهم می‌شود. سولفوردی‌اکسید در خط اتصال هوا و گاز اسیدی تولید می‌شود و در ناحیه چرخش هوا به ماکسیمم مقدار خود رسید [۱۲]. فانگ و همکاران برای مطالعه پیرولیز نفتا، شبیه‌سازی محفظه احتراق و راکتور در یک کوره صنعتی را انجام دادند. برای تعیین محدوده جریان در کوره، یک مدل جریان برگشتی دوبعدی پیشنهاد کردند. جریان سیال را با داده‌های تخمین زدند. محدوده دمای بدست‌آمده به‌وسیله روش ناحیه برگشتی، یکنواخت‌تر از حالتی بود که به‌وسیله مدل پایه‌ای محدوده جریان به‌دست‌آمده بود. نتایج به‌دست‌آمده با روش ناحیه برگشتی مطابقت بیشتری با داده‌های صنعتی داشتند. به‌کمک شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی مدل برگشتی مورد بررسی قرار گرفت و محدوده دما با این محدوده سرعت شبیه‌سازی شد [۱۳].

۳-۱- مطالعات انجام شده در ایران

در سال ۱۳۷۴ حقیقی اصل و همکاران به‌شبیه‌سازی کوره‌های حرارتی واحد اولفین مجتمع پتروشیمی اراک توسط مدل ریاضی سه بعدی پرداختند. واکنش‌های شکست حرارتی، واکنش‌های گرماگیری هستند، لذا راکتورها را برای تأمین گرمای مورد نیاز جهت انجام این واکنش‌ها در داخل قسمت تشعشعی کوره‌های حرارتی قرار می‌دهند. آن‌ها برای مدل کردن، معادلات موازنه جرم و انرژی برای نواحی حجمی گاز، نواحی سطحی دیواره کوره و نواحی سطحی راکتور نوشتند، تا از حل همزمان آنها پروفیل‌های درجه حرارت حاصل شود. موازنه حرارتی شامل مکانیزم‌های انتقال حرارت تشعشعی، جابجایی و هدایت برای هریک از قسمت‌ها بوده است. نتایج نشان می‌دهد مناطقی از دیواره راکتور که مستقیماً تشعشع را از دیواره‌های کوره و مشعل‌ها دریافت می‌کند، دارای بیشترین درجه حرارت و مناطقی که در معرض تأثیر سایه ناشی از همسایگی سایر لوله‌ها قرار گرفته‌اند، دارای کمترین درجه حرارت می‌باشند و این تفاوت در بعضی نقاط به بیشتر از ۵ درجه سانتیگراد درجه می‌رسد. نتایج حاصل از این شبیه‌سازی نشان می‌دهد که توزیع درجه حرارت و فلاکس حرارتی در چنین کوره‌هایی کاملاً غیریکنواخت می‌باشد. نتایج شبیه‌سازی با نتایج حاصل از نرم‌افزار SPYRO

می‌کند و برای $Re > 3000$ ضریب اصطکاک تغییر می‌کند. همچنین نتایج نشان‌داد که شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی و داده‌های آزمایشگاهی مطابقت خوبی با هم دارند [۷].

لندفر و همکاران یک مدل عددی دینامیک سیالات محاسباتی مؤثر برای پیش‌بینی توزیع دمای گذرا حرکت انتقالی و چرخشی لوله‌ها، در یک کوره با سوخت گاز را بررسی کردند. مدلی که آن‌ها در این بررسی استفاده کردند، بر اساس دو شبیه‌سازی مجزا بود. یک شبیه‌سازی کارترین حالت پایا سوخت فاز گاز و شبیه‌سازی انتقال حرارت از لوله‌ها. امتیاز دو شبیه‌سازی زمان کم محاسبات بود. شبیه‌سازی سوخت حالت پایا با استفاده از مدل پایای (SFM)^۱ انجام شد [۸].

۱-۲- شبیه‌سازی جریان سیال درون محفظه تابشی و جابه‌جایی

هان و همکاران شبیه‌سازی سوخت، انتقال حرارت و واکنش‌های کراکینگ گرمایی در کوره کراکینگ اتیلن را به‌وسیله نرم‌افزار فلونت انجام دادند. نتایج شبیه‌سازی توزیع محدوده جریان، محدوده غلظت، محدوده دما و فلاکس حرارتی در محفظه آتش و لوله‌های راکتور را نشان داد [۹]. ووتالورا و همکاران تأثیر پارامترهای عملیاتی از قبیل پروفیل دمای گاز، فلاکس حرارت تابشی و زمان باقیمانده در یک دیواره کوره حرارتی را با استفاده از نرم‌افزار فلونت انجام دادند [۱۰]. گومز و همکاران یک مدل ریاضی برای ناحیه حرارتی جهت محاسبه جریان کنار پوسته، محدوده حرارتی کنار پوسته، کنار لوله، پوسته لوله و تغییر حرارت پوسته لوله، به‌دست آوردند. آن‌ها از یک مدل هندسی برای توصیف بسیاری از ساختارهای مبدل حرارتی و ارتباط بین آن‌ها استفاده کردند. شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی را ابتدا برای یک مبدل حرارتی با هندسه ساده که با روش تحلیلی قابل حل بود، انجام دادند و سپس برای بویلر با قدرت ۳۰۰ MW در مقیاس واقعی، انجام دادند [۱۱]. کشاورز و دیگر همکاران مدل‌سازی یک کوره با مقیاس صنعتی در پالایشگاه گاز ایلام را به‌وسیله دینامیک سیالات محاسباتی انجام دادند. نتایج نشان داد که اکسیژن و گاز اسیدی زمانی که به تیغه‌های نفوذکننده گاز اسید و هوا برخورد می‌کنند، از درون کوره عبور می‌کنند و به سمت

^۱ Steady Flamelet Model

مقایسه شده‌اند که از همخوانی خوبی برخوردار بودند [۱۴]. حسینی و همکاران در سال ۱۳۹۵ به مدل‌سازی کوره‌ی شکست حرارتی نفتا واقع در پتروشیمی جم به منظور تولید اتیلن، با در نظر گرفتن اثر ممانعت‌کننده‌ی رسوب کک و همچنین بهینه‌سازی شرایط عملیاتی پرداخته‌اند. بدین منظور کوره‌ی شکست حرارتی نفتا با توجه به روابط موازنه‌ی جرم و انرژی و با در نظر گرفتن مدل سینتیکی مناسب، شبیه‌سازی شده‌است. در ادامه تحقیق اثر چهار ممانعت‌کننده‌ی سولفوری (دی متیل دی سولفید، دی متیل سولفید، نفت دی سولفید و کربن دی سولفید) و سه ممانعت‌کننده‌ی فسفوری (تری فنیل فسفین اکسید، تری‌تولیل فسفین و تری‌فنیل فسفین) بر میزان تشکیل کک و ظرفیت سالانه‌ی تولید اتیلن مورد بررسی و مقایسه قرار گرفته‌شده‌است. نتایج حاصل از شبیه‌سازی با داده‌های تجربی مقایسه شده و صحت مدل ثابت شده‌است. علاوه بر این نتایج نشان دادند، دی متیل دی سولفید و تری‌فنیل فسفین اکسید به ترتیب بهترین ممانعت‌کننده‌های سولفوری و فسفوری هستند و ترکیب این دو ممانعت‌کننده می‌تواند بهترین نتیجه را بر فرایند داشته‌باشد [۱۵].

در سال ۱۳۹۵ حسین زاده و رضازاده به ارزیابی مدل‌های دو معادله‌ای توربولانس در بحث انتقال حرارت در کوره‌های عملیات حرارتی پرداخته‌اند. در این خصوص شبیه‌سازی عددی با نرم‌افزار Fluent مبتنی بر روش حجم محدود انجام گرفته شده است. آنها عملکرد سه مدل توربولانس دو معادله‌ای موجود در Fluent را با نتایج تجربی مورد بررسی قرار دادند. نتایج نشان می‌دهد که عملکرد دو مدل توربولانس Realizable k-ε و Standard k-ε در حل عددی تقریباً مشابه هم و عملکرد مناسب‌تری نسبت به مدل توربولانس RNG k-ε را دارند و داده‌های عددی این دو مدل به داده‌های تجربی نزدیک‌ترند و در مدل Realizable k-ε دمای خط مرکز بار از دو مدل دیگر در زمان‌های مختلف بیشتر و خط مرکز بار گرمای بیشتری را نسبت به دو مدل دیگر در هر لحظه دریافت می‌کند [۱۶].

در سال ۱۳۹۸ رؤف و همکاران به مدل‌سازی و بهینه‌سازی فرآیند شکست حرارتی ۱،۲ دی‌کلرو اتان یا اتیلن دی کلرید پرداخته‌شده‌است. در واحد تولید وینیل کلرید، شکست حرارتی که در داخل کوره اتفاق می‌افتد. در داخل کوره یک دسته لوله به حالت عمودی یا افقی قرار دارد که نقش راکتور را ایفا می‌کند. بخش‌های تشعشعی و

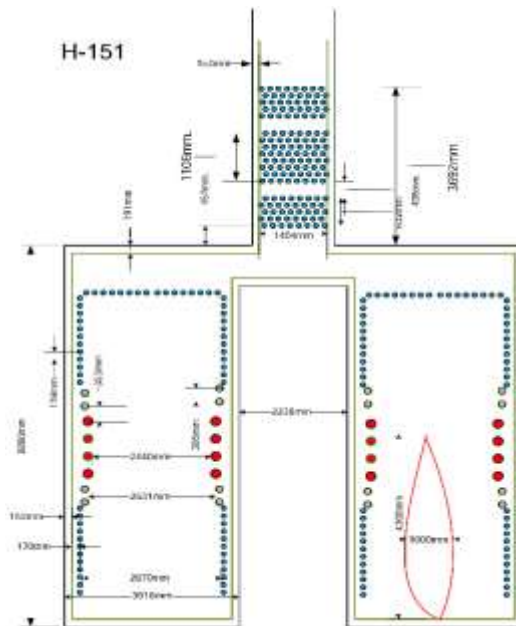
جابجایی دو قسمت اصلی کوره می‌باشند. در محفظه جابجایی، سیال فرآیندی پیش‌گرم شده و در بخش تشعشعی فرآیند شکست روی می‌دهد. در این تحقیق مدل‌سازی بر اساس روابط موازنه انرژی، مومنتوم و جرم و به کمک سینتیک مناسب، کوره شکست حرارتی ۱،۲ دی کلرواتان انجام شده‌است. نتایج نشان می‌دهد با توجه با مقایسه نتایج به دست آمده از شبیه‌سازی با داده‌های صنعتی، مدل‌سازی انجام شده اطمینان با دقت بالایی انجام شده‌است. همچنین متغیرهای استفاده‌شده برای بهینه‌سازی شامل دمای خوراک در ابتدا و انتهای دوره و دمای کوره در ابتدا و انتهای دوره به عنوان متغیرهای تصمیم‌گیری می‌باشد. نتایج حاصل از بهینه‌سازی نشان دهنده رشد ۳/۲٪ در میزان تولید وینیل کلرید در این فرآیند می‌باشد [۱۷].

در سال ۱۳۹۹ فیروزی و همکاران به روش‌های عددی به بررسی تأثیر پیش‌گرمایش هوای ورودی و کاهش تزریق هوای اضافی، به عنوان پارامترهای اصلی کاهش تلفات حرارتی کوره نم‌زدایی واحد ۱۰۴ شرکت پالایش گاز پارسین با کمک ترکیب روش‌های تحلیل انرژی و دینامیک سیالات محاسباتی پرداخته‌اند. جهت صحت سنجی مدل‌سازی عددی، نتایج عددی با استفاده از داده‌های تجربی مورد بررسی قرار گرفته‌اند. مقایسه نتایج حاصل، بیانگر تطابق خوبی بین آن‌ها بوده و بیشترین مقدار خطای نسبی برابر با ۱۲/۰۴ درصد به دست آمده‌است. نتایج نشان می‌دهد که کاهش هوای اضافی از ۲۰ درصد به ۵ درصد، منجر به کاهش تلفات حرارتی خروجی به مقدار ۲۸ درصد می‌شود. همچنین پیش‌گرمایش هوای ورودی احتراق از دمای ۳۰۸/۱۵ کلوین به ۴۵۸/۱۵ کلوین، منجر به کاهش تلفات حرارتی خروجی آن به مقدار ۲۰ درصد می‌شود. در شرایط بهینه عملکردی کوره، راندمان انرژی آن از ۲۰ درصد به ۳۱/۳۴ درصد و راندمان حرارتی آن از ۷۱/۱۱ درصد به ۷۸/۹ درصد افزایش می‌یابد [۱۸].

در این مطالعه به شبیه‌سازی یکی از لوله‌های محفظه جابه‌جایی کوره، محفظه جابه‌جایی و شبیه‌سازی محفظه جابه‌جایی با لوله‌های اضافه شده در بالای لوله‌های محفظه جابه‌جایی کوره H-151 واحد تقطیر پالایشگاه اصفهان پرداخته‌شده‌است و در ادامه تأثیر افزایش لوله‌ها بر جریان سیالات درون کوره و دمای دودکش مورد بررسی قرار گرفته‌شده‌است.

۲-هندسه و شرایط عملیاتی

شکل (۱) نمایی از کوره H-151 پالایشگاه اصفهان را نشان می‌دهد. این کوره از دو بخش تابشی و جابه‌جایی تشکیل شده‌است. بخش تابشی دارای دو محفظه است که در قسمت پایین کوره و محفظه جابه‌جایی در بالای کوره قرار گرفتند. در این پژوهش محفظه جابه‌جایی کوره مورد مطالعه قرار گرفته‌است. جریان نفت از لوله‌های بالاترین ردیف در محفظه جابه‌جایی وارد کوره می‌شود، با عبور از لوله‌های محفظه جابه‌جایی وارد لوله‌های محفظه تابشی می‌شود. سیال در حین عبور از درون لوله‌ها حرارت موجود در کوره را جذب می‌کند و دمای آن افزایش پیدا می‌کند. گاز دودکش هنگام عبور از محفظه جابه‌جایی از روی لوله‌های قرار گرفته در محفظه جابه‌جایی عبور می‌کند و دمای سطح لوله‌ها را افزایش می‌دهد.



شکل ۱- نمایی از کوره H-151 پالایشگاه اصفهان.

در ادامه جریان سیال درون لوله‌ها (جریان داخلی) و سیال عبوری از روی لوله‌ها (جریان خارجی) معادلات و روابط مربوط به آن‌ها، مورد بررسی قرار می‌گیرد. لوله‌های کوره دارای قطر ۱۱/۴ سانتیمتر، ضخامت ۰/۰۶۲ متر و طول متوسط ۱۹/۰۵ متر می‌باشد. محفظه جابه‌جایی دارای عرض ۱/۴۰۴ متر و ارتفاع ۵/۱۲۴ متر می‌باشد. لوله‌ها به صورت چیدمان مثلثی قرار گرفتند و گاز دودکش در محفظه جابه‌جایی از بین آن‌ها عبور می‌کند. جنس لوله‌ها از آلیاژ فولادی و جنس دیواره کوره از کربن استیل می‌باشد.

۱-۲-بی‌بعدسازی معادلات حاکم و شرایط مرزی

تحلیل معادلات حاکم جریان سیال که نیازمند تبدیل آن‌ها به فرم قابل قبولی می‌باشد، به شدت سخت است. به همین دلیل از روش بی‌بعدسازی استفاده می‌شود. در این روش پارامترهای مسئله به وسیله پارامترهای مرجع بی‌بعد می‌شود و می‌توان معادلات را به شکل ساده‌تری تبدیل کرد. برای این منظور می‌بایست پارامترهای بی‌بعد متناسب با شرایط مسئله و معادلات حاکم تعریف و در معادلات بعددار جایگزین شوند. پارامترهای بی‌بعد به منظور بی‌بعدسازی معادلات حاکم در معادله (۱) آورده شده‌است [۱۹]:

$$\begin{aligned} x^* &= \frac{x}{D_h}, y^* = \frac{y}{D_h}, u^* = \frac{u}{u_{in}}, \\ \nabla^* &= D_h \nabla, T^* = \frac{T - T_{in}}{T_w - T_{in}}, \\ p^* &= \frac{p}{\rho u_{in}^2}, t^* = \frac{u_{in}}{D_h} t, D_h = \frac{4A}{P} \end{aligned} \quad (1)$$

D_h قطر هیدرولیکی است.

برای بی‌بعدسازی با قرار دادن پارامترهای بی‌بعد در معادلات پیوستگی، مومنتم و انرژی می‌توان شکل بی‌بعد این معادلات را به دست آورد.

۲-۲-پارامترهای اثرگذار و اثرپذیر بی‌بعد در لوله و محفظه جابه‌جایی

در جدول ۱ پارامترهای اثرگذار بی‌بعد در لوله آورده شده‌است. در جدول ۲ پارامترهای اثرپذیر بی‌بعد در لوله آورده شده‌است.

۲-۳-شرایط مرزی بی‌بعد مربوط به لوله

۲-۳-۱-شرایط مرزی سیال ورودی

همانطور که در جدول ۲ نیز آمده‌است، با تعریف سرعت و دمای بی‌بعد، شرط مرزی سرعت و دمای بی‌بعد به صورت زیر به دست می‌آید:

$$V^*(x^*) = 1 \quad \text{الف سرعت:}$$

$$T^* = 0 \quad \text{ب دما:}$$

جدول ۱- پارامترهای اثرگذار بی‌بعد در لوله

$L^* = \frac{L}{20D_h}$	طول بی‌بعد لوله
$u^* = \frac{u}{u_{in}}$	سرعت بی‌بعد سیال در جهت x
$Re = \frac{\rho u_{in} D_h}{\mu}$	عدد رینولدز
$p^* = \frac{p}{\rho u_{in}^2}$	فشار بی‌بعد سیال
$T^* = \frac{T - T_{in}}{T_w - T_{in}}$	دمای بی‌بعد سیال
$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\nu}{k/\rho C_p}$	عدد پرانتل

جدول ۲- پارامترهای اثرپذیر بی‌بعد در لوله

$V^*(x^*, y^*)$	میدان سرعت بی‌بعد
$T^*(x^*, y^*)$	میدان دمای بی‌بعد
$P^*(x^*, y^*)$	میدان فشار بی‌بعد

جدول ۴- پارامترهای اثرپذیر بی‌بعد در محفظه جابجایی

$V^*(x^*, y^*)$	میدان سرعت بی‌بعد
$T^*(x^*, y^*)$	میدان دمای بی‌بعد
$P^*(x^*, y^*)$	میدان فشار بی‌بعد
$Nu = \frac{hD_h}{k}$	عدد ناسلت بی‌بعد

۲-۳-۲- شرایط مرزی مربوط به دیواره لوله

به دلیل شرط عدم لغزش سرعت بی‌بعد در دیواره لوله به صورت زیر به دست می‌آید و همچنین با تعریف دمای بی‌بعد و جایگذاری دمای ورودی سیال و دمای دیواره در رابطه دمای بی‌بعد، شرط مرزی دیواره لوله به صورت زیر به دست می‌آید:

$$V^*(x^*) = 0 \quad \text{الف سرعت:}$$

$$T^* = 1 \quad \text{ب دما:}$$

۲-۴- پارامترهای اثرگذار و اثرپذیر بی‌بعد محفظه جابجایی

در جدول ۳ پارامترهای اثرگذار بی‌بعد در محفظه جابجایی آورده شده است. در جدول ۴ پارامترهای اثرپذیر بی‌بعد در محفظه جابجایی آورده شده است.

۲-۵- شرایط مرزی بی‌بعد مربوط به محفظه جابجایی

۲-۵-۱- شرایط مرزی سیال ورودی

همانطور که در جدول ۴ نیز آمده است با تعریف سرعت و دمای بی‌بعد، شرط مرزی سرعت و دمای بی‌بعد به صورت زیر به دست می‌آید:

$$V^*(x^*) = 0, \quad V^*(y^*) = 1 \quad \text{الف سرعت:}$$

$$T^* = 0 \quad \text{ب دما:}$$

جدول ۳- پارامترهای اثرگذار بی‌بعد در محفظه جابجایی

$L^* = \frac{L}{D_h}$	طول بی‌بعد محفظه جابجایی
$u^* = \frac{u}{u_{in}}$	سرعت بی‌بعد سیال در جهت y
$Re = \frac{\rho u_{in} D_h}{\mu}$	عدد رینولدز
$Br = \frac{\mu u_{in}}{k(T_w - T_{in})}$	عدد برینکمن
$p^* = \frac{p}{P}$	فشار بی‌بعد سیال
$T^* = \frac{T - T_{in}}{T_w - T_{in}}$	دمای بی‌بعد سیال
$Pr = \frac{v}{\alpha} = \frac{c_p \mu}{k}$	عدد پرانتل

۲-۵-۲- شرایط مرزی مربوط به دیواره

به دلیل شرط عدم لغزش سرعت بی‌بعد در مختصات y^* به صورت زیر به دست می‌آید و همچنین شرط مرزی دمای بی‌بعد در دیواره به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$V^*(y^*) = 0 \quad \text{الف سرعت:}$$

$$T^* = 1 \quad \text{ب دما:}$$

۲-۵-۳- شرایط مرزی حرارتی برای دیواره‌ها

به دلیل خطی بودن تغییرات دما در نزدیک دیواره محفظه جابجایی شرایط مرزی حرارتی در نزدیک دیواره‌ها به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$\frac{\partial T^*}{\partial x^*} = 0 \quad \text{و} \quad \text{at} \quad x^* = 0.6$$

$$\frac{\partial T^*}{\partial x^*} = 0 \quad \text{at} \quad x^* = 0$$

که بازه ۰ تا ۰/۶ عرض بی‌بعد محفظه جابجایی می‌باشد. $x^* = 0$ دیواره سمت چپ و $x^* = 0.6$ دیواره سمت راست محفظه جابجایی می‌باشد.

۳- شبیه‌سازی لوله، محفظه جابجایی و محفظه جابجایی با لوله‌های اضافه شده

در این پژوهش جهت گسسته‌سازی معادلات حاکم از روش حجم محدود بهره گرفته شده است. همچنین برای گسسته‌سازی مؤلفه‌های جابجایی معادلات حاکم از روش اختلاف بالا دست مرتبه دوم^۱ استفاده شده است. با توجه به مناسب بودن الگوریتم سیمپل^۲ جهت ارتباط بین سرعت و فشار، نسبت به دیگر الگوریتم‌ها برای جریان تراکم‌پذیر درون محفظه جابجایی، این الگوریتم به کار گرفته شده است. الگوریتم سیمپل نسبت به دیگر الگوریتم‌ها بهتر و مناسب‌تر می‌باشد.

۳-۱- استقلال شبکه

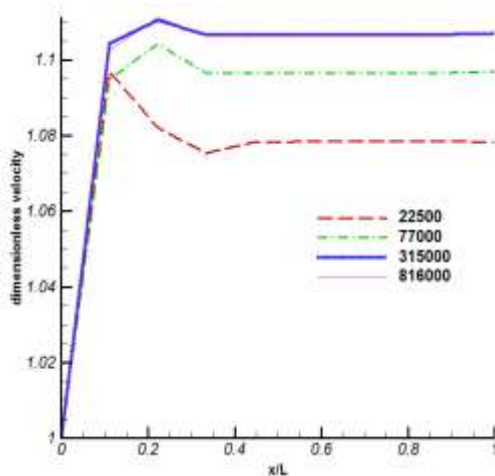
برای حل مسئله موردنظر و حاصل شدن پاسخ‌های صحیح باید اطمینان حاصل کرد که افزایش یا کاهش اندازه

^۱ second-order upwind

^۲ Simple

شکل (۳) مربوط به شبکه‌بندی‌های متفاوت در حالت طول و سرعت بی‌بعد لوله را نشان می‌دهد که برای چهار شبیه‌سازی با شبکه‌بندی‌های متفاوت انجام شده‌است. درصد خطای نمودار سرعت با مش ۲۲۵۰۰ و ۷۷۰۰۰ برابر با ۱/۵۷ درصد می‌باشد، با مش ۳۱۵۰۰۰ و ۷۷۰۰۰ برابر با ۱/۲۳ درصد می‌باشد و با مش ۳۱۵۰۰۰ و ۸۱۶۰۰۰ برابر با ۰/۰۵۶۹ درصد می‌باشد.

با مقایسه درصد خطاهای نمودارهای سرعت و دما و انتخاب بهترین درصد خطا و همانطور که از نمودارها نیز مشخص است، بهترین شبکه‌بندی مربوط به ۳۱۵۰۰۰ مش می‌باشد.



شکل ۳- نمودار سرعت بی‌بعد برحسب طول بی‌بعد لوله برای چهار شبکه‌بندی

۳-۳- بهترین شبکه‌بندی برای محفظه جابه‌جایی کوره و محفظه جابه‌جایی با لوله‌ها اضافه شده
با استفاده از نرم‌افزار Ansys Fluent 16.0 محفظه جابه‌جایی شبیه‌سازی شده‌است. شکل لوله‌ها با استفاده از دواپری هم ردیف ترسیم شده‌است.

همانطور که در شکل (۴) مشخص است هندسه محفظه جابه‌جایی کوره H-151 رسم شده‌است و چیدمان لوله‌ها به صورت مثلثی به خوبی نشان داده شده‌است. همان‌طور که از شکل (۵) مشخص است برای شبکه‌بندی هندسه رسم شده از مش مثلثی استفاده شده‌است. برای شبکه‌بندی اطراف لوله‌ها از مش لایه مرزی استفاده شده‌است. ضخامت اولین لایه برابر با ۰/۰۴۵ متر قرار داده شده‌است و تعداد لایه‌ها در اطراف لوله‌ها برابر با ۲۰ انتخاب شده‌است. تعداد مش حاصل از استقلال شبکه برای محفظه جابه‌جایی برابر با ۶۷۰۲۴ به‌دست‌آمد.

محدوده محاسباتی تأثیری در میزان جواب‌های به‌دست آمده ندارد. بنابراین باید کمترین اندازه محدوده محاسباتی که به‌وسیله آن می‌توان پاسخ‌های درست و صحیحی به‌دست آورد و همچنین شرایط را برای اعمال صحیح شرایط مرزی فراهم کند، محاسبه نمود. به‌همین دلیل شبیه‌سازی مسئله موردنظر برای چند حوزه با شبکه‌بندی‌های متفاوت بررسی می‌شود و نمودار دما و سرعت به‌دست می‌آید. با مقایسه نمودارها با استفاده از معیار $RMSD^1$ بهترین نمودار و در نتیجه بهترین شبکه‌بندی انتخاب می‌شود.

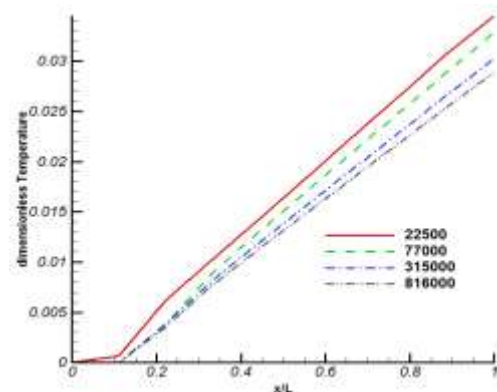
رابطه $RMSD$ به‌صورت رابطه (۲) است:

$$RMSD = \left[\frac{1}{n} \left(\sum_{i=1}^n \frac{a_i - b_i}{a_i} \right)^2 \right]^{0.5} \quad (2)$$

که a_i مقدار مطلق یک پارامتر و b_i مقدار به‌دست‌آمده آن پارامتر می‌باشند.

۳-۲- بهترین شبکه‌بندی برای لوله‌های کوره

جهت به‌دست‌آوردن بهترین شبکه‌بندی برای لوله‌های به‌طول ۲۱ متر، شبیه‌سازی‌های متفاوتی انجام شده‌است. ابتدا شبیه‌سازی با تعداد مش حدود ۲۲۵۰۰ سپس ۷۷۰۰۰، ۳۱۵۰۰۰ و ۸۱۶۰۰۰ انجام شده‌است. شکل (۲) دمای بی‌بعد برحسب طول بی‌بعد لوله برای چهار شبکه‌بندی را نشان می‌دهد که برای چهار شبیه‌سازی با شبکه‌بندی‌های متفاوت انجام شده‌است. درصد خطای نمودار دما با مش ۲۲۵۰۰ و ۷۷۰۰۰ برابر با ۰/۰۳۹۹ درصد می‌باشد، با مش ۳۱۵۰۰۰ و ۷۷۰۰۰ برابر با ۰/۰۳۴۸ درصد می‌باشد و با مش ۳۱۵۰۰۰ و ۸۱۶۰۰۰ برابر با ۰/۰۲۱ درصد می‌باشد.



شکل ۲- نمودار دمای بی‌بعد برحسب طول بی‌بعد لوله برای چهار شبکه‌بندی

¹ Root Mean Square Deviation

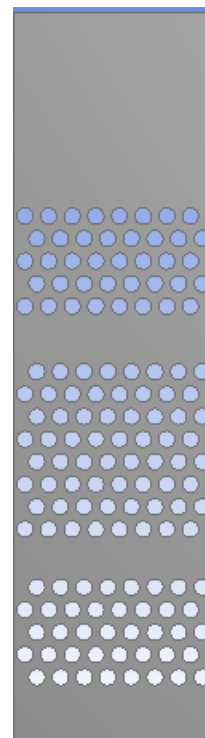


شکل ۶- نمایی از هندسه شبکه‌بندی شده محفظه جابجایی همراه با لوله‌های اضافه‌شده

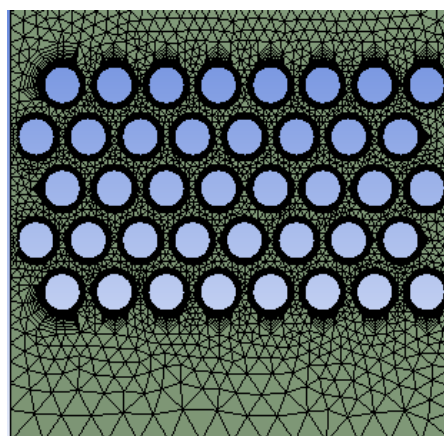
شکل (۷) نمودار استقلال از شبکه سرعت بی‌بعد در محفظه جابجایی بر حسب طول بی‌بعد را نشان می‌دهد. در شکل (۳-الف) نمودارهای رسم شده، سرعت در خط طولی وسط محفظه جابجایی را نشان می‌دهند. درصد خطای نمودارهای سرعت با مش 0.09 تا 0.3 و 0.45 تا 0.15 برابر با $1/108$ درصد است و درصد خطای نمودارهای سرعت با مش 0.45 تا 0.15 و 0.24 تا 0.35 برابر با 0.254 درصد است.

مکان‌هایی که سرعت سیال به صفر می‌رسد در پشت لوله‌ها قرار دارد. در این نمودارها سرعت در دو مختصات به صفر می‌رسد. به دلیل اینکه سیال از بین لوله‌ها عبور می‌کند سرعت سیال دائم در حال تغییر است.

در شکل (۸) نمودار استقلال از شبکه دمای بی‌بعد در محفظه جابجایی بر حسب ارتفاع بی‌بعد را نشان می‌دهد. درصد خطای نمودارهای دما با مش 0.09 تا 0.3 و 0.45 تا 0.15 برابر با $1/0.45$ است و درصد خطای نمودارهای دما با مش 0.45 تا 0.15 و 0.24 تا 0.35 برابر با 0.712 درصد است. با مقایسه درصد خطاهای نمودارهای سرعت و دما و انتخاب بهترین درصد خطا، بهترین شبکه‌بندی انتخاب می‌شود. همان‌طور که از نمودارها نیز مشخص است بهترین شبکه‌بندی برای حداقل اندازه مش به میزان 0.45 تا حداکثر 0.15 است.



شکل ۴- نمایی از هندسه رسم شده محفظه جابجایی کوره در نرم افزار

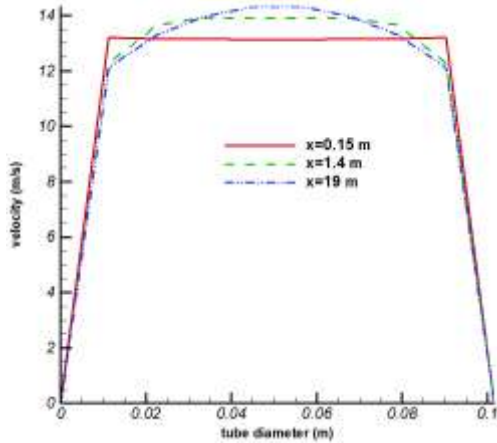


شکل ۵- نمایی از هندسه رسم شده محفظه جابجایی کوره در نرم افزار

در شبیه‌سازی محفظه جابجایی با لوله‌ها اضافه شده، تعداد ۴۰ لوله با همان ترتیب در بالای لوله‌های محفظه جابجایی قرار می‌گیرد. شکل (۶) نمایی از هندسه شبکه‌بندی شده محفظه جابجایی همراه با لوله‌های اضافه‌شده را نشان می‌دهد.

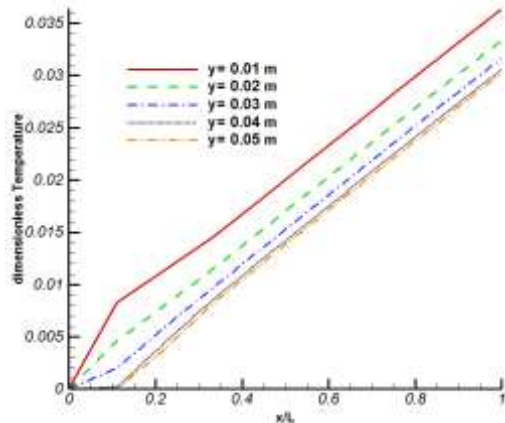
نمودارهای مربوط به استقلال از شبکه محفظه جابجایی به صورت زیر هستند. تعداد مش‌های مربوط به شبیه‌سازی $0.09-0.3$ برابر با 66973 ، شبیه‌سازی $0.15-0.45$ برابر با 67024 و شبیه‌سازی $0.24-0.35$ برابر با 69818 می‌باشد.

سرعت در مرکز لوله به حداکثر میزان خود می‌رسد، با نزدیک شدن به دیواره لوله کاهش پیدا می‌کند و در نزدیک دیواره به صفر می‌رسد. بازه ۰ تا ۰/۱۱۴ فاصله دیواره‌های لوله می‌باشد.



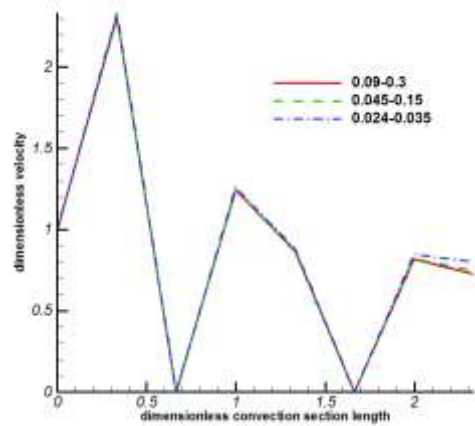
شکل ۹- نمودار سرعت بر حسب قطر لوله در x های متفاوت

شکل (۱۰) تغییرات دما در طول و دمای بی‌بعد در ارتفاع‌های ۰/۰۱، ۰/۰۲، ۰/۰۳، ۰/۰۴ و ۰/۰۵ از دیواره لوله را نشان می‌دهد. همان‌طور که از نمودارها نیز مشخص است، با نزدیک شدن به دیواره لوله دما افزایش پیدا می‌کند. در فاصله ۲ تا ۳ متر یک شکست در نمودارهای دما وجود دارد این شکست به دلیل عبور از ناحیه آشفته به توسعه یافته است.

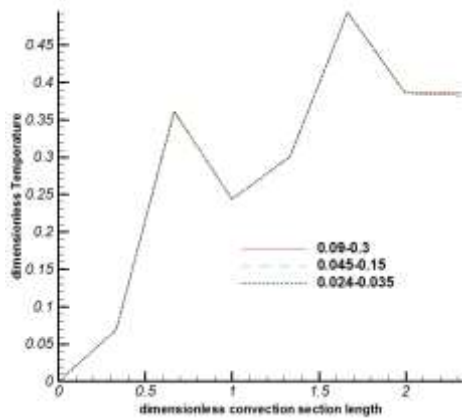


شکل ۱۰- نمودار دمای بی‌بعد بر حسب طول بی‌بعد لوله در y های متفاوت

شکل (۱۱) تغییرات سرعت در طول و سرعت بی‌بعد را در ارتفاع‌های ۰/۰۱، ۰/۰۲، ۰/۰۳، ۰/۰۴ و ۰/۰۵ از دیواره لوله را نشان می‌دهد. همان‌طور که از نمودارها نیز مشخص است، با نزدیک شدن به دیواره لوله سرعت کاهش پیدا می‌کند و سرعت در مرکز لوله به حداکثر خود می‌رسد. در



شکل ۷- نمودار استقلال از شبکه سرعت بی‌بعد در محفظه جابه‌جایی بر حسب طول بی‌بعد



شکل ۸- نمودار استقلال از شبکه دمای بی‌بعد در محفظه جابه‌جایی بر حسب ارتفاع بی‌بعد محفظه

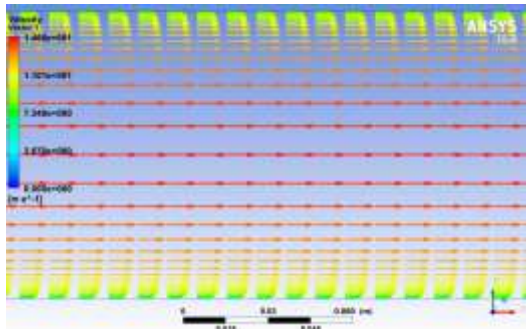
۴- نتایج حاصل از شبیه‌سازی لوله، محفظه جابه‌جایی و محفظه جابه‌جایی همراه با لوله‌های اضافه‌شده

۴-۱- نتایج حاصل از شبیه‌سازی لوله

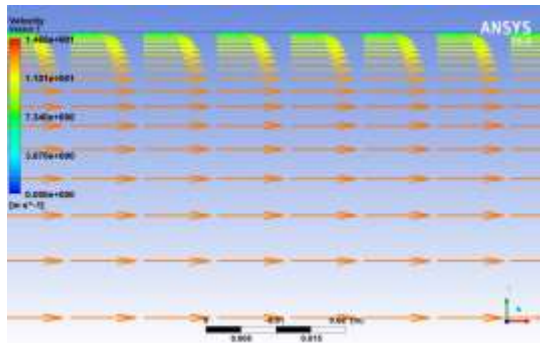
۴-۱-۱- نمودارهای دما و سرعت به دست آمده برای جریان داخل لوله

نفت موجود در لوله‌های کوره H-151 پالایشگاه اصفهان، چگالی برابر با 865 kg/m^3 دارد. کوره H-151 دارای ۱۴۴ لوله در محفظه جابه‌جایی با جنس فولاد آلیاژی می‌باشد. جریان نفت با شدت جریان $91/05 \text{ kg/s}$ و دمای $609/25 \text{ K}$ وارد لوله‌های کوره می‌شود.

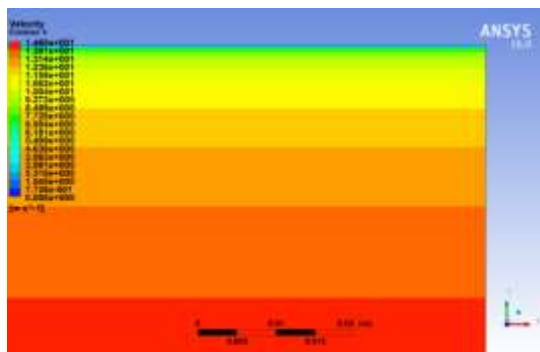
شکل (۹) تغییرات سرعت در عرض لوله در طول‌های متفاوت را نشان می‌دهد. همان‌طور که از نمودارها نیز مشخص است در ابتدای لوله جریان به صورت درهم است و هرچه جریان به انتهای لوله می‌رسد، توسعه یافته می‌شود.



شکل ۱۳- نمایی از بردارهای سرعت در انتهای لوله



شکل ۱۴- نمایی از بردارهای سرعت نزدیک دیواره لوله

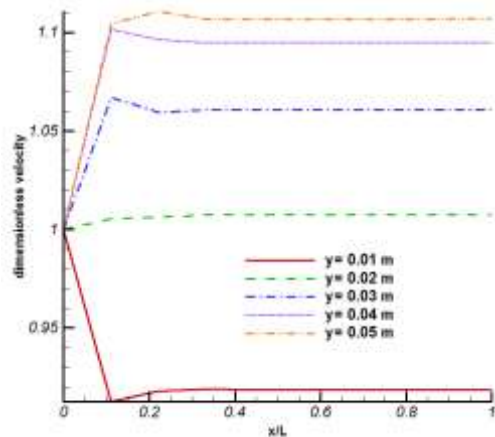


شکل ۱۵- نمایی از کانتور سرعت نزدیک دیواره لوله

شکل (۱۶) و (۱۷) کانتورهای سرعت در ابتدای و انتهای لوله را نشان می‌دهند. در شکل (۱۶) کانتورهای سرعت در طول ناحیه درهم و توسعه یافته کاملاً مشخص هستند. با نزدیک شدن به دیواره لوله سرعت کاهش پیدا می‌کند و جریان توسعه یافته در طول لوله از طول ۱/۴ متر آغاز می‌شود. در شکل (۱۷) جریان توسعه یافته در انتهای لوله کاملاً مشخص است. کانتورها با سرعت‌های مشخص در کلیه نقاط جریان به خوبی نشان داده شده‌اند.

۴-۲- نتایج حاصل از شبیه‌سازی محفظه جابه‌جایی کوره H-151

گاز دودکش ورودی به محفظه جابه‌جایی شدت جریانی برابر با ۲/۳۲ kg/s و دمای ۱۰۳۷/۰۵ K دارد.

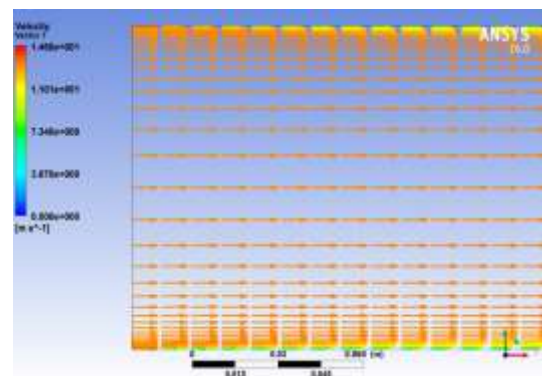


شکل ۱۱- نمودار سرعت بی بعد بر حسب طول بی بعد لوله در y های متفاوت

ابتدای لوله جریان درهم و با عبور جریان در طول لوله جریان توسعه یافته می‌شود که نمودارها به صورت خط راست با نوسان کم نشان داده شده‌است.

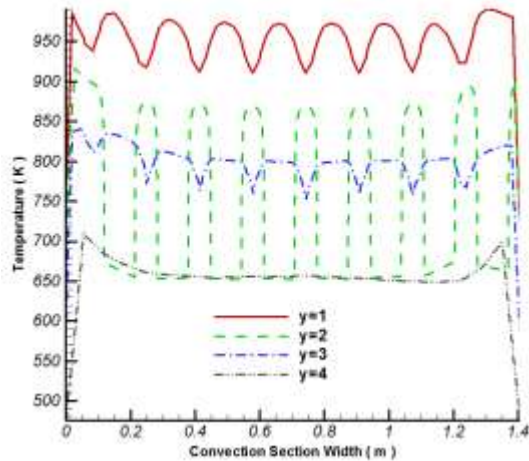
شکل‌های (۱۲) و (۱۳) بردارهای سرعت در ابتدا و انتهای لوله را نشان می‌دهند.

همان‌طور که از شکل (۱۲) نیز مشخص است، جریان در ابتدای لوله به صورت درهم می‌باشد. با نزدیک شدن به دیواره لوله سرعت کاهش پیدا می‌کند. همان‌طور که از شکل (۱۳) نیز مشخص است جریان در طول لوله در حالت توسعه یافته‌ای قرار می‌گیرد و سرعت در مرکز لوله به حداکثر میزان خود می‌رسد.



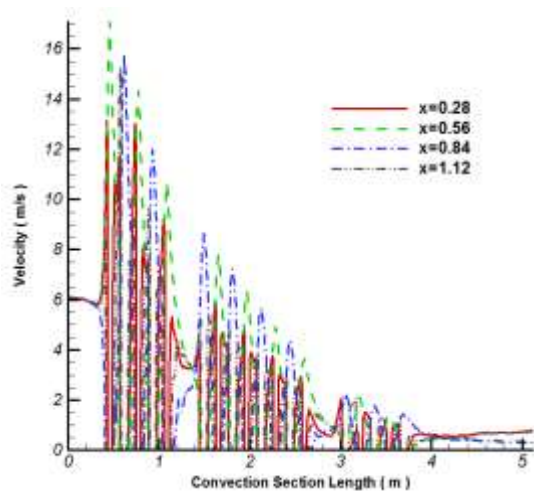
شکل ۱۲- نمایی از بردارهای سرعت در ابتدای لوله

شکل‌های (۱۴) و (۱۵) بردارهای سرعت و کانتور سرعت نزدیک دیواره لوله را نشان می‌دهند. با توجه به شکل (۱۴) مشخص می‌شود که سرعت در نزدیک دیواره صفر و با فاصله گرفتن از آن افزایش پیدا می‌کند. همان‌طور که از شکل (۱۵) نیز مشخص است، سرعت در نزدیک دیواره به صفر می‌رسد و در مرکز لوله به حداکثر میزان خود می‌رسد.



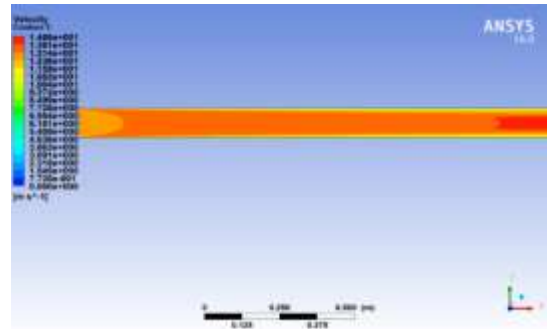
شکل ۱۹- نمودار دما در طول بخش عرضی محفظه جابه‌جایی در y های متفاوت

شکل (۱۹) دما در عرض محفظه جابه‌جایی، در ارتفاع‌های متفاوت ۱، ۲، ۳ و ۴ متر از ابتدای محفظه جابه‌جایی را به طور میانگین نشان می‌دهد. همان‌طور که از نمودارهای دما نیز مشخص است، دما در طول محفظه جابه‌جایی با بالا رفتن از بین لوله‌ها کاهش پیدا می‌کند. با نزدیک شدن به دیواره محفظه جابه‌جایی دمای گاز دودکش کاهش پیدا می‌کند. نوسان دما به دلیل وجود لوله‌ها است.

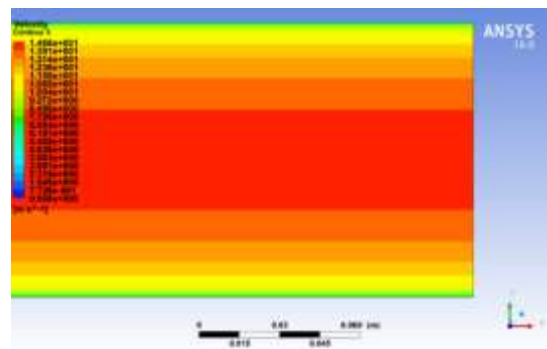


شکل ۲۰- نمودار سرعت در طول محفظه جابه‌جایی در x های متفاوت

شکل (۲۰) سرعت در ارتفاع محفظه جابه‌جایی، در x های مختلف را نشان می‌دهد. نمودارها عبور جریان از بین لوله‌ها افزایش و کاهش سرعت در مکان‌های مختلف را نشان می‌دهد. نوسان سرعت در بین شبکه لوله‌ها نسبت به زمانی که جریان از بین لوله‌ها عبور می‌کند کم‌تر است. سرعت‌های بیشینه و کمینه در اطراف لوله‌ها به خوبی در نمودارها نشان داده شده‌اند.



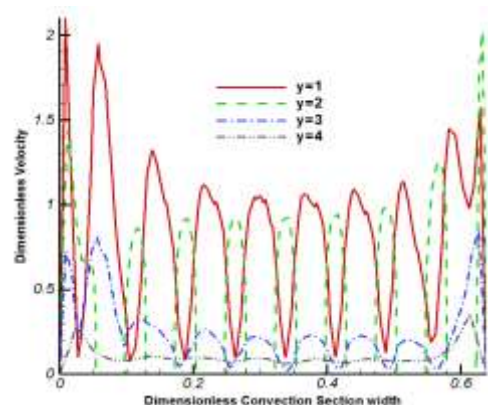
شکل ۱۶- نمایی از کانطور سرعت در ابتدای لوله



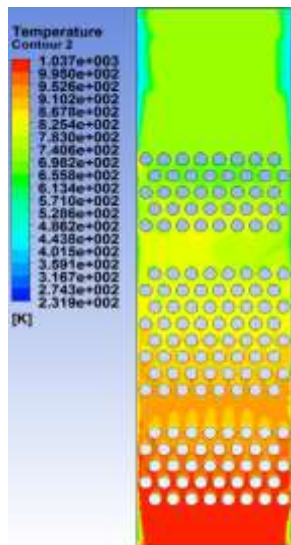
شکل ۱۷- نمایی از کانطور سرعت در انتهای لوله

۴-۲-۱- نمودارهای دما و سرعت

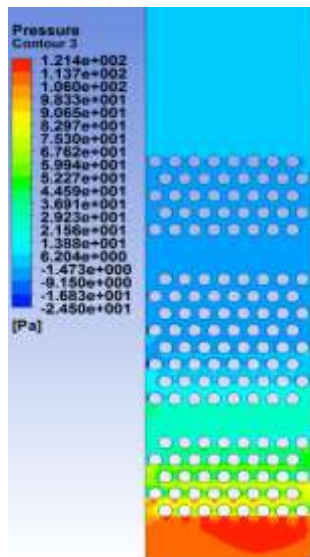
شکل (۱۸) نمودار سرعت بی‌بعد در طول بخش عرضی بی‌بعد محفظه جابه‌جایی در y های متفاوت را نشان می‌دهد. به‌طور میانگین سرعت در حین عبور از محفظه جابه‌جایی کاهش پیدا می‌کند. نوسان سرعت در نمودارها به دلیل عبور جریان از بین لوله‌ها است. همان‌طور که از نمودارها نیز مشخص است سرعت در دیواره محفظه جابه‌جایی به صفر می‌رسد. با افزایش ارتفاع سرعت گاز دودکش کاهش پیدا می‌کند و بانزدیک شدن به دیواره محفظه جابه‌جایی به دلیل شرط عدم لغزش سرعت تقریباً به صفر می‌رسد.



شکل ۱۸- نمودار سرعت بی‌بعد در طول بخش عرضی بی‌بعد محفظه جابه‌جایی در y های متفاوت



شکل ۲۳- نمایی از کانتور دما در محفظه جابجایی

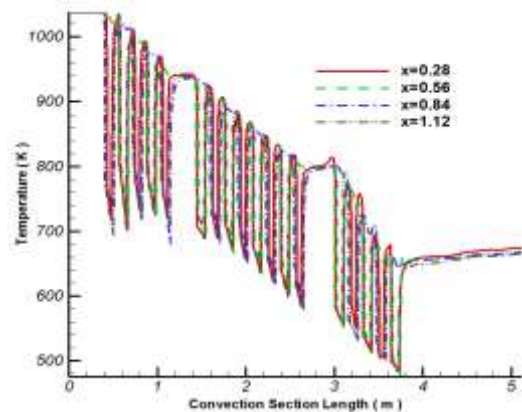


شکل ۲۴- نمایی از کانتور فشار در محفظه جابجایی

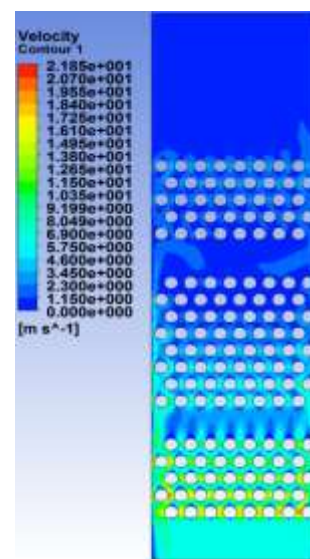
در شکل (۲۳) همان‌طور که مشخص است، دما در ابتدای محفظه جابجایی حداکثر میزان خود است و با عبور از بین لوله‌ها کاهش پیدا می‌کند. سیر کاهش دما در بین لوله‌ها و در انتهای محفظه جابجایی به خوبی در شکل نشان داده شده است. شکل (۲۴) نمایی از کانتور فشار در محفظه جابجایی را نشان می‌دهد. همان‌طور که از شکل نیز مشخص است فشار در طول محفظه کاهش پیدا می‌کند.

۳-۲-۴- بردارهای جریان

شکل (۲۵) بردارهای جریان هنگام عبور از بین لوله‌ها را به خوبی نشان می‌دهد. همان‌طور که در شکل (۲۵) نیز مشخص است، بردارهای جریان در فواصل دورتر از دیواره لوله‌ها در مسیر جریان قرار دارند و هرچه به دیواره لوله نزدیک‌تر می‌شوند، جریان برگشتی اتفاق می‌افتد. به طوری



شکل ۲۱- نمودار دما در طول محفظه جابجایی در xهای متفاوت

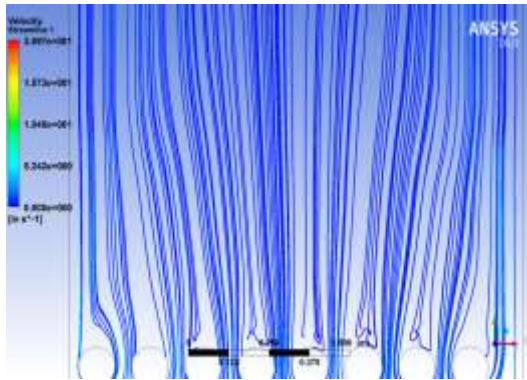


شکل ۲۲- نمایی از کانتور سرعت در محفظه جابجایی

شکل (۲۱) دما در ارتفاع محفظه جابجایی، در xهای مختلف را نشان می‌دهد. همان‌طور که از نمودارها نیز مشخص است، دما در بین لوله‌ها دارای نوسان است و در بین شبکه لوله‌ها نوسان کم‌تری دارد. کاهش دما در عبور از ارتفاع محفظه جابجایی به طور واضح در شکل نشان داده شده است و در انتها به یک مقدار ثابت می‌رسد.

۴-۲-۲- کانتورهای دما، سرعت و فشار محفظه جابه-جایی کوره H-151

شکل (۲۲) کانتور سرعت در محفظه جابجایی را نشان می‌دهد. همان‌طور که در شکل کانتورهای سرعت نیز مشخص است، سرعت در ورودی محفظه جابجایی هنگامی که به لوله‌های ردیف اول برخورد می‌کند، در جلو و پشت لوله‌ها صفر است و در بین لوله‌ها به حداکثر میزان خود می‌رسد و این روند تا زمانی که جریان از بین لوله‌ها عبور می‌کند برقرار است.



شکل ۲۸- نمایی از خطوط جریان در انتهای محفظه جابه‌جایی

۴-۲-۴- نتایج حاصل از شبیه‌سازی محفظه جابه‌جایی کوره با لوله‌های اضافه‌شده

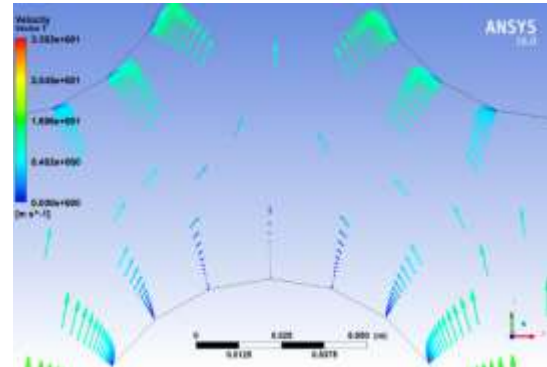
کانتورهای دما، سرعت و فشار در محفظه جابه‌جایی به صورت شکل‌های (۲۹)، (۳۰) و (۳۱) آورده شده‌است. در شکل (۲۹) کانتورهای دما همان‌طور که از شکل نیز مشخص است، دما در ابتدای محفظه جابه‌جایی حداکثر میزان خود است و با عبور از بین لوله‌ها کاهش پیدا می‌کند. سیر کاهش دما در بین لوله‌ها و در انتهای محفظه جابه‌جایی به خوبی در شکل نشان داده شده‌است. با مقایسه دمای خروجی از محفظه جابه‌جایی کوره H-151 و محفظه جابه‌جایی کوره H-151 با لوله‌های اضافه شده، این نتیجه به دست می‌آید که با قرار دادن ۴۰ لوله در بالای شبکه‌بندی لوله‌ها دمای خروجی از محفظه جابه‌جایی کاهش پیدا می‌کند.

همان‌طور که در شکل (۳۰) کانتورهای سرعت نیز مشخص است، سرعت در ورودی محفظه جابه‌جایی هنگامی که به لوله‌های ردیف اول برخورد می‌کند در جلو و پشت لوله‌ها صفر است و در بین لوله‌ها به حداکثر میزان خود می‌رسد. و این روند تا زمانی که جریان از بین لوله‌ها عبور می‌کند برقرار است. با افزایش ارتفاع محفظه جابه‌جایی سرعت جریان کاهش پیدا می‌کند. شکل (۳۱) نمایی از کانتور فشار در محفظه جابه‌جایی با لوله‌های اضافه شده را نشان می‌دهد. همان‌طور که از شکل نیز مشخص است افت فشار درون محفظه به خوبی نشان داده شده‌است.

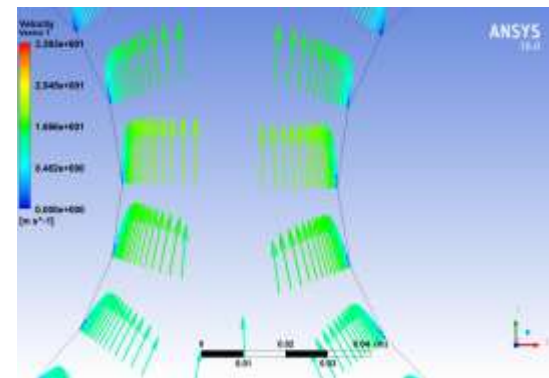
خطوط جریان داخل محفظه جابه‌جایی در ابتدا و بین و محفظه جابه‌جایی با لوله‌های اضافه شده به صورت شکل‌های (۳۲) و (۳۳) به دست آمدند.

شکل (۳۴) سرعت جریان در عرض محفظه جابه‌جایی در ارتفاع‌های مختلف ۱، ۲، ۳، ۴ و ۵ متر را نشان می‌دهد.

که با نزدیک شدن به بالا دیواره لوله بردارهای جریان برگشتی بیشتر می‌شوند. شکل (۲۶) جریان بین دو لوله را نشان می‌دهد. همان‌طور که در شکل نیز مشخص است، مش لایه مرزی به خوبی بردارهای جریان کنار دیواره لوله‌ها را نشان می‌دهد.

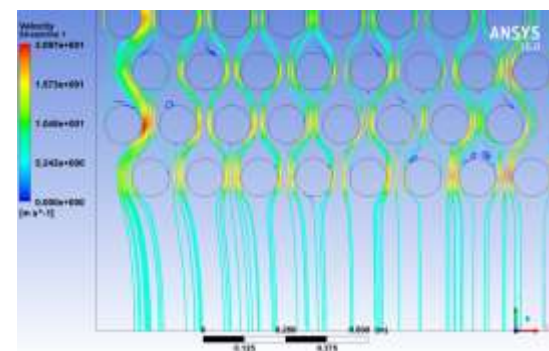


شکل ۲۵- نمایی از بردارهای جریان گاز دودکش بین لوله‌ها

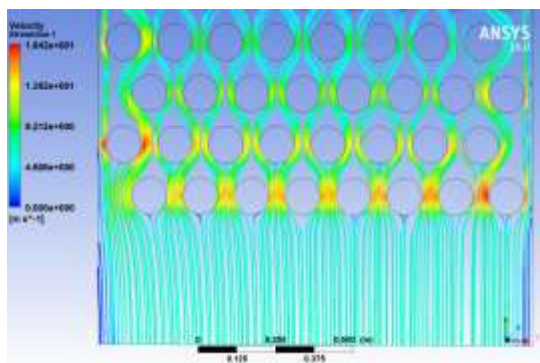


شکل ۲۶- نمایی از بردارهای جریان بین دو لوله

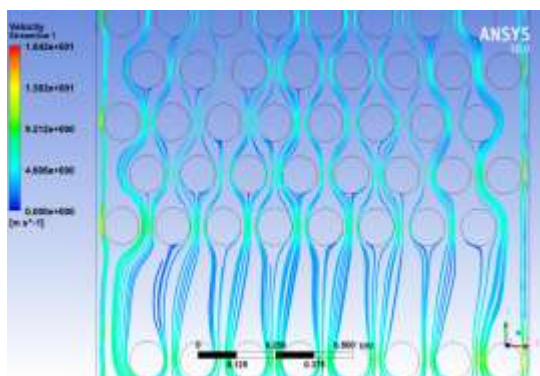
شکل (۲۷) نمایی از خطوط جریان در ابتدای محفظه جابه‌جایی را نشان می‌دهد. شکل (۲۷) خطوط به خوبی عبور جریان از بین لوله‌ها را نشان می‌دهد. جریان برگشتی در بالای لوله‌ها نیز کاملاً مشخص است. شکل (۲۸) فضای خالی بالای محفظه جابه‌جایی را نشان می‌دهد. در نبود لوله جریان به صورت خطوط مستقیم نشان داده شده است.



شکل ۲۷- نمایی از خطوط جریان در ابتدای محفظه جابه‌جایی

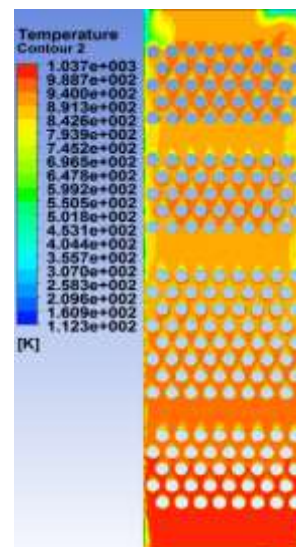


شکل ۳۲- نمایی از خطوط جریان در ابتدای محفظه جابه‌جایی همراه با لوله‌های اضافه‌شده

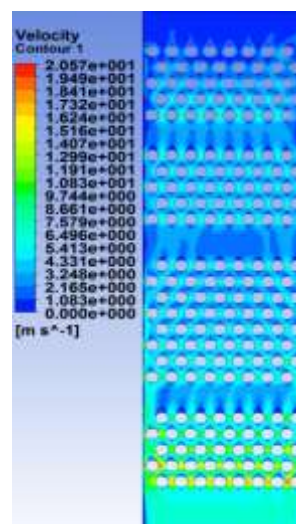


شکل ۳۳- نمایی از خطوط جریان در بین محفظه جابه‌جایی همراه با لوله‌های اضافه‌شده

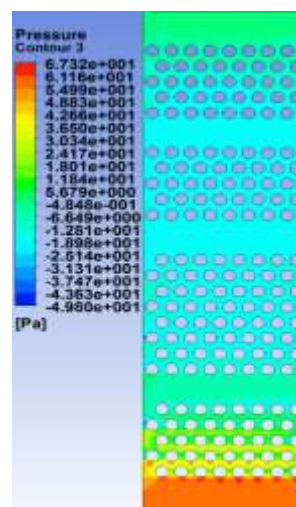
همان‌طور که از نمودارها نیز مشخص است، با افزایش ارتفاع سرعت به‌طور میانگین کاهش پیدا می‌کند. سرعت در نزدیک دیواره محفظه جابه‌جایی به صفر می‌رسد. نوسان سرعت به‌دلیل عبور جریان از بین لوله‌ها است. شکل (۳۵) سرعت جریان عبوری از محفظه جابه‌جایی در Xهای مختلف در طول محفظه جابه‌جایی را نشان می‌دهد. نمودارها نوسان سرعت جریان عبوری از بین لوله‌ها را به‌خوبی نشان می‌دهند. در فضای باز بین مجموعه لوله‌ها نوسان سرعت کم‌تر است. شکل (۳۶) دمای جریان عبوری از محفظه جابه‌جایی در Xهای مختلف در ارتفاع محفظه جابه‌جایی را نشان می‌دهد. همان‌طور که از نمودارها نیز مشخص است، دما در بین لوله‌ها دارای نوسان است و در بین شبکه لوله‌ها نوسان کم‌تری دارد. کاهش دما در عبور از ارتفاع محفظه جابه‌جایی به‌طور واضح در شکل نشان داده شده است و در انتها به یک مقدار ثابت می‌رسد. با مقایسه این نمودارها با نمودارهای محفظه جابه‌جایی کوره مشخص می‌شود که با اضافه کردن ۴۰ لوله دیگر در بالای مجموعه لوله‌ها دمای خروجی از محفظه جابه‌جایی کاهش پیدا می‌کند.



شکل ۲۹- نمایی از کانتور دما در محفظه جابه‌جایی همراه با لوله‌های اضافه‌شده



شکل ۳۰- نمایی از کانتور سرعت در محفظه جابه‌جایی همراه با لوله‌های اضافه‌شده



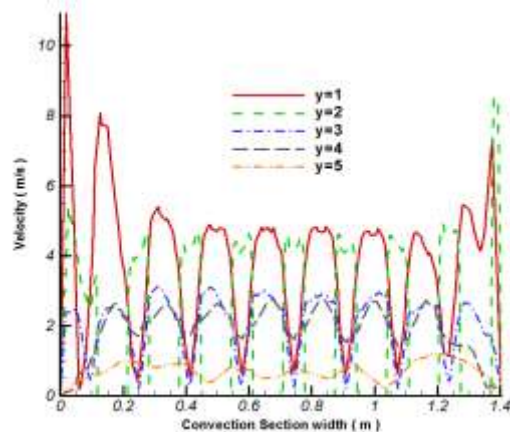
شکل ۳۱- نمایی از کانتور فشار در محفظه جابه‌جایی با لوله‌های اضافه‌شده

جریان‌های موجود در تجهیزات صنعتی را به‌خوبی بررسی کرد، مشکلات و ایرادهای موجود در صنعت را پیدا کرد و آن‌ها را برطرف کرد. دما و سرعت از پارامترهای مهم در بررسی جریان‌های سیالات فرآیندی می‌باشد. افزایش و کاهش هر یک از این پارامترها بازده فرآیند را تحت تأثیر قرار می‌دهد. به‌کمک شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی می‌توان دما، سرعت و دیگر پارامترهای مهم فرآیند را در تمام نقاط به‌دست آورد. دقت زیاد در شبیه‌سازی‌ها، تحلیل جریان در کوره‌های صنعتی را بسیار آسان کرده است. در این پژوهش نتایج زیر به‌دست آمد:

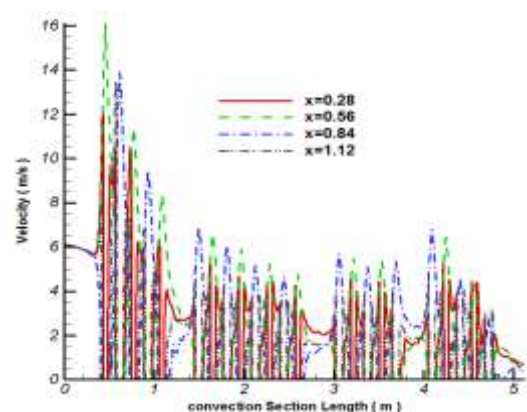
- افزایش دمای جریان سیال نفتی درون لوله از ۶۰۹/۲۵ تا ۷۱۲/۵۰ درجه کلوین، به‌وسیله تبادل حرارت از طریق دیواره لوله
- درهم بودن جریان در ابتدای لوله با عدد رینولدز برابر با ۱۵۶۰۰۰
- جریان توسعه یافته درون لوله در فاصله ۱/۴ متر اتفاق می‌افتد
- تغییر دمای سطوح لوله‌ها در یک بازه دمایی برابر با ۶۰ درجه
- به‌وجود آمدن اغتشاشات درون محفظه جابه‌جایی به‌وسیله جریان‌های برگشتی در اطراف لوله‌ها
- کاهش سرعت متوسط جریان گاز دودکش به‌دلیل تراکم‌ناپذیر بودن گاز دودکش و افزایش تعداد لوله‌ها، از سرعت ۶/۸۶ m/s تا ۰/۸۵ m/s در محفظه جابه‌جایی با ۱۴۴ لوله و کاهش سرعت از ۶/۸۶ m/s تا ۰/۲ m/s در محفظه جابه‌جایی با ۱۸۴ لوله
- کاهش دمای متوسط جریان گاز دودکش از ۱۰۳۷/۰۵ تا ۷۲۲ درجه کلوین در محفظه جابه‌جایی با ۱۴۴ لوله و کاهش دما از ۱۰۳۷/۰۵ تا ۶۸۸ درجه کلوین در محفظه جابه‌جایی با ۱۸۴ لوله

فهرست علائم

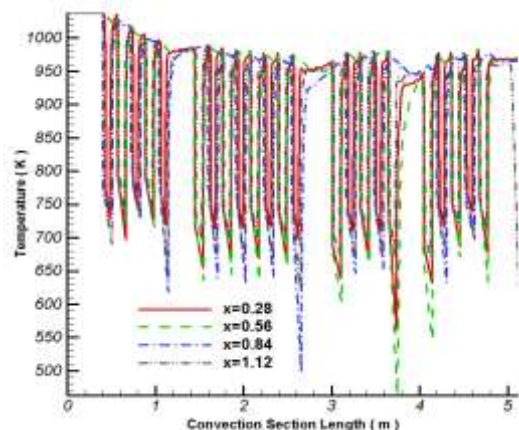
علامت	نشانه
CFD	دینامیک سیالات محاسباتی
c_p	ظرفیت گرمایی ویژه، $J/kg.K$
C_D	ضریب کشش
D_h	قطر هیدرولیکی
d	قطر لوله، m
f	ضریب اصطکاک
F_D	نیروی کشش، N



شکل ۳۴- نمودار سرعت در بخش عرضی محفظه جابه‌جایی همراه با لوله‌های اضافه شده



شکل ۳۵- نمودار سرعت در طول محفظه جابه‌جایی همراه با لوله‌های اضافه در x های مختلف



شکل ۳۶- نمودار دما در طول محفظه جابه‌جایی همراه با لوله‌های اضافه شده در x های مختلف

۵- نتیجه‌گیری

کوره‌ها از جمله تجهیزات مهم پالایشگاهی هستند که وظیفه گرم کردن جریان‌های فرآیند را برعهده داشته و کارکرد صحیح کوره‌ها نقش اساسی در عملکرد بهینه واحد دارد. به کمک تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی می‌توان

عدد رینولدز	Re	ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی، $W/m^2.K$	h
دمای، K	T	انرژی سینتیک آشفستگی	k
دمای بی‌بعد	T^*	ضریب هدایت حرارتی $W/m.K$	k
سرعت m/s	u	دبی جرمی سیال، kg/s	\dot{m}
سرعت بی‌بعد	u^*	عدد ناسلت	Nu
		فشار، N/m^2	P
		فشار بی‌بعد	p^*
		عدد پرانتل	Pr
		عدد پکلت	Pe
		میزان انتقال حرارت، W	Q

تقدیر و تشکر

از پشتیبانی فنی پالایشگاه اصفهان در طول انجام این پژوهش قدردانی و سپاسگزاری می‌گردد.

مراجع

- [1] P. Mullinger, B. Jenkins, "Industrial and process furnaces principles", design and operation, First edition, Elsevier, 2008.
- [۲] نکیسای یعقوبی، سیاوش سیدنژادیان و رامین مغرضی، «سینتیک و پدیده‌های انتقال و جفت شدن اکسایشی متان: مدل‌سازی CFD در مقیاس دانه‌ای»، مجله مدل‌سازی در مهندسی، دوره ۱۲، شماره ۳۹، زمستان ۱۳۹۳، صفحه ۱۲۳-۱۴۱.
- [۳] سید حسین حسینی و اشکان محصلی، «مطالعه انتقال حرارت از دیواره بستر حبایی گاز-جامد به ذرات جامد درون آن به کمک دینامیک سیالات محاسباتی»، مجله مدل‌سازی در مهندسی، دوره ۱۴، شماره ۴۶، پاییز ۱۳۹۵، صفحه ۱۲۳-۱۳۶.
- [۴] رحمان زینالی، کامران قاسم زاده و علیرضا بهروز سرند، «مدلسازی عملکرد غشای نانوساختار گرافنی جهت جداسازی هیدروژن به کمک روش دینامیک سیالات محاسباتی»، دوره ۱۶، شماره ۵۵، زمستان ۱۳۹۷، صفحه ۷۷-۸۶.
- [5] T. Taha, and Z. F. Cui, "CFD modelling of slug flow in vertical tubes", Chemical Engineering Science, Vol. 61, 2006, pp. 676-687.
- [6] C. M. Schietekat, M. M. Van Geothem, K. M. Van Geem, and G.B. Marin, "Swirl flow tube reactor technology: An experimental and computational fluid dynamics study", Chemical Engineering Journal, Vol. 238, 2014, pp. 56-65.
- [7] B. C. Nguyen, Q. V. Pham, M. G. Normah, and J. T. Oh, "Convective heat transfer characteristics of single phase liquid in multiport minichannel tube: Experiment and CFD simulation", Energy Procedia, Vol. 75, 2015, pp. 3180-3185.
- [8] M. Landfahner, R. Prieler, B. Mayr, H. Gerhardter, R. Schongrundner, R. Klarner, and C. Hochenauer, "Development of a numerically efficient CFD model to predict transient temperature distribution of mother tubes moving translative and rotative through a gas fired furnace", Applied Thermal Engineering, Vol. 123, 2017, pp. 290-300.
- [9] Y. L. Han, R. Xiao, and M. Y. Zhang, "Combustion and pyrolysis reactions in a naphtha cracking furnace", Chem. Eng. Technol, Vol. 29, 2006, pp. 112-120.
- [10] R. Vuthaluru, and H. B. Vuthaluru, "Modeling of a wall fired furnace for different operating conditions using FLUENT", Fuel Process, Technol., Vol. 87, 2006, pp. 633-639.
- [11] A. Gomez, N. Fueyo, and L. Ignacio Diez, "Modelling and simulation of fluid flow and heat transfer in the convective zone of a power-generation boiler", Applied Thermal Engineering, Vol. 28, 2008, pp. 532-546.
- [12] E. Keshavarz, D. Toghraie, and M. Haratian, "Modeling industrial scale reaction furnace using computational fluid dynamics: A case study in Ilam gas treating plant", Applied Thermal Engineering, Vol. 123, 2017, pp. 277-289.
- [13] Z. Fang, T. Qiu, and W. Zhou, "coupled simulation zonal firebox model and detailed kinetic reactor model in an industrial ethylene cracking furnace", Chines Journal of Chemical Engineering, Vol. 25, 2017, pp. 1091-1100.

- [14] A. Haghighieh Asl, and M. Sadr Ameli, "Development of thermal models to simulate the radiation section of thermal furnaces", Master Thesis, Tarbiat Modares University, Faculty of Engineering, 1995.
- [15] Z. S. Hosseini, M. Farsi, and M. Rahimpour, "Dynamic modeling and multi-objective optimization of naphtha heat failure furnace for ethylene production considering the inhibitory effect of coke deposition", M.Sc. Thesis, Shiraz University, Faculty of Chemical Engineering, 2016.
- [16] H. Hosseinzadeh, and N. Rezazadeh, "Evaluation of two-equation turbulence models in the discussion of heat transfer in heat treatment furnaces", Cement, 2016, pp. 17-28.
- [17] M. Raouf, M. Farsi, P. Sotoudeh, and M. R. Rahimpour, "Simulation and Optimization of 2,1 Dichloroethane Heat Fracture Furnace", M.Sc. Thesis, Shiraz University, Faculty of Chemical, Oil and Gas Engineering, 2018.
- [18] R. Firoozi, and H. Nazif, "Reducing the heat loss of natural gas dehumidification furnace by combining methods of exergy analysis and computational fluid dynamics (CFD) (Case study: Furnace Unit 104 of Parsian Gas Refining Company)", M.Sc. Thesis, Imam International University Khomeini (RA) Faculty of Engineering, 2019.
- [19] M. Landfahrer, R. Prieler, B. Mayr, H. Gerhardter, R. Schongrundner, R. Klarner, and C. Hochenauer, "Development of a numerically efficient CFD model to predict transient temperature distribution of mother tubes moving translative and rotative through a gas fired furnace", Applied Thermal Engineering, Vol. 123, 2017, pp. 290-300.