

بررسی جریان سیالات درون تبادلهای خط انتقال کوره‌های شکست حرارتی

علیرضا میراولیائی^۱، فرهاد شهرکی^{۱*}، رامین کریمزاده^۲

۱- زاهدان، دانشگاه سیستان و بلوچستان، گروه مهندسی شیمی

۲- تهران، دانشگاه تربیت مدرس، گروه مهندسی شیمی

پایمانگار: fshahraki@hamoon.usb.ac.ir

چکیده

هدف از انجام این تحقیق، مطالعه عددی جریان سیال و توزیع دما در تبادلهای خط انتقال (TLE) کوره‌های شکست حرارتی می باشد. از تبادلهای TLE برای خنک کردن جریان خروجی از راکتورهای شکست حرارتی استفاده می شود. از مزایای استفاده از این گونه تبادلهای در صنایع، می توان به کاهش هزینه های جداسازی، تولید بخار با فشار بالا و بازیافت حرارتی بالا از گازهای حاصل از شکست حرارتی، اشاره کرد. حل عددی انتقال حرارت، جریان سیال و فرایندهای مربوط به آنها وقتی می تواند انجام گیرد، که قوانین حاکم بر این فرایندها به زبان ریاضی و با معادلات دیفرانسیل، بیان شده باشند. جریان های پیچیده را می توان از طریق عددی با روش های دینامیک سیالات محاسباتی و عناصر با حجم محدود و بدون استفاده از تقریب های اضافی مدل کرد. از مزایای استفاده از روش های دینامیک سیالات محاسباتی، می توان به تشخیص (عیب یابی) جریان، ارزیابی سریع فرایند، بهره وری انرژی و کاهش هزینه های طراحی اشاره کرد. برای شبیه سازی جریان سیال و انتقال حرارت درون تبادلهای از نرم افزار فلونت و از مدل آشفتگی $k-\epsilon$ استاندارد برای مدل کردن آشفتگی درون تبادلهای استفاده شده است. با بررسی انواع مدل های آشفتگی مشاهده شد که مدل های آشفتگی بالاتر از مرتبه ۲ برای مدل سازی تبادلهای مناسب نمی باشند. نتایج حاصل از شبیه سازی به صورت کانتورهایی از دما، فشار و سرعت ارائه شده اند که در مقایسه با نتایج تجربی، همخوانی خوبی نشان می دهند.

کلمات کلیدی: تبادلهای خط انتقال، شکست حرارتی، دینامیک سیالات محاسباتی

۱- مقدمه

واکنش های پلیمری به زنجیره های سنگین (از نظر مولکولی) تبدیل می شوند که به علت نشست بر روی جداره تجهیزات فرایند، پدیده تشکیل کک را در این گونه فرایندها ایجاد می کنند. تشکیل کک از میزان محصول اصلی می کاهد، بنابراین برای به دست آوردن بالاترین

فرایند شکست حرارتی در راکتورهایی صورت می گیرد که به صورت لوله ای در کوره های مخصوص، طراحی می شوند. در فرایند شکست حرارتی، اولفین ها که یکی از مواد ناپایدار هستند، تولید، و از طریق

گرفتن معادلات بقای جرم، ممنتوم و انرژی بر اساس تشکیل کک در لوله های راکتور و تبادلگر خط انتقال بدست آوردند [۱۰]. کای و همکارانش در سال ۲۰۰۲ مکانیزم های تشکیل و نشست کک در فرایند شکست حرارتی برای تولید اتیلن را بطور کامل بررسی کردند [۱۱]. در سال ۲۰۰۳ صدر عاملی و همکارانش، مدل ریاضی نشست کک با چگالش فیزیکی هیدروکربونها را در تبادلگر خط انتقال واحد اولفین بررسی کردند [۱۲]. گرین و صدر عاملی در سال ۲۰۰۵ مدلسازی شکست حرارتی نفتا را برای تولید اولفین انجام دادند [۲].

۲- فرایند شکست حرارتی

در واحدهای تولید اتیلن، خوراک واحد، ابتدا با به کارگیری پیش گرمکن ها تا حدود ۶۰۰ درجه سانتیگراد گرم می شود و سپس از بالای کوره شکست حرارتی وارد راکتور می گردد. راکتور در این منطقه در تماس با گازهای خروجی از کوره گرم می شود (انتقال حرارت به صورت جابجایی). همچنین در این قسمت، با توجه به نوع خوراک، بخار آب به جریان هیدروکربن تزریق می شود. این عمل بخاطر رقیق کردن جریان، و همچنین بالا بردن دمای آن صورت می گیرد. سپس جریان، وارد قسمت اصلی راکتور در منطقه آتشدان کوره می شود. در این قسمت، لوله های راکتور در تماس با تابش مشعل های کوره قرار می گیرد و در نتیجه دمای جریان گاز در راکتور به ۸۰۰ تا ۹۰۰ درجه سانتیگراد می رسد (دمای جداره خارجی راکتور به ۱۲۰۰ درجه سانتیگراد می رسد). در همین محدوده، واکنش های اولیه شکست حرارتی اتفاق می افتد و درصد اتیلن تا حدود ۳۵ درصد افزایش می یابد. اگر عمل حرارت دادن ادامه یابد واکنش های اولیه جای خود را به واکنش های ثانویه می دهند. در این مرحله، پلیمر شدن اولفین ها و تشکیل زنجیرهای هیدروکربنی سنگین تشدید می گردد که باعث افزایش ضخامت کک جداره های راکتور می شود و نیاز واحد را به عمل کک زدایی بعد از حدود ۳ تا ۶ ماه (بستگی به نوع خوراک و شرایط عملیاتی) ضروری می سازد. جریان خروجی از راکتور در فاصله زمانی بسیار کوتاهی وارد تبادلگر می شود تا سریعاً خنک شود. در تبادلگر، جریان گاز، ضمن تبادل حرارتی با پوسته، بخار آب با فشار بالا تولید می کند. بخار تولید شده وارد مخزن جمع آوری می شود. در این مخزن یک تعادل ترمودینامیکی بین دو فاز مایع و بخار برقرار

درصد تولید، پیشرفت واکنش بایستی از یک محدوده به بعد قطع شود که این امر با سرد کردن سریع محصولات بعد از گذشتن از منطقه واکنش (راکتور) به درجه حرارت غیر بحرانی که عموماً در حدود ۶۵۰ تا ۷۰۰ درجه سانتیگراد می باشد، میسر می شود. عمل سرد کردن ناگهانی جریان، اصولاً به دو صورت مستقیم، با تزریق آب یا روغن و یا به صورت غیر مستقیم، استفاده از تبادلگرهای خط انتقال^۱ (TLE)، صورت می گیرد. روش سرد کردن مستقیم باعث رقیق شدن جریان محصول و در نتیجه افزایش هزینه های جداسازی می شود که اتلاف حرارتی قابل توجهی را به دنبال دارد. در مقابل، روش خنک کردن غیر مستقیم علاوه بر کاهش هزینه جداسازی، تولید بخار با فشار بالا را به همراه دارد.

گازهای ناشی از شکست حرارتی، بایستی سریعاً تا دماهای بین ۵۵۰ تا ۶۵۰ درجه سانتیگراد خنک شوند و این اولین مرحله از خنک کردن ناگهانی جریان گاز را تشکیل می دهد. استفاده از تبادلگرهای TLE، علاوه بر خنک کردن سریع جریان گازهای خروجی از راکتور، بازیافت انرژی به صورت تولید بخار با فشار بالا را نیز به همراه دارد [۱ و ۲].

هوتل و ساروفیم در سال ۱۹۶۷ و پارامسواران و همکارانش در سال ۱۹۸۸ آتشدان کوره شکست حرارتی را شبیه سازی نمودند [۳ و ۴]. کومر و همکارانش در سال ۱۹۸۵، زو و همکارانش در سال ۱۹۹۳ و کوزانی و همکارانش در سال ۱۹۹۶ بازدهی تولید در واکنشهای شکست حرارتی هیدروکربونها و مدل های سینتیکی را برای فرایندهای با خوراکیهای مختلف بررسی نمودند [۵ و ۶]. در سال ۱۹۹۷، صدر عاملی، یک مدل ریاضی را برای شبیه سازی شکست حرارتی نفتا با استفاده از تکنیک چند منطقه ای و فرض انتقال حرارت به روش هدایت یک بعدی در دیوار راکتور توسعه داد [۷]. همچنین صدر عاملی و همکارانش در سال ۲۰۰۰ یک مدل ریاضی برای تشکیل کک درون راکتور به منظور شبیه سازی شکست حرارتی نفتا ارائه کردند [۸]. مکانیزم واکنش رادیکالی شکست حرارتی نرمال پارافین و شاخه های آن، نفتا و هیدروکربنهای آروماتیکی، توسط راتز و همکارانش در سال ۲۰۰۱، بوناسر و همکارانش در سال ۲۰۰۲، بلوهاو و همکارانش در سال ۲۰۰۱، جو و همکارانش در سال ۲۰۰۱، بهار و همکارانش در سال ۲۰۰۲، گراناتا و همکارانش در سال ۲۰۰۳، بررسی شده است [۹]. ادوین و همکارانش در سال ۲۰۰۱، مدت بهینه برای تولید را با در نظر

2. Steam Drum

1. Transfer Line Exchanger

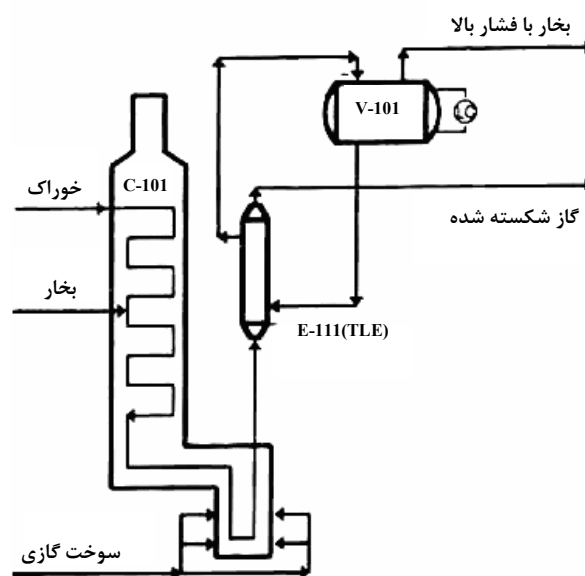
۳- عوامل مؤثر در طراحی تبادلاترهای TLE

دمای جریان گاز خروجی و فشار بخار آب تولید شده از عوامل مهمی هستند که در طراحی و کارایی تبادلاترهای TLE تأثیر به‌سزایی دارند. طراحی دمای خروجی گاز و شرایط بخار آب به دست آمده در قسمت پوسته تبادلاتر در مواردی که خوراک ورودی به واحد، مایع باشد، به شرح جدول (۱) است.

با توجه به جدول (۱) با سنگین شدن نوع خوراک، دمای عملیاتی افزایش می‌یابد و در مقابل می‌توان بخار آب با فشار بالاتر، تهیه کرد. اگر چه از نظر هزینه تعمیرات و نگهداری، عملیات در فشارهای پایین توصیه می‌شود، اما از نظر اقتصادی تولید بخار با فشار بالا همیشه مطرح بوده است.

همان‌طور که گفته شد، دمای جریان گاز حاصل از شکست حرارتی بایستی در کمترین زمان ممکن کاهش یابد. برای رسیدن به این هدف، نرخ جرمی جریان گاز تا حد امکان بالا در نظر گرفته می‌شود. همچنین با توجه به شکل (۲) که تغییرات دمای جریان گاز و شار حرارتی در طول تبادلاتر را (در حالت کلی) نشان می‌دهد، به علت بالا بودن تبادل حرارتی (در شار حرارتی بیش از 930000 W/m^2) در ابتدای تبادلاتر، امکان وقوع پدیده جوشش فیلمی در قسمت پوسته تبادلاتر وجود دارد. برای جلوگیری از این پدیده نیز بایستی تعداد لوله‌ها در تبادلاتر محدود باشد و معمولاً تا شار حرارتی 460000 W/m^2 در ابتدای تبادلاتر پیشنهاد می‌شود. [۱۳]

می‌گردد و بخار اشباع از مجرای بالا سری به قسمت‌های دیگر واحد جهت استفاده فرستاده می‌شود و از پایین مخزن مایع اشباع به سمت ورودی تبادلاتر برگشت داده می‌شود. شکل (۱) نمای کلی واحد فرایند شکست حرارتی را نشان می‌دهد.



شکل ۱- نمای کلی واحد فرایند شکست حرارتی

جدول ۱- دمای خروجی گاز و شرایط بخار آب نسبت به خوراک مایع برای طراحی تبادلاتر TLE

فشار بخار آب در پوسته تبادلاتر بر حسب اتمسفر	دمای جریان خروجی در طراحی بر حسب درجه سانتیگراد		شرایط عملیاتی (درصد تبدیل)	نوع خوراک واحد
	پایان دوره عملیاتی	شروع دوره عملیاتی		
۷۰-۱۲۰	۴۵۰	۳۶۰	تمام حالت‌ها	نفتای سبک
۷۰-۱۲۰	۴۵۰	۳۶۰	متوسط	نفتای سنگین
۷۰-۱۲۰	۵۲۰	۳۸۰	بالا	نفتای سنگین
۷۰-۱۲۰	۶۵۰	۵۰ - ۵۵۰	تمام حالت‌ها	گازوئیل

مکانیک سیالات نیز محاسبات عددی، مورد استفاده بسیاری از محققان و طراحان قرار گرفته است و حل بسیاری از مسائل پیچیده بدون استفاده از روش های عددی و رایانه امکان پذیر نیست. برای بررسی جریان سیال در زمینه انتقال حرارت و مکانیک سیالات، روش های تجربی و نظری، متداول می باشند.

دینامیک سیالات محاسباتی در طراحی سیستم های سیالات، دارای چند مزیت منحصر به فرد، در مقایسه با روش های تجربی است [۱۴] و [۱۵]:

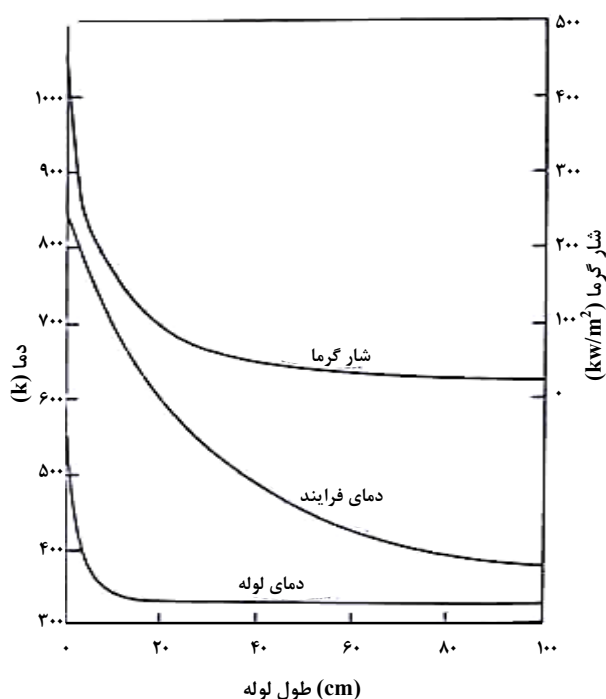
- کاهش اساسی در زمان و قیمت طراحی های جدید
- توانایی مطالعه سیستم هایی که انجام آزمایشات کنترل شده در مورد آنها مشکل و یا غیر ممکن است.
- توانایی مطالعه سیستم ها، تحت شرایط تصادفی و بالاتر از حدود معمول آنها
- عملاً سطح جزئیات نتایج نا محدود است.

۵- قوانین حاکم بر جریان سیال و انتقال حرارت

معادلات حرکت سیال همگن بدون وجود واکنش شیمیایی و انتشار جرم بر اساس سه قانون بقای فیزیکی استوار است. در صورتی که سیال شامل اجزای شیمیایی مختلفی باشد یا در آن پخش جرمی و یا واکنش شیمیایی وجود داشته باشد، از قوانین بقای دیگری نیز باید استفاده شود (مثلاً قانون بقای اجزاء). از آنجا که در بیشتر کاربردهای مهندسی، تعداد متوسط کمیت قابل اندازه گیری در جریان سیال مورد نظر است، از فرض پیوستگی توزیع مواد استفاده می کنیم. این فرض، فرض محیط های پیوسته نامیده می شود و تا زمانی که کوچک ترین بعد فیزیکی، بسیار بزرگتر از فاصله آزاد مولکول ها باشد، این فرض درست است.

حل عددی انتقال حرارت، جریان سیال و سایر فرایندهای مربوط به آنها وقتی می تواند انجام گیرد که قوانین حاکم بر این فرایندها به زبان ریاضی، معمولاً بر حسب معادلات دیفرانسیل، بیان شده باشند. معادلات حرکت سیال به صورت دیفرانسیلی، از قوانین زیر استخراج می شوند:

- قانون بقای جرم (معادله پیوستگی).
- قانون بقای اندازه حرکت خطی (معادله اندازه حرکت).
- قانون بقای انرژی (معادله انرژی).



شکل ۲- تغییرات دما و شدت جریان حرارتی در طول تبادلگر [۱۳]

با توجه به شرایط افت فشار، شار حرارتی، قطر لوله های تبادلگر و مدت اقامت برای شرایط عملیاتی که فشار در حدود ۲ اتمسفر می باشد، سرعت های جرمی زیر پیشنهاد می شود:

جدول ۲- نرخ جرمی جریان گاز برای طراحی تبادلگر TLE

نرخ جرمی جریان گاز (kg/s.m ²)	نوع خوراک واحد
۵۰ - ۵۵	اتان
۵۵ - ۶۰	نفتا
۶۵ - ۷۰	گازوئیل

۴- دینامیک سیالات محاسباتی^۱ (CFD)

امروزه، استفاده از روش های عددی در محاسبات کامپیوتری از اهمیت زیادی برخوردار است و به عنوان ابزاری کار آمد در طراحی فرایندهای مهندسی مورد استفاده قرار می گیرد. بدون شک، قسمت عمده ای از پیشرفت فناوری و صنعت در سال های اخیر، مدیون کاربرد کامپیوتر و گسترش و تکامل فنون عددی می باشد. در زمینه انتقال حرارت و

1. Computational Fluid Dynamics

مدل های زیر بنایی آنها به اندازه کافی دقیق باشند. چهار خاصیت مهم مدل های ریاضی عبارتند از [۱۷]:

- وسیع بودن قابلیت اجرا
- دقت بالا
- هزینه محاسباتی پایین
- سادگی

فرضیات اساسی در نظر گرفته شده در مدلسازی برای انجام شبیه سازی توسط نرم افزار به شرح زیر است:

- از ضخامت لوله ها صرف نظر می شود.
- شرایط جریان پایدار و ثابت است.
- بدنه پوسته، آدیاباتیک فرض شده است.
- از انجام واکنش شیمیایی و انتقال حرارت به صورت تابش در طول تبادلاگر صرف نظر شده است.

برای تعریف هندسه تبادلاگر از نرم افزار گمبیت^۶ و برای انجام محاسبات از نرم افزار فلونت^۷ استفاده شده است. از نرم افزار گمبیت برای طراحی و تعریف هندسه و نیز شبکه بندی میدان محاسباتی در کاربردهای دینامیک سیالات محاسباتی استفاده می شود

۶-۱ مشخصات مکانیکی و جریان های ورودی به تبادلاگر

این نوع تبادلاگر از یک گذر^۸ پوسته و یک گذر لوله تشکیل شده است که دارای ۱۳۴ عدد لوله با قطر خارجی ۴۴/۵ میلی متر و ضخامت ۴ میلی متر به طول ۸۷۰۰ میلی متر می باشد. طرز قرار گرفتن لوله ها در داخل تبادلاگر به صورت آرایش مربعی است. برای انحراف جریان و ایجاد آشفتگی در داخل پوسته، که باعث افزایش انتقال حرارت می شود، از ۹ عدد منحرف کننده^۹ جریان سیال، استفاده می شود. گازهای تولید شده از فرایند شکست حرارتی با دمای ۱۱۳۹ درجه کلوین و سرعت ۱۸۱/۶ متر بر ثانیه وارد لوله های تبادلاگر می شوند. برای سرد کردن این گازها در قسمت پوسته تبادلاگر از آب اشباع به دمای ۵۹۸ درجه کلوین که دارای سرعت ۲/۶ متر بر ثانیه می باشد، استفاده می شود.

این دستگاه معادلات چنانچه برای جریان های لزج به کار روند، معادلات ناویر- استوکس^۱ و اگر برای جریان های غیر لزج به کار روند، معادلات اولر^۲ نامیده می شوند. برای حل عددی معادلات جریان سیال بایستی الگوریتم های عددی مناسب به کار گرفته شوند [۱۶].

جهت ارائه یک مدل مناسب ریاضی از جریان سیال، رفتار فیزیکی سیال را می توان به دو دسته تقسیم کرد. دسته ای از این مسائل دارای حالت دائم هستند که مسائل تعادل نامیده می شوند. این گونه مسائل و بسیاری از مسائل حالت پایدار با معادلات بیضوی^۳ بررسی می شوند. دسته دیگر، مسائلی هستند که کلیه جریان های غیر دائم را شامل می شوند. این مسائل، به وسیله معادلات سهموی^۴ یا هذلولوی^۵ قابل توصیف می باشند.

معادلات سهموی، مسائل وابسته به زمان را که شامل مقادیر قابل توجهی از استهلاک هستند بیان می نمایند. در عوض، معادلات هذلولوی در فرایندهای وابسته به زمان، همراه با مقادیر ناچیزی از استهلاک آشکار می شوند [۱۴] و [۱۵].

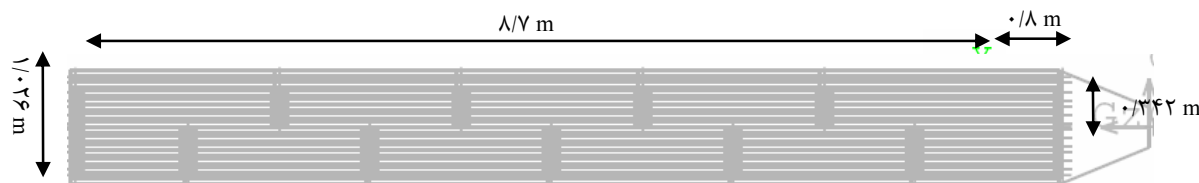
۶-۲ مدل سازی و شبیه سازی تبادلاگر

مدل سازی و شبیه سازی در سال های اخیر جایگاه خاصی را در فرایندهای شیمیایی پیدا کرده است. به طوری که با این روش به راحتی می توان تمام واقعیت هایی را که در واحدهای شیمیایی اتفاق می افتند پیشگویی کرد. به خصوص، در واحدهای پتروشیمی، مدل سازی و شبیه سازی تبادلاگرها، سرعت کارهای تحقیقاتی را سریعاً افزایش می دهد و به راحتی می تواند در طراحی واحدها، انعطاف پذیری خوراک ورودی و توزیع محصولات خروجی مورد استفاده قرار گیرد. مزیت اصلی مدل سازی و شبیه سازی، این است که با صرف کمترین هزینه می توان با دقت بالایی همان نتایجی را به دست آورد که از واحدهای تجربی حاصل می گردد.

در دینامیک سیالات محاسباتی، شبیه سازی بسیاری از فرایندها مانند تلاطم، احتراق و تابش، نیاز به مدل سازی ریاضی دارد. شبیه سازی این پدیده ها در صورتی مفید و قابل اعتماد خواهد بود که مدل یا

6. Gambit
7. Fluent
8. Pass
9. Baffle

1. Navier-Stokes
2. Euler
3. Elliptic Equations
4. Parabolic Equations
5. Hyperbolic Equations



شکل ۳- هندسه به وجود آمده توسط نرم افزار گمبیت

۲-۶ شبکه بندی، شرایط مرزی و روش حل

$$\rho \frac{\partial V}{\partial t} + \rho U \frac{\partial V}{\partial x} + \rho V \frac{\partial V}{\partial y} + \rho W \frac{\partial V}{\partial z} = - \frac{\partial P}{\partial y} + \mu_{eff} \left(\frac{\partial^2 V}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V}{\partial z^2} \right) - f_y \quad (2)$$

$$\rho \frac{\partial W}{\partial t} + \rho U \frac{\partial W}{\partial x} + \rho V \frac{\partial W}{\partial y} + \rho W \frac{\partial W}{\partial z} = - \frac{\partial P}{\partial z} + \mu_{eff} \left(\frac{\partial^2 W}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 W}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 W}{\partial z^2} \right) - f_z \quad (3)$$

مقاومت های هیدرولیکی جریان، f_x, f_y, f_z در معادلات ممنتوم که به علت وجود دسته لوله می باشند، با استفاده از ضرایب افت فشار از روابط زیر به دست می آیند:

$$f_x = \xi_x \rho U U_R \quad (4)$$

$$f_y = \xi_y \rho V U_R \quad (5)$$

$$f_z = \xi_z \rho W^2 \quad (6)$$

که در معادلات فوق، $U_R = \sqrt{U^2 + V^2}$ ، ضرایب افت فشار را می توان از روابط زیر محاسبه کرد:

$$\xi_x = 2 \left(\frac{C_x}{P} \right) \left(\frac{P\beta}{P - D_h} \right)^2 \left(\frac{1 - \beta}{1 - \beta_0} \right) \quad (7)$$

$$\xi_y = 2 \left(\frac{C_y}{P} \right) \left(\frac{P\beta}{P - D_h} \right)^2 \left(\frac{1 - \beta}{1 - \beta_0} \right) \quad (8)$$

$$\xi_z = \left(\frac{2C_z}{P} \right) \left(\frac{1 - \beta}{1 - \beta_0} \right) \quad (9)$$

با توجه به زمان کارگزاری شبکه و هزینه محاسباتی، از سلولهای شش وجهی^۱ (هگزاهدرال) به تعداد ۱۰۳۴۷۷ سلول برای شبکه بندی استفاده شده است. برای مدل کردن جریان های ورودی و خروجی تبادلگر، از شرط مرزی سرعت برای جریان های ورودی به تبادلگر و شرط مرزی جریان خروجی^۲ برای جریان های خروجی از تبادلگر استفاده شده است. از روش حل عددی سگریگیت^۳ برای حل معادلات دیفرانسیل حاکم بر فیزیک مسأله و همچنین برای مجزا سازی معادلات دیفرانسیل از آپویند^۴ مرتبه اول استفاده شده است. معادلات پیوستگی و ممنتوم توسط الگوریتم سیمپل^۵ جفت شده اند.

۳-۶ معادلات دیفرانسیل حاکم بر جریان سیال و انتقال حرارت درون تبادلگر

مدل سازی جریان سیال و انتقال حرارت درون تبادلگرهای حرارتی برای هندسه دلخواه یک فرایند، بسیار پیچیده است. مدل مؤثر برای این فرایند بر پایه پدیده های انتقال حرارت، جرم و ممنتوم بیان می شود. معادلات دیفرانسیل حاکم برای توزیع مؤلفه های سرعت متوسط سیال یعنی U, V, W در دستگاه دکارتی سه بعدی برای x, y, z به صورت زیر بیان می شود [۱۸]:

$$\rho \frac{\partial U}{\partial t} + \rho U \frac{\partial U}{\partial x} + \rho V \frac{\partial U}{\partial y} + \rho W \frac{\partial U}{\partial z} = - \frac{\partial P}{\partial x} + \mu_{eff} \left(\frac{\partial^2 U}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 U}{\partial z^2} \right) - f_x \quad (1)$$

1. Hexahedral
2. Outflow
3. Segregated
4. Upwind
5. Simple

برای محاسبه دمای دیواره لوله ها می توان از رابطه زیر استفاده کرد:

$$\rho_w C_{v,w} \frac{\partial T_w}{\partial t} = \alpha_s (T_s - T_w) + \alpha_T (T_T - T_w) \quad (19)$$

ضریب انتقال حرارت جابجایی درون لوله ها از رابطه دیتاس و بولتر^۱ به دست می آید:

$$Nu = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^n \quad (20)$$

در حالت گرم کردن $n = 0.4$ و در حالت سرد کردن $n = 0.3$.

۴-۶ آشفته‌گی و مدل کردن آن

در اعداد رینولدز پایین، جریان، آرام است. در اعداد رینولدز بالا مشاهده می شود که جریان آشفته می‌گردد، به طوری که یک حالت تصادفی از حرکت در جایی که سرعت و فشار به طور پیوسته درون بخش های مهمی از جریان نسبت به زمان تغییر می کنند گسترش می یابد. جریان های پیچیده تر را می توان از طریق عددی با روش های CFD نظیر روش حجم محدود و بدون استفاده از تقریب های اضافی مدل کرد. تجربه نشان داده است که در جریان های داخل لوله همانند لایه های مرزی صفحه تخت، ذرات آشفته در منطقه نزدیک دیواره ظاهر می شوند. گذر به آشفته‌گی، به شدت، تحت تأثیر عواملی مثل گرادیان فشار، سطوح اغتشاش، زبری دیواره و انتقال حرارت می باشد.

با توجه به مطالعات بعمل آمده و نتایج بدست آمده از اجراهای مختلف برنامه، مشخص گردید که مدل $k - \epsilon$ استاندارد به دلیل اینکه گستره استفاده از آن برای اعداد رینولدز آشفته بزرگ، زیاد می باشد و نیز این مدل، مقیاس زمانی واحد را برای توصیف اتفاقات دینامیکی فرایندهای مختلف در جریان های آشفته به کار می برد، برای مدل سازی آشفته‌گی درون تبادلهای، بهترین جوابها را بدست می دهد [۱۵]. همچنین با بررسی انواع مدل های آشفته‌گی مشاهده شد که مدل های آشفته‌گی بالاتر از مرتبه ۲ برای مدل سازی تبادلهای مناسب نمی باشند.

1. Dittus and Boelter

ضرایب اصطکاک C_x, C_y, C_z از روابط زیر به دست می آیند:

الف- برای جریان متقاطع:

$$C_x = 0.619 Re_x^{-0.198} \quad Re_x < 8000 \quad (10)$$

$$C_x = 1.156 Re_x^{-0.2647} \quad 8000 \leq Re_x < 2 * 10^5 \quad (11)$$

$$C_y = 0.619 Re_y^{-0.198} \quad Re_y < 8000 \quad (12)$$

$$C_y = 1.156 Re_y^{-0.2647} \quad 8000 \leq Re_y < 2 * 10^5 \quad (13)$$

ب- برای جریان موازی:

$$C_z = 31 / Re_z \quad Re_z < 2250 \quad (14)$$

$$C_z = 0.131 Re_z^{-0.294} \quad 2250 \leq Re_z < 25000 \quad (15)$$

$$C_z = 0.066 Re_z^{-0.227} \quad Re_z \geq 25000 \quad (16)$$

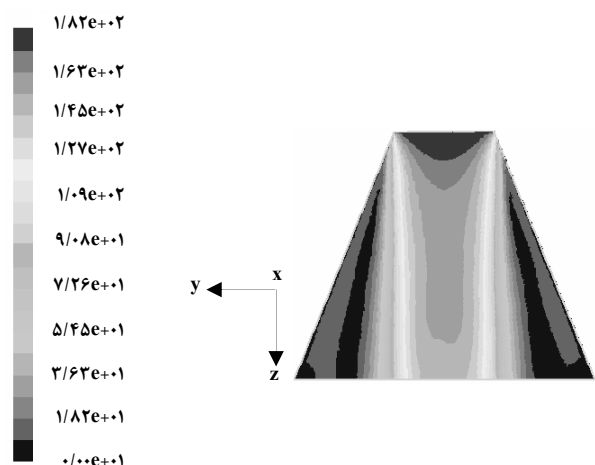
اصل بقای جرم، معادله دیفرانسیل دیگری را به وجود می آورد که شامل سرعت ها می باشد (معادله پیوستگی):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho U)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho V)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho W)}{\partial z} = 0 \quad (17)$$

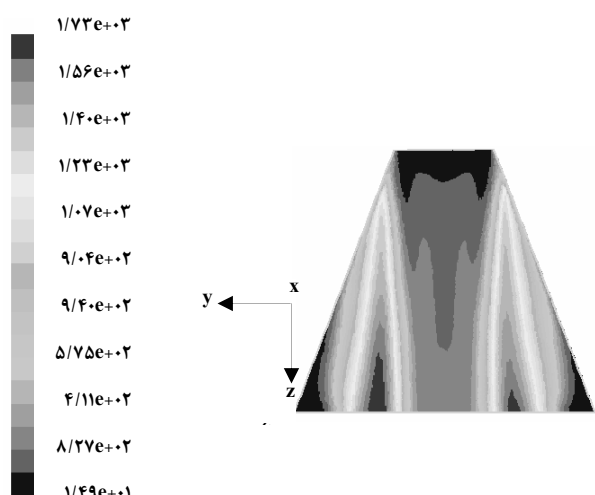
برای به دست آوردن توزیع دما در طول مسیر جریان، می بایستی معادله انرژی حل شود. شکل کلی معادله انرژی که برای سیال درون پیوسته و لوله قابل استفاده می باشد به صورت زیر بیان می شود:

$$\rho C_p \left(\frac{\partial T}{\partial t} + U \frac{\partial T}{\partial x} + V \frac{\partial T}{\partial y} + W \frac{\partial T}{\partial z} \right) - \left(\frac{\partial P}{\partial t} + U \frac{\partial P}{\partial x} + V \frac{\partial P}{\partial y} + W \frac{\partial P}{\partial z} \right) = K \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + \mu_{eff} \left\{ 2 \left[\left(\frac{\partial U}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial V}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial W}{\partial z} \right)^2 \right] + \left(\frac{\partial W}{\partial y} + \frac{\partial V}{\partial z} \right)^2 + \left(\frac{\partial W}{\partial x} + \frac{\partial U}{\partial z} \right)^2 + \left(\frac{\partial U}{\partial y} + \frac{\partial V}{\partial x} \right)^2 \right\} + \alpha (T_w - T) \quad (18)$$

خطا دارد. دمای درون پوسته تقریباً ثابت باقی می ماند. که به دلیل در نظر گرفتن خواص فیزیکی سیال به صورت مخلوط مایع و بخار می باشد. در نتیجه فشار و ضریب انتقال حرارت، ثابت است و افت فشار اندکی به وجود می آید. اما از کانتورهای سرعت مشاهده می شود که سرعت خروجی از لوله ها به ۷۵ متر بر ثانیه می رسد که در مقایسه با سرعت ورودی، کاهش قابل ملاحظه ای دارد.



شکل ۵- نمایش کانتورهای سرعت (m/s)

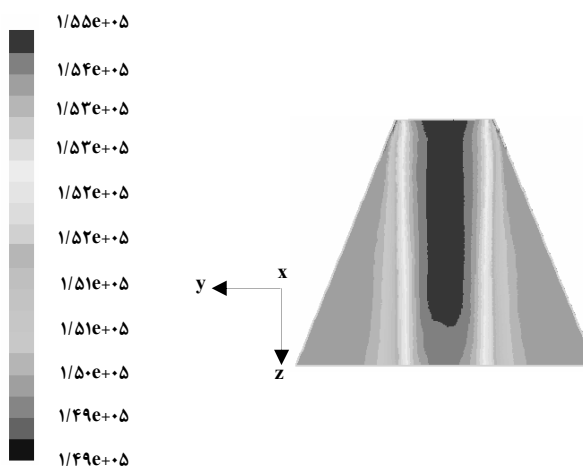


شکل ۶- نمایش کانتورهای شدت آشفستگی

۷- بررسی نتایج

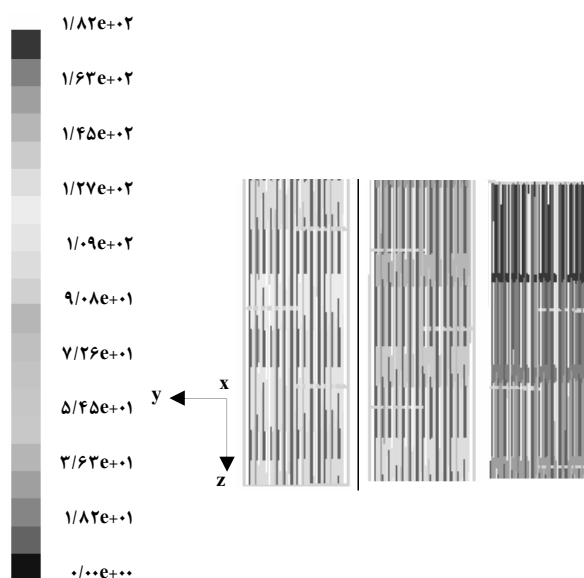
با توجه به کانتورهای فشار برای قسمت مخروطی تبادلاگر مشاهده می شود که مقدار آن در بیشتر قسمت ها ثابت است. از آنجایی که برنامه فلونت برای محاسبه فشار کل، سرعت سیال را نیز در نظر می گیرد، فشار کل وارد شده به بدنه مخروط در مقایسه با دیگر قسمت های آن، کمتر است و آن، به علت کاهش سرعت سیال در بدنه مخروط می باشد.

به دلیل کوتاه بودن طول مخروط، اثر رشد لایه مرزی جریان، مهم است. در ابتدای مخروط، ضخامت لایه مرزی سرعت رو به افزایش است و این افزایش تا هنگامی که ضخامت لایه مرزی به اندازه شعاع آن شود، افزایش می یابد و از آن به بعد، تقریباً توزیع سرعت، ثابت می ماند. اندازه سرعت در مرکز مخروط نسبت به بدنه آن بیشتر است. در نتیجه تنش وارد شده به لوله هایی که در مرکز پوسته قرار دارند، بیشتر می باشد. با عبور سیال از داخل مخروط، شدت آشفستگی در بدنه آن افزایش می یابد. با توجه به کاهش سرعت در قسمت انتهایی مخروط، شدت آشفستگی افزایش می یابد که این افزایش برای قسمتی که در راستای دو انتهای ورودی به مخروط می باشد، در مقایسه با سایر قسمت های آن، بیشتر است.

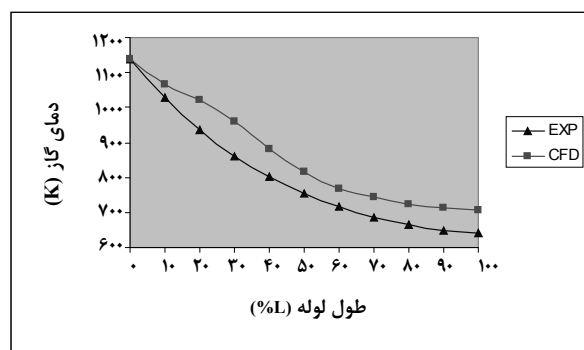


شکل ۷- نمایش کانتورهای فشار (Pa)

با توجه به کانتورهای دما، فشار و سرعت به دست آمده از دسته لوله و پوسته مشاهده می شود که دمای خروجی از لوله ها به ۷۰۶ درجه کلون می رسد که در مقایسه با داده های تجربی تقریباً ۱۰ درصد،

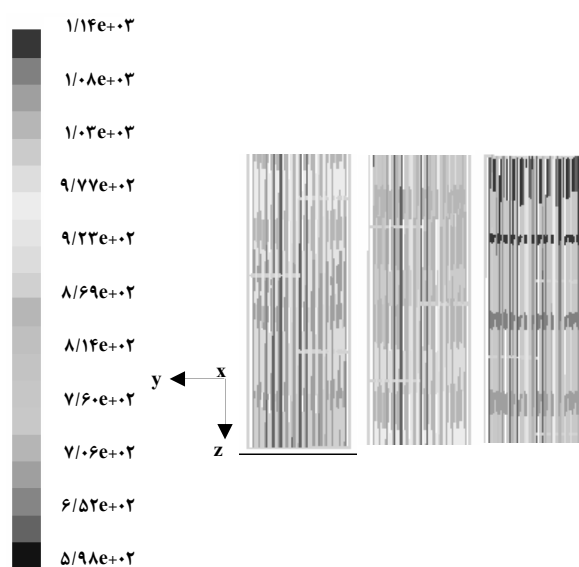


شکل ۹- نمایش کانتورهای سرعت (m/s)

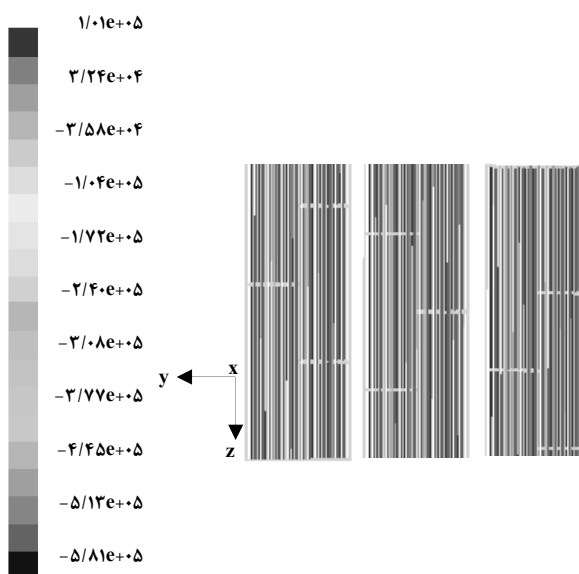


شکل ۱۰- مقایسه نتایج CFD با داده های تجربی (واحد اولفین پتروشیمی اراک)

تبادلاگرهای حرارتی باید به سرعت های سیال، طول لوله ها، شکل و اندازه بافل ها و نیز فضای بین لوله ها توجه داشته باشیم. دینامیک سیالات محاسباتی یا CFD با موفقیت برای پیشگویی جریان و فرایندهای انتقال حرارت درون شکل های پیچیده مورد استفاده قرار گرفته است. استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی در بهینه سازی فرایندها با مصرف زیاد انرژی، می تواند بازدهی عملیات را افزایش و انرژی مصرفی را کاهش دهد. بیشتر شبیه سازی های انجام شده توسط دینامیک سیالات محاسباتی در مورد تبادلاگرهای حرارتی در جهت تأیید مدل است. مدل مؤثر برای



شکل ۷- نمایش کانتورهای دما (K)



شکل ۸- نمایش کانتورهای فشار (Pa)

۸- نتیجه گیری

جریان سیال یکی از ویژگی های مهم برای تبادلاگرهای حرارتی است. زیرا شدیداً بر فرایند انتقال حرارت و دیگر عملیات آن، تأثیر می گذارد. توزیع بهینه جریان در میزان انتقال حرارت بیشتر و افت فشار کمتر مؤثر است. بنابراین بهینه سازی توزیع جریان یکی از مهم ترین عوامل در بهینه سازی طراحی تبادلاگرهای حرارتی است. برای بررسی

α_T	ضریب انتقال حرارت حجمی سیال درون لوله
β	ضریب کلی تخلخل حجمی سیال درون پوسته
β_0	ضریب محلی تخلخل حجمی سیال درون پوسته
ξ_x	x ضریب افت فشار برای
ξ_y	y ضریب افت فشار برای
ξ_z	z ضریب افت فشار برای
ρ	دانسیته سیال
μ_{eff}	ویسکوزیته (گرانروی) سیال
Re	عدد رینولدز
Pr	عدد پرانتل
Nu	عدد ناسلت

مراجع

- [1] Green, E. J., Zdonik, S. B., Halleel, P., "Olefin Production by Gas Oil Cracking", *Hydrocarbon Processing*, pp. 164, sept, (1975).
- [2] Manafzadeh, H., Sadrameli, S. M., Tofighi, J., "Coke Deposition by Physical Condensation of Poly-Cyclic Hydrocarbons in The Transfer Line Exchanger of Olefin Plant", *Applied Thermal Engineering*, 23: 1347-1358, (2003).
- [3] H. C. Hottel and A.E. Sarofim, "Radiative Heat Transfer", McGraw Hill, New York, (1967).
- [4] A. K. Paramsewaran, Vimal K. Sharma and D. Kunzru, "Modeling of naphtha pyrolysis in the swaged coils", *Can. J. Chem. Eng.*, 66, 957, (1988).
- [5] Kumar, D. Kunzru, *Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.* 24, 774, (1985).
- [6] V. Cozzani, C. Nicoletta, M. Rovatti, L. Tognotti, *Ind. Eng. Chem. Res.* 35, 90 (1996).
- [7] S. M. Sadrameli, "Heat transfer calculation in the firebox of the ethylene plant furnaces", *Int. J. Eng.*, 10 (4), 219, (1997).
- [8] S. M. Sadrameli, "A PC based software for the simulation of thermal cracking furnaces", Tarbiat-E-Modarres University, Chemical Engineering Department, Tehran, Iran, (2000).
- [9] S. Granata, T. Faravelli and E. Ranzi, *Combust. Flame* 132, 533, (2003).
- [10] Emil H. Edwin and Jens G. Balchen, "Dynamic optimization and production planning of thermal cracking operation", *Chemical Engineering Science* 56, 989- 997, (2001).

این فرایند، بر پایه پدیده های انتقال حرارت، جرم و ممنتوم بیان شده است. هر چند مدل سازی جریان آشفته، پیچیده و وقت گیر است ولی انتخاب آن از نظر اقتصادی و مدل آشفتهگی مناسب، بسیار مهم می باشد. با بررسی انواع مدل های آشفتهگی، مشاهده شد که مدل های آشفتهگی بالاتر از مرتبه ۲ از قبیل مدل تنش رینولدز برای مدل سازی تبادلگرها مناسب نمی باشند. نتایج حاصل از شبیه سازی به صورت کانتورهایی از دما، فشار و سرعت ارائه شده اند که در مقایسه با نتایج تجربی تطابق خوبی را نشان می دهند.

فهرست علائم

C_p	ظرفیت گرمایی در فشار ثابت
C_v	ظرفیت گرمایی در حجم ثابت
C_x	x ضریب اصطکاک برای
C_y	y ضریب اصطکاک برای
C_z	z ضریب اصطکاک برای
D_h	قطر هیدرولیکی
f_x	x مقاومت هیدرولیکی جریان برای
f_y	y مقاومت هیدرولیکی جریان برای
f_z	z مقاومت هیدرولیکی جریان برای
K	ضریب هدایت حرارتی سیال
P	فشار سیال
P	گام لوله
T	دمای سیال
T_w	دمای دیواره لوله
T_T	دمای سیال درون لوله
T_s	دمای سیال درون پوسته
t	زمان
U	x سرعت متوسط سیال برای
U_R	اندازه بردار سرعت
V	y سرعت متوسط سیال برای
W	z سرعت متوسط سیال برای
α	ضریب انتقال حرارت حجمی
α_s	ضریب انتقال حرارت حجمی سیال درون پوسته

- [11] Haiyong Cai, Andrzej Krzywicki and Michael C. Oballa, "Coke formation in steam crackers for ethylene production", *Chemical Engineering and Processing* 41, 199–214, (2002).
- [12] H. Manafzadeh A., S.M. Sadrameli B and J. Towfighi, "Coke deposition by physical condensation of poly-cyclic hydrocarbons in the transfer line exchanger (TLX) of olefin plant", *Applied Thermal Engineering* 23, 1347–1358, (2003).
- [13] S. M. Sadrameli and A. E. S. Green, "Systematic and modeling representations of naphtha thermal cracking for olefin production", *J. Anal. Appl. Pyrolysis* 73, 305–313, (2005).
- [14] R. Nabavi, A. Niaei, D. Salari and J. Towfighi, "Modeling of thermal cracking of LPG: Application of artificial neural network in prediction of the main product yields", *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, 80, 175–181, (2007).
- [15] Huang, L. Y., Wen. J. X., Karayiannis, T. G., Mathewws, R. D., "CFD Modeling of Fluid Flow and Heat Transfer in a Shell and Tube Heat Exchanger", *The PHOENICS Journal of CFD and its applications*, Vol. 9. No. 2, pp. 181-209, (1996).
- [16] Smith, G.D., "Numerical Solution of Partial Differential Equations: Finite Difference Methods", 3rd ed., Clarendon Press, Oxford, (1985).
- [17] Versteeg and Malasekera, "An Introduction to Computational Fluid Dynamics", Mc Graw Hill, New York, (1960).
- [18] Theodossious, V. M., Sousa, A. C. M., "Flow Field Prediction in a Model Heat Exchanger", *Computational Mechanics*, Vol. 3, pp. 419-428, (1988).
- [19] Kopinke, F. D., Bach, G., Zimmermann, G., "New Results About TLE Fouling", *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, Vol. 27. pp. 45-55, (1993).
- [20] Stevanovic, Z., Ilic, G., Radojkovic, N., Vukic, M., Stefanovic, V., Vuckovic, G., "Design of Shell-and-Tube Heat Exchangers by Using CFD Technique-Part One: Thermo-Hydraulic Calculation", *Mechanical Engineering*, Vol. 1, No. 8, pp. 1091-1105, (2001).