

PREDICTION OF THERMAL PERFORMANCE OF SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGERS USING THE COMBINED MODEL

V. Nassirpour & N. Kasiri

CAPE Lab, Chemical Engineering Department, Iran University of Science and Technology, 16418 Tehran, Iran
kasiri@iust.ac.ir

Abstract: Heat exchangers are one of the most common process equipments in the process industry with much more significance nowadays due to the importance of energy saving and optimization. The shell and tube type accounts for the majority of the exchangers in use. Changes in processing conditions necessitate prediction of new situations that may arise which is only possible through reliable modeling and simulation procedures. In the present work two separate models (a plug flow model and a cross flow model) were developed. Pressure drop and flow analysis calculations were carried out using Willis and Johnson method for the shell side while tube side process drop was evaluated using the Bell method. Based on these calculation methods a combined model with different combination from the two base models was developed to provide a more real prediction. The simulation results were checked against experimentation taken place at Delaware University and about $\pm 10\%$ error was recorded.

پیش بینی عملکرد حرارتی مبدل های پوسته و لوله با استفاده از مدل ترکیبی

وحید نصیرپور و نورا... کشیری

چکیده: توزیع دما در مبدل های حرارتی پوسته و لوله یکی از مهم ترین اطلاعات جهت بررسی عملکرد این تجهیزات می باشد. تاکنون جهت مدل سازی مبدل های حرارتی پوسته و لوله مدل های بسیاری ارائه شده است که اغلب آنها یا به علت پیچیدگی زیاد و یا به دلیل استفاده بیش از حد از روابط همبسته در عمل کمتر مورد استفاده قرار گرفته و یا از دقت کافی برخوردار نمی باشند. در این تحقیق ابتدا مدل سازی یک مبدل حرارتی پوسته و لوله بدون در نظر گرفتن بفل ها و با فرض جریان قالبی برای سیال سمت پوسته و سپس مدل سازی مبدلی دارای جریان متقاطع خالص و بدون در نظر گرفتن جریان های نشستی ارائه شده است که با حل این دو مدل محدوده عملکرد حرارتی مبدل پوسته و لوله مشخص خواهد شد. محاسبات افت فشار و آنالیز جریان سیال سمت پوسته نیز با استفاده از روش ویلس و جانستون انجام شده است. در ادامه مدل ترکیبی جدیدی جهت پیش بینی انتقال حرارت واقعی و محاسبات توزیع دما در مبدل حرارتی با ترکیب مدل های بر پایه جریان قالبی و جریان متقاطع خالص سیال سمت پوسته ارائه شده که سهم هر یک از دو مدل اولیه در مدل ترکیبی جدید توسط نتایج حاصل از آنالیز جریان سیال سمت پوسته قابل محاسبه است. برای بررسی صحت مدل سازی، مقایسه ای میان نتایج حاصل از شبیه سازی و نتایج آزمایشگاهی دانشگاه دلاور برای تعدادی مبدل دارای پوسته نوع E صورت گرفته که مدل ترکیبی ارائه شده در پیش بینی دمای سیالات خروجی از مبدل حرارتی دارای $\pm 10\%$ خطای متوسط نسبت به داده های آزمایشگاهی می باشد.

کلمات کلیدی: مبدل های حرارتی، مدل سازی، جریان متقاطع، جریان قالبی، مدل ترکیبی

تاریخ وصول: ۸۵/۴/۲۵

تاریخ تصویب: ۸۷/۴/۴

وحید نصیرپور، کارشناسی ارشد دانشکده مهندسی شیمی،

دکتر نورا... کشیری، دانشیار دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، capepub@cape.iust.ac.ir

۵- روش‌های پیشگویی عددی بر پایه دینامیک سیالات محاسباتی که روش‌هایی بسیار پیچیده ولی بسیار دقیق هستند مثل روش پاتانکار و اسپالدینگ [۹] و روش اندروز و پرییتی ویراج [۱۰].

۶- علاوه بر روش‌های ذکر شده روش‌های دیگری نیز جهت شبیه‌سازی مبدل‌های حرارتی موجود است که در دسته‌بندی فوق نمی‌گنجد که برخی از آن‌ها عبارتند از: روش بس و رازل [۱۱] و روش رازل و رانانگ [۱۲].

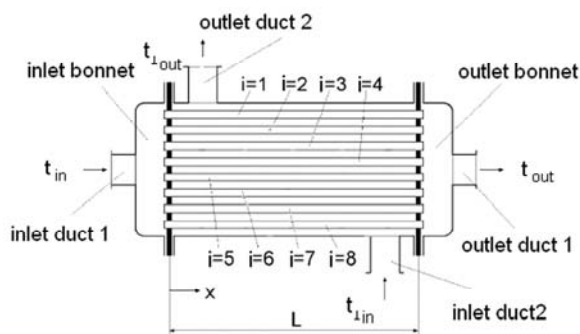
۲. معادلات و روابط حاکم

۲-۱. مدل‌سازی حرارتی مبدل پوسته و لوله با فرض جریان

قالبی برای سیال سمت پوسته

مدل‌سازی مبدل با فرض جریان قالبی سمت پوسته اولین بار توسط رازل و رانانگ [۱۲] صورت گرفته است. فرضیات حاکم در این مدل‌سازی عبارتند از:

- ۱- سرعت جریان سیال در هر ردیف لوله مقداری ثابت است ولی می‌تواند از ردیف لوله‌ای به ردیف لوله دیگر متفاوت باشد.
- ۲- جریان سیال سمت پوسته قالبی در نظر گرفته می‌شود.
- ۳- ضریب کلی انتقال حرارت به صورت ثابت و یکنواخت در نظر گرفته می‌شود.



شکل ۱. مبدل حرارتی پوسته و لوله [۱۲]

با در نظر گرفتن فرضیات فوق معادله انرژی سیال سمت لوله به صورت زیر خواهد بود (جزئیات این مدل‌سازی در مراجع [۱۲] ارائه شده است):

$$\left(\frac{w_i}{\bar{w}}\right) \frac{dT_i}{d\zeta} + NTU (T_i - v) = 0 \quad (1)$$

معادله انرژی سیال سمت پوسته نیز به صورت زیر خواهد بود:

$$\frac{dv}{d\zeta} + NTU \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n T_i - v \right) = 0 \quad (2)$$

اگر دسته‌لوله دارای n ردیف لوله باشد آنگاه از معادلات (۱) و (۲)، $n+1$ معادله تولید می‌شود که با تعریف شرایط مرزی مناسب

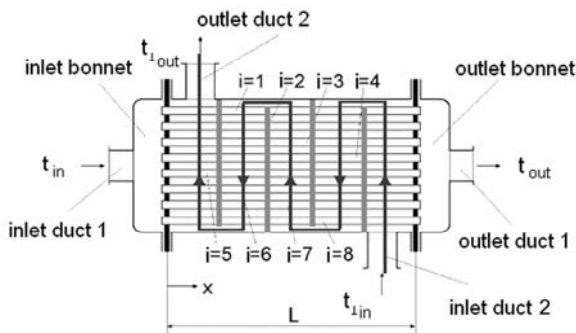
۱. مقدمه

مبدل حرارتی وسیله‌ای است که انرژی حرارتی را از سیالی به یک یا چند سیال دیگر که دارای دمای متفاوتی هستند، منتقل می‌کند. کاربرد مبدل‌های حرارتی بسیار وسیع می‌باشد و در صنایع مختلف از جمله نیروگاه‌های تولید برق، پالایشگاه‌ها، صنایع غذایی، داروسازی، صنایع پتروشیمی، سردخانه‌ها و سیستم‌های گرمایش و سرمایش ساختمان‌ها و بطور کلی هر جا که مسأله تبادل انرژی مطرح باشد، مورد استفاده قرار می‌گیرند. همچنین لزوم صرفه‌جویی در مصرف انرژی و جلوگیری از اتلاف آن و توجه به مسائل آلودگی محیط زیست، نقش مبدل‌های حرارتی را پررنگ‌تر می‌کند. مبدل‌های حرارتی به صورت‌های مختلف نظیر کندانسورها، جوش‌آورها، تبخیر کننده‌ها، کوره‌ها، گرم‌کن‌ها، سردکن‌ها و غیره موجود می‌باشد. در این میان نقش مبدل‌های پوسته و لوله بسیار چشمگیر می‌باشد به طوری که این مبدل‌ها حدود نیمی از کل بازار مبدل‌های حرارتی را شامل می‌شوند.

مدل‌سازی مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله با پیچیدگی‌ها و دشواری‌های خاصی همراه است که هریک به نحوی در توسعه مدل یا حل آن اثرگذار خواهند بود. نامشخص بودن مسیر جریان سیال سمت پوسته به واسطه پیچیدگی‌های هندسی و وجود جریان‌های ناشی و جانبی، گستردگی در انواع مبدل‌های پوسته و لوله و تفاوت در ساختار هندسی آن‌ها، امکان دوفازی شدن سیالات سمت پوسته و لوله و پیچیدگی روابط حاکم در مقایسه با حالت تک‌فاز و همچنین وجود پدیده رسوب‌گرفتگی و تأثیر آن بر انتقال حرارت و افت فشار درون مبدل حرارتی از مهم‌ترین مشکلات و پیچیدگی‌های موجود بر سر راه مدل‌سازی این تجهیزات می‌باشند.

تاکنون روش‌های مختلفی جهت پیش‌بینی انتقال حرارت و افت فشار تهیه و منتشر شده‌است که هریک دارای محاسن، معایب، محدودیت‌ها و دقت‌های مختلفی می‌باشند. تمامی این روش‌ها را می‌توان به صورت زیر طبقه‌بندی کرد:

- ۱- روش‌های اولیه که براساس عبور جریان از دسته لوله به صورت ایده‌آل و یا فرض سیستم تک لوله‌ای بدست آمده‌اند. از میان این روش‌ها می‌توان به روش زوکاسکاس [۱] اشاره کرد.
- ۲- روش‌های انتگرالی که در آن‌ها جریان عرضی ایجاد شده توسط بفل با حضور یک پنجره توجیه می‌شود که در این روش‌ها تأثیر جریان‌های ناشی و جانبی در نظر گرفته نشده‌است. از میان این روش‌ها می‌توان به روش داناهو [۲] و روش کرن [۳] اشاره کرد.
- ۳- روش‌هایی که براساس مدل تینکر [۴] و آنالیز جریان ارائه شده‌اند که معروف‌ترین آن‌ها روش‌های پالن و تبورک [۵] و ویلس و جانستون [۶] می‌باشند.
- ۴- روش‌هایی که از مدل تینکر [۴] به عنوان پایه کلی و بدون حدس‌زدن مجدد استفاده می‌کنند مثل روش بل [۷] و روش گدیس و جنی‌یلینسکی [۸].



شکل ۲. مبدل حرارتی پوسته و لوله با جریان متقاطع

با در نظر گرفتن فرضیات فوق و با توجه به شکل (۲) معادله حاکم بر سیالات سمت پوسته و لوله برای مسیر متقاطع شماره j به صورت زیر خواهد بود (جزئیات این مدل‌سازی در مراجع [۱۱] و [۱۳] ارائه شده است):

$$\begin{cases} -\frac{dT_{i,j}}{dS} = B(T_{i,j} - v_{i-1/2,j}) \\ v_{i-1/2,j} - \mu v_{i+1/2,j} = (1-\mu)T_{i,j} \end{cases} \quad (6)$$

که مقادیر ω ، μ و B به صورت زیر قابل محاسبه می‌باشند [۱۱]:

$$\omega = \frac{1}{(1-e^{-ntu_{\perp}})} - \frac{1}{ntu_{\perp}} \quad (7)$$

$$\mu = 1 - \frac{ntu_{\perp}}{(1+\omega.ntu_{\perp})} = 1 - \frac{ntu.R}{(1+\omega.ntu.R)} \quad (8)$$

$$B = ntu.n [1 - \omega(1-\mu)] = \frac{ntu.n}{(1+\omega.ntu_{\perp})} \quad (9)$$

معادله (۶) از نوع دستگاه معادلات دیفرانسیلی-تفاضلی است که جهت ساده‌سازی حل مسئله، معادله دیفرانسیل موجود در دستگاه فوق را با استفاده از تفاضلهای محدود به صورت پسر و بسط داده و پس از ساده‌سازی روابط حاصل خواهیم داشت:

$$\begin{cases} T_{i,j} = \left(\frac{1}{1+B.\Delta S} \right) T_{i,j-1} + \left(\frac{B.\Delta S}{1+B.\Delta S} \right) v_{i-1/2,j} \\ v_{i+1/2,j} = (1-\mu)T_{i,j} + \mu v_{i-1/2,j} \end{cases} \quad (10)$$

که ΔS عرض هر مسیر متقاطع (فاصله بدون بعد میان دو بفل مجاور هم) و بدون بعد می‌باشد.

می‌توان این دستگاه معادلات دیفرانسیل را حل کرد. شرایط مرزی به صورت زیر تعریف می‌شوند:

برای مبدل‌های با جریان همسو و ناهمسو:

$$@ \quad \zeta = 0: \quad T_i = 0 \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3)$$

برای مبدل با جریان همسو:

$$@ \quad \zeta = 0: \quad v = 1 \quad (4)$$

برای مبدل با جریان ناهمسو:

$$@ \quad \zeta = 1: \quad v = 1 \quad (5)$$

دستگاه $n+1$ معادله دیفرانسیلی که از روابط (۱) و (۲) با شرایط مرزی (۳) و (۴) برای جریان همسو و (۳) و (۵) برای جریان ناهمسو حاصل می‌شود به وسیله یک روش عددی مناسب قابل حل خواهد بود و توزیع دمای سیالات سمت پوسته و لوله محاسبه خواهد شد. همچنین ذکر این نکته ضروری است که اگر مبدل همسو باشد دستگاه معادلات حاصل از نوع مقدار اولیه و اگر ناهمسو باشد از نوع مقدار مرزی خواهد بود.

۲-۲. مدل‌سازی حرارتی مبدل پوسته و لوله با فرض جریان متقاطع برای سیال سمت پوسته

مدل‌سازی جریان متقاطع شامل n لوله اولین بار توسط پس و رازل [۱۱] ارائه و سپس این مدل به یک مبدل حرارتی پوسته و لوله تعمیم داده شده است [۱۳].

فرضیات مورد استفاده در این مدل‌سازی عبارتند از:

- ۱- سیال سمت پوسته کاملاً مخلوط شده در نظر گرفته می‌شود.
- ۲- دمای سیال عبوری از روی لوله‌ها (سیال سمت پوسته) در جهت عمود بر لوله‌ها متغیر است.
- ۳- توزیع جریان برای هر یک از ردیف لوله‌ها یکسان فرض می‌شود، به عبارت دیگر شدت ظرفیت حرارتی برای کلیه ردیف لوله‌ها برابر خواهد بود.
- ۴- دمای سیال درون هر لوله به صورت پیوسته در جهت حرکت سیال درون لوله متغیر است و به واسطه وجود اختلاط کافی در سیال سمت لوله، دمای اطراف لوله‌ها به صورت یکنواخت خواهد بود.

۵- از اثرات جریان‌های ناشی سمت پوسته صرف نظر می‌شود.

۶- ضریب کلی انتقال حرارت و همچنین کلیه خواص فیزیکی ثابت فرض می‌شوند.

بنابراین سهم هریک از جریان‌های نمایش داده شده در شکل ۳ به صورت زیر محاسبه خواهد شد:

$$E_t = \frac{\dot{M}_t}{\dot{M}_T} \quad (13)$$

$$E_c = \frac{\dot{M}_c}{\dot{M}_T} \quad (14)$$

$$E_b = \frac{\dot{M}_b}{\dot{M}_T} \quad (15)$$

$$E_s = \frac{\dot{M}_s}{\dot{M}_T} \quad (16)$$

از ترکیب روابط فوق سهم جریان‌های قالبی و متقاطع به صورت زیر قابل محاسبه است [۱۳]:

$$E^{Plug} = E_t + E_s \quad (17)$$

$$E^{Cross} = E_c + E_b \quad (18)$$

بنابراین انتقال حرارت واقعی انجام شده برای سیال سمت پوسته به صورت زیر پیشنهاد می‌شود [۱۳]:

$$Q^{Actual} = E^{Plug} Q^{Plug} + E^{Cross} Q^{Cross} \quad (19)$$

انتقال حرارت جریان‌های متقاطع و قالبی در رابطه فوق توسط دو مدل ارائه شده در بخش‌های قبلی قابل محاسبه است. همچنین اگر رابطه ۱۹ بر اساس اختلاف دما نوشته شود آنگاه قابلیت محاسبات توزیع دما نیز به وسیله این رابطه وجود خواهد داشت. ذکر این نکته ضروری است که محاسبات افت فشار سیال سمت پوسته به وسیله روش ویلس و جانستون [۶] انجام شده است.

۳. بررسی صحت مدل سازی در مقایسه با نتایج

آزمایشگاهی

در دهه ۵۰ و ۶۰ میلادی انجمن مهندسين مکانیک آمریکا و دانشگاه دلاور برنامه‌ای تحقیقاتی را جهت پژوهش در زمینه جریان سیال سمت پوسته و انتقال حرارت درون مبدل‌های پوسته و لوله هدایت کردند. این تحقیقات شامل بررسی اثرات بریدگی بفل‌ها، جریان‌های نشتی و جریان‌های جانبی روی افت فشار و انتقال حرارت مبدل با استفاده از اطلاعات جمع‌آوری شده از آزمایش‌های تجربی می‌باشد. تعدادی از این نتایج آزمایشگاهی در گزارش نهایی دانشگاه دلاور توسط بل [۱۴] ارائه شده است.

اگر مبدل حرارتی مورد نظر همسو باشد، شرایط مرزی به صورت زیر خواهد بود:

$$\begin{cases} @ \zeta = 0, & T_{i,o} = 0 \\ @ \zeta = 0, & v_{1/2,1} = 1 \end{cases} \quad (11)$$

و اگر مبدل حرارتی ناهمسو باشد، شرایط مرزی به صورت زیر تعریف می‌شود:

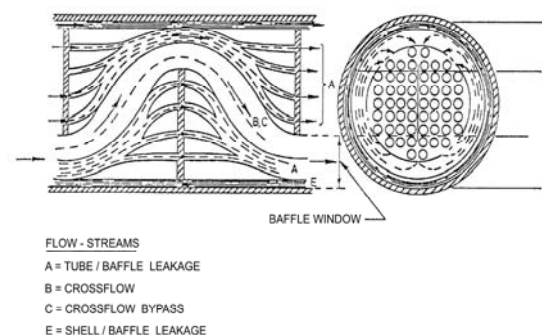
$$\begin{cases} @ \zeta = 0, & T_{i,o} = 0 \\ @ \zeta = 1, & v_{n+1/2,m} = 1 \end{cases} \quad (12)$$

با در نظر گرفتن معادله ۱۰ و شرایط مرزی ۱۱ یا ۱۲ می‌توان توزیع دمای سیالات سمت پوسته و لوله را برای مبدل‌های دارای جریان متقاطع خالص در حالت همسو و ناهمسو محاسبه نمود.

۲-۳. مدل سازی ترکیبی پیشنهادی جهت پیش‌بینی توزیع دما [۱۳]

جریان سیال سمت پوسته در حقیقت تلفیقی از جریان محوری و جریان متقاطع می‌باشد از این رو انتقال حرارت واقعی صورت گرفته نیز ترکیبی از انتقال حرارت جریان محوری و جریان متقاطع خواهد بود که مدل سازی هریک بطور مجزا در بخش‌های قبلی ارائه شده است. البته می‌بایست به این نکته توجه داشت که سهم انتقال حرارت هریک از جریان‌های متقاطع و قالبی در انتقال حرارت واقعی صورت گرفته با یکدیگر متفاوت است و توسط روش ویلس و جانستون [۶] یا روش‌های مشابه قابل محاسبه است.

اساس این روش‌ها روش تینکر [۴] می‌باشد و در آنها معادلات حاکم بر جریان‌های سیال سمت پوسته به وسیله حدس و خطا حل شده و دبی مؤثر هریک از جریان‌های نمایش داده شده در شکل ۳ محاسبه خواهد شد.



شکل ۳. جریان‌های مؤثر سمت پوسته طبق مدل تینکر [۴]

جدول ۱. مشخصات هندسی مبدل حرارتی دانشگاه دلاور

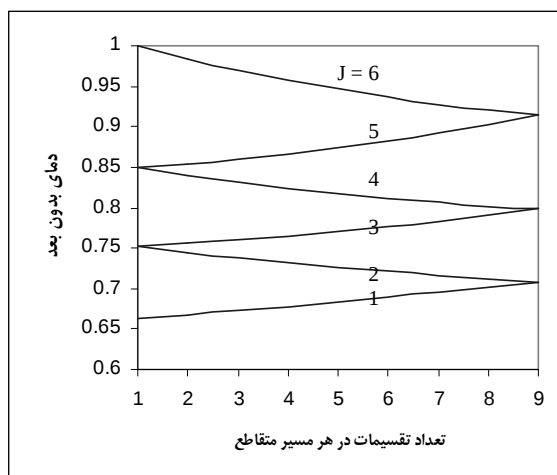
متغیر	توضیح
سیال سمت پوسته	نفت ۸۹۶ خلیج
سیال سمت لوله	آب
طول لوله	0.4096 m
قطر داخلی پوسته	0.232 m
قطر خارجی لوله	0.00635 m
ضخامت لوله	0.0012446 m
تعداد لوله‌ها	427
تعداد بفل‌ها	5
فاصله بفل‌های مرکزی	0.0671 m
ضخامت بفل‌ها	0.0015875 m
لقی بین پوسته و دسته لوله	0.01359 m

مبدل حرارتی مورد استفاده در آزمایش‌های دانشگاه دلاور دارای نازل‌هایی از نوع مستطیلی می‌باشد. جدول ۲ خلاصه‌ای از شرایط عملیاتی، مقادیر بریدگی بفل و لقی‌ها را در دو آزمایش انتخاب شده نمایش می‌دهد.

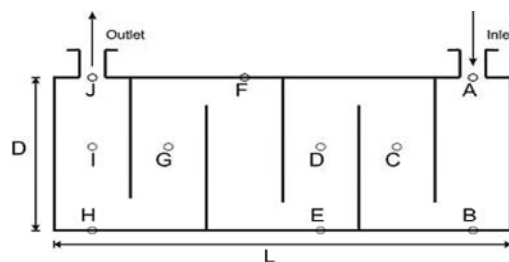
جدول ۲. خلاصه شرایط عملیاتی جهت شبیه‌سازی

شماره آزمایش	دبی سمت پوسته (kg/s)	دبی سمت لوله (kg/s)	دمای ورودی پوسته (°C)	دمای ورودی لوله (°C)	درصد بریدگی بفل	لقی بفل-پوسته (mm)	لقی بفل-لوله (mm)
10-TL5-1-H-7	11.14	14.56	62.61	80.11	20.4	2.03	0.254
10-TL5-1-C-1	11.13	14.49	68.33	50.78	20.4	2.03	0.254
10-TL1-1-H-1	9.48	14.7	63.89	80.61	17.6	2.18	0.554
10-TL2-1-H-2	9.43	14.24	62.56	79.78	17.6	2.03	0.33
10-TL1-1-H-2	5.92	14.18	63.72	80.94	17.6	2.18	0.554
10-TL2-1-H-3	5.76	14.24	62.89	81.11	17.6	2.03	0.33

دو شکل ۵ و ۶ نمایانگر انتقال حرارت واقعی براساس بررسی واقعی جریان‌ها در مبدل حرارتی می‌باشند. جهت مقایسه خلاصه نتایج حاصل از شبیه‌سازی در جدول‌های ۳، ۴ و ۵ ارائه شده است.



شکل ۶. توزیع دمای بدون بعد سمت پوسته با فرض مدل ترکیبی برای آزمایش 10-TL5-1-C-1

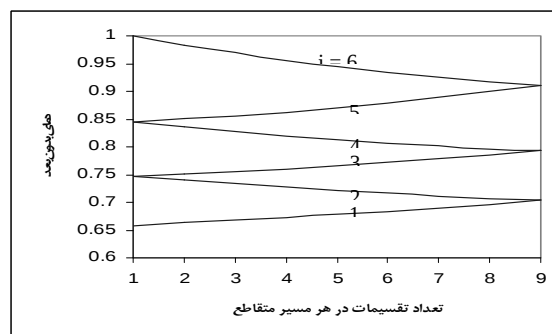


Delaware Experiments:
L=0.4096m; D=0.232m
Nozzle: Rectangular, 4.76cm x 15.24cm

شکل ۴. مبدل حرارتی مورد استفاده در آزمایش‌های دانشگاه دلاور

صحت و اعتبار مدل‌سازی ارائه شده در این تحقیق در مقایسه با شش آزمایش حاصل از نتایج تجربی برای جریان آشفته سیال سمت پوسته مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج آزمایشگاهی مورد استفاده جهت بررسی اثرات جریان‌های نشتی و شدت جریان سیال سمت پوسته بر نحوه عملکرد مبدل حرارتی از میان سایر نتایج ارائه شده مورد انتخاب واقع شده است. شکل ۴ مبدل حرارتی مورد استفاده در آزمایش‌های دلاور و جدول ۱ مشخصات هندسی این مبدل را نمایش می‌دهد.

در این بخش به رسم نمودارهای توزیع فشار و دمای سیالات سمت پوسته و لوله برای آزمایش‌های 10-TL5-1-H-7 و 10-TL5-1-C-1 پرداخته شده است که در آزمایش اول سیال سمت پوسته گرم و در آزمایش دوم سیال سمت پوسته سرد می‌شود. لازم به ذکر است که نمودارهای سایر آزمایش‌های انتخاب شده کاملاً مشابه نمودارهای دو آزمایش اولیه می‌باشند و به جهت جلوگیری از تکرار مطالب مشابه ارائه نشده‌اند.



شکل ۵. توزیع دمای بدون بعد سمت پوسته با فرض مدل ترکیبی برای آزمایش 10-TL5-1-H-7

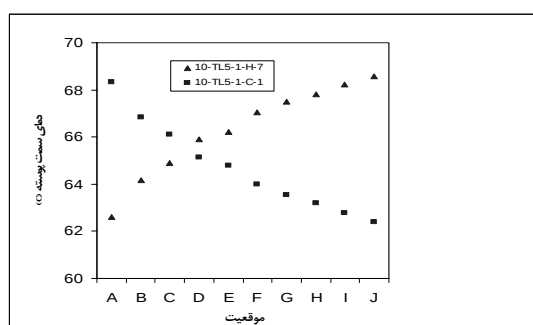
جدول ۳. مقایسه نتایج افت فشار با اطلاعات آزمایشگاهی

شماره آزمایش	افت فشار سمت پوسته (kPa)	افت فشار اندازه‌گیری شده تجربی (kPa)
10-TL5-1-H-7	85.9	75.4
10-TL5-1-C-1	85.0	75.1
10-TL1-1-H-1	60.8	51.8
10-TL2-1-H-2	88.1	75.9
10-TL1-1-H-2	25.0	22.7
10-TL2-1-H-3	35.8	29.9

جدول ۴. مقایسه نتایج انتقال حرارت با اطلاعات آزمایشگاهی

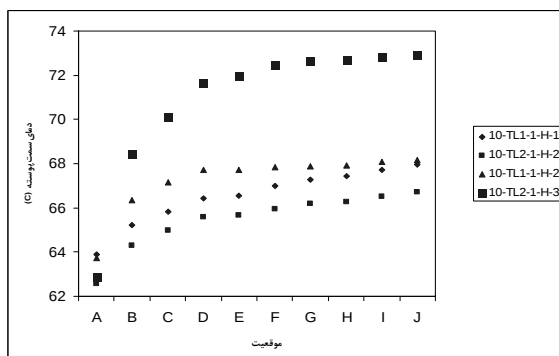
شماره آزمایش	دمای خروجی پوسته (°C)	درصد خطا	دمای خروجی لوله (°C)	درصد خطا
10-TL5-1-H-7	68.6 (68.4)	-0.2	76.4 (78.0)	-2
10-TL5-1-C-1	62.4 (62.9)	-0.8	54.5 (52.8)	+3.1
10-TL1-1-H-1	67.9 (69.4)	-2.1	76.9 (78.8)	-2.3
10-TL2-1-H-2	66.7 (69.2)	-3.6	75.7 (77.8)	-2.7
10-TL1-1-H-2	68.1 (70.2)	-3	77.8 (79.3)	-1.9
10-TL2-1-H-3	72.0 (70.9)	+1.5	78.5 (79.4)	-1.2

مقادیر داخل پرانتز اطلاعات آزمایشگاهی هستند.



شکل ۷. مقایسه توزیع دما در طول مبدل برای آزمایش‌های 10-TL5-1-C-1 و 10-TL5-1-H-7

شکل ۸ نیز مقایسه نمودارهای توزیع دما در چهار آزمایش دیگر دانشگاه دلاور را نمایش می‌دهد.



شکل ۸. مقایسه نمودارهای توزیع دمای سمت پوسته برای آزمایش‌های دلاور

جدول ۵. مقایسه تعداد واحدهای انتقال سیالات سمت

پوسته و لوله

شماره آزمایش	NTU	NTU _L
10-TL5-1-H-7	0.1913	0.4752
10-TL5-1-C-1	0.1903	0.4692
10-TL1-1-H-1	0.1898	0.5560
10-TL2-1-H-2	0.2348	0.6734
10-TL1-1-H-2	0.1590	0.7220
10-TL2-1-H-3	0.1851	0.8673

با مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی و محاسبات انتقال حرارت ملاحظه می‌شود که دمای خروجی سیالات سمت پوسته و لوله بطور متوسط دارای ۲/۲٪ و ۲/۳٪ خطا نسبت به داده‌های آزمایشگاهی می‌باشند.

ذکر این نکته نیز ضروری است که داده‌های تجربی دانشگاه دلاور دارای ۱۰-۵٪ خطای اندازه‌گیری دما می‌باشند، همچنین اثرات افت انرژی از پوسته مبدل به محیط اطراف نیز در این داده‌ها گزارش نشده است.

شکل ۷ نیز مقایسه‌ای میان توزیع دما برای دو آزمایش 10-TL5-1-H-7 و 10-TL5-1-C-1 را نمایش می‌دهد که آزمایش اول جهت گرمایش و آزمایش دوم جهت سرمایش سیال سمت پوسته است. مبدل‌های مورد استفاده در این دو آزمایش از نظر ساختار کاملاً مشابه هستند.

- [4] Tinker, T., "Shell Side Characteristics of Shell and Tube Heat Exchangers", General Discussion on Heat Transfer, Institution of Mechanical Engineers, London, 1951, pp. 97-116.
- [5] Palen, J.W., & Taborek, J., "Solution of Shell Side Flow Pressure Drop and Heat Transfer by Stream Analysis Method", Chemical Engineering Progress Symposium Series, Vol. 65, No.92, 1969, pp. 53-63.
- [6] Wills, M.J.N., & Johnston, D., "A New and Accurate Hand Calculation Method for Shell Side Pressure Drop and Flow Distribution", 22nd National Heat Transfer Conference, HTD No.36, ASME, New York, 1984, pp. 67-79.
- [7] Bell, K.J., "Delaware Method for Shell Side Design", In S. Kakac, A. E. Bergles & F. Mayinger (eds.), Heat Exchangers Thermal Hydraulic Fundamentals and Design, Hemisphere, New York, 1981, pp.581-618.
- [8] Gaddis, E.S., & Gnielinski, V., "Pressure Drop on the Shell Side of Shell and Tube Heat Exchangers with Segmental Baffles", Chemical Engineering and Processing, No.36, 1997, pp.149-159.
- [9] Patankar, S.V., & Spalding, D.B., "A Calculation Procedure for the Transient and Steady State Behavior of Shell and Tube Heat Exchangers", In N.F. Afghan and E.U. Echlunder (eds.), Heat Exchangers: Design and Theory Source Book, Mc Grow- Hill, New York, 1974.
- [10] Prithiviraj, M., & Andrews, M.J., "Three Dimensional Numerical Simulation of Shell and Tube Heat Exchangers", Taylor & Francis, Volume 33, 1998, pp.799-828.
- [11] Bes, T., & Roetzel, W., "Thermal Analysis of Co-Directed Cross Flow Heat Exchangers", In N.F. Afghan, M.D. Carvalho, A.B. Cohen and W. Roetzel (eds.), New Developments In Heat Exchangers, Gordon & Breach Publishers, 1996.
- [12] Roetzel, W., & Na Ranong, Ch., "Axial Dispersion Model for Heat Exchangers", International Journal of Heat Technology, Vol. 18, 2000, pp.7-17.
- [13] Nassirpour, V., "Development of a Combined Model to Predict the Temperature and Pressure Profiles in Shell and Tube Heat Exchangers", M.S Thesis, Iran University of Science and Technology, Chemical Engineering Department, Feb 2006.
- [14] Bell, K.J., "Final Report of the Cooperative Research Program on Shell and Tube Heat Exchangers", Bulletin No.5 University of Delaware Engineering Experimental Station, Newark, Delaware, 1963.

فهرست علائم و اختصارات

A	سطح انتقال حرارت (m^2)
B	پارامتر کمکی معادله (۱۴)
b_o	محیط یک ردیف لوله (m)
C	شدت جریان حرارتی (W/K)
c	شدت جریان حرارتی برای یک لوله (W/K), $c=C/n$
E	سهام هر جریان از کل جریان سمت پوسته
k	ضریب کلی انتقال حرارت (W/m^2K)

با مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی و نتایج آزمایشگاهی ملاحظه می‌شود که با افزایش مقدار لقی‌ها انتقال حرارت و افت فشار سیال سمت پوسته کاهش می‌یابد. دلیل این امر اینست که با افزایش مقدار لقی‌ها مقدار سیال بیشتری از سطوح نشستی عبور نموده و در نتیجه جریان سیال کمتری بطور متقاطع از روی لوله‌ها عبور خواهد کرد و چون مقاومت جریان متقاطع در برابر عبور سیال از مقاومت سایر جریان‌ها بیشتر است بنابراین افت فشار کلی کاهش خواهد یافت؛ همچنین جریان متقاطع دارای سطح تماس بیشتر و در نتیجه ضریب انتقال حرارت بالاتری نسبت به جریان‌های نشستی است، بنابراین با افزایش مقدار لقی‌ها انتقال حرارت نیز کاهش می‌یابد.

با کاهش شدت جریان سیال ورودی سمت پوسته و لوله افت فشار سیالات سمت پوسته و لوله کاهش می‌یابد. دلیل این امر اینست که افت فشار تقریباً با توان دوم سرعت سیال متناسب است و بنابراین با کاهش دبی سیال افت فشار نیز کاهش می‌یابد. همچنین دیده می‌شود که با افزایش میزان بریدگی بفل انتقال حرارت و افت فشار درون مبدل کاهش می‌یابد.

همان‌طور که ملاحظه می‌شود مدل ترکیبی ارائه‌شده دارای قابلیت مناسبی جهت بررسی عملکرد حرارتی مبدل می‌باشد و قادر است تأثیر پارامترهای مختلف بر عملکرد حرارتی مبدل را پیش‌بینی کند.

۴. نتیجه‌گیری

در این تحقیق ابتدا دو مدل با فرض‌های ساده شونده با در نظر گرفتن جریان‌های قالبی و متقاطع برای سیال سمت پوسته ارائه شده که با حل این دو مدل محدوده عملکرد مبدل حرارتی پوسته و لوله مشخص خواهد شد، سپس مدلی با تلفیق دو مدل ساده اولیه و با توجه به شرایط واقعی حاکم بر الگوی جریان سیال سمت پوسته ارائه شده که اثرات کلیه پارامترهای هندسی بر عملکرد مبدل حرارتی توسط ضرایب وزنی و از طریق روش محاسبه افت فشار و آنالیز جریان ویلس و جانستون [۶] در نظر گرفته می‌شود.

روش ارائه شده در مقایسه با سایر روش‌های موجود و بویژه روش‌های بر پایه CFD از پیچیدگی‌های محاسباتی بسیار کمتری برخوردار بوده و مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی و نتایج آزمایشگاهی حاکی از دقت قابل قبول این روش جهت بررسی عملکرد مبدل‌های حرارتی دارای پوسته نوع E می‌باشد.

۵. مراجع

- [1] Zukauskas, A., "Heat Transfer From Tubes in Cross Flow", Academic Press, Volume 8, PP. 93-158, New York, 1972.
- [2] Donohue, D.A., "Petroleum Refiner", No.10 & 11, 1955.
- [3] Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", Mc Grow-Hill, New York, 1950.

L	طول مبدا حرارتی (m)
l_0	عرض هر مسیر متقاطع (m)
m	تعداد مسیرهای متقاطع
$\dot{M}$	دبی جرمی هر یک از جریان‌های موجود در سمت پوسته (kg/s)
n	تعداد ردیف لوله‌های موجود در دسته لوله
NTU	تعداد واحدهای انتقال (بدون بعد)، $NTU = kA/C$
$ntu_{\perp}$	تعداد واحدهای انتقال سیال سمت پوسته به ازاء یک لوله ، $ntu_{\perp} = NTU_{\perp}/n$
Q	حرارت منتقل شده (W)
R	نسبت شدت ظرفیت‌های حرارتی، $R = C/C_{\perp}$
s	مسیر بدون بعد حرکت سیال سمت لوله، $s = x/l_0$
T	دمای بدون بعد سیال سمت لوله، $T = \frac{t - t_{in}}{t_{\perp in} - t_{in}}$
$t_{\perp}, t$	دمای سیالات سمت لوله و پوسته ($^{\circ}C$)
w	سرعت سیال سمت لوله (m/s)
$\bar{W}$	سرعت متوسط سیال سمت لوله (m/s)
x	جهت حرکت سیال سمت لوله (m)

علائم یونانی

ζ	طول بدون بعد ، $\zeta = x/L$
μ	پارامتر کمکی معادله (۱۴)
ν	دمای بدون بعد سیال سمت پوسته، $\nu = \frac{t_{\perp} - t_{in}}{t_{\perp in} - t_{in}}$
ω	پارامتر وزنی

زیرنویس‌ها:

b	اشاره به جریان متقاطع (جریان B در مدل تینکر)
c	اشاره به جریان متقاطع جانبی (جریان C در مدل تینکر)
i	شمارنده تعداد ردیف لوله‌ها
j	شمارنده تعداد مسیرهای متقاطع
$i \pm 1/2$	محدوده میان ردیف لوله‌های i و i+1 یا i-1 و i
in	ورودی
m	اشاره به دمای متوسط هر مقطع
out	خروجی
s	اشاره به جریان نشی میان بفل و پوسته (جریان E در مدل تینکر)
t	اشاره به جریان نشی میان بفل و لوله (جریان A در مدل تینکر)
T	اشاره به دبی جرمی سیال سمت پوسته
$\perp$	اشاره به سیال سمت پوسته

بالانویس‌ها

Actual	اشاره به جریان واقعی
Cross	اشاره به جریان متقاطع
Plug	اشاره به جریان قالبی