چگونه دستگاههای مبادله حرارتی را
به اشکل بزرگتری تغییر دهیم

How to Scale-Up Heat Exchange Systems

F. Anthony Holland

ترجمه : احمد محمودی دانشجوی سال سوم شیمی

مهندسین شیمی که در صنعت در جنبه‌ها کار میکنند و سروکار زیادی با مایعات و یسکوز از نظر تبادلات حرارتی دارند و اغلب میخواهند مقادیری را از یک اشل با شل دیگری تغییر دهند بهترین وسیله برای این تغییر اشل استفاده از تئوری مهم تشابه است . این تئوری اولین بار توسط نیوتون بصورت اصل زیر بیان گردید :

$$Q = f(R, S, \ldots) \qquad (1)$$

که در آن عامل بدون بُعد Q تابعی از عوامل بدون بُعد دیگر مانند R و S و ..... است معمولاً این اعداد بدون بُعد نمایش دهنده نوع جسم هستند در این مقاله فقط از انتقال حرارت بطریقه کنوکسیون در مایعات متحرک بحث شده . در دینامیک سیالات سه نوع تشابه وجود دارد که ذکر آنها در اینجا ضروری بنظر میرسد : هندسی ، سینماتیک و دینامیک موقعی بین دو سیستم تشابه هندسی برقرار است که نسبت ابعاد متناظر در یکی برابر با دیگری باشد . یا بعبارت دیگر دو سیستم دارای یک شکل هندسی باشند تشابه سینماتیک موقعی وجود دارد که علاوه بر تشابه هندسی نسبت سرعتها در نقاط متناظر در هر دو جسم نیز یکی باشد .

موقعی بین دو سیستم تشابه دینامیک وجود دارد که علاوه بر تشابه هندسی و سینماتیک نسبت نیروها بین نقاط متناظر فیزیکی باشد .

معمولا بین واحد های بزرگ و کوچک بدستواری می توان تشابه دینامیکی برقرار شود . در این موارد باید نتایج را در اشکالهای کوچک بطریقه اکستراپولاسیون به واحدهای بزرگتر بود .

در این بحث عمل اکستراپوله کردن را با کمک اصل تعمیم یافته تشابه انجام می دهیم می توان اصل تعمیم یافته تشابه را بصورت معادله زیر نشان داد :

$$Q = C(R)^{m'}(S)^{n'} \ldots \qquad (2)$$

«یکی از عملیات بسیار مهمی که مهندسین شیمی با آن سروکار دارند انتقال حرارت و مهمترین وسیله آن یعنی مبادلهای حرارتی است . مؤلف در این مقاله نشان میدهد که چگونه میتوان با استفاده از دستگاههای نیمه صنعتی که معمولاً در آزمایشگاههای مهندسی شیمی یافت میشوند یک دستگاه تولیدی را بکمک تئوری تشابه طراحی کرد . (مسئله بسیار مهم دیگر استفاده از تئوری تشابه در این مورد میباشد) امید است که این مقاله بتواند مورد توجه و استفاده دانش پژوهان قرار گیرد » «نشریه پلی تکنیک»

که در آن گروه بدون بُعد Q با R از مرتبهٔ m' و با S از مرتبه n'... مربوط است c ثابتی است که به شکل سیستم مربوط میباشد و معمولاً بوسیله آزمایش بدست می آید .

مقام معادلات انتقال حرارت ، جرم و مومنتم (momentum) از نوع معادلهٔ (۲) هستند . فرمولهای زیر بکمك تجزیهٔ بعدی بدست آمده اند ولی ثابت های معادلات بطریق تجربی تعیین شده اند . مثلاً انتقال حرارت بوسیلهٔ معادله مشهور زیر د رطریقه کنوکسیون مصنوعی بررسی می شوند :

$$N_{Nu} = C(N_{Re})^{m'}(N_{Pr})^{n'} \qquad (۳)$$

که عدد بدون بُعد نوسل را با اعداد رینولدز و پراندل " Prandtl " در شرایط رژیم درهم (توربولنت) مربوط می کند . C و m' و n' ثابتهائی هستند که بستگی به شرایط خاص سیستم دارند .

معادلهٔ زیر که به معادلهٔ Dittus-Boulter معروف است در حرکت درهم در لوله های مدور صاف بکار برده میشود :

در این حالت :

$$N_{Nu} = 0.0225(N_{Re})^{0.8}(N_{Pr})^{0.4} \qquad (٤)$$

$$N_{Nu} = \frac{h.d}{k} \qquad N_{Re} = \frac{\rho vd}{\mu}$$

در مورد یك ظرف واکنش سپرد ار با شکل هندسی:

$D_i/D_T = 0.3$, $H/D_T = 1.05$, $B/H = 0.286$

فرمول بصورت زیر است :

(٥)

$$N_{Nu} = 0.74(N_{Re})^{0.67}(N_{Pr})^{0.33}(\mu_s/\mu)^{-0.14}$$

در این حالت : $N_{Re} = \rho ND_i^2/\mu$ و $N_{Nu} = h_i D_T/k$ جمله آخر معادله (٥) نسبت ویسکوزیته مایع را در سطح انتقال حرارت به ویسکوزیته مایع نشان می دهد .

بروکس مشاهده کرد (Brooks) که در یك راکتور ۳۰ گالنی برای اعداد رینولدز بین ۳۰ تا ۳×۱۰^{۵} تعداد سپرها اثری روی معادله نمیگذارد . بطوریکه قبلاً نیز اشاره گردید هرگاه تشابه دینامیکی قابل عمل نباشد از اصل تعمیم یافتهٔ تشابه در مورد شرایط دینامیکی غیرمتشابه در واحدهای بزرگ استفاده می کنیم . اصول تعمیم یافته تشابه بصورت معادلهٔ (۲) میباشد شکل هندسی دستگاه روی c خیلی بیشتر از m' و n' اثر دارد و بنابراین باید معادله را در شرایط خاص بکاربرد . با مقایسهٔ سیستمهائی با تشابه هندسی بدون تعیین فاکتور c حذف شده و نسبت گروههای بدون بعد نسبت بخود گروهها بیشتر مورد توجه قرار میگیرند از اینرو معادله فوق برای سیستمهائی با تشابه هندسی بصورت زیر در می آید :

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left(\frac{R_1}{R_2}\right)^{m'}\left(\frac{S_1}{S_2}\right)^{n'} \qquad (٦)$$

با بکاربردن این رابطه در مورد انتقال حرارت و با استفاده از معادله (۳) خواهیم داشت :

$$\frac{N_{Nu1}}{N_{Nu2}} = \frac{N_{Re1}^{m'}}{N_{Re2}^{m'}} \cdot \frac{N_{Pr1}^{n'}}{N_{Pr2}^{n'}} \qquad (٧)$$

عدد پراندل مربوط به خواص فیزیکی سیال است و اگر این خواص در دو واحد یکسان بماند معادله (۷) بصورت زیر ساده می شود :

$$\frac{N_{Nu1}}{N_{Nu2}} = \frac{N_{Re1}^{m'}}{N_{Re2}^{m'}} \qquad (8)$$

$$\frac{(hd/k)_1}{(hd/k)_2} = \frac{(\rho vd/\mu)_1^{m'}}{(\rho vd/\mu)_1^{m'}} \qquad (9)$$

که برای تبادلات حرارتی سیّال در داخل لوله مورد استفاده قرارمیگیرد ۰ باحذف خواص فیزیکی ازاعداد نوسل ورینولد معادله بصورت زیرتبدیل میشود :

$$\frac{(hd)_1}{(hd)_2} = \frac{(vd)_1^{m'}}{(vd)_2^{m'}} \qquad (10)$$

وبصورت زیرساده میشود :

$$\frac{h_1}{h_2} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{m'} \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^{m'-1} \qquad (11)$$

عبارت فوق نسبت ضریب انتقال حرارت لایه‌ها برای دوسیستم بااندازه های مختلف بایك شکل هندسی وخواص فیزیکی رانشان میدهد این معادله بسیارمفید خواهد بود ولی باید دقت کرد که ماهیت جریان سیال دردو واحد یکنوع باشد ۰

البته بهترین راه برای استفاده ازمعادله (٦) تساوی گروههای بدون بعد $R_1 = R_2$ وغیره است که درمورد انتقال حرارت باید اعداد رینولد برابرباشند ۰ دراینصورت بین دوسیستم تشابه دینامیکی وجود دارد ۰

متاسفانه تساوی اعداد بدون بعد معمولا امکان ندارد ۰ مثلاً درمورد عدد رینولد برای اشل های کوچك سرعت خیلی زیاد میشود درانتقال حرارت گروههای بدون بعد اصلی عبارتنداز :

عدد پراندل = $C_{p\mu}/k$

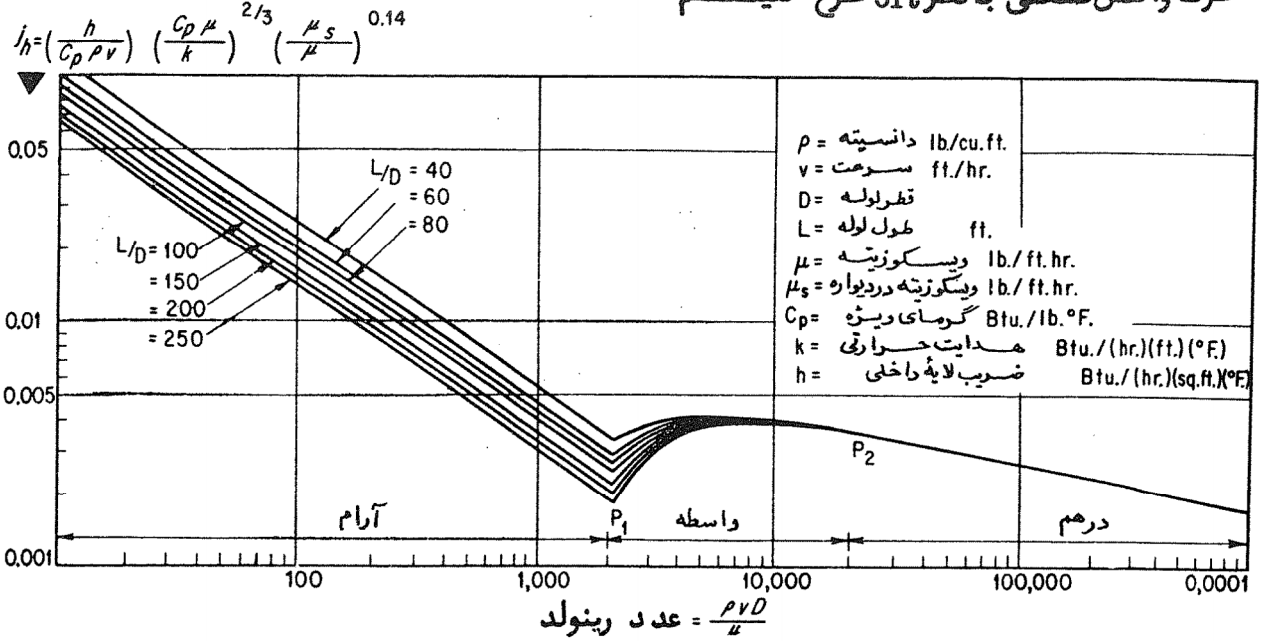
عدد استانتون = $h/C_p \rho v$

$$jH = \frac{h}{C_p \rho v}\left(\frac{C_p \mu}{K}\right)^{2/3}\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0.14}$$

بزای انتقال حرارت بین یك مایع در داخل لوله ودیواره‌های لوله منحنی jH درمقابل اعداد رینولد (برای سیّال داخل لوله $\frac{\rho vd}{\mu}$) اعداد لازم برای تغییراشل رامیدهد ۰ منحنی (۱) برای اجسام نیوتونی است ۰ در اعداد رینولد پائین تراز حد نقطهٔ P_1 عبورسیّال ازداخل لوله خطّی یاآرام است ۰ دربالای نقطهٔ P_2 حرکت درهم (توربولنت) است بین P_1 و P_2 حالت واسطه قراردارد ۰ درحرکت آرام تنها jH به عدد رینولد بستگی ندارد بلکه بانسبت طول بقطر نیزمربوط میشود ۰

بهتراست برای محاسبه ضریب انتقال حرارت لایه هابجای استفاده ازمعادله (۳) منحنی های $\log - \log$ اعداد بدون بعد را بکاربرد ۰ این معادلات برای منطقه محدودی ازمنحنی ها قابل استفاده هستند و مهندسین بهیچ وجه ازمعادله مزبوردرحدودی که اعتبار خود راازدست می دهد استفاده نمی کنند ۰ ازطرف دیگرمنحنی ها نشان میدهند که جریان آرام یاواسطه یادرهم است درصنعت دترجنتها جریان سیال اغلب درمنطقه آرام است و ضریب انتقال حرارت باازدیاد عدد رینولد کم میشود ۰ برای تجسّم مسائل مربوط ببالابردن اشل های صنعتی ازنقطه نظرانتقال حرارت مسئلهٔ پائین راد رنظرمیگیریم فرض کنید میخواهیم بااستفاده ازیك راکتورنیمه صنعتی باقطر 2ft که برای یك فعل وانفعال گرماگیریکارمیرودیك

ظرف واکنش صنعتی با قطر 6ft طرح کنیم .



شکل ۱ ــ فاکتور jH برای مبادلهای حرارتی

بشرط اینکه شکل دو دستگاه یکی باشد در این صورت طولها ، سطحها و حجمها در ظرف واکنش دوم بترتیب ۳ و $(۳)^۲ = ۹$ و $(۳)^۳ = ۲۷$ برابر میشود . مقدار حرارتی که باید به جرم وارد فعل وانفعال بدهیم بستگی به مقدار ماده دارد که آنهم $(۳)^۳ = ۲۷$ برابر شده سطح تبادل حرارت در دستگاه تولیدی $(۳)^۲$ یا ۹ برابر بزرگتر از دستگاه نیمه صنعتی شده و باین جهت حرارت در دستگاه نیمه صنعتی سه بار اسانتریه جرم وارد فعل وانفعال می رسد .

فرض کنید تانکهای تولیدی و نیمه صنعتی بصورت استوانه ، سپردار با شکل هندسی یکسان ومجهز به همزن توربینی بوده وارتفاع مایع در هر دو ظرف برابر با قطر استوانه باشد (قطر همزن نیز یك سوم قطر کل استوانه است) بفرض اینکه ضریب انتقال حرارت لایه کم وقابل کنترل بوده وقسمت گرم کننده بصورت پوششی (Jaket) اطراف ظرف را احاطه کند ونیز عامل تولید گرما بخار آب با ضریب انتقال حرارت زیاد باشد ضریب انتقال حرارت لایهٔ داخلی h_i برای هر تانك از معادلهٔ زیر بدست میآید :

$$\frac{h_i D_T}{k} = 0.74\left(\frac{\rho N D_i^2}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{C_p\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{-0.14} \quad (۱۲)$$

جدول ۱ ــ بالابردن اشل راکتور

	واحد نیمه صنعتی	واحد تولیدی
نام گذاری	۱	۲
نسبت تغییر اشل خطی ها	۱	۳
نسبت تغییر اشل سطحها	۱	۹
نسبت تغییر اشل حجمها	۱	۲۷
قطر تانك برحسب ft	۲	۶
ارتفاع مایع ft	۲	۶
حجم تانك برحسب گالن آمریکائی	۴۷	۱۲۷۰
قطر همزن برحسب in	۸	۲۴
دور همزن با سرعت خطی 55.ft/min	۲۶۲/۸	۸۷/۶

حال فرض می کنیم اندیس ۱ و ۲ بترتیب مربوط به واحد نیمه صنعتی و واحد تولیدی باشند ازاینرو نسبت ضریب انتقال حرارتی داخلی دو تانك عبارتند از :

$$\frac{(h_i D_T)_2}{(h_i D_T)_1} = \frac{(ND_i^2)_2^{2/3}}{(ND_i 2)_1^{2/3}} \quad (۱۳)$$

بطوریکه برای یك جسم ودرشرایط یکسان میتوان نوشت :

$$\frac{h_{i2}}{h_{il}} = \frac{D_{T1}}{D_{T2}} \frac{(N_2 D_{i2}^2)^{2/3}}{(N_1 D_{il}^2)^{2/3}} \qquad (14)$$

بفرض اینکه $D_T = 3D_i$ باشد بنابراین :

$$\frac{h_{i2}}{h_{il}} = \frac{N_2^{2/3} D_{i2}^{1/3}}{N_1^{2/3} D_{il}^{1/3}} \qquad (15)$$

برای مخلوط کننده های توربین درجهٔ اختلاط مواد درتانکهای سپرد اربقرارزیراست :

سرعت خطی برحسب ft/min

مخلوط ۶۵۰ ـ ۵۰۰

اختلاط متوسط ۸۰۰ ـ ۶۵۰

اختلاط زیاد ۱۱۰۰ ـ ۸۰۰

اگرسرعت خطی رابا T.S نشان دهیم داریم :

$$T.S = D_i . N \qquad N = \frac{T.S}{D_i}$$

ومعادله (۱۵) رامیتوان چنین تغییرداد :

$$\frac{hi2}{h_{il}} = (\frac{TS_2}{TS_1})^{2/3} (\frac{D_{il}}{Di2})^{2/3} (\frac{Di2}{D_{il}})^{1/3}$$

$$= (\frac{TS_2}{TS_1})^{2/3} (\frac{D_{il}}{D_{i2}})^{1/3} \qquad (16)$$

ازطرفی $(\frac{D_{i1}}{D_{i2}}) = \frac{8}{24} = \frac{1}{3}$ ازمعادلهٔ (۱۶) نتیجه می شودکه برای سرعتهای خطی مساوی $\frac{h_{i2}}{h_{i1}} = 0.693$ ودرموردی که سرعت خطی درواحد تولیدی دوبرابرسرعت خطی در واحد نیمه صنعتی باشد $\frac{h_{i2}}{h_{i1}} = 1.10$ خواهد بود .

درمورد سرعتهای خطی مساوی ضریب انتقال حرارت برای تانك تولیدی باقطر ۶ فیت فقط ۷۰٪ تانك نیمه صنعتی باقطر 2ft است بعلاوه تانك تولیدی برای واحد جرم برابر $\frac{1}{3}$ سطح انتقال حرارتی نسبت بتانك نیمه صنعتی دارد .

بالابردن سرعت چرخش همزن اثرکمی روی بالابردن ضریب انتقال حرارت لایه دارد زیرا حد اکثرسرعت مزبوررا میتوان دوبرابرکرد ودراین حالت ضریب انتقال حرارتی فقط ۱۰٪ بیشتراز دستگاه نیمه صنعتی میشود .

بنابراین بایدراه دیگری یافت تاضریب انتقال حرارت رادردواشل بتوان یکسان کرد برای بدست آوردن درجهٔ انتقال حرارت یکسان بازای واحد جرم دردوستگاه باید مواد رااز یك مبادل حرارتی خارجی باپمپ وارد راکتور کرد .

فرض میکنیم سطح تبادل حرارت دستگاه نیمه صنعتی ۲۰ فیت مربع ولوله های مبادل نیزازنوع $\frac{3}{4}$in.O.D22B.W.G بوده و در دستگاه تولیدی لوله های $\frac{3}{4}$in.O.D18B.W.G مصرفشده باشد .

مقدارحرارت انتقال یافته ازرابطهٔ زیر بدست میآید :

$$Q = U_i A_i \Delta T_m \qquad (17)$$

که درآن ضریب کلی انتقال حرارت یا U_i برای داخل لوله هاحساب میشود نسبت مقدار حرارت برای دستگاه نیمه صنعتی وتولیدی با معادلهٔ زیرنشان داده میشود :

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{U_{i2} A_{i2}}{U_{il} A_{il}} \frac{\Delta T_{m2}}{\Delta T_{m1}} \qquad (18)$$

برای شرایط حرارتی یکسان : $\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{U_{i2} A_{i2}}{U_{il} A_{il}}$

مقدار U_i برای داخل لوله ودیواره هابصورت زیرمحاسبه میشود :

$$\frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{x}{K_m A_m} + \frac{1}{h_s A_s} \qquad (19)$$

جدول II ـ بزرگ کردن اشکال مبادلهای حرارتی		
ویسکوزیته مایع 3.c.p و دانسیته آن lb/cu.ft 62,4 است		
ضریب ازدیاد حرارت	واحد نیمه صنعتی 1	واحد تولیدی $27=(3)^3$
مشخصات لوله	$^3/_8$ in.O.D. 22 BWG	$^3/_4$ in.O.D. 18 BWG
قطر داخلی لوله ها برحسب n	0.319	0.652
قطر داخلی لوله ها برحسب ft	$d_{i1}=0.0266$	$d_{i2}=0.0543$
سطح مقطع یك لوله برحسب اینچ مربع	0.0799	0.3339
سطح مقطع هرلوله برحسب sq.ft	0.000555	0.00232
تعداد لوله ها	$n_1=80$	n_2
سطح مقطع کل برحسب sq.ft	0.0444	$0.00232 \cdot n_2$
طول لوله ها ft	$l_1=3$	l_2
نسبت l/d_i	113	$18.4 \cdot l_2$
سطح داخلی لوله ها بازای هرفوت آن برحسب sq.ft	0.0835	0.1707
سطح کل انتقال حرارت sq.ft	$A_{i1}=20.05$	$A_{i2}=0.1707$ $l_2 . n_2$ sq.ft.
حجم جریان U.S.gpm	40	1080
حجم جریان cu.ft/min	0.0892	2.405
سرعت خطی در داخل لوله ها ft/sec	$v_{i1}=2.01$	$v_{i2}=1037/n_2$
عدد رینولد $\frac{\rho v_i d_i}{\mu} \cdot \frac{3600}{2.42}$	166	$174200/n_2$
jH ازروی شکل (۱)	0.0123	
$jH. \ l/d_i$	1.39	

که درآن x ضخامت لوله و A_i و A_s و A_m سطوح داخلی، خارجی و متوسط لوله هستند . ممکن است h_i و h_s دارای فاکتورهائی باشند که خطاهائی وارد محاسبه کنند از اینرو روابط را بصورتی می نویسیم که این دوعامل در آنها حذف شوند :

$$\frac{1}{h_i A_i} = \left[\frac{1}{U_i A_i} - \left(\frac{x}{K_m A_m} + \frac{1}{h_s A_s}\right)\right]$$

$$= \frac{1}{A_i}\left[\frac{1}{U_i} - \left(\frac{A_i}{A_m}\frac{x}{K_m} + \frac{A_i}{A_s}\frac{1}{h_s}\right)\right]$$

فرض میکنیم :

$$\beta = \left(\frac{A_i}{A_m}\frac{x}{K_m} + \frac{A_i}{A_s}\frac{1}{h_s}\right)$$

بنابراین :

$$\frac{1}{h_i A_i} = \frac{1}{U_i A_i}\left[1 - U_i\beta\right] \quad (۲۰)$$

و :

$$\frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{i1}A_{i1}} = \frac{U_{i2}A_{i2}(1-U_{i1}\beta_1)}{U_{i1}A_{i1}(1-U_{i2}\beta_2)} \quad (۲۱)$$

در این حالت خاص فرض می کنیم :

$$\frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{i1}A_{i1}} \approx \frac{U_{i2}A_{i2}}{U_{i1}A_{i1}} \quad (۲۲)$$

بعداً نشان داده خواهد شد که اگر h_s را برای بخار 1,000 Btu./(hr.)(sq.ft.)($^\circ$F.) بگیریم وفرض کنیم آهن بکاربرده شده فولاد زنگ نزن ۳۱۶ باشد خطای این فرضیه برای:

فقط $h_{i1} = 80$ Btu./(hr.)(sq.ft.)($^\circ$F.)

۳٪ است .

ضریب انتقال حرارت داخلی یك لوله توسط فرمول :

$$jH = \frac{h_i}{C_p \rho v_i}(N_{pr})^{2/3}\left(\frac{\mu_s}{\mu}\right)^{0.14} \quad (۲۳)$$

تعیین میشود . نسبت ضرایب انتقال حرارت داخلی برای واحد تولیدی ونیمه صنعتی عبارتست از :

$$\frac{h_{i2}}{h_{i1}} = \frac{jH_2 v_{i2}}{jH_1 v_{i1}} \quad (۲۴)$$

که درآن شرایط حرارتی وسیال بکاربرده شده یکسان فرض شده است .

سطح انتقال حرارت داخلی لوله هاتوسط فرمول زیرتعیین می شود: $A_i = \pi d_i . l . n$ (۲۵)

n تعداد و l طول لوله هاست . نسبت سطوح انتقال حرارت برای دو دستگاه عبارتست از :

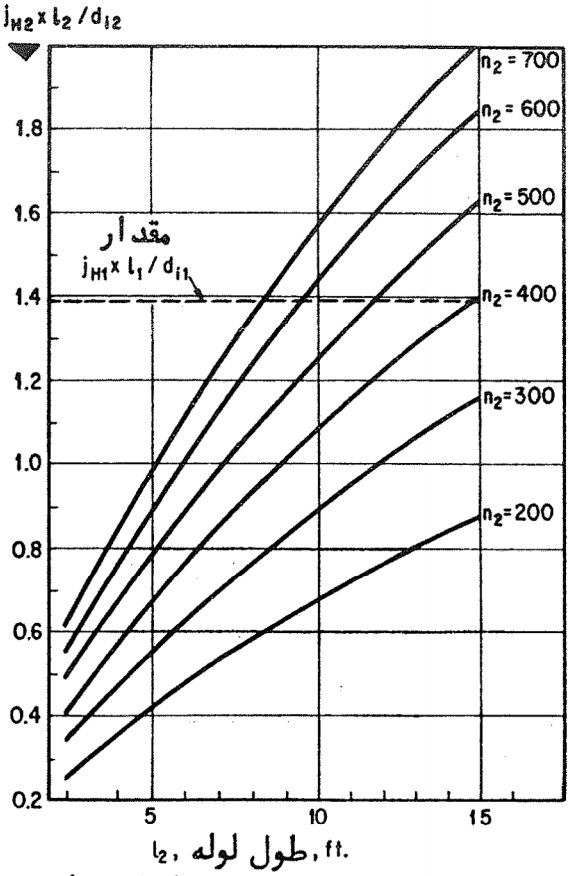
$$\frac{A_{i2}}{A_{i1}} = \left(\frac{d_{i2}}{d_{i1}}\right)\left(\frac{l_2}{l_1}\right)\left(\frac{n_2}{n_1}\right) \quad (۲۶)$$

درصورتیکه فرض کنیم مبادل شامل یك مجرا برای عبور مایع است ، مقدارسیالیکه ازداخل مبادل میگذرد عبارت خواهد بود از :

$$M = (\pi d_i^2/4) n . \rho . v_i \quad (۲۷)$$

ونسبت مقدارسیّالی که دردوسیستم عبورنموده چنین خواهد شد :

$$\frac{M_2}{M_1} = \left(\frac{d_{i2}}{d_{i1}}\right)^2\left(\frac{n_2}{n_1}\right)\left(\frac{v_{i2}}{v_{i1}}\right) \quad (۲۸)$$



شکل ۲ ــ بالا بردن اشل مبادل حرارتی

نسبت سطح انتقال حرارت به جرم عبور نموده :

$$\frac{A_{i2}}{A_{i1}} \div \frac{M_2}{M_1} = \left(\frac{v_{i1}}{v_{i2}}\right)\left(\frac{l_2}{d_{i2}}\right) \div \left(\frac{l_1}{d_{i1}}\right)$$

$$= \left(\frac{j_{H2} h_{i1}}{j_{H_1} h_{i2}}\right)\left(\frac{l_2}{d_{i2}}\right) \div \left(\frac{l_1}{d_{i1}}\right) \qquad (29)$$

معادله فوق رابصورت زیرهم می توان نوشت :

$$\frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{i1}A_{i1}} \div \frac{M_2}{M_1} = \left(\frac{jH_2}{jH_1}\right)\left(\frac{l_2}{d_{i2}}\right) \div \left(\frac{l_1}{d_{i1}}\right) \qquad (30)$$

برای شرایط حرارتی یکسان نسبت حرارت منتقل شده مساوی نسبت جرمهاست ازاینرو :

$$\frac{M2}{M_1} = \frac{Q_2}{Q_1} = \frac{U_{i2}A_{i2}}{U_{i1}A_{i1}} \approx \frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{i1}A_{i1}} \qquad (31)$$

$$\frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{i1}A_{i1}} \div \frac{M_2}{M_1} = 1 = \left(\frac{jH_2}{jH_1}\right)\left(\frac{l_2}{d_{i2}}\right) \div \left(\frac{l_1}{d_{i1}}\right) \qquad (32)$$

بنابراین برای شرایط حرارتی یکسان درواحد تولیدی ونیمه صنعتی خواهیم داشت :

$$jH_2(l_2/d_{i2}) = jH_1(l_1/d_{i1}) \qquad (33)$$

چنانکه درجدول II مشاهده میشود درایـــن حالت خاص مقدار $jH_1(l_1/d_{i1})$ برای واحـــد نیمه صنعتی ودرمورد مایعی باویسکوزیته 30cp وچگالی یك برابربا ۱/۳۹ است .

بنابراین تمام مقادیر $jH_2(l_2/d_{i2})$ باید مساوی ۱/۳۹ باشـند .

جدول II همچنین نشان میدهد که چگونه میتوان عدد رینولد رابرای واحد تولیدی درموردی که تعداد لوله هاوطول آنها معلوم باشد حساب کرد . ازروی عدد رینولد می توان jH_2 رابکمك منحنی شکل (۱) بدست آورد.تقریباً برای تمام اجسامی که مادرصنعت درجنتهاباآن سروکار داریم جریان مایع دارای رژیم آرام است وبمنظور معین کـردن jH_2 علاوه برعـدد رینـولـــد نسبت طول بقطرنیزلازم است .

جدول III لیست مقادیر jH_2 و $jH_2(l_2/d_{i2})$ رابرای قطرهاوطولهای مختلف نشان داده است شکل (۲) منحنی $jH_2(l_2/d_{i2})$ رانسبت به طول برای لوله های مختلف نشان میدهد

ملاحظه میشودکه درمورد n=400 طول لوله برای اینکه $jH_2(l_2/d_{i2})=1.39$ گردد باید ۱۵ فیت باشد . حال اگر n=700 باشـد طول لوله ها ۵/۸ فیت میشود .

اگرواحد تولیدی رابا n=500 لوله با طول $\frac{3}{4}$ ۱۱ فیت درنظربگیرید دراین حـــال هرچندکه مقدارحرارت داده شده درواحـــد تولیدی ۲۷ برابرواحد نیمه صنعتی است ولـی سطح تبادل حرارت 100sq.ft یا ۵۰ مرتبه بزرگتر ازواحد نیمه صنعتی است وبخوبی نشان داده میشـودکه درحالتی که ماضریب انتـقال

جدول III بزرگتر کردن اشل مبادلهای حرارتی

		$n_1=200$ $v_1=5.18$ ft./sec. $N_{Re}=870$		$n_2=300$ $v_2=3.45$ ft./sec. $N_{Re}=580$		$n_3=400$ $v_3=2.59$ ft./sec. $N_{Re}=435$		$n_4=500$ $v_4=2.07$ ft./sec. $N_{Re}=348$		$n_5=600$ $v_5=1.725$ ft./sec. $N_{Re}=290$		$n_6=700$ $v_6=1.48$ ft./sec $N_{Re}=249$	
Ft.	(l_2/d_{i2})	j_{H2}	$j_{H2}(l_2/d_{i2})$	j_{H2}	$j_{H2}(l_2/d_{i2})$	j_{H2}	$j_{H2}(l_2/d_{i2})$	j_{H2}	$j_{H2}(l_2/d_{i2})$	j_{H2}	$j_{H2}(l_2/d_{i2})$	j_{H2}	$j_{H2}(l_2/d_{i2})$
½	46	0.0057	0.262	0.0075	0.345	0.009	0.414	0.0105	0.483	0.0119	0.547	0.0133	0.612
	92	0.0045	0.414	0.0060	0.552	0.0073	0.667	0.0084	0.773	0.0096	0.879	0.0106	0.975
¾	138	0.0041	0.566	0.0053	0.731	0.0064	0.883	0.0074	1.021	0.0084	1.159	0.0093	1.283
	184	0.0037	0.681	0.0049	0.892	0.0059	1.080	0.0068	1.251	0.0077	1.410	0.0085	1.560
1½	230	0.0034	0.782	0.0045	1.035	0.0054	1.242	0.0063	1.450	0.0071	1.633	0.0079	1.818
	276	0.0032	0.883	0.0042	1.160	0.0051	1.405	0.0059	1.628	0.0067	1.850	0.0075	2.07

حرارت رابخوبی کنترل کنیم بازهم سطح انتقال حرارت نمی تواند درشرایط یکسان حرارتی مساوی بانسبت حرارتها بزرگ شود .

درشرایط این مسئله فرض شده که ضریب انتقال حرارت h_{il} که درواحد نیمه صنعتی بطورآزمایشی تعیین گردیده برابربا :

$$80\frac{BTU}{(hr.)(sq.ft)(^oF)}$$

وضریب انتقال حرارت بخارنیز :

$$1000\frac{BTU}{(hr.)(sq.ft)(^oF.)}$$ باشد

لازم به تذکراست که بطورکلی احتیاجی به محاسبهٔ ضریب انتقال حرارت داخلی نیست وفقط ما دراینجا مقدارمزبوررابرای نشان دادن خطای وارد درمحاسبات بدست میآوریم .

ازمعادلهٔ (۳۱) $\frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{il}A_{il}} = \frac{U_{i2}A_{i2}}{U_{il}A_{il}}$

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{il}A_{il}}$$

دراین حالت $\frac{Q_2}{Q_1}=27$ است ونشان داده شده که نسبت $\frac{A_{i2}}{A_{il}}$ برای ۵۰۰ لوله مساوی ۵۰ میباشد . ازاینرو :

$$\frac{h_{i2}}{h_{il}} = \frac{Q_2}{Q_1} \div \frac{A_{i2}}{A_{il}} = \frac{27}{50} = 0.54$$

بنابراین اگردرمبادل نیمه صنعتی $h_{il}=\frac{80\ BTU}{(hr)(sq.ft)(^oF)}$ باشد درواحد تولیدی $h_{i2}=\frac{43.2\ BTU}{(hr)(sq.ft)(^oF)}$ میشود . در معادلهٔ (۲۱) :

$$\beta = \frac{A_i}{A_m}\frac{x}{K_m} + \frac{A_i}{A_s}\frac{1}{h_s}$$

وبرای لوله های $\frac{3}{8}$inOD.22BWG بافولاد زنگ نزن و $h_s=\frac{1000\ BTU}{(hr)(sq.ft)(^oF)}$ مقدار $\beta_1 = 0.001082$ است .

برای لوله های فولاد زنگ نزن $\frac{1}{4}$inOD.18BWG و $h_s=\frac{1000\ BTU}{(hr)(sq.ft)(^oF)}$ مقدار $\beta_2 = 0.001278$ میباشد .

اگرفرض شده باشدکه $\frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{il}A_{il}} = \frac{U_{i2}A_{i2}}{U_{il}A_{il}}$

وازآنجا $\frac{h_{i2}}{h_{il}} = \frac{U_{i2}}{U_{il}} = 0.54$

اگر $h_{il}=\frac{80\ BTU}{(hr)(sq.ft)(^oF)}$ باشد مقدار :

$U_{il}=\frac{73.7BTU}{(hr)(sq.ft)(^oF)}$ میشود .

بنابراین $U_{i2} = 39.8BTU/(hr)(sq.ft)(^oF)$

و $\frac{(1-U_{il}\beta_1)}{(1-U_{i2}\beta_2)} = \frac{1-73.7\ 0.001082}{1-39.8\ 0.001278} = 0.97$

درنتیجه : $\frac{h_{i2}A_{i2}}{h_{il}A_{il}} = \frac{U_{i2}A_{i2}}{U_{il}A_{il}} \cdot 0.97$

وفرض تساوی بالا همراه با ۳٪ خطاست هرگاه

$h_s=\frac{2000\ BTU}{(hr)(sq.ft)(^oF)}$

باشدخطا ۱/۵٪ ودرحالتی که $h_s = 500$ باشد خطا ۶٪ خواهد بود .

باید یادآوری شود اگر ۷۰۰ لوله با سرعت سیال ۱/۴۸ یا ۴۰۰ لوله باسرعت سیال ۲/۵۹ داشته باشیم سطح انتقال حرارت درهردویکی است .

منظور اصلی ازاین عملیات طراحی یک مبادل حرارتی نیست بلکه مقصود اصلی بررسی فاکتورهائی است که درتغییراشل یک دستگاه حرارتی درصنعت درجنتها دخالت دارند درعمل باید فاکتورهای دیگری رادرانتخاب طول لوله درنظرگرفت .

درحالت خاصی فرض می کنیم بین دودستگاه تشابه هندسی وجود داشته باشد دراین حالت معادلهٔ (۲۴) بادرنظرگرفتن : $\frac{l_2}{d_{i2}}=\frac{l_1}{d_{il}}$ و $jH_2 = jH_1$ چنین میشود :

$$h_{i2}/h_{i1} = v_{i2}/v_{i1} \qquad (۳۴)$$

یعنی تساوی jH_2 و jH_1 تساوی اعداد رینولدتحت شرایط حرارتی یکسان است ۰

تساوی اعداد رینولد دراین حالت چنین معنی می دهد : $v_{i2}/v_{i1} = d_{i1}/d_{i2}$

بنابراین ازمعادلهٔ (۳۴) نتیجه میشود

$$\frac{v_{i2}}{v_{i1}} = \frac{d_{i1}}{d_{i2}}$$

$$h_{i2}/h_{i1} = d_{i1}/d_{i2} \qquad (۳۵)$$

ازمعادلهٔ (۲۶) و (۳۱)

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{l_2 . n_2}{l_1 . n_1} \qquad (۳۶)$$

$$l_2/d_{i2} = l_1/d_{i1}$$

بنابراین

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{d_{i2}}{d_{i1}} \cdot \frac{n_2}{n_1} \qquad (۳۷)$$

$$n_2 = \frac{Q_2}{Q_1} \cdot \frac{d_{i1}}{d_{i2}} \cdot n_1 \qquad (۳۸)$$

درمثال بالا $n_1 = 80$ و $\frac{d_{i1}}{d_{i2}} = \frac{0.319}{0.652} = 0.489$

و $\frac{Q_2}{Q_1} = 27$ است۰

ازاینرو ازمعادلهٔ (۳۸) :

$$n_2 = 27 . 0.489 . 80 = 1057$$

و $l_2 = l_1 . d_{i2}/d_{i1} = {}^3/_{0.489} = 6.14$

دراینحالت مبادل حرارتی ۱۰۵۷ لوله باطول ۶/۱۴ فیت دارد ۰

● نامگـــــذاری :

قابلیت هدایت حرارتی	h
گرمای ویژهٔ مایع	C_p
سرعت خطی دورانی همزن	T.S.
ضریب انتقال حرارتی داخلی	hi
ضریب انتقال حرارتی کلی	U_i
ضریب انتقال حرارتی پوستهٔ لوله	hs
سطح تبادل حرارتی داخل لوله	Ai
سطح تبادل حرارتی خارج لوله	As
سطح متوسط انتقال حرارت	Am
ضخامت دیوارهٔ لوله	x
قابلیت هدایت حرارتی دیوارهٔ لولهٔ فلزی	Km
طول لوله	l
تعداد لوله ها	n
سرعت جرمی سیّال	M
اعداد بدون بعد	Q,R,S
ثابتها	C,m',n'
تابع	f
عدد نوسل	N_{Nu}
عدد رینولد	N_{Re}
عدد پراندل	N_{pr}
دانسیتهٔ مایع	ρ
سرعت خطی متوسط مایع	v
قطر داخلی لوله	d
ویسکوزیتهٔ مایع	μ
قطرهمزن توربینی	D_i
قطرتانك	D_T
سرعت دورانی همزن	N
ارتفاع همزن ازانتهای تانك	B
ارتفاع مایع درتانك	H

References

1.Brooks and Su, chem. Eng.Prog.55,No. 10 P.54 1959

2.Brooks and Su, chem. Eng.Prog.56,No. 30,P. 237 1960

3.Brown "Unit Operations" Wiley,New - York 1950

4.Coulson and Richardson "Chemical - Engineering Vol.I" Pergamon Press, London 1954

5.Johnstone and Thring "Pilot Plants, Models and Scale-up Methods"Mc Graw Hill, NewYork 1957

6.Mixing Equipment Co.Inc. Rochester. No.Y. "Fluid Mixing" an outline of the technical film produced by the Company.

7. "The scaling-up of chemical plant and Processes" Proceedings of symposium Inst. of chem.Eng.London , May 1957