

مطالعه کمی برخی از پدیده‌های موجود در راکتورهای بستر ثابت

نوشته :

مرتضی سهرابی طاهره کاغذچی

استادیاران انستیتو مهندسی شیمی و پتروشیمی پلی تکنیک تهران

چکیده :

در مقاله حاضر پارامترهای کنترل کننده برخی از پدیده‌های موجود در راکتورهای بستر ثابت که فرآیندهای انتقال جرم و حرارت را در این قبیل راکتورها مشخص مینمایند مورد مطالعه قرار میگیرد. کوشش شده است که تا حد امکان اطلاعاتی راجع به کمیت و نوع این پارامترها بدست داده شود.

مقدمه :

یک لوله استوانه‌ای شکل مملو از دانه‌های کاتالیزر ساده‌ترین نوع راکتورهای بستر ثابت را تشکیل میدهد. ترکیب شوندگان پس از عبور از بستر کاتالیزر با سرعتی که به پارامترهای سیستم مثل شدت جریان، غلظت، دما و طول راکتور و غیره بستگی دارد به محصولات واکنش تبدیل میشوند. برخی از این پارامترها را میتوان از نظریه‌ی ب خوبی توجیه نمود اما برای بعضی دیگر چنین امکانی وجود ندارد. پارامترهای دسته اخیر غالباً پدیده‌های ماکروسکپیک انتقال حرارت و جرم را در داخل بستر ثابت و نیز انتقال حرارت بین بستر ثابت و دیواره‌های راکتور و یا سرد کننده خارج را مشخص می نمایند. در این مقاله مطالعه‌ای درباره این قبیل کمیت‌های ماکروسکپیک بعمل آمده است تا مقادیر کمی و مختصات آنها ب خوبی شناسانده شود.

انتقال گردابی شعاعی (Radial Eddy Transport)

انتقال بشکل جابجائی پدیده در مورد تمام راکتورهای مداوم بوده و معادلات مربوط به طرح آنها جملاتی که کمیت این نوع مکانیسم انتقال را بدست می دهند وارد میشوند. اما بدلیل آنکه بردار سرعت در بک بستر ثابت از نقطه‌ای به نقطه دیگر دارای تفاوتی است، جمله مربوط به کدو کسیون به دو قسمت تقسیم میشود که قسمت اول مربوط به فلوی معمولی جریان بوده و دومی شباهتی به یک پدیده نفوذ دارد قسمت اخیر را فرآیند انتقال گردابی نیز می نامند و با وجود آنکه یک پدیده ماکروسکپیک می باشد شباهتی به انتقال

ملکولی دارد ولی اغلب بسیار بزرگتر از فرآیندهای مشابه ملکولی است. در بدست آوردن معادلات ریاضی گویای این نوع انتقال محققین از کارهای مقدماتی در این زمینه سود برده و موفق شده اند معادلات تنش رینولدزی را در مورد انتقال انرژی و مقدار حرکت در حوضه های درهم (Turbulent Fields) و معادله نفوذی انیشتن را بدست آورند.

با وجود آنکه چنین روشی لازم نیست تنها محدود به بسترهای ثابت باشد معذکک بدو دلیل این محدودیت را قائل میشوند:

اول - اعداد تجربی نسبتاً زیادی برای امتحان صحت مدل ریاضی در دست بوده و ثانیاً توافق بسیار خوبی که بین اعداد تجربی و تئوری وجود دارد، جای کمتر تردیدی را در مورد مفید بودن چنین روشی باقی می گذارد.

در نوشتن معادله بقای جرم جزء i ام، جمله ای بصورت $-\text{div}(UC_i)$ ظاهر خواهد شد که مربوط به تجمع این جزء در محدوده حجم جزئی مفروض بواسطه جریان جابجائی عبوری از سطح جانبی حجم جزئی می باشد. این حجم کوچک یک حجم ماکروسکوپیک است زیرا محتوی تعدادی دانه های جامد بوده و بردار حقیقی سرعت، u در ضمن عبور سیال از اطراف این دانه ها تغییراتی پیدا می نماید.

مطابق فرض رینولدز، بجای سرعت برداری و غلظت مقادیر متوسط آنها را قرار داده و نیز از چهار جمله حاصل در روی حجم جزئی متوسط فضائی می گیریم.

فرض می کنیم:

$$U = \bar{U} + u \quad (1)$$

$$C_i = \bar{C}_i + c_i$$

بنابراین:

$$-\text{div}(UC_i) = -\text{div}(\bar{U}\bar{C}_i + u\bar{C}_i + c_i\bar{U} + uc_i)$$

خط تیره در بالای هر جمله نشان دهنده آنستکه از این مقادیر باید متوسط فضائی گرفته شود.

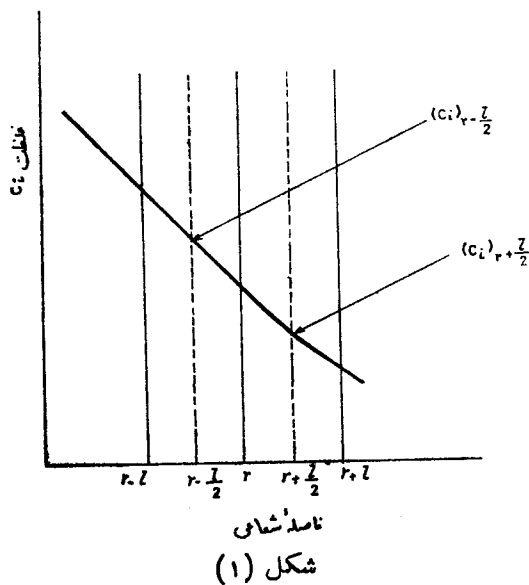
می دانیم:

$$U = \frac{1}{V} \int_V \int_V \int_V U dV = \frac{1}{V} \int_V \int_V \bar{U} d\bar{v} + \frac{1}{V} \int_V \int_V u d\bar{v} \quad (2)$$

در رابطه (۳)، v حجم کوچک مفروض است که دارای تعداد کافی از ذرات جامد می باشد بطوریکه میتوان آنرا یک بستر ثابت بحساب آورد و در عین حال آنقدر کوچک است که میتوان از تغییرات \bar{U} در آن صرف نظر نمود. مسلمست که متوسط نوسانات سرعت u و غلظت C_i برابر صفر می باشد بنابراین دومین و سومین جمله سمت راست معادله (۲) مساوی صفر هستند. اولین جمله معادله مربوط به پدیده کنوکسیون است که قبلاً توضیح داده شد و آخرین جمله $-\text{div}(uc_i)$ نیز همانستکه باعث ایجاد انتقال شعاعی میگردد.

اگر ارتباطی بین u و C_i برقرار نبود این جمله نیز برابر صفر میشد. اما بین دو کمیت u و C_i رابطه‌ای موجود بوده و در زیر این ارتباط منطقی مورد بحث قرار می‌گیرد.

فرض می‌کنیم که در داخل بستر ثابت گرادیان غلظتی وجود داشته و بدلیل نوسانات میدان سرعت مقدار کمی از سیال از نقاط: $r - \frac{1}{2}$ و $r + \frac{1}{2}$ به نقطه r برسد (شکل ۱). نظریات گرادیان غلظت C_i را در جهت r فرض کردیم، این نتیجه حاصل میشود که جزء سیال رسیده از نقطه $r - \frac{1}{2}$ بواسطه سرعت آن در جهت $+r$ بطور متوسط دارای غلظت بزرگتری از نقطه r بوده و بهمین ترتیب جزء سیال رسیده از $r + \frac{1}{2}$ دارای غلظت کوچکتری از سیال نقطه r می‌باشد. بنابراین روشن است که نوسانات مثبت C_i وابسته بمقادیر مثبت u در نقطه x بوده و بالعکس $-C_i$ وابسته به $-u$ می‌باشد. در اینصورت ارتباط بین u و C_i از نظر فیزیکی حقیقی است.



برای بسط کمی این مدل، تغییراتی در روش اینشتین (مربوط به پدیده نفوذ) بعمل می‌آوریم تا بتوان آنرا در مورد یک بستر یرشده مورد استفاده قرارداد. جریان سیال در داخل بستر پر شده بتوسط نیروی وارد بر آن از میان فضاهاى خالی بین ذرات صورت می‌گیرد. چنین جریان پیچیده‌ای را ممکنست بصورت زیر تصور نمود: مسیر جریان سیال که در سطح مشخصی در بستر صورت می‌گیرد بتوسط ذره‌ای از لایه بعدی مسدود میشود و در نتیجه سیال اجباراً این ذره را دور زده به چندین جریان کوچکتر تقسیم و از مسیرهای متعددی که ذره را احاطه کرده است عبور خواهد نمود. بهمین شکل در مجرای مجاور دیگر که در همان سطح اولیه قرارداد سیال مجدداً تقسیم خواهد شد. باین طریق اجراء مسیرهای مختلف بیکدیگر پیوسته و جریان‌های جدیدی را ایجاد می‌نمایند که آنها نیز مرتباً تقسیم میشوند. این پدیده در صورت موجود بودن گرادیان غلظت در سیستم موجب انتقال مواد خواهد گردید. شدت اختلاط جریانهای مختلف سیال بایکدیگر بستگی به اعداد

رینولدز واشمیت مربوطه دارد. معهذاً در مقدار نسبتاً اندك عدد رینولدز، مثلاً بزرگتر از ۱۰۰، نیز جریانها بایکدیگر مخلوط میشوند.

قبل از آنکه بتوان این مدل را از نظر کمی مورد مطالعه قرارداد بایستی مسئله سرعت را در داخل بستر روشن نمود. جریان سیال بدون واکنش شیمیائی در داخل یک بستر ثابت منجر به توزیع شعاعی سرعت خواهد گردید (۱) و (۲).

معهذاً در مورد مسئله مورد نظر ما میتوان فرض نمود که جریان یک سیال بدون واکنش شیمیائی در اطراف ذرات بطریقی صورت می گیرد که در سراسر بستر فقط یک سرعت متوسط \bar{u} وجود خواهد داشت. در صورتیکه سیال مخلوطی از چندین جسم باشد که بین آنها یک واکنش شیمیائی مطابق معادله:

$$\sum_{i=1}^n a_i \neq 0 \quad \text{که در آن} \quad \sum_{i=1}^n a_i A_i = 0$$

است صورت بگیرد، سرعت متوسط در نقاط مختلف بستر پر شده بستگی بمیزان تبدیل (Conversion) ترکیب شوندگان خواهد داشت. در یک واکنش شیمیائی قانون بقای جرم برقرار بوده و در نتیجه $\bar{p}u$ و یا G_0 با درصد تبدیل تغییری نمی نمایند. اما باید دانست که حتی در مورد یک بستر پر شده ایده آل نیز $\bar{p}u$ در نقاط مختلف بستر ثابت نیست زیرا میزان تبدیل در نقاط مختلف شعاعی متفاوت بوده و همین امر سبب ایجاد گرادیانهای شعاعی فشار میگردد. معهذاً با در این بحث به دودلیل مقدار $\bar{p}u$ را در سراسر بستر ثابت فرض می نماییم:

اول: بدون چنین فرضی مسئله بسیار بغرنج خواهد شد و دوم فرض $\bar{p}u$ ثابت در بسیاری از موارد منطقی تر از فرض \bar{u} ثابت می باشد.

با دانستن محدودیت مدل بالا، سعی می کنیم معادله ای نیمه کمی برای بیان پدیده انتقال گردابی در جهت عمود بر جریان سیال بدست آوریم. ناظری که با سرعت \bar{u} در بستر حرکت نماید، مشاهده خواهد کرد که اجزاء سیال در ضمن عبور از اطراف دانه های پرکننده از یک حوزه اختلاط به حوزه دیگر رانده میشوند. متوسط مسافتی را که اجزاء سیال در جهت شعاع مسیری پیمایند به l نشان می دهیم و آنرا «مسیر متوسط ممکن» می نامیم بعد از هر «پرش» (jump) قسمتی از یک جریان سیال با جریان دیگری که در مجاورت آن حرکت می کند مخلوط شده و این امر سبب انتقال خواهد گردید.

اگر u_1 را میزان نوسانات سرعت سیال بطرف داخل بستر فرض کنیم، مقدار کلی جریان مواد که از نقطه r بطرف داخل حرکت می نماید عبارتست از:

$$\frac{1}{\tau} \left[(u_r \bar{C}_i)_{r-\left(\frac{1}{\tau}\right)} - (U_r \bar{C}_i)_{r+\left(\frac{1}{\tau}\right)} \right] = -\frac{1}{\tau} \text{grad}_r (u_r \bar{C}_i) \quad (4)$$

ضریب $\frac{1}{\tau}$ در معادله (۴) مبین آنستکه مقدار مثبت یا منفی u_1 تنها مربوط به نیمی از مسافت طی شده

می باشد. اگر هر یک از عوامل سمت چپ معادله (ε) را بروش تیلور بسط داده و از یکدیگر تفریق نمائیم سمت راست معادله حاصل خواهد شد. در صورتیکه فرض شود u_i متناسب با \bar{u} بوده و $\rho \bar{u}$ ثابت بماند، ρu_r نیز اجباراً ثابت خواهد ماند و در نتیجه :

$$-\frac{1}{r} \text{grad}_r(u_r C_i) = -\frac{1}{r} \text{grad}_r \left[\frac{\rho u_r}{M} \left(\frac{\bar{M} C_i}{\rho} \right) \right] \quad (5)$$

$$= -\frac{l \rho u_r}{r M} \text{grad}_r Y_i \quad (6)$$

در روابط فوق :

Y_i : تعداد مولهای سازنده i ام در مخلوط تقسیم بر جرم ملکولی متوسط سیال است .

\bar{M} : جرم ملکولی متوسط مخلوط ورودی است .

U_r : برابر $\frac{1}{\theta_1}$ که θ_1 رمان لازم برای ایجاد یک پرش می باشد .

قابلیت نفوذ ، E_{DR} ، از معادله انیشتن بدست می آید که برابر است با :

$$E_{DR} = \frac{l^2}{r \theta_1} \quad (7)$$

بنابراین جریان کلی سیال در جهت داخل بستر عبارتست از :

$$-\frac{\rho}{M} E_{DR} \text{grad}_r Y_i \quad (8)$$

با استفاده از روش Baron (۲) و Ranz (۴) میتوان مقدار E_{DR} را برحسب پارامترهای بستر بدست آورد . مقدار l در حدود $dp/2$ یعنی شعاع دانه های کاتالیزور θ_1 در حدود dp/\bar{u} می باشد با جانشین ساختن این مقادیر در معادله (۷) و در نظر داشتن آنکه $\rho \bar{u}$ ثابت است خواهیم داشت :

$$E_{DR} = \frac{l^2}{r \theta_1} = \frac{d_p^2 \rho_o \bar{U}}{8 d_p \rho} = \frac{d_p \bar{U} \rho_o}{8 \rho} \quad (9)$$

و از آنجا :

$$\rho E_{DR} = \frac{d_p \bar{U} \rho_o}{8} \quad (10)$$

و یا بصورت کلی تر می توانیم بنویسیم :

$$\rho E_{DR} = \frac{d_p \bar{U} \rho_o}{N} \quad (11)$$

که N عددی در حدود ۸ می باشد. جمله $-\text{div}(u C_i)$ در معادله (۲) با عبارت زیر برابر است :

$$-\text{div}(u C_i) = -\text{div} \left[\frac{-\rho_o d_p \bar{u}}{NM} \text{grad}_r Y_i \right] \quad (12)$$

مسئله است که در محاسبات طرح را کتور قرار دادن عدد ۸ بجای N در معادله (۱۱) که براساس مدل نفوذ گردابی بدست آمده است صحیح نخواهد بود و لازمست که مقدار تجربی N بکار برده شود. متأسفانه نتایج

و اعداد لازم در مورد سیستمهای واکنش کننده بسیار اندک است و مقادیر N تنها برای سیستمهای بدون واکنش شیمیائی درست می باشد. باید توجه داشت که $\rho_0 \approx \rho$ و N برابر عدد Peclet است.

$$N = Pe \equiv \frac{d_p \bar{u}}{E_{DR}} \quad (13)$$

نتایج تجربی تعدادی از محققین در شکل (۲) نشان داده شده است. در این شکل:

$$Pe = \frac{d_p \bar{u}}{E_{DA}} \quad \text{و} \quad Re = \frac{d_p G_0}{\mu}$$

که:

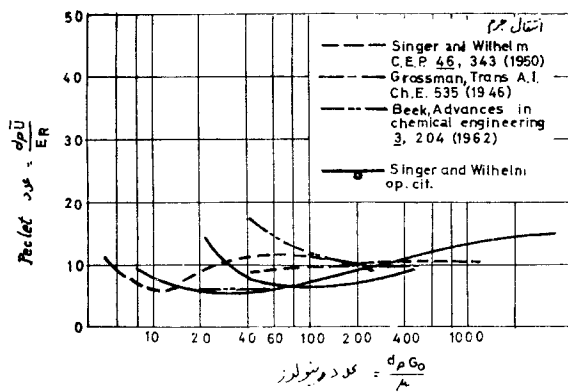
\bar{u} : سرعت متوسط در بستر ثابت.

d_p : قطر دانه های کاتالیزر که بستر ثابت را تشکیل داده اند.

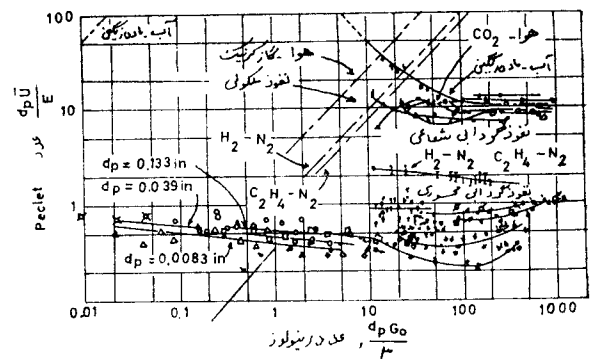
E_{DA} : نفوذ گردابی محوری.

G_0 : سرعت جرمی.

μ : ویسکوزیته است.



شکل ۳



شکل ۲

در صورتیکه به گوشه راست فوقانی شکل توجه شود، مشاهده می گردد که عدد Peclet تجربی برای تمام مقادیر زینولدز بزرگتر از ۰.۰۰۰ بین ۰ و ۱۰ قرارداد.

شکل (۳) تعدادی از نتایج مربوط به نفوذ حرارتی گردابی (Eddy Thermal Diffusivities)

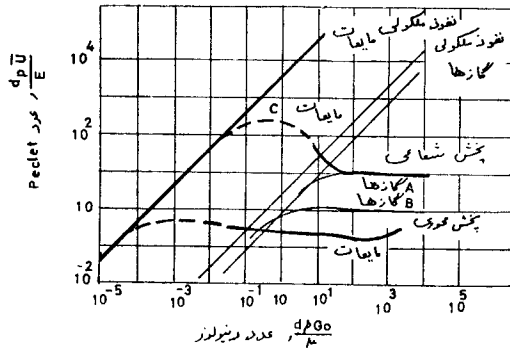
را نشان می دهد. با وجود آنکه در این شکل مشاهده میشود که عدد Peclet مربوط به انتقال حرارت شعاعی در حدود ۱ می باشد باید توجه داشت که مکانیسم های دیگر انتقال شعاعی در داخل جامدات یعنی تشعشع و هدایت تشابه بین دو پدیده نفوذ جرمی و حرارتی را برهم میزند. البته در رینولدز بزرگتر از ۱۰۰ اثرات پدیده های اخیر معمولاً ناچیز است.

در شکل (۲) مقایسه ای بین اعداد Peclet مربوط به انتقال شعاعی گردابی و نفوذ ملکولی بعمل

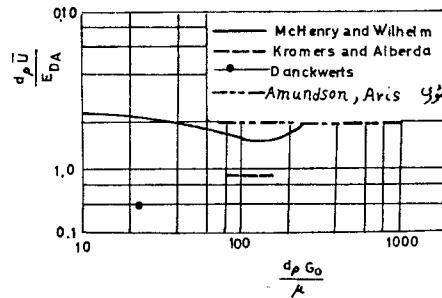
آمده است همچنین اعداد Peclet تجربی برای انتقال محوری گردابی نیز داده شده است که این مسئله در زیرمورد بحث قرار می گیرد.

نفوذ محوری گردابی

در این بخش برخی از کارهای انجام گرفته در مورد نفوذ محوری در بستریهای پر شده را مورد مطالعه قرار داده و نتایج تجربی و تئوری موجود را مورد بحث قرار می‌دهیم.

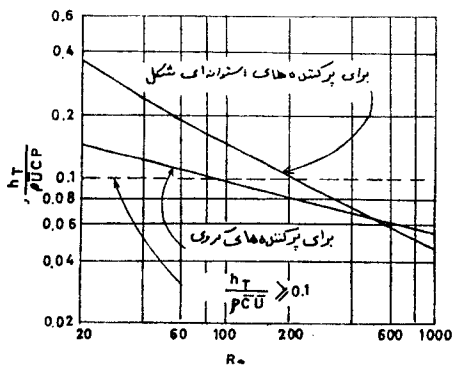


شکل ۳

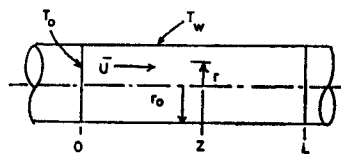


شکل ۴

تعدادی از اعداد Peclet تجربی مربوط به نفوذ محوری گازها را بصورت تابعی از عدد رینولدز در شکل (۴) نشان داده‌ایم. قسمت فوقانی منحنی تیره مربوط به اختلاط فازگازی است که بتوسط McHenry و Wilhelm (۵) با استفاده از روش واکنش تناوبی (Frequency Response) بدست آمده است. بستر ثابتی که در آزمایشهای آنان مورد استفاده قرار گرفت مجموعه‌ای از دانه‌های کروی شکل شیشه‌ای هم قطر بود که بطور نامنظم در داخل رآکتور قرار داده شده بود این نتایج نشان می‌دهد که در فاصله تغییرات رینولدز از ۱۰ تا ۴۰۰ عدد Peclet محوری در حدود ۲ می‌باشد. این نتیجه با محاسبات Aris و Amundson (۶) که همین عدد Peclet را برای مقادیر بزرگ رینولدز بدست آورده‌اند وفق می‌دهد. سایر محققین نیز در این زمینه تحقیقاتی بعمل آورده‌اند که از آن جمله Kramers و Alberda (۷) و Danckwerts (۸) هستند و نتایج مطالعات آنان در شکل (۴) نشان داده شده است محققین نامبرده از حلقه‌های Raschig با نسبت ابعاد $\frac{\text{حلقه}}{\text{قطر لوله}}$ برابر ۱۳ و ۲۰. بعنوان پرکننده استفاده کرده‌اند. در شکل (۲) نتایج آزمایشهای White و Ebach (۹) در مورد پخش مایعات در بستریهای پر شده



شکل ۵



شکل ۶

، Jacques ، Hennico (۱۱) Geankoplis و Strang ، (۱۰) Bretton و Carberry ، Vermeulen (۱۲) و Cairns ، Prausnitz (۱۳) نموده شده و نشان میدهد که عدد Peclet مایعات در رینولدز پایین کوچکتر از عدد Peclet مربوط به گازها می باشد . این شکل همچنین نشان میدهد که مقادیر نفوذ گردابی در بسترهای پر شده در جهات مختلف متفاوت است مثلاً ضریب نفوذ شعاعی و محوری در حدود ۱ برابر بایکدیگر تفاوت دارند . مقادیر قابلیت نفوذ گردابی ، شعاعی و محوری و مقایسه آنها با فرآیندهای انتقال ملکولی در شکل (۵) مشخص گردیده اند .

ضرائب انتقال حرارت

اندازه گیری ضریب انتقال حرارت h_T بین دیواره های رآکتور و بستر ثابت بسیار مشکل است زیرا انجام این امر نیاز به دانستن دمای بستر ثابت در مجاورت سطح انتقال حرارت دارد . این دما را معمولاً با اکستراپوله کردن پروفیل درجه حرارت بستر ثابت تا سطح انتقال حرارت بدست می آورند . بدلیل اشکال در اندازه گیری دقیق h_T اختلافات زیادی بین نتایج محققین بچشم می خورد . ولی شاید مهمترین نکته ای که یک طراح رآکتور باید بدان توجه کند این باشد که دانستن مقدار دقیق h_T تا چه اندازه مورد لزوم است . برای پاسخ بدین سؤال سیستمی را در نظر می گیریم که در آن انتقال حرارت بدون وجود واکنش شیمیائی انجام می گیرد . باین ترتیب مسئله به جریان پیستونی یک سیال گرم در داخل یک بستر ثابت که سطح جابتی پائین تر از دمای سیال قرار دارد منجر میشود (شکل ۶) .

جریان حرارت در جهت محوری در اثر یک فلوی جابجائی و در جهت شعاعی بر اثر نفوذ گردابی

شعاعی صورت میگیرد . معادله بدون بعد سیستم به قرار زیر است :

$$\frac{\partial \theta}{\partial y} = \frac{1}{\xi} \cdot \frac{\partial}{\partial \xi} \left(\xi \frac{\partial \theta}{\partial \xi} \right) \quad (۱۴)$$

که :

$$\theta = \frac{U - T_w}{T_o - T_w}$$

$$\xi = \frac{r}{r_o}$$

$$y = \frac{E_{HR} Z}{UR_o^2}$$

E_{HR} عبارت از قابلیت نفوذ حرارتی گردابی در جهت شعاع است و بقیه کمیت ها در شکل (۶) مشخص شده اند شرایط حدی معادله (۱۴) عبارتست از :

$$\left. \begin{array}{l} \theta = 1 \quad , \quad y = 0 \quad \text{در} \\ \frac{\partial \theta}{\partial \xi} = \sigma \theta \quad \xi = 1 \quad \text{در} \\ \frac{\partial \theta}{\partial \xi} = 0 \quad \xi = 0 \quad \text{و در} \end{array} \right\} \quad (۱۵)$$

$$\sigma = \frac{h_T r_o}{\rho C E_{HR}} \quad (16)$$

حل معادله (۱۴) با شرایط حدی (۱۵) در مراجع متعددی درج شده است نکته مهم در این مورد آنستکه وقتی مقدار σ بزرگتر از ۱ باشد، در حالت $R = R_o$ ، تقریباً تمام مقاومت در برابر انتقال حرارت در داخل بستر ثابت صورت می‌گیرد و بین بستر ثابت و سطح جانبی مقاومتی وجود نخواهد داشت. بنابراین اگر:

$$\frac{h_T r_o}{\rho C E_{HR}} > 10 \quad (17)$$

باشد.

میتوان یکی از شرایط حدی (۱۵) را تغییر داد یعنی فرض کرد که $\xi = 1$ ، $\theta = 0$ است در شکل ۲

مشخص است که وقتی:

$$\frac{d_p \bar{U}}{E_{HR}} = 10 \quad \text{باشد} \quad Re > 50 \quad \text{است}$$

با قراردادن رابطه فوق در معادله (۱۷) خواهیم داشت:

$$\frac{h_T r_o 10}{\rho C \bar{U} d_p} > 10 \quad (18)$$

معمولاً مقدار $r_o/d_p \approx 10$ بوده و در نتیجه معادله (۱۸) خواهد شد:

$$\frac{h_T}{\rho C \bar{U}} > 0.1 \quad (19)$$

رابطه (۱۹) با وجود آنکه تقریبی است، معذک نشان میدهد که در محاسبات نیاز چندانی به در نظر گرفتن h_T وجود ندارد. البته باید در نظر داشت که در محاسبه این رابطه حرارت حاصل از واکنش شیمیائی در نظر گرفته نشده است. Beek (۱۴) روابط تجربی زیر را پیشنهاد نموده است. در مورد بسترهای ثابت با پرکننده‌های کروی شکل:

$$\frac{h_T}{\rho C \bar{U}} = \frac{0.203}{Re^{2/3} Pr^{2/3}} + \frac{0.220}{Re^{0/2} Pr^{0/6}} \quad (20)$$

و برای پرکننده‌های استوانه‌ای شکل:

$$\frac{h_T}{\rho C \bar{U}} = \frac{2.58}{Re^{2/3} Pr^{2/3}} + \frac{0.094}{Re^{0/2} Pr^{0/6}} \quad (21)$$

این دو معادله در مورد گازها ($Pr = 0.7$) در شکل (۷) رسم گردیده‌اند. با توجه به محل معادله (۱۹) و دو معادله فوق مشخص میشود که ضریب انتقال حرارت در داخل بستر ثابت آنقدر بزرگ است که مقاومت سطح جانبی تأثیر مهمی در خواص راکتور بستر ثابت نخواهد داشت. بعبارت دیگر میتوان گفت که مقدار انتقال حرارت بستگی زیادی به h_T ندارد و همین مطلب است که اندازه گیوی دقیق h_T را دشوار می‌نماید. محاسبه ضریب کلی انتقال حرارت U_H نیز بسیار دشوار و مقدار عددی آن مانند حالت واکنشهای متجانس بستگی به نوع واکنش شیمیائی دارد.

نظریات آنکه در سیستمهای همگون همراه با واکنش شیمیائی ضرائب انتقال حرارت چندین برابر بزرگتر از حالتی که فعل و انفعالی صورت نمی گیرد هستند ، میتوان حدس زد که در مورد سیستمهای ناهمگون نیز چنین وضعی برقرار باشد و در نتیجه طراح باید حتماً به اثر مقادیر بزرگ U_h توجه کافی مبذول نماید .

فهرست منابع

- 1 – Dorweiler , V.P. & Fahien , R.W. ; A.I Ch. E. J. , 139 , 1959
- 2 – Morales , M. ; Spinn , C. W. & Smith , J. M. ; Ind. Eng. Chem. 43 , 225 , 1951
- 3 – Baron , T. ; Chem. Eng. Sci. 48 , 118 , 1952
- 4 – Rarnz , W. ; Chem. Eng. Sci. 48 , 247 , 1952
- 5 – McHenry , K.W. & Wilhelm , R.H. ; A.I. Ch. E. J. 3 , 83 , 1957
- 6 – Aris , R. & Amundson , N.R. , A.I. Ch.E. J. 3 , 280 , 1957
- 7 – Kramers , H. & Alberda , G. Chem. Eng. Sci. 2 , 273 , 1953
- 8 – Danckwerts , P. V. Chem. Eng. Sci. 2 , 1 , 1952
- 9 – Ebach , E.A. & White , R.R. A.I. Ch. E. J. 4 , 161 , 1958
- 10 – Carberry , J. J. & Bretton , R. H. A. I. Ch. E. J. 4 , 367 , 1958
- 11 – Strang , D. A. & Geankoplis. C. J. Ind. Eng Chem. 50, 1305 , 1958
- 12 – Vermeulen , T. ; Hennico , A. & Jacques , G. ; Radiation¹ Laboratory Report , UCRL , 10696 , 1963
- 13 – Cairns , E. J. & Prausnitz ; Chem. Eng. Sci. 12 , 20 , 1960
- 14 – Beek , J. ; Adv. Chem. Eng. 3 , 204 , 1962