

تخمین ضریب انتقال حرارت میان یک سطح غوطه‌ور و بستر سیال شده گاز- جامد

کیوان طریقتی*، نیاز نیسانی سامانی، معاونت نظارت بر تولید

چکیده

تخمین ضریب انتقال حرارت در واحدهای بستر سیال شده یکی از فاکتورهای مهم طراحی است و به تخلخل بستر وابسته است. این امر مطالعه مدل‌های موجود جهت تخمین تخلخل بستر را برای محاسبه پارامترهای مهم ضروری می‌نماید. در این پژوهش ترکیب دو مدل Davidson & Harrison [۱] و visser& valk [۲] براساس رژیم جریانی حاکم بر بستر سیال شده در نواحی ذره‌ای و حیاتی مورد مطالعه قرار گرفته و برای تشخیص میان این دو ناحیه از معیار Gibilaro [۳] etal استفاده شده است. روش مذکور با نتایج آزمایشگاهی بسترهای سیال شده مقایسه شده و نتایج حاصله رضایت‌بخش بوده است. این روش به نوع سیستم گاز وابسته نبوده و برای هر نوع بستر سیال شده‌ای کاربرد دارد. در این پژوهش یک مدل جامع جدید جهت تخمین ضریب انتقال حرارت که اصطلاحاً مدل Martin [۴] می‌باشد ارائه گردیده است. در این مدل در ناحیه جریان آرام، حرکت ذرات و تماس سیال با سطح انتقال حرارت تداخل داشته و ترکیب مؤلفه‌های انتقال حرارت براساس جزئی از سطح صورت می‌گیرد و ترکیب هر یک از این مؤلفه‌ها در آن جز مؤلفه برتر می‌باشند. در ناحیه آشفته، حرکت ذرات و تماس گاز با سطح انتقال حرارت تداخلی نداشته و ترکیب مؤلفه‌ها به طور ساده انجام می‌گیرد. این مدل اصلاح شده با نتایج آزمایشگاهی، مقایسه شده و خطای متوسط حاصل در حدود ۵ درصد کمتر از خطای حاصل از مدل Martin می‌باشد.

اطلاعات مقاله

تاریخ ارسال نویسنده: ۹۶/۰۲/۱۰

تاریخ ارسال به داور: ۹۶/۰۲/۱۰

تاریخ پذیرش داور: ۹۶/۰۲/۲۶

واژگان کلیدی:

ضریب انتقال حرارت، بستر سیال شده، سطح غوطه‌ور، تخلخل بستر، نواحی ذره‌ای و حبابی

مقدمه

منظور از سیالیت حبابی، جریان سیال در ناحیه آشفته و منظور از سیالیت ذره‌ای، جریان سیال در ناحیه آرام می‌باشد. گروه بی بُعد Fu معیاری برای انتقال از سیالیت ذره‌ای به سیالیت حبابی معرفی شده و به صورت زیر تعریف می‌گردد:

$$Fu = \frac{U_e - U_\varepsilon}{U_e} \quad (1)$$

محدوده این پارامتر برای حالت سیالیت ذره‌ای $Fu > 0$ و حالت سیالیت حبابی $Fu < 0$ است. در اینجا U_e معیاری از سرعت نزدیک شدن ذرات به یکدیگر و U_ε معیاری از سرعت دور شدن ذرات از یکدیگر است. بر هر ذره در درون یک سیال نیروهایی چون وزن، شناوری و کشش نیز اعمال می‌گردد.

بیشتر مدل‌های ارائه شده برای به دست آوردن ضریب انتقال حرارت وابستگی زیادی به تخلخل بستر دارند و تخمین صحیح آن منتهی به بهبود عملکرد این مدل‌ها می‌شود. یک معادله که پایه تئوری داشته براساس نظریه دو فازی بستر سیال شده Davidson & Harrison [۱] است که به صورت دو ناحیه‌ای مدل می‌شود. این دو ناحیه عبارتند از: فاز ذره‌ای (با امولسیون) که دبی جریان برابر دبی جریان مورد نیاز در شروع سیال شدن بوده و در آن، تخلخل مقدار ثابت ε_{mf} است.

بسترهای سیال شده گاز جامد کاربرد زیادی در صنعت دارند. از جمله می‌توان به مواردی چون نیل به سرعت‌های بالا در انتقال جرم و حرارت، اختلاط مناسب و توزیع یکنواخت درجه حرارت در بستر اشاره نمود. اگرچه استفاده از تکنیک سیال شدن در صنعت در سال ۱۹۲۶ برای گازی کردن ذغال سنگ آغاز شد ولی از سال ۱۹۴۰ برای استفاده در راکتورهای بستر سیال جهت کراکینگ کاتالیستی نفت گسترده و معمول گردید. از آن پس محققان زیادی جهت بهبود این فرآیند برای کاهش میزان هدر رفتن کاتالیست و کاربرد عملیات در سرعت‌های کم تلاش نمودند.

در اواخر دهه ۱۹۴۰ راکتورهایی برای برشته کردن سنگ معدن از نوع بستر سیال مورد استفاده قرار گرفته و در دهه ۱۹۵۰ خنک کن‌های بستر سیال نیز به کار برده شدند. از آن پس از بسترهای سیال به عنوان محفظه احتراق نیز استفاده گردید. امروزه از بسترهای سیال شده گاز- جامد استفاده‌های زیادی به عمل می‌آید.

۱- تئوری

سیالیت بسترها به سرعت سیال، قطر ذره و دانسیته آن وابسته بوده و با افزایش تدریجی سرعت گاز، بستر از حالت مینیمم سیال شدن شروع به انبساط نموده و به صورت ذره‌ای و یا حبابی در می‌آید.

* نویسنده‌ی عهده‌دار مکاتبات (k_tarighati@yahoo.com)

$$h = h_p + h_{gc}$$

$$h_p = 1/6 (\rho c) \bar{w}_p (1 - \varepsilon) \left\{ 1 - \exp\left(-\frac{h_{wp}}{1/6 (\rho c)_p \bar{w}_p c}\right) \right\} \quad (4)$$

برای به دست آوردن h_{gc} می توان از رابطه (۷) Baskakov et al بر اساس مقیاس میان انتقال جرم و حرارت استفاده نمود:

$$Nu_{gc} = h_{gc} d_p / k_{gc} = 0.009 Pr^{1.3} Ar^{1.2} \quad (5)$$

در مدل Martin فقط رفتار ذرات برای به دست آوردن ضریب انتقال حرارت از کنوکسیون ذرات در نظر گرفته می شود و شار انرژی منتقل شده از رابطه زیر حاصل می گردد.

$$q = (1/6)(1 - \varepsilon) \rho_p C_p \gamma_p (T_0 - T_B) \quad (6)$$

مدل Molerus (۸-۱۳) نیز برای تخمین ضریب انتقال حرارت مورد استفاده بوده و برای ذرات خیلی درشت و نیز خیلی ریز به یک حالت حد میل نموده و رفتار سیستم های دیگر بین این دو قرار می گیرد. بدین صورت که در مورد ذرات ریز ($Ar < 10^1$) مؤلفه کنوکسیون ذرات جامد مکانیزم غالب است و در مورد ذرات درشت ($10^5 < Ar < 10^8$) مؤلفه کنوکسیون گاز، مکانیزم غالب می باشند.

با چنین رفتاری Molerus دو رابطه زیر را برای ماکزیمم ضریب انتقال حرارت در دو محدوده مذکور به دست آورد.

$$h_{max} L_t / k_{gc} = 0.146^{1/3} \quad (7)$$

$$10^5 < Ar < 10^8$$

$$h_{max} L_t / k_{gc} = 0.09 / (1 + K_{gr} / C_{g\mu}) \quad (8)$$

$$Ar < 10^2$$

۲- نتایج و بحث

در تخمین ضریب تخلخل مشاهده می گردد که رژیم جریان سیالیت ذره ای و حبابی با یکدیگر متفاوتند. یک روش تلفیقی برای یافتن ضریب تخلخل بستر در این پژوهش ارائه می شود. مقایسه ضریب انتقال حرارت جابه جایی در مقادیر تجربی با مقادیر حاصل از مدل های [۴] Martin و [۱۲] Molerus خطاهایی به ترتیب برابر ۳۱/۲۳ و ۲۲/۲۳ درصد را نشان می دهد و در شکل های (۱) و (۲) نیز نمایان است.

با توجه به دقت معادلات در نواحی ذره ای و حبابی و نیز با استفاده از معیارهای ارائه شده توسط معادله Gibilario & Fascolo (۳) چنین نتیجه گیری می شود که اگر $Fu > 0$ باشد، برای تخمین ضریب تخلخل از رابطه:

$$\varepsilon = (U/U_0)^{(1-n)} \quad (9)$$

فاز حبابی که مقدار اضافی گاز سیال کننده از طریق آن عبور می نماید.

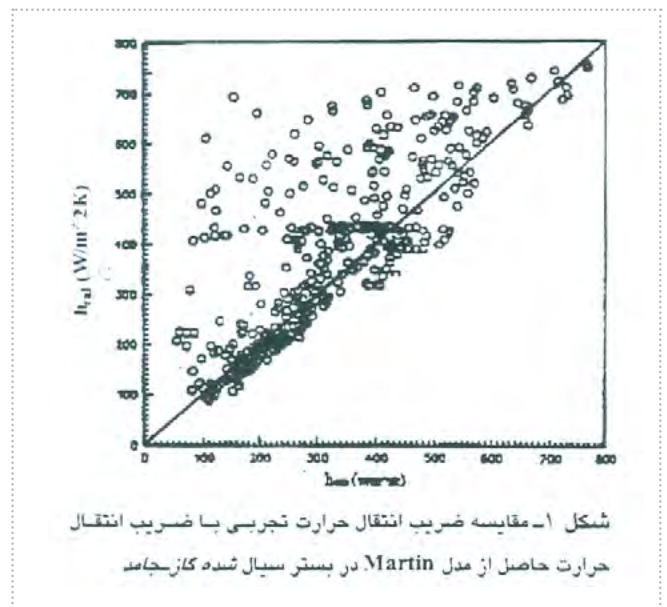
ضریب انتقال حرارت ممکن است به دو صورت کلی مطرح شود: الف- ضریب انتقال حرارت میان ذرات جامد و گاز که از رابطه Kumii & Levenspiel [۵] پیروی می نماید.

$$Nu_{gc} = 0.03 Re_p^{1.3} \quad (2)$$

ب- ضریب انتقال حرارت میان یک سطح غوطه ور و بستر سیال شده که ممکن است از مدل رفتار توده ای Micklely & Fairbanks [۶] پیروی نموده و یا مدل رفتار ذره ای [۴] Martin را دنبال نماید. در مدل Micklely & Fairbanks با توجه به مقدار ضریب تخلخل (نسبت فضای خالی موجود برای عبور از میان بستر ذرات به حجم کلی بستر) که برای ذرات کروی در حدود ۴۱ درصد و نیز مقدار ضریب تخلخل برای آرایش های مکعبی و منشور شش وجهی که به ترتیب ۰/۴۷۵ و ۰/۳۹۵ است، چنین استنباط می شود که هر ذره در هر لحظه در تماس مستقیم با ۸ همسایه است و ذرات در همبسته هایی به سستی به یکدیگر قفل شده اند. سرعت لحظه ای انتقال حرارت به درون همبسته ها ممکن است از معادله زیر حاصل شود:

$$q_m = (A_m / \sqrt{\pi}) \sqrt{K_m \rho_m C_m \tau}^{-1.2} (T_1 - T) \quad (3)$$

در مدل ذره ای Martin با فرضی ناچیز بودن مؤلفه انتقال حرارت تشعشعی در دمای معمولی، ضریب انتقال حرارت کلی به صورت مجموع دو مؤلفه ضریب انتقال حرارت ناشی از ذرات جامد و ضریب انتقال حرارت ناشی از گاز، میان سطح المان حرارتی و یک ذره تنها در نظر گرفته می شود.



سیالیت ذره‌ای قرار گرفتند. با استفاده از این روش خطایی معادل ۶/۱ درصد برای کل داده‌ها به دست آمد. این داده‌های تجربی برای برخی روابط دیگر نیز مورد سنجش قرار گرفت که نتایج حاصل از آنها در همین مرجع نشان داده شده است [۱۴].

در بررسی‌هایی که از نتایج حاصل از داده‌های آزمایشگاهی در این پژوهش به عمل آمد، تغییرات ضریب انتقال حرارت بر حسب سرعت ظاهری (ورودی) گاز به صورت نتایج حاصل در شکل ۳- نمایان گشت. برخی از این داده‌ها تمام دامنه عملیات را پوشش می‌دهند و برخی دیگر تنها قسمتی از دامنه را می‌پوشانند. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش سرعت ظاهری گاز، ضریب انتقال حرارت تا

$$n = L_n(U_{mf}/U_i)/L_n \varepsilon_{mf}$$

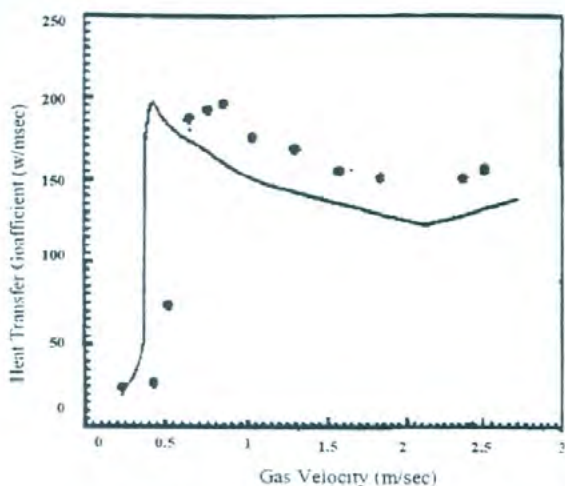
در اینجا

و در صورتی که $FU < 0$ باشد، برای تخمین ضریب تخلخل از رابطه

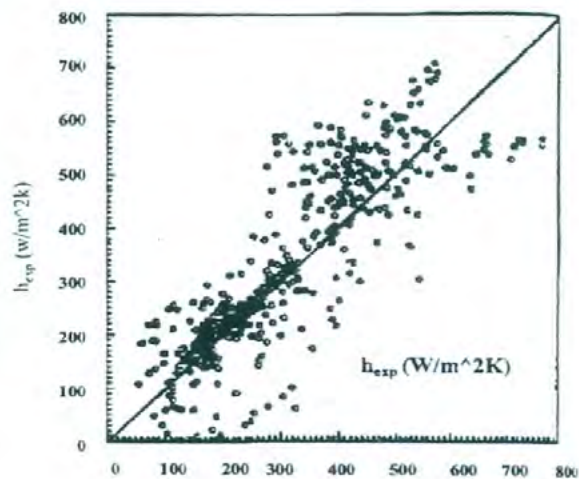
$$= 1 - (1 - \varepsilon_{mf}) \varepsilon [1 + 0.7(H_{mf}/d_B)^{1.2} Fr^{1.3}]^{-1} \quad (10)$$

استفاده می‌شود و این، مستقل از نوع سیستم گاز است.

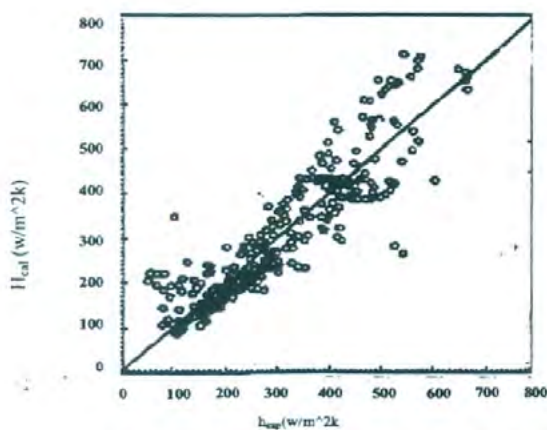
به منظور بررسی دقت روش فوق، نتایج داده‌های آزمایشگاهی مربوط به سیستم‌های هوا-ذرات پلی استایرن، هوا-ذرات آلومینیم و برای تخمین ضریب تخلخل مورد بررسی قرار گرفت. بیشتر داده‌های تجربی در ناحیه سیالیت جابجایی و تعداد کمتری در ناحیه



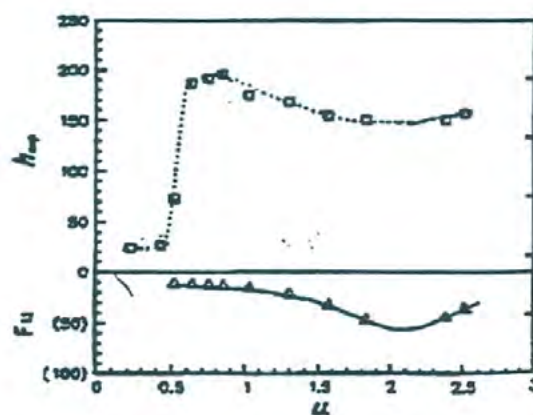
شکل ۳- مقایسه رفتار تجربی و تئوری ضریب انتقال حرارت بر حسب سرعت ظاهری گاز در بستر سیال شده گاز- جامد



شکل ۲- مقایسه ضریب انتقال حرارت تجربی با ضریب انتقال حرارت حاصل از مدل Molerus در بستر سیال شده گاز- جامد



شکل ۳- مقایسه ضریب انتقال حرارت تجربی با ضریب انتقال حرارت حاصل از مدل حاضر در بستر سیال شده گاز - جامد



شکل ۳- تغییرات ضریب انتقال حرارت و پارامتر F_u بر حسب سرعت ظاهری گاز در بستر سیال شده گاز - جامد

در ناحیه آشفته، زمان اقامت ذرات جامد نسبت به ناحیه آرام کوتاه تر بوده و در نتیجه، گاز با ذره جامد به نسبت کمتری در تماس بوده و تأثیرپذیری کمتری خواهد داشت. لذا ترکیب مؤلفه های کنوکسیون گاز و ذرات جامد را می توان از معادله (۴) به دست آورد. در این معادله h_p از رابطه پیشنهادی (۴) Martin که دیدی ذره ای بر مکانیزم انتقال حرارت دارد، حاصل می گردد و h_{gc} از رابطه Decker & Glicksmgh (۱۴) به دست می آید.

$$Nu_{gc}=0.05Re_p Pr \quad Re_p \leq 2000 \quad (14)$$

$$Nu_{gc}=0.18Re_p^{0.8} Pr^{1.3} \quad Re_p > 2000 \quad (15)$$

از مطالعه ارقام و اطلاعات تجربی در می یابیم که برای جریان آرام $Re_p < 1$ و برای جریان آرام-ناحیه انتقال $Re_p > 1$ می باشد. روش ارائه شده در این پژوهش با اطلاعات و داده های آزمایشگاهی در غالب چند سوی مقایسه شد و خطای حاصل در حدود ۱۷/۹۱ درصد بود که در مقایسه با خطای مدل های Martin [۴] و Molerus [۱۲] که به ترتیب ۳۱/۲۳ درصد و ۲۲/۲۳ درصد است، بهبودی را نشان می دهد. این نتیجه در شکل ۵- نشان داده شده است.

نتیجه گیری

در تخمین ضریب انتقال حرارت بین یک سطح غوطه ور و بستر سیال شده گاز جامد، محاسبه تخلخل از اهمیت برخوردار است. در محاسبه ضریب تخلخل بستر می توان از یک روش ترکیبی استفاده نمود. در این روش در نواحی ذره ای و جابجایی به ترتیب از معاملات Visser Valk [۲] و Davidson & Harrison [۱] استفاده می شود و مرز بین این دو از معیار Gibilaro & Foscolo [۳] به دست می آید.

برای به دست آوردن ضریب انتقال حرارت، ناحیه عملکرد و بستر به دو ناحیه آرام و آشفته تقسیم می شود.

در محاسبه ضریب انتقال حرارت ناحیه آرام، به دلیل تداخل تماس ذرات جامد و گاز با سطح انتقال حرارت، ترکیب مؤلفه های انتقال حرارت با توجه به جزیی از سطح انتقال حرارت که متأثر از حضور آن است، انجام می گیرد.

در ناحیه آشفته، ترکیب مؤلفه های انتقال حرارت به طور ساده صورت می گیرد.

علائم و نشانه ها

A سطح انتقال حرارت کل

A_f جزیی از تصویر سطح یک ذره جامد بر روی سطح انتقال حرارت

A_{gc} جزیی از سطح انتقال حرارت کل که در آن، مکانیزم

یک مقدار ماکزیمم افزایش یافته و سپس کاهش می یابد و پس از عبور از یک نقطه مینیمم، مجدداً افزایش می یابد.

این مشاهده بیانگر آن است که دو عامل مؤثر در انتقال حرارت در محدوده دامنه عملیاتی، مخالف یکدیگر عمل نموده و سبب به وجود آوردن نقاط ماکزیمم و مینیمم نسبی در ضریب انتقال حرارت می گردند. در شکل ۴- پارامتر F_U که نمادی از آشفته گی در بستر است نشان داده شده و بیانگر آن است که مینیمم ضریب انتقال حرارت در جایی قرار می گیرد که F_U کمترین مقدار عددی را داراست.

این مشاهده نشان می دهد که علت به وجود آمدن نقاط ماکزیمم و مینیمم آن است که با افزایش سرعت ظاهری گاز، هر دو مؤلفه کنوکسیون گاز و کنوکسیون ذرات جامد شروع به افزایش می نمایند. سپس سرعت گاز سبب کاهش مؤلفه کنوکسیون ذرات جامد شده و تا رسیدن به نقطه مینیمم ادامه می یابد. با افزایش سرعت گاز از نقطه مینیمم به بعد، اثر کنوکسیون ذرات جامد مقدار ثابتی داشته و به دلیل افزایش مؤلفه کنوکسیون گاز، ضریب انتقال حرارت کلی افزایش می یابد. افزایش ضریب انتقال حرارت از نقطه مینیمم به بعد در امتداد مجانبی صورت می گیرد که موازی امتداد افزایش ضریب انتقال حرارت آغازین سیال شدن است.

در این پژوهش براساس مشاهدات، ناحیه عملکرد بستر سیال شده برای یافتن ضریب انتقال حرارت به دو دسته زیر تقسیم شد:

۱- ناحیه ای که در آن جریان آرام بوده و نقش کنوکسیون ذرات جامد در آن بسیار مهم است؛ این نقش را ممکن است پاره کردن لایه مرزی حرارتی و جابه جایی حرارت و اختلاط در گاز سیال کننده دانست.

۲- ناحیه ای که در آن جریان آشفته بوده و در آن مؤلفه کنوکسیون ذرات جامد پس از کاهش به یک مقدار نسبتاً ثابتی می رسد.

در ناحیه آرام فرکانس جابه جایی ذرات کم بوده و سطح هر ذره در زمان قابل ملاحظه ای در حال انتقال حرارت است که مانع تماس مستقیم گاز با سطح انتقال حرارت به صورت جابجایی می شود. سطح انتقال حرارت در این ناحیه ناشی از دو مؤلفه کنوکسیون گاز و کنوکسیون ذرات جامد است.

$$q_A = q_{gc}A_{gc} + q_pA_p \quad (11)$$

$$A = A_{gc} + A_p$$

در نهایت ضریب انتقال حرارت کل در ناحیه آرام خواهد شد.

$$h = h_{gc} + 1.5A_f(I - \epsilon)(h_p - h_{gc}) \quad (12)$$

A_f با استفاده از نتایج تجربی بر حسب گروه های بی بُعد به دست می آید:

$$A_f = 0.7167Re^{0.1746} [(U - U_{mf})/U_{mf}]^{0.1561} \quad (13)$$

t_c زمان تماس ذره جامد
 U سرعت ظاهری (ورودی گاز)
 U_e سرعت موج الاستیک $[(3.2gd(1-\epsilon)(\rho_p-\rho)/\rho_p)]$
 U_{ϵ} سرعت انتشار تخلخل $\epsilon n-1$
 U_{mb} سرعت ظاهری گاز در نقطه حضور حباب
 U_{mf} سرعت ظاهری گاز در نقطه مینیمم سیال شدن
 U_p سرعت متوسط ذرات جامد
 U_t سرعت حد (سقوط آزاد) یک ذره جامد
 V_p حجم تصویر یک ذره جامد بر روی سطح انتقال حرارت

علائم لاتین

ρ دانسیته سیال
 ρ_m دانسیته همبسته
 ρ_p دانسیته ذرات جامد
 μ ویسکوزیته دینامیکی سیال
 γ_p ضریب تطبیق ذره جامد
 $[1-\exp(-h_w p A_{pw} t_c / \rho_p C_p V_p)]$
 τ زمان اقامت متوسط همبسته‌ها
 ϵ ضریب تخلخل
 ϵ_{mb} ضریب تخلخل در نقطه حضور حباب
 ϵ_{mi} ضریب تخلخل در نقطه مینیمم سیال شدن

گروه‌های بی بعد

A_r عدد ارشمیدس $[\rho g d^3 (\rho_p - \rho) / \mu^2]$
 F_r عدد فرد اصلاح شده $[(u - u_{mf})^2 / g H_{mf}]$
 Nu_{gc} عدد ناست گاز $[h_{gr} d_p / K_{gc}]$
 P_r عدد پرائتل گاز $[C_p / K_{gr} \mu]$
 R_{ep} عدد رینولدز ذرات جامد $[\rho u d_p / \mu]$

برتر، کنوکسیون گاز است.
 A_m سطح تماس همبسته با دیواره
 A_p سطح تصویر یک ذره جامد بر روی سطح انتقال حرارت
 A_{pw} جزیی از سطح انتقال حرارت کل که در آن مکانیزم برت،
 کنوکسیون ذرات جامد است.
 C_g ظرفیت گرمایی گاز
 C_m ظرفیت گرمایی همبسته
 C_p ظرفیت گرمایی ذره جامد
 D_b قطر بستر
 d_p قطر ذره جامد
 g شتاب ثقل
 h ضریب انتقال حرارت کلی
 h_{gc} ضریب انتقال حرارت ناشی از گاز
 h_p ضریب انتقال حرارت ناشی از ذرات جامد
 H_{wp} ضریب انتقال حرارت میان سطح آلمان حرارتی و یک ذره تنها
 H_{mf} طول بستر در شرایط مینیمم سیال شدن
 K_{gc} ضریب هدایت حرارتی گاز
 K_m ضریب هدایت حرارتی همبسته
 n تعداد ذرات در تماس با سطح جامد
 L_t طول مشخصه
 qm سرعت لحظه‌ای انتقال حرارت به درون همبسته‌ها
 q شار حرارتی کل
 q_{gc} شار حرارتی ناشی از کنوکسیون گاز
 T_o دمای توده سیال
 qp شار حرارتی ناشی از کنوکسیون ذرات جامد
 T_o دمای توده سیال
 T_1 دمای سطح انتقال حرارت
 TB دمای سیال در نقطه حضور حباب

منابع

- [1]. Davidson . J.F. and Harrison. D. Fluidized particles. Academic press New York ,1971
- [2]. Visser .g. and vank ,m. Int. j. Hear mass transfer Vol. 36 No 3 PP. 627 ,1993
- [3]. Gibilaro . L.G.Hossain .I. and Foscolo .P.U., Cherm .Eng. Vol 64,pp.931.1986
- [4]. Martin H., Chem. Eng. proc. Vol .18pp. 157.1984
- [5]. Kunii, D. and Levenspiel., O.Fluidization Engineeing. John wiley & sons ,1969
- [6]. Mickley, H.s. and Fairbanks, D.f., A.I.C.H.E.J., VOL .1 NO. 3 pp.374 ,1995
- [7]. Baskakov,A.P. and Suprun, V.M., Int, Chem. Eng., Vol 12,No. 2,pp. 324 ,1972
- [8]. Molerus, O. and Scheuring H. Chem. Eng. Tech., partII, pp. 126, 1988
- [9]. Molerus, O .and Matmann ,W.Chem .Eng. Tech., No 15, pp.240, 1992
- [10]. Molerus, O.and Matmann, W. Powder Tech . part No 70,pp.1.1992
- [11]. Molerus, O.and Marmann w., powder tech. part II ,No 70,pp.15.1992
- [12]. Mollerus, O.Burschka ,A. and Dietz ,S., Chem..Eng. sci., part II .vol 50.No 5,pp, 870.1995
- [13]. Molerus O. Burschka .A. and Dietz,S., Chem.. Eng .sci., part II,Vol .50 No, 5, pp. 879.1995
- [14]. Decker, N. and Glicksman, L.R., Int, J, Head Mass Transfer, Vol .26.No.9,pp.1307.1983