Archive of SID

J. of Nuclear Sci. and Tech.
No. 28, pp. 19-22, 2003

مجله علوم و فنون هسته‌ای
شماره ۲۸، صفحات ۲۲- ۱۹، ۱۳۸۲

بررسی تأثیر ارتفاع بستر بر قطر حبابها و سطح ویژه انتقال جرم در یک "واکنشگر بستر سیّال"

علی‌اصغر قربانپور*، محمد قنادی مراغه
آزمایشگاه جابربن حیان، سازمان انرژی اتمی ایران، صندوق پستی: ۱۳۳۹- ۱۴۱۵۵، تهران- ایران

چکیده: در این بررسی، پدیدهٔ سیلان و خلاصه‌ای از کاربرد بسترهای سیّال تشریح شده است و با توجّه به ویژگیهای هیدرودینامیکی و عملکرد برجهای بستر سیّال، خلاصه‌ای از خواص واکنشگرهای بستر سیّال حبابی تبیین شده و مدل‌سازی و محاسبات رایانه‌ای برای طرّاحی و ساخت یک برج بستر سیّال به قطر ۰/۳ و به ارتفاع ۵ متر انجام گرفته است. اثر ارتفاع بستر بر قطر حبابها و سطح ویژهٔ انتقال جرم حساب شده و نتایج حاصل مورد بحث و بررسی قرار گرفته است. شرایط عمل برج و نوع کاتالیزور و خواص آن برای تولید انیدریدمالئیک از اکسایش بوتان نرمال است.

واژه‌های کلیدی: *واکنشگر بستر سیّال، پدیدهٔ سیلان، برج بستر سیّال، سطح ویژهٔ انتقال جرم*

The Study of the Effect of Bed Height on Bubble Diameter and Mass Transfer Area in a Fluidized Bed Reactor

A. A. Ghorbanpour*, M. Ghannadi Maragheh
Jaber Ibn Hayyan Lab., AEOI, P.O.Box: 14155-1339, Tehran - Iran

Abstract: Design, modeling and simulation of fluidized bed risers and reactors depend strongly on the knowledge, operational and hydrodynamic characteristics. In this study effort has been made to describe fluidization phenomenon and its application in fluidized beds is briefly explained. The bubble fluidized bed reactors will be introduced and the computerized calculation needed for simulating of a fluidized bed riser with 0.3m diameter and 5m height will be given. The effect of bed height on the bubble diameter and mass transfer area is calculated and the results are discussed. Operational conditions of the bed, type and characteristics of the catalyst, has been selected so as to suit the production of Maleic Anhydride from the n-Butane oxidation.

Keywords: *fluidized bed reactor, fluidization phenomena, fuidized bed riser, mass transfer area*

*email: aghorbanpour@hotmail.com

تاریخ دریافت مقاله: ۱۳۸۱/۵/۲۰ تاریخ پذیرش مقاله: ۱۳۸۲/۵/۱۴

www.SID.ir

Archive of SID

۱- مقدمه

سیلان، جریان سیّالی است که در آن ذرّات ریز جامد به صورت شبه سیّال در می‌آیند. این پدیده ناشی از تماس ذرّات جامد با مولکولهای سیّال (گاز یا مایع) است. واکنشگرهای بستر سیّال یکی از انواع واکنشگرهای به کار گرفته شده در صنعت برای عملیات گاز - جامد است که به سبب داشتن مزایای زیاد، در این عملیات بیشترین کاربرد را دارند. داشتن مزایای زیاد نشأت گرفته از این واقعیت است که ذرّات جامد در سیّال گازی دارای حرکت پیوسته بوده و همهٔ سطوح تماس آنها به طور دائم در معرض برخورد مولکولهای سیّال قرار می‌گیرند و در نتیجه، نقاط داغ به وجود نمی‌آیند و بستر اساساً به صورت همدما عمل می‌کند [۱]. برجهای بستر سیّال (گاز- جامد) در بسیاری از فرایندهای شیمیایی (و هسته‌ای) به طور گسترده مورد استفاده قرار می‌گیرند. بیش از یکصد نوع از این کاربردها تا سال ۱۹۷۱/۱۳۵۰ فهرست شده است [۲]. در اثر بالارفتن سرعت گاز از حداقل سرعت سیلان، ناپایداریهایی معمولاً به صورت حباب ایجاد می‌شوند، به همین جهت این بسترها را بسترهای سیّال حبابی نامیده‌اند. سرعت ظاهری گاز در این بسترها معمولاً کمتر از ۱ متر بر ثانیه است [۳ تا ۱۱]. در این بررسی مدل‌سازی و شبیه‌سازی واکنشگرهای بستر سیّال- حبابی با استفاده از مدل Wherther [۱۲] انجام گرفته و با محاسبات رایانه‌ای، تأثیر ارتفاع بستر بر قطر حبابها و سطح ویژهٔ انتقال جرم مورد بحث و بررسی قرار گرفته است.

۲- مدل‌سازی و شبیه‌سازی

بسترهای سیّال- حبابی به دو ناحیهٔ (فاز) رقیق و متراکم تقسیم می‌شوند که حبابها فاز رقیق و ذرّات جامد در حال سیلان فاز متراکم را تشکیل می‌دهند؛ به همین جهت، مدل دو فازی برای این بسترها در نظر گرفته می‌شود. نکته قابل توجّه این است که فاز رقیق (حبابها) متشکّل از گازهای ورودی غنی است که در اثر انتقال جرم به فاز متراکم می‌رود و در این فاز است که واکنشهای لازم انجام می‌گیرد [۱۳]. برای مدل کردن واکنشگر، فرضیات زیر در نظر گرفته شده است:

۱- گازهایی که از درون واکنشگر می‌گذرند حبابها را تشکیل می‌دهند و فاز متراکمی متشکّل از ذرّات جامد دور این حبابها را احاطه‌می‌کند.

۲- در حالی که سرعت ظاهری گاز در فاز رقیق بسیار بیشتر از حداقل سرعت سیلان است ($U>>U_{mf}$)، سرعت عبور گاز از درون فاز متراکم بسیار کم است.

۳- جریان گاز در هر دو فاز به صورت رشتهٔ مداوم فرض می‌شود.

٤- درون حبابها هیچ ذرّه جامدی وجود ندارد.

۵- واکنش تنها در فاز متراکم و به صورت غیرهمگن انجام می‌گیرد.

٦- ضریب انتقال جرم بین حبابها و فاز متراکم از رابطه زیر حساب می‌شود:

$$K_{G,i} = \frac{u_{mf}}{3} + \sqrt{\frac{4D_i \varepsilon_{mf} u_b}{\pi d_v}} \qquad (۱)$$

که در آن D_i ضریب نفوذ مولکولی، ε_{mf} فضای خالی در حداقل سرعت سیلان، U_b سرعت بالارفتن حبابها، d_v قطر حباب است.

بر اساس این فرضیات معادلات موازنه جرم برای جزء کوچک $A_t d_h$ به صورت زیر است:

$$\varepsilon_b \frac{\delta C_{bi}}{\delta t} = -\left[u - u_{mf}(1-\varepsilon_b)\right]\frac{\delta C_{bi}}{\delta h} - K_{G,i}a(C_{bi} - C_{di}) \qquad (۲)$$

$$(1-\varepsilon_b)\left[\varepsilon_{mf} + (1-\varepsilon_{mf})\varepsilon_i\right]\frac{\delta C_{di}}{\delta t} = -u_{mf}(1-\varepsilon_b)\frac{\delta C_{di}}{\delta h} + K_{G,i}a(C_{bi} - C_{di}) + (1-\varepsilon_b)(1-\varepsilon_{mf})\rho_s \sum_{j=1}^{M} v_{i,j} r_j \qquad (۳)$$

C_{bi} غلظت هر جزء در فاز رقیق، ε_b فضای خالی در فاز رقیق است.

سطح ویژه انتقال جرم بین حبابها و فاز متراکم در طول بستر را می‌توان از رابطه زیر حساب کرد:

$$a = \frac{6\varepsilon_b}{d_v} \qquad (٤)$$

چنانچه حبابها کروی فرض شوند، نسبت فضای خالی به فضای پر از رابطه زیر حساب می‌شود:

$$\varepsilon_b = V_b / u_b \qquad (۵)$$

که در این رابطه V_b سرعت ظاهری حبابها بوده و از رابطه تجربی زیر بدست می‌آید:

www.SID.ir

Archive of SID

$$V_b = 0.8(u - u_{mf}) \quad (۶)$$

U_b سرعت متوسّط حبابها رو به بالا است و از رابطه تجربی زیر حساب می‌شود:

$$u_b = 0.8(u - u_{mf}) + 0.71\vartheta\sqrt{gd_v} \quad (۷)$$

که

$$\vartheta = \begin{cases} 3.2d_t^{0.33} \longrightarrow 0.05 \le d_t \le 1m, \text{Geldart, A گروه} \\ 2.0d_t^{0.5} \longrightarrow 0.1 \le d_t \le 1m, \text{Geldart, B گروه} \end{cases} \quad (۸)$$

که در آن d_t قطر برج بر حسب متر است. افزایش قطر حباب در داخل برج را می‌توان از رابطهٔ زیر حساب کرد:

$$\frac{d}{dh}d_v = \left(\frac{2\varepsilon_b}{9\pi}\right)^{\frac{1}{3}} - \frac{d_v}{3\lambda\, u_b} \quad (۹)$$

$$d_{v_0} = \begin{cases} 0.008\varepsilon_b^{\frac{1}{3}} \longrightarrow & (۱۰)\ \text{توزیع‌کنندهٔ خلل و فرج‌دار} \\ 1.3\left(\frac{V_0^2}{g}\right)^{0.2} \longrightarrow & \text{توزیع‌کنندهٔ صنعتی گاز} \end{cases}$$

$$\lambda \approx 280\frac{u_{mf}}{g} \quad (۱۱)$$

۳- محاسبات رایانه‌ای

برای محاسبات رایانه‌ای فرضیات زیر در نظر گرفته شده است:

۱- واکنش موردنظر، تولید انیدریدمالئیک از بوتان نرمال است و برج به صورت همدما در ۵۷۳/۱۵ کلوین عمل می‌کند.

۲- قطر برج ۰/۳ متر و ارتفاع بستر ۵ متر است.

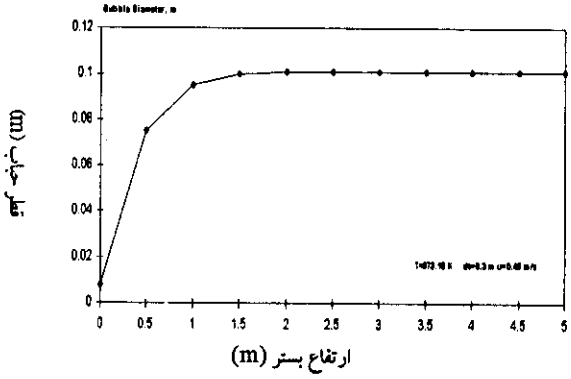
۳- شرایط عمل عبارتند از: C_B = 1- 50 mol%،U = ۰/٤٥ m/s

٤- خواص فیزیکی کاتالیزور [١٤]:d_p=75μm(متوسّط قطر ذرّات جامد)، $\rho_s = 1500\ kg/m^3$(چگالی کاتالیزور)، $\varepsilon_{mf} = 0.5$ با این مشخّصات، کاتالیزور مورد نظر در گروه A از گروه‌بندی Geldart [١٥] قرار می‌گیرد. ابتدا، با یک برنامه فرعی، خواص فیزیکی و شیمیایی مخلوط گاز ورودی بر اساس روابط موجود حساب [١٦] و به برنامه اصلی ارسال می‌شود؛ با در دست داشتن این خواص برای مخلوط گازی، حداقل سرعت سیلان (U_{mf}) معیّن می‌گردد. در ابتدای بستر، d_{V_0} (قطر اوّلیه حبابهای تشکیل شده) به وسیلهٔ یک برنامه فرعی با استفاده از روابط (۵) و (۷) و (۱۰) با روش آزمون و خطا حساب و به برنامه اصلی فرستاده می‌شود. در این محاسبه، ارتفاع برج به اجزای مساوی ۰/۱ متری تقسیم می‌شود، سپس هر جزء، به ده قسمت مساوی به منظور استفاده از روش رانج-کوتا تقسیم می‌گردد. برای محاسبهٔ قطر حباب و سطح ویژهٔ انتقال جرم، حباب اوّلیه، به عنوان ورودی به قسمت اوّلی، مبنا قرار داده می‌شود. خروجی این قسمت ورودی قسمت بعدی می‌باشد. این کار تا انتهای جزء کلّی اوّلی (۰/۱ متری) انجام می‌گیرد و نتیجه به عنوان خروجی ثبت می‌شود و محاسبه تا پایان طول بستر ادامه می‌یابد. نتایج حاصل از این محاسبه رایانه‌ای در شکلهای ۱ و ۲ نشان داده شده است.

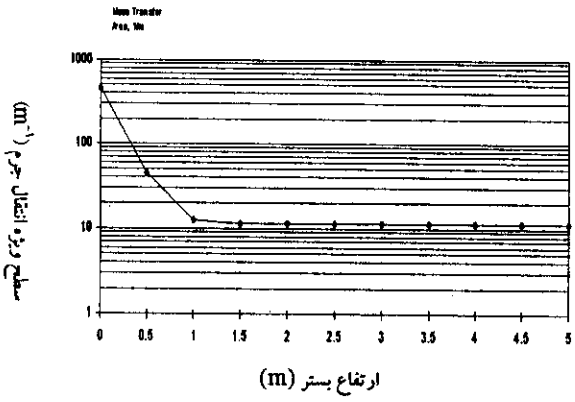
٤- بحث و نتیجه‌گیری

٤-۱- اثر ارتفاع بستر بر قطر حباب

چنانکه از شکل ۱ پیداست، قطر حباب در بستر از 8×10^{-3} متر شروع می‌شود و در ارتفاع حدود ۱ متری بستر به بیشترین مقدار خود (۰/۱۰۱ متر) می‌رسد. از این ارتفاع به بعد، قطر حبابها ثابت می‌ماند. افزایش قطر حبابها بر طبق معادلهٔ (۹) است و با نتایج تجربی و محاسباتی تطابق منطقی دارد [۱۲].



شکل ۱- اثر ارتفاع بستر بر قطر حباب



شکل ۲ -اثر ارتفاع بستر بر سطح ویژه انتقال جرم

www.SID.ir

Archive of SID

٤-٢- اثر ارتفاع بستر بر سطح ویژه انتقال جرم

چون قطر حباب بر طبق معادله (٩) با افزایش ارتفاع بستر افزایش می‌یابد، طبیعی است که سطح ویژهٔ انتقال جرم طبق رابطهٔ (٤) کاهش یابد. نمودار شکل ٢ نیز مؤیّد این مطلب است. نتایج حاصل از این شبیه‌سازی نشان می‌دهند که در ابتدای بستر، سطح ویژه انتقال جرم a (معادله ٤) $٤٦٣\ m^{-1}$ بوده و با افزایش ارتفاع بستر (تا ١ متر) این سطح به حدود $١١/٢٣٨\ m^{-1}$ تقلیل یافته و از این ارتفاع به بعد ثابت می‌ماند (زیرا قطر حبابها ثابت می‌ماند)، بنابراین مقدار انتقال جرم نیز ثابت می‌ماند و عملاً واکنشهای لازم با سرعت بسیار کم انجام می‌گیرد.

٤-٣- نتیجه‌گیری

با توجّه به سیّال بودن بستر و انتقال گرما به روش همرفتی و عدم پیدایش نقاط داغ، این واکنشگرها عملاً به صورت همدما عمل می‌کنند. نتایج حاصل نشان می‌دهند که با افزایش ارتفاع بستر، قطر حبابها افزایش و سطح ویژه انتقال جرم کاهش می‌یابد. در نتیجه، انتقال جرم نیز کاهش می‌یابد و عملاً واکنش کندتر انجام می‌گیرد.

References:

1. J. G. Yates, "Fundamentals of fluidized-bed chemical processes," Thetford Press (1983).
2. F. A. Zenz, "Encyclopedia of chemical technology," 3rd Ed., **10**, 564, Kirk Othmer (1978).
3. N. Mostoufi, H. Cui, J. Chaouki, "A comparison of two- and single-phase models for fluidized-bed reactors," Ind. Eng. Chem. Res., **40**, 5526-5532 (2001).
4. M. Foka, J. Chaouki, C. Guy, D. Klvana, "Gas-phase hydrodynamics of a gas-solid turbulent fluidized bed reactor," Chem. Eng. Sci., **51**, 713 (1996).
5. M. Horio and A. Nonaka, "Generalized bubble diameter correlations for gas-solid fluidized beds," AICHe J., **33**, 1865 (1987).
6. D. Bai and A. Issangya, "Characteristics of gas-fluidized beds in different flow regimes," Ind. Eng. Chem. Res., **38**, 803 (1999).
7. J. R. Grace and R. Clift, "On the two-phase theory of fluidization," Chem. Eng. Sci., **29**, 327-334 (1974).
8. N. Mostoufi and J. Chaouki, "On the axial movement of solids in gas-solid fluidized beds," Trans. Ind. Chem. Eng. A, **78**, 911 (2000).
9. M. Lockett, J. Davidson, D. Harrison, "On the two-phase theory of fluidization," Chem. Eng. Sci., **22**, 1059-1066 (1967).
10. H. Cui and N. Mostoufi, "Characterization of dynamic gas-solid distribution in fluidized bed," Chem. Eng. J., **79**, 135 (2000).
11. J. Davidson and D. Harrison, "Fluidization," 2nd Eds., Academic Press, London (1985).
12. J. Whrther, "Scale-up modeling for fluidized bed reactors," Chem. Eng. Sci., **47(9-11)**, 2475-2462 (1992).
13. D. Kunni and O. Levenspiel, "Fluidization engineering," 2nd Ed., Boston, MA. (1991).
14. T. Pugsley, G. Patience, F. Berruti, J. Chaouki, "Modeling the catalytic oxidation of n-Butane to Maleic Anhydride in a circulating fluidized bed reactor," Ind. Eng. Chem. Res., **31**, 2652-2660 (1992).
15. D. Geldart, "Types of gas fluidization," Powder Technol., **7**, 285-292 (1973).
16. Perry, "Perry's Chemical Engineering Handbook, 6th Ed. (1984).

www.SID.ir