



## تأثیر صفحات جداکننده و سرعت ظاهری گاز ورودی بر عملکرد یک رآکتور بستر سیال جابایی از نوع گاز-جامد

علی اصغر قربانپور\*، محمد قنادی مراغه، محمدحسن ملاح

گروه پژوهشی شیمی، پژوهشکده علوم هسته‌ای، پژوهشگاه علوم و فنون هسته‌ای، سازمان انرژی اتمی، صندوق پستی: ۸۳۶-۱۴۸۹۳، تهران - ایران

**چکیده:** در رآکتورهای بستر سیال جابایی، برای کوچک نگاهداشتن اندازه جابها و جلوگیری از کانالیزه شدن گاز و برای افزودن سطح ویژه انتقال جرم (و بنابراین افزودن میزان تبدیل واکنش) صفحات جداکننده (توزیع کننده مجدد) بکار برده می شوند. اثر صفحه جداکننده معمولاً بصورت ترکاندن جابها نمایان می شود. در این کار پژوهشی، مدلسازی و شبیه سازی به منظور بدست آوردن دانش اصولی اثر صفحات جداکننده بر قطر جابها و بر سطح ویژه انتقال جرم در یک رآکتور بستر سیال جابایی انجام گرفته است. ارتفاع برج بکار رفته ۵ متر و قطر آن ۰/۳ متر در نظر گرفته شده است و صفحات جداکننده در ارتفاع ۱ متر و ۲ متر از ته برج قرار گرفته اند. یک مدل دو فاز برای بررسی رفتار دینامیکی جابها ارائه گردیده است. اثرهای صفحات جداکننده و سرعت ظاهری گاز بر رفتار عملکردی رآکتورهای بستر سیال بررسی شده اند و نتایج بدست آمده با مدارک و نتایج موجود همخوانی دارند. نرم افزار MATLAB برای این کار مورد استفاده قرار گرفته است.

**واژه های کلیدی:** رآکتورهای بستر سیال جابایی، سرعت ظاهری گاز ورودی، صفحات جداکننده، قطر جاب، میزان تبدیل واکنش، سطح ویژه انتقال جرم

## The Effects of Baffles and Gas Superficial Velocity on a Bubble Fluidized Bed Reactor's Applications

A. Ghorbanpour\*, M. Ghannadi Maragheh, M.H. Mallah

Chemistry Research Group, Nuclear Science Research School, Nuclear Science and Technology Institute, AEOL, P.O. Box:14893-1836, Tehran-Iran

**Abstract:** Baffles are used for decreasing bubbles diameter in order to increase the conversion rate along the bubbling fluidized bed reactors. The appearance of this phenomenon is due to bursting of the bubbles during the pass of bubbles from baffles. In this work, a computerized modeling and simulation have been performed in order to obtain a fundamental knowledge of the influence of the baffles on the bubble diameter and the specific mass transfer area. The height of the bed is 5m and its diameter is 0.3m. Paffles are located at 1 and 2m from the bottom of the bed. A two phase model together with a comprehensive fluid dynamical description of bubbling fluidized is presented. The effects of baffles and gas superficial velocity on the operating behavior of fluidized bed reactors are considered. The results are compared to the previously reported documents, and the experiments which have been carried out. MATLAB software is used in this simulation.

**Keywords:** Bubbling Fluidized Bed Reactors, Superficial Gas Velocity, Baffles, Bubble Diameter, Conversion, Mass Transfer Area

\*email: aghorbanpour@aeoi.org.ir

تاریخ دریافت مقاله: ۸۴/۶/۲۲ تاریخ پذیرش مقاله: ۸۶/۳/۱۲

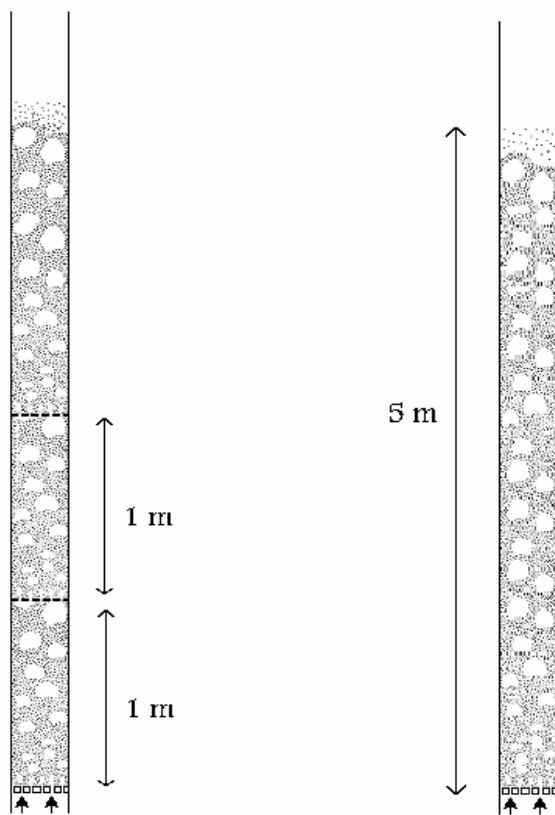


## ۱- مقدمه

سطح ویژه انتقال جرم که به کمترین مقدار خود رسیده است ثابت باقی می ماند، ولی می توان با استفاده از صفحات جداکننده این نقیصه را برطرف کرد، به این صورت که حبابها در اثر برخورد به این صفحات می ترکند و دوباره با قطر کوچکتر تشکیل و سبب عملکرد مؤثرتر این گونه رآکتورها می شوند (شکل ۱). رآکتور بستر سیال مورد نظر، ۵ متر ارتفاع و ۰/۳ متر قطر دارد و صفحات جداکننده در ارتفاع ۱ متر و ۲ متر از ته رآکتور قرار گرفته اند. سرعت ظاهری حرکت مولکولهای گاز ۰/۲۵، ۰/۴۵ و ۰/۶۵ متر بر ثانیه در نظر گرفته شده است.

## ۲- مدل هیدرودینامیکی

برای تعیین تأثیر صفحات جداکننده و سرعت ظاهری گاز ورودی بر قطر حبابها و بر سطح ویژه انتقال جرم، مدل Wherther مورد استفاده قرار گرفته است [۲۰].



شکل ۱- شمایی از یک رآکتور بستر سیال حبابی با صفحات جداکننده و بدون آنها.

رآکتورهای بستر سیال بصورت گسترده ای در صنایع بکار رفته و برای تولید محصولات شیمیایی نظیر صنایع نفت، هسته ای (از جمله واحد تبدیل دی اکسید اورانیوم به تترا فلورید اورانیوم، تبدیل تترا فلورید به هگزا فلورید اورانیوم، استفاده از این رآکتورها به عنوان رآکتور هسته ای و ...)، پلیمرها و پیگمانها اساسی می باشند. این نوع رآکتورها تنها یکی از انواع مختلف رآکتورهای بکار رفته در صنعت برای انجام واکنشهای گاز-جامد است، منتها با داشتن چند مزیت نظیر این واقعیت که ذرات جامد در حرکت پیوسته بوده و در نتیجه از ایجاد نقاط داغ درون رآکتور جلوگیری می شود و بستر اساساً به صورت همدم (ایزوترم) عمل می کند [۱، ۲ و ۳]. این مزیت سبب برتری این نوع رآکتورها به رآکتورهای دیگر می شود.

مدلهای بسیاری برای توصیف رفتار دو فاز (جامد-گاز) عرضه شده اند [۴ تا ۱۹]، که کمک زیادی به شناخت نحوه برهمکنش دو فاز حباب و امولسیون در این نوع رآکتورها کرده اند. بسیاری از این مدلها همچنین هیدرودینامیک رآکتورهای بستر سیال حبابی را نیز مورد بررسی قرار داده اند [۱۸، ۱۹ و ۲۰]. در اینگونه رآکتورها سرعت ظاهری گاز از حداقل سرعت سیال بودن شروع می شود. در اثر افزایش سرعت گاز، ناپایداریهای زیادی بصورت حباب تشکیل می شود که به این بسترها بسترهای سیال حبابی می گویند. سرعت ظاهری گاز در این بسترها همواره کمتر از ۱ متر بر ثانیه است. پس از این سرعت، رآکتور به صورت بستر سیال سریع و نهایتاً بستر سیال برگشتی یا چرخشی عمل می کند [۶].

در این کار پژوهشی تأثیر سرعت ظاهری گاز ورودی و صفحات جداکننده درون رآکتور بر قطر حبابها، همچنین تأثیر این صفحات بر سطح ویژه انتقال جرم مورد بررسی قرار گرفته است. هرچه قطر حباب کوچکتر باشد سطح ویژه انتقال جرم بزرگتر و درصد تبدیل واکنش بیشتر می شود و این امر در نهایت سبب بالا رفتن بازده رآکتور می گردد. در طول رآکتور حبابهایی تشکیل می شود که با افزایش ارتفاع رآکتور قطر آنها افزایش یافته و به یک مقدار بیشینه می رسد [۱۷] و پس از آن



$$\lambda \approx 280 \frac{u_{mf}}{g} \quad (8)$$

معادلات موازنه جرم برای جزء  $A_i d_h$  به صورت زیر است  
[۲۰]:

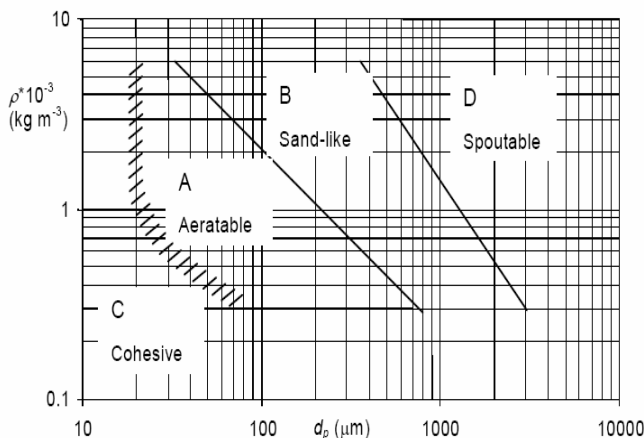
$$\varepsilon_b \frac{\delta C_{bi}}{\delta t} = -[u - u_{mf}(1 - \varepsilon_b)] \frac{\delta C_{bi}}{\delta h} - K_{G,i} a (C_{bi} - C_{di}) \quad (9)$$

$$(1 - \varepsilon_b) [\varepsilon_{mf} + (1 - \varepsilon_{mf}) \varepsilon_i] \frac{\delta C_{di}}{\delta t} = -u_{mf} (1 - \varepsilon_b) \frac{\delta C_{di}}{\delta g} + K_{G,i} a (C_{bi} - C_{di}) + (1 - \varepsilon_b) (1 - \varepsilon_{mf}) \rho_s \sum_{j=1}^M v_{i,j} r_j \quad (10)$$

$C_{bi}$  غلظت سازنده‌ها در فاز حباب،  $C_{di}$  غلظت سازنده‌ها در فاز سوسپانسیون،  $d_v$  قطر حباب،  $h$  ارتفاع رآکتور،  $\varepsilon_b$  فضای خالی اولیه،  $\varepsilon_{mf}$  فضای خالی در شرایط حداقل سیالیت،  $u_b$  سرعت حباب،  $u_{mf}$  حداقل سرعت سیالیت است. با توجه به اجزاء واکنش، این معادلات برای دو فاز به صورت دوازده معادله دیفرانسیلی می‌باشند که به روش عددی حل شده‌اند.

ضریب انتقال جرم بین حبابها و فاز متراکم از رابطه زیر پیروی می‌کند [۲۰]:

$$K_{G,i} = \frac{u_{mf}}{3} + \sqrt{\frac{4D_i \varepsilon_{mf} u_b}{\pi d_v}} \quad (11)$$



شکل ۲- گروه بندی ذرات جامد Geldart.

سطح ویژه انتقال جرم بین حبابها و فاز متراکم در طول بستر را می‌توان از رابطه (۱) حساب کرد [۲۰]:

$$a = \frac{6\varepsilon_b}{d_v} \quad (1)$$

با فرض اینکه حبابها کروی شکل می‌باشند، خلل و فرج ناشی از وجود آنها از رابطه زیر حساب می‌شود [۲۰]:

$$\varepsilon_b = \frac{V_b}{u_b} \quad (2)$$

در این رابطه  $V_b$  سرعت ظاهری حبابها بوده و از رابطه زیر حساب می‌شود [۲۰]:

$$V_b = \varphi(u - u_{mf}) \quad (3)$$

و  $\varphi = 0.8$  است.

$U_b$  سرعت متوسط رو به بالای حبابها را می‌توان از رابطه تجربی زیر حساب کرد [۲۰]:

$$u_b = \varphi(u - u_{mf}) + 0.71g\sqrt{gd_g} \quad (4)$$

که:

$$g = \begin{cases} 3.2d_t^{0.33} & \rightarrow 0.05 \leq d_t \leq 1m, Geldart, Group A \\ 2.0d_t^{0.5} & \rightarrow 0.1 \leq d_t \leq 1m, Geldart, Group B \end{cases} \quad (5)$$

Group A و B بر اساس تقسیم‌بندی Geldart [۲۱] می‌باشد

شکل ۲).

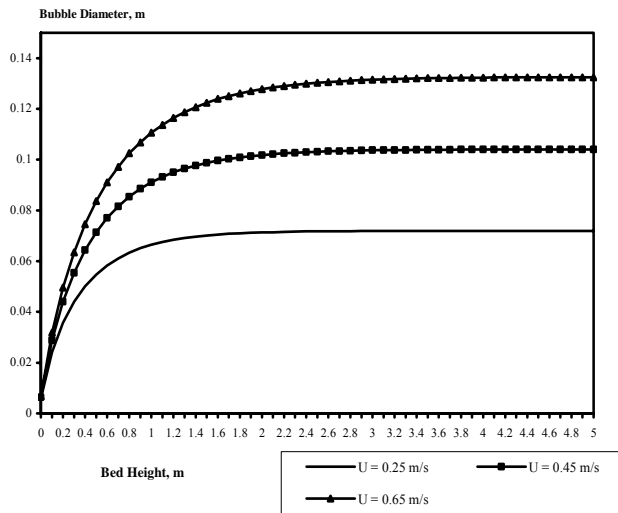
که در این رابطه  $d_t$  قطر برج و بر حسب متر است.

رشد حباب درون برج از رابطه زیر حساب می‌شود [۲۰]:

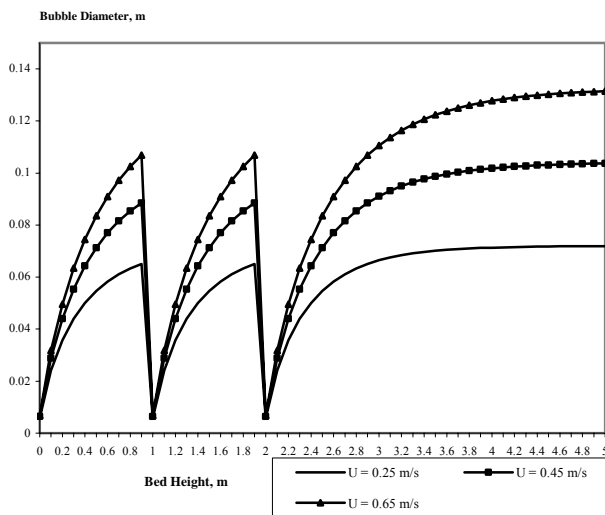
$$\frac{d}{dh} d_v = \left( \frac{2\varepsilon_b}{9\pi} \right)^{\frac{1}{3}} - \frac{d_v}{3\lambda u_b} \quad (6)$$

که در آن:

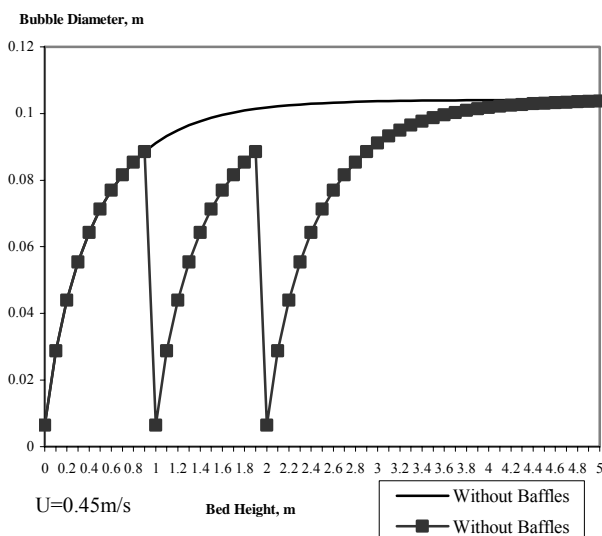
$$d_{v0} = \begin{cases} 0.008\varepsilon_b^{\frac{1}{3}} & \rightarrow Porous \\ 1.3 \left( \frac{V_0^2}{g} \right)^{0.2} & \rightarrow Technical, Gas - Distributer \end{cases} \quad (7)$$



شکل ۳- اثر سرعت ظاهری گاز بر قطر حباب.



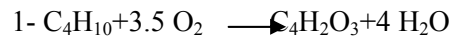
شکل ۴- اثر صفحات جدا کننده بر قطر حباب در سرعت‌های متفاوت گاز ورودی.



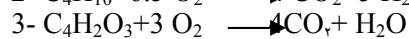
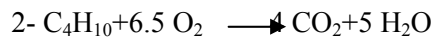
شکل ۵- اثر صفحات جدا کننده بر قطر حباب.

فرضیات زیر برای شبیه‌سازی کامپیوتری در نظر گرفته شده است:

- واکنش مورد نظر تولید انیدرید مالیک از اکسیداسیون بوتان نرمال می‌باشد.



ضمن این واکنش، دو واکنش جانبی ذیل نیز انجام می‌گیرد.



- رآکتور به صورت ایزوترم در درجه حرارت ۵۷۳/۱۵k عمل می‌کند.

- در این واکنش، کاتالیست فاز جامد و بوتان نرمال و هوا فاز گاز می‌باشند.

- قطر رآکتور ۰/۳ متر و ارتفاع آن ۵ متر است.

- شرایط عملیاتی عبارتند از:

- $U = 0.25, 0.45, 0.65 \text{ m/s}$

- $C_B = 1 \text{ mol\%}$

- خواص فیزیکی کاتالیست [۱۸]:

- $dp = 75 \mu\text{m}$  (متوسط هندسی)

- $\rho_s = 1500 \text{ kg/m}^3$

- $\epsilon_{mf} = 0.5$

که با این مشخصات کاتالیست مورد نظر در گروه A از گروه بندی Geldart [۲۱] (شکل ۲) قرار می‌گیرد.

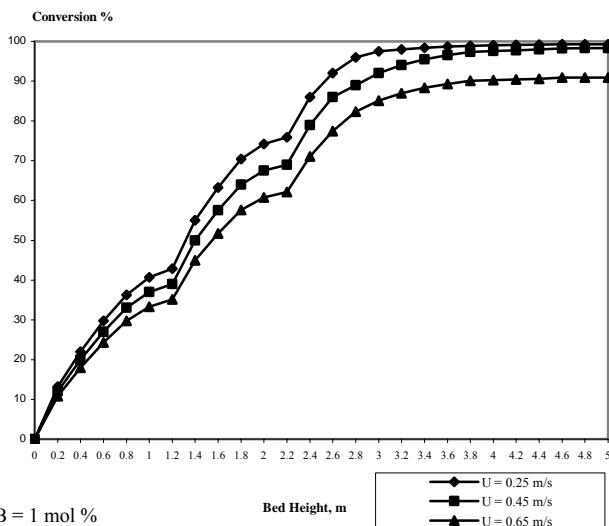
### ۳- نتایج

نتایج حاصل از این محاسبه کامپیوتری در شکل‌های ۳ تا ۹ نشان داده شده است.

### ۴- بحث

#### ۱- اثر سرعت ظاهری گاز بر قطر حباب

بطوری که در شکل ۳ دیده می‌شود با افزایش سرعت ظاهری گاز، قطر حباب افزایش می‌یابد و این امر موجب کاهش سطح ویژه انتقال جرم می‌گردد و در نتیجه، درصد تبدیل کاهش می‌یابد، ولی افزایش سرعت ظاهری گاز سبب افزایش دبی محصول می‌شود و مقدار تولید افزایش می‌یابد.

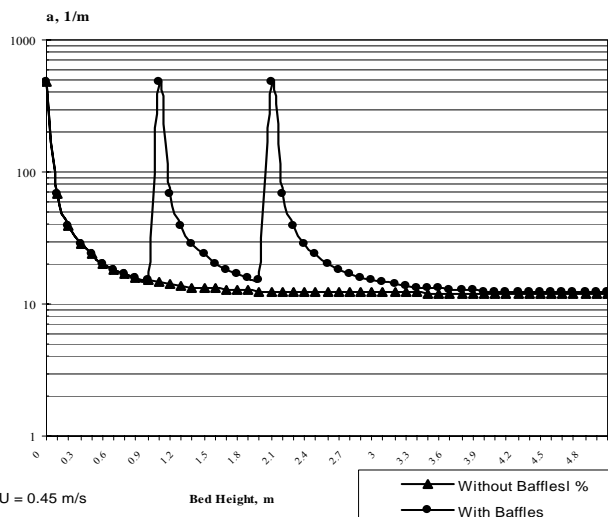


CB = 1 mol %

شکل ۹- اثر صفحات جداکننده بر درصد تبدیل واکنش.

#### ۴-۲ اثر صفحات جداکننده بر قطر حباب

اثر صفحات جداکننده بر قطر حبابها در شکل‌های ۴ و ۵ کاملاً مشهود است. با توجه به نتایج شبیه‌سازی مشاهده می‌شود که با قرار دادن دو صفحه جداکننده، حبابها پس از برخورد با این صفحات ترکیده و دوباره از نو تشکیل می‌شوند و این امر سبب افزایش بازده کار و بالا بردن درصد تبدیل می‌گردد. در شکل ۵ قطر حباب با صفحات جداکننده و بدون آنها در طول رآکتور برای سرعت ظاهری ۰/۴۵ متر بر ثانیه با یکدیگر مقایسه گردیده است زیرا این سرعت به عنوان سرعت عملیاتی در نظر گرفته شده است.

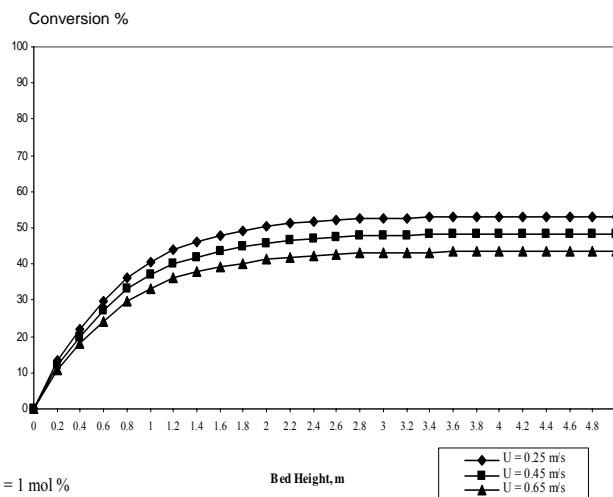


U = 0.45 m/s

شکل ۶- اثر صفحات جداکننده بر سطح مخصوص انتقال جرم.

#### ۴-۳ اثر صفحات جداکننده بر ویژه انتقال جرم

مطابق شکل ۶، نصب صفحات جداکننده باعث افزایش دوباره سطح ویژه انتقال جرم پس از برخورد حبابها به این صفحات و ترکیدن آنها می‌شوند که این امر قابل انتظار بوده و باعث بالا رفتن مجدد درصد تبدیل واکنش می‌گردد و بازده کاری رآکتور را بالا می‌برد.

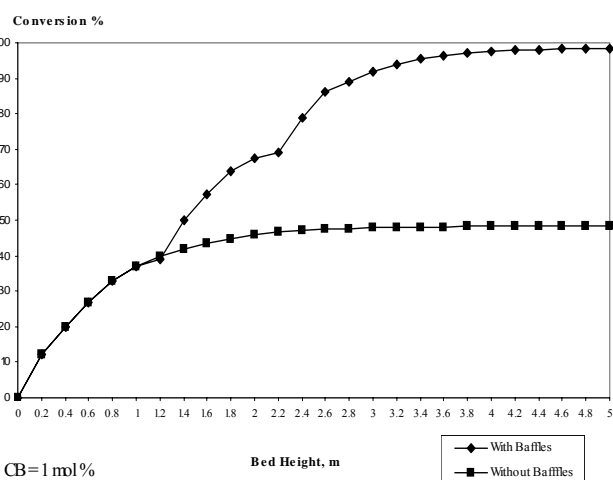


CB = 1 mol %

شکل ۷- اثر سرعت ظاهری گاز بر درصد تبدیل واکنش.

#### ۴-۴ اثر سرعت ظاهری گاز بر درصد تبدیل واکنش

با توجه به شکل ۷، با افزایش سرعت ظاهری گاز، درصد تبدیل کاهش می‌یابد و دلیل این امر کاهش سطح ویژه انتقال جرم بر اثر افزایش سرعت ظاهری گاز است.



CB = 1 mol %

شکل ۸- اثر صفحات جداکننده بر درصد تبدیل واکنش.



## References:

1. C.E. Jahning, D.L. Campbell, H.Z. Martin, Fluidization, (3rd edition, 3 Plenum Press, New York (1980).
2. J.G. Yates, "Fundamentals of fluidized-bed chemical processes," Thetford Press (1983).
3. Zenz, "Encyclopedia of chemical technology," 3rd Ed, 10, 548, Kirk Othmer (1978).
4. J.F. Davidson, R. Clift, D.Harrison, (Eds), Fluidization, 2<sup>nd</sup> Edition, Academic Press, London (1985).
5. J.R. Johnson, J.J. Grace, Graham, Fluidized-bed reactor model verification on a reactor of industrial scale, AIChE J, 33, 619-627 (1986).
6. M. Pell, Gas fluidization, Elsevier, Amsterdam (1990).
7. D. Kunni, O. Levenspiel, Fluidization engineering, 2<sup>nd</sup> Edition, Boston, MA (1991).
8. 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).
9. M. Aoyagi, D. Kunii, Importance of dispersed solids in bubbles for exothermic reactions in fluidized beds. Chem. Eng. Commun, 1, 191 (1974).
10. C. Guenther and M. Syamlal, "The effect of numerical diffusion on isolated bubbles in a gas-solids fluidized bed," Powder Technology, **116**, 142-154 (2001).
11. A.M.S. Costa and M.L. de Souza-Santos, "A novel mechanism for bubble formation in fluidized systems: the effects of granular temperature on the stability in fluidization," Brazilian Journal of Chemical Engineering, **21**, No. 03, 479-486, July-September (2004).
12. A. Kumar and G.K. Roy, "Effect of co-axial rod, disk and blade type promoters on bed fluctuation in a gas-solid fluidized bed with varying distributor open area," Journal of The Institution of Engineers (India), **82**, pt CH2, March 61 (2002).

## ۴-۵ اثر صفحات جدا کننده بر درصد تبدیل واکنش

بطوری که در شکل ۸ دیده می شود، با نصب دو صفحه جدا کننده، درصد تبدیل واکنش برای  $CB=1\text{mol}\%$  از  $48/383$  درصد به  $98/298$  درصد افزایش می یابد و علت این امر، بطوری که گفته شد، در این است که حبابها پس از برخورد با این صفحات ترکیده و سطح ویژه انتقال جرم که در طول رآکتور کاهش یافته بود، افزایش می یابد، و در اثر این افزایش درصد تبدیل نیز افزوده می شود. با توجه به شکل ۹ می توان نصب دو عدد از این صفحات را توجیه کرد، زیرا با استفاده از این دو صفحه درصد تبدیل تقریباً به صد درصد می رسد و با توجه به این نکته که نصب این صفحات باعث افزایش افت فشار در مسیر می شود، نصب صفحه جدا کننده سوم نه تنها تأثیری در بالا بردن بازده کاری رآکتور ندارد بلکه سبب افزایش افت فشار نیز می شود. ضمناً شکل ۹ توجیه پذیری سرعت ظاهری گاز ورودی حدود  $0/45$  متر بر ثانیه را نیز بیان می کند.

## ۵- نتیجه گیری

بطوری که از نتایج حاصل پیداست حبابها پس از برخورد به صفحات جدا کننده ترکیده و دوباره با قطر کمتر تشکیل می شوند؛ این امر سبب بالا رفتن سطح ویژه انتقال جرم و در نتیجه درصد تبدیل واکنش از  $48/383$  درصد به  $98/289$  درصد می رسد. همچنین نصب دو عدد از این صفحات برای تحقق این پدیده کافی می باشد، بطوری که نتایج بدست آمده با نتایج تجربی همخوانی دارد [۲۰ و ۲۲].

بهینه سرعت ظاهری گاز برای این واکنش در شرایط مذکور حدود  $0/45$  متر بر ثانیه است. در کمتر از این سرعت دبی خروجی کم می شود و در بیشتر از این سرعت درصد تبدیل کاهش می یابد.



13. G.K. Batchelor, J.M. Nitsche, "Explosion of particles from a buoyant blob in a gas fluidized bed," *J. Fluid Mech*, 278, 63 (1994).
14. M.A. Gilbertson, J.G. Yates, "The motion of particles near a bubble in a gas fluidized-bed," *J. Fluid Mech*, 323, 377 (1996).
15. A.A. Ghorbanpour, M. Ghanadi, M. Kolahian, "Modeling and simulation for production of maleic anhydride from n-butane in a bubble fluidized bed reactor with and without baffles," ISMR3 (Symposium), Bath University, Bath, England, 142-145 (27-30 August 2003).
16. N. Mostoufi, J. Chaouki, "On the axial movement of solids in gas-solid fluidized beds," *Trans. Inst. Chem. Eng. A*, 78, 911 (2000).
17. A.A. Ghorbanpour, M. Ghanndi, "The effects of bed height on bubble diameter and mass transfer area in a bubbling fluidized bed risers," (Iranian) *Journal of Nuclear Science and Technology (Persian)*, 28, 19-22 (2003).
18. S. Todd, Pugsley, G.S. 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).
19. L.M. Thompson, H. Bi, J.R. Grace "A generalized bubbling/turbulent fluidized-bed reactor model. *Chem. Eng. Sci*, 54, 5175 (1999).
20. J. Werther, *Chem. Eng. Sci*, 47 (9-11), 2475-2462 (1992).
21. D. Geldart, "Types of gas fluidization," *Powder Technol*, 7, 285-292 (1973).
22. J.F. Davidson, D. Harrison, "Fluidized particles," Cambridge University Press, New York (1963).