

Kreisringe des Querschnittes für sich betrachtet.

Es zeigt sich, daß sich mit der Annahme von isolierten Strombahnen und Querschnittsabschnitten andere Wertepaare für die örtlichen Gas/Flüssigkeits-Konzentrationen ergeben, als gemessen wurden (Abb. 4). Als Ursache hierfür werden die Quervermischung von Gas und Flüssigkeit sowie eine unterschiedliche Flüssigkeitsverteilung über den Querschnitt längs des Strömungsweges angesehen; d. h. die Annahme von isolierten Strombahnen ist eine Fiktion.

Der damit ermittelte Verlauf des Wäscherwirkungsgrades E über den Durchmesser am Austritt für Düse 1 und 2 ist in Abb. 5 aufgetragen. Die Zuordnung eines mittleren Wirkungsgrades ist in diesem Fall nur möglich, wenn man ohne Rücksicht auf die tatsächlichen Verhältnisse die Abscheidung in den einzelnen isoliert betrachteten Querschnittsabschnitten auf die pauschale Bilanzgerade (Gl. (2)) und den daraus ermittelten Wert für $Y_{0,\min}$ bezieht.

Das Ziel weiterer Untersuchungen ist es, durch gezielte Änderung

der Flüssigkeitsverteilung örtlich schlechte Wirkungsgrade zu vermeiden. Damit wären auch einige Annahmen, welchen Dispersionsmodelle zur Berechnung von Abscheidegraden zugrunde liegen, näherungsweise erfüllt, und es wäre zu untersuchen, inwieweit damit eine Vorausberechnung und Auslegung von Strahlapparaten möglich ist.

Eingegangen am 5. Juli 1983 [K 619]

Literatur

- [1] Nagel, O.; Kürten H.; Hegner B.: Chem.-Ing.-Tech. 45 (1973) Nr. 14, S. 913/920.
- [2] Hoffmann, R.; Kürten H.; Nagel O.: Chem.-Ing.-Tech. 45 (1973) Nr. 13, S. 881/887.
- [3] Ulrich, M.: Verfahrenstechnik (Mainz) 14 (1980) Nr. 12, S. 831/835.

Bubble- to Dense-phase Mass Transfer Kinetics in Gas – Solid Fluidized Beds*

F. G. van den Aarsen, A. A. C. M. Beenackers and W. P. M. van Swaaij**

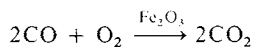
One of the factors that may limit conversion rates in bubbling fluidized bed reactors is the transfer rate of gaseous reactants between the bubble and the dense phases, where gas – solid contact is excellent. Davidson's [1] relation has been widely accepted for the description of mass transfer kinetics:

$$\alpha = 1.19 u_{mf} + 0.91 \frac{D^{1/2} g^{1/4} \epsilon_{mf}}{D_e^{1/4} (1 + \epsilon_{mf})} \quad (1)$$

The importance of the convective term is small for systems of low particle size with relatively low minimum fluidization velocities, but increases with increasing minimum fluidization velocity.

However, the theoretically expected increase of the convective term with increasing minimum fluidization velocity has not yet been confirmed experimentally.

For this purpose, we selected the kinetically well described [2] first order heterogeneously catalyzed reaction:



as a model reaction to study the mass transfer characteristics of fluidized bed reactors. The conversion studies were performed in air/solids fluidized beds of 3 cm and 30 cm diameter. Solids used were mixtures of dense and porous alumina impregnated with Fe_2O_3 and the minimum fluidization velocities ranged from 0.0016 to 0.21 m/s. The results obtained were compared with those predicted by calculations using an extended two phase fluid bed model applying Davidson's mass transfer correlation, Darton's bubble growth relations [3, 4] and Werther's bubble rise velocity correlation [5]. The model (Fig. 1) takes into account possible chemical enhancement of

mass transfer from bubble- to dense-phase and a value for the convective throughflow (u_d) of the dense phase larger than the minimum fluidization velocity (for $u > u_{mf}$). A number of simplifying assumptions are made:

1. Throughflow of the bubble- and dense-phase gas is plug flow.
2. No solids in the bubble phase.
3. Mass transfer characteristics are dependent on bed height (according to [1, 3–5]).
4. The bubble phase gas throughflow is described by the empirical relation (Fig. 2):

$$u_b = 0.48 u_{mf} \left(\frac{u - u_{mf}}{u_{mf}} \right)^{1.15}$$

The resulting model equations are:

bubble phase:

$$(1 - \gamma) \frac{dc_b}{d\xi} + N_\alpha \left(c_b - \frac{c_d}{\cosh Ha} \right) \frac{Ha}{\tanh Ha} = 0, \quad (2)$$

dense phase:

$$\gamma \frac{dc_d}{d\xi} + N_r c_d - N_\alpha \left(\frac{c_b}{\sinh Ha} - \frac{c_d}{\tanh Ha} \right) Ha = 0. \quad (3)$$

The differential Eqs. (2) and (3) were solved numerically by substituting the local values of the mass transfer parameters α , $D_e(h)$, $\epsilon_b(h)$, $u_A(h)$ and $a(h)$.

Some experimentally observed unconverted fractions of carbon monoxide in the 3 cm and the 30 cm diameter fluidized bed reactor are shown in Figs. 3 and 4 as a function of fixed bed reactivity for minimum fluidization velocities of 0.0016 and 0.21 m/s respectively.

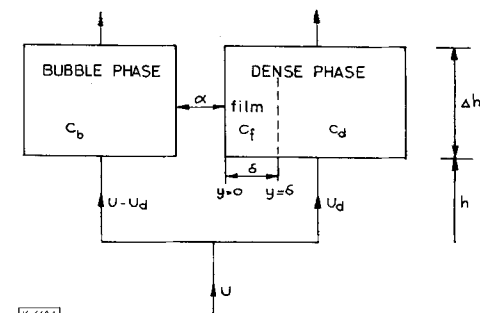
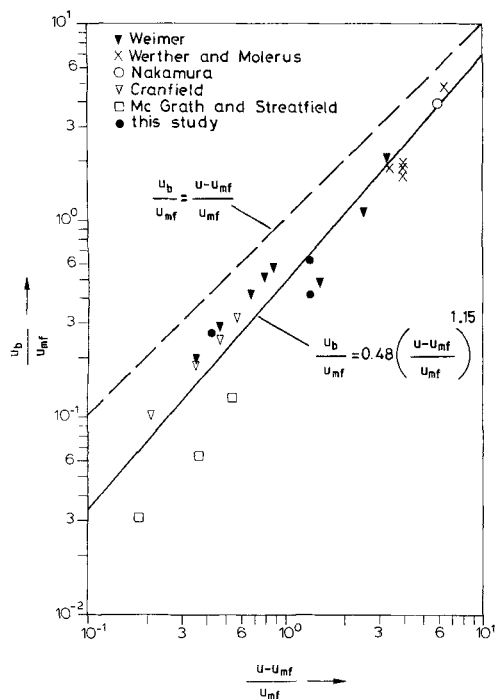


Fig. 1. Extended two phase fluid bed model.

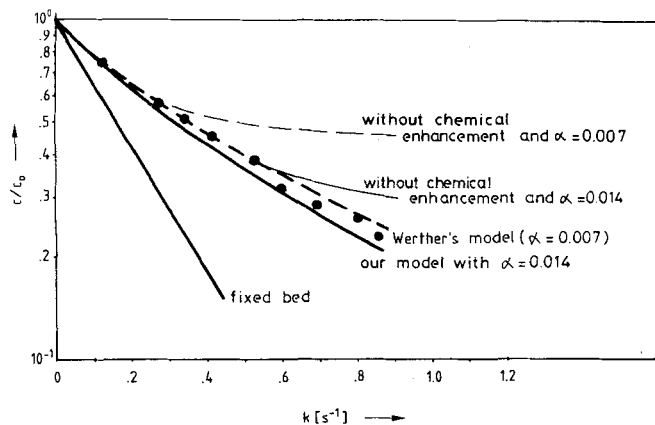
* Abstract of a paper presented at the "Jahrestreffen der Verfahrens-Ingenieure", Nürnberg, September 28 – 30, 1983.

** Dr. F. G. van den Aarsen, Dr. Ir. A. A. C. M. Beenackers, and Prof. Dr. Ir. W. P. M. van Swaaij, Twente University of Technology, Department of Chemical Technology, Laboratory of Chemical Reaction Engineering, P. O. Box 217, 7500 AE Enschede/The Netherlands.



K 660.2

Fig. 2. Dimensionless bubble flow rate as function of the dimensionless excess gas flow rate: Experimental data from 3-dimensional systems.



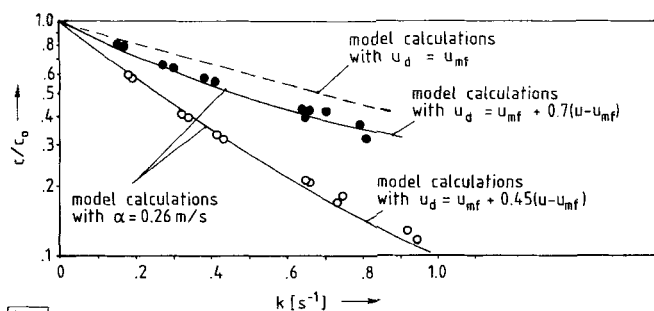
K 660.3

Fig. 3. Prediction of outlet reactant concentration and comparison with the experimental data from the 3 cm diameter fluidized bed reactor for small particles with $u_{mf} = 0.0016$ m/s, $H = 0.056$ m, $u = 0.013$ m/s and $u_d = u_{mf}$.

Theoretical results based on *Werther's* model (1980) are also included in Fig. 3. From this it follows that both our model and *Werther's* accurately predict the experimentally observed conversion levels, although the mass transfer coefficient in *Werther's* model is only 56% of the mass transfer coefficient according to *Davidson's* model. The effect of the difference in mass transfer coefficient is, however, almost completely counterbalanced by the chemical enhancement of the mass transfer process.

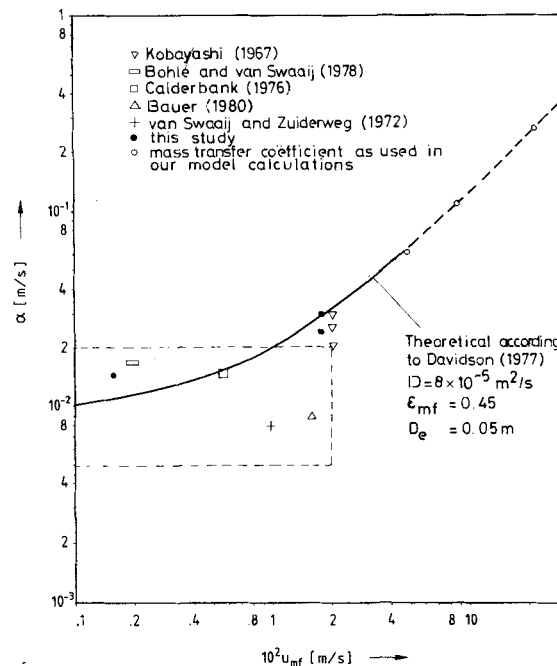
Fig. 4 shows that the measured fraction of unconverted carbon monoxide is in good agreement with predicted values over the complete range of reactivities studied; the observed conversion was almost equal to that obtained in a fixed bed reactor.

Presumably the combination of a throughflow velocity in the dense phase much higher than the minimum fluidization velocity and a high mass transfer coefficient leads to this observation. An accurate value of the mass transfer coefficient, however, can not be determined on basis of these results, and we have therefore presented the



K 660.4

Fig. 4. Prediction of outlet reactant concentration and comparison with experimental data from the 30 cm fluidized bed reactor for large particles with $u_{mf} = 0.21$ m/s; \bullet $u = 0.5$ m/s, $H = 0.87$ m; \circ $u = 0.3$ m/s, $H = 0.83$ m.



K 660.5

Fig. 5. Mass transfer coefficient as function of minimum fluidization velocity.

mass transfer correlation by a dotted line in Fig. 5 for minimum fluidization velocities greater than 0.04 m/s.

Received: February 15, 1984 [K 660]

Symbols used

a	$[\text{m}^2/\text{m}^3]$	specific surface area of the bubbles
c_b	$[\text{mol}/\text{m}^3]$	gas concentration in the bubble phase
c_d	$[\text{mol}/\text{m}^3]$	gas concentration in the dense phase
c_f	$[\text{mol}/\text{m}^3]$	gas concentration in the film
D_e	$[\text{m}]$	effective bubble diameter
D	$[\text{m}^2/\text{s}]$	gas diffusion coefficient
g	$[\text{m}/\text{s}^2]$	gravitational acceleration ($= 9.81 \text{ m}/\text{s}^2$)
Ha	$[-]$	Hatta number ($= \sqrt{k D}/\alpha$)
h	$[\text{m}]$	height above the distributor plate
H	$[\text{m}]$	height of the expanded bed
k	$[\text{s}^{-1}]$	reaction rate constant
N	$[-]$	number of mass transfer units ($= \alpha a H/u$)
N_r	$[-]$	number of reaction units ($= k H/u$)
u	$[\text{m}/\text{s}]$	superficial gas velocity
u_A	$[\text{m}/\text{s}]$	bubble rise velocity
u_b	$[\text{m}/\text{s}]$	superficial gas velocity in the bubble phase
u_d	$[\text{m}/\text{s}]$	superficial gas velocity in the dense phase
u_{mf}	$[\text{m}/\text{s}]$	minimum fluidization velocity
α	$[\text{m}/\text{s}]$	bubble- to dense-phase mass transfer coefficient

γ	[—]	dense-phase throughflow ratio ($= u_d/u$)
δ	[m]	film thickness ($= \delta/\alpha$)
ε_b	[m ³ /m ³]	gas hold-up in the bubble phase ($= (u - u_d)/u_A$)
ε_{mf}	[m ³ /m ³]	gas hold-up at minimum fluidization
ξ	[—]	dimensionless height ($= h/H$)

References

- [1] Davidson, J. F., et al.: Chemical Reactor Theory, a Review, L. Lapidus and N. R. Amundson (eds.), Prentice Hall, Englewood Cliffs, N. J. 1977.
- [2] van Ommen, J. G.; Hoving, K.; Bosch, H.; van Hengstum, A. J.; Gellings, P. J.: Z. Phys. Chem. NF (1983).
- [3] Darton, R. C., et al.: Trans. Inst. Chem. Eng. 55 (1977) p. 274.
- [4] Darton, R. C., et al.: Trans. Inst. Chem. Eng. 57 (1979) p. 134.
- [5] Werther, J.: Chem.-Ing.-Tech. 49 (1977) Nr. 10, pp. 777/785.
- [6] Weimer, A. W.: Ph. D. Thesis, Univ. of Colorado, Boulder/USA 1980.
- [7] Werther, J.; Molerus, O.: Int. J. of Multiphase Flow 1 (1973) p. 123.
- [8] Nakamura, K.: National Research Council of Canada, Ottawa 1973.
- [9] Cranfield, R. R.; Geldert, D.: Chem. Eng. Sci. 29 (1974) p. 935.
- [10] McGrath, L.; Streatfield, R. E.: Trans. Inst. Chem. Eng. 49 (1971) p. 70.
- [11] Kobayashi, H.; Arai, F.; Chiba, T.: J. Chem. Eng. Jpn. 31 (1967) p. 239.
- [12] van Swaaij, W. P. M.; Zuiderweg, F. J.: Proc. 5th Europ. Symp. on Chem. React. Eng., B 9–25, Elsevier Publ. Co., Amsterdam 1972.
- [13] Calderbank, Ph. H.; Pereira, J.; Burgers, M. M.: Fluidization Technology, International Fluidization Conf., Pacific Grove/Calif. 1976, p. 261.
- [14] Bohle, W.; van Swaaij, W. P. M.: Fluidization, eds. Davidson, J. F., and Keairns, D. L., Cambridge Univ. Press, Cambridge/England 1978, p. 167.
- [15] Bauer, W.: Ph. D. Thesis., Techn. Fakultät der Univ. Erlangen-Nürnberg 1980.
- [16] Werther, J.: Chem. Eng. Sci. 35 (1980) pp. 371/379.

Dynamische Beanspruchung von flüssigkeitsbeaufschlagten Strukturen — Ein Anwendungsfeld für Randintegralverfahren

Rolf Krieg und Günter Hailfinger*

1 Aufgabenstellung

In den letzten Jahren hat die Diskussion um die Risiken der Technik deutlich zugenommen. Gleichzeitig hat sich der Trend zu immer größeren technischen Anlagen mit größeren denkbaren Störfällen weiter fortgesetzt. Aus diesem Grunde haben auch die Forderungen nach genaueren und umfangreicheren Störfall-Analysen erheblich zugenommen.

In der Verfahrenstechnik werden Strukturen wie Schalen oder Balken von Flüssigkeiten beaufschlagt. Bei Störfällen, ausgelöst durch Rohrbrüche, Explosionen, Erdbeben usw., werden diese Flüssigkeiten dann häufig sehr stark beschleunigt. Je nach den Gegebenheiten treten dabei erhebliche dynamische Druckbelastungen und entsprechende Strukturverformungen auf.

Die Berechnung derartiger dynamischer Druckbelastungen und der daraus resultierenden Strukturverformungen ist ein wesentlicher Teil der Störfall-Analysen. Dabei ist folgendes zu beachten:

- Bei den fluiddynamischen Vorgängen sind die instationären Strömungsbeschleunigungen und die ihnen proportionalen Trägheitskräfte häufig von ausschlaggebender Bedeutung. Dagegen sind die Strömungsgeschwindigkeiten und die von ihnen abhängigen Reibungskräfte einschließlich der Turbulenzerscheinungen (die bei üblichen Strömungen große Schwierigkeiten machen) meist unwichtig.
- Die fluiddynamischen Vorgänge haben häufig einen ausgeprägten dreidimensionalen Charakter.
- Bei den fluiddynamischen Vorgängen interessieren jedoch nur die Zustände am Rand der Flüssigkeitsbereiche. Diese Daten reichen aus, um die Druckbelastungen und Strukturverformungen zu bestimmen.

* Dr. R. Krieg und G. Hailfinger, Kernforschungszentrum Karlsruhe GmbH, Institut für Reaktorentwicklung, Postfach 3640, 7500 Karlsruhe.

– Die sich ergebenden Strukturbeschleunigungen haben mitunter eine erhebliche Rückwirkung auf die fluiddynamischen Vorgänge. Deswegen müssen in diesen Fällen Fluid- und Strukturdynamik als ein zusammenhängendes Problem beschrieben werden. Dafür hat sich die Bezeichnung Fluid/Struktur-Wechselwirkung eingebürgert.

Die neuerdings immer häufiger angewendeten Randintegralverfahren sind zur Lösung der geschilderten Probleme besonders geeignet. Unter Vernachlässigung der Flüssigkeitsviskosität und anderer unwesentlicher, nichtlinearer Effekte werden die komplizierten dreidimensionalen Fluidodynamik-Probleme auf zweidimensionale Probleme reduziert. In ihnen treten nur noch die Zustandsgrößen am Rand der Flüssigkeitsbereiche auf. Deswegen ist für die Berechnung auch nur dieser Rand und nicht etwa der ganze dreidimensionale Bereich nachzubilden. Er wird meist durch Zusammenfügen vieler kleiner Panels – im vorliegenden Fall Dipole-Panels – beschrieben. Wie im folgenden dargelegt, ist der Lösungsweg recht anschaulich. Die Ergebnisse sind gut kontrollierbar.

2 Lösung des Fluidodynamik-Problems ohne Berücksichtigung der Flüssigkeits-Kompressibilität und der Rückwirkung aus der Struktur

Der Grundgedanke ist sehr einfach. Es werden bekannte elementare Fluidodynamik-Lösungen verwendet. Diese werden so überlagert, daß näherungsweise die gesuchte Lösung entsteht. Als Beispiel dient die Aufgabe in Abb. 1a. Der Flüssigkeitsbehälter ist starr. Nur an der rechten Seite wird die Wand mit vorgeschriebener Beschleunigung eingedrückt. Es existiert eine freie Flüssigkeitsoberfläche. Gesucht sind die Druckverteilung an der Wand und die Beschleunigungsverteilung an der Flüssigkeitsoberfläche.

Als bekannte elementare Lösungen kann man die Druck- und Beschleunigungsfelder um Quellpunkte in einer unendlich ausgedehnten Flüssigkeit verwenden. Zur Überlagerung solcher Lösungen werden viele Quellpunkte um den Behälter herum, z. B. wie in Abb. 1b, angeordnet. Ihre Intensitäten werden so bestimmt, daß in ausgewählten Randpunkten an der Wand die Normalbeschleunigungen verschwinden bzw. die vorgeschriebenen Werte annehmen und an ausgewählten Randpunkten in der Flüssigkeitsoberfläche die Drücke mit dem vorgeschriebenen Atmosphärendruck übereinstimmen. Das Ganze führt auf ein lineares Gleichungssystem, das im allgemeinen dann eindeutige Lösungen besitzt, wenn die Anzahl der