

BESCHREIBUNG DES HYDRODINAMISCHEN MODELLS DES DRUCKVERLUSTES DURCH EINE KATALYSATORSCHICHT

ALEXANDRU POP, ADINA GHIRIŞAN und SIMION DRAGAN

*Fakultät für Chemie und Chemieingenieurwesen, Universität "Babeş-Bolyai" Cluj-Napoca,
Arany Janos 11, 400028 Cluj-Napoca, Rumänien*

ABSTRACT. The pressure drops through a catalyst bed of $\text{Mn}_2\text{O}_3\text{-Fe}_2\text{O}_3$ were calculated with empirical equations and then compared with the obtained experimental pressure drops. The experimental results were correlated and a new equation for the calculation of the pressure drop with two coefficients specific to the analysed system was obtained.

EINLEITUNG. Wegen des starken Druckverlustes, der beim Fließen der Reaktionsmasse durch die Katalysatorschicht entsteht, sind die katalytischen Prozesse sehr stark energieverbrauchend.

Für die Beschreibung des Druckverlustes eines Fluids durch eine granuläre Schicht stehen verschiedene Modelle zur Verfügung [1, 2, 3]. Diese Modelle können als partikuläre Formen der Gleichung **Darcy-Weisbach** (1) betrachtet werden:

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{\rho w^2}{2D} \quad (1)$$

Rose [4] hat, durch Ersetzung des Durchmessers des Durchflussquerschnittes D mit dem nominalen Durchmesser der Teilchen d und der linearen Geschwindigkeit w mit der fiktiven Geschwindigkeit w_0 , folgende Gleichung bestimmt:

$$-\frac{dP}{dL} = \lambda \frac{\rho w_0^2}{2d} \quad (2)$$

wobei: λ ist der Reibungsfaktor:

$$\lambda = 1000 \text{Re}^{-1} + 125 \text{Re}^{-1/2} + 14 \quad (3)$$

und das Reynolds-Kriterium ist definiert durch die Gleichung (4):

$$\text{Re} = \frac{\rho w_0 d}{\eta} \quad (4)$$

Die Gleichungen (2), (3) und (4) enthalten eine einzige Größe, die das System geometrisch charakterisiert, der nominale Durchmesser der Teilchen. Aus diesem Grund hat diese Gleichung ein begrenztes Anwendungsgebiet.

Brownell [5] charakterisiert die Gleichung (1) unter folgender Form:

$$-\frac{dP}{dL} = \lambda F_\lambda \frac{\rho w_0^2}{2d} \quad (5)$$

wobei, für turbulente Strömung:

$$\lambda = 0,014 + 1,056 \text{Re}^{-0,42} \quad (6)$$

und

$$\text{Re} = \frac{\rho w_0 d}{\eta} F_{\text{Re}} \quad (7)$$

Die Faktoren F_λ und F_{Re} sind von den Diagrammen $F_\lambda = f(\psi, \varepsilon)$ und $F_{\text{Re}} = f(\psi, \varepsilon)$ aus der Literatur [2] genommen. Wie zu sehen ist, enthält die Gleichung von Brownell noch zwei Eigenschaften neben dem nominalen Durchmesser d , die Porosität der Schicht ε und den Formfaktor der Teilchen ψ , die das System geometrisch charakterisiert.

Leva und Mitarbeiter [6] haben einige Bestimmungen aufgeführt. Sie haben dabei Schichten mit verschiedenen Porositäten ε , gebildet aus Teilchen von verschiedener Form ψ und Dimensionen d_v , untersucht:

$$-\frac{dP}{dL} = \lambda \frac{(1-\varepsilon)^{3-n}}{\varepsilon^3 \Psi^{3-n}} \frac{\rho w_0^2}{2d_v} \quad (8)$$

In diesem Fall ist das Reynolds-Kriterium nach der Gleichung (9) definiert:

$$\text{Re} = \frac{\rho w_0 d_v}{\eta} \quad (9)$$

Die Gleichungen (8) und (9) sind von begrenzter Präzision, weil die Koeffizienten λ und Ψ graphisch in Abhängigkeit von Re bestimmt werden.

Ergun [7] hat eine viel angewendete Gleichung von folgender Form vorgeschlagen:

$$-\frac{dP}{dL} = \lambda \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho w_0^2}{d_p} \quad (10)$$

wobei:

$$\lambda = 150 \text{Re}^{-1} + 1,75 \quad (11)$$

und

$$\text{Re} = \frac{\rho w_0 d_p}{\eta(1-\varepsilon)} \quad (12)$$

Mehta und Hawley [8] haben einen Faktor F_p in die Gleichung (10) eingeführt, damit man auch den Einfluss der Wand für die Verhältnisse $D/d < 50$ mit einbeziehen kann. Die Gleichung hat die Form:

$$-\frac{dP}{dL} = \lambda \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho w_0^2}{d_p} F_p \quad (13)$$

Der Faktor F_p ist nach der Gleichung (14) definiert:

$$F_p = 1 + \frac{2d_p}{3D(1-\varepsilon)} \quad (14)$$

λ ist nach der Formel (15) definiert:

$$\lambda = 150F_p \text{Re}^{-1} + 1,75 \quad (15)$$

Wie die Gleichungen (2), (5), (8), (10) und (13) zeigen, ist der Druckverlust durch das granulare Festbett von den Eigenschaften des Fluids (Viskosität, Dichte), Eigenschaften eines Partikels (Größe, Formfaktor, Natur des Materials) und Eigenschaften der Schicht (spezifische Oberfläche, Leerefraktionen, Oberflächenzustand, äquivalenter Durchmesser der Lücken, Porosität der Schicht, Verhältnis zwischen dem Durchmesser der Schicht und Durchmesser der Teilchen) abhängig.

Die Gleichung von **Hyman** [9] gelangt zu folgender Form:

$$-\frac{dP}{dL} = 280,637 \rho w_0^2 \quad (16)$$

Die Gleichung (16) enthält keine Eigenschaft der Schicht und auch nicht die Viskosität des Fluides. Deshalb ist sie von einer sehr begrenzten Genauigkeit.

VERSUCHSDURCHFÜHRUNG

Für die experimentellen Bestimmungen wurde ein Rohr mit Innendurchmesser $D = 0,021 \text{ m}$ verwendet. Das Rohr wurde mit dem industriellen Katalysator gefüllt und so eine Schicht mit identischer Geometrie wie die industrielle Schicht gebaut wurde. Der Katalysator besteht aus sphärischen Partikeln aus $\text{Mn}_2\text{O}_3\text{-Fe}_2\text{O}_3$, mit dem Durchmesser $d_p = 4 \text{ mm}$. Unter der Siebplatte, die den Katalysator hält, bleibt das Rohr etwas $0,1 \text{ m}$ leer. In diesem Abschnitt stabilisiert sich das Fluid bevor es in die Schicht eindringt. Der Durchsatz des Fluids wird vom Rotameter und der Druckverlust in der Schicht vom Wassermanometer gemessen. Die Porosität der Katalysatorschicht wurde auch experimentell ermittelt ($\epsilon = 0,385$).

Es wurden die Durchsätze im Intervall $1 \dots 4 \text{ m}^3/\text{h}$ für 3 verschiedene Höhen der Schicht ($L_1 = 0,25 \text{ m}$, $L_2 = 0,50 \text{ m}$, $L_3 = 0,75 \text{ m}$) betrachtet. Für jede Höhe der Schicht wurden je vier Bestimmungen durchgeführt und der Mittelwert genommen.

ERGEBNISSE UND DISKUSSION

Korrelation der experimentellen Werten

Die experimentellen Werte des Verhältnisses $\Delta P/L$, die bei verschiedenen Höhen der Katalysatorschicht gemessen wurden, und die Mittelwerte sind in der Tabelle 1 eingetragen.

Tabelle 1.

Experimentelle Werte des Verhältnisses $\Delta P/L$ bei verschiedenen Höhen der Katalysatorschicht aus Partikeln mit dem Durchmesser $d_p = 4 \text{ mm}$.

$Q_v \text{ (m}^3/\text{h)}$	$\Delta P/L \text{ (N/m}^2\cdot\text{m)}$			Mittelwerte $\Delta P/L \text{ (N/m}^2\cdot\text{m)}$
	$L = 0,25 \text{ m}$	$L = 0,50 \text{ m}$	$L = 0,75 \text{ m}$	
1	1000,62	892,71	752,1	881,81
2	2668,32	2530,98	1844,133	2347,81
3	5120,82	4757,85	3459,66	4446,21
4	7573,32	8416,98	5768,28	7253,193

In der Tabelle 2 sind die Werte des Druckverlustes angegeben, die mit Hilfe der empirischen Gleichungen bestimmt wurden.

Tabelle 2.

Werte $\Delta P/L$ (N/m²m) berechnet mit den verschiedenen empirischen Gleichungen

Gleichung	Rose	Brownell	Leva	Ergun	Metha und Hawley	Hyman
w_0 (m/s)						
0,802	2598,57	5212,92	2653,29	4477,95	5624,87	213,18
1,603	8525,26	17525,44	7418,64	16098,87	19874,10	851,65
2,405	17555,50	36118,56	12832,32	34894,05	42765,80	1917,1
3,207	29600,80	60580,20	15586,12	60835,93	74306,65	3408,7

Man kann bemerken, dass alle Gleichungen sehr unterschiedliche Werte von den experimentellen Werten ergeben haben. Die besten Werte entsprechen der Gleichung von Leva und Hyman.

Die experimentellen Werte wurden danach mit den Werten, die durch verschiedene empirische Gleichungen berechnet wurden, verglichen (Abb.1).

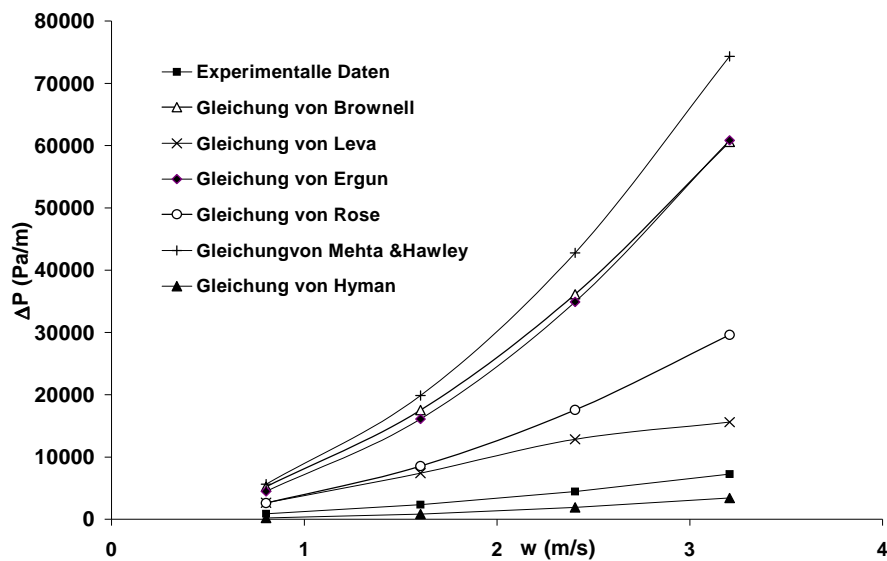


Abb.1. Experimentelle Daten und berechnete Daten für die Katalysatorschicht aus Partikeln mit dem Durchmesser $d_p = 4$ mm.

Wie zu sehen ist, gibt es keine von diesen Gleichungen, imstande, eine direkte Korrelation der experimentellen Werte zu geben werden zu können. Aus diesem Grund wird weiter eine neue Gleichung aufgebaut.

Zu diesem Zweck wird eine Impulsbilanz des Prozesses geschrieben:

$$-\frac{dP}{dL} = 32 \frac{\eta(w_0/\epsilon)}{d_e^2} + \frac{\rho(w_0/\epsilon)^2}{2d_e} \quad (17)$$

Das erste Glied der rechten Seite der Gleichung (17) stellt die Gleichung von Poiseuille für laminares Fliessen dar, das zweite ist der kinetische Ausdruck, der auf dem Fliessen in Kapillaren gegründet wurde.

Der hydraulische Durchmesser kann mit dem Durchmesser der Schicht D , der Porosität ε und der spezifischen Oberfläche der Füllung a_s korreliert werden:

$$n_c \frac{\pi d_e^2}{4} = \pi D^2 \frac{\varepsilon}{4} \quad (18)$$

$$a_s = \frac{4n_c d_e}{D^2 (1 - \varepsilon)} \quad (19)$$

wo n_c die Anzahl der Fliesskanäle pro Querschnitteinheit der Schicht ist. Von Gleichung (18) und (19) erhält man den äquivalenten Durchmesser d_p :

$$d_e = \frac{4\varepsilon}{a_s (1 - \varepsilon)} = \frac{2\varepsilon d_p}{3(1 - \varepsilon)} \quad (20)$$

Wenn man Gleichung (20) in Gleichung (17) einsetzt und alle Konstanten mit den Koeffizienten K_1 und K_2 ersetzt, erhält man:

$$-\frac{dP}{dL} = K_1 \frac{\eta w_0 (1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3 d_p} + K_2 \frac{\rho w_0^2 (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 d_p^2} \quad (21)$$

Wenn man eine geänderte Re-Kennzahl definiert, erhält man die Gleichung:

$$-\frac{dP}{dL} \cdot \frac{\varepsilon^3 \rho d_p^3}{\eta^2 (1 - \varepsilon)^3} = K_1 Re + K_2 Re^2 \quad (22)$$

Um die Konstanten K_1 und K_2 mit Hilfe der experimentellen Daten zu ermitteln, wird die Gleichung (22) geteilt mit der Re-Kennzahl. So erhält man die Gleichung (23), die in der Abb. 2. dargestellt ist:

$$-\frac{dP}{dL} \cdot \frac{\varepsilon^3 \rho d_p^3}{\eta^2 (1 - \varepsilon)^3 Re} = K_1 + K_2 Re \quad (23)$$

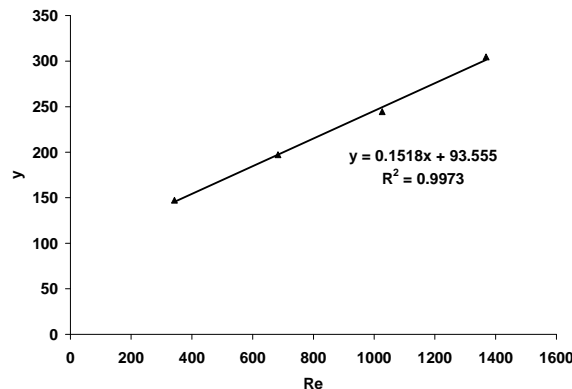


Abb. 2. Abhängigkeit des y -Re von den experimentellen Werten.

Von der linearen Kurve erhält man die Steigung $K_2 = 0,152$ und den Ordinatenabschnitt $K_1 = 93,56$.

Wenn man diese Werte in die Gleichung (22) einsetzt, erhält man:

$$-\frac{dP}{dL} \frac{\varepsilon^3 \rho d_p^3}{\eta^2 (1-\varepsilon)^3} = 93,56 Re + 0,152 Re^2 \quad (24)$$

Wenn man diese Gleichung so umändert, dass sie vergleichbar mit den empirischen Gleichungen der Literatur wird, erhält man:

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho w_0^2}{d_p} \lambda \quad (25)$$

mit:

$$\lambda = 0,152 + 93,56 Re^{-1} \quad (26)$$

Man kann bemerken, dass die erhaltene Gleichung (25), die Form der Ergun-Gleichung hat, aber die Koeffizienten K_1 und K_2 in der Gleichung von λ (26) sehr unterschiedlich von den Koeffizienten der Ergun-Gleichung sind. Das bedeutet, dass die Koeffizienten der Ergun-Gleichung von der Geometrie der Schicht und der Art des Materials abhängig sind [10].

Die experimentellen Werte und die berechneten Werte nach der Gleichung (25) sind in der Abb. 3 aufgetragen.

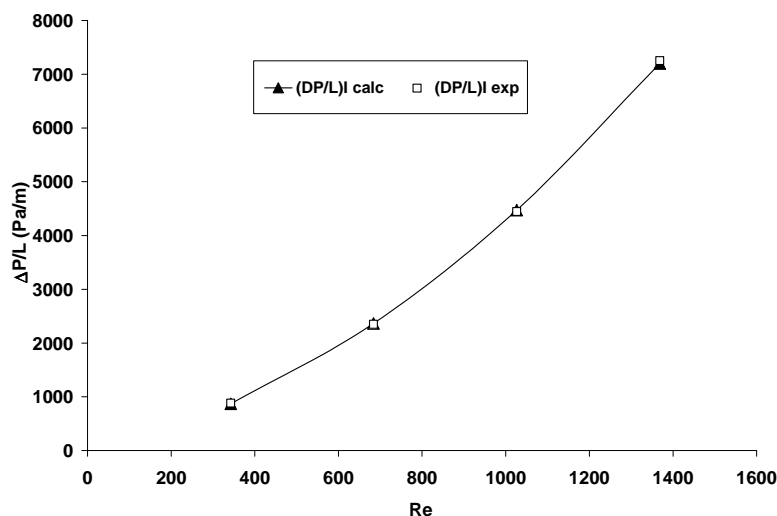


Abb. 3. Korrelation der experimentellen Werten und der berechneten Werten nach der erhaltenen Gleichung (25).

ZUSAMMENFASSUNG

Es wurden experimentelle Druckverluste durch eine granulare Katalysatorschicht bei turbulentem Fließen einer Gasphase bestimmt.

Die experimentellen Werte des Druckverlustes wurden mit den Werten, die mit den empirischen Gleichungen berechnet wurden, verglichen.

Aus der Impulsbilanz wurde eine neue Gleichung des Druckverlustes in einer Schicht aus sphärischen Partikeln mit dem Durchmesser $d_p = 4$ mm aus Mn_2O_3 - Fe_2O_3 bestimmt. Die Koeffizienten der neuen Gleichung sind von der Geometrie der Schicht abhängig.

LITERATURVERZEICHNIS

1. R. Z. Tudose und Mitarbeiter, *Procese, operații și utilaje în industria chimică*, Ed. Didactică și Pedagogică, București, 1977
2. E. P. Dutkai, *Coloane cu umplutură în tehnologia chimică*, Ed. Tehnică, București, 1977
3. G. Jinescu, *Procese hidrodinamice și utilaje specifice în industria chimică*, Ed. Didactică și Pedagogică, București, 1983
4. H. E. Rose, *Proc. Ind. Mech. Eng.* 1945, 153, 154
5. L. E. Brownell und D. L. Karz, *Chem. Eng. Progr.*, 1947, 43, 537
6. M. Leva, *Fluidization*, Mc. Graw-Hill, New-York, 1959, 42
7. S. Ergun, *Chem. Eng. Progr.*, 1952, 48, 89
8. H. Mehta und M. C. Hawley, *Ind. Eng. Sci.*, 1970, 26, 339
9. M. H. Hyman, *Hydrocarbon Processing*, 1968, 47, 131
10. I. Siminiceanu und Al. Pop, *Hydrodinamik des Reaktors für primäre Reformierung des Methans*, Bul. Ins. Politehnic Iasi, 1981, 51