
ATTI ACCADEMIA NAZIONALE DEI LINCEI
CLASSE SCIENZE FISICHE MATEMATICHE NATURALI

RENDICONTI

LEOPOLDO MASSIMILLA, GENNARO VOLPICELLI,
LORENZO SACCONI

Sulla fluidizzazione di letti granulari con correnti liquide in colonne rettangolari di piccolo spessore

*Atti della Accademia Nazionale dei Lincei. Classe di Scienze Fisiche,
Matematiche e Naturali. Rendiconti, Serie 8, Vol. 36 (1964), n.3, p. 381–386.*

Accademia Nazionale dei Lincei

<http://www.bdim.eu/item?id=RLINA_1964_8_36_3_381_0>

L'utilizzo e la stampa di questo documento digitale è consentito liberamente per motivi di ricerca e studio. Non è consentito l'utilizzo dello stesso per motivi commerciali. Tutte le copie di questo documento devono riportare questo avvertimento.

*Articolo digitalizzato nel quadro del programma
bdim (Biblioteca Digitale Italiana di Matematica)
SIMAI & UMI*

<http://www.bdim.eu/>

Chimica (Principi di ingegneria chimica). — *Sulla fluidizzazione di letti granulari con correnti liquide in colonne rettangolari di piccolo spessore.* Nota di LEOPOLDO MASSIMILLA, GENNARO VOLPICELLI e LORENZO SACCONI, presentata (*) dal Corrisp. G. MALQUORI.

La fluidizzazione di letti granulari dà luogo a sospensioni disomogenee, con deflusso di aliquote più o meno rilevanti della corrente liquida sostenitrice attraverso vie di minore resistenza a più bassa concentrazione di solido.

In contrapposizione al reale comportamento dei letti fluidizzati, si definiscono ideali quelle operazioni nelle quali non si determinino raggruppamenti dei granuli od orientazioni preferenziali nei loro movimenti, che si suppone siano di tipo browniano, di talché in ogni volume della colonna di fluidizzazione, sufficientemente grande da poter prescindere dalla discontinuità propria del mezzo bifasico, la frazione dello spazio occupato dal fluido rispetto all'intero volume (grado di vuoto) è uguale a quella media riferita a tutto il sistema e costante nel tempo.

Le operazioni con correnti gaseose danno luogo a sistemi fortemente disomogenei, con grosse cavità nella massa granulare (canali, bolle) che si formano e si distruggono causando violenti sommovimenti del solido. Le operazioni con correnti liquide, invece, sono generalmente meno tumultuose, più vicine per le loro caratteristiche alle fluidizzazioni ideali, almeno per quanto può desumersi osservando la sommità del letto, che rimane pressoché piatta e ad un livello stazionario. A caratterizzare questo diverso comportamento, sono definite « *ad aggregati* » le fluidizzazioni di letti granulari con correnti gaseose (aggregative fluidization) e « *per singole particelle* » quelle con correnti liquide (particulate fluidization).

Benché, operando con gas di elevata densità e sotto pressione, sia possibile ottenere delle fluidizzazioni con correnti gaseose del tipo di quelle che si hanno con correnti liquide [1], questa diversità di comportamento ha condotto ad una differenziazione degli studi intorno alla fluidodinamica dei sistemi solido-liquido e solido-gas fluidizzati. Gli studi su questi ultimi sistemi sono stati per lungo tempo a carattere semiempirico e solo recentemente approfondite indagini sulla interazione tra granuli e correnti gaseose hanno permesso di affrontare i problemi relativi alla formazione ed alla evoluzione delle cavità che in essi si determinano [2-5]. Al contrario, la più omogenea sospensione del solido nelle fluidizzazioni con liquidi ha consentito di improntare ad un maggiore rigore gli studi sui sistemi solido-liquido, che si sono sviluppati sulla traccia di quelli condotti sulla fluidodinamica dei letti fissi, assumendo, indipendentemente dal grado di vuoto del sistema, delle regolari distribuzioni dei granuli nella corrente fluida.

(*) Nella seduta del 14 marzo 1964.

La maggior parte delle trattazioni teoriche sono ristrette al regime di moto laminare. In questo campo di lavoro, le relazioni tra la velocità (U), riferita alla sezione della colonna vuota, della corrente fluida che attraversa lo strato granulare, il grado di vuoto medio di quest'ultimo (ϵ), la viscosità (μ) e la densità (ρ_l) del liquido ed il diametro delle particelle (d) sono teoricamente ottenibili dalla integrazione delle equazioni di Navier-Stokes, trascurando le forze di inerzia del fluido, quando siano state correttamente poste le condizioni ai limiti in rapporto alla particolare simmetria della distribuzione del solido: tetragonale o prismatica. In particolare, per una sferetta in fluido illimitato, l'integrale di tali equazioni fornisce la legge di Stokes:

$$(1) \quad U_\infty = \frac{(\rho_p - \rho_l) g d^2}{18 \mu}$$

in cui U_∞ è la velocità di libera caduta della particella o, reciprocamente, la velocità della corrente liquida che sostiene la particella mantenendola ad un certo livello. Per un insieme di sferette di grado di vuoto ϵ la velocità di sedimentazione (U), od anche, la velocità della corrente liquida che, attraversando lo strato di particelle, lo mantiene allo stato fluidizzato con grado di vuoto ϵ , è una funzione di quest'ultimo, nonché di ρ_p , ρ_l , μ e d , del tipo:

$$(2) \quad U = \frac{(\rho_p - \rho_l) g d^2 \epsilon^n}{18 \mu}$$

come è stato proposto da Lewis [6] e da Hawksley [7], e come è stato dimostrato da Richardson e Zaki [8] e da Happel [9], i quali hanno risolto le equazioni di Navier-Stokes assumendo diverse configurazioni del sistema solido-liquido. Dalle (1) e (2) si ha pertanto:

$$(3) \quad \frac{U}{U_\infty} = \epsilon^n$$

tendendo U ad U_∞ per $\epsilon \rightarrow 1$, ed essendo n un esponente che, sebbene dipenda dalla geometria del sistema, può essere genericamente posto uguale a 4,65 per un gran numero di sistemi [6].

Richardson e Zaki [10] hanno esteso la (3) al regime di moto turbolento ricavando, per valori del numero di $Re = \frac{d \rho_l U_\infty}{\mu}$ compresi tra 500 e 7000, la relazione:

$$(4) \quad \frac{U}{U_\infty} = \epsilon^{2,39}.$$

Più recentemente, Andersson [11] elaborando la relazione di Ergun [12] per il calcolo delle perdite di carico in letti porosi è pervenuto alla più complessa espressione:

$$(5) \quad \frac{U}{U_\infty} = \frac{2,4 \epsilon^{-1,14}}{(C_D Re - 24) (1 - \epsilon)^{0,45}} \left[\sqrt{1 + \frac{(C_D Re - 24) (1 - \epsilon)^{0,45} C_D Re}{28,8 \epsilon^{-5,73}}} - 1 \right]$$

nella quale C_D , coefficiente di trascinamento della singola sferetta, è una funzione del solo numero di Reynolds Re . Al pari della equazione di Gasparyan e Zaminyan [13]:

$$(6) \quad \frac{U}{U_\infty} = 0,8 \cdot \epsilon^{2,65}$$

anche la espressione (5) di Andersson non soddisfa alla condizione limite $U = U_{\infty}$ per $\varepsilon = 1$.

Le relazioni (2-6) forniscono valori diversi di U a parità di ε e di Re , sebbene ciascuna di esse sia sufficientemente in accordo con i risultati di una o anche più sperimentazioni effettuate con granuli di un certo tipo entro un limitato campo dei gradi di vuoto dei sistemi [6, 8-11, 13-15]. In particolare, quel che limita il significato delle relazioni teoriche e semiempiriche

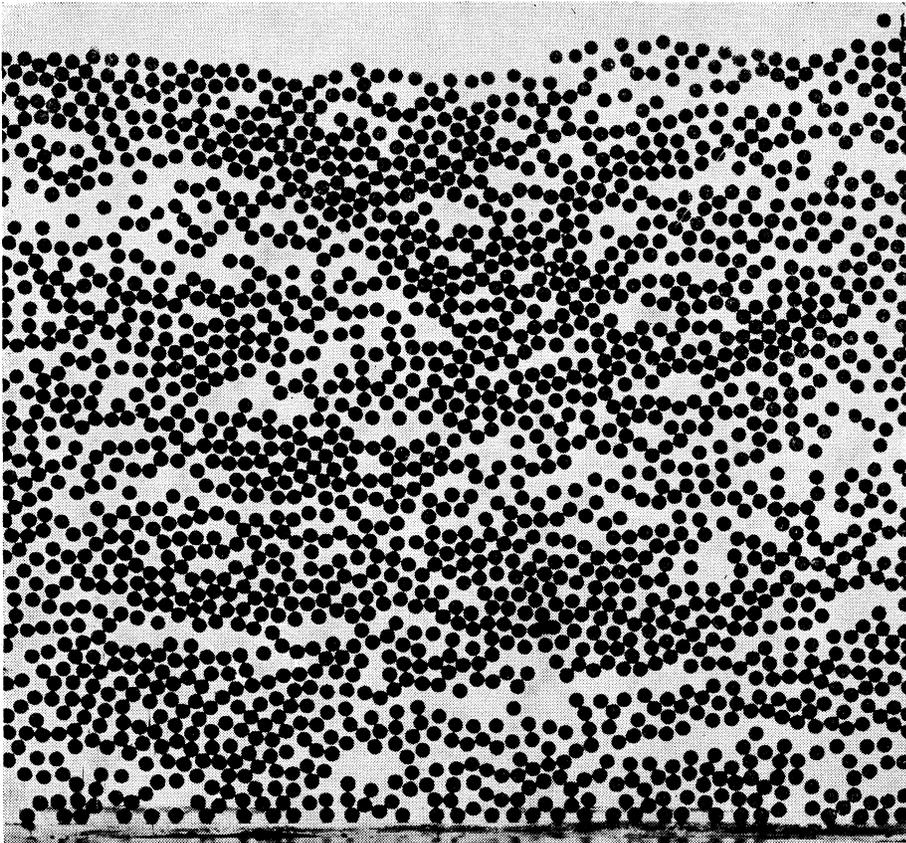


Fig. 1. - Fluidizzazione di sferette di alluminio di 3,15 mm di diametro con acqua, in una colonna a sezione rettangolare di 3,55 mm di spessore.

proposte è la ipotesi della ordinata distribuzione dei granuli nella corrente liquida. Alcuni Autori hanno posto in evidenza che anche nelle fluidizzazioni con liquidi si determinano soluzioni di continuità del sistema di scala maggiore di quella della dispersione [16-18], e la sperimentazione della quale qui si riferisce si inquadra appunto in una serie di indagini tendenti a dimostrare come queste discontinuità siano considerevolmente più vistose di quelle che non siano state finora messe in evidenza, ed a caratterizzarne il meccanismo di formazione e di evoluzione.

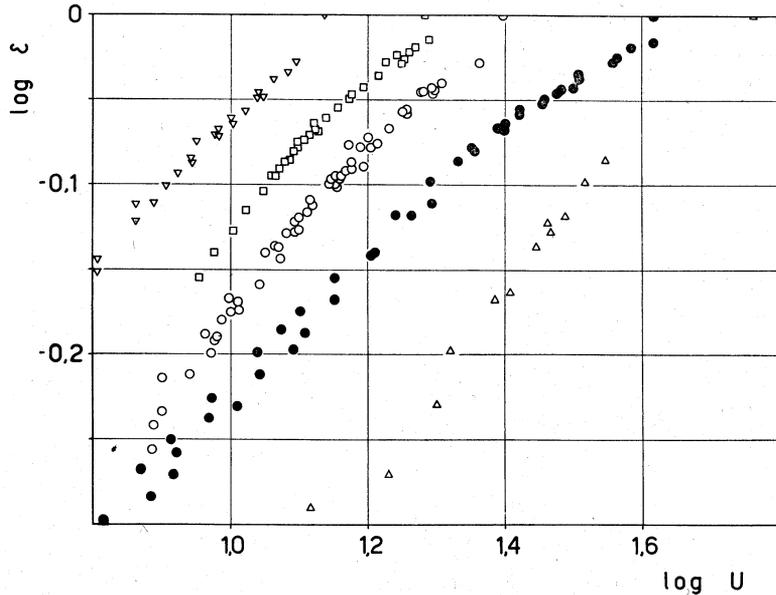


Fig. 2. - Grado di vuoto (ϵ) di letti fluidizzati solidi-liquido in funzione della velocità della corrente fluidizzante (U).

● WILHELM e KWAUK [15]: fluidizzazione di sferette di vetro in colonne a sezione circolare.
 △ ○ □ ▽ Fluidizzazione di sferette di acciaio cadmiato (△), e di sferette di alluminio in colonna a sezione rettangolare di piccolo spessore in posizione verticale (○) ed inclinata a 45° (□) e a 65° (▽).

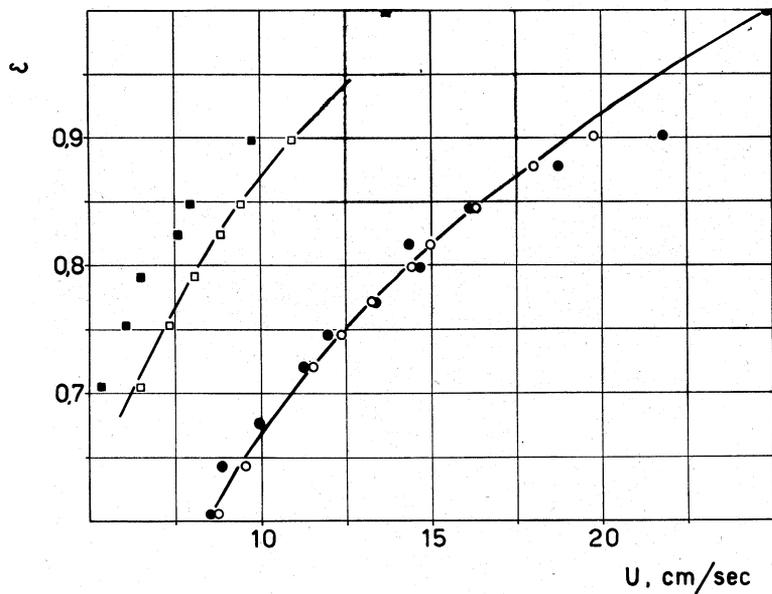


Fig. 3. - Confronto tra velocità di fluidizzazione e di sedimentazione di sferette di alluminio in prove con colonna a sezione rettangolare di piccolo spessore.

○ Fluidizzazione con colonna in posizione verticale.
 ● Sedimentazione con colonna in posizione verticale.
 □ Fluidizzazione con colonna inclinata a 65°.
 ■ Sedimentazione con colonna inclinata a 65°.

Per valutare con assoluta precisione la distribuzione del solido nel liquido si è ridotto al minimo lungo una direzione lo spazio nel quale ha luogo la operazione, realizzando una sorta di fluidizzazione bidimensionale in colonna a sezione rettangolare e a pareti trasparenti, di spessore accuratamente controllato e di poco maggiore del diametro delle sferette. La fig. 1 mostra una istantanea fotografica di una fluidizzazione di tal genere, effettuata con sferette di alluminio di $3,15 \pm 0,04$ mm di diametro in una colonna di 700 mm di altezza, di 180 mm di larghezza e di 3,55 mm di spessore. Il grado di vuoto medio è 0,65 ma, da zona a zona del sistema, i valori di ϵ , valutati con riferimento a 4 cm^2 della faccia della colonna, variano da 0,55 a 0,85.

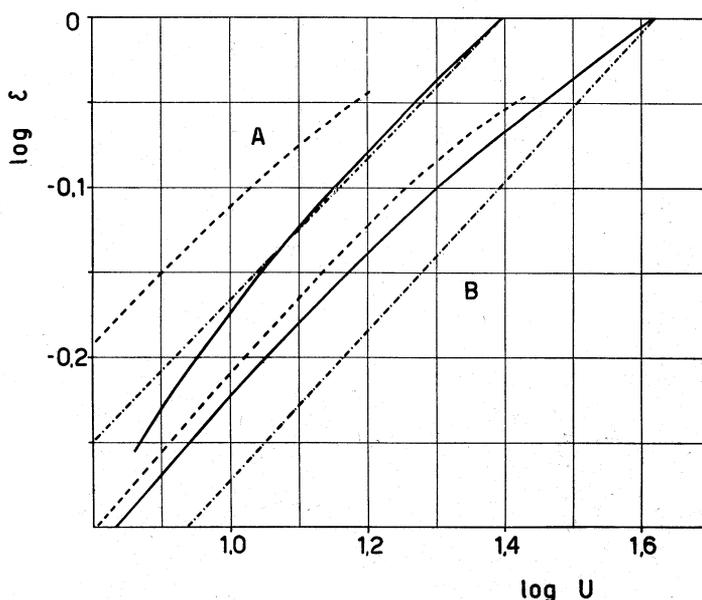


Fig. 4. - Grado di vuoto (ϵ) di letti fluidizzati solido-liquido in funzione della velocità della corrente fluidizzante (U).

B — WILHELM e KWAAK [15]: sferette di vetro in colonna a sezione circolare.

A — Fluidizzazione di sferette di alluminio in colonna a sezione rettangolare di piccolo spessore in posizione verticale.

— curve sperimentali

- · - · - equazione (4) di RICHARDSON e ZAKI [10].

· · · · · equazione (5) di ANDERSSON [11].

Analoghi risultati sono stati ottenuti in altre esperienze effettuate caricando sferette di acciaio cadmiato di $3,18 \pm 0,01$ mm di diametro nella stessa colonna e variando la inclinazione di questa tra 0° e 65° in modo da esplorare un certo intervallo di valori di Re nel campo del regime turbolento: da 1750 (colonna verticale con sferette di acciaio) a 400 (colonna inclinata a 65° con sferette di alluminio).

È interessante notare come, nonostante la schematizzazione delle condizioni di lavoro, il grado di dispersione dei risultati nel diagramma: $\log U - \log \epsilon$ di figura 2 sia lo stesso di quello osservabile diagrammando alcuni dati tratti dalla classica sperimentazione di Wilhelm e Kwauk per esperienze

effettuate con granuli di vetro di 5,2 mm di diametro con colonna cilindrica di 150 mm di diametro interno.

Un'altra prova della validità della schematizzazione proposta è nella coincidenza indicata in figura 3 tra le velocità di sedimentazione di letti di sferette e quelle di fluidizzazione, a parità di grado di vuoto ϵ , almeno per quanto riguarda le esperienze con colonna verticale.

Infine va osservato che le velocità U , i gradi di vuoto ϵ e le velocità di libera caduta delle singole sferette nella colonna a sezione rettangolare di piccolo spessore, sono tra loro legate da relazioni del tipo delle (4) e (6). Anzi, come risulta dalla figura 4, i dati di fluidizzazioni bidimensionali, anche di quelle realizzate con colonna fortemente inclinata, sono raccolti nel diagramma: $\log U - \log \epsilon$ dalla relazione (4) di Richardson e Zaki meglio di quanto non lo siano quelli di Wilhelm e Kwauk per il sistema suddetto. Al contrario la relazione (5) di Andersson meglio rappresenta questi ultimi dati.

Dall'assieme di queste considerazioni si desume che l'appiattimento del volume di fluidizzazione, fino alla realizzazione di uno strato verticale di sferette, non altera, globalmente, le caratteristiche della operazione e che, pertanto, le indagini sulla distribuzione dei granuli, più facilmente effettuabili in fluidizzazioni bidimensionali con colonne sottili, possono essere estrapolate a fluidizzazioni tridimensionali quando siano stati precisati i rapporti di scala nel passaggio da una geometria all'altra.

Napoli, *Istituti di Chimica industriale e di Impianti industriali chimici dell'Università.*

BIBLIOGRAFIA.

- [1] L. S. LEUNG, Ph. D. dissertation, University of Cambridge, 1961.
- [2] P. N. ROWE e G. A. HENWOOD, «Trans. Instn. Chem. Engrs.», 39, 43 (1961).
- [3] J. F. DAVIDSON e D. H. HARRISON, *Fluidised Particles*, Cambridge University Press, 1963.
- [4] L. MASSIMILLA, P. CALIA e G. VOLPICELLI, «La Chimica e l'Industria», 45, 23 (1963).
- [5] B. REUTER «Chemie Ing. Technik», 35, 98, 219 (1963).
- [6] W. K. LEWIS, E. R. GILLILAND e W. C. BAUER, «Ind. Eng. Chem.», 41, 1104 (1949).
- [7] P. G. W. HAWKSLEY, *Some aspects of fluid flow*, p. 114, Arnold, Londra 1951.
- [8] J. F. RICHARDSON e W. N. ZAKI, «Chem. Eng. Science», 3, 65 (1954).
- [9] J. HAPPEL, «A. I. Ch. E. Journal», 4, 197 (1958).
- [10] J. F. RICHARDSON e W. N. ZAKI, «Trans. Instn. Chem. Engrs.», 32, 35 (1954).
- [11] K. E. B. ANDERSSON, «Chem. Eng. Science», 15, 276 (1961).
- [12] S. ERGUN, «Chem. Eng. Prog.», 48, 89 (1952).
- [13] A. M. GASPARYAN e A. A. ZAMINYAN, «Izvest., Akad. Nauk Armyan. S.S.R.», Ser. Tekh. Nauk 12, No. 5, 31 (1959).
- [14] T. J. HANRATTY e A. BANDUKWALA, «A.I.Ch.E. Journal», 3, 293 (1957).
- [15] R. H. WILHELM e M. KWAIK, «Chem. Eng. Prog.», 44, 201 (1948).
- [16] E. J. CAIRNS e J. M. PRAUSNITZ, «A. I. Ch. E. Journal», 6, 554 (1960).
- [17] R. JACKSON, «Trans. Instn. Chem. Engrs.», 41, 13 (1963).
- [18] P. L. SLIS, W. WILLEMSE e H. KRAMERS, «Appl. Sci. Res.», 8A, 209 (1959).