
ATTI ACCADEMIA NAZIONALE DEI LINCEI
CLASSE SCIENZE FISICHE MATEMATICHE NATURALI

RENDICONTI

GIOVANNI ASTARITA

Indagini sperimentali intorno alle caratteristiche dei gorgogliatori gas-liquido

Atti della Accademia Nazionale dei Lincei. Classe di Scienze Fisiche, Matematiche e Naturali. Rendiconti, Serie 8, Vol. 32 (1962), n.3, p. 358-368.

Accademia Nazionale dei Lincei

http://www.bdim.eu/item?id=RLINA_1962_8_32_3_358_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). — *Indagini sperimentali intorno alle caratteristiche dei gorgogliatori gas-liquido*. Nota di GIOVANNI ASTARITA, presentata (*) dal Corrisp. G. MALQUORI.

Introduzione. — Il contatto tra una fase gassosa ed una fase liquida è realizzato, in molte apparecchiature dell'industria chimica, facendo gorgogliare la fase gassosa, alimentata mediante una serie di ugelli, attraverso un battente di liquido. Un gorgogliatore presenta una serie di problemi connessi con le caratteristiche di moto delle due fasi; tra questi fondamentali la valutazione della superficie di separazione tra le due fasi, della cinetica del trasporto di materia in fase liquida, della entità dei fenomeni di miscelazione assiale del liquido, e delle caratteristiche dei moti di circolazione interna del liquido indotti dal moto della fase gassosa.

Si riferisce in questa Nota sui primi risultati di una indagine sperimentale volta ad investigare tali problemi.

Apparecchiatura sperimentale. — Il gorgogliatore usato per le determinazioni sperimentali è schematicamente rappresentato in fig. 1. Esso è costituito da una colonna in plexiglas a sezione rettangolare, munita di una tripla serie di tubi di prelievo del liquido, mediante i quali è possibile ottenere campioni in corrispondenza di svariate posizioni assiali, e, per ognuna di queste, in corrispondenza di tre punti della sezione trasversa della colonna.

La fase gassosa viene alimentata dal basso attraverso una piastra distributrice circolare del diametro di 3 cm, munita di 30 fori del diametro di 1 mm. Il complesso dell'apparecchiatura sperimentale è schematicamente riportato in figura 2; dettagli sulla tecnica sperimentale adottata sono forniti nella tesi di laurea [1]. La fase liquida era in ogni caso acqua, la fase gassosa CO_2 .

DATI FLUODINAMICI.

La prima parte dello studio sperimentale condotto è stata rivolta alla indagine delle caratteristiche del moto della fase gassosa. Sono state misurate direttamente le seguenti grandezze:

x , frazione del volume totale occupata dalla fase gassosa;

s_m , superficie media delle bolle di gas;

v_m , volume medio delle bolle di gas.

In base a tali misure, si sono quindi potute calcolare le grandezze seguenti:

u , velocità media delle bolle;

(*) Nella seduta del 10 marzo 1962.

d_e , diametro equivalente medio delle bolle;
 a , superficie specifica di separazione tra le due fasi.

Il valore di x è stato determinato per misura diretta della differenza tra il volume totale occupato dalle due fasi ed il volume della fase liquida, misurato per decantazione. Le misure sono state effettuate a portata nulla della fase liquida: ciò non toglie generalità ai risultati ottenuti, in quanto l'influenza

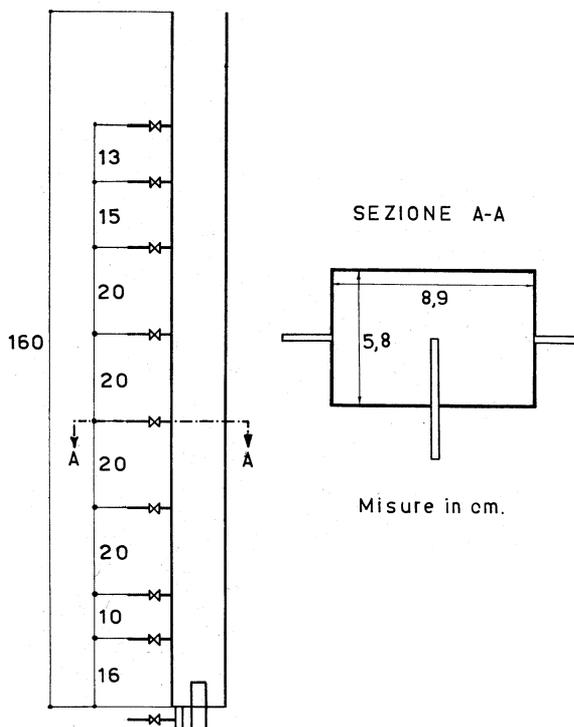


Fig. 1. - Gorgogliatore.

della portata di fase liquida è prevedibile in sede teorica, e comunque trascurabile nel campo delle condizioni sperimentali. Infatti [2] la relazione che lega le portate delle due fasi al valore di x è:

$$(1) \quad \frac{G}{x} + \frac{L}{1-x} = G^0 (1-x)$$

nella quale il valore di G^0 può essere determinato in corrispondenza di qualsivoglia coppia di valori di G ed L . In particolare, per $L = 0$, risulta

$$(2) \quad x = \frac{G}{G^0(1-x)}$$

nella quale x può trascurarsi al denominatore del secondo membro se $G \ll G^0$.

I valori sperimentali di x sono riportati in fig. 3 in funzione della portata di gas G . Il valore di G^0 risulta di 1400 cc/sec; poiché la massima portata di

gas realizzata nelle prove sperimentali è stata di 83,3 cc/sec, la (1) può esprimersi in forma semplificata come:

$$(3) \quad x = \frac{G}{G^0 - L} = \frac{G}{1400 - L}$$

I valori di s_m e di v_m sono stati determinati a mezzo di una tecnica fotografica, mediante la misura degli assi verticale ed orizzontale di almeno 50 bolle per ogni dato. La colonna usata è stata in effetti realizzata con sezione

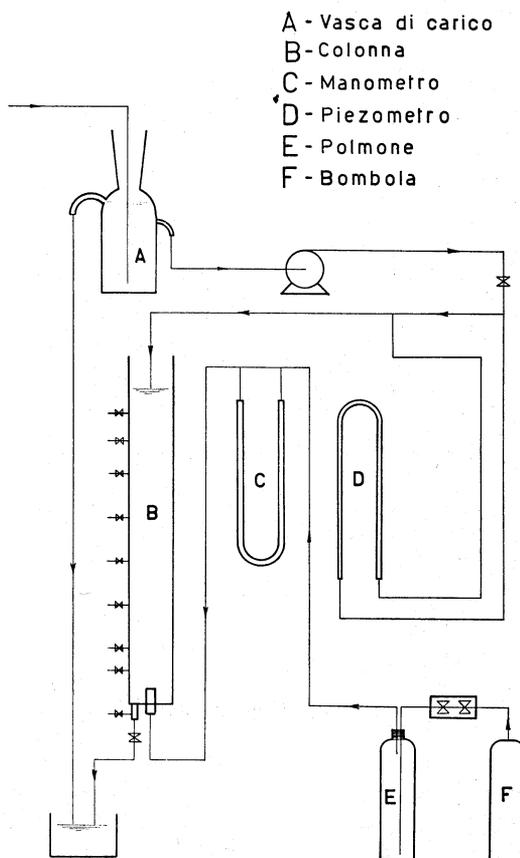


Fig. 2. - Apparecchiatura.

rettangolare onde eliminare le possibili cause di distorsione dell'immagine delle bolle. I valori misurati della superficie media s_m e del rapporto s_m/v_m sono riportati in fig. 4 in funzione della portata di gas G.

È immediato osservare che tali valori sono praticamente indipendenti dal valore di G. Ciò è in accordo con le previsioni teoriche, trattandosi di bolle non particolarmente piccole: infatti il valore medio del numero di Eotvos:

$$(4) \quad N_{EO} = \frac{g \Delta \rho d_e^2}{\sigma}$$

risulta per il caso in esame 2,5. Il diametro equivalente d_e risulta di 0,432 cm. Il numero di bolle presente per unità di volume, N , risulta:

$$(5) \quad N = \frac{x}{v_m} = \frac{G}{G^0 v_m} = \frac{G}{61,5}, \text{ cm}^{-3}.$$

La velocità relativa media u delle bolle di gas, risulta data da:

$$(6) \quad u = \frac{G}{NS v_m} + \frac{L}{S} = \frac{G}{xS} + \frac{L}{S}.$$

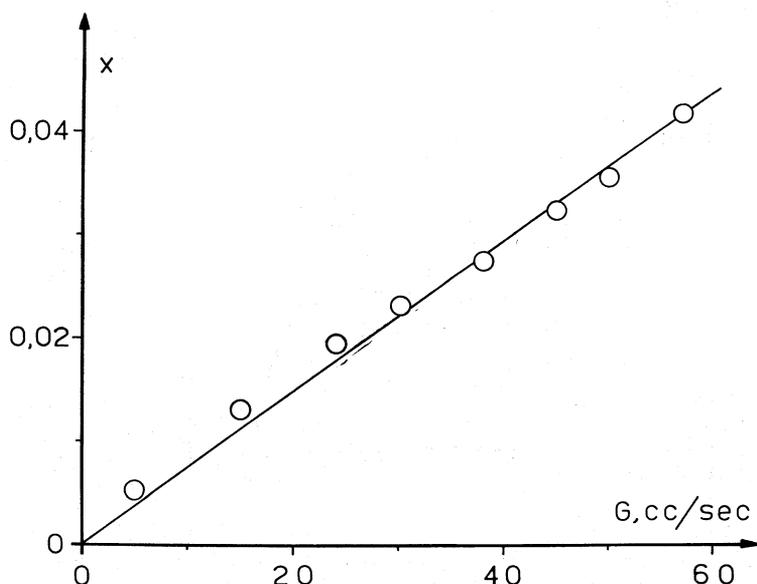


Fig. 3. - Valori di x .

Sostituendo la (3) nella (6) si ha:

$$(7) \quad u = \frac{G^0}{S} = 27,2 \text{ cm/sec.}$$

L'equazione semiempirica di Harmathy [3], valida per valori del numero di Eotvos superiori ad 1, fornirebbe:

$$(8) \quad u = 1,53 \left(\frac{g \Delta \rho \sigma}{\rho^2} \right)^{1/4} = 24,9 \text{ cm/sec.}$$

Lo scarto tra il valore sperimentale e il valore previsto è senz'altro modesto, e può addebitarsi sia alle inevitabili incertezze di misura, sia al fatto che le bolle di gas tendono a muoversi in canali preferenziali, il che diminuisce la forza resistente al moto senza alterare la forza agente. Tale spiegazione è confermata sia dalla osservazione visiva del fatto che le bolle di gas salgono molto più velocemente al centro della colonna che non alla periferia, e talora con traiettorie elicoidali, sia dai rilevamenti diretti - di cui si riferisce in seguito - della forte miscelazione assiale del liquido, causata da moti di circolazione interna dello stesso.

Il valore della superficie specifica di separazione a può ottenersi dalla relazione:

$$(9) \quad a = N s_m = x \frac{s_m}{v_m} .$$

Sostituendo la (3) nella (9), e trascurando L rispetto a G° - il che è lecito nelle condizioni sperimentali, il valore massimo realizzato di L essendo di 62 cc/sec - si ha:

$$(10) \quad a = \frac{G}{G^\circ} \frac{s_m}{v_m} = \frac{G}{103} , \text{ cm}^{-1} .$$

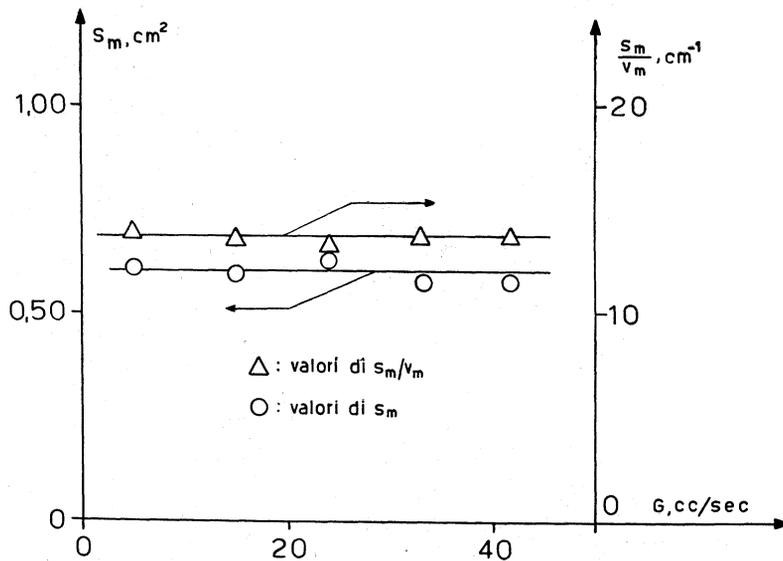


Fig. 4. - Dati geometrici sulle bolle.

DATI DI TRASPORTO DI MATERIA.

Onde poter valutare da misure di concentrazione il valore dei coefficienti di trasporto di materia in fase liquida, è necessario conoscere non soltanto il valore di a , ma altresì la entità della resistenza al trasporto di materia in fase gassosa, ed il valore reale della forza spingente.

Nelle condizioni sperimentali, la resistenza al trasporto di materia in fase gassosa è stata mantenuta nulla in quanto la stessa era costituita da CO_2 pura.

Pertanto, il valore del coefficiente di trasporto di materia in fase liquida ha potuto venire calcolato dalla relazione:

$$(11) \quad k_L a \int_V (c^* - c) dV = L c_f .$$

La difficoltà principale che si incontra nell'uso della (11) consiste nella valutazione dell'integrale. Il valore di c^* - solubilità dell' CO_2 - può calcolarsi agevolmente nota che sia la temperatura di lavoro e quindi il valore della costante di Henry H:

$$(12) \quad c^* = \frac{P_0 + \gamma z}{H}$$

risultando funzione soltanto della distanza z dell'elemento di volume considerato dalla superficie superiore del liquido.

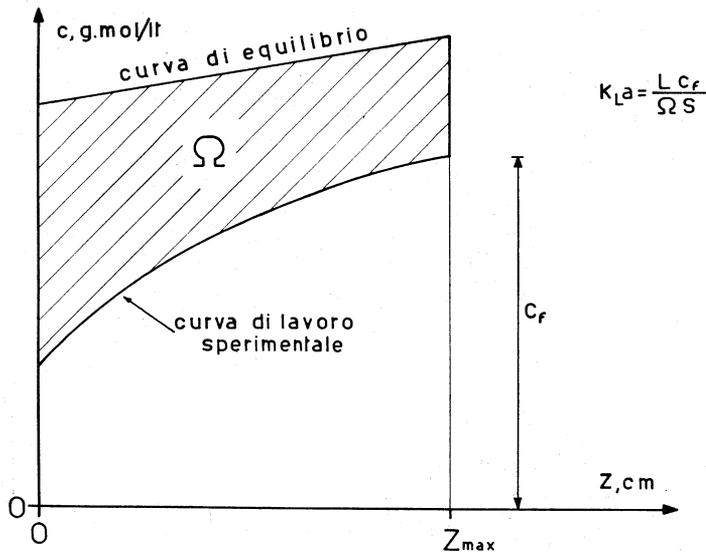


Fig. 5. - Valutazione del coefficiente k_L .

Il valore di c può invece variare con legge qualsivoglia lungo l'intero volume della colonna, in conseguenza dei complicati moti di rimescolamento della fase liquida indotti dalle bolle di gas. Peraltro, fintanto che la colonna era mantenuta in posizione perfettamente verticale, e non vi era nella stessa alcuna forma di frangiflutto, i campioni di liquido prelevati in vari punti di una sezione trasversa presentavano scarti di concentrazione relativamente modesti; per cui si è potuto ritenere in prima approssimazione che il valore di c fosse una funzione univoca di z .

La misura delle concentrazioni lungo l'asse della colonna ha permesso pertanto, per ogni singola prova, di determinare la curva di lavoro $c(z)$, mentre la curva di equilibrio $c^*(z)$ veniva calcolata dalla (12). Tali due curve sono state diagrammate per ogni singola prova, e l'area Ω compresa fra esse misurata graficamente. Come risulta dalla fig. 5, i valori di $k_L a$ hanno potuto essere calcolati dalla relazione:

$$(13) \quad k_L a = \frac{L c_f}{\Omega S}$$

immediatamente ricavabile dalla (11) sulla base della ipotesi che c sia funzione univoca di z .

I valori di $k_L a$ misurati sono riportati nelle figg. 6 e 7 in funzione della portata di gas G . Dall'esame di tali figure possono immediatamente trarsi alcune conclusioni.

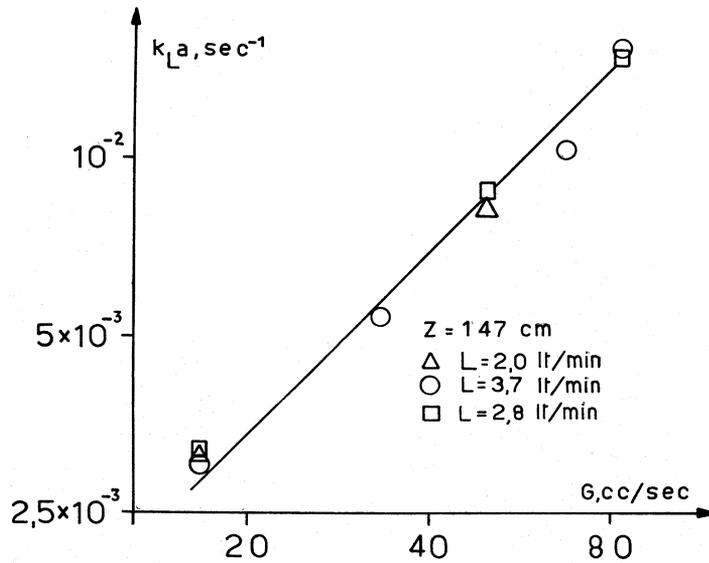


Fig. 6. - Dati di trasporto di materia.

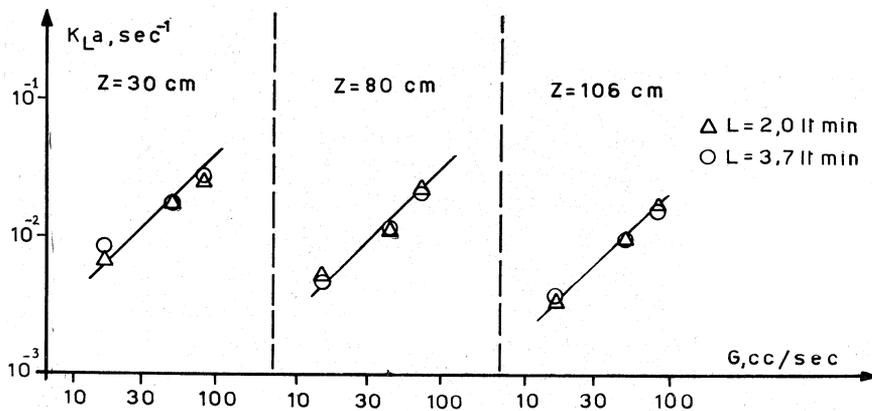


Fig. 7. - Dati di trasporto di materia.

1) Il valore di $k_L a$ è indipendente dalla portata di liquido L . Ciò si giustifica pienamente considerando che il moto relativo tra gas e liquido non dipende da L , come risulta dalle equazioni (3) e (6); ed appunto le caratteristiche di tale moto determinano il valore di $k_L a$. I dati desumibili dalla letteratura scientifica in argomento sono assai scarsi e frammentari; la corre-

lazione unitaria dei dati di Bonnet, di Hess e di Walter e Sherwood riportata in [4] è in buon accordo con la osservazione della indipendenza di $k_L a$ da L .

2) Il valore di $k_L a$ è direttamente proporzionale alla portata di gas G . Ad eguale conclusione si giunge dall'esame dei dati di Walter e Sherwood [5]. Tenendo presente la equazione (10), si giunge alla conclusione che il valore di k_L è indipendente da G , il che è conforme alle previsioni, essendo sia u che d_e indipendenti da G .

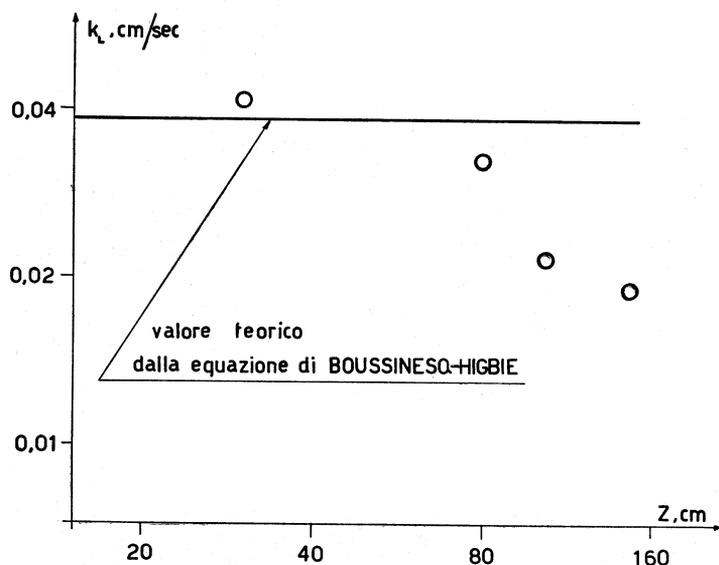


Fig. 8. - Valori del coefficiente k_L .

3) Il valore di k_L dipende, sia pure in modo non sostanziale, dalla lunghezza totale di colonna Z . Tale fatto non era teoricamente prevedibile, e la sua giustificazione risulta piuttosto complessa.

I valori del coefficiente di trasporto in fase liquida k_L sono riportati in fig. 8 in funzione della altezza di colonna Z . Nella stessa figura è riportato il valore di k_L previsto teoricamente dalla equazione di Boussinesq [6] o di Higbie [7]:

$$(14) \quad k_L = 2 \sqrt{\frac{Du}{\pi d_e}} = 0,0382 \text{ cm/sec.}$$

I valori sperimentali sono in più che soddisfacente accordo con il valore teorico fornito dalla (14), fatta esclusione della dipendenza dalla lunghezza Z .

Tale dipendenza potrebbe a prima vista addebitarsi ad un effetto di limite, e precisamente alla possibilità di un trasporto di materia attraverso la superficie superiore del liquido, la quale è mantenuta in continua agitazione dal disordinato arrivo delle bolle di gas. Peraltro è stato sperimentalmente accertato che tale spiegazione non è accettabile, in quanto la velocità globale di assorbimento rimane immutata anche se sulla superficie in questione

viene vigorosamente soffiato dall'azoto, in modo da rendere trascurabile la pressione parziale di CO_2 nel gas che sovrasta la superficie superiore del liquido. La osservata dipendenza di k_L da Z va quindi addebitata o ad effetti di limite che si verificano nelle vicinanze dei punti di alimentazione delle due fasi, o alla approssimazione insita nell'assumere che c sia funzione solo di z , o a fenomeni di stabilità della interfaccia liquido-gas [8]. La scelta tra tali possibili spiegazioni può avvenire solo sulla base di una più approfondita comprensione della fluidodinamica della fase liquida, probabilmente ottenibile dalle risultanze sperimentali concernenti il problema della miscelazione assiale della fase liquida.

MISCELAZIONE ASSIALE DEL LIQUIDO.

I dati sperimentali fino ad oggi ottenuti si sono sfortunatamente dimostrati insufficienti ad inquadrare compiutamente il complesso problema della miscelazione assiale del liquido.

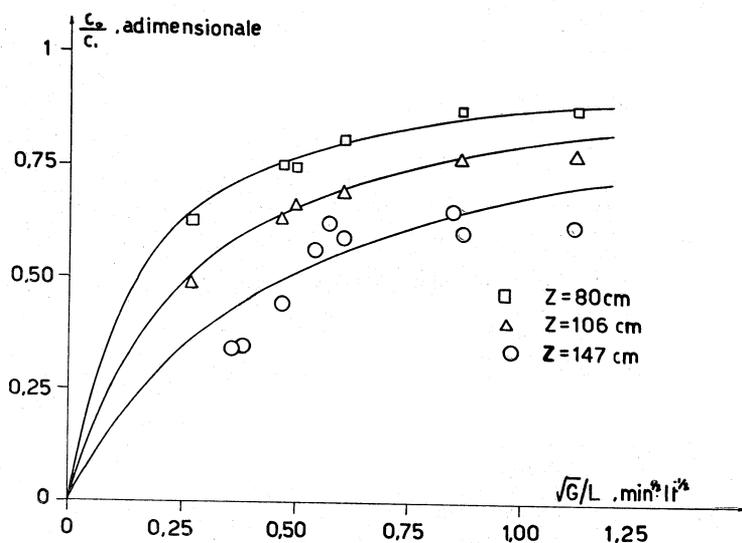


Fig. 9. - Dati di miscelazione assiale.

In prima approssimazione, l'entità di tale fenomeno può essere rappresentato dal rapporto c_o/c_f tra le concentrazioni in testa alla colonna e nel liquido di uscita: infatti, poiché nell'alimentazione risulta $c = 0$, il rapporto c_o/c_f può variare tra i valori estremi 0 ed 1, il primo venendosi a stabilire nel caso di miscelazione assiale nulla (flusso a pistone o *plug flow*), il secondo nel caso di miscelazione assiale completa. L'entità della miscelazione assiale è presumibilmente funzione delle seguenti grandezze:

1) G. Al crescere della portata di gas la miscelazione assiale del liquido dovrebbe aumentare.

2) L. Al crescere della portata di liquido la miscelazione dovrebbe diminuire.

3) Z. Al crescere della lunghezza della colonna la miscelazione assiale dovrebbe diminuire.

Se non altro in via qualitativa, tutte e tre le suddette ipotesi sono state verificate. La migliore correlazione dei dati si è ottenuta supponendo – su basi almeno parzialmente teoriche – che il rapporto c_o/c_f fosse legato alle portate delle due fasi dalla relazione:

$$(15) \quad \frac{c_o}{c_f} = \frac{\emptyset \sqrt{G/L}}{1 + \emptyset \sqrt{G/L}}$$

nella quale \emptyset è un fattore numerico crescente al decrescere dell'altezza. I dati sperimentali sono riportati nella fig. 9, relativamente a tre valori di Z; non si sono riportati i dati relativi alla lunghezza $Z = 24$ cm, in quanto in tali condizioni la miscelazione assiale è praticamente sempre completa. Le 3 curve interpolate in fig. 9 hanno la forma prevista dalla equazione (15), e sono identificate dal valore di \emptyset . Tale valore risulta in effetti fortemente crescente al decrescere della lunghezza di colonna Z.

Il proseguimento delle rilevazioni sperimentali, in corso presso questo Istituto, potrà forse fornire utili indicazioni per la interpretazione del fenomeno in esame.

CONCLUSIONI.

Il processo studiato è strettamente connesso con problemi fluidodinamici di notevole complessità. L'insieme delle risultanze sperimentali ha potuto essere correlato in forma compatta, e, per quanto concerne l'influenza della fluidodinamica della fase gassosa, il comportamento osservato ha potuto essere abbastanza compiutamente interpretato; il confronto tra i dati sperimentali e le previsioni teoriche è risultato sotto tale aspetto soddisfacente anche sul piano quantitativo.

Ben diversa è la situazione nei riguardi della fluidodinamica della fase liquida. Per quanto l'influenza diretta è in generale trascurabile, gli effetti indiretti sono al contrario di notevole rilievo, e la loro interpretazione è assai complessa, specie per quanto concerne il fondamentale problema della miscelazione assiale del liquido.

In questa Nota sono stati forniti al riguardo alcuni risultati sperimentali; si ritiene però che solo una più larga messe di dati, ottenuti in condizioni operative assai variate, possa essere la base di una più approfondita valutazione del meccanismo del fenomeno in esame.

Mi è gradito ringraziare M. Giannini, allievo interno di questo Istituto, per la fattiva ed intelligente collaborazione.

NOMENCLATURA.

a	, superficie specifica di separazione,	cm^{-1}
c	, concentrazione in fase liquida,	gmol/lt
c_o	, valore di c per $z = 0$,	gmol/lt
c_f	, valore di c per $z = Z$,	gmol/lt
c^*	, solubilità,	gmol/lt
d_e	, diametro equivalente,	cm
D	, diffusività,	cm^2/sec
g	, accelerazione di gravità,	cm/sec^2
G	, portata di gas,	cm^3/sec
G^o	, portata caratteristica,	cm^3/sec
H	, costante di Henry,	$\text{g}_F \text{lt}/\text{cm}^2 \text{ gmol}$
k_L	, coefficiente di assorbimento,	cm/sec
L	, portata di liquido,	cm^3/sec
P_o	, pressione assoluta per $z = 0$,	g_F/cm^2
S	, sezione trasversa della colonna,	cm^2
s_m	, superficie media delle bolle,	cm^2
u	, velocità relativa media delle bolle,	cm/sec
v_m	, volume medio delle bolle,	cm^3
x	, frazione del volume totale occupata dal gas,	—
V	, volume totale della colonna,	cm^3
z	, distanza verticale dalla superficie superiore del liquido,	cm
Z	, lunghezza utile totale della colonna,	cm
γ	, peso specifico dell'acqua,	g_F/cm^3
ρ	, densità dell'acqua,	g_M/cm^3
$\Delta\rho$, differenza di densità tra le due fasi,	g_M/cm^3
σ	, tensione interfacciale,	g_M/sec^2
\emptyset	, fattore numerico nell'equazione (15),	—
Ω	, area compresa tra le curve di lavoro e di equilibrio,	cm gmol/lt
N_{EO}	, numero di Eotvos, $= g \Delta\rho d_e^2/\sigma$	—

BIBLIOGRAFIA.

- [1] M. GIANNINI, Tesi in Ing. Chim., Univ. di Napoli, 1962.
- [2] J. D. THORNTON, «Chem. Eng. Sci.», 5, 201 (1956); G. ASTARITA, «Chim. Ind.», 43, 10 (1961).
- [3] T. Z. HARMATHY, «A.I.Ch.E.J.», 6, 281 (1960).
- [4] T. K. SHERWOOD e R. L. PIGFORD, *Absorption and Extraction*, Mc Graw-Hill, New York 1952, pp. 305-307.
- [5] J. F. WALTER e T. K. SHERWOOD, «Ind. Eng. Chem.», 33, 493 (1941).
- [6] J. BOUSSINESQ, «J. de Math. P. Appl.», 6, 285 (1905).
- [7] R. HIGBIE, «Trans. A. I. Ch. E.», 31, 365 (1935).
- [8] H. KRAMERS, Comunicazione personale 26-1-1962.