POLITECNICO DI TORINO
Repository ISTITUZIONALE

Agitazione di sospensioni. Presi in considerazione gli aspetti fluidodinamici

Original
Agitazione di sospensioni. Presi in considerazione gli aspetti fluidodinamici / Barresi, Antonello; Conti, Romualdo; Nocentini, M.. - In: ICP. - ISSN 0390-2358. - STAMPA. - 16:10(1988), pp. 45-54.

Availability:
This version is available at: 11583/1902620 since: 2016-09-06T15:38:33Z

Publisher:
Eris

Published
DOI:

Terms of use:

This article is made available under terms and conditions as specified in the corresponding bibliographic description in the repository

Publisher copyright

(Article begins on next page)

12 October 2024

Presi in considerazione gli aspetti fluodinamici

AGITAZIONE DI SOSPENSIONI

Agitatori radiali, assiali o a flusso misto? Tutti sono in grado di fornire la sospensione della fase solida dispersa. Ma l'attenzione dei ricercatori è rivolta essenzialmente allo studio delle condizioni di sospensione completa.

di A. BARRESI, R. CONTI, M. NOCENTINI

Il vastissimo impiego di agitatori rotativi veloci nei reattori a tino utilizzati per operazioni solido-liquido ha portato all'elaborazione di numerosi modelli che, grazie alla scelta di opportuni rapporti geometrici, hanno permesso di individuare sistemi quasi ottimali per le principali operazioni dell'ingegneria chimica.
Si possono distinguere:
— *agitatori radiali (turbine a disco).*
Sono in grado di fornire alti livelli di turbolenza ed elevati stati di sollecitazione nella fase liquida continua; producono un flusso diretto localmente in direzione ortogonale all'asse dell'albero e quindi estesi vortici al di sopra e al di sotto del piano dell'agitatore.
L'intensità della turbolenza, espressa come rapporto tra fluttuazioni di velocità e velocità periferica della girante ($v'/\pi ND$) è tuttavia molto disuniforme nel recipiente e, come anche la dissipazione energetica, diminuisce fortemente allontanandosi dalla zona di generazione (1), (Fig. 1).
La portata di pompaggio Q_p è contenuta (2) e così pure la portata di circolazione Q_c; in Fig. 2 sono rappresentate in via qualitativa le entità relative dei vari flussi.
Se l'agitatore viene collocato in prossimità del fondo del recipiente, i vortici inferiori possono essere assenti ed in questo caso il moto del liquido in prossimità del fondo risulta essere centrifugo anziché centripeto.

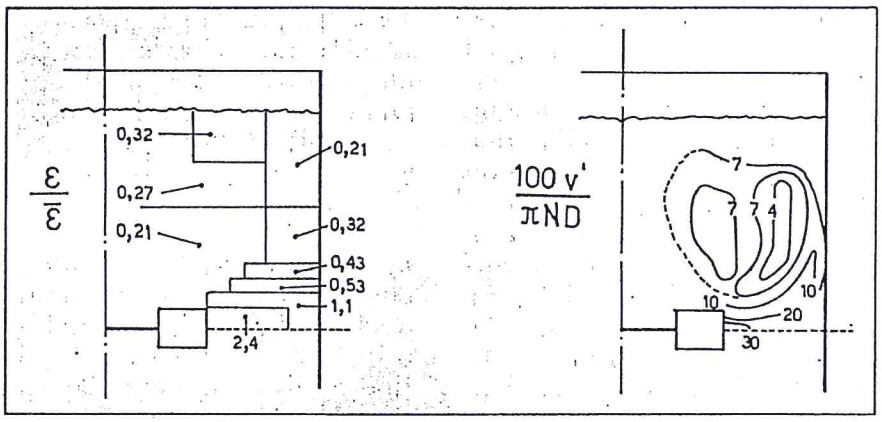


Fig. 1 — Distribuzione della potenza dissipata e dell'intensità della turbolenza.

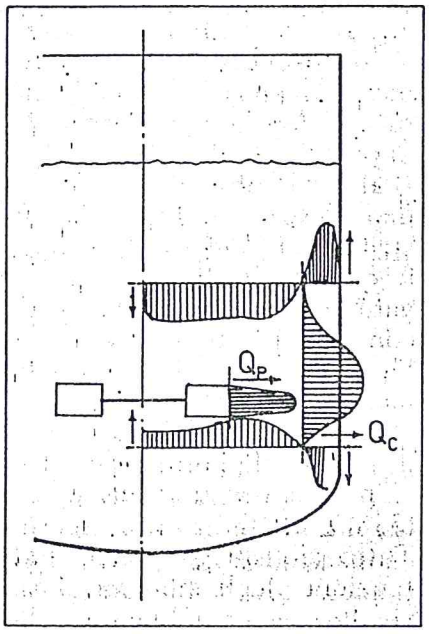


Fig. 2 — Flussi di pompaggio e di circolazione.

— *agitatori assiali (eliche e giranti con pale a profilo alare).*
Producono un flusso del liquido parallelo all'asse dell'albero e normalmente diretto verso il fondo del recipiente.
Questi agitatori garantiscono, con contenuti consumi energetici, elevate portate di pompaggio e regolari percorsi di circolazione del liquido, percorsi la cui regolarità può essere migliorata con l'adozione di *draft tubes.*
L'entità del flusso è fortemente condizionata dalle dimensioni della girante (3) (è stato proposto un esponente 4/3 per il diametro della girante), tut-

tavia diametri eccessivi risultano sconsigliabili in quanto viene ridotta l'area della sezione anulare di risalita del liquido con un sensibile peggioramento delle prestazioni dell'agitatore.
Parimenti negli apparecchi muniti di *draft-tube* è stato osservato che un rapporto tra il diametro del *draft-tube* e quello del recipiente pari a 0,7 (cui corrisponde uguale area di passaggio all'interno ed all'esterno del *draft-tube*) è in realtà eccessivo in quanto, a causa della difficoltà ad invertire la direzione del flusso, il moto ascensionale nella sezione anulare risulta irregolare.
— *agitatori a flusso misto (turbine a pale inclinate e turbine radiali prive di disco).*
Sono agitatori che, accanto ad una pur sempre elevata portata di pompaggio, consentono di ottenere buoni livelli di turbolenza, sia pur a fronte di un consumo energetico superiore a quello degli agitatori assiali.
Con opportuni accorgimenti geometrici è possibile ottenere prestazioni molto varie e quindi particolarmente soddisfacenti nei confronti di alcune specifiche operazioni.
Tutti gli agitatori sopra elencati sono in grado di fornire, in situazioni normali di dimensioni delle particelle, massa volumica e concentrazione, la sospensione della fase solida dispersa. Possono tuttavia cambiare le condizioni di sospensione.
È noto che, ad eccezione di situazioni del tutto particolari, l'ottenimento di una sospensione omogenea è praticamente impossibile con agitatori rotativi veloci. Il liquido, infatti, in prossimità della superficie inverte la sua direzione di flusso e pertanto viene a mancare alle particelle solide (normalmente di massa volumica maggiore di quella del liquido) la spinta verso l'alto in grado di garantire la sospensione. Inoltre la zona in cui opera l'agitatore è fortemente perturbata (ad es. con gli agitatori radiali si osserva una vera e propria centrifugazione del solido che

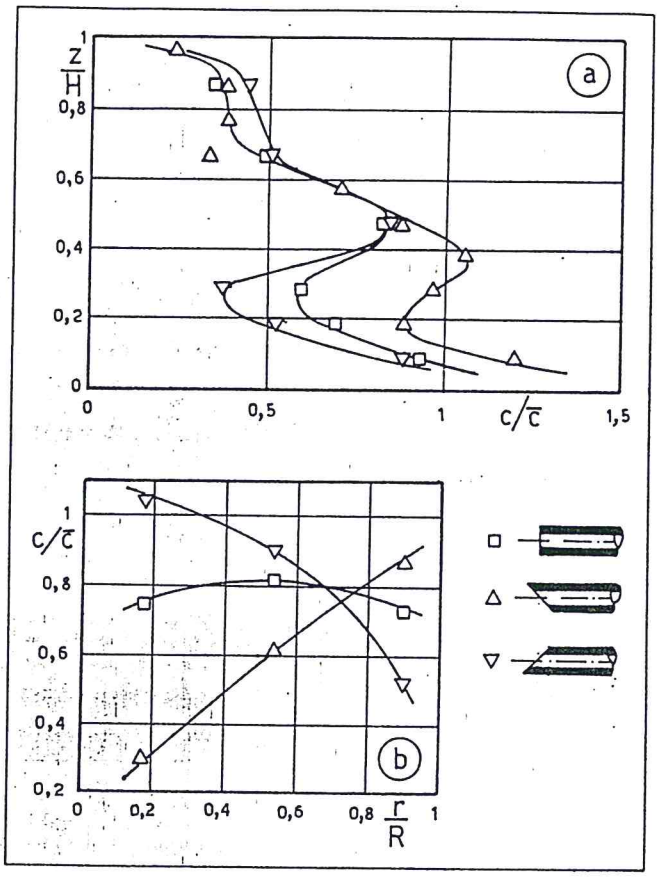


Fig. 3 — Influenza dell'orientazione dei bocchelli di prelievo sulla concentrazione in uscita: a) profili assiali alla parete; b) profili radiali a z/H = 0,19. Turbina a quattro pale a 45°; sospensione di barite (208-250 μm; B=0,5) in acqua.

ne fa diminuire localmente la concentrazione) e pertanto, anche prescindendo da quanto accade in prossimità del pelo libero, risulta impossibile avere nel recipiente condizioni di omogeneità.
È stato osservato (4) che per molti sistemi esiste un valore critico della qualità della distribuzione del solido: velocità angolari più elevate dell'agitatore o risultano senza effetto o provocano un peggioramento in conseguenza dell'aumento delle forze centrifughe in prossimità della girante.
D'altro canto, l'esigenza di una elevata qualità della distribuzione del solido è poco frequente e in linea generale i vantaggi ottenibili operando con velocità di rotazione dell'agitatore superiori a quelle necessarie per la sospensione completa del solido sono modesti od alquanto costosi in termini di consumo energetico (5, 6, 7, 8).
Tutto ciò spiega perchè l'attenzione degli studiosi si sia rivolta essenzialmente allo studio delle condizioni di sospensione completa.

Sospensione completa del solido

Seguendo la definizione data da Zwietering (9), si intende per "sospensione completa" la situazione in cui nessuna particella solida rimane immobile sul fondo del recipiente per più di un secondo (*one second criterion*).
Tale situazione, per quanto nitidamente definita, è in realtà difficile da cogliere venendo raggiunta, in dipendenza del tipo di agitatore e della forma del fondo del recipiente, in condizioni alquanto varie.

Agitatori radiali

Il flusso del liquido in prossimità del fondo del recipiente è prevalentemente centripeto, ma interessato da vistosi fenomeni turbolenti. Il solido tende pertanto a raccogliersi nella parte centrale del fondo, al di sotto dell'agitatore, dando luogo a sottili depositi la cui forma risente fortemente del numero, delle dimensioni e della forma dei frangiflutti alle pareti del recipiente. Tali depositi risultano tuttavia instabili e quindi la condizione

di sospensione completa può essere raggiunta con una modesta percentuale di solido ancora sul fondo del recipiente, ma non immobile su di esso. Nel caso di fondi piani, l'elevata turbolenza impedisce la formazione di significativi depositi di solido in corrispondenza dell'attacco fondo-pareti; tuttavia è necessario che i frangiflutti non raggiungano il fondo del recipiente (troncatura ad una distanza dal fondo circa pari alla loro larghezza o taglio a 45°). Tale situazione è comune nel caso di fondi torosferici od ellittici (cioè raccordati alle pareti) e pertanto, in tali casi, questo fenomeno collaterale è praticamente assente.

Agitatori assiali

Il flusso del liquido è diretto dall'agitatore verso il fondo del recipiente; nella zona immediatamente al di sotto dell'agitatore la velocità è diretta verticalmente (7, 10) e pertanto si osserva una certa tendenza del solido a permanervi. Il flusso si dirige quindi con buona regolarità verso la periferia dove il solido viene sospinto. L'adozione di fondi torosferici od ellittici (cioè raccordati alle pareti) facilita la sospensione del solido per cui l'ottenimento della sospensione completa sembra soprattutto legato alla creazione di un adeguato movimento di massa del liquido radente il fondo e diretto verso le pareti.

Agitatori a flusso misto

Anche in questo caso il solido tende a raccogliersi immediatamente al di sotto dell'agitatore e in corrispondenza del raccordo fondo-pareti (7, 11). La coesistenza di elevate portate di pompaggio e turbolenza comporta una situazione fluodinamica complessa, molto sensibile alla geometria complessiva del sistema. Comunque l'adozione di fondi raccordati alle pareti (12) o, con fondi piani, la presenza di *fillets* (3, 7) lungo l'attacco riduce la richiesta energetica per ottenere la sospensione del solido.

Per interpretare il meccanismo della sospensione completa sono state presentate numerose teorie basate essenzialmente sul confronto fra l'energia consumata dall'agitatore o la velocità del liquido o, ancora, le caratteristiche del campo turbolento da un lato, e la velocità di sedimentazione delle particelle o l'energia necessaria per sollevarle dall'altro. Tra i vari modelli proposti è il caso di ricordare quello di Baldi et al. (13) secondo il quale la sospensione delle particelle solide, momentaneamente immobili sul fondo, è dovuta all'azione di *eddies* di scala adeguata. Parte dell'energia cinetica degli *eddies* viene trasferita alle particelle, che vengono sollevate dal fondo, sotto forma di energia potenziale. Le particelle sollevate vengono quindi allontanate dal movimento di massa del fluido.

Questo modello ha ricevuto numerose verifiche sperimentali che ne hanno dimostrato la sicura applicabilità nel caso di agitatori radiali ed a flusso misto con elevata dissipazione energetica; ha viceversa manifestato limiti nei confronti degli agitatori assiali (14, 15). Questi agitatori, infatti, creano sul fondo del recipiente un flusso piuttosto regolare e con velocità medie molto più elevate di quella di sedimentazione delle particelle; è quindi pensabile che un ruolo rilevante giochi lo strato limite esistente sul fondo, come previsto dal modello di Molerus e Latzel (16).

Profili di concentrazione

In corrispondenza della condizione di sospensione completa la distribuzione del solido nel recipiente è alquanto irregolare. È tuttavia ragionevole pensare che, esistendo nel recipiente zone a concentrazione di solido più alta del valor medio e zone a concentrazione più bassa, dovranno anche esistere zone, più o meno estese a seconda della geometria prescelta, in cui la concentrazione sarà uguale a quella media. Queste zone di "pseudo-omogeneità" sono di particolare interesse tecnologico in quanto, utilizzandole per il posizionamento di bocchelli di prelievo, si può ottenere dal sistema un comportamento non dissimile da quello corrispondente alla presenza di sospensioni omogenee (17, 18). Ciò, oltre naturalmente l'esigenza di co-

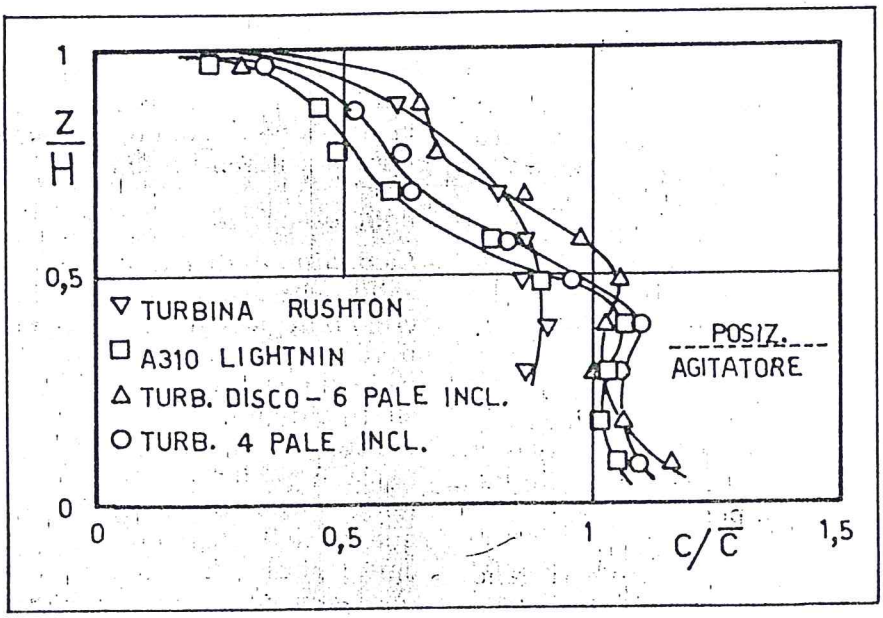


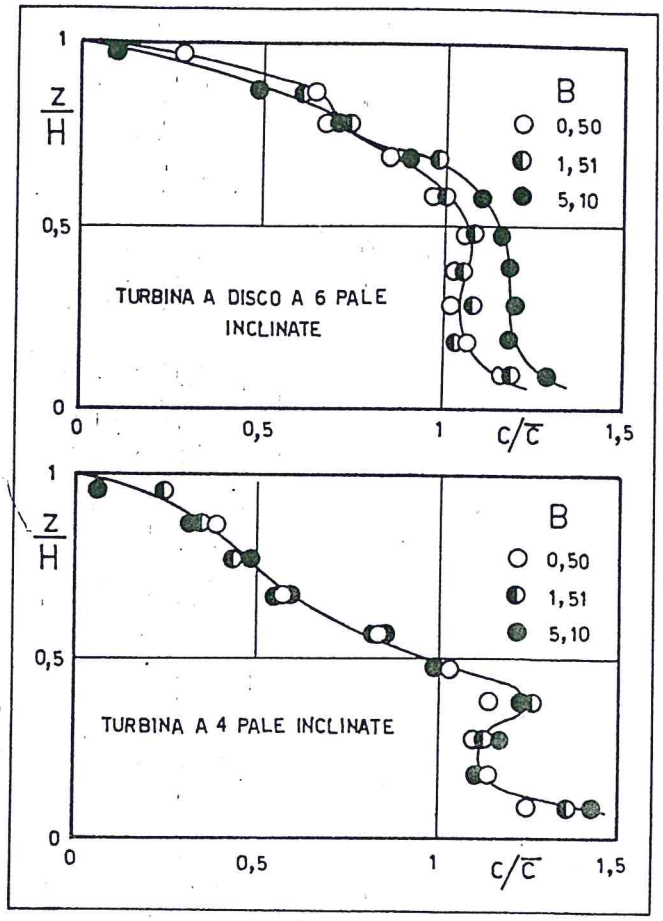
Fig. 4 — Profili assiali di concentrazione. Sospensione di sferette di vetro (100-177 μm; B=0,5) in acqua.

noscere quanto accade all'interno del recipiente, è alla base degli studi sui profili di concentrazione del solido.
Facendo riferimento a quanto ricordato poco sopra sulle zone di "pseudo-omogeneità", risulta evidente l'interesse di svolgere l'analisi dei profili di concentrazione eseguendo direttamente prelievi alla parete del recipiente.
In questo tipo di sperimentazione le modalità di prelevamento della sospensione, ossia forma e orientazione dei bocchelli e velocità della sospensione nei tubi di prelievo hanno grande importanza. Se infatti il prelevanto non è isocinetico, il rapporto fra la concentrazione interna e quella in uscita è diverso dall'unità. In particolare, se in conseguenza del prelevamento il fluido subisce una accelerazione, la concentrazione del solido diminuisce; gli effetti di inerzia sono naturalmente tanto più sensibili quanto maggiore è la massa delle particelle (19, 20, 21).
Il fenomeno è però governato anche da altri fattori (22); tra questi il cambiamento di direzione del flusso è quello che ha l'effetto più marcato.
Nella Fig. 3 è illustrato l'effetto di una diversa orientazione dei bocchelli di prelievo sulla concentrazione in uscita.
Nella Fig. 4 sono riportati a titolo di esempio i profili assiali di concentrazione alla parete in condizione di sospensione completa per diversi tipi di agitatori.
Le prestazioni fornite variano sensibilmente al variare delle caratteristiche della girante.

Agitatori radiali

Sono gli agitatori che permettono di ottenere la qualità di distribuzione migliore. La differenza di prestazioni rispetto agli altri tipi di agitatori diviene inoltre più appariscente all'aumentare delle dimensioni medie delle particelle (23).
Per contro i consumi energetici sono molto elevati.
Da notare che le turbine a disco favoriscono la formazione, al di sotto dell'agitatore, di una zona ad elevatissima concentrazione di solido, con fortissimi gradienti radiali.

Fig. 5 — Profili assiali di concentrazione a $N=N_{is}$. Sospensione di sferette di vetro (100-177 μm; B=0,5) in acqua.



Agitatori assiali

La qualità di distribuzione del solido che si ottiene è mediocre; i maggiori gradienti assiali di concentrazione si osservano infatti impiegando questo tipo di agitatori.
Poiché però il numero di potenza è molto piccolo, valutando la potenza dissipata e la qualità della distribuzione, gli agitatori assiali sembrano essere complessivamente i migliori.

Agitatori a flusso misto

Hanno caratteristiche intermedie; sono particolarmente interessanti perchè le loro prestazioni sono complessivamente confrontabili con quelle degli agitatori con pale a profilo alare. Questi ultimi infatti, mentre sono particolarmente validi nella sospensione del solido, non sono altrettanto efficienti per quanto riguarda la dispersione delle particelle, in quanto ad un minor consumo fanno riscontro peggiori qualità di distribuzione del solido.

Dispersione del solido

Il meccanismo con cui il solido viene disperso nella fase liquida non è stato ancora completamente chiarito.
La complessità della fluodinamica e la struttura della turbolenza, non omogenea all'interno del recipiente e con componenti marcatamente anisotrope, rende infatti estremamente difficile l'analisi del fenomeno. Per di più, sebbene sospensione dal fondo e dispersione siano presumibilmente governate da meccanismi differenti, poiché sulla distribuzione influiscono le condizioni fluidodinamiche presenti in tutto quanto il volume, c'è da ritenere che esista un'interazione fra i due fenomeni.
Per la fase solida, considerata come continua, l'equazione di continuità mediata nel tempo assume la forma:

$$\frac{\delta \overline{C}}{\delta t} + \frac{\delta}{\delta x_i}(\overline{U}_{pi}\overline{C}) + \frac{\delta}{\delta x_i}\overline{u_{pi}c} = 0 \quad (1)$$

La sua integrazione, una volta esplicitato il termine convettivo dovuto alle accelerazioni turbolente $\overline{u_{pi}c}$, permetterebbe di calcolare la distribuzione del solido all'interno del recipiente agitato.
Il moto della particella solida è determinato dai moti convettivi turbolenti del liquido, e la fedeltà con cui essa segue le variazioni di velocità e di direzione di quest'ultimo è funzione delle caratteristiche del solido e della scala della turbolenza. È necessario però distinguere i contributi di due differenti tipi di turbolenza: quella associata ai vortici primari, anisotropi e che dipendono dalle condizioni di formazione e quindi in ultima analisi dalla geometria del recipiente, e quella dei vortici di scala inferiore che, essendo stati generati da altri vortici, sono indipendenti dalle condizioni di formazione e possono essere considerati con buona approssimazione isotropi.

Se la turbolenza di piccola scala è tale che il valor medio nel tempo della concentrazione può essere considerato costante su una distanza pari a questa scala, si può assumere che il trasporto imputabile a questa turbolenza sia proporzionale, attraverso un coefficiente di dispersione turbolenta, al gradiente della concentrazione.
Si ha dunque:

$$\overline{u_{pi}c} = -D_p \frac{d\overline{C}}{dx_i} \quad (2)$$

La difficoltà risiede nella valutazione del coefficiente di dispersione del solido: questo è stato esplicitato in funzione delle caratteristiche della turbolenza e delle particelle solo imponendo condizioni molto restrittive (23, 24).
Il contributo dei vortici primari alla dispersione del solido è significativo, ma è stato generalmente trascurato a causa delle complessità matematiche introdotte dalla anisotropia della turbolenza. Un approccio interessante al problema della dispersione di particelle in flussi turbolenti anisotropi è stato proposta da Crowe et al.; tale approccio assume che la dispersione sia controllata da strutture coerenti di vortici (25).
In ogni caso, si può assumere che il trasporto dovuto alla turbolenza di grande scala sia puramente convettivo.
La equazione (2) dovrebbe pertanto essere formulata più correttamente:

$$\overline{u_{pi}c} = -D_p \frac{d\overline{C}}{dx_i} + \overline{V_{pi}c} \quad (2)$$

dove $\overline{V_{pi}c}$ è il contributo della turbolenza di grande scala.
Un altro problema aperto è rappresentato dall'interazione fra turbolenza e particelle solide, e quindi dall'effetto della concentrazione.
Si è osservato che all'aumentare della quantità di solido in sospensione aumentano i gradienti di concentrazione; per ottenere la stessa qualità di distribuzione è pertanto necessario aumentare la velocità di rotazione dell'agitatore.
Per giustificare questo risultato è stato ipotizzato che la presenza delle particelle aumenti la dissipazione nel flusso turbolento, provocando un più rapido decadimento della turbolenza stessa. Poiché la dissipazione è dovuta al moto relativo fra solido e liquido che si accentua quando aumenta la frequenza — e quindi il numero d'onda — della turbolenza, in conseguenza della presenza del solido lo spettro energetico della turbolenza dovrebbe modificarsi principalmente nella zona degli alti numeri d'onda.
Dal momento che è stato messo in evidenza che il contributo maggiore alla dispersione del solido è dato dalle componenti a bassa frequenza del moto, verrebbe ad essere modificato proprio il campo di turbolenza, quello delle alte frequenze, che meno contribuisce alla dispersione del solido e che ha minor peso sul valore dell'intensità della turbolenza.
Inoltre, sebbene il decadimento della turbolenza dovuto alla presenza del solido sia stato più volte supposto, ed utilizzato anche per spiegare la diminuzione del coefficiente di trasferimento di materia in una sospensione dovuto a particelle inerti (26), non esistono tuttavia verifiche sperimenta-

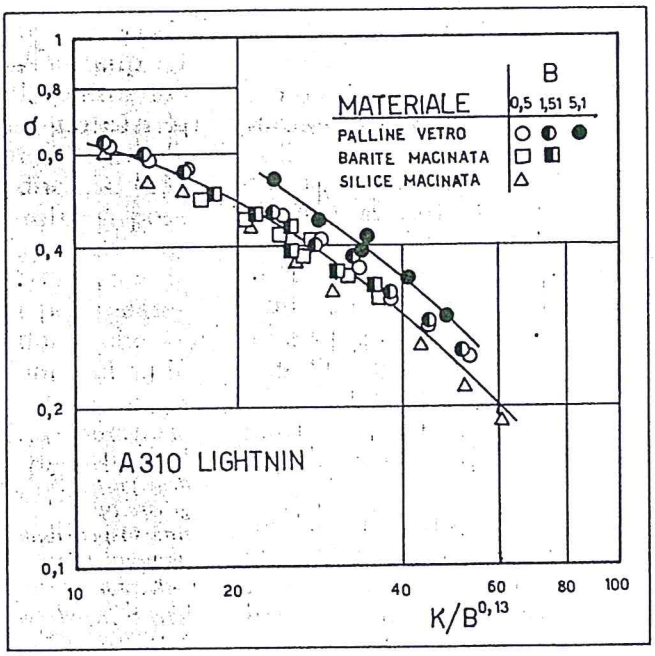


Fig. 6 — Qualità della distribuzione in funzione del gruppo K. Il fattore $B^{-0,13}$ è stato introdotto per tener conto dell'effetto della concentrazione.

li dirette. Anzi è stato osservato che, per *hold-up* di solido di 0,01-0,02, la presenza di particelle di dimensioni anche superiori al millimetro non ha effetti sulla turbolenza del liquido (27).
Questo problema non ha avuto pertanto a tutt'oggi soddisfacente soluzione e si prospetta quale campo di studio per il prossimo futuro.
A livello sperimentale si è osservato che, per sospensioni diluite, l'incremento di potenza dissipata è circa pari a quello che viene richiesto per sospendere il solido (17, 32); infatti a parità di N/N_{js} i profili di concentrazione sono praticamente indipendenti dal valore dell'*hold-up* di solido, eccetto che in prossimità del fondo (Fig. 5).
Numerosi sono stati i modelli proposti per interpretare e prevedere la distribuzione del solido (28).
Kudrna et al. hanno utilizzato un approccio di tipo stocastico, per evidenziare la natura statistica del problema (29, 30). L'accordo fra le previsioni del modello ed i profili sperimentali di concentrazione è però risultato solo di tipo qualitativo.
Migliori risultati hanno offerto i modelli di tipo deterministico basati sulla conoscenza del campo di velocità del liquido; l'utilizzazione di questo tipo di modelli è però molto difficoltosa e la grande mole di informazioni sulla fluodinamica del liquido richiesta ne limita la possibilità di impiego.
Poiché i gradienti di concentrazione in senso radiale sono generalmente modesti, sono stati proposti anche modelli monodimensionali, al più dividendo il volume del recipiente in più regioni (31), sviluppando delle correlazioni per esprimere i parametri del modello in funzione delle condizioni operative.
Un modello di questo tipo applicato ad un apparato con giranti multiple verrà illustrato nella seconda parte.
Il limite principale di tutti questi modelli risiede nell'aver trascurato il contributo della turbolenza anisotropa e di grande scala alla dispersione del solido, dal momento che utilizzano leggi di tipo diffusivo.
Decisamente criticabile appare d'altro canto l'assunzione di un coefficiente di dispersione turbolenta costante in tutto il volume; essa coincide infatti con la condizione alquanto irrealistica di un'intensità della turbolenza costante all'interno di tutto il recipiente.
A conferma delle precedenti considerazioni si può osservare che i profili di concentrazione riportati in Fig. 4 appaiono difficilmente interpretabili con una semplice funzione di tipo esponenziale, quale si ottiene utilizzando la equazione 2) con l'assunzione di diffusività di turbolenza costante.
Sono state anche sviluppate correlazioni fra la qualità della distribuzione (misurata come varianza o deviazione standard dei profili di concentrazione) e i parametri operativi.
La qualità della distribuzione del solido all'interno del recipiente può essere importante in alcuni processi come la polimerizzazione in sospensione, dove essa è legata alla necessità di uno stretto controllo della temperatura e si riflette sulle caratteristiche merceologiche del prodotto.
Per mezzo dell'analisi dimensionale, partendo dalle equazioni che descrivono il comportamento del sistema a livello microscopico, si ottiene, dopo aver esplicitato i termini in funzione delle variabili operative e di grandezze facilmente misurabili, che la distribuzione del solido è funzione del fattore

$$K = \frac{\psi^{1/3} N D}{U_t} \qquad (4)$$

Questa grandezza si è dimostrata in grado di parametrare i profili assiali di concentrazione determinati sperimentalmente e di interpolare in maniera soddisfacente i valori della qualità di distribuzione misurati utilizzando particelle solide di dimensione, densità e forma differente, a condizione di non modificare la geometria del recipiente (32, 33). Un esempio è riportato in Fig. 6.

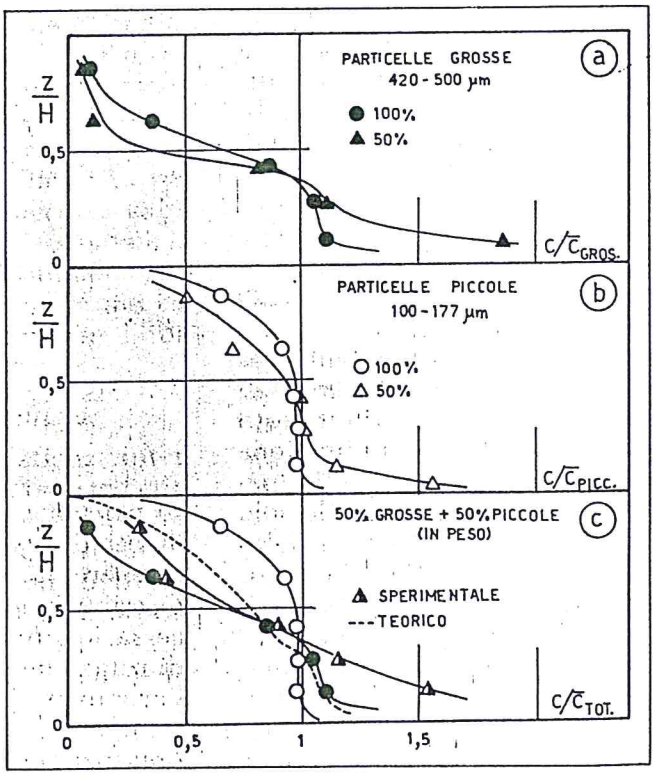


Fig. 7 — a) Confronto fra la distribuzione delle particelle grosse in una sospensione monomodale (100%) e bimodale (50%). b) Analogo per le particelle fini. c) Confronto del profilo sperimentale di concentrazione con quello teorico calcolato nell'ipotesi di assenza di interazione. Turbina Rushton; sospensione di sferette di vetro in acqua.

Solidi a distribuzione plurimodale

Una distribuzione non monomodale del solido comporta ulteriori complicazioni. Prime ricerche svolte sull'argomento (13) sembravano dimostrare che le condizioni di sospensione completa di particelle a distribuzione granulometrica bimodale non si discostavano molto da quelle relative a particelle a distribuzione granulometrica monomodale di dimensioni lineari pari alla media ponderata delle dimensioni lineari delle particelle dei sistemi bimodali.
Ulteriori ricerche (34) hanno dimostrato tuttavia che, nella sospensione completa di particelle solide a distribuzione granulometrica bimodale, solo le particelle di dimensioni maggiori giocano un ruolo preminente, specialmente se quelle più fini hanno dimensioni lineari inferiori ai $2 \cdot 10^{-4}$ m.
In realtà è stato rilevato che tali particelle in qualche modo facilitano la sospensione delle particelle maggiori.
Recenti prove di tipo più che altro esplorativo hanno dimostrato anche un notevole effetto sulla qualità della distribuzione (Fig. 7).
In particolare, a parità di N ($N>N_{js}$), sembra esserci una diminuzione di concentrazione proprio in prossimità del fondo.
Malgrado ciò, in tutto il resto del recipiente la qualità della distribuzione è decisamente peggiore di quella delle corrispondenti sospensioni monomodali, in quanto la concentrazione diminuisce nella parte superiore del recipiente ed aumenta in quella inferiore. Il peggioramento è particolarmente sensibile per le particelle di dimensione maggiore.

Previsione della distribuzione del solido in recipienti agitati con più giranti

La conoscenza della qualità della dispersione o più specificatamente della distribuzione della fase solida, ai fini di un corretto dimensionamento, assume maggiore importanza in apparati in cui si hanno disuniformità nella concentrazione dei componenti presenti nella fase liquida interessati nello scambio fra le due fasi (35-40). Tali disuniformità si possono verificare in apparati con forma snella ($H/T>1$) frequentemente impiegati per i sistemi che contengono anche il gas. La distribuzione del solido ha anche notevole influenza nei cristallizzatori in cui la sovrassaturazione può variare molto all'interno dell'apparato.
Per la previsione della distribuzione della concentrazione del solido in apparati solido-liquido può essere impiegato un modello di tipo fenomenologico chiamato "modello diffusivo monodimensionale con sedimentazione". L'applicazione di tale modello si è rivelata valida anche in apparati del tutto diversi come le colonne a bolle (contenenti anche il solido) e apparati con agitazione meccanica per sistemi solido-liquido.
Nel seguito viene illustrata l'applicazione di questo modello per la previsione della distribuzione del solido in apparati dotati di agitazione meccanica con più giranti.

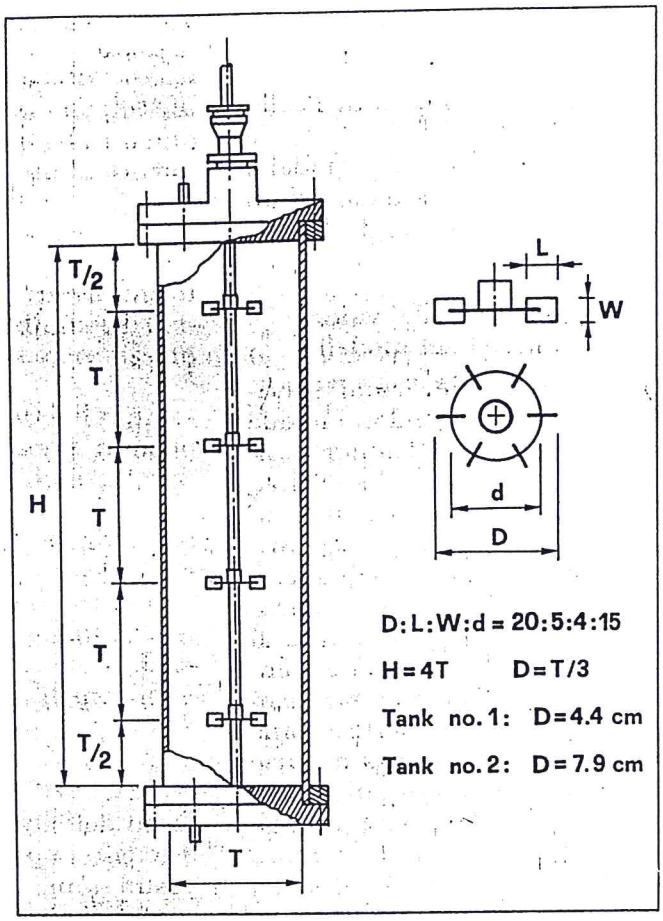


Fig. 8 — Schema della apparecchiatura a turbine multiple.

Modello fluido-dinamico

Trattando il solido come un mezzo continuo e attribuendo alle particelle una diffusività equivalente ($D_{e,p}$) ed una velocità di sedimentazione (U_s), si può ottenere l'equazione di continuità per la fase solida:

$$\frac{\delta\Phi}{\delta_t} = D_{e,p} \frac{\delta^2\Phi}{\delta_{z^2}} - (U_s - U) \frac{\delta\Phi}{\delta_z}$$

dove si è assunto l'asse z e la velocità dovuta al flusso (U) con verso ascendente, mentre U_s è positiva per particelle di solido che tendono a sedimentare. Tale equazione è l'equazione rappresentativa del modello diffusivo monodimensionale con sedimentazione e risolta con le opportune condizioni al contorno, nell'ipotesi di solido e liquido in condizioni batch (il modello può essere sviluppato anche per sistemi continui [36, 42]), fornisce:

$$\Phi(z)/\Phi_m = \frac{Pe \cdot \exp(Pe \cdot z/H)}{\exp(Pe) - 1}$$

dove Pe è il numero di Péclet del solido. Tale parametro è l'unico parametro del modello e viene determinato dai profili sperimentali di concentrazione del solido.

Determinazione del valore dei parametri del modello

La serie di rilevazioni sperimentali è stata condotta in due apparati geometricamente simili, del volume di 7 e 41 litri, agitati con turbine Rushton: in Fig. 8 ne è riportato lo schema. L'indagine è stata svolta a temperatura ambiente su sospensioni solido/liquido: i liquidi impiegati erano acqua e soluzioni acquose di PVP (viscosità 0,7-21 mPa·s), mentre come solidi sono state usate varie frazioni di sferette di vetro, polistirene, PMMA, e bronzo (diametro da 0,14 a 0,98 mm). La concentrazione media del solido è compresa nell'intervallo da 1 a 15 g/l.

Per la misura della concentrazione delle sospensioni è stato adottato un metodo ottico in cui si rilevava l'entità dell'attenuazione di un raggio luminoso che attraversava la sospensione.

Per solidi che tendono a sedimentare, la concentrazione del solido è maggiore sul fondo dell'apparato ed i profili di concentrazione tendono ad essere piatti all'aumentare della velocità di rotazione, della viscosità del liquido ed anche al diminuire delle dimensioni delle particelle e della differenza fra le densità del solido e del liquido. L'influenza di tutti questi parametri può essere conglobata nell'unico parametro adimensionale Pe.

In Fig. 9 è rappresentato un esempio di interpretazione di un profilo di concentrazione sperimentale con il modello teorico adottato.

Gli scostamenti dei profili sperimentali dalla curva teorica sono imputabili all'assunzione di un valore costante del numero di Péclet, e quindi di una diffusività costante all'interno dell'apparato. Come già discusso in precedenza, questa assunzione è notevolmente semplificativa rispetto alla complessità della situazione reale, ma può essere accettata in questo tipo di apparati in quanto si può osservare che gli scostamenti sono generalmente modesti rispetto alla variazione complessiva di concentrazione. Al fine di preve-

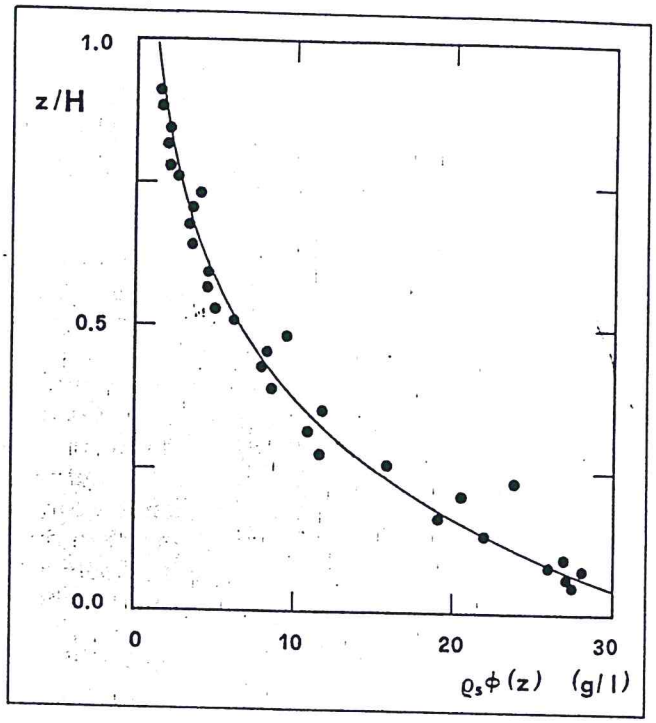


Fig. 9 — Esempio di profilo di concentrazione di solido.

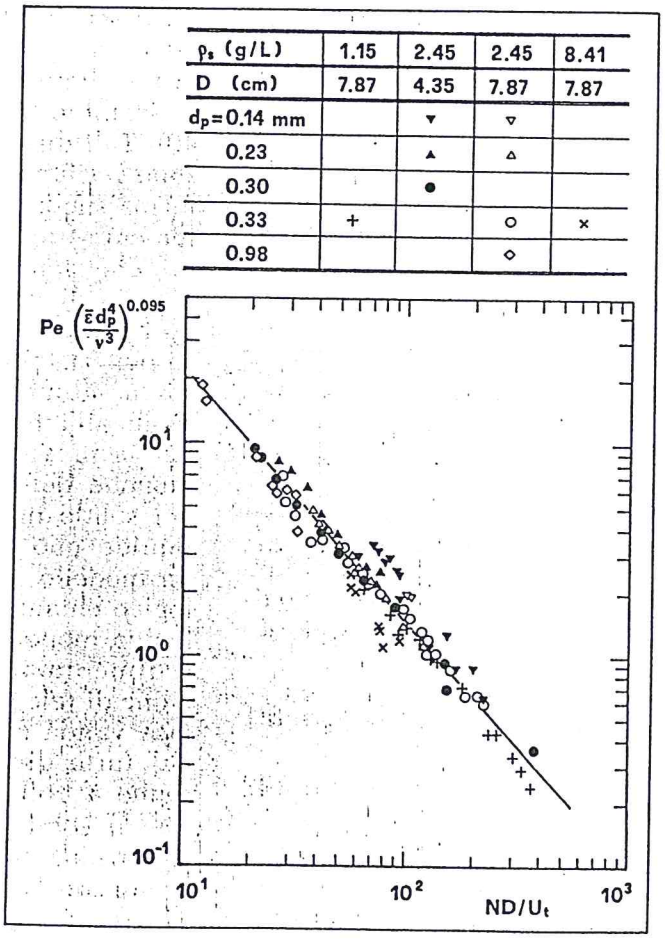


Fig. 10 — Correlazione del numero di Péclet.

dere la distribuzione del solido all'interno dell'apparato risulta necessario poter prevedere a priori il numero di Péclet del solido. A tal fine è stata ottenuta una correlazione che consente, per la geometria studiata e per le differenti scale, il calcolo del numero di Péclet per il solido in termini di due parametri adimensionali: ND/U_t e $\overline{\varepsilon} \cdot dp^4/\nu^3$; dove U_t è la velocità terminale delle particelle nel liquido ed ε è la potenza dissipata per unità di massa.

La correlazione, rappresentata anche in Fig. 10 insieme ai risultati sperimentali, è la seguente:

$$Pe = 330\,(ND/U_t)^{-1.17}\,(\overline{\varepsilon}\,d_p^4/\nu^3)^{0.095}$$

Dalla correlazione e da una verifica condotta direttamente sui risultati sperimentali, risulta che almeno in prima approssimazione il criterio di *scale-up* basato sulla costanza della velocità periferica può essere ritenuto soddisfacente ai fini della dispersione del solido.

Valutazione della velocità di sedimentazione di una particella solida in fluido agitato

Ai fini di una migliore comprensione dei meccanismi della dispersione, è stata condotta la valutazione del parametro U_s singolarmente, anche se ai fini del calcolo del profilo di concentrazione serve soltanto il numero di Péclet. La velocità di sedimentazione, ottenuta con un metodo di analisi in dinamica della concentrazione del solido (43), è stata posta in relazione alla velocità terminale delle particelle di solido nel liquido.

Si è trovato che in certe condizioni le due velocità possono essere uguali.

Questo si verifica se risulta soddisfatta almeno una delle due condizioni:

— il regime del flusso per la particella può essere ritenuto laminare (i.e. $Re_p < 0.3$: regime di stokes),

— al di fuori del regime di Stokes le dimensioni della particella devono essere sufficientemente piccole rispetto ad una dimensione critica che può essere stimata con riferimento alla microscala della turbolenza:

$$\lambda = (\nu^3/\overline{\varepsilon})^{1/4}$$

Dalla Fig. 11 si rileva che il valore limite del diametro delle particelle può essere fissato in circa 10 λ.

Per valori di $d_p < 10 \cdot \lambda$ il rapporto U_s/U_t può ritenersi, a meno degli errori sperimentali, pari a 1.

Da questi risultati sembra che la possibilità di interazione fra la particella e i vortici turbolenti capaci di scambiare energia meccanica sia importante ai fini della dispersione e confermano l'importanza della turbolenza nel meccanismo della dispersione dei solidi.

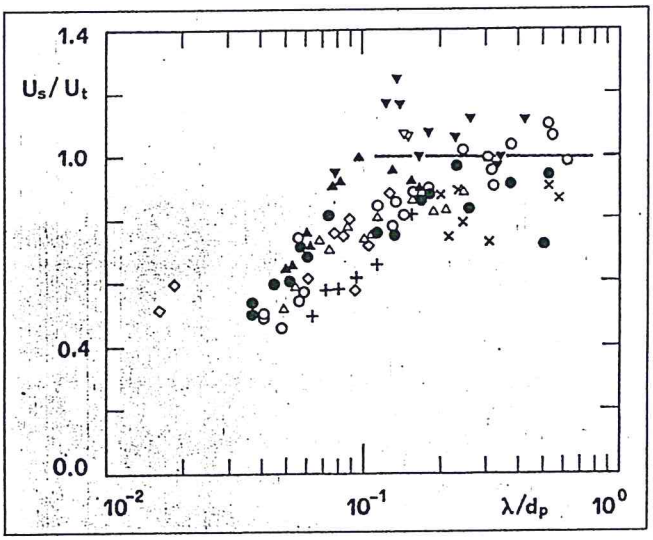


Fig. 11 — Confronto fra la velocità di sedimentazione (U_s) e la velocità terminale (U_t).

Ringraziamenti

Il lavoro sperimentale è stato svolto col supporto finanziario del Ministero della Pubblica Istruzione (40% M.P.I.).

Professori A. Barresi, R. Conti - Dipartimento di Scienza dei Materiali e Ingegneria Chimica - Politecnico di Torino.
Professor M. Nocentini - Istituto di Impianti Chimici - Università di Bologna.
Relazione presentata al microsimposio "Problemi di agitazione nei processi di cristallizzazione", organizzato dalla AIDIC - Associazione Italiana di Ingegneria Chimica - Milano.

Nomenclatura

B	concentrazione in massa del solido in sospensione, kg/kg·100
C	concentrazione volumetrica del solido, m^3/m^3
c	fluttuazioni turbolente di concentrazione, m^3/m^3
D	diametro dell'agitatore, m
d_p	diametro delle particelle solide, m
D_p	coefficiente di dispersione turbolenta, m^2/s
$D_{e,p}$	diffusività equivalente, m^2/s
H	altezza del liquido dell'apparato, m
K	gruppo adimensionale definito in 4)
N	velocità angolare dell'agitatore, giri/s
N_{js}	velocità angolare dell'agitatore in condizione di sospensione completa, giri/s
Pe	numero di Peclet
Re_p	numero di Reynolds della particella
T	diametro dell'apparato, m
U	velocità superficiale del liquido, m/s
U_{pi}	velocità della particella, m/s
u_{pi}	componente turbolenta della velocità della particella, m/s
U_s	velocità di caduta della particella in fluido agitato, m/s
U_t	velocità di caduta della particella in fluido fermo, m/s
v'	intensità della turbolenza, m/s
V_{pi}	velocità dei moti turbolenti di grande scala, m/s
z	coordinata cartesiana in direzione assiale
ε	potenza dissipata specifica, m^2/s^3
λ	microscala della turbolenza, m
ν	viscosità cinematica del liquido, m^2/s

Φ concentrazione volumetrica del solido, m^3/m^3

ψ numero di potenza dell'agitatore

Bibliografia

1) J. Villermaux, 1986, Encyclopedia of Fluid Mechanics, Vol. 2, pag. 707. Gulf Publishing Co, Houston.

2) F. Magni, J. Costes & J.P. Couderc, 1986, Proc. Colloque Agitation Mecanique, Toulouse, pag. 1-17.

3) J.V. Oldshue, 1987, Proc. 9th CHISA Congress, Praha, relazione E5.2.

4) M. Bohnet, G. Niesmak, 1980, Ger. Chem. Eng. *3*, 57.

5) R. Conti & S. Sicardi, 1982, Chem. Eng. Comm. *14*, 91.

6) D. Aussenac, R. Conti, J.P. Couderc & S. Sicardi, 1986, I.C.P. *14*(2), 65.

7) J.Y. Oldshue, 1986, Encyclopedia of Fluid Mechanics, Vol. 2, pag 803. Gulf Publishing Co., Houston.

8) M. Nocentini & G. Pasquali, 1987, Proc. 9th CHISA Congress, Praha, poster A6.47.

9) T.N. Zwietering, 1958, Chem. Engng Sci. *8*, 224.

10) P. Plion, J. Costes & J.P. Couderc, 1985, Proc. 5th European Conference on Mixing, Wurzburg, pag. 341, BHRA.

11) F. Rieger, P. Ditl & D. Havelkova, 1987, Proc. 9th CHISA Congress, Praha, relazione E5.1.

12) D. Guerci, R. Conti & S. Sicardi, 1986, Proc. Colloque Agitation Mecanique, Toulouse, pag. 3-18.

13) G. Baldi, R. Conti & E. Alaria, 1978, Chem. Engng Sci. *33*,21.

14) R. Conti & A. Gianetto, 1986, Encyclopedia of Fluid Mechanics, Vol. 2, pag. 886. Gulf Publishing Co., Houston.

15) C.M. Chapman, A.W. Nienow, M. Cooke & J.C. Middleton, 1983, Chem. Eng. Res. Dev *6*, 71.

16) O. Molerus & W. Latzel, 1987, Proc. 9th CHISA Congress, Praha, relazione E5.4.

17) G. Baldi, R. Conti & A. Gianetto, 1981, A.I.Ch.E. J. *27*, 1017.

18) S. Žáček, J. Nývlt, J. Garside & A.W. Nienow, 1982, Chem. Eng. J. *23*, 111.

19) M.W. Chudacek e S.H. Marshall, 1987, Proc. 9th CHISA Congress, Praha, paper E5.7.

20) J.H. Rushton, 1965, A.I.Ch.E. Ind. Chem. Engng Symp. S. No. 10, 3.

21) G. Baldi & R. Conti, 1978, Proc. International Symposium on Mixing, Mons, relazione B.5.

22) J.D. Stevens & J.P. Davit, 1974, Ind. Eng. Chem. Fundam. *13*(3), 263.

23) J.O. Hinze, 1975, Turbulence. McGraw-Hill, 2nd Ed., N.Y.

24) S.L. Soo, 1978, A.I.Ch.E. Symp. S. No. 174, *74*, 184.

25) C.T. Crowe, R.A. Gore & T.R. Troutt, 1985, Particulate Sci. & Tech. *3*(3-4), 149.

26) K. Kikuchi, Y. Tadakuma, T. Sugawara & H. Ohashi, 1987, J. Chem. Eng. Japan *20*(2), 134.

27) I. Komasawa, R. Kuboi & T. Otake, 1974, Chem. Eng Sci. *29*, 641.

28) A. Barresi & G. Baldi, 1987, Proc. 9th CHISA Congress, Praha, relazione E5.6.

29) V. Kudrna, V. Machoň & V. Hudcová, 1980, Coll. Czech. Chem. Comm. *45*, 2070.

30) V. Kudrna, M. Sýsová & I. Fořt, 1986, Coll. Czech. Chem. Comm. *51*, 1910.

31) H. Yamazaki, K. Tojo & K. Miyanami, 1986, Pwder Technology *48*, 205.

32) A. Barresi & G. Baldi, Chem. Engng Sci. in stampa.

33) A. Barresi & G. Baldi, Chem. Engng Sci. in stampa.

34) G. Baldi & R. Conti, 1979, Levrotto e Bella, Torino.

35) E.J. Farkas & P.F. Leblond, 1969, Can. J. Chem. Engng *47*, 215.

36) V.M.H. Govindarao, 1975, Chem. Engng J. *9*, 229.

37) V.M.H. Govindarao & M. Chidambaram, 1983, Chem. Engng J. *27*, 29.

38) B.W. Brian & P.N. Dyer, 1983, ACS Sympos. Series 237.

39) V.M.H. Govindarao & M. Chidambaram, 1984, A.I.Ch. E. J. *30*(5), 842.

40) V.M.H. Govindarao & M. Chidambaram, 1986, J. Chem. Eng. Japan *19*(3), 243.

41) D.B. Bukur & V.R. Kumar, 1986, Chem. Engng Sci. *41*(6), 1435.

42) F. Magelli, D. Fajner, M. Nocentini & G. Pasquali, 1987, Proc. 9th CHISA Congress, Praha, relazione E5.5.

43) F. Magelli, D. Fajner, M. Nocentini & G. Pasquali, 1986, Proc. 3rd World Conference of Chemical Engineering, relazione 8k-204.