

7 - SIMULAZIONE FLUIDODINAMICA DEL MOTO DELLE PARTICELLE NELLE CAMERE DI COMBUSTIONE A LETTO FLUIDO CIRCOLANTE *

Ficarella A., Laforgia D. e Martignano S. - Dipartimento di Ingegneria dell'Innovazione, Università di Lecce

Riassunto

Le interazioni tra la fluidodinamica della fase gas e il moto delle particelle solide, in un letto fluido circolante, sono state studiate usando un codice di calcolo in grado di prevedere lo scambio di moto tra le due fasi. Preliminarmente, sono stati analizzati i risultati sperimentali ottenuti durante una campagna di prove di un forno circolante presso il Cnr-Irsa di Bari, ottenendo una condizione tipica di funzionamento del forno usata come condizione iniziale per il codice di calcolo. I dati sperimentali relativi alla caduta di pressione nel forno (zona del riser) sono stati utilizzati per la stima della concentrazione massica e volumetrica delle particelle, individuando l'altezza della zona densa nella parte bassa del forno. Elaborando i dati sperimentali, si è individuato il regime di fluidizzazione instaurato nel forno e si è stimato il flusso di particelle solide, che è un dato fondamentale per impostare correttamente la simulazione numerica. E' stata, inoltre, condotta un'analisi granulometrica delle particelle di sabbia usate nel forno, per una migliore descrizione del comportamento della fase solida. Il codice di calcolo è basato su un modello di descrizione dello scambio di quantità di moto tra le particelle e la fase gas. Il codice tiene conto dell'effetto delle fluttuazioni turbolente della velocità sulle traiettorie delle particelle nel forno. In seguito alle simulazioni numeriche condotte, sono stati ottenuti risultati in merito alla caduta di pressione nel forno. I profili di pressione nel riser sono influenzati dalla portata di solido e dalla distribuzione granulometrica delle particelle. Il codice di calcolo consente di calcolare il tipico andamento a S della curva di pressione nel forno, causata dalla formazione di una zona densa, a maggior concentrazione di particelle, nella parte bassa del forno. L'altezza prevista per la zona densa del forno è in sufficiente accordo con i risultati sperimentali. La

* IRSA (2001): Atti del convegno "Processi termici con recupero di energia per lo smaltimento di rifiuti speciali anche pericolosi", Bari, 17 maggio 2000, *Quad. Ist. Ric. Acque*, 115, Roma

presenza delle particelle nel forno modifica significativamente il campo di moto della fase gas, aumentando il micromescolamento turbolento e generando, con il moto di ricaduta verso il basso delle particelle più pesanti, anche un fenomeno di macromescolamento su tutta la lunghezza del forno.

Summary

The interactions between the gas phase fluid dynamics and the motions of the solid particles, in a circulating fluidized bed (CFB), have been studied using a numerical code capable of predicting the momentum exchange between the two phases. In a first step, the experimental results obtained, during experimental tests, using a CFB located at Cnr-Irsa of Bari (Italy), were analyzed to identify a typical working condition of the CFB. The experimental data, for the pressure drop in the riser of the CFB, were analyzed to estimate the volumetric and mass concentration of solid particles in the lower, dense zone of the riser. The CFB fluidization regime was studied, as well as the solid flow inside the riser was estimated. A diameter distribution analysis of the used sand in the CFB was performed to correctly describe the behavior of the solid phase. The numerical code takes into account the momentum exchange between the two phases. Velocity turbulent fluctuations are taken into account to calculate particles trajectories into the bed. Numerical results on pressure drop in the CFB were obtained. Pressure drop profiles, in the riser, are affected by particles distribution and particles mass flow. It has been possible to predict the formation of a denser zone in the lower section of the riser, showing a typical S-shaped pressure drop. The denser zone height was sufficiently predicted compared to experimental data. The particles motion inside the riser heavily affects the fluid-dynamic of the gas phase, especially the turbulence level in the lower zone. Moreover, the simulation predicts the downflow of the heavier particles, than generates mixing along the whole riser.

7.1 - Introduzione

Per meglio comprendere e ottimizzare la progettazione e la gestione operativa di un sistema termodistruttore a letto fluido, è necessario analizzare i processi chimici, termici e fluidodinamici che avvengono all'interno del

sistema. In particolare, lo stato e l'andamento delle reazioni chimiche di distruzione delle sostanze pericolose sono influenzati dal livello e dalla distribuzione della temperatura e della turbolenza all'interno del termodistruttore. Nei termodistruttori a letto fluido il vigoroso moto delle particelle solide iniettate nel flusso principale dei gas esercita un'influenza molto importante sui livelli di temperatura e turbolenza: la presenza di tali particelle solide tende a rendere il letto fluido sostanzialmente isoterma, condizione preferibile per un miglior andamento delle reazioni chimiche di termodistruzione, evitando quindi la formazione di zone fredde dove si ottengono tendenzialmente basse efficienze di termodistruzione. L'isotermicità è una delle caratteristiche più importanti di un letto fluido (Wertel, 1991). I livelli di turbolenza influenzano sensibilmente le cinetiche chimiche di termodistruzione.

La fluidodinamica di un letto fluido circolante (circulating fluidized bed, CFB) è differente da quella di un letto fluido bollente non circolante (bubbling fluidized bed). Il forno CFB è caratterizzato da una zona bassa con un'elevata frazione volumetrica occupata dalle particelle della fase solida (e quindi con un elevato gradiente della pressione), mentre la zona alta presenta una fase solida più diluita, ma caratterizzata da una rilevante ricircolazione interna, che favorisce lo scambio termico per l'eventuale recupero energetico, una più omogenea distribuzione della temperatura in tutto il forno e il ritorno verso la zona bassa delle ceneri e degli incombusti.

Numerosi sono i lavori in letteratura in merito all'analisi della fluidodinamica nel letto fluido e all'interazione tra il campo di moto dei gas e delle particelle e le cinetiche chimiche di termodistruzione. Knobig *et al.* (1998) hanno condotto misure sperimentali sia su letti fluidi circolanti di dimensioni industriali sia su modelli in scala da laboratorio; le analisi hanno riguardato non solo le concentrazioni delle specie chimiche, ma anche il moto dei solidi e i tempi di residenza all'interno del forno, evidenziando i fattori di scala che consentono di interpretare le differenze che esistono tra le misure ottenute in laboratorio e quelle ottenute in campo. Da questo punto di vista la messa a punto di modelli numerici, come quello presentato in seguito, consente di interpretare i risultati di impianti in piccola scala e prevedere i problemi dello scale-up della progettazione.

In letteratura diversi lavori suggeriscono l'uso di modelli numerici per la simulazione delle caratteristiche del flusso dei gas e delle particelle (si veda il lavoro di Horio, 1997). Janse *et al.* (1999) suggeriscono alcuni modelli

analitici per la previsione del flusso del solid e per prevedere la combustione della biomassa mediante un modello a due step.

Mastellone e Arena (1999) hanno condotto una estesa indagine sperimentale misurando la distribuzione granulometrica di particelle di carbone nel riser di un letto fluido circolante, determinando anche la quantità di particelle che sfugge dal forno. I risultati sono stati confrontati con analoghi risultati ottenuti per un letto fluido bollente.

In letteratura è stata trattata la correlazione tra il regime di fluidizzazione e la cinetica chimica; si veda il lavoro di review di Basu (1999) che riguarda le interdipendenze tra le condizioni operative della combustione nei letti fluidi e le emissioni in atmosfera, in particolare per quanto riguarda gli ossidi di azoto e di zolfo.

Sono state condotte diverse analisi di dettaglio in merito alle interazioni tra la fase solida e quella gassosa: si rimanda ai lavori di Karema e Lo (1999), di Gouesbet e Berlemont (1999), e di Kim *et al.* (1999). Di particolare interesse è il lavoro di Zalc e Muzzio (1999) in merito allo studio della cinetica chimica in un campo di moto caotico, caratteristico del letto fluido.

Nel presente lavoro sono stati analizzati dati sperimentali ottenuti durante una campagna sperimentale per un letto fluido circolante utilizzato per la termodistruzione dei fanghi di depurazione, localizzato presso il Cnr-Irsa di Bari. I dati ricavati hanno consentito di affrontare la simulazione dell'interazione del moto tra le particelle e la fase gas, consentendo di approfondire le strutture del moto che si creano all'interno della camera di combustione.

7.2 - Analisi preliminare dei risultati sperimentali

Presso l'Irsa-Cnr di Bari sono state condotte diverse prove sperimentali su un forno inceneritore a letto fluido circolante. Il forno inceneritore, essenzialmente, è costituito da un cilindro di diametro 0,59 m e alto 9,20 m. Nelle Tab. 7.1, 7.2 e 7.3 sono riassunte le principali misure effettuate durante le suddette prove. In particolare, nella Tab. 7.1 sono raccolti i risultati relativi alla portata e alle temperature del fango termodistrutto, e alle temperature nel forno a letto fluido circolante, a diverse altezze rispetto alla zona di fondo d'immissione dell'aria primaria di fluidizzazione (TI6 a +0,35 m dal fondo, TIC5 a +1,50 m, TI7 a +3,00 m e TI8 a +7,00 m, si veda Fig. 7.1).

Tab. 7.1 - Condizioni medie di funzionamento del forno Cnr-Irsa di Bari durante la campagna di prove (portata fango e temperature nel forno)

Prova	Qi fango in ingresso (kg/h)	Ti fango in ingresso (°C)	Temperatura forno (°C)			
	VAR 101 (N1)	TI 16 (N1)	TI 6 (N13)	TIC 5 (N14)	TI 7 (N20)	TI 8 (N22)
med 1	250,00	695,71	758,93	867,21	852,00	839,07
med 2	250,00	706,50	753,67	870,00	851,50	842,08
med 3	250,00	674,38	732,31	870,31	865,08	856,77
med 4	250,00	683,25	734,50	868,17	852,42	844,92
med 5	245,00	552,13	629,88	856,56	859,81	844,94
med 6	245,00	587,10	591,60	850,00	894,60	878,60
med 7	230,00	585,90	666,80	849,80	831,80	822,00
med 8	230,00	434,83	569,50	799,33	801,50	792,17
med 9	230,00	659,64	706,82	850,45	836,91	829,18
med 10	230,00	663,92	691,50	850,42	838,83	834,50
med 11	227,00	641,60	626,00	851,90	848,20	837,40
med 12	227,00	735,25	638,25	849,50	851,75	841,58
med 13	227,00	695,08	648,58	850,42	834,17	834,83
med 14	227,00	684,09	666,36	850,00	843,91	837,91
med 15	227,00	617,17	695,92	850,00	858,33	841,17
med 16	227,00	422,75	650,17	850,33	903,83	893,42
med 17	227,00	503,67	627,11	841,00	907,22	916,44
Valori medi	235,24	620,17	669,88	851,49	854,82	846,29

Tab. 7.2 sono raccolte le varie portate misurate di aria primaria e secondaria: la FI5 (N5+N6, Fig. 7.1) è immessa a +0,25 m dal fondo, la FI6 (N7+N8) a +1,0 m, la FI7 (N17+N18) a +3,00 m). Infine, in Tab. 7.3 sono riportate le portate di metano impiegate nel bruciatore di sostegno e le pressioni misurate nelle varie sezioni del forno (PI4 è misurato a monte della griglia di fondo di immissione dell'aria primaria, PI5 a +0,70 m dal fondo, PI6 a +2,20 m, PI7 a +3,50 m, PI8 a +5,20 m, PIC9 a +8,40 m). Le pressioni misurate per le diverse prove sono riportate anche in Fig. 7.2, dove si nota il tipico comportamento di un letto fluido circolante, con una zona bassa che presenta un elevato gradiente della pressione (elevata perdita di carico), per la presenza di una elevata frazione volumetrica di particelle, e una zona alta invece con gradienti di pressione minori e caratterizzata dal trasporto veloce delle particelle solide (presenti, inoltre, con una minore frazione volumetrica).

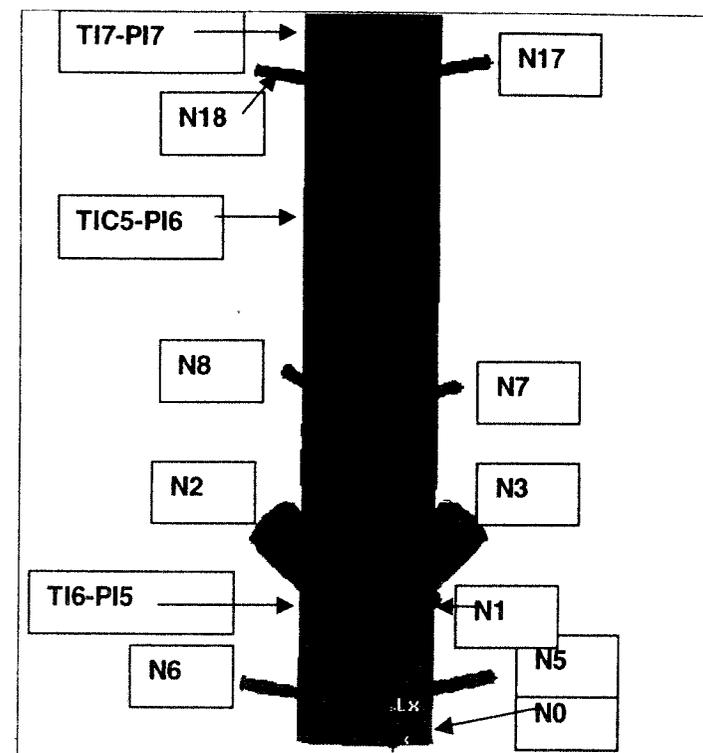


Fig. 7.1 - schema del forno a letto fluido circolante.

Nel letto fluido circolante (circulating fluidized bed, CFB), il gradiente della pressione e la frazione volumetrica della fase solida sono molto più elevati nella zona bassa. E' possibile scrivere l'equazione che descrive la velocità delle particelle della fase solida in condizioni stazionarie, integrata su un certo volume del letto fluido (Horio, 1997):

$$\Delta p = \varepsilon_p \rho_p g z + G_p^2 / \rho_p \varepsilon_{pd} \quad (\text{Eq. 7.1})$$

dove il primo termine del secondo membro rappresenta il termine gravitazionale legato alla presenza, nel flusso gassoso principale, delle particelle della fase solida, mentre il secondo termine rappresenta il contributo dell'accelerazione delle particelle che ricadono verso il basso.

Tab. 7.2 - Condizioni medie di funzionamento del forno Cnr-Irsa di Bari durante la campagna di prove (portata e temperature aria)

Prova	Port. aria prim. (m ³ /h)	Port. aria sec. (m ³ /h)	Port. aria sec. (m ³ /h)	Port. aria sec. (m ³ /h)	Aria totale (m ³ /h)	T aria (°C)
	FI 4(N0)	FI 5 (N5/N6)	FI 6 (N7/N8)	FI 7 (N17/N18)		TI 13
med 1	256,71	47,86	34,29	50,61	389,46	146,14
med 2	253,00	44,75	39,00	49,50	386,25	146,50
med 3	244,92	37,08	40,85	37,46	360,31	146,46
med 4	255,50	44,50	45,08	49,00	394,08	146,93
med 5	230,69	31,00	43,16	47,56	352,41	148,72
med 6	276,90	30,40	51,70	49,40	408,40	145,90
med 7	219,30	44,00	27,40	28,10	318,80	166,80
med 8	196,50	35,00	26,00	25,83	283,33	158,00
med 9	230,82	37,36	19,55	24,27	312,00	168,45
med10	230,50	36,33	22,08	26,50	315,42	157,08
med11	223,70	41,90	26,10	28,88	320,58	152,20
med12	226,75	40,25	41,25	47,83	356,08	154,17
med13	251,67	41,67	35,83	43,00	372,17	168,42
med14	257,18	42,36	28,27	40,45	368,27	173,09
med15	247,75	45,42	52,00	35,00	380,17	141,92
med16	261,00	45,00	49,17	35,92	391,08	143,67
med17	312,67	40,33	40,00	36,22	429,22	137,96
Valori medi	245,62	40,31	36,57	38,56		153,08

Tuttavia nelle camere di combustione a letto fluido il secondo termine è normalmente trascurabile, essendo dell'ordine dell'1% del termine gravitazionale (Horio, 1997). Applicando la suddetta equazione, è possibile calcolare la concentrazione volumetrica della fase solida nelle varie zone del forno, che presenta una caratteristica curva a "s", ed evidenziare il passaggio tra la zona bassa più "densa" e la zona alta "diluita", con riferimento alla concentrazione volumetrica della fase solida. La zona densa presenta una concentrazione calcolata di particelle dell'ordine di 280 kg/m³, corrispondente ad una frazione volumetrica pari a ca. 11%, per altro riscontrabile anche nei dati di letteratura (si veda Horio, 1997), che mostrano una concentrazione in volume della fase solida dell'ordine del 10% nella zona bassa.

Tab. 7.3 - Condizioni medie di funzionamento del forno Cnr-Irsa di Bari durante la campagna di prove (portata metano e pressioni nel forno)

Prova	Portata CH4 (m ³ /h)	DeltaPletto(mmH ₂ O)					
		FI25	PI4	PI5	PI6	PI7	PI8
med 1	45,70	634,86	380,29	-8,98	-12,42	-13,36	-10,29
med 2	43,91	605,00	396,42	-7,10	-8,33	-6,21	-10,33
med 3	47,65	629,00	390,08	-9,62	-7,62	-7,23	-10,00
med 4	51,54	595,67	415,67	-9,67	-11,67	-15,42	-9,92
med 5	55,55	608,13	402,75	-12,69	-13,19	-13,69	-10,31
med 6	50,60	625,80	376,00	-10,80	-8,00	-8,80	-10,40
med 7	46,41	562,00	439,20	1,40	1,70	1,20	-3,00
med 8	69,07	567,00	411,17	-12,83	-11,67	-11,00	-8,50
med 9	67,38	621,18	446,18	-3,36	-3,09	-9,36	-6,53
med 10	70,24	586,50	418,33	4,17	4,25	-0,83	-0,29
med 11	66,91	584,10	332,50	-10,80	-9,70	-10,70	-9,00
med 12	64,38	593,00	427,67	-5,25	-6,00	-6,00	-6,83
med 13	63,35	534,33	433,67	-1,92	0,25	-0,75	0,50
med 14	66,47	541,09	430,45	7,45	8,48	9,09	7,00
med 15	47,82	591,67	368,08	-14,50	-9,97	-7,92	-7,50
med 16	44,76	701,42	389,58	-17,08	-22,75	-17,75	-14,50
med 17	55,76	662,56	401,11	-10,78	-8,33	-8,44	-9,28
Valori medi	56,32	609,56					

Le simulazioni hanno riguardato lo studio dell'interazione tra la fluidodinamica del flusso principale dei gas e il moto delle particelle. Utilizzando i dati della campagna sperimentale, si è considerata la condizione media di funzionamento, presa come riferimento per le simulazioni numeriche, riportata in Tab. 7.4. Per la simulazione numerica sono state prese in considerazione due geometrie: la prima semplice, dove si è considerato il forno costituito da un cilindro con tutta l'aria primaria e secondaria e tutti gli altri flussi di gas, compreso i fumi della combustione del metano e del fango, entranti dal fondo del cilindro; la seconda che, invece, ha considerato effettivamente la geometria del forno (si veda la Fig. 7.1).

Il primo modello geometrico è servito come primo test di applicazione dei modelli di interazione gas-solido in un flusso semplice, non complicato dall'effettiva geometria del forno. In Tab. 7.4 si rileva che la viscosità dei gas è stata stimata mediante l'equazione di Sutherland a tre coefficienti, nella forma:

$$\mu = \mu_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} \frac{T_0 + S}{T + S} \quad (\text{Eq. 7.2})$$

$$\mu_0 = 1.716 \times 10^{-5} \text{ kg / m - s}$$

$$T_0 = 273 \text{ K}$$

$$S = 111 \text{ K}$$

La corretta stima della viscosità è molto importante per il calcolo corretto dell'interazione gas-particelle.

I diversi regimi di fluidizzazione possono essere classificati come letto fisso o omogeneo (fixed bed), letto bollente (bubbling FB), letto turbolento (turbulent FB), letto veloce (fast FB); aumentando ulteriormente la velocità dei gas si ha il trasporto pneumatico (Horio, 1997).

Esistono in letteratura diverse correlazioni per prevedere le velocità superficiali della fase gassosa di transizione tra un regime e l'altro; tali correlazioni assumono la forma:

$$\text{Re}_p = \frac{d_p \rho_g U_g}{\mu} = c_i A r_p^{n_i} \quad (\text{Eq. 7.3})$$

dove:

$$U_g = G_g / \rho_g \quad (\text{Eq. 7.4})$$

I valori delle costanti sono i seguenti (Horio, 1997):

- inizio passaggio letto bollente - letto turbolento (i=c): $c_i=0,791$, $n_i=0,435$;
- fine passaggio letto bollente - letto turbolento (i=k): $c_i=1,31$, $n_i=4,5$;
- passaggio letto turbolento - letto veloce (i=tr): $c_i=1,806$, $n_i=0,458$.

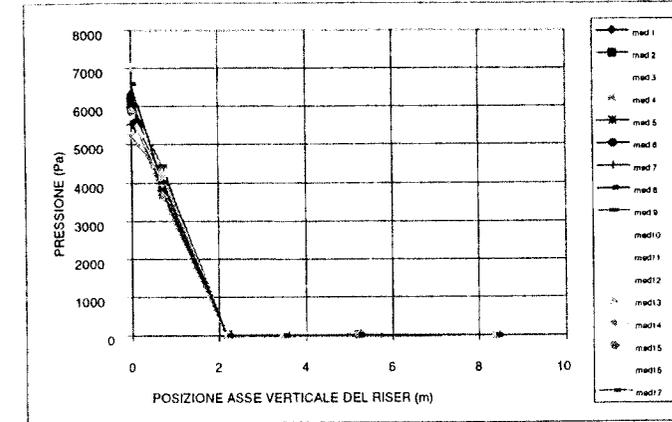


Fig. 7.2 - Andamento della pressione nel riser

Tab. 7.4 - Condizioni medie di riferimento per la simulazione numerica

CASO	G5CA03	G3CA03
Geometria	Cilindro (geometria semplificata)	Forno
DATI LETTO FLUIDO		
diametro forno (m)	0,59	0,59
altezza forno m()	8,8	8,8
portata aria primaria N0 (kg/s)	0,4024	0,055034
portata aria N5/N6 (kg/s)	0	0,009041
portata aria N7/N8 (kg/s)	0	0,008157
portata aria N17/N18 (kg/s)	0	0,008648
portata aria secondaria (kg/s)	0	0,025846
portata fumi metano N3 (kg/s)	0	0,238479
portata fumi fango (al netto aria combustione) N1 (N2) (kg/s)	0	0,063878
portata ricircolo N1 (kg/s)	0	0,019162
portata totale N1 (kg/s)	0	0,08304
portata totale gas (kg/s)	0,4024	0,4024
T N0 (K)	1112,634	423
T N5-N6 (K).	1112,634	423

segue tabella

segue tabella

T N7-N8 (K)	1112,634	423
T N17-18 (K)	1112,634	423
T N3 (K)	1573	1423
T N1 (N2) (K)	893	893
temperatura forno (°C)	839,6337	839,6337
densità gas (kg/m ³)	0,31316	0,31316
portata totale gas (m ³ /s)	1,284966	1,284966
velocità sup. gas (m/s)	4,7	4,7
viscosità gas (Pa-s)	4,43E-05	4,43E-05

Nella Tab. 7.5 sono riportati i valori così calcolati sia del numero di Reynolds relativo al passaggio tra i vari regimi di fluidizzazione, sia della relativa velocità superficiale del gas. Il valore della velocità superficiale del gas calcolabile dalle condizioni medie di funzionamento del forno (si veda la Tab. 7.4) è interno al range di velocità tra la fluidizzazione turbolenta e la fluidizzazione veloce in corrispondenza del diametro delle particelle di sabbia usate (0,1-0,3 mm, si veda anche Fig. 7.4).

E' possibile stimare il flusso di particelle (inteso come portata in massa di particelle solide per unità di superficie) nel forno in esame, che è un dato fondamentale per le simulazioni numeriche. E' possibile usare le seguenti equazioni (Costa e de Souza-Santos, 1999):

- stima della velocità del gas minima di fluidizzazione (*mf*, passaggio tra letto fisso e letto bollente):

$$U_{g,mf} = \frac{\mu Re_{p,mf}}{d_p \rho_g} \quad (Eq. 7.5)$$

ove:

$$Re_{p,mf} = \sqrt{27.2^2 + 0.0408 Ar_p} - 27.2 \quad (Eq. 7.6)$$

- flusso di particelle (espresso in kg/s m²):

$$G_p = k(G_g - G_{g,mf})e^{-6634d_p} \quad (Eq. 7.7)$$

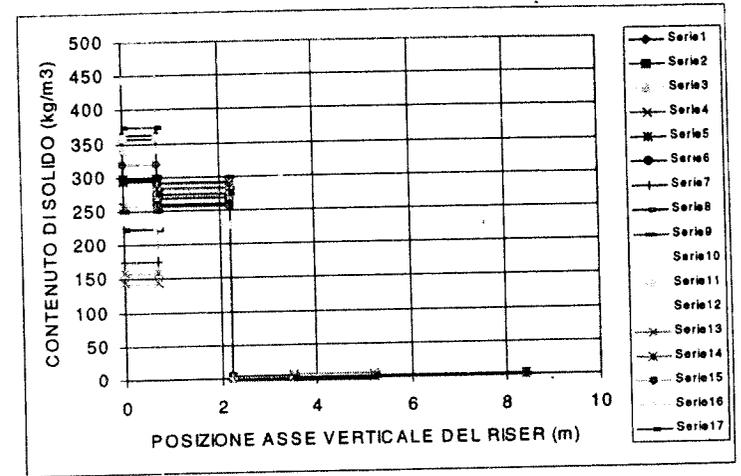


Fig. 7.3 - Contenuto di solido nel riser

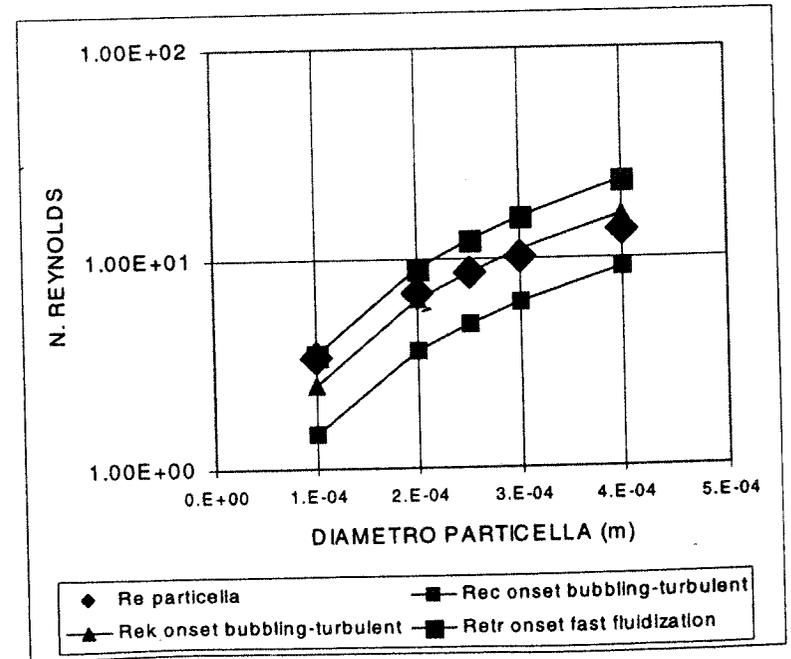


Fig. 7.4 - Regimi di fluidizzazione

dove, nell'ultima equazione, il flusso di gas nelle condizioni di minima fluidizzazione viene stimato dall'eq. 7.5. I valori di k nell'eq. 7.7 possono variare tra 100 e 1000. Si tenga presente che nella Tab. 7.6 è stata calcolata la velocità superficiale U_p delle particelle (intesa come G_p/ρ_p) e la velocità effettiva u_p tenuto conto la frazione di vuoto stimata dai dati della caduta di pressione nel forno (la velocità effettiva è calcolata come $U_p/(1-\epsilon_g)$).

Per meglio impostare la simulazione mediante codici numerici, sono state svolte analisi granulometriche su due campioni di sabbia usata nel forno Cnr-Irsa prima descritto. Le analisi sono state svolte presso il Pastis-Cnrsm di Brindisi mediante granulometro Malvern. E' stato usato uno strumento Mastersizer E MS 02 SM della Malvern Instrument, con laser He/Ne da 2 mW; le particelle sono state preventivamente disperse in acqua. I risultati dell'analisi granulometrica sono raccolti nella Tab. 7.7A e visualizzati in Fig. 7.5. Nelle simulazioni numeriche si è usata, quindi, una distribuzione granulometrica come in Tab. 7.7B.

Tab. 7.5 - Numeri caratteristici per diversi diametri delle particelle

Particelle					
diametro particelle (m)	0,0001	0,0002	0,00025	0,0003	0,0004
Caratteristiche particelle	Sand	Sand	Sand	Sand	Sand
densità particelle (kg/m ³)	2600	2600	2600	2600	2600
Numeri caratteristici nelle condizioni medie di funzionamento del forno (velocità superficiale 4,7 m/s)					
Reynolds particella	3,380	6,760	8,450	10,141	13,521
Archimed particella	4,144	33,149	64,744	111,878	265,192
1/Froude particella	22473,42	11236,71	8989,369	7491,141	5618,356
Numeri caratteristici al passaggio tra diversi regimi di fluidizzazione					
Reynolds (Rec) onset bubbling-turbulent	1,468	3,627	4,853	6,157	8,962
velocità sup, gas (m/s) per Rec	2,039	2,519	2,697	2,851	3,112
Reynolds (Rek) offset bubbling-turbulent	2,484	6,331	8,557	10,944	16,139
velocità sup, gas (m/s) per Rek	3,450	4,397	4,754	5,0677	5,605
Reynolds (Retr) onset fast fluidization	3,463	8,976	12,197	15,669	23,265
velocità sup, gas (m/s) per Retr	4,811	6,234	6,777	7,255	8,079

Nelle simulazioni numeriche si è considerato un diametro medio delle particelle di solido pari a 280 μm e si è usato un valore di k nell'Eq. 7.7 pari a 300, ottenendo, per il forno in esame, un flusso di particelle pari a 22,4 kg/s.

Tab. 7.6 - Determinazione della portata di solido per diversi diametri di particelle per una velocità superficiale nel forno di 4.7 m/s

Particelle					
Diametro particelle (m)	0,0001	0,0002	0,00025	0,0003	0,0004
Minimo Reynolds per fluidizzazione (Regmf)	0,052077	0,052077	0,052077	0,052077	0,052077
velocità sup, gas (m/s) per Regmf	0,072339	0,03617	0,028936	0,024113	0,018085
Valori dall'Eq. X,7 con k=1000					
Portata di massa del solido (kg/m ² -s)	759,5719	394,3143	283,4398	203,6357	105,0275
Velocità sup, particelle (m/s)	0,292143	0,151659	0,109015	0,078321	0,040395
Velocità eff, Particelle (in base al void fraction stimato da Dp) (m/s)	10,92872	5,673394	4,078132	2,929911	1,511136
Valori dall'Eq. X,7 con k=300					
Portata di massa del solido (kg/m ² -s)	227,8716	118,2943	85,03194	61,09071	31,50825
Velocità sup, particelle (m/s)	0,087643	0,045498	0,032705	0,023496	0,012119
Velocità eff, Particelle (in base al void fraction stimato da Dp) (m/s)	3,278616	1,702018	1,22344	0,878973	0,453341
Valori dall'Eq. X,7 con k=100					
Portata di massa del solido (kg/m ² -s)	75,95719	39,43143	28,34398	20,36357	10,50275
Velocità sup, particelle (m/s)	0,029214	0,015166	0,010902	0,007832	0,00404
Velocità eff, Particelle (in base al void fraction stimato da Dp) (m/s)	1,092872	0,567339	0,407813	0,292991	0,151114

Tab. 7.7A - Analisi granulometrica campioni di sabbia usata nel forno Cnr-Irsa di Bari

Campione	Metodica	Diametro medio (d 0,5) μm	Sauter mean diameter d (3,2) μm
Campione 1	Malvern	359	265
Campione 2	Malvern	333	303

Tab. 7.7B - Distribuzione granulometrica usata nelle simulazioni

Diametro medio (μm)	50	150	250	350	450	550	TOTALE
Portata in massa (%)	1%	12%	26%	27%	18%	16%	100%

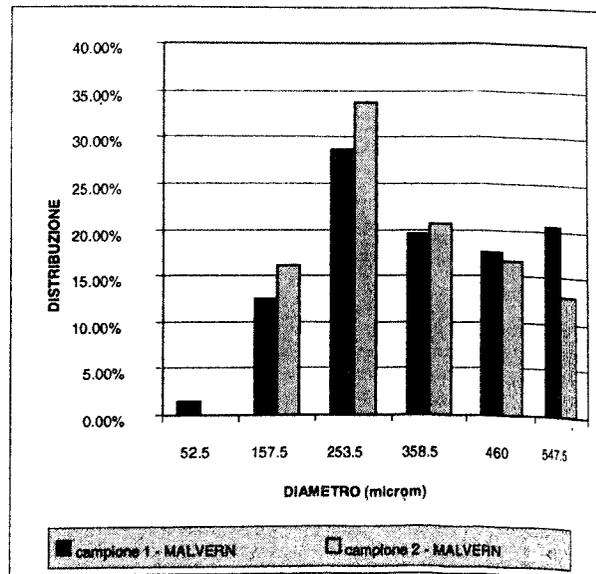


Fig. 7.5 - Granulometria delle particelle usate nel forno

7.3 - Il modello numerico di simulazione

Per la simulazione dell'interazione tra la fase gassosa e le particelle del letto fluido si è utilizzato il codice di calcolo FLUENT. Il codice prevede un modello dove, a valle del calcolo della fluidodinamica della fase continua (gassosa), è possibile calcolare le traiettorie di particelle facenti parte della fase dispersa. Il modello calcola le traiettorie delle particelle tenendo conto dell'inerzia delle stesse, delle forze scambiate tra le due fasi (drag forces) e degli effetti della gravità. Il modello tiene conto degli effetti della fluttuazione turbolenta della velocità della fase gassosa sul calcolo delle traiettorie delle particelle. Infine, il modello tiene conto dello scambio di quantità di moto tra le due fasi, modificando quindi il moto del gas (e in particolare le perdite di pressione) in funzione del calcolo delle traiettorie delle particelle.

La traiettoria di una particella è calcolata come:

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + g_x(\rho_p - \rho) / \rho_p + F_x \quad (\text{Eq. 7.8})$$

dove la drag force è calcolata come:

$$F_D = \frac{18\mu}{\rho_p D_p^2} \frac{C_D}{24} \text{Re} \quad (\text{Eq. 7.9})$$

mentre il numero di Reynolds è calcolato come:

$$\text{Re} = \frac{\rho D_p |u_p - u|}{\mu} \quad (\text{Eq. 7.10})$$

e il coefficiente della drag force è valutato come:

$$C_D = a_1 + \frac{a_2}{\text{Re}} + \frac{a_3}{\text{Re}^2} \quad (\text{Eq. 7.11})$$

A causa della fluttuazione turbolenta della velocità, considerando una posizione iniziale della particella, è possibile calcolare diverse traiettorie della

particella, calcolate considerando, in un determinato punto del letto fluido, una velocità del gas pari alla somma dei valori della velocità media e della fluttuazione turbolenta; questo valore è scelto in maniera casuale considerando una distribuzione normale con media zero e uno scarto quadratico medio ricavabile dal valore dell'energia cinetica turbolenta calcolata per la fase gassosa:

$$u = \bar{u} + u' \quad (\text{Eq. 7.12})$$

Il tempo durante il quale il valore di velocità così calcolato viene tenuto costante, al fine di calcolare la traiettoria della particella, è pari alla vita media di un vortice turbolento e stimato come:

$$T_L = 0.15 \frac{k}{\varepsilon} \quad (\text{Eq. 7.13})$$

Questo tempo è fatto variare in maniera casuale come prima visto per la fluttuazione turbolenta della velocità.

Lo scambio di quantità di moto tra le due fasi (interazione tra la fase gassosa e quella solida) è calcolato come segue:

$$F = \sum \left(\frac{18\mu C_D \text{Re}}{\rho_p D_p^2 24} (u_p - u) + F_{\text{other}} \right) \dot{m}_p \Delta t \quad (\text{Eq. 7.14})$$

Come già detto, la distribuzione granulometrica delle particelle utilizzate è stata ricavata dall'analisi granulometrica già mostrata (Tab. 7.7A e B).

I risultati teorici, ottenuti dal modello prima visto, e riportati di seguito, riguardano i casi raccolti in forma sintetica in Tab. 7.8.

Tab. 7.8 - Simulazioni numeriche

CASO	G5CB13	G5CB23	G5CB53	G3CA03	G3CB53
Geometria	Semplice (cilindro)	Semplice (cilindro)	Semplice (cilindro)	Forno nella configurazione reale	Forno nella configurazione reale
Calcolo stocastico delle traiettorie delle particelle	NO	NO	SI	NO	SI
Distribuzione granulometrica	NO	NO	SI	NO	SI
Accoppiamento tra il moto delle particelle e quello del gas	NO	SI	SI	NO	SI
Portata di solido	Non accoppiato	S5: 5 kg/s S6: 6 kg/s S8: 8 kg/s	SOL0: 3,2 kg/s SOL2: 12,8 kg/s	Non accoppiato	22,4 kg/s

7.4 - Discussione dei risultati delle simulazioni numeriche

Nella Tab. 7.8 sono raccolte in forma sintetica le informazioni relative ai casi di simulazione numerica presentati di seguito. Il modello geometrico del forno è mostrato in Fig. 7.1.

Il modello matematico consente di tenere presente l'influenza e l'interazione tra il moto delle particelle nel forno e la fluidodinamica della fase gas. Nella Fig. 7.6, che mostra la variazione della pressione lungo l'asse del forno, è evidente l'influenza della portata di particelle sulla caduta di pressione nel letto fluido, con un andamento della perdita di carico nel forno praticamente lineare con la portata di solido. La portata di solido varia tra 5 e 8 kg/s, considerando, nei casi presentati in figura, particelle di diametro unico pari a 280 μm e velocità superficiale del gas di 4,7 m/s.

I profili di pressione cambiano considerevolmente quando si introduce la distribuzione granulometrica delle particelle. In Fig. 7.7 è evidente come il profilo della pressione del caso G5CB53SOL2 assume la tipica forma a S riscontrabile sperimentalmente nei forni (si veda Horio, 1997), con il flesso posto ad un'altezza di circa 5 m (altezza della zona densa del forno). Si noti in Fig. 7.8 come il modello prevede la formazione di una zona bassa più densa, a maggior concentrazione di particelle, fino ad un'altezza di ca. 5 m, seguita da

una zona alta più diluita. A basse portate di solido (caso G5CB53SOL0, con una portata di 3.2 kg/s), questa tipica struttura del letto fluido circolante è meno evidente.

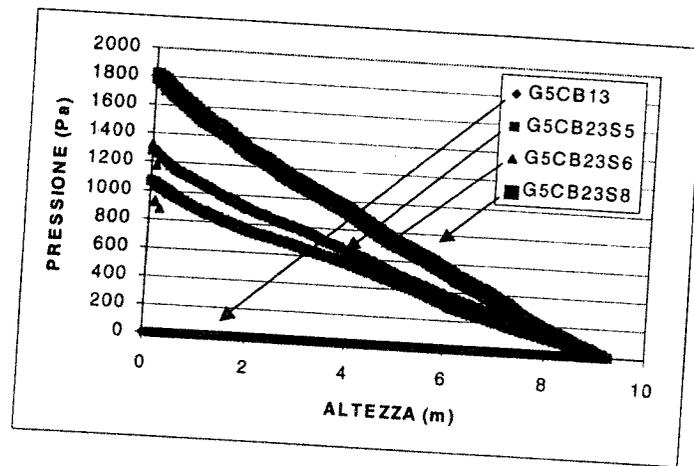


Fig. 7.6 - Andamento delle pressioni con particelle di diametro pari a 280 μm (geometria semplificata)

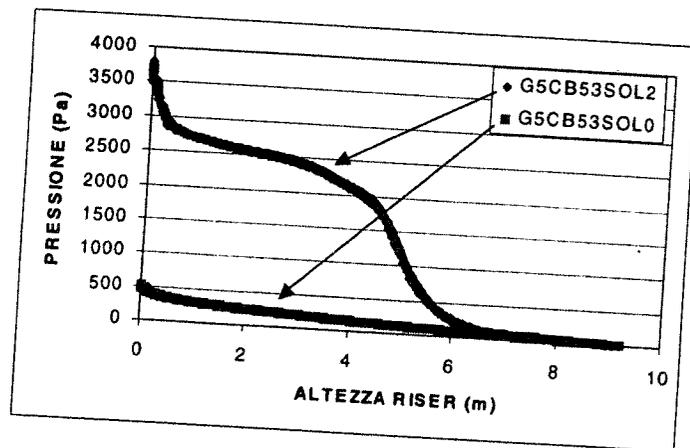


Fig. 7.7 - Andamento delle pressioni con particelle con distribuzione granulometrica (geometria semplificata)

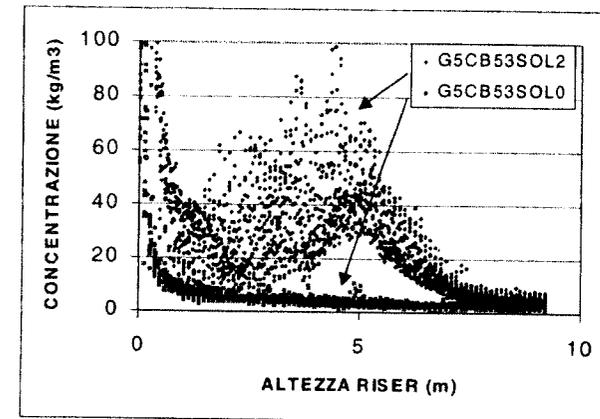


Fig. 7.8 - Concentrazione delle particelle con distribuzione granulometrica (geometria semplificata)

Nella Fig. 7.9 sono confrontati i risultati numerici ottenuti per la effettiva configurazione geometrica e fluidodinamica di funzionamento del forno (caso G3CB53 con particelle, portata 22.4 kg/s), con i risultati sperimentali e i risultati ottenuti senza considerare le interazioni tra particelle e fluidodinamica (caso G3CA03 senza particelle). Si noti intanto la notevole differenza delle curve della caduta di pressione nel forno tra il caso senza e con particelle. Inoltre, anche se il valore massimo della caduta di pressione non è previsto con sufficiente precisione, è però degno di nota che la simulazione numerica prevede un'altezza del letto denso di ca. 2 m, come presumibile dai risultati dei rilievi di pressione nel forno. E' bene ricordare che la caduta di pressione massima misurata nel forno tiene conto anche della perdita di carico della griglia, non considerata nel modello matematico. Si noti in Fig. 7.10 come il modello prevede una significativa variazione del livello di turbolenza nei gas, con un valore massimo in corrispondenza del passaggio tra la zona densa e la zona diluita. La comprensione della modifica del flusso di gas, non solo a livello macroscopico (cadute di pressione), ma anche a livello microscopico (turbolenza), è di fondamentale importanza per comprendere come i parametri di funzionamento del forno possono influenzare il micromiscelamento turbolento e, quindi, su una scala maggiore, le caratteristiche di mescolamento e omogeneità della fase gas e i tempi di permanenza di particelle solide o gassose nel forno. Caratteristiche, queste, importanti per le cinetiche chimiche e di termodistruzione nel forno.

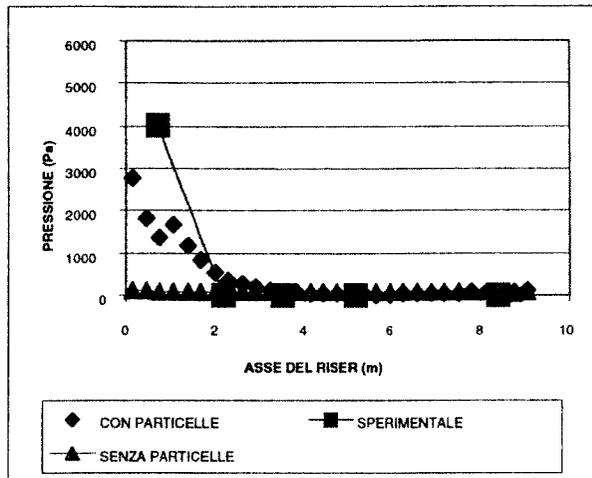


Fig. 7.9 - Confronto pressioni tra simulazione senza particelle (G3CA03) e con particelle (G3CB53) (geometria forno)

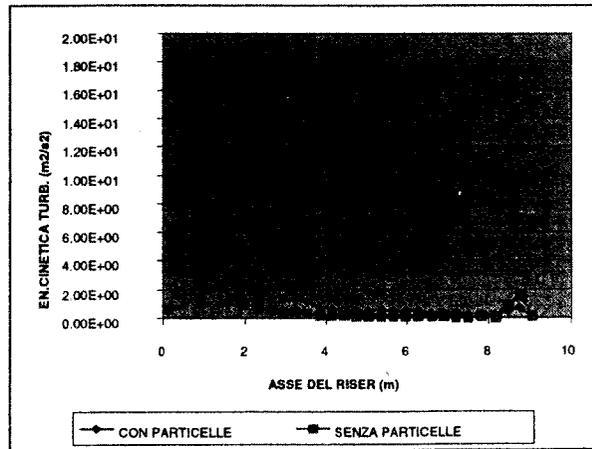


Fig. 7.10 - Confronto turbolenza tra simulazioni senza particelle (G3CA03) e con particelle (G3CB53) (geometria forno)

In merito alla distribuzione delle particelle (Fig. 7.11), il modello prevede correttamente la presenza di una zona densa sul fondo del forno ad alta concentrazione e di una zona diluita in alto. I livelli di turbolenza nel forno sono più elevati nel passaggio tra zona densa e zona diluita (Fig. 7.12), come già evidenziato dal confronto di Fig. 7.10.

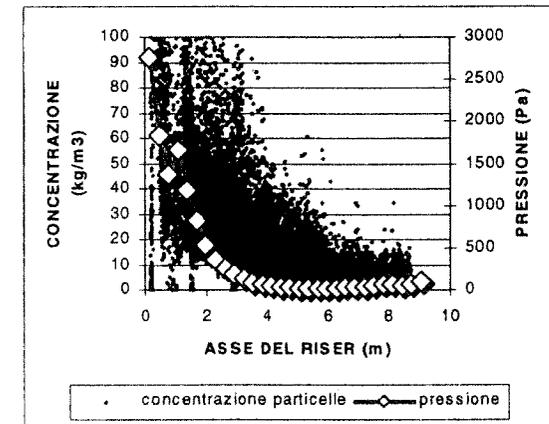


Fig. 7.11 - Pressione e concentrazione particelle calcolate nel forno (G5CB53)

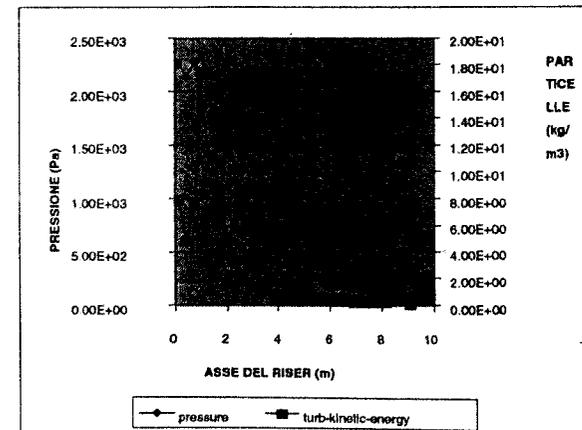


Fig. 7.12 - Pressione e turbolenza calcolate nel forno (G5CB53)

Il modello di simulazione consente di calcolare la traiettoria delle particelle solide nel forno e il tempo di permanenza. In Fig. 7.13 sono mostrate le traiettorie calcolate per particelle di diametro variabile tra 250 e 350 μm , per il caso G3CB53.

Nel calcolo delle traiettorie si è anche tenuto conto dell'effetto della turbolenza, che modifica il moto delle particelle rispetto all'ipotesi di considerare, nel calcolo, solo la velocità media del gas.

Nella Fig. 7.14 sono mostrate le traiettorie di particelle di diametro maggiore, compreso tra 450 e 550 μm , nella zona in prossimità dell'uscita del riser: si noti la tendenza delle particelle più grosse a ricircolare e a ricadere sul fondo del forno (Horio, 1997): questo moto è importante per la sua influenza sia sulla perdita di carico del riser che sul livello generale di mescolamento dei gas, in quanto provoca un moto dei gas presso la parete del forno, verso il basso che aiuta il mescolamento.

Si noti in fig. 7.15, che mostra il dettaglio della parte bassa del forno, come le particelle più grosse tendono a cadere sul fondo e a rimanere confinate in questa zona.

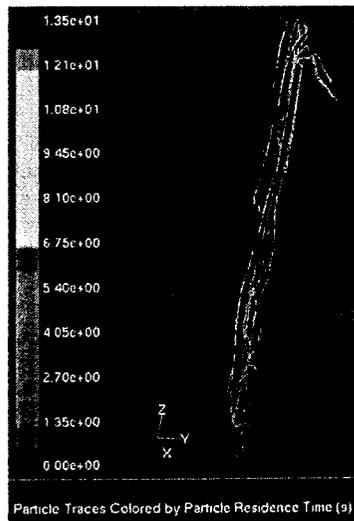


Fig. 7.13 - Traiettorie calcolate delle particelle per il caso G5CB53, diametri 250-350 μm .

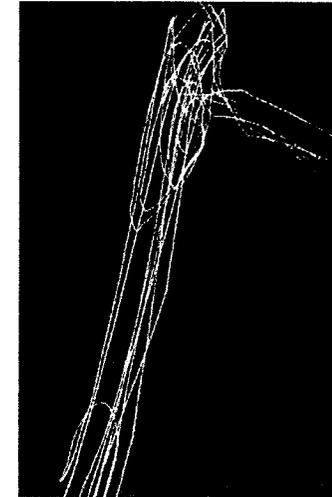


Fig. 7.14 - Traiettorie calcolate delle particelle per il caso G5CB53, diametri 450-550 μm , zona uscita riser

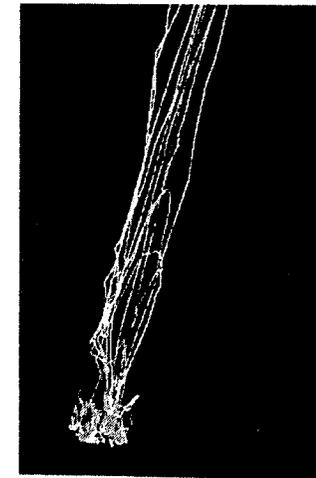


Fig. 7.15 - Traiettorie calcolate delle particelle per il caso G5CB53, diametri 450-550 μm , zona bassa del riser

7.5 - Conclusioni

L'interazione tra il moto delle particelle e la fluidodinamica della fase gas, in un letto fluido circolante, influenza sensibilmente le caratteristiche del micro e macro mescolamento all'interno della camera di combustione, con effetti sulle cinetiche chimiche di termodistruzione.

Sono stati elaborati i risultati sperimentali ottenuti durante una campagna sperimentale presso il Cnr-Irsa di Bari, con particolare riferimento al regime di fluidizzazione che s'instaura nel forno. E' stata condotta un'analisi granulometrica della sabbia utilizzata. Partendo dai dati analizzati, è stata sviluppata una procedura di calcolo per simulare il comportamento delle particelle nel forno e, quindi, di comprendere i parametri che possono consentire di migliorare la progettazione di forni simili.

Il modello numerico ha mostrato la capacità di prevedere le variazioni della caduta di pressione nel forno al variare del flusso di particelle. Descrivendo nel modello l'effettiva distribuzione granulometrica delle particelle, l'andamento della caduta di pressione nel forno assume la tipica forma a S, con la formazione di una zona densa, a maggior concentrazione di particelle, sul fondo del riser. Il valore stimato, mediante il modello, dell'altezza della zona densa, è in sufficiente accordo con le stime ricavabili dai dati sperimentali.

I risultati del modello mostrano le importanti influenze tra il moto delle particelle e le caratteristiche fluidodinamiche della fase gas; in particolare, sono stati evidenziati sia le variazioni del livello della turbolenza, specie nella zona di passaggio tra la parte densa e quella diluita del forno, che il moto di ricaduta verso il fondo delle particelle di diametro maggiore.

Il lavoro svolto consente di impostare le attività future riguardanti un'analisi numerica di maggior dettaglio del moto all'interno del riser e in particolare dei moti di ritorno delle particelle più pesanti verso il fondo; si rendono necessarie misure sperimentali con strumenti avanzati (come l'anemometro laser) del campo di moto, per un confronto più completo tra i dati sperimentali e le simulazioni numeriche.

7.6 - Simbologia

a, c, k costante

Ar_p n. Archimed particelle = $d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g / \mu^2$

C_E	coefficiente della drag force
d_p	diametro particelle (m)
F	forza scambiata tra le fasi (N)
F_D	drag force (1/s)
F_{other} (m/s^2)	ulteriori forze scambiata tra la fase gas e le particelle, per unità di massa
Fr_p	n. Froude particelle = $U_g^2 / g d_p$
F_x	ulteriori forze agenti sulle particelle oltre la drag force e la forza di gravità per unità di massa (m/s^2)
g	accelerazione di gravità ($9.81 m/s^2$)
G_g	flusso di massa del gas ($kg/s m^2$)
$G_{g,mf}$	flusso di massa del gas alla velocità min. fluidizz. ($kg/s m^2$)
G_p	flusso di massa delle particelle ($kg/s m^2$)
k	energia cinetica turbolenta (m^2/s^2)
\dot{m}_p	flusso di massa di particelle (kg/s)
p	pressione (Pa)
Re_p	n. Reynolds particelle = $d_p \rho_g U_g / \mu$
$Re_{p,mf}$	n. Reynolds particelle alla velocità minima di fluidizzazione
t	tempo (s)
u	velocità del gas (m/s)
\bar{u}	velocità media (m/s)
u'	fluttuazione turbolenta della velocità (m/s)
u_p	velocità particella (m/s)
U_g	velocità superficiale del gas (G_g/ρ_g) (m/s)
$U_{g,mf}$	min. velocità superficiale del gas per la fluidizzazione (G_g/ρ_g) (m/s)
T	temperatura (K)
T_L	vita media del vortice turbolento (s)
z	altezza (m)

simboli greci

ϵ	dissipazione turbolenta ()
ϵ_g	frazione in volume del gas, o frazione di vuoto (adimensionale)
ϵ_p	frazione in volume delle particelle (adimensionale, $1 - \epsilon_g$)
ϵ_{pd}	frazione in volume delle particelle (adimensionale) del downflow
ρ_p	densità delle particelle (kg/m^3)
ρ_g	densità del gas (kg/m^3)
	viscosità ($kg/m-s$)

apici e pedici

transizione tra diversi regimi di fluidizzazione

Ringraziamenti

Si ringrazia l'ing. Lotito del Cnr-Irsa di Bari per le utili informazioni fornite in merito all'attività sperimentale e per il contributo nell'interpretazione dei dati sperimentali.

Si ringrazia inoltre il Pastis-Cnrsm di Brindisi, nelle persone dei dott. Licciulli e Carbone, per il contributo in merito all'analisi granulometrica.

Bibliografia

Basu P. (1999): "Combustion of coal in circulating fluidized-bed boilers: a review", *Chemical Engineering Science*, **54**, 5547-5557.

Costa A.M.S., de Souza-Santos M. L. (1999): "Studies on the mathematical modeling of circulation rates of particles in bubbling fluidized beds", *Powder Technology*, **103**, 110-116.

Gouesbet G., Berlemont A. (1999): "Eulerian and Lagrangian approaches for predicting the behaviour of discrete particles in turbulent flows", *Progress in Energy and Combustion Science*, **25**, 133-159.

Horio M. (1997): "*Hydrodynamics*", Circulating Fluidized beds, edited by J.R. Grace, A.A. Avidan, T.M. Knowlton, Blackie Academic and Professional, London.

Janse A. M.C., Biesheuvel P. M., Prins W., van Swaaij W. P.M. (1999): "A novel interconnected fluidized bed for the combined ash pyrolysis of biomass and combustion of char", *Chemical Engineering Journal*, **75**, 121-130.

Karema H., Lo S. (1999): "Efficiency of interphase coupling algorithms in fluidized bed conditions", *Computers & Fluids*, **28**, 323-360.

Knobig T., Werther J., Amand L.-E. and Leckner B. (1998): "Comparison of large- and small-scale circulating fluidized bed combustors with respect to pollutant formation and reduction for different fuels", *Fuel*, **77**, 1635-1642.

Mastellone M. L., Arena U. (1999): "Carbon Attrition During the Circulating Fluidized Bed Combustion of a Packaging-Derived Fuel", *Combustion and Flame*, **117**, 62-573.

Kim S. W., Kim S. D., Won N. (1999): "Flow regimes and axial pressure profiles in a circulating fluidized bed", *Chemical Engineering Journal*, **72**, 245-252.

Werther J. (1991): "Measurement techniques in fluidized beds", *Powder Technology*, **102**, 15-36.

Zalc J.M., Muzzio F.J. (1999): "Parallel-competitive reactions in a two-dimensional chaotic flow", *Chemical Engineering Science*, **54**, 1053-1069.