

G. Donsi, G. Ferrari

Sviluppo di nuove tecniche di sterilizzazione per alimenti solidi o contenenti particelle solide

*Estratto dalla rivista
Rassegna dell'imballaggio
N° 8 Aprile 1980*

Sviluppo di nuove tecniche di sterilizzazione per alimenti solidi o contenenti particelle solide

G. Donsi e G. Ferrari

Istituto di Ingegneria Chimica-Alimentare - Università di Salerno

L'utilizzazione di differenti tecniche di fluidizzazione per la sterilizzazione a secco di solidi di diverse dimensioni viene esaminata in questa relazione con particolare riferimento alle velocità di scambio termico.

Sulla base di valutazioni teoriche e sperimentali dei coefficienti di scambio termico esterni, viene prevista una notevole riduzione della temperatura e del tempo transitorio termico rispetto ai dispositivi alternati. L'uso di uno sterilizzatore spouted bed e di uno sterilizzatore a letto fluido a due componenti sembra essere particolarmente adatto per il trattamento di particelle solide di notevoli dimensioni.

Introduzione

Il condizionamento asettico dei prodotti alimentari solidi è una operazione coinvolta sia nella conservazione dei prodotti alimentari da stoccare in vista di trattamenti successivi che nella preparazione di prodotti solidi o in forma di sospensioni solido-liquido.

Mentre per il trattamento di prodotti liquidi sono disponibili tecniche di sterilizzazione che coinvolgono l'uso di apparecchiature ben note, lo sviluppo di processi termici per prodotti solidi o liquidi contenenti parti solide è limitato da una serie di problemi legati alla differente natura delle due fasi in questione. Tali problemi si possono ricondurre ai diversi coefficienti di scambio termico delle particelle solide rispetto alla fase liquida, alla natura fragile delle particelle solide, al loro possibile danneggiamento durante il processo ed alla difficoltà di circolazione in un prodotto a due fasi in scambiatori di calore convenzionali.

Per cercare di risolvere questi inconvenienti, sono messe a punto speciali apparecchiature come lo scambiatore di calore a superficie raschiata (SSHE). Naturalmente vi sono delle limitazioni nell'utilizzo di questo tipo di scambiatori. Queste limitazioni sono connesse alle dimensioni delle particelle solide che devono essere pro-

cessate, all'incertezza nella determinazione della distribuzione del tempo di residenza della fase solida e nel possibile sovrariscaldamento della fase liquida. Infatti l'uso dell'SSHE per la sterilizzazione di particelle solide di notevoli dimensioni non è pensabile, particolarmente quando vi è l'esigenza di conservare la forma dei solidi anche dopo il trattamento, poiché essi, interferendo con le lame dello scambiatore, possono essere danneggiati.

Inoltre, per mantenere il tempo di residenza a valori accettabili, è necessario operare con un fluido di trasporto ad una temperatura molto superiore a quella richiesta per la sterilizzazione vera e propria del fluido stesso, al fine di ottenere la sterilizzazione anche al centro delle particelle solide. Tutto ciò comporta un fenomeno di sovrprocessamento sia della fase liquida che dello strato più esterno delle particelle solide.

Una possibile soluzione ai problemi che emergono nella sterilizzazione in continuo di una sospensione solido-liquido, è quella di trattare la fase liquida e la fase solida separatamente (1). Il liquido può essere sterilizzato in uno scambiatore continuo convenzionale, e unito alla fase solida prima del confezionamento, così che il suo danneggiamento dovuto al sovrprocessamento risulta

essere minimizzato. La fase solida può essere trattata a secco, in *batch* o in apparecchiature continue. Il sistema Jupiter è stato sviluppato come una possibile apparecchiatura per processare alimenti solidi allo stato secco. Le particelle solide vengono caricate in *batch* in un recipiente a doppio cono incamiciato che ruota lentamente intorno ad un'asse centrale. La rotazione del cono impartisce un moto a caduta dei solidi, i quali vengono riscaldati rapidamente dal vapore. Il solido viene raffreddato successivamente nel medesimo recipiente. (2).

In questa relazione viene proposta una apparecchiatura di sterilizzazione in continuo di tipo diverso, il cui funzionamento è basato sulla tecnica di fluidizzazione. Questa tecnica può essere utilizzata sia per il

processamento di prodotti solidi tal quali, che della componente di solidi di sospensioni solido-liquido qualora le due fasi vengano trattate separatamente o prodotte in due linee differenti. La stessa apparecchiatura può essere utilizzata per l'intero ciclo di sterilizzazione potendosi avvenire sia il processo di riscaldamento che quello di raffreddamento semplicemente cambiando la temperatura del gas fluidizzante. A causa delle eccellenti proprietà di trasporto di calore del letto fluido, si ottengono dei

coefficienti di scambio termico molto elevati così che vengono richiesti tempi di residenza molto ridotti.

Lo scopo di questo lavoro è quello di discutere la possibilità di utilizzare impianti a letto fluido per sterilizzare prodotti alimentari solidi e di definire i criteri per una appropriata progettazione di questo tipo di impianti. Vengono anche messi a confronto differenti sistemi di fluidizzazione con l'obiettivo di applicare queste tecniche ad una ampia gamma di solidi di differenti densità e dimensioni.

Fondamenti teorici

Un ciclo di sterilizzazione ideale consiste in una fase di riscaldamento molto rapida seguita da un trattamento a temperatura costante per un tempo controllato e infine da un processo di raffreddamento rapido. In questo caso, l'efficacia del processo di inattivazione microbiologica viene facilmente valutata, poiché il processo avviene a temperatura costante e il tempo di trattamento coincidono con il tempo di residenza del prodotto a quella temperatura. Una volta che sia realizzato un tempo di residenza uniforme per il prodotto, il danno termico è il più basso possibile per quella temperatura di processo. Questo ciclo è approssimato quando si processa un alimento liquido o assimilabile ad un liquido a causa delle buone proprietà di trasferimento di calore in tale fase e la quasi perfetta uniformità del tempo di residenza in una apparecchiatura di sterilizzazione progettata adeguatamente.

Quando si affronta il trattamento dei solidi, la disuniformità del tempo di riscaldamento, di raffreddamento e della temperatura non possono essere ignorate.

Esse dipendono principalmente dalle dimensioni e dalle proprietà termiche delle particelle solide, nonché dalle caratteristiche di trasporto di calore del mezzo esterno. I tempi di transizione sono particolarmente dilatati nei processi di sterilizzazione a secco, quando il mezzo esterno è un gas. Per ottenere una rapida valutazione dell'influenza delle condizioni di trasporto di calore esterne sull'efficacia del trattamento termico, è stato ana-

Lista dei simboli	
A	costante numerica nell'equazione 8
a	diffusività termica m ² s ⁻¹
B	costante numerica nell'equazione 8
C _m	costante numerica nell'equazione 2
c _p	calore specifico J kg ⁻¹ K ⁻¹
C _w	costante numerica nell'equazione 3
d _p	diametro delle particelle solide m
E	costante numerica nelle equazioni 2 e 3
h	coefficiente di scambio termico convettivo W m ⁻² K ⁻¹
k	conduttività termica W m ⁻¹ K ⁻¹
R	raggio delle particelle solide m
T	temperatura K
t	tempo s
U	velocità del gas m s ⁻¹
U _{mf}	velocità di minima fluidizzazione m s ⁻¹
Bi	numero di Biot h R/k _p
Fo	numero di Fourier a t/R ²
Nu	numero di Nusselt h R/k _g
Pr	numero di Prandtl ρ c _p /μ
Re	numero di Reynolds U ρ d _p /μ
	viscosità kg m ⁻¹ s ⁻¹
	densità kg m ⁻³
deponenti	
b	letto
c	raffreddamento
g	gas
h	riscaldamento
m	centro
o	iniziale
p	particella
s	sterilizzazione
w	superficie

lizzato un modello di un ciclo di sterilizzazione in un mezzo gassoso di particelle sferiche di notevoli dimensioni (d_p=20 mm). Il ciclo può essere schematizzato come segue: al tempo zero, le particelle solide, inizialmente alla temperatura T_c vengono messe a contatto con il fluido riscaldante alla temperatura T_h ed ha inizio la fase di riscaldamento. Quando il centro delle particelle raggiunge la temperatura di sterilizzazione desiderata T_s, si comincia a calcolare il tempo di processo. Alla fine di questo intervallo di tempo, il corpo viene immerso in una corrente di gas freddo alla temperatura T_c, ed ha inizio la fase di raffreddamento.

Arbitrariamente, la temperatura T_h è tale che:

$$\frac{T_s - T_c}{T_h - T_c} = 0,9 \quad (1)$$

La valutazione teorica della temperatura durante le fasi di riscaldamento e raffreddamento, è ottenuta accoppiando

do l'equazione di Fourier che consente di modellare il trasporto di calore all'interno delle particelle solide, all'equazione del trasporto di calore convettivo alla superficie delle particelle.

Seguendo l'approccio di Grigg e Sandner (3), una soluzione approssimata di queste equazioni è data dalla:

$$\frac{T_m - T_c}{T_h - T_c} = C_m \exp(-E Fo) \quad (2)$$

per la temperatura nel centro delle particelle T_m e dalla:

$$\frac{T_w - T_c}{T_h - T_c} = C_w \exp(-E Fo) \quad (3)$$

per la temperatura alla superficie delle particelle solide T_w. C_m e E sono costanti numeriche, i cui valori sono stati calcolati dagli Autori sopraccitati

come una funzione del numero di Biot, Bi, definito come:

$$Bi = \frac{h R}{k_p} \quad (4)$$

mentre il numero di Fourier, Fo, viene definito come:

$$Fo = \frac{a t}{R^2} \quad (5)$$

con R il raggio, k la conducibilità termica e $a = k / c_p$ la diffusività termica delle particelle solide.

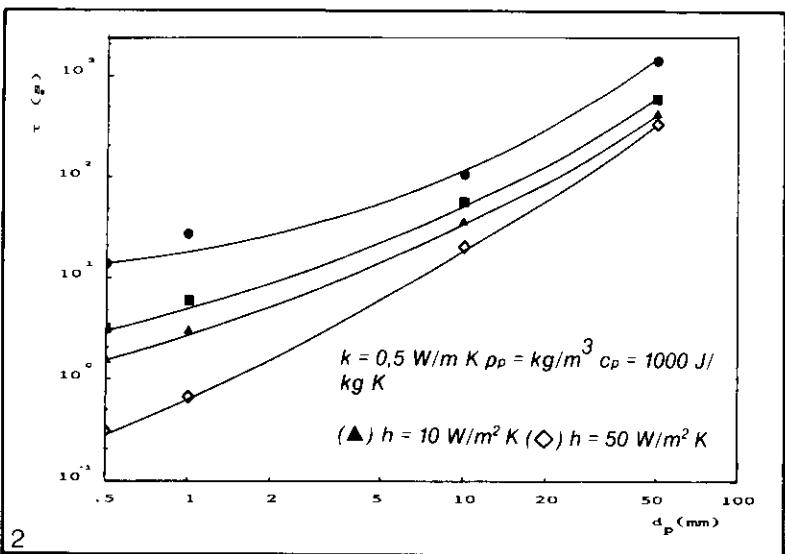
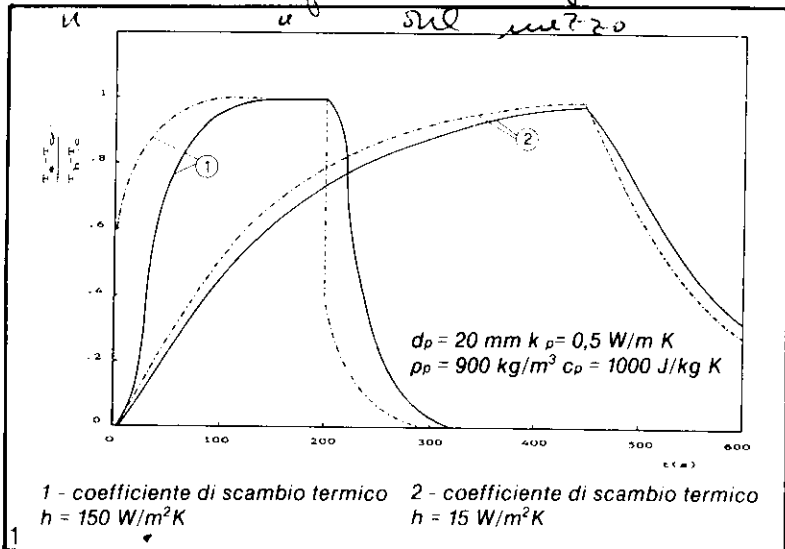
Le equazioni 2 e 3, basate sull'approssimazione al primo termine della serie e che fornisce la soluzione esatta dell'equazione di Fourier, sono valide con una approssimazione superiore a 0,01 per valori del numero di Fourier maggiori di 0,18.

In figura 1 sono riportate le curve di temperatura/tempo calcolate sulla base delle equazioni 2 e 3 per il ciclo termico descritto precedentemente in due differenti condizioni di trasporto di calore esterno, sia per la superficie che per il centro delle particelle solide.

I valori riportati dimostrano che per il riscaldamento in forni convenzionali, caratterizzati da coefficienti di scambio termico convettivo dell'ordine di 10-20 W/m²K, i tempi di riscaldamento e di raffreddamento sono molto lenti, così che il loro contributo al danno termico non può essere ignorato. Se si ottengono dei coefficienti di scambio termico esterno maggiori di un ordine di grandezza, i fenomeni di transizione sono più veloci. Tutto ciò dimostra che l'efficacia delle tecniche di sterilizzazione a secco per i prodotti solidi può essere aumentata aumentando drasticamente la velocità di scambio di calore esterno.

Una valutazione più approfondita dei tempi di riscaldamento e di raffreddamento è stata effettuata sulla base dello stesso modello per solidi di differenti dimensioni. In figura 2 sono riportati i dati per differenti valori dei coefficienti di scambio termico. I dati calcolati dimostrano che l'aumento

temperatura uniforme sulla sfera



1 - Temperatura al centro (—) e sulla superficie (---) della sfera di funzione del tempo durante un ciclo di sterilizzazione ideale per due diverse condizioni di scambio termico esterne.

2 - Tempi di riscaldamento e raffreddamento in funzione del diametro della particella per sfere sottoposte a diverse condizioni di scambio termico

di un ordine di grandezza del coefficiente di scambio termico riduce dello stesso rapporto il tempo di riscaldamento per le particelle più piccole. Anche per particelle di dimensioni maggiori si ottiene una notevole riduzione dei tempi di riscaldamento e raffreddamento. La stessa figura dimostra che un ulteriore aumento dei coefficienti di scambio termico al di sopra di 200 W/m²K è meno efficace.

Considerazioni teoriche confermano l'opportunità di aumentare i coefficienti di scambio termico tra gas e solidi fino a

valori di un ordine di grandezza maggiore di quelli ottenuti con in convezione forzata. Un tale aumento può essere ottenuto in apparecchiature che utilizzano la tecnica del letto fluido.

Principi di funzionamento del letto fluido

La fluidizzazione come tecnica di contatto tra particelle solide e gas è frequentemente utilizzata nell'industria di processo e consiste nel sospendere stabilmente un letto di particelle solide per mezzo di una corrente gassosa, grazie all'effetto di forze di attrito.

La velocità del fluido in corrispondenza della quale il fenomeno ha inizio è detta velocità minima di fluidizzazione U_{mf} . Le principali caratteristiche di questa tecnica sono l'intensa circolazione dei solidi, gli elevati coefficienti di scambio termico e di massa ottenuti in conseguenza della fluidodinamica del sistema (4). Non tutti i solidi possono però essere fluidizzati.

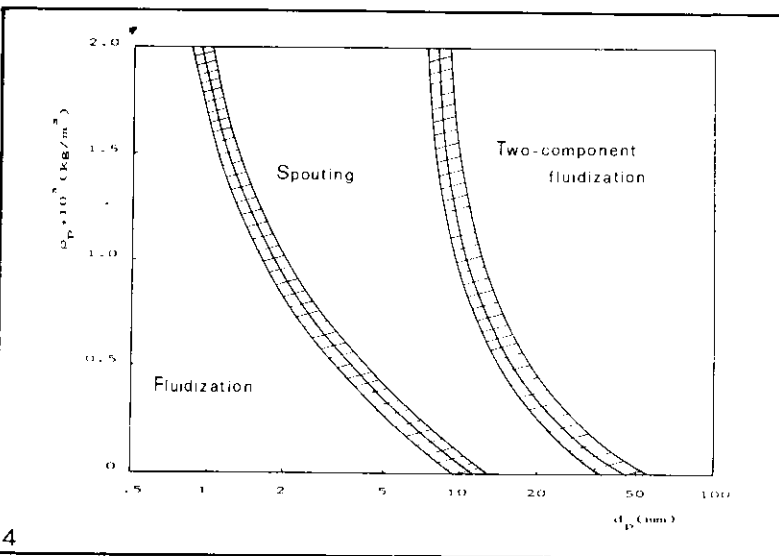
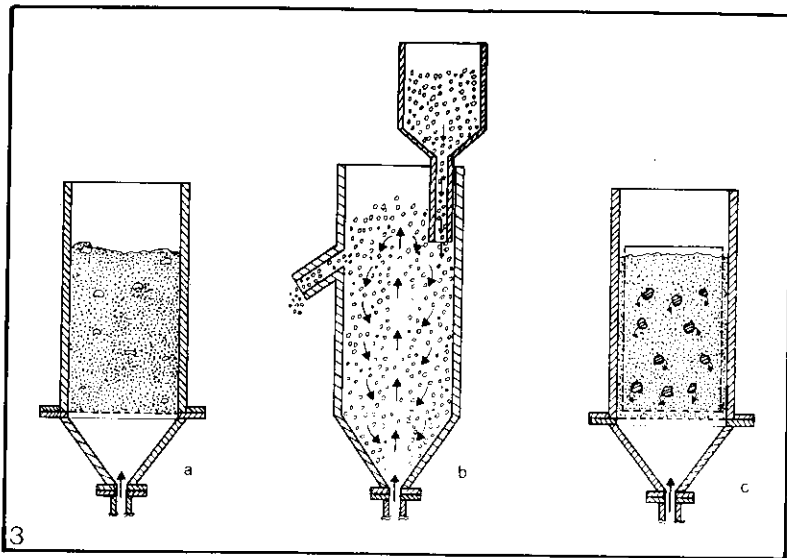
Le dimensioni e la forma delle particelle sono i principali parametri che influenzano il comportamento alla fluidizzazione. Particelle grandi o di forma non regolare richiedono, per essere fluidizzate, elevate velocità del fluido e danno luogo a letti poco stabili. Tutto ciò limita le potenziali applicazioni della fluidizzazione ai processi tipici dell'industria alimentare.

Allo scopo di trattare solidi di notevoli dimensioni sono disponibili apparecchiature basate sulla tecnica di fluidizzazione e illustrate in figura 3 e alternativa al letto fluido convenzionale (figura 3a).

Esse sono lo *spouted bed* e il letto fluido a due componenti. Lo *spouted bed* (figura 3b) è una apparecchiatura a base conica in cui la circolazione delle particelle solide è attivata da un getto centrale di gas. In tale apparecchiatura è possibile trattare particelle solide di notevoli dimensioni con dei coefficienti di scambio termico vicini a quelli della fluidizzazione diretta, con velocità di flusso di gas inferiori.

Il letto fluido a due componenti (figura 3c) è costituito da particelle fini di materiale inerte in cui vengono immerse le particelle di solidi grossolani che devono essere trattate. Queste ultime flottano liberamente nel letto di fini. In tale apparecchiatura si realizzano eccellenti proprietà di trasporto termico, mentre la velocità di fluidizzazione è quella delle particelle fini e quindi molto bassa (5, 6). Il letto a particelle fini agisce come un vettore termico intermedio, l'unico inconveniente essendo l'aumento del volume dell'impianto rispetto al caso di fluidizzazione diretta.

Per avere una rapida valutazione sulla più opportuna scelta tra le tecniche descritte, è possibile utilizzare il diagramma di stato riportato in figura 4. Questo fornisce i limiti consigliati di operabilità dei differenti metodi di fluidizzazione in funzione delle dimensioni e della densità delle particelle, nell'ipotesi che non venga superata la velocità del fluido di 4 m/s. Da tale figura si evince che quasi tutti i solidi di interesse per l'industria alimentare possono essere processati in sistemi fluidizzati, purché venga scelta adeguatamente l'apparecchiatura di contatto. Le proprietà di trasporto di calore dei sistemi descritti prece-



3 - Tipi di apparecchiature di fluidizzazione:

(a) Letto fluido (b) Spouted bed (c) letto fluido a due componenti

4 - Regimi di fluidizzazione per particelle di diverse densità e dimensioni

dentemente possono essere valutate mediante correlazioni reperibili in letteratura per quanto riguarda letti fluidizzati e *spouted beds*. Per i letti a due componenti non sono disponibili correlazioni adeguate e pertanto le proprietà di trasporto termico possono essere valutate unicamente sulla base di dati sperimentali.

Parte sperimentale

Proprio a causa della mancanza di dati specifici sui valori dei coefficienti di scambio termico nella fluidizzazione a due componenti, sono state effettuate delle determinazioni sperimentali di questi parametri per un sistema modello.

L'apparecchiatura sperimentale, schematizzata in figura 5, consiste in una colonna di fluidizzazione in acciaio 150 mm ID, di 800 mm di altezza, alla cui base si trova la piastra porosa di distribuzione del gas. Il mezzo di fluidizzazione è aria la cui portata, misurata a mezzo di un rotometro, è preriscaldata fino alla temperatura di prova da uno scambiatore di calore elettrico, la cui potenza è regolata elettronicamente. La temperatura dell'aria viene misurata all'uscita dello scambiatore e all'interno del letto mediante termocoppie e registrata su carta. Gli esperimenti sono stati condotti utilizzando particelle di silice (dimensioni 200-400 micron) come solido fine inerte e sfere metalliche (in rame o alluminio) come corpi immersi. Sono state utilizzate sfere di dimensioni diverse e differenti velocità di flusso del gas. Durante la sperimentazione è stata effettuata la registrazione continua al temperatura al cen-

tro della sfera per mezzo di un termocoppia sottile (0,5 mm OD) che costituisce un vincolo al libero movimento della sfera. Poiché la conducibilità termica delle sfere immerse è molto alta, il numero di Biot può essere considerato uguale a zero. La temperatura della sfera può essere pertanto considerata uniforme e può essere usata una semplice equazione esponenziale per descrivere la relazione temperatura/tempo:

$$\frac{T_b - T}{T_b - T_0} = \exp(-3h/c_p R) \quad (6)$$

essendo T_b la temperatura del letto e T_0 la temperatura iniziale della sfera.

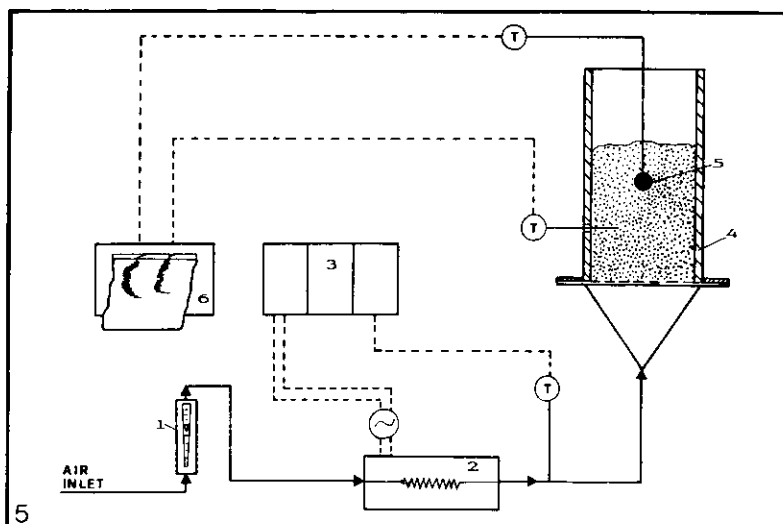
Questa equazione consente una rapida valutazione del coefficiente di scambio termico h sulla base della registrazione sperimentale della temperatura all'interno della sfera in funzione del tempo.

I risultati sono presentati nella figura 6 in cui vengono mostrati i coefficienti di scambio termico in funzione del diametro delle sfere per due differenti velocità di flusso riferite alla velocità minima di fluidizzazione delle particelle fini.

I dati sperimentali confermano che in questo sistema è possibile ottenere velocità di scambio termico elevate e dello stesso ordine di grandezza di quelle ottenibili nella fluidizzazione diretta, anche quando si tratta di particelle di dimensioni notevoli.

Prestazioni termiche delle tecniche di fluidizzazione

Sulla base delle conclusioni teoriche disponibili e dei dati sperimentali, è possibile valutare i coefficienti di scambio termico tra particelle solide e gas che ci si deve aspettare quando sono usate le differenti tecniche di fluidizzazione descritte precedentemente. Questi coefficienti



5 - Apparecchiatura sperimentale.

- (1) Flussimetro
- (2) Scambiatore di calore
- (3) Controllore elettronico
- (4) Colonna di fluidizzazione
- (5) Sfera immersa
- (6) Registratore multicanale

sono stati calcolati per il range di dimensioni di interesse e riportati in tabella 1.

Fluidizzazione diretta

I coefficienti di scambio termico tra il gas e le particelle per velocità di fluidizzazione non elevate possono essere valutati facendo uso di una correlazione semiempirica del tipo (7):

$$Nu = 2,0 (1,0 + 0,7 Re^{0,2} Pr^{1/3}) \quad (7)$$

dove il numero di Nusselt ($Nu = h/kgD$) è stato usato per correlare i dati in analogia con i fenomeni convettivi tra fluido e superfici.

I valori dei coefficienti convettivi calcolati sono riportati in tabella 1, da cui si evince che, all'aumentare delle dimensioni delle particelle solide, i valori dei coefficienti diminuiscono drasticamente fino a valori così bassi da essere ritenuti inaccettabili.

Ciò conferma l'opportunità di utilizzare differenti tecniche di

contatto per particelle che abbiano dimensioni all'incirca maggiori di 1 mm.

Spouted bed

I dati dei coefficienti di scambio termico tra gas e particelle nella zona del getto dello *spouted bed* sono stati calcolati e riportati in tabella 1 utilizzando la seguente correlazione suggerita dalla letteratura (8):

$$Nu = A + B Re^{0,55} Pr^{1/3} \quad (8)$$

in cui A e B sono funzioni del tipo di getto, e sono state calcolate sulla media delle condizioni fluido-dinamiche.

Negli *spouted beds*, il coefficiente di scambio termico non è uniforme all'interno del sistema, ma varia di circa un ordine di grandezza tra la zona di getto e la zona anulare. Nell'ipotesi che si abbia una buona ricircolazione del solido, il tempo di residenza nella zona anulare è così breve che il tempo di riscaldamento è scarsamente influenzato dai coefficienti che in tale zona hanno valori inferiori.

Fluidizzazione a due componenti

Come è stato illustrato nella parte sperimentale, i valori dei coefficienti di trasporto termico fra i corpi sferici flottanti e il letto di particelle fini sono stati misurati per un sistema modello, e i valori sperimentali sono stati riportati in tabella 1. I valori considerati sono riferiti alla minore velocità di fluidizzazione, che è quella che consente maggiormente di mini-

Tabella 1 - Coefficiente di trasporto di calore per le diverse tecniche di fluidizzazione.

Fluidizzazione diretta		Spouted bed		Fluidizzazione a due componenti	
d_p (mm)	h (W/m ² K)	d_p (mm)	h (W/m ² K)	d_p (mm)	h (W/m ²)
0.2	308	2.0	405	8.0	350
0.5	136	3.0	362	12.0	340
1.0	76	4.0	337	16.0	321
2.0	44	5.0	325	20.0	299

mizzare i danni dovuti all'attrito dei solidi immersi.

Discussione dei risultati

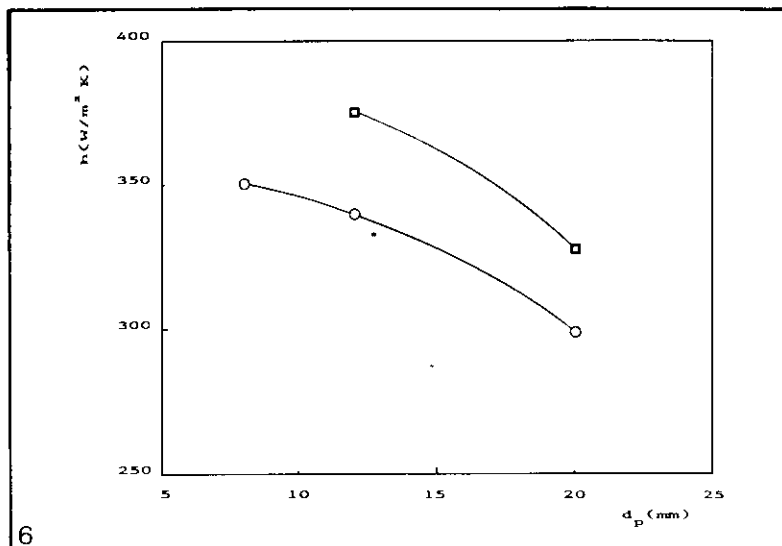
Come appare dai dati presentati precedentemente, tutte le tecniche di fluidizzazione considerate determinano un aumento della velocità di scambio termico ed una riduzione del tempo di riscaldamento/raffreddamento tale da approssimare significativamente un ciclo di sterilizzazione ideale.

L'efficienza del trasporto termico non è l'unico parametro che deve essere preso in considerazione nello scegliere fra le varie alternative di processo. Nel valutare le prestazioni globali dell'impianto devd essere considerato anche il tempo di residenza dei solidi. Quando in sistemi di tipo *batch*, il tempo di residenza è fissato in modo da eguagliare il tempo di processo richiesto dal tipo di solido da trattare risulta costante per l'intero *batch*.

D'altra parte uno dei vantaggi potenziali delle tecniche a letto fluido, è quella di poter operare in continuo, grazie alla facilità di carico e scarico dei solidi e alla possibilità di accoppiamento con un trasporto pneumatico. Se si considera un'operazione di tipo continuo, sono necessarie alcune considerazioni sul comportamento di tali sistemi.

Un letto fluido infatti deve essere considerato, rispetto al solido alimentato in continuo come un reattore a completa miscelazione. Ciò significa che la distribuzione dei tempi di residenza delle particelle solide è molto più ampia e può considerarsi compresa fra zero e infinito. Ciò annullerebbe tutti i vantaggi elencati con un conseguente sovrprocessamento dei solidi, nel caso in cui si debba garantire un tempo di residenza minimo.

Senza addentrarci nella teoria della distribuzione dei tempi di residenza in letti fluidizzati, è possibile dimostrare che l'introduzione di un ritardo deterministico fra l'ingresso e l'uscita delle particelle nel sistema può, considerevolmente ridurre l'effetto di *backmixing*. Ciò è praticamente ottenibile introducendo all'interno del letto fluido dei setti di separazione tra i condotti di carico e scarico dei solidi.



6 - Valori sperimentali del coefficiente di scambio termico in funzione del diametro delle particelle in un letto fluido a due componenti per due diverse velocità di fluidizzazione.

(○) $U/U_{mf} = 1,7$
(□) $U/U_{mf} = 2,3$

Questi criteri di progettazione, già sperimentati in altre applicazioni nell'industria chimica, rendono completamente possibile la realizzazione di cicli termici che si approssimano a quelli ideali. Nelle operazioni in letto fluido a due componenti, le particelle solide grossolane sono confinate all'interno di cesti o di altri contenitori e ciò consente di inserirle o rimuoverle meccanicamente senza fermare il letto. Tutto ciò simula un'operazione *batch* per quanto riguarda i tempi di residenza dei solidi che devono essere processati.

Conclusioni

In accordo con i dati presentati finora, è possibile concludere che le tecniche di fluidizzazione possono essere ragionevolmente prese in considerazione per tutte quelle applicazioni in cui è richiesto un trattamento separato dei solidi, o qualora si ritenga opportuna una sterilizzazione a secco. La possibilità di ridurre sia i tempi di riscaldamento che quelli di raffreddamento suggerisce la progettazione di una apparecchiatura a doppio letto per poter compiere l'intero ciclo in continuo, mentre l'operazione in *batch* può essere fatta avvenire in un letto singolo convertendo la linea di alimentazione da gas caldo a gas freddo.

La sterilizzazione a letto fluido può essere favorevolmente confrontata con altre tecniche sviluppate per processi termici a secco di solidi, basati sull'attivazione dello scambio di calore mediante un'agitazione meccanica delle particelle. Infatti, le velocità di trasferimento di calore ottenute sono molto elevate, ed inoltre si ha una diminuzione del danneggiamento delle particelle dovuto a fenomeni di attrito.

Quando vengono trattate particelle solide di dimensioni maggiori di 5 mm o più, la possibilità di utilizzare apparecchiature di contatto diverse dai letti fluidizzati convenzionali, è di particolare interesse. In questo caso, una vera e propria fluidizzazione non produce un sufficiente aumento della velocità di scambio termico, mentre l'utilizzazione di *sprouted beds* e di letti fluidizzati a due componenti consente di ottenere coefficienti di scambio termico molto più elevati. La fluidizzazione a due componenti ha l'ulteriore vantaggio di simulare un'operazione *batch* per soddisfare le necessità di tempi di residenza delle particelle solide controllati, senza che si renda necessario fermare l'impianto. ■

(Relazione presentata a Parma, il 27 ottobre 1989, in occasione del convegno "Trattamento e confezionamento asettico degli alimenti in Europa", organizzato da E.A. Fiere di Parma).

BIBLIOGRAFIA

- 1) **Murray, S.A.** *Thermal processing of particulate containing liquid foods.* Proc. of Symposium on Aseptic Processing and Packaging of Foods, Lund University, sept. 1985, p. 81-99.
- 2) **Hersom A.C.** and **Shore D.T.** *The development of a commercially operating system for the aseptic processing of foods comprising sauce and solid component.* Proc. of the IFT Conference, New Orleans 1980.
- 3) **Grigull U.** and **Sandner H.** in *Heat Conduction*, Springer Verlag Int. Series in Heat and Mass Transfer, Berlin 1984.
- 4) **Davidson J.F., Clift R.** and **Harrison D.**, eds. *Fluidization*. Academic Press, London 1985.
- 5) **Rios G.M., Baxerres H.G.** and **Gibert J.L.** *Potential applications of fluidization to food preservation.* Chap. 7 in *Development in Food Preservation*, S. Thorne Ed. Appl. Sci. Publ., New York 1983.
- 6) **Donsi G. e Ferrari G.** *Applicazioni della fluidizzazione ai processi dell'industria alimentare.* Impiantistica italiana, Anno 1, n° 3, 1988, p. 209-12.
- 7) **Xavier A.M.** and **Davidson J.F.** *Heat transfer in fluidized beds in Fluidization*, Davidson J.F., Clift R. and Harrison D. Eds., Academic Press, London 1985.
- 8) **Mathur K.B.** and **Epstein N.** *Spouted beds.* Academic Press, London 1974.