

ABBATTIMENTO DI INQUINANTI: NUOVE TECNOLOGIE PER MIGLIORARE L'IMPATTO AMBIENTALE E RIDURRE I COSTI DI ESERCIZIO.

E. Brunazzi*, F. Magelli°, C. Merello*, S. Pintus*, A. Paglianti°, G. Premoli§

*Dipartimento di Ingegneria Chimica, Chimica Industriale e Scienza dei Materiali,
Università di Pisa, I-56126 Pisa.

°Dipartimento di Ingegneria Chimica, Mineraria e delle Tecnologie Ambientali.,Università di Bologna, I-40136
Bologna.

§Sulzer Chemtech Italia srl Piazza Duca D'Aosta, 12 20124 Milano, Italy

SOMMARIO

La necessità, sempre più stringente, di ridurre l'impatto ambientale dei siti produttivi ha portato negli ultimi anni ad una ottimizzazione delle apparecchiature utilizzate per il trattamento degli effluenti. Particolare attenzione è stata dedicata alla progettazione ed alla realizzazione di interni in grado di assicurare elevate efficienze di abbattimento senza indurre l'insorgere di elevate perdite di carico. In questa ottica sono stati sviluppati nuovi riempimenti di tipo strutturato in grado di migliorare le prestazioni di colonne utilizzate nel processo di assorbimento e nuovi miscelatori, di tipo statico, in grado di effettuare l'operazione di miscelazione all'interno di condotti.

In questo lavoro saranno presentate alcune considerazioni, basate su risultati sperimentali ottenuti in laboratori universitari ed alcuni dati di impianto, atte ad evidenziare come l'uso di interni, formati da un alternarsi di canali aperti, possa permettere di migliorare le prestazioni di apparecchiature utilizzate nell'industria di processo. In particolare saranno analizzati i riempimenti strutturati della classe Mellapak® ed i miscelatori statici della classe SMV® ambedue prodotti dalla Sulzer Chemtech.

INTRODUZIONE

Le colonne a riempimento sono comunemente utilizzate in molti impianti chimici e petrolchimici al fine di facilitare i processi di scambio di materia. I processi in cui queste possono essere utilizzate variano dalla rimozione di inquinanti da una corrente gassosa con l'utilizzazione di un solvente (assorbimento), alla rimozione di un inquinante volatile presente in fase liquida mediante l'uso di una corrente gassosa (stripping), o ad altre operazioni (es. distillazione, estrazione con solvente, reazione chimica, etc.).

Oltre a queste operazioni condotte essenzialmente in apparecchiature progettate appositamente, le colonne, esiste una classe di operazioni che possono essere condotte direttamente nelle tubazioni o nei condotti di trasporto. Nel caso in cui, ad esempio, due correnti debbano essere premiscelate prima dell'immissione in un reattore o nel caso in cui il reattore stesso sia di tipo tubolare.

I due tipi di interni, i riempimenti strutturati e i miscelatori statici, presentano forti analogie geometriche [1]. Infatti, ambedue le tipologie sono prodotte sovrapponendo singole lamiere con orientazione opposta, in modo che l'unità risultante sia caratterizzata da una struttura a canali aperti incrociati. Tali canali dividono la corrente principale in diverse correnti. Oltre allo spostamento laterale causato dall'inclinazione dei canali ogni corrente, ad ogni intersezione, viene suddivisa in ulteriori sottocorrenti inviate a canali adiacenti. In condotte o in colonne, gli elementi vengono montati sfalsati di un angolo di 90° l'uno rispetto all'altro: in tal modo, le disomogeneità di concentrazione, temperatura o velocità sono, sull'intera sezione di flusso, fortemente ridotte. Nella Figura 1 è riportato un disegno schematico che mostra il singolo modulo di un miscelatore statico o di un riempimento strutturato. La figura mostra come le singole lamiere siano

sovrapposte le une alle altre.

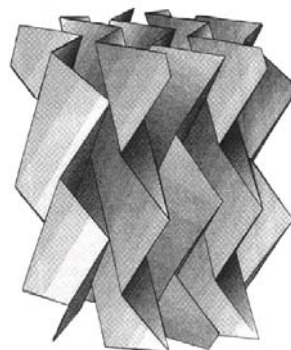


Fig. 1. Rappresentazione schematica di un modulo di un riempimento strutturato o di un miscelatore statico.

La differenza geometrica più significativa fra le due tipologie di interni è dovuta alle dimensioni dei canali costituenti il singolo modulo. Mentre in un riempimento strutturato la dimensione del canale è costante al variare della dimensione della colonna in cui il riempimento verrà inserito in un miscelatore statico la dimensione del canale dipende dalla dimensione del condotto in cui il riempimento verrà introdotto. Nella Figura 2 è riportata una rappresentazione semplificata di come le correnti si suddividano e si ricombinino all'interno di un miscelatore statico o di un riempimento strutturato.

La figura mostra come i singoli moduli siano ruotati uno rispetto all'altro al fine di migliorare la miscelazione delle correnti.

Fra le numerose possibili applicazioni, l'assorbimento ha un ruolo fondamentale nell'abbattimento di inquinanti gassosi.

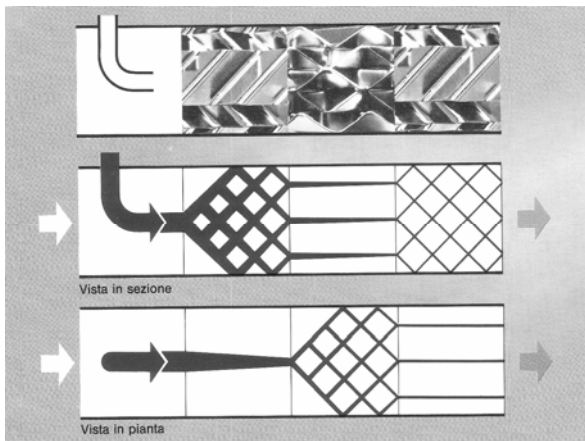


Fig. 2. Rappresentazione schematica del processo di miscelazione all'interno un riempimento strutturato o di un miscelatore statico [2].

Ad esempio gas acidi, quali HCl o SO₂, sono generalmente rimossi per assorbimento con soluzioni alcaline. Altre applicazioni frequenti nell'industria di processo sono l'abbattimento di composti organici volatili (VOCs) ottenuto con miscele di glicol dimetil eteri (conosciuti commercialmente con il nome di Genosorb). A causa della maggiore attenzione all'impatto ambientale dei processi, la legislazione ha imposto che l'efficienza degli impianti di abbattimento sia aumentata; in quest'ottica l'uso di riempimenti di nuova generazione può risultare molto più appetibile che in passato.

I riempimenti a canali aperti associano ad una eccellente efficienza di trasferimento di materia una bassa perdita di carico: quindi questi interni permettono, a parità di potenzialità, di ridurre il diametro delle apparecchiature utilizzate per l'operazione mantenendo bassi costi di esercizio.

La riduzione dei costi di esercizio è originata da un ridotto consumo energetico e da operazioni di manutenzione decisamente limitate. Nel processo di assorbimento, la maggior efficienza dei riempimenti strutturati, rispetto ai comuni riempimenti tipo random, è essenzialmente dovuta alla elevata superficie di scambio che questi riempimenti sono in grado di fornire mentre le ridotte perdite di carico dipendono dall'alto grado di vuoto e dalla struttura regolare dei canali che, al contrario dei riempimenti di tipo random, non induce contrazioni ed espansioni del flusso durante l'attraversamento. Altra caratteristica importante di questo tipo di riempimento è il ridotto hold-up di liquido che viene trattenuto in colonna. Questa proprietà rende le colonne con riempimento strutturato preferibili alle colonne a piatti in tutte quelle applicazioni in cui è previsto l'uso di liquidi pericolosi. Altre qualità, che fanno i riempimenti strutturati interni decisamente interessanti, sono la facilità con cui dati sperimentali, ottenuti in piccole colonne di laboratorio, possono essere utilizzati per la progettazione di apparecchiature utilizzate in impianto [3] e la riduzione dei problemi dovuti all'insorgere di maldistribuzioni della fase gassosa o della fase liquida [4].

Fino ad oggi la maggior controindicazione, che ha limitato l'uso dei riempimenti strutturati, è stato l'alto costo, rispetto ai riempimenti di tipo random. Il vincolo economico implica quindi che, se per colonne equipaggiate con riempimenti di tipo random un sovradimensionamento è comunque accettabile, nel caso di colonne con riempimento di tipo strutturato il dimensionamento deve essere accurato per limitare l'inutile acquisto di riempimenti estremamente efficienti ma costosi. Poiché non è accettabile

sovradimensionare l'apparecchiatura, la corretta progettazione delle colonne deve quindi essere effettuata in stretto rapporto con le ditte che producono i riempimenti. Lo scopo di questo lavoro è di fornire alcuni criteri semplificati che permettano, ai potenziali utilizzatori, di stimare con rapidità le dimensioni delle colonne necessarie per la loro applicazione specifica.

I RIEMPIMENTI STRUTTURATI

Le caratteristiche geometriche.

I riempimenti strutturati possono essere forniti o in elementi a forma di parallelepipedo, per colonne di grandi dimensioni, o in elementi a forma cilindrica, per colonne di piccole dimensioni. Nella Foto 1 è mostrata una installazione tipica in una colonna di grandi dimensioni mentre nella foto 2 è mostrata una installazione in una colonna di piccole dimensioni [5].



Foto 1. L'installazione di un elemento di riempimento strutturato in una colonna di grandi dimensioni



Foto 2. L'installazione di un elemento di riempimento strutturato in una colonna di piccole dimensioni

La superficie dei riempimenti di tipo strutturato è rilevata e scanalata al fine di aumentare la turbolenza facilitando, in tal modo, i processi di scambio di materia. I riempimenti prodotti dalla Sulzer Chemtech si suddividono in due famiglie, BX e Mellapak, a seconda se le lamiere costituenti il riempimento siano realizzate in tessuto metallico o in sottili lamiere. Altra differenza fra le due famiglie è l'angolo di inclinazione dei canali rispetto alla direzione orizzontale; per BX generalmente è pari a 60° mentre per Mellapak è, generalmente, pari a 45°.

Negli ultimi anni è stato notato sperimentalmente come un aumento dell'angolo di inclinazione permetta di aumentare la capacità della colonna (l'ingolfamento avviene per portate della fase gassosa maggiori [6]), ma come, purtroppo, induca un peggioramento delle prestazioni della colonna da un punto di vista di trasferimento di materia [7]. Quindi, negli ultimissimi anni, gli sforzi maggiori sono stati indirizzati alla realizzazione di una nuova classe di riempimenti che fossero in grado di associare alla elevata capacità dei riempimenti con

angolo di inclinazione di 60° le buone caratteristiche di scambio di materia tipiche dei riempimenti con angolo pari a 45°. Sulla base di osservazioni sperimentali e di analisi teoriche [8, 9, 10, 11] è stato individuato che il fenomeno di ingolfamento è originato da un accumulo di liquido all'interfaccia fra due elementi adiacenti. Sulla base di questi risultati è stata realizzata una nuova famiglia di riempimenti, chiamata MellapakPlus la cui forma semplificata è riportata in Figura 3 [12].

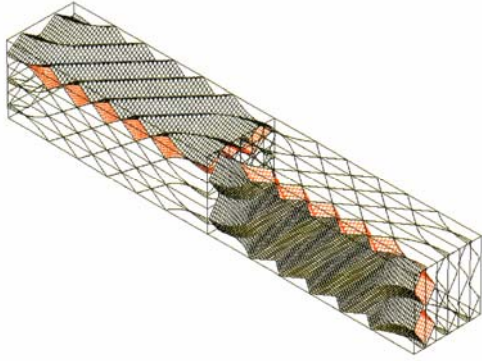


Fig. 3. Rappresentazione schematica di un riempimento strutturato della famiglia MellapakPlus [12].

I nuovi riempimenti, inducendo minori perdite di carico all'interfaccia fra due elementi consecutivi, permettono di elevare la capacità delle colonne in cui sono inseriti mantenendo una elevata efficienza di scambio di materia.

Il processo di scambio di materia.

Per il dimensionamento delle colonne operanti con riempimenti strutturati, o con miscelatori statici, è possibile utilizzare la teoria dei due film. Le ipotesi fondamentali, alla base della suddetta teoria, sono che sia possibile assumere le condizioni di equilibrio all'interfaccia fra la fase liquida e quella gassosa e che la resistenza complessiva di scambio di materia possa essere calcolata come la somma di due resistenze poste in serie, la resistenza in fase gas e la resistenza in fase liquida.

Quindi la resistenza complessiva, ovvero l'inverso del coefficiente di scambio totale, può essere calcolata come:

$$\frac{1}{K_g \cdot a_e} = \frac{1}{k_g \cdot a_e} + m \cdot \frac{1}{k_l \cdot a_e}, \quad (1)$$

dove k_g e k_l sono, rispettivamente, il coefficiente di scambio in fase gas ed il coefficiente di scambio in fase liquida, a_e è la superficie specifica e m l'inclinazione della curva di equilibrio.

Al fine di valutare i coefficienti di scambio in fase gas ed in fase liquida, nelle sezioni successive, saranno mostrati alcuni dati sperimentali ottenuti assorbendo HCl e SO₂ in soluzioni di NaOH, processo con sola resistenza in fase gassosa, e dati sperimentali relativi al desorbimento di CO₂ da acqua in aria, processo controllato dalla resistenza in fase liquida.

La valutazione della superficie di scambio.

Il corretto dimensionamento di una apparecchiatura per lo scambio di materia non può prescindere dalla conoscenza della superficie di scambio effettivamente disponibile per il processo. Per colonne che utilizzino riempimenti di tipo strutturato esistono alcune relazioni semiempiriche [13, 14, 15] ed altre sviluppate sulla base dello studio della

fluidodinamica di un film cadente [16, 17].

Nel corso del presente lavoro sarà utilizzato l'approccio suggerito da Brunazzi et al. [16] e da Nardini et al. [17] poiché non introduce alcun parametro di natura empirica ma solo la misura sperimentale dell'hold-up di liquido in colonna. Secondo i suddetti autori la frazione della superficie geometrica del riempimento che effettivamente partecipa al processo può essere valutata come:

$$\frac{a_e}{a_g} = \left(\frac{d_e}{4}\right) \cdot \left(\frac{h_l}{\varepsilon}\right)^{1.5} \cdot \left(\frac{\rho_l \cdot g \cdot \sin \vartheta \cdot \sin \vartheta \cdot \varepsilon}{3 \cdot \mu_l \cdot U_{sl}}\right)^{0.5} \quad (2)$$

Questa equazione è risultata valida per i riempimenti della classe Mellapak, per i miscelatori statici e per i riempimenti della classe BX. Per questi ultimi è necessario utilizzare come hold-up del liquido la sola componente dinamica, relativa al film cadente, evitando l'introduzione della componente statica, relativa al liquido impregnante la garza.

La valutazione dell'hold-up di liquido può essere effettuata, per la classe dei riempimenti tipo Mellapak, utilizzando la relazione suggerita da Suess e Spiegel [8]:

$$h_l = c \cdot a_g^{0.83} \cdot (3600 \cdot U_{sl})^b \cdot \left(\frac{\mu_l}{\mu_{o,l}}\right)^{0.25}, \quad (3)$$

dove i parametri c e b dipendono dalla velocità superficiale del liquido e il rapporto $\mu_l/\mu_{o,l}$ è il rapporto fra la viscosità del liquido utilizzato nel processo e quella dell'acqua misurata a 20°C. Per la classe BX, Torelli [18] ha proposto la seguente equazione:

$$h_l = 0.82 \cdot U_{sl}^{0.64} \cdot \left(\frac{\mu_l}{\mu_{o,l}}\right)^{0.25} \quad (4)$$

La valutazione del coefficiente di scambio nella fase gassosa.

Per la valutazione del coefficiente di scambio nella fase gassosa la maggior parte dei lavori pubblicati in letteratura utilizza la correlazione proposta da Bravo et al. [13]

$$Sh_g = c_g \cdot Re_{g,eff}^{0.8} \cdot Sc_g^{0.33}, \quad (5)$$

dove la costante di proporzionalità c_g risulta uguale a 0.054 e il numero di Reynolds è calcolato utilizzando la velocità relativa fra le due fasi, calcolata come:

$$U_{rel} = \frac{U_{sg}}{(1-h_l) \cdot \varepsilon \cdot \sin \vartheta} \pm \frac{U_{sl}}{h_l \cdot \varepsilon \cdot \sin \vartheta} \quad (6)$$

Il segno \pm si riferisce, rispettivamente, alla configurazione con flusso in controcorrente (+) o equicorrente (-).

La figura 4 mostra il confronto fra i dati sperimentali di $k_g \cdot a_e$ ed i dati calcolati utilizzando le equazioni proposte da Nardini et al. [17] e da Bravo et al. [13]. I dati sperimentali si riferiscono all'assorbimento di SO₂ con una soluzione di NaOH, il riempimento utilizzato è un BX in plastica.

Dall'analisi dei risultati riportati nella Figura (4) è possibile concludere che l'uso della relazione proposta da Nardini et al. [17] permette di predire con buona accuratezza i risultati sperimentali. Questo risultato può, senza dubbio, essere attribuito ad una maggior precisione nella stima della superficie del riempimento che partecipa al processo di trasferimento di materia.

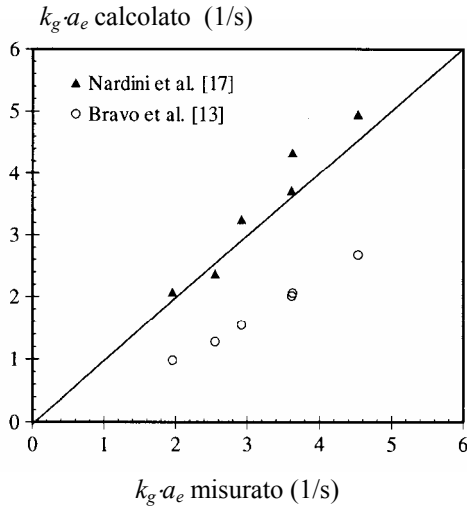


Fig. 4. Confronto fra il valore sperimentale del prodotto $k_g \cdot a_e$ ed il valore calcolato con le relazioni [13] e [17].

La valutazione del coefficiente di scambio nella fase liquida.

Per la valutazione del coefficiente di scambio nella fase liquida sono disponibili diverse relazioni semiempiriche. La relazione proposta da Bravo et al. [13] è basata sulla teoria della penetrazione ed il coefficiente di scambio può essere valutato come:

$$k_l = 2 \cdot \sqrt{\frac{D_l \cdot U_{l,eff}}{0.9 \cdot \pi \cdot d_e}}, \quad \text{dove} \quad U_{l,eff} = \frac{U_{sl}}{h_l \cdot \varepsilon \cdot \sin \vartheta}. \quad (7)$$

Una seconda equazione, proposta da Laso et al. [19] e validata per il riempimento Mellapak 250Y, permette di valutare il coefficiente di scambio come:

$$k_l = 3.34 \cdot 10^{-5} \cdot (3600 \cdot U_{sl})^{0.302}. \quad (8)$$

È importante sottolineare come, ambedue le relazioni riportate, trascurino l'effetto della velocità della fase gassosa sul coefficiente di scambio in fase liquida e come non sia evidenziata alcuna dipendenza del coefficiente di scambio dall'altezza del riempimento, in completo disaccordo con alcune osservazioni sperimentali [20].

I più recenti sviluppi hanno mostrato come, per tener conto dell'influenza dell'altezza della colonna, sia più opportuno correlare il coefficiente di scambio mediante l'utilizzazione del numero di Graetz, Gz , e del numero di Kapitza, Ka , [21]:

$$Sh_l = A \cdot \frac{Gz^B}{Ka^C}, \quad \text{con} \quad Sh_l = \frac{k_l \cdot d}{D_l} \quad \text{e} \quad d = 4 \cdot \delta \quad (9)$$

dove

$$Gz = Re_l \cdot Sc_l \cdot \frac{\delta \cdot \sin \alpha}{Z}, \quad Ka = \frac{\sigma^3 \cdot \rho_l}{\mu_l \cdot g}. \quad (10)$$

Lo spessore del film liquido, δ , può essere valutato, nel caso di moto laminare di un liquido newtoniano, come:

$$\delta = \left(\frac{3 \cdot \mu_l \cdot U_{sl}}{\rho_l \cdot g \cdot (\sin \vartheta)^2 \cdot h_l} \right)^{0.5}. \quad (11)$$

La Figura (5) mostra il confronto fra le relazioni (7), (8) e (9). I dati sperimentali sono relativi al desorbimento di CO_2 da acqua, utilizzando aria come fase gassosa. La figura mostra come la maggior precisione, nella predizione del dato

sperimentale, sia ottenibile utilizzando la relazione (9).

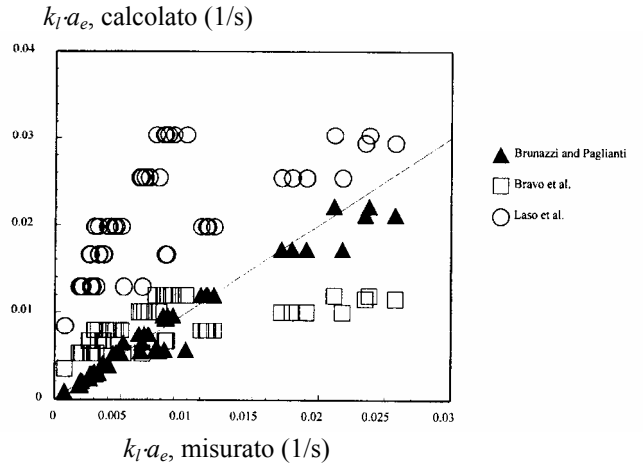


Fig. 5. Confronto fra il valore sperimentale del prodotto $k_l \cdot a_e$ ed il valore calcolato con le relazioni di [13], [19] e [21].

La valutazione delle perdite di carico.

Per valutare correttamente le perdite di carico, all'interno di una colonna operante con riempimenti di tipo strutturato, è necessario valutare con precisione sia il valore delle perdite di carico nel caso in cui il riempimento non sia bagnato dal liquido, sia le variazioni indotte dal fluire del liquido sul riempimento.

Nel caso di riempimento non bagnato [22] le perdite di carico totali sono date dalla somma di tre contributi, le perdite per attrito, gravitazionali e di accelerazione:

$$\left(\frac{dP}{dx} \right)_{TOT} = \left(\frac{dP}{dx} \right)_F + \left(\frac{dP}{dx} \right)_G + \left(\frac{dP}{dx} \right)_A \quad \text{dove:} \quad (12)$$

$$\left(\frac{dP}{dx} \right)_A = \rho_g \cdot U_{sg} \cdot \frac{dV_b}{dx} \quad \text{con} \quad V_b = \frac{U_{sg}}{\varepsilon \cdot \sin \vartheta}, \quad (13)$$

$$\left(\frac{dP}{dx} \right)_G = \pm \rho_g \cdot g, \quad (14)$$

$$\left(\frac{dP}{dx} \right)_F = 4 \cdot f_g \cdot \left(\frac{1}{d_e \cdot \sin \vartheta} + N_c \cdot \frac{L_{eq}}{d_e} \right) \cdot \frac{\rho_g \cdot V_b^2}{2}. \quad (15)$$

Il rapporto fra la lunghezza caratteristica, L_{eq} , e il diametro equivalente del canale, d_e , dipende dall'inclinazione del canale stesso [22], il fattore di attrito, f_g , è funzione del numero di Reynolds del canale e N_c sono il numero di variazioni di direzione per metro di riempimento. Nell'equazione (14) il segno \pm dipende da verso del flusso della fase gassosa, il segno $+$ è relativo al flusso dal basso verso l'alto ed il segno $-$ è relativo al caso di flusso dall'alto verso il basso.

Se il riempimento è bagnato le perdite di carico possono essere calcolate, analogamente al caso di riempimento asciutto, utilizzando l'equazione (12). È importante sottolineare come, in questo caso, sia fondamentale valutare la frazione del riempimento effettivamente bagnato (Eq. 2). Le perdite di carico per accelerazione possono essere valutate con l'equazione (13) dove, nel calcolo della velocità V_b , si deve tener conto della presenza del liquido:

$$V_b = \frac{U_{sg}}{(1 - \varepsilon \cdot h_l) \cdot \varepsilon \cdot \sin \vartheta}. \quad (16)$$

Nel caso di flusso stazionario le perdite di carico per accelerazione possono essere valutate come:

$$\left(\frac{dP}{dx}\right)_A = -\frac{\rho_g \cdot U_{sg}^2}{(1 - \varepsilon \cdot h_l)^2 \cdot \varepsilon \cdot \sin \vartheta} \cdot \frac{d\varepsilon \cdot h_l}{dx} + \frac{U_{sg}^2}{(1 - \varepsilon \cdot h_l) \cdot \varepsilon \cdot \sin \vartheta} \cdot \frac{d\rho_g}{dx} \quad (17)$$

Le perdite di carico per attrito possono essere valutate come:

$$\left(\frac{dP}{dx}\right)_F = 4 \cdot f_m \cdot N_c \cdot \frac{L_{eq}}{d_e} \cdot \frac{\rho_g \cdot V_b^2}{2} + \left(\frac{\tau_{ws} \cdot S_g + \tau_i \cdot S_i}{A_g \cdot \sin \vartheta}\right), \quad (18)$$

dove A_g è l'area disponibile per il flusso della fase gassosa

$$A_g = \frac{\pi \cdot d_e^2}{4} \cdot (1 - \varepsilon \cdot h_l), \quad (19)$$

mentre S_g e S_i sono rispettivamente la frazione del perimetro del singolo canale irrorata dalla fase gassosa e dalla fase liquida e τ_{ws} e τ_i sono gli sforzi di taglio gas-parete e gas-liquido

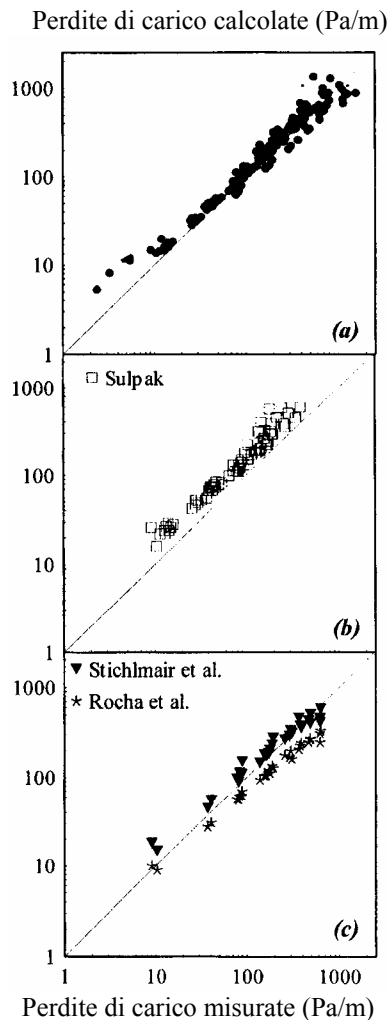


Fig. 5. Confronto fra il valore sperimentale delle perdite di carico ed il valore calcolato utilizzando l'equazione (12), il codice Sulpak e le relazioni di [23] e [24].

In figura 5.a è riportato il confronto fra alcuni dati sperimentali e l'equazione (12). Nelle Figure 5.b e 5.c sono riportati gli stessi dati sperimentali confrontati con i risultati ottenuti con il codice di calcolo Sulpak e con alcune delle equazioni più comunemente utilizzate in letteratura. Tutte le equazioni sembrano predire con sufficiente precisione le

perdite di carico sperimentali, anche se l'equazione (13) sembra essere quella che introduce il minor errore sistematico nella predizione.

I MISCELATORI STATICI

I miscelatori statici, come già ricordato nell'introduzione, hanno caratteristiche geometriche simili a quelle dei riempimenti di tipo strutturato. E' quindi ragionevole ipotizzare che le equazioni presentate per i riempimenti di tipo strutturato possano essere utilizzate anche per il dimensionamento di massima di un condotto contenente miscelatori di tipo statico.

Oggi una delle applicazioni in cui i miscelatori statici sono utilizzati con ottimi risultati è quella dell'abbattimento degli ossidi d'azoto delle centrali termiche, utilizzando il processo "Selective Catalytic Reduction". I principali vantaggi, testati sperimentalmente nell'impianto di Cayuga (USA) da 306 MW, che è possibile ottenere utilizzando i miscelatori statici, sono:

- 1) efficienza di abbattimento degli ossidi d'azoto maggiore del 90%,
- 2) concentrazione di NH_3 dei fumi in uscita minore di 2 ppm,
- 3) perdite di carico estremamente ridotte, minori di 1-2 mbar,
- 4) ridotti gradienti di temperatura nella corrente di gas inviata al reattore di riduzione degli ossidi d'azoto, e quindi incremento della vita utile del catalizzatore (La figura 6 mostra i risultati ottenuti con una simulazione numerica. Si osservi come l'utilizzazione di miscelatori statici permetta di ottenere un profilo di temperatura privo di punti caldi; la pratica industriale mostra come i risultati ottenuti nella conduzione degli impianti siano addirittura migliori di quanto previsto da simulazioni numeriche),
- 5) spese di manutenzione ridotte per l'assenza di fenomeni di erosione o corrosione.

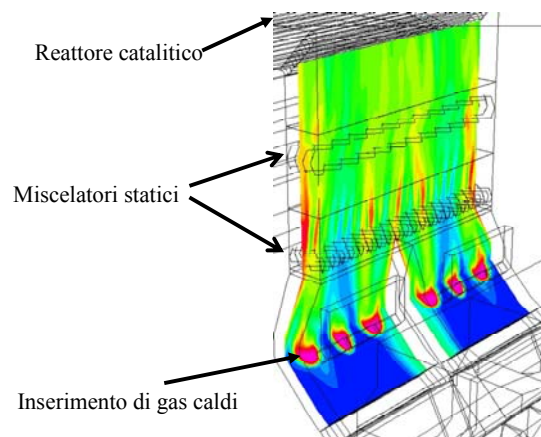


Fig. 6. Particolare di una simulazione numerica di un impianto DeNOx

CONCLUSIONI

Le strutture a canali aperti, miscelatori statici o riempimenti strutturati, grazie alle loro caratteristiche geometriche permettono di ottenere buone prestazioni nelle operazioni di scambio di materia pur riuscendo a garantire perdite di carico estremamente ridotte. Questa tipologia di interni risulta quindi estremamente interessante in tutti quei processi in cui sia

necessario migliorare l'efficienza di abbattimento di inquinanti senza incrementare i costi di gestione degli impianti.

NOMENCLATURA

| | |
|---------------|---|
| a_e | area interfacciale, m^2/m^3 |
| A_g | area del canale disponibile per la fase gassosa, m^2 |
| a_g | area specifica del riempimento, m^2/m^3 |
| d | dimensione caratteristica del film liquido, m |
| D_{col} | diametro della colonna, m |
| d_e | dimensione caratteristica del canale, m |
| d_g | diametro equivalente del canale, m |
| D_l | diffusività del gas nel film liquido, m^2/s |
| d_l | diametro equivalente per la fase liquida, m |
| f | fattore di attrito |
| Fr | numero di Froude |
| g | accelerazione di gravità, m/s^2 |
| Gz | numero di Graetz |
| h_l | hold-up di liquido |
| k | coefficiente di trasferimento di materia, m/s |
| Ka | numero di Kapitza |
| K_g | coefficiente di trasferimento complessivo, m/s |
| L_{eq} | lunghezza equivalente di canale, m |
| m | inclinazione della curva di equilibrio |
| N_c | numero di curve per unità di altezza |
| P | pressione, Pa |
| Re | numero di Reynolds |
| Sc | numero di Schmidt |
| S_g | perimetro di canale a disposizione del gas, m |
| Sh | numero di Sherwood |
| S_i | interfaccia gas-liquido, m |
| t_e | tempo di esposizione, s |
| $U_{l,eff}$ | velocità effettiva della fase liquida, m/s |
| U_{rel} | velocità relativa fra fase gas e liquido, m/s |
| U_{sg} | velocità superficiale del gas, m/s |
| U_{sl} | velocità superficiale del liquido, m/s |
| V_b | velocità effettiva del gas nel canale, m/s |
| V_l | velocità effettiva del liquido nel canale, m/s |
| x | coordinata assiale |
| Z | altezza del riempimento, m |
| α | inclinazione del film liquido rispetto all'orizzontale, ° |
| θ | inclinazione del canale rispetto all'orizzontale, ° |
| δ | spessore del film liquido, m |
| ε | grado di vuoto |
| μ | viscosità, kg/m/s |
| ρ | densità, kg/m^3 |
| σ | tensione superficiale, N/m |
| τ | sforzo di taglio, N/m^2 |

Pedici

| | |
|-----|--------------|
| g | fase gassosa |
| l | fase liquida |
| m | media |

RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI

1. J.P. Stringaro, J. Luder e S. Castagnone, Strutture aperte a canali incrociati e loro potenziale nella tecnologia dei catalizzatori, Sulzer Chemtech internal report.
2. Sulzer Chemtech, Processi di miscelazione: Miscelazione statica, dispersione, scambio di material e di calore, ingegneria delle reazioni chimiche, Sulzer Chemtech internal report.
3. G. Parkinson e G. Ondrey, Packing Towers, *Chem. Eng.*, vol. 106, pp.39, 1999.
4. R. Billet, Packed column analysis and design, Department of thermal separation processes, Ruhr-Universität Bochum, Bochum Germany.
5. Sulzer Chemtech, Separation columns for distillation and absorption, Sulzer Chemtech internal report.
6. L. Spiegel e W. Meier, Capacity and pressure drop of structured packings at very high liquid loads *AIChE Spring National Meeting*, paper 91C, 1994.
7. Z. Olujic, H. Jansen, B. Kaibel, T. Rietfort e E. Zich, Stretching the Capacity of Structured Packings *Ind. Eng. Chem. Res* vol 40, pp. 6172-6180, 2001.
8. P. Suess e L. Spiegel, Holdup of Mellapak structured packings, *Chem Eng. Proc.* vol 31, pp 119, 1992.
9. P. Marchot, D. Toye, A.M. Pelsser, M. Crine, G. L'Homme e Z. Olujic, Liquid Distribution Images on Structured Packing by X-Ray Computed Tomography *AIChE J.*, vol. 47, pp. 1471-1476, 2001.
10. E. Brunazzi, A. Paglianti e S. Pintus, A Capacitance Probe and a New Model To Identify and Predict the Capacity of Columns Equipped with Structured Packings *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 40, pp. 1205-1212, 2001.
11. R. Billet e M. Schultes, Predicting mass transfer in packed columns, *Chem Eng. Technol.*, vol. 16, pp. 1, 1993.
12. F. Moser e A. Kessler, Increased capacity thanks to improved geometry, *Sulzer Tech. Rev.* vol. 3/99, pp. 24-26, 1999.
13. J.L. Bravo, J.A. Rocha e J.R. Fair, A comprehensive model for the performance of columns containing structured packings, *ICHEME Symp Ser.*, No 128, pp. A439-A457, 1991.
14. L. Spiegel e W. Meier, Correlations of the performance characteristics of the various mellapak types, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.* vol. 104 pp. A203, 1987.
15. M.H. De Brito, U. Von Stockar, A.M. Bangerter, P. Bomio e M. Laso, Effective mass transfer area in a pilot plant column equipped with structured packings and with ceramic rings, *Ind. Eng. Chem. Res.* vol. 33, pp. 647, 1994.
16. E. Brunazzi, G. Nardini, A. Paglianti, e L. Petarca, Interfacial area of mellapak packings: absorption of 1,1,1-trichloroethane by Genosorb 300, *Chem. Eng. Technol.*, vol. 18, pp. 248, 1995.
17. G. Nardini, A. Paglianti L. Petarca e E. Viviani, Sulzer BX gauze: fluidynamics and absorption of acid gases, *Chem. Eng. Technol.* vol. 19, pp 20, 1996.
18. G. Torelli, tesi di laurea. Dipartimento di Ingegneria Chimica Università di Pisa, 1994
19. M. Laso, M.H. De Brito, P. Bomio e U. Von Stockar, Liquid side mass transfer characteristics of a structured packing, *Chem. Eng. J.*, vol. 58, pp. 251, 1995.
20. P.A. Nawrocki e K.T. Chuang, Carbon dioxide absorption into a stable liquid rivulet, *Can. J. Chem. Eng.* vol. 74 pp. 247, 1996.
21. E. Brunazzi e A. Paglianti, Liquid-film mass-transfer coefficient in a column equipped with structured packings, *Ind. Eng. Chem. Res.* vol. 36 pp. 3792, 1997.
22. E. Brunazzi e A. Paglianti Mechanistic pressure drop model for columns containing structured packings, *AIChE J.* vol. 43, pp.317-327, 1997.
23. J. Stichlmair, J.L. Bravo e J.R. Fair, General model for prediction of pressure drop and capacity of countercurrent gas/liquid packed columns, *Gas. Sep. Purif.*, vol. 3, pp. 19, 1989.
24. J.A. Rocha, J.L. Bravo e J.R. Fair, Distillation columns containing structured packings: a comprehensive model for their performance. I Hydraulic models, *Ind. Eng. Chem. Res.* vol. 32, pp 641, 1993.

