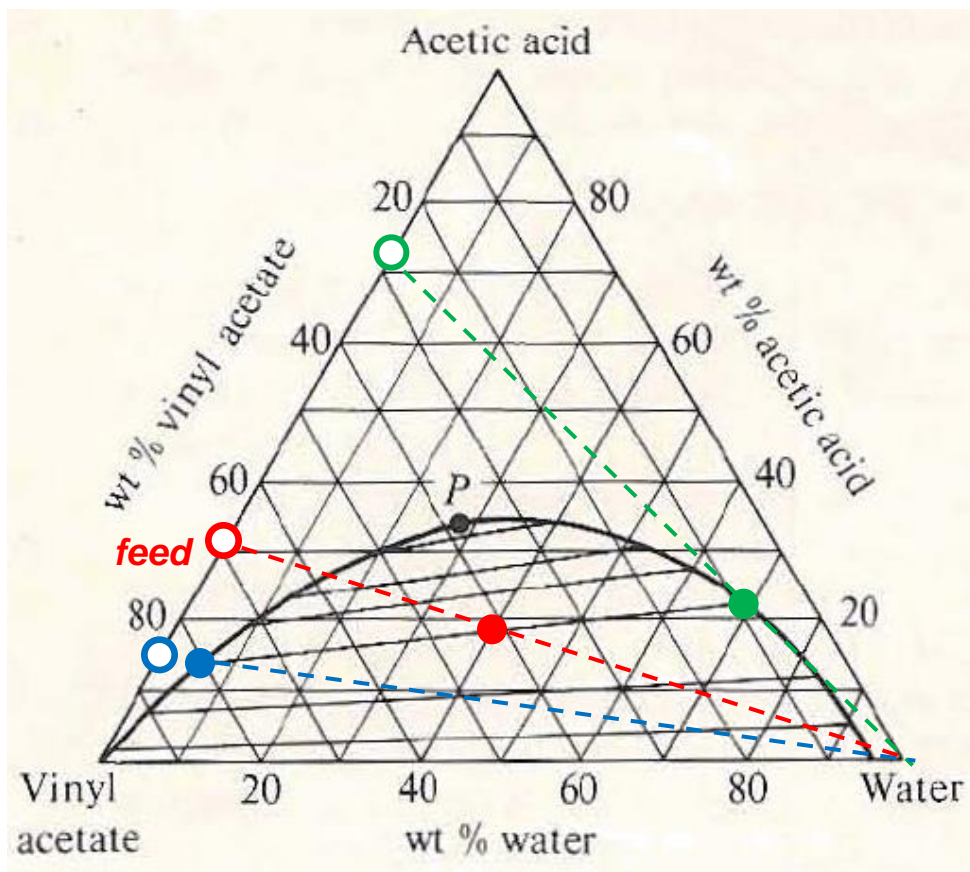
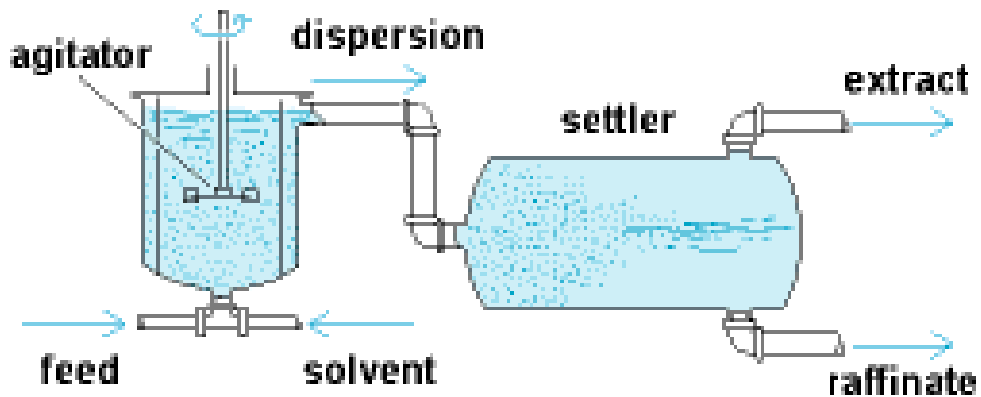


# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

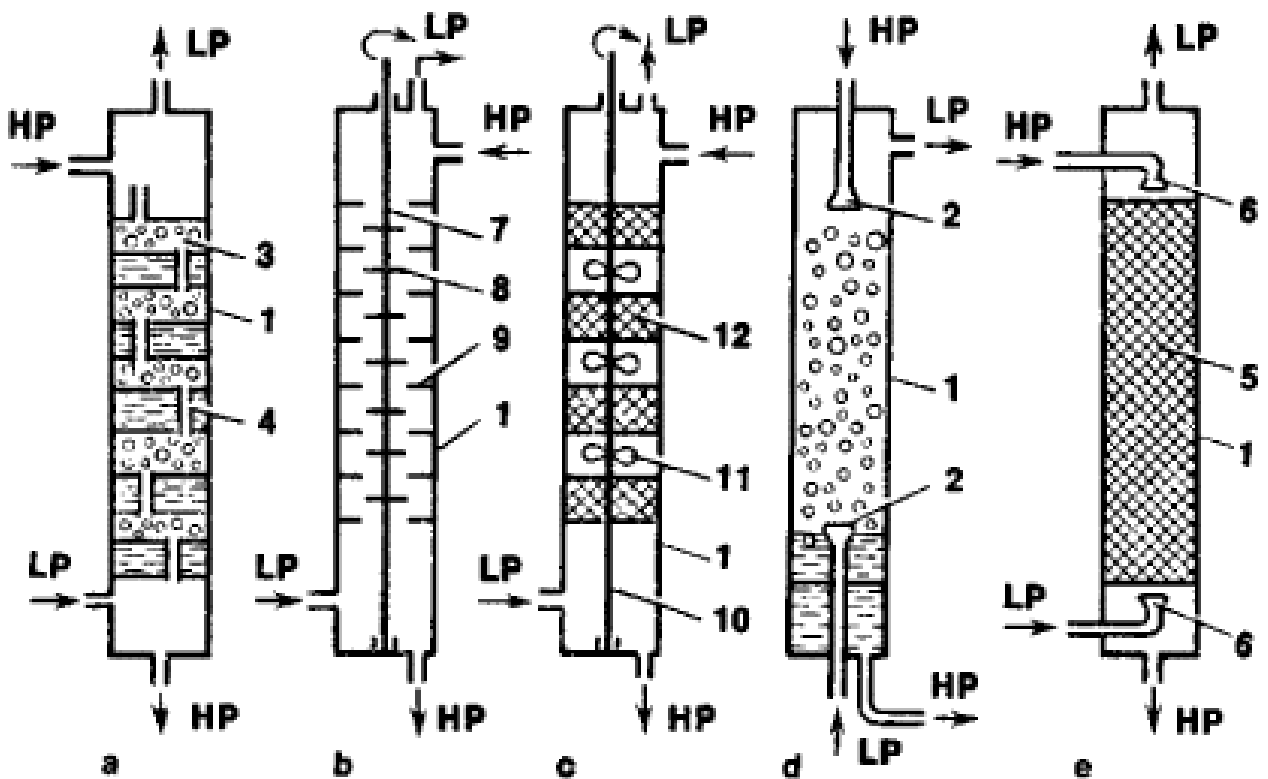
La velocità di trasferimento di massa attraverso l'interfaccia ha, per i processi di separazione, un ruolo altrettanto importante delle condizioni di equilibrio termodinamico tra le fasi perchè determina le dimensioni dell'apparecchiatura.



# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

La velocità di trasferimento di massa attraverso l'interfaccia ha, per i processi di separazione, un ruolo altrettanto importante delle condizioni di equilibrio termodinamico tra le fasi perchè determina le dimensioni dell'apparecchiatura.

Esistono approcci differenti per tener conto delle condizioni di equilibrio e della velocità di trasferimento nei diversi processi (vedi assorbimento e strippaggio vs distillazione ed estrazione liquido-liquido, in rapporto all'uso di efficienze di stadi).



## Tipi di estrattori

- (a) Perforated-tray extractor, (b) rotating-disk extractor,  
(c) mixer-settler extractor, (d) spray extractor,  
(e) packed-tower extractor

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

La velocità di trasferimento di massa attraverso l'interfaccia ha, per i processi di separazione, un ruolo altrettanto importante delle condizioni di equilibrio termodinamico tra le fasi perchè determina le dimensioni dell'apparecchiatura.

Esistono approcci differenti per tener conto delle condizioni di equilibrio e della velocità di trasferimento nei diversi processi (vedi assorbimento e strippaggio vs distillazione ed estrazione liquido-liquido, in rapporto all'uso di efficienze di stadi).

## Coefficienti di trasferimento interfacciale di materia in sistemi gas-liquido

La velocità di trasferimento tra le due fasi dipende dal grado di miscelazione e dall'estensione dell'area interfacciale (legati tra loro e dipendenti dall'energia spesa per la miscelazione o per il passaggio attraverso letti a riempimento).

La complessa distribuzione spaziale delle due fasi comporta la rinuncia all'approccio fondamentale (coefficienti di diffusione, profili di concentrazione) e il ricorso a quello ingegneristico, all'uso di coefficienti di trasferimento:

coefficienti di trasferimento individuali (tra bulk e interfaccia)

$$k_{mx} = k_{mc} c = \frac{k_{mc} P}{RT} = k_{mp} P$$

coefficienti di trasferimento di materia globali (tra bulk e bulk)  
utili al calcolo del flusso molare di una specie (A) tra le due fasi

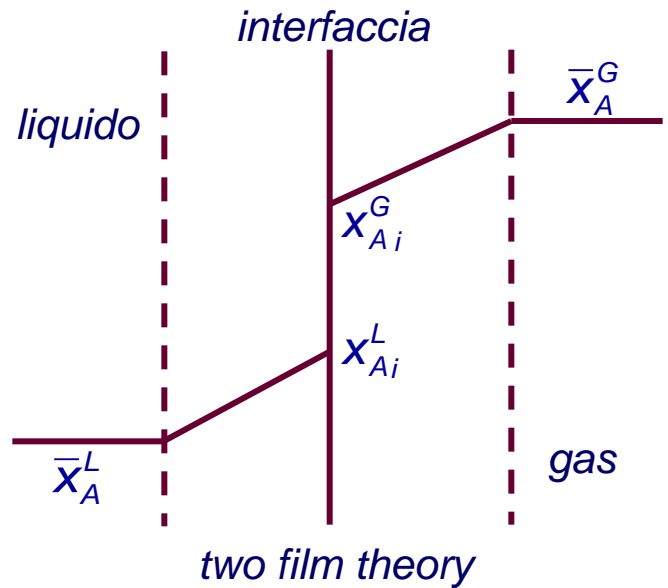
$$N_A = K_{OG} \Delta x_A$$

La definizione di  $K_{OG}$  (overall mass transfer coefficient) è legata a quella della differenza tra le 'bulk average mole fractions'

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

Il coefficiente globale  $K_{og}$  può essere correlato ai coefficienti individuali, relativi ai due film contigui all'interfaccia liquido-gas, come somma di due 'resistenze in serie', legate ai coefficienti individuali, partendo da

$$\begin{aligned} N_A &= K_{OG_x} \Delta x_{OG} = \\ &= k_{mx}^G (\bar{x}_A^G - x_{A_i}^G) = \\ &= k_{mx}^L (x_{A_i}^L - \bar{x}_A^L) \end{aligned}$$

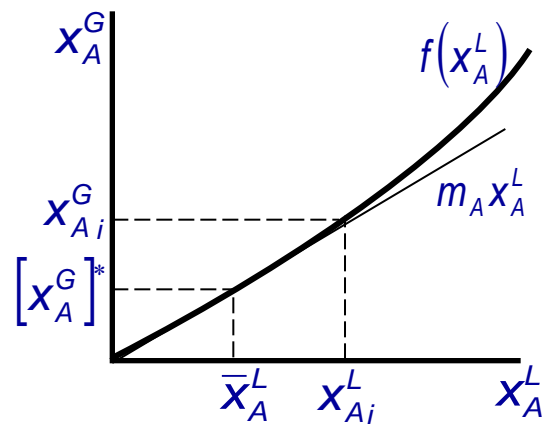


All'interfaccia vale la relazione di equilibrio

$$x_{A_i}^G = f(x_{A_i}^L) = m_A x_{A_i}^L$$

che è lineare per bassi valori di concentrazione

$$x_{A_i}^G = m_A x_{A_i}^L$$



$$N_A = k_{mx}^G (\bar{x}_A^G - x_{A_i}^G) = k_{mx}^L \left( \frac{x_{A_i}^G}{m_A} - \frac{m_A}{m_A} \bar{x}_A^L \right) = K_{OG_x} \Delta x_{OG}$$

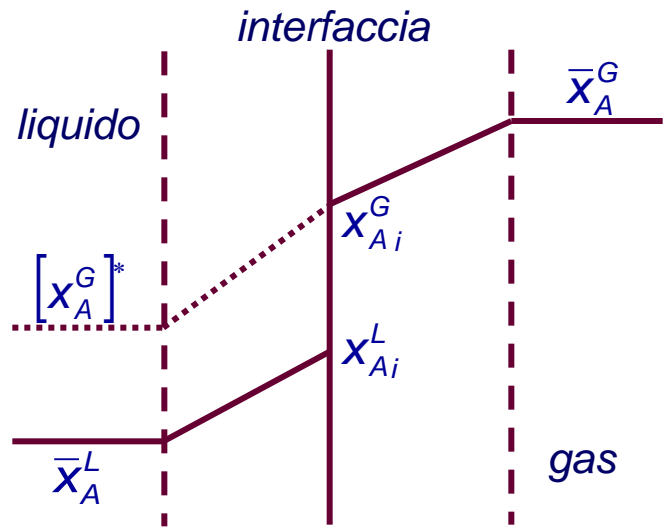
Le concentrazioni all'interfaccia non sono note e torna utile introdurre un'altra concentrazione calcolabile dall'equilibrio e dalla concentrazione della fase liquida (bulk)

$$[x_A^G]^* = m_A \bar{x}_A^L$$

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

Il coefficiente globale  $K_{OG}$  può essere correlato ai coefficienti individuali, relativi ai due film contigui all'interfaccia liquido-gas, come somma di due 'resistenze in serie', legate ai coefficienti individuali, partendo da

$$\begin{aligned} N_A &= K_{OG_x} \Delta x_{OG} = \\ &= k_{mx}^G (\bar{x}_A^G - x_{A_i}^G) = \\ &= k_{mx}^L (x_{A_i}^L - \bar{x}_A^L) = \end{aligned}$$

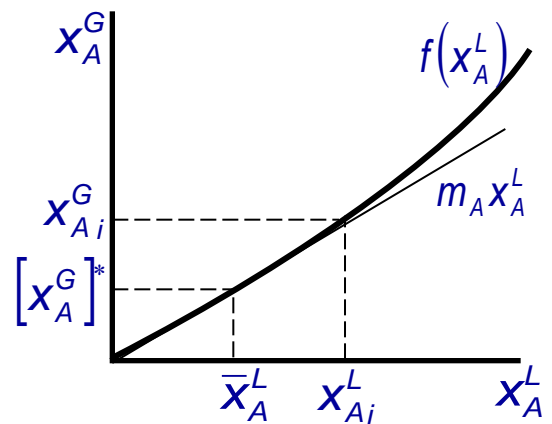


All'interfaccia vale la relazione di equilibrio

$$x_{A_i}^G = f(x_{A_i}^L) = m_A x_{A_i}^L$$

che è lineare per bassi valori di concentrazione

$$x_{A_i}^G = m_A x_{A_i}^L$$



$$N_A = k_{mx}^G (\bar{x}_A^G - x_{A_i}^G) = k_{mx}^L \left( \frac{x_{A_i}^G}{m_A} - \frac{m_A}{m_A} \bar{x}_A^L \right) = K_{OG_x} \Delta x_{OG}$$

Le concentrazioni all'interfaccia non sono note e torna utile introdurre un'altra concentrazione calcolabile dall'equilibrio e dalla concentrazione della fase liquida (bulk)

$$[x_A^G]^* = m_A \bar{x}_A^L$$

$$N_A = k_{mx}^G (\bar{x}_A^G - x_{A_i}^G) = k_{mx}^L \frac{1}{m_A} (x_{A_i}^G - [x_A^G]^*) = K_{OG_x} \Delta x_{OG}$$

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

E' conveniente usare  $[x_A^G]^*$ , concentrazione di pseudoequilibrio per definire  $\Delta x_{OG}$

$$\Delta x_{OG} = \bar{x}_A^G - [x_A^G]^*$$

$$N_A = k_{mx}^G (\bar{x}_A^G - x_{A_i}^G) = k_{mx}^L \frac{1}{m_A} (x_{A_i}^G - [x_A^G]^*) = K_{OG_x} (\bar{x}_A^G - [x_A^G]^*)$$

E' così possibile sommare le resistenze in serie riguardanti i due film adiacenti all'interfaccia, lato gas e lato liquido, usando termini di concentrazione  $x_A^G$  tra loro omogenei

$$\bar{x}_A^G - [x_A^G]^* = (\bar{x}_A^G - x_{A_i}^G) + (x_{A_i}^G - [x_A^G]^*) = N_A \left( \frac{1}{k_{mx}^G} + \frac{m_A}{k_{mx}^L} \right) = N_A \frac{1}{K_{OG_x}}$$

$$\frac{1}{K_{OG_x}} = \frac{1}{k_{mx}^G} + \frac{m_A}{k_{mx}^L} \quad K_{OG_x} = \frac{1}{\frac{1}{k_{mx}^G} + \frac{m_A}{k_{mx}^L}}$$

Sperimentalmente, è misurabile soltanto  $K_{OG_x}$  e non i valori dei coefficienti individuali che si possono ricavare da esso, nel caso in cui la resistenza al trasferimento di materia sia controllata da uno dei due film (gassoso o liquido).

$m_A$  piccolo (alta solubilità di A in fase liquida)

$$\frac{m_A}{k_{mx}^L} \ll \frac{1}{k_{mx}^G} \Rightarrow \frac{1}{K_{OG_x}} \cong \frac{1}{k_{mx}^G} \Rightarrow K_{OG_x} \cong k_{mx}^G$$

trasferimento di materia controllato dal film gassoso

$m_A$  grande (bassa solubilità di A in fase liquida)

$$\frac{m_A}{k_{mx}^L} \gg \frac{1}{k_{mx}^G} \Rightarrow \frac{1}{K_{OG_x}} \cong \frac{m_A}{k_{mx}^L} \Rightarrow K_{OG_x} \cong \frac{k_{mx}^L}{m_A}$$

trasferimento di materia controllato dal film liquido

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

Correlazioni dei coefficienti di trasferimento con i relativi numeri caratteristici sono desumibili dai dati sperimentali a condizione che l'area interfacciale sia nota. Altrimenti, le correlazioni sono disponibili per i coefficienti volumetrici  $k_{mx} a_i$  ( $a_i$ : area interfacciale per unità di volume)

Un esempio di correlazioni per aree interfacciali note riguarda i flussi interni in tubi

*moto laminare*

$$Sh = 1.86 Gz_m^{1/3}$$

$$Sh = \frac{k_{mc} D}{D} \quad (D_L \text{ o } D_G)$$

$$Gz_m = \frac{\pi D}{4L} Re Sc = \frac{\dot{m}}{D L \rho}$$

*mass transfer Graetz number*

*moto turbolento*

$$j_M = j_H = \frac{f}{2} = 0.023 Re^{-0.2}$$

$$Sh = 0.023 Re^{0.8} Sc^{1/3} \quad 0.6 < Sc < 2.5$$

*eguale all'equazione di Dittus-Boelter con Sc al posto di Pr*

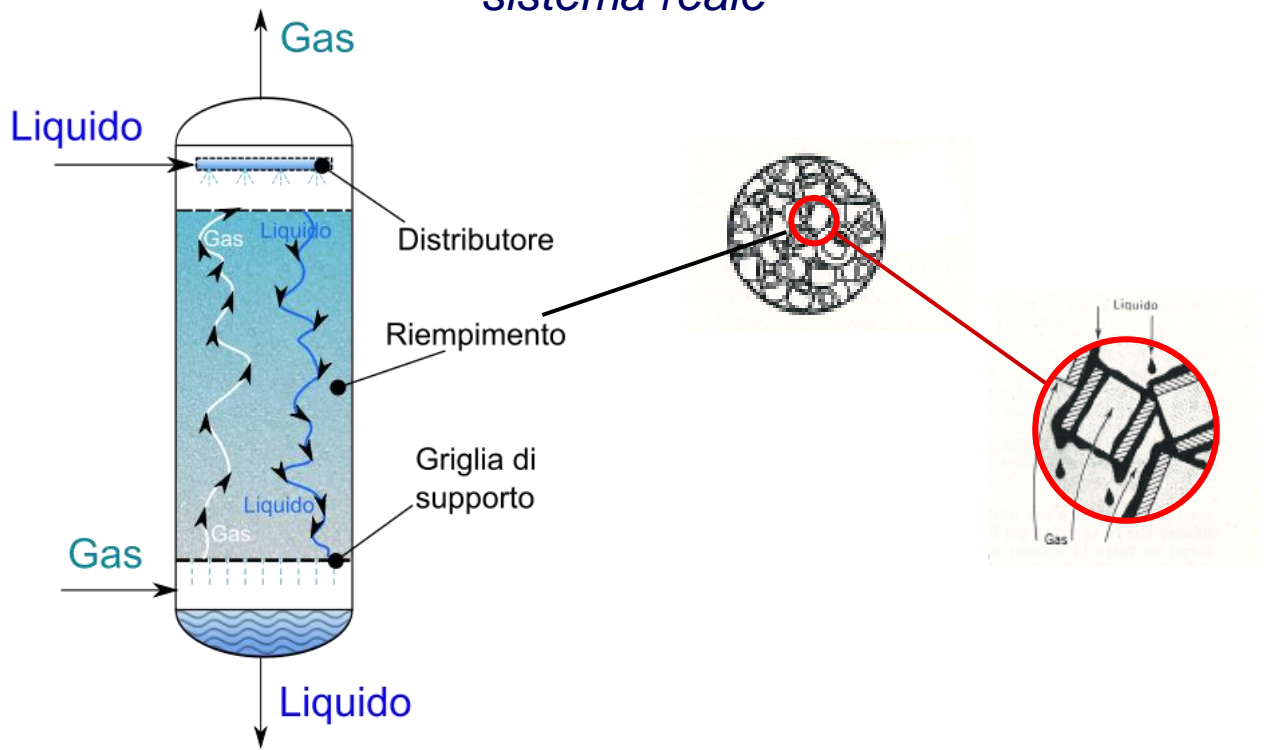
*Per alti Sc ( $430 < Sc < 10^5$ )*

$$Sh = 0.0096 Re^{0.91} Sc^{0.35}$$

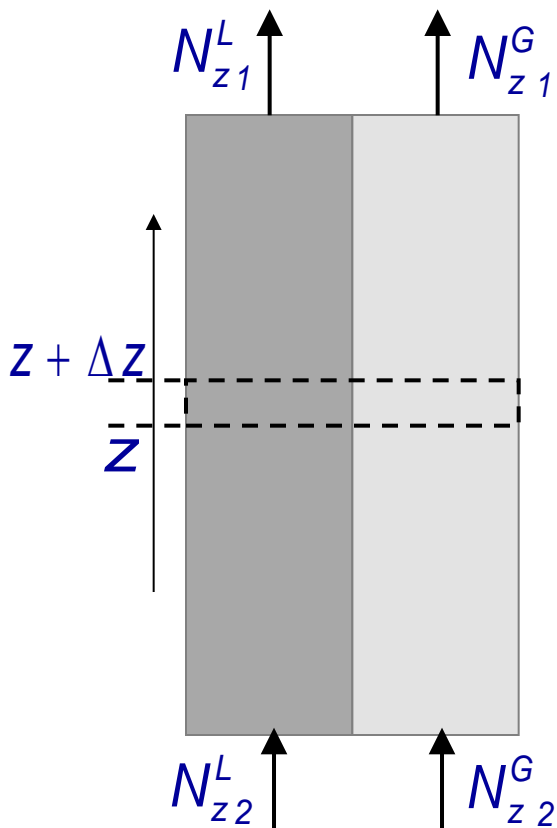
# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

*trasferimento di massa in colonne di assorbimento  
(o stripping) (colonne a riempimento)*

*sistema reale*



*modello semplificato*





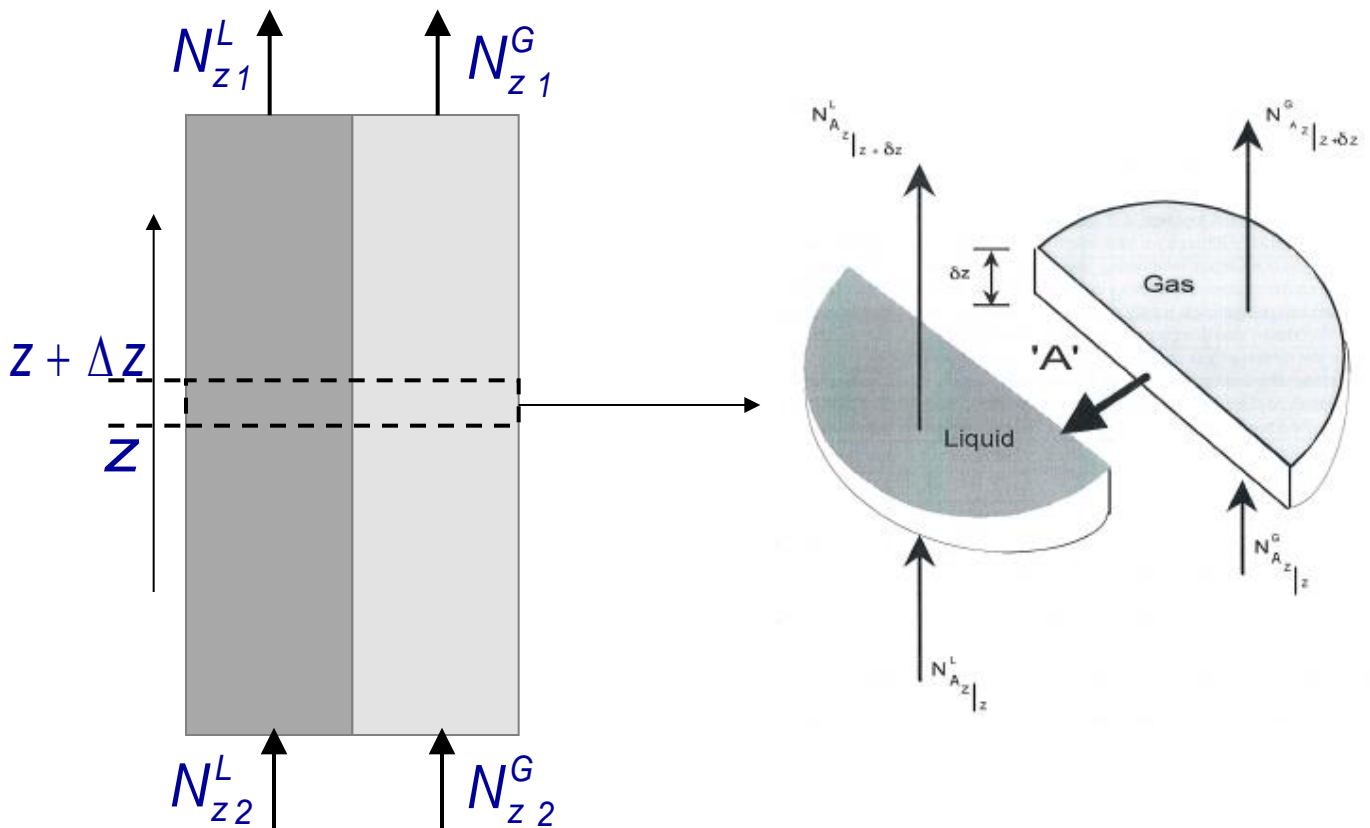
# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

*trasferimento di massa in colonne di assorbimento  
(o stripping) (colonne a riempimento)*

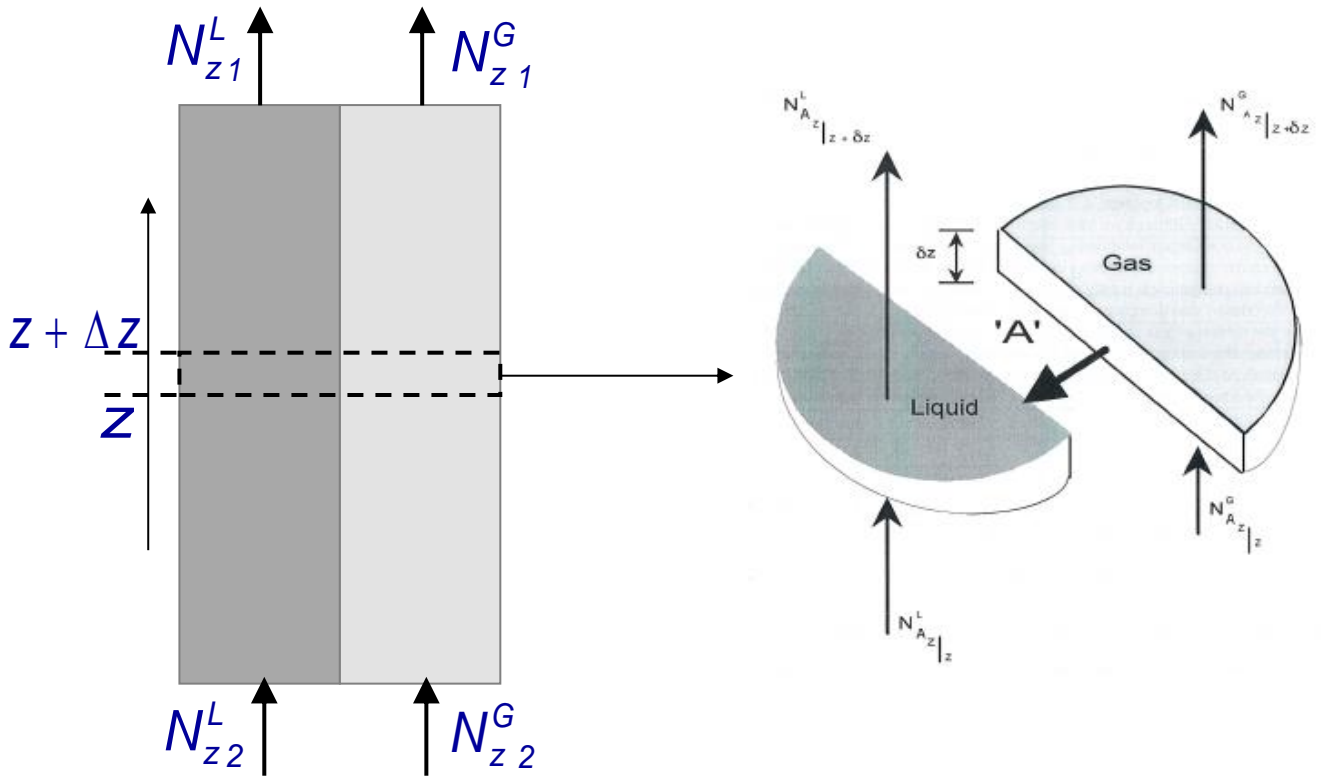
*modello semplificato della sezione a riempimento*

- ▶ *correnti (liquida e gassosa) uniformi e parallele*
- ▶ *composizione e velocità uniformi nella sezione*
- ▶ *scambio di massa attraverso l'area interfacciale  $a_i$  (riferita all'unità di volume) di valore eguale nell'intero riempimento*
- ▶ *assenza di trasporto diffusivo nella direzione assiale (di moto delle correnti)*
- ▶ *profili continui delle concentrazioni nella direzione del moto*

*modello semplificato*



# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA



Bilancio relativo alla specie A (specie assorbita), alla fase gas e all'elemento di volume  $S_z \Delta z$

$$N_{A_z}^G|_z S_z - N_{A_z}^G|_{z+\Delta z} S_z - N_{A_i} a_i S_z \Delta z = 0$$

$$\frac{N_{A_z}^G|_z - N_{A_z}^G|_{z+\Delta z}}{\Delta z} - N_{A_i} a_i = 0$$

$$-\frac{dN_{A_z}^G}{dz} - N_{A_i} a_i = 0$$

$$-\frac{d(N_z^G x_A^G)}{dz} - N_{A_i} a_i = 0$$

dove il flusso molare interfacciale della specie A è dato da

$$N_{A_i} = K_{OG_x} (\bar{x}_A^G - [x_A^G]^*) = K_{OG_x} \Delta x_{OG}$$

$[x_A^G]^*$  è determinata da  $x_A^L$  attraverso l'equazione di equilibrio,

$$[x_A^G]^* = m_A \bar{x}_A^L$$

Dal bilancio relativo alla specie A relativo alla corrente liquida per lo stesso elemento di volume  $S_z \Delta z$ :

$$-\frac{d(N_z^L \bar{x}_A^L)}{dz} + N_{A_i} a_i = 0$$

Assumendo, per convenzione, entrambi i flussi orientati nella direzione positiva  $z$ , ne discende che  $N_z^L \bar{x}_A^L$  è intrinsecamente negativo.

Se la miscela è binaria e la specie B rappresenta il solvente in fase liquida

$$\bar{x}_B^L \cong 1$$

$$K_{OG_x} \cong k_{mx}^G$$

$$N_{B_i} = k_{mx}^G \left( [x_B^G]^* - \bar{x}_B^G \right)$$

dove

$$[x_B^G]^* = m_B \bar{x}_B^L \quad m_B = \frac{p_B^0}{P}$$

la concentrazione di B in fase gassosa è dettata dalla tensione di vapore

Il bilancio relativo a B in fase gassosa è:

$$-\frac{d(N_z^G \bar{x}_B^G)}{dz} + N_{B_i} a_i = 0$$

Il bilancio relativo al flusso di gas è:

$$-\frac{dN_z^G}{dz} - N_{A_i} a_i + N_{B_i} a_i = 0$$

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

La condizione di equilibrio gas-liquido è espressa nel modo più semplice dalla legge di Henry

$$p_A = P x_A^G = H_A x_A^L$$

da cui

$$m_A = \frac{H_A}{P}$$

valori della costante di Henry per sistemi gas-acqua  
( $H_A \times 10^4 \text{ atm}$ )

	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C
H <sub>2</sub>	5.81	6.85	7.63	7.63	7.52
O <sub>2</sub>	2.51	3.88	5.43	6.37	6.94
N <sub>2</sub>	5.38	7.58	10.0	11.5	-
CO	-	4.9	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	0.16 (a)	0.25	-	0.35 (b)
COS	0.92	2.19	-	-	-
CH <sub>4</sub>	2.24	3.76	5.20	6.26	6.82
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0.07	0.12	-	-	-
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.49	0.99	1.62	-	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.26	2.63	4.23	5.65	6.61
Cl <sub>2</sub> *	-	0.006	0.0063	-	-
SO <sub>2</sub> *	0.002 (c)	0.0033	0.0065		
Acetone			0.00041	0.00085	0.0019
NH <sub>3</sub> *		0.000076		-	-

(a) - 18 °C, (b) - 75 °C (c) - 10 °C, \* highly soluble, dissociating gas



# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

Il flusso di liquido  $N_z^L$  può essere ricavato dal bilancio globale tra una generica sezione e la sezione di fondo (2)

$$N_z^L = -N_z^G + N_z^L \Big|_2 + N_z^G \Big|_2$$

Vale sempre la convenzione che entrambi i flussi sono orientati nella direzione positiva  $z$ .

$$N_z^L \bar{x}_A^L = -N_z^G \bar{x}_A^G + \left( N_z^L \bar{x}_A^L \right)_2 + \left( N_z^G \bar{x}_A^G \right)_2$$

Gli stessi bilanci possono essere fatti tra sezione di testa (1) e sezione di fondo (2) per fissare i vincoli tra flussi molari delle due fasi e frazioni molari di  $A$  nelle correnti entranti e uscenti.

La risoluzione del problema è basata sull'uso combinato delle equazioni scritte alle quali va aggiunta l'equazione di bilancio di energia termica.

La risoluzione è più semplice se si può assumere che i flussi di liquido e di gas ( $N_z^L$  e  $N_z^G$ ) siano costanti (ciò vale nel caso di limitato assorbimento e trasferimento, il che comporta che si può anche assumere che il processo sia isoterma) e soltanto la specie  $A$  sia oggetto del processo di trasferimento di massa.

$$\begin{aligned} -\frac{d(N_z^G \bar{x}_A^G)}{dz} - N_{A_i} a_i &= -N_z^G \frac{d\bar{x}_A^G}{dz} - N_{A_i} a_i = 0 \\ -N_z^G \frac{d\bar{x}_A^G}{dz} - a_i K_{OG_x} (\bar{x}_A^G - [x_A^G]^*) &= 0 \end{aligned}$$

Per calcolare l'altezza del riempimento  $Z_T$  si può separare le variabili e integrare

$$-\int_{\bar{x}_{A_2}^G}^{\bar{x}_{A_1}^G} \frac{d\bar{x}_A^G}{\bar{x}_A^G - [x_A^G]^*} = \frac{a_i K_{OG_x}}{N_z^G} \int_0^{Z_T} dz$$

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

$$Z_T = \frac{N_z^G}{a_i K_{OG_x}} \int_{\bar{x}_{A1}^G}^{\bar{x}_{A2}^G} \frac{d\bar{x}_A^G}{\bar{x}_A^G - [x_A^G]^*}$$

$$Z_T = H_{OG} \cdot NTU^G \quad (Z_T = HTU \cdot NTU)$$

dove  $H_{OG}$  è l'“altezza di un'unità di trasferimento”, che è basata sul coefficiente globale di scambio riferito alla fase gassosa (v. indice OG)

$$H_{OG} = \frac{N_z^G}{a_i K_{OG_x}} \quad \frac{1}{K_{OG_x}} = \frac{1}{k_{mx}^G} + \frac{m_A}{k_{mx}^L}$$

e può essere quindi considerata somma di due contributi dovuti ai film gassoso e liquido

$$H_{OG} = H^G + \frac{m_A N_z^G}{N_z^L} H^L$$

con

$$H^G = \frac{N_z^G}{a_i k_{m_x}^G} \quad H^L = \frac{N_z^L}{a_i k_{m_x}^L}$$

$H_{OG}$  è una misura della difficoltà di separazione, legata ai valori dei coefficienti individuali, oltre che all'area interfacciale

$NTU^G$  è il ‘numero di unità di trasferimento’

$$NTU^G = \int_{\bar{x}_{A1}^G}^{\bar{x}_{A2}^G} \frac{d\bar{x}_A^G}{\bar{x}_A^G - [x_A^G]^*}$$

e misura il grado di separazione, legato ai valori di  $x_{A1}^G$  e  $x_{A2}^G$

Fissato il grado di separazione (e quindi  $NTU^G$ ) un alto valore di  $H_{OG}$  significa un'altezza maggiore della torre a riempimento.

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

Il calcolo di  $NTU^G$ , essenziale per il calcolo di  $Z_T$ , dipende dalla integrazione della funzione  $1/(\bar{x}_A^G - [x_A^G]^*)$  e quindi dalla relazione tra  $[x_A^G]^*$  e  $\bar{x}_A^G$

$$[x_A^G]^* = m_A \bar{x}_A^L$$

$\bar{x}_A^L$  deve essere correlato al valore di  $\bar{x}_A^G$  della corrente gassosa che attraversa la colonna alla stessa coordinata  $z$

Se i flussi molari sono costanti in colonna:

$$N_z^L = N_{z2}^L = N^L$$
$$N_z^G = N_{z2}^G = N^G$$

dal bilancio tra la generica sezione e il fondo colonna

$$N^L \bar{x}_A^L = -N^G \bar{x}_A^G + (N^L \bar{x}_A^L)_2 + (N^G \bar{x}_A^G)_2$$

si ricava

$$\bar{x}_A^L = \bar{x}_{A2}^L - \frac{N^G}{N^L} (\bar{x}_{A2}^G - \bar{x}_A^G)$$

Essendo stata ipotizzata una relazione lineare di equilibrio, il numero di unità di trasferimento  $NTU^G$  può essere determinato analiticamente

$$\begin{aligned} \bar{x}_A^G - [x_A^G]^* &= \bar{x}_A^G - m \bar{x}_A^L = \bar{x}_A^G - m \bar{x}_{A2}^L + m \frac{N^G}{N^L} (\bar{x}_{A2}^G - \bar{x}_A^G) = \\ &= \bar{x}_A^G \left( 1 - m \frac{N^G}{N^L} \right) + m \left( \frac{N^G}{N^L} \bar{x}_{A2}^G - \bar{x}_{A2}^L \right) \end{aligned}$$

$$\bar{x}_A^G - [x_A^G]^* = \Phi_1 \bar{x}_A^G + \Phi_2$$

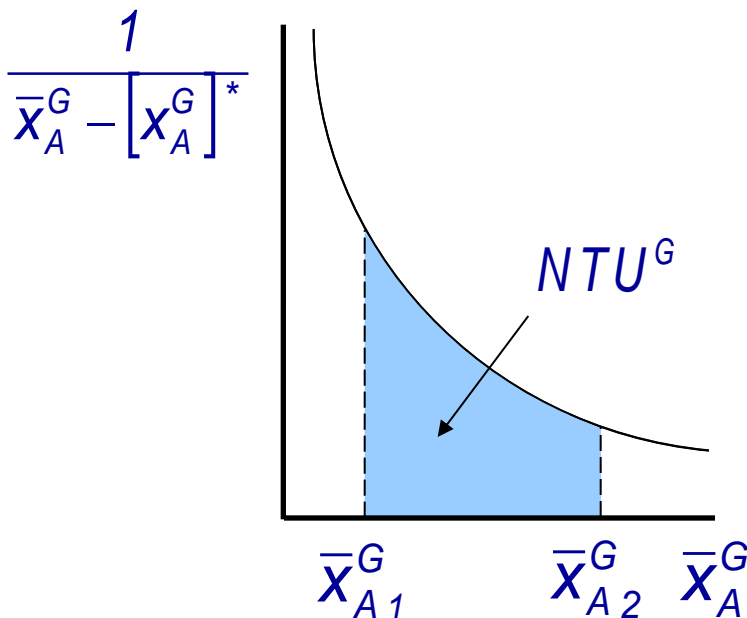
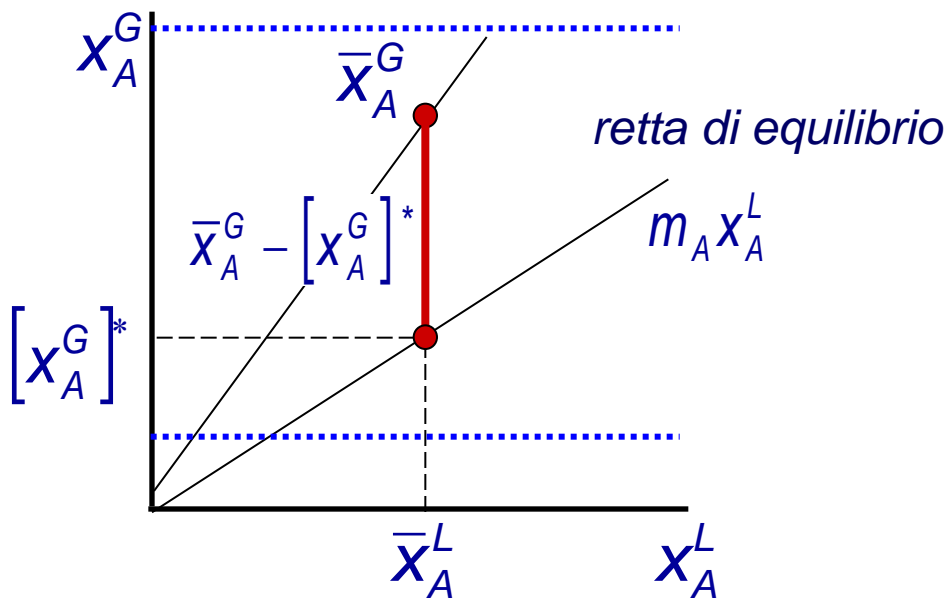
$$\Phi_1 = 1 - m \frac{N^G}{N^L} \quad \Phi_2 = m \left( \frac{N^G}{N^L} \bar{x}_{A2}^G - \bar{x}_{A2}^L \right)$$

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

$$NTU^G = \int_{\bar{x}_{A1}^G}^{\bar{x}_{A2}^G} \frac{d\bar{x}_A^G}{\Phi_1 \bar{x}_A^G + \Phi_2} = \frac{1}{\Phi_1} \ln \frac{\Phi_1 \bar{x}_{A2}^G + \Phi_2}{\Phi_1 \bar{x}_{A1}^G + \Phi_2}$$

$$Z_T = \frac{H_{OG}}{\Phi_1} \ln \frac{\Phi_1 \bar{x}_{A2}^G + \Phi_2}{\Phi_1 \bar{x}_{A1}^G + \Phi_2}$$

*retta di lavoro*





# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

## Calcolo dell'altezza di una torre di assorbimento

Una corrente d'aria contenente 5% (in volume) di  $\text{SO}_2$  e avente una pressione di 1 atm. è inviata a una torre di assorbimento contenente un riempimento costituito da anelli Raschig (1") con l'obiettivo di rimuovere il 90% del contenuto di  $\text{SO}_2$  usando come solvente in controcorrente acqua a  $20^\circ\text{C}$ . La velocità di massa dell'aria in ingresso è  $250 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \text{ hr})$ , quella dell'acqua è  $5000 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \text{ hr})$ .

Calcolare l'altezza della colonna (della sezione di riempimento).

I flussi molari entranti e uscenti d'aria sono:

$$0.95 \frac{250}{29} = 8.19 \text{ lbmol}/(\text{ft}^2 \text{ hr})$$

Il flusso molare entrante di  $\text{SO}_2$  è:

$$8.19 \frac{0.05}{0.95} = 0.43 \text{ lbmol}/(\text{ft}^2 \text{ hr})$$

La frazione molare di  $\text{SO}_2$  nella corrente gassosa uscente è:

$$\bar{x}_{A_1}^G = \frac{0.043}{8.19 + 0.043} = 0.0052$$

in quella entrante è:

$$\bar{x}_{A_2}^G = \frac{0.43}{8.19 + 0.43} = 0.0499$$

Assumendo che le portate di gas e di liquido siano costanti in colonna, la frazione molare di  $\text{SO}_2$  nel liquido uscente si ricava dal bilancio totale intorno all'intera sezione di riempimento:

$$\bar{x}_{A_1}^L = \bar{x}_{A_2}^L - \frac{N^G}{N^L} (\bar{x}_{A_2}^G - \bar{x}_{A_1}^G) \qquad \bar{x}_{A_2}^L = \frac{N^G}{N^L} (\bar{x}_{A_2}^G - \bar{x}_{A_1}^G)$$

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

$$\bar{x}_{A_2}^L = \frac{N^G}{N^L} (\bar{x}_{A_2}^G - \bar{x}_{A_1}^G)$$

$$\bar{x}_{A_2}^L = \frac{\frac{250}{29} (0.0499 - 0.0052)}{\frac{5000}{18}} = 0.00139$$

La costante di Henry relativa all'assorbimento di  $\text{SO}_2$  in acqua a  $20^\circ\text{C}$  è pari a 33 atm e quindi, operando alla pressione di 1 atm, si ha:

$$m_A = \frac{H_A}{P} = 33$$

valori della costante di Henry per sistemi gas-acqua  
( $H_A \times 10^4$  atm)

	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C
$\text{H}_2$	5.81	6.85	7.63	7.63	7.52
$\text{O}_2$	2.51	3.88	5.43	6.37	6.94
$\text{N}_2$	5.38	7.58	10.0	11.5	-
CO	-	4.9	-	-	-
$\text{CO}_2$	-	0.16 (a)	0.25	-	0.35 (b)
COS	0.92	2.19	-	-	-
$\text{CH}_4$	2.24	3.76	5.20	6.26	6.82
$\text{C}_2\text{H}_2$	0.07	0.12	-	-	-
$\text{C}_2\text{H}_4$	0.49	0.99	1.62	-	-
$\text{C}_2\text{H}_6$	1.26	2.63	4.23	5.65	6.61
$\text{Cl}_2$ *	-	0.005	0.0063	-	-
$\text{SO}_2$ *	0.002 (c)	0.0033	0.0065		
Acetone			0.00041	0.00085	0.0019
$\text{NH}_3$ *		0.000076		-	-

(a) -  $18^\circ\text{C}$ , (b) -  $75^\circ\text{C}$  (c) -  $10^\circ\text{C}$ , \* highly soluble, dissociating gas

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

Se il liquido uscente fosse all'equilibrio con il gas entrante, si avrebbe:

$$\left[\bar{x}_A^L\right]_2^* = \frac{\bar{x}_{A2}^G}{m_A} = \frac{0.0499}{33} = 0.00152$$

Il liquido uscente è molto vicino alla condizione di equilibrio.

Da relazioni che legano il coefficiente di trasferimento sul lato liquido al numero di Reynolds e al numero di Schmidt e quello sul lato gas alle portate delle due correnti si ricava:

$$K_{mx}^L a_i = 201 \text{ lbmol}/(\text{ft}^3 \text{ hr}) \quad K_{mx}^G a_i = 21.8 \text{ lbmol}/(\text{ft}^3 \text{ hr})$$

$$K_{OGx} a_i = \frac{1}{\frac{33}{201} + \frac{1}{21.8}} = 4.76 \text{ lbmol}/(\text{ft}^3 \text{ hr})$$

Essendo la relazione di equilibrio lineare, si può usare:

$$Z_T = \frac{H_{OG}}{\Phi_1} \ln \frac{\Phi_1 \bar{x}_{A2}^G + \Phi_2}{\Phi_1 \bar{x}_{A1}^G + \Phi_2}$$

$$\Phi_1 = 1 - m \frac{N^G}{N^L} = 1 - 33 \frac{\frac{250}{5000}}{18} = -0.0241$$

$$\Phi_2 = m \left( \frac{N^G}{N^L} \bar{x}_{A2}^G - \bar{x}_{A2}^L \right) = 33 \left( \frac{\frac{250}{5000}}{18} 0.0499 - 0.00139 \right)$$

$$\Phi_2 = 0.0051$$

# CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

---

$$NTU^G = \frac{1}{-0.0241} \ln \frac{-0.0241 \cdot 0.0499 + 0.0051}{-0.0241 \cdot 0.0052 + 0.0051} = 10.13$$

$$H_{OG} = \frac{N_z^G}{a_i K_{OG_x}} = \frac{\frac{250}{29}}{4.76} = 1.81 \text{ ft}$$

$$Z_T = 10.13 \cdot 1.81 = 18.3 \text{ ft}$$