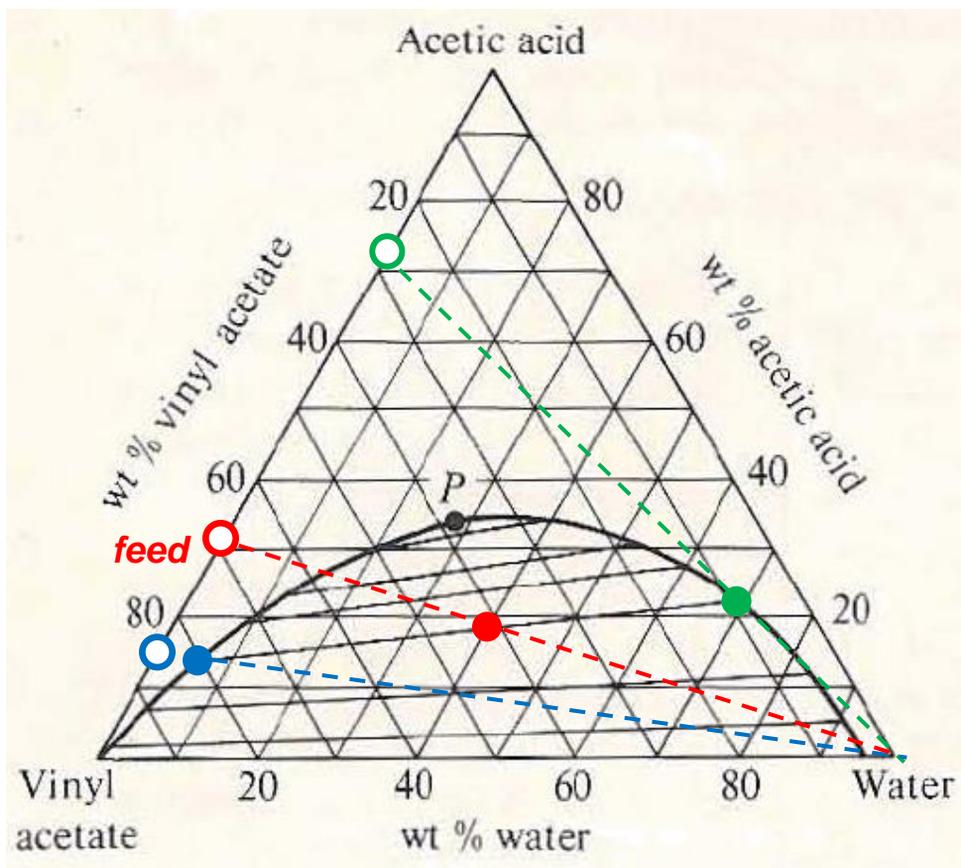
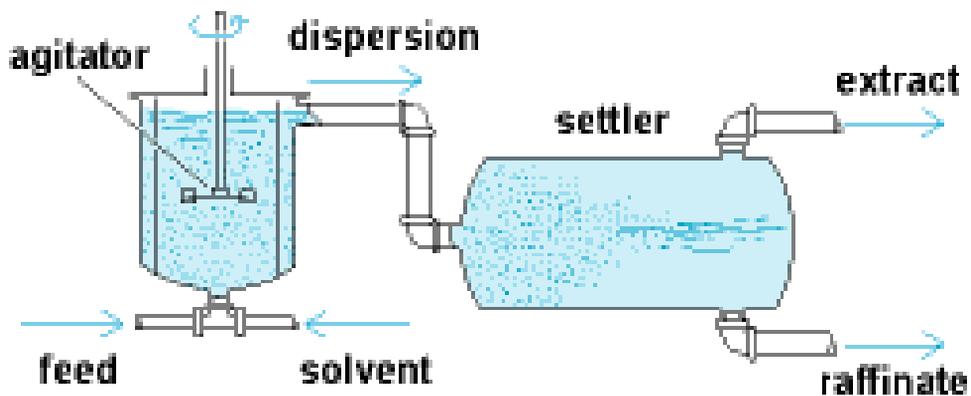


CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

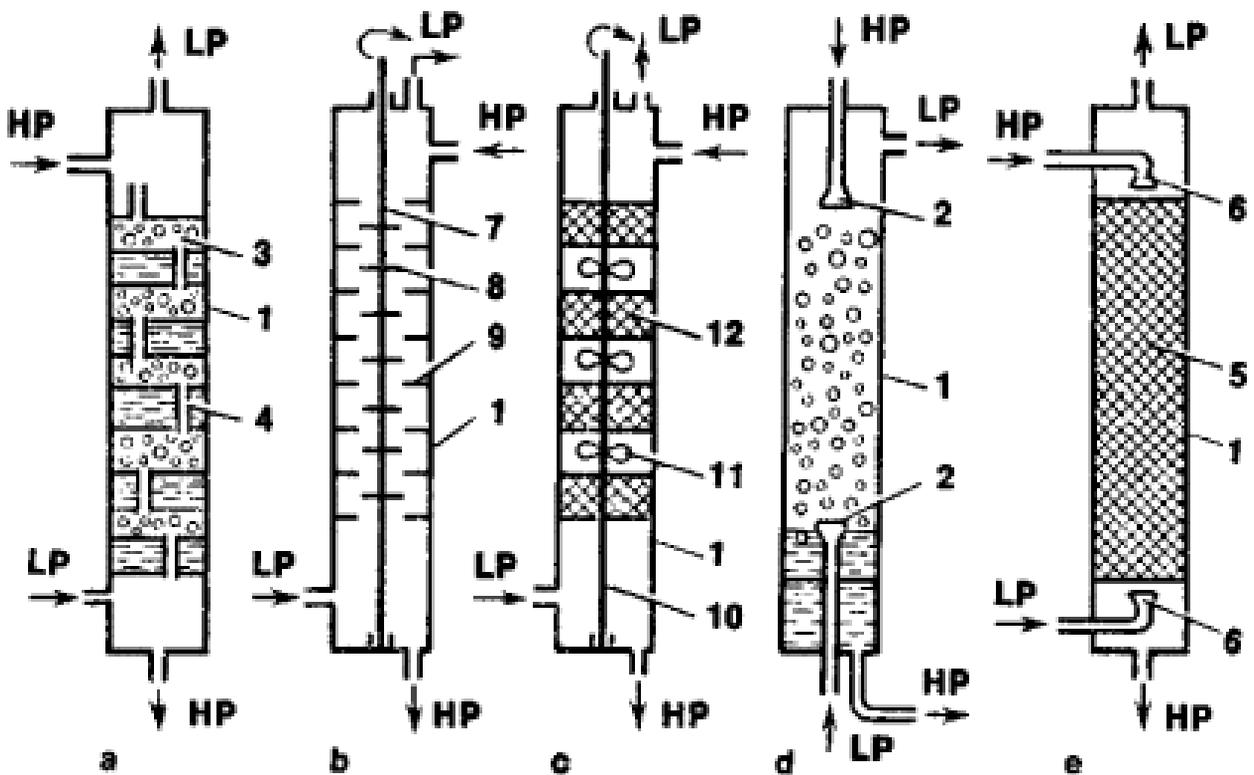
La velocità di trasferimento di massa attraverso l'interfaccia ha, per i processi di separazione, un ruolo altrettanto importante delle condizioni di equilibrio termodinamico tra le fasi perchè determina le dimensioni dell'apparecchiatura.



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

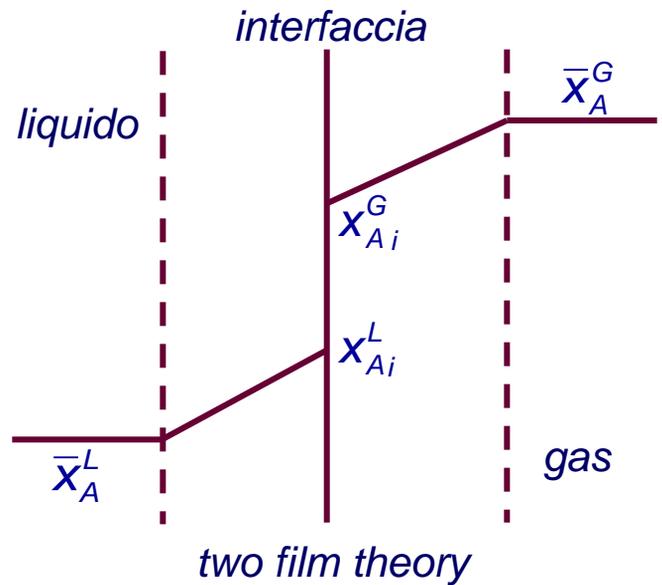
$$N_A = K_{OG} \Delta x_A$$

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

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

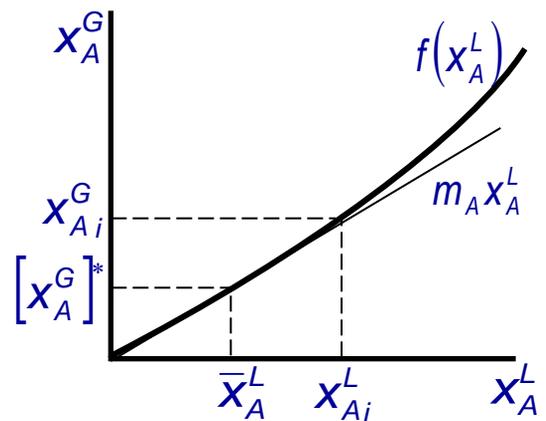


All'interfaccia vale la relazione di equilibrio

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

che è lineare per bassi valori di concentrazione

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



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

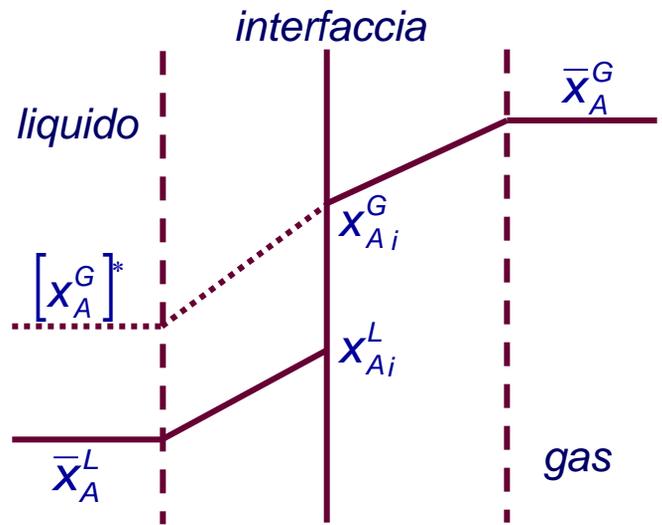
Le concentrazioni all'interfaccia non sono note e torna utile introdurre un'altra concentrazione calcolabile dall'equilibrio e dalla concentrazione della fase liquida (bulk)

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

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

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

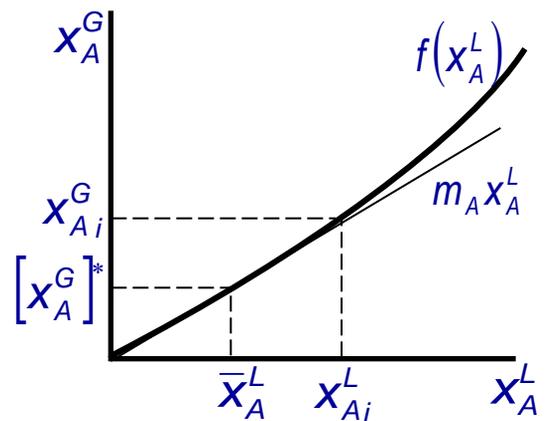


All'interfaccia vale la relazione di equilibrio

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

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 Δx_{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

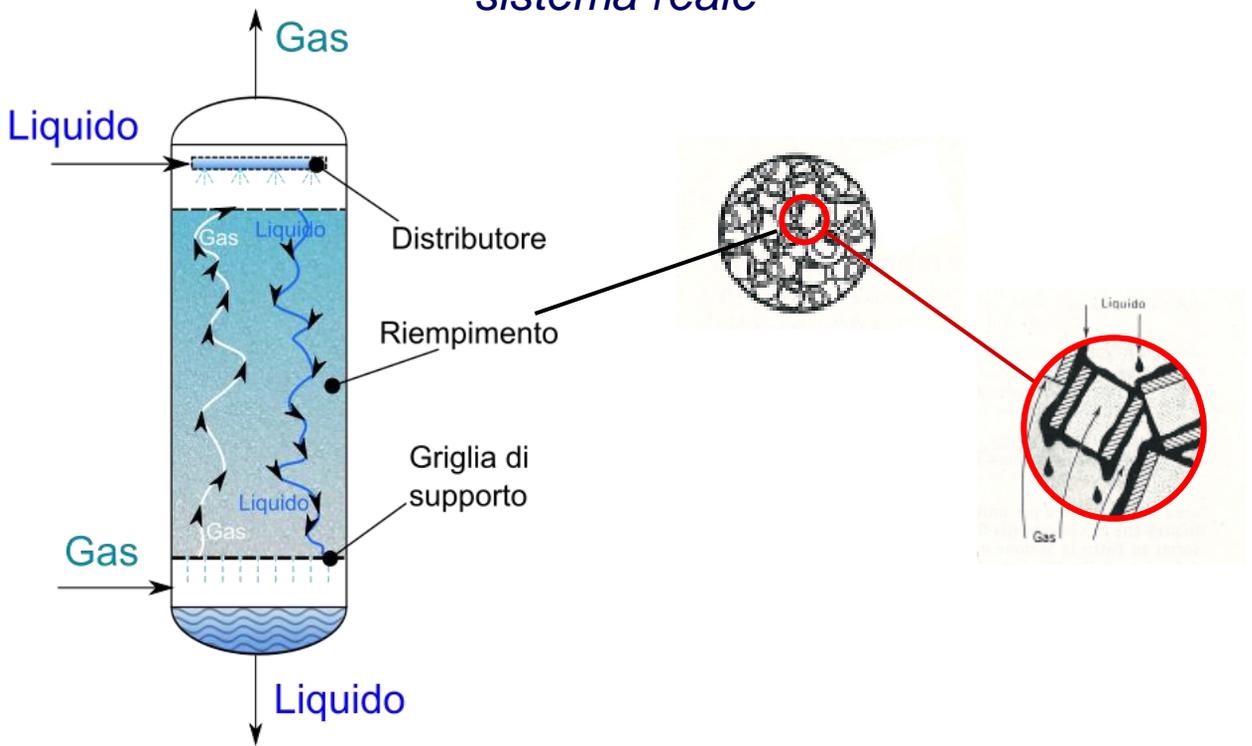
Per alti Sc ($430 < Sc < 10^5$)

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

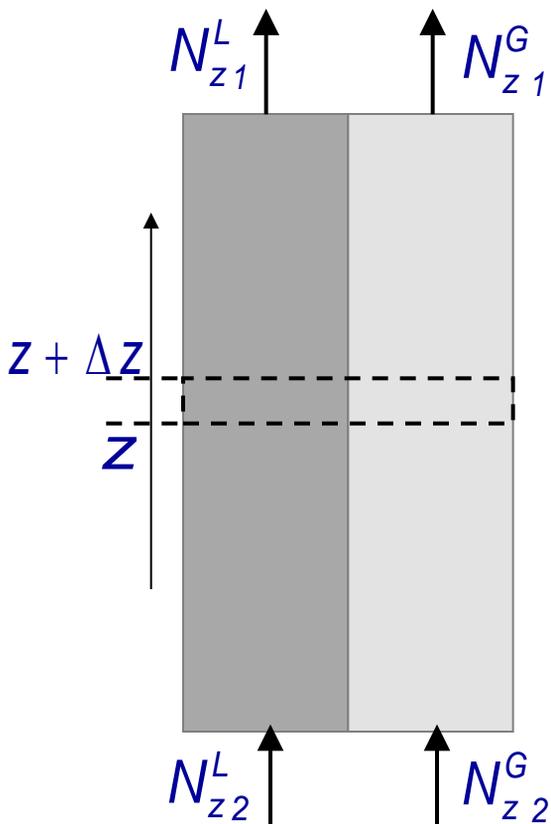
CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

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

sistema reale



modello semplificato



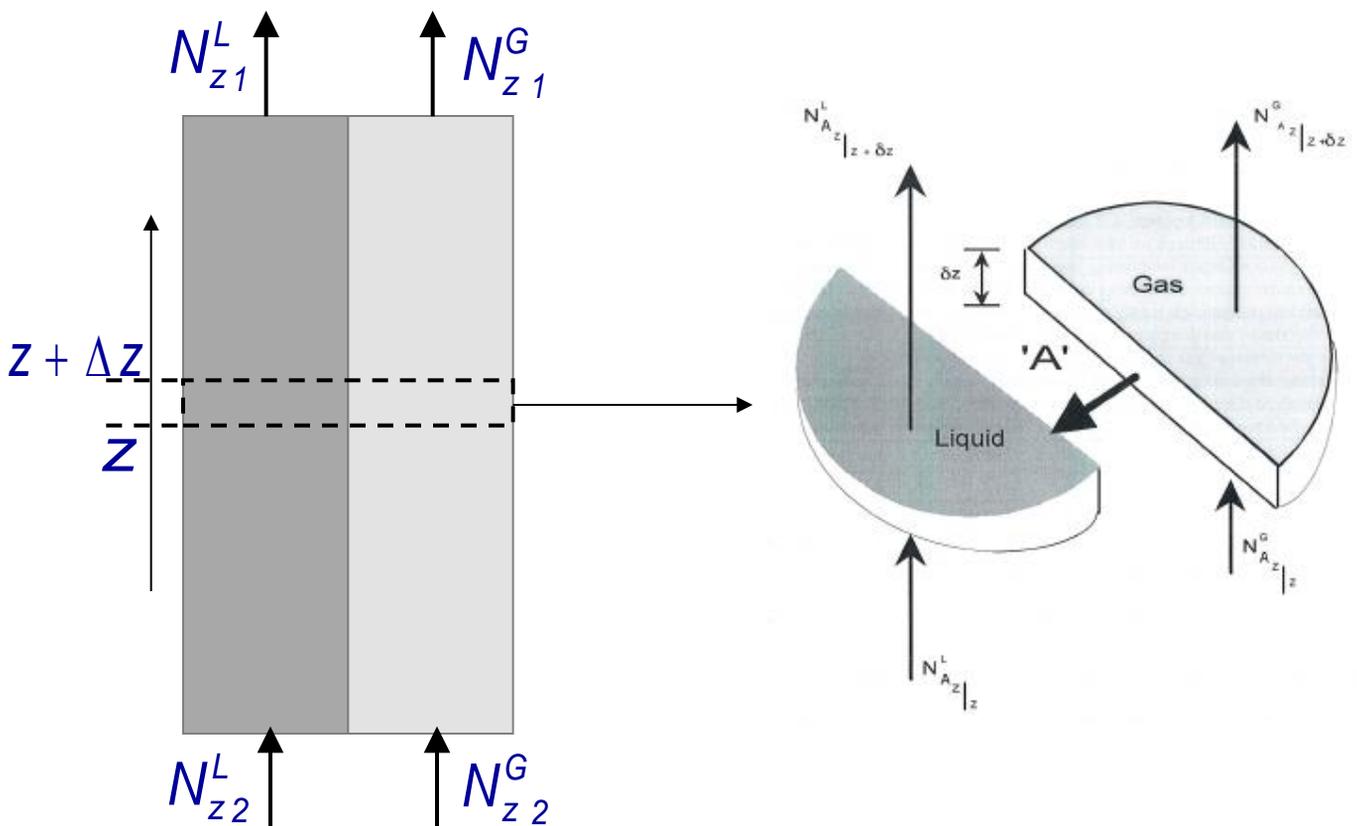
CALCOLI MACROSCOPICI: TRASPORTO DI MATERIA

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

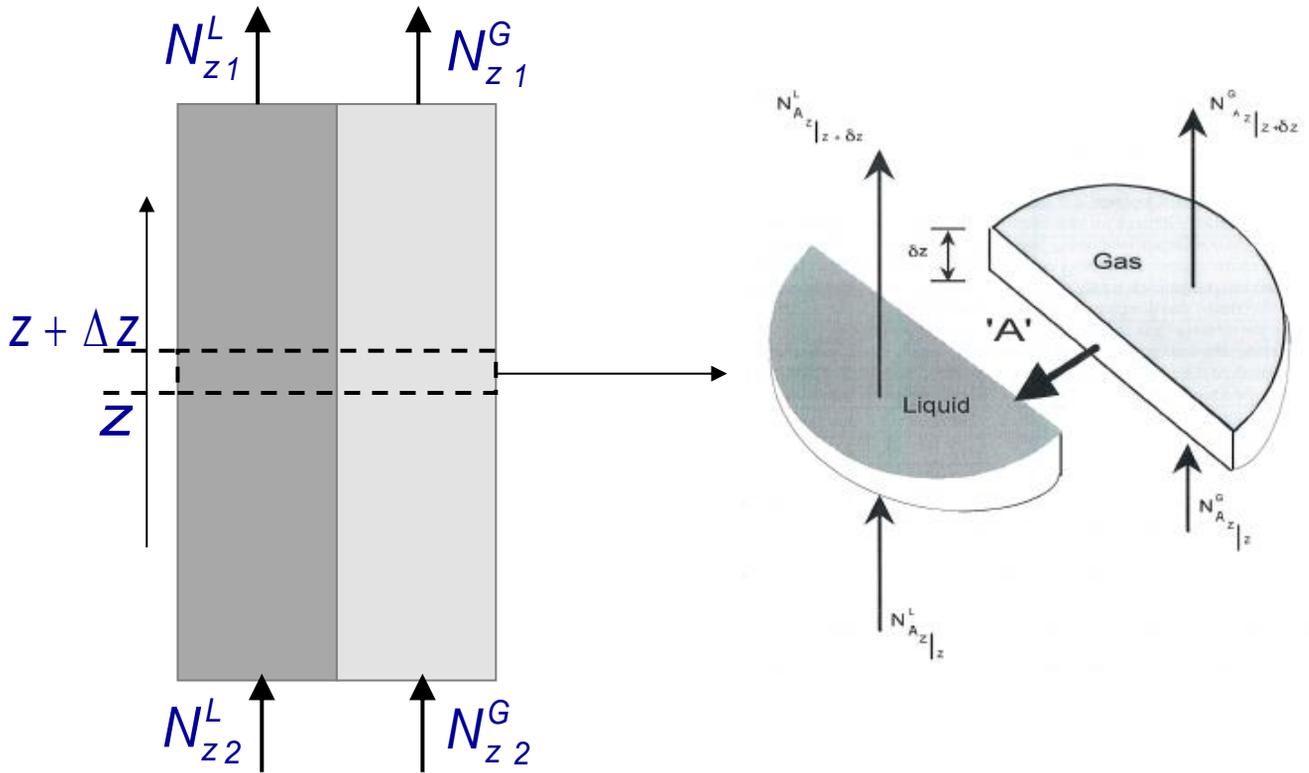
modello semplificato della sezione a riempimento

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

$$N_z^L = N_{z,2}^L = N^L$$

$$N_z^G = N_{z,2}^G = N^G$$

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

$$\bar{x}_A^L = \bar{x}_{A,2}^L - \frac{N^G}{N^L} (\bar{x}_{A,2}^G - \bar{x}_A^G)$$

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

$$\begin{aligned} \bar{x}_A^G - [x_A^G]^* &= \bar{x}_A^G - m \bar{x}_A^L = \bar{x}_A^G - m \bar{x}_{A,2}^L + m \frac{N^G}{N^L} (\bar{x}_{A,2}^G - \bar{x}_A^G) = \\ &= \bar{x}_A^G \left(1 - m \frac{N^G}{N^L} \right) + m \left(\frac{N^G}{N^L} \bar{x}_{A,2}^G - \bar{x}_{A,2}^L \right) \end{aligned}$$

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

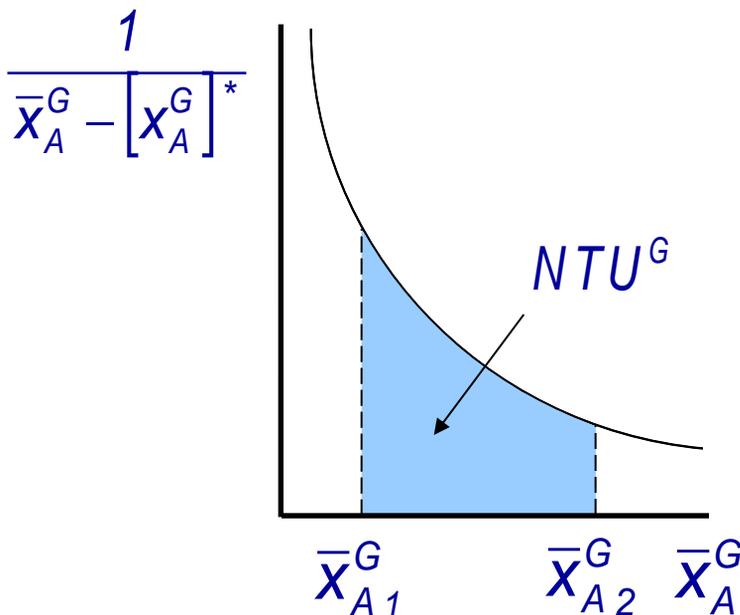
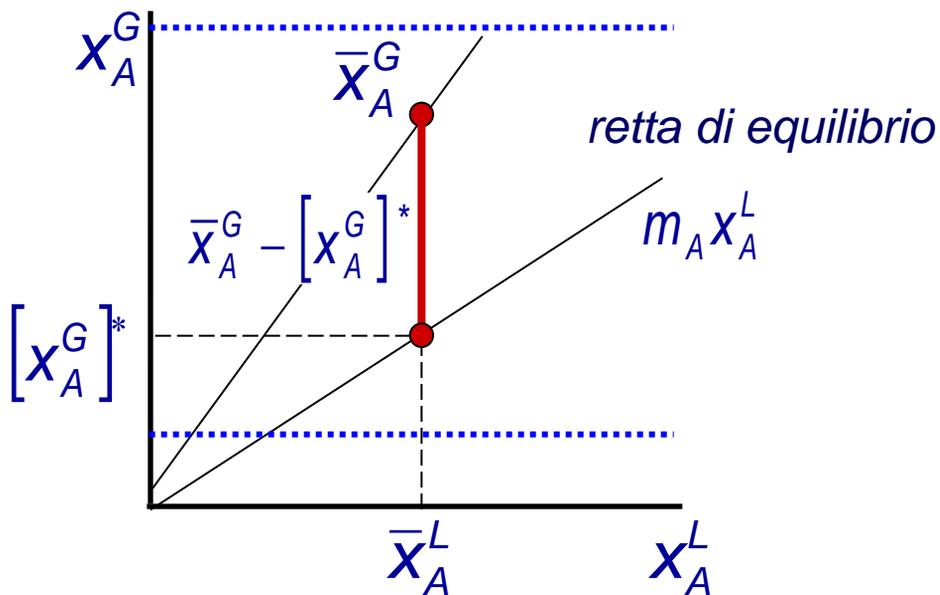
$$\Phi_1 = 1 - m \frac{N^G}{N^L} \quad \Phi_2 = m \left(\frac{N^G}{N^L} \bar{x}_{A,2}^G - \bar{x}_{A,2}^L \right)$$

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 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 SO_2 usando come solvente in controcorrente acqua a 20°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 SO_2 è:

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

La frazione molare di 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 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 SO_2 in acqua a 20°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
H_2	5.81	6.85	7.63	7.63	7.52
O_2	2.51	3.88	5.43	6.37	6.94
N_2	5.38	7.58	10.0	11.5	-
CO	-	4.9	-	-	-
CO_2	-	0.16 (a)	0.25	-	0.35 (b)
COS	0.92	2.19	-	-	-
CH_4	2.24	3.76	5.20	6.26	6.82
C_2H_2	0.07	0.12	-	-	-
C_2H_4	0.49	0.99	1.62	-	-
C_2H_6	1.26	2.63	4.23	5.65	6.61
Cl_2 *	-	0.005	0.0063	-	-
SO_2 *	0.002 (c)	0.0033	0.0065		
Acetone			0.00041	0.00085	0.0019
NH_3 *		0.000076		-	-

(a) - 18°C , (b) - 75°C (c) - 10°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

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

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

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