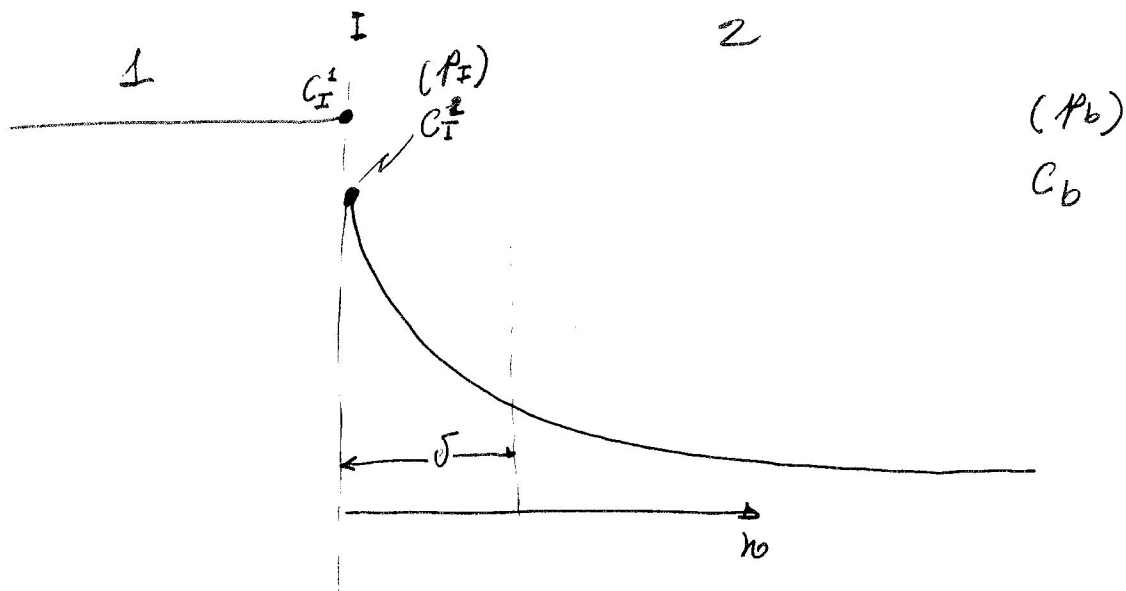


COEFFICIENTI DI TRASFERIMENTO DI MASSA: DEFINIZIONE



$$N = k_c (c_I^2 - c_b) \quad (1)$$

o

$$N = k_g (p_I^2 - p_b) \quad (2)$$

$$N : \frac{\text{moli}}{\text{cm}^2 \text{ Sec.}}$$

(1) e (2) ~~sono~~ rappresentano la definizione di k_g e k_c !!

Note : 1) Per ~~la~~ controdiffusione equimolecolare

$$k_c = \frac{D}{\delta} ; k_g = \frac{D}{\delta RT}$$

2) la definizione del coefficiente di trasferimento materiale dipende da come esprimiamo la differenza di composizioni (frac. molare, frac. ponderale, conc. molari, press. parz. etc...)

(Vedi Tab. 7-1 pag 310)

3) Segue allora:

$$k_g = \frac{k_c}{RT} = \frac{k_y}{P} ; k_c = \frac{k_x}{C_T}$$

STIMA DEL COEFFICIENTE DI

TRASFERIMENTO MATERIALE

L'analisi dimensionale può essere usata come mezzo per ottenere espressioni utili per correlare i dati sperimentali!

Caso particolare: colonna a pareti bagnate

$$k_c = f(G_p, \mu, \rho, d, D) \quad (3)$$

$$[k_c] = \frac{L}{T} ; G_p = \frac{M}{T L^2} ; \mu = \frac{M}{L T} ; \rho = \frac{M}{L^3} ; d = L ; D = \frac{L^2}{T}$$

da (3) può essere scritta come:

$$k_c = \gamma G_p^a \mu^b s^c d^e D^f$$

o:

$$\frac{L}{T} = \gamma \left(\frac{M}{TL^2} \right)^a \left(\frac{M}{LT} \right)^b \left(\frac{M}{L^3} \right)^c (L)^e \left(\frac{L^2}{T} \right)^f \quad (4)$$

da (4) deve rispettare il principio di omogeneità
(dimensioni del 1° membro = dimensioni del 2° membro)

Quindi:

$$a) L : 1 = -2a - b - 3c + e + 2f$$

$$b) M : 0 = a + b + c$$

$$c) T : -1 = -a - b - f$$

5 incognite: a, b, c, e, f

3 equazioni $\longrightarrow$ 2 gradi di libertà, cioè

~~3~~ 3 incognite potranno essere espresse in funzione delle altre 2.

Supponiamo di voler esprimere b, e, f in funzione di a e c .

$$b = -a - c$$

4

$$f = -a - b + 1 = -a + a + c + 1 = c + 1$$

$$e = 1 + 2a + b + 3c - 2f = 1 + 2a - a - c + 3c - 2c - 2 = -1 + a$$

Quindi:

$$k_c = \gamma G_p^a \mu^{-a-c} \rho^c D^{c+1} d^{a-1}$$

$$k_c = \gamma \frac{D}{d} \left(\frac{G_p d}{\mu} \right)^a \left(\frac{\rho D}{\mu} \right)^c$$

$$\boxed{\frac{k_c d}{D} = \gamma \left(\frac{G_p d}{\mu} \right)^a \left(\frac{\rho D}{\mu} \right)^c} \quad (5)$$

$$\boxed{\frac{k_c d}{D} = f \left[\left(\frac{G_p d}{\mu} \right)^a \left(\frac{\rho D}{\mu} \right)^c \right]} \quad (6)$$

$$\frac{G_p d}{\mu} = \frac{\rho u d}{\mu} = Re$$

numero di Reynolds

$$\frac{\mu}{\rho D} = Sc$$

numero di Schmidt

$$\frac{k_c d}{D} = Sh$$

numero di Sherwood

Le equazioni (5) o (6) ci mostrano come dovremmo correggere i dati sperimentali o coefficienti: γ , a e c debbono essere determinati in modo da avere il miglior accordo con i dati sperimentali.

Per esempio nel caso di ^{colonne a} pareti bagnate:

per i liquidi

$$\frac{k_c d}{D} = 0.023 \left(\frac{G_p d}{\mu} \right)^{0.83} \left(\frac{\mu}{8D} \right)^{0.33} \quad (7)$$

per i gas

$$\frac{p_{zmen}}{P} \frac{k_c d}{D} = 0.023 \left(\frac{G_p d}{\mu} \right)^{0.83} \left(\frac{\mu}{8D} \right)^{0.33} \quad (8)$$

p_{zmen} è la media log. della pressione parziale dell'inerte.

LEGGERE

ANALOGIA DI COLBURN

16

Applicando il procedimento visto al paragrafo precedente al coefficiente di scambio termico laminare, h , si ottiene:

$$h = f(G_p, \mu, s, d, k, c_p)$$

$$\frac{h d}{k} = \gamma \left(\frac{G_p d}{\mu} \right)^a \left(\frac{\mu c_p}{k} \right)^b$$

$$\frac{h d}{k} = Nu$$

numero di Nusselt

$$\frac{\mu c_p}{k} = Pr$$

numero di Prandtl.

Per una colonna a pareti bagnate si è trovato:

$$\left\{ \frac{h d}{k} = 0.023 \left(\frac{G_p d}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{\mu c_p}{k} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \right\} \quad (9)$$

μ_w : viscosità del fluido alla temperatura di parete.

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \sim 1 \text{ in prima approssimazione.}$$

Dalla (9) segue:

$$\frac{Nu}{Re Pr} = St = \frac{h}{\rho c_p u_m} = 0.023 Re^{-0.2} Pr^{-0.67} \quad (10)$$

St: numero di Stanton

La (10) può essere riscritta come

$$\left(\frac{h}{\rho c_p u_m} \right) \left(\frac{c_p u_m}{k} \right)^{0.67} = 0.023 Re^{-0.2} \equiv \phi_1(Re) \quad (11)$$

Lo stesso tipo di manipolazione può essere applicato alla (7):

$$\left(\frac{k_c d}{D} \right) \frac{1}{Re Sc^{0.33}} = 0.023 Re^{-0.17}$$

o:

$$\left\{ \frac{k_c}{u_m} \left(\frac{u_m}{D \rho} \right)^{0.67} \right\} = 0.023 Re^{-0.17} = \phi_2(Re) \quad (12)$$

Nota: $\phi_1(Re) = J_H$

$\phi_2(Re) = J_D$

Se si confrontano le (11) e (12) e si trascura la differenza $Re^{0.03}$ segue:

$$\frac{h}{\rho g u_m} \left(\frac{c_p u}{k} \right)^{0.67} = \frac{k_c}{u_m} \left(\frac{\mu}{D g} \right)^{0.67} \quad (13)$$

o :

$$J_D = J_H \quad (14)$$

da (13) o (14) forniscono l'analogia di Colburn tra i processi di trasferimento di massa e di calore

TRASFERIMENTO DI MASSA TRA DUE FASI FLUIDE A CONTATTO

- Avendo due fasi a contatto dobbiamo tener presente le relazioni di equilibrio tra le composizioni dei vari componenti presenti in entrambe le fasi

Per esempio per un sistema G-L:

$$p_i = f(c_i)$$

- Se le concentrazioni nelle 2 fasi corrispondono a quelle di equilibrio allora non si avrà trasferimento di massa.

- le Teorie:

i) del Doppio Film

e

ii) della Penetrazione

Sono le più usate per descrivere la cinetica del trasferimento di massa.

Teoria del Doppio Film

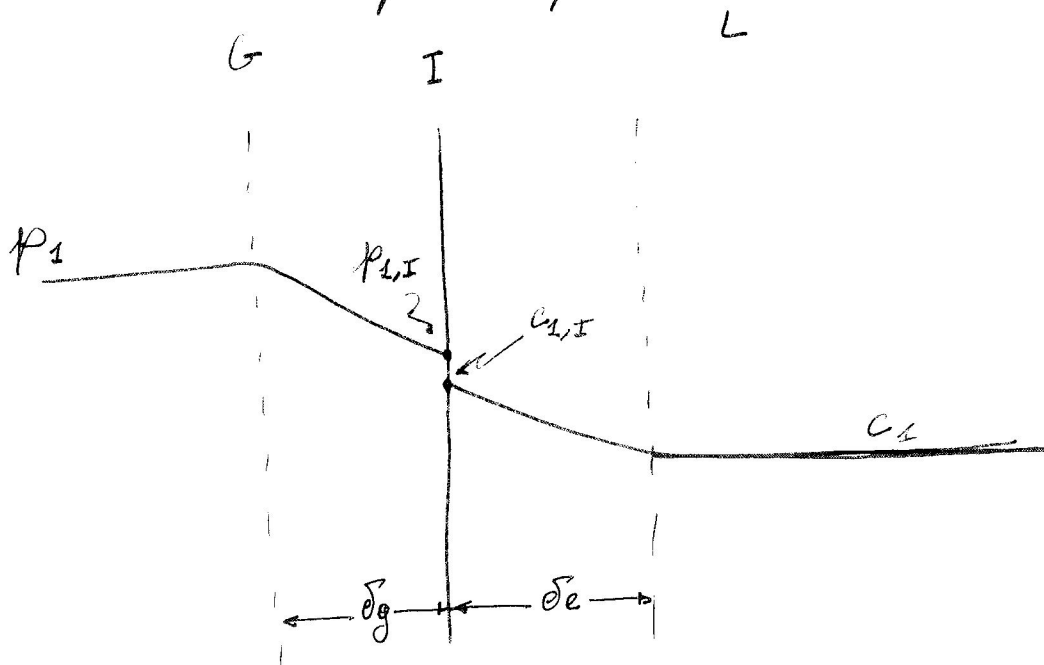
(Withman 1923)

12.1

Ipotesi :

- i) condizioni stazionarie e ^{nelle due fasi}
- ii) i gradienti di composizione ^{sono localizzati} in due films, in corrispondenza dell'interfaccia.
- iii) all'interfaccia si stabilisce un equilibrio

Per un trasferimento di massa da una fase gassosa ad una fase liquida la situazione è:



All'interfaccia si ha:

$$P_{1,I} = f_{eq}(C_{1,I}) \quad (1)$$

Nota : (1) può essere: i) legge di Raoult,
ii) legge di Henry, etc...

(2)

Esprimendo i flussi all'interfaccia visti dalle due fasi, si ha:

$$N_{1,g} = k_g (p_1 - p_{1,I}) \quad (2)$$

$$N_{1,l} = k_c (C_{1,I} - C_1) \quad (3)$$

In condizioni stazionarie:

$$N_{1,g} = N_{1,l}$$

(4)

cioè

$$k_g (p_1 - p_{1,I}) = k_c (C_{1,I} - C_1)$$

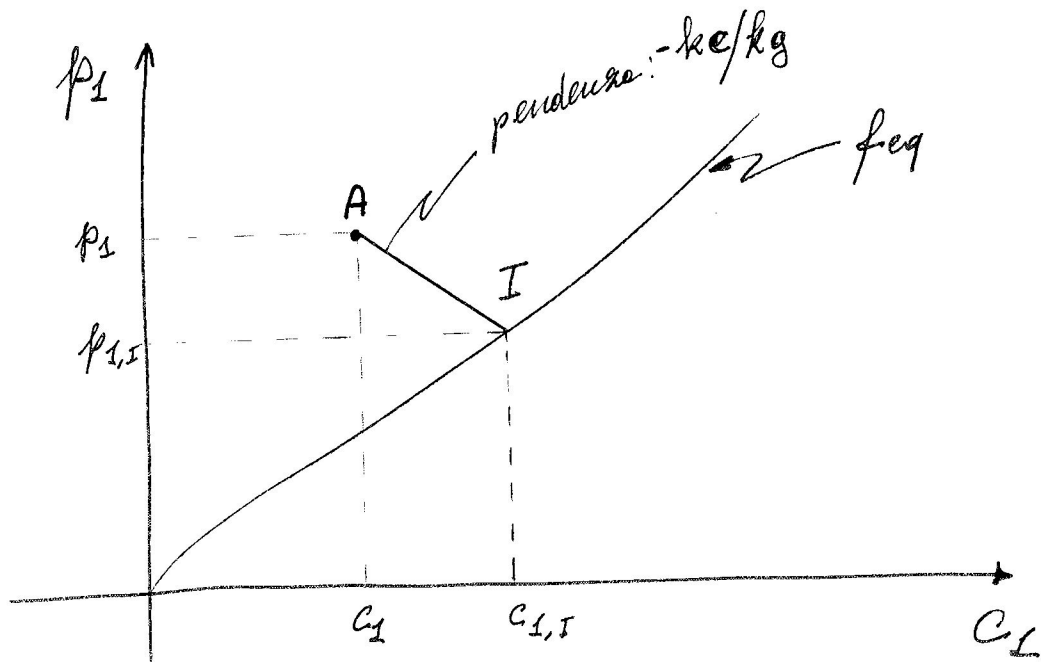
o

$$\left\{ \frac{p_1 - p_{1,I}}{C_1 - C_{1,I}} = - \frac{k_c}{k_g} \right\} \quad (5)$$

il fatto

Nota : •) la (4) esprime che in condiz. staz. non si ha accumulato all'interfaccia

$$•) k_g = \frac{D_g}{\delta_g} ; k_c = \frac{D_c}{\delta_c}$$



Quindi: assegnati C_1 , p_1 , k_g e k_c possiamo calcolare i valori delle composizioni alla interfaccia.

È più conveniente riferirsi a composizioni di "bulk" (C_1 e p_1). Si introducono allora coefficienti ^{globali} di trasferimento di massa (k_g e k_c) così definiti:

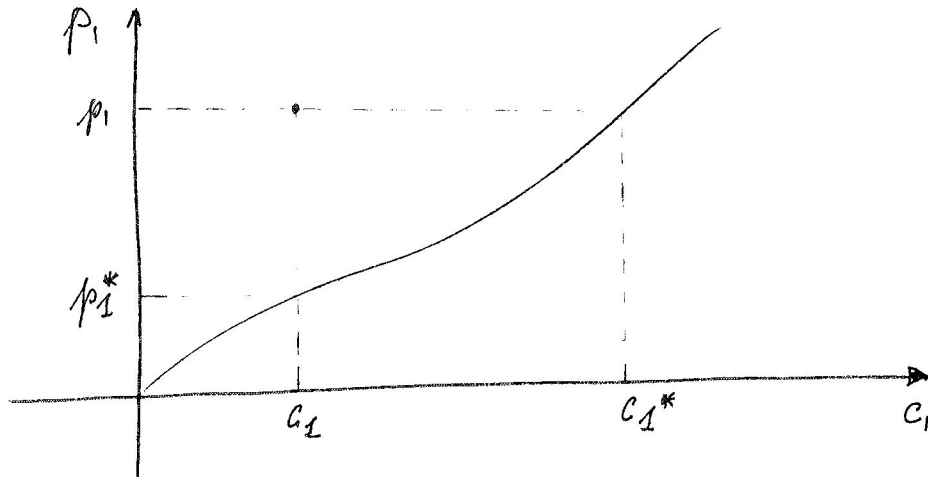
$$N_{1,g} = k_g (p_1 - p_1^*) \quad (6)$$

$$N_{1,e} = k_c (C_1^* - C_1)$$

dove:

$$p_1^* = f_{eq}(c_1)$$

$$p_1 = f_{eq}(c_1^*)$$



Dalle (6) segue:

$$k_g(p_1 - p_1^*) = k_c(c_1^* - c_1)$$

0

$$\frac{1}{k_g} = \frac{p_1 - p_{1,I} + p_{1,I} - p_1^*}{N_1} = \frac{p_1 - p_{1,I}}{N_1} + \frac{p_{1,I} - p_1^*}{N_1}$$

dall (2)⁽³⁾ segue allora:

$$\frac{1}{k_g} = \frac{1}{k_g} + \frac{p_{1,I} - p_1^*}{k_c(c_{1,I} - c_1)} \quad (7)$$

Se vale la legge di Henry $h(Z)$ si riduce a:

(5)

$$\left\{ \frac{1}{k_g} = \frac{1}{k_c} + \frac{H}{k_c} \right\} \quad (8)$$

Similmente

$$\left\{ \frac{1}{k_c} = \frac{1}{k_c} + \frac{1}{H k_g} \right\} \quad (9)$$

Nota:

$$\left(\frac{\text{Resistenza nella fase gassosa}}{\text{Resist. Totale}} \right) = \frac{p_1 - p_{1,I}}{p_1 - p_1^*} = \frac{1/k_g}{1/k_g} \quad (10)$$

$$\left(\frac{\text{Resistenza nella fase liquida}}{\text{Resistenza Totale}} \right) = \frac{C_{1,I} - C_1}{C_1^* - C_1} = \frac{1/k_c}{1/k_c}$$

Casi limite:

a) gas molto solubile (H piccolo)

$$\frac{1}{k_g} \approx \frac{1}{k_g} \rightarrow \text{resist. in fase gass.}$$

b) gas poco solubile (H grande)

$$\frac{1}{k_c} \approx \frac{1}{k_c} \rightarrow \text{resist. in fase liq.}$$