

PQI – 3303 – Fenômenos de Transporte III – 2019

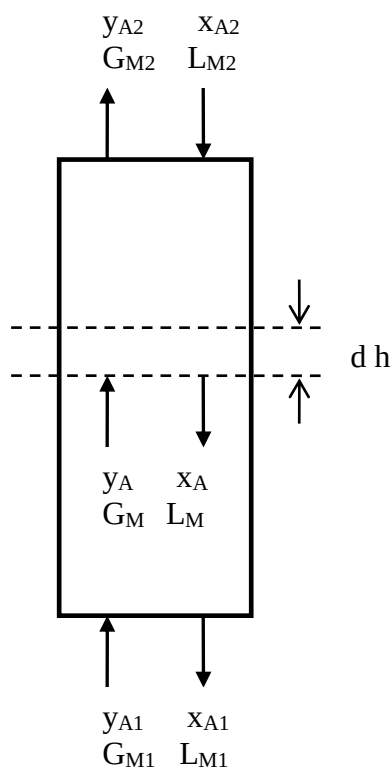
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA DA EPUSP

Absorção Gasosa

Absorção gasosa é uma operação de separação que envolve a transferência de um ou mais componentes de uma fase gasosa para um solvente líquido. Exemplos clássicos são: absorção de cloro em água e absorção de amônia em água. O processo de transferência de massa no sentido inverso - da fase líquida para a gasosa - é denominado "stripping" ou "desorption" (desabsorção).

1. Balanço de Massa - Absorção monocomponente

O esquema da figura 1 é de uma coluna de absorção, recheada ou do tipo "spray", com as fases gasosa e líquida em escoamento contracorrente.



G - vazão molar do gás, kmol/s

L - vazão molar de líquido, kmol/s

G_M - fluxo molar de gás, kmol/(m² s)

L_M - fluxo molar de líquido, kmol/(m² s)

x_A - fração molar do soluto A na fase líquida

y_A - fração molar do soluto A na fase gasosa

h - altura da coluna

Figura 1 - Esquema da coluna de absorção - contracorrente.

As vazões de gás e líquido são usualmente expressas pelos respectivos fluxos $G_M = G/A$ e $L_M = L/A$, sendo A a área da seção transversal da coluna.

O balanço de massa de A para o elemento de altura diferencial dh , envolvendo as duas fases, é expresso por:

$$d(G_M y_A) = d(L_M x_A) \quad (1)$$

O fluxos molares G_M e L_M podem ser expressos pelos respectivos fluxos molares de inertes G_M' e L_M' , conforme as expressões:

$$G_M = \frac{G_M'}{1-y_A} ; \quad L_M = \frac{L_M'}{1-x_A} \quad (2)$$

Substituindo-se (2) em (1), tem-se:

$$d\left(\frac{y_A G_M'}{1-y_A}\right) = d\left(\frac{x_A L_M'}{1-x_A}\right) \quad (3)$$

$$G_M' \frac{dy_A}{(1-y_A)^2} = L_M' \frac{dx_A}{(1-x_A)^2} \quad (4)$$

Integrando-se a equação (4) ao longo da coluna, do topo até uma altura genérica, resulta:

$$G_M' \left[\frac{y_A}{1-y_A} - \frac{y_{A2}}{1-y_{A2}} \right] = L_M' \left[\frac{x_A}{1-x_A} - \frac{x_{A2}}{1-x_{A2}} \right] \quad (5)$$

A curva $y_A = f(x_A)$, expressa pela equação (5), é conhecida como a *linha de operação* da coluna. Relaciona a concentração de A no seio do gás, y_A , com a composição de A no seio do líquido, x_A , ao longo da altura da coluna.

Na figura 2 são apresentadas as curvas de operação e de equilíbrio para uma operação de absorção e uma operação de "stripping".

No caso de sistemas diluídos, tem-se : $G_M' \cong G_M$, $L_M' \cong L_M$, $1-y_A \cong 1$, $1-x_A \cong 1$

Simplificando-se (5), resulta a relação linear:

$$G_M(y_A - y_{A2}) = L_M(x_A - x_{A2}) \quad (6)$$

$$y_A = \frac{L_M}{G_M}(x_A - x_{A2}) + y_{A2} \quad (7)$$

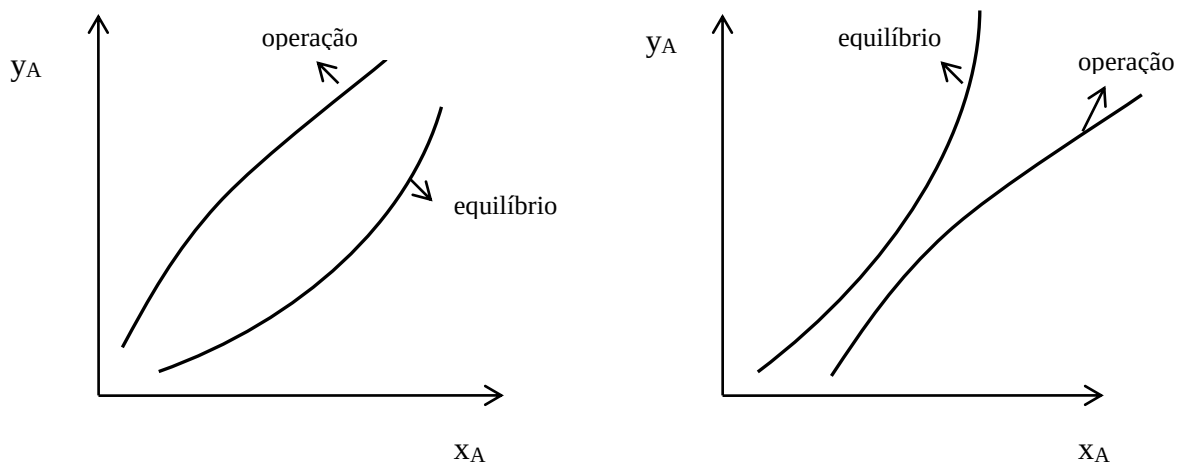


Figura 2 : a) Absorção

b) "Stripping"

No projeto de absorvedores, a vazão de gás G , as composições do gás y_{A1} e y_{A2} e a composição do líquido alimentado x_{A2} são geralmente conhecidas. A especificação da vazão de líquido é um parâmetro a ser definido no projeto, e o seu valor é limitado pela relação $(L/G)_{\min}$, conforme ilustrado na figura 3 pela reta AD. No caso da operação de "stripping" a limitação é expressa por um valor de $(L/G)_{\max}$, de forma análoga.

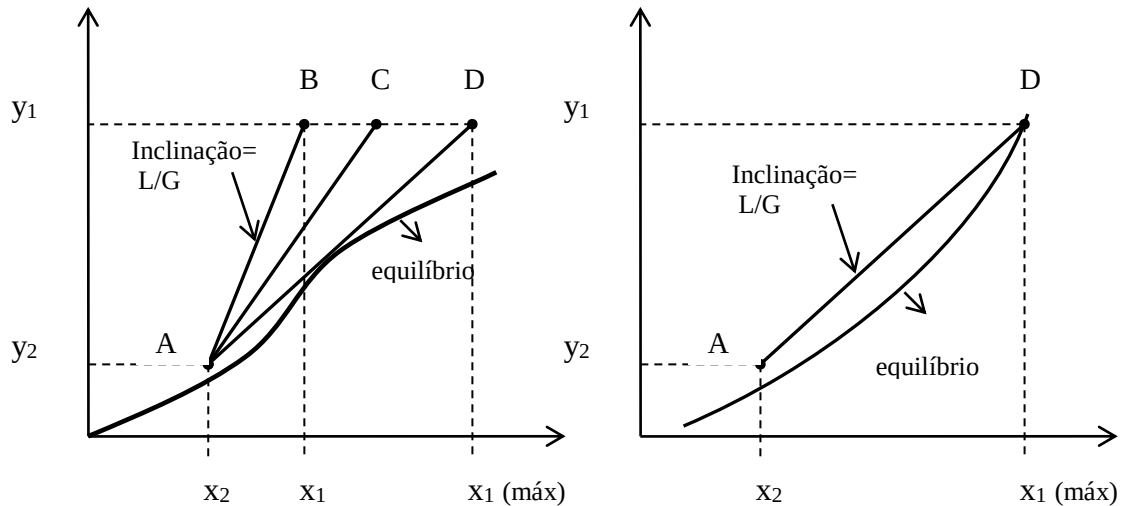


Figura 3 - Relação (L/G) para absorção.

2. Fluxo de Transporte de Massa - Absorção monocomponente

Retomando-se o balanço de massa A, no elemento dh , para a fase gasosa até a interface, tem-se:

$$-d(Gy_A) = N_A dA_i \quad (8)$$

Onde N_A é o fluxo molar de A na interface gás-líquido e dA_i a área interfacial elemental, que pode ser expressa em função da área específica interfacial, a , do recheio por:

$$dA_i = a dV = a A dh \quad (9)$$

No caso da transferência exclusivamente do soluto A, da fase gasosa para a líquida, o balanço na fase gasosa é simplificado para:

$$d(G_M y_A) = G_M dy_A + y_A dG_M = dG_M \quad (10)$$

tem-se, portanto:

$$dG_M = G_M \frac{dy_A}{1 - y_A} \quad (11)$$

Substituindo-se (11), (9) e $G_M = G/A$ em (8), resulta:

$$dh = - \frac{G_M dy_A}{N_A a (1 - y_A)} \quad (12)$$

O fluxo molar interfacial, N_A , pode ser expresso em termos do coeficiente global K_y , referente à fase gasosa, e em termos dos coeficientes individuais k_y e k_x :

$$N_A = K_y (y_A - y_A^*) \quad (13)$$

$$N_A = k_y (y_A - y_{Ai}) = k_x (x_{Ai} - x_A) \quad (14)$$

A figura 4 mostra a relação entre a curva de operação e a de equilíbrio. x e y são as concentrações nas fases gás líquido em uma dada altura da coluna; x_i e y_i são as composições interfaciais na mesma altura. A linha pontilhada é expressa pela equação abaixo:

$$-\frac{y - y_i}{x - x_i} = \frac{k_x}{k_y} \quad (15)$$

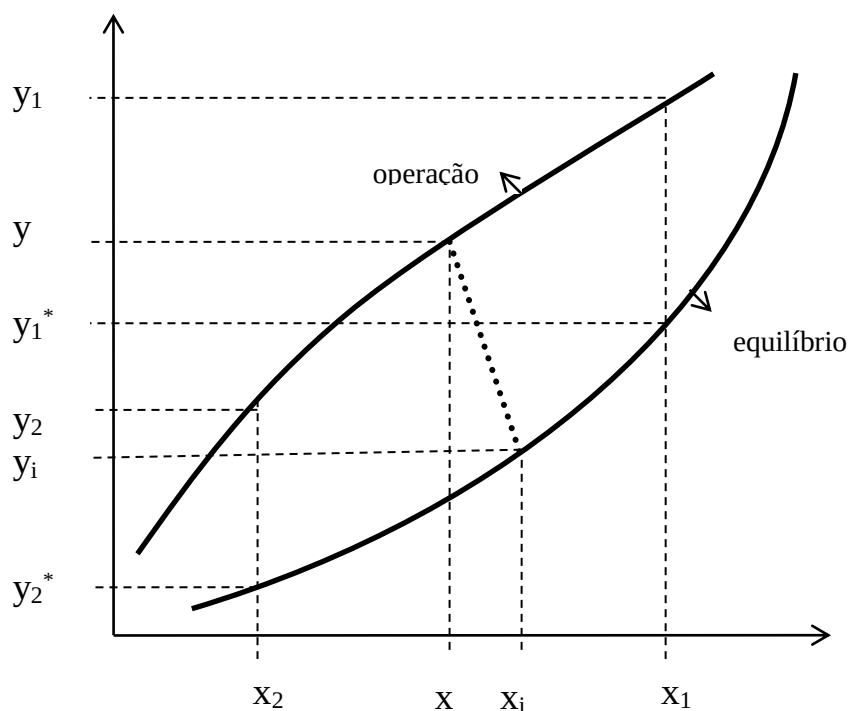


Figura 4 - Relação entre as curvas de operação e de equilíbrio e composições interfaciais.

Substituindo-se (13) em (12), resulta:

$$dh = -\frac{G_M dy_A}{K_y a (y_A - y_A^*) (1 - y_A)} \quad (16)$$

Multiplicando-se e dividindo-se por $y_{B, LN}^*$, e integrando-se do fundo, y_1 , ao topo, y_2 , da coluna, tem-se:

$$\int_0^h dh = -\int_{y_1}^{y_2} \frac{G_M y_{B, LN}^* dy_A}{K_y a y_{B, LN}^* (y_A - y_A^*) (1 - y_A)} \quad (17)$$

A concentração y_A^* é relacionada à concentração y_A pelo balanço de massa envolvendo as fases gás e líquida - linha de operação - e o equilíbrio na interface.

A equação (17) é usualmente expressa da seguinte forma:

$$h = N_{OG} H_{OG} \quad (18)$$

$$\text{onde: } H_{OG} = \frac{G_M}{K_y a y_{B, LN}^*} \quad (19)$$

é a altura de unidade de transferência (AUT) global média, cuja variação ao longo da coluna é pouco intensa,

$$\text{e: } N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{y_{B, LN}^* dy_A}{(y_A - y_A^*)(1 - y_A)} \quad (20)$$

2.1 Cálculo do N_{OG}

Aproximando-se a média logarítmica $y_{B, LN}^*$ pela aritmética, tem-se:

$$y_{B, LN}^* = (1 - y_A)_{LN}^* \cong \frac{(1 - y_A) + (1 - y_A)^*}{2} \quad (21)$$

Substituindo-se na expressão do N_{OG} , resulta uma equação de fácil integração:

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{[(1 - y_A) + (1 - y_A)^*] dy_A}{2(y_A - y_A^*)(1 - y_A)}$$

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} + \frac{1}{2} \ln \left(\frac{1 - y_2}{1 - y_1} \right) \quad (22)$$

No caso de sistemas diluídos, simplificações adicionais podem ser feitas e a equação (22) reduz-se a:

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} \quad (23)$$

A relação de equilíbrio pode ser aproximada por uma expressão linear do tipo:

$$y_A^* = m x_A + b \quad (24)$$

E, finalmente, o balanço de massa de A - linha de operação - é expresso pela equação (7):

$$y_A = \frac{L_M}{G_M} (x_A - x_{A2}) + y_{A2} \quad (7)$$

Substituindo-se as relações lineares (7) e (24) na equação (23), resulta a expressão:

$$N_{OG} = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{\frac{(y_A - y_A^*)_1 - (y_A - y_A^*)_2}{\ln[(y_A - y_A^*)_1 / (y_A - y_A^*)_2]}} \quad (25)$$

Muitas soluções diluídas seguem a lei de Henry, expressa por:

$$y_A^* = mx_A \quad (26)$$

A partir da linha de operação (equação (7)) e de equilíbrio (equação (26)), tem-se para a expressão do N_{OG} :

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\frac{y_{A1} - mx_{A2}}{y_{A2} - mx_{A2}} \left(1 - \frac{1}{\lambda} \right) + \frac{1}{\lambda} \right]}{1 - \frac{1}{\lambda}} \quad (27)$$

onde λ é o fator de absorção, definido por:

$$\lambda = \frac{L_M}{mG_M} \quad (28)$$

No caso da operação de "stripping", tem-se, analogamente:

$$N_{OL} = \frac{1}{1 - \lambda} \ln \left[(1 - \lambda) \left(\frac{x_{A2} - y_{A1}/m}{x_{A1} - y_{A1}/m} \right) + \lambda \right] \quad (29)$$

As expressões para cálculo do N_{OG} e do N_{OL} , apresentadas neste item, referem-se a sistemas cujos efeitos térmicos são desprezíveis (sistemas isotérmicos).

2.2 Cálculo do H_{OG}

Da definição do coeficiente global, K_y , a partir dos coeficientes convectivos individuais, para sistemas que satisfazem a lei de Henry, tem-se:

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a} \quad (30)$$

Multiplicando-se a equação (30) por G_M e dividindo-se $y_{B,LN}^*$, resulta:

$$\frac{G_M}{K_y a y_{B,LN}^*} = \frac{G_M}{k_y a y_{B,LN}^*} \frac{y_{B,LN}}{y_{B,LN}} + \frac{G_M m}{k_x a y_{B,LN}^*} \frac{L_M}{L_M} \frac{x_{B,LN}}{x_{B,LN}} \quad (31)$$

A equação (31) passa a ser expressa em termos das alturas de unidades de transferência de massa - AUT:

$$H_{OG} = H_G \frac{y_{B,LN}}{y_{B,LN}^*} + \left(\frac{G_M m}{L_M} \right) H_L \frac{x_{B,LN}}{y_{B,LN}^*} \quad (32)$$

$$\text{onde:} \quad H_G = \frac{G_M}{k_y a} \frac{1}{y_{B,LN}} \quad (33)$$

$$H_L = \frac{L_M}{k_x a} \frac{1}{x_{B,LN}} \quad (34)$$

No caso de sistemas diluídos as equações (32), (33) e (34) tomam a seguinte forma:

$$H_{OG} = H_G + \left(\frac{G_M m}{L_M} \right) H_L \quad (35)$$

onde: $H_G = \frac{G_M}{k_y a} \quad (36)$

$$H_L = \frac{L_M}{k_x a} \quad (37)$$

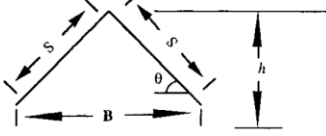
Os dados de transferência de massa para colunas recheadas são freqüentemente apresentados na forma de correlações para as AUT's. Na literatura dispõe-se de várias correlações em função do tipo de recheio. Na tabela 5.24 do Perry (2007) são apresentadas algumas correlações clássicas para o cálculo das alturas de unidade de transferência da fase gás, H_G , e da fase líquida, H_L , para sistemas de absorção, "stripping" e destilação.

5-80 HEAT AND MASS TRANSFER

TABLE 5-24 Mass-Transfer Correlations for Packed Two-Phase Contactors—Absorption, Distillation, Cooling Towers, and Extractors (Packing Is Inert)

Situation	Correlations	Comments E = Empirical, S = Semiempirical, T = Theoretical	References*																																																																																																
A. Absorption, counter-current, liquid-phase coefficient H_L , Sherwood and Holloway correlation for random packings	$H_L = a_L \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^n N_{Sc,L}^{0.5}, L = \text{lb/hr ft}^2$ <table><thead><tr><th colspan="8">Ranges for 5-24-B (G and L)</th></tr><tr><th>Packing</th><th>a_G</th><th>b</th><th>c</th><th>G</th><th>L</th><th>a_L</th><th>n</th></tr></thead><tbody><tr><td colspan="8">Raschig rings</td></tr><tr><td>3/8 inch</td><td>2.32</td><td>0.45</td><td>0.47</td><td>200–500</td><td>500–1500</td><td>0.00182</td><td>0.46</td></tr><tr><td>1</td><td>7.00</td><td>0.39</td><td>0.58</td><td>200–800</td><td>400–500</td><td>0.010</td><td>0.22</td></tr><tr><td>1</td><td>6.41</td><td>0.32</td><td>0.51</td><td>200–600</td><td>500–4500</td><td>—</td><td>—</td></tr><tr><td>2</td><td>3.82</td><td>0.41</td><td>0.45</td><td>200–800</td><td>500–4500</td><td>0.0125</td><td>0.22</td></tr><tr><td colspan="8">Bertl saddles</td></tr><tr><td>1/2 inch</td><td>32.4</td><td>0.30</td><td>0.74</td><td>200–700</td><td>500–1500</td><td>0.0067</td><td>0.28</td></tr><tr><td>1/2</td><td>0.811</td><td>0.30</td><td>0.24</td><td>200–800</td><td>400–4500</td><td>—</td><td>—</td></tr><tr><td>1</td><td>1.97</td><td>0.36</td><td>0.40</td><td>200–800</td><td>400–4500</td><td>0.0059</td><td>0.28</td></tr><tr><td>1.5</td><td>5.05</td><td>0.32</td><td>0.45</td><td>200–1000</td><td>400–4500</td><td>0.0062</td><td>0.28</td></tr></tbody></table>	Ranges for 5-24-B (G and L)								Packing	a_G	b	c	G	L	a_L	n	Raschig rings								3/8 inch	2.32	0.45	0.47	200–500	500–1500	0.00182	0.46	1	7.00	0.39	0.58	200–800	400–500	0.010	0.22	1	6.41	0.32	0.51	200–600	500–4500	—	—	2	3.82	0.41	0.45	200–800	500–4500	0.0125	0.22	Bertl saddles								1/2 inch	32.4	0.30	0.74	200–700	500–1500	0.0067	0.28	1/2	0.811	0.30	0.24	200–800	400–4500	—	—	1	1.97	0.36	0.40	200–800	400–4500	0.0059	0.28	1.5	5.05	0.32	0.45	200–1000	400–4500	0.0062	0.28	[E] From experiments on desorption of sparingly soluble gases from water. Graphs [Ref. 138], p. 606. Equation is dimensional. A typical value of n is 0.3 [Ref. 66] has constants in kg, m, and s units for use in 5-24-A and B with k_G in kgmole/s m² and k_L in kgmole/s m² (kgmol/m³). Constants for other packings are given by Refs. 104, p. 187 and 152, p. 239. $H_L = \frac{L_M}{\hat{k}_L a}$ $L_M = \text{lbmol/hr ft}^2$, $\hat{k}_L = \text{lbmol/hr ft}^2$, $a = \text{ft}^2/\text{ft}^3$, μ_L in lb/(hr ft). Range for 5-24-A is $400 < L < 15,000 \text{ lb/hr ft}^2$	[104] p. 187 [105] [138] p. 606 [157] [156]
Ranges for 5-24-B (G and L)																																																																																																			
Packing	a_G	b	c	G	L	a_L	n																																																																																												
Raschig rings																																																																																																			
3/8 inch	2.32	0.45	0.47	200–500	500–1500	0.00182	0.46																																																																																												
1	7.00	0.39	0.58	200–800	400–500	0.010	0.22																																																																																												
1	6.41	0.32	0.51	200–600	500–4500	—	—																																																																																												
2	3.82	0.41	0.45	200–800	500–4500	0.0125	0.22																																																																																												
Bertl saddles																																																																																																			
1/2 inch	32.4	0.30	0.74	200–700	500–1500	0.0067	0.28																																																																																												
1/2	0.811	0.30	0.24	200–800	400–4500	—	—																																																																																												
1	1.97	0.36	0.40	200–800	400–4500	0.0059	0.28																																																																																												
1.5	5.05	0.32	0.45	200–1000	400–4500	0.0062	0.28																																																																																												
B. Absorption counter-current, gas-phase coefficient H_G , for random packing	$H_G = \frac{G_M}{\hat{k}_G a} = \frac{a_G (G)^b N_{Sc,G}^{0.5}}{(L)^c}$	[E] Based on ammonia-water-air data in Fellingner's 1941 MIT thesis. Curves: Refs. 104, p. 186 and 138, p. 607. Constants given in 5-24-A. The equation is dimensional. $G = \text{lb/hr ft}^2$, $G_M = \text{lbmol/hr ft}^2$, $\hat{k}_G = \text{lbmol/hr ft}^2$.	[104] p. 189 [138] p. 607 [157]																																																																																																
C. Absorption and distillation, counter-current, gas and liquid individual coefficients and wetted surface area, Onda et al. correlation for random packings	$\frac{k'_G RT}{a_p D_G} = A \left(\frac{G}{a_p \mu_G} \right)^{0.7} N_{Sc,G}^{1/3} (a_p d_p')^{-2.0}$ $k'_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{1/3} = 0.0051 \left(\frac{L}{a_w \mu_L} \right)^{2/3} N_{Sc,L}^{-1/2} (a_p d_p')^{0.4}$ $k'_L = \text{lbmol/hr ft}^2$ (lbmol/ft³) [kgmol/s m² (kgmol/m³)] $\frac{a_w}{a_p} = 1 - \exp \left\{ -1.45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0.75} \left(\frac{L}{a_p \mu_L} \right)^{0.1} \right\} \times \left(\frac{L^2 a_p}{\rho_L^2 g} \right)^{-0.05} \left(\frac{L}{\rho_L \sigma a_p} \right)^{0.2}$	[E] Gas absorption and desorption from water and organics plus vaporization of pure liquids for Raschig rings, saddles, spheres, and rods. d_p' = nominal packing size, a_p = dry packing surface area/volume, a_w = wetted packing surface area/volume. Equations are dimensionally consistent, so any set of consistent units can be used. σ = surface tension, dynes/cm. $A = 5.23$ for packing $\geq 1/2$ inch (0.012 m) $A = 2.0$ for packing $< 1/2$ inch (0.012 m) $k'_G = \text{lbmol/hr ft}^2 \text{ atm}$ [kg mol/s m² (N/m²)] Critical surface tensions, $\sigma_c = 61$ (ceramic), 75 (steel), 33 (polyethylene), 40 (PVC), 56 (carbon) dynes/cm. $4 < \frac{L}{a_w \mu_L} < 400$ $5 < \frac{G}{a_p \mu_G} < 1000$ Most data $\pm 20\%$ of correlation, some $\pm 50\%$. Graphical comparison with data in Ref. 109.	[44] [90] p. 380 [109][149] p. 355 [156]																																																																																																
D. Distillation and absorption, counter-current, random packings, modification of Onda correlation, Bravo and Fair correlation to determine interfacial area	Use Onda's correlations (5-24-C) for k'_G and k'_L. Calculate: $H_G = \frac{G}{k'_G a_p M_G}, H_L = \frac{L}{k'_L a_p \rho_L}, H_{OG} = H_G + \lambda H_L$ $\lambda = \frac{m}{L_M/G_M}$ $a_e = 0.498 a_p \left(\frac{\sigma^{0.5}}{Z^{0.4}} \right) (N_{Ca,L} N_{Re,G})^{0.392}$ $N_{Re,G} = \frac{6G}{a_p \mu_G}, N_{Ca,L} = \frac{L \mu_L}{\rho_L \sigma a_p} \text{ (dimensionless)}$	[E] Use Bolles & Fair (Ref. 43) database to determine new effective area a_e to use with Onda et al. (Ref. 109) correlation. Same definitions as 5-24-C. P = total pressure, atm; M_G = gas, molecular weight; m = local slope of equilibrium curve; L_M/G_M = slope operating line; Z = height of packing in feet. Equation for a_e is dimensional. Fit to data for effective area quite good for distillation. Good for absorption at low values of $(N_{Ca,L} \times N_{Re,G})$, but correlation is too high at higher values of $(N_{Ca,L} \times N_{Re,G})$.	[44]																																																																																																

TABLE 5-24 Mass-Transfer Correlations for Packed Two-Phase Contactors—Absorption, Distillation, Cooling Towers, and Extractors (Packing Is Inert) (Continued)

Situation	Correlations	Comments	References*																														
E. Absorption and distillation, countercurrent gas-liquid flow, random and structured packing, Determine H_L and H_G	$H_G = \left(\frac{0.226}{f_p} \right) \left(\frac{N_{Sc}}{0.660} \right)^b \left(\frac{G_x}{6.782} \right)^{-0.5} \left(\frac{G_y}{0.678} \right)^{0.35}$ $H_L = \left(\frac{0.357}{f_p} \right) \left(\frac{N_{Sc}}{372} \right)^{0.5} \left(\frac{G_x \mu}{6.782(0.0008937)} \right)^{0.3}$ Relative transfer coefficients [91]. f_p values are in table: <table><thead><tr><th>Size, in.</th><th>Ceramic Raschig rings</th><th>Ceramic Berl saddles</th><th>Metal Pall rings</th><th>Metal Intalox</th><th>Metal Hypac</th></tr></thead><tbody><tr><td>0.5</td><td>1.52</td><td>1.58</td><td>—</td><td>—</td><td>—</td></tr><tr><td>1.0</td><td>1.20</td><td>1.36</td><td>1.61</td><td>1.78</td><td>1.51</td></tr><tr><td>1.5</td><td>1.00</td><td>—</td><td>1.34</td><td>—</td><td>—</td></tr><tr><td>2.0</td><td>0.85</td><td>—</td><td>1.14</td><td>1.27</td><td>1.07</td></tr></tbody></table> Norton Intalox structured: 2T, $f_p = 1.98$; 3T, $f_p = 1.94$.	Size, in.	Ceramic Raschig rings	Ceramic Berl saddles	Metal Pall rings	Metal Intalox	Metal Hypac	0.5	1.52	1.58	—	—	—	1.0	1.20	1.36	1.61	1.78	1.51	1.5	1.00	—	1.34	—	—	2.0	0.85	—	1.14	1.27	1.07	E = Empirical, S = Semiempirical, T = Theoretical [S] H_G based on NH_3 absorption data (5-28B) for which $H_{G, \text{base}} = 0.226$ m with $N_{Sc, \text{base}} = 0.660$ at $G_{x, \text{base}} = 6.782 \text{ kg}/(\text{sm}^2)$ and $G_{y, \text{base}} = 0.678 \text{ kg}/(\text{sm}^2)$ with $1\frac{1}{2}$ in. ceramic Raschig rings. The exponent b on N_{Sc} is reported as either 0.5 or as $\frac{2}{3}$. $f_p = \frac{H_G}{H_C}$ for NH_3 with $1\frac{1}{2}$ Raschig rings $f_p = \frac{H_G}{H_C}$ for NH_3 with desired packing H_L based on O_2 desorption data (5-24-A). Base viscosity, $\mu_{\text{base}} = 0.0008937 \text{ kg}/(\text{ms})$. H_L in m. $G_y < 0.949 \text{ kg}/(\text{sm}^2)$, $0.678 < G_x < 6.782 \text{ kg}/(\text{sm}^2)$. Best use is for absorption and stripping. Limited use for organic distillation [156].	[66] p. 686, 659 [138] [156]
Size, in.	Ceramic Raschig rings	Ceramic Berl saddles	Metal Pall rings	Metal Intalox	Metal Hypac																												
0.5	1.52	1.58	—	—	—																												
1.0	1.20	1.36	1.61	1.78	1.51																												
1.5	1.00	—	1.34	—	—																												
2.0	0.85	—	1.14	1.27	1.07																												
F. Absorption, cocurrent downward flow, random packings, Reiss correlation	Air-oxygen-water results correlated by $k'_L a = 0.12 E_L^{0.5}$. Extended to other systems. $k'_L a = 0.12 E_L^{0.5} \left(\frac{D_L}{2.4 \times 10^5} \right)^{0.5}$ $E_L = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{2\text{-phase}} v_L$ $\frac{\Delta p}{\Delta L}$ = pressure loss in two-phase flow = $\text{lb}/\text{ft}^2 \text{ ft}$ $k'_G a = 2.0 + 0.91 E_G^{2/3}$ for NH_3 $E_G = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{2\text{-phase}} v_g$ v_g = superficial gas velocity, ft/s	[E] Based on oxygen transfer from water to air 77°F. Liquid film resistance controls. ($D_{\text{water}} @ 77^\circ\text{F} = 2.4 \times 10^{-5}$). Equation is dimensional. Data was for thin-walled polyethylene Raschig rings. Correlation also fit data for spheres. Fit $\pm 25\%$. See [122] for graph. $k'_L a = \text{s}^{-1}$ $D_L = \text{cm}^2/\text{s}$ $E_L = \text{ft, lb}/\text{ft}^3$ v_L = superficial liquid velocity, ft/s [E] Ammonia absorption into water from air at 70°F. Gas-film resistance controls. Thin-walled polyethylene Raschig rings and 1-inch Intalox saddles. Fit $\pm 25\%$. See [122] for fit. Terms defined as above.	[122] [130] p. 217																														
G. Absorption, stripping, distillation, counter-current, H_L , and H_G , random packings, Bolles and Fair correlation	For Raschig rings, Berl saddles, and spiral tile: $H_L = \frac{\phi C_{\text{flood}}}{3.25} N_{Sc,L}^{0.5} \left(\frac{Z}{3.05} \right)^{0.15}$ $C_{\text{flood}} = 1.0$ if below 40% flood—otherwise, use figure in [54] and [157]. $H_G = \frac{A \psi (d'_{\text{col}})^m Z^{0.33} N_{Sc,G}^{0.5}}{\left[L \left(\frac{\mu_L}{\mu_{\text{water}}} \right)^{0.16} \left(\frac{\rho_{\text{water}}}{\rho_L} \right)^{1.25} \left(\frac{\sigma_{\text{water}}}{\sigma_L} \right)^{0.8} \right]^n}$ Figures for ϕ and ψ in [42 and 43] Ranges: $0.02 < \phi < 0.300$; $25 < \psi < 190$ m.	[E] Z = packed height, m of each section with its own liquid distribution. The original work is reported in English units. Cornell et al. (Ref. 54) review early literature. Improved fit of Cornell's ϕ values given by Bolles and Fair (Refs. [42], [43]) and [157]. A = 0.017 (rings) or 0.029 (saddles) d'_{col} = column diameter in m (if diameter > 0.6 m, use $d'_{\text{col}} = 0.6$) $m = 1.24$ (rings) or 1.11 (saddles) $n = 0.6$ (rings) or 0.5 (saddles) L = liquid rate, $\text{kg}/(\text{sm}^2)$, $\mu_{\text{water}} = 1.0 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $\rho_{\text{water}} = 1000 \text{ kg}/\text{m}^3$, $\sigma_{\text{water}} = 72.8 \text{ mN}/\text{m}$ (72.8 dyn/cm). H_G and H_L will vary from location to location. Design each section of packing separately.	[42, 43, 54] [77] p. 428 [90] p. 381 [141] p. 353 [157] [156]																														
H. Distillation and absorption. Counter-current flow. Structured packings. Gauze-type with triangular flow channels, Bravo, Rocha, and Fair correlation	Equivalent channel:  Use modified correlation for wetted wall column (See 5-18-F) $N_{Sh,e} = \frac{k'_e d_{eq}}{D_e} = 0.0338 N_{Re,e}^{0.8} N_{Sc,e}^{0.333}$ $N_{Re,e} = \frac{d_{eq} \rho_e (U_{v,\text{eff}} + U_{L,\text{eff}})}{\mu_e}$ Calculate k'_e from penetration model (use time for liquid to flow distance s). $k'_L = 2(D_L U_{L,\text{eff}}/\pi s)^{1/2}$	[T] Check of 132 data points showed average deviation 14.6% from theory. Johnstone and Pigford [Ref. 84] correlation (5-18-F) has exponent on N_{Re} rounded to 0.8. Assume gauze packing is completely wet. Thus, $a_{\text{eff}} = a_p$ to calculate H_G and H_L. Same approach may be used generally applicable to sheet-metal packings, but they will not be completely wet and need to estimate transfer area. L = liquid flux, $\text{kg}/\text{s m}^2$, G = vapor flux, $\text{kg}/\text{s m}^2$. Fit to data shown in Ref. [45]. $H_G = \frac{G}{k'_e a_p \rho_e}, H_L = \frac{L}{k'_L a_p \rho_L}$ effective velocities $U_{v,\text{eff}} = \frac{U_{v,\text{super}}}{\epsilon \sin \theta}, U_{L,\text{eff}} = \frac{3\Gamma}{2\rho_L} \left(\frac{\rho_L g}{3\mu_L \Gamma} \right)^{0.333}, \Gamma = \frac{L}{\text{Per}}$ $\text{Per} = \frac{\text{Perimeter}}{\text{Area}} = \frac{4S + 2B}{Bh}$	[45] [63] p. 310, 326 [149] p. 356, 362 [156]																														

5-82 HEAT AND MASS TRANSFER

TABLE 5-24 Mass-Transfer Correlations for Packed Two-Phase Contactors—Absorption, Distillation, Cooling Towers, and Extractors (Packing Is Inert) (Concluded)

Situation	Correlations	Comments E = Empirical, S = Semiempirical, T = Theoretical	References*																									
I. Distillation and absorption, counter-current flow. Structured packing with corrugations. Rocha, Bravo, and Fair correlation.	$N_{Sh,G} = \frac{k_g S}{D_g} = 0.054 N_{Re}^{0.8} N_{Sc}^{0.33}$ $u_{e,eff} = \frac{u_{g,super}}{\varepsilon(1 - h_L)\sin \theta} \text{ , } u_{L,eff} = \frac{u_{liq,super}}{\varepsilon h_L \sin \theta} \text{ ,}$ $k_L = 2 \left(\frac{D_L C_E u_{L,eff}}{\pi S} \right)$ $H_{OG} = H_G + \lambda H_L = \frac{u_{g,super}}{k_g a_e} + \frac{\lambda u_{L,super}}{k_L a_e}$ Interfacial area: $\frac{a_e}{a_p} = F_{SE} \frac{29.12 (N_{We} N_{Fr})^{0.15} S^{0.359}}{N_{Re,L}^{0.2} \varepsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \gamma)(\sin \theta)^{0.3}}$ Packing factors: <table><thead><tr><th></th><th>a_p</th><th>ε</th><th>F_{SE}</th><th>θ</th></tr></thead><tbody><tr><td>Flexi-pac 2</td><td>233</td><td>0.95</td><td>0.350</td><td>45°</td></tr><tr><td>Gempak 2A</td><td>233</td><td>0.95</td><td>0.344</td><td>45°</td></tr><tr><td>Intalox 2T</td><td>213</td><td>0.95</td><td>0.415</td><td>45°</td></tr><tr><td>Mellapak 350Y</td><td>350</td><td>0.93</td><td>0.350</td><td>45°</td></tr></tbody></table>		a_p	ε	F_{SE}	θ	Flexi-pac 2	233	0.95	0.350	45°	Gempak 2A	233	0.95	0.344	45°	Intalox 2T	213	0.95	0.415	45°	Mellapak 350Y	350	0.93	0.350	45°	[E, T] Modification of Bravo, Rocha, and Fair (5-24-H). Same definitions as in (5-24-H) unless defined differently here. Recommended [156]. h_L = fractional hold-up of liquid C_E = factor for slow surface renewal $C_E \sim 0.9$ a_e = effective area/volume (1/m) a_p = packing surface area/volume (1/m) F_{SE} = surface enhancement factor γ = contact angle; for sheet metal, $\cos \gamma = 0.9$ for $\sigma < 0.055$ N/m $\cos \gamma = 5.211 \times 10^{-16.8356}$, $\sigma > 0.055$ N/m $\lambda = \frac{m}{LN}$, $m = \frac{dy}{dx}$ from equilibrium	[124], [156]
	a_p	ε	F_{SE}	θ																								
Flexi-pac 2	233	0.95	0.350	45°																								
Gempak 2A	233	0.95	0.344	45°																								
Intalox 2T	213	0.95	0.415	45°																								
Mellapak 350Y	350	0.93	0.350	45°																								
J. Rotating packed bed (Higee)	$\frac{k_L a d_p}{Da_p} \left(1 - 0.93 \frac{V_o}{V_i} - 1.13 \frac{V_t}{V_i} \right) = 0.65 N_{Sc}^{0.5}$ $\times \left(\frac{L}{a_p \mu} \right)^{0.17} \left(\frac{d_p^3 \rho^2 a_c}{\mu^2} \right)^{0.3} \left(\frac{L^2}{\rho a_p \sigma} \right)^{0.3}$ $500 \leq N_{Sc} \leq 1.2 \text{ E}5$; $0.0023 \leq L/(a_p \mu) \leq 8.7$ $120 \leq (d_p^3 \rho^2 a_c)/\mu^2 \leq 7.0 \text{ E}7$; $3.7 \text{ E} - 6 \leq L^2/(\rho a_p \sigma) \leq 9.4 \text{ E} - 4$ $9.12 \leq \frac{k_L a d_p}{Da_p} \leq 2540$	[E] Studied oxygen desorption from water into N₂. Packing 0.22-mm-diameter stainless-steel mesh. $\varepsilon = 0.954$, $a_p = 829$ (1/m), $h_{bed} = 2$ cm. a = gas-liquid area/vol (1/m) L = liquid mass flux, kg/(m²S) a_c = centrifugal accel, m²/S V_o, V_i, V_t = volumes inside inner radius, between outer radius and housing, and total, respectively, m³. Coefficient (0.3) on centrifugal acceleration agrees with literature values (0.3–0.38).	[50]																									
K. High-voidage packings, cooling towers, splash-grid packings	$\frac{(Ka)_H V_{tower}}{L} = 0.07 + A' N' \left(\frac{L}{G_a} \right)^{-n'}$ A' and n' depend on deck type (Ref. 86), $0.060 \leq A' \leq 0.135$, $0.46 \leq n' \leq 0.62$. General form fits the graphical comparisons (Ref. 138).	[E] General form. $G_a = \text{lb dry air/hr ft}^2$. $L = \text{lb/h ft}^2$, N' = number of deck levels. $(Ka)_H$ = overall enthalpy transfer coefficient = $\text{lb/(h)(ft}^3) \left(\frac{\text{lb water}}{\text{lb dry air}} \right)$ V_{tower} = tower volume, ft³/ft². If normal packings are used, use absorption mass-transfer correlations.	[86][104] p. 220 [138] p. 286																									
L. Liquid-liquid extraction, packed towers	Use k values for drops (Table 5-21). Enhancement due to packing is at most 20%.	[E] Packing decreases drop size and increases interfacial area.	[146] p. 79																									
M. Liquid-liquid extraction in rotating-disc contactor (RDC)	$\frac{k_{c-RDC}}{k_c} = 1.0 + 2.44 \left(\frac{N}{N_{Cr}} \right)^{2.5}$ $N_{Cr} = 7.6 \times 10^{-4} \left(\frac{\sigma}{d_{drop} \mu_c} \right) \left(\frac{H}{D_{tank}} \right)$ $\frac{k_{d-RDC}}{k_d} = 1.0 + 1.825 \left(\frac{N}{N_{Cr}} \right) \frac{H}{D_{tank}}$	k_c, k_d are for drops (Table 5-21) Breakage occurs when $N > N_{Cr}$. Maximum enhancement before breakage was factor of 2.0. N = impeller speed H = compartment height, D_{tank} = tank diameter, σ = interfacial tension, N/m. Done in 0.152 and 0.600 m RDC.	[36][146] p. 79																									
N. Liquid-liquid extraction, stirred tanks	See Table 5-22-E, F, G, and H.	[E]																										

3. Cálculo da Altura da Coluna

O cálculo da altura da coluna pode ser expresso de diferentes formas, a saber:

$$h = N_{OG} H_{OG} \quad (18)$$

$$h = N_{OL} H_{OL} \quad (38)$$

$$h = N_G H_G \quad (39)$$

$$h = N_L H_L \quad (40)$$

Para soluções diluídas, os números de unidades de transferência - NUT - são expressos por:

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} \quad (23)$$

$$N_{OL} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dx_A}{(x_A - x_A^*)} \quad (41)$$

$$N_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_A}{(y_A - y_{Ai})} \quad (42)$$

$$N_L = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dx_A}{(x_A - x_{Ai})} \quad (43)$$

No caso da operação de desabsorção ("stripping") empregam-se, usualmente, as equações (38) e (40).

4. Hidrodinâmica - Coluna Recheada

A figura 5 mostra a variação da perda de carga do gás em função da sua vazão, para o escoamento em contracorrente com o líquido, que desce sob ação da gravidade.

Para baixas vazões de líquido, o volume de vazios no leito através do qual escoar o gás é pouco inferior ao do leito seco. A perda de carga do gás é aproximadamente proporcional ao quadrado da vazão de gás (região A-B).

Para maiores vazões de líquido, a retenção deste ("holdup") é maior, e, conseqüentemente, maior a perda de carga do gás (região A'-B').

A zona de carga ("loading zone"), indicada na figura, corresponde a uma excessiva retenção de líquido, e no limite - região C'C, tem-se o fenômeno do afogamento ("flooding"). Nesta situação ocorre arraste do líquido e/ou borbulhamento de gás no líquido, conhecida como condição de inversão de fase.

Do ponto de vistas hidrodinâmico, as condições de "loading" e "flooding" representam limites da capacidade da coluna recheada.

A determinação da perda de carga em colunas recheadas é feita a partir de dados empíricos, para os diferentes tipos e tamanhos de recheios.

Estes dados são apresentados na literatura na forma de gráficos gerados a partir de correlações generalizadas de perda de carga. O

gráfico apresentado por Strigle - Figura 6 - (Packed Tower Design and Applications - 1994) é o recomendado disponível na literatura.

Na abscissa tem-se o fator adimensional F_{LG} , expresso por:

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (44)$$

onde: G e L são os fluxos mássicos (vazão mássica/área da secção da coluna) de gás e líquido, $\text{kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$; ρ_G e ρ_L respectivamente as densidades do gás e líquido, kg/m^3 .

Na ordenada tem-se o parâmetro $C_s F_p^{0,5} v^{0,05}$, onde C_s é o fator de capacidade expresso por:

$$C_s = U_t \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5} \quad (45)$$

Sendo:

U_t = velocidade superficial do gás, ft/s

F_p = fator do recheio, ft^{-1}

v = viscosidade cinemática do líquido, cS [= $\text{cP}/(\text{g}/\text{cm}^3)$]

O fator do recheio, F_p , é determinado experimentalmente em função do tipo e tamanho do recheio. As tabelas 14-13 e 14-14 do Perry apresentam dados específicos de recheios randômicos e estruturados.

A curva de condição de afogamento ("flooding") não está especificada na Figura 6. Considera-se que a partir de uma perda de carga de 1,5 in $\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$ de recheio, inicia-se um incipiente afogamento da coluna.

Sugere-se no projeto de colunas recheadas, do ponto de vista hidrodinâmico, uma vazão de gás correspondente a 50% da vazão de afogamento.

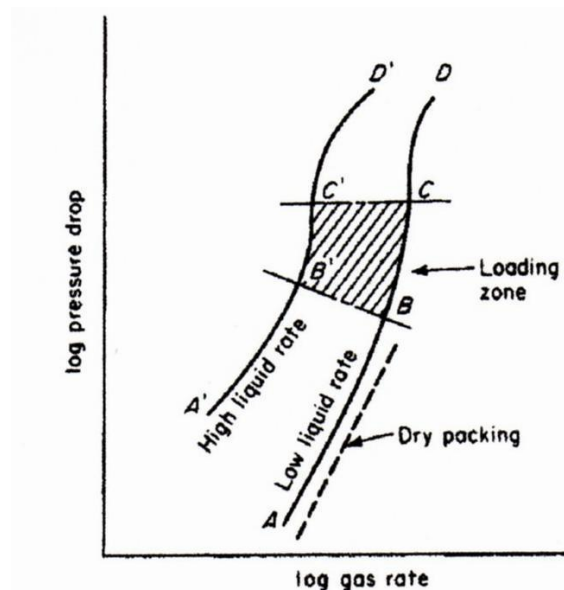


Figura 5 - Perda de carga em função das vazões de líquido e gás.

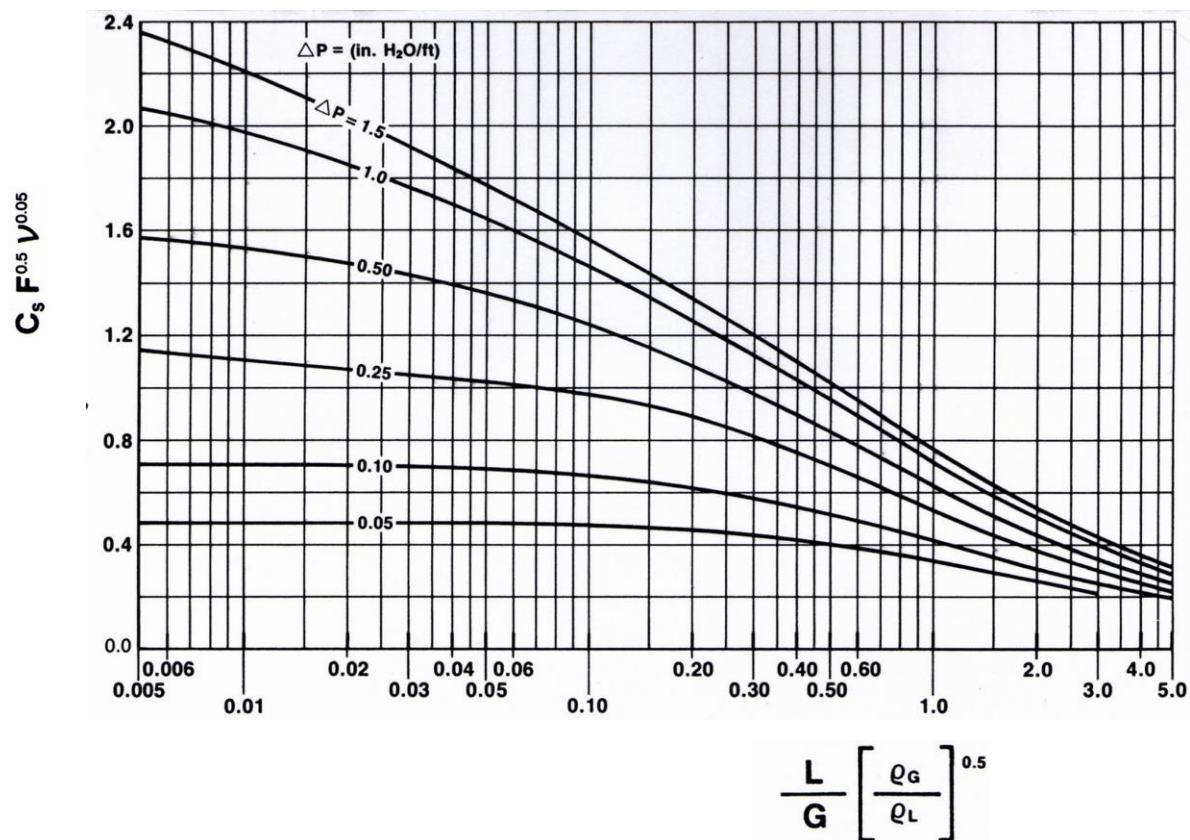


Figura 6 - Correlação generalizada de perda de carga

TABLE 14-13 Characteristics of Random Packings

Name	Size, mm, or no. (#)	Bed density, ^o kg/m ³	Area, m ² /m ³	% voids	Packing factor, m ⁻¹		Vendor
					Normal <i>F_p</i> [†]	Dry <i>F_{pd}</i> [†]	
Metals							
Pall rings (also Flexi-rings, Ballast rings, P-rings)	16	510	360	92	256	262	Various
	25	325	205	94	183	174	
	38	208	130	95	131	91	
	50	198	105	96	89	79	
	90	135	66	97	59	46	
Metal Intalox (IMTP) [also I-rings, AHPP, RSMR, MSR] [§]	25	224	207	97	134	141	Koch-Glitsch [Sulzer, Amistco, Rauschert, Montz] [§]
	40	153	151	97	79	85	
	50	166	98	98	59	56	
	70	141	60	98	39	—	
Nutter rings	#0.7	177	226	98	—	128	Sulzer
	#1	179	168	98	98	89	
	#1.5	181	124	98	79	66	
	#2	144	96	98	59	56	
	#2.5	121	83	98	52	49	
	#3.0	133	66	98	43	36	
Raschig Super-ring	#0.5	275	250	98	—	—	Raschig
	#0.7	185	175	98	—	—	
	#1	220	160	98	82	—	
	#1.5	170	115	98	59	—	
	#2	155	98	99	49	—	
	#3	150	80	98	36	—	
Cascade mini-rings (CMR)	#1	389	250	96	131	102	Koch-Glitsch
	#1.5	285	190	96	95	—	
	#2	234	151	97	72	79	
	#2.5	195	121	97	62	—	
	#3	160	103	98	46	43	
	#4	125	71	98	33	32	
	#5	108	50	98	26 [¶]	—	
Fleximax	#300	—	141	98	85	—	Koch-Glitsch
	#400	—	85	98	56	—	
Jaeger Tripacks (Top-Pak)	#1	223	118	96	85	—	Raschig
	#2	170	75	98	46	—	
VSP	25	352	206	98	105 [¶]	—	Raschig
	50	296	112	96	69	—	
Ralu-rings	25	310	215	98	157 [¶]	—	Raschig
	38	260	135	97	92 [¶]	—	
	50	200	105	98	66 [¶]	—	
Hiflow	25	298	203	96	—	—	Rauschert
	50	175	92	98	52	—	
Hy-Pak, K-Pak, AIPR	#1	262	174	97	148	—	Koch-Glitsch, Amistco
	#1.5	180	118	98	95	—	
	#2	161	92	98	85	—	
	#3	181	69	98	52	—	
Raschig rings (¹ / ₁₆ in wall)	19	1500	245	80	722	—	Various
	25	1140	185	86	472	492	
	50	590	95	92	187	223	
	75	400	66	95	105	—	
Ceramics							
Berl saddles	6	900	900	60	—	2950	Various
	13	865	465	62	790	900	
	25	720	250	68	360	308	
	38	640	150	71	215	154	
	50	625	105	72	150	102	
Intalox, Flexi-saddles, Torus-saddles, Novalox	6	864	984	65	—	2720	Various
	13	736	623	71	660	613	
	25	672	256	73	302	308	
	50	608	118	76	131	121	
	75	576	92	79	72	66	
Raschig rings	6	960	710	62	—	5250	Various
	13	880	370	64	1900	1705	
	25	670	190	74	587	492	
	50	660	92	74	213	230	
	75	590	62	75	121	—	
Pall ring	25	620	220	75	350	—	Raschig
	38	540	164	78	180	—	
	50	550	121	78	142	—	
	80	520	82	78	85 [¶]	—	

TABLE 14-13 Characteristics of Random Packings (Concluded)

Name	Size, mm, or no. (#)	Bed density ^e kg/m ³	Area, m ² /m ³	% voids	Packing factor, m ⁻¹		Vendor
					Normal F_p [†]	Dry F_{pd} [‡]	
Ceramics							
Hiflow rings	38	409	108	83	121	—	Rauschert
	50	405	89	82	95	—	
	70	333	52	86	49	—	
Plastics							
Pall rings	15	95	350	87	320	348	Various
	25	71	206	90	180	180	
	40	70	131	91	131	131	
	50	60	102	92	85	82	
	90	43	85	95	56	39	
Super Intalox, Flexi-saddles, Super-Torus, Novalox	25	83	207	90	131	131	Various
	50	60	108	93	92	85	
	75	48	89	96	59	46	
Cascade mini-rings (CMR)	#1A	53	185	97	98	92	Koch-Glitsch
	#2A	46	115	97	59	—	
	#3A	40	74	98	39	33	
Raschig Super-ring	#0.6	62	205	96	105 [¶]	—	Raschig
	#2	55	100	96	49	—	
Ralu-ring	15	80	320	94	230 [¶]	—	Raschig
	25	56	190	94	135	—	
	38	65	150	95	80	—	
	50	60	110	95	55	—	
	90	40	75	96	38	—	
	125	30	60	97	30 [¶]	—	
Snowflake	—	51	92	97	43	—	Koch-Glitsch
Nor-Pac	25	72	180	92	102	—	NSW
	38	61	144	93	69	—	
	50	53	102	94	46	—	
Tri-Packs (Hacketten)	#1	67	158	93	53 [¶]	—	Raschig
	#2	53	125	95	39 [¶]	43	
Ralu-Flow	#1	55	165	95	67 [¶]	—	Raschig
	#2	54	100	95	38 [¶]	—	
Hiflow	25	63	192	92	138	—	Rauschert
	50	59	110	93	66	—	
	90	34	65	97	30	—	
Lanpac Impac	90	67	148	93	46	—	Lantec
	#3	83	213	91	49	—	
Tellerettes	25	112	180	87	—	131	Ceilcote
	50	59	125	93	—	—	

*Values are approximate and may not be consistent. Actual number depends on wall thickness and material.

[†]Packing factor F_p from Kister, *Distillation Design*, McGraw-Hill, 1992; Kister, Larson, and Gill, paper presented at the Houston AIChE meeting, March 19–23, 1995; Strigle, *Packed Tower Design and Applications*, 2d ed., Gulf Publishing Co., Houston, Tex., 1994; Kister et al., in *Distillation 2007. Topical Conference Proceedings*, 2007 AIChE Spring National Meeting, Houston, Tex.

[‡]Dry packing factor F_{pd} from Robbins, *Chem. Eng. Progr.*, **87**(1), 19 (1990).

[§]The bracketed packings are similar to, but not the same as, the Koch-Glitsch IMTP. Some of them have holes that the IMTP do not have, and others have sizes that are different and are made by different dies.

[¶]Packing factor supplied by packing vendor.

Vendors: Koch-Glitsch LLP, Wichita, Kansas; Raschig GmbH, Ludwigshafen/Rhein, Germany; Sulzer Chemtech Ltd., Winterthur, Switzerland; Rauschert Verfahrenstechnik GmbH, Steinwiesen, Germany; Amisco Separation Products Inc., Alvin, Texas; Julius Montz GmbH, Hilden, Germany; Ceilcote Co., Berea, Ohio; NSW Corp., Roanoke, Virginia; Lantec Products Inc., Agoura Hills, California.

TABLE 14-14 Characteristics of Structured Packings

Name	Size or number	Area, m ² /m ³	% voids*	Packing factor, m ⁻¹		Vendor	
				Normal <i>F_p</i> [†]	Dry <i>F_{pd}</i> [†]		
Metals, corrugated sheets							
Mellapak	125Y	125	99	33		Sulzer	
	170Y	170	99	39			
	2Y	223	99	46			
	250Y	250	98	66			
	350Y	350	98	75			
	500Y	500	98	112			
	750Y	750	97				
	125X	125	99	16			
	170X	170	99	20			
	2X	223	99	23			
	250X	250	98	26			
	500X	500	98	82			
Mellapak Plus	202Y		99			Sulzer	
	252Y	250	98	39			
	352Y		98				
	452Y	350	98	69			
	752Y	500	98	131			
Flexipac	700Y	710	96			Koch- Glitsch	
	500Y	495	97				
	1Y	420	98	98	(105)		
	350Y	350	98				
	1.6Y	290	98	59			
	250Y	250	99				
	2Y	220	99	49	(36)		
	2.5Y	150	99				
	3.5Y	80	99	30	(15)		
	4Y	55	99	23	(10.5)		
	1X	420	98	52			
	350X	350	98				
	1.6X	290	98	33			
	250X	250	99				
	2X	220	99	23			
	2.5X	150	99				
	3X	110	99	16			
	3.5X	80	99				
	4X	55	99				
	Flexipac High-capacity	700	710	96	223		
500Z		495	97				
1Y		420	98	82			
350Y		350	98				
1.6Y		290	99	56			
	250Y	250	99			Koch-Glitsch	
	2Y	220	99	43			
	1T	310	98	66			
Intalox	1.5T	250	99			Koch-Glitsch	
	2T	215	99	56			
	3T	170	99	43			

Name	Size or number	Area, m ² /m ³	% voids*	Packing factor, m ⁻¹		Vendor
				Normal <i>F_p</i> [†]	Dry <i>F_{pd}</i> [†]	
	4T	135	99			
	5T	90	99			
	5TX	90	99			
Super-Pak	250	250	98	55 [‡]		Raschig
	350	350	98	70 [‡]		
Ralu-Pak	250YC	250	98	66		Raschig
Rhombopac	4M	151				Kuhni
	6M	230		59		
	9M	351				
Max-Pak	0.5-in	229	98	39		Raschig
Montz-Pak	B1-125	125	97			Montz
	B1-200	200				
	B1-250	250	95	66		
	B1-350	350	93			
	BSH-250 [¶]	250	95			
	BSH-500 [¶]	500	91			
	B1-250M	250		43		
	B1-350M	350				
	B1-500M	500				
Wire Mesh						
Sulzer	AX	250	95			Sulzer
	BX	492	90	69	(52.5)	
	CY	700	85			
	BX Plus					
Wire gauze	BX	495	93			Koch-Glitsch
Montz-Pak	A3-500	500	91			Montz
Goodloe	765	1010	96			Koch-Glitsch
	773	1920	95			
	779	2640	92			
Hyperfil	2300	2300	93.6	394/230 ^{§,}	460	Knit Mesh
	1900	1900	94.8	312/180 ^{§,}		
	1400	1400	96.0	180/131 ^{§,}		
Ceramic						
Flexeramic	28	260	66	131		Koch-Glitsch
	48	160	77	79		
	88	100	86	49		
Plastic						
Mellapak	125Y	125				Sulzer
	250Y	250		72		
	125X	125				
	250X	250				
Ralu-Pak	30/160	160	92			Raschig
Multifil plastics	P1500	1500	88.5			Knit Mesh

*% voids vary with material thickness and values may not be consistent.

¹Packing factors from Kister, *Distillation Design*, McGraw-Hill, 1992; Kister, Larson, and Gill, paper presented at the Houston AIChE Meeting, March 19–23, 1995; and Kister et al., in *Distillation 2007: Proceedings of Topical Conference*, AIChE Spring Meeting, Houston, Tex., April 22–26, 2007.[†]Dry packing factors from Robbins, *Chem. Eng. Prog.*, p. 87, May 1991.[‡]These packing factors supplied by the packing vendor.[§]These are expanded metal packings.^{||}First figure is for hydrocarbon service, second figure for aqueous service.

Vendors: Sulzer Chemtech Ltd., Winterthur, Switzerland; Koch-Glitsch LLP, Wichita, Kansas; Raschig GmbH, Ludwigshafen/Rhein, Germany; Julius Montz GmbH, Hilden, Germany; Knit Mesh/Enhanced Separation Technologies, Houston, Texas; Kuhni Ltd., Allschwil, Switzerland.

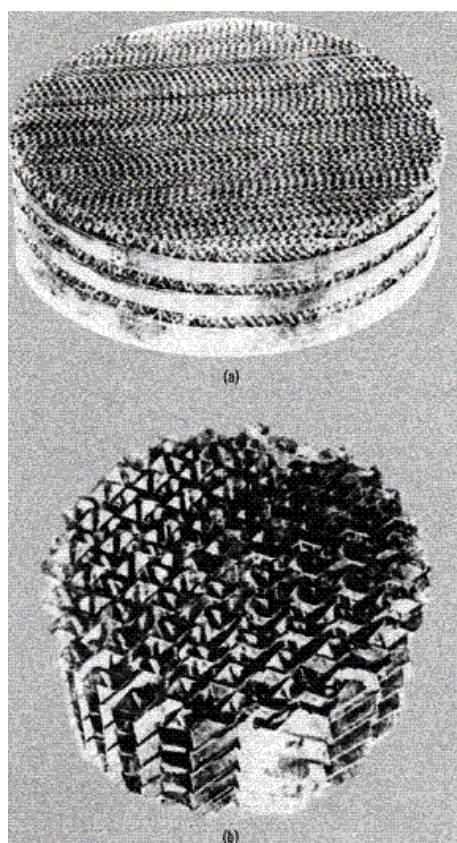
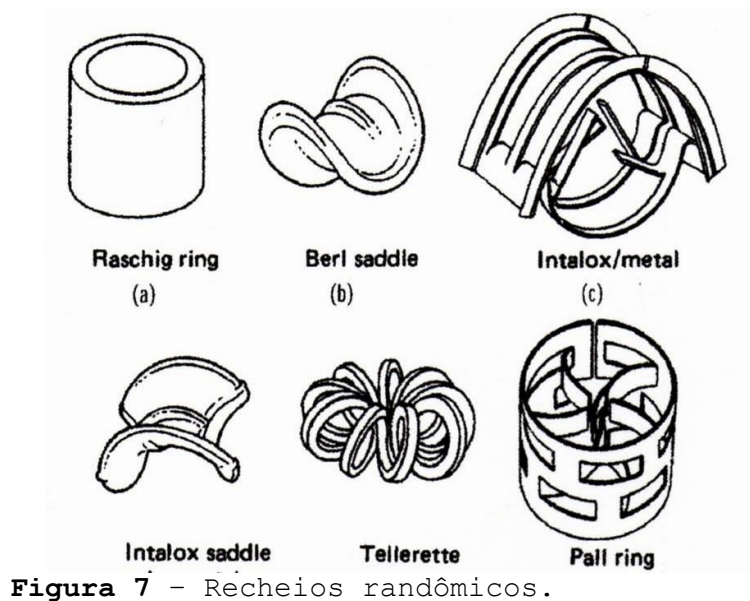


Figura 8 - Recheios estruturados.

5. Absorção com reação química

Muitos processos de absorção de gases envolvem sistemas com reação química na fase líquida. O efeito da reação química pode produzir um aumento significativo na velocidade de absorção. O mecanismo que define a taxa de transferência de massa é bastante complexo e depende da relação entre a velocidade do processo difusivo na fase líquida e as velocidades das reações de consumo do soluto que ocorrem simultaneamente na fase.

A figura 9 (figura 14.12 do Perry, 2007) apresenta diferentes situações para o processo difusivo reativo na fase líquida para uma reação do tipo $A + B$, sendo A o soluto absorvido e B o solvente que reage. A relação entre as velocidades de difusão e de reação no líquido definem os diferentes casos.

O efeito do incremento na velocidade de transferência de massa, devido à reação química, é descrito através do parâmetro denominado fator de aumento (Φ), sendo o fluxo de transferência de massa, N_A , expresso conforme por (Sherwood e Pigford, 1975).

$$N_A = \Phi k_L (\rho_{Ai} - \rho_A) \quad (46)$$

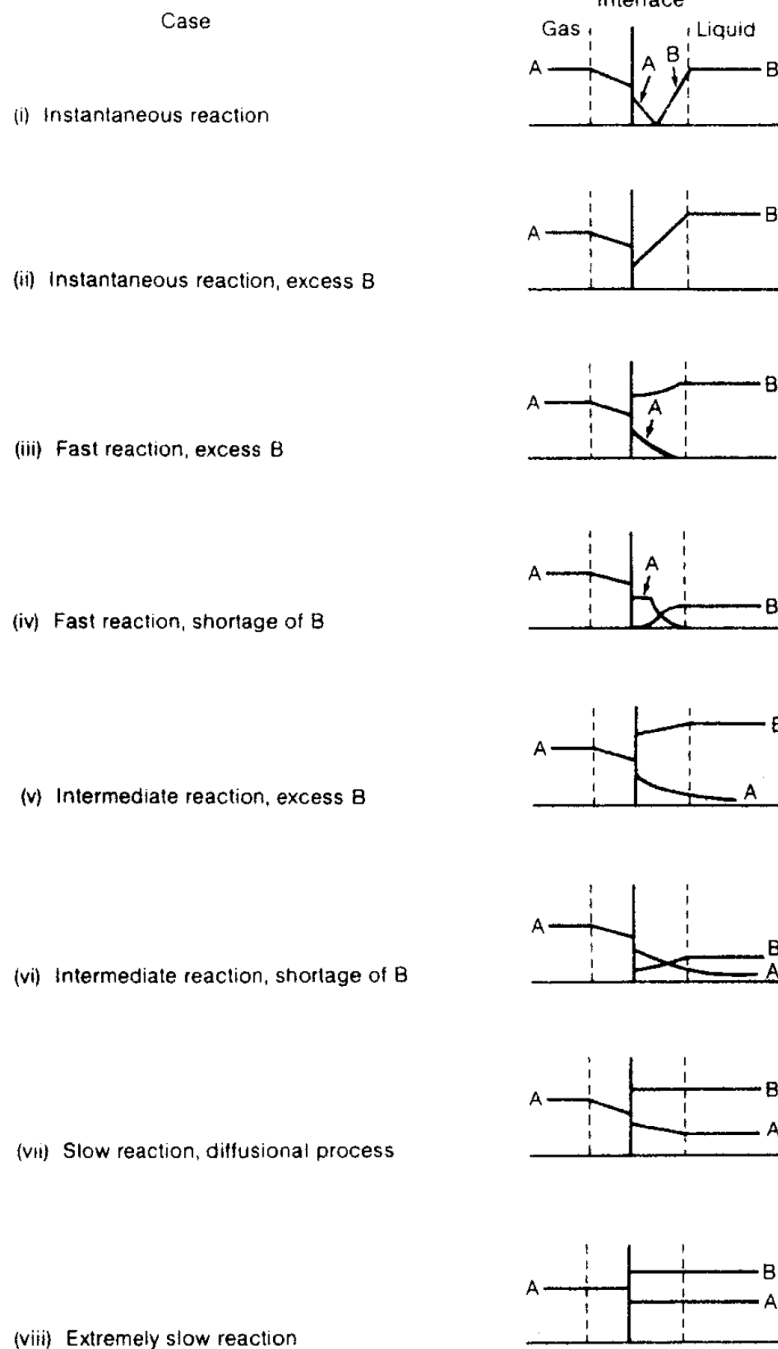


FIG. 14-12 Vapor- and liquid-phase concentration profiles near an interface for absorption with chemical reaction.

Figura 9 - Casos de absorção com reação irreversível

A figura 10 (figura 14.13 do Perry, 2007) mostra o fator de aumento ϕ para uma reação irreversível na fase líquida. Este fator indica a relação entre a velocidade de transferência de massa com reação química em relação à velocidade de transferência de massa por absorção física.

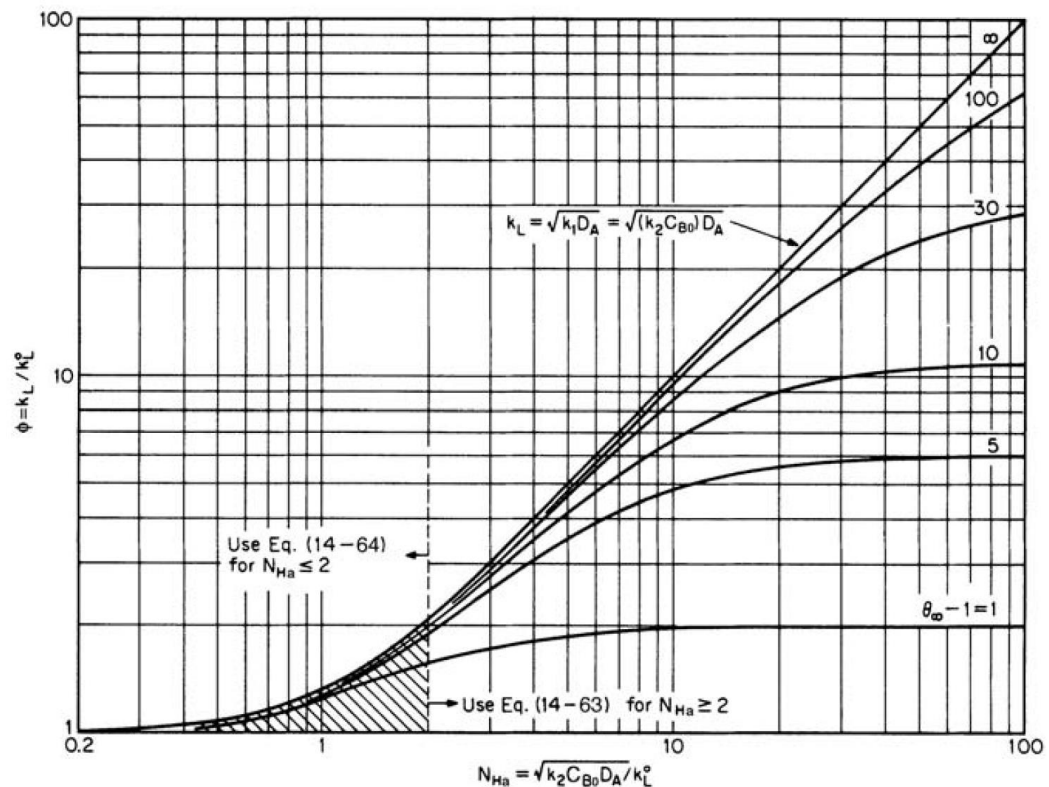


FIG. 14-13 Influence of irreversible chemical reactions on the liquid-phase mass-transfer coefficient k_L . [Adapted from Van Krevelen and Hoftyzer, *Rec. Trav. Chim.*, **67**, 563 (1948).]

Figura 10 - Fator de aumento para reação irreversível

Bibliografia

- Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8th ed., D.W. Green; R. H. Perry, 2007 - Mc Graw Hill
- Bennett & Myers - Fenômenos de Transporte, 2^a ed. 1978 - Mc Graw Hill
- Sherwood, T.K; Pigford, R. L.; Wilke, C. R. Mass Transfer, 1975, - Mc Graw Hill
- Treybal , R.E. - Mass Transfer Operations, 3rd ed., 1981 - Mc Graw Hill