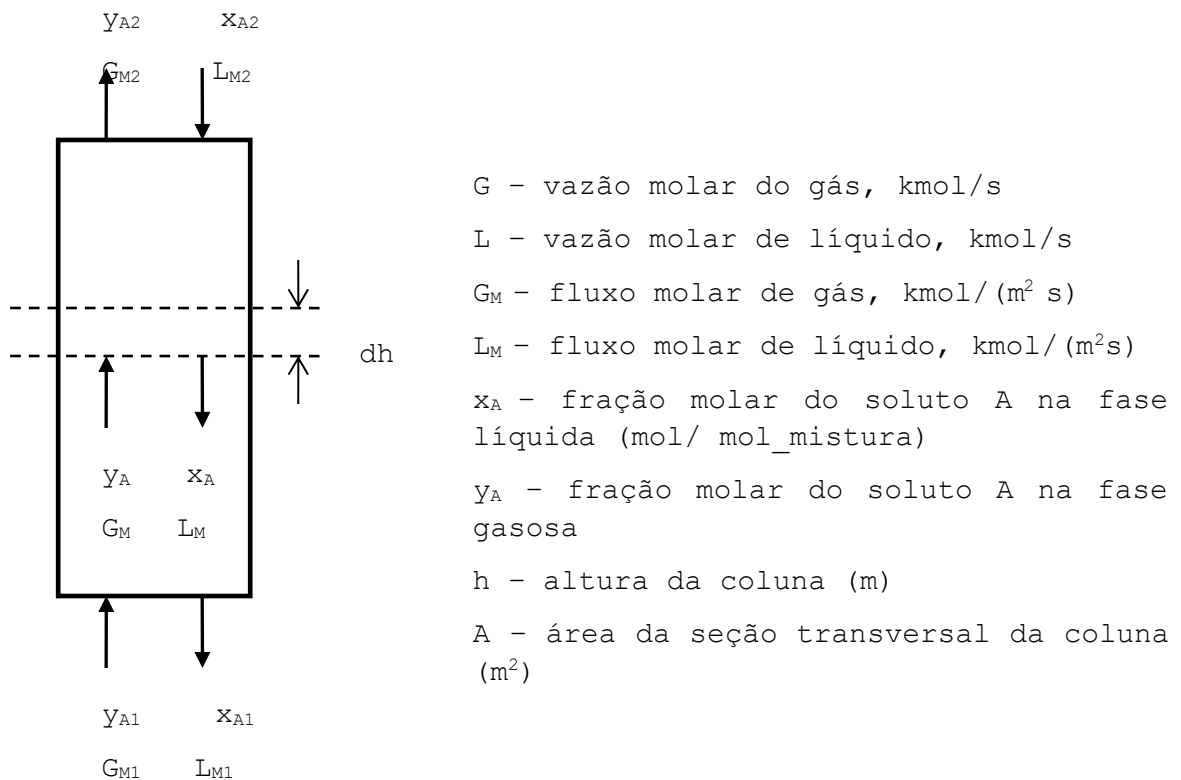


## Absorção Gasosa em Colunas de Recheio

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.



**Figura 1** - Esquema da coluna de absorção - contracorrente.

As vazões de gás e líquido relacionam-se com os respectivos fluxos por  $G_M = G/A$  e  $L_M = L/A$ .

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

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

Paiva/Wilson/Marcelo

Consideramos que apenas o componente A é transportado entre as fases, isto é, os outros componentes são inertes. Neste caso é interessante trabalhar com os fluxos molares de inertes  $G_M'$  e  $L_M'$ , expressos em mol de inerte por s por  $m^2$ . Das definições de  $G_M$ ,  $L_M$ ,  $G_M'$  e  $L_M'$ , tem-se:

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

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

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

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

Os fluxos de inertes saem da diferencial pois eles não variam com a altura. 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. Supondo-se conhecidas as vazões e a composições  $y_{A2}$  e  $x_{A2}$  no topo da coluna, a equação (5) 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". Observe que, no meio da coluna de absorção, o gás com composição  $y_A$  está em contato com um líquido de composição  $x_A$ , e  $y_A > y_{A,eq}$ , logo haverá transporte do componente do gás para o líquido. Na operação de "stripping" a posição das curvas de equilíbrio e de operação se invertem, e o componente é transportado no sentido oposto.

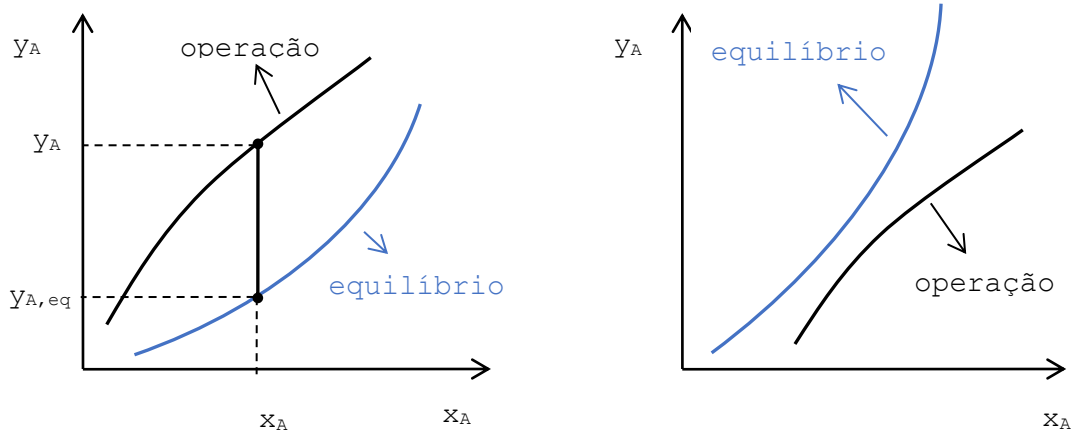
No caso de sistemas diluídos, tem-se:  $G_M' \cong G_M, L_M' \cong L_M, 1-y_A \cong 1, 1-x_A \cong 1$

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

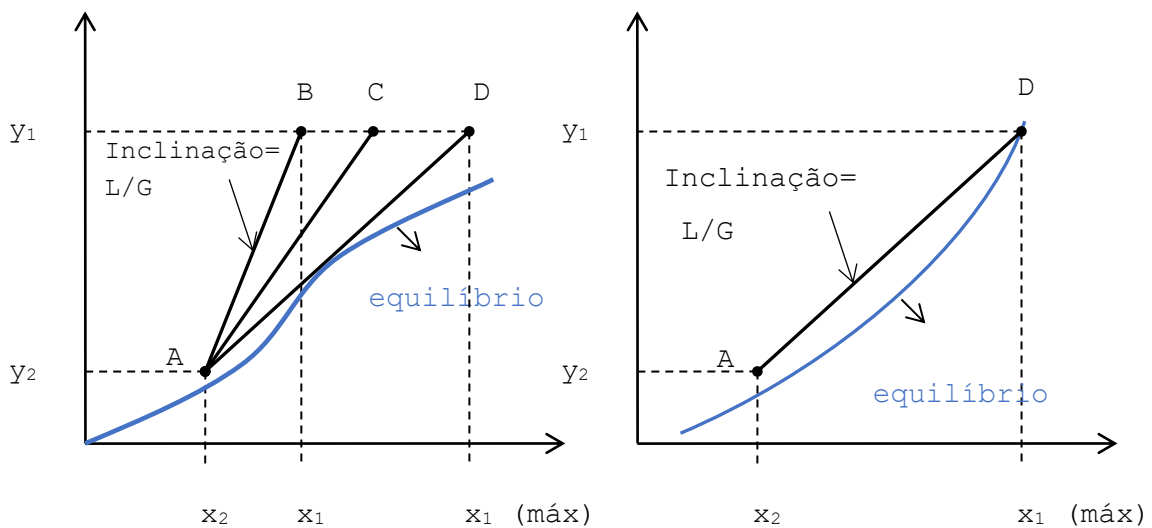
$$G_M(y_A - y_{A2}) = L_M(x_A - x_{A2}) \quad (6)$$

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

No projeto de absorvedores, são conhecidas a vazão  $G$  e composição de gás na entrada  $y_{A1}$ , que é a corrente a ser tratada, a composição do gás na saída  $y_{A2}$ , que é a pureza especificada para o gás tratado, e a composição do líquido alimentado  $x_{A2}$ , que é a corrente que se propõe para purificar o gás. A 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 2:** Curvas de operação e equilíbrio: a) Absorção b) "Stripping". Em sistemas diluídos as curvas aproximam-se de retas.



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

**2. Fluxo de Transporte de Massa - Absorção monocomponente**

Tomando-se o balanço de massa para o componente A, tendo como volume de controle a fase gasosa numa seção transversal da coluna com altura  $dh$ , tem-se:

$$N_A dA_i = -d(Gy_A) \tag{8}$$

Onde  $N_A$  é o fluxo molar de A na interface gás-líquido e  $dA_i$  a área interfacial elementar. A equação mostra que a purificação do gás é proporcional à taxa de transporte de soluto entre as fases. Para expressar o lado esquerdo da equação em termos de quantidades mensuráveis, definimos a área específica interfacial do recheio  $m^2$  de interface por  $m^3$  de separador) e lembramos que o volume diferencial de

Paiva/Wilson/Marcelo

separador é simplesmente o produto  $A$  da área da seção transversal do separador pela altura diferencial:

$$dA_i \equiv adV = aAdh \quad (9)$$

Como é assumida transferência exclusiva do soluto  $A$ , da fase gasosa para a líquida:

$$d(G_M y_A) = dG_M \quad (10a)$$

Mas pela regra de cadeia

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

Combinando-se (10a) e (10b) e rearranjando-se:

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

Substituindo-se (11), (10a) e (9) em (8), lembrando que  $G_M = G/A$ , resulta:

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

Portanto, se conhecemos o fluxo interfacial numa seção da coluna,  $N_A$ , sabemos também como a concentração do gás varia ( $dy_A$ ) com a altura ( $dh$ ).

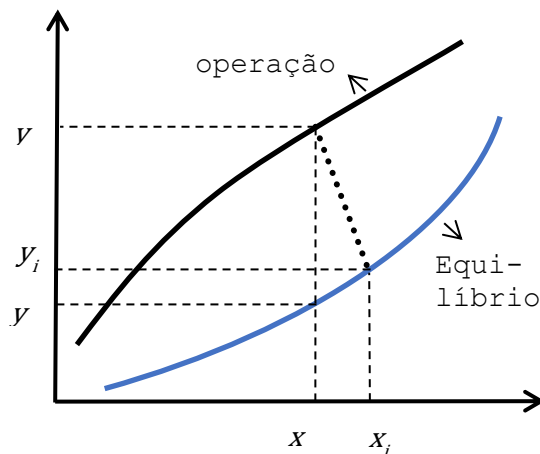
O fluxo molar interfacial,  $N_A$ , pode ser expresso em termos do coeficiente global  $K_y$ , referente à fase gasosa, e em termos dos coeficientes individuais  $k_y$  e  $k_x$ :

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

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

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

$$- \frac{y_A - y_{Ai}}{x_A - x_{Ai}} = \frac{k_x}{k_y} \quad (15)$$



**Figura 4** - Composições nos seios das fases ( $x$  e  $y$ ) e interfaciais ( $x_i$  e  $y_i$ ). Por simplicidade de notação o subscrito  $A$  foi omitido.

Paiva/Wilson/Marcelo

### 3. Cálculo da altura da coluna

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

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

Integrando-se do fundo,  $y_1$ , ao topo,  $y_2$ , da coluna, tem-se:

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

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:

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

$$H_{OG} = \frac{G_M}{K_y a} \quad (19)$$

$$N_{OG} = \int_{y_{A2}}^{y_{A1}} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*) (1 - y_A)} \quad (20)$$

Onde  $H_{OG}$  é a altura de unidade de transferência global média, cuja variação ao longo da coluna é pequena, e  $N_{OG}$  é o número de unidades de transferência

#### 3.1 Cálculo do $N_{OG}$

No caso de sistemas diluídos, a equação (20) reduz-se a:

$$N_{OG} = \int_{y_{A2}}^{y_{A1}} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} \quad (21)$$

A expressão acima mostra que  $N_{OG}$  é uma medida da variação da concentração de gás  $dy_A$  por unidade de força motriz para o transporte  $(y_A - y_A^*)$ .

Se as linhas de operação e de equilíbrio são retas paralelas,  $(y_A - y_A^*)$  não varia ao longo da coluna, e equação acima fica:

$$N_{OG} = \frac{(y_{A1} - y_{A2})}{(y_A - y_A^*)} \quad (22)$$

Se as linhas de operação e equilíbrio são retas, mas não paralelas, o denominador da equação (22) é substituído pela média logarítmica de  $(y_A - y_A^*)$ , isto é:

$$N_{OG} = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{\frac{(y_A - y_A^*)_1 - (y_A - y_A^*)_2}{\ln[(y_A - y_A^*)_1 / (y_A - y_A^*)_2]}} \quad (23)$$

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

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

A partir da linha de operação, equação (7), e de equilíbrio, equação (24), tem-se uma expressão alternativa para o  $N_{OG}$ :

Paiva/Wilson/Marcelo

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[ \frac{y_{A1} - mx_{A2} \left( 1 - \frac{1}{\lambda} \right) + \frac{1}{\lambda}}{y_{A2} - mx_{A2}} \right]}{1 - \frac{1}{\lambda}} \quad (25)$$

Onde  $\lambda$  é o fator de absorção, definido por:

$$\lambda = \frac{L_M}{mG_M} \quad (26)$$

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

$$N_{OL} = \frac{1}{1 - \lambda} \ln \left[ (1 - \lambda) \left( \frac{x_{A2} - y_{A1}/m}{x_{A1} - y_{A1}/m} \right) + \lambda \right] \quad (27)$$

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), uma boa hipótese, já que os sistemas são diluídos.

### 3.2 Cálculo do $H_{OG}$

O significado físico da altura da unidade de transferência  $H_{OG}$  pode ser inferido pela inspeção da equação que o define, equação (18), e do significado de  $N_{OG}$ , equação (21):  $H_{OG}$  é a altura de coluna de recheio necessária para que a concentração de gás varie de um valor igual à força motriz  $y_A - y_A^*$ .

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

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a} \quad (28)$$

Multiplicando-se a equação (28) por  $G_M$  e seu último termo por  $L_M/L_M$  resulta:

$$\frac{G_M}{K_y a} = \frac{G_M}{k_y a} + \frac{G_M m}{k_x a} \frac{L_M}{L_M} \quad (29)$$

A equação (29) passa a ser expressa em termos das alturas de unidades de transferência de massa:

$$H_{OG} = H_G + \left( \frac{G_M m}{L_M} \right) H_L \quad (30)$$

$$H_G = \frac{G_M}{k_y a} \quad (31)$$

$$H_L = \frac{L_M}{k_x a} \quad (32)$$

Para desabsorção é comum usar a expressão baseada na fase líquida:

$$H_{OL} = H_G + \left( \frac{L_M}{G_M m} \right) H_L \quad (33)$$

$$H_G = \frac{G_M}{k_y a} \quad (34)$$

Paiva/Wilson/Marcelo

$$H_L = \frac{L_M}{k_x a} \tag{35}$$

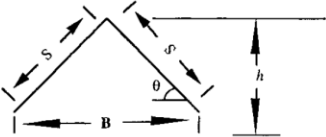
Os dados de transferência de massa para colunas recheadas são frequentemente apresentados na forma de correlações para o cálculo das alturas de unidade de transferência da fase gás,  $H_G$ , e da fase líquida,  $H_L$ . Na tabela 5.24 do Perry (2007) são apresentadas diversas correlações para sistemas de absorção, "stripping" e destilação com variados tipos de recheio.

**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	$H_L = a_L \left( \frac{L}{\mu_L} \right)^n N_{Sc,L}^{0.5}, L = \text{lb/hr ft}^2$ <p>Ranges for 5-24-B (G and L)</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>Packing</th> <th><math>a_C</math></th> <th><math>b</math></th> <th><math>c</math></th> <th><math>G</math></th> <th><math>L</math></th> <th><math>a_L</math></th> <th><math>n</math></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td colspan="8" style="text-align:center">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" style="text-align:center">Berl 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>	Packing	$a_C$	$b$	$c$	$G$	$L$	$a_L$	$n$	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	Berl 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	<p>[E] From experiments on desorption of sparingly soluble gases from water. Graphs [Ref. 138], p. 606. Equation is dimensional. A typical value of <math>n</math> is 0.3 [Ref. 66] has constants in kg, m, and s units for use in 5-24-A and B with <math>k_G</math> in <math>\text{kgmole/s m}^2</math> and <math>k_L</math> in <math>\text{kgmole/s m}^2</math> (<math>\text{kgmol/m}^2</math>). Constants for other packings are given by Refs. 104, p. 187 and 152, p. 239.</p> $H_L = \frac{L_M}{\hat{k}_L a}$ <p><math>L_M = \text{lbmol/hr ft}^2, \hat{k}_L = \text{lbmol/hr ft}^2, a = \text{ft}^2/\text{ft}^3, \mu_L</math> in <math>\text{lb/(hr ft)}</math>. Range for 5-24-A is <math>400 &lt; L &lt; 15,000 \text{ lb/hr ft}^2</math></p>	<p>[104] p. 187 [105] [138] p. 606 [157] [156]</p>
Packing	$a_C$	$b$	$c$	$G$	$L$	$a_L$	$n$																																																																																				
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																																																																																				
Berl 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	$H_G = \frac{G_M}{k_C a} = \frac{a_C (G)^b N_{Sc,G}^{0.5}}{(L)^c}$	<p>[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. <math>G = \text{lb/hr ft}^2, G_M = \text{lbmol/hr ft}^2, k_C = \text{lbmol/hr ft}^2</math>.</p>	<p>[104] p. 189 [138] p. 607 [157]</p>																																																																																								
C. Absorption and distillation, counter-current, gas and liquid individual coefficients and wetted surface area, Onda et al. correlation for random packings	$\frac{k'_C RT}{a_p D_C} = A \left( \frac{G}{a_p \mu_C} \right)^{0.7} N_{Sc,G}^{1/3} (a_p d'_p)^{-2.0}$ $k'_L \left( \frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{1/3} = 0.0051 \left( \frac{L}{a_w \mu_L} \right)^{2/3} N_{Sc,L}^{-1/2} (a_p d'_p)^{0.4}$ <p><math>k'_L = \text{lbmol/hr ft}^2 (\text{lbmol/ft}^3) [\text{kgmol/s m}^2 (\text{kgmol/m}^3)]</math></p> $\frac{a_w}{a_p} = 1 - \exp \left\{ \begin{aligned} & -1.45 \left( \frac{\sigma_C}{\sigma} \right)^{0.75} \left( \frac{L}{a_p \mu_L} \right)^{0.1} \\ & \times \left( \frac{L^2 a_p}{\rho_L^2 g} \right)^{-0.05} \left( \frac{L}{\rho_L \sigma a_p} \right)^{0.2} \end{aligned} \right\}$	<p>[E] Gas absorption and desorption from water and organics plus vaporization of pure liquids for Raschig rings, saddles, spheres, and rods. <math>d'_p</math> = nominal packing size, <math>a_p</math> = dry packing surface area/volume, <math>a_w</math> = wetted packing surface area/volume. Equations are dimensionally consistent, so any set of consistent units can be used. <math>\sigma</math> = surface tension, dynes/cm.</p> <p><math>A = 5.23</math> for packing <math>\geq 1/2</math> inch (0.012 m) <math>A = 2.0</math> for packing <math>&lt; 1/2</math> inch (0.012 m) <math>k'_C = \text{lbmol/hr ft}^2 \text{ atm} [\text{kg mol/s m}^2 (\text{N/m}^2)]</math></p> <p>Critical surface tensions, <math>\sigma_C = 61</math> (ceramic), 75 (steel), 33 (polyethylene), 40 (PVC), 56 (carbon) dynes/cm.</p> <p><math>4 &lt; \frac{L}{a_w \mu_L} &lt; 400</math></p> <p><math>5 &lt; \frac{G}{a_p \mu_C} &lt; 1000</math></p> <p>Most data <math>\pm 20\%</math> of correlation, some <math>\pm 50\%</math>. Graphical comparison with data in Ref. 109.</p>	<p>[44] [90] p. 380 [109][149] p. 355 [156]</p>																																																																																								
D. Distillation and absorption, counter-current, random packings, modification of Onda correlation, Bravo and Fair correlation to determine interfacial area	<p>Use Onda's correlations (5-24-C) for <math>k'_C</math> and <math>k'_L</math>. Calculate:</p> $H_G = \frac{G}{k'_C a_p M_C}, H_L = \frac{L}{k'_L a_p \rho_L}, H_{OC} = H_G + \lambda H_L$ $\lambda = \frac{m}{L_M / G_M}$ $a_e = 0.498 a_p \left( \frac{\sigma^{0.5}}{Z^{0.4}} \right) (N_{Ca,L} N_{Re,C})^{0.302}$ $N_{Re,C} = \frac{6G}{a_p \mu_C}, N_{Ca,L} = \frac{L \mu_L}{\rho_L \sigma a_p} \text{ (dimensionless)}$	<p>[E] Use Bolles &amp; Fair (Ref. 43) database to determine new effective area <math>a_e</math> to use with Onda et al. (Ref. 109) correlation. Same definitions as 5-24-C. <math>P</math> = total pressure, atm; <math>M_C</math> = gas, molecular weight; <math>m</math> = local slope of equilibrium curve; <math>L_M / G_M</math> = slope operating line; <math>Z</math> = height of packing in feet.</p> <p>Equation for <math>a_e</math> is dimensional. Fit to data for effective area quite good for distillation. Good for absorption at low values of <math>(N_{Ca,L} \times N_{Re,C})</math>, but correlation is too high at higher values of <math>(N_{Ca,L} \times N_{Re,C})</math>.</p>	<p>[44]</p>																																																																																								

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

Situation	Correlations	Comments E = Empirical, S = Semiempirical, T = Theoretical	References <sup>a</sup>																														
E. Absorption and distillation, countercurrent gas-liquid flow, random and structured packing. Determine $H_L$ and $H_G$	$H_G = \left( \frac{0.226}{f_p} \right) \left( \frac{N_{Sc}}{0.660} \right)^b \left( \frac{G_x}{6.782} \right)^{-0.5} \left( \frac{G_y}{0.678} \right)^{0.35}$ $H_L = \left( \frac{0.357}{f_p} \right) \left( \frac{N_{Sc}}{372} \right)^{0.5} \left( \frac{G_x/4}{6.782/0.0008937} \right)^{0.3}$ <p>Relative transfer coefficients [91], <math>f_p</math> values are in table:</p> <table border="1" data-bbox="502 526 890 667"> <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> <p>Norton Intalox structured: 2T, <math>f_p = 1.98</math>; 3T, <math>f_p = 1.94</math>.</p>	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	[S] $H_G$ based on $\text{NH}_3$ 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 1½ in. ceramic Raschig rings. The exponent $b$ on $N_{Sc}$ is reported as either 0.5 or as ¾. $f_p = \frac{H_G \text{ for } \text{NH}_3 \text{ with } 1\frac{1}{2} \text{ Raschig rings}}{H_G \text{ for } \text{NH}_3 \text{ with desired packing}}$ $H_L$ based on $\text{O}_2$ 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 $k'_L a = 0.12 \bar{E}_L^{0.5}$ . Extended to other systems. $k'_L a = 0.12 \bar{E}_L^{0.5} \left( \frac{D_L}{2.4 \times 10^5} \right)^{0.5}$ $E_L = \left( \frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{2\text{-phase}} v_L$ $\frac{\Delta p}{\Delta L} = \text{pressure loss in two-phase flow} = \text{lb}/\text{ft}^2 \text{ ft}$ $k'_G a = 2.0 + 0.91 \bar{E}_G^{2.0}$ for $\text{NH}_3$ $E_G = \left( \frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{2\text{-phase}} v_G$ $v_G = \text{superficial gas velocity, ft/s}$	[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. $k'_L a = \text{s}^{-1}$ $D_L = \text{cm/s}$ $E_L = \text{ft, lb}/\text{ft}^2 \text{ ft}^3$ $v_L = \text{superficial liquid velocity, ft/s}$ [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 [122]																														
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: $H_L = \frac{\phi C_{\text{flood}} N_{Sc, L}^{0.5}}{3.28} \left( \frac{Z}{3.05} \right)^{0.15}$ $C_{\text{flood}} = 1.0$ 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 $\phi$ and $\psi$ 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 $\phi$ values given by Bolles and Fair (Refs. [42], [43]) and [157]. $A = 0.017$ (rings) or $0.029$ (saddles) $d'_{\text{col}}$ = 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, $\text{kg}/(\text{sm}^2)$ , $\mu_{\text{water}} = 1.0$ Pa·s. $\rho_{\text{water}} = 1000$ $\text{kg}/\text{m}^3$ , $\sigma_{\text{water}} = 72.8$ $\text{mN}/\text{m}$ (72.8 $\text{dyn}/\text{cm}$ ). $H_G$ 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: $d_{\text{eq}} = Bh \left[ \frac{1}{B + 2S} + \frac{1}{2S} \right]$  <p>Use modified correlation for wetted wall column (See 5-18-F)</p> $N_{Sh, v} = \frac{k'_L d_{\text{eq}}}{D_e} = 0.0333 N_{Re, v}^{0.8} N_{Sc, v}^{0.333}$ $N_{Re, v} = \frac{d_{\text{eq}} \rho_e (U_{v, \text{eff}} + U_{L, \text{eff}})}{\mu_e}$ Calculate $k'_L$ 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, $a_{\text{eff}} = a_s$ 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]. $H_G = \frac{G}{k'_L a_p \rho_e}, H_L = \frac{L}{k'_L a_p \rho_L}$ effective velocities $U_{v, \text{eff}} = \frac{U_{v, \text{super}}}{\epsilon \sin \theta}, U_{L, \text{eff}} = \frac{3\Gamma}{2\rho_L} \left( \frac{\rho_L^2 g}{3\mu_L \Gamma} \right)^{0.333}, \Gamma = \frac{L}{\text{Per}}$ $\text{Per} = \frac{\text{Perimeter}}{\text{Area}} = \frac{4S + 2B}{Bh}$	[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.	$N_{Sh,G} = \frac{k_g S}{D_g} = 0.054 N_{Re,S}^{0.8} N_{Sc}^{0.33}$ $u_{c,eff} = \frac{u_{g,super}}{\epsilon(1-h_L)\sin\theta}, \quad u_{L,eff} = \frac{u_{lg,super}}{\epsilon h_L \sin\theta}$ $k_L = 2 \left( \frac{D_L C_E u_{L,eff}}{\pi S} \right)$ $H_{OG} = H_G + \lambda H_L = \frac{u_{g,super}}{k_g a_c} + \frac{\lambda u_{L,super}}{k_L a_c}$ <p>Interfacial area:</p> $\frac{a_c}{a_p} = F_{SE} \frac{29.12 (N_{We} N_{Fr})^{0.15} S^{0.359}}{N_{Re,L}^{0.2} \epsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos\gamma)(\sin\theta)^{0.3}}$ <p>Packing factors:</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th><math>a_p</math></th> <th><math>\epsilon</math></th> <th><math>F_{SE}</math></th> <th><math>\theta</math></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>Cempak 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>		$a_p$	$\epsilon$	$F_{SE}$	$\theta$	Flexi-pac 2	233	0.95	0.350	45°	Cempak 2A	233	0.95	0.344	45°	Intalox 2T	213	0.95	0.415	45°	Mellapak 350Y	350	0.93	0.350	45°	<p>[E, T] Modification of Bravo, Rocha, and Fair (5-24-H). Same definitions as in (5-24-H) unless defined differently here. Recommended [156].</p> <p><math>h_L</math> = fractional hold-up of liquid</p> <p><math>C_E</math> = factor for slow surface renewal</p> <p><math>C_E \sim 0.9</math></p> <p><math>a_c</math> = effective area/volume (1/m)</p> <p><math>a_p</math> = packing surface area/volume (1/m)</p> <p><math>F_{SE}</math> = surface enhancement factor</p> <p><math>\gamma</math> = contact angle; for sheet metal, <math>\cos\gamma = 0.9</math> for <math>\sigma &lt; 0.055</math> N/m</p> <p><math>\cos\gamma = 5.211 \times 10^{-16.8356}</math>, <math>\sigma &gt; 0.055</math> N/m</p> <p><math>\lambda = \frac{m}{LV}</math>, <math>m = \frac{dy}{dx}</math> from equilibrium</p>	[124], [156]
	$a_p$	$\epsilon$	$F_{SE}$	$\theta$																								
Flexi-pac 2	233	0.95	0.350	45°																								
Cempak 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)	$\frac{k_L a d_p}{D a_p} \left( 1 - 0.93 \frac{V_o}{V_i} - 1.13 \frac{V_i}{V_t} \right) = 0.65 N_{Sc}^{0.5}$ $\times \left( \frac{L}{a_p \mu} \right)^{0.17} \left( \frac{d_p^3 \rho^2 a_c}{\mu^2} \right)^{0.3} \left( \frac{L^2}{\rho a_p \sigma} \right)^{0.3}$ <p>500 ≤ <math>N_{Sc}</math> ≤ 1.2 E5; 0.0023 ≤ <math>L/(a_p \mu)</math> ≤ 8.7</p> <p>120 ≤ <math>(d_p^3 \rho^2 a_c)/\mu^2</math> ≤ 7.0 E7; 3.7 E - 6 ≤ <math>L^2/(\rho a_p \sigma)</math> ≤ 9.4 E - 4</p> <p>9.12 ≤ <math>\frac{k_L a d_p}{D a_p}</math> ≤ 2540</p>	<p>[E] Studied oxygen desorption from water into <math>N_2</math>. Packing 0.22-mm-diameter stainless-steel mesh.</p> <p><math>\epsilon = 0.954</math>, <math>a_p = 829</math> (1/m), <math>h_{bed} = 2</math> cm.</p> <p><math>a</math> = gas-liquid area/vol (1/m)</p> <p><math>L</math> = liquid mass flux, kg/(m<sup>2</sup>S)</p> <p><math>a_c</math> = centrifugal accel. m<sup>2</sup>/S</p> <p><math>V_o, V_i, V_t</math> = volumes inside inner radius, between outer radius and housing, and total, respectively, m<sup>3</sup>. Coefficient (0.3) on centrifugal acceleration agrees with literature values (0.3–0.35).</p>	[50]																									
K. High-voidage packings, cooling towers, splash-grid packings	$\frac{(Ka)_H V_{tower}}{L} = 0.07 + A' N' \left( \frac{L}{C_a} \right)^{n'}$ <p><math>A'</math> and <math>n'</math> depend on deck type (Ref. S6), 0.060 ≤ <math>A' \leq 0.135</math>, 0.46 ≤ <math>n' \leq 0.62</math>.</p> <p>General form fits the graphical comparisons (Ref. 138).</p>	<p>[E] General form. <math>G_a =</math> lb dry air/hr ft<sup>2</sup>.</p> <p><math>L =</math> lb/h ft<sup>2</sup>, <math>N' =</math> number of deck levels.</p> <p><math>(Ka)_H =</math> overall enthalpy transfer coefficient =</p> $\text{lb/(h)(ft}^3) \left( \frac{\text{lb water}}{\text{lb dry air}} \right)$ <p><math>V_{tower} =</math> tower volume, ft<sup>3</sup>/ft<sup>2</sup>.</p> <p>If normal packings are used, use absorption mass-transfer correlations.</p>	[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)	$\frac{k_{c-RDC}}{k_c} = 1.0 + 2.44 \left( \frac{N}{N_{Cr}} \right)^{2.5}$ $N_{Cr} = 7.6 \times 10^{-4} \left( \frac{\sigma}{d_{drop} \mu_c} \right) \left( \frac{H}{D_{tank}} \right)$ $\frac{k_{d-RDC}}{k_d} = 1.0 + 1.825 \left( \frac{N}{N_{Cr}} \right) \frac{H}{D_{tank}}$	<p><math>k_c, k_d</math> are for drops (Table 5-21) Breakage occurs when <math>N &gt; N_{Cr}</math>. Maximum enhancement before breakage was factor of 2.0.</p> <p><math>N =</math> impeller speed</p> <p><math>H =</math> compartment height, <math>D_{tank} =</math> tank diameter,</p> <p><math>\sigma =</math> interfacial tension, N/m.</p> <p>Done in 0.152 and 0.600 m RDC.</p>	[36][146] p. 79																									
N. Liquid-liquid extraction, stirred tanks	See Table 5-22-E, F, G, and H.	[E]																										

Nota: Na correlação de Onda, item C acima, corrigir a equação da área específica  $a_w/a_p$ . Trocar  $L/(\rho_L \cdot \sigma \cdot a_p)$  por  $L^2/(\rho_L \cdot \sigma \cdot a_p)$ . O erro está em 3 edições do Perry.

### 3.3 Altura da Coluna com força motriz baseada no líquido

A altura da coluna pode ser expressa de diferentes formas, a saber:

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

$$h = N_{OL}H_{OL} \quad (36)$$

$$h = N_G H_G \quad (37)$$

$$h = N_L H_L \quad (38)$$

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

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_A}{(y_A - y_A^*)} \quad (21)$$

$$N_{OL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx_A}{(x_A - x_A^*)} \quad (39)$$

$$N_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy_A}{(y_A - y_{Ai})} \quad (40)$$

$$N_L = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx_A}{(x_A - x_{Ai})} \quad (41)$$

No caso da operação de desabsorção ("stripping") empregam-se, usualmente, as equações (36) e (38).

### 4. Fluidodinâmica da Coluna Recheada

A figura 5 mostra a perda de carga do gás em função da sua vazão. Como o gás escoa em contracorrente com o líquido, que desce sob ação da gravidade, o gás dificulta o escoamento descendente do líquido. Para vazões baixas de gás, o volume de vazios no leito através do qual escoa o gás é pouco inferior ao do leito seco, sendo a perda de carga do gás aproximadamente proporcional ao quadrado da sua vazão (linha A-B). Para maiores vazões de gás, atinge-se a zona de carga ("loading zone", linha B-C), na qual a retenção de líquido no leito é excessiva, resultando em alta perda de carga. Um aumento adicional da vazão de gás provoca o afogamento da coluna ("flooding", linha C-D), caracterizado por arraste do líquido em direção ascendente com o gás e/ou borbulhamento de gás no líquido. Para maiores vazões de líquido, o comportamento é similar, mas as zonas de carga (B'-C') e afogamento (C'-D') ocorrem em menor vazão de gás que no caso anterior. O afogamento também é conhecido como inversão de fase. As condições de "loading" e "flooding" representam limites fluidodinâmicos da capacidade da coluna recheada.

A perda de carga em colunas recheadas é estimada a partir de correlações empíricas. Recomenda-se a correlação gráfica apresentada por Strigle<sup>1</sup> (Figura 6). Na abscissa tem-se o fator adimensional  $F_{LG}$ , expresso por:

<sup>1</sup> Strigle, Packed Tower Design and Applications, 1994.

Paiva/Wilson/Marcelo

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (42)$$

Com:

$G$  e  $L$  = fluxos mássicos (vazão mássica/área da secção da coluna) de gás e líquido,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$ ,

$\rho_G$  e  $\rho_L$  = densidades do gás e do líquido,  $\text{kg}/\text{m}^3$ .

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

$$C_s = U_t \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5} \quad (43)$$

Sendo:

$U_t$  = velocidade superficial do gás,  $\text{ft}/\text{s}$

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

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

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. As Figuras 7 e 8 apresentam imagens dos principais tipos de recheio.

Considera-se que a partir de uma perda de carga de 1,5 in  $\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$  de altura de coluna (curva superior na Figura 6) inicia-se um incipiente afogamento da coluna recheada. Sugere-se para projeto, do ponto de vista fluidodinâmico, especificar um fluxo de gás que não exceda 50% do fluxo de afogamento.

Interpretemos a Figura 6. A ordenada nos dá a vazão de gás  $G$ , a abscissa nos dá a razão  $L/G$ . As curvas dão a perda de carga por unidade de comprimento da coluna. O arraste entre o gás e o líquido é influenciado pela viscosidade e densidade. Lembrando que o afogamento ocorre na linha  $\Delta P=1,5$ , vemos que nos aproximamos do afogamento: a) ao aumentar  $L$ ; b) ao aumentar  $G$  ( $C_s$  aumenta e  $L/G$  diminui, mas o efeito de  $G$  é maior, note a escala logarítmica da abscissa); c) ao aumentar a densidade do gás (por exemplo ao operar sob pressão).

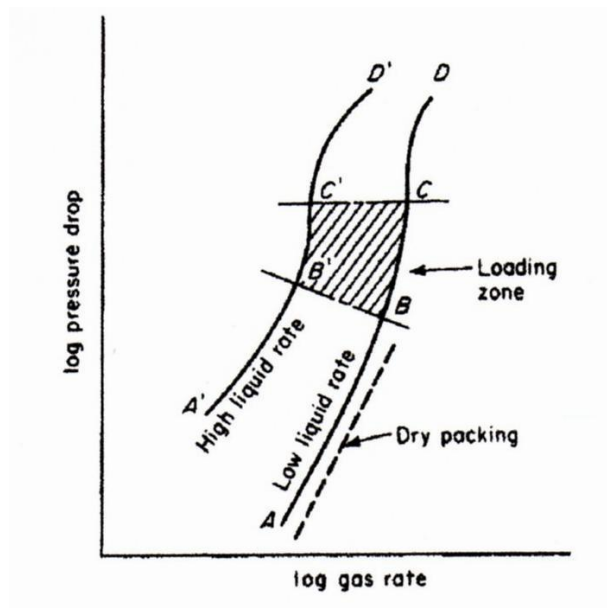


Figura 5 - Perda de carga em função das vazões de líquido e gás.

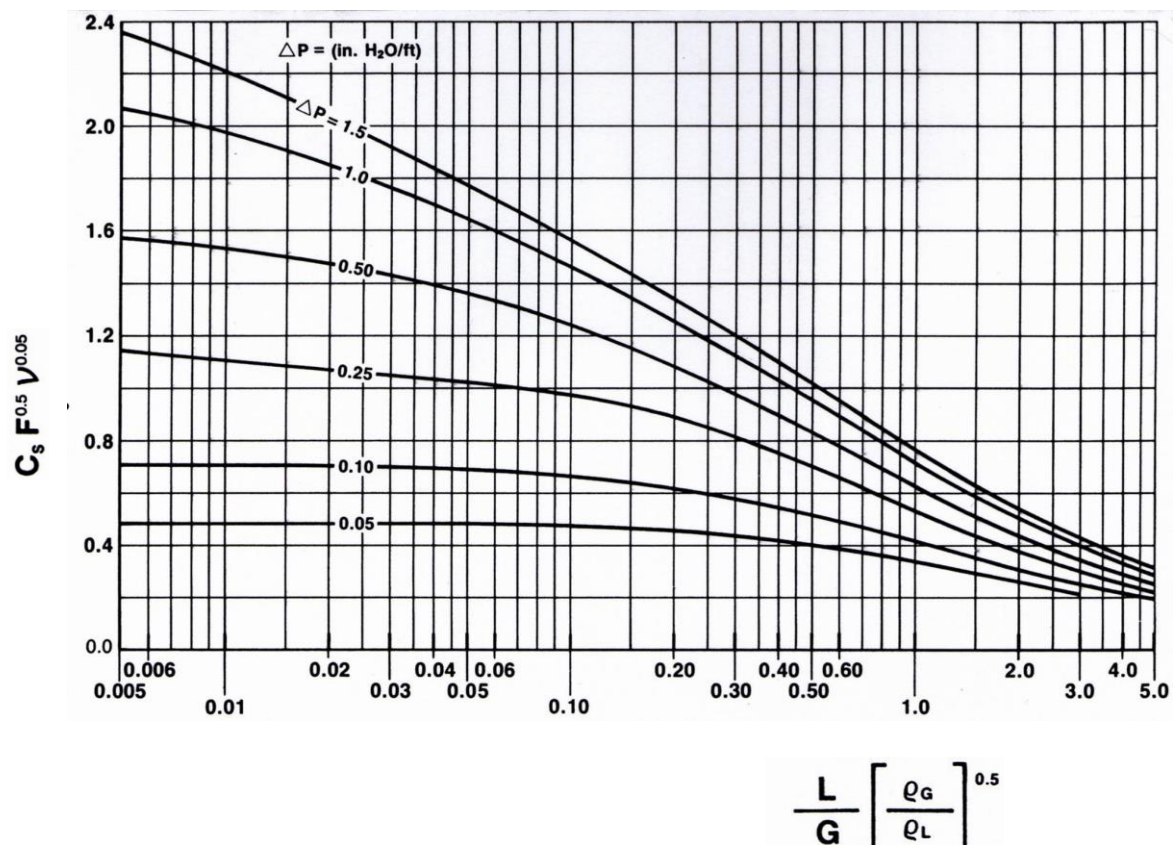


Figura 6 - Correlação generalizada de perda de carga em colunas recheada, Strigle (1994).

Paiva/Wilson/Marcelo

**TABLE 14-13 Characteristics of Random Packings**

Name	Size, mm, or no. (#)	Bed density, <sup>e</sup> kg/m <sup>3</sup>	Area, m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	% voids	Packing factor, m <sup>-1</sup>		Vendor
					Normal $F_p^†$	Dry $F_{pd}^†$	
Metals							
Pall rings	16	510	360	92	256	262	Various
(also Flexi-rings,	25	325	205	94	183	174	
Ballast rings, P-rings)	38	208	130	95	131	91	
	50	198	105	96	89	79	
	90	135	66	97	59	46	
Metal Intalox (IMTP)	25	224	207	97	134	141	Koch-Glitsch [Sulzer, Amistco, Rauschert, Montz] <sup>§</sup>
[also I-rings, AHPP,	40	153	151	97	79	85	
RSMR, MSR] <sup>§</sup>	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 <sup>†</sup>	—	
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 <sup>†</sup>	—	Raschig
	50	296	112	96	69	—	
Ralu-rings	25	310	215	98	157 <sup>†</sup>	—	Raschig
	38	260	135	97	92 <sup>†</sup>	—	
	50	200	105	98	66 <sup>†</sup>	—	
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	
	75	576	66	95	105	—	
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 <sup>†</sup>	—	

**TABLE 14-13 Characteristics of Random Packings (Concluded)**

Name	Size, mm, or no. (#)	Bed density* kg/m <sup>3</sup>	Area, m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	% voids	Packing factor, m <sup>-1</sup>		Vendor
					Normal $F_p^\dagger$	Dry $F_{pd}^\ddagger$	
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 <sup>¶</sup>	—	Raschig
	#2	55	100	96	49	—	
Ralu-ring	15	80	320	94	230 <sup>¶</sup>	—	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 <sup>¶</sup>	—	
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 <sup>¶</sup>	—	Raschig
	#2	53	125	95	39 <sup>¶</sup>	43	
Ralu-Flow	#1	55	165	95	67 <sup>¶</sup>	—	Raschig
	#2	54	100	95	38 <sup>¶</sup>	—	
Hiflow	25	63	192	92	138	—	Rauschert
	50	59	110	93	66	—	
	90	34	65	97	30	—	
Lanpac	90	67	148	93	46	—	Lantec
Impac	#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.

<sup>†</sup>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.

<sup>‡</sup>Dry packing factor  $F_{pd}$  from Robbins, *Chem. Eng. Progr.*, **87**(1), 19 (1990).

<sup>§</sup>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.

<sup>¶</sup>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 <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	% voids*	Packing factor, m <sup>-1</sup>		Vendor
				Normal F <sub>p</sub> <sup>†</sup>	Dry F <sub>pd</sub> <sup>‡</sup>	
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		
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		
Intalox	250Y	250	99	43		Koch-Glitsch
	2Y	220	99			
	1T	310	98	66		
	1.5T	250	99			
	2T	215	99	56		
	3T	170	99	43		

Name	Size or number	Area, m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	% voids*	Packing factor, m <sup>-1</sup>		Vendor
				Normal F <sub>p</sub> <sup>†</sup>	Dry F <sub>pd</sub> <sup>‡</sup>	
Super-Pak	4T	135	99			Raschig
	5T	90	99			
	5TX	90	99			
Ralu-Pak	250	250	98	55 <sup>§</sup>		Raschig
	350	350	98	70 <sup>§</sup>		
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 <sup>¶</sup>	250	95			
	BSH-500 <sup>¶</sup>	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 <sup>§,  </sup>	460	Knit Mesh
	1900	1900	94.8	312/180 <sup>§,  </sup>		
	1400	1400	96.0	180/131 <sup>§,  </sup>		
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.  
<sup>†</sup>Packing 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.  
<sup>‡</sup>Dry packing factors from Robbins, *Chem. Eng. Prog.*, p. 87, May 1991.  
<sup>§</sup>These packing factors supplied by the packing vendor.  
<sup>¶</sup>These are expanded metal packings.  
<sup>||</sup>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.

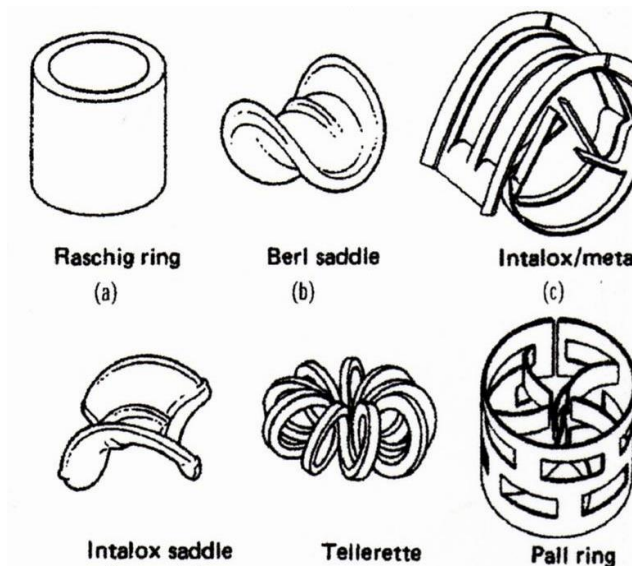


Figura 7 - Recheios randômicos.

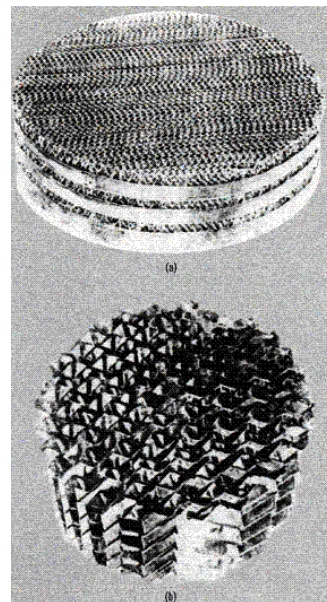


Figura 8 - Recheios estruturados.

## 5. Absorção com reação química

Ao se projetar processos de absorção, é comum o emprego de líquidos que reagem com o componente absorvido, pois este recurso aumenta significativamente a taxa de absorção e a quantidade absorvida. Isso acontece porque a reação química causa uma diminuição da concentração do componente na fase líquida.

Considere uma reação do tipo  $A + B \rightarrow \text{produtos}$ , sendo A o soluto absorvido e B um reagente também em solução. Quando a reação é rápida e há excesso de B, a concentração do soluto é nula. Logo, o separador opera como se estivesse em contato com o solvente puro ao longo de toda a coluna, a força motriz para o transporte é máxima,  $y - y^* = y - 0$ . A capacidade do líquido também pode aumentar, pois quem se acumula na fase líquida são os produtos da reação, não o soluto.

A figura 9 (figura 14.12 do Perry, 2007) apresenta a concentração do soluto para reações  $A + B$  com diferentes taxas de reação e excesso de B. É possível descrever a absorção para tais situações por meio de modelos fenomenológicos (não mostrados). Um modelo para uma reação irreversível na fase líquida do tipo  $r_A = -k_2 C_A C_B$  é mostrado graficamente na figura 10 (figura 14.13 do Perry, 2007). A ordenada mostra o fator de aumento  $\phi$ , que representa o incremento na taxa de transferência de massa devido à reação química. Este parâmetro é definido pela equação (44), em que  $k_L$  é o coeficiente de transporte de massa efetivo e  $k_L^0$  é o coeficiente para absorção física apenas. O fluxo de transferência de massa,  $N_A$ , fica como mostrado na equação (45) (Sherwood e Pigford, 1975).

$$\Phi \stackrel{\text{def}}{=} \frac{k_L}{k_L^0} \quad (44)$$

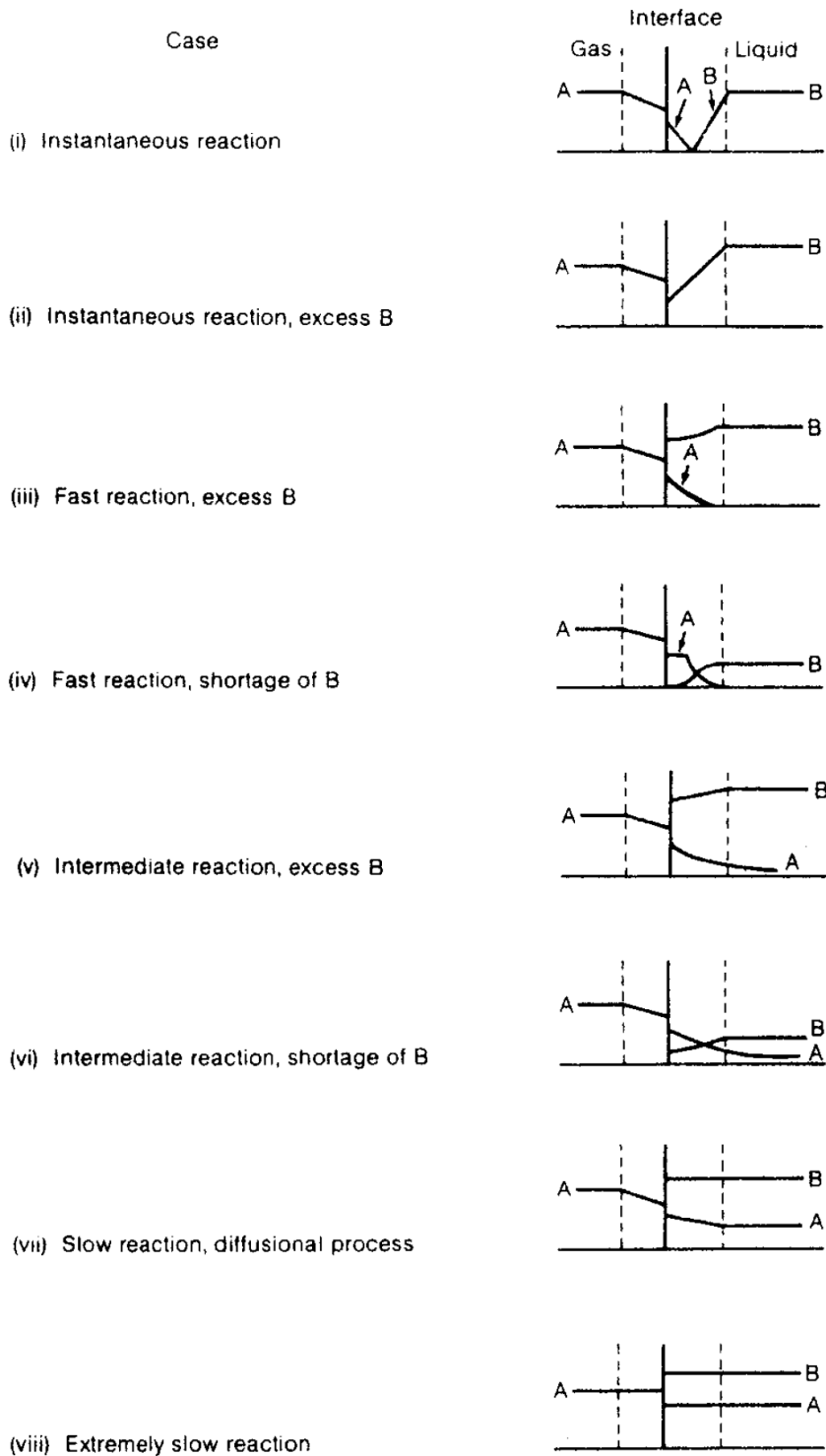
$$N_A = \Phi k_L^0 (\rho_{A_i} - \rho_A) \quad (45)$$

A abscissa é expressa em termos no número adimensional de Hatta, que caracteriza a importância da taxa de reação relativa à taxa de transporte



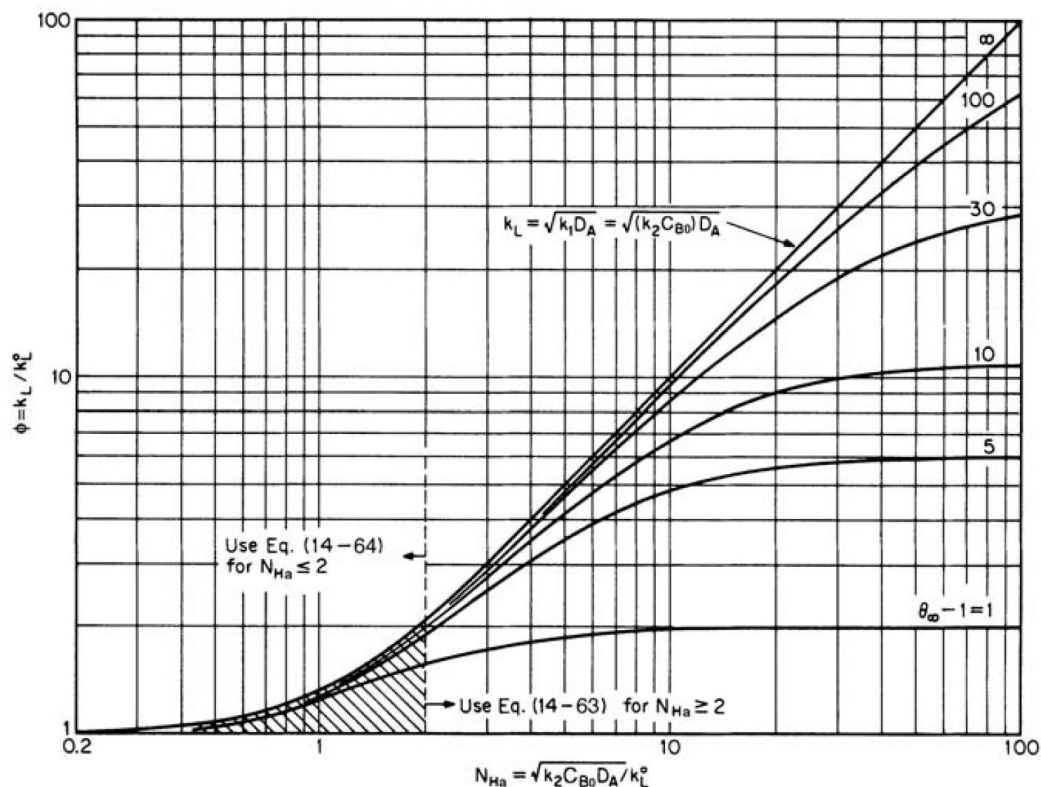
Paiva/Wilson/Marcelo

de massa convectivo. Observa-se que reações rápidas podem produzir taxas de transporte dezenas de vezes as de absorção física. O excesso de reagente (ver expressão para o parâmetro  $\theta_*$ ) também favorece uma elevada taxa de transporte.



**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 do tipo  $A + B \rightarrow$  produtos



**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  $\phi$  para reação irreversível do tipo  $r_A = -k_2 C_A C_B$ .  $k_L$  é o coeficiente de transporte de massa efetivo e  $k_L^0$  é o coeficiente para absorção física apenas. A é o soluto transportado e B o reagente.  $\theta_\infty = (D_A/D_B)^{1/2} (1 + (C_B/C_A))$ .

## 6. Bibliografia

- Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8<sup>th</sup> ed., D.W. Green; R. H. Perry, 2007 - Mc Graw Hill
- Bennett & Myers - Fenômenos de Transporte, 2<sup>a</sup> 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, 3<sup>rd</sup> ed., 1981 - Mc Graw Hill