

## 16 – ABSORÇÃO

---

A absorção envolve a remoção de poluentes gasosos de uma corrente gasosa pela dissolução em um líquido. Alguns termos usuais:

Absorvente ou Solvente: o líquido, usualmente água, no qual os poluentes são absorvidos (dissolvidos);

Absorvato ou Soluto: o contaminante gasoso que se deseja remover (ex.  $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}$ , etc.);

Interface: área de contato entre o gás e o líquido;

Solubilidade: capacidade do gás em ser dissolvido no líquido.

A condição necessária para a aplicação da absorção para controle da poluição do ar é a solubilidade dos poluentes no líquido (solvente). A absorção é uma operação de transferência de massa. No dimensionamento de absorvedores devemos considerar:

- 1 - grande área interfacial (máximo contato entre o gás e o líquido);
- 2 - tempo de contato ou de residência suficiente entre as fases;
- 3 - alta solubilidade do contaminante no absorvente.

A taxa de transferência dos constituintes solúveis do gás para a fase líquida é determinada por processos de difusão ocorrendo em cada um dos lados da interface líquido-gás. Conseqüentemente, a taxa de absorção é determinada pelas taxas de difusão nas fases líquida e gasosa. O processo de transferência de massa ocorrerá até que o equilíbrio seja atingido (equilíbrio de fases).

O principal requisito no dimensionamento de absorvedores é proporcionar um contato íntimo entre o gás

e o líquido, isto é, proporcionar uma grande área interfacial e uma alta renovação interfacial, minimizando resistências e maximizando a “força motriz”. Este contato entre as fases pode ser alçado em diferentes tipos de equipamentos, sendo os principais as colunas recheadas e as colunas de pratos. Usualmente, as colunas recheadas (empacotadas) são mais utilizadas devido à baixa queda de pressão no equipamento.

## **Coluna de Recheio (Packed Column)**

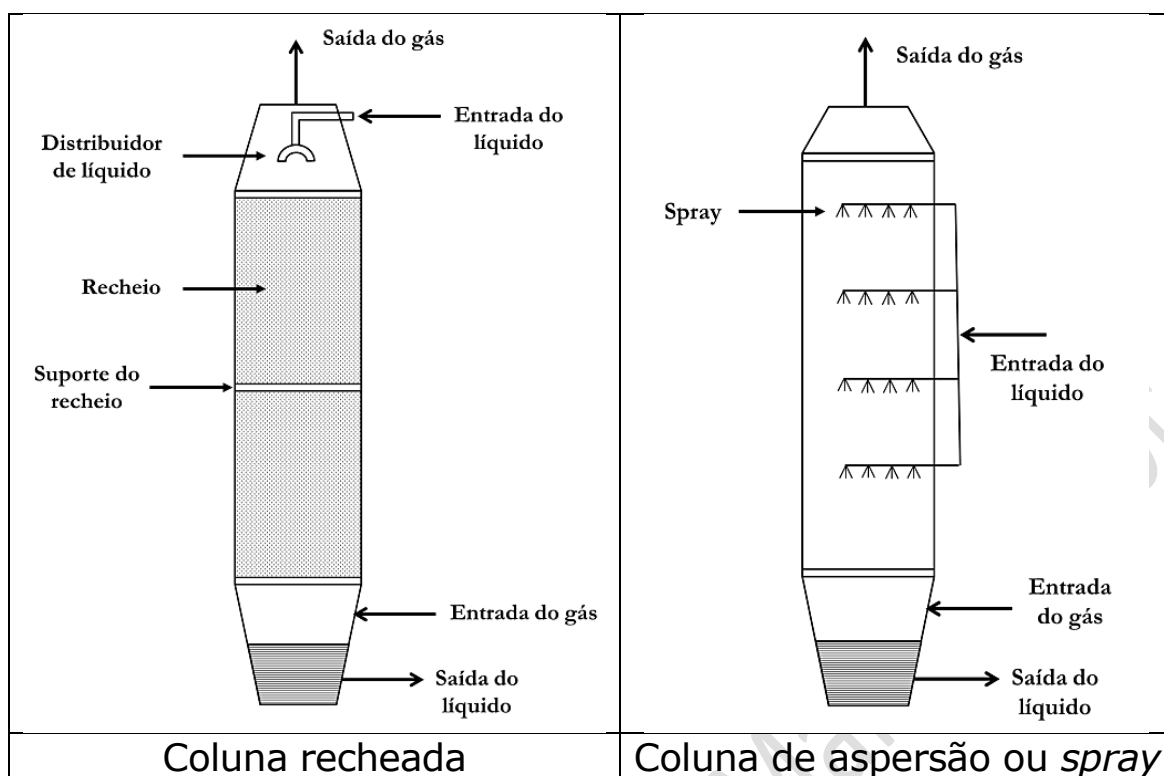
Existem diferentes configurações de equipamentos e as mais usuais são as colunas de recheio ou empacotadas (packed beds) e as colunas de aspersão (spray towers). As colunas também podem ser chamadas de torres ou leitos. A coluna recheada é geralmente a mais utilizada.

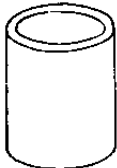

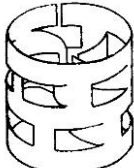
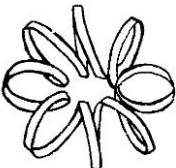
Na coluna de recheio uma corrente líquida é dispersa sobre um material de recheio, com grande área superficial, possibilitando íntimo contato com uma corrente gasosa (contato líquido-gás). As correntes, normalmente, estão em sentido contrário (contracorrente).

Neste dispositivo, a escolha do recheio é fundamental, pois ele é o “coração” do desempenho do equipamento e sua seleção deve observar as seguintes características:

- alta resistência química;
- alta porosidade (baixa queda de pressão);
- alta relação área superficial/volume de recheio ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ );
- baixa relação peso/volume de recheio ( $\text{kg}/\text{m}^3$ );
- alta resistência mecânica;
- baixo custo.

As vantagens do equipamento são: dimensões reduzidas, versatilidade, possibilidade de operação com fluidos corrosivos, baixa queda de pressão, flexibilidade de operação, baixo custo de implantação e manutenção.



Alguns recheios típicos para colunas de absorção. Fonte: Theodore & Buonicore (1988)			
			
Anel <i>Raschig</i>	Sela de <i>Berl</i>	Anel <i>Pall</i>	Anel espiral

O procedimento geral para o dimensionamento de colunas recheadas:

- 1 – escolha do solvente;
- 2 – seleção do recheio;
- 3 – avaliação dos dados de equilíbrio de fases;
- 4 – estimativa do diâmetro e da altura da coluna;
- 5 – determinação da queda de pressão.

A escolha do solvente é muito importante, sendo a água uma escolha frequente. O solvente deve ter as propriedades:

- 1 – alta solubilidade do gás;
- 2 – baixa pressão de vapor (baixa volatilidade);
- 3 – não deve ser corrosivo;
- 4 – baixa viscosidade;
- 5 – baixa toxicidade;
- 6 – baixo ponto de congelamento;
- 7 – baixo custo;
- 8 – alta estabilidade química (não inflamável).

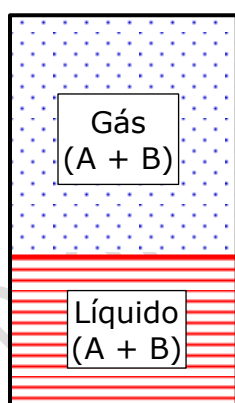
## Equilíbrio de Fases

O equilíbrio de fases no revela como as espécies químicas se distribuem individualmente entre a fase líquida e a fase gasosa quando as duas fases estão em equilíbrio.

Uma simplificação aceitável é tratar a fase gasosa e a fase líquida como ideais. Neste caso, temos baixas temperaturas e pressões, e a fase líquida apresenta baixa concentração do soluto.

Considere uma mistura gasosa dos componentes A e B em equilíbrio com uma mistura líquida constituída pelos mesmos componentes na T e P.

Podemos escrever:



$$y_A = \left( \frac{H}{P} \right) x_A = K x_A$$

$x_A$  = fração molar de A na fase líquida;  
 $y_A$  = fração molar de A na fase gasosa;  
 $H$  = constante da lei de Henry ( $\text{N/m}^2$ );  
 $P$  = pressão ( $\text{N/m}^2$ );  
 $K$  = constante de equilíbrio.

Valores de  $H$  ou  $K$  são apresentados em figuras ou tabelas para várias substâncias.

Table 11-1 HENRY'S LAW CONSTANT AND DIFFUSION COEFFICIENTS FOR VARIOUS GASES AND VAPORS

Substance	Formula	Molecular weight	Henry's law constant,* N/m <sup>3</sup>	Diffusion coefficient	
				Air,† 10 <sup>-5</sup> m <sup>2</sup> /s	Water,‡ 10 <sup>-9</sup> m <sup>2</sup> /s
Acetylene	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.0	1.35 × 10 <sup>8</sup>	1.7	2.0
Air		29.0	7.29 × 10 <sup>9</sup>		2.0
Ammonia	NH <sub>3</sub>	17.0	303,000	2.2	2.0
Argon	Ar	79.8	3.61 × 10 <sup>9</sup>	1.7	1.4
Bromine	Br <sub>2</sub>	159.8	7.47 × 10 <sup>6</sup>	1.0	1.3
Carbon dioxide	CO <sub>2</sub>	44.0	1.65 × 10 <sup>8</sup>	1.5	2.0
Carbon monoxide	CO	28.0	5.87 × 10 <sup>9</sup>	2.0	2.0
Carbonyl sulfide	COS	60.1	2.63 × 10 <sup>8</sup>	1.3	1.5
Chlorine	Cl <sub>2</sub>	70.9	6.82 × 10 <sup>7</sup>	1.2	1.5
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.0	3.07 × 10 <sup>9</sup>	1.5	1.4
Ethylene	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.0	1.16 × 10 <sup>9</sup>	1.6	1.5
Gasoline			7.33 × 10 <sup>9</sup>		0.7
Helium	He	4.0	1.27 × 10 <sup>10</sup>	7.0	6.0
Hydrogen	H <sub>2</sub>	2.0	7.07 × 10 <sup>9</sup>	7.5	4.8
Hydrogen cyanide	HCN	27.1	6.4 × 10 <sup>5</sup>	1.5	1.8
Hydrogen sulfide	H <sub>2</sub> S	34.1	5.52 × 10 <sup>7</sup>	1.7	1.6
Krypton	Kr	83.8	2.20 × 10 <sup>9</sup>	1.5	2.0
Methane	CH <sub>4</sub>	16.0	4.19 × 10 <sup>9</sup>	2.2	1.8
Methyl chloride	CH <sub>3</sub> Cl	50.5	1.49 × 10 <sup>5</sup>	1.3	1.5
Neon	Ne	20.2	8.4 × 10 <sup>9</sup>	3.2	3.0
Nitric oxide	NO	30.0	2.91 × 10 <sup>9</sup>	2.0	2.4
Nitrogen	N <sub>2</sub>	28.0	8.40 × 10 <sup>9</sup>	2.0	1.9
Nitrous oxide	N <sub>2</sub> O	44.0	2.27 × 10 <sup>8</sup>	1.5	1.8
Oxygen	O <sub>2</sub>	32.0	4.44 × 10 <sup>9</sup>	2.0	2.5
Ozone	O <sub>3</sub>	48.0	4.64 × 10 <sup>8</sup>		2.0
Phosphine	PH <sub>3</sub>	34.0	5.71 × 10 <sup>9</sup>	1.6	
Propylene	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	42.0	5.73 × 10 <sup>8</sup>		1.1
Sulfur dioxide	SO <sub>2</sub>	64.1	4.85 × 10 <sup>6</sup>	1.3	1.7
Water	H <sub>2</sub> O	18.0		2.6	
Xenon	Xe	131.3	1.28 × 10 <sup>9</sup>	1.3	1.7

\* These values were computed from: National Research Council, "International Critical Tables," vol. 3, pp. 255-261, McGraw-Hill Book Company, New York, 1928.

† These values were computed by approximate methods.

‡ These values were taken from: R. C. Reid and T. K. Sherwood, "The Properties of Gases and Liquids. Their Estimation and Correlation," pp. 554-555, McGraw-Hill Book Company, New York, 1966; R. H. Perry, C. H. Chilton, and S. D. Kirkpatrick, eds., "Chemical Engineers Handbook," 4th ed., pp. 14-22 and 14-23, McGraw-Hill Book Company, New York, 1963; and from values computed by approximate methods.

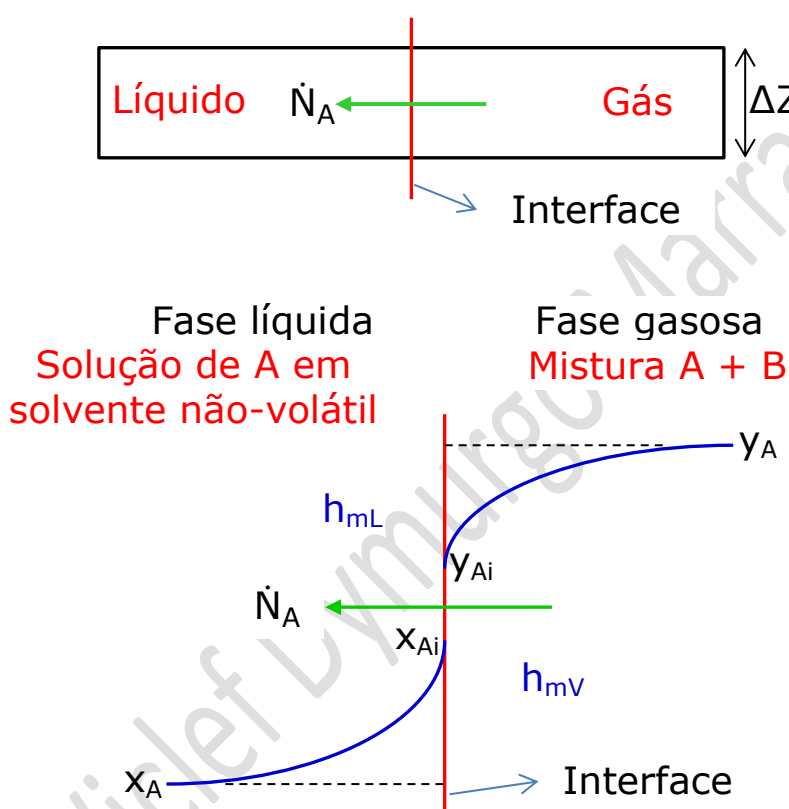
A lei de Henry não se aplica para gases que reajam ou se dissociem em solução, como o HF ou HCl que se dissociam em solução, neste caso, os dados de equilíbrio devem ser obtidos experimentalmente ou da literatura.

Observamos que quanto menor a constante de Henry, mais deslocado para o líquido será o equilíbrio, tornando a absorção mais "fácil".

## Coeficiente de Transferência de Massa em Duas Fases

Temos dois fluidos em contato direto entre si. Vamos admitir continuidade do fluxo mássico total na interface para qualquer espécie A que está sendo transportada. Assim:

$$\dot{N}_{Ai}|_{\text{gás}} = \dot{N}_{Ai}|_{\text{líquido}} = \dot{N}_A$$



Para o fluxo interfacial de A na direção da fase líquida, podemos escrever:

$$\dot{N}_A = h_{mL}(x_{Ai} - x_A) \quad [1]$$

$$\dot{N}_A = h_{mV}(y_A - y_{Ai}) \quad [2]$$

$x_A$  = fração molar de A na fase líquida;

$x_{Ai}$  = fração molar de A na interface na fase líquida;

$y_A$  = fração molar de A na fase gasosa;

$y_{Ai}$  = fração molar de A na interface na fase gasosa;

$h_{mL}$  = coeficiente local de transferência de massa no lado do líquido;

$h_{mV}$  = coeficiente local de transferência de massa no lado do gás;

$\dot{N}_A$  = fluxo de massa de A.

Para relacionarmos as composições interfaciais podemos, na maioria dos casos, admitir equilíbrio na interface de modo que as concentrações nas fases se relacionam pelas constantes de equilíbrio:

$$y_A = \frac{H}{P} x_A = K x_A$$

De [1] temos:

$$(x_{Ai} - x_A) = \frac{\dot{N}_A}{h_{mL}} \rightarrow \frac{y_{Ai}}{\left(\frac{H}{P}\right)} - x_A = \frac{\dot{N}_A}{h_{mL}} \rightarrow y_{Ai} = \left(\frac{H}{P}\right) \left(\frac{\dot{N}_A}{h_{mL}} + x_A\right)$$

Substituindo em [2]:

$$(y_A - y_{Ai}) = \frac{\dot{N}_A}{h_{mV}} \rightarrow \left( y_A - \left(\frac{H}{P}\right) \left(\frac{\dot{N}_A}{h_{mL}} + x_A\right) \right) = \frac{\dot{N}_A}{h_{mV}}$$

$$\left( y_A - \left(\frac{H}{P}\right) x_A \right) = \dot{N}_A \left( \frac{1}{h_{mV}} + \frac{\left(\frac{H}{P}\right)}{h_{mL}} \right) \rightarrow \dot{N}_A = \frac{\left( y_A - \left(\frac{H}{P}\right) x_A \right)}{\left( \frac{1}{h_{mV}} + \frac{\left(\frac{H}{P}\right)}{h_{mL}} \right)}$$

$$\dot{N}_A = U_m (y_A - y_A^*)$$

Em que:



$$U_m = \frac{1}{\left( \frac{1}{h_{mV}} + \frac{\left(\frac{H}{P}\right)}{h_{mL}} \right)} \quad \text{e} \quad y_A^* = \left(\frac{H}{P}\right) x_A$$

$U_m$  = coeficiente global de transferência de massa;  
 $y_A^*$  = fração molar de A no gás em equilíbrio com o líquido de composição  $x_A$ .

De maneira análoga, podemos escrever:

$$\dot{N}_A = U_m (x_A^* - x_A)$$

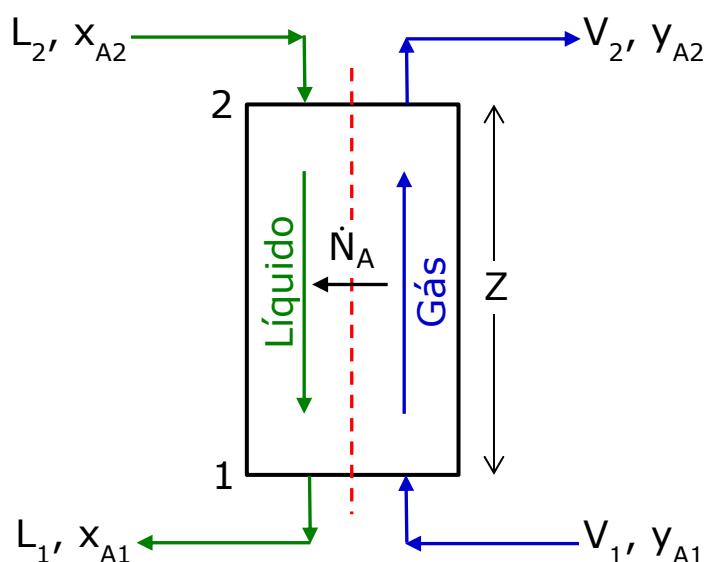
Os coeficientes globais podem variar ao longo do sistema, em função da concentração, temperatura e pressão. As grandezas:  $(y_A - y_A^*)$  e  $(x_A^* - x_A)$ , representam a força motriz global para o transporte de massa entre as duas fases ao longo de toda a coluna.

## **Dimensionamento de Colunas Recheadas em Contracorrente: Soluções Diluídas**

O principal parâmetro que deve ser considerado no dimensionamento de colunas recheadas é a área interfacial de contato entre as fases, necessária para se realizar a transferência de massa desejada. Esta área interfacial pode ser relacionada ao volume de recheio necessário e ao tamanho (altura e diâmetro) da coluna de absorção.

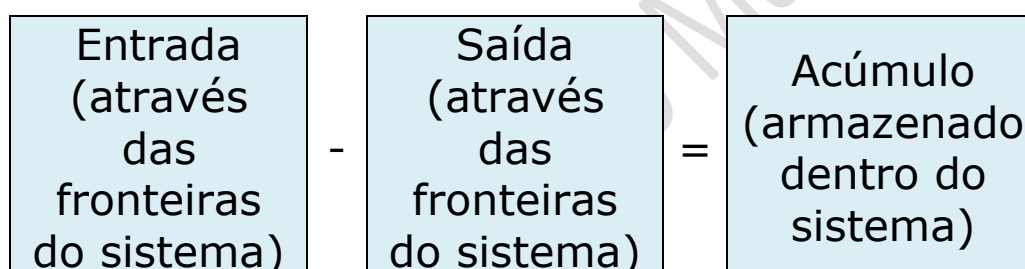
Nas colunas recheadas dois fluidos estão em contato ao longo da altura da coluna e a concentração do componente que se deseja absorver (soluto) varia em cada fase à medida que ele avança pela coluna, com conseqüente variação da força da concentração ao longo da coluna. Considere o esquema:





$L_1$  e  $L_2$ : vazões molares do líquido;  
 $V_1$  e  $V_2$ : vazões molares do gás;  
 $x_A$ : fração molar de A no líquido;  
 $y_A$ : fração molar de A no gás;  
 $\dot{N}_A$  = fluxo de massa de A.

Um balanço de massa para a espécie A em processos não reacionais:



Para processos contínuos em estado estacionário, o termo de "acúmulo" na equação geral é nulo. Assim: **Entrada = Saída**

Podemos escrever para o lado do gás:

$$V_1 y_{A1} = V_2 y_{A2} + \dot{N}_A \quad \rightarrow \quad \dot{N}_A = V_1 y_{A1} - V_2 y_{A2}$$

Para o lado do líquido:

$$L_2 x_{A2} + \dot{N}_A = L_1 x_{A1} \quad \rightarrow \quad \dot{N}_A = L_1 x_{A1} - L_2 x_{A2}$$

Portanto:

$$V_1 y_{A1} - V_2 y_{A2} = L_1 x_{A1} - L_2 x_{A2}$$

Assumindo  $V_1 = V_2 = V$  e  $L_1 = L_2 = L$ , teremos:

$$\frac{L}{V} = \frac{(y_{A1} - y_{A2})}{(x_{A1} - x_{A2})}$$

Esta equação representa a curva de operação do sistema.

A razão  $(L/V)$  é denominada de mínima:  $(L/V)_{\min}$ .

A quantidade total de A transferida por unidade de tempo na torre pode ser expressa por:

$$\dot{N}_{Am} A_i = \bar{U}_m (y_A - y_A^*)_m A_i$$

$A_i$  = área interfacial total;

$\dot{N}_{Am}$  = fluxo molar médio de A;

$\bar{U}_m$  = coeficiente global médio;

$(y_A - y_A^*)_m$  = força motriz média.

Podemos escrever:  $A_i = aAZ$

$a$  = área interfacial por unidade de volume de recheio;

$A$  = área da seção da coluna vazia;

$Z$  = altura do recheio.

Para uma seção da torre de altura  $dz$ , temos que a taxa de modificação da quantidade de um componente no interior de uma fase deve ser igual à taxa de transferência do componente para a outra fase através de uma área  $dA_i$ , assim:

$$d(Vy_A) = -\dot{N}_A dA_i \quad \rightarrow \quad -d(Vy_A) = U_m (y_A - y_A^*) a dz$$

Para se calcular a altura da torre:

$$\int_0^Z dz = \int_{y_{A1}}^{y_{A2}} \frac{d(Vy_A)}{U_m a A (y_A^* - y_A)}$$

Admitindo-se que  $L$ ,  $V$ ,  $a$ ,  $A$  e  $U_m$ , sejam constantes:

$$\int_0^Z dz = \frac{V}{\bar{U}_m a A} \int_{y_{A1}}^{y_{A2}} \frac{dy_A}{(y_A^* - y_A)}$$

A integração fornece:

$$Z = \frac{V}{\bar{U}_m a A} \left[ \frac{(y_{A2} - y_{A1})}{(y_A^* - y_A)_{LM}} \right]$$

Em que:

$$(y_A^* - y_A)_{LM} = \frac{(y_A^* - y_A)_2 - (y_A^* - y_A)_1}{\text{LN} \left[ \frac{(y_A^* - y_A)_2}{(y_A^* - y_A)_1} \right]}$$

Diferença média logarítmica das concentrações.

Podemos escrever:

$$H_{ov} = \frac{V}{\bar{U}_m a A} \quad N_{ov} = \left[ \frac{(y_{A2} - y_{A1})}{(y_A^* - y_A)_{LM}} \right]$$

$H_{ov}$  = altura da unidade de transferência;

$N_{ov}$  = número de unidades de transferência.

A altura da unidade de transferência ( $H_{ov}$ ) representa a eficácia da separação efetuada, com um determinado recheio, entre as espécies químicas envolvidas.

O número de unidades de transferência ( $N_{ov}$ ) representa uma medida da dificuldade da separação, sendo uma relação entre a "vontade" da mudança na concentração do vapor em função da força motriz média.

Assim, podemos escrever:

$$Z = (H_{ov})(N_{ov})$$

Outro parâmetro que podemos definir é o fator de absorção ( $\alpha_A$ ):

$$\alpha_A = \frac{\left(\frac{L}{V}\right)}{\left(\frac{H}{P}\right)}$$

Representa a dificuldade da absorção de uma determinada espécie química A.

Podemos reescrever:

$$N_{ov} = \frac{\text{LN} \left\{ \frac{\left[ y_{A1} - \left(\frac{H}{P}\right) x_{A2} \right]}{\left[ y_{A2} - \left(\frac{H}{P}\right) x_{A2} \right]} \left( 1 - \frac{1}{\alpha_A} \right) + \frac{1}{\alpha_A} \right\}}{\left( 1 - \frac{1}{\alpha_A} \right)}$$

Se um solvente puro é utilizado,  $x_{A2} = 0$ , assim:

$$N_{ov} = \frac{1}{\left( 1 - \frac{1}{\alpha_A} \right)} \text{LN} \left[ \left( \frac{y_{A1}}{y_{A2}} \right) \left( 1 - \frac{1}{\alpha_A} \right) + \frac{1}{\alpha_A} \right]$$

A eficiência da coluna de absorção é dada por:

$$E = \left[ 1 - \left(\frac{H}{P}\right) \left(\frac{x_{A2}}{y_{A1}}\right) \right] \left[ \frac{\exp\left(1 - \frac{1}{\alpha_A}\right) N_{ov} - 1}{\exp\left(1 - \frac{1}{\alpha_A}\right) N_{ov} - \left(\frac{1}{\alpha_A}\right)} \right]$$

## Altura de uma Unidade de Transferência

Uma das dificuldades no dimensionamento das colunas de absorção é a estimativa dos coeficientes de transferência de massa. A altura da unidade de transferência ( $H_{ov}$ ) pode ser escrita:

$$H_{ov} = h_V + \left(\frac{H}{P}\right) \left(\frac{V}{L}\right) h_L$$

Em que  $h_V$  e  $h_L$  representam os coeficientes médios de transferência de massa nas fases gasosa e líquida, respectivamente. Podem ser estimados a partir de equação empíricas da forma:

$$h_V = \frac{\alpha \left( \dot{m}_V / A \right)^\beta}{\left( \dot{m}_L / A \right)^\gamma} (Sc_V)^{0,5}$$

$\dot{m}_V$  = vazão mássica do gás;

$\dot{m}_L$  = vazão mássica do líquido;

A = área da seção da coluna vazia;

$Sc_V$  = número de Schmidt do lado do gás.

$$Sc_V = \frac{\mu_V}{\rho_V D_{ABV}}$$

$\mu_V$  = viscosidade do gás;

$\rho_V$  = densidade do gás;

$D_{ABV}$  = coeficiente de difusão do lado do gás.

Para a fase líquida:

$$h_L = \varphi \left( \frac{\dot{m}_L}{A \mu_L} \right)^\delta (Sc_L)^{0,5}$$

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_{ABL}}$$

$\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$ ,  $\varphi$  e  $\delta$  são parâmetros tabelados para alguns tipos de recheio. Os coeficientes de difusão  $D_{ABV}$  e  $D_{ABL}$  podem ser encontrados em tabelas.

Table 11-1 HENRY'S LAW CONSTANT AND DIFFUSION COEFFICIENTS FOR VARIOUS GASES AND VAPORS

Substance	Formula	Molecular weight	Henry's law constant,* N/m <sup>2</sup>	Diffusion coefficient	
				Air,† 10 <sup>-5</sup> m <sup>2</sup> /s	Water,‡ 10 <sup>-9</sup> m <sup>2</sup> /s
Acetylene	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.0	1.35 × 10 <sup>8</sup>	1.7	2.0
Air		29.0	7.29 × 10 <sup>9</sup>		2.0
Ammonia	NH <sub>3</sub>	17.0	303,000	2.2	2.0
Argon	Ar	79.8	3.61 × 10 <sup>9</sup>	1.7	1.4
Bromine	Br <sub>2</sub>	159.8	7.47 × 10 <sup>6</sup>	1.0	1.3
Carbon dioxide	CO <sub>2</sub>	44.0	1.65 × 10 <sup>8</sup>	1.5	2.0
Carbon monoxide	CO	28.0	5.87 × 10 <sup>9</sup>	2.0	2.0
Carbonyl sulfide	COS	60.1	2.63 × 10 <sup>8</sup>	1.3	1.5
Chlorine	Cl <sub>2</sub>	70.9	6.82 × 10 <sup>7</sup>	1.2	1.5
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.0	3.07 × 10 <sup>9</sup>	1.5	1.4
Ethylene	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.0	1.16 × 10 <sup>9</sup>	1.6	1.5
Gasoline			7.33 × 10 <sup>9</sup>		0.7
Helium	He	4.0	1.27 × 10 <sup>10</sup>	7.0	6.0
Hydrogen	H <sub>2</sub>	2.0	7.07 × 10 <sup>9</sup>	7.5	4.8
Hydrogen cyanide	HCN	27.1	6.4 × 10 <sup>5</sup>	1.5	1.8
Hydrogen sulfide	H <sub>2</sub> S	34.1	5.52 × 10 <sup>7</sup>	1.7	1.6
Krypton	Kr	83.8	2.20 × 10 <sup>9</sup>	1.5	2.0
Methane	CH <sub>4</sub>	16.0	4.19 × 10 <sup>9</sup>	2.2	1.8
Methyl chloride	CH <sub>3</sub> Cl	50.5	1.49 × 10 <sup>5</sup>	1.3	1.5
Neon	Ne	20.2	8.4 × 10 <sup>9</sup>	3.2	3.0
Nitric oxide	NO	30.0	2.91 × 10 <sup>9</sup>	2.0	2.4
Nitrogen	N <sub>2</sub>	28.0	8.40 × 10 <sup>9</sup>	2.0	1.9
Nitrous oxide	N <sub>2</sub> O	44.0	2.27 × 10 <sup>8</sup>	1.5	1.8
Oxygen	O <sub>2</sub>	32.0	4.44 × 10 <sup>9</sup>	2.0	2.5
Ozone	O <sub>3</sub>	48.0	4.64 × 10 <sup>8</sup>		2.0
Phosphine	PH <sub>3</sub>	34.0	5.71 × 10 <sup>9</sup>	1.6	
Propylene	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	42.0	5.73 × 10 <sup>8</sup>		1.1
Sulfur dioxide	SO <sub>2</sub>	64.1	4.85 × 10 <sup>6</sup>	1.3	1.7
Water	H <sub>2</sub> O	18.0		2.6	
Xenon	Xe	131.3	1.28 × 10 <sup>9</sup>	1.3	1.7

Packing	$\alpha^*$	$\beta$	$\gamma$	Range of $m_d/A$ , kg/m <sup>2</sup> · s	Range of $m_i/A$ , kg/m <sup>2</sup> · s
<b>Raschig rings:</b>					
$\frac{3}{8}$ in	0.620	0.45	0.47	0.27-0.68	0.68-2.0
1 in	0.608	0.39	0.58	0.27-1.1	0.54-0.68
	0.557	0.32	0.51	0.27-0.81	0.68-6.1
1.5 in	0.830	0.38	0.66	0.27-0.95	0.68-2.0
	0.689	0.38	0.40	0.27-0.95	2.0-6.1
2 in	0.894	0.41	0.45	0.27-1.1	0.68-6.1
<b>Berl saddles:</b>					
0.5 in	0.540	0.30	0.74	0.27-0.95	0.68-2.0
	0.367	0.30	0.24	0.27-0.95	2.0-6.1
1 in	0.461	0.36	0.40	0.27-1.1	0.54-6.1
1.5 in	0.652	0.32	0.45	0.27-1.36	0.54-6.1
3-in partition rings (stacked staggered)	8.33	0.58	1.06	0.2-1.2	4.1-13.6
<b>Spiral rings (stacked staggered):</b>					
3-in single spiral	1.08	0.35	0.29	0.18-0.95	4.1-13.6
3-in triple spiral	1.11	0.38	0.60	0.27-1.36	0.68-4.1
<b>Drip-point grids (continuous flue):</b>					
No. 6146	1.04	0.37	0.39	0.18-1.36	4.1-8.8
No. 6295	0.732	0.17	0.27	0.14-1.36	2.7-15.6

SOURCE: R. E. Treybal, "Mass-Transfer Operations," p. 239. McGraw-Hill Book Company, New York, 1955. Used by permission.

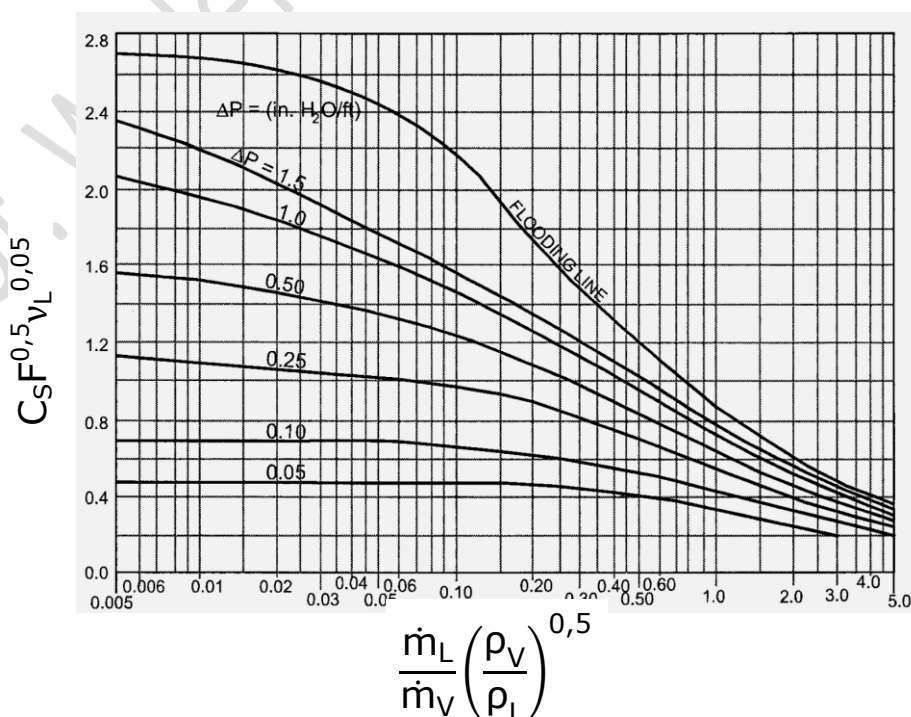
\* The units of  $\alpha$  are m(m<sup>2</sup> · s/kg)<sup>1/2</sup>.

Packing	$\phi, m^{1-\delta}$	$\delta$	Range of $\dot{m}_v/A, kg/m^2 \cdot s$
<b>Raschig rings:</b>			
$\frac{3}{8}$ in	0.000321	0.46	0.54-20
0.5 in	0.000718	0.35	0.54-20
1 in	0.00235	0.22	0.54-20
1.5 in	0.00261	0.22	0.54-20
2 in	0.00293	0.22	0.54-20
<b>Berl saddles:</b>			
0.5 in	0.00146	0.28	0.54-20
1 in	0.00129	0.28	0.54-20
1.5 in	0.00137	0.28	0.54-20
3-in partition rings (stacked staggered)	0.0171	0.09	4-19
<b>Spiral rings (stacked staggered):</b>			
3-in single spiral	0.00199	0.28	0.54-20
3-in triple spiral	0.00254	0.28	4-19
<b>Drip-point grids (continuous flue):</b>			
No. 6146	0.00357	0.23	4.7-40
No. 6295	0.00153	0.31	3.4-30

SOURCE: R. E. Treybal, "Mass-Transfer Operations," p. 237, McGraw-Hill Book Company, New York, 1955. Used by permission.

## Diâmetro da Coluna

Conhecidos a razão (L/V), o balanço global de massa e o tipo de recheio, pode-se determinar o diâmetro da coluna com auxílio da figura abaixo, proposta por *Strigle*:





$C_S$  = fator de capacidade (ft/s);

$F$  = fator de empacotamento;

$\nu_L$  = viscosidade cinemática do líquido ( $10^{-2}$  cm<sup>2</sup>/s).

$$\nu_L = \frac{\mu_L}{\rho_L} \rightarrow \text{Unidades no sistema CGS!!!}$$

$$A = \frac{\dot{m}_V}{C_S \rho_V} \left( \frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} \rightarrow A = \text{área da seção da coluna. (utilizar unidades inglesas!!!)}$$

$$D = \left( \frac{4A}{\pi} \right)^{0,5} \rightarrow D = \text{diâmetro da coluna}$$

Os valores de  $F$  são tabelados para alguns tipos de recheio.

### Packing Factors, $F$ , for Random Dumped Packings

	Normal Packing Size (in.)							
	1/2	5/8	3/4	1	1¼	1½	2	3 or 3½
IMTP packing (metal)		51		41		24	18	12
Hy-Pak® packing (metal)				45		29	26	16
Super Intalox® saddles (ceramic)				60			30	
Super Intalox saddles (plastic)				40			28	18
Pall rings (plastic)		95		55		40	26	17
Pall rings (metal)		81		56		40	27	18
Intalox saddles (ceramic)	200		145	92		52	40	22
Raschig rings (ceramic)	580	380	255	179	125	93	65	37
Raschig rings (1/32 in. metal)	300	170	155	115				
Raschig rings (1/16 in. metal)	410	300	220	144	110	83	57	32
Berl saddles (ceramic)	240		170	110		65	45	

Source: Strigle, R. F., *Packed Tower Design and Applications, Random and Structured Packings*, 2nd ed., Gulf Publishing Co., Houston, 1994.

## Queda de Pressão

Podemos utilizar a expressão proposta por *Treybal*:

$$\Delta P = \left( \frac{\dot{m}_V}{A} \right)^2 \left( \frac{Zm}{\rho_V} \right) 10^{\left[ \left( \frac{n\dot{m}_L}{A\rho_L} \right) - 8 \right]}$$

$\Delta P$  = queda de pressão total (N/m<sup>2</sup>);

$m, n$  = constantes tabeladas para os recheios;

$Z$  = altura da coluna (m);

$\rho_V$  = densidade do gás (kg/m<sup>3</sup>);

$\rho_L$  = densidade do líquido (kg/m<sup>3</sup>);

$\dot{m}_V$  = vazão mássica do gás (kg/h);

$\dot{m}_L$  = vazão mássica do líquido (kg/h);

$A$  = área da seção da coluna vazia;

Packing	$m \times 10^{-10}, m^{-1}$	$n, s/m$	Range of $\dot{m}_V/A, kg \cdot m^{-2} \cdot s$	Range of $\Delta P/L, N \cdot m^{-1}$
<b>Raschig rings:</b>				
0.5 in	19.0	85.0	0.41-11.7	0-410
0.75 in	4.50	53.1	2.44-14.6	0-410
1 in	4.39	51.3	0.49-36.6	0-410
1.5 in	1.65	47.0	0.98-24.4	0-410
2 in	1.52	34.8	0.98-29.3	0-410
<b>Berl saddles:</b>				
0.5 in	8.27	40.2	0.41-19.1	0-410
0.75 in	3.30	34.8	0.49-19.5	0-410
1 in	2.19	34.8	0.98-39.1	0-410
1.5 in	1.10	26.6	0.98-29.3	0-410
<b>Intalox saddles:</b>				
1 in	1.70	32.7	3.42-19.5	0-410
1.5 in	0.775	26.6	3.42-19.5	0-410
<b>Drip-point grid tiles:</b>				
No. 6146 continuous flue	0.143	25.3	4.07-23.1	0-80
No. 6146 cross flue	0.167	26.8	0.41-23.7	0-80
No. 6295 continuous flue	0.149	26.5	1.15-17.0	0-80
No. 6295 cross flue	0.196	19.7	1.22-17.0	0-80

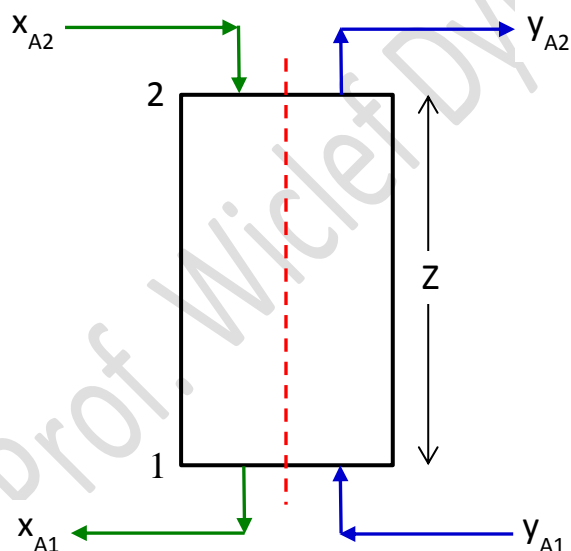
SOURCE: R. E. Treybal, "Mass-Transfer Operations," p. 144, McGraw-Hill Book Company, New York, 1955. Used by permission.

## Recomendações para Dimensionamento

A razão  $(L/V)$  é usualmente ajustada entre 1,1 e 1,7 vezes a razão  $(L/V)_{\min}$  obtida pelo balanço global de massa. Um valor típico:  $(L/V) = 1,5 (L/V)_{\min}$

A queda de pressão  $(\Delta P/z)$ : 0,25 a 1,0 polegada de  $H_2O/ft$ . Um valor típico: **0,5 inH<sub>2</sub>O/ft**.

**Ex.** – Uma corrente gasosa que contém 6,0% de  $SO_2$  e 94% de ar seco (base molar) vai ser “lavada” em uma coluna recheada com anéis Raching cerâmicos de 1 pol. O gás efluente deverá conter no máximo 0,1% molar de  $SO_2$ . O líquido de lavagem será água isenta de  $SO_2$  e a coluna deverá tratar 1.000 lb/h da mistura gasosa. Dimensionar a coluna.  $T = 87^\circ F$  e  $P = 1 \text{ atm}$ .



$$y_{A1} = 0,06$$

$$y_{A2} = 0,001$$

$$x_{A2} = 0,0 \text{ (água isenta de } SO_2)$$

$$x_{A1} = ?$$

$$\dot{m}_V = 1.000 \text{ lb/h}$$

Determinação de  $x_{A1}$ :

Constante de Henry do  $SO_2$  ( $H$ ) =  $4,85 \times 10^6 \text{ N/m}^2$

Assumindo equilíbrio no ponto 1 ( $P = 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ N/m}^2$ ):

$$y_{A1} = \frac{H}{P} x_{A1} \rightarrow 0,06 = \frac{4,85 \times 10^6}{101325} x_{A1}^* \rightarrow x_{A1}^* = 0,00125$$

Determinação de  $(L/V)$  mínimo:

$$\frac{L}{V} = \frac{(y_{A1} - y_{A2})}{(x_{A1} - x_{A2})} \rightarrow \left(\frac{L}{V}\right)_{\text{mínimo}} = \frac{(0,06 - 0,001)}{(0,00125 - 0)} = 47,2$$

Adotar:  $\frac{L}{V} = 1,5 \left(\frac{L}{V}\right)_{\text{min}} \rightarrow \left(\frac{L}{V}\right) = 70,8$

Recalculando  $x_{A1}$ :

A partir do valor final de  $(L/V)$ , teremos:

$$70,8 = \frac{(0,06 - 0,001)}{(x_{A1} - 0)} \rightarrow x_{A1} = 0,00083$$

Cálculo do número de unidades de transferência ( $N_{ov}$ ):

$$N_{ov} = \frac{1}{\left(1 - \frac{1}{\alpha_A}\right)} \text{LN} \left[ \left(\frac{y_{A1}}{y_{A2}}\right) \left(1 - \frac{1}{\alpha_A}\right) + \frac{1}{\alpha_A} \right]$$

$$\alpha_A = \frac{(L/V)}{(H/P)} = \frac{70,8}{\left(\frac{4,85 \times 10^6}{101325}\right)} = 1,48$$

$$N_{ov} = \frac{1}{(1-0,676)} \text{LN} \left[ \left( \frac{0,06}{0,001} \right) (1-0,676) + 0,676 \right] = 3,1 \times 3,0 = 9$$

### Cálculo do diâmetro da coluna (D):

Vamos ter que buscar as informações necessárias:

Massa molar do  $\text{SO}_2$  ( $M_A$ ) = 64 g/g-mol

Massa molar do ar ( $M_{ar}$ ) = 29 g/g-mol

Massa molar da  $\text{H}_2\text{O}$  ( $M_{\text{H}_2\text{O}}$ ) = 18 g/g-mol

Massa molar da mistura gasosa ( $M_M$ ) =  $0,06 \times 64 + 0,94 \times 29$   
 = 31,1 g/g-mol

$$\dot{m}_V = 1.000 \text{ lb/h} = 454 \text{ kg/h} = 0,126 \text{ kg/s}$$

$$V = 454/31,1 = 14,6 \text{ kg-mol/h} \rightarrow L = 70,8 \times 14,6 = 1.034 \text{ kg-mol/h}$$

$$\dot{m}_L = 1.034 \times 18 = 18.612 \text{ kg/h} = 5,2 \text{ kg/s}$$

Propriedades da água e do ar a 30 °C:

Ar	$\rho_V = 1,168 \text{ kg/m}^3$ $\mu_V = 1,853 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$	Água	$\rho_L = 996 \text{ kg/m}^3$ $\mu_L = 8,0 \times 10^{-4} \text{ kg/ms}$
----	---	------	---

$$\frac{\dot{m}_L}{\dot{m}_V} \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} = \frac{5,2}{0,126} \left( \frac{1,168}{996} \right)^{0,5} = 1,4$$

Com auxílio da figura proposta por *Strigle*:



$$\frac{\dot{m}_L (\rho_V)^{0,5}}{\dot{m}_V (\rho_L)}$$

$$C_S F^{0,5} v_L^{0,05} \approx 0,55$$

F = 179 (anéis Raching cerâmicos de 1 pol)

$$v_L = \frac{\mu_L}{\rho_L} = \frac{8 \times 10^{-3} \text{ g/cms}}{0,996 \text{ g/cm}^3} = 0,00803 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}} = 0,803 \text{ cp (centipoise)}$$

$$C_S = 0,55 / 179^{0,5} \times 0,803^{0,05} = 0,0416 \text{ ft/s} = 149,76 \text{ ft/h}$$

$$A = \frac{\dot{m}_V}{C_S \rho_V} \left( \frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} \rightarrow \begin{array}{l} \dot{m}_V = 1.000 \text{ lb/h} \\ \rho_V = 1,168 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \left( \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \right) \left( \frac{1 \text{ m}}{3,28 \text{ ft}} \right)^3 = \\ 1,168 \times 0,0623 = 0,0728 \text{ lb/ft}^3 \\ \rho_L = 996 \text{ kg/m}^3 = 996 \times 0,0623 = \\ 62,05 \text{ lb/ft}^3 \end{array}$$

$$A = \frac{1.000}{149,76 \times 0,0728} \left( \frac{0,0728}{62,05 - 0,0728} \right)^{0,5} = 91,72 \times 0,0343 = 3,15 \text{ ft}^2$$

$$D = \left(\frac{4A}{\pi}\right)^{0,5} = \left(\frac{4 \times 3,15}{\pi}\right)^{0,5} = 2,0 \text{ ft} = 0,61 \text{ m}$$

Cálculo da altura da unidade de transferência ( $H_{ov}$ ):

$H_{ov} = h_V + \left(\frac{H}{P}\right) \left(\frac{V}{L}\right) h_L$	
$h_V = \frac{a \left(\dot{m}_V/A\right)^\beta}{\left(\dot{m}_L/A\right)^\gamma} (Sc_V)^{0,5}$	$Sc_V = \frac{\mu_V}{\rho_V D_{ABV}}$
$h_L = \phi \left(\frac{\dot{m}_L}{A \mu_L}\right)^\delta (Sc_L)^{0,5}$	$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_{ABL}}$

Vamos ter que buscar as informações necessárias:

$\dot{m}_L/A = 5,2/0,293 = 17,7 \text{ kg/sm}^2$	→	$a = 0,557$
$\dot{m}_V/A = 0,126/0,293 = 0,43 \text{ kg/sm}^2$		$\beta = 0,32$
		$\gamma = 0,51$
		$\phi = 0,00235$
		$\delta = 0,22$

Difusividade do $SO_2$ :	No ar: $D_{ABV} = 1,3 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ Na água: $D_{ABL} = 1,7 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$
--------------------------	--

$Sc_V = \frac{1,853 \times 10^{-5}}{1,168 \times 1,3 \times 10^{-5}} = 1,22$	$Sc_L = \frac{8 \times 10^{-4}}{996 \times 1,7 \times 10^{-9}} = 472,48$
--	--

$$h_V = \frac{0,557 \times 0,43^{0,32}}{(17,7)^{0,51}} (1,22)^{0,5} = 0,11 \text{ m}$$

$$h_L = 0,00235 \left(\frac{5,2}{0,293 \times 8 \times 10^{-4}}\right)^{0,22} (472,48)^{0,5} = 0,46 \text{ m}$$



$$H_{ov} = 0,11 + \left( \frac{4,85 \times 10^6}{101325} \right) \left( \frac{1}{70,8} \right) 0,46 = 0,42 \text{ m}$$

Portanto:  $Z = N_{ov} \times H_{ov} = 9,3 \times 0,42 = 3,9 \text{ m}$

$$Z = 3,9 \text{ m}$$

$$D = 0,61 \text{ m}$$

Prof. Wicief Dymurgo Marra Junior