

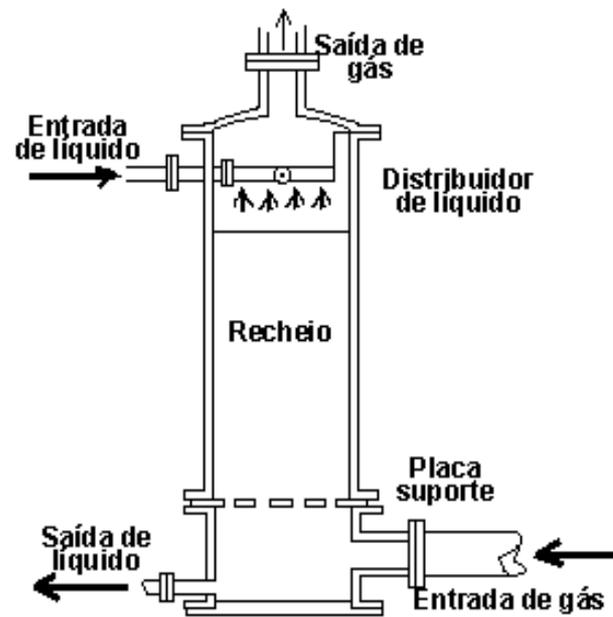
Fenômenos de Transporte III

Aula 9

Prof. Gerônimo

Transferência de massa entre fases

“Introdução às operações de transferência de massa”



Esquema de uma Torre de Recheio

1- Absorção e desabsorção de gases

1.1 Introdução

As operações de *absorção* e *desabsorção de gases* são de emprego generalizado na indústria química, do petróleo, petroquímica e alimentícia, bem como nos equipamentos de controle de poluição.

Absorção de gases: visa retirar um ou mais componentes de uma mistura de gases pelo contato direto com um líquido.

A remoção de um componente (CO_2 , SO_2 , NH_3 , Cl_2 ...) de um gás (ar,...) para um líquido por meio de:

- dissolução simples do componente da fase gasosa para a fase líquida;
- reação química entre o componente e algum reagente na fase líquida, com o produto da reação a permanecer na fase líquida;

Desabsorção de gases: é a operação inversa de absorção e cujo objetivo é retirar os componentes mais voláteis de uma mistura líquida por meio de um gás que se faz passar pelo líquido e com ele entra em contato direto.

Alguns exemplos de sistemas comuns de absorção:

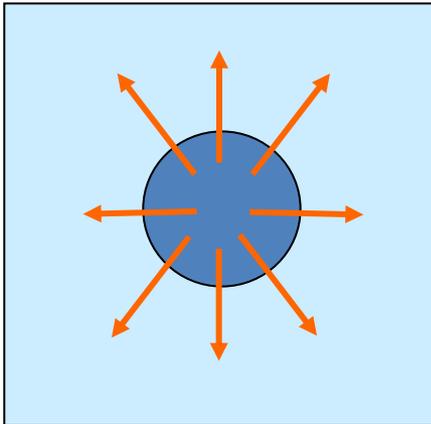
Soluto	Solvente	Reagente
CO ₂ , H ₂ S	água	
CO ₂ , H ₂ S	água	K ₂ CO ₃ , Na ₂ CO ₃ , ...
CO ₂	carbonato de propileno	
HCl, HF	Água	
HCl, HF	Água	NaOH
Cl ₂	Água	
SO ₂	Água	
SO ₂	Água	NH ₃ , NaOH, ...
NH ₃	Água	
HCN	Água	NaOH
NO ₂	Água	

Para que a transferência de massa seja possível, deve-se:

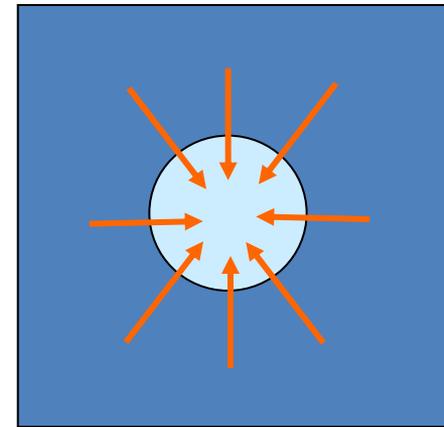
- **aumentar a área da interface o tanto quanto possível (área superficial específica);**
- **uso de gotículas de líquido (colunas de pulverização – *Spray Towers*);**
- **enchimento de colunas de modo a que se formem filmes delgados de líquido (colunas de enchimento);**
- **a vazão de líquido deve situar-se abaixo da vazão de inundação (coluna inundada = coluna totalmente cheia);**
- **ou emprego de pratos como nas colunas de destilação.**

Absorção e transferência de massa

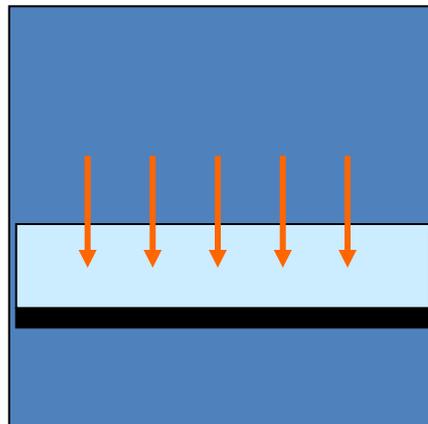
da bolha de gás para
o líquido



do gás para a
gotícula de líquido

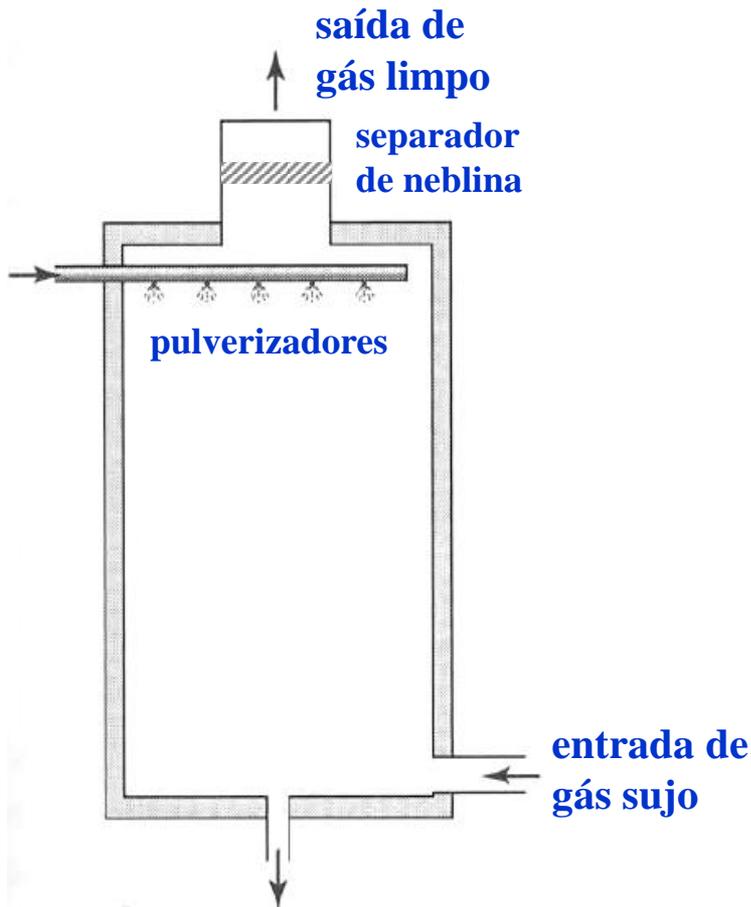


do gás para um filme
de líquido delgado



Tipos de colunas de absorção

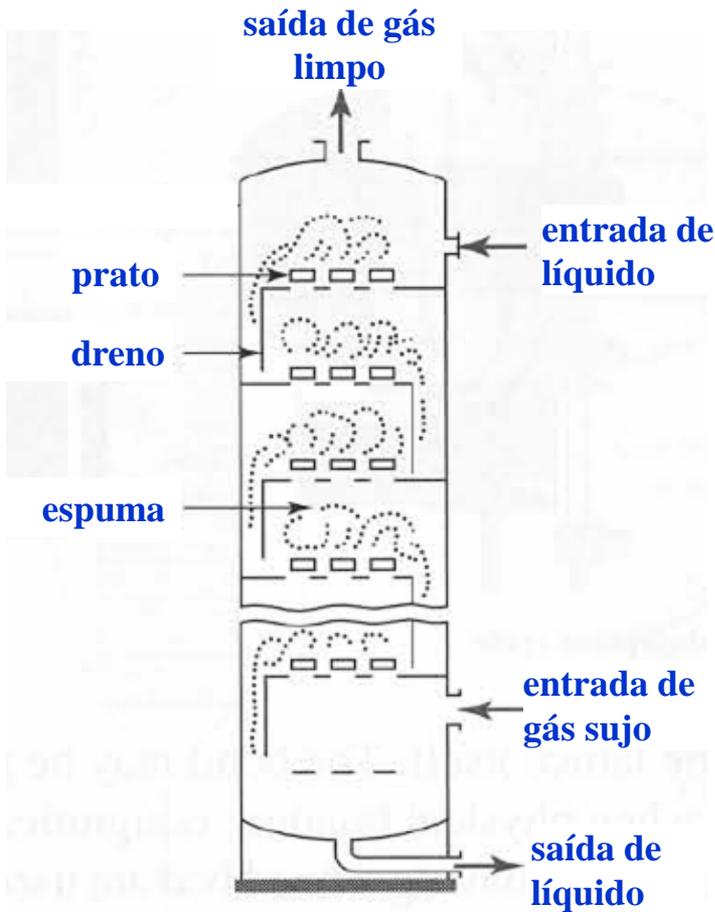
Câmara de pulverização



- ◆ O líquido é pulverizado e remove o soluto do gás que flui no sentido ascendente na câmara
- ◆ Usa elevada quantidade de água: 3 a 14 litros/m³ de gás
- ◆ Apresenta reduzida área superficial para a absorção
- ◆ Rendimento: 50-75 %

Tipos de colunas de absorção

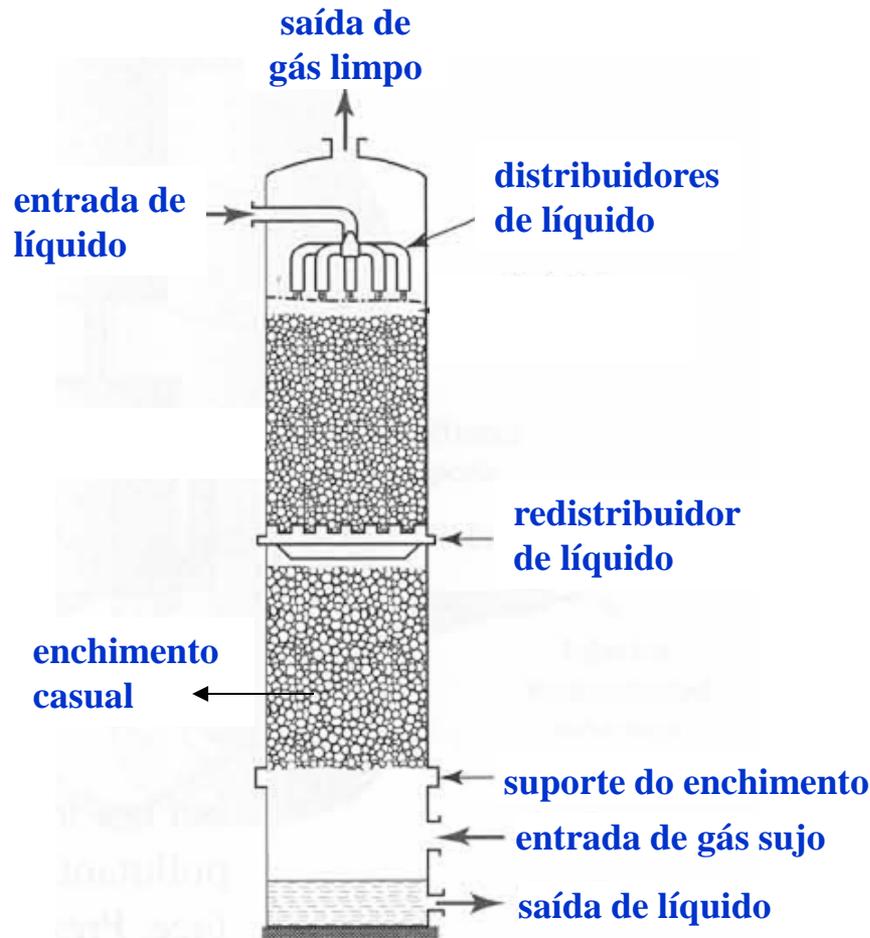
Coluna de pratos



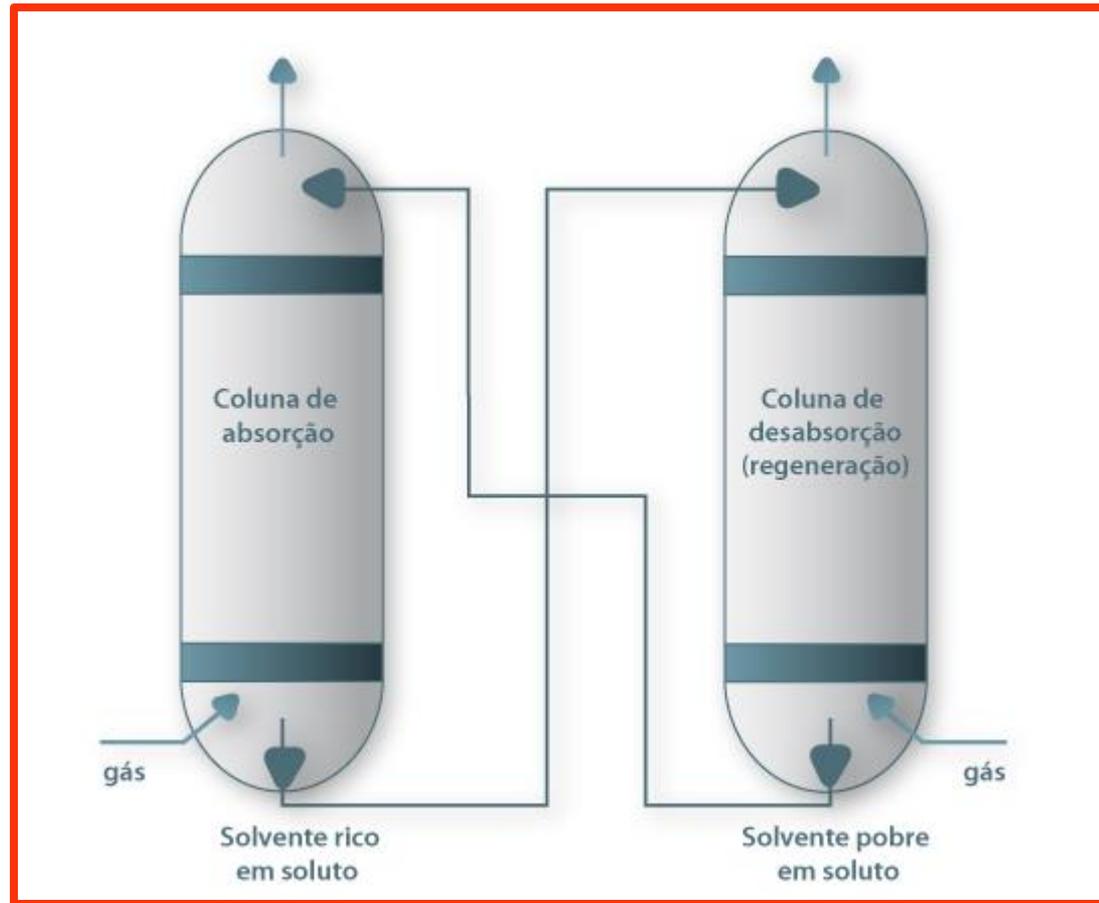
O líquido desce em cascata por uma série de pratos onde entra em contato com o gás impuro, removendo o soluto deste. O gás limpo flui no sentido ascendente.

Tipos de colunas de absorção

Coluna de enchimento



- ◆ O líquido é pulverizado e remove o soluto do gás que flui no sentido ascendente na câmara
- ◆ Usa reduzida quantidade de água: 1 a 3 litros/m³ de gás
- ◆ Apresenta elevada área superficial para a absorção
- ◆ Rendimento: > 90 %



Como exemplo de coluna de *absorção* e *desabsorção* em série, a amônia (NH_3) é absorvida pela água na coluna de absorção, formando NH_4OH , sendo transportada para a coluna de desabsorção onde a NH_3 gasosa é recuperada a partir do ar, seguido de elevação de temperatura.

1.2 Elementos de cálculo

Os cálculos de *absorção* e *desabsorção* são feitos pela aplicação de balanços materiais e de energia, relações de equilíbrio e equações de velocidade.

Balanços materiais: permitem relacionar as quantidades produzidas com as alimentadas, utilizando as composições correspondentes. As correntes internas do equipamento também são calculadas por meio de balanços materiais, assim como as recuperações e rendimentos.

Balanços de energia: são envolvidos nos cálculos porque na absorção, quando há uma operação exotérmica, os efeitos energéticos deverão ser considerados.

Relações de equilíbrio: juntamente com os balanços materiais, constituem a base do cálculo do número de estágios teóricos necessários para realizar a operação. São do tipo: $X = x/(1 - x)$; $Y = y/(1 - y)$

Equações de velocidade: são utilizadas para dimensionar os equipamentos (absorvedores e desabsorvedores), assim como as equações de velocidade de transferência de calor servem para dimensionar trocadores de calor. São semelhantes à conhecida $q = U.A.\Delta T$ para trocadores de calor, pois envolvem o produto dos mesmos três fatores: coeficiente global, área de transferência e força propulsora. São do tipo: $N_A = K_c.A.\Delta C$.

1.3 Transferência de massa entre fases

A Figura 1 ilustra a situação na qual o soluto migra da fase leve (fase **G**) à pesada (fase **L**) e está representada por **G** → **L**.

Nessa Figura supõe-se que as fases leve e pesada estão situadas em filmes estagnados de espessuras δ_y e δ_x , respectivamente.

Nas fases **G** e **L** existem misturas binárias soluto/inerte, em que o soluto é o mesmo em ambas as fases (Ex.: NH_3), enquanto que os inertes são distintos entre si (ex.: Ar e Água).

movimento do soluto (transporte de massa)

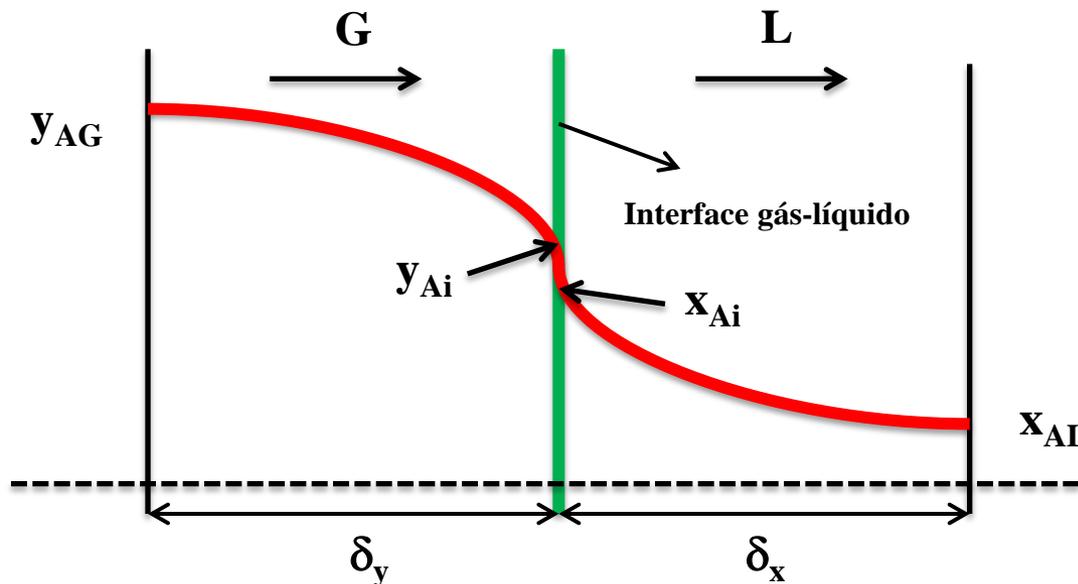


Figura 1

Foi visto anteriormente na introdução (Aula 1) que o fenômeno da transferência de massa, de algum modo, está vinculado ao binômio causa-efeito, no qual para uma determinada causa decorre o efeito, havendo uma resistência ao transporte à ação da causa:

$$(\textit{Fluxo de matéria}) = \frac{1}{(\textit{resistência ao transporte})} (\textit{força motriz}) \quad (1)$$

Para a difusão, identificou-se à *resistência* o inverso da mobilidade que o soluto tem em relação à solução (ou seja, o *coeficiente de difusão*); enquanto que a força motriz era o gradiente de concentração. O princípio é o mesmo para o fenômeno da *convecção mássica*:

- i. há uma causa → força motriz;
- ii. há um efeito → fluxo de matéria;
- iii. há uma mobilidade associada para vencer a resistência ao transporte → coeficiente convectivo de transferência de massa.

Como decorrência dessas considerações, escreve-se o seguinte fluxo molar para a *convecção mássica*:

$$N_{A,z} = k_m (C_A - C_{A_\infty}) \quad (2)$$

em que:

$(C_A - C_{A_\infty})$ = diferença de concentração (força motriz ao transporte);

$N_{A,z}$ = fluxo molar do soluto A na direção z;

k_m = coeficiente convectivo de transferência de massa (coeficiente fenomenológico).

Conclui-se, após inspecionar a definição 2, que:

$$k_m \equiv \left(\frac{1}{\text{Resistência à convecção mássica}} \right)$$

A partir da Figura 1, o fluxo global do soluto na fase leve é dado por:

$$N_{A,z} = k_y (y_{A_G} - y_{A_i}) \quad (3)$$

O parâmetro k_y é definido como *coeficiente de transferência de massa da fase gasosa*, cuja força motriz é a diferença de fração molar do soluto no seio da fase e em uma determinada fronteira. Esse coeficiente apresenta a seguinte unidade:

$$k_y \equiv \frac{\text{mols de A}}{\text{área. tempo. } \Delta y_A}$$

ou em função da pressão parcial:

$$N_{A,z} = k_G (P_{A_G} - P_{A_i}) \quad (4)$$

com $k_G = k_y/P$, em que P é a pressão total do sistema.

Utiliza-se o coeficiente k_G , quando estamos analisando a fase gasosa, cuja força motriz é expressa pela diferença da pressão parcial do soluto.

$$k_G \equiv \frac{\text{mols de A}}{\text{área. tempo. unidade de pressão}}$$

Na fase pesada, o fluxo global de A é descrito, em função de sua fração molar ou em termos da sua concentração molar, respectivamente, de acordo com:

$$N_{A,z} = k_x (x_{A_i} - x_{A_L}) \quad (5)$$

O parâmetro k_x é definido como *coeficiente de transferência de massa da fase líquida*, cuja força motriz é a diferença de fração molar do soluto no seio da fase e em uma determinada fronteira. Esse coeficiente apresenta a seguinte unidade:

$$k_x \equiv \frac{\text{mols de A}}{\text{área} \cdot \text{tempo} \cdot \Delta x_A}$$

$$N_{A,z} = k_L (C_{A_i} - C_{A_L}) \quad (6)$$

com $k_L = k_x(M_L/\rho_L)$, sendo M_L e ρ_L a massa molecular e a densidade da solução líquida.

Utiliza-se o coeficiente k_L , quando estamos analisando a fase líquida, cuja força motriz é expressa pela diferença da concentração molar do soluto.

$$k_L \equiv \frac{\text{mols de A}}{\text{área} \cdot \text{tempo} \cdot \text{unidade de concentração molar de A}}$$

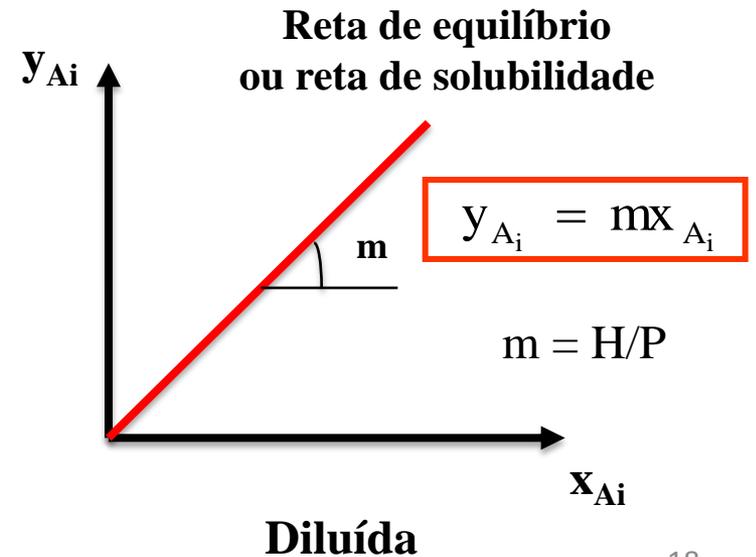
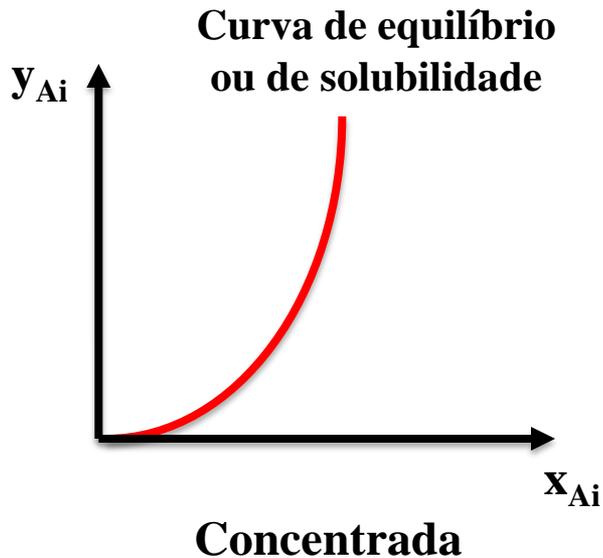
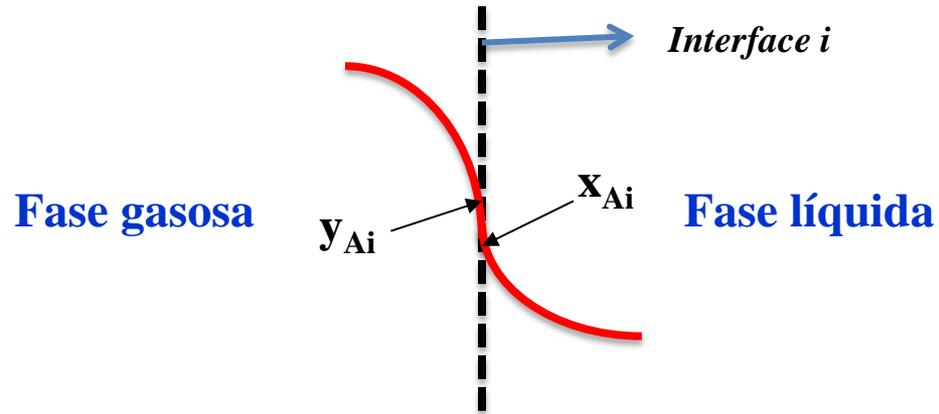
Para *soluções diluídas*, temos:

$$k_y \approx k'_y, k_G \approx k'_G, k_x \approx k'_x, k_L \approx k'_L$$

Estes coeficientes podem ser denominados como *coeficientes individuais de transferência de massa*.

O termo individual é devido a esses coeficientes estarem relacionados à resistência específica de uma fase ao transporte do soluto: $1/k_y$ e $1/k_G$ referem-se às resistências individuais ao transporte do soluto A na fase G, enquanto que $1/k_x$ e $1/k_L$ associam-se às resistências individuais ao transporte de A na fase L.

Equilíbrio termodinâmico de fases



Determinação experimental da composição de equilíbrio da fase gás/líquido

Os valores de y_{Ai} e x_{Ai} podem ser determinados experimentalmente.

Exemplo, para SO_2 -ar-água a 1 atm e 20°C :

- Uma determinada quantidade de mistura com todos os componentes é colocada num vaso fechado, bem agitado a uma data T e P até que se atinja o equilíbrio.
- Retiram-se amostras do gás e do líquido e determina-se a concentração de SO_2 na fase gasosa e na fase líquida.
- Prepara-se uma nova mistura com diferentes concentrações e repete-se a experiência até que se obtenha um número representativo de dados x_{Ai} e y_{Ai} .

Obs.: Existem dados de equilíbrio disponíveis na literatura para muitos sistemas.

Determinação experimental da composição de equilíbrio da fase gás/líquido

A solubilidade de um gás dissolvido em um líquido é proporcional à pressão parcial do gás acima do líquido. Este é o enunciado da *lei de Henry*:

$$P_{A_i} = x_{A_i} H$$

Com o valor da composição do SO₂ na fase líquida obtido por análise química e com o valor de H = 29,6 atm para o SO₂, determina-se a pressão parcial do SO₂ na fase líquida. Admitindo fase gasosa ideal tem-se a *lei de Dalton*:

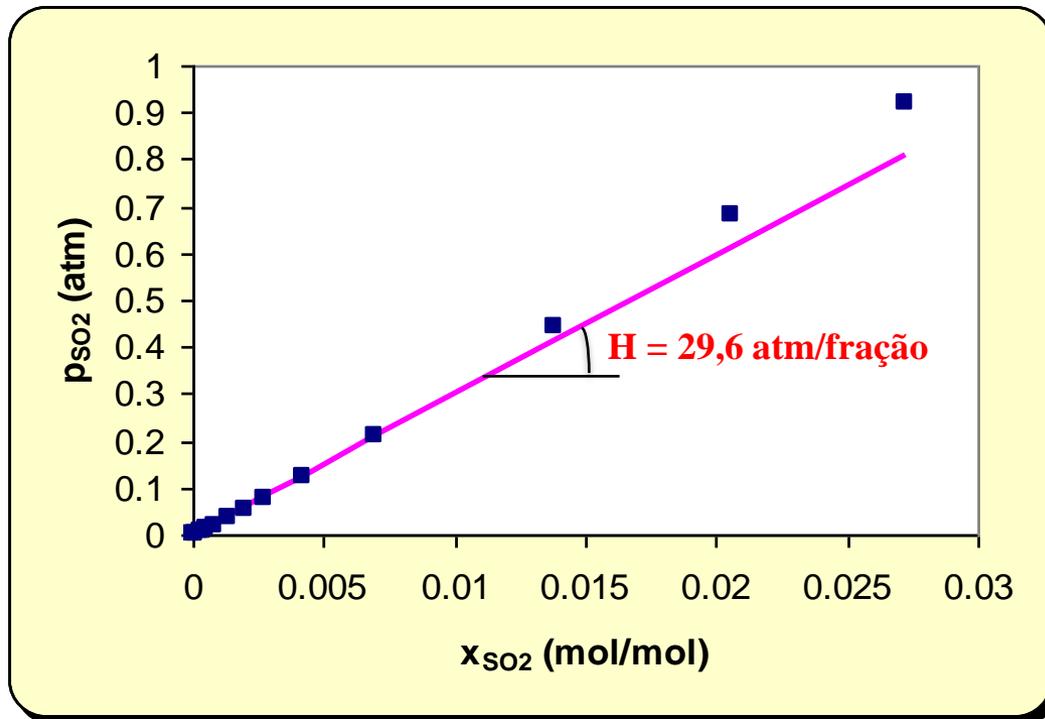
$$P_{A_i} = y_{A_i} P$$

Com o valor de P = 1 atm e de P_{A_i}, obtem-se o valor de y_{A_i} do SO₂. Para outras composições de SO₂-ar-água, realiza-se o mesmo procedimento e ao final tem-se os valores tabelados de y_{A_i} e x_{A_i}. No equilíbrio termodinâmico tem-se a igualdade das leis de *Henry* e *Dalton* para soluções ideais e diluídas:

$$y_{A_i} = m x_{A_i}$$

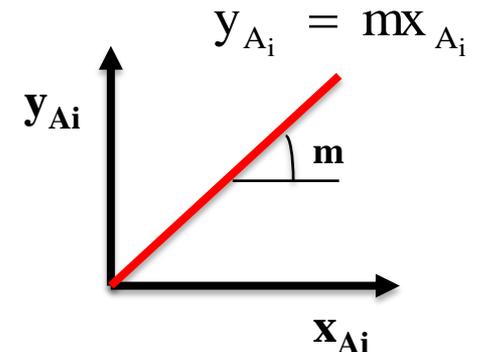
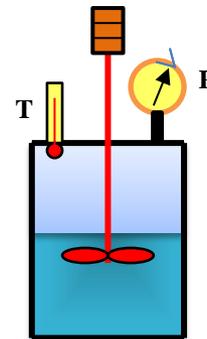
$$m = H/P$$

A figura abaixo representa os dados experimentais para o sistema SO₂-ar-água a 1 atm e 20°C face aos calculados pela lei de Henry (da literatura, H = 29,6 atm/fração)



Lei de Henry

$$P_{A_i} = x_{A_i} H$$



Teoria das duas resistências

A teoria das duas resistências considera que a *interface i* não oferece resistência ao transporte do soluto.

Ao considerar a existência do equilíbrio termodinâmico na interface e supondo válida a teoria das duas resistências, é possível estabelecer a continuidade do fluxo de A na fronteira entre as fases. Portanto, igualando as equações (1) e (3), temos:

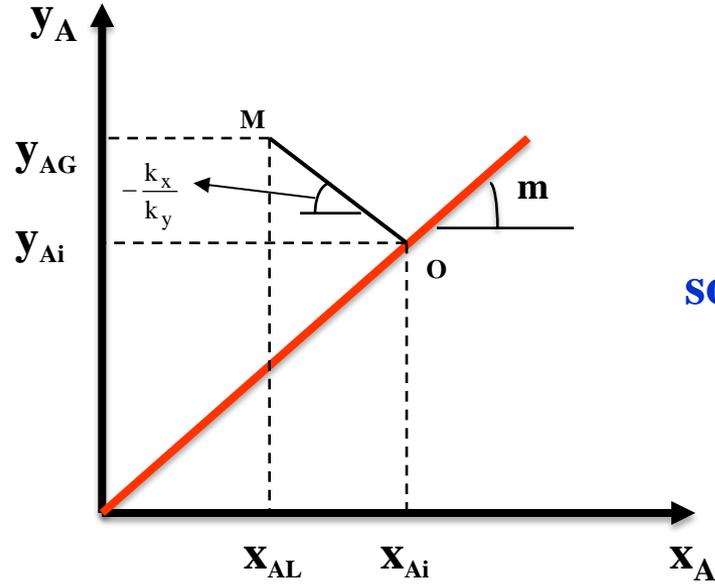
$$k_y (y_{A_G} - y_{A_i}) = k_x (x_{A_i} - x_{A_L})$$

$$\boxed{-\frac{k_x}{k_y} = \frac{y_{A_G} - y_{A_i}}{x_{A_L} - x_{A_i}}} \quad (7)$$

A equação (5) expressa a relação entre as resistências individuais da fase gasosa e da fase líquida em função das forças motrizes em cada fase.

A figura a seguir mostra o posicionamento da equação (5) em relação a reta de equilíbrio.

$$-\frac{k_x}{k_y} = \frac{y_{A_G} - y_{A_i}}{x_{A_L} - x_{A_i}}$$



G → L
solução diluída

A figura acima é útil para a determinação dos coeficientes individuais envolvidos na operação de transferência de massa em um determinado ponto do equipamento de separação, desde que se conheçam as composições do soluto na interface (x_{A_i} , y_{A_i}). A inclinação dada pela equação (5), presente na figura em análise, é a mesma para qualquer ponto da altura do equipamento, isto é fruto da hipótese de a solução ser diluída ($y_{A_i} = mx_{A_i}$).

Exemplo 01: Esboce a linha OM referenciada à reta de equilíbrio para a operação $L \rightarrow G$.

Solução: Supondo que a reta de equilíbrio possa ser dada por $y_{A_i} = m x_{A_i}$, lançaremos mão da teoria das duas resistências para $L \rightarrow G$. Dessa maneira, os fluxos para a fase L e G são, respectivamente:

$$N_{A,z} = k_x (x_{A_L} - x_{A_i}) \quad (1)$$

$$N_{A,z} = k_y (y_{A_i} - y_{A_G}) \quad (2)$$

Da teoria das duas resistências: (1) = (2) ou

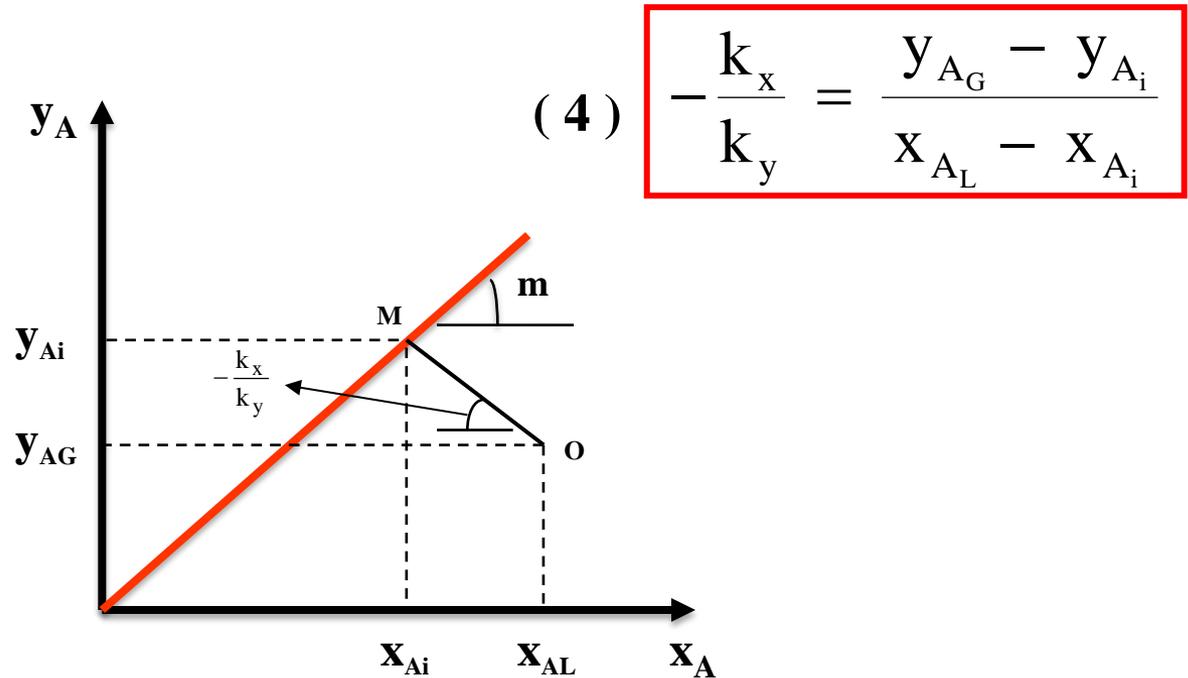
$$k_y (y_{A_i} - y_{A_G}) = k_x (x_{A_L} - x_{A_i}) \quad (3)$$

Rearranjando (3):

$$\boxed{-\frac{k_x}{k_y} = \frac{y_{A_G} - y_{A_i}}{x_{A_L} - x_{A_i}}} \quad (4)$$

A figura a seguir mostra o posicionamento da equação (4) em relação a reta de equilíbrio.

L → G
solução diluída



A figura acima é útil para a determinação dos coeficientes individuais envolvidos na operação de transferência de massa em um determinado ponto do equipamento de separação, desde que se conheçam as composições do soluto na interface (x_{A_i} , y_{A_i}). A inclinação dada pela equação (4), presente na figura em análise, é a mesma para qualquer ponto da altura do equipamento, isto é fruto da hipótese de a solução ser diluída ($y_{A_i} = mx_{A_i}$).

Exemplo 01: Construa as curvas de solubilidade (equilíbrio) para os seguintes sistemas:

- Amônia-água na temperatura de 30°C e 1atm.
- SO₂-água na temperatura de 20°C e 1 atm.
- Por intermédio de uma estimativa para m, procure mostrar qual fase controlará o processo de separação do soluto A nas situações apresentadas nos itens a e b.
- A partir do resultado obtido no item b, determine a relação k_x/k_y para um certo ponto da torre com: $x_{AL} = 4,0 \times 10^{-3}$ e $y_{AG} = 1,0 \times 10^{-3}$.

Dados:

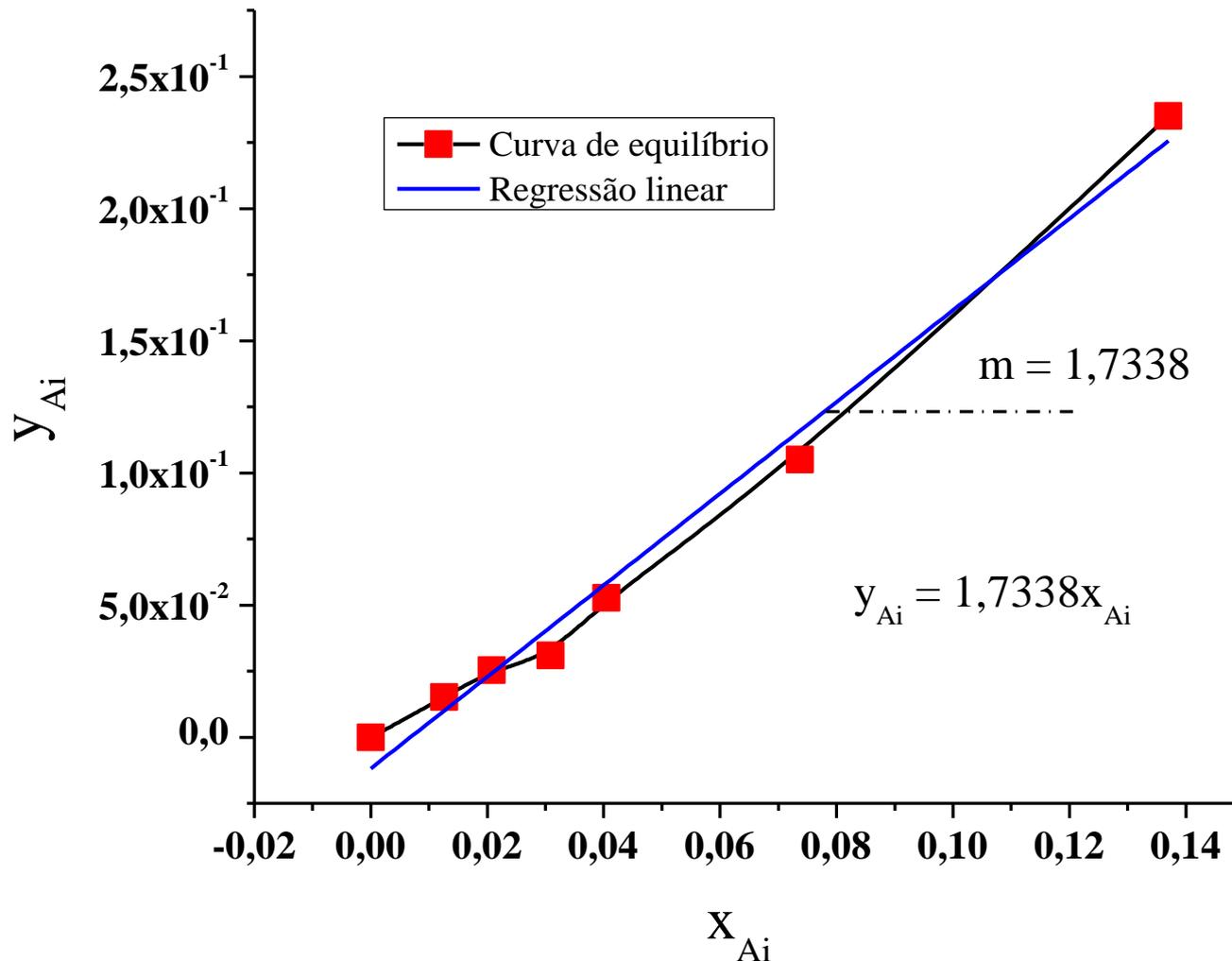
Amônia-água na temperatura de 30°C e 1atm

x_{Ai}	0	0,0126	0,0208	0,0309	0,0405	0,0737	0,1370
y_{Ai}	0	0,0151	0,0254	0,0309	0,0527	0,1050	0,2350

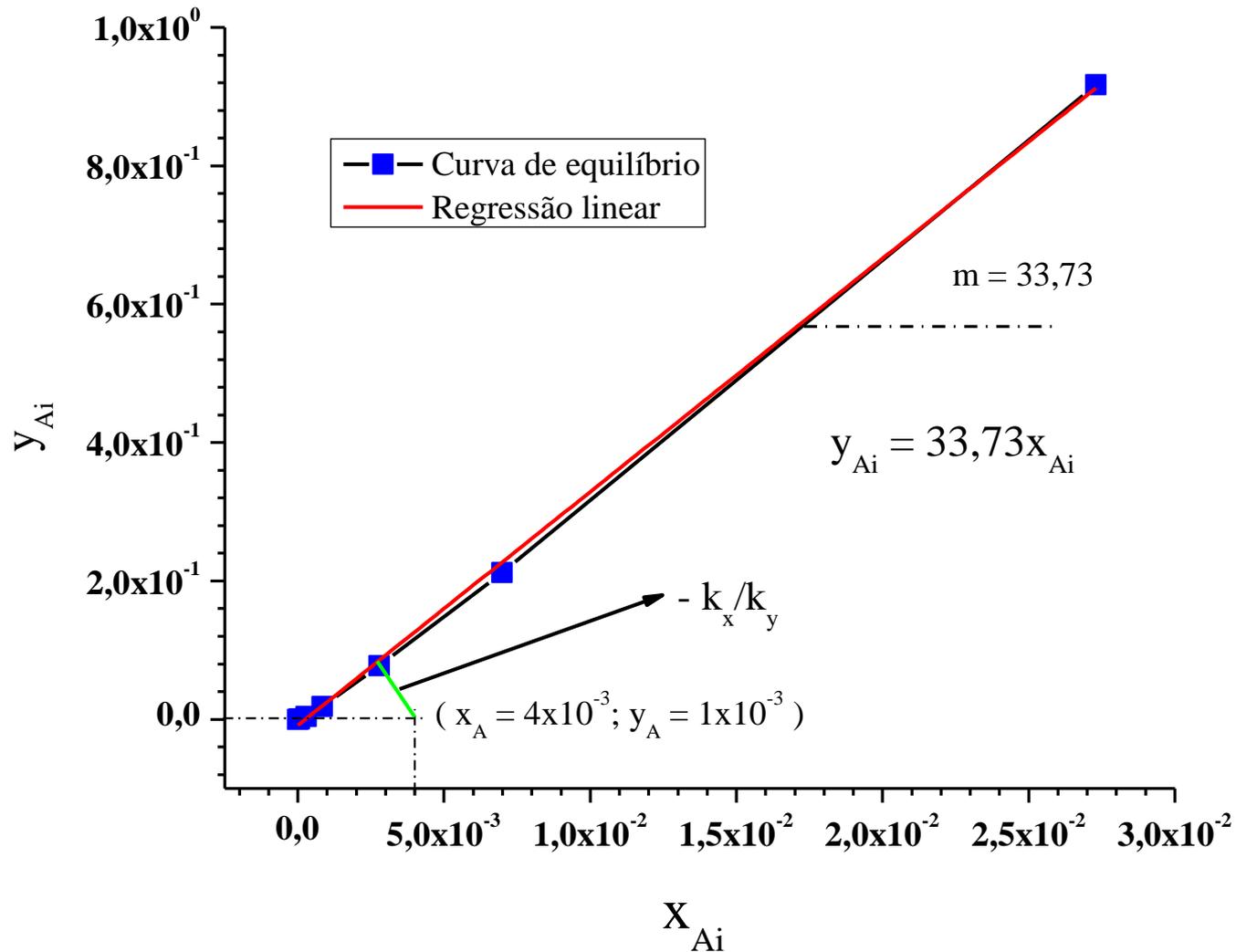
SO₂-água na temperatura de 20°C e 1 atm

x_{Ai}	0	$5,65 \times 10^{-5}$	$2,80 \times 10^{-4}$	$8,42 \times 10^{-4}$	$2,79 \times 10^{-3}$	$6,98 \times 10^{-3}$	$2,73 \times 10^{-2}$
y_{Ai}	0	$6,58 \times 10^{-4}$	$4,21 \times 10^{-3}$	$1,86 \times 10^{-2}$	$7,75 \times 10^{-2}$	0,212	0,917

a) NH_3 -água a 30°C e 1 atm: A amônia é muito solúvel em água e o valor de m é pequeno, assim a fase gasosa controlará o processo de separação nesta faixa de composição e temperatura.



b) SO₂-água a 20°C e 1 atm: O valor de m é muito grande e a fase líquida controlará o processo de separação.



$$-\frac{k_x}{k_y} = \frac{y_{A_G} - y_{A_i}}{X_{A_L} - X_{A_i}}$$

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

$$X_{A_G} = 0,004$$

$$y_{A_i} = 33,73X_{A_i}$$

$$-\frac{k_x}{k_y} = \frac{0,001 - 33,73X_{A_i}}{0,004 - \frac{y_{A_i}}{33,73}}$$

X_{A_i}	y_{A_i}	$-k_x/k_y$
0	0	0,25
$5,65 \times 10^{-5}$	$6,58 \times 10^{-4}$	-0,23
$2,8 \times 10^{-4}$	$4,21 \times 10^{-3}$	40,21
$8,42 \times 10^{-4}$	$1,86 \times 10^{-2}$	0,54
$2,79 \times 10^{-3}$	$7,75 \times 10^{-2}$	-54,69
$6,98 \times 10^{-3}$	0,212	102,59
$2,73 \times 10^{-2}$	0,917	39,67

Coeficientes globais de transferência de massa

Considere que a resistência oferecida ao transporte do soluto de uma das fases seja desprezível em relação a outra. Como consequência, os coeficientes globais de transferência de massa nascem como alternativa para a determinação do fluxo de matéria, sendo definidos para as fases G e L, respectivamente, como:

$$N_{A,Z} = K_y (y_{AG} - y_A^*) \quad (8)$$

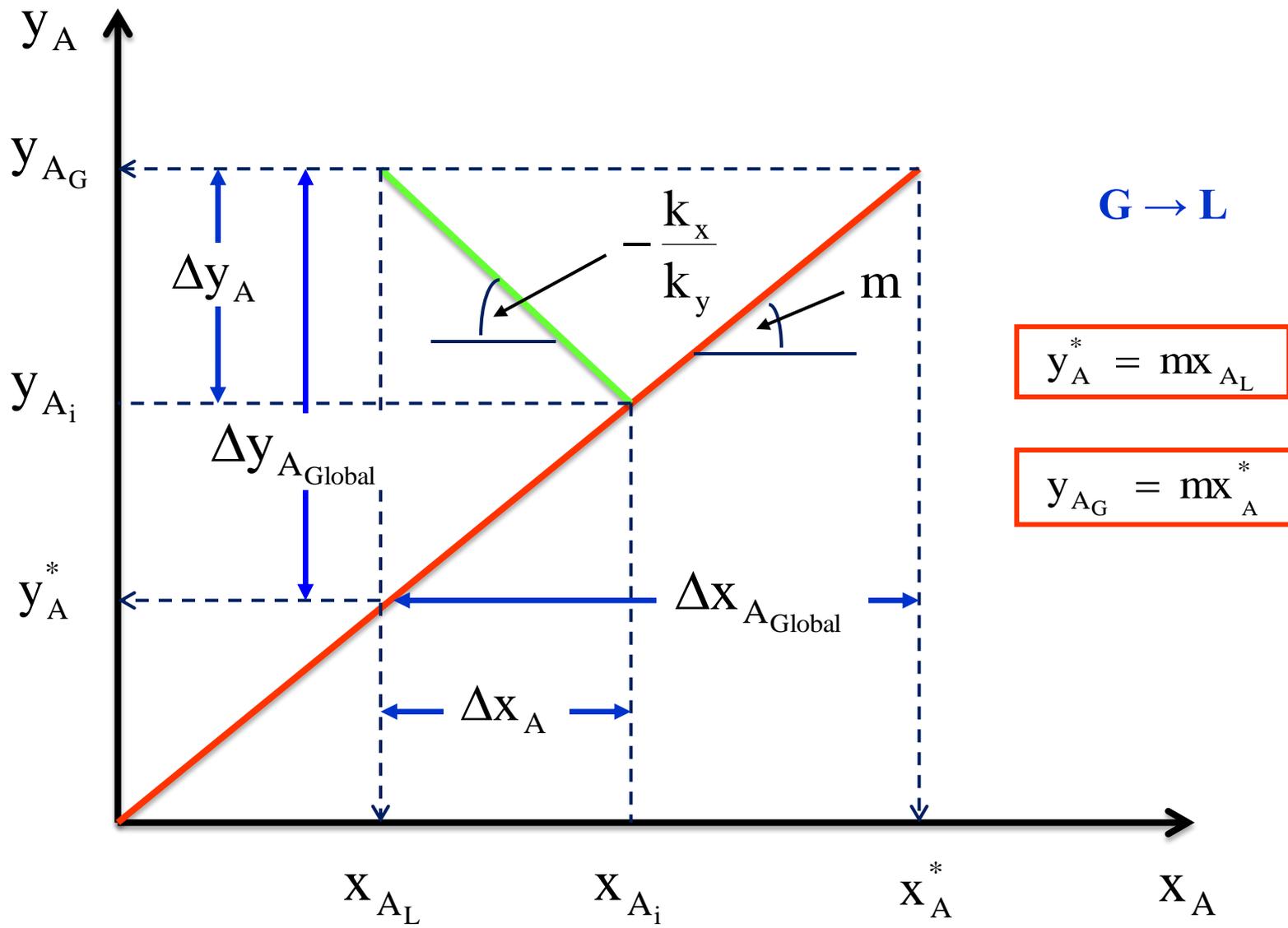
$$N_{A,Z} = K_x (x_A^* - x_{AL}) \quad (9)$$

em que K_y e K_x são os coeficientes globais de transferência de massa referenciados às fases G e L, as quais podem ser identificadas às fases gasosa e líquida, respectivamente; y_A^* é a fração molar do soluto A na fase gasosa em equilíbrio com a fração molar do soluto A no seio da fase líquida (x_{AL}); x_A^* é a fração molar do soluto A na fase líquida em equilíbrio com a fração molar do soluto A no seio da fase gasosa (y_{AG}), sendo que para sistema diluído e validade da *lei de Henry*, são determinadas por:

$$y_A^* = mx_{AL} \quad (10)$$

$$y_{AG} = mx_A^* \quad (11)$$

Representação da relação entre as resistências globais junto à reta de equilíbrio



As relações entre os coeficientes *individuais* e *globais* de transferência de massa são obtidas igualando-se os fluxos molares em cada fase.

$$k_y (y_{A_G} - y_{A_i}) = K_y (y_{A_G} - y_A^*) \quad (\text{fase gasosa})$$

$$\frac{k_y}{K_y} = \frac{1/K_y}{1/k_y} = \frac{y_{A_G} - y_A^*}{y_{A_G} - y_{A_i}} = \frac{\Delta y_{A_{\text{global}}}}{\Delta y_{A_G}} \quad (12)$$

A expressão (12) indica a relação entre as *resistências global* e *individual*, referenciada à fase gasosa (G). Essa expressão também está associada às forças motrizes individual e global.

Analogamente, para a fase líquida (L), temos:

$$k_x (x_{A_i} - x_{A_L}) = K_x (x_A^* - x_{A_L}) \quad (\text{fase líquida})$$

$$\frac{k_x}{K_x} = \frac{1/K_x}{1/k_x} = \frac{x_A^* - x_{A_L}}{x_{A_i} - x_{A_L}} = \frac{\Delta x_{A_{\text{global}}}}{\Delta x_{A_L}} \quad (13)$$

As equações (12) e (13) apresentam a relação entre as resistências global e individual de transferência de massa.

Relação entre a resistência global, referenciada a uma certa fase, com as individuais

Considerando que uma das resistências de transferência do soluto seja desprezível, temos:

$$N_{A,Z} = K_y (y_{AG} - y_A^*) \quad (8)$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{y_{AG} - y_A^*}{N_{A,Z}} \quad \longrightarrow \quad \boxed{\frac{1}{K_y} = \frac{y_{AG} - y_{A_i}}{N_{A,Z}} + \frac{y_{A_i} - y_A^*}{N_{A,Z}}} \quad (14)$$

Substituindo as equações de equilíbrio na interface;

$$\boxed{y_{A_i} = m x_{A_i}}$$

$$\boxed{y_A^* = m x_{A_L}}$$

Na equação (14), temos:

$$\boxed{\frac{1}{K_y} = \frac{y_{AG} - y_{A_i}}{N_{A,Z}} + \frac{m(x_{A_i} - x_{A_L})}{N_{A,Z}}} \quad (15)$$

Identificando os coeficientes individuais de transferência de massa por intermédio das equações (3) e (5) na equação (15), obtém-se:

$$\frac{1}{K_y} = \underbrace{\frac{y_{A_G} - y_{A_i}}{N_{A,Z}}}_{\frac{1}{k_y}} + m \underbrace{\frac{(x_{A_i} - x_{A_L})}{N_{A,Z}}}_{\frac{1}{k_x}}$$

G → L

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (16)$$

A equação (16) representa a relação entre a resistência global, referenciada à fase G, e as resistências individuais k_x e k_y .

Por um procedimento semelhante a partir da equação (9), a equação (17) expressa a relação entre a resistência global, referenciada a fase L, e as resistências individuais k_x e k_y .

L → G

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x} \quad (17)$$

Observando as equações (16) e (17), podemos concluir:

a) Para um gás altamente solúvel na fase líquida (*absorção de NH_3 por H_2O*), temos $m \rightarrow 0$ na equação (16), e verificamos:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad \longrightarrow \quad \frac{1}{K_y} \approx \frac{1}{k_y} \quad (18)$$

Nesse caso diz-se que a resistência da fase gasosa controla o processo o processo de transferência de massa.

O equipamento utilizado para este tipo de separação é uma *torre de spray*.

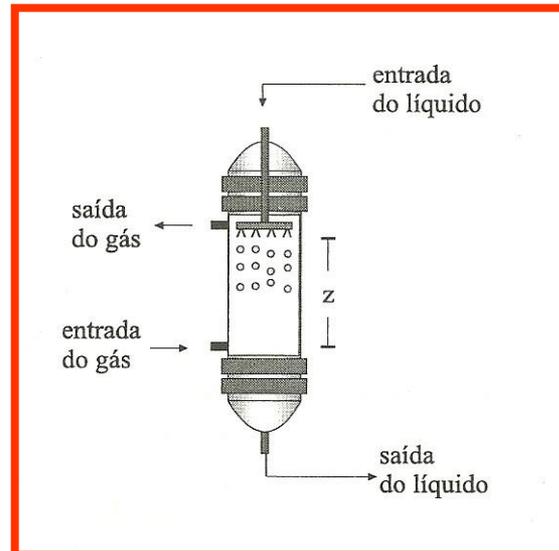


Figura 2

b) Para um sistema envolvendo um gás pouco solúvel na fase líquida (*absorção de CO_2 por H_2O*), a constante m é muito grande, de modo que $1/m \rightarrow 0$ na equação (17), notamos:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x} \quad \longrightarrow \quad \frac{1}{K_x} \approx \frac{1}{k_x} \quad (19)$$

Aqui a resistência da fase líquida controla o processo o processo de transferência de massa.

Nesta situação pode-se utilizar as *torres de borbulhamento*.

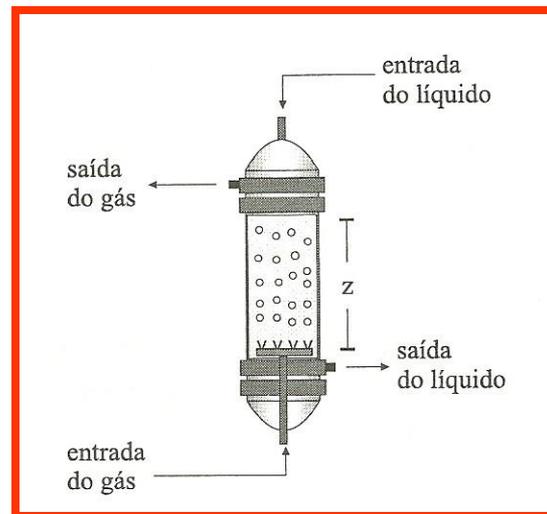
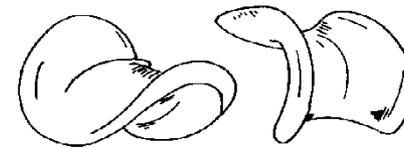
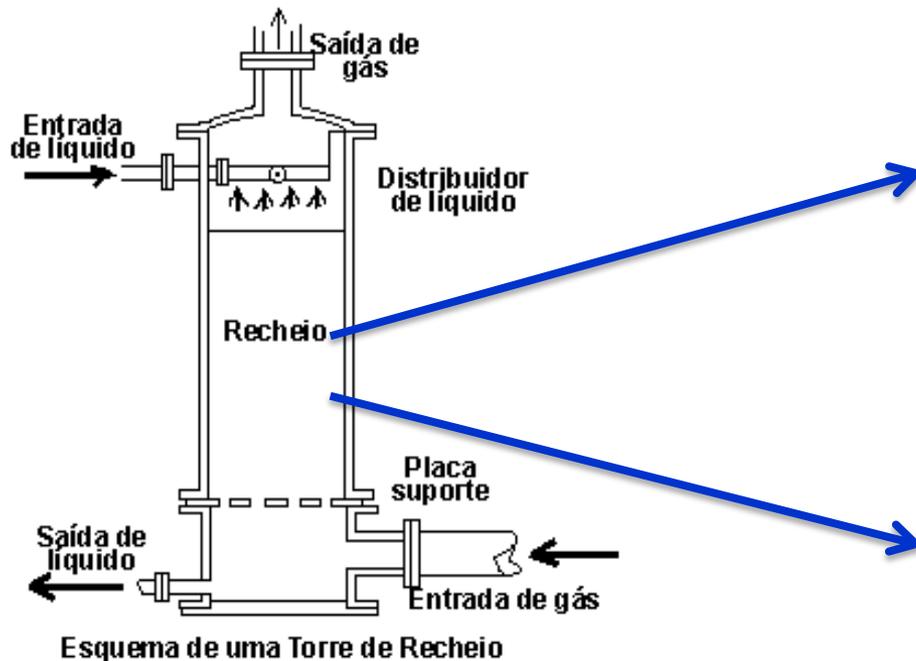


Figura 3

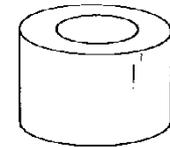
Utilizam-se *torres de recheio* quando as duas fases (L + G) controlam o processo de transferência de massa ou quando operam com elevadas taxas de vapor em relação às de líquido, bem como o inverso.

Essas torres são largamente utilizadas na *absorção* e na *desabsorção* de gases, podendo ser aplicada também na *destilação extrativa* bem como no caso da *extração líquido-líquido*. A configuração desta torre é a de um leito fixo recheado com particulados de formas peculiares.

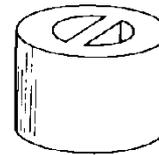


Selas
Berl

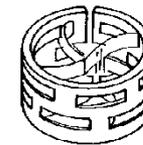
Selas
Intalox



Anel
Raschig



Anel
Lessing



Anel
Pall



Tellerette

Figura 4

Recheios de colunas de enchimento

Os recheios cerâmicos ou de PVC são muito utilizados na transferência de massas por apresentarem boa resistência química e baixo custo de instalação.

A fim de que possamos selecionar o tipo de recheio devemos levar em conta:

1- Sua eficiência

2- Sua área superficial

3- Sua capacidade de manuseio de carga de líquido e gás com pequena variação na eficiência

4- Sua capacidade de distribuição do líquido

5- Sua alta capacidade de vazão

6- Sua resistência mecânica para suportar as cargas normais de serviço

7- Sua elevada resistência química

8- Sua reduzida queda de pressão

9- Seu peso mínimo e menor esforço na parede da torre

10- Seu baixo custo

Devido a compactação do recheio, a quantidade de peças por m^3 torna-se maior com o aumento da relação, diâmetro da torre e diâmetro do recheio.

Tipos de recheios utilizados em colunas de enchimento



Selas Rexnox



Selas Berl



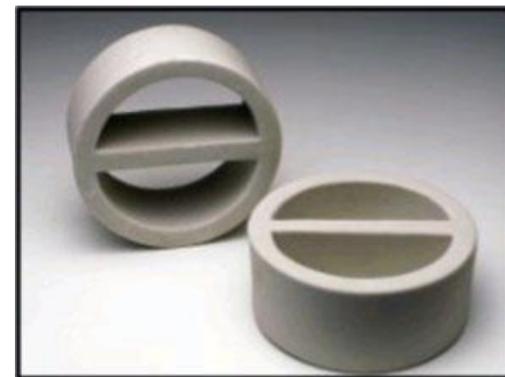
Anéis Raschig



Anéis Pall



Anéis Cross-Partition



Anéis Lessing

Existem dois modos de os recheios serem dispostos no interior da coluna: *aleatoriamente* ou de maneira *ordenada (organizada)*.

No *primeiro caso*, utilizam basicamente os recheios, tais como, *anel de raschig, anel de pall, sela berl, sela intalox, etc*, levando-os a denominarem-se *recheios randômicos*.

No *segundo caso*, os recheios são montados de forma ordenada, criando canais preferenciais para o escoamento das fases. Esses recheios são denominados tradicionalmente de *estruturados*.

Existem casos em que a disposição dos *recheios randômicos*, cuja ordenação é *estruturada*, como é o caso de *anéis raschig* ($d_s > 75$ mm) os quais são empilhados sempre na vertical, possibilitando maior eficiência de separação e menor perda de carga.

Tabela 1: Características dos *recheios randômicos*.

	d_s: diâmetro nominal mm (in)	13 (1/2)	16 (5/8)	19 (3/4)	25 (1)	38 (3/2)	50 (2)	76 (3)
Anéis de Raschig	Densidade (kg/m³)	840	770	745	680	650	630	570
	Quantidade (peças/m³)	378.000	198.000	109.000	47.700	13.700	5800	1750
	a_s: área superficial (m²/m³)	400	328	262	190	115	92	62



Anéis Raschig

Tabela 2: Características de *recheios randômicos*.

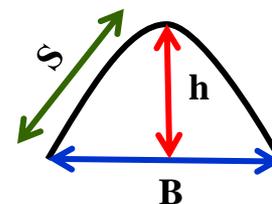
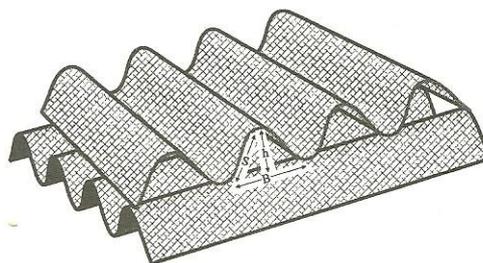
	d_s: diâmetro nominal mm (in)	13 (1/2)	16 (5/8)	19 (3/4)	25 (1)	38 (3/2)	50 (2)	76 (3)
Selas de Berl	Densidade (kg/m³)	865	---	769	721	609	641	---
	Quantidade (peças/m³)	572.500	---	176.700	77.740	20.500	8.840	---
	a_s: área superficial (m²/m³)	465	---	270	250	144	105	---



Selas Berl

Tabela 3: Características de *recheios estruturados metálicos* de alta eficiência.

Características	Mellapak 250y (placa perfuradas)	Sulzer-BX (telas)
Altura da corrugação, h , (mm)	12,7	6,4
Base do canal, B , (mm)	25,4	12,7
Lado do canal, S , (mm)	18,0	8,9
Raio hidráulico, rh , (mm)	--	1,8
Diâmetro equivalente, d_e , (mm)	14,2	7,2
a_s : Área superficial (m^2/m^3)	250	492
Porosidade	0,93	0,90
Ângulo de escoamento com horizontal, θ	45	60



Exemplo 02: Para um sistema diluído em que o componente A é transferido da fase líquida à gasosa (torres de desabsorção), a relação de equilíbrio é dada por $y_{Ai} = 0,75x_{Ai}$. Em um certo ponto do equipamento experimental, o líquido contém 90% em mols de A e a composição de A nas fase gasosa é de 45% em mols. O coeficiente individual de transferência de massa do filme gasoso é $2,7 \times 10^{-3} \text{ kgmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \Delta y_A)$ e a resistência individual da fase gasosa é 60% da global. Determine:

- O coeficiente global K_y ;
- As concentrações interfaciais de A nas duas fases;
- O fluxo molar de A.

Solução:

a) $L \rightarrow G$

Dados:

Coeficiente individual da fase gasosa: $k_y = 2,7 \times 10^{-3} \text{ kgmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \Delta y_A)$

Reta de equilíbrio: $y_{Ai} = 0,75x_{Ai}$

Frações molares de A no seio da mistura e da solução em um ponto específico da coluna: no seio do gás: $y_{AG} = 0,45$; no seio do líquido: $x_{AL} = 0,90$

Informações sobre as resistências: $1/k_y = 0,60(1/K_y)$

Portanto, o coeficiente global de transferência de massa na fase gasosa é obtido por:

$$K_y = 0,6k_y = 0,6 \times 2,7 \times 10^{-3} \text{ kgmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \Delta y_A) = 1,62 \times 10^{-3} \text{ kgmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \Delta y_A)$$

b) y_{Ai} e x_{Ai} ? Essas frações se relacionam com as resistências dada pela equação (5):

$$L \rightarrow G \quad \boxed{-\frac{k_x}{k_y} = \frac{y_{AG} - y_{Ai}}{x_{AL} - x_{Ai}}} \quad y_{Ai} = 0,75x_{Ai}$$

Substituindo os valores, temos:

$$-\frac{k_x}{2,7 \times 10^{-3}} = \frac{0,45 - 0,75x_{Ai}}{0,90 - x_{Ai}}$$

Para calcular x_{Ai} devemos determinar o valor de k_x pela equação (16), com $m = 0,75$:

$$L \rightarrow G \quad \boxed{\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} \quad \longrightarrow \quad \frac{1}{1,62 \times 10^{-3}} = \frac{1}{2,7 \times 10^{-3}} + \frac{0,75}{k_x}$$

$$k_x = 3,04 \times 10^{-3} \text{ kgmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \Delta x_A)$$

Portanto, tendo os valores de k_x e de k_y , temos:

$$-\frac{3,04 \times 10^{-3}}{2,7 \times 10^{-3}} = \frac{0,45 - 0,75x_{A_i}}{0,90 - x_{A_i}} \quad \longrightarrow \quad x_{A_i} = 0,78$$

$$y_{A_i} = 0,75x_{A_i} = 0,75 \times 0,78 \quad \longrightarrow \quad y_{A_i} = 0,585$$

c) Visto que $L \rightarrow G$, o fluxo é $N_{A,Z} = k_x(x_{AL} - x_{Ai})$. Assim sendo, podemos substituir nessa expressão os valores de k_x , x_{AL} e x_{Ai} , possibilitando determinar o valor do fluxo molar de A:

$$N_{A,Z} = (3,04 \times 10^{-3})(0,9 - 0,78)$$

$$N_{A,Z} = 3,648 \times 10^{-4} \text{ kgmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

Coeficientes volumétricos de transferência de massa para torre de recheios

Os fluxos dados pelas equações (3), (5), (8) e (9) são obtidos pressupondo que se conheça a área onde está havendo o transporte do soluto. Pelas Figuras (2) e (3), nota-se que essas áreas estão relacionadas às das gotas (Torre de spray) e das bolhas (Torre de borbulhamento), respectivamente. Em se tratando de uma *coluna de recheio*, percebe-se a dificuldade para fixar a área interfacial de contato entre as fases, principalmente pelo fato de haver inúmeros tipos de recheios.

Para considerar o efeito da presença de tais áreas na taxa ou fluxo de transferência de massa, introduz-se um *fator empírico* “*a*” nas equações de fluxo de matéria.

Esse fator, conhecido como *área interfacial específica para transferência de massa*, é dado por:

$$a = \frac{\text{área interfacial para transferência de massa}}{\text{unidade de volume da torre}}$$

No caso de *recheios estruturados* de alta eficiência essas áreas são praticamente equivalentes, o que não acontece quando se trabalha com *recheios randômicos*, os quais apresentam área *a* menor que a área superficial do recheio (a_s).

Para colunas recheadas, destinadas a qualquer técnica de separação, deve-se utilizar os *coeficientes volumétricos de transferência de massa (ou coeficiente de capacidade de transferência de massa)*.

Para a técnica de separação $G \rightarrow L$, temos:

$$N_{A,Z}a = k_y a (y_{A_G} - y_{A_i}) \quad (20)$$

onde $k_y a$ é o *coeficiente de capacidade individual de transferência de massa ou coeficiente volumétrico de transferência de massa*.

$$k_y a \equiv \frac{\text{mols de A}}{(\text{volume}) (\text{tempo}) (\text{força motriz em função da fração molar de A})}$$

Para o fluxo global, referenciado à fase gasosa, tem-se a correção na equação (18):

$$N_{A,Z}a = K_y a (y_{A_G} - y_A^*) \quad (21)$$

onde $K_y a$ é o *coeficiente de capacidade global de transferência de massa ou coeficiente volumétrico global de transferência de massa*, com as mesmas unidades de $k_y a$.

Como consequência, as relações entre as resistências individuais e globais são postas como:

$$\mathbf{G \rightarrow L} \quad \boxed{\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a}} \quad (22)$$

$$\mathbf{L \rightarrow G} \quad \boxed{\frac{1}{K_x a} = \frac{1}{m k_y a} + \frac{1}{k_x a}} \quad (23)$$

Apesar dos coeficientes de transferência de massa (k ou K) e área interfacial efetiva de transferência de massa (a) comporem os coeficientes volumétricos de transferência de massa (ka ou Ka), vimos que as condições operacionais da coluna os influenciam de maneiras diferenciadas.

A estimativa dos coeficientes volumétricos advém da composição das correlações de [Onda *et al* \(1968\)](#), equações (24) e (25) ou (26); assim como da combinação entre as equações (24)-(25), para a fase G; e (24)-(26), para a fase L.

Onda et al. (1968) para recheios randômicos com $a/a_w = 1$

$$\frac{a_w}{a_s} = 1,0 - \exp \left[-1,45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma_L} \right)^{0,75} \text{Re}_L^{0,1} \text{Fr}_L^{-0,05} \text{We}_L^{0,2} \right]$$

$$\text{Re}_L = \frac{u_L}{a_s v_L} \quad (\text{Reynolds}) ; 0,04 < \text{Re}_L < 500$$

$$\text{Fr}_L = \frac{a_s u_L^2}{g} \quad (\text{Froud}) ; 2,5 \times 10^{-9} < \text{Fr}_L < 1,8 \times 10^{-2}$$

$$\text{We}_L = \frac{\rho_L u_L^2}{a_s \sigma_L} \quad (\text{Weber}) ; 1,2 \times 10^{-8} < \text{We}_L < 0,27$$

$$0,3 < \sigma_c / \sigma_L < 2$$

$$\sigma_c = 56 \text{ dinas/cm (carvão)}; \sigma_c = 61 \text{ dinas/cm (cerâmica)}$$

$$\sigma_c = 73 \text{ dinas/cm (vidro)}; \sigma_c = 40 \text{ dinas/cm (cloreto de polivinila)}$$

$$\sigma_c = 33 \text{ dinas/cm (polietileno)}; \sigma_c = 20 \text{ dinas/cm (parafina)}$$

$$\sigma_c = 75 \text{ dinas/cm (aço)}$$

(24)

A equação (24) é aplicada em **absorção; destilação** em escala de laboratório, com recheios: anéis de *Raschig*, selas de *Berl* e esferas, com erro absoluto médio de $\pm 22\%$.

Onda et al. (1968) para recheios randômicos

$$k_y = 5,23 a_s D_{ABG} (d_s a_s)^{-2,0} \left(\frac{P}{RT} \right) \text{Re}_G^{0,7} \text{Sc}_G^{1/3} \quad (\text{fase gasosa}) \quad (25)$$

$$\text{Re} = \frac{u_G}{a_s v_G} \quad (\text{Reynolds}) ; \quad \text{Sc}_G = \frac{v_G}{D_{ABG}} \quad (\text{Schmidt})$$

A equação (25) é aplicada em absorção; destilação em escala de laboratório. Para anéis de *Raschig* e selas de *Berl* com diâmetro nominal menor do que 15mm, utilizar a constante 2,0 no lugar de 5,23 na equação (25). A equação (26) é recomendada para líquidos não-viscosos.

Onda et al. (1968) para recheios randômicos

$$k_x = 5,1 \times 10^{-3} \left(\frac{\rho_L}{M_L} \right) (g v_L)^{1/3} (d_s a_s)^{0,4} \left(\frac{a_s}{a_w} \text{Re}_L \right)^{2/3} \text{Sc}_L^{-1/2} \quad (\text{fase líquida}) \quad (26)$$

$$\text{Re}_L = \frac{u_L}{a_s v_L} \quad (\text{Reynolds}) ; \quad \text{Sc}_L = \frac{v_L}{D_{ABL}}$$

Bravo e Fair (1982) para recheios randômicos

$$\frac{a}{a_s} = 9,8 \left(\frac{\sigma_L^{0,5}}{Z^{0,4}} \right) (6 \text{Re}_G \text{Ca}_L)^{0,392} \quad (27)$$
$$\text{Re} = \frac{u_G}{a_s v_G} \quad (\text{Reynolds}) ; \text{Ca}_L = \frac{\mu_L u_L}{v_L} \quad (\text{capilaridade adimensional})$$
$$0,5 < (\text{Re}_G \text{Ca}_L \times 10^3) < 10^4 ; 6 < \sigma_L \times 10^3 < 73 \text{ (N/m)}$$

A equação (27) é utilizada para destilação em escala industrial; 11 sistemas distintos; recheios: **anéis Pall**; faixa de aplicação para o diâmetro nominal de recheio: 13mm a 76mm; erro absoluto médio de $\pm 22\%$.

Na impossibilidade de se determinar, na prática, os coeficientes individuais (k_x e/ou k_y) e a área interfacial específica (a) para transferência de massa ou na hipótese de não se dispor de informações para uma situação particular, sobre esses parâmetros, pode-se utilizar as correlações para o coeficiente volumétrico individual de transferência de massa ($k_x a$), conforme equações a seguir:

Norman (1961) Fase líquida

$$(k_x a) = 530 D_{ABL} \left(\frac{\rho_L}{M_L} \right) \left(\frac{u_L}{v_L} \right)^{0,75} Sc_L^{1/2} \quad (28)$$

A equação (28) é baseada nos trabalhos de *Sherwood e Holloway (1940)* e *Moltad et al. (1942)*. Entretanto, *Sherwood e Holloway* utilizaram uma coluna de 50,8 cm de diâmetro. Válida para recheios tipos anéis, selas. Erro absoluto médio de $\pm 22\%$.

Mohunta et al (1969) Fase líquida

$$(k_x a) = 0,0025 \left(\frac{\rho_L}{M_L} \right) Sc_L^{-0,5} (u_L a_s)^{3/4} \left(\frac{v_L a_s}{g} \right)^{-2/3} \left(\frac{v_L}{g^2} \right)^{5/36}$$

$0,1 < u_L \rho_L < 42 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$
 $0,015 < u_G \rho_G < 1,22 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$
 $142 < Sc_L < 1055$
 $6 < D_C < 150 \text{ mm}$
 $0,6 < d_s < 15,1 \text{ cm}$

(29)

Exemplo 03: Construiu-se uma torre de recheios na intenção de absorver CO_2 do ar, utilizando-se água pura a 20°C como solvente e com velocidade superficial igual a $0,013 \text{ m/s}$, assim como anéis de *Raschig* cerâmicos de 13 mm . Considerando que o dióxido de carbono esteja diluído em relação aos inertes das duas fases e sabendo que a fase líquida é que controla a operação, estime o coeficiente volumétrico individual de transferência de massa utilizando as correlações apresentadas anteriormente.

Dados: $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ e visto o CO_2 estar diluído em água, as propriedades da corrente líquida serão tomadas como sendo às da água. A Tabela a seguir apresenta os dados da literatura para água.

Obs.: $\sigma_L =$ tensão superficial da água a 20°C

$\rho_L =$ massa específica da água a 20°C

$\nu_L =$ viscosidade cinemática da água a 20°C

$D_{AB} =$ coeficiente de difusão do CO_2 dissolvido na água a 20°C

$\rho_L \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\nu_L \text{ (m}^2\text{/s)}$	$\sigma_L \text{ (N/m)}$	$M_L \text{ (g/gmol)}$	$D_{AB,L} \text{ (m}^2\text{/s)}$
998,2	$1,01 \times 10^{-6}$	$72,47 \times 10^{-3}$	18,015	$1,69 \times 10^{-9}$

Solução: Considerando os dados fornecidos pelo problema e as equações vistas anteriormente, temos:

- Cálculo do *coeficiente volumétrico individual de transferência de massa*:

Norman (1961) Fase líquida

$$(k_x a) = 530 D_{AB_L} \left(\frac{\rho_L}{M_L} \right) \left(\frac{u_L}{v_L} \right)^{0,75} Sc_L^{1/2} \quad (1)$$

Com os dados fornecidos, temos:

$$Sc_L = \frac{v_L}{D_{AB_L}} \quad (\text{Número de Schmidt}) \quad (2)$$

$$Sc_L = \frac{1,01 \times 10^{-6}}{1,69 \times 10^{-9}} = 597,63$$

Sabendo que $u_L = 0,013$ m/s (velocidade superficial da água), substituiremos as informações presentes na Tabela deste exemplo em conjunto com (2) e (1):

$$(k_x a) = (530)(1,69 \times 10^{-9}) \left(\frac{998,2}{18,015} \right) \left(\frac{0,013}{1,01 \times 10^{-6}} \right)^{0,75} (597,63)^{1/2}$$

$$(k_x a) = 1,466 \text{ kgmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Mohunta et al (1969) Fase líquida

$$(k_x a) = 0,0025 \left(\frac{\rho_L}{M_L} \right) \text{Sc}_L^{-0,5} (u_L a_s)^{3/4} \left(\frac{v_L a_s}{g} \right)^{-2/3} \left(\frac{v_L}{g^2} \right)^{5/36} \quad (3)$$

Sabendo que $u_L = 0,013$ m/s, $g = 9,81$ m/s² e $a_s = 400$ m²/m³ (Tabela 1), temos:

$$(k_x a) = 0,0025 \left(\frac{998,2}{18,015} \right) (593,67)^{-0,5} [(0,013)(400)]^{3/4} \left[\frac{(1,06 \times 10^{-6})(400)}{9,81} \right]^{-2/3} \left(\frac{1,01 \times 10^{-6}}{9,81^2} \right)^{5/36}$$

$$(k_x a) = 1,28 \text{ kgmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Onda et al. (1968) para recheios randômicos

$$k_x = 5,1 \times 10^{-3} \left(\frac{\rho_L}{M_L} \right) (g v_L)^{1/3} (d_s a_s)^{0,4} \left(\frac{a_s}{a_w} \text{Re}_L \right)^{2/3} \text{Sc}_L^{-1/2} \quad (4)$$

Observe que necessitamos determinar a *área molhada* a_w , a qual advém da equação (22):

Onda et al. (1968) para recheios randômicos com $a/a_w = 1$

$$\frac{a_w}{a_s} = 1,0 - \exp \left[-1,45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma_L} \right)^{0,75} \text{Re}_L^{0,1} \text{Fr}_L^{-0,05} \text{We}_L^{0,2} \right] \quad (5)$$

Cálculo da *área molhada* a_w :

$$\text{Re}_L = \frac{u_L}{a_s v_L} = \frac{0,013}{(400)(1,01 \times 10^{-6})} = 32,178 \quad (6)$$

$$\text{Fr}_L = \frac{a_s u_L^2}{g} = \frac{(400)(0,013)^2}{9,81} = 6,89 \times 10^{-3} \quad (7)$$

$$\text{We}_L = \frac{\rho_L u_L^2}{a_s \sigma_L} = \frac{(998,2)(0,013)^2}{(400)(72,47 \times 10^{-3})} = 5,82 \times 10^{-3} \quad (8)$$

Com o valor de $\sigma_c = 61 \times 10^{-3}$ N/m (recheio cerâmico) obtido da Tabela da equação (24), temos:

$$\frac{\sigma_c}{\sigma_L} = \frac{61 \times 10^{-3}}{72,47 \times 10^{-3}} = 0,842 \quad (9)$$

Substituindo os resultados das equações (6) a (9) em (5), temos:

$$\frac{a_w}{a_s} = 1,0 - \exp\left[-1,45(0,842)^{0,75} (32,178)^{0,1} (6,89 \times 10^{-3})^{-0,05} (5,82 \times 10^{-3})^{0,2}\right]$$

$$\frac{a_w}{a_s} = 0,562$$

Visto que $a_s = 400 \text{ m}^2/\text{m}^3$, temos:

$$a_w = (400)(0,562) = 224,8 \text{ m}^2 / \text{m}^3 \quad (10)$$

Cálculo do coeficiente individual de transferência de massa, após substituir o resultado da equação (6) e (10) em (4).

$$k_x = 5,1 \times 10^{-3} \left(\frac{998,2}{18,015} \right) \left[(9,81)(1,01 \times 10^{-6}) \right]^{1/3} \left[(13 \times 10^{-3})(400) \right]^{0,4} \left(\frac{(400)(32,178)}{224,8} \right)^{2/3} (597,63)^{-0,5}$$

$$k_x = 7,13 \times 10^{-3} \text{ kgmol/m}^2 \cdot \text{s} \quad (11)$$

O valor do *coeficiente volumétrico individual da fase líquida* é obtido do produto dos resultados (10) e (11) considerando $a = a_w$:

$$(k_x a) = (224,8 \text{ m}^2 / \text{m}^3) (7,13 \times 10^{-3} \text{ kgmol/m}^2 \cdot \text{s})$$

$$(k_x a) = 1,603 \text{ kgmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Esse valor de $(k_x a)$ provavelmente está superestimado, pois o modelo de Onda *et al.* (1968) assume $a/a_w = 1$. No fenômeno de adsorção física, como é o caso deste exemplo, a relação entre áreas é $a/a_w < 1$.