

# Capítulo 3

# **ABSORÇÃO GASOSA**

---

PROFESSORA: SANDRA CRISTINA DANTAS  
SANDRA.DANTAS@UFTM.EDU.BR

## 1 - Introdução



As **colunas de recheio ou empacotadas** são usadas com frequência para remover os contaminantes presentes num fluxo gasoso (por absorção; operação em que a transferência de massa ocorre da fase gasosa para a fase líquida).

Porém, elas também são aplicadas na remoção de componentes voláteis de um fluxo líquido, por contato com um gás inerte com escoamento contracorrente (por stripping, ou seja, a operação inversa da anterior, onde a transferência de matéria é da fase líquida para a gasosa).

Além disso, as torres recheadas, também são utilizadas na destilação.

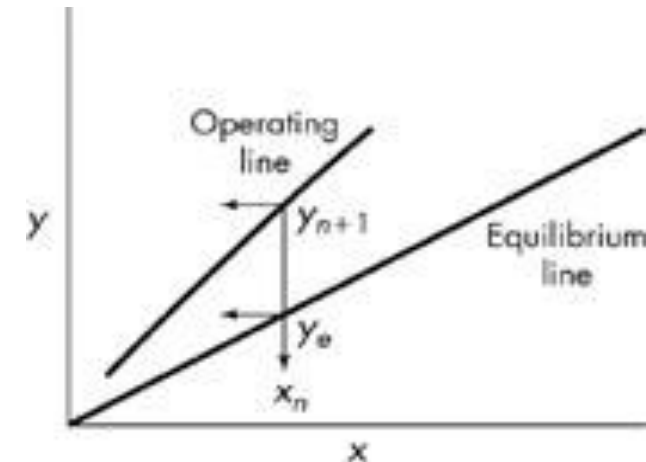
Neste capítulo estudaremos a operação de transferência de massa denominada de **ABSORÇÃO GASOSA**.

Em termos de aplicações industriais, pode-se citar diversos exemplos de absorção, tais como a purificação de gases de combustão, a remoção de  $\text{CO}_2$  na fabricação da amônia, a absorção de cloreto de hidrogênio na água para a produção de ácido clorídrico, entre outras.

## a) Para absorção gasosa:

Neste caso o componente (soluto) é transferido da fase V para a fase L, assim a linha de operação encontra-se acima da linha de equilíbrio, como mostra a figura abaixo. O *driving force*, neste caso, é:

*Driving force* ou força motriz p/ TM é:  $Y_{n+1} - Y_e$

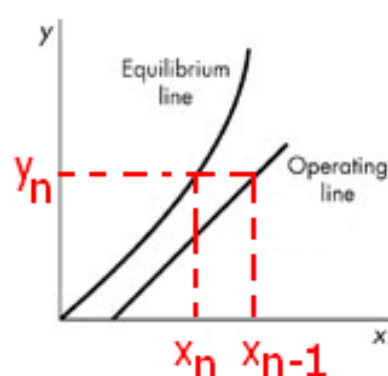


Linhas de operação e equilíbrio para a absorção gasosa.

Obs.: Nos **processos reais** (concentrados) na absorção gasosa a taxa molar de gás ascendente (V) diminui enquanto a de líquido descendente (L) aumenta.

## b) Desorption

Na operação inversa da absorção, isto é, na dessorção gasosa ou *stripping* ou ainda esgotamento, o soluto é transferido da fase líquida para a fase gasosa. Pode-se aplicar a dessorção para recuperar o solvente da operação de absorção gasosa. Na dessorção, a linha de operação encontra-se abaixo da linha de equilíbrio, como mostra a figura abaixo. Pode-se alterar a pressão e a temperatura de operação na coluna para tornar a curvatura da linha de equilíbrio mais pronunciada que a absorção.



Força motriz na **fase líquida (L)**

$$x_{n-1} - x_n$$

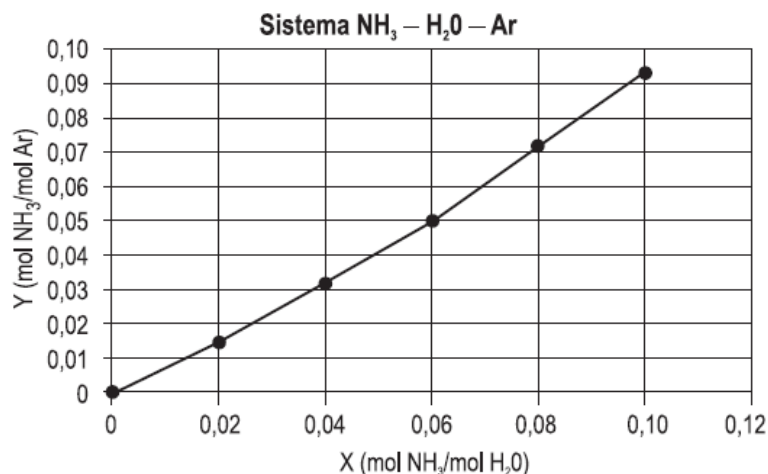
**Linha Operação:**  $x_{n-1} = f_3(y_n)$

Linhas de operação e equilíbrio para a dessorção.

## Concurso Químico de Petróleo Júnior Petrobras (ano de 2011, questão 65)

Para separar o amoníaco presente em uma **mistura gasosa amoníaco - ar**, com 8% molar de  $\text{NH}_3$ , lava-se essa mistura, em um estágio único, com água reciclada a 293 K contendo uma quantidade de amoníaco 0,01 mol  $\text{NH}_3$ /mol de  $\text{H}_2\text{O}$ . A composição do  $\text{NH}_3$  no produto gasoso é 0,032 mol de  $\text{NH}_3$ /mol de ar. A razão entre a vazão molar de solvente e ar é:

- (A) 1,0
- (B) 1,5
- (C) 1,6
- (D) 1,8**
- (E) 2,0



Dado: Curva de Equilíbrio do Sistema Amoníaco -  $\text{H}_2\text{O}$  - Ar a 293 K e 101.325 Pa.

**Obs:** O enunciado não diz que o estágio é ideal ou de equilíbrio

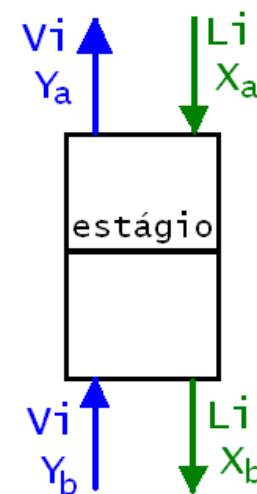
**Dados:**  $Y_a = 0,032$      $X_a = 0,01$      **$y_b = 0,08$**

Relação de equilíbrio na forma gráfica (sistema ar +  $\text{NH}_3$  +  $\text{H}_2\text{O}$  à 293 K e 101.325 Pa)

Como converter **y** (mol  $\text{NH}_3$ /moles (ar+ $\text{NH}_3$ )) em **Y** (mol  $\text{NH}_3$ /mol ar) ???

$$Y_b = \frac{y_b}{1 - y_b} = \frac{0,08}{1 - 0,08} = 0,086$$

**Solução:**



## IMPORTANTE:

Mais usual: utilizar as definições do McCabe ou seja:  $x = \frac{\text{moles NH}_3 \text{ no líquido}}{\text{moles de (NH}_3 + \text{H}_2\text{O)}}$   $y = \frac{\text{moles NH}_3 \text{ no gás}}{\text{moles de (NH}_3 + \text{ar)}}$

Como no denominador aparece o nº de moles da mistura então: **L** e **V** são as taxas molares das misturas (gasosa e líquida) ao longo da coluna.

Alternativamente pode-se trabalhar ou descrever a absorção gasosa, utilizando outras definições que denominamos de base isenta (pouco empregada pelo McCabe). Nesse caso:

$$X = \frac{\text{moles NH}_3 \text{ no líquido}}{\text{moles de H}_2\text{O}} \quad Y = \frac{\text{moles NH}_3 \text{ no ar}}{\text{moles de ar}}$$

Como no denominador aparece o nº de moles dos inertes (H<sub>2</sub>O ou ar) e não das misturas então: **L<sub>i</sub>** e **V<sub>i</sub>** devem ser as taxas molares desses inertes puros ao longo da coluna. Vantagem desse tipo de abordagem: **L<sub>i</sub>** e **V<sub>i</sub>** são rigorosamente constantes, ou de outra forma, a Linha de Operação **SERÁ SEMPRE LINEAR** independente se o sistema for diluído ou concentrado (Absorção Gasosa).

Qual o impacto dessa consideração na Linha de Operação:  $Y_{n+1} = \frac{L_i}{V_i} X_n + Y_a - \frac{L_i}{V_i} X_a$

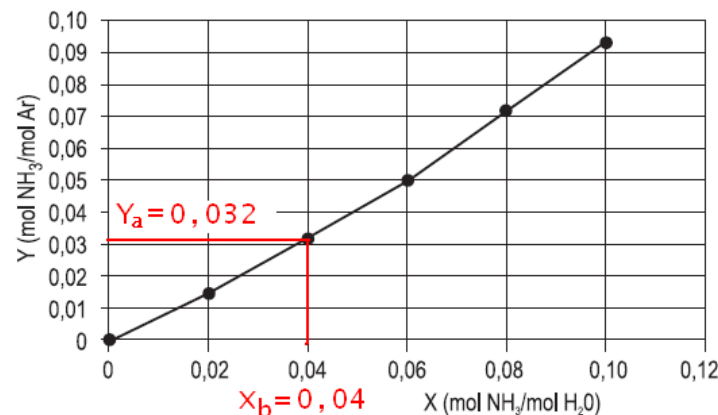
Admitindo que o estágio de absorção é ideal, então:

**Balço material global na coluna:**

$$V_i(Y_b - Y_a) = L_i(X_b - X_a) \quad \text{ou}$$

$$\frac{L_i}{V_i} = \frac{(Y_b - Y_a)}{(X_b - X_a)} = \frac{(0,086 - 0,032)}{(0,04 - 0,01)} = \frac{0,054}{0,03} = 1,8$$

Resposta: **alternativa D**



Em muitos casos de absorção de gás, há a absorção de um soluto misturado com um gás inerte, por um líquido que é relativamente pouco volátil e que não é absorvido.

A razão pela qual o soluto sai do gás e passa para a fase líquida é a existência de uma diferença (força motriz) entre a concentração do soluto na fase gasosa e a concentração de soluto no gás em equilíbrio com o líquido (interface das duas fases).

Em qualquer processo de separação ou troca, há de se conhecer o limite termodinâmico.

Por exemplo, num trocador de calor, se a temperatura do fluido quente se iguala à do fluido frio (atingiu-se o limite ou equilíbrio térmico), cessa a possibilidade de troca térmica.

No nosso caso, o limite é dado pelo equilíbrio entre as fases gasosa e líquida, isto é, se a concentração de soluto no gás entra equilíbrio com a do líquido.

Existem basicamente dois tipos de equipamentos para a absorção que são as torres de pratos e torre de recheio:



- **Torre de pratos:** a transferência de massa de um prato realiza-se através das gotas ou bolhas formadas pela passagem do vapor dentro da fase líquida. Este contato começa quando o líquido chega ao prato através de um downcomer. Ao chegar ao prato, o líquido encontra com o vapor que está passando através dos furos (ou válvulas) existentes na bandeja, formando assim uma espuma. Esta espuma percorre o prato, vertendo ao final deste novo downcomer. Neste downcomer, a espuma será desfeita e somente o líquido desaerado será passado ao prato inferior. Acima da bandeja a espuma coalesce em gotas, e o vapor, praticamente sem líquido continua para o prato superior.

- **Torre de recheio:** nas torres de recheio, a fase líquida é dispersa no topo através da ação de um distribuidor de líquido, escoando na forma de um filme líquido na superfície dos elementos de recheio. A seção transversal da torre é completamente ocupada por estes elementos, formando um leito poroso através do qual o líquido e o gás escoam em contracorrente. O contato líquido-gás é feito de maneira contínua. O recheio cumpre a função de sustentar o filme da fase líquida da mesma forma que permite um adequado contato entre as fases.





Obs.: Deve-se optar por **coluna de pratos** nas seguintes situações:

1. Quando a carga é superior aquela que pode ser tratada numa coluna de recheio de cerca de  $3(1/2)$  ft de diâmetro;
2. Quando há probabilidade de deposição de sólidos que rapidamente entupiriam o recheio;
3. São também uteis quando o caudal de líquido é suficiente para inundar uma torre com enchimento.

No **projeto ou avaliação de torres de pratos ou de recheios**, uma sequencia lógica deve ser executada, tendo como finalidade o equipamento ou obter as condições de operações mais econômicas:

- I. Escolha do solvente;
- II. Estimativa das condições de operação;
- III. Determinação ou avaliação do diâmetro da torre e da queda de pressão;
- IV. Determinação da altura da torre.

## Escolha do solvente:

A solubilidade do soluto no solvente deve ser a mais alta possível, de modo a não se manusear em quantidades excessivas de solventes.

A escolha do solvente é especificada pela natureza do produto.

A água é evidentemente o solvente mais barato e mais abundante.

### \* Propriedades - solvente:

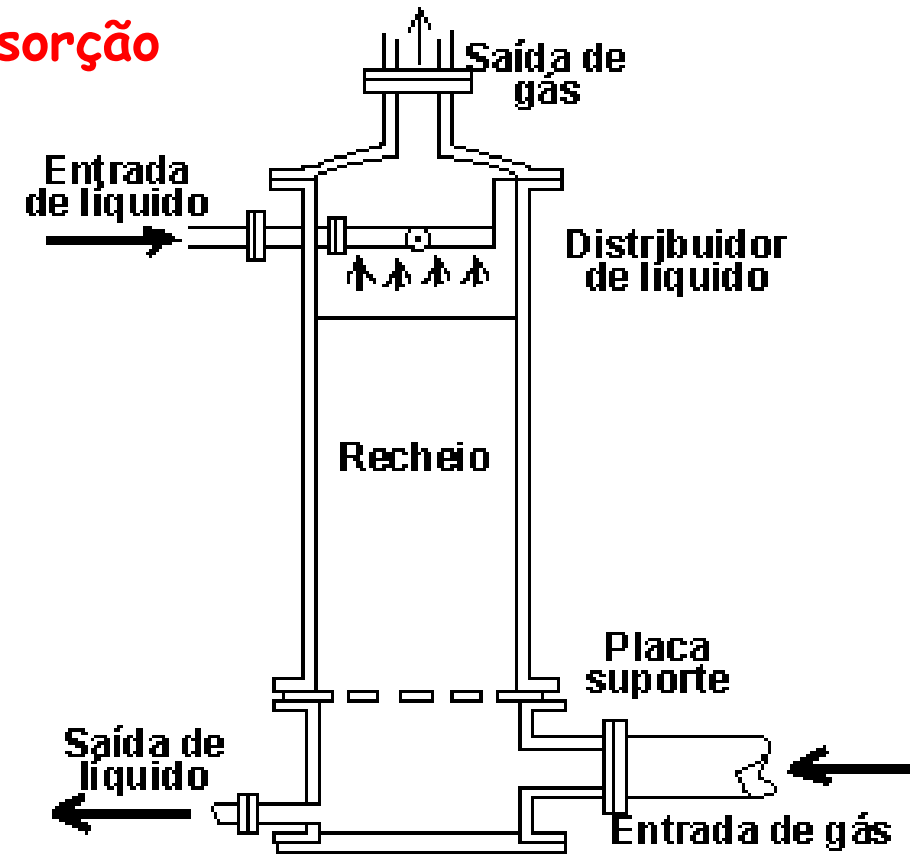
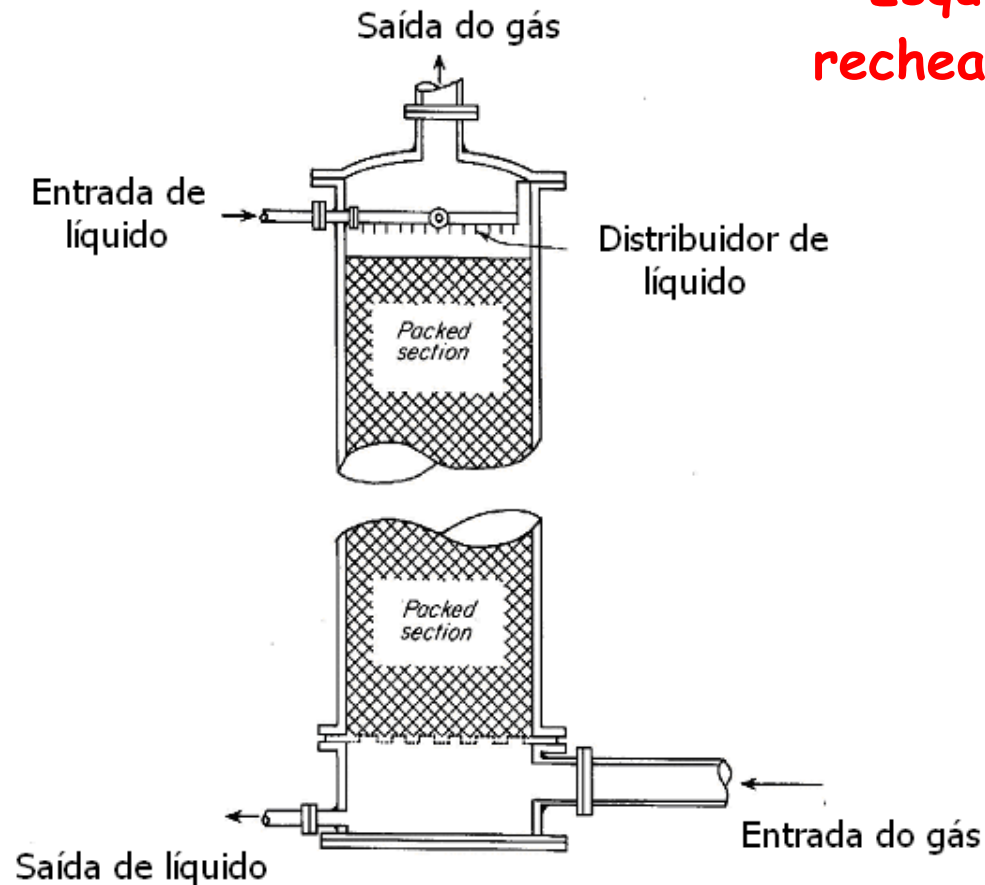
- a espécie a ser absorvida tenha uma solubilidade alta.
- baixa pressão de vapor, tendo em vista que o gás que deixa o equipamento de absorção é comumente saturado com o solvente, acarretando perdas.
- não interaja quimicamente com os componentes do equipamento do processo.
- menor custo possível, garantidos os requisitos do projeto.
- baixa viscosidade → maior difusão → maior taxa de transferência de massa. Menor viscosidade → menor perda de carga, portanto, um menor consumo de energia para promover o escoamento.
- Outras propriedades como: não ser tóxico, não ser inflamável, ser quimicamente estável e possuir baixo ponto de congelamento.



## Projeto de uma coluna de recheio

Um equipamento muito utilizado para a absorção gasosa é a coluna de recheio, como mostra esquematicamente a figura a seguir. Para a limpeza de um gás "sujo" pode-se empregar também uma coluna de estágios (Cap. 1).

### Esquemas de colunas recheadas para absorção



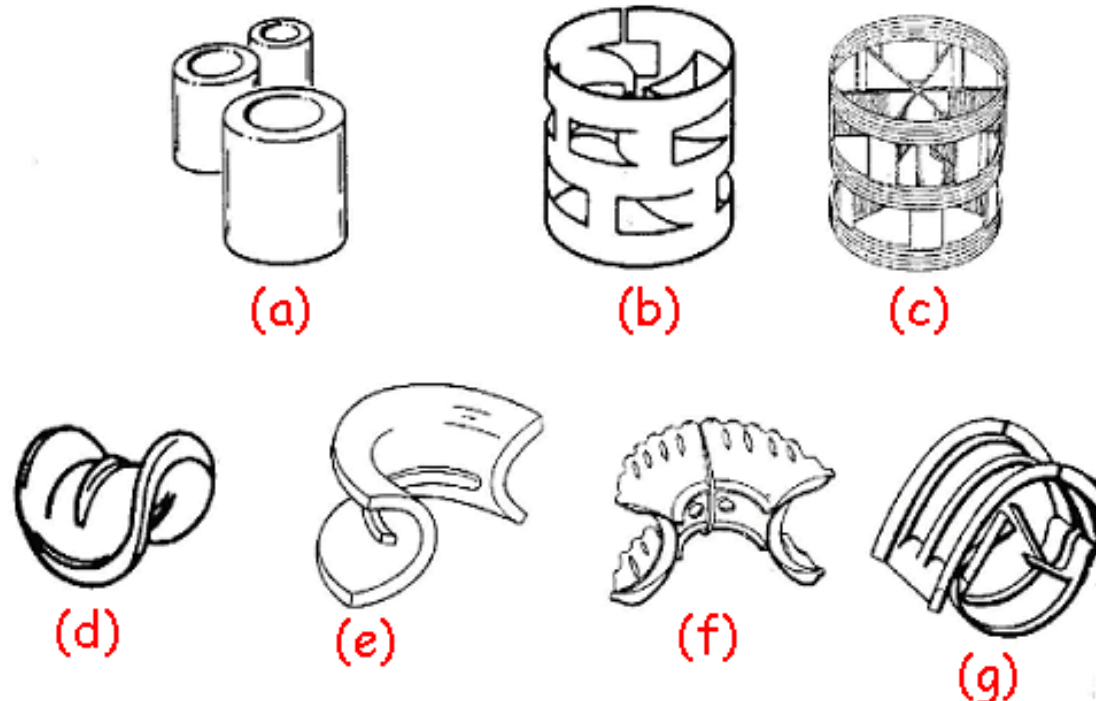
Deve-se tomar alguns cuidados operacionais: o contato gás-líquido DEVE ocorrer em TODAS as regiões da coluna daí a importância de um projeto adequado dos distribuidores de gás (fundo) e líquido (topo) da coluna.

## Tipos de recheios

Os recheios para a coluna podem ser randômicos (aleatórios) ou estruturados (ordenado). Não existem regras claras que orientem a escolha entre o empacotamento **ao acaso** ou **randômico** e o **estruturado**. A experiência, adquirida na prática (empirismo), certamente é o melhor guia na escolha.

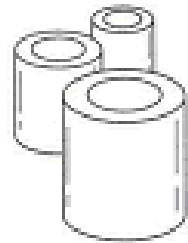
Algumas características dos recheios randômicos:

- Faixa de tamanho mais usual: entre 6 e 75 mm ou (1/4 a 3 in)
- Os recheios são fabricados com materiais mais baratos e inertes tais como: plásticos, cerâmicos e em alguns casos os recheios são feitos de com chapas finas de alumínio, aço e outras ligas especiais.

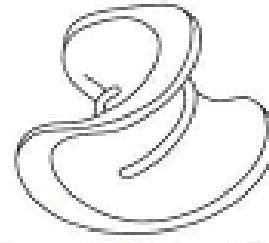


Alguns tipos de recheios randômicos ou aleatórios: (a) Anéis de Raschig; (b) Anel de Pall metálico; (c) Anel de Pall plástico; (d) Selas de Berl; (e) Selas Intalox<sup>©</sup> cerâmica; (f) sela Super Intalox<sup>©</sup> plástico; (g) sela Intalox<sup>©</sup> metálica.

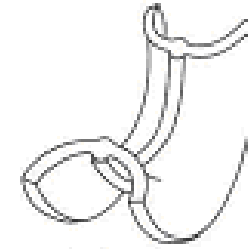
## Alguns tipos de recheios randômicos ou aleatórios (continuação)



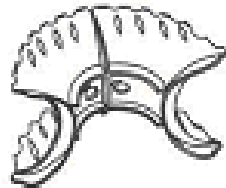
Ceramic Raschig rings



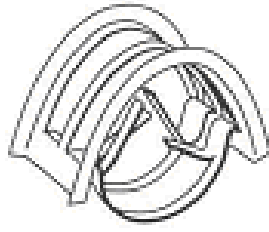
Ceramic Berl saddle



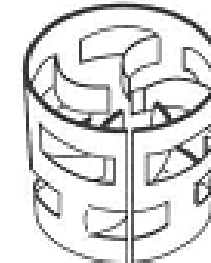
Ceramic Intalox saddle



Plastic super  
Intalox saddle



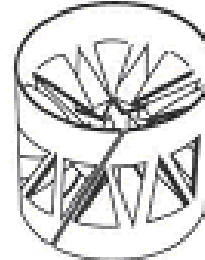
Metal Intalox IMTP



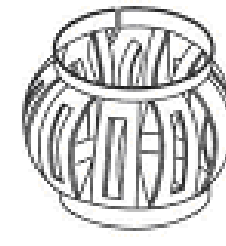
Metal Pall ring



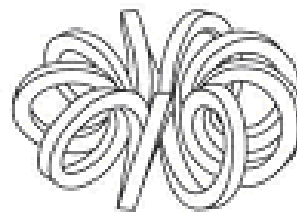
Plastic Flexiring



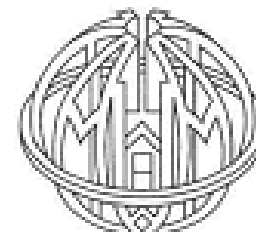
Metal Bialecki ring



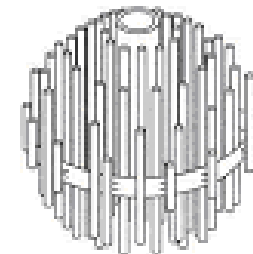
Metal Top-pak



Plastic Tellerette



Plastic Hackett



Plastic Igel

Alguns tipos de recheio randômico de alto desempenho (*High performance Random Packing*) podem se fabricados em aço carbono, aço inoxidável, cobre, alumínio, titânio, zircônio e outras ligas sob consulta. Oferecem elevadas áreas específicas ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ ) para a transferência de massa e baixa perda de carga.

**IMTP** e **Hy-Pak** fabricado pela NORTON (Colunas com recheio de alto desempenho são mais eficientes que as colunas de estágios)

IMTP



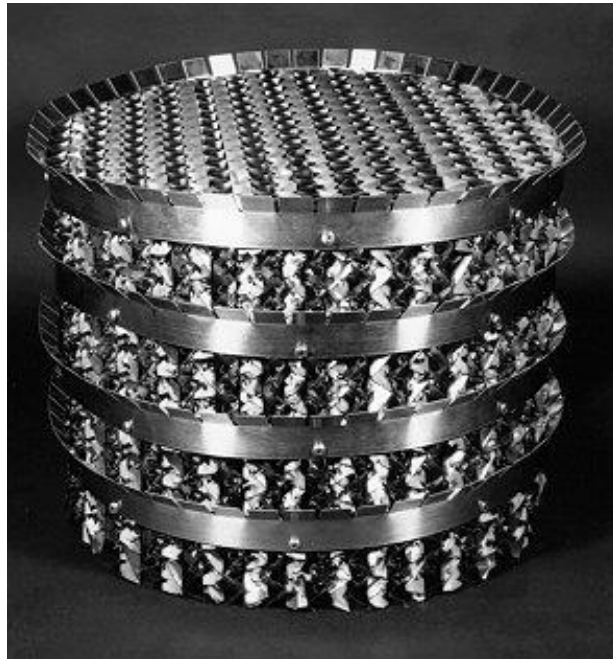
Hy-Pak

**NORTON**  
Norton Chemical Process  
Products Corporation





# Recheios estruturados





## Características de alguns tipos de recheios randômicos

$F_p$  : fator para a perda de carga e  $f_p$  coeficiente relacionado à transferência de massa (sistema  $NH_3$ -água)

Tipo	Material	Tamanho nominal, in	Densidade Bulk, lb/ft <sup>3</sup>	Área específica, ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup>	Porosidade	Fator de epacotamento $F_p$ $f_p$	
Anéis Raschig	Cerâmico	$\frac{1}{2}$	55	112	0,64	580	1,52
		1	42	58	0,74	155	1,36
		$1 \frac{1}{2}$	43	37	0,73	95	1,0
		2	41	28	0,74	65	0,92
Anéis Pall	Metal	1	30	63	0,94	56	1,54
		$1 \frac{1}{2}$	24	39	0,95	40	1,36
	Plástico	2	22	31	0,96	27	1,09
		1	5,5	63	0,90	55	1,36
Selas Berl	Cerâmica	$1 \frac{1}{2}$	4,8	39	0,91	40	1,18
		$\frac{1}{2}$	54	142	0,62	240	1,58
		1	45	76	0,68	110	1,36
		$1 \frac{1}{2}$	40	46	0,71	65	1,07
Selas Intalox®	Cerâmica	$\frac{1}{2}$	46	190	0,71	200	2,27
		1	42	78	0,73	92	1,54
		$1 \frac{1}{2}$	39	59	0,76	52	1,18
		2	38	36	0,76	40	1,0
Super Intalox®	Cerâmica	3	36	28	0,79	22	0,64
		1	—	—	—	60	1,54
IMTP®	Metal	2	—	—	—	30	1,0
		1	—	—	0,97	41	1,74
		$1 \frac{1}{2}$	—	—	0,98	24	1,37
Hy-Pak	Metal	2	—	—	0,98	18	1,19
		1	19	54	0,96	45	1,54
		$1 \frac{1}{2}$	—	—	—	29	1,36
		2	14	29	0,97	26	1,09

## Packing Factors for Column Packings

$F_p$



Packing Type	Material	Nominal Packing Size, in										
		1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	3	3 1/2
Hy-Pak	Metal						43			18		15
Super Intalox Saddles	Ceramic						60			30		
Super Intalox Saddles	Plastic						33			21		16
Pall Rings	Plastic				97		52		40	24	22	16
Pall Rings	Metal				70		48		33	20	37	16
Intalox Saddles	Ceramic	725	330	200		145	92		52	40		
Raschig Rings	Ceramic	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	32	
Raschig Rings	Metal, 1/32 in	700	390	300	170	155	115					
Raschig Rings	Metal, 1/16 in			410	290	220	137	110	83	57		
Berl Saddles	Ceramic	900		240		170	110		65	45		
Tellerettes	Plastic						38			19		
Mas Pac	Plastic									32		20
Quartz Rock										160		
Cross Partition	Ceramic										80	
Flexipac	Metal						33			22		16
Interlox	Metal						41			27		18
Chempak	Metal						29					

## Contato entre o gás e o líquido na coluna de recheio:

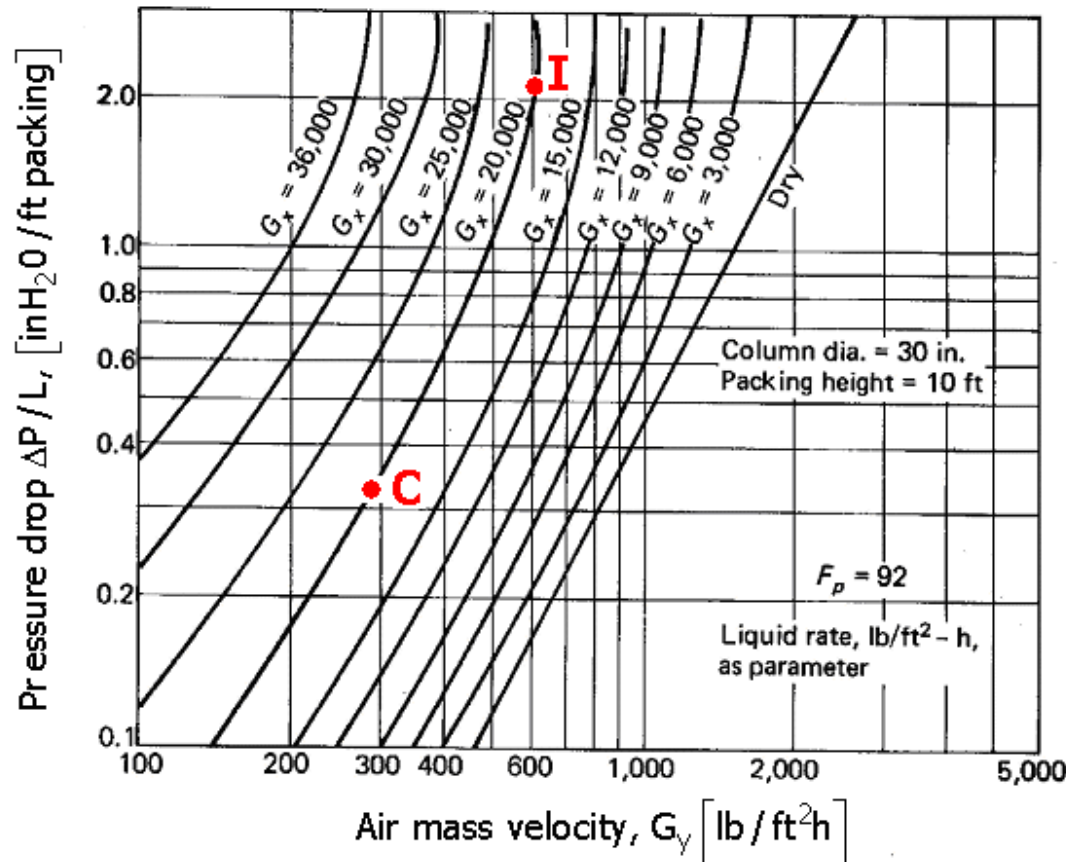
Definições preliminares:

$G_x$  = fluxo mássico de líquido na coluna ( $\text{lb}/\text{ft}^2 \text{ h}$ )

$G_y$  = fluxo mássico de gás na coluna ( $\text{lb}/\text{ft}^2 \text{ h}$ )

A figura a seguir mostra dados experimentais típicos de queda de pressão em função do fluxo de ar numa coluna de recheio.

$\log \frac{\Delta P}{L}$  versus  $\log(G_y)$  para valores de  $G_x$  para um tipo de recheio



Queda de pressão na coluna de recheio (selas Intalox de 1 in) para o sistema ar-água.

## Considerações sobre a figura anterior

### a) Recheio seco (Dry) ou $G_x=0$ :

$\log \frac{\Delta P}{L}$  vs.  $\log(G_y)$ : linha reta

Eq. de ERGUN (OP):

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150(1-\varepsilon)^2 \mu u_0}{\varepsilon^2 \phi^2 (d_p)^2} + \frac{1,75(1-\varepsilon) \rho_y (u_0)^2}{\varepsilon^3 \phi d_p}$$

Para:  $u_0$  = velocidade superficial do gás e  $\rho_y$  = densidade média do gás

### b) Recheio irrigado ou $G_x \neq 0$ :

i) A queda de pressão aumenta em relação ao recheio seco, para um mesmo valor de  $G_y$ , porque o líquido no interior da torre ocupa um determinado espaço destinado ao fluxo de gás;

ii) Para um certo fluxo de líquido  $G_x$  e valores moderados de  $G_y$  não se observa retenção de líquido na coluna, e a relação  $\log \frac{\Delta P}{L}$  vs.  $\log(G_y)$  é LINEAR e paralela a linha de recheio seco;

iii) Para um certo fluxo de líquido e valores maiores de  $G_y$  começa a se observar a certa retenção de líquido na coluna, nesse caso a relação  $\log \frac{\Delta P}{L}$  vs.  $\log(G_y)$  deixa de ser LINEAR.

Exatamente no ponto do diagrama onde a relação deixa de ser linear é denominado de **PONTO DE CARGA** (**loading point**) ponto **C** (**condição operacional desejável**);

iv) Para incrementos de fluxo de gás  $G_y$  (após o loading point) a queda de pressão aumenta rapidamente e as linhas de  $\log \frac{\Delta P}{L}$  vs.  $\log(G_y)$

são praticamente verticais (queda de pressão do gás; maior ou igual a 2 in de  $H_2O/ft$  de recheio);

v) Aumentando um pouco mais  $G_y$ , a quantidade de líquido acumulada no interior da coluna é tal que impede a passagem de gás e essa condição limite **INDESEJÁVEL** é denominada de velocidade de INUNDAÇÃO (**flooding point**), ponto **I** da figura;

## Considerações gerais sobre o contato gás-líquido em colunas de recheio:



Não é FÁCIL a identificação do diagrama  $\log \frac{\Delta P}{L}$  vs.  $\log(G_y)$  os pontos de carga (C) e de inundação (I). Mais o engenheiro tem que saber prever, a partir de diagramas ou correlações empíricas, as condições de INUNDAÇÃO da coluna.

A figura a seguir mostra um diagrama experimental para a determinação do fluxo de inundação da coluna.

Um diagrama largamente utilizado para determinar a queda e pressão em coluna recheada para absorção é mostrada na próxima figura. Nessa figura os adimensionais característicos da absorção gasosa são:

Abscissa:  $\frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}}$

Ordenada:  $\frac{(G_y)^2 F_p (\mu_x)^{0,1}}{g_c (\rho_x - \rho_y) \rho_y}$

As variáveis dos adimensionais devem (necessariamente) serem expressas em:

$G_x$  e  $G_y$ : fluxos de líquido e gás em lb/ft<sup>2</sup>s

$\mu_x$ : viscosidade do líquido em centiPoise

$\rho_x$  e  $\rho_y$ : densidades do líquido e gás em lb/ft<sup>3</sup>

$$g_c = 32,174 \frac{\text{lbf ft}}{\text{lb s}^2}$$

Para quedas de pressão ( $\Delta P/L$ ) maiores 1,5 in e H<sub>2</sub>O/ft de recheio a coluna DEVE estar da iminência ou muito próxima da condição de inundação. Pode-se utilizar também uma correlação empírica para calcular a queda de pressão na condição de inundação:

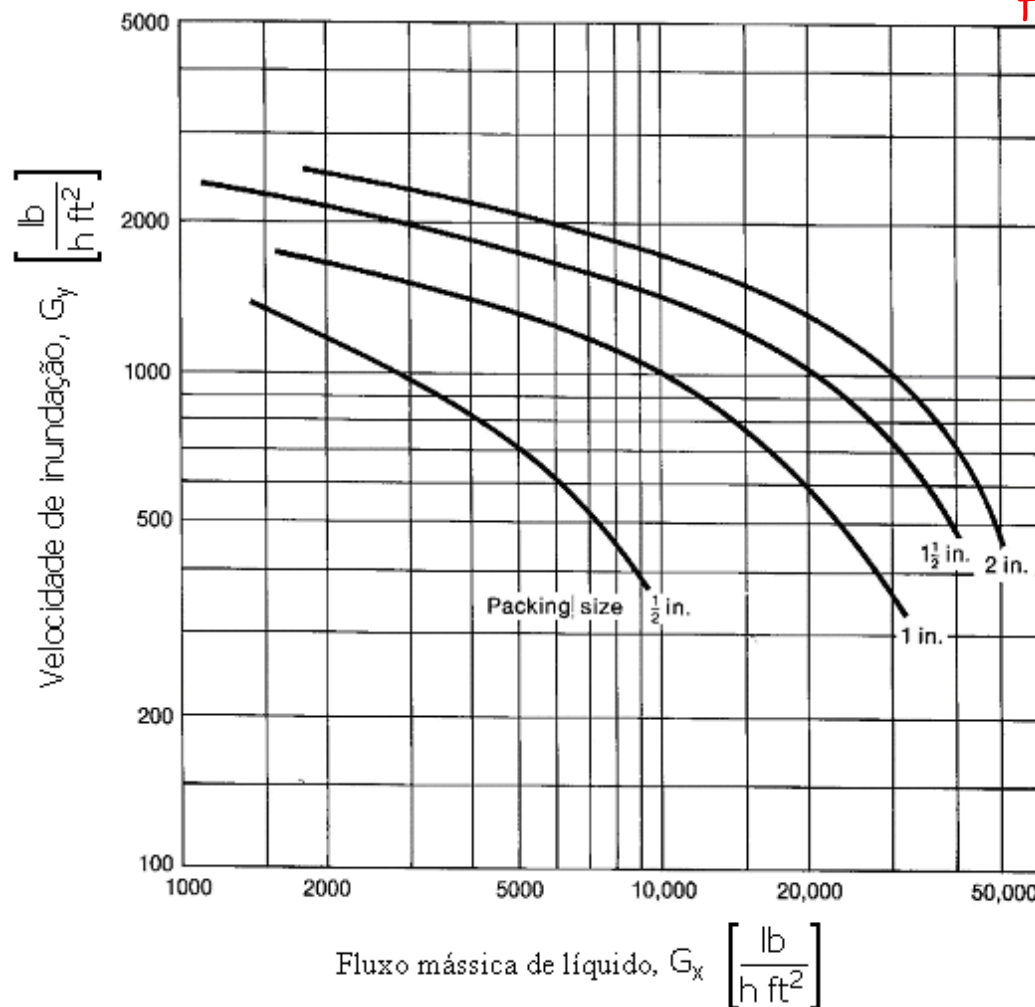
$$\Delta P_{\text{flood.}} = 0,115 (F_p)^{0,7} \left[ \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft recheio}} \right]$$

$$p / \quad 10 \leq F_p \leq 60$$

Para  $F_p > 60$ :

$$\frac{\Delta P}{L} = 2,0 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft recheio}}$$

coluna inundada

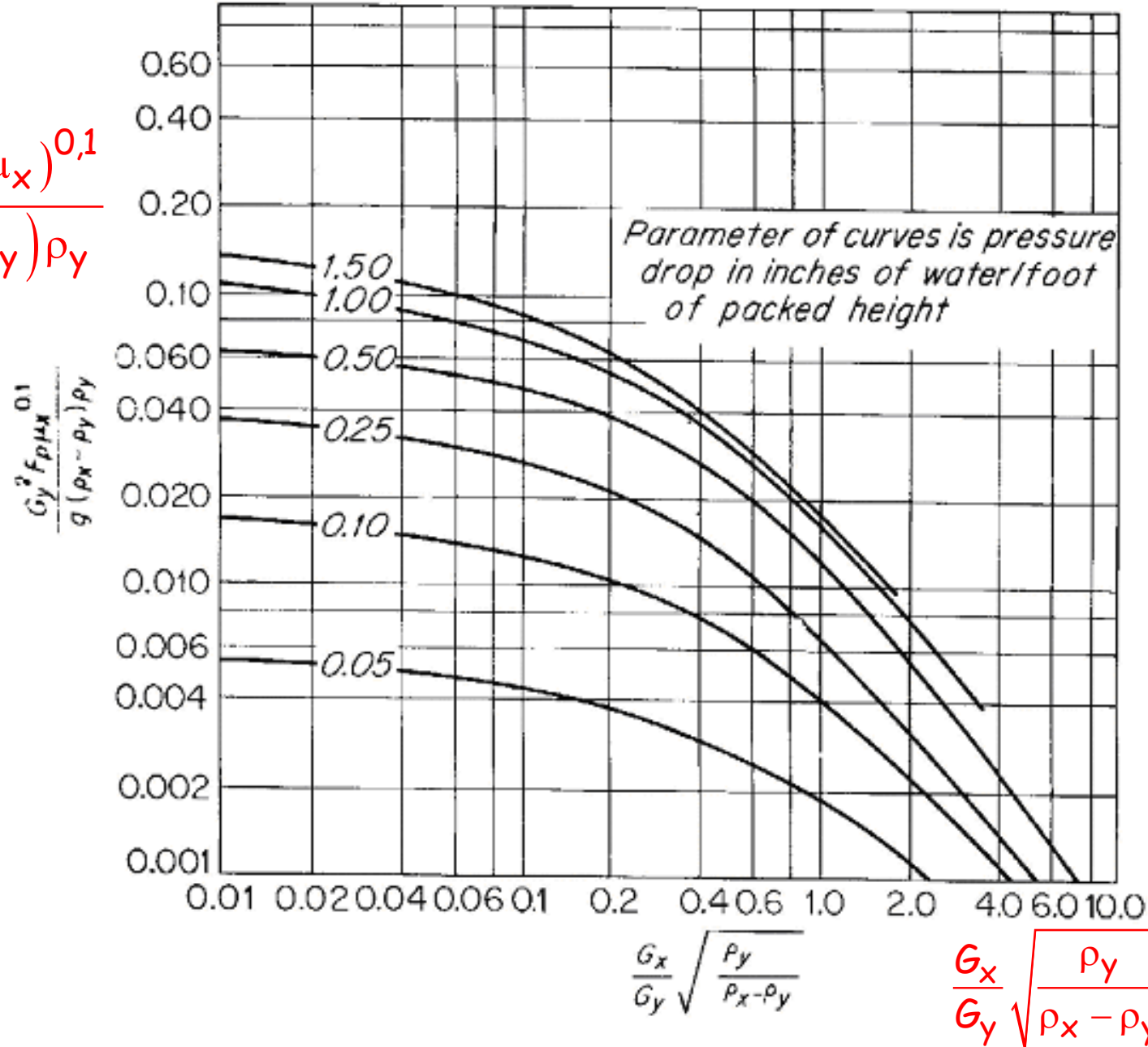


Fluxo de gás de inundação para selas Intalox© cerâmicas ( sistema ar-água).

# Diagrama genérico para o cálculo da queda de pressão em colunas recheadas.

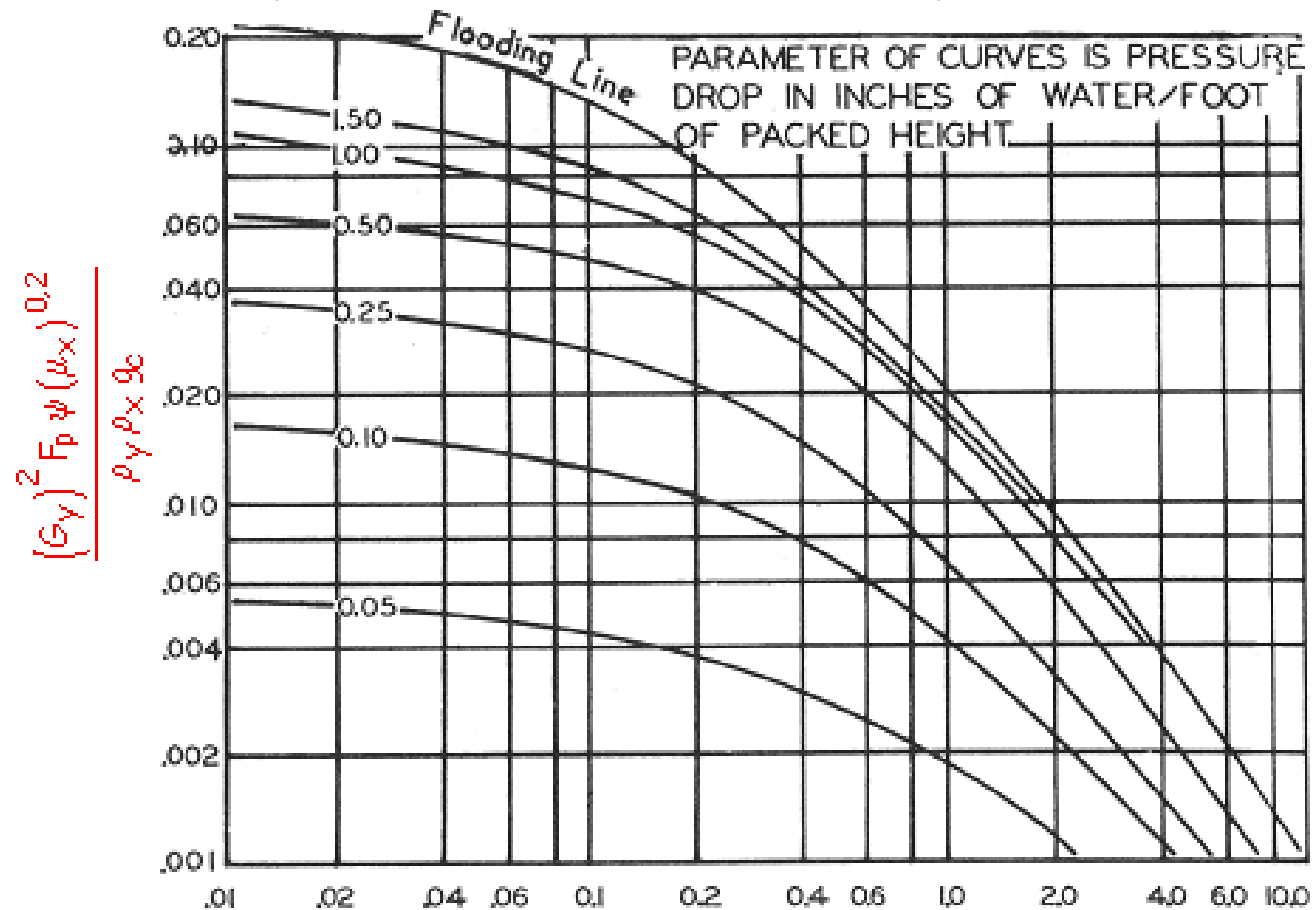


$$\frac{(G_y)^2 F_p (\mu_x)^{0.1}}{g_c (\rho_x - \rho_y) \rho_y}$$





## Diagrama genérico para o cálculo da queda de pressão em colunas recheadas.



$$\frac{G_x \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0.5}}{G_y (\rho_x)}$$

$$\psi = \frac{\rho_{\text{water}}}{\rho_x}$$

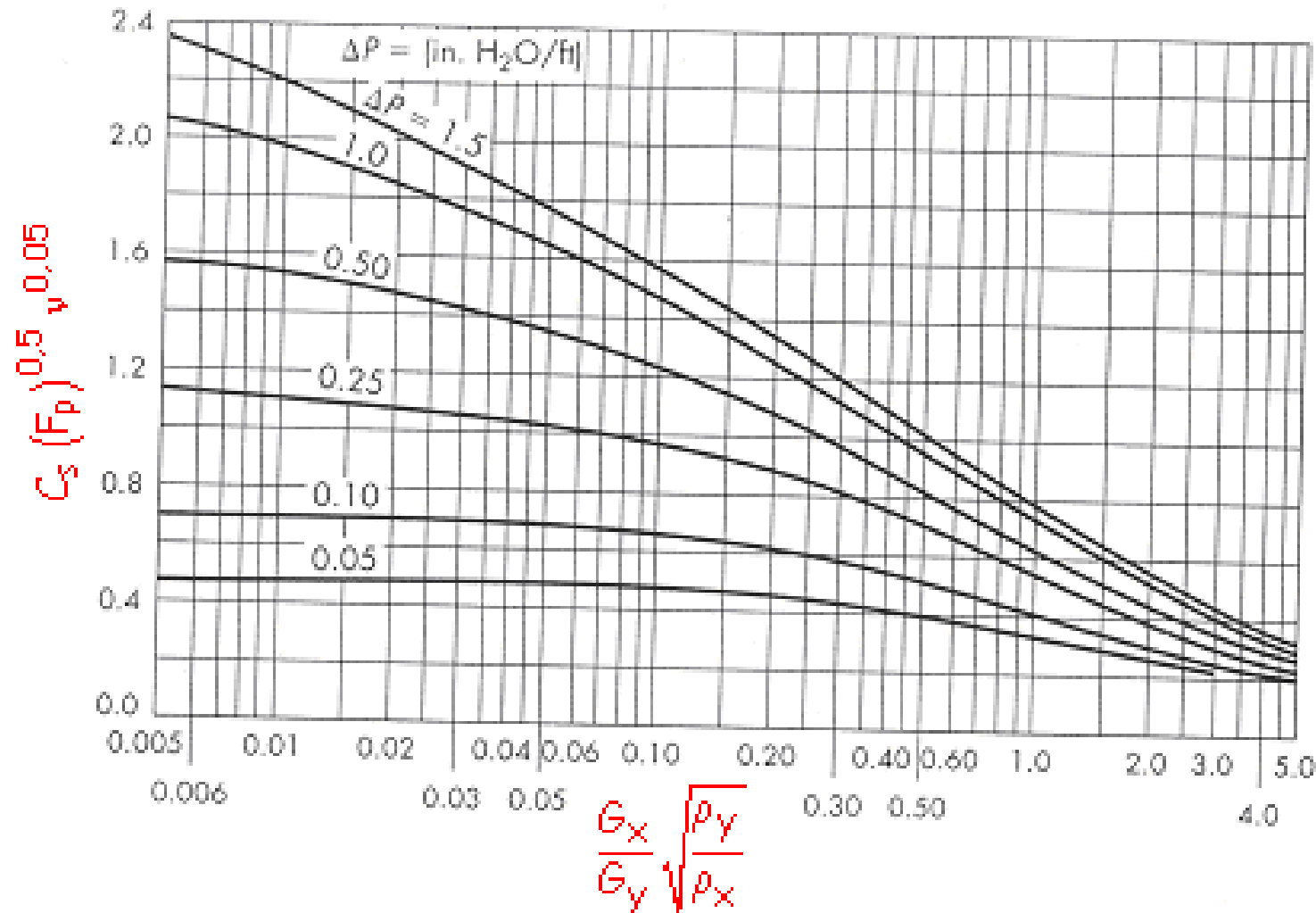
$G_x$  e  $G_y$  : fluxos de líquido e gás em lb/ft<sup>2</sup>s

$\mu_x$  : viscosidade do líquido em centiPoise

$\rho_x$  e  $\rho_y$  : densidades do líquido e gás em lb/ft<sup>3</sup>

$$g_c = 32,174 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}$$

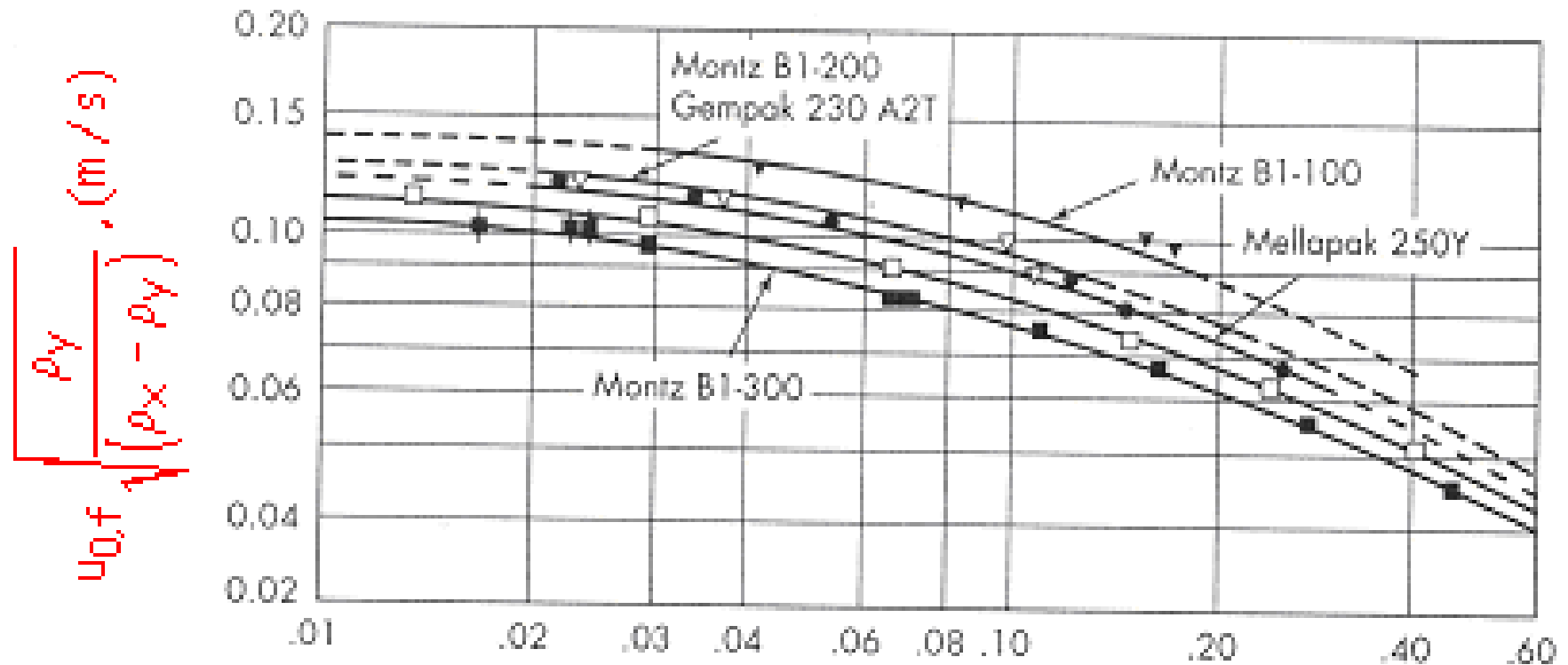
# Diagrama alternativo para o cálculo da queda de pressão em colunas recheadas (proposto por Strigle)



Factor Capacity:  $C_s = u_0 \sqrt{\frac{\rho_y}{(\rho_x - \rho_y)}}$

$u_0$  = velocidade superficial do gás em ft/seg.

# Velocidade de inundação para coluna com recheio estruturado



$u_{0,f}$  = velocidade de inundação em m/s  $\frac{G_x}{G_y} \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0.5}$

**Montz B1 MONTZ**



**Gempak KOCK-GLITSCH**



**Mellapak SULZER**



## Cálculo do diâmetro da coluna de recheio para Absorção ( $D_T$ )

O diagrama da Figura 7 também pode ser utilizado para calcular o diâmetro da coluna ( $D_T$ ) de recheio da seguinte forma:

Área da seção transversal da coluna:  $A_T = \frac{\pi(D_T)^2}{4}$

$$G_x = \frac{G'_x}{A_T} \quad \text{e} \quad G_y = \frac{G'_y}{A_T} \quad \text{assim,} \quad \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} = \frac{G'_x}{G'_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}}$$

com  $\frac{G'_x}{G'_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}}$  e a queda de pressão  $\frac{\Delta P}{L}$  obtém-se a ordenada  $\frac{(G'_y)^2 F_P (\mu_x)^{0,1}}{g_c (\rho_x - \rho_y) \rho_y}$

com as condições operacionais ( $F_P$ ,  $\mu_x$ ,  $\rho_x$  e  $\rho_y$ ) pode-se calcular  $G_y$  e depois:

$$A_T = \frac{G'_y}{G_y} = \frac{\pi(D_T)^2}{4} \quad \text{então: (diâmetro da coluna de recheio)} \quad D_T = \sqrt{\frac{4G'_y}{\pi G_y}}$$

**Exemplo 1:** Cálculo do diâmetro e queda de pressão para a coluna de absorção.

Uma torre de absorção com recheio constituído de selas Intalox® de 1 polegada (25,4 mm) é empregada para "limpar" 25000 ft<sup>3</sup> (708 m<sup>3</sup>) de gás por hora. O gás à entrada da coluna, à temperatura de 68°F (20°C) e a 1,0 atm, contém 2,0% (volume) de amônia. Água pura é utilizada como solvente absorvedor. A razão entre as taxas de gás e água é de 1,0 lb de gás para 1,0 lb de líquido. Calcular:

- (a) O diâmetro da coluna, para um fluxo de gás igual à metade da condição de inundação,
- (b) Qual a queda de pressão na coluna se o recheio tem 20 ft (6,1m) de altura.

**Solução:**

Cálculo do peso molecular médio do gás à entrada da coluna (98% de ar e 2% de NH<sub>3</sub>):  $PM_y = 29 \times 0,98 + 17 \times 0,02 = 28,76 \frac{\text{lb}}{\text{lb mol}}$

Constante dos gases ideais:  $R = 0,7302 \frac{\text{ft}^3 \times \text{atm}}{\text{lb mol} \times ^\circ\text{R}}$

então, a densidade media do gás é

$$\rho_y = \frac{PM_y \times P}{R \times T} = \frac{28,76 \frac{\text{lb}}{\text{lb mol}} \times 1,0 \text{ atm}}{0,7302 \frac{\text{ft}^3 \times \text{atm}}{\text{lb mol} \times ^\circ\text{R}} (528) ^\circ\text{R}} = 0,0746 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

(a) Utilizando a Figura 6 (selas Intalox® de 1 in), para  $\frac{G_x}{G_y} = \frac{G'_x}{G'_y} = 1$  temos:

$$(G_y)_{\text{flood}} \cong 1700 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ s}} \quad (\text{inundação}) \quad \text{ou} \quad (G_y)_{\text{flood}} \cong 0,472 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ s}}$$

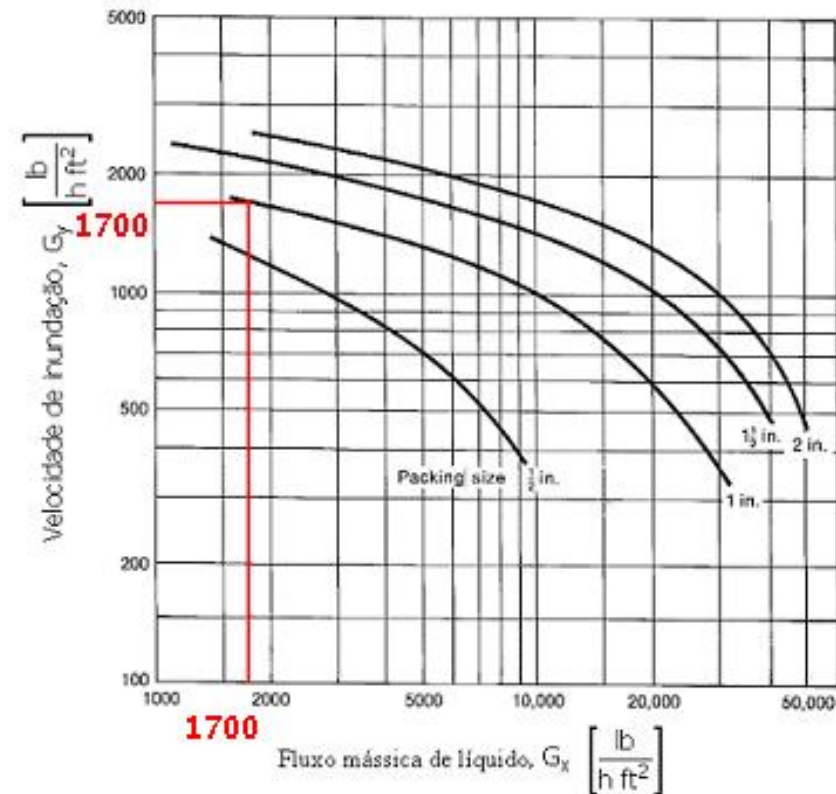
$$\text{A coluna deve operar com: } (G_y)_{\text{op}} = \frac{(G_y)_{\text{flood}}}{2} = \frac{0,472}{2} = 0,236 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ s}}$$

$$\text{A taxa mássica total de gás é: } G'_y = 25000 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}} \times \frac{1}{3600} \frac{\text{h}}{\text{s}} \times 0,0746 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 0,518 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

$$\text{Área} = \frac{G'_y}{G_y} = \frac{0,518 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{0,236 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ s}}} = \frac{\pi(D_T)^2}{4} = 2,19 \text{ ft}^2$$



$$D_T = 1,67 \text{ ft (509 mm)}$$



(b) Cálculo de  $\frac{\Delta P}{L}$ , sabe-se que:

$$(G_Y)_{op} = \frac{(G_Y)_{flood}}{2} = \frac{1700}{2} = 850 \frac{lb}{ft^2 h} = G_x$$

Propriedades físicas adicionais (água):

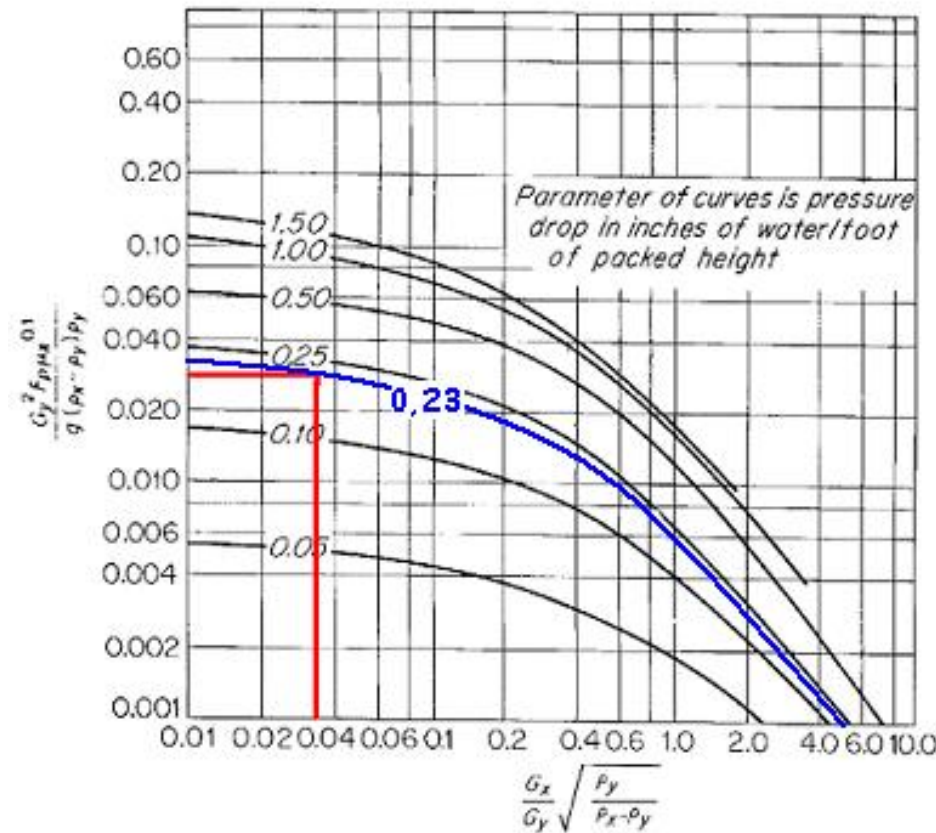
$$\frac{G_x}{G_y} = 1,0 \quad g_c = 32,174 \frac{ft \times lb}{lb \times s^2}$$
$$\rho_x = 62,3 \frac{lb}{ft^3} \quad \mu_x = 1 \text{ cPoise}$$

$$\text{Abscissa: } \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} = 1 \times \sqrt{\frac{0,07465}{62,3 - 0,0746}} = 0,0346$$

$$\text{Ordenada: } \frac{(G_y)^2 F_P (\mu_x)^{0,1}}{g_c (\rho_x - \rho_y) \rho_y} = \frac{(0,236)^2 \times 92 \times 1^{0,1}}{32,174 \times (62,3 - 0,0746) \times 0,0746} = 0,0343$$

$$\text{Intersecção do gráfico da Figura 7: } \frac{\Delta P}{L} = 0,23 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft de recheio}} \text{ (interpolação)}$$

$$\text{Queda pressão coluna: } \Delta P = 0,23 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft de recheio}} \times 20 \text{ ft de recheio} = 4,6 \text{ in H}_2\text{O}$$



(valor utilizado para o cálculo da potência do soprador)  $P(CV) = \frac{Q(m^3 / s) \Delta P(mm H_2O)}{75 \eta}$

onde  $\eta$  = eficiência do conjunto motor-soprador

para  $\eta = 70\%$  e  $\Delta P = 4,6 in H_2O$  então:  $P(CV) = \frac{\left(708 \frac{m^3}{h} \times \frac{1h}{3600s}\right) \left(4,6 in \times \frac{25,4 mm}{in}\right)}{75 \times 0,70}$

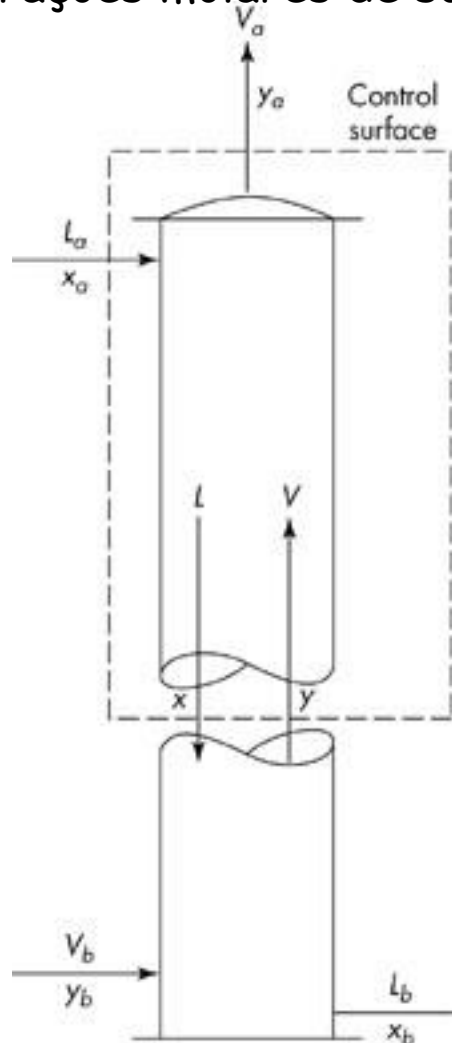
ou  $P(CV) = 0,43 CV$  ou soprador de  $\frac{1}{2} CV$ .



Definições preliminares:

$V$  e  $L$ : taxas molares de gás e líquido num determinado ponto (mesma posição) no interior da coluna, respectivamente.

$y$  e  $x$ : frações molares de soluto (A) no gás e líquido no mesmo ponto citado anteriormente.



Balanco material global no volume de controle:

$$L_a + V = L + V_a \quad (1)$$

Balanco material global para o componente A (soluto) no volume de controle:

$$L_a x_a + V y = L x + V_a y_a \quad (2)$$

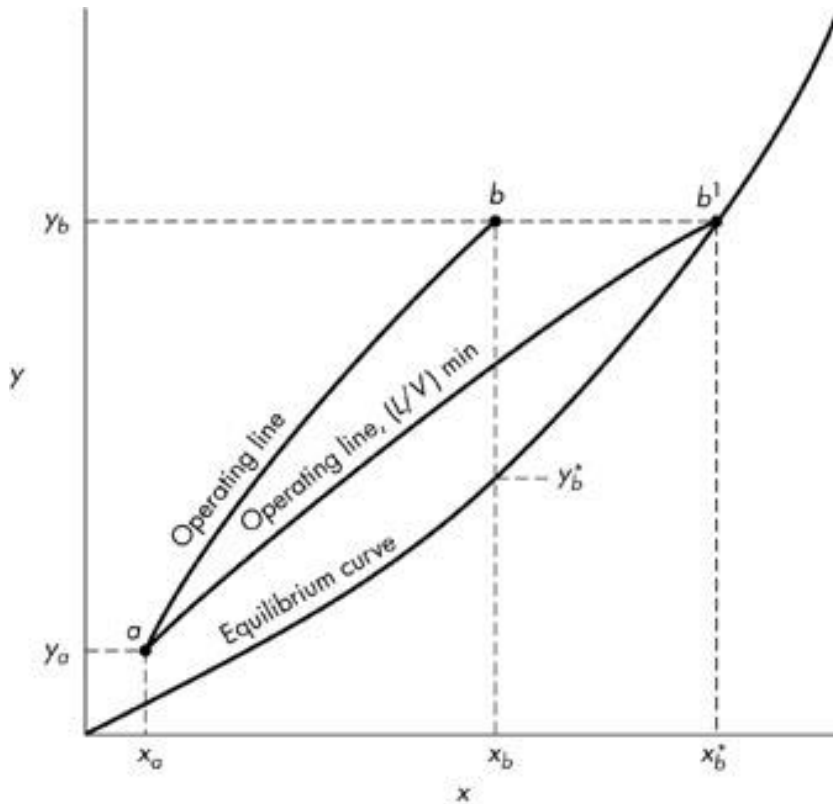
Explicitando  $y$  na Eq. (2), temos a Linha de Operação para absorção em coluna de recheio:

$$y = \frac{L}{V} x + \frac{V_a y_a - L_a x_a}{V} \quad (3)$$

Na Eq. (3)  $x$  e  $y$  representar a composição *bulk* das fases em contato. Naturalmente, em problemas reais tem-se que rigorosamente:  $V$ ,  $L$ ,  $x$  e  $y$  depende da posição no interior da coluna.

Condição limite para razão gás-líquido na coluna de recheio:  $L_{\min}$ .

Para a determinada taxa de gás à entrada ( $V_b$ ), qual a menor taxa molar de líquido à entrada da coluna ( $L_a$ ).



Para sistema diluídos:  $\frac{L}{V} \cong \text{constante}$ , ou Linha de Operação LINEAR

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\text{op.}} = \frac{y_b - y_a}{x_b - x_a} \quad (4)$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\text{min.}} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} \quad \text{ou} \quad L_{\text{min.}} = V \left( \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} \right) \quad (5)$$

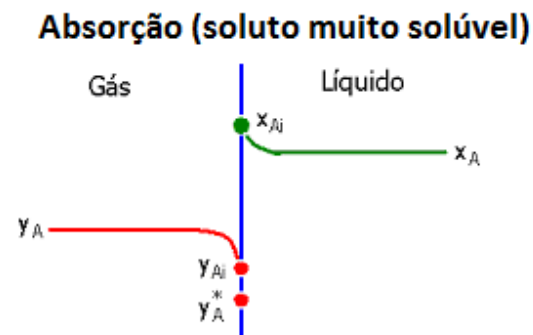
Na condição de taxa MÍNIMA de líquido na coluna de absorção, o líquido absorvedor encontra-se saturado (equilíbrio com o gás) na base da coluna.

## Taxa de Absorção

Princípios da transferência de massa entre as fases na interface gás-líquido (teoria do duplo filme) para a destilação e absorção gasosa é representada nas figuras a seguir:



A = componente mais volátil



A = soluto muito solúvel

### Soluto muito solúvel ????

Inclinação "local" da relação de equilíbrio  $\underline{m}$  ou  $\underline{H}$  assume um valor muito **PEQUENO** o que vale dizer mesmo para um gás diluído que:

$$\uparrow x = \frac{y}{m \downarrow}$$

para  $m \downarrow$  teremos para  $y \downarrow$  (gás diluído)  $\Rightarrow x \uparrow$



A taxa molar de ABSORÇÃO na coluna por unidade de volume, da teoria de duplo filme, é dada pelas seguintes relações:

$$r = k_y a (y_A - y_{Ai}) \quad (6)$$

$$r = k_x a (x_{Ai} - x_A) \quad (7)$$

$$r = K_y a (y_A - y_A^*) = K_x a (x_A^* - x_A) \quad (8)$$

$x_A$  e  $x_{Ai}$  = fração molar do soluto no líquido *bulk* e na interface, respectivamente

$y_A$  e  $y_{Ai}$  = fração molar do soluto no gás *bulk* e na interface, respectivamente

$a$  = área interfacial específica (por unidade de volume), que é uma característica do tipo de recheio [ $\text{ft}^2/\text{ft}^3$  de recheio];

$x_A^*$  e  $y_A^*$  = fração molar do soluto em equilíbrio nas fases

$k_y$  e  $k_x$  : coeficientes **individuais** ou peliculares molares de transferência de massa, nas fases gasosa e líquida, respectivamente  $\left[ \frac{\text{lb mol}}{\text{h ft}^2} \right]$  ou  $\left[ \frac{\text{kg mol}}{\text{s m}^2} \right]$  ;

$K_y$  e  $K_x$  : coeficientes **globais** molares de transferência de massa, nas fases gasosa e líquida, respectivamente  $\left[ \frac{\text{lb mol}}{\text{h ft}^2} \right]$  ou  $\left[ \frac{\text{kg mol}}{\text{s m}^2} \right]$  .

Unidades de  $r$  (taxa molar de absorção por unidade de volume)

$$r = \left[ \frac{\text{lb mol}}{\text{h ft}^2} \times \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}^3} \underbrace{(\text{a dimensional})}_{\text{fração molar}} \right] \equiv \frac{\text{lb mol}}{\text{h ft}^3}$$

A composição do soluto na interface  $(x_i, y_i)$  pode ser obtida, a partir da Linha do Operação, e das Eqs. (6) e (7):

$$\frac{y - y_i}{x_i - x} = \frac{k_x a}{k_y a} \quad (9)$$

Obs: para calcular as composições na interface precisamos do conhecimento dos coeficientes peliculares na fase líquida e gasosa, como mostra a figura a seguir.

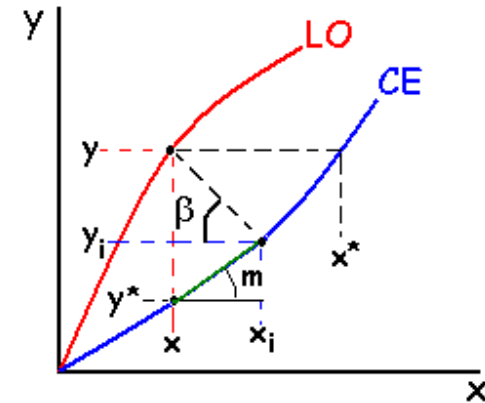


$x$  e  $y \equiv$  coordenadas da Linha de Operação

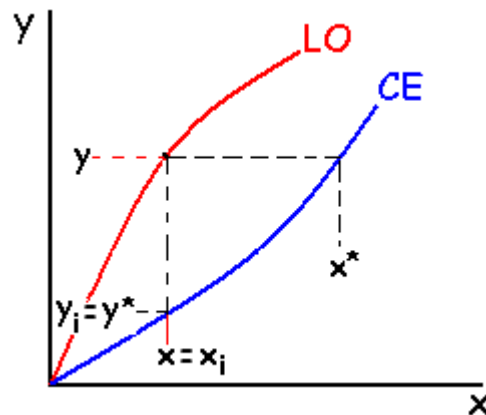
inação "local" da linha de equilíbrio ( $y^* = mx + b$ ) para o to com coordenadas  $(x, y)$  e  $(x_i, y_i)$ :

$$m = \frac{y_i - y^*}{x_i - x}$$

$$\tau g(\beta) = \frac{y - y_i}{x - x_i} = - \frac{y - y_i}{x_i - x} = - \frac{k_x a}{k_y a}$$



Ex:  $k_x a = 10^5 (k_y a) \rightarrow$  (soluto muito solúvel no líquido)  $\frac{y - y_i}{x_i - x} = 10^5 \cong \infty \quad x_i \cong x$   
ou  $y_i \cong y^*$



Gás saturado na interface ( $y_i = y^*$ ) ou negligenciável a resistência à TM na fase líquida ( $x = x_i$ )

O exemplo (situação desejável): máxima força motriz na fase gasosa ( $y - y^*$ )

O força motriz na Absorção Gasosa é:  $y - y^*$  (linhas verticais no diagrama  $y$  vs.  $x$ ). Os Coeficientes Globais molares de transferência de massa são determinados conhecendo-se os coeficientes locais ou individuais e a inclinação "local" da curva de equilíbrio ( $m$ ):

Reescrevendo a Eq. (8), teremos:

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{(y - y^*)}{r} = \frac{(y - y_i)}{r} + \frac{(y_i - y^*)}{r} \quad (10)$$

Subst. as Eqs. (6) e (7) na Eq. (10):

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{(y - y_i)}{k_y a (y - y_i)} + \frac{(y_i - y^*)}{k_x a (x_i - x)} \quad (11)$$

Observar que a inclinação local Linha de Equilíbrio é dada por (ver figura anterior)

$$m = \frac{y_i - y^*}{x_i - x} \quad (12)$$

Dessa forma teremos:

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a} \quad (13)$$

Similarmente (fase líquida):

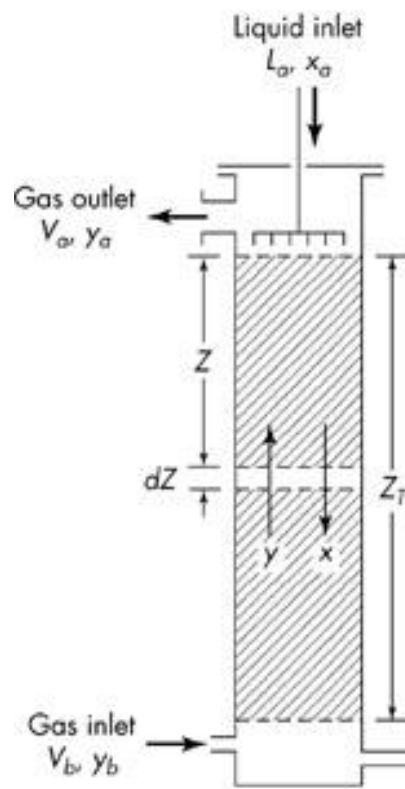
$$\frac{1}{K_x a} = \frac{1}{k_x a} + \frac{1}{m k_y a} \quad (14)$$

Obs: Sistemas de absorção com elevada solubilidade:  $k_x a$  elevado ou  $m$  pequeno

$$\frac{1}{K_y a} \approx \frac{1}{k_y a}$$

## Cálculo da altura da torre ou coluna de absorção ( $Z_T$ )

No projeto de uma coluna para a absorção gasosa pode-se empregar qualquer uma das quatro (4) equações para o cálculo da taxa molar de absorção, entretanto é bastante usual a utilização do coeficiente global gasoso volumétrico ( $K_y a$ ). Efetuando o balanço material diferencial na coluna da figura a seguir, de seção transversal  $S$ , altura diferencial  $dZ$  e volume diferencial  $SdZ$ , negligenciando a variação da taxa molar de gás  $V$  ao longo da seção (sistemas diluídos), teremos:



$$-Vdy = \underbrace{K_y a (y - y^*) S dZ}_{\text{taxa molar de soluto do seio do gás para a interface gás-líquido em equilíbrio}} \quad (15)$$

taxa molar de soluto removida do gás

A Eq. (15) pode ser rearranjada, para  $K_y a$ ,  $V$  e  $S$  constantes:

$$\frac{K_y a S}{V} \int_0^{Z_T} dZ = \frac{K_y a S Z_T}{V} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(y - y^*)} \quad \text{ou}$$

$$Z_T = \frac{V}{K_y a S} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(y - y^*)} \quad (16)$$

A integral da Eq. (16) pode ser calculada diretamente (analiticamente) ou determinada numericamente.



## Unidades de Transferência

$$Z_T = \frac{\overset{\text{HTU}}{V/S}}{\underset{\text{NTU}}{K_y a} \int_a^b \frac{dy}{(y - y^*)}} \quad (17)$$

A Eq. (16) pode ser reescrita:

Número de unidades de transferência (NTU):  $N_{Oy} = \int_a^b \frac{dy}{(y - y^*)}$ , a integral da Eq. (17); que fisicamente representa a mudança da composição do gás na coluna (dy) dividido pela força motriz média na coluna ou seja:  $N_{Oy} = (y_b - y_a) / (y - y^*)_{\text{média}}$

O subscrito Oy denota que a força motriz é global (O) e na fase gasosa (y).

Altura da unidade de transferência (HTU):  $H_{Oy} = \frac{V/S}{K_y a}$ , a outra parte da Eq. (17) que tem a dimensão de comprimento.

$$Z_T = N_{Oy} \times H_{Oy} \quad (18)$$

Como determinar  $N_{Oy}$  e  $H_{Oy}$  ???

$N_{Oy}$  → Diagrama  $y^*$  vs.  $x$ , Linha Operação e Recuperação desejada.

$H_{Oy}$  → Condições operacionais + correlações para transferência de massa ou diagramas/figuras, usualmente disponíveis para recheios e sistemas mais comuns

Relação entre o Número de Unidades de Transferência (**NTU**) e Número Teórico de Pratos (**NTP**≡**N**)

**NTU = NTP**, quando as Linhas de Operação e Equilíbrio forem lineares e paralelas, nesse caso:

$$N = N_{Oy} = \frac{y_b - y_a}{y - y^*} \quad [\text{Figura 13 (a)}] \quad (19)$$

**NTU > NTP**, quando as Linhas de Operação e Equilíbrio forem lineares e divergentes [Figura 13(b)] ou seja, a inclinação da LO for maior que da LE.

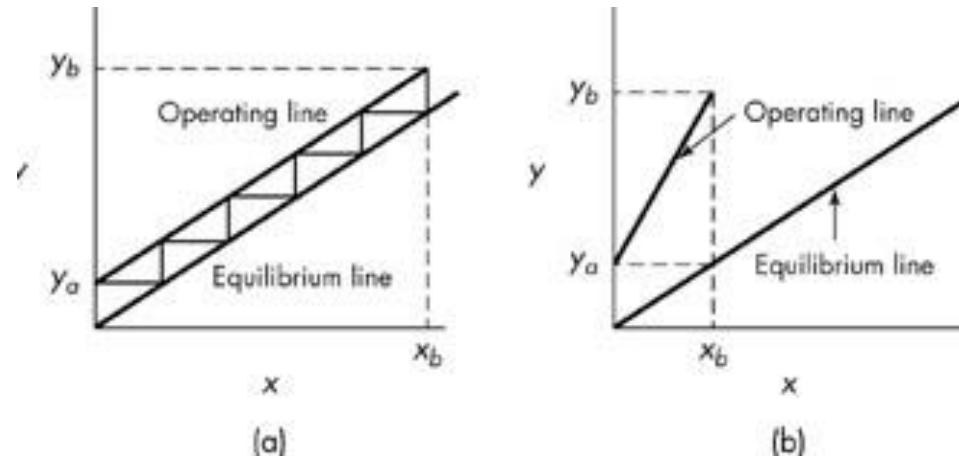


Figura 13– Relação entre **NTU** e **NTP**.

$$NTU \equiv N_{Oy} = \frac{Y_b - Y_a}{(\Delta Y)_{ML}} = \frac{Y_b - Y_a}{\frac{(Y_b - Y_b^*) - (Y_a - Y_a^*)}{\ln \left[ \frac{(Y_b - Y_b^*)}{(Y_a - Y_a^*)} \right]}} > NTP \equiv \frac{\ln \left[ \frac{(Y_b - Y_b^*)}{(Y_a - Y_a^*)} \right]}{\ln \left[ \frac{(Y_b - Y_a)}{(Y_b^* - Y_a^*)} \right]} \quad (20)$$

Obs: Substituir alguns valores para fazer a verificação:

Exemplo:  $x_a = 0 \rightarrow y_a^* = 0$  recuperação:  $y_b = 0,03 \rightarrow y_a = 0,001$

Relação de equilíbrio:  $y^* = 0,9x$  e  $x_b = 0,01$ , o que vale dizer  $y_b^* = 0,009$

$$\text{Assim, } NTU \equiv N_{Oy} = \frac{0,03 - 0,001}{\frac{(0,03 - 0,009) - (0,001 - 0)}{\ln \left[ \frac{(0,03 - 0,009)}{(0,001 - 0)} \right]}} = 4,41$$

$$NTP \equiv \frac{\ln \left[ \frac{(0,03 - 0,009)}{(0,001 - 0)} \right]}{\ln \left[ \frac{(0,03 - 0,001)}{(0,009 - 0)} \right]} = 2,60$$

$$\Rightarrow NTU > NTP$$

Quando as Linhas de Operação e Equilíbrio forem **LINEARES**, o Número de Unidades de Transferência é o quociente entre a variação de composição do gás e a diferença média logarítmica na fase gasosa:

$$N_{Oy} = \frac{Y_b - Y_a}{(\Delta Y)_{ML}} \quad (21)$$

$$(\Delta Y)_{ML} = \frac{(Y_b - Y_b^*) - (Y_a - Y_a^*)}{\ln \left[ \frac{(Y_b - Y_b^*)}{(Y_a - Y_a^*)} \right]} \quad (22)$$

A equação correspondente a Eq. (21), para a fase líquida é:

$$N_{Ox} = \frac{x_b - x_a}{(\Delta x)_{ML}}$$

Quando o líquido absorvedor estiver isento de soluto, i.e.  $x_a = 0$  e  $y_a^* = 0$ , expressão alternativa que utiliza o fator de absorção  $A = \frac{L}{mV}$  pode ser utilizada:

$$N_{Oy} = \frac{A}{A-1} \ln \left[ \frac{(Y_b/Y_a)(A-1) + 1}{A} \right]$$

A equação correspondente a Eq. (24) para o caso de *STRIPPING* (limpeza do líquido) para o gás livre de soluto que utiliza o fator de stripping  $S = \frac{mV}{L}$ , teremos:

$$N_{Ox} = \frac{S}{S-1} \ln \left[ \frac{(x_a/x_b)(S-1)+1}{S} \right] \quad (25)$$

A altura da coluna de recheio para pode ser calculada empregando 4 equações:

"Filme" líquido  $Z_T = H_x N_x$  para  $H_x = \frac{L/S}{k_x a}$  e  $N_x = \int \frac{dx}{(x_i - x)}$  (26)

"Filme" gasoso  $Z_T = H_y N_y$  para  $H_y = \frac{V/S}{k_y a}$  e  $N_y = \int \frac{dy}{(y - y_i)}$  (27)

Gás global  $Z_T = H_{Oy} N_{Oy}$  para  $H_{Oy} = \frac{V/S}{K_y a}$  e  $N_{Oy} = \int \frac{dy}{(y - y^*)}$  (28)

Líquido global  $Z_T = H_{Ox} N_{Ox}$  para  $H_{Ox} = \frac{L/S}{K_x a}$  e  $N_{Ox} = \int \frac{dx}{(x^* - x)}$  (29)

## Formas alternativas para os coeficientes de transferência de massa:



Os coeficientes de transferência de massa no filme gasoso reportado na literatura podem ser expressos utilizando como força motriz a **diferença de pressão parcial do soluto** no lugar da **fração molar de soluto no gás**. Reescrevendo os coeficientes no gás, teremos:

$$k_g a = \frac{k_y a}{P} \quad \text{e} \quad K_g a = \frac{K_y a}{P} \quad (30) \quad \begin{cases} r = N_A = k_g a (p_A - p_{Ai}) \\ r = N_A = k_y a (y_A - y_{Ai}) \end{cases} \quad \text{e} \quad p_A = y_A P$$

onde  $P$  = pressão operação coluna. Unidades usuais para  $k_g a$  e  $K_g a \equiv \left[ \frac{\text{lbmol}}{\text{h ft}^3 \text{ atm}} \right]$

Similarmente para o filme líquido pode-se expressar os coeficientes de TM, empregando a diferença de **concentração volumétrica do soluto** no lugar da **fração molar de soluto no líquido**. Reescrevendo os coeficientes na fase líquida, teremos:

$$k_L a = \frac{k_x a}{\rho_{Mx}} \quad \text{e} \quad K_L a = \frac{K_x a}{\rho_{Mx}} \quad (31) \quad \begin{cases} r = N_A = k_L a (c_{Ai} - c_A) \\ r = N_A = k_x a (x_{Ai} - x_A) \end{cases} \quad \text{e} \quad c_A = x_A \rho_{Mx}$$

onde  $\rho_{Mx}$  = densidade molar do líquido ( $\text{kmol}/\text{m}^3$  ou  $\text{lbmol}/\text{ft}^3$ ). Unidades usuais:

$$k_L a \text{ e } K_L a \equiv \left[ \frac{\text{lbmol}}{\text{h ft}^3 \left( \frac{\text{lb mol}}{\text{ft}^3} \right)} \text{ ou } \text{h}^{-1} \right]$$



Substituindo  $V/S$  (fluxo molar de gás) por  $G_M = \frac{G_y}{M}$ , nas Eqs. (26) e (28) e  $L/S$  (fluxo molar de líquido) por  $L_M = \frac{G_x}{M}$ , nas Eqs. (27) e (29), Podemos reescrever as alturas de unidade de transferência, considerando  $M\rho_M = \rho_x$

Cuidado com a nomenclatura:

$V$  = taxa molar de gás     $\dot{G}_y$  = taxa mássica de gás     $G_y$  = fluxo mássico de gás  
 $G_M$  = fluxo molar de gás

$$H_y = \frac{V/S}{k_y a} = \frac{G_M}{k_g a P} \quad \text{e} \quad H_{Oy} = \frac{V/S}{K_y a} = \frac{G_M}{K_g a P} \quad (32)$$

$$H_x = \frac{L/S}{k_x a} = \frac{L_M}{k_L a \rho_M} = \frac{G_x/M}{k_L a \rho_M} = \frac{G_x/\rho_x}{k_L a} \quad \text{e} \quad H_{Ox} = \frac{L/S}{K_x a} = \frac{G_x/\rho_x}{K_L a} \quad (33)$$

$G_y$  = fluxo mássico de gás     $G_x$  = fluxo mássico de líquido     $[kg/m^2 h \text{ ou } lb/ft^2 h]$

$G_M$  = fluxo molar de gás na coluna     $[kgmol/m^2 h \text{ ou } lbmol/ft^2 h]$

$L_M$  = fluxo molar de líquido na coluna     $[kgmol/m^2 h \text{ ou } lbmol/ft^2 h]$

$\rho_x$  = densidade do líquido     $[kg/m^3 \text{ ou } lb/ft^3]$

Reescrevendo a Eq. (14), considerando as Eqs. (32) e (33), teremos:

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a} \quad \text{ou} \quad \underbrace{\frac{G_M}{K_y a}}_{H_{Oy}} = \underbrace{\frac{G_M}{k_y a}}_{H_y} + \underbrace{\frac{m G_M}{k_x a} \times \frac{L_M}{L_M}}_{m \frac{G_M}{L_M} H_x} \quad \text{ou ainda} \quad H_{Oy} = H_y + m \frac{G_M}{L_M} H_x \quad (34)$$

Importante: em muito problemas de OP3, conhecemos  $H_y$  e  $H_x$  ou essas alturas podem estimadas por correlações. Assim a altura da coluna de recheio  $Z_T$  pode ser calculada por:  $Z_T = H_{Oy} N_{Oy}$  e precisamos das variáveis:  $m$ ,  $G_M$ ,  $L_M$ , e  $N_{Oy}$

**Exemplo:** Uma coluna de absorção com área de seção transversal de  $0,29 \text{ m}^2$ , contendo anéis de Raschig de  $\frac{1}{2} \text{ in}$  é utilizada na recuperação de amônia de uma corrente de ar. A coluna, que opera a  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  e  $1,0 \text{ atm}$ , recebe uma mistura ar-amônia (massa molar de  $29 \text{ g/mol}$ ) com fração molar de  $0,005$  de amônia a uma vazão de  $20 \text{ mol/h}$ . O gás estabelece contato com uma corrente de água cuja vazão é de  $20 \text{ mol/h}$ . Nas condições praticadas, considerando o recheio e o sistema ar-amônia sob pressão atmosférica, a altura de uma unidade de transferência (HTU) é dada por:

$$H_{Oy} = 0,35 G^{0,1} L^{-0,39} \quad \text{para} \quad H_{Oy} [\text{metros}] \text{ e } G \text{ e } L \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ h}} \right]$$

A relação de equilíbrio é dada por:  $p = 1,12 x$ , sendo  $p$  a pressão parcial de amônia no ar e  $x$  é fração molar de amônia na fase líquida. Considerar  $L$  e  $G$  constantes ao longo da coluna. Supondo o processo controlado pela etapa de transferência de massa no filme gasoso e desejando um percentual de recuperação de  $75\%$ , calcule a altura da coluna para uma operação com fluxos contracorrentes.

Lembre-se que o número de unidades de transferência (NTU) é calculado pela expressão:

$$N_{Oy} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(y - y^*)}$$

em que  $y$  é fração molar de amônia na fase gasosa e  $y^*$  é a fração molar de amônia em equilíbrio com a fase líquida.

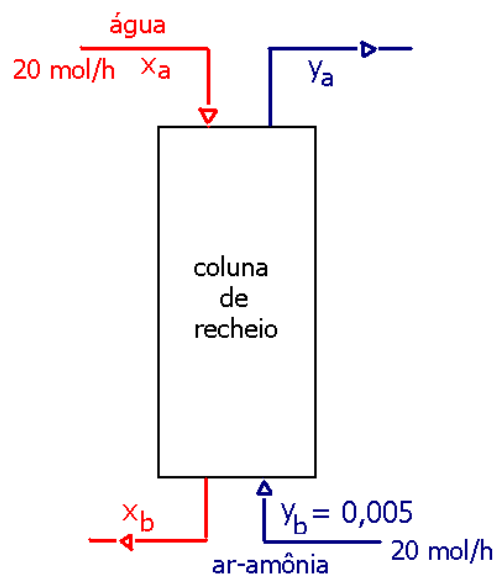
## Solução:

Altura da coluna:  $Z_T = N_{Oy} \times H_{Oy}$

Cálculos dos fluxos mássicos de gás (G) e de líquido (L) na coluna de recheio:

$$L = \frac{20 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \times 18 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{mol}}}{0,29 \text{ m}^2} = 1,24 \frac{\text{kg}}{\text{h m}^2}$$

$$G = \frac{20 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \times 29 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{mol}}}{0,29 \text{ m}^2} = 2 \frac{\text{kg}}{\text{h m}^2}$$



Cálculo da Altura de Unidade de Transferência : ( $H_{Oy}$ )

$$H_{Oy} = 0,35 G^{0,1} L^{-0,39} = 0,35 (2)^{0,1} (1,24)^{-0,39} = 0,345 \text{ m}$$

Linha de Operação para Absorção:  $y = \frac{L}{V} x + \frac{V_a y_a - L_a x_a}{V}$

ou para sistema diluído (  $V_a \cong V$  e  $L_a \cong L$  ) e para  $L=V$ , teremos:

$$y = \frac{L}{V} x + \frac{V y_a - L x_a}{V} = x + y_a - x_a \quad (1)$$

$x_a = 0$  (água pura)

Cálculo de  $y_a$ ??

Recuperação de 75% :  $\frac{y_b - y_a}{y_b} = 0,75$  ou  $y_a = y_b - 0,75y_b = 0,005 - 0,75 \times 0,005$

$$y_a = 1,25 \cdot 10^{-3} \quad \text{Substituindo } y_a \text{ na Eq. (1), teremos: } x = y - 1,25 \cdot 10^{-3} \quad (2)$$

Relação de equilíbrio:  $p = 1,12x$  e  $p = y^*P$  (gás IDEAL), como  $P = 1,0$  atm então:

$$p = y^* = 1,12x \quad (3) \quad \text{Substituindo (2) em (3) teremos: } y^* = 1,12(y - 1,25 \cdot 10^{-3})$$

$$\text{Força motriz global: } y - y^* = y - (1,12y - 1,4 \cdot 10^{-3}) = 0,0014 - 0,12y$$

Cálculo do Número de Unidades de Transferência ( $N_{Oy}$ )

$$N_{Oy} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(y - y^*)} \quad \text{ou} \quad N_{Oy} = \int_{y_a=0,00125}^{y_b=0,005} \frac{dy}{0,0014 - 0,12y}$$

Mudança de variável:  $w = 0,0014 - 0,12y$  então:  $dw = -0,12dy$

$$N_{Oy} = \frac{1}{0,12} \int_{w_b}^{w_a} \frac{-dw}{w} = -\frac{1}{0,12} \ln w = -\frac{1}{0,12} [\ln(0,0014 - 0,12y)]_{0,00125}^{0,005}$$

$$N_{Oy} = -\frac{1}{0,12} \left[ \ln \left( \frac{0,0014 - 0,12(0,005)}{0,0014 - 0,12(0,00125)} \right) \right] = 3,72$$

$$Z_T = N_{Oy} \times H_{Oy} = 3,72 \times 0,345 \text{ m} = 1,28 \text{ metros}$$

# Coluna Recheada versus Coluna de Pratos



## Vantagens: coluna recheada

- ✓ Pequenas colunas recheadas ( $D < 2,0$  m) são mais baratas;
- ✓ Vários tipos de recheios: materiais inertes com boa resistência química e compatíveis com líquidos corrosivos;
- ✓ Boa eficiência (recuperações elevadas) com baixa queda de pressão e adequadas para operar com vácuo;
- ✓ Podem operar com fluidos que formam espumas;
- ✓ Holdup ou retenção de líquido é menor.

## Vantagens: coluna de pratos

- ✓ A etapa de limpeza dos pratos é mais simples;
- ✓ Alguns tipos de recheio (mais baratos: plásticos), entretanto têm baixa resistência mecânica (podem danificar ou quebrar);
- ✓ Podem operar com taxas/fluxos de líquidos maiores, como consequência uma operação mais econômica;
- ✓ Operação com valores baixos de taxas/fluxos de líquido e menos problemática que coluna recheada (parte do recheio não "molhado").

Os equipamentos mais usuais para absorção são as torres de pratos e torres recheadas. A escolha deve ser feita em função de vários critérios. A literatura mais específica apresenta algumas características que nos auxiliam a escolher a torre mais conveniente.

De uma maneira geral as torres recheadas são recomendadas quando o sistema é corrosivo, viscoso e com tendência a formação de espuma, e o projeto exige baixo  $\Delta P$ , pequenos diâmetros ( $D_T < 4\text{ft}$ ) e elevados números de estágios.

As torres de prato por sua vez são recomendadas quando o sistema exige limpezas constantes, e o projeto exige diâmetros maiores ( $D_T > 4\text{ft}$ ), consideráveis taxas transferência de calor e maior flexibilidade de vazões ou taxas de líquido e gás.



## TORRES RECHEADAS



O projeto destas torres é semelhante ao das torres de pratos ou outras, envolvendo considerações ligadas à operação mecânica e eficiência do equipamento.

As considerações mecânicas de interesse nas torres são:

- $\Delta P$
- Capacidade
- Distribuidores e suportes

Os fatores relacionados com a eficiência do equipamento são:

- Distribuição e redistribuição de líquido;
- Área de contato gás-líquido.

## Alguns princípios que devem ser lembrados no projeto:

- A torre deve ser projetada para operar na região de carga *loading* (40 a 80% do *flooding*). Isto determina uma área considerada ótima para uma eficiência máxima.
- A dimensão do recheio não deve ser maior do que  $1/8$  do diâmetro da torre.
- A altura de cada seção de recheio é limitada a aproximadamente  $3D_T$  para anéis de *Raschig* e  $5D_T$  para anéis de *Pall*. Não é recomendado utilizar seção recheada maior que 20 ft.
- Para sistema em que a resistência localiza-se predominantemente na fase gasosa, recomenda-se utilizar recheio com distribuição aleatória na coluna. Caso contrário usar recheio estruturado.

## Alguns princípios que devem ser lembrados no projeto:



Para diâmetros de recheio maiores de 2" não é econômico utilizar recheio distribuído aleatoriamente. A distribuição e redistribuição do líquido na coluna é importante para corrigir a migração do líquido para as paredes (porosidade maior).

**A sequência de projeto de uma torre recheada é a seguinte:**

- Escolha do recheio
- Determinação do diâmetro
- Determinação da altura
- Avaliação da perda de carga

Altura de recheio equivalente a um prato teórico/equilíbrio

Height Equivalent to a Theoretical (equilibrium) Plate (HETP) ou

Height Equivalent to a Theoretical (equilibrium) Stage (HETS)

$$HETP = HETS = \frac{Z_T}{N}$$

Altura de recheio equivalente a um prato teórico/equilíbrio

$N$  = Número Ideal ou teórico de Estágios

$Z_T$  = Altura da coluna de recheio

**Questão 46 (Engenheiro Processamento Junior 2011).**

Uma torre absorvedora com 2 metros de altura de leito recheado realiza uma separação correspondente a 5 estágios de equilíbrio. Nessa condição, o HETP desse leito recheado será:

- (A) 0,4 m
- (B) 2,0 m
- (C) 2,5 m
- (D) 5,0 m
- (E) 10,0 m

$$HETP = HETS = \frac{Z_T}{N} = \frac{2}{5} = 0,4$$

**Questão 47 (Engenheiro Processamento Junior 2011).** Pratos e recheios são internos de torres, sendo empregados para promover o íntimo contato entre as fases líquido e vapor numa torre de destilação. Para que os mesmos operem com uma eficiência adequada de transferência de massa, é preciso que as condições hidrodinâmicas da operação destes internos sejam adequadas. Comparando-se os diferentes tipos de pratos e recheios, sabe-se que

- A) os recheios estruturados apresentam pior desempenho (eficiência de transferência de massa e capacidade) do que os recheios randômicos.
- B) os pratos valvulados são menos sujeitos aos problemas de gotejamento (weeping) e arraste (jet flooding) do que os pratos perfurados.
- (C) entre os tipos usuais de pratos, aqueles dotados de borbulhadores são os que apresentam menor flexibilidade operacional.
- (D) entre os tipos usuais de pratos os perfurados são os menos sujeitos aos problemas de gotejamento (weeping) e arraste (jet flooding).
- (E) nos recheios randômicos o HETP é uma função diretamente proporcional ao tamanho nominal do recheio, não importando a sua dimensão.

**Questão 47 (Engenheiro Processamento Junior 2011).** Pratos e recheios são internos de torres, sendo empregados para promover o íntimo contato entre as fases líquido e vapor numa torre de destilação. Para que os mesmos operem com uma eficiência adequada de transferência de massa, é preciso que as condições hidrodinâmicas da operação destes internos sejam adequadas. Comparando-se os diferentes tipos de pratos e recheios, sabe-se que

(A) os recheios estruturados apresentam pior desempenho (eficiência de transferência de massa e capacidade) do que os recheios randômicos. **Errado**

(B) os pratos valvulados são menos sujeitos aos problemas de gotejamento (weeping) e arraste (jet flooding) do que os pratos perfurados. **Certo**

(C) entre os tipos usuais de pratos, aqueles dotados de borbulhadores são os que apresentam menor flexibilidade operacional. **Errado**

(D) entre os tipos usuais de pratos os perfurados são os menos sujeitos aos problemas de gotejamento (weeping) e arraste (jet flooding). **Errado**

(E) nos recheios randômicos o HETP é uma função diretamente proporcional ao tamanho nominal do recheio, não importando a sua dimensão. **Errado**



### **Exemplo 3:** Coluna de recheio para Absorção Gasosa.

Um efluente gasoso contendo 5% (molar) de benzeno e 95% (molar) de ar alimenta o fundo de uma coluna de absorção. No topo da coluna, uma corrente líquida constituída de um óleo não volátil, com 0,2% (peso) de benzeno é introduzida. Outros dados operacionais são apresentados abaixo:

Alimentação de líquido (óleo+benzeno) absorvedor: 2000 kg por hora

Pressão total de operação da coluna: 1,0 atm

Temperatura de operação da coluna (constante): 26°C

Peso molecular do óleo absorvedor: 230

Viscosidade do óleo: 4,0 cPoise

Pressão de vapor do benzeno à 26°C ( $p_A^V = 100$  mmHg)

Vazão volumétrica do gás à entrada: 0,3 m<sup>3</sup>/s

Recheio da coluna: selas Intalox: 1in (diâmetro nominal)

Fração de benzeno absorvida: 0,90

Fluxo ou “velocidade mássica” de gás:  $G_y = 1,1$  kg/m<sup>2</sup> s

**Coeficiente pelicular molar de TM (filme líquido):  $H_x = 1,74$  ft**

Para avaliar  $H_x$  precisamos da difusividade ( $D_v$ ) do gás no líquido

Correlações fornecidas:

Estimativa de  $H_y$  para a absorção de outros gases na água:

$$H_y = H_{y, \text{NH}_3} \left( \frac{N_{\text{Sc}}}{0,66} \right)^{1/2}$$

Obs:  $N_{\text{Sc}} = 0,66$  ( $\text{NH}_3$ -água-ar)

**Calcular o diâmetro da seção transversal e a altura da coluna de absorção**

**Solução:**

Base de cálculo: 1,0 hora de operação

**Dados adicionais:**

Peso molecular do benzeno: 78,11

Peso molecular médio do ar: 29,0

Volume gás ideal ( $T=273 \text{ K}$  e  $P=1,0 \text{ atm}$ ) =  $22,4 \text{ m}^3/(\text{kgmol})$

### a) Cálculo do diâmetro da coluna:

$$\bar{M}_b = (0,05 \times 78,11) + (0,95 \times 29) = 31,46 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}} \quad (\text{entrada do gás ou fundo da coluna})$$

Taxa molar de gás à entrada:

$$\frac{P_1(Q_1)}{T_1} = \frac{P_2(Q_2)}{T_2} \quad \text{para } P_1 = P_2$$

Para condições diferentes:

$$Q_2 = 0,30 \quad \text{e} \quad T_2 = 26^\circ\text{C}$$

Vazão volumétrica de  $0,30 \text{ m}^3/\text{s}$  a  $26^\circ\text{C}$

$$G'_y = \frac{0,30 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 273\text{K}}{22,4 \frac{\text{m}^3}{\text{kg mol}} \times (273 + 26)\text{K}} = 0,01223 \text{ kg mol/s} \quad \longrightarrow \quad G'_y = 44,028 \text{ kgmol/h}$$

Área da seção transversal da coluna:

$$S = \frac{\pi(D_T)^2}{4} = \frac{G'_y \times \bar{M}_b}{G_y} = \frac{0,01223 \text{ (kg mol/s)} \times 31,34 \text{ (kg/kgmol)}}{1,11,1 \text{ (kg/m}^2 \text{ s)}} = 0,353 \text{ m}^2$$

Diâmetro da coluna:

$$D_T = \left( \frac{4 \times 0,353}{\pi} \right)^{0,5} = 0,67 \text{ metros}$$

**b) Cálculo da altura da coluna:**

$$y_b = 0,05$$

Taxa de absorção de benzeno de 90%(dado); então:

Taxa molar de TM na interface gás-líquido:

$$N_A = 0,90 \times 0,05 \times 0,01223 = 5,5 \cdot 10^{-4} \text{ kg mol / s} \quad N_A = 1,98 \text{ kgmol / h}$$

Assumindo a aplicação da Lei de Raoult (sistema diluído)

$$y_a = \frac{\text{benzeno em } V_a}{V_a} = \frac{0,10 \times 0,05 \times 0,01223}{0,01223 - 5,5 \cdot 10^{-4}} = 0,00524$$

Taxa de óleo puro (isento de benzeno):  $(1 - 0,002) \times \frac{2000 \text{ kg/h}}{230 \text{ kg / kgmol}} = 8,678 \text{ kg mol / h}$

Benzeno que entra com o óleo:  $0,002 \times 2000 \frac{\text{kg / h}}{78,11 \text{ kg / kg mol}} = 0,0512 \text{ kgmol/h}$

Cálculo de  $x_a$   $x_a = \frac{\text{benzeno em } L_a}{L_a} = \frac{0,0512}{8,678 + 0,0512} = 0,00587$

Cálculo de  $x_b$   $x_b = \frac{\text{benzeno em } L_b}{L_b} = \frac{\text{benzeno que entra com óleo} + \text{benzeno absorvido}}{\text{óleo} + \text{benzeno que entra com óleo} + \text{benzeno absorvido}}$  ou

$$x_b = \frac{1,98 + 0,0512}{8,678 + 1,98 + 0,0512} = 0,19$$

Lei de Raoult:

$$y_b^* = \frac{p_A^V(T) x_b}{P} = \frac{100 \text{ mm Hg } (0,19)}{760 \text{ mm Hg}} = 0,025 \quad y_a^* = \frac{p_A^V(T) x_a}{P} = \frac{100 \text{ mm Hg } (0,00587)}{760 \text{ mm Hg}} = 0,000772$$

Cálculo do Número de Unidades de Transferência ( $N_{Oy}$ ):

$$N_{Oy} = \frac{y_b - y_a}{(\Delta y)_{ML}} \quad (\Delta y)_{ML} = \frac{(y_b - y_b^*) - (y_a - y_a^*)}{\ln \left[ \frac{(y_b - y_b^*)}{(y_a - y_a^*)} \right]} \quad (\Delta y)_{ML} = \frac{(0,05 - 0,025) - (0,00524 - 0,000772)}{\ln \left[ \frac{(0,05 - 0,025)}{(0,00524 - 0,000772)} \right]}$$

$$N_{Oy} = \frac{0,05 - 0,00524}{0,01192} = 3,76$$

Expressão utilizada para o cálculo de  $Z_T$  ?

$$Z_T = N_{Oy} \times H_{Oy}$$

Cálculo do Altura da Unidade de Transferência ( $H_{Oy}$ ):

Cálculo dos fluxos mássicos:

$$\text{Líquido: } G_x = \frac{[2000 + (1,98 \times 78,11)]}{0,353} = 6104 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ h}} \text{ ou } 1250 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

$$\text{Gás: } G_y = \frac{[0,01223 \times 3600] 31,46}{0,353} = 3924 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ h}} \text{ ou } 804 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

Da Figura 22.20 McCabe (página 716) para  $G_y = 804 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2 \text{ h}}$  e  $G_x = 1250 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2 \text{ h}}$  por interpolação temos:  $H_{y,\text{NH}_3} = 1,6$  ft (anéis de Raschig de 1 ½ in)

Da Tabela 22.1 do McCabe (página 689) para selas Intalox de 1 polegada:  $f_p = 1,54$  (fator associado à transferência de massa: sistema ar+NH<sub>3</sub>+água)

Do Apêndice 19 (Difusividade e Número de Schmidt para o benzeno no ar à 0 °C e a 1,0 atm):  $N_{Sc} = 1,71$

### **Correlação fornecida:**

Estimativa de  $H_y$  para a absorção de outros gases na água para (selas Intalox de 1 polegada):

$$H_y = \frac{H_{y,\text{NH}_3}}{f_p} \left( \frac{N_{Sc}}{0,66} \right)^{1/2} = \left( \frac{1,6}{1,54} \right) \left( \frac{1,71}{0,66} \right)^{0,5} = 1,67 \text{ ft}$$

Obs: Número de Schmidt  $N_{Sc} = \frac{\mu}{\rho D_v} = 0,66$  (NH<sub>3</sub>-água-H<sub>2</sub>O)



Cálculo do Coeficiente Global Molar Gasoso de TM ( $H_{Oy}$ ):

$$H_{Oy} = H_y + m \frac{G_M}{L_M} H_x$$

Relação de equilíbrio:  $y = m x = \frac{p_A^v}{P} x$  ou  $m = \frac{p_A^v}{P} = \frac{100}{760} = 0,132$

Cálculo dos fluxos molares:

$$G_M = \frac{G_y'}{\text{Area}} = \frac{44,028}{0,353} = 124,74 \frac{\text{kg mol}}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

$$L_M = \frac{G_x'}{\text{Area}} = \frac{(8,678 + 1,98 + 0,0512)}{0,353} = 30,34 \frac{\text{kg mol}}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

$$H_{Oy} = H_y + m \frac{G_M}{L_M} H_x = 1,67(\text{ft}) + \frac{0,132 \times 124,73 \times 1,74(\text{ft})}{30,34} = 2,61 \text{ ft}$$

Cálculo da altura da coluna (apenas a altura de recheio, ou seja, deve-se destinar uma altura da coluna para as entradas e distribuição do gás e do líquido e segurança do topo da coluna)

$$Z_T = 2,61(\text{ft}) \times 3,76 = 9,81 \text{ ft} \cong 3,0 \text{ m} + 1,4 \text{ m} = 4,4 \text{ m}$$

## Absorção multicomponente

Os **métodos gráficos e analíticos** apresentados para absorção de um soluto isolado de sua solução num gás solvente **podem ser estendidos** para operações semelhantes envolvendo a absorção simultânea dos vários componentes de uma mistura gasosa.

Simples em princípio, esta generalização envolve dificuldades devido as **interferências dos diversos solutos sobre a solubilidade de cada um**.

Por isso, dados de equilíbrio para sistemas multicomponentes são muito raros, achando-se disponíveis tão somente para soluções líquidas ideais, constituídas de compostos estruturalmente semelhantes, e nas quais solubilidades dos diversos componentes são mutuamente independentes, dispensando assim a realização de trabalhos experimentais com o sistema considerado.

Também há dificuldades relacionadas com as construções gráficas, que envolvem tentativas geralmente demoradas, o mesmo acontecendo com métodos analíticos.

Operações típicas são a recuperação de gasolina natural por absorção em óleos leves não voláteis e o tratamento de gases de refinaria constituídos de metano e hidrocarbonetos alifáticos e olefinicos leves.

A indústria petroquímica também é rica em exemplos envolvendo misturas multicomponentes porque, muito embora o objetivo visado em todo o processo produtivo seja projetar as condições de reação de modo a eliminar as reações secundárias, via de regra o máximo que se consegue é minimizar a formação de sub-produtos.

Estes, assim como os reagentes não convertidos, devem ser separados por meio de separações multicomponentes, dentre os quais a absorção ocupa lugar de destaque.

Os equipamentos utilizados são colunas, geralmente de placas, embora tenha havido recentemente um maior interesse pelas torres com recheios modernos.

Até colunas de placas existentes tem sido modificadas com o fim de melhorar o seu desempenho e reduzir a perda de carga, utilizando recheios.