

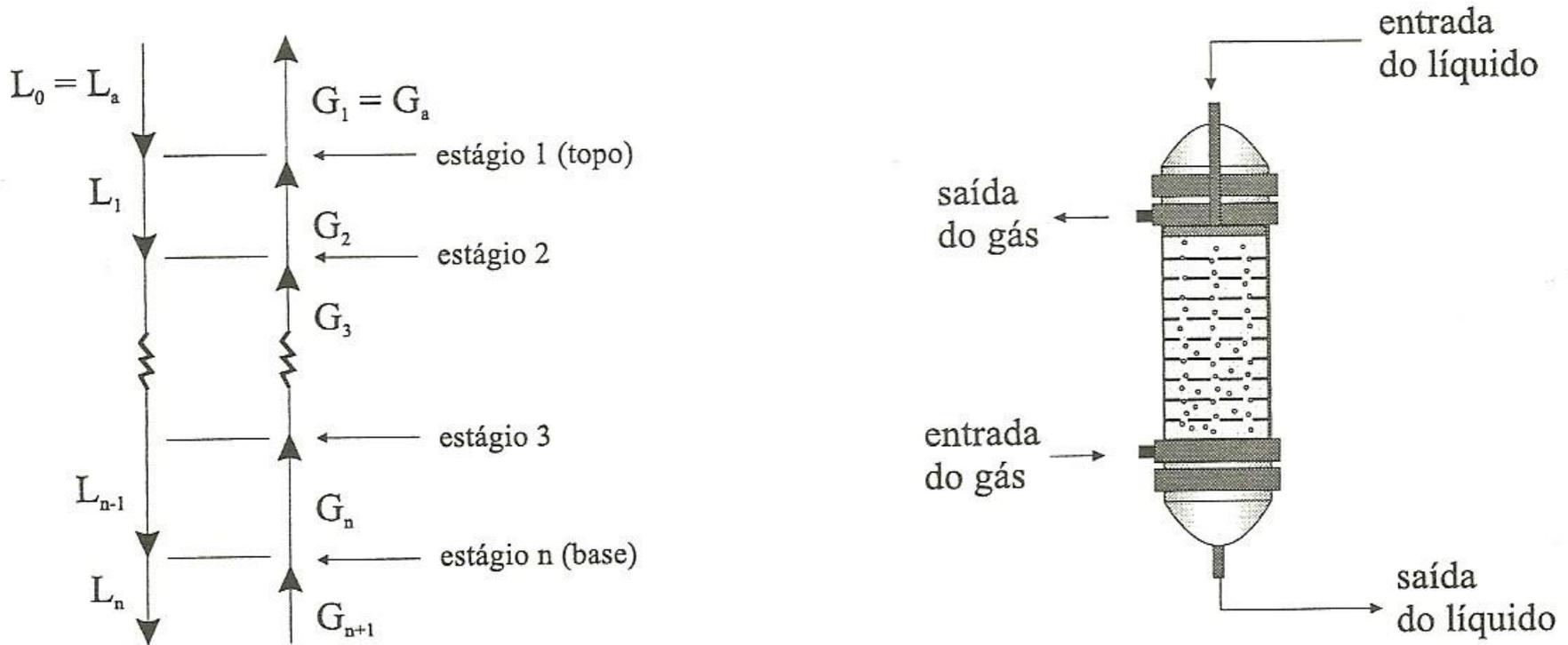
Fenômenos de Transporte III

Aula 13

Prof. Gerônimo

1.4.2 Operações em estágios

A Figura a seguir ilustra uma operação de estágios entre as correntes leve e pesada no interior de uma coluna de estágios.



Como exemplo de equipamentos que operam por estágios, pode-se citar a *coluna de pratos perfurados*, conforme a figura anterior. Esse tipo de coluna e suas variantes são largamente utilizadas nos processos de transferência gás/líquido.

Dentro da coluna há uma série de pratos perfurados inseridos verticalmente. O gás ascende em contracorrente ao líquido alimentado no topo da torre. Em cada prato, devido às suas perfurações, são formadas bolhas sempre em contato com o líquido. Assim como na torre de borbulhamento, ocorre a transferência de massa quando da formação e movimento das bolhas no meio líquido.

Linha de operação

Do balanço macroscópico de matéria resultará a linha de operação que dará, juntamente com a reta (ou curva) de equilíbrio, as condições para calcular o número de estágios ideais. A metodologia é a mesma das operações contínuas para o contato contracorrente. A diferença está nas referências da *base* e *topo*.

A *base da coluna*, para o tratamento em estágios, corresponderá ao estágio de equilíbrio *n*, enquanto o *topo da coluna*, ao prato ideal *a*.

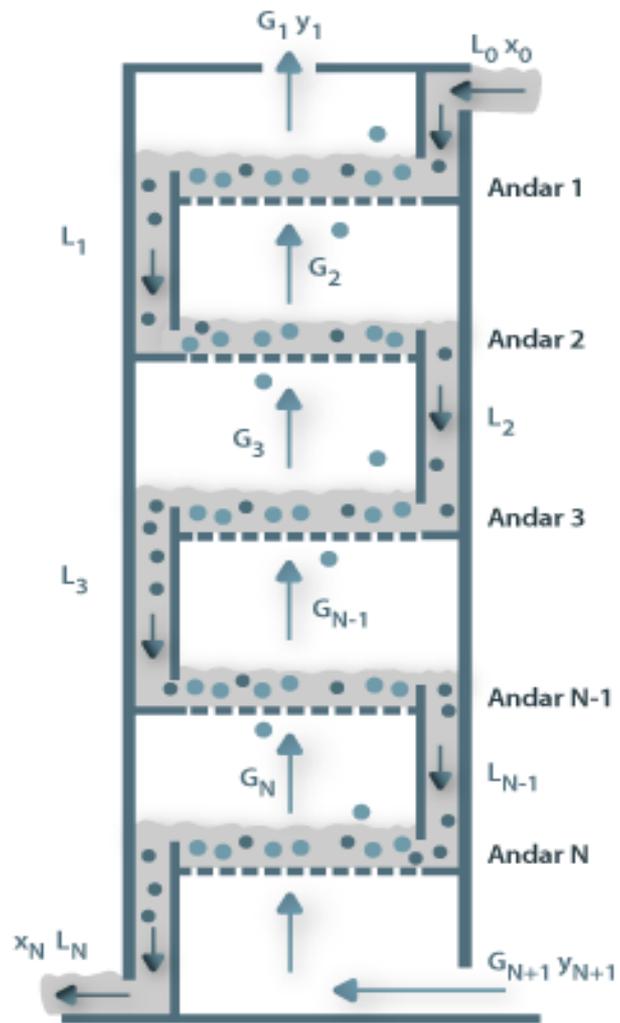
Os balanços macroscópicos de matéria são:

Balanço global:

$$L_a + G_{n+1} = L_n + G_a \quad (66)$$

Balanço parcial do componente A:

$$x_{A_a} L_a + y_{A_{n+1}} G_{n+1} = x_{A_n} L_n + y_{A_a} G_a \quad (67)$$



Esquema de uma coluna de pratos

$$\boxed{x_{A_a} L_a + y_{A_{n+1}} G_{n+1} = x_{A_n} L_n + y_{A_a} G_a} \quad (67)$$

Entra

$$L_s = (1 - x_{A_a}) L_a$$

$$L_a = \frac{L_s}{(1 - x_{A_a})}$$

$$G_s = (1 - y_{A_{n+1}}) G_{n+1}$$

$$G_{n+1} = \frac{G_s}{(1 - y_{A_{n+1}})}$$

$$\boxed{x_{A_a} = \frac{x_{A_a}}{(1 - x_{A_a})}}$$

$$\boxed{y_{A_{n+1}} = \frac{y_{A_{n+1}}}{(1 - y_{A_{n+1}})}}$$

Sai

$$L_s = (1 - x_{A_n}) L_n$$

$$L_n = \frac{L_s}{(1 - x_{A_n})}$$

$$G_s = (1 - y_{A_a}) G_a$$

$$G_a = \frac{G_s}{(1 - y_{A_a})}$$

$$\boxed{x_{A_n} = \frac{x_{A_n}}{(1 - x_{A_n})}}$$

$$\boxed{y_{A_a} = \frac{y_{A_a}}{(1 - y_{A_a})}}$$

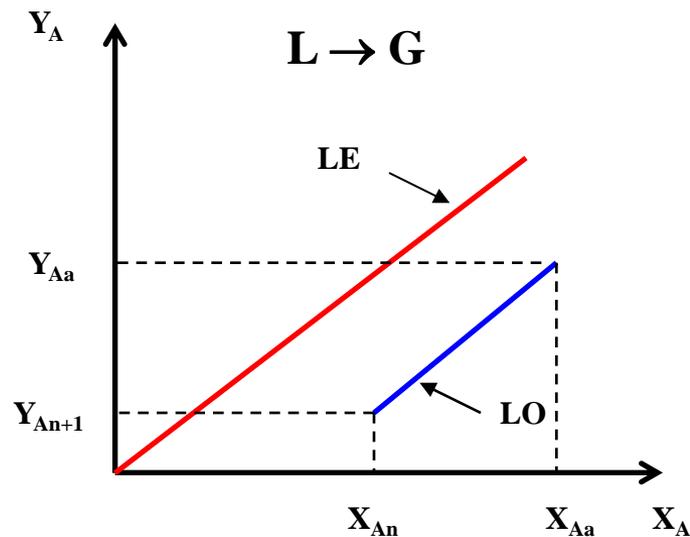
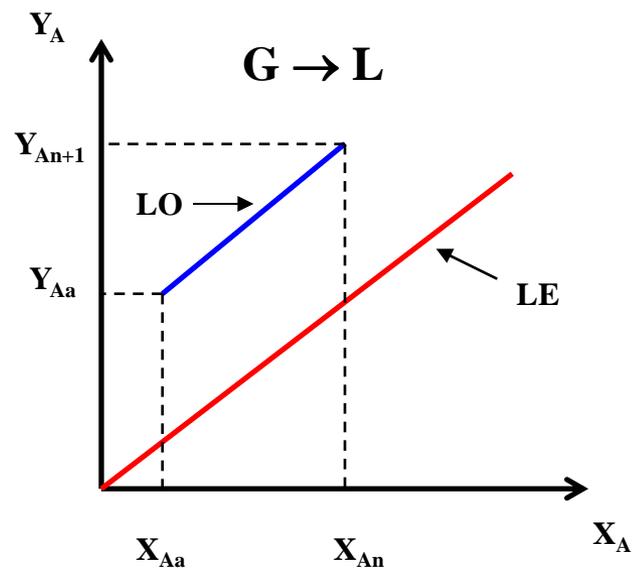
Balanço parcial do componente A em termos da fração molar absoluta do soluto:

$$X_{A_a} L_s + Y_{A_{n+1}} G_s = X_{A_n} L_s + Y_{A_a} G_s \quad (67)$$

Rearranjando a equação (67), obtêm-se:

Linha de operação

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_a}}{X_{A_n} - X_{A_a}} \quad (68)$$



Na Figura 5 está ilustrada a separação em que a corrente da fase leve que entra *rica* e sai *pobre* de soluto, enquanto que a corrente da fase pesada tem comportamento inverso, entra *pobre* e sai *rica* (p. ex., *absorção*). Na Figura 6 a corrente leve entra *pobre* e sai *rica* de soluto, e a pesada, por sua vez, entra *rica* e sai *pobre* de soluto (p. ex., *dessorção* ou *desabsorção*, *extração líquido-líquido* quando tem um par insolúvel). Nas figuras LO indica *linha de operação*, e *linha de equilíbrio* (LE) ou *curva de equilíbrio* (CE). De posse dessas linhas, é possível determinar o número de estágios ideais ou teóricos.

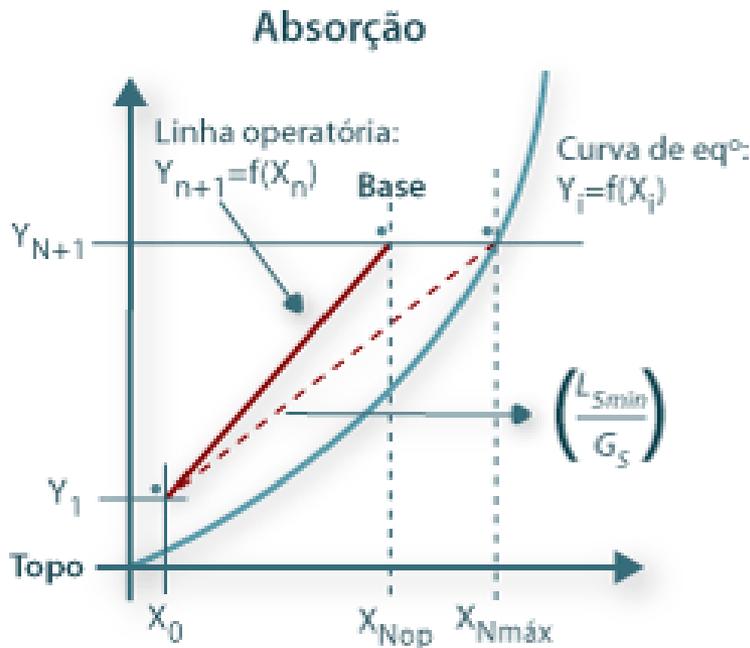


Figura 5

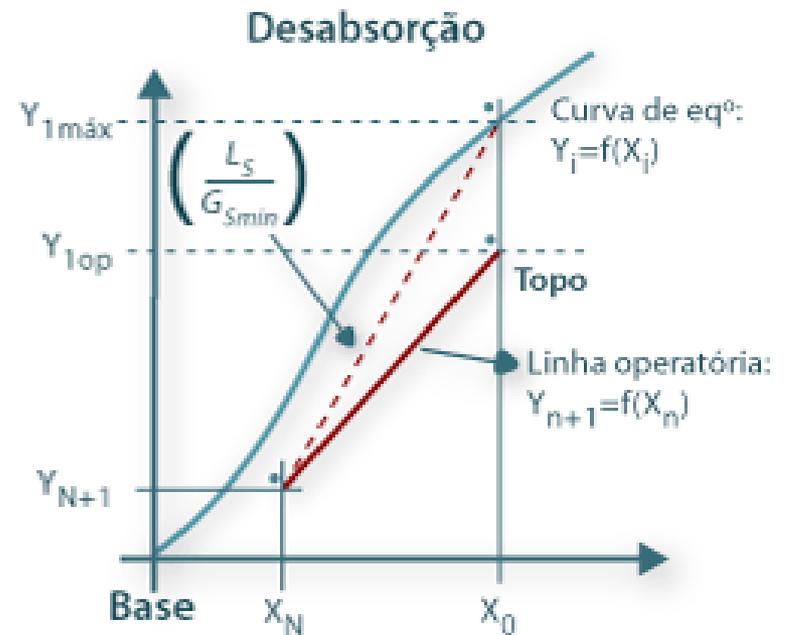


Figura 6

Número de estágios teóricos

Método gráfico

Seja a equação (68), a linha de operação, reescrita para o estágio j :

$$Y_{A_{j+1}} = Y_{A_a} + (X_{A_j} - X_{A_a}) \frac{L_s}{G_s} \quad (69)$$

Será suposta a operação $G \rightarrow L$. Procedimento gráfico:

1) $X_{A_a} = X_{A_0} \xrightarrow{LO} Y_{A_a} = Y_{A_1}$

2) $Y_{A_1} \xrightarrow{LE} X_{A_1}$

3) $X_{A_1} \xrightarrow{LO} Y_{A_2}$

.....

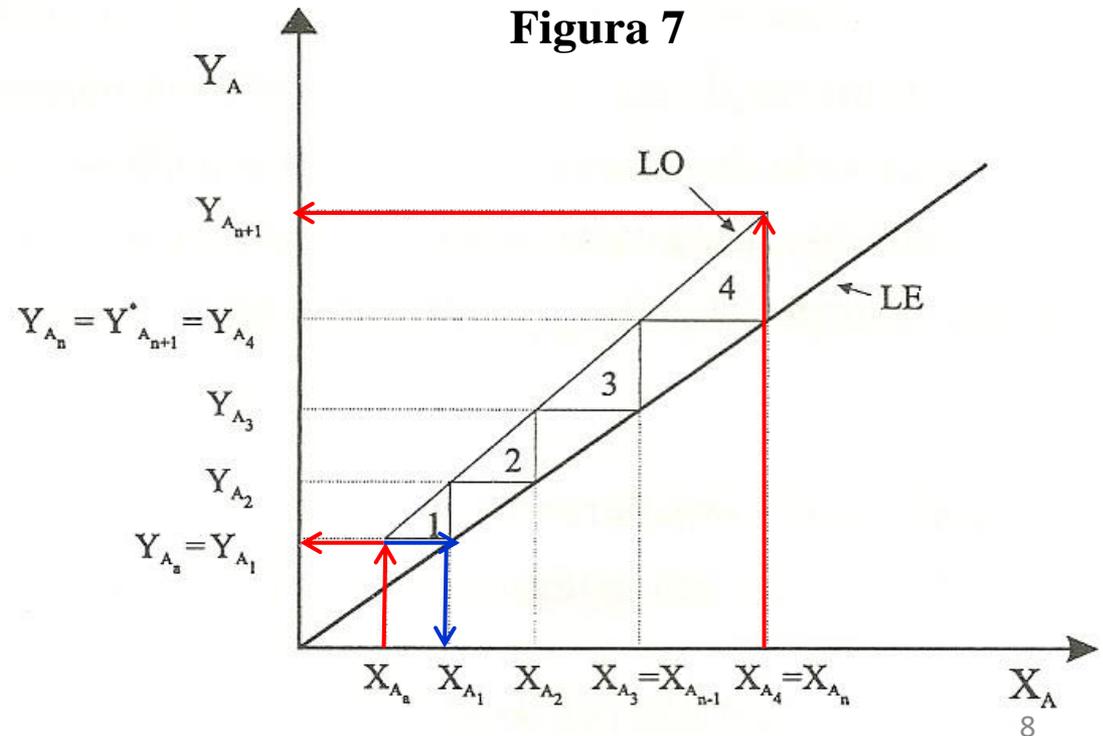
j) $Y_{A_j} \xrightarrow{LE} X_{A_j}$

j+1) $X_{A_j} \xrightarrow{LO} Y_{A_{j+1}}$

.....

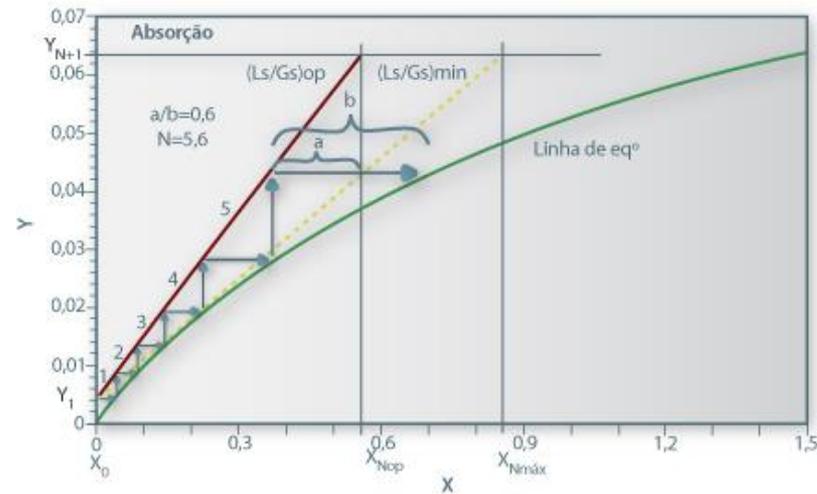
n) $Y_{A_n} \xrightarrow{LE} X_{A_n}$

n+1) $X_{A_n} \xrightarrow{LO} Y_{A_{n+1}}$



O número de estágios corresponde ao número de triângulos retângulos formados, como ilustrado na Figura 8.

Absorção



Desabsorção

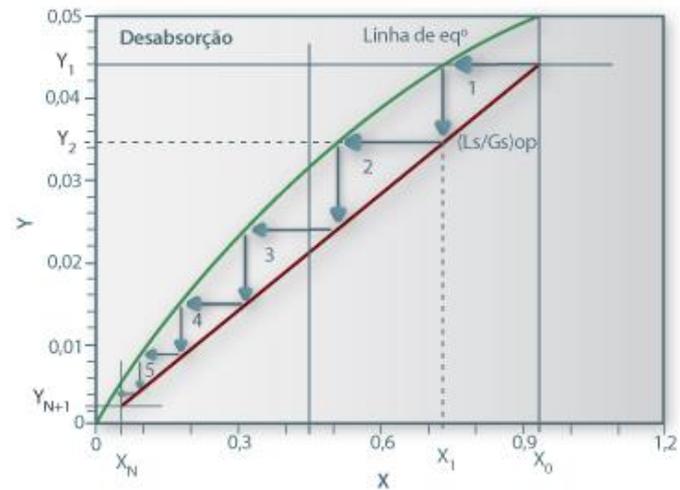


Figura 8: Método de *McCabe-Thiele* para a construção de andares em equilíbrio numa coluna de pratos para *absorção* e para *desabsorção*.

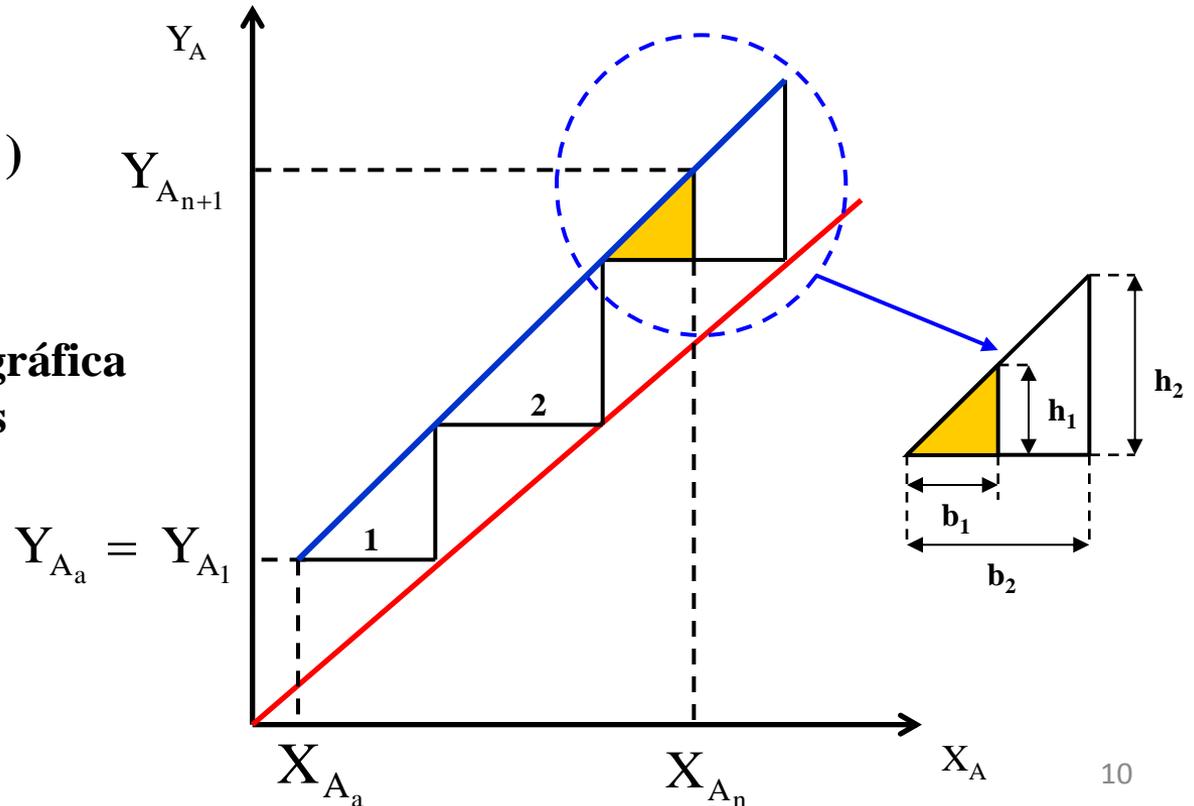
Na Figura 9 existem n triângulos retângulos completos e um incompleto (o que está com sólido). O número de triângulos retângulos completos correspondem ao número de estágios ideais, e o incompleto diz respeito à fração de um estágio. Esta fração seria igual a 1 se a área marcada correspondesse à área total do triângulo retângulo em análise. Desse modo, se denominarmos de $A_1 = (bh/2)_1$ a área sombreada e $A_2 = (bh/2)_2$ como sendo a área total do triângulo, verificamos que a *fração de um estágio* é dada por:

$$f = (bh/2)_1 / (bh/2)_2$$

Portanto, o número de estágios teóricos será:

$$N = n + \frac{(bh)_1}{(bh)_2} \quad (70)$$

Figura 9: Determinação gráfica do número de estágios ideais

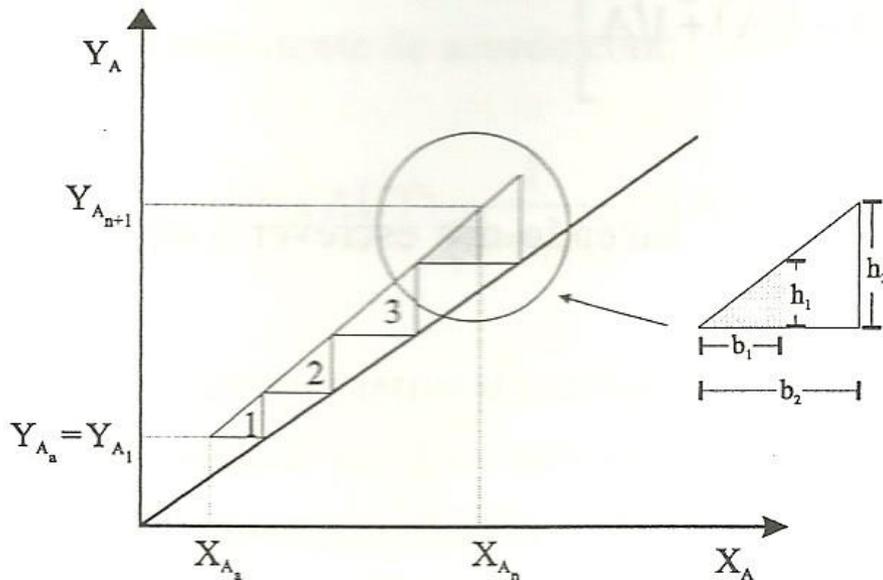


Exemplo 01: Considerando as mesmas condições de operação do exemplo 4 (aula 11), para o caso de operação em estágios, determine o número de estágios ideais pelo *método gráfico*.

Solução:

Base →	$X_{An} = 6,487 \times 10^{-3}$	$Y_{An+1} = 9,082 \times 10^{-3}$
Topo →	$X_{Aa} = 0$	$Y_{Aa} = 1,816 \times 10^{-3}$

Como se trata de um sistema extremamente diluído, podemos assumir $Y_{Ai} = mX_{Ai}$ ($m = 1$). Por conseguinte, tem-se o seguinte procedimento gráfico:



$$f = (bh/2)_1 / (bh/2)_2$$

$$f = (5,0)(5,0)\text{mm}^2 / (25)(29)\text{mm}^2 = 25/725$$

$$N = n + \frac{(bh)_1}{(bh)_2} = 3 + \frac{25}{725}$$

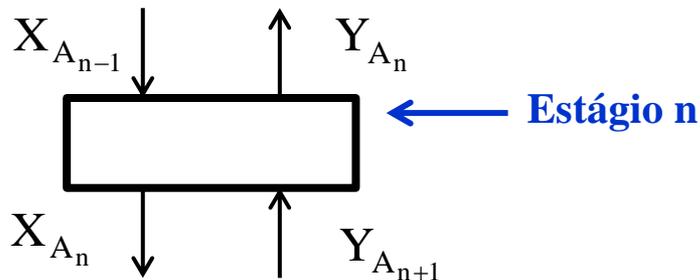
$$N = 3,034$$

Método analítico

Suponhamos que a separação no estágio n é equivalente à separação numa certa seção dz numa torre de recheios, de forma que a altura equivalente dessa seção ao estágio n possa ser determinada de acordo com a equação (56) reescrita para o estágio n , fica :

$$z_n = (\text{AUT})(\text{NUT})_n \quad (71)$$

com o valor do $(\text{NUT})_n$, para o contato contracorrente e para a técnica $G \rightarrow L$, determinado de acordo com a equação (53), reescrita para o estágio n , fica:



$$(\text{NUT})_n = \int_{Y_{A_n}}^{Y_{A_{n+1}}} \frac{dY_A}{(Y_A - Y_A^*)} \quad (72)$$

cuja integração nos remete à equação (62), retomada aqui na forma:

$$G \rightarrow L \quad (\text{NUT})_n = \frac{1}{(1-1/A)} \ln \left[\frac{Y_{A_{n+1}} - mX_{A_{n-1}} (1-1/A) + 1/A}{Y_{A_n} - mX_{A_{n-1}}} \right] \quad (73)$$

Da Figura 7 verificamos $mX_{A_{n-1}} = Y_{A_n}^* = Y_{A_{n-1}}$, fazendo-nos escrever a equação (73) como:

$$(NUT)_n = \frac{1}{(1-1/A)} \ln \left[\frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_{n-1}}}{Y_{A_n} - Y_{A_{n-1}}} (1-1/A) + 1/A \right] \quad (74)$$

Por estarmos trabalhando com soluções diluídas, a equação (68) é uma reta válida para toda a coluna, inclusive para a região que delimita o estágio n . Por via de consequência:

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_a}}{X_{A_n} - X_{A_a}} \quad (68) \quad \xrightarrow{\text{estágio } n} \quad \frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_n}}{X_{A_n} - X_{A_{n-1}}} \quad (75)$$

Ainda na Figura 7 notamos $mX_{A_n} = Y_{A_{n+1}}^* = Y_{A_n}$, que, substituindo em conjunto com $mX_{A_{n-1}} = Y_{A_n}^* = Y_{A_{n-1}}$ na equação (75), nos fornece o *fator de absorção* de acordo com:

$$A = \frac{L_s}{mG_s} = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_n}}{Y_{A_n} - Y_{A_{n-1}}} \quad (76)$$

Somando o valor 1 em ambos o lados da equação (76), temos:

$$1 + A = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_n}}{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_n}} + 1 = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_n} + Y_{A_n} - Y_{A_{n-1}}}{Y_{A_n} - Y_{A_{n-1}}}$$
$$1 + A = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_{n-1}}}{Y_{A_n} - Y_{A_{n-1}}}$$

e substituindo na equação (74), temos:

$$(NUT)_n = \frac{1}{(1-1/A)} \ln(A) \quad (77)$$

permitindo-nos retornar a equação (71) da seguinte maneira:

$$z_n = (AUT) \frac{1}{(1-1/A)} \ln(A) = AEPT \quad (78)$$

A equação (78) reflete a *altura de uma seção contínua equivalente a um estágio teórico* ou *estágio teórico* (AEPT), o qual representa o grau de separação que ocorre num comprimento efetivo *dz* de uma coluna contínua e que é equivalente ao mesmo grau de separação se utilizássemos um estágio (ou prato) teórico.

Para N *estágios teóricos*, teremos a altura efetiva equivalente de acordo com:

$$z = (N)(AUT) \frac{1}{(1-1/A)} \ln(A) = (N)(AEPT) \quad (79)$$

Sendo z a altura efetiva da coluna para que se consiga a mesma separação do soluto caso utilizássemos N *estágios teóricos*.

Comparando as equações (56) e (63) (Aula 10) com a equação (79) para *contato contracorrente* e $G \rightarrow L$, obtemos a seguinte expressão para o cálculo do *número de estágios teóricos*:

$$z = (AUT)(NUT) = (AUT) \frac{1}{(1-1/A)} \ln \left[\frac{Y_{A_1} - mX_{A_2}}{Y_{A_2} - mX_{A_2}} (1-1/A) + 1/A \right] = (N)(AUT) \frac{1}{(1-1/A)} \ln(A)$$

$G \rightarrow L$

$$N = \frac{\ln \left[\frac{Y_{A_{n+1}} - mX_{A_a}}{Y_{A_a} - mX_{A_a}} (1-1/A) + 1/A \right]}{\ln(A)} \quad (80)$$

Por um procedimento semelhante, temos para o contato contracorrente e $L \rightarrow G$:

$L \rightarrow G$

$$N = \frac{\ln \left[\frac{X_{A_a} - Y_{A_{n+1}}/m}{X_{A_n} - Y_{A_{n+1}}/m} (1 - A) + A \right]}{\ln(1/A)} \quad (81)$$

As equações (80) e (81) são conhecidas como equações de *Kremser*, as quais são válidas para soluções diluídas e quando o equilíbrio termodinâmico é descrito por relações tipo *lei de Henry*. Apesar de essas equações terem sido geradas a partir da altura efetiva de uma coluna contínua, elas não são aconselhadas para o cálculo dessa altura, sendo o procedimento para tal aquele descrito na Tabela 4 (Aula 10).

Eficiência de estágios

Na coluna que opera com estágios, a sua eficiência dependerá, entre outros, das propriedades das fases que compõem as correntes, das condições de fluxo das fases G e L e dos tipos construtivos desses estágios.

A *eficiência global* é definida como a razão entre o número de pratos teóricos e o número de pratos reais.

$$E_G = \frac{\text{número de estágios teóricos}}{\text{número de estágios reais}} = \frac{N}{N_R} \quad (82)$$

Defini-se a *eficiência de Murphree* como a razão entre a variação da composição do soluto presente no gás em um determinado estágio e a variação correspondente ao equilíbrio. Para o prato n , essa eficiência é expressa, como a corrente G, como:

$$E_M = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_n}}{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_n}^*} \quad (83)$$

No caso de as linha de operação e de equilíbrio serem retas, a relação entre E_G e E_M é:

$$E_G = \frac{\log[1 + E_M(1/A - 1)]}{\log(1/A)} \quad (84)$$

Programação de testes:

- 1-Identificar o equilíbrio termodinâmico;
- 2-Identificar a técnica de separação;
- 3-Identificar e determinar as variáveis conhecidas no topo e na base do equipamento;
- 4-Construir o esquema do equipamento, identificando nele as composições do soluto tanto na base quanto no topo da coluna;
- 5-Informações mecânicas e fluidodinâmicas;
- 6-Informações sobre transferência de massa;
- 7-Identificar a incógnita do problema;
- 8-Identificar a pseudo-incógnita do problema;
- 9-Cálculo do número de estágios teóricos;
 - a) Método gráfico ou analítico
 - b) Conhecida a eficiência global, calcular o número de estágios reais.

Exemplo 07: Acetona é absorvida em uma coluna de pratos a partir de uma mistura com ar num óleo não-volátil. Uma corrente de gás a 100 kgmols/h.m² com 5% em mols de acetona entra na coluna, enquanto o óleo na entrada está isento de soluto. O licor na base da torre contém 1% em mols de acetona. Sabendo que a relação de equilíbrio é $y_{Ai} = 1,9x_{Ai}$ e que 90% de acetona é absorvida, determine o número de estágios reais para eficiência global da torre de 65%.

Solução: Podemos utilizar a programação de testes recém-proposta:

1. $m = 1,9$
2. $G \rightarrow L$
- 3.

	Leve (G)	Pesada (L)
Base	$G_{n+1} = 100 \text{ kgmols/h.m}^2$ $y_{A_{n+1}} = 0,05$	$L_n = ?$ $x_{A_n} = 0,01$
Topo	$G_a = ?$ $y_{A_a} ; Y_{A_a}$	$L_a = ?$ $x_{A_a} = X_{A_a} = 0$

a) Determinação das frações molares absolutas da acetona:

Balço material para a fase gasosa: (base de cálculo: 1 h.m²)

mols de gás que entram = 100 kgmols

mols de A que entram: (0,05)(100) = 5 kgmols

mols de B que entram: (1 – 0,05)(100) = 95 kgmols

Fração molar absoluta do soluto (acetona) na base da torre:

$$Y_{A_{n+1}} = \frac{\text{kgmols de A}}{\text{kgmols de B}} = \frac{5}{95} = 5,26 \times 10^{-2}$$

mols de A absorvidos: (0,9)(5) = 4,5 kgmols

Fração molar absoluta do soluto (acetona) no topo da torre:

mols de A na saída: (5,0 – 4,5) = 0,5 kgmols

$$Y_{A_a} = \frac{\text{kgmols de A}}{\text{kgmols de B}} = \frac{0,5}{95} = 5,26 \times 10^{-3}$$

Balanço material para a fase líquida: (base de cálculo: 1 h.m²)

mols de A que entram: 0 kgmols $\therefore X_{Aa} = 0$

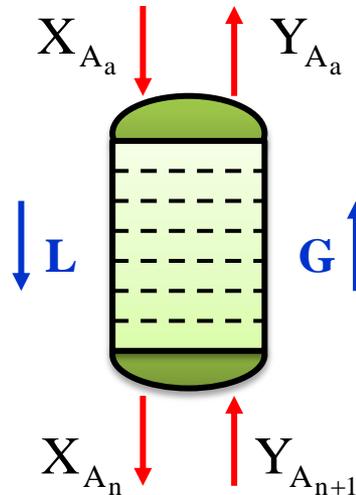
mols de A que saem: (entra) + (absorvido) = 0 + 4,5 = 4,5 kgmols

Fração molar absoluta do soluto (acetona) na base da torre:

$x_{An} = 0,01$

$$X_{A_n} = \frac{x_{A_n}}{1 - x_{A_n}} = \frac{0,01}{1 - 0,01} = 1,01 \times 10^{-2}$$

4. Esquema do equipamento



5. Informações mecânicas e fluidodinâmicas

A vazão do solvente na corrente L não é conhecida. Entretanto, sabemos que na base da coluna há 1% de acetona que corresponde 4,5 kgmols/h.m² de acetona na corrente pesada. Dessa forma, temos:

$$0,01L_n = 4,5 \text{ kgmols/h.m}^2 \rightarrow L_n = 450 \text{ kgmols/h.m}^2 \text{ (acetona + óleo)}$$

O fluxo molar do solvente (inerte) é:

$$L_s = L_{B_n} = 450 - 4,5 = 445,5 \text{ kgmols/h.m}^2 \text{ (óleo)}$$

Finalmente:

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{445,5}{95} = 4,69$$

6. Informações sobre transferência de massa

6.1. Fator de absorção:

$$A = \frac{L_s}{mG_s} = \frac{4,69}{1,9} = 2,468$$

6.2. Eficiência global:

$$E_G = 0,65$$

7. Incógnita do problema

7.1. Número de pratos:

$$N_R = N/E_G$$

Como não conhecemos a *pseudo-incógnita* (**N**), iremos à nona etapa.

9. Cálculo do número de estágios teóricos (analítico)

Admitindo que o problema se refere a um sistema diluído, tem-se:

a) Estágios teóricos:

$$N = \frac{\ln \left[\frac{Y_{A_{n+1}} - mX_{A_a} (1 - 1/A) + 1/A}{Y_{A_a} - mX_{A_a}} \right]}{\ln(A)}$$

$$N = \frac{\ln \left[\frac{5,26 \times 10^{-2} - 0}{5,26 \times 10^{-3} - 0} (1 - 1/2,468) + 1/2,468 \right]}{\ln(2,468)}$$

$$N = 2,047$$

b) Estágios reais

$$N_R = \frac{N}{E_G} = \frac{2,047}{0,65} = 3,15 = 4 \text{ estágios reais}$$

Exemplo 08: Deseja-se extrair nicotina presente em 0,8%, em massa, de uma solução aquosa. Esta alimenta uma coluna de pratos com vazão mássica igual a 200 kg/h. Para dar efeito à separação, empregou-se 300 kg/h de querosene puro como solvente. Considerando que 90% de nicotina foi extraída e que a relação de equilíbrio, em função da fração mássica absoluta, é $Y_{Ai} = 0,923X_{Ai}$, em que $Y = \text{kg soluto} / \text{kg inerte}$ no extrato e $X = \text{kg soluto} / \text{kg inerte}$ no refinado, calcule o número de pratos reais para:

- a) eficiência global da torre igual a 100%
- b) eficiência global da torre igual a 75%
- c) eficiência global da torre igual a 50%

Solução: Podemos utilizar a programação de testes:

1. $m = 0,923$
2. $L \rightarrow G$
3. Identificar e determinar as variáveis conhecidas no topo e na base do equipamento.

	Leve (G)	Pesada (L)
Base	$G_1 = 300 \text{ kg/h}$	
Topo		$w_{A2} = 0,008$ $L_2 = 200 \text{ kg/h}$

a) Determinação das frações mássicas absolutas da nicotina:

Balanço material no refinado: (base de cálculo 1h) (fase L)

massa de L (solução aquosa) que entra = 200 kg

massa de A (nicotina) que entra: $(0,008)(200) = 1,6 \text{ kg}$

massa de inerte (água) que entra $(1 - 0,008)(200) = 198,4 \text{ kg}$

Fração mássica absoluta do soluto no topo da torre:

$$X_{A_a} = \frac{\text{massa de A}}{\text{massa de inerte}} = \frac{1,6}{198,4} = 8,065 \times 10^{-3}$$

massa de A extraída: $(0,9)(1,6) = 1,44$ kg

**massa de A na saída = (massa de A que entra – massa extraída de A)
= $(1,6 - 1,44) = 0,16$ kg**

Fração mássica absoluta do soluto na base da torre:

$$X_{A_n} = \frac{\text{massa de A}}{\text{massa de inerte}} = \frac{0,16}{198,4} = 8,065 \times 10^{-4}$$

Balanço material no extrato: (base de cálculo: 1 h) (Fase G)

massa de G (querosene) = 300 kg

massa de Inerte (querosene) = 300 kg

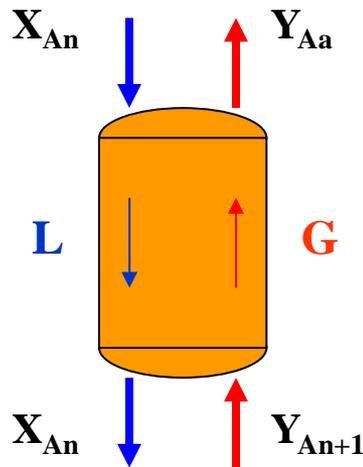
massa de A (nicotina) que entra = 0. $\therefore Y_{An+1} = 0$

massa de A (nicotina) que sai = (entra) + (extraída) = 0,0 + 1,44 = 1,44 kg

Fração mássica absoluta do soluto no topo da torre:

$$Y_{A_n} = \frac{\text{massa de A}}{\text{massa de inerte}} = \frac{1,44}{300} = 4,8 \times 10^{-3}$$

4. Observe no diagrama ao lado que conhecemos todas as informações que nos possibilita determinar o número de estágios ideais ou práticos.



5. Informações mecânicas e fluidodinâmicas

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right) = \frac{198,4}{300} = 0,6613$$

6. Informações sobre transferência de massa

6.1 Fator de absorção

$$A = \frac{L_s}{mG_s} = \frac{1}{m} \left(\frac{L_s}{G_s}\right) = \frac{0,6613}{0,923} = 0,7165$$

6.2 Eficiência global

a) $E_G = 1,0$; b) $E_G = 0,75$; c) $E_G = 0,50$

7. Número de pratos

$$N_R = N/E_G$$

Como não há *pseudo-incógnita* (N), iremos à nona etapa. Pelo fato de se tratar de um sistema diluído e por ser a técnica de separação tipo $L \rightarrow G$ podemos utilizar a equação 81:

$$N = \frac{\ln \left[\frac{X_{A_n} - Y_{A_{n+1}}/m}{X_{A_n} - Y_{A_{n+1}}/m} (1 - A) + A \right]}{\ln(1/A)}$$

$$N = \frac{\ln \left[\frac{8,065 \times 10^{-3}}{8,065 \times 10^{-3}} (1 - 0,7165) + 0,7165 \right]}{\ln(1/0,7165)} = 3,80$$

O número de pratos reais é obtido substituindo no item 6.2:

- a) $N_R = N/E_G = 3,8/1 = 3,8 \rightarrow 4$ estágios
- b) $N_R = N/E_G = 3,8/0,75 = 5,07 \rightarrow 6$ estágios
- c) $N_R = N/E_G = 3,8/0,5 = 7,6 \rightarrow 8$ estágios

Exemplo 09: Um óleo não volátil de massa molecular 300, contendo 2,54 mol% de propano, deve ser submetido a uma desabsorção (dessorção) com pressão de vapor de água a 1,4 kgf/cm² e 138°C numa coluna de pratos aquecida internamente de modo a ser realizada operação essencialmente isotérmica. A coluna será alimentada com 4 mol de vapor vivo por 100 mols de óleo isento de propano. Calcular o número de placas teórico necessário para reduzir o teor de propano no óleo a 0,05 mols%. A relação de equilíbrio para o propano no óleo tratado pode ser admitida como sendo igual a:

$$y = 33,4x$$

(x e y são as frações molares de propano no óleo e no gás, respectivamente).

Solução: Utilizaremos a reta de operação definida pela equação (68). Agora a reta de equilíbrio terá que ser posta sob a forma de $Y = f(X)$, ou seja, em termos das relações molares absolutas X e Y. O primeiro passo será conseguir esta curva de equilíbrio, que não é mais uma reta. A tabela a seguir resume os cálculos da curva de equilíbrio.

Dados de equilíbrio

x	$y = 33,4x$	$X = x/(1 - x)$	$Y = y/(1 - y)$
0	0	0	0
0,0005	0,0167	0,0005	0,0170
0,0010	0,0334	0,0010	0,0346
0,0020	0,0668	0,0020	0,0716
0,0040	0,1336	0,0040	0,1542
0,0060	0,2004	0,0060	0,2506
0,0080	0,2672	0,0081	0,3646
0,0100	0,3340	0,0101	0,5015
0,0120	0,4008	0,0121	0,6689
0,0140	0,4676	0,0142	0,8783

A reta de trabalho, com coeficiente angular L_s/G_s , passa pelos pontos da base e do topo da coluna:

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_a}}{X_{A_n} - X_{A_a}} \quad (68)$$

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{100 \text{ mols de óleo}}{4 \text{ mols de vapor vivo}} = 25$$

$$X_{A_a} = \frac{2,54 \text{ mols de propano}}{97,46 \text{ mols de óleo}} = 0,026$$

$$X_{A_n} = \frac{x_{A_n}}{1 - x_{A_n}} = \frac{0,0005}{1 - 0,0005}$$

$$X_{A_n} = 5 \times 10^{-4}$$

$$Y_{A_{n+1}} = 0$$

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_{A_{n+1}} - Y_{A_a}}{X_{A_n} - X_{A_a}}$$

$$25 = \frac{0 - Y_{A_a}}{0,0005 - 0,026}$$

$$Y_{A_a} = 0,638$$

Topo →	$Y_{A_a} = 0,638$	$X_{A_a} = 0,026$
Base →	$Y_{A_{n+1}} = 0$	$X_{A_n} = 0,0005$

Com os dados X e Y do topo e base da reta de operação e da curva de equilíbrio (tabela), o diagrama X e Y do problema pode ser obtido e assim o valor do número de placas teóricas resulta igual a 6.

