

CAPÍTULO 2

DESTILAÇÃO

Universidade Federal do Triângulo Mineiro
Departamento de Engenharia Química
Disciplina: Operações Unitárias IV

Professora: Sandra Cristina Dantas
sandra.dantas@uftm.edu.br

1 - Introdução

Na prática a destilação pode se conduzida segundo dois procedimentos principais.

O primeiro método baseia-se na produção de vapor a partir de uma mistura líquida em ebulição, esse vapor formado, após condensação, não retorna para o interior da coluna e nesse caso não teremos o refluxo.

No segundo procedimento, tem-se o reciclo, refluxo ou retorno de parte do líquido concentrado para assegurar o contato íntimo do vapor ascendente com o líquido em qualquer região da coluna.

Os dois métodos podem ser desenvolvidos em equipamentos contínuos ou batelada.

Porque o reciclo ou refluxo aumenta a pureza do produto de topo?

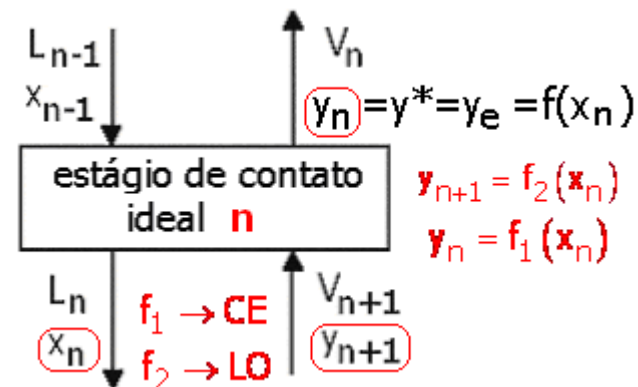
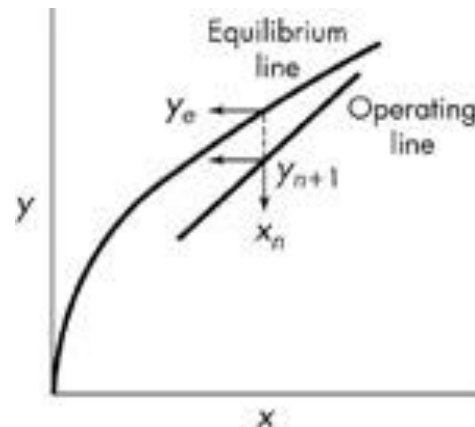
Para \uparrow a concentração do c.m.v. no vapor ascendente, proveniente do *reboiler* (rico no componente menos volátil) essa corrente de vapor deve ser colocada em contato contracorrente e íntimo com uma corrente de líquido saturado.

Se nessa corrente de líquido descendente estiver concentrada no c.m.v., como ocorre no reciclo então, haverá transferência de massa do componente A (+ volátil) do líquido para o vapor.

Fluxo/taxa de TM na interface: $K_y(y_n^* - y_{n+1})$,
para incrementar o fluxo de TM do componente mais volátil deve-se maximizar o *driving force*.

Isso pode ser feito e, $\uparrow y_n^*$, como $y_n^* = f(x_n)$, aumentando x_n (líquido), incrementa-se y_n^* e $\downarrow y_{n+1}$

o que vale dizer vapor mais pobre no componente mais volátil, proveniente do *reboiler*.



2- Destilação Flash

Consiste na vaporização definitiva de uma fração de uma mistura líquida de tal forma que, o vapor encontra-se em equilíbrio com o líquido residual.

O vapor produzido é enviado para um condensador, como mostra a Figura 1.

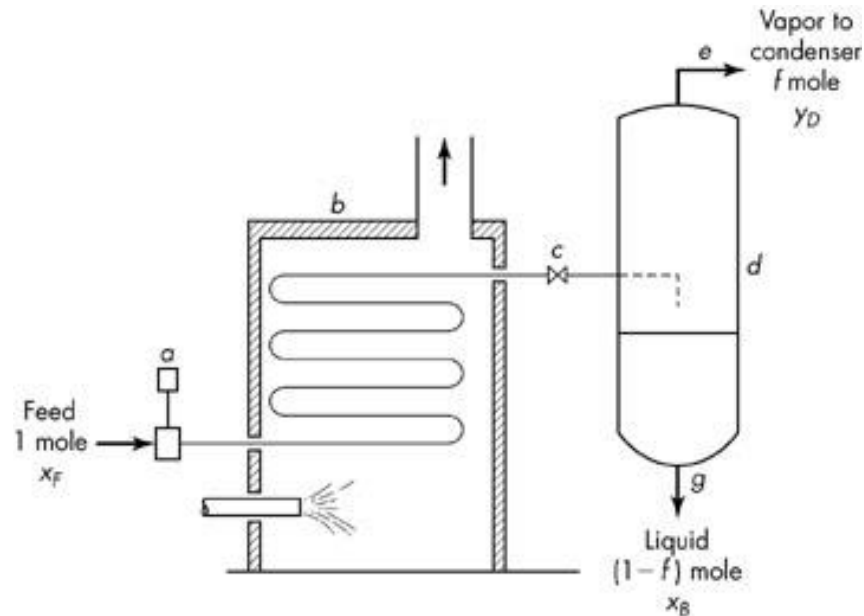


Figura 1

Nomenclatura:

- a:** bomba deslocamento positivo (aumentar pressão da alimentação)
- b:** fornalha de aquecimento do líquido
- c:** válvula redutora de pressão
- d:** coluna de separação de fases
- e:** corrente de vapor que deixa o topo da coluna
- g:** corrente de líquido que deixa o fundo da coluna

2.1- Destilação Flash de uma mistura binária:

Considerando que 1,0 mol da mistura binária alimenta continuamente o equipamento ilustrado na Figura 1. Definições das variáveis da Figura 1:

x_F = fração molar do componente mais volátil na alimentação (1,0 mol);

y_D = fração molar do componente mais volátil no vapor produzido;

x_B = fração molar do componente mais volátil no líquido residual;

f = n° de moles de vapor produzido;

$(1 - f)$ = n° de moles de líquido residual.

Balanco material, para o componente mais volátil, para uma alimentação é constituída de 1,0 mol e considerando ainda, que toda a alimentação deixa a coluna nas duas correntes de saída:

$$(1,0)x_F = fy_D + (1 - f)x_B \quad (1)$$

Na Eq. (1), normalmente são conhecidos os valores de x_F e f (ajustando o calor fornecido na fornalha e também a redução de pressão na válvula).

As duas frações y_D e x_B da Eq. (1) são desconhecidas, entretanto sabemos que as correntes efluentes (que saem) do tambor Flash encontram-se em equilíbrio, o que vale dizer (x_B, y_D) são pontos da CE (curva de equilíbrio do sistema). Reescrevendo genericamente a Eq. (1), teremos:

$$x_F = fy + (1-f)x \text{ ou } y = -\frac{1-f}{f}x + \frac{x_F}{f} \quad (2)$$

Na Eq. (2) a relação entre y e x , é uma relação de equilíbrio [$y^* = f(x)$] e, a fração vaporizada f depende da entalpia do líquido quente à entrada do separador e também da entalpia do vapor que deixa o tambor flash. Para uma dada condição de alimentação, pode-se incrementar f reduzindo a pressão na válvula (c).

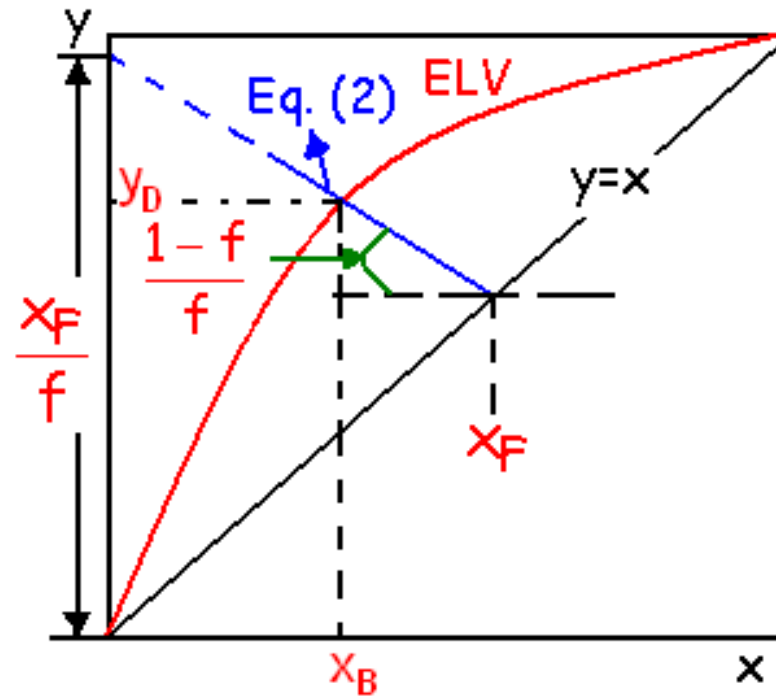
A Eq. (2) é a equação de uma linha reta com as seguintes características:

inclinação: $-\frac{1-f}{f}$

para $x = x_F \rightarrow y = -\frac{x_F}{f} + x_F + \frac{x_F}{f} = x_F = x$

ou seja, quando $x = x_F \rightarrow y = x$. O que vale dizer que a Eq. (2) intercepta a reta $y = x$ em $x = x_F$.

A fração vaporizada (f) da Eq. (1) não é ajustada ou fixada diretamente, mas depende da entalpia do líquido quente à entrada do tanque de separação flash (adiabático) e também das entalpias do vapor e líquido que deixam do tambor de separação.



$$H_F = f H_y + (1-f) H_x \quad (3)$$

onde: H_F , H_y e H_x são entalpias molares da alimentação líquida (*feed*), vapor e líquido no tambor flash, respectivamente.

Exemplo 01: Destilação flash de uma mistura benzeno-tolueno (Parte 1). Uma mistura com 50% (molar) de benzeno e 50% molar de tolueno é submetida a uma destilação flash numa coluna à pressão de 1,0 atm. A curva de ELV é representada na Figura a a seguir e o diagrama da temperatura de ebulição é mostrada na Figura b. Plotar as seguintes quantidades em função da fração vaporizada f :

- a temperatura no interior do separador,
- a composição da corrente líquida que deixa o separador,
- a composição da corrente de vapor que deixa o separador.

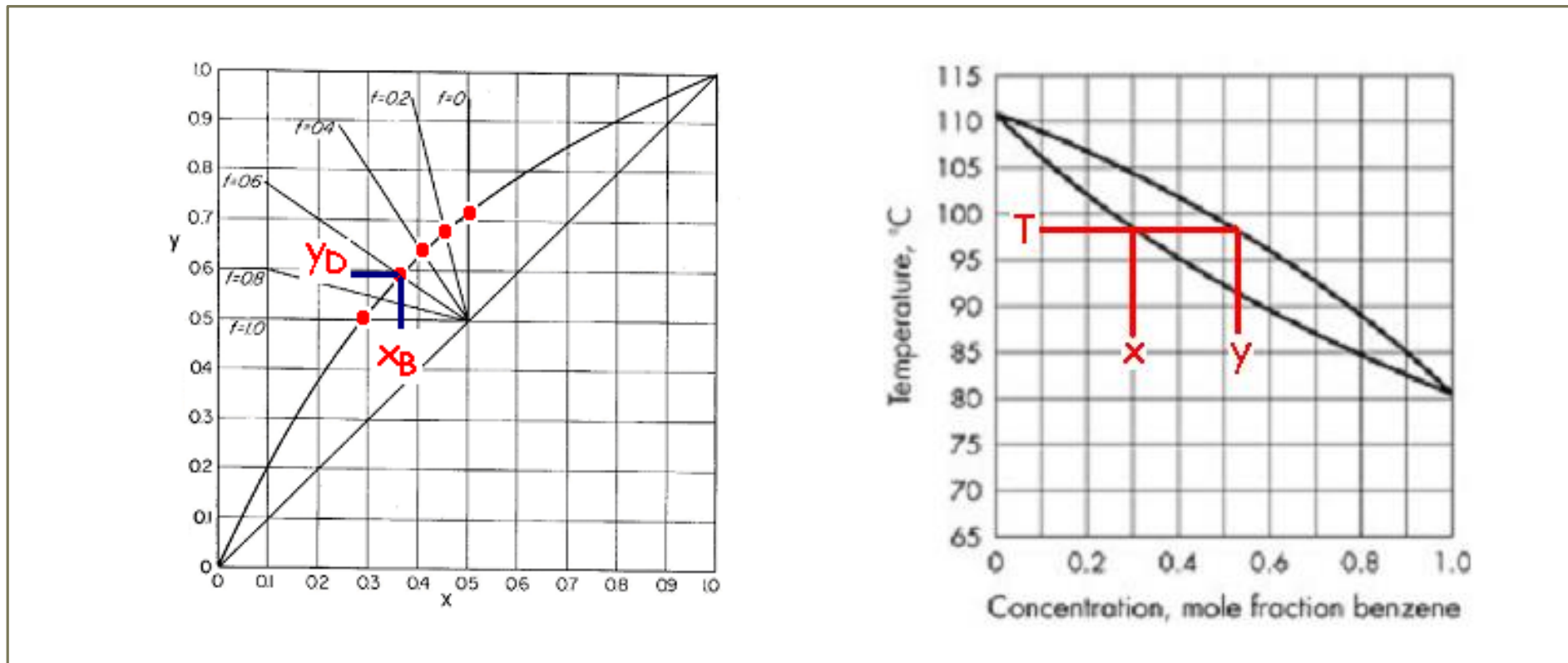
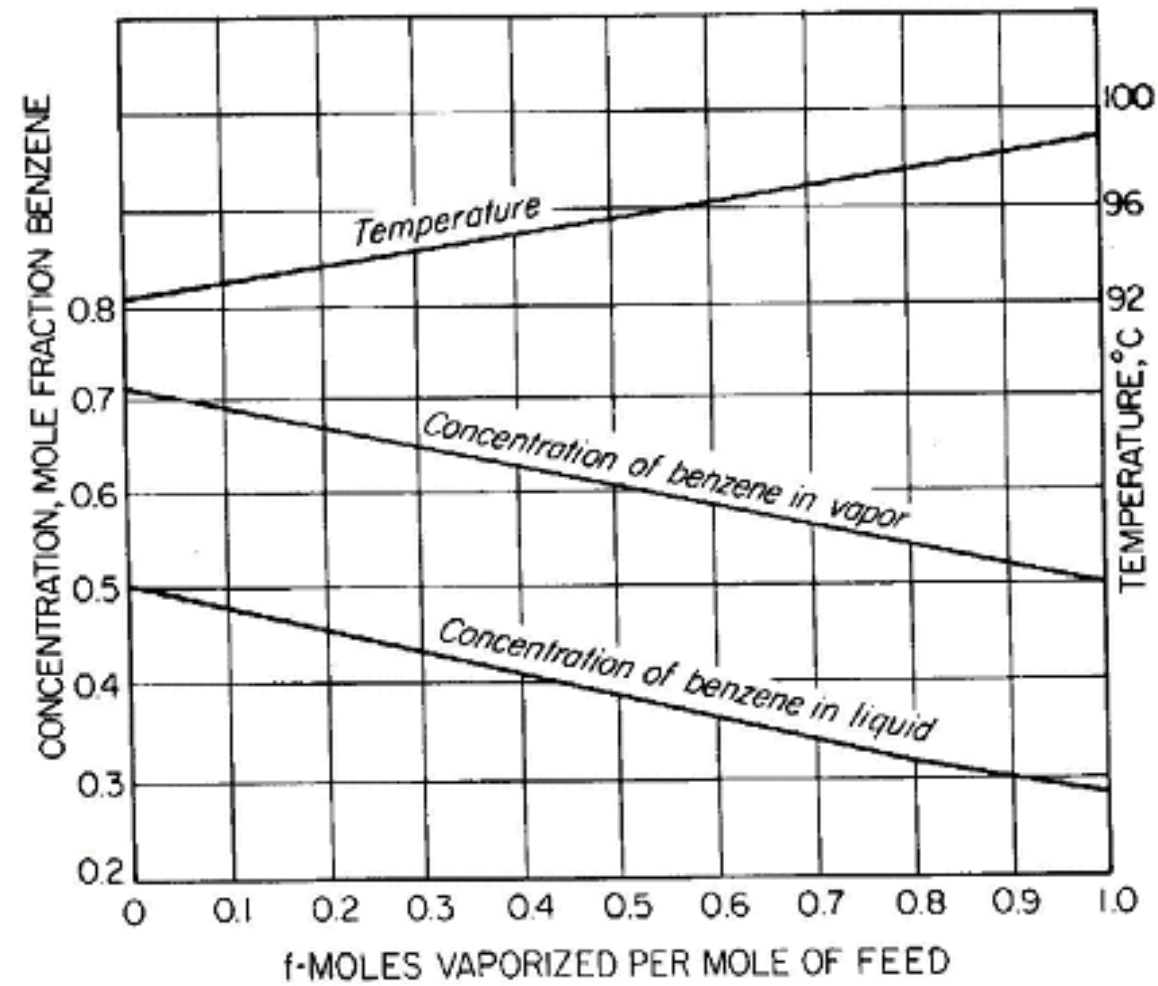


figura c



Volatilidade relativa para uma mistura binária (A + B):

$$\alpha_{AB} = \frac{y_{Ae}/x_{Ae}}{y_{Be}/x_{Be}} \quad (4)$$

Para misturas binárias ideais a volatilidade relativa é igual a razão entre as pressões de vapor dos componentes, quando a Lei de Raoult puder ser aplicada e também quando a volatilidade relativa for considerada constante numa faixa de temperatura.

$$p_A = P_A^{\circ} x_A \quad \text{e} \quad y_A = p_A/P \quad (5)$$

$$p_B = P_B^{\circ} x_B \quad \text{e} \quad y_B = p_B/P \quad (6)$$

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} = \frac{P_A^{\circ}/P}{P_B^{\circ}/P} = \frac{P_A^{\circ}(T)}{P_B^{\circ}(T)} \quad (7)$$

Nas equações anteriores:

p \equiv pressão parcial do componente no fase vapor (V)

P \equiv pressão total da mistura

$P^{\circ}(T)$ \equiv pressão de vapor do componente puro na fase líquida (L), propriedade que é dependente da temperatura (T)

Trabalhando algebricamente a Eq. (4), teremos:

$$\bar{\alpha}_{AB} = \frac{y_A/x_A}{(1-y_A)/(1-x_A)} \quad \text{ou} \quad \bar{\alpha} = \frac{y/x}{(1-y)/(1-x)} \quad (8)$$

Rearranjando a Eq. (8), teremos:

$$y = \frac{\bar{\alpha} x}{1 + (\bar{\alpha} - 1)x} \quad \text{ou} \quad x = \frac{y}{\bar{\alpha} - (\bar{\alpha} - 1)y} \quad (9)$$

Conhecendo-se o valor de α e variando x ($0 \leq x \leq 1,0$) tem-se o diagrama de ELV similar ao da figura a. Quanto maior o valor de α , mais fácil é separar a mistura por vaporização.

Exemplo 02: Destilação flash de uma mistura benzeno-tolueno (parte 2). Uma mistura equimolar (50% molar de benzeno e 50% molar de tolueno) é submetida à destilação num separador que opera à 1,0 atm. Num esquema similar ao da Figura 1, o líquido que será "flasheado" é aquecido na fornalha de tal forma que 40% da alimentação vaporiza no tanque de separação. Calcular:

- Qual a composição do vapor e do líquido que deixa a câmara/tanque de separação?
- Qual a temperatura do líquido à saída da caldeira/fornalha?

Dados de equilíbrio fornecido: Diagrama Temp. vs. Composição para o sistema à 1,0 atm.

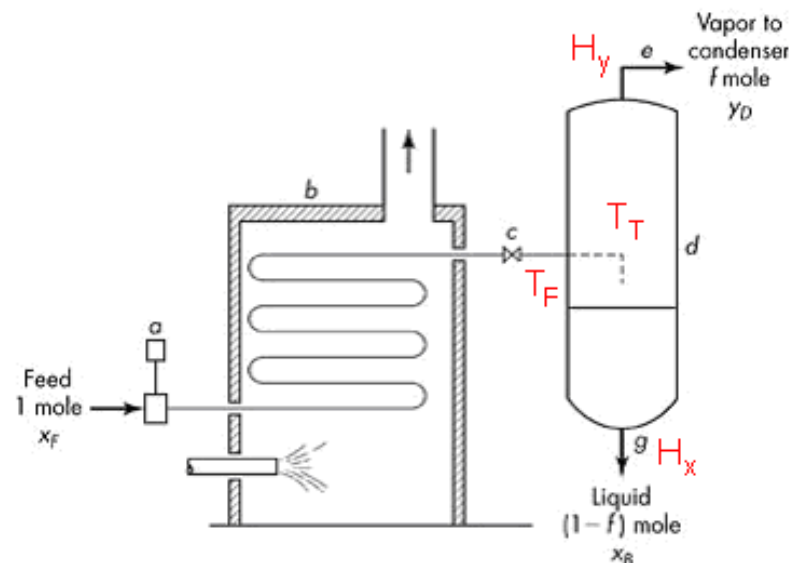
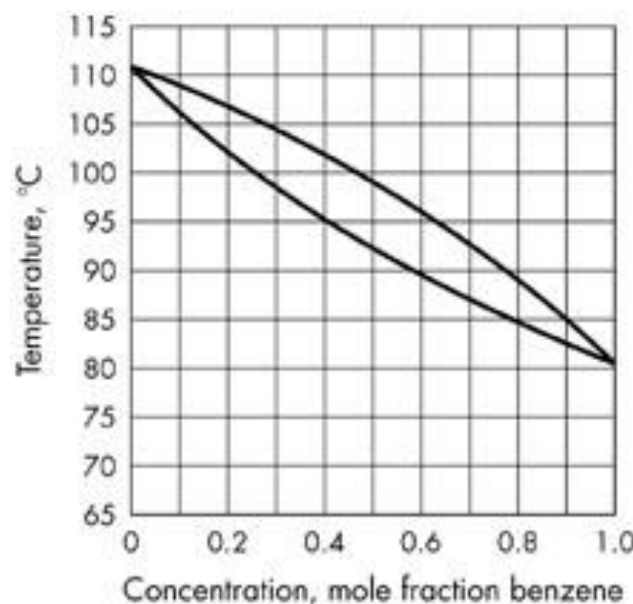


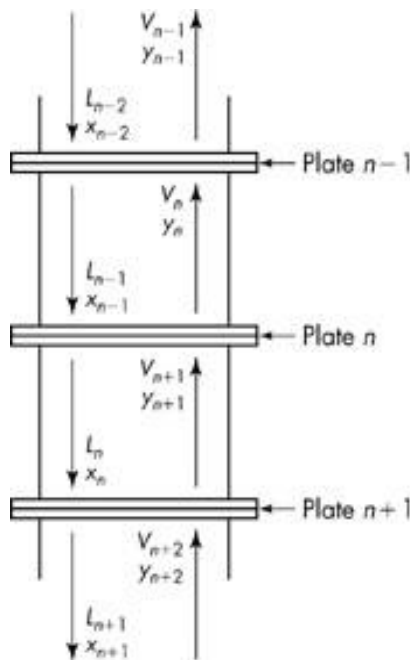
Figura 1

Dados adicionais: i) calores latentes molares dos componentes: benzeno = 7360 cal/gmol; tolueno = 7960 cal/gmol
 ii) Calores específicos molares dos componentes (líquido) à P constante: benzeno = 33 cal/mol.°C; tolueno = 40 cal/mol.°C

Destilação Contínua com Refluxo (retificação)

A Destilação Flash não é eficiente para a separação de componentes com volatilidades menores, uma vez que o condensado de vapor e o líquido residual estarão "longe" de substâncias puras. Pode-se, submeter as correntes efluentes (que saem) do tambor Flash a operações sucessivas de "flashamento" até obter a separação desejada, mais isso é industrialmente ineficiente por razões econômicas. Os métodos atuais, usados em laboratórios e plantas industriais aplicam o princípio de retificação do vapor que será descrito nesta seção.

Retificação em um prato/estágio ideal



Definições:

L_{n-1} = taxa molar da corrente L (líquido saturado) que entra no estágio n (mol/h)

L_n = taxa molar da corrente L que deixa o estágio n (mol/h)

V_n = taxa molar da corrente V (vapor saturado) que deixa o estágio n (mol/h)

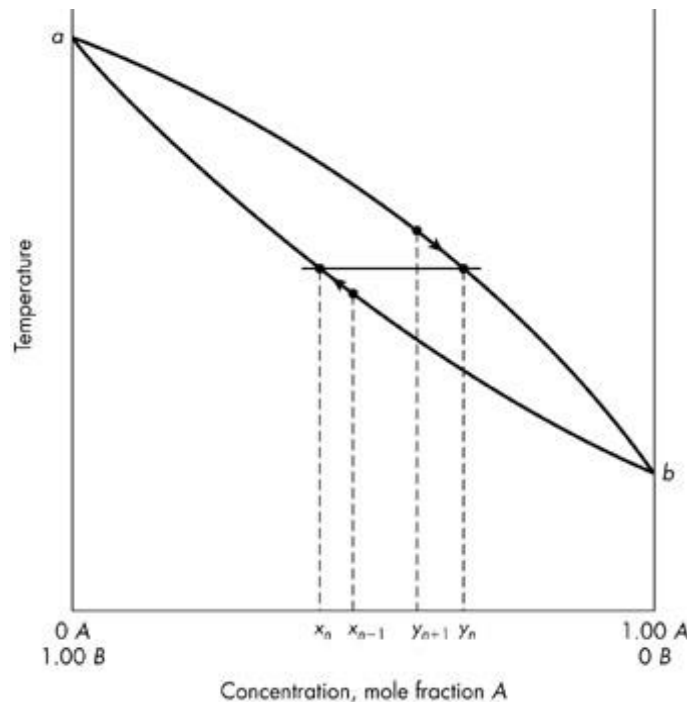
V_{n+1} = taxa molar da corrente L que entra no estágio n (mol/h)

x_{n-1} = fração molar do componente + volátil no líquido saturado que entra no estágio n

x_n = fração molar do componente + volátil no líquido saturado que deixa o estágio n

y_{n+1} = fração molar do componente + volátil no vapor saturado que entra no estágio n

y_n = fração molar do componente + volátil no vapor saturado que deixa o estágio n



- Estágio é IDEAL \rightarrow vapor e líquido que deixam o estágio n estão em equilíbrio
- fração molar do c.m.v. (A) aumenta com a altura da coluna \rightarrow redução da temperatura dos estágios da base para ao topo da coluna

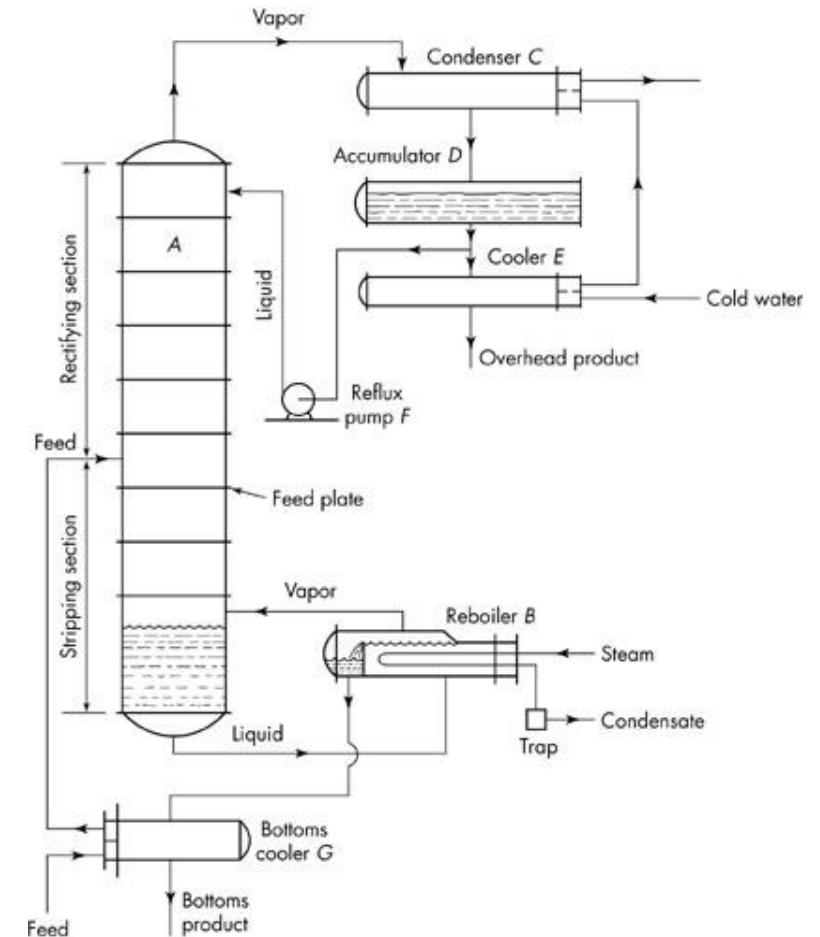
$$x_{n-1} > x_n \text{ e } y_n > y_{n+1} \text{ e também}$$

$$(T)_{L_n} > (T)_{L_{n-1}} \qquad (T)_{V_{n+1}} > (T)_{V_n}$$

- Correntes L e V encontram-se saturadas \rightarrow o vapor (V) no ponto de orvalho e o líquido (L) no ponto de bolha
- Num processo adiabático, a calor liberado na condensação parcial do vapor ascendente é utilizado na vaporização de uma parte do líquido descendente.
- Essa consideração (McCabe) é a base proposição de sua metodologia gráfica para analisar desempenho e projetar coluna de destilação.
- Essa aproximação, aplicada à misturas binárias de componentes similares \rightarrow consideração de taxas molares constantes nas seções da coluna destilação

Retificação e esgotamento numa coluna

- Alimentação no *reboiler* (fundo da coluna) → não conseguem produzir um produto quase puro no fundo, porque o líquido ainda não foi submetido a um processo de esgotamento.
- Restrição superada → alimentação numa posição intermediária da coluna.
- O empobrecimento do líquido descendente na secção inferior a coluna é denominado de *stripping* ou esgotamento, porque o líquido residual que deixa o *reboiler* encontra-se praticamente isento do componente A (+ volátil); quase componente B puro.
- Figura: unidade contínua de fracionamento, com alguns equipamentos auxiliares, com as secções de retificação e esgotamento



- A taxa ou razão de refluxo, uma das principais variáveis controladas numa unidade industrial, pode ser ajustada através de uma válvula especial denominada de *reflux splitter*.
- Se a mistura vaporizada não apresentar a formação de azeótropo então, pode-se obter produtos de elevada pureza no topo e fundo da coluna ajustando adequadamente o **REFLUXO**.
- Pode-se simplificar a planta da figura anterior, no caso de pequenas instalações, substituindo o *reboiler* por uma serpentina de aquecimento (instalado no fundo da coluna). O acumulador e o *cooler* (E) podem ser suprimidos, instalando o condensador total (C) no topo da coluna, e o retornar o refluxo por gravidade para o prato de topo (top plate).

Balanços materiais numa coluna de pratos

Balanços materiais para sistemas binários. Balanço material numa planta típica de destilação contínua.

(a) Balanço material global:

$$F = D + B \quad (10)$$

(b) Balanço material global para o componente A:

$$F x_F = D x_D + B x_B \quad (11)$$

Eliminando a taxa molar B, nas Equações (10) e (11):

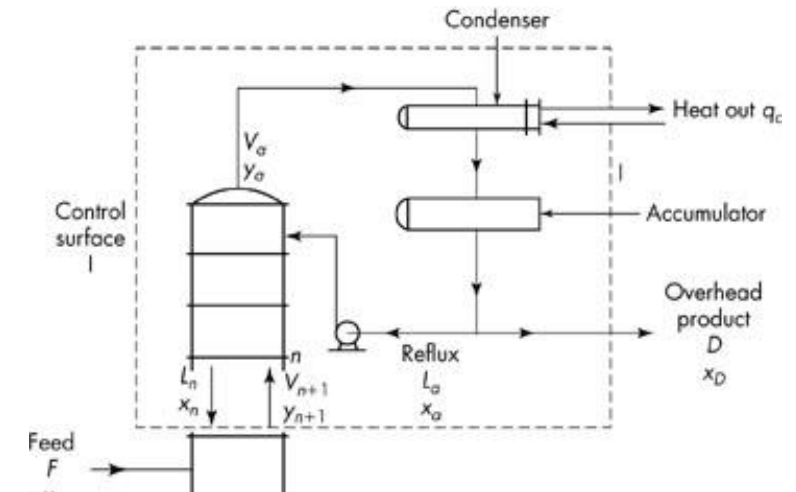
$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_B}{x_D - x_B} \quad (12)$$

Eliminando a taxa molar D, nas Equações (10) e (11):

$$\frac{B}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_B} \quad (13)$$

A taxa molar D (destilado) pode ser obtida, fazendo o balanço material global na superfície de controle envolvendo o condensador e acumulador da figura acima:

$$D = V_a - L_a \quad (14)$$



A mesma taxa molar D também pode ser obtida, fazendo o balanço topo da coluna ou superfície *Control surface I* da figura anterior:

$$D = V_{n+1} - L_n \quad (15)$$

As Eqs. (14) e (15) podem ser reescritas para o componente A:

$$Dx_D = V_a y_a - L_a x_a = V_{n+1} y_{n+1} - L_n x_n \quad (16)$$

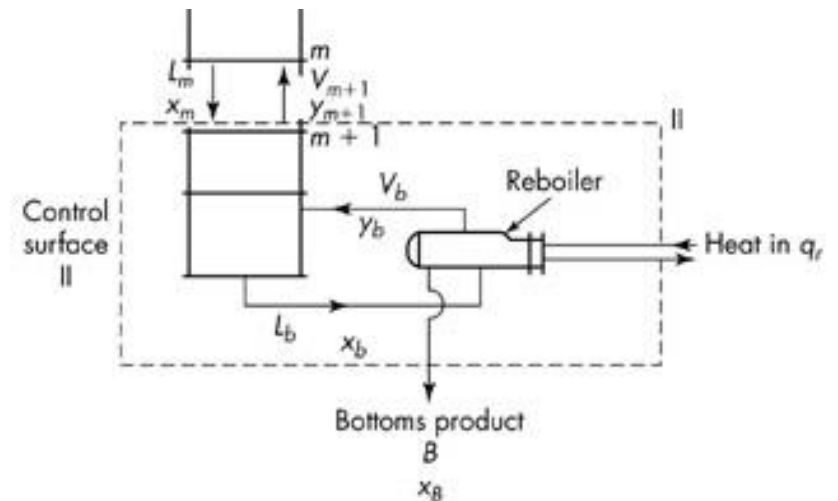
Similarmente, a taxa molar B (produto de fundo) pode ser obtida, fazendo o balanço material global no reboiler e na superfície *Control surface II* da figura,

$$B = L_b - V_b = L_m - V_{m+1} \quad (17)$$

Aplicando a equação anterior para o componente A, teremos:

$$Bx_B = L_b x_b - V_b y_b = L_m x_m - V_{m+1} y_{m+1} \quad (18)$$

O subscrito **n** denota: prato na secção de enriquecimento
 O subscrito **m** denota: prato na secção de esgotamento



Linhas de Operação. Como a coluna de destilação tem duas secções, então teremos duas linhas de operação: uma na secção de esgotamento e outra na secção de enriquecimento. Consideremos, inicialmente, a secção de retificação e ou enriquecimento, como visto no Capítulo 1 (Equação 7), a linha de operação para essa parte da coluna é:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{V_a y_a - L_a x_a}{V_{n+1}} \quad (19)$$

Substituindo $V_a y_a - L_a x_a = D x_D$ da Eq. (16) na equação anterior:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D x_D}{V_{n+1}} \quad (20)$$

A inclinação da Eq. (20) é a relação entre as taxas molares de líquido e vapor na secção superior da coluna. A Eq. (20) pode ser reescrita, considerando a Eq. (15):

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{D x_D}{L_n + D} \quad (21)$$

Reescrevendo a Eq. (18), teremos,

$$V_{m+1} y_{m+1} = L_m x_m - B x_B \quad (22)$$

$$V_{m+1}y_{m+1} = L_m x_m - Bx_B \quad (22)$$

Explicitando y_{m+1} da equação anterior teremos:

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} x_m - \frac{B}{V_{m+1}} x_B \quad (23)$$

Levando a Eq. (17) na equação anterior, teremos:

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{L_m - B} x_m - \frac{B}{L_m - B} x_B \quad (24)$$

Número ideal de estágios: Método de McCabe-Thiele. Quando as linhas de operação (Eqs. 21 e 24) são plotadas no diagrama da curva de ELV do tipo x vs. y , o método de McCabe-Thiele pode ser utilizado para obter o número ideal e estágios para as secções de esgotamento e retificação.

Taxas molares constantes nas secções da coluna (*Constant molal overflow*).

Para muitas situações na destilação, as taxas molares de vapor e líquido são aproximadamente constantes nas secções da coluna (esse conceito já foi apresentado no Capítulo 1). A consequência desse fato, as linhas de operações são LINEARES.

$L_{n-1} \approx L_n \approx L_a \equiv L$ e $V_n \approx V_{n+1} \approx V_a \equiv V$ [taxas molares (L e V) no topo da coluna]

$L_{m-1} \approx L_m \approx L_b \equiv \bar{L}$ e $V_m \approx V_{m+1} \approx V_b \equiv \bar{V}$ [taxas molares (\bar{L} e \bar{V}) no fundo da coluna]

Razão de refluxo. A análise de desempenho e projeto de colunas e fracionamento fica facilitada com a definição da variável denominada de razão de refluxo. Duas quantidades podem ser definidas, ambas na secção de retificação da coluna:

$$R_D = \frac{L_a}{D} = \frac{L}{D} = \frac{V-D}{D} \quad \text{e} \quad R_V = \frac{L}{V} = \frac{L}{L+D} \quad (25)$$

Neste Capítulo utilizaremos apenas a variável R_D .

Levando a consideração de taxas molares constantes na coluna na Eq. (21), teremos:

$$y_{n+1} = \frac{L}{L+D} x_n + \frac{Dx_D}{L+D} = \frac{L/D}{L/D+1} x_n + \frac{x_D}{L/D+1} \quad \text{ou} \quad y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D+1} x_n + \frac{x_D}{R_D+1} \quad (26)$$

A Eq. (26) é a Linha de Operação da secção de enriquecimento. A Eq. (26) apresenta as seguintes características:

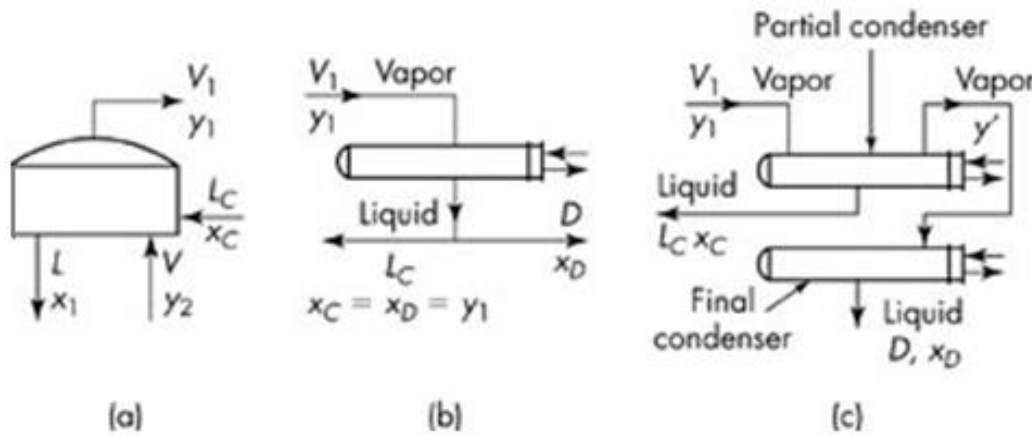
Intercepta o eixo y do digrama de ELV: em $x_n = 0 \rightarrow$ o que vale dizer em $\frac{x_D}{R_D+1}$

$$\text{Quando } x_n = x_D \rightarrow y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D+1} x_D + \frac{x_D}{R_D+1} = \frac{x_D (R_D+1)}{R_D+1} = x_D$$

O que vale dizer que a Eq. (26) intercepta a diagonal (linha $y=x$) do diagrama de ELV no ponto (x_D, x_D) .

Importante: x_D (usualmente) especificada no projeto e a razão de refluxo R_D é ajustada ou controlada para fornecer uma determinada quantidade de produto de topo (D) com o menor consumo de vapor no *reboiler*.

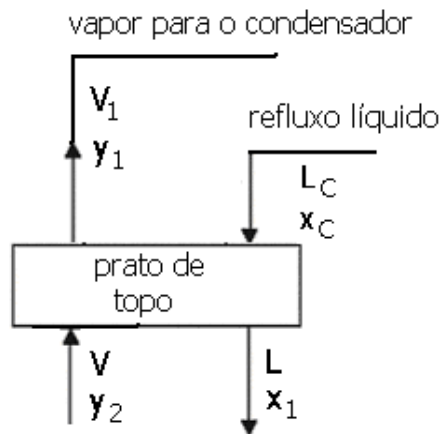
Condensador e prato de topo (top plate). A construção gráfica proposta por McCabe-Thiele para o prato de topo depende da ação do condensador



(a) Prato de topo

(b) Condensador total

(c) Condensador parcial

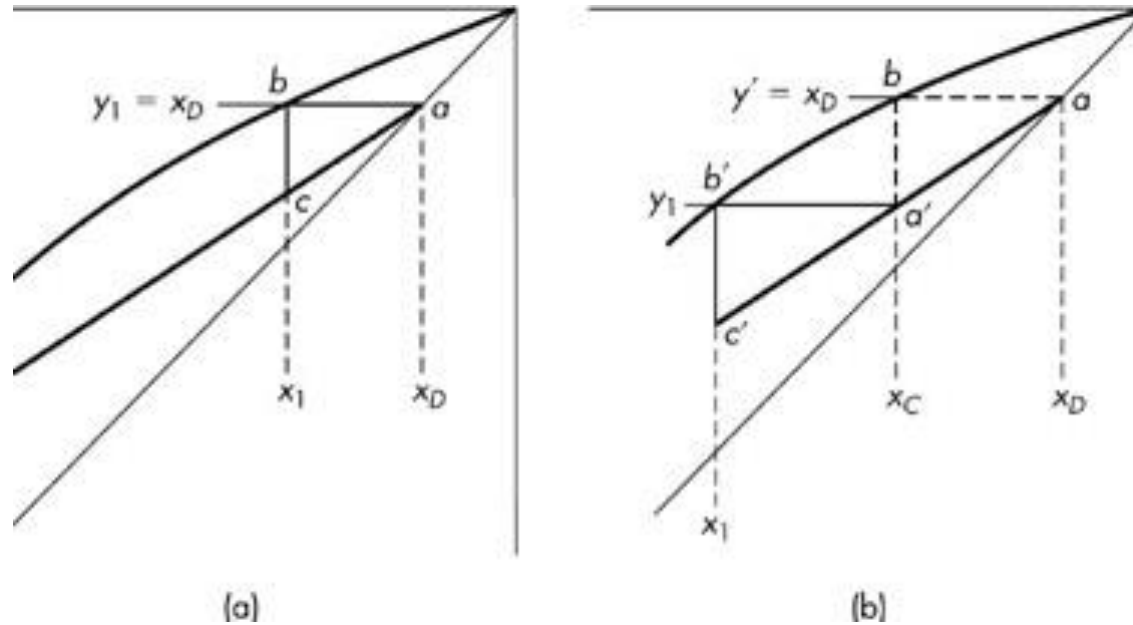


Os pontos com coordenadas (x_C, y_1) e (x_1, y_2) são pontos da Linha de Operação da seção de enriquecimento da coluna

Para a condensação total, teremos $x_C = x_D = y_1$

assim a extremidade da LO (linha de Operação) é dada por (x_D, x_D)

Construção gráfica do prato de topo: **(a)** usando condensador total; **(b)** usando condensador parcial



prato de topo (cond. total):

triângulo **abc**

prato de topo (cond. parcial):

triângulo **a'b'c'**

condensador parcial:

triângulo **aba'**

Condição térmica do refluxo:

Refluxo saturado à T_c (temperatura do ponto bolha): $V = V_1$ (Figura - Slide 28)

Refluxo à T_c "frio" (temperatura abaixo do ponto de bolha): $V_1 < V$ e $L > L_c$

Para o refluxo frio, uma determinada quantidade de vapor é condensada (ΔL) e adicionada ao prato de topo:

$$\Delta L = \frac{L_c c_{pc} (T_1 - T_c)}{\lambda_c} \quad (27)$$

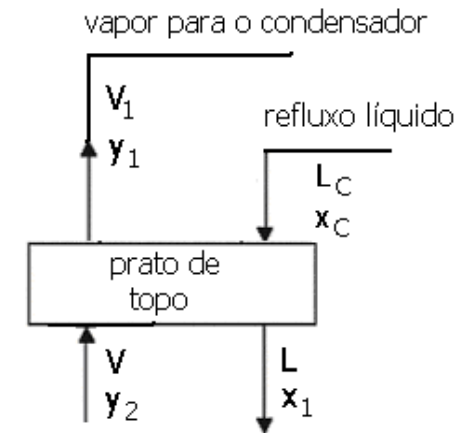
onde, c_{pc} = calor específico do condensado

λ_c = calor latente de vaporização do condensado

T_1 = temperatura do líquido no prato de topo

Para refluxo frio a razão de **refluxo real** na coluna é:

$$R_D = \frac{L}{D} = \frac{L_c + \Delta L}{D} = \frac{L_c \left[1 + \frac{c_{pc} (T_1 - T_c)}{\lambda_c} \right]}{D} \quad (28)$$



Refervedor e prato de fundo ("bottom plate"). A ação do fundo da coluna é análoga ao que acontece no topo. Reescrevendo a LO para secção inferior da coluna, Eq. 23, para fluxos molares constantes, ou seja \bar{L} e \bar{V} , denotam as taxas molares nessa parte da coluna, assim:

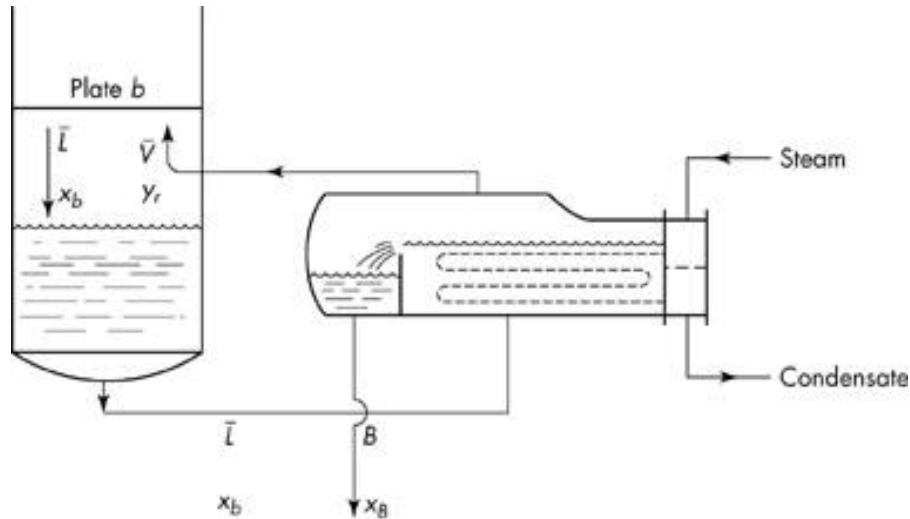
$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - B} x_m - \frac{B x_B}{\bar{L} - B} \quad (29)$$

A Eq. (29), LO da secção da coluna próxima ao *reboiler*, para fluxos molares constantes, apresenta as seguintes características:

Intercepta o eixo y do digrama de ELV: em $x_m = 0 \rightarrow$ o que vale dizer em $-\frac{B x_B}{\bar{L} - B}$

Quando $x_m = x_B \rightarrow y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - B} x_B - \frac{B}{\bar{L} - B} x_B = \frac{x_B (\bar{L} - B)}{\bar{L} - B} = x_B$

O que vale dizer que a Eq. (29) intercepta a diagonal (linha $y=x$) do diagrama de ELV no ponto ($y_{m+1} = x_B$). O diagrama para o prato de fundo e o *reboiler* pode ser visto na Figura a seguir:

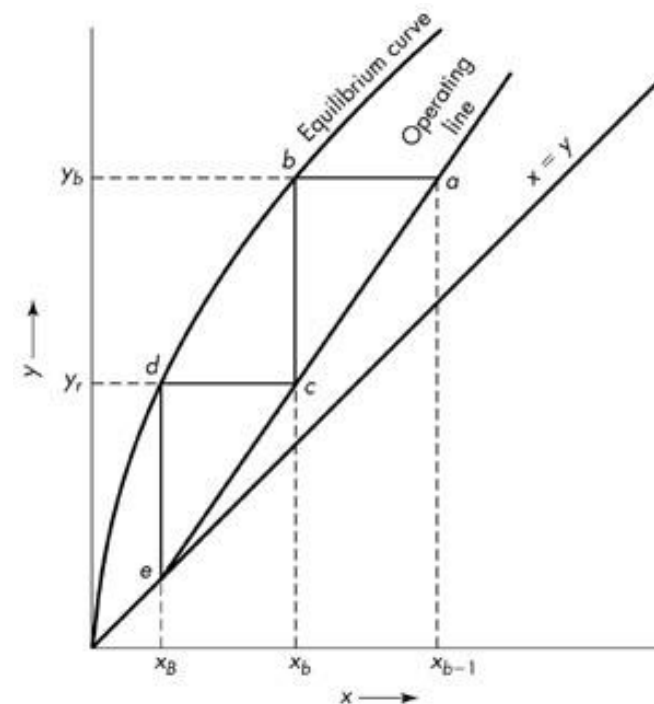


reboiler: triângulo **cde**
 prato de fundo (Plate b): triângulo **abc**

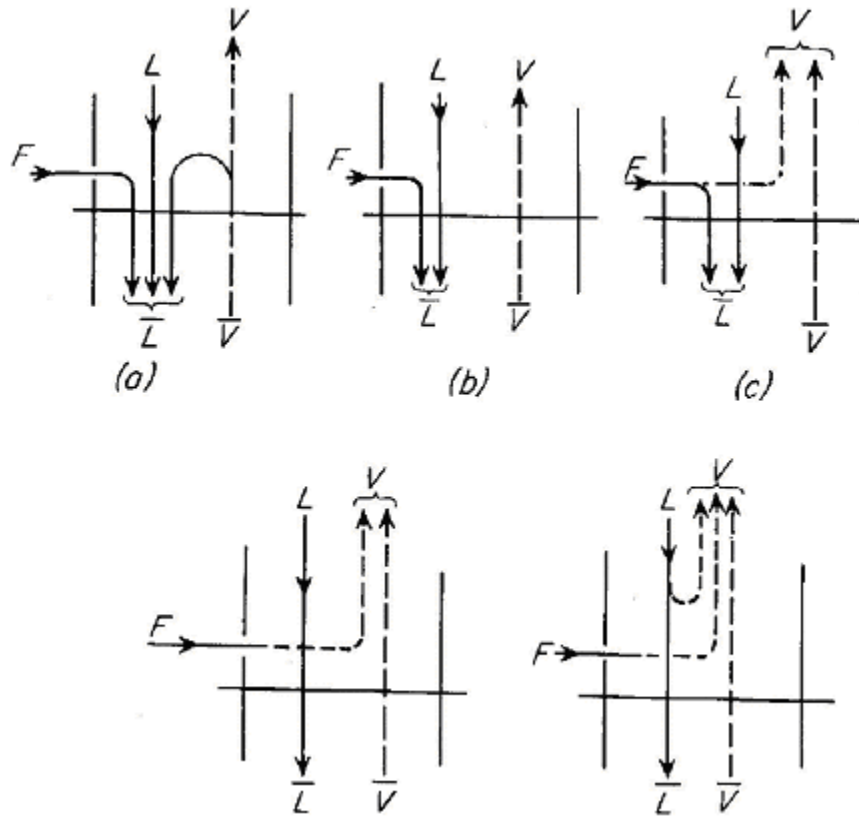
ponto com coordenadas $(x_B, y_r) \rightarrow$ linha de equilíbrio

ponto com coordenadas $(x_b, y_r) \rightarrow$ linha de operação

O procedimento gráfico para plotar o reboiler e o prato de fundo encontra-se na figura abaixo.



Prato de alimentação ("feed plate"): É o prato da coluna onde é feita a alimentação da mistura. As taxas de vapor e líquido saturado modificam, dependendo da condição térmica da alimentação. A figura abaixo ilustra as possibilidades da corrente de alimentação.



- (a) Líquido sub-resfriado
- (b) Líquido saturado ou na temperatura do ponto de bolha (*bubble point*)
- (c) Mistura líquido + vapor
- (d) Vapor saturado ou na temperatura do ponto de orvalho (*dew point*)
- (e) Vapor super aquecido

- Líquido sub-resfriado, $q > 1,0$
- Líquido saturado, $q = 1,0$
- Mistura líquido + vapor, $0 < q < 1,0$
- Vapor saturado, $q = 0$
- Vapor super-aquecido, $q < 0$

Parâmetro q : O parâmetro q é definido como o número de moles de líquido saturado adicionado na secção de esgotamento resultante da introdução de cada mol de alimentação.

O valor do parâmetro q para:

Líquido sub-resfriado: $q = 1 + \frac{c_{pL} (T_b - T_F)}{\lambda}$ (30)

Vapor super aquecido: $q = - \frac{c_{pV} (T_F - T_d)}{\lambda}$ (31)

onde:

c_{pL} e c_{pV} = calores específicos de líquido e vapor saturado, respectivamente

T_F = temperatura da corrente de alimentação

T_b e T_d = temperatura do ponto de bolha e orvalho da mistura, respectivamente

λ = calor latente de vaporização da mistura $\lambda = [\text{temp. e composição}]$

Alimentação é vapor superaquecido e para cada 5 moles de alimentação 1 mol de líquido é vaporizado no prato de alimentação: Qual o valor do parâmetro q ?

Linha de alimentação ("feed line") O parâmetro q pode ser utilizado para localizar a intersecção das linhas de operação. Sabemos que a contribuição da corrente de alimentação na taxa molar de líquido saturado na inferior da coluna é qF , então a taxa da líquido na secção de esgotamento é:

$$\bar{L} = L + qF \quad \text{ou} \quad L - \bar{L} = -qF \quad (32)$$

Similarmente, a contribuição da corrente de alimentação na taxa interna de vapor é $F(1-q)$, então a taxa de vapor na secção de enriquecimento é:

$$V = \bar{V} + (1 - q)F \quad \text{ou} \quad V - \bar{V} = (1 - q)F \quad (33)$$

Para taxas molares constantes nas seções, os seguintes balanços materiais nas seções da coluna podem ser descritos [considerando as Eqs (16) e (22)] :

$$\text{topo} \quad V y_{n+1} = L x_n + D x_D \quad (34)$$

$$\text{fundo} \quad \bar{V} y_{m+1} = \bar{L} x_m - B x_B \quad (35)$$

Na intersecção das Linhas de Operação; $y_{n+1} = y_{m+1} \equiv y$ e $x_n = x_m \equiv x$
subtraindo a Eq. (34) da Eq. (35), teremos:

$$y(V - \bar{V}) = (L - \bar{L})x + D x_D + B x_B \quad \text{ou} \quad y = \left(\frac{L - \bar{L}}{V - \bar{V}} \right) x + \frac{\overbrace{D x_D + B x_B}^{F x_F \text{ (Eq. 11)}}}{V - \bar{V}} \quad (36)$$

Substituindo as Equações (32) e (33) na Equação (36), teremos:

$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q} \quad (37)$$

A Eq. (37) é denominada de **Linha de Alimentação**, e para a sua representação no diagrama de equilíbrio (ELV) precisamos do conhecimento de x_F e do parâmetro q . A Eq. (37) apresenta as seguintes características:

Intercepta o eixo y do digrama de ELV: em $x = 0 \rightarrow$ o que vale dizer em $\frac{x_F}{1-q}$

Quando $x = x_F \rightarrow y = -\frac{q}{1-q}x_F + \frac{x_F}{1-q} = \frac{x_F(1-q)}{1-q} = x_F$

O que vale dizer que a Eq. (37) intercepta a diagonal (linha $y=x$) do diagrama de ELV no ponto (x_F, x_F) .

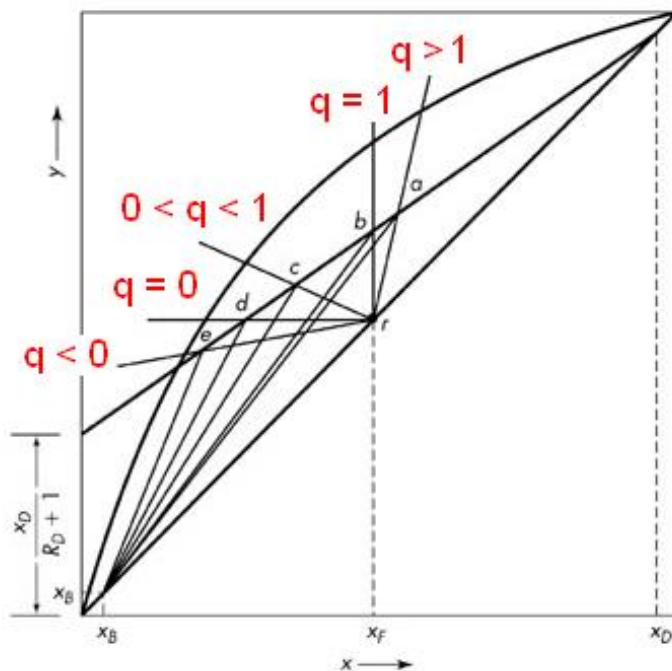
Construção das linhas de operação

Retificação ou enriquecimento: (x_D, x_D) , $\frac{x_D}{R_D + 1}$ ou inclinação: $\frac{R_D}{R_D + 1}$

Alimentação: (x_F, x_F) , parâmetro q ou $\frac{x_F}{1 - q}$

Esgotamento ou *stripping*: (x_B, x_B) e intersecção com as linhas de Retificação e alimentação.

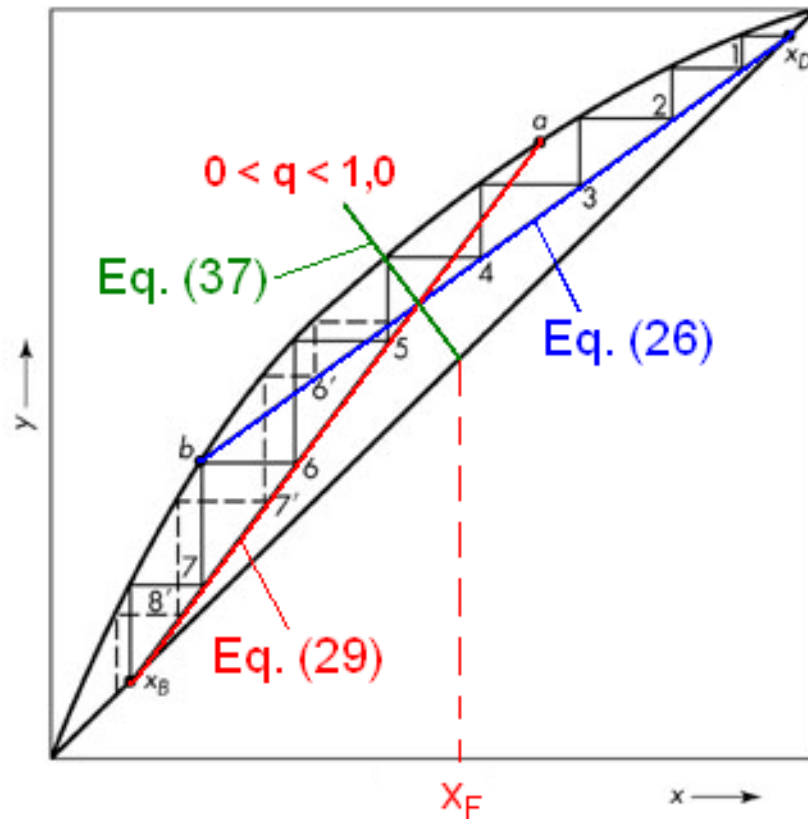
A Figura a seguir mostra o efeito da condição térmica de alimentação na intersecção das Linhas de Operação das seções da coluna de destilação completa.



Efeito da condição térmica da alimentação na linha de alimentação: **ra** líquido frio, **rb** líquido saturado, **rc** mistura líquido + vapor, **rd** vapor saturado, **re** vapor superaquecido.

Localização do prato de alimentação

A Figura a seguir mostra o procedimento para localização do prato de alimentação. Em tese o prato de alimentação poderia encontrar-se entre os pontos **a** e **b**. A localização "ótima" do prato de alimentação é aquela que minimiza o número teórico de estágios (N).



Se optarmos por uma alimentação no **quinto estágio (5)**, numeração a partir do topo, precisamos de **oito (8)** estágios entre x_D e x_B . Para uma alimentação no **sétimo estágio (7)** seriam necessários um número de estágio **maior que oito (8)** entre x_D e x_B . **Prato "ótimo" de alimentação é o quinto estágio.**

Consumo de vapor de água e água de refrigeração na coluna de destilação

Se vapor de água saturado é utilizado no processo de vaporização parcial, então o consumo de vapor de água no *reboiler* é:

$$\dot{m}_s = \frac{\bar{V}\lambda}{\lambda_s} \quad (38)$$

onde:

\dot{m}_s = consumo de vapor de água (kg/hora, ton/hora ou lb/s)

\bar{V} = taxa de vaporização da mistura no *reboiler*

λ_s = calor latente molar/mássico do vapor de água (*steam*)

λ = calor latente molar/mássico da mistura

Consumo de água de refrigeração no condensador total (sem sub-resfriamento do reciclo):

$$\dot{m}_w = \frac{V\lambda}{(T_2 - T_1)c_{pw}} \quad (39)$$

\dot{m}_w = consumo de água de refrigeração (kg/hora, ton/hora ou lb/hora)

$T_2 - T_1$ = diferença de temperatura da água de refrigeração

V = taxa molar de vapor da mistura no prato de topo

λ = calor latente molar/mássico da mistura [Obs: λ da Eq. 38 \neq λ da Eq. 39]

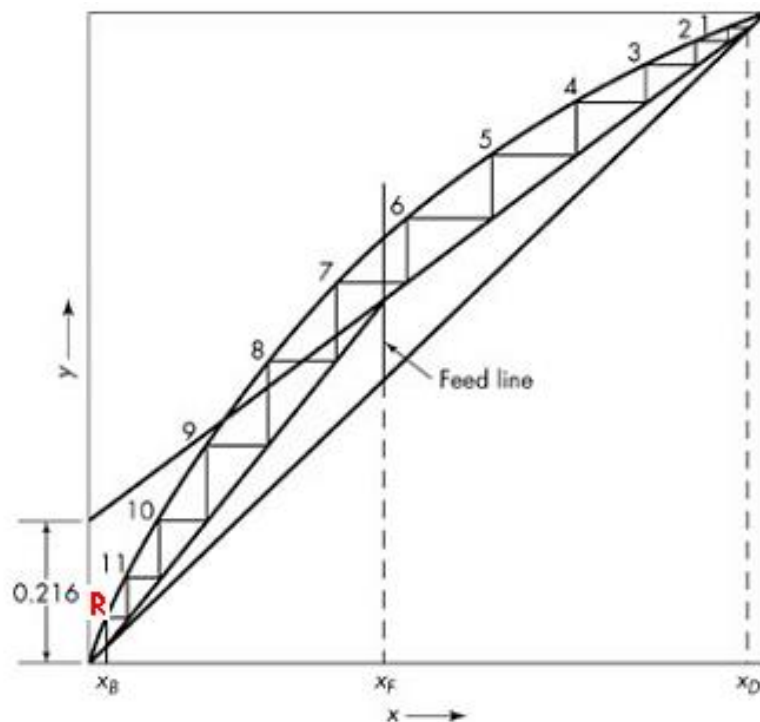
c_{pw} = calor específico molar/mássico médio da água de refrigeração

Exemplo 3: Uma coluna de fracionamento completa é projetada para separar 30000 kg/h de uma mistura com 40% de benzeno e 60% de tolueno. A separação é para produzir um produto de topo com 97% de benzeno e produto de fundo 98% de tolueno. Todas essas porcentagens são em peso. Razão de refluxo é de 3,5 moles para 1,0 mol de produto de topo. Os calores molares latentes do benzeno e tolueno são, 7360 e 7960 cal/g mol, respectivamente. Benzeno e tolueno formam uma mistura ideal com volatilidade relativa média de 2,5; a curva de equilíbrio é mostrada na figura a seguir. A temperatura do ponto de bolha mistura na alimentação é de 95°C a pressão de 1,0 atm (abs).

- (a) Calcular as taxas dos produtos de topo e fundo da coluna,
- (b) Determinar o número ideal de estágios (N) e a localização do prato de alimentação
 - i) a alimentação é constituída de líquido saturado (ou na T de ponto de bolha)
 - ii) a alimentação é líquido frio à 20 °C (calor específico = 0,44 cal/g °C)
 - iii) se a alimentação é uma mistura (2/3 de vapor e 1/3 de líquido)
- (c) se vapor de água saturado (20 lbf/in² ou 1,36 atm efetiva) é utilizado como fluido de aquecimento, calcular o consumo de vapor de água no refeedor para os três casos o item b, negligenciado as perdas de calor e que o refluxo é saturado.
- (d) calcular o consumo de água de refrigeração no topo das coluna, se a temperatura de entrada e saída da água é, 25 °C e 40°C, respectivamente, é empregada na condensação total do vapor no topo da coluna.

Os pesos moleculares do benzeno tolueno são: 78 e 92, respectivamente.

O procedimento gráfico (McCabe-Thiele) para obter N e a localização do prato de alimentação encontram-se representado na figura a seguir.



i)

Número ideal e estágios: $N = 11 + \text{refervedor parcial}$

Posição do prato de alimentação: entre o sexto e o sétimo estágio; numerados a partir do topo.

ii) a alimentação é líquido "frio" à 20 °C [calor específico (c_{pL})= 0,44 cal/g°C]

parâmetro q para líquido sub-resfriado: $q = 1 + \frac{c_{pL} (T_b - T_F)}{\lambda}$

calor latente (mássico) de vaporização da mistura na alimentação:

$$\lambda = \frac{7696 \text{ cal/gmol}}{85,8 \text{ g/gmol}} = 89,7 \text{ cal/g} \quad \text{assim,} \quad q = 1 + \frac{0,44 \text{ cal/g}^\circ\text{C} (95 - 20)^\circ\text{C}}{89,7 \text{ cal/g}} = 1,37$$

Linha de Operação (LO) da secção de enriquecimento:

$$Y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D \quad \text{ou} \quad Y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D + 1} x_n + \frac{x_D}{R_D + 1}$$

Obs: Como a razão de refluxo foi mantida constante, então V (vapor saturado na parte superior da coluna) não modifica. A variação do parâmetro q (condição térmica da alimentação) promove modificações na taxa \bar{V} (secção esgotamento).

Linha de Alimentação (LA):

$$\text{inclinação:} = -\frac{q}{(1-q)} = -\frac{1,37}{(1-1,37)} = 3,70$$

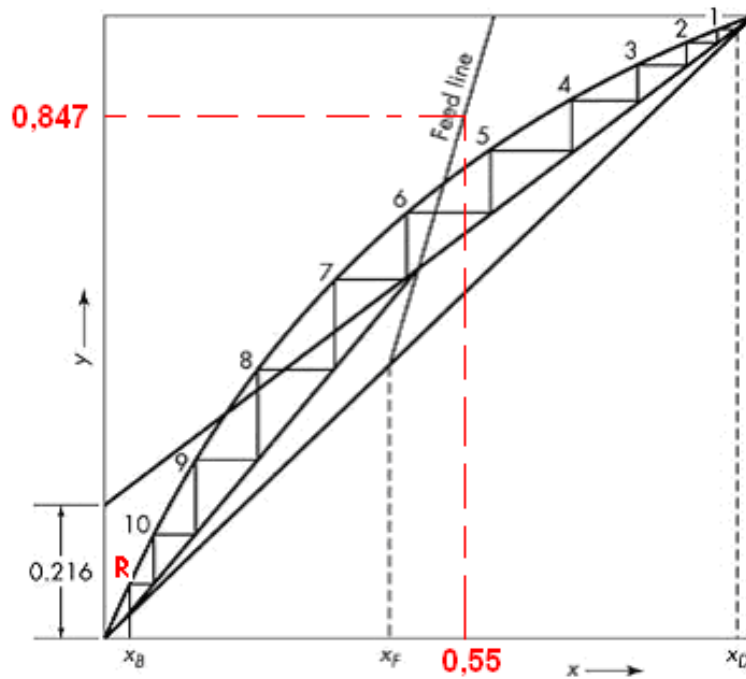
$$\text{e intercepta o eixo } y: y = \frac{x_F}{(1-q)} = \frac{0,44}{(1-1,37)} \cong -1,19$$

Outra forma de localizar LA:

$p/ \quad x_F = 0,44; \quad q = 1,37 \quad \text{e}$
 $x = 0,55 \text{ (exemplo)}$

$$y = -\frac{1,37}{1-1,37} 0,55 + \frac{0,44}{1-1,37} = 0,847$$

LO da secção de esgotamento da coluna: (x_B ; x_B) e intersecção com LA e LO da secção de enriquecimento. O procedimento gráfico (McCabe-Thiele) para obter N e a localização do prato de alimentação encontram-se representado na figura a seguir:



ii)

Número ideal de estágios: $N = 10 + \text{refervedor parcial (arredondando para cima)}$

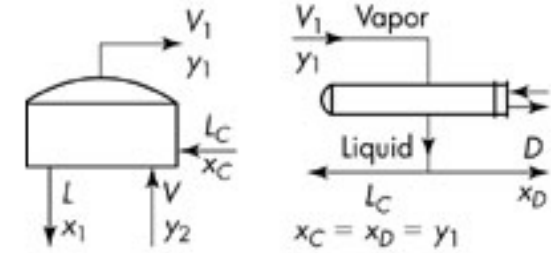
Posição do prato de alimentação: entre o quinto e o sexto estágio numerados a partir do topo.

c) Cálculo do consumo de vapor de água no *reboiler* (\dot{m}_s) para os três casos do item b

Balanco material no topo da coluna (condensador total):

$$V_1 = L_c + D \text{ ou } V = L + D = 3,5D + D$$

$$\text{então } V = 4,5D = 4,5 \times 153,4 = 690 \text{ kmol/h}$$



definição do parâmetro q : fração da alimentação que passa a compor o líquido saturado descendente ou seja,

$$V = \bar{V} + (1 - q)F \quad \text{ou} \quad \bar{V} = V - (1 - q)F = 690 - 350 \times (1 - q)$$

Consumo de vapor saturado de água é: $\dot{m}_s = \frac{\lambda \bar{V}}{\lambda_s}$ [Apêndice 7 ($P = 20 \text{ lbf/in}^2$ ou $1,36 \text{ atm}$ efetiva)]

$$\lambda_s = 939 \text{ btu/lbm} \quad \text{ou} \quad 939 \frac{\text{btu}}{\text{lbm}} \times \frac{\text{lbm/btu}}{1,8 \text{ g/cal}} = 522 \text{ cal/g}$$

λ = latente molar de vaporização da mistura no fundo da coluna $x_B = 0,0235$.

Assumido que o líquido que entra no reboiler é praticamente tolueno puro; assim:

$\lambda = 7960 \text{ cal/g mol}$. Dessa forma:

$$\dot{m}_s = \frac{7960 \text{ kcal/kmol}}{522 \text{ kcal/kg}} \bar{V} \left(\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right) = 15,25 \times [690 - 350(1 - q)] \text{ em } \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Caso	q	Consumo de vapor no <i>reboiler</i> (kg/h)	Número ideal de estágios (N)	
			Solução gráfica	Solução Analítica*
(i)	1,0	10520	11	10,59
(ii)	1,37	12500	10	10,17
(iii)	0,333	6960	12	11,85

*Para calcular N analiticamente deve-se empregar a seguinte expressão para volatilidade relativa (benzeno-tolueno): $\alpha = 2,34 + 0,27x$ (para x fração molar de benzeno no líquido). (Exercício para casa). Utilizando líquido "frio" à 20 °C (q = 1,37), tem-se o MENOR número ideal de estágios, entretanto o MAIOR consumo de vapor no *reboiler*.

d) consumo de água de refrigeração no condensador total (\dot{m}_w):

Calor latente molar do destilado: $\lambda \cong 7360 \frac{\text{kcal}}{\text{kmoles}}$ (benzeno puro)

$$\dot{m}_w = \frac{V\lambda}{(T_2 - T_1)c_{pw}} = \frac{690 \frac{\text{kmoles}}{\text{h}} \times 7360 \frac{\text{kcal}}{\text{kmoles}}}{1,0 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (40 - 25)^\circ\text{C}} = 338.560 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Obs: O consumo de água de refrigeração é o mesmo para todos os casos. A taxa molar de vapor saturado na seção superior da coluna depende APENAS da RAZÃO DE REFLUXO e não da condição térmica de alimentação (parâmetro q).

Número mínimo de pratos

Linha de Operação da seção de enriquecimento:

$$V y_{n+1} = L x_n + D x_D \quad (40) \quad \text{ou} \quad y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D + 1} x_n + \frac{x_D}{R_D + 1} \quad (41)$$

A inclinação da LO: $\frac{R_D}{R_D + 1}$,

aumentando o refluxo até no caso limite de refluxo total o que vale dizer $D = 0$, o de outra forma, $R_D = \frac{L}{D} \rightarrow \infty$; consequência desse fato na inclinação da linha:

$$L = V \quad \text{ou} \quad \frac{R_D}{R_D + 1} \cong \frac{\infty}{\infty + 1} \cong 1 \quad \text{o que vale dizer: } y_{n+1} \cong x_n$$

Essa condição é denominada de **Refluxo Total**, quando a Linha de Operação da seção de enriquecimento coincide como a linha $y=x$.

Associado ao Refluxo Total tem-se o **maior** distanciamento possível entre as Linhas de Operação e a curva de ELV, o que vale dizer maior driving force e consequentemente o Número Mínimo de Estágios (N_{\min}).

Relação de equilíbrio para uma mistura binária (A+B), onde o componente A é o + volátil, para volatilidade relativa média $\bar{\alpha}_{AB}$ constante, temos:

$$\bar{\alpha}_{AB} = \frac{y_A / x_A}{y_B / x_B} = \frac{y_A / x_A}{(1 - y_A) / (1 - x_A)} \quad \text{ou} \quad \frac{y}{(1 - y)} = \bar{\alpha}_{AB} \frac{x}{(1 - x)} \quad (42)$$

Reescrevendo a relação anterior, Eq. (42), para o estágio/prato n+1, teremos:

$$\frac{y_{n+1}}{1 - y_{n+1}} = \bar{\alpha}_{AB} \frac{x_{n+1}}{1 - x_{n+1}} \quad (43)$$

Para a condição de Refluxo Total (D=0 e L=V) ou, a Eq. (41) temos que:

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D \quad ; \quad \text{então} \quad y_{n+1} = x_n \quad (44)$$

Substituindo a Eq. (44) na Eq. (43), teremos:

$$\frac{x_n}{1 - x_n} = \bar{\alpha}_{AB} \frac{x_{n+1}}{1 - x_{n+1}} \quad (45)$$

No topo da coluna (n=0), se o condensador é total, $y_1 = x_D$

$$\frac{x_D}{1 - x_D} = \bar{\alpha}_{AB} \frac{x_1}{1 - x_1} \quad (46)$$

Reescrevendo a Eq. (45), para n pratos consecutivos:

$$\text{para } n = 1 \text{ (prato de topo)} \quad \frac{x_1}{1-x_1} = \bar{\alpha}_{AB} \frac{x_2}{1-x_2}$$

$$\text{para } n = 2 \quad \frac{x_2}{1-x_2} = \bar{\alpha}_{AB} \frac{x_3}{1-x_3} \quad (47)$$

$$\text{para } n = 3 \quad \frac{x_3}{1-x_3} = \bar{\alpha}_{AB} \frac{x_4}{1-x_4} \quad (47)$$

$$\text{para } n = n - 1 \quad \frac{x_{n-1}}{1-x_{n-1}} = \bar{\alpha}_{AB} \frac{x_n}{1-x_n} \text{ (excluindo o refeedor parcial)}$$

Fazendo substituições sucessivas de $n = 0$ até n (prato de fundo ou *plate b*), os termos intermediários são cancelados, resultando em:

$$\frac{x_D}{1-x_D} = (\bar{\alpha}_{AB})^n \frac{x_n}{1-x_n} \quad (48)$$

Uma coluna com $D = 0$ (refluxo TOTAL) $n = N = N_{\min}$:

$$\frac{x_D}{1-x_D} = (\bar{\alpha}_{AB})^{N_{\min}} \frac{x_b}{1-x_b} \quad (49)$$

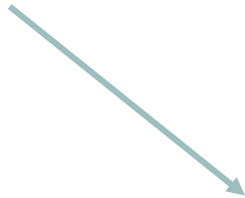
Para inserir a composição do produto de fundo (x_B) na Eq. (49), são necessários N_{\min} estágios + o refulvador parcial (estágios de equilíbrio):

$$\frac{x_D}{1-x_D} = (\bar{\alpha}_{AB})^{N_{\min}+1} \frac{x_B}{1-x_B} \quad (50)$$

Explicitando N_{\min} na equação anterior teremos:

$$N_{\min} = \frac{\ln \left[\frac{x_D(1-x_B)}{x_B(1-x_D)} \right]}{\ln(\bar{\alpha}_{AB})} - 1 \quad (51)$$

A Eq. (51) é denominada de Equação de Fenske e pode ser aplicada para misturas binárias quando $\bar{\alpha}_{AB} \rightarrow$ constante. Se $\alpha_{AB}(\text{topo}) \neq \alpha_{AB}(\text{base})$; então pode-se trabalhar um valor médio de $\bar{\alpha}_{AB} \rightarrow$ (média geométrica).



$$\bar{\alpha}_{AB} = \left[(\alpha_{AB})_{\text{topo}} \times (\alpha_{AB})_{\text{base}} \right]^{1/2}$$

REFLUXO MÍNIMO

Qualquer refluxo (R_D) menor que o TOTAL, o número de estágios necessários para a separação é **MAIOR** que o número mínimo (N_{\min}) e o número ideal de estágios (N) aumenta continuamente à medida que o refluxo diminui, ou seja:

$N \uparrow \propto R_D \downarrow$ (diminuição de R_D tem como consequência um incremento no valor de N)

O refluxo que torna valor de N muito grande, ou "infinito", é denominado e **RAZÃO DE REFLUXO MÍNIMO**.

Nas colunas reais, projetadas para produzir quantidades finitas no topo a base, devem operar com uma razão de refluxo intermediária:

$$\underbrace{\left(\frac{L_a}{D}\right)_{\min}}_{N \rightarrow \text{"infinito"}} < \left(\frac{L_a}{D}\right)_{\text{op}} < \frac{\infty}{N_{\min}}$$

A razão de refluxo mínima $(R_D)_{\min}$ pode ser obtida movimentando-se as linhas de operação através da redução da razão de refluxo, como ilustra a figura a seguir:

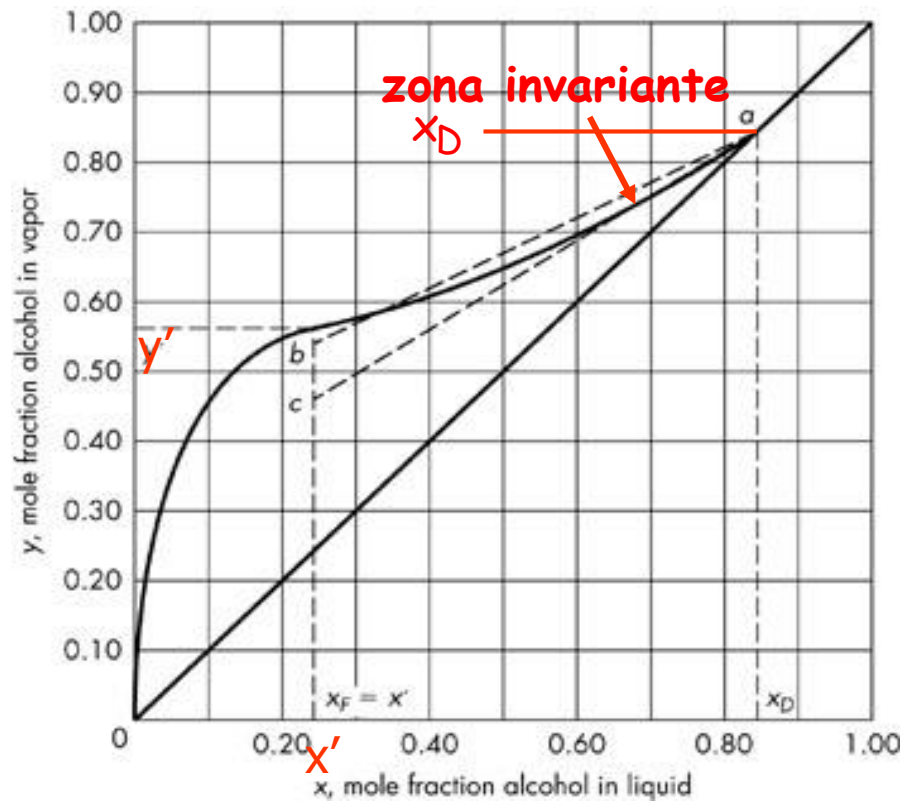
O cálculo da **Razão Mínima de Refluxo** pode ser feito a partir da inclinação da linha de operação (secção de enriquecimento):

$$\frac{(R_D)_{\min}}{(R_D)_{\min} + 1} = \frac{y_D \equiv x_D - y'}{x_D - x'} \quad \text{ou} \quad (R_D)_{\min} = \frac{x_D - y'}{y' - x'}$$

Nesse caso: as coordenadas do *pinch point* ($x'; y'$) ou $(R_D)_{\min}$ é dependente do parâmetro q .

Como determinar a Zona Invariante (ou Pinch Point)

Na condição de razão mínima de refluxo, um ângulo agudo é formado na **interseção da linha de operação e equilíbrio**, como mostra o ponto **d** da figura anterior (parte inferior da retificação (L/V) e superior do esgotamento (\bar{L}/\bar{V})), ou o ponto de tangencia da figura a seguir:



Curva de equilíbrio com inflexão

Sistema: etanol + água

Linha ac: OK

Linha ab: ERRADO! (inversão da driving force)

Nesse caso a zona invariante localiza-se próximo ao prato de topo.

O valor de $(R_D)_{\min}$ é obtido pela tangente da LO da secção de enriquecimento com a curva de ELV, que neste caso apresenta uma inflexão (ELV não convencional) p/ valores de x próximo ao ponto de azeótropo, da figura anterior,

Na zona invariante ou *pinch point*: em função da proximidade das Linhas de Equilíbrio e Operação, os estágios ou pratos praticamente não alteram as composições das correntes, ou seja,

$$x_{n-1} \cong x_n \text{ e } y_{n+1} \cong y_n$$

Razão de refluxo ótima $(R_D)_{\text{optimum}}$

Custos fixos (Fixed charges): C_F = projeto, aquisição e instalação da unidade de destilação

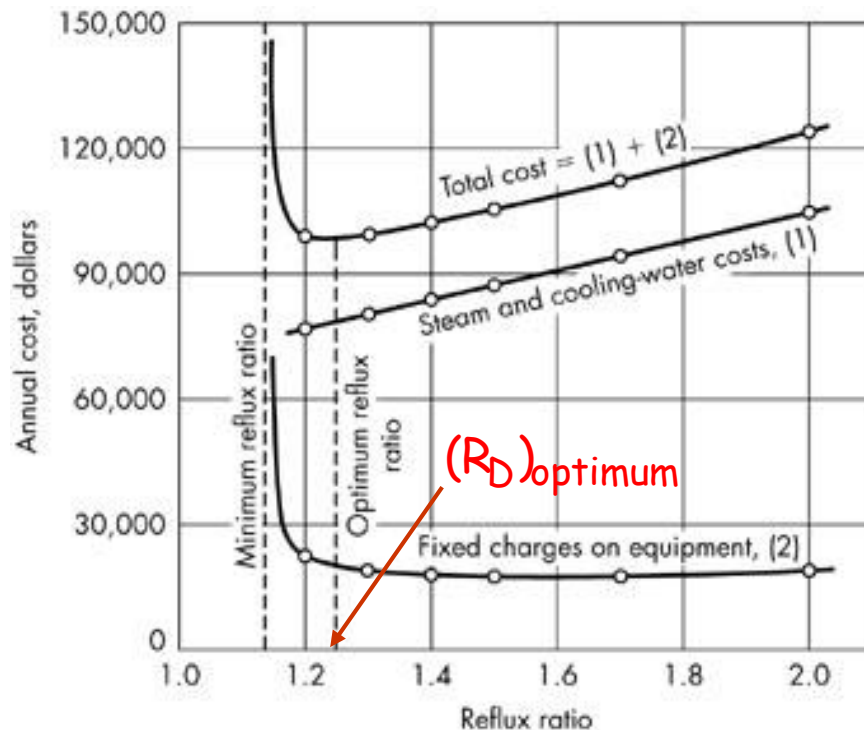
Custos variáveis: C_V = alimentação da mistura, manutenção, energia elétrica, consumo de vapor e água de refrigeração

Custo total (Total Costs): $C_T = C_F + C_V$

$\downarrow C_F \propto \uparrow R_D$ (L e V aumentam com o incremento do reciclo e número estágios diminui)

$\downarrow C_V \propto \downarrow R_D$ (L e V diminuem com a redução do reciclo e número estágios aumenta)

O refluxo ótimo é obtido através da **minimização** da função Custo Total (C_T), como ilustra a figura abaixo:



Dica: Usualmente (dado empírico)
 $(R_D)_{\text{opt.}} \cong (1,1 \text{ e } 1,5) \times (R_D)_{\text{min}}$

A razão de refluxo ótima DEPENDE do custo da energia.

Exemplo 4: Calcular a razão mínima de refluxo e o número ideal mínimo de estágios (N_{\min}) para os casos b(i), b(ii) e b(iii) do Exemplo 3.

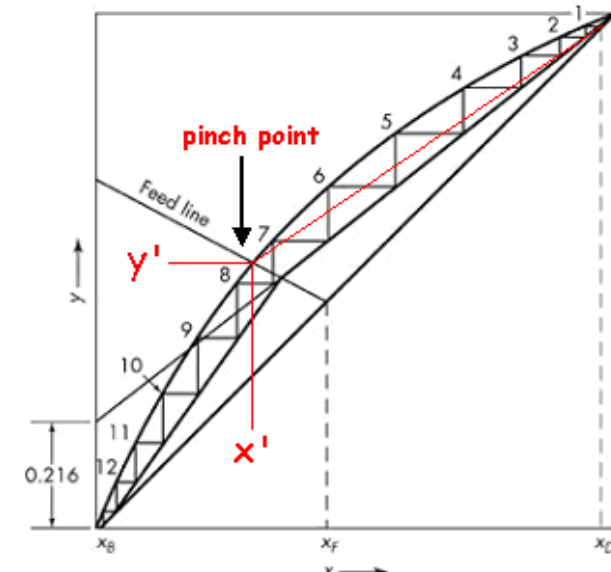
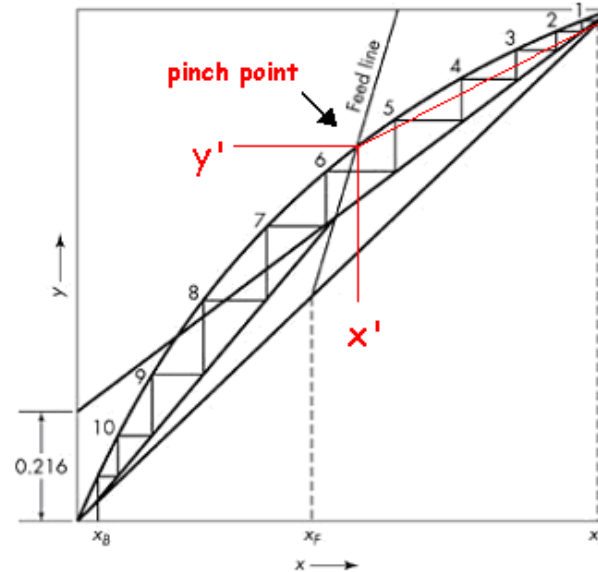
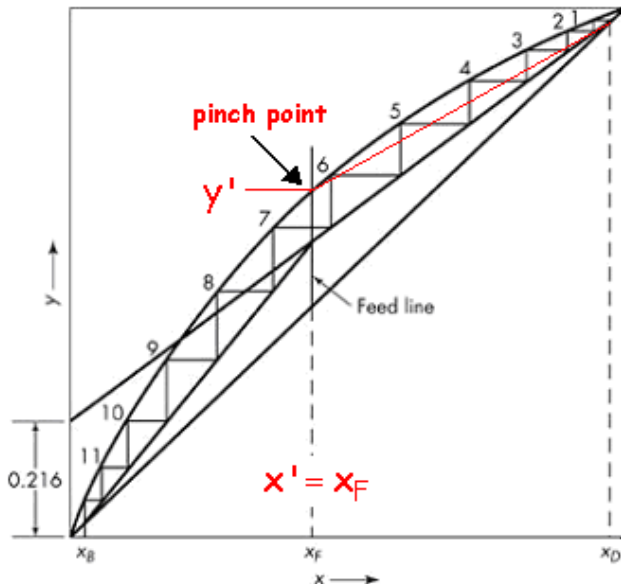
Solução:

Cálculo de $(R_D)_{\min}$ $x_D = 0,974$ $(R_D)_{\min} = \frac{x_D - y'}{y' - x'}$

A posição da Linha de alimentação modifica com alteração do parâmetro q (condição térmica da alimentação), então as coordenadas do **pinch point** também.

Os valores de $(R_D)_{\min}$ encontram-se na tabela abaixo

Caso	x'	y'	$(R_D)_{\min}$
b(i)	0,44	0,66	1,44
b(ii)	0,52	0,73	1,16
b(iii)	0,30	0,51	2,16



O número mínimo de estágios N_{\min} é calculado para condição de refluxo total, como ilustra a figura a seguir. Para utilizar a correlação de Fenske, aplicaremos a expressão: (essa relação apenas se aplica para benzeno e tolueno à $P = 1,10 \text{ atm}$).

Topo da coluna: $x = 0,974 \rightarrow \alpha = 2,60$

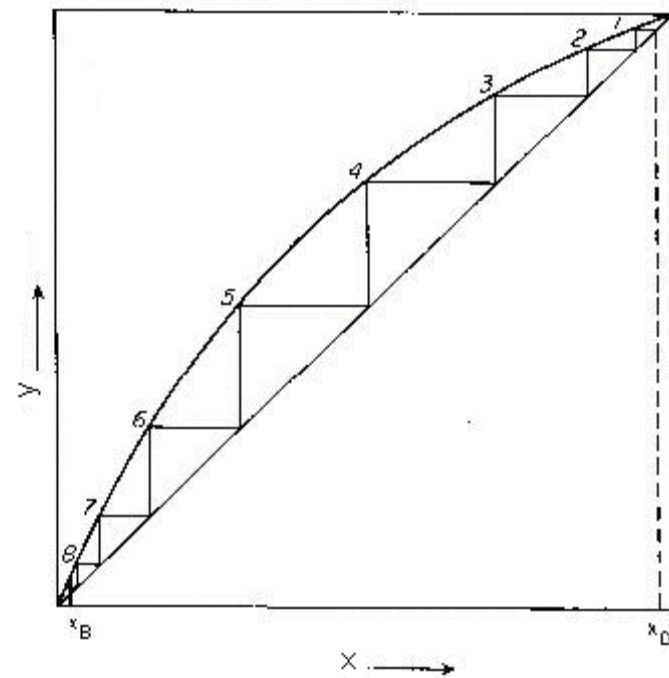
Base da coluna: $x = 0,0235 \rightarrow \alpha = 2,35$

Média geométrica: $\bar{\alpha}_{AB} = \sqrt{2,35 \times 2,60} = 2,47$

Correlação de Fenske

$$N_{\min} = \frac{\ln \left[\frac{x_D (1 - x_B)}{x_B (1 - x_D)} \right]}{\ln(\bar{\alpha}_{AB})} - 1$$

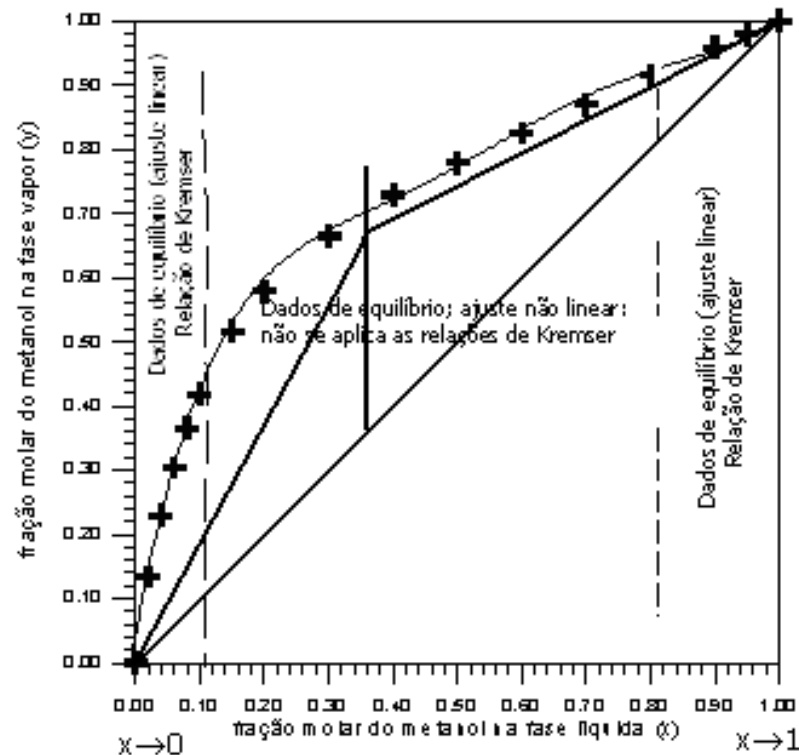
$$N_{\min} = \frac{\ln \left[\frac{0,974(1 - 0,0235)}{0,0235(1 - 0,974)} \right]}{\ln(2,47)} - 1 = 7,1 + 1 = 8,10$$



Procedimento gráfico:
 $N_{\min} = 8 \text{ estágios ideais} + \text{reboiler}$
 (arredondando para cima)

Produtos de elevadas purezas (Nearly pure products)

Quando se deseja produtos de topo e fundo com elevada pureza, torna-se praticamente impossível a construção gráfica (imprecisão) dos estágios nas extremidades do diagrama y versus x . Alternativamente, pode-se empregar expressões analíticas nas regiões onde o procedimento gráfico é bastante impreciso, como ilustra a figura a seguir:

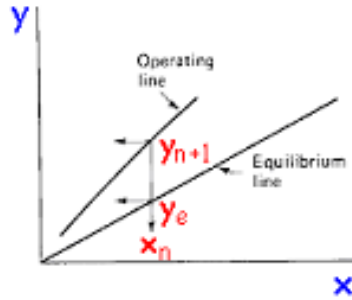


Alternativa para calcular N , nas extremidades do diagrama y versus x : Admitir ajuste linear dos dados de equilíbrio (ELV) nessas regiões e empregar as expressões analíticas (bastante razoável). Na destilação, por exemplo, a posição relativa da LO e curva de ELV é similar ao caso de *stripping*. Entretanto a força motriz para transferência de massa, localiza-se na fase gasosa como na operação de Absorção como ilustra a figura esquemática a seguir.

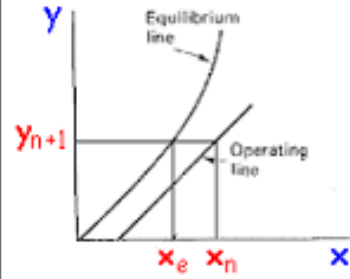
Figura -Utilização de expressões analíticas para cálculo de N nas extremidades do diagrama y versus x .

Absorção gasosa:*Driving force:*

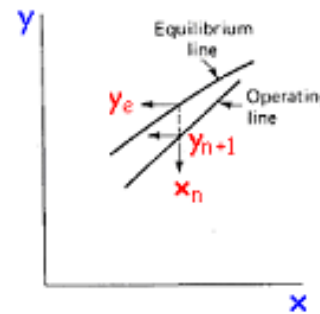
$$Y_{n+1} - Y_e$$

**Stripping:***Driving force:*

$$x_n - x_e$$

**Destilação:***Driving force:*

$$Y_e - Y_{n+1}$$



Força motriz na absorção gasosa:

$$Y_{n+1} - Y_e$$

Força motriz na destilação:

$$Y_e - Y_{n+1}$$

$$N = \frac{\ln \left[\frac{(y_b - y_b^*)}{(y_a - y_a^*)} \right]}{\ln \left[\frac{(y_b - y_a)}{(y_b^* - y_a^*)} \right]} = \frac{\ln \left[\frac{(y_b^* - y_b)}{(y_a^* - y_a)} \right]}{\ln \left[\frac{(y_a - y_b)}{(y_a^* - y_b^*)} \right]}$$

Absorção
Destilação

para $A > 1,0$ e $D < 1,0$ ($p/D = 1/A$)

Consequência dessas observações: pode-se empregar as correlações de Kremser, desenvolvidas originalmente para a Absorção para calcular N para a **Destilação Binária**.

LO e ELV divergentes, $D_f = \frac{\bar{V}m_f}{L} > 1$, com incremento de x , No fundo da coluna:

$$N_f = \frac{\ln \left[\frac{(y_a^* - y_a)}{(y_b^* - y_b)} \right]}{\ln \left[\frac{(y_a^* - y_b^*)}{(y_a - y_b)} \right]} = \frac{\ln \left[\frac{(y_a^* - y_a)}{(y_b^* - y_b)} \right]}{\ln(D_f)} \quad (\text{Kremser para destilação})$$

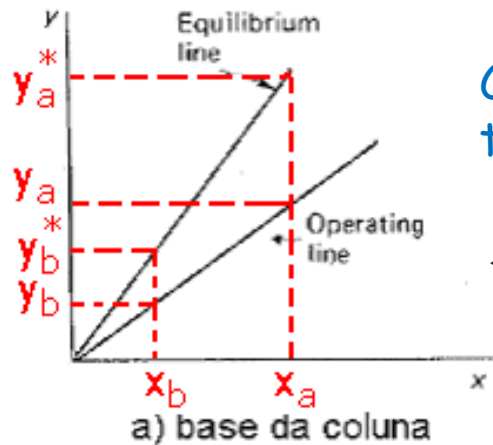
ELV do tipo $y^* = m_f x$

$$\frac{\bar{V}m_f}{L} = \frac{(y_a^* - y_b^*)}{(y_a - y_b)}$$

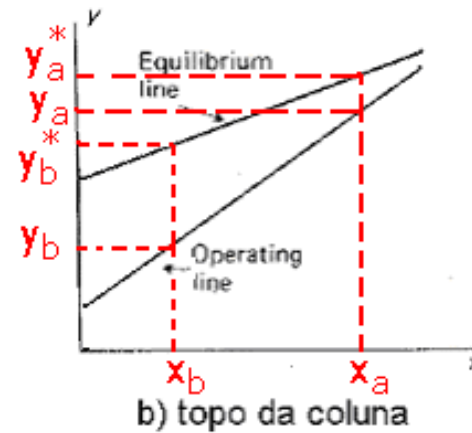
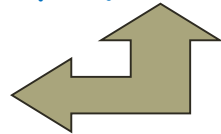
LO e ELV convergentes, $D_+ = \frac{Vm_+}{L} < 1$, com o incremento de x , No topo da coluna:

$$N_+ = \frac{\ln \left[\frac{(y_b^* - y_b)}{(y_a^* - y_a)} \right]}{\ln \left(\frac{1}{D_+} \right)} \quad (\text{Kremser para destilação})$$

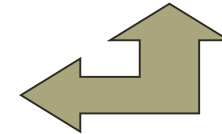
Posição relativa da LO e curva de ELV para a destilação



Curva de ELV do tipo $y^* = m_f x$



Curva de ELV do tipo $y^* = m_+ x + b$



Projeto de colunas de pratos perfurados para destilação (sieves-plates)

Seminários

Objetivo principal do prato ou bandejas promover o contato íntimo do vapor ascendente com o líquido descendente e aumentar o tempo de residência do líquido e do vapor na coluna visando a maximização dos processos de transferência.

Nessa etapa temos que definir/calcular os seguintes dados operacionais:

- Queda de pressão (vapor)
- Diâmetro da coluna
- Altura da coluna
- Eficiência de estágios e/ou coluna

Faixa de dados mais usuais:

Diâmetro: 1 ft (0,3 m) à 40 ft (12 m)

Altura: 10 ft (3 m) a 200 ft (60 m)

Número de pratos: < 100 (com furos de 5 a 12 mm ou de 3/16 a $\frac{1}{2}$ in e arranjo triangular)

Espaçamento dos pratos: 6 in a 3 ft (36 in)

Pressão de operação: 50 mm Hg a 3000 lb/in²

Temperatura: -180 a 370 °C



Prato de uma coluna de destilação



Foto enviada por ex-aluna

