

Aula 1 - 5/3

CAPÍTULO 1: ABSORÇÃO GASOSA

(Nós dentro os gases). FASE GASOSA $\xrightarrow{\text{Absorção}}$ FASE LÍQUIDA

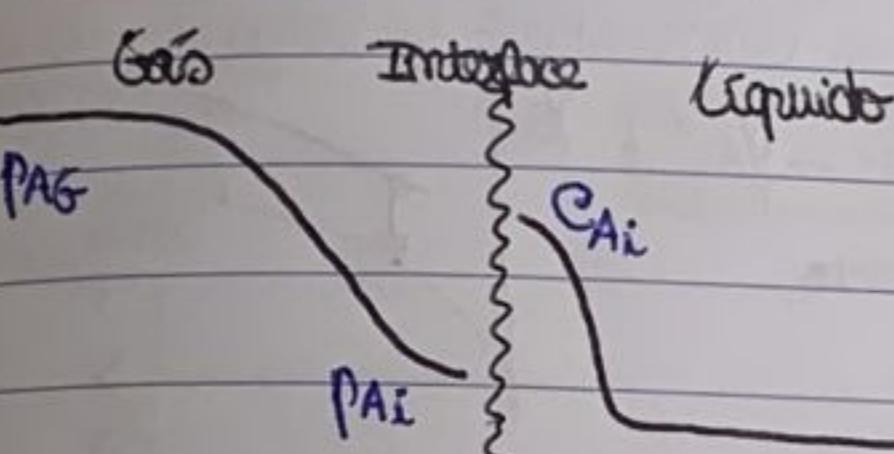
$\xleftarrow{\text{Desabsorção}}$

→ Gases tóxicos que pretendemos remover que ficam imersos num solvente (ex: H_2O).

• Absorção Física → Gases muito solúveis (NH_3) → Água

• Absorção Química → Gases pouco solúveis (SO_2) → Água + reagente (facilita absorção, \leftarrow tamponamento).

(\rightarrow velocidade $T \cdot H$)



NOTA: $x = K_G a / (y - 1/x)$, $a \rightarrow$ área específica (área por unidade de volume).
(ex: $x \rightarrow f.$ líquida)

Fórmula Henry

$$N_A = K_G (PAG - PAi)$$

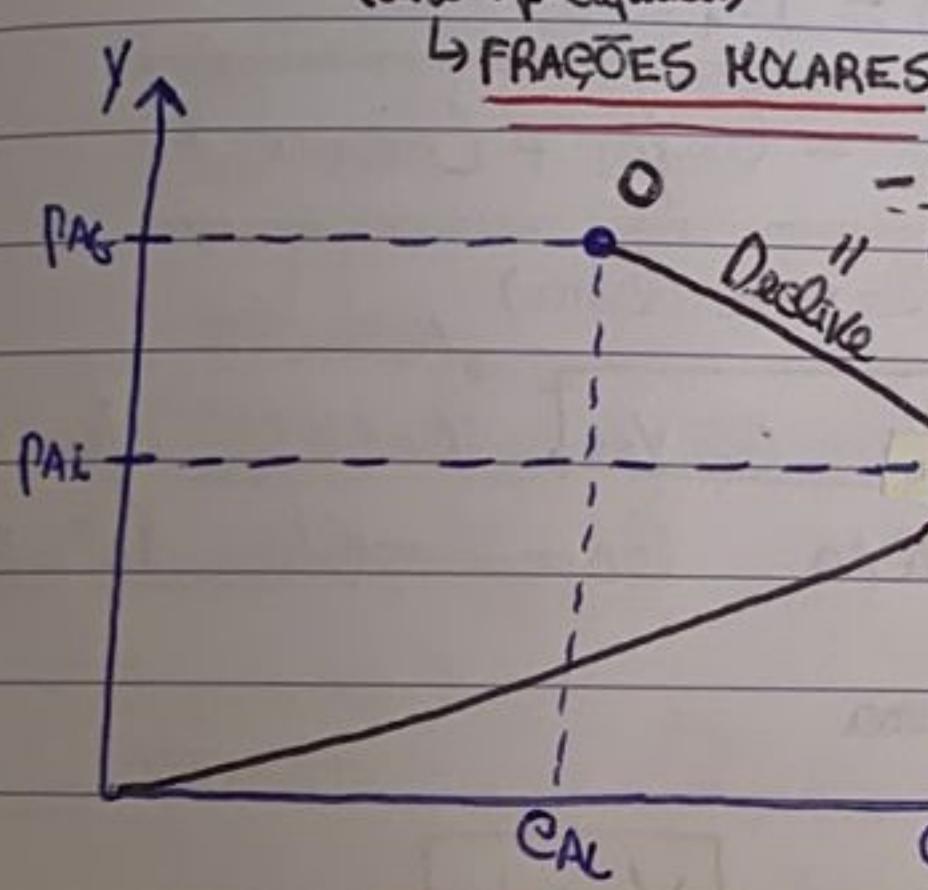
$$N_A = K_L (CAi - CAL)$$

$$N_A = K_G (PAi - PA^*)$$

$$N_A = K_L (CA^* - CAL)$$

Coeficientes $T \cdot H$
Individual / F. Gás
Individual / F. Líquido
Global / F. Gás
Global / F. Líquido.

$$\begin{array}{l} PA^* \\ \downarrow \text{eq}^* \\ CAL \\ CA^* \\ \uparrow \text{eq}^* \\ PAG \end{array}$$



$$N_A = K_G (PAG - PAi) = K_L (CAi - CAL)$$

$$\Rightarrow -\frac{K_L}{K_G} = \frac{PAG - PAi}{CAL - CAi}$$

- Em soluções diluídas, assumimos que a curva de equilíbrio é uma recta e é válida a lei de Henry: $PA^* = m \cdot CAL$ OU $PAG = m \cdot CA^*$
(gás muito solúvel: $H \downarrow$)

• Ley de Raoult: $PA = PA^* \cdot x_A$

• Ley de Dalton: $PA = \gamma_A P$

$$\begin{aligned} & m \downarrow \text{OU} \quad PA = H \cdot CA \\ & \text{Ley Henry} \\ & \text{Barômetro Parcial.} \\ & (\text{varia com } T). \end{aligned}$$

$$\gamma_A = \frac{PA^*}{P} \cdot x_A = \frac{H}{P} x_A$$

• Resistências:

$$\frac{1}{KG} = \frac{1}{K_G} + \frac{m}{K_L}$$

$\rightarrow m \downarrow \rightarrow$ gás muito solúvel \rightarrow controle da fase gás: $\frac{1}{KG} \approx \frac{1}{K_G}$

$$\begin{cases} G = \gamma \\ L = x \end{cases}$$

$$\frac{1}{KL} = \frac{1}{m \cdot KG} + \frac{1}{K_L}$$

$\rightarrow m \uparrow \rightarrow$ gás pouco solúvel \rightarrow controle da fase líquida: $\frac{1}{KL} \approx \frac{1}{K_L}$

• Colunas Absorventes: 1) CONTRA-CORRENTE

SEMPRE! - Líquido entra no topo e sai pela base.
 $(x_A^2 = 0)$ - Gás entra na base e sai pelo topo.

NOTA: Sempre que forem dados caudais massicos e volumétricos, temos de converter para caudal molar!

$$G_1 \gamma_{A1} + L_2 x_{A2} = L_1 x_{A1} + G_2 \gamma_{A2}$$

$\gamma_{A1} < \gamma_{A2}$ (sever absorção).

EQUAÇÃO BALANÇO GERAL

NÃO CONFUNDIR: FRACÃO MOLAR (x_A) \neq RAZÃO MOLAR

\rightarrow Moléculas componentes
Moléculas totais

Linha Operatória: $G_1 \varphi_{A1} + L_0 x_{A2} = G_0 \varphi_{A2} + L_0 x_{A1} \Rightarrow \frac{L_0}{G_0} = \frac{\varphi_{A1} - \varphi_{A2}}{x_{A1} - x_{A2}}$

$$x_A = \frac{x_A}{1-x_A} \rightarrow \text{Moléculas componentes}$$

$$\frac{L_0}{G_0} = \frac{\varphi_{A1} - \varphi_{A2}}{x_{A1} - x_{A2}} \rightarrow \text{Moléculas totais de componentes}$$

\hookrightarrow CAUDAIS ISENTOS DE SUBLÍQUIDO (Sistêmico)

NOTA: Se o desvio entre G e G_0 for $< 10\%$, assume-se: $G_1 = G_2 = G_0 \Rightarrow L_1 = L_2 = L_0$.

$$\hookrightarrow \frac{G - G_0}{G_0} \times 100 < 10\%$$

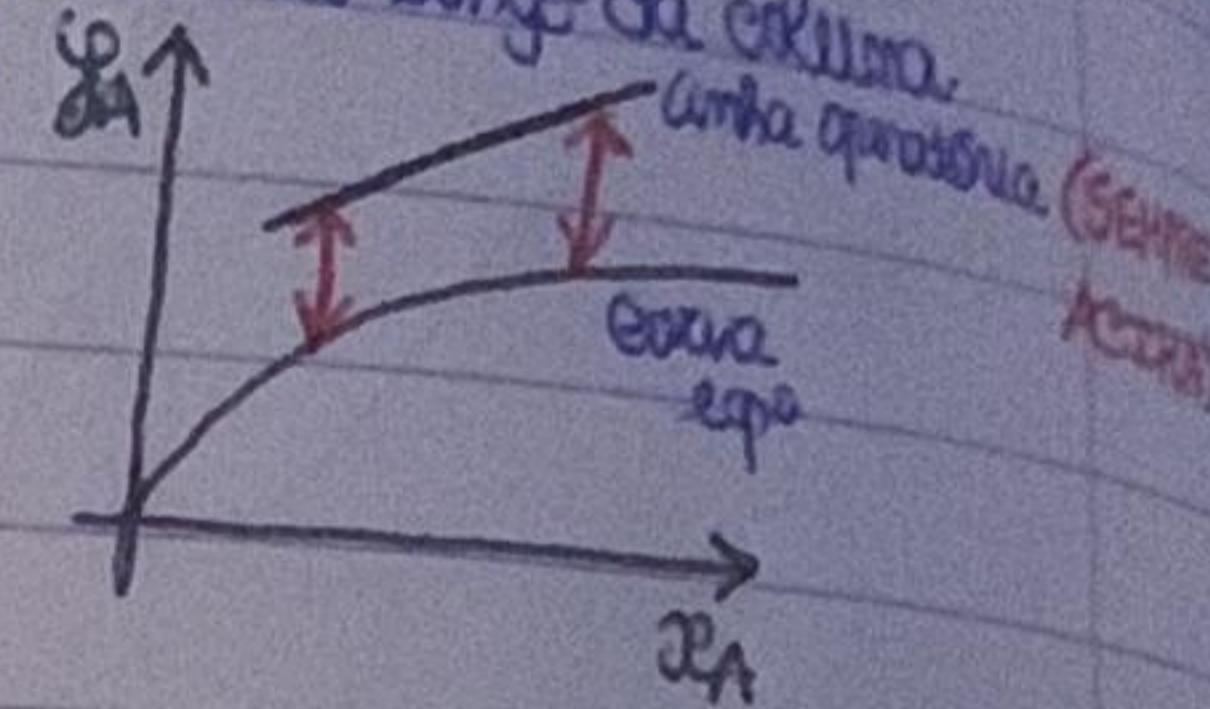
SOLUÇÃO DILUIDA

Força Motriz \rightarrow Em contracorrente, a força motriz mantém-se CONSTANTE ao longo da coluna.

$$\varphi_{A2} - \varphi_{A2}^* = Cte = \varphi_{A1} - \varphi_{A1}^*$$

\rightarrow Quando a linha e a curva coincidem num ponto,

a FORÇA MOTRIZ é 0!



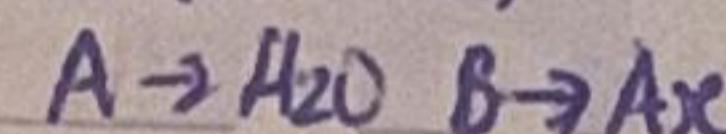
Caudal Mínimo \rightarrow Ponto de interseção entre linha operatória e curva de equilíbrio, ou seja, para um y_A (entrada) corresponde um x_A (saída) $= x_{A1}^*$.

BALANÇO: $G_1 \varphi_{A1} + L_{\min} x_{A2} = G_0 \varphi_{A2} + L_{\min} x_{A1}^*$

(MELHOR)
PROBLEMA - CONTRACORRENTE

(Força Motriz semelhante ao longo da coluna).

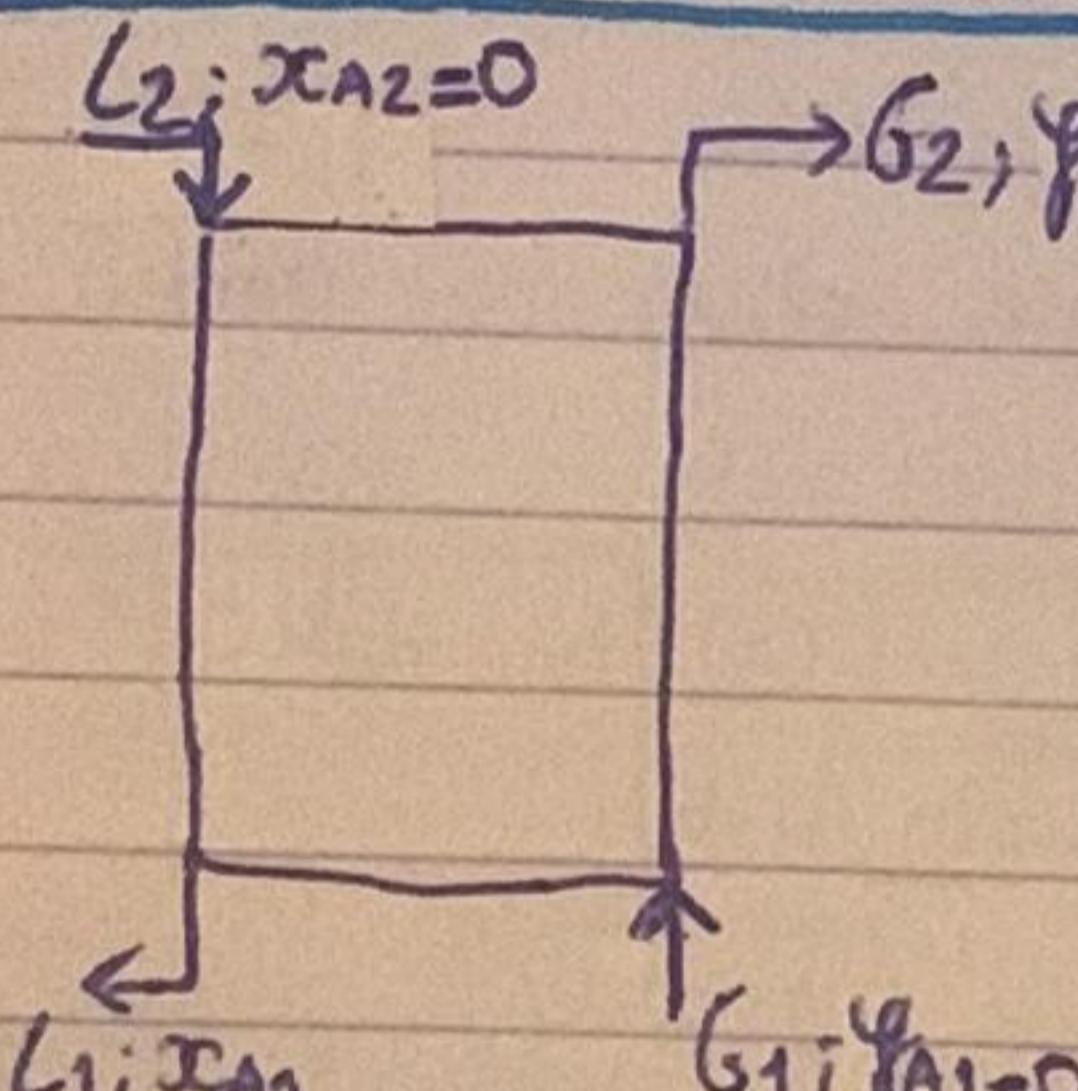
(Acetona)



$P_t = 1 \text{ atm}$

$$\varphi_{A2} = 0,5 \varphi_{A1}, \quad x_{A2} = 0, \quad y_{A1} = 0,01$$

$$L_0 = 65 \text{ mol/n} \quad G_0 = 24 \text{ mol/n}, \quad P_{A1}^* = 2 \text{ atm}$$



$G_1 \varphi_{A1} = 0,01$ RESOLUÇÃO:

a) Balance Kelox: $G_1 \varphi_{A1} + L_2 x_{A2} = L_1 x_{A1} + G_2 \varphi_{A2} \Rightarrow$

\rightarrow VERIFICAÇÃO: $G_1 y_{A1} = G_0 y_{A1} \Rightarrow G_1 y_{A1} = G_0 \frac{y_{A1}}{1-y_{A1}}$

$$\Rightarrow G_1 = 24,24 \text{ mol/n} \approx 24 \text{ mol/n}$$

Logo, $G_2 = G_1 = G_0$ (Todos os caudais não iguais!)

\hookrightarrow Linha Operatória paralela de curva a reta.

Logo, $L_2 = L_1 = L_0$

$$Y \neq y$$

Curr Equilíbrio:

$$\varphi_A = \frac{P_A^*}{P_t} x_A \Rightarrow \varphi_A = 2 x_A$$

$$y_A^* = 2 x_A \Rightarrow x_A = \frac{y_A}{2}$$

$$y_A = 2 x_A^* \Rightarrow x_A^* = \frac{y_A}{2}$$

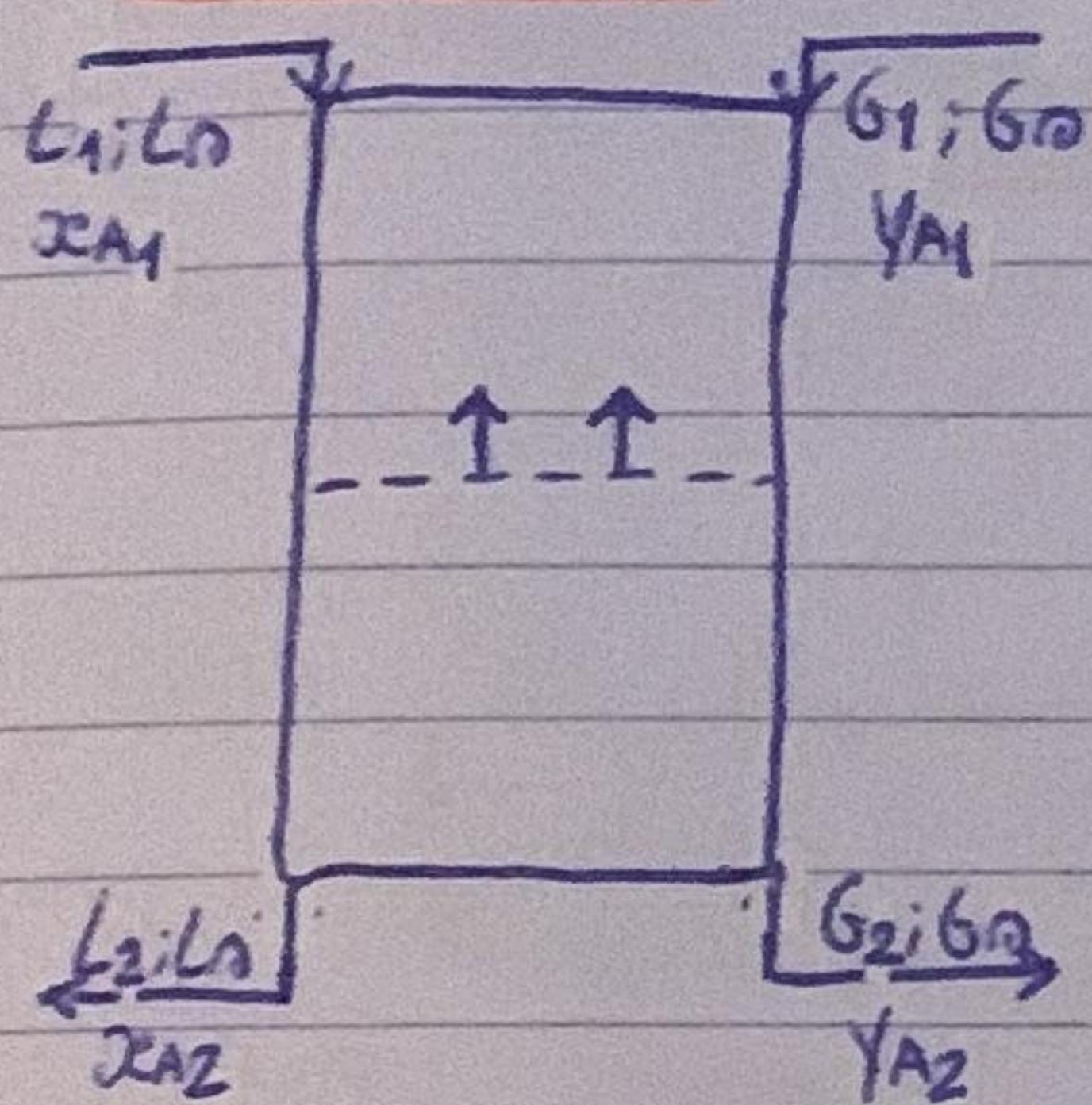
$$\Rightarrow 24 \times 0,01 = 65 \times x_{A1} + 24 \times 0,5 \times 0,01 \Rightarrow x_{A1} = 0,00185$$

• No topo: $F_{\text{metrix}} = \gamma_{A2} - \gamma_{A2}^* = 0,5 \times 0,01 - 2 \times 0 = 0,005$, Bebicamente iguais!

• Na base: $F_{\text{metrix}} = \gamma_{A1} - \gamma_{A1}^* = 0,01 - 2 \times 0,00185 = 0,0063$

b) Balance c/ Caudal Mínimo: $G_n \gamma_{A1} + L_{\min} \underline{x}_{A2} = G_n \gamma_{A2} + L_{\min} \frac{\underline{x}_{A1}^*}{Y_{A1}}$
 $(\Rightarrow 24 \times 0,01 = 24 \times 0,5 \times 0,01 + L_{\min} \times \frac{0,01}{2} \Rightarrow L_{\min} = 24 \frac{Y_{A1}}{2} \text{ mol/s})$

2) COCORRENTE (Em equilíbrio com a roda → gasta mais água para atingir o mesmo objetivo de processo sem contra-corrente).



$$L_n \underline{x}_{A2} + G_n \gamma_{A2} = L_n \underline{x}_{A1} + G_n \gamma_{A1}$$

• Imp. Operatória: $\frac{\gamma_{A1} - \gamma_{A2}}{\underline{x}_{A1} - \underline{x}_{A2}} = - \frac{L_n}{G_n}$

- A força metrix varia muito de base até ao topo da coluna → É máxima no topo e mínima na base.

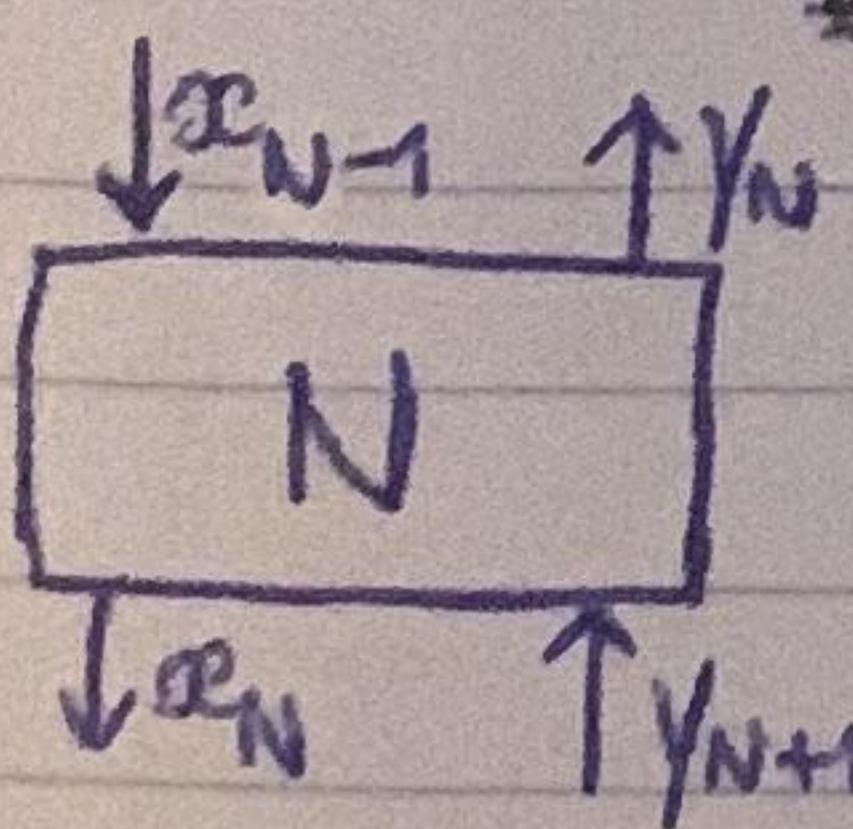
• Caudal Mínimo: $G_n \gamma_{A1} + L_{\min} \underline{x}_{A1} = G_n \gamma_{A2} + L_{\min} \underline{x}_{A2}^*$

PROBLEMA (cont.): a) • Na base: $F_{\text{metrix}} = \gamma_{A2} - \gamma_{A2}^* = 0,5 \times 0,01 - 2 \times 0,00185 = 0,0013$,
 Em cocorrente, $\underline{x}_{A2} \neq 0$ • Na topo: $F_{\text{metrix}} = \gamma_{A1} - \gamma_{A1}^* = 0,01 - 2 \times 0 = 0,01$, $\underline{x}_{A2} = 0$
 $(\underline{x}_{A2} \leftarrow \underline{x}_{A1})$ TROCAH!!

b) Balance c/ Caudal Mínimo: $G_n \gamma_{A1} + L_{\min} \underline{x}_{A1} = G_n \gamma_{A2} + L_{\min} \frac{\underline{x}_{A2}^*}{Y_{A2}}$
 $(\Rightarrow 24 \times 0,01 = 24 \times 0,5 \times 0,01 + L_{\min} \times \frac{0,5 \times 0,01}{2} \Rightarrow L_{\min} = 48 \text{ mol/s})$

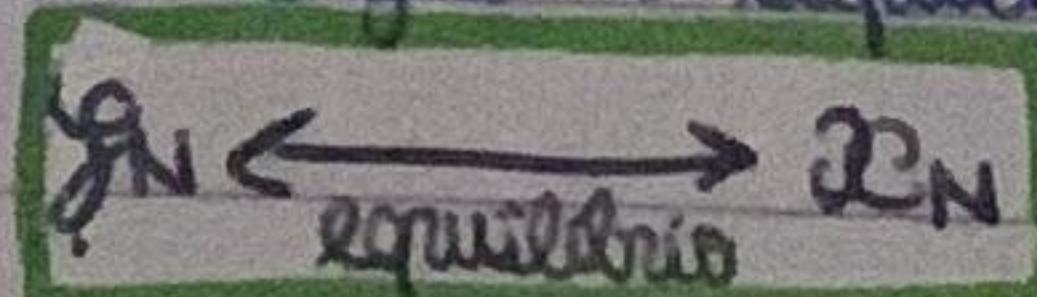
Aula 2 - 7/3

• Colunas de Biot → Contacto seco no líquido no proto (N proto tóxico)



- líquido circula paralelamente;
- gás circula perpendicularmente.

- As composições de soluto nas correntes de gás e líquido que saem do proto estão em equilíbrio:



• Balance Molar: $L_a \underline{x}_a + G_b \gamma_b = L_b \underline{x}_b + G_a \gamma_a$

• Como calcular N?

$$N_{\text{real}} = \frac{N}{\text{eficiência}}$$

$$N = \frac{\ln \left[(\gamma_b - \gamma_{b*}) / (\gamma_a - \gamma_{a*}) \right]}{\ln A}$$

Soluções Diluídas

Fator de Abastecimento

$$A = \frac{L}{mG}$$

$\hookrightarrow \gamma_m = \underline{x}_m$ declive da linha de equilíbrio.

Quanto mais é dito,
assumimos contra-corrente.

Ter atenções à metade!!

PROBLEMA: $G_B = 200 \text{ Kmol/h}$ $T = 25^\circ\text{C}$ $P_t = 5 \text{ bar}$

Remover 98% do benzene por absorção num étoile usando coluna pura.

(b)

Composição Kilomolar:
Hidrogeno $\rightarrow 0,9$
Metano $\rightarrow 0,03$ / Benzene $\rightarrow 0,03$

a) $L_{\min} (\text{etoile}) = ?$ $x_A = 0$. $[m(\text{metano}) = 43]$

$m(\text{benzene}) = 0,132$

$$y_B^* = 0,132 x_C$$

$L_A; x_A$

$L_B; x_B$

$$m_i = \frac{y_i}{x_i}$$

FAZER
ESQUECA

$$2y_B^* = \frac{y_B}{m} = \frac{0,03}{0,132} = 0,227$$

→ VERIFICAÇÃO: $G_B y_B = G_B y_B^*$ $\Rightarrow G_B = \frac{G_B y_B^*}{y_B} = \frac{G_B y_B}{1 - y_B} = \frac{200 \times 0,03}{1 - 0,03} = 191 \text{ Kmol/h}$

→ Resolução: $\frac{(G_B - G_B^*) \times 100}{G_B} = 3,09\% < 10\%$ $\log_2 \frac{G_A}{G_B} = G_B = 200 \text{ Kmol/h}$

→ Remoção 98%: $y_A = (1 - 0,98) \times y_B = (1 - 0,98) \times 0,03 = 0,0006$

→ Balanço Kilomolar com Caudal Mínimo: $G_B y_B + L_{\min} x_A = G_A y_A + L_{\min} x_B^*$

$$\Rightarrow 200 \times 0,03 = 200 \times 0,0006 + L_{\min} \times 0,227 \quad \Rightarrow L_{\min} = 25,9 \text{ Kmol/h}$$

b) $N^{\text{º protos}} = ?$ $L_A = 30,25 \text{ Kmol/h} = L_B = L_D = L$ (verificações feita anteriormente)

→ Curva Equilíbrio: $y_A^* = m x_A = 0,132 \times 0 = 0$ // $y_B^* = m x_B = 0,132 \times 0,94 = 0,026$

→ $y_A - y_A^* = 0,0006 - 0 = 0,0006$

→ Balanço Kilomolar: $L_A x_A + G_B y_B = L_B x_B + G_A y_A$

$$\Rightarrow 30,25 \times 0 + 200 \times 0,03 = 30,25 \times x_B + 200 \times 0,0006 \Rightarrow x_B = 0,194$$

→ $y_B - y_B^* = 0,03 - 0,026 = 0,0044$

→ Entrada N: $N = \frac{\ln[(y_B - y_B^*) / (y_A - y_A^*)]}{\ln A}, \quad A = \frac{L}{m G} = \frac{30,25}{0,132 \times 200} = 1,15$

$$\Rightarrow N = \frac{\ln(0,0044 / 0,0006)}{\ln(1,15)} = 14,3 \approx 14 \text{ protos}$$

Aula 3 - 12/13

• Colunas de Enrichimento → O líquido flui sobre o enriquecimento.

→ O gás flui através dos engaves vazios.

→ Enriquecimento $\begin{cases} \text{Absorvente (+ barato, } \uparrow \text{ altura da coluna).} \\ \text{Extrator (mais caro, } \downarrow \text{ altura da coluna).} \end{cases}$

Área interfacial por unidade de volume.

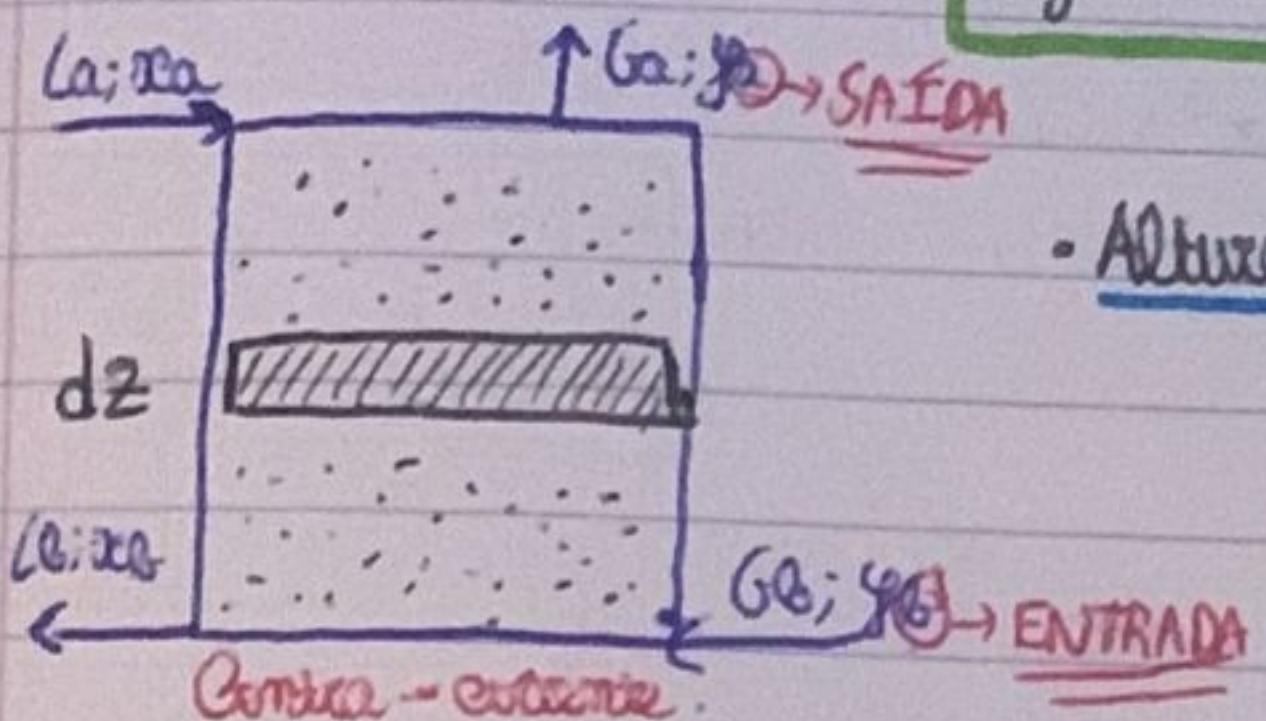
Velocidade de Absorção:

$$\dot{V} = K_g a (\gamma - \gamma_i) = K_a a (x_i - x) = K_a a (\gamma - \gamma^*) = K_a a (x^* - x)$$

Coeficientes de Capacidade:

$$\frac{1}{K_g a} = \frac{1}{K_a a} + m$$

$$\frac{1}{K_a a} = \frac{1}{m K_g a} + 1$$



(Altura de Envolvimento necessária)

- Altura da Unidade de Transferência:

- N° unidades de transferência:

$$H_{OG} = \frac{G}{A K_g a}$$

FORMULÁRIO

$$N_{OG} = \int_{y_A}^{y_B} \frac{dy}{y - y^*}$$

SAÍDA

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

(Altura da coluna)

Como resolver o integral $\int_{y_A}^{y_B} \frac{dy}{y - y^*} = N_{OG} ??$

$$1) N_{OG} = \frac{y_B - y_A}{D_{yL}}$$

$$\frac{D_{yL}}{D_{yR}} = \frac{\Delta y_B - \Delta y_A}{\ln \left(\frac{y_B}{y_A} \right)} = \frac{(y_B - y_B^*) - (y_A - y_A^*)}{\ln \left(\frac{y_B - y_B^*}{y_A - y_A^*} \right)}$$

**COMPOSIÇÕES
MOLARES**

2) Integração Analítico:

- Linha de Equilíbrio:
(Eq. Reta: $y = ax + b$)

$$y_A^* = m x_A \quad (\Rightarrow y_A^* = m X_A - m \frac{G_0}{L_0} (Y_A - Y_A))$$

**RAZÕES
MOLARES**

- Linha Operativa:

$$\frac{L_0}{G_0} = \frac{Y_A - Y_A}{X_A - X_A} \quad (\Rightarrow X_A = X_A - \frac{G_0}{L_0} (Y_A - Y_A))$$

INTALAR DEUGO

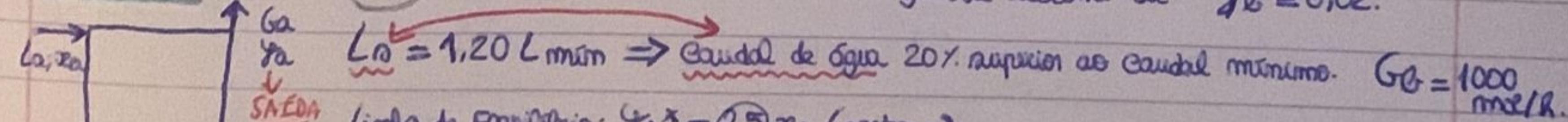
3) Integração Numérica: (Regra dos Trapézios).

$$N_{OG} = \sum \left((Y_{i+1} - Y_i) \times \frac{\frac{1}{Y_{i+1} - Y_{i+1}^*} + \frac{1}{Y_i - Y_i^*}}{2} \right)$$

RAZÕES MOLARES

TABELA			
y_A	y_A^*	$y_A - y_A^*$	$y_A - y_A^*$
$y_{A,C}$	$y_{A,C}^*$	$y_{A,C} - y_{A,C}^*$	$1/(y_A - y_{A,C}^*)$
-	-	-	-
$y_{A,B}$	$y_{A,B}^*$	$y_{A,B} - y_{A,B}^*$	$1/(y_B - y_{A,B}^*)$

PROBLEMA 1: Absorver 95% da acetona (b) numa mistura gaseosa acetona-ox. $\gamma_B = 0,02$.



Linha de Equilíbrio: $y_A^* = 2,5 x_A$ (acetona).

m

Rendimento 95%:

$$a) L_{mín} = ? \rightarrow y_A = (1 - 0,95) \times \gamma_B = 0,05 \times 0,02 = 0,001$$

**SE É POSSÍVEL
POR ISTO!!**

$$\rightarrow \text{VERIFICAÇÃO: } G_0 \gamma_B = G_0 \gamma_B \quad (\Rightarrow 1000 \times 0,02 = G_0 \times \frac{0,02}{1 - 0,02}) \quad (\Rightarrow G_0 = 980 \text{ mol/R.})$$

$$\rightarrow \text{DESVIO: } \frac{G_0 - 980}{980} \times 100 = \frac{1000 - 980}{980} \times 100 = 2\% \times$$

Balanço Molal com Caudal Mínimo: $G \gamma_B + L_{mín} x_A = G \gamma_A + L_{mín} x_{A,C}$

$$\Rightarrow 1000 \times 0,02 = 1000 \times 0,001 + L_{mín} \times 0,02$$

$$\Rightarrow L_{mín} = 2375 \text{ mol/R.}$$

$$L = L_0 = 1,20 \times 2375 = 2850 \text{ mol/R.}$$

b) N_{OG} = ?

$$\cdot \overline{\Delta y_L} = \frac{(y_B - y_B^*) - (y_A - y_A^*)}{\ln \left(\frac{y_B - y_B^*}{y_A - y_A^*} \right)}$$

$$y_A - y_A^* = 0,001 - 2,5 \times 0 \approx 0,001$$

$$y_B - y_B^* = 0,02 - 2,5 \times 0,00667 \approx 0,0033$$

→ Balanceo Kilar: $L_A x_A + G_B y_B = L_B x_B + G_A y_A \Rightarrow G_B - L_B x_B + G_A y_A$
 $(\Rightarrow 1000 \times 0,02 = 2850 \times x_B + 1000 \times 0,001 \Rightarrow x_B = 0,00667)$

$$\rightarrow (\Rightarrow) \overline{\Delta y_L} = \frac{0,0033 - 0,001}{\ln(0,0033 / 0,001)} = 0,001954$$

$$\rightarrow \cdot N_{OG} = \frac{y_B - y_A}{\overline{\Delta y_L}} = \frac{0,02 - 0,001}{0,001954} = 9,72 // \quad R: \text{Há 10 unidades de transformação,}$$

PROBLEMA 2: Absorver 99% de um gás tóxico (x) utilizando H_2O em contracorrente numa coluna d'enchimento
 $L_n = 1,5 \times L_{mín.} \quad y_B = 0,5 \quad y = 2x, m = 2. \quad \underline{N_{OG}} = ?$

Quando se diz que é dito sobre caudal de gás, assumir-se a base de cálculo: $G_n = 100 \text{ mol/h}$.

$$\rightarrow \cdot \underline{\text{VERIFICAÇÃO:}} \quad G_B y_B = G_n y_B \Rightarrow G_B \times 0,5 = 100 \times \frac{0,5}{1-0,5} \Rightarrow G_B = 200 \text{ mol/h}$$

$$\rightarrow \cdot \underline{\text{DESVIO:}} \quad \frac{G_B - G_n}{G_n} \times 100 = \frac{200 - 100}{100} \times 100 = 100\% > 10\% \quad \boxed{\text{SOLUÇÃO NÃO DÍCULIDA: } G_B \neq G_n + G_A}$$

$$\rightarrow \cdot \underline{\text{Cálculo de }} y_A: \quad G_n y_A = (1-0,99) \times G_n \times y_B$$

$$\Rightarrow y_A = 0,01 \times \frac{0,5}{1-0,5} = 0,1$$

NOTA: não se pode calcular y_A diretamente

por y_B . (calcular a partir de y_A)!!

IMPORTANTE

SABER!

$$y_A = \frac{y_A}{1+y_A} *$$

$$\rightarrow \text{Balanceo Kilar com caudal mínimo: } G_B y_B + L_{mín} X_A = G_n y_A + L_{mín} X_B^*$$

$$\Rightarrow 100 \times \frac{0,5}{1-0,5} = 100 \times 0,01 + L_{mín} \times \frac{0,25}{1-0,25} \Rightarrow L_{mín} = 297 \text{ mol/h}$$

$$\text{Logo, } L = 1,5 \times 297 = 445,8 \text{ mol/h.}$$

$$X_B^* = \frac{x_B^*}{1-x_B^*}, \quad x_B^* = \frac{y}{1-y}$$

$$x_B^* = \frac{0,5}{2} = 0,25$$

$$\rightarrow \cdot \underline{\text{Linha Operatória:}} \quad \frac{L X_A + G Y}{L} = \frac{G y_A + L X}{L} \Rightarrow X = \frac{G Y - G y_A}{L}$$

$$\Rightarrow X = \frac{100}{445,8} Y - \frac{100 \times 0,01}{445,8}$$

$$\Rightarrow X = 0,224 Y - 0,002243$$

$$\rightarrow \cdot \underline{\text{Linha Eq:}} \quad y^* = 2x \quad \Rightarrow \frac{y^*}{1+y^*} = \frac{2x}{1+x} \quad \Rightarrow y^*(1+x) = 2x(1+y^*)$$

$$\Rightarrow y^* + y^* x = 2x + 2x y^* \Rightarrow y^* - x y^* = 2x \quad \Rightarrow y^*(1-x) = 2x$$

$$\Rightarrow y^* = \frac{2x}{1-x}$$

$$N_{OG} = \int_{y_a}^1 \frac{dy_a}{y_a - y_a^*}$$

y_a	x_a	y_a^*	$\frac{1}{y_a - y_a^*}$
0,01	0	0	100
0,05	0,009	0,018	31,4
0,1	0,02	0,041	16,7
0,5	0,11	0,25	3,96
0,7	0,155	0,367	3
1	0,22	0,564	2,3

calcular pela expressão da limia quântica.

y_a	x_a	y_a^*	$\frac{1}{y_a - y_a^*}$
0,01	0	0	100
0,05	0,009	0,018	31,4
0,1	0,02	0,041	16,7
0,5	0,11	0,25	3,96
0,7	0,155	0,367	3
1	0,22	0,564	2,3

calcular pela expressão da limia de equilíbrio.

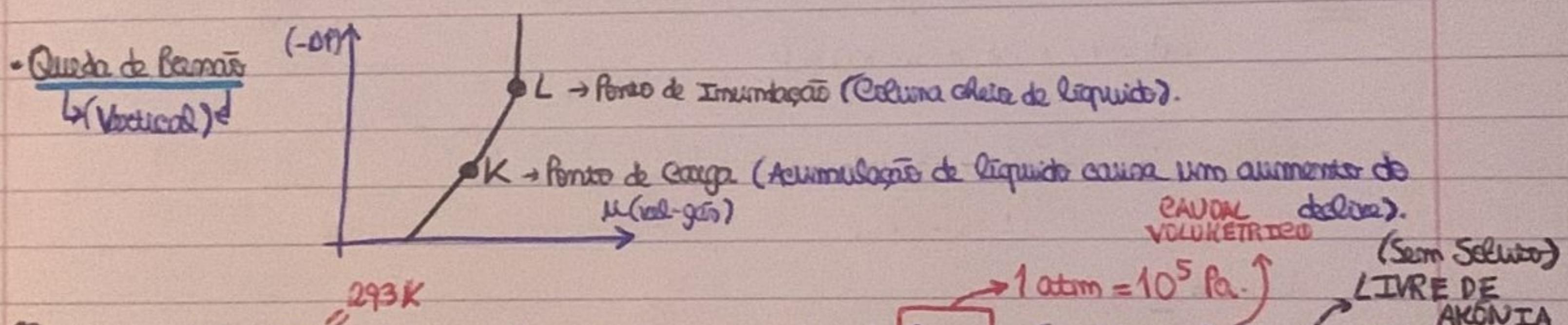
Aplicando a regra dos trapézios (integral numérica):

$$N_{OG} = [(0,05 - 0,01) \times \frac{31,4 + 100}{2}] + [(0,1 - 0,05) \times \frac{16,7 + 31,4}{2}] + [(0,5 - 0,1) \times \frac{3,96 + 16,7}{2}] + [(0,7 - 0,5) \times \frac{3 + 3,96}{2}] + [(1 - 0,7) \times \frac{2,3 + 3}{2}] = 9,5 //$$

Aula 4 - 14/3

Operações de uma coluna de pressão (A transpiração de massa ocorre mas **velhos**)

- **GAIA DE FUNCIONAMENTO** → Para não existir arrastamento excessivo de gotículas, independentemente do gotejamento, existem limites para as caudais de gás e de líquido permitindo um funcionamento saudável.



PROBLEMA 1: $T = 20^\circ\text{C}$ Amônia obtida de escurante de ar à 1 atm , $G_0 = 43,6 \text{ m}^3/\text{h}$, $\dot{m} = 37,5 \text{ kg/h}$.

Concentração de amônia reduzida de 3,52% (v/v) para 1,3% (v/v).

a) Composição da corrente líquida é $X_b = ?$ b) $L_{min} = ?$

$$Y_b = \frac{y_b}{1 - y_b} = 0,0365$$

$$Y_a = \frac{y_a}{1 - y_a} = 0,013$$

$$L_n (H_2O) = \frac{L_n (\text{caudal mínimo})}{M (H_2O)} = \frac{37,5 \text{ kg/h}}{18 \times 10^{-3} \text{ kg/mol}} = 2083,33 \text{ mol/h}$$

CAUDAL MOLAR

$$M(\text{ar}) = 0,79 \times 28 + 0,21 \times 32 = 28,84 \text{ g/mol}$$

$$pV = mRT \quad \Rightarrow \frac{m}{V} = \frac{RT}{p} \quad \Rightarrow \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT} \quad \Rightarrow C_m = \frac{pM}{RT} = \frac{10^5 \times 28,84 \times 10^{-3}}{8,314 \times 293} = 1,134 \text{ kg/m}^3$$

$$G_0 = \frac{G_0 \times C_m}{M}$$

$$= \frac{43,6 \text{ m}^3 \times 1,134 \text{ kg/m}^3}{28,84 \times 10^{-3} \text{ kg/mol}} = 1789,96 \text{ mol/h}$$

$$X_b^* = \frac{Y_b}{1,3} = 0,0281$$

$$a) G_0 Y_b + L_n X_b = G_0 Y_a + L_n X_b \quad \Rightarrow 1789,96 \times 0,0365 = 1789,96 \times 0,013 + 2083,33 \times X_b \quad \Rightarrow X_b = 0,02$$

$$b) G_0 Y_b + L_{min} X_b = G_0 Y_a + L_{min} X_b^* \quad \Rightarrow 1789,96 \times 0,0365 = 1789,96 \times 0,013 + L_{min} \times 0,0281$$

$$\Rightarrow 1698 \text{ mol/h}$$

EXERCÍCIO - TESTE: $A = 0,186 \text{ m}^2$ Condensante. $y_B = 0,026$ $y_A = 0,005$

$$G_B = 13700 \text{ mol/h} \quad L_0 = 43600 \text{ mmol/h} \quad y^* = 1,202$$

$$y_0 = \frac{y_B}{1-y_A} = 0,027$$

a) L_{\min} = ?

$$G_B y_B = G_0 y_0 \quad (= 13700 \times 0,026 = G_0 \times 0,026694 \quad (= G_0 = 13344 \text{ mol/h})$$

$$\frac{G_B - G_0}{G_0} \times 100 = \frac{13700 - 13344}{13344} \times 100 = 2,67\% < 10\% \Rightarrow \text{Logo, } G_B = G_0 = G_0$$

$$\alpha_{B^*} = \frac{y_B}{1,2} = \frac{0,026}{1,2} = 0,022$$

$$G_0 y_B + L_{\min} \alpha_B = G_0 y_A + L_{\min} \alpha_B^* \quad (= 13700 \times 0,026 = 13700 \times 0,005 + L_{\min} \times 0,022 \\ (= L_{\min} = 13279 \text{ mol/h} = 13,28 \text{ kmol/h})$$

b) % molar acetona na corrente líquida à saída da coluna. $y_A = \frac{y_A}{1-y_A} = \frac{0,005}{1-0,005} = 0,005025$

$$L_0 \alpha_B + G_0 y_B = G_0 y_A + L_0 X_B \quad (= 13700 \times 0,026 = 13700 \times 0,005025 + 43600 \times X_B \quad (=$$

$$= X_B = 0,0066 = 0,66 \quad \alpha_B = \frac{X_B}{1+X_B} = \frac{0,006548}{1+0,006548} = 0,65\%)$$

c) N_{OG} = ? $y_B^* = 1,2 \times \alpha_B = 1,2 \times 0,006548 = 0,007857$

$$y_A^* = 1,2 \times \alpha_A = 1,2 \times 0 = 0$$

$$\overline{\Delta F_L} = \frac{(y_B - y_B^*) - (y_A - y_A^*)}{\ln \left(\frac{y_B - y_B^*}{y_A - y_A^*} \right)} = \frac{(0,026 - 0,007857) - (0,005 - 0)}{\ln \left(\frac{0,026 - 0,007857}{0,005 - 0} \right)} = 0,01$$

$$N_{OG} = \frac{y_B - y_A}{\overline{\Delta F_L}} = \frac{0,026 - 0,005}{0,01} = 2,06 //$$

d) H_{OG} = ?

$$\frac{1}{K_B(a)} = \frac{1}{K_B(a)} + \frac{m}{K_B(a) \alpha_B(a)} \quad (= \frac{1}{K_B} = \frac{1}{38} + \frac{1,2}{62} \quad (= K_B = 21,9 \text{ mol/n.m}^3)$$

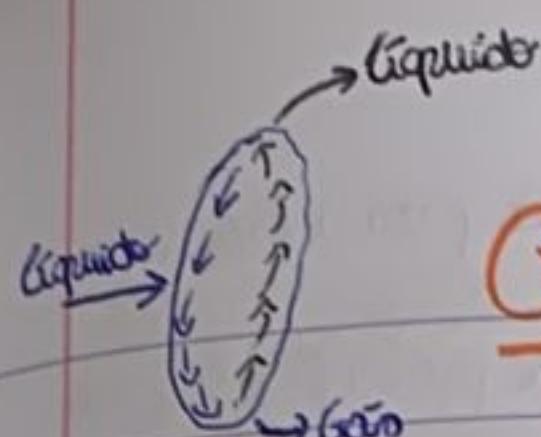
$$H_{OG} = \frac{G}{A K_B a} = \frac{13700 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \times 18}{0,186 \frac{\text{m}^2}{\text{h}} \times 21,9 \frac{\text{mol}}{\text{n.m}^3}} = 0,93 \text{ m} //$$

e) Discute como varia a altura se diminuirmos o declive da linha de equilíbrio. Implicaria operar a uma temperatura superior ou inferior? **PERGUNTA TEÓRICA!!**

$$\textcircled{L_m} \Rightarrow > A \quad (A = \frac{L}{mG}) \Rightarrow < H_{OG} \quad (H_{OG} = \frac{G}{A K_B a}) \Rightarrow < Z_T \quad (Z_T = H_{OG} N_{OG}).$$

Esta diminuição implicaria operar a menores temperaturas, uma vez que, como a altura da coluna diminui, será necessário fornecer menos gás para atingir o topo da coluna.

Aula 5 -



Aula 5 - 19/3

CAPÍTULO 2: DESTILAÇÃO

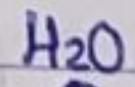
(Brouillet Simple)

Líquido $\xrightarrow{\text{Vaporização}}$ Gás
 $\xleftarrow{\text{Condensação}}$

Pode ser isotérmica.

Não é operação isotérmica (T mais e etc.)

↳ Separação dos componentes de uma mistura devido às suas diferentes partícipes entre as fases líquida e vapor.



Líquida e vapor.

→ Todos os componentes não voláteis (Não podem entrar sólido). ≠ Evaporação (tem componentes voláteis e não voláteis).

→ Tem 2 fases, tal como em abraçado; mas na destilação a 2ª fase é gerada termicamente (por vaporização / por condensação) e não por introdução direta na coluna (1ª fase).

→ Não é necessário adicionar um solvente à mistura inicial para ocorrer separação.

NOTAS: $\Delta H_{\text{vap}} > \Delta H_{\text{função}}$; Usa-se água na indústria porque $\Delta H_{\text{vap}} (\text{H}_2\text{O}) \uparrow\uparrow$.

• Utilidades → Fracionamento de petróleo bruto. → Recuperação de solventes orgânicos.

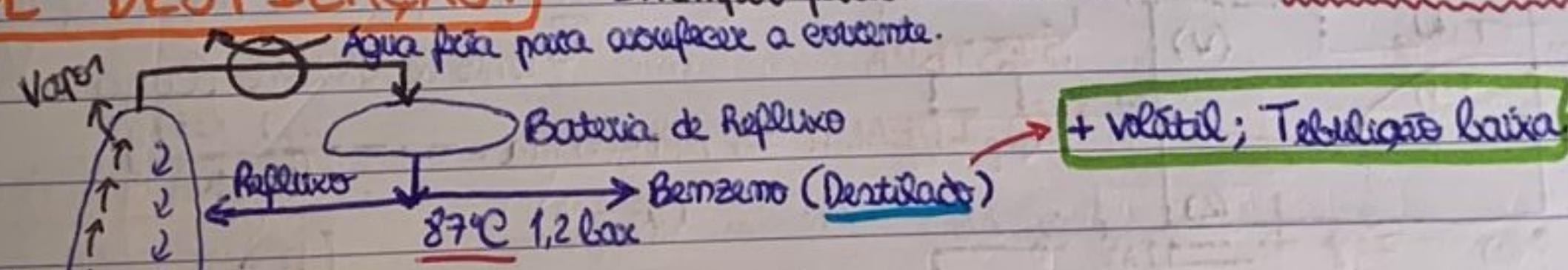
→ Fracionamento de óx. → Purificação de biomoléculas produzidas em bioreactores.

• Desvantagens → Consumo energético // Azeotropos (líq e vap. com igual composição não se separam).

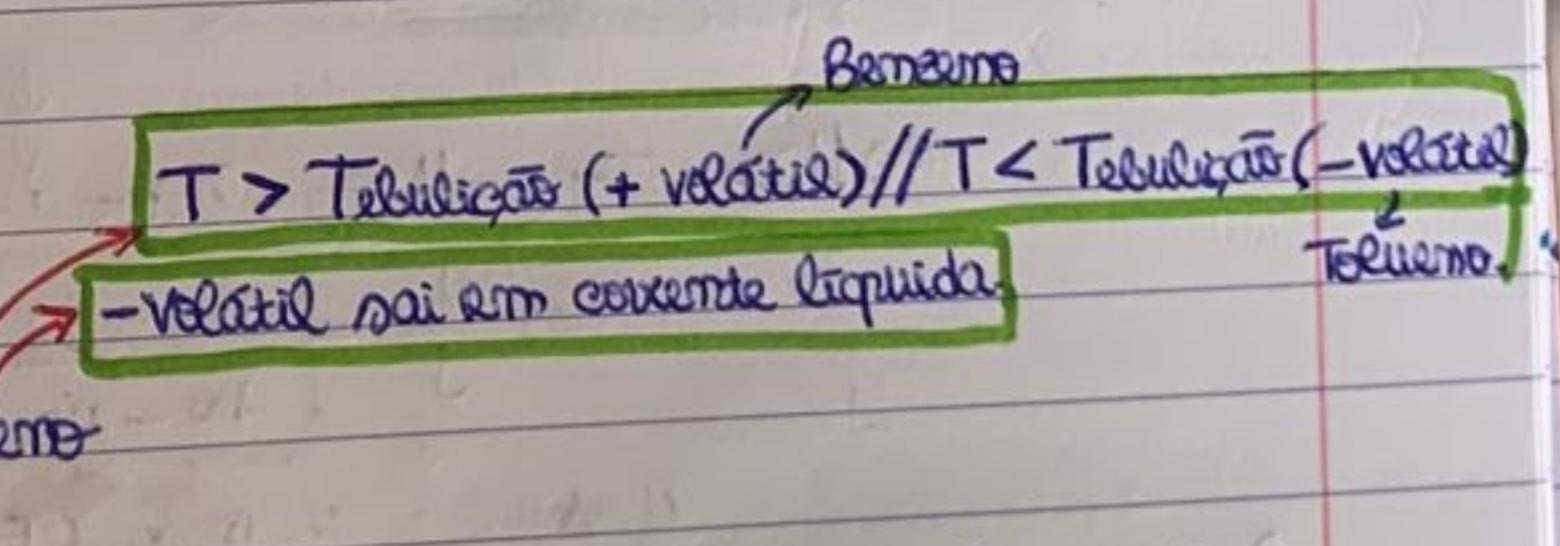
• Regras das Fases: $P + F = C + 2$, P → N° fases; F → N° graus liberdade; C → N° componentes.

COLUNA DE DESTILAÇÃO:

Exemplos para mistura binária: Benzeno + Tolueno.



+ volátil; Tebulos baixa



$T >$ Tebulos (+ volátil) // $T <$ Tebulos (- volátil)

- volátil sai em coxim líquido.

Tolueno.

• Dimensionamento → Misturas Binárias / Ternárias \Rightarrow Método Kc-Cole-Thiele (Res. Gráfica).
Misturas Multicomponentes \Rightarrow Optimização em Aran (Modelo Simulação).

• Equilíbrio Termodinâmico \Rightarrow Equilíbrio Líquido-vapor.

Fase Vapôr	$y_A + y_C = 1$
\downarrow^A Pvapôr; Tvapôr; TA; Pvap; Tcav.	\downarrow^C TC
Fase Líquida	$x_A + x_C = 1$

Sistema Binário (A e C) e Bifásico (C e V).

• No equilíbrio: $P_{\text{vapôr}} = P_A^*$

$$T_{\text{vapôr}} = T_{\text{cav}}$$

• Misturas Ideais: L. Raoult:

$$P_A^L = P_A^*(T) x_A$$

$$L. Dalton: P_A^V = y_A P$$

$$\text{Em equilíbrio: } y_A = \frac{P_A^*(T) x_A}{P} \quad \text{ou} \quad y_C = \frac{P_C^*(T) x_C}{P}$$

Bemão de vapor de A para a Temperatura.

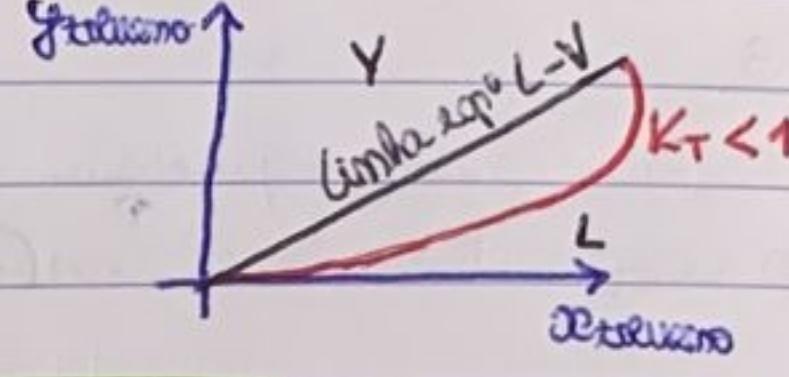
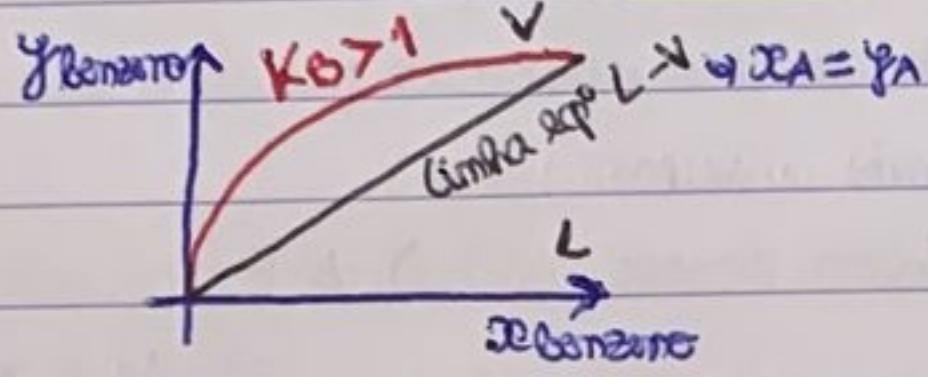
A pressão constante!

Coefficiente de distribuição K_A :

$$K_A = \frac{y_A}{x_A} = \frac{P_A^*(T)}{P}$$

$> 1 \Rightarrow A$ tende para a fase vapor.

$< 1 \Rightarrow A$ tende para a fase líquida.



Volatilidade Relativa:

$$\alpha = \frac{K_A}{K_e} = \frac{y_A/x_A}{y_e/x_e} = \frac{P_A^*(T)}{P_e^*(T)}$$

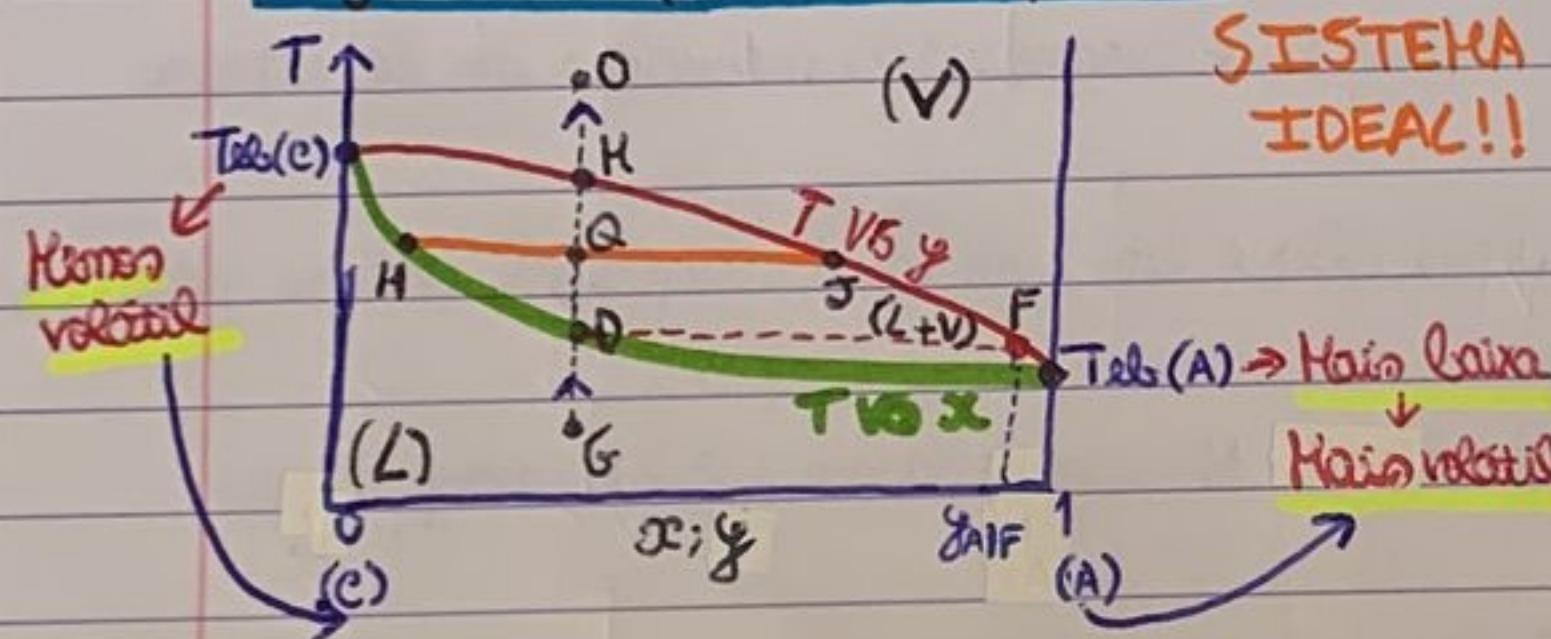
α depende da temperatura!

$\alpha = 1 \Rightarrow y_A = x_A ; y_e = x_e ; P_A^* = P_e^* \Rightarrow$ Não há separação.

$\alpha > 1 \Rightarrow y_A > x_A ; K_A > K_e ; P_A^* > P_e^* \Rightarrow$ A fase vapor; C fase líquida.

Quanto $> \alpha \Rightarrow$ Melhor separação $\Rightarrow < m^{\circ}$ fatores.

Diagrama Composição - Temperatura



SISTEMA IDEAL!!

Aquecimento: $G \rightarrow D \rightarrow Q \rightarrow H \rightarrow O$.

Ponto de Bolha (Cura verde)

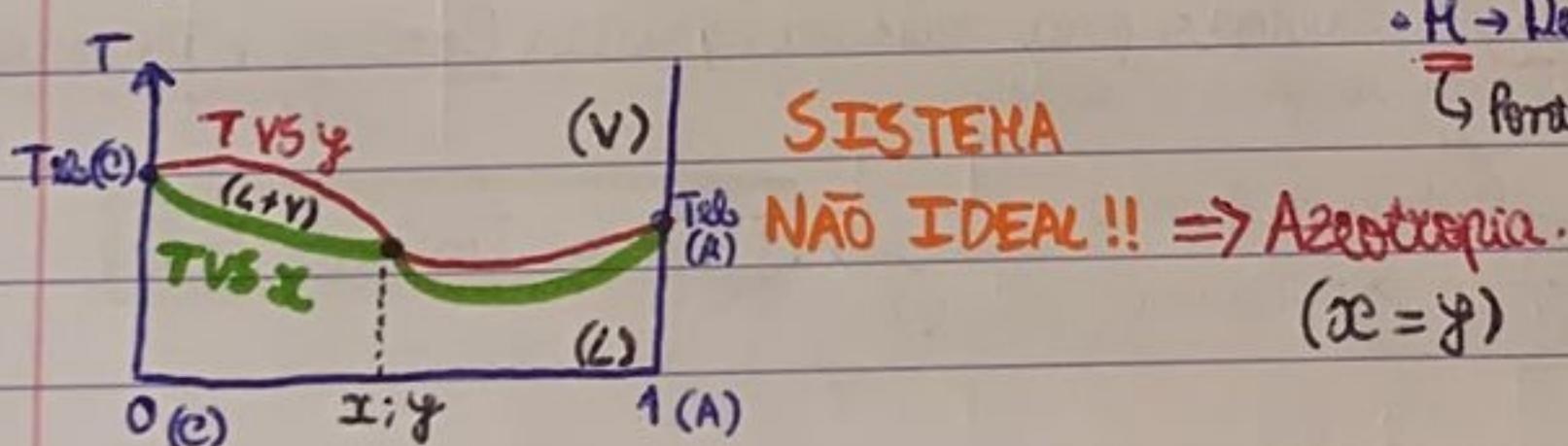
- D → Aparece a primeira bolha.

($y_{AIF} \Rightarrow$ Composição em A dessa bolha).

- H → Líquido saturado II J → Vapor saturado.

- I → Desaparece a última gota de líquido.

T ponto de Oxalho (Cura vermelha)



SISTEMA NÃO IDEAL!! \Rightarrow Azeotrópico.

($x = y$)

REGRA DA ALAVANCA:

$$\left\{ \begin{array}{l} H + J = Q \\ (B.M. Global) \end{array} \right.$$

$$Hx_H + Jy_J = Qx_Q \quad (B.M. Parcial)$$

$$\Leftrightarrow Hx_H + Jy_J = Hx_Q + Jx_Q \quad \Leftrightarrow H(x_H - x_Q) = J(x_Q - y_J)$$

$$\Leftrightarrow \frac{H}{J} = \frac{x_Q - y_J}{x_H - x_Q} = \frac{QJ}{HQ}$$

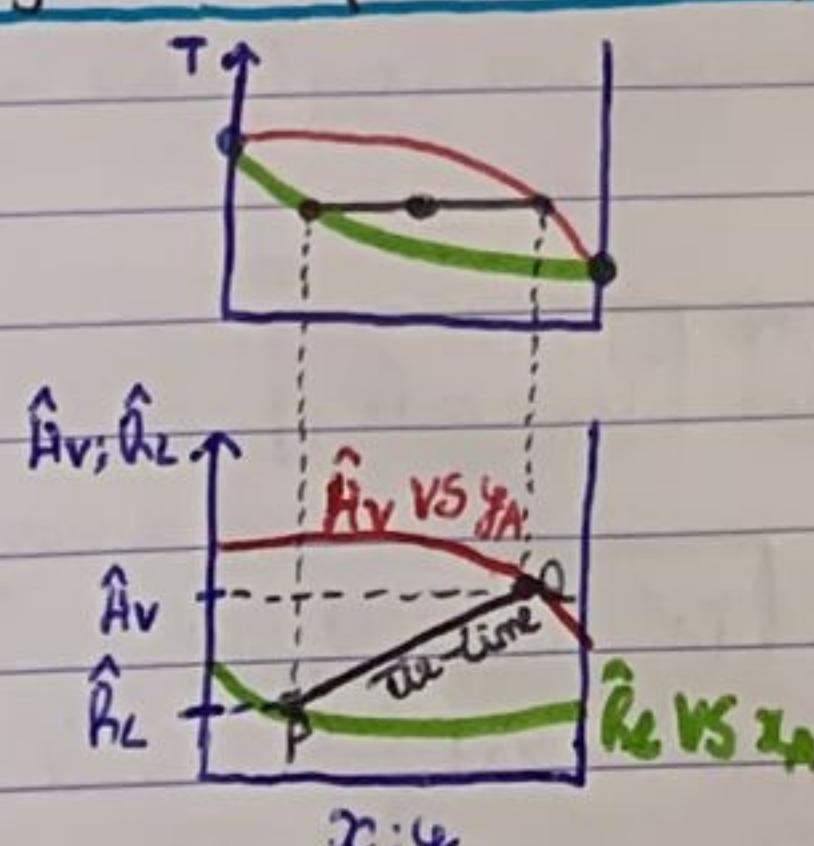
Entalpia de Vaporização

$$\Delta \hat{H}_{vap} = \hat{H}_v(Q) - \hat{H}_L(P)$$

Entalpia da fase vapor

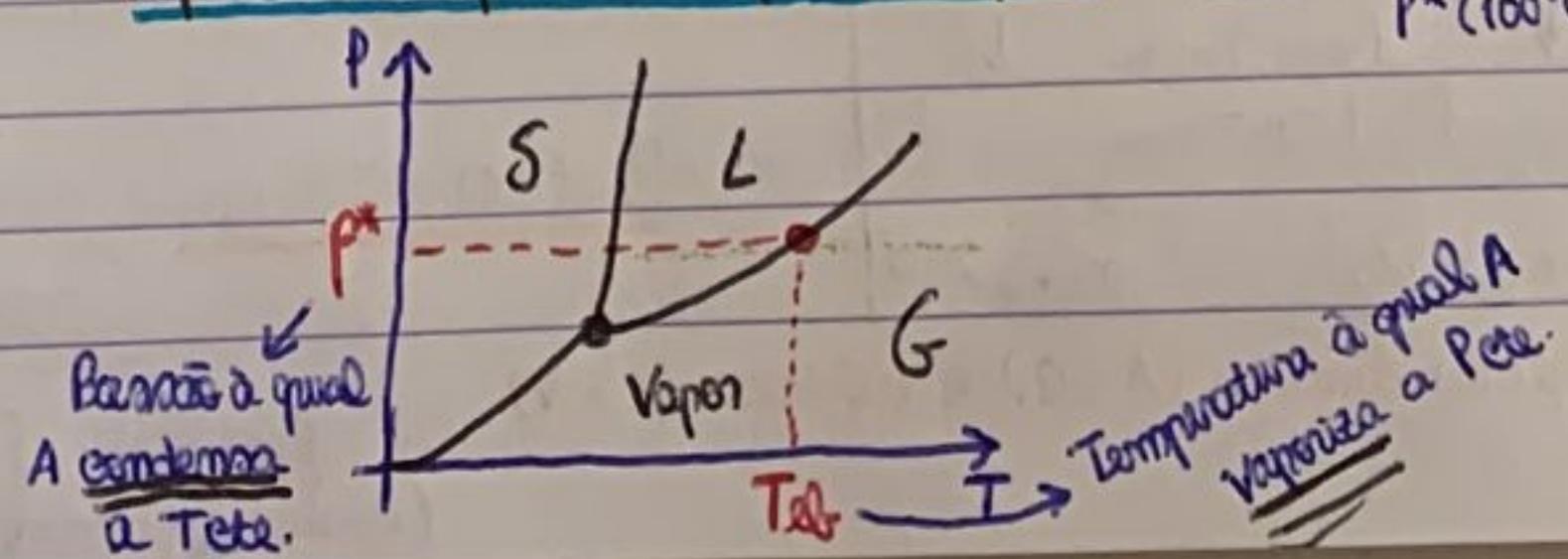
Entalpia da fase líquida. \Rightarrow Dependem da composição.

Diagrama Composição - Entalpia



Equilíbrio líquido - Vapor de A puro:

Ex. H₂O: $T_{lb}(1\text{ atm}) = 100^{\circ}\text{C}$
 $P^*(100^{\circ}\text{C}) = 1\text{ atm}$

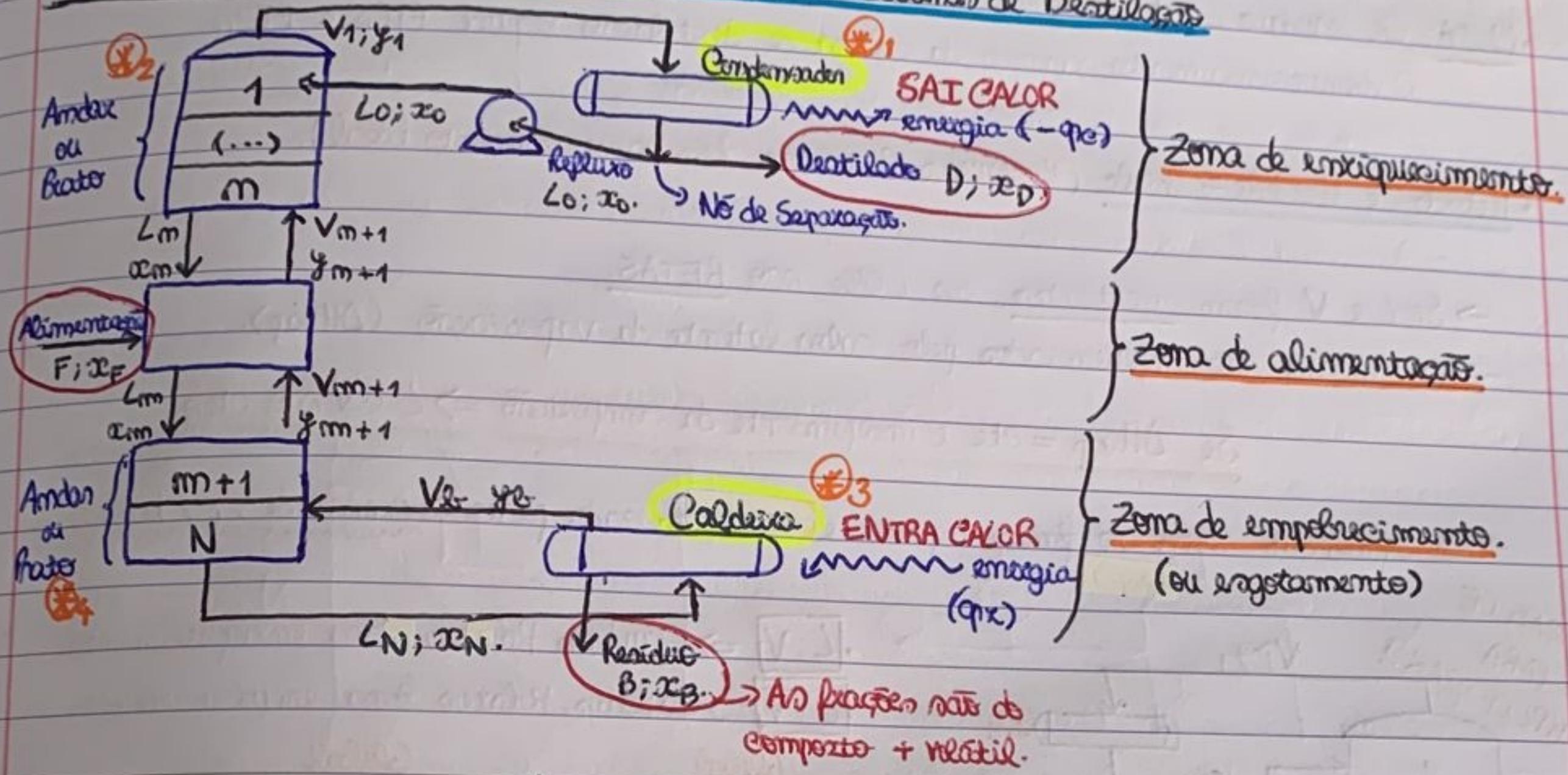


Bolha à qual
A condensou
à Teta.

Temperatura à qual
vapORIZA a P_c.

Aula 6 - 21/3:

• Dimensionamento de Colunas de Destilação



• Balanço Material Global:

$$\left. \begin{array}{l} F = B + D \\ F x_F = B x_B + D x_D \end{array} \right\} \text{Alimentação} = \text{Resíduo} + \text{Destilado}$$

• B.M. Zona Enriquecimento:

$$\left. \begin{array}{l} V_1 = L_0 + D \quad (\text{Condensador}) \\ V_1 y_1 = L_0 x_0 + D x_D \end{array} \right.$$

- Linha Operatória:

$$\left. \begin{array}{l} L_0 + V_{m+1} = L_m + V_1 \quad (\text{Amdas / Prato}) \\ L_0 x_0 + V_{m+1} y_{m+1} = L_m x_m + V_1 y_1 \end{array} \right.$$

⇒ Substituindo V₁ e V₁ y₁, vem:

$$L_0 + V_{m+1} = L_m + L_0 + D$$

$$\Rightarrow y_{m+1} = \frac{L_m - L_0}{V_{m+1}} x_m + \frac{D x_D}{V_{m+1}}$$

LINHA OPERATÓRIA DE ENRIQUECIMENTO. (LO)

$$\rightarrow \text{Exemplo para o prato } 2 \xrightarrow{(m=1)} y_2 = \frac{L_1 - L_0}{V_2} x_1 + \frac{D x_D}{V_2}$$

• B.M. Zona Envelopamento:

$$\left. \begin{array}{l} L_N = V_B + B \\ L_N x_N = V_B y_B + B x_B \end{array} \right\} (\text{Caldeira})$$

- Linha Operatória:

$$\left. \begin{array}{l} L_m + V_B = V_{m+1} + L_N \quad (\text{Amdas / Prato}) \\ L_m x_m + V_B y_B = V_{m+1} y_{m+1} + L_N x_N \end{array} \right.$$

⇒ Substituindo L_N e L_N x_N, vem:

$$L_m + V_B = V_{m+1} + V_B + B$$

$$L_m x_m + V_B y_B = V_{m+1} y_{m+1} + V_B y_B + B x_B$$

$$\Rightarrow y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} x_m - \frac{B x_B}{V_{m+1}}$$

LINHA OPERATÓRIA DE ENPOBRECIMENTO. (LO)

→ NOTA: Os caudais L e V são constantes \Rightarrow logo, as LO' s são CURVAS.
O dimensionamento exigente da coluna de destilação require BM' s e BE' s.

• Método de McCabe-Thiele (Histórias binárias com comportamentos ideal)

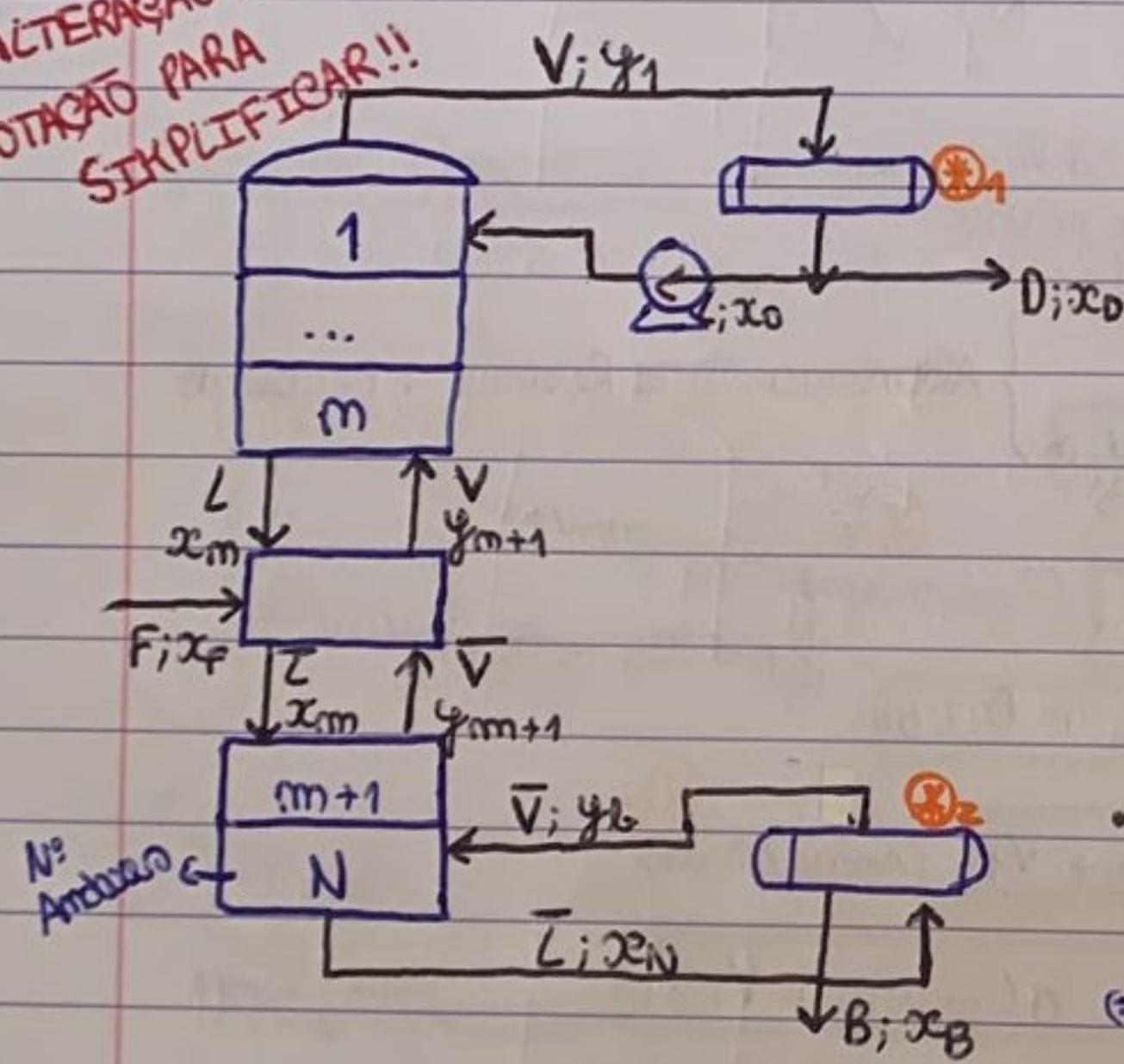
→ Se L e V forem constantes, as LO' s são RETAS.

→ Os caudais são influenciados pelo calor latente da vaporização (DH_{vap}).

Se $DH_{vap} = \text{Cte}$ e independente da composição $\Rightarrow L$ e V são ctes.

→ No equilíbrio entre as fases líquida e vapor em cada ponto \Rightarrow Amdade de espº/térmico.

ALTERAÇÃO DE
NOTAÇÃO PARA
SIMPLIFICAR!!



$L; V \Rightarrow$ Caudais Molares Zona enriquecimento.

$L; V \Rightarrow$ Caudais Molares Zona empobrecimento.

Global

Global

$$F = B + D \Rightarrow F x_F = B x_B + D x_D$$

$$\textcircled{1} \quad V = L + D$$

$$\bar{L} = \bar{V} + B \textcircled{2}$$

• Razão de Refluxo: $R = \frac{L}{D}$

FORMULÁRIO!!

• LO 2. Enriquecimento: $y_{m+1} = \frac{L}{V} x_m + \frac{D x_D}{V}$

$$\Rightarrow y_{m+1} = \frac{L}{L+D} x_m + \frac{D x_D}{L+D} \stackrel{(D)}{=} \frac{L/D}{L+D} x_m + \frac{D x_D / D}{L+D}$$

$$\Rightarrow y_{m+1} = \frac{R}{R+1} x_m + \frac{x_D}{R+1}$$

$$y = m \times x + b \rightarrow \text{Eqº Reta}$$

• LO 2. empobrecimento: $y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{V} x_m - \frac{B x_B}{V}$

FORMULÁRIO!!

• Se $x_m = x_B$

$$\downarrow \\ y_{m+1} = x_B$$

• Zona de alimentação: Onde as zonas de enriquecimento e empobrecimento se intersejam:

$$y_{m+1} = y_i = \frac{i}{i-1} x_i - \frac{x_F}{i-1} \quad \text{quantifica o estado} \\ \text{final da alimentação.}$$

FORMULÁRIO!!

$$y = \frac{i}{i-1} x + \frac{x_F}{i-1}$$

L.O. 2. Alimentação

(3)

• Se $x_i = x_F$

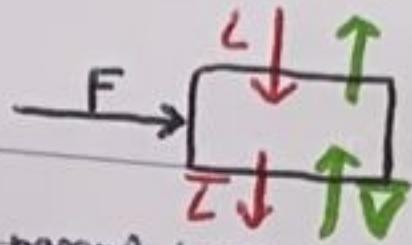
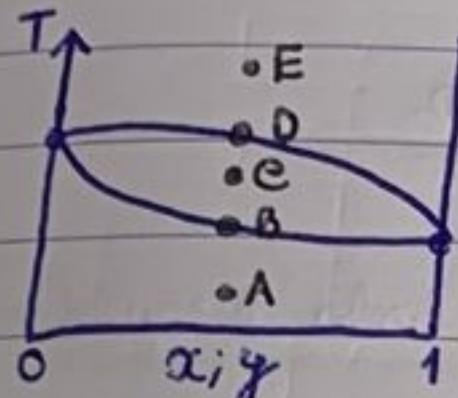
$$\downarrow \\ y_i = x_F$$

$$i = \frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{\text{Molés de líquido que desceram}}{\text{Molés de alimentação}}$$

O declive depende
das condições de
estato físicas da
alimentação.

As três LO's intersejam-se num ponto!!

Estado Físico da Alimentação:



Dados iniciais: F, x_m
Balanço massico:
air (mola de alimentação)

- A \rightarrow Líq. Subatmosférico ($i > 1$) $\Rightarrow T_F < T_L$; $T_F < T_C \parallel \bar{L} = L + F + \cancel{V}$.
- B \rightarrow Líq. Saturado ($i = 1$) $\Rightarrow T_F = T_L = T_C \parallel \bar{L} = L + F$.
- C \rightarrow $L + V$ Saturados ($0 < i < 1$).
- D \rightarrow Vapor Saturado ($i = 0$).
- E \rightarrow Vapor Sobreaquecido ($i < 0$) $\Rightarrow T_F > T_V$; $T_F > T_V \parallel \bar{L} = L - \cancel{V}$ (evaporação parcial de L).

Determinação de m^o andares de equilíbrio:

1º) Desenhar curva de equilíbrio e linha operatória $y = xe$.

2º) Desenhar as 3 retas das 3 LO's.

3º) Determinar x_B ; x_F ; x_D .

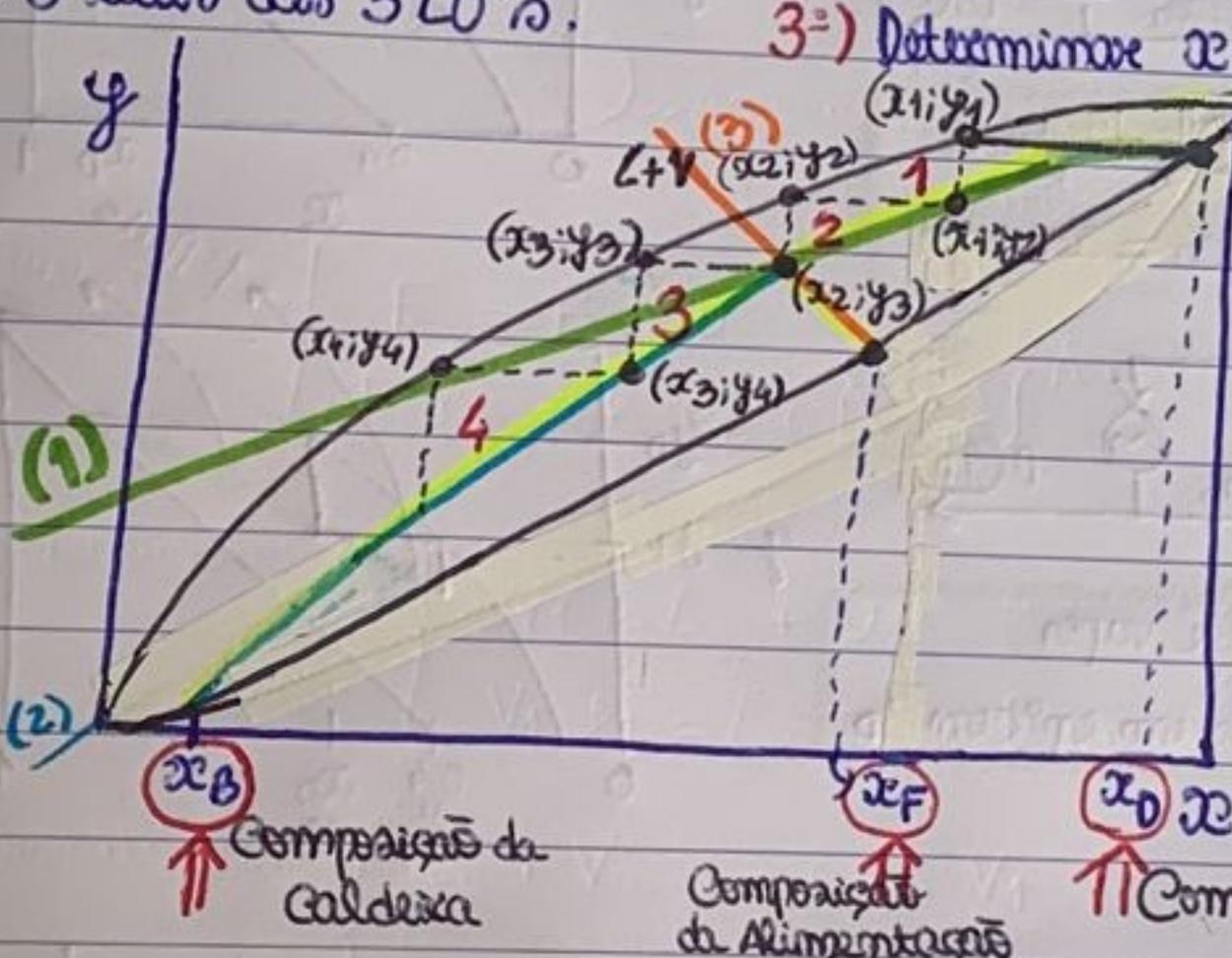
4º) Traçar andares de equilíbrio \Rightarrow resposta: 4.

5º) Andar ótimo da alimentação

\downarrow
Resposta: 2

(onde as 3 LO's se intersectam).

MÉTODO
DOS
TRIÂNGULOS



- Linha de Equilíbrio: x_i e y_i composições das fases líquida e vapor do prato i em equilíbrio entre si.
- Linha Operatória: x_m e y_{m+1} composições das fases líquida e vapor em contacto entre si.

Aula 7 - 26/3:

- Se fixarmos x_F ; x_D ; x_B e R : $x_i > R \Rightarrow$ Zona de enriquecimento.
- Se fixarmos x_F ; x_D ; x_B e i : $R > x_i \Rightarrow$ Zona de amoledeamento.
- Se fixarmos x_F ; x_D ; x_B e i : $R > L \Rightarrow$ Zonas de refluxo ($>$ razões de refluxo \Rightarrow caudal de líquido).
- \hookrightarrow os declives das LO's não afetados: LO's afastam-se da linha de equilíbrio.
e ficam mais próximas da linha $y_i = x_i$.
- Refluxo
- 1) TOTAL: $R \rightarrow \infty \Rightarrow D \rightarrow 0 \Rightarrow L = V \Rightarrow B = F = 0$
- Tudo o que sai da coluna de destilação em V, volta a entrar em L $\Rightarrow L = V$.
- Deixa de haver destilado ($D = 0$), alimentação ($F = 0$) e resíduo ($B = 0$).
- O m^o de pratos teóricos de equilíbrio é mínimo ($N = N_{\min}$).

$$> R: y_{m+1} = \frac{L}{N} x_m + \frac{D x_D}{V} \Rightarrow y_{m+1} = x_m \parallel y_{m+1} = \frac{L}{N} x_m - \frac{B x_B}{V} \Rightarrow y_{m+1} = x_m.$$

2) HÍNIKO: $R_{\min} = D$



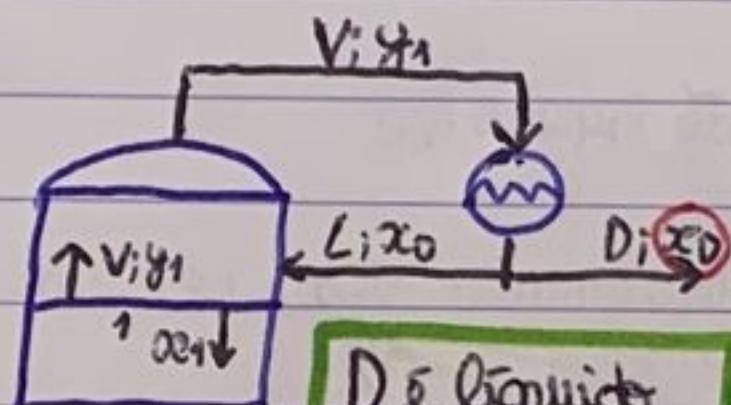
- Tudo o que sai da coluna em V é destilado e $\frac{L_{\min}}{D} = x_D$.
- O número de placas teóricas é infinito: $N = \infty$
- À medida que R diminui, os LO's ficam mais próximos da linha de equilíbrio e mais afastados da linha $y_i = x_i$.

3) ÓTIKO: $R_{\text{ótimo}} = [1,05; 1,5] \times R_{\min}$

• Condensador

1) TOTAL

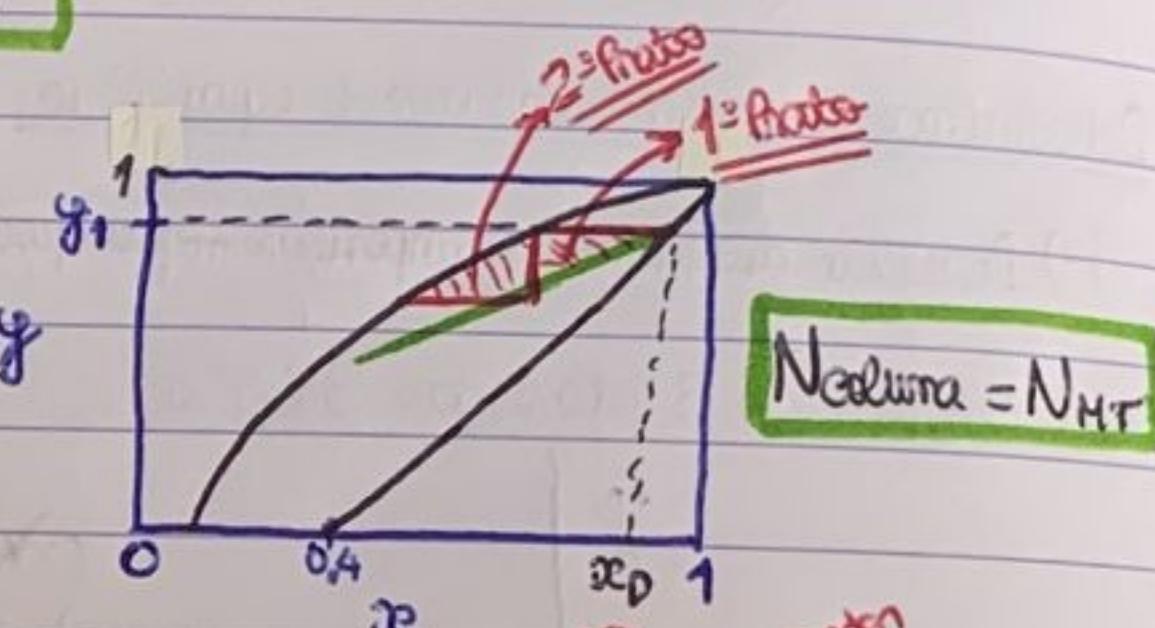
\downarrow
O condensador



D é líquido

máis é um andar de equilíbrio.

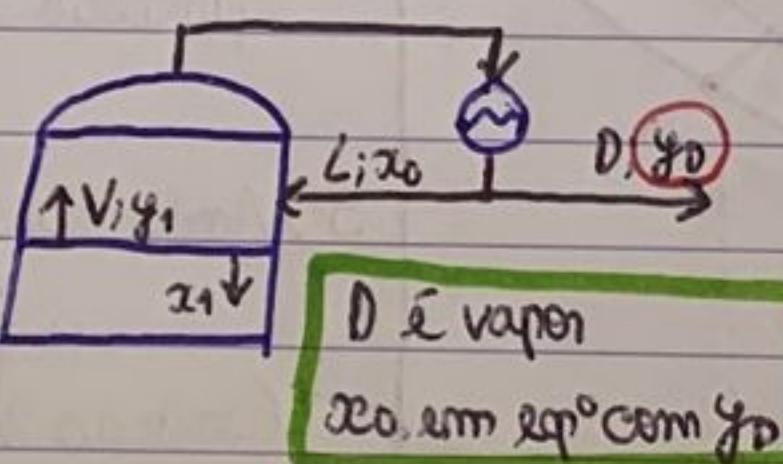
$$x_0 = x_D = y_1$$



$$\text{Nedura} = N_{HT}$$

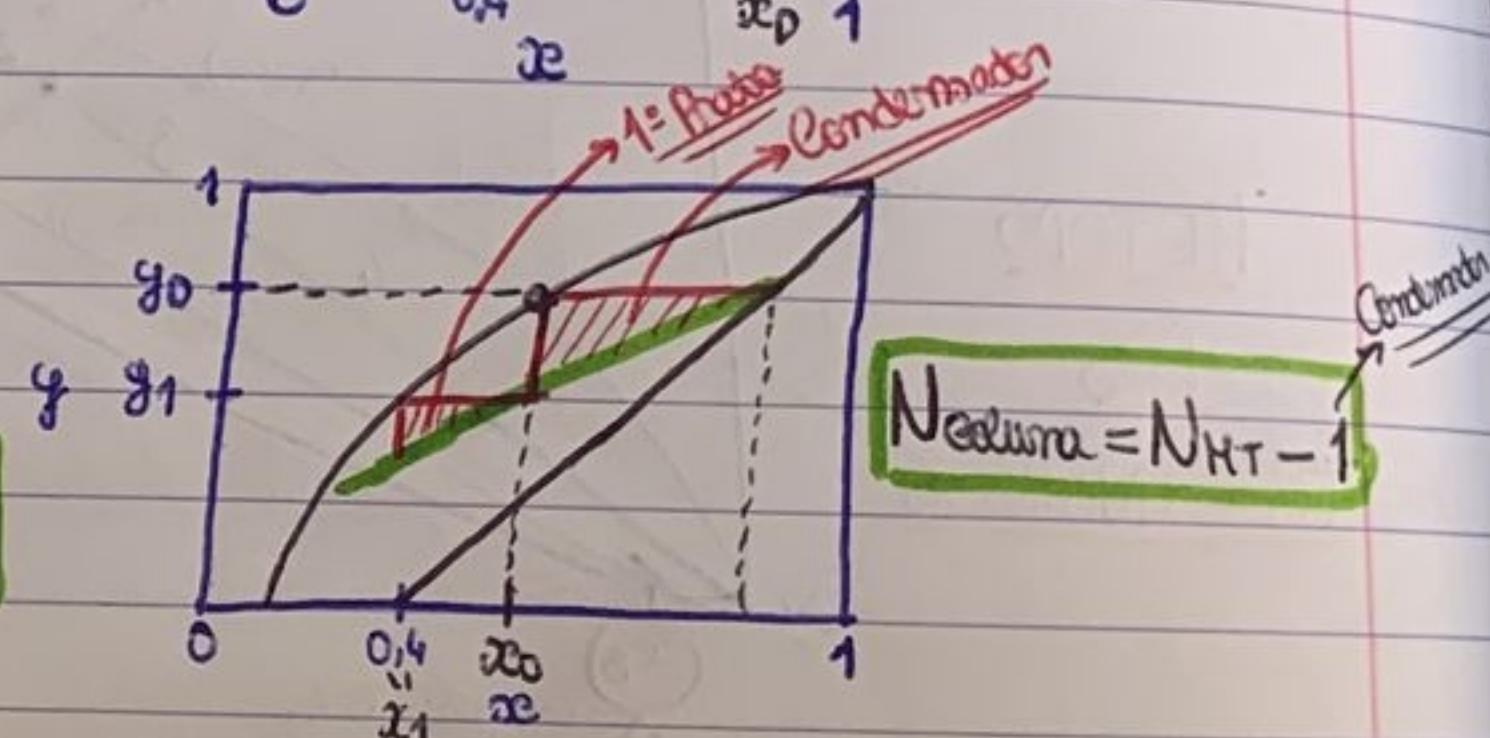
2) PARCIAL:

\downarrow
O condensador
é um andar
de equilíbrio.



D é vapor

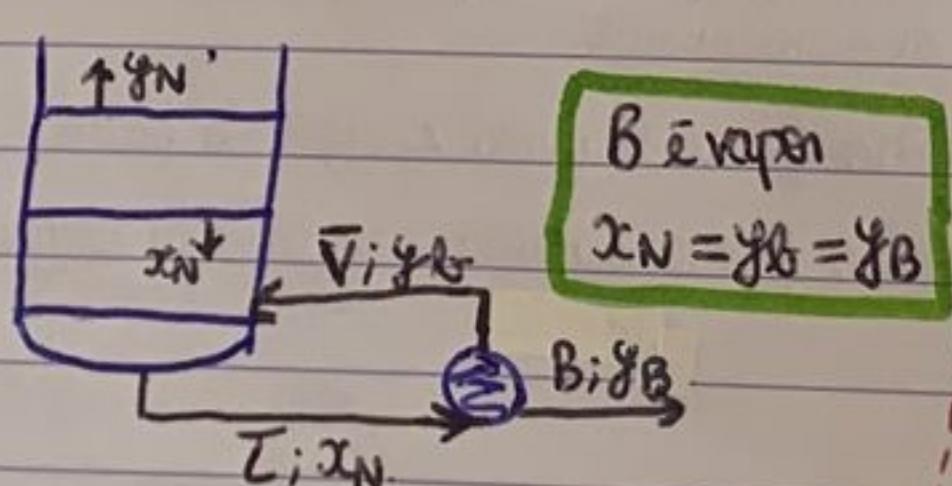
x_0 em equilíbrio com y_D



$$\text{Nedura} = N_{HT} - 1$$

• Caldeira

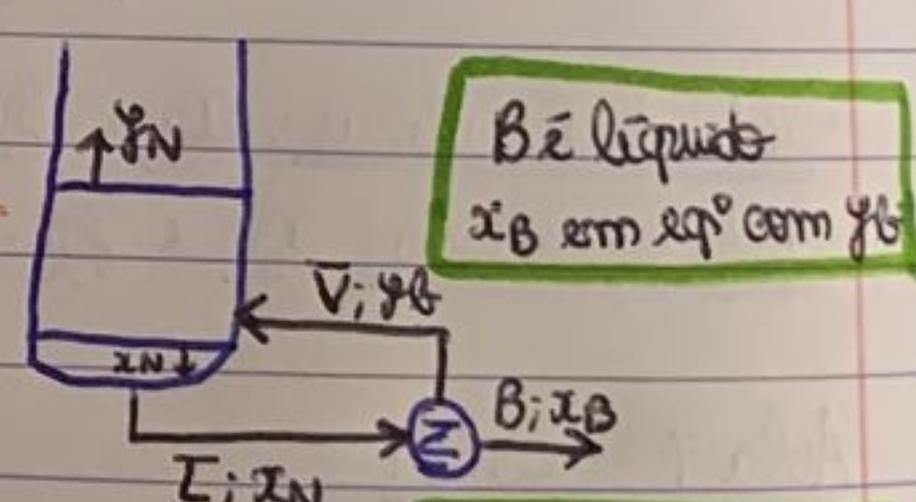
1) TOTAL



B é vapor

$$x_N = y_B = y_B$$

2) PARCIAL



B é líquido

$$x_B \text{ em equilíbrio com } y_B$$

- A caldeira máis é um andar de equilíbrio: Nedura = N_HT

- É um andar de equilíbrio: Nedura = N_HT - 1

• Balanços Energéticos

$$\rightarrow \underline{\text{B.E. Global}}: F \Delta \hat{h}_F + Q_{\text{caldeira}} = B \Delta \hat{h}_B + D \Delta \hat{h}_D + Q_{\text{condensador}}$$

Calor necessário fornecido à caldeira:

↳ Enthalpias específicas da alimentação, destilado e resíduo (J/mol).

$$\rightarrow Q_{\text{caldeira}} = \nabla \Delta \hat{h}_{\text{ap}}$$

↳ ∇ → calor molar de gás produzido na caldeira.

, $\Delta \hat{h}_{\text{ap}} \rightarrow$ entalpia molar de vaporização da mistura.

Calor necessário fornecer ao condensador:

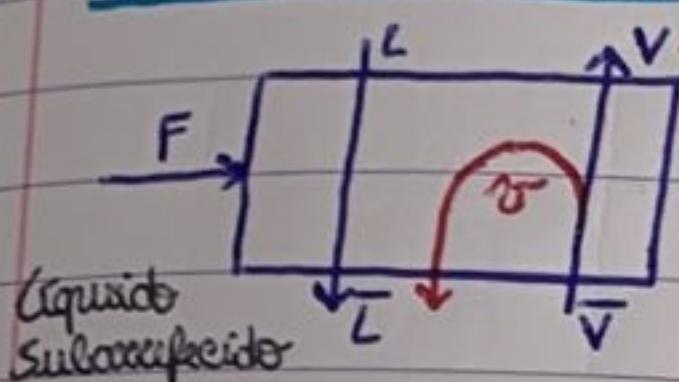
$$\rightarrow Q_{\text{condensador}} = \nabla \Delta \hat{h}_{\text{cond.}}$$

↳ ∇ → calor de vapor introduzido no condensador.

$$\Delta \hat{h}_{\text{cond.}} = - \Delta \hat{h}_{\text{vap}}$$

↳ $\Delta \hat{h}_{\text{cond.}} \rightarrow$ entalpia molar de condensação da mistura.

Prato de Alimentação



→ Existe condensação parcial de V.



$$I = L + F + v$$

$$i = \frac{I - L}{F} = \frac{F + v}{F} \quad (\Sigma)$$

BALANÇO:

$$FC_p^L \Delta T = v \Delta \hat{H}_{cond.}$$

Cálculo resumido para
aplicar-se Fatores de
alimentação.

Cálculo latente resultante
da condensação de v
molas de vapor.

$$\Delta T = T_L - T_F, \quad T_L = \text{Tebuligão}$$

$$T_F < T_L$$

↑ Temperatura de
entrada // alimentação.

→ Exemplo: Utiliza-se uma coluna de destilação para separar uma mistura binária A + e.

A alimentação entra a 290 K , $C_p^L = 225,4 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$. Tebuligão = $336\text{ K} = T_L$.

Cálculo latente de vaporização = 25900 J/mol

$\Delta \hat{H}_{cond}$

Cálculo da declive da linha operatória da alimentação

$$i/i-1; i = \frac{I - L}{F}$$

Pelo balanço do prato de alimentação:

$$FC_p^L \Delta T = v \Delta \hat{H}_{cond} \quad (\Rightarrow) v = \frac{F \times C_p^L \times \Delta T}{\Delta \hat{H}_{cond}} = \frac{225,4 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1} \times (336 - 290) \text{ K} \times F}{25900 \text{ J/mol}}$$

$$(\Rightarrow) v = 0,4 F$$

$$i = \frac{I - L}{F} = \frac{F + v}{F} = \frac{0,4 F + F}{F} = 1,4$$

$$\text{Logo, declive} = \frac{i}{i-1} = \frac{1,4}{1,4-1} = 3,5 //$$

• Eficiência de prato → Um prato real não é um prato de equilíbrio. POIS:

- Insuficiente tempo de contacto entre as 2 fases.
- Mistura deficiente das 2 fases no prato.

"As concentrações de vapor e de líquido que saem de um prato não estão em eq°"

• Anormalias numa coluna de pratos → Averbação de líquido. → Gotejamento.

→ Imundizagem.

→ Espuma.

DEPENDE DE:

- Propriedades físicas de L e V (ρ ; μ).
- Condições de enxurramento.
- Cinéticas de transferência de calor e massa (Re , Pc , Sc , Nu , Sh).

→ NOTA: Se os componentes estiverem perto dos seus p.e. e u.liq forem baixos; a eficiência de um prato aumenta: $E_0 > 70\%$.

Otimizar condições operatórias (Nº pratos)

Mínimizar consumo energético.

(Concentração química aquosa em concentração friaca).

• Eficiência Energética: OTIMIZAÇÃO DA DESTILAÇÃO

$$> R \Rightarrow > \text{consumo energia} \Rightarrow < N^\circ \text{ andares}$$