

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

• Destilación . Equilibrio (Soluciones Binarias)

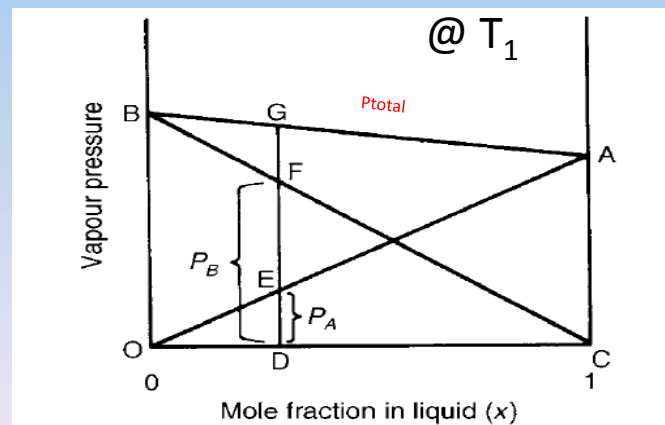
Soluciones Ideales:

Raoult: La presión parcial de un componente A en una mezcla está relacionada con la concentración de ese componente en la mezcla líquida. (P_A° es la presión parcial de A puro)

$$P_A = x_A * P_A^\circ$$

Para una mezcla que sigue la ley de Raoult la presión total de la misma puede hallarse como la suma de las presiones parciales de cada componente en la mezcla.

$$P_T = P_A + P_B$$



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

• Destilación . Equilibrio (Soluciones Binarias)

Dalton: Presión parcial del componente A en una mezcla de gases es igual a la Presión Total por la fracción molar del componente .

$$P_A = y_A * P_T$$

De la combinación de ambas leyes podemos obtener la dependencia de la fracción de cualquiera componente en el vapor en equilibrio en función de la concentración de ese mismo componente en la mezcla líquida.

$$P_A = y_A * P_T = x_A * P^{\circ}_A \Rightarrow y_A = \frac{P^{\circ}_A}{P_T} * x_A = K_A * x_A$$

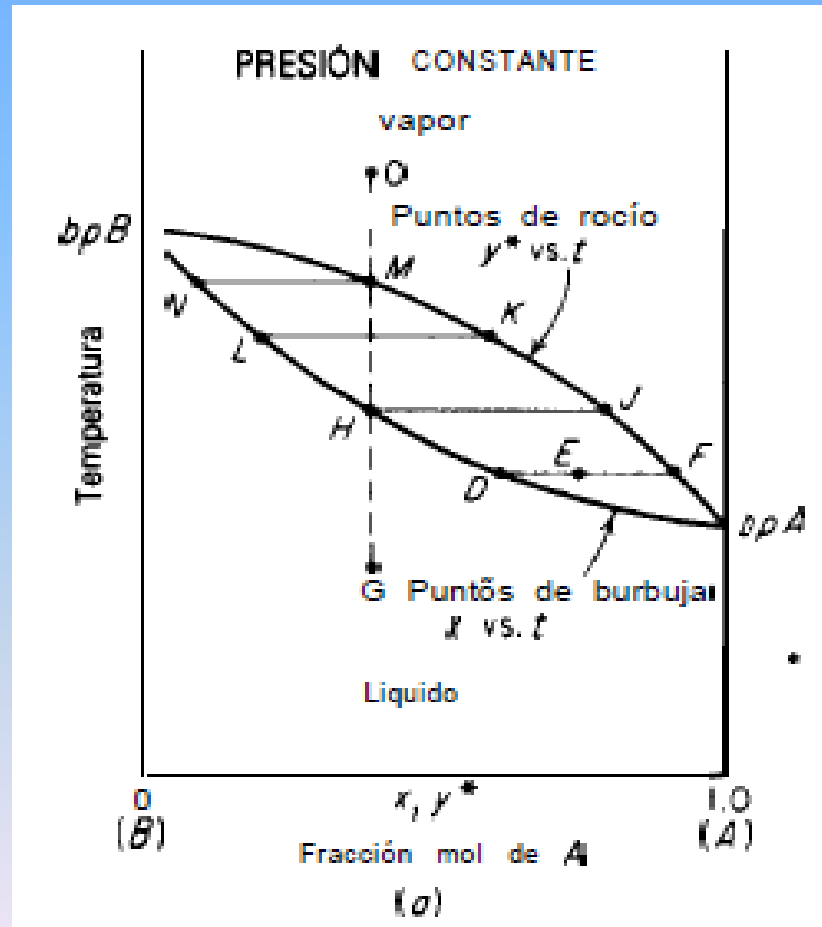
Sabemos que se cumple. $y_A + y_B = 1 = \frac{P^{\circ}_A}{P_T} * x_A + \frac{P^{\circ}_B}{P_T} * x_B \Rightarrow$

$$P_T = P^{\circ}_A * x_A + P^{\circ}_B * (1 - x_A) \Rightarrow$$

$$x_A = \frac{P_T - P^{\circ}_B}{P^{\circ}_A - P^{\circ}_B}$$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

Diagramas a Puntos de Ebullición (P Cte)



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

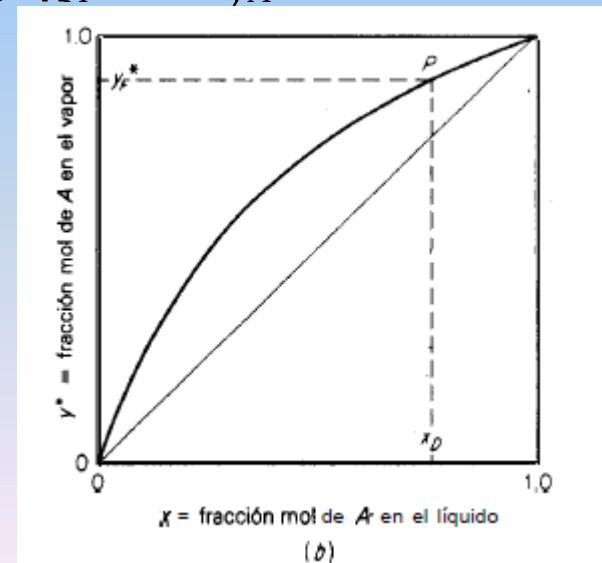
Volatilidad Relativa

$$\alpha_{AB} = \frac{K_A}{K_B} = \frac{P^{\circ}_A}{P^{\circ}_B} = \frac{\frac{y_A}{x_A}}{\frac{y_B}{x_B}} = \frac{\frac{y_A}{x_A}}{\frac{1-y_A}{1-x_A}} = \frac{\frac{y_A}{1-y_A}}{\frac{x_A}{1-x_A}}$$

$$\frac{\alpha_{AB} * x_A}{1-x_A} = \frac{y_A}{1-y_A} \Rightarrow \frac{(1-x_A)}{\alpha_{AB} * x_A} = \frac{1-y_A}{y_A} \Rightarrow \frac{(1-x_A)}{\alpha_{AB} * x_A} + 1 = \frac{1}{y_A}$$

$$\frac{(1-x_A)}{\alpha_{AB} * x_A} + \frac{\alpha_{AB} * x_A}{\alpha_{AB} * x_A} = \frac{1}{y_A} \Rightarrow \frac{\alpha_{AB} * x_A}{\alpha_{AB} * x_A + (1-x_A)} = y_A$$

$$y_A = \frac{\alpha_{AB} * x_A}{1 + x_A * (\alpha_{AB} - 1)}$$



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

• Destilación . Equilibrio (Soluciones Binarias)

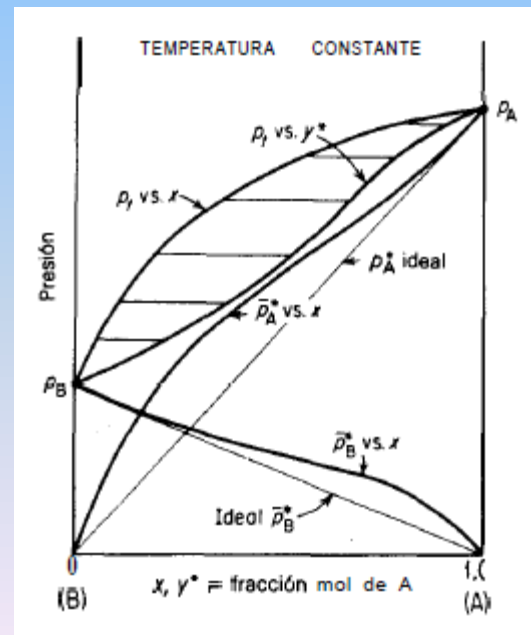
Soluciones Reales:

Henry: La presión parcial de un componente A en una mezcla está relacionada con la concentración de ese componente en la mezcla líquida a través de la constante de Henry (valido para $x_A \rightarrow 0$)

$$P_A = x_A * H$$

@ T_1

$$P_T = P_A + P_B$$



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

• Destilación . Equilibrio (Soluciones Binarias)

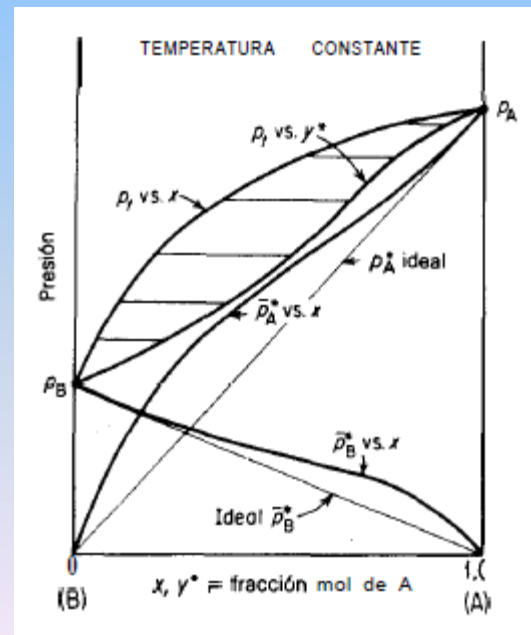
Soluciones Reales:

Henry: La presión parcial de un componente A en una mezcla está relacionada con la concentración de ese componente en la mezcla líquida a través de la constante de Henry (valido para $x_A \rightarrow 0$)

$$P_A = x_A * H$$

@ T_1

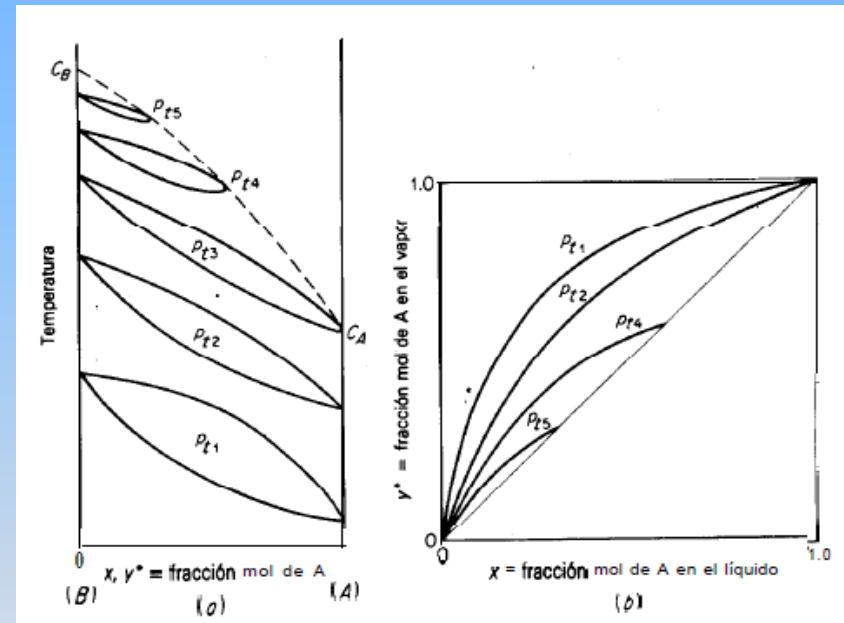
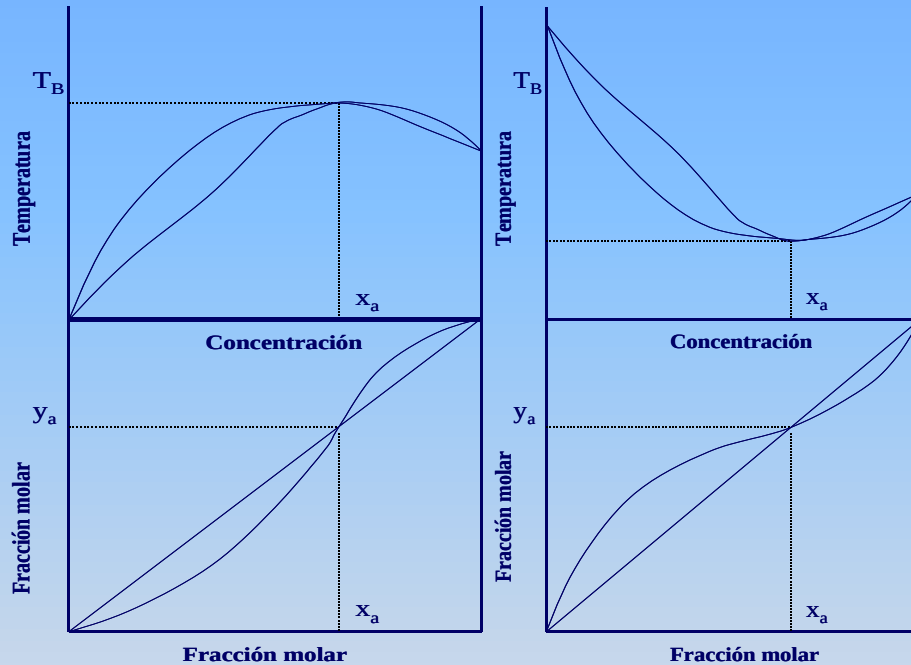
$$P_T = P_A + P_B$$



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

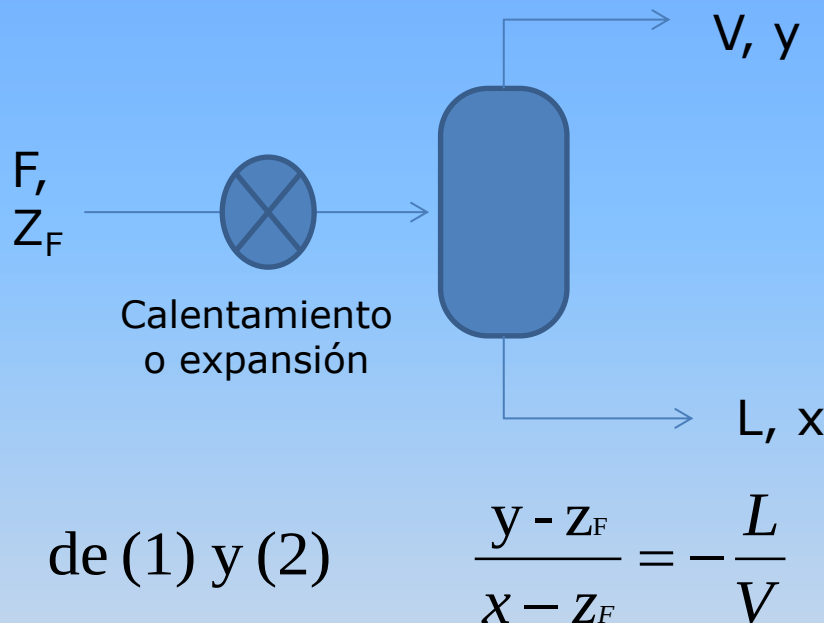
- Azeotropos:*

- Efecto de la presión sobre el Equilibrio*



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Flash (recta q): Condición térmica de la alimentación**



$$F = L + V \quad (1)$$

$$q \text{ se define como } q = \frac{L}{F}$$

$$F \cdot z_F = L \cdot x + V \cdot y \quad (2)$$

$$F z_F = q F \cdot x + (1 - q) F \cdot y \quad (3)$$

$$\text{de (1) y (3) } y = \frac{z_F}{(1 - q)} - \frac{q}{(1 - q)} \cdot x$$

Ecuación de la Recta q

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **Flash (recta q): Condición térmica de la alimentación**

$$\text{de (1) y (3) } y = \frac{z_F}{(1-q)} - \frac{q}{(1-q)} * x$$

- **Balance entálpico**

$$F * H_F = L * H_L + V * H_V \quad (4)$$

$$\text{dado que } q = L/F \quad H_F = q * H_L + (1-q) * H_V$$

$$(H_F - H_V) = q * (H_L - H_V)$$

$$q = \frac{(H_F - H_V)}{(H_L - H_V)}$$

$-\lambda$

$$H_F < H_L \Rightarrow \text{líquido subenfriado} \Rightarrow q > 1 \Rightarrow m (+)$$

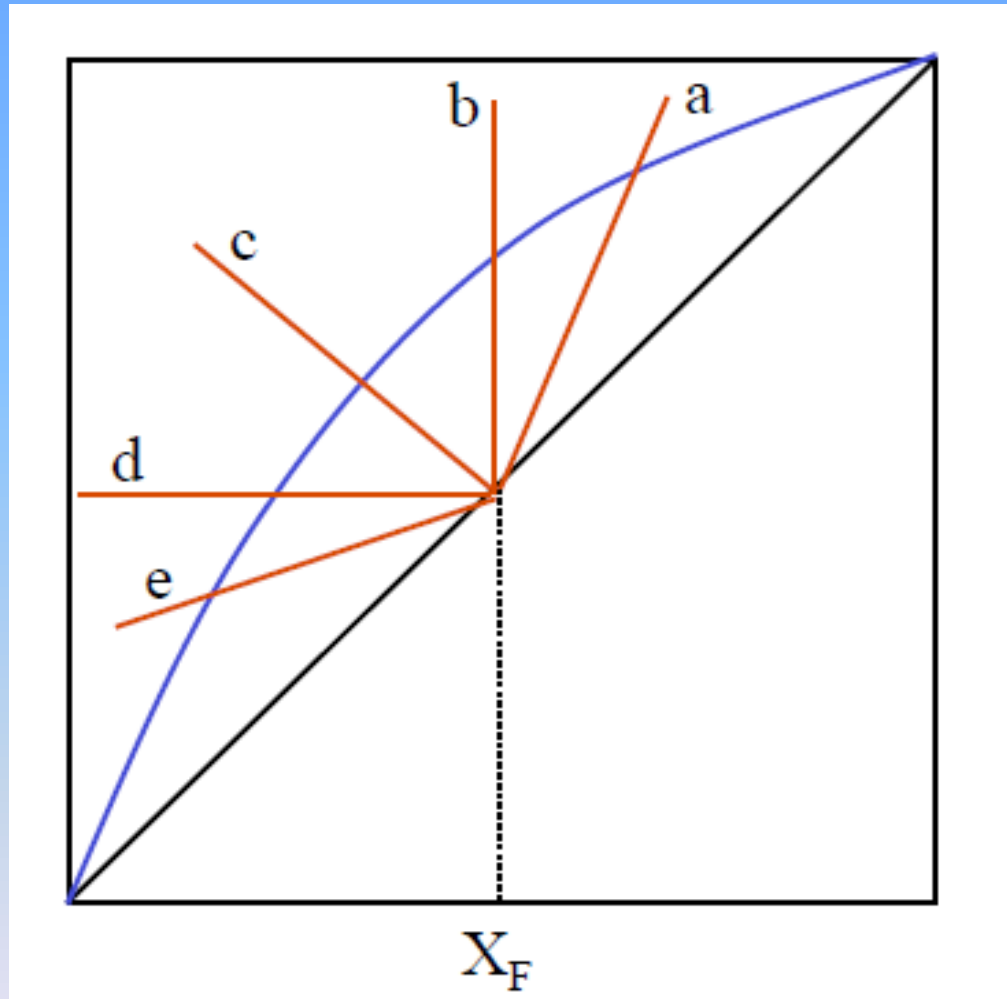
$$H_F = H_L \Rightarrow \text{líquido saturado} \Rightarrow q = 1 \Rightarrow m = \infty$$

$$H_V < H_F < H_L \Rightarrow \text{Mezcla L - V} \Rightarrow 0 < q < 1 \Rightarrow m = (-)$$

$$H_F = H_V \Rightarrow \text{vapor saturado} \Rightarrow q = 0 \Rightarrow m = 0$$

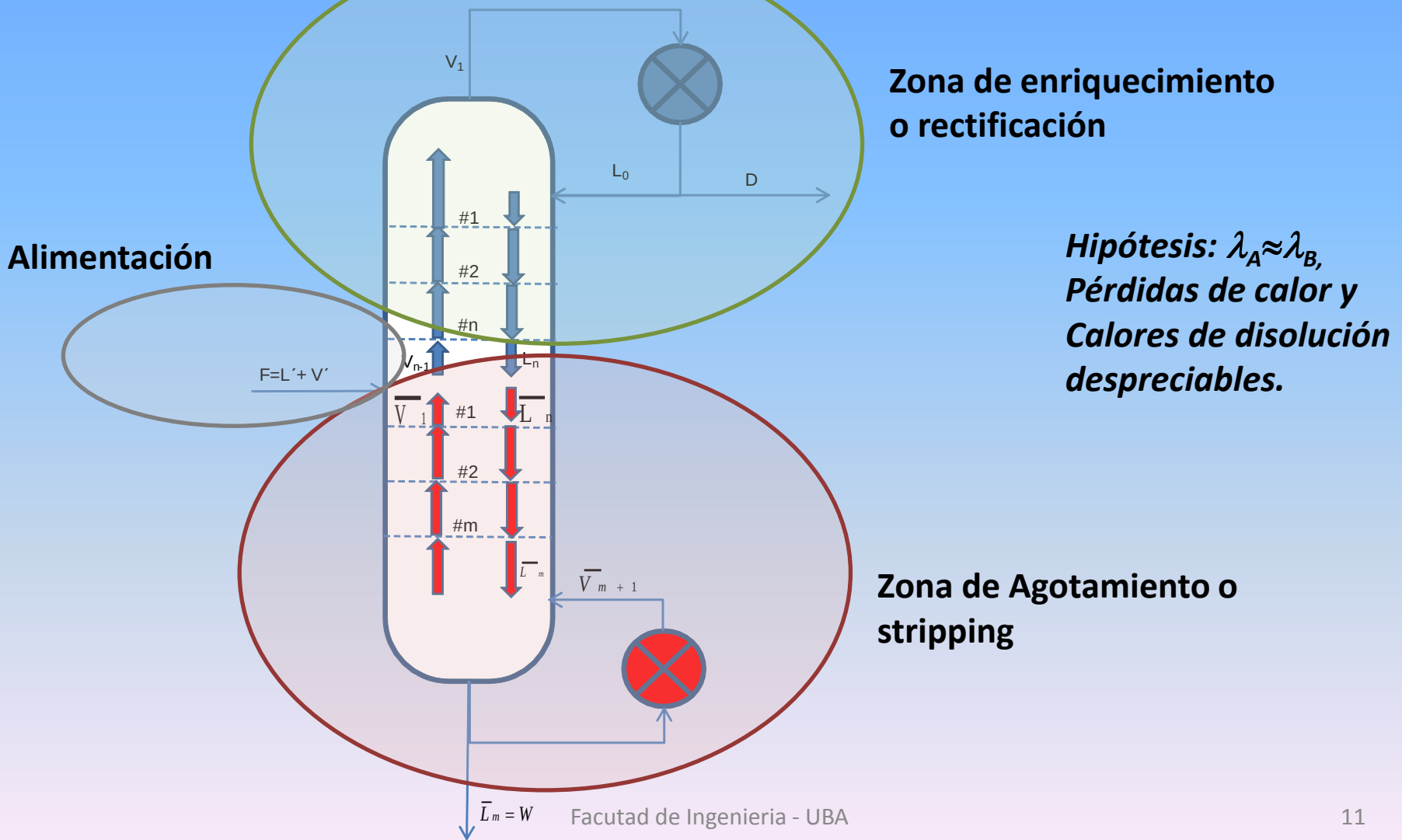
$$H_F > H_V \Rightarrow \text{vapor sobrecalentado} \Rightarrow q < 0 \Rightarrow m (+)$$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia



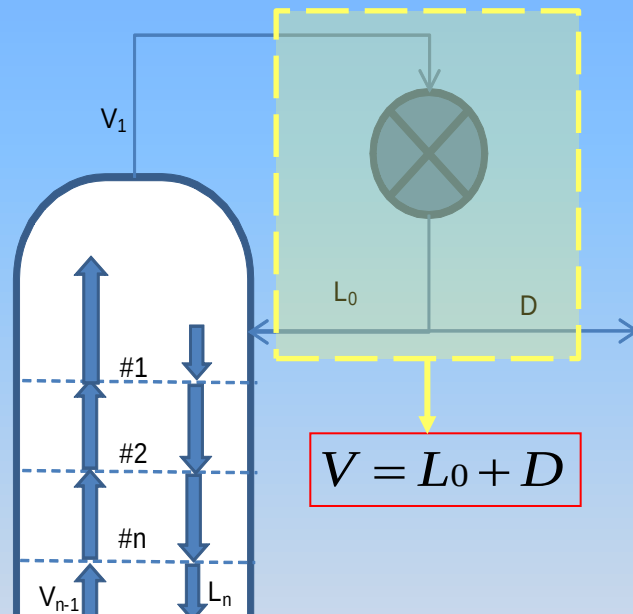
Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Método de McCabe-Thiele para la determinación de N_p***



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **Zona de rectificación**
 - **Balance de Masa**



$$V_{n+1} = D + L_n$$

$$V_{n+1} * y_{n+1} = D * x_D + L_n * x_n$$

$$y_{n+1} = \frac{D}{V_{n+1}} * x_D + \frac{L_n}{V_{n+1}} * x_n$$

como

$$L_n = \dots = L_2 = L_1 = L_0 = L$$

$$V_{n+1} = V_n = \dots = V_2 = V_1 = V$$

$$y_{n+1} = \frac{D}{V} * x_D + \frac{L}{V} * x_n \quad (A)$$

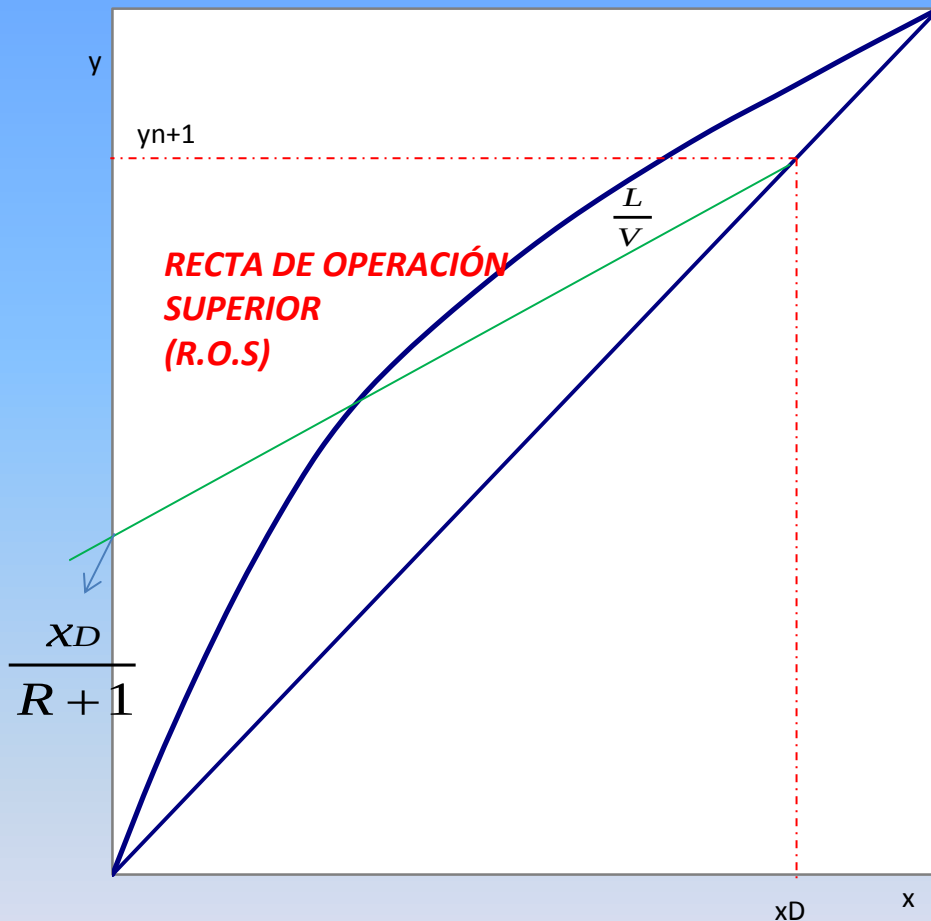
para

$$x_n = x_D$$

$$y_{n+1} = \frac{D + L}{V} * x_D$$

$$y_{n+1} = x_D$$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia



La ecuación A vale para toda la zona de rectificación, por lo tanto la reescribimos como

$$y = \frac{D}{V} * x_D + \frac{L}{V} * x \quad (B)$$

Luego se definen dos relaciones de Reflujo
Relación de reflujo Interno (R_i)

$$R_i = \frac{L}{V}$$

Relación de reflujo externo (R)

$$R = \frac{L_0}{D}$$

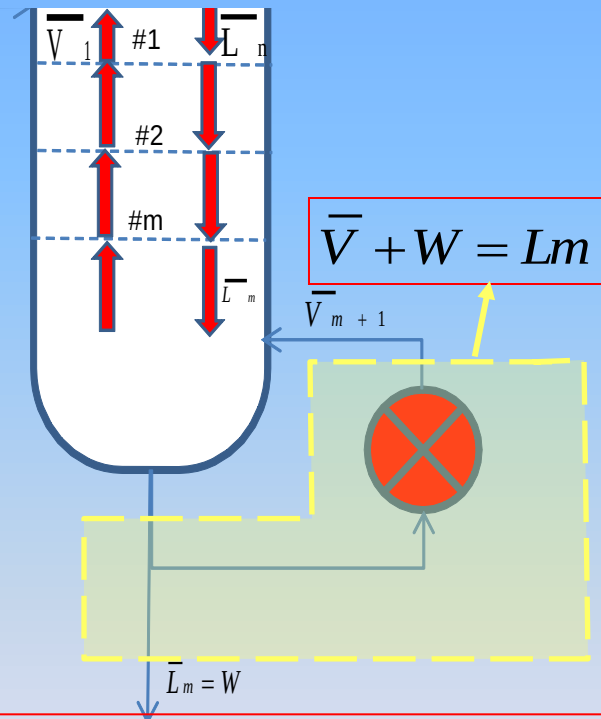
Con estas definiciones reescribimos la ecuación B de la siguiente manera:

$$y = (1 - R_i) * x_D + R_i * x$$

$$y = \frac{1}{R+1} * x_D + \frac{R}{R+1} * x \quad (R.O.S)$$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **Zona de Agotamiento**
 - **Balance de Masa**



$$y_{m+1} = -\frac{W}{\bar{V}} * x_W + \frac{\bar{L}}{\bar{V}} * x_n \quad (A2)$$

$$\bar{L}_n = W + \bar{V}_{m+1}$$

$$\bar{L}_n * x_n = W * x_W + \bar{V}_{m+1} * y_{m+1}$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}_n}{\bar{V}_{m+1}} * x_n - \frac{W}{\bar{V}_{m+1}} * x_W$$

$\bar{V}_{m+1}$

como

$$\bar{L}_n = \bar{L}_1 = \bar{L}_2 = \dots = \bar{L}_m = W$$

$$\bar{V}_{m+1} = \bar{V}_m = \dots = \bar{V}_2 = \bar{V}_1 = \bar{V}$$

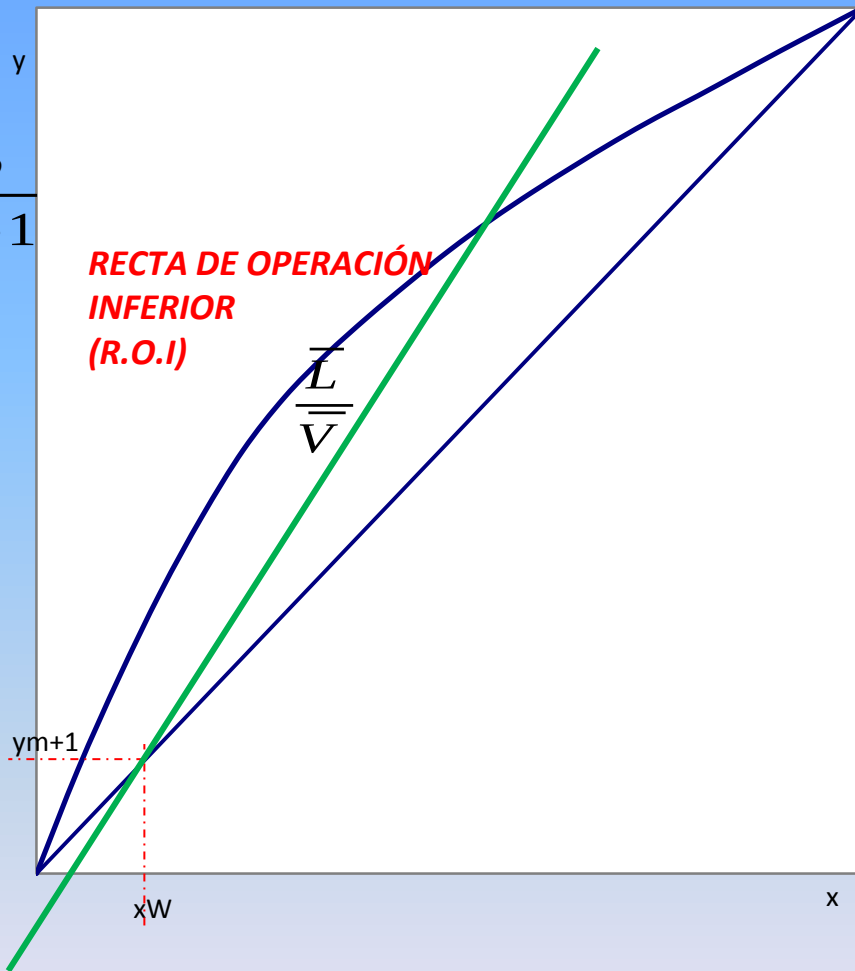
para

$$x_n = x_W$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L} - W}{\bar{V}} * x_W$$

$$y_{m+1} = x_W$$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

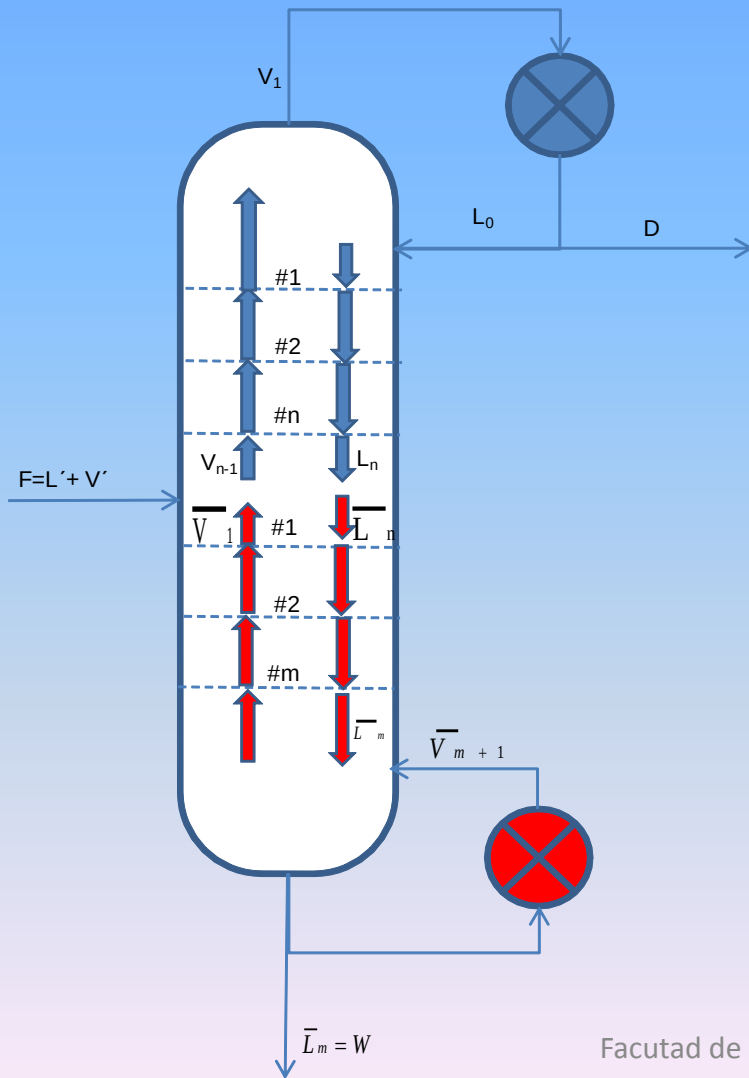


La ecuación A2 vale para toda la zona de agotamiento, por lo tanto la reescribimos como

$$y = -\frac{W}{V} * x_W + \frac{\bar{L}}{V} * x \quad (\text{R.O.I})$$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- La torre completa**



Balancede Masa

$$F = D + W$$

$$F * z_F = D * x_D + W * x_W$$

$$y = \frac{1}{R+1} * x_D + \frac{R}{R+1} * x \quad (\text{R.O.S})$$

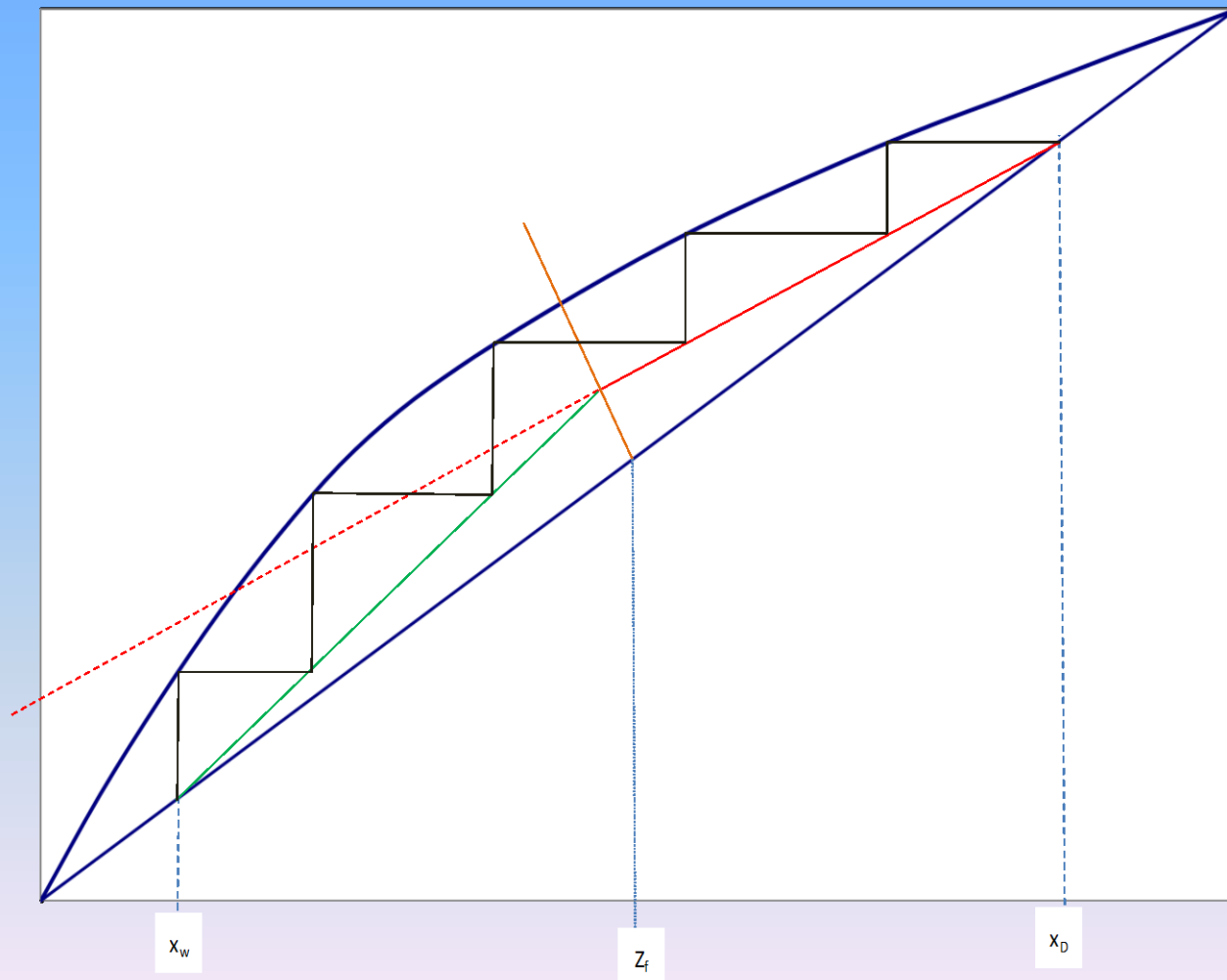
$$y = -\frac{W}{\bar{V}} * x_W + \frac{\bar{L}}{\bar{V}} * x \quad (\text{R.O.I})$$

Recta q

$$y = \frac{z_F}{(1-q)} - \frac{q}{(1-q)} * x$$

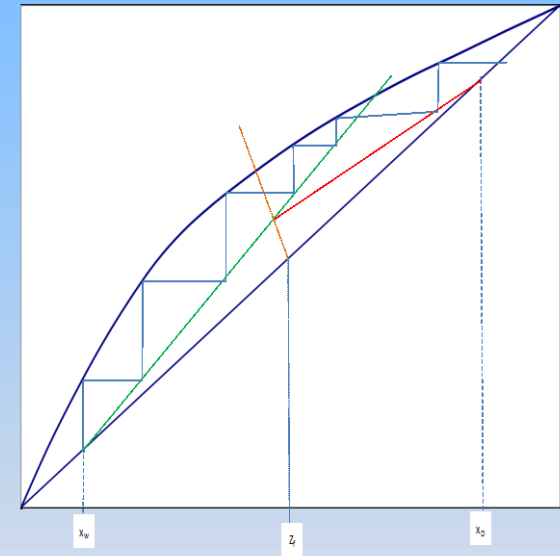
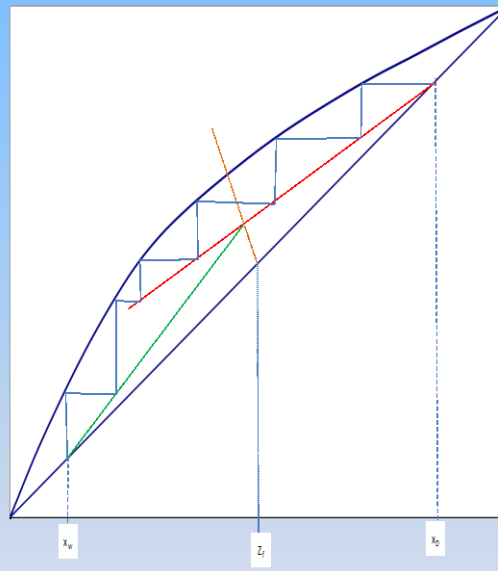
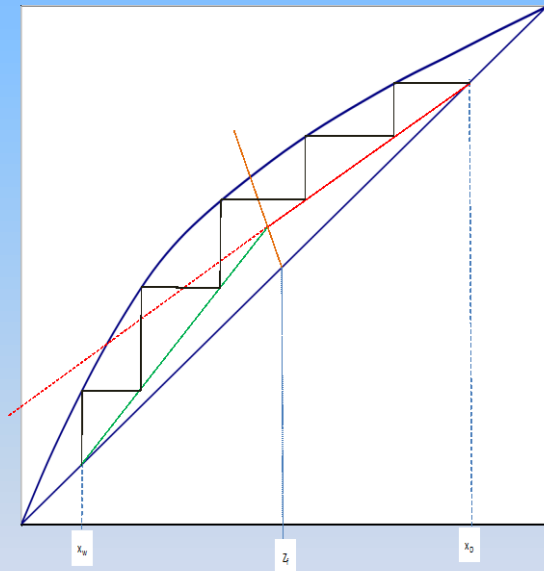
Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **La torre Completa.**



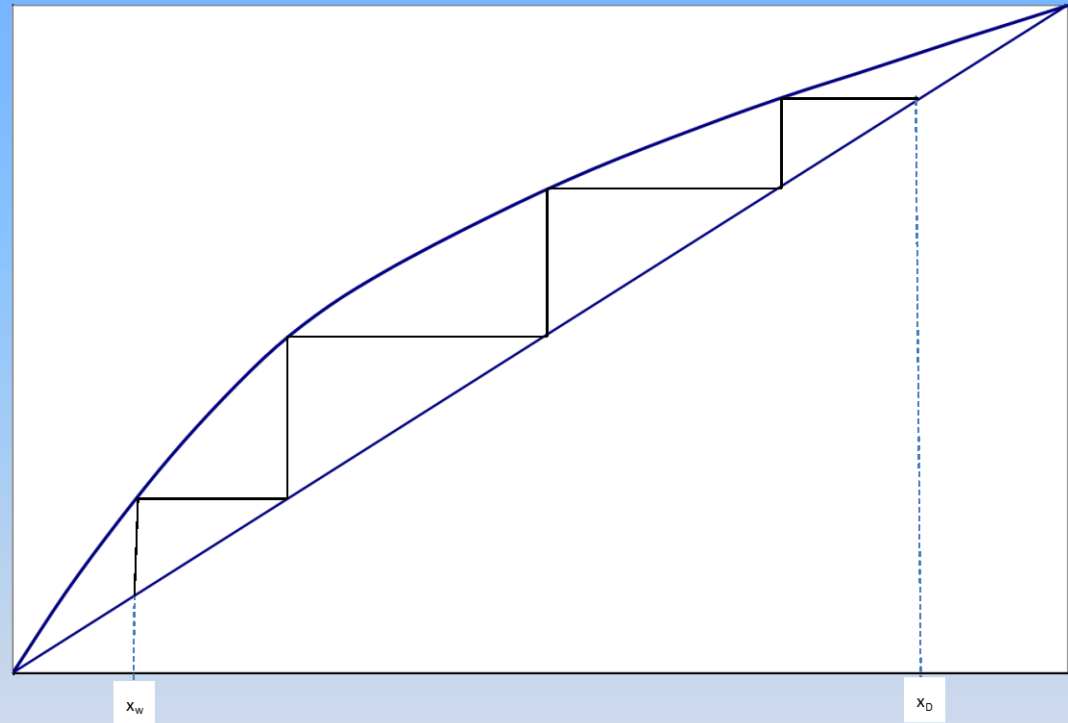
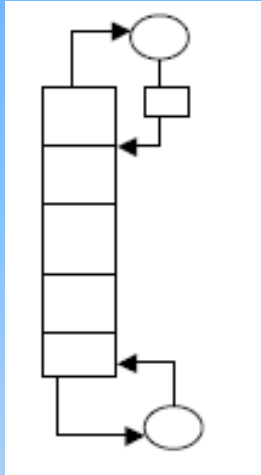
Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Plato de alimentación óptimo



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **Reflujo Total**



Condición límite

No hay F.

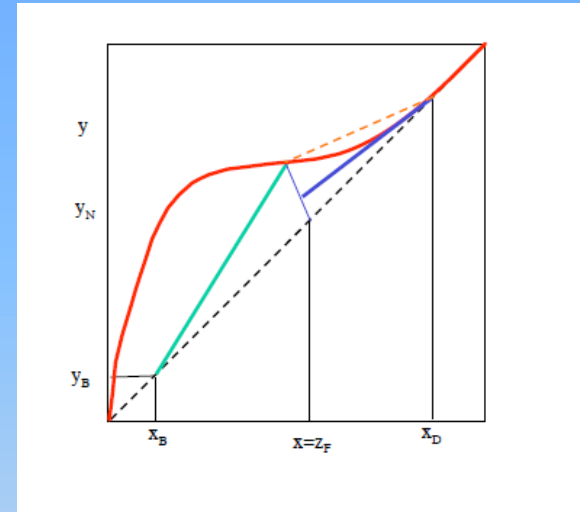
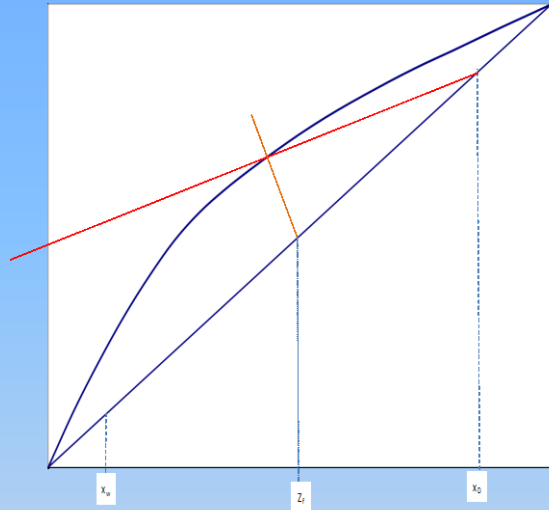
No hay generación de productos

$$L = V$$

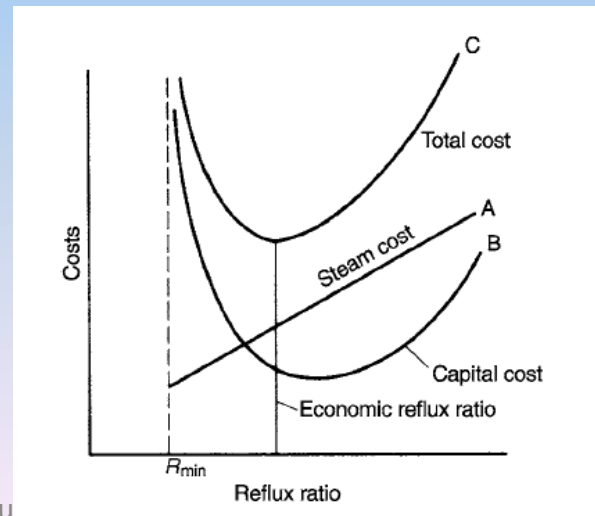
$N = \text{mínimo}$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **Reflujo mínimo** Condición límite
 $N \rightarrow \infty$

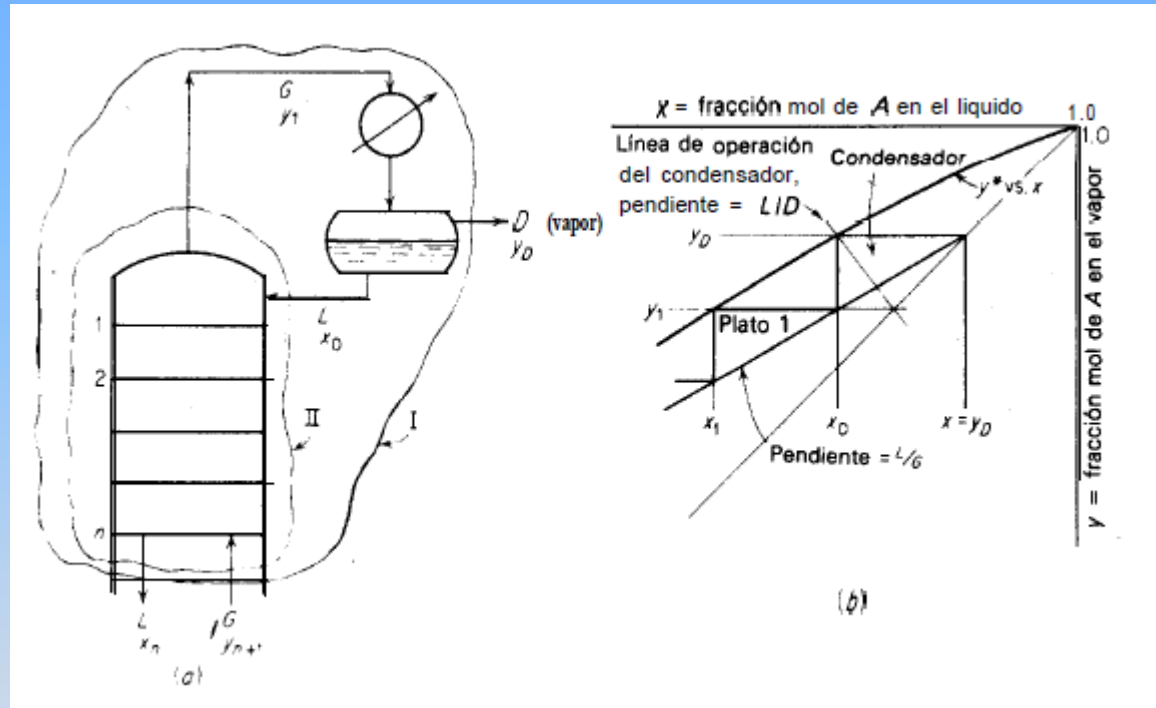


- **Efecto del reflujo en los costos**



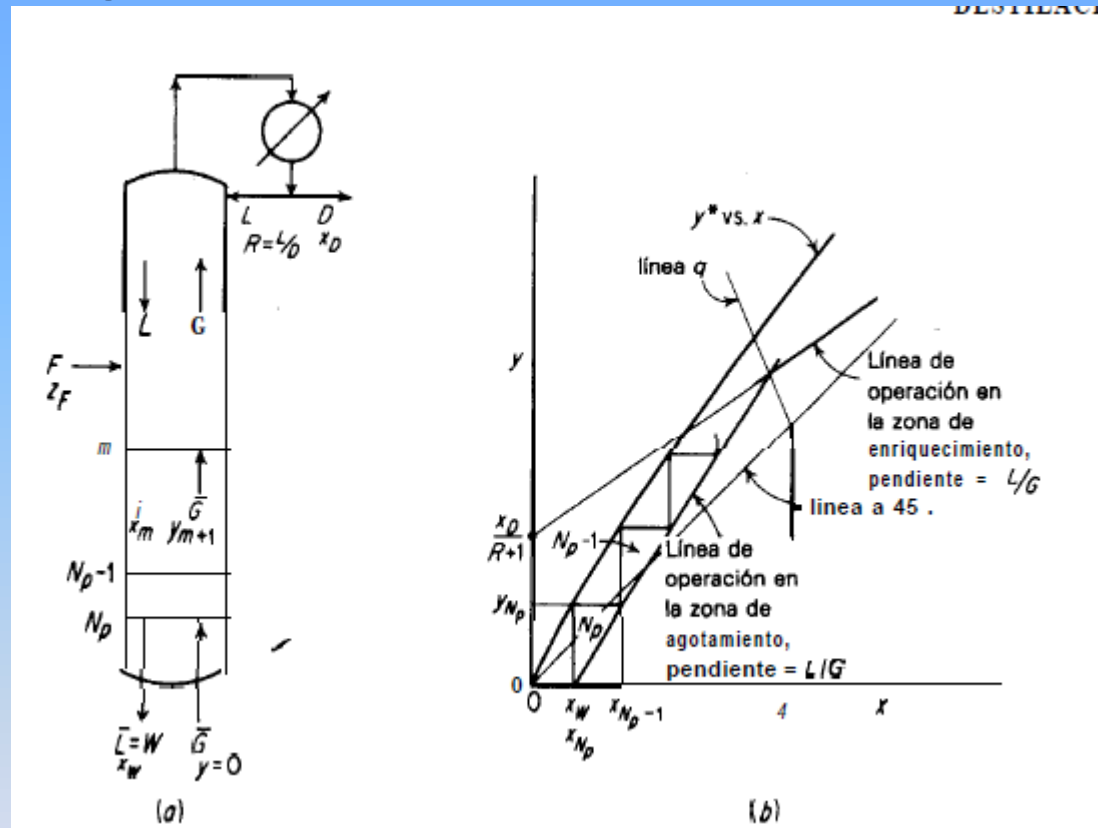
Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Condensador Parcial



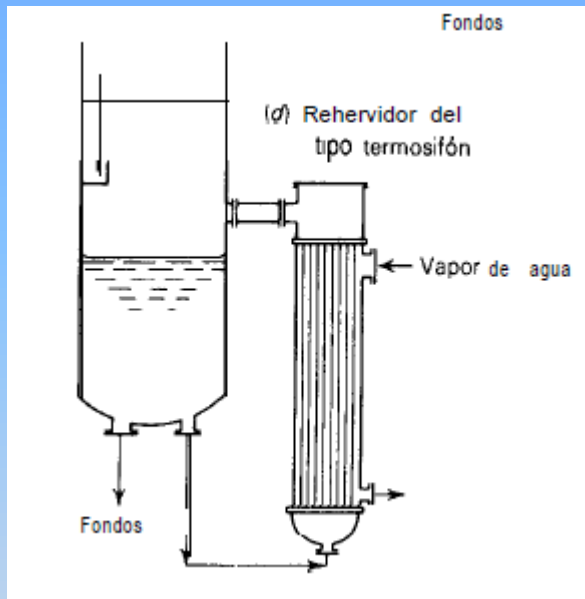
Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Vapor Vivo

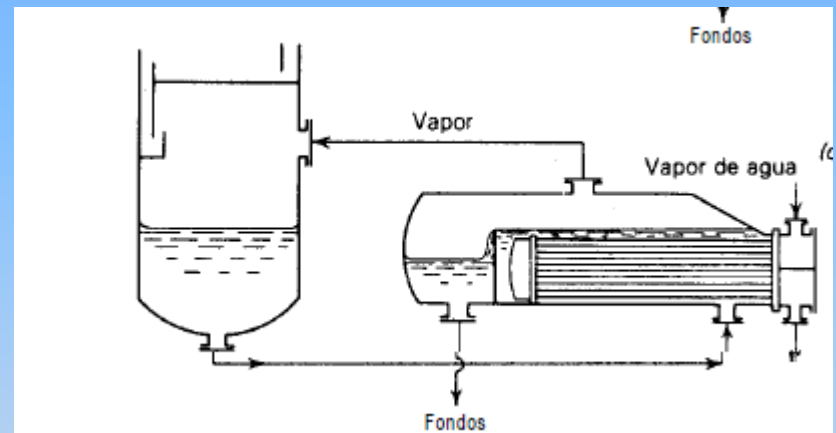


Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Reboiller total**



Reboiler parcial



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **Alimentaciones multiples**
- **Extracciones laterales**
- **Pérdida de calor**
- **Eficiencia global**
- **Eficiencia de Murphee (E_v)**

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Alimentaciones múltiples**

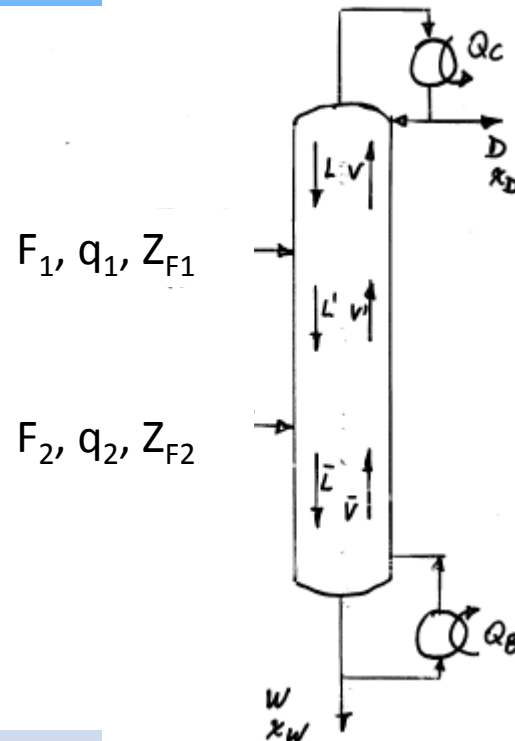
Alimentaciones múltiples

$$F_1 + F_2 = D + W$$

$$F_1 \cdot z_{F1} + F_2 \cdot z_{F2} = D \cdot x_D + W \cdot x_W$$

$$\left\{ \begin{array}{l} L' = L + q_1 \cdot F_1 \\ V' = V - (1 - q_1) \cdot F_1 \end{array} \right\} \dots \frac{L'}{V'}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \bar{L} = L' + q_2 \cdot F_2 \\ \bar{V} = V' - (1 - q_2) \cdot F_2 \end{array} \right\} \dots \frac{\bar{L}}{\bar{V}}$$



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

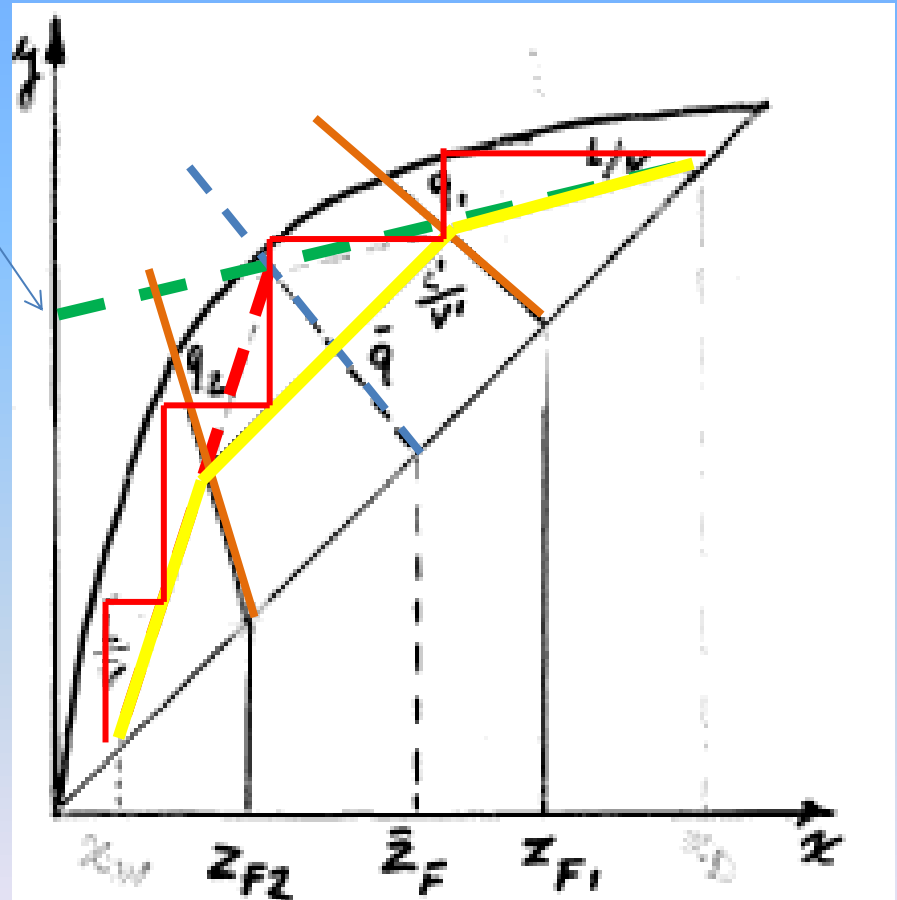
- Alimentaciones multiples**

$$\bar{F} = F_1 + F_2$$

$$\bar{z}_F = \frac{F_1 \cdot z_{F1} + F_2 \cdot z_{F2}}{F_1 + F_2}$$

$$\bar{q}_F = \frac{F_1 \cdot q_1 + F_2 \cdot q_2}{F_1 + F_2}$$

$x_D / R + 1$

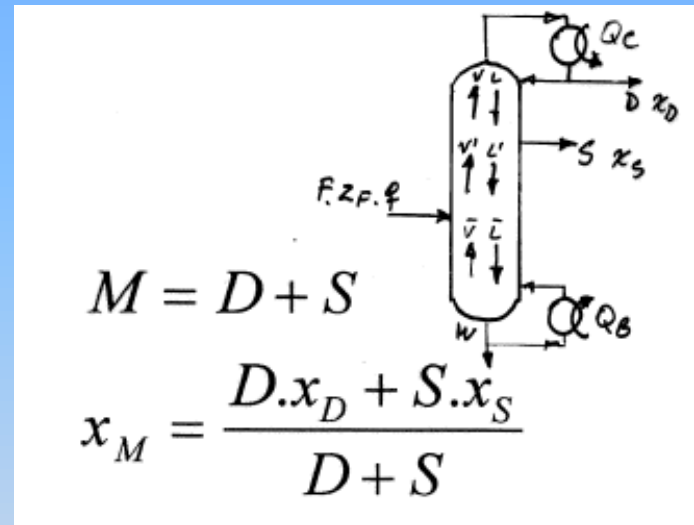


Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Extracciones laterales

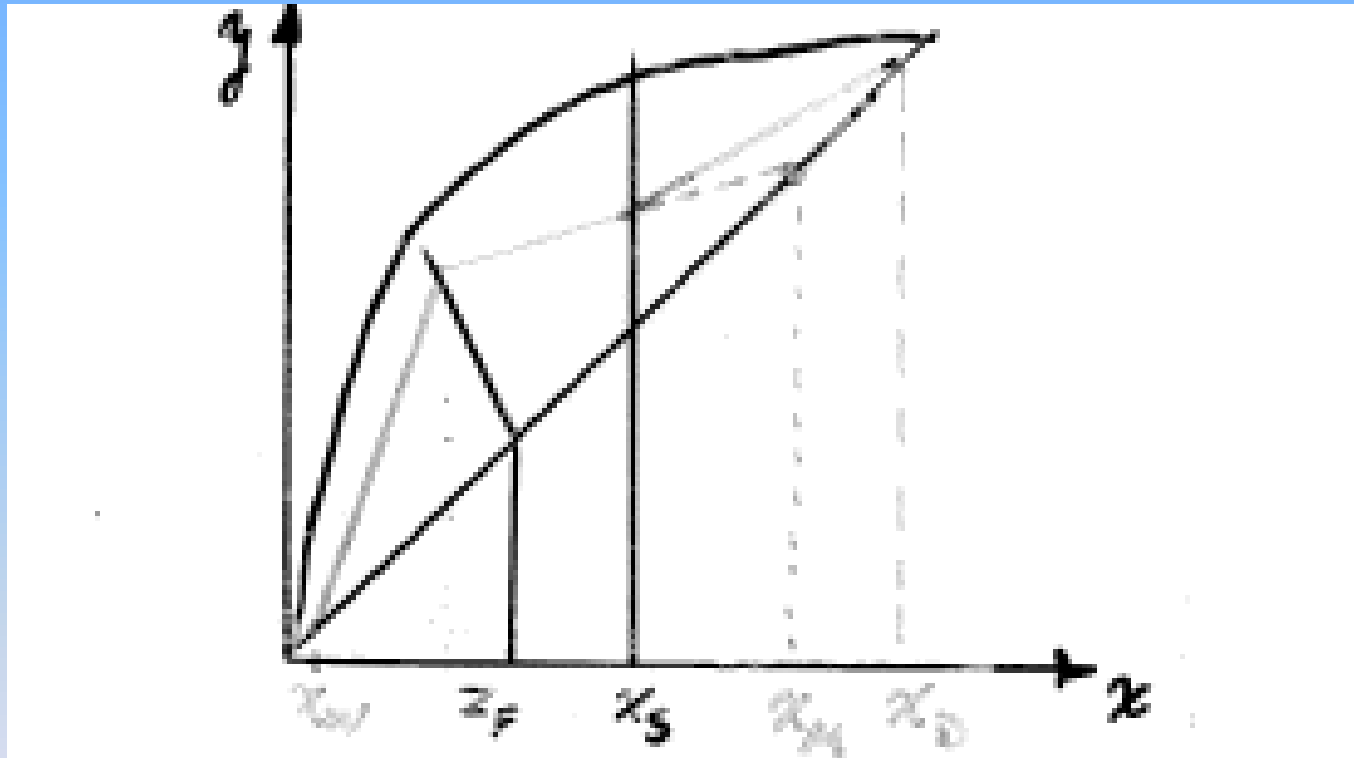
$$F = D + S + W$$

$$F.z_F = D.x_D + S.x_S + W.x_W$$



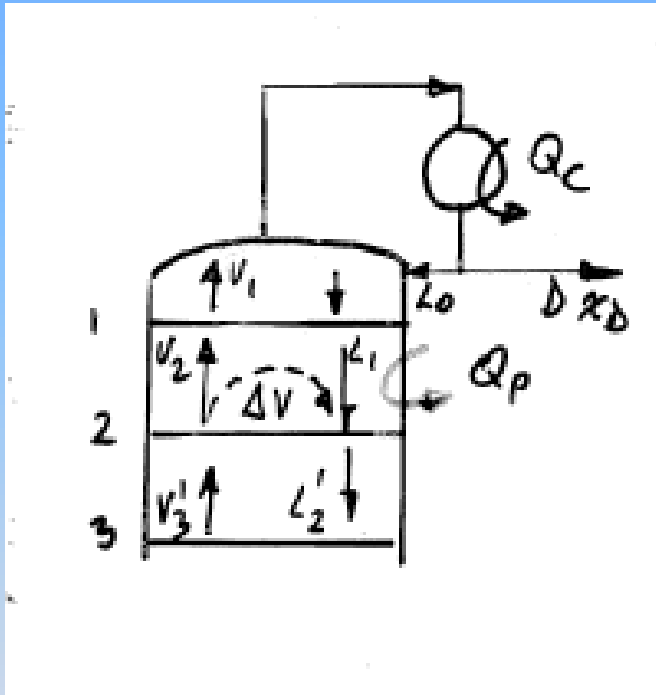
Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **Extracciones laterales**



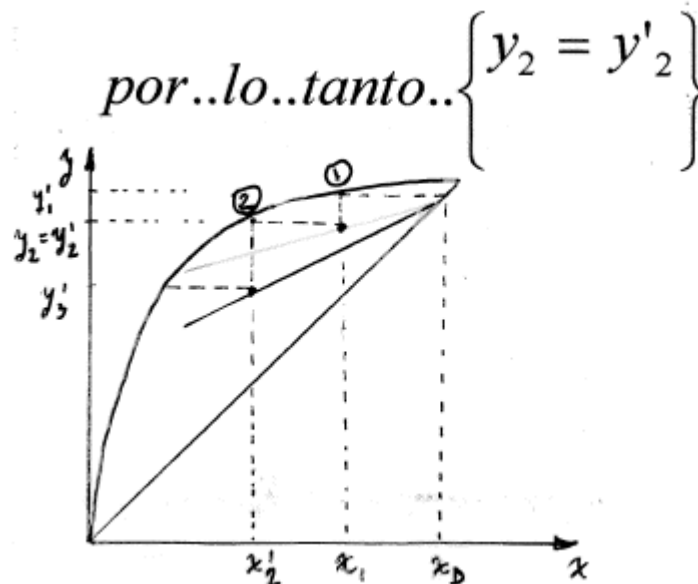
Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Pérdida de calor**



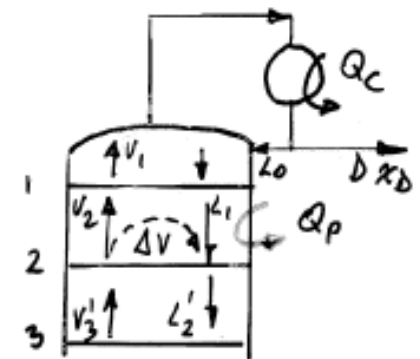
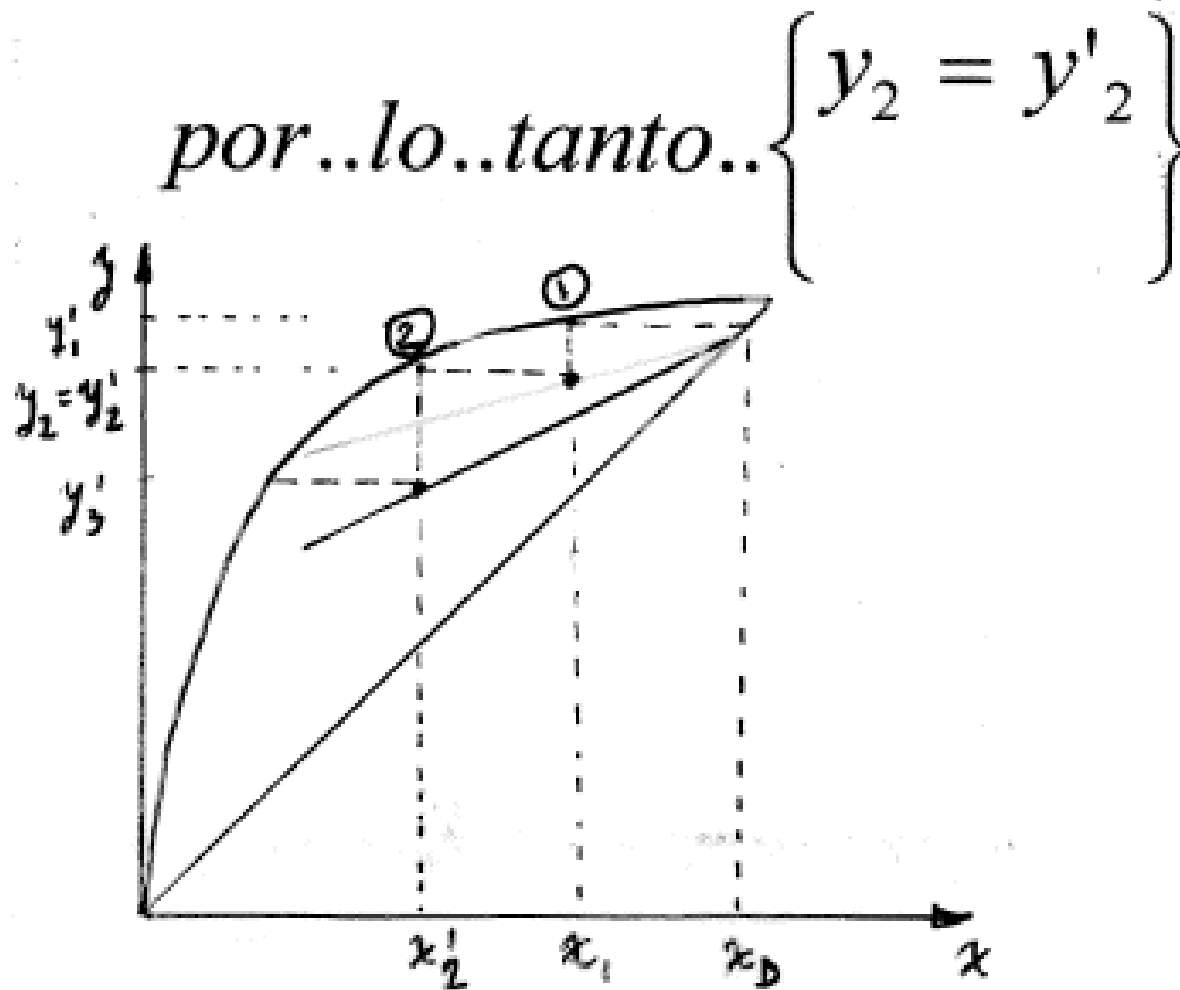
$$Q_P = \lambda \cdot \Delta V$$

$$\left\{ \begin{array}{l} L' = L + \frac{Q_P}{\lambda} \\ V' = V + \frac{Q_P}{\lambda} \end{array} \right\} \dots \frac{L'}{V'} > \frac{L}{V}$$



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- Pérdida de calor

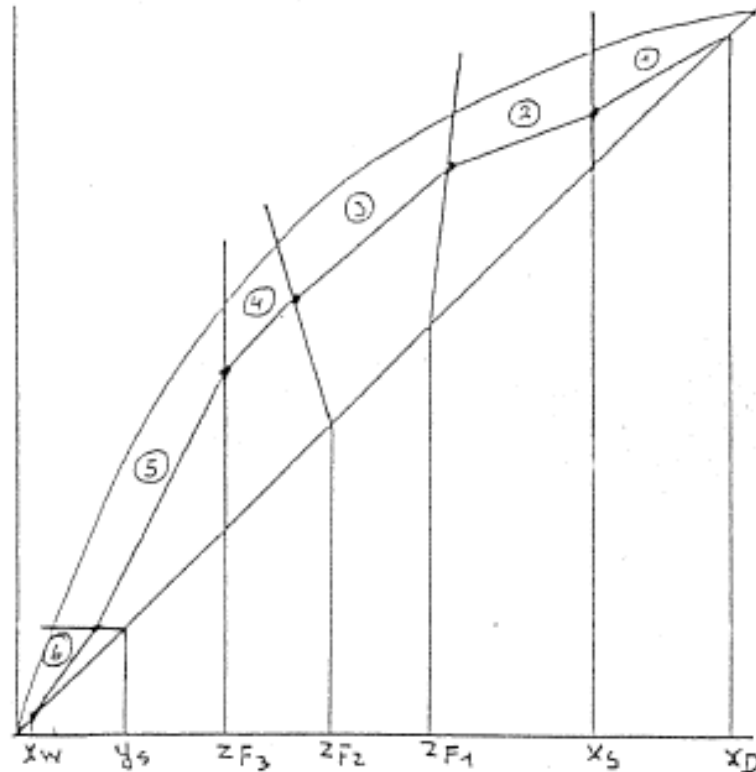
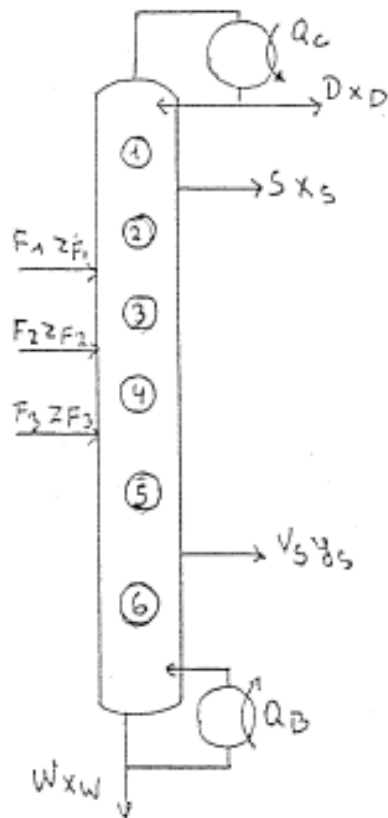


$$Q_P = \lambda \cdot \Delta V$$

$$\left\{ \begin{array}{l} L' = L + \frac{Q_P}{\lambda} \\ V' = V + \frac{Q_P}{\lambda} \end{array} \right\} \dots \frac{L'}{V'} > \frac{L}{V}$$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

Alimentaciones y Extracciones combinadas:



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

- **Eficiencia**

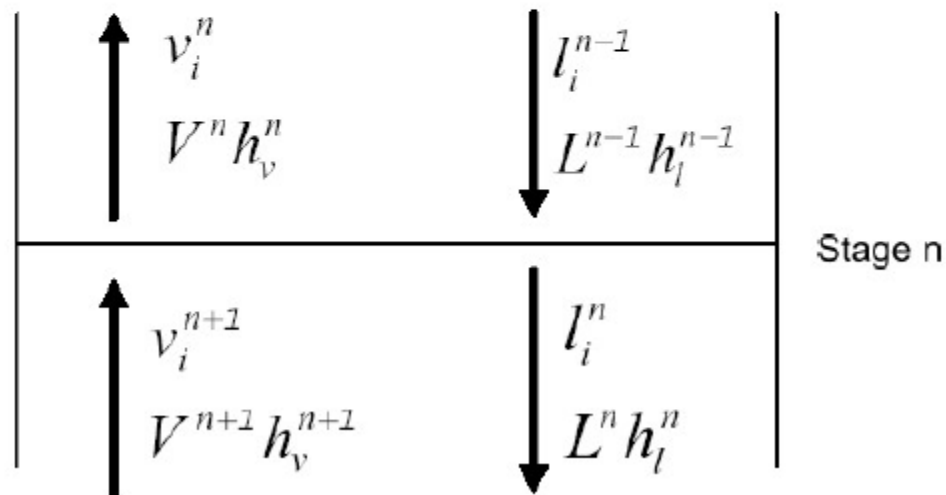
Tray Efficiency

- **Definition**
- **Calculation**
- **Application**

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

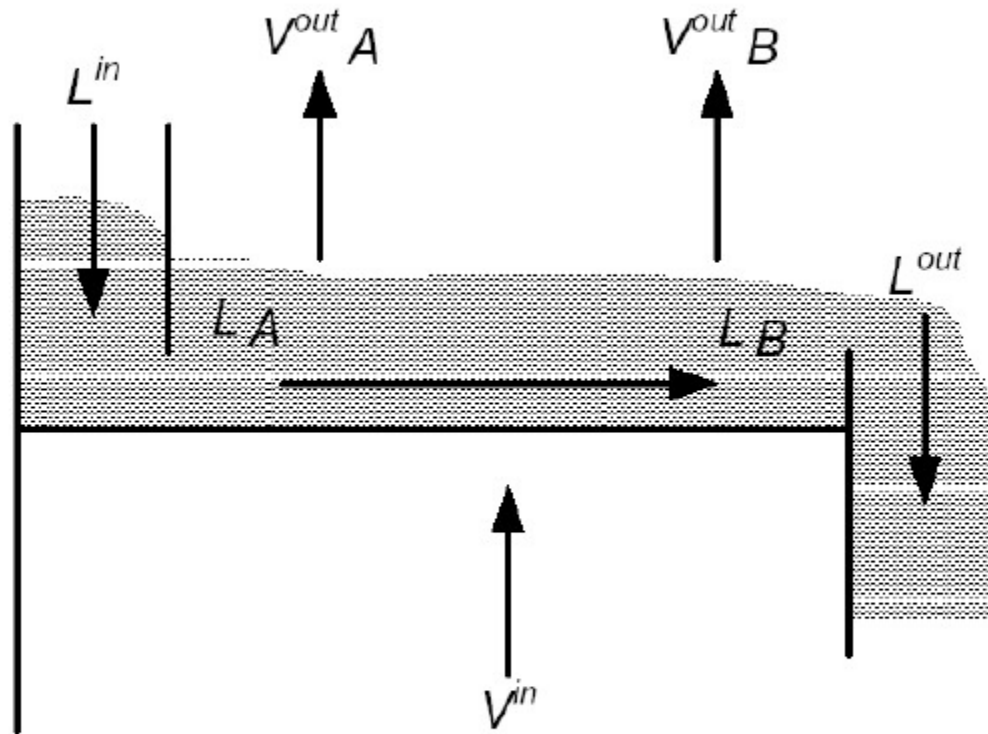
Equilibrium Stage

- How most calculation methods see a tray



Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

Conventional Tray

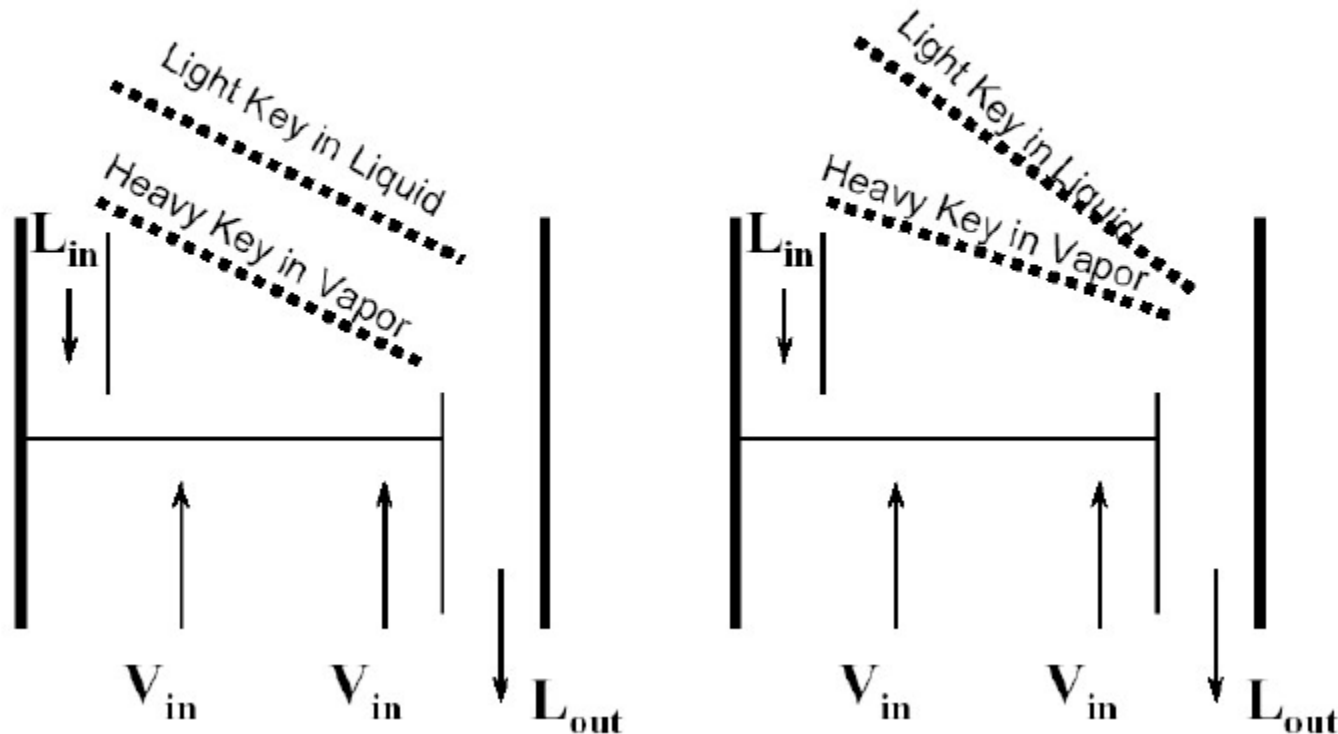


Real Life Seldom Meets Criteria for Theoretical Stage

1. V_{out} "A" in equilibrium with inlet liquid, L "A"
2. V_{out} "B" in equilibrium with outlet liquid, L "B"
3. Vapor mixes to go to tray above

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

Tray Efficiency



Tray Efficiency

- **Deviation from ideal**

$$\text{efficiency} = N_{\text{ideal}} / N_{\text{actual}} \quad \text{Real Stages} = \frac{\text{Theoretical Stages}}{\text{Tray Efficiency}}$$

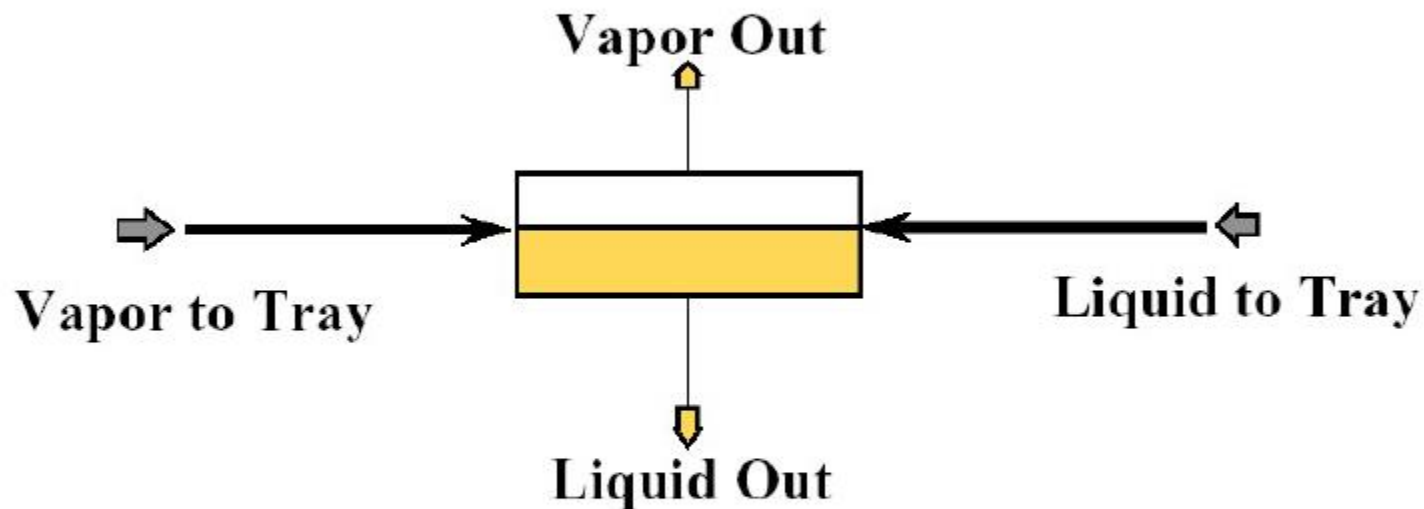
- **Tray efficiency obtained from:**
 - **Experience**
 - **Judgment**
 - **Rules of Thumb**
 - **Calculation Methods**

Tray Efficiency

**What can lower tray efficiency in operating columns?
(anything that prevents thorough mixing and
equilibrium) Some of these can be under our control.**

- **Tray Bypassing**
 - **Liquid weeping**
 - **Vapor channeling**
- **Liquid Flow not Uniform**
 - **Tray not level**
 - **Tray hardware missing**

Tray Efficiency – Real Trays vs. Theoretical (Equilibrium) Stages



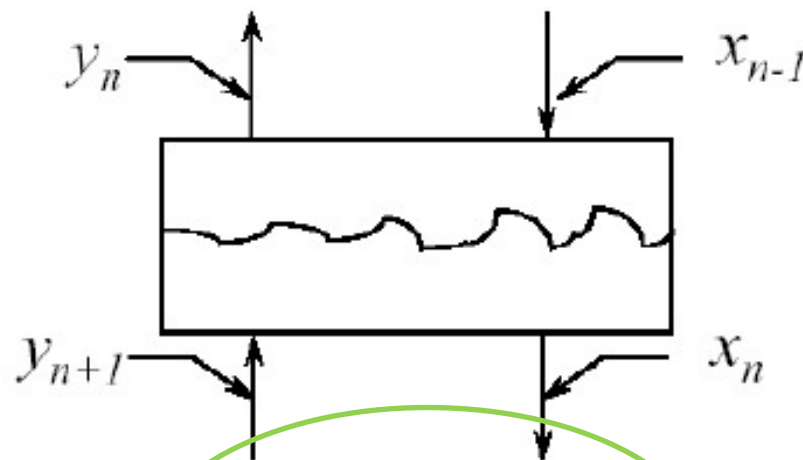
Criteria for Theoretical Stage

1. Steady state operation
2. Vapor and liquid to tray thoroughly mixes
3. Vapor and liquid in equilibrium

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

Murphree Tray Efficiency

$$y_n^* = f(x_n)$$



$$E_{mv} = \left(\frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \right)$$

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

Point Efficiency

$$E_{OG} = 1 - e^{-N_{OG}}$$

- **Values for NOG are usually calculated using a Two Film Theory model**
- **Typical input values for these models include**
 - **Fluid properties and rates**
 - **Vapor orifice parameters and number**
 - **Bubbling area and froth height**

Tray Efficiency

- **The point efficiency is used with a model for the vapor and liquid flow across the whole tray**
- **The Murphree tray efficiency is normally the most convenient to calculate**
- **If the liquid plus flows across the tray there is and enhancement to the efficiency**

Operaciones Unitarias de Transferencia de Materia

Typical Observed Tray Efficiency (Simplistic Overall)

Xylene Isomer Fractionators	80-100
Deisopentanizers/Deisobutanizers	80-100
Benzene/Toluene/Xylene	75-80
Depropanizers/Debutanizers	75-80
Naphtha Fractionators	65-85
High Pressure Deethanizers	50-60
Low Pressure Drop Columns	40-60
Distillation Dryers	15
Gas Strippers	7-10
Gas Con Absorbers	
Primary	30-35
Sponge	20-25

General Guide for Tray Efficiency as Function of α Alone

<u>Alpha</u>	<u>Tray Efficiency</u>
1.2	90
2.0	70
3.0	50
5.0	20
15.0	10

