

Unidad 5

DESTILACIÓN BINARIA

2° Cuatrimestre - 2025

Equilibrio (Soluciones Binarias)

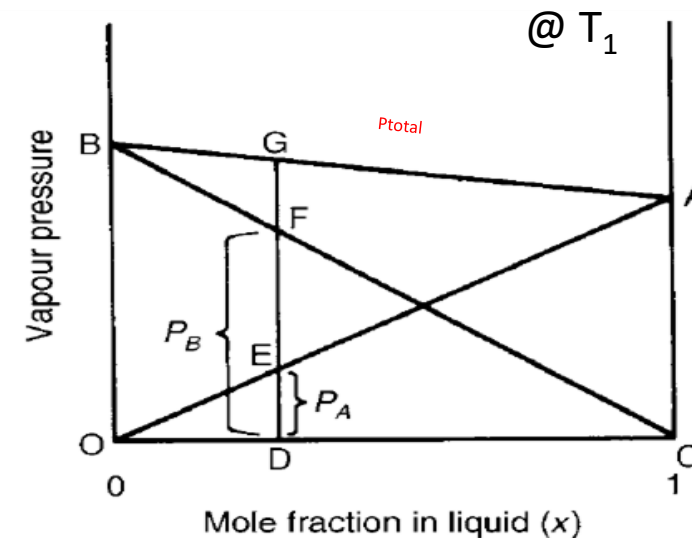
Soluciones Ideales:

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 de vapor de A puro)

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

Para una mezcla binaria 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.

$$P_T = P_A + P_B$$



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.

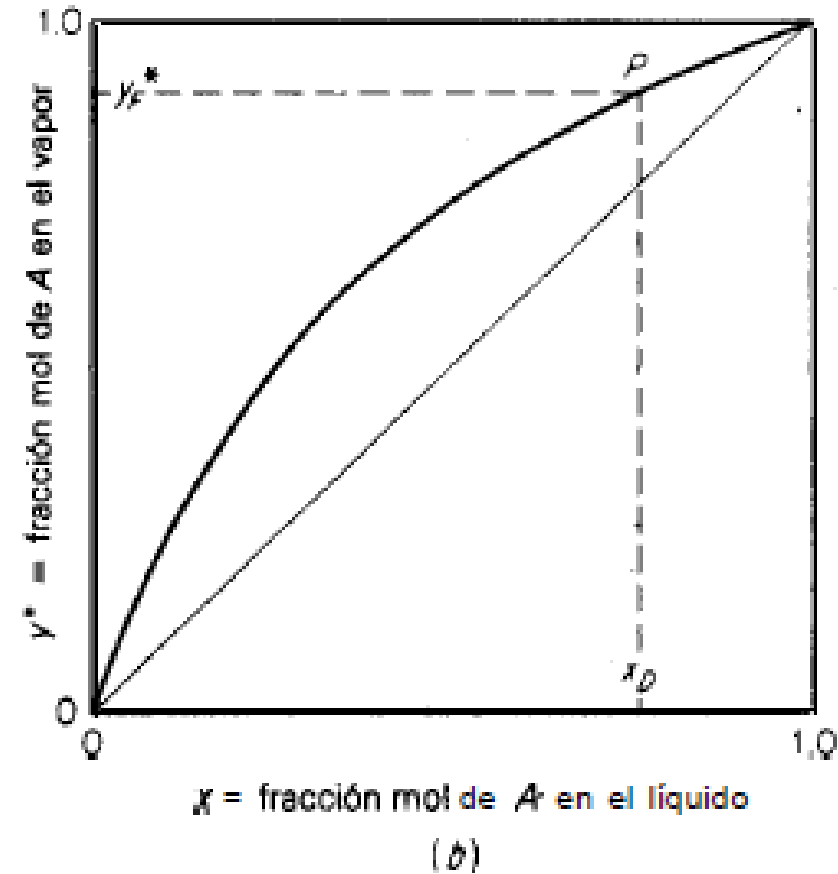
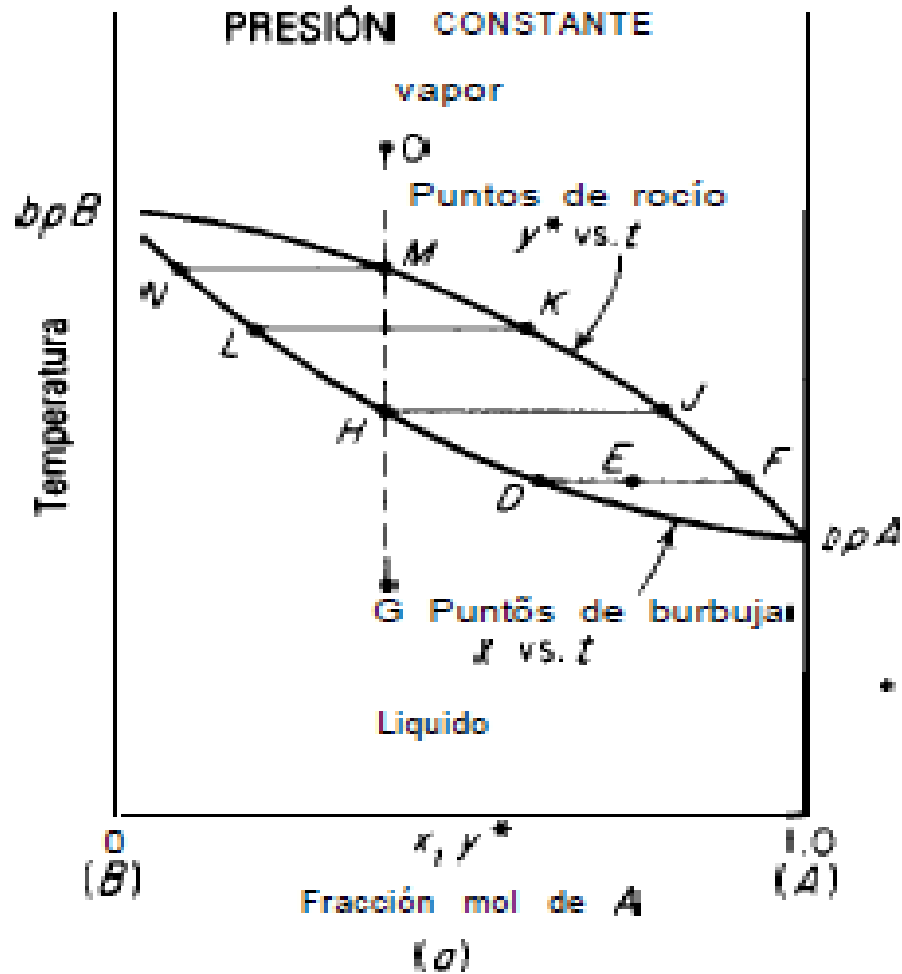
$$P_A = y_A * P_T = x_A * P^{\circ}_A \quad \Rightarrow \quad y_A = \frac{P^{\circ}_A}{P_T} * x_A = K_A * x_A$$

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

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

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

Diagramas a Puntos de Ebullición (Pcte)



Volatilidad Relativa

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

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

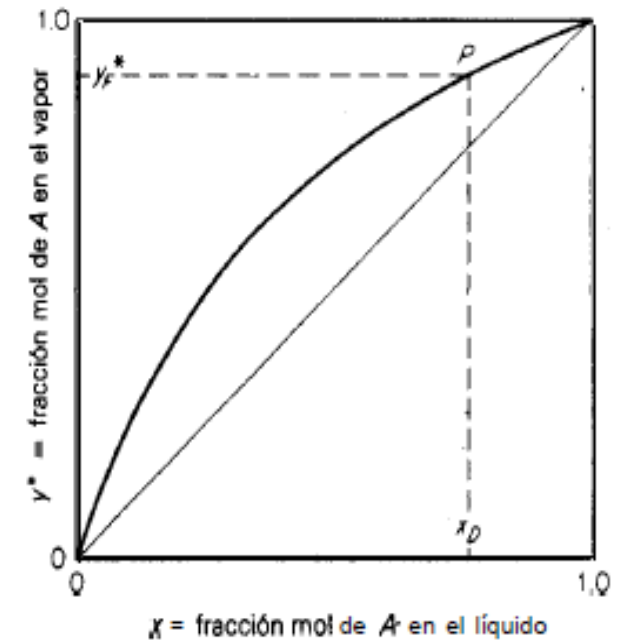
$$\frac{(1-x_A)}{\alpha_{AB} * x_A} + \frac{\alpha_{AB} * x_A}{\alpha_{AB} * x_A} = \frac{1}{y_A} \Rightarrow \frac{\alpha_{AB} * x_A}{\alpha_{AB} * x_A + (1-x_A)} = y_A$$

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

Volatilidad Relativa
(Deducción)



Microsoft Word
Document



(b)

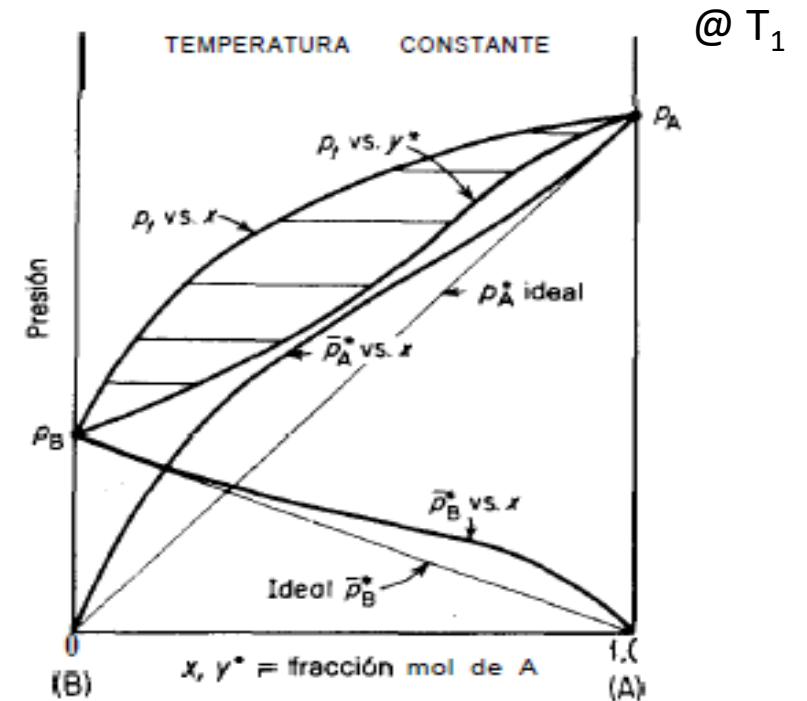
Equilibrio (Soluciones Binarias)

Soluciones Reales:

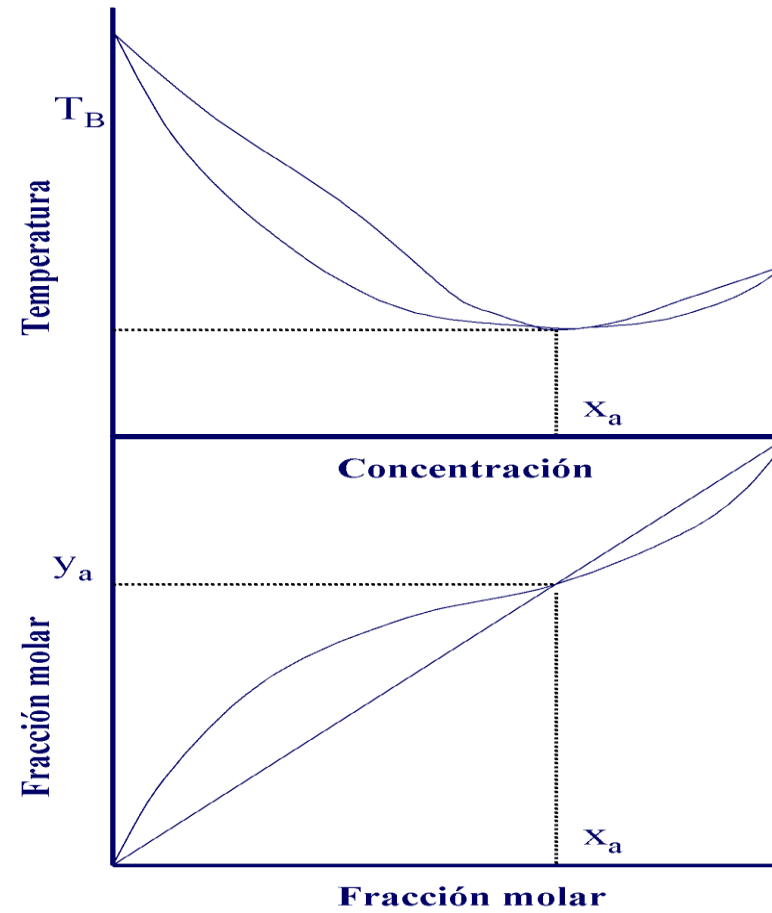
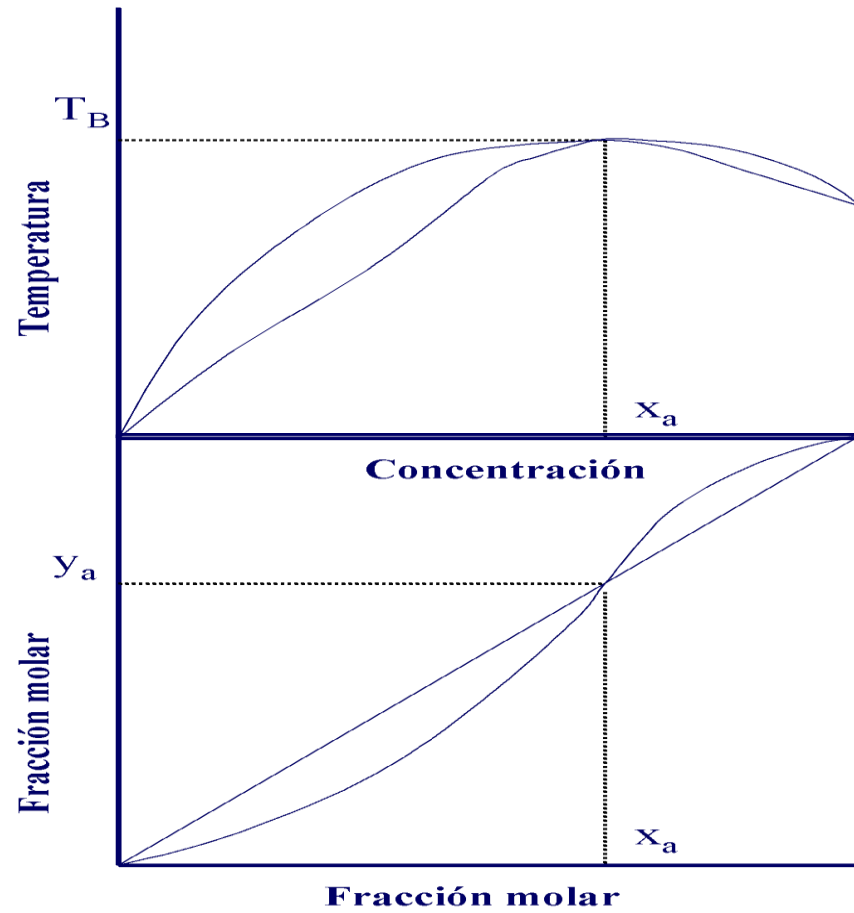
Henry: La presión parcial de un componente A en una mezcla está relacionada con la concentración de ese componente en la mezcla líquida a través de la constante de Henry (valido para $x_A \rightarrow 0$)

$$P_A = x_A * H$$

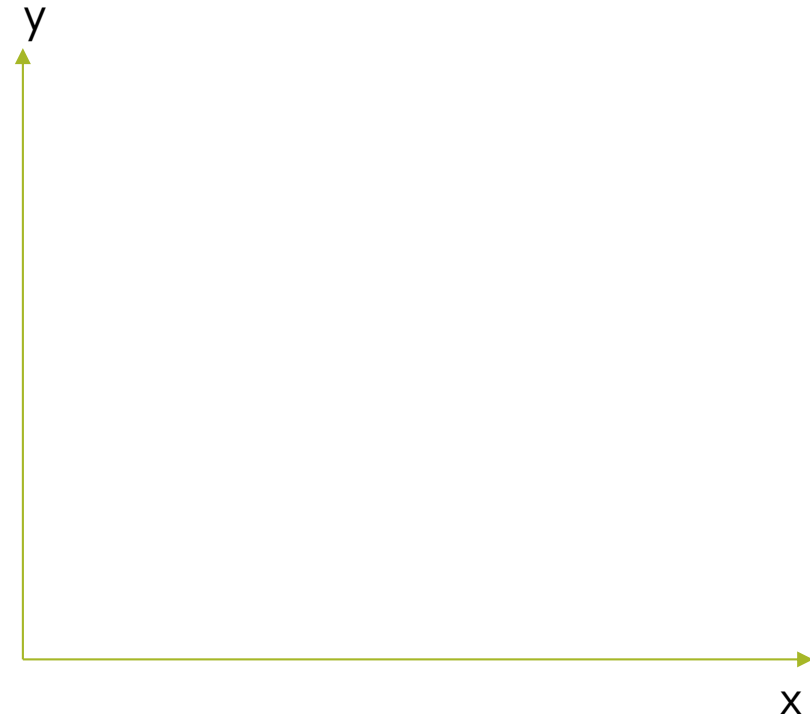
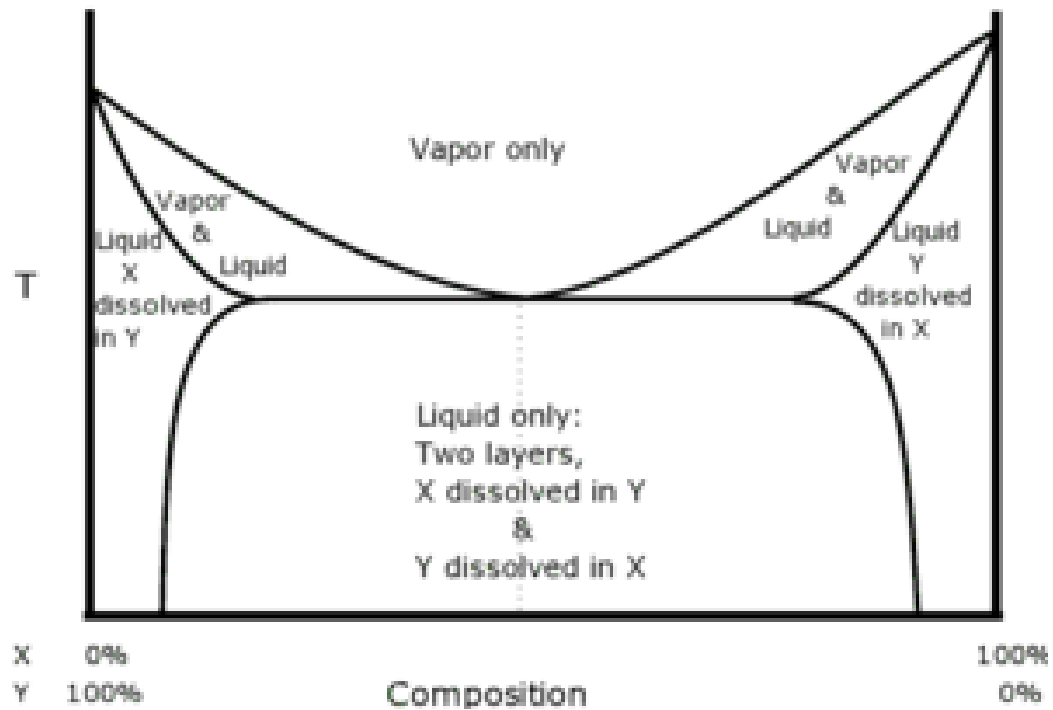
$$P_T = P_A + P_B$$



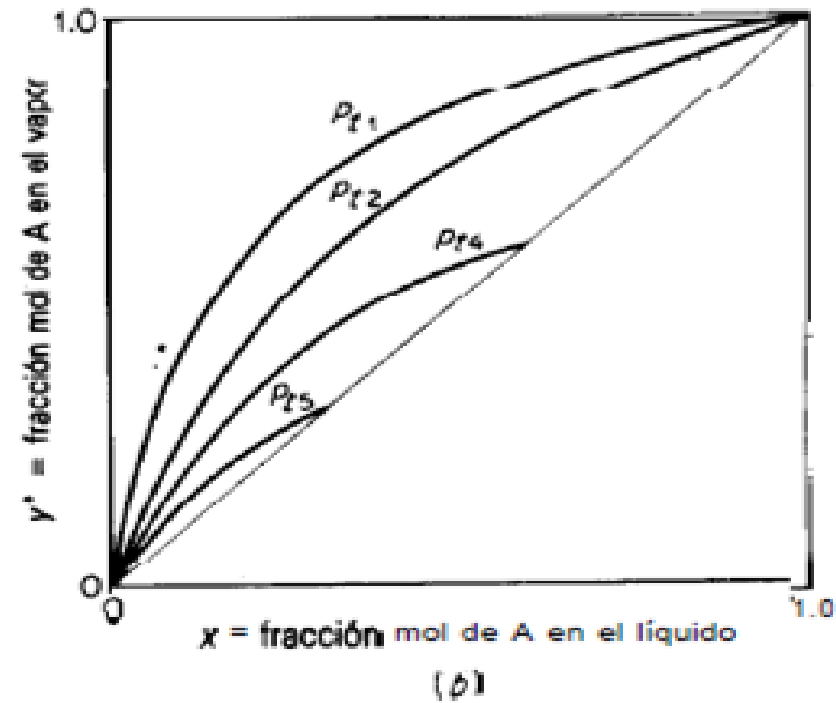
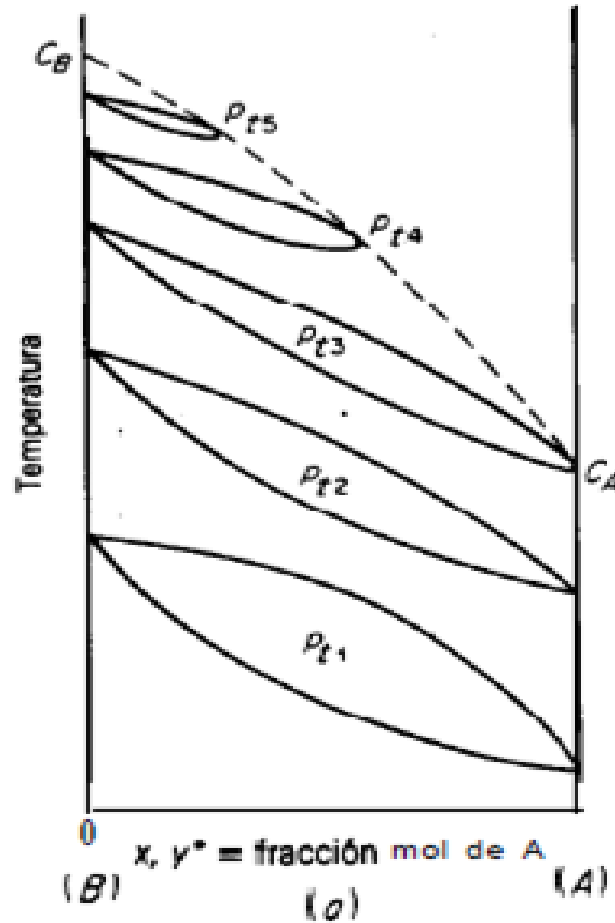
Azeótropos



Azeótropos



Efectos de P sobre el equilibrio



Videos sobre Destilación

https://www.youtube.com/watch?v=OPXudQ0_q8g

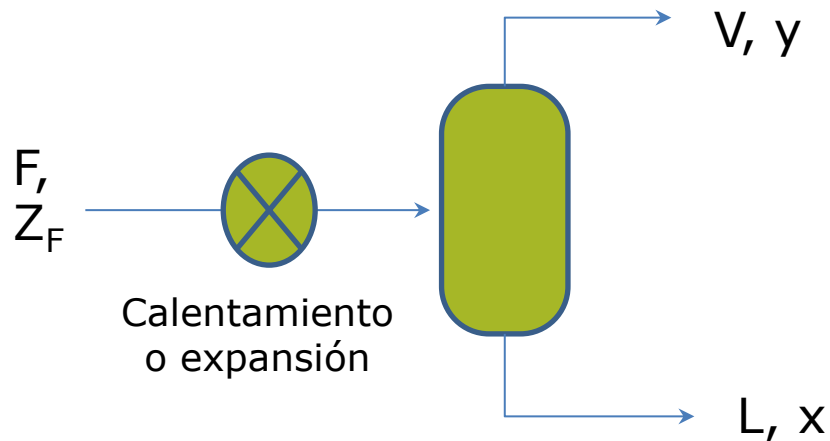
<https://www.youtube.com/watch?v=gYnGgre83CI>

https://www.youtube.com/watch?v=2xzYf8IL_FE
(Opcional)

<https://www.petroskills.com/fractionation>
(Para profundizar, después de la clase de multicomponentes)

Condición de alimentación (recta q)

Flash isotérmico



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

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

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

$$Fz_F = qF * x + (1 - q)F * y \quad (3)$$

$$\text{de (1) y (2)} \quad \frac{y - z_F}{x - z_F} = -\frac{L}{V}$$

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

Ecuación de la Recta q

Flash (recta q)
Deducción



Microsoft Word
Document

Condición de alimentación (recta q)

Balance Entálpico

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

dado que $q = L/F$ $H_F = q * H_L + (1 - q) * H_V$

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

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

$-\lambda$

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

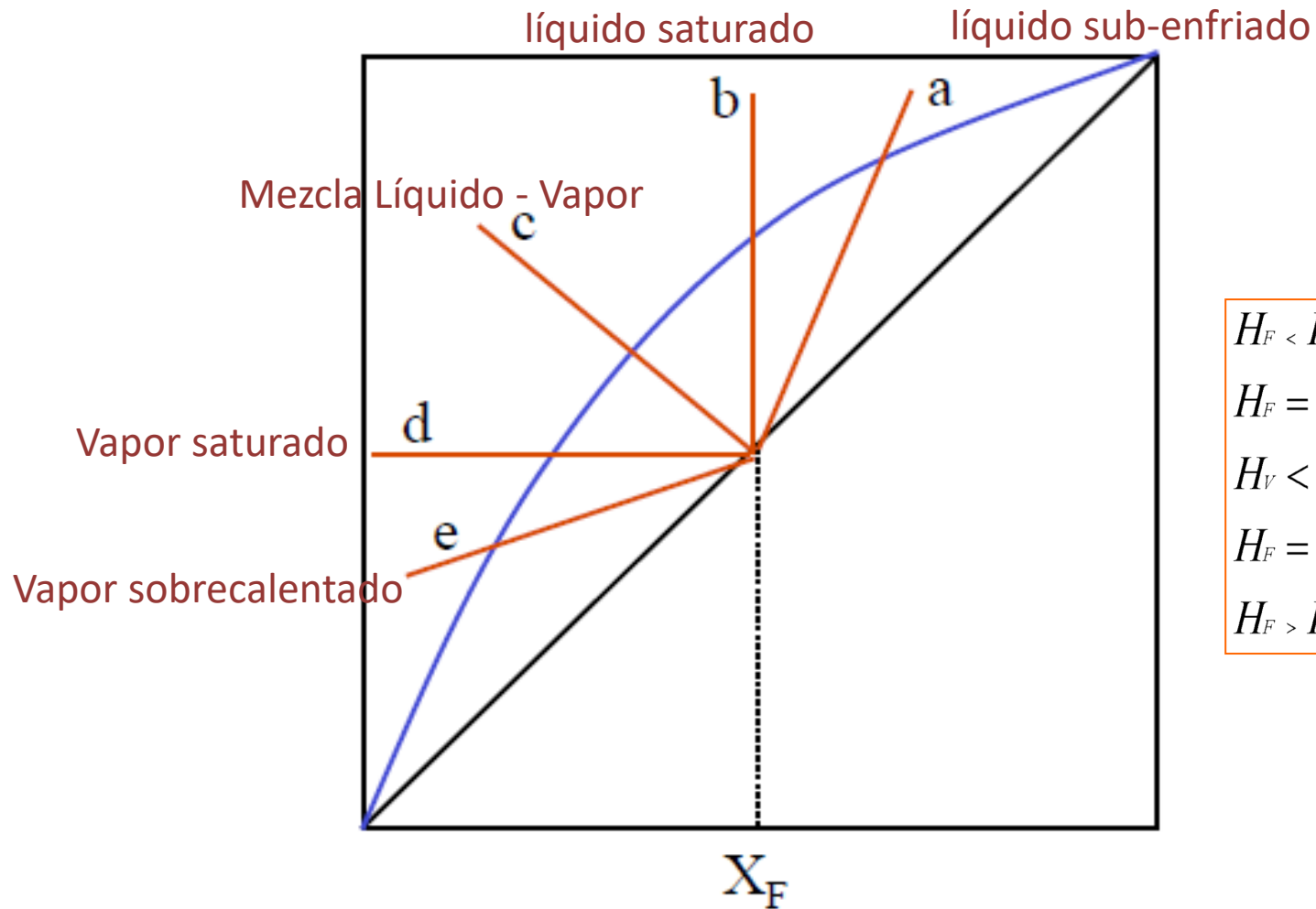
$H_F = H_L \Rightarrow$ líquido saturado $\Rightarrow q = 1 \Rightarrow m = \infty$

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

$H_F = H_V \Rightarrow$ vapor saturado $\Rightarrow q = 0 \Rightarrow m = 0$

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

Condición de alimentación (recta q)



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

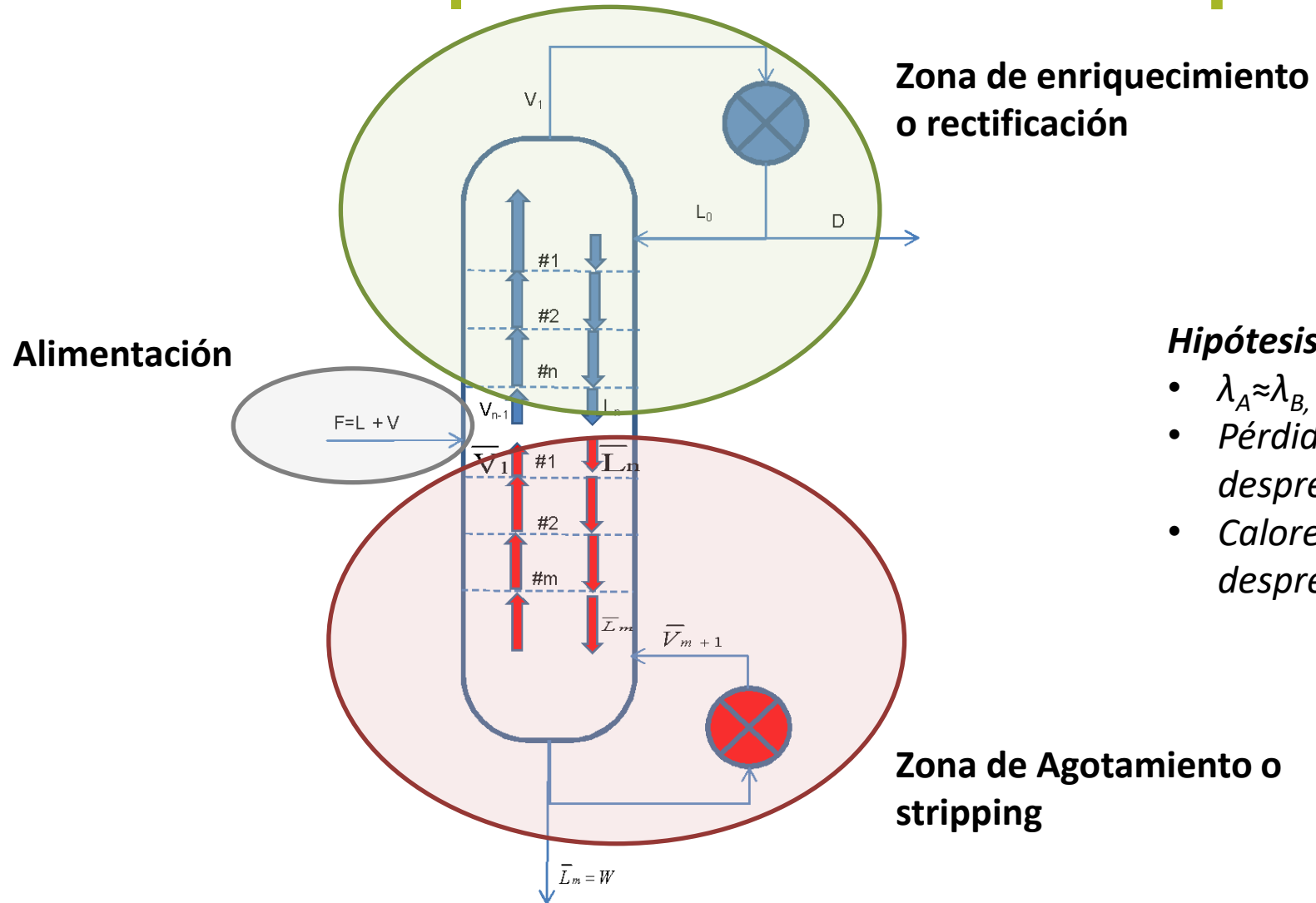
$H_F = H_L \Rightarrow$ líquido saturado $\Rightarrow q = 1 \Rightarrow m = \infty$

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

$H_F = H_V \Rightarrow$ vapor saturado $\Rightarrow q = 0 \Rightarrow m = 0$

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

McCabe-Thiele | Determinación N_p

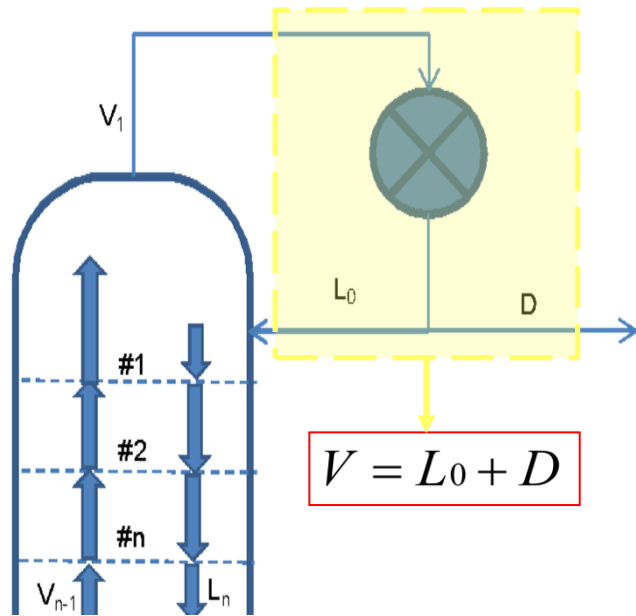


Hipótesis:

- $\lambda_A \approx \lambda_B$,
- Pérdidas de calor despreciables
- Calores de disolución despreciables.

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

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

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

ROS (deducción y balances)



Microsoft Word Document

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

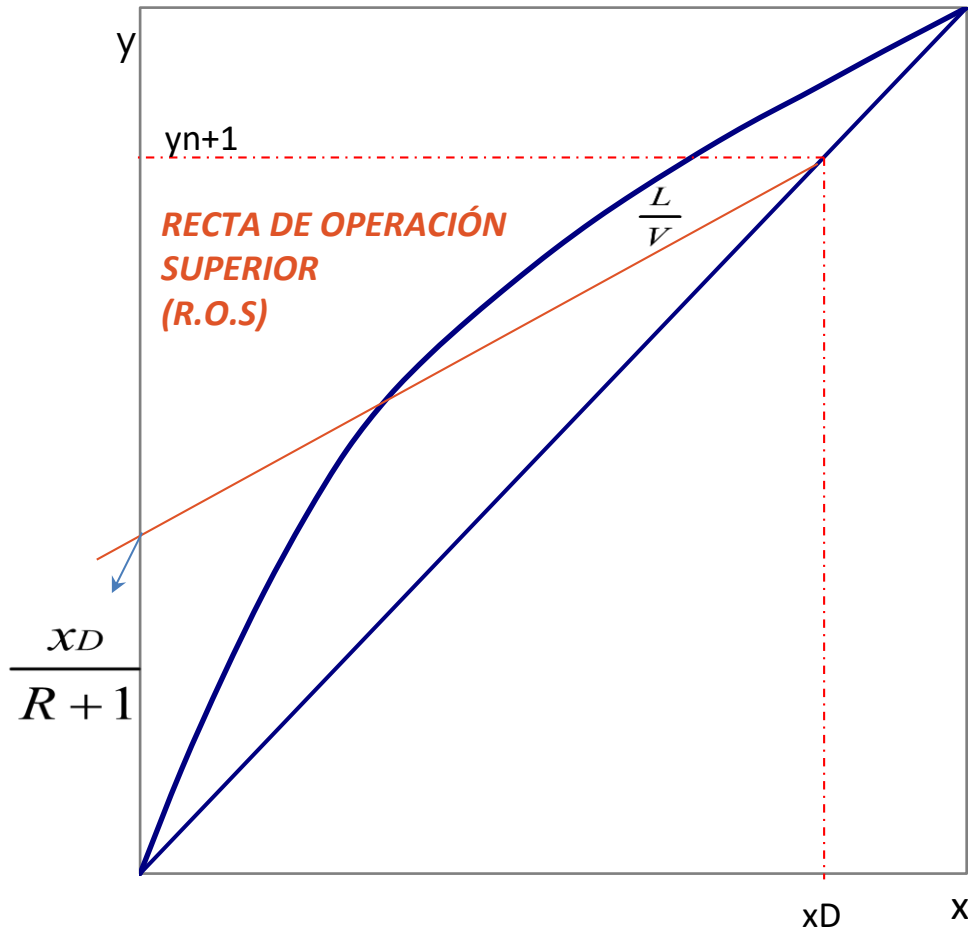
para

$$x_n = x_D$$

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

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

Zona de Rectificación



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

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

Luego se definen dos relaciones de Reflujo:

Relación de reflujo Interno (R_i)

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

Relación de reflujo externo (R)

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

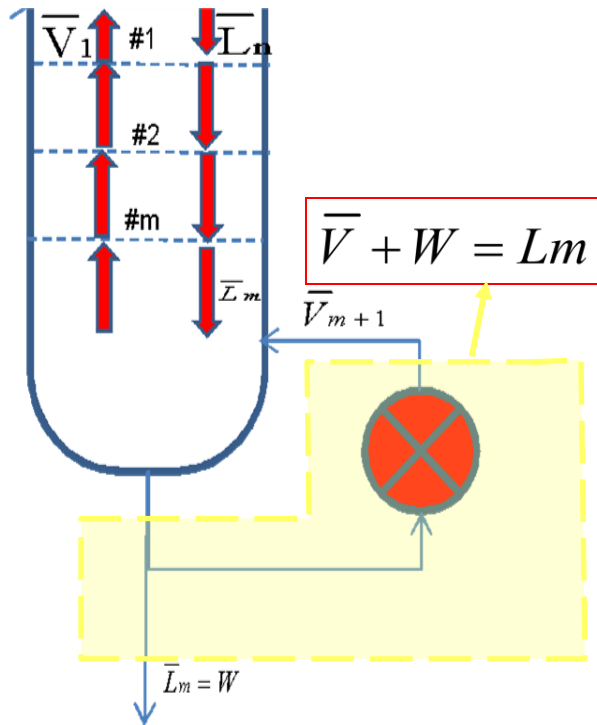
Con estas definiciones reescribimos la ecuación B de la siguiente manera:

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

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

Zona de Agotamiento

- Balance de Masa**



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

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

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

como

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

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

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

para

$$x_n = x_w$$

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

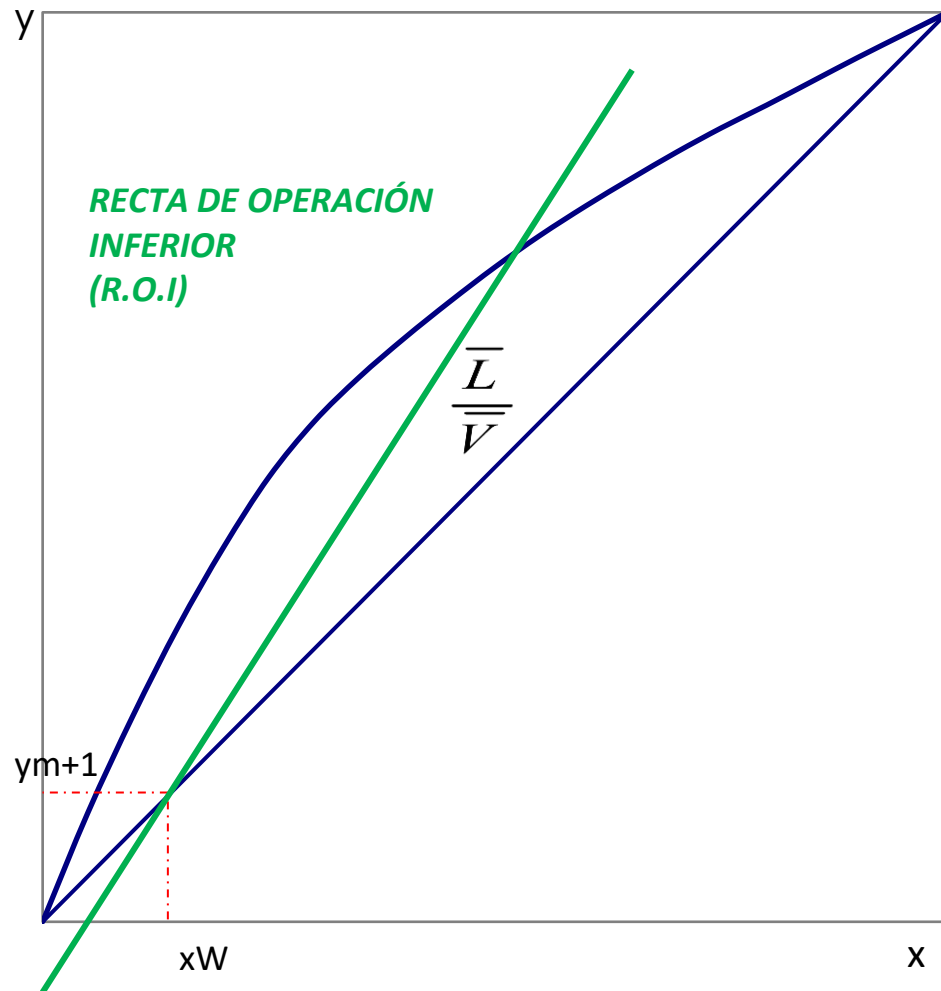
$$y_{m+1} = x_w$$

ROI (deducción y balances)



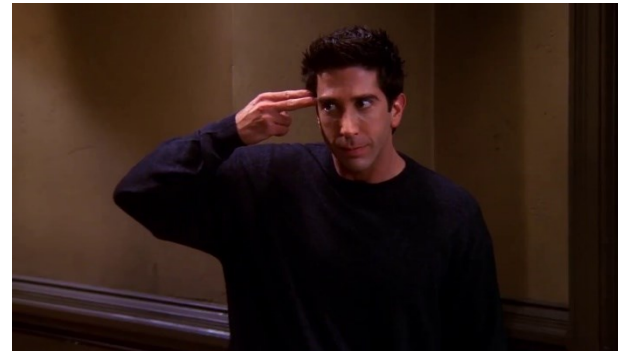
Microsoft Word Document

Zona de Agotamiento



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

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



Recta de Operación Superior

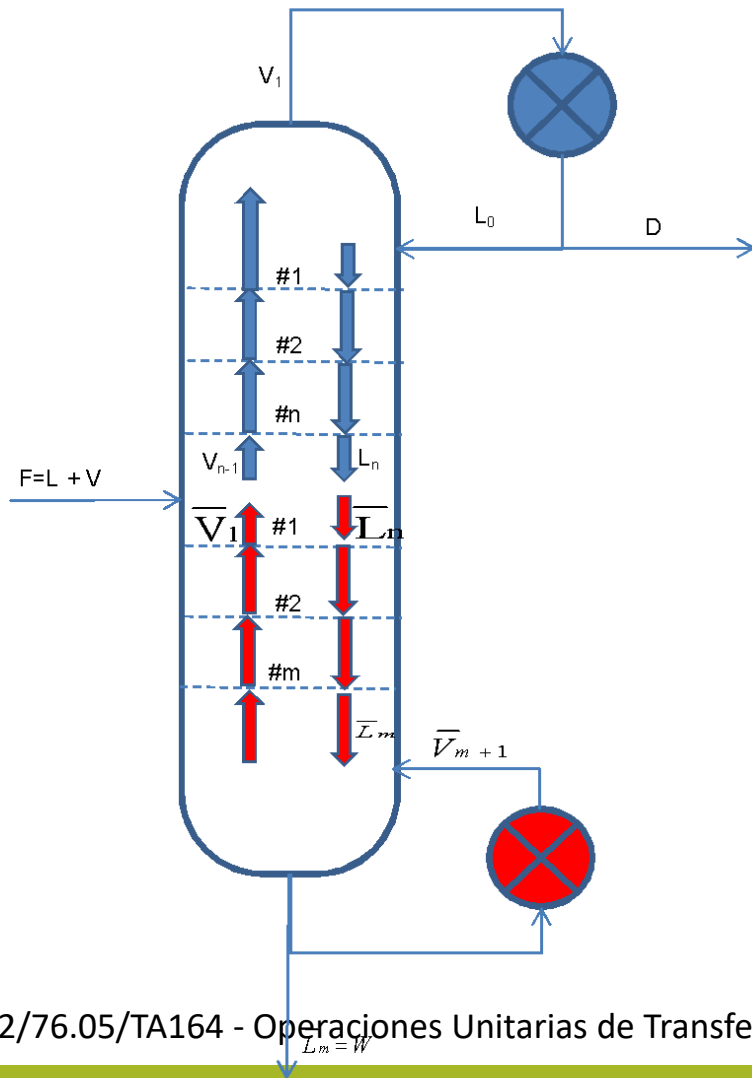
- Representa el BM de la alimentación hacia el tope de la torre.
- Suele abreviarse ROS.

Recta de Operación Inferior

- Representa el BM de la alimentación hacia el fondo de la torre.
- Suele abreviarse ROI.

La Torre Completa

- Balance de Masa**



Balance de Masa

$$F = D + W$$

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

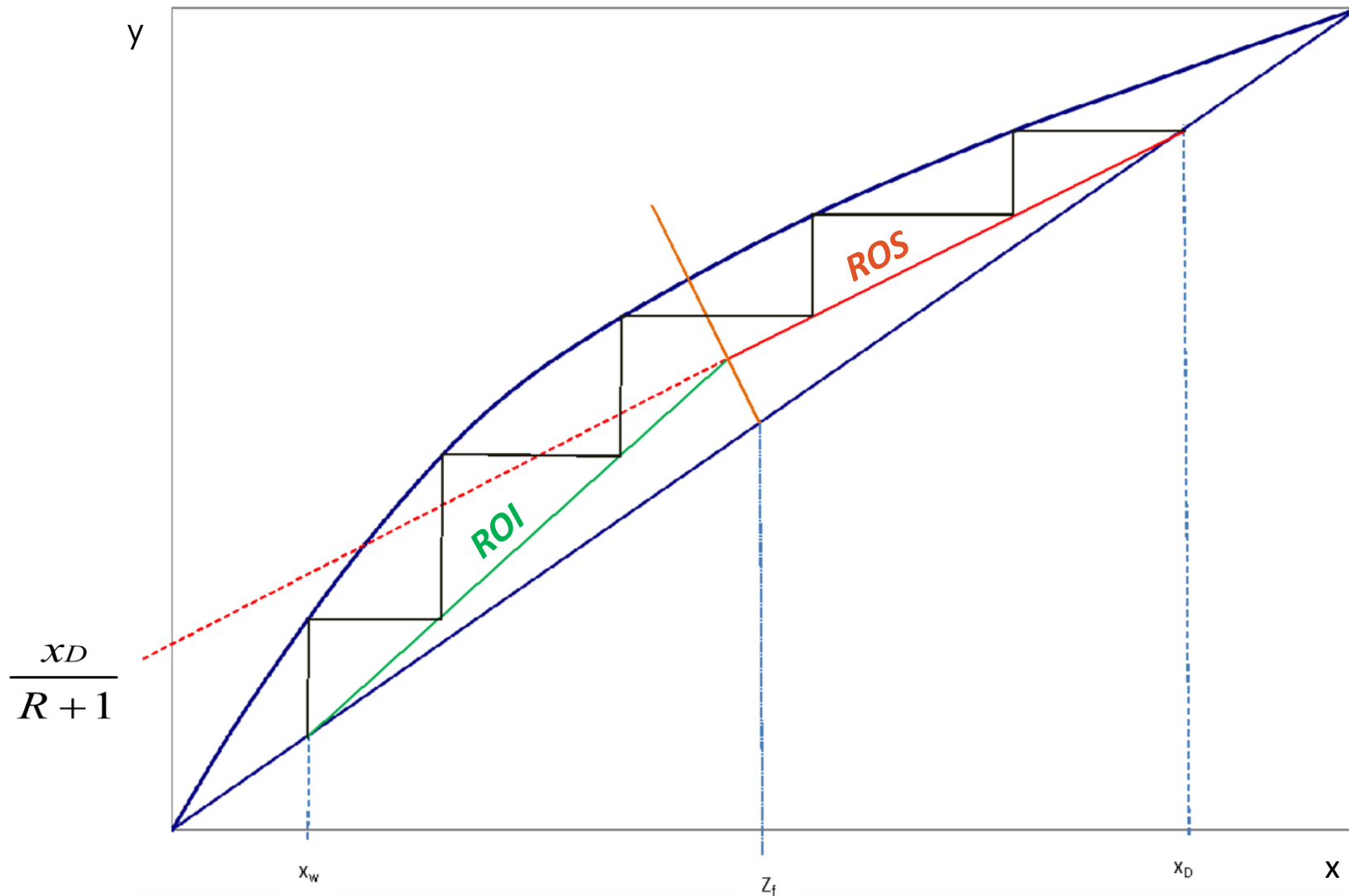
$$y = \frac{1}{R+1} * x_D + \frac{R}{R+1} * x \quad (\text{R.O.S})$$

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

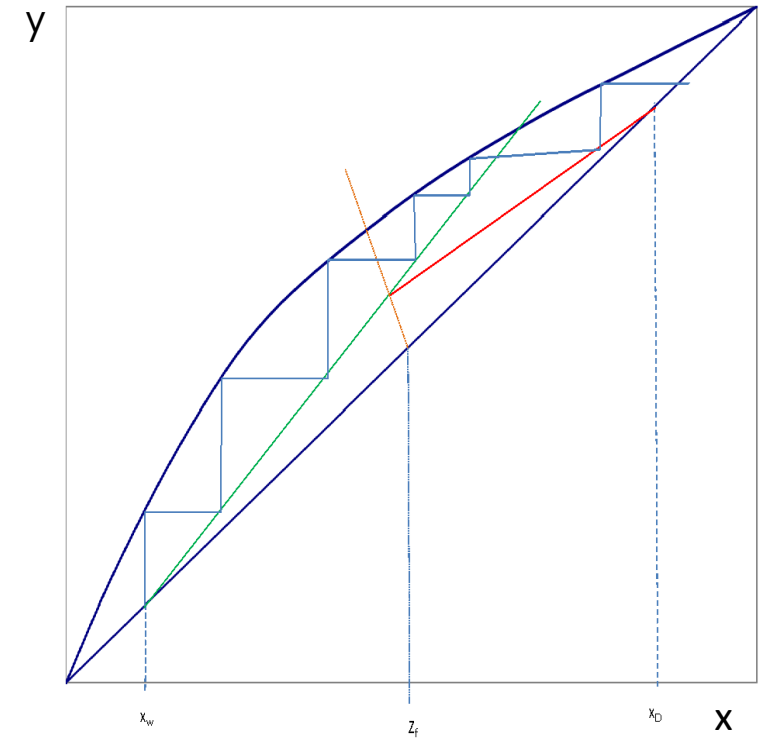
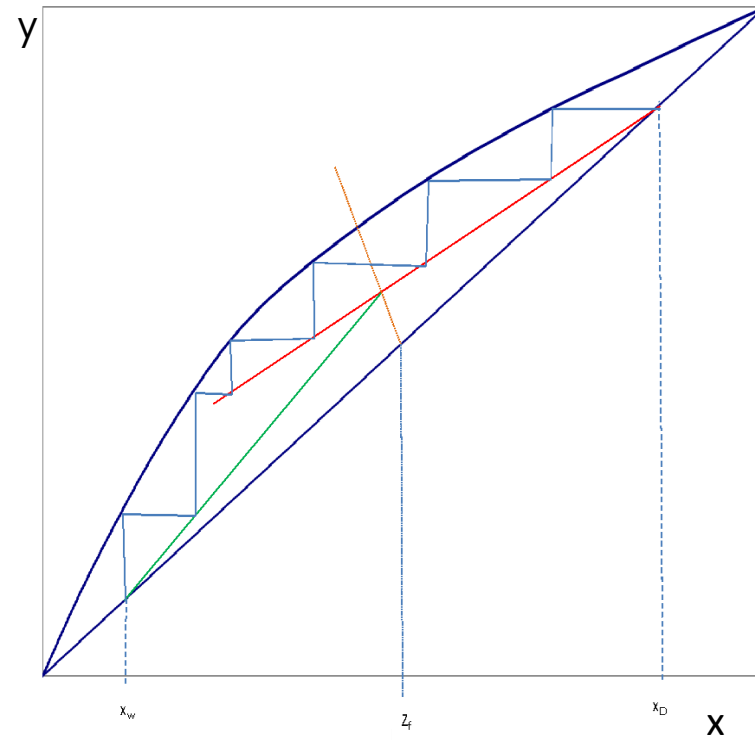
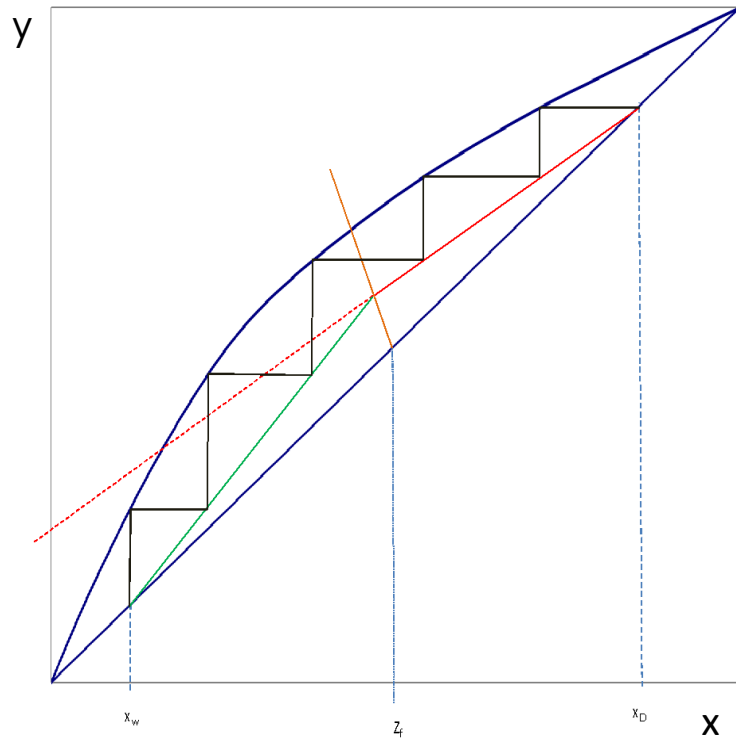
Recta q

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

La Torre Completa

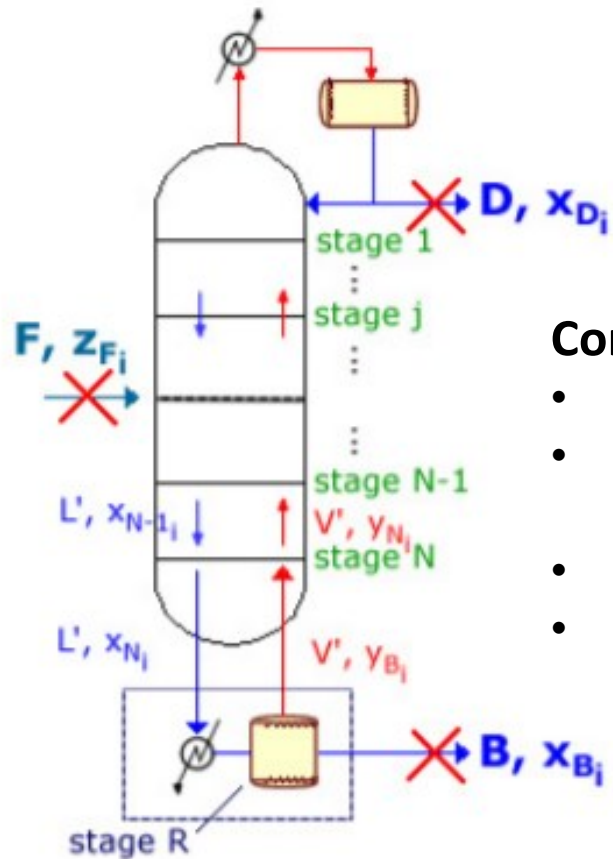


Plato de Alimentación Óptimo



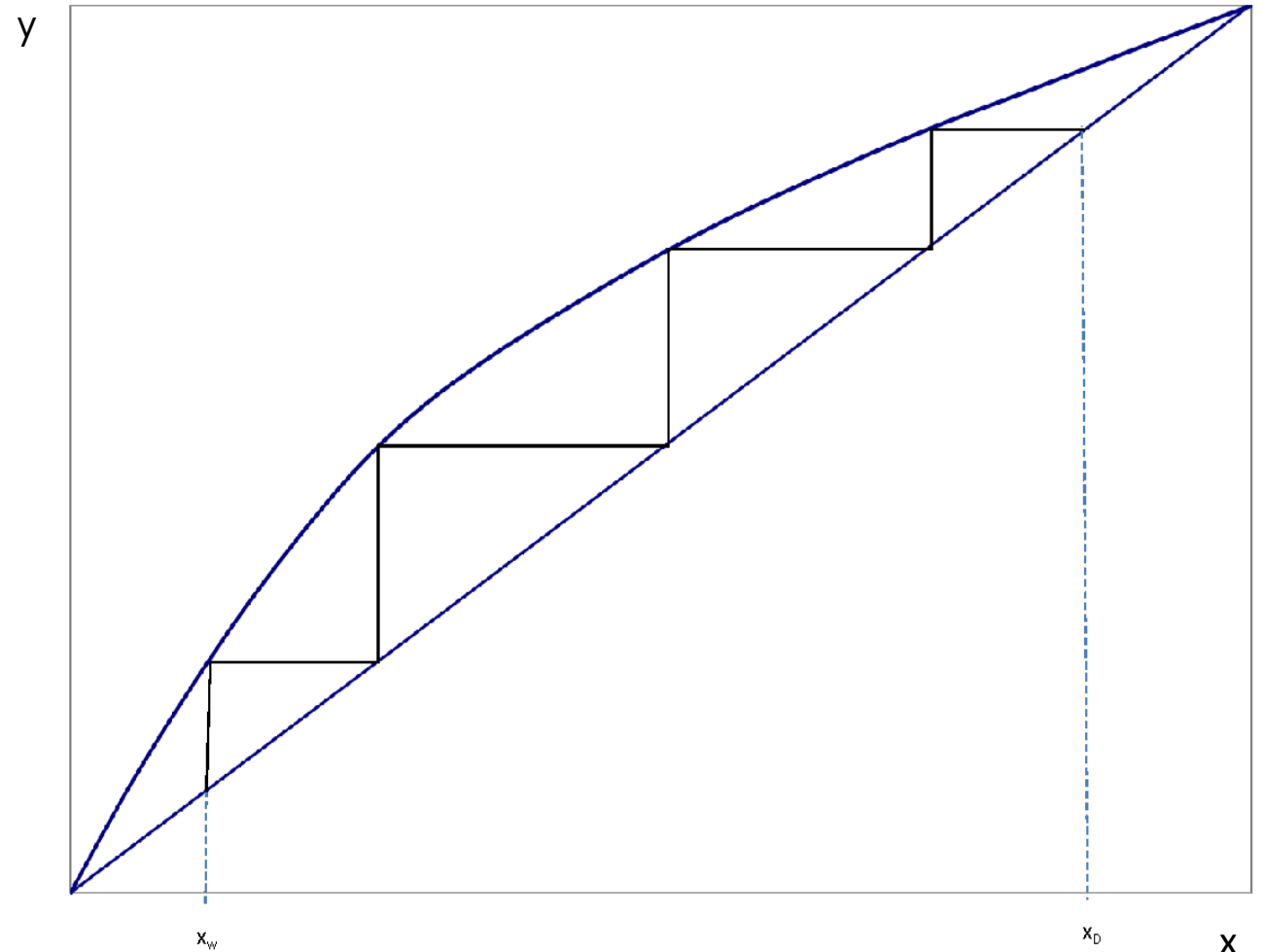
¿En qué plato se alimenta en cada caso?

Reflujo Total



Condición Límite:

- No hay F
- No hay generación de productos
- $L = V$
- $N = \text{Mínimo}$

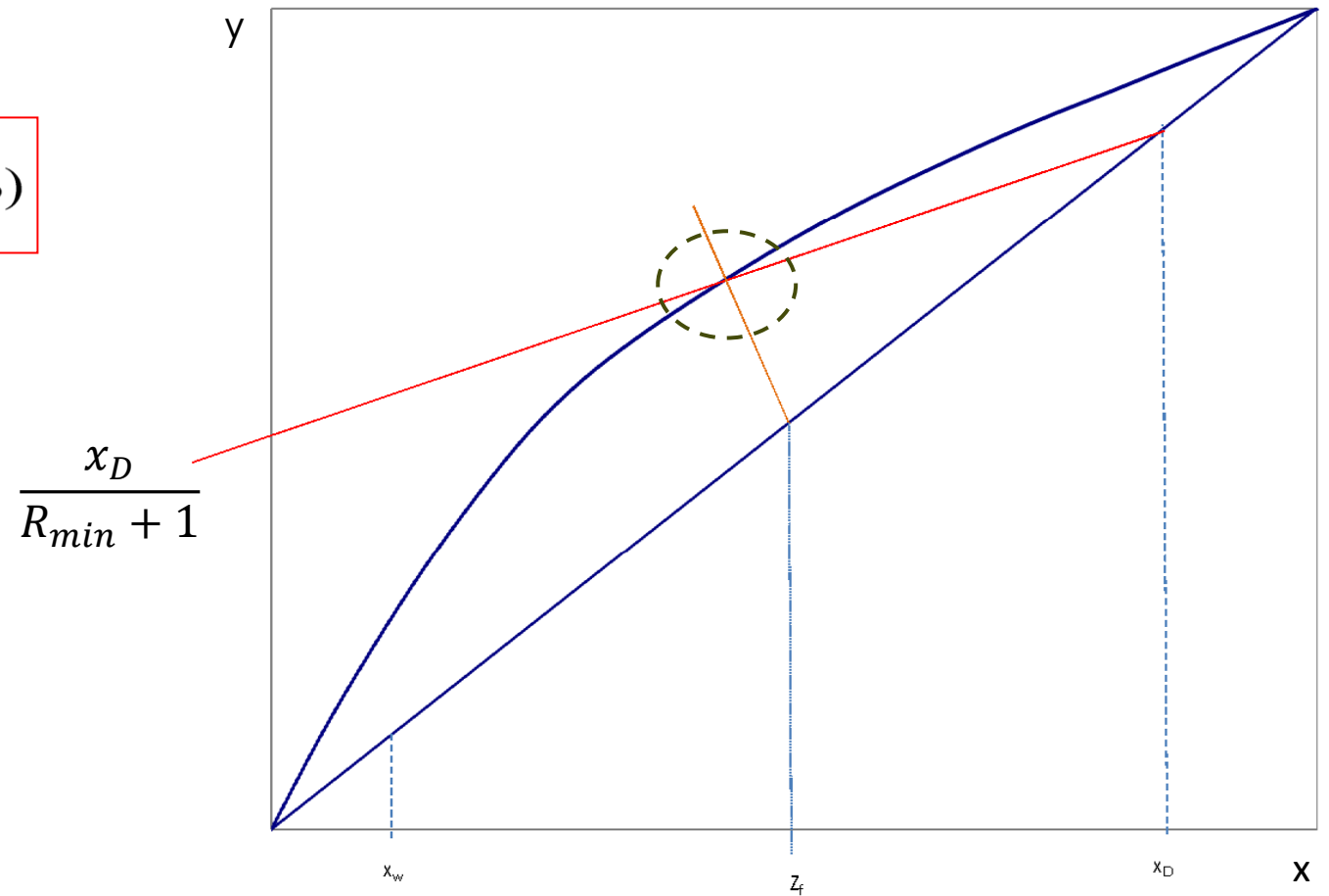


Reflujo Mínimo

Condición Límite:

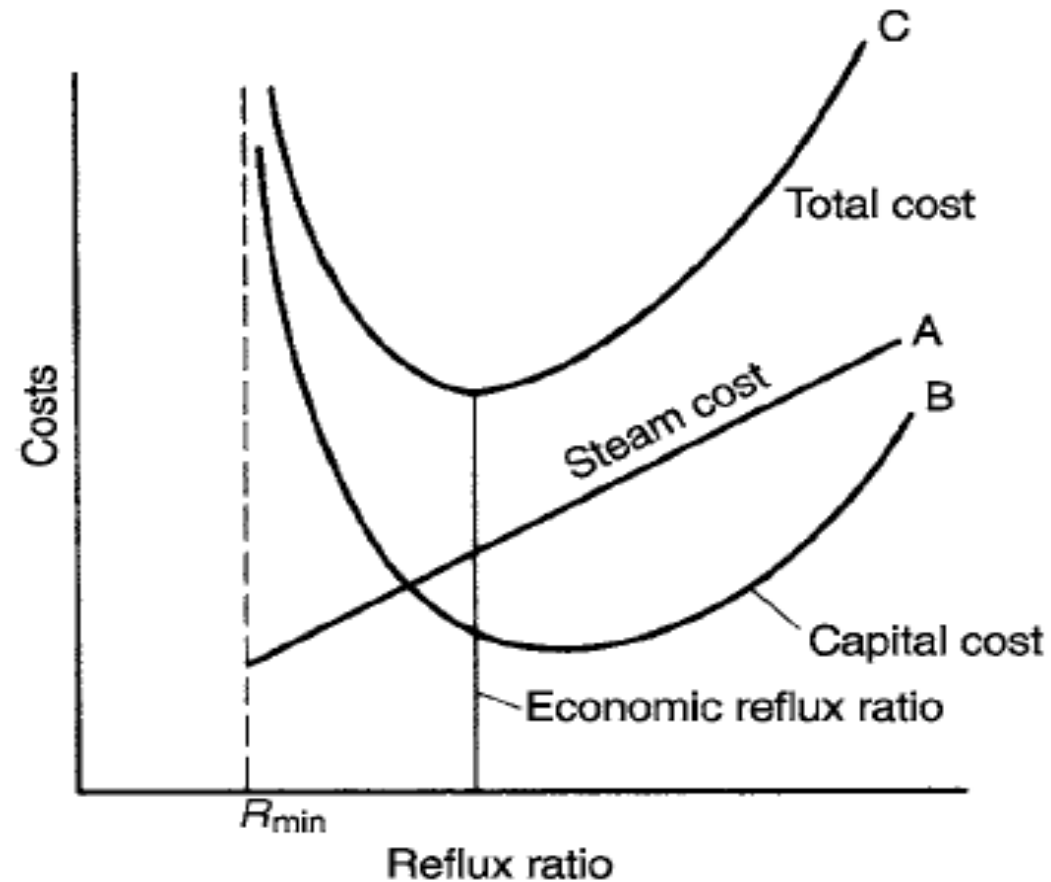
- $N \rightarrow \infty$

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



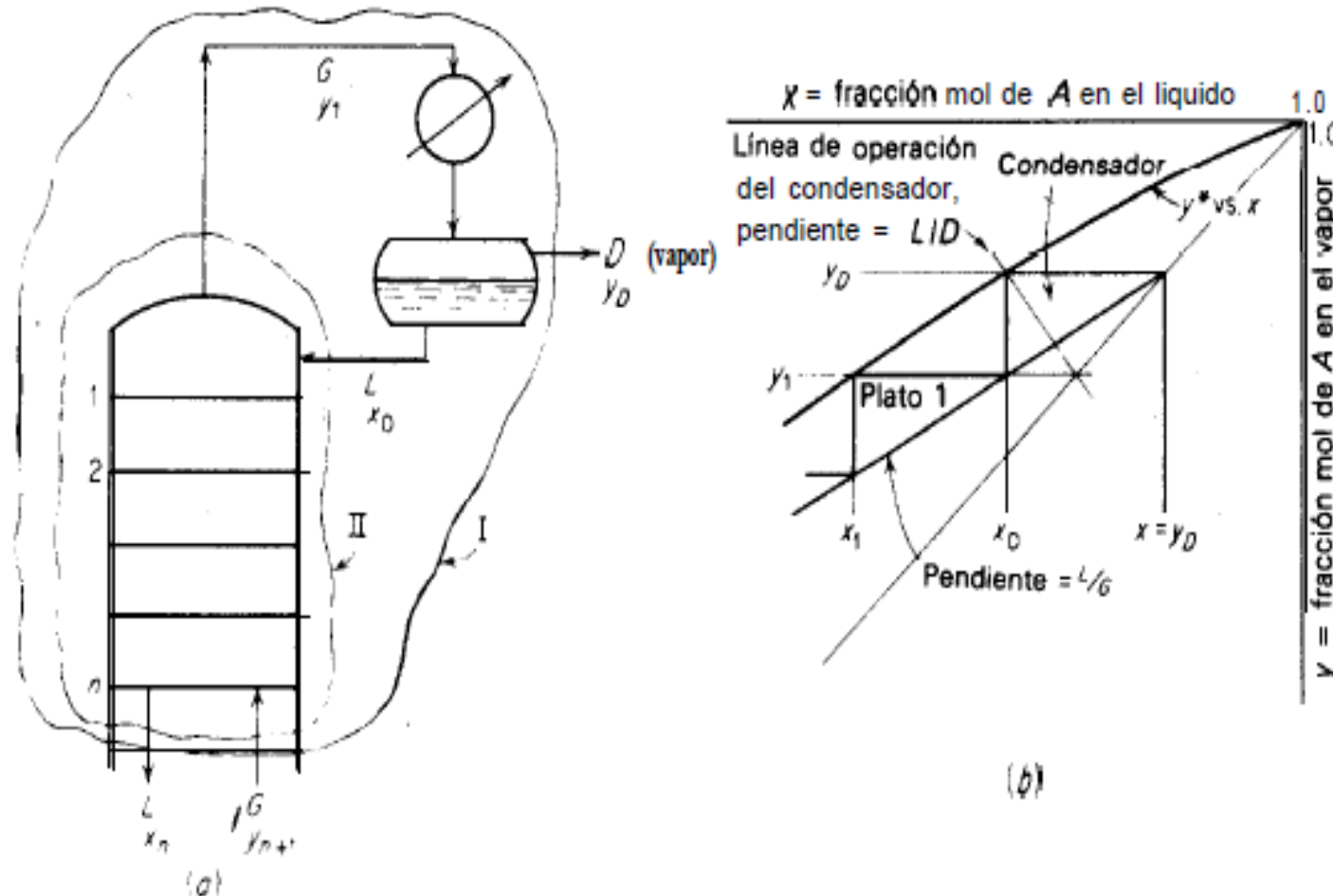
Efecto del Reflujo en Costos

A mayor reflujo, menor cantidad de etapas requeridas, aunque mayores caudales internos (y por lo tanto mayores requerimientos de calores en reboiler y condensador):



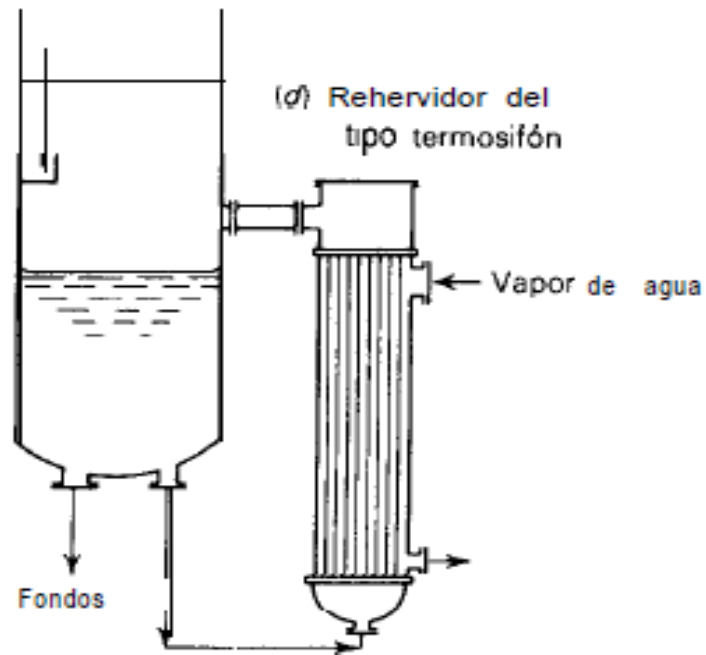
Condensador Parcial

El condensador equivale a una etapa más de equilibrio (una etapa más de separación)

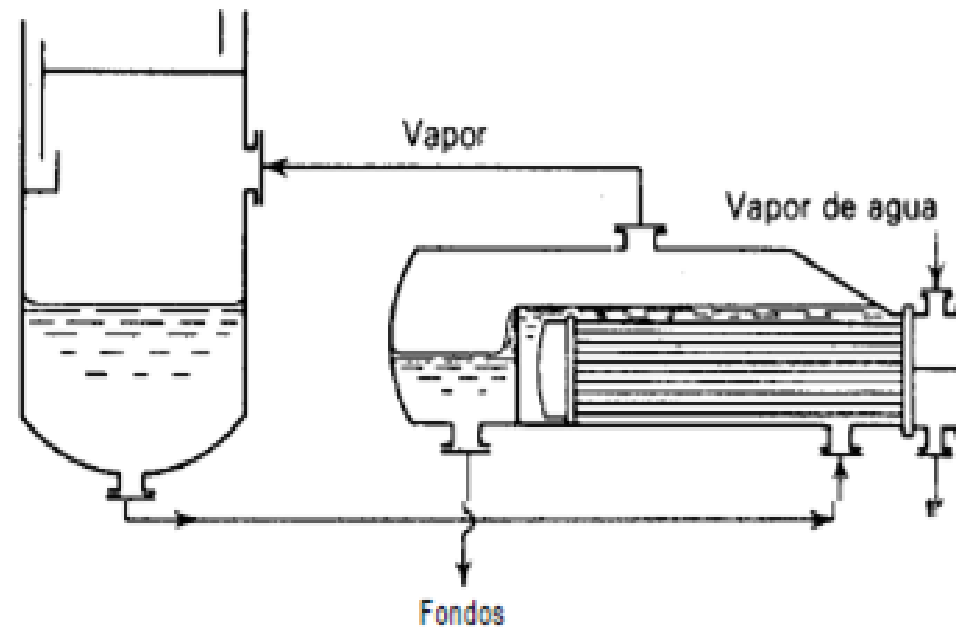


Reboiler *total* vs *parcial*

Reboiler total



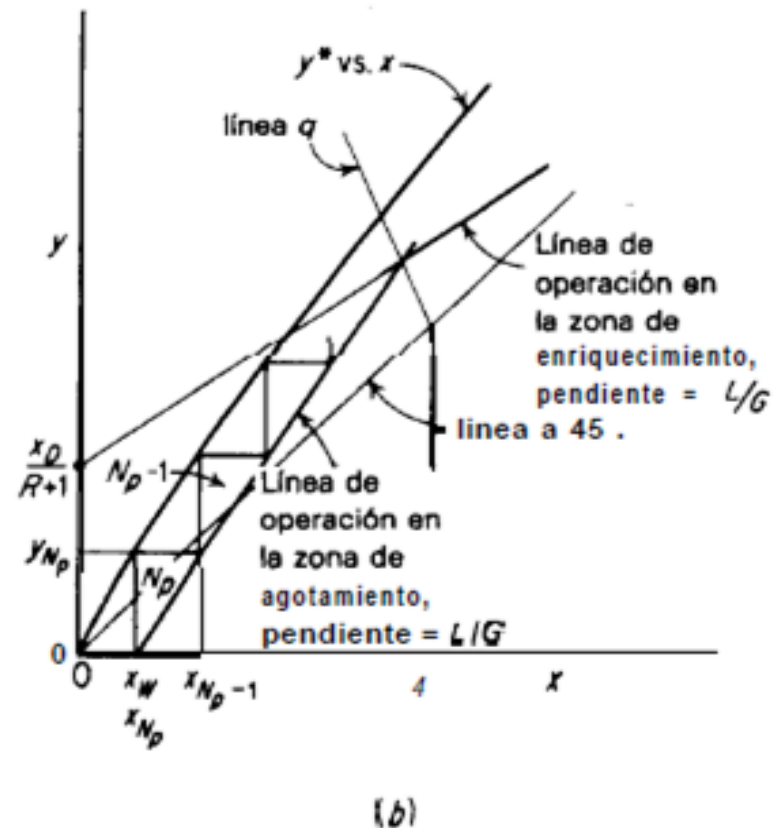
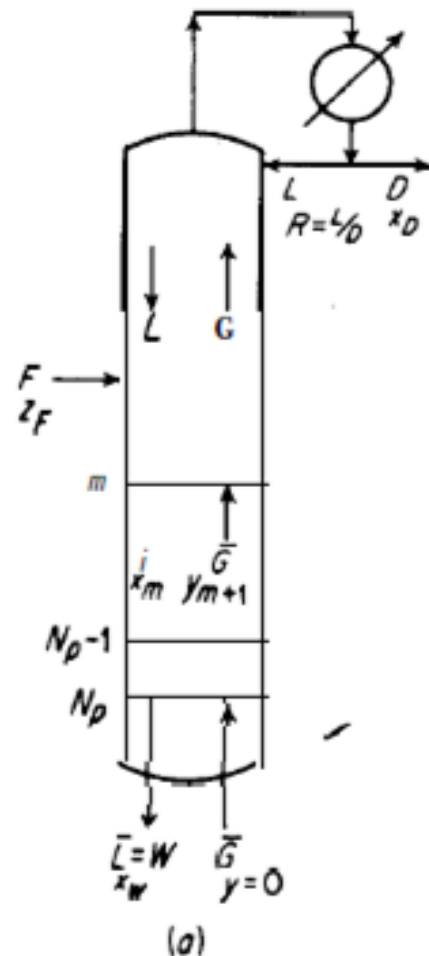
Reboiler parcial



¿Qué ventajas tiene la utilización de uno u otro equipo?

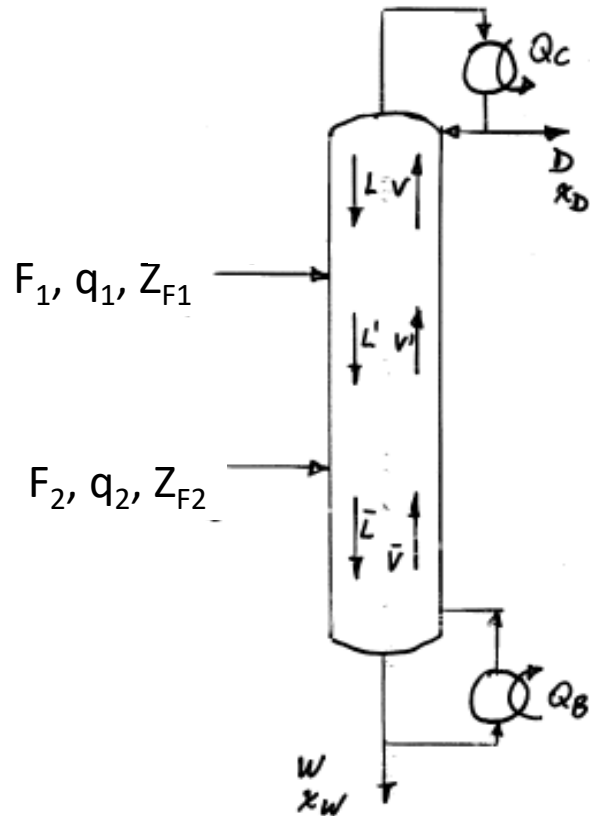
Vapor Vivo

Utilización de vapor puro en componente menos volátil ($y_W = 0$) en lugar de reboiler:



Alimentaciones Múltiples

Torre Real



$$F_1 + F_2 = D + W$$

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

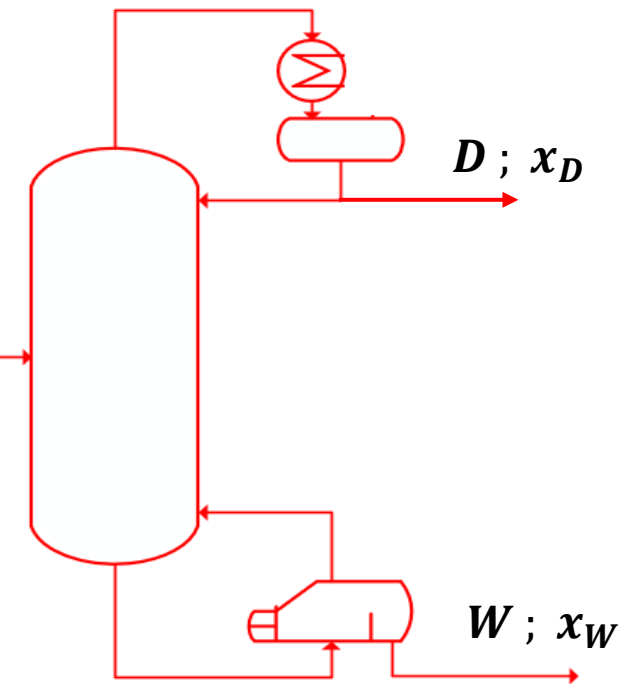
$$\left\{ \begin{array}{l} L' = L + q_1 \cdot F_1 \\ V' = V - (1 - q_1) \cdot F_1 \end{array} \right\} \dots \frac{L'}{V'}$$

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



Torre Ficticia o Imaginaria

$F_{im}; z_{im}; q_{im}$



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

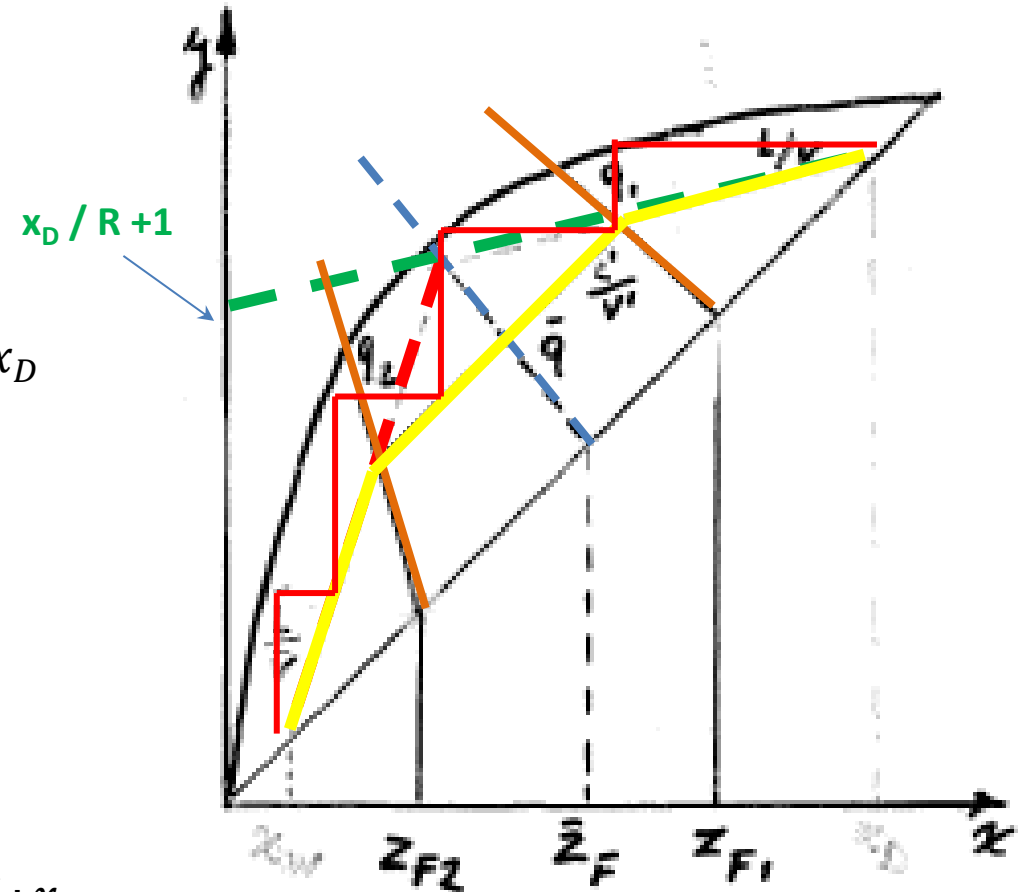
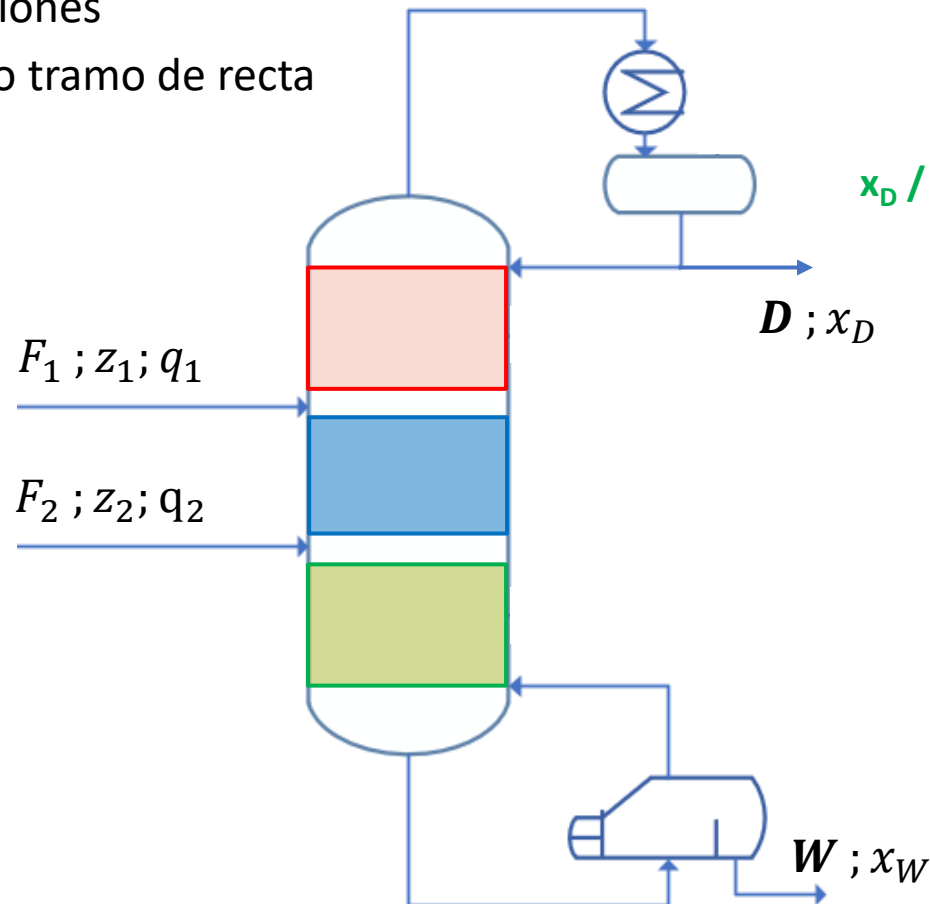
$$\bar{z}_F = \frac{F_1 \cdot z_{F1} + F_2 \cdot z_{F2}}{F_1 + F_2}$$

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

Alimentaciones Múltiples

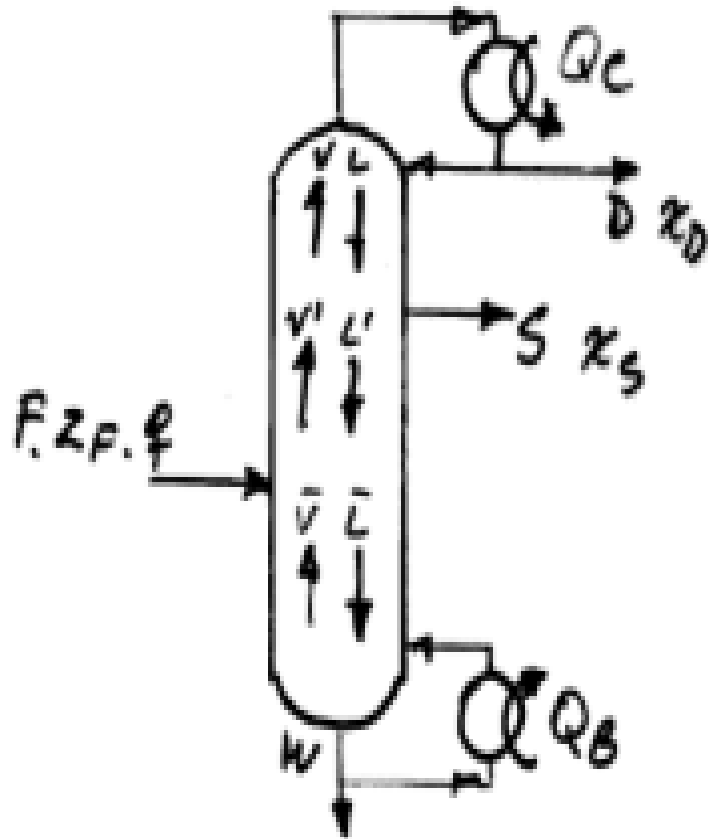
¿Qué cambia internamente?

- Distintos caudales internos entre las dos alimentaciones
- Aparece un nuevo tramo de recta de operación



Extracciones Laterales

Torre Real



$$F = D + S + W$$

$$F \cdot z_F = D \cdot x_D + S \cdot x_S + W \cdot x_W$$

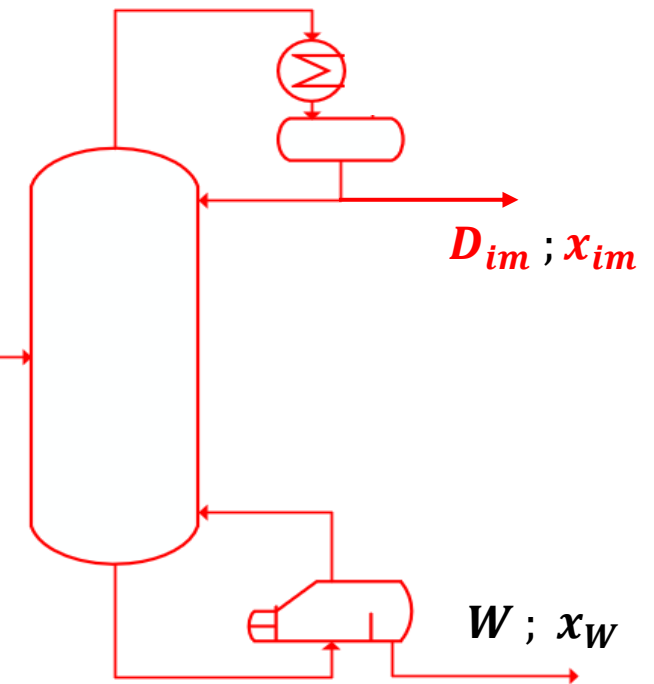
Torre Ficticia o Imaginaria



$F ; z_F ; q_F$

$$M = D + S$$

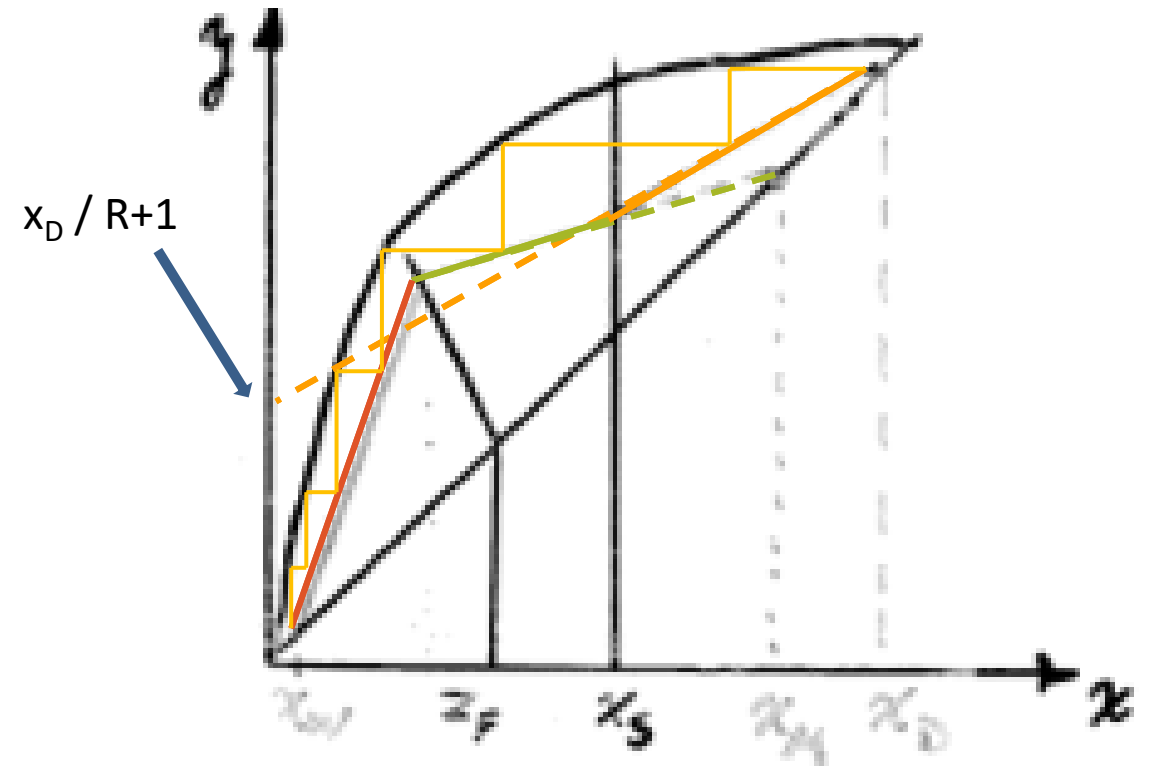
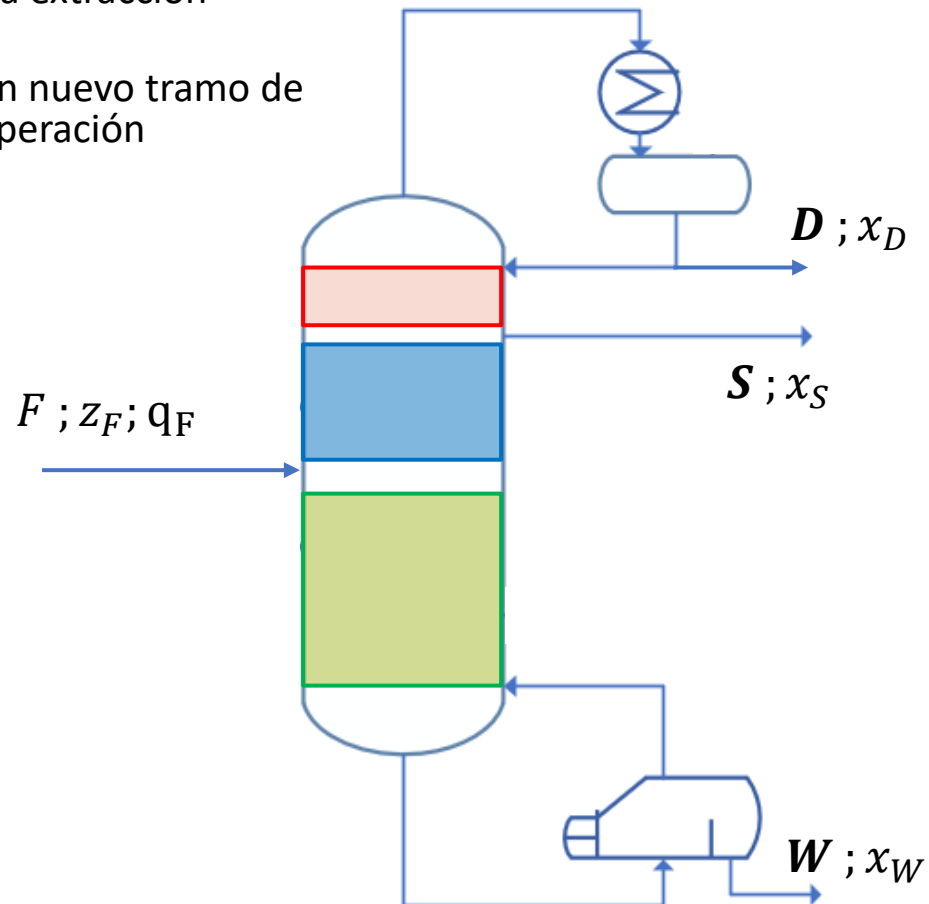
$$x_M = \frac{D \cdot x_D + S \cdot x_S}{D + S}$$



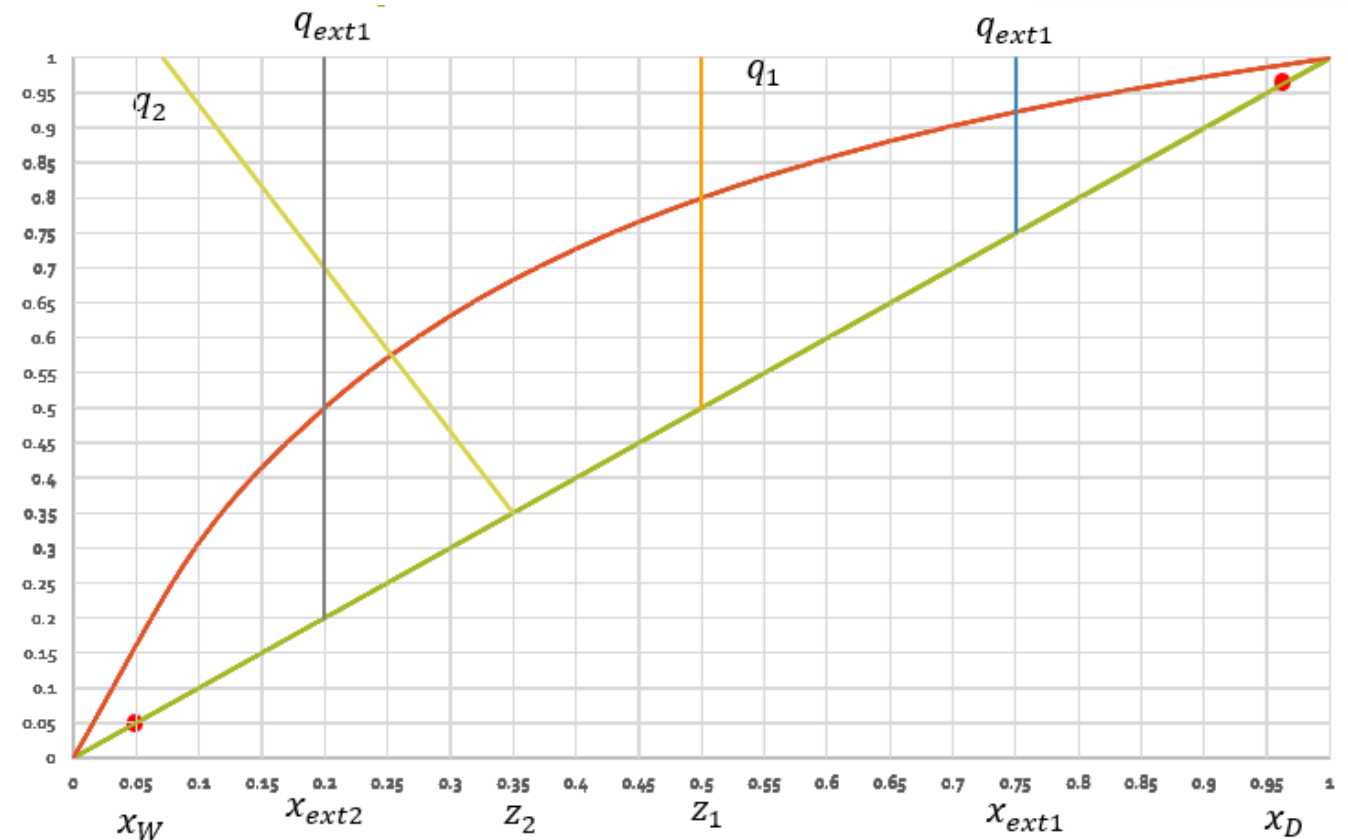
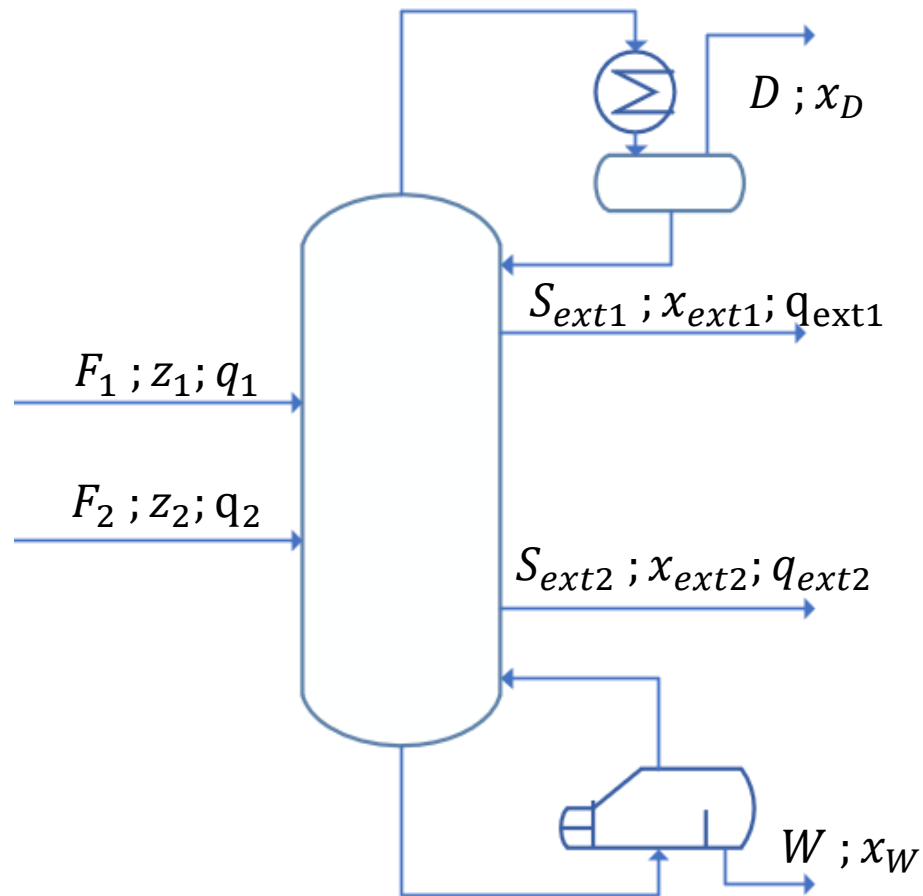
Extracciones Laterales

¿Qué cambia internamente?

- Distintos caudales internos entre D y la extracción lateral
- Aparece un nuevo tramo de recta de operación



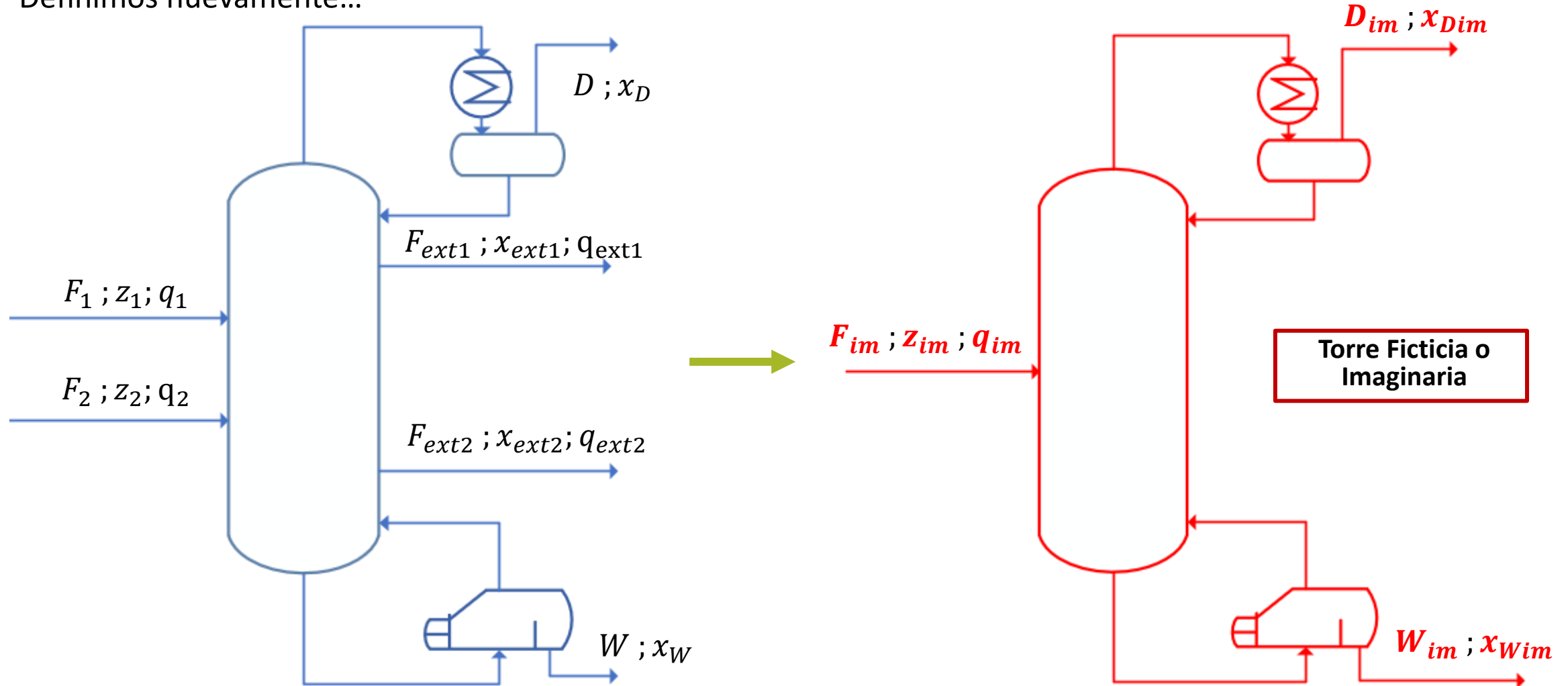
Alimentaciones y Extracciones Múltiples



El método gráfico que veníamos utilizando no nos permite resolver este tipo de torres (con más de una entrada o más de dos salidas)

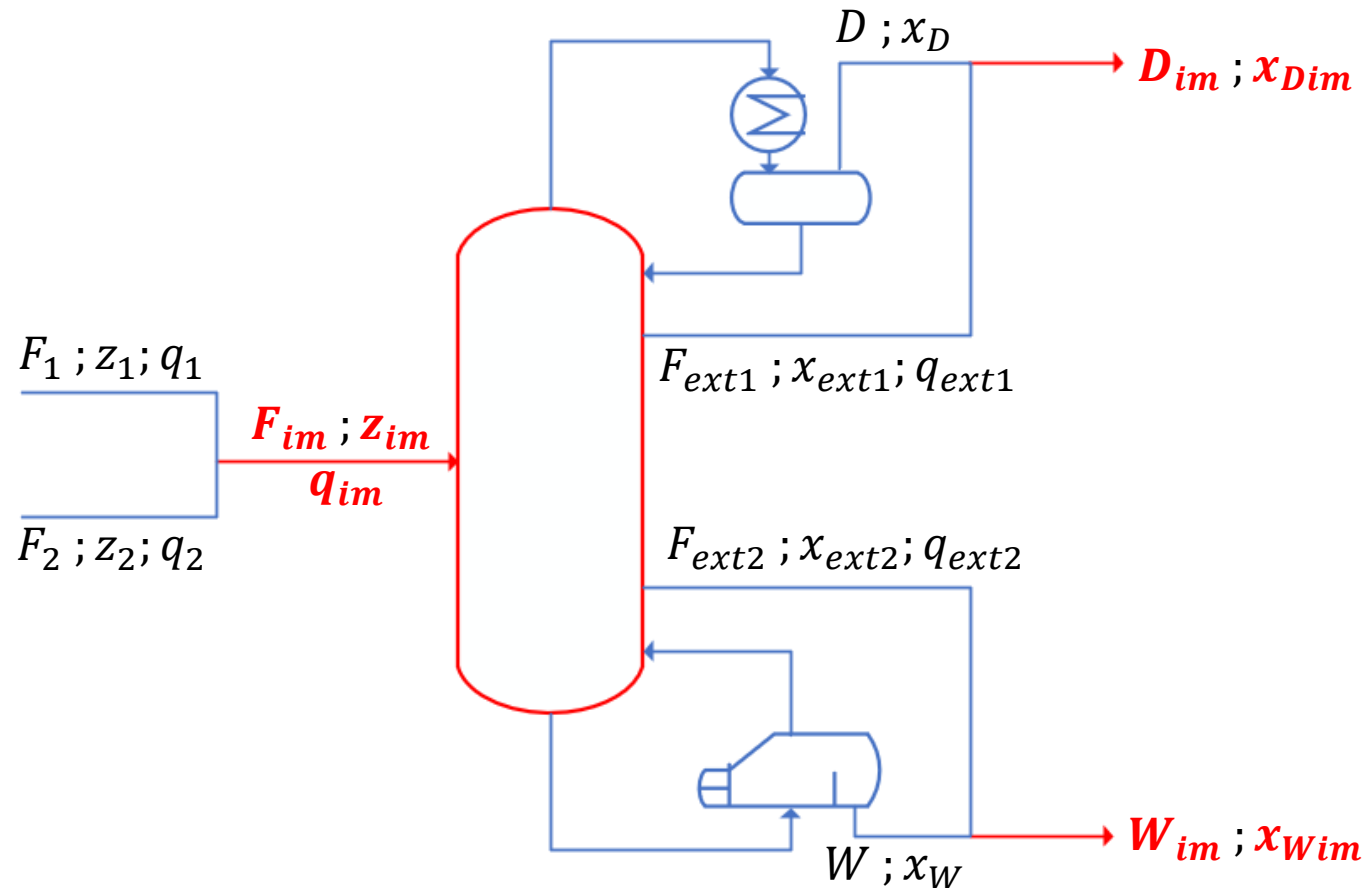
Alimentaciones y Extracciones Múltiples

Definimos nuevamente...



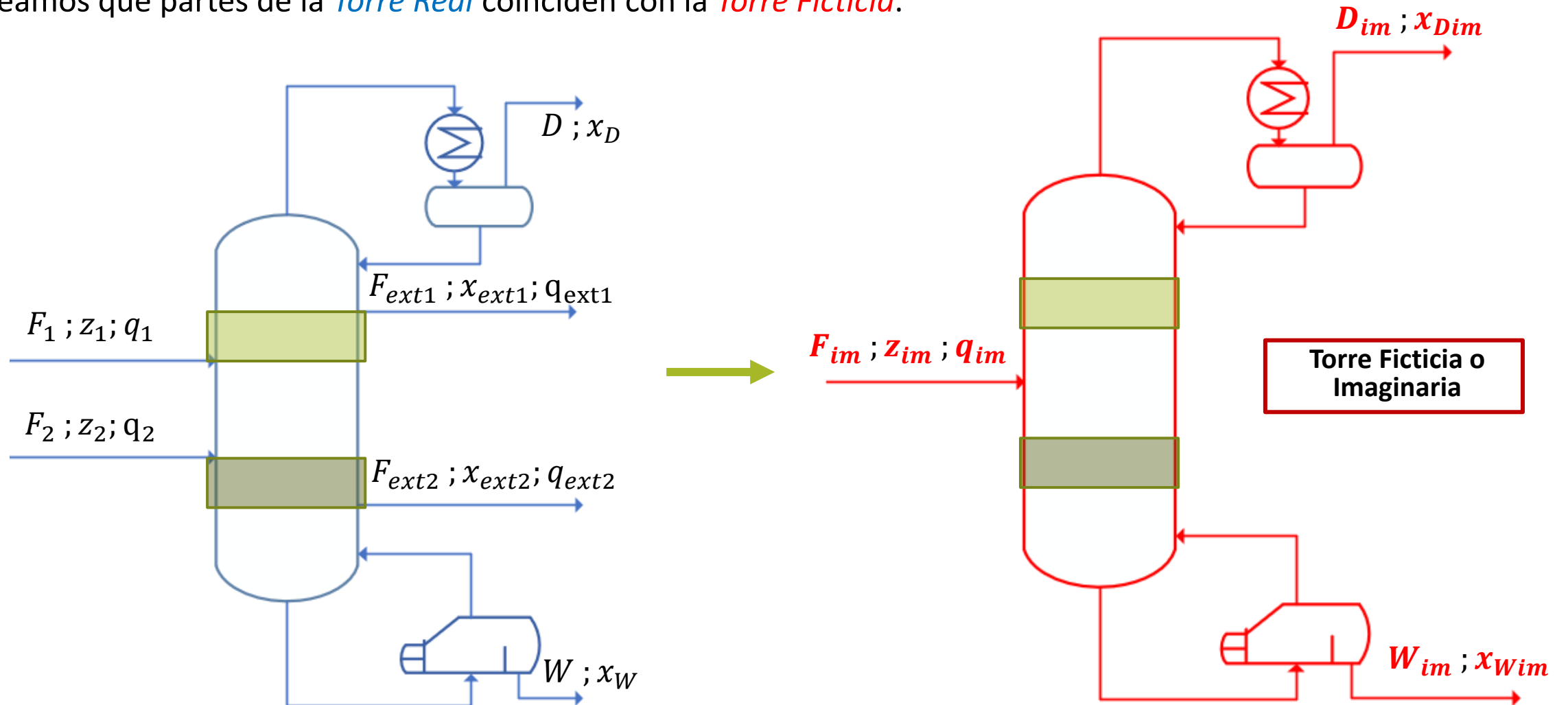
Alimentaciones y Extracciones Múltiples

Veamos qué partes de la *Torre Real* coinciden con la *Torre Ficticia*.



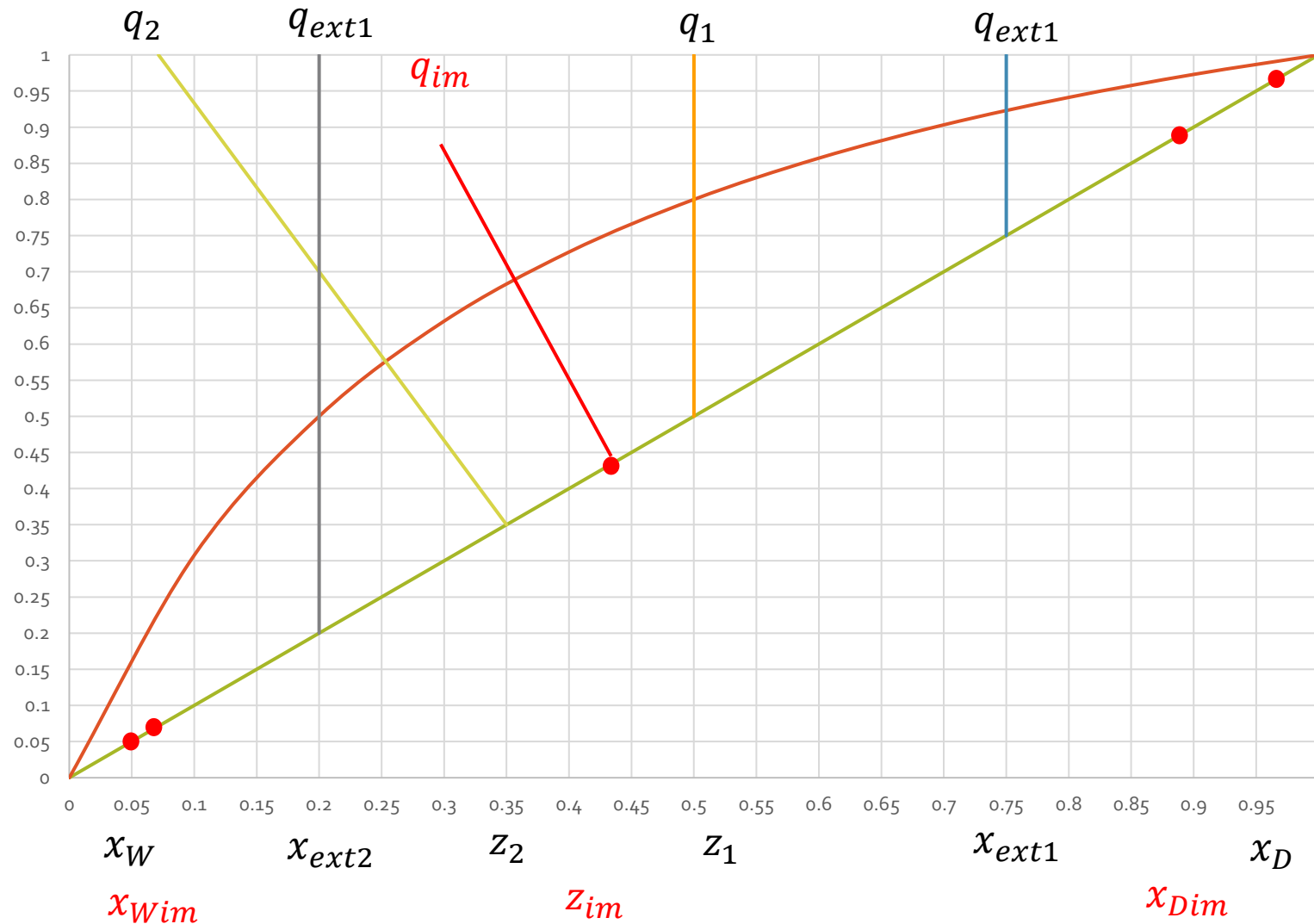
Alimentaciones y Extracciones Múltiples

Veamos qué partes de la *Torre Real* coinciden con la *Torre Ficticia*.



Alimentaciones y Extracciones Múltiples

Volvamos al x-y
a marcar los
puntos de la
Torre Ficticia.

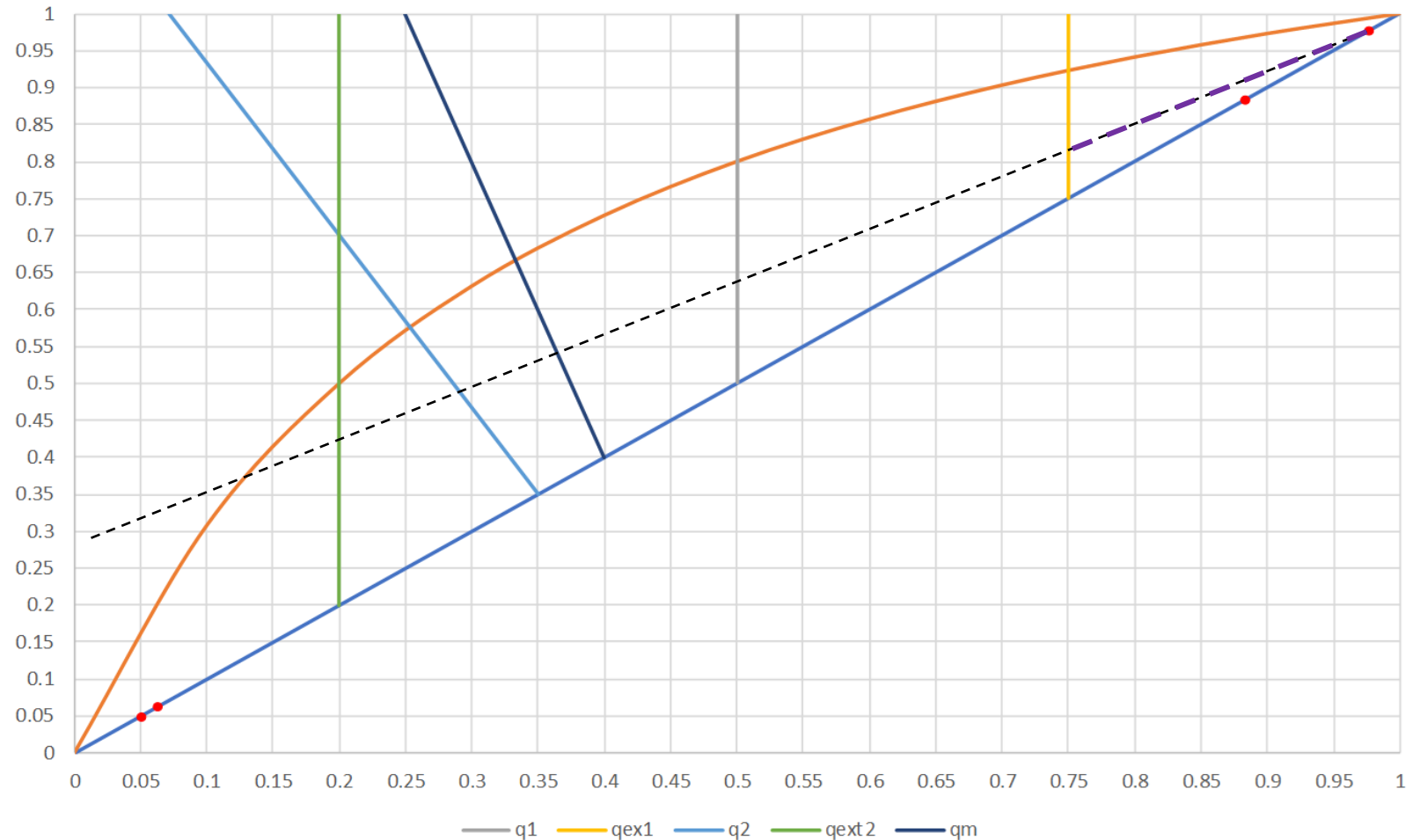


Alimentaciones y Extracciones Múltiples

Para construir las rectas de operación, tendremos que ir de una a otra torre a medida que avanzamos:

1) De la torre real marcamos O.O. y por lo tanto tenemos el primer tramo de la ROS que va desde x_D hasta q_{ext1}

$$\frac{x_D}{R_{op} + 1}$$

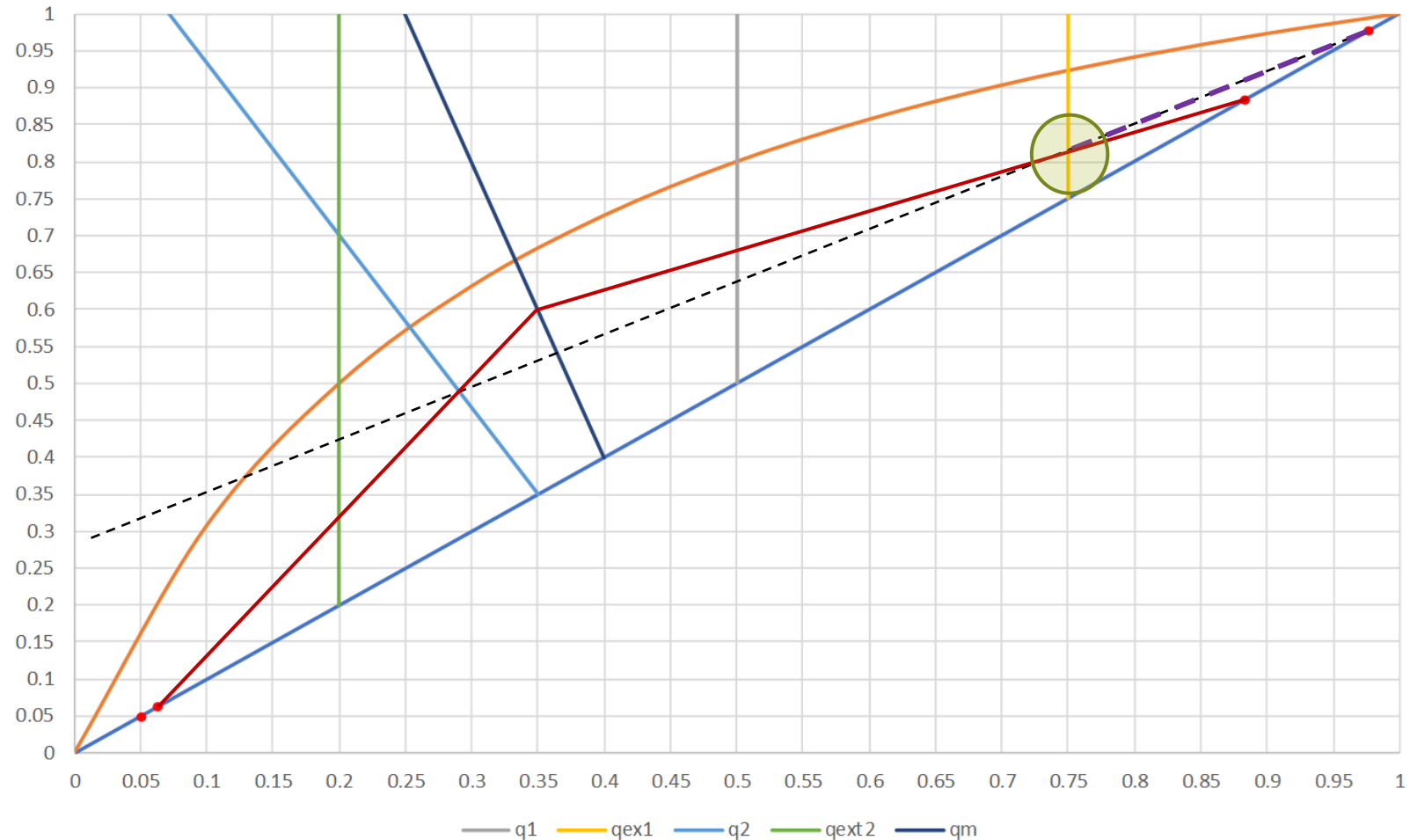


Alimentaciones y Extracciones Múltiples

Para construir las rectas de operación, tendremos que ir de una a otra torre a medida que avanzamos:

- 1) De la torre real marcamos O.O. y por lo tanto tenemos el primer tramo de la ROS que va desde x_D hasta q_{ext1}
- 2) Pasamos a la torre ficticia y vamos desde el x_{Dim} hasta q_{im} pasando por el punto de q_{ext1} . Podemos ya marcar la ROI imaginaria hasta x_{Wim}

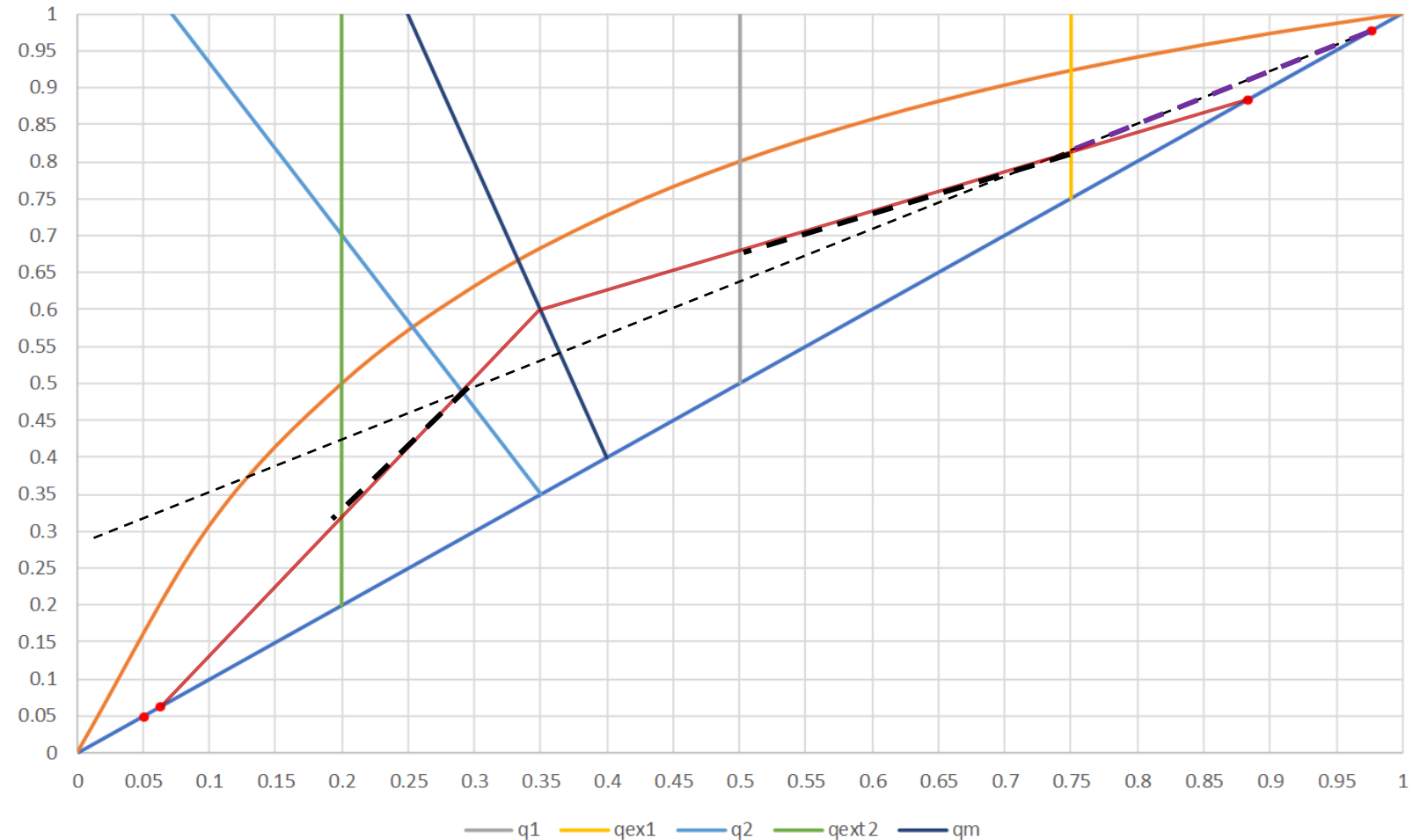
$$\frac{x_D}{R_{op} + 1}$$



Alimentaciones y Extracciones Múltiples

Para construir las rectas de operación, tendremos que ir de una a otra torre a medida que avanzamos:

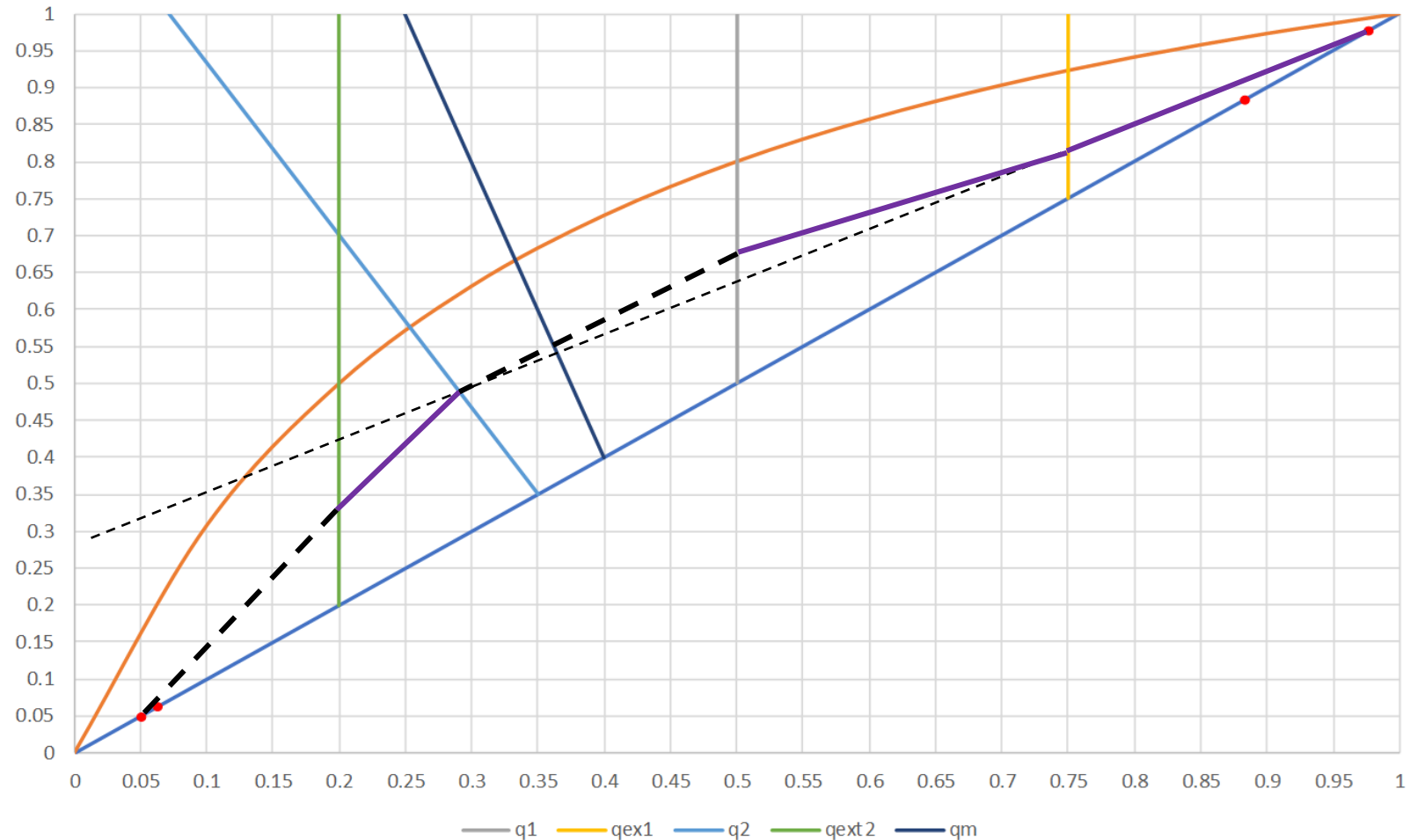
- 1) De la torre real marcamos O.O. y por lo tanto tenemos el primer tramo de la ROS que va desde x_D hasta q_{ext1}
- 2) Pasamos a la torre ficticia y vamos desde el x_{Dim} hasta q_{im} pasando por el punto de q_{ext1} . Podemos ya marcar la ROI imaginaria hasta x_{Wim}
- 3) Desde q_{ext1} hasta q_{F1} es válida la *Torre Real*, coincidente con la *Ficticia*, al igual que desde q_{F2} hasta q_{ext2}



Alimentaciones y Extracciones Múltiples

Para construir las rectas de operación, tendremos que ir de una a otra torre a medida que avanzamos:

- 1) De la torre real marcamos O.O. y por lo tanto tenemos el primer tramo de la ROS que va desde x_D hasta q_{ext1}
- 2) Pasamos a la torre ficticia y vamos desde el x_{Dim} hasta q_{im} pasando por el punto de q_{ext1} . Podemos ya marcar la ROI imaginaria hasta x_{Wim}
- 3) Desde q_{ext1} hasta q_{F1} es válida la *Torre Real*, coincidente con la *Ficticia*, al igual que desde q_{F2} hasta q_{ext2}
- 4) Por último, completamos desde q_{F1} hasta q_{F2} y el tramo final desde q_{ext2} hasta x_W

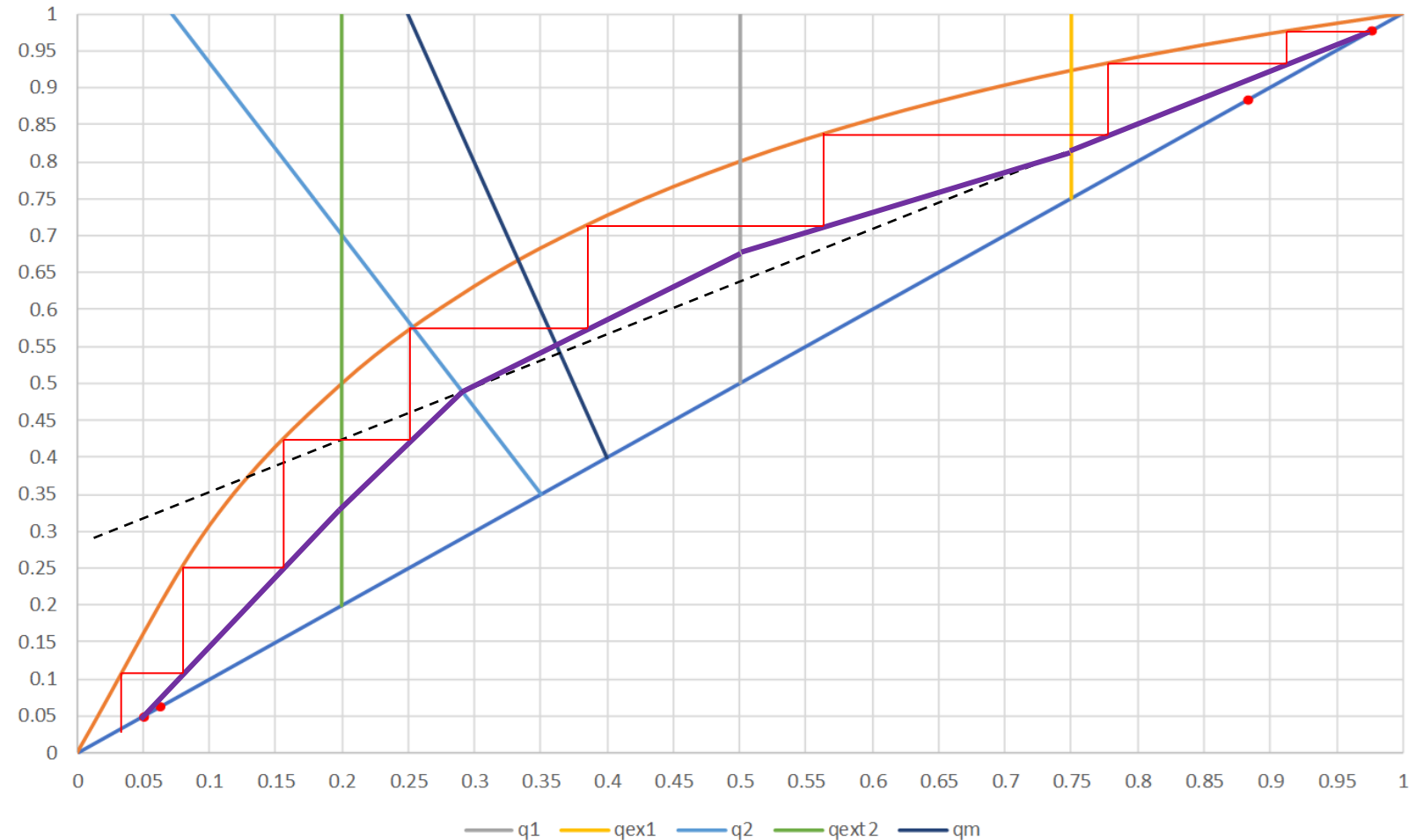


Alimentaciones y Extracciones Múltiples

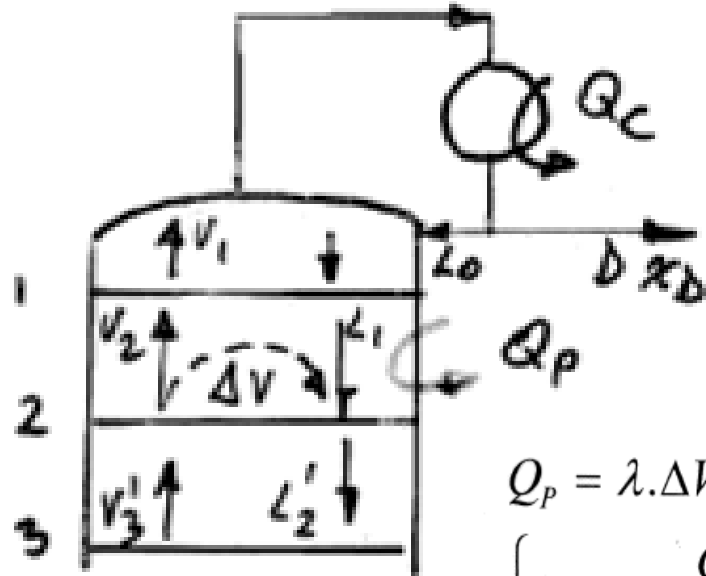
Con la curva completa, podemos contar etapas como siempre!

$$N_p = 8$$

¡Atención si hubiese
equipos parciales!

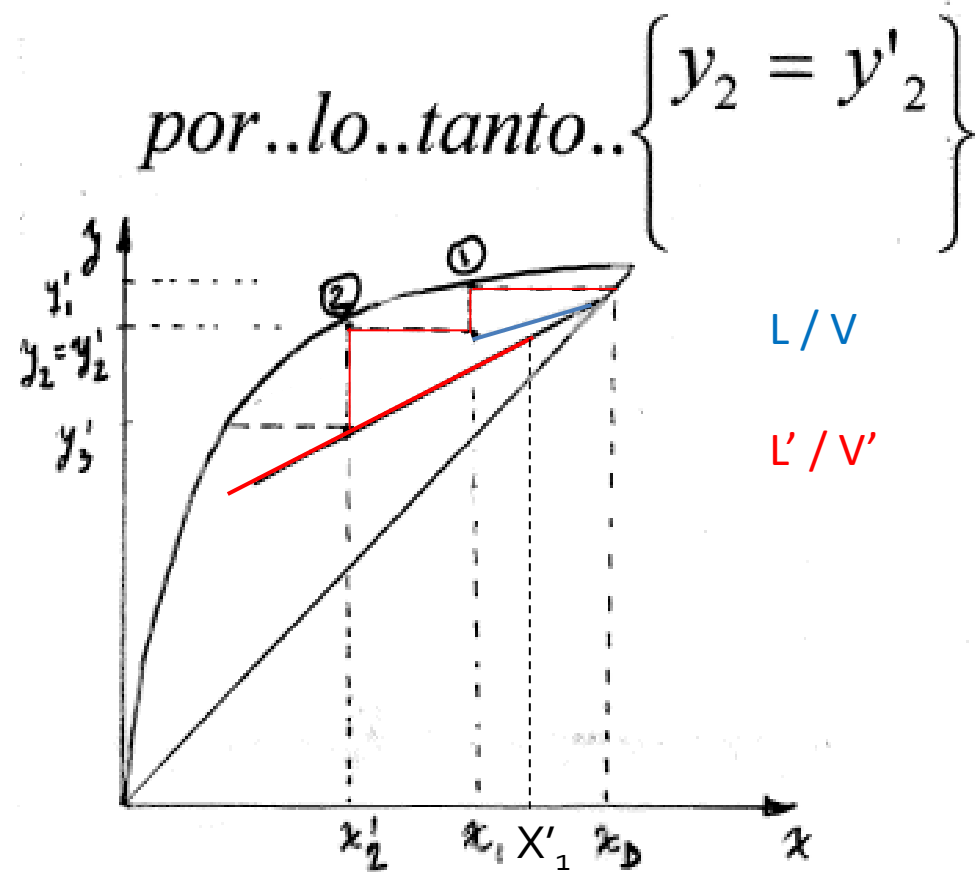


Pérdida de Calor



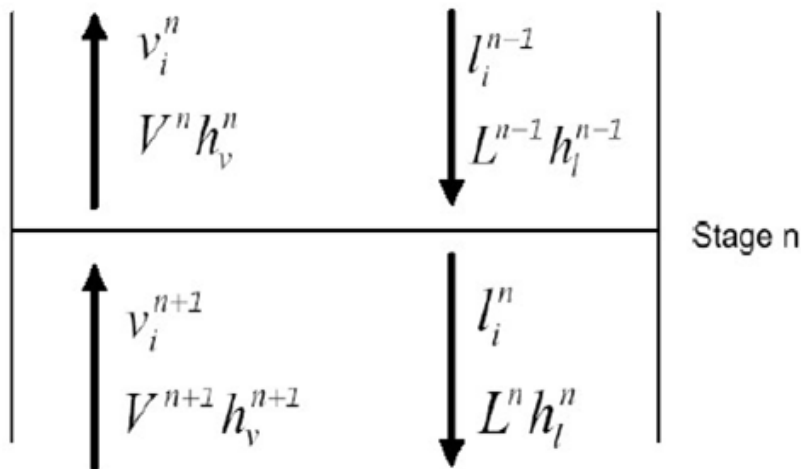
$$Q_p = \lambda \cdot \Delta V$$

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

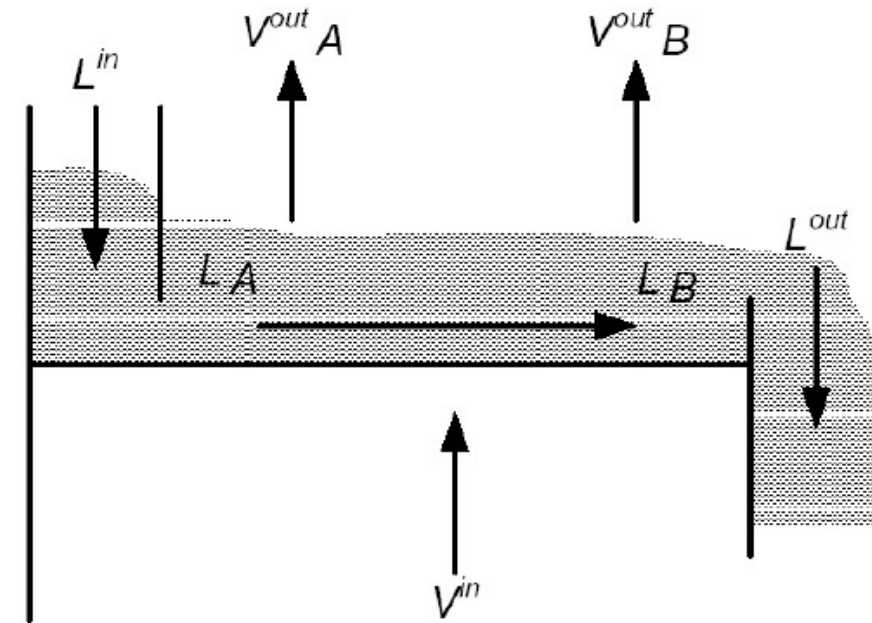


Equilibrium Stage

- How most calculation methods see a tray



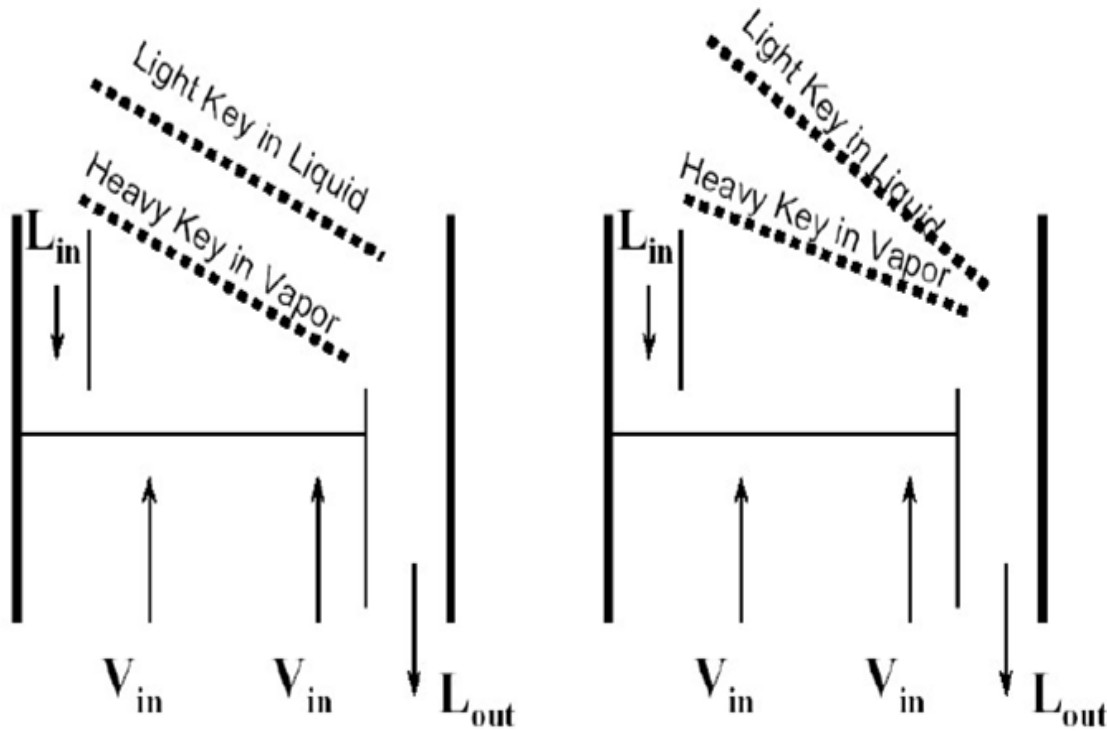
Conventional Tray



Real Life Seldom Meets Criteria for Theoretical Stage

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

Eficiencia de Platos



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

Eficiencia de Platos

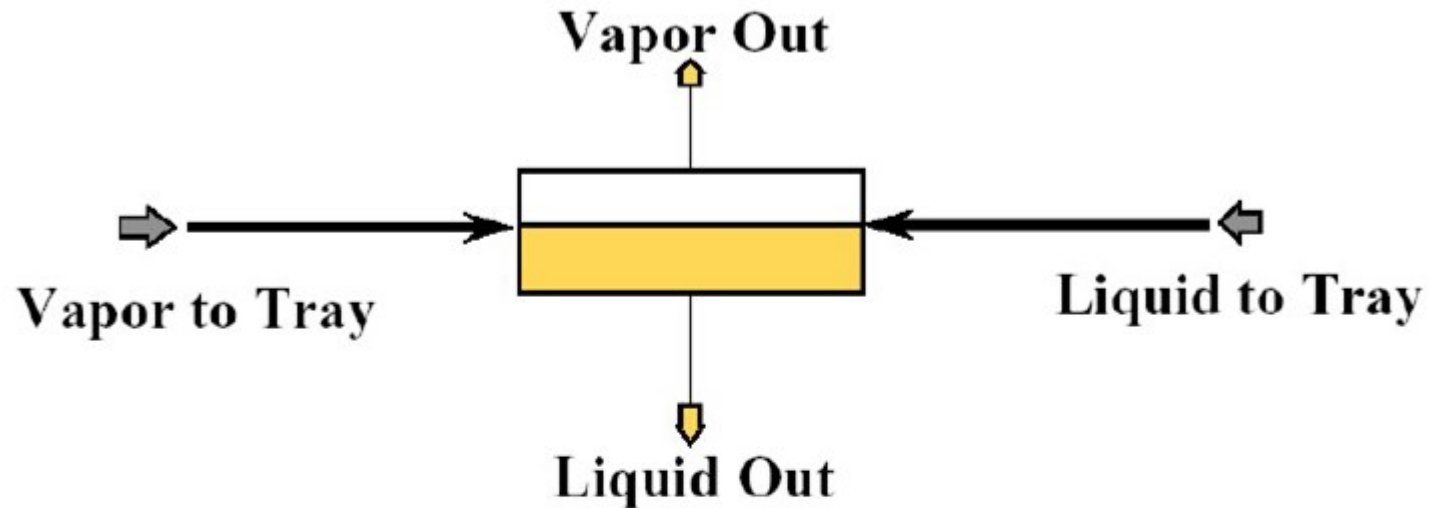
- **Deviation from ideal**

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

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

Eficiencia de Platos

Real vs Teórica (etapas ideales)

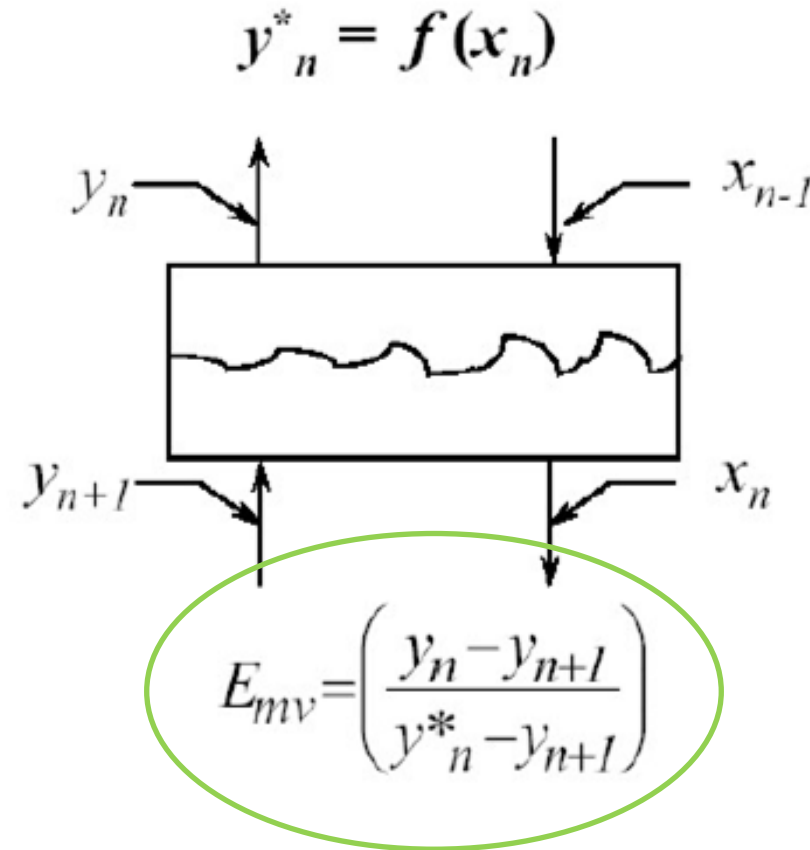


Criteria for Theoretical Stage

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

Eficiencia de Platos

Eficiencia de Murphree



Se puede definir tanto del lado gas como del lado líquido (una de las dos)

Eficiencia de Platos

Eficiencia puntual

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

- **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
- **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**

<https://www.aiche.org/resources/publications/cep/2018/july/predict-distillation-tray-efficiency>

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



¿PREGUNTAS?