

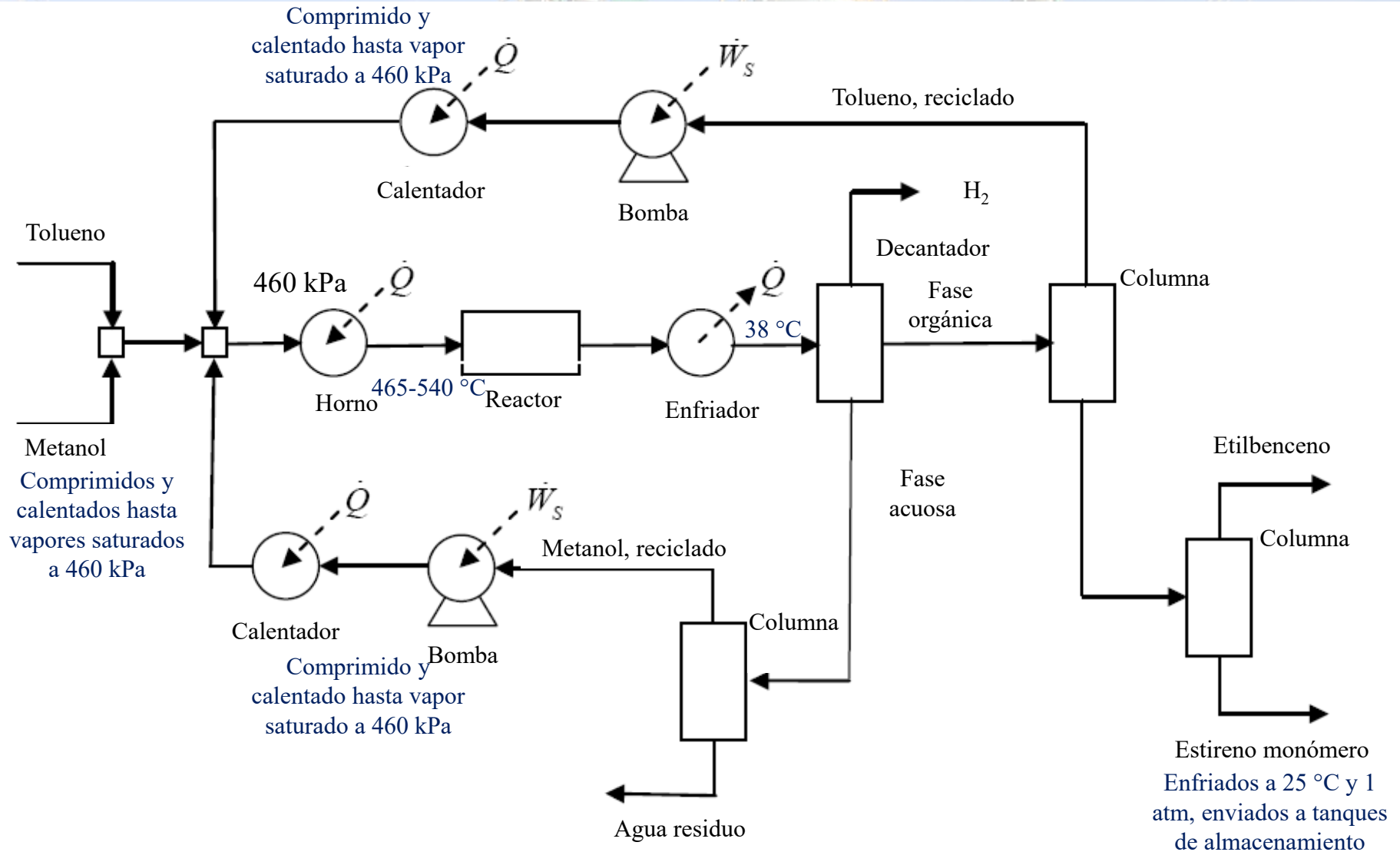
- Grados: GIE y GIRECE.
- Asignatura: Ingeniería de Proceso
- Parte:

■ Extracción

- Profesor: Marcelo F. Orrtega Romero
 - mf.ortega@upm.es



Un proceso



Proceso químico

Proceso Químico

=

Etapas de Reacción

+

Operaciones Básicas

Modificación Composición



Asignatura:
Refino

Acondicionamiento o purificación
de materias primas o productos



Asignatura:
Ing. Proceso

Energía

Emisiones
limitadas

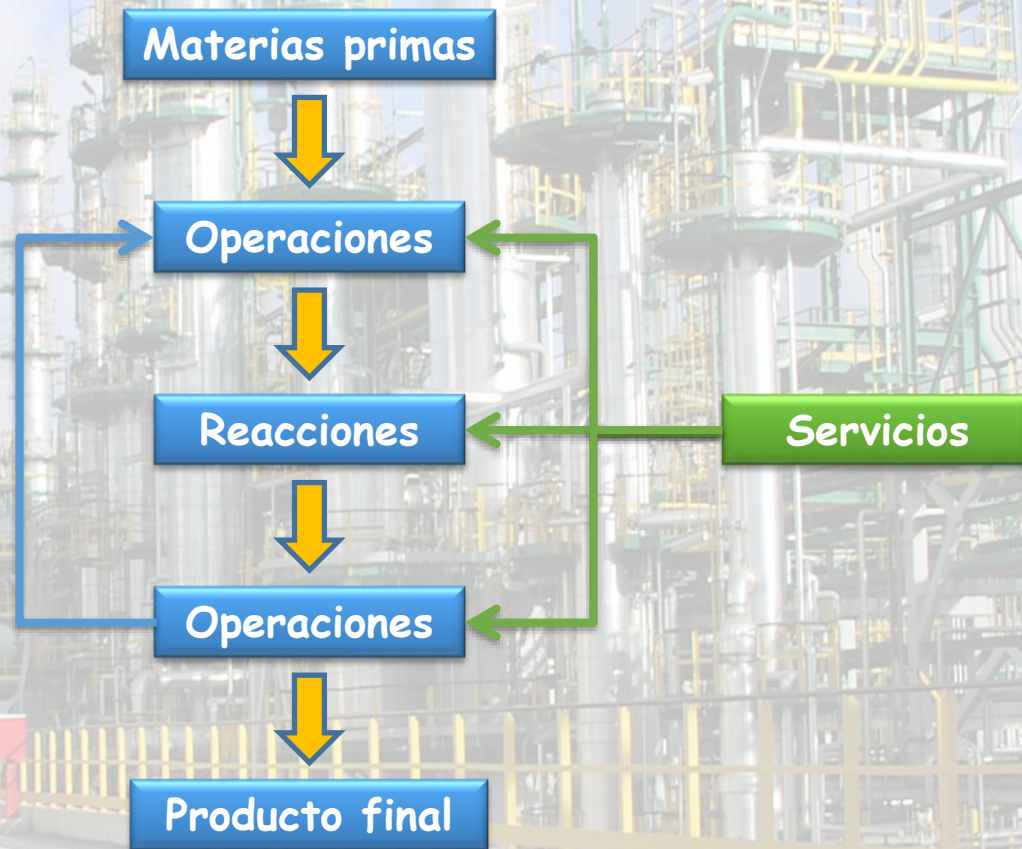
€/tm

Materias Primas
y Servicios:
Especificaciones

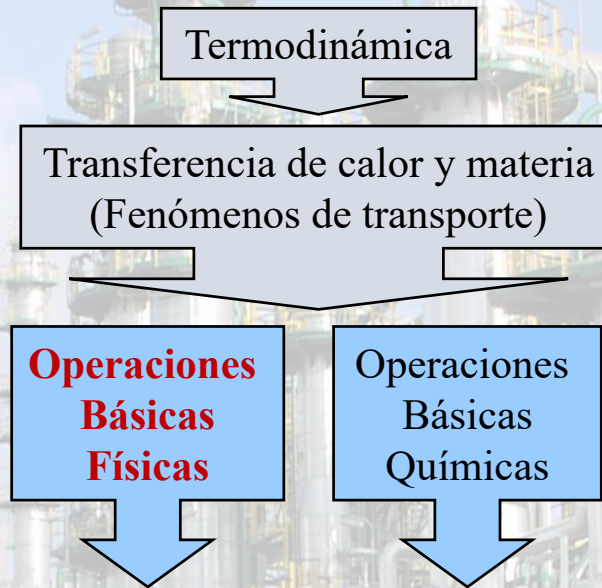
Proceso Químico
(Planta Química)
Columnas + Reactores + Cambiadores
+ Bombas + Compresores + Hornos + .
... Tuberías ... + ... válvulas ...

Productos:
Producciones y Calidades
(Especificaciones)

Proceso químico



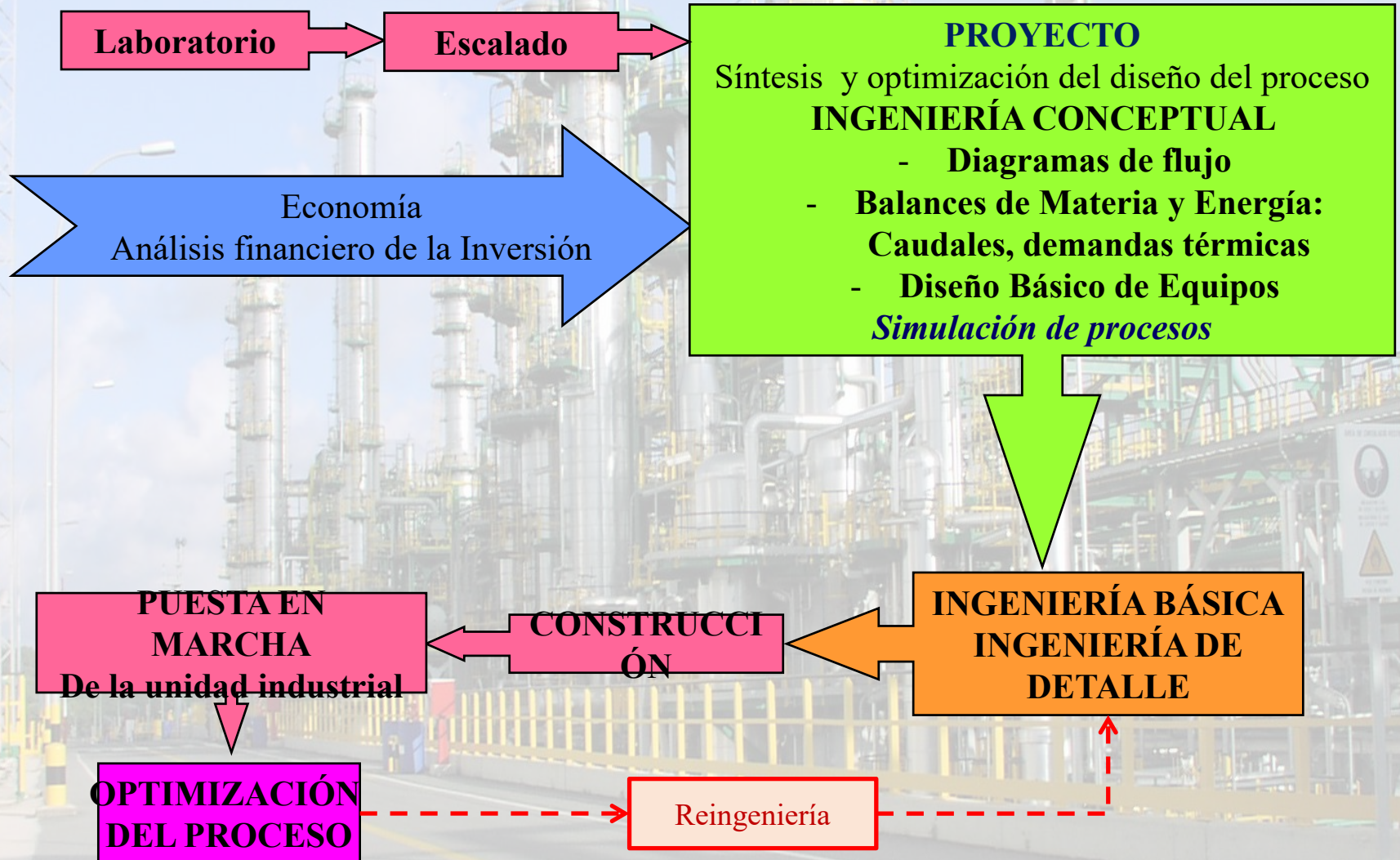
Proceso químico



Los procesos químicos pueden ser concebidos como una serie de etapas individuales que se repiten y se basan en fundamentos científicos y tecnológicos **comunes**: son las **OPERACIONES BÁSICAS u OPERACIONES UNITARIAS**.

Las OB son pocas en número pero las condiciones (presión, temperatura y volumen) bajo las cuales tienen lugar son muy variadas.

Proceso químico



CLASIFICACION DE LAS OPERACIONES BASICAS DE SEPARACION

OPERACIÓN BASICA DE SEPARACION	FASE PRESENTE EN EL ALIMENTO	FASE CREADA	AGENTE QUE PRODUCE LA SEPARACION
Vaporización Flash	Líquida	Vapor	Reducción de presión
Condensación o Vaporización parcial	V o/y L	V o L	Transmisión de Calor
Destilación	V o/y L	V y L	Transmisión de Calor
Destilación Extractiva	V o/y L	V y L	Líquido Disolvente y T. de Calor
Absorción	Vapor	Líquida	Líquido absorbente y T. De Calor
Desorción "Stripping"	Líquida	Vapor	Vapor de Stripping
Destilación Azeotrópica	V o/y L	V y L	Líquido y T. De Calor
Extracción Líquido-Líquido	Líquida	Líquida	2 líquidos disolventes
Secado	L y/o S	Vapor	Gas y/o T. De Calor
Adsorción G/S	G y S	F. adsorbida	Sólido adsorbente
Desorción G/S	G y S	Gas	Reducción de presión
Adsorción L/S	L y S	F. Adsorbida	Sólido Adsorbente
Desorción L/S	L y S	Líquida	Reducción de concentración

EXTRACCION

La Extracción líquido/líquido es una operación unitaria que consiste en una separación de líquidos mediante el tratamiento con disolventes en el que uno de los componentes se disuelve preferentemente . Requiriendo que los dos líquidos que se pongan en contacto sean inmiscibles. Es una alternativa a la destilación a vacío.

<https://www.youtube.com/watch?v=mV2rGzr85Io>

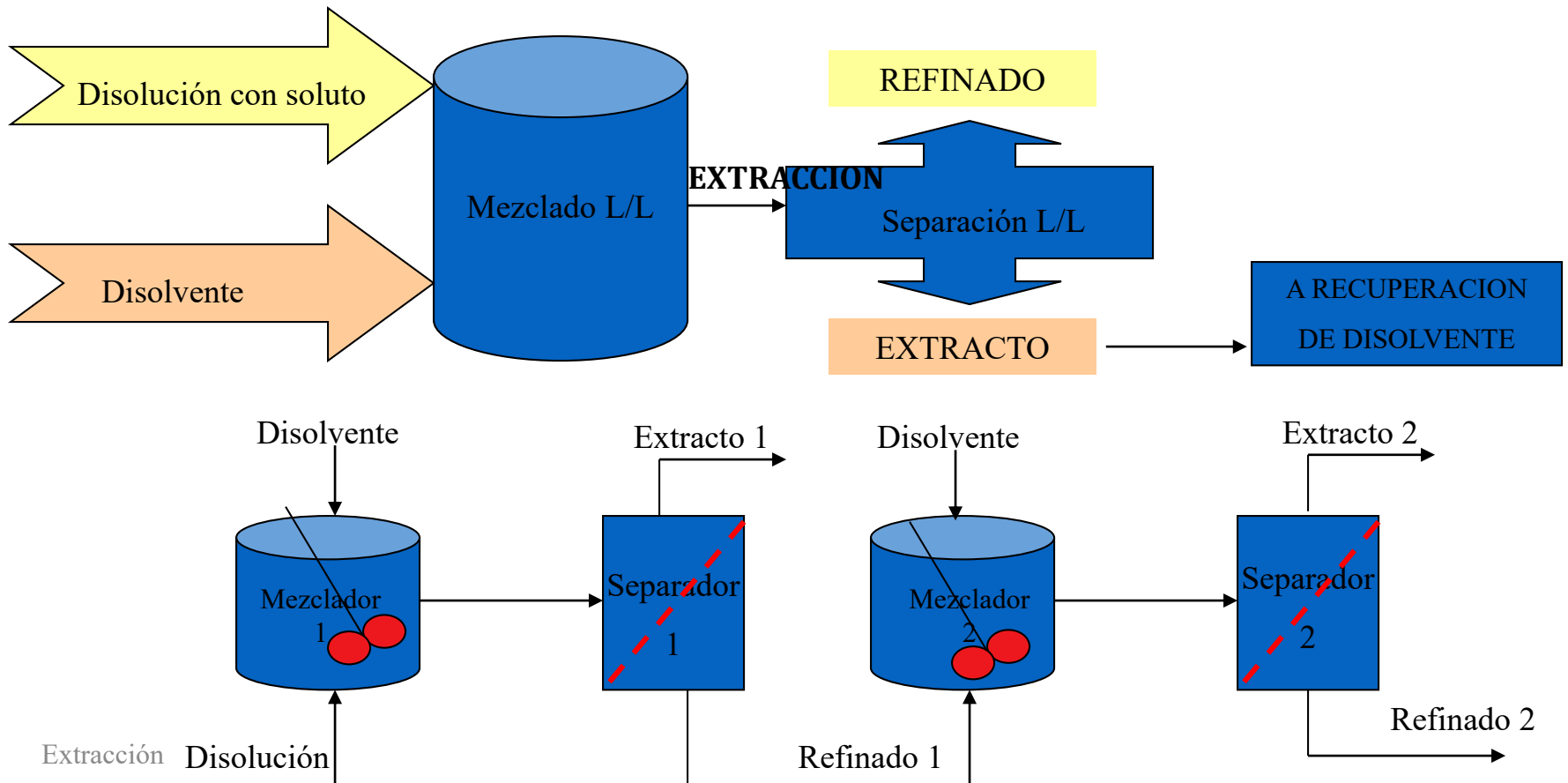
APLICACIONES INDUSTRIALES

- ✓ Separación de HC aromáticos de parafinas
- ✓ Separación del asfalto del petróleo
- ✓ Purificación de compuestos, benceno, tolueno, xileno
- ✓ Compitiendo con la destilación en presencia de azeótropos y en el caso de termosensibilidad de los componentes de las mezclas
- ✓ Separación de compuestos de distinta naturaleza. Eliminación de ácidos y aldehídos en corrientes orgánicas
- ✓ Lixiviación en la industria minera

EXTRACCION

La operación consiste en:

1. Contacto entre las dos fases (Disolución y Disolvente)
2. Separación de las fases
3. Recuperación del Disolvente



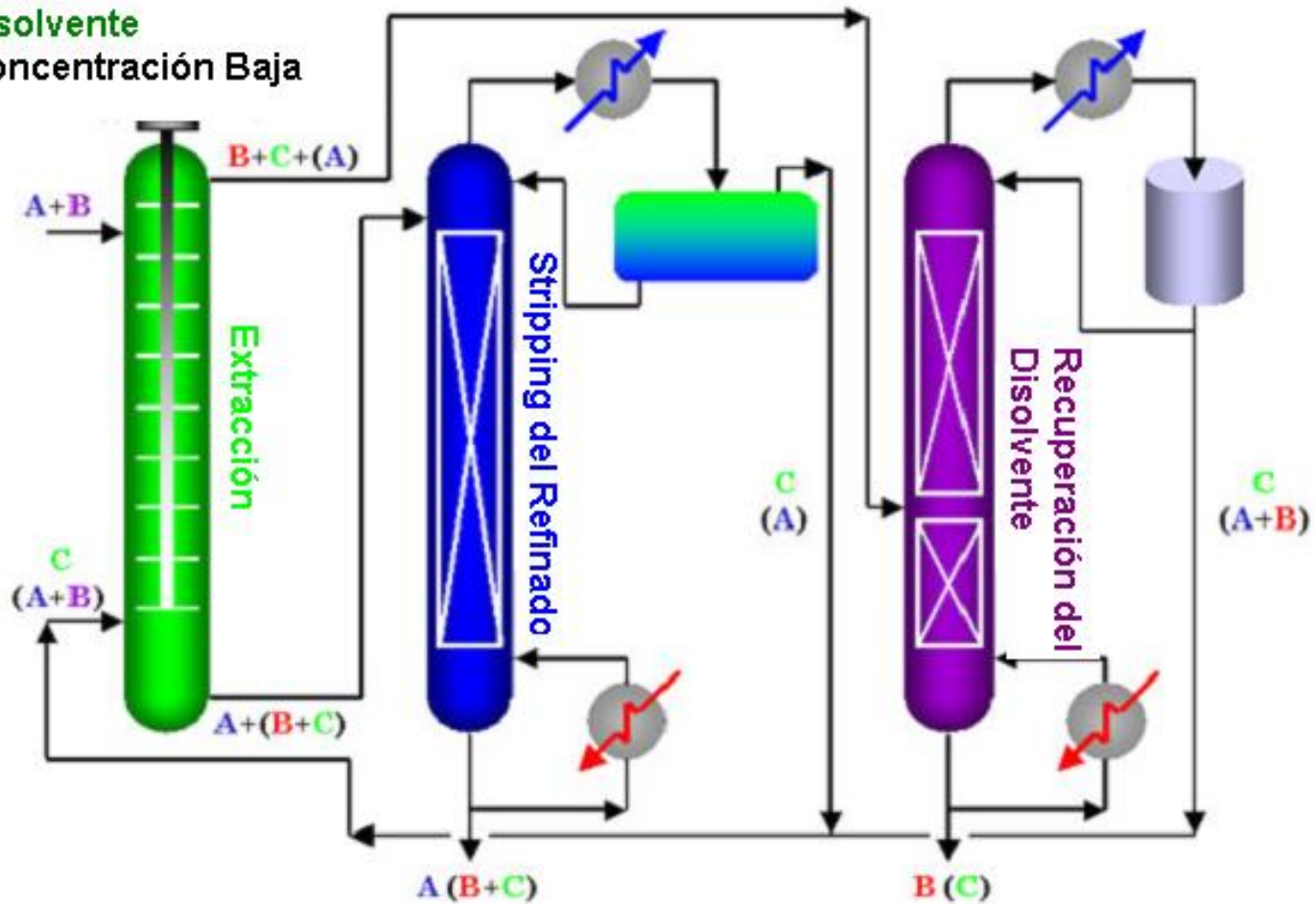
Planta de Extracción

A = Alimentación

B = Solute

C = Disolvente

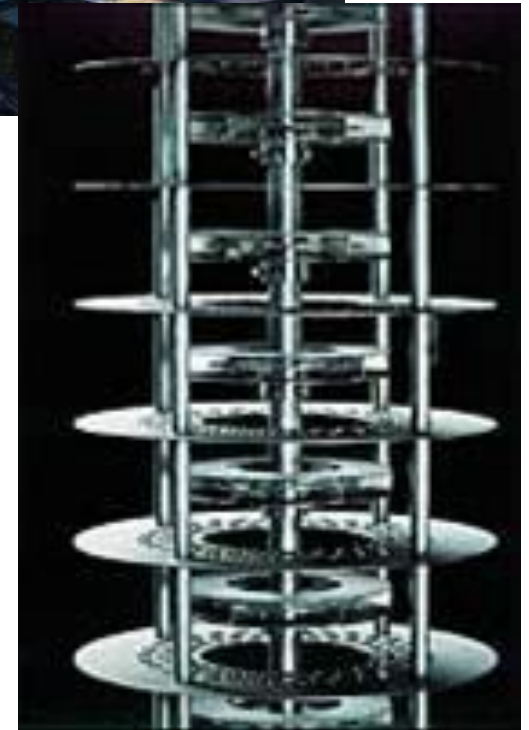
() = Concentración Baja



Tipos de Columnas

- Columnas estáticas
- Columna de spray
- Columna de platos perforados
- Columna de relleno (random o estructurado)
- Columnas con agitación rotatoria
- Columna de discos
- Columna de Kuhni
- Columna Pulsante
- Columna de Karr

Tipos de Columnas de Extracción: KUHNI



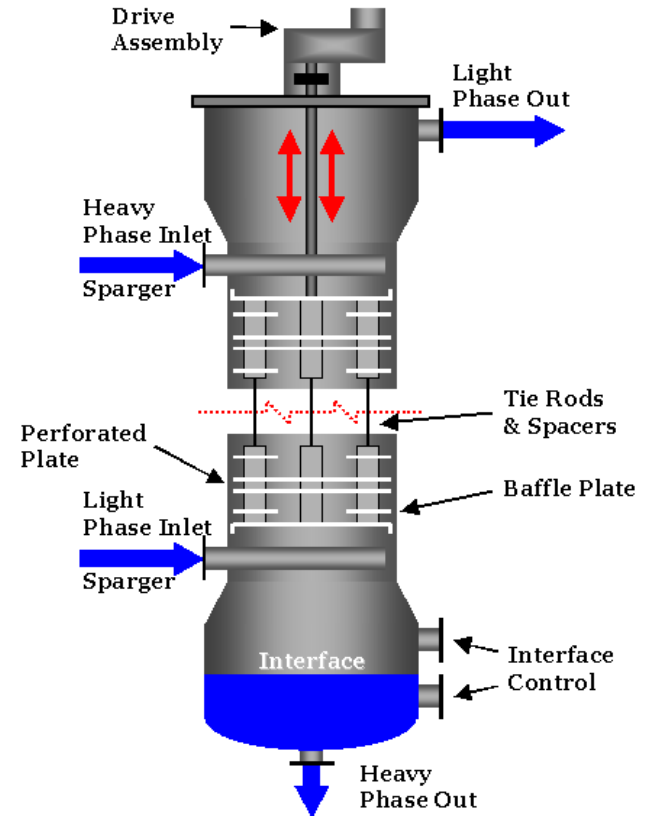
Los distintos compartimientos están separados por los discos del estátor que son platos perforados.

Tipos de Columnas de Extracción: KARR (KOCH)

Característica

- Highest capacity: 30-60 M³/M²-hr
- Good efficiency
- Good turndown capability (25%)
- Uniform shear mixing
- Best suited for systems that emulsify

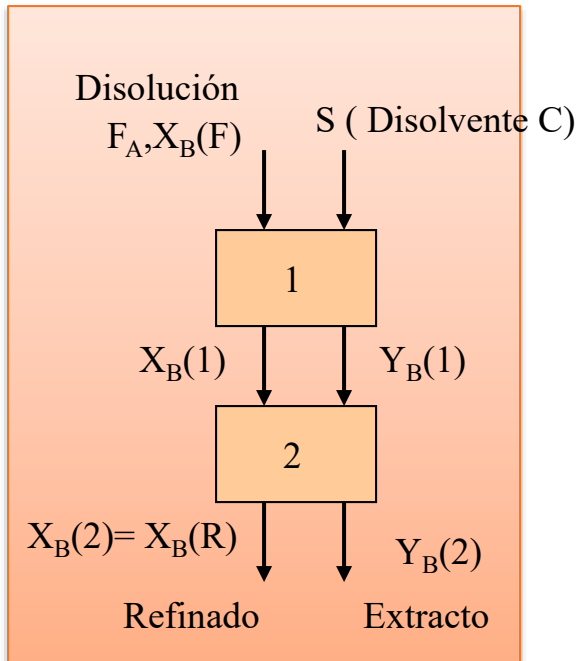
KarrColumn



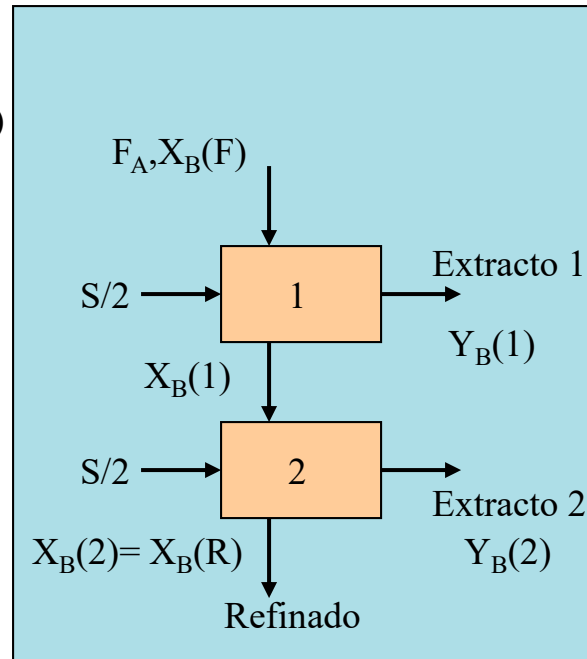
Ejemplo Planta de Extracción

CONFIGURACIONES POSIBLES

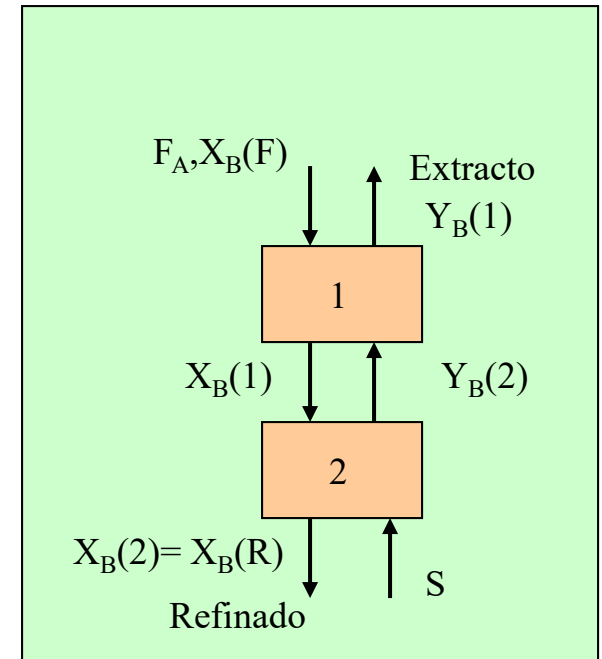
COCORRIENTE



FLUJO CRUZADO



CONTRACORRIENTE



A y C : **Disolventes Inmiscibles**

B: Solute que se disuelve en A y en C

A: Disolvente que contiene inicialmente disuelto el soluto B

$X_B(n)$: Relación entre la masa de soluto y disolvente A en el refinado a salida de la etapa (n)

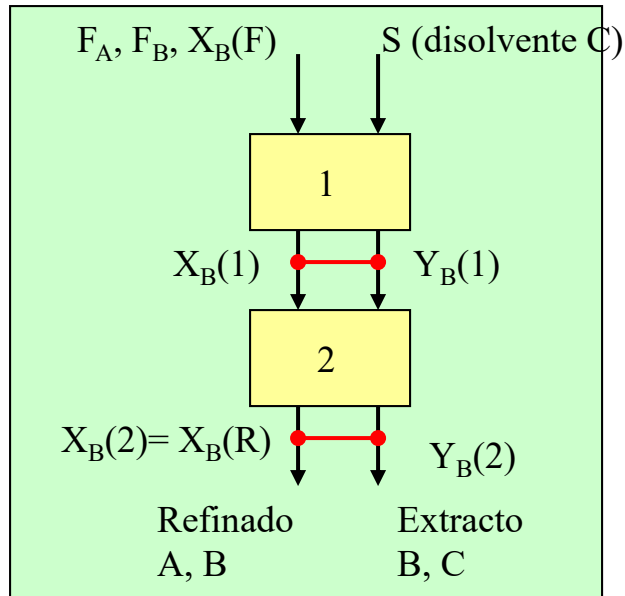
$X_B(R)$: Relación entre la masa de soluto y disolvente A en el refinado final

$Y_B(n)$: Relación entre la masa de soluto y disolvente C en la corriente de extracto (n)

S: Caudal másico de disolvente C (sin soluto)

F_A : Caudal másico de disolvente A (sin soluto)

COCORRIENTE : ETAPA 1



Se alimenta A con B (A insoluble en C) la separación que tiene lugar en la primera etapa:

$$X_B(F)F_A + Y_B(0)S = X_B(1)F_A + Y_B(1)S$$

Con la condición de equilibrio entre la corriente de refinado y extracto:

$$K_D = \frac{Y_B(1)}{X_B(1)}$$

Se obtiene:

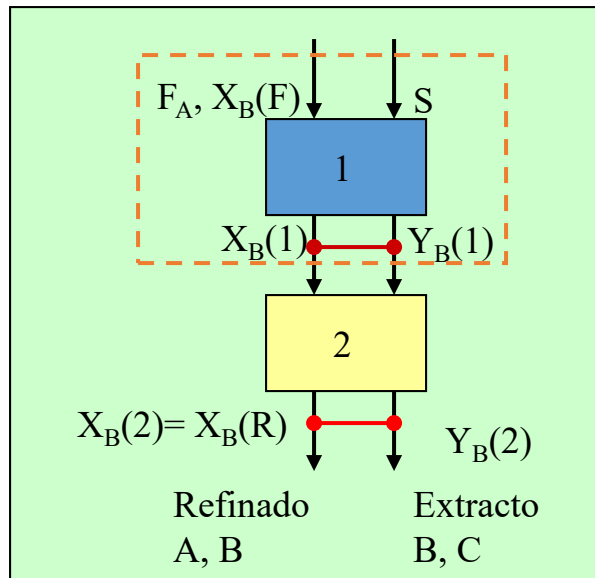
$$X_B(1) = \frac{X_B(F)F_A}{F_A + K_D S}$$

Definiendo el factor de extracción E:

$$E = \frac{K_D S}{F_A}$$

Se llega:

$$\frac{X_B(1)}{X_B(F)} = \frac{1}{1 + E}$$



Extracción

Con la condición de equilibrio:

$$\frac{Y_B(1)}{X_B(F)} = \frac{K_D}{1 + E}$$

COCORRIENTE: ETAPA 2 a N

El balance de materia del soluto B en la etapa 2:

$$X_B(1)F_A + Y_B(1)S = X_B(2)F_A + Y_B(2)S$$

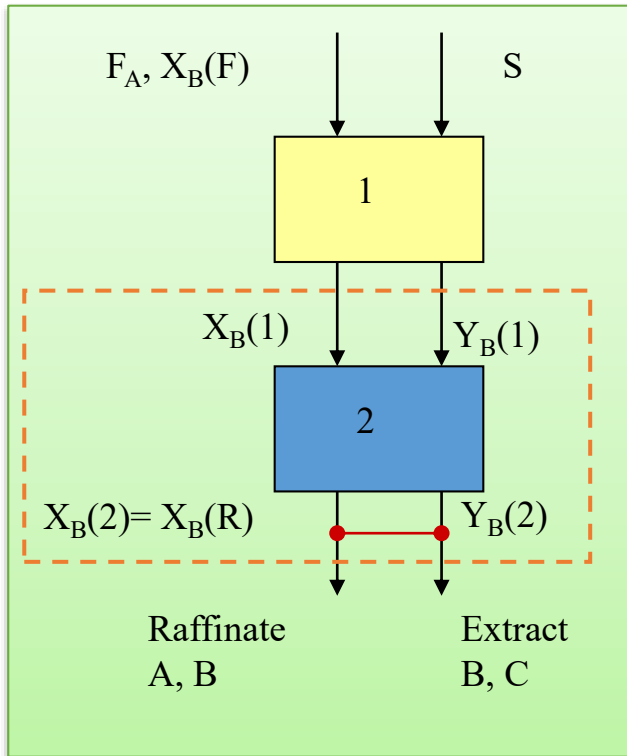
Considerando la relación de equilibrio a la salida de la segunda etapa

$$K_D = \frac{Y_B(2)}{X_B(2)}$$

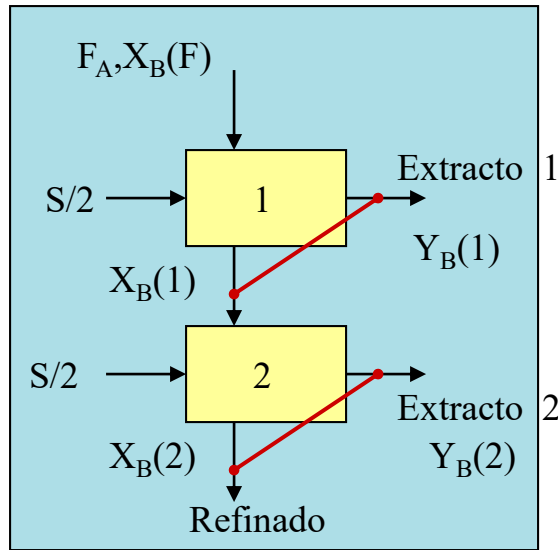
Resultando:

$$\frac{X_B(2)}{X_B(F)} = \frac{1}{1+E} = \frac{X_B(N)}{X_B(F)}$$

Cualquier etapa de contacto adicional no se traduce en una separación adicional.



FLUJO CRUZADO



El caudal total de disolvente S se divide entre el número total de etapas de equilibrio

$$\frac{X_B(1)}{X_B(F)} = \frac{X_B(2)}{X_B(1)} = \frac{X_B(3)}{X_B(2)} = \dots = \frac{X_B(N)}{X_B(N-1)} = \frac{1}{1 + E / N}$$

El producto a la salida de la última etapa N, en función de la alimentación:

$$\frac{X_B(N)}{X_B(F)} = \frac{1}{(1 + E / N)^N}$$

Para cualquier etapa intermedia n :

$$\frac{X_B(n)}{X_B(F)} = \frac{1}{(1 + E / N)^n}$$

Introduciendo la relación de equilibrio entre el refinado y extracto:

$$\frac{Y_B(n)}{X_B(F)} = \frac{K_D}{(1 + E / N)^n}$$

Para un número infinito de etapas de equilibrio, La cantidad de B en el refinado es finita.



$$\frac{X_B(\infty)}{X_B(F)} = \frac{1}{\exp(E)}$$

FLUJO CRUZADO: N° DE ETAPAS

Balance Etapa 1

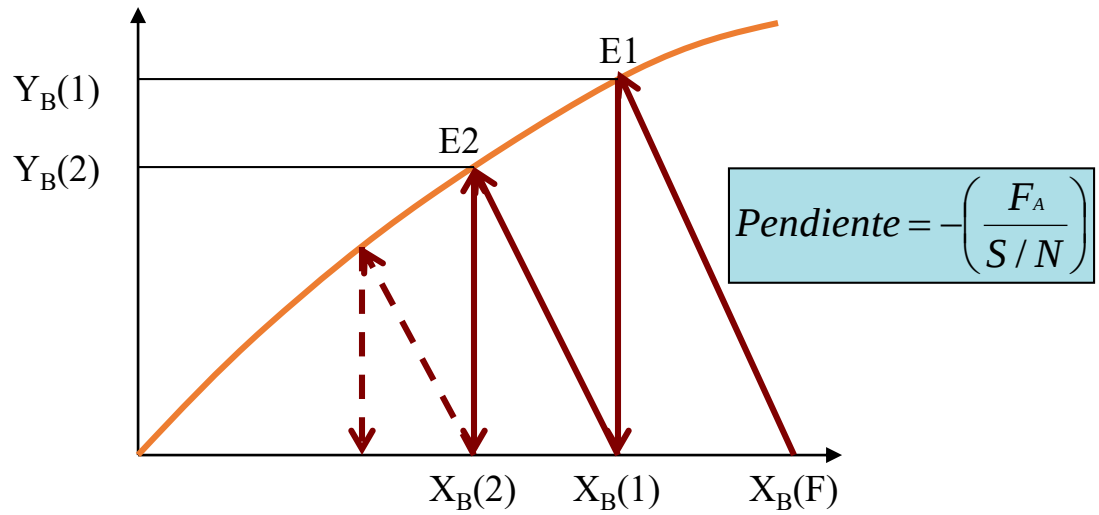
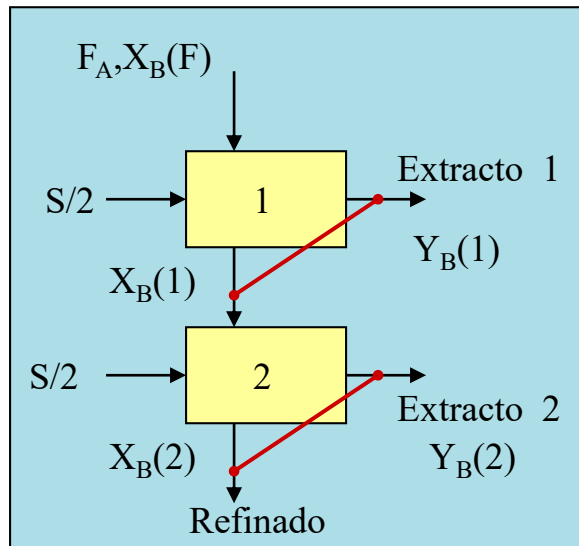
$$F_A X_B(F) = F_A X_B(1) + (S / N) Y_B(1)$$

$$Y_B(1) = \left(\frac{F_A}{S / N} \right) X_B(F) - \left(\frac{F_A}{S / N} \right) X_B(1)$$

Balance Etapa 2

$$F_A X_B(1) = F_A X_B(2) + (S / N) Y_B(2)$$

$$Y_B(2) = \left(\frac{F_A}{S / N} \right) X_B(1) - \left(\frac{F_A}{S / N} \right) X_B(2)$$



CONTRACORRIENTE

El balance de materia alrededor de la primera etapa:

$$X_B(F)F_A + Y_B(2)S = X_B(1)F_A + Y_B(1)S$$

La condición de equilibrio:

$$K_D = \frac{Y_B(1)}{X_B(1)}$$

El balance de materia alrededor de la segunda etapa:

$$X_B(1)F_A = X_B(2)F_A + Y_B(2)S$$

La condición de equilibrio:

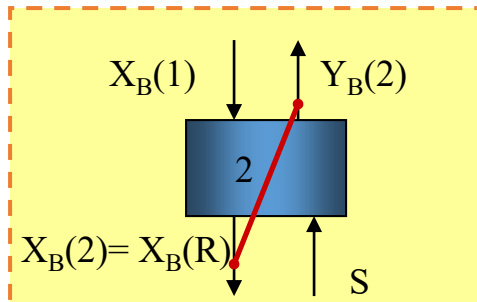
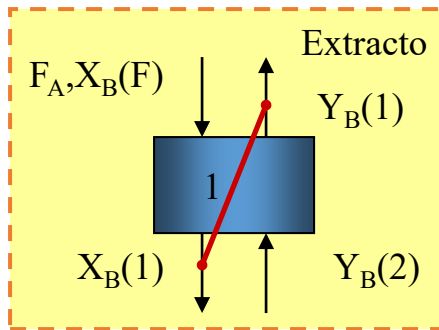
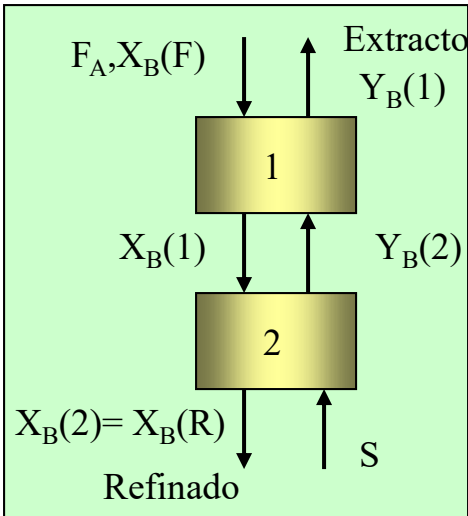
$$K_D = \frac{Y_B(2)}{X_B(2)}$$

Combinando ambas ecuaciones:

$$\frac{X_B(2)}{X_B(F)} = \frac{1}{1 + E + E^2}$$

Y para N etapas:

$$\frac{X_B(N)}{X_B(F)} = \frac{1}{\sum_{n=0}^N E^n}$$



Problema Cálculo Rendimiento de la Extracción

Una corriente de 4536 Kg/h procedente de un reactor de deshidratación contiene un 25 % en peso de p-dioxano disuelto en agua, debe ser tratada mediante una corriente de 6804 Kg/h de benceno para separar el p-dioxano del agua (ambos tiene N°B°P° parecidos 100 y 101,1 °C). En estas condiciones de operación de puede asumir $K_D = 1,2$. Compárese las tres posibles estrategias de separación mediante extracción

$$E = \frac{K_D S}{F_A}$$

Contracorriente

$$\frac{X_B(N)}{X_B(F)} = \frac{1}{\sum_{n=0}^N E^n}$$

Flujo Cruzado

$$\frac{X_B(n)}{X_B(F)} = \frac{1}{(1 + E / N)^n}$$

En cocorriente

$$\frac{X_B(1)}{X_B(F)} = \frac{1}{1 + E}$$

Problema Cálculo Rendimiento de la Extracción

Una corriente de 4536 Kg/h procedente de un reactor de deshidratación contiene un 25 % en peso de p-dioxano disuelto en agua, debe ser tratada mediante una corriente de 6804 Kg/h de benceno para separar el p-dioxano del agua (ambos tiene N°B°P° parecidos 100 y 101,1 °C). En estas condiciones de operación de puede asumir $K_D = 1,2$. Compárese las tres posibles estrategias de separación mediante extracción

$$S = 6804 \text{ Kg/h}; F_A = 4536 (1-0,25) = 3402 \text{ Kg/h}; X_B(F) = (0,25)/(0,75) = 0,33 ; E = (1,2)(6804)/(3402)=2,4$$

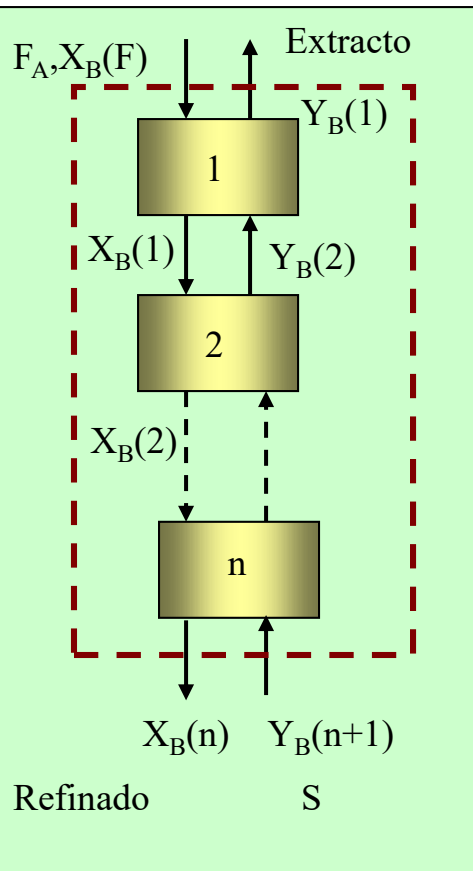
1 ETAPA DE EQUILIBRIO	$X_B(1)/X_B(F) = 1 / (1+2,4) = 0,294, X_B(R) = (0,33)(0,294) = 0,098$
2 ETAPAS EN FLUJO CRUZADO	$X_B(2)/X_B(F) = 1 / (1+2,4/2)^2 = 0,206 , X_B(R) = (0,33)(0,206) = 0,068$
2 ETAPAS EN CONTRACORRIENTE	$X_B(2)/X_B(F) = 1 / (1+2,4+2,4^2) = 0,109, X_B(R) = (0,33)(0,109) = 0,036$

$$100 \times \frac{(X_B(F) - X_B(R))}{X_B(F)}$$

1 ETAPA DE EQUILIBRIO	Rendimiento = 70,5 %
2 ETAPAS EN FLUJO CRUZADO	Rendimiento = 79 % %
2 ETAPAS EN CONTRACORRIENTE	Rendimiento = 89,1 %

Con el mismo
consumo de
Disolvente

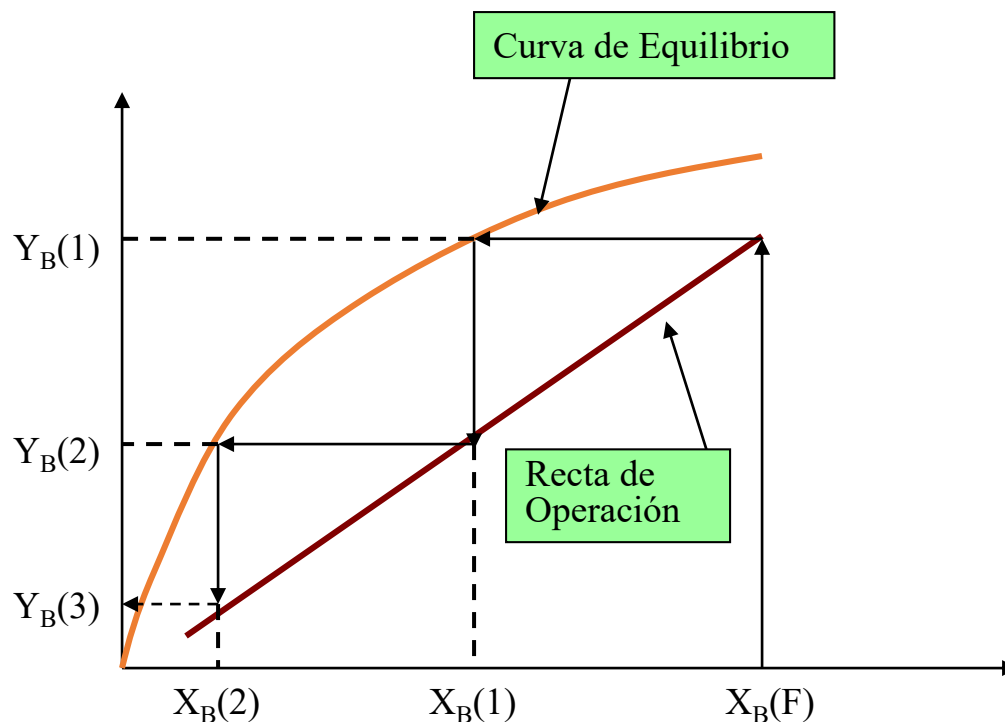
CONTRACORRIENTE: N° DE ETAPAS



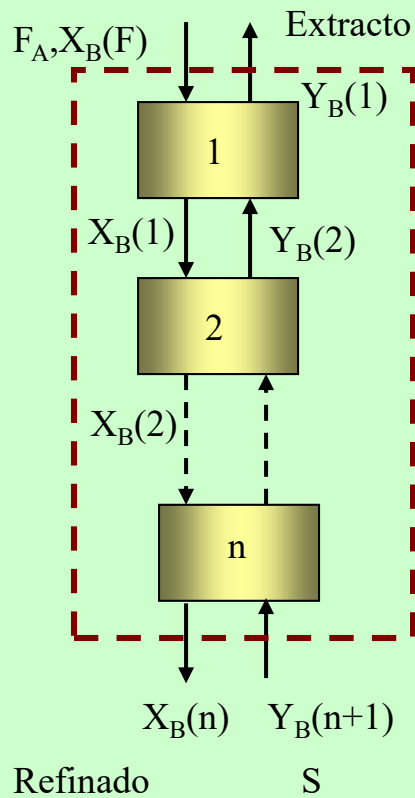
El balance de materia para toda la unidad:

$$X_B(F)F_A + Y_B(n+1)S = X_B(n)F_A + Y_B(1)S$$

$$K_D = \frac{Y_B(1)}{X_B(1)}$$



CONTRACORRIENTE: N° DE ESTAPAS



ECUACION DE KREMSE

$$N = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{X_B(F) - Y_B(n+1)/K_D}{X_B(n) - Y_B(n+1)/K_D} \right) \left(1 - \frac{1}{E} \right) + \frac{1}{E} \right]}{\text{Log } E}$$

$$K_D = \frac{Y_B}{X_B} = \frac{dY}{dX}$$

$$E = \frac{K_D S}{F_A}$$

PROBLEMA ECUACION DE KREMSEY

ECUACION DE KREMSEY

100 Kg/h de una corriente que contiene 20 % en peso de ácido acético debe ser extraído con 200 kg/h de MIBK reciclado, que contiene 0,1 % de ácido acético. La corriente acuosa refinada debe contener menos de 1 % de ácido acético. ¿ Qué número de etapas teóricas son necesarias y cual será la composición del extracto?

Datos de equilibrio: Agua-Ácido Acético-MIBK

$$Y = 0,930 (X)^{1,1} \cdot 0,03 < X < 0,25$$

$$Y = 0,656 X, X < 0,03$$

$$E = \frac{K_D S}{F_A}$$

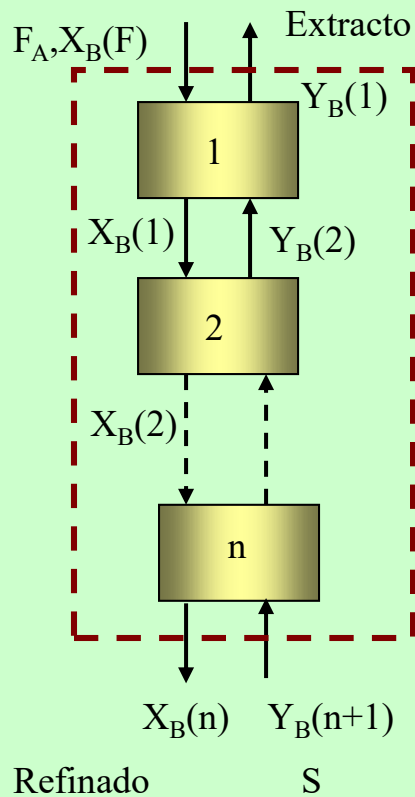
FACTOR DE EXTRACCION

$$K_D = \frac{Y_B}{X_B} = \frac{dY}{dX}$$

Extracción

$$N = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{X_B(F) - Y_B(n+1)/K_D}{X_B(n) - Y_B(n+1)/K_D} \right) \left(1 - \frac{1}{E} \right) + \frac{1}{E} \right]}{\text{Log } E}$$

PROBLEMA ECUACION DE KREMSEY



100 Kg/h de una corriente que contiene 20 % en peso de ácido acético debe ser extraído con 200 kg/h de MIBK reciclado, que contiene 0,1 % de ácido acético. La corriente acuosa refinada debe contener menos de 1 % de ácido acético. ¿ Qué número de etapas teóricas son necesarias y cual será la composición del extracto?

Datos de equilibrio: Agua-Ácido Acético-MIBK

$$Y = 0,930 (X)^{1,1} \quad 0,03 < X < 0,25$$

$$Y = 0,656 X, \quad X < 0,03$$

$$F_A = 100(1-0,2) = 80 \text{ Kg/h de Agua}$$

$$X_B(F) = 0,2/0,8 = 0,25 \text{ Kg de ácido acético / Kg de agua}$$

$$X_B(n) = 0,01/0,99 = 0,01 \text{ Kg de ácido acético / Kg de agua}$$

$$S = 200 (1-0,001) = 199,8 \text{ kg / h de MIBK}$$

$$Y_B(n+1) = (200)(0,001)/(199,8) = 0,001 \text{ Kg de a.a./ Kg de MIBK}$$

$$Y_B(1) = \{(80)(0,25) + (199,8)(0,001) - (80)(0,01)\} / 199,8 = 0,097 \text{ Kg de a.a./ Kg de MIBK}$$

$$N = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{X_B(F) - Y_B(n+1)/K_D}{X_B(n) - Y_B(n+1)/K_D} \right) \left(1 - \frac{1}{E} \right) + \frac{1}{E} \right]}{\text{Log } E}$$

$$E = \frac{K_D S}{F_A}$$

$$K_D = \frac{Y_B}{X_B} = \frac{dY}{dX}$$

$$X_B(1) = (0,097/0,93)^{1/1,1} = 0,128$$

$$K_D(1) = (dY/dX)_1 = (0,93)(1,1)(X)^{0,1} = 0,833$$

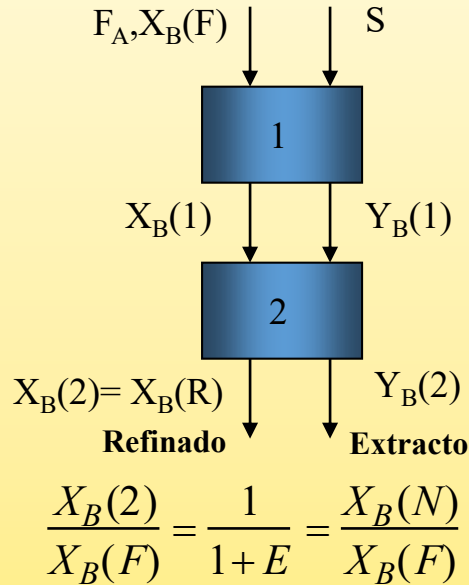
$$K_D(n) = 0,656 ; K_D(\text{media}) = [(0,833)(0,656)]^{0,5} = 0,739$$

$$E = [(0,739)(199,8)/(80)] = 1,85$$

$$N = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{0,25 - 0,001/0,739}{0,01 - 0,001/0,739} \right) \left(1 - \frac{1}{1,85} \right) + \frac{1}{1,85} \right]}{\text{Log } 1,85} = 4,3$$

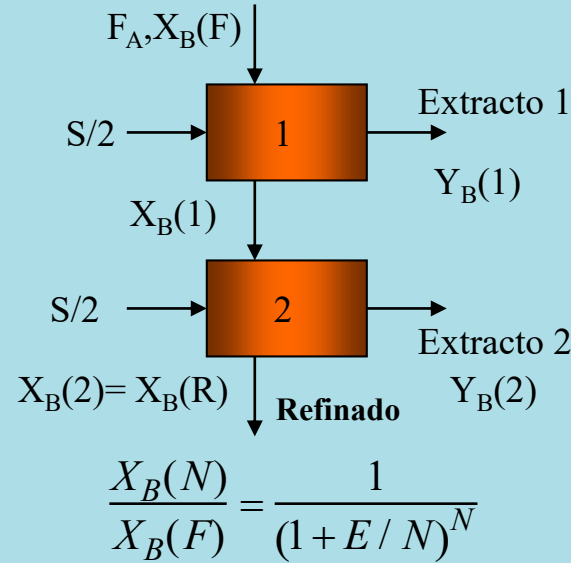
TIPOS DE EXTRACCION LIQUIDO/LIQUIDO

Cocorriente

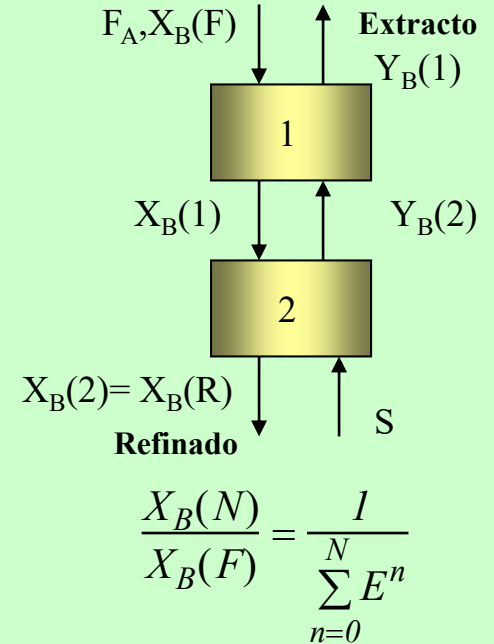


Un aumento de etapas no incrementa la extracción

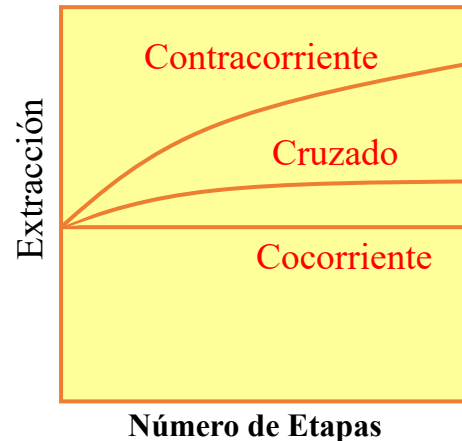
Flujo Cruzado



Contracorriente



$$E = \frac{K_D S}{F_A}$$

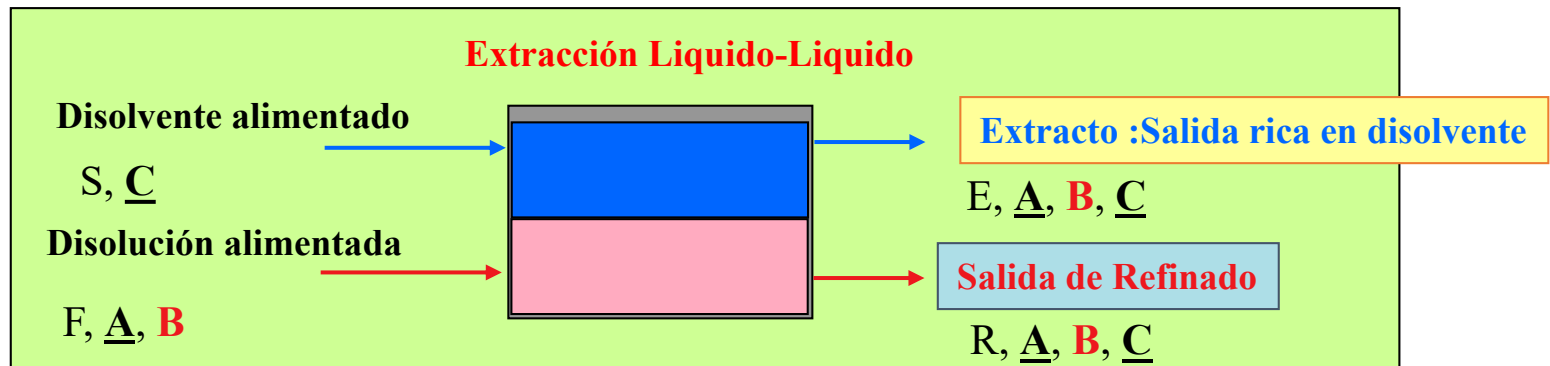


Extracción Líquido-Líquido con Disolventes Parcialmente Miscibles

Extracción Ternaria Líquido-Líquido

- Se mezcla una corriente de **DISOLVENTE (C)** con una **“CARRIER” (A)** que contiene disuelto el **soluto (B)**
- Disolvente (C) y “carrier” (A) tiene una **pequeña** solubilidad uno en otro

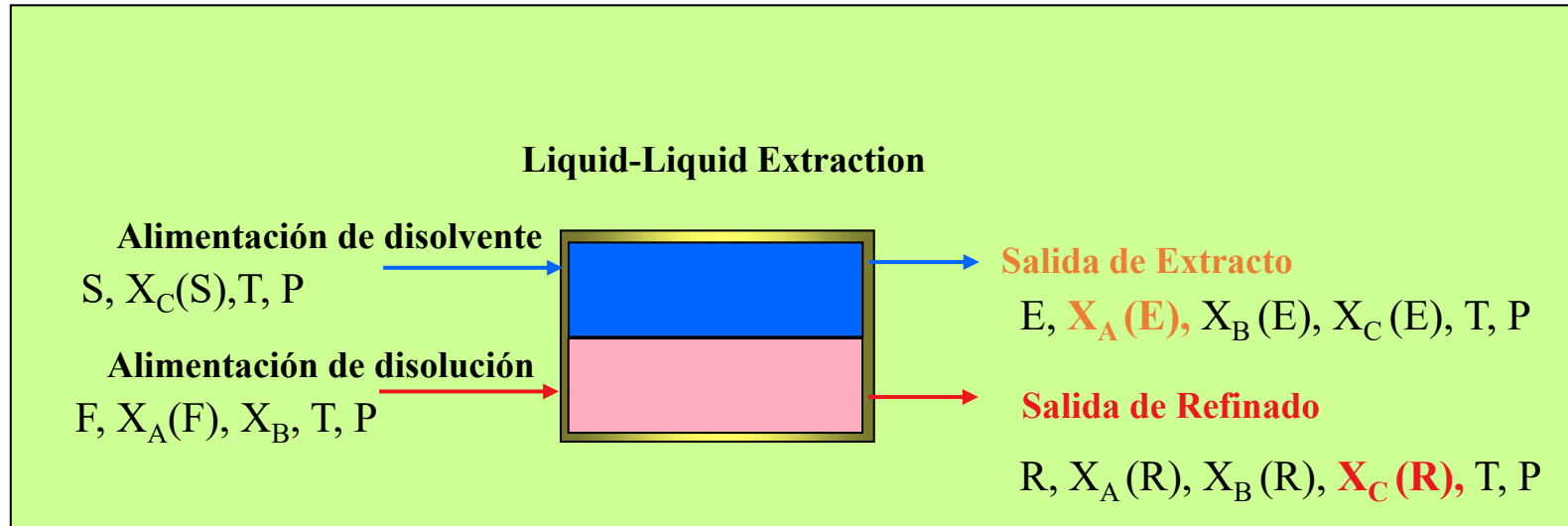
Si el disolvente y el “CARRIER” NO son solubles, entonces el refinado no tendrá disolvente y el extracto no tendrá “carrier”:



Se define Refinado como la corriente rica en el **“carrier” (A)**.
Se Define Extracto la corriente de salida rica en **disolvente (C)**

Extracción Liquid-Liquid con Disolventes Parcialmente Miscibles

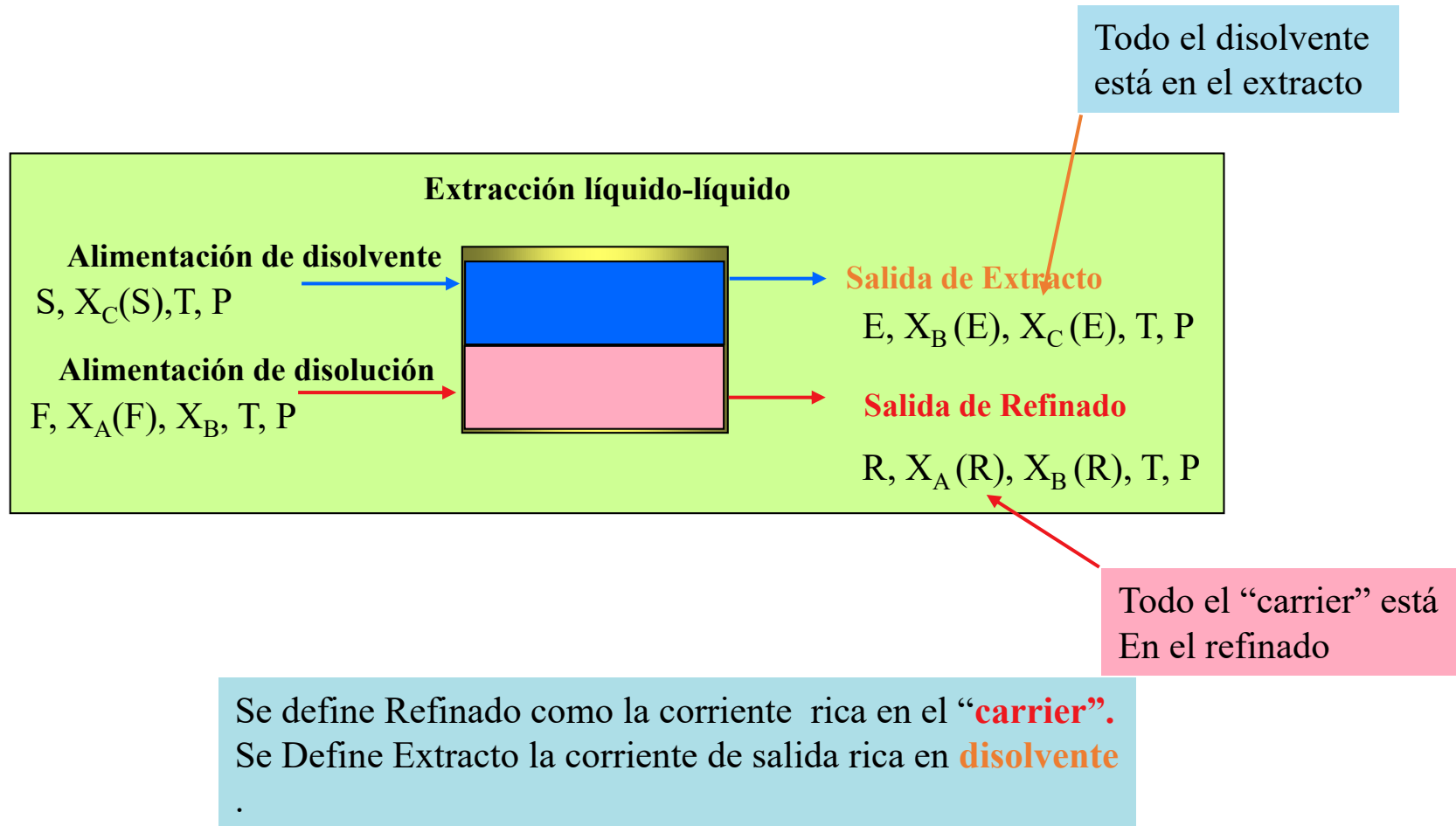
Si el disolvente y el “carrier” son parcialmente solubles, entonces el refinado tendrá una pequeña cantidad de disolvente y el extracto una pequeña cantidad de “carrier” .



Se define Refinado como la corriente rica en el “**carrier**”.
Se Define Extracto la corriente de salida rica en **disolvente**

Extracción Liquid-Liquid con Disolventes Inmiscibles

Si el disolvente y el “CARRIER” NO son solubles, entonces el refinado no tendrá disolvente y el extracto no tendrá “carrier”:



Selección del Disolvente

Requerimientos básicos:

- Debe presentar una zona de inmiscibilidad con el carrier
- Debe ser mejor disolvente para B (el soluto) que la que presenta el carrier.

Solubilidad

- A mayor diferencia de polaridad entre dos líquidos, la mayor probabilidad de que presenten una zona de inmiscibilidad.
- El soluto a ser extraído presentará una mayor concentración en el líquido con polaridad más cercana.
- La forma de la molécula y su tamaño molecular también contribuyen al comportamiento del disolvente
- Generalmente, los disolventes con mayor capacidad de extracción (solubilidad) tienen menor selectividad hacia el soluto y viceversa.

Selección del Disolvente

Propiedades físicas del disolvente

- **La densidad** es importante para obtener una diferencia suficiente entre las dos fases líquidas que mejore el proceso de separación L/L
 - Diferencias de densidades inferiores a 50 kg/m^3 ; se recomienda **decantadores centrífugos**.
 - Un exceso en la **diferencia dificulta** la transferencia de materia entre las dos fases.
- **La viscosidad** debe ser lo más baja posible ya que favorece la transferencia de materia y también la separación de fases

Selección del Disolvente

Propiedades físicas del disolvente:

- A mayor **tensión interfacial**, mayor **dificultad** en la **transferencia de materia** y mejor separación entre las dos fases.
- Tensión interfacial inferior a 1 – 2 dina/cm, problemas en la separación L/L, tendencia a la formación de emulsiones.
- La **estabilidad térmica** del disolvente es muy importante
- **No** debe ser **corrosivo**
- Preferibles disolvente con **bajo punto de ebullición**

Ejercicio propuesto

Calcular el caudal de agua necesaria para eliminar, mediante una etapa de extracción, el 10 % del ácido acético presente en una corriente rica en tolueno .

Datos:

Caudal corriente rica en Tolueno = 100 kg/h

Composición en peso = Tolueno 90 % y Acido acético 10 %

$K_d = 0,2$

$$E = \frac{K_D S}{F_A}$$

Contracorriente

$$\frac{X_B(N)}{X_B(F)} = \frac{1}{\sum_{n=0}^N E^n}$$

Extracción

Flujo Cruzado

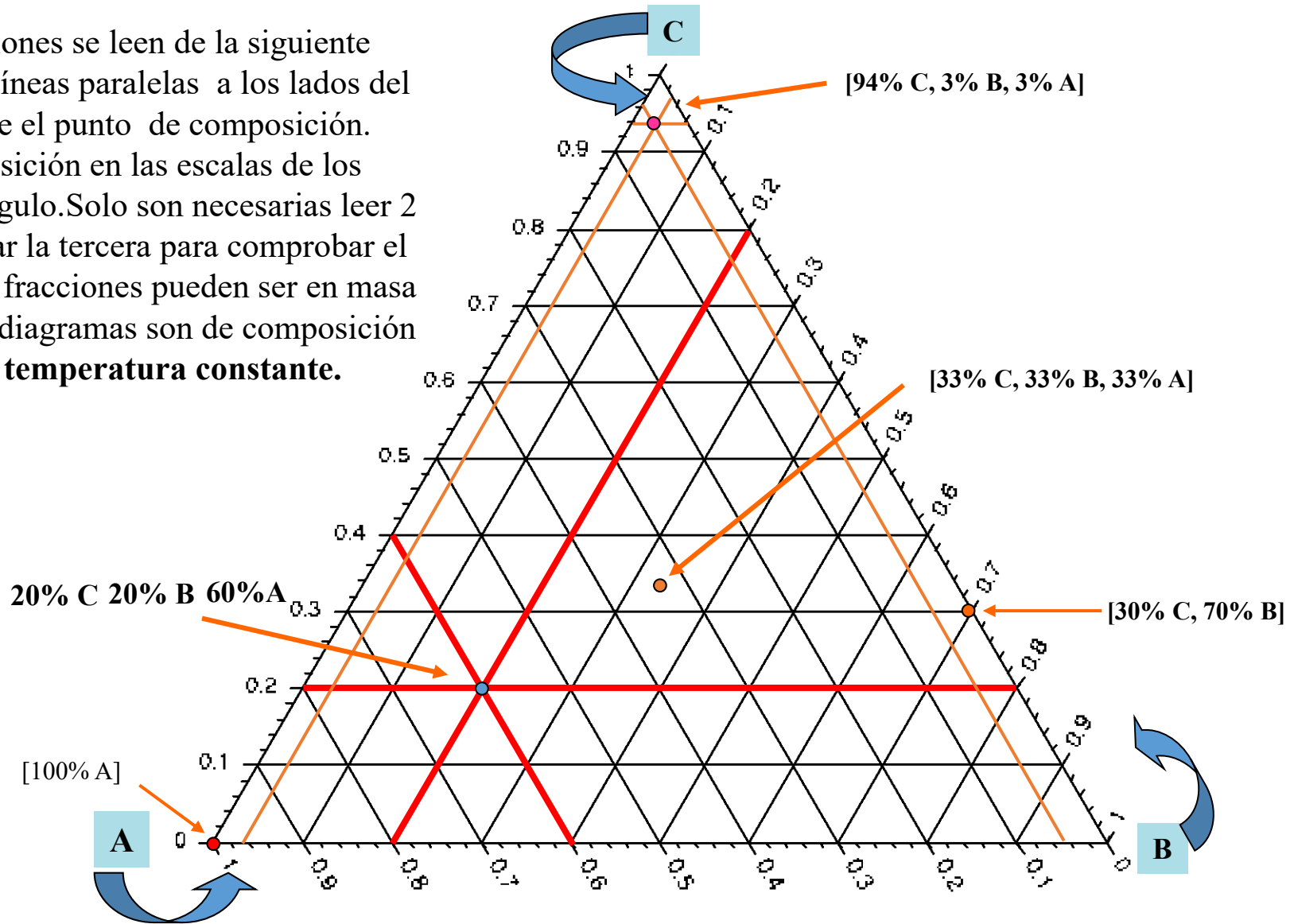
$$\frac{X_B(n)}{X_B(F)} = \frac{1}{(1 + E / N)^n}$$

En cocrriente

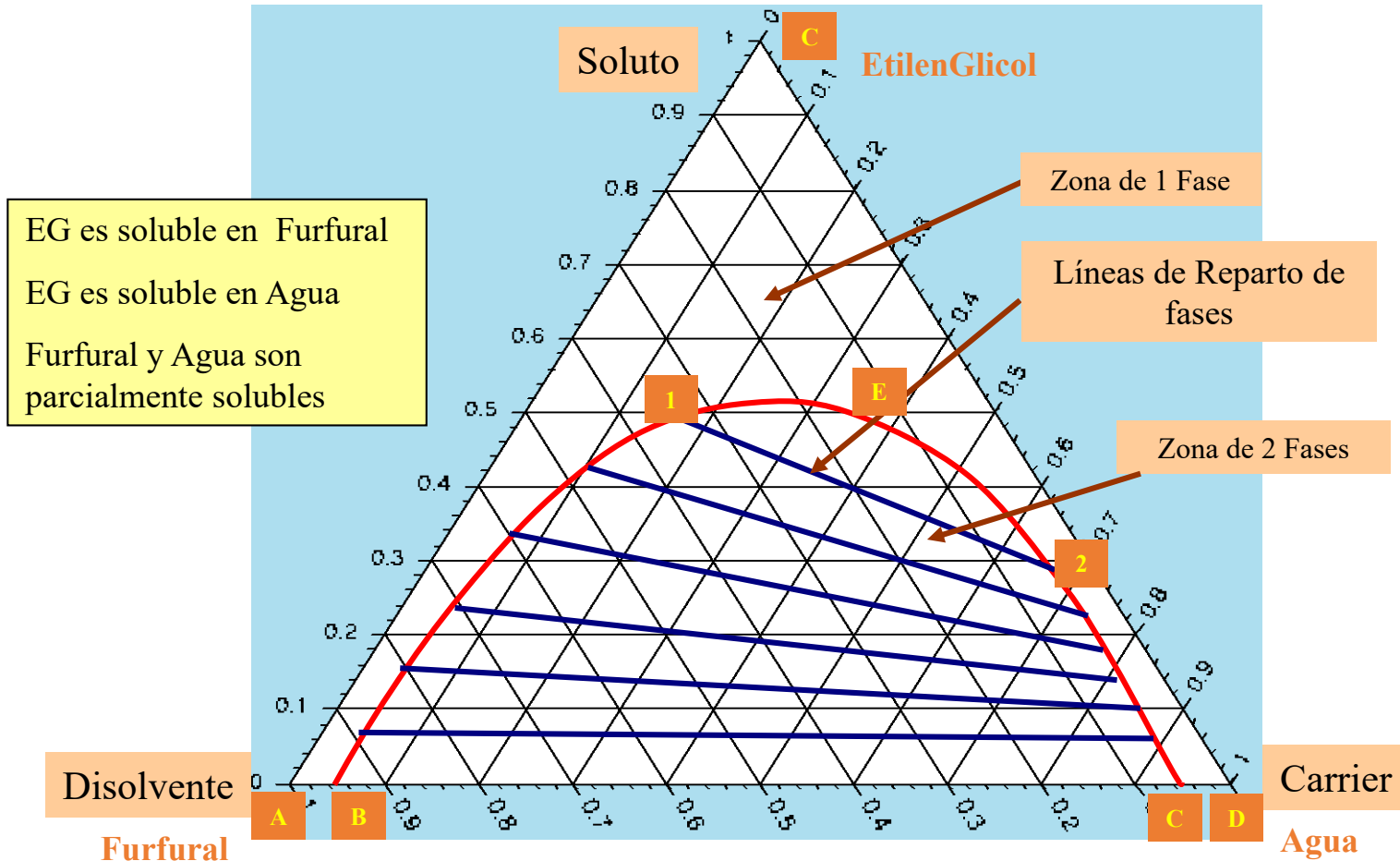
$$\frac{X_B(1)}{X_B(F)} = \frac{1}{1 + E}$$

Diagramas Ternarios de Fases

Las composiciones se leen de la siguiente forma: Trazar líneas paralelas a los lados del triángulo desde el punto de composición. Leer la composición en las escalas de los lados del triángulo. Solo son necesarias leer 2 fracciones, usar la tercera para comprobar el resultado. Las fracciones pueden ser en masa o molar. Estos diagramas son de composición **con presión y temperatura constante**.



Sistemas Ternarios Parcialmente Miscibles



AB: Solubilidad del Agua en el Furf. CD: Solubilidad del Furf en el Agua. BC: Soluciones de solubilidad de Furf.-Agua

En los puntos extremos 1y 2 de las Líneas de Reparto se pueden leer las composiciones de las dos fases separadas

Fijada la P y La T, en la zona de 2 fases hay 1 grado de libertad. $L = C + 2 - F = 3 + 2 - F = 5 - F$; si $F = 2$ y P,T fijas entonces **$L = 1$**

Establecida la T, P y Composición de unas de las fases, queda determinada la composición de la otra fase

El Punto E representa una mezcla que no se separa “punto crítico”, queda fijado si se fija la P y la T

Sistemas Ternarios Parcialmente Miscibles

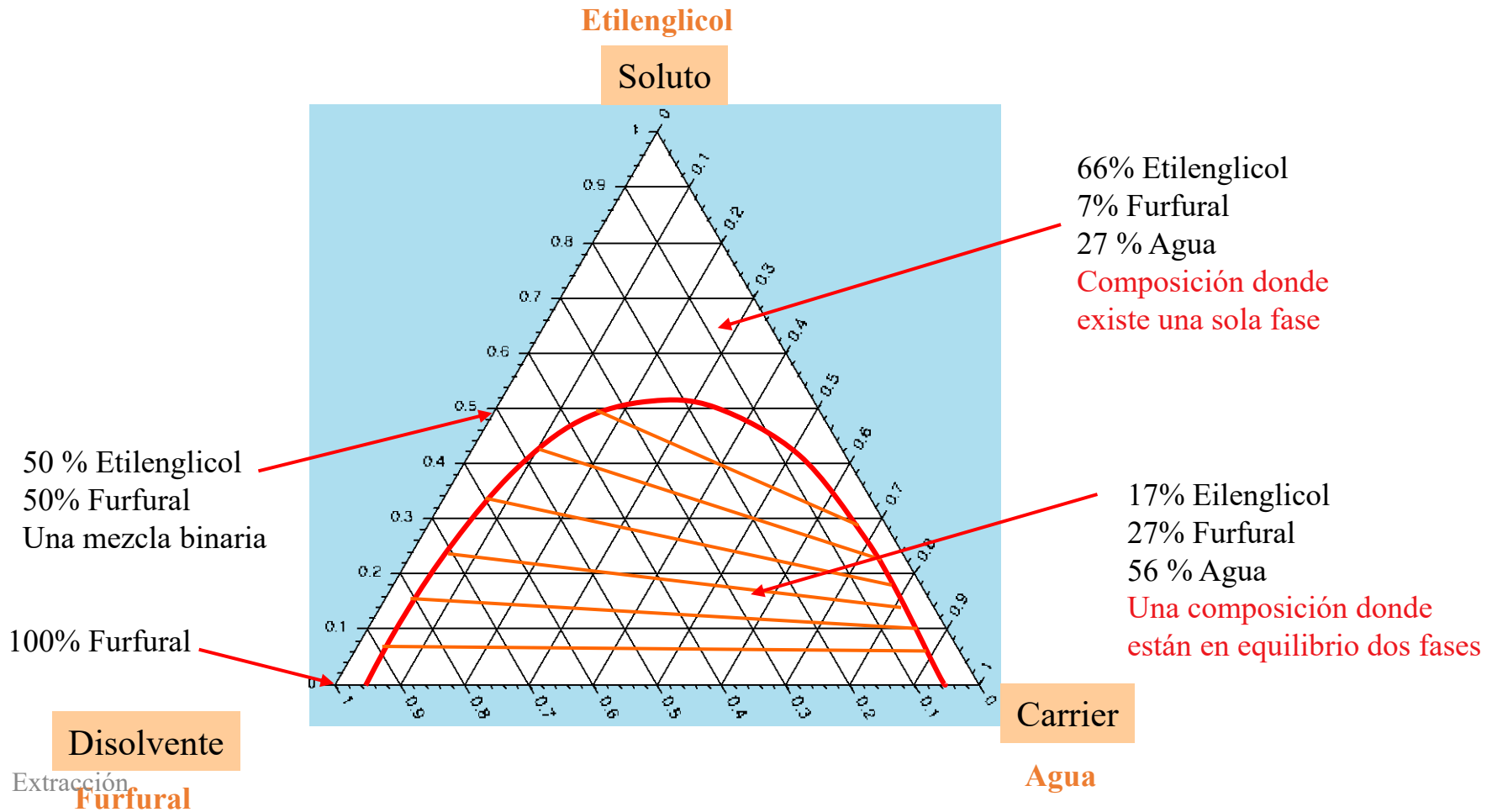
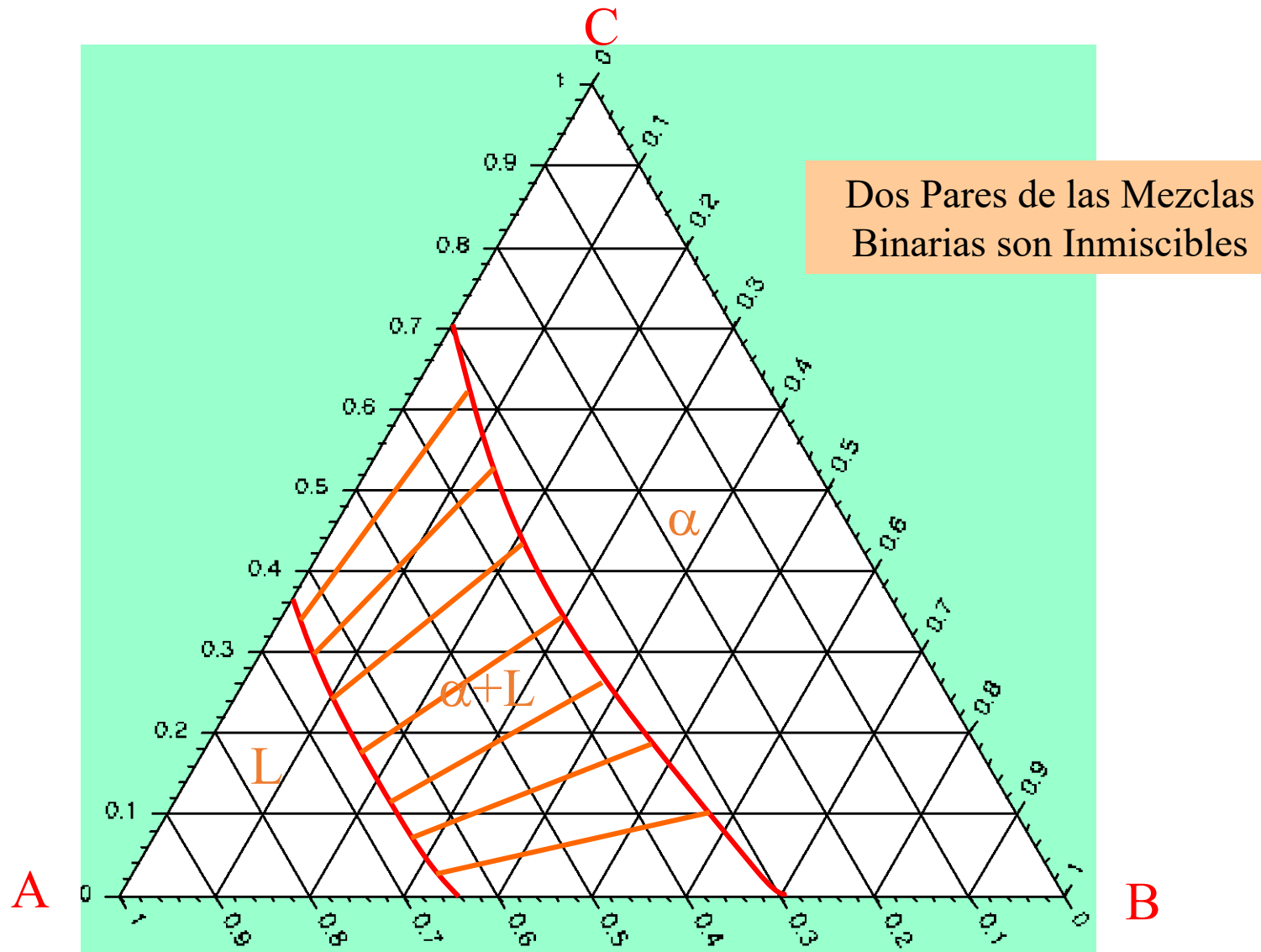


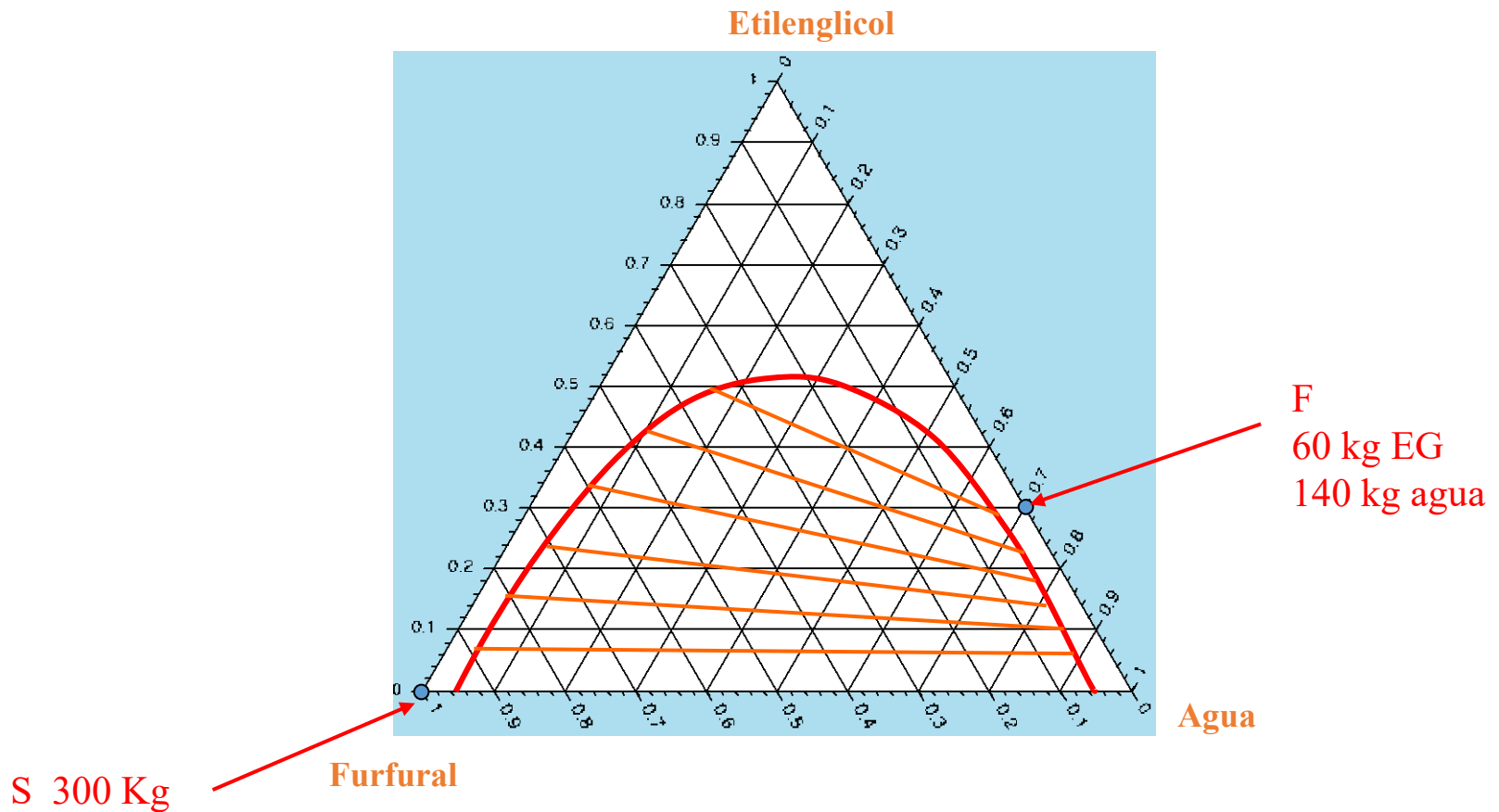
Diagrama Ternario de Fases



Problema : Mezclas Ternarias Sistema Parcialmente Soluble

Se alimentan 200 kg de una mezcla que contiene 30% Etilenglicol en agua. Se añaden 300kg de Furfural 100 %

Etapas 1: Localizar los puntos del disolvente y la disolución alimentadas.



Problema : Mezclas Ternarias Sistema Parcialmente Soluble

Etapa 2: Localizar el punto M de mezcla

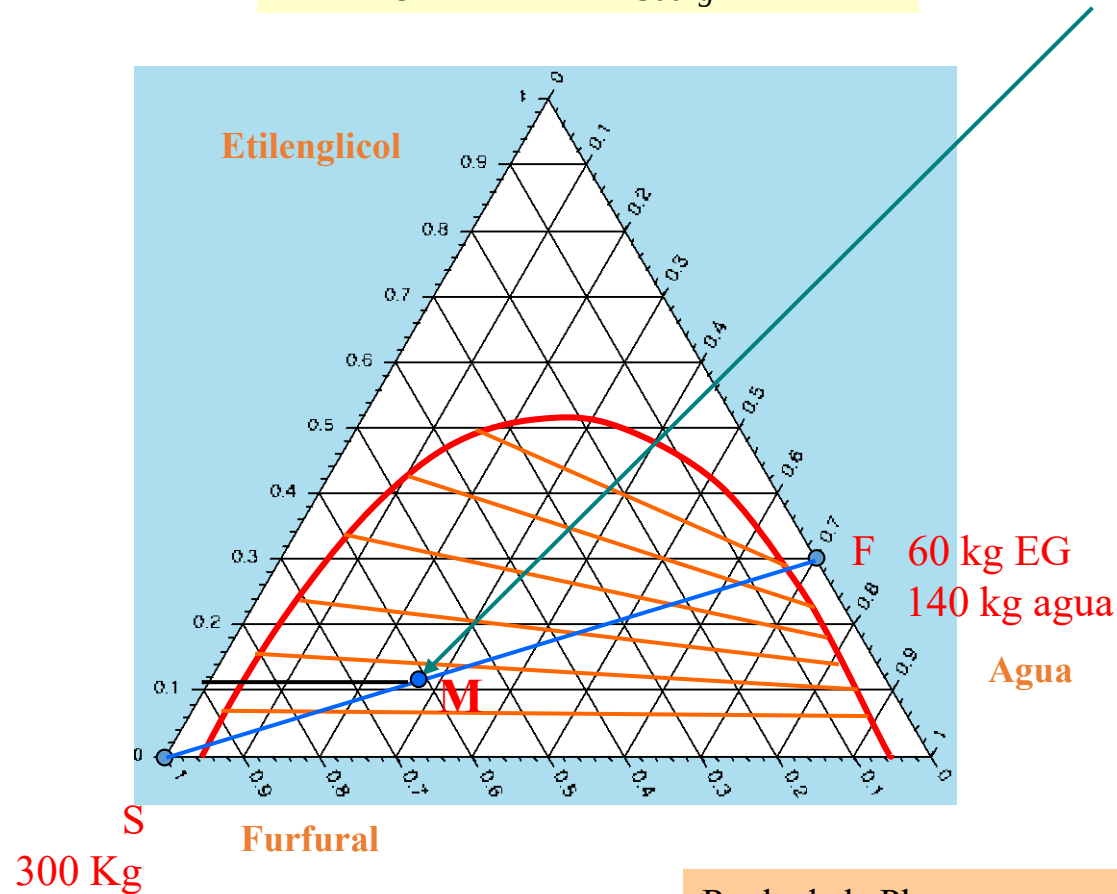
$$\frac{X_B(0)F_A + Y_B(0)S}{F + S} = \frac{0.3 \times 200\text{kg} + 0 \times 300\text{kg}}{500\text{kg}} = 0.12$$

Composición de M

Furfural = 60 %

Agua = 28 %

EG = 12 %



Regla de la Planca:

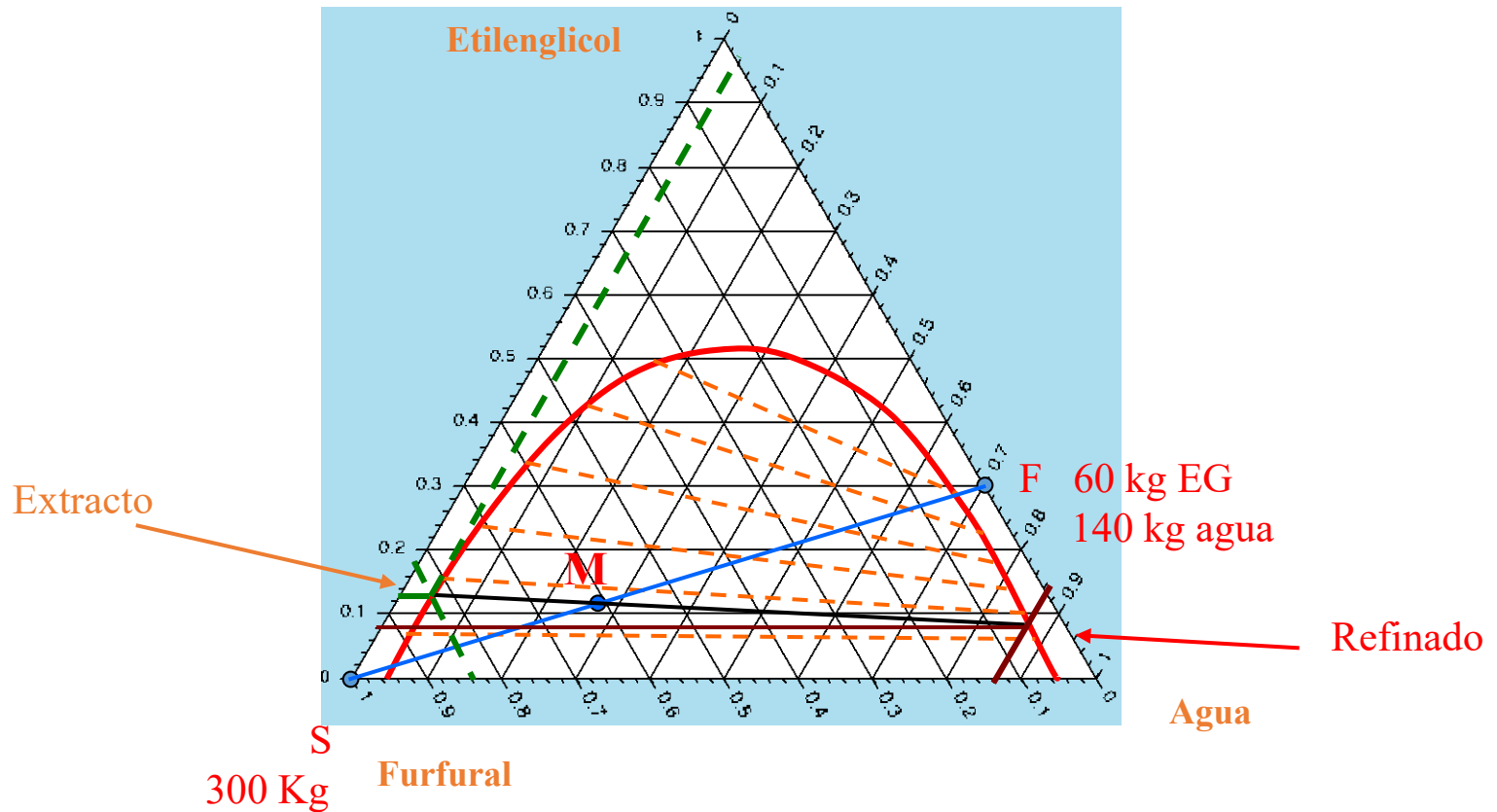
$$SM / MF = \text{Disolución} / \text{Furfural}$$

Problema : Mezclas Ternarias Sistema Parcialmente Soluble

Etapas 3 : Con las líneas de reparto determinar las composiciones del extracto y refinado.

Extracto (4% agua, 12,5% EG, 83,5% Furfural)

Refinado (87% agua, 8% EG, 5% Furfural)



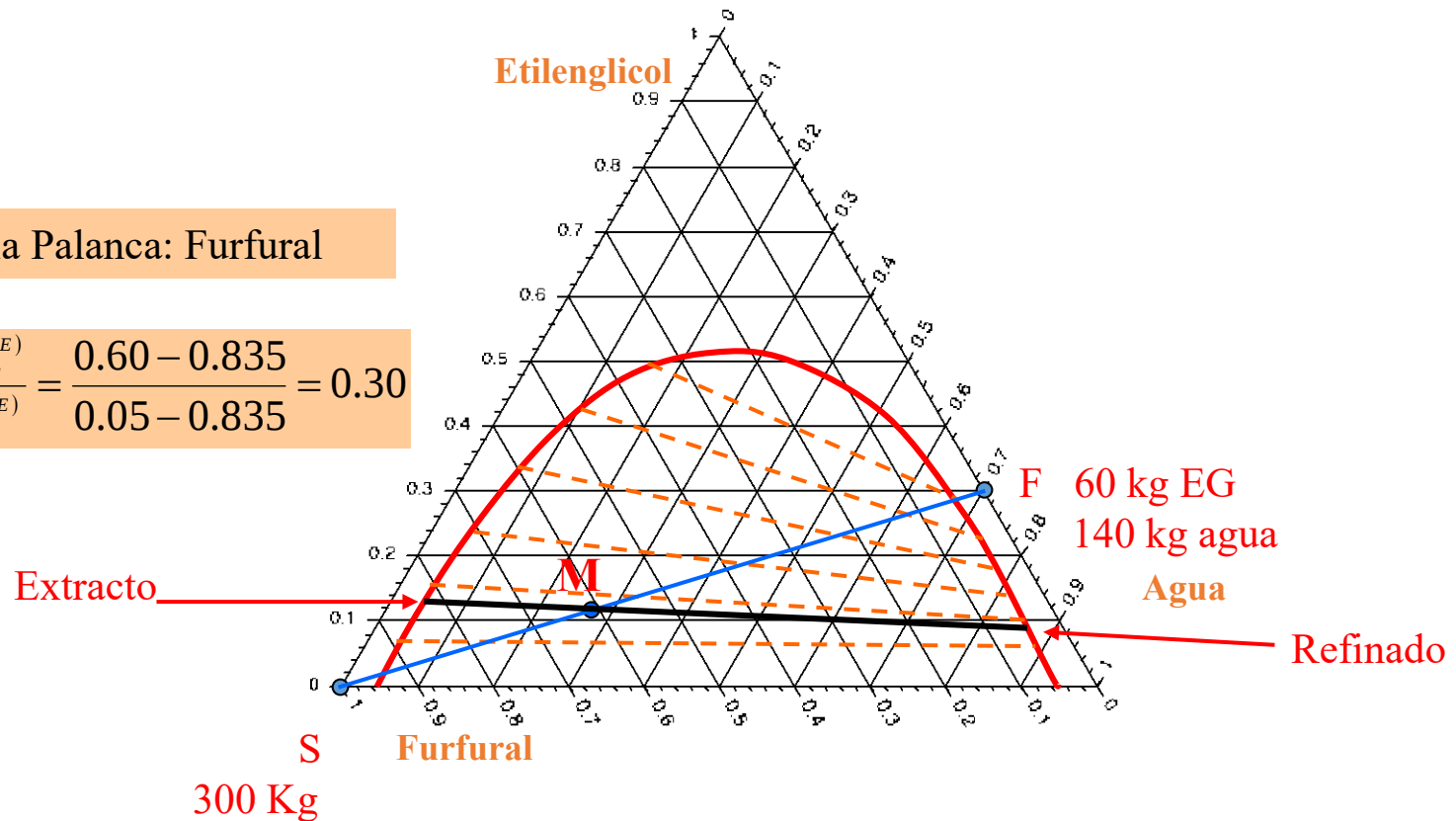
Problema : Mezclas Ternarias Sistema Parcialmente Soluble

Etapas 4: Determinar la cantidad de extracto y de refinado

Extracto (4% agua, 12,5% EG, 83,5% Furfural)
Refinado (87% agua, 8% EG, 5% Furfural)

Regla de la Palanca: Furfural

$$R_f = \frac{X_C^{(M)} - X_C^{(E)}}{X_C^{(R)} - X_C^{(E)}} = \frac{0.60 - 0.835}{0.05 - 0.835} = 0.30$$



Extracción $R = 0.30 \times 500kg = 150kg$

$$E = (1 - 0.3) \times 500kg = 350kg$$

Problema : Mezclas Ternarias Sistema Parcialmente Soluble

				ENTRADA		SALIDA	
		DISOLUCION	DISOLVENTE	MEZCLA	REFINADO	EXTRACTO	REF+EXTRA
FURFURAL	%	0	100	60	5	84	
	Kg	0	300	300	7	293	300
AGUA	%	70	0	28	87	4	
	Kg	140	0	140	130	14	144
EG	%	30	0	12	8	13	
	Kg	60	0	60	12	44	56
TOTAL		200	300	500	150	350	500
		Rf 0,299					

Los errores en los balances individuales se deben al tipo de método empleado en la resolución

	Error, %
Furfural	0,00
Agua	3,03
EG	7,06
Global	0,00