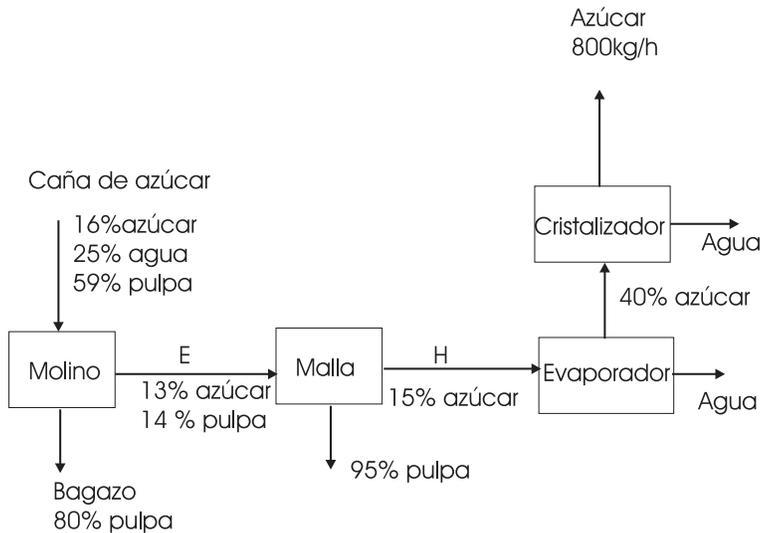


Problema 4. Balance de materia en varias unidades sin reacción.

En la figura se muestra un diagrama de flujo simplificado de la fabricación de azúcar. La caña de azúcar se alimenta a un molino donde se extrae jarabe por trituración; el bagazo resultante contiene un 80% de pulpa. El jarabe (E) que contiene fragmentos finamente divididos de pulpa se alimenta a una malla que separa toda la pulpa y produce un jarabe transparente (H) que contiene 15% de azúcar y un 85% de agua en peso. El evaporador produce un jarabe pesado y el cristalizador produce 800kg/h de cristales de azúcar. Determinar:



- El agua eliminada en el evaporador.
- Las fracciones de masa de los componentes del flujo de deshecho (G)
- El caudal de alimentación de caña de azúcar.
- El porcentaje del azúcar que entra con la caña que se pierde con el bagazo.
- Si la operación es eficiente justificando el resultado.

Solución

Primero se crea la tabla de las corrientes con los datos del problema y posteriormente se analizan los grados de libertad.

	F	D	E	G	H	J	K	L	M
Agua	25	?	?	?	?	100	?	100	0
Azúcar	16	?	13	?	15	0	40	0	100
Pulpa	59	80	14	95	?	0	?	0	0

Dado que el enunciado dice que toda la pulpa se separa en la malla podemos poner que el contenido de la misma en las corrientes a partir de la H es 0%. De igual forma sabiendo que la suma de las fracciones en peso tienen que sumar 100% se rellenan los campos de las corrientes E,H y K.

	F	D	E	G	H	J	K	L	M
Agua	25	?	73	?	85	100	60	100	0
Azúcar	16	?	13	?	15	0	40	0	100
Pulpa	59	80	14	95	0	0	0	0	0

Junto a los datos expuestos en la tabla se tiene la producción de azúcar que es de 800kg/h.

Análisis de los grados de libertad:

Número de incógnitas: Los caudales de las corrientes F,E,D,G,H,J,K y L y además las 4 composiciones que se indican en la tabla. En total 12 INCÓGNITAS.

Número de ecuaciones: Como hay 4 unidades de proceso se pueden establecer balances de materia a las mismas, tantos como componentes participen en la unidad de proceso. Así en las dos primeras se pueden establecer 3 balances y en las dos siguientes se pueden plantear dos balances independientes, en total 10 balances. Junto a los balances de materia tenemos restricciones en la suma de las composiciones que debe ser 100%. Tenemos dos restricciones de este tipo correspondientes a las corrientes D y G. En total 12 ECUACIONES.

GRADOS DE LIBERTAD= 12 - 12 = 0. Luego el problema está bien planteado.

BALANCES AL MOLINO

$$0.16 \cdot F = 0.13E + x_{D,az}D$$

$$0.25 \cdot F = 0.73E + x_{D,ag}D$$

$$0.59 \cdot F = 0.14E + 0.8D$$

$$1 = 0.8 + x_{D,az} + x_{D,ag}$$

BALANCES AL CRISTALIZADOR

$$0.4K = M; \Rightarrow K = 800/0.4 = 2000\text{kg/h}$$

$$K = M + L; \Rightarrow L = 2000 - 800 = 1200\text{kg/h}$$

BALANCES AL EVAPORADOR

$$0.15H = 0.4K; \Rightarrow H = 0.4 \cdot 2000/0.15 = 5333.3\text{kg/h}$$

$$H = J + K; \Rightarrow J = 5333.3 - 2000 = 3333.3\text{kg/h}$$

BALANCES A LA MALLA

$$0.13E = x_{G,az}G + 0.15H$$

$$0.14E = 0.95G$$

$$E = H + G; \Rightarrow E = 5333.3 + G$$

De las dos últimas ecuaciones se obtiene G y E. G=921.8 kg/h y E=6255.1kg/h. Por tanto queda en la primera ecuación:

$$x_{G,az} = 0.13 \cdot 6255.1 - 0.15 \cdot 5333.3/921.8 = 0.0143 \Rightarrow 1.43\%$$

El resto de la corriente G: 100-95-1.43 es agua. La fracción de agua queda: 3.57%.

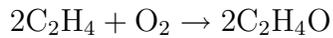
Teniendo la composición de la corriente G se resuelven los balances al molino resultando:
 $F=19659\text{kg/h}; D=13404\text{kg/h}; x_{D,az} = 0.174$

La tabla de composiciones queda finalmente:

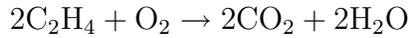
comp/%p	F	D	E	G	H	J	K	L	M
Agua	25	2.6	73	3.57	85	100	60	100	0
Azúcar	16	17.4	13	1.43	15	0	40	0	100
Pulpa	59	80	14	95	0	0	0	0	0

Problema 4 Balance de materia en una unidad de proceso con reacción.

El óxido de etileno(C_2H_4O), materia fundamental para la producción de glicoles, se produce por oxidación parcial de etileno(C_2H_4) con exceso de aire sobre un catalizador de plata. La reacción básica es:



Sin embargo, se produce una reacción colateral de oxidación del etileno a dióxido de carbono y agua según la reacción:



Suponer que con una alimentación conteniendo el 10% de etileno y una conversión de etileno del 25%, se obtiene un rendimiento del 80% de óxido. Determinar si el problema está completamente especificado y calcular la composición de la corriente de salida del reactor.

Solución

Tabla de corrientes

	①		②	
C_2H_4		10		?
O_2		?		?
CO_2		0		?
H_2O		0		?
C_2H_4O		0		?
N_2		?		?
	?		?	

- Número de incógnitas:
 - Número de Variables 10
 - Número de reacciones independientes 2
 - TOTAL 12
- Número de ecuaciones
 - Balances de materia 6
 - Restricciones (sumatorios) 2
 - Especificaciones 3 (conversión, rendimiento y ratio del aire $O_2/N_2=21/79$)
 - Base de cálculo 1
 - TOTAL 12

Grados de libertad: $12-12 = 0$, luego el problema está correctamente especificado. (NOTA: Se ha hecho el análisis teniendo en cuenta componentes moleculares, igualmente se podría hacer y resolver el problema empleando balance a los elementos atómicos).

Base de cálculo 1000mol/h de alimentación. La composición de la alimentación resulta:

$$C_2H_4 = 0.1 \cdot 1000 = 100\text{mol/h}$$

$$O_2 = 0.21 \cdot (1000 - 100) = 189\text{mol/h}$$

$$N_2 = 0.79 \cdot (1000 - 100) = 711\text{mol/h}$$

De la ecuación de la conversión obtenemos:

$$0.25 \frac{N_{1,\text{etileno}} - N_{2,\text{etileno}}}{N_{1,\text{etileno}}} \Rightarrow N_{2,\text{etileno}} = 75\text{mol/h}$$
 Es decir se convierten 25mol/h de etileno

Si el rendimiento fuera del 100% los 25 mol/h convertidos lo harían según la primera reacción como no es así podemos obtener la cantidad de óxido de etileno mediante la ecuación del rendimiento:

$$0.8 = \frac{N_{2,\text{óxido}} - N_{1,\text{óxido}}}{N_{1,\text{etilenoconvertido}}} = \frac{N_{2,\text{óxido}} - 0}{25} \Rightarrow N_{2,\text{óxido}} = 20\text{mol/h}$$

Ahora se plantean los 6 balances de materia:

$$\text{Etileno } 75 = 100 - 2 \cdot \varepsilon_1 - \varepsilon_2$$

$$\text{Oxígeno } N_{2,O_2} = 189 - \varepsilon_1 - 3 \cdot \varepsilon_2$$

$$\text{Nitrógeno } N_{2,N_2} = 711$$

$$\text{Óxido de etileno } 20 = 0 + 2 \cdot \varepsilon_1$$

$$CO_2 \text{ } N_{2,CO_2} = 0 + 2 \cdot \varepsilon_2$$

$$\text{Agua } N_{2,H_2O} = 0 + 2 \cdot \varepsilon_2$$

Se obtiene del balance al óxido de etileno $\varepsilon_1 = 10\text{mol/h}$ y del balance al etileno $\varepsilon_2 = 5$. El resto de las variables resulta: $N_{2,O_2} = 163\text{mol/h}$; $N_{2,N_2} = 711\text{mol/h}$; $N_{2,CO_2} = 10\text{mol/h}$; $N_{2,H_2O} = 10\text{mol/h}$

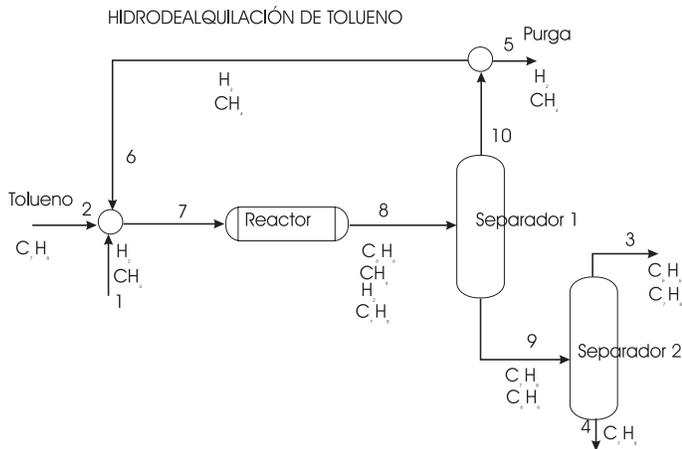
Problema 5. Balance de materia con reciclo y reacción

Se dispone de una planta de hidrodealquilación de tolueno (C_7H_8) a benceno (C_6H_6) como la indicada en la figura. Se quieren obtener $105,6 \text{ kmol/h}$ de benceno con una pureza del $99,6\% \text{ m}$. En el reactor tiene lugar la siguiente reacción, $C_7H_8 + H_2 \rightarrow C_6H_6 + CH_4$, con una conversión del 75% .

Determinar el balance de materia de la planta sabiendo que la corriente de alimentación del hidrógeno tiene de composición un $95\% \text{ m}$ de hidrógeno y un $5\% \text{ m}$ de metano CH_4 .

Datos: Relación hidrógeno/tolueno a la entrada del reactor 5.

La corriente de purga tiene un $60\% \text{ m}$ de hidrógeno.



Solución

Primero se analizan los grados de libertad del problema, se pueden realizar tantos balances como unidades de proceso existan, en este caso hay 5 unidades (mezclador, reactor, separador1, divisor y separador2). Por tanto se pueden plantear balances a esas 5 unidades o bien a 4 de ellas y un balance global a la planta. A continuación se pone la tabla de grados de libertad para todas las unidades y para el proceso global (debe ser suma de las de las unidades).

	Mezclador	reactor	Separador1	Divisor	Separador2	Proceso
Número de incógnitas	8	7+1	8	6	5	21+1
Número de Ecuaciones						
Balance Tolueno	1	1	1	–	1	4
Balance hidrógeno	1	1	1	1	–	4
Balance Benceno	–	1	1	–	1	3
Balance Metano	1	1	1	1	–	4
Especificaciones						
Composición aliment.	1	–	–	–	–	1
Composición purga	(1)	–	(1)	1	–	1
Relacion H2/Tol	(1)	1	–	–	–	1
Flujo/Pureza Benceno	–	–	–	–	2	2
Conversión	–	1	–	–	–	1
Restricción divisor	–	–	–	1	–	1
Grados de Libertad	2	2	3	2	1	0

Los balances realizados son a especies moleculares, no a elementos, de ahí sumar una incógnita más por la reacción. Las restricciones del divisor corresponden a que las composiciones de las 3 corrientes participantes en el divisor deben ser iguales.

BALANCE GLOBAL

$$\text{Tolueno: } N_{3,\text{Tol}} + N_{4,\text{Tol}} = N_{2,\text{Tol}} - \varepsilon$$

$$\text{Hidrógeno: } N_{5,\text{H}_2} = N_1 \cdot x_{1,\text{H}_2} - \varepsilon$$

$$\text{Benceno: } N_{3,\text{Bz}} = \varepsilon$$

$$\text{Metano: } N_{5,\text{Met}} = N_1 \cdot x_{1,\text{Met}} + \varepsilon$$

$$\varepsilon = N_{3,\text{Bz}} = 105.6 \cdot 0.996 = 105.2 \text{ kmol/h} \Rightarrow N_{3,\text{Tol}} = 105.6 - 105.2 = 0.4 \text{ kmol/h}$$

Como la conversión de Tolueno es del 75% en el reactor:

$$\text{Conv} = N_{3,\text{Bz}}/N_{2,\text{Tol}} \Rightarrow N_{2,\text{Tol}} = 105.2/0.75 = 140.3 \text{ kmol/h}$$

Ahora de la primera ecuación de los balances planteados obtenemos el tolueno de la corriente (4).

$$N_{4,\text{Tol}} = 140.3 - 105.2 - 0.4 = 34.7 \text{ kmol/h}$$

$$\text{De la ecuación 2 queda } 0.6N_5 = 0.95N_1 - \varepsilon \Rightarrow N_5 = 300.6 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Sumando las ecuaciones 2 y 4 de los balances queda } N_1 = N_5 \Rightarrow N_1 = 300.6 \text{ kmol/h}$$

Con esta información obtenemos 2 nuevas especificaciones para el mezclador, los caudales de las corrientes 1 y 2 con lo cual sus grados de libertad son ahora 0 y se puede resolver:

BALANCE AL MEZCLADOR

$$\text{Tolueno: } N_{2,\text{Tol}} = N_{7,\text{Tol}} \Rightarrow N_{7,\text{Tol}} = 140.3 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Hidrógeno: } N_{7,\text{H}_2} = N_{1,\text{H}_2} + N_{6,\text{H}_2}$$

$$N_{7,\text{Tol}} = 300.6 \cdot 0.95 + N_6 \cdot 0.6$$

$$\text{Metano: } N_{7,\text{Met}} = N_{1,\text{Met}} + N_{6,\text{Met}} = 300.6 \cdot 0.05 + N_6 \cdot 0.4$$

$$\text{Especificación: } N_{7,\text{H}_2}/N_{7,\text{Tol}} = 5 \Rightarrow N_{7,\text{H}_2} = 5 \cdot 140.3 = 701.5 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Quedando de los balances al H}_2 \text{ y al metano: } N_6 = 693.2 \text{ kmol/h y } N_{7,\text{Met}} = 292.3 \text{ kmol/h}$$

BALANCE AL REACTOR

$$N_{8,\text{Tol}} = N_{7,\text{Tol}} - \varepsilon = 140.3 - 105.2 = 35.1 \text{ kmol/h}$$

$$N_{8,\text{H}_2} = N_{7,\text{H}_2} - \varepsilon = 791.5 - 105.2 = 596.3 \text{ kmol/h}$$

$$N_{8,\text{Bz}} = N_{7,\text{Bz}} + \varepsilon = 0 + 105.2 = 105.2 \text{ kmol/h}$$

$$N_{8,\text{Met}} = N_{7,\text{Met}} + \varepsilon = 292.3 + 105.2 = 397.5 \text{ kmol/h}$$

BALANCE AL SEPARADOR1

$$N_{9,\text{Tol}} = N_{8,\text{Tol}} = 35.1 \text{ kmol/h}$$

$$N_{10,\text{H}_2} = N_{8,\text{H}_2} = 596.3 \text{ kmol/h}$$

$$N_{9,\text{Bz}} = N_{8,\text{Bz}} = 105.2 \text{ kmol/h}$$

$$N_{10,\text{Met}} = N_{8,\text{Met}} = 397.5 \text{ kmol/h}$$

El balance al separador2 no hace falta, es combinación lineal de los realizados.

Solución Problema 1. Operaciones básicas (NPSH)

Se plantea la ecuación de Bernoulli entre la superficie libre del depósito (punto 1) y la brida de aspiración de la bomba (punto 2):

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + lw$$

Cálculo del punto 1:

Altura $z_1=2m$.

Presión $P_1=1,013bar$ (presión atmosférica). Equivalente a $\frac{P_1}{\rho g} = \frac{1,013 \cdot 10^5}{830 \cdot 9,8} = 12,45m$

El término de la energía cinética es despreciable al ser la velocidad de bajada del depósito muy pequeña dada la gran superficie libre que tiene.

Calculo del punto 2:

Altura $z_2=0m$.

Presión de aspiración P_2 . Incógnita de la ecuación.

Término de la energía cinética. Primero calculamos el flujo volumétrico a partir del másico.

$$Fv = F/\rho = 13300/830 = 16m^3/h$$

Dividiendo este flujo por el área interior de la tubería tenemos la velocidad del fluido. El área es $A = \pi D_i^2/4$:

$$A = 3,141592 \cdot 0,02664^2/4 = 0,000557m^2$$

$$v = Fv/A = 16/0,000557 = 28735,3m/h \rightarrow 7,98m/s$$

$$v^2/2g = 7,98^2/2 \cdot 9,8 = 0,4m$$

Finalmente queda calcular la pérdida de carga $fLv^2/2gD$ siendo f el factor de fricción que se obtiene a partir del Reynolds y de la rugosidad de la tubería.

El Reynolds es: $v\rho D/\mu = 430666$

La rugosidad relativa es: $\epsilon/D = 0,0017267$

Con estos valores entrando en el gráfico de Moody se obtiene un factor de fricción $f=0,023$.

La pérdida de carga resulta: $lw = 0,023 \cdot 10 \cdot 7,98^2/2 \cdot 9,8 \cdot 0,02664 = 28m$

La presión de aspiración se obtiene despejando de la ecuación de Bernoulli:

$$2 + 12,45 + 0 = 0 + \frac{P_2}{\rho g} + 0,4 + 28 \rightarrow \frac{P_2}{\rho g} = -14m$$

La presión de vapor para $59^\circ C$

$$\ln(Pv) = 10,97 - 4203,06/(273 + 59) \rightarrow Pv = 0,185bar$$

La presión de vapor en metros (dividiendo por la densidad y la ac. de la gravedad) queda 2,2m. El NPSH disponible $P_2 - P_{vapor} = -16,2m$ Luego al no ser positivo el diámetro de la tubería es insuficiente.

Si se efectúan los mismos cálculos para una tubería de 2 pulgadas disminuye mucho la pérdida de carga y se obtiene un NPSH disponible de 11m, o en bares de 0,92bar que es mayor que el NPSH requerido(0,1 bar) obtenido según el gráfico del enunciado para la velocidad con esta nueva tubería que ahora es de 2,06 m/s.

Problema 7. Operaciones básicas (Destilación)

Una mezcla compuesta por un 42% en moles de heptano y un 58% en moles de etil-benceno se destila a presión atmosférica en una columna, obteniéndose un destilado con un 97% en moles de heptano y unos fondos con un 99% en moles de etil-benceno. SI la alimentación se introduce como una mezcla líquido-vapor, con un 40% de vapor y se utiliza un reflujo de 2,5 (L/D), determinar por cada 1000 kmoles de alimentación:

- Caudales de cabeza y fondo.
- Calores eliminado y aportado en el condensador y hervidor respectivamente.
- Número de etapas teóricas necesario.
- Reflujo mínimo.
- Número de etapas a reflujo total.

Datos:

	Heptano	Etil-benceno
Densidad	0,611	0,795
Calor latente (kcal/kmol)	7575	8600
Calor específico líquido (kcal/kmol°C)	51,9	43,4
Calor específico gas (kcal/kmol°C)	39,8	30,9

Diagrama de equilibrio y-x

En primer lugar se hace un balance de materia a la columna:

$$\text{Heptano: } 0.42F = 0.97D + 0.01B$$

$$\text{Etilbenceno: } 0.58F = 0.03D + 0.99B$$

Resultando un destilado $D=427.1\text{kmol/h}$ y unos fondos $B=572.9\text{kmol/h}$.

El cálculo de el calor eliminado en el condensador se halla mediante un balance de entalpía, es el correspondiente a condensar la cantidad $L+D$ con la composición de cabeza, por tanto se emplearán los calores latentes:

$$(L + D) \cdot x_{\text{hept}} \cdot \lambda_{\text{hept}} + (L + D) \cdot x_{\text{EB}} \cdot \lambda_{\text{EB}} = Q$$

$$(2.5 \cdot 427.1 + 427.1) \cdot 0.97 \cdot 7575 + (2.5 \cdot 427.1 + 427.1) \cdot 0.03 \cdot 8600 = 10984000 + 385670 = Q$$

$$Q = 11369000\text{kcal/h}$$

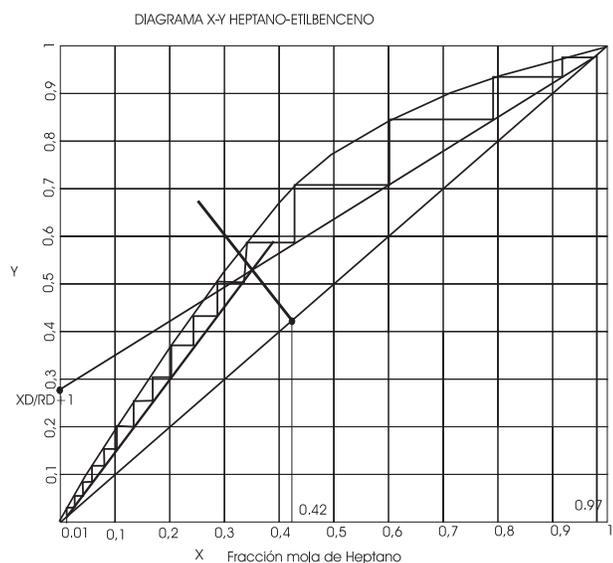
CÁLCULO DEL NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS

Recta de alimentación pasa por el punto (x_F, x_F) y de pendiente $-L/V$. Luego pasa por el punto $(0.42, 0.42)$ y tiene de pendiente $-0.6/0.4$ (Como el 40 % es vapor el resto debe ser líquido luego un 60%). La pendiente es -1.5 . Con estos datos se dibuja la recta de alimentación.

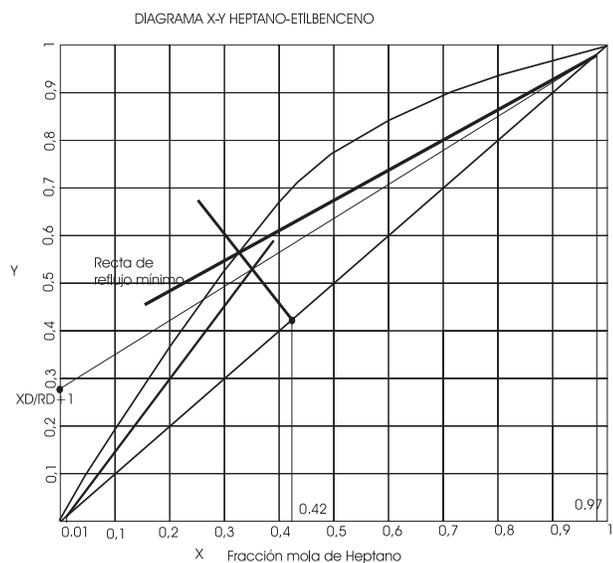
Recta de rectificación, pasa por el punto (x_D, x_D) y por el punto $(x_D, x_D/R_D + 1)$ Siendo R_D conocido por ser dato el reflujo (valor 2.5).

Recta de agotamiento, pasa por el punto (x_B, x_B) y por el punto de corte de las dos rectas anteriores.

Se realiza la construcción del número de etapas tal y como se indica en la figura:



Resultando un total de 16 etapas. En el caso de reflujo mínimo la recta de rectificación se une con la de alimentación en la curva de equilibrio. El número de etapas sería infinito.



Finalmente en el caso de reflujo total las rectas de rectificación y agotamiento coinciden con

la diagonal del diagrama resultando un número de etapas mínimo tal y como se ve en la figura siguiente. El número de etapas es de 8.

