

**Método riguroso para las separaciones de multicomponentes
en etapas múltiples
(Destilación binaria etanol / agua)**

**DATOS DIRECTOS DE LA EXPERIMENTACIÓN
(HERVIDOR 17)**

**DIMENSIONES DE LA COLUMNA Y CONDICIONES INICIALES
DE ALIMENTACIÓN**

<ul style="list-style-type: none">• Posición en la perilla de calentamiento en el número 9• Alimentación a la torre con la válvula intermedia del precalentador• Longitud de la sección empacada 91.5 cm
Densidad de la mezcla de alimentación $\rho_A = 0.935 \text{ g / cm}^3$
Composición en % en masa $\% \text{masa} = - 4606 \rho_A^3 + 11475 \rho_A^2 - 9909 \rho_A + 3038.1$; $\% \text{ masa} = 40 \frac{\text{g ETOH}}{\text{g mezcla}}$
Flujo de la alimentación de la mezcla a la columna, utilizando un flujo en la posición de la bomba de 50/50 = 0.143202 (L / min), valor calculado como referencia. 50/50 = 0.244 L/min

M====000===== M

PRUEBA I
RELACIÓN DE REFLUJO L / D = 1/2
ALIMENTACIÓN EN EL HERVIDOR 17

FLUJOS

Tiempo de operación (min)	Fondos			Destilado		
	Tiempo de llenado probeta (min)	Volumen probeta (L)	Flujo (L / min)	Tiempo de llenado probeta (min)	Volumen probeta (L)	Flujo (L / min)
20	1.34	0.21	0.156	2.02	0.234	0.116

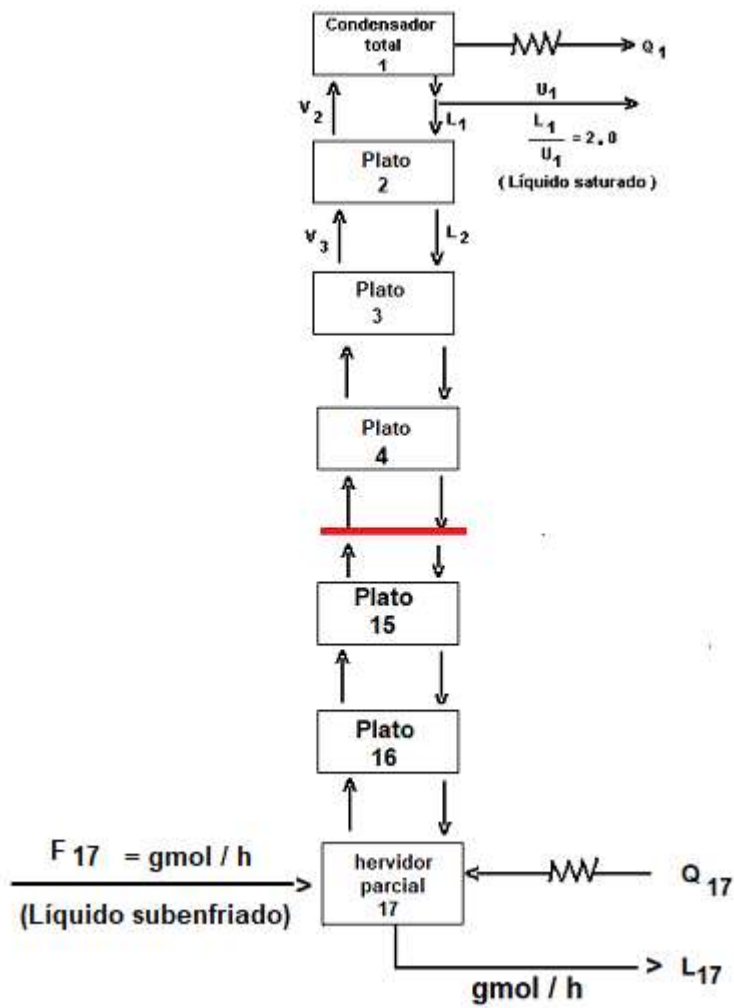
COMPOSICIONES

%masa = - 4606 ρ^3 + 11475 ρ^2 - 9909 ρ + 3038.1 Densidad ρ = (g /mL)				
Tiempo de operación (min)	Fondos		Destilado	
	Densidad de Fondos (ρ_F) (g /mL)	Composición Fondos % masa	Densidad de Destilado (ρ_D) (g /mL)	Composición Destilado % masa
20	0.964	23.3	0.84	81.3

TEMPERATURAS

Tiempo de operación (min)	T1 Hervidor 17 (°C)	T2 Plato 16 (°C)	T3 Plato 11 (°C)	T4 Plato 4 (°C)	T5 Condensador 1 (°C)
20	81.2	78.9	78.0	74.7	74

T6 Precalentamiento (de alimentación) (°C)	T7 Entrada de agua al condensador (°C)	T8 Salida de agua del condensador (°C)
22.5	18.6	21.4



RELACIÓN DE REFLUJO

$$LenD := \frac{1}{2}$$

TEMPERATURAS DEL HERVIDOR

$$T1 := 81.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

TEMPERATURAS DE ALIMENTACIÓN DE LA MEZCLA (T6 del precalentador)

$$T^{\circ}CA := 22.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

FLUJOS

$$LA := 0.244 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

alimentación

$$LF := 0.156 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

fondos

$$LD := 0.116 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

destilado

DENSIDADES Y COMPOSICIONES

$$\rho_A := 0.935 \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho_F := 0.964 \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho_D := 0.84 \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\%mA := -4606 \cdot \rho A^3 + 11475 \cdot \rho A^2 - 9909 \cdot \rho A + 3038.1 \quad \text{por ciento en masa}$$

$$\%mD := -4606 \cdot \rho D^3 + 11475 \cdot \rho D^2 - 9909 \cdot \rho D + 3038.1 \quad \text{por ciento en masa}$$

$$\%mF := -4606 \cdot \rho F^3 + 11475 \cdot \rho F^2 - 9909 \cdot \rho F + 3038.1 \quad \text{por ciento en masa}$$

$$xmA := \frac{\%mA}{100}$$

$$xmF := \frac{\%mF}{100}$$

$$xmD := \frac{\%mD}{100}$$

$$xmA = 0.3997$$

$$xmF = 0.2325$$

$$xmD = 0.8131$$

g ETOH / g mezcla

g ETOH / g mezcla

g ETOH / g mezcla

LAS FRACCIONES MOL

$$PMH2O := 18 \quad \text{g /gmol}$$

$$PMETOH := 46 \quad \text{g /gmol}$$

$$xmolA := \frac{\frac{xmA}{PMETOH}}{\frac{xmA}{PMETOH} + \frac{1 - xmA}{PMH2O}}$$

$$xmolF := \frac{\frac{xmF}{PMETOH}}{\frac{xmF}{PMETOH} + \frac{1 - xmF}{PMH2O}}$$

$$xmolD := \frac{\frac{xmD}{PMETOH}}{\frac{xmD}{PMETOH} + \frac{1 - xmD}{PMH2O}}$$

$$xmolA = 0.207$$

$$xmolF = 0.106$$

$$xmolD = 0.63$$

gmol ETOH /
gmol mezcla

gmol ETOH /
gmol mezcla

gmol ETOH /
gmol mezcla

Balance de materia

$$PMpromedioA := xmolA \cdot PMETOH + (1 - xmolA) \cdot PMH2O$$

$$PM_{\text{promedioF}} := x_{\text{molF}} \cdot PM_{\text{ETOH}} + (1 - x_{\text{molF}}) \cdot PM_{\text{H2O}}$$

$$PM_{\text{promedioD}} := x_{\text{molD}} \cdot PM_{\text{ETOH}} + (1 - x_{\text{molD}}) \cdot PM_{\text{H2O}}$$

$$PM_{\text{promedioA}} = 23.788 \quad \text{kg mezcla/ kgmol mezcla}$$

$$PM_{\text{promedioF}} = 20.967 \quad \text{kg mezcla/ kgmol mezcla}$$

$$PM_{\text{promedioD}} = 35.637 \quad \text{kg mezcla/ kgmol mezcla}$$

Los flujos en g / h y en gmol / h

$$LA_{\text{masico}} := \left[LA \cdot \rho_A \cdot (60) \cdot \left(\frac{1000}{1} \right) \right]$$

$$LF_{\text{masico}} := \left[LF \cdot \rho_F \cdot (60) \cdot \left(\frac{1000}{1} \right) \right]$$

$$LD_{\text{masico}} := \left[LD \cdot \rho_D \cdot (60) \cdot \left(\frac{1000}{1} \right) \right]$$

$$\frac{\text{g}}{\text{h}} = \frac{\text{L}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3} \cdot \frac{60 \cdot \text{min}}{1\text{h}} \cdot \frac{(1000 \cdot \text{cm}^3)}{1\text{L}}$$

$$LA_{\text{molar}} := \left(LA_{\text{masico}} \cdot \frac{1}{PM_{\text{promedioA}}} \right)$$

$$LF_{\text{molar}} := \left(LF_{\text{masico}} \cdot \frac{1}{PM_{\text{promedioF}}} \right)$$

$$LD_{\text{molar}} := \left(LD_{\text{masico}} \cdot \frac{1}{PM_{\text{promedioD}}} \right)$$

$$\frac{\text{gmolmezcla}}{h} = \frac{g}{h} \cdot \frac{\text{gmolmezcla}}{\text{gmezcla}}$$

Balance molar en la columna

$$\text{LAmolar} = \text{LFmolar} + \text{LDmolar}$$

$$\text{LAmolar} = 575.445 \quad \frac{\text{gmolmezcla}}{h}$$

$$\text{LFmolar} + \text{LDmolar} = 594.393 \quad \frac{\text{gmolmezcla}}{h}$$

Si no concuerda el balance molar, tomar

$$\text{LAmolar} := \text{LFmolar} + \text{LDmolar}$$

$\text{LAmolar} = 594.393$	$\text{gmol de mezcla / h}$
$\text{LFmolar} = 430.337$	$\text{gmol de mezcla / h}$
$\text{LDmolar} = 164.056$	$\text{gmol de mezcla / h}$

Inicio del programa punto de burbuja

ORIGIN := 1

Temperatura de alimentación

$\text{TF17}^\circ\text{C} := \text{T}^\circ\text{C}, ^\circ\text{C}$ Temperatura de alimentación F en el hervidor 17 en $^\circ\text{C}$

$\text{TF17}^\circ\text{C} = 22.5^\circ\text{C}$

composiciones de entrada y salida a la columna de destilación utilizando la nomenclatura del libro de J.D. Seader

$Z_{117} := \text{xmolA}$

$Z_{117} = 0.207$ $\text{gmol ETOH / gmol mezcla}$

$Z_{217} := 1 - Z_{117}$

$Z_{217} = 0.793$ $\text{gmol H}_2\text{O / gmol mezcla}$

Alimentación al hervidor como líquido subenfriado

$$F_{17} := L_{Amolar} \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

$$F_{17} = 594.393 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

Flujo de fondos o residuos que salen de la columna

$$L_{17} := L_{Fmolar} \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

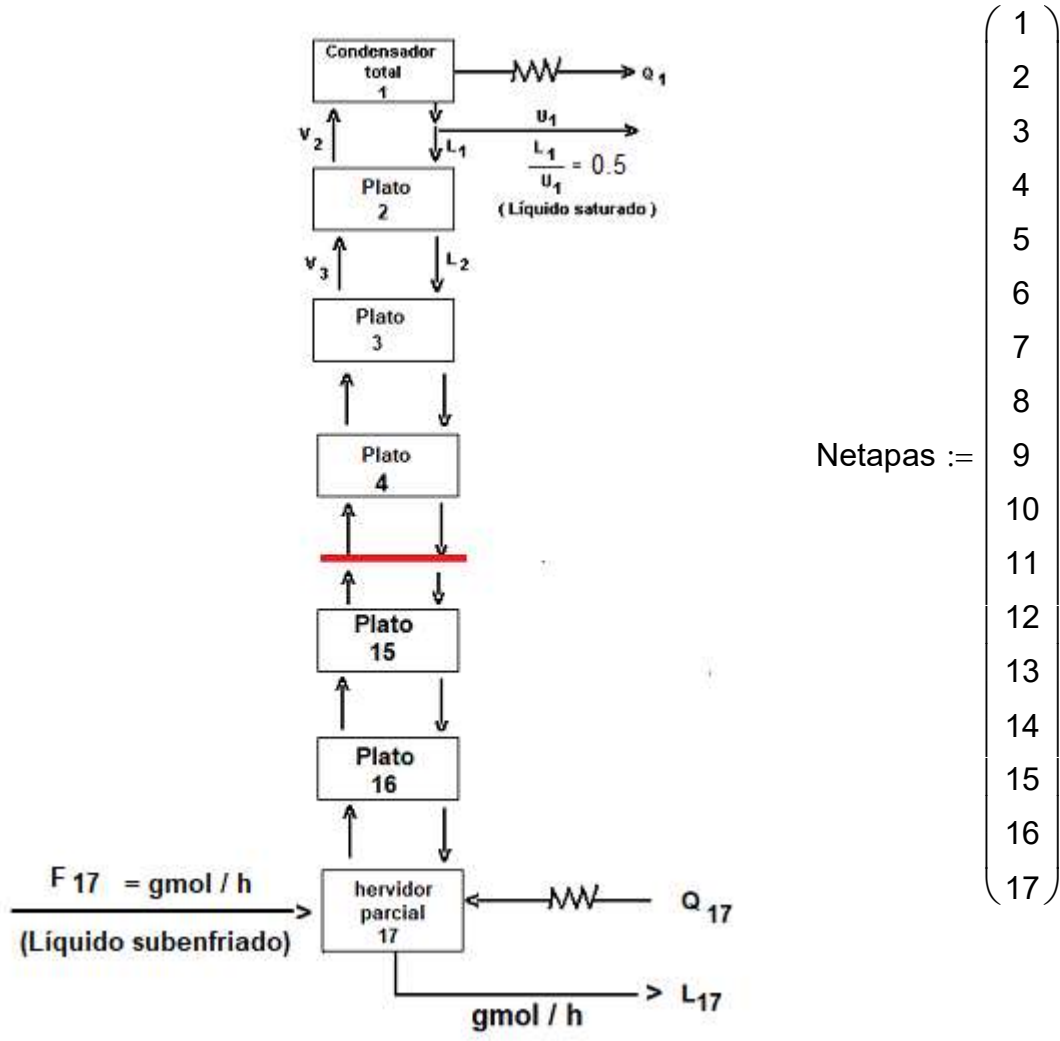
$$L_{17} = 430.337 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

Flujo de destilado que sale de la columna

$$U_1 := L_{Dmolar}$$

$$U_1 = 164.056 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

$$\text{Balance global de materia} \quad F_{17} = U_1 + L_{17}$$



Corriente líquida L1 que entra a la etapa 2

relación de reflujo $R := 0.5$

$$R = \frac{L_1}{U_1}$$

$$L_1 := R \cdot U_1$$

$L_1 = 82.028$ gmol mezcla/h

Corriente de vapores V2 que entran al condensador del domo de la columna

$$V_2 := U_1 + L_1$$

$$V_2 = 246.084 \quad \text{gmol mezcla / h}$$

Temperaturas experimentales tomadas en las carátulas de los termopares situados en la columna de destilación

TEMPERATURAS

Tiempo de operación (min)	T1 Hervidor 17 (°C)	T2 Plato 16 (°C)	T3 Plato 11 (°C)	T4 Plato 4 (°C)	T5 Condensador 1 (°C)
20	81.2	78.9	78.0	74.7	74

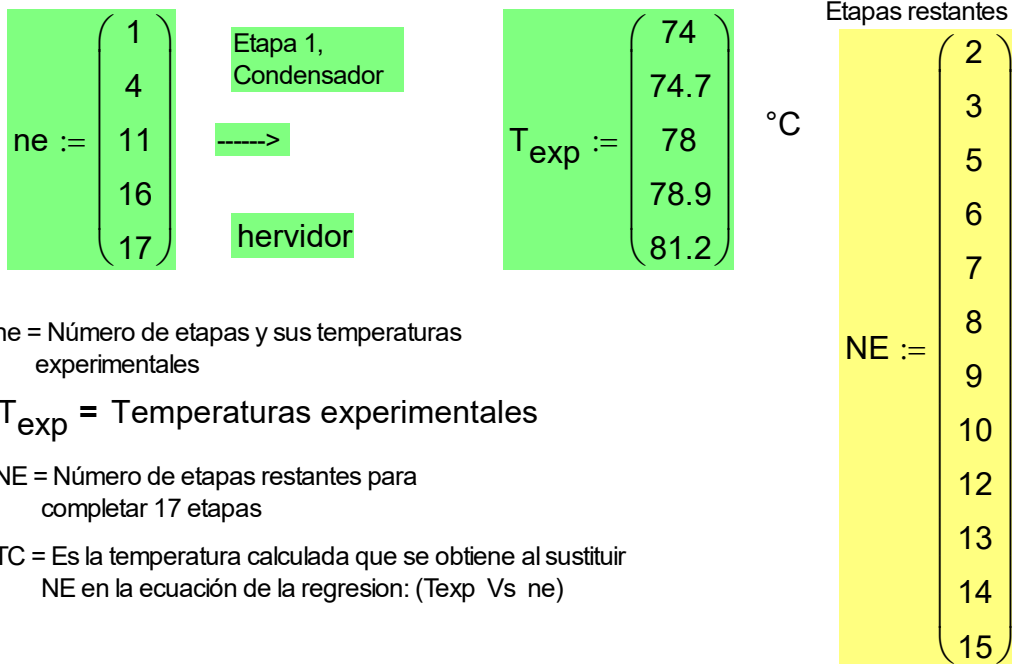
..

T6 Pre calentamiento (de alimentación) (°C)	T7 Entrada de agua al condensador (°C)	T8 Salida de agua del condensador (°C)
22.5	18.8	21.4

Estimación de las temperaturas de los platos restantes

Temperaturas experimentales

Posición · y · temperaturas =	condensador · etapa1	T5 = 74°C
	plato · 4	T4 = 74.7°C
	plato · 11	T3 = 78.0°C
	plato · 16	T2 = 78.9°C
	hervidor · 17	T1 = 81.2°C



ne = Número de etapas y sus temperaturas experimentales

T_{exp} = Temperaturas experimentales

NE = Número de etapas restantes para completar 17 etapas

TC = Es la temperatura calculada que se obtiene al sustituir NE en la ecuación de la regresión: (T_{exp} Vs ne)

Regresión de las temperaturas experimentales en verde para predecir las etapas restantes de amarillo

$i := 1..5$ $nei := ne$

$$nei = \begin{pmatrix} 1 \\ 4 \\ 11 \\ 16 \\ 17 \end{pmatrix}$$

$M := \text{augment}(ne)$

$B := T_{exp}$

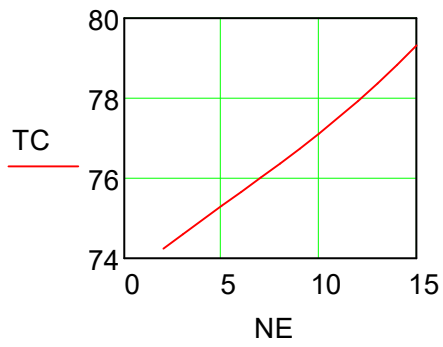
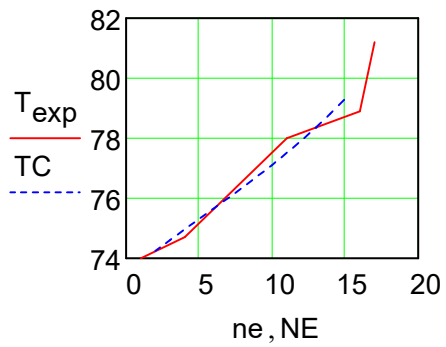
$n := 3$

$R := \text{regress}(M, B, n)$

$$R = \begin{pmatrix} 3 \\ 3 \\ 3 \\ 73.48272 \\ 0.3988 \\ -0.00841 \\ 0.00054 \end{pmatrix}$$

TC = Temperatura calculada

$$TC := 0.00054 \cdot NE^3 - 0.00841 \cdot NE^2 + 0.3938 \cdot NE + 73.48272$$



Los vapores V_j y las temperaturas experimentales de burbuja T_j de cada etapa j

columna

$$T^{\circ}C_{,1} := (T_{.exp} \langle 1 \rangle)_1$$

renglón

No se pueden modificar los valores T_j son los experimentales en el régimen permanente

V_j

T_j

1	$V_1 := 0$ El condensador no produce vapor	$T^{\circ}C_1 := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_1$
2	$V_2 = 246.084$ Fijado por el Balance de Materia	$T^{\circ}C_2 := (TC^{\langle 1 \rangle})_1$
3	$V_3 := V_2$	$T^{\circ}C_3 := (TC^{\langle 1 \rangle})_2$
4	$V_4 := V_2$	$T^{\circ}C_4 := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_2$
5	$V_5 := V_2$	$T^{\circ}C_5 := (TC^{\langle 1 \rangle})_3$
6	$V_6 := V_2$	$T^{\circ}C_6 := (TC^{\langle 1 \rangle})_4$
7	$V_7 := V_2$	$T^{\circ}C_7 := (TC^{\langle 1 \rangle})_5$
8	$V_8 := V_2$	$T^{\circ}C_8 := (TC^{\langle 1 \rangle})_6$
9	$V_9 := V_2$	$T^{\circ}C_9 := (TC^{\langle 1 \rangle})_7$
10	$V_{10} := V_2$	$T^{\circ}C_{10} := (TC^{\langle 1 \rangle})_8$
11	$V_{11} := V_2$	$T^{\circ}C_{11} := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_3$
12	$V_{12} := V_2$	$T^{\circ}C_{12} := (TC^{\langle 1 \rangle})_9$
13	$V_{13} := V_2$	$T^{\circ}C_{13} := (TC^{\langle 1 \rangle})_{10}$
14	$V_{14} := V_2$	$T^{\circ}C_{14} := (TC^{\langle 1 \rangle})_{11}$
15	$V_{15} := V_2$	$T^{\circ}C_{15} := (TC^{\langle 1 \rangle})_{12}$
16	$V_{16} := V_2$	$T^{\circ}C_{16} := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_4$
17	$V_{17} := V_2$	$T^{\circ}C_{17} := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_5$

Hervidor

Estos valores NO cambian

$V :=$
 V_1
 V_2
 V_3
 V_4
 V_5
 V_6
 V_7
 V_8
 V_9
 V_{10}
 V_{11}
 V_{12}
 V_{13}
 V_{14}
 V_{15}
 V_{16}
 V_{17}

$\frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h}$

para cualquier iteración

$T^{\circ}\text{C} :=$
 $T^{\circ}\text{C}_1$
 $T^{\circ}\text{C}_2$
 $T^{\circ}\text{C}_3$
 $T^{\circ}\text{C}_4$
 $T^{\circ}\text{C}_5$
 $T^{\circ}\text{C}_6$
 $T^{\circ}\text{C}_7$
 $T^{\circ}\text{C}_8$
 $T^{\circ}\text{C}_9$
 $T^{\circ}\text{C}_{10}$
 $T^{\circ}\text{C}_{11}$
 $T^{\circ}\text{C}_{12}$
 $T^{\circ}\text{C}_{13}$
 $T^{\circ}\text{C}_{14}$
 $T^{\circ}\text{C}_{15}$
 $T^{\circ}\text{C}_{16}$
 $T^{\circ}\text{C}_{17}$

m=====0000===== m

ya que los errores porcentuales de las fracciones molares del domo y de los residuos aumentan con el No. de iteraciones, seleccionar la primera corrida "sin iteraciones" que son los valores de las dos columnas V_j y T_j de arriba para utilizar los factores de ajuste **FAD y FAF**

$$\text{Error porcentual (del destilado)} = \frac{x_{\text{molar del modelo}} - x_{\text{molar experimental}}}{x_{\text{molar experimental}}} \times 100 ; (\pm) 2\%$$

$$\text{Error porcentual (de los residuos)} = \frac{x_{\text{molar del modelo}} - x_{\text{molar experimental}}}{x_{\text{molar experimental}}} \times 100 ; (\pm) 2\%$$

m=====0000===== m

Cálculo de las constantes K de equilibrio

$$P_T := 586 \text{ mmHg} \quad T^{\circ}\text{K} := T^{\circ}\text{C} + 273.15$$

Constantes para presiones de vapor

(e) Etanol

$$A1 := 23.8442 \quad B1 := -2.8642 \cdot 10^3 \quad C1 := -5.0474 \quad D1 := 3.7448 \cdot 10^{-11}$$

$$E1 := 2.7361 \cdot 10^{-7}$$

(a) Agua

$$A2 := 29.8605 \quad B2 := -3.1522 \cdot 10^3 \quad C2 := -7.3027 \quad D2 := 2.4247 \cdot 10^{-9}$$

$$E2 := 1.809 \cdot 10^{-6}$$

$$P^{\circ}e := 10^{\left[A1 + \left(\frac{B1}{T^{\circ}\text{K}} \right) + C1 \cdot \log(T^{\circ}\text{K}) + D1 \cdot T^{\circ}\text{K} + E1 \cdot (T^{\circ}\text{K})^2 \right]} \quad \text{mmHg}$$

$$P^{\circ}a := 10^{\left[A2 + \left(\frac{B2}{T^{\circ}\text{K}} \right) + C2 \cdot \log(T^{\circ}\text{K}) + D2 \cdot T^{\circ}\text{K} + E2 \cdot (T^{\circ}\text{K})^2 \right]} \quad \text{mmHg}$$

$$K_e := \frac{P^{\circ}e}{P_T}$$

$$K_a := \frac{P^{\circ}a}{P_T}$$

Encontrar las dos ecuaciones:

(1) K_e Vs $T^{\circ}\text{C}$ y

(2) K_a Vs $T^{\circ}\text{C}$

	1
1	1.086
2	1.096
3	1.112
4	1.117

	1
1	0.476
2	0.481
3	0.488
4	0.49

	1
1	74
2	74.241
3	74.603
4	74.7

Ke =

5	1.145
6	1.161
7	1.177
8	1.194
9	1.212
10	1.231
11	1.274
12	1.271
13	1.293
14	1.317
15	1.342
16	1.32
17	1.444

Ka =

5	0.503
6	0.51
7	0.518
8	0.526
9	0.534
10	0.542
11	0.562
12	0.561
13	0.571
14	0.582
15	0.593
16	0.583
17	0.64

T°C =

5	75.309
6	75.659
7	76.012
8	76.371
9	76.739
10	77.12
11	78
12	77.93
13	78.367
14	78.829
15	79.32
16	78.9
17	81.2

Copiar sólo la primera vez

T°C =

	1
1	74
2	74.241
3	74.603
4	74.7
5	75.309
6	75.659
7	76.012
8	76.371
9	76.739
10	77.12
11	78
12	77.93
13	78.367
14	78.829
15	79.32
16	78.9

ETANOL

M := augment(T°C)

B := Ke

n := 1 orden del polinomio

R := regress(M, B, n)

$$R = \begin{pmatrix} 3 \\ 3 \\ 1 \\ -2.55784 \\ 0.04917 \end{pmatrix}$$

AGUA

N := augment(T°C)

F := Ka

Q := 1 rden del polinomio

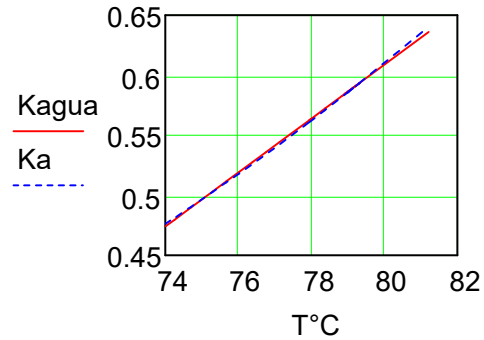
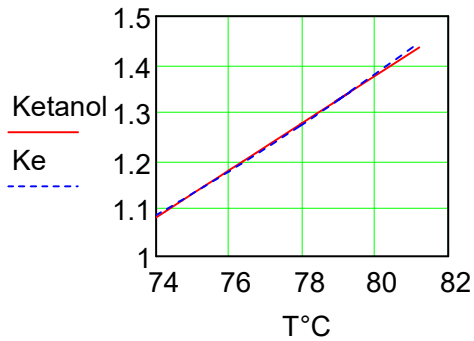
RR := regress(N, F, Q)

$$RR = \begin{pmatrix} 3 \\ 3 \\ 1 \\ -1.188 \\ 0.02246 \end{pmatrix}$$

17	81.2
----	------

$$\text{Ketanol} := 0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C} - 2.55784$$

$$\text{Kagua} := 0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C} - 1.188$$



Constantes para las capacidades caloríficas de la fase líquida

Cp del etanol

Cp del agua

$$A := 59.342$$

$$E := 92.053$$

$$B := 3.6358 \cdot 10^{-1}$$

$$F := -3.9953 \cdot 10^{-2}$$

$$C := -1.2164 \cdot 10^{-3}$$

$$G := -2.1103 \cdot 10^{-4}$$

$$D := 1.8031 \cdot 10^{-6}$$

$$H := 5.3469 \cdot 10^{-7}$$

Joules
gmol°K

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase gaseosa

Cp del etanol

Cp del agua

$$Ae := 27.091$$

$$Aa := 33.933$$

$$Be := 1.1055 \cdot 10^{-1}$$

$$Ba := -8.4186 \cdot 10^{-3}$$

$$Ce := 1.0957 \cdot 10^{-4}$$

$$Ca := 2.9906 \cdot 10^{-5}$$

$$De := -1.5046 \cdot 10^{-7}$$

$$Da := -1.7825 \cdot 10^{-8}$$

$$Ee := 4.6601 \cdot 10^{-11}$$

$$Ea := 3.6934 \cdot 10^{-12}$$

Joules
gmol°K

Constantes para el calor latente fase gaseosa

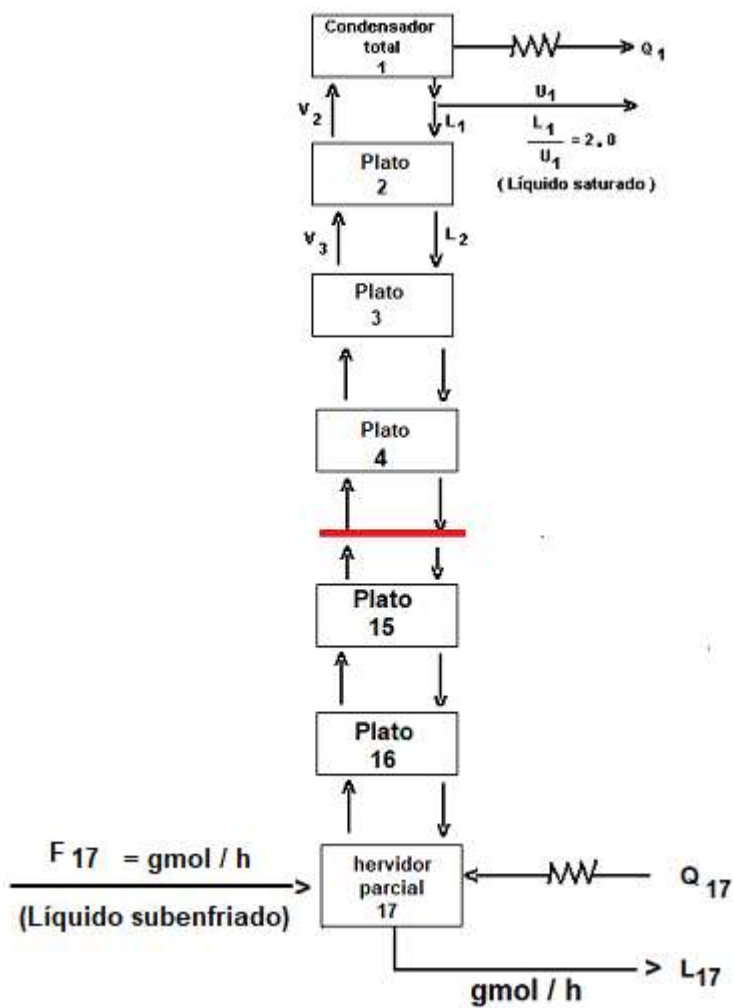
$$A_{ee} := 43.122 \quad A_{aa} := 52.053$$

$$T_{c_{ee}} := 516.25 \quad T_{c_{aa}} := 647.13$$

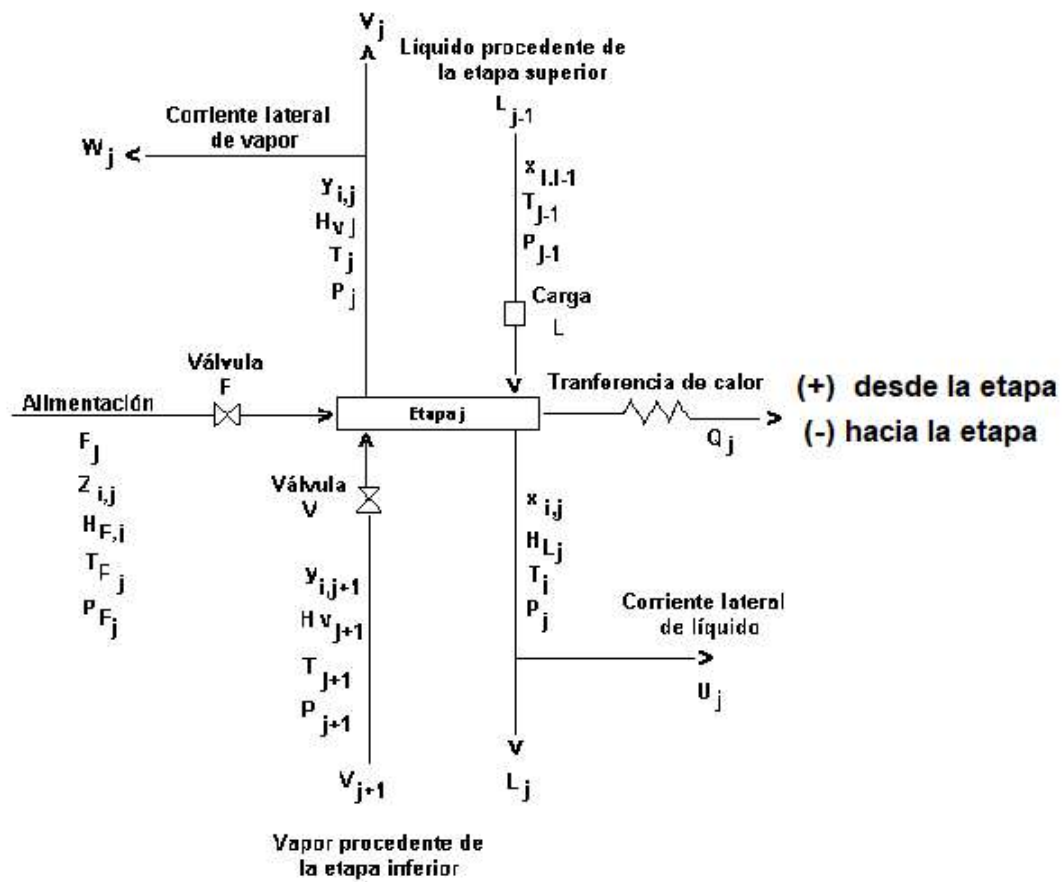
$$n_{ee} := 0.079 \quad n_{aa} := 0.321$$

$$\frac{\text{kJoules}}{\text{gmol}}$$

Datos para las ecuaciones de Thomas



ETAPA GENERAL DE EQUILIBRIO



$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m - W_m) - V_1 ; \quad 2 \leq j \leq N \quad (16)$$

W_m = significa otras corrientes laterales de vapor, dependiendo de la variación de m

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m) \quad W_m := 0 \quad V_1 = 0$$

Empezando por el rehervidor 17

etapa 17 $A_{17} := V_{17} + 0 - U_1$ $A_{17} = \left(\frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h} \right) - \frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h}$

etapa 16 $A_{16} := V_{16} - U_1$

- etapa 15 $A_{15} := V_{15} - U_1$
- etapa 14 $A_{14} := V_{14} - U_1$
- etapa 13 $A_{13} := V_{13} - U_1$
- etapa 12 $A_{12} := V_{12} - U_1$
- etapa 11 $A_{11} := V_{11} - U_1$
- etapa 10 $A_{10} := V_{10} - U_1$
- etapa 9 $A_9 := V_9 - U_1$
- etapa 8 $A_8 := V_8 - U_1$
- etapa 7 $A_7 := V_7 - U_1$
- etapa 6 $A_6 := V_6 - U_1$
- etapa 5 $A_5 := V_5 - U_1$
- etapa 4 $A_4 := V_4 - U_1$
- etapa 3 $A_3 := V_3 - U_1$
- etapa 2 $A_2 := V_2 - U_1$

etapa 1 $A_1 := 0 - 0$ físicamente no existe

Ahora:

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_1 + U_j + (V_j + W_j) K_{i,j} \right] \quad (17)$$

$$B_{j\text{etanol}} = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j [(F_m - U_m) + U_j + (V_j) \cdot K_{i,j}] \right]$$

Para hacer esta programación B_j se requieren los valores de la K_i del etanol y del agua

$(K_{\text{etanol}}^{(1)})_1$

$(K_{\text{agua}}^{(1)})_1$

$(K_{\text{etanol}}^{(1)})_2$

$(K_{\text{agua}}^{(1)})_2$

$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_3$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_3$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_4$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_4$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_5$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_5$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_6$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_6$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_7$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_7$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_8$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_8$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_9$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_9$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{10}$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{10}$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{11}$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{11}$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{12}$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{12}$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{13}$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{13}$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{14}$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{14}$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{15}$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{15}$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{16}$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{16}$
$(\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{17}$	$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{17}$

Continuación

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_1 + U_j + (V_j + W_j) K_{i,j} \right] \quad (17)$$

$$B_{j\text{etanol}} = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j [(F_m - U_m) + U_j + V_j \cdot K_{i,j}] \right] \begin{matrix} i = \text{etanol} \\ j = \text{etapa} \end{matrix}$$

Esta ecuación debe aplicarse para cada componente

Para el etanol

Empezando por el rehervidor 17
donde no existe etapa 18, ver el
cero.

Para K del etanol: será
columna (1) del renglón (17)

$$B_{17\text{etanol}} := -\left[0 + F_{17} - U_1 + V_{17} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{17}\right]$$

$$B_{16\text{etanol}} := -\left[V_{17} - U_1 + V_{16} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{16}\right]$$

$$B_{15\text{etanol}} := -\left[V_{16} - U_1 + V_{15} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{15}\right]$$

$$B_{14\text{etanol}} := -\left[V_{15} - U_1 + V_{14} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{14}\right]$$

$$B_{13\text{etanol}} := -\left[V_{14} - U_1 + V_{13} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{13}\right]$$

$$B_{12\text{etanol}} := -\left[V_{13} - U_1 + V_{12} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{12}\right]$$

$$B_{11\text{etanol}} := -\left[V_{12} - U_1 + V_{11} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{11}\right]$$

$$B_{10\text{etanol}} := -\left[V_{11} - U_1 + V_{10} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{10}\right]$$

$$B_{9\text{etanol}} := -\left[V_{10} - U_1 + V_9 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_9\right]$$

$$B_{8\text{etanol}} := -\left[V_9 - U_1 + V_8 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_8\right]$$

$$B_{7\text{etanol}} := -\left[V_8 - U_1 + V_7 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_7\right]$$

$$B_{6\text{etanol}} := -\left[V_7 - U_1 + V_6 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_6\right]$$

$$B_{5\text{etanol}} := -\left[V_6 - U_1 + V_5 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_5\right]$$

$$B_{4\text{etanol}} := -\left[V_5 - U_1 + V_4 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_4\right]$$

$$B_{3\text{etanol}} := -\left[V_4 - U_1 + V_3 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_3\right]$$

$$B_{2\text{etanol}} := -\left[V_3 - U_1 + V_2 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_2\right]$$

$$B_{1\text{etanol}} := -\left[V_2 - U_1 + U_1 + V_1 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_1\right]$$

Para el agua

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - \cancel{W_m}) - \cancel{V_1} + U_j + (V_j + \cancel{W_j}) K_{i,j} \right] \quad (17)$$

$$B_{j\text{agua}} = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j [(F_m - U_m) + U_j + (V_j) \cdot K_{i,j}] \right]$$

Empezando por rehervidor 17

Empezando por rehervidor 17
no existe etapa 18, ver el cero.
Para K azgua será: columna (1)
renglón (17)

$$B_{17\text{agua}} := - \left[0 + F_{17} - U_1 + 0 + V_{17} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{17} \right]$$

$$B_{16\text{agua}} := - \left[V_{17} - U_1 + V_{16} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{16} \right]$$

$$B_{15\text{agua}} := - \left[V_{16} - U_1 + V_{15} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{15} \right]$$

$$B_{14\text{agua}} := - \left[V_{15} - U_1 + V_{14} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{14} \right]$$

$$B_{13\text{agua}} := - \left[V_{14} - U_1 + V_{13} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{13} \right]$$

$$B_{12\text{agua}} := - \left[V_{13} - U_1 + V_{12} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{12} \right]$$

$$B_{11\text{agua}} := - \left[V_{12} - U_1 + V_{11} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{11} \right]$$

$$B_{10\text{agua}} := - \left[V_{11} - U_1 + V_{10} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{10} \right]$$

$$B_{9\text{agua}} := - \left[V_{10} - U_1 + V_9 \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_9 \right]$$

$$B_{8\text{agua}} := - \left[V_9 - U_1 + V_8 \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_8 \right]$$

$$B_{7\text{agua}} := - \left[V_8 - U_1 + V_7 \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_7 \right]$$

$$B_{6\text{agua}} := - \left[V_7 - U_1 + V_6 \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_6 \right]$$

$$B_{5\text{agua}} := - \left[V_6 - U_1 + V_5 \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_5 \right]$$

$$\begin{aligned}
B_{4\text{agua}} &:= -\left[V_5 - U_1 + V_4 \cdot (\text{Kagua}^{(1)})_4\right] \\
B_{3\text{agua}} &:= -\left[V_4 - U_1 + V_3 \cdot (\text{Kagua}^{(1)})_3\right] \\
B_{2\text{agua}} &:= -\left[V_3 - U_1 + V_2 \cdot (\text{Kagua}^{(1)})_2\right] \\
B_{1\text{agua}} &:= -\left[V_2 - U_1 + U_1 + V_1 \cdot (\text{Kagua}^{(1)})_1\right]
\end{aligned}$$

$$C_j = V_{j+1} K_{i,j+1} \quad ; \quad 1 \leq j \leq N-1 \quad (18)$$

Esta ecuación debe aplicarse para cada componente

Empezando por el condensador total 1, para el etanol

$$\begin{aligned}
C_{1\text{etanol}} &:= V_2 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_2 \\
C_{2\text{etanol}} &:= V_3 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_3 \\
C_{3\text{etanol}} &:= V_4 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_4 \\
C_{4\text{etanol}} &:= V_5 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_5 \\
C_{5\text{etanol}} &:= V_6 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_6 \\
C_{6\text{etanol}} &:= V_7 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_7 \\
C_{7\text{etanol}} &:= V_8 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_8 \\
C_{8\text{etanol}} &:= V_9 \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_9 \\
C_{9\text{etanol}} &:= V_{10} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{10} \\
C_{10\text{etanol}} &:= V_{11} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{11} \\
C_{11\text{etanol}} &:= V_{12} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{12} \\
C_{12\text{etanol}} &:= V_{13} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{13} \\
C_{13\text{etanol}} &:= V_{14} \cdot (\text{Ketanol}^{(1)})_{14}
\end{aligned}$$

$$C_{14\text{etanol}} := V_{15} \cdot (\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{15}$$

$$C_{15\text{etanol}} := V_{16} \cdot (\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{16}$$

$$C_{16\text{etanol}} := V_{17} \cdot (\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{17}$$

$$C_{17\text{etanol}} := V_{18} \cdot (\text{Ketanol}^{\langle 1 \rangle})_{18} \quad \text{Este término no existe no tiene significado físico}$$

**Empezando por el condensador total
etapa 1, para el agua**

$$C_j = V_{j+1} K_{i,j+1} ; \quad 1 \leq j \leq N - 1 \quad (18)$$

$$C_{1\text{agua}} := V_2 \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_2$$

$$C_{2\text{agua}} := V_3 \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_3$$

$$C_{3\text{agua}} := V_4 \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_4$$

$$C_{4\text{agua}} := V_5 \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_5$$

$$C_{5\text{agua}} := V_6 \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_6$$

$$C_{6\text{agua}} := V_7 \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_7$$

$$C_{7\text{agua}} := V_8 \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_8$$

$$C_{8\text{agua}} := V_9 \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_9$$

$$C_{9\text{agua}} := V_{10} \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{10}$$

$$C_{10\text{agua}} := V_{11} \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{11}$$

$$C_{11\text{agua}} := V_{12} \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{12}$$

$$C_{12\text{agua}} := V_{13} \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{13}$$

$$C_{13\text{agua}} := V_{14} \cdot (\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_{14}$$

$$C_{14\text{agua}} := V_{15} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{15}$$

$$C_{15\text{agua}} := V_{16} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{16}$$

$$C_{16\text{agua}} := V_{17} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{17}$$

$$C_{17\text{agua}} := V_{18} \cdot (K_{\text{agua}}^{(1)})_{18}$$

Este término no existe
no tiene significado físico

$$D_j = -F_j Z_{i,j} \quad ; \quad 1 \leq j \leq N \quad (19)$$

$$Z_{117} = 0.207 \quad \text{gmol ETOH / gmol mezcla}$$

$$Z_{217} = 0.793 \quad \text{gmol H2O / gmol mezcla}$$

Z_{117} = El primer 1 es el componente uno (etanol) alimentado en el hervidor 17

Z_{217} = El 2 es el componente dos (agua) alimentado en el hervidor 17

Etanol: $D_{17\text{etanol}} := -F_{17} \cdot Z_{117}$

Agua: $D_{17\text{agua}} := -F_{17} \cdot Z_{217}$

Sustitución en la ecuación (20)

$$A_j \cdot x_{i,j} + B_j \cdot x_{i,j} + C_j \cdot x_{i,j+1} = D_j$$

$$\begin{pmatrix} B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-2} & 0 & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & A_{n-1} & B_{n-1} & C_{n-1} & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & A_N & B_N & \dots \end{pmatrix} \begin{pmatrix} x_{i,1} \\ x_{i,2} \\ x_{i,3} \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ x_{i,N-2} \\ x_{i,N-1} \\ x_{i,N} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} D_1 \\ D_2 \\ D_3 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ D_{N-2} \\ D_{N-1} \\ D_N \end{pmatrix} \quad (20)$$

La solución es la siguiente:

$$\begin{pmatrix} x_{i,1} \\ x_{i,2} \\ x_{i,3} \\ \vdots \\ \vdots \\ \vdots \\ x_{i,N-2} \\ x_{i,N-1} \\ x_{i,N} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & 0 & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-2} & 0 \\ 0 & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & 0 & 0 & A_{n-1} & B_{n-1} & C_{n-1} \\ 0 & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & 0 & 0 & 0 & A_N & B_N \end{pmatrix}^{-1} \begin{pmatrix} D_1 \\ D_2 \\ D_3 \\ \vdots \\ \vdots \\ \vdots \\ \vdots \\ D_{N-2} \\ D_{N-1} \\ D_N \end{pmatrix}$$

Matriz tridiagonal para el etanol

FAD = Factor de ajuste del destilado (el condensador)
 FAF = Factor de ajuste de fondos (el hervidor)

Valores sugeridos para la primera prueba: FAD = 1.062 FAF = 1.49

Las unidades de A,B y C de la ecuación matricial son:

$$\frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h}$$

Estos factores son adimensionales

Valores encontrados que resuelven el problema

FAD := 1.062 FAF := 1.49

0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
C ₇ etanol·FAD	0	0	0
B ₈ etanol	C ₈ etanol·FAD	0	0
A ₉	B ₉ etanol	C ₉ etanol·FAD	0
0	A ₁₀	B ₁₀ etanol	C ₁₀ etanol·FAD
0	0	A ₁₁	B ₁₁ etanol
0	0	0	A ₁₂
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0

0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
0	0	0	0
C_11etanol FAD	0	0	0
B_12etanol	C_12etanol FAD	0	0
A_13	B_13etanol	C_13etanol FAD	0
0	A_14	B_14etanol	C_14etanol FAD
0	0	A_15	B_15etanol
0	0	0	A_16
0	0	0	0

0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
C.9agua	0	0	0	0	0
B.10agua	C.10agua	0	0	0	0
A.11	B.11agua	C.11agua	0	0	0
0	A.12	B.12agua	C.12agua	0	0
0	0	A.13	B.13agua	C.13agua	0
0	0	0	A.14	B.14agua	C.14agua
0	0	0	0	A.15	B.15agua
0	0	0	0	0	A.16
0	0	0	0	0	0

$$\begin{pmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ C_{.15agua} & 0 \\ B_{.16agua} & C_{.16agua} \\ A_{.17} & B_{.17agua} \end{pmatrix}^{-1} \cdot D_{17agua} := \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix}$$

Resultados de la matriz del etanol y de la matriz del agua

$x_{etanol} = A_{etanol} \cdot D_{etanol}$ $x_{agua} = A_{agua} \cdot D_{agua}$ Suma = $x_{etanol} + x_{agua}$

condensador

condensador

	0.705	0.386	1.091
	0.608	0.805	1.413
	0.536	1.078	1.613
	0.482	1.259	1.741
	0.427	1.344	1.772
	0.382	1.379	1.761
	0.342	1.381	1.723
	0.307	1.361	1.667
xetanol :=	0.275	1.327	Suma := 1.603
	0.247	1.286	1.533
	0.218	1.216	1.435
	0.199	1.216	1.377
	0.179	1.178	1.316
	0.179	1.136	1.253
	0.161	1.092	1.192
	0.145	1.047	1.172
	0.135	1.038	1.063
	0.115	0.949	
rehervidor		rehervidor	

Se normalizan las composiciones con (28)

$$(x_{i,j})_{Normalizado} = \frac{x_{i,j}}{\sum_{i=1}^C x_{i,j}} \quad (28)$$

$$\text{xNetanol} := \begin{bmatrix} \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_1}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_1} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_2}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_2} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_3}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_3} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_4}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_4} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_5}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_5} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_6}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_6} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_7}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_7} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_8}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_8} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_9}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_9} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_{10}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{10}} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_{11}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{11}} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_{12}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{12}} \end{bmatrix}$$

$$\text{xNagua} := \begin{bmatrix} \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_1}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_1} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_2}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_2} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_3}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_3} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_4}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_4} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_5}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_5} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_6}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_6} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_7}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_7} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_8}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_8} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_9}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_9} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_{10}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{10}} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_{11}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{11}} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_{12}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{12}} \end{bmatrix}$$

$$\left[\begin{array}{c} \frac{(x_{\text{etanol}}^{(1)})_{13}}{(Suma^{(1)})_{13}} \\ \frac{(x_{\text{etanol}}^{(1)})_{14}}{(Suma^{(1)})_{14}} \\ \frac{(x_{\text{etanol}}^{(1)})_{15}}{(Suma^{(1)})_{15}} \\ \frac{(x_{\text{etanol}}^{(1)})_{16}}{(Suma^{(1)})_{16}} \\ \frac{(x_{\text{etanol}}^{(1)})_{17}}{(Suma^{(1)})_{17}} \end{array} \right]$$

$$\left[\begin{array}{c} \frac{(x_{\text{agua}}^{(1)})_{13}}{(Suma^{(1)})_{13}} \\ \frac{(x_{\text{agua}}^{(1)})_{14}}{(Suma^{(1)})_{14}} \\ \frac{(x_{\text{agua}}^{(1)})_{15}}{(Suma^{(1)})_{15}} \\ \frac{(x_{\text{agua}}^{(1)})_{16}}{(Suma^{(1)})_{16}} \\ \frac{(x_{\text{agua}}^{(1)})_{17}}{(Suma^{(1)})_{17}} \end{array} \right]$$

COMPARACIÓN CON LOS DATOS EXPERIMENTALES

N =====N

FAD = 1.062

FAF = 1.49

xmolD = 0.63

experimental

gmol ETOH /
gmol mezcla

$(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 = 0.646$ modelo

gmol ETOH /
gmol mezcla

experimental xmolF = 0.106

gmol ETOH /
gmol mezcla

$(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{17} = 0.108$ modelo

gmol ETOH /
gmol mezcla

Los errores porcentuales del domo y de los residuos

$$\text{Error porcentual (del destilado)} = \frac{x_{\text{molar del modelo}} - x_{\text{molar experimental}}}{x_{\text{molar experimental}}} \times 100 ; (\pm) 2\%$$

$$\text{Error porcentual (de los residuos)} = \frac{x_{\text{molar del modelo}} - x_{\text{molar experimental}}}{x_{\text{molar experimental}}} \times 100 ; (\pm) 2\%$$

$$\% \text{Error}_{\text{destilado}} := \frac{(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 - (x_{\text{molD}})}{x_{\text{molD}}} \cdot 100 = 2.59$$

$$\% \text{Error}_{\text{residuos}} := \frac{(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{17} - (x_{\text{molF}})}{x_{\text{molF}}} \cdot 100 = 2.0818$$

Valores aceptados

NOTA.- Automáticamente se ajustarán todos los valores de las composiciones de las etapas intermedias de la columna

N =====N

$$\text{sumaN} := x_{\text{Netanol}} + x_{\text{Nagua}}$$

$$x_{\text{molD}} = 0.63$$

gmol ETOH /
gmol mezcla

	1	
	0.646	condensador
	0.43	
	0.332	
	0.277	
	0.241	
	0.217	
	0.198	
xNetanol =	0.184	
	0.172	
	0.161	
	0.152	
	0.145	
	0.136	
	0.128	
	0.122	
	0.115	
	0.108	Hervidor

$$x_{\text{molF}} = 0.106$$

gmol ETOH /
gmol mezcla

condensador

	1
1	0.354
2	0.57
3	0.668
4	0.723
5	0.758
6	0.783
7	0.802
8	0.816
9	0.828
10	0.839
11	0.847
12	0.855
13	0.863
14	0.872
15	0.878
16	0.886
17	0.893

xNagua =

SUMA

	1
1	1
2	1
3	1
4	1
5	1
6	1
7	1
8	1
9	1
10	1
11	1
12	1
13	1
14	1
15	1
16	1
17	1

sumaN =

Hervidor

$$\frac{\text{gmol} \cdot \text{H}_2\text{O}}{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}$$

Aplicar la ecuación (3) para calcular las composiciones normalizadas del etanol en la fase vapor

$$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j} \quad (3)$$

$$y_{\text{Netanol}} := \frac{\text{Netanol}}{[\text{Netanol}] + [\text{Etanol}]}$$

	1
1	0.698
2	0.47
3	0.369
4	0.309
5	0.276
6	0.252
7	0.234
8	0.221
9	0.209
10	0.199
11	0.194
12	0.184
13	0.176
14	0.169
15	0.163
16	0.152
17	0.155

yNetanol =

$$\frac{\text{gmol} \cdot \text{ETOH}}{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}$$

Cálculo de los vapores V3,V4, V5V17

Balance de calor

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase líquida

Cp del etanol

Cp del agua

$$A := 59.342$$

$$E := 92.053$$

$$1 \text{ joule} = 0.00094783 \text{ BTU}$$

$$B := 3.6358 \cdot 10^{-1}$$

$$F := -3.9953 \cdot 10^{-2}$$

$$1 \text{ BTU} = 0.252 \text{ kcal}$$

$$C := -1.2164 \cdot 10^{-3}$$

$$G := -2.1103 \cdot 10^{-4}$$

$$1 \text{ lbmol} = 453.6 \text{ gmol}$$

$$D := 1.8031 \cdot 10^{-6}$$

$$H := 5.3469 \cdot 10^{-7}$$

$$\Delta^{\circ}\text{K} = 1.8 \Delta^{\circ}\text{F}$$

$$^{\circ}\text{F} = (9/5)^{\circ}\text{C} + 32$$

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

$$T = \text{K, y } C_p \text{ (Joule / gmol } ^{\circ}\text{K)}$$

Entalpía de la alimentación (HF17). Los dos componentes que entran a la torre son líquidos

Datos Aquí F = del inglés Feed

$$x_{\text{Fetanol}} := Z_{117}$$

$$TF_{17}^{\circ\text{C}} := (T^{\circ\text{C}})^{17} \quad ^{\circ}\text{C}$$

$$x_{\text{Fagua}} := Z_{217}$$

$$TF_{17}^{\circ\text{K}} := TF_{17}^{\circ\text{C}} + 273.15$$

$$x_{\text{Fetanol}} = 0.207$$

$$x_{\text{Fagua}} = 0.793$$

$$CP_{\text{Fetanol}F} := (A + B \cdot TF_{17}^{\circ\text{K}} + C \cdot TF_{17}^{\circ\text{K}}^2 + D \cdot TF_{17}^{\circ\text{K}}^3) \cdot (0.00094783) \cdot (453.6)$$

$$CP_{\text{Fagua}F} := (E + F \cdot TF_{17}^{\circ\text{K}} + G \cdot TF_{17}^{\circ\text{K}}^2 + H \cdot TF_{17}^{\circ\text{K}}^3) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

$$CP_{\text{Fetanol}F} := 49.729$$

$$CP_{\text{Fagua}F} := 32.326$$

$$\frac{\text{BTU}}{\text{lbmol} \cdot ^{\circ}\text{K}} = \frac{\text{Joule}}{\text{gmol} \cdot ^{\circ}\text{K}} \cdot \frac{0.00094783 \cdot \text{BTU}}{1 \cdot \text{joule}} \cdot \frac{453.6 \text{ gmol}}{1 \text{ lbmol}}$$

$$HF_{17} := \left[\frac{CP_{\text{Fetanol}F} \cdot (TF_{17}^{\circ\text{K}} - 273.15) \cdot x_{\text{Fetanol}} + CP_{\text{Fagua}F} \cdot (TF_{17}^{\circ\text{K}} - 273.15) \cdot x_{\text{Fagua}}}{453.6} \cdot \frac{0.252}{1} \right]$$

$$\frac{\text{kcal}}{\text{gmolMezcla}} = \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol} \cdot ^{\circ}\text{K}} \cdot \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmolMezcla}} \cdot \frac{1 \text{ lbmol}}{453.6 \text{ gmol}} \cdot \frac{0.252 \text{ kcal}}{1 \text{ BTU}}$$

$$HF_{17} := 1.621 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmolMezcla}}$$

Entalpías de la fase líquida dentro de la torre

$$TB^{\circ}K := T^{\circ}C + 273.15$$

$$CP_{\text{PetanolL}} := (A + B \cdot TB^{\circ}K + C \cdot TB^{\circ}K^2 + D \cdot TB^{\circ}K^3) \cdot (0.00094783) \cdot (453.6)$$

$$CP_{\text{PaguaL}} := (E + F \cdot TB^{\circ}K + G \cdot TB^{\circ}K^2 + H \cdot TB^{\circ}K^3) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

$$\frac{\text{BTU}}{\text{lbmol} \cdot ^{\circ}K} = \frac{\text{Joule}}{\text{gmol} \cdot ^{\circ}K} \cdot \frac{0.00094783 \cdot \text{BTU}}{1 \cdot \text{joule}} \cdot \frac{453.6 \text{ gmol}}{1 \text{ lbmol}}$$

$$HL := \left[\frac{[[CP_{\text{PetanolL}} \cdot (TB^{\circ}K - 273.15) \cdot x_{\text{Netanol}}] + [CP_{\text{PaguaL}} \cdot (TB^{\circ}K - 273.15) \cdot x_{\text{Nagua}}]] \cdot \frac{1}{453.6} \cdot 0.252}{\text{BTU}} \right]$$

$$\frac{\text{kcal}}{\text{gmolMezcla}} = \frac{\cancel{\text{BTU}}}{\cancel{\text{lbmol}} \cdot ^{\circ}K} \cdot \cancel{^{\circ}K} \cdot \frac{\cancel{\text{lbmol}}}{\cancel{\text{lbmolMezcla}}} \cdot \frac{1 \cancel{\text{lbmol}}}{453.6 \cancel{\text{gmol}}} \cdot \frac{0.252 \cancel{\text{kcal}}}{1 \cancel{\text{BTU}}}$$

	1.776	
	1.632	
	1.573	
	1.535	
	1.522	
	1.513	
	1.507	
	1.505	
HL :=	1.501	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol} \cdot \text{Mezcla}}$
	1.502	
	1.512	
	1.506	
	1.508	
	1.512	
	1.517	
	1.505	
	1.545	

Entalpías de la fase vapor

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase vapor

Cp del etanol	Cp del agua	
$\underline{Ae} := 27.091$	$\underline{Aa} := 33.933$	
$\underline{Be} := 1.1055 \cdot 10^{-1}$	$\underline{Ba} := -8.4186 \cdot 10^{-3}$	1 joule = 0.00094783 BTU
$\underline{Ce} := 1.0957 \cdot 10^{-4}$	$\underline{Ca} := 2.9906 \cdot 10^{-5}$	1 BTU = 0.252 kcal
$\underline{De} := -1.5046 \cdot 10^{-7}$	$\underline{Da} := -1.7825 \cdot 10^{-8}$	1 lbmol = 453.6 gmol
$\underline{Ee} := 4.6601 \cdot 10^{-11}$	$\underline{Ea} := 3.6934 \cdot 10^{-12}$	$\Delta^{\circ}\text{K} = 1.8 \Delta^{\circ}\text{F}$
		$^{\circ}\text{F} = (9/5)^{\circ}\text{C} + 32$

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

$$\frac{\text{Joules}}{\text{gmol}^{\circ}\text{K}}$$

$$CPetanoV := (Ae + Be \cdot TB^{\circ}K + Ce \cdot TB^{\circ}K^2 + De \cdot TB^{\circ}K^3 + Ee \cdot TB^{\circ}K^4) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

$$CPaguaV := (Aa + Ba \cdot TB^{\circ}K + Ca \cdot TB^{\circ}K^2 + Da \cdot TB^{\circ}K^3 + Ea \cdot TB^{\circ}K^4) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

$$\frac{BTU}{lbmol \cdot ^{\circ}K} = \frac{Joule}{gmol \cdot ^{\circ}K} \cdot \frac{0.00094783 \cdot BTU}{1 \cdot joule} \cdot \frac{453.6 gmol}{1 lbmol}$$

CPetanoV :=	31.409
	31.424
	31.445
	31.451
	31.488
	31.509
	31.53
	31.552
	31.574
	31.597
	31.65
	31.646
	31.672
	31.7
	31.729
	31.704
	31.842

CPaguaV :=	14.584
	14.585
	14.586
	14.586
	14.588
	14.589
	14.59
	14.591
	14.592
	14.593
	14.596
	14.596
	14.597
	14.598
	14.6
	14.598
	14.605

Constantes para el calor latente fase gaseosa

$$A_{ee} := 43.122 \quad A_{aa} := 52.053$$

$$T_{ce} := 516.25 \quad T_{ca} := 647.13$$

$$n_{ee} := 0.079 \quad n_{aa} := 0.321$$

$$\lambda = \Delta H_{\text{vap}} = A \cdot \left(1 - \frac{T^{\circ}\text{K}}{T_c}\right)^n \quad \frac{\text{kJoules}}{\text{gmol}}$$

Chemical Properties Handbook de Carl L. Yaws, McGraw Hill

$$\lambda_{\text{etanol}} := \left[\left[A_{ee} \cdot \left(1 - \frac{TB^{\circ}\text{K}}{T_{c_{ee}}}\right)^{n_{ee}} \right] \cdot [(1000) \cdot (0.00094783) \cdot (453.6)] \right]$$

$$\lambda_{\text{agua}} := \left[\left[A_{aa} \cdot \left(1 - \frac{TB^{\circ}\text{K}}{T_{c_{aa}}}\right)^{n_{aa}} \right] \cdot [(1000) \cdot (0.00094783) \cdot (453.6)] \right]$$

$$\frac{\text{BTU}}{\text{lbmol}} = \frac{\text{kJoule}}{\text{gmol}} \cdot \frac{1000\text{joules}}{1\text{kJoule}} \cdot \frac{0.00094783 \cdot \text{BTU}}{1 \cdot \text{joule}} \cdot \frac{453.6\text{gmol}}{1\text{lbmol}}$$

Relaciones de equilibrio ($E_{i,j}$)

$$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j} \quad (3)$$

$$y_{\text{Netanol}} := [(K_{\text{etanol}}) \cdot x_{\text{Netanol}}]$$

$$y_{\text{Nagua}} := (K_{\text{agua}} \cdot x_{\text{Nagua}})$$

$$\text{HV} := \left[\left[[\text{CP}_{\text{etanol}V} \cdot (TB^{\circ}\text{K} - 273.15) + \lambda_{\text{etanol}} \cdot y_{\text{Netanol}}] + \right. \right. \\ \left. \left. [\text{CP}_{\text{agua}V} \cdot (TB^{\circ}\text{K} - 273.15) + \lambda_{\text{agua}} \cdot y_{\text{Nagua}}] \right] \cdot \frac{1}{453.6} \cdot \frac{0.252}{1} \right]$$

$$\frac{\text{kcal}}{\text{gmolMezcla}} = \left(\frac{\text{BTU}}{\text{lbmol} \cdot ^{\circ}\text{K}} \cdot ^{\circ}\text{K} + \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol}} \cdot \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmolMezcla}} \right) \cdot \frac{1\text{lbmol}}{453.6\text{gmol}} \cdot \frac{0.252\text{kcal}}{1\text{BUT}}$$

HV :=	10.106	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol} \cdot \text{Mezcla}}$
	8.983	
	8.55	
	8.259	
	8.232	
	8.196	
	8.188	
	8.206	
	8.226	
	8.27	
	8.452	
	8.388	
	8.448	
	8.527	
	8.613	
	8.461	
9.025		

Los datos calculados anteriores y las ecuaciones siguientes son necesarias para determinar los valores de los vapores V3,V4, V5V17

Consultar el archivo en AMyD Deducción de las ecuaciones del punto de burbuja, donde se deducen las siguientes ecuaciones:

La ecuación final se puede escribir como :

$$\boxed{\alpha_j V_j + \beta_j V_{j+1} = \gamma_j} \quad (21)$$

Donde

$$\alpha_j = (HL_{j-1} - HV_j)$$

$$\beta_j = (HV_{j+1} - HL_j)$$

$$\gamma_j = \left[\sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m - W_m) - V_1 \right] (HL_j - HL_{j-1}) + F_j (HL_j - HF_j) + W_j (HV_j - HL_j) + Q_j$$

$$Q_j = L_{j-1}HL_{j-1} + V_{j+1} \cdot HG_{j+1} + F_j \cdot HF_j - (L_j + U_j) \cdot HL_j - (V_j + W_j) \cdot HG_j$$

$$\frac{BTU}{h} = \frac{lbmol}{h} \cdot \frac{BTU}{lbmol} + \frac{lbmol}{h} \cdot \frac{BTU}{lbmol} + \dots$$

La representación matricial de la ecuación (21) es:

$$\begin{pmatrix} \beta_2 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \alpha_3 & \beta_3 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & \alpha_4 & \beta_4 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & \alpha_{N-3} & \beta_{N-3} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & \alpha_{N-2} & \beta_{N-2} & 0 & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & \alpha_{N-1} & \beta_{N-1} & 0 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ V_N \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \gamma_2 - \alpha_2 V_2 \\ \gamma_3 \\ \gamma_4 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \gamma_{N-3} \\ \gamma_{N-2} \\ \gamma_{N-1} \end{pmatrix} \quad (21)$$

Otra forma equivalente es aplicar balances en cada etapa y llegar a la ecuación (22)

Plato (2)	Plato (3)	En general
$\alpha_2 V_2 + \beta_2 V_3 = \gamma_2$	$\alpha_3 V_3 + \beta_3 V_4 = \gamma_3$	
$V_3 = \frac{\gamma_2 - \alpha_2 V_2}{\beta_2}$	$V_4 = \frac{\gamma_3 - \alpha_3 V_3}{\beta_3}$	$V_j = \frac{\gamma_{j-1} - \alpha_{j-1} V_{j-1}}{\beta_{j-1}}$ (22)

$$\alpha_j = (HL_{j-1} - HV_j)$$

$$\beta_j = (HV_{j+1} - HL_j)$$

$$\gamma_j = \left[\sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m - W_m) - V_1 \right] (HL_j - HL_{j-1}) + F_j (HL_j - HF_j) + W_j (HV_j - HL_j) + Q_j$$

$$Q_j = L_{j-1}HL_{j-1} + V_{j+1} \cdot HG_{j+1} + F_j \cdot HF_j - (L_j + U_j) \cdot HL_j - (V_j + W_j) \cdot (25)_j$$

$$\frac{BTU}{h} = \frac{lbmol}{h} \cdot \frac{BTU}{lbmol} + \frac{lbmol}{h} \cdot \frac{BTU}{lbmol} + \dots$$

Aplicación de las ecuaciones anteriores, observar que No se requieren los valores de ($\alpha_1, \beta_1, \gamma_1$), (V_1 y V_2) en la ecuación (21).

$$\alpha_j = (HL_{j-1} - HV_j)$$

Consultar el guión de esta experimentación

$$\begin{aligned} \alpha_2 &:= (HL^{(1)})_1 - (HV^{(1)})_2 \\ \alpha_3 &:= (HL^{(1)})_2 - (HV^{(1)})_3 \\ \alpha_4 &:= (HL^{(1)})_3 - (HV^{(1)})_4 \\ \alpha_5 &:= (HL^{(1)})_4 - (HV^{(1)})_5 \\ \alpha_6 &:= (HL^{(1)})_5 - (HV^{(1)})_6 \\ \alpha_7 &:= (HL^{(1)})_6 - (HV^{(1)})_7 \\ \alpha_8 &:= (HL^{(1)})_7 - (HV^{(1)})_8 \\ \alpha_9 &:= (HL^{(1)})_8 - (HV^{(1)})_9 \\ \alpha_{10} &:= (HL^{(1)})_9 - (HV^{(1)})_{10} \\ \alpha_{11} &:= (HL^{(1)})_{10} - (HV^{(1)})_{11} \\ \alpha_{12} &:= (HL^{(1)})_{11} - (HV^{(1)})_{12} \\ \alpha_{13} &:= (HL^{(1)})_{12} - (HV^{(1)})_{13} \\ \alpha_{14} &:= (HL^{(1)})_{13} - (HV^{(1)})_{14} \end{aligned}$$

	1
1	10.106
2	8.983
3	8.55
4	8.259
5	8.232
6	8.196
7	8.188
8	8.206
9	8.226
10	8.27
11	8.452
12	8.388
13	8.448
14	8.527
15	8.613
16	8.461
17	9.025

HV =

	1
1	1.776
2	1.632
3	1.573
4	1.535
5	1.522
6	1.513
7	1.507
8	1.505
9	1.501
10	1.502
11	1.512
12	1.506
13	1.508
14	1.512
15	1.517
16	1.505
17	1.545

HL =

$\frac{\text{kcal}}{\text{gmolMezcla}}$

$\frac{\text{kcal}}{\text{gmolMezcla}}$

$$\alpha_{15} := (HL^{(1)})_{14} - (HV^{(1)})_{15}$$

$$\alpha_{16} := (HL^{(1)})_{15} - (HV^{(1)})_{16}$$

$$\alpha_{17} := (HL^{(1)})_{16} - (HV^{(1)})_{17}$$

No se requiere calcular

α_{17}

Consultar la ecuación matricial 21

$$\beta_j = (HV_{j+1} - HL_j)$$

Consultar el gui3n de esta experimentaci3n

$$\beta_2 := (HV^{(1)})_3 - (HL^{(1)})_2$$

$$\beta_3 := (HV^{(1)})_4 - (HL^{(1)})_3$$

$$\beta_4 := (HV^{(1)})_5 - (HL^{(1)})_4$$

$$\beta_5 := (HV^{(1)})_6 - (HL^{(1)})_5$$

$$\beta_6 := (HV^{(1)})_7 - (HL^{(1)})_6$$

$$\beta_7 := (HV^{(1)})_8 - (HL^{(1)})_7$$

$$\beta_8 := (HV^{(1)})_9 - (HL^{(1)})_8$$

$$\beta_9 := (HV^{(1)})_{10} - (HL^{(1)})_9$$

$$\beta_{10} := (HV^{(1)})_{11} - (HL^{(1)})_{10}$$

$$\beta_{11} := (HV^{(1)})_{12} - (HL^{(1)})_{11}$$

$$\beta_{12} := (HV^{(1)})_{13} - (HL^{(1)})_{12}$$

$$\beta_{13} := (HV^{(1)})_{14} - (HL^{(1)})_{13}$$

$$\beta_{14} := (HV^{(1)})_{15} - (HL^{(1)})_{14}$$

$$\beta_{15} := (HV^{(1)})_{16} - (HL^{(1)})_{15}$$

$$\beta_{16} := (HV^{(1)})_{17} - (HL^{(1)})_{16}$$

$$\beta_{17} := (HV^{(1)})_{18} - (HL^{(1)})_{17}$$

HV =

	1
1	10.106
2	8.983
3	8.55
4	8.259
5	8.232
6	8.196
7	8.188
8	8.206
9	8.226
10	8.27
11	8.452
12	8.388
13	8.448
14	8.527
15	8.613
16	8.461
17	9.025

kcal
gmolMezcla

HL =

	1
1	1.776
2	1.632
3	1.573
4	1.535
5	1.522
6	1.513
7	1.507
8	1.505
9	1.501
10	1.502
11	1.512
12	1.506
13	1.508
14	1.512
15	1.517
16	1.505
17	1.545

kcal
gmolMezcla

etapas

- 1
- 2
- 3
- 4
- 5
- 6
- 7
- 8
- 9
- 10
- 11
- 12
- 13
- 14
- 15
- 16
- 17

Este t3rmino no existe

No se requiere calcular

β_{17}

Consultar la ecuación matricial 21

$$\gamma_j = \left[\sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m - W_m) - V_1 \right] (HL_j - HL_{j-1}) + F_j (HL_j - HF_j) + W_j (HV_j - HL_j) + Q_j$$

Consultar el guión de esta experimentación

$$\alpha_2 V_2 + \beta_2 V_3 = \gamma_2$$

Plato (2) $V_3 = \frac{\gamma_2 - \alpha_2 V_2}{\beta_2}$

Se requiere la figura

$$F_{17} = 594.393 \quad \text{gmol mezcla / h}$$

Fijado por Balance de Materia

$$U_1 = 164.056 \quad \text{gmol mezcla / h}$$

$$V_1 = 0 \quad \text{para el condensador}$$

$$V_2 = 246.084$$

No se requiere α_1 , β_1 , γ_1 , V_1 y V_2 en la ecuación (21). Consultar el archivo DEDUCCIÓN DE LAS ECUACIONES PARA EL PUNTO DE BURBUJA

$$\gamma_2 := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_2 - (HL^{(1)})_1 \right]$$

$$\gamma_3 := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_3 - (HL^{(1)})_2 \right]$$

$$\gamma_4 := ((-U_1)) \cdot \left[(HL^{(1)})_4 - (HL^{(1)})_3 \right]$$

$$\gamma_5 := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_5 - (HL^{(1)})_4 \right]$$

$$\gamma_6 := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_6 - (HL^{(1)})_5 \right]$$

$$\gamma_7 := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_7 - (HL^{(1)})_6 \right]$$

$$\gamma_8 := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_8 - (HL^{(1)})_7 \right]$$

$$\gamma_9 := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_9 - (HL^{(1)})_8 \right]$$

$$\gamma_{10} := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_{10} - (HL^{(1)})_9 \right]$$

$$\gamma_{11} := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_{11} - (HL^{(1)})_{10} \right]$$

$$\gamma_{12} := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_{12} - (HL^{(1)})_{11} \right]$$

$$\gamma_{13} := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_{13} - (HL^{(1)})_{12} \right]$$

$$\gamma_{14} := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_{14} - (HL^{(1)})_{13} \right]$$

$$\gamma_{15} := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_{15} - (HL^{(1)})_{14} \right]$$

$$\gamma_{16} := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_{16} - (HL^{(1)})_{15} \right]$$

No se requiere calcular

γ_{17}

Consultar la ecuación matricial 21

$$\gamma_{17} := (-U_1) \cdot \left[(HL^{(1)})_{17} - (HL^{(1)})_{16} \right] + F_{17} \cdot (HL_{17} - HF_{17}) + Q_1$$

Para calcular gama 17 se requiere Q17 y para calcular Q17 se requiere calcular Q1

Cálculo de la carga térmica del condensador Q1

$$\boxed{L_{j-1} HL_{j-1} + V_{j+1} HV_{j+1} + F_j HF_j - (L_j + U_j) HL_j - (V_j + W_j) HV_j = Q_j} \quad (25)$$

DATOS

$$L_1 = 82.028 \frac{\text{gmol}}{\text{h}}$$

$$W_1 := 0$$

$$HL_1 := (HL^{(1)})_1 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$V_1 = 0 \frac{\text{gmol}}{\text{h}}$$

$$U_1 = 164.056 \frac{\text{gmol}}{\text{h}}$$

$$HV_2 := (HV^{(1)})_2 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$V_2 = 246.084 \frac{\text{gmol}}{\text{h}}$$

$$HV_1 := (HV^{(1)})_1 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$Q_1 := 0 + V_2 \cdot HV_2 - (L_1 + U_1) \cdot HL_1 - (V_1 + W_1) \cdot HV_1 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 1.774 \times 10^3 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \quad \text{Debe ser una cantidad (+)}$$

Aquí el sistema termodinámico es el condensador compuesto por tubos de superficie fría que reciben los vapores calientes como una cantidad (+) y es el calor que sale desde la etapa como corriente caliente

Cálculo de la carga térmica del evaporador Q17

$$Q_N = \sum_{j=1}^N (F_j HF_j - U_j HL_j - W_j HV_j) - \sum_{j=1}^{N-1} Q_j - V_1 HV_1 - L_N HL_N \quad (26)$$

DATOS

$$L_{17} = 430.337 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad HF_{17} = 1.621 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$F_{17} = 594.393 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad W := 0 \quad HL_1 := (HL^{(1)})_1 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$U_1 = 164.056 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad HL_{17} := (HL^{(1)})_{17} \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$Q_{17} := F_{17} \cdot HF_{17} - U_1 \cdot HL_1 - Q_1 - L_{17} \cdot HL_{17} \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$Q_{17} = -1.766 \times 10^3 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \quad \text{Debe ser una cantidad (-)}$$

Aquí el sistema termodinámico son las resistencias ubicadas en el hervidor, el calor desprendido por la superficie de las resistencias es (-) el cual se dirige hacia a la mezcla contenida en el hervidor

CONTINUACIÓN

Cálculo de los vapores entre etapas de V 3, a..... V 17, aplicando la Ec. (20.5)

$$\boxed{\alpha_j V_j + \beta_j V_{j+1} = \gamma_j} \quad (20.5)$$

$$\alpha_j = (HL_{j-1} - HV_j)$$

$$\beta_j = (HV_{j+1} - HL_j)$$

$$\gamma_j = \left[\sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m - W_m) - V_1 \right] (HL_j - HL_{j-1}) + F_j (HL_j - HF_j) + W_j (HV_j - HL_j) + Q_j$$

La representación matricial de esta ecuación es:

$$\begin{pmatrix} \beta_2 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \alpha_3 & \beta_3 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & \alpha_4 & \beta_4 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & \alpha_{N-3} & \beta_{N-3} & 0 & 0 & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & \alpha_{N-2} & \beta_{N-2} & 0 & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & \alpha_{N-1} & \beta_{N-1} & \dots & \dots \end{pmatrix} \begin{pmatrix} V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ V_N \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \gamma_2 - \alpha_2 V_2 \\ \gamma_3 \\ \gamma_4 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \gamma_{N-3} \\ \gamma_{N-2} \\ \gamma_{N-1} \end{pmatrix} \quad (21)$$

La solución matemática que representa los vapores que suben por la torre en su punto de burbuja está dada por la matriz (21)

$$\begin{pmatrix}
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 \\
 \beta_{13} & 0 & 0 & 0 \\
 \alpha_{14} & \beta_{14} & 0 & 0 \\
 0 & \alpha_{15} & \beta_{15} & 0 \\
 0 & 0 & \alpha_{16} & \beta_{16}
 \end{pmatrix}^{-1} \cdot \underset{\text{www}}{G} := \begin{pmatrix}
 \gamma_2 - \alpha_2 \cdot V_2 \\
 \gamma_3 \\
 \gamma_4 \\
 \gamma_5 \\
 \gamma_6 \\
 \gamma_7 \\
 \gamma_8 \\
 \gamma_9 \\
 \gamma_{10} \\
 \gamma_{11} \\
 \gamma_{12} \\
 \gamma_{13} \\
 \gamma_{14} \\
 \gamma_{15} \\
 \gamma_{16}
 \end{pmatrix}$$

Valores de vapores en el punto de burbuja que se desprenden desde el evaporador y legan hasta el condensdor

$$\text{VNPB} = F \cdot G$$

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 246.084$$

$$\text{VNPB} := \begin{pmatrix} 259.779 \\ 270.24 \\ 270.727 \\ 271.98 \\ 272.16 \\ 271.332 \\ 270.493 \\ 268.672 \\ 261.651 \\ 264.229 \\ 261.858 \\ 258.939 \\ 255.856 \\ 261.523 \\ 241.753 \end{pmatrix} \quad \frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{\text{h}}$$

Un segundo procedimiento es aplicar la Ec. (22)

$$V_j = \frac{\gamma_{j-1} - \alpha_{j-1} V_{j-1}}{\beta_{j-1}} \quad (22)$$

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 246.084 \quad \frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{\text{h}}$$

$$V_3 := \frac{\gamma_2 - \alpha_2 \cdot V_2}{\beta_2}$$

$$V_4 := \frac{\gamma_3 - \alpha_3 \cdot V_3}{\beta_3}$$

$$V_5 := \frac{\gamma_4 - \alpha_4 \cdot V_4}{\beta_4}$$

$$V_6 := \frac{\gamma_5 - \alpha_5 \cdot V_5}{\beta_5}$$

$$V_7 := \frac{\gamma_6 - \alpha_6 \cdot V_6}{\beta_6}$$

$$V_8 := \frac{\gamma_7 - \alpha_7 \cdot V_7}{\beta_7}$$

$$V_9 := \frac{\gamma_8 - \alpha_8 \cdot V_8}{\beta_8}$$

$$V_{10} := \frac{\gamma_9 - \alpha_9 \cdot V_9}{\beta_9}$$

$$V_{11} := \frac{\gamma_{10} - \alpha_{10} \cdot V_{10}}{\beta_{10}}$$

$$V_{12} := \frac{\gamma_{11} - \alpha_{11} \cdot V_{11}}{\beta_{11}}$$

$$V_{13} := \frac{\gamma_{12} - \alpha_{12} \cdot V_{12}}{\beta_{12}}$$

$$V_{14} := \frac{\gamma_{13} - \alpha_{13} \cdot V_{13}}{\beta_{13}}$$

$$V_{15} := \frac{\gamma_{14} - \alpha_{14} \cdot V_{14}}{\beta_{14}}$$

$$V_{16} := \frac{\gamma_{15} - \alpha_{15} \cdot V_{15}}{\beta_{15}}$$

$$V_{17} := \frac{\gamma_{16} - \alpha_{16} \cdot V_{16}}{\beta_{16}}$$

VNpb :=

V_1

V_2

V_3

V_4

V_5

V_6

V_7

V_8

V_9

V_{10}

V_{11}

V_{12}

V_{13}

V_{14}

V_{15}

V_{16}

V_{17}

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 246.084$$

VNpb =

	1
1	0
2	246.084
3	259.779
4	270.24
5	270.727
6	271.98
7	272.16
8	271.332
9	270.493
10	268.672
11	261.651
12	264.229
13	261.858
14	258.939
15	255.856
16	261.523
17	241.753

VNPNB :=

259.779

270.24

270.727

271.98

272.16

271.332

270.493

268.672

261.651

264.229

261.858

258.939

255.856

261.523

241.753

Comparación de los valores de vapores sin hacer iteraciones contra los valores utilizando los factores de ajuste FAD y FAF

Valores usando la ecuación (22), aplicando los factores FAD y FAF

Obtenidos con la ecuación (22) sin iteraciones, sin usar los factores FAD y FAF



	1
1	0
2	246.084
3	259.779
4	270.24
5	270.727
6	271.98
7	272.16
8	271.332
9	270.493
10	268.672
11	261.651
12	264.229
13	261.858
14	258.939
15	255.856
16	261.523
17	241.753

VNpb =

$$\frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h}$$

0
246.084
253.089
257.422
253.275
250.923
247.796
244.26
VNpb := 240.464
236.49
227.883
228.059
223.678
219.305
214.822
217.901
199.879

$$\frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h}$$

Para los resultados de la torre de destilación en continuo PIGNAT ya no es necesario aplicar el criterio de convergencia

$$\tau = \sum_{j=1}^N \left[\frac{T_j^{(k)} - T_j^{(k-1)}}{T_j^{(k)}} \right]^2 + \sum_{j=1}^N \left[\frac{V_j^{(k)} - V_j^{(k-1)}}{V_j^{(k)}} \right]^2 \leq \varepsilon$$

k = Es la iteración actual

(k-1) = Es la iteración anterior

ε = Es un error impuesto al programa de iteración

Cálculo del líquido en su punto de burbuja que desciende

por la columna

En general se puede escribir como

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_1 \quad (10)$$

gmol de mezcla / h

$$L_1 := (VNpb^{(1)})_2 - U_1$$

$$L_2 := (VNpb^{(1)})_3 - U_1$$

$$L_3 := (VNpb^{(1)})_4 - U_1$$

$$L_4 := (VNpb^{(1)})_5 - U_1$$

$$L_5 := (VNpb^{(1)})_6 - U_1$$

$$L_6 := (VNpb^{(1)})_7 - U_1$$

$$L_7 := (VNpb^{(1)})_8 - U_1$$

$$L_8 := (VNpb^{(1)})_9 - U_1$$

$$L_9 := (VNpb^{(1)})_{10} - U_1$$

$$L_{10} := (VNpb^{(1)})_{11} - U_1$$

$$L_{11} := (VNpb^{(1)})_{12} - U_1$$

$$L_{12} := (VNpb^{(1)})_{13} - U_1$$

$$L_{13} := (VNpb^{(1)})_{14} - U_1$$

$$L_{14} := (VNpb^{(1)})_{15} - U_1$$

$$L_{15} := (VNpb^{(1)})_{16} - U_1$$

$$L_{16} := (VNpb^{(1)})_{17} - U_1$$

$$L_{17} := F_{17} - U_1$$

$$Lpb := \begin{pmatrix} L_1 \\ L_2 \\ L_3 \\ L_4 \\ L_5 \\ L_6 \\ L_7 \\ L_8 \\ L_9 \\ L_{10} \\ L_{11} \\ L_{12} \\ L_{13} \\ L_{14} \\ L_{15} \\ L_{16} \\ L_{17} \end{pmatrix}$$

	1
1	82.028
2	89.033
3	93.366
4	89.219
5	86.867
6	83.74
7	80.204
8	76.408
9	72.434
10	63.827
11	64.003
12	59.622
13	55.249
14	50.766
15	53.845
16	35.823
17	430.337

gmol de mezcla / h

Cálculos para conocer las temperaturas del modelo ajustado con los valores experimentales de la columna PIGNAT

Temperatura en la etapa 1, EL CONDENSADOR

$$\sum_{i=1}^C K_{i,j} x_{i,j} - 1 = 0 \quad (27)$$

$$T^{\circ}\text{C}1 := 77.6$$

Temperatura calculada para la etapa 1 (el condensador)

Se debe encontrar esta temperatura por prueba y error

El valor experimental es de 74°C de la etapa 1

$$\text{Ketanol} := 0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C} - 2.55784$$

Estas dos ecuaciones ya se conocen fueron deducidas arriba en este programa

$$\text{Kagua} := 0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C} - 1.188$$

$$\text{Etapa1} := \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}1 - 2.55784) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_1 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}1 - 1.188) \right] - 1$$

$$\text{Etapa1} := 0.0091$$

debe tomar un valor de cero cambiando la temperatura supuesta

Con Mathcad se pueden encontrar automáticamente las temperaturas en cada etapa de la torre

Valores iniciales de cálculo

$$T^{\circ}\text{C}1 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}4 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}7 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}10 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}2 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}5 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}8 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}11 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}3 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}6 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}9 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}12 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}13 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}16 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}14 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}17 := 55$$

$$T^{\circ}\text{C}15 := 55$$

$$\varepsilon := -0.3$$

Error aceptado

Given

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}1 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_2 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}2 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_3 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}3 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_4 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}4 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_5 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}5 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_6 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}6 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_7 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}7 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_8 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}8 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_9 \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}9 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{10} \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}10 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{11} \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}11 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{12} \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}12 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{13} \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}13 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{14} \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}14 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{15} \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}15 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{16} \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}16 - 2.55784) \right]$$

$$\epsilon = \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{17} \cdot (0.04917 \cdot T^{\circ}\text{C}17 - 2.55784) \right]$$

$$\begin{aligned}
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_1 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}1 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_2 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}2 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_3 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}3 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_4 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}4 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_5 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}5 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_6 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}6 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_7 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}7 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_8 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}8 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_9 \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}9 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{10} \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}10 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{11} \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}11 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{12} \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}12 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{13} \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}13 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{14} \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}14 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{15} \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}15 - 1.188)] - 1 \\
& + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{16} \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}16 - 1.188)] - 1
\end{aligned}$$

$$1 + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{17} \cdot (0.02246 \cdot T^{\circ}\text{C}17 - 1.188) - 1$$

Tpb°C = Find.	T°C1	69.819
	T°C2	72.966
	T°C3	74.767
	T°C4	75.943
	T°C5	76.771
	T°C6	77.339
	T°C7	77.801
	T°C8	78.16
	T°C9	78.52
	T°C10	78.79
	T°C11	79.061
	T°C12	79.254
	T°C13	79.515
	T°C14	79.716
	T°C15	79.918
	T°C16	80.091
	T°C17	80.302

Tpb°C :=

Temperaturas del modelo

Temperaturas del modelo

	1
1	74
2	74.241
3	74.603
4	74.7
5	75.309
6	75.659
7	76.012
8	76.371
9	76.739
10	77.12
11	78
12	77.93
13	78.267

T°C =

13	78.507
14	78.829
15	79.32
16	78.9
17	81.2

Temperaturas experimentales

===== FIN del método del punto de burbuja =====

Questionario

1.- ¿Cuál es el error porcentual entre la fracción molar del destilado obtenida experimentalmente y la obtenida con la ecuación matricial (20), y también el error porcentual para la fracción molar de los residuos?, ambos con una aproximación de (\pm) 2%.

Respuesta

$$\%Error_{\text{destilado}} := \frac{(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 - (x_{\text{molD}})}{x_{\text{molD}}} \cdot 100 = 2.59$$

$$\%Error_{\text{residuos}} := \frac{(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{17} - (x_{\text{molF}})}{x_{\text{molF}}} \cdot 100 = 2.082$$

2.- ¿Cuáles son los flujos de las mezclas molares del vapor y del líquido que abandonan los platos del 2 al 16?, graficar por separado estos perfiles interpretando las tendencias para cada una de las gráficas.

Respuesta

Lpb :=

95.656
105.607
105.685
106.945
106.874
106.018
104.625
102.835
95.596
98.274
95.529
92.694
89.599
95.366
75.708

$\frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{\text{h}}$

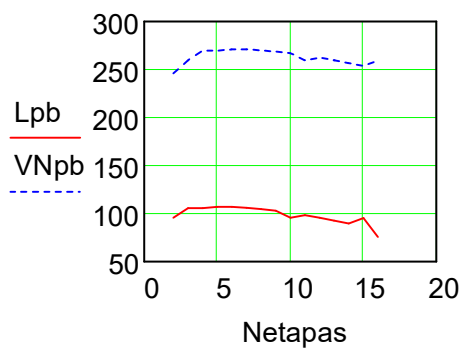
VNpb :=

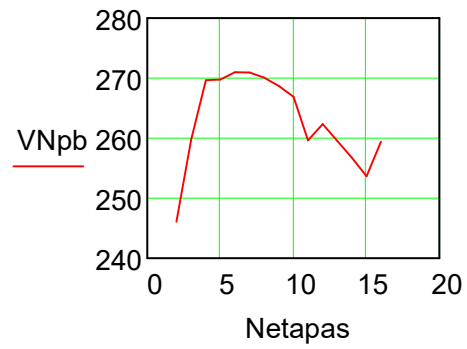
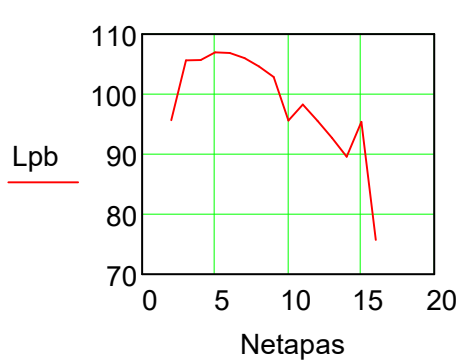
246.084
259.712
269.663
269.74
271
270.93
270.073
268.681
266.891
259.651
262.33
259.585
256.75
253.655
259.421

$\frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{\text{h}}$

Netapas :=

2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16



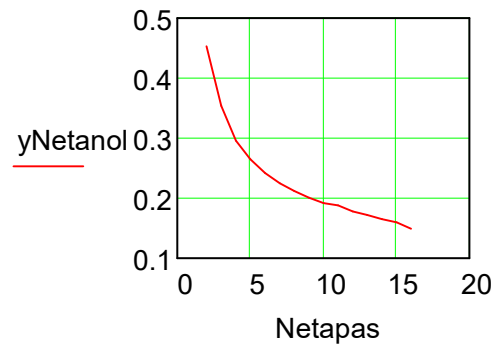
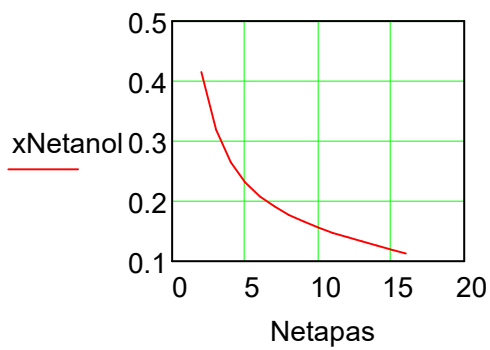


La interpretación la hacen los alumnos

3.- Reportar los valores de las fracciones molares de las mezclas del vapor y del líquido que abandonan los platos del 2 al 16, graficar por separado estos perfiles interpretando las tendencias para cada una de las gráficas.

Respuesta

$x_{\text{Netanol}} :=$	0.415 0.319 0.265 0.231 0.208 0.191 0.177 0.166 0.156 0.147 0.14 0.133 0.126 0.119 0.113	$y_{\text{Netanol}} :=$	0.453 0.354 0.296 0.265 0.242 0.225 0.212 0.201 0.192 0.188 0.178 0.172 0.165 0.16 0.149
	$\frac{\text{gmol} \cdot \text{ETOH}}{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}$		$\frac{\text{gmol} \cdot \text{ETOH}}{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}$



La interpretación la hacen los alumnos

4.- Calcular y reportar los valores de las cargas térmicas en kcal/h del condensador y del hervidor de la columna de destilación en continuo; comentar el significado de cada una de estas cantidades.

Respuesta

$$Q_{17} = -1.766 \times 10^3 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \quad \text{Debe ser una cantidad (-)}$$

$$Q_1 = 1.774 \times 10^3 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \quad \text{Debe ser una cantidad (-)}$$

La interpretación la hacen los alumnos

5.- ¿Cuál es el porcentaje de recuperación del etanol para la alternativa que fue seleccionada?

Respuesta

DATOS

$$L_{\text{Amolar}} = 594.393 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

$$L_{\text{Fmolar}} = 430.337 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

$$L_{\text{Dmolar}} = 164.056 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

$$\text{ETOH}_{\text{alimentado}} := (L_{\text{Amolar}} \cdot x_{\text{mA}})$$

$$\frac{\text{gmol}\cdot\text{etanol}}{h} = \frac{\text{gmol}\cdot\text{de}\cdot\text{mezcla}}{h} \cdot \frac{\text{gmol}\cdot\text{de}\cdot\text{etanol}}{\text{gmol}\cdot\text{mezcla}}$$

$$\text{ETOHdestilado} := \overrightarrow{(\text{LDmolar}\cdot\text{xmD})}$$

$$\frac{\text{gmol}\cdot\text{etanol}}{h} = \frac{\text{gmol}\cdot\text{de}\cdot\text{mezcla}}{h} \cdot \frac{\text{gmol}\cdot\text{de}\cdot\text{etanol}}{\text{gmol}\cdot\text{mezcla}}$$

$$\% \text{ETOHrecuperado} := \left(\frac{\overrightarrow{\text{ETOHdestilado}}}{\text{ETOHalimentado}} \right) \cdot 100$$

$$\% \text{ETOHrecuperado} = 56.143$$

FIN

NO BORRAR

Comparación del equilibrio termodinámico con el equilibrio alcanzado en cada plato de la torre PIGNAT

Equilibrio termodinámico

$x_{eq} :=$	0
	0.05
	0.1
	0.15
	0.20
	0.25
	0.3
	0.35
	0.4
	0.45
	0.5
	0.55
	0.6
	0.65
	0.7
	0.75
	0.8
	0.85
	0.9
	0.95
	1.0

$y_{eq} :=$	0
	0.315
	0.432
	0.493
	0.532
	0.561
	0.585
	0.606
	0.626
	0.646
	0.666
	0.687
	0.709
	0.733
	0.759
	0.788
	0.82
	0.856
	0.897
	0.945
	1.0

$T^{\circ}C_{eq} :=$	92.725
	84.017
	80.204
	78.127
	76.814
	75.888
	75.178
	74.599
	74.106
	73.674
	73.288
	72.943
	72.635
	72.364
	72.132
	71.945
	71.809
	71.732
	71.726
	71.806
	71.992

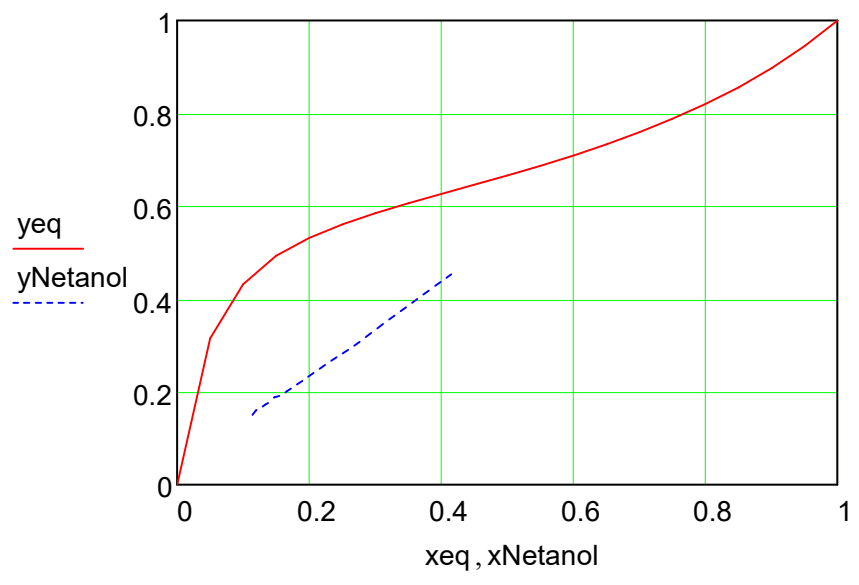
Temperaturas del modelo



	$\left(\begin{array}{c} 0.415 \\ 0.319 \\ 0.265 \\ 0.231 \\ 0.208 \\ 0.191 \\ 0.177 \\ 0.166 \\ 0.156 \\ 0.147 \\ 0.14 \\ 0.133 \\ 0.126 \\ 0.119 \\ 0.113 \end{array} \right)$	$\left(\begin{array}{c} 0.453 \\ 0.354 \\ 0.296 \\ 0.265 \\ 0.242 \\ 0.225 \\ 0.212 \\ 0.201 \\ 0.192 \\ 0.188 \\ 0.178 \\ 0.172 \\ 0.165 \\ 0.16 \\ 0.149 \end{array} \right)$	
xNetanol :=		yNetanol :=	
	$\frac{\text{gmol} \cdot \text{ETOH}}{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}$	$\frac{\text{gmol} \cdot \text{ETOH}}{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}$	

	1
1	69.819
2	72.966
3	74.767
4	75.943
5	76.771
6	77.339
7	77.801
8	78.16
9	78.52
10	78.79
11	79.061
12	79.254
13	79.515
14	79.716
15	79.918
16	...

T_{pb}°C =



El equilibrio en la columna PIGNAT está por abajo del equilibrio termodinámico

