

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

DIMENSIONES DE LA COLUMNA Y CONDICIONES INICIALES DE ALIMENTACIÓN

• 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

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

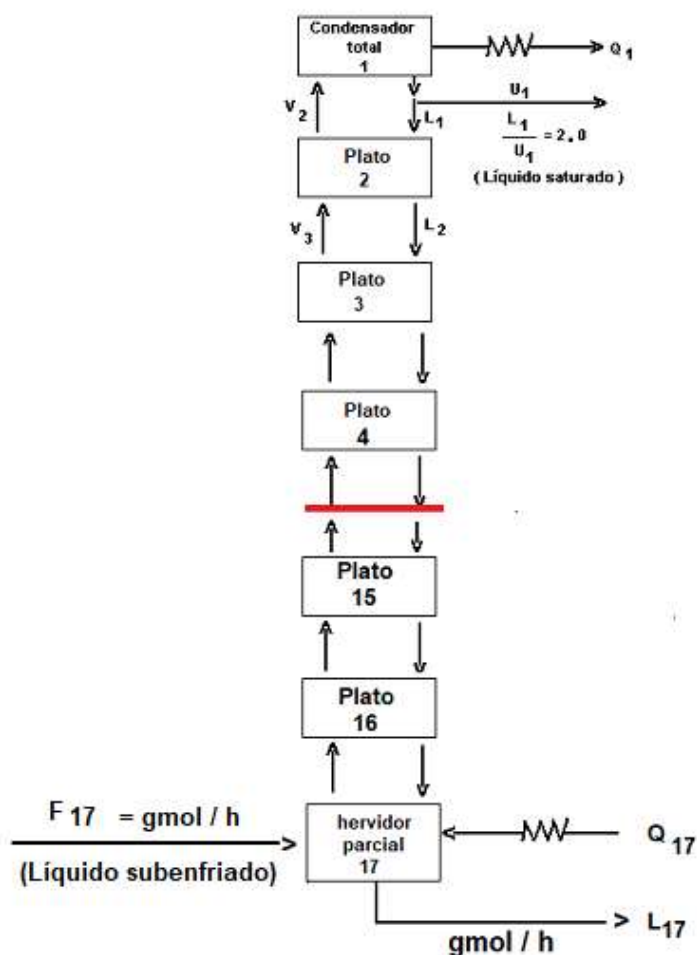
COMPOSICIONES

$\% \text{masa} = -4606 \rho^3 + 11475 \rho^2 - 9909 \rho + 3038.1$ Densidad $\rho = (\text{g / mL})$				
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



DATOS DIRECTOS DE LA EXPERIMENTACIÓN (HERVIDOR 17)

RELACIÓN DE REFLUJO	TEMPERATURAS DEL HERVIDOR	TEMPERATURAS DE ALIMENTACIÓN DE LA MEZCLA (T6 del precalentador)
$LenD := \frac{1}{2}$	$T1 := 81.2 \text{ } ^\circ\text{C}$	$T^{\circ}\text{CA} := 22.5 \text{ } ^\circ\text{C}$
FLUJOS		
$LA := 0.224 \frac{\text{L}}{\text{min}}$ alimentación	$LF := 0.156 \frac{\text{L}}{\text{min}}$ fondos	$LD := 0.116 \frac{\text{L}}{\text{min}}$ destilado

DENSIDADES Y COMPOSICIONES

$$\rho A := 0.935$$

$$\frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho F := 0.964$$

$$\frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho D := 0.84$$

$$\frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\%mA := -4606 \cdot \rho A^3 + 11475 \cdot \rho A^2 - 9909 \cdot \rho A + 3038.1$$

por ciento en masa

$$\%mD := -4606 \cdot \rho D^3 + 11475 \cdot \rho D^2 - 9909 \cdot \rho D + 3038.1$$

por ciento en masa

$$\%mF := -4606 \cdot \rho F^3 + 11475 \cdot \rho F^2 - 9909 \cdot \rho F + 3038.1$$

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

$$PMH_2O := 18 \quad \text{gr/gmol}$$

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

$$xmola := \frac{\frac{xmA}{PMETOH}}{\frac{xmA}{PMETOH} + \frac{1 - xmA}{PMH_2O}}$$

$$xmof := \frac{\frac{xmF}{PMETOH}}{\frac{xmF}{PMETOH} + \frac{1 - xmF}{PMH_2O}}$$

$$xmold := \frac{\frac{xmD}{PMETOH}}{\frac{xmD}{PMETOH} + \frac{1 - xmD}{PMH_2O}}$$

$$xmola = 0.207$$

$$xmof = 0.106$$

$$xmold = 0.63$$

gmol ETOH /
gmol mezcla

gmol ETOH /
gmol mezcla

gmol ETOH /
gmol mezcla

Balance de materia

$$PM_{promedioA} := x_{molA} \cdot PM_{ETOH} + (1 - x_{molA}) \cdot PM_{H2O}$$

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

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

$$PM_{promedioA} = 23.788$$

kg mezcla/ kgmol mezcla

$$PM_{promedioF} = 20.967$$

kg mezcla/ kgmol mezcla

$$PM_{promedioD} = 35.637$$

kg mezcla/ kgmol mezcla

Los flujos en g / h y en g mol / h

$$L_{Amasico} := \overrightarrow{\left[LA \cdot \rho_A \cdot (60) \cdot \left(\frac{1000}{1} \right) \right]}$$

$$L_{Fmasico} := \overrightarrow{\left[LF \cdot \rho_F \cdot (60) \cdot \left(\frac{1000}{1} \right) \right]}$$

$$L_{Dmasico} := \overrightarrow{\left[LD \cdot \rho_D \cdot (60) \cdot \left(\frac{1000}{1} \right) \right]}$$

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

$$L_{Amolar} := \overrightarrow{\left(L_{Amasico} \cdot \frac{1}{PM_{promedioA}} \right)}$$

$$L_{Fmolar} := \overrightarrow{\left(L_{Fmasico} \cdot \frac{1}{PM_{promedioF}} \right)}$$

$$L_{Dmolar} := \overrightarrow{\left(L_{Dmasico} \cdot \frac{1}{PM_{promedioD}} \right)}$$

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

Balance molar en la columna

$$L_{\text{Amolar}} = L_{\text{Fmolar}} + L_{\text{Dmolar}}$$

$$L_{\text{Amolar}} = 528.277 \frac{\text{gmolmezcla}}{h}$$

$$L_{\text{Fmolar}} + L_{\text{Dmolar}} = 594.393 \frac{\text{gmolmezcla}}{h}$$

Si no concuerda el balance molar, tomar

$$L_{\text{Amolar}} := L_{\text{Fmolar}} + L_{\text{Dmolar}}$$

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

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

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

Inicio del programa punto de burbuja

ORIGIN := 1

Temperatura de alimentación

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

Temperatura de alimentación F en el hervidor 17 en °C

$$TF_{17}^{\circ\text{C}} = 22.5 \quad ^{\circ}\text{C}$$

composiciones de entrada y salida

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

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

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

$$Z_{217} = 0.793$$

gmol H₂O / gmol mezcla

Alimentación al hervidor como líquido subenfriado

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

$$F_{17} = 594.393$$

gmol de mezcla / h

Flujo de fondos o residuos que salen de la columna

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

$$L_{17} = 430.337$$

gmol de mezcla / h

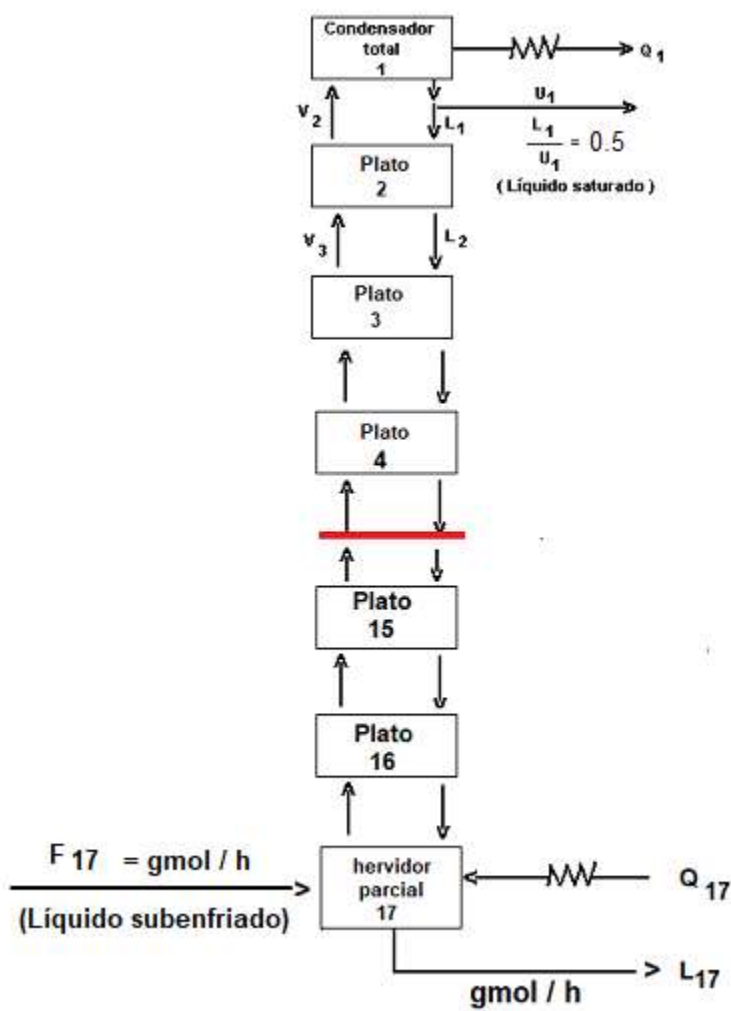
Flujo de destilado que sale de la columna

$$U_1 := L_{Dmolar}$$

$$U_1 = 164.056$$

gmol de mezcla / h

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



Netapas :=

Corriente líquida L1 que entra a la etapa 2

relación de reflujo $R := 0.5$

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

$$L_1 := R \cdot U_1$$

$$L_1 = 82.028 \text{ gmol mezcla/h}$$

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

$$V_2 := U_1 + L_1$$

$$V_2 = 246.084$$

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

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

Etapas 1, Condensador

----->

hervidor

$$T_{exp} := \begin{pmatrix} 74 \\ 74.7 \\ 78 \\ 78.9 \\ 81.2 \end{pmatrix}$$

°C

Etapas restantes

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: (Texp Vs ne)

$$NE := \begin{pmatrix} 2 \\ 3 \\ 5 \\ 6 \\ 7 \\ 8 \\ 9 \\ 10 \\ 12 \\ 13 \\ 14 \\ 15 \end{pmatrix}$$

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 := augment(ne)

B := T_{exp}

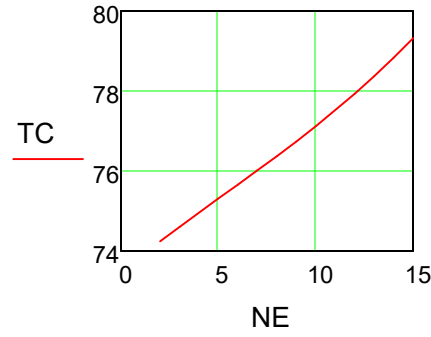
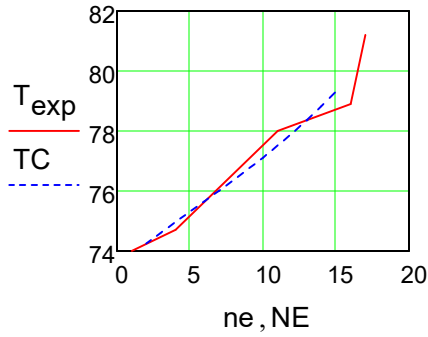
n := 3

R := 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

No se pueden modificar los valores T_j son los experimentales

Etapa j		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 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

$V_{15} := V_2$

16

$V_{16} := V_2$

17

$V_{17} := V_2$

$T^{\circ}C_{15} := (TC^{(1)})_{12}$

$T^{\circ}C_{16} := (T_{\text{exp}}^{(1)})_4$

$T^{\circ}C_{17} := (T_{\text{exp}}^{(1)})_5$

Es decir:

$V :=$

$$\begin{pmatrix} V_1 \\ V_2 \\ V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ V_6 \\ V_7 \\ V_8 \\ V_9 \\ V_{10} \\ V_{11} \\ V_{12} \\ V_{13} \\ V_{14} \\ V_{15} \\ V_{16} \\ V_{17} \end{pmatrix}$$

$T^{\circ}C =$

	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
17	81.2

$T^{\circ}C :=$

$$\begin{pmatrix} T^{\circ}C_1 \\ T^{\circ}C_2 \\ T^{\circ}C_3 \\ T^{\circ}C_4 \\ T^{\circ}C_5 \\ T^{\circ}C_6 \\ T^{\circ}C_7 \\ T^{\circ}C_8 \\ T^{\circ}C_9 \\ T^{\circ}C_{10} \\ T^{\circ}C_{11} \\ T^{\circ}C_{12} \\ T^{\circ}C_{13} \\ T^{\circ}C_{14} \\ T^{\circ}C_{15} \\ T^{\circ}C_{16} \\ T^{\circ}C_{17} \end{pmatrix}$$

M=====M

Para la segunda iteración

$$\text{VNpb} := \begin{pmatrix} 0 \\ 246.084 \\ 293.007 \\ 316.765 \\ 322.755 \\ 326.698 \\ 327.105 \\ 325.21 \\ 321.621 \\ 316.71 \\ 303.956 \\ 303.124 \\ 295.381 \\ 287.259 \\ 278.553 \\ 281.067 \\ 251.906 \end{pmatrix}$$

Este vector viene de abajo del programa

VNpv = Vapores normalizados en su punto de burbuja

V = Vapores desde el condensador (tienen valor cero)
hasta el hervidor (tienen valor 251.906)

$$V := \text{VNpb}$$

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

M=====M

Desarrollo de las ecuaciones de Thomas

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

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 para:

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

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

Para hacer este desarrollo de B_j se requieren los valores de la K_i del etanol y del agua

$$(\text{Kagua}^{\langle 1 \rangle})_4$$

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

Continuación

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

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

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)

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Para el agua

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

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

Empezando por rehervidor 17

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$\begin{aligned}
B_{8\text{agua}} &:= -\left[V_9 - U_1 + V_8 \cdot (K_{\text{agua}}^{\langle 1 \rangle})_8\right] \\
B_{7\text{agua}} &:= -\left[V_8 - U_1 + V_7 \cdot (K_{\text{agua}}^{\langle 1 \rangle})_7\right] \\
B_{6\text{agua}} &:= -\left[V_7 - U_1 + V_6 \cdot (K_{\text{agua}}^{\langle 1 \rangle})_6\right] \\
B_{5\text{agua}} &:= -\left[V_6 - U_1 + V_5 \cdot (K_{\text{agua}}^{\langle 1 \rangle})_5\right] \\
B_{4\text{agua}} &:= -\left[V_5 - U_1 + V_4 \cdot (K_{\text{agua}}^{\langle 1 \rangle})_4\right] \\
B_{3\text{agua}} &:= -\left[V_4 - U_1 + V_3 \cdot (K_{\text{agua}}^{\langle 1 \rangle})_3\right] \\
B_{2\text{agua}} &:= -\left[V_3 - U_1 + V_2 \cdot (K_{\text{agua}}^{\langle 1 \rangle})_2\right] \\
B_{1\text{agua}} &:= -\left[V_2 - U_1 + U_1 + V_1 \cdot (K_{\text{agua}}^{\langle 1 \rangle})_1\right]
\end{aligned}$$

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

Esta ecuación debe aplicarse para cada componente

Empezando por el condensador total 1, para el etanol

$$\begin{aligned}
C_{1\text{etanol}} &:= V_2 \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_2 & C_{1\text{etanol}} &= \frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h} \\
C_{2\text{etanol}} &:= V_3 \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_3 \\
C_{3\text{etanol}} &:= V_4 \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_4 \\
C_{4\text{etanol}} &:= V_5 \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_5 \\
C_{5\text{etanol}} &:= V_6 \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_6 \\
C_{6\text{etanol}} &:= V_7 \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_7 \\
C_{7\text{etanol}} &:= V_8 \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_8 \\
C_{8\text{etanol}} &:= V_9 \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_9 \\
C_{9\text{etanol}} &:= V_{10} \cdot (K_{\text{etanol}}^{\langle 1 \rangle})_{10}
\end{aligned}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

Empezando por el condensador total etapa 1, para el agua

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Este término no existe
no tiene significado físico

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

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

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

Z₁₁₇ = El primer 1 es el componente uno (etanol) alimentado en el hervidor 17

Z₂₁₇ = 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)

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

(20)

La solución es la siguiente:

-1

Matriz tridiagonal para el etanol

Las unidades de A,B y C son: $\frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{\text{h}}$

Resultados

$$\text{xetanol} := \text{Aetanol} \cdot \text{Detanol} \quad \text{xagua} := \text{Aagua} \cdot \text{Dagua} \quad \text{Suma} := \text{xetanol} + \text{xagua}$$

	condensador		condensador	
	(0.378)		(0.213)	(0.591)
	0.233		0.567	0.8
	0.2		0.866	1.066
	0.193		1.121	1.314
	0.187		1.305	1.492
	0.183		1.437	1.62
	0.18		1.52	1.7
	0.176		1.563	1.739
xetanol :=	0.173	xagua :=	1.569	Suma := 1.743
	0.17		1.547	1.717
	0.163		1.469	1.632
	0.163		1.415	1.578
	0.16		1.348	1.507
	0.156		1.271	1.427
	0.153		1.188	1.341
	0.155		1.153	1.308
	(0.141)		(1.014)	(1.156)
	hervidor		hervidor	

Se normalizan las composiciones con (4.1)

$$(x_{i,j})_{Normalizado} = \frac{x_{i,j}}{\sum_{i=1}^C x_{i,j}} \quad (4.1)$$

$$\begin{array}{lcl}
 \text{xNetanol} := & \left[\begin{array}{c} \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_1}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_1} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_2}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_2} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_3}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_3} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_4}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_4} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_5}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_5} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_6}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_6} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_7}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_7} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_8}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_8} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_9}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_9} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_{10}}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_{10}} \\ \frac{(xetanol^{\langle 1 \rangle})_{11}}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_{11}} \end{array} \right] & & \begin{array}{c} \left[\begin{array}{c} \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_1}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_1} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_2}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_2} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_3}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_3} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_4}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_4} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_5}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_5} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_6}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_6} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_7}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_7} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_8}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_8} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_9}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_9} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_{10}}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_{10}} \\ \frac{(xagua^{\langle 1 \rangle})_{11}}{(Suma^{\langle 1 \rangle})_{11}} \end{array} \right] \\
 \text{xNagua} := & &
 \end{array}$$

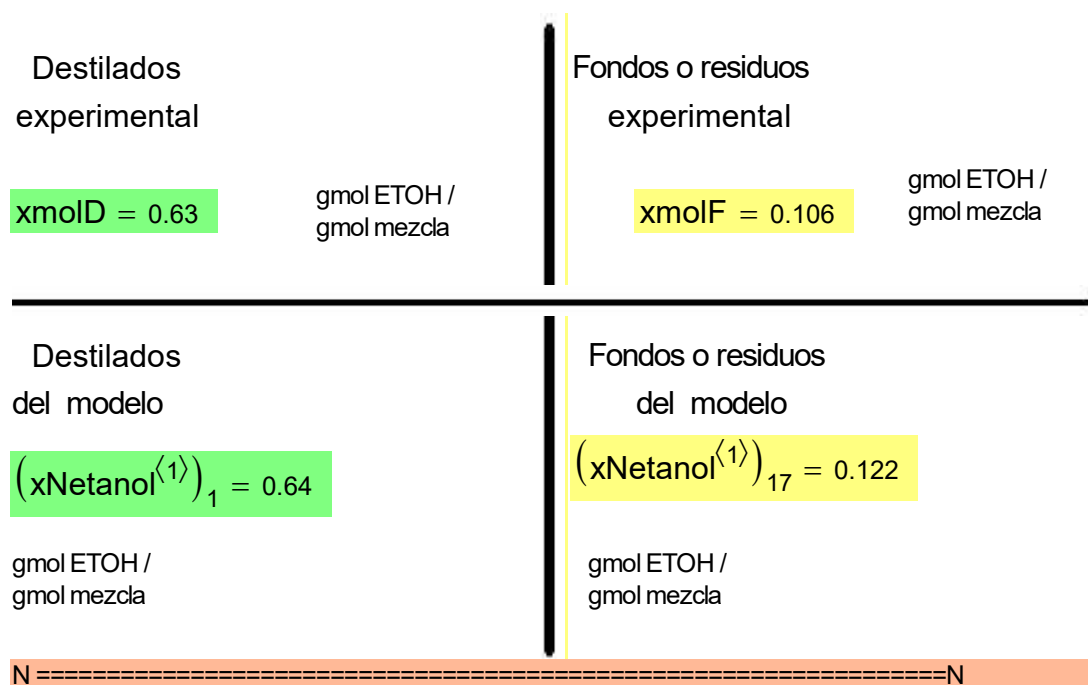
$$\left[\begin{array}{c} \frac{(xetanol^{(1)})_{11}}{(Suma^{(1)})_{11}} \\ \frac{(xetanol^{(1)})_{12}}{(Suma^{(1)})_{12}} \\ \frac{(xetanol^{(1)})_{13}}{(Suma^{(1)})_{13}} \\ \frac{(xetanol^{(1)})_{14}}{(Suma^{(1)})_{14}} \\ \frac{(xetanol^{(1)})_{15}}{(Suma^{(1)})_{15}} \\ \frac{(xetanol^{(1)})_{16}}{(Suma^{(1)})_{16}} \\ \frac{(xetanol^{(1)})_{17}}{(Suma^{(1)})_{17}} \end{array} \right]$$

$$\left[\begin{array}{c} \frac{(xagua^{(1)})_{11}}{(Suma^{(1)})_{11}} \\ \frac{(xagua^{(1)})_{12}}{(Suma^{(1)})_{12}} \\ \frac{(xagua^{(1)})_{13}}{(Suma^{(1)})_{13}} \\ \frac{(xagua^{(1)})_{14}}{(Suma^{(1)})_{14}} \\ \frac{(xagua^{(1)})_{15}}{(Suma^{(1)})_{15}} \\ \frac{(xagua^{(1)})_{16}}{(Suma^{(1)})_{16}} \\ \frac{(xagua^{(1)})_{17}}{(Suma^{(1)})_{17}} \end{array} \right]$$

sumaN := xNetanol + xNagua

COMPARACIÓN CON LOS DATOS EXPERIMENTALES

N=====N



Los errores porcentuales del domo y de los residuos

$$Error\ porcentual\ (del\ destilado) = \frac{x_{molar\ del\ modelo} - x_{molar\ experimental}}{x_{molar\ experimental}} \times 100$$

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

$$\%Error_{destilado} := \frac{(x_{Netanol}^{(1)})_1 - (x_{molD})}{x_{molD}} \cdot 100 = 1.542$$

$$\%Error_{residuos} := \frac{(x_{Netanol}^{(1)})_{17} - (x_{molF})}{x_{molF}} \cdot 100 = 15.092$$

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

La posición 1 es del
condensador

	1
1	0.64
2	0.291

N = significa normalizada

La posición 1 es del
condensador

	1
1	0.36041
2	0.70875

SUMA

	1
1	1
2	1

xNetanol =	3	0.188
	4	0.147
	5	0.125
	6	0.113
	7	0.106
	8	0.101
	9	0.099
	10	0.099
	11	0.1
	12	0.103
	13	0.106
	14	0.109
	15	0.114
	16	0.119
	17	0.122

La posición
17 es del
Hervidor

xNagua =	3	0.81238
	4	0.85312
	5	0.87466
	6	0.88704
	7	0.89412
	8	0.89879
	9	0.90017
	10	0.90099
	11	0.90012
	12	0.8967
	13	0.89449
	14	0.89068
	15	0.88591
	16	0.8815
	17	0.87716

La posición
17 es del
Hervidor

sumaN =	3	1
	4	1
	5	1
	6	1
	7	1
	8	1
	9	0.999
	10	1
	11	1
	12	1
	13	1.001
	14	1
	15	1
	16	1
	17	0.999

Determinación de los valores de los vapores V3,V4, V5V17

Balance de calor

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase líquida

Cp del etanol

Cp del agua

1 joule = 0.00094783 BTU

$A := 59.342$

$E := 92.053$

1 BTU = 0.252 kcal

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

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

1 lbmol = 453.6 gmol

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

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

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

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

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

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

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

T= K, Cp (Joule / gmol °K)

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

la torre son líquidos

Datos

Aquí F = del inglés Feed

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

$$TF_{17}^{\circ\text{C}} := (T^{\circ\text{C}})^{(1)}_{17} \quad ^{\circ}\text{C}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Entalpías de la fase líquida dentro de la torre

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

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

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

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

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

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

	1.772
	1.535
	1.47
	1.444
	1.44
	1.439
	1.44
	1.444
HL :=	1.449
	1.457
	1.474
	1.476
	1.487
	1.498
	1.511
	1.506
	1.553

$$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol} \cdot \text{Mezcla}}$$

Entalpías de la fase vapor dentro de la torre

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase vapor

Cp del etanol

Cp del agua

$$A_e := 27.091$$

$$A_a := 33.933$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$C_{\text{PetanoIV}} := (A_e + B_e \cdot T B^\circ\text{K} + C_e \cdot T B^\circ\text{K}^2 + D_e \cdot T B^\circ\text{K}^3 + E_e \cdot T B^\circ\text{K}^4) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

$$C_{\text{PaguaV}} := (A_a + B_a \cdot T B^\circ\text{K} + C_a \cdot T B^\circ\text{K}^2 + D_a \cdot T B^\circ\text{K}^3 + E_a \cdot T B^\circ\text{K}^4) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

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

$$\text{CPetanolV} := \begin{pmatrix} 31.409 \\ 31.424 \\ 31.445 \\ 31.451 \\ 31.488 \\ 31.509 \\ 31.53 \\ 31.552 \\ 31.574 \\ 31.597 \\ 31.65 \\ 31.646 \\ 31.672 \\ 31.7 \\ 31.729 \\ 31.704 \\ 31.842 \end{pmatrix} \quad \text{CPaguaV} := \begin{pmatrix} 14.584 \\ 14.585 \\ 14.586 \\ 14.586 \\ 14.588 \\ 14.589 \\ 14.59 \\ 14.591 \\ 14.592 \\ 14.593 \\ 14.596 \\ 14.596 \\ 14.597 \\ 14.598 \\ 14.6 \\ 14.598 \\ 14.605 \end{pmatrix}$$

Constantes para el calor latente fase gaseosa

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

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

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

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

Chemical Properties Handbook de Carl L. Yaws, McGraw Hill

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

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

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

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

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

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

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

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

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

HV :=	12.878	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol} \cdot \text{Mezcla}}$
	8.94	
	7.835	
	7.38	
	7.283	
	7.223	
	7.227	
	7.261	
	7.33	
	7.43	
	7.68	
	7.707	
	7.87	
	8.043	
	8.254	
	8.191	
	8.947	

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

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

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

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

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

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

La representación matricial de la ecuación (21) es:

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

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

Plato (2)

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

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

Plato (3)

$$\alpha_3 V_3 + \beta_3 V_4 = \gamma_3$$

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

En general

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

Aplicación de las ecuaciones antes mencionadas

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

Consultar el guión de esta experimentación

$$\alpha_2 := (HL^{\langle 1 \rangle})_1 - (HV^{\langle 1 \rangle})_2$$

$$\alpha_3 := (HL^{\langle 1 \rangle})_2 - (HV^{\langle 1 \rangle})_3$$

$$\alpha_4 := (HL^{\langle 1 \rangle})_3 - (HV^{\langle 1 \rangle})_4$$

$$\alpha_5 := (HL^{\langle 1 \rangle})_4 - (HV^{\langle 1 \rangle})_5$$

$$\alpha_6 := (HL^{\langle 1 \rangle})_5 - (HV^{\langle 1 \rangle})_6$$

$$\alpha_7 := (HL^{\langle 1 \rangle})_6 - (HV^{\langle 1 \rangle})_7$$

$$\alpha_8 := (HL^{\langle 1 \rangle})_7 - (HV^{\langle 1 \rangle})_8$$

$$\alpha_9 := (HL^{\langle 1 \rangle})_8 - (HV^{\langle 1 \rangle})_9$$

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

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

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

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

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

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

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

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

HV =

	1
1	12.878
2	8.94
3	7.835
4	7.38
5	7.283
6	7.223
7	7.227
8	7.261
9	7.33
10	7.43
11	7.68
12	7.707
13	7.87
14	8.043
15	8.254
16	8.191
17	8.947

kcal

gmolMezcla

HL =

	1
1	1.772
2	1.535
3	1.47
4	1.444
5	1.44
6	1.439
7	1.44
8	1.444
9	1.449
10	1.457
11	1.474
12	1.476
13	1.487
14	1.498
15	1.511
16	1.506
17	1.553

kcal

gmolMezcla

Continuación

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

No se requiere α_1 , β_1 , γ_1 , V_1 y V_2 en la ecuación (21). Consultar el guión de esta experimentación

etapas

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

HV =

	1
1	12.878
2	8.94
3	7.835
4	7.38
5	7.283
6	7.223
7	7.227
8	7.261
9	7.33
10	7.43
11	7.68
12	7.707
13	7.87
14	8.043
15	8.254
16	8.191
17	8.947

kcal
gmolMezcla

HL =

	1
1	1.772
2	1.535
3	1.47
4	1.444
5	1.44
6	1.439
7	1.44
8	1.444
9	1.449
10	1.457
11	1.474
12	1.476
13	1.487
14	1.498
15	1.511
16	1.506
17	1.553

kcal
gmolMezcla

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

Este término no existe

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

Consultar el guión de esta experimentación

Plato (2)

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

Se requiere la figura

$$F_{17} = 594.393$$

gmol mezcla / h

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

Fijado por Balance de Materia

$$V_1 = 0 \quad \text{sólo hay un}$$

$$V_2 = 246.084$$

No se requiere α_1 , β_1 , γ_1 , V_1 y V_2 en la ecuación (21). Consultar el guión de esta experimentación

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Para calcular γ_{17} se requiere Q17 y para calcular Q17 se requiere calcular Q1

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

Cálculo de la carga térmica del condensador Q1

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

DATOS

$$L_1 = 82.028 \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad W_1 := 0 \quad HL_1 := (HL^{\langle 1 \rangle})_1 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$V_1 = 0 \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad U_1 = 164.056 \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad HV_2 := (HV^{\langle 1 \rangle})_2 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$V_2 = 246.084 \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad HV_1 := (HV^{\langle 1 \rangle})_1 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

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

Aquí el sistema termodinámico es el condensador compuesto por tubos de superficie fría que reciben los vapores calientes como una cantidad (+) que entra al sistema

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

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

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

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

$$W := 0$$

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

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

$$HL_{17} := (HL^{\langle 1 \rangle})_{17} \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

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

$$Q_{17} = -1.759 \times 10^3$$

$$\frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Debe ser una cantidad (-)

Calor que entra al hervidor debe ser negativo y lo proporciona la superficie de las resistencias

Aquí el sistema termodinámico son las resistencias, el calor desprendido por el sistema debe ser (-)

CONTINUACIÓN

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

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

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:

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

La solución que representa los vapores que suben por la torre en su punto de burbuja es

$$\begin{pmatrix} V3 \\ V4 \\ V5 \\ V6 \\ V7 \\ V8 \\ V9 \\ V10 \\ V11 \\ V12 \\ V13 \\ V14 \\ V15 \\ V16 \\ V17 \end{pmatrix} = F := \begin{pmatrix} \beta_2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \alpha_3 & \beta_3 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \alpha_4 & \beta_4 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \alpha_5 & \beta_5 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \alpha_6 & \beta_6 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_7 & \beta_7 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_8 & \beta_8 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_9 & \beta_9 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{10} & \beta_{10} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{11} & \beta_{11} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{12} & \beta_{12} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{13} & \beta_{13} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{14} & \beta_{14} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{15} & \beta_{15} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{16} & \beta_{16} & 0 \end{pmatrix}^{-1} G := \begin{pmatrix} \gamma_2 - \alpha_2 \cdot V_2 \\ \gamma_3 \\ \gamma_4 \\ \gamma_5 \\ \gamma_6 \\ \gamma_7 \\ \gamma_8 \\ \gamma_9 \\ \gamma_{10} \\ \gamma_{11} \\ \gamma_{12} \\ \gamma_{13} \\ \gamma_{14} \\ \gamma_{15} \\ \gamma_{16} \end{pmatrix}$$

Por lo tanto

$$VNPB := F \cdot G$$

$$V_1 = 0$$

Valores ya conocidos
por balances de materia

$$V_2 = 246.084$$

$$VNPB := \begin{pmatrix} 286.16 \\ 306.848 \\ 311.31 \\ 314.438 \\ 314.195 \\ 312.385 \\ 308.824 \\ 303.782 \\ 291.757 \\ 290.842 \\ 283.467 \\ 276.187 \\ 267.744 \\ 270.471 \\ 242.92 \end{pmatrix}$$

Obtenidos con la ecuación (21)

VNPB = Vapores normalizados en su punto de burbuja

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

Un segundo procedimiento es aplicar la Ec. (22)

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

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 246.084$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$\text{VNpb} := \begin{pmatrix} V_1 \\ V_2 \\ V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ V_6 \\ V_7 \\ V_8 \\ V_9 \\ V_{10} \\ V_{11} \\ V_{12} \\ V_{13} \\ V_{14} \\ V_{15} \\ V_{16} \\ V_{17} \end{pmatrix}$$

**Comparación de los valores calculados de los vapores
ascendentes en la columna**

Obtenidos con la ecuación (22)

VNpb =

	1
1	0
2	246.084
3	286.16
4	306.848
5	311.31
6	314.438
7	314.195
8	312.385
9	308.824
10	303.782
11	291.757
12	290.842
13	283.467
14	276.187
15	267.744
16	270.471
17	242.92

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

Obtenidos con la ecuación (21)

$$V_1 = 0$$

Vapores ya conocidos
por balances de materia

$$V_2 = 246.084$$

VNPB =

	1
1	286.16
2	306.848
3	311.31
4	314.438
5	314.195
6	312.385
7	308.824
8	303.782
9	291.757
10	290.842
11	283.467
12	276.187
13	267.744
14	270.471
15	242.92

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

M=====M

VNPB :=

0
246.084
293.007
316.765
322.755
326.698
327.105
325.21
321.621
316.71
303.956
303.124
295.381
287.259
278.553
281.067
251.906

Estos valores se alimentan al inicio del programa para la segunda iteración

Para esta segunda iteración NO se prentaron cambios de VNpb Vs. VNPB, se termina la iteración

M=====M

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

pb = en el punto de burbuja

gmol de mezcla / h

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

DATOS

T°C =	La posición 1 es del condensador		La posición 1 es del condensador		La posición 1 es del condensador	
		1		1		1
	1	74	1	0.64	1	0.36041
	2	74.241	2	0.291	2	0.70875
	3	74.603	3	0.188	3	0.81238
	4	74.7	4	0.147	4	0.85312
	5	75.309	5	0.125	5	0.87466
	6	75.659	6	0.113	6	0.88704
	7	76.012	7	0.106	7	0.89412
	8	76.371	8	0.101	8	0.89879
	9	76.739	9	0.099	9	0.90017
	10	77.12	10	0.099	10	0.90099
	11	78	11	0.1	11	0.90012
	12	77.93	12	0.103	12	0.8967
	13	78.367	13	0.106	13	0.89449
	14	78.829	14	0.109	14	0.89068
	15	79.32	15	0.114	15	0.88591
	16	78.9	16	0.119	16	0.8815
	17	81.2	17	0.122	17	0.87716
xNetanol =		xNagua =				
				La posición 17 es del Hervidor		
				La posición 17 es del Hervidor		

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

$$K_{etanol} := 1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K^{14.2}$$

$$K_{agua} := 2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K^{16.24}$$

Ejemplo para la temperatura en la etapa 1, EL CONDENSADOR

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

Temperatura supuesta

$T^{\circ}C1 := 67.462$ $^{\circ}C$

Se debe encontrar esta temperatura por prueba y error para la etapa 1

$T^{\circ}K1 := T^{\circ}C1 + 273.15$

El valor experimental es de

$(T^{\circ}C^{(1)})_1 = 74$ $^{\circ}C$

$$\text{Etapa1} := \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K1^{14.22}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_1 \cdot (2.043 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K1^{16.24}) \right] - 1$$

$\text{Etapa1} := -0.0211$

Debe tomar un valor de cero, si no, cambiar la temperatura supuesta

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

Valores supuestos iniciales de cálculo

$T^{\circ}K1 := 355$ $T^{\circ}K4 := 355$ $T^{\circ}K7 := 355$ $T^{\circ}K10 := 355$
 $T^{\circ}K2 := 355$ $T^{\circ}K5 := 355$ $T^{\circ}K8 := 355$ $T^{\circ}K11 := 355$
 $T^{\circ}K3 := 355$ $T^{\circ}K6 := 355$ $T^{\circ}K9 := 355$ $T^{\circ}K12 := 355$
 $T^{\circ}K13 := 355$ $T^{\circ}K16 := 355$
 $T^{\circ}K14 := 355$
 $T^{\circ}K15 := 355$ $T^{\circ}K17 := 355$

$\epsilon := 0.0$

Error aceptado

$\text{Ketanol} := 1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K^{14.2}$

$\text{Kagua} := 2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K^{16.24}$

Given

$$\begin{aligned} \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K1^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_1 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K1^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_2 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K2^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_2 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K2^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_3 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K3^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_3 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K3^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_4 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K4^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_4 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K4^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_5 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K5^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_5 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K5^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_6 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K6^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_6 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K6^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_7 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K7^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_7 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K7^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_8 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K8^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_8 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K8^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_9 \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K9^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_9 \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K9^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{10} \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K10^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{10} \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K10^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{11} \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K11^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{11} \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K11^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{12} \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K12^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{12} \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K12^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{13} \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K13^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{13} \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K13^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{14} \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K14^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{14} \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K14^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{15} \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K15^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{15} \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K15^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{16} \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K16^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{16} \cdot (2.053 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K16^{16.24}) \right] - 1 \\ \varepsilon &= \left[(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{17} \cdot (1.35 \cdot 10^{-36} \cdot T^{\circ}K17^{14.2}) + (x_{\text{Nagua}}^{(1)})_{17} \cdot (2.045 \cdot 10^{-42} \cdot T^{\circ}K17^{16.24}) \right] - 1 \end{aligned}$$

Temperaturas del modelo

T°Cmodelo :=	70.427
	81.347
	85.703
	87.619
	88.687
	89.319
	89.687
	89.932
	90.045
	90.048
	90.002
	89.822
	89.66
	89.507
	89.261
	89.034
	88.931

Temperaturas experimentales

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
	17	81.2

Temperaturas del modelo

T°Cmodelo =		1
	1	70.427
	2	81.347
	3	85.703
	4	87.619
	5	88.687
	6	89.319
	7	89.687
	8	89.932
	9	90.045
	10	90.048
	11	90.002
	12	89.822
	13	89.66
	14	89.507
	15	89.261
	16	89.034
	17	88.931

$$\text{error\%} := \frac{T^{\circ}\text{C}_{\text{modelo}} - T^{\circ}\text{C}}{T^{\circ}\text{C}} \cdot 100$$

error% =		1
	1	-4.828
	2	9.572
	3	14.879
	4	17.295
	5	17.764
	6	18.054
	7	17.99
	8	17.756
	9	17.339
	10	16.764
	11	15.387
	12	15.259
	13	14.41
	14	13.545
	15	12.533
	16	12.844
	17	9.521

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

Cuestionario

1. Aplicar el método del punto de burbuja a la columna de destilación PIGNAT para calcular en el régimen permanente los valores de las fracciones molares de las mezclas del vapor y del líquido que abandonan las 17 etapas de la columna cuando se programa una relación de reflujo $R = 1/2$. Reportar las interpretaciones de los perfiles gráficos de estos valores.

Respuesta

La posición 1 es del
condensador

xNetanol =

	1
1	0.64
2	0.291
3	0.188
4	0.147
5	0.125
6	0.113
7	0.106
8	0.101
9	0.099
10	0.099
11	0.1
12	0.103
13	0.106
14	0.109
15	0.114
16	0.119
17	0.122

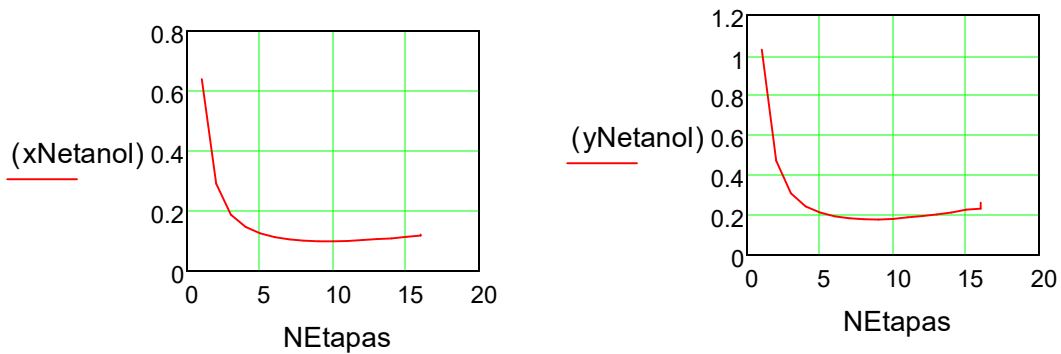
yNetanol =

	1
1	1.027
2	0.472
3	0.309
4	0.243
5	0.212
6	0.194
7	0.185
8	0.179
9	0.178
10	0.181
11	0.189
12	0.195
13	0.204
14	0.214
15	0.227
16	0.232
17	0.262

NEtapas :=

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

La posición 17 es
del Hervidor



2. Comparar los valores experimentales de las tracciones molares del destilado y del residuo obtenidos por densimetría, con las fracciones molares que se obtiene con las ecuaciones 20 y 21 del método del punto de burbuja mediante los siguientes errores porcentuales:

Respuesta

$$\%Error_{destilado} := \frac{(xNetanol^{(1)})_1 - (xmolD)}{xmolD} \cdot 100 = 1.542$$

$$\%Error_{residuos} := \frac{(xNetanol^{(1)})_{17} - (xmolF)}{xmolF} \cdot 100 = 15.092$$

3. Comparar los valores experimentales de las temperaturas de los ocho termopares instalados en la columna con las temperaturas que se obtienen con la ecuación (4.1) mediante el cálculo de errores porcentuales. Reportar las interpretaciones de los perfiles gráficos de estos valores.

Respuesta

Temperaturas experimentales

	1
1	74
2	74.241
3	74.603
4	74.7
5	75.309
6	75.659
7	76.012

Temperaturas del modelo

	1
1	70.427
2	81.347
3	85.703
4	87.619
5	88.687
6	89.319
7	89.687

T°C =	7	70.012
	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

T°Cmodelo =	8	89.932
	9	90.045
	10	90.048
	11	90.002
	12	89.822
	13	89.66
	14	89.507
	15	89.261
	16	89.034
	17	88.931

$$\text{error\%} := \frac{T^{\circ}\text{C}_{\text{modelo}} - T^{\circ}\text{C}}{T^{\circ}\text{C}} \cdot 100$$

error% =		1
	1	-4.828
	2	9.572
	3	14.879
	4	17.295
	5	17.764
	6	18.054
	7	17.99
	8	17.756
	9	17.339
	10	16.764
	11	15.387
	12	15.259
	13	14.41
	14	13.545
	15	12.533
	16	12.844
	17	9.521

- Calcular los flujos molares de las mezclas del vapor y del líquido que abandonan las 17 etapas. Reportar las interpretaciones de los perfiles gráficos de estos valores. También reportar las cargas térmicas en kcal/h del condensador y del hervidor de la columna; comentar el significado de cada una de estas cantidades.

Respuesta

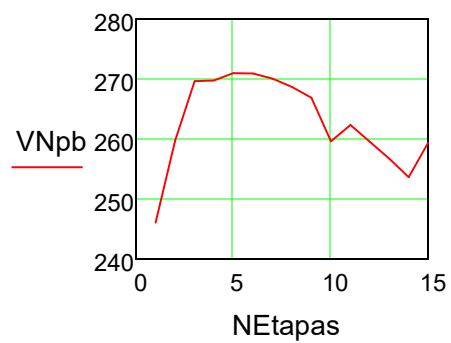
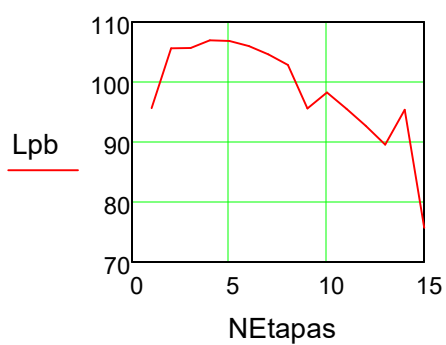
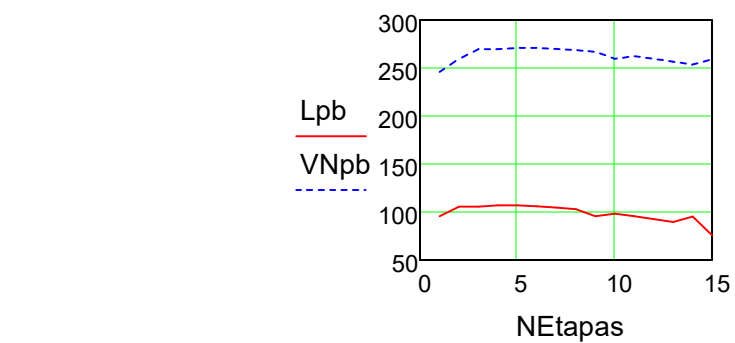
$L_{pb} :=$ $\begin{pmatrix} 95.656 \\ 105.607 \\ 105.685 \\ 106.945 \\ 106.874 \\ 106.018 \\ 104.625 \\ 102.835 \\ 95.596 \\ 98.274 \\ 95.529 \\ 92.694 \\ 89.599 \\ 95.366 \\ 75.708 \end{pmatrix}$

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

$VN_{pb} :=$ $\begin{pmatrix} 246.084 \\ 259.712 \\ 269.663 \\ 269.74 \\ 271 \\ 270.93 \\ 270.073 \\ 268.681 \\ 266.891 \\ 259.651 \\ 262.33 \\ 259.585 \\ 256.75 \\ 253.655 \\ 259.421 \end{pmatrix}$

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

pb = en el punto de burbuja



$$Q_1 = 1.764 \times 10^3$$

$$\frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Debe ser una cantidad (+)

$$Q_{17} = -1.759 \times 10^3$$

$$\frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Debe ser una cantidad (-)

