

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

• 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

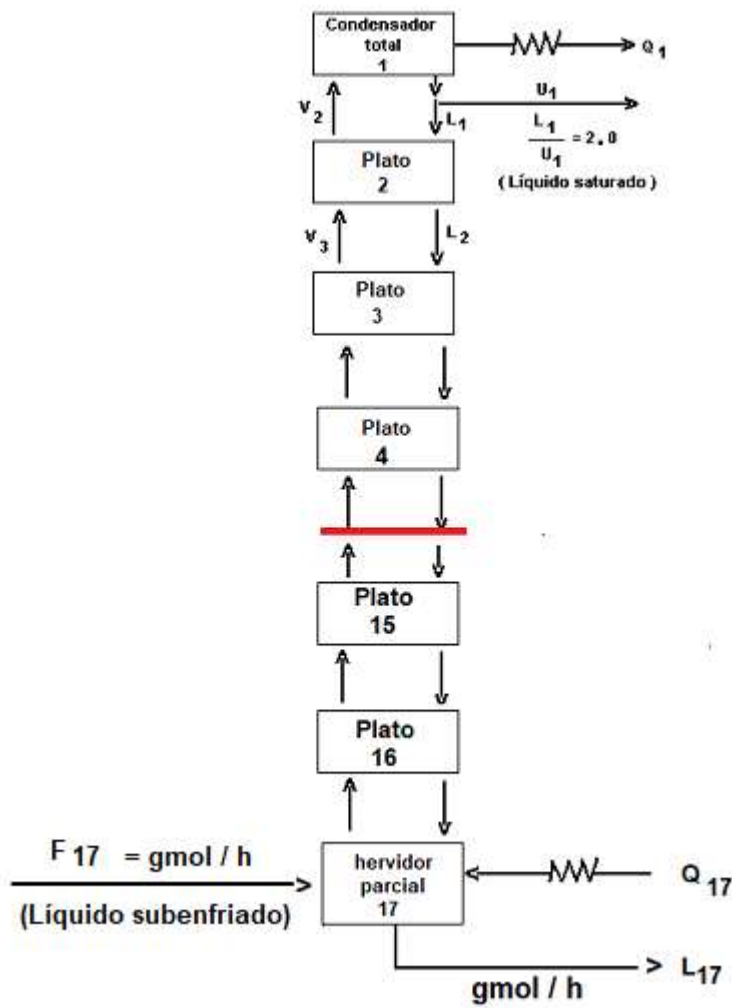
COMPOSICIONES

$\% \text{masa} = -4606 \rho^3 + 11475 \rho^2 - 9909 \rho + 3038.1$ 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



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		
$LA := 0.244 \frac{\text{L}}{\text{min}}$ alimentación	$LF := 0.156 \frac{\text{L}}{\text{min}}$ fondos	$LD := 0.116 \frac{\text{L}}{\text{min}}$ destilado
DENSIDADES Y COMPOSICIONES		

$$\rho_A := 0.935 \quad \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3} \quad \rho_F := 0.964 \quad \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3} \quad \rho_D := 0.84 \quad \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

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

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

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

$$xm_A := \frac{\%m_A}{100}$$

$$xm_F := \frac{\%m_F}{100}$$

$$xm_D := \frac{\%m_D}{100}$$

$$xm_A = 0.3997$$

$$xm_F = 0.2325$$

$$xm_D = 0.8131$$

g ETOH / g mezcla

g ETOH / g mezcla

g ETOH / g mezcla

LAS FRACCIONES MOL

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

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

$$xm_{olA} := \frac{\frac{xm_A}{PMETOH}}{\frac{xm_A}{PMETOH} + \frac{1 - xm_A}{PMH_2O}}$$

$$xm_{olF} := \frac{\frac{xm_F}{PMETOH}}{\frac{xm_F}{PMETOH} + \frac{1 - xm_F}{PMH_2O}}$$

$$xm_{olD} := \frac{\frac{xm_D}{PMETOH}}{\frac{xm_D}{PMETOH} + \frac{1 - xm_D}{PMH_2O}}$$

$$xm_{olA} = 0.207$$

$$xm_{olF} = 0.106$$

$$xm_{olD} = 0.63$$

gmol ETOH /
gmol mezcla

gmol ETOH /
gmol mezcla

gmol ETOH /
gmol mezcla

Balance de materia

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

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

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

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

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

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

Los flujos en g / h y en gmol / h

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

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

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

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

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

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

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

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

Balance molar en la columna

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

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

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

Si no concuerda el balance molar, tomar

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

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

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

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

Inicio del programa punto de burbuja

ORIGIN := 1

Temperatura de alimentación

TF17°C := T°C, °C Temperatura de alimentación F en el hervidor 17 en °C

TF17°C = 22.5 °C

composiciones de entrada y salida

Z₁₁₇ := xmola

Z₁₁₇ = 0.207 gmol ETOH / gmol mezcla

Z₂₁₇ := 1 - Z₁₁₇

Z₂₁₇ = 0.793 gmol H₂O / gmol mezcla

Alimentación al hervidor como líquido subenfriado

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

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

Flujo de fondos o residuos que salen de la columna

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

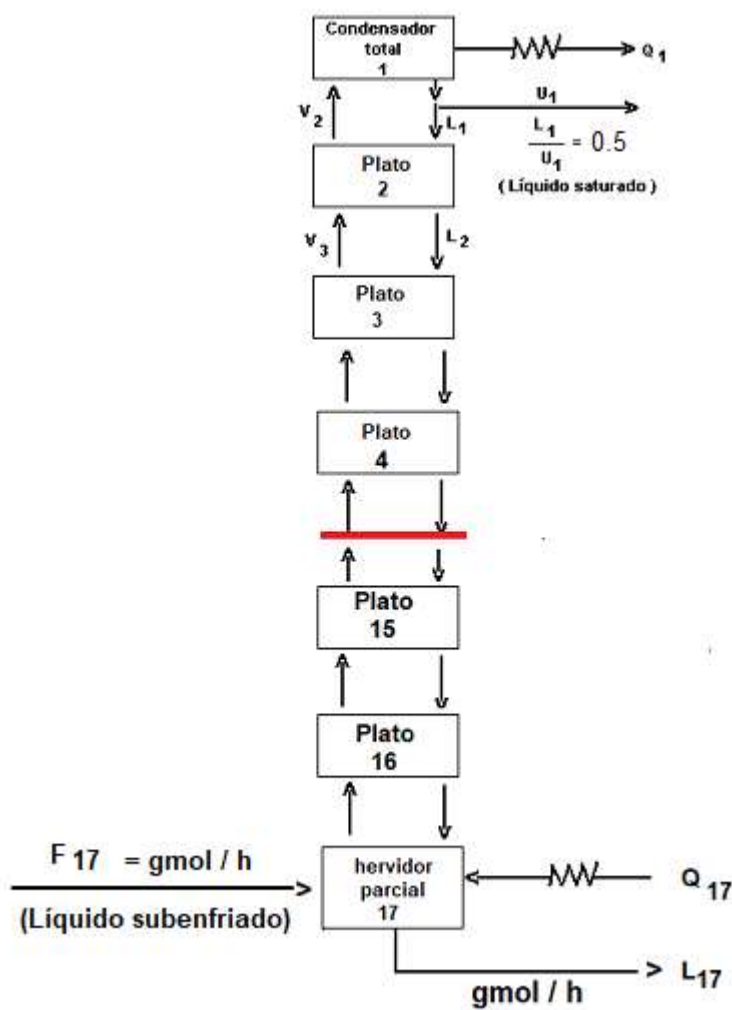
$$L_{17} = 430.337 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

Flujo de destilado que sale de la columna

$$U_1 := L_{Dmolar}$$

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

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



Netapas :=

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

Corriente líquida L1 que entra a la etapa 2

relación de reflujo $R := 0.5$

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

$$L_1 := R \cdot U_1$$

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

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

$$V_2 := U_1 + L_1$$

$$V_2 = 246.084 \text{ g/mol mezcla / h}$$

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	18.8	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

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

Etapas 1,
Condensador

----->

hervidor

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

Etapas restantes

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

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 := augment(ne)

B := T_{exp}

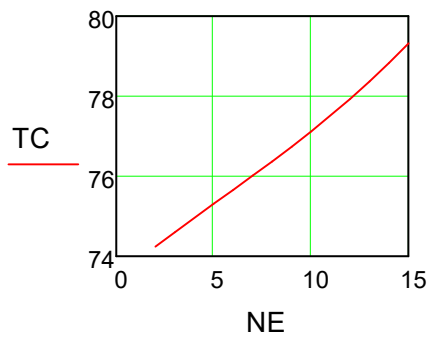
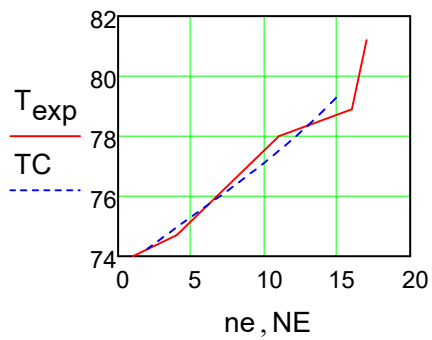
n := 3

R := regress(M, B, n)

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

TC = Température 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

$$T^{\circ}C_{1} := \left(T_{exp}^{(1)} \right)_1$$

renglón

No se pueden modificar los valores T_j son los experimentales

Etapa j

V_j

1 $V_1 := 0$ El condensador no produce vapor

T_j

$$T^{\circ}C_1 := \left(T_{exp}^{(1)} \right)_1$$

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	$V_{15} := V_2$		$T^{\circ}C_{15} := (TC^{\langle 1 \rangle})_{12}$
16	$V_{16} := V_2$		$T^{\circ}C_{16} := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_4$
17	$V_{17} := V_2$		$T^{\circ}C_{17} := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_5$

Estos valores NO cambian
para cualquier iteración

$V :=$

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}

$T^{\circ}C :=$

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

Cálculo de las constantes K de equilibrio

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

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

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

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

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

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

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

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

Encontrar las dos ecuaciones:

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

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

$K_e =$

	1
1	1.086
2	1.096
3	1.112
4	1.117
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

$K_a =$

	1
1	0.476
2	0.481
3	0.488
4	0.49
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

$T^{\circ}C =$

	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

Copiar sólo la primera vez

	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°C =

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

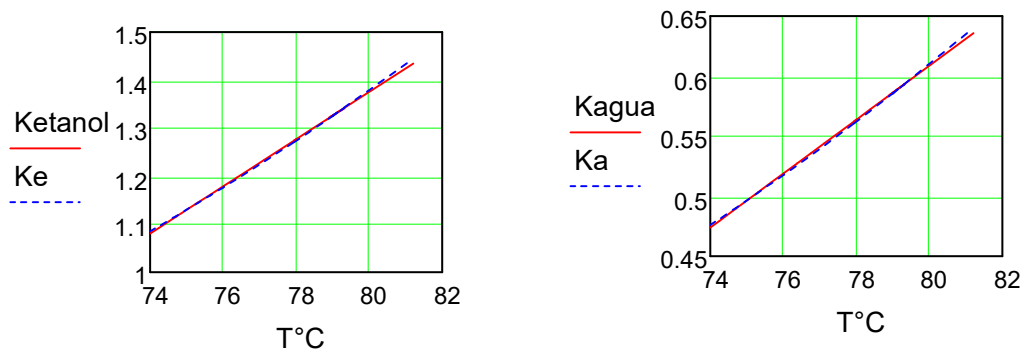
Q := 1 orden

RR := regress(N, F, Q)

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

Ketanol := 0.04917 · T°C – 2.55784

Kagua := 0.02246 · T°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

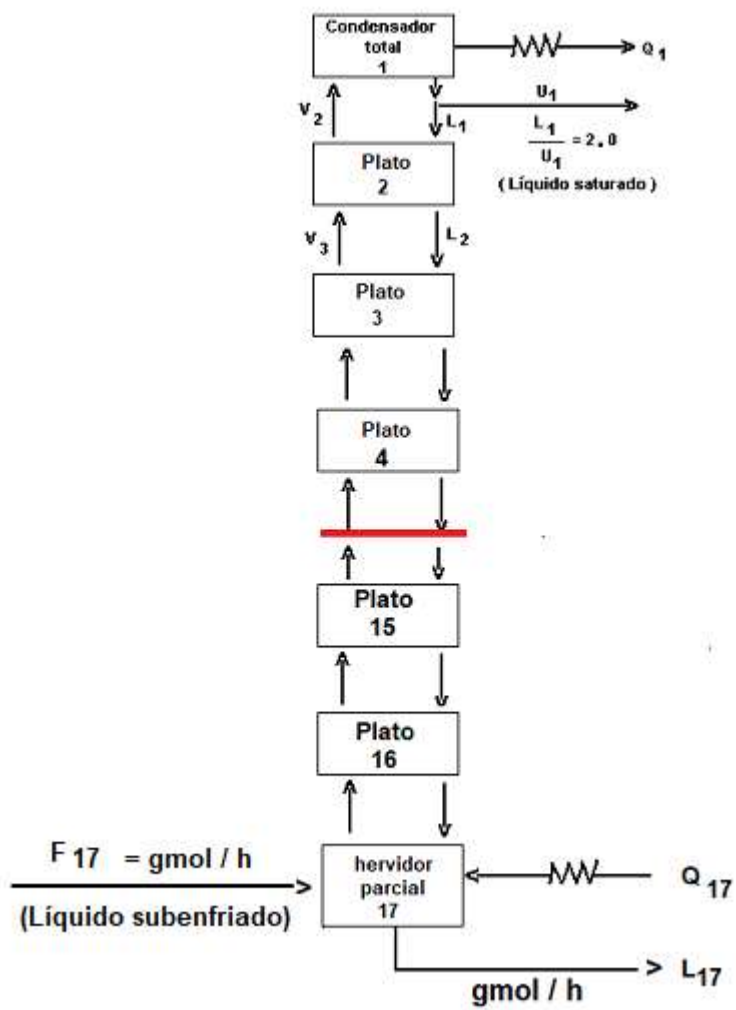
$$A_{ee} := 43.122 \quad A_{aa} := 52.053$$

$$Tc_{ee} := 516.25 \quad Tc_{aa} := 647.13$$

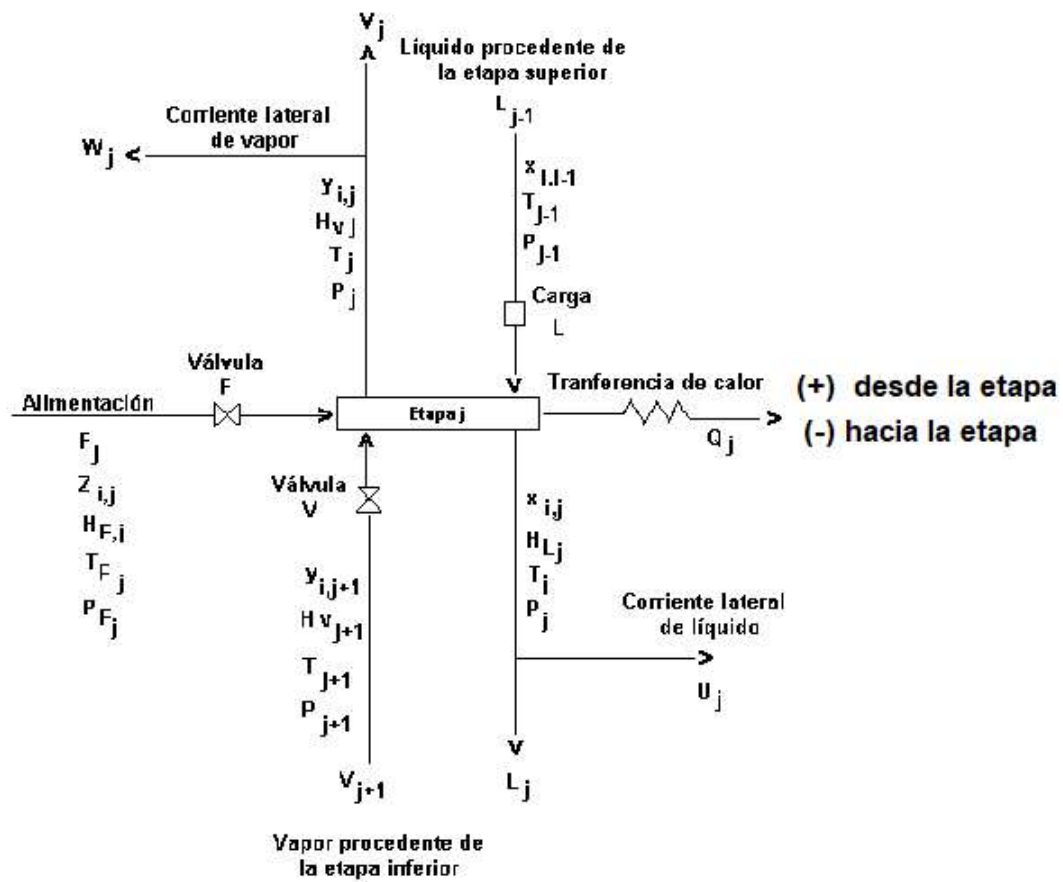
$$n_{ee} := 0.079 \quad n_{aa} := 0.321$$

kJoules
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:

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

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

Para hacer esta programación Bj se requieren los valores de la Ki del etanol y del agua

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

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

$(\text{Ketanol}^{(1)})_2$	$(\text{Kagua}^{(1)})_2$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_3$	$(\text{Kagua}^{(1)})_3$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_4$	$(\text{Kagua}^{(1)})_4$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_5$	$(\text{Kagua}^{(1)})_5$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_6$	$(\text{Kagua}^{(1)})_6$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_7$	$(\text{Kagua}^{(1)})_7$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_8$	$(\text{Kagua}^{(1)})_8$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_9$	$(\text{Kagua}^{(1)})_9$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{10}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{10}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{11}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{11}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{12}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{12}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{13}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{13}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{14}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{14}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{15}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{15}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{16}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{16}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{17}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{17}$

Continuación

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

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

Esta ecuación debe aplicarse para cada componente

Empezando por el rehervidor 17

Para el etanol

donde no existe etapa 18, ver el
cero.
Para K del etanol: será
columna (1) del renglón (17)

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

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

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

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

$$B_{14\text{etanol}} = \frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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)

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Esta ecuación debe aplicarse para cada componente

Empezando por el condensador total 1, para el etanol

$$\begin{aligned}
C_{1\text{etanol}} &:= V_2 \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_2 & C_{1\text{etanol}} &= \frac{\text{gmol} \cdot \text{mezcla}}{h} \cdot \frac{\text{mmHg}}{\text{mmHg}} \\
C_{2\text{etanol}} &:= V_3 \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_3 \\
C_{3\text{etanol}} &:= V_4 \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_4 \\
C_{4\text{etanol}} &:= V_5 \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_5 \\
C_{5\text{etanol}} &:= V_6 \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_6 \\
C_{6\text{etanol}} &:= V_7 \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_7 \\
C_{7\text{etanol}} &:= V_8 \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_8 \\
C_{8\text{etanol}} &:= V_9 \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_9 \\
C_{9\text{etanol}} &:= V_{10} \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_{10} \\
C_{10\text{etanol}} &:= V_{11} \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_{11} \\
C_{11\text{etanol}} &:= V_{12} \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_{12} \\
C_{12\text{etanol}} &:= V_{13} \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_{13} \\
C_{13\text{etanol}} &:= V_{14} \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_{14} \\
C_{14\text{etanol}} &:= V_{15} \cdot (K_{\text{etanol}}^{(1)})_{15}
\end{aligned}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Este término no existe
no tiene significado físico

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

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

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

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)

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

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

La solución es la siguiente:

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

Matriz tridiagonal para el etanol

FAD := 1

FAF := 1

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

[illegible]

[illegible]

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

$$\begin{pmatrix}
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 0 & 0 \\
 C_{15\text{etanol}} \cdot \text{FAD} & 0 \\
 B_{16\text{etanol}} & C_{16\text{etanol}} \cdot \text{FAD} \\
 A_{17} & B_{17\text{etanol}} \cdot \text{FAF}
 \end{pmatrix}^{-1} \cdot \text{Detanol} := \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ D_{17\text{etanol}} \end{pmatrix}$$

Matriz tridiagonal para el agua

[illegible]

[illegible]

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

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

Resultados

$\text{xetanol} = A_{\text{etanol}} \cdot D_{\text{etanol}}$
 $\text{xagua} = A_{\text{agua}} \cdot D_{\text{agua}}$
 $\text{Suma} = \text{xetanol} + \text{xagua}$

condensador

xetanol :=	0.285	condensador	0.386	xagua :=	0.671	Suma :=
	0.261		0.805		1.066	
	0.249		1.078		1.327	
	0.245		1.259		1.504	
	0.237		1.344		1.581	
	0.231		1.379		1.611	
	0.231		1.381		1.607	
	0.226		1.361		1.582	
	0.222		1.327		1.544	
	0.217		1.286		1.498	
	0.213		1.216		1.42	
	0.204		1.178		1.381	
	0.202		1.136		1.335	
	0.199		1.092		1.286	
	0.194		1.047		1.236	
	0.19		1.038		1.229	
	0.192		0.949		1.126	
	0.177	rehervidor				rehervidor

Se normalizan las composiciones con (28)

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

xNetanol :=

$$\left[\begin{array}{c} \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_1}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_1} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_2}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_2} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_3}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_3} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_4}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_4} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_5}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_5} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_6}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_6} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_7}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_7} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_8}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_8} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_9}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_9} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_{10}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{10}} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_{11}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{11}} \\ \frac{(\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_{12}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{12}} \\ (\text{xetanol}^{\langle 1 \rangle})_{13} \end{array} \right]$$

xNagua :=

$$\left[\begin{array}{c} \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_1}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_1} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_2}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_2} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_3}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_3} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_4}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_4} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_5}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_5} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_6}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_6} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_7}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_7} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_8}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_8} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_9}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_9} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_{10}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{10}} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_{11}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{11}} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_{12}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{12}} \\ \frac{(\text{xagua}^{\langle 1 \rangle})_{13}}{(\text{Suma}^{\langle 1 \rangle})_{13}} \end{array} \right]$$

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

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

$$\text{sumaN} := \text{xNetanol} + \text{xNagua}$$

La posición 1 es del condensador

xNetanol =

	1
1	0.425
2	0.245
3	0.188
4	0.163
5	0.15
6	0.143
7	0.141
8	0.14
9	0.141
10	0.142
11	0.144
12	0.146
13	0.149
14	0.151
15	0.154
16	0.156
17	0.157

La posicoón

La posición 1 es del condensador

xNagua =

	1
1	0.57526
2	0.75516
3	0.81236
4	0.8371
5	0.85009
6	0.85599
7	0.85937
8	0.8603
9	0.85946
10	0.85848
11	0.85634
12	0.85301
13	0.85094
14	0.84914
15	0.84709
16	0.84459
17	0.84281

La posicoón

SUMA

sumaN =

	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

17 es del
Hervidor

17 es del
Hervidor

COMPARACIÓN CON LOS DATOS EXPERIMENTALES

N =====N

FAD = 1

FAF = 1

experimental **xmolD = 0.63**

gmol ETOH /
gmol mezcla

modelo $(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 = 0.425$

gmol ETOH /
gmol mezcla

experimental **xmolF = 0.106**

gmol ETOH /
gmol mezcla

modelo $(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{17} = 0.157$

gmol ETOH /
gmol mezcla

N =====N

Los errores porcentuales del domo y de los residuos

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

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

$$\% \text{Error}_{\text{destilado}} := \frac{(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_1 - (\text{xmolD})}{\text{xmolD}} \cdot 100 = -32.568$$

$$\% \text{Error}_{\text{residuos}} := \frac{(x_{\text{Netanol}}^{(1)})_{17} - (\text{xmolF})}{\text{xmolF}} \cdot 100 = 48.326$$

El resultado de los errores porcentuales no cumple con las condiciones del problema planteado

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

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

$$A := 59.342$$

$$E := 92.053$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad T = \text{K}, \quad C_p (\text{Joule} / \text{gmol}^{\circ}\text{K})$$

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

Datos **Aquí F = del inglés Feed**

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

$$TF17^{\circ}\text{C} := (T^{\circ}\text{C}^{(1)})_{17} \quad ^{\circ}\text{C}$$

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

$$TF17^{\circ}\text{K} := TF17^{\circ}\text{C} + 273.15$$

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

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

$$C_{\text{PetanolF}} := (A + B \cdot TF17^{\circ}\text{K} + C \cdot TF17^{\circ}\text{K}^2 + D \cdot TF17^{\circ}\text{K}^3) \cdot (0.00094783) \cdot (453.6)$$

$$C_{\text{PaguaF}} := (E + F \cdot TF17^{\circ}\text{K} + G \cdot TF17^{\circ}\text{K}^2 + H \cdot TF17^{\circ}\text{K}^3) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

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

$$\text{HF}_{17} := \left[\text{CPetanolF} \cdot (\text{TF}17^\circ\text{K} - 273.15) \cdot x_{\text{Fetanol}} + \text{CPaguaF} \cdot (\text{TF}17^\circ\text{K} - 273.15) \cdot x_{\text{Fagua}} \right] \cdot \frac{1}{453.6} \cdot \frac{0.252}{1}$$

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

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

Entalpías de la fase líquida dentro de la torre

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

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

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

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

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

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

HL :=	1.623	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol} \cdot \text{Mezcla}}$
	1.503	
	1.47	
	1.455	
	1.458	
	1.459	
	1.465	
	1.473	
	1.48	
	1.489	
	1.507	
	1.507	
	1.518	
	1.529	
	1.542	
	1.536	
	1.582	

Entalpías de la fase vapor dentro de la torre

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase vapor

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

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

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

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

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

CPetanolV :=	31.409	CPaguaV :=	14.584
	31.424		14.585
	31.445		14.586
	31.451		14.586
	31.488		14.588
	31.509		14.589
	31.53		14.59
	31.552		14.591
	31.574		14.592
	31.597		14.593
	31.65		14.596
	31.646		14.596
	31.672		14.597
	31.7		14.598
	31.729		14.6
	31.704		14.598
	31.842		14.605

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

Constantes para el calor latente fase gaseosa

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

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

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

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

Chemical Properties Handbook de Carl L. Yaws, McGraw Hill

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

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

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

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

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

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

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

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

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

HV :=	8.869	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol} \cdot \text{Mezcla}}$
	7.936	
	7.717	
	7.603	
	7.697	
	7.752	
	7.836	
	7.936	
	8.035	
	8.154	
	8.402	
	8.396	
	8.539	
	8.678	
	8.838	
	8.739	
	9.379	

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Aplicación de las ecuaciones anteriores, observar que No se requieren los valores de (α_1 , β_1 , γ_1), (V_1 y V_2) en la ecuación (21).

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

Consultar el guión de esta experimentación

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

	1
1	8.869
2	7.936
3	7.717
4	7.603
5	7.697
6	7.752
7	7.836
8	7.936
9	8.035
10	8.154
11	8.402
12	8.396
13	8.539
14	8.678
15	8.838
16	8.739
17	9.379

HV =

kcal
gmolMezcla

	1
1	1.623
2	1.503
3	1.47
4	1.455
5	1.458
6	1.459
7	1.465
8	1.473
9	1.48
10	1.489
11	1.507
12	1.507
13	1.518
14	1.529
15	1.542
16	1.536
17	1.582

HL =

kcal
gmolMezcla

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

No se requiere calcular

α_{17}

Consultar la ecuación matricial 21

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

Consultar el guión de esta experimentación

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

etapas

$$\begin{aligned} \beta_2 &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_3 - (HL^{\langle 1 \rangle})_2 \\ \beta_3 &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_4 - (HL^{\langle 1 \rangle})_3 \\ \beta_4 &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_5 - (HL^{\langle 1 \rangle})_4 \\ \beta_5 &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_6 - (HL^{\langle 1 \rangle})_5 \\ \beta_6 &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_7 - (HL^{\langle 1 \rangle})_6 \\ \beta_7 &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_8 - (HL^{\langle 1 \rangle})_7 \\ \beta_8 &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_9 - (HL^{\langle 1 \rangle})_8 \\ \beta_9 &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{10} - (HL^{\langle 1 \rangle})_9 \\ \beta_{10} &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{11} - (HL^{\langle 1 \rangle})_{10} \\ \beta_{11} &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{12} - (HL^{\langle 1 \rangle})_{11} \\ \beta_{12} &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{13} - (HL^{\langle 1 \rangle})_{12} \\ \beta_{13} &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{14} - (HL^{\langle 1 \rangle})_{13} \\ \beta_{14} &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{15} - (HL^{\langle 1 \rangle})_{14} \\ \beta_{15} &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{16} - (HL^{\langle 1 \rangle})_{15} \\ \beta_{16} &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{17} - (HL^{\langle 1 \rangle})_{16} \\ \beta_{17} &:= (HV^{\langle 1 \rangle})_{18} - (HL^{\langle 1 \rangle})_{17} \end{aligned}$$

HV =

	1
1	8.869
2	7.936
3	7.717
4	7.603
5	7.697
6	7.752
7	7.836
8	7.936
9	8.035
10	8.154
11	8.402
12	8.396
13	8.539
14	8.678
15	8.838
16	8.739
17	9.379

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

HL =

	1
1	1.623
2	1.503
3	1.47
4	1.455
5	1.458
6	1.459
7	1.465
8	1.473
9	1.48
10	1.489
11	1.507
12	1.507
13	1.518
14	1.529
15	1.542
16	1.536
17	1.582

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

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

Este término 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

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

$$U_1 = 164.056$$

gmol mezcla / h

Fijado por Balance de Materia

$$V_1 = 0$$

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

$$\gamma_2 := (-U_1) \cdot \left[(HL^{\langle 1 \rangle})_2 - (HL^{\langle 1 \rangle})_1 \right] \quad \implies \quad \text{No hay Q2}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

No se requiere calcular

γ_{17}

Consultar la ecuación matricial 21

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

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

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

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

$$W_1 := 0$$

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

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

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

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

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

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

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

$$Q_1 = 1.554 \times 10^3 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \quad \text{Debe ser una cantidad (+)}$$

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

$L_{17} = 430.337$	$\frac{\text{gmol}}{\text{h}}$		$HF_{17} = 1.621$	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$
$F_{17} = 594.393$	$\frac{\text{gmol}}{\text{h}}$	$W := 0$	$HL_1 := (HL^{(1)})_1$	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$
$U_1 = 164.056$	$\frac{\text{gmol}}{\text{h}}$		$HL_{17} := (HL^{(1)})_{17}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$

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

$$Q_{17} = -1.537 \times 10^3 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \quad \text{Debe ser una cantidad (-)}$$

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:

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

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

[illegible]

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

Por lo tanto

$$VNPB = F \cdot G$$

$$V_1 = 0$$

Vapores ya conocidos
por balances de materia

$$V_2 = 246.084$$

$$\text{VNPB} := \begin{pmatrix} 253.172 \\ 257.399 \\ 253.298 \\ 251.127 \\ 247.833 \\ 244.081 \\ 240.496 \\ 236.288 \\ 227.905 \\ 228.271 \\ 223.629 \\ 219.379 \\ 214.66 \\ 217.704 \\ 199.898 \end{pmatrix}$$

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

Un segundo procedimiento es aplicar la Ec. (22)

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

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 246.084$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Resumen de los resultados parciales, ya que no se cumplieron las condiciones de los errores en el destilado y en el residuo

Vapores NORMALIZADOS en el punto de burbuja

Obtenidos con la ecuación (22)

Obtenidos con la matriz (21)

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

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 246.084$$

VNPB =	1	253.172
	2	257.399
	3	253.298
	4	251.127
	5	247.833
	6	244.081
	7	240.496
	8	236.288
	9	227.905
	10	228.271
	11	223.629
	12	219.379
	13	214.66
	14	217.704
	15	199.898

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

Resultados de los errores porcentuales del destilado y de los residuos

$$\%E_{\text{destilado}} := \frac{\left[\left(x_{\text{Netanol}}^{(1)} \right)_1 \right] - (x_{\text{mold}})}{x_{\text{mold}}} \cdot (100) = -32.568$$

$$\%E_{\text{residuo}} := \frac{\left[\left(x_{\text{Netanol}}^{(1)} \right)_{17} \right] - (x_{\text{molF}})}{x_{\text{molF}}} \cdot (100) = 48.326$$

Por lo tanto habrá que corregir los valores reportados por el modelo del punto de burbuja aplicando más iteraciones. CONSULTAR EL SIGUIENTE ARCHIVO que se encuentra en la plataforma AMyD

NOTA IMPORTANTE. - Antes de empezar las iteraciones del programa del Método del Punto de Burbuja utilizando los valores de los VAPORES NORMALIZADOS EN SU PUNTO DE BURBIJA (VNpb) que están listados arriba y los valores experimentales de temperaturas leídos en las pantallas de los termopares instalados en la columna se tiene que informar que se obtienen resultados ascendentes que divergen.

Pero si se utilizan los factores de corrección FAD (factor de corrección

para los destilados) y FAF (factor de corrección para los fondos) entonces el Modelo del Punto de burbuja se ajusta a los datos experimentales.

La principal razón es que el método riguroso del Punto de Burbuja le falta una corrección sobre la eficiencia real de cada plato en la columna.

(Actualmente un grupo de profesores del Laboratorio trabaja en este problema para editar un artículo internacional).

1

2)

