

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

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

**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	162.335 segundos = 2.706 min	0.2	0.074	156.0 segundos = 2.6 min	0.1	0.0385

COMPOSICIONES

%masa = - 4606 ρ^3 + 11475 ρ^2 - 9909 ρ + 3038.1 Densidad ρ = (g /mL)				
Tiempo de operación (min)	Fondos		Destilado	
	Densidad de Fondos (ρ_F) (g /mL)	Composición Fondos % masa	Densidad de Destilado (ρ_D) (g /mL)	Composición Destilado % masa
20	0.9745	16.47	0.8335	83.78

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	85	83.2	76.3	75.7	74.7

..

T6 Pre calentamiento (de alimentación) (°C)	T7 Entrada de agua al condensador (°C)	T8 Salida de agua del condensador (°C)
18.7	18.6	20.2

RELACIÓN DE REFLUJO TEMPERATURAS DEL HERVIDOR TEMPERATURAS DE ALIMENTACIÓN DE LA MEZCLA (T6 del precalentador)

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

$$T1 := 85.0 \quad ^\circ\text{C}$$

$$T^{\circ}\text{CA} := 18.7 \quad ^\circ\text{C}$$

FLUJOS

$$\text{LA} := 0.117 \quad \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

alimentación

$$\text{LF} := 0.074 \quad \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

fondos

$$\text{LD} := 0.0385 \quad \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

destilado

DENSIDADES Y COMPOSICIONES

$$\rho_A := 0.953 \quad \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho_F := 0.9745 \quad \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho_D := 0.8335 \quad \frac{\text{gmezcla}}{\text{cm}^3}$$

$$\%m_A := -4606 \cdot \rho_A^3 + 11475 \cdot \rho_A^2 - 9909 \cdot \rho_A + 3038.1$$

por ciento en masa

$$\%m_D := -4606 \cdot \rho_D^3 + 11475 \cdot \rho_D^2 - 9909 \cdot \rho_D + 3038.1$$

por ciento en masa

$$\%m_F := -4606 \cdot \rho_F^3 + 11475 \cdot \rho_F^2 - 9909 \cdot \rho_F + 3038.1$$

por ciento en masa

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

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

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

$$x_{m_A} = 0.2992$$

$$x_{m_F} = 0.1647$$

$$x_{m_D} = 0.8378$$

kg ETOH /kg mezcla

kg ETOH /kg mezcla

kg ETOH / kg mezcla

LAS FRACCIONES MOL

$$\text{PMH}_2\text{O} := 18 \text{ gr/gmol}$$

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

$$\frac{\text{kgETOH}}{\text{Kgmezcla}} \\ \frac{\text{kgETOH}}{\text{kgmoETOH}}$$

$$x_{\text{molA}} := \frac{\frac{x_{\text{mA}}}{\text{PMETOH}}}{\frac{x_{\text{mA}}}{\text{PMETOH}} + \frac{1 - x_{\text{mA}}}{\text{PMH}_2\text{O}}}$$

$$x_{\text{molF}} := \frac{\frac{x_{\text{mF}}}{\text{PMETOH}}}{\frac{x_{\text{mF}}}{\text{PMETOH}} + \frac{1 - x_{\text{mF}}}{\text{PMH}_2\text{O}}}$$

$$x_{\text{molD}} := \frac{\frac{x_{\text{mD}}}{\text{PMETOH}}}{\frac{x_{\text{mD}}}{\text{PMETOH}} + \frac{1 - x_{\text{mD}}}{\text{PMH}_2\text{O}}}$$

$$x_{\text{molA}} = 0.143$$

$$x_{\text{molF}} = 0.072$$

$$x_{\text{molD}} = 0.669$$

kgmol ETOH /
kgmol mezcla

kgmol ETOH /
kgmol mezcla

kgmol ETOH /
kgmol mezcla

Los flujos en kg / h y en kgmol / h

$$\text{PMpromedioA} := x_{\text{molA}} \cdot \text{PMETOH} + (1 - x_{\text{molA}}) \cdot \text{PMH}_2\text{O}$$

$$\text{PMpromedioF} := x_{\text{molF}} \cdot \text{PMETOH} + (1 - x_{\text{molF}}) \cdot \text{PMH}_2\text{O}$$

$$\text{PMpromedioD} := x_{\text{molD}} \cdot \text{PMETOH} + (1 - x_{\text{molD}}) \cdot \text{PMH}_2\text{O}$$

$$\text{PMpromedioA} = 22.008 \quad \text{kg mezcla/ kgmol mezcla}$$

$$\text{PMpromedioF} = 20.005 \quad \text{kg mezcla/ kgmol mezcla}$$

$$\text{PMpromedioD} = 36.731 \quad \text{kg mezcla/ kgmol mezcla}$$

Balance de materia

$$L_{\text{Amasico}} := \left[L_{\text{A}} \cdot \rho_{\text{A}} \cdot (60) \cdot \left(\frac{1000}{1} \right) \cdot \left(\frac{1}{1000} \right) \right]$$

$$L_{\text{Amolar}} := \left(L_{\text{Amasico}} \cdot \frac{1}{\text{PMpromedioA}} \right)$$

$$L_{Amolar} = 0.304$$

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

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

$$L_{Fmolar} = 0.216$$

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

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

$$L_{Dmolar} = 0.052$$

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

$$\frac{\text{kgmolmezcla}}{\text{h}} = \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kgmolmezcla}}{\text{kgmezcla}}$$

$$L_{Amolar} = 0.304$$

$$L_{Fmolar} + L_{Dmolar} = 0.269$$

no concuerda, tomar esta suma como correcta y tomarla como L_{Amolar}

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

Fracciones mol de entrada y salida

$$L_{Amolar} = 0.269$$

$$\text{kgmol de mezcla / h}$$

$$x_{molA} = 0.143$$

$$\frac{\text{kgmol ETOH}}{\text{kgmol mezcla}}$$

$$L_{Fmolar} = 0.216$$

$$\text{kgmol de mezcla / h}$$

$$x_{molF} = 0.072$$

$$\frac{\text{kgmol ETOH}}{\text{kgmol mezcla}}$$

$$L_{Dmolar} = 0.052$$

$$\text{kgmol de mezcla / h}$$

$$x_{molD} = 0.669$$

$$\frac{\text{kgmol ETOH}}{\text{kgmol mezcla}}$$

Transformación de los flujos a g/mol ETOH/ g/mol mezcla

$$L_{Amolar} := (L_{Amolar}) \cdot 1000 \quad \text{g/mol ETOH/ g/mol mezcla}$$

$$L_{Fmolar} := L_{Fmolar} \cdot 1000 \quad \text{g/mol ETOH/ g/mol mezcla}$$

$$L_{Dmolar} := L_{Dmolar} \cdot 1000 \quad \text{g/mol ETOH/ g/mol mezcla}$$

POR LO TANTO

Para el programa de PUNTO de BURBUJA

$$L_{Amolar} = 268.702$$

$$\text{g/mol de mezcla / h}$$

$$x_{molA} = 0.143$$

$$L_{Fmolar} = 216.284$$

$$\text{g/mol de mezcla / h}$$

$$x_{molF} = 0.072$$

LDmolar = 52.419

gmol de mezcla / h

xmolD = 0.669

Cálculo de la eficiencia de la columna

1.- El número mínimo de platos $N_{\text{mínimo}}$ requerido en la destilación

Datos

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	85	83.2	76.3	75.7	74.7

..

T6 Pre calentamiento (de alimentación) (°C)	T7 Entrada de agua al condensador (°C)	T8 Salida de agua del condensador (°C)
18.7	18.6	20.2

$x_{eq} :=$

 0

 0.05

 0.1

 0.15

 0.20

 0.25

 0.3

 0.35

 0.4

 0.45

 0.5

 0.55

 0.6

 0.65

 0.7

 0.75

 0.8

 0.85

 0.9

 0.95

 1.0

$y_{eq} :=$

 0

 0.315

 0.432

 0.493

 0.532

 0.561

 0.585

 0.606

 0.626

 0.646

 0.666

 0.687

 0.709

 0.733

 0.759

 0.788

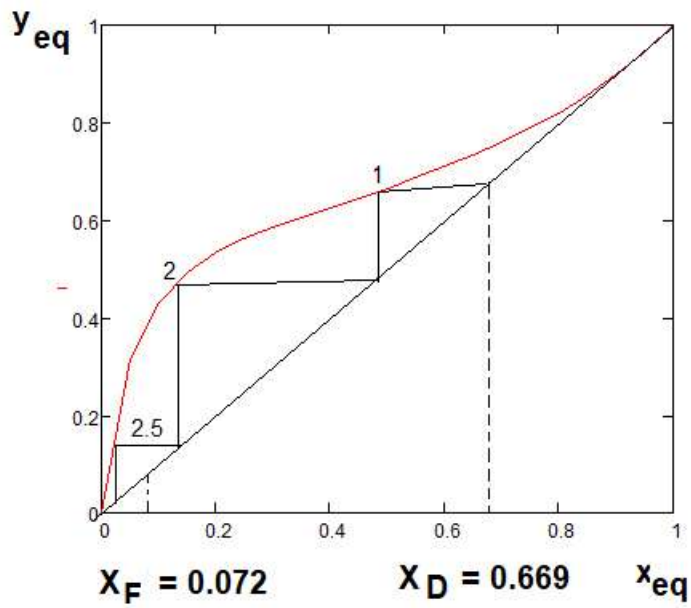
 0.82

 0.856

 0.897

 0.945

 1.0



$$N_{\min} := 2.5$$

2.-Cálculo de la relación de reflujo mínimo Rm para sistemas de destilación binario o de multicomponentes

CORRELACIÓN DE GILLILAND

Si se quiere alcanzar una separación especificada entre los dos componentes clave lo normal es que la relación de reflujo y el número de platos sean superiores al mínimo anteriormente calculado. La relación de reflujo a aplicar suele ser una consideración de tipo económico y generalmente se escoge una relación R/Rmin de 1,3 , como caso intermedio. Una vez fijada la relación de reflujo se procede a estimar el número de platos necesarios, para ello se emplea una correlación empírica, la correlación de Gilliland que se ajusta bastante a la realidad.

$$\frac{R}{R_{\min}} = 1.3$$

Datos

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

$$R_{\min} := \frac{0.5}{1.3}$$

$$R_{\min} = 0.385$$

3.-Cálculo de la eficiencia de la torre

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[1.490 + 0.315 \frac{R - R_{\min}}{R + 1} - \frac{1.805}{\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.1}} \right] \quad (8)$$

Datos

$$N_{\min} = 2.5$$

$$R_{\min} = 0.385$$

$$R = 0.5$$

real

Estimación inicial $N := 14$

Given

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - e^{-\left[1.49 + \left(0.315 \cdot \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right) \left[\frac{1.805}{\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.1}} \right] \right]}$$

$N := \text{Find}(N)$

$N = 6.935$ Se incluye el hervidor **Número de platos ideales**

$N_R := 16$ **Número de platos reales incluye el hervidor**

$$E_o = \frac{\text{Número platos ideales}}{\text{Número de platos que tiene instalado el equipo}}$$

$E_o := \frac{N}{N_R} = 0.433$ **43.3 %**

Inicio del programa punto de burbuja

ORIGIN := 1

Temperatura de alimentación

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

$TF_{17}^{\circ C} = 18.7$ °C

composiciones de entrada y salida

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

$Z_{117} = 0.143$ **kgmol ETOH / kgmol mezcla**

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

$Z_{217} = 0.857$ **kgmol H2O / kgmol mezcla**

$F_{17} := L A_{molar}$ gmol de mezcla / h

$$F_{17} = 268.702 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

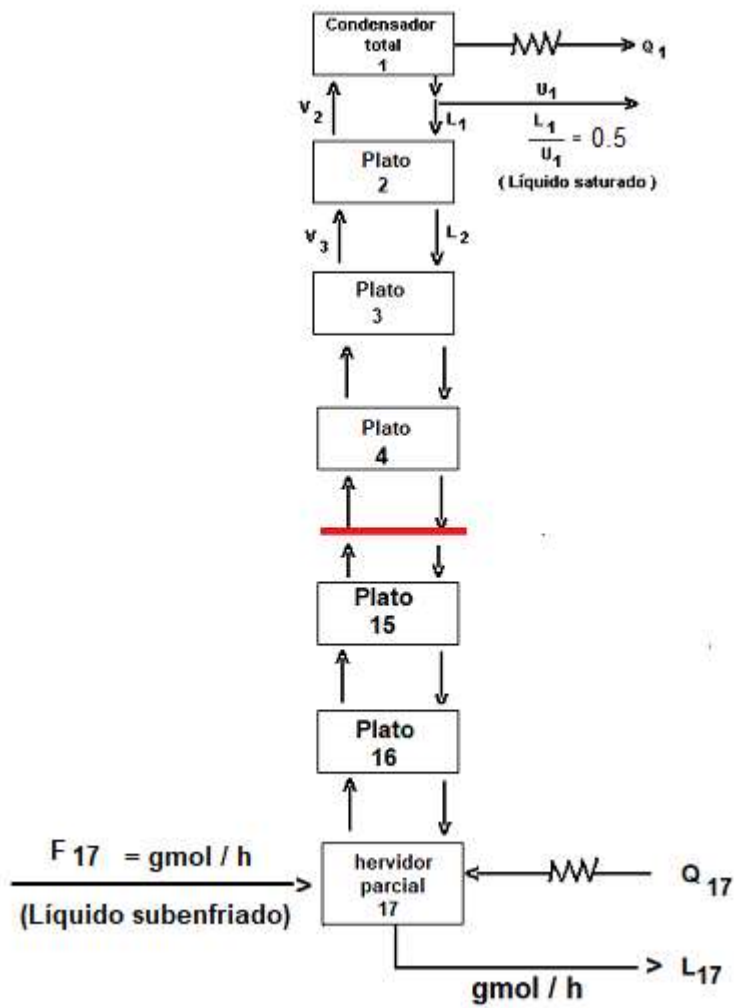
$$L_{17} := LF_{\text{molar}} \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

$$L_{17} = 216.284 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

$$U_1 := LD_{\text{molar}}$$

$$U_1 = 52.419 \quad \text{gmol de mezcla / h}$$

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

$$R = \frac{L_1}{U_1} \quad R := 0.5$$

$$L_1 := R \cdot U_1$$

$$L_1 = 26.209 \quad \text{gmol mezcla/h}$$

**Corriente de vapores V2 que entran al condensador
consultar diagrama superior**

$$V_2 := U_1 + L_1$$

$$V_2 = 78.628 \quad \text{gmol mezcla/h}$$

Temperaturas experimentales leídas en la columna de destilación

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	85	83.2	76.3	75.7	74.7

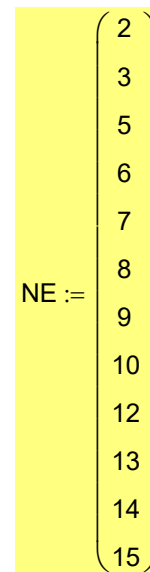
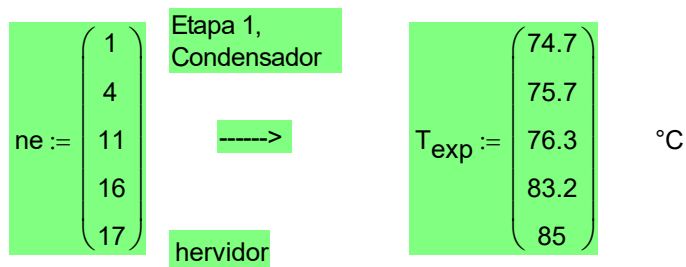
..

T6 Pre calentamiento (de alimentación) (°C)	T7 Entrada de agua al condensador (°C)	T8 Salida de agua del condensador (°C)
18.7	18.6	20.2

Estimación de las temperaturas de los platos restantes

Temperaturas experimentales

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 (T_{exp} Vs ne)

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

i := 1..5

nei := ne

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

M := augment(ne)

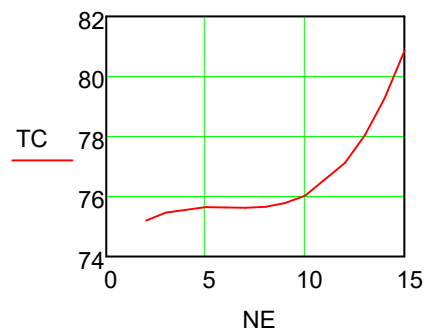
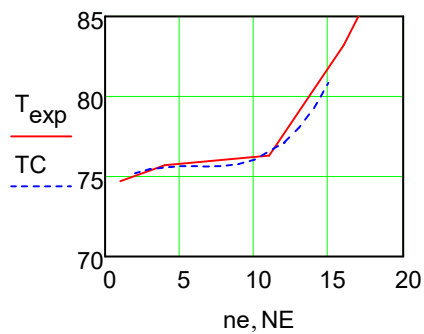
B := T_{exp}

n := 3

R := regress(M, B, n)

$$R = \begin{pmatrix} 3 \\ 3 \\ 3 \\ 74.06819 \\ 0.80617 \\ -0.13579 \\ 0.00748 \end{pmatrix}$$

$$TC := 0.00748 \cdot NE^3 - 0.13579 \cdot NE^2 + 0.80617 \cdot NE + 74.06819$$



Los vapores V_j y las temperaturas experimentales de burbuja T_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°C ₁ := (T _{exp} ^{<1>}) ₁
2	V ₂ = 78.628	Fijado por Balance de Materia	T°C ₂ := (TC ^{<1>}) ₁
3	V ₃ := V ₂		T°C ₃ := (TC ^{<1>}) ₂

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

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

$$T^{\circ}C_4 := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_2$$
$$T^{\circ}C_5 := (TC^{\langle 1 \rangle})_3$$
$$T^{\circ}C_6 := (TC^{\langle 1 \rangle})_4$$
$$T^{\circ}C_7 := (TC^{\langle 1 \rangle})_5$$
$$T^{\circ}C_8 := (TC^{\langle 1 \rangle})_6$$
$$T^{\circ}C_9 := (TC^{\langle 1 \rangle})_7$$
$$T^{\circ}C_{10} := (TC^{\langle 1 \rangle})_8$$
$$T^{\circ}C_{11} := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_3$$
$$T^{\circ}C_{12} := (TC^{\langle 1 \rangle})_9$$
$$T^{\circ}C_{13} := (TC^{\langle 1 \rangle})_{10}$$
$$T^{\circ}C_{14} := (TC^{\langle 1 \rangle})_{11}$$
$$T^{\circ}C_{15} := (TC^{\langle 1 \rangle})_{12}$$
$$T^{\circ}C_{16} := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_4$$
$$T^{\circ}C_{17} := (T_{\text{exp}}^{\langle 1 \rangle})_5$$

VC :=

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

1° iteración alimentada

VN :=

0
78.628
88.03
94.503
99.815
101.336
101.896
101.94
101.46
100.324
99.118
95.554
91.819
87.194
81.838
75.003
70.396

valores nuevos Normalizados de los vapores en la columna

T°C :=

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

La C cancela a la matriz V para que

$$V_w := VN$$

V = VN (vapor normalizado y pueda seguirse iterando)

V =

	1
1	0
2	78.628
3	88.03
4	94.503
5	99.815
6	101.336
7	101.896
8	101.94
9	101.46

Estos valores NO cambian para cualquier iteración

T°C =

	1
1	74.7
2	75.197
3	75.467
4	75.7
5	75.639
6	75.632
7	75.623
8	75.657
9	75.778
10	76.031
11	76.3
12	77.114

10	100.324
11	99.118
12	95.554
13	91.819
14	87.194
15	81.838
16	...

13	78.033
14	79.265
15	80.853
16	83.2
17	85

Cálculo de las constantes K de equilibrio

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

Constantes para presiones de vapor

(e) Etanol

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

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

(a) Agua

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

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

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

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

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

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

Encontrar las dos ecuaciones:

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

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

	1
1	1.117
2	1.139
3	1.152
4	1.163

	1
1	0.49
2	0.501
3	0.506
4	0.511

	1
1	74.7
2	75.197
3	75.467
4	75.7

Ke =

5	1.16
6	1.16
7	1.159
8	1.161
9	1.166
10	1.178
11	1.191
12	1.23
13	1.276
14	1.339
15	1.425
16	1.56
17	1.67

Ka =

5	0.51
6	0.51
7	0.51
8	0.51
9	0.513
10	0.518
11	0.524
12	0.542
13	0.563
14	0.592
15	0.631
16	0.693
17	0.744

T°C =

5	75.639
6	75.632
7	75.623
8	75.657
9	75.778
10	76.031
11	76.3
12	77.114
13	78.033
14	79.265
15	80.853
16	83.2
17	85



Copiar los valores

`j := 1..17`

T°Cj :=

	1
1	74.7
2	75.197
3	75.467
4	75.7
5	75.639

`M := augment(T°C)`

`B := Ke`

`n := 1`

`R := regress(M, B, n)`

`N := augment(T°C)`

`F := Ka`

`Q := 1` orden

`RR := regress(N, F, Q)`

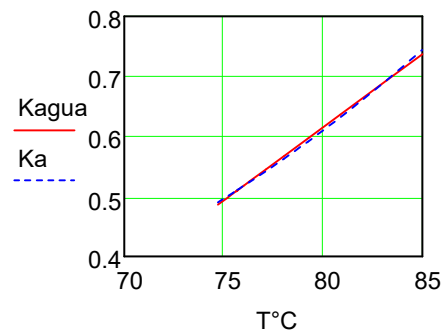
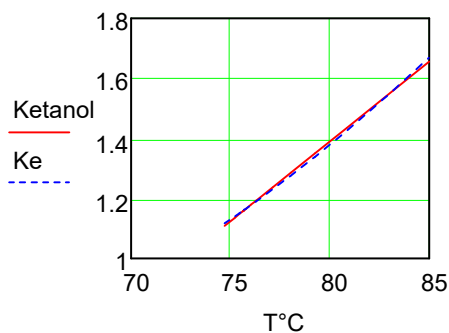
6	75.632
7	75.623
8	75.657
9	75.778
10	76.031
11	76.3
12	77.114
13	78.033
14	79.265
15	80.853
16	83.2
17	85

$$R = \begin{pmatrix} 3 \\ 3 \\ 1 \\ -2.8612 \\ 0.05314 \end{pmatrix}$$

$$RR = \begin{pmatrix} 3 \\ 3 \\ 1 \\ -1.33354 \\ 0.02436 \end{pmatrix}$$

$$\text{Kagua} := 0.02436 \cdot T^{\circ}\text{C} - 1.33354$$

$$\text{Ketanol} := 0.05314 \cdot T^{\circ}\text{C} - 2.8612$$



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

$A_e := 27.091$	$A_a := 33.933$
$B_e := 1.1055 \cdot 10^{-1}$	$B_a := -8.4186 \cdot 10^{-3}$
$C_e := 1.0957 \cdot 10^{-4}$	$C_a := 2.9906 \cdot 10^{-5}$
$D_e := -1.5046 \cdot 10^{-7}$	$D_a := -1.7825 \cdot 10^{-8}$
$E_e := 4.6601 \cdot 10^{-11}$	$E_a := 3.6934 \cdot 10^{-12}$

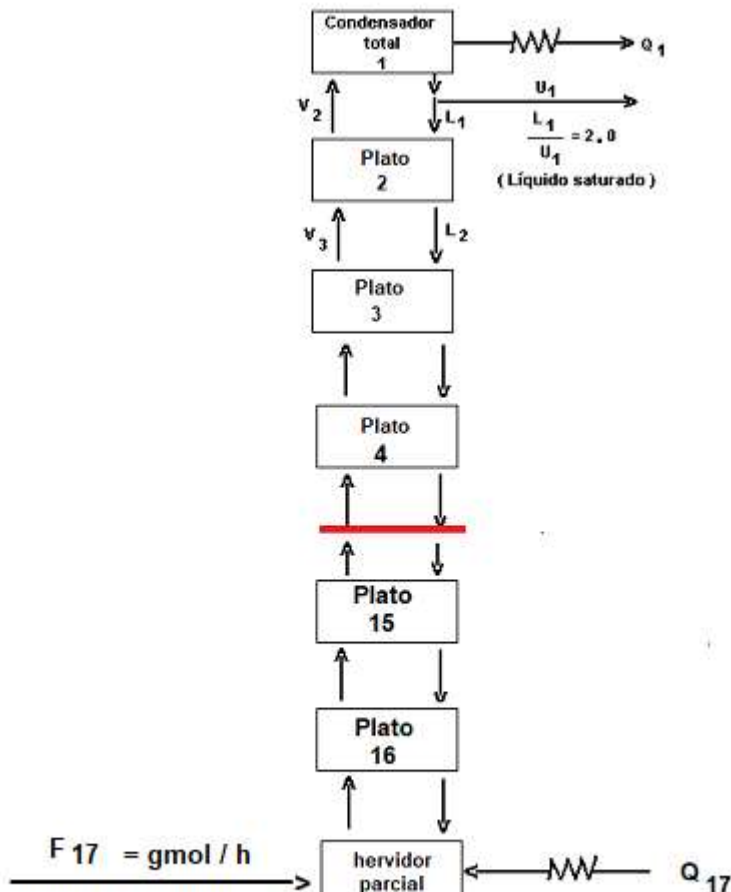
Joules
gmol°K

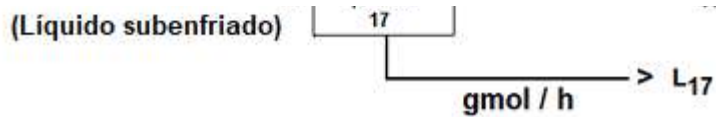
Constantes para el calor latente fase gaseosa

$A_{ee} := 43.122$	$A_{aa} := 52.053$
$T_{c_{ee}} := 516.25$	$T_{c_{aa}} := 647.13$
$n_{ee} := 0.079$	$n_{aa} := 0.321$

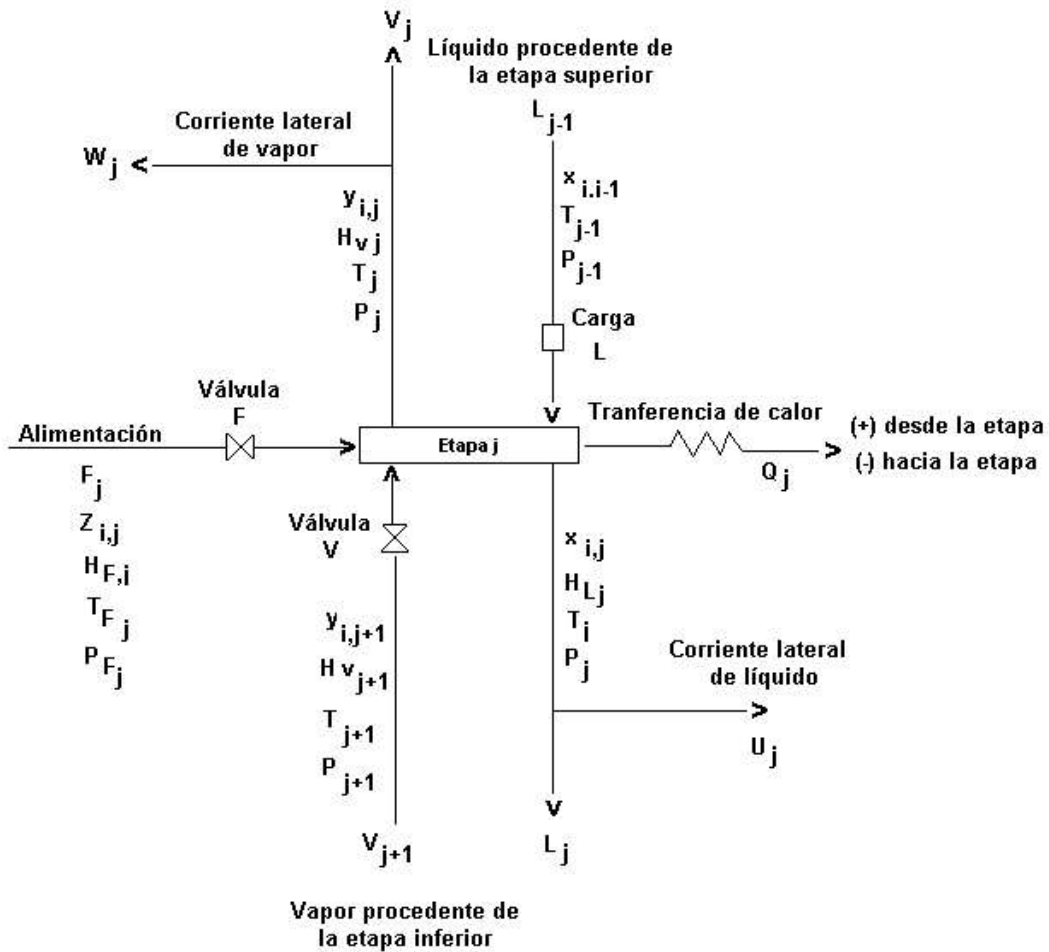
kJoules
gmol

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 del subíndice 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 rehedidor 17

etapa 17 $A_{17} := V_{17} + 0 - U_1$

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

etapa 15 $A_{15} := V_{15} - U_1$

etapa 14 $A_{14} := V_{14} - U_1$

etapa 13 $A_{13} := V_{13} - U_1$

etapa 12 $A_{12} := V_{12} - U_1$

etapa 11 $A_{11} := V_{11} - U_1$

etapa 10 $A_{10} := V_{10} - U_1$

etapa 9 $A_9 := V_9 - U_1$

etapa 8 $A_8 := V_8 - U_1$

etapa 7 $A_7 := V_7 - U_1$

etapa 6 $A_6 := V_6 - U_1$

etapa 5 $A_5 := V_5 - U_1$

etapa 4 $A_4 := V_4 - U_1$

etapa 3 $A_3 := V_3 - U_1$

etapa 2 $A_2 := V_2 - U_1$

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

Ahora:

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

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

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

$(\text{Ketanol}^{(1)})_1$	$(\text{Kagua}^{(1)})_1$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_2$	$(\text{Kagua}^{(1)})_2$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_3$	$(\text{Kagua}^{(1)})_3$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_4$	$(\text{Kagua}^{(1)})_4$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_5$	$(\text{Kagua}^{(1)})_5$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_6$	$(\text{Kagua}^{(1)})_6$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_7$	$(\text{Kagua}^{(1)})_7$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_8$	$(\text{Kagua}^{(1)})_8$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_9$	$(\text{Kagua}^{(1)})_9$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{10}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{10}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{11}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{11}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{12}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{12}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{13}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{13}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{14}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{14}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{15}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{15}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{16}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{16}$
$(\text{Ketanol}^{(1)})_{17}$	$(\text{Kagua}^{(1)})_{17}$

Continuación

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - \cancel{W_m}) - \cancel{V}_1 + U_j + (V_j + \cancel{W}_j) K_{i,j} \right] \quad (17)$$

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

i = etanol
j = etapa

Esta ecuación debe aplicarse para cada componente

Para el etanol

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Para 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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Esta ecuación debe aplicarse para cada componente

Empezando por el condensador total 1, para el etanol

$$C_{1\text{etanol}} := V_2 \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_2$$

$$C_{2\text{etanol}} := V_3 \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_3$$

$$C_{3\text{etanol}} := V_4 \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_4$$

$$C_{4\text{etanol}} := V_5 \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_5$$

$$C_{5\text{etanol}} := V_6 \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_6$$

$$C_{6\text{etanol}} := V_7 \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_7$$

$$C_{7\text{etanol}} := V_8 \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_8$$

$$C_{8\text{etanol}} := V_9 \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_9$$

$$C_{9\text{etanol}} := V_{10} \cdot \left(\text{Ketanol}^{(1)} \right)_{10}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Este término no existe
no tiene significado físico

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

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

$$Z_{117} = 0.143 \quad \text{gmol ETOH / gmol mezcla}$$

$$Z_{217} = 0.857 \quad \text{gmol H2O / gmol mezcla}$$

1 = componente uno (etanol)
alimentado en el hervidor 17
2 = componente dos (agua)
alimentado en el hervidor 17

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

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

Sustitución en la ecuación (20)

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

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

Modificar la Ecuación (20) para obtener los datos del laboratorio utilizando los factores FAD y FAF que se determinan por prueba y error hasta que se igualen

las composiciones de las mezclas de los destilados y de los fondos o residuos obtenidos experimentalmente

Composiciones experimentales

$$x_{molD} = 0.669$$

gmol ETOH /
gmol mezcla

$$FAD = ? x ?$$

$$x_{molF} = 0.072$$

gmol ETOH /
gmol mezcla

$$FAF = ? x ?$$

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

La solución

Matriz tridiagonal para el etanol

- 1.- Sustituir todas las variables de las 17 ecuaciones simultáneas, en la matriz
- 2.- Se encontraron por prueba y error los valores de FAD y FAF

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

$$FAD := 1.09$$

$$FAF := 1.6$$

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

Matriz tridiagonal para el agua no se utiliza FAD, tampoco FAF

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

Resultados

xetanol = Aetanol · Detanol

xagua = Aagua · Dagua

suma = xetanol + xagua

condensador

condensador

condensador

	0.997	0.498	1.495
	0.806	0.999	1.805
	0.68	1.317	1.996
	0.584	1.509	2.093
	0.511	1.64	2.152
	0.45	1.726	2.177
	0.397	1.783	2.181
	0.35	1.818	2.168
xetanol :=	0.307	1.83	Suma := 2.137
	0.267	1.816	2.083
	0.232	1.784	2.016
	0.197	1.7	1.897
	0.165	1.584	1.749
	0.137	1.439	1.576
	0.112	1.276	1.388
	0.09	1.092	1.182
	0.074	0.944	1.018
rehervidor		rehervidor	rehervidor

Se normalizan las composiciones con (28)

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

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

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

(Suma ^{<1>}) ₁₃
(xetanol ^{<1>}) ₁₄
(Suma ^{<1>}) ₁₄
(xetanol ^{<1>}) ₁₅
(Suma ^{<1>}) ₁₅
(xetanol ^{<1>}) ₁₆
(Suma ^{<1>}) ₁₆
(xetanol ^{<1>}) ₁₇
(Suma ^{<1>}) ₁₇

(Suma ^{<1'>}) ₁₃
(xagua ^{<1>}) ₁₄
(Suma ^{<1>}) ₁₄
(xagua ^{<1>}) ₁₅
(Suma ^{<1>}) ₁₅
(xagua ^{<1>}) ₁₆
(Suma ^{<1>}) ₁₆
(xagua ^{<1>}) ₁₇
(Suma ^{<1>}) ₁₇

sumaN := xNetanol + xNagua

condensador

	1
1	0.667
2	0.447
3	0.341
4	0.279
5	0.237
6	0.207
7	0.182
8	0.161
9	0.144
10	0.128
11	0.115
12	0.104
13	0.094
14	0.087
15	0.081
16	0.076
17	0.073

xNetanol =

Hervidor

condensador

	1
1	0.33311
2	0.55346
3	0.65982
4	0.72097
5	0.76208
6	0.79283
7	0.81751
8	0.83856
9	0.85634
10	0.87182
11	0.88492
12	0.89615
13	0.90566
14	0.91307
15	0.91931
16	0.92386
17	0.92731

xNagua =

hervidor

	1
1	1
2	1
3	1.001
4	1
5	1
6	1
7	1
8	1
9	1
10	1
11	1
12	1
13	1
14	1
15	1
16	1
17	1

sumaN =

Composiciones experimentales, sirven de guía para ajustar la matriz del etanol con los parámetros FAD = 1.09 y FAF= 1.6

xmolD = 0.669 experimental

gmol ETOH /
gmol mezcla

$$xmolD_C := (xNetanol^{(1)})_1$$

experimental xmolF = 0.072

gmol ETOH /
gmol mezcla

$$xmolF_C := (xNetanol^{(1)})_{17}$$

xmolD_C = 0.667 calculado

calculado xmolF_C = 0.073

FAD = 1.09

FAF = 1.6

si bajamos FAD baja la fracción mol de fondos calculada xmolFC.

si bajamos FAF aumenta la fracción mol de fondos calculada xmolFC.

si aumentamos FAD aumenta la fracción mol calculada xmolFC

si aumentamos FAF disminuye la fracción mol calculada xmolFC

m =====m

Aplicar la ecuación (3) y comparar graficamente el equilibrio de fases en la torre, contra el verdadero equilibrio termodinámico

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

Cambio de nomenclatura para poder hacer comparaciones entre las alimentaciones en el hervidor 17 y el plato 11

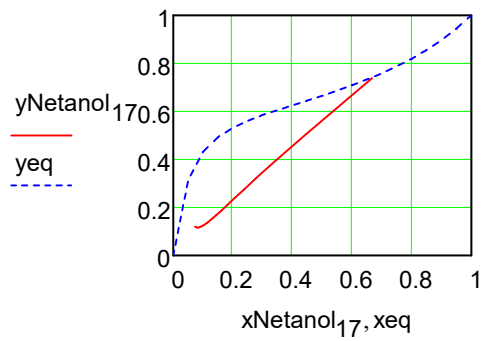
Datos del equilibrio termodinámico, tomados del guion experimental

	0		0
	0.315		0.05
	0.432		0.1
	0.493		0.15
	0.532		0.20
	0.561		0.25
	0.585		0.3
	0.606		0.35
	0.626		0.4
	0.646		0.45
yeq :=	0.666	xeq :=	0.5
	0.687		0.55
	0.709		0.6
	0.733		0.65
	0.759		0.7
	0.788		0.75
	0.82		0.8
	0.856		0.85
	0.897		0.9
	0.945		0.95
	1.0		1.0

Esto indica que los platos tienen una eficiencia de operación menor al 100% del verdadero equilibrio termodinámico

$$y_{\text{Netanol}_{17}} := \frac{K_{\text{Netanol}} \cdot x_{\text{Netanol}}}{1 + (K_{\text{Netanol}} - 1) \cdot x_{\text{Netanol}}}$$

$$x_{\text{Netanol}_{17}} := x_{\text{Netanol}}$$



Trazar dos gráficas: ($x_{\text{Netanol}_{17}}$ Vs. NE) y ($y_{\text{Netanol}_{17}}$ Vs. NE)

condensador (destilados)

condensador (destilados)

NE := $\left(\begin{array}{c} 1 \\ 2 \\ 3 \\ 4 \\ 5 \\ 6 \\ 7 \\ 8 \\ 9 \\ 10 \\ 11 \\ 12 \\ 13 \\ 14 \\ 15 \\ 16 \\ 17 \end{array} \right)$

$x_{\text{Netanol}}_{17} =$

	1
1	0.667
2	0.447
3	0.341
4	0.279
5	0.237
6	0.207
7	0.182
8	0.161
9	0.144
10	0.128
11	0.115
12	0.104
13	0.094
14	0.087
15	0.081
16	0.076
17	0.073

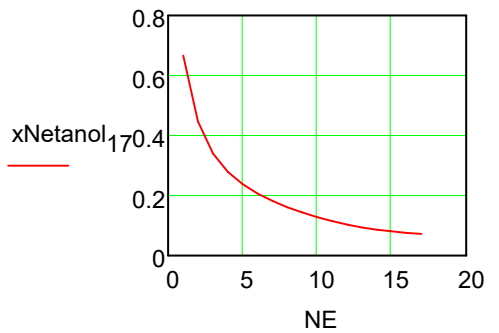
Hervidor (fondos)

$y_{\text{Netanol}}_{17} =$

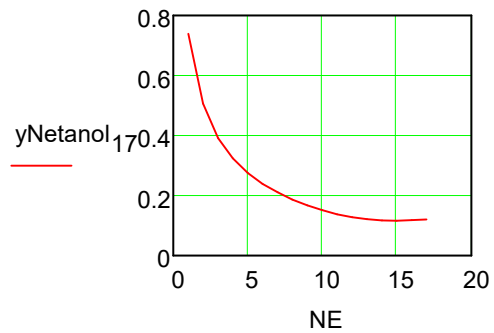
	1
1	0.739
2	0.507
3	0.391
4	0.324
5	0.275
6	0.239
7	0.211
8	0.187
9	0.167
10	0.151
11	0.137
12	0.128
13	0.121
14	0.117
15	0.116
16	0.119
17	0.12

Hervidor (fondos)

NÚMERO DE ETAPAS



condensador hervidor



condensador hervidor

Determinación de los valores de los vapores V3, V4, V5 V17

gmol mezcla / h

gmol mezcla / h

$F_1 := 0$

$U_1 = 52.419$

$F_2 := 0$

$U_2 := 0$

$F_3 := 0$

$U_3 := 0$

$$F_4 := 0 \quad U_4 := 0$$

$$F_5 := 0 \quad U_5 := 0$$

etc

$$F_{17} = 268.702$$

Balance de calor

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase líquida

Cp del etanol

Cp del agua

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

$$A := 59.342$$

$$E := 92.053$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

(1) Entalpía de la alimentación (HF17), los dos componentes

que entran a la torre son líquidos

El No. 17 es porque se alimenta en la etapa 17

Aquí F = del inglés Feed

$$x_{F\text{etanol}} := Z_{117}$$

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

$$x_{F\text{agua}} := Z_{217}$$

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

$$x_{F\text{etanol}} = 0.143$$

$$x_{F\text{agua}} = 0.857$$

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

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

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

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

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

$$HF_{17} := 1.691$$

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

(2) Entalpías de la fase líquida dentro de la torre

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

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

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

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

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

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

HL :=	1.809
	1.666
	1.598
	1.558
	1.526
	1.504
	1.487
	1.473
	1.463
	1.457
	1.453
	1.46
	1.471
	1.489
	1.515
	1.556
	1.588

kcal

gmol·Mezcla

(3) Entalpías de la fase vapor dentro de la torre

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase vapor

Cp del etanol	Cp del agua	1 joule = 0.00094783 BTU
$A_e := 27.091$	$A_a := 33.933$	1 BTU = 0.252 kcal
$B_e := 1.1055 \cdot 10^{-1}$	$B_a := -8.4186 \cdot 10^{-3}$	1 lbmol = 453.6 gmol
$C_e := 1.0957 \cdot 10^{-4}$	$C_a := 2.9906 \cdot 10^{-5}$	$\Delta^\circ K = 1.8 \Delta^\circ F$
$D_e := -1.5046 \cdot 10^{-7}$	$D_a := -1.7825 \cdot 10^{-8}$	$^\circ F = (9/5)^\circ C + 32$
$E_e := 4.6601 \cdot 10^{-11}$	$E_a := 3.6934 \cdot 10^{-12}$	

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

Joules

gmol°K

$$CP_{\text{etanolV}} := (A_e + B_e \cdot TB^\circ K + C_e \cdot TB^\circ K^2 + D_e \cdot TB^\circ K^3 + E_e \cdot TB^\circ K^4) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

$$CP_{\text{aguaV}} := (A_a + B_a \cdot TB^{\circ}K + C_a \cdot TB^{\circ}K^2 + D_a \cdot TB^{\circ}K^3 + E_a \cdot TB^{\circ}K^4) \cdot (0.00094783) \cdot 453.6$$

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

Constantes para el calor latente fase gaseosa

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

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

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

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

Chemical Properties Handbook de Carl L. Yaws, McGraw Hill

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

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

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

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

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

$$y_{\text{Netanol}} := \frac{\text{Netanol}}{\text{Netanol} + \text{Kagua}} \cdot x_{\text{Netanol}}$$

$$y_{\text{Nagua}} := \frac{\text{Kagua}}{\text{Netanol} + \text{Kagua}} \cdot x_{\text{Nagua}}$$

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

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

HV :=	10.451	$\frac{\text{kcal}}{\text{gmol} \cdot \text{Mezcla}}$
	9.376	
	8.852	
	8.562	
	8.29	
	8.105	
	7.954	
	7.844	
	7.773	
	7.754	
	7.752	
	7.916	
	8.116	
	8.413	
	8.812	
	9.427	
	9.894	

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

Ecuaciones necesarias. Consultar el archivo DEDUCCIÓN DE LAS ECUACIONES PARA EL PUNTO DE BURBUJA

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

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

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

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

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

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

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

Aplicación de las ecuaciones antes mencionadas

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

	1
1	10.451
2	9.376
3	8.852
4	8.562
5	8.29
6	8.105
7	7.954
8	7.844
9	7.773
10	7.754
11	7.752
12	7.916
13	8.116
14	8.413
15	8.812
16	9.427
17	9.894

HV =

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

	1
1	1.809
2	1.666
3	1.598
4	1.558
5	1.526
6	1.504
7	1.487
8	1.473
9	1.463
10	1.457
11	1.453
12	1.46
13	1.471
14	1.489
15	1.515
16	1.556
17	1.588

HL =

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

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

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

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

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

No se requiere $\alpha_1, \beta_1, \gamma_1, V_1$ y V_2 en la ecuación (21). Consultar el archivo DEDUCCIÓN DE LAS ECUACIONES PARA EL PUNTO DE BURBUJA

etapas

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

	1
1	10.451
2	9.376
3	8.852
4	8.562
5	8.29
6	8.105
7	7.954
8	7.844
9	7.773
10	7.754
11	7.752
12	7.916
13	8.116
14	8.413
15	8.812
16	9.427
17	9.894

HV =

kcal
gmolMezcla

	1
1	1.809
2	1.666
3	1.598
4	1.558
5	1.526
6	1.504
7	1.487
8	1.473
9	1.463
10	1.457
11	1.453
12	1.46
13	1.471
14	1.489
15	1.515
16	1.556
17	1.588

HL =

kcal
gmolMezcla

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

$$\beta_{17} := (HV^{(1)})_{18} - (HL^{(1)})_{17} \quad \text{Este término no existe}$$

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

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

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

Se requiere la figura

$$U_1 = 52.419 \quad \text{gmol mezcla / h}$$

$$V_1 = 0 \quad \text{sólo hay un } F_{17} = 268.702 \quad \text{gmol mezcla / h}$$

$$V_2 = 78.628 \quad \text{Fijado por Balance de Materia}$$

No se requiere $\alpha_1, \beta_1, \gamma_1, V_1$ y V_2 en la ecuación (21). Consultar el archivo DEDUCCIÓN DE LAS ECUACIONES PARA EL PUNTO DE BURBUJA

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Para calcular 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

$$L_1 = 26.209 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad W_1 := 0 \quad HL_1 := (HL^{(1)})_1 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$V_1 = 0 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad U_1 = 52.419 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad HV_2 := (HV^{(1)})_2 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$V_2 = 78.628 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad HV_1 := (HV^{(1)})_1 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

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

$$Q_1 = 594.978 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \quad \text{Debe ser una cantidad (+)} \quad \text{Calor que entra al condensador por los vapores calientes del domo de la torre, es positivo}$$

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

$$L_{17} = 216.284 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad HF_{17} = 1.691 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$F_{17} = 268.702 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad W := 0 \quad HL_1 := (HL^{(1)})_1 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

$$U_1 = 52.419 \quad \frac{\text{gmol}}{\text{h}} \quad HL_{17} := (HL^{(1)})_{17} \quad \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}}$$

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

$$Q_{17} = -578.886 \quad \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \quad \text{Debe ser una cantidad (-)} \quad \text{Calor que sale de las resistencias eléctricas al hervidor es negativo}$$

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

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

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:

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

$$\begin{pmatrix} \beta_2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \alpha_3 & \beta_3 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \alpha_4 & \beta_4 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \alpha_5 & \beta_5 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \alpha_6 & \beta_6 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_7 & \beta_7 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_8 & \beta_8 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_9 & \beta_9 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{10} & \beta_{10} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{11} & \beta_{11} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{12} & \beta_{12} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{13} & \beta_{13} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{14} & \beta_{14} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{15} & \beta_{15} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{16} & \beta_{16} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ V_6 \\ V_7 \\ V_8 \\ V_9 \\ V_{10} \\ V_{11} \\ V_{12} \\ V_{13} \\ V_{14} \\ V_{15} \\ V_{16} \\ V_{17} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \gamma_2 - \alpha_2 V_2 \\ \gamma_3 \\ \gamma_4 \\ \gamma_5 \\ \gamma_6 \\ \gamma_7 \\ \gamma_8 \\ \gamma_9 \\ \gamma_{10} \\ \gamma_{11} \\ \gamma_{12} \\ \gamma_{13} \\ \gamma_{14} \\ \gamma_{15} \\ \gamma_{16} \end{pmatrix}$$

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

$$\begin{pmatrix} V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ V_6 \\ V_7 \\ V_8 \\ V_9 \\ V_{10} \\ V_{11} \\ V_{12} \\ V_{13} \\ V_{14} \\ V_{15} \\ V_{16} \\ V_{17} \end{pmatrix} = \underline{\underline{F}} := \begin{pmatrix} \beta_2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \alpha_3 & \beta_3 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \alpha_4 & \beta_4 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \alpha_5 & \beta_5 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \alpha_6 & \beta_6 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_7 & \beta_7 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_8 & \beta_8 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_9 & \beta_9 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{10} & \beta_{10} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{11} & \beta_{11} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{12} & \beta_{12} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{13} & \beta_{13} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{14} & \beta_{14} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{15} & \beta_{15} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha_{16} & \beta_{16} & 0 \end{pmatrix}^{-1} \cdot \underline{\underline{G}} := \begin{pmatrix} \gamma_2 - \alpha_2 \cdot V_2 \\ \gamma_3 \\ \gamma_4 \\ \gamma_5 \\ \gamma_6 \\ \gamma_7 \\ \gamma_8 \\ \gamma_9 \\ \gamma_{10} \\ \gamma_{11} \\ \gamma_{12} \\ \gamma_{13} \\ \gamma_{14} \\ \gamma_{15} \\ \gamma_{16} \end{pmatrix}$$

Los resultados

$VPB_{17} := F \cdot G$ vapores en el punto de burbuja

Un segundo procedimiento es aplicar la Ec. (22)

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

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 78.628$$

$$\underline{\underline{V}}_3 := \frac{\gamma_2 - \alpha_2 \cdot V_2}{\beta_2}$$

$$\underline{\underline{V}}_4 := \frac{\gamma_3 - \alpha_3 \cdot V_3}{\beta_3}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Iteraciones

Solución (a)

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 78.628$$

Solucion (b)

1

VPB₁₇ :=

(83.892
 87.05
 90.286
 92.667
 94.694
 96.275
 97.257
 97.464
 97.458
 94.971
 92.141
 88.271
 83.53
 77.156
 72.983)

Vpb₁₇ =

1	0
2	78.628
3	83.84
4	87.024
5	90.335
6	92.691
7	94.723
8	96.249
9	97.237
10	97.459
11	97.447
12	94.946
13	92.138
14	88.259
15	83.538
16	77.147
17	72.948

VPB₁₇PrimerResultado :=

(0
 78.628
 88.03
 94.503
 99.815
 101.336
 101.896
 101.94
 101.46
 100.324
 99.118
 95.554
 91.819
 87.194
 81.838
 75.003
 70.396)

VPB₁₇PrimerAlteración :=

(0
 78.628
 88.03
 94.503
 99.815
 101.336
 101.896
 101.94
 101.46
 100.324
 99.118
 95.554
 91.819
 87.194
 81.838
 75.003
 70.396)

Iniciar las iteraciones alimentando estos primeros valores de VPB (vapores en su punto de burbuja) al inicio del programa y obtener nuevos valores de VPB. Si cumplen con la ecuación

de convergencia citada abajo se ha terminado esta primera parte del programa del punto de burbuja.

Criterio de convergencia para el método del punto de burbuja

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

k = Es la iteración actual

$(k-1)$ = Es la iteración anterior

ε = Es un error impuesto al programa de iteración

$\tau := 0$

VPB.17PrimerResultado = VPB₁₇Primeralteración

seguna parte

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

Vpb := Vpb₁₇

$L_1 = 26.209$

$L_{11} := (Vpb^{(1)})_2 - U_1$ Valor ya calculado

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

$L_1 = 26.209$

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

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

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

Datos

$V_1 = 0$

gmol de mezcla / h

$V_2 = 78.628$

gmol de mezcla / h

$F_{17} = 268.702$

gmol de mezcla / h

$U_1 = 52.419$

gmol de mezcla / h

$L_{17} = 216.284$

gmol de mezcla / h

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$L_{17} = 216.284$$

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

De Balance de Materia

$$L_{17} = 216.284$$

concuerta con el balance de materia si $(VPB^{(1)})_{18} = 0$

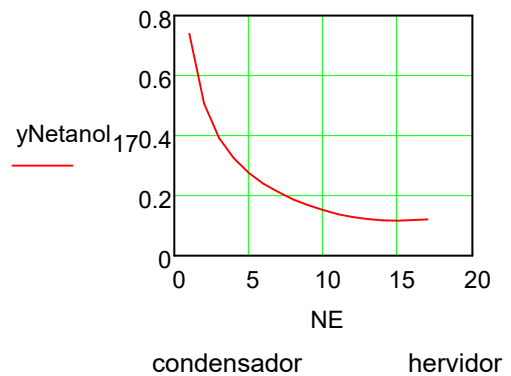
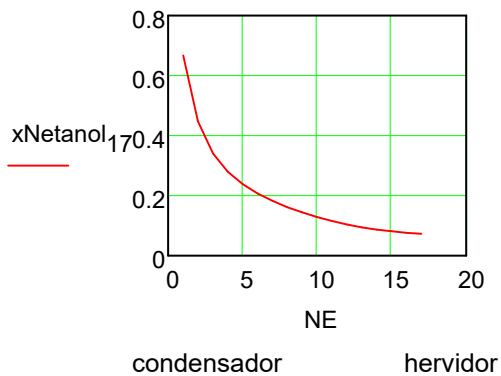
$$L_{17} = F_{17} - U_1$$

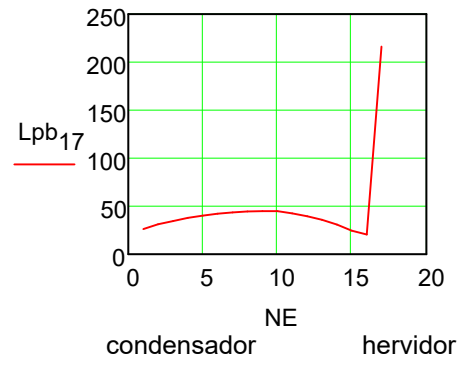
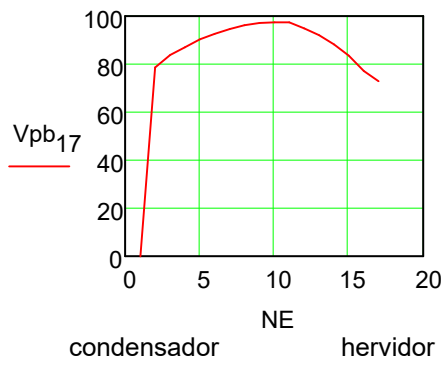
Lpb = Líquido en el punto de burbuja

	1
1	26.209
2	31.421
3	34.606
4	37.916
5	40.272
6	42.305
7	43.831
8	44.818
9	45.04
10	45.028
11	42.528
12	39.72
13	35.841
14	31.12
15	24.729
16	20.529
17	216.284

gmol de mezcla / h

Gráficas de las composiciones y flujos del líquido y del vapor





FIN

