



Universidad Simón Bolívar

Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Tránsito

**De Ponte Moniz, Luis Gabriel**

PROBLEMAS DE EQUILIBRIO DE FASES

SEPARADORES FLASH

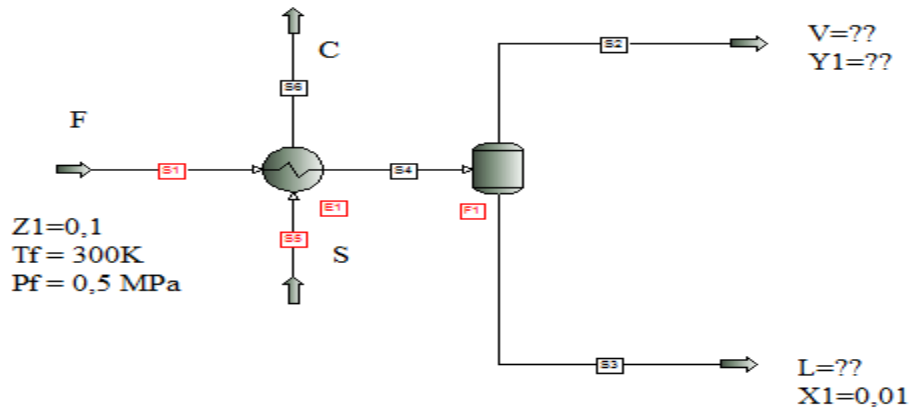
**Problema 1:** En el proceso mostrado en la figura, la alimentación es una mezcla de 10% propano y 90% n-octano en moles, y viene a 300K y 0,5MPa. El separador, opera a 0,1MPa y debe producir líquido con no más de 1% de propano. El intercambiador de calor utiliza vapor de agua de servicio de media presión (saturado a 150 °C ) que se condensa completamente. Determine la temperatura de operación del separador en K, y los moles de vapor de agua que se consumen por mol de alimentación.

**Tabla 1.** Datos del problema

Compuestos	Tc[K]	A	B	C	C <sub>p</sub>	C <sub>p</sub> <sub>v</sub>
Propano	374,94	6,799279	1872,824	25,1011	91,5	82,8
n-Octano	570,37	7,323351	3304,162	55,2278	257,0	211,1
Agua	649,09	9,625713	3985,439	38,9974	66,8	43,0

$$\ln(P_i^{sat}) [MPa] = A_i - \frac{B_i}{T[K] - C_i}$$

Ecuación de Antoine



**Figura 1.** Tambor de separación

**Solución:**

Como conocemos la composición de líquido, podemos encontrar la temperatura del flash, por punto de burbuja.

Consideración de equilibrio de fases:

$$\hat{f}_i^l = \hat{f}_i^v \rightarrow x_i \gamma_i f_i^l = y_i \hat{\phi}_i P$$

Considerando la fase vapor como gas ideal ( $\hat{\phi}_i = 1$ ) y la fase líquida ideal ( $\gamma_i = 1$ )

$$y_i P = x_i \hat{\phi}_i^{v,s} P_i^{sat} \exp \left[ \int_{P_i^{sat}}^P \frac{v_i^L}{RT} dP \right]$$

Despreciando el factor de Poynting ( $\exp \left[ \int_{P_i^{sat}}^P \frac{v_i^L}{RT} dP \right] = 1$ ) y asumiendo que la fase vapor como gas ideal ( $\hat{\phi}_i^{v,s} = 1$ ). Se obtiene que el equilibrio de fases viene dado por la ley de Raoult:

$$y_i P = x_i P_i^{sat}$$

Aplicando la sumatoria a ambos lado de la igualdad tenemos:

$$\sum y_i P = \sum x_i P_i^{sat}$$

$$P \left( \sum y_i \right) = \sum x_i P_i^{sat}$$

$$P = \sum x_i P_i^{sat} = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat}$$

$$P = 0.01 \exp\left(6.799279 - \frac{1872.824}{T - 25.1011}\right) + 0.99 \exp\left(7.323351 - \frac{3304.162}{T - 53.2278}\right) = 0.1 \text{ MPa}$$

$$T = 377.30 \text{ K}$$

Determinamos el factor de separación  $\beta$  aplicando el algoritmo de R-R:

$$\sum \frac{Z_i (1 - K_i)}{1 + \beta(K_i - 1)} = 0$$

$$\frac{Z_1(1 - K_1)}{1 + \beta(K_1 - 1)} + \frac{(1 - Z_1)(1 - K_2)}{1 + \beta(K_2 - 1)} = 0$$

Buscamos primero los coeficientes de reparto a las condiciones de operación del flash  $T = 378.15 \text{ K}$  y

$$P = 0.1 \text{ MPa}$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^{sat}}{P}$$

$$K_1 = \frac{P_1^{sat}}{P} = \frac{\exp\left(6.799279 - \frac{1872.824}{377.30 - 25.1011}\right)}{0.1} = 44.0069$$

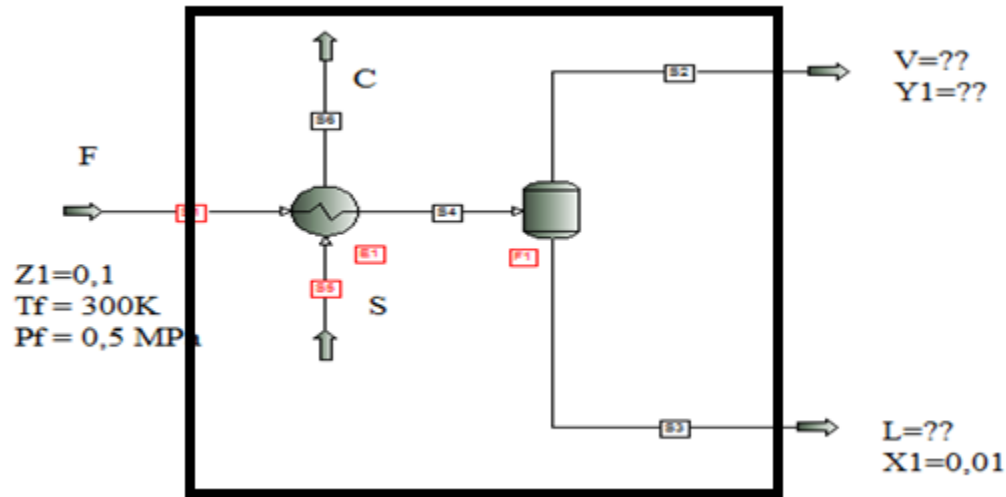
$$K_2 = \frac{P_2^{sat}}{P} = \frac{\exp\left(7.323351 - \frac{3304.162}{377.30 - 53.2278}\right)}{0.1} = 0.5656$$

Sustituyendo en el algoritmo de R-R tenemos:

$$\frac{0.1(1 - 44.0069)}{1 + \beta(44.0069 - 1)} + \frac{(1 - 0.1)(1 - 0.5656)}{1 + \beta(0.5656 - 1)} = 0.2092$$

Resolviendo la ecuación se obtiene que  $\beta = 0.2092$  por lo cual  $\frac{L}{F} = 0.7907$

Para determinar el flujo de vapor de servicio del evaporador es necesario realizar un balance de energía en el siguiente volumen de control:



**Figura 2.** Volumen de control utilizado para el balance de energía

**BALANCE DE ENERGIA:**

$$\left(\frac{dE}{dt}\right)_{sis} = \sum \dot{n}_e h_e - \sum \dot{n}_s h_s + \dot{Q} - \dot{W}$$

Considerando estado estacionario, que el separador es adiabático y que no hay trabajo en el sistema se obtiene:

$$\sum \dot{n}_e h_e = \sum \dot{n}_s h_s$$

Desarrollando esta expresión para las corrientes que salen y entran del volumen de control se obtiene:

$$Fh_f + Sh_s = Vh_v + Lh_l + Ch_c$$

Por balance de masa en el intercambiador se sabe que  $S = C$  de esta forma se tiene:

$$S(h_s - h_c) = Vh_v + Lh_l - Fh_f$$

Dividiendo toda la ecuación entre F se tiene que:

$$\frac{S(h_s - h_c)}{F} = \beta h_v + (1 - \beta)h_l - h_f$$

$$\frac{S}{F} = \frac{\beta h_v + (1 - \beta)h_l - h_f}{(h_s - h_c)}$$

Definimos la entalpia de entrada  $h_f$  partiendo de la definici3n de propiedades de exceso:

$$h_f^E = h_f - h_f^{id} = \Delta h^m$$

$$h_f = h_f^E + h_f^{id} = \Delta h^m + h_f^{id}$$

Observaci3n: Es importante destacar que para soluciones reales la definici3n de entalpia de exceso corresponde a la misma definici3n de entalpia de mezclado.

$$h_f = h_f^E + \sum z_i h_i = \Delta h^m + \sum z_i h_i$$

Se sabe que  $h_f^{id}$  es equivalente a la contribuci3n de las entalpias de los componentes puros. Adicionalmente para soluciones ideales  $\Delta h^m = 0$

La entrada es l3quida por lo cual se cumple que la entalpia de los componentes puros se puede calcular como la diferencia de las entalpias de vapor y las entalpias de vaporizaci3n son equivalentes a la entalpia de l3quido, es decir:

$$h_i = h_i^{vapor} - h_i^{lv}$$

$$h_f = \sum z_i h_i = \sum z_i (h_i^{vapor} - h_i^{lv})$$

Donde  $h_i^{lv}$  se deduce de la ecuaci3n de Clausius Clayperon:

$$\frac{dP_i^{sat}}{dT} = \frac{h_i^{lv}}{T v_{fg_i}}$$

De esta forma se tiene que:

$$\ln(P_i^{sat}) = A_i - \frac{B_i}{T[K] - C_i} \rightarrow \frac{1}{P_i^{sat}} \frac{dP_i^{sat}}{dT} = \frac{B_i}{(T - C_i)^2}$$

Se obtiene de esta forma que:

$$\frac{1}{P_i^{sat}} \frac{h_i^{lv}}{T v_{fg_i}} = \frac{B_i}{(T - C_i)^2}$$

$$h_i^{lv} = \frac{B_i P_i^{sat} T (v_g - v_f)}{(T - C_i)^2}$$

Se desprecia el volumen específico del líquido saturado frente al volumen específico del vapor:

$$h_i^{lv} = \frac{B_i P_i^{sat} T(v_g)}{(T - C_i)^2}$$

Considerando que para gases ideales  $Pv = RT$  se tiene que la ecuación anterior se reduce a:

$$h_i^{lv} = \frac{B_i RT^2}{(T - C_i)^2}$$

Por tanto tenemos que para la corriente de entrada:

$$h_f = \sum z_i h_i = \sum z_i \left( h_{ref} + Cp_i(T_f - T_{ref}) - \frac{RT_f^2 B_i}{(-C_i + T_f)^2} \right)$$

Para la salida de líquido del flash encontramos de forma análoga que:

$$h_l = \sum x_i h_i = \sum x_i \left( h_{ref} + Cp_i(T_{op} - T_{ref}) - \frac{RT_{op}^2 B_i}{(-C_i + T_{op})^2} \right)$$

Observación: la entalpía de la salida de líquido se determina de nuevo suponiendo  $\Delta h^m = 0$  y estableciendo  $h_i = h_i^{vapor} - h_i^{lv}$  esta vez se utiliza la temperatura de operación para el cálculo de  $h_i^{vapor}$  y de  $h_i^{lv}$

Por otra parte, determinamos la entalpía del vapor a través de las propiedades residuales:

$$h_v^R = h_v - h^{G.I}$$

$$h_v = h_v^R + h^{G.I} = h^{G.I} = \sum y_i \left( h_{ref} + Cp_i(T_{op} - T_{ref}) \right)$$

Estableciendo  $T_{ref} = T_{op}$  y  $h_{ref} = 0$  se tiene  $h_v = 0$  y se obtiene:

$$h_f = \sum z_i h_i = \sum z_i \left( Cp_i(T_f - T_{op}) - \frac{RT_f^2 B_i}{(-C_i + T_f)^2} \right)$$

$$h_l = \sum x_i h_i = \sum x_i \left( -\frac{RT_{op}^2 B_i}{(-C_i + T_{op})^2} \right)$$

**Tabla 2.** Cálculos para determinar hf

Componente	Composición	$Cp_i(T_f - T_{ref})$	$h_i^{lv}$ (KJ/Kmol)
Propano	0.10	82.8 (T <sub>f</sub> - 377.30)	$\frac{15570.66T_F^2}{(-25.1011 + T_f)^2}$
n-octano	0.90	211.1 (T <sub>f</sub> - 377.30)	$\frac{27470.80T_F^2}{(-55.2278 + T_f)^2}$

$$h_f = -54319.84$$

**Tabla 3.** Cálculos para determinar hl

Componente	composición	$Cp_i(T_{op} - T_{ref})$	$h_i^{lv}$ (KJ/Kmol)
Ciclo hexano	0.01	0	17869.18
Tolueno	0.99	0	37699.75

$$h_l = -37501.444$$

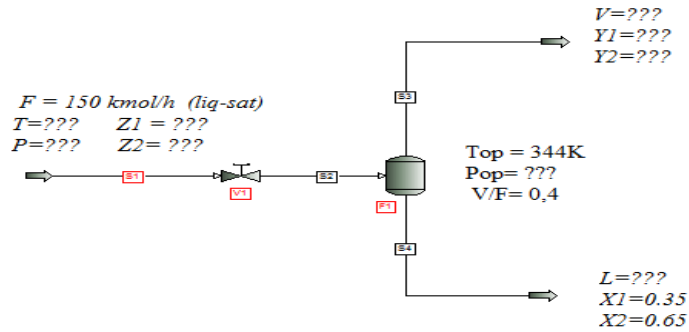
Adicionalmente con la misma ecuacion de Clausius Clayperon se determina la entalpia de vaporizacion del agua a 150°C =423.15K

$$(h_s - h_c) = h^{lv}_{agua} = \frac{(8.314)(423.15)^2(3985.439)}{(-38.9974 + 423.15)^2} = 40203.82$$

Sustituyendo en el balance de energia se tiene:

$$\frac{S}{F} = \frac{(0.7907)(-37501.444) - (-54319.84)}{40203.82} = 0.485$$

**Problema2:** Una mezcla de ciclohexano (1) y Tolueno (2) de 150 kmol/h se envía a un tambor de separación adiabático que opera a 344 K. La composición molar de ciclohexano en la corriente liquida (L) se sabe que es de 35% y que  $\beta = \frac{V}{F} = 0,4$ . Calcular, las siguientes variables que se ilustran como incógnitas en la figura 1:



**Figura 1.** Tambor de separación adiabático

Suponga que es aplicable el modelo  $\phi - Y$  y que el coeficiente de actividad está dado por las ecuaciones:

$$\ln(Y_1) = -0,21(x_2)^2 \quad y \quad \ln(Y_2) = -0,21(x_1)^2$$

Suponga también que el comportamiento de la fase vapor se aproxima a la de un gas ideal y que la correlación de Poynting es despreciable.

Para el cálculo de la entalpias tome como estado de referencia gas ideal en las condiciones de operación del flash. Considere valida la ecuación de clausius clapeyron para determinar los calores latentes. Desprecie el efecto de la presión sobre la entalpia de los líquidos.

**Tabla 1.** Datos de las sustancias a separar

Compuesto	Tc(K)	Pc(Kpa)	W	A <sub>1</sub>	A <sub>2</sub>	A <sub>3</sub>	C <sub>p</sub> <sub>v</sub> (KJ/Kmol)
Ciclohexano	553.4	4073.265	0.213	5.473055	2794.585	-49.1081	109.09
Tolueno	591.7	4113.795	0.257	5.944251	3242.382	-47.1806	107.42

**Solución:** Se establece el equilibrio en el flash igualando las fugacidades:

$$\hat{f}_i^l = \hat{f}_i^v \rightarrow x_i Y_i f_i^l = y_i \hat{\phi}_i P$$

$$x_i Y_i P_i^{sat} \phi_i^{sat} \exp\left(\int_{P^{sat}}^P \frac{v_i^l}{RT} dP\right) = y_i \hat{\phi}_i P$$



Tomando las consideraciones dadas en el enunciado en donde la fase vapor es gas ideal, se tiene que los coeficientes de fugacidad son 1. Adicionalmente se sabe que el factor de Poynting es despreciable. De esta forma el equilibrio de fase es equivalente:

$$x_i \gamma_i P_i^{sat} = y_i P$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i P_i^{sat}}{P}$$

Como conocemos las composiciones de líquido en el flash, podemos tratar de encontrar la presión de operación con las ecuaciones de punto de burbuja:

$$x_i \gamma_i P_i^{sat} = y_i P$$

$$\sum x_i \gamma_i P_i^{sat} = \sum y_i P$$

$$P \left( \sum y_i \right) = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat}$$

$$P = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat} = x_1 \gamma_1 P_1^{sat} + x_2 \gamma_2 P_2^{sat}$$

Calculamos las respectivas presiones de vapor con la ecuación de Antoine y los datos de la tabla 1:

$$P^{sat} = P_c * \exp\left(A_1 - \frac{A_2}{T + A_3}\right)$$

$$P_1^{sat} = 4073.265 * \exp\left(5.473055 - \frac{2794.585}{344 - 49.1082}\right) = 74.337 \text{ Kpa}$$

$$P_2^{sat} = 4113.795 * \exp\left(5.944251 - \frac{3242.382}{344 - 47.1806}\right) = 28.293 \text{ Kpa}$$

Conociendo que  $x_1 = 0.35$  y  $x_2 = 0.65$  tenemos que:

$$P = 0.35 * \exp(-0.21 (0.65)^2) * (74.337) + 0.65 * \exp(-0.21 (0.35)^2) * (28.293) = 41.732 \text{ Kpa}$$

Determinamos las composiciones de entrada aplicando el algoritmo de R-R:

$$\sum \frac{Z_i (1 - K_i)}{1 + \beta(K_i - 1)} = 0$$

$$\frac{Z_1(1 - K_1)}{1 + \beta(K_1 - 1)} + \frac{(1 - Z_1)(1 - K_2)}{1 + \beta(K_2 - 1)} = 0$$

Buscamos los coeficientes de reparto:

$$K_1 = \frac{\exp(-0.21 x_2^2) P_1^{sat}}{P} = \frac{\exp(-0.21 (0.65)^2) * (74.337)}{41.732} = 1.6301$$

$$K_2 = \frac{\exp(-0.21 x_1^2) P_2^{sat}}{P} = \frac{\exp(-0.21 (0.35)^2) * (28.293)}{41.732} = 0.6608$$

Sustituyendo en R-R se tiene la ecuación:

$$\frac{(1 - Z_1)(0.3392)}{1 - 0.13568} - \frac{Z_1(0.6301)}{1 + 0.25204} = 0$$

$$(1 - Z_1)(0.3924) - 0.5033(Z_1) = 0$$

$$0.3924 = 0.8957 (Z_1)$$

$$Z_1 = 0.4381$$

$$Z_2 = 0.5619$$

De la definición de los coeficientes de reparto se obtiene que:

$$y_1 = K_1 x_1 = (1.6301)(0.35) = 0.5705$$

$$y_2 = K_2 x_2 (0.6608)(0.65) = 0.4295$$

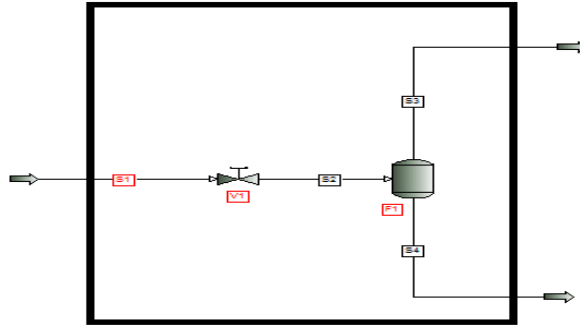
Para hallar los flujos de V y L se realiza un balance de masa:

$$L = F - V$$

$$V = \beta * F = (0.4)(150) = 60 \frac{Kmol}{h}$$

$$L = (150 - 60) = 90 \frac{Kmol}{h}$$

Determinamos la temperatura de entrada, realizando un balance de energía para el volumen de control mostrado en la figura:



$$\left(\frac{dE}{dt}\right)_{sis} = \sum n_e h_e - \sum n_s h_s + \dot{Q} - \dot{W}$$

Considerando estado estacionario, que el separador es adiabático y que no hay trabajo en el sistema se obtiene:

$$\sum n_e h_e = \sum n_s h_s$$

Desarrollando esta expresión para las corrientes que salen y entran del volumen de control se obtiene:

$$F h_f = V h_v + L h_l$$

Dividiendo toda la ecuación entre el flujo de entrada se obtiene que:

$$h_f = \beta h_v + (1 - \beta) h_l$$

Definimos la entalpia de entrada  $h_f$ , partiendo de la definición de propiedades de exceso:

$$h_f^E = h_f - h_f^{id} = \Delta h^m$$

$$h_f = h_f^E + h_f^{id} = \Delta h^m + h_f^{id}$$

Observación: Es importante destacar que para soluciones reales la definición de entalpia de exceso corresponde a la misma definición de entalpia de mezclado.

$$h_f = h_f^E + \sum z_i h_i$$

Se sabe que  $h_f^{id}$  es equivalente a la contribución de las entalpias de los componentes puros. ¿Pero quién es  $h_f^E$ ? La solución no es ideal no se puede suponer que  $h_f^E = \Delta h^m = 0$ , pues esto se cumple solo en soluciones ideales.

Considerando la correlación termodinámica:

$$d\left(\frac{nG^E}{RT}\right) = \frac{nV^E}{RT} dP - \frac{nH^E}{RT^2} dT + \sum \text{Ln}Y_i dn_i$$

De aquí surgen tres relaciones de maxwell importantísimas, que son:

$$\frac{V^E}{RT} = \left(\frac{\partial \left(\frac{G^E}{RT}\right)}{\partial P}\right)_{T,x} \quad \frac{H^E}{RT} = -T \left(\frac{\partial \left(\frac{G^E}{RT}\right)}{\partial T}\right)_{p,x} \quad \text{Ln}Y_i = \left(\frac{\partial \left(\frac{nG^E}{RT}\right)}{\partial n_i}\right)_{T,P,n_j} = \frac{\hat{G}_i^E}{RT}$$

Acorde con esto y conociendo la correlación de margules para  $\text{Ln}Y_i$  de cada uno de los componentes; la cual fue dada en el enunciado del problema. Se puede buscar  $\frac{G^E}{RT}$  por la ecuación de Gibbs Duhem.

$$\frac{G^E}{RT} = \sum x_i \frac{\hat{G}_i^E}{RT} = \sum x_i \text{Ln}Y_i = x_1 \ln(Y_1) + x_2 \ln(Y_2)$$

$$\frac{G^E}{RT} = x_1(-0,21(1-x_1)^2) + (1-x_1)(-0,21(x_1)^2)$$

$$\frac{G^E}{RT} = -0,21x_1 + 2(0,21)x_1^2 - 0,21x_1^3 - 0,21(x_1)^2 + 0,21(x_1)^3$$

$$\frac{G^E}{RT} = -0,21x_1 + (0,21)x_1^2 = -0,21x_1(1-x_1)$$

$$\frac{G^E}{RT} = -0,21 x_1 x_2 = \frac{A_0}{RT} x_1 x_2$$

Donde a  $T = T_{op} = 344K$  se cumple que  $\frac{A_0}{RT} = -0,21$  por tanto  $A_0 = -600,60 \text{ KJ/Kmol}$

Ahora conociendo  $\frac{G^E}{RT}$  se puede determinar  $H^E$  a partir de la correlación de maxwell expuesta anteriormente:

$$H^E = -RT^2 \left(\frac{\partial \left(\frac{G^E}{RT}\right)}{\partial T}\right)_{p,x} = -RT^2 \left(\frac{\partial \left(\frac{A_0}{RT} x_1 x_2\right)}{\partial T}\right)_{p,x} = A_0 x_1 x_2$$

En fin se obtiene que para la entalpia de entrada:

$$h_f = H^E + \sum z_i h_i = A_o z_1 z_2 \sum z_i (h_i^{vapor} - h_i^{lv})$$

Donde se tiene que la entalpia del vapor será:

$$h_i^{vapor} = h_i^R + h_i^{G.I} = h_i^{G.I} = h_{ref} + Cp_i(T_f - T_{ref})$$

$$h_i^{lv} = \frac{RT_F^2 A_{2i}}{(A_{3i} + T_{op})^2}$$

$$h_f = A_o z_1 z_2 + \sum z_i h_i = A_o z_1 z_2 + \sum z_i \left( h_{ref} + Cp_i(T_f - T_{ref}) - \frac{RT_F^2 A_{2i}}{(A_{3i} + T_f)^2} \right)$$

Bajo el mismo análisis se puede deducir que:

$$h_l = A_o x_1 x_2 + \sum x_i h_i = A_o x_1 x_2 + \sum x_i \left( h_{ref} + Cp_i(T_{op} - T_{ref}) - \frac{RT_{op}^2 A_{2i}}{(A_{3i} + T_{op})^2} \right)$$

Observación: la corriente de salida del líquido está a la temperatura de operación del flash, mientras que la de entrada se encuentra a la temperatura de entrada de la solución.

Por otra parte, determinamos la entalpia del vapor a través de las propiedades residuales:

$$h_v^R = h_v - h^{G.I}$$

$$h_v = h_v^R + h^{G.I} = h^{G.I} = \sum y_i \left( h_{ref} + Cp_i(T_{op} - T_{ref}) \right)$$

Observe que al establecer  $T_{ref} = T_{op}$  y  $h_{ref} = 0$  se obtiene  $h_v = 0$  simplificando los cálculos. Las otras entalpias quedan definidas como:

$$h_f = A_o z_1 z_2 + \sum z_i h_i = A_o z_1 z_2 + \sum z_i \left( Cp_i(T_f - T_{op}) - \frac{RT_F^2 A_{2i}}{(A_{3i} + T_f)^2} \right)$$

$$h_l = A_o x_1 x_2 + \sum x_i h_i = A_o x_1 x_2 + \sum x_i \left( -\frac{RT_{op}^2 A_{2i}}{(A_{3i} + T_{op})^2} \right)$$

**Tabla 2.** Cálculos para determinar hf

Componente	Composición	$Cp_i(T_f - T_{ref})$	$h_i^{lv}$
Ciclo hexano	0.4381	109.09 (T <sub>f</sub> - 344)	$\frac{23234.18T_f^2}{(-49.1082 + T_f)^2}$
Tolueno	0.5619	107.42 (T <sub>f</sub> - 344)	$\frac{26957.16T_f^2}{(-47.1806 + T_f)^2}$

**Tabla 3.** Cálculos para determinar hl

Componente	Composición	$Cp_i(T_{op} - T_{ref})$	$h_i^{lv}$ (KJ/Kmol)
Ciclo hexano	0.35	0	31616.62
Tolueno	0.65	0	36361.01

$$h_l = -0.35 (31616.62) - 0.65(36361.01) - 600,60 * 0,35 * 0,65 = -34837.10 \text{ KJ/Kmol}$$

Sustituyendo en el balance de energía nos queda la ecuación implícita:

$$h_f = \beta h_v + (1 - \beta)h_l$$

$$h_f = (1 - \beta)h_l = -20902.26 \text{ KJ/Kmol}$$

Nota: el término de la entalpia de mezclado en la entrada  $A_o z_1 z_2$  se despejo y se le sumo a los  
-20902.26 KJ/Kmol

De esta forma se tiene:

$$0.4381 * \left( 109,42(T_f - 344) - \frac{23234.18T_f^2}{(-49.1082 + T_f)^2} \right) + 0.5619 * \left( 107.42(T_f - 344) - \frac{26957.16T_f^2}{(-47.1806 + T_f)^2} \right) = -20754.41 \text{ KJ/Kmol}$$

Utilizando el solver de la calculadora Hp 50G determinamos el valor de la temperatura de entrada:

$$T_f = 445,86 \text{ K}$$

Para determinar la presión de entrada al flash se considera que la misma está en liq-sat, por lo cual la mezcla se encuentra en el punto de burbuja, por tanto:

$$P_f = Y_1 P_1^{sat} z_1 + Y_2 P_2^{sat} z_2$$

$$P_1^{sat} = 4073.265 * \exp\left(5.473055 - \frac{2794.585}{445.86 - 49.1082}\right) = 846.91 \text{ Kpa}$$

$$P_2^{sat} = 4113.795 * \exp\left(5.944251 - \frac{3242.382}{445.86 - 47.1806}\right) = 461.07 \text{ Kpa}$$

$$P_F = \exp(-0.21(0.5619^2)) (0.4381)(846.91) + \exp(-0.21 (0.4381^2)) (0.5619)(461.07)$$

$$P_F = 596,06 \text{ Kpa}$$

