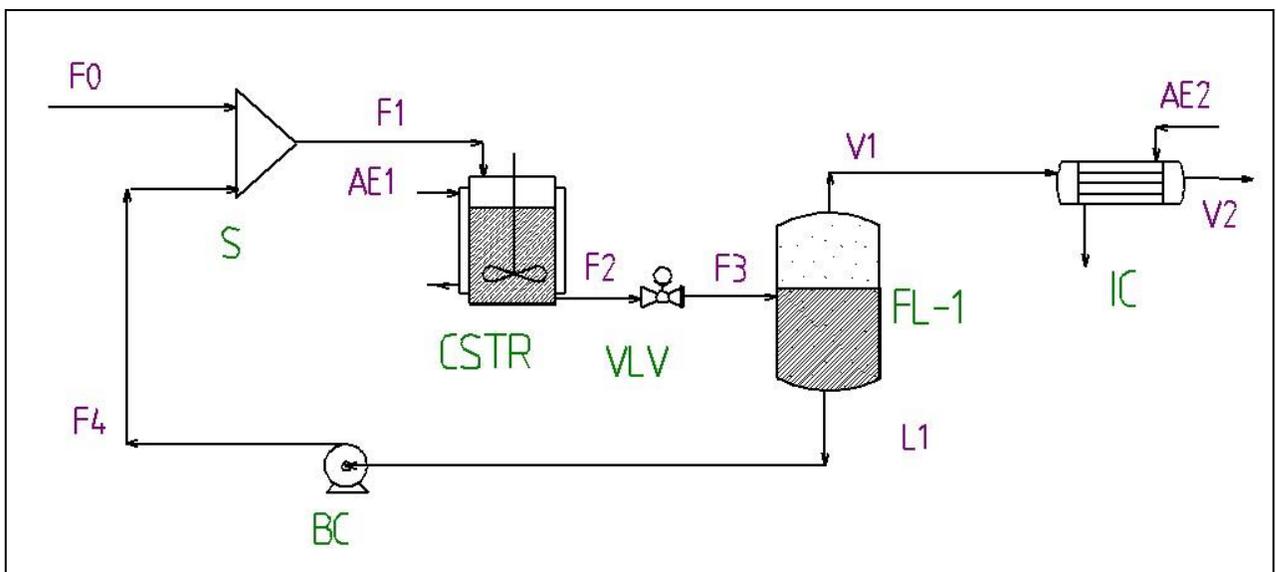


Integración IV - 2022

Ejemplo de Modelado de Equipos de una Planta según la Filosofía Modular Secuencial - I

Se propone:

- Elaborar bajo la filosofía modular secuencial los modelos matemáticos que representan el comportamiento en estado estacionario de los equipos incluidos en el proceso de la figura.
- A partir de las hipótesis planteadas, definir para cada uno de los equipos una secuencia de resolución en la que quede/n especificada/s su/s corriente/s de salida (fracción vaporizada, temperatura, presión, flujo y composición).
- Encontrar la secuencia de resolución del proceso completo y el número de corrientes de corte necesarias.



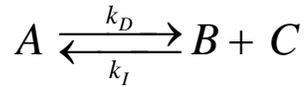
Flowsheet

rofesor Titular: *Dr. Ing. Qco. Nicolás J. Scenna*
Jefe de Trabajos Prácticos: *Dr. Ing. Qco. Néstor H. Rodríguez*
Ayudante de Primera: *Dr. Ing. Qco. Juan Ignacio Manassaldi*

Datos y Conjunto de Hipótesis:

A) Reactor R1

- Reacción reversible exotérmica ($\Delta H_R < 0$)



- La cinética de cada reacción es conocida.

$$r_D = k_D \times C_A \quad r_I = k_I \times C_B \times C_C$$

- Reactor Mezcla completa. La camisa de refrigeración también se considera mezcla completa.
- Los coeficientes cinéticos son conocidos ya que son función de la temperatura (funcional tipo Arrhenius).
- Hold up de vapor despreciable. Evaporación del líquido despreciable.
- Presión en el cuerpo de vapor del reactor es conocida (P_{R1}^0)
- $(UA)_{R1}$ es dato
- Tanque cilíndrico de área AT.
- $C = [\text{moles/lit}]; \rho$: densidad molar
- Caída de presión a través de la camisa: nula

B) Flash FL-1

- Mezcla ideal
- No se producen reacciones químicas
- Adiabático
- Opera en equilibrio L-V

C) Condensador total (IC):

- Se asume condensación total (condensado saturado)
- No existe reacción química
- La presión de descarga del condensado es conocida y constante

D) Bomba Centrífuga (BC)

- No existe reacción química
- Adiabático
- No hay cambio de fases
- Se produce un aumento ΔP conocido de presión en la corriente de salida respecto de la de entrada a la bomba

E) Sumador (S)

- No existe reacción química
- Adiabático
- No hay cambio de fase

F) Corrientes

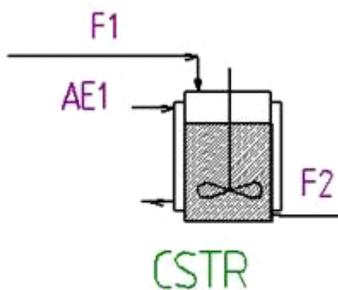
- F_0 , AE_1 , AE_2 en base molar. Se conoce su flujo, composición, temperatura y presión.

Nota: Asuma toda otra hipótesis que considere necesaria para el modelado de los equipos y el proceso completo.

Modelos Matemáticos

Reactor

Al adoptar la filosofía de simulación modular secuencial asumimos que las corrientes de entrada (F_1 y AE_1) están perfectamente definidas.



Balance de Materia por Componente

$$F_1 \times z_A + r_A \times V_R - F_2 \times x_A = 0$$

$$F_1 \times z_B + r_B \times V_R - F_2 \times x_B = 0$$

$$F_1 \times z_C + r_C \times V_R - F_2 \times x_C = 0$$

Velocidad de generación de cada componente

$$r_A = -k_D \times C_A + k_I \times C_B \times C_C$$

$$r_B = k_D \times C_A - k_I \times C_B \times C_C$$

$$r_C = k_D \times C_A - k_I \times C_B \times C_C$$

Constantes cinéticas

$$k_D = A_D \times e^{\left(\frac{-E_D}{RT}\right)} \quad k_I = A_I \times e^{\left(\frac{-E_I}{RT}\right)}$$

Balance de energía en el reactor

Omitimos el calor de reacción ya que en el cálculo de la entalpía tomamos como estado de referencia el calor de formación de cada compuesto. La reacción es exotérmica por lo que para obtener valores positivos de Q consideramos que el calor abandona el reactor (signo menos).

$$F_1 \times H_1 - F_2 \times H_2 - Q_R = 0$$

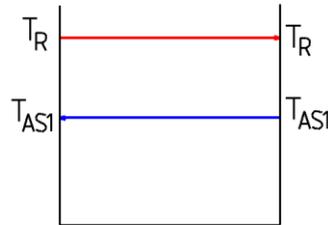
Aclaración: Si se utiliza un calor de reacción distinto al que se obtiene mediante los calores de formación (calor normal de reacción) se deberá aplicar la ley de Kirchhoff hasta la temperatura en la que se conoce dicho calor de reacción (se deberán incluir estos términos en el balance de energía).

Suma de fracciones molares

$$x_A + x_B + x_C = 1$$

Relación entre la concentración y la fracción molar

$$C_i = \rho x_i \quad i = A, B, C$$



Balance de materia en la camisa de enfriamiento

Al tratarse de un compuesto puro no es necesario realizar un balance por componentes

$$AE_1 - AS_1 = 0$$

Balance de energía en la camisa de enfriamiento

Anteriormente asumimos que el calor abandona el reactor. Por lo tanto, ahora consideramos que el calor ingresa a la camisa (signo más).

$$AE_1 \times H_{AE1} - AS_1 \times H_{AS1} + Q_R = 0$$

Ecuación de diseño del intercambio de calor

Al ser el reactor y la camisa mezcla completa asumimos que podemos utilizar una expresión simple en base a la diferencia de temperaturas.

$$Q_R = UA_{R1} \times (T_R - T_{AS1})$$

Propiedades fisicoquímicas

Para completar el modelo matemático, nos restan definir las ecuaciones para el cálculo de las propiedades termodinámicas. En este caso, al tratarse de una fase conocida (líquida) podemos explicitar la ley funcional de éstas. Por otro lado, podríamos omitir la influencia de la presión, pero para mayor generalidad la incluimos y la asumimos conocida.

$$\text{Entalpía de } F_2: H_2 = f(T_R, P_R, x)$$

$$\text{Entalpía de } AS_1: H_{AS1} = f(T_{AS1}, P_{AS1})$$

$$\text{Densidad de } F_2: \rho = f(T_R, P_R, x)$$

Resolución:

- 1- Se conocen las características de la corriente F_1 , por lo tanto, es conocido su flujo F_1 , temperatura T_1 , presión P_1 y composición z_1 y sus propiedades derivadas como entalpías molares H_1 .
- 2- Como el balance de materia quedó acoplado al balance de energía, a través de las constantes cinéticas, un método de resolución apropiado comienza con una temperatura del reactor estimada (T_R^*). De esta manera se calculan las constantes cinéticas k_D y k_I :

$$k_D = A_D \times e^{\left(\frac{-E_D}{RT^*}\right)} \quad k_I = A_I \times e^{\left(\frac{-E_I}{RT^*}\right)}$$

- 3- Al suponer una temperatura del reactor, solo resta resolver el balance de materia para conocer el resto de las variables. Es decir, debemos resolver un reactor isotérmico a la temperatura propuesta (T_R^*). Como sabemos, el balance de materia responde a una estructura cíclica de resolución. Por lo tanto, tenemos dos caminos:

Resolución global o simultánea del balance de materia

Resolver un sistema de ocho ecuaciones y ocho incógnitas ($F_2, x_A, x_B, x_C, C_A, C_B, C_C, \rho$).

$$\begin{aligned}
F_1 \times z_A - F_2 \times x_A + (-k_D \times C_A + k_I \times C_B \times C_C) \times V_R &= 0 \\
F_1 \times z_B - F_2 \times x_B + (k_D \times C_A - k_I \times C_B \times C_C) \times V_R &= 0 \\
F_1 \times z_C - F_2 \times x_C + (k_D \times C_A - k_I \times C_B \times C_C) \times V_R &= 0 \\
x_A + x_B + x_C - 1 &= 0 \\
C_A - \rho x_A &= 0 \\
C_B - \rho x_B &= 0 \\
C_C - \rho x_C &= 0 \\
\rho - f(T_R^*, P_R, x) &= 0
\end{aligned}$$

Resolución secuencial del balance de materia

I- Proponemos un valor semilla de la composición: x_i^* $i = A, B, C$

II- Calculamos la densidad de la mezcla: $\rho = f(T_R^*, P_R, x^*)$

III- Calculamos las concentraciones molares: $C_i = \rho x_i^*$ $i = A, B, C$

IV- Combinando las 4 primeras ecuaciones podemos obtener el balance global en el reactor

$$F_1 - F_2 + (k_D \times C_A - k_I \times C_B \times C_C) \times V_R = 0$$

Luego, obtenemos el valor de la incógnita F_2 .

$$F_2 = F_1 + (k_D \times C_A - k_I \times C_B \times C_C) \times V_R$$

V- Utilizando las tres primeras ecuaciones obtenemos las fracciones molares de los tres componentes:

$$x_A = (F_1 \times z_A + (-k_D \times C_A + k_I \times C_B \times C_C) \times V_R) / F_2$$

$$x_B = (F_1 \times z_B + (k_D \times C_A - k_I \times C_B \times C_C) \times V_R) / F_2$$

$$x_C = (F_1 \times z_C + (k_D \times C_A - k_I \times C_B \times C_C) \times V_R) / F_2$$

VI- Por último, debemos comparar el valor de las fracciones molares obtenidas con el de las propuestas:

$$\zeta \|x^* - x\| \leq \text{tolerancia} ?$$

Si: *Continuamos.*

No: $x^* = x$ y regresamos al paso II.

- 4- Una vez que tenemos resuelto el balance de materia pasamos al de energía (recordar que se ha asumido la temperatura T_R^*). Calculamos la entalpía de la corriente de salida y el calor intercambiado:

$$H_2 = f(T_R^*, P, x)$$

$$Q_R^* = F_1 \times H_1 - F_2 \times H_2$$

- 5- Resolvemos de manera directa el balance de materia en la camisa y a continuación del balance de energía obtenemos la entalpía de salida del agua y de ésta su temperatura:

$$AS_1 = AE_1$$

$$H_{AS1} = (AE_1 \times H_{AE1} + Q_R^*) / AS_1$$

$$H_{AS1} = f(T_{AS1}, P_{AS1}) \rightarrow T_{AS1} \text{ (mediante un método iterativo)}$$

- 6- Finalmente, calculamos el calor intercambiado a partir de la ecuación de diseño (Q_R) y lo comparamos con el valor previamente obtenido en la resolución del reactor isotérmico (Q_R^*).

$$Q_R = UA_R \times (T_R^* - T_{AS1})$$

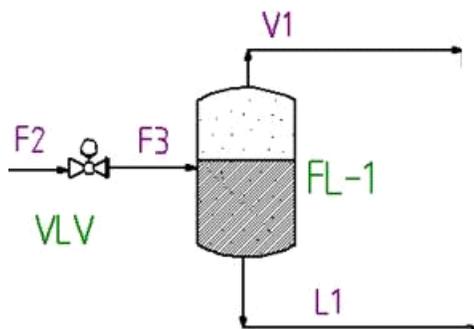
$$¿ \|Q_R^* - Q_R\| \leq \text{tolerancia?}$$

Si: Terminamos

$$\text{No: } T_R^* = T_{AS1} + \frac{Q_R^*}{UA_R} \text{ y regresamos al paso 2.}$$

Flash Adiabático

Al adoptar la filosofía de simulación modular secuencial asumimos que la corriente de entrada F2 está perfectamente definida.



Balance de Materia global

Incluimos el balance global porque vamos a utilizarlo durante la resolución. El balance global resulta de una combinación lineal del balance por componentes y las sumatorias de fracciones molares igual a uno por lo que no debe ser utilizado para un análisis de grados de libertad.

$$F_2 = L_1 + V_1$$

Balance de Materia por Componente

$$F_2 \times z_i = L_1 \times x_i + V_1 \times y_i \quad i = A, B, C$$

Balance de Energía

$$F_2 \times H_{F2} - L_1 \times H_{L1} - V_1 \times H_{V1} = 0$$

Fracción vaporizada

$$\theta = \frac{V_1}{F_2}$$

Suma de fracciones molares

$$x_A + x_B + x_C = 1$$

$$y_A + y_B + y_C = 1$$

Propiedades termodinámicas

Las corrientes V1 y L2 corresponden a una mezcla de fase conocida (vapor y líquido respectivamente) por lo tanto podemos explicitar el cálculo de sus entalpías. Nuevamente, podríamos omitir la influencia de la presión, pero para mayor generalidad la incluimos. Omitimos el cálculo de las propiedades de la corriente F2 que asumimos conocida.

$$\text{Entalpía de } L1: H_{L1} = f(T_{FL}, P_{FL}, x)$$

$$\text{Entalpía de } V1: H_{V1} = f(T_{FL}, P_{FL}, y)$$

$$\text{Condición de equilibrio: } y_i = K_i x_i \quad i = A, B, C$$

Constantes de equilibrio (VLE ideal):

$$K_i = P_{v_i}(T_{FL}) / P_{FL} \quad i = A, B, C \rightarrow K_i = f(T_{FL}, P_{FL})$$

Resolución

Empleando el balance global, la definición de fracción vaporizada y la de constante de equilibrio se reemplaza en los balances por componentes:

$$V_1 = \theta \times F_2$$

$$F_2 = L_1 + V_1 \rightarrow L_1 = F_2 - V_1 = F_2 - \theta \times F_2 = F_2 \times (1 - \theta)$$

$$F_2 \times z_i = F_2 \times (1 - \theta) \times x_i + F_2 \times \theta \times K_i \times x_i$$

Se divide todo por F_2 :

$$z_i = (1 - \theta) \times x_i + \theta \times K_i \times x_i = x_i \times ((\theta \times K_i + 1) - \theta)$$

Despejando x_i y tomando θ como factor común:

$$x_i = \frac{z_i}{\theta \times (K_i - 1) + 1}$$

Luego, de la condición de equilibrio liquido-vapor:

$$y_i = \frac{K_i \times z_i}{\theta \times (K_i - 1) + 1}$$

Como debe cumplirse que las sumatorias de las fracciones de cada fase debe ser igual a 1:

$$\sum_{i=1}^3 y_i - \sum_{i=1}^3 x_i = 0$$

Reemplazando en la anterior y tomando z_i como factor común:

$$\sum_{i=1}^3 \frac{(K_i - 1) \times z_i}{\theta \times (K_i - 1) + 1} = 0$$

Estrategia de resolución propuesta

Como sabemos un flash tiene dos grados de libertad. En este caso se trata de un flash adiabático con la presión de operación conocida. Existen varias formas de resolverlo y a continuación se propone la siguiente secuencia.

- 1- Se comienza con una temperatura del equipo flash estimada (T_{FL}^*).
- 2- Se calcula el Flash isotérmico a T_{FL}^* (omitimos su estrategia detallada de resolución).

$$K_i = f(T_{FL}, P_{FL})$$

$$\sum_{i=1}^3 \frac{(K_i - 1) \times z_i}{\theta \times (K_i - 1) + 1} = 0 \rightarrow \theta$$

- 3- Una vez hallada la fracción vaporizada se calculan los flujos de salida (líquido y vapor), y sus composiciones.

$$V_1 = \theta \times F_2$$

$$L_1 = (1 - \theta) \times F_2$$

$$x_i = \frac{z_i}{\theta \times (K_i - 1) + 1} \quad i = A, B, C$$

$$y_i = K_i x_i \quad i = A, B, C$$

4- Luego ya es posible calcular sus entalpías.

$$H_{L1} = f(T_{FL}, P_{FL}, x)$$

$$H_{V1} = f(T_{FL}, P_{FL}, y)$$

5- Para evitar grandes oscilaciones que podrían dificultar la convergencia, es conveniente proceder a normalizar el balance de energía (dividiendo ambos miembros por una magnitud del mismo orden). Para ello en este caso es conveniente utilizar la entalpia de entrada que es dato.

$$F_2 - L_1 \times \frac{H_{L1}}{H_{F2}} - V_1 \times \frac{H_{V1}}{H_{F2}} = 0$$

Además, es útil sumar m.a.m la relación (T_{FL}/T_{F2}) a los efectos de aplicar el método de sustitución directa. La ecuación queda entonces:

$$\frac{T_{FL}}{T_{F2}} = \frac{T_{FL}}{T_{F2}} + F_2 - L_1 \times \frac{H_{L1}}{H_{F2}} - V_1 \times \frac{H_{V1}}{H_{F2}}$$

Por lo que nuestra función de aproximación corresponde a:

$$T_{FL} = \left(\frac{T_{FL}}{T_{F2}} + F_2 - L_1 \times \frac{H_{L1}}{H_{F2}} - V_1 \times \frac{H_{V1}}{H_{F2}} \right) T_{F2}$$

Continuando con nuestra resolución, generamos un nuevo valor para la variable de iteración (T_{FL}) evaluando el miembro derecho de la función de aproximación con los valores hasta ahora disponibles.

$$T_{FL}^N = \left(\frac{T_{FL}^*}{T_{F2}} + F_2 - L_1 \times \frac{H_{L1}}{H_{F2}} - V_1 \times \frac{H_{V1}}{H_{F2}} \right) T_{F2}$$

6- Habiendo calculado una nueva temperatura (T_{FL}^N) se la compara con la estimada (T_{FL}^*).

$$i \left\| T_{FL}^N - T_{FL}^* \right\| \leq \text{tolerancia?}$$

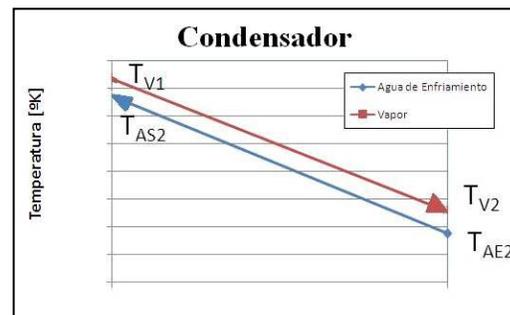
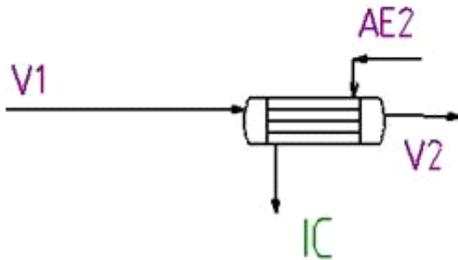
Si: *Continuamos*

No: $T_{FL}^* = T_{FL}^N$ y regresamos al paso 2.

7- Una vez calculada la temperatura, fracción vaporizada, composición etc., se obtienen (definen por completo) las corrientes de líquido y vapor.

Condensador Total

Nuevamente, al adoptar la filosofía de simulación modular secuencial asumimos que las corrientes de entrada V1 y AE2 están perfectamente definidas.



Balace de Materia global

$$V_1 - V_2 = 0$$

$$AE_2 - AS_2 = 0$$

Balace de Materia por Componente

Omitimos el balance por componentes de la corriente de agua de enfriamiento (es un compuesto puro).

$$V_1 \times y_i - V_2 \times x_i = 0 \quad i = A, B \text{ y } C$$

Balace de Energía

Consideramos que todo el calor que pierde la corriente de vapor V1 es absorbido por la corriente de agua de enfriamiento AE2.

$$V_1 \times H_{V1} - V_2 \times H_{V2} - Q_C = 0$$

$$AE_2 \times H_{AE2} - AS_2 \times H_{AS2} + Q_C = 0$$

Ecuación de diseño

Por la naturaleza del intercambiador de calor, consideramos la diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD) como diferencia de temperatura característica.

$$Q_C = UA_C \times \frac{(T_{V1} - T_{AS2}) - (T_{V2} - T_{AE2})}{\ln \frac{(T_{V1} - T_{AS2})}{(T_{V2} - T_{AE2})}}$$

Propiedades termodinámicas

Entalpía de AS2: $H_{AS2} = f(T_{AS2}, P_{AS2})$ (se puede omitir la presión)

Entalpía de V2:

La corriente V2 corresponde a un equilibrio liquido-vapor por lo que el cálculo de sus propiedades termodinámicas se realiza mediante un flash teórico a las condiciones de la corriente. Por las hipótesis del modelo, esta corriente se trata de un líquido saturado a su presión de operación, es decir conocemos su presión y su fracción vaporizada. Por lo tanto, para poder conocer sus propiedades debemos resolver un flash a presión conocida (P_{V2}) y fracción vaporizada conocida (θ_{V2}).

$$T_{V2} = FLASH_{P\theta}(P_{V2}, \theta, x_{V2})$$

$$H_{V2} = FLASH_{P\theta}(P_{V2}, \theta, x_{V2})$$

Las dos expresiones anteriores corresponden a una única resolución del flash **P θ** .

Resolución:

1- Resolvemos el balance de materia global para ambas corrientes.

$$V_2 = V_1$$

$$AS_2 = AE_2$$

2- Resolvemos el balance de materia por componentes para la corriente V2. Para mayor generalidad, resulta útil aclarar que dado que en la corriente V2 ocurre un equilibrio liquido-vapor, la composición que obtenemos de este balance por componentes corresponde a la composición global de la corriente. Luego, según sea la fracción vaporizada cada fase tendrá su propia composición.

$$x_i = y_i \quad i = A, B \text{ y } C$$

Aclaración: la composición de V2 es idéntica a la de V1 porque la condensación es total.

3- Habiendo asumido la condensación total, la fracción vaporizada de la corriente de salida es cero y esta queda ya completamente definida.

$$T_{V2} = FLASH_{P\theta}(P_{V2}, 0, x_{V2})$$

$$H_{V2} = FLASH_{P\theta}(P_{V2}, 0, x_{V2})$$

Al tratarse de un líquido saturado la composición global de la mezcla (obtenida del balance por componentes) es igual a la de la fase. (**Ver resolución más adelante**)

- 4- Al quedar definida la corriente V2 ya podemos conocer el calor intercambiado.

$$Q_C = V_1 \times H_{V1} - V_2 \times H_{V2}$$

- 5- De manera similar podemos calcular la entalpía de salida del agua de enfriamiento y luego de su ley funcional la temperatura.

$$H_{AS2} = (AE_2 \times H_{AE2} + Q_C) / AS_2$$

$$H_{AS2} = f(T_{AS2}, P_{AS2}) \rightarrow T_{AS2} \text{ (método iterativo)}$$

- 6- Ahora es posible calcular el UA necesario para el intercambio de calor:

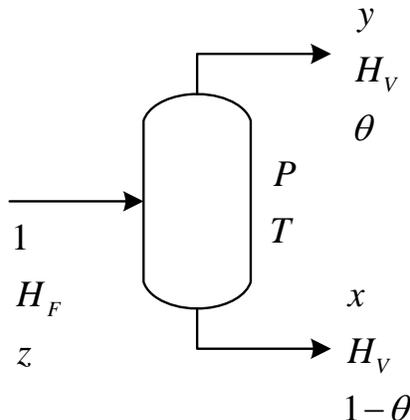
$$LMTD = \frac{(T_{V1} - T_{AS2}) - (T_{V2} - T_{AE2})}{Ln \frac{(T_{V1} - T_{AS2})}{(T_{V2} - T_{AE2})}}$$

$$UA_C = Q_C / LMTD$$

Es importante aclarar que esta secuencia de resolución es válida para cualquier valor de fracción vaporizada de la corriente de salida, por lo que también se puede aplicar a un condensador parcial ($0 < \theta < 1$).

Flash teórico del punto 3

Como sabemos, para calcular las propiedades de una corriente que se encuentra en equilibrio liq-vap se debe recurrir al flash teórico de la siguiente figura:



Para nuestro caso conocemos la composición de la alimentación ($z=x_{V2}$), la presión de operación ($P=P_{V2}$) y la fracción vaporizada ($\theta=0$).

1. A partir de la ecuación de Rachford & Rice ya podemos conocer la temperatura del flash para el valor de ($\theta=0$):

$$\sum_{i=1}^3 \frac{(K_i - 1) z_i}{\theta(K_i - 1) + 1} = 0 \rightarrow \sum_{i=1}^3 (K_i - 1) z_i = 0 \rightarrow T$$

2. Una vez hallada la temperatura se calculan las composiciones de ambas fases.

$$x_i = z_i / (\theta(K_i - 1) + 1) = z_i$$

$$y_i = K_i x_i$$

3. Luego ya es posible calcular la entalpía de cada fase.

$$H_L = f(T, P, x)$$

$$H_V = f(T, P, y)$$

4. Del balance de energía ya se puede calcular la entalpía de la corriente de entrada:

$$H_F = (1 - \theta) H_L - \theta H_V \rightarrow H_F = H_L$$

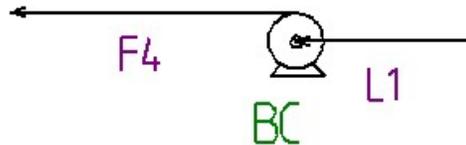
5. Finalmente, a partir de los cálculos del flash teórico ya quedan definidas la entalpía y temperatura de la corriente V2.

$$H_{V2} = H_F$$

$$T_{V2} = T$$

Bomba

Al adoptar la filosofía de simulación modular secuencial asumimos que la corriente de entrada L1 está perfectamente definida.



Balance de Materia

$$L_1 - F_4 = 0$$

Balance de Energía

Para simplificar, consideramos la bomba como isotérmica. Por lo tanto, como la presión no influye de manera significativa en la entalpía también podemos considerarla isoentálpica.

$$H_{L1} - H_{F4} = 0$$

El aumento de presión se calcula como sigue

$$P_{L1} + \Delta P = P_{F4}$$

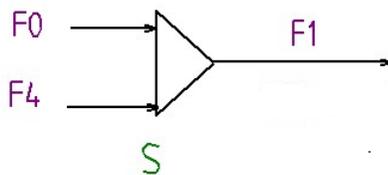
$$P_{R^{\circ}_1} = P_{F4}$$

Resolución:

1. Dado que no hay variación en el balance de materia y energía, los caudales, composiciones y temperaturas a la salida de la bomba son conocidos e iguales a los de la entrada de la bomba.
2. El aumento de presión se puede calcular, ya que $P_{R^{\circ}_1}$ es dato y la presión a la entrada de la bomba es conocida.

Sumador

De manera similar, asumimos que las corrientes de entrada F_0 y F_4 están perfectamente definidas.



Balance de Materia global

$$F_0 + F_4 - F_1 = 0$$

Balance de Materia por componente:

$$F_0 \times x_{0,i} + F_4 \times x_{4,i} - F_1 \times z_i = 0 \quad i = A, B, C$$

Balance de Energía

$$F_0 \times H_{F0} + F_4 \times H_{F4} - F_1 \times H_{F1}$$

Propiedades termodinámicas

Por hipótesis, la corriente F1 corresponde a una mezcla de fase conocida (líquida) por lo que podemos explicitar el cálculo de su entalpía.

$$\text{Entalpía de F1: } H_{F1} = f(T_{F1}, P_{F1}, z)$$

Resolución:

1. Del balance de materia global se calcula el flujo de salida

$$F_1 = F_0 + F_4$$

2. De los balances por componentes se calcula la composición de la corriente de salida

$$z_i = \frac{F_0 \times x_{0,i} + F_4 \times x_{4,i}}{F_1} \quad i = A, B, C$$

3. Del balance de energía se calcula la entalpía de salida

$$H_{F1} = \frac{F_0 \times H_{F0} + F_4 \times H_{F4}}{F_1}$$

4. De la fisicoquímica se calcula la temperatura de la corriente de salida

$$H_{F1} = f(T_{F1}, P_{F1}, z) \rightarrow T_{F1} \text{ (método iterativo)}$$

Resolución completa de la planta

En primer lugar, deben detectarse el número de ciclos existentes. En este caso las corrientes F1, F2, F3, L1 y F4 conforman un ciclo que incluye al reactor CSTR, al flash FL-1, a la bomba BC y al sumador S. No habiendo otro ciclo que pudiera solaparse al mismo se concluye que el conjunto mínimo de corrientes de corte contiene un solo elemento pudiendo ser, en principio, cualquier corriente de las mencionadas.

Así pues, se adopta a la corriente F1 como corriente de corte a la que se le asigna un flujo, temperatura, presión y composición. Cabe aclarar que en estado estacionario, podemos considerar el perfil de presiones de operación como conocido. Según el paquete termodinámico esto influirá en mayor o menor medida en los resultados finales.

