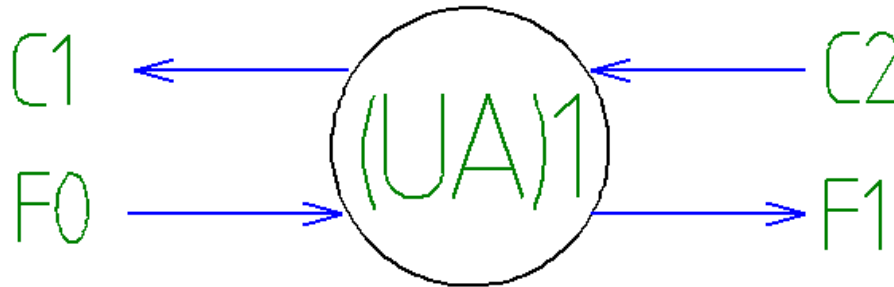


Unidad X: Intercambiadores de calor:

Se trata de equipos diseñados para acondicionar térmicamente a una corriente de procesos. Esto puede lograrse con corrientes de servicios auxiliares u otras corrientes de procesos.

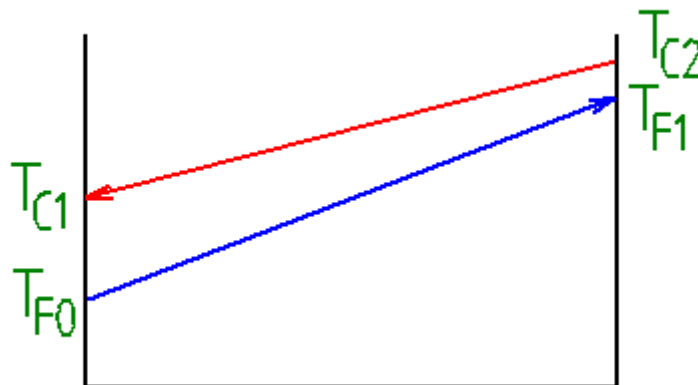


Hipótesis:

- Los fluidos no tienen contacto entre sí, solo intercambian calor
- Los calores específicos son independientes de la temperatura
- El equipo es adiabático no intercambiando calor con el medio ambiente
- No hay cambios de estado en ninguna de las corrientes
- El coeficiente global de transferencia de calor y el área de intercambio son datos
- Variables independientes del tiempo (estado estacionario)
- Fluidos Puros

El esquema del modelo se hará basado en la filosofía modular secuencial, esto es, calcular las corrientes de salidas en función de las corrientes de entrada y los parámetros del equipo.

Puesto que cada corriente entra y sale del equipo sin intercambiar fluidos unas con otras el caudal de salida es igual al de entrada por lo que el balance de masa puede obviarse.



Fluido caliente:
$$Q = m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) \quad (1)$$

Fluido frío:
$$Q = m_F * Cp_F * (T_{F1} - T_{F0}) \quad (2)$$

Intercambiado:
$$Q = (U.A)_1 \frac{(T_{C1} - T_{F0}) - (T_{C2} - T_{F1})}{Ln \frac{(T_{C1} - T_{F0})}{(T_{C2} - T_{F1})}} \quad (3)$$

Vemos que se forma un sistema de 3 ecuaciones con 3 incógnitas (Q, T_{C1} y T_{F1}). Para evitar los inconvenientes inherentes a la resolución de sistemas de ecuaciones no lineales, se planteará un esquema de resolución que se basa en el reemplazo.

Así, reemplazando la Q de las ecuaciones 2 y 3 por la de la ecuación 4, el sistema se reduce a sólo dos ecuaciones con dos incógnitas (T_{C1} y T_{F1}).

$$m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) = m_F * Cp_F * (T_{F1} - T_{F0}) \quad (4)$$

$$m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) = (U.A)_1 \frac{(T_{C1} - T_{F0}) - (T_{C2} - T_{F1})}{Ln \frac{(T_{C1} - T_{F0})}{(T_{C2} - T_{F1})}} \quad (5)$$

Finalmente, podemos despejar una de las incógnitas de la ecuación (4) (ejemplo T_{F1}) y reemplazarla en la ecuación (5) con la expresión obtenida. De esta forma se reduce el problema a una sola ecuación no lineal con una sola incógnita que se resuelve por los métodos numéricos tradicionales.

$$m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) = m_F * Cp_F * T_{F1} - m_F * Cp_F * T_{F0}$$

$$T_{F1} = \frac{m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) + m_F * Cp_F * T_{F0}}{m_F * Cp_F} \quad (6)$$

Que reemplazada en (5):

$$m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) = (U.A)_1 \frac{(T_{C1} - T_{F0}) - \left[T_{C2} - \left(\frac{m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) + m_F * Cp_F * T_{F0}}{m_F * Cp_F} \right) \right]}{Ln \frac{(T_{C1} - T_{F0})}{\left(T_{C2} - \left(\frac{m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) + m_F * Cp_F * T_{F0}}{m_F * Cp_F} \right) \right)}}$$

La cual queda:

$$m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) - (U.A)_1 \frac{(T_{C1} - T_{F0}) - \left[T_{C2} - \left(\frac{m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) + m_F * Cp_F * T_{F0}}{m_F * Cp_F} \right) \right]}{\ln \left(\frac{(T_{C1} - T_{F0})}{T_{C2} - \left(\frac{m_C * Cp_C * (T_{C2} - T_{C1}) + m_F * Cp_F * T_{F0}}{m_F * Cp_F} \right)} \right)} = 0$$

(7)

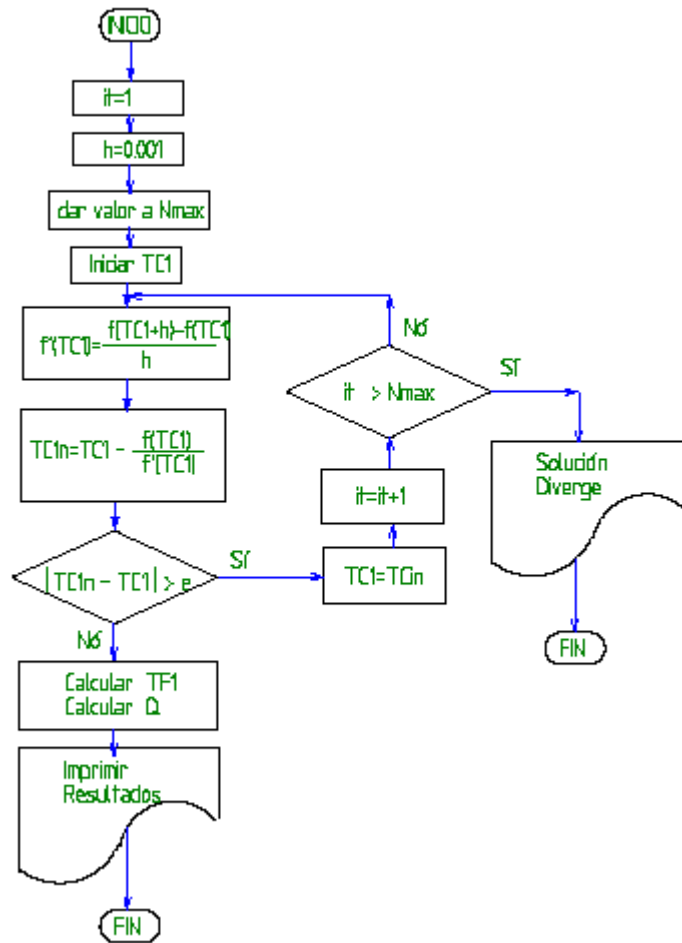
La resolución consiste, entonces, en hallar la T_{C1} que satisface la ecuación (7), esto es, hallar su raíz. Una vez hallada T_{C1} , pueden calcularse T_{F1} (de la ecuación 6) y Q (de la ecuación 1). El algoritmo de resolución sería entonces:

Sea una forma de escribir la ec (7): $f(T_{C1}) = 0$ (8)

El método comienza con un valor inicial de T_{C1} que se irá mejorando de iteración en iteración hasta encontrar la solución con la precisión deseada:

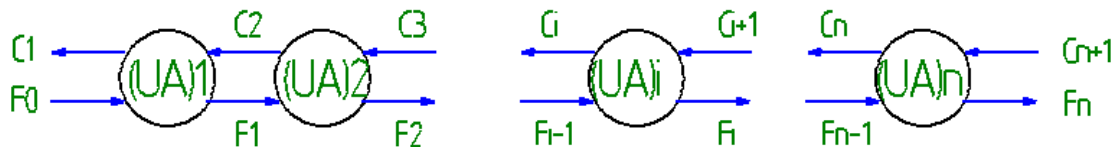
De la estructura original del problema (3 X 3) se desprende otro modo de resolución. En efecto, se inicia con un valor de T_{C1} , de (1) se obtiene Q , el cual aplicado a (2) permite obtener T_{F1} . Ambas temperaturas se verifican en la ecuación (3). Si la misma se satisface con cierto margen de error se detiene el cálculo, de lo contrario se propone un nuevo valor de T_{C1} y se reinicia el cálculo.

El método de Newton-Raphson para la ecuación (7) se muestra en la figura siguiente:



Redes de intercambiadores

Lo visto antes es válido para un intercambiador aislado, sin embargo es posible encontrar estructuras en las que se presenten redes de intercambiadores, por ejemplo, trenes en serie como ilustra la figura:



Asumidas las mismas hipótesis que para un equipo individual tratamos de resolver el tren de intercambiadores arriba propuesto. A simple vista vemos que para resolver el equipo 1 necesitamos haber resuelto el 2, pero al mismo tiempo este último depende de la resolución del primero por lo que de esta forma no será posible de aplicar.

Puesto que C1, C2 y C3 solo difieren en su temperatura (su caudal y estado permanece igual) podemos dar un valor de temperatura a C2. Luego resolver el equipo 1 como ya se

comentó. Conocida F1 se calcula el equipo 2 y con él la corriente C2. Esta temperatura se compara con la inicializada y si cumplen un cierto criterio de aproximación se da por terminado el cálculo. De lo contrario se emplea el TC2 recién calculado para resolver nuevamente el equipo 1 y a posteriori el 2 hasta alcanzar el grado de precisión deseado.

Casos Particulares

A) Calores específicos dependientes de la temperatura

De aplicación solo justificable en los casos de que los Cp's sean fuertemente dependientes de las temperaturas de tal manera de alterar significativamente los resultados.

Hipótesis:

- Los fluidos no tienen contacto entre sí, solo intercambian calor
- Los calores específicos son funciones conocidas de la temperatura
- El equipo es adiabático no intercambiando calor con el medio ambiente
- No hay cambios de estado en ninguna de las corrientes
- El coeficiente global de transferencia de calor y el área de intercambio son datos
- Variables independientes del tiempo (estado estacionario).
- Fluidos puros

Valen las mismas expresiones que en el caso anterior solo que los Cp empleados son los valores medios promediados entre las temperaturas de entrada y salida. Para la 1° iteración pueden tomarse los Cp a las temperaturas de entrada. Luego de calcular las temperaturas de salidas los Cp's pueden corregirse promediando los valores correspondientes a las temperaturas de entrada y de salida. De este modo al lograr la convergencia se puede verificar el grado de error correspondiente al Cp empleado en la última iteración y el valor correspondiente a la última temperatura.

$$\text{Fluido caliente:} \quad Q = m_C * \overline{Cp}_C * (T_{C2} - T_{C1}) \quad (9)$$

$$\text{Fluido frío:} \quad Q = m_F * \overline{Cp}_F * (T_{F1} - T_{F0}) \quad (10)$$

$$\text{Intercambiado:} \quad Q = (U.A)_1 \frac{(T_{C1} - T_{F0}) - (T_{C2} - T_{F1})}{Ln \frac{(T_{C1} - T_{F0})}{(T_{C2} - T_{F1})}} \quad (11)$$

$$\overline{Cp}_C = \frac{[Cp(T_{C2}) + Cp(T_{C1})]}{2} \quad (12)$$

Calores específicos:

$$\overline{Cp}_F = \frac{[Cp(T_{F0}) + Cp(T_{F1})]}{2} \quad (13)$$

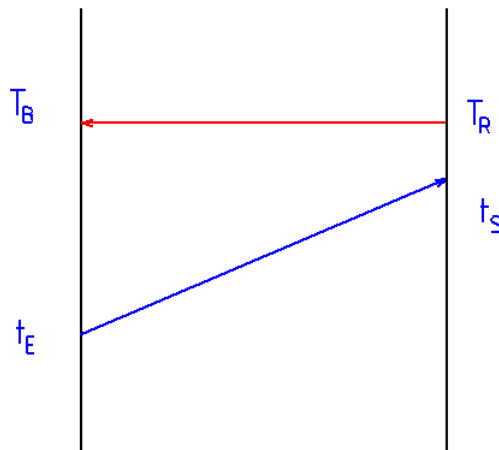
B) Fluidos múltiple componentes

Los Cp's se calculan como la suma de los aportes de cada componente (ley de mezclado). Siendo los Cp's máscicos, las fracciones también deberán estar en esa base. Si las fracciones son molares también los Cp's. Siendo T_{Mezcla} la temperatura de la mezcla y NC el número de componentes que forman la mezcla:

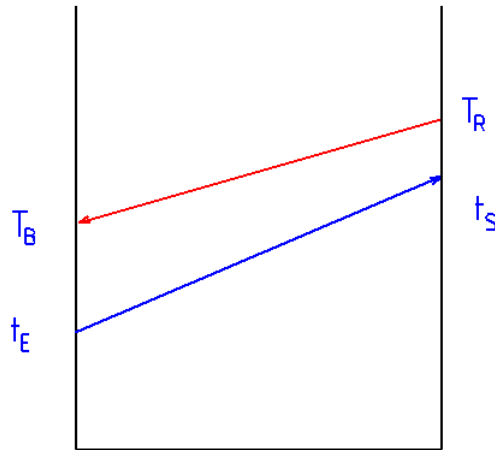
$$Cp_{Mezcla} = \sum_{i=1}^{NC} x_i \times Cp_i(T_{Mezcla})$$

C) Condensador total

En este caso podemos mencionar dos casos particulares aunque la aplicación general es válida para la particular conviene mencionarla. Si uno de los componentes ingresa como vapor saturado saldrá como líquido saturado. Si el fluido es puro el fenómeno es isotérmico para dicho fluido ya que sus puntos de rocío y burbuja coinciden. También podría considerarse isotérmica la condensación de una mezcla de varios componentes de puntos de ebullición similares.



En general la condensación no será isotérmica variando la temperatura desde el punto de rocío cuando comienza a condensar el componente más pesado hasta el de burbuja en que termina de condensar el más liviano.



Hipótesis

- Los fluidos no tienen contacto entre sí, solo intercambian calor
- Los calores específicos son funciones conocidas de la temperatura
- El equipo es adiabático no intercambiando calor con el medio ambiente
- Una de las corrientes cambia de estado de vapor saturado a líquido saturado
- La otra corriente no cambia de estado
- Variables independientes del tiempo (estado estacionario).

En este caso al disponer de información de salida del sistema (líquido saturado) el valor de UA del equipo no es necesario siendo el valor del mismo el justo y suficiente para producir dicho estado. En efecto siendo este el factor que representa la dificultad de transferencia de calor, un valor menor no sería suficiente para producir la condensación total y un valor superior produciría sub enfriamiento.

Como mencionamos antes, en una mezcla multicomponente que se condensa totalmente su temperatura variará desde su punto de rocío hasta el de burbuja. Siendo las presiones dadas e iguales (caída de presión despreciable) el punto de burbuja se calcula:

Por condición de equilibrio $y_i = k_i(T_R) \times x_i$ para $i=1$ a NC

$$x_i = \frac{y_i}{k_i(T_R)}$$

$$\sum_{i=1}^{NC} x_i = \sum_{i=1}^{NC} \frac{y_i}{k_i(T_R)} = 1$$

$$k_i(T_R) = \frac{Pv_i(T_R)}{P_{Total}}$$

$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{y_i \times P_{Total}}{P_{V_i}(T_R)} - 1 = 0$$

Siendo la composición (y_i) y la presión total (P_{Total}) datos del problema, se debe hallar la temperatura T_R que satisface dicha ecuación. Las presiones de vapor (P_{V_i}) de cada componente de debe calcular con el método adecuado, por ejemplo, con la ecuación de Antoine. Sabiendo que las ecuaciones de estimación de presiones de vapor son polinomios que pueden incluir logaritmos vemos que el cálculo no es directo siendo necesaria de iteración.

Puesto que la condensación es total y la composición no cambia ($x_i=y_i$) se puede calcular la temperatura de salida (punto de burbuja) de la siguiente manera:

Por condición de equilibrio $y_i = k_i(T_B) \times x_i$ para $i=1$ a NC

$$\sum_{i=1}^{NC} y_i = \sum_{i=1}^{NC} x_i \times k_i(T_B) = 1$$

$$k_i(T_B) = \frac{P_{V_i}(T_B)}{P_{Total}}$$

$$\sum_{i=1}^{NC} x_i \times \frac{P_{V_i}(T_B)}{P_{Total}} - 1 = 0$$

Al igual que antes, se busca la temperatura (T_B) que satisfaga la ecuación.

Fluido caliente: $Q = [H(T_R) - h(T_B)] \times m_C$

Fluido frío: $Q = m_F \times Cp_F \times (t_s - t_e)$

Intercambiado: $Q = (U.A) \frac{(T_B - t_e) - (T_R - t_S)}{\ln \frac{(T_B - t_e)}{(T_R - t_S)}}$

Vemos que para el fluido caliente, la diferencia de entalpias entre los dos estados es el asimilable al calor latente de los fluidos puros, pero tratándose de una mezcla multicomponentes se debe calcular la entalpia tanto para la fase vapor como para la fase líquida mediante reglas de mezclado adecuadas.

Una vez calculado el calor intercambiado Q , de la segunda se puede calcular la temperatura de salida del fluido que se calienta:

$$Q = m_F \times Cp_F \times (t_S - t_E) = m_F \times Cp_F \times t_S - m_F \times Cp_F \times t_E$$

$$t_S = \frac{Q + m_F \times Cp_F \times t_E}{m_F \times Cp_F}$$

Luego puede calcularse el UA necesario para la condensación total:

$$(U.A) = \frac{Q}{\frac{(T_B - t_e) - (T_R - t_S)}{\ln \frac{(T_B - t_e)}{(T_R - t_S)}}$$

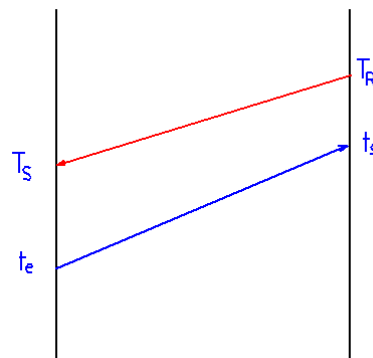
D) Condensador Parcial

Cuando el calor intercambiado no es suficiente para producir la condensación total, solo una parte del vapor lo hará permaneciendo el resto en equilibrio.

Podemos aquí mencionar dos posibles variantes en función de lo que se haya establecido como hipótesis.

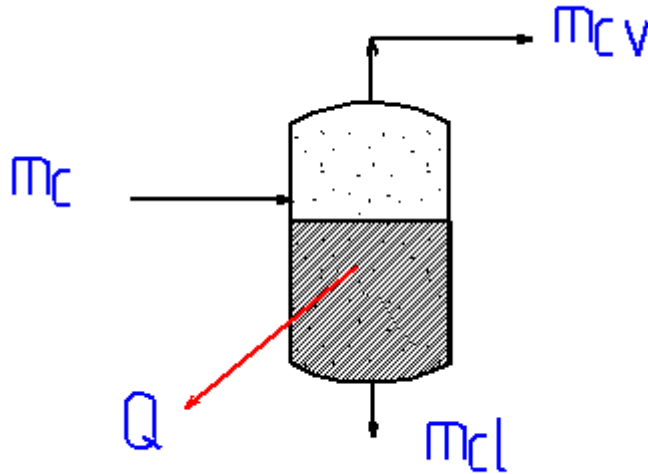
I) Fracción condensada establecida

En este caso, el vapor entra saturado y sale como flujo bifásico de liquido-vapor en equilibrio. Sea como antes m_C el flujo de vapor y m_{CL} el flujo de condensado. La diferencia entre ambos no da la cantidad de vapor condensado y, por lo tanto, el calor intercambiado.



Fluido caliente:

$$Q = [H(T_R) - h(T_S)] \times (m_C - m_{CL})$$



Siendo φ la fracción condensada dato:

$$\varphi = \frac{m_{CL}}{m_C}$$

$$m_{CL} = \varphi \times m_C$$

$$Q = [H(T_R) - h(T_B)] \times (m_C - m_C \times \varphi)$$

$$Q = [H(T_R) - h(T_B)] \times m_C \times (1 - \varphi)$$

Fluido frío:

$$Q = m_F \times Cp_F \times (t_s - t_e)$$

$$Q = m_F \times Cp_F \times t_s - m_F \times Cp_F \times t_e$$

$$t_s = \frac{Q + m_F \times Cp_F \times t_e}{m_F \times Cp_F}$$

Para calcular el valor UA (caso de diseño) se necesita calcular la diferencia media logarítmica de temperaturas y, por lo tanto la temperatura de salida de la corriente condensada. A diferencia del caso anterior no basta con calcular la temperatura de burbuja ya que al no producirse la condensación total dicha temperatura no llega a alcanzarse. Para la condición de equilibrio se cumple:

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

Y siendo θ la fracción vaporizada:

$$\theta = \frac{m_{CV}}{m_C} = \frac{m_C - m_{CL}}{m_C} = 1 - \varphi$$

$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{(k_i - 1) \times z_i}{(1 - \phi) \times (k_i - 1) + 1} = 0$$

Siendo las k_i función solo de la temperaturas (caso ideal) y definidas por:

$$k_i = \frac{Pv_i(T_S)}{P_{Total}}$$

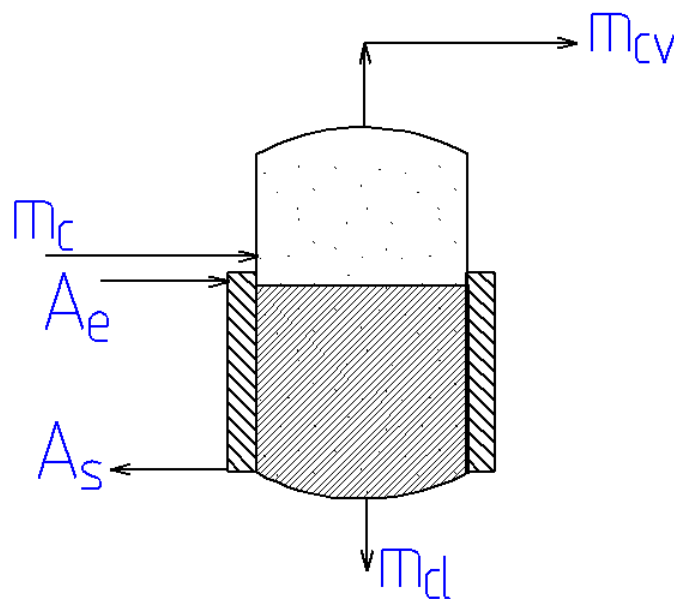
$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{\left(\frac{Pv_i(T_S)}{P_{Total}} - 1 \right) \times z_i}{(1 - \phi) \times (k_i - 1) + 1} = 0$$

La T_S que satisfaga la ecuación anterior será la del equilibrio correspondiente un equilibrio liquido-vapor de condensación ϕ . Las presiones de vapor se calcularán a partir de correlaciones adecuadas, ejemplo, la ecuación de Antoine. Una vez hallada la T_S se puede calcular la ΔTLn y el UA requerido:

$$(U.A) = \frac{Q}{\frac{(T_S - t_e) - (T_R - t_S)}{\ln \frac{(T_S - t_e)}{(T_R - t_S)}}$$

II) (UA) dato

Siendo P la presión de operación un dato.



La fracción condensada, de acuerdo a lo visto en el punto anterior es:

$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{(k_i - 1) \times z_i}{(1 - \varphi) \times (k_i - 1) + 1} = 0$$

En este caso ni φ ni la temperatura son conocidas. Para ello debe iterarse sobre ambas variables. En primer lugar se inicializa T_S , luego se calculan las constantes de equilibrios (supuestas solo función de T_S y no de la composición). Luego se encuentra la φ que satisface la ecuación. Del balance de energía se verifica si la temperatura supuesta es correcta. Para calcular los flujos:

$$\varphi = \frac{m_{CL}}{m_C}$$

$$m_{CL} = \varphi \times m_C$$

$$m_{CV} = m_C - m_{CL}$$

$$x_i = \frac{z_i}{\varphi \times (1 - k_i) + k_i} \quad \text{para } i=1 \text{ a } NC$$

$$y_i = k_i \times x_i$$

$$Q = \Delta H \times (m_C - m_{CL})$$

Siendo las entalpías funciones de las temperaturas y composiciones las cuales se calculan de:

$$H_{mc} = H(T_R, z_i)$$

$$H_{mcv} = H(T_S, y_i)$$

$$h_{mcl} = h(T_S, x_i)$$

Por lo tanto el calor cedido por el vapor es entonces:

$$Q = m_c \times H(T_R, z_i) - m_{cv} \times H(T_S, y_i) - m_{cl} \times h(T_S, x_i)$$

Si la entalpia del vapor entrante y el saliente son iguales quedaría:

$$Q = \varphi \times \lambda$$

Siendo λ el calor latente de vaporización:

$$\lambda = H(T_S, y_i) - h(T_S, x_i)$$

Que es el mismo que el que recibe el fluido de enfriamiento:

$$Q = A_e \times Cp_A \times (t_{As} - t_{Ae})$$

$$t_{As} = \frac{Q + A_e \times Cp_A \times t_{Ae}}{A_e \times Cp_A}$$

La cual debe satisfacer:

$$\varepsilon = (U \cdot A) - \frac{Q}{\frac{(T_S - t_{Ae}) - (T_R - t_{As})}{\ln \frac{(T_S - t_{Ae})}{(T_R - t_{As})}}}$$

Si $\varepsilon < \text{tolerancia}$, la T_S estimada puede considerarse la solución y el problema resuelto.
De lo contrario se debe mejorar la temperatura T_S y reiniciar el cálculo hasta convergencia.