

Capítulo 2

Segunda parte

BALANCES EN PROCESOS DE INTERCAMBIO DE CALOR POR CONTACTO DIRECTO.

Como se implicó en lo anterior, para tratar sistemas de intercambio de calor por contacto directo, (agua- aire húmedo) se necesita hacer balances de masa y energía. Para simplificar la notación las humedades absolutas se denotarán desde ahora como Y en lugar de Y'. Se ejemplificarán dos casos importantes:

Secado de sólidos

El secado de sólidos se logra mediante la exposición del sólido húmedo a una corriente de aire de mayor temperatura y muy baja humedad relativa. Como se parte del aire atmosférico, que puede tener una humedad relativa considerable, se reduce ésta por calentamiento del aire antes de su ingreso al secador. Este calentamiento previo es el principal consumo de energía en el secado. Se muestra un esquema de un secador en contracorriente:

→ S, X1
← G, Y1

→ S, X2
← G, Y2

S: caudal de sólido seco, lb/hr

G: caudal de aire seco, lb/hr.

X1, X2: humedades de sólido a la entrada y a la salida respectivamente (kg. de agua líquida/ kg. sólido seco)

Y2, Y1: humedades de aire a la entrada y a la salida respectivamente

El balance de humedad en régimen permanente entre los terminales del secador:

Agua que entra= Agua que sale

$$SX1 + GY2 = SX2 + GY1, \text{ o bien: } S(X1 - X2) = G(Y1 - Y2)$$

El balance de entalpía entre los terminales del secador (suponiendo nulas las pérdidas de calor al exterior):

$$SHs1 + GHg2 = SHs2 + GHg1, \text{ o bien: } S(Hs1 - Hs2) = G(Hg1 - Hg2)$$

Ejemplo: se debe secar un sólido cuyo caudal seco es $S=793,56$ lb/hr. La humedad inicial (o de entrada) del sólido es $X1=0,7974$ kg/kg y se debe llevar a una humedad de salida de 0,7522. (Un pequeño cambio de contenido de agua). La temperatura del sólido a secar ($T1$) es de 70°F. En este ejemplo usaremos unidades inglesas.

No se conoce de antemano el caudal de aire que será necesario para el secado. Como

la elección de caudal es menos obvia que la de una temperatura de operación, se fijan temperaturas convenientes de entrada y salida para los dos flujos, y luego se determina el caudal necesario:

Aire: $T_2 = 150^\circ\text{F}$, $T_1 = 90^\circ\text{F}$,
Sólido: $T_2 = 120^\circ\text{F}$.

Todavía falta definir la entalpía específica del sólido húmedo, H_I , referida a la unidad de masa del sólido seco:

$$H_s = C_I (t_s - t_o) + X C_a (t_s - t_o)$$

Esta definición es similar a la de la entalpía de aire húmedo. Pero, como el agua está líquida en el sólido húmedo, no interviene el término de calor latente.

C_s , C_a son los calores específicos del sólido seco y del agua líquida respectivamente.

Las entalpías de aire húmedo responden a la definición dada antes.

$$H = C_B (T_G - T_o) + Y [C_A (T_G - T_o) + \lambda_o]$$

Datos: $C_s = 0,45 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$,
 $C_a = 1$,
 $C_B = 0,24$,
 $C_A = 0,45$.

Conociendo la humedad y temperatura del sólido a la entrada y a la salida se pueden determinar sus entalpías específicas en ambos estados:

$H_{s1} = 47,4 \text{ BTU/lb}$
 $H_{s2} = 109,7 \text{ BTU/lb}$.

El aire atmosférico, a 70°F , debe calentarse hasta 150°F para servir como aire de secado, pero en su condición inicial tiene una humedad absoluta $Y = 0,008 \text{ lb/lb}$. Su entalpía específica es de $17,863 \text{ BTU/lb}$.

Este aire será calentado mediante vapor proveniente de una caldera, en un condensador auxiliar. Como en este calentamiento por contacto indirecto la humedad absoluta del aire se mantiene constante, las condiciones de entrada de aire al secador son:

$$Y_2 = 0,008, t_{g1} = 150^\circ\text{F}, H_{g2} = 37,351 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}.$$

Las condiciones de salida del aire deben satisfacer los balances de masa y entalpía para las temperaturas de trabajo especificadas. Esto permite determinar el caudal de aire seco necesario y la entalpía y humedad del aire a la salida. De los balances de masa y entalpía,

$$\begin{aligned} S(X_1 - X_2) &= G(Y_1 - Y_2) \rightarrow 35,87 = G(Y_1 - 0,008) \\ S(H_{s1} - H_{s2}) &= G(H_{g1} - H_{g2}) \rightarrow 49494,3 = G(H_{g1} - 37,351) \end{aligned}$$

Eliminando G entre las 2 ecuaciones vemos que las condiciones de estado del aire a la salida deben satisfacer la relación:

$$(H_g1-37,351)/(Y1-0,008)=1379,8$$

Del estado de salida del aire se conoce su temperatura y la relación anterior. Suponiendo valores de Y1, evaluando las entalpías mediante su definición y comprobando si se cumple la ecuación anterior se puede llegar iterativamente al estado de salida del aire húmedo.

Después de algunas pruebas, se determina que las condiciones del aire de salida son: Y1=0,0188, Hg1= 34,64 BTU/lb

Lo que da un caudal necesario de aire seco G= 3321,3 lb/hr

El calor que debe suministrar el condensador auxiliar es
 $Q= G(H_g2-H_{aire\ atmosférico})= 3321,3 (37,35- 17,863)= 64722 \text{ BTU/hr}$

Con vapor de 150 psig, si el calor latente de ese vapor es de 860 BTU/lb, por lo tanto se debe suministrar 75,26 lb/hr de vapor a esa presión. El consumo específico de vapor es entonces de 2,1 lb de vapor por lb de agua evaporada desde el sólido. Este alto consumo se debe a que además de evaporar, hay que calentar el sólido.

En este ejemplo nos hemos ocupado solo de los balances de masa y energía, para establecer condiciones de operación: Temperaturas, humedades y caudales. Con esta información no basta para el diseño del secador. Se necesitan también el diseño o dimensionamiento, para lo cual hay que hacer uso de relaciones de transferencia.

Si solo se desea establecer condiciones de operación y contactarse con un proveedor del secador, la etapa de diseño la puede realizar éste.

Balances de masa y energía en la operación enfriamiento de agua-humidificación de aire por contacto directo.

Una de las operaciones de transferencia por contacto directo más comunes es el enfriamiento del agua de servicio en instalaciones industriales.

En plantas de proceso o de generación de energía se debe disponer de un servicio de agua de enfriamiento, para ser usado en diferentes lugares de la planta. Esta agua se destina a enfriar fluidos de proceso en diferentes intercambiadores o condensadores de la planta, saliendo de ellos con una temperatura que debe ser bajada para que el agua se pueda volver a usar como agua de enfriamiento.

Si la temperatura de salida de esta agua es alta, se puede aprovechar su calor residual. Pero si es baja (no mayor de 40°C) no se puede recuperar calor de ella, y se descarta. El enfriamiento para volver a usar el agua se realiza en la torre de enfriamiento.

La torre de enfriamiento es generalmente un cilindro vertical en el cual se ponen en contacto el agua a enfriar y aire atmosférico, en contracorriente, con el agua descendente. EL contacto entre ambos fluidos será más efectivo si se aprovecha todo el volumen de la torre.

La torre puede ser de baffles o de relleno, siendo esta última la que mejor aprovecha el volumen.

En el proceso el aire se humidifica. El agua pierde una pequeña fracción de su caudal por evaporación hacia el aire.

El calor necesario para evaporar esta agua se extrae del agua no evaporada, que como resultado, se enfría al nivel requerido.

Veamos los balances de masa energía

1: Condiciones en el fondo (ingreso de aire atmosférico y salida de agua enfriada)

2: Condiciones en el tope (salida aire humidificado y entrada del agua a enfriar).

L = Caudal de agua, kg/s

T_1 = temperatura del agua.

G_s = Caudal de aire seco, kg/s

A = área de sección transversal de la torre, m²

$L' = L/A$, kg/s m², $G_s' = G_s/A$, kg/s m².

HL = entalpías específicas de líquido.

H' = entalpías específicas de aire húmedo.

Balance de masa: Agua que entrega el líquido = agua adquirida por el aire:

$$L'_2 - L'_1 = G_s' (Y'_2 - Y'_1) \quad (1)$$

Se puede escribir este balance también en función de los caudales totales:

$$L_2 - L_1 = G_s (Y'_2 - Y'_1) \quad (1)$$

diferencialmente, para una altura dZ de torre:

$$dL' = G_s' dY' \quad (2)$$

$$\text{Balance de energía: } L'_2 HL_2 + G_s' H'_1 = L'_1 HL_1 + G_s' H'_2 \quad (3)$$

Suponiendo que, dado el alto calor latente del agua, el enfriamiento sensible de la mayor parte del agua se logra mediante la evaporación de una pequeña cantidad de ésta, entonces

$$L'_2 \approx L'_1 \quad (4)$$

por lo tanto, la ecuación de balance de energía se puede escribir:

$$L' CaL (T_{12} - T_{11}) = G_s' (H'_2 - H'_1) \quad (5)$$

La ecuación anterior representa la llamada "recta de operación" pues relaciona los

estados terminales: entalpía de gas y temperatura de líquido. Los puntos no terminales de la recta representan estados a alturas intermedias de la torre. Diferencialmente, esta ecuación es:

$$L' \text{ CaL } dTl = Gs' dH'. \quad (6)$$

La recta de operación tiene un punto fijo que corresponde al extremo inferior (1). En ese punto se conocen las condiciones de entrada del aire (entalpía, humedad y temperatura) y las del líquido (Temperatura de salida Tl1, impuesta por condiciones de diseño). Las condiciones a la salida de aire (2, tope de la torre) no son conocidas y dependerán del caudal de aire que se fije. La pendiente de la recta es $L' \text{ CaL}/Gs'$ (o también $L \text{ CaL}/Gs$). Fijando un caudal de aire queda determinado el punto 2.

Veamos ahora las relaciones de transferencia.

Como es usual en las relaciones de transferencia se expresa el flujo de la entidad transportada (en este caso masa de agua) como proporcional a una diferencia de potencial (diferencia de humedades absolutas) y a un coeficiente de transferencia.

La masa de vapor de agua recibida por el aire en una altura dZ se puede escribir como:

$$Gs' dY = kY aM (Y_i - Y) dZ \quad (7)$$

Lo que también se puede escribir:

$$Gs dY = kY aM (Y_i - Y) A dZ$$

en que:

kY = coeficiente de transferencia de masa basado en área de transferencia,
 aM = área específica de transferencia de masa proporcionada por el relleno, de tal modo que el producto $kY aM$ es el coeficiente "volumétrico" de transferencia de masa.

Y_i = humedad absoluta del aire **en la superficie de contacto aire- agua** (interfase), condición que se supone saturada.

Y = humedad absoluta del aire en la masa de éste, lejos de la interfase.

Si se amplifica esta ecuación por λ_0 , el calor latente de evaporación del agua, tenemos, aproximadamente:

$$Gs' dH' = kY aM (H_i' - H') dZ \quad (8)$$

en que H_i' y H' representan, respectivamente las entalpías específicas de aire húmedo en la superficie de contacto con el agua (condición saturada), y la entalpía local de la masa de aire, no saturado.

En la obtención de esta última ecuación se han incorporado varias aproximaciones.

Lo más notable de esta ecuación es que, para expresar el flujo de masa, el coeficiente de transferencia de masa se usa con un potencial de transferencia que es la diferencia de entalpías de la fase gaseosa.

Los valores de H' corresponden a puntos de la curva de operación.

Por otra parte, los valores de H_i' corresponden, como se dijo, a una condición saturada.

El calor se transfiere mucho mejor en la fase líquida que en la gaseosa.

En consecuencia, podemos suponer que la resistencia a la transferencia de calor en la fase líquida es despreciable frente a la resistencia a la T.C. en la fase gaseosa.

Por lo tanto la caída de temperatura dentro de la fase líquida es despreciable frente a la caída de temperatura dentro de la fase gaseosa.

Luego la temperatura del gas en la superficie del líquido será aproximadamente igual a la temperatura del líquido.

Entonces se puede evaluar H_i' en cada posición axial de la torre como la entalpía de una mezcla aire- agua saturada a la temperatura local del líquido.

Para hacer esta evaluación puede usarse el diagrama psicrométrico o la definición de entalpía del aire húmedo. Esta curva se representa en la Figura siguiente junto con la curva de operación.

Suponiendo $k_Y a_M$ constante, la ecuación anterior se puede integrar para dar:

$$\int \frac{dH'}{H_i' - H'} = \int \frac{k_Y a_M}{G_{S'}} dZ = \frac{k_Y a_M}{G_{S'}} Z \quad (9)$$

lo que determina la altura de la torre.

La integral del lado izquierdo se puede calcular numéricamente, tomando frecuentes intervalos ΔT_I , evaluando el incremento $\Delta H'$ correspondiente a ΔT_I por la ecuación (6) y evaluando también la diferencia que aparece en el denominador, H_i' mediante la carta psicrométrica a T_I y H' mediante la curva de operación, también a T_I .

Calculando el coeficiente de transferencia de masa mediante las correlaciones que dependen del tipo de relleno, o mediante datos disponibles de fabricantes, es posible determinar la altura de la torre.

Sistematización del diseño:

Paso 1) Usualmente se conoce el caudal de aire a enfriar (L) y las temperaturas inicial y final del agua (T_{I2} , T_{I1}). Esto determina el calor que debe extraerse del agua. Se

conocen también las condiciones del aire atmosférico a usar (Y'_1 , H'_1) .

Paso 2) Se asigna a la torre un diámetro, lo que implica una sección transversal (A). Se calcula L' .

Como en el primer ejemplo, la especificación de un caudal de aire no es obvia, y se recurre a la idea de mantener en todo punto la torre una diferencia de potencial de entalpías positivo para la transferencia de masa desde el agua líquida hacia el aire:

Paso 3) Se busca un caudal de aire seco. Este debe ser mayor que el caudal que causa la tangencia entre la curva de saturación y la de operación, dado que en el punto de tangencia la diferencia de potencial para la transferencia es nula. Este caudal que causa la tangencia se designa por $Gs'o$. Usualmente, se asigna un caudal $Gs' = 1,5 Gs'o$.

Paso 5) Con un caudal de gas así definido, se calcula H'_2 , la entalpía de salida del aire, mediante la ecuación (5). Se tienen así los dos puntos terminales de la curva de operación.

Paso 6) Se evalúa la integral de entalpías de la ecuación (9).

Paso 7) Se evalúa el coeficiente de transferencia $k_Y aM$.

Paso 8) Se calcula la altura Z de la torre.

Paso 9) Se calcula la pérdida de carga para gas.

Paso 10) Se hace una crítica del diseño en función de la pérdida de carga obtenida y de la "razón de aspecto" de la torre. Aunque esto es completamente arbitrario, una altura "razonable" casi siempre estará comprendida entre 2,5 y 4 veces el diámetro de la torre.

Paso 11) Se calcula el caudal de agua de reposición. Esto es difícil debido a que se usó la suposición dada por la ecuación (4), que implica que no se pierde agua. Sin embargo, puede siempre suponerse que el aire sale saturado. En ese caso, puede usarse la ecuación (1) para evaluar la reposición, considerando Y'_2 como la humedad absoluta de una mezcla saturada de entalpía H'_2 . Esto sólo puede sobre estimar la reposición, pero no subestimarla.

Cálculo de coeficientes de transferencia de masa:

Existe un esquema de correlación de gran complejidad, apropiado para predecir los coeficientes de transferencia de masa para todas las operaciones de transferencia de masa en torres empacadas.

Sin embargo, su precisión es baja para las operaciones de enfriamiento de agua, y en la práctica, los coeficientes se obtienen de la experiencia con equipo de similares características.

No se justifica entonces dar la correlación, la cual puede verse en el libro:
R. Treybal : "Mass Transfer operations".

También hay información útil sobre torres de enfriamiento en el ASHRAE HANDBOOK
"Equipment"