

1.- FUNDAMENTO TEÓRICO

1.1.- INTRODUCCIÓN

La humidificación es una operación unitaria en la que tiene lugar una transferencia simultánea de materia y calor sin la presencia de una fuente de calor externa. De hecho siempre que existe una transferencia de materia se transfiere también calor. Pero para operaciones como extracción, adsorción, absorción o lixiviación, la transferencia de calor es de menor importancia como mecanismo controlante de velocidad frente a la transferencia de materia. Por otro lado, en operaciones como ebullición, condensación, evaporación o cristalización, las transferencias simultáneas de materia y calor pueden determinarse considerando únicamente la transferencia de calor procedente de una fuente externa.

La transferencia simultánea de materia y calor en la operación de humidificación tiene lugar cuando un gas se pone en contacto con un líquido puro, en el cual es prácticamente insoluble. Este fenómeno nos conduce a diferentes aplicaciones además de la humidificación del gas, como son su deshumidificación, el enfriamiento del gas (acondicionamiento de gases), el enfriamiento del líquido, además de permitir la medición del contenido de vapor en el gas.

Generalmente la fase líquida es el agua, y la fase gas el aire. Su principal aplicación industrial es el enfriamiento de agua de refrigeración, que será el objeto de estudio de la práctica que nos ocupa. A grandes rasgos, el proceso que tiene lugar en la operación de humidificación es el siguiente:

- una corriente de agua caliente se pone en contacto con una de aire seco (o con bajo contenido en humedad), normalmente aire atmosférico.
- parte del agua se evapora, enfriándose así la interfase.
- el seno del líquido cede entonces calor a la interfase, y por lo tanto se enfría.
- a su vez, el agua evaporada en la interfase se transfiere al aire, por lo que se humidifica.

En la deshumidificación, agua fría se pone en contacto con aire húmedo. La materia transferida entre las fases es la sustancia que forma la fase líquida, que dependiendo de cómo estemos operando, o se evapora (humidificación), o bien se condensa (deshumidificación.)

Existen diferentes equipos de humidificación, entre los que destacamos las torres de enfriamiento por su mayor aplicabilidad. En ellas, el agua suele introducirse por la parte superior en forma de lluvia provocada, y el aire fluye en forma ascendente, de forma natural o forzada. En el interior de la torre se utilizan rellenos de diversos tipos que favorecen el contacto entre las dos fases. .

1.2.- DEFINICIONES EN LA INTERACCIÓN AIRE-AGUA

Antes de desarrollar las ecuaciones de diseño en una torre de enfriamiento, hemos de definir una serie de variables y conceptos involucrados en la operación de humidificación.

– **Humedad absoluta:** es la razón másica de vapor de agua respecto al aire seco

$$H = \frac{M_A}{M_B} \frac{P_A}{P - P_A} \quad \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}}$$

(1)

MA: masa molecular del agua; MA= 18 g/mol

MB: masa molecular del aire; MB= 28,9 g/mol

PA: presión parcial que ejerce el vapor de agua en la mezcla gaseosa

P: presión total (atmosférica.)

– **Humedad relativa:** es la relación molar entre la cantidad de vapor de agua presente en el aire y la cantidad máxima posible (saturación) para esa temperatura:

(2)

Pv es la presión de vapor, que podríamos definir como la presión que ejerce un vapor en equilibrio con su líquido. La presión de vapor es función de la temperatura. Para un rango de temperaturas comprendido entre 0°C y 50°C, podemos obtener la Pv del agua mediante la ecuación:

(3)

en la que Pv está expresada en mm Hg, y la T (temperatura) en K.

– **Calor específico (cP):** calor necesario para aumentar 1°C a una unidad de masa de una sustancia, a presión constante. Tomamos los valores medios de los calores específicos del agua y del aire entre 0°C y 100°C:

$$c_{\text{Paire}} = c_{\text{P,B}} = 1005 \text{ J/(kg}\cdot\text{°C)}$$

$$c_{\text{Pvapor de agua}} = c_{\text{P,A}} = 1884 \text{ J/(kg}\cdot\text{°C)}$$

$$c_{\text{Pagua líquida}} = c_{\text{L}} = 4180 \text{ J/(kg}\cdot\text{°C)}$$

– **Calor específico húmedo (cS):** (es el cP de la mezcla gaseosa aire–agua):

$$c_{\text{S}} = c_{\text{P,B}} + c_{\text{P,A}} \cdot H = 1005 + 1884 \cdot H \text{ [J/(kg}\cdot\text{°C)]} \quad (4)$$

– **Entalpía específica del gas:** calor asociado a un gas a cierta temperatura y presión (referencia 0°C y agua líquida):

(5)

donde λ_0

$$= 2.502.300 \text{ J/kg agua (calor latente)}$$

– **Entalpía específica de saturación:** es la entalpía del gas saturado de humedad; la entalpía de saturación es función de la temperatura, y cumple la ecuación:

(6)

donde la T está expresada en °C.

– **Condiciones de saturación adiabática:**

Considérese el proceso que se lleva a cabo de forma esquemática en la figura 1, mediante el cual se busca que el gas se sature. Para ello hacemos circular agua a lo largo de

la torre en forma de lluvia; el agua entra en contacto directo con una corriente de aire no saturado. Para que el proceso sea adiabático ha de cumplirse que:

- no se transfiera calor a la torre
- la corriente líquida se recircule

De esta forma la temperatura a la entrada será igual que a la salida. La diferencia de temperaturas entre el gas y el líquido tenderá a ser cero tanto más cuanto nos acerquemos a

la salida del gas, y no habrá transferencia de calor sensible entre las fases. El único efecto que ejercerá el líquido en la torre es que parte de él se vaporizará y pasará a la corriente gaseosa. Si suponemos que la torre es suficientemente alta para que las fases líquida y gas alcancen el equilibrio en la parte superior de la misma, la fase gaseosa estará saturada, y $T_{Lentrada} = T_{Lsalida} = T_{Gsalida} = T_S$. Así pues, la temperatura T_S será la temperatura de saturación adiabática, y H_S la humedad del gas saturado a T_S , es decir, la humedad de saturación adiabática.

A partir de balances globales de materia y entalpía entre las condiciones inicial del gas (T y H a la entrada) y la condición de saturación adiabática, se llega a la ecuación:

$$(H_S - H_E) = -\frac{\dot{Q}_S}{\lambda_S} (T_S - T_E)$$

(7)

La ecuación 7 relaciona la temperatura y humedad de un gas para cualquier condición de entrada con las condiciones correspondientes para el mismo gas con su temperatura de saturación adiabática (sólo se puede aplicar para esos dos puntos, no para describir la trayectoria seguida por el gas a medida que se satura).

Si en nuestro sistema aire-agua consideramos que la T_S es igual a la temperatura de bulbo húmedo T_H , y mediante las ecuaciones de transferencia correspondientes, se obtiene que

(8.a)

Para el sistema aire-agua, se cumple que $\frac{h_G}{k_G} \cong 950 \frac{J}{kg K}$

, por lo que la ecuación 8.a es:

(8.b)

H_G y T_G son la humedad y temperatura del gas

– **Diagrama de humedad:** también llamado carta psicométrica, permite la obtención mediante lectura directa de la mayoría de las propiedades de las mezclas aire-vapor de agua que son necesarias en los cálculos a realizar en la operación de humidificación, para una presión determinada. En la figura 2 se representa el diagrama de humedad para la presión de 1 atm.

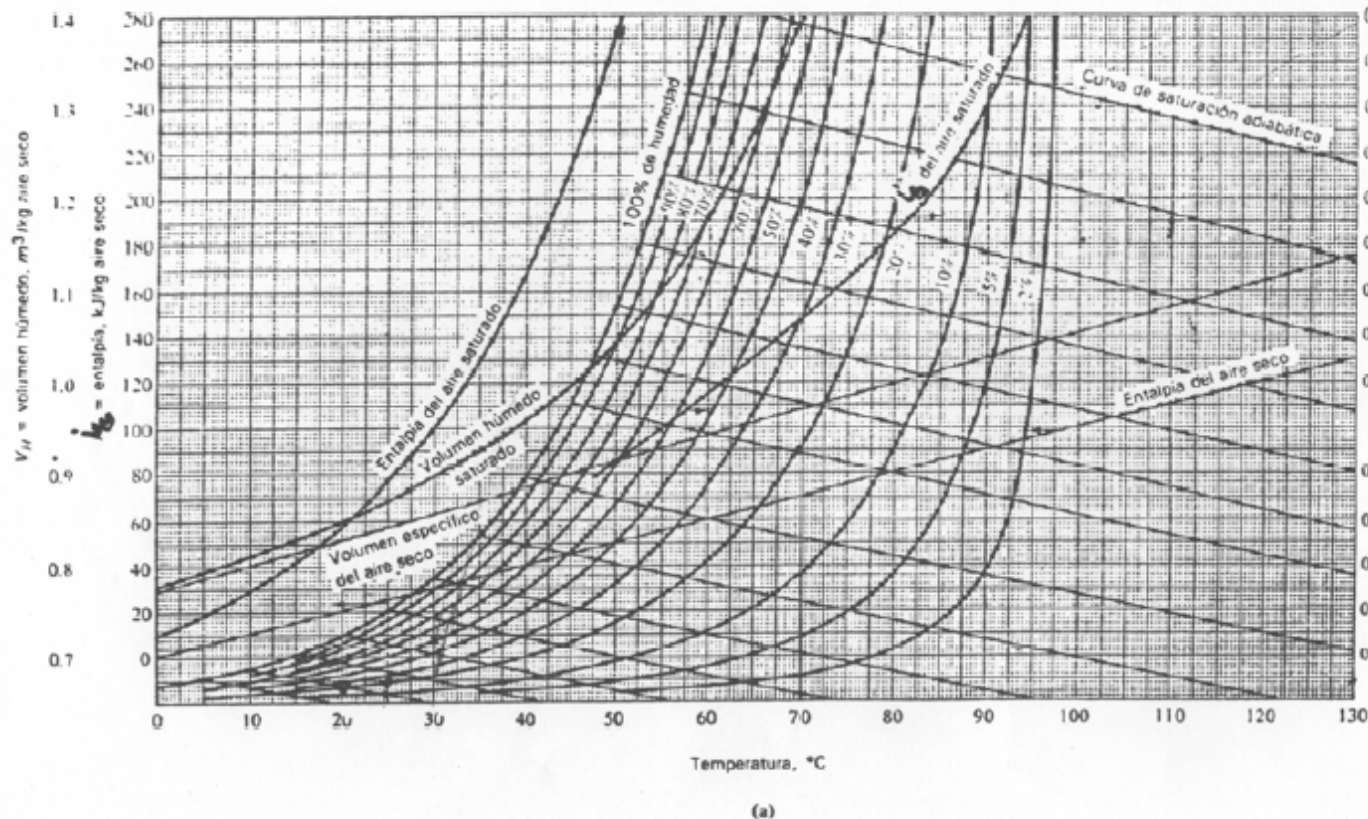


Figura 7.5(a) Carta psicrométrica para el aire-vapor de agua, 1 atm std abs., en unidades SI.

Figura 2: Diagrama de humedad

La limitación del diagrama de humedad es la curva de saturación. Los puntos representados a la derecha representan mezclas definidas de aire no saturado (a la izquierda se representan mezclas de aire saturado y agua líquida.) Las curvas situadas entre el eje de abscisas y la curva de saturación son las líneas correspondientes a diferentes humedades relativas. Las rectas inclinadas con pendiente negativa corresponden a las líneas de temperatura de saturación adiabática, que prácticamente coincide con la temperatura de bulbo húmedo para el sistema aire-agua, luego estas líneas siguen la ecuación 8.b.

1.3.- OPERACIÓN DE HUMIDIFICACIÓN. MODELO MATEMÁTICO

1.3.1.- Proceso general de humidificación

Como hemos explicado en el apartado 1.1, en un proceso de humidificación el agua caliente se pone en contacto con aire seco o poco húmedo; la materia (agua) y el calor se transfieren hacia la fase gaseosa a través de la interfase, como se muestra en la figura 3, la cual se enfría.

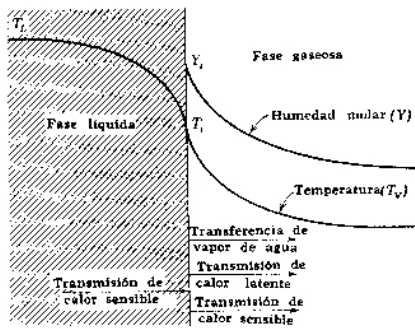


Figura 3: Condiciones de la interfase en una altura determinada de una torre de humidificación

Como resultado, el líquido cede calor a la interfase, enfriándose también. Y el gas se humidifica.

Podemos esquematizar el proceso de humidificación por el dispositivo mostrado en la figura 4.

L: caudal másico de líquido

G: caudal másico de gas

H: humedad del gas

TL: temperatura del líquido

TG: temperatura del gas

q: calor transferido a la columna desde el exterior

z: altura de la columna

A: superficie interfacial

a: área interfacial del volumen de la columna (m^2/m^3)

S: sección transversal de la torre

Figura 4. Dispositivo para el proceso general de humidificación

h_L y h_G son los coeficientes de transferencia de calor por convección de la fase líquida y gaseosa respectivamente.

k_G es el coeficiente de transferencia de materia de la fase gaseosa.

(es evidente que no hay coeficiente de transferencia de materia de la fase líquida, ya que en ella no hay transferencia de materia, al tratarse de un componente puro.)

La columna opera adiabáticamente ($q=0$) en régimen estacionario. La aproximación a la operación adiabática será mayor a medida que el diámetro de la columna aumente. Escribiremos pues los balances para la altura diferencial dz .

Balance de materia para el componente que se transfiere (agua):

$$dL = G \cdot dH \quad (9)$$

Balance de entalpía:

$$G \cdot diG = d(L \cdot L) \quad (10.a)$$

donde L es la entalpía de la fase líquida. Como la proporción de transferencia de agua es muy pequeña comparada con la corriente del flujo total, utilizamos el valor promedio L , y el cambio de entalpía de la fase líquida L puede expresarse como la resultante del cambio de temperatura con calor específico constante:

$$d(L \cdot L) = L \cdot CL \cdot dTL \quad (10.b)$$

por lo que el balance de entalpía queda como:

$$L \cdot CL \cdot dTL = G \cdot diG \quad (10)$$

Como la entalpía del gas sigue la ecuación 5:

$$G \cdot diG = G \cdot d(cS \cdot TG + H \cdot) = G \cdot cS \cdot dTG + G \cdot dH \quad (11)$$

Consideremos ahora las ecuaciones de velocidad de transferencia. En la fase líquida, la transferencia de calor se produce desde el total de la fase líquida a la interfase, como resultado de una diferencia de temperaturas. Pero desde la interfase hasta la fase gaseosa hay dos tipos de transferencia de calor (como se indica en la figura 3):

- transferencia debida a un gradiente de temperaturas (calor sensible)
- calor latente asociado con la masa que se transfiere como resultado de un gradiente de concentraciones (diferencia entre la humedad en la interfase y en el seno del gas.)

El calor transferido mediante estos dos mecanismos se separan en los dos términos de la derecha de la ecuación 11. Teniendo en cuenta estas ideas escribimos las ecuaciones de velocidad de transferencia para nuestro dz :

♦ Transferencia de calor en la fase líquida:

$$L \cdot cL \cdot dTL = hL \cdot a \cdot (TL - Ti) \cdot S \cdot dz \quad (12)$$

♦ Transferencia de calor sensible en la fase gaseosa:

$$G \cdot cS \cdot dTG = hG \cdot a \cdot (Ti - TG) \cdot S \cdot dz \quad (13)$$

♦ Transferencia de calor latente en la fase gaseosa:

$$G \cdot dH = -k_G \cdot a \cdot (H_i - H) \cdot S \cdot dz \quad (14)$$

Este modelo general es válido para cualquier sistema gas-líquido.

1.3.2.- Ecuaciones de diseño

En el caso del sistema aire-agua, podemos suponer que se cumple que

$$h_G \cong k_G c_s \quad (15)$$

Si sustituimos la relación 15 en la ecuación 13, y combinamos ésta con la 11 y la 14, obtenemos que:

$$G \cdot d(c_S \cdot dT_G + \cdot dH) = k_G \cdot a \cdot [(c_S \cdot T_i + \cdot H_i) - (c_S \cdot T_G + \cdot H_G)] \cdot S \cdot dz \quad (16)$$

Vemos que los términos de dentro de los paréntesis son entalpías, definidas en la ecuación 5, por lo que expresamos la ecuación 16 como:

$$G \cdot di_G = k_G \cdot a \cdot (i_i - i_G) \cdot S \cdot dz \quad (17)$$

Reordenando términos e integrando desde la entrada de la torre hasta la salida, obtenemos que:

$$z = \frac{G}{k_G a S} \int_{i_{G1}}^{i_{G2}} \frac{di_G}{i_i - i_G} = (HUT)_G (NUT)_G \quad (18)$$

El (NUT)_G, número de unidades de transferencia, representa el número de veces que la fuerza impulsora promedio ($i_{G2} - i_{G1}$) se divide entre el cambio de la entalpía. Es una medida de la dificultad de la transferencia de entalpía. (HUT)_G es la altura de una unidad de transferencia.

Podemos expresar la ecuación 18, combinándola con la ecuación 10, de esta otra forma.

$$(19)$$

Las ecuaciones 18 y 19 son las ecuaciones de diseño de una torre de humidificación. En general, para el cálculo de (HUT)_G se deben los caudales y los parámetros de la columna que permiten determinar el coeficiente de transferencia.

Para el cálculo del número de unidades de transferencia se debe resolver la integral conociendo los valores de entalpía interfacial para que correspondan a los valores de entalpía del gas. Como los valores de entalpía interfacial dependen de la temperatura del líquido y de la entalpía del gas se deben tener una relación entre estas variables a lo largo de la columna. Esta relación se denomina **recta de operación**, resultante del balance de entalpía (ec.10):

$$i_G = i_{G1} + \frac{L}{G} c_L (T_L - T_{L1}) \quad (20)$$

Por otro lado, igualando las ecuaciones 12 y 17, obtenemos la **recta de unión**:

$$\frac{i_G - i_i}{T_L - T_i} = -\frac{h_L}{k_G}$$

(21)

La recta de unión permite determinar la entalpía interfacial a partir de la temperatura del líquido y la entalpía del gas, asumiendo que la interfase se encuentra en equilibrio, es decir, que la entalpía interfacial es la entalpía de saturación a la temperatura interfacial: $i_i = i_s(T_i)$ " ec.6.

1.3.3.- Resolución de la integral (NUT)G. Método Mickley

El método Mickley es un método gráfico para la obtención de las condiciones de la interfase, mediante la ecuación 21. Se basa en una gráfica de entalpías de la fase gaseosa frente a las temperaturas de la fase líquida, como se representa en la figura 5.

La curva de equilibrio es la curva de saturación, que sigue la ecuación 6, y que es la misma que la representada en el diagrama de humedad (figura 1).

Figura 5. Representación gráfica de una operación

de contacto adiabático gas-líquido.

En esta curva están localizadas todas las condiciones posibles de T_i , i_{Gi} a través de la columna. La línea ABC es la línea de operación, ecuación 20, que contiene todos los valores de la i_G correspondientes a la temperatura del líquido en toda la columna. Se obtiene a partir de las condiciones de i_G , T_L a la entrada y la salida de la torre.

Sobre la línea de operación, el punto B representa un punto arbitrario dentro de la columna, en el cual la temperatura del líquido y la entalpía del gas tienen los valores T_{Ln} e i_{Gn} . Las condiciones de la interfase en este punto pueden encontrarse con la recta de unión, ec.21, por lo que una recta de unión que empiece en el punto B y que tenga una pendiente igual a $-(h_L/k_G)$ intersectará a la curva de equilibrio en las condiciones de la interfase que corresponde al punto B, en el punto I. De esta forma las condiciones de la interfase pueden encontrarse correspondiendo a cualquier punto entre A y C sobre la recta de operación.

Por lo tanto, si dividimos la recta de operación en distintos intervalos (iguales) como se muestra en la figura 6, y los unimos con la curva de saturación mediante las rectas de unión, obtenemos los valores necesarios para la integración numérica del NUT.

Figura 6. Rectas de unión a lo largo de la columna.

Paralelamente podremos determinar también la evolución de la temperatura del gas a través de la columna, como se indica en la figura 7. El punto F (T_{G1} , i_{G1}) representa la entrada del gas en la columna. Unimos este punto F con el punto D, que corresponde a las condiciones de la interfase a las condiciones de entrada de la columna. La recta FD permite determinar la evolución de la temperatura del gas en un intervalo en el que se suponga que

la pendiente de FD permanece constante. Esta TG es la correspondiente al punto G (T_{GG} , $i_{GG}=i_{GH}$). En resumen, el punto G queda determinado por la recta FD, sobre la cual se encuentra, y el valor de la entalpía i_G del punto H (línea discontinua que une H y G), ya que los puntos H y G corresponden a una misma altura en la columna, por lo que tienen la misma i_G . Procederemos de esta forma en todos los intervalos, hasta determinar TG2, temperatura del gas a la salida.

Así, la temperatura del gas a cualquier altura de la columna se determina a partir de los datos del intervalo anterior, siguiendo la ecuación:

$$T_{G(n)} = T_{G(n-1)} + \left(i_{G(n)} - i_{G(n-1)} \right) \frac{T_{G(n-1)} - T_{i(n-1)}}{i_{G(n-1)} - i_{G(n-1)}} \quad (22)$$

La ec. 22 se alejará de la realidad conforme más grandes sean los intervalos.

Si no conocemos el valor de la relación hL/ kG es decir, la pendiente de la recta de unión, tendremos que aplicar el método de forma iterativa suponiendo su valor. El método termina cuando la temperatura del gas a la salida de la torre calculada coincida con la obtenida experimentalmente.

2.- OBJETIVOS

El objetivo de esta práctica es determinar los valores de:

- coeficiente de transferencia de calor por convección de la fase líquida: **hL**
- coeficiente de transferencia de materia la fase gaseosa: **kG**
- número de unidades de transferencia en la fase gaseosa

en una torre de enfriamiento. Para ello se realizan experimentos de enfriamiento de agua en una columna a escala de laboratorio para diferentes caudales de agua y de aire.

3.- DISPOSITIVO EXPERIMENTAL

El dispositivo experimental que se utiliza para la realización de la práctica de humidificación se muestra esquemáticamente en la figura 8.

L G

TL2

TG2, δ2

TL1

TG1, δ1

Figura 8. Dispositivo experimental

El dispositivo está formado por una columna y por dos circuitos, de agua y de aire.

- La corriente de agua proviene de la red. Pasa por un calentador, después por un rotámetro, y se alimenta en la columna por la parte superior.
- La corriente de aire proviene de la línea general de la facultad (aire atmosférico que pasa por un compresor). El aire pasa por un rotámetro, y se alimenta en la columna por la parte inferior, pasando a su través de forma ascendente.

Regulamos ambos caudales mediante las válvulas que preceden a los respectivos rotámetros, gracias a los cuales medimos dichos caudales.

El circuito de agua tiene un medidor de temperatura a la entrada y otro a la salida de la columna; el de aire tiene un medidor de temperatura y de humedad relativa a la entrada de la columna y otro a la salida.

– La columna está formada por dos tubos cilíndricos concéntricos. El agua se desliza por la superficie externa del tubo interior en forma de película descendente. El aire circula de forma ascendente por el espacio comprendido entre los dos tubos. Las dimensiones de la columna son las siguientes:

Diámetro del tubo interior: $d_i = 6 \text{ mm}$

Diámetro del tubo exterior: $d_e = 3.5 \text{ cm}$

Altura de la columna: $z = 36 \text{ cm}$

4.– PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Haremos dos experimentos diferentes: uno en el que mantenemos el caudal de agua constante y variamos el de gas; y otro en el que mantenemos el caudal de gas constante y variamos el de agua.

1.– Abrimos las válvulas V1 y V2 para poner en marcha nuestro dispositivo.

2.– Conectamos el calentador, ponemos el termostato en la posición 3, y cerramos la válvula V2. Dejamos que se caliente el agua alrededor de los 40°C (lo comprobamos abriendo de vez en cuando la válvula V2 y mirando la temperatura en el medidor de la entrada de agua en la columna.) El volumen de agua que cabe en el calentador no es elevado, estamos alimentándolo continuamente con agua fría de la red, y sale de manera continua agua caliente. Al proceder de esta forma hacemos que el agua alcance rápidamente la temperatura deseada, y que ésta no varíe demasiado a lo largo de la experimentación.

3.– Seleccionamos un caudal de aire (entre 500 y 1500 L/h) y uno de agua (entre 40 y 100 L/h) mediante las válvulas V1 y V2.

4.– Controlamos el experimento de forma que los caudales se mantengan constantes, y la película de agua que se forma no se rompa. Anotamos entonces las lecturas de los respectivos rotámetros.

5.– Anotamos las temperaturas de entrada y salida de agua y aire, así como las humedades de entrada y salida de aire cuando observemos que estos datos permanezcan constantes con el tiempo, durante unos 10–15 segundos. Suponemos así que durante este periodo de tiempo trabajamos en estado estacionario.

6.– Manteniendo el caudal de agua constante, y variando el de aire desde 500 a 1500 L/h, realizamos 5 experimentos, repitiendo los puntos 4 y 5.

7.– Manteniendo el caudal de aire constante, y variando el de agua desde 40 a 75 L/h, realizamos 5 experimentos, repitiendo los puntos 4 y 5.

A lo largo de la experimentación, hemos de vigilar que la temperatura del agua no baje de 35°C . Si es así, repetimos el punto 2. También hay que repetir el punto 2 al pasar de un tipo de experimento a otro, es decir, al pasar del punto 6 al 7.

8.– Una vez finalizada la práctica, cerramos las válvulas V1 y V2.

5.– RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En nuestra práctica se han realizado dos tipos de experimentos:

- Experimento A: caudal de agua constante e igual a 55 L/h, variando el de aire desde 725 a 1450 L/h, con una temperatura del agua a la entrada de la columna de 38 – 40°C.
- Experimento B: caudal de aire constante e igual a 550 L/h, variando el de agua desde 50 a 72,5 L/h, con una temperatura del agua a la entrada de la columna de 40 – 47°C.

Consideramos que nuestro sistema es adiabático, y que trabaja en régimen estacionario. Los datos experimentales obtenidos en ambos experimentos se recogen en las tablas I y II respectivamente:

Tabla I: Evolución de las condiciones de salida de una torre de humidificación al variar el caudal de aire (experimento A)								
Exp.	qG (L/h)	TG1(°C)	TG2(°C)	δ δ (δδ)	δ δ (δδ)	qL(L/h)	TL2(°C)	TL1(°C)
1	725	24,6	24,7	7,3	49,1	55	39,9	39,3
2	875	24,4	24,5	7,2	50,9	55	39,1	38,6
3	960	24,6	23,8	7,3	53,4	55	39,1	38,1
4	1390	24,6	22,6	7,3	58,6	55	38,4	37,7
5	1450	24,5	21,9	7,2	60,8	55	37,9	37,2

Tabla II: Evolución de las condiciones de salida de una torre de humidificación al variar el caudal de agua (experimento B)								
Exp.	qG (L/h)	TG1(°C)	TG2(°C)	δ δ (δδ)	δ δ (δδ)	qL(L/h)	TL2(°C)	TL1(°C)
1	550	24,7	28,0	7,3	13,8	50,0	47,3	46,6
2	550	24,7	26,5	7,1	22,1	57,0	47,5	46,6
3	550	24,7	25,9	7,3	26,9	62,5	41,5	40,9
4	550	24,6	23,7	7,2	38,1	70,0	41,3	40,6
5	550	24,7	26,0	7,2	26,6	72,5	40,7	40,2

Observamos que la humedad del aire aumenta a la salida de la torre (columna), y que la temperatura del agua disminuye, para cada uno de los experimentos. Nótese que los

subíndices 1 y 2 indican en el pie de la columna y en la cabeza de la columna respectivamente, tal y como se indica en la figura 8 que representa el dispositivo experimental. La figura 9 no es más que la representación de la columna aislada de nuestro dispositivo experimental; la finalidad de esta representación es clarificar el significado de los subíndices, que pueden resultar confusos.

Figura 9. Corrientes de entrada y salida

en la torre de humidificación experimental.

qG y qL son los caudales volumétricos de aire y de agua.

Para poder obtener los coeficientes de transferencia y el NUT, objetivo de la práctica, hemos de transformar nuestros datos experimentales:

– Transformamos qG y qL en caudales másicos considerando que las densidades del aire y del agua son constantes para el rango de temperaturas de trabajo e iguales a:

aire= 1,293 kg/m³ agua= 1000 kg/m³

– Transformamos la humedad relativa en absoluta: mediante la ecuación 3 obtenemos la P_v a la temperatura del gas correspondiente, introducimos este valor en la ecuación 2, y obtenemos la P_A y con ella obtenemos la H humedad absoluta aplicando la ecuación 1, donde $P=760$ mmHg.

– Calculamos la entalpía del gas a la entrada y la salida de la columna mediante las ecuaciones 4 y 5.

Temperatura teórica del agua a la salida

Con las condiciones de entrada y salida de la corriente de aire, y las de entrada de agua, calculamos mediante el balance de entalpía, ecuación 10, la temperatura teórica del agua a la salida $TL1'$. Las $TL1'$ calculadas se recogen en la tabla III:

Tabla III: Aplicación del balance de entalpía para la obtención de $TL1'$ en los experimentos A y B.							
Experimento A							
Exp.	G (kg/h)	iG1 [J/kg]	iG2 [J/kg]	L (kg/h)	TL2(°C)	T'L1(°C)	TL1(°C)
1	0,937	28257	49046	55	39,9	39,82	39,3
2	1,131	27965	49440	55	39,1	38,99	38,6
3	1,241	28257	48873	55	39,1	38,99	38,1
4	1,797	28257	48168	55	38,4	38,24	37,7
5	1,875	28086	47304	55	37,9	37,74	37,2
Experimento B							
Exp.	G (kg/h)	iG1 [J/kg]	iG2 [J/kg]	L (kg/h)	TL2(°C)	T'L1(°C)	TL1(°C)
1	0,711	28379	36353	50,0	47,3	47,27	46,6
2	0,711	28281	38691	57,0	47,5	47,47	46,6
3	0,711	28379	40207	62,5	41,5	41,47	40,9
4	0,711	28208	41434	70,0	41,3	41,27	40,6
5	0,711	28330	40233	72,5	40,7	40,67	40,2

Si comparamos los valores de la temperatura teórica del agua a la salida con la experimental vemos que su diferencia oscila entre 0,4 y 0,9°C. Dicha diferencia, que, considerando la temperatura a la entrada, es relativamente grande, es debida a que, por un lado estamos suponiendo estado estacionario, pero éste se alcanza en un corto período de tiempo, por lo que es posible que en el tiempo que se tarda en anotar todos los datos, alguno de ellos cambie, luego las condiciones del sistema están cambiando y ya no estamos en estado estacionario. Hay que tener en cuenta que la temperatura de entrada del agua está cambiando de temperatura constantemente, a causa de lo comentado en el apartado 2 del procedimiento experimental.

Por otro lado, estamos considerando que nuestro sistema es completamente adiabático. El diseño de la columna hace que esta suposición sea correcta en ella, dado que el agua circula por la superficie externa del tubo interior, estando ésta en contacto sólo con la corriente de aire, por lo que sólo intercambiará calor con dicha corriente. A su vez, el aire podría intercambiar calor con el ambiente a través de la pared de la columna, pero no lo hace, ya que el aire se encuentra a temperatura ambiente. Pero fuera de la columna, el agua caliente está circulando por una tubería que está en contacto con el ambiente. Los medidores de temperatura no están colocados justo a la entrada y la salida de la columna, sino que están a unos centímetros de ellas. Así que en esta pequeña distancia de tubería se producen pequeñas pérdidas de calor debidas a la diferencia de

temperaturas entre la corriente de agua y el ambiente.

Cálculo del NUT: resolución numérica de la integral

Para determinar los coeficientes de transferencia hemos de determinar previamente el NUT, definido en la ecuación de diseño (ec. 18). Por lo tanto hemos de resolver la integral

$$\int_{i_{G1}}^{i_{G2}} \frac{di_G}{i_l - i_G} = (NUT)_G$$

, en la que desconocemos las condiciones de la interfase. Lo hacemos mediante el método Mickley, descrito en el apartado 1.3.3, pero no de forma gráfica, sino numérica, aplicando las ecuaciones. Puesto que desconocemos el valor de h_L/k_G , tendremos que suponerlo, hasta que la predicción de temperatura de salida del gas coincida con el dato experimental.

Para cada uno de los experimentos, tendremos que seguir el siguiente esquema de cálculo iterativo:

Tabla IV: Método numérico para la resolución del (NUT)G						
TL(°C)	iG [J/kg]	Ti(°C)	iGi (J/kg)	comprobación	TG (°C)	1/(ii-iG)
TL2	iG2	Ti2	ii2		TG2 .	f2
TL2 + 1·(TL1-TL2) /10	iGa,1	Tia1	ii1		TGa1	fa1
...	...	...	...			...
...	...	...	...			...
...	...	...	...			...
TL2 + 5·(TL1-TL2) /10	iGa,5	Tia5	ii5		TGa5	fa5
...	...	...	...		...	
...	...	...	...		...	
...	...	...	...		...	
TL2 + 9·(TL1-TL2) /10	iGa,9	Tia9	ii9		TGa9	fa9
TL1 `	iG1	Ti1	ii1		TG1	f1

*Suponemos un valor de $\frac{h_L}{k_G}$

*Por otro lado suponemos **Ti** ii Tengo **Ti**, **ii**

para esa TL

Hacemos esto para cada TL.

(TG2)calculada = (TG2)experimental **Tenemos**

a) Dividimos la diferencia entre la temperatura de entrada y de salida del agua en 10 intervalos iguales. La temperatura de salida del agua que tomamos es la calculada mediante el balance de entalpía: TL1'.

b) Para cada intervalo, calculamos la entalpía del gas mediante la recta de operación, ecuación 20.

c) Suponemos un valor de m , que es la pendiente de la recta de unión (ec.21).

d) Por otro lado, para la primera TL (primera fila de la tabla), suponemos un valor de la temperatura en la interfase T_i . Con él, calculamos la entalpía de interfase h_i aplicando la ecuación 6.

e) Comprobamos que se cumpla la recta de unión (en la tabla, ecuación de comprobación). Si es así, ya tenemos las condiciones de interfase para nuestro intervalo (nuestra TL). Si no se cumple, hemos de volver a suponer otro T_i . Hemos de hacer esto para cada TL.

f) Cuando tengamos las condiciones de interfase para todos los intervalos, calculamos las temperaturas del gas para toda la columna con la ecuación 22, empezando por TG1 hasta TG2, es decir, en la tabla, de abajo a arriba. Entonces comparamos el valor de la temperatura de salida TG2 calculado con el experimental: si coinciden, ya tenemos nuestra pendiente de las rectas de unión; si no coinciden, tendremos que suponer otro valor de este cociente, repitiendo los pasos de c) a f).

g) Una vez obtenido m , calculamos el valor de la función de dentro de la integral del NUT para todos los intervalos, e integramos la función por Simpson.

La aplicación de este método implica un número muy elevado de iteraciones. Para agilizar los cálculos, en la hoja de cálculo, utilizamos una Macro que realiza rápidamente las iteraciones de los puntos d) y e) mediante Solver, para distintos valores de m que nosotros introducimos, a la vez que nos da las TG2's para cada pendiente, con las que determinamos qué valor de la pendiente de la recta de unión es el correcto. La Macro ha sido programada por David Curcó, profesor del departamento de Ingeniería Química.

La finalidad de este método es la resolución de una integral, por lo tanto, se supone que a mayor número de intervalos, elementos diferenciales, mejor se describirá la función, luego más exacto será el valor de la integral obtenido. Pero consideramos que con 10 intervalos es suficiente, porque al realizar el mismo método con 30 intervalos las diferencias que se obtienen no son significativas. Además, al ejecutar la Macro, con un número elevado de intervalos, el ordenador se colapsa.

Tras la aplicación del método Mickley para cada experimento, obtenemos los siguientes resultados, representados en la tabla V:

Tabla V: Valores de la pendiente de la recta de unión y del número de unidades de transferencia para cada experimento.						
Exp.A: Caudal de agua constante e igual a 55 kg/h				Exp.B: Caudal de aire constante e igual a 0.711 kg/h		
Exp.	G (kg/h)	hL/kG [J/(kg·°C)]	(NUT)G	L (kg/h)	hL/kG [J/(kg·°C)]	(NUT)G
1	0,937	2443	0,566	50,0	---	---
2	1,131	2474	0,601	57,0	---	---
3	1,241	1838	0,699	62,5	13907	0,127
4	1,797	1333	0,869	70,0	1573	0,439
5	1,875	1152	0,948	72,5	51470	0,100

En los experimentos B.1 y B.2 no ha sido posible encontrar un valor de hL/kG para el que la temperatura de salida del gas calculada coincida con la experimental (al ir probando con valores de hL/kG nunca se alcanza la T_{G2exp} , a mayor hL/kG mayor T_{G2calc} , pero para determinado valor del cociente de coeficientes, la T_{G2calc} alcanza un máximo, y a partir de aquí disminuye. Este máximo está por debajo de la temperatura experimental).

Este hecho es debido a que al tomar las lecturas experimentales probablemente no se había alcanzado el estado estacionario, por lo que el modelo matemático descrito a lo largo de este informe no se cumple para estos puntos.

Coeficientes de transferencia hL y kG

Una vez hallados el NUT y el cociente, podemos determinar los valores de los coeficientes mediante la ecuación de diseño:

(18)

en la que ahora nuestra única incógnita será kG. S y a son la sección transversal de la columna y el área específica del volumen de la columna respectivamente, iguales a:

Así, despejamos kG de la ecuación 18, y con el cociente obtenemos hL. Recogemos los resultados obtenidos en la tabla VI:

Tabla VI: Evolución de los coeficientes de transferencia de materia de la fase gas y de calor por convección de la fase líquida al aumentar los caudales de gas y agua respectivamente.						
Exp.A: Caudal de agua constante e igual a 55 kg/h				Exp.B: Caudal de aire constante e igual a 0.711 kg/h		
Exp.	G (kg/h)	kG (kg/h.m2)	hL (kJ/°C.h.m2.)	L (kg/h)	kG (kg/h.m2)	hL (kJ/°C.h.m2.)
1	0,937	78	191	50,0	---	---
2	1,131	100	248	57,0	---	---
3	1,241	128	235	62,5	13,3	185
4	1,797	230	307	70,0	46,0	72
5	1,875	262	302	72,5	10,5	539

Para observar mejor la evolución de los coeficientes, hacemos las siguientes representaciones gráficas:

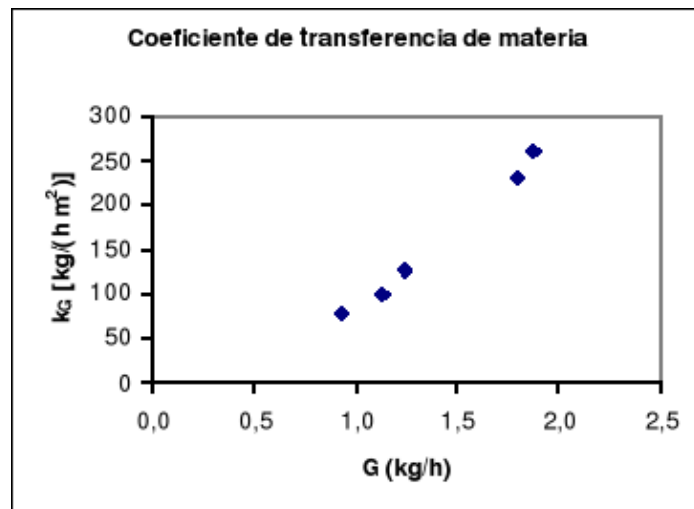


Figura 10. Evolución de kG en el experimento A.

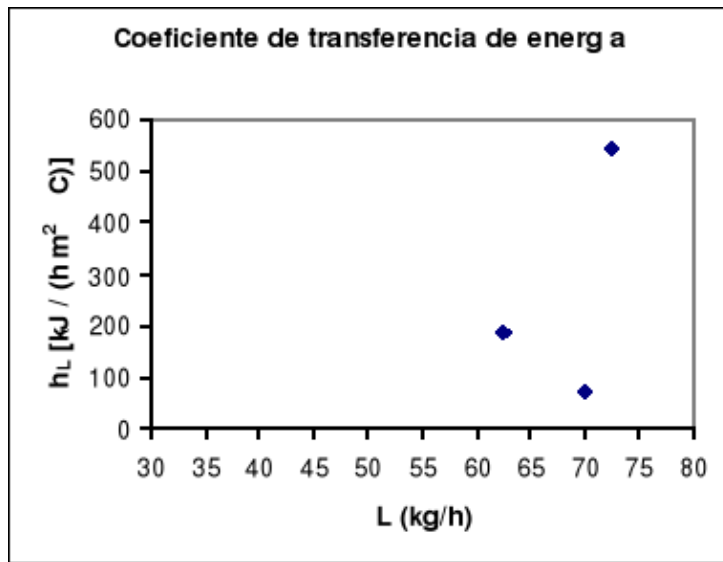


Figura 11. Evolución de h_L en el experimento B

Miremos cada experimento por separado:

– Experimento A: como vemos en la figura 10, el coeficiente de transferencia de materia de la fase gas aumenta a medida que lo hace el caudal de aire. Es decir, que mientras mayor sea el caudal de aire, más se humidificará. El coeficiente de transferencia de materia es inversamente proporcional al espesor de la película laminar que se forma al poner en contacto dos fases que circulan advectivamente. Al aumentar la densidad de flujo del gas, estamos disminuyendo este espesor, por lo que el coeficiente de transferencia de materia aumenta.

Respecto al coeficiente de transferencia de calor de la fase líquida h_L debería permanecer constante, ya que depende de la geometría del sistema, las propiedades físicas de la sustancia, y su caudal, que no varían a lo largo del experimento.

Respecto al h_G , también ha de aumentar con el caudal de gas. Si consideramos que para el sistema aire agua se cumple que $\frac{h_G}{k_G} \cong 950 \frac{J}{kg K}$

, su determinación es inmediata; seguirá la misma tendencia que el coeficiente de transferencia de materia.

– Experimento B: como vemos en la figura 11, sólo tenemos tres puntos experimentales que no siguen una tendencia clara. En teoría, puesto que el caudal de aire permanece constante a lo largo del experimento:

- h_L debe aumentar a medida que lo hace el caudal de líquido (cosa que favorece el intercambio de calor, luego favorece al descenso de temperatura del líquido)
- h_G debe permanecer constante, k_G también debe hacerlo.

De los tres puntos obtenidos, consideramos que el del experimento B.4 no es válido porque el valor de h_L no sigue una tendencia ascendente, además de que el valor de k_G (tabla VI) se aleja mucho de los valores de las otras k_G 's. Así que nuestra experimentación queda reducida a la obtención de únicamente dos puntos, que indican el aumento de h_L a medida que lo hace el caudal de agua, como tendría que ser en teoría. Pero dos puntos experimentales son insuficientes para extraer conclusiones. En este caso lo aconsejable sería repetir la experimentación.

El hecho de que en el experimento A se hayan obtenido buenos resultados y en el experimento B no puede ser debido a que en el B estamos variando el caudal de agua, que desciende por la columna en forma de película, y debido a esto el espesor de la masa del líquido es muy pequeño. Al variar su caudal, estamos desestabilizando más el sistema que cuando variábamos sólo el de aire, cuya masa tiene un espesor en comparación mucho mayor. Así, la variación del caudal de agua produce un cambio brusco en las condiciones de la interfase. Por lo tanto, se necesita más tiempo para alcanzar el estado estacionario. Al realizar la práctica no tuvimos en cuenta este hecho, y por ello sólo nos conducen a un resultado lógico, en principio, 2 de 5 experimentos realizados.

Por último, el dispositivo experimental utilizado en esta práctica es adecuado para los objetivos que se desean alcanzar; no obstante el calentador no mantiene la temperatura de entrada a la columna del líquido constante, haciendo variar continuamente el estado del sistema. Aconsejamos la instalación de otro calentador con, por ejemplo, mayor capacidad, para que no se produzca este problema; alternatively, si se instalara otro calentador de las mismas características en serie con el que ya existe, se reduciría mucho el cambio de temperatura a lo largo de la experimentación. También aconsejamos aislar las conducciones para evitar posibles pérdidas de calor en la parte que va desde el medidor de temperatura hasta la columna, y viceversa.

6. CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos en este estudio nos conducen a las siguientes conclusiones:

- en una torre de humidificación o de enfriamiento de agua, al aumentar el caudal de gas aumentamos el coeficiente de transferencia de materia, por lo que estamos favoreciendo la humidificación del gas.
- al aumentar el caudal de líquido, el coeficiente de transferencia de calor por convección de la fase líquida aumenta. Entonces el líquido pierde calor con mayor facilidad, luego estamos favoreciendo el enfriamiento del líquido.

7.- NOMENCLATURA

a área interfacial del volumen de la columna

A superficie interfacial

cP calor específico

cS calor específico húmedo

Deq diámetro equivalente de la columna

G caudal másico del aire

H humedad absoluta del aire (

hG coeficiente de transporte de calor por convección de la fase gaseosa

hL coeficiente de transporte de calor por convección de la fase líquida

HUT altura de la unidad de transferencia

iG entalpía específica del gas

kG coeficiente de transporte de materia de la fase gaseosa

L caudal másico del agua

M masa molecular

NUT número de unidades de transferencia

P presión total

PA presión parcial

PV presión de vapor

q calor transferido a la columna

S sección transversal de la columna

T temperatura

z altura de la columna

humedad relativa del aire

densidad

calor latente de vaporización del agua

L entalpía de la fase líquida

Subíndices:

A: agua

B: aire

G: gas

i: interfase

L: líquido

s: condiciones de saturación adiabática

8.- BIBLIOGRAFÍA

- Treybal, R.E. (1980) *Operaciones de transferencia de masa* Ed. Mc. Graw-Hill.
- Costa, Cervera, Cunill, Espulgas, Mans, Mata (1999) *Curso de ingeniería química* Ed. Reverté.
- Foust, Wenzel, Clump, Maus, Andersen (1979) *Principios de operaciones unitarias* Ed. C.E.C.S.A-

qL

TL1

qL

TL2

qG

TG1

đđ

qG

TG2

đđ

S

$$\frac{h_L}{k_G}$$

L1, TL1

L2, TL2

Figura 1: Operación de saturación adiabática

TS

HS,TS

HE,TE

G, H2, TG2

G, H1, TG1

G

H

TG

G

H + dH

TG + dTG

$$L + dL$$

$$TL + dTL$$

$$L$$

$$TL$$

$$hL [J/(m^2 \cdot s \cdot ^\circ C)]$$

$$hG [J/(m^2 \cdot s \cdot ^\circ C)]$$

$$kG [kg/(m^2 \cdot s)]$$

Figura 7. Construcción gráfica para determinar el punto geométrico de la fase gaseosa