

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**DISEÑO DE UNA PRACTICA PARA EL LABORATORIO
DE INGENIERIA QUIMICA SOBRE HUMIDIFICACION
DE AIRE.**

218

ENRIQUE MACIN PANIAGUA

INGENIERO QUIMICO

1 9 7 5



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CLAS. tesis
ADQ. 1975
FECHA
PROC. M4 208



JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: ING. JOSE. E. GALINDO FUENTES.

VOCAL: ING. RUDI STIVALET CORRAL.

SUCRETARIO: M.C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS.

PRIMER SUPLENTE: ING. CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO.

SEGUNDO SUPLENTE: ING. LUCIA ARCINIEGA CARRILLO.

SITIO DONDE DE DESARROLLO EL TEMA:

LABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICA.

SUSTENTANTE:

ENRIQUE MACIN PANIAGUA.

ASESOR:

M.C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS.

Con todo cariño a mi padre
que fué un gran amigo, y
que se encuentra en una vi
da mejor.

A mi madre que con sacrificios y
esmero me ayudó a forjarme una
de tantas metas en mi vida.

A mis hermanos agradeciendo
su apoyo moral:

Sofía
Julia
Isabel
Carlos
Jaime
Manuel

Con respeto y afecto a
mis Tíos.

A mis sobrinos con cariño, deseándoles
que en la vida encuentren un camino
ideal para sus anhelos.

*Con respeto y agradecimiento al
M.C. Antonio Valiente Barderas.*

*Con respeto al personal docente
y técnico del Laboratorio de
Ingeniería Química.*

*A un amigo:
José Miguel Corchado Ramos.*

A María de Jesús con amor.

1.- INTRODUCCION.

El presente tema de tesis se relaciona con un trabajo que se efectúa en el laboratorio de Ingeniería Química de esta Facultad. El objeto del presente trabajo es:

- 1.- Adaptar como práctica de laboratorio el proceso de humidificación de aire a través de una torre empacada.
- 2.- Encontrar coeficientes individuales como h_{Ga} , h_{La} y k_{ya} , definidos por las ecuaciones para transferencia simultánea de calor y masa y correlacionar los datos comparándolos estos con correlaciones determinadas por otros investigadores como: Mc. Adams y Yoshida-Tanaka.

Me interesó este tema por su atractiva conexión con la experimentación en la rama de Ingeniería Química, la que hace falta para mejorar los diferentes procesos en la industria.

Todos estos procesos deben apoyarse ampliamente en las experimentaciones de métodos físicos y matemáticos. De hecho podemos considerar que los métodos físicos y matemáticos se aplican regular y persistentemente al estudio y resolución de los problemas de interés fundamental.

Hay personas notables que se han dedicado a hacer experimentaciones sobre diferentes tipos de procesos como son la absorción y la extracción, a los cuales se les debe la cantidad de datos experimentales sobre estos tipos de procesos y algunos de ellos son: Sherwood y Pigford.

Interesante y agradable es que los diferentes trabajos realizados como tesis y llevados a la práctica en el laboratorio de Ingeniería Química proporcionen un poco de estímulo e inquietud a los estudiantes sobre la experimentación, para poder desarrollar más tecnología.

Para transferir una operación del laboratorio a una planta, el Ingeniero Químico debe poseer la habilidad de aplicar los prin

cipios de ingeniería y economía, pero al mismo tiempo debe entender también la naturaleza química de los procesos con los que estará tratando.

Las prácticas en el laboratorio son indispensables porque nos presentan un conocimiento de los diferentes aparatos que se encuentran en las industrias, los cuales son: Calderas, cambiadores, bombas, torres (empacadas, de platos, de cachuchas, etc.), tanques, evaporadores, reactores, molinos, diltros, secadores, etc.

Un viaje de mil millas comienza con un paso.
(Proverbio Chino).

II.- GENERALIDADES.

QUE ES LA HUMIDIFICACION.

La humidificación de aire, básicamente consiste en variar la temperatura y la humedad del aire, la cual se hace por una serie de operaciones de transferencia de masa o de calor.

Este tipo de operación nos sirve para satisfacer necesidades industriales, para controlar la humedad presente dentro de un espacio, en épocas calurosas o más frecuentemente para enfriar y recuperar el agua poniéndola en contacto con aire casi seco.

Al hacer mención de la humidificación de aire, se refiere uno directamente al contacto de una mezcla de aire con vapor de agua, en especial cuando la humidificación se refiere al sistema aire-agua, se utilizan algunas definiciones especiales. La base habitual para los cálculos de ingeniería es una unidad de masa de gas libre de vapor, denominado "vapor" a la forma gaseosa del componente que se encuentra en la fase gaseosa.

Para el sistema aire-agua.

Se le llama Vapor de agua.- Al agua en estado gaseoso que se encuentra presente en la atmósfera en variadas porciones, midiéndose estas por medio de un aparato llamado higrómetro que sirve para determinar el estado de humedad.

Vapor Saturado.- Un vapor que se encuentra en condiciones tales que su presión parcial de vapor es igual a su presión de vapor en el equilibrio.

Vapor Sobrecalentado.- Un vapor cuya presión es menor que su presión de vapor, en el equilibrio a esa temperatura.

Es costumbre llamar vapor a un gas que se encuentra por debajo de su temperatura crítica, y un vapor que se encuentra por encima

ma de su temperatura crítica se denomina gas. La distinción entre vapor y gas es así completamente arbitraria, y ambos términos se utilizan indistintamente.

En todas las ocasiones existe un límite definido de demarcaciones o meniscos, entre el líquido y la fase de vapor o entre la fase gas y la fase vapor. Cuando alcanzamos la temperatura de 374.4°C (para el agua), sin embargo, el menisco se hace indefinido y desaparece. A esta temperatura las propiedades del líquido y vapor se hacen idénticas, y no hay distinción entre ambas. Un líquido en esta condición se encuentra en el punto crítico, también sucede en el caso del gas. La temperatura, la presión de vapor saturado, y el volumen molar correspondiente a este punto se designa como la temperatura crítica, la presión crítica y el volumen crítico, respectivamente.

Los fenómenos críticos son reversibles. Cuando el gas en un tubo sellado se enfría debajo de la temperatura crítica, si la presión es suficientemente elevada reaparece el menisco y de nuevo tenemos dos fases: líquido y vapor.

Gas. - Le denominamos gas al aire que para este sistema se emplea constituido por 80% de Nitrógeno, 18% de Oxígeno y pequeñas cantidades de anhídrido carbónico, vapor de agua y otros gases. El cual a la presión y temperatura ordinaria ocupa todo el espacio disponible del recipiente que lo contiene y esta constituido por moléculas que se mueven libremente en el espacio y hay casi nula cohesión y gran energía cinética de sus moléculas.

Tomaremos como base 1 kg. de gas libre de vapor. Es necesario que la presión total del sistema esté fijada puesto que las propiedades de una mezcla gas-vapor varían con la presión total. Para condiciones del trabajo suponemos que la presión total del sistema es de 585 mm Hg y que la mezcla de gas y de vapor de agua cumplen con las leyes de los gases ideales. Por lo tanto, la presión total ejercida por la mezcla del sistema será igual a la suma de las presiones parciales de los componentes, basándonos en la Ley de Dalton:

$$P_T = \bar{p}_g + \bar{p}_v \quad (1)$$

P_g = presión parcial del gas.

P_v = presión parcial del vapor.

P_T = presión total.

Presión: La presión de un sistema es definida como la fuerza que el sistema ejerce sobre una unidad de área de las superficies del sistema.

Presión parcial: Presión parcial de un componente de una mezcla gaseosa, es la presión que ejercería dicho componente si ocupase él solo el volumen completo.

En estas condiciones la fracción molar del vapor es:

$$y = \frac{n_v}{n_T} = \frac{\bar{p}_v}{P_T} \quad (2)$$

n_v = número de moles del vapor.

n_T = número de moles totales.

es decir, la fracción molar es igual a la composición en volumen.

Para determinar la concentración del vapor en el gas se utilizan diversos términos que se definen a continuación:

Humedad molar.- Es la relación entre los números de moles de vapor y gas contenidos en una determinada masa gaseosa.

$$H_m = \frac{n_v}{n_g} = \frac{\bar{p}_v}{\bar{p}_g} = \frac{\bar{p}_v}{P_T - \bar{p}_v} \quad (3)$$

Humedad absoluta.- Es la relación entre el peso de vapor y el peso de gas contenido en una masa gaseosa.

$$H = \frac{W_v}{W_g}$$

W_v = peso del agua en Kg.

$$W_v = N_v PM_v$$

W_g = peso del aire seco en Kg.

$$W_g = N_g PM_g$$

Si "N" es el número de moléculas y "PM" es el peso molecular entonces:

$$H = \frac{N_v}{N_g} \frac{PM_v}{PM_g} = \frac{PM_v}{PM_g} \frac{\bar{p}_v}{P_T - \bar{p}_v} = \frac{PM_v}{PM_g} H_m \quad (4)$$

Para el sistema aire-agua:

$$H = \frac{18}{29} \frac{\bar{p}_v}{P_T - \bar{p}_v}$$

Humedad relativa.- Es la relación entre la presión parcial del vapor y la presión de vapor del líquido a la temperatura del gas. Generalmente se expresa sobre una base porcentual, de la forma que la humedad del 100% corresponde al gas saturado y la de 0% a gas seco.

$$H_r = 100 \frac{\bar{p}_v}{p_v^+} \quad (5)$$

\bar{p}_v = presión parcial del vapor.

p_v^+ = presión de saturación del vapor del líquido.

Humedad de Saturación.- Máxima humedad que puede tener una mezcla gaseosa a una presión y temperatura dada; es la humedad de equilibrio.

Un gas saturado es aquel que está en equilibrio con el líquido a la temperatura del gas.

$$H_s = \frac{PM_v}{PM_g} \frac{p_v^+}{P_T - p_v^+} \quad (6)$$

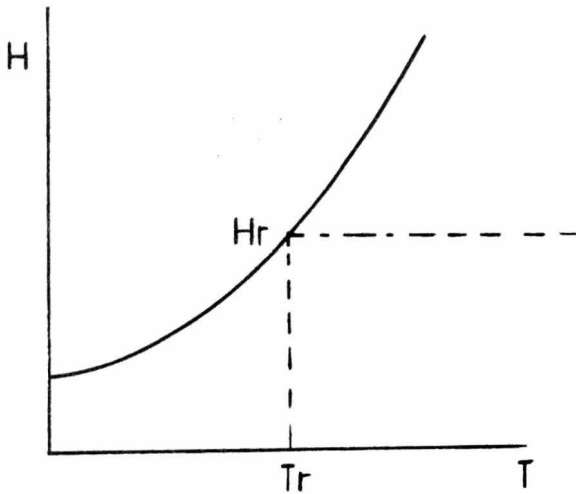
Humedad por ciento.- Es la relación entre la humedad absoluta real y la humedad de saturación a la temperatura del aire.

$$H_p = 100 \frac{H}{H_s} \quad (7)$$

Entre el rango de 0 a 100% la humedad por-ciento es menor que la humedad relativa.

Punto de Rocío.- Es la temperatura que alcanza la masa de gas húmedo en la saturación por enfriamiento a humedad absoluta constante.

$P = \text{cte.}$



Hr = Humedad de rocío

Tr = Temperatura de rocío

El punto de rocío de un gas saturado es igual a la temperatura del gas.

Volumen húmedo.- Es igual al volumen total, en m^3 , de 1 Kg. de gas libre de vapor, más el del vapor que le acompaña, a 1 atm. (en este caso para la ciudad de México es a 585 mm Hg) y a la tempera-

tura del gas.

Volumen húmedo = volumen del gas + volumen del vapor.

Utilizando la ley de los gases ideales:

$$PV = nRT \quad ; \quad n = \frac{1}{PM_g} + \frac{H}{PM_v}$$

$$V_H = \left[\frac{1}{PM_g} + \frac{H}{PM_v} \right] \frac{RT}{P} \quad (8)$$

H = Humedad absoluta.

R = Constante de los gases ideales.

T = Temperatura absoluta ($^{\circ}K$).

P = Presión en atmósferas.

PM_g = Peso molecular del gas.

PM_v = Peso molecular del vapor.

Para el caso de la mezcla aire vapor de agua se tiene:

$$V_H = \left[\frac{1}{29} + \frac{H}{18} \right] \frac{0.082(273.16 + ^{\circ}C)}{P}$$

$$V_H = m^3 / Kg \text{ a.s.}$$

Calor específico o húmedo.- Es el calor que hay que suministrar a 1 Kg. de gas y al vapor que contiene para elevar $1^{\circ}C$ su temperatura, manteniendo constante la presión.

$$c_H = (c_p)_g + (c_p)_v H \quad (9)$$

$$c_H = \text{Kcal} / \text{Kg a.s.}^\circ\text{C}$$

Para el caso del aire-vapor de agua.

$$c_H = 0.24 + 0.46(H)$$

Entalpia específica. - Es la suma del calor sensible de 1 Kg. de gas, y el calor latente de vaporización del vapor que contiene la temperatura a la que se refieren las entalpías.

Para el caso de aire-agua, tomando como entalpia de referencia la del agua líquida a 0°C .

$$i = c_H(t - t_0) + \lambda_0 H \quad (10)$$

$$i = \text{Kcal} / \text{Kg}$$

$$i = (0.24 + 0.46 H)t + 597.2 H$$

Temperatura de Bulbo seco.- Temperatura que se mide comunmente de la mezcla.

Temperatura de Bulbo húmedo.- Es la temperatura límite de enfriamiento alcanzado por una pequeña masa de líquido en contacto con una masa mucho mayor de gas húmedo.

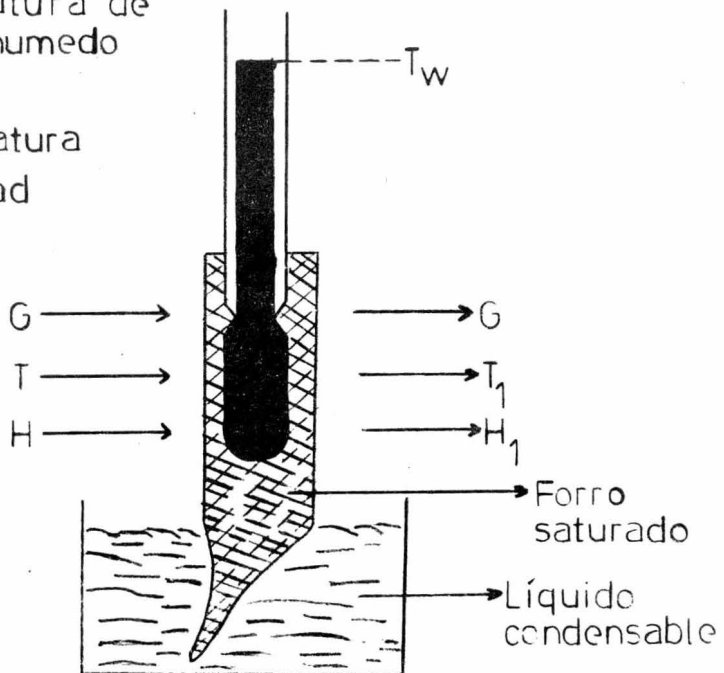
Uno de los métodos más antiguos y que permanece aún como el más usual, para medir la humedad de una corriente gaseosa, es la determinación de la temperatura del bulbo húmedo conjuntamente - con la temperatura del gas en sí, esto se hace obligando al gas a pasar rápidamente sobre el bulbo de un termómetro que se mantiene húmedo, con el líquido que se forma por condensación del vapor presente en la corriente gaseosa. En la figura siguiente se aprecia un poco mejor lo dicho anteriormente.

T_w = Temperatura de bulbo húmedo

G = Aire

T = Temperatura

H = Humedad



Durante este proceso, si el gas no esta saturado, algo del líquido se evapora de la camisa saturado hacia la corriente gaseosa en movimiento, transportando con el, el calor latente asociado. El retiro del calor latente da como resultado un descenso en la temperatura del bulbo del termómetro y en su camisa, por lo que se transferirá calor sensible hacia la superficie de la camisa, por convección procedente la corriente gaseosa, y por radiación procedente del ambiente. Cuando se llega a un equilibrio esa temperatura será la de bulbo húmedo. En el estado estable el flujo neto del calor hacia la camisa será 0 (cero), la temperatura permanecerá constante.

Por lo tanto el calor transferido hacia la mecha será:

$$q = (h_c + h_r) A (t_1 - t_w) \quad (11)$$

en donde "w" y "1" indican la temperatura del bulbo húmedo en la superficie de la camisa y la temperatura del gas total.

La cantidad de masa transferida desde la mecha es:

$$N_a = k_y A (H_1 - H_w) \quad (12)$$

H_I = Humedad del aire (absoluta)

H_w = Humedad de equilibrio (saturación)

ky = Coeficiente de transmisión del calor entre el gas y la su
perficie del líquido (Kcal/m²hr. °C)

t_I = Temperatura del aire. (°C)

t_w = Temperatura de equilibrio o bulbo húmedo (°C)

A = Area de la superficie del líquido (m²)

h_c = Calor por convección

h_r = Calor por radiación

La proporción de transferencia de calor sensible hacia la ca
misa, (q), sigue los mecanismos normales de convección y de radia
ción. La proporción de transferencia de masa, (N_a), del componente
"a" hacia la mecha sigue también el mecanismo normal de trans
ferencia de masa en la fase gaseosa. Los coeficientes h_c y h_r
son aquellos para la transferencia de calor mediante convección
y radiación, respectivamente hacia el bulbo. Utilizando h_r se su
pone que la transferencia de calor radiante puede ser aproximada
mediante:

$$q_r = h_r A (t_I - t_w) \quad (13)$$

En el estado estable, todo el calor transferido hacia la mecha
se utiliza para vaporizar " N_a " moles de líquido o sea

$$q = -N_a \lambda_w$$

la cual expresa la condición de que la proporción de transferencia de calor sensible hacia la mecha es exactamente igual a - aquella del calor latente transportado desde la camisa mediante la masa "Na".

Reareglando las ecuaciones (11), (12) y (14), se tiene:

$$(h_c + h_r) A (t_1 + t_w) = -k_y A (H_1 - H_w) \lambda_w$$

o bien, si las áreas disponibles para la transferencia de calor y de masa son iguales, entonces:

$$t_1 - t_w = \frac{k_y \lambda_w}{(h_c + h_r)} (H_w - H_1) \quad (15)$$

Esta última, relaciona la temperatura del bulbo húmedo con la humedad del gas.

Al medir la temperatura del bulbo húmedo, se pone atención a varias precauciones para asegurarse de que se pueden reproducir los valores de $k_y \lambda_w / h_c + h_r$. El coeficiente de radiación se hace mínimo impidiendo que la mecha del bulbo sea vista por las superficies de los alrededores, si estas estuvieran a una temperatura superior que la temperatura del bulbo húmedo el gas en movimiento, al pasar por el bulbo tiene que hacerlo muy rápidamente y para conseguir esto, se balancea o se da vuelta en forma rápida al termómetro en el seno del gas, utilizando un aparato llamado psicrómetro, o bien insertando el bulbo húmedo del termómetro dentro de un orificio en la trayectoria del flujo del gas. Bajo estas condiciones la ecuación se reduce a:

$$t_1 - t_w = \frac{k_y \lambda_w}{h_c} (H_w - H_1) \quad (16)$$

Reareglando la ecuación (16)

$$\frac{h_c / k_y}{\lambda_w} (t_1 - t_w) = H_w - H_1 \quad (17)$$

El coeficiente h_c / k_y se denomina coeficiente psicrométrico y puede determinarse por la expresión.

$$\frac{h_c}{k_y} = c \left[\frac{S_c}{P_r} \right]^{0.56} \quad c = \text{cte.}$$

Número de Lewis.- W.K. Lewis, fue el primero en encontrar empíricamente la identidad que existe entre h_c / k_y , con C_H , y de aquí que se le haya llamado relación de Lewis. La base para su va lidez general puede determinarse examinando más de cerca los pro cesos de transferencia de calor y de masa que tiene lugar en una superficie saturada.

Temperatura de saturación adiabática.- Considerando el proceso de la figura siguiente en el que un gas con humedad inicial "H" y temperatura "T" circula en régimen estacionario a través - de la cámara de pulverización (A). La cámara está térmicamente aislada, de forma que el proceso es esencialmente adiabático. El líquido se hace circular mediante la bomba (B), desde el depósito situado en el fondo de la cámara, a través de las boquillas de pulverización (C), cayendo nuevamente al tanque. El gas que pasa a través de la cámara se enfría y humidifica. Cuando se alcanza el estado estacionario la temperatura del líquido adquiere un valor definido que se representa por " t_s " y recibe el nombre de - temperatura de saturación adiabática. Siempre que el gas que entra en la cámara no esté saturado, la temperatura de saturación adiabática es menor que la temperatura del gas a la entrada. Si el contacto entre el líquido y el gas es suficiente para que el líquido y el gas que sale estén en equilibrio, el gas que abandona la cámara está saturado a la temperatura " t_s ". Puesto que el líquido que es evaporado por el gas sale de la cámara, es pre ciso reponerlo de forma continua, introduciendo líquido en el tanque a la temperatura " t_s ".

A este proceso se le puede aplicar un balance de entalpía,

despreciando el trabajo de bombeo, y tomando " t_s " como temperatura de referencia de entalpias, la entalpía del líquido de reposición es cero, de forma que la entalpía total del gas a la entrada es igual a la del gas a la salida. Puesto que este último está a la temperatura de referencia " t_s ", su entalpía es simplemente $H_s \lambda_s$, siendo H_s la humedad de saturación y λ_s el calor latente, ambos a la temperatura " t_s ". De acuerdo con la ecuación (10), la entalpía total del gas a la entrada es:

$$i = c_s (t_1 - t_s) + \lambda_s H$$

y el balance de entalpía es:

$$c_s (t_1 - t_s) + H \lambda_s = H_s \lambda_s$$

o sea:

$$\frac{H - H_s}{t - t_s} = \frac{-c_s}{\lambda_s} \quad (18)$$

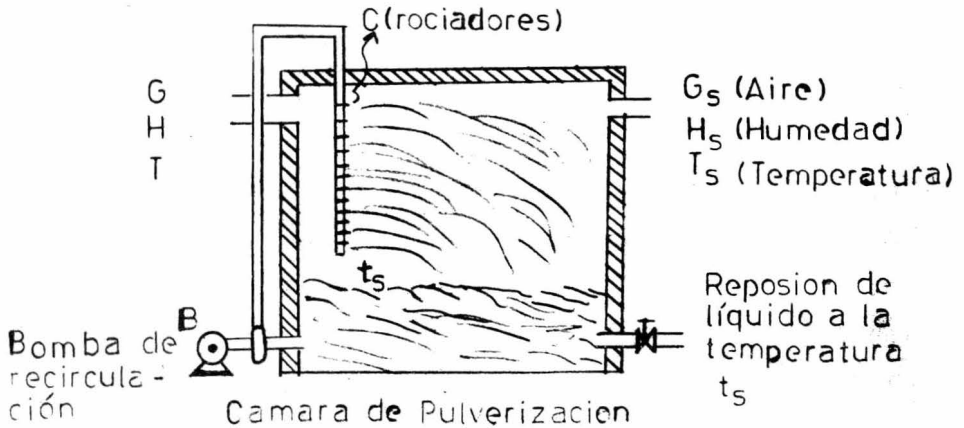
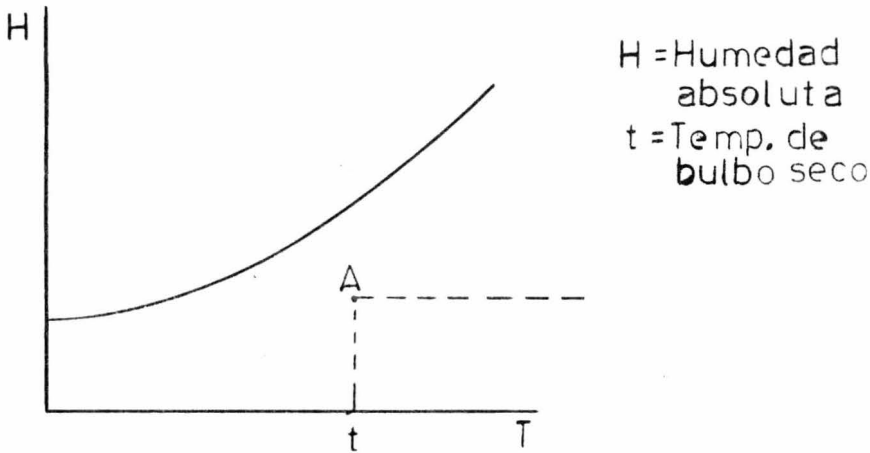


DIAGRAMA PSICOMETRICO O CARTA DE HUMEDAD.

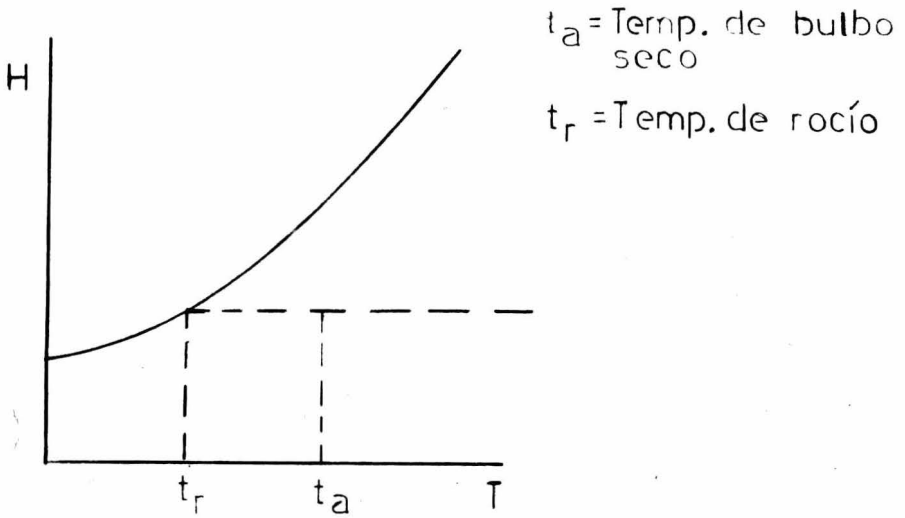
Los conceptos previamente descritos, así como las definiciones, se representan generalmente en forma gráfica mediante la llamada "Carta de Humedad". Esta carta se aplica a componentes incondensables, o bien condensables, siempre y cuando estén solos, y a una presión total fija. Partiendo de la carta, se pueden obtener gracias o medidas convenientes, informaciones sobre la humedad relativa o saturación porcentaje, volumen-húmedo, entalpía total, calor húmedo y cantidades tales como las temperaturas del bulbo húmedo y del bulbo seco.

Como hemos visto, las condiciones del aire se determinan completamente conociendo tres variables: presión, temperatura y concentración. Es el caso que nos ocupa, sabemos que la presión es constante puesto que así está construida la carta, con grupos de dos valores conocidos podremos determinar completamente el estado del aire. Existen una serie de combinaciones posibles para determinar las condiciones del aire en la carta de humedad:

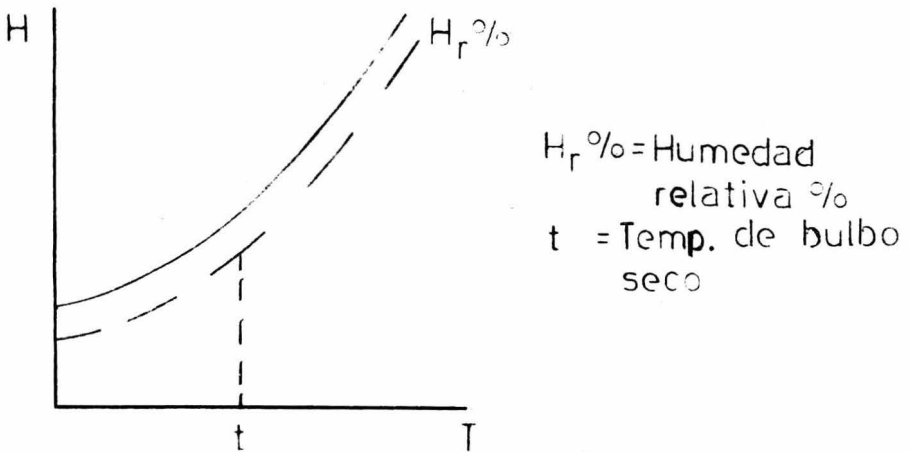
1.- Conociendo la temperatura y la humedad absoluta del aire:



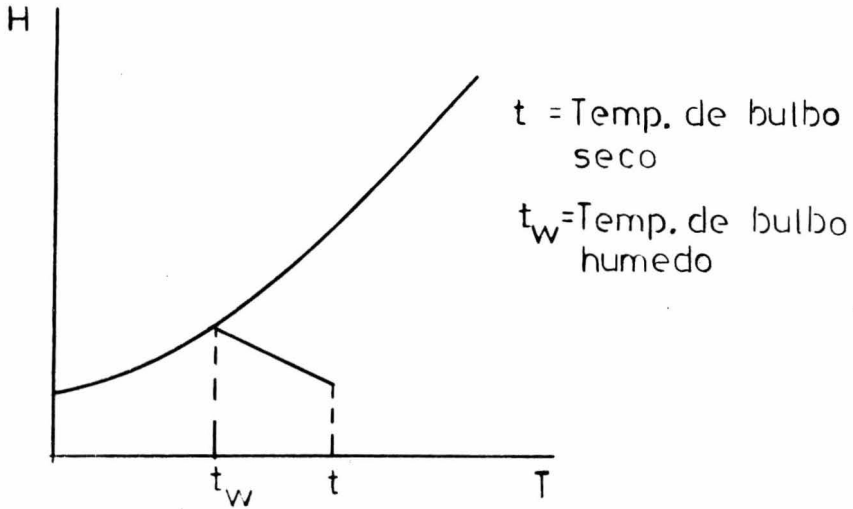
2.- Conociendo el punto de rocío y la temperatura del bulbo seco.



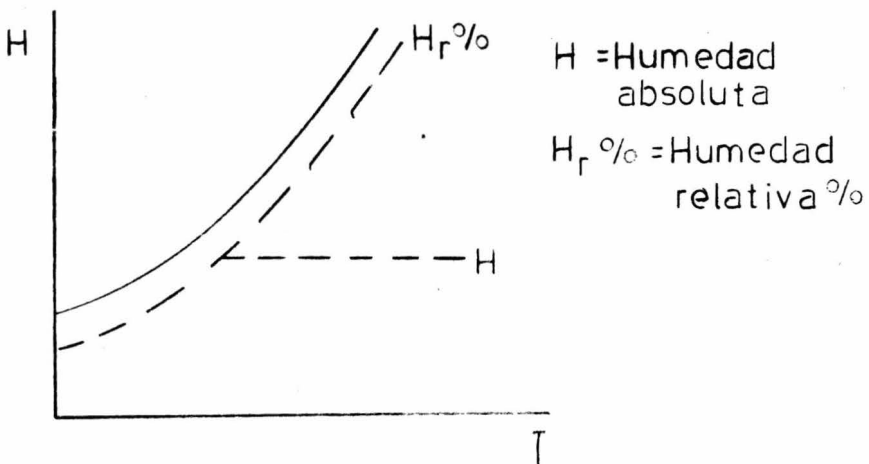
3.- Conociendo la temperatura del bulbo seco y la humedad relativa por-ciento.



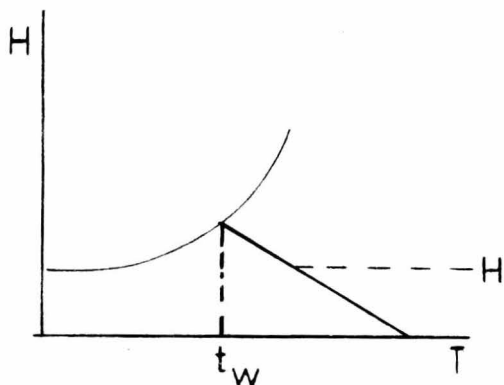
- 4.- Conociendo la temperatura del bulbo seco y la temperatura del bulbo húmedo.



- 5.- Conociendo la humedad absoluta y la humedad relativa por-ciento.



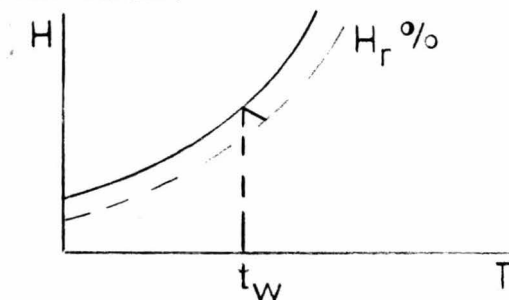
6.- Conociendo la humedad y la temperatura del bulbo húmedo.



H = Humedad absoluta.

t_w = Temp. de bulbo húmedo.

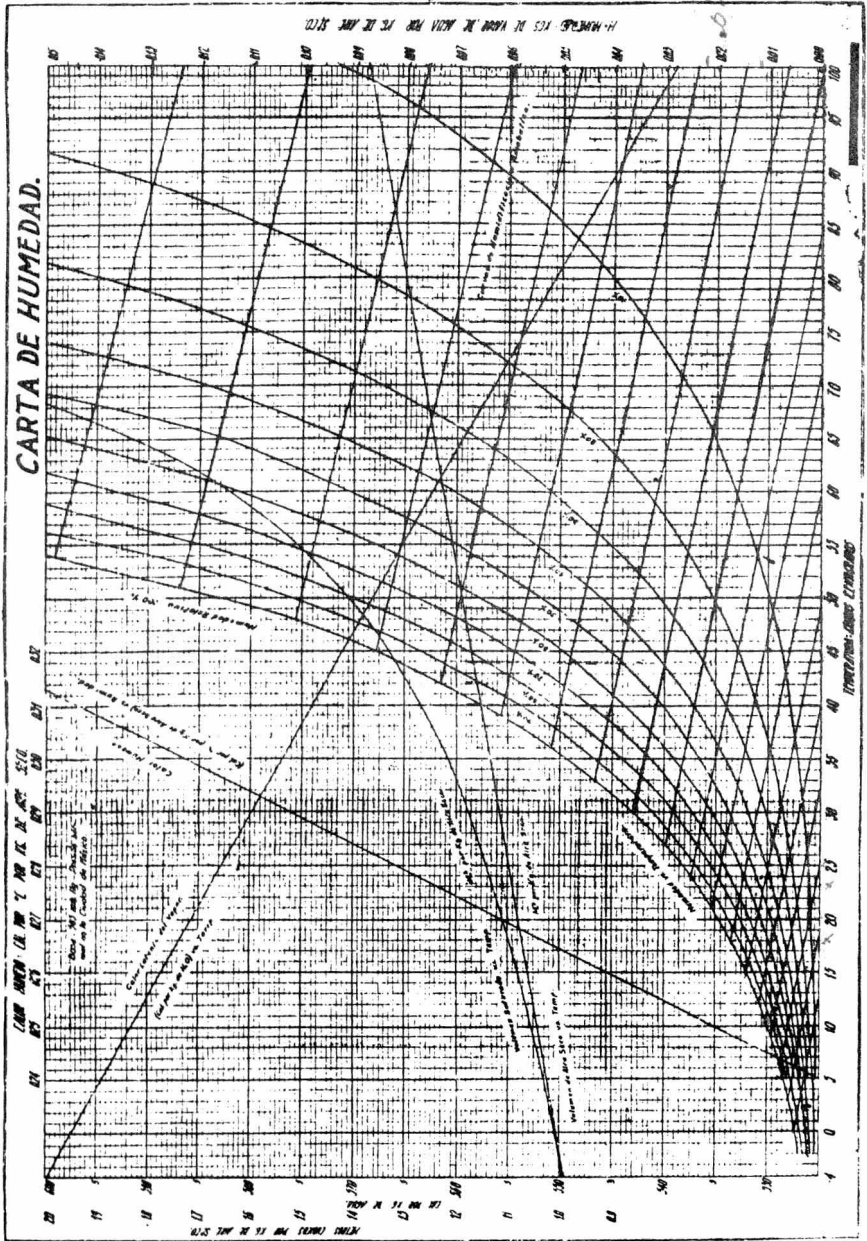
7.- Conociendo la humedad relativa por ciento y la temperatura del bulbo húmedo.



H = Humedad relativa %

t = Temp. de bulbo húmedo.

En los pares anteriores hemos tomado como referencia la humedad relativa por ciento, sin embargo, se podría hacer otra serie de pares, como la temperatura de rocío como base y encontrar las demás variables y así determinar completamente el estado del aire; las variables son: t , t_w , t_r , H, etc.



Grafica 1

EQUIPO PARA TRANSFERENCIA DE MASA

Un requisito fundamental en todos los procesos en los cuales se pretende proporcionar un intercambio de masa, es proporcionar grandes áreas de contacto entre las fases. Por esta razón, las torres empacadas o las columnas de aspersión, se utilizan muy frecuentemente en las industrias de proceso químico.

Las torres empacadas se emplean para un contacto continuo a contra corriente de sus fases, y son torres verticales llenas de un material adecuado que tiene una gran área superficial.

La fase L (líquida), entra por la parte superior de la columna y se distribuye sobre la superficie del empaque, ya sea mediante toberas o mediante placas distribuidoras, gracias a una distribución buena, fluirá hacia abajo a través del empaque, exponiéndose por tanto, a una gran área superficial para hacer contacto con la fase G (gas) que sube. Esta fase G entrará por el fondo de la torre.

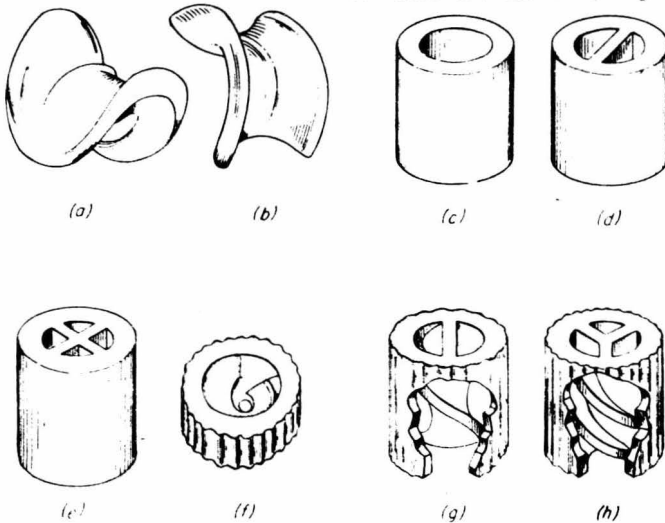
Empaque: Se han diseñado numerosos tipos de empaques, y bastantes de ellos son de uso frecuente. Algunos empaques se distribuyen al azar dentro de la torre, mientras que otros se colocan ordenadamente. Los primeros están generalmente formados por piezas cuya dimensión mayor está comprendida entre 5 y 50 mm y se utilizan mucho en las torres pequeñas.

Los rellenos colocados ordenadamente están formados por piezas de 5 a 20 cm. y se utilizan solamente en torres grandes.

En las figuras siguientes se presentan algunos tipos frecuentes de empaques. Los anillos y monturas, son rellenos típicos que cargan al azar en la torre; los anillos de partición con esperial que se presentan en las figuras (f) se colocan ordenadamente.

Cuerpos de relleno en el empaque:

- a.- Monturas Berl.
- b.- Montura Intalox.
- c.- Anillo Rasching.
- d.- Anillo Lessing.
- e.- Anillo partido en cruz.
- f.- Anillo de espiral simple.
- g.- Anillo de espiral doble.
- h.- Anillo de espiral triple.



Las principales exigencias que debe de cumplir un empaque son:

- 1.- Ser químicamente inerte para los fluidos que circulan en la -
torre.
- 2.- Tener suficiente resistencia mecánica sin un peso excesivo.
- 3.- Permitir un paso adecuado de ambas corrientes sin originar una
retención de líquido o una caída de presión excesiva.
- 4.- Proporcionar un buen contacto entre las fases.
- 5.- Tener un costo relativamente bajo.
- 6.- Tener buenas características de humedecimiento.

Los anillos raschig son bastante empleados en las industrias, debido a su bajo costo, aunque no son tan eficientes como algunos otros materiales nuevos. El espesor de la pared de los anillos - Raschig es un factor importante, porque a medida que este se adelgaza, la resistencia mecánica disminuye. Un espesor mayor dará como resultado un aumento en la caída de presión, un espacio libre menor, y finalmente una área reducida de superficie. Los mejores resultados se obtienen cuando las paredes son delgadas. El diámetro y la altura de los anillos Raschig son iguales; pudiendo fabricarse en porcelana, arcilla, carbón o metales. Las sillas de montar Intalox dan un grado mayor de disposición errática que los anillos citados; habiéndose diseñado para dar un anidado más efectivo de las piezas, que se traduce en mejores características de humedecimiento. Este empaque es más caro que el anterior. Las sillas de montar Berl son caras pero muestran ventajas marcadas, ya que pueden empacarse dando configuraciones complejas, son resistentes y dan un mayor área, por unidad de volumen. Los anillos Pall tienen secciones de su pared cortadas y dobladas hacia el interior para dar una mejor circulación.

VELOCIDAD DE INUNDACION.

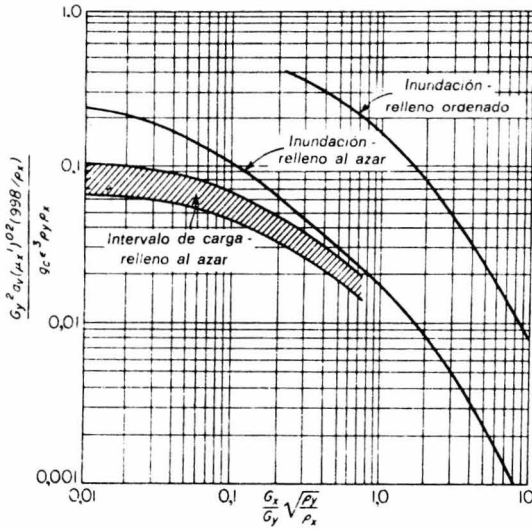
En una torre que contiene un determinado empaque, regado con un determinado flujo definido de líquido, la velocidad de flujo del gas tiene un límite superior, que se conoce con el nombre de velocidad de inundación. Esta velocidad se puede obtener a partir de la relación entre la caída de presión a través del lecho de relleno y la velocidad de flujo del gas; a partir del líquido retenido por el relleno; o bien mediante la absorción visual del relleno. La velocidad de inundación, identificada por estos tres efectos distintos varía algo con el método utilizado y corresponde más bien a un intervalo de velocidades de flujo que a una constante perfectamente definido.

En la figura se representa la relación entre la caída de presión y la velocidad de flujo de gas en una torre de relleno. La caída de presión por unidad de altura de relleno se debe a la fricción del fluido y se representa en coordenadas logarítmicas frente a la velocidad de flujo de gas "Gy" expresada generalmente en $\text{Kg/m}^2\text{Hr}$ de sección transversal de la torre, supuesta vacía. Por consiguiente, Gy está relacionada con la velocidad superficial del gas mediante la ecuación $Gy = Vsy \rho$ y, siendo ρ la densidad del gas cuando el relleno está seco, la línea que se obtiene es una recta de pendiente aproximadamente igual a 1.8. La caída de presión aumenta, por tanto, con la potencia 1.8 de la velocidad, lo cual está de acuerdo con la ley general de pérdidas de fricción en el flujo turbulento. Si el relleno está irrigado con un flujo constante de líquido, la relación entre la caída de presión y la velocidad de flujo del gas, para un caudal de líquido "Gx", $\text{Kg/m}^2\text{hr}$, sigue una línea como la bced de la figura. Para velocidades bajas o moderadas la caída de presión es proporcional a la potencia 1.8 de la velocidad de flujo pero en cambio es mayor que la correspondiente al relleno seco para la misma velocidad del gas. Al aumentar la velocidad del gas, la curva comienza en el punto c a torcerse hacia arriba. Por consiguiente, para una velocidad más elevada, tal como la correspondiente a la curva cde la caída de presión aumenta rápidamente para un pequeño incremen-

to de la velocidad del gas. El aumento puede conseguir una variación continua, según indica la curva cd, o bien presentar variaciones bruscas en los puntos c y d, según se presenta con la línea de trazos. Al aumentar la caída de presión a lo largo de la línea bc, la cantidad de líquido retenido por el relleno permanece constante y es independiente de la velocidad del gas. El líquido desciende a través del relleno sin influenciarse por el movimiento del gas. En el punto c llamado punto de carga, el flujo de gas comienza a impedir el movimiento descendente del líquido. Aparecen entonces acumulaciones locales del líquido en distintos puntos del empaque. Cuando la velocidad del gas aumenta todavía más, crece la cantidad de líquido retenido y la caída de presión varía a lo largo de la línea cde variando más rápidamente con la velocidad del gas que antes. En el punto e, que es punto de inundación, la parte superior del empaque está cubierta con una capa de líquido a través del cual burbujea el gas. El líquido no puede seguir ya descendiendo a través del empaque, de forma que aumenta el espesor de la capa de líquido hasta que es expulsado fuera de la torre por el gas.

Es evidente que la velocidad del gas durante la operación de una torre de empaque tiene que ser inferior a la velocidad de inundación. Hasta que punto debe de ser inferior, es una cuestión que debe ser fijada por el diseñador. Cuanto mayor es la velocidad del gas, menor es la torre, pero mayor es el costo de funcionamiento. Desde el punto de vista económico, la velocidad más conveniente del gas se obtiene teniendo en cuenta los costos de bombeo y los costos fijos de la instalación. Generalmente es del orden del cincuenta por ciento de la velocidad de inundación.

La figura siguiente representa correlaciones para estimar las velocidades de carga e inundación en torres empacadas.



Consiste en una representación logarítmica de

$$\frac{G_y^2 a_v (\mu_x)^{0.2} (998/\rho_x)}{g_c^3 \rho_x \rho_y} \quad \text{v. s.} \quad \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}}$$

G_x = velocidad másica del líquido $\frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ hr}}$

G_y = velocidad másica del gas $\text{Kg}/\text{m}^2 \text{ hr}$

ρ_x = densidad del líquido Kg/m^3

ρ_y = densidad del gas, Kg/m^3

a_v = área de la superficie del empaque seco por unidad del volumen de empaque, m^2/m^3

μ_x = viscosidad del líquido, centipoises.

g_c = factor de conversión de la ley de Newton $1,271 \times 10^8 \text{ m-Kg}/\text{Kg hr}^2$

ϵ = porosidad o fracción de huecos, del empaque, adimensional.

La ordenada de la figura no es adimensional y es preciso especificar las unidades utilizadas.

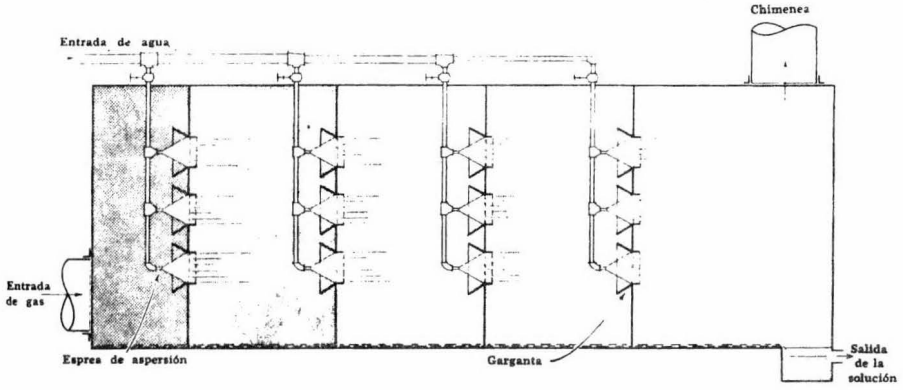
Las velocidades másicas están basadas en el área total de la sección transversal de la torre.

EQUIPOS QUE SE UTILIZAN EN LA HUMIDIFICACIÓN.

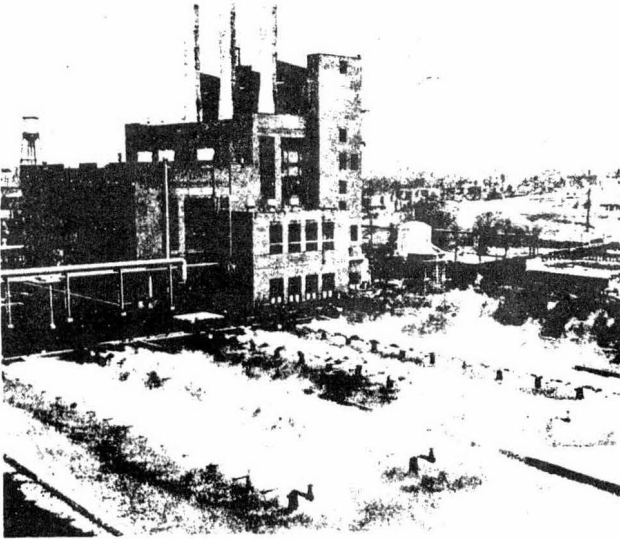
Cámara con aspersión: En ella el líquido de contacto se introduce como neblina mediante tobera dentro de la corriente gaseosa. La velocidad del gas se conserva baja para que el tiempo de contacto sea alto y exista así solo una pequeña cantidad de líquido transportado físicamente por la corriente gaseosa. Este tipo de unidades se encuentran restringidas generalmente a operaciones en pequeña escala.

Alberca de aspersión: En donde la velocidad de recirculación del agua sea baja, en donde hay disposición de una superficie de terreno grande; el enfriamiento de agua debe estar acompañado de un sistema de fuentes que dejen caer el agua en forma de rocío sobre una alberca.

La figura muestra una alberca con aspersión en un sitio protegido. Las espreas típicas utilizadas en esta aplicación surten 189.25 lts./min, cada una aproximadamente 7 psig. Las espreas se encuentran localizadas a 1.85 M. aprox. por abajo de la superficie del estanque y distanciadas 1.22 M. aprox. sobre los cabezales de agua. En sitios expuestos al viento, los estanques con aspersión se encuentran rodeados de una protección de unos 3.65 M. de altura para reducir las pérdidas.



Camara con Aspersión.



Alberca de Aspersión.

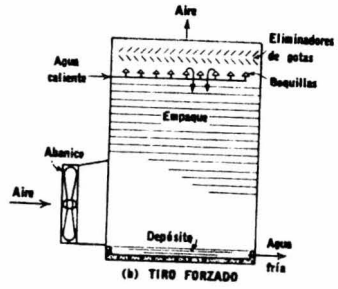
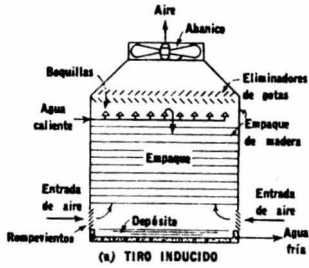
Torres de Enfriamiento. - Especialmente para gastos de enfriamiento mayores, se utilizan torres de enfriamiento. Estas torres están generalmente construídas con madera formando estructuras de puentes múltiples parecidos a huacales, sin embargo, de vez en cuando se emplean estructuras de aluminio, de ladrillo, de concreto y de asbesto cemento.

Estas torres se clasifican de acuerdo con los medios por los que se les suministra aire. Todas emplean hileras horizontales de empaque para suministrar gran superficie de contacto entre el aire y el agua.

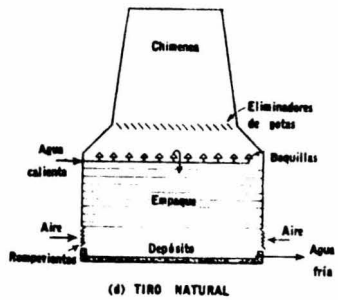
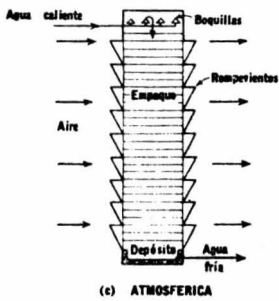
En las torres de tiro mecánico el aire se suministra con cualquiera de las dos formas que se muestran en la figura a y b. Si el aire se succiona a través de la torre mediante un abanico situado en la parte superior de la torre, a esto se llama tiro inducido. Si el aire se fuerza por un abanico en el fondo de la torre y se descarga por la parte superior, es un tiro forzado.

Las torres de circulación natural son de dos tipos, atmosféricas y de tiro natural como se muestra en la figura c y d.

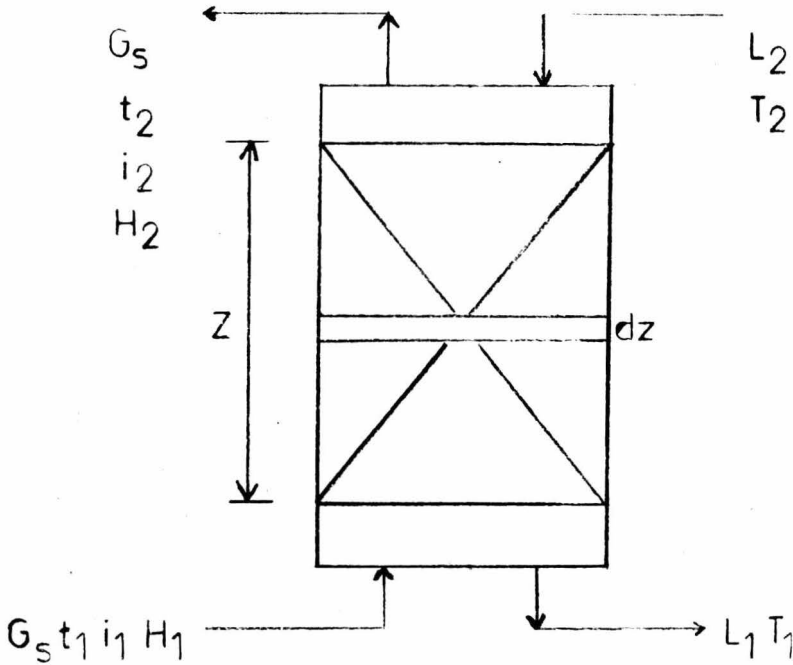
Se utilizan otro tipo de equipo para poner en contacto las dos fases con el propósito de adicionar humedad al aire o quitar sela, en esto se emplean torres empacadas o columnas lavadoras.



Torres de Enfriamiento.



BALANCE Y OBTENCIÓN DE LAS ECUACIONES DE DISEÑO PARA LA HUMIDIFICACIÓN DE AIRE.



L_2 = Kg líquido/ m^2 hr.

T_2 = temperatura del líquido ($^{\circ}$ C) entrada)

L_1 = Kg líquido/ m^2 hr.

T_1 = temperatura del líquido ($^{\circ}$ C) salida)

G_s = Kg de gas libre de vapor / m^2 hr.

t_1 = temperatura del gas. (entrada) $^{\circ}$ C)

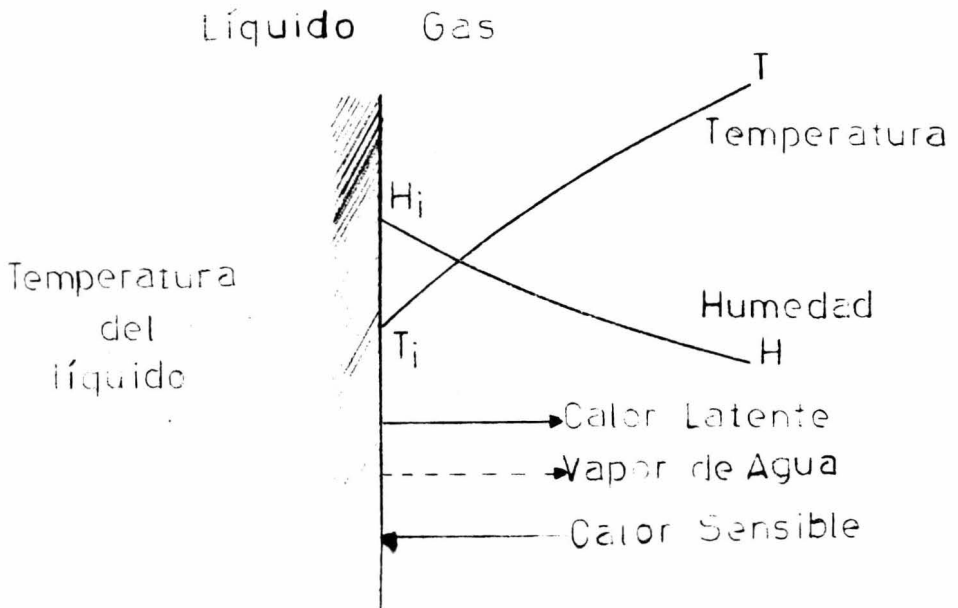
H_1 = Humedad del gas Kg v.a./Kg a.s.

i_1 = entalpía Kcal/Kg.

G_s = Kg de gas libre de vapor / m^2 hr.

- t_2 = temperatura del gas (salida) °C
 H_2 = humedad del gas Kg v.a./Kg a.s.
 i_2 = Entalpía Kcal/Kg.

Considerando el sistema de contacto en contra corriente de la figura, teniendo en cuenta que el aire entra con ciertas condiciones por el fondo que son: G_s , t_1 , H_1 , i_1 y sale con otras condiciones que son: G_s , t_2 , H_2 , i_2 , por la parte superior, el líquido entra por la superior a la temperatura T_2 y con una velocidad másica L_2 y sale por el fondo con una temperatura T_1 y una velocidad másica L_1 . Considerando dz una altura de una pequeña sección de la torre situada a una distancia z sobre el fondo de la zona de contacto, sean T_i y H_i la temperatura y la humedad en la interfase gas-líquido. La sección transversal de la torre es $S(m^2)$ y la altura de la sección de contacto z_T . Como el gas entra caliente las condiciones en el humidificador adiabático son: líquido-aire.



BALANCE DE CALOR EN dz

$$G_S di = d(L_S h) \quad (19)$$

Siendo i y h la entalpía total del gas y del líquido. La velocidad de transmisión de calor desde el líquido hacia la interfase es:

$$d(L_S h) = h_L (T - T_i) a_H dz \quad (20)$$

Siendo h_L el coeficiente de transmisión de calor desde el líquido hacia la interfase y a_H el área de transmisión de calor en m^2/m^3 de volumen de contacto. La velocidad de transmisión de calor desde la interfase hacia el aire es

$$G_S c_H dt = h_G (t_i - t) a_H dz \quad (21)$$

La velocidad de transferencia de vapor desde la interfase hacia el aire es:

$$G_S dH = k_y (H_i - H) a_M dz \quad (22)$$

Siendo a_M el área de transferencia de materia en m^2/m^3 de volumen de contacto.

Si la ecuación 22 se multiplica por λ_0 y se le añade 21, tendremos el calor total, se obtiene

$$G_S (c_H dt + \lambda_0 dH) = \left[\lambda_0 k_y (H_i - H) a_M + h_G (t_i - t) a_H \right] dz \quad (23)$$

Pero

$$di = c_H dt + \lambda_0 dH \quad (24)$$

Si el empaque está totalmente mojado por el líquido, de forma que el área de transferencia de materia sea igual a la de transmisión de calor entonces:

$$a_M = a_H = a$$

Sustituyendo 24 en 23

$$G_S di = \left[\lambda_0 k_y (H_i - H) a + h_G (t_i - t) a \right] dz \quad (25)$$

Para el sistema aire-agua la ecuación de Lewis es válida y

$$h_G / k_Y = c_H \quad (26)$$

Reareglando la ecuación 25 introduciendo la ecuación 26

$$G_S di = k_Y a \left[(\lambda_0 H_i + c_H t_i) - (\lambda_0 H + c_H t) \right] dz \quad (27)$$

teniendo en cuenta que i_i es la entalpía en la interfase

$$i_i = \lambda_0 H_i + c_H (t_i - t_0) \quad (28)$$

$$i = \lambda_0 H + c_H (t - t_0) \quad (28a)$$

y

$$G_S di = k_Y a (i_i - i) dz \quad (29)$$

y por lo tanto

$$L c_L dT = k_Y a (i_i - i) dz \quad (30)$$

separando variables e integrando la ecuación 29 tenemos:
número de unidades de transferencia N_G para el gas

$$N_G = \int_{i_0}^{i_1} \frac{di}{i_i - i} = \frac{k_Y a}{G_S} Z = \frac{Z}{H_G} \quad (31)$$

De la ecuación 30 tenemos:

Número de unidades de transferencia N_L para el líquido.

$$N_L = \int_{T_0}^{T_1} \frac{c_L dT}{i_i - i} = \frac{k_Y a}{L_S} = \frac{Z}{H_L} \quad (32)$$

de la ecuación 31 $N_G = \frac{Z}{H_G}$

$$H_G = \frac{G_S}{k_Y a} \quad (31a)$$

H_g = Altura teórica de la unidad de transferencia para el gas.

De la ecuación 32

$$N_L = \frac{Z}{H_L}$$

$$H_L = \frac{L_s}{k_y a} \quad (32a)$$

H_L = Altura teórica de la unidad de transferencia para el líquido.

Las ecuaciones 31 y 32, se deben integrar gráficamente, para ello hacemos uso de lo siguiente:

Tenemos en cuenta que en la torre el balance de calor es:

$$G_S (i_1 - i_2) = L c_L (T_1 - T_2) \quad (33)$$

con esta ecuación obtenemos la pendiente de la línea de operación en un diagrama entalpía v.s. temperatura. Esta línea tiene una pendiente que relaciona el flujo de líquido al del vapor; y se tiene que $c_L = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ y pasa por los siguientes puntos (T_1, i_1) y (T_2, i_2) . La diferencia de temperatura en la fase líquida es $(T - T_i)$ y la diferencia de entalpía en la fase gaseosa es $(i_1 - i)$.

De las ecuaciones 19 y 20

$$G_S di = h_L (T - T_i) a dz \quad (34)$$

pero también

$$G_s di = k_y a (i_i - i) dz \quad (35)$$

igualando 34 y 35

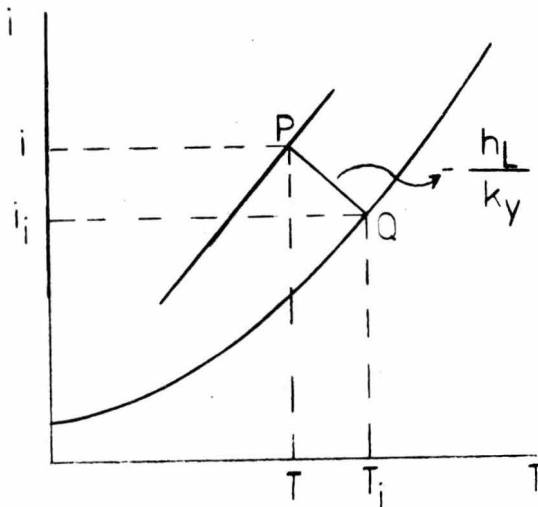
$$h_L a (T - T_i) dz = k_y a (i_i - i) dz$$

$$h_L (T - T_i) = k_y (i_i - i) \quad (36)$$

$$-\frac{h_L}{k_y} = \frac{i_i - i}{T_i - T} = -\frac{h_L c_H}{h_G} \quad (36a)$$

Teniendo en cuenta la relación de Lewis que es válida para el sistema aire-agua.

La ecuación 36 nos muestra una línea de pendiente $-\frac{h_L}{k_y}$ a partir del punto (T_i, i_i) dará los valores en la interfase (T_i, i_i) . Con los valores $(i_i - i_1)$ se pueden integrar las ecuaciones 31 o 32.



$P(T, i)$

$Q(T_i, i_i)$

La gráfica anterior nos muestra la temperatura del aire en el proceso. Si conocemos la temperatura del aire a la entrada, la

temperatura del aire a través de la torre se pueden conocer por el método propuesto por Mickley.

De la ecuación 21 se tiene:

$$G_S c_H dt = h_G (t_i - t) a dz$$

Si se rearegla tenemos:

$$\frac{dt}{t_i - t} = \frac{h_G a}{c_H G_S} dz \quad (37)$$

De la ecuación 29

$$G_S di = k_y a (i_j - i) dz$$

Separando variables

$$\frac{di}{i_j - i} = \frac{k_y a}{G_S} dz \quad (38)$$

Si se divide 37 entre 38

$$\frac{dt / (t_i - t)}{di / (i_j - i)} = \frac{(h_G a / c_H G_S) dz}{(k_y a / G_S) dz}$$

Pero teniendo en cuenta la relación de Lewis

$$\frac{h_G}{k_y c_H} = 1$$

entonces

$$\frac{dt}{di} = \frac{i_j - i}{t_i - t} \quad (39)$$

DETERMINACION DE COEFICIENTE EN EL EQUIPO DE
OPERACION.

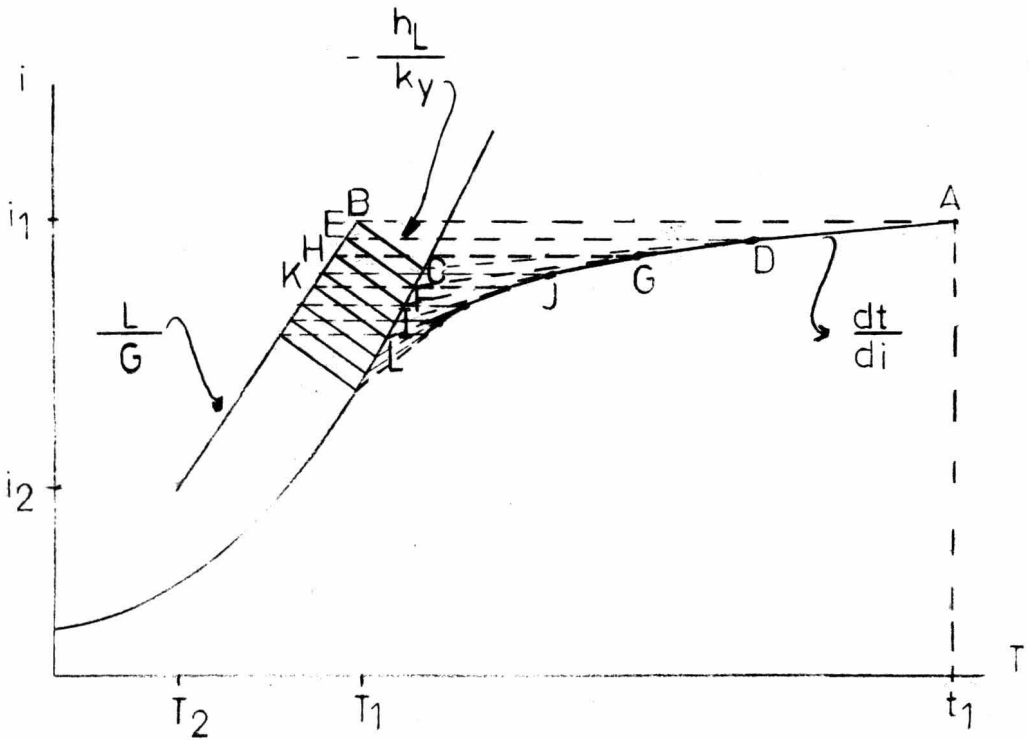
La construcción paso a paso de Mickley puede hacerse en sentido inverso, para determinar las constantes de proporción (k_{ya} , h_{La} , h_{Ga}) a partir de un juego sencillo de datos de prueba. A partir de las temperaturas de entrada y de salida del gas total y de la fase líquida, así como, de las humedades de la fase gaseosa, puede fijarse la línea de operación y la línea de las condiciones de la fase gaseosa para sus puntos finales. La línea de operación puede ser trazada inmediatamente. La curva de condición para la fase gaseosa puede obtenerse suponiendo un valor para la fase gaseosa puede obtenerse suponiendo un valor para $-h_{La}/k_{ya}$ y siguiendo gráficamente los pasos de la curva. Si esta curva no se ajusta a las condiciones experimentales finales, entonces debe seleccionarse un nuevo valor para $-h_{La}/k_{ya}$. Una vez que se ha encontrado la relación adecuada citada, se lee por construcción, la fuerza motriz y se resuelve directamente la forma integrada de la ecuación de diseño.

$$N_G = \int_{i_0}^{i_1} \frac{di}{i_1 - i} = \frac{k_{ya}}{G_S} Z$$

para dar k_{ya} . Este valor da entonces h_{La} gracias a la relación previamente determinada de $-h_{La}/k_{ya}$. Finalmente la relación de Lewis, puede usarse para obtener h_{Ga} . Como antes, estas soluciones presuponen que sean iguales las áreas para la transferencia de la masa y de calor.

En el diagrama i v.s. T se tiene localizado el punto de entrada del aire A con coordenadas i_1, t_1 . La línea BC nos dará las condiciones del punto de entrada en la interfase. Punto (T_i, i_i) .

Uniendo C con A obtendremos la línea AC. La pendiente de esta línea es dt/di en el punto A. Esta línea establece la tendencia de cambio de T v.s. i , T no es lineal con i pero se puede suponer tal, durante un intervalo corto, digamos la distancia AD. Este punto se escoge arbitrariamente, una horizontal desde este punto da las condiciones en la línea de operación E. Uniendo F con D nos dará la tendencia del aire en D. El proceso se repite. Esta construcción permite ver si el aire se satura y si se forma niebla



Datos de i v.s. T

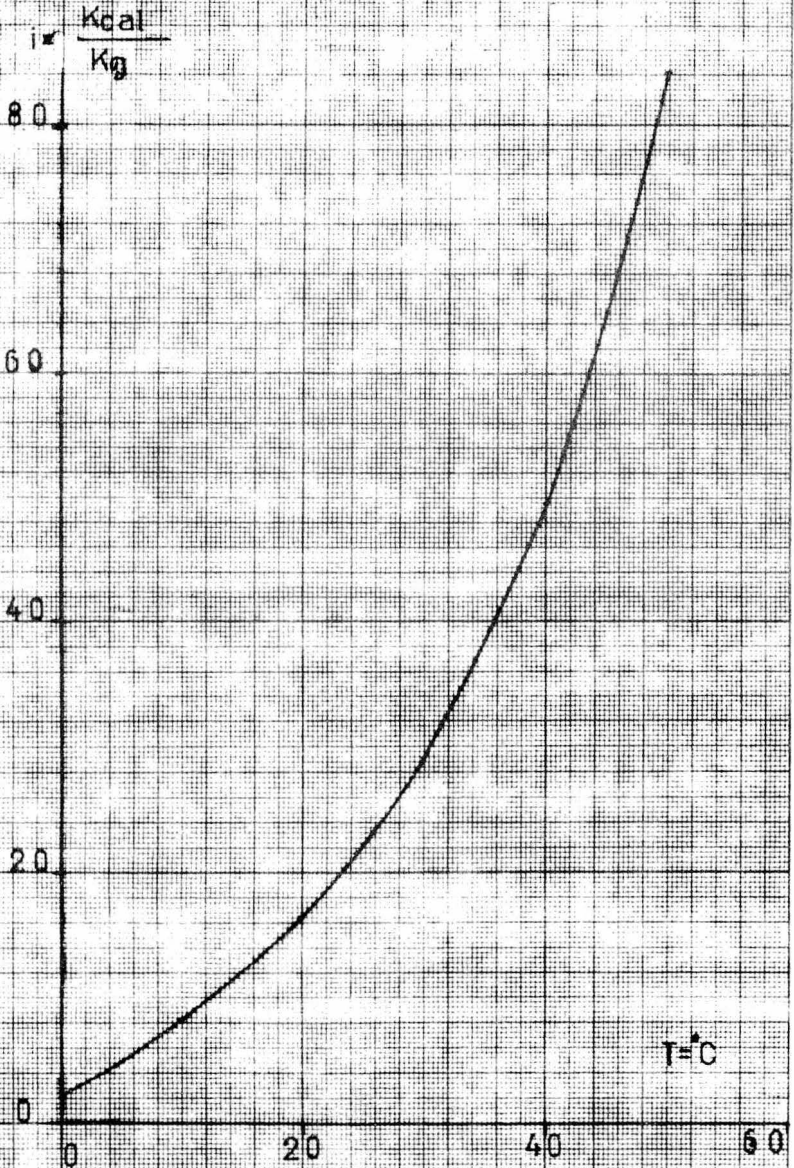
$P = 585 \text{ mm Hg}$

$T = ^\circ\text{C}$

$i = \text{Kcal/Kg}$

T	i
0	2.866
5	5.395
10	8.362
15	12.065
20	16.625
25	22.090
30	29.233
35	38.436
40	49.694
45	63.801
50	84.100
55	112.175
60	135.608
65	188.052
70	307.581

Linia de equilibrio i. vs. T.
Sistema Aire - Agua P=585 mm Hg



Grafica
2

El método de Mickley se facilita, para que experimentalmente encontremos los coeficientes de proporción para torres de enfriamiento y deshumidificadores.

Los coeficientes para la transferencia de masa en la humidificación no son fundamentalmente diferentes de aquellos obtenidos para el equipo de absorción. Solamente son diferentes los coeficientes para la transferencia de masa en la fase gaseosa. Como acontece en otros coeficientes para la transferencia de masa en sistemas gas líquido, dependerán del gasto de flujo del gas, de la viscosidad de la difusividad y de la geometría del empaque. Serán también dependientes del flujo del líquido, primero porque para gastos bajos de líquido, el empaque no estará completamente mojado; por lo tanto, podrían emplearse para las humidificaciones a deshumidificación.

III.- CORRELACIONES.

En el trabajo realizado por Yoshida y Tanaka, que fué: Operaciones de contacto Aire-Agua en una columna empacada, se encontraron varias correlaciones, utilizando ellos diferentes tipos de anillos rasching de cerámica con diferentes dimensiones, como: 15, 25 y 35 mm.

La función de este equipo fué expresada en los términos de los coeficientes totales de transferencia de calor a masa en la altura total de la unidad de transferencia (H_G).

Los coeficientes de transferencia de calor gas-película y masa fueron proporcionales al gasto de gas y al gasto del líquido elevado a la potencia de 0.2; mientras que el coeficiente de transferencia de calor del líquido película fué proporcional a la potencia 0.8 del gasto del líquido.

Estos investigadores utilizaron una columna que tenía un diámetro interno de 25 cm (10 pulgadas) empacada con anillos rasching de cerámica con una altura de empaque de 31.7 cm (12.5 pulgadas).

El gasto volumétrico G_s utilizado por ellos fué de 668.53 a 2859.57 Kg/hrm² (137 a 586 lb/hrft²), y el gasto volumétrico L_s varió de 980.84 a 20299.96 Kg/hrm² (201 a 4160 lb/hrft²).

Al graficar sus datos de h_{Ga} v.s. G_s encontraron que el gasto volumétrico les afectaba con una pendiente aproximada a la unidad.

Representando en una gráfica de coordenadas logarítmicas h_{Ga} / G v.s. L_s se dieron cuenta que la pendiente tenía un valor de 0.2. Por lo tanto h_{Ga} a un valor dado de G aumenta con el 0.2 de potencia de L_s .

Al graficar $h_{Ga} / L_s^{0.2}$ por cada corrida contra G_s en coordenadas logarítmicas obtuvieron una línea representada por la

Ecuación:

$$h_G a = 0.117 G_S L_S^{0.2}$$

El valor de $k_y a$ fue proporcional a G_S y a la potencia 0.2 de L_S y su ecuación es:

$$k_y a = 0.45 G_S L_S^{0.2}$$

En las ecuaciones mencionadas las unidades son:

$$h_G a = \text{BTU/hr ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$G_S = \text{lb/hr ft}^2$$

$$L_S = \text{lb/hr ft}^2 \quad \Delta H = \text{Fuerza directiva de humedad.}$$

$$k_y a = \text{lb/hr ft}^3 \quad \Delta H$$

Los valores calculados de $h_L a$ se graficaron contra L_S dando una pendiente de 0.8 (coordenadas logarítmicas), dando así una ecuación:

$$h_L a = 8 L_S^{0.8}$$

en donde: $h_L a = \text{BTU/hr ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$L_S = \text{lb/hr ft}^2$$

Las correlaciones anteriores se corrigen para unidades del sistema MKS dando:

$$h_g a = 0.159 G_s L_s^{0.2}$$

$$h_L a = 5.75 L_s^{0.8}$$

$$k_y a = 0.61 G_s L_s^{0.2}$$

$$h_g a = \text{Kcal/hr m}^3 \cdot \text{C}$$

$$h_L a = \text{Kcal/hr m}^3 \cdot \text{C}$$

$$k_y a = \text{Kg / hr m}^3 \Delta H$$

Las investigaciones realizadas por W. H. Mc Adams y colaboradores que se refiere a transferencia de masa y calor entre aire-agua en una torre empacada.

El trabajo fue realizado con el fin de demostrar las ecuaciones básicas simultáneas de transferencia de calor y masa entre el aire y el agua en una torre empacada con anillos rasching de carbón de 2.54 cm (1 pulgada) empleando empaques de una altura de 15.24, 22.86 y 30.48 cm (6, 9 y 12 pulgadas).

Los gastos del gas G_s tuvieron un rango de 1707.9 - 4879.8 Kg/hrm^2 (350-1000 lb/hrft^2). La velocidad del líquido L_s varió en un rango de 2439.9-12687.5 Kg/hrm^2 (500-2600 lb/hrft^2) y la temperatura de agua tuvo un rango de 35°C - 57.22°F (95°F a 135°F).

Sus corridas adiabáticas de enfriamiento de agua dieron coeficientes de transferencia de calor para la fase líquida iguales a:

$$h_{La} = 0.82 G_s^{0.7} L_s^{0.5}$$

Esta ecuación se basó en la suposición de que

$$h_{Ga} / k_{ya} = c_H$$

La torre que usaron tenía una altura de 91.44 cm (36 pulgadas) y un diámetro de 10.16 cm (4 pulgadas), tenía además un calentador de resistencias, un fueye que producía un gasto volumétrico hasta 4879.8 Kg/hrm² (1000 lb/hrft²).

Al graficar h_{Ga} v.s. L_s se notó que los coeficientes varían con la velocidad del agua a una potencia la cual es también una función de la velocidad del gas, a un exponente con un rango desde 0 para $G_s = 1077.9 \text{ Kg/hrm}^2$ (350 lbs/hrft³) hasta 0.15 para una $G_s = 4879.8 \text{ Kg/hrm}^2$ (1000 lbs/hrft²), por lo tanto se le atribuye al gasto volumétrico una pendiente de 0.07.

En una gráfica logarítmica de $h_{Ga}/L^{0.07}$ v.s. G les dió una pendiente de 0.7 la cual es una de las magnitudes esperadas de las correlaciones conocidas para coeficientes de transferencia de calor y su ecuación representativa es:

$$h_{Ga} = 2.1 G_s^{0.7} L_s^{0.07}$$

Unidades de las correlaciones anteriores.

$$h_{La} = \text{BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_G a = \text{BTU} / \text{hr ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$G_S = \text{lb} / \text{hr ft}^2$$

$$L'_S = \text{lb} / \text{hr ft}^2$$

Valores de las correlaciones anteriores en el sistema MKS.

$$h_L a = 1.111 G_S^{0.7} L_S^{0.5}$$

$$h_G a = 1.44 G_S^{0.7} L_S^{0.07}$$

$$h_L a = \text{Kcal} / \text{hr m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_G a = \text{Kcal} / \text{hr m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IV.- DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El aparato utilizado en esta experimentación fué una columna empacada con anillos rasching de cerámica de 15.0 mm, con un diámetro interno de 10.4 cm (torre) y una altura de empaque de 1 metro.

En la parte superior de la torre hay un distribuidor de agua con un diámetro de 8 cm, el cual se puede girar para poder sacar el empaque y ponerle otro tipo de empaque. En la parte inferior está el distribuidor de aire que está separado a 4 cm, del soporte del empaque. (abajo).

Tanto en la parte superior e inferior tiene una salida de aire y una salida de agua, respectivamente. A la entrada de la torre y a la salida de esta tiene unos termómetros que nos proporcionan datos de temperatura para el aire y el agua, respectivamente.

Todo el proceso en si implica el uso de los siguientes equipos:

- 1.- Compresora que nos abastece el aire ocupado en el proceso.
- 2.- Regulador de presión.
- 3.- Medidor de orificio para medir el gasto del aire entrante.
- 4.- Cambiador de calor eléctrico.
- 5.- Torre empacada.
- 6.- Termómetros.
- 7.- Medidor de agua.

La función del distribuidor del agua es para que el líquido que entra en la columna se reparta uniformemente sobre el empaque, en la operación ideal se moja uniformemente la superficie del empaque.

El aire entra en la parte inferior circulando a contra corriente con el líquido.

El empaque proporciona una superficie de contacto entre el líquido y el gas y favorece el íntimo contacto entre las fases.

El objetivo del medidor de orificio es de que en las lecturas del gasto del aire (G) sean más precisas, a los lados del orificio tiene dos conexiones a un tubo en forma de "U" con Hg el cual da las diferencias de $(P_1 - P_2) = \Delta P$ provocadas por el orificio. Esta ΔP se convierte a una velocidad lineal del aire y así poder calcular el gasto másico (G).

Por lo dicho anterior se tuvo que poner un regulador de presión para disminuir la presión del aire mandada por la compresora y así evitar que el tubo en "U" del orificio fuera más grande, porque el que está actualmente tiene 150 cm, de largo, el cual a 2.5 Kg/cm^2 da una $\Delta P = 95 \text{ cmHg}$.

TECNICA EXPERIMENTAL.
(ARRANQUE DEL EQUIPO)

- 1.- Se pone a trabajar la compresora hasta que llegue a una presión de 4 a 6 K_g/cm^2 .
- 2.- Se purga la línea que abastece el aire hasta la torre por medio de unas llaves que están antes del regulador de presión, este regulador de presión también se purga para evitar que pase agua al medidor de orificio que está después del regulador y así no provocar la reacción del agua y del mercurio dentro del tubo en "U".
- 3.- Se abre toda la llave que está antes del regulador de presión; el gasto del aire se regula con la llave de aguja que está antes del medidor diferencial de orificio.
- 4.- Se conecta el cambiador de calor de resistencias a 220 volts.
- 5.- Se deja que se estabilice la temperatura del aire durante 20 a 30 minutos.
- 6.- Se abre la llave de la entrada del agua y de la salida de la misma, se espera un momento hasta que se forma un sello de agua en la parte inferior de la torre para evitar la salida por ahí del aire y este tienda a subir.
- 7.- El gasto del aire se mide por medio del medidor diferencial de orificio, tomando las lecturas en $\Delta P = cmH_g$ que después se calcula la velocidad lineal del aire por medio de una fórmula que se indica en el ejemplo de los cálculos.
- 8.- El gasto del líquido se mide con una proveta a la salida del agua en la torre. Donde está un tubo en forma de "U" que es el que forma el sello de agua para evitar que salga el aire.
- 9.- Ya que esté estabilizado el sistema se toman lecturas de las

temperaturas a la entrada y salida de la torre del aire y del agua, respectivamente, (temperatura de bulbo seco y húmedo del aire); y las lecturas de temperatura se determinarán de la siguiente forma:

a.- La temperatura del aire en la entrada de la torre se toma introduciendo al tubo por donde pasa el aire un termómetro de H_g en la conexión en forma de T. (la temperatura de bulbo seco), como el calentamiento del aire es a humedad constante, la humedad de este se determina a las condiciones del aire ambiente de la siguiente manera con un psicrómetro: El psicrómetro se hace girar y a un determinado número de vueltas se ve si la temperatura del bulbo seco y húmedo ya son constantes, y con los datos obtenidos en una carta de humedad absoluta del aire, la cual será la misma a la entrada de la torre, pero la humedad relativa del aire será más baja que la del aire ambiente.

b.- La temperatura del aire a la salida se toma introduciendo el termómetro de bulbo seco y húmedo en la conexión T que está a la salida de la torre.

c.- La temperatura de entrada del agua se determina con el termómetro de mercurio.

d.- La temperatura del agua a la salida se determina con un termómetro de H_g en donde se toma la lectura del gasto del agua.

10.- Se rectificarán por último las lecturas de los gastos máscos del aire y del agua en la forma indicada en los puntos 7 y 8 de esta técnica de arranque del equipo.

Conociendo la ΔP (cmH_g) medida en el medidor de orificio por medio de la fórmula siguiente se calcula la velocidad lineal del aire.

$$V = C_o \sqrt{\frac{2g_c(\Delta P/\rho_g)}{\frac{S_1^2}{S_o^2} - 1}}$$

Datos:

$$\Delta P = \text{Kg/m}^2 \text{ (Medida en el medidor de orificio).}$$

$$g_c = 9.81 \text{ Kg m/R}_g \text{ seg}^2$$

$$g_c = \frac{ma}{F} = \bar{M}\bar{L}\bar{T}^{-1} \bar{t}^{-2}$$

ρ_g = Densidad del aire a la temperatura ambiente.

$$S_1 = \text{Area del tubo}$$

$$S_o = \text{Area del orificio}$$

$$S = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$C_o = 0.615 \text{ (Coeficiente del orificio).}$$

Este coeficiente de orificio se obtuvo de la siguiente manera:

Se tomó una lectura de ΔP (cmH_g) en el medidor de orificio

$$\Delta P = 23 \text{ cm H}_g = 3126 \text{ Kg/m}^2$$

Se supone un coeficiente $C_o = 0.61$

Se calcula la velocidad lineal y se convierte esta a gasto másico, con este gasto másico se calcula una velocidad en el orificio. Con el diámetro de este y la velocidad se calcula N_{Re} , si el $N_{Re} \geq 30,000$ se predice que es bueno, el coeficiente C_o supuesto (Gráfica utilizada para corrección Fig. 20.21 Foust Principio de Operaciones Unitarias). Después se hace una corrección por la posición de toma de presión que está después de la placa del orificio (utilizando la gráfica 5.16 del Chemical Engineers Handbook J.H. Perry).

$$\rho = 0.945 \text{ Kg./m}^3$$

15 °C.

$$D_n = 1/2 \text{ in.}, D_i = 0.622 \text{ plg.} = 0.01579 \text{ m.}$$

$$D_o = 1/8 \text{ plg.} = 0.125 \text{ plg.} = 0.003175 \text{ m.}$$

$$S_1 = 0.0001957 \text{ m}^2$$

$$S_o = 0.0000078 \text{ m}^2$$

$$\frac{S_1^2}{S_o^2} = 629.76$$

$$2g = 19.62 \text{ Kg.m./Kg. seg}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{3126}{0.945} = 3307.93 \text{ m.Kg/Kg.}$$

Sustituyendo

$$V_1 = C_o \sqrt{\frac{2g_c(\Delta P/\rho_g)}{\frac{S_1^2}{S_o^2} - 1}}$$

$$V_1 = 0.61 \sqrt{\frac{19.62(3307.93)}{629.76 - 1}}$$

$$V_1 = 0.61 \sqrt{103.221}$$

$$V_1 = 0.61(10.16) = 6.1976 \text{ m./seg.}$$

$$Q = V_1(S_1)$$

$$Q = 6.1976(0.0001957) = 0.0012128 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$Q = 4.366 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

Cálculo de la velocidad en el orificio

$$V_o = Q / S_o$$

S_o = Area del orificio

$$V_o = 0.0012128 / 0.0000078 = 155.487 \text{ m./seg.}$$

Cálculo de N_{Reo} = $\frac{V_o D_o \rho}{\mu}$

$$N_{Reo} = \frac{(155.487)(0.003175)(0.945)}{0.000018}$$

$$N_{Reo} = 25917.733$$

Con el N_{Reo} calculado anteriormente se ve en la gráfica y

efectivamente el $C_o = 0.61$

Corrección por posición de toma de presión.

La toma de presión esta separada a 7.62 cm. para poder utilizar la gráfica 5.16 de Perry se tiene que dividir la distancia de la toma entre el diámetro de la tubería y multiplicarla por 100 y graficarla contra la relación de diámetro $r = D_o/D_i$.

$$\frac{7.62}{1.579} (100) = 482.58 \%$$

$$D_o = 0.008157 \text{ m}$$

$$r = \frac{0.003157}{0.01579} = 0.199$$

$$D_i = 0.01579 \text{ m}$$

Con estos dos datos se ve cual es el valor del coeficiente en la gráfica 5.16 del Perry, dando un valor del coeficiente de

$$C_o = 0.615$$

Comparación del medidor diferencial de orificio y el medidor de gas casero.

Utilizando el coeficiente ya corregido de $C_o = 0.615$ se calcula el gasto del aire:

$$V = 0.615 \sqrt{\frac{19.62 (3307.93)}{628.76}}$$

$$V = 0.615 (10.16) = 6.248 \text{ m./seg.}$$

$$Q = 6.248 (0.0001957) = 0.0012227 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$Q = 4.40172 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$W = Q \text{ m}^3/\text{hr.} (\rho \text{ Kg/m}^3) = \text{Kg/hr.}$$

$$W = 4.40172 (0.945)$$

$$W = 4.159 \text{ Kg/hr. (Med. de Orificio)}$$

Para el medidor de gas casero (Mecánico)

$$Q = 0.063 \text{ m}^3/\text{min.}$$

$$W = 0.063 (0.945)(60)$$

$$W = 3.572 \text{ Kg./hr. (Med. Mec.)}$$

Como se ve hay una diferencia de

$$0.587 \text{ Kg./hr.} = 0.000163 \text{ Kg./seg.}$$

que el medidor de gas casero (mecánico) no puede registrar por la velocidad tan grande a la que viene el aire.

o

Ejemplo de cálculo para el proceso de humidificación.

Cálculo de los coeficientes.

$G = K_g/hr$ (gasto másico del aire)

$L = K_g/hr$ (gasto másico del líquido)

$t_1 =$ temperatura de entrada del aire

$t_2 =$ temperatura de salida del aire

$t_A =$ temperatura del aire ambiente

$T_1 =$ temperatura de salida del agua

$T_2 =$ temperatura de entrada del agua

$H_1 =$ humedad del aire a la entrada

$H_2 =$ humedad del aire a la salida

Las humedades se obtienen de la carta de humedad a 585 mm H_g.

Procedimiento de cálculo.

Se calcula la Δi por medio de la ecuación de balance de calor.

$$\frac{L C_L}{G} = \frac{\Delta i}{\Delta T}$$

$C_L = 1 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$

$T = ^\circ\text{C}$

$L = \text{Kg/hr}$

$G = \text{Kg/hr}$

$\Delta i = \text{Kcal/Kg}$

Se determina la entalpía a la entrada de la torre por medio de

la ecuación.

$$i_1 = c_{H_1}(t_1 - t_0) + \lambda_0 H_1$$

$$i_1 = \text{Kcal/Kg.}$$

$$c_H = \text{Kcal/Kg.}^\circ\text{C.}$$

$$t_1 = ^\circ\text{C.}$$

$$t_0 = 0^\circ\text{C.}$$

$$\lambda_0 = 597.2 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$H_1 = \text{Kg v.a./Kg a.s.}$$

como hay pérdidas de calor por convección, conducción y radiación el cálculo de Δi se efectuó por medio del calor absorbido por el líquido y así se procede a determinar i_2 al haber calculado antes i_1 .

Cálculo de i_2

$$i_1 - i_2 = \Delta i = \frac{L C_L \Delta T}{G}$$

$$i_2 = i_1 - i$$

Cálculo de t_2

$$t_2 = \frac{i_2 - H_2}{c_{H_2}}$$

Teniendo los datos de i_1 , i_2 , T_1 y T_2 se determina así la línea de operación L/G teniendo coordenadas.

T	i
T ₁	i ₁
T ₂	i ₂

Con estas coordenadas se traza la línea de operación en la gráfica de i v.s. T y se construye el Mickley para obtener la pendiente que coincida con los datos de las temperaturas del aire a la entrada y salida de este (t_1 y t_2).

Esta pendiente $- \frac{h_L^a}{k_{ya}}$ se determina a base de hacer diferentes tanteos y se tiene que llegar a una pendiente tal que los puntos de las temperaturas t_1 y t_2 del aire coincidan con esta.

Después calculamos el número de unidades de transferencia (N_G) (por cualquiera de los métodos que hay).

$$N_G = \int_{i_0}^{i_1} \frac{di}{i_1 - i}$$

Se calcula el gasto volumétrico G_s y L_s .

$$G_s = \frac{G}{A_t} \quad \text{y} \quad L_s = \frac{L}{A_t}$$

$$A = \text{Area interna de la torre} = \pi D^2/4$$

Unidades :

$$G_S = \text{Kg./hr.m}^2$$

$$L_S = \text{Kg./hr.m}^2$$

Se calcula la altura de unidades de transferencia.

$$Z = N_G H_G \quad \therefore \quad H_G = Z / N_G$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de masa $k_y a$

$$H_G = G_S / k_y a \quad k_y a = G_S / H_G$$

Unidades:

$$k_y a = \text{Kg./hr.m}^3 \Delta H.$$

ΔH = Fuerza directora de humedades.

Se calcula la pendiente (la cual coincide con la temperatura de la entrada y salida del aire).

$$- \frac{h_L a}{k_y a} = \frac{i_j - i}{T_j - T} = m$$

m = pendiente

Se despeja $h_L a$

$$h_L a = m k_y a$$

$$h_L a = \text{Kcal/hr.m.}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calculo de $h_G a$

Con la relación de Lewis que es:

$$h_G a / k_y a = \bar{c}_H$$

Este \bar{c}_H debe ser el calor medio entre la entrada y salida de la torre

$$\bar{c}_H = \frac{c_{H1} + c_{H2}}{2}$$

De la ecuación de Lewis se despeja $h_G a$

$$h_G a = k_y a \bar{c}_H$$

$$h_G a = \text{Kcal/hr.m.}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Procedimiento numérico.

Datos

$$G_S = 564 \text{ Kg./hr.}$$

$$\Delta P = 43 \text{ cm. Hg.}$$

$$L_S = 266 \text{ Kg./hr.}$$

$$T_1 = 26 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$T_2 = 17 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$t_1 = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$H_1 = 0.007 \text{ Kg./Kg.}$$

$$t_2 = 23 \text{ }^\circ\text{C}; t_w = 23 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$; H_2 = 0.0235 \text{ Kg./Kg.}$$

$$t_A = 18 \text{ }^\circ\text{C}; t_w = 10,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$; H_A = 0.007 \text{ Kg./Kg.}$$

Calculo de Δi

$$\frac{L c_L \Delta T}{G} = \Delta i$$

$$\frac{2.66 (1)(9)}{5.64} = 4.2447$$

$$\Delta i = 4.2447 \text{ Kcal./Kg.}$$

Calculo de i_1

$$c_{H_1} = 0.24 + 0.46 (0.007)$$

$$c_{H_1} = 0.2432 \text{ Kcal./Kg.}^\circ\text{C.}$$

$$i_1 = 0.2432 (100) + 597.2 (0.007)$$

$$i_1 = 24.32 + 4.18 = 28.5$$

$$i_1 = 28.5 \text{ Kcal./Kg.}$$

Cálculo de i_2 (entalpía real para efectuar cálculos).

$$i_2 = 28.5 - 4.2447 = 24.255$$

$$i_2 = 24.255 \text{ Kcal./Kg.}$$

Cálculo de t_2

$$t_2 = \frac{24.255 - 14.034}{0.2508} = 40.75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Balance de calor

$$G \Delta i = L c_L \Delta T$$

$$564 (4.2447) = 2.66(1)(9)$$

$$23.94 \text{ Kcal./hr} = 23.94 \text{ Kcal./hr.}$$

Este balance de calor se hizo por medio del calor aceptado por el líquido.

Si se hace el balance con los datos obtenidos a la entrada y salida de la torre se va a distinguir el calor que se pierde por convección, conducción y radiación.

i_2^* = entalpía a la salida de la torre.

$$i_1 = 28.5 \text{ Kcal./Kg.}$$

$$t_2 = 23^\circ \text{C} \quad ; \quad H_2 = 0.0235 \text{ Kg./Kg.}$$

$$i_2^* = 0.2508(23) + 597.2(0.0235)$$

$$i_2^* = 5.768 + 14.034 = 19.802$$

$$i_2^* = 19.802 \text{ Kcal./hr.}$$

$$\Delta i^* = i_1 - i_2^*$$

$$\Delta i^* = 8.698 \text{ Kcal./Kg.}$$

Balance de calor.

$$G \Delta i^* = L c_L \Delta T$$

$$5.64(8.698) = 266(1)(9)$$

$$49.056 \neq 23.94$$

$$49.056 - 23.94 = 25.116 \text{ Kcal./Kg.}$$

25.116 Kcal/hr es el calor perdido por convección, conducción y radiación.

Prosiguiendo los cálculos

Datos para la línea de operación.

$T = ^\circ\text{C}$
 $i = \text{Kcal./Kg.}$

T	i
26	28.5
17	24.255

Cálculo de G_s y L_s

$$D_{it.} = 0.104 \text{ m.} \quad A_t = \frac{\pi(0.104)^2}{4} = 0.00849 \text{ m}^2$$

$$G_s = \frac{5.64}{0.00849} = 664.31 \text{ Kg./hr. m}^2$$

$$L_s = \frac{2.66}{0.00849} = 313.30 \text{ Kg./hr. m}^2$$

Cálculo de N_G por el método de integración numérica.

$$A_i = (i_n - i_{n+1}) \Delta m$$

$$\Delta m = \frac{\left[\frac{1}{i - i_j} \right]_n + \left[\frac{1}{i - i_j} \right]_{n+1}}{2}$$

$$A_t = \sum_{i=1}^n A_i = N_G$$

	i	i_j	$i - i_j$	$1/i - i_j$	$i_n - i_{n+1}$	Δm	Area
1	28.5	26.6	1.9	0.5263	0.5 1 1 1 0.745	0.4853	0.2426
2	28	25.75	2.25	0.4444		0.3888	0.3888
3	27	24	3	0.3333		0.3017	0.3017
4	26	22.3	3.7	0.2702		0.2513	0.2513
5	25	20.7	4.3	0.2325		0.2214	0.1649
6	24.255	19.5	4.755	0.2103			

$$A_t = 1.349$$

A continuación está en la gráfica i v.s. T el Mckley

$$N_G = 1.349$$

cálculo de H_G

$$Z = 1 \text{ m. ; } N_G = 1.349 \therefore H_G = Z / N_G$$

$$H_G = \frac{1}{1.349} = 0.741 \text{ m.}$$

$$H_G = 0.741 \text{ m.}$$

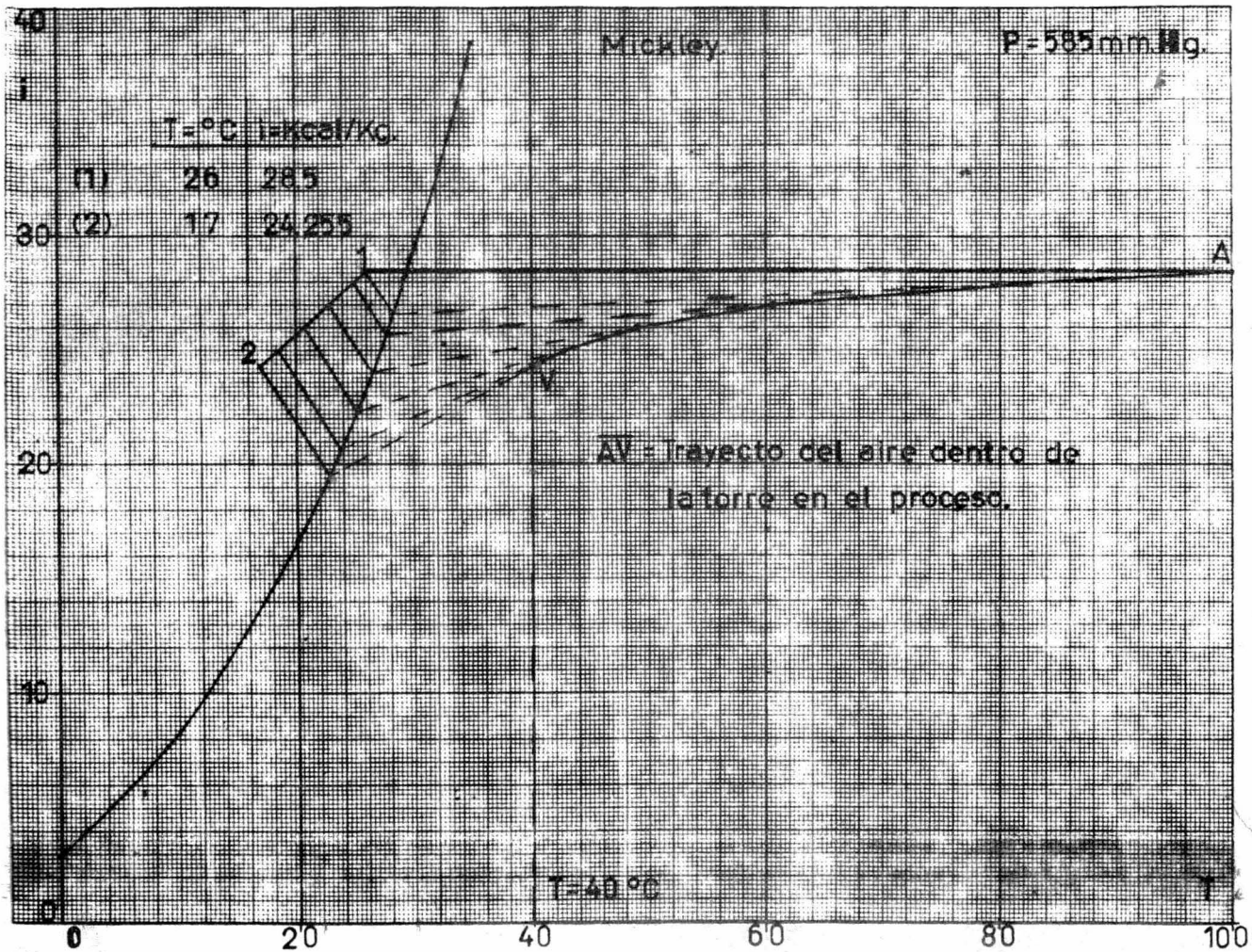
cálculo de $k_y a$; $k_y a = G_s / H_G$

$$k_y a = \frac{664.31}{0.741} = 896.5 \text{ Kg./hr. m}^3 \Delta H$$

cálculo de la pendiente

$$- \frac{h_L a}{k_y a} = \frac{i_j - i}{T_i - T} = m$$

Gráfica 3



Datos.

$$i_i = 26.6 \text{ Kcal./Kg.} \quad T_i = 28.4 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$i = 28.5 \text{ Kcal./Kg.} \quad T = 26 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$-\frac{h_L a}{k_y a} = \frac{26.6 - 28.5}{28.4 - 26} = 0.79$$

$$h_L a = 896.5 (0.79) = 708.23$$

$$h_L a = 708.23 \text{ Kcal./hr. m.}^3 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Cálculo de $h_G a$

$$\bar{c}_H = \frac{0.2432 + 0.2508}{2} = 0.247 \text{ Kcal./Kg. }^\circ\text{C.}$$

$$\frac{h_G a}{k_y a} = \bar{c}_H$$

$$h_G a = 896.5 (0.247) = 222.43$$

$$h_G a = 222.43 \text{ Kcal./hr. m.}^3 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Datos.
Corridas Seleccionadas.

L	G	t_1	H_1	t_2	H_2	T_1	T_2
149	4.13	104	0.006	22	0.021	28	15
191	5.16	102	0.007	25	0.0255	27	17
2.26	2.7	107	0.008	21	0.0195	26	18
2.66	5.64	100	0.007	23	0.0235	26	17
399	8.34	140	0.005	28	0.0305	33	17
4.28	242	145	0.008	21	0.02	29	17
4.5	7.55	160	0.005	31	0.0355	36	16.5
4.79	7.0	145	0.006	27	0.0285	32	17
5.99	4.68	140	0.005	21	0.0195	30	16.5
5.99	6.44	170	0.005	28	0.0325	35	16.5
6.20	5.91	160	0.005	24.5	0.0245	33.5	16.5
6.42	4.36	125	0.005	18.5	0.017	23.5	16.5
7.99	6.5	150	0.006	23.5	0.023	30	17
10.28	8.34	140	0.005	23	0.0255	30	17
13.84	4.36	105	0.005	18.5	0.017	20	16.5

Unidades.

L = Kg./hr.

G = Kg./hr.

$t = ^\circ\text{C}$.

$T = ^\circ\text{C}$.

H = Kg.v.a./Kg.a.s.

Tabla de datos experimentales.

L/G	ΔT	Δi	i_1	i_2	c_{H1}	c_{H2}	\bar{c}_H
0.36	13	4.691	28.823	24.133	0.2427	0.2496	0.2461
0.37	10	3.702	28.986	25.284	0.2432	0.2517	0.2474
0.83	8	6.697	30.842	24.145	0.2436	0.2489	0.2462
0.47	9	4.245	28.500	24.255	0.2432	0.2508	0.2470
0.47	16	7.655	36.908	29.253	0.2423	0.2540	0.2481
1.76	12	21.220	40.099	18.879	0.2436	0.2492	0.2464
0.59	19.5	11.630	41.754	30.124	0.2423	0.2563	0.2493
0.68	15	10.265	38.774	28.509	0.2427	0.2531	0.2479
1.27	135	17.280	36.908	19.628	0.2423	0.2489	0.2456
0.93	185	17.210	44.177	26.967	0.2423	0.2549	0.2486
1.04	17	17.840	41.754	23.914	0.2423	0.2512	0.2467
1.47	7	10.310	33.273	22.963	0.2423	0.2478	0.2450
1.22	13	15.980	39.988	24.008	0.2427	0.2505	0.2466
1.23	13	16.030	36.908	20.878	0.2423	0.2503	0.2463
3.17	35	11.110	28.427	17.317	0.2423	0.2478	0.2450

Unidades.

 $\Delta T = ^\circ C$ $\Delta i = \text{Kcal./Kg.}$ $i = \text{Kcal./Kg.}$ $c_H = \text{Kcal./Kg.}$

Tabla de resultados obtenidos de los coeficientes.

L_s	G_s	h_{La}	h_{Ga}	k_{ya}	$-h_{La}/k_{ya}$	H_G	N_G
175.50	486.45	1745.74	111.92	454.62	3.84	1.070	0.9292
224.97	607.77	654.86	184.10	744.17	0.88	0.816	1.2243
266.19	318.02	1092.44	82.25	334.08	3.27	0.951	1.0505
313.30	664.31	708.23	221.43	896.50	0.79	0.741	1.3490
469.96	982.33	4812.03	395.32	1593.39	3.02	0.616	1.6220
504.12	285.04	3328.03	200.49	813.70	4.09	0.350	2.8539
530.03	889.28	8093.34	617.02	2475.03	3.27	0.359	2.7830
564.19	824.49	2635.16	329.92	1330.89	1.98	0.619	1.6140
705.53	551.23	11001.46	354.12	1441.87	7.63	0.382	2.6153
705.53	758.53	3716.16	679.28	2732.45	1.36	0.279	3.6018
730.27	696.11	14446.48	452.27	1833.31	7.88	0.379	2.6333
756.18	513.54	2367.86	147.24	600.98	3.94	0.854	1.1702
941.10	765.60	5916.95	355.88	1443.16	4.10	0.530	1.8850
1210.83	982.33	9645.63	652.67	2649.90	3.64	0.370	2.6975
1630.15	513.54	3282.16	258.56	1055.36	3.11	0.486	2.0548

Unidades

$$L_s = \text{Kg./hr. m}^2.$$

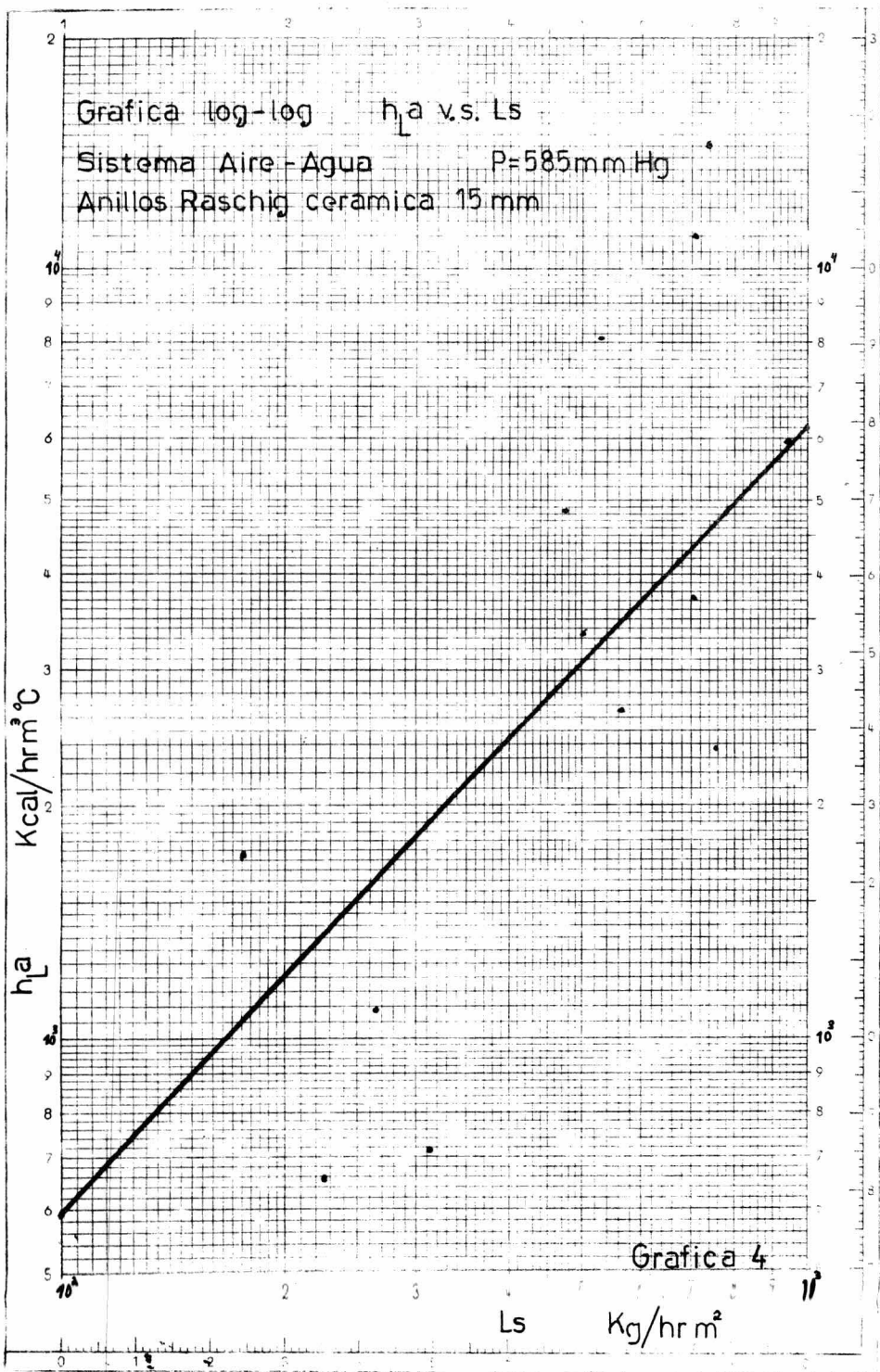
$$G_s = \text{Kg./hr. m}^2.$$

$$h_{La} = \text{Kcal./hr. m}^3 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$h_{Ga} = \text{Kcal./hr. m}^3 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$k_{ya} = \text{Kg./hr. m}^3 \Delta H.$$

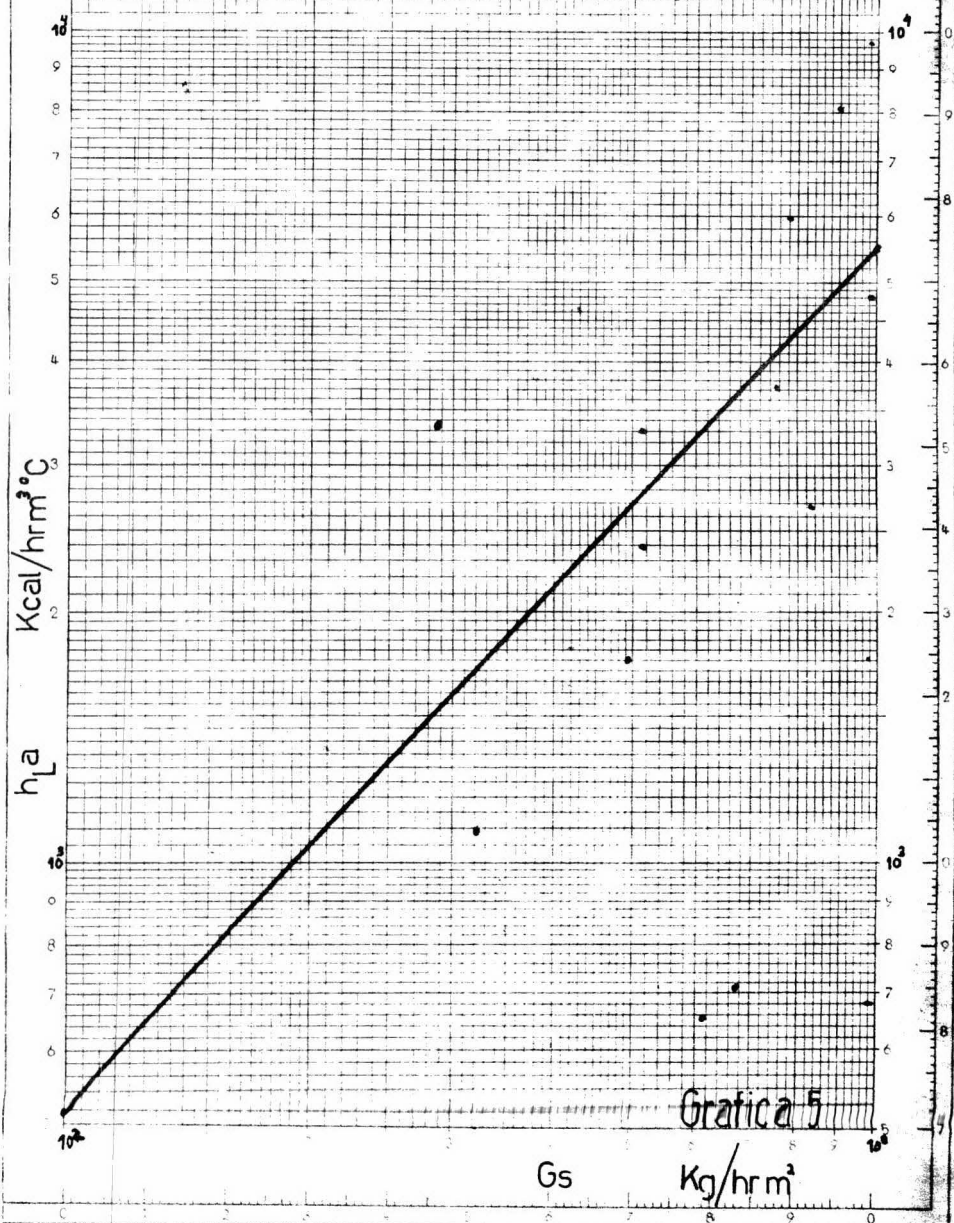
$$H_G = \text{m.}$$



Grafica log-log h_L v.s. G_s

Sistema Aire - Agua P=585 mmHg

Anillos Raschig cerámica 15 mm



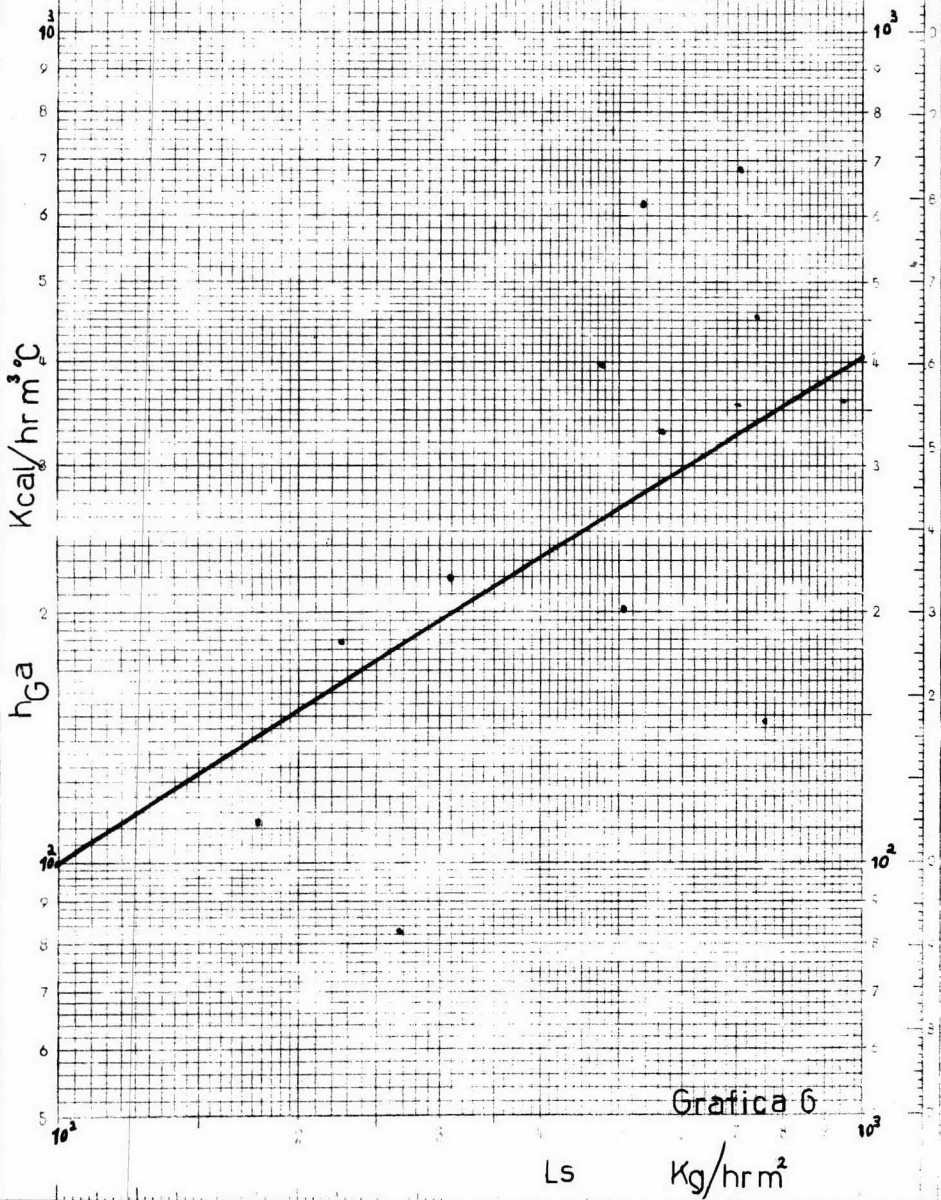
Grafica 5

Grafica log-log h_G v.s. L_s

Sistema Aire - Agua

$P=585$ mm Hg

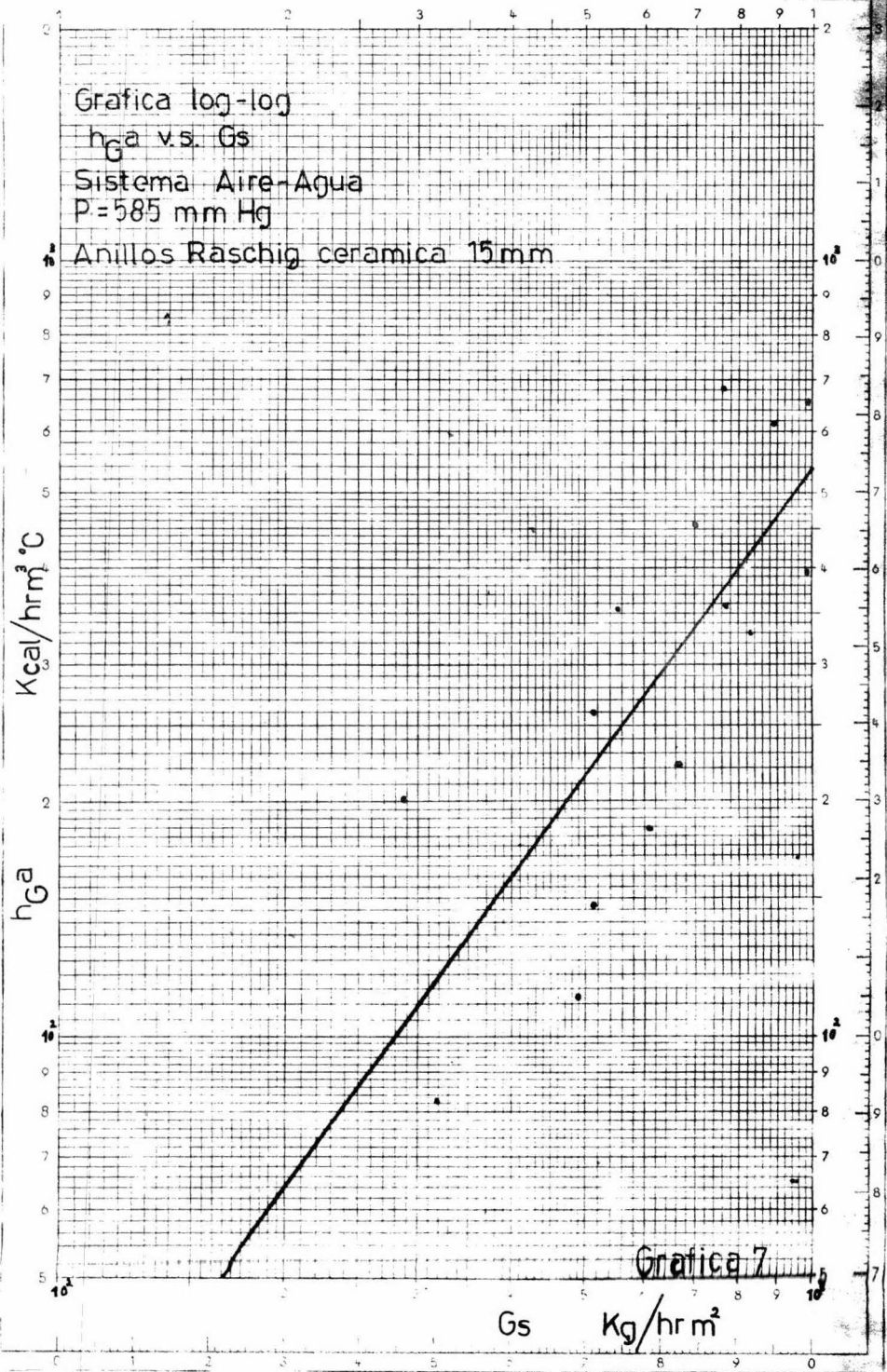
Anillos Raschig cerámica 15 mm



Grafica 6

L_s

Kg/hr m^2

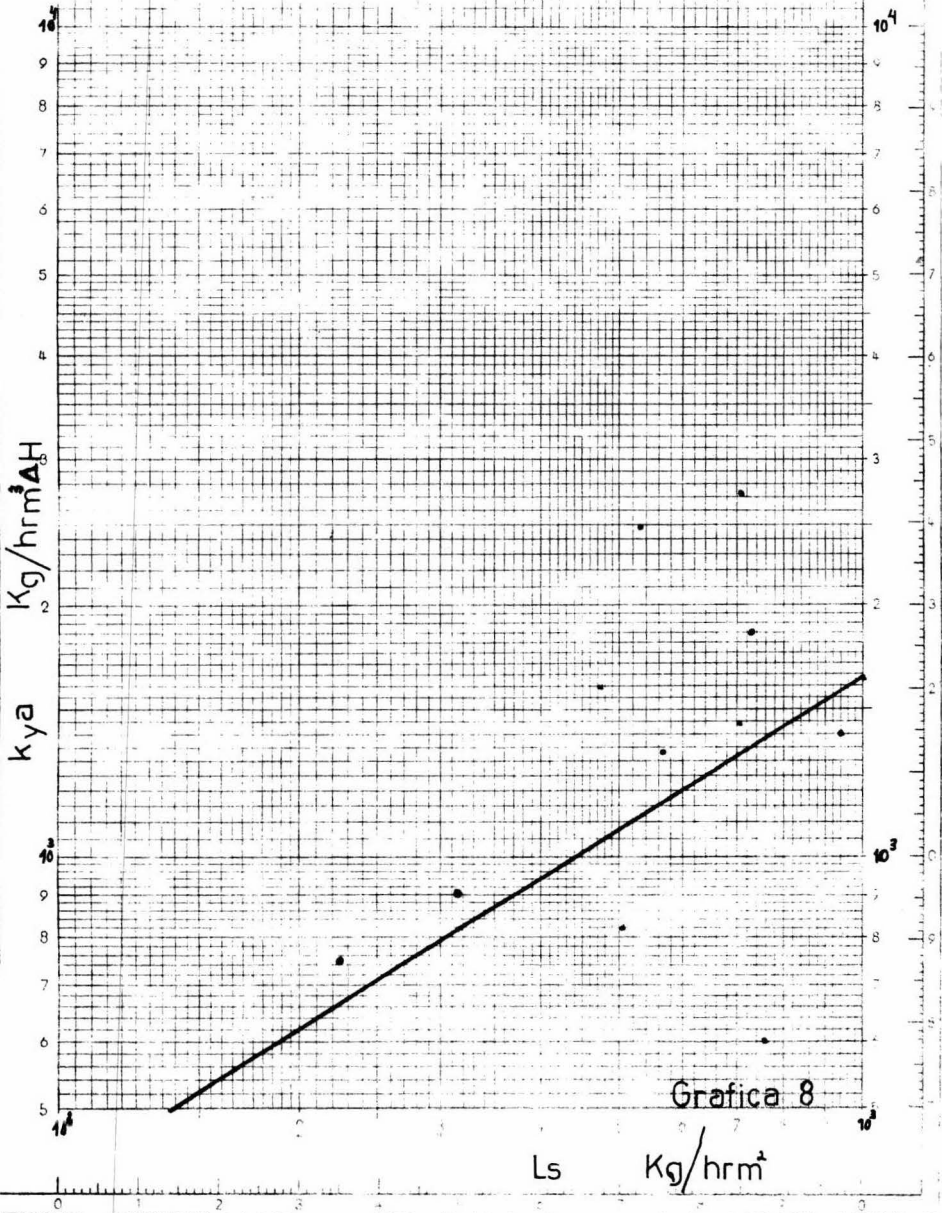


Grafica log-log k_y a v.s. L_s

Sistema Aire - Agua

$P=585 \text{ mm Hg}$

Anillos Raschig ceramica 15mm

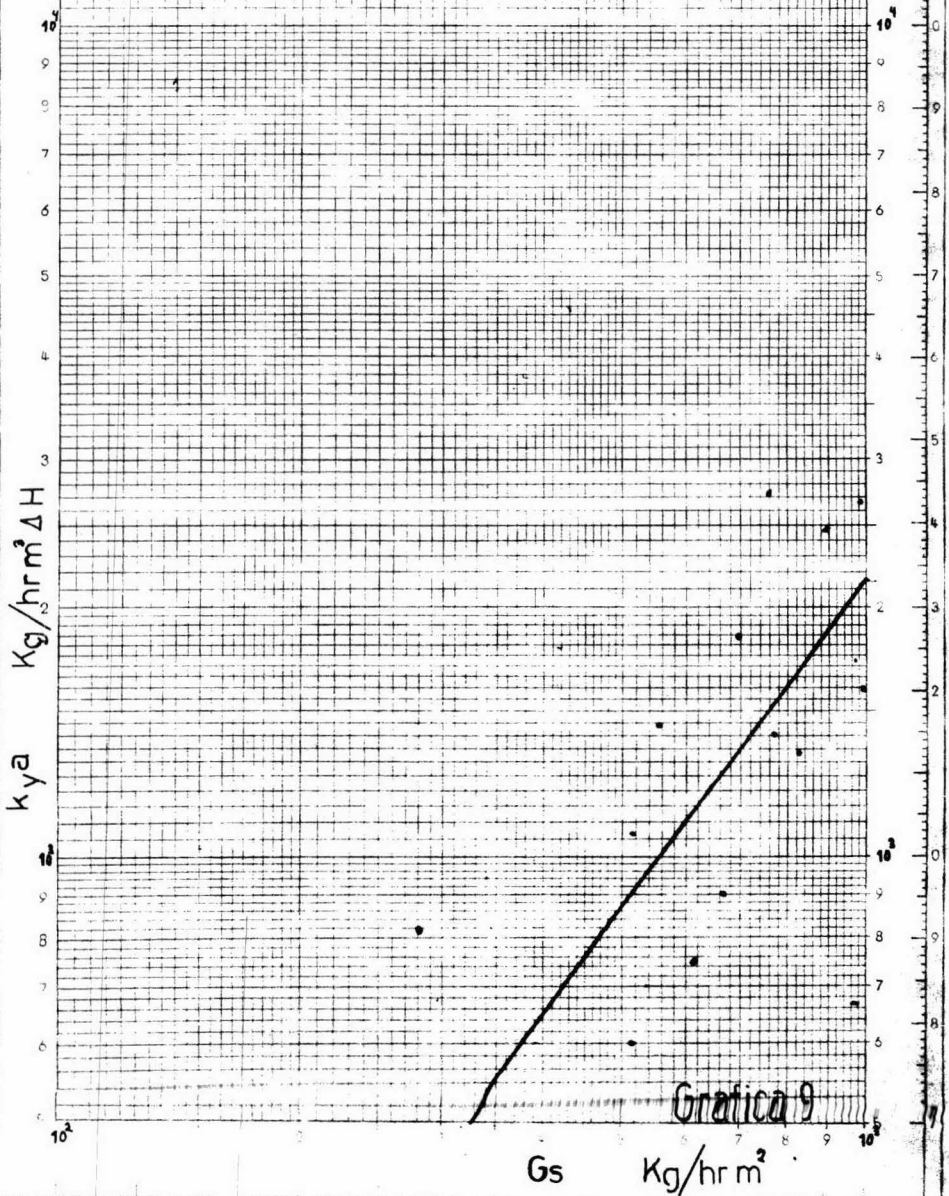


Grafica log-log $k_y a$ v.s. G_s

Sistema Aire - Agua

P=585 mm Hg

Anillos Raschig ceramica 15 mm



Grafica 9

V. - COMPARACION DE DATOS OBTENIDOS Y CORRELACIONES.

Utilizando el método de mínimos cuadrados se calcula la línea de regresión que tiene la forma de:

$$y = a_0 + a_1x$$

donde a_1 = pendiente de la línea

a_0 = ordenada al origen

Cálculo de a_1 y a_0

$$a_0 = \frac{(\sum Y)(\sum X^2) - (\sum X)(\sum XY)}{N(\sum X^2) - (\sum X)^2}$$

$$a_1 = \frac{N(\sum XY) - (\sum X)(\sum Y)}{N(\sum X^2) - (\sum X)^2}$$

Esta línea de regresión nos ajusta los datos obtenidos.

Ejemplo de cálculo de las líneas.

Recta $h_L a$ v.s. L_S

$$y = a_0 + a_1 x$$

$$\Sigma X = \Sigma L_S$$

$$\Sigma Y = \Sigma h_L a$$

$$N = 15$$

$$\Sigma X = 41.068$$

$$\Sigma Y = 52.896$$

$$\Sigma X^2 = 113.459$$

$$\Sigma XY = 145.862$$

$$a_0 = \frac{(52.896)(113.459) - (41.068)(145.862)}{15(113.459) - (41.068)^2}$$

$$a_0 = \frac{11.2666}{15.3044} = 0.736$$

$$a_1 = \frac{15(145.862) - (41.068)(52.896)}{15.3044}$$

$$a_1 = \frac{15.5971}{15.3044} = 1.019$$

$$y = 0.736 + 1.019 x$$

$$h_L a = 5.445 L_S^{1.019}$$

Recta h_{Ga} v. s. G_S

$$y = -1.242 + 1.323 x$$

$$h_{Ga} = 0.05728 G_S^{1.323}$$

Recta h_{La}/G_S v. s. L_S

$$y = -1.543 + 0.832 x$$

$$h_{La} = 0.02864 G_S L_S^{0.832}$$

Recta h_{Ga}/G_S v. s. L_S

$$y = -1.587 + 0.454 x$$

$$h_{Ga} = 0.02788 G_S L_S^{0.454}$$

Recta k_{ya}/G_S v. s. L_S

$$y = -0.888 + 0.422 x$$

$$k_{ya} = 0.1294 G_S L_S^{0.422}$$

Con todos los datos obtenidos tanto como los experimentados y los calculados con las correlaciones de Yoshida-Tanaka y Mc Adams se comparan en las siguientes gráficas:

Exp.	Y-T
$k_{y a}$	$k_{y a}$
454.62	83382
774.17	109368
334.08	62359
896.50	127647
1593.39	2051.13
813.70	608.56
2475.03	1898.61
1330.89	178543
1441.87	1244.12
273245	1712.00
1833.31	1571.12
600.98	1174.72
1443.16	1836.30
2649.90	2432.83
1055.36	1375.20

Exp.	Y-T
$h_{G a}$	$h_{G a}$
111.92	217.41
184.10	285.07
82.25	162.54
221.43	332.71
395.32	534.53
200.49	158.62
617.02	494.88
329.92	465.38
354.12	324.28
679.28	446.24
452.27	409.52
147.24	306.19
355.88	478.64
652.67	634.13
258.56	358.45

Unidades

$$k_{y a} = \text{Kg.}/\text{hr. m.}^3 \Delta H.$$

$$h_{G a} = \text{Kcal.}/\text{hr. m.}^3 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Exp.	Y-T
h_{La}	h_{La}
1745.74	348.12
654.86	437.00
1092.44	506.00
708.23	563.50
4812.03	799.25
3328.03	834.90
8093.34	862.50
2635.16	913.67
11001.46	1092.50
3716.16	1092.50
14446.48	1092.50
2367.86	1150.00
5916.95	1375.97
9645.63	1581.25
3282.16	2127.50

Unidades.

$$h_{La} = \text{Kcal./hr. m.}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Exp.	Mc.A.
$h_G a$	$h_G a$
111.92	157.26
184.10	187.11
82.25	121.64
22143	20249
39532	27542
20049	11606
61702	264.22
32992	247.26
354.12	189.43
679.28	239.65
452.27	222.09
147.24	179.15
355.88	242.79
652.67	299.08
25856	188.13

Exp.	Mc.A.
$h_L a$	$h_L a$
1745.74	1114.55
65486	1483.18
109244	1044.89
70823	182759
4812.03	302189
3328.03	1299.87
809334	3015.25
2635.16	290859
1100146	2443.64
3716.16	309135
1444648	2909.70
2367.86	2383.09
5916.95	355.852
964563	468397
328216	3457.65

Unidades.

$$h_G a = \text{Kcal./hr.m.}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_L a = \text{Kcal./hr.m.}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Comparación de los resultados experimentales
 con los obtenidos a partir de la correlación
 de YOSHIDA-TANAKA

Sistema Aire-Agua P=585 mm Hg

Anillos Raschig ceramica 15mm

k_{ya} Experimental (1)

k_{ya} YOSHIDA-TANAKA (2)

$Kg/hr m^2 \Delta H$

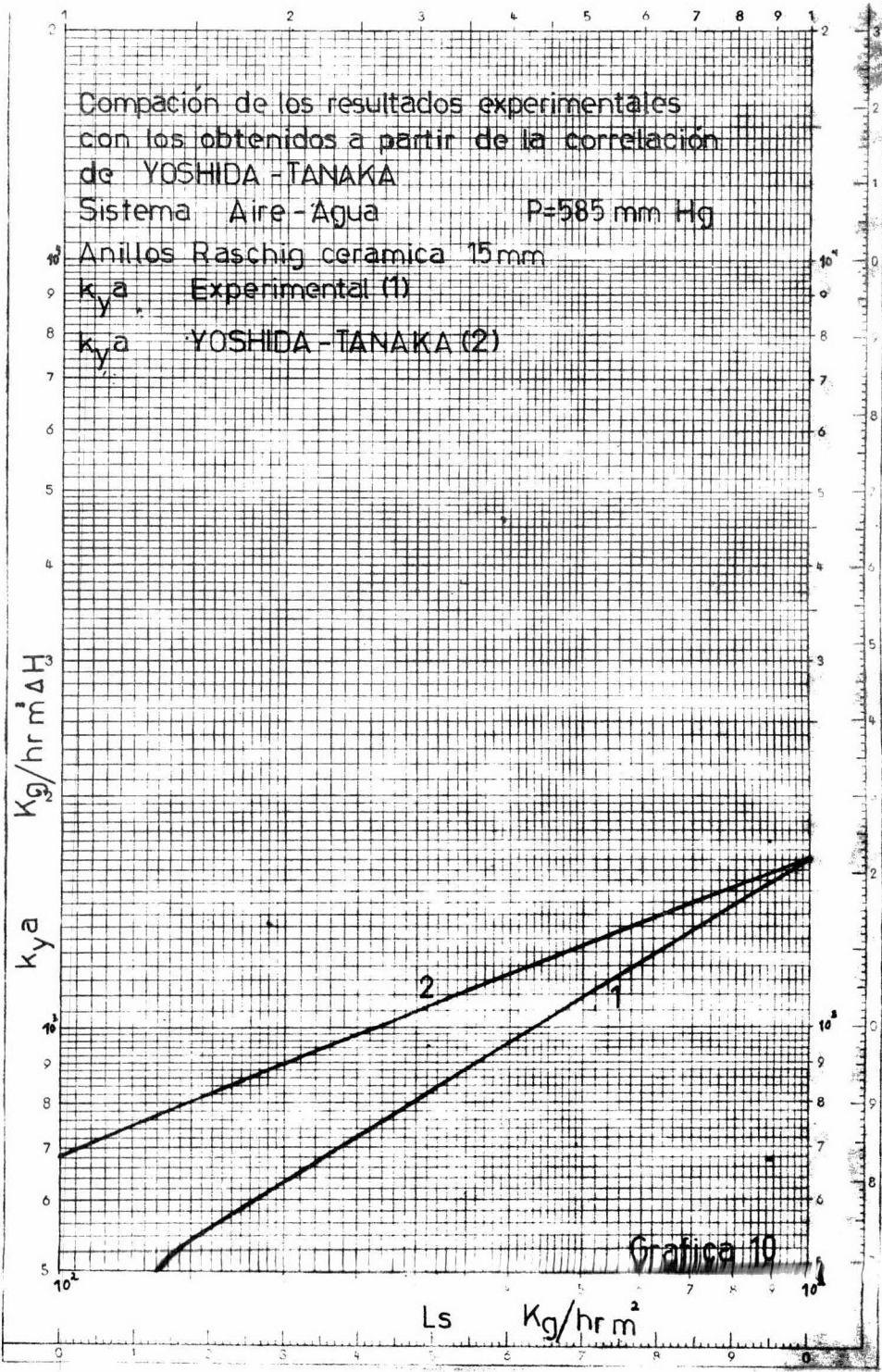
k_{ya}

10^2

Ls

$Kg/hr m^2$

Gratiosa 10



Comparación de los resultados experimentales con los obtenidos a partir de la correlación de YOSHIDA - TANAKA

Sistema Aire - Agua $P=585 \text{ mm Hg}$

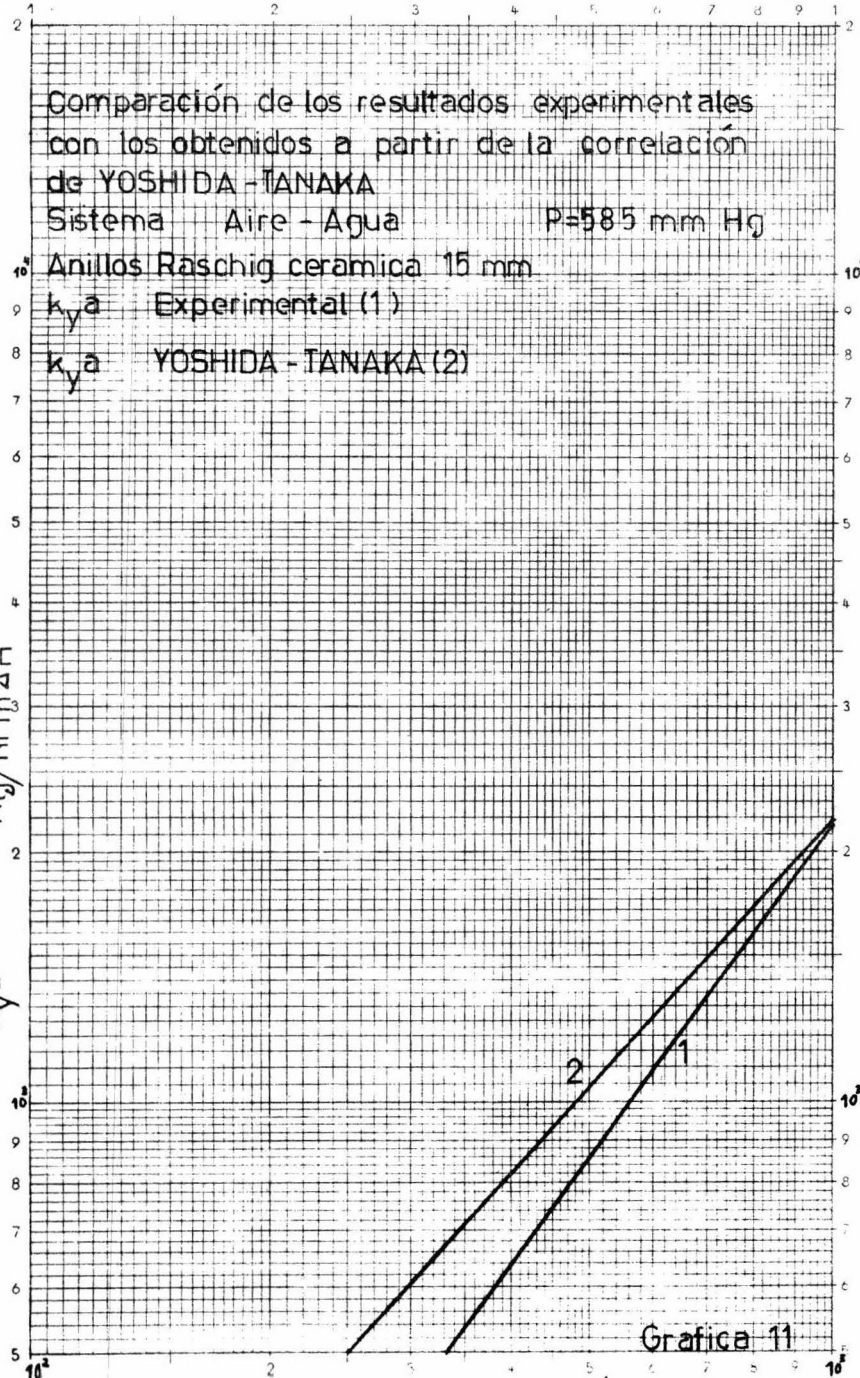
Anillos Raschig ceramica 15 mm

k_{ya} Experimental (1)

k_{ya} YOSHIDA - TANAKA (2)

$K_G/\text{hr m}^2 \Delta H$

k_{ya}



Grafica 11

Comparación de los resultados experimentales
con los obtenidos a partir de la correlación
de YOSHIDA-TANAKA

Sistema Aire-Agua

P=585 mm Hg

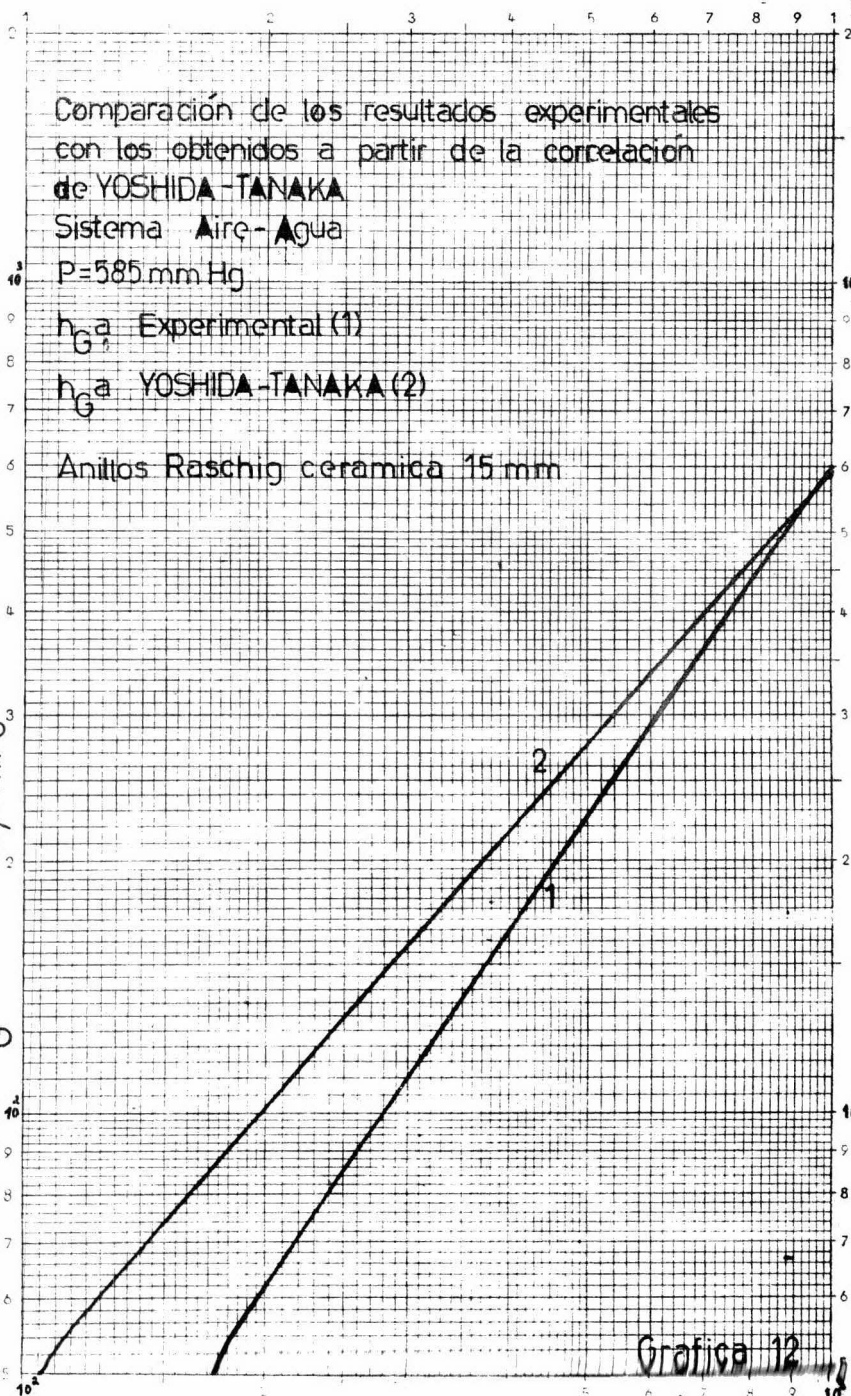
h_{Ga} Experimental (1)

h_{Ga} YOSHIDA-TANAKA (2)

Anillos Raschig cerámica 15 mm

Kcal/hrm²°C

h_{Ga}



Gs

Kg/hrm²

Grafica 12

Comparación de los resultados experimentales con los obtenidos a partir de la correlación de YOSHIDA-TANAKA

Sistema Aire-Agua P=585mm Hg

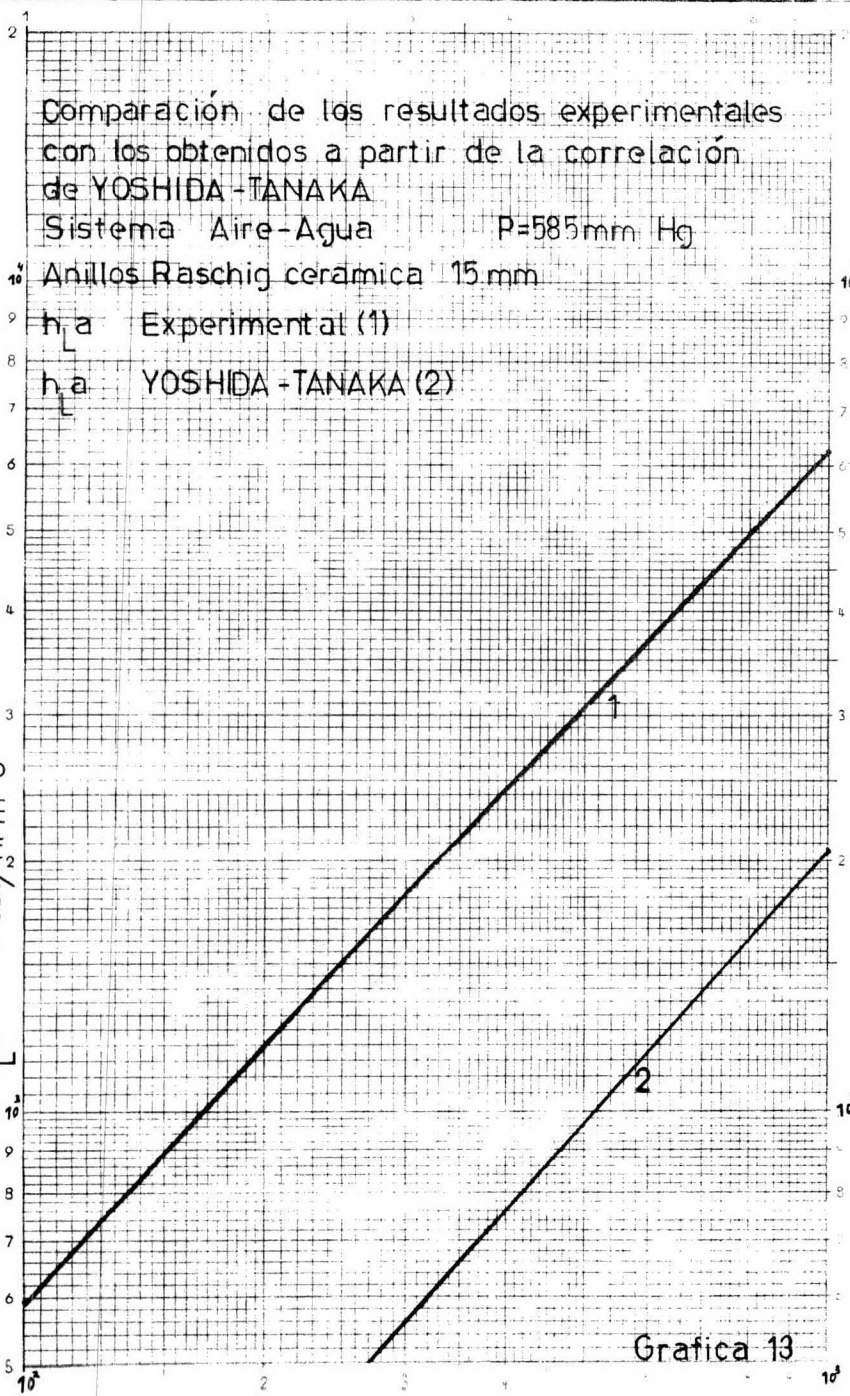
Anillos Raschig ceramica 15 mm

h_L Experimental (1)

h_L YOSHIDA-TANAKA (2)

Kcal/hr m² °C

h_L



Grafica 13

Ls Kg/hr m²

Comparación de los resultados experimentales con los obtenidos a partir de la correlación de McADAMS

Sistema Aire - Agua P=585mm Hg

Anillos Raschig cerámica 15 mm

$\frac{h_a}{G}$ Experimental (1)

$\frac{h_a}{G}$ McADAMS (2)

Kcal/hrm² °C

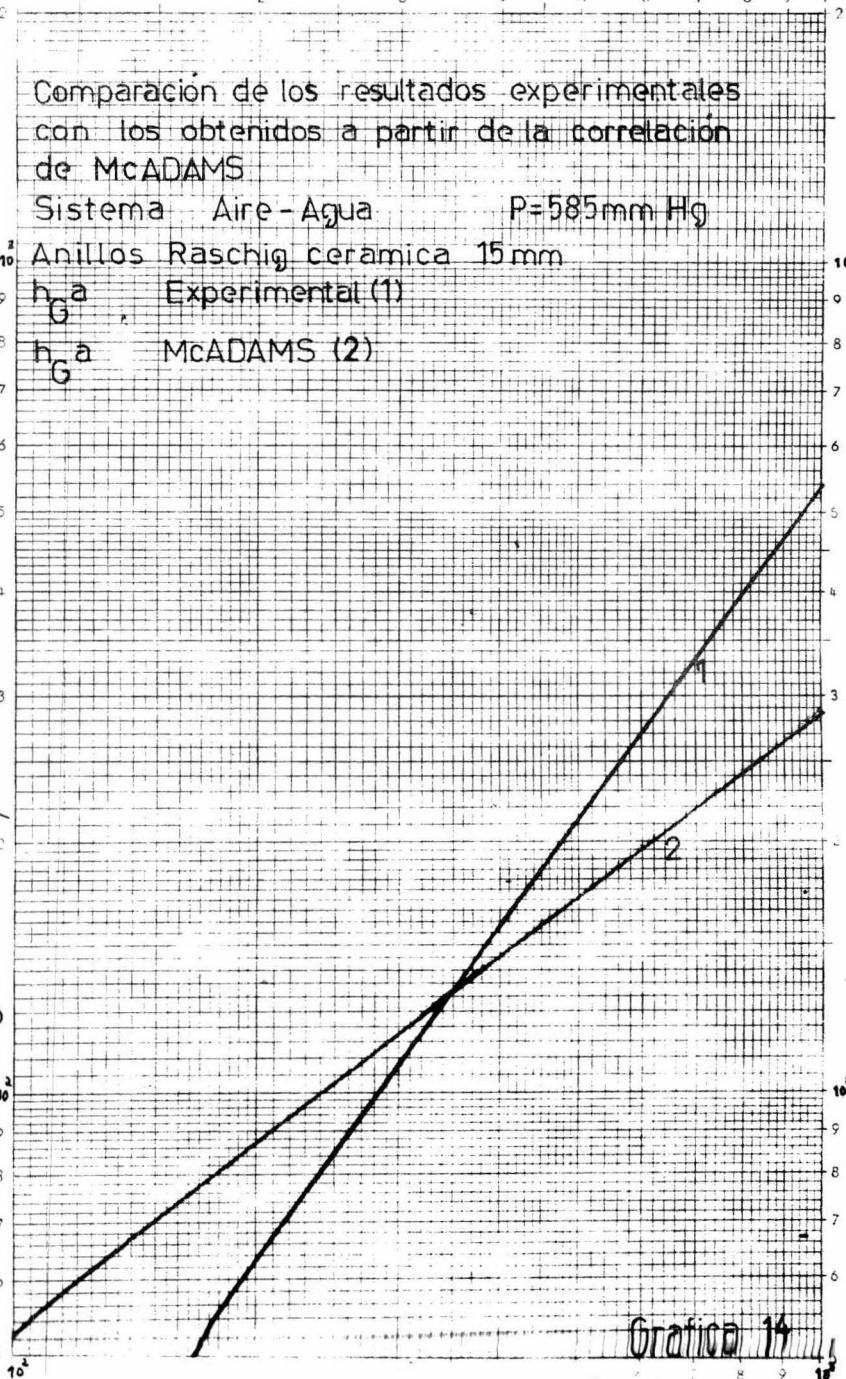
h_a

10¹

Gs

Kg/hrm²

Grafica 14



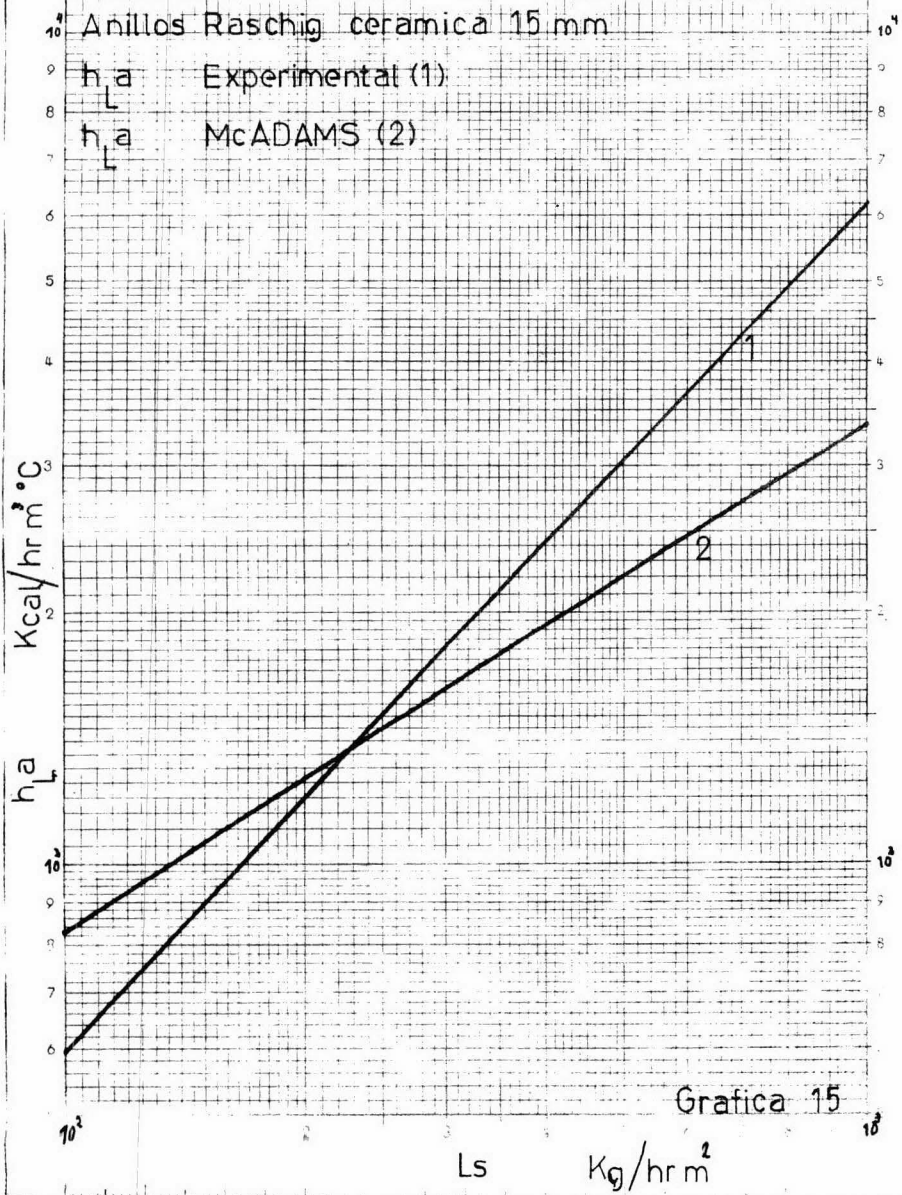
Comparación de los resultados experimentales con los obtenidos a partir de la correlación de McADAMS

Sistema Aire - Agua $P=585 \text{ mm Hg}$

Anillos Raschig cerámica 15 mm

h_L Experimental (1)

h_L McADAMS (2)



Grafica 15

Grafica log-log h_a vs. L_s

Sistema Aire - Agua $P=585$ mm Hg

Anillos Raschig ceramica 15 mm

$$h_a = 5.445 L_s^{1.019}$$

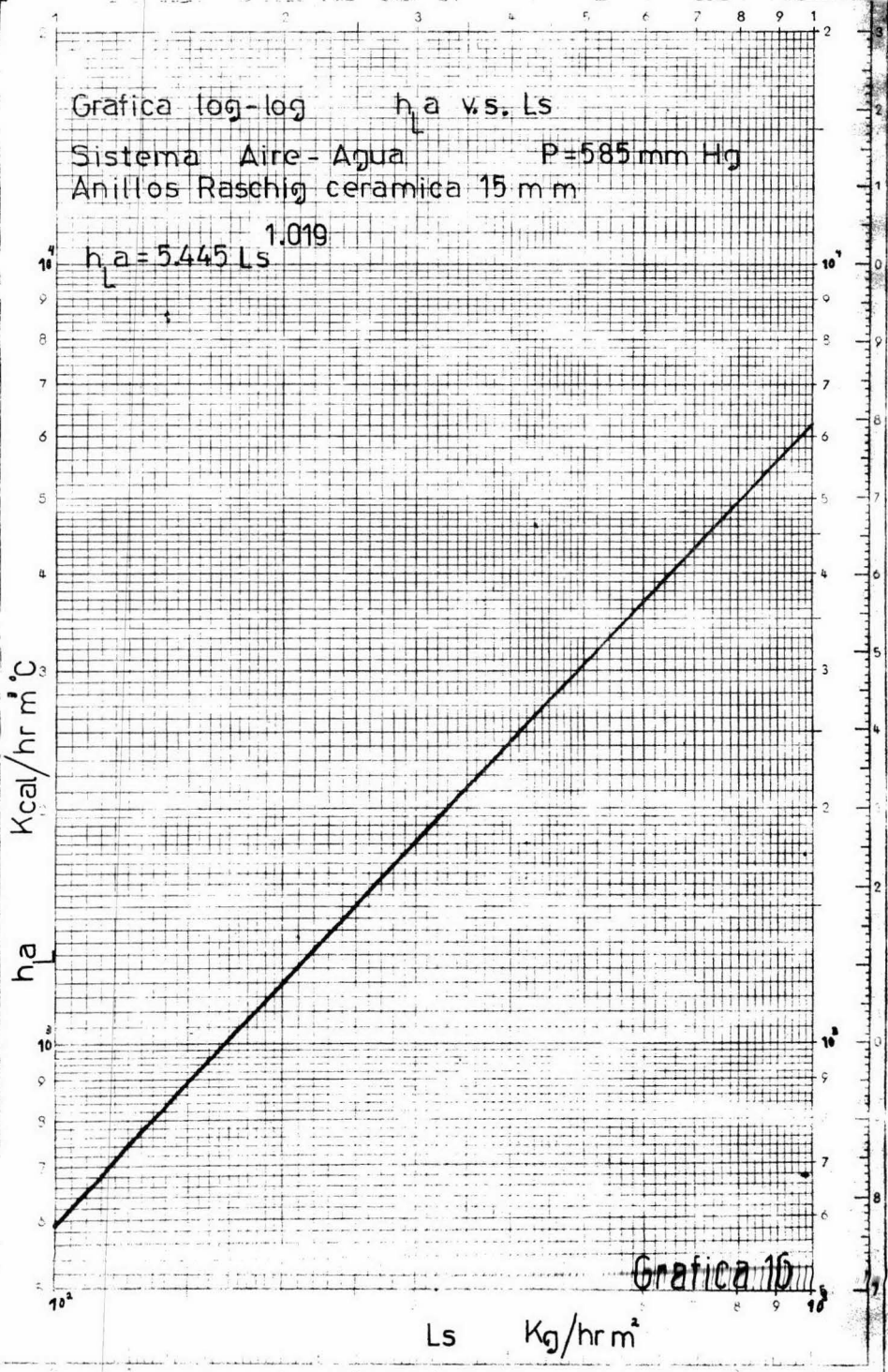
h_a
Kcal/hr m² °C

h_a

10³

L_s Kg/hr m²

Grafica 10



Grafica log-log h_G a v.s. G_s

Sistema Aire - Agua

$P=585$ mm Hg

Anillos Raschig ceramica 15mm

$h_G = 0.05728 G_s^{1.323}$

$K_{cal}/hr m^2 \cdot G_s$

h_G

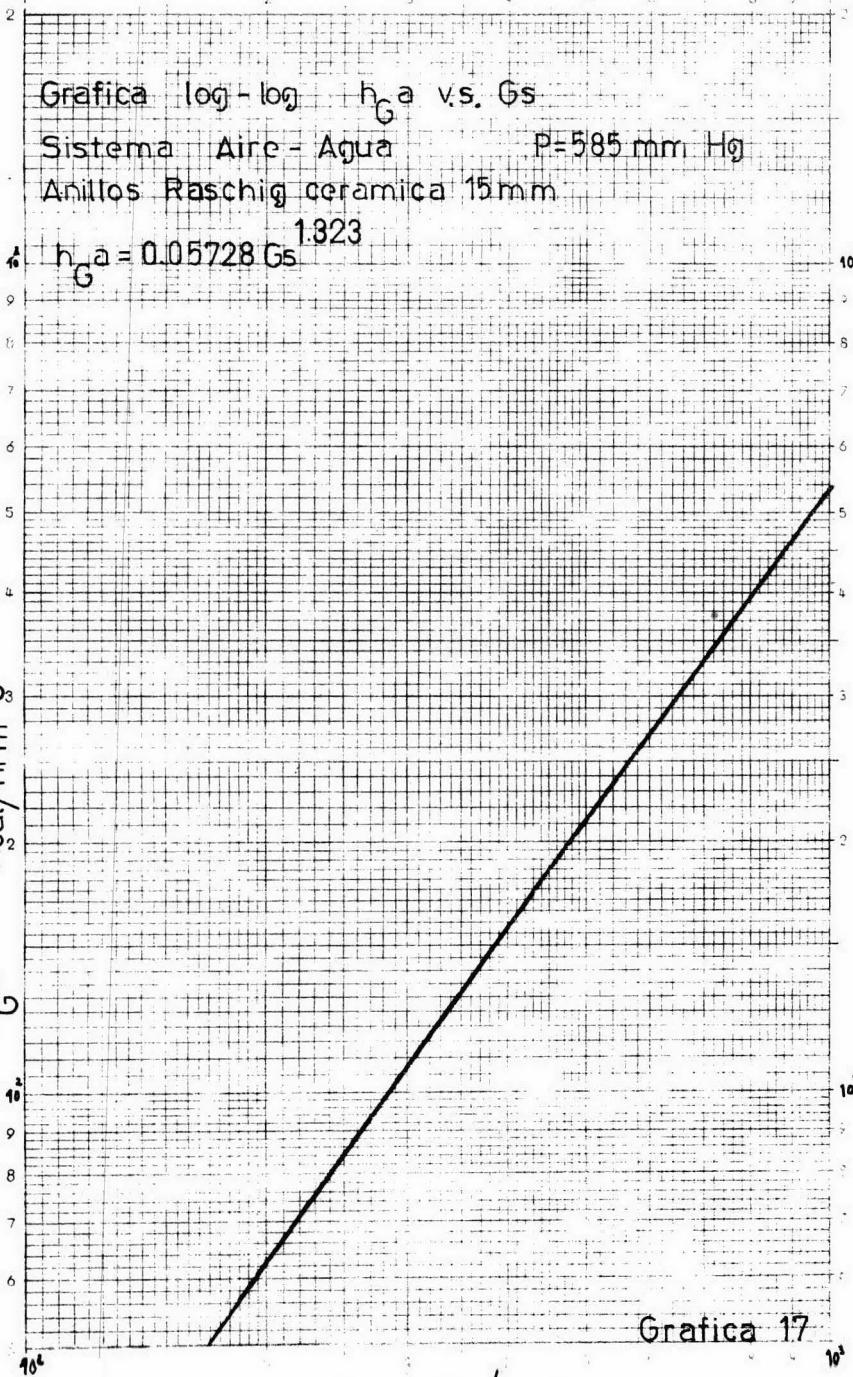
10^4

G_s

$Kg/hr m^2$

Grafica 17

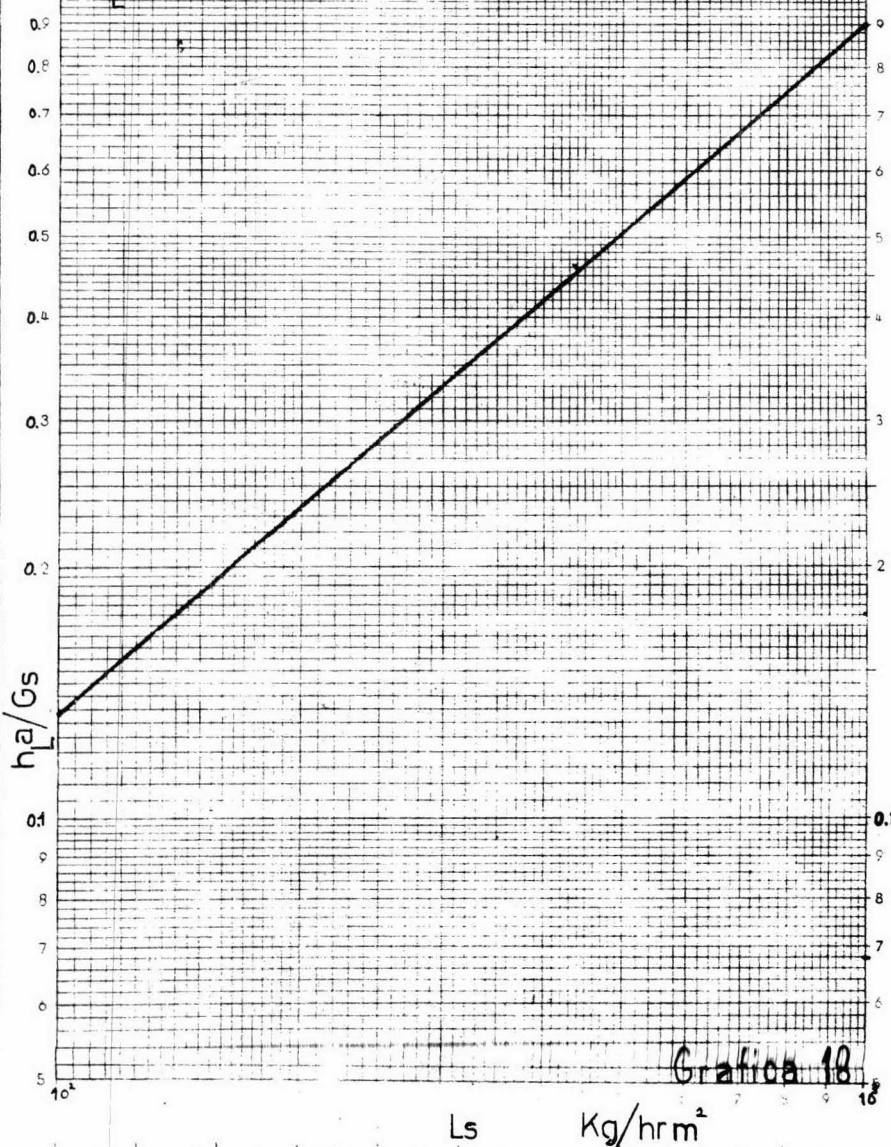
10^4



Grafica log-log h_a/G_s v.s. L_s

Sistema Aire - Agua $P=585$ mm Hg
Anillos Raschig ceramica 15mm

$$h_a = 0.02864 G_s^{0.832} L_s$$



Grafica log-log h_G/G_s v.s. L_s

Sistema Aire - Agua $P=585 \text{ mm Hg}$
Anillos Raschig ceramica 15 mm

$$h_G = 0.02788 G_s^{0.454} L_s$$

$(-)$ h_G/G_s $(+)$

$(-)$ 0.1 $(+)$

Grafica 19

L_s Kg/hr m^2

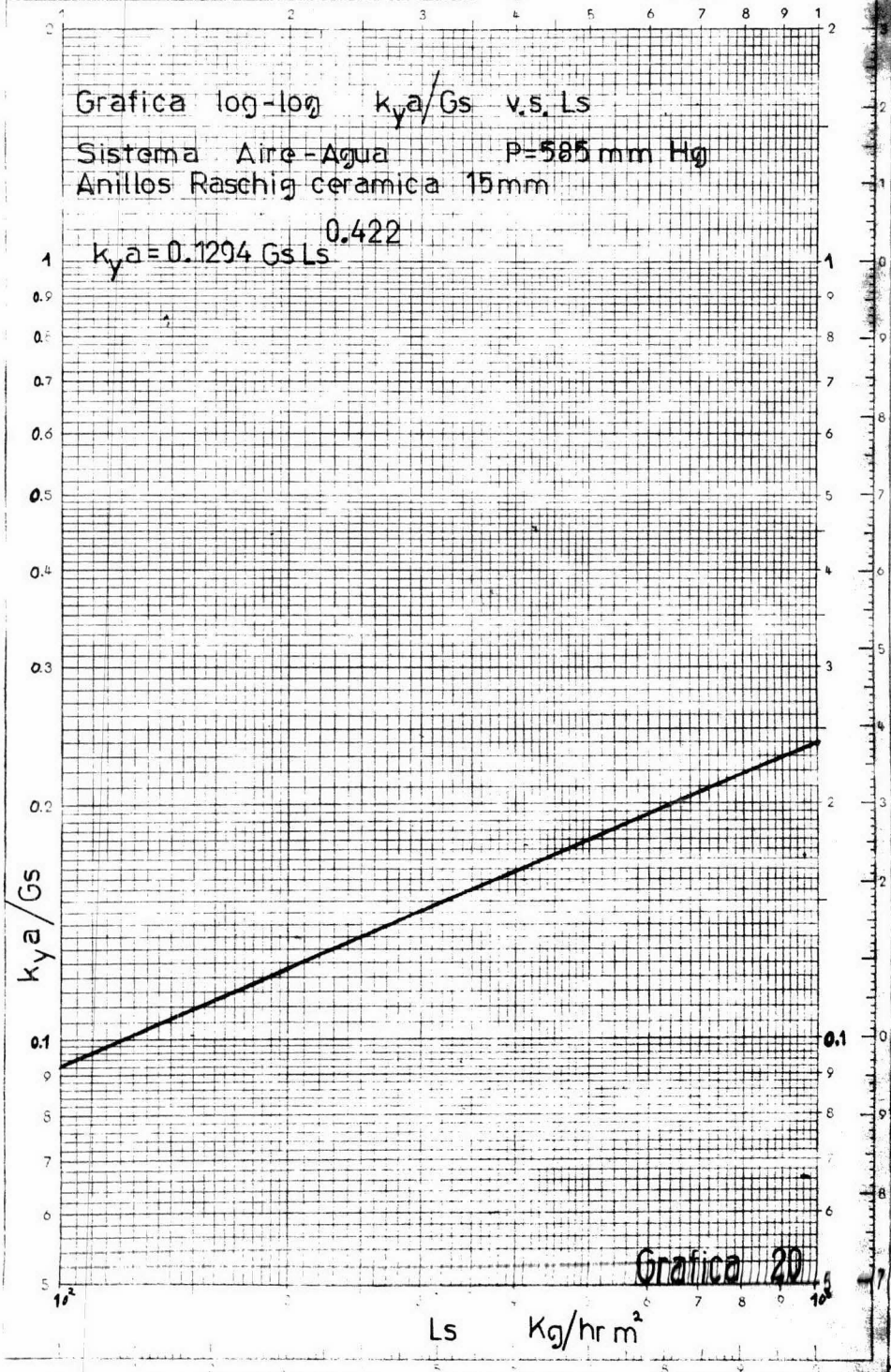
10^1

10^2

Grafica log-log k_{ya}/Gs v.s. Ls

Sistema Aire-Agua $P=585$ mm Hg
Anillos Raschig ceramica 15mm

$$k_{ya} = 0.1294 Gs Ls^{0.422}$$



Grafica 20

Ls $Kg/hr m^2$

Las correlaciones encontradas para los datos experimentales son las siguientes:

$$h_{La} = 5.445 \text{ } L_s^{1.019}$$

$$h_{Ga} = 0.05728 \text{ } G_s^{1.323}$$

$$h_{La} = 0.02864 \text{ } G_s^{0.832} L_s$$

$$h_{Ga} = 0.02788 \text{ } G_s^{0.454} L_s$$

$$k_{ya} = 0.1294 \text{ } G_s^{0.422} L_s$$

Con el método a continuación se puede ver que tan confiables son las ecuaciones encontradas para los diferentes coeficientes que son h_{Ga} , h_{La} , y k_{ya} .

A - Intervalo de confianza para el coeficiente de regresión (pendiente de la línea)

$$y = a_0 + a_1 x$$

$a_1 =$ coeficiente de regresión

1.- Se escoge un nivel de confianza γ (95%, 99%, o alguno semejante).

2.- Se determina la solución de la ecuación

$$F(c) = 1/2(1 + \gamma)$$

con la ayuda de la tabla de distribución t de Student, con grados de libertad ($N =$ tamaño de la muestra).

3.- Se calcula

$$(n-1)S_x^2 = \left[\sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} \right]$$

$$(n-1)S_{xy} = \left[\sum xy - \frac{(\sum x \sum y)}{n} \right]$$

$$(n-1)S_y^2 = \left[\sum y^2 - \frac{(\sum y)^2}{n} \right]$$

$$q = (n-1)(S_y^2 - b^2 S_x^2) \quad ; \quad b = \frac{S_{xy}(n-1)}{S_x^2(n-1)}$$

4.- Se calcula

$$k = C \sqrt{\frac{q}{(n-2)(n-1)S_x^2}}$$

El intervalo de la confianza es:

$$(b - k \leq a_1 \leq b + k)$$

Para saber si se rechaza o se acepta la hipótesis.

1.- Se elige un nivel de significancia

$$\alpha^* \text{ (5\%, 1\%, o uno semejante)}$$

2.- Se determina C a partir de

$$P(T \leq C) = 1 - \alpha^*$$

y la tabla de distribución t de Student con n-2 grados de libertad.

3.- Se calcula.

$$t_0 = (b - \beta_0) \sqrt{\frac{(n-2)(n-1)S_x^2}{q}}$$

Si

$t \leq c$, no se rechaza la hipótesis.

$t > c$, se rechaza la hipótesis.

Coefficiente de correlación de la muestra.

Este indica que tan dispersos están los datos de una línea.

Si estos datos se localizan sobre la recta el valor del coeficiente de correlación correspondiente tiene los valores de 1, 0 y -1 pero esto sucede en casos muy raros.

Cálculo del coeficiente de correlación.

$$r = a_1 \sqrt{S_x^2 / S_y^2}$$

a_1 = pendiente

S_x^2 = varianza de X

S_y^2 = varianza de Y

Prueba e intervalo de confianza para el coeficiente de correlación.

1.- Se elige un nivel de significancia α^* (5%, 1%, o unos semejantes).

2.- Se determina la solución C de la ecuación.

$$P(T \leq C) = 1 - \alpha^*$$

de la tabla de la distribución t de Student con $n-2$ grados de libertad (n = tamaño de la muestra).

3.- Se calcula el coeficiente de correlación de la muestra.

4.- Se calcula

$$t_0 = r \sqrt{\frac{n-2}{1-r^2}}$$

Si

$t \leq c$, no se rechaza la hipótesis.

$t > c$, se rechaza la hipótesis.

Ejemplo.- Ecuación

$$h_{La} = 5.445 L_s^{1.019}$$

$$\Sigma X = \Sigma L_s$$

$$\Sigma Y = \Sigma h_{La}$$

$$N = 15$$

$$\Sigma X = 41.068$$

$$\bar{x} = \frac{41.068}{15} = 2.737$$

$$\Sigma Y = 52.896$$

$$\Sigma X^2 = 113.459$$

$$\bar{y} = \frac{52.896}{15} = 3.526$$

$$\Sigma Y^2 = 188.948$$

$$\Sigma XY = 145.862$$

$$14 S_x^2 = 113.459 - \frac{(41.068)^2}{15}$$

$$14 S_x^2 = 1.0203 \quad \therefore \quad S_x^2 = 0.0728785$$



$$14 S_{xy} = 145.862 - \frac{(41.068)(52.896)}{15}$$

$$14 S_{xy} = 1.03981$$

$$S_{xy} = 0.0742721$$

$$14 S_y^2 = 188.948 - \frac{(52.896)^2}{15}$$

$$14 S_y^2 = 2.41555$$

$$S_y^2 = 0.1725392$$

$$b = \frac{S_{xy}}{S_x^2} = \frac{0.0742721}{0.0728785}$$

$$b = 1.0191$$

Cálculo de q

$$q = 14 \left[(0.1725392) - (1.0191)^2 (0.0728785) \right]$$

$$q = 14 (0.0968502)$$

$$q = 1.3559$$

El nivel de confianza $\gamma = 0.95$

$$F(C) = 1/2 (1 + 0.95) = 0.975$$

$$n - 2 = 15 - 2 = 13$$

13 grados de libertad.

Tabla Distribución t de Student $C = 2.16$

$$k = 2.16 \sqrt{\frac{1.3559}{13.263887}}$$

$$k = 2.16 \sqrt{0.102224}$$

$$k = 2.16 (0.319725)$$

$$k = 0.6906$$

Intervalo de confianza

$$b - k \leq a_1 \leq b + k$$

$$0.3285 \leq a_1 \leq 1.7097$$

Prueba para el coeficiente de regresión.

nivel de significancia $\alpha^* = 0.1\%$

$$P(T \leq C) = 0.999$$

$$C = 3.85$$

$$t_o = 1.0191 \sqrt{\frac{13.263887}{1.3559}}$$

$$t_o = 1.0191 (3.1275) = 3.18$$

$$3.18 < 3.85$$

para $\alpha^* = 0.1\%$

Como $t_o < C$ es aceptable.

Prueba para el coeficiente de correlación de la muestra

$$r = a_1 \sqrt{(S_x^2 / S_y^2)}$$

$$r = 1.0191 \sqrt{\frac{0.0728785}{0.1725392}}$$

$$r = 1.0191 \sqrt{0.422388}$$

$$r = 0.662313$$

$$t_o = 0.662313 \sqrt{\frac{13}{1 - 0.4386585}}$$

$$t_o = 0.662313 \sqrt{23.158807}$$

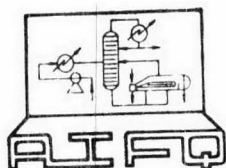
$$t_o = 0.662313 (4.812)$$

$$t_o = 3.18$$

Como $t_o < c$, no se rechaza.

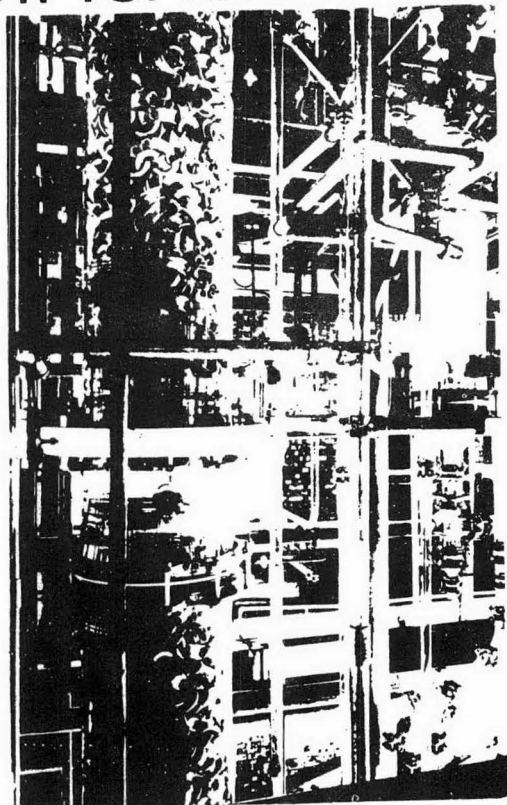
$$3.18 < 3.85$$

para $\alpha^* = 0.1\%$



LABORATORIO DE
INGENIERIA QUIMICA

ENFRIAMIENTO Y HUMIDIFICACION DE AIRE



FACULTAD DE QUIMICA
DIVISION DE ESTUDIOS PROFESIONALES
Area de Ingenieria



VI.- PRACTICA DISEÑADA.

ENFRIAMIENTO Y HUMIDIFICACION DE AIRE.

El problema de enfriar gases calientes se presenta frecuentemente en la industria. El enfriamiento indirecto mediante cambiadores de calor tubulares, aunque muy atractivo a primera vista, tiene muchas desventajas, porque los coeficientes del lado del gas son bajos y los costos de operación son elevados, ya que deberán utilizarse grandes velocidades de gas, lo que produce considerables caídas de presión.

Si es posible deberá usarse el enfriamiento directo, ya que estos equipos son baratos y fáciles de manejar, aunque tienen una seria desventaja: el gas que sale está húmedo.

El gas caliente al ponerse en contacto con agua fría se enfría por transmisión de calor sensible del gas al agua. Si la presión de vapor del agua en el gas es diferente de la que ejerce el líquido a la temperatura T, tendrá lugar un proceso de transferencia de masa, resultando una transmisión de calor por evaporación.

Si la presión de saturación es más grande que la presión parcial del gas la transferencia de material tendrá lugar desde el líquido al gas y si es más pequeña se invierte.

Balances y obtención de las ecuaciones de diseño.

$$G_s = \text{Kg. a.s. / hr. m}^2$$

$$L = \text{Kg. agua / hr. m}^2$$

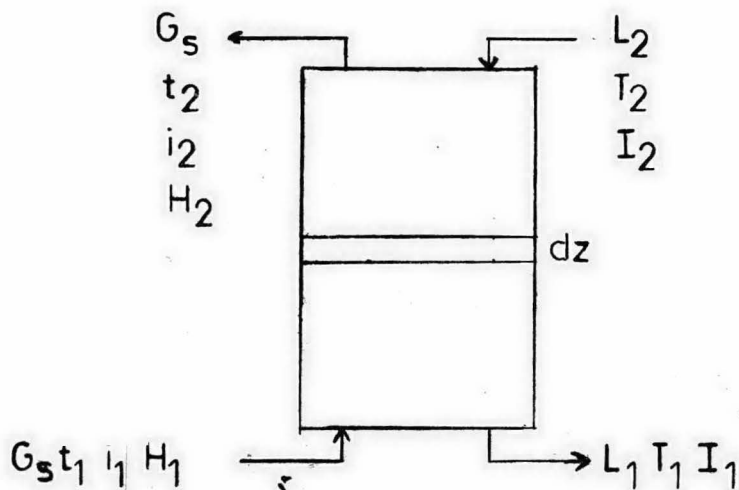
$$t = \text{Temp. del aire (}^\circ\text{C)}$$

$$T = \text{Temp. del agua (}^\circ\text{C)}$$

$$i = \text{Entalpía del aire Kcal./Kg. a.s.}$$

$$H = \text{Humedad del aire Kg.va./Kg.as.}$$

I = Entalpía del agua



Balance de calor en dz

$$G_S di = d(LI) \quad (1)$$

Calor que pasa del agua a la interfase

$$d(LI) = h_L a_H (T - T_i) dz \quad (2)$$

Calor de la interfase al aire

$$G_S c_H dt = h_G a_H (t_i - t) dz \quad (3)$$

Masa de agua de la interfase al aire

$$G_S dH = k_y a_H (H_i - H) dz \quad (4)$$

Si la ecuación (4) se multiplica por λ_0 y se añade (3) tendremos el calor total.

$$G_S(c_H dt + \lambda_0 dH) = [\lambda_0 k_y (H_i - H) a_m + h_G (t_i - t) a_H] dz \quad (5)$$

$$\text{Pero } di = c_H dt + \lambda_0 dH \quad (6)$$

$$a_H = a_m = a$$

y si

(6) en (5)

$$G_S di = [\lambda_0 k_y (H_i - H) + h_G (t_i - t)] a dz \quad (7)$$

Para el sistema aire-agua la ecuación de Lewis es válida y

$$\frac{h_G}{k_y} = c_H \quad (8)$$

Luego (7) se convierte en:

$$G_S di = k_y a (\lambda_0 H_i + c_H t_i) - (\lambda_0 H + c_H t) dz \quad (9)$$

Si i_x es la entalpía en la interfase

$$i_i = \lambda_0 H_i + c_H (t_i - t_0) \quad (10)$$

y

$$G_S di = k_y a (i_i - i) dz \quad (11)$$

y por lo tanto

$$L c_L dT = k_y a (i_i - i) dz \quad (12)$$

Separando variables e integrando, queda:

$$N_G = \int_{i_0}^{i_1} \frac{di}{i_1 - i} = \frac{k_y a}{G_S} Z = \frac{Z}{H_G} \quad (13)$$

y

$$N_L = \int_{T_0}^{T_1} \frac{c_L dT}{i_1 - i} = \frac{k_y a}{L} Z = \frac{Z}{H_L} \quad (14)$$

Las ecuaciones (13 y 14) deben integrarse gráficamente, para ello se hace uso de lo siguiente:

$$G_S(i_1 - i_2) = L c_L (T_1 - T_2) \quad (15)$$

Esto da la pendiente de la línea de operación en un diagrama entalpía temperatura. Esta línea tiene una pendiente que relaciona el flujo de líquido al del vapor, ya que $C_L = 1$ y pasa por los puntos (T_1, i_1) y (T_2, i_2) . La diferencia de temperaturas en la fase líquida es $T - T_1$ y la diferencia de entalpías en la fase gaseosa es $i_i - i$.

De (1) y (2)

$$G_S di = h_L (T - T_i) adz$$

pero

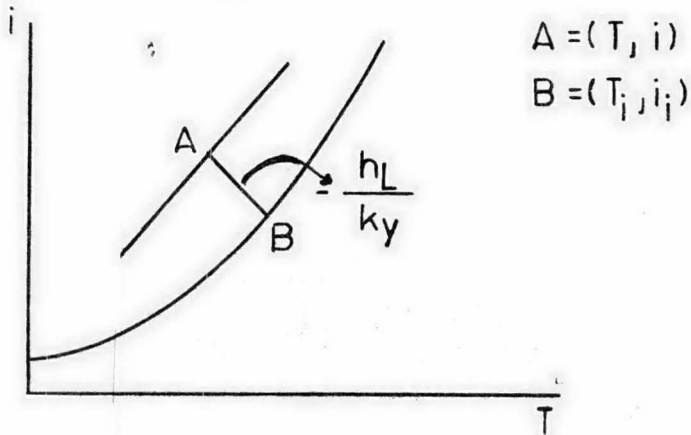
$$G_S di = k_y (i_i - i) adz$$

igualando

$$\frac{i_i - i}{T_i - T} = - \frac{h_L}{k_y} = - \frac{h_L c_H}{h_G} \quad (16)$$

La ecuación (16) muestra que una línea de pendiente $-h_L/k_y$ a

partir del punto (T, i) dará los valores en la interfase (T_i, i_i) .
Con estos valores $(i_i - i)$ se puede integrar la ecuación (14) o (13).



Si la temperatura del aire de entrada se conoce, la temperatura del aire a través de la torre se puede encontrar por el método propuesto por Mickley.

$$\text{De (3)} \quad G_S c_H dt = h_G a (t_i - t) dz$$

$$\frac{dt}{t_i - t} = \frac{h_G a}{c_H G_S} dz \quad (17)$$

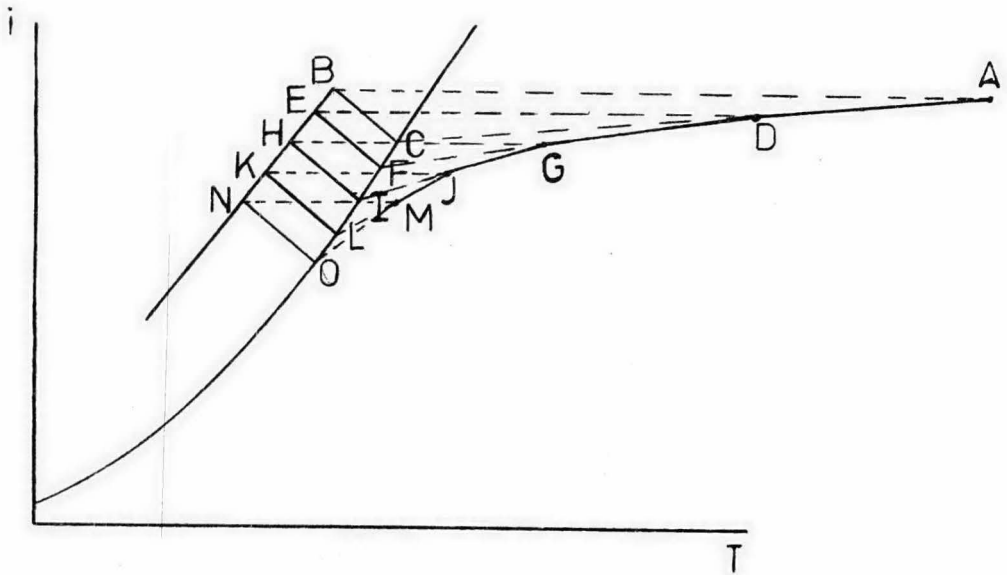
$$\text{De (11)} \quad G_S di = k_y a (i_i - i) dz$$

$$\frac{di}{i_i - i} = \frac{k_y a}{G_S} dz \quad (18)$$

Dividiendo (17) entre (18) $\frac{h_G a}{k_y a c_H} = 1$

$$\frac{dt}{di} = \frac{t_i - t}{i_i - i} \quad (19)$$

En el diagrama i vs. T se tiene localizado el punto de entrada del aire A con coordenadas i_1, t_1 . La línea BC nos dará las condiciones del punto de entrada en la interfase, punto (T_i, i_i) . Uniendo C con A obtendremos la línea AC. La pendiente de esta línea es dt/di en el punto A. Esta línea establece la tendencia de cambio de t vs i . t no es lineal con i pero se puede suponer tal, durante un intervalo corto, digamos la distancia AD. Este punto se escoge arbitrariamente. Una horizontal desde este punto da las condiciones en la línea de operación E. De E se localiza la interfase mediante $-h_L a/k_y$ y dando el punto F. Uniendo F con D nos dará la tendencia del aire en D. El proceso se repite, esta construcción permite ver si el aire se satura y si se forma niebla.



Descripción del aparato.

El aparato de humidificación que se encuentra en el laboratorio es una columna empacada, formada por un cilindro de poliester con fibra de vidrio de 12 cm. de diámetro externo y 10.4 cm de diámetro interno por 150 cm de alto. El fondo y la cúspide de la columna están atornillados al cilindro central, de manera que son fácilmente desmontables. Para facilitar la operación de cambio de empaque, la columna está colocada sobre un soporte rotatorio.

La columna cuenta con entradas y salidas para líquido y gas, un distribuidor de líquido en lo alto de ella y uno de gas en la base, medidores de flujo de gas y de líquido, de temperatura, un manómetro diferencial para medir las caídas de presión. Cerca de la base se encuentra un soporte acanalado sobre el que descansa el empaque..

El aire llega a la torre impulsado por una compresora, pero antes se le hace pasar por un precalentador a base de resistencias, en donde se le calienta para simular las condiciones reales de la industria.

El aire caliente se introduce por el fondo de la columna en donde se pone en contracorriente con agua, hasta que sale húmedo y frío por lo alto de la torre.

Técnica de Operación.

- 1.- Se pone a trabajar la compresora hasta que llegue a una presión de 4 a 6 K_g/cm^2 .
- 2.- Se purga la línea que abastece el aire hasta la torre por medio de unas llaves que están antes del regulador de presión, este regulador de presión también se purga para evitar que pase agua al medidor de orificio que está después del regulador y así no provocar la reacción del agua y del mercurio dentro del tubo en "U".

- 3.- Se abre toda la llave que está antes del regulador de presión; el gasto del aire se regula con la llave de aguja que está antes del medidor diferencial de orificio.
- 4.- Se conecta el cambiador de calor de resistencias a 220 volts.
- 5.- Se deja que se establezca la temperatura del aire durante 20 o 30 minutos.
- 6.- Se abre la llave de la entrada del agua y de la salida de la misma, se espera un momento hasta que se forma un sello de agua en la parte inferior de la torre para evitar la salida por ahí del - aire y este tienda a subir.
- 7.- El gasto del aire se mide por medio del medidor diferencial de orificio, tomando las lecturas en $\Delta P = \text{cmHg}$ que después se calcula la velocidad lineal del aire por medio de una fórmula que se indica en el ejemplo de los cálculos.
- 8.- El gasto del líquido se mide con una proveta a la salida del agua en la torre. Donde está un tubo en forma de " U " que es el - que forma el sello de agua para evitar que salga el aire.
- 9.- Ya que esté estabilizado el sistema se toman lecturas de las temperaturas a la entrada y salida de la torre del aire y del agua, respectivamente, (temperatura de bulbo seco y húmedo del aire); y las lecturas de temperatura se determinarán de la siguiente forma:
 - a.- La temperatura del aire en la entrada de la torre se toma introduciendo al tubo por donde pasa el aire un termómetro de Hg en la conexión en forma de T. (la temperatura de bulbo seco), como el calentamiento del aire es a humedad constante, la humedad de este se determina a las condiciones del aire ambiente de la siguiente manera con un psicrómetro: El psicrómetro se hace girar y a un determinado número de vueltas se ve si la temperatura del bulbo se

co y húmedo ya son constantes, y con los datos obtenidos en una carta de humedad se determina la humedad absoluta del aire, la cual será la misma a la entrada de la torre, pero la humedad relativa del aire será más baja que la del aire ambiente.

b.- La temperatura del aire a la salida se toma introduciendo el termómetro del bulbo seco y húmedo en la conexión T que está a la salida de la torre.

c.- La temperatura de entrada del agua se determina con el termómetro de mercurio.

d.- La temperatura del agua a la salida se determina con un termómetro de Hg en donde se toma la lectura del gasto del agua.

10.- Se rectificarán por último las lecturas de los gastos máscicos del aire y del agua en la forma indicada en los puntos 7 y 8 de esta técnica de arranque del equipo.

NOTA: Fórmula para calcular la velocidad lineal del aire (7)

$$V = C_o \sqrt{\frac{2g_c(\Delta P/\rho_g)}{(S_1^2/S_o^2) - 1}}$$

$$C_o = 0.615$$

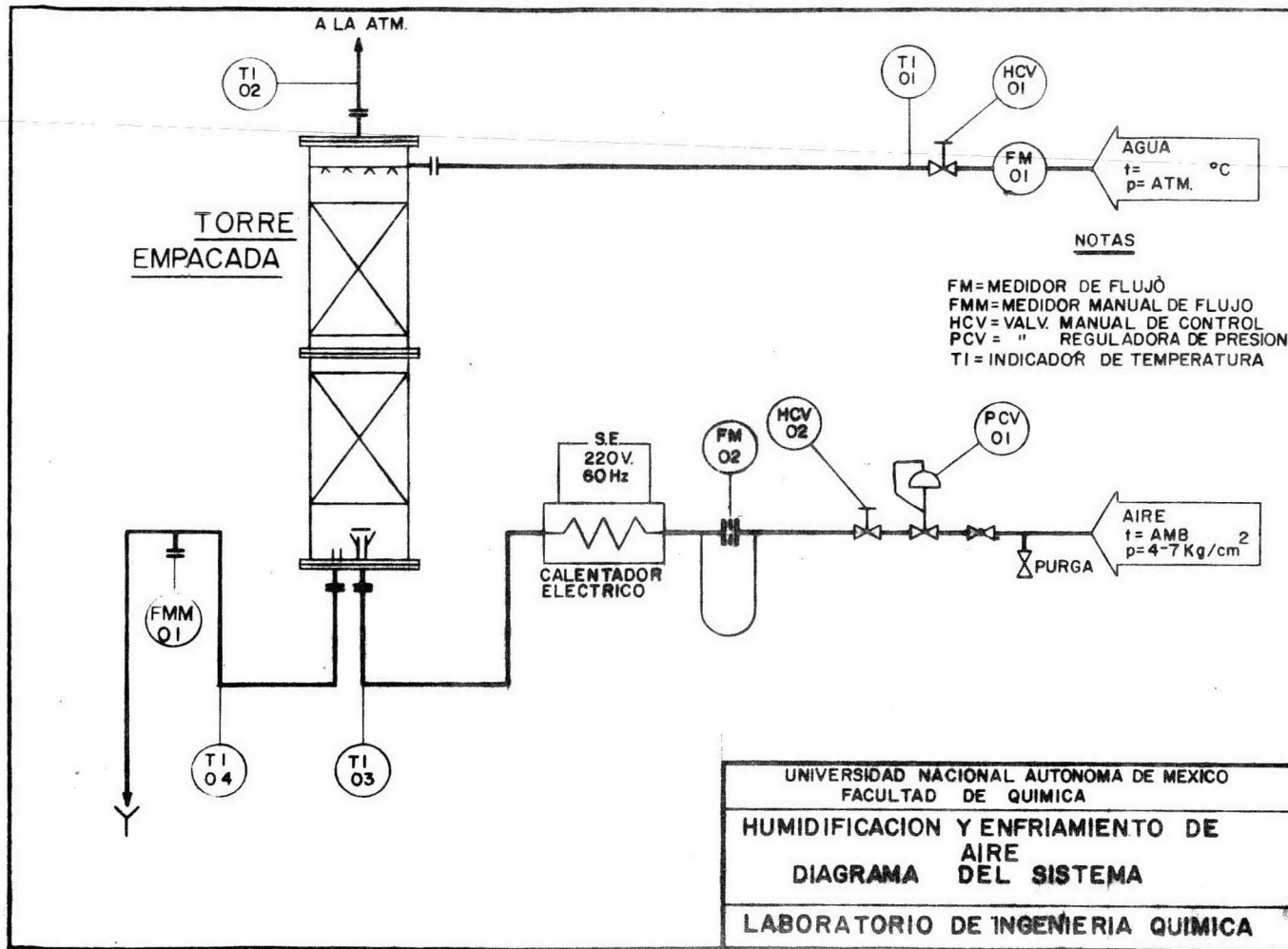
D nominal del tubo = 1/2 pulgada

D orificio = 1/8 pulgada

Cálculos.

Balances de masa y energía.

Dibujo de las líneas de operación sobre el diagrama de entalpía temperatura. Obtención del número de unidades de transferencia, de la altura de la unidad de transferencia y de los coeficientes k_{ya} , h_{La} , h_{Ga} usando el método de Mickley para encontrar el paso del aire.



DISCUSION

Los rangos de los gastos volumétricos los cuales sirvieron para calcular las correlaciones fueron:

Equipo	Unidades: Kg./hr.m ² . Gasto volumétrico.	
Yoshida-Tanaka	$668.53 \leq G_{\delta} \leq 2859.57$	
	$980.84 \leq L_{\delta} \leq 20299.96$	
Mc. Adams	$1707.9 \leq G_{\delta} \leq 4879.8$	
	$2439.9 \leq L_{\delta} \leq 12687.5$	
E. Macín	$285.04 \leq G_{\delta} \leq 982.33$	
	$175.5 \leq L_{\delta} \leq 1630.15$	

Para poder hacer una comparación con las correlaciones encontradas por Yoshida-Tanaka y Mc. Adams, se tuvo que extrapolar sus correlaciones sustituyendo los gastos volumétricos de aire y líquido empleados en las experimentaciones que se efectuaron en el equipo utilizado para este trabajo experimental.

En las gráficas logarítmicas de los datos obtenidos en las experimentaciones y lo datos obtendios por las correlaciones hay discrepancias en los coeficientes de transferencia de masa y calor - las cuales son:

Experimental		Correlación Yoshida-Tanaka
$k_{y,a}$	30% menor que	$k_{y,a}$
$h_{G,a}$	30% menor que	$h_{G,a}$
$h_{L,a}$	50% mayor que	$h_{L,a}$

Experimental

Correlación Mc. Adams

h_{G^a}	40% mayor que	h_{G^a}
h_{L^a}	40% mayor que	h_{L^a}

Estas discrepancias se debieron:

1.- A la extrapolación que se hizo, debido a que los gastos volumétricos difirieron en:

% de gastos volumétricos.

	Mínimo	G_{Δ}	Máximo
Yoshida-Tanaka	70.11%		74.44%
E. Macín	29.89%		25.56%

	Mínimo	L_{Δ}	Máximo
Yoshida-Tanaka	84.83%		92.6 %
E. Macín	15.17%		7.4 %

% de gastos volumétricos.

	Mínimo	G_{Δ}	Máximo
Mc. Adams	85.7%		83.25%
E. Macín	14.3%		16.75%

	Mínimo	L_{Δ}	Máximo
Mc. Adams	93.3%		88.62%
E. Macín	6.7%		11.38%

2.- A las dimensiones del equipo y a la altura del empaque (Z).

Equipo	Diámetro interno de la torre.	Altura de empaque (Z).
Yoshida-Tanaka	25 cm.	31.7 cm.
Mc. Adams	10.16 cm	22.86 cm.
E. Macín	10.4 cm	100 cm.

3.- Por lo que respecta a las características debidas al tipo de empaque y dimensión de este no se puede considerar que haya variaciones:

Equipo	Tipo de Empaque.	Dimensiones
Yoshida-Tanaka	Anillos Raschig de cerámica	15,25 y 35 mm.
Mc. Adams	Anillos Raschig de carbón	25 mm.
E. Macín	Anillos Raschig de cerámica	15 mm.

4.- Se considera un error de 4% a 3% en las mediciones de las temperaturas del aire a la entrada de la torre respecto a la temperatura real del gas, ya que no se podía cubrir el termómetro para evitar la radiación de calor por parte del tubo hacia el termómetro.

5.- Con lo que respecta a la medición del gasto del líquido se utilizó un medidor manual (una probeta y un cronómetro), lo que implica un error visual en las lecturas. Como se usaron gastos pequeños estos ocasionaban caídas de presión bajas, debido a esto no se podía utilizar un medidor diferencial o de otro tipo de mayor exactitud. En los trabajos realizados por Yoshida-Tanaka y Mc. Adams utilizaron un medidor diferencial y considero que el medidor diferencial es más exacto que el manual.

6.- En la medición del gasto del aire no se puede considerar que ha ya afectado en las discrepancias por que se utilizo un medidor dife

rencial de orificio al igual que Yoshida-Tanaka y Mc. Adams.

7.- Refiriéndonos a la cantidad mínima de líquido para torres empacadas algunos diseñadores aconsejan que sea de $7323.7 \text{ Kg./hr.m}^2$ ($1500 \text{ lb./hr. ft}^2$) (referencia 14). Esta cantidad mínima está calculada para equipos que se ocupan en procesos industriales con dimensiones de 1.525 a 1.83 m. (5 a 6 ft.) de diámetro y 18.3 m. (60 ft.) de altura de empaque (Z). En base a esto se hizo una comparación:

Equipo

Yoshida-Tanaka	25% arriba y 50% abajo del gasto mínimo de líquido.
Mc. Adams	40% arriba y 50% abajo del gasto mínimo de líquido.
E. MacIn	70% a 75% abajo del gasto mínimo de líquido.

CONCLUSIONES

Al hacer el balance de calor, se vió que el calor p rdido por el aire es 25% mayor que el calor aceptado por el líquido, el cual es p rdido por radiación, convección y conducción. En base a esto todo el balance de calor se hizo por el lado del líquido.

El aire ocupado en este proceso fué suministrado por una compresora con presión máxima de 7 Kg./cm². Este sistema tenía que - abastecer aire a otros equipos cuando se necesitaba, ocasionando que la presión bajara irregularmente. Debido a esto se puso un regulador de presión para disminuirla hasta 2.5 Kg./cm². y así tener una presión constante para el proceso.

A la presión de 2.5 Kg./cm². el medidor diferencial de orificio indicaba una ΔP de 95 cm. Hg. y como la longitud del tubo en "U" del medidor diferencial es de 150 cm., había el inconveniente que si se aumentaba la presión hasta 2.7 Kg./cm². o más el mercurio que se encuentra en el tubo en "U" del medidor diferencial se hubiera salido de este. Por lo tanto el gasto máximo de aire que se puede utilizar es 8.45 Kg./hr. (995.28 Kg./hr.m²).

Por el lado del gasto del líquido hubo una restricción y esta fue debido a que si se utilizaba gasto de líquido de 14 Kg./hr. (1648.99 Kg./hr.m²) o más, la línea de operación del proceso (representada en la gráfica "3" de i v.s. T) tiende a ser vertical. Hubo corridas en que sucedió esto y el valor del coeficiente de transferencia de calor $h_{L,a}$ se hacia infinito.

Con los datos experimentales obtenidos se calcularon los coeficientes individuales que son $h_{L,a}$, $h_{G,a}$ y $k_{y,a}$ definidos por las ecuaciones para transferencia simultánea de calor y masa.

Utilizando el método de mínimos cuadrados se calcularon las líneas de regresión. Estas líneas de regresión nos ajusta los datos de $h_{L,a}$, $h_{G,a}$ y $k_{y,a}$ obtenidos. Las líneas de regresión y los datos experimentales los representamos en las gráficas logarítmicas:

h_{La} v.s. L_δ (gráfica 4), h_{La} v.s. G_δ (gráfica 5), h_{Ga} v.s. L_δ (gráfica 6), h_{Ga} v.s. G_δ (gráfica 7), k_{ya} v.s. L_δ (gráfica 8) y k_{ya} v.s. G_δ (gráfica 9).

Al hacer una comparación de los coeficientes experimentales de transferencia de calor h_{La} (exp.) 88% mayor que h_{Ga} (exp). Podemos concluir que la resistencia de película-líquido no fue despreciable con la resistencia de película-gas.

Como los coeficientes de transferencia de calor y masa dependen tanto de L_δ y G_δ se calculó su correlación en base a los dos gastos volumétricos, los cuales son:

$$h_{La} = 0.02864 G_\delta L_\delta^{0.832} \quad \text{Kcal./hr.m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_{Ga} = 0.02788 G_\delta L_\delta^{0.454} \quad \text{Kcal./hr.m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$k_{ya} = 0.1294 G_\delta L_\delta^{0.422} \quad \text{Kg./hr. m}^3 \Delta H.$$

(estas correlaciones están representadas en las gráficas logarítmicas 18, 19 y 20).

Rangos de gastos volumétricos para estas correlaciones:

Unidades: Kg./hr.m^2 .

$$285.04 \leq G_\delta \leq 982.33$$

$$175.5 \leq L_\delta \leq 1630.15$$

Concluyendo que las correlaciones de los coeficientes de transferencia de masa y calor en este trabajo experimental pueden ser usadas con precaución.

Intentar una cosa, es signo de inquietud, realizarla, es prueba de carácter.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- JOHN H. PERRY *Chemical Engineers' Handbook.*
4a. Ed.
Mc Graw-Hill.
- 2.- FOUST
WENZEL
CLUMP
MAUS
ANDERSEN *Principio de Operaciones Unitarias.*
1ra. Ed.
Compañía Editorial Continental, S.A.
- 3.- ROBERT E. TREYBAL *Mass Transfer Operations.*
2a. Ed.
Mc Graw-Hill.
- 4.- FUMITAKE YOSHIDA
TATSOU TANAKA *Engineering and Process Development.*
Air-Water Contact Operations in a
Packed Column.
Vol. 43, No. 6, pag. 1467 (1951).
- 5.- WILLIAM H. MC ADAMS.
JACK B. POHLENZ
ROBERT C. ST. JOHN. *Transfer of Heat and Mass Between.*
Air and Water in a Packed Tower.
Vol. 45, No. 4, pag 241 (1949).
- 6.- HOUGEN
WATSON
RAGATZ *Chemical Process Principles.*
John Wiley & Sons, Inc.
- 7.- DONALD Q. KERN *Procesos de Transferencia de Calor.*
3a. Ed.
Compañía Editorial Continental, S.A.
- 8.- OCÓN Y TOJO *Problemas de Ingeniería Química.*
Edición en Español.
Ed. Aguilar.
- 9.- MC. CABE Y SMITH *Unit Operations of Chemical Engineering.*
Mc Graw-Hill.
- 10.- ALBERTO URBINA *Apuntes de Segundo Curso de Ingeniería*
Química.
Editorial Ciencias Químicas (1950).
- 11.- ERWIN KREYSZIG *Introducción a la Estadística Matemática,*
Principios y Métodos.
1ra. Ed.
Editorial Limusa-Wiley, S.A. (1973).
- 12.- MURRAY R. SPIEGEL *Teoría y Problemas. Estadística.*
Serie de Compendios Schaum.
Mc Graw-Hill.

13.- W.S. NORMAN

Absorption Distillation & Cooling Towers.
Ed. Longmans Green & Co. L.T.D.

14.- ERNEST E. LUDWIG

Applied Process Design for Chemical & Petrochemical Plants.
Ed. Gulf Publishing Company Houston, Texas.

I N D I C E

	PAG.
CAPITULO I.-	INTRODUCCION. 3
CAPITULO II.-	GENERALIDADES. 5
	A.- Diagrama Psicrométrico o Carta de Humedad. Gráfica 1. 18
	B.- Equipo para la transferencia de Masa. 22
	C.- Velocidad de Inundación 25
	D.- Equipos Utilizados en la Humidificación. 29
	E.- Balance y obtención de las ecuaciones de Diseño para la Humidificación. 31
	F.- Determinación de Coeficientes en el Equipo de Operación. Gráfica 2. 38
CAPITULO III.-	CORRELACIONES. 42
	Yoshida-Tanaka.
	W.H. Mc. Adams.
CAPITULO IV.-	DESCRIPCION DEL EQUIPO. 47
	A.- Técnica Experimental. 49
	B.- Ejemplo de Cálculo. Gráfica 3. 51
	C.- Corridas Seleccionadas. 67
	D.- Tabla de datos experimentales. 68
	E.- Tabla de resultados obtenidos experimentalmente de los coeficientes. 69
	h_{La} v.s. L_s Gráfica 4.
	h_{La} v.s. G_s Gráfica 5.
	h_{Ga} v.s. L_s Gráfica 6.
	h_{Ga} v.s. G_s Gráfica 7.
	k_{ya} v.s. L_s Gráfica 8.
	k_{ya} v.s. G_s Gráfica 9.
CAPITULO V.-	COMPARACION DE DATOS OBTENIDOS Y CORRELACIONES. 70
	A.- Comparación de datos experimentales v.s. correlación Yoshida-Tanaka.

$k_y a$ v.s. L_δ Gráfica 10.

$k_y a$ v.s. G_δ Gráfica 11.

$h_G a$ v.s. G_δ Gráfica 12.

$h_L a$ v.s. L_δ Gráfica 13.

B.- Comparación de datos Experimentales v.s. correlación Mc. Adams.

$h_G a$ v.s. G_δ Gráfica 14.

$h_L a$ v.s. L_δ Gráfica 15.

C.- Correlaciones encontradas para los datos experimentales.

$h_L a$ v.s. L_δ Gráfica 16.

$h_G a$ v.s. G_δ Gráfica 17.

$h_L a/G_\delta$ v.s. L_δ Gráfica 18.

$h_G a/G_\delta$ v.s. L_δ Gráfica 19.

$k_y a/G_\delta$ v.s. L_δ Gráfica 20.

CAPITULO VI.-

PRACTICA DISEÑADA

84

A.- Diagrama del Sistema.

CAPITULO VII.-

DISCUSION

93

CONCLUSIONES

97

BIBLIOGRAFIA

99

INDICE

101