UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO



COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA EN

TORRES DE ENFRIAMIENTO

TESIS PROFESIONAL

QueParaObtenerelTítulodeINGENIEROQUIMICOPRESENTAN

LEODEGARIO FRANCISCO JIMENEZ GARCIA JESUS VAZQUEZ MONTOYA

México, D.F.

1977



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. 的对象的一种。1940年1月2日,因为11日,1940年1月3日。

ACHINE R CATION

Re.

... Tesis 1977

NE ACMERICANT DI PERMANITION

OTHERADISTICS OF PERSON



LEODERT LIGE CREWINGCO UNIVERTICATION LEODERT AVAILUNCO UNIVERTICATION LEODERT VAXOUN MONTOVA

5 3.4 .

A nuestros Padres y Hermanos

A mi abuela Paguita

4

Al Sr. Ing. Oscar Vazquez Taméz

Al Sr. Ing. Pascual Larraza Smith

A MIS PADRES

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA EN TORRES DE ENFRIAMIENTO

LEODEGARIO FRANCISCO JIMENEZ GARCIA

JESUS VAZQUEZ MONIOYA

INGENIERIA QUIMICA

1977

PRESIDENTE : JOSE E. GALINDO FUENTES

VOCAL : RUDI PRIMO STIVALET CORRAL

SECRETARIO : CARITINO MORENO PADILLA

ler. SUPLENTE: ALEJANDRO LOZADA CAÑIBE

2do. SUPLENTE: AGUSTIN LOPEZ MUNGUIA

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: REPUBLICA MEXICANA

SUSTENTANTES: LEODEGARIO FRANCISCO JIMENEZ GARCIA

JESUS VAZQUEZ MONTOYA

ASESOR DEL TEMA : PROF. CARITINO MORENO PADILLA

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA EN TORRES DE ENFRIAMIENTO

TEMARIO

PROLOGO

1.- INTRODUCCION

- 1.1.- Descripción del equilibrio líquido-gas.
- 1.2.- Humidificación y deshumidificación.
- 1.3.- Humidificadores, deshumidificadores y torres de enfriamiento.
- 1.4.- Breve descripción de la transferencia de masa y calor.
 - 2.- METODO DE MICKLEY
- 2.1.- Desarrollo del método.
- 2.2.- Aplicación del método.
- 2.3.- Formación de niebla.
 - 3.- DIAGRAMA DE FLUJO, CODIFICACION Y RESULTADOS GENERADOS POR EL METODO DE MICKLEY
- 3.1.- Programa.
- 3.2.- Resultados.
 - 4.- COMPARACION CON COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA OBTENIDOS POR OTROS METODOS
 - 5.- CONCLUSIONES
- 5.1.- Recomendaciones.

PROLOGO

El presente trabajo tiene por objeto, en base a las ecuaciones de transferencia de masa y calor para contacto directo líquido-gas, el cálculo de los coeficientesindividuales de transferencia de masa y calor para torres de enfriamiento en opera ción, dicho cálculo se hace a través del método de Mickley, con el cual todos loscoeficientes individuales para esta operación pueden ser calculados por una sencilla prueba.

Se elaboró un programa de computación por medio del cual se calculan dichos coe ficientes, este ha sido probado con problemas teóricos resultando adecuado.

Los datos que se procesan fueron obtenidos de torres de enfriamiento en opera-ción en lugares con diferentes condiciones ambientales y que son : Salamanca, Gto. México, D. F., Puebla, Pue., Cosoleacaque, Ver. y Pajaritos, Ver.

Los resultados obtenidos por medio del método citado se comparan con los obteni dos por ecuaciones empíricas.

Se realiza por último un análisis de resultados y se exponen las conclusiones del trabajo.

1.- INTRODUCCION

Contacto directo líquido gas.- Cualquier equipo que involucre transferencia de masa involucrará también transferencia de calor ya que implica calor latente en lacondensación de la fase gas a la fase líquida ó en la evaporación de la fase líquida a la fase gas, de tal modo que la transferencia de calor estará asociada con lacantidad equivalente de la transferencia de masa. En operaciones tales como condensación, evaporación, cristalización, la transferencia de calor y masa ocurre simultaneamente en grandes cantidades, estas se pueden calcular considerando la cantidad de calor transferido a traves de un conducto externo al sistema. Este trabajo se de sarrollará en base a esta teoria, utilizando las operaciones unitarias humidificación y deshumidificación, en las cuales existen presentes dos fases: la fase líquida representada generalmente por agua, y una fase gas cuyo componente es un gas no condensable, usualmente, aire en el cual se encuentra presente cierta cantidad de vapor que proviene de la fase líquida, por lo que las ecuaciones básicas para opera ciones con transferencia simultánea de masa y calor serán desarrolladas aplicando las técnicas de balance de materia y energía a humidificación y deshumidificación.

En la humidificación, el líquido es vaporizado y el calor de vaporización se transfiere al líquido, y la deshumidificación es la condensación de cualquier vapor presente en un gas permanente.

El uso más extenso en la actualidad de equipo que involucre contacto directo líquido-gas es en humidificadores, como son las cámaras de espreado y las torres de enfriamiento. Estas últimas son posiblemente la aplicación más notable debido a necesidades cada vez mayores de agua como medio de enfriamiento, la cual en muchas in dustrias se tiene disponible en cantidades limitadas y debe estar en uso continuo,o muchas veces, aunque se encuentre en abundancia, requiere de un preenfriamiento,lo cual justifica un análisis matemático para la obtención de coeficientes de trans ferencia de masa y calor en las operaciones de contacto directo líquido-gas usandola computación electrónica y programación como medio más rápido y exacto para el cálculo de dichos coeficientes.

Se hará en base a lo anteriormente expuesto, el cálculo de dichos coeficientes para torres de enfriamiento usando el método desarrollado por Harold S. Mickley.

El programa desarrollado se aplica (como una comprobación teórica del método)a problemas didácticos en los que se conocen de antemano los resultados, los cuales se comparan con los obtenidos a traves del modelo matemático y a continuación se -aplica este programa a torres de enfriamiento reales.

1.1.- DESCRIPCION DEL EQUILIBRIO LIQUIDO-GAS.

La presión de un vapor en equilibrio con un líquido puro a una temperatura dada es llamada la presión de vapor a esa temperatura. En la interfase líquido-gas lasmoléculas estan saltando continuamente de el líquido y entrando al gas. Este salto ocurre cuando una molécula del líquido ha adquirido suficiente energía para vencer las fuerzas intermoléculares atractivas que la mantienen en el líquido. Constantemente las moléculas de gas chocan con el líquido en la interfase, pierden energía, y entonces son sujetadas en el líquido por fuerzas intermoléculares. Si el númerode moléculas que salen del líquido es más grande que el número de moléculas que -condensan en este, hay una evaporación neta. Sí el número de moléculas de gas queentran al líquido es mayor, hay una condensación neta. Sí el número de moléculas que salen del líquido es igual al número que entran, no hay un cambio neto en el -gas o el líquido, entonces existe el equilibrio.

El mecanismo de condensación puede ser más facilmente entendido en relación alas fuerzas entre moléculas, ó la energía intermolécular, Como en el diagrama mostrado en la figura 1.1.1.

(a) † (b)

- (a) .- Potencial de repulsión.
- (b) .- Energía de atracción.

r_cr_m Distancia intermolecular Fig. 1.1.1 Diagrama de energía intermolécular.

Este diagrama muestra la energía potencial existente a causa del espaciamientocomo una función de la distancia de este espaciamiento. A grandes separaciones las moléculas se atraen una a otra. La energía de atracción representada como una energía de potencial negativo, es máxima a una separación r_m pero decrece cuando la se paración se incrementa después de este punto. Como todas las moléculas se mueven muy juntas, la fuerza de atracción es reemplazada por la fuerza de repulsión. A se paración r_o el balance de las fuerzas atractivas y resulsivas, da una energía potencial neta de cero. A separaciones menores que r_o existe una fuerte fuerza de repulsión entre las moléculas. La forma de ésta curva de energía ha sido aproximada ana liticamente, y la expresión resultante ha sido usada para predecir el comportamiento de líquidos y gases reales con cierto resultado.

Las moléculas en fase gaseosa existen normalmente en tales separaciones que hayuna pequeña, ó no hay, energía potencial intermolecular. Sólo durante una colisión las fuerzas atractivas y repulsivas son grandes, y son equilibradas por la energía cinetica de las moléculas. Estas fuerzas previenen tales colisiones con la condición de elasticidad perfecta, como lo requiere el modelo simplificado de la teoria cinetica. A medida que se baja la temperatura la energía cinetica se reduce. Por último, la energía cinetica será bajada lo suficiente tal que la colisión entre mo léculas sea imposible, con la exepción de la vibración alrededor del radio r_0 . Tal par puede ser separado por más colisiones, ó puede atrapar moléculas adicionaleshasta que resulte una gota de líquido.

Las moléculas de varios compuestos tienen diferentes propiedades que afectan su tendencia a vaporizar o a condensar. El tamaño velocidad y las fuerzas atractivas intermoléculares asociados con un tipo dado de molécula, influyen en el equili brio de fase. Pequeñas moléculas no polares de altas velocidades tales como hidrógeno y metano tienden a escapar del líquido facilmente y retienen energía suficien te como una molécula de gas en colisión con la interfase líquida evitando la condensación. Tales moléculas pequeñas tienen presiones de vapor muy altas y muy bajo punto normal de ebullición, por que tienen una fuerte tendencia a permanecer en el estado gaseoso. Por otro lado, grandes moléculas en movimiento lento tienden a tener bajas presiones de vapor y puntos de ebullición altos. El agua tiene un relativamente alto punto de ebullición a pesar de su peso molécular bajo debido a sus -fuerzas atractivas intermoléculares fuertes.

La presión de vapor es una función dependiente de muchas variables, algunas de ellas ya se mencionarón anteriormente. Es por esto difícil predecir el valor de las presiones de vapor de la teoria. Los datos de presiones de vapor son usualmente presentados grafica o tabularmente. La presión de vapor se incrementa rapidamen te con la temperatura. Puede ser expresada aproximadamente por una ecuación empír<u>i</u> ca de la forma:

$$\log P_{v} = (-C_{1}/T) + C_{2}$$

donde: P = Presión de vapor a temperatura T.

 C_1 , C_2 = Constantes empíricas evaluadas para cada gas.

T = Temperatura absoluta.

Todas las curvas de presiones de vapor terminan a alguna alta temperatura. Sobre ésta temperatura sólo la fase gas puede existir. En éste punto la energía ciné tica de las moléculas es tan grande que vence a las fuerzas atractivas intermolécu lares, no importa cuanto se junten las moléculas, debido a la energía cinética pasarán a la fase gaseosa. La temperatura sobre la cual solo puede existir (independiente de la presión) una fase gas es llamada la temperatura crítica, T_c . La presión de vapor a la temperatura crítica es la presión crítica P_c . Todas las propie dades de las fases gas y líquido son identicas en el punto crítico, y las dos fases son indistinguibles.

- 7 -

La existencia del punto crítico enfatiza la similaridad entre fases gas y líquido. Un gas a cualquier temperatura y presión puede ser comprimido, calentado y enfriado hasta que llegue a algun punto en la región de fase líquida, este proceso--puede ser efectúado de tal manera que no haya un cambio de fase abrupto en algun---punto. El cambio de las propiedades continuará de la fase gas a la fase líquida.

1.2.- HUMIDIFICACION Y DESHUMIDIFICACION

En un proceso de deshumidificación una mezcla caliente de vapor-gas es puesta en contacto con un líquido frio. El vapor de la fase gas condensa; la fase gas se enfria y el líquido es calentado. El calor sensible y latente son transferidos háciala fase líquida. Estas condiciones son mostradas esquematicamente en la figura -----1.2.1. En la convención normal se encuentra a la fase gas como el sistéma y las proporciones y cantidades de la transferencia de masa y calor son positivas cuando esta es hacia la fase gas. Esta convención de signos es equivalente a medir la distancia en dirección de la fase gas. La transferencia de calor y masa sera entonces para esta situación física negativa.



Figura 1.2.1. CONDICIONES DE UN DESHUMIDIFICADOR.

En un proceso de humidificación como es el enfriamiento de agua, figura 1.2.2,-agua caliente es puesta en contacto con una mezcla vapor-gas enfriadora; calor y ma sa son transferidos hacia la fase gas. Como resultado los signos de la fuerza impulsora y de las cantidades de transferencia son positivas, basandose en la convención descrita arriba. Se pueden encontrar casos en los cuales la transferencia de calorsensible y latente esten en direcciones opuestas. Esto siempre ocurre en lo profundo de las torres de enfriamiento en donde el agua se ha enfriado abajo de la temperatura total del gas. Este sobreenfriamiento es posible debido a que la transferencia de calor latente eclipsa la transferencia de calor sensible. El líquido no meenfria abajo de la temperatura de bulbo húmedo del gas como fué mostrado anteriormente. Este caso se ilustra en la figura 1.2.3.

9 -



Figura 1.2.2. CONDICIONES DE UNA TORRE DE ENFRIAMIENTO (HUMIDIFICADOR)



Figura 1.2.3.

1.3.- HUMIDIFICADORES, DESHUMIDIFICADORES Y TORRES DE ENFRIAMIENTO

Humidificadores.- Un humidificador de aire típico consiste de una cámara rectangular a traves de la cual se hace pasar aire. Dentro de la cámara, espreas centrifu-gas pulverizan finalmente agua caliente, cerca de estas espreas las gotas de agua-se evaporan en el aire. Compartimentos a la entrada de la cámara distribuyen el aire; otros compartimentos o "eliminadores" a la salida remueven cualquier humedad no evaporada. Los humidificadores estan situados a la entrada de un ventilador y se usan en conexión con sistemas de ventilación. El agua no se calienta ni se enfria du rante la recirculación.

Deshumidificadores.- En los procesos que demandad una atmósfera constante es necesa rio humidificar el aire y deshumidificarlo en otras. El equipo para la deshumidificación puede utilizar un espreado directo de agua fria en el aire, un espreado de <u>a</u> gua en serpentines refriferados o serpentines refrigerados solamente. Las unidadesde pulverización son similares a las de los humidificadores por pulverización, exep to que como la función del agua es condensar y remover la humedad del aire, se usauna pulverización más gruesa. Se pulveriza mucho más líquido aqui que en un humidificador y se tiene más cuidado de asegurar una completa extracción del agua líquida del aire descargado.

En un humidificador de serpentin típico, el aire se hace pasar primeramente porun filtro seco, despúes por serpentines de metal y finalmente por serpentines de ca lentamiento cuando se requiere aire seco caliente. Un refrigerante es expandido enlos serpentines de enfriamiento o se bombea agua fria o salmuera a traves de ellos, paneles de goteo bajo los serpentines recolectan el condensado.

Torres de enfriamiento.- El principal uso industrial del contacto directo aire-agua es enfriar grandes cantidades de agua. Muchos procesos requieren de un enfriador auna temperatura bajo la prevaleciente en verano en la superficie del agua. En unatorre de enfriamiento de agua, se tienen tablas de madera que impiden que las corrientes de agua tengan una caida directa y favorecen dicho contacto aire-agua. Secuenta con pasajes abiertos, que contiene el relleno, para el flujo de aire, quepuede ser en sentido cruzado hacia arriba y a contracorriente con un flujo de aguao una combinación de ambos. Puede ser tambien por circulación natural del vientoprevaleciente, en **cuyo** caso se llama torre "atmósferica" o por tiro mecánico.

1.4.- BREVE DESCRIPCION DE LAS TRANSFFRENCIAS DE MASA Y CALOR

Tansferencia de calor. - Muchas reacciones químicas se llevan a cabo o se completanmás rapido si la temperatura es diferente a la temperatura ambiente. Además las---reaccines químicas usualmente desprenden o absorben calor. Por lo tanto es necesa-rio con frecuencia calentar o enfriar los reactivos y productos en una reacción industrial. Esto hace que la transferencia de calor sea una operación unitaria extremadamente importante. La transferencia de calor es tambien envuelta en la vaporización o condensación de una corriente de proceso. Es posible con frecuencia calentar una corriente de proceso, la cual enfria a otra, en una pieza de equipo llamada cam biador de calor en la cual no entran los fluidos en contacto directo sino que fluyen uno por fuera de otro separados por una pared metálica a traves de la cual el--calor es transferido de la corriente caliente a la fria. La recuperación de corrien tes de producto es economicamente importante. Un ejemplo común de un intercambiador de calor gas-líquido es el radiador del automovil. La reacción química en un cilindro de automovil es fuertemente exotérmica y el calor desprendido es tomado por elagua de enfriamiento, la cual circula a traves de la maquina. Cuando el agua de enfriamiento llega al radiador el calor se transfiere al aire.

Transferencia de masa.- En muchas operaciones unitarias un componente de una fase-líquida es transferido a otra fase por que el componente es mas soluble en esta última. La distribución de componentes entre fases depende sobre el líquido del siste ma. La transferencia de masa se puede usar para separar productos y reactivos des-púes de una reacción química incompleta; se puede usar para remover productos no de seables o subproductos y otras impurezas, para obtener productos altamente puros, y para purificar materia prima.

2.- METODO DE MICKLEY

2.1.- DESARPOLLO DEL METODO

Contacto directo aire-agua.- Las ecuaciones para diseño de equipo son obtenidasde las relaciones de transferencia de masa y energía para el sistéma de contacto.

Considerese una altura diferencial dZ de una torre de acondicionamiento de airea tiro forzado, adiabatica, a contracorriente y de sección transversal constante en la cual el aire y el agua estan en contacto directo como se muestra en la figura---2.1.1, el aire entra a la sección a una velocidad másica de G libras de aire seco-por hora por pie cuadrado de area seccional, a una temperatura de masa $t_{\rm G}$, una hum<u>e</u> dad $H_{\rm C}$ y una entalpia $i_{\rm G}$.



Figura 2.1.1

El agua entra a la sección a una velocidad másica de L+dL libras por hora por pie cuadrado de la sección transversal de la torre y a una temperatura másica t_L+dt_L . En la sección las corrientes de agua y aire intercambian masa y calor y salen ligeramente alteradas. Se considera que en la interfase agua-aire el aire es saturado a la temperatura de interfase t_i .

La velocidad a la cual el agua se transfiere entre las fases es:

$$GdH_{C} = dL = k_{C}a_{M}(H_{i}-H_{C})dZ \qquad 2.1.1.a$$

en donde k_Ga_M representa al coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseo sa sa asociado al area de transferencia de masa por unidad de volúmen. Rearreglando la ecuación 2.1.1.a., resulta:

6

$$\frac{dH_G}{H_G} = \frac{k_G^a M}{G} dZ \qquad 2.1.1.b.$$

esta ecuación relaciona el cambio de humedad del aire a la altura de la torre, sila relación entre la humedad del aire H_{G} y la humedad del aire saturado a la temperatura de interfase aire-agua H_{i} fuera conocida, la ecuación 2.1.1.b. se podría integrar directamente y la altura de la torre obtenida inmediatamente. Es necesario-desarrollar antes otras ecuaciones para poder efectuar dicha integral.

La entalpia del aire está dada por la relación:

$$i_{G} = c_{S}(t_{G}-t_{O}) + \lambda_{O}H$$
 2.1.2.

en donde c_s representa la capacidad calorífica o calor húmedo, t_o la temperatura de referencia y λ_{o} el calor latente de vaporización del agua a t_o.

Del balance de energía aplicado al sistema gas-líquido se obtiene:

$$d{Gi_G} = d{Lc_L(t_L-t_0)}$$
 2.1.3.a.

en donde t_L denota la temperatura del líquido y c_L la capacidad calorífica del agua. La ecuación anterior relaciona la entalpia total del aire a la entalpia total del <u>a</u> gua líquida. Por lo general el cambio en la cantidad de agua debido a la evapora---ción o condensación no es significativo y la ecuación 2.1.3.a. se puede aproximar---por:

$$Gdi_{G} = Lc_{L}dt_{L}$$

$$\frac{di_{G}}{dt} = \frac{Lc_{L}}{c}$$
2.1.3.b.
2.1.3.c.

la integración de la ecuación 2.1.3.b. da la "línea de operación", que es la línearecta que relaciona la entalpia del aire y la temperatura del agua, resultando:

$$i_{G_{r}} - i_{G_{r}} = Lc_{L}(t_{L_{2}} - t_{L_{1}})/G$$
 2.1.3.d.

La velocidad de transferencia de calor del agua líquida a t_L a través de la pe-lícula líquida a la interfase líquido-gas a t_i es:

$$c_{L}dt_{L} = h_{L}a_{H}(t_{L}-t_{i})dZ \simeq Gdi_{G}$$
 2.1.4.a.

en donde h_L denota al coeficiente de transferencia de calor en la superficie de lafase líquida y a_H el área de transferencia de calor por unidad de volúmen.

La ecuación 2.1.4.a. relaciona el cambio en la temperatura del agua con la altura de la torre. Puede rearreglarse para dar:

$$\frac{dt_{\rm L}}{(t_{\rm L}-t_{\rm i})} = \frac{h_{\rm L}a_{\rm H}}{Lc_{\rm L}} dZ \qquad 2.1.4.b.$$

La velocidad de transferencia de calor sensible a la interfase a través de la pe lícula de gas a la corriente de gas a la corriente de gas a t_c se puede escribir:

$$c_{s}dt_{G} = h_{G}a_{H}(t_{i}-t_{G})dZ$$
 2.1.5.a.

en donde h_G representa el coeficiente de transferencia de calor en la superficie--para la fase gas. La ecuación 2.1.5.a. permite calcular la temperatura del gas en-función de la altura de la torre; rearreglando dicha expresión resulta:

$$\frac{dt_G}{dt_G} = \frac{h_G^a_H}{Gc_s} dZ \qquad 2.1.5.b.$$

Las ecuaciones diferenciales anteriores son suficientes para relacionar la tempe ratura del aire, la entalpia del aire, temperatura del agua y altura de la torre,-pero aún así su solución es difícil, siendo necesario simplificar más este modelo,-Merkel¹ usó la relación aproximada propuesta originalmente por Lewis²:

$$\frac{h_G}{k_G} = c_S$$
 2.1.6.

para desarrollar el método de potencial entalpico. Introduciendo la relación de Lewis² en la ecuación 2.1.5.a. y suponiendo que el área de transferencia de masa a_{M} -es igual al área de transferencia de calor a_{H} resulta:

$$Gc_sdt_G = k_Ga_M(c_st_i - c_st_G)dZ$$
 2.1.7.

de las ecuaciones 2.1.1.a. y 2.1.7. se obtiene:

$$\begin{aligned} \mathsf{G}(\mathsf{c}_{\mathsf{s}}\mathsf{d}\mathsf{t}_{\mathsf{G}}+\lambda_{\mathsf{o}}\mathsf{d}\mathsf{H}_{\mathsf{G}}) &= \\ & \{(\mathsf{c}_{\mathsf{s}}\mathsf{t}_{\mathsf{i}}+\lambda_{\mathsf{o}}\mathsf{H}_{\mathsf{i}})-(\mathsf{c}_{\mathsf{s}}\mathsf{t}_{\mathsf{G}}+\lambda_{\mathsf{o}}\mathsf{H}_{\mathsf{G}})\}_{\mathsf{K}_{\mathsf{G}}} \mathsf{A}_{\mathsf{M}}^{\mathsf{d}\mathsf{Z}} & 2.1.8. \end{aligned}$$

Si se desprecia la variación en calor húmedo c $_{\rm S}$, puede introducirse la entalpiadando:

$$\operatorname{di}_{G} = \operatorname{k}_{G^{a}M}(\operatorname{i}_{i}-\operatorname{i}_{G})\operatorname{dZ}$$
 2.1.9.a.

6

$$\frac{di_{G}}{i_{i}-i_{G}} = \frac{k_{G}a_{M}}{G} dZ \qquad 2.1.9.b.$$

La ecuación 2.1.9.b. relaciona la entalpia del aire con la altura de la torre.--La combinación de las ecuaciones 2.1.4.a., 2.1.6. y 2.1.9.a. da:

$$\frac{\mathbf{i}_{\mathbf{G}}^{-1}\mathbf{i}}{\mathbf{t}_{\mathbf{L}}^{-1}\mathbf{t}_{\mathbf{i}}} = -\frac{\mathbf{h}_{\mathbf{L}}}{\mathbf{k}_{\mathbf{G}}}$$
 2.1.10.

La ecuación 2.1.10. con frecuencia se denomina "línea de contacto" y representala relación de las velocidades relativas de la transferencia de entalpia hacia lasfases gas y líquido. Las ecuaciones 2.1.2., 2.1.3.d., 2.1.9.b. y 2.1.10. son la base del método gráfico de potencial entalpico usado ahora para determinar la alturade la torre. Antes de discutir su aplicación práctica conviene introducir otra rela ción generada por el cociente de las ecuaciones 2.1.7. y 2.1.9.b.:

$$\frac{\mathrm{di}_{\mathrm{G}}}{\mathrm{dt}_{\mathrm{G}}} = \frac{\mathbf{i}_{\mathrm{G}}^{-1}\mathbf{i}}{\mathbf{t}_{\mathrm{G}}^{-1}\mathbf{t}_{\mathrm{i}}} \qquad 2.1.11.$$

esta ecuación relaciona la entalpia a la temperatura de la corriente de gas. Las ecuaciones anteriores son la base de este método. Además de los resultados anterio-res la ecuación 2.1.11. da un medio para la determinación del valor del coeficiente de transferencia de calor de la película líquida $(h_{L}a_{H})$ al coeficiente de transfe-rencia de masa $(k_{G}a_{M})$ de una corrida experimental sencilla. Si esta relación se com bina con la integración de la expresión de la transferencia de entalpia, ecuación--2.1.9.b., los valores numéricos del coeficiente de transferencia de calor de la película líquida $(h_{L}a_{H})$, el coeficiente de transferencia de masa en fase gas $(k_{G}a_{M})$,y el coeficiente de transferencia de calor en fase gas $(h_{C}a_{H})$ pueden ser calculados.

El problema principal en las derivaciones de las ecuaciones de diseño es asumirque el área de transferencia de calor es igual al área de transferencia de masa. Es ta suposición se introdujo en las simplificaciones algebraicas que llevan a la ecua ción 2.1.9.d. y por lo tanto es la premisa básica del método de potencial entalpico. Si en un sistema de contacto toda la superficie interfacial no es mojada, la suposi ción de área igual es incorrecta. Además se requiere trabajo experimental para evaluar la magnitud de ésta. En suma estas relaciones proponen que la entalpia del líquido condensado de la fase gas puede ser despreciado en comparación con la ental-pia del vapor. Ciertas aproximaciones, es decir, la relación de Lewis y unos tratamientos especiales del calor húmedo son tambien introducidos. En la mayoría de loscasos, sin embargo, estas simplificaciones no implican error significativo.

Las condiciones de operación que forman niebla dentro del aparato son observadas o descubiertas, y los cambios necesarios para eliminar la niebla pueden determinarse usando este procedimiento. Además de la molestia motivada por la niebla, su formación afecta al mecanismo de transferencia de masa y entalpia. Por lo tanto, el equipo operado bajo condiciones reales puede no satisfacer las especificaciones deoperación.

2.2.- APLICACION DEL METODO

Coeficientes individuales.-Apesar de las limitaciones de los coeficientes totales, estos han tenido aceptación a causa de que los coeficientes individuales de--transferencia de masa y calor no han estado disponibles. Con el método aquí propues to, sin embargo, todos los coeficientes se pueden calcular por una sencilla prueba. El proceso de cálculo es el siguiente:

En torres de enfriamiento en operación y estando bajo condiciones adiabaticas aproximadamente estables se obtuvieron como datos: Temperaturas a la entrada y salida de las corrientes de agua y aire, temperaturas de bulbo húmedo a la entrada y sa lida de la corriente de aire, flujo másico de la corriente de agua, altura del empa que de la torre y presión atmosférica. Se desea calcular el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, $k_{G}a_{M}$, el coeficiente de transferencia de caloren fase gas, $h_{G}a_{H}$, y el coeficiente de transferencia de calor en la película líquida, $h_{r}a_{H}$, para las condiciones de operación obtenidas.

Tomando como referencia la figura 2.2.1., estos datos fijan la "línea de opera--ción" AB y las temperaturas totales de aire de entrada y salida en el diagrama entalpia-temperatura. Si se estima el cociente $(-h_L a_H/k_G a_M)$ correspondiente a la pendiente de la "línea de unión" de la ecuación 2.1.10., se puede integrar la ecuación 2.1.11. por algún método gráfico. Si la integración se comienza en uno de las extre mos de la torre (Por ejemplo en la entrada de aire) y se lleva hasta el otro extremo, solo con un valor de este cociente las temperaturas representativas concordarán con las calculadas. La pendiente de la "línea de unión" a la que esto sucede es elvalor correcto del cociente mencionado. En la práctica se requieren varios intentos para conocer la pendiente correcta, sin embargo, el método requiere obviamente unadeterminación apropiada de las temperaturas del aire. Como la "línea de unión" es ahora conocida, la ecuación 2.1.9.b. (Expresión de transferencia de entalpia) se pue de integrar y el valor numérico de la cantidad ($k_{GM}^{a}Z/G$) es determinado. Como se co noce la altura Z y se puede determinar el flujo másico de aire G por medio de la ecuación 2.1.3.d., se puede calcular k_{GM}^{a} . La relación de Lewis $(h_{G}^{k}/k_{G}^{a} = c_{s}^{a})$ nos fija ahora h_G. La pendiente de la "línea de unión" $(-h_L a_H/k_{G^a_M})$ se ha encontrado y -por lo tanto, h, a, se puede determinar.

Las ecuaciones fundamentales utilizadas para el cálculo de los coeficientes en-torres de enfriamiento son las siguientes:

$$(i_{G_2} - i_{G_1}) = Ic_L (t_{L_2} - t_{L_1})/G$$
 2.1.3.d.
 $h_C/k_C = c_s$ 2.1.6.



Figura 2.2.1.

$$\frac{\mathrm{di}_{\mathrm{G}}}{\mathrm{i}_{\mathrm{i}}^{-1}\mathrm{G}} = \frac{\mathrm{k}_{\mathrm{G}}^{\mathrm{a}}\mathrm{M}}{\mathrm{G}} \mathrm{dZ} \qquad 2.1.9.\mathrm{b}$$

У

$$\frac{i_{\rm G}^{-i}i_{\rm i}}{t_{\rm L}^{-t}t_{\rm i}} = -\frac{h_{\rm L}}{k_{\rm G}}$$
 2.1.10.

La variable inmediata a calcular es el flujo másico de la corriente de aire G, rearreglando la ecuación 2.1.3.d. resulta:

$$G = Lc_{L} \left(\frac{t_{L_{2}} - t_{L_{1}}}{i_{G_{2}} - i_{G_{1}}} \right)$$
 2.2.1.

Utilizando la ecuación dada por G. E. <u>Mc Elroy³</u> para el cálculo de las entalpias en la fase gaseosa:

$$i_{\rm G} = (0.24+0.45H_{\rm G})t_{\rm W} + 1061H_{\rm G}$$
 2.2.2.

en donde t_w es la temperatura de bulbo húmedo correspondiente.

El valor $(0.24 \pm 0.45 H_G)$ se conoce como "calor húmedo", c_s, con lo cual la ecua---ción 2.2.2. da:

$$i_{G} = c_{s} t_{W} + 1061 H_{G}$$
 2.2.3.

Para el cálculo de la humedad absoluta H_G se usará la ecuación dada por G. E. Mc Elroy:

$$H_{\rm G} = 0.622 \left(\frac{P_{\rm V}}{P-P_{\rm V}}\right)$$
 2.2.4.

en donde el coeficiente 0.622 es el cociente de los pesos moleculares del agua y de el aire, P_v es la presión de vapor a la temperatura correspondiente y P la presiónatmosférica a la que opera la torre.

Ahora bien, la única variable que falta para calcular las entalpias en la interfase i_i , es la presión de vapor P_v , para la cual se usa la ecuación propuesta por--Calingaert y Davis⁴ que es:

$$\log P_{v} = 7.991 - \frac{1687}{t_{v} + 230}$$
 2.2.5.

que en su forma exponencial resulta:

$$e_{x} = e^{(18.399 - \frac{3884.3}{t_w + 230})}$$
 2.2.6.

en donde t está dada en grados centigrados.

Por medio de las ecuaciones anteriores y teniendo en cuenta que la capacidad calorífica del agua es unitaria, se puede conocer el valor de la corriente de aire Gy por lo tanto se conoce la "línea de operación".

La integración de la ecuación 2.1.9.b. resulta:

i

$$\int_{\substack{i_{G_1} \\ i_{G_1}}}^{i_{G_2}} \frac{di_G}{i_1 - i_G} = \frac{k_G a_M}{G} z \qquad 2.2.7.$$

que por rearreglo da:

$$k_{G}a_{M} = \frac{G}{Z} \int_{i_{G_{1}}}^{G_{2}} \frac{di_{G}}{i_{1} - i_{G}}$$
 2.2.8.

El cálculo de la integral, por no ser una función definida, se realiza por el método numérico de Simpson⁵:

$$\int_{\mathbf{x}_{i}}^{\mathbf{x}_{2}} y d\mathbf{x} = \Delta \mathbf{x} \sum_{\mathbf{I}=\mathbf{I}}^{n} Y_{\mathbf{I}}$$
 2.2.9.

en donde y, representa a $(1/(i_1-i_2))$ y Δx a $((i_G - i_G)/n)$, siendo n el número de --partes en que se divide el área de la integral.

Para utilizar este método se necesita ahora calcular la entalpia en la interfase, i_i , que está dada por la ecuación 2.2.2., a la temperatura de interfase t_i , que esaquella a la cual se tiene la inclinación real de las "líneas de unión" y que se ob tiene por medio del proceso iterativo propuesto por H. S. Mickley que se expone a-continuación.

Se supone primeramente una transferencia total entre las fases, con lo que t_i es igual a t_L , que implica que $h_L a_H$ es infinito, como esto en la realidad no es posible debido a que se necesitaría una torre con altura infinita, se toma un valor dela temperatura de interfase t_i , menor que la temperatura de entrada en la corriente del líquido t_L , hasta llegar a un valor en el cual la temperatura total del aire ysu entalpia ("curva de Mickley") coincida con la temperatura del aire en la salidamedida experimentalmente, cuando esto sucede, se tiene la pendiente real de la "línea de unión" (segmento DA de la figura 2.2.1.), ahora la integral puede ser calculada y se llega así al valor del coeficiente de transferencia de masa en fase gas $k_G a_M$. Se puede además, por rearreglo de la ecuación 2.1.10. llegar al valor numérico del coeficiente de transferencia de calor en fase líquida $h_L a_H$:

$$h_{L^{a}_{H}} = k_{G^{a}_{M}} \left(\frac{i_{G}^{-i}_{I}}{t_{L}^{-t}_{I}} \right)$$
 2.2.10

Falta únicamente calcular el valor del coeficiente de transferencia de calor enfase gas $h_{G^{a}H}$, lo cual se hará por medio de un rearreglo de la ecuación 2.1.6. queresulta:

$$h_{G^aH} = k_{G^aM}c_s$$
 2.2.11.

en la que el calor húmedo \overline{c}_s se calcula a lo largo de la torre y se toma un prome--dio de este usando la ecuación siguiente:

$$\bar{c}_{s} = -\frac{1}{n} \sum_{i=1}^{n} c_{si}$$
 2.2.12.

con lo que se puede obtener el valor del coeficiente h_{Gan}.

2.3 .- FORMACION DE NIEBLA

En sistemas de aire acondicionado que utilizan contacto directo de agua y aire,el aire rapidamente se aproxima a la saturación a su temperatura representativa. Es to se ilustra en la figura 2.2.1. con la línea EFM. A pesar de su aproximación a la sturación, la transferencia de entalpia continuará mientras la temperatura del agua sea diferente a la temperatura representativa del aire. Sin embargo el aire satura do nos puede llevar a la formación de niebla dentro del aparato. Cuando ésta se for ma, el cambio de masa y calor entre el aire y el agua no esta descrito por las ecua ciones ordinarias de transferencia, y el equipo diseñado por los procedimientos --usuales puede no trabajar apropiadamente. En consecuencia, los datos de coeficien tes obtenidos bajo condiciones de niebla no pueden ser usados con propósitos de diseño. En la actualidad se está observando que una cantidad sorprendente de los datos publicados acerca de operación de equipo de aire acondicionado, en especial los primeros trabajos de investigación, se hiceron bajo condiciones de probable formación de niebla. Las condiciones que llevan a la formación de niebla dentro del sis tema son facilmente detectables cuando se usa este procedimiento. La niebla tendera a formarse siempre que la humedad del aire se vuelva mas grande que la humedad-correspondiente a la saturación a la temperatura de aire existente.

Un estado supersaturado existe cuando la entalpia del aire, i_{G} , es mayor que laentalpia de saturación i_{i} . Consecuentemente si en un punto de la torre la curvade entalpia-temperatura (Mickley) del aire cruza la línea de equilibrio, es proba-ble la formación de niebla. Si la línea de temperatura de aire (Mickley) se acerca bastante o cruza la línea de saturación, las condiciones propuestas de operación de la torre deberán ser ajustadas hasta que las temperaturas de aire calculadas sean-bastante diferentes de las temperaturas de saturación. De otro modo, resultará como operación insatisfactoria la formación de niebla.

- 22 -

3.- DIAGRAMA DE FLUJO, CODIFICACION Y RESULTADOS GENERADOS POR EL METODO DE MICKLEY.

En base al algoritmo representado por el Método de Mickley se construyó el diagrama de flujo, Figura 3.1.

3.1.- Programa: A partir del diagrama de flujo se codificó un programa que acepta valores de variables de operación en torres de enfriamiento reales, que son: Gasto de agua (GX; lb/hr ft²); Temperaturas de bulbo húmedo a la entrada y salidade aire (TW y TW2; °F); Temperaturas de salida y entrada de agua (TLl y TL20; °F);-Temperaturas de entrada y salida de aire (TVl y TV2; °F); Altura (Z; pies); Pre--sión (P; mm de Hg). Y a partir de estos datos calcula:

a).- Valores inicial y final de entalpia en la "línea de operación", ecuación 2.2.3., a las temperaturas de bulbo húmedo leídas (TW y TW2), y con estas con diciones (EW, TW; EW2, TW2) el gasto de aire (GY), ecuación 2.2.1.

b).- Los puntos de temperatura y entalpia que se utilizan de la "línea deoperación" (TL(I) y EV(I)).

c).- Temperaturas y entalpias de la "línea de equilibrio" (TI(I), EI(I) -utilizadas en el calculo del "trazado de Mickley", resultando los puntos correspon dientes a esta curva (TV(I), EV(I)). Esto se hace dando decrementos a las temperaturas de la "línea de operación" y obteniendo con la pendiente calculada las ental pias y temperaturas correspondientes de la "línea de equilibrio" hasta que la di-ferencia entre la filtima temperatura obtenida para el "trazado de Mickley" (TV(N)), a una entalpia EV(N) que corresponde a la temperatura de entrada del agua TL20 enla "línea de operación", y la temperatura de salida de aire TV2 sea menor que - --0.5°F; al cumplirse esta condición se conocerán los puntos de la línea de equili-brio EI(I) y TI(I) correspondientes a la "línea de operación" y a la pendiente obtenida, los cuales constituyen las llamadas "líneas de unión".

d).- Entalpias EC(I) a TV(I) las cuales se comparan con las obtenidas pormedio del "trazado de Mickley" EV(I) a TV(I) con el siguiente proceso lógico: Si -EV(I) es mayor o igual a EC(I) se tendrá formación de niebla en el sistema y enton ces no se calculan los coeficientes de transferencia de calor y masa, pasando el cómputo el punto h).

e) El coeficiente de transferencia de masa en fase gas kya, ecuaciones -- 2.2.8 y 2.2.9.

f) Coeficiente de transferencia de calor en fase líquida h_la, ecuación ---

g) Coeficiente de transferencia de calor en fase gas hga, ecuaciones - - - 2.2.11. y 2.2.12.

h).- Graficado de la"línea de operación","línea de equilibrio" y "línea -del trazado de Mickley".







- 26 -









.


3.2.1. - Aplicación a problemas teóricos:

3.2.1.1.- Problema 17.13. Principios de Operaciones Unitarias. A. S. FOUST. Descripción: Se tienen los siguientes datos de una torre de enfriamiento en operación.

Condiciones del aire a la descarga de la torre:

```
T = 101 \text{ °F}
T_{wb} = 96 \text{ °F}
Condiciones del aire ambiente:
T = 120 \text{ °F}
```

 $T_{wb} = 70$ °F

Condiciones del agua:

A la entrada; T = 113 °F A la salida ; T = 90 °F Gasto; GX = 1000 lb./hr. ft² Altura de la torre; Z = 20 ft.

Calcular los coeficientes de transferencia de masa y calor: kya, h_1a y hga. Los resultados obtenidos por el autor en su libro de respuestas son:

> kya = 70.47 lb./hr. ft³ $h_1a = 211.00$ BTU/hr. ft³ °F hga = 18.50 BTU/hr. ft³ °F

Los resultados obtenidos por el programa son los siguientes:

kya = 70.21 lb./hr. ft³ $h_1a = 214.77$ BTU/hr. ft³ °F hga = 18.07 BTU/hr. ft³ °F

Las diferencias que se observan se pueden atribuir a que los cálculos numéricospor el procedimiento manual son menos exactos que los obtenidos por medio del pro--grama.

3.2.1.2.- Ejemplo 17.3. Principios de Operaciones Unitarias. A. S. FOUST. Descripción: Este ejemplo se adaptó a las necesidades de datos que se tienen enel programa, se toman los datos dados y se calculan los faltantes, obteniendose: Condiciones del aire a la descarga de la torre:

T = 93.60 °F $T_{wb} = 91.50 \text{ °F}$ Condiciones del aire ambiente:T = 90.00 °F $T_{wb} = 60.00 \text{ °F}$

A la entrada; T = 110 °F A la salida; T = 80 °F Gasto; GX = 1500 lb./hr. ft² Altura de la torre; Z = 9.27 ft. Se ha observado que kya = 0.2 GY

A partir de estos datos se calcularon los coeficientes de transferencia de masa y calor así como el gasto de aire obteniendose:

 $\begin{array}{l} {\rm GY} = 1403.6 \ {\rm lb./hr.} \ {\rm ft}^2 \\ {\rm \bar{c}}_{\rm g} = 0.2560 \ {\rm BTU/lb.} \ {^{\rm o}{\rm F}} \\ {\rm kya} = 0.2 \ {\rm GY} = 280.72 \ {\rm lb./hr.} \ {\rm ft}^3 \\ {\rm h}_1 {\rm a/kya} = 5 \\ {\rm h}_1 {\rm a} = 1403.60 \ {\rm BTU/hr.} \ {\rm ft}^3 \, {^{\rm o}{\rm F}} \\ {\rm hga} = 71.86 \ {\rm BTU/hr.} \ {\rm ft}^3 \, {^{\rm o}{\rm F}} \end{array}$

Resultados obtenidos por el programa:

Relacionando el coeficiente de transferencia de masa en fase gaseosa kya al gas to de aire se obtiene:

kya= 0.182 GY

La diferencia que se observa en el coeficiente de transferencia de calor en fase líquida se atribuye a que la predicción que se hace en el ejemplo, basándose en experiencias previas en torres de este tipo, lleva implícito un error ya que el mo delo posiblemente fué propuesto en base al análisis de unas cuantas torres y no po drá generalizarse sin riesgo de obtener resultados incorrectos.

3.2.2.- Aplicación del método a casos reales.

Se analizaron veintitres casos, de los cuales en once se detectó formación de niebla.

A continuación se presentan estos casos y los del punto anterior; algunos de -ellos con sus gráficas de Mickley.

	TIDEN CUMPTLATION HARK 2.8.060	TUESDAY, 08/30/77 08:12 Pit
	86700/B7700 FORTRAN CONTIN	C 000:000015
2	COEFICIENTES EN TURRES	START OF SEGUENT U02
	THE PRIME THE THE THE THE THE THE THE THE THE TH	C 002:0000:0
	DITENSION TE (50), EV (50), II (50), PV (50), HAB (50), CS4 (50), EI (50), IV (50)	002:000010
	12 10 (50) 10 (50) 10 (50) 25 (50) 26 (50) 26 (50)	C 002:0000:0
	BUALE PRECISION TITI, TITE, TITE, TITE, TITE	002:0000000
	CUMMON _ MASIF (50,10) =1,500, 1=1,30	C 002:0000:0
	READ (5,92) ((MASTER(1,0),1-1,00),8-100	002:0012:2
50	FORMAT(50A1)	C 002:0012:2
	1 PEAD(5, IO)GX, TW, TW2, TL1, TL20, TV1, TV2, ZETAN, TV2, TC	002:002012
	10 FAD(5,23) TIT1, TIT2, TIT3, TIT4, TIT5	C 002:0044:2
	23 FORMAT(GAA2) TITA TITA TITA	C UJ2:UJ44:2 FTB TS DOUG LONG
	URITE (6,24) TITI, TTE, TI STITISTICS DE LA TOPPE DE ENERTAMIENT	C 002:005:2
	24 FORMATC 11X, 0X, "UATOS V RESULTADUS CAL ", 12 7710X, "EMPRESA: "	002:0050:0
	10"//10X,"LUGART ",AIC,AIG,AIC,	C 0U2:0050:2
	<pre></pre>	C 002:0055:5
	$H_{ABG} = 622 \times (PV_{ABG} (PV_{ABG}))$	C 002:005E:1
	Edite: 247 (1001, *HABS)	002:0060:2
		C 002:0061:4
	BIELDUZ-LW OVERYATZINT	C 002:0064:5
	C.1I=0.	C 002:0060:3
	AA1=1 1=1.20	C 002:0067:0
		C 002:0069:1
	$F \vee (T) = (G \times * (T \cup (T) - (U \cup (T) \cup (U)))$	C 032:006F:5
		C 002:0071:0
	30 CONTINUE	C 002:0073:5
	ERF=0.	C 002:0074:5
	IE(IM.EJ.TLI) GJ IV / J	002:0077:3
		C 0J2:007d:1
	$I_{1}(1) = I_{1}(1) = 0.0000000000000000000000000000000000$	C 002:0083:2
	HAB(17=0.222*(eV(1))/(P=PV(1)))	C Cu2:0082:0
	CSU(1)=x=64+(4=45*104(1)) +HAB(1))	C 002:0094:5
	₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩₩	C 0J2:0J97:5
		C 002:0094:1
	TF(1) = TI(1) = 0.1	C 002:009E:2
	72 AV(1)=EXP(10.309-(3984-3/(1)(1)-32.1/1.0)+C30.7/7	C 002:00A0:2
	$H_{AB}(1) = 0.622 \times (21)(1)(1)(1)(1)(1)(1)(1)(1)(1)(1)(1)(1)(1$	C 002:0084:3
	ET(1)=(CSH(1)*T((1)+(1+0++(+1)))	C 002:0089:5
	$T_{AU2} = (t_1(1) - t_2(1)) $	C 012:00Cu:5
	+1215°= +1(1) 1	C 002:00C4:2

IF (TI(1) .EQ. TV1) GO TU 62 AC=(EI(1)-EV(1))/(TI(1)-TV1) $\begin{array}{c} AC = (E[(1] - EV(1))/(T[(1] - TV(1)))\\ B(0 = 50 + 1 = 1, 19)\\ J = I + 1\\ TV(1) = T_1(1) - (EI(T) - EV(J))/AC\\ B(C = (E[(J)] - EV(J))/(TI(J)) - TV(I))\\ B(C = (EI(J) - EV(J))/(TI(J)) - TV(I))\\ S0 = C0TIHUC\\ FRF = ABS(TV(12) - TV2)\\ TF(ERF - LE - 0.5) - G0 + TU = 0\\ CD = CC = -0.5C + 0.5 - 0.5 - TU = 0\\ CD = CC = -0.5C + 0.5 - 0.5 - TU = 0\\ CD = -0.5C + 0.5C + 0.5 - 0.5 - TU = 0\\ CD = -0.5C + 0.5C + 0.5 - 0.5 - TU = 0\\ CD = -0.5C + 0.5C + 0.5C + 0.5 - 0.5 - TU = 0\\ CD = -0.5C + 0.5C + 0$ bic = bic : 20.) co to : IF (DEC.SE.20.) co to : CO to 70 DO 003 i=2.20 IM(I) = TV(I-1) TM(I) = TV(I-1) TM(I) = TV(I-1) CO 48 I=1.20 8 S(I) = 3H C(I)=FX(I) = SQ C(I)=FX(I) = SQ C(I)=FX(I) = SQ C(I)=C(I)=C(I) = C(I)/(P=PC(I))) FC(I)=C(SC(I) + (H(I)) + (I)O(I + HAC(I)) FC(I)=C(SC(I) + (H(I)) + (I)O(I + HAC(I)) FC(I)=C(I) = SQ C(I) = SH(A) 610 COUTINUE FC(I) = SV(2) - EV(I) SUM=D.0 DQ 30 I=1.20 DQ 30 I=1.20 C(I)=(I) - (I) - EV(I))) FC(I)=(I) - (I) - EV(I)) FC(I) - (I) - EV(I) - EV(I)) FC(I) - (I) - (I) - (I) - EV(I)) FC(I) - (I) - (I) - (I) - EV(I)) FC(I) - (I) - (I) - (I) - (I) - EV(I)) FC(I) - (I) 80 CONTINUE 1,19 D) 31 I=1,19 81 SUM=SUM+((CREC(I+1)+PEC(I))/2.)*DELTA) SUM = ADS(SUM) CAYA=GY*SUM/ZETA HLA=CAYA*((EI(1)-EV(1))/(TL(1)-TT(1))) SUMA=0.J. DU 90 I=1,20 SUMA=SU 1A+CSH(T) bu ya l=1,/0 SumA=SUTA+CSH(T) 90 CultIng CSPR0T=SUMA/20 HYACAYACSPRUD ACC=(E1(1)=U(1))/(TI(1)=TL(1)) 00 47 1=1,130 A(1)=1 A(1)=1 A(1)=1 HA A(1)=1 HA A(1)=1 HA CONTINUE WRITE(0,605)GX.GY,TL20,TV1,TW.TL1,TV2.TU2.ZETA.F WRITE(0,605)GX.GY,TL20,TV1.TW.TL1,TV2.TU2.ZETA.F WRITE(0,605)GX.GY,TL20,TV1.TW.TL1,TV2.TU2.ZETA.F WRITE(0,605)GX.GY,TL20,TV1.TW.TL1,TV2.TU2.ZETA.F WRITE(0,605)GX.GY,TL20,TV1.TW.TL1,TV2.TU2.ZETA.F MRITE(0,605)GX.GY,TL20,TV1.TW.TL1,TV2.TU2.ZETA.F WRITE(0,605)GX.GY,TL20,TV1.TW.TL1,TV2.TU2.ZETA.F MICHTING CONTINUE CONTINE CONTINUE CONTINUE CONTINE CONTINE CONTINUE CONTINUE CON 47

002:0000:1 002:00D8:0 002:00DA:1 002:00DC: 002:00DE:4 0.2:00E2:4 0.2:00E3:1 002:0108: 002:0112:2 002:0114:0 002:0114:4 002:0110:0 002:0119:5 002:0123:0 882:8124:0 002:0134: 002:0130: 002:0139 002:013 0:2:0 002:0152 002:01 002:01 002:0152 832:01 002:0152: 002:0152:2

C

C

- 35 -

1 DE MICKLEY"//i2x,"Tt(i)",5x,"EI(I)",5x,"TL(I)",5x,"EV(I)",5x,"TV(
21)",5x,"EV(I)")
DJ J07 I=1,20
MTHE (6:03) TI(I),EI(I),TL(I),EV(I),TH(I),EV(I),S(I)
608 FORMAT(11x,5(F6.2,4x),F0.2,1x,A3) С 607 CUNTINUE NO 011 1=1,20 IF (S(I) .EQ. 3H(*)) GO TO 612 TE (S(T) .EG. JACA, CSPRUM, SUM 611 CDUTTINC 644 PRITE(6,000) ERF, ACC, CSPRUM, SUM 669 FURMAT(//19X, "EUNCION FRRUR =",F10.2 /10X, "TANGENTE DE LAS LINEAS IDE UNIO.4 = ",F10.4/ IDE UNIO.4 HUMED' "KOMEDIG = ",F10.3,2X, "BTU/LB G.F."/ 7 7 7 7 7 7 7 Construction for the first state of the 732 733 AF=3 FG 721 1=1.20 XG(1.1)=T1(1) XG(1.2)=TL(1) YG(1.3)=T1(1) YG(1.3)=T1(1) YG(I,3)=TR(I) YG(I,3)=EI(1) YG(I,2)=EV(I) YG(I,2)=EV(I) 721 C0HTHUE CALL GPAFIC(YG,XG,HF,HP) GJ TO 6J0 300 MRITE(6,120) TL(1)/DEC 120 FORMAT(7/9X,674LA IFFACION PARA EL CALCULO DE MICKLEY NO CHECA HA 151A FL VALOR DE ,FR.J.7H MENOS,F5.2,5H G.F.) 00 IF(DATO.EJ.0.) GO TU 1 STOP 600 STOP C 002:010F:3 C 002:01FJ:2 SEGMENT 002 13 0224 LONG FUD

002:0150:2 002:0150:2 002:0168:0

002:0100:

:002:016D:

002:016F:U 002:0172: 0:500 JU2:0180: 002:0180 002:0180

:0180 :018

002:0190 002:0190 :0190 0J2:01Ac 002:0142 1410:500 0U2:0183 002:0133 0J2:0183 002:018F:2

002:01Cu: 002:010 002:0102 002:0104:

002:0106 :010 :01 :01 002:0102 002:0100:00 002:01DL 002:01DE

002:01DE:2

TORRE # 1 -3	7 -
DATUS Y RESULTADOS DE LA TORRE DE	ENFRIAMIENTO
LUGAR: UNIT OPERATIONS FOUST T	ORRE MARCA: TEORICO
EMPRESA: TEORICO DE	NOMINACION: TEORICO
GASTO DE AGUA =10GASTO DE AIRE =7TEMP. DEL AGUA ENTRANTE =1TEMP. DEL AIRE ENTRANTE =1TEMP. DE BULBO HUMEDO ENTRADA =1TEMP. DEL AIRE DE SALIDA =1TEMP. DEL AIRE DE SALIDA =1TEMP. DEL AIRE DE SALIDA =1ALTURA =PRESION ATMOSFEPICA =7	00.000 LBSS./HR. FT2 4139.100 GG.F. 170.000 GG.F. 700.009 GG.F. 700.009 GG.F. 900.000 FM. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO LINEA DE OPERACION	CURVA DE MICKLEY
$\begin{array}{c} 11(1) \\ 12(1) \\$	V(1) V(1)
EUNCION ERROR = 0.45 TANGENTE DE LAS LINEAS DE UNION = -3.0 CALOR HUMEDO PROMEDIO = 0.257 BTU/L NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA =	.8. G.F. 1.87
**************************************	FT.3 * FT.3 *

.043725+0 .022505+12+ 1272+02+ .779775+02+ . 70. 23E+12+ .739355+02 .71993F+02+ .09940E+02+ .08 23F+12+ .00172E+02+ .04363E+02 0 .02010E+12+ .04762E+02+ 38 .59112E+02+ .57305E+02+ .55072E+02+ 8 .54.30Ft02 0 -524375+02+ -518928+02+ × * .48265E+02+ .47265E+02+ .46262E+02+ 452535+02+ -3252E+02+ .42249E+02+ .41245E+02+ .4-212E+)2+ 0 .39237E+02+ 30E+02+-57235E+02+ 57235E+02+ 56227E+02+ 54227E+02+ 54227E+02+ 54227E+02+ 54227E+02+ :0 98,991 102,490 105,989 109,488 112,986 35 492 34 976 38 475 91 991 90 (*)CUPYA DE EQUILITERIO (*)CUPYA DE EQUILITERIO (*)CUPYA DEL TRAZACA DE MICKLEY 71 001 119.984 116.485

	TORRE # 2	- 39 -	
DATOS Y PESUL	TADOS DE LA TOR	RE DE ENFRIAMI	ENTO
LUGAR: UNIT OPEPATIO	NUS FOUST	TORRE MAR	CA: TEORICO
EMPRESA: TEORICO		DENOMINACI	ON: TLORICO
GASTO DE AGUA = GASTO DE AIRE = TEMP. DEL AGUA ENTRA TEMP. DEL ATRE ENTRA TEMP. DE RULBO HUMER TEMP. DE AGUA DE SAL TEMP. DE AGUA DE SAL TEMP. DE BULBO HUMER ALTURA = PRESION ATMOSFERICA	ANTE = INTE = IDA = ALTDA = DU SALIDA = =	1500.00 1429.25 109.99 59.99 66 79.99 93.00 91.49 9.27 760.00	BS./HR. FT BS./HR. FT F. F. F. F. F. F. F. F. M. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO	LINEA DE UPERA	CIÓN CURVA DE	MICKLEY
1 0 1 0 1	LO 2009 12400 444 1097 200 1240 244 1097 200 1240 244 1097 134 467 1097 134 479 124 1097 134 479 124 1097 134 479 124 1097 138 64 1007 139 124 1097 1397 1397 1397 1397 1397 1397 1397 13	1)05119095010845884198 198877666666778890001078174458277285297 19888888888900110794 19888888888889001107520 19988888888888999911003495)607-3950 60839 51608495 130639 639 608 509508518 (9689 10467 910467 2689 10467 910467 1007203733333344444445550055
EUNCION ERROR = TANGENTE DE LAS LINE CALOR HUMEDO PROMEDI NUMERO DE UNIDADES (0.47 EAS DE UNION = IU = 0.256 DE TRANSFERÊNCIA	-9.6824 BTU/LB. G.F. 1.6	9
********** * KYA= * HLA= * HGA= *	2523.32 BTU/HR. 06.71 BTU/HR.	************ FT.3 * G.F. FT.3 * G.F. FT.3 * *	

										*	
.85445F+92+ .82517E+02+									*		
.70493E+02+									*	1-10-40	
.765908+02+								*			
.738078+02								********		********	
.711255+42+							*				
.08547E+02+							*				
.06:00E+02+						*					5 . Y
•63079E+12+ +											
-015020 +02+ 59 025702+					*						
-56902E+02+				*							40 -
.54722E+02+				*	+ *					6	
-527578+02+ -507308+02+			*		+				6 		
-48793E+02+		***********		+						1.	
46932E+02+ 145213F+02+		*		+			P				
43517E+02+ +	*		+	+		P					
++++++++++++++++++++++++++++++++++++++			+		e					14.26.1	
-385170+02+ -371335+02+			+		•						
359695+92+			+ (6			1.181.17			1. 1. 1. 1. 1. 1.	
-330745+02+ -32420F+02+			• +								1
30.00 FE+32+ 28891E+02+		έø									
-277135+12+ -265335+12+	++++++++++	, , + + + + + <u>+ + +</u> + ,	+++++++++++	+++++++++	+++++++++	+++++++++++	++++++++	+++++++++	+++++++++	1++++++++++	4
*)CUP	VA DE LOU	LIBRIO		J 71.05	0 74.17	1 ,, ,, ,,	2 100.51	105.07	5 100,05	J 10.	
(+)())	VA DEL TR	AZADA DE M	ICKLEY		TORRE # 2						

DATU LUGAR: AZC EMPRESA: PE	TORRE # 3 DS Y RESULTADOS DE LA CAPOTZALCO, MEX., D.F.	- 41 - TORRE DE ENFRIAMIENTO TORRE MARCA: MARLEY DENOMINACION: NUMERO UN
GASTO DE AG GASTO DE A TEMP. DEL A TEMP. DE BU TEMP. DE BU TEMP. DE BU ALTURA = PRESION ATM	TIA = RE = AGUA ENTRAITE = NIRE ELTRAITE = SUA DE SALIDA = NIRE DE SALIDA = NIRE DE SALIDA = NIRE DE SALIDA = NIRE DE SALIDA =	38167.63 LBS./HR. FT2 70379.23 LBS./HR. FT2 102.20 G.F. 69.80 G.F. 71.60 G.F. 78.80 G.F. 78.80 G.F. 77.00 G.F. 23.62 FT. 585.00 MM. DE HG.
CURVA DE EG	UILIBRIO LINEA DE OP	ERACION CURVA DE MICKLEY
TI(I) 71.002 73.002 74.002 77.002 80.000 80.000 80.000 80.000 80.000 80.000 80.00000000	LL(I) TL(100 TL(100 TL(100 TL(100 T100 T1000 T1000 T1000 T1000 T1000 T1000 T1000 T1000 T1000 <td>$\begin{array}{c} V(1) \\ F(1) \\$</td>	$\begin{array}{c} V(1) \\ F(1) \\$
FUNCION ERR TANGENTE DE CALOR HUMED NUMERO DE J	ROR = 0.46 LAS LINEAS DE UNION DO PROMEDIO = 0.2 NIDADES DE TRANSFEREN	= -101.9292 257 BTU/LB. G.F. ICIA = 0.84
*****	KYA= 2496.74 LB/F HLA= 254490.80 BTU/ HGA= 642.07 BTU/	AR. FT.3 * AR. FT.3 * AR. G.F. FT.3 * AR. G.F. FT.3 * AR. G.F. FT.3 *



- 43 -TORRE # 4 LA TORPE DE ENFRIAMIENTO DATUS Y PESULTADOS DE TORRE MARCA: FLUOR AZCAPOTZALCO, MEX., D.F. LUGAR: DENOMINACION: NUMERO DOS EMPPESA: PEMEX 15046.850 21978.4000 577.0000 699.000 699.000 699.000 699.000 699.000 699.000 699.000 699.000 699.000 699.000 699.000 585.000 GASTO DI GASTO DI TEMP. DI TEMP. DI TEMP. DI TEMP. DI TEMP. DI ALTURA PRESION AGUA AIRE AGUA BULGO AGUA BULGO FTZ DDDDDDDDD 11 15 ENTRANTE ENTRANTE HUMEDO E DE SALIDA DE SALID HUMEDO S = L = NTRADA -ALIDA = L = HG. 1M DE ATMOSFERICA = CURVA DE MICKLEY LINEA DE UPERACION CURVA DE EQUILIBRIO 12727285579150802408 49495050 1006273951628495173840 17520753085308631864 1777789001233455667899901 17777789001233455667899901 299001122334455677889 100027395102399951733840 120728405167394951733840 122445556778889900122334 L8516173849688851608 47 DE FUNCION ERROR = TANGENTE DE LAS LINEA CALOR HUMEDO PROMEDIO NUMERO DE UMIDADES DE 0 BTU/LB. • DÉ UNION = 0.249 TRANSFERÈNCIA S G.F. = 39 ******* * FT.3 * 1999.56 LB/HR. * KYA= * BTU/HR. G.F. FT.3 * 359.11 * HLA= * * 497.82 BTU/HR. G.F. F T.3 * HGA= * * * ******* *******



TORRE # 4

TORRE # 5	- 45 -
DATUS Y RESULTADOS DE LA TORRE	DE ENFRIAMIENTO
LUGAR: SALAMANCA, GHANAJUATO.	TORRE MARCA: FLUOR
EMPRESA: PEMEX	DENOMINACION: CL32
GASTO DE AGUA = GASTO DE AIRE = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE = TEMP. DE BULBO HUMEDO ENTRADA = TEMP. DE AGUA DE SALIDA = TEMP. DE AIRE DE SALIDA = TEMP. DE BULBO HUMEDO SALIDA = ALTURA = PRESIDN ATMOSFEPICA =	18726.45 LBS./HR. FI2 12373.45 LBS./HR. FI2 93.20 G.F. 7970 G.F. 64.40 G.F. 86.90 G.F. 86.90 G.F. 16.40 FT. 630.00 MM. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO LINEA DE OPERACIO	ON CURVA DE MICKLEY
$\begin{array}{c} \text{II}(\text{II}) & \text{EI}(\text{II}) & \text{II}_{(1)} & \text{EV}(\text{II}) \\ \text{T}_{(1)} & \text{EI}(\text{II}) & \text{II}_{(1)} & \text{EV}(\text{II}) \\ \text{T}_{(1)} & \text{EV}(\text{II}) & \text{T}_{(1)} & \text{EV}(\text{II}) \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{EV}(\text{II}) \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{EV}(\text{II}) \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{EV}(\text{II}) \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{EV}(\text{II}) \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & \text{T}_{(1)} \\ \text{T}_{(1)} & $	$\begin{array}{c} V(1) \\ V($
FUNCION ERROR = 0.11 TANGENTE DE LAS LINEAS DE UNION = -12 CALOR HUMEDO PROMEDIO = 0.255 BT NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA =	25.4846 TU/LB. G.F. 2.19
**************************************	********* .3 * .F. FT.3 * .F. FT.3 *

.085448+02		!							*!
.07638E+02+									*
.u5567E+02+								*	
.04129E+02+								*	
.02724E+02+		1					*		1.1.1.1
.01351E+02					••••••		*		
. UP403E+02+				je l					
.58095E+02+ .57412E+02+					*	*			
.5615dE+02+				1.1.1.1.1.1.1	*	+			î
.54931E+02+				*	•				0
.53731E+02+ .52553E+02+			*	* +	-*			•	
-51410F+02+ -51288E+02+		*	*				0		
-49189E+02+ -48115E+02+	*	*	+			ę			
.47 354E+02		+	+		0				
+		+			0				
• 4/13175+02+		+		0					
42872E+02+				a					
•41467E+02+									
40541E+02									
-33610F+02+									
.37191E+02+									
-35700E+02+	w +								
· 54341E+02+	* +						5.5		4
.32919F+02+++++	****	+++++++++	++++++++++	+++++++++	++++++++	++++++++	++++++++	++++++++	++++++++
(*)CURVA DE	COULIBRIO UPERACION	0 31.79(85.420	0 05.050	0 36,680	88,310	89,940	91,570	93,200

- 46 -

		TORRE # 6	- 4	7 -	
DATUS	Y PESULTAL	OS DE LA	TORRE DE	ENFRIAMIENT	0
LUGAR: SALA	AUCA, GUANA	JUATO.	T	ORRE MARCA	FLUOR
EMPRESA: PER	C×.		DE	NOMINACION:	CL32
GASTO DE AGU GASTO DE AIR TEMP: DEL AG TEMP: DEL AT TEMP: DE BJL TEMP: DE AJU TEMP: DE AJU TEMP: DE AI TEMP: DE BJL ALTURA = PRESION ATHO	A = UA ENTRAUTE RE ENTRAUTE DO HUMEDU E A DE SALIDI RE DE SALIDI SO HUMEDU S SFERICA =	HIRADA = A = A = ALIDA =	282	LBS LBS LGG LGG GG GG SF FF LGG GG GG FF FF C C C C C C C C C C C C C	/HR: FIS
CURVA DE EQU	ILIARÍO LI	INEA DE JP	ERACION	CURVA DE MI	CKLEY
11(2351 2251 27777777777777777777777777777777	180975574190574054150 180975574190866445789 180975574109866445789 18091275574190866445 1809127557419086 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 190574554 19057	L (1) 0 1 1 0 1 0 1 0 1 0 1 0 1 0 1 0	19209209 04200 042000 04200000000	Y9877777855910424083150 Y987777766666666777778883772 77777888772 777778883750 777778883750 778883750 778883750 778883750 778883750	18640888408640864086408 1408863-075086419753 V224456778901110753 V22445677890111074444444
FUNCION ERRO TANGENTE DE CALOR HUMEDO NUMERO DE UN	AS LINEAS PROMEDIU IIDADES DE	DE UNION TRANSFEREN	52 BTU'L	352 B. G.F. 1.98	
. **	*******	*******	*******	*****	
*	KYA= 24	69.93 LB/H	R. FT.3	*	
*	HLA= 50	62.81 BTU/	HR. G.F.	FT.3 *	
*	HGA= 6	21.72 BTJ/	HR. G.F.	FT.3 *	
**	******	*****	******	*****	



	TORRE # 7	- 49 -
DATUS Y RESULT	ADOS DE LA TORRE	DE ENFRIAMIENTO
LUGAR: PUEBLA, PUE.		TORRE MARCA: MARLEY
EMPRESA: GRUPO IDESA		DENOMINACION: AMINAS
GASTO DE AGUA = GASTO DE AIRE = IEMP. DEL AGUA ENTRAN TEMP. DEL ATRE ENTRAN TEMP. DE BULBO HUMEDU TEMP. DE AGUA DE SALI TEMP. DE AUA DE SAL TEMP. DE BULBO HUMEDU ALTURA = PRESION ATMOSFERICA =	TE = TE = ENTRADA = DA = IDA = SALIDA =	8679.82 LBS./HR. FT2 5342.66 LBS./HR. FT2 87.80 G.F. 57.20 G.F. 75.20 G.F. 75.20 G.F. 77.90 G.F. 77.90 G.F. 36.09 FT. 590.00 MM. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO	LINEA DE OPERACIO	DIN CURVA DE MICKLEY
HI(I) HI(1) T5(I) HI(1) T5(I) H5(522) T5(I) H5(522) T5(I) H5(522) T5(I) H5(522) T7(I) H5(52) T7(I) H5(52) T7(I) H5(52) T7(I) H5(52) T7(I) </td <td>$\begin{array}{c} \text{L} (1) \\ \text{L} (2) \\ \text{L}$</td> <td>$\begin{array}{c} V(I) \\ C(I)$</td>	$\begin{array}{c} \text{L} (1) \\ \text{L} (2) \\ \text{L}$	$\begin{array}{c} V(I) \\ C(I) $
FUNCION EPROR = TANGENTE DE LAS LINEAS CALOR HUMEDO PROMEDIJ NUMERO DE UNIDADES DE	S DE UNION = -17 = 0 254 B1 TRANSFERENCIA =	73.4500 FU/LB. G.F. 1.36
*******	*****	*****
* KYA=	200.98 LB/HR. FT.	.3 *
* HLA= 342	257.48 BTU/HR. G.	F. FT.3 *
* HGA=	51.00 BTU/HR. G.	.F. FT.3 *
*******	*****	*****

	TORRE # 8	- 50 -
DATUS Y RESULTAD	OS DE LA TORRE	DE ENFRIAMIENTO
LUGAR: PUEBLA, PUE.		TORRE MARCA: MARLEY
EMPRESA: GRUPO IDESA		DENOMINACION: AMINAS
GASID DE AGUA = GASID DE AGUA ENTRANTE IEMP. DEL AGUA ENTRANTE TEMP. DEL ATRE ENTRANTE TEMP. DE AGUA DE SALIDA TEMP. DEL ATRE DE SALID TEMP. DEL ATRE DE SALID SALTURA = PRESION ATMOSFERICA =	= NTRADA = A = ALIDA =	8679.82 LBS./HR. FT2 7133.52 LBS./HR. FT2 86.90 G.F. 55.40 G.F. 73.40 G.F. 73.40 G.F. 73.40 G.F. 590.00 MM. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO LI	NEA DE OPERACIO	OH CURVA DE MICKLEY
11(1) 1(1) 1(1) 773 130 1347 774 71 1347 774 723 155 775 145 185 775 145 185 776 145 185 776 145 185 776 145 185 776 145 185 776 145 185 776 145 185 777 145 145 776 145 167 776 145 167 776 145 167 777 145 177 788 167 17 789 10 311 8 831 17 18 16 831 15 17 88 833 15 18 18 833 15 18 18 833 16 16 17 88 16 17 18	Line 10 Line 1	1341740740730 60730 6074219 13407889 6154219 875431097 10007889 6154219 875431097 10007889 6154219 875431097 100031484 1851897 19750237 1001010344 185185 19750237 1001010344 19750237 19750237 1001010344 1855185 19750237 1001010344 1855185 19750237 1001010344 1855185 19750237 100101034 1855185 19750237 100101034 1855185 19750237 100101034 19750237 14442 100101034 19750237 14444 10010037 19750237 14444 10010037 19750237 14444 10010037 19750237 14444 10010037 19750237 14444 10010037 19750237 14444 10010037 19750237 14444 10010037 19750237 14444 10010037 19750237 14444 10010037 19750237
FUNCION ERROR = 0. TANGENTE DE LAS LINEAS CALOR HUDEDO PROMEDIO = NUMERO DE UNIDADES DE T	10 DE UNION = -16 0.253 BT RANSFERENCIA =	3.1351 U/LB. G.F. 99
***************** * KYA= 19 * HLA= 3194 * HGA= 4 *	****************** 5.85 LB/HR. FT. 9.35 BTU/HR. G. 9.57 BTJ/HR. G. *****	********* .3 * .F. FT.3 * .F. FT.3 * *

		TORRE # 9	-	51 -	
DA	TOS Y RESULT	ADOS DE LA	TORRE DE	ENFRIAMIEL	ITU
LUGAR: PL	JEBLA, DUE.			TORRE MARCA	A: MARLEY
EMPRESA:	GRUPO IDESA		D	ENOMINACION	AMINAS
GASTO DE GASTO DE TEMP. DEL TEMP. DE TEMP. DE TEMP. DE TEMP. DE ALTURA PRESION A	AGUA = AIRE = AGUA ENTRAN ATRE ENTRAN BJLBO HUMEDO AGUA DE SALI AIRE DE SALI BULBO HUMEDO TMOSEEPICA =	TE = TE = ENTRADA = DA = IDA = SALIDA =	86	679.61400 GGGFFF 8551.600 GGGFFF 773.400 GGFFF 773.400 GGFFF 773.400	:/#R: FT2
	FOUL FROM -			540.00 MM.	DE HG.
LURVA DE	EGHILIBRIG (INEA DE OI	PERACION	CURVA DE M	ICKLEY
1007 1007	LI (17779927319779927319779927319779927319779927319779927319773149987776594144444456789901255510 44734456789901255510 447444567899012555444499555554 4478990125554 ****	TL(1) 773 773 773 773 773 74 15 67 773 74 15 67 77 79 134 80 81 56 83 84 98 84 98 84 98	E2222222222222222222222222222222222222	10505101010159245553001** 1555556046666666666691**	L2222222222222222222222222222222222222
	*	*****	*******	*	

TORRE # 10	- 52 -
DATUS Y RESULTADOS DE LA TO	RRE DE ENFRIAMIENTO
LUGAR: AZCAPOTZALCO, MEX., D.F.	TORRE MARCA: TIRO FORZADO
EMPRESA: PEMEX	DENOMINACION: NUMERO UNO
GASTO DE AGUA = GASTO DE AGUA = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE = TEMP. DEL BULBO HUMEDO EUTRADA = TEMP. DE AGUA DE SALIDA = TEMP. DEL AIRE DE SALIDA = TEMP. DEL BULBO HUMEDO SALIDA = ALTURA = PRESION ATMOSFEPICA =	30239.08 LBS./HR. FT2 16910.62 LBS./HR. FT2 96.80 G.F. 69.80 G.F. 78.80 G.F. 87.80 G.F. 87.80 G.F. 29.53 FT. 585.00 MM. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO LINEA DE OPER	RACION CURVA DE MICKLEY
TR L L T T	I) IV(I) EV(I) V(I) EV(I) EV(I) EV(I) EV(I) EV(I)
*************	*****

	TORRE # 11	- 53 -
DATUS Y PESULTAD	OS DE LA TORRE	DE ENFRIAMIENTO
LUGAR: AZCAPOTZALCO, "E	X., 0.F.	TORRE MARCA: MARLEY
EMPRESA: PEMEX		DENOMINACION: NUMERO DOS
GASTU DE AGUA = GASTO DE AIPE = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE TEMP. DEL AIRE ENTRANTE TEMP. DE BULBO HUMEDU E TEMP. DE AGUA DE SALID TEMP. DE AIRE DE SALID TEMP. DE BULBO HUMEDO 3 ALTURA = PRESION ATMOSFERICA =	NTRADA = A ALIDA =	11550.38 LB3./HR. FT2 10473.36 LBS./HR. FT2 105.80 G.F. 53.60 G.F. 71.60 G.F. 87.80 G.F. 87.80 G.F. 29.53 FT. 585.00 MM. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO LI	NEA DE UPERACIO	U CURVA DE MICKLEY
TI(I) EI(I) I 66:50 357:65 7 77:66:57 8 7 77:72:10 41:557 8 77:73:600 47:600 8 77:75:300 47:600 8 77:75:300 47:600 8 77:75:300 47:600 8 880:300 54:657 8 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 88:300 54:657 9 99:100 74:51 10 99:100 74:51 10 99:100 76:31 10 99:5:10 76:31 10	L(I) EY(I) E	TV(1) LV(1) 601 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 611 27 711 50 711 50 715 61 75 61 78 62 78 62 78 62 78 62 78 64 78 64 78 64 78 64 78 64 78 64 88 100 88
* (*) PUNTOS	DE FORMACION DE	NIEBLA * *

		TORRE # T.	2 -	- 54 -	
DATUS	Y PESULT	ADOS DE LA	TORRE D	E ENFRIAM	IENTO
LUGAR: AZCA	POTZALCO,	MEX.,D.F.		TORRE MA	RCA: FLUOR
EMPRESA: PEM	L X			DENOMINAC	ION: NUMERO DOS
GASTO DE AGU GASTO DE AIR TEMP. DEL AG TEMP. DE BUL TEMP. DE AGU TEMP. DE AGU TEMP. DE AGU TEMP. DE BUL ALTURA = PRESION ATHO	A = UA ENTRAN KE ENTRAN 30 HUMEDU A DE SALI RE DE SALI SFEPICA =	TE = TE = DA = IDA = SALIDA =		36368.00 66.8800 66.8800 653788.600 888.00	LBS:/HR. FI2 BS:/HR. FI2 GG.F. GG.F. GG.F. DE HG.
CURVA DE EJU	ILIBRIU	LINEA DE UN	PERACION	CURVA D	E MICKLEY
T 1 (109999888777 0024687777902468809999997135777778888888888888888888888889999999999	E1134209902609764244 19902609764240 19902609764240 1990260976424 1990260976424 19902609766244 19902609766244 1924200 19902700 19902609766244 192420 1990277700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 19902777700 199027700 199027700 1990270 199020000000000	TL2:499 500777357.65544333 60077791357.65544333 60077791357.655444333 60077791.32921 994.811 995.811 995.811 995.811 995.811 995.811 995.811 995.811 905.81111 905.81111 905.81111 905.81111 905.81111 905.811111 905.811111 905.8111111111111111111111111111111111111	V57917523513447407300399*	100342670177078214242** 1821407542670177078214242** 10012556802578015802* 10012556802578015802* 1001255688 10012578014242** 1001257888 10012578 10012578 100	Langsong 1,000 1,000 1,100 1,0000 1,000 1,000 1,000 1,000 1,000 1,000 1,000 1,000 1,
*	********	******	*******	*******	

		TORRE # 13	3 -	55 -	
DATO	S Y RESULTA	ADOS DE LA	TORRE DE	E ENFRIAMIE	ПТО
LUGAR: AZC	APOTZALCO.	EX.,D.F.		TORRE MARC	A: FLUOR
EMPRESA: PE	MEX		C	ENOMINACIO	N: NUMERO DOS
GASTO DE AG GASTO DE AI TEMP. DEL A TEMP. DEL A TEMP. DE BU TEMP. DE BU TEMP. DE BU ALTURA = PRESION AT.	UA = RE = IRE ENTRANT LBO HUMEDU UA DE SALI IRE DE SALI LBO HUMEDU OSFERICA =	E = ENTRADA = CA = SALIDA =		636.23 LB 691.11 LB 930.60 GG 535.620 GG 772.550 GG 722.50 FT 285.00 HM	S./HR: FT2 S./HR: FT2 F. DE HG.
CURVA DE EJ	UILIBRÍO L	INEA DE UP	ERACION	CURVA DE	MICKLEY
100594948383722726101155 15556789012345678901234616150 1005994948388888888888888888888888888888888	L 4 4 4 4 955572138795485772375 L 4 57890234467902356814	1005948 1005948 1777778 1009948 12159 12159 12	E222222222333333333333444	1048338495050482589011 184973063063952840739 (01223445666778899011 01223445666778899011	1.64 1.64 1.09 1.109
FUNCION ERR TANGENTE DE CALOR HUMEDO NUMERO DE UI	OR = 0 LAS LINEAS O PROMEDIO NIDADES DE	DE UNION TRANSFEREN	= -198. 55 BTU/ CIA =	1043 LB. G.F. 0.72	
*:	KYA= 1 HLA= 240 HGA=	**************************************	******* R. FT.3 HR. G.F. HR. G.F.	****** FT.3 * FT.3 *	

	TORRE # 14	- 56 -	
DATUS Y RESULTAD	OS DE LA TORRE	DE ENFRIAMIEN	то
LUGAR: AZCAPOTZALCO, ME	X., D.F.	TORPE HARCA	: FLUOR
EMPRESA: PEMEX		DENOMINACION	: NUMERO TRES
GASTO DE AGUA = GASTO DE AGUA ENTRANTE IETE DEL AGUA ENTRANTE TEMP. DEL AIRE ENTRANTE TEMP. DE BULBO HUMEDU E TEMP. DE AGUA DE SALIDA TEMP. DE AGUA DE SALID TEMP. DE BULBO HUMEDU S ALTURA = PRESION ATMOSFERICA =	= = NTRADA = A = ALIDA =	93892.37 LB3 90892.30 GGEFF 9389200 GGEFF 9385.400 GGEFF 550.400 GGFF 846.000 GFF 846.000 GFF 846.000 GFF	MR: FT2 DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO LI	HEA DE UPERACIO	I CURVA DE M	ICKLEY
TT(T) EI(T) T 500,500 500,600 500,600 500,411 500,500 600,700 500,411 500,500 600,700 500,411 500,500 600,700 500,700,700 500,700 500,700 600,700,700 500,700 700,770 772,400,770 400,770 770,770 770,700,500,500 500,700 800,700 777,750 500,700,700 800,700 800,777,750 500,700,700 800,800 800,777,750 500,700,900 800,800 800,777,750 500,700,900 800,800 800,777,750 500,700,900 800,800 800,777,750 500,700,900 800,800 800,777,750 500,700,900 800,800 800,777,750 500,800,800 800,800 800,777,700,900 500,800 800,800 800,700,900 71,900 900,900 900,710,900 71,907 71,907 744,800,700,900 71,907 71,900 745,800,900,900,900,900,900,900 71,907 71,900 <td>L (I) CV (I) CV</td> <td>T 8433 467 9121 097 0785 024143 7777777778888888888888888888888888888</td> <td>))))))))))))))))))))))))))))))))))))))</td>	L (I) CV	T 8433 467 9121 097 0785 024143 7777777778888888888888888888888888888))))))))))))))))))))))))))))))))))))))
* (*) PUNTUS (DE FORMACION DE	NIEBLA *	

T	ORRE # 15	- 57 -	
DATUS Y PESULTADO	S DE LA TORRE	DE ENFRIAMIENT	0
LUGAR: AZCAPOTZALCO, MEX		TORRE MARCA:	FLUOR
EMPRESA: PEMEX		DENOMINACION:	NUMERO 4
GASTO DE AGUA = GASTO DE AIRE = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE TEMP. DEL AIRE ENTRANTE TEMP. DE BULBO HUMEDO EN TE IP. DE AGUA DE SALIDA TEMP. DEL ATRE DE SALIDA TEMP. DE BULBO HUMEDU SAL ALTURA = PRESION ATMOSFERICA =	ITRADA =	26707.16 LBS 23949.80 LBS 80.60 G.F. 59.00 G.F. 64.40 G.F. 77.00 G.F. 77.00 G.F. 585.00 IIM	/HR: FIS de Hg.
CURVA DE EQUILIBRIO LIN	IEA DE UPERACIO	IL CURVA DE MI	CKLEY
TI(I) LI(I) TL 64.30 334.52 66 65.15 34.52 66 66.80 35.12 66 67.51 36.90 67 68.42 37.866 690 67.51 36.690 67 68.42 37.866 690 67.51 36.690 67 68.42 37.866 690 77.866 40.40 72 77.883 42.35 733 73.6633 43.31 734 74.338 45.31 75 76.24 46.34 77 77.994 48.47 78 78.79 50.71 79 80.40 51.72 80 ************************************	(I) EV(I) 299.11 30.17 30.02 30.17 30.02 30.17 30.02 30.17 30.02 30.17 30.02 3	T 9 0 4 8 5 1 1 0 5 8 2 1 5 2 0 9 7 5 3 9 4 * * * * * * * * * * * * * * * * * *	Lonnon 107 07 07 08 07 7 06 00 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0

TORRE # 16	- 58 -
DATUS Y RESULTADOS DE LA	TORRE DE ENFRIAMIENTO
LUGAR: SALAMANCA, GUANAJUATO.	TORRE MARCA: MARLEY
EMPRESA: PEMEX	DENOMINACION: EF
GASTO DE AGUA = GASTO DE AIPE = TEMP. DEL AIRE ENTRANTE = TEMP. DEL AIRE ENTRANTE = TEMP. DE AULBO HUMEDO ENTRADA = TEMP. DE AGUA DE SALIDA = TEMP. DE AULBO HUMEDO SALIDA = ALTURA = PRESION ATHOSFEPICA =	738.37 LBS./HR. FI2 687.680 G.F. 687.680 G.F. 68.000 G.F. 61.700 G.F. 80.600 G.F. 80.600 G.F. 80.600 G.F. 80.600 G.F. 80.600 G.F. 80.600 G.F. 80.600 G.F. 80.600 G.F.
CURVA DE EQUILIBRIO LINEA DE O	PERACION CURVA DE MICKLEY
$\begin{array}{c} \text{II} (\textbf{I}) & \text{II} (\textbf{I}) \\ \text{II} (\textbf{I}) \\ \text{II} (\textbf{I}) & \text{II} (\textbf{I}) \\ \text{II} (\textbf{I}) \\$	V011007800040790004079000407900040790004079000407900040000 V01100780004079000400700004079000407900040700000000
FUNCION ERROR = 0.01 TANGENTE DE LAS LINEAS DE UNION CALOR HUMEDO PROMEDIO = 0. NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERE	253 BTU/LB. G.F. NCIA = 1.98
**************************************	******************* /HR. FT.3 * U/HR. G.F. FT.3 * U/HR. G.F. FT.3 * *

	TOPRE # 17 -	59 -
DATUS Y RESULTAD	OS DE LA TORRE DE	ENFRIAMIENTO
LUGAR: SALAMANCA, GUANA	JUATO.	TORRE MARCA: FLUOR
EMPRESA: PEMEX	D	ENOMINACION: EF
GASTO DE AGUA = GASTO DE AIRE = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE TEMP. DEL AIRE ENTRANTE TEMP. DE AGUA DE SALIDA TEMP. DE AGUA DE SALIDA TEMP. DE BULBO HUMEDO S ALTURA = PRESION ATMOSFEPICA =	NIRADA = A = ALIDA =	194.33 LBS./HR. FT2 153.88 LBS./HR. FT2 89.60 G.F. 61.70 G.F. 61.70 G.F. 80.60 G.F. 79.70 G.F. 29.53 FT. 630.00 MM. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO LI	NEA DE OPERACION	CURVA DE MICKLEY
$\begin{array}{c} 11 (1) \\ 75 \\ 10 \\ 77 \\ 80 \\ 43 \\ 70 \\ 77 \\ 80 \\ 43 \\ 70 \\ 77 \\ 80 \\ 43 \\ 70 \\ 77 \\ 78 \\ 10 \\ 77 \\ 78 \\ 10 \\ 77 \\ 80 \\ 41 \\ 10 \\ 77 \\ 80 \\ 41 \\ 49 \\ 22 \\ 80 \\ 41 \\ 77 \\ 80 \\ 41 \\ 49 \\ 22 \\ 80 \\ 41 \\ 77 \\ 80 \\ 41 \\ 49 \\ 22 \\ 80 \\ 41 \\ 50 \\ 80 \\ 41 \\ 50 \\ 80 \\ 80 \\ 41 \\ 50 \\ 80 \\ 80 \\ 80 \\ 80 \\ 80 \\ 80 \\ 80$	Losses Lo	V(1) Y011 Y011 Y011 Y011
FUNCION ERROR = 0. TANGENTE DE LAS LINEAS CALOR HUMEDO PROMEDIO = NUMERO DE UNIDADES DE T	ANSFERENCIA	4204 LB. G.F. 43
*******	*****	*****
* KYA=	7.46 LB/HR. FT.3	*
* HLA= 95	0.52 BTU/HR. G.F.	FT.3 *
+ HGA=	1.89 BTU/HR. G.F.	FT.3 *
******	*****	******

		TORRE # 18	- 1. j. <u></u> -	60 -	
DATO	S Y RESULTA	DOS DE LA	TORRE DE	ENFRIAMIEN	τu
LUGAR: SALA	MANCA, GUAN	AJUATO.		TORRE MARCA	: FLUOR
EMPRESA: PE	MEX		D	ENCMINACION	: LJ
GASTO DE AG GASTO DE A TEMP. DEL A TEMP. DE BO TEMP. DE BO TEMP. DE BO TEMP. DE BO ALTURA = PRESION ATM	HA = RC = IGUA ENTRANT ITRE ENTRANT ILBO HUMEDO ITRE DE SALI ILBO HUMEDO HOSFERICA =	E = ENTRADA = A = DA = SALIDA =	ł	661.39 LBS 141.54 LBS 141.54 LBF 73.40 G.FF 80.60 G.FF 80.60 G.FF 83.30 G.FF 82.40 G.FF 82.40 G.FF 16.40 FT. 530.00 HM.	HR. FT2
CURVA DE EG	UILIBRÍO L	INEA DE OP	ERACION	CURVA DE M	ICKLEY
T790.18627 790.18637 100 100 100 100 100 100 100 10	195 2247 200 27 20 20 20 20 20 20 20 20 20 20 20 20 20	T006273951628499999999 L005234556788999999999 T888888888556788999999999 T8888888888888999999999 T88888888	L97788888999900011112222 V9234567899200011112222 V923456789923456789 V923456789923456789 V92345678999900011112222	10920323 1445566778890011124579 1477776616162739511124579	L977788888999900011111222 (0013456789000011111222 V02345678902345678901 V02345678902345678901
FUNCION ERR TANGENTE DE CALOR HUJED NUMERO DE U	OR = 0 LAS LINEAS O PROMEDIO NIDADES DE	DE UNION TRANSFEREN	55 BTU/	3262 -B· G·F: 1:23	
* * * * * *	*********** KYA= HLA= 14 HGA=	**************************************	******** R. FT.3 HR. G.F. HR. G.F.	****** FT.3 * FT.3 *	

TORRE # 19	- 01 -
DATUS Y PLSULTADOS DE LA TORRE	DE ENFRIAMIENTO
LUGAR: SALAMANCA, GUANAJUATO.	TORRE HARCA: FLUOR
EMPRESA: PEMEX	DENOMINACION: LJ
GASTO DE AGUA = GASTO DE AGUA = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE = TEMP. DEL AIRE ENTRANTE = TEMP. DE BULBO HUMEDO ENTRADA = TEMP. DE AGUA DE SALIDA = TEMP. DE BULBO HUMEDO SALIDA = ALTURA = PRESION ATMOSFERICA =	1557.50 LBS./HR. FT2 1070.16 LBS./HR. FT2 95.000 G.F. 620.600 G.F. 80.600 G.F. 82.400 G.F. 82.400 G.F. 82.400 G.F. 82.400 G.F. 630.00 MM. DE HG.
CURVA DE EUNILIBRIO LINEA DE OPERACI	ION CURVA DE HICKLEY
$\begin{array}{c} {\tt L1} (1) & {\tt L1} (1) $	1) <
FUNCION ERROR = 0.30 TANGENTE DE LAS LINEAS DE UNION = -1 CALOR HIMEDO PROMEDIO = 0.256 NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA =	184,6496 BTU/LB. G.F. 1.14
**************************************	********* T.3 * G.F. FT.3 * G.F. FT.3 * * *

- 61 -

	TORRE # 20) - (62 -	
DATUS Y RESU	LTADOS DE LA	TORRE DE	ENFRIAMIE	ITO
LUGAR: COSOLEACAQU	F, VER.	1	TORRE MARCA	A: FLUOR
EMPRESA: PEMEX		DE	ENCHINACIO	N: AMONIACU 1
GASTO DE AGUA = GASTO DE AIRE = TEMP. DEL AGUA ENTRI TEMP. DEL AIRE ENTRI TEMP. DE RULBO HUMEN TEMP. DE AGUA DE SAN TEMP. DE BULBO HUMEN ALTURA = PRESION ATHOSFERICA	ANTE = ANTE = DO ENTRADA = IDA = ALIDA = DO SALIDA = =	199 169 1	06.55 LB3 074.20 GG.F 064.20 GG.F 73.40 GG.F 73.40 GG.F 94.10 GG.F 19.68 FT.	DE HG.
CURVA DE EURILIBRIO TI(T) 51(T) 73.30 36 39 74.822 39 76.33 39 76.33 39 76.33 42.87 77.35 41.30 79.30 42.87 80.488 44.21 83.91 47.97 86.94 51 86.94 51 86.94 55 91.39 57.71 92.91 59.92 94.42 02.21 97.45 07.08 97.45 07.08 98.97 07.08 99.67 100.00 75.10 ************************************	LINEA DE UP TL(I) 73.40 74.92 76.43 77.95 79.46 80.49 84.01 85.53 87.54 88.56 99.97 91.59 94.62 94.62 99.17 100.68 102.20 ******	ERACION EV(151 29120000000000	CURVA DE M TV6-7-5-1874 6679-5-1874 7724-679-671-18-549 7724-679-0-24-5-5 8-8-8-8-8-8-8-8-8-8-8-8-8-8-8-8-8-8	IICKLEY LY912000998877 **********************************
*	of the rounder	DE HIC	*	

TORRE # 21	- 63 -
DATUS Y PESULTADOS DE LA TORRE	DE ENFRIAMIENTO
LUGAR: COSOLEACARUE, VER.	TORRE MARCA: MARLEY
EMPRESA: PEMEX	DENOMINACION: AMONIACO 3
GASTO DE AGUA = GASTO DE AGUA ENTRANTE = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE = TEMP. DEL ATRE ENTRANTE = TEMP. DE BULBO HUMEDO ENTRADA = TEMP. DE AGUA DE SALIDA = TEMP. DE LATRE DE SALIDA = ALTURA = PRESION ATHOSFEPICA =	39723.09 LB3./HR. FT2 27430.78 LB3./HR. FT2 104.00 G.F. 66.20 G.F. 64.40 G.F. 78.80 G.F. 96.80 G.F. 96.80 G.F. 76.00 HM. DE HG.
CURVA DE EQUILIBRIO LINEA DE OPERACIO	DN CURVA DE MICKLEY
TY(I) CI(I) TL(I) EV(I) 78 50 +1 97 78 80 29 51 79 83 43 37 80 145 33 31 45 81 43 81 81 45 33 32 77 83 81 47 84 84 11 37 19 85 48 46 80 82 78 37 19 85 13 49 44 85 43 37 19 85 13 49 44 85 41 37 19 85 13 49 44 85 43 39 11 86 78 52 78 88 44 87 91 144 87 90 74 46 54 54 90 74 46 87 91 76 58 24 92 06 44 87 91 76 58	TV(I) EV(I) 6689 317477 7757 3077 77531 44577 77531 446077 77531 448077 779 0772 88772 448074 88772 448074 88772 448074 88772 448074 88772 448074 88772 448074 88772 448074 88772 448074 88772 448074 88744 0044 8875 0044 9912 0444 9756 0044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044 9756 044
* *************	*

	TOPRE # 22	- 64 -	
DATUS Y RESULTA	DOS DE LA TORRE	DE ENFRIAMIENT	0
LUGAR: CUSULEACAQUE, V	ER.	TORRE MARCA:	MARLEY
EMPRESA: PEMEX		DENOMINACION:	ACRILO
GASTO DE AGUA = GASTO DE AIRE = TEMP. DEL AGUA ENTRANT TEMP. DEL AIRE ENTRANT TEMP. DE AGUA DE SALID TEMP. DE AGUA DE SALID TEMP. DE AULBO HUMEDU ALTURA = PRESION ATMOSFERICA =	E = ENTRADA = DA = SALIDA =	33835.08 LBS 26102.08 LBS 93.20 G.F. 64.40 G.F. 77.00 G.F. 86.00 G.F. 24.01 FT. 760.00 MM.	VHR: FT2 de hg.
CURVA DE EQUILIBRIO L	INEA DE OPERACI	DI CURVA DE MI	CKLEY
TI (I) LI (I) 777 40 777 41 777 41 777 41 777 41 777 41 777 41 777 41 777 41 777 41 770 41 770 41 770 41 770 41 770 42 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 44 770 57 884 57 887 57 91 57 92 57 93 57 93 50	I) I) I) V90 I) I) V90 <td< td=""><td>T 2098805295924541000201 T 66889924541000201 T 777889924541000201 T 777777777777777777777777777777777777</td><td>1 1</td></td<>	T 2098805295924541000201 T 66889924541000201 T 777889924541000201 T 777777777777777777777777777777777777	1 1
* (*) PUNTUS	DE FORMACION D	E NIEBLA * *	

		10RRE # 2.		- 65 -	
DATU	S Y RESULT	AUNS DE LA	TORRE D	E ENFRIAM	IENTO
LUGAR: CUSU	LEACAGUE.	ER.		TORRE MA	RCA: MARLEY
EMPRESA: PE	'1_X			DENOMINAC	ION: XILENOS
GASTO DE AG GASTO DE AI TEMP. DEL A TEMP. DEL A TEMP. DE BU TEMP. DE BU TEMP. DE BU ALTURA = PRESION ATM	HA = RE = GUA ENTRAN LUO HUMEDU UA DE SALI TRE DE SALI LUO HUMEDU OSFERICA =	TE = ENTRADA = DA = IDA = SALIDA =	in the second se	7936-31 3189-90 98-00 66-20 64-40 7340 86-90 86-90 86-90 32-81 760-00	LBS:/HR: FI2 G.F. G.F. G.F. F. F. F. F. F. F. F. F. F. F. F. F.
CURVA DE EG	IILIBRÍO I	INEA DE U	PERACIO	CURVA D	E MICKLEY
1111 10035881 1773-035881 1773-035881 1773-035881 130859247 1409247 1409247 1409247 1479257 100 1409247 100 100 100 100 100 100 100 10	L (1) 1) 10 10 10 10 10 10 10 10 10 10	LL (10 774673581 774673581 7777803713681 80124569244792257 801245693697999999999999 8012456936970 8012456936970 8012456936970 8012456936970 8012456936970 8012456936970 8012456936970 8012456936970 8012456936970 8012456936970 80124569 80124576 80124569 80124576 80124569 80124576 8012576 80125776 80125777777777777777777777777777777777777	L2.337.35.689 134 689 13464 V9.015407.50.959 349 5489 13464 V9.01545.6789 134 689 13466 L2.337.35.689 134 689 01.5464 D.55 C. C. C	1000051005004003922100010 10000510050040039566777665010 10001345677890110345654 100010345677766540 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345654 100010345655 100010345565 100010355 100010355 100010355 100010355 100010355 100010355 100010355 100010355 1000100 1000100 1000000 1000000 1000000 1000000 1000000 1000000 1000000 1000000 1000000 10000000 1000000 1000000 10000000 10000000 1000000 10000000 100000000	

	TORRE #	24 - 66	
DATUS	Y PESULTADOS DE	LA TORRE DE E	NFRIAMIENTO
LUGAR: PAJARI	TUS VEP.	то	RPE MARCA: MARLEY
EMPRESA: PENL	x	DEN	OMINACION:
GASTU DE AGUA GASTU DE AIRC TEMP. DEL AGU TEMP. DE BULB TEMP. DE BULB TEMP. DE AGUA TEMP. DE AGUA TEMP. DE AGUA TEMP. DE RULB ALTURA = PRESION ATMOST	E A CHTRANTE = E ENTRANTE = O HUMEDU ENTRADA OE SALIDA = O E SALIDA = O HUMEDU SALIDA = FEPICA =	= 6 = 6 = 7 = 7 76	7.01 LBS./HR. FT2 5.01 LBS./HR. FT2 4.20 G.F. 8.20 G.F. 6.20 G.F. 6.20 G.F. 6.20 G.F. 6.09 FT. 6.09 FT. 6.09 HM. DE HG.
CURVA DE FUIT	LIBETO LIVEA DE	UPERACION CI	URVA DE MICKLEY
11 11 12 9555 1777 9555 1777 97555 1777 97555 1777 97555 1777 97555 1777 97555 1777 97555 1778 9755 1778 9755 12 9755 1778 9755 1778 9755 1000 1100 1100	L (100 100 100 100 100 100 100 100	20112000000000000000000000000000000000	1889 1899 1899
FUNCION ERROR TANGENTE DE LA CALOR HUMEDO F NUMERO DE UNIC	AS LINEAS DE UNIC PROMEDIU = DADES DE TRANSFER	DN = 51.904 0.249 BTU/LB. RENCIA =	47 G.F. 1.15
**** * K) * HL * HC * *	**************************************	**************************************	**** * * * * * * * * * * * * * * * * *

DATUS Y PESULTADOS DE LA TORPE DE ENFRIAMIENTO LUGAR: PAJAPIT JS VEP. EMPRESA: PE'LX GASTO DE AGUA = GASTO DE AGUA = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE = TEMP. DEL AGUA DE SALIDA = TEMP. DE AGUA DE SALIDA = TEMP. DE AGUA DE SALIDA = TEMP. DE BULBO HUMEDO SALIDA = TEMP. DE BULBO HUMEDO SALIDA = PRESION ATMOSFERICA = CURVA DE EDUILIBRIO LINEA DE OPERACION CURVA DE MICKLEY TI (1) TA TAOSFERICA = TI (1) TA TAOSFERICA = CURVA DE EDUILIBRIO LINEA DE OPERACION CURVA DE MICKLEY TI (1) TA TAOSFERICA = TA TAOSFERICA = TORAGUA TOMOSTON AGUA AGUA AGUA AGUA AGUA AGUA AGUA AGU		TORRE # 25	- 67 -	
LUGAR: PAJAPITJS VEP. TORRE MARCA: FLUOR EMPRESA: PETEX DENOMINACION: GASTO DE AGUA = 12744.47 LBS./HR. FT2 GASTO DE AGUA = 9402.47 LBS./HR. FT2 GASTO DE AGUA = 9402.47 LBS./HR. FT2 GASTO DE AGUA = 98.60 G.F. TEMP. DEL AGUA ENTRAITE = 98.60 G.F. TEMP. DEL AGUA ENTRAITE = 98.60 G.F. TEMP. DE AGUA DE SALIDA = 76.30 G.F. TEMP. DE AGUA DE SALIDA = 91.40 G.F. PRESION ATMOSFERICA = 760.00 MM. DE HG. CURVA DE EJUILIBRID LINEA DE OPERACION CURVA DE MICKLEY 140.00 140.00 TA TOSFERICA = 70.680 30.433 70.130 CURVA DE EJUILIBRID LINEA DE OPERACION CURVA DE MICKLEY 140.00 140.00 TA TOSFERICA = 70.680 30.433 70.130 Son 43 45.500 30.437 71.300 37.771 Son 45.750 84.01 37.77 77.588 400.778 Son 49 51.500 97.350 76.653 30.655 40.777 Son 40.750 84.01 <td>DATUS Y PESULTAD</td> <td>OS DE LA TO</td> <td>DRRE DE ENFRIAM</td> <td>IENTO</td>	DATUS Y PESULTAD	OS DE LA TO	DRRE DE ENFRIAM	IENTO
EMPRESA: PETEX DENOMINACION: GASTO DE AGHA = GASTO DE AGHA = GASTO DE AGUA ENTRANTE = TEMP: DEL AGUA ENTRANTE = TEMP: DE AGUA ENTRANTE = TEMP: DE AGUA ENTRANTE = TEMP: DE AGUA DE SALIDA = TEMP: DE AGUA DE SALIDA = TEMP: DE AGUA DE SALIDA = TEMP: DE BOLO TUMEDU ENTRADA = TEMP: DE BOLO TUMEDU SALIDA = ALTURA = PRESION AT MOSFERICA = TI (1) TA TA TASFERICA = CURVA DE EJUILIBRID LINEA DE OPERACION CURVA DE MICKLEY FV (1) TV (1) TV (1) TA TA TASFERICA = TI (1) TA TA TA TA TASFERICA = TI (1) TA TA TA TASFERICA = TA TASFERICA = TI (1) TA TA TASFERICA = TI (1) TA TA TA TASFERICA = TI (1) TA TA TA TASFERICA = TI (1) TA TASFERICA = TI (1) TA TA TASFERICA = TI (1) TA TA TASFERICA = TA TASFERIC	LUGAR: PAJAPITIS VEP.		TORRE MA	RCA: FLUOR
GASIO DE AGHA = 127444.47 LBS./HR. FT2 GASIO DE AIRE = 9402.47 LBS./HR. FT2 IEMP. DEL AGUA ENTRANTE = 98.60 G.F. JEMP. DEL AIRE ENTRANTE = 98.60 G.F. JEMP. DEL AIRE ENTRANTE = 98.60 G.F. JEMP. DE AGUA ENTRANTE = 98.60 G.F. JEMP. DE AGUA ENTRANTE = 98.60 G.F. JEMP. DE AGUA DE SALIDA = 78.30 G.F. JEMP. DE AGUA DE SALIDA = 78.30 G.F. JEMP. DE AGUA DE SALIDA = 91.40 G.F. JEMP. DE BUBO HUMEDU SALIDA = 91.40 G.F. ALTURA = 760.00 MM. DE HG. CURVA DE EJUILIBRID LINEA DE OPERACION CURVA DE MICKLEY TIC(I) TL(I) TL(I) TACONTA HANDER DE SALIDA = 700.30 TACONTA HANDER DE SALIDA = 700.30 TACONTA HANDER DE SALIDA = 700.00	EMPRESA: PETEX		DENOMINAC	ION:
CURVA DE EUDILIBRIO LINEA DE OPERACION CURVA DE MICKLEY TI(I) TL(I) TL(I) EV(I) TV(I) TR.70 42.10 T8.80 30.80 70.10 79.74 43.20 70.884 31.71 71.30 801.883 45.70 884 31.71 71.30 801.883 45.70 884 31.71 71.30 801.883 45.70 844.01 31.71 71.30 801.883 45.70 844.01 31.75 10.75 803.99 45.70 844.01 31.75 10.75 803.99 49.97 35.00 40.77 78.80 803.99 49.90 844.01 37.75 10.97 803.99 49.90 84.00 30.75 11.80 40.01 804.99 49.90 80.90 40.11 10.80 40.01 40.01 803.99 49.90 80.90 40.11 78.80 40.01 40.01 40.01 40.01 40.01 40.01 40.01 40.01 40.01 40.01 40.01	GASTO DE AGUA = GASTO DE AIRE = TEMP. DEL AGUA ENTRANTE TEMP. DEL AGUA ENTRANTE TEMP. DE BULBO HUMEDU E TEMP. DE AGUA DE SALIDA TEMP. DE AGUA DE SALIDA TEMP. DE BULBO HUMEDU S ALTURA = PRESION ATMOSFERICA =	NTRADA = A = ALIDA =	12744 47 9402 47 98 60 68 90 66 20 78 30 91 40 91 40 27 89 760 00	LBS./HR. FT2 LBS./HR. FT2 GG.F. GG.F. G.F. G.F. G.F. G.F. HM. DE HG.
III(I) ILL(B) V(I) V(I) YV(I) VV(I) VV(I) VV(I) YV(I) VV(I) VV(I) VV(I) YV(I) VV(I) YV(I) YV(I) YV(I) VV(I) YV(I) YV(I) YV(I) YV(I) YV(I)	CURVA DE EQUILIBRIO LI	INEA DE OPE	RACION CURVA D	E MICKLEY
	II(I) II(I) 78 12 79 13 80 78 434 10 801 87 45 79 81 87 827 10 837 10 837 10 837 10 849 99 959 10 833 15 84 99 857 149 959 15 959 15 959 15 96 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 97 10 10 10	L (10048837715944444444444444444444444444444444444	V(191301501480107725040342 V(19130172356780972557755077550777775801235567899997 183771557377560123567899997 V0235679073567902356789999 V023567902356790235677902356789997 **********************************	1801000 07801000 1807100 07801000 1807100 07801000 20080 0790000 20080 079000 20080 079000 20080 07900 20080 078010 20080 0780010 20080 0780010 2008000000000000000000000000000000
4.- ANALISIS DE RESULTADOS

4.1.- COMPARACION ENTRE LOS COEFICIENTES OBTENIDOS A TRAVES DEL METODO DE MICKLEY Y LOS OBTENIDOS A TRAVES DE ECUACIONES EMPIRICAS.

```
Las equaciones utilizadas son las siguientes:
1.- W. H. Walker<sup>8</sup> :
             kva = 0.0525 \text{ GY en lb./hr. ft}^{3}
             GX a 3180 y GY de 1020-2280 lb./hr. ft<sup>2</sup>
2. - Ocon-Tojo<sup>9</sup> :
             kva = 0.757 \text{ GY}^{0.5} \text{ GX}^{0.4} en Kg./hr. m<sup>3</sup>
3.- Jackson, J. 10 :
             kya = 6.72 \text{ GY}^{0.75} \text{ Kg./hr. m}^3
4.- Yoshida, F. & T. Tanaka<sup>11</sup> :
             kva = 0.45 \text{ GY GX}^{0.2} en lb./hr. ft<sup>3</sup>
             GX de 200-4168 y GY de 137-586 lb./hr. ft<sup>2</sup>
5.- Hensel, S. L. & R. F. Treybal. 11 :
             kva = 1.25 GY0.39 GX0.48 en lb./hr. ft3
             GX de 120-6800 y GY de 100-700 lb./hr. ft<sup>2</sup>
6.- Lichtenstein, J.11 :
             Kya = 0.197 \text{ GX}^{0.4} \text{ GY}^{0.5} en lb./hr. ft<sup>3</sup>
             GX de 350-3000 y GY de 664-1180 lb./hr. ft<sup>2</sup>
7.- Simpson, W. M. & T. K. Sherwood<sup>11</sup>:
             Kya = 0.00029 GY GX - 0.114 GY - 0.133 GX + 311 en lb./hr. ft<sup>3</sup>
             GX de 880-1500 y GY de 700-1500 lb./hr. ft<sup>2</sup>
8.- Norman, W. S. 11 :
             Kya = ((0.0222 \text{ GX}/1000) + 0.0526) \text{ GY}^{0.8} \text{ en lb./hr. ft}^{3}
             GX de 930-2100 y GY de 1000-3000 lb./hr. ft<sup>2</sup>
9.- Norman, W. S. 11 :
             Kya = 0.0992 \text{ GY}^{0.8} \text{ en lb./hr. ft}^3
             GX de 2100-2810 lb./hr. ft<sup>2</sup>
```

Los resultados de los coeficientes dados en unidades Kg./hr. m^3 fueron convertidos a unidades lb./hr. ft^3

TABLA 4.1 TABLA COMPARATIVA DE COEFICIENTES.												
TORRE	GY	GX	MICKLEY	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)
17	153.88	194.33	7.46	8.08	20.10	60.18	198.65	111.65	20.10	276.28	3.19	5.57
16	687.68	738.37	46.12	36.10	72.47	184.99	1159.45	380.37	72.50	281.65	12.82	18.46
1	749.10	1000.00	70.21	39.32	85.90	196.82	1341.99	454.90	85.40	309.84	14.91	19.77
19	1070.16	1557.50	74.27	56.18	121.86	257.75	2094.81	646.46	121.89	465.22	23.07	26.30
18	1141.00	1661.39	85.51	59.93	129.16	270.53	2263.58	683.95	129.21	509.89	24.85	27.70
2	1429.25	1500.00	260.61	70.03	138.56	379.52	2776.76	711.09	138,82	570.29	28.71	33.15
12	3336.72	3636.23	524.96*	175.17	302.07	604.78	7739.59	1513.92	302.24	2965.59	87.60	65.33
13	3891.11	3636.23	121.37	204.28	326.20	678.88	9017.64	1607.45	376.38	3487.01	99.06	73.88
7	5343.66	8679.82	200.98	280.40	541.33	860.88	14745.92	2761.66	541.66	11995.78	253.16	95.20
9	6181.67	8679.82	283.39*	324.53	582.30	960.41	17061.45	2922.92	582.64	14012.04	264.27	107.00
8	7133.52	8679.82	195.85	374.50	625.52	1069.32	19688.75	3091.54	625.77	16299.48	296.35	119.99
25	9402.47	12744.47	895.74*	493.62	837.40	1315.35	28038.14	4139.59	837.84	32324.65	505.40	149.65
11	10473.36	11550.38	1391.09*	549.85	849.70	1426.19	30606.76	4118.76	850.23	32660.76	508.19	163.14
5	12373.45	18726.45	1651.63	649.60	1120.50	1616.20	39828.50	5543.02	1121.16	63600.51	879.50	186.42
1.0	16910.62	30239.08	1113.38*	887.80	1586.69	2042.82	59908.09	7880.53	1587.55	142656.25	1746.88	239.35
20	16994.84	19006.55	3557.23*	892.23	1321.01	2050.45	54866.82	6381.36	1321.81	89519.56	1148.23	240.30
6	20468.47	18726.45	2469.93	1074.59	1441.15	2357.46	65885.31	6744.18	1441.39	106641.50	1315.56	278.85
4	21978.10	15046.85	1999.56	1153.80	1368.22	2486.70	67743.72	6244.42	1369.13	91707.60	993.88	295.19
15	23949.80	26707.16	3734.80*	1257.36	1796.75	2652.10	82763.68	8503.57	1797.82	188534.30	1886.95	316.19
22	26102.08	33835.08	2341.08*	1370.36	2061.91	2828.90	108634.23	13740.49	2722.44	249106.48	2744.44	338.62
21	27430.68	39723.69	2467.02*	1440.11	2253.85	2936.24	102626.62	10847.17	2255.26	307899.66	3318.46	352.45
_23	43189.90	37936.31	3861.16*	2267.47	2776.50	4127.14	160105.38	12664.71	2778.28	465496.81	4567.11	506.77
3	70379.23	38167.63	2496.76	3694.90	3552.20	5952.68	261213.40	15368.05	3555.20	766211.87	6787.56	748.97
14	90812.50	93892.39	18609.79*	4767.66	5785.08	7206.46	403537.09	26146.31	5788.79	2450184.90	19719.45	918.30
24	203385.05	138077.01	6626.81	10887.71	10200.51	13387.38	995438.09	43420.65	10206.80	8262484.30	55883.57	1778.00

* Coeficientes obtenidos por el método de Mickley en los cuales se detecta formación de niebla.

- 69 -

De esta comparación se observa que solo hay un coeficiente que es aproximado dentro de su rango de gastos al obtenido por el método de Mickley el cual está dado por la ecuación (6), aunque hay una diferencia notable cuando se acerca al límite superior de estos rangos lo cual inducira a error cuando se use con propósitos de diseño. Rango de gastos:

GY de 700 1500 y GX de 350-3000 lb./hr. ft²

TORRE

1	749.10	1000.00	70.21	85.40
19	1070.16	1557.50	74.27	121.89
18	1141.00	1661.39	85.51	129.31
2	1429.25	1500.00	260.61	138.82

Para los diferentes rangos de gastos correspondientes a las diferentes ecuaciones empíricas los coeficientes obtenidos difieren notablemente entre sí y con el métodode Mickley.

4.2.- ANALISIS DE TORRES DE ENFRIAMIENTO EN LAS QUE SE DETECTO FORMACION DE NIEBLA.

4.2.1. Las ecuaciones conocidas para transferencia de masa y calor no predicen el comportamiento de equipo a condiciones de niebla ya que los coeficientes obtenidos---por medio de estas ecuaciones no son confiables. Esto se muestra en los resultados -- siguientes:

Se tomaron tres series de datos de operación en una misma torre de enfriamiento a diferentes condiciones ambientales, los resultados obtenidos fueron los siguientes:

TORRE	kya en lb./hr.ft ³
7	200.98
8	195.85
9*	283.39*

*Esta torre resultó con formación de niebla.

Se puede observar que el caso 9 difiere notablemente de los otros dos valores de coeficientes, esto da una idea de la confiabilidad de los coeficientes obtenidos concondiciones de niebla.

4.2.2.- Agrupación por zonas.

	TORRES	TORRES CON NIEBLA	HUMEDAD RELATI VA MAXIMA ⁷	HUMEDAD RELA TIVA MEDIA ⁷
Salamanca, Gto.	6	0	62%	49%
Puebla, Pue.	3	1	70%	57%
México, D.F.	8	5	72%	58%
Cosoleacaque y				
Pajaritos, Ver.	6	5	81%	79%

Esto conduce a que en climas secos se tiene un mejor aprovechamiento de las torres de enfriamiento ya que la formación de niebla tiene menos posibilidad de presentarse. 4.2.3.- Proposición de una técnica para calcular coeficientes de transferencia de masa y calor cuando se detecta niebla por el método de Mickley.

Usando la técnica de Mickley se detectó niebla en una torre de enfriamiento.

- a).- Supóngase una temperatura de aire más baja a la salida de la torre con ental pia igual a la de saturación.
- b).- Realicese el trazado de Mickley a estas nuevas condiciones.
- c).- Determinese si existe formación de niebla, si la hay, repítase el procedi---miento hasta llegar a un punto en el cual el trazado de Mickley no detecte--formación de niebla.
- d).- Midase la altura a la que se tiene dicha temperatura de aire en la torre deenfriamiento.

e).- Con las condiciones así determinadas calcúlense los coeficientes de transferencia de masa y calor para esa torre.

- 1.- Los coeficientes obtenidos por medio de ecuaciones empíricas estan dados para flujos restringidos por lo tanto no son confiables a nivel industrial ya quese manejan flujos muy por arriba de los dados para dichas ecuaciones.
- 2.- El método de Mickley predice coeficientes para cualquier torre de enfriamiento.
- 3.- La formación de niebla es una gran inconveniencia para el cálculo de los coeficientes de masa y calor ya que predice coeficientes falsos que a su vez nopueden ser usados con propositos de diseño.
- 4.- A medida que es menor la humedad del aire ambiente sera menor la posibilidadde operar con formación de niebla en las torres de enfriamiento.

BIBLIOGRAFIA COSTA E. Y LEON A. M. INGENIERIA QUIMICA, SEPTIEMBRE 1966. FEPNANDEZ MAZA RENATO INGENIERIA QUIMICA, ENERO 1959. FOUST A. S., WENZEL L. A., CLUMP C. W., MAUS L., & ANDERSEN L. B. PRINCIPLES OF UNIT OPERATIONS. JOHN WILEY & SONS, INC. USA. 1960. HIMMELBLAU DAVID M. BASIC PRINCIPLES & CALCULATIONS IN CHEMICAL ENGINEERING, 2nd. EDITION. PRENTICE HALL, CHEM. ENG. SERIES, 1963. KERN DONALD Q. PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR, 7a. IMPRESION. CECSA, 1973. MC CRACKEN D. P. & DORN W. S. METODOS NUMERICOS Y PROGRAMACION FORTRAN. LIMUSA, MEXICO 1974. MICKLEY H. S. CHEM. ENG. PROGR., 45:739 (1949) REFERENCIAS 1) MERKEL F. VER. DEUT. FORSCHUNGSARBEITEN, 275 (1925) 2) LEWIS W. K. TRANS. AIME, 44:325 (1922)

3) MC ELROY G. E. BUREAU MINES REPORT OF INVESTIGATION, 4165, DEC. 1947.

- 74 -

- CALLINGAERT G. & DAVIS D. S. IND. ENG. CHEM. 17, 1287 (1925)
- 5) ANDERSEN L. B. & WENZEL L. A. INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING. KÕGAKUSHA CO., LID. TOKIO.
- 6) Mc CABE W. L. & SMITH J. C. UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING. Mc GRAW HILL CO. NEW YORK 1956.
- 7) SAG. DIRECCION GENERAL DE GEOGRAFIA Y METEOROLOGIA. SERVICIO METEOROLOGICO NACIONAL. NORMAS CLIMATOLOGICAS PERIODO 1941-1970. MEXICO 1976.
- W. H. WALKER.
 PRICIPLES OF CHEMICAL ENGINEERING.
 Mc. GRAW HILL, INC. NEW YORK & LONDON 1937.
- 9) JOAQUIN OCON GARCIA Y GABRIEL TOJO BARREIRO.
 PROBLEMAS DE INGENIERIA QUIMICA.
 ED. AGUIIAR. MADRID 1963.
- 10) JACKSON, J. COOLING TOWERS. BUTTERWORTHS. LONDRES 1951.
- 11) DE: TREYBAL, R. E. MASS TRANSFER OPERATIONS. Mc. GRAW HILL CO. NEW YORK 1950.