



17
2oj.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

INGENIERIA QUIMICA

**SECADO DE SOLIDOS EN
LECHOS FLUIDIZADOS**

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N
**MARTHA EDITH MIRANDA SANCHEZ
RICARDO MADRID MIRANDA**

ASESORES:

DR. JORGE RAMIREZ SOLIS

M. C. LUIS CEDENO CAERO

CUAUTITLAN IZCALLI, MEXICO

1988

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 está 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.

INDICE

NOMENCLATURA
INDICE DE TABLAS
INDICE DE FIGURAS

INTRODUCCION

CAPITULO I RECOPIACION BIBLIOGRAFICA

- SECADO. 6
- TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR ENTRE PARTICULA Y GAS EN LECHOS FLUIDIZADOS. 10
- TRANSPORTE DE MASA DENTRO DEL SOLIDO. 16

CAPITULO II DISEÑO DE LA INVESTIGACION.

- DESCRIPCION GENERAL DEL APARATO EXPERIMENTAL. 19
- PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL. 23
- CONDICIONES EXPERIMENTALES. 24

CAPITULO III TEORIA DE SECADO.

- INTRODUCCION 26
- TEORIA DE EVAPORACION CONDENSACION. 28
- TEORIA DE FLUJO CAPILAR. 28
- TEORIA DE DIFUSION (MODELO ANALITICO) 31

CAPITULO IV PRESENTACION, ANALISIS, Y DISCUSION DE RESULTADOS.	
- PRESENTACION DE RESULTADOS	49
- CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR.	70
- COMPARACION DE LOS NUMEROS DE SHERWOOD Y NUSSELT EXPERIMENTALES, CON LOS CALCULADOS A PARTIR DE LAS CORRELACIONES PROPUESTAS POR AYORA	75
- DETERMINACION DEL MODELO DE DIFUSION.	82
- ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS.	88
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	99
BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS.	103
APENDICES.	
A. 1. CARACTERISTICAS DE MATERIALES Y FLUIDO UTILIZADO.	106
A. 2. CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA DE ALIMENTACION DEL AIRE.	109
A. 3. TABLAS DE DATOS PRIMARIOS.	110
A. 4. CORRELACIONES Y DATOS DE Sh Y Nu EXPERIMENTALES .	140
A. 5. CALCULO PARA UNA CORRIDA TIPICA EXPERIMENTAL.	143
A. 6. TABLAS DE DATOS PARA EL CALCULO DEL MODELO DE DIFUSION.	147
A. 7. METODO DE SOLUCION DEL MODELO DE DIFUSION (PAQUETE HIPER-GINO: PC)	164

NOMENCLATURA

- a : Area de Transferencia por unidad de longitud de lecho fluidizado (cm^2/m).
- A : Area de Transferencia (m^2).
- A_c : Constante Ec. (3.36).
- A_f : Area de Transferencia por unidad de volumen de lecho fluidizado (cm^2/m^3).
- A_h : Area de Transferencia de Calor (cm^2/g).
- A_m : Area de Transferencia de Masa (cm^2/g).
- A_L : Area Transversal del secador (m^2).
- B : Constante Ec. (3.36).
- C_{pa} : Capacidad calorífica del aire. ($\text{cal}/\text{g}^\circ\text{C}$).
- d_p : Diámetro de partícula (cm).
- D : Diámetro interno del Secador (cm).
- D_m : Coeficiente de Difusión Efectiva Ec. (3.9) (cm^2/min).
- D_v : Difusividad (cm^2/min).
- ENU : Error por correlación del Número Nusselt.
- ESh : Error por correlación del Número Sherwood.
- f : Factor de espesor Modelo de Capilaridad (adimensional).
- G : Gasto de aire a través del Lecho Fluidizado a T y P estandar (lt/min).
- h : Coeficiente de Transferencia de Calor Ec. (3.2) ($\text{Kcal}/\text{hrm}^2\text{ }^\circ\text{C}$).
- H : Contenido de humedad en el sólido ($\text{Kg H}_2\text{O}/\text{Kg s.s.}$).
- \bar{H} : Contenido de humedad promedio en el sólido ($\text{Kg H}_2\text{O}/\text{Kg s.s.}$).
- H_c : Contenido de humedad crítica del sólido ($\text{Kg H}_2\text{O}/\text{Kg s.s.}$).
- H_o : Contenido de humedad inicial en el sólido ($\text{kg H}_2\text{O}/\text{Kg s.s.}$).
- H^* : Contenido de humedad de equilibrio del sólido ($\text{KgH}_2\text{O}/\text{Kg s.s.}$)
- \sim
- \tilde{H} : Humedad promedio puntual en el sólido Ec. (3.27) ($\text{KgH}_2\text{O}/\text{Kg s.s}$)
- \sim
- $\langle H_m \rangle$: Humedad promedio en la partícula Ec. (3.61) ($\text{KgH}_2\text{O}/\text{Kgss}$)

K_a : Conductividad Térmica del aire ($\text{cal}/\text{min cm } ^\circ\text{C}$).

K_m : Coeficiente de Transferencia de Masa Ec.(3.2) (cm/min).

K' : Coeficiente de Transferencia de Masa (Modelo de Difusión) (cm/min).

L : Altura estática de Lecho (cm).

L_r : Relación de Coeficientes definida en la Ec.(3.41).

L_f : Altura de Lecho Fluidizado. (cm).

Nu : Número de Nusselt. (adimensional).

Nuc : Número de Nusselt Calculado por Correlación (adimensional).

Nue : Número de Nusselt Experimental (adimensional).

r : Distancia radial del centro a la superficie del sólido (cm).

R : Radio de Partícula (cm).

Re : Número de Reynolds (adimensional).

Sc : Número de Schmidt (adimensional).

Sh : Número de Sherwood (adimensional).

Shc : Número de Sherwood Calculado por Correlación (adimensional).

Shc_e : Número de Sherwood Experimental (adimensional).

t : Tiempo que dura la Operación de Secado (min).

T_a : Temperatura Ambiente ($^\circ\text{C}$).

T_e : Temperatura de Entrada del aire ($^\circ\text{C}$).

T_s : Temperatura de Bulbo seco a la salida del Secador ($^\circ\text{C}$).

T_{s1} : Temperatura de Bulbo seco dentro del secador ($^\circ\text{C}$).

T_w : Temperatura de Bulbo húmedo del aire ($^\circ\text{C}$).

T_{w2} : Temperatura de Bulbo húmedo corregida con T_{s1} ($^\circ\text{C}$).

U : Gradiente de concentración en función del radio Ec. (3.11).

V_f : Velocidad de Fluidización (cm/min).

V_g : Volumen de poros del sólido (cm^3/g).

V_{mf} : Velocidad Mínima de Fluidización (cm/min).

V_a : Velocidad Superficial del aire (cm/min).

W : Peso del sólido (g).

Y : Humedad del aire ($\text{Kg H}_2\text{O}/\text{Kg a. s.}$).

Y_w : Humedad de Saturación del aire (Kg H_2O /Kg a.s.).
 Y_{wc} : Humedad de Saturación del aire evaluada a T_{wc}
(Kg H_2O /Kg a.s.).

LETRAS GRIEGAS.

β_n : Raíces de la Ecuación (3.47).
 ϵ : Fracción hueca de Lecho Fijo (adimensional).
 δ : Relación de Radios Modelo de Difusión Ec. (3.19).
 ϵ_f : Fracción hueca de Lecho Fluidizado (adimensional).
 ρ_a : Densidad del aire (g/cm^3).
 ϵ_p : Fracción hueca de Partícula (adimensional).
 ρ_b : Densidad del Lecho Estático (g/cm^3).
 ρ_p : Densidad de Partícula (aparente) (g/cm^3).
 ρ_s : Densidad de Partícula (real) (g/cm^3).
 θ : Relación de humedad en función de la posición radial Ec.(3.21).
 λ : Calor Latente de vaporización del agua (cal/g).
 e : Parámetro Adimensional Ec. (3.18).
 y : Fracción mol del componente no difusible.
 μ : Viscosidad del aire ($g/cm \text{ min}$).

L/D : Relación Altura del Lecho a Diámetro de Secador.
 dp/D : Relación Diámetro de Partícula a Diámetro de Secador.
 dp/L : Relación Diámetro de Partícula a altura de Lecho Fijo.

NUMEROS ADIMENSIONALES.

$$Pr = \frac{\mu_a C_{pa}}{K_a}$$

(Número Prandtl)

$$Sc = \frac{\mu_a C_{pa}}{\rho_a D_v H_2 O-AIRE}$$

(Número de Schmidt)

$$Sh = \frac{K_m dp_y}{D_v H_2 O-AIRE}$$

(Número de Sherwood)

$$Nu = \frac{h dp}{K_a}$$

(Número de Nusselt)

$$Re = \frac{dp \rho_a V_s}{\mu_a}$$

(Número de Reynolds)

SUBINDICES :

a. s. Aire seco.

s. s. Sólido Seco.

w Saturación.

INDICE DE TABLAS:

4-I Valores de la fracción hueca en el Lecho a diferentes L/D para partículas con $d_p = 0.0323$ cm.

4-II Valores de la fracción hueca en el Lecho a diferentes L/D para partículas con $d_p = 0.0562$ cm.

4-III Valores de los Coeficientes de Transferencia de Masa a partir de la ecuación (4.4), para los diferentes sólidos y L/D seleccionados para partículas con $d_p=0.0323$ y 0.0562 cm.

4-IV Valores de los Coeficientes de Transferencia de Calor a partir de la ecuación (4.6), para los diferentes sólidos y L/D seleccionados para partículas con $d_p=0.0323$ y 0.0562 cm.

4-V Valores de Dispersión para cada corrida experimental, para los diferentes materiales y diámetros de Partícula.

4-VI Datos para obtener nuevas correlaciones.

A.3 Tablas 1-30 Datos primarios para las diferentes condiciones de Operación.

A.4 Tablas 31 y 32 Datos de Sh y Nu Experimentales y correlaciones, para los diferentes sólidos y diámetros de Partícula.

A.6 Tablas 35-64. Datos para el cálculo del Modelo de Difusión.

A.6 Tabla 65 Coeficiente de Difusión Efectiva en Función de el No. de Corrida y Humedad inicial del sólido.

INDICE DE FIGURAS

FIGURA No.1 Representación del Fenómeno de Fluidización.

FIGURA No.2 Representación de la Operación de Secado.

FIGURA No.3 Equipo Experimental.

FIGURAS 4 A 18 Curvas Experimentales de Secado (correspondientes a las tablas 1 a 30.

FIGURA No.19 Comparación del Sh Experimental con el Sh calculado por la correlación (1.1) para partículas con $d_p = 0.0323$ cm

FIGURA No.20 Comparación del Sh Experimental con el Sh calculado por la correlación (1.1) para partículas con $d_p = 0.0562$ cm

FIGURA No.21 Comparación del Nu Experimental con el Nu calculado por la correlación (1.2) para partículas con $d_p = 0.0323$ cm

FIGURA No.22 Comparación del Nu Experimental con el Nu calculado por la correlación (1.2) para partículas con $d_p = 0.0562$ cm

FIGURAS 23 A 27 Modelo de Difusión a partir de Datos Experimentales (correspondientes a las tablas 36, 46, 52, 58, y 64 del Apendice A.6).

FIGURA No.28 Comparación del Sh Experimental con el Sh calculado por las correlaciones (4.11), (4.13) y (4.15) para partículas con $d_p = 0.0323$ cm

FIGURA No.29 Comparación del Sh Experimental con el Sh calculado por las correlaciones (4.16) y (4.18) para partículas con $d_p = 0.0562$ cm

FIGURA No.30 Comparación del Nu Experimental con el Nu calculado por las correlaciones (4.12) y (4.14) para partículas con $d_p = 0.0323$ cm

FIGURA No.31 Comparación del Nu Experimental con el Nu calculado por las correlaciones (4.17) y (4.19) para partículas con $d_p = 0.0562$ cm

INTRODUCCION

INTRODUCCION

De un gran número de Operaciones Unitarias que son aplicadas en la Industria Química, existen algunas que comúnmente por su importancia, sobresalen de otras. Una de estas Operaciones es la de Secado, Proceso que básicamente comprende la separación de cualquier líquido (generalmente agua), de un sólido.

A través del tiempo se han utilizado diferentes mecanismos y equipos para realizar esta Operación. Perry (21), muestra una clasificación amplia de ellos, separándolos en secadores directos e indirectos, dependiendo de la forma en que se proporciona el calor necesario para la evaporación de la humedad.

En los últimos años, la fluidización ha tenido gran aceptación en los Procesos Industriales ya que en comparación con los Procesos tradicionales, ofrece grandes ventajas, de entre las cuales son de importancia mencionar Eficiencia y Economía.

La operación de Fluidización se describe como una técnica para dar a las partículas sólidas las propiedades de un fluido, haciendo pasar un gas o un líquido a través del lecho de partículas sólidas a un gasto suficiente como para que las partículas sólidas queden suspendidas. En estas condiciones las partículas sólidas individuales son separadas un poco una de otra y pueden ser fácilmente movidas de un lado a otro, esto es sumamente favorable para la transferencia simultánea de masa y calor.

En general el fenómeno de fluidización se puede definir en la siguiente secuencia (ver Figura 1).

i) Cuando una corriente fluye únicamente a través de los espacios entre partículas de un sólido, sin moverlas, se considera que el lecho es fijo.

ii) Si las partículas se encuentran solamente suspendidas en la corriente fluida, se le denomina lecho a fluidización mínima.

iii) Al aumentar la velocidad del fluido, las partículas empezarán a moverse, consecuentemente el lecho se expandirá dando lugar a lo que se conoce como lecho fluidizado.

iv) Si la velocidad del fluido es suficientemente alta, las partículas de sólido son arrastradas y entonces se considera que el lecho está en un estado de fluidización con transporte neumático de sólidos.

En la región transitoria entre lecho fijo y lecho fluidizado, se encuentra la región de fluidización incipiente, en la cual se localiza la velocidad mínima de fluidización.

Algunas características de los secadores de lecho fluidizado (27) son :

- a) El fluido usado da un gran movimiento a los sólidos, lo cual favorece el mezclado.
- b) La temperatura a través del lecho es uniforme.
- c) La Transferencia de Calor es muy rápida.
- d) El sólido húmedo recibe calor directamente del gas caliente por convección.

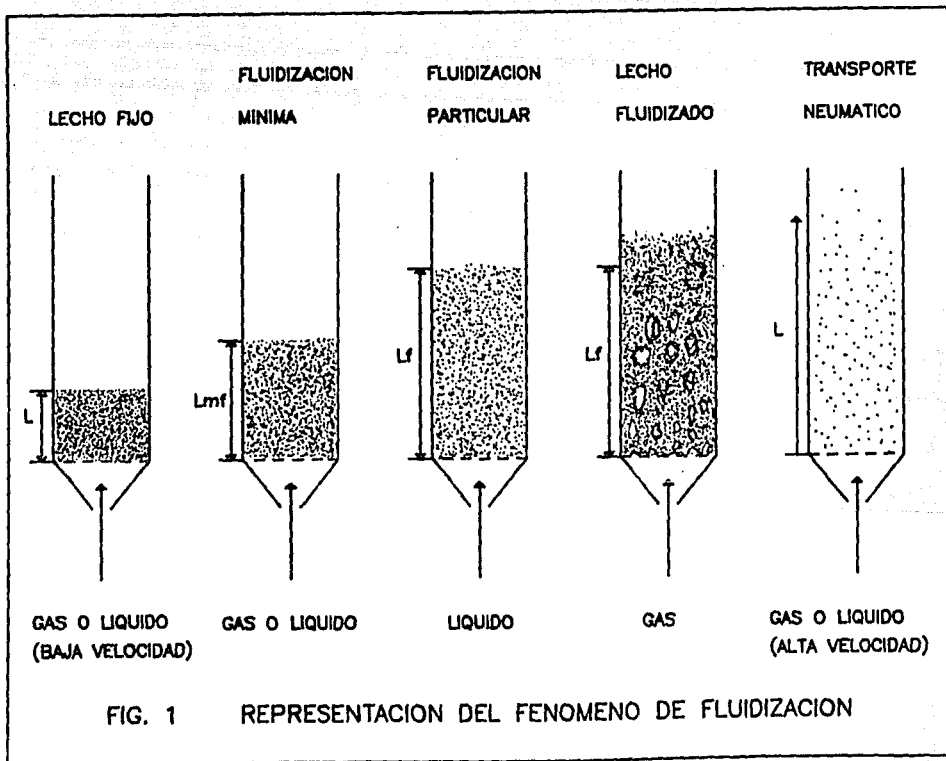


FIG. 1 REPRESENTACION DEL FENOMENO DE FLUIDIZACION

e) El sólido húmedo, además recibe calor por conducción al ponerse en contacto con la pared del recipiente y con el plato distribuidor.

El Estudio del comportamiento de un lecho fluidizado es bastante complicado debido a los fenómenos físicos que allí se presentan, como son la formación de burbujas, la presencia de acanalamientos, etc. Esto provocó que en las primeras publicaciones hechas por los investigadores, se mostrara cierta confusión ya que estas aparecían en forma desorganizada, además de que las correlaciones existentes para la Transferencia de masa y calor, en su gran mayoría, eran para la zona de Reynolds altos ($Re > 10$), mientras que los estudios para la zona de Reynolds bajos eran escasos.

En los trabajos de Vizcarra (30) y Ayora (1), que son los predecesores de este trabajo, se estudió la región de Reynolds bajos y se probó, que es importante la introducción de los factores geométricos (d_p/L) y (d_p/D), en las correlaciones para estimar los coeficientes de transferencia de masa y calor.

El Objetivo de este trabajo es, determinar experimentalmente los coeficientes de Transferencia de Masa y Calor, en la región de Reynolds bajos y determinar si las correlaciones propuestas por Ayora (1), son válidas para diferentes tipos de sólidos. Para el período de velocidad decreciente de Secado, se analiza la validez del modelo de Difusión.

CAPITULO I

RECOPILACION BIBLIOGRAFICA

CAPITULO I

RECOPIACION BIBLIOGRAFICA

SECADO:

El secado puede definirse como un proceso mediante el cual se remueve una sustancia volátil (comúnmente agua) de un sólido, por evaporación (28).

Usualmente la eliminación de humedad se lleva a cabo mediante una corriente de gas (comúnmente aire), que circula alrededor del sólido. La conducta que presenta el secado de sólidos, se analiza de acuerdo a las condiciones externas y a las diferentes etapas por las que atraviesa el proceso (17).

La Operación de Secado es realmente la combinación de dos mecanismos de Transferencia, el primero, al que podríamos llamar convectivo, donde la rapidez de secado es controlada por la resistencia externa, y el mecanismo difusivo, en donde el Secado es controlado por la resistencia interna, con una etapa intermedia, donde no se logra distinguir que mecanismo es el controlante, es decir, en esta etapa los dos efectos son importantes. Esta combinación es la que nos proporciona las curvas típicas de secado, Fig (2). En las curvas de Secado se observan básicamente las siguientes etapas, etapa inicial, etapa de velocidad constante de Secado y la etapa de velocidad decreciente de Secado.

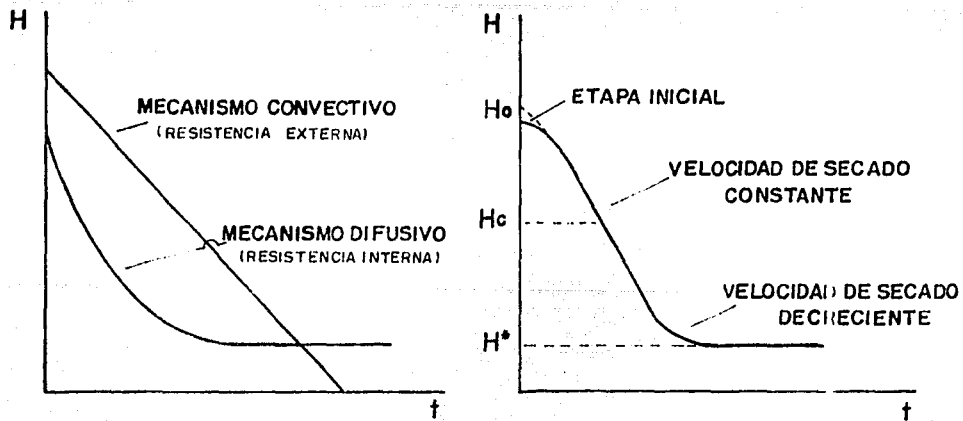


FIG. 2 REPRESENTACION DE LA OPERACION DE SECAJO

La etapa inicial, es una etapa de estabilización que empieza con el sólido totalmente húmedo (saturado) y termina cuando el sólido llega a la temperatura de saturación adiabática o temperatura de bulbo húmedo del gas, su duración es corta y por ello es poca su importancia e influencia en la Operación.

Cuando la superficie del sólido está totalmente mojada, comienza la etapa de velocidad constante de Secado, durante esta etapa el proceso que controla, es la evaporación del agua superficial. Si se graficara la velocidad de Secado contra la humedad en el sólido, podría apreciarse un tramo horizontal más o menos largo, que corresponde precisamente a este período. La evaporación superficial, que controla la velocidad de Secado en este período, es un proceso de Transferencia de Masa y Calor que ocurre en la superficie del sólido y el gas caliente. En este período las condiciones del gas que sale del secador, así como la velocidad de Transferencia de Masa y Calor, deben permanecer constantes (28).

Esta etapa termina cuando se alcanza el contenido de humedad crítica (H_c). En este punto, el movimiento del líquido hacia la superficie externa del sólido, no es lo suficientemente rápida para reemplazar al líquido que se está evaporando de la superficie, así, aparecen las primeras zonas de superficie no saturadas en el sólido. El contenido de humedad crítico depende de las propiedades del sólido y de las condiciones externas que se establezcan.

La etapa en la que la superficie del sólido está solo parcialmente mojada, corresponde al período de velocidad decreciente de Secado. Durante este período el proceso que

controla la velocidad de Secado es la Difusión del agua del seno del sólido a la superficie del mismo.

Las teorías que tratan de explicar como se transfiere la humedad del interior del sólido a la superficie, son la teoría de Evaporación-Condensación, la teoría de Capilaridad, D. Berger & Pei (3), Peck (19) y la teoría de Difusión, Cranck (2) y Romankov (20). Estas teorías se analizarán a detalle en el Capítulo III.

Cuando el sólido alcanza la humedad de equilibrio (H^e), con la humedad del aire existente, termina la etapa de velocidad decreciente de Secado. Es claro que el Proceso de Secado es de por sí complejo, y lo será más a medida que la estructura porosa del sólido sea heterogénea.

Métodos de Secado :

Como se comentó anteriormente, existen una gran cantidad de métodos de Secado; cada uno va de acuerdo al material y a las condiciones de Secado, Keey (10).

En general el propósito de todo equipo de Secado es incrementar la velocidad de transferencia de masa y calor simultáneamente. En este caso particular se analiza el Secado por medio de Lechos Fluidizados.

El Secador de Lecho Fluidizado presenta las características de los secadores por convección y por conducción.

Las principales ventajas de los Lechos Fluidizados son :

- i) La rapidez de mezclado del sólido, lo que da lugar a condiciones prácticamente isotérmicas a lo largo del lecho fluido.
- ii) La velocidad de transferencia de masa y calor entre el gas y las partículas es mayor que en otros métodos de contacto.
- iii) La Transferencia de Calor entre dos Lechos fluidizados hace posible el transporte de grandes cantidades de calor.
- iv) Facilidades en su manejo y control.

Algunas desventajas son :

- i) La dificultad para la descripción del flujo de gas y sólidos.
- ii) Ciertos tipos de sólidos son pulverizados y arrastrados fuera del lecho, por lo que éstos deben ser reemplazados.
- iii) Se presenta erosión de los recipientes y tuberías debida a la abrasión de los sólidos.

Debido a los puntos anteriores se puede ver que es difícil y complejo el proceso de fluidización y por consiguiente la simulación de un Secador.

TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR ENTRE PARTICULA Y GAS EN LECHOS FLUIDIZADOS.

A continuación se revisará la información relativa al Secado de sólidos y a los procesos de Transferencia de Masa y Calor Sólido-Gas que se llevan a cabo en un Lecho Fluidizado.

Migración de la Humedad en Sólido.

A medida que el sólido poroso se seca externamente se pueden distinguir cuatro fases de movimiento de humedad. En la primera

fase, la humedad fluye como un líquido bajo un gradiente hidráulico creado por diferencias de presión debidas a la distribución de radios de los poros capilares. En esta fase inicial, los poros están llenos, pero gradualmente el aire entra en las cavidades para reemplazar la humedad perdida. En la segunda fase la humedad concentrada en la parte angosta de los poros, puede emigrar hasta la superficie a través de la cavidad (que se produce al descender el nivel). En la tercera etapa el líquido pasa de cuello a cuello del poro por sucesiva evaporación-condensación, hasta llegar a la superficie. En la cuarta etapa el líquido se evapora en la superficie externa.

Es claro que una sola teoría en particular no podría abarcar todas estas etapas de transferencia, no obstante en la práctica se escoge una que describa el fenómeno y permita estimar los coeficientes de Difusión y Conductividad.

La migración de la humedad a través de sólidos con estructura porosa homogénea, ofrecerá menos complicaciones. En este caso la teoría de Difusión podría ser la más apropiada, dado que los gradientes de temperatura dentro del sólido húmedo son pequeños.

Predicción de Coeficientes de Transferencia (antecedentes).

En el trabajo de Ayora (1), se muestra una gran cantidad de correlaciones empíricas para la predicción de Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor.

De un análisis del trabajo de Ayora, se pudo observar que los criterios bajo los cuales se trataba de explicar el comportamiento de los lechos fluidizados eran muy diferentes, originando con esto, la poca coincidencia entre los resultados experimentales obtenidos.

En general podemos decir que los parámetros más comunes que se habían manejado para tratar de explicar el comportamiento hidrodinámico de lecho fluidizado fueron :

- a) Tamaño de partícula.
- b) Fracción hueca del lecho.
- c) Velocidad superficial del gas.
- d) Relación L/D , dp/L , o dp/d .

La mayoría de las correlaciones existentes hasta este momento eran de la forma :

$$Sh = a(Re)^b$$

para la transferencia de masa , y

$$Nu = c(Re)^d$$

para la transferencia de calor.

Estas no incluyen los factores de escala dp/L y dp/D , conjuntamente, sin embargo existían también algunas correlaciones un poco más elaboradas, por ejemplo :

Walton & Levenspiel (31) en su correlación para la transferencia de calor incluye el factor geométrico radial dp/D , pero no se considera la altura del lecho fluidizado, además de trabajar con

rangos de Reynolds mayores de 10.

Ferron & Watson (4) en su correlación

$$Sh = 0.000038 Re^{-0.5} D^{-0.7} (L/D)^{-0.7}$$

toman en cuenta la relación L/D pero no se considera el factor de escala que incluye el diámetro de partícula dp/L o dp/D.

P.M. Heertjes (22) en su artículo de transferencia de masa y calor simultáneamente, en lechos fluidizados muestran las siguientes correlaciones :

$$Sh = 10.0 (\epsilon_0)^3 Fr^{0.49} Re^{0.97} (dp/D)^{0.7} Sc^{0.33}$$

$$Nu = 10.0 (\epsilon_0)^3 Fr^{0.40} Re^{0.97} (dp/D)^{0.7} Pr^{0.33}$$

En estas correlaciones se incluye el factor de escala dp/D, pero no se consideran los factores L/D y dp/L, además de que trabajan a números de Reynolds altos de 10 a 100 y de 80 a 2,200.

Como se puede apreciar, la región de Reynolds bajos, comprendida entre 0.2 y 10 no ha sido estudiada lo suficiente y la introducción de los factores de escala dp/L, L/D y dp/D solo se ha estudiado a Reynolds altos.

Kato y Wen (8), (9) indicaron, después de haber observado, para el caso de lechos fijos, una dependencia de los números de Sherwood y Nusselt, con la relación dp/L. Es evidente que las correlaciones de transferencia de masa y calor obtenidas hasta la fecha tienen un valor limitado, precisamente por no incluir los efectos de los factores geométricos dp/L o L/D.

Importancia de los Factores de Escala.

Como se ha mencionado anteriormente, el tratar de explicar el comportamiento de un lecho fluidizado, no es sencillo, esto se debe principalmente a que su hidrodinámica es muy compleja.

De experiencias sobre el estudio de lechos fluidizados, es ya conocido que las burbujas son de gran importancia, si se busca la descripción de estos sistemas.

Mori & Wen (18) muestran una influencia de la relación dp/D en el crecimiento de burbujas, ya que como se sabe las burbujas se aglomeran (fenómeno de coalescencia), es decir, estas crecen cuando pasan a través del lecho. De esta manera podemos apreciar claramente la importancia de incluir los factores geométricos, ya que de esta manera se puede describir (en forma global), lo que sucede en el lecho, si se considera éste como una unidad de volumen.

Los estudios más recientes son los de Vizcarra (30), sugeridos por las investigaciones de Kato y Wen en lechos empacados. El incorpora el factor dp/L en las correlaciones y estudia la zona de Reynolds bajos, esto dio un avance significativo, sin embargo no llega a plantear con claridad los efectos de los factores dp/D y L/D , sobre los coeficientes de masa y calor. Esto debido a que en su trabajo no se utilizaron diferentes diámetros de partícula.

Posteriormente, son propuestas nuevas correlaciones en el artículo publicado por J. Ramírez, M. Vizcarra y M. Ayora (7), tomando como base principal los estudios realizados por Ayora (1).

Estas correlaciones son de nuestro particular interés, ya que éstas fueron obtenidas para un solo sólido, dando buenos resultados.

El objetivo principal de esta tesis, es probar si estas correlaciones son válidas para otros sólidos con diferentes estructuras porosas, y si es posible adoptar estos factores geométricos como parámetros de diseño.

Las correlaciones propuestas son las siguientes :

$$Sh = 0.00632 Re^{1.15} (dp/L)^{0.78} (dp/D)^{-0.94} Sc^{0.33} \quad (1.1)$$

para la transferencia de masa y

$$Nu = 0.004948 Re^{1.14} (dp/L)^{0.71} (dp/D)^{-0.94} Pr^{0.33} \quad (1.2)$$

para la transferencia de calor.

TRANSPORTE DE MASA DENTRO DEL SOLIDO.

Existe una gran dificultad, al analizar el transporte de masa dentro de un sólido pequeño, debido a su complejidad y a lo difícil que es medir el gradiente de concentración de humedad entre el centro de la partícula y la superficie de la misma.

Para tratar de describir este fenómeno se acude a las teorías de Secado. Estas teorías son las de Capilaridad (3) (19) y la teoría de Difusión (2) (11).

Durante el período de velocidad decreciente de Secado, el proceso que controla es el transporte del líquido, del seno del sólido a la superficie.

Teoría de Flujo Capilar : Esta teoría supone que el movimiento del líquido es por capilaridad y la evaporación ocurre en la superficie externa del sólido, es decir, el área externa para transferencia de masa va decreciendo a medida que el sólido se va secando y el área para la transferencia de calor permanece constante.

Teoría de Difusión : Esta teoría considera que el líquido se mueve a través del sólido como resultado de un gradiente de concentraciones. Este movimiento es por Difusión y el modelo que lo representa es :

$$\frac{\partial H}{\partial t} = D_m \left[\frac{\partial^2 H}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \left[\frac{\partial H}{\partial r} \right] \right]$$

Donde D_m es un Coeficiente de Difusión Efectiva.

En el trabajo de Vizcarra (30) se aplicó esta ecuación al período de velocidad constante de Secado, y observó que a medida que la relación L/D aumenta, los valores del coeficiente de Difusión disminuyen, y a medida que aumenta el flujo de aire, hay una cierta variación en los valores del D_m (Coeficiente de Difusión efectiva).

Al aplicar esta ecuación al período de velocidad decreciente los resultados teóricos se alejan mucho de las curvas experimentales, debido principalmente a que no considera el efecto combinado de las resistencias internas y externas (superficiales) que se presentan en la mayoría de los casos, esto da como resultado que no se pueda simular adecuadamente el proceso completo de Secado.

La solución dada por Vizcarra es :

$$\frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*} = \frac{6}{\pi} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \text{EXP}(-n\pi^2) \frac{D_m t}{R^2}$$

Una consideración hecha por Vizcarra fue que la temperatura dentro del secador sería la misma que temperatura de bulbo seco del aire a la salida del secador, esto también es una fuente de error, ya que se puede comprobar que existe una diferencia entre la temperatura del Lecho y la de fuera del secador.

Esta diferencia de temperatura no es constante, es decir, varía de acuerdo al gasto y a la temperatura ambiente, que como se sabe en ocasiones puede variar hasta en 4 o 5 grados en un lapso de tres horas de trabajo. Para eliminar este tipo de error se midió la temperatura dentro del secador, lo cual nos permite hacer una corrección de las humedades del aire a la salida del secador.

CAPITULO II

DISEÑO DE LA INVESTIGACION

CAPITULO II

DISEÑO DE LA INVESTIGACION.

Estudios experimentales llevados a cabo anteriormente por Vizcarra (30) y Ayora (1), han mostrado que la confiabilidad de los datos obtenidos experimentalmente, es apoyada básicamente en una operación correcta del Lecho Fluidizado y en una medición precisa de las variables del proceso, tales como, gasto de aire, la determinación de humedad, tanto del gas como del sólido, y temperaturas.

El equipo que se detalla a continuación fue diseñado tomando en cuenta estos criterios.

DESCRIPCION GENERAL DEL APARATO.

El equipo experimental usado en este trabajo, se encuentra esquematizado en la fig. (3). Básicamente el sistema consta de un compresor centrífugo (A) que alimenta el aire a un tanque (B) con el fin de uniformizar y mantener un gasto constante. Del tanque del aire pasa a una columna empacada (C) de sílica gel con indicador de humedad, para secar el aire de entrada. Inmediatamente después, el aire pasa a un rotámetro y un medidor de orificio (E) para medir con precisión el gasto que se maneja. Por medio de una conexión de termómetros (D), de bulbo seco y bulbo húmedo, se miden las condiciones de humedad del aire de entrada.

- A: COMPRESOR
- B: TRAMPA
- C: SECADOR DE AIRE (SILICA GEL)
- D: SISTEMA DE BULBO SECO
BULBO HUMEDO (ENTRADA)
- E: MEDIDOR DE FLUJO DE ORIFICIO
- F: BAÑO DE TEMPERATURA CONSTANTE
- G: LECHO FLUIDIZADO
- H: MANOMETRO DIFERENCIAL DE AGUA
- I: CICLON
- J: SISTEMA DE BULBO SECO,
BULBO HUMEDO(SALIDA)

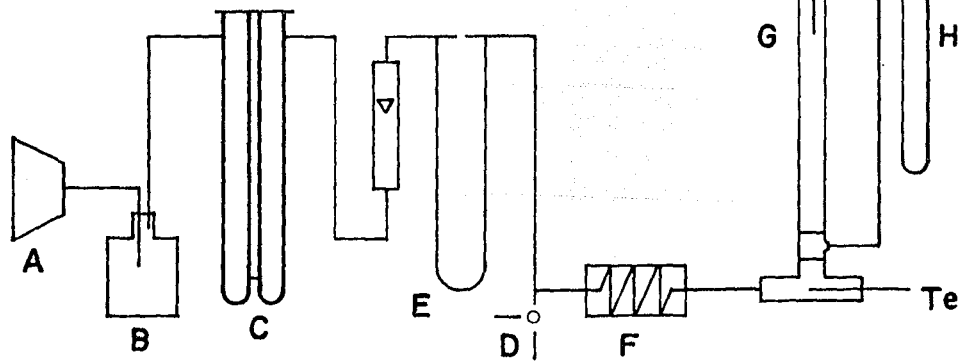


FIG.3 EQUIPO EXPERIMENTAL

Antes de entrar al secador, el aire pasa por un baño de temperatura constante (F), el cual regula la temperatura de aire deseada. El secador (G), es una columna de vidrio, en cuya parte inferior esta colocado el plato distribuidor.

En la parte superior del secador se tiene colocado un tapón de hule con perforaciones para la salida del aire y la introducción de un termómetro, para medir la temperatura del lecho. La caída de presión a través del secador se mide mediante un manómetro diferencial con agua (H). A la salida del secador, se determina la humedad del aire (J). El aire pasa después a un ciclón (I) para recoger los finos.

A continuación se detallan algunas características de las partes más importantes del aparato experimental.

Lecho Fluidizado : Este es una columna de vidrio QVF de 5.08 cm de diámetro interno y 30.0 cm de longitud.

Plato distribuidor : Es una placa de acero con 188 perforaciones de 0.5 mm de diámetro y en arreglo cuadrado con una separación de 0.5 mm. Por debajo de esta placa se tiene colocada una malla de acero inoxidable 325 para evitar que los sólidos muy finos caigan a la base del secador. Esta placa perforada está sellada a un tramo de tubería de 5.08 cm de diámetro interno y una longitud de 3.0 cm, que cuenta con una salida lateral.

Sistema de Medición :

Aire: El medidor del gasto del aire al secador es un manómetro construido con un tubo de vidrio de 0.5 cm de diámetro interno y 70.0 cm de longitud en forma de U, con un capilar de 4.0 cm de

longitud y 0.1 cm de diámetro interno. El medidor de orificio puede manejar gastos de 0 a 40.0 lt/min, el líquido indicador es mercurio. Temperaturas : Los termómetros usados en la medición de temperaturas de bulbo seco y húmedo, cuentan con una precisión décima de grado y cubren un rango de -1 a 101 °C.

Para hacer las lecturas correspondientes de bulbo seco y bulbo húmedo de entrada, nos auxiliamos de una válvula esmerilada de 3 pasos que manda la totalidad del gasto a los termómetros, las condiciones del aire de salida son leídas directamente por el juego de termómetros (JJ).

En la parte inferior del secador está colocado otro termómetro el cual mide la temperatura de entrada del aire al secador.

Humedad del Sólido : Para la determinación de humedad del sólido se muestrea por la parte superior del secador mediante una cucharilla de plástico de 40.0 cm de longitud. La determinación de humedad se lleva a cabo por diferencia de peso (base seca).

$$\frac{\text{Muestra Humeda} - \text{Muestra Seca}}{\text{Muestra Seca}} \times 100 = \% \text{ Humedad (2.1)}$$

En esta operación se usa una balanza analítica con precisión de diezmilésima de gramo.

Después de secar la muestra en una estufa durante 5 horas y dejarla enfriar dentro de un desecador, se determina el peso de la muestra.

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

- 1.- Verificar el nivel de aceite de la compresora y purgarla.
- 2.- Poner un tapón sin orificios a la columna y abrir la válvula de purga que se encuentra a la entrada del secador.
- 3.- Arrancar la compresora y regular la presión hasta obtener el gasto deseado.
- 4.- Leer las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo.
- 5.- Cerrar la válvula de 3 pasos del lado del sistema de termómetros.
- 6.- Controlar el baño de temperatura constante a una temperatura tal que se pueda alcanzar la temperatura de el aire de entrada deseada.
- 7.- Teniéndose la temperatura deseada se cambia el tapón sin orificios por un tapón horadado, (salida de aire y termómetro para medir la temperatura de bulbo seco del lecho).
- 8.- Cerrar la válvula de purga.
- 9.- Accionar el cronómetro. A intervalos regulares de tiempo se saca una muestra del lecho por la parte superior, se coloca en un pesafiltro previamente tarado, se pesa y se mete a la estufa.
- 10.- Se hacen las lecturas de bulbo seco y húmedo a la salida del secador.
- 11.- Se repite la operación a intervalos regulares de tiempo.
- 12.- Las muestras se meten al horno de 5 a 6 horas y se dejan enfriar en un desecador. Se calcula el contenido de humedad con la ec. (2.1).
- 13.- Se apaga todo el sistema, compresora, baño de temperatura constante y se cierran las válvulas.

Operación de Humidificación :

- 1.- Conectar un saturador en la línea de aire que entra al secador.
- 2.- Eliminar del sistema la columna empacada con sílica gel.
- 3.- Dejar saturando el aire por un lapso de 2 horas.
- 4.- Hacer pasar el aire saturado a través del lecho.
- 5.- Sacar muestras del sólido hasta obtener la humedad deseada.
- 6.- Desconectar saturador.

CONDICIONES EXPERIMENTALES.

Durante los experimentos los diámetros de partícula fueron :

$dp = 0.0323$ cm (carbón, poliéster y polvo de ladrillo)

$dp = 0.0562$ cm (café y resina Amberlyst)

Para partículas con $dp = 0.0323$ cm los gastos de aire fueron de 20.8, 23.5, 28.8 y 38.2 lt/mín, a temperatura y presión ambiental lo que implica números de Reynolds de 2.885, 3.259, 3.994 y 5.298 respectivamente.

Para partículas con $dp = 0.0562$ cm los gastos de aire fueron de 28.8 y 38.2 lt/mín, lo que implica números de Reynolds de 8.949 y 9.218 respectivamente.

Las relaciones L/D usadas fueron de $3.937 (10)^{-3}$, $7.874 (10)^{-4}$ y 1.181.

Para partículas con $dp = 0.0323$ cm $dp/D = 8.358 (10)^{-3}$ y $dp/L = 1.615 (10)^{-2}$, $8.075 (10)^{-3}$ y $5.383 (10)^{-3}$.

Para partículas con $dp = 0.0562$ cm $dp/D = 1.1083 (10)^{-2}$ y $dp/L = 2.81 (10)^{-2}$, $1.405(10)^{-2}$ y $9.388 (10)^{-3}$.

CAPITULO III

TEORIA DE SECADO

CAPITULO III

INTRODUCCION

En forma general, por secado se entiende la eliminación de el agua contenida en un material. Sin embargo, como Operación Unitaria, el término se aplica no solo a la eliminación del agua, sino también a la eliminación de cualquier líquido, debe igualmente hacerse notar que el término no se aplica a todos los medios de lograr dicha eliminación, sino solo al proceso de evaporar y remover respectivamente el líquido y el vapor formado.

Como se indico en el Capitulo I el Proceso de secado consiste de distintas etapas. Una simulación completa de este proceso deberá entonces plantear un modelo para cada una de estas etapas.

Al inicio de la Operación el sólido húmedo está en una etapa de estabilización hasta alcanzar la temperatura de saturación adiabática, correspondiente a las condiciones de operación y al sistema gas-vapor con el que se trabaja.

Una vez que se alcanzado la temperatura de bulbo húmedo, se inicia el segundo período en el cual, la velocidad de secado se mantiene constante si las condiciones del gas utilizado se mantienen inalterables. En este período se evapora solamente la humedad localizada sobre la superficie del sólido estableciéndose un equilibrio entre el calor transferido al material y el calor consumido en la evaporación. Durante este período el área para la transferencia de masa y calor permanece constante (28).

El balance de masa para esta parte del proceso está dado por el equilibrio dinámico de transferencia de masa y calor.

$$\frac{dW}{dt} = K_m A_f (Y_v - Y) = \frac{h A}{\lambda} (T - T_v) \quad (3.1)$$

y en términos de contenido de humedad en el sólido se tiene:

$$\frac{dH}{dt} = \frac{K_m A_f}{\rho_s} (Y_v - Y) \rho_s = \frac{h A}{\rho_s \lambda} (T - T_v) \quad (3.2)$$

La velocidad de secado en este período de evaporación superficial depende entonces, del coeficiente de transferencia de masa (o de calor) externo, el área de transferencia y de la diferencia de temperatura o humedad entre el gas de secado y la superficie húmeda del sólido.

Cuando la humedad de la película superficial ha sido evaporada, la velocidad de secado depende no solamente de los factores anteriormente señalados, sino también de la rapidez del movimiento de la humedad interna hacia la superficie externa del sólido. Este movimiento es quien impone el paso controlante de velocidad de secado, la cual decrece hasta hacerse nula (si se alcanza la humedad de equilibrio del sólido).

La Naturaleza del movimiento de la humedad en la fase sólida ha sido explicada a través de varias teorías de entre las cuales las que han sido de mayor aceptación son : La teoría de Evaporación-Condensación, La teoría de Flujo Capilar y la Teoría de Difusión.

A continuación se describirán brevemente las teorías de Evaporación-Condensación y de Flujo Capilar, así como la solución analítica de la Ecuación de Difusión en las que se consideran las resistencias interna y superficial en el período de velocidad decreciente de secado.

TEORÍA EVAPORACION-CONDENSACION

Esta teoría supone que el movimiento de la humedad se lleva a cabo en fase gaseosa dentro de los poros. Esta suposición es aceptable cuando existen gradientes de temperatura a través del sólido y cuando el calor se aplica por una de las caras del sólido a secar como es el caso de tortas.

TEORÍA DE FLUJO CAPILAR

A muchos sólidos se les puede considerar como un conjunto de tubos capilares de diferentes tamaños extendidos en todas direcciones. Durante el período de velocidad constante de secado estos capilares están llenos y toda la superficie del sólido está cubierta por una película de agua.

A medida que el secado continua la película de agua se evapora y la superficie empieza a secarse. Al aparecer la primera superficie seca (período de velocidad decreciente de secado), el agua es succionada del interior de la partícula sólida y llevada a la superficie a través de los capilares pequeños, conforme los capilares se vacían aumentará la superficie seca del sólido.

Postulados :

- i) La humedad de líquido dentro del sólido se mueve solo por capilaridad.
- ii) La evaporación toma lugar solo en la superficie del sólido.
- iii) La temperatura de la superficie es igual a la temperatura de bulbo húmedo correspondiente a la humedad crítica.
- iv) Conforme avanza el secado, el área para la transferencia de masa disminuye, mientras que el área para la transferencia de calor permanece constante.
- v) El proceso termina cuando el sólido alcanza la humedad de equilibrio con el medio ambiente.

Suponiendo que el área de transferencia de masa en el sólido es proporcional a la concentración de humedad superficial y/o al promedio en el mismo, Kisa Kurek, Peck & Cakalos (12), establecen la siguiente ecuación.

$$\frac{A_m}{A_h} = \left[\frac{H_s}{H_c} \right]^n \quad (3.3)$$

Para el cálculo de n, Peck considera una loza de un solo lado y la divide en pequeños cubos de longitud unitaria, tomando uno de estos cubos y en un tiempo dado, una cierta cantidad de humedad existirá en los capilares del cubo.

Los capilares del cubo se extienden en diferentes direcciones, sin embargo, dependiendo de su orientación se vaciarán hasta cierto nivel, de tal manera que el sistema puede ser confinado a aquellos

capilares de tamaño r_c (es el radio de un capilar el cual lleva justamente el líquido hasta la superficie en el sentido contrario al efecto de la gravedad), basado en esto se puede concentrar todo el líquido presente en el cubo, en otro cubo hipotético de longitud L y localizarlo en una esquina del cubo de longitud unitaria.

La relación volumen-área de estos cubos dará :

$$\text{relación de volumen} \quad H_s/H_c = L^3$$

$$\text{relación de área} \quad A_m/A_h = L^2$$

Eliminando L se obtiene $\frac{A_m}{A_h} = \left(\frac{H_s}{H_c} \right)^{2/3}$ (3.4)

que comparando con (3.3) $n = 2/3$

Para el caso de Materiales delgados la ecuación queda :

$$\frac{A_m}{A_h} = \left(\frac{H}{H_c} \right)^{2/3} \quad (3.5)$$

ya que el contenido de humedad superficial es aproximadamente igual al contenido de humedad promedio.

Para el caso de materiales gruesos se define un factor de espesor f definido de la siguiente manera:

$$f = \frac{H_s}{H}$$

En el punto de humedad crítico $f=1$ y a medida que el secado continua decrece y se aproxima a cero. Entonces para materiales gruesos.

$$\frac{A_m}{A_h} = f^{2/3} \left(\frac{H}{H_c} \right) \quad (3.6)$$

la ecuación de balance de masa (ec. 3.2) de acuerdo a esta teoría queda de la siguiente manera (para materiales delgados):

$$- \frac{dH}{dt} = K_m A_h \left(\frac{H}{H_c} \right)^{2/3} (Y_v - Y) \frac{\rho_a}{\rho_s} \quad (3.7)$$

Durante el secado el área de transferencia de calor permanece constante por lo que el balance de calor será descrito por la ecuación:

$$- \frac{dH}{dt} = \frac{h A_h}{\lambda \rho_s} (T - T_v)$$

TEORIA DE DIFUSION

La teoría de Difusión establece que en un medio estacionario constituido por más de un componente cuyas concentraciones varían de un punto a otro en el espacio, se presenta una transferencia de masa de los puntos de alta concentración hacia los puntos de menor concentración, e indica que el flujo de masa por unidad de área de transferencia es proporcional al gradiente de concentración.

la expresión matemática para este fenómeno es la primera ley de Fick:

$$N = - D_m \bar{\nabla} C \quad (3.8)$$

Donde :

N = Flux de masa por Difusión

D_m = Coeficiente de Difusión Efectiva de Masa

$\bar{\nabla}$ = Operador Nabla

C = Concentración del componente Difundiendose

La expresión (3.8) desde el punto de vista de la teoría de Difusión, es válida para un punto en el espacio.

En el proceso de Secado de un sólido, la concentración de humedad varía con el tiempo, igualmente los gradientes de concentración no se mantienen constantes, y el flujo entonces no es constante, es decir, el secado es un proceso no estacionario. Para este tipo de procesos, la expresión de la variación de la concentración con respecto al tiempo debida al fenómeno de Difusión es :

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_m \bar{\nabla}^2 C \quad (3.9)$$

La teoría de Difusión supone que el movimiento de humedad a través del sólido es debido a las diferencias de concentración que se presentan en el interior sólido durante el secado, e identifica dichas diferencias como las fuerzas directrices para la Difusión o el potencial que produce dicha Difusión.

A continuación se presenta la solución analítica de la ecuación de Difusión en la cual se consideran las resistencias interna y superficial en el período de velocidad decreciente de Secado.

La ecuación de Difusión expresada en coordenadas esféricas y considerando solo difusión radial es :

$$\frac{\partial H}{\partial t} = \frac{D_m}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left[r^2 \frac{\partial H}{\partial r} \right] \quad (3.10)$$

Donde D_m es el coeficiente de Difusión Efectiva.

si definimos $U = (H - H^*)r$ (3.11)

Donde U es un gradiente de concentración en función del radio entonces:

$$\frac{U}{r} = (H - H^*) \quad (3.12)$$

de donde : $\frac{\partial H}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial r} \left[\frac{U}{r} \right] = \frac{1}{r} \left[\frac{\partial U}{\partial r} \right] - \frac{U}{r^2}$ (3.13)

y $\frac{\partial H}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial t} \left[\frac{U}{r} \right] = \frac{1}{r} \left[\frac{\partial U}{\partial t} \right]$ (3.14)

sustituyendo (3.13) y (3.14) en (3.10) se tiene :

$$\frac{1}{r} \frac{\partial U}{\partial t} = \frac{D_m}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left\{ r^2 \left[\frac{1}{r} \left[\frac{\partial U}{\partial r} \right] - \frac{U}{r^2} \right] \right\} \quad (3.15)$$

simplificando $\frac{\partial U}{\partial t} = \frac{D_m}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial U}{\partial r} - U \right]$

aplicando el operador diferencial

$$\frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial U}{\partial r} - U \right) = r \frac{\partial^2 U}{\partial r^2} + \frac{\partial U}{\partial r} - \frac{\partial U}{\partial r}$$

se tiene :

$$\frac{\partial U}{\partial t} = D_m \frac{\partial^2 U}{\partial r^2} \quad (3.16)$$

La ecuación (3.16) es una simplificación de la ecuación de Difusión y su solución nos permitirá representar la operación de Secado.

Para resolver esta ecuación de manera práctica se efectuarán algunos cambios de variables, por lo que definiremos parámetros adimensionales que serán útiles posteriormente.

$$\tilde{H} = \frac{H - H^*}{H_0 - H^*} \quad (3.17)$$

donde : \tilde{H} es una humedad promedio puntual (relación de la humedad en el sólido respecto a su humedad inicial)

$$\theta = \frac{t D_m}{R^2} \quad (3.18)$$

donde : θ es un parámetro adimensional
R es el radio de la partícula.

$$\rho = \frac{r}{R} \quad (3.19)$$

donde : δ es una relación de radios con límites

$$0 \leq \delta \leq 1$$

de las ecuaciones (3.11) y (3.17)

$$U = \tilde{H} (H_0 - H^*)r \quad (3.20)$$

si definimos :

$$\theta = \frac{U}{(H_0 - H^*)R} \quad (3.21)$$

donde : θ es la relación de humedades en función de la posición radial . Entonces de acuerdo a (3.19) y (3.20)

$$\theta = \tilde{H} \delta \quad (3.22)$$

de la ecuación (3.21) se obtiene :

$$\frac{\partial U}{\partial t} = (H_0 - H^*)R \left(\frac{\partial \theta}{\partial t} \right) \quad (3.23)$$

y

$$\frac{\partial^2 U}{\partial r^2} = (H_0 - H^*)R \left(\frac{\partial^2 \theta}{\partial r^2} \right) \quad (3.24)$$

de la ecuación (3.18) se obtiene :

$$dt = \frac{R^2}{D_m} dr \quad (3.25)$$

y de la ecuación (3.19) se obtiene :

$$dr^2 = R^2 d\delta^2 \quad (3.26)$$

sustituyendo (3.25) en el segundo miembro de (3.23)

$$\frac{\partial U}{\partial t} = \frac{D_m}{R} (H_0 - H^*) \left[\frac{\partial \theta}{\partial \theta} \right] \quad (3.27)$$

y sustituyendo (3.26) en el segundo miembro de (3.24)

$$\frac{\partial^2 U}{\partial r^2} = \frac{(H_0 - H^*)}{R} \left[\frac{\partial^2 \theta}{\partial \theta^2} \right] \quad (3.28)$$

sustituyendo finalmente (3.27) y (3.28) en (3.15)

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} = \frac{\partial^2 \theta}{\partial \theta^2} \quad (3.29)$$

una solución de la ecuación (3.29) será en general, una función de dos variables independientes θ y θ .

Resolviendo la ecuación por el método de separación de variables:

definimos θ como una solución, que es el producto de la función de θ sola, por una función exclusivamente de θ .

$$\text{así :} \quad \theta = f(\theta) g(\theta) \quad (3.30)$$

donde : f es una función solo de θ y
 g solo lo es de θ .

obteniendo las diferenciales

$$\frac{\partial \theta}{\partial \theta} = f \left[\frac{\partial g}{\partial \theta} \right] \quad \text{y} \quad \frac{\partial^2 \theta}{\partial \theta^2} = g \left[\frac{\partial^2 f}{\partial \theta^2} \right]$$

sustituyendo en (3.29)

$$f \left[\frac{\partial g}{\partial \theta} \right] = g \left[\frac{\partial^2 f}{\partial \delta^2} \right]$$

reordenando $\frac{1}{g} \left[\frac{\partial g}{\partial \theta} \right] = \frac{1}{f} \left[\frac{\partial^2 f}{\partial \delta^2} \right]$ (3.31)

puesto que θ y δ son variables independientes, el unico camino para que se satisfaga la ecuación (3.31), es que ambos miembros sean igual a una constante.

Definimos a la constante como :

$$\text{cte} = -\beta^2 \quad (3.32)$$

se da el valor de $-\beta^2$ para asegurar que el valor de β sea siempre positivo, logrando con esto dar estabilidad a la ecuación solución, (24).

entonces :

$$\frac{1}{g} \left[\frac{dg}{d\theta} \right] = -\beta^2 \quad (3.33)$$

cuya solución es : $g = \text{EXP}(-\beta^2 \theta)$ (3.34)

y $\frac{1}{f} \left[\frac{d^2 f}{d\delta^2} \right] = -\beta^2$ (3.35)

$$\frac{d^2 f}{d\delta^2} - \beta^2 f = 0$$

cuya solución es :

$$f = C_1 e^{-\beta \delta} + C_2 e^{\beta \delta}$$

$$f = A \operatorname{sen}(\beta \delta) + B \operatorname{csc}(\beta \delta) \quad (3.35)$$

sustituyendo (3.34) y (3.35) en (3.30) se tiene la solución de la ecuación (3.29).

$$\theta = \{ A \operatorname{sen}(\beta \delta) + B \operatorname{csc}(\beta \delta) \} \operatorname{EXP}(-\beta^2 \delta) \quad (3.37)$$

la determinación de las constantes A, B y β se obtiene a partir de las siguientes condiciones.

Condición inicial

$$\delta = 0 \quad \theta = \delta \quad (3.38)$$

recordando que $\theta = \tilde{H} \delta$ de manera que para $\delta = 0$ el valor de \tilde{H} es de $\tilde{H} = 1$.

Condiciones de frontera

$$\theta = \theta \quad \left\{ \begin{array}{l} \delta = 0 \quad \frac{\partial (\theta/\delta)}{\partial \delta} = 0 \quad (3.39) \end{array} \right.$$

$$\left. \begin{array}{l} \delta = 1 \quad - \frac{\partial (\theta/\delta)}{\partial \delta} = L \left[\frac{\theta}{\delta} \right] \quad (3.40) \end{array} \right\}$$

se considera que la humedad en la superficie del sólido no es la misma que la humedad en equilibrio y por lo tanto se toma en cuenta el efecto de la resistencia superficial, es decir, la condición de frontera en $\delta=1$ ($r=R$) es representado por el balance de masa en la superficie del sólido.

$$-D_m \left[\frac{\partial H}{\partial r} \right]_{r=R} = K' (H - H^s) \Big|_{r=R}$$

donde si se consideran las definiciones (3.17), (3.18), (3.19), y (3.22) tendrá la notación de la ecuación (3.40).

$$\text{así : } L = \frac{K'R}{D_m} \quad (3.41)$$

de acuerdo con la ecuación (3.37)

$$\left(\frac{\theta}{\delta} \right) = \frac{1}{\delta} \{ A \operatorname{sen}(\beta\delta) + B \operatorname{csc}(\beta\delta) \} \operatorname{EXP}(-\beta^2\theta) \quad (3.42)$$

de donde :

$$\frac{\partial(\theta/\delta)}{\partial\delta} = \left[\frac{1}{\delta} \{ A\beta \operatorname{csc}(\beta\delta) - B\beta \operatorname{sen}(\beta\delta) \} - \frac{1}{\delta^2} \{ A \operatorname{sen}(\beta\delta) + B \operatorname{csc}(\beta\delta) \} \right] \operatorname{EXP}(-\beta^2\theta) \quad (3.43)$$

por la condición de frontera dada en (3.39) $\delta = 0$

$$\frac{1}{\delta} \{ A\beta \operatorname{csc}(\beta\delta) - B\beta \operatorname{sen}(\beta\delta) \} - \frac{1}{\delta^2} \{ A \operatorname{sen}(\beta\delta) + B\beta \operatorname{csc}(\beta\delta) \} = 0$$

multiplicando por δ^2

$$\delta \{ A\beta \operatorname{csc}(\beta\delta) - B\beta \operatorname{sen}(\beta\delta) \} - \{ A \operatorname{sen}(\beta\delta) + B\beta \operatorname{csc}(\beta\delta) \} = 0$$

y si $\delta = 0$ esto implica que

$$A \operatorname{sen}(\beta\delta) + B \operatorname{csc}(\beta\delta) = 0$$

la única forma de que se cumpla la igualdad, es que la constante B sea igual con cero.

$$B = 0 \quad (3.44)$$

por lo que la ecuación (3.37) se reduce a :

$$\theta = \{ A \operatorname{sen}(\beta \theta) \} \operatorname{EXP}(-\beta^2 \theta) \quad (3.45)$$

y la ecuación (3.43) se simplifica a :

$$\frac{\partial(\theta/\delta)}{\partial \delta} = \frac{A}{\delta} \left\{ \beta \operatorname{csc}(\beta \theta) - \frac{1}{\delta} \operatorname{sen}(\beta \theta) \right\} \operatorname{EXP}(-\beta^2 \theta) \quad (3.46)$$

Por la condición de frontera (3.40)

$$\delta = 1 \quad - \frac{\partial(\theta/\delta)}{\partial \delta} = L \left[\frac{\theta}{\delta} \right]$$

se obtiene sustituyendo (3.45) y (3.46)

$$- \frac{A}{\delta} \left[\beta \operatorname{csc}(\beta \theta) - \frac{1}{\delta} \operatorname{sen}(\beta \theta) \right] \operatorname{EXP}(-\beta^2 \theta) = \frac{L}{\delta} \left[A \operatorname{sen}(\beta \theta) \operatorname{EXP}(-\beta^2 \theta) \right]$$

Simplificando y puesto que $\delta = 1$ se tiene :

$$\operatorname{sen} \beta - \beta \operatorname{csc} \beta = L \operatorname{sen} \beta$$

dividiendo entre $\operatorname{sen} \beta$ y reorganizando

$$\beta \cot \beta = 1 - L \quad (3.47)$$

Esta ecuación define el valor que debe tomar la constante β . La ecuación (3.45) es una solución particular de θ , y la solución general de θ se obtiene por :

$$\theta = \sum_{n=1}^{\infty} \{ A_n \operatorname{sen}(\beta_n \theta) \} \operatorname{EXP}(-\beta_n^2 \theta) \quad (3.48)$$

que es la combinación lineal de las soluciones del tipo dado por la ecuación (3.45).

De acuerdo a la condición inicial en (3.38) :

$$e = \delta$$

o bien :

$$\delta = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \text{sen}(\beta_n \delta) \quad (3.49)$$

Multiplicando ambos miembros por $\text{sen}(\beta_n \delta)$, e integrando de $\delta=0$ a $\delta=1$

$$\int_0^1 \delta \text{sen}(\beta_n \delta) d\delta = A_n \int_0^1 \text{sen}^2(\beta_n \delta) d\delta$$

$$A_n = \frac{\int_0^1 \delta \text{sen}(\beta_n \delta) d\delta}{\int_0^1 \text{sen}^2(\beta_n \delta) d\delta} \quad (3.50)$$

Resolviendo la integral del numerador por la fórmula de integración (5)

$$\int u^m \text{sen}(au) du = \frac{u^{m-1}}{a} (m \text{sen}(au) - au \text{cos}(au)) -$$

$$- \frac{m(m-1)}{a^2} \int u^{m-2} \text{sen}(au) du$$

sustituyendo

$$\int_0^1 \delta \text{sen}(\beta_n \delta) d\delta = \frac{1}{\beta_n} \left\{ \text{sen}(\beta_n) - \beta_n \text{cos}(\beta_n) \right\} \Big|_0^1$$

$$\int_0^1 \frac{1}{\beta_n} \operatorname{sen}(\beta_n \theta) d\theta = \frac{\operatorname{sen} \beta_n}{\beta_n^2} - \frac{1}{\beta_n} \cos \beta_n \quad (3.51)$$

y resolviendo la integral del denominador, introduciendo la constante β_n en la diferencial.

$$\int_0^1 \operatorname{sen}^2(\beta_n \theta) d\theta = \frac{1}{\beta_n} \int_0^1 \operatorname{sen}^2(\beta_n \theta) d(\beta_n \theta)$$

haciendo un cambio de variable ; si $u = \beta_n \theta$

$$\int_0^1 \operatorname{sen}^2(\beta_n \theta) d\theta = \frac{1}{\beta_n} \int_0^{\beta_n} \operatorname{sen}^2 u du$$

y por la fórmula de integración (5)

$$\int \operatorname{sen}^2 u du = \frac{1}{2} u - \frac{1}{2} \operatorname{sen} u \cos u$$

sustituyendo se tiene :

$$\int_0^1 \operatorname{sen}^2(\beta_n \theta) d\theta = \frac{1}{\beta_n} \left(\frac{\beta_n \theta}{2} - \frac{1}{2} \operatorname{sen}(\beta_n \theta) \cos(\beta_n \theta) \right) \Big|_0^1$$

$$\int_0^1 \operatorname{sen}^2(\beta_n \theta) d\theta = \frac{1}{2\beta_n} \left(\beta_n - \operatorname{sen}(\beta_n) \cos(\beta_n) \right) \quad (3.52)$$

sustituyendo (3.51) y (3.52) en (3.50)

$$A_n = \frac{\left(\frac{\operatorname{sen}(\beta_n)}{\beta_n^2} - \frac{\cos(\beta_n)}{\beta_n} \right)}{\frac{1}{2\beta_n} \left(\beta_n - \operatorname{sen}(\beta_n) \cos(\beta_n) \right)}$$

$$A_n = \frac{\frac{1}{\beta_n^2} \left(\text{sen}(\beta_n) - \beta_n \text{cos}(\beta_n) \right)}{\frac{1}{2\beta_n} \left(\beta_n - \text{sen}(\beta_n) \text{cos}(\beta_n) \right)}$$

Multiplicando numerador y denominador por $\text{sen}(\beta_n)$

$$A_n = \frac{\frac{\text{sen}(\beta_n)}{\beta_n^2} \left(1 - \beta_n \text{cos}(\beta_n) \right)}{\frac{1}{2\beta_n} \left(\beta_n - \text{sen}(\beta_n) \text{cos}(\beta_n) \right)}$$

simplificando de acuerdo con (3.47)

$$A_n = \frac{2 L \text{sen}(\beta_n)}{\beta_n \left(\beta_n - \text{sen}(\beta_n) \text{cos}(\beta_n) \right)} \quad (3.53)$$

$$y - (L-1) \text{sen}(\beta_n) = \beta_n \text{cos}(\beta_n)$$

Multiplicando ambos miembros por $\text{sen}(\beta_n)$

$$\frac{1}{\beta_n} (L-1) \text{sen}^2(\beta_n) = - \text{sen}(\beta_n) \text{cos}(\beta_n)$$

que sustituyendo en (3.53) conduce a :

$$A_n = \frac{2 L \text{sen}(\beta_n)}{\beta_n \left(\beta_n + \frac{1}{\beta_n} (L-1) \text{sen}^2(\beta_n) \right)}$$

$$A_n = \frac{2 L \text{sen}(\beta_n)}{\beta_n \left(\frac{\text{sen}(\beta_n)}{\beta_n} \right) \left(\frac{\beta_n^2 - 2\beta_n + (L-1)}{\text{sen}(\beta_n)} \right)}$$

$$A_n = \frac{2L}{\operatorname{sen}(\beta_n) \left[\frac{\beta_n^2}{\operatorname{sen}^2(\beta_n)} + (L-1) \right]}$$

si $\frac{1}{\operatorname{sen}^2(\beta_n)} = \operatorname{csc}^2(\beta_n)$ y $\operatorname{csc}^2(\beta_n) = 1 + \operatorname{cot}^2(\beta_n)$

entonces

$$A_n = \frac{2L}{\operatorname{sen}(\beta_n) \left[\beta_n^2 [1 + \operatorname{cot}^2(\beta_n)] + (L-1) \right]}$$

$$A_n = \frac{2L}{\operatorname{sen}(\beta_n) \left[\beta_n^2 + [\beta_n \operatorname{cot}(\beta_n)]^2 + (L-1) \right]}$$

sustituyendo de (3.47)

$$(\beta_n \operatorname{cot}(\beta_n))^2 = (1-L)^2 = 1 - 2L + L^2$$

y reorganizando

$$A_n = \frac{2L}{\operatorname{sen}(\beta_n) \left[\beta_n^2 + L(L-1) \right]} \quad (3.54)$$

que sustituyendo en (3.48) se obtiene :

$$\theta = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2L \operatorname{EXPC}(-\beta_n^2 \theta) \operatorname{sen}(\beta_n \theta)}{\operatorname{sen}(\beta_n) \left[\beta_n^2 + L(L-1) \right]^n} \quad (3.55)$$

Donde las β_n 's son las raíces de la ecuación (3.47)

Esta expresión permite conocer los diferentes valores de θ en la dirección radial mediante la variable $\theta = r/R$, así como los

diferentes valores de θ en función del tiempo mediante la variable $e = Dmt/R^2$. Sin embargo, esta expresión de θ proporciona valores de humedad puntual y no es útil en la práctica, donde se requiere conocer, más que la distribución, el contenido total de humedad en el sólido, por lo que es más útil obtener la expresión del valor medio de \tilde{H} dado para una partícula esférica por :

$$\langle H \rangle = \frac{\int_0^R 4\pi r^2 \tilde{H} dr}{\int_0^R 4\pi r^2 dr}$$

o bien

$$\langle H \rangle = \frac{\int_0^1 4\pi \delta^2 \tilde{H} d\delta}{\frac{4}{3}\pi} \quad (3.56)$$

Si se considera la ecuación (3.22), entonces :

$$\langle H \rangle = 3 \int_0^1 \delta \theta d\delta \quad (3.57)$$

Sustituyendo (3.55) en (3.57)

$$\langle H \rangle = 3 \int_0^1 \delta \left[\sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \cdot L \cdot \text{EXPC}(-\beta_n^2 \theta) \cdot \text{sen}(\beta_n \delta)}{\beta_n^2 + L(L-1)} \right] d\delta \quad (3.58)$$

Como β_n es constante y además θ y L no dependen de δ

$$\langle \tilde{H} \rangle = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\theta L \text{EXP}(-\beta_n^2 \theta)}{\beta_n^2 [\beta_n^2 + L(L-1)]} \int_0^1 \delta \text{sen}(\beta_n \delta) d\delta$$

es decir solo conduce a resolver :

$$\int_0^1 \delta \text{sen}(\beta_n \delta) d\delta$$

cuya solución esta dada en la ecuación (3.51)

$$\begin{aligned} \int_0^1 \delta \text{sen}(\beta_n \delta) d\delta &= \frac{\text{sen}(\beta_n)}{\beta_n} - \frac{\text{cos}(\beta_n)}{\beta_n} \\ &= \frac{\text{sen}(\beta_n)}{\beta_n} (1 - \beta_n \text{cos}(\beta_n)) \\ &= \frac{\text{sen}(\beta_n)}{\beta_n} L \quad (3.58) \end{aligned}$$

sustituyendo en (3.58)

$$\langle \tilde{H} \rangle = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\theta L^2 \text{EXP}(-\beta_n^2 \theta)}{\beta_n^2 [\beta_n^2 + L(L-1)]} \quad (3.60)$$

Finalmente :

$$\langle \tilde{H}_m \rangle = \frac{H - H_0^m}{H_0 - H_0^m} = \sum_{n=1}^{\infty} \left[\frac{\theta L^2 \text{EXP}(-\beta_n^2 \theta) D_{mt}/R^2}{\beta_n^2 [\beta_n^2 + L(L-1)]} \right] \quad (3.61)$$

Así llegamos a la ecuación final que queda en función de los dos parámetros D_m y K' recordando que :

$$L = \frac{K'}{D_m} R$$

El método de solución de esta ecuación se efectuó por medio de un paquete de Optimización HYPER-GINO PC y se describe en el apéndice A.7.

Conviene tener presente las consideraciones hechas aquí para obtener (3.61).

i) La ecuación de Difusión (3.9) es el punto de partida, esta ecuación considera a D_m (Coeficiente de Difusión Efectiva o de Difusividad) constante.

ii) La Difusión es únicamente en la dirección radial (ecuación 3.10).

iii) Al inicio de la Operación de Secado, la humedad es uniforme en el sólido (ecuación 3.38).

iv) En el centro de la partícula, la humedad es máxima durante el secado (ecuación 3.39).

v) El flujo por unidad de área en la superficie de la partícula, es proporcional a la diferencia de la humedad en la superficie del sólido y la humedad de equilibrio (ecuación 3.40).

CAPITULO IV

PRESENTACION DE RESULTADOS

CAPITULO IV

PRESENTACION, ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

PRESENTACION DE RESULTADOS

Como se ha mencionado en los capitulos anteriores, el objetivo del presente trabajo es la Determinación Experimental de los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor y probar con los resultados obtenidos la validez de las correlaciones propuestas por Ayora (1), así como la Determinación Experimental del Coeficiente de Difusión durante el Proceso de Secado de Sólidos en un Lecho Fluidizado Sólido-Gas. A continuación se dan los rangos de las variables de Operación que se manejaron.

Para partículas con $d_p=0.0323$ cm los Gastos de aire fueron de 20.8, 23.5, 29.8 y 38.2 lt/min lo que implica números de Reynolds de 2.885, 3.259 y 5.298 respectivamente.

Para partículas con $d_p=0.0562$ cm los Gastos de aire fueron de 28.8 y 38.2 lt/min, lo que implica números de Reynolds de 6.994 y 9.218 respectivamente.

Las relaciones L/D usadas fueron de $3.937(10)^{-1}$, $7.874(10)^{-1}$ y 1.181.

De un Análisis de las corridas experimentales se observan variaciones de las condiciones experimentales :

Para partículas con $d_p = 0.0323$ cm :

Porcentaje de humedad relativa = 2.7-13.42 Kg H_2O /Kg s.s.

$Y = 0.0021 - 0.0073 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg a.s.}$

$T_a = 17.1 - 32.2 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_e = 17.0 - 24.5 \text{ }^\circ\text{C}$

Para partículas con $d_p = 0.0562 \text{ cm}$:

$\% H = 14.65 - 150.1 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg a.s.}$

$Y = 0.0023 - 0.0056 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg a.s.}$

$T_a = 22.0 - 32.4 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_e = 19.0 - 24.0 \text{ }^\circ\text{C}$

Para calcular la fracción hueca del Lecho se emplearon las siguientes ecuaciones Kunii & Levespiel (13).

$$\delta = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_p} \quad (4.1)$$

$$\delta_f = 1 - \frac{L}{L_f} (1 - \delta) \quad (4.2)$$

Con la altura de Lecho Estático, la altura de Lecho Fluidizado y las ecuaciones (4.1) y (4.2), se pueden obtener los datos de fracción hueca en el Lecho que se presentan en las tablas 4-I y 4-II.

Debido a la dificultad de lectura de la altura L_f (ya que una vez que el Lecho está fluidizado realmente es difícil hacer una lectura con precisión), se opta por hacer una lectura promedio con un escalímetro.

TABLA 4-I Valores de la fracción hueca en el Lecho a diferentes L/D para partículas con $dp = 0.0323$ cm.

$L = 2.0$ cm

$$L/D = 3.937(10)^{-1}$$

MATERIAL	Re	L (cm)	δ	δ_f
CARBON	2.885	2.5	0.4326	0.5461
CARBON	3.994	2.9	0.4326	0.6087
POLIESTER	3.994	3.7	0.5351	0.7487
POLIESTER	5.298	4.8	0.5351	0.8063
LADRILLO	3.994	2.6	0.4091	0.5455
LADRILLO	5.298	3.8	0.4091	0.6890

$L = 4.0$ cm

$$L/D = 7.874(10)^{-1}$$

MATERIAL	Re	L (cm)	δ	δ_f
CARBON	3.259	5.7	0.4326	0.6018
CARBON	5.298	7.2	0.4326	0.6848
POLIESTER	3.994	7.2	0.5351	0.7417
POLIESTER	5.298	8.9	0.5351	0.7911
LADRILLO	3.994	6.2	0.4091	0.6188
LADRILLO	5.298	7.5	0.4091	0.6849

$L = 6.0$ cm

$$L/D = 1.181$$

MATERIAL	Re	L (cm)	δ	δ_f
CARBON	2.885	7.6	0.4326	0.5521
CARBON	5.298	11.7	0.4326	0.7090
POLIESTER	3.994	7.6	0.5351	0.6330
POLIESTER	5.298	9.4	0.5351	0.7033
LADRILLO	3.994	8.3	0.4091	0.5728
LADRILLO	5.298	11.1	0.4091	0.6808

TABLA 4-II Valores de la fracción hueca en el Lecho a diferentes L/D para partículas con $d_p = 0.0562$ cm

L = 2.0 cm $L/D = 3.937(10)^{-1}$

MATERIAL	Re	LC(cm)	δ	δ_r
CAFE	6.949	2.5	0.4361	0.5489
CAFE	9.218	3.1	0.4361	0.6362
RESINA	6.949	2.8	0.5269	0.6621
RESINA	9.218	3.0	0.5269	0.6846

L = 4.0 cm $L/D = 7.874(10)^{-1}$

MATERIAL	Re	LC(cm)	δ	δ_r
CAFE	6.949	4.9	0.4361	0.53979
CAFE	9.218	5.5	0.4361	0.5899
RESINA	6.949	5.4	0.5269	0.6496
RESINA	9.218	6.4	0.5269	0.7043

L = 6.0 cm $L/D = 1.181$

MATERIAL	Re	LC(cm)	δ	δ_r
CAFE	6.949	8.2	0.4361	0.5874
CAFE	9.218	8.8	0.4361	0.6155
RESINA	6.949	7.9	0.5269	0.6407
RESINA	9.218	8.4	0.5269	0.6621

Los datos que se obtienen directamente del equipo a intervalos regulares de tiempo durante una corrida experimental son T_a , T_e , a la entrada, T_s , T_w , y T_{s1} a la salida, éstas temperaturas se obtienen directamente de los termómetros colocados en el equipo que aparece en la figura No. 3 (pag. 20) . El valor de la humedad del aire se obtuvo a partir de las temperaturas T_s y T_w y con una carta psicrométrica ($P = 586$ mm Hg).

El porciento de humedad del sólido se obtiene a partir de la ecuación (2.1) del Capitulo II. Todos estos datos se identifican como datos primarios, ya que a partir de ellos se desarrollaron los cálculos para llegar a establecer los valores de los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor, durante el período de velocidad constante.

Los intervalos de tiempo para las mediciones en cada corrida, variaron de acuerdo al sólido y a la relación L/D , esto se debe a que el sólido se seca mucho más rápido a alturas de Lecho pequeñas, por esto la variación del contenido de humedad crítica en el sólido disminuye conforme aumenta la relación L/D , consecuentemente el tiempo necesario para alcanzar el contenido de humedad de equilibrio en el sólido aumenta.

En las figuras 4 a 18 se graficaron los datos de humedad (H) contra tiempo (t), para los diferentes L/D , diámetro de Partícula y gastos que se manejaron.

FIGURA No.4 CURVA DE SECADO

MATERIAL : CARBON

$L = 2.0$ cm

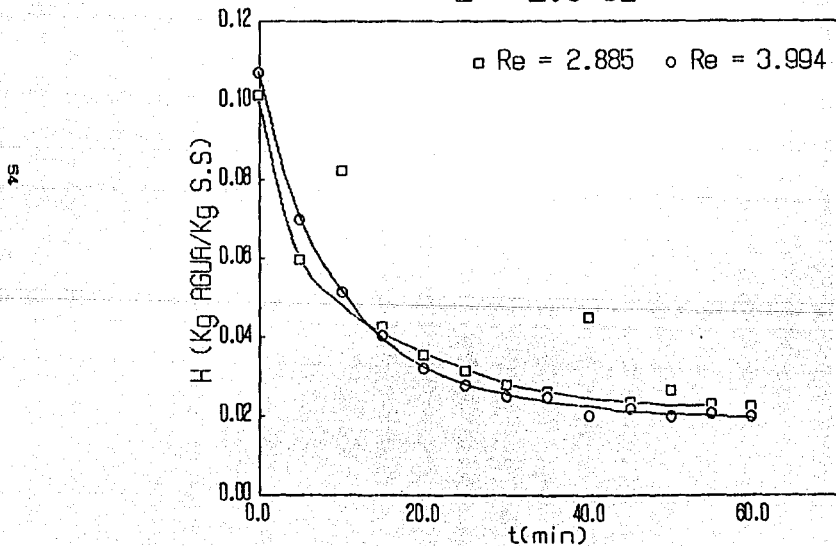


FIGURA No.5 CURVA DE SECADO

MATERIAL : POLIESTER

$L = 2.0$ cm

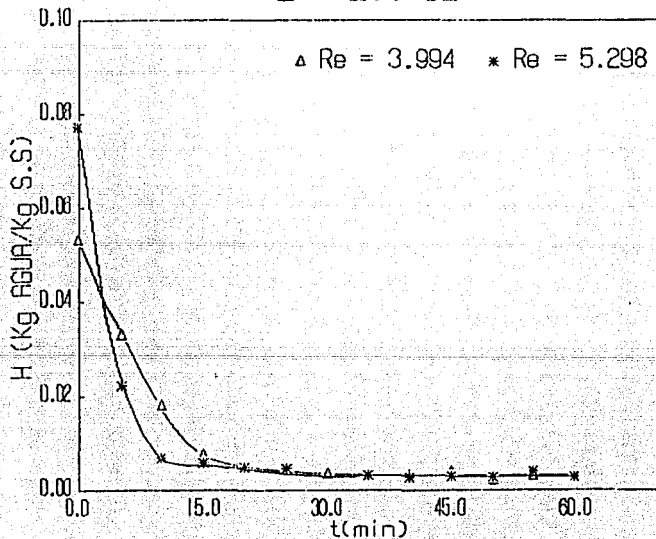


FIGURA No.6 CURVA DE SECADO

MATERIAL : LADRILLO

$L = 2.0 \text{ cm}$

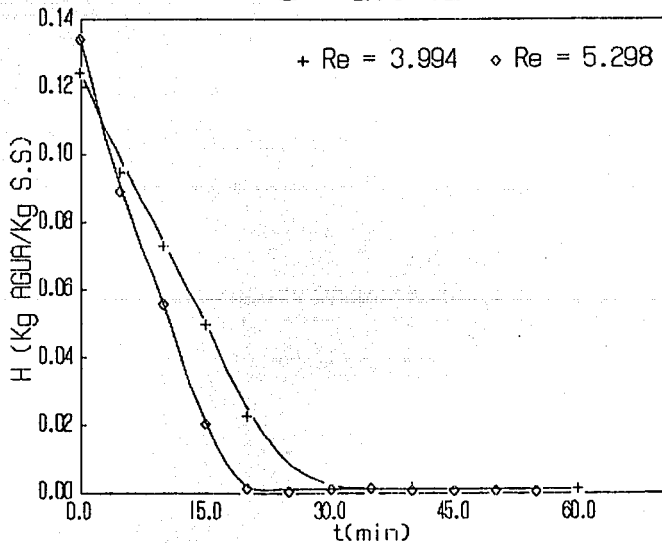


FIGURA No.7 CURVA DE SECADO

MATERIAL : CARBON

$L = 4.0 \text{ cm}$

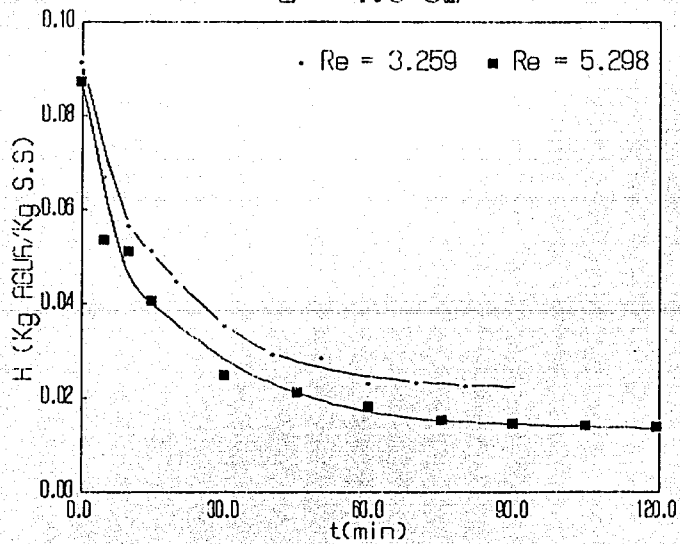


FIGURA No.8 CURVA DE SECADO

MATERIAL : POLIESTER

L = 4.0 cm

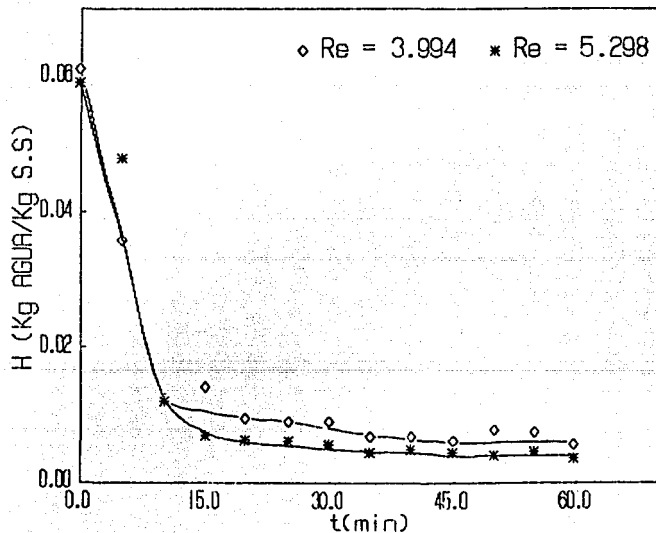


FIGURA No.9 CURVA DE SECADO

MATERIAL : LADRILLO

$L = 4.0$ cm

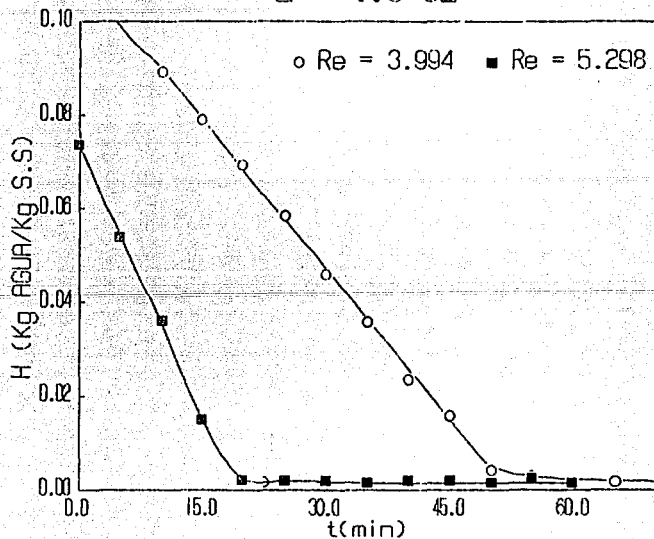


FIGURA No. 10 CURVA DE SECADO

MATERIAL : CARBON

$L = 6.0 \text{ cm}$

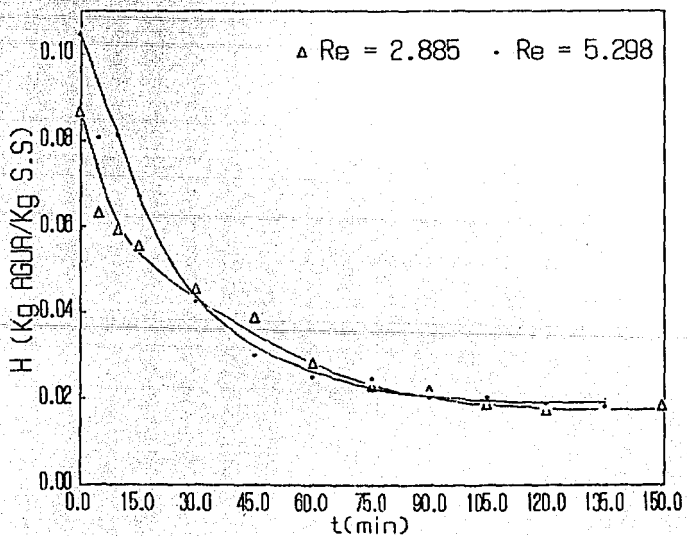


FIGURA No.11 CURVA DE SECADO

MATERIAL : POLIESTER

L = 6.0 cm

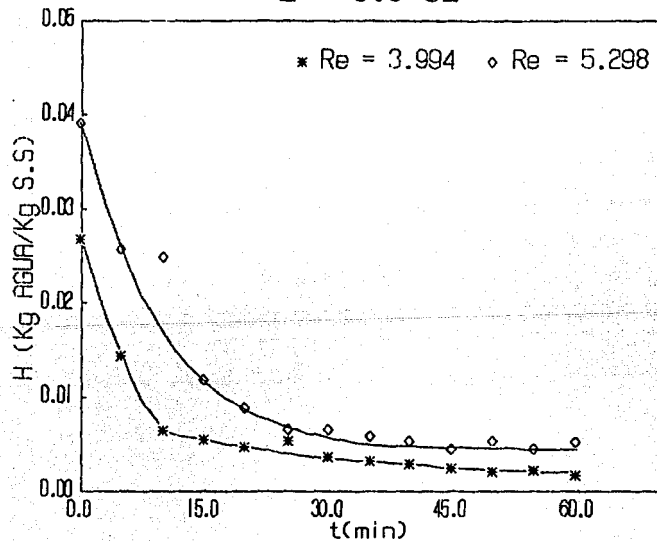


FIGURA No.12 CURVA DE SECADO

MATERIAL : LADRILLO

L = 6.0 cm

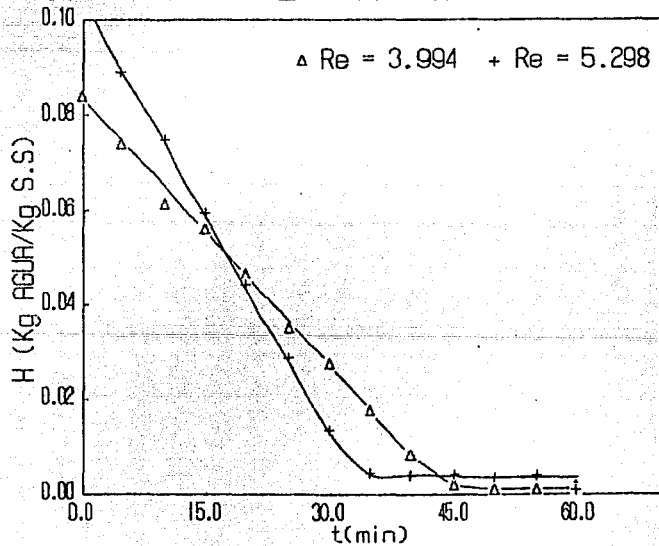


FIGURA No.13 CURVA DE SECADO

MATERIAL : CAFE

L = 2.0 cm

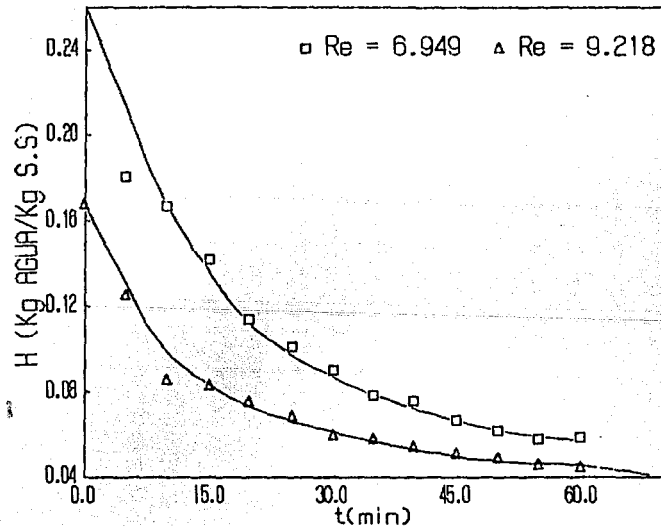


FIGURA No.14 CURVA DE SECADO

MATERIAL : RESINA

$L = 2.0 \text{ cm}$

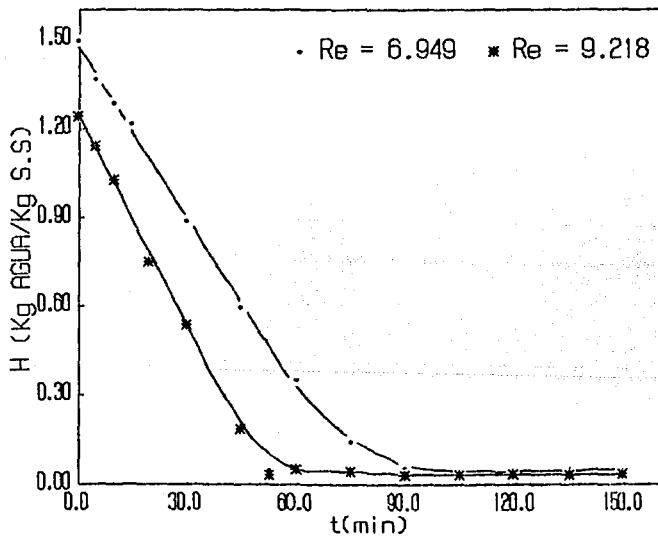


FIGURA No.15 CURVA DE SECADO

MATERIAL : CAFE

L = 4.0 cm

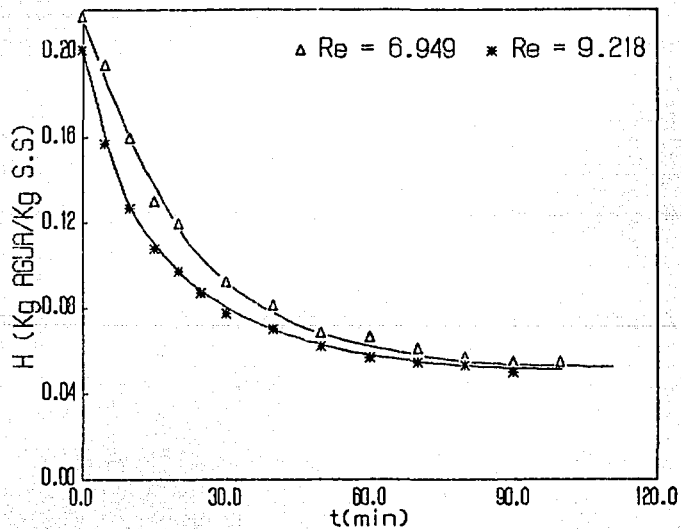


FIGURA No. 16 CURVA DE SECADO

MATERIAL : RESINA

$L = 4.0$ cm

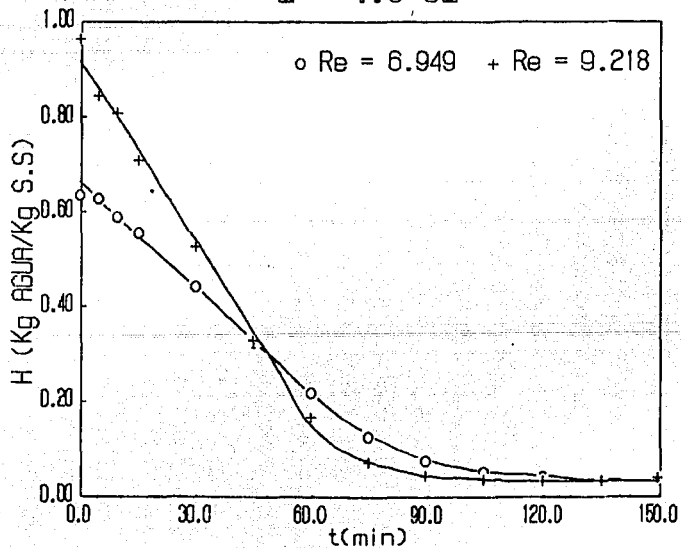


FIGURA No.17 CURVA DE SECADO
MATERIAL : CAFE
L = 6.0 cm

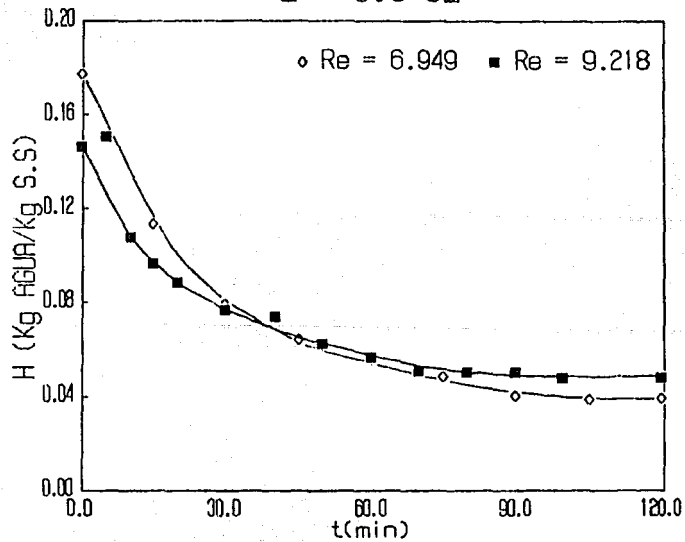
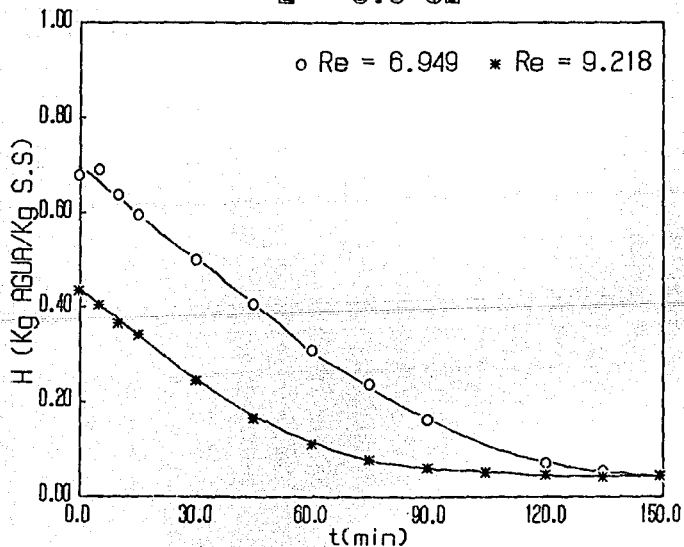


FIGURA No.18 CURVA DE SECADO

MATERIAL : RESINA

L = 6.0 cm



En la mayoría de las figuras se observa lo que ya se ha mencionado de las diferentes etapas de Secado : En el período de velocidad constante de secado, se presenta una relación lineal entre H y t, y al aumentar el flujo de aire la duración de este período disminuye, por lo que la pendiente aumenta.

En la etapa de velocidad decreciente la pendiente disminuye y al alcanzarse la humedad de equilibrio se tiene la forma de una línea de pendiente cero.

También de las graficas se puede observar claramente el punto de humedad crítica, que es el punto donde cambia la curva del período de velocidad constante al período de velocidad decreciente de secado. Como puede verse, éste punto de humedad crítica aumenta al disminuir el flujo de aire.

La humedad crítica es también función de la temperatura del aire de entrada, a mayor temperatura la humedad crítica disminuye y se establece más rápido la humedad de equilibrio.

CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR

Como se indicó en el capítulo I, los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor, se obtienen de las ecuaciones de balance de Masa y Calor, utilizando para ello los datos de las tablas 1 a 30 del apéndice A.3.

Balance de Masa :

$$- \rho_a \left(\frac{dH}{dt} \right) = K_m A_f (Y_{wc} - Y)_{ML} \rho_a \quad (4.3)$$

despejando K_m se tiene :

$$K_m = \frac{- \rho_a \left(\frac{dH}{dt} \right)}{A_f \rho_a (Y_{wc} - Y)_{ML}} \quad (4.4)$$

Balance de Calor :

$$- \rho_a \left(\frac{dH}{dt} \right) = \frac{h A_f}{\lambda} (T_s - T_{wc})_{ML} \quad (4.5)$$

Despejando h se tiene :

$$h = \frac{- \rho_a \left(\frac{dH}{dt} \right) \lambda}{A_f (T_s - T_{wc})_{ML}} \quad (4.6)$$

El área de Transferencia de Masa y Calor se obtuvo mediante la relación propuesta por Heertjes (8).

$$a = \frac{6 W}{\rho_s d_p L_f} \quad (4.7)$$

Donde : a = Superficie de Transferencia por unidad de Longitud de Lecho Fluidizado m^2/m .

Multiplicando el área a por el inverso del área transversal del secador, se obtiene el área de Transferencia por unidad de volumen de Lecho Fluidizado, m^2/m^3 .

$$A_f = \frac{a}{A_t} \quad (4.8)$$

Con los datos de T_s , T_w y una carta psicrométrica se obtienen Y_s (humedad del aire a la salida), con este valor y el de T_{s1} se obtienen los valores de T_{wc} y Y_{wc} que son las condiciones de saturación dentro del secador (del sólido).

Se utilizan los valores de T_{wc} y Y_{wc} , que son los valores de la temperatura y humedad de saturación corregidos con la temperatura de bulbo seco dentro del lecho T_{s1} . La corrección se hace debido a que se pudo probar experimentalmente que existe una diferencia entre la temperatura del Lecho con la de fuera del secador, esta variación no es constante ya que depende del gasto, y de la temperatura ambiente, que como se pudo observar puede variar de 4 a 8 grados en una corrida experimental.

En las ecuaciones (4.3) a (4.6) se observa un subíndice ML en los gradientes de temperatura y humedad del aire, esto se debe a que se ha considerado al secador como un recipiente con flujo en pistón, por lo que se utiliza las diferencias medias logarítmicas:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{s1} - T_{wc}) - (T_e - T_{wc})}{\text{LN} \left(\frac{T_{wc} - T_s}{T_{wc} - T_e} \right)} \quad (4.9)$$

$$\Delta Y_{ML} = \frac{(Y_{wc} - Y_s) - (Y_{wc} - Y_e)}{\text{LN} \left(\frac{Y_{wc} - Y_s}{Y_{wc} - Y_e} \right)} \quad (4.10)$$

A partir de las ecuaciones (4.4) y (4.6) se han obtenido los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor que se presentan en las tablas 4-III y 4-IV.

TABLA 4-III-A. Valores de los Coeficientes de Transferencia de Masa a partir de la Ecuación (4.4) para los diferentes sólidos, y L/D seleccionados, para partículas con $d_p = 0.0323$ cm.

K_m (m/hr)

MATERIAL	Re	L/D=0.3937	L/D=0.7874	L/D=1.181
CARBON	2.885	25.475		7.801
CARBON	3.259		17.368	
CARBON	3.994	31.595		
POLIESTER	3.994	23.001	25.371	12.337
LADRILLO	3.994	57.780	41.065	31.872
CARBON	5.298		29.659	19.114
POLIESTER	5.298	80.915	24.999	18.885
LADRILLO	5.298	93.290	57.611	58.973

TABLA 4-III-B. Valores de los Coeficientes de Transferencia de Masa a partir de la Ecuación (4.4) para los diferentes sólidos, y L/D seleccionados, para partículas con $d_p = 0.0582$ cm.

K_m (m/hr)

MATERIAL	Re	L/D=0.3937	L/D=0.7874	L/D=1.181
CAFE	6.049	29.288	18.736	15.041
RESINA	6.049	115.921	59.734	37.250
CAFE	9.218	42.946	29.249	22.318
RESINA	9.218	106.452	81.391	57.321

TABLA 4-IV-A. Valores de los Coeficientes de Transferencia de Calor a partir de la Ecuación (4.6) para los diferentes sólidos, y L/D seleccionados, para partículas con $d_p = 0.0323$ cm.

$$h \text{ (Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C)}$$

MATERIAL	Re	$L/D=0.3937$	$L/D=0.7874$	$L/D=1.181$
CARBON	2.885	13.554		3.238
CARBON	3.259		5.303	
CARBON	3.994	9.499		
POLIESTER	3.994	7.600	12.235	6.251
LADRILLO	3.994	9.155	10.534	8.328
CARBON	5.298		7.942	5.432
POLIESTER	5.298	14.275	6.992	8.290
LADRILLO	5.298	37.341	25.692	10.182

TABLA 4-IV-B. Valores de los Coeficientes de Transferencia de Calor a partir de la Ecuación (4.6) para los diferentes sólidos, y L/D seleccionados, para partículas con $d_p = 0.0562$ cm.

$$h \text{ (Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C)}$$

MATERIAL	Re	$L/D=0.3937$	$L/D=0.7874$	$L/D=1.181$
CAFE	6.949	10.024	6.037	3.503
RESINA	6.949	57.775	12.319	24.493
CAFE	9.218	10.092	8.477	5.445
RESINA	9.218	22.474	19.729	14.305

En las tablas III y IV puede observarse como aumentan los Coeficientes de Transferencia de Masa y calor conforme aumenta el flujo de aire (Reynolds) y disminuye con la relación L/D .

El cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor para una corrida típica experimental se encuentra detallada en el apéndice A.5.

COMPARACION DE LOS NUMEROS DE SHERWOOD Y NUSSELT EXPERIMENTALES, CON LOS CALCULADOS A PARTIR DE LAS CORRELACIONES PROPUESTAS POR AYORA.

Con los valores de los factores geométricos usados experimentalmente y con la correlaciones propuestas por Ayora (1), se calcularon los valores estimados de los números adimensionales Sh y Nu .

Los resultados de las dispersiones, con respecto a los valores experimentales son reportados en las tabla 4-V-A,B y las figuras 19 a 22.

TABLA 4-V-A Valores de Dispersión para cada corrida experimental, para los diferentes materiales y diámetro de partícula $dp = 0.0323$ cm.

L = 2.0 cm

MATERIAL	Re	(Shc/She)	(Nuc/Nue)
CARBON	2.885	0.9993	0.4598
CARBON	3.994	1.1716	0.9512
POLIESTER	3.994	1.6089	1.1888
POLIESTER	5.298	0.8408	0.8734
LADRILLO	3.994	0.6405	0.9889
LADRILLO	5.298	0.5490	0.3338

L = 4.0 cm

MATERIAL	Re	(Shc/She)	(Nuc/Nue)
CARBON	3.259	1.0170	0.8261
CARBON	5.298	1.0411	0.9597
POLIESTER	3.994	0.8795	0.4514
POLIESTER	5.298	1.2352	1.1011
LADRILLO	3.994	0.5433	0.5243
LADRILLO	5.298	0.5360	0.2968

L = 6.0 cm

MATERIAL	Re	(Shc/She)	(Nuc/Nue)
CARBON	2.885	1.5019	0.8827
CARBON	5.298	1.2016	1.0521
POLIESTER	3.994	1.3452	0.8625
POLIESTER	5.298	1.2161	0.6894
LADRILLO	3.994	0.5239	0.4973
LADRILLO	5.298	0.4031	0.5613

TABLA 4-V-B Valores de Dispersión para cada corrida experimental, para los diferentes materiales y diámetro de partícula $d_p = 0.0562$ cm.

L = 2.0 cm

MATERIAL	Re	(Shc/She)	(Nuc/Nue)
CAFE	6.949	1.2868	0.8578
CAFE	9.218	1.1729	1.1754
RESINA	6.949	0.3140	0.1487
RESINA	9.218	0.4732	0.5278

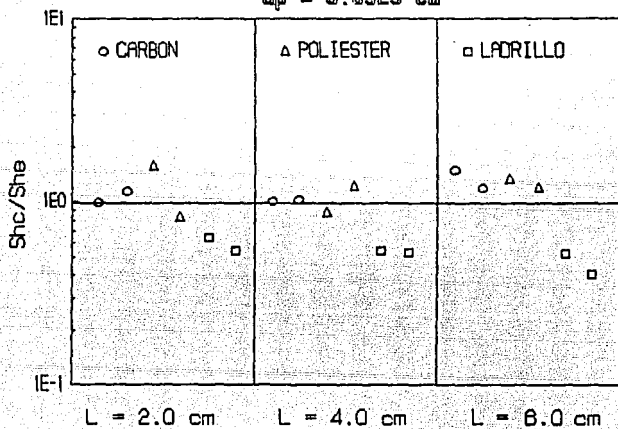
L = 4.0 cm

MATERIAL	Re	(Shc/She)	(Nuc/Nue)
CAFE	6.949	1.1714	0.8705
CAFE	9.218	1.0383	0.8554
RESINA	6.949	0.3874	0.4288
RESINA	9.218	0.3739	0.3675

L = 6.0 cm

MATERIAL	Re	(Shc/She)	(Nuc/Nue)
CAFE	6.949	1.0853	1.1248
CAFE	9.218	1.0123	0.9985
RESINA	6.949	0.4382	0.1609
RESINA	9.218	0.3941	0.3801

FIGURA No.19 DISPERSION DEL Sh
EXPERIMENTAL COMPARADO CON LA EC. (1.1)
 $d_p = 0.0323 \text{ cm}$



ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

FIGURA No.20 DISPERSION DEL Sh
EXPERIMENTAL COMPARADO CON LA EC. (1.1)
 $d_p = 0.0562 \text{ cm}$

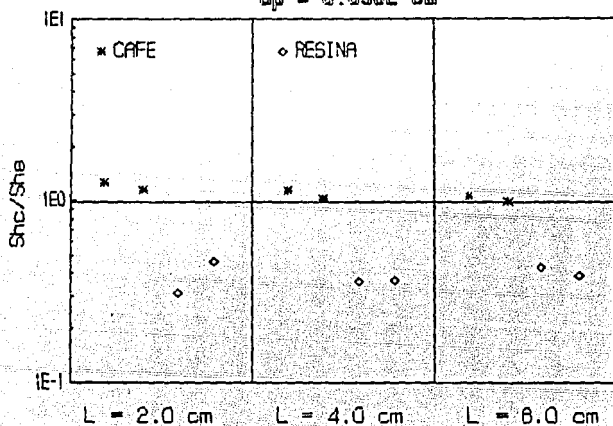


FIGURA No.21 DISPERSION DEL Nu
 EXPERIMENTAL COMPARADO CON LA EC. (1.2)
 $d_p = 0.0323$ cm

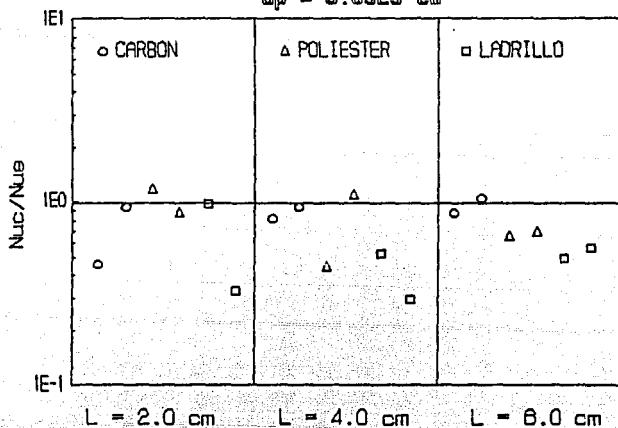
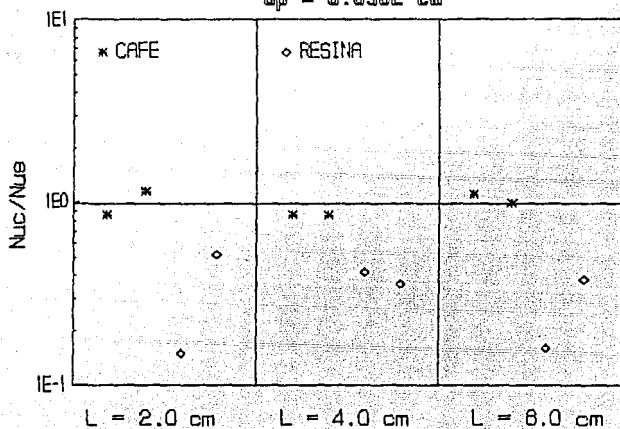


FIGURA No.22 DISPERSION DEL Nu
EXPERIMENTAL COMPARADO CON LA EC. (1.2)
 $d_p = 0.0562 \text{ cm}$



DETERMINACION DEL MODELO DE DIFUSION.

Determinación del Coeficiente de Difusión :La determinación del Coeficiente de Difusión Efectiva (D_m), se llevo a cabo aplicando la teoría de Difusión, la cual supone que el líquido se mueve a través del sólido debido a la diferencia de concentraciones.

Como se analizo anteriormente la solución obtenida es :

$$\langle H_m \rangle = \frac{H - H^*}{H_0 - H^*} = \sum_{n=1}^{\infty} \left[\frac{6 L^2 \text{EXPC}^{-\beta_n^2 D_m t / R^2}}{\beta_n^2 [\beta_n^2 + L(L-1)]} \right]$$

Este Modelo está en función de 2 parámetros D_m y K' , ya que :

$L = \frac{K}{D_m} R$. La evaluación de los parámetros fue realizada por un paquete de Optimización para IBM-PC (HYPER-GINO:PC) y se detalla en el apéndice A.7.

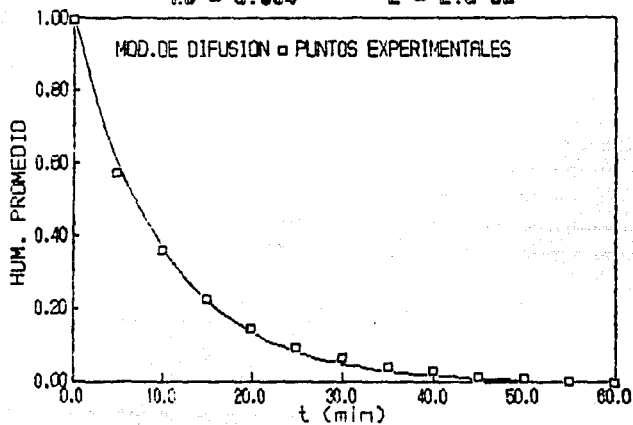
En las figuras 23 a 27 se puede observar que el Modelo ajusta satisfactoriamente los datos experimentales. En el apéndice A.8 se presentan los resultados para cada corrida experimental.

FIGURA No. 23 MODELO DE DIFUSION

MATERIAL : CARBON (TAELA 38)

$P_0 = 3.984$

$L = 2.0$ cm



$$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$K' = 5.502(10)^{-4} \text{ cm}/\text{min}$$

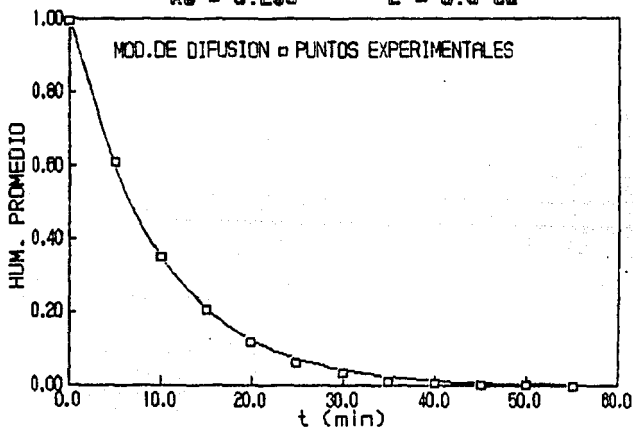
$$\beta = 0.710558$$

FIGURA No. 24 MODELO DE DIFUSION

MATERIAL : POLIESTER (TABLA 4B)

$Re = 5.298$

$L = 0.0$ cm



$$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$K' = 5.772(10)^{-4} \text{ cm}/\text{min}$$

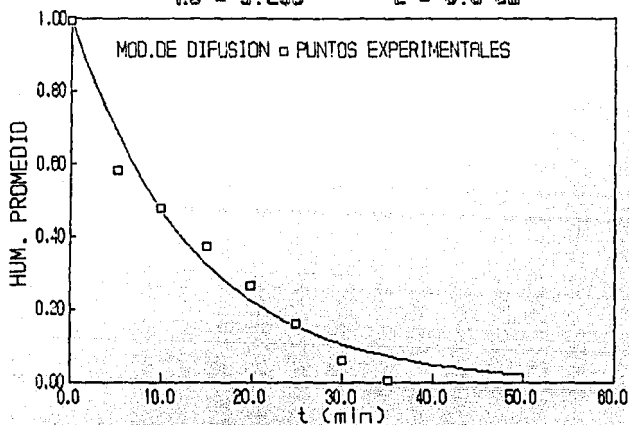
$$\beta = 0.727129$$

FIGURA No. 25 MODELO DE DIFUSION

MATERIAL : LADRILLO TABLA (52)

$Re = 5.299$

$L = 6.0 \text{ cm}$



$$D_m = 5.1(10)^{-9} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$K' = 4.102(10)^{-4} \text{ cm}/\text{min}$$

$$\beta = 0.816245$$

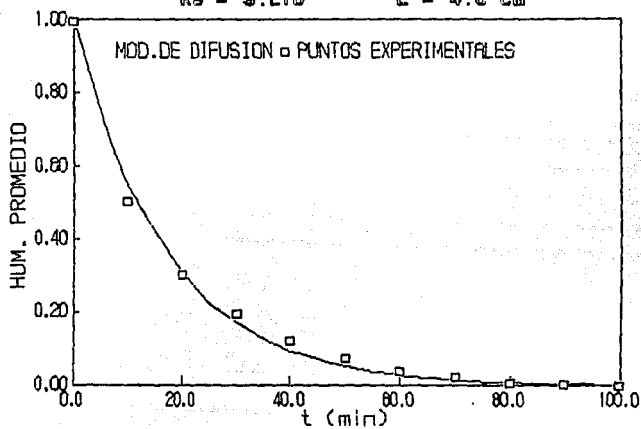
FIGURA No. 26 MODELO DE DIFUSION

MATERIAL : CAFE

TABLA (58)

$R_0 = 9.218$

$L = 4.0$ cm



$$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$K' = 5.823(10)^{-4} \text{ cm}/\text{min}$$

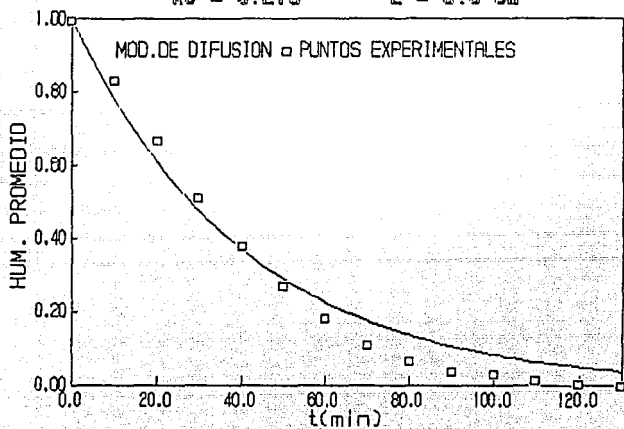
$$\beta = 0.950241$$

FIGURA No. 27 MODELO DE DIFUSION

MATERIAL : RESINA TABLA (64)

$R_0 = 0.218$

$L = 6.0 \text{ cm}$



$$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$K^* = 2.358(10)^{-4} \text{ cm}/\text{min}$$

$$\beta = 0.616245$$

ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS.

Haciendo un analisis de las figuras 19 a 22, observamos que las correlaciones propuestas por Ayora (1), arrojan resultados que consideramos :

- 1) Buenos para los materiales : Carbón , Poliester y Café.
- 2) Regulares para los materiales : Ladrillo y Resina.

Particularmente podría decirse que las correlaciones no ajustan la totalidad de los resultados experimentales, ya que en algunos casos se llega a tener dispersiones del orden de hasta el 80%, sin embargo, si se toma en cuenta que antes de proponer estas correlaciones se tenían dispersiones hasta del 200% creemos que éstas correlaciones son validas como una buena aproximación, para la predicción de Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor.

Por otra parte de las graficas se observa , que para cada sólido en particular, las dispersiones son homogéneas y se conservan en intervalos de error claramente definidos. Esto nos hizo suponer que los datos podían ser modelados en otro sistema de linealidad, es decir, se podrían plantear nuevas correlaciones para cada sólido y compararlos con los datos experimentales.

Por medio de un programa de Regresión Lineal Múltiple, correlacionamos los datos para cada sólido, y los resultados obtenidos modelan en la mayoría de los casos, perfectamente los resultados experimentales.

Las correlaciones obtenidas son las siguientes :

MATERIAL : CARBON $dp = 0.0323 \text{ cm}$

$$Sh = 0.00074 Re^{0.918} (dp/L)^{0.60} (dp/D)^{-1.700} Sc^{0.93} \quad (4.11)$$

$$Nu = 0.001231 Re^{0.862} (dp/L)^{0.782} (dp/D)^{-1.927} Pr^{0.93} \quad (4.12)$$

MATERIAL : POLIESTER $dp = 0.0323 \text{ cm}$

$$Sh = 0.001857 Re^{0.708} (dp/L)^{1.17} (dp/D)^{-1.604} Sc^{0.93} \quad (4.13)$$

$$Nu = 0.00413 Re^{0.880} (dp/L)^{0.287} (dp/D)^{0.2678} Pr^{0.93} \quad (4.14)$$

MATERIAL : LADRILLO $dp = 0.0323 \text{ cm}$

$$Sh = 0.001857 Re^{0.708} (dp/L)^{1.17} (dp/D)^{-1.604} Sc^{0.93} \quad (4.15)$$

Los datos para la correlación del Nusselt no presentaron ninguna relación lineal.

MATERIAL : CAFE $dp = 0.562 \text{ cm}$

$$Sh = 0.2047 Re^{1.488} (dp/L)^{0.584} (dp/D)^{-0.9842} Sc^{0.93} \quad (4.16)$$

$$Nu = 0.02211 Re^{0.928} (dp/L)^{0.791} (dp/D)^{-0.781} Pr^{0.93} \quad (4.17)$$

MATERIAL : RESINA

dp = 0.0562 cm

$$Sh = 0.1377 Re^{0.773} (dp/L)^{0.785} (dp/D)^{-0.650} Sc^{0.33} \quad (4.18)$$

$$Nu = 7.895 Re^{-1.174} (dp/L)^{0.656} (dp/D)^{-0.593} Pr^{0.33} \quad (4.19)$$

Los datos y resultados para la obtención de las correlaciones son reportados en las tablas 4-VI-A,B y figuras 28 a 31.

TABLA 4-VI-A Datos para obtener las correlaciones. Para partículas con $dp = 0.0323 \text{ cm}$ (dp/D) = $6.358(10)^{-3}$.

MATERIAL : CARBON.

Re	dp/L	She	Nue	Shc	Nuc	Shc/She	Nuc/Nue
2.885	1.615E-2	0.10025	0.20309	0.09797	0.11183	0.9772	0.5506
3.949	1.615E-2	0.12433	0.14231	0.13209	0.14802	1.0624	1.0401
3.259	8.075E-3	0.06835	0.07945	0.06791	0.07476	0.9935	0.9409
5.298	8.075E-3	0.11673	0.11898	0.10612	0.11365	0.9091	0.9552
2.885	5.383E-3	0.02991	0.04851	0.04589	0.05000	1.5342	1.0307
5.298	5.383E-3	0.07522	0.08138	0.08021	0.08444	1.0663	1.0376

MATERIAL : POLIESTER

Re	dp/L	She	Nue	Shc	Nuc	Shc/She	Nuc/Nue
3.994	1.615E-2	0.09052	0.11385	0.19867	0.14843	2.1947	1.3037
5.298	1.615E-2	0.23973	0.21388	0.24257	0.19084	1.0118	0.8923
3.994	8.075E-3	0.09984	0.18329	0.08827	0.12162	0.8841	0.6535
5.298	8.075E-3	0.09838	0.10370	0.10777	0.15673	1.0954	1.5079
3.994	5.383E-3	0.04855	0.09364	0.05491	0.10824	1.1309	1.1559
5.298	5.383E-3	0.07432	0.12419	0.06705	0.13918	0.9021	1.1205

MATERIAL : LADRILLO

Re	dp/L	She	Shc	Shc/She
3.994	1.615E-2	0.22739	0.23546	1.0354
5.298	1.615E-2	0.36714	0.35330	0.9623
3.994	8.075E-3	0.16161	0.15702	0.9715
5.298	8.075E-3	0.22673	0.23561	1.0391
3.994	5.383E-3	0.12464	0.12388	0.9939
5.298	5.383E-3	0.22422	0.18589	0.8290

TABLA 4-VI-B Datos para obtener las correlaciones. Para partículas con $dp = 0.0562 \text{ cm}$ (dp/D) = $1.1063(10)^{-2}$.

MATERIAL : CAFE

Re	dp/L	She	Nue	Shc	Nuc	Shc/She	Nuc/Nue
6.949	2.810E-2	0.19371	0.26130	0.19390	0.24043	1.0009	0.9201
9.218	2.810E-2	0.29408	0.26308	0.29486	0.31257	1.0026	1.1882
6.949	1.405E-2	0.12829	0.15736	0.12933	0.14492	1.0081	0.9209
9.218	1.405E-2	0.20028	0.22096	0.19667	0.18840	0.9819	0.8526
6.949	9.366E-3	0.10299	0.09132	0.10205	0.10776	0.9908	1.1800
9.218	9.366E-3	0.15281	0.14195	0.15519	0.14011	1.0155	0.9870

MATERIAL : RESINA

Re	dp/L	She	Nue	Shc	Nuc	Shc/She	Nuc/Nue
6.949	2.810E-2	0.79378	1.50800	0.69652	0.99987	0.8774	0.6639
9.218	2.810E-2	0.72894	0.58582	0.98651	0.71758	1.1887	1.2249
6.949	1.405E-2	0.40904	0.32110	0.40429	0.63469	0.9883	1.9766
9.218	1.405E-2	0.55733	0.51427	0.50298	0.45550	0.9024	0.8857
6.949	9.366E-3	0.25507	0.63845	0.29409	0.48651	1.1529	0.7620
9.218	9.366E-3	0.39251	0.37288	0.36588	0.34914	0.9321	0.9217

FIGURA No.28 DISPERSION DEL Sh
EXPERIMENTAL vs. ECS.(4.11), (4.13) Y (4.15)
 $d_p = 0.0323 \text{ cm}$

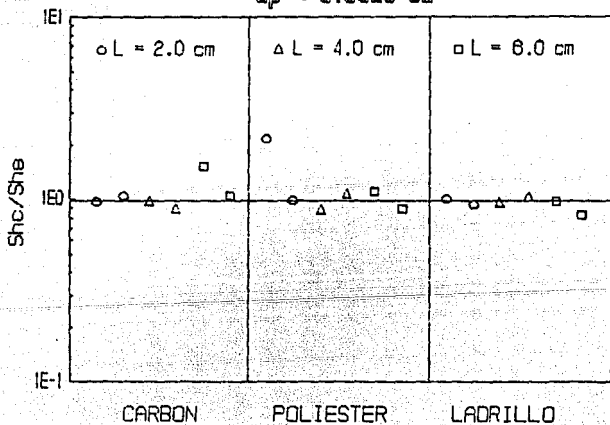


FIGURA No.29 DISPERSION DEL Sh
EXPERIMENTAL vs. ECS.(4.18) Y (4.18)
 $d_p = 0.0562 \text{ cm}$

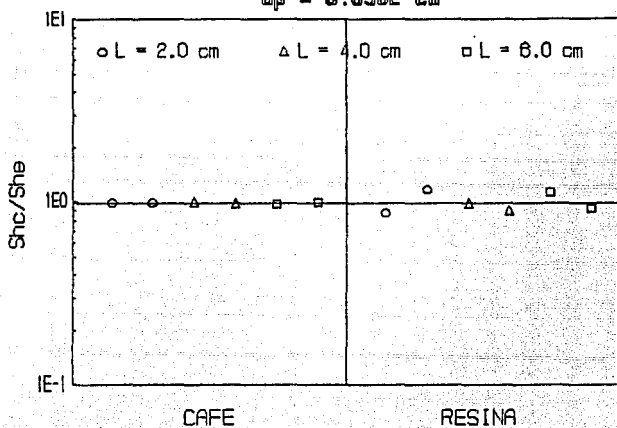


FIGURA No. 30 DISPERSION DEL Nu
EXPERIMENTAL vs. ECS. (4.12) Y (4.14)
 $d_p = 0.0323 \text{ cm}$

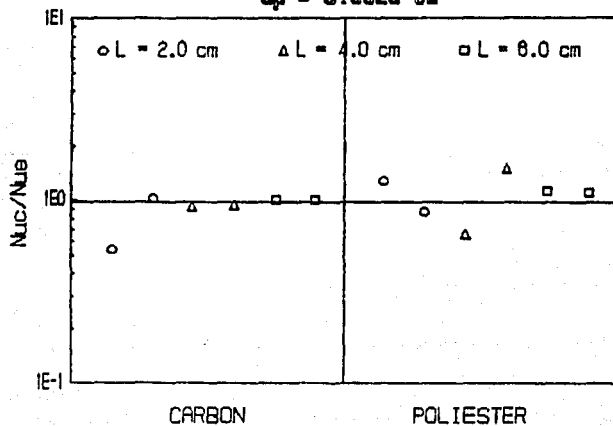
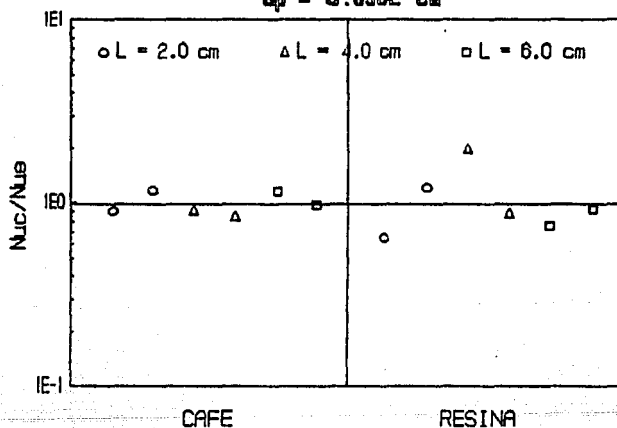


FIGURA No. 31 DISPERSION DEL Nu
EXPERIMENTAL vs. ECS. (4.17) Y (4.18)
 $d_p = 0.0552 \text{ cm}$



Modelo de Difusión.

Un análisis de las figuras 23 a 27 así como del resto de las corridas experimentales reportadas en el apéndice A.6, revela que el modelo matemático representa adecuadamente los valores experimentales.

Un análisis cualitativo de los resultados conduce a observar la tendencia del Coeficiente de Transferencia de Masa superficial K' , a aumentar con el flujo de aire. En cambio el D_m no tiene ninguna influencia por el flujo de aire o por la humedad inicial (en el sólido). El valor obtenido del Coeficiente de Difusión en este trabajo es de $5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$.

En las tablas 33 a 34 del apéndice A.6, se presentan los valores del Coeficiente de Difusión obtenidos a partir del Modelo Matemático Ec. (3.61). El orden de Magnitud de estos Coeficientes es de 10^{-5} y sus unidades son cm^2/min .

Comparándolos con algunos datos de Coeficientes reportados en la literatura como Levenspiel & Kunii (13), que reporta un valor de $6.0(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$. Lequerica (13b) seco arroz en un lecho fluidizado y obtuvo un valor de $D_m = 7.1 (10)^{-5}$, que es del orden del valor encontrado.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

Este capítulo se darán a conocer las conclusiones a las que se llegaron, así como algunas recomendaciones para investigaciones futuras.

En las tablas 1 a 30 y figura 4 a 18 se observó que el contenido de humedad en el sólido a un tiempo dado y el tiempo necesario para alcanzar la humedad de equilibrio (para el mismo flujo de aire), disminuye conforme disminuye la relación L/D . En general se puede observar que el contenido de humedad de equilibrio en el sólido (para una misma altura) aumenta al disminuir el flujo de aire.

La humedad crítica sigue un comportamiento similar, aumentando al disminuir el flujo de aire. Al aumentar la temperatura del aire la humedad crítica disminuye y se establece más rápido la humedad de equilibrio.

En las tablas 4-III y 4-IV se puede observar que tanto los Coeficientes de Transferencia de Masa como de Calor disminuyen (para un mismo valor del número de Reynolds), al aumentar la relación L/D . La razón de que esto ocurra, puede probablemente encontrarse en las condiciones hidrodinámicas a las que se opera el lecho en cada caso, cerca del plato distribuidor (alturas bajas de Lecho), se tiene una alta eficiencia de contacto entre el gas y las partículas sólidas. Esto se debe a que en esta parte del lecho las burbujas son pequeñas, a medida que las burbujas ascienden se da el fenómeno de coalescencia, originando burbujas más grandes y

por lo tanto empobreciendo el contacto gas-partículas sólidas.

Del análisis para las correlaciones propuestas por Ayora, podemos concluir que son correlaciones con una aproximación aceptable, si hacemos notar que las correlaciones anteriores a éstas reportaban dispersiones de hasta el 200 % .

Las correlaciones de Ayora por su concepción, al introducir los factores de escala dp/L y dp/D , son en la actualidad la mejor aproximación para la predicción de Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor.

En la Práctica una correlación del tipo propuesta por Ayora :

$$Sh = a Re^b (dp/L)^c (dp/D)^d Sc^e$$

es suficientemente confiable para la predicción de Coeficientes, sin embargo, deberán evaluarse las constantes a, b, c, ..., para el sólido con el que se trabaje, es decir, una correlación de este tipo no garantiza la extrapolación para cualquier clase de sólidos, por lo que cada sólido diferente deberá caracterizarse de acuerdo al equipo y condiciones en donde se trabaje.

El Modelo Matemático para representar las curvas de secado de partículas esféricas, presentado en este trabajo, modela satisfactoriamente los puntos experimentales. El Coeficiente de Difusión obtenido es del orden de los reportados en la literatura.

De la tabla No. 65 del apéndice A.6 se ve claramente que el Coeficiente de Difusión, de acuerdo a lo esperado, no es función ni de la humedad inicial en el sólido ni del flujo de aire.

RECOMENDACIONES PARA INVESTIGACIONES FUTURAS.

i) En la Industria es muy común el Secado de Sólidos no solo de agua, por lo que podrían probarse con algunos solventes y gases de Secado.

ii) Probar con más sólidos, y diámetros de lechos y comprobar si las correlaciones obtenidas pueden ser usadas con una mayor aproximación.

iii) Para obtener mejores resultados se deberán incluir otros factores de corrección, que tienen que ver con las propiedades intrínsecas de los materiales, como la esfericidad, distribución de radios de poros, porosidad, volumen de huecos, etc.

BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS

BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS

1. - Ayora Camara M.H. "Determinación Experimental de Parámetros de Diseño para Secadores de Lecho Fluidizado Sólido-Gas". Tesis de Maestría. DEPFQ UNAM (1978).
2. - Crank "Mathematics of Diffusion" Claredon Press Oxford (1975) Segunda Edición.
3. - D. Berger & D.C.T. Pei "Heat Mass Transfer" Vol. 16, 293-302 (1973).
4. - Ferron & Watson Symp. A.I.C.H.E. Journal Vol. 38 No. 58 pp.79-86
5. - Granville W. Anthony "Cálculo Diferencial e Integral" UTEHA (1983)
6. - Heertjes and Mc Kibbins Chem. Eng. Sci. 5, 161-167 (1956)
7. - J. Ramirez, M. Ayora y M. Vizcarra. Chem. Reactors AC. Symp. Series pp. 185-200 (1981).
8. - Kato & Wen Chem. Eng. Prog. Symp. Series Vol. 66 pp.100-108 (1970).
9. - Kato Kubota and Wen Progrs. Symp. Series No. 105 Vol. 68 pp.87-100 (1976).
10. - Key "Drying" Pergamon Press 1972 Primera Edición.
11. - Ketterling Manderiel, Smith. Chem. Eng. Prog. Vol 46 No. 3 Marzo (1950).
12. - Kisa Kurek, Peck and Cakaloz. Can. J. Chem. Eng. Vol. 53 Feb (1975).
13. - Kunii and Levenspiel "Fluidization Engineering". John Wiley & Sons. Inc. (1969).
- 13b. - Lequerica A.T.A. vol. 14 No.3 Nov. (1974)
14. - Leva Weintraub Grumeter. Chem. Eng. Prog. Vol. 45 pp. 563-573 (1949).

- 15.- Levenspiel and Walton Chem. Eng. Prog.Symp.50. 9, 1 (1954).
- 16.- Mann and Feng. E. C. Proc.Des. and Dev. Vol 7, No. 3 327-335 July (1968).
- 17.- Mc Cabe and J.C.Smith "Operaciones Unitarias en Ingeniería Química" Mc Graw Hill Segunda Edición.
- 18.- Mori & Wen C.Y. A.I.Ch.E. Journal 1975, 21 190 ss.
- 19.- Peck, Pathel & Phelps "VI Congreso Interamericano de Ingeniería Química" Caracas. Julio (1975).
- 20.- P.G. Romankov Drying Technolugeskii Institut, Leningrad, U.S.R. pp. 592,ss.
- 21.- Perry "Manual del Ingeniero Químico" Mc Graw Hill . Quinta Edición.
- 22.- P.M. Heertjes Can. J. of Chem. Eng. 105-109 June (1962).
- 23.- P.C., Max and Ahluwalid Chem. Eng. Sci. Vol.26 pp. 389-403 (1971).
- 24.- Rainville D. Earl "Ecuaciones Diferenciales" Interamericana (1982).
- 25.- Resnick and White Cem. Eng. Prog. Vol. 45 No. 8 pp. 337-390 June (1949).
- 26.- Sengupta and Thodos Chem. Eng. Prog. 58, 7, 58 (1967).
- 27.- Sloan, Weelock and Tasao, Chem. Eng. Drying. June 19 (1967).
- 28.- Treybal R.E. "Operacines de Transferencia de Masa" Mc Graw Hill Segunda Edición (1968).
- 29.- V. Vanecek "Fluidized Bed Drying" pp. 153-166 London (1966).
- 30.- Vizcarra Mendoza M.G. "Determinación Experimental de Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor en Lecho Fluidizado Sólido-Gas" Tesis de Maestría. DEPFQ UNAM (1978).
- 31.- Walton, Olson Levenspiel. Eng. Proc. and Dev. Vol 44, No. 8 June (1958).

APENDICES

APENDICE A.1

A.1 CARACTERISTICAS DE MATERIALES Y FLUIDO UTILIZADO.

MATERIA PRIMA : CARBON MALLA 40/80.

Diámetro de Partícula $d_p = 0.0323 \text{ cm}$.

Densidad de Partícula $\rho_b = 0.770 \text{ g/cm}^3$.

Densidad de Partícula (aparente) $\rho_p = 1.357 \text{ g/cm}^3$.

Densidad de Partícula (real) $\rho_R = 1.425 \text{ g/cm}^3$.

Volumen de Huecos $V_g = 0.035 \text{ cm}^3/\text{g}$.

Fracción Hueca de Partícula $\epsilon_p = 0.0475$.

Pesos Iniciales Cargados segun la altura de Lecho Estatico :

<u>L (cm)</u>	<u>W (g)</u>
2.0	31.21
4.0	62.43
6.0	93.64

MATERIA PRIMA : POLIESTER MALLA 40/80.

Diámetro de Partícula $d_p = 0.0323 \text{ cm}$.

Densidad de Partícula $\rho_b = 0.630 \text{ g/cm}^3$.

Densidad de Partícula (aparente) $\rho_p = 1.355 \text{ g/cm}^3$.

Densidad de Partícula (real) $\rho_R = 1.383 \text{ g/cm}^3$.

Volumen de Huecos $V_g = 0.015 \text{ cm}^3/\text{g}$.

Fracción Hueca de Partícula $\epsilon_p = 0.0202$.

Pesos Iniciales Cargados segun la altura de Lecho Estatico :

<u>L (cm)</u>	<u>W (g)</u>
2.0	23.54
4.0	51.08
6.0	76.61

A.1 CARACTERISTICAS DE MATERIALES Y FLUIDO UTILIZADO.

MATERIA PRIMA : LADRILLO MOLIDO MALLA 40/60.

Diámetro de Partícula $d_p = 0.0323$ cm.

Densidad de Partícula $\rho_b = 0.981$ g/cm³.

Densidad de Partícula (aparente) $\rho_p = 2.398$ g/cm³.

Densidad de Partícula (real) $\rho_r = 2.437$ g/cm³.

Volumen de Huecos $V_g = 0.00674$ cm³/g.

Fracción Hueca de Partícula $\epsilon_p = 0.0180$.

Pesos Iniciales Cargados segun la altura de Lecho Estatico :

<u>L (cm)</u>	<u>W (g)</u>
2.0	39.77
4.0	79.54
6.0	119.31

MATERIA PRIMA : CAFE MALLA 20/40.

Diámetro de Partícula $d_p = 0.0562$ cm.

Densidad de Partícula $\rho_b = 0.450$ g/cm³.

Densidad de Partícula (aparente) $\rho_p = 0.798$ g/cm³.

Densidad de Partícula (real) $\rho_r = 1.440$ g/cm³.

Volumen de Huecos $V_g = 0.5587$ cm³/g.

Fracción Hueca de Partícula $\epsilon_p = 0.4458$.

Pesos Iniciales Cargados segun la altura de Lecho Estatico :

<u>L (cm)</u>	<u>W (g)</u>
2.0	18.24
4.0	36.48
6.0	54.72

A.1 CARACTERISTICAS DE MATERIALES Y FLUIDO UTILIZADO.

MATERIA PRIMA : RESINA AMBERLYST 21 CLASE 11 MALLA 20/40.

Diámetro de Partícula $d_p = 0.0562$ cm.

Densidad de Partícula $\rho_b = 0.510$ g/cm³.

Densidad de Partícula (aparente) $\rho_p = 1.078$ g/cm³.

Densidad de Partícula (real) $\rho_s = 1.386$ g/cm³.

Volumen de Huecos $V_g = 0.206$ cm³/g.

Fracción Hueca de Partícula $\delta = 0.222$.

Pesos Iniciales Cargados segun la altura de Lecho Estatico :

<u>L (cm)</u>	<u>W (g)</u>
2.0	20.67
4.0	41.34
6.0	62.02

PROPIEDADES FISICAS DEL FLUIDO (AIRE).

Humedad relativa (Y) : 0.0021 a 0.0073 Kg H₂O/Kg a.s.

P = 586.0 mm Hg.

$\rho_a = 9.4 (10)^{-4}$ g/cm³.

$\mu_a = 1.08 (10)^{-2}$ g/cm min.

$K_a = 3.6 (10)^{-3}$ cal/min cm °C.

$C_{pa} = 0.25$ cal/g °C.

APENDICE A2

A.2 CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS DE ALIMENTACION DE AIRE.

A continuación se detallan las principales especificaciones de los aparatos empleados para el desarrollo de este trabajo de acuerdo al diagrama de flujo de la Fig.(C3).

COMPRESOR CENTRIFUGO (A).	BAÑO DE TEMPERATURA CONSTANTE (F).
Marca : General Electric.	Marca : Calora.
Motor de C. A. y 1725 rpm.	Tipo : HT-5.
Potencia : 1/3 H. P.	Potencia : 3.0 H. P.
Amperaje : 6.0 amp.	Voltaje : 110.0 volts.
Ciclaje : 60.0 Hz.	Amperaje : 20.0 amp.
	Ciclaje : 60.0 Hz.

REFRIGERANTE.

Marca : Calora.
Tipo : TK-84.
Potencia : 1/2 H. P.
Voltaje : 115.0 volts.
Amperaje : 4.0 amp.
Ciclaje : 60.0 Hz.

APENDICE A.3

APENDICE A.3 TABLAS DE DATOS PRIMARIOS.

TABLA No. 1 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Carbón L = 2.0 cm. G = 20.8 lt/min.
 $d_p = 0.0323$ cm. W = 31.21 g. Re = 2.885 $L_f = 2.5$ cm. $T_e = 22.5^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 1.357$ g/cm³.

L	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	24.0	10.4		0.1014	0.0046	10.4	0.0103
5.0	26.1	18.4	17.3	0.0598	0.0141	15.8	0.0147
10.0	25.3	15.8	15.7	0.0823	0.0108	12.8	0.0120
15.0	25.1	14.3	15.4	0.0428	0.0089	11.4	0.0109
20.0	24.7	13.2	17.7	0.0357	0.0076	10.7	0.0104
25.0	24.6	12.3	18.9	0.0315	0.0065	10.2	0.0101
30.0	24.7	12.0	19.9	0.0280	0.0062	10.2	0.0101
35.0	24.7	11.9	20.8	0.0264	0.0061	10.5	0.0103
40.0	25.0	12.0	21.2	0.0450	0.0060	10.5	0.0103
45.0	25.2	12.4	21.9	0.0236	0.0064	11.1	0.0107
50.0	25.2	12.7	22.0	0.0266	0.0068	11.5	0.0110
55.0	25.2	13.2	22.3	0.0231	0.0074	12.2	0.0115
60.0	25.4	12.2	22.4	0.0225	0.0081	11.1	0.0107

Figura : 4

$$Sh = 0.10025$$

$$Nu = 0.20309$$

$$K_m = 0.42458 \text{ m/min}$$

$$K_m = 25.475 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.2259 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 13.554 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 2 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Carbón $L = 2.0$ cm. $G = 28.8$ lt/min.
 $d_p = 0.0323$ cm. $W = 31.21$ g. $Re = 3.994$ $L_f = 2.9$ cm. $T_e = 24.5^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 1.357$ g/cm³.

L	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	27.0	13.7		0.1071	0.0073	13.7	0.0128
5.0	25.0	17.2	17.1	0.0699	0.0128	14.8	0.0137
10.0	24.6	15.1	18.0	0.0514	0.0101	13.0	0.0122
15.0	25.1	14.0	20.0	0.0405	0.0085	12.4	0.0116
20.0	25.8	13.6	21.8	0.0322	0.0076	12.2	0.0115
25.0	26.1	13.0	22.9	0.0279	0.0069	12.0	0.0114
30.0	26.3	12.8	23.6	0.0253	0.0063	11.9	0.0113
35.0	26.3	12.3	24.0	0.0249	0.0059	11.5	0.0110
40.0	26.4	12.0	24.3	0.0203	0.0055	11.2	0.0108
45.0	26.4	11.9	24.5	0.0221	0.0054	11.2	0.0108
50.0	26.7	11.7	24.5	0.0201	0.0051	11.0	0.0108
55.0	26.1	12.4	24.5	0.0207	-----	-----	-----
60.0	26.1	11.5	24.5	0.0199	0.0051	11.0	0.0106

Figura : 4

$$Sh = 0.12433$$

$$Nu = 0.14231$$

$$K_m = 0.52651 \text{ m/min}$$

$$K_m = 31.591 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.15831 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 9.498 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 3 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Poliester L = 2.0 cm. G = 28.8 lt/min. dp = 0.0323 cm. W = 25.54 g. Re = 3.994 L_f = 3.7 cm. Te = 17.0°C. ρ_p = 1.355 g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	19.8	7.4		0.0532	0.0034	7.4	0.0083
5.0	18.9	13.8	13.2	0.0329	0.0108	12.0	0.0114
10.0	18.3	11.3	13.0	0.0181	0.0080	9.3	0.0095
15.0	18.3	10.6	13.2	0.0075	0.0072	8.6	0.0090
20.0	17.7	9.2	13.0	0.0052	0.0060	7.3	0.0083
25.0	18.0	8.6	14.2	0.0044	0.0052	7.0	0.0081
30.0	18.5	8.1	15.6	0.0037	0.0046	7.0	0.0081
35.0	18.9	7.6	16.2	0.0031	0.0039	6.4	0.0077
40.0	19.2	7.5	16.9	0.0032	0.0036	6.4	0.0077
45.0	19.6	7.4	17.3	0.0038	0.0034	6.3	0.0077
50.0	19.9	7.0	17.6	0.0023	0.0029	6.0	0.0075
55.0	19.9	7.0	17.8	0.0032	0.0029	6.1	0.0075
60.0	19.9	7.0	17.9	0.0030	0.0029	6.2	0.0076

Figura : 5

$$Sh = 0.09052$$

$$Nu = 0.11365$$

$$Km = 0.38336 \text{ m/min}$$

$$Km = 23.001 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.12667 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h = 7.600 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

TABLA No. 4 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Poliéster L = 2.0 cm. G = 38.2 lt/min. dp = 0.0323 cm. W = 25.54 g. Re = 5.298 L_f = 4.8 cm. Te = 22.5°C. ρ_p = 1.355 g/cm³.

t	Ts	Tw	Ts1	H	Y	Twc	Ywc
0.0	24.7	10.2		0.0773	0.0042	10.2	0.0101
5.0	22.0	14.7	14.8	0.0223	0.0107	12.3	0.0116
10.0	21.6	11.2	17.7	0.0069	0.0065	9.7	0.0098
15.0	23.1	10.2	20.2	0.0061	0.0048	9.0	0.0093
20.0	23.7	9.0	21.1	0.0052	0.0034	8.0	0.0085
25.0	24.3	9.0	21.7	0.0049	0.0031	7.9	0.0086
30.0	24.6	9.5	22.0	-----	0.0035	8.4	0.0089
35.0	24.6	8.5	22.2	0.0034	0.0028	7.8	0.0085
40.0	24.8	8.5	22.3	0.0030	0.0025	7.8	0.0085
45.0	24.5	8.4	22.4	0.0032	0.0025	7.7	0.0085
50.0	24.5	8.4	22.4	0.0029	0.0025	7.7	0.0085
55.0	24.3	8.3	22.4	0.0041	0.0025	7.7	0.0085
60.0	24.5	8.3	22.4	0.0029	0.0024	7.8	0.0085

Figura : 5

$$Sh = 0.23973$$

$$Nu = 0.21386$$

$$K_m = 1.01526 \text{ m/min}$$

$$K_m = 80.915 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.23792 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 14.275 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 5 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Ladrillo $L = 2.0$ cm. $G = 28.8$ lt/mín.
 $dp = 0.0323$ cm. $W = 39.77$ g. $Re = 3.994$ $L_f = 2.6$ cm. $Te = 19.0^{\circ}C$.
 $\rho_p = 2.398$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	21.7	9.7		0.1244	0.0049	9.7	0.0098
5.0	21.1	15.4	14.2	0.0952	0.0120	13.2	0.0124
10.0	19.7	13.4	11.3	0.0733	0.0098	10.3	0.0101
15.0	18.5	12.4	10.1	0.0500	0.0092	9.4	0.0095
20.0	17.9	12.0	9.9	0.0228	0.0090	9.1	0.0094
25.0	18.1	9.4	11.0	0.0010	0.0060	6.5	0.0077
30.0	19.7	7.6	15.8	0.0018	0.0037	6.1	0.0075
35.0	20.7	7.6	17.6	0.0020	0.0033	6.4	0.0077
40.0	21.2	7.5	18.4	0.0020	0.0028	6.2	0.0076
45.0	21.6	7.5	18.8	0.0015	0.0027	6.2	0.0076
50.0	21.6	7.5	19.1	0.0013	0.0027	6.4	0.0077
55.0	21.7	7.5	19.2	0.0015	0.0026	6.4	0.0077
60.0	21.7	7.5	19.4	0.0017	0.0026	6.5	0.0077

Figura : 6

$$Sh = 0.22739$$

$$Nu = 0.13715$$

$$Km = 0.96300 \text{ m/mín}$$

$$Km = 57.780 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.15259 \text{ Kcal/mín m}^2 \text{ }^{\circ}C$$

$$h = 9.155 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^{\circ}C$$

TABLA No. 6 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Ladrillo $L = 2.0$ cm. $G = 38.2$ lt/min.
 $d_p = 0.0323$ cm. $W = 39.77$ g. $Re = 5,298$ $L_f = 3.8$ cm. $Te = 20.5^\circ C$.
 $\rho_p = 2.398$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	20.6	6.9		0.1342	0.0025	6.9	0.0080
5.0	18.1	13.0	12.2	0.0892	0.0101	11.0	0.0106
10.0	16.3	11.6	10.1	0.0559	0.0092	9.3	0.0095
15.0	15.3	10.7	9.2	0.0207	0.0086	8.4	0.0089
20.0	16.2	5.8	12.4	0.0017	0.0030	3.9	0.0065
25.0	18.3	5.5	15.8	0.0008	0.0031	4.8	0.0069
30.0	19.1	5.6	18.0	0.0014	0.0019	5.2	0.0071
35.0	19.3	5.7	18.3	0.0016	0.0020	5.4	0.0072
40.0	19.5	5.7	18.4	0.0011	0.0018	5.2	0.0071
45.0	19.5	5.7	18.5	0.0010	0.0018	5.3	0.0071
50.0	19.5	5.8	18.5	0.0011	0.0019	5.4	0.0072
55.0	19.5	5.8	18.5	0.0006	0.0019	5.4	0.0072

Figura : 6

$$Sh = 0.36714$$

$$Nu = 0.55942$$

$$K_m = 1.55484 \text{ m/min}$$

$$K_m = 93.290 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.62236 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ C$$

$$h = 37.341 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ C$$

TABLA No. 7 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Carbón L = 4.0 cm. G = 23.5 lt/min.

dp = 0.0323 cm. W = 62.43 g. Re = 3.259 L_f = 5.7 cm. Te = 22.5°C.

$\rho_p = 1.357 \text{ g/cm}^3$.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	23.5	9.6		0.0915	0.00395	9.6	0.0097
5.0	23.1	14.3	14.3	0.0589	0.0098	11.5	0.0110
10.0	23.1	12.7	14.8	0.0587	0.0076	9.7	0.0098
15.0	23.1	11.7	15.7	0.0513	0.0063	8.7	0.0091
20.0	23.1	11.4	16.4	0.0449	0.0061	8.8	0.0092
30.0	23.1	9.7	18.0	0.0354	0.0043	7.5	0.0085
40.0	23.3	9.1	19.3	0.0295	0.0036	7.6	0.0086
50.0	23.4	8.8	20.2	0.0287	0.0033	7.5	0.0085
60.0	23.4	8.4	20.8	0.0232	0.0031	7.6	0.0086
70.0	23.1	8.2	21.2	0.0233	0.0028	7.5	0.0085
80.0	23.5	8.2	21.5	0.0226	0.0026	7.5	0.0083

Figura : 7

$$Sh = 0.08835$$

$$Nu = 0.07945$$

$$Km = 0.28946 \text{ m/min}$$

$$Km = 17.368 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.08838 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 5.303 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 8 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Carbón L = 4.0 cm. G = 38.2 lt/min.
 $\rho_p = 0.0323$ cm. W = 62.43 g. Re = 5.298 $L_f = 7.2$ cm. $T_e = 21.0^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 1.357$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	23.0	9.0		0.0875	0.0036	9.0	0.0093
5.0	20.5	12.5	14.2	0.0537	0.0085	10.1	0.0100
10.0	19.0	10.2	13.8	0.0514	0.0065	9.2	0.0089
15.0	19.4	9.0	15.0	0.0408	0.0051	7.2	0.0082
30.0	20.9	7.4	18.5	0.0251	0.0028	6.2	0.0078
45.0	21.5	6.9	19.7	0.0214	0.0021	6.0	0.0075
60.0	21.6	6.4	20.2	0.0183	0.0019	6.0	0.0075
75.0	21.8	6.9	20.4	0.0155	0.0020	6.2	0.0076
90.0	22.2	7.1	20.7	0.0147	0.0020	6.3	0.0077
105.0	22.8	7.4	21.2	0.0142	0.0021	6.8	0.0079
120.0	22.7	7.4	21.4	0.0139	0.0022	7.0	0.0081
135.0	23.0	7.5	21.4	0.0122	0.0021	6.8	0.0079
150.0	22.7	7.5	21.5	0.0136	0.0022	7.0	0.0081

Figura : 7

$$Sh = 0.11673$$

$$Nu = 0.11898$$

$$K_m = 0.49433 \text{ m/min}$$

$$K_m = 29.659 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.13237 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 7.942 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 9 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Poliester L = 4.0 cm. G = 28.8 lt/min. dp = 0.0323 cm. W = 51.08 g. Re = 3.994 L_f = 7.2 cm. Te = 21.0°C. ρ_p = 1.355 g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	23.8	9.4		0.0612	0.0038	9.4	0.0095
5.0	22.5	16.1	16.1	0.0360	0.0123	14.1	0.0131
10.0	20.9	14.5	12.7	0.0125	0.0109	11.8	0.0112
15.0	19.9	11.8	12.9	0.0142	0.0080	9.3	0.0095
20.0	20.1	10.2	14.8	0.0095	0.0061	8.1	0.0067
25.0	20.9	9.3	16.5	0.0091	0.0048	7.6	0.0085
30.0	21.4	8.8	17.9	0.0091	0.0041	7.3	0.0083
35.0	21.7	8.3	18.9	0.0070	0.0035	7.2	0.0082
40.0	22.2	7.9	19.7	0.0089	0.0029	7.0	0.0081
45.0	22.5	7.9	20.1	0.0062	0.0027	6.9	0.0080
50.0	22.7	8.0	20.5	0.0080	0.0028	7.2	0.0082
55.0	23.0	8.0	20.7	0.0075	0.0027	7.2	0.0082
60.0	23.0	8.0	20.9	0.0058	0.0027	7.3	0.0083

Figura : 8

$$Sh = 0.09984$$

$$Nu = 0.18329$$

$$Km = 0.42285 \text{ m/min}$$

$$Km = 25.371 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.20393 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 12.235 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 10 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Poliester L = 4.0 cm. G = 38.2 lt/min.
 $d_p = 0.0323$ cm. W = 51.08 g. Re = 5.298 $L_f = 8.9$ cm. $T_e = 21.0^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 1.355$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	23.8	9.4		0.0591	0.0037	9.4	0.0095
5.0	21.0	13.7	17.2	0.0481	0.0098	12.5	0.0117
10.0	20.6	11.9	18.8	0.0122	0.0077	10.4	0.0102
15.0	20.9	10.5	17.8	0.0071	0.0060	9.3	0.0095
20.0	21.9	10.2	19.3	0.0065	0.0053	9.1	0.0094
25.0	22.4	9.6	20.2	0.0063	0.0045	8.7	0.0091
30.0	22.6	8.3	20.6	0.0058	0.0032	7.6	0.0085
35.0	22.9	8.2	20.9	0.0045	0.0030	7.5	0.0084
40.0	23.1	8.3	21.1	0.0050	0.0030	7.7	0.0085
45.0	23.2	8.2	21.2	0.0046	0.0028	7.5	0.0084
50.0	23.4	8.2	21.3	0.0042	0.0028	7.6	0.0085
55.0	23.5	8.2	21.4	0.0048	0.0027	7.6	0.0085
60.0	23.3	8.2	21.4	0.0038	0.0028	7.7	0.0085

Figura : 8 .

$$Sh = 0.09838$$

$$Nu = 0.10370$$

$$K_m = 0.41668 \text{ m/min}$$

$$K_m = 24.999 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.11537 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 6.922 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 11 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Ladrillo $L = 4.0$ cm. $G = 28.8$ lt/min. $d_p = 0.0323$ cm. $W = 79.54$ g. $Re = 3.994$ $L_f = 6.2$ cm. $Te = 17.0^\circ C$. $\rho_p = 2.368$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	17.0	5.0		0.1084	0.0021	5.0	0.0070
5.0	16.0	12.5	11.0	0.1010	0.0103	10.7	0.0104
10.0	14.9	11.0	9.0	0.0893	0.0090	8.7	0.0091
15.0	14.4	10.2	8.1	0.0791	0.0084	7.8	0.0085
20.0	14.3	9.9	7.6	0.0694	0.0081	7.3	0.0083
25.0	13.7	9.7	7.2	0.0585	0.0078	6.9	0.0080
30.0	13.4	9.1	7.0	0.0460	0.0077	6.6	0.0078
35.0	13.1	9.0	7.0	0.0359	0.0076	6.5	0.0077
40.0	13.0	8.9	6.9	0.0236	0.0075	6.4	0.0077
45.0	13.1	8.9	7.0	0.0160	0.0075	6.4	0.0077
50.0	13.1	8.4	7.1	0.0044	0.0071	6.0	0.0075
55.0	14.1	3.7	10.5	0.0031	-----	-----	-----
65.0	15.9	3.7	14.6	0.0019	-----	-----	-----

Figura : 9

$$Sh = 0.16181$$

$$Nu = 0.15781$$

$$K_m = 0.68443 \text{ m/min}$$

$$K_m = 41.065 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.17558 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ C$$

$$h = 10.534 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ C$$

TABLA No. 12 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Ladrillo L = 4.0 cm. G = 38.2 lt/min.
 dp = 0.0323 cm. W = 79.54 g. Re = 5.298 L_i = 7.5 cm. Te = 21.0°C.
 $\rho_p = 2.398 \text{ g/cm}^3$.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	24.0	8.7		0.0737	0.0031	8.8	0.0092
5.0	21.1	15.3	13.7	0.0540	0.0118	12.9	0.0121
10.0	18.7	13.6	11.0	0.0362	0.0105	10.9	0.0108
15.0	17.9	12.6	10.2	0.0153	0.0096	9.8	0.0098
20.0	18.4	7.9	12.5	0.0025	0.0044	5.5	0.0073
25.0	21.2	7.6	18.0	0.0021	0.0031	6.4	0.0077
30.0	22.4	7.7	19.9	0.0021	0.0027	6.8	0.0077
35.0	22.9	7.7	20.8	0.0018	0.0025	7.0	0.0081
40.0	23.4	8.0	21.0	0.0023	0.0025	7.1	0.0081
45.0	23.6	8.0	21.3	0.0021	0.0024	7.1	0.0081
50.0	23.9	7.9	21.4	0.0018	0.0022	7.0	0.0081
55.0	24.3	7.9	21.6	0.0026	0.0020	6.8	0.0079
60.0	24.7	8.0	21.7	0.0018	0.0020	6.9	0.0080

Figura : 9

$$Sh = 0.22673$$

$$Nu = 0.38490$$

$$Km = 0.96019 \text{ m/min}$$

$$Km = 57.611 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.42820 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 25.692 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 13 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Carbón $L = 8.0$ cm. $G = 20.8$ lt/min.
 $d_p = 0.0323$ cm. $W = 93.64$ g. $Re = 2.885$ $L_f = 7.6$ cm. $Te = 23.0^\circ C$.
 $\rho_p = 1.357$ g/cm³.

t	T_s	T_w	T_{sl}	H	Y	T_{wc}	Y_{wc}
0.0	22.1	8.3		0.0806	0.0033	8.3	0.0089
5.0	22.7	18.8	20.1	0.0631	0.0162	18.1	0.0170
10.0	22.0	16.0	16.7	0.0590	0.0124	14.3	0.0133
15.0	21.5	14.8	15.4	0.0554	0.0108	12.7	0.0119
30.0	20.6	12.7	14.8	0.0452	0.0087	10.6	0.0104
45.0	20.7	11.5	15.8	0.0386	0.0072	9.6	0.0097
60.0	21.5	11.0	17.1	0.0281	0.0064	9.3	0.0095
75.0	21.7	10.4	18.3	0.0228	0.0056	9.1	0.0094
90.0	22.5	9.6	19.2	0.0218	0.0045	8.4	0.0089
105.0	22.4	10.5	19.9	0.0186	0.0054	9.5	0.0096
120.0	22.6	10.2	20.3	0.0172	0.0051	9.3	0.0095
135.0	22.6	9.5	20.6	0.0185	0.0043	8.4	0.0089
150.0	23.4	9.4	20.9	0.0184	0.0039	8.1	0.0087

Figura : 10

$$Sh = 0.02991$$

$$Nu = 0.04851$$

$$K_m = 0.12668 \text{ m/min}$$

$$K_m = 7.601 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.05397 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ C$$

$$h = 3.238 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ C$$

TABLA No. 14 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Carbón L = 6.0 cm. G = 38.2 lt/min.
 $d_p = 0.0323$ cm. W = 93.64 g. Re = 5.298 $L_f = 11.7$ cm. $T_e = 22.0^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 1.357$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	24.4	11.0		0.1049	0.0052	11.0	0.0165
5.0	21.1	15.4	15.0	0.0808	0.0119	13.4	0.0125
10.0	19.8	14.1	13.0	0.0813	0.0109	11.9	0.0113
15.0	19.4	13.0	13.3	0.0872	0.0095	10.9	0.0105
30.0	20.2	10.5	16.6	0.0427	0.0053	9.1	0.0094
45.0	21.6	9.8	19.2	0.0301	0.0051	9.0	0.0093
60.0	22.3	9.5	20.6	0.0253	0.0044	8.8	0.0092
75.0	23.2	10.0	21.4	0.0249	0.0045	9.2	0.0094
90.0	23.4	8.9	22.0	0.0205	0.0034	8.3	0.0089
105.0	23.4	8.9	22.2	0.0204	0.0034	8.4	0.0089
120.0	23.3	8.9	22.2	0.0181	0.0034	8.4	0.0089
135.0	23.2	8.9	22.2	0.0182	0.0034	8.4	0.0089

Figura :10

$$Sh = 0.07522$$

$$Nu = 0.08138$$

$$K_m = 0.31857 \text{ m/min}$$

$$K_m = 19.114 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.09054 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 5.432 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 15 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Políester L = 6.0 cm. G = 28.8 lt/mín.
 $d_p = 0.0323$ cm. W = 76.61 g. Re = 3.994 $L_f = 7.6$ cm. Te = 20.0°C.
 $\rho_p = 1.355$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	22.0	8.6		0.0269	0.0037	8.6	0.0060
5.0	19.8	15.4	14.6	0.0145	0.0124	13.7	0.0127
10.0	19.1	12.7	13.6	0.0065	0.0093	10.7	0.0104
15.0	19.1	10.6	14.2	0.0056	0.0069	8.7	0.0091
20.0	19.5	8.2	15.8	0.0048	0.0043	6.8	0.0079
25.0	20.0	7.5	17.3	0.0054	0.0033	6.2	0.0076
30.0	20.3	8.0	18.2	0.0038	0.0037	7.2	0.0082
35.0	20.7	7.4	18.8	0.0033	0.0030	6.7	0.0078
40.0	21.1	7.4	19.1	0.0030	0.0028	6.5	0.0077
45.0	21.3	7.4	19.4	0.0025	0.0027	6.6	0.0078
50.0	21.4	7.6	19.6	0.0022	0.0030	7.0	0.0081
55.0	21.5	7.3	19.8	0.0023	0.0025	6.6	0.0078
60.0	21.6	7.3	19.9	0.0018	0.0025	6.7	0.0078

Figura : 11

$$Sh = 0.04653$$

$$Nu = 0.09364$$

$$Km = 0.20563 \text{ m/mín}$$

$$Km = 12.337 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.10419 \text{ Kcal/mín m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 6.251 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 16 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Poliester L = 6.0 cm. G = 38.2 lt/min. dp = 0.0323 cm. W = 76.61 g. Re = 5.298 L_f = 9.4 cm. Te = 20.5°C. P_p = 1.355 g/cm³.

L	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	22.5	9.5		0.0391	0.0043	9.5	0.0096
5.0	19.6	15.5	14.6	0.0258	0.0126	13.8	0.0128
10.0	18.7	11.7	14.1	0.0249	0.0083	10.0	0.0099
15.0	17.8	10.4	12.2	0.0119	0.0072	8.2	0.0088
20.0	19.0	8.7	15.7	0.0089	0.0049	7.4	0.0083
25.0	20.0	8.4	17.7	0.0066	0.0043	7.5	0.0084
30.0	20.6	8.3	18.8	0.0066	0.0040	7.6	0.0085
35.0	20.9	8.1	19.4	0.0059	0.0036	7.5	0.0084
40.0	21.1	8.0	19.7	0.0054	0.0034	7.5	0.0084
45.0	21.3	8.0	19.8	0.0046	0.0034	7.5	0.0084
50.0	21.3	7.7	20.0	0.0054	0.0031	7.3	0.0083
55.0	21.3	7.3	20.0	0.0046	0.0026	6.8	0.0079
60.0	21.2	7.3	20.1	0.0053	0.0026	6.8	0.0079

Figura : 11

$$Sh = 0.07432$$

$$Nu = 0.12419$$

$$K_m = 0.31476 \text{ m/min}$$

$$K_m = 18.885 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.13817 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 8.290 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 17 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Ladrillo $L = 6.0$ cm. $G = 28.8$ lit/min.
 $d_p = 0.0323$ cm. $W = 119.31$ g. $Re = 3.994$ $L_f = 8.3$ cm. $Te = 19.0^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 2.398$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	21.5	8.3		0.0838	0.0036	8.3	0.0089
5.0	20.5	16.7	15.2	0.0736	0.0139	15.1	0.0140
10.0	18.6	13.9	11.8	0.0812	0.0111	11.7	0.0112
15.0	17.8	12.7	10.0	0.0560	0.0098	9.9	0.0099
20.0	17.3	12.1	9.5	0.0463	0.0093	9.2	0.0094
25.0	17.1	11.9	9.2	0.0349	0.0092	9.0	0.0093
30.0	16.9	11.7	9.1	0.0275	0.0090	8.8	0.0092
35.0	16.7	11.6	9.0	0.0176	0.0090	8.7	0.0091
40.0	16.7	11.4	9.0	0.0081	0.0087	8.4	0.0089
45.0	17.1	7.4	10.6	0.0020	0.0044	4.8	0.0068
50.0	18.8	6.1	14.9	0.0011	0.0026	4.6	0.0063
55.0	19.6	6.3	16.9	0.0010	0.0024	5.2	0.0071
60.0	17.8	6.3	17.8	0.0027	0.0023	5.4	0.0072

Figura : 12

$$Sh = 0.12464$$

$$Nu = 0.12473$$

$$Km = 0.52768 \text{ m/min}$$

$$Km = 31.672 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.01388 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 8.328 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 18 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Ladrillo L = 6.0 cm. G = 38.2 lt/min.
 $d_p = 0.0323$ cm. W = 119.31 g. Re = 5.298 $L_f = 11.1$ cm. Te = 23.0°C.
 $\rho_p = 2.398$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	25.7	11.6		0.1064	0.0053	11.6	0.0111
5.0	22.3	16.8	15.5	0.0890	0.0133	14.7	0.0136
10.0	19.9	14.9	12.6	0.0749	0.0117	12.5	0.0117
15.0	18.9	14.0	11.8	0.0598	0.0111	11.7	0.0112
20.0	18.5	12.3	11.4	0.0443	0.0092	9.8	0.0098
25.0	18.4	12.0	11.2	0.0289	0.0087	9.2	0.0094
30.0	18.2	12.8	11.1	0.0137	0.0098	10.2	0.0101
35.0	18.4	7.7	13.1	0.0047	0.0043	5.8	0.0072
40.0	21.1	7.5	16.8	0.0040	0.0030	7.1	0.0081
45.0	23.4	8.0	21.2	0.0043	0.0025	7.2	0.0082
50.0	24.4	8.0	22.0	0.0039	0.0021	7.1	0.0081
55.0	24.4	8.0	22.5	0.0041	0.0021	7.3	0.0083
60.0	24.8	8.6	22.8	0.0013	0.0024	7.6	0.0085

Figura : 12

$$Sh = 0.22422$$

$$Nu = 0.15254$$

$$K_m = 0.94956 \text{ m/min}$$

$$K_m = 56.973 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.16970 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 10.182 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 19 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Café L = 2.0 cm. G = 28.8 lt./min.

dp = 0.0562 cm. W = 18.24 g. Re = 6.949 L_f = 2.5 cm. Te = 24.0°C.

$\rho_p = 0.798 \text{ g/cm}^3$.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	26.1	11.1		0.2621	0.0046	11.1	0.0107
5.0	24.3	17.7	17.0	0.1814	0.0137	15.7	0.0146
10.0	23.0	16.3	15.1	0.1671	0.0124	13.8	0.0129
15.0	22.5	15.4	15.0	0.1422	0.0113	13.0	0.0139
20.0	22.8	14.9	16.9	0.1143	0.0106	12.3	0.0117
25.0	23.6	14.4	18.8	0.1013	0.0097	12.9	0.0121
30.0	24.5	14.0	20.8	0.0902	0.0088	12.9	0.0121
35.0	25.1	13.5	21.8	0.0789	0.0078	12.4	0.0117
40.0	25.5	13.2	22.4	0.0762	0.0073	12.2	0.0115
45.0	25.8	12.9	23.1	0.0676	0.0067	11.9	0.0113
50.0	26.0	12.9	23.5	0.0621	0.0066	12.0	0.0114
55.0	26.1	12.8	23.9	0.0582	0.0064	11.8	0.0112
50.0	26.4	12.8	24.1	0.0592	0.0063	11.9	0.0113

Figura : 13

$$Sh = 0.19371$$

$$Nu = 0.26130$$

$$K_m = 0.47147 \text{ m/min}$$

$$K_m = 28.288 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.16707 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h = 10.024 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

TABLA No. 20 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Café $L = 2.0$ cm. $G = 38.2$ lt/min.
 $d_p = 0.0552$ cm. $W = 18.24$ g. $Re = 9.218$ $L_f = 3.1$ cm. $T_e = 20.0^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 0.798$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	22.4	7.9		0.1678	0.0029	7.9	0.0085
5.0	18.7	11.2	9.6	0.1234	0.0072	7.3	0.0082
10.0	18.5	8.2	10.7	0.0854	0.0047	5.0	0.0070
15.0	19.2	7.3	13.9	0.0630	0.0034	5.9	0.0074
20.0	19.7	7.0	16.8	0.0753	0.0029	5.8	0.0074
25.0	20.2	7.1	17.5	0.0689	0.0029	6.2	0.0076
30.0	20.7	7.1	18.1	0.0599	0.0026	5.9	0.0074
35.0	20.8	6.8	18.6	0.0578	0.0021	5.6	0.0073
40.0	21.0	6.7	19.0	0.0546	0.0022	5.8	0.0074
45.0	21.0	7.0	19.1	0.0614	0.0024	6.1	0.0075
50.0	21.1	6.4	19.2	0.0492	0.0019	5.7	0.0073
55.0	21.2	6.6	19.8	0.0451	0.0020	6.0	0.0075
60.0	21.2	6.6	20.0	0.0447	0.0020	6.0	0.0075

Figura : 13

$$Sh = 0.29408$$

$$Nu = 0.26306$$

$$Km = 0.71577 \text{ m/min}$$

$$Km = 42.946 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.16619 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 10.092 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 21 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Resina L = 2.0 cm. G = 28.8 lt/min.
 $d_p = 0.0562$ cm. W = 20.67 g. Re = 6.949 $L_t = 2.8$ cm. $T_e = 20.0^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 1.078$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	22.2	8.6		1.5007	0.0038	8.6	0.0090
5.0	20.6	15.2	14.8	1.3697	0.0118	13.3	0.0124
10.0	18.7	13.4	11.3	1.2867	0.0103	10.8	0.0105
15.0	17.9	12.8	10.2	1.2178	0.0099	10.1	0.0100
30.0	17.3	12.1	9.1	0.8895	0.0092	9.0	0.0093
45.0	18.3	12.0	9.1	0.5980	0.0088	8.6	0.0090
60.0	19.0	11.8	9.6	0.3583	0.0034	8.4	0.0089
75.0	19.0	9.9	12.8	0.1451	0.0062	7.5	0.0084
90.0	22.2	8.9	17.6	0.0590	0.0039	7.1	0.0081
105.0	22.5	8.5	20.0	0.0521	0.0034	7.8	0.0085
120.0	23.4	8.5	20.7	0.0486	0.0031	7.6	0.0085
135.0	23.4	8.9	21.2	0.0552	0.0034	8.0	0.0086
150.0	24.2	8.9	21.6	0.0557	0.0030	7.7	0.0085

Figura : 14

$$Sh = 0.79378$$

$$Nu = 1.50600$$

$$Km = 1.93203 \text{ m/min}$$

$$Km = 115.921 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.96292 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 57.775 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 22 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Resina L = 2.0 cm. G = 38.2 lt/min, dp = 0.0562 cm. W = 20.67 g. Re = 9.218 L_f = 3.3 cm. Te = 19.0°C. ρ_p = 1.078 g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	20.3	7.3		1.2449	0.0030	7.3	0.0083
5.0	17.6	12.8	12.4	1.1460	0.0100	11.0	0.0108
10.0	15.6	10.9	9.4	1.0292	0.0087	6.6	0.0090
20.0	14.8	10.0	8.1	0.7529	0.0081	7.5	0.0084
30.0	14.8	9.8	8.2	0.5383	0.0078	7.2	0.0082
45.0	16.0	8.8	9.9	0.1887	0.0063	6.4	0.0077
60.0	18.9	7.3	15.8	0.0552	0.0036	6.0	0.0075
75.0	20.8	7.1	18.8	0.0483	0.0026	6.1	0.0075
90.0	21.8	7.4	19.5	0.0346	0.0026	6.5	0.0077
105.0	21.6	6.9	19.6	0.0358	0.0020	6.0	0.0075
120.0	21.5	6.9	19.8	0.0381	0.0021	6.2	0.0076
135.0	21.2	6.9	19.9	0.0351	0.0022	6.2	0.0076
150.0	21.2	6.5	19.9	0.0373	0.0040	6.0	0.0086

Figura : 14

$$Sh = 0.72894$$

$$Nu = 0.58582$$

$$Km = 1.77421 \text{ m/min}$$

$$Km = 106.452 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.37458 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 22.474 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 23 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Café L = 4.0 cm. G = 28.8 lt/min.

dp = 0.0562 cm. W = 36.48 g. Re = 6.949 L_f = 4.9 cm. T_e = 24.0°C.
 $\rho_p = 0.798 \text{ g/cm}^3$.

t	T _s	T _w	T _{s1}	H	Y	T _{wc}	Y _{wc}
0.0	26.0	11.6		0.2165	0.0052	11.6	0.0111
5.0	25.4	19.0	20.1	0.1939	0.0153	17.5	0.0163
10.0	23.8	16.9	16.9	0.1593	0.0128	14.8	0.0137
15.0	23.2	15.8	16.2	0.1299	0.0116	13.6	0.0126
20.0	23.4	14.6	16.6	0.1192	0.0100	12.4	0.0117
30.0	24.6	13.8	19.4	0.0923	0.0084	12.0	0.0113
40.0	25.6	13.6	21.6	0.0813	0.0077	12.1	0.0114
50.0	26.2	13.2	22.8	0.0682	0.0070	12.0	0.0113
60.0	26.4	13.0	23.6	0.0661	0.0066	12.0	0.0113
70.0	26.6	12.6	23.9	0.0609	0.0066	12.1	0.0114
80.0	27.0	12.3	24.2	0.0569	0.0056	11.3	0.0108
90.0	27.1	12.1	24.6	0.0547	0.0053	11.2	0.0108
100.0	27.2	12.1	24.6	0.0545	0.0052	11.1	0.0107

Figura : 15

$$Sh = 0.12929$$

$$Nu = 0.15736$$

$$K_m = 0.31227 \text{ m/min}$$

$$K_m = 18.736 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.10062 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 6.037 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 24 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Café L = 4.0 cm. G = 38.2 lit/min.
 $d_p = 0.0562$ cm. W = 36.48 g. Re = 9.218 $L_f = 5.5$ cm. $T_e = 24.0^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 0.798$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	26.7	12.2		0.2011	0.0056	12.2	0.0115
5.0	23.8	17.2	17.5	0.1574	0.0132	15.3	0.0142
10.0	21.9	15.0	15.2	0.1272	0.0111	12.9	0.0121
15.0	21.7	13.7	16.0	0.1081	0.0095	11.8	0.0112
20.0	22.3	13.1	17.8	0.0973	0.0085	11.6	0.0111
25.0	23.0	12.9	19.3	0.0874	0.0079	11.6	0.0111
30.0	23.4	12.5	20.3	0.0779	0.0073	11.4	0.0109
40.0	24.1	12.3	21.5	0.0703	0.0068	11.4	0.0109
50.0	24.4	12.1	22.1	0.0627	0.0064	11.3	0.0108
60.0	24.6	12.1	22.4	0.0571	0.0063	11.2	0.0107
70.0	25.0	12.3	22.9	0.0549	0.0064	11.5	0.0111
80.0	24.8	12.3	22.9	0.0534	0.0065	11.6	0.0111
90.0	24.9	11.8	23.0	0.0502	0.0059	11.1	0.0106

Figura : 15

$$Sh = 0.20028$$

$$Nu = 0.22096$$

$$K_m = 0.48748 \text{ m/min}$$

$$K_m = 29.249 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.14127 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 8.477 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 25 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Resina L = 4.0 cm. G = 28.8 lt/min.
 $dp = 0.0562$ cm. W = 41.34 g. Re = 6.949 $L_f = 5.4$ cm. $Te = 19.0^{\circ}C$.
 $\rho_p = 1.078$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	22.1	9.3		0.6374	0.0043	9.3	0.0095
5.0	20.5	15.5	15.0	0.6282	0.0123	13.7	0.0127
10.0	19.1	13.7	11.6	0.5911	0.0106	11.1	0.0107
15.0	18.2	12.6	10.2	0.5574	0.0095	9.7	0.0098
30.0	17.1	11.8	9.0	0.4439	0.0090	8.7	0.0091
45.0	17.1	11.3	9.3	0.3254	0.0085	8.3	0.0089
60.0	16.5	10.1	10.6	0.2182	0.0074	7.7	0.0085
75.0	18.3	9.3	12.5	0.1289	0.0059	7.0	0.0081
90.0	19.3	8.4	14.8	0.0777	0.0046	6.7	0.0078
105.0	20.7	8.0	17.2	0.0535	0.0036	6.6	0.0078
120.0	21.5	7.9	18.9	0.0425	0.0032	7.0	0.0081
135.0	22.0	8.0	19.7	0.0398	0.0031	7.1	0.0081
150.0	22.7	8.0	20.3	0.0402	0.0028	7.1	0.0081

Figura : 16

$$Sh = 0.40904$$

$$Nu = 0.32110$$

$$K_m = 0.99558 \text{ m/min}$$

$$K_m = 59.734 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.20533 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^{\circ}C$$

$$h = 12.319 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^{\circ}C$$

TABLA No. 26 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Resina L = 4.0 cm. G = 38.2 lt/min.
 $d_p = 0.0562$ cm. W = 41.34 g. Re = 9.218 $L_f = 6.4$ cm. $T_e = 19.5^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 1.078$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	22.8	7.6		0.9649	0.0024	7.6	0.0085
5.0	19.6	13.8	13.6	0.8463	0.0105	11.8	0.0112
10.0	17.7	12.0	10.4	0.8097	0.0090	9.2	0.0094
15.0	16.6	11.4	9.5	0.7101	0.0088	8.7	0.0091
30.0	15.8	10.9	8.9	0.5272	0.0085	8.2	0.0088
45.0	16.4	10.9	9.2	0.3301	0.0083	8.1	0.0087
60.0	17.6	9.6	11.7	0.1677	0.0064	7.2	0.0082
75.0	19.6	8.5	15.5	0.0754	0.0046	7.0	0.0081
90.0	21.8	8.3	19.0	0.0455	0.0035	7.3	0.0083
105.0	22.5	8.5	20.0	0.0392	0.0034	7.7	0.0085
120.0	23.1	8.5	21.1	0.0371	0.0031	7.6	0.0085
135.0	23.5	8.5	21.4	0.0352	0.0030	7.7	0.0085
150.0	23.6	8.5	21.7	0.0419	0.0030	7.8	0.0085

Figura : 16

$$Sh = 0.55733$$

$$Nu = 0.51427$$

$$K_m = 1.35653 \text{ m/min}$$

$$K_m = 81.391 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.92882 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 19.729 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 27 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Café $L = 6.0$ cm. $G = 28.8$ lt/min.
 $d_p = 0.0562$ cm. $W = 54.72$ g. $Re = 6.949$ $L_1 = 8.2$ cm. $Te = 22.5^\circ C$.
 $\rho_p = 0.798$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	22.4	7.5		0.1777	0.0023	7.5	0.0084
15.0	20.6	11.7	11.8	0.1137	0.0074	8.2	0.0088
30.0	20.7	8.8	14.1	0.0796	0.0044	8.1	0.0076
45.0	22.1	8.3	18.0	0.0644	0.0034	8.8	0.0079
60.0	23.0	8.0	19.8	0.0559	0.0027	8.8	0.0079
75.0	23.5	7.8	20.6	0.0485	0.0023	8.8	0.0079
90.0	23.8	7.9	21.0	0.0405	0.0024	7.0	0.0081
105.0	24.1	7.8	21.2	0.0392	0.0020	6.7	0.0078
120.0	24.0	6.9	21.4	0.0395	0.0011	5.7	0.0074
135.0	23.4	6.7	21.5	0.0386	0.0013	6.0	0.0075
150.0	23.3	6.7	21.6	0.0392	0.0013	6.0	0.0075
165.0	23.2	6.5	21.6	0.0320	0.0012	5.9	0.0074
180.0	23.2	6.4	21.6	0.0275	0.0011	5.8	0.0073

Figura : 17

$$Sh = 0.10299$$

$$Nu = 0.09132$$

$$Km = 0.25068 \text{ m/min}$$

$$Km = 15.041 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.05838 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ C$$

$$h = 3.503 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ C$$

TABLA No. 28 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Café L = 8.0 cm. G = 38.2 lt/min.

dp = 0.0562 cm. W = 54.72 g. Re = 9.218 L_f = 8.8 cm. Te = 25.0°C.

$\rho_p = 0.798 \text{ g/cm}^3$.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	17.2	14.3		0.1465	0.0122	14.3	0.0133
5.0	24.5	18.3	19.8	0.1508	0.0148	17.1	0.0159
10.0	22.1	16.1	17.7	0.1080	0.0126	14.8	0.0138
15.0	23.0	15.0	18.2	0.0970	0.0108	13.4	0.0126
20.0	23.5	14.6	19.4	0.0885	0.0098	13.2	0.0124
30.0	24.4	13.7	21.4	0.0769	0.0084	12.7	0.0119
40.0	25.2	13.4	22.8	0.0741	0.0076	12.6	0.0118
50.0	25.7	12.8	23.6	0.0625	0.0067	12.0	0.0114
60.0	26.4	12.7	24.2	0.0567	0.0061	11.7	0.0112
70.0	26.4	12.6	24.5	0.0508	0.0062	12.0	0.0114
80.0	26.0	11.9	24.8	0.0508	0.0044	10.3	0.0102
90.0	26.0	11.7	24.6	0.0504	0.0054	10.3	0.0102
100.0	26.4	11.7	24.6	-----	-----	-----	-----

Figura : 17

Sh = 0.15281

Nu = 0.14195

Km = 0.37193 m/min

Km = 22.316 m/hr

h = 0.09076 Kcal/min m² °C

h = 5.445 Kcal/hr m² °C

TABLA No. 29 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Resina L = 6.0 cm. G = 28.8 lt/min.
 $dp = 0.0562$ cm. W = 82.02 g. Re = 6.949 $L_f = 7.9$ cm. $T_e = 22.5^\circ\text{C}$.
 $\rho_p = 1.078$ g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	24.6	9.5		0.6792	0.0035	9.5	0.0096
5.0	24.4	18.5	17.2	0.6909	0.0149	18.4	0.0152
10.0	22.4	18.3	13.6	0.6379	0.0126	13.5	0.0126
15.0	21.2	15.0	12.4	0.5948	0.0114	12.2	0.0115
30.0	20.0	14.4	11.6	0.5018	0.0110	11.5	0.0111
45.0	19.6	14.0	11.2	0.4081	0.0107	11.1	0.0108
60.0	19.3	13.5	11.2	0.3097	0.0102	10.7	0.0104
75.0	19.5	12.6	12.2	0.2388	0.0089	9.9	0.0099
90.0	19.3	11.2	13.6	0.1639	0.0075	9.1	0.0094
105.0	19.9	10.2	15.2	-----	0.0082	8.4	0.0089
120.0	20.4	9.2	17.2	0.0734	0.0049	7.9	0.0086
135.0	21.1	8.5	18.9	0.0568	0.0040	7.6	0.0085
150.0	21.5	8.3	20.1	0.0428	0.0036	7.7	0.0085

Figura : 18

$$Sh = 0.25507$$

$$Nu = 0.63845$$

$$K_m = 0.62084 \text{ m/min}$$

$$K_m = 37.250 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.40823 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 24.493 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

TABLA No. 30 Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones : Sólido : Resina L = 6.0 cm. G = 38.2 lt/min. dp = 0.0562 cm. W = 62.02 g. Re = 9.218 L_f = 8.4 cm. Te = 19.5°C. ρ_p = 1.078 g/cm³.

t	Ts	Tw	Tsl	H	Y	Twc	Ywc
0.0	23.8	10.4		0.4367	0.0048	10.4	0.0102
5.0	20.8	15.9	14.1	0.4057	0.0128	13.9	0.0129
10.0	18.9	13.7	11.8	0.3674	0.0106	11.2	0.0108
15.0	18.0	12.8	11.1	0.3416	0.0099	10.3	0.0101
30.0	17.0	11.6	11.2	0.2452	0.0089	9.5	0.0086
45.0	17.7	10.2	12.9	0.1863	0.0070	8.3	0.0089
60.0	18.8	9.4	14.8	0.1140	0.0057	7.7	0.0085
75.0	20.0	8.8	17.1	0.0766	0.0046	7.6	0.0085
90.0	21.2	8.5	18.9	0.0619	0.0040	7.8	0.0085
105.0	22.0	8.5	20.0	0.0531	0.0036	7.7	0.0085
120.0	22.6	8.5	20.6	0.0492	0.0034	7.7	0.0085
135.0	22.3	8.3	20.8	0.0431	0.0033	7.7	0.0085
150.0	22.3	8.3	20.8	0.0449	0.0033	7.7	0.0085

Figura : 18

$$Sh = 0.39231$$

$$Nu = 0.37288$$

$$K_m = 0.95836 \text{ m/min}$$

$$K_m = 57.321 \text{ m/hr}$$

$$h = 0.23843 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h = 14.305 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

APENDICE A.4

A. 4 TABLAS DE DATOS DE Sh Y Nu EXPERIMENTALES Y POR CORRELACION.

CORRELACIONES PROPUESTAS:

$$Sh = 0.00832 Re^{1.45} (dp/L)^{0.73} (dp/D)^{-0.91} Sc^{0.93}$$

$$Nu = 0.004948 Re^{1.14} (dp/L)^{0.71} (dp/D)^{-0.94} Pr^{0.93}$$

TABLA No. 31 Sh y Nu Experimentales y por correlación para partículas con $dp = 0.0323$ cm.

$$L = 2.0 \text{ cm } dp/L = 1.615(10)^{-2} \quad dp/D = 6.358(10)^{-3} \quad L/D = 3.937(10)^{-1}$$

MATERIAL	Re	Sh _e	Nu _e	Sh _c	Nu _c	ESh (%)	ENu
CARBON	2.885	0.10025	0.20309	0.10018	0.09338	0.07	54.02
CARBON	3.994	0.12433	0.14231	0.14564	0.13536	17.16	4.88
POLIESTER	3.994	0.09052	0.11385	0.14564	0.13536	80.89	18.88
POLIESTER	5.298	0.23973	0.21386	0.20156	0.18678	15.92	12.66
LADRILLO	3.994	0.22739	0.13715	0.14564	0.13536	35.95	1.31
LADRILLO	5.298	0.36714	0.55942	0.20156	0.18678	45.09	66.61

$$L = 4.0 \text{ cm } dp/L = 8.075(10)^{-3} \quad dp/D = 6.358(10)^{-3} \quad L/D = 7.874(10)^{-1}$$

MATERIAL	Re	Sh _e	Nu _e	Sh _c	Nu _c	ESh (%)	ENu
CARBON	3.259	0.06835	0.07945	0.06951	0.06563	1.69	17.39
CARBON	5.298	0.11673	0.11898	0.12153	0.11418	4.11	4.03
POLIESTER	3.994	0.09984	0.18929	0.08781	0.08274	12.04	54.85
POLIESTER	5.298	0.09838	0.10370	0.12153	0.11418	23.52	10.10
LADRILLO	3.994	0.16161	0.15781	0.08781	0.08274	45.66	47.56
LADRILLO	5.298	0.22673	0.38490	0.12153	0.11418	46.40	70.33

$$L = 6.0 \text{ cm } dp/L = 5.383(10)^{-3} \quad dp/D = 6.358(10)^{-3} \quad L/D = 1.181$$

MATERIAL	Re	She	Nue	Shc	Nuc	ESh (%)	ENu
CARBON	2.885	0.02991	0.04851	0.04493	0.04282	50.19	11.73
CARBON	5.298	0.07522	0.08138	0.09038	0.08562	20.16	5.21
POLIESTER	3.994	0.04855	0.09364	0.06531	0.06204	34.52	33.74
POLIESTER	5.298	0.07432	0.12419	0.09038	0.08562	21.61	31.05
LADRILLO	3.994	0.12464	0.12473	0.06531	0.06204	47.60	50.26
LADRILLO	5.298	0.22422	0.15254	0.09038	0.08562	59.01	43.87

TABLA No. 32 Sh y Nu Experimentales y por correlación para partículas con $dp = 0.0562 \text{ cm}$.

$$L = 2.0 \text{ cm } dp/L = 2.810(10)^{-2} \quad dp/D = 1.106(10)^{-2} \quad L/D = 3.937(10)^{-1}$$

MATERIAL	Re	She	Nue	Shc	Nuc	ESh (%)	ENu
CAFE	6.949	0.19371	0.28130	0.24927	0.22408	28.68	14.24
CAFE	9.218	0.29408	0.28306	0.34493	0.30920	17.29	14.54
RESINA	6.949	0.79378	1.50600	0.24927	0.22408	88.59	85.12
RESINA	9.218	0.72894	0.58582	0.34493	0.30920	52.68	47.22

$$L = 4.0 \text{ cm } dp/L = 1.405(10)^{-2} \quad dp/D = 1.106(10)^{-2} \quad L/D = 7.874(10)^{-1}$$

MATERIAL	Re	She	Nue	Shc	Nuc	ESh (%)	ENu
CAFE	6.949	0.12829	0.15736	0.15028	0.13698	17.14	12.95
CAFE	9.218	0.20028	0.22096	0.20796	0.18902	3.83	14.45
RESINA	6.949	0.40904	0.32110	0.15028	0.13698	63.28	57.34
RESINA	9.218	0.55733	0.51427	0.20796	0.18902	62.61	63.24

$$L = 6.0 \text{ cm } dp/L = 9.366(10)^{-3} \text{ } dp/D = 1.108(10)^{-2} \text{ } L/D = 1.181$$

MATERIAL	Re	She	Nue	Shc	Nuc	ESH (%)	ENU
CAFE	6.949	0.10289	0.09132	0.11178	0.10271	8.53	12.46
CAFE	9.218	0.15281	0.14195	0.15468	0.14174	1.22	0.15
RESINA	6.949	0.25507	0.63845	0.11178	0.10271	58.17	83.91
RESINA	9.218	0.39251	0.37288	0.15468	0.14174	60.59	61.99

APENDICE A.5

A.5 CALCULO PARA UNA CORRIDA TIPICA EXPERIMENTAL.

MATERIAL : CARBON

$$dp = 0.0323 \text{ cm}$$

$$G = 28.8 \text{ l/min}$$

$$W = 31.21 \text{ g}$$

$$\rho_p = 1.357 \text{ g/cm}^3$$

$$L = 2.0 \text{ cm}$$

$$Re = 3.994$$

$$dp/L = 1.615(10)^{-2}$$

$$dp/D = 6.358(10)^{-3}$$

$$L/D = 3.937(10)^{-1}$$

$$L_f = 2.9 \text{ cm}$$

1. - Cálculo de la Velocidad Superficial de aire.

$$V_s = \frac{G}{A_t} \quad (\text{A.5.1})$$

$$G = 28,800.0 \text{ cm}^3/\text{min} \quad A_t = \frac{\pi D^2}{4} = (0.785)(5.08)^2 = 20.27 \text{ cm}^2$$

$$V_s = 1,420.82 \text{ cm/min} = 1.4208 \text{ m/min}$$

2. - Cálculo del Número de Reynolds.

$$Re = \frac{dp \rho_a V_s}{\mu_a} \quad (\text{A.5.2})$$

$$\rho_a = 9.4(10)^{-3} \text{ g/cm}^3$$

$$\mu_a = 1.08(10)^{-2} \text{ g/cm min}$$

$$Re = 3.994$$

3.- Cálculo del Número de Schmidt.

Durante este trabajo se considera constante y está definido por :

$$Sc = \frac{\mu_a}{\rho_a Dv_{H_2O-AIRE}} \quad (A.5.3)$$

$$Dv_{H_2O-AIRE} = 13.2 \text{ cm/min}$$

$$Sc = 0.87$$

4.- Cálculo del Número de Prandtl.

También se considera constante y se define como :

$$Pr = \frac{\mu_a Cpa}{Ka} \quad (A.5.4)$$

$$Cpa = 0.25 \text{ cal/g } ^\circ\text{C} \quad Ka = 3.6(10)^{-3} \text{ cal/min cm } ^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0.75$$

5.- Cálculo del Área de Transferencia de Masa y Calor por unidad de volumen de Lecho Fluidizado (período de velocidad constante de secado).

$$a = \frac{S W}{\rho_p dp L_f} \quad (4.7)$$

$$A_f = \frac{a}{A_t} \quad (4.8)$$

$$a = 1,473.21 \text{ cm}^2/\text{cm}^3 \quad A_f = 72.679 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$$
$$A_f = 7267.933 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

6. - Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Masa a partir de la ecuación (4.4).

Con los datos de la Tabla No 2 del Apéndice A.3

$$-\frac{dH}{dt} = 7.432(10)^{-3} \text{ Kg H}_2\text{O/Kg s.s.min}$$

Obtenida con los valores correspondientes a 0 y 5 minutos.

Para un tiempo $t = 5.0$ min.:

$$Y_{wc} = 0.0137$$

$$T_{wc} = 14.8$$

$$Y_e = 0.0073 \quad \text{Kg H}_2\text{O/Kg a.s}$$

$$T_e = 24.5 \quad ^\circ\text{C}$$

$$Y_s = 0.0128$$

$$T_s = 17.1$$

$$\Delta Y_{ML} = 0.002804 \quad \Delta T_{ML} = 5.142$$

Con la ecuación (4.4) se Calcula el Coeficiente de Transferencia Masa.

$$K_m = 0.52651 \text{ m/min}$$

$$K_m = 31.591 \text{ m/hr}$$

7. - Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Calor a partir de la ecuación (4.6).

$$\lambda = 586.61 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O (tablas de vapor)}$$

$$h = 0.15831 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h = 9.499 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

8. - Cálculo del Número de Sherwood.

$$Sh = \frac{K_m dp Y}{Dv_{\text{H}_2\text{O-AIRE}}} \quad (\text{A.5.7})$$

$$y = 1 - \frac{P^o}{P_t}$$

$$y = 1 - \frac{20.44}{586.0}$$

fracción mol del componente
no difusible.

$$Sh_e = 0.12433$$

9.- Cálculo del Número de Nusselt.

El Número Nusselt está definido de la siguiente manera:

$$Nu = \frac{h \cdot dp}{K_a}$$

(A.5.8)

$$Nue = 0.14231$$

10.- Cálculo por las Correlaciones de Ayora (1), Ecs. (1.1) y (1.2)

$$Sh_c = 0.14584$$

$$Nuc = 0.13536$$

Error para el Sherwood :

$$ESh = 1 - \frac{Sh_c}{Sh_e}$$

$$ESh = 17.16 \%$$

Error para el Nusselt :

$$ENu = 1 - \frac{Nuc}{Nue}$$

$$ENu = 4.88 \%$$

APENDICE A.6

A. 6 TABLAS DE DATOS PARA EL CALCULO DEL MODELO DE DIFUSION.

TABLA No. 35 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CARBON $Re = 2.885$ $dp = 0.0323$ cm $L = 2.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1000	1.0000	0.9994	Valor de la Función :
5.0	0.0595	0.4774	0.5891	$F = 0.021171$
10.0	0.0487	0.3264	0.3473	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0410	0.2337	0.2047	$\beta = 0.735257$
20.0	0.0360	0.1742	0.1207	$L = 0.187094$
25.0	0.0320	0.1226	0.0711	$K' = 5.9068(10)^{-4} \text{ cm}/\text{min}$
30.0	0.0282	0.0735	0.0419	$H_o = 0.1000$ Kg agua/Kg ss
35.0	0.0260	0.0452	0.0247	$H'' = 0.0225$ Kg agua/Kg ss
40.0	0.0245	0.0258	0.0146	
45.0	0.0235	0.0129	0.0086	
50.0	0.0225	0.0000	0.0051	

TABLA No. 36 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CARBON Re = 3.994 dp = 0.0323 cm L = 2.0 cm

t (min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1070	1.0000	0.9995	Valor de la Función :
5.0	0.0700	0.5771	0.6101	F = 0.002100
10.0	0.0514	0.3646	0.3724	Dm = 5.1(10) ⁻⁵ cm ² /min
15.0	0.0395	0.2286	0.2273	β = 0.710556
20.0	0.0325	0.1486	0.1388	L = 0.174248
25.0	0.0280	0.0971	0.0847	K' = 5.5026(10) ⁻⁴ cm/min
30.0	0.0253	0.0686	0.0517	Ho = 0.1070 Kg agua/Kg ss
35.0	0.0235	0.0457	0.0316	H* = 0.0195 Kg agua/Kg ss
40.0	0.0223	0.0320	0.0193	
45.0	0.0210	0.0171	0.0118	
50.0	0.0205	0.0114	0.0072	

TABLA No. 37 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CARBON Re = 3.259 dp = 0.0323 cm L = 4.0 cm

t (min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.0913	1.0000	0.9998	Valor de la Función :
10.0	0.0573	0.5058	0.5311	F = 0.003228
20.0	0.0450	0.3270	0.3037	Dm = 5.0(10) ⁻⁵ cm ² /min
30.0	0.0355	0.1889	0.1674	β = 0.557450
40.0	0.0295	0.1017	0.0923	L = 0.105795
50.0	0.0265	0.0581	0.0509	K' = 3.2754(10) ⁻⁴ cm/min
60.0	0.0245	0.0291	0.0280	Ho = 0.0913 Kg agua/Kg ss
70.0	0.0235	0.0145	0.0154	H* = 0.0225 Kg agua/Kg ss
80.0	0.0227	0.0029	0.0085	
90.0	0.0225	0.0000	0.0047	

TABLA No. 38 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CARBON $Re = 5.298$ $dp = 0.0323$ cm $L = 4.0$ cm

t (min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle Hm \rangle$	
0.0	0.0875	1.0000	0.9998	Valor de la Función :
10.0	0.0450	0.4429	0.5448	F = 0.017788
20.0	0.0357	0.3047	0.2968	$D_m = 5.0(10)^{-5}$ cm ² /min
30.0	0.0283	0.2054	0.1617	$\beta = 0.562810$
40.0	0.0230	0.1342	0.0881	L = 0.107884
50.0	0.0194	0.0859	0.0480	$K' = 3.34(10)^{-4}$ cm/min
60.0	0.0170	0.0537	0.0252	$H_0 = 0.0875$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0158	0.0349	0.0143	$H^0 = 0.0130$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.0149	0.0225	0.0078	
90.0	0.0145	0.0201	0.0042	
100.0	0.0140	0.0134	0.0023	

TABLA No. 39 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CARBON $Re = 2.885$ $dp = 0.0323$ cm $L = 5.0$ cm

t (min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle Hm \rangle$	
0.0	0.0872	1.0000	0.9999	Valor de la Función :
10.0	0.0599	0.6083	0.7072	F = 0.015874
20.0	0.0495	0.4591	0.5001	$D_m = 4.8(10)^{-5}$ cm ² /min
30.0	0.0430	0.3659	0.3537	$\beta = 0.433852$
40.0	0.0375	0.2809	0.2502	L = 0.063544
50.0	0.0325	0.2152	0.1769	$K' = 1.888(10)^{-4}$ cm/min
60.0	0.0282	0.1535	0.1251	$H_0 = 0.0872$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0245	0.1004	0.0885	$H^0 = 0.0175$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.0220	0.0646	0.0526	
90.0	0.0203	0.0402	0.0443	
100.0	0.0190	0.0215	0.0313	

TABLA No. 40 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CARBON $Re = 5.298$ $dp = 0.0323$ cm $L = 8.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1050	1.0000	0.9999	Valor de la Función :
10.0	0.0800	0.7093	0.6606	$F = 0.002640$
20.0	0.0565	0.4350	0.4365	$D_m = 4.9(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
30.0	0.0432	0.2814	0.2884	$\beta = 0.469714$
40.0	0.0350	0.1850	0.1905	$L = 0.074649$
50.0	0.0297	0.1244	0.1259	$K' = 2.265(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
60.0	0.0253	0.0849	0.0832	$H_0 = 0.1050$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0235	0.0523	0.0549	$H^* = 0.0190$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.0215	0.0291	0.0363	
90.0	0.0205	0.0174	0.0240	
100.0	0.0198	0.0093	0.0158	

TABLA No. 41 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : POLIESTER $Re = 3.994$ $dp = 0.0323$ cm $L = 2.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.0532	1.0000	0.9991	Valor de la Función :
5.0	0.0329	0.5932	0.5190	$F = 0.011516$
10.0	0.0170	0.2745	0.2696	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0073	0.0802	0.1400	$\beta = 0.818509$
20.0	0.0050	0.0341	0.0727	$L = 0.233978$
25.0	0.0040	0.0140	0.0378	$K' = 7.388(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
30.0	0.0035	0.0040	0.0166	$H_0 = 0.0532$ Kg agua/Kg ss
35.0	0.0033	0.0000	0.0102	$H^* = 0.0033$ Kg agua/Kg ss

TABLA No. 42 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : POLIESTER

Re = 5.298

dp = 0.0323 cm

L = 2.0 cm

t(min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$
0.0	0.0773	1.0000	0.9958
5.0	0.0222	0.2584	0.2558
10.0	0.0067	0.0498	0.0057
15.0	0.0053	0.0310	0.0169
20.0	0.0045	0.0202	0.0043
25.0	0.0035	0.0067	0.0011
30.0	0.0030	0.0000	0.0003

Valor de la Función :

F = 0.000758

Dm = $5.1(10)^{-5}$ cm²/min

β = 1.170025

L = 0.512912

K' = $1.619(10)^{-4}$ cm/min

Ho = 0.0773 Kg agua/Kg ss

H^o = 0.0030 Kg agua/Kg ss

TABLA No. 43 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : POLIESTER

Re = 3.994

dp = 0.0323 cm

L = 4.0 cm

t(min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$
0.0	0.0612	1.0000	0.9987
5.0	0.0360	0.5435	0.4636
10.0	0.0125	0.1178	0.2152
15.0	0.0105	0.0815	0.0999
20.0	0.0095	0.0634	0.0464
25.0	0.0090	0.0543	0.0215
30.0	0.0080	0.0362	0.0100
35.0	0.0072	0.0217	0.0046
40.0	0.0065	0.0091	0.0022
45.0	0.0060	0.0000	0.0010

Valor de la Función :

F = 0.018598

Dm = $5.1(10)^{-5}$ cm²/min

β = 0.885968

L = 0.276449

K' = $8.73(10)^{-4}$ cm/min

Ho = 0.0612 Kg agua/Kg ss

H^o = 0.0060 Kg agua/Kg ss

TABLA No. 44 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : POLIESTER $Re = 5.298$

$dp = 0.0323$ cm $L = 4.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$
0.0	0.0591	1.0000	0.9066
5.0	0.0355	0.5717	0.4723
10.0	0.0122	0.1488	0.2233
15.0	0.0074	0.0617	0.1056
20.0	0.0060	0.0363	0.0499
25.0	0.0055	0.0272	0.0236
30.0	0.0050	0.0181	0.0112
35.0	0.0046	0.0109	0.0053
40.0	0.0045	0.0091	0.0025
45.0	0.0040	0.0000	0.0012

Valor de la Función :

$$F = 0.017584$$

$$D_m = 5.1(10)^{-9} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$\beta = 0.875287$$

$$L = 0.259450$$

$$K' = 8.51(10)^{-6} \text{ cm/min}$$

$$H_0 = 0.0591 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

$$H^* = 0.0040 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

TABLA No. 45 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : POLIESTER $Re = 3.994$

$dp = 0.0323$ cm $L = 6.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$
0.0	0.0269	1.0000	0.9990
5.0	0.0145	0.5020	0.5042
10.0	0.0067	0.1888	0.2545
15.0	0.0055	0.1406	0.1284
20.0	0.0048	0.1124	0.0648
25.0	0.0040	0.0803	0.0327
30.0	0.0035	0.0502	0.0165
35.0	0.0032	0.0482	0.0083
40.0	0.0029	0.0361	0.0042
45.0	0.0025	0.0201	0.0021
50.0	0.0023	0.0120	0.0011

Valor de la Función :

$$F = 0.013961$$

$$D_m = 5.1(10)^{-9} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$\beta = 0.836289$$

$$L = 0.244775$$

$$K' = 7.73(10)^{-6} \text{ cm/min}$$

$$H_0 = 0.0269 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

$$H^* = 0.0020 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

TABLA No. 46 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : POLIESTER $Re = 5.298$ $dp = 0.0323$ cm $L = 6.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.0391	1.0000	0.9994	Valor de la Función :
5.0	0.0258	0.6156	0.5960	$F = 0.000840$
10.0	0.0168	0.3555	0.3554	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0117	0.2081	0.2120	$\beta = 0.727129$
20.0	0.0087	0.1214	0.1264	$L = 0.182781$
25.0	0.0068	0.0665	0.0754	$K' = 5.772(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
30.0	0.0057	0.0347	0.0450	$H_0 = 0.0391$ Kg agua/Kg ss
35.0	0.0050	0.0145	0.0208	$H^* = 0.0045$ Kg agua/Kg ss
40.0	0.0048	0.0087	0.0160	
45.0	0.0047	0.0058	0.0095	
50.0	0.0046	0.0029	0.0057	

TABLA No. 47 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : LADRILLO $Re = 3.994$ $dp = 0.0323$ cm $L = 2.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1244	1.0000	0.9997	Valor de la Función :
5.0	0.0985	0.7893	0.6960	$F = 0.053616$
10.0	0.0743	0.5924	0.4845	$D_m = 5.0(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0500	0.3946	0.3373	$\beta = 0.614868$
20.0	0.0250	0.1912	0.2348	$L = 0.129230$
25.0	0.0089	0.0602	0.1635	$K' = 4.001(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
30.0	0.0025	0.0081	0.1138	$H_0 = 0.1244$ Kg agua/Kg ss
35.0	0.0015	0.0000	0.0792	$H^* = 0.0015$ Kg agua/Kg ss

TABLA No. 48 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : LADRILLO $Re = 5.298$ $dp = 0.0323$ cm $L = 2.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1342	1.0000	0.9994	Valor de la Función :
5.0	0.0900	0.6689	0.5800	$F = 0.031389$
10.0	0.0555	0.4069	0.3366	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0207	0.1447	0.1913	$\beta = 0.746053$
20.0	0.0020	0.0038	0.1133	$L = 0.192803$
25.0	0.0015	0.0000	0.0658	$K' = 6.088(10)^{-5} \text{cm}/\text{min}$
				$Ho = 0.1342$ Kg agua/Kg ss
				$H^* = 0.0015$ Kg agua/Kg ss

TABLA No. 49 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : LADRILLO $Re = 3.994$ $dp = 0.0323$ cm $L = 4.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1120	1.0000	0.9999	Valor de la Función :
5.0	0.0997	0.8884	0.8362	$F = 0.124463$
10.0	0.0895	0.7958	0.6993	$D_m = 4.5(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0792	0.7024	0.5848	$\beta = 0.485294$
20.0	0.0680	0.6007	0.4890	$L = 0.070072$
25.0	0.0575	0.5054	0.4089	$K' = 1.953(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
30.0	0.0470	0.4102	0.3420	$Ho = 0.1120$ Kg agua/Kg ss
35.0	0.0360	0.3103	0.2860	$H^* = 0.0018$ Kg agua/Kg ss
40.0	0.0255	0.2151	0.2392	
45.0	0.0150	0.1199	0.2000	
50.0	0.0049	0.0281	0.1672	

TABLA No. 50 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : LADRILLO $Re = 5.298$ $dp = 0.0323$ cm $L = 4.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.0737	1.0000	0.9995	Valor de la Función :
5.0	0.0540	0.7271	0.6082	$F = 0.048543$
10.0	0.0350	0.4640	0.3701	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0150	0.1870	0.2252	$\beta = 0.712820$
20.0	0.0025	0.0139	0.1370	$L = 0.175401$
25.0	0.0020	0.0089	0.0834	$K' = 5.539(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
30.0	0.0018	0.0042	0.0507	$H_o = 0.0737$ Kg agua/Kg ss
35.0	0.0015	0.0000	0.0309	$H^* = 0.0015$ Kg agua/Kg ss

TABLA No. 51 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : LADRILLO $Re = 3.994$ $dp = 0.0323$ cm $L = 6.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.0835	1.0000	0.9999	Valor de la Función :
5.0	0.0745	0.8906	0.8195	$F = 0.100468$
10.0	0.0650	0.7752	0.6716	$D_m = 4.4(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0555	0.6598	0.5504	$\beta = 0.485706$
20.0	0.0460	0.5443	0.4511	$L = 0.079902$
25.0	0.0365	0.4289	0.3697	$K' = 2.177(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
30.0	0.0272	0.3159	0.3030	$H_o = 0.0835$ Kg agua/Kg ss
35.0	0.0173	0.1956	0.2483	$H^* = 0.0012$ Kg agua/Kg ss
40.0	0.0060	0.0826	0.2035	
45.0	0.0021	0.0109	0.1668	
50.0	0.0012	0.0000	0.1367	

TABLA No. 52 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : LADRILLO $Re = 5.298$ $dp = 0.0323$ cm $L = 6.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1500	1.0000	0.9997	Valor de la Función :
5.0	0.0890	0.5833	0.6897	$F = 0.025472$
10.0	0.0740	0.4809	0.4758	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
15.0	0.0585	0.3750	0.3282	$\beta = 0.616245$
20.0	0.0430	0.2691	0.2264	$L = 0.129911$
25.0	0.0278	0.1653	0.1562	$K' = 4.102(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
30.0	0.0130	0.0642	0.1077	$H_o = 0.1500$ Kg agua/Kg ss
35.0	0.0049	0.0089	0.0743	$H^* = 0.0036$ Kg agua/Kg ss
40.0	0.0041	0.0034	0.0513	
45.0	0.0038	0.0014	0.0354	
50.0	0.0036	0.0000	0.0244	

TABLA No. 53 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CAFE $Re = 6.949$ $dp = 0.0562$ cm $L = 2.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.2620	1.0000	0.8247	Valor de la Función :
10.0	0.1670	0.5388	0.4364	$F = 0.000705$
20.0	0.1125	0.2743	0.2309	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
30.0	0.0868	0.1495	0.1222	$\beta = 0.992959$
40.0	0.0720	0.0777	0.0647	$L = 0.322510$
50.0	0.0620	0.0291	0.0342	$K' = 5.853(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
60.0	0.0570	0.0049	0.0181	$H_o = 0.2620$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0565	0.0024	0.0086	$H^* = 0.0580$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.0560	0.0000	0.0051	

TABLA No. 54 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CAFE $Re = 9.218$ $dp = 0.0562$ cm $L = 2.0$ cm

t (min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1678	1.0000	0.9980	Valor de la Función :
10.0	0.0985	0.4577	0.5280	$F = 0.000718$
20.0	0.0733	0.2608	0.2793	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
30.0	0.0615	0.1682	0.1478	$\beta = 0.992881$
40.0	0.0530	0.1017	0.0782	$L = 0.352450$
50.0	0.0475	0.0587	0.0414	$K' = 6.397(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
60.0	0.0455	0.0430	0.0219	$H_0 = 0.1687$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0400	0.0000	0.0116	$H^* = 0.0400$ Kg agua/Kg ss

TABLA No. 55 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CAFE $Re = 6.949$ $dp = 0.0562$ cm $L = 4.0$ cm

t (min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.2165	1.0000	0.9991	Valor de la Función :
10.0	0.1593	0.6512	0.6485	$F = 0.009864$
20.0	0.1350	0.5030	0.4209	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
30.0	0.0920	0.2409	0.2732	$\beta = 0.818028$
40.0	0.0775	0.1524	0.1773	$L = 0.233887$
50.0	0.0680	0.0945	0.1151	$K' = 4.241(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
60.0	0.0620	0.0579	0.0747	$H_0 = 0.2165$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0580	0.0335	0.0485	$H^* = 0.0525$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.0550	0.0152	0.0315	
90.0	0.0535	0.0061	0.0204	
100.0	0.0530	0.0030	0.0133	

TABLA No. 56 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CAFE $Re = 9.218$ $dp = 0.0562$ cm $L = 4.0$ cm

t(min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$
0.0	0.2010	1.0000	0.9983
10.0	0.1272	0.5064	0.5572
20.0	0.0970	0.3043	0.3110
30.0	0.0805	0.1940	0.1735
40.0	0.0700	0.1237	0.0969
50.0	0.0630	0.0769	0.0541
60.0	0.0580	0.0435	0.0302
70.0	0.0530	0.0234	0.0168
80.0	0.0530	0.0100	0.0094
90.0	0.0520	0.0033	0.0052
100.0	0.0515	0.0000	0.0029

Valor de la Función :

$$F = 0.004514$$

$$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$\beta = 0.950241$$

$$L = 0.320817$$

$$K' = 5.823(10)^{-4} \text{ cm}/\text{min}$$

$$H_0 = 0.2010 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

$$H^0 = 0.0515 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

TABLA No. 57 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CAFE $Re = 8.949$ $dp = 0.0562$ cm $L = 6.0$ cm

t(min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$
0.0	0.1777	1.0000	0.9991
10.0	0.1350	0.5386	0.6572
20.0	0.1000	0.4398	0.4323
30.0	0.0810	0.3028	0.2844
40.0	0.0690	0.2081	0.1871
50.0	0.0595	0.1478	0.1231
60.0	0.0540	0.1081	0.0809
70.0	0.0490	0.0721	0.0532
80.0	0.0450	0.0433	0.0350
90.0	0.0420	0.0215	0.0230
100.0	0.0400	0.0072	0.0152

Valor de la Función :

$$F = 0.016889$$

$$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$\beta = 0.805296$$

$$L = 0.228137$$

$$K' = 4.104(10)^{-4} \text{ cm}/\text{min}$$

$$H_0 = 0.1777 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

$$H^0 = 0.0390 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

TABLA No. 58 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : CAFE $Re = 9.218$ $dp = 0.0562$ cm $L = 6.0$ cm

t (min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.1454	1.0000	0.9991	Valor de la Función :
10.0	0.1079	0.6067	0.6446	$F = 0.004806$
20.0	0.0885	0.4086	0.4160	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
30.0	0.0770	0.2503	0.2684	$\beta = 0.823605$
40.0	0.0685	0.2043	0.1732	$L = 0.237042$
50.0	0.0625	0.1430	0.1117	$K' = 4.302(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
60.0	0.0575	0.0919	0.0721	$H_0 = 0.1464$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0530	0.0460	0.0465	$H^* = 0.0485$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.0505	0.0204	0.0300	
90.0	0.0490	0.0051	0.0194	
100.0	0.0485	0.0000	0.0125	

TABLA No. 59 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : RESINA $Re = 6.949$ $dp = 0.0562$ cm $L = 2.0$ cm

t (min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	1.4750	1.0000	0.9997	Valor de la Función :
10.0	1.2850	0.8667	0.7871	$F = 0.074924$
20.0	1.0950	0.7333	0.6197	$D_m = 5.0(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
30.0	0.9000	0.5985	0.4879	$\beta = 0.614512$
40.0	0.7050	0.4596	0.3841	$L = 0.129162$
50.0	0.5100	0.3228	0.3024	$K' = 2.298(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
60.0	0.3300	0.1965	0.2381	$H_0 = 1.4750$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.2000	0.1053	0.1875	$H^* = 0.0500$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.1200	0.0491	0.1476	
90.0	0.0850	0.0105	0.1162	
100.0	0.0500	0.0000	0.0915	

TABLA No. 60 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : RESINA $Re = 9.218$ $dp = 0.0582$ cm $L = 2.0$ cm

t(min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$
0.0	1.2449	1.0000	0.9994
10.0	1.0150	0.8100	0.7041
20.0	0.7800	0.6158	0.4960
30.0	0.5400	0.4174	0.3494
40.0	0.3050	0.2232	0.2461
50.0	0.1300	0.0785	0.1734
60.0	0.0550	0.0165	0.0122
70.0	0.0450	0.0083	0.0861
80.0	0.0400	0.0041	0.0606
90.0	0.0350	0.0000	0.0427

Valor de la Función :

$$F = 0.081954$$

$$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$\beta = 0.736457$$

$$L = 0.187684$$

$$K' = 3.406(10)^{-4} \text{ cm/min}$$

$$H_0 = 1.2449 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

$$H^* = 0.0350 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

TABLA No. 61 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : RESINA $Re = 6.949$ $dp = 0.0582$ cm $L = 4.0$ cm

t(min)	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$
0.0	0.8650	1.0000	0.9998
10.0	0.5850	0.8730	0.8125
20.0	0.5130	0.7587	0.6602
30.0	0.4400	0.6429	0.5385
40.0	0.3850	0.5238	0.4360
50.0	0.2900	0.4048	0.3543
60.0	0.2170	0.2889	0.2879
70.0	0.1550	0.1905	0.2340
80.0	0.1100	0.1180	0.1902
90.0	0.0800	0.0714	0.1545
100.0	0.0600	0.0397	0.1256

Valor de la Función :

$$F = 0.069777$$

$$D_m = 4.9(10)^{-5} \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$\beta = 0.578194$$

$$L = 0.114001$$

$$K' = 1.988(10)^{-4} \text{ cm/min}$$

$$H_0 = 0.8650 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

$$H^* = 0.0350 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

TABLA No. 62 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : RESINA $Re = 9.218$ $dp = 0.0562$ cm $L = 4.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.9170	1.0000	0.9997	Valor de la Función :
10.0	0.7950	0.8617	0.7823	$F = 0.080347$
20.0	0.6650	0.7143	0.6121	$D_m = 5.1(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
30.0	0.5350	0.5669	0.4790	$\beta = 0.618245$
40.0	0.4090	0.4240	0.3748	$L = 0.129911$
50.0	0.2850	0.2834	0.2933	$K' = 2.358(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
60.0	0.1550	0.1361	0.2295	$H_0 = 0.9170$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0950	0.0880	0.1796	$H^* = 0.0350$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.0630	0.0317	0.1405	
90.0	0.0450	0.0113	0.1099	
100.0	0.0400	0.0057	0.0860	

TABLA No. 63 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : RESINA $Re = 6.949$ $dp = 0.0562$ cm $L = 6.0$ cm

$t(\text{min})$	\bar{H}	\tilde{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.6950	1.0000	0.9998	Valor de la Función :
10.0	0.6300	0.9003	0.8498	$F = 0.062172$
20.0	0.5570	0.8037	0.7223	$D_m = 4.6(10)^{-5} \text{cm}^2/\text{min}$
30.0	0.5000	0.7009	0.6139	$\beta = 0.528263$
40.0	0.4370	0.6043	0.5218	$L = 0.094798$
50.0	0.3730	0.5081	0.4435	$K' = 1.532(10)^{-4} \text{cm}/\text{min}$
60.0	0.3050	0.4018	0.3770	$H_0 = 0.6950$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.2550	0.3252	0.3204	$H^* = 0.0430$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.2050	0.2485	0.2723	
90.0	0.1640	0.1858	0.2315	
100.0	0.1250	0.1258	0.1967	

TABLA No. 64 MODELO DE DIFUSION.

MATERIAL : RESINA $Re = 9.218$ $dp = 0.0562$ cm $L = 6.0$ cm

t (min)	\bar{H}	\bar{H}	$\langle H_m \rangle$	
0.0	0.4367	1.0000	0.9997	Valor de la Función :
10.0	0.3720	0.8957	0.7823	$F = 0.033353$
20.0	0.3070	0.6706	0.6121	$D_m = 5.1(10)^{-5}$ cm ² /min
30.0	0.2450	0.5131	0.4790	$\beta = 0.616245$
40.0	0.1930	0.3810	0.3748	$L = 0.129911$
50.0	0.1500	0.2718	0.2933	$K' = 2.358(10)^{-4}$ cm/min
60.0	0.1150	0.1829	0.2295	$H_0 = 0.4367$ Kg agua/Kg ss
70.0	0.0870	0.1118	0.1796	$H^* = 0.0430$ Kg agua/Kg ss
80.0	0.0700	0.0686	0.1405	
90.0	0.0600	0.0432	0.1099	
100.0	0.0550	0.0305	0.0860	

TABLA No. 65 COEFICIENTE DE DIFUSION EFECTIVA EN FUNCION DE EL NO. DE CORRIDA Y LA HUMEDAD INICIAL EN EL SOLIDO.

CORRIDA	H_0	$D_m (10)^{-5}$	CORRIDA	H_0	$D_m (10)^{-5}$
35	0.1000	5.1	45	0.0269	5.1
36	0.1070	5.1	46	0.0391	5.1
37	0.0913	5.0	47	0.1244	5.0
38	0.0875	5.0	48	0.1342	5.1
39	0.0872	4.8	49	0.1120	4.5
40	0.1050	4.9	50	0.0737	5.1
41	0.0532	5.1	51	0.0835	4.4
42	0.0773	5.1	52	0.1500	5.1
43	0.0812	5.1	53	0.2620	5.1
44	0.0591	5.1	54	0.1878	5.1

CORRIDA	H ₀	D _m (10 ⁵)
55	0.2165	5.1
56	0.2010	5.1
57	0.1777	5.1
58	0.1484	5.1
59	1.4750	5.0
60	1.2449	5.1
61	0.6650	4.9
62	0.6170	5.1
63	0.6950	4.6
64	0.4367	5.1

Nota : El número de corrida equivale al número de tabla correspondiente en este apéndice.

APENDICE A.7

A.7 METODO DE SOLUCION DEL MODELO DE DIFUSION (HYPER GINO)

La ecuación (3.61) representa la curva de secado tiempo-humedad, útil para predecir el tiempo de secado cuando el Coeficiente de Difusión D_m y el número adimensional L (simpliciter K'), son conocidos. En la Práctica se deberá llevar a cabo una serie de ensayos para determinar las condiciones apropiadas para realizar el secado. Es en esta etapa y después de ésta, cuando se destaca la utilidad de un modelo matemático que describa el fenómeno de secado; modelo que deberá permitir predecir el tiempo de secado, para que este alcance el grado de humedad requerido, ya sea como producto final o como producto intermedio.

La determinación de los Coeficientes definidos por (3.8), (3.40) y (3.41) (D_m y K' respectivamente), se realiza mediante una de las técnicas de estimación de parámetros por mínimos cuadrados, es decir, determinar el valor de las variables tales que el valor de

$$F = \sum (H - \langle H_m \rangle)^2 \quad (A.7.1)$$

sea mínimo.

\tilde{H} está dado por la ecuación (3.17) y calculado a partir de los datos experimentales.

$\langle H_m \rangle$ es el modelo matemático dado por la ecuación (3.61).

Sustituyendo ésta y (3.17) en (A.7.1) se tiene la expresión:

$$F = \left[\frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*} - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{8 L^2}{\beta_n^2} \frac{\text{EXPC}^{-\beta_n^2 t D_m/R^2}}{[\beta_n^2 + L(1-L)]} \right]^2 \quad (\text{A.7.2})$$

La cual debe minimizarse bajo las siguientes restricciones:

$$\beta_n \cot(\beta_n) + L - 1 = 0 \quad n = 1, 2, \dots \quad (\text{A.7.3})$$

$$(n-1)\pi < \beta_n < n\pi \quad n = 1, 2, \dots \quad (\text{A.7.4})$$

Es además condición necesaria que (3.61), sea convergente. De los datos reportados por Vizcarra (31) y con la ecuación (3.41) se calcularon los valores de L y se observó que $L \ll 1$, por lo que (3.61) para su análisis se puede simplificar a:

$$\sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\beta_n^4 \text{EXPC}^{-\beta_n^2 t D_m/R^2}} \quad (\text{A.7.5})$$

Ahora bien, si n aumenta, entonces β_n aumenta; por comparación como $\sum_{n=1}^{\infty} 1/n^2$ converge, entonces (A.7.5) converge, por lo tanto (3.61) es también convergente.

Una observación más que se obtiene usando los datos de Vizcarra (31) es que se pueden despreciar en (3.61) los términos para $n \geq 2$ ello se debe a que cada elemento de la suma, es del orden de 10^{-2} veces el término anterior, es decir, el segundo término de la

Sustituyendo ésta y (3.17) en (A.7.1) se tiene la expresión:

$$F = \left[\frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*} - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\theta L^2}{\beta_n^2} \frac{\text{EXPC}^{-\beta_n^2 t D_m/R^2}}{[\beta_n^2 + L(1-\theta)]} \right]^2 \quad (\text{A.7.2})$$

La cual debe minimizarse bajo las siguientes restricciones :

$$\beta_n \cot(\beta_n) + L - 1 = 0 \quad n = 1, 2, \dots \quad (\text{A.7.3})$$

$$(n-1)\pi < \beta_n < n\pi \quad n = 1, 2, \dots \quad (\text{A.7.4})$$

Es además condición necesaria que (3.61), sea convergente. De los datos reportados por Vizcarra (31) y con la ecuación (3.41) se calcularon los valores de L y se observo que $L \ll 1$, por lo que (3.61) para su análisis se puede simplificar a :

$$\sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\beta_n^4 \text{EXPC}^{-\beta_n^2 L D_m/R^2}} \quad (\text{A.7.5})$$

Ahora bien, si n aumenta, entonces β_n aumenta ; por comparación como $\sum_{n=1}^{\infty} 1/n^2$ converge, entonces (A.7.5) converge, por lo tanto (3.61) es también convergente.

Una observación más que se obtiene usando los datos de Vizcarra (31) es que se pueden despreciar en (3.61) los términos para $n \geq 2$ ello se debe a que cada elemento de la suma, es del orden de 10^{-2} veces el término anterior, es decir, el segundo término de la

sumatoria es cien veces más pequeño que el primer término, el tercero es cien veces más pequeño que el segundo y así sucesivamente. Esto permite simplificar (A.7.2), (A.7.3) y (A.7.4) a:

$$F = \sum_{n=1}^{\infty} \left[\frac{H - H^*}{H_0 - H^*} - \frac{6L^2 \text{EXP}(-\beta^2 t D_m/R^2)}{\beta^2 \{ \beta^2 + L(L-1) \}} \right]^2 \quad (\text{A.7.6})$$

Bajo las restricciones :

$$\beta \cot \beta + L - 1 = 0 \quad (\text{A.7.7})$$

$$0 < \beta < \pi \quad (\text{A.7.8})$$

Los parámetros de interés en el modelo matemático son ; el Coeficiente de Difusión Efectiva D_m y el Coeficiente de Transferencia de Masa K' . Sin embargo, de los dos, solo D_m es uno de los parámetros apropiados a considerar como independiente durante el proceso de minimización de (A.7.6). El otro parámetro adecuado es β , del cual (A.7.8) da y limita el intervalo de valores factibles para él. Los parámetros β , L y K' , están relacionados entre sí por las expresiones (3.41) y (A.7.7) de donde se deduce que solo uno de ellos podrá tomarse como independiente; El considerar de los tres a β como independiente, garantizará menor consumo de tiempo por la computadora, pues el seleccionar a L o al Coeficiente K' como independientes, implicaría, obtener por iteraciones el valor de β utilizando la ecuación (A.7.7) y posteriormente se requeriría hacer la prueba de que el valor así obtenido de β satisfaga la condición (A.7.8)

La optimización de (A.7.8), bajo las restricciones (A.7.7) y (A.7.8), se efectuó mediante un paquete de programación HYPER-GINO: PC (GENERAL INTERACTIVE OPTIMIZATION)