



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

UNIDAD IZTAPALAPA

DIVISIÓN DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERÍA

"DETERMINACIÓN DE LOS COEFICIENTES
DE TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR
EN UN SECADOR DE LECHO FLUIDIZADO"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA

P R E S E N T A :

MARÍA BERENICE GPE. QUINTANA DÍAZ

Asesor: Dr Mario Vizcarra Mendoza

México, D.F.

1994

*Dedico este trabajo con mucho cariño a
Jorge Francisco, Berenice Georgina
y Mariana.*

*Agradezco al Dr. Mario Vizcarra
Mendoza el apoyo que me brindó para
la elaboración de este trabajo.*

RESUMEN

El presente trabajo está enfocado al estudio experimental de los fenómenos simultáneos de transferencia de calor y masa en un lecho fluidizado sólido-gas durante la operación de secado de gel de sílice. Para ello, se realiza un análisis de la influencia que tiene sobre la cinética de secado en lechos fluidizados, las variaciones de parámetros tanto hidrodinámicos con cinéticos.

Operando un secador de lecho fluidizado en forma intermitente y adiabática, se determinaron las curvas de secado de gel de sílice, empleando aire como medio fluidizante. Estas curvas de secado fueron obtenidas considerando las variaciones de los siguientes parámetros: temperatura de operación del secador, velocidad superficial del aire, diámetro promedio de partícula y altura del lecho empacado. Para racionalizar adecuadamente el trabajo experimental, se recurrió a la planificación factorial de experiencias 2^n y basándose en el análisis dimensional, se establecieron las correlaciones respectivas que permiten el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor y masa en el rango de operación estudiado. A partir de la Segunda Ley de Fick, se planteó el modelo de difusión para una esfera, que permitió el cálculo del coeficiente de difusión efectivo.

Del análisis de las diferentes curvas de secado, se ha podido constatar que el proceso global de secado de gel de sílice está controlado por el periodo de velocidad constante de secado; lo que explica que a temperatura constante, el parámetro más importante sea la velocidad superficial del aire.

De las gráficas logarítmicas de $No. Sh_e$ vs $No. Re$ (Figura 21) y $No. Nu$ vs $No. Re$ (Figura 22), observamos que a $No. Re$ altos, los resultados experimentales caen en la zona teórica esperada, pero tal situación no se cumple para $No. Re$ bajos, existiendo una zona de transición a partir de la cual los resultados experimentales tienen valores más bajos. En base a esto, el establecer correlaciones que permitan calcular los coeficientes de transferencia de calor y masa en esta zona de $No. Re$ bajos y el tratar de dar una explicación a este fenómeno, pensamos que son motivos suficientes para justificar este trabajo.

ÍNDICE

RESUMEN	5
NOMENCLATURA	8
CAPÍTULO 1	
ESTUDIO BILIOGRÁFICO	11
1.1 Características del lecho fluidizado	11
1.2 Fundamentos de Secado de Sólidos Porosos	12
1.3 Isotermas de Adsorción - Desorción	19
1.4 Equipos de Secado	19
1.5 Planificación de Experiencias (análisis estadístico)	20
CAPÍTULO 2	
METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	30
2.1 Materiales	30
2.2 Equipo Experimental (secador)	31
2.3 Metodología	33
2.3.1 Determinaciones físicas del sólido	
2.3.2 Determinaciones hidrodinámicas	
2.3.3 Criterios de selección de los niveles de cada Variable	
2.3.4 Diseño experimental	
CAPÍTULO 3	
PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	38
3.1 Determinaciones, físicas de la gel de sílice	38
3.2 Determinaciones hidrodinámicas	39
3.3 Resultados del análisis estadístico de los polinomios correspondientes al diseño factorial	49

3.4 Comportamiento estadístico de los coeficientes de transferencia de Masa y Calor	51
3.5 Análisis Dimensional	55
3.6 Determinación del Coeficiente de Difusión Molecular Promedio	59
CONCLUSIONES	61
APÉNDICE A	63
Datos experimentales	
APÉNDICE B	73
Curvas de secado experimentales	
APÉNDICE C	84
Diseño Factorial 2^4	
Diseño Factorial 2^3	
APÉNDICE D	98
Cálculo de los coeficientes de Transferencia de Masa y Calor	
APÉNDICE E	104
Aplicación del Teorema Pi de Buckingham	
BIBLIOGRAFÍA	111

NOMENCLATURA

<i>a</i>	área específica del sólido con relación a la masa de sólidos en el lecho ($m^2 \text{ kg}^{-1}$)
\bar{a}	área de transferencia por unidad de volumen de lecho fluidizado (m^2 / m^3)
Am	área de transferencia para masa (cm^2 / g)
Ah	área de transferencia para calor (cm^2 / g)
D	diámetro del secador (m)
dp	diámetro promedio de partícula (m)
Dm	coeficiente de difusión molecular promedio (cm^2 / min)
G	gasto de aire a través del lecho fluidizado (lt / min)
<i>h</i>	coeficiente de transferencia de calor (Kcal / h m^2 °C)
<i>h'</i>	coeficiente de transferencia de calor (cal / min cm^2 °C)
H	humedad del aire a la salida (Kg H ₂ O / Kg a.s.)
H_{bh}	humedad del aire a condiciones de t _{bh} (Kg H ₂ O / Kg a.s.)
H_e	humedad del aire a la entrada (Kg H ₂ O / Kg a.s.)
H	contenido de humedad en el sólido (base seca) (Kg H ₂ O / Kg s.s.)
H _o	contenido inicial de humedad en el sólido (base seca) (Kg H ₂ O / Kg s.s.)
H _c	contenido de humedad crítico en el sólido (base seca) (Kg H ₂ O / Kg s.s.)
\bar{H}	contenido de humedad promedio en el sólido (base seca) (Kg H ₂ O / Kg s.s.)
H*	contenido de humedad en el equilibrio del sólido (base seca) (Kg H ₂ O / Kg ss)
Ka	conductividad térmica del sólido (cal / min cm °C)
k_m	coeficiente de transferencia de masa (m / min)
<i>k'</i>	coeficiente de transferencia de masa (g / min cm^2 atm)
<i>k_y</i>	coeficiente de transferencia de masa (Kg / h m^2)
L	altura del lecho empacado (m)
L _f	altura del lecho fluidizado (cm)
L _{mf}	altura del lecho a mínima fluidización (cm)
N _c	flux de masa (Kg / m^2 h)

P_s	presión de vapor en la superficie del sólido (atm)
P_{bs}	presión de vapor a tbs (atm)
p'	peso de la muestra húmeda (g)
p	peso de la muestra seca (g)
ΔP_l	caída de presión a través del lecho fluidizado
ΔP_T	caída de presión total en el lecho fluidizado (mm H ₂ O)
ΔP_d	caída de presión debida al plato distribuidor (mm H ₂ O)
r	distancia radial del centro a la superficie de la partícula (cm)
R	radio de la partícula (cm)
T	temperatura de operación del secador (°C)
T_{bh}	temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada (°C)
T_{bs}	temperatura de bulbo seco del aire a la entrada (°C)
T_e	Temperatura de entrada del aire (°C)
t_{bh}	temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida (°C)
t_{bs}	temperatura de bulbo seco del aire a la salida (°C)
T_g	temperatura del gas (°C)
T_s	temperatura del sólido (°C)
T	fuerza directora temperatura (°C)
U_s	velocidad superficial del gas (cm / min)
U_{mf}	velocidad mínima de fluidización (cm / min)
V_g	volumen de poros (cm ³ / g)
W	masa cargada al secador (g)
H	fuerza directora humedad
H_s	humedad de saturación del aire en la interfase (Kg H ₂ O / Kg)
ϵ	fracción de vacío lecho empacado
ϵ_{mf}	fracción de vacío lecho a mínima fluidización
ϵ_f	fracción de vacío del lecho fluidizado
ρ_g	densidad del gas (aire) (g / cm ³)
ρ_a	densidad aparente sólido (g / cm ³)
ρ_e	densidad empacada sólido (g / cm ³)

ρ_r	densidad real sólido (g / cm ³)
λ	calor latente de vaporización del agua (cal / g)
μ	viscosidad del gas (g / cm min)
θ	tiempo que dura la operación de secado
Φ	esfericidad del sólido

GRUPOS ADIMENSIONALES

$$Re = \frac{dp \rho_g U}{\mu_g}$$

$$Sh = \frac{k_m dp}{D_{aire-H_2O}}$$

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

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D_{aire-H_2O}}$$

$$Pr = \frac{C_p \mu_g}{k_a}$$

CAPÍTULO 1

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

El objetivo de este trabajo es estudiar la zona de números de Reynolds bajos y contribuir al establecimiento de correlaciones de transferencia de masa y calor en esta región así como el tratar de aportar alguna explicación que ayude al entendimiento de los fenómenos tan complejos que aquí ocurren.

Para lograrlo se ha seleccionado como sistema de estudio el secado de gel de sílice por aire. La gel de sílice se seleccionó por su naturaleza higroscópica y sobre todo su elevada resistencia a la abrasión.

1.1 Características del Lecho Fluidizado.

La fluidización (1,2,3,4,5) es una operación por medio de la cual, un lecho de partículas sólidas, adquiere las propiedades de un fluido, al quedar suspendidas éstas en la corriente de fluido.

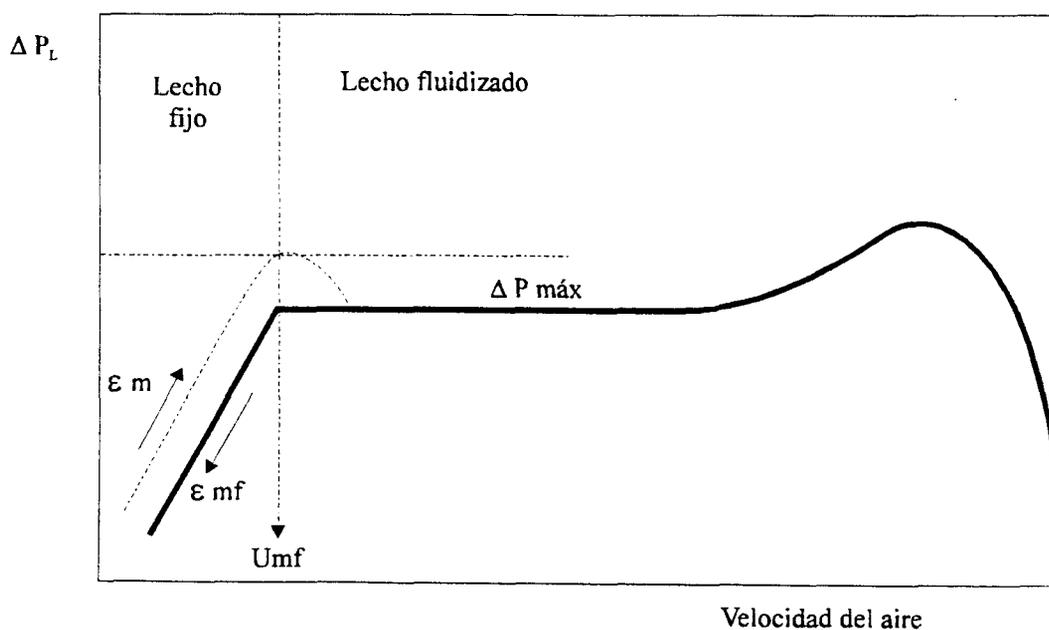


Figura 1. Caída de presión contra velocidad del lecho.

La fluidización se alcanza según el mecanismo que a continuación se describe; (6) el cual se encuentra representado en la Figura 1.

En el inicio, y durante un cierto intervalo de velocidades superficiales del fluido, se mantiene la condición de lecho fijo, lo cual se traduce en un aumento lineal de la caída de presión en el lecho con la velocidad superficial del aire. Conforme se aumenta el gasto, se alcanzará un punto en el cual se presenta un aumento súbito en la caída de presión, debido a que la fuerza estática presentada por el lecho es vencida por la fuerza que ejerce el fluido. En esta zona localizamos la velocidad mínima de fluidización.

En la región de fluidización, la caída de presión a través del lecho se mantiene prácticamente constante, durante un cierto intervalo de velocidades del fluido. Esto es, las partículas están suspendidas y ejercen una resistencia constante al paso del fluido.

Si el gasto aumenta aún más, el movimiento continuo de las partículas produce además una estratificación del lecho y se acerca a la zona de transporte neumático de los sólidos. Esta estratificación consiste en que las partículas más ligeras (menor densidad y tamaño) se encuentran en la parte superior del mismo.

Por último, a mayores velocidades, se produce el transporte neumático. En la zona de iniciación de arrastre de sólidos, la velocidad a que se presenta tal fenómeno se conoce como velocidad terminal. Este fenómeno se manifiesta en el momento en que las partículas más ligeras empiezan a ser arrastradas fuera del lecho. Como resultado de este arrastre la caída de presión disminuye en respuesta a la disminución de la carga del lecho. Por esta razón, el transporte neumático de sólidos puede ser aprovechado en la separación o arrastre de partículas de diferente densidad, tamaño y/o geometría.

1.2. Fundamentos de Secado de Sólidos Porosos.

El secado de sólidos porosos se pueden entender como una operación en la cual el sólido húmedo, expuesto a una corriente de gas de bajo contenido de humedad relativa, durante un cierto periodo de tiempo, pierde humedad continuamente hasta llegar al equilibrio. (7, 8, 9, 10, 11) Es decir, si las condiciones de la corriente de gas no cambian, se establecerá un equilibrio entre el contenido de humedad de sólidos y la presión parcial del vapor en el gas. (3)

Durante el proceso de secado existe una transferencia simultánea de masa y calor, tanto en el interior del sólido como en la interfase sólido-gas, debido principalmente a la existencia de gradientes de temperatura y concentración entre el agua contenida en el sólido y el gas con un bajo contenido de humedad. (12) Las velocidades de transferencia dependen de la magnitud de estos gradientes, así como también del área de transferencia y de los coeficientes de transporte exterior. En el tiempo que dura la operación de secado, Figura 2, el sólido húmedo atraviesa por varias etapas: la etapa inicial, la etapa de período de velocidad constante de secado y la etapa de período de velocidad decreciente de secado. Estos períodos se identifican respectivamente por el mecanismo que controla la velocidad de secado. (13) En general cada una de estas etapas puede ser analizada de la siguiente manera:

Etapa Inicial:

Es una etapa de estabilización, que se presenta al inicio de la operación y termina cuando el sólido húmedo alcanza la temperatura de saturación adiabática o temperatura de bulbo húmedo del gas. Debido a que es difícil tener control sobre la historia previa del sólido que se va a secar, este período no es fácilmente reproducible y por lo tanto resulta complicado su modelamiento matemático. Dependiendo del tiempo que dure, puede o no ser importante para fines de diseño.

Período de Velocidad Costante de Secado:

Durante esta etapa, (14) la superficie externa del sólido se encuentra saturada con el líquido y la transferencia de calor y masa ocurre entre tal superficie y el gas, por medio de un mecanismo convectivo, manteniéndose constantes las propiedades de este.

Considerando que el secado se realiza por medio de un proceso adiabático, podemos establecer un balance de calor entre el gas que rodea a la partícula y la superficie externa de ésta. Tomando en cuenta que el secador opera a temperaturas muy bajas y si además consideramos los aspectos hidrodinámicos particulares de los lechos fluidizados, podemos suponer que durante el período de secado constante, el mecanismo de transferencia de calor que controla es el convectivo. Además, si solo tomamos en cuenta el calor latente de vaporización, como el calor necesario para evaporar el agua del sólido, el balance de calor queda como sigue:

$$\lambda Nc = h (Tg - Ts) = \lambda Ky (Hs - H) \quad (1)$$

En base a las suposiciones antes señaladas podemos tomar la temperatura del sólido igual a la temperatura de saturación del gas en la interfase y la del gas igual a la del sólido en el secador:

$$\lambda Nc = h (Tbs - Tbh) = \lambda Ky (Hbh - H) \quad (2)$$

Para poner la ecuación (2), en términos de la velocidad de secado aún mas que en función del flux de masa, es necesario introducir el factor de conversión de la ecuación (3) que relaciona el área superficial de transferencia del sólido a la masa de sólidos en el lecho: (15)

$$a = \frac{\text{superficie de partículas}}{\text{masa de sólidos de 1 lecho}} = \frac{6(1 - \epsilon)}{\Phi dp \rho e} \quad (3)$$

Por lo tanto, la velocidad de secado del sólido durante el periodo de secado constante es:

$$-\frac{dH}{d\theta} = Nc a = \frac{h a}{\lambda} (Tbs - Tbh) = Ky a (Hbh - H) \quad (4)$$

Despejando los coeficientes de transferencia de masa (k) y de calor (h) de la ecuación (4), se obtendrán respectivamente las siguientes ecuaciones:

$$Ky = \frac{-dH/d\theta}{(Hbh - H) a} \quad (5)$$

$$h = \frac{(-dH/d\theta) \lambda}{(Tbs - Tbh) a} \quad (6)$$

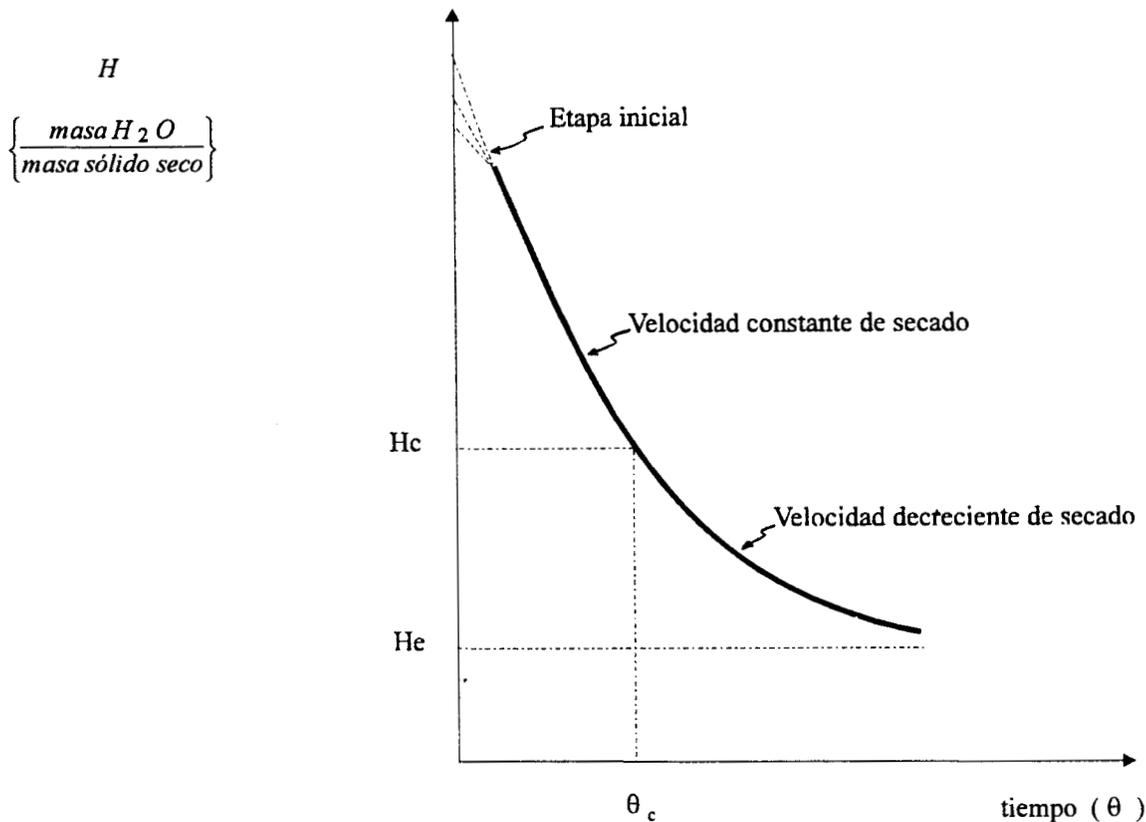


Figura 2. Curva típica de secado de sólido.

Esta etapa termina cuando se alcanza el contenido de humedad crítica en el sólido. En este punto, el movimiento del líquido hacia la superficie externa del sólido no es lo suficientemente rápida para remplazar el líquido que se está evaporando, apareciendo por consiguiente, las primeras zonas de superficie no saturada en el sólido. Debido a esto, se puede decir que el contenido de humedad crítica dependerá de las propiedades del sólido y de las condiciones externas que se establezcan. En este período el área de transferencia de masa y calor debe permanecer constante. (16)

Período de Velocidad Decreciente de Secado.

Una vez que se ha alcanzado el contenido de humedad crítica en el sólido y debido a que la superficie saturada del sólido disminuye, la velocidad de secado empieza a decrecer y las propiedades del gas también empiezan a cambiar. En general, el mecanismo a través del cual se efectúa el secado durante esta etapa es diferente al del período de velocidad constante. Las teorías que mayor aplicación tienen para tratar de explicar cómo se transfiere la humedad del interior del sólido son dos; Teoría de difusión molecular y Teoría del flujo capilar. Las áreas aprovechables para la transferencia de masa y calor cambian constantemente durante este período. (17) Esta etapa termina cuando el contenido de humedad existente en el aire y las propiedades del aire ya no cambian.

a) Teoría de Difusión Molecular.

Esta teoría supone que el líquido se mueve a través del sólido como resultado del gradiente de concentraciones. (13)

Considerando que el sólido es isotrópico, que tiene geometría esférica y que todo el proceso de velocidad decreciente de secado esta controlado por el mecanismo de difusión de acuerdo a la ley de Fick con un coeficiente efectivo de difusión constante, podemos escribir un balance de masa en un elemento de volumen de capa esférica de espesor igual a Δr , Figura 3.

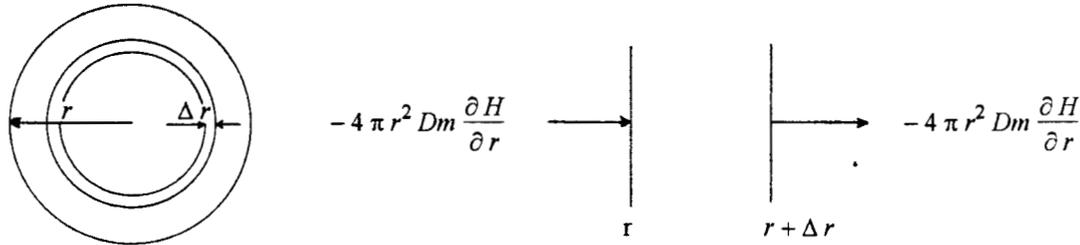


Figura 3. Elemento de volumen de capa esférica de espesor Δr .

Si la velocidad neta de difusión en el elemento es igual a la velocidad de acumulación de humedad dentro del elemento, el balance de materia en el mismo puede escribirse de la siguiente forma:

$$\left(-4\pi r^2 Dm \frac{\partial H}{\partial r}\right)_r - \left(-4\pi r^2 Dm \frac{\partial H}{\partial r}\right)_{r+\Delta r} = 4\pi r^2 \Delta r \frac{\partial H}{\partial \theta} \quad (7)$$

Entrada - Salida = Acumulación

Si tomamos el límite cuando $\Delta r \rightarrow 0$ y suponemos que el coeficiente de difusión (Dm) es independiente de la concentración de humedad, esta ecuación queda: (18)

$$\frac{\partial H}{\partial \theta} = Dm \left\{ \frac{\partial^2 H}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial H}{\partial r} \right\} \quad (8)$$

y si efectuamos un cambio de variable:

$$U = (H - H^*) r \quad (9)$$

la ecuación queda:

$$\frac{\partial U}{\partial \theta} = Dm \frac{\partial^2 U}{\partial r^2} \quad (10)$$

La solución de esta ecuación dependerá de las condiciones de frontera que se establezcan. Considerándose los dos casos siguientes:

Caso 1. Resistencias externas despreciables.

Condición Inicial

- ◆ El contenido inicial de humedad de la muestra es homogéneo.

$$U = (H_o - H^*) r \quad \forall r; \theta = 0 \quad (11)$$

Condiciones de Frontera

- ◆ El contenido final de humedad es homogéneo e igual al contenido de humedad en el equilibrio.

$$U = 0 \quad \forall r; \theta \rightarrow \infty \quad (12)$$

- ◆ El contenido de humedad es máximo en el eje de simetría

$$\frac{\partial U}{\partial \theta} = 0 \quad \text{en} \quad r = 0; \theta > 0 \quad (13)$$

- ◆ El contenido de humedad en la superficie está en equilibrio con el aire seco inmediatamente después de iniciada la operación.

$$U = 0 \quad \text{en} \quad r = R; \theta > 0 \quad (14)$$

Solución

Si definimos el contenido de humedad promedio como:

$$\bar{H} = \int_0^R \frac{4 \pi r^2 H}{(4/3) \pi R^2} dr \quad (15)$$

y por medio del método de separación de variables, tenemos que la solución de la ecuación es la siguiente:

$$\frac{H - H^*}{H_o - H^*} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \text{EXP} - (n \pi)^2 \frac{Dm \theta}{R^2} \quad (16)$$

Caso 2. Resistencias Externas Considerables.

Condición Inicial

- ◆ El contenido inicial de humedad de la muestra es homogéneo

$$U = (H_o - H^*) r \quad \forall r; \theta = 0 \quad (17)$$

Condiciones de Frontera

El contenido final de humedad es homogéneo e igual al contenido de humedad en el equilibrio.

$$U = 0 \quad \forall r; \theta \rightarrow \infty \quad (18)$$

El contenido de humedad es máximo en el eje de simetría:

$$\frac{\partial U}{\partial \theta} = 0 \quad \text{en} \quad r = 0; \theta > 0 \quad (19)$$

El contenido de humedad en la superficie es función de la relación del coeficiente de transferencia de masa interno y externo

$$\frac{\partial U}{\partial r} = U \left(\frac{1}{r} - \frac{k'}{Dm} \right) \quad \text{en} \quad r = R; \theta > 0 \quad (20)$$

Solución

Si se define el número de Biot como:

$$Bi = \frac{k'}{Dm} R \quad (21)$$

Aplicando el método de separación de variables y aplicando las condiciones de frontera, obtenemos:

$$\frac{H - H^*}{H_0 - H^*} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{6 Bi^2 \text{EXP}(-\lambda n^2 Dm \theta / R)}{\lambda n^2 [\lambda n^2 + Bi (Bi - 1)]} \quad (22)$$

Permitiéndonos esta ecuación el cálculo del número de Biot, así como el coeficiente de masa externo en la superficie del sólido y el coeficiente de difusión.

b) Teoría de Flujo Capilar

Esta teoría considera la estructura porosa del sólido como un conjunto de tubos capilares de diferentes radios orientados al azar. (17) Durante el periodo de velocidad constante de secado estos capilares están llenos de líquido y toda el área superficial está cubierta por una película del líquido. A medida que el secado avanza, esta película se evapora y empiezan a aparecer superficies secas en el sólido. Al aparecer la primera superficie seca (periodo de velocidad decreciente), el líquido será succionado del interior de la partícula, sacándolo primero de los capilares más grandes a través de los pequeños. A medida que estos capilares se vacían, aumentará la superficie seca del sólido. Si los capilares son largos, habrá una resistencia friccional al flujo del líquido y si son cortos, tal resistencia se puede despreciar. En resumen esta teoría supone que el movimiento del líquido es por capilaridad y la evaporación tiene lugar sólo en la superficie externa del sólido.

De lo anterior se deduce que habrá una disminución en el área de transferencia de masa (A_m) conforme disminuye la concentración de humedad. La velocidad de este decrecimiento es proporcional a la velocidad de secado y al tamaño de partícula.

Debido a la dificultad que se tiene para medir experimentalmente el decrecimiento de A_m , se ha propuesto una teoría para su cálculo. Suponiendo que el área de transferencia de masa (19) en el sólido es proporcional a la concentración de humedad superficial y/o promedio en el mismo, se puede establecer la siguiente ecuación:

$$\frac{A_m}{A h} = \left(\frac{H}{H_c} \right)^\alpha \quad (23)$$

donde α es una constante que se calcula de acuerdo al método siguiente (17);

Este modelo considera una placa de un solo lado y la divide en pequeños cubos de longitud unitaria. Tomando uno de estos cubos en un tiempo dado (en el período de velocidad decreciente), una cierta cantidad de humedad existirá en los capilares del cubo. 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. De acuerdo a una relación geométrica, para el caso de materiales delgados, la ecuación queda de la siguiente manera:

$$\frac{A_m}{A h} = \left(\frac{H}{H_c} \right)^{2/3} \quad (24)$$

En el caso de materiales gruesos, la ecuación (23) queda como:

$$\frac{A_m}{A h} = f^{2/3} \left(\frac{H}{H_c} \right)^{2/3} \quad (25)$$

tomando en cuenta esta variación en el área de transferencia para el período de velocidad decreciente de secado se pueden plantear los balances de masa y calor de la siguiente manera:

Balance de calor:

$$-\frac{dH}{d\theta} = \frac{h' A h (T_{bs} - T_s)}{\lambda} \quad (26)$$

Balance de masa:

$$-\frac{dh}{d\theta} = k' A_m (P_s - P_{bs}) \quad (27)$$

Dependiendo del tamaño y constitución morfológica del sólido, así como también de las variables externas que se manejan, uno de los dos períodos antes mencionados puede predominar sobre el otro, controlando así el proceso de secado.

1.3 Isotermas de Adsorción - Desorción

La adsorción es el fenómeno por el cual las moléculas de algún gas o vapor se adhieren a la superficie de un sólido. Este fenómeno depende de diversos factores como:

- ◆ tamaño de las moléculas adsorbidas y tamaño de poros en el sólido.
- ◆ afinidad entre moléculas
- ◆ presión del vapor del gas y por lo tanto de la temperatura.

La isoterma es la relación entre la concentración del componente adsorbible en el gas (idealizando puede ser la presión parcial) y su concentración en la superficie del sólido en condiciones de equilibrio y a temperatura constante.

Los datos referentes a la adsorción pueden presentarse mas convenientemente mediante las isotermas de adsorción, es decir, las gráficas que representan la cantidad de substancia adsorbida frente a su presión parcial, concentración o actividad después que se ha alcanzado el equilibrio en el sistema a temperatura constante. En la literatura sobre la adsorción de gases y vapores se han encontrado cinco tipos diferentes de isotermas. La teoría B.E.T. (14), (Brunauer, Emmett y Teller) ofrece una explicación cualitativa, pero solo una solución parcial de los aspectos cuantitativos del problema.

El objetivo de obtener las isotermas de adsorción, es conocer las humedades de equilibrio que la gel de sílice alcanza dependiendo de la humedad relativa del aire con el cual esté en contacto. Conociendo la humedad de equilibrio se podrían adimensionalizar las curvas de secado.

1.4 Equipos de Secado

Existen gran variedad de secadores (6,20), los cuales en general se clasifican de acuerdo a la forma como se suministra calor al sólido húmedo, de esta manera, una posible clasificación es: secadores directos o por convección y secadores indirectos o por conducción. Estos a su vez pueden dividirse en continuos e intermitentes.

Los secadores directos son aquellos en los cuales la transferencia de calor se lleva a cabo por contacto directo entre el sólido húmedo y el gas caliente y/o seco, arrastrandose el líquido evaporado en el mismo. En los secadores indirectos, el calor se transfiere al sólido húmedo a través de la superficie que lo contiene y el líquido evaporado se remueve independientemente del medio de calentamiento.

El secador de lecho fluidizado (21, 22, 23, 24) en general, presenta las características de ambos tipos de secadores, ya que el sólido húmedo recibe el calor directamente del gas caliente (convección) y además, al ponerse en contacto con la pared del secador y con el plato distribuidor también recibe calor.

Las variables hidrodinámicas involucradas durante el proceso de secado en lechos fluidizados son:

- a) fracción de vacío en el lecho
- b) tamaño de partícula
- c) velocidad superficial del gas

d) relación altura / diámetro lecho, diámetro de partícula / altura, diámetro de partícula / diámetro lecho, etc.

y como variables cinéticas tenemos:

e) la temperatura

f) humedad inicial, humedad crítica y de equilibrio del sólido.

El mecanismo de transferencia de calor y masa en un lecho fluidizado es complicado por la presencia de varias zonas dentro del mismo, dando lugar a un proceso de transferencia específico para cada una de ellas. Es decir, en un lecho fluidizado tenemos dos grandes zonas: una zona densa y una zona diluida. La zona densa está limitada por el plato distribuidor y el perfil superior del lecho y la zona diluida se localiza arriba del perfil superior del lecho y se caracteriza por las partículas que adquieren altas velocidades y son arrastradas en la corriente gaseosa. La existencia de la zona diluida dependerá de las condiciones bajo las cuales se va a estudiar. Es en la zona densa donde aparecen dos fases: la fase burbuja y la fase de emulsión y la transferencia en esta zona, esta dada por:

1) transferencia entre los sólidos y gas dentro de las burbujas.

2) transferencia entre los sólidos que se encuentran en la nube que rodea a la burbuja y la corriente de gas.

3) transferencia sólido - gas en la fase emulsión, en la cual el sólido se encuentra perfectamente mezclado y el gas puede comportarse entre perfectamente mezclado y flujo pistón.

1.5 Planificación de Experiencias (análisis estadístico)

Como ya señalamos al inicio de este capítulo, con el fin de racionalizar el trabajo experimental, para así obtener el máximo de información con un mínimo de experiencias, recurrimos al diseño factorial de experiencias. Efectivamente, la planificación factorial 2^n es una poderosa herramienta de investigación (25,26) que permite por medio de un número racionalizado de experiencias, previamente definidas, observar no solamente la influencia propia de cada factor sino también las interacciones de varios factores sobre una variable dependiente característica de un fenómeno, en un dominio experimental bien determinado.

En esta notación, n representa el número de variables independientes y el 2 nos indica que a cada parámetro se le pueden asignar dos niveles de valor, el inferior y el superior de su rango de variación.

El estudio experimental aquí desarrollado se orientó primeramente al análisis que sobre la velocidad de secado, tienen las variaciones de los siguientes parámetros hidrodinámicos: velocidad superficial del gas, altura del lecho y diámetro de partícula, para lo cual se implementó el factorial 2^3 y posteriormente se agregó a este estudio, el efecto de la temperatura, con lo cual se pudo establecer el factorial 2^4 .

Efectivamente, la variable dependiente velocidad de secado, puede expresarse como una función de los parámetros antes señalados,

$$-\frac{dH}{d\theta} = f(U/U_{mf}, L/D, dp, T)$$

El diseño factorial completo requiere que cada nivel de todos los factores ocurra con cada nivel de cualquier otro factor, dando un total de 2^n combinaciones de tratamientos. El experimento factorial permite evaluar en forma independiente los efectos de cada parámetro, además de evaluar, relativamente fácil, las interacciones entre los mismas.

Representamos el nivel superior e inferior de cada parámetro de la siguiente manera:

$$d_p +, \frac{U}{U_{mf}} +, \frac{L}{D} +, T + ; \text{ nivel superior}$$

$$d_p -, \frac{U}{U_{mf}} -, \frac{L}{D} -, T - ; \text{ nivel inferior}$$

Por ejemplo; en el caso particular del factorial 2^3 , el diseño de experimentos nos fija ocho experiencias que representan las ocho combinaciones posibles de cada valor de los tres parámetros:

$$\begin{aligned} & (d_p - ; U/U_{mf} - ; L/D -) ; (d_p + ; U/U_{mf} - ; L/D -) ; \\ & (d_p - ; U/U_{mf} + ; L/D -) ; (d_p - ; U/U_{mf} - ; L/D +) ; \\ & (d_p + ; U/U_{mf} + ; L/D -) ; (d_p + ; U/U_{mf} - ; L/D +) ; \\ & (d_p - ; U/U_{mf} + ; L/D +) ; (d_p + ; U/U_{mf} + ; L/D +) ; \end{aligned}$$

Con el fin de simplificar la escritura de todas estas combinaciones, se puede definir otro sistema de coordenadas, tomando como origen el punto de intersección de los valores medios entre los dos niveles de cada parámetro;

donde:

$$X_i = \frac{P_{i+} - P_{i-}}{\Delta P_i}$$

$$P_{i-} = \frac{P_{i+} + P_{i-}}{2}$$

$$\Delta P_i = \frac{P_{i+} - P_{i-}}{2}$$

con $i=1,2,3$

siendo $X_1 = dp$

$$X_2 = L/D$$

$$X_3 = U/U_{mf}$$

El dominio experimental de este nuevo sistema es un cubo con origen: $(0,0,0)$ y sus vertices tienen como coordenadas las que se presentan en la Figura 4.

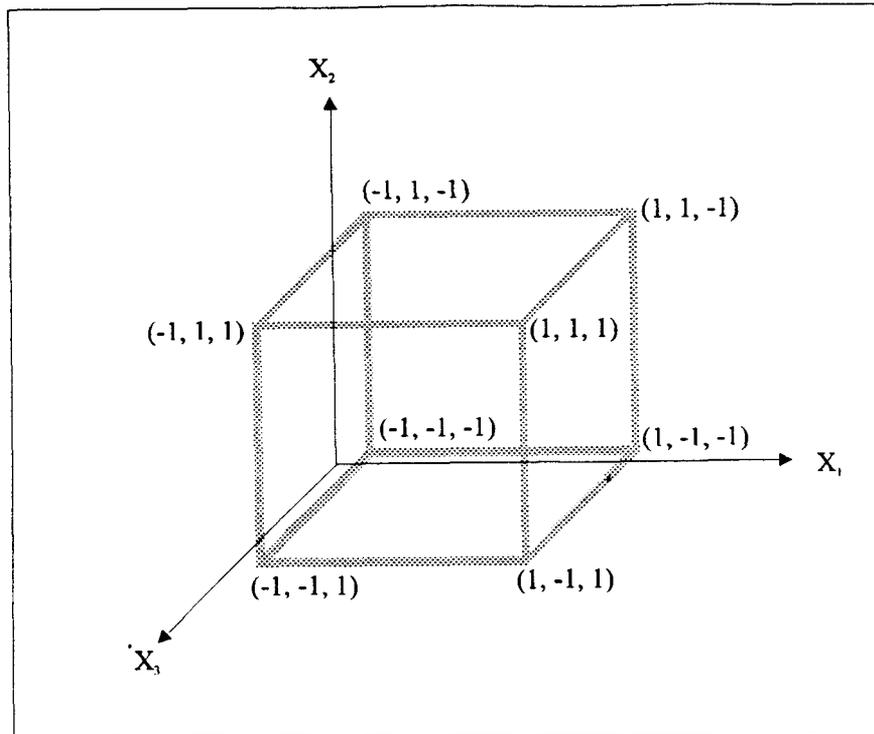


Figura 4. Planificación Factorial 2^3 .

Alrededor del origen, se admite que la variable dependiente bajo estudio, puede ser estudiada de acuerdo a una función polinomial de X_1 , X_2 , X_3 del tipo:

$$(-dH/d\theta) = a_0 + a_1 x_1 + a_2 x_2 + a_3 x_3 + a_{12} x_1 x_2 + a_{13} x_1 x_3 + a_{23} x_2 x_3 + a_{123} x_1 x_2 x_3$$

Las ocho experiencias del diseño factorial permite evaluar los ocho coeficientes del modelo polinomial.

En el factorial 2^4 , se admite otra variable; la temperatura (T), sin que por esto se altere el dominio experimental. Siendo la función polinomial de X_1 , X_2 , X_3 , X_4 del tipo:

$$(-dH/d\theta) = a_0 + a_1 x_1 + a_2 x_2 + a_3 x_3 + a_4 x_4 + a_{12} x_1 x_2 + a_{13} x_1 x_3 + a_{14} x_1 x_4 +$$

$$a_{23} x_2 x_3 + a_{24} x_2 x_4 + a_{34} x_3 x_4 + a_{123} x_1 x_2 x_3 + a_{124} x_1 x_2 x_4 +$$

$$a_{134} x_1 x_3 x_4 + a_{234} x_2 x_3 x_4 + a_{1234} x_1 x_2 x_3 x_4$$

Para garantizar la validez de la inferencia estadística frente a las desviaciones no especificadas, los experimentos se realizan en forma aleatoria (aleatorización).

Se hacen una serie de experimentos por bloques que nos permiten evaluar si hay alguna variación adicional a las consideradas entre un bloque y otro (bloqueo).

Los valores encontrados para el punto central no nos sirven para la evaluación de efectos factoriales sino para la evaluación del "error puro" y también la evaluación de la "curvatura".

La suma de cuadrados para el error puro es la suma de las desviaciones con respecto a la media al cuadrado:

$$S = (Y_{ci} - \bar{Y}_c)^2 \quad (28)$$

los grados de libertad para esta suma de cuadrados es el número de experimentos en el punto central menos uno. La prueba de "curvatura" compara los puntos del diseño factorial al promedio de los puntos centrales. La suma de cuadrados para la curvatura se calculan como:

$$\frac{N_c N_f}{(N_c + N_f)} (\bar{Y}_c - \bar{Y}_f)^2 \quad (29)$$

donde los subíndices c y f se refieren al grupo de puntos centrales y factoriales respectivamente. Similarmente la suma de cuadrados para el efecto factorial se calcula como:

$$\frac{N_+ N_-}{(N_+ + N_-)} (\bar{Y}_+ - \bar{Y}_-)^2 \quad (30)$$

donde los subíndices "+" y "-" indican el grupo de observaciones a los niveles superior e inferior de la variable respectivamente.

Gráficas de Probabilidad. El principio que rige las gráficas de probabilidad es que la gráfica nos da los valores de la muestra vs los valores que se podrían esperar y esto debe ser una línea recta. Así, si los efectos en las variables representan una muestra de una población normal podemos esperar que tengamos una línea recta para la gráfica de probabilidad normal de dichos efectos. Este método es sumamente efectivo para evaluar los efectos.

Análisis de Varianza. Una vez identificados los efectos importantes podemos separar estos efectos de los demás y calcular la suma de cuadrados y hacer una prueba F basada en la hipótesis de que el efecto de la media de la población es cero. Los valores observados, predichos y residuales dan la información básica sobre los datos y nos dice que tan bien el modelo describe a estos datos.

Los residuos estandarizados son los residuos divididos entre el error estandar estimado.

La distancia de Cook, nos dice que tanto, los efectos estimados cambiarán si la variable en cuestión fuese omitida del análisis. Así los puntos con grandes valores de la distancia de Cook deberán verificarse para saber si el punto en cuestión fué una determinación errónea o es algo diferente de los demás.

El valor de "t" se calcula al dejar el punto en cuestión fuera del análisis prediciendo su valor de los datos restantes y de esta forma verificar cuando dicho punto está acorde con el modelo obtenido con todos los demás datos. En cierta forma la distancia de Cook y la prueba de "t" nos dan la misma información en un diseño factorial perfectamente balanceado, para el caso de la prueba de "t" un valor de t mayor de 3.5 nos puede indicar que dicho punto fué una experiencia mal realizada. En los problemas de regresión y de análisis de varianza no balanceados puede haber diferencias considerables entre los puntos identificados por los datos estadísticos.

En el caso de que se tenga una curvatura considerable se puede intentar un análisis de datos realizando alguna transformación (logarítmica, trigonométrica, potencia, etc.).

Gráficas de efectos e interacción. Existe una interacción cuando hay un cambio en la respuesta ocasionada por el movimiento de un nivel a otro. Si el efecto de un factor depende a su vez de otro factor entonces tenemos una interacción doble. Si hay o no una interacción de algún tipo esta puede ser identificada fácilmente en forma gráfica.

1.6 Análisis Dimensional.

Una de las formas más usuales para estimar los coeficientes de transferencia de calor y masa es por medio de correlaciones de números adimensionales. En la mayoría de los estudios previos, los resultados experimentales se expresan en términos de estos números, lo cual permite apreciar como influyen determinados parámetros sobre estos coeficientes. Existen infinidad de métodos para establecer las correlaciones, desde el establecimiento de una simple relación lineal entre una variable independiente y una variable dependiente, hasta tratamientos sofisticados de modelos no lineales con varias variables independientes. Una idea general acerca de la manera de como se deben establecer las correlaciones a partir de datos experimentales, es la que presenta P. N. Rowe. (27,28)

A partir de los resultados experimentales, se establecen las correlaciones para el sistema fluidizado sólido-gas en estudio y se comparan con los establecidos en la literatura. Los números adimensionales usuales para este tipo de sistemas son: número de Sherwood, número de Reynolds, número de Schmith, número de Prandtl, número de Nusselt, los cuales relacionan las propiedades físicas del fluido y la hidrodinámica del lecho fluidizado; por otro lado, existen otras relaciones de parámetros cuya variación se ha demostrado que influyen sobre los valores de los coeficientes, (13, 29, 30, 31) tales como: ϵ , dp/D , dp/L que también se incluyen; aunque resulta difícil visualizar su influencia debido a la gran dependencia que existe entre estos grupos con la velocidad superficial del gas, es decir, la fracción de vacío del lecho va aumentando conforme aumenta la velocidad superficial del aire o con un aumento en el diámetro de partícula. (14)

Transferencia de Calor.

La primera relación que se estableció a partir de los datos experimentales, fué la que establece el coeficiente de transferencia en función del número de Reynolds. En este caso, el número de Reynolds se define como:

$$Re = \frac{dp \rho V_s}{\mu} \quad (31)$$

y la ecuación del coeficiente de transferencia de calor es:

$$h = c Re^m \quad (32)$$

donde los valores de las constantes c y m se han determinado aplicando el método de mínimos cuadrados.

Los resultados de las diversas investigaciones (31, 32, 33, 34) están resumidos en la Tabla 1. La mayoría de las correlaciones son expresadas en términos de los números de Reynolds y Nusselt. Y cuyos coeficientes han sido evaluados por dos métodos diferentes:

1) las diferencias de temperatura son integradas sobre una porción superficial del lecho (31, 37, 40)

2) las diferencias de temperatura se promedian sobre la base de las condiciones de entrada y salida (32, 35, 38, 39, 40, 41, ...)

Referencia	Rango $Dp, 10^3$	Rango G	Rango h	ρ_L	μ	$\frac{C_p \mu}{K}$	Rango $Dp G/\mu$	Rango $h dp/K$	Correlación
31	1.1-3.3	320-630	6-28	0.075	0.043	0.73	8-52	0.5-5	$\frac{h Dp}{K} = 1.31 \left(\frac{Dp G}{\mu} \right)^{0.76}$
32	1.2-3.3	300-650	3-10	0.073	0.044	0.72	10-57	0.2-2.2	$\frac{h Dp}{K} = 0.0135 \left(\frac{Dp G}{\mu} \right)^{1.35}$
33	1.2-3.3	320-920	5-35	0.060	0.051	0.68	10-32	0.5-5	$\frac{h Dp}{K} = 0.0028 \left(\frac{Dp G}{\mu} \right)^{1.7} \left(\frac{Df}{Dp} \right)^{0.2}$
34	0.45-3	110-610	0.07-0.9	0.068	0.046	0.70	1-40	0.001-0.17	$h = 1.270 Dp^{1.27}$
35	0.74	120-250	0.8-2	0.041	0.065	0.65	1.3-2.8	0.02-0.06	$\frac{h Dp}{K} = 0.018 \left(\frac{Dp G}{\mu} \right)^{1.2}$
36	27-32	-	-	-	0.043	0.67	-	-	$\frac{h Dp}{K} = 0.00064 \left(\frac{Dp G}{\mu} \right)^{1.48}$
37	0.4-1.8	40-600	1-40	0.065	0.048	0.69	0.5-34	0.02-4	$\frac{h Dp}{K} = 0.0545 \left(\frac{Dp G}{\mu} \right)^{1.28}$
38	0.7-3.3	20-730	0.4-3	0.060	0.051	0.68	-	-	$h = 79,000 Dp^{1.2}$
39	1.96	30-310	.0005-.012	0.066	0.047	0.070	1.2-13	.00006-.0016	$h = \frac{V}{116 + 52.4 L_B} + \frac{1 - 0.6 L}{274 + 447 L + 146 L^2}$
40	1.96	20-460	.0002-.06	0.066	0.047	0.070	0.8-1.9	.00002-.008	$h = \frac{V}{116 + 52.4 L_B} + \frac{1 - 0.6 L}{274 + 447 L + 146 L^2}$
41	1.2	130-320	2-6	0.066	0.047	0.070	5-14	0.15-0.47	$h = 0.0465 \left(\frac{Dp G}{\mu} \right)^{1.0}$
6	1.15	-	-	-	-	0.75	0.5-2	0.0401	$\frac{h Dp}{K} = 0.31 \left(\frac{Dp G}{\mu} \right)^{0.76}$

Tabla 1. Rango de correlaciones aplicadas para transferencia de calor partícula - fluido.

El análisis dimensional de las variables afectando la transferencia de calor partícula-fluido resulta en una ecuación formada por la correlación de los coeficientes de transferencia de calor partícula-fluido.

Transferencia de Masa.

Se han hecho muchos intentos para establecer correlaciones generalizadas en base a los datos experimentales; los resultados son expresados en términos de grupos adimensionales, sin embargo, en algunos casos el coeficiente de transferencia de masa está relacionado directamente a variables de operación tales como: velocidad de flujo, diámetro de partícula, etc. Los grupos adimensionales usados son: el factor de transferencia de masa Chilton Colburn (42), número de Sherwood, número de Schmith y número de Reynolds de partícula. En algunos casos, otros grupos adimensionales tales como; dp/D ó dp/L , etc.

Las siguientes formas de números de Reynolds de partícula:

$$Re = dp G/\mu \quad (33)$$

$$Re' = dp G/\mu \varepsilon \quad (34)$$

$$Re'' = dp G/\mu (1 - \varepsilon) \quad (35)$$

Se han usado para correlacionar datos de varios tipos de lechos empacados y fluidizados. En uno o dos casos el número de Reynolds de partícula se ha definido como $G \sqrt{A_p} / \mu$ donde A_p es el área superficial geométrica de la partícula.

Un resumen de las diversas correlaciones generalizadas útiles para predecir la tasa de transferencia de masa partícula - fluido en lechos fluidizados junto con sus rangos de operación se muestran en la Tabla 2.

La mayoría de las relaciones son básicamente las mismas y difieren solo en sus constantes numéricas y los rangos de operación. Esto es dado principalmente por la diferencia en los rangos de los datos experimentales los cuales han sido usados para obtener estas correlaciones; éstas predicen los datos de transferencia de masa con un grado de exactitud comparable.

Kato y Wen (29, 30) han propuesto una explicación al fenómeno de la caída de los coeficientes a bajos números de Reynolds, basandose en la Teoría de la capa límite, la cual se puede resumir de la siguiente manera: en el caso de transferencia de masa, el espesor de la película de fluido es inversamente proporcional a alguna potencia del número de Reynolds y la relación entre el espesor de la capa límite de momento, es inversamente proporcional a alguna potencia del número de Schmith. Esto ocasiona que en sistemas sólido-gas, para los cuales el número de Schmith es muy pequeño, las capas límites individuales se superpongan, reduciendo consecuentemente el área superficial efectiva de transferencia de masa. Similarmente, para el caso de transferencia de calor, la capa límite térmica individual no está claramente definida para números de Reynolds bajos y números de Prandt bajos, esto se debe a que el espesor de la capa límite térmica es mucho mayor que el diámetro de la partícula lo cual causa una superposición de las capas límites térmicas individuales, reduciendo con ello el área superficial efectiva de transferencia de calor.

El teorema Pi de Buckingham (56) es una regla para decidir cuales de los muchos números adimensionales (llamados π 's en notación Buckingham) son esperados. Este teorema establece que el número de grupos adimensionales independientes es igual a la diferencia entre el número de variables que van a tenerse y el número de dimensiones independientes involucradas.

Referencia	ε	Sc	Re	Correlación
43, 44	0.25-0.97	0.6-10000	$1 < [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)] < 30$ $30 < [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)] < 10^4$	$Jd = 5.7 [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)]^{-0.78}$ $Jd = 1.77 [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)]^{-0.44}$
45	0.25-0.97	0.6-10000	$1 < [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)] < 80$ $80 < [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)] < 10^4$	$Jd = 5.0 [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)]^{-0.70}$ $Jd = 1.45 [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)]^{-0.43}$
46	0.25-0.97	0.6-1500	$1 < D/a \varepsilon \mu < 100$ $100 < D/a \varepsilon \mu < 2000$	$\varepsilon^{\varphi b} Jd = 0.895 [G/a \varepsilon \mu]^{-0.59}$ $\varepsilon^{\varphi b} Jd = 0.380 [G/a \varepsilon \mu]^{-0.39}$ $\varphi = 1.1 \quad b = 1.75 [G/a \varepsilon \mu]^{-0.07}$
47	0.35-1.0	1-2000	$Dp G/\mu < 10$ $50 < Dp G/\mu < 3000$	$Td = 1.91 \times 10^{0.04} [Dp G/\mu]$ $Td = 0.8 [Dp G/\mu]^{0.65}$
48	0.287-0.921	0.6-13200	$[G \sqrt{Ap}/\mu] > 50$	$\frac{\varepsilon Jd}{f} = 0.30 / \{ [G \sqrt{Ap}/\mu]^{0.35} - 1.90 \}$ donde $f = 0.865 - 1.34$
49	0.346-0.921	0.6-13200	$Dp G/\mu > 1$	$Jd = 0.010 + 0.863 / [(Dp G/\mu)^{0.58} - 0.483]$
50	0.416-0.9535	0.6-1326	$60 < [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)] < 8000$	$Jd = 1.127 / \{ [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)]^{0.41} - 1.52 \}$
51	0.373-0.9592	0.6-1500	$Dp G/\mu > 20$	$\varepsilon Jd = 0.589 [Dp G/\mu]^{-0.427}$

Referencia	ε	Sc	Re	Correlación
52	0.43-0.75	0.6-2000	$5 < (Dp G/\mu) < 500$ $50 < (Dp G/\mu) < 2000$	$\varepsilon.Jd = (0.81 \pm 0.05) [Dp G/\mu]^{-0.5}$ $\varepsilon.Jd = (0.6 \pm 0.10) [Dp G/\mu]^{-0.43}$
53	0.3415-0.9535	0.6-10000	$50 < (Dp G/\mu) < 2000$	$\varepsilon.Jd = (0.6 \pm 0.10) [Dp G/\mu]^{-0.43}$
54	0.2698-0.9653	572-70000	$Dp G/\mu (1 - \varepsilon) < 20$ $Dp G/\mu (1 - \varepsilon) \geq 20$	$Jd = 3.8155 [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)]^{-0.7913}$ $Jd = 1.6218 [Dp G/\mu (1 - \varepsilon)]^{-0.4447}$
55	0.2698-0.9653	0.6-70000	$(Dp G/\mu) < 10$ $(Dp G/\mu) > 10$ $0.01 < (Dp G/\mu) < 15000$	$\varepsilon.Jd = 1.1068 [Dp G/\mu]^{-0.72}$ $\varepsilon.Jd = 0.4548 [Dp G/\mu]^{-0.4069}$ $\varepsilon.Jd = \frac{0.765}{(Dp G/\mu)^{0.82}} + \frac{0.365}{(Dp G/\mu)^{0.386}}$

Tabla 2. Rango de correlación aplicadas para transferencia de masa en lechos fluidizados.

Las correlaciones obtenidas para los coeficientes de transferencia de calor y masa tienen la forma siguiente (Apéndice E).

$$Nu = a Re^b (L/D)^c (dp/D)^d Pr^e \quad (36)$$

$$Sh = a Re^b (L/D)^c (dp/D)^d Sc^e \quad (37)$$

CAPÍTULO 2

METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

2.1 Materiales.

Características físicas de la gel de sílice.

La gel de sílice se prepara a partir de la deshidratación de un hidrato de sílice de alta pureza. La materia volátil total es del 5-6. 5% en peso y el análisis en base seca muestra un 99.7% de pureza. Los geles de sílice, como un grupo, muestran altas capacidades para la adsorción, siendo utilizados como agentes secantes. Estos adsorben arriba del 40% de agua en base al peso seco.

Las propiedades de la gel de sílice son las siguientes: (20)

Area superficial, m ² /kg	8.32E 5
Calor específico, Kcal/kg °C	0.22
Densidad, kg/m ³	1.32E 3
Conductividad térmica, Kcal/h cm ² (°C/cm)	1.0
Rango de temperatura de reactivación, K	394-589
Volumen de poros, m ³ /Kg	0.00043
Diámetro promedio de poro, Å	22-26
Densidad aparente, kg/m ³	0.60E 3
Densidad de partícula, kg/m ³	1.1-1.2E 3

Como todos los adsorbentes, la gel de sílice es más eficiente a altas presiones totales, debido a que el incremento en la densidad de gas es acompañado por un incremento en la capacidad calorífica, la cual causa que el calor adsorbido sea disipado mas rápidamente. Esto conduce a reducir la zona de transferencia de masa, como ésta se mueve a través del lecho, la capacidad de utilidad para una columna dada se ve incrementada. La gel de sílice se distingue por sus poros extremadamente finos que contribuyen a su gran capacidad adsorbente de agua y otras moléculas polares. (57)

Características físicas del aire.

Como medio fluidizante se empleó aire con bajo contenido de humedad relativa (0.002 kg H₂O /kg a.s.), cuyas propiedades son (para T= 23 °C y P = 586 mm Hg):

Densidad, kg/m ³	0.94
Viscosidad, kg/m h	0.00108
Capacidad calorífica, Kcal/kg ^o C	0.250
Conductividad térmica, Kcal/ h m ^o C	0.0036

2.2 Equipo Experimental (secador)

El diagrama de flujo de la instalación utilizada para el desarrollo de este estudio se encuentra representado en la Figura 5 (página siguiente).

El aire, suministrado a la instalación por el compresor que da servicio general al laboratorio, se hace pasar por un filtro y una zona de expansión con el propósito de amortiguar las pulsaciones y eliminar el exceso de agua y aceite que pudiera arrastrar. Posteriormente el aire llega a dos columnas dispuestas en paralelo, empaçadas con gel de sílice con indicador y anillos rashing, cuya función es la de mantener a un nivel muy bajo y constante la humedad absoluta del aire (0.002 kg H₂O/kg a.s.). Un rotámetro permite regular el gasto volumétrico de aire seco que se alimenta al secador por medio de una tubería de cobre de 0.635 cm. de diámetro interior. La temperatura del aire alimentado al secador se fija por medio de una resistencia de calentamiento enrollada al tubo justo antes de la entrada y es controlada por medio de un reóstato. Esta sección de calentamiento consiste en un tramo de tubo de 100 cm de longitud y 1.27 cm de diámetro interior, el cual se encuentra empaçado con balines de acero para favorecer la transferencia de calor. Antes y después del secador se tienen dos desviaciones de la línea de aire para enviar éste a las respectivas celdas de medición de temperatura de bulbo seco y húmedo. Finalmente, a la salida del secador se tiene un ciclón cuya función es la de recolectar los finos que pudieran ser arrastrados. El lecho fluidizado consiste en un tubo de acrílico de 3.87 cm de diámetro interior por 58.0 cm de longitud. La parte inferior contiene el plato distribuidor, el cual es una placa de aluminio con agujeros de 0.16 cm dispuestos en arreglo cuadrado y distantes entre sí 0.5 cm. Para evitar que el sólido caiga cuando no se encuentra fluidizado, se colocó en la cara inferior de la placa, una malla de 325 mesh todo el secador se encuentra totalmente aislado con cinta de asbesto para así asegurar la operación adiabática.

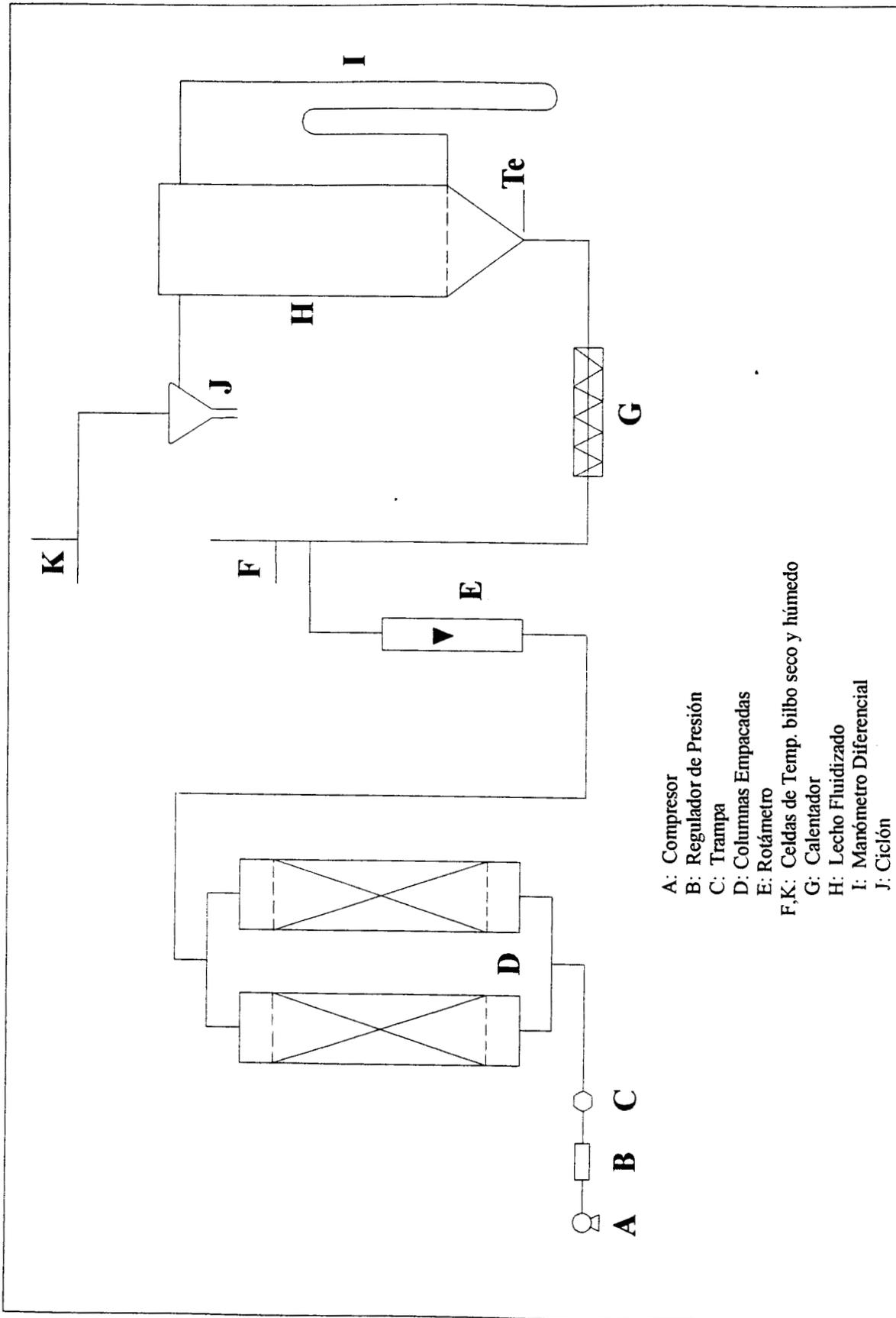


Figura 5. Diagrama de flujo del equipo experimental.

2.3 METODOLOGÍA

2.3.1 Determinaciones físicas del sólido.

Diámetro promedio de partícula.- El diámetro promedio de partícula de una muestra de sólido previamente pesada, se determinó por la técnica de tamizado. Esta técnica consiste en ponderar la fracción en peso de partículas retenidas entre los tamices, de acuerdo a la fórmula siguiente:

$$d\bar{p} = 1 / \sum_{i=1}^n (X/dp)_i \quad (38)$$

Densidades: real, aparente y empacada.- Las densidades real y aparente del sólido poroso se determinaron por picnometría. Para ello es necesario pasar una muestra de sólido, aproximadamente: 1 gramo y aplicando la siguiente fórmula, se calcula la densidad:

$$\rho_{\text{sólido}} = \frac{W_i \text{ (masa de sólido)}}{V_T \text{ (volumen total)} - \frac{P_T \text{ (peso total)} - W}{\rho_{\text{líquido}}}} \quad (39)$$

Si el líquido penetra al interior del sólido, entonces se habrá determinado la densidad real y si no moja el interior del mismo, se obtendrá la densidad aparente.

En el caso de la densidad empacada, se utilizó un volumen calibrado (probeta p.c.), se llenó con la muestra de gel de sílice y directamente, al relacionar el peso empacado con el volumen de referencia, se obtuvo esta densidad.

Fracción de vacío de empaque.- Debido a que la gel de sílice tiende a cambiar morfológicamente al humedecerse, para determinar la fracción de vacío de empaque, se empleó un método seco que consiste en introducir un sólido muy fino (talco) en un volumen empacado con gel de sílice de peso conocido. Por simple diferencia de peso se conoce el peso de talco que penetró y conociendo su densidad, se puede calcular el volumen correspondiente. De esta manera, al dividir este volumen entre el volumen total se obtiene la fracción de vacío de empaque.

2.3.2 Determinaciones hidrodinámicas.

Velocidad mínima de fluidización.- Este parámetro es quizá el más importante para la caracterización hidrodinámica de los lechos fluidizados. Como no depende del tamaño del recipiente, a condición de que no existan efectos de pared apreciables, se recomienda determinar experimentalmente. El procedimiento consiste en aumentar progresivamente el flujo de aire a través del lecho de sólidos, midiendo la caída de presión que sufre éste al atravesar el lecho. Una gráfica, en la que se relaciona el logaritmo de la caída de presión en el lecho en función del logaritmo de la velocidad superficial del aire, Figura 1, nos permite determinar este parámetro.

Isotermas de adsorción.- Para la determinación de las isotermas de adsorción se construyeron unas celdas o cámaras de humedad constante (equilibrio) que consiste en frascos de vidrio de 125

ml; de la tapa cuelga una pequeña placa de aluminio oradada, sobre la que se pone papel filtro con la muestra de gel de sílice, como se observa en la Figura 6. En estas celdas se vierte una solución de H_2SO_4 de concentración conocida, con el objeto de determinar el equilibrio.

Las soluciones saturadas a usarse son H_2SO_4 con una a_w conocida, esto se reporta en la Tabla 3. La metodología seguida es la siguiente:

- 1.- Secar muestras de gel de sílice con un diámetro determinado (malla conocida).
- 2.- Colocarlas en las cámaras previamente equilibradas con el papel.
- 3.- Pesarse una muestra cada determinado tiempo, dependiendo de la temperatura y la humedad relativa que se establezca en cada cámara y desecharla.
- 4.- Graficar los datos obtenidos, como: cantidad de agua al equilibrio/g de sólido seco vs contenido de humedad.
- 5.- Los pasos anteriores se repiten para diferentes contenidos de humedad.

2.3.3 Criterios de selección de los niveles de cada variable.

TEMPERATURA: Como es sabido, el secado de sólido es un fenómeno que involucra la transferencia simultánea de calor y masa, de aquí que la temperatura de operación del secador sea un parámetro muy importante, ya que afecta directamente las mediciones de equilibrio del proceso. El rango de variación de este parámetro se fijó entre una temperatura próxima a la ambiente, $20^\circ C$ y la máxima que se podía alcanzar en el equipo sin que hubiera pérdidas importantes de calor, la cual es de $60^\circ C$.

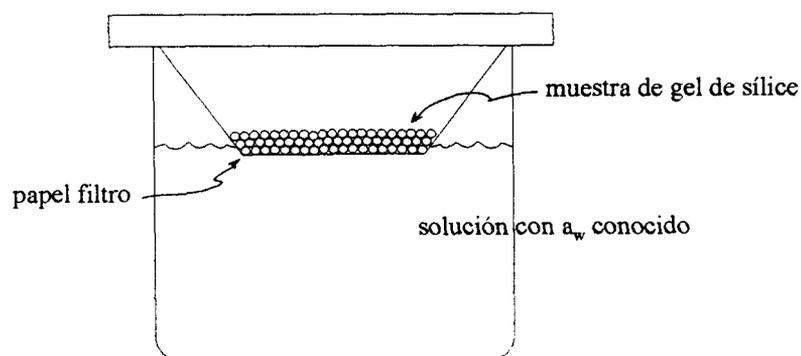


Figura 6. Cámara o celda de equilibrio.

% H ₂ SO ₄ en solución acuosa.	Densidad de la solución. (g/cm ³)	% De humedad relativa en el medio.
0.0	1.00	100.0
7.5	1.05	97.5
15.0	1.10	93.0
21.5	1.15	88.0
28.0	1.20	80.5
34.5	1.25	70.4
39.5	1.30	58.3
45.5	1.35	47.2
51.0	1.40	37.1
60.0	1.50	18.8
70.0	1.60	8.5
77.5	1.70	3.2

Tabla 3. Soluciones de ácido sulfúrico que proporcionan humedades relativas constantes en un ambiente cerrado herméticamente. Temperatura 20 °C.

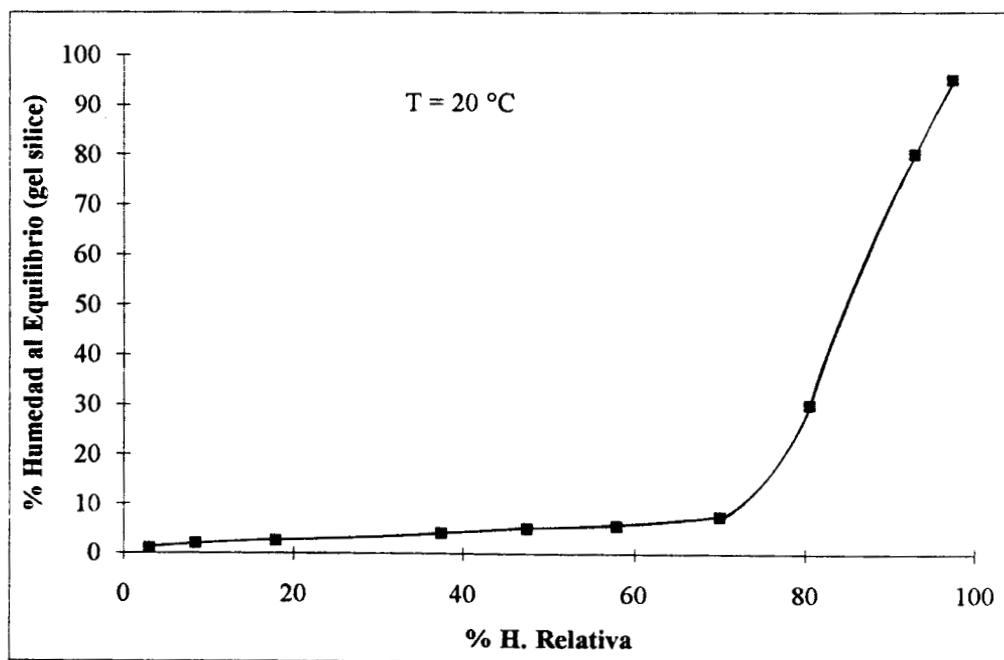


Figura 7. Isoterma de adsorción de la Silica Gel.

Velocidad superficial del aire: Desde el punto de vista de la fluidización, la velocidad superficial del aire es un parámetro clave, ya que las condiciones hidrodinámicas que prevalecen en el sistema, dependen en buena medida de ella. Con el fin de uniformizar las variaciones de este parámetro al variar el tamaño de partícula, pues se afecta la velocidad mínima de fluidización, el rango de velocidades de fluidización se normalizó con relación a esta última variable. Así, el rango fijado fué entre $U/U_{mf} = 2$ hasta 6. El nivel inferior garantizó una buena calidad de la fluidización y el nivel superior, fué el máximo que se podría fijar sin tener un arrastre considerable de finos. Como se verá mas adelante, las variaciones de este parámetro afectan las condiciones de secado durante el período de velocidad constante, el cual está controlado por los fenómenos externos de transferencia de masa y calor.

Diámetro promedio de partícula: Al variar el diámetro promedio de partícula lo que se busca es evidenciar posibles efectos difusionales durante el proceso de secado, los cuales se verán reflejados en el período de velocidad decreciente de secado. Además, las variaciones de este parámetro afectan la hidrodinámica de la fluidización, ya que la velocidad mínima de fluidización depende de este parámetro en forma cuadrática. El rango de variación de este parámetro fué entre 0.09 mm y 0.24 mm; lo cual nos permitió fijar números de Reynolds bajos, sin que se perdieran las condiciones hidrodinámicas del lecho.

Altura del lecho: desde el punto de vista del diseño de secadores de lecho fluidizado, la altura del lecho es un parámetro muy importante, ya que fija el volumen del equipo y por lo tanto, la masa de sólidos a tratar. Desde el punto de vista hidrodinámico, considerando un distribuidor de placa perforada, los fenómenos de acanalamiento y pistoneo del gas al atravesar el lecho, pueden ser importantes dependiendo del valor de este parámetro. Así el rango de variación de este parámetro, normalizado respecto al diámetro del tubo, fué entre 1 y 2, evitando así caer en los límites antes señalados. Además un aumento en la altura del lecho también puede favorecer el crecimiento de burbujas.

2.3.4 Diseño experimental.

Como se mencionó en el capítulo anterior, uno de los objetivos de este trabajo es el evaluar el efecto de los parámetros antes mencionados, sobre la velocidad de secado. Para ello y tomando en consideración las planificaciones factoriales 2^3 y 2^4 , en la Tabla 4 hemos representado la manera como se combinaron los niveles inferior y superior de los parámetros estudiados así como las repeticiones correspondientes al puntos central.

Descripción de una corrida típica.

Para facilitar la comparación entre las diferentes curvas de secado obtenidas, se procura partir de un sólido con un contenido de humedad constante, igual a 39% en base seca. Para lograrlo, la muestra de sólido a secar, se humedece con la misma cantidad equivalente de agua destilada (12 g).

Antes de cargar el sólido al secador, se determinan las temperaturas de bulbo seco y húmedo del aire a condiciones de operación del secador. Así, se establecen las condiciones iniciales de la corrida experimental.

Con el equipo operado en el estado estable lo más rápidamente posible, se carga la muestra de gel de sílice húmedo, restableciéndose las condiciones de operación estable en un lapso de tiempo no mayor a los cinco minutos.

	dp	U/Umf	T	L/D
Factorial 2 ³	0.09	2	20	1
	0.24	2	20	1
	0.09	6	20	1
	0.24	6	20	1
	0.09	2	20	2
	0.24	2	20	2
	0.09	6	20	2
	0.24	6	20	2
	0.16	4	20	1.5
	0.16	4	20	1.5
	0.16	4	20	1.5
	Factorial 2 ⁴	0.09	2	60
0.24		2	60	1
0.09		6	60	1
0.24		6	60	1
0.09		2	60	2
0.24		2	60	2
0.09		6	60	2
0.24		6	60	2
0.16		4	40	1.5
0.16		4	40	1.5
0.16		4	40	1.5

Tabla 4. Niveles de las variables analizadas en este estudio apoyadas en las planificaciones factoriales de experiencias 2³ y 2⁴; incluyendo los puntos centrales de cada factorial.

Desde que el sólido es alimentado al secador, este se fluidiza inmediatamente, solo la temperatura del lecho es la que evoluciona hasta un valor de equilibrio, que es lo que se conoce como el período inicial de secado.

En intervalos de tiempo del orden de 30 minutos, se muestra el sólido, sacando del lecho cantidades del orden de 1 gramo; se colocan en pesafiltros y se llevan a peso constante en una estufa a 120 °C durante diez horas. Este intervalo de tiempo para toma de muestra, fué suficiente para que el equipo siempre se encontrara en condiciones de operación estable.

Antes de sacar la muestra, sistemáticamente se leen las temperaturas de bulbo seco y húmedo del aire que sale del secador y la temperatura del lecho fluidizado.

La humedad del sólido base seca, se calcula a partir de la siguiente relación:

$$\% H = \frac{P' - P}{P} \times 100 \quad (40)$$

CAPÍTULO 3

PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

3.1 Determinaciones físicas de la gel de sílice

Diámetro promedio de partícula.- A varios lotes comerciales de gel de sílice se les determinó, por tamizado, la distribución de tamaño de partícula. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 5. En esta tabla se puede constatar que de la muestra original, las cantidades más significativas de sólidos retenidos se localizan en los tamices que abarcan un rango que corresponde a los tamaño promedio de partícula de interés: 0.09, 0.16 y 0.24 mm, los cuales fueron establecidos con la ecuación (38).

No. de medición	Peso de muestra original (g)	Peso de sólido retenido en cada malla. (g)								Peso de muestra al final del experimento
		Malla 40 dp > 0.42	Malla 50 dp > 0.297	Malla 60 dp > 0.25	Malla 80 dp > 0.177	Malla 100 dp > 0.149	Malla 120 dp > 0.125	Malla 150 dp > 0.105	Malla < 150 finos	
I	400.0	1.0	10.5	18.25	254.4	37.1	0.0	34.4	39.35	395.25
II	400.0	1.7	19.3	3.35	252.8	46.05	0.2	37.6	29.50	390.50
III	400.0	0.0	86.0	6.7	180.0	66.3	0.7	32.5	26.70	398.90
IV	390.0	0.0	105.6	21.3	110.8	87.2	3.7	28.8	27.10	384.50
V	425.0	0.0	0.8	19.0	171.5	138.8	8.4	49.8	31.80	420.10
VI	558.0	0.0	16.7	29.3	263.4	138.8	10.0	57.2	39.9	555.30

Tabla 5. Clasificación del sólido de acuerdo al diámetro de partícula.

Densidad real, aparente y empacada.- En la Tabla 6 se presentan los resultados experimentales obtenidos por los métodos ya descritos. Debe señalarse que estos no dependieron del tamaño promedio de partícula, por lo que se pueden considerar valores promedio de las muestras estudiadas.

$$\rho_r = 2.0 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_a = 0.6 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_e = 0.38 \text{ g/cm}^3$$

Tabla 6. Valores promedio de las densidades del sólido.

Fracción de vacío del lecho fijo.- A muestras de diferente tamaño promedio de partícula se les determinó la fracción de vacío de empaque, notándose que ésta no es función de las variaciones

de este parámetro. Los resultados experimentales se presentan en la Tabla 7. En el caso correspondiente al menor tamaño de partícula (malla 150) la dificultad de manejar finos seguramente se tradujo en este resultado sensiblemente diferente. Por otro lado, se pudo corroborar que a partir de los datos de densidad empacada y aparente y la ecuación (41), el cálculo de la fracción de vacío resultó ser igual a 0.36. Este valor fue el que se tomó para los cálculos de este estudio, ya que es más confiable el cálculo de las densidades que la determinación directa de ϵ_e .

$$\epsilon_e = \frac{\frac{1}{\rho_e} - \frac{1}{\rho_a}}{\frac{1}{\rho_e}} \quad (41)$$

Malla	50 (0.297 mm)	80 (0.177 mm)	100 (0.149 mm)	150 (0.099 mm)	Promedio
MASA DE TALCO	3.4	3.3	3.2	2.0	
VOLUMEN DE TALCO	3.54	3.44	3.34	2.08	
ϵ_e	0.35	0.34	0.33	0.21	0.34

$$\rho_{\text{talco}} = 0.3841 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_{e \text{ talco}} = 0.9541 \text{ g/cm}^3$$

$$V_{\text{probeta}} = 10 \text{ ml.}$$

Tabla 7. Determinación de la fracción de espacios vacíos en un lecho empacado de gel de sílice.

3.2 Determinaciones Hidrodinámicas.

El estudio hidrodinámico se llevó a cabo tomando en cuenta los diferentes factores que pueden influir en el funcionamiento del secador de lecho fluidizado. De esta manera, por un lado se determinó la fracción de vacío del lecho a diferentes condiciones de fluidización y por otro lado, se determinó experimentalmente la velocidad mínima de fluidización para diferentes tamaños de partícula y los valores extremos del rango de variación del contenido de humedad en el sólido. Independientemente del posible efecto de la relación L/D sobre la cinética de secado, también se hizo variar este parámetro para así corroborar que realmente no influye en el valor de la velocidad mínima de fluidización y evaluar al mismo tiempo cómo se ve afectada la calidad de la fluidización por el posible efecto de pared.

Fracción de vacío a condiciones de fluidización.- Ya que el lecho fluidizado ocupa un volumen mayor que cuando se encuentra en estado fijo, el cálculo de la fracción de vacío a las diferentes condiciones de fluidización, resulta ser un parámetro de diseño muy importante. Si referimos la masa de sólidos al volumen del lecho ocupado, a las diferentes velocidades de fluidización, podemos calcular entonces las densidades de "empaque" correspondientes. Con estos datos y la densidad aparente, se pueden determinar a su vez las fracciones de vacío a las diferentes condiciones de fluidización, a partir de la ecuación (41 a).

$$\varepsilon_{mf} = \frac{\frac{1}{\rho_{mf}} - \frac{1}{\rho_e}}{\frac{1}{\rho_{mf}}} \quad (41 a)$$

En la Tabla 8 se presentan los resultados así obtenidos y en la Figura 7, se han graficado las relaciones entre ε_{mf} y dp a diferentes L/D .

Se nota que la fracción de vacío del lecho empacado (ε_e) no varía con el tamaño de partícula, en cambio ε_{mf} si varía con L/D y el tamaño de partícula.

L / D	dp (mm)			
	0.24	0.16	0.14	0.09
0.5	0.401	0.429	0.454	0.478
1.0	0.401	0.415	0.429	0.454
1.5	0.401	0.410	0.429	0.446
2.0	0.401	0.416	0.492	0.454

Tabla 8. Valor de ε_{mf} en función de dp a diferentes L/D .

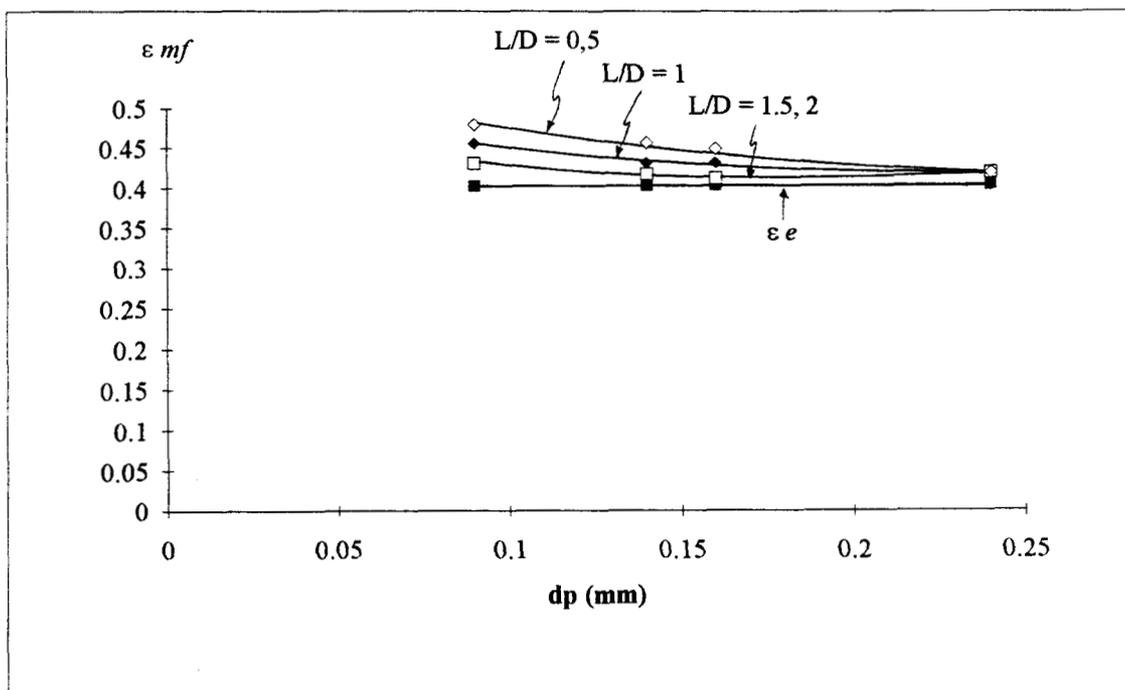


Figura 7.- Variación de ε_{mf} en función de dp a diferentes L/D .

Velocidad mínima de fluidización.- La velocidad mínima de fluidización es un parámetro que garantiza condiciones hidrodinámicas similares aún cuando el tamaño de partícula varíe. La velocidad mínima de fluidización se determinó a dos diferentes contenidos de humedad del sólido. Los valores de las velocidades mínimas obtenidos en este estudio se presentan en la Tabla 9 y en la Figura 8 (Apéndice A). Se ha podido comprobar que la variación en el tamaño de partícula

afecta sensiblemente a la velocidad mínima de fluidización, así como también, el contenido de humedad en el sólido. Como el nivel de humedad en el sólido está asociado a su densidad aparente, esto explica que a mayor contenido de humedad inicial en el mismo, la velocidad mínima de fluidización sea mayor.

La variación del parámetro L/D no afecta la velocidad mínima de fluidización, lo cual era de esperarse ya que la velocidad mínima de fluidización es sólo función de las propiedades físicas del sólido y del gas. Como puede observarse en la Figura 8 a.

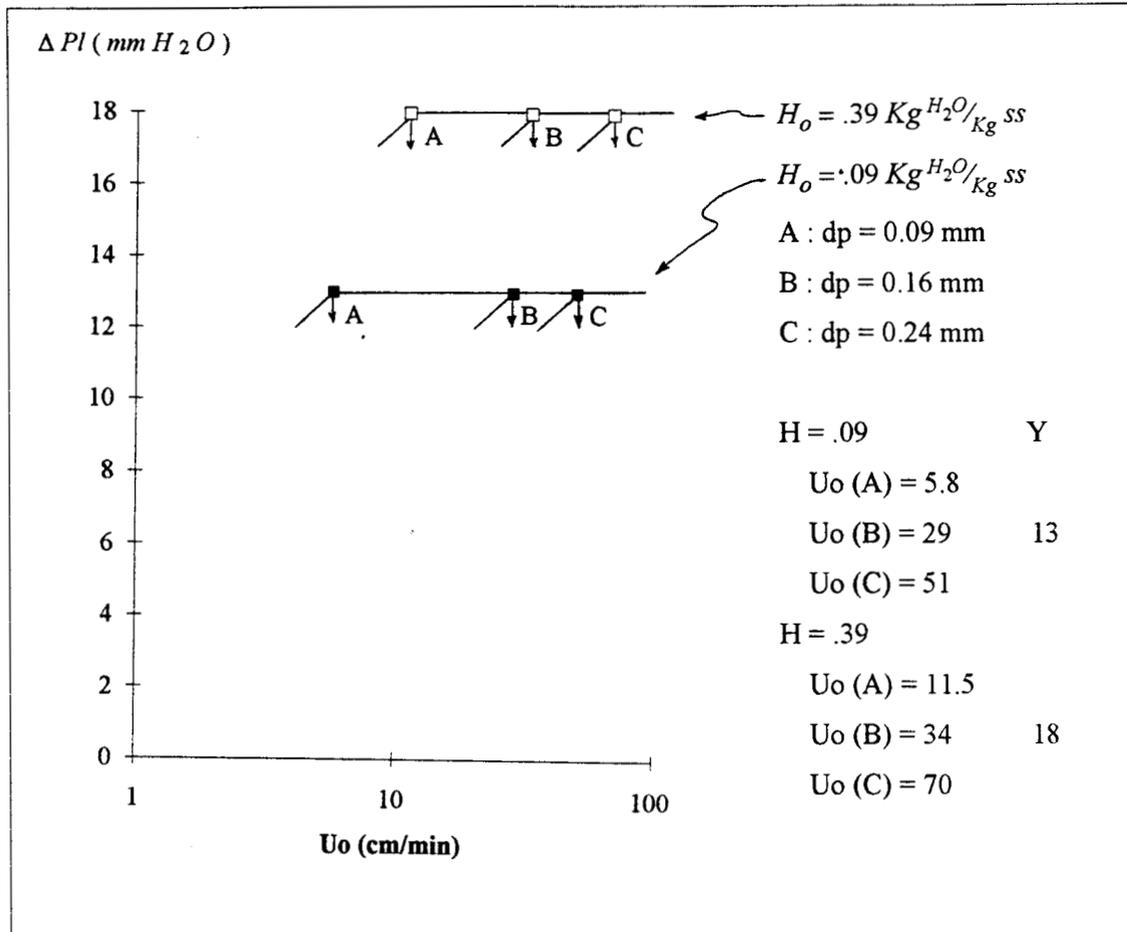


Figura 8.- ΔPl vs U_o a diferentes tamaños de partícula y dos niveles de humedad inicial en el sólido para una L/D dada.

dp (mm)	U _{mf} (cm / min)	
	9 %	39 %
0.24	51.57	68.79
0.16	28.66	34.35
0.09	5.74	11.48

Tabla 9.- Valores de las velocidades mínimas de fluidización obtenidas en el estado hidrodinámico de lecho fluidizado.

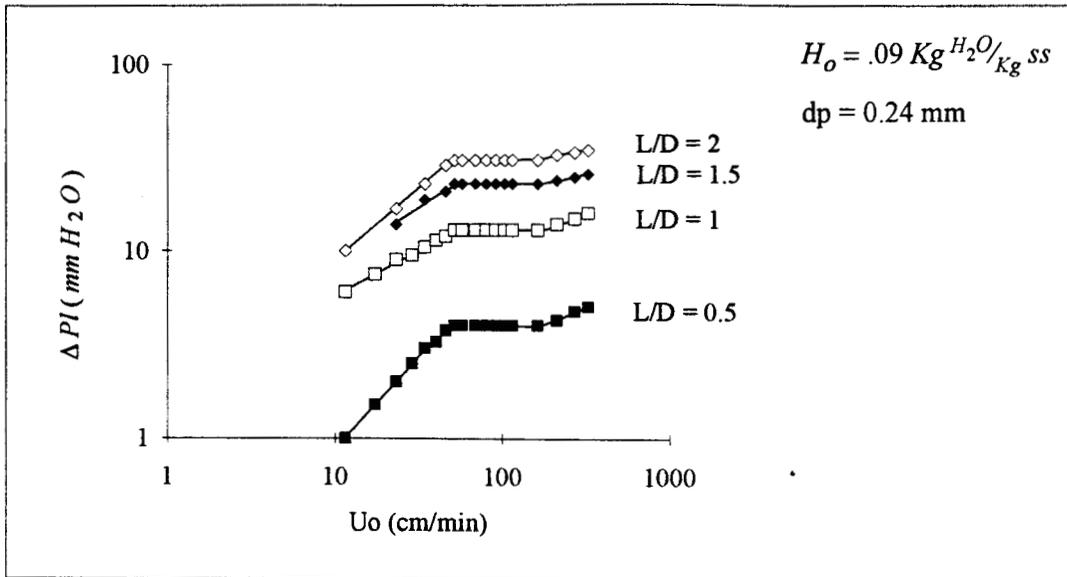


Figura 8a.- Relación de ΔPI vs U_o a diferentes relaciones L/D para un tamaño de partícula y nivel de humedad dados (apéndice A):

Isotermas de adsorción.- Los datos obtenidos experimentalmente se encuentran reportados en la Tabla 10 y en la Figura 9.

% de humedad relativa en solución	% de humedad al equilibrio
3.2	0.690
	0.678
8.5	2.30
	2.76
	1.91
18.8	2.39
	3.00
37.1	4.32
	4.50
47.2	5.07
58.3	5.64
70.4	6.56
	6.92
80.5	23.26
	23.86
93.9	79.83
	78.43
	79.83
97.5	93.67
	97.50
100.0	100.00

Tabla 10.- Isoterma de adsorción para la gel de sílice.
 Datos Experimentales a 20 °C.

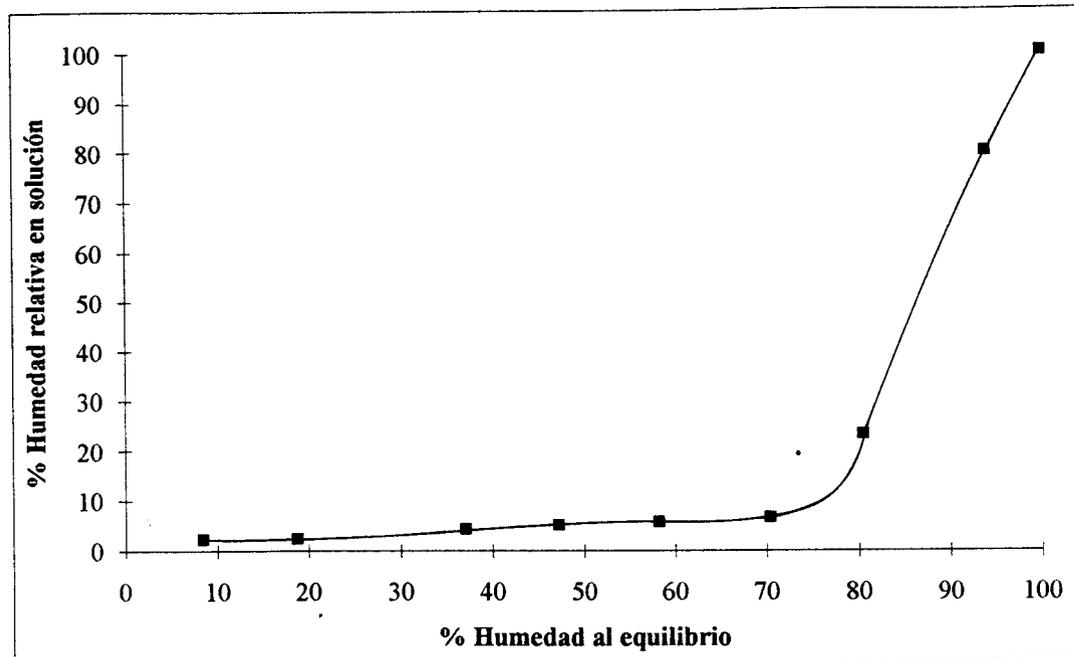


Figura 9.- Isotermas de adsorción para la gel de sílice.

Proceso de Secado.

Los datos obtenidos a cada intervalo de tiempo durante la corrida experimental, son T_e , t_{bs} , t_{bh} y H , los cuales se van a identificar como datos primarios, ya que a partir de ellos se desarrollarán los cálculos para llegar a establecer los valores de los coeficientes de transferencia de masa y calor.

Los valores de T_e , t_{bs} , t_{bh} se obtuvieron directamente de los termómetros correspondientes. Con los valores de t_{bs} , t_{bh} y con la ayuda de la carta psicrométrica, se puede determinar H . El %H (base seca) se obtuvo por medio de la ecuación (40) (del capítulo anterior).

Como puede observarse (Apéndice B), las condiciones iniciales correspondientes a cada corrida se mantienen aproximadamente iguales, lo cual facilita el análisis comparativo de las curvas experimentales. En la Figura 10 a 13 presentamos algunos resultados típicos obtenidos, en los que se pone de manifiesto respectivamente, el efecto de las variaciones de L/D , U/U_{mf} , d_p y T sobre la velocidad de secado.

En todos los casos podemos notar que el proceso está prácticamente dominado por el período de velocidad constante de secado, es decir, la cinética de secado está controlada por los fenómenos de transferencia de masa y calor externos. Estos resultados concuerdan con los reportados en la literatura. (3)

En el caso de sólidos muy porosos con tamaño de partícula muy pequeño ($d_p < 1$ mm) y lo suficientemente húmedo como para que exista humedad libre, las condiciones de equilibrio para transferencia de masa y calor se alcanzan relativamente rápido, de tal manera que podemos suponer que el aire que sale del secador se encuentra próximo a la temperatura de saturación adiabática de la interfase sólido-gas.

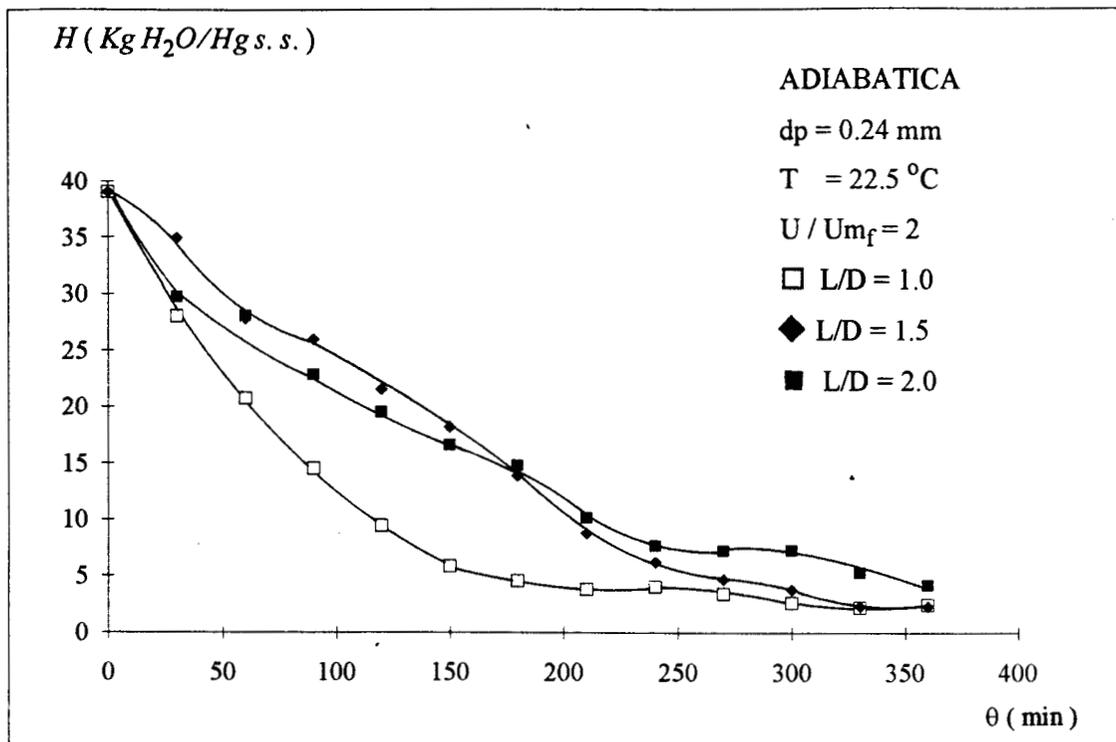


Figura 10.- Variación en la humedad del sólido en función del tiempo a diferentes L/D (apéndice A).

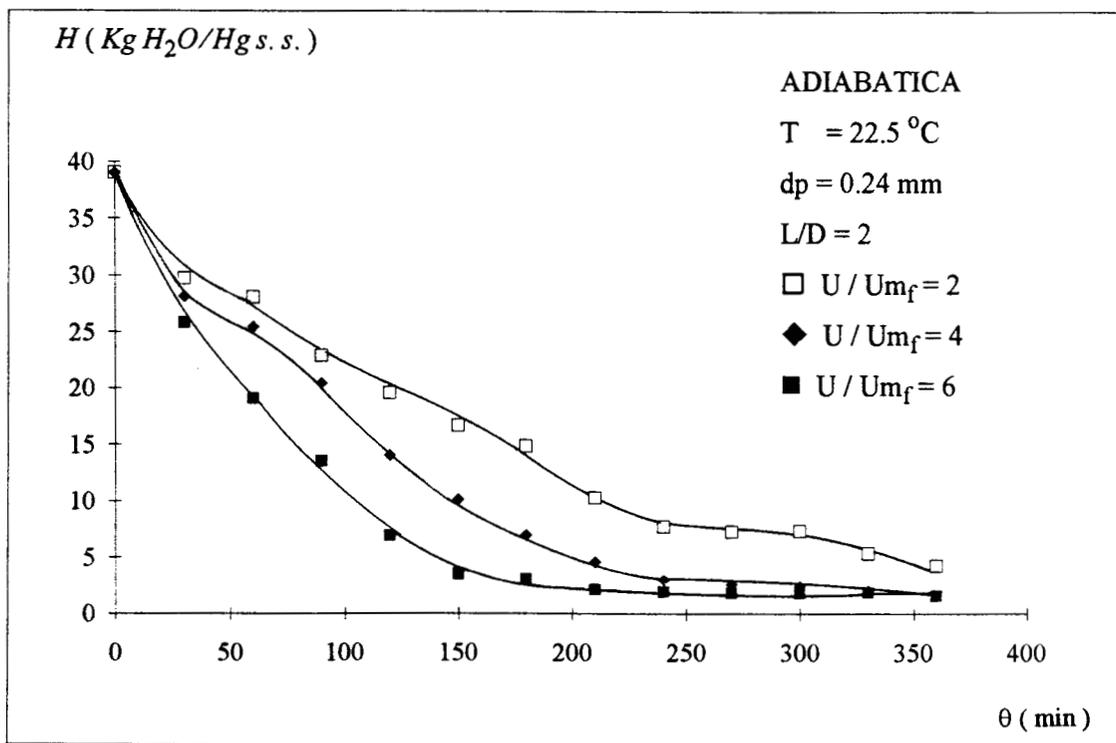


Figura 11.- Variación en la humedad del sólido en función del tiempo a diferentes U/U_{mf} (apéndice A)

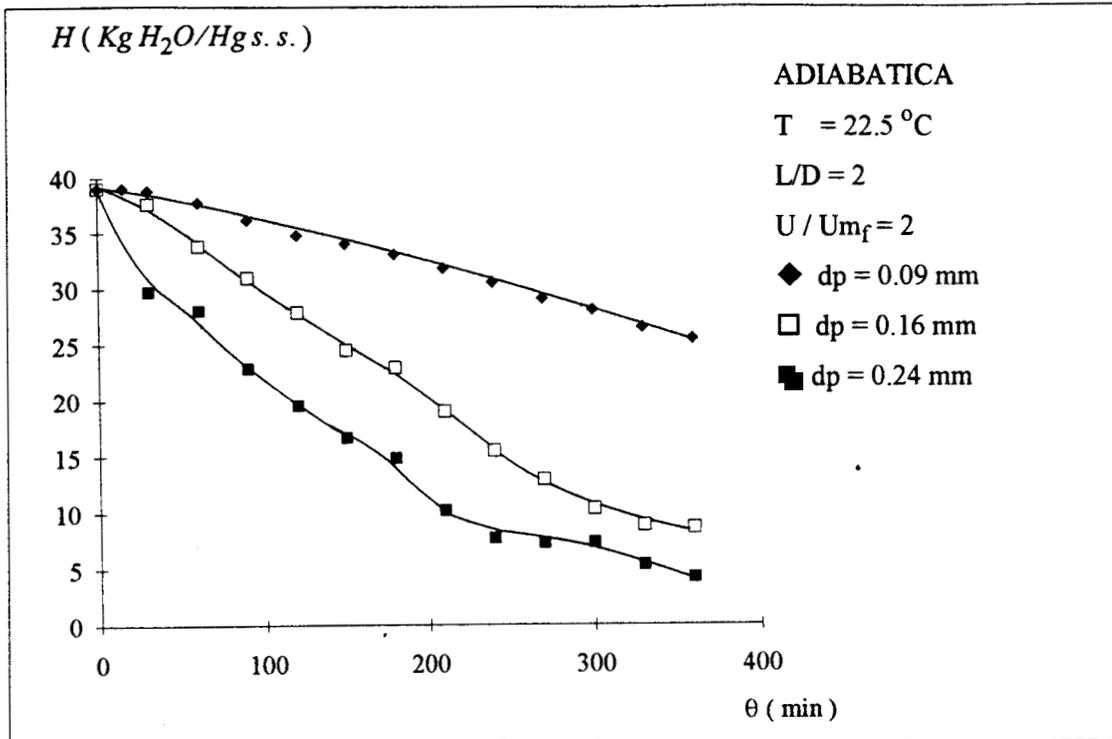


Figura 12.- Variación en la humedad del sólido en función del tiempo a diferentes d_p . (apéndice A).

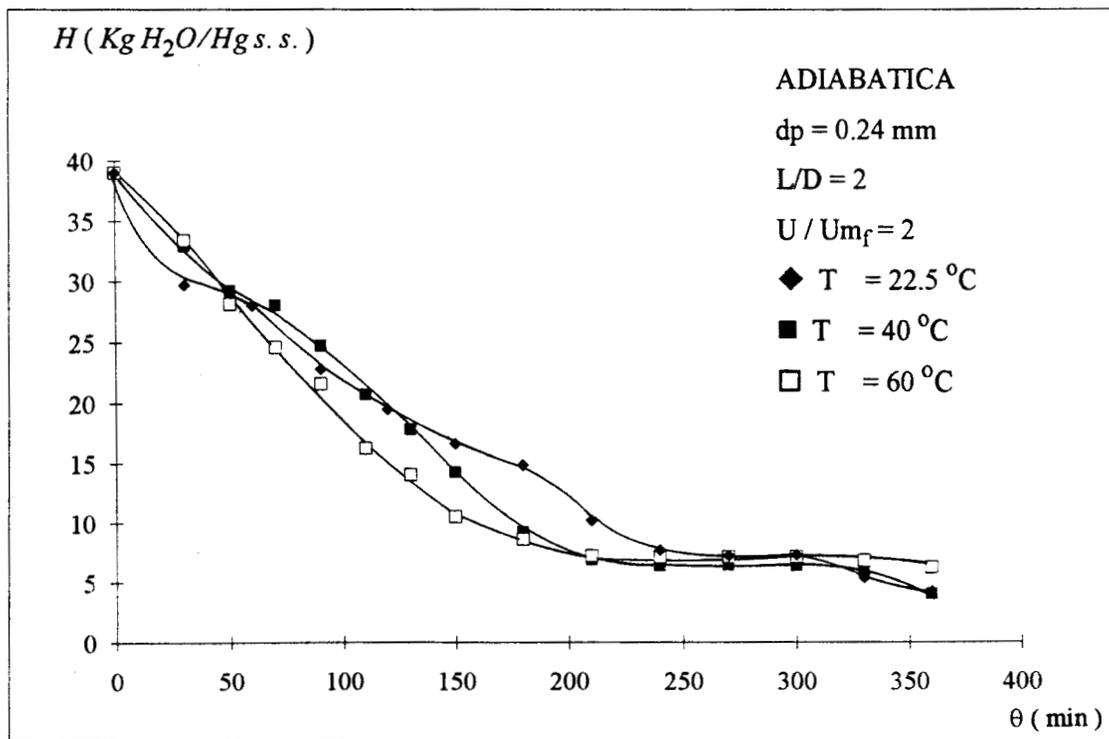


Figura 13.- Variación en la humedad del sólido en función del tiempo a diferentes T . (apéndice A).

La manera como se determinaron los valores de la velocidad de secado ($-dH/d\theta$) exp, fué calculando las pendientes de las diferentes curvas por un ajuste de regresión lineal. Con el fin de minimizar el error de medición, se aplicó un ajuste lineal en la parte de la curva correspondiente al período de velocidad constante de secado, obteniendo así la mejor pendiente de la relación lineal entre H y θ que caracteriza a este período.

Los resultados numéricos obtenidos referidos a la velocidad de secado, se presentan en la Tabla 11 (Apéndice B). Con el fin de establecer de una manera más clara los intervalos que dominan la variación del proceso de secado a continuación presentamos las figuras 14 y 15 en función de H y θ .

Podemos ver que los aumentos en L/D y U/U_{mf} , se traducen, en el primero de los casos, en una disminución gradual de la velocidad de secado y en el segundo de los casos, en un aumento en la misma velocidad. Estos resultados son lógicos ya que un aumento en L/D significa que aumenta la cantidad relativa de agua que hay que retirar del lecho y el aumento de U/U_{mf} provoca un aumento en la velocidad de secado, ya que aumenta la relación de aire respecto a la cantidad de agua que hay que remover, además de que la presencia de burbujas en el lecho, propicia el mezclado de sólidos, favoreciendo la transferencia de calor y masa al disminuir la capa límite de la interfase sólido-gas.

En cambio, un aumento en el tamaño promedio de partícula se manifiesta en un aumento en la velocidad de secado. Esto está de acuerdo con el análisis de las curvas realizado al principio, en el sentido de que el período de secado decreciente no era importante, lo cual permitirá suponer que los fenómenos internos de transferencia de masa no eran limitantes en el proceso. El resultado observado en la Figura 12, corrobora lo anterior pues el aumento en el tamaño de partícula debería haberse traducido en una disminución de la velocidad de secado si efectivamente las resistencias internas se hubieran favorecido al aumentar la longitud característica del patrón de flujo interno. Sin embargo, aún un efecto en esta dirección, podría quedar disfrazado por el efecto hidrodinámico propio de los sistemas de lechos fluidizados. Es decir, al disminuir el tamaño de partícula, también disminuye el número de Reynolds modificado, tanto por el efecto de la disminución de d_p como por el hecho de que es necesario menos gasto de aire para poder fluidizar el sólido a condiciones hidrodinámicas similares, por lo tanto, disminuye la capacidad de absorción de agua por el gas, disminuyendo en consecuencia la velocidad de secado.

Finalmente como era de esperarse, un aumento en la temperatura de operación del secador favorece la transferencia de calor entre el gas y el sólido del lecho, provocando consecuentemente una mayor rapidez de secado del sólido. La diferencia de temperaturas o el gradiente de humedad son las fuerzas que controlan la transferencia de masa y calor.

Condiciones de operación del secado	Temperaturas del sistema			Humedad del sistema			Velocidad de Secado		
	$\frac{L}{D} = 1.0$	$\frac{L}{D} = 1.5$	$\frac{L}{D} = 2.0$	$\frac{L}{D} = 1.0$	$\frac{L}{D} = 1.5$	$\frac{L}{D} = 2.0$	$\frac{L}{D} = 1.0$	$\frac{L}{D} = 1.5$	$\frac{L}{D} = 2.0$
$\frac{U}{U_{mf}} = 2.0$	T _{bs} = 23.43 T _{bh} = 16.85 $\Delta T = 6.58$	T _{bs} = 22.93 T _{bh} = 16.87 $\Delta T = 6.06$	T _{bs} = 23.12 T _{bh} = 17.80 $\Delta T = 5.32$	H = 0.0093 H _{bh} = 0.0121 $\Delta H = 0.0028$	H = 0.00945 H _{bh} = 0.0121 $\Delta H = 0.00265$	H = 0.01055 H _{bh} = 0.0129 $\Delta H = 0.00235$	0.123	0.098	0.067
	$\frac{U}{U_{mf}} = 2$	$\frac{U}{U_{mf}} = 4$	$\frac{U}{U_{mf}} = 6$	$\frac{U}{U_{mf}} = 2$	$\frac{U}{U_{mf}} = 4$	$\frac{U}{U_{mf}} = 6$	$\frac{U}{U_{mf}} = 2$	$\frac{U}{U_{mf}} = 4$	$\frac{U}{U_{mf}} = 6$
	T _{bs} = 23.12 T _{bh} = 17.80 $\Delta T = 5.32$	T _{bs} = 24.43 T _{bh} = 17.51 $\Delta T = 6.92$	T _{bs} = 25.27 T _{bh} = 17.37 $\Delta T = 7.90$	H = 0.01055 H _{bh} = 0.0129 $\Delta H = 0.00235$	H = 0.0097 H _{bh} = 0.0126 $\Delta H = 0.0029$	H = 0.00915 H _{bh} = 0.0124 $\Delta H = 0.00325$	0.067	0.087	0.127
$\frac{U}{U_{mf}} = 2.0$ L = 2.0	dp = 0.009	dp = 0.016	dp = 0.024	dp = 0.009	dp = 0.016	dp = 0.024	dp = 0.009	dp = 0.016	dp = 0.024
	T _{bs} = 24.58 T _{bh} = 21.88 $\Delta T = 2.70$	T _{bs} = 23.38 T _{bh} = 19.23 $\Delta T = 4.15$	T _{bs} = 23.12 T _{bh} = 17.80 $\Delta T = 5.32$	H = 0.0153 H _{bh} = 0.0164 $\Delta H = 0.0011$	H = 0.0122 H _{bh} = 0.0140 $\Delta H = 0.0018$	H = 0.01055 H _{bh} = 0.0129 $\Delta H = 0.00235$	0.024	0.060	0.067
	T = 25 °C	T = 40 °C	T = 60 °C	T = 25 °C	T = 40 °C	T = 60 °C	T = 25 °C	T = 40 °C	T = 60 °C
dp = 0.024 cm $\frac{U}{U_{mf}} = 2.0$	T _{bs} = 23.12 T _{bh} = 17.80 $\Delta T = 5.32$	T _{bs} = 24.91 T _{bh} = 22.52 $\Delta T = 2.39$	T _{bs} = 23.60 T _{bh} = 21.86 $\Delta T = 1.74$	H = 0.01055 H _{bh} = 0.0129 $\Delta H = 0.00235$	H = 0.0161 H _{bh} = 0.0172 $\Delta H = 0.0011$	H = 0.0150 H _{bh} = 0.0160 $\Delta H = 0.0010$	0.067	0.099	0.110

Tabla 11. Datos experimentales y procesados obtenidos con el secador de Lecho Fluidizado

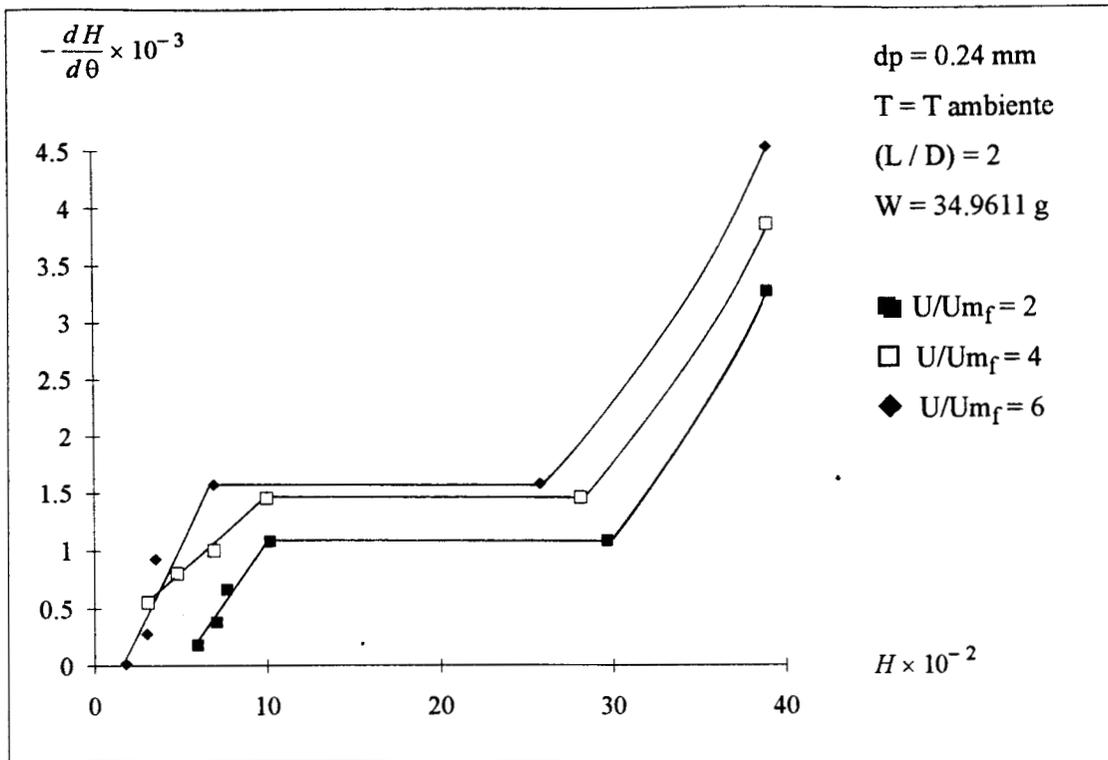


Figura 14. Curvas de Velocidad de Secado del Sólido en función del Contenido (apéndice A).

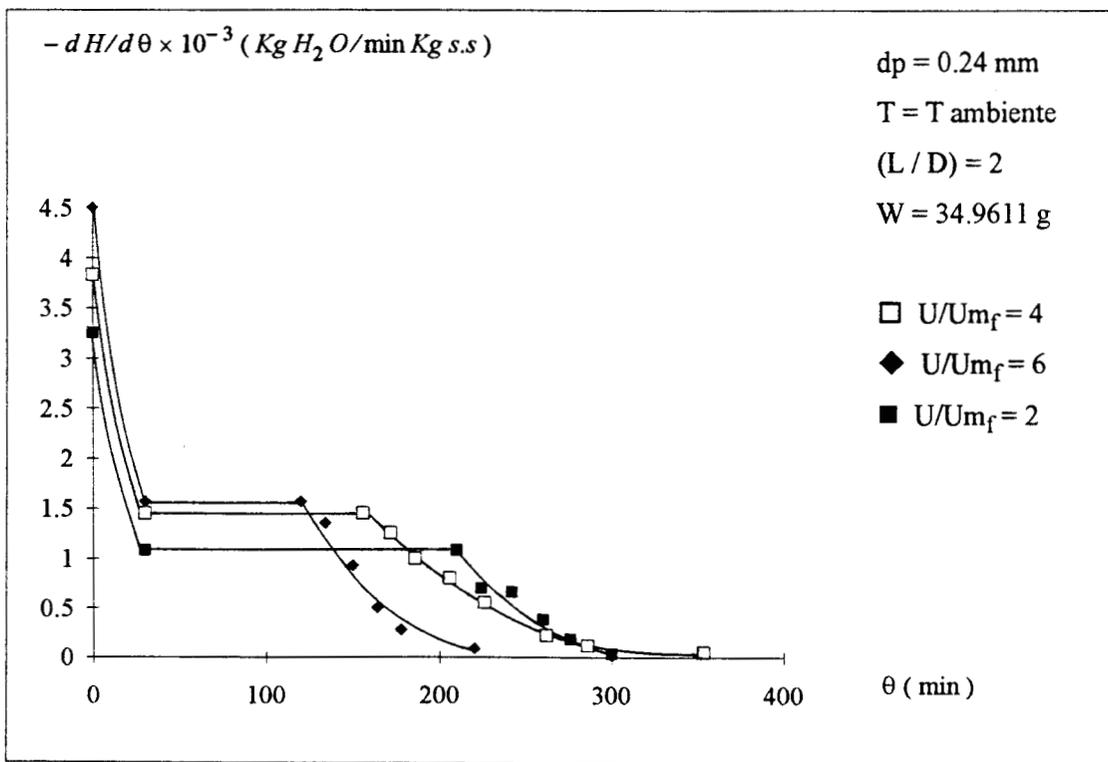


Figura 15. Curvas de Velocidad de Secado del Sólido en función del tiempo (apéndice A).

3.3 Resultados del análisis estadístico de los polinomios correspondientes al diseño factorial.

Con el fin de tener un modelo matemático que describa el comportamiento de la velocidad de secado con los diferentes parámetros considerados, realizamos un análisis estadístico de regresión con mínimos cuadrados (Apéndice C).

Se puede definir otro sistema de coordenadas (Tabla 12), tomando como origen el punto que tiene por coordenadas los valores promedio de dos niveles de cada factor.

El tratamiento estadístico seguido para validar los modelos polinomiales correspondientes a los factoriales 2^3 y 2^4 se presentan a continuación:

caso 1. Polinomio 2^3 :

$$\begin{aligned}
 (dH/d\Theta) = & 2.022378E-03 + 0.597261E-03(dp) - 0.816222E-03(L/D) \\
 & + 0.953869E-03 (U/U_{mf}) - 0.301568E-03 (dp) (L/D) \\
 & + 0.105492E-03 (dp) (U/U_{mf}) - 0.424437E-03 (L/D) (U/U_{mf}) \\
 & - 0.068773E-03 (dp) (L/D) (U/U_{mf}).
 \end{aligned} \tag{42}$$

caso 2. Polinomio 2^4 :

$$\begin{aligned}
 (dH/d\Theta) = & 2.472043E-03 + 0.332503E-03 (dp) - 0.464973E-03 (L/D) \\
 & + 0.530480E-03 (U/U_{mf}) + 0.405756E-03 (T) + 0.013991E-03 (dp) (U/U_{mf}) \\
 & - 0.253927E-03(dp)(T) + 0.277219E-03 (dp) (L/D) \\
 & - 0.434257E-03 (U/U_{mf}) (T) + 0.176814E-03 (U/U_{mf}) (L/D) \\
 & + 0.395147E-03 (T) (L/D) - 0.047589E-03 (dp) (U/U_{mf}) (T) \\
 & + 0.492807E-03 (dp) (U/U_{mf}) (L/D) + 0.567932E-03 (dp) (T) (L/D) \\
 & + 0.612085E-03 (U/U_{mf}) (T) (L/D) + 0.517669E-03 (dp) (U/U_{mf}) (T) (L/D).
 \end{aligned} \tag{43}$$

El mejor ajuste se obtiene cuando la suma del cuadrado de las discrepancias de los valores observados y los valores proporcionados por la ecuación (28) alcanza un valor mínimo. En el caso del factorial 2^3 , el parámetro mas importante es U/U_{mf} ($S= 7.278923$), le siguen en orden L/D , dp y por último $(L/D) (U/U_{mf})$.

Los parámetros y sus combinaciones representan una población normal, que cuando graficamos la probabilidad normal de dichos efectos con los valores obtenidos dan una línea recta. Así de esta gráfica (Apéndice C) observamos que los parámetros realmente importantes son U/U_{mf} , L/D , dp y $(L/D) (U/U_{mf})$.

Factorial 2 ⁴	Factorial 2 ³	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄	(-dH/dΘ) _{EXP} ($\frac{Kg H_2 O}{Kg s.s. min}$)
		-1	-1	-1	-1	7.3573E-04
1	-1	-1	-1	2.3171E-03		
-1	1	-1	-1	3.3628E-03		
1	1	-1	-1	5.2900E-03		
-1	-1	-1	1	4.1775E-04		
1	-1	-1	1	9.3569E-04		
-1	1	-1	1	1.4032E-03		
1	1	-1	1	2.068 E-03		
0	0	0	0	1.5543E-03		
0	0	0	0	1.5481E-03		
0	0	0	0	1.5452E-03		
-1	-1	1	-1	3.3628E-03		
1	-1	1	-1	3.9178E-03		
-1	1	1	-1	4.0656E-03		
1	1	1	-1	4.4434E-04		
-1	-1	1	1	1.9766E-03		
1	-1	1	1	1.8696E-03		
-1	1	1	1	1.7924E-03		
1	1	1	1	5.5937E-03		
0	0	0	0	2.7829E-03		
0	0	0	0	2.8211E-03		
0	0	0	0	2.8600E-03		

Tabla 12. Resultados de las Planificaciones Factoriales 2³ y 2⁴.

La distancia de Coor'k nos dice que tanto cambiarán los efectos estimados si el parámetro en cuestión fuese omitido del análisis. Así la velocidad de secado para los límites (dp= 0.24, L/D= 2, U/U_{mF}= 6; dp= 0.09, L/D= 2, U/U_{mF}= 6) se ven afectados por un fenómeno adicional; que puede ser el arrastre de sólidos o el efecto de pistoneo.

El valor de "t" se calcula excluyendo el punto en cuestión y prediciéndolo con todos los demás puntos con el modelo matemático corroborando la información obtenida anteriormente.

Por lo que el polinomio reducido queda de la siguiente manera:

$$\begin{aligned}
 (dH/d\Theta) = & 2.022378E-03 + 0.597261E-03 (dp) - 0.816222E-03 (L/D) \\
 & + 0.953869E-03 (U/U_{mF}) - 0.424437E-03 (L/D) (U/U_{mF}). \quad (44)
 \end{aligned}$$

Observando que un aumento en el tamaño promedio de partícula y en el valor de la relación U/U_{mf} , se traduce en un aumento de la velocidad de secado; y un aumento en la relación L/D y en la interacción $(L/D) (U/U_{mf})$, se traduce en una disminución de la velocidad de secado.

En el caso del factorial 2^4 , los parámetros mas importantes son: U/U_{mf} , T , L/D y dp lo cual se puede apreciar en la gráfica de probabilidad normal, aunque también influyen las relaciones $(T) (L/D)$, $(dp) (U/U_{mf}) (L/D)$, $(dp) (T) (L/D)$, y como las demás relaciones caen dentro de la línea recta su influencia es mínima, así a partir de estos parámetros podemos establecer un valor de la velocidad de secado.

La distancia de Coe'k establece que para las experiencias en las cuales $dp= 0.24$ mm, $L/D= 2$, $T= 60^\circ$ C y $U/U_{mf}= 2,6$ hay un fenómeno adicional o hay un error experimental. Información que se obtiene del análisis de los valores de "t".

Por consiguiente el polinomio reducido queda como:

$$\begin{aligned}
 (dH/d \Theta) = & 2.472043E-03 + 0.332503E-03 (dp) + 0.530480E-03 (U/U_{mf}) \\
 & + 0.405756E-03 (T) - 0.464973E-03 (L/D) + 0.395147E-03 (T) (L/D) \\
 & + 0.492807E-03 (dp) (U/U_{mf}) (L/D) + 0.567932E-03 (dp) (T) (L/D) \\
 & + 0.612085E-03 (U/U_{mf}) (T) (L/D).
 \end{aligned}
 \tag{45}$$

3.4 Comportamiento estadístico de los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor.

Dado que se ha demostrado que el proceso de secado de gel de sílice está dominado por el período de velocidad constante de secado podemos calcular los coeficientes de transferencia de masa y calor en función de la velocidad de secado, como se muestra en las expresiones correspondientes a los balances de masa y calor (ecuaciones 5 y 6).

Con los datos que se presentan en la Tabla 12, se han obtenido los valores de los coeficientes de transferencia de masa y calor que se presentan en la Tabla 13 (Apéndice D).

En la Tabla 13 se puede observar como aumentan los valores de los coeficientes de transferencia de masa y calor conforme aumenta el gasto de aire y disminuye al aumentar la relación L/D .

El aumento de los coeficientes de transferencia de masa y calor con el aumento del gasto del aire, se debe a que aumenta la presencia de burbujas en el lecho provocado con ello que el sólido se someta a condiciones de mezclado violentas, traduciendo esto en una disminución de la capa límite, disminuyendo consecuentemente las resistencias a la transferencia de masa y calor.

Condiciones de operación	$h_c = K_{cal}/h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$		
	$k_y = K_g H_2 O / h \text{ m}^2 \Delta H$		
dp = 0.24 mm $U/U_{mj} = 2.0$	$L/D = 1.0$	$L/D = 1.5$	$L/D = 2.0$
	h = 0.261 $k_y = 1.043$	h = 0.225 $k_y = 0.878$	h = 0.175 $k_y = 0.677$
dp = 0.24 mm $L/D = 2.0$	$U/U_{mj} = 2.0$	$U/U_{mj} = 4.0$	$U/U_{mj} = 6.0$
	h = 0.175 $k_y = 0.677$	h = 0.175 $k_y = 0.713$	h = 0.224 $k_y = 0.928$
$U/U_{mj} = 2.0$ $L/D = 2.0$	dp = 0.09 mm	dp = 0.16 mm	dp = 0.24 mm
	h = 0.045 $k_y = 0.194$	h = 0.134 $k_y = 0.527$	h = 0.175 $k_y = 0.677$
dp = 0.24 mm $U/U_{mj} = 2.0$ $L/D = 2.0$	T = 25 °C	T = 40 °C	T = 60 °C
	h = 0.175 $k_y = 0.677$	h = 0.575 $k_y = 2.138$	h = 0.880 $k_y = 2.610$

Tabla 13. Valores de los coeficientes de Transferencia de Masa y Calor.

Por otro lado, para una misma masa de sólido, la capacidad de absorción del aire aumenta con el aumento del gasto dando lugar a que se establezcan gradientes de concentración de humedad muy altos lo cual favorece la transferencia de masa y calor.

Ahora bien, bajo el punto de vista hidrodinámico, se puede explicar que estos coeficientes disminuyen al aumentar la relación L/D , ya que a un mismo gasto de aire, si bien las condiciones de fluidización no se empobrecen conforme aumenta la relación L/D , la capacidad de absorción del aire disminuye rápidamente con el aumento de L/D y consecuentemente los coeficientes serán menores.

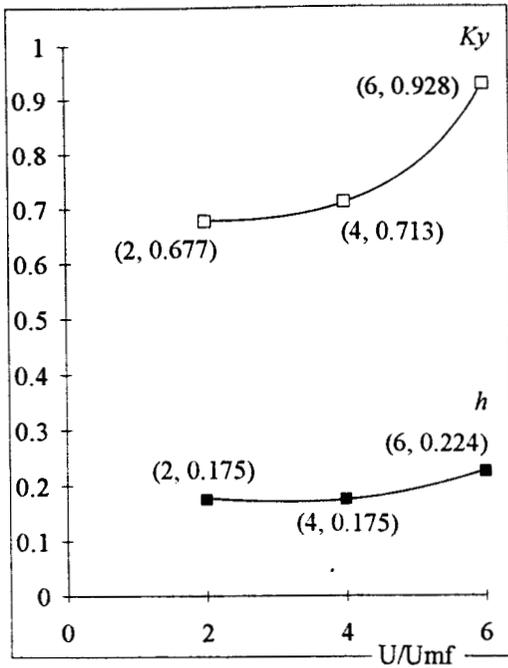
El aumento de los coeficientes de transferencia con el aumento del diámetro de partícula, se debe a que el aumento de ésta variable se ve reflejado en un aumento del número de Reynolds.

Y por último, el aumento de los coeficientes de transferencia de masa y calor con el aumento de la temperatura, se debe a que al aumentar ésta variable la velocidad de secado se incrementa al llegar mayor cantidad de energía a la masa de sólidos.

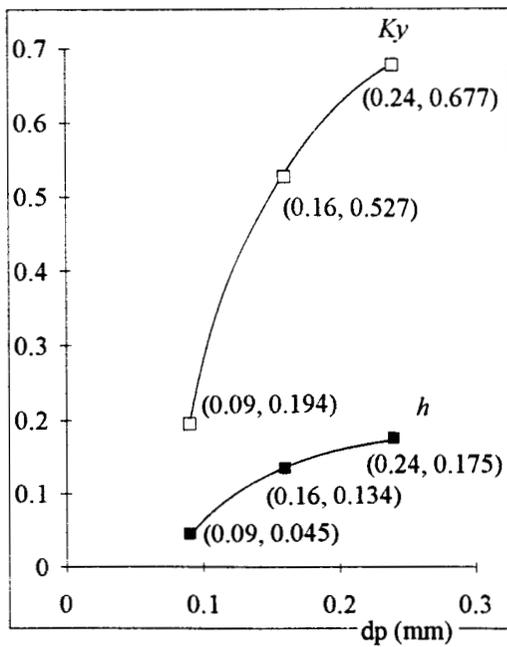
En las Figuras 20 y 21 podemos observar de una manera gráfica mas general como influye la variación de parámetros como: la velocidad superficial, la temperatura y el tamaño de partícula en los coeficientes de transferencia de acuerdo con el número de Reynolds modificado. Estando esto de acuerdo con los resultados numéricos obtenidos anteriormente.

□ $K_y : \text{Kg H}_2\text{O/h m}^2 \Delta H$

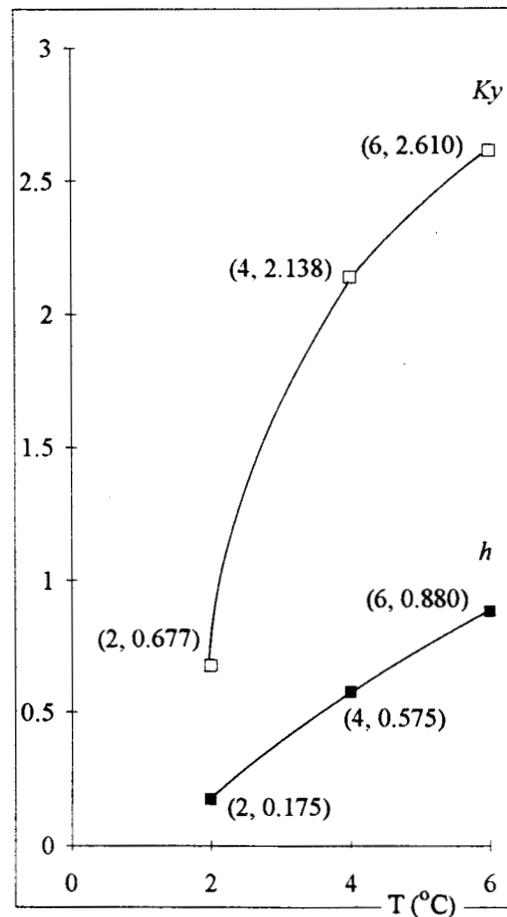
■ $h : \text{K cal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$



Efecto de la Velocidad Superficial



Efecto del Tamaño de Partícula



Efecto de la Temperatura

Figura 20. Efecto de U , d_p , T en los coeficientes de transferencia de masa y calor.

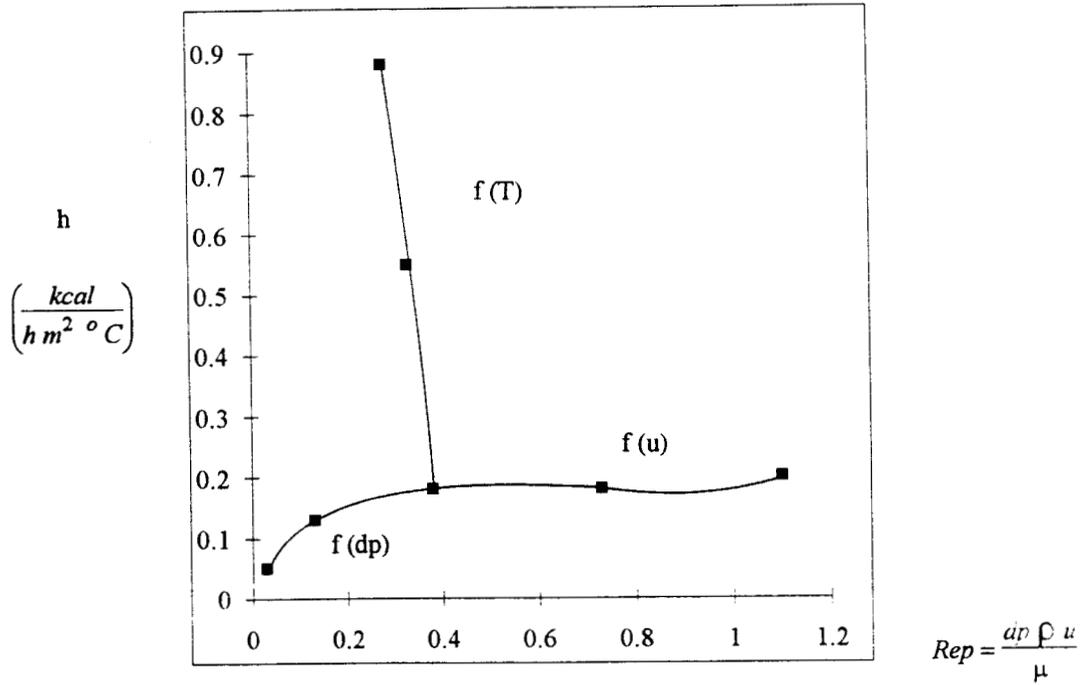
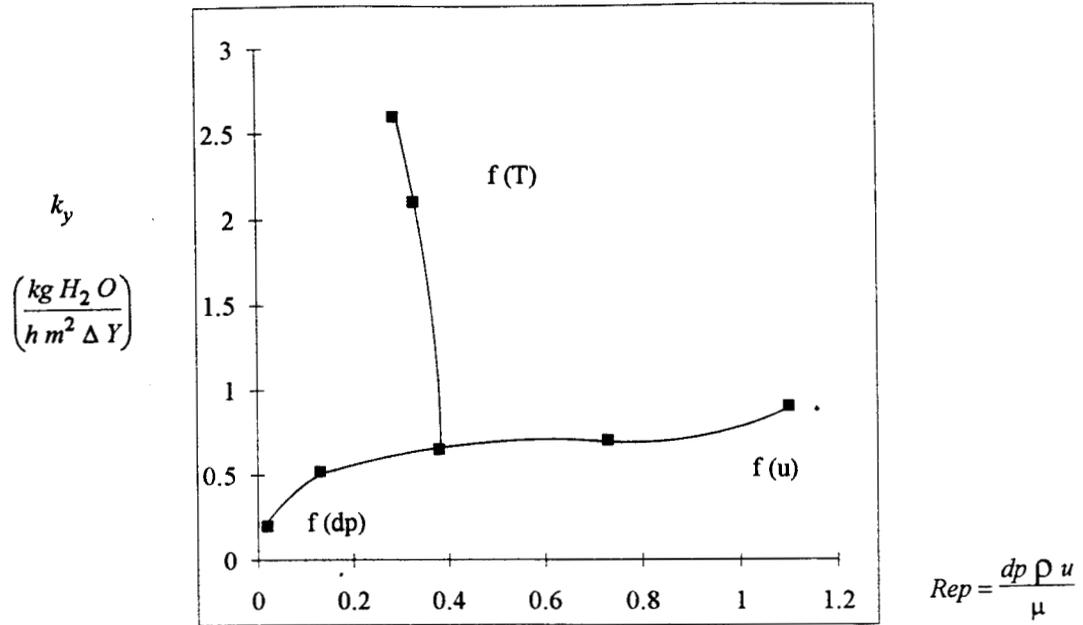


Figura 21. Variaciones de K_y y h con el Número de Reynolds Modificado.

3.5 Análisis Dimensional.

El análisis dimensional es una técnica para expresar el comportamiento de un sistema físico en términos del mínimo número de variables independientes y en una forma tal que no es afectado por cambios en la magnitud de las unidades de medición. (56)

A partir de los resultados experimentales obtenidos, se establecen las correlaciones para el sistema fluidizado sólido-gas en estudio y se comparan con las establecidas en la literatura. Como ya se sabe, los números adimensionales más comunes para este tipo situaciones son: número de Reynolds, número de Schmith, número de Prandtl, número de Sherwood y número de Nusselt, los cuales relacionan la hidrodinámica del lecho fluidizado y las propiedades físicas del fluido; por otro lado, existen otras relaciones de parámetros cuya variación se ha demostrado (13,29,30,31, etc) que influyen sobre los valores de los coeficientes, tales como: ρ , dp/L , dp/D , etc., resultando difícil visualizar su influencia debido a la estrecha dependencia que existe entre estos grupos con la velocidad superficial del aire, es decir, la fracción de vacío del lecho aumenta conforme aumenta la velocidad superficial del aire o con el aumento en el diámetro de partícula. (28)

Se ha tratado de relacionar la variación de los coeficientes de transferencia de masa y calor en función de las propiedades hidrodinámicas del sistema, de las propiedades del fluido y de las propiedades del sólido; una correlación adecuada a estos fines es la que surge de la aplicación de el Teorema Pi de Buckingham (20) a las variables del sistema para los casos de transferencia en estudio.

De tal análisis surgen las siguientes correlaciones;

$$Nu = a (Re)^b (L/D)^c (dp/D)^d Pr^e \quad (36)$$

$$Sh = a (Re)^b (L/D)^c (dp/D)^d Sc^e \quad (37)$$

El apéndice E, muestra en detalle la obtención de cada una de las correlaciones. Para encontrar los valores de cada una de las constantes arriba indicadas; a, b, c, d, e, etc. se utilizó el programa CALFUN, este programa puede estimar el número de parámetros que requiera el modelo, siempre y cuando se le den estimados iniciales.

Con los datos experimentales presentados anteriormente (Apéndice D) los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 14. Evaluadas tales constantes, las correlaciones (36) y (37) quedan de la siguiente manera:

$$Nu = 0.181 Re^{0.35} (L/D)^{-0.4} (dp/D)^{0.02} Pr^{1.8} \quad (46)$$

$$Sh = 1.350 Re^{0.43} (L/D)^{-0.37} (dp/D)^{0.0} Sc^{0.05} \quad (47)$$

Es así como, partiendo de las correlaciones (46) y (47), se calcularon los números de Nusselt y Sherwood para las condiciones de operación estudiadas. Estos valores son comparados con los

valores obtenidos a partir de los resultados experimentales y se presentan en la Tabla 15, y por último, los porcentajes de error globales se presentan en la Tabla 16.

PARAMETRO COEFICIENTE	a	b	c	d	e
Nu	0.181 $(K\text{ cal}/m^2\text{ h }^\circ K)$	0.35	-0.4	0.02	1.8
Sh	1.35 $\frac{Kg\ H_2O}{m^2\text{ h kgH}_2O/kg\ as}$	0.43	-0.37	0	0.05

Tabla 14. Parámetros para las correlaciones de los números Adimensionales Nu, sh.

Nu exp.	Nu calc.	% error
0.07317	0.06404	11.041
0.04213	0.04858	-17.523
0.09145	0.09413	-4.679
0.07613	0.07140	4.350
0.01978	0.02329	-21.584
0.01465	0.01766	-24.871
0.04044	0.03741	4.386
0.03355	0.02838	12.334
Sh exp.	Sh calc.	% error
0.6638	0.5648	14.910
0.4425	0.4358	1.505
0.8956	0.9119	-1.828
0.6893	0.7037	-2.091
0.2148	0.1674	22.061
0.1389	0.1291	6.996
0.2019	0.3019	-49.551
0.2092	0.2329	-11.372

Tabla 15. Valores de los números adimensionales Na y Sh experimentales y calculados con la correlación obtenida, a T=20 °C.

Coefficiente	% error global
Nu	-4.568
Sh	-2.421

Tabla 16. Porcentajes de error globales.

Tal y como era de esperarse, al comparar estos resultados con los reportados en la literatura, (1, 2, 3) observamos que no concuerdan con los datos predichos por la teoría y en cambio si concuerdan con el fenómeno ya observado de que a números de Reynolds bajos, los valores del número de Sherwood y el número de Nusselt caen drásticamente. En la Figura 22, se puede ver tal fenómeno para el caso de los resultados obtenidos por Kettering et al. y los presentados por Resnick y White, (3) los cuales se localizan en la región extrema e intermedia entre los datos presentados en este estudio y la región que corresponde a las condiciones de fluidización predichas por la teoría. En esta Figura se puede ver cómo a medida que se aumenta el número de Reynolds, el número de Sherwood aumenta y para valores de Reynolds mayores de 10, los valores del Sherwood cae dentro de la zona comprendida entre el lecho fijo y una sola esfera en medio estacionario lo cual concuerda con la teoría. (3,57) La pendiente de la recta obtenida, es

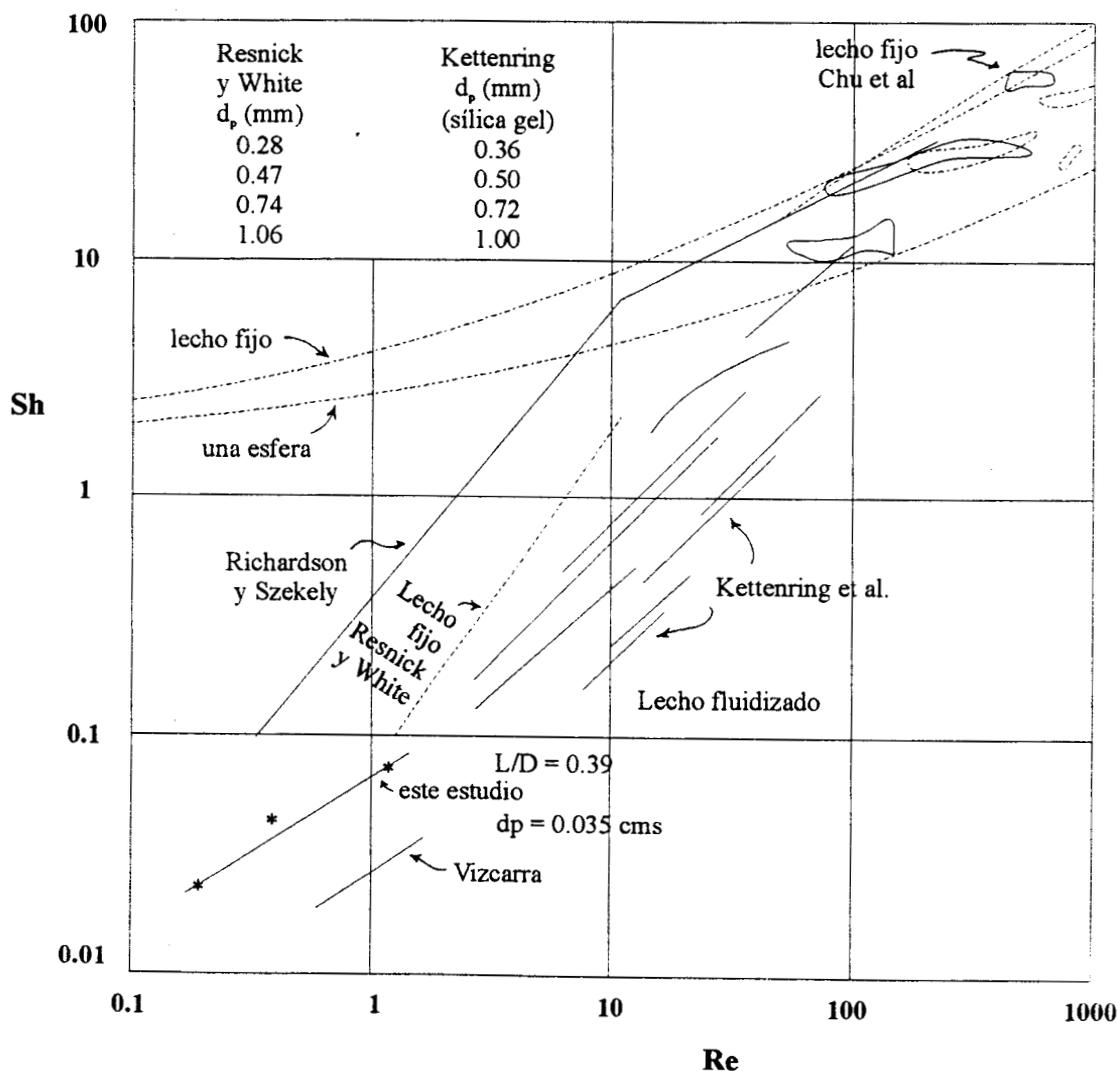


Figura 22.- Comparación de los resultados experimentales con los reportados en la literatura. Transferencia de Masa.

aproximadamente igual a la reportada por Vizcarra quien también trabajo con silica gel, además puede observarse que el valor a la ordenada al origen cambia al variar el tamaño de partícula. Siendo obvia la influencia que sobre los valores del número de Sherwood tienen el número de Reynolds y el número de Schmith, los cuales se afectan por la hidrodinámica del lecho fluidizado y por la temperatura respectivamente.

En la Figura 23, se comparan los resultados obtenidos para el caso de transferencia de calor, con los presentados por diferentes investigadores. (3) Se puede observar que el valor de la

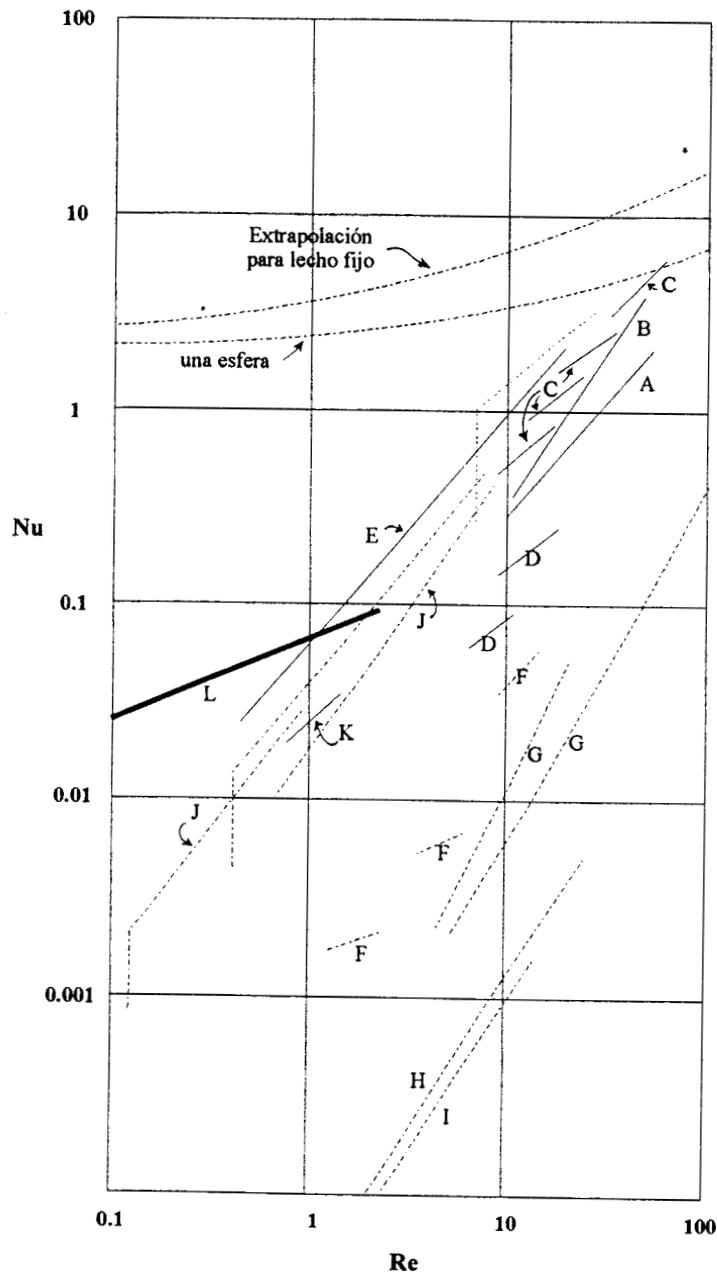


Figura 23.- Comparación de los resultados experimentales con los reportados en la literatura: A: Kettenring, B: Walton, C: Heertjes, D: Sato, E: Richardson, F: Wamsley, G: Yoshida, H: Ferron, I: Fritz, J: Donnadiou, K: Vizcarra, L: en este estudio.

pendiente de la relación lineal obtenida coincide con el valor de la pendiente reportada por Wamsley. Las cuales nos presentan una disminución drástica del número de Nusselt a Reynolds bajos; presentando un comportamiento similar al que se obtiene por extrapolación a un lecho fijo. En este caso además de la influencia que tiene el número de Reynolds podemos mencionar también la relación diámetro de partícula a diámetro de lecho así como el número de Prandtl.

3.6 Determinación del Coeficiente de Difusión Molecular Promedio.

Debido a que la transferencia de masa del interior del sólido hacia la superficie externa del mismo es compleja, su estudio resulta complicado y esto conduce a la necesidad de suponer un mecanismo a través del cual se efectúa tal transferencia. Basados en la Teoría de Difusión Molecular se puede establecer un mecanismo que conduzca al cálculo del coeficiente de difusión, para lo cual es necesario hacer las siguientes consideraciones:

- a) se supone que todo el proceso de secado es controlado por el mecanismo de difusión.
- b) el coeficiente de difusión interno y el coeficiente de transferencia de masa no varía durante este período de velocidad decreciente de secado.
- c) las condiciones de frontera se mantienen constantes.

Tomando como base esto, la ecuación (16) se puede aplicar para conocer como varía el contenido de humedad promedio en el sólido (\bar{H}) en función del tiempo (Θ). Se tomaron como condiciones iniciales, las condiciones críticas (Θ_c y H_c), calculandose el coeficiente a ciertos intervalos de tiempo (en el tiempo que dura el período de velocidad decreciente de secado).

Si solo el primer término de la ecuación (16) es importante, la ecuación se puede arreglar de la siguiente manera:

$$\frac{\bar{H} - H^*}{H_c - H^*} = M \exp N \Theta \quad (48)$$

$$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_c - H^*} = \ln M + N \Theta \quad (49)$$

donde:

M = constante adimensional

N = constante relacionada con el coeficiente de difusión molecular

Tal ecuación será representativa solo para aquellos valores de \bar{H} que al ser sustituidos en el lado izquierdo de la ecuación (49) y al ser graficados en función de Θ_c , den una relación lineal. Aplicando el método de mínimos cuadrados a tal relación lineal se obtuvo el valor del coeficiente de difusión molecular promedio.

Los valores del coeficiente de difusión molecular que así fueron calculados, se presentan a continuación:

Para $d_p = 0.24 \text{ mm}$

$$T = 22.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$L/D = 2$$

U/U_{mf}	$D_m \text{ (cm}^2/\text{min)}$
2	4.3770E-07
4	1.4590E-07
6	1.0213E-06

A medida que aumenta la velocidad superficial, se puede apreciar cierta variación en los valores de D_m . De acuerdo con el modelo empleado, el coeficiente de difusión debería ser independiente del gasto de aire. En este caso, a medida que disminuye el gasto de aire a través del lecho, para una L/D dada, la calidad de fluidización se empobrece provocando una disminución en la velocidad de secado del sólido.

CONCLUSIONES

Las conclusiones de este estudio se presentan tomando en cuenta primeramente los resultados experimentales y luego, los obtenidos del análisis estadístico y dimensional.

- ◆ Hemos demostrado que en nuestro caso, una disminución en el tamaño de partícula no afecta la densidad aparente de la misma.
- ◆ De acuerdo a lo esperado, la fracción de vacío del lecho a condiciones de fluidización mínima fué mayor en todos los casos a la correspondiente a lecho empacado y se vio que ésta varía con el tamaño de partícula y la relación L/D .
- ◆ La velocidad mínima de fluidización no es función de la relación L/D y sí varía sensiblemente con el tamaño de partícula y el contenido inicial de humedad en el sólido. En la correlación establecida, la potencia a la que esta elevado dp coincide en general con otras correlaciones ya establecidas en la literatura (1,4).
- ◆ Se ha podido comprobar que para un diámetro de tubo dado, al disminuir L/D se favorece el acanalamiento en el lecho fluidizado y en cambio, al aumentar L/D se favorece el fenómeno de pistoneo en el lecho.
- ◆ Al analizar las curvas de velocidad mínima de fluidización, hemos visto que el peso relativo del lecho aumenta conforme aumenta la cantidad de sólido en el secador. Esto es muy importante en el análisis del proceso de secado ya que en general hay tendencia a disminuir la velocidad de secado conforme aumenta L/D y esto se debe a que hay mas agua que remover del lecho.
- ◆ De las curvas cinéticas, se puede ver que a medida que aumenta el gasto del aire a través del lecho, la disminución en el contenido de humedad del sólido en función del tiempo, se hace más rápida, pero al aumentar la relación L/D , tal disminución se hace mas lenta. Consecuentemente, la velocidad de secado del sólido será función tanto del gasto de aire como de la relación L/D .
- ◆ El tiempo que dura el período de velocidad constante de secado disminuye al aumentar el gasto de aire a una relación L/D dada, de aquí es lógico suponer que las condiciones críticas (Θ_c y H_c) son función de las condiciones externas, es decir, gasto de aire, diámetro de partícula, así como también de la temperatura.
- ◆ Del análisis de las curvas cinéticas presentadas podemos afirmar que la gel de sílice presenta un período de secado constante muy importante, lo cual concuerda con lo establecido en la literatura y podemos afirmar por lo tanto, que el mecanismo que controla el proceso de secado es el convectivo.
- ◆ Los parámetros que mas afectan la cinética de secado son el tamaño de partícula y la temperatura del secador.
- ◆ Se obtuvieron modelos matemáticos que en forma muy aceptable predicen la velocidad de secado en función de dp , U/U_{mf} , L/D y T .

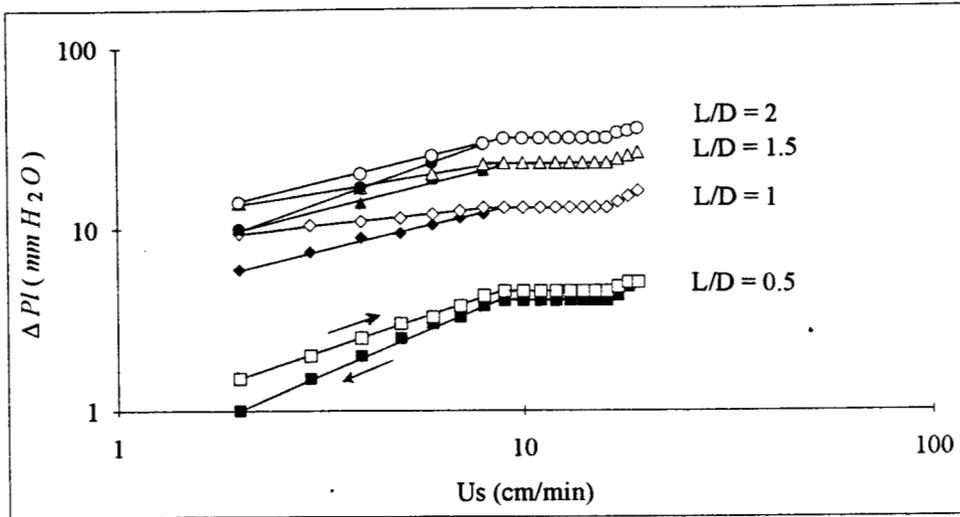
- ◆ De acuerdo con el diseño factorial 2^3 , la variable que mas afecta es la relación de velocidades U/U_{mf} . Sin embargo, del análisis de varianza nos damos cuenta que no hay mucho error, por lo que consideramos que el modelo propuesto refleja el comportamiento obtenido experimentalmente.
- ◆ Con respecto a un diseño factorial 2^4 , las variables que mas afectan son: L/D , dp T y U/U_{mf} , en este orden.
- ◆ El plan factorial 2^3 , tiene un mejor intervalo de confianza que el plan factorial 2^4 ; ya que al introducir la temperatura como otra variable, se tuvo mas incertidumbre en la forma como afecta cada una de las variables.
- ◆ La dependencia de la velocidad de secado con los parámetros considerados, dió origen a buscar una funcionalidad de estos parámetros con los coeficientes de transferencia de masa y calor y de acuerdo a los resultados obtenidos, se puede observar claramente esta influencia, es decir, los coeficientes de transferencia aumentan conforme aumenta el número de Reynolds y disminuyen al aumentar la relación L/D .
- ◆ La influencia de la relación dp/D , sobre el coeficiente de transferencia de calor es mayor que sobre el coeficiente de transferencia de masa (cuyo orden es de 10^{-4}).
- ◆ Del análisis dimensional de los resultados obtenidos en este trabajo se proponen correlaciones para el cálculo de los números de Sherwood y Nusselt, ecuaciones (48) y (49).
- ◆ La pendiente observada tanto para el Nu como para el Sh con relación al Re tiene un comportamiento similar a la obtenida por Vizcarra (6) para el Sh y a la de Wamley (34) para el Nu.
- ◆ Comparando los resultados obtenidos para los coeficientes de transferencia para el período de velocidad constante de secado con los reportados en la literatura, comprobamos que estos están acordes con la tendencia que se sigue a números de Re bajos.
- ◆ El hecho de que a números de Reynolds bajos, los coeficientes de transferencia de masa y calor caen debajo de los valores esperados; puede explicarse de acuerdo a la argumentación presentada por Kato y Wen (29, 30) en la cual se contempla la posibilidad de superposición de las capas límites de fluido que rodea a las partículas solidas ocasionando una reducción en el área efectiva de transferencia. Cabe agregar que además de esta posibilidad, existe otro efecto que puede llevar también a una reducción en los coeficientes de transferencia. Este efecto sería el que a números de Reynolds bajos, la distribución de fluido no es la óptima y por lo tanto las condiciones de fluidización se empobreceran. Esto ocasionaría un contacto deficiente entre el sólido y el fluido, lo que equivaldría a una disminución del área efectiva de transferencia. Este fenómeno se vería acentuado al aumentar la altura del lecho, lo que concuerda con los resultados experimentales.
- ◆ Las gráficas que correlacionan a la ley de Fourier (esto de acuerdo a la velocidad de secado obtenida con el factorial 2^3), nos damos cuenta, que conforme aumenta dp aumenta el coeficiente de transferencia de calor (h), pero dicho aumento se vuelve asintótico, llegando así a un valor constante por mas que se aumente dp y/o la diferencia de temperaturas entre el gas y el sólido. Pero para la ley de Fick vemos otro efecto, ΔH tiende asintóticamente a un valor máximo aunque se aumente K_y indefinidamente.

APÉNDICE A

Datos experimentales

$d_p = 0.24 \text{ mm}$

$H_o = 0.09 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{Kg s.s.}$

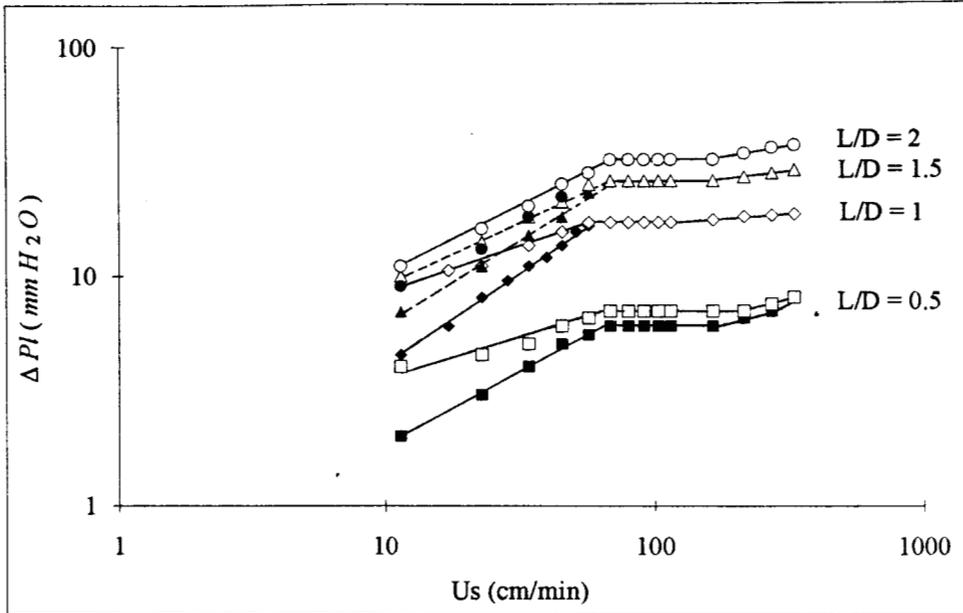


Us (cm/min)	L = 1.935 cm		L = 3.870 cm		L = 5.805 cm		L = 7.740 cm	
	ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)	
0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
11.48	1.0	1.5	6.0	9.5	10.0	14.0	10.0	14.0
17.22	1.5	2.0	7.5	10.5	12.25	15.75	14.0	17.5
22.96	2.0	2.5	9.0	11.0	14.0	17.0	17.0	20.0
28.66	2.5	3.0	9.5	11.5	16.5	19.0	19.5	22.5
34.35	3.0	3.25	10.5	12.0	19.0	20.0	23.0	25.0
40.09	3.25	3.75	11.5	12.5	20.5	21.75	25.0	27.0
45.83	3.75	4.25	12.0	13.0	21.0	22.5	29.0	29.0
51.57	4.0	4.5	13.0	13.0	23.0	23.0	31.0	31.0
57.31	4.0	4.5	13.0	13.0	23.0	23.0	31.0	31.0
68.79	4.0	4.5	13.0	13.0	23.0	23.0	31.0	31.0
80.27	4.0	4.5	13.0	13.0	23.0	23.0	31.0	31.0
91.67	4.0	4.5	13.0	13.0	23.0	23.0	31.0	31.0
103.15	4.0	4.5	13.0	13.0	23.0	23.0	31.0	31.0
114.63	4.0	4.5	13.0	13.0	23.0	23.0	31.0	31.0
164.20	4.0	4.5	13.0	13.0	23.0	23.0	31.0	31.0
213.78	4.25	4.75	14.0	14.0	24.0	24.0	33.0	33.0
271.26	4.75	5.0	15.0	15.0	25.0	25.0	34.0	34.0
328.66	5.0 ↓	5.0 ↑	16.0	16.0	26.0	26.0	35.0	35.0

Valores para la figura 8 a	X	Y	Y	Y	Y
		L/D = .5	L/D = 1.0	L/D = 1.5	L/D = 2.0

$d_p = 0.24 \text{ mm}$

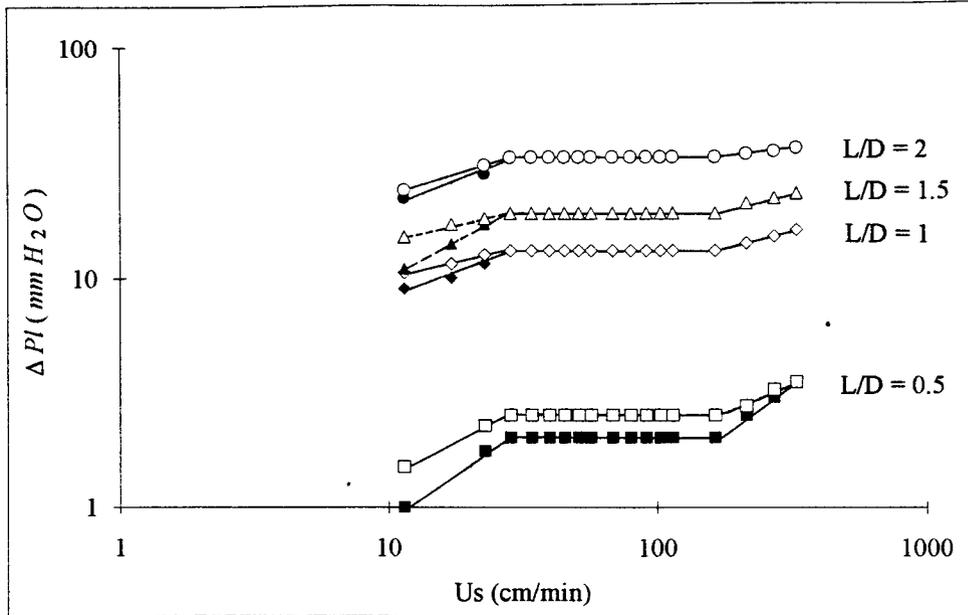
$H_o = 0.39 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{Kg s.s.}$



U_s (cm/min)	$L = 1.935 \text{ cm}$		$L = 3.870 \text{ cm}$		$L = 5.805 \text{ cm}$		$L = 7.740 \text{ cm}$	
	ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)	
0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
11.48	2.0	4.0	4.5	9.0	7.0	10.0	9.0	11.0
17.22			6.0	10.5				
22.96	3.0	4.5	8.0	11.0	11.0	14.0	13.0	16.0
28.66			9.5					
34.35	4.0	5.0	11.0	13.5	15.0	18.0	18.0	20.0
40.09			12.0					
45.83	5.0	6.0	13.5	15.5	18.0	21.0	22.0	25.0
51.57			15.5					
57.31	5.5	6.5	16.5	17.0	23.0	25.0	28.0	28.0
68.79	6.0	7.0	17.0	17.0	26.0	26.0	32.0	32.0
80.27	6.0	7.0	17.0	17.0	26.0	26.0	32.0	32.0
91.67	6.0	7.0	17.0	17.0	26.0	26.0	32.0	32.0
103.15	6.0	7.0	17.0	17.0	26.0	26.0	32.0	32.0
114.63	6.0	7.0	17.0	17.0	26.0	26.0	32.0	32.0
164.20	6.0	7.0	17.5	17.5	26.0	26.0	32.0	32.0
213.78	6.5	7.0	18.0	18.0	27.0	27.0	34.0	34.0
271.26	7.0	7.5	18.25	18.25	28.0	28.0	36.0	36.0
328.66	8.0	8.0	18.5	18.5	29.0	29.0	37.0	37.0

$dp = 0.16 \text{ mm}$

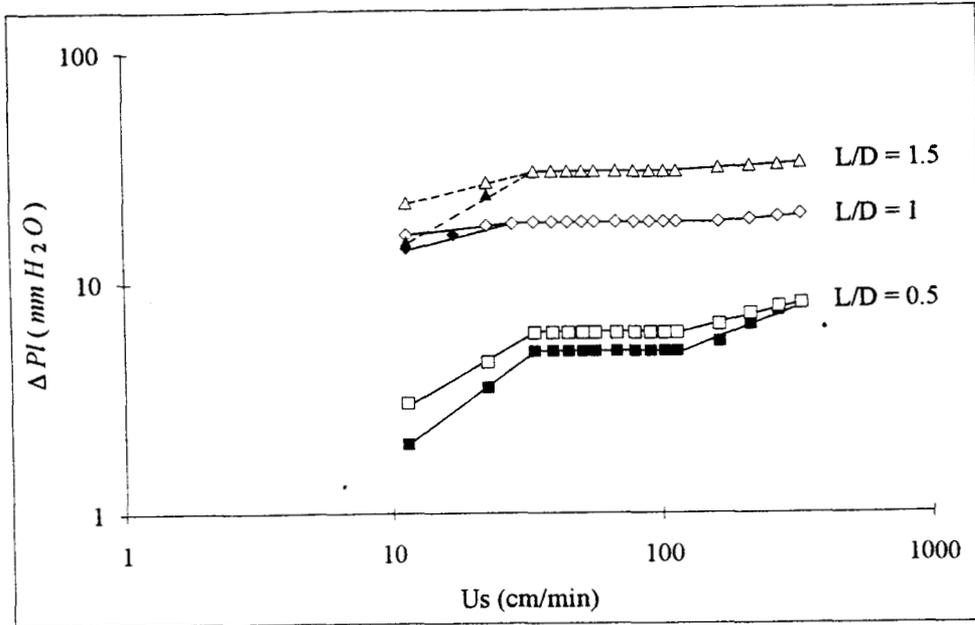
$Ho = 0.09 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{Kg s.s.}$



Us (cm/min)	L = 1.935 cm		L = 3.870 cm		L = 5.805 cm		L = 7.740 cm	
	ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)	
0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
11.48	1.0	1.5	9.0	10.5	11.0	15.0	22.0	24.0
17.22	1.3	1.9	10.0	11.5	14.0	17.0	26.0	27.5
22.96	1.75	2.25	11.5	12.5	17.0	18.0	28.0	30.5
28.66	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
34.35	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
40.09	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
45.83	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
51.57	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
57.31	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
68.79	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
80.27	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
91.67	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
103.15	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
114.63	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
164.20	2.0	2.5	13.0	13.0	19.0	19.0	33.0	33.0
213.78	2.5	2.75	14.0	14.0	21.0	21.0	34.0	34.0
271.26	3.0	3.25	15.0	15.0	22.0	22.0	35.0	35.0
328.66	3.5	3.5	16.0	16.0	23.0	23.0	36.0	36.0

$dp = 0.16 \text{ mm}$

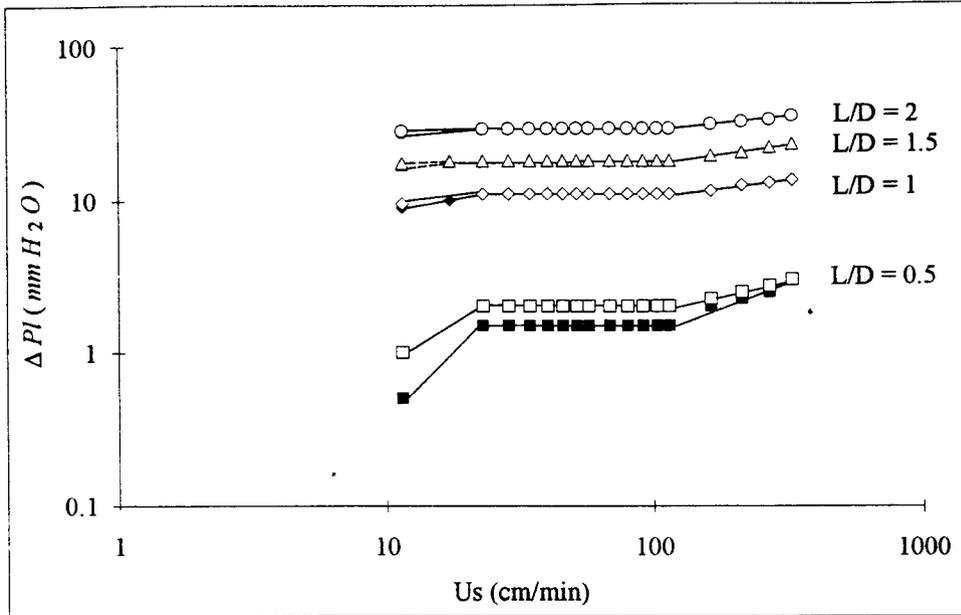
$Ho = 0.39 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{Kg s.s.}$



U_s (cm/min)	$L = 1.935 \text{ cm}$		$L = 3.870 \text{ cm}$		$L = 5.805 \text{ cm}$	
	ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)	
0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
11.48	2.0	3.0	14.0	16.0	15.0	22.0
17.22	2.75	3.4	16.0	17.0	19.0	24.5
22.96	3.5	4.5	17.5	17.5	24.0	27.0
28.66	4.2	5.3	17.5	17.75	27.0	28.75
34.35	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
40.09	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
45.83	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
51.57	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
57.31	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
68.79	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
80.27	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
91.67	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
103.15	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
114.63	5.0	6.0	18.0	18.0	30.0	30.0
164.20	5.5	6.5	18.0	18.0	31.0	31.0
213.78	6.5	7.25	18.5	18.5	31.5	31.5
271.26	7.5	7.75	19.0	19.0	32.0	32.0
328.66	8.0	8.0	19.5	19.5	32.5	32.5

$dp = 0.14 \text{ mm}$

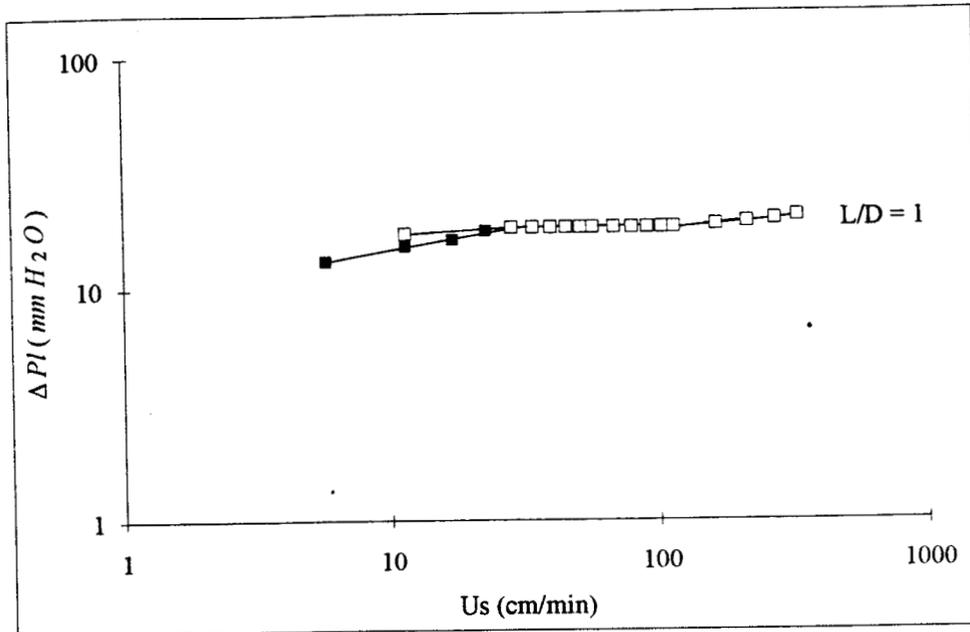
$Ho = 0.09 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{Kg s.s.}$



Us (cm/min)	L = 1.935 cm		L = 3.870 cm		L = 5.805 cm		L = 7.740 cm	
	ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)	
0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
11.48	0.5	1.0	9.0	9.5	17.0	17.5	27.5	28.0
17.22	1.0	1.5	10.0	10.5	17.5	18.0	28.0	28.5
22.96	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
28.66	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
34.35	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
40.09	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
45.83	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
51.57	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
57.31	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
68.79	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
80.27	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
91.67	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
103.15	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
114.63	1.5	2.0	11.0	11.0	18.0	18.0	29.0	29.0
164.20	2.0	2.25	11.5	11.5	19.5	19.5	31.0	31.0
213.78	2.25	2.5	12.5	12.5	20.5	20.5	32.0	32.0
271.26	2.5	2.75	13.0	13.0	22.0	22.0	33.0	33.0
328.66	3.0	3.0	13.5	13.5	23.0	23.0	35.0	35.0

$d_p = 0.14 \text{ mm}$

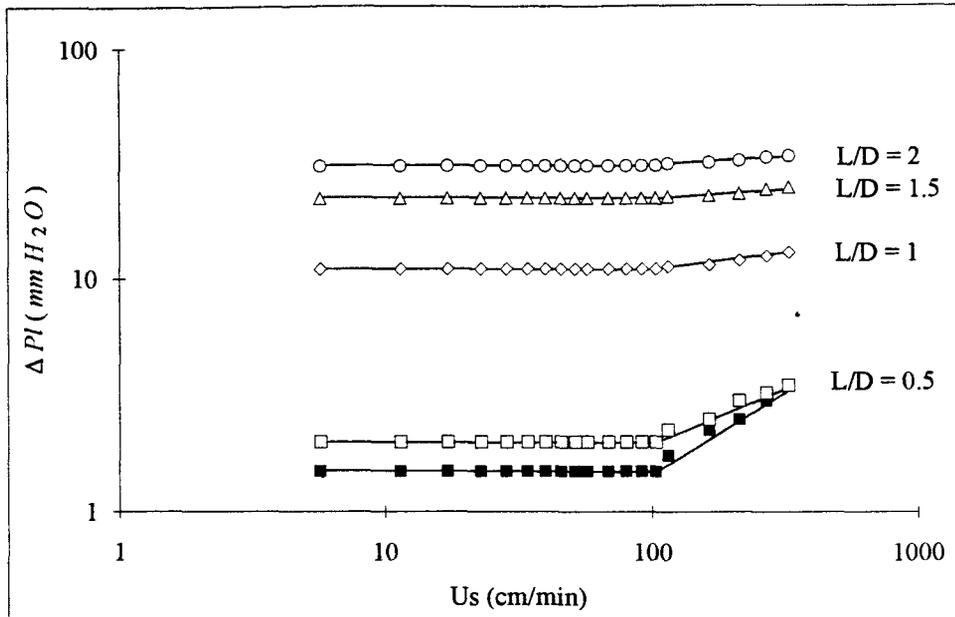
$H_o = 0.39 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{Kg s.s.}$



U_s (cm/min)	$L = 3.870 \text{ cm}$	
	ΔP (mm H_2O)	
0.0	0.0	0.0
5.74	13.0	15.5
11.48	15.0	17.0
17.22	16.0	17.25
22.96	17.5	17.75
28.66	18.0	18.0
34.35	18.0	18.0
40.09	18.0	18.0
45.83	18.0	18.0
51.57	18.0	18.0
57.31	18.0	18.0
68.79	18.0	18.0
80.27	18.0	18.0
91.67	18.0	18.0
103.25	18.0	18.0
114.63	18.0	18.0
164.20	18.5	18.5
213.26	19.0	19.0
271.26	19.5	19.5
328.66	20.0	20.0

$dp = 0.09 \text{ mm}$

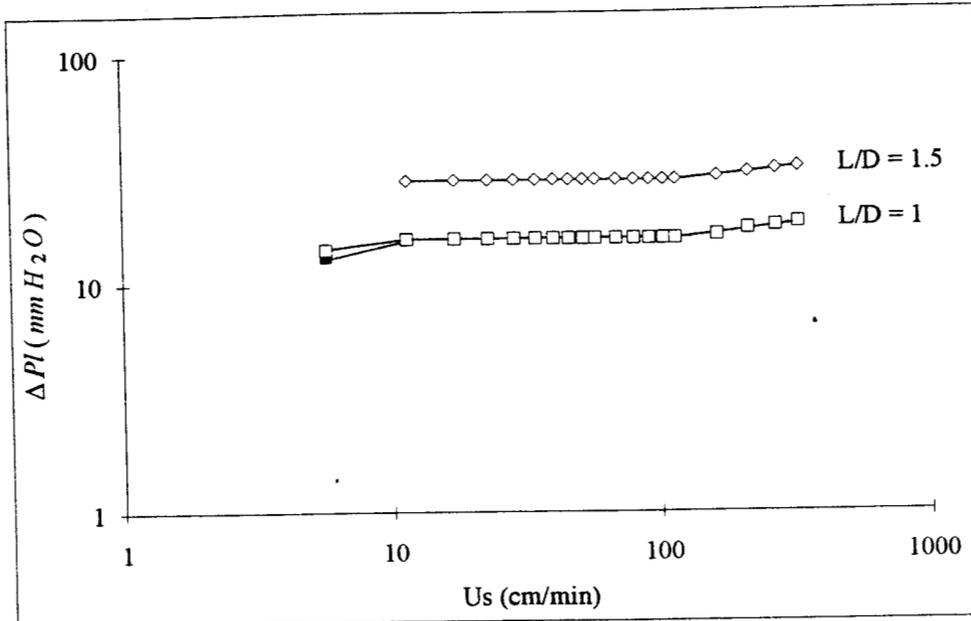
$Ho = 0.09 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{Kg s.s.}$



U_s (cm/min)	$L = 1.935 \text{ cm}$		$L = 3.870 \text{ cm}$		$L = 5.805 \text{ cm}$		$L = 7.740 \text{ cm}$	
	ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)	
0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
5.74	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
11.48	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
17.22	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
22.96	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
28.66	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
34.35	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
40.09	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
45.83	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
51.57	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
57.31	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
68.79	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
80.27	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
91.67	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
103.15	1.5	2.0	11.0	11.0	22.5	22.5	31.0	31.0
114.63	1.75	2.25	11.25	11.25	22.75	22.75	31.5	31.5
164.20	2.25	2.5	11.5	11.5	23.0	23.0	32.0	32.0
213.78	2.5	3.0	12.0	12.0	23.5	23.5	32.5	32.5
271.26	3.0	3.25	12.5	12.5	24.5	24.5	33.5	33.5
328.66	3.5	3.5	13.0	13.0	25.0	25.0	34.0	34.0

$dp = 0.09 \text{ mm}$

$Ho = 0.39 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{Kg s.s.}$



Us (cm/min)	L = 3.870 cm		L = 5.805 cm	
	ΔP (mm H ₂ O)		ΔP (mm H ₂ O)	
0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
5.74	13.0	14.0	26.5	27.0
11.48	15.5	15.5	28.0	28.0
17.22	15.5	15.5	28.0	28.0
22.96	15.5	15.5	28.0	28.0
28.66	15.5	15.5	28.0	28.0
34.35	15.5	15.5	28.0	28.0
40.09	15.5	15.5	28.0	28.0
45.83	15.5	15.5	28.0	28.0
51.57	15.5	15.5	28.0	28.0
57.31	15.5	15.5	28.0	28.0
68.79	15.5	15.5	28.0	28.0
80.27	15.5	15.5	28.0	28.0
91.67	15.5	15.5	28.0	28.0
103.15	15.5	15.5	28.0	28.0
114.63	15.5	15.5	28.0	28.0
164.20	16.0	16.0	29.0	29.0
213.78	17.0	17.0	30.0	30.0
271.26	17.5	17.5	31.0	31.0
328.66	18.0	18.0	31.5	31.5

Valores para la figura 10

■		□		◆	
θ	H	θ	H	θ	H
0	39	0	39	0	39
30	29.7	30	28.0	30	34.9
60	28.0	60	20.7	60	27.8
90	22.8	90	14.5	90	25.9
120	19.5	120	9.4	120	21.5
150	16.6	150	5.8	150	18.2
180	14.8	180	4.5	180	13.9
210	10.2	210	3.8	210	8.8
240	7.7	240	4.0	240	6.2
270	7.2	270	3.4	270	4.7
300	7.3	300	2.6	300	3.8
330	5.3	330	2.2	330	2.3
360	4.2	360	2.4	360	2.3

Valores para la figura 11

■		□		◆	
θ	H	θ	H	θ	H
0	39	0	39	0	39
30	25.8	30	29.7	30	28.1
60	19.0	60	28.0	60	25.4
90	13.5	90	22.8	90	20.4
120	6.9	120	19.5	120	14.0
150	3.5	150	16.6	150	10.1
180	3.05	180	14.8	180	6.95
210	2.13	210	10.2	210	4.6
240	1.93	240	7.7	240	3.0
270	1.8	270	7.2	270	2.6
300	1.8	300	7.3	300	2.45
330	1.85	330	5.3	330	2.0
360	1.6	360	4.2	360	1.6

Valores para la figura 12

■		□		◆	
θ	H	θ	H	θ	H
0	39	0	39	0	39
				15	39
30	29.7	30	37.6	45	38.8
60	28.0	60	33.8	60	37.7
90	22.8	90	30.9	90	36.1
120	19.5	120	27.8	120	34.7
150	16.6	150	24.4	150	33.9
180	14.8	180	22.8	180	32.9
210	10.2	210	18.9	210	31.6
240	7.7	240	15.4	240	30.4
270	7.2	270	12.9	270	28.9
300	7.3	300	10.3	300	27.9
330	5.3	330	8.8	330	26.3
360	4.2	360	8.6	360	25.3

Valores para la figura 13

■		□		◆	
θ	H	θ	H	θ	H
0	39	0	39	0	39
30	32.9	30	33.4	30	29.7
50	29.2	50	28.1	60	28.0
70	28.0	70	24.6		
90	24.7	90	21.6	90	22.8
110	20.7	110	16.2	120	19.5
130	17.8	130	14.0		
150	14.2	150	10.5	150	16.6
180	9.2	180	8.6	180	14.8
210	6.9	210	7.2	210	10.2
240	6.4	240	7.14	240	7.7
270	6.45	270	7.12	270	7.2
300	6.38	300	7.12	300	7.3
330	5.81	330	6.8	330	5.3
360	4.0	360	6.24	360	4.2

Valores para la figura 14

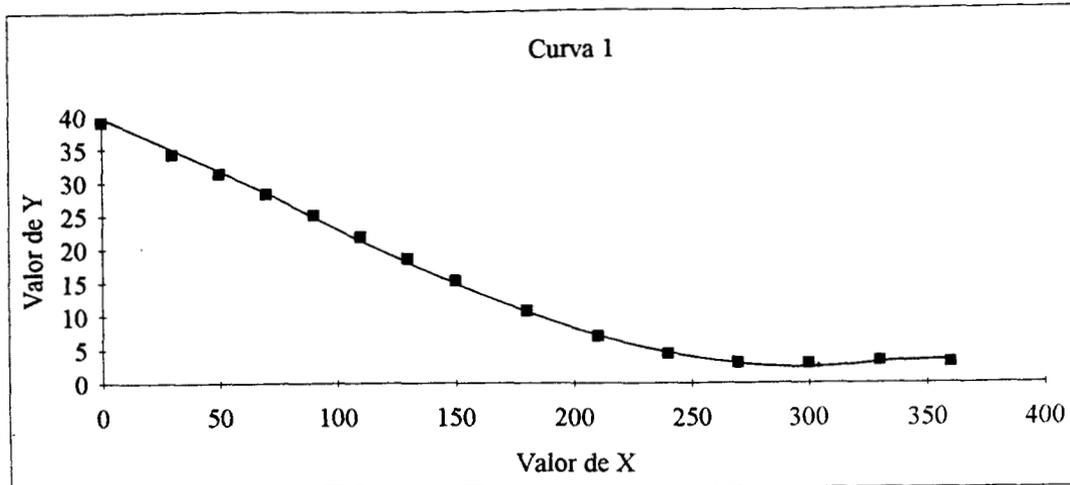
dp = 0.24 mm T = T ambiente (L/D) = 2		W = 34.9611 g U/Umf = 2		dp = 0.24 mm T = T ambiente (L/D) = 2		W = 34.9611 g U/Umf = 4		dp = 0.24 mm T = T ambiente (L/D) = 2		W = 34.9611 g U/Umf = 6	
$\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{min Kg s.s.} \right)$	$H \times 10^{-2} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s.} \right)$	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{min Kg s.s.} \right)$	$H \times 10^{-2} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s.} \right)$	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{min Kg s.s.} \right)$	$H \times 10^{-2} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s.} \right)$	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{min Kg s.s.} \right)$	$H \times 10^{-2} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s.} \right)$	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{min Kg s.s.} \right)$	$H \times 10^{-2} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s.} \right)$	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{min Kg s.s.} \right)$	$H \times 10^{-2} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s.} \right)$
3.25	39	3.83	39	4.5	39						
1.08	29.65	1.455	28.13	1.572	25.77						
1.08	10.19	1.455	10.0	1.572	6.94						
0.666	7.7	1.0	6.95	0.938	3.54						
0.388	7.1	0.8	4.8	0.286	3.05						
0.188	6.0	0.55	3.1	0.025	1.80						

Valores para la figura 15

dp = 0.24 mm T = T ambiente (L/D) = 2		W = 34.9611 g U/Umf = 2		dp = 0.24 mm T = T ambiente (L/D) = 2		W = 34.9611 g U/Umf = 4		dp = 0.24 mm T = T ambiente (L/D) = 2		W = 34.9611 g U/Umf = 6	
θ (min)	$-\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s. min} \right)$	θ (min)	$-\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s. min} \right)$	θ (min)	$-\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s. min} \right)$	θ (min)	$-\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s. min} \right)$	θ (min)	$-\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s. min} \right)$	θ (min)	$-\frac{dH}{d\theta} \times 10^{-3} \left(\frac{Kg H_2O}{Kg s.s. min} \right)$
0	3.25	0	3.83	0	4.50						
30	1.08	30	1.455	30	1.572						
210	1.08	156	1.455	120	1.572						
224	0.707	172	1.25	134	1.357						
242	0.666	186	1.0	150	0.938						
260	0.388	206	0.80	164	0.500						
276	0.188	226	0.55	178	0.286						
300	0.042	262	0.227	220	0.095						
		286	0.125	300	0.025						
		354	0.059								

APÉNDICE B

Curvas de secado experimentales



Curva 1

- 0 coeficiente de grado = 39.03966356750125
- 1 coeficiente de grado = -.174635031726812
- 2 coeficiente de grado = 6.957679500346332D-04
- 3 coeficiente de grado = -8.014468667369104D-06
- 4 coeficiente de grado = 3.344853831990335D-08
- 5 coeficiente de grado = -4.154288583395073D-11

dp = 0.16 mm

T = 20 °C

L/D = 1.5

U/Umf = 4

Ecuación desarrollada:

$$Y = A + B \cdot X + C \cdot (X^2) + D \cdot (X^3) + E \cdot (X^4) + F \cdot (X^5)$$

Pt	VALOR X	VALOR Y	Y CALC	% DEV
1	0	39	39.03967	+ 0.10
2	30	34.38	34.2365	- 0.42
3	50	31.16	31.24159	+ 0.26
4	70	28.21	28.20879	- 0.00
5	90	24.93	25.06494	+ 0.54
6	110	21.95	21.80949	- 0.64
7	130	18.26	18.49858	+ 1.29
8	150	15.57	15.22902	- 2.24
9	180	10.59	10.67099	+ 0.76
10	210	6.87	6.912197	+ 0.61
11	240	4.25	4.30666	+ 1.32
12	270	2.98	3.010648	+ 1.02
13	300	3.04	2.861563	- 6.24
14	330	3.13	3.256796	+ 3.89
15	360	3.06	3.032585	- 0.90

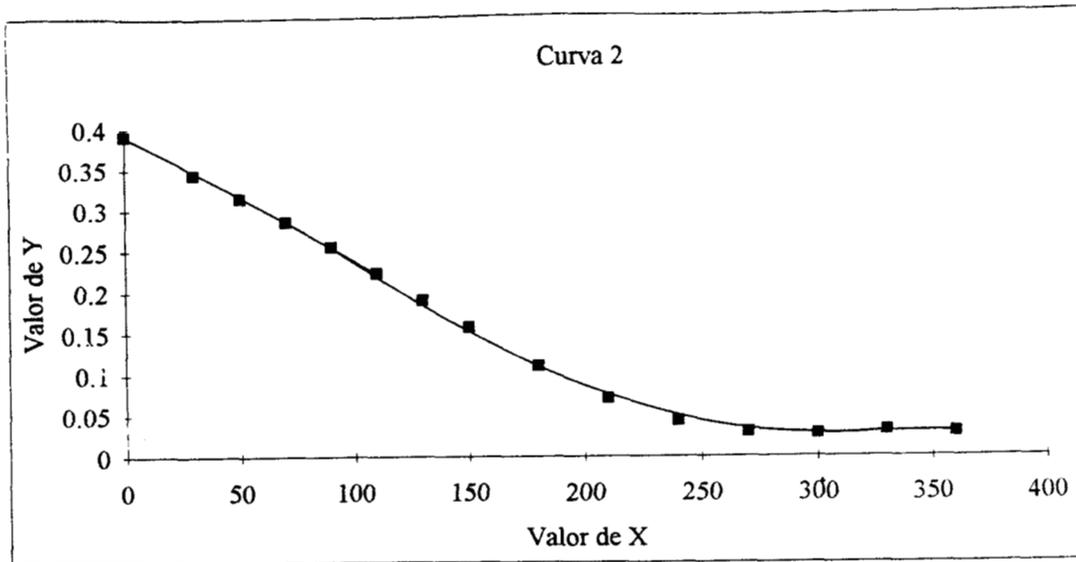
Determinación del coeficiente = .9998682

Correlación del coeficiente = .9999341

Error estándar estimado = .1829155579569995

x = θ (min)

y = H (Kg H₂O/Kg s.s.)



Curva 2

- 0 coeficiente de grado = .3908570169498489
- 1 coeficiente de grado = - 1.776974716679314D-03
- 2 coeficiente de grado = 8.628246783739457D-06
- 3 coeficiente de grado = - 9.414424284224068D-08
- 4 coeficiente de grado = 3.760669211714698D-10
- 5 coeficiente de grado = - 4.572101355472709D-13

dp = 0.16 mm

T = 20 °C

L/D = 1.5

U/Umf = 4

Ecuación desarrollada:

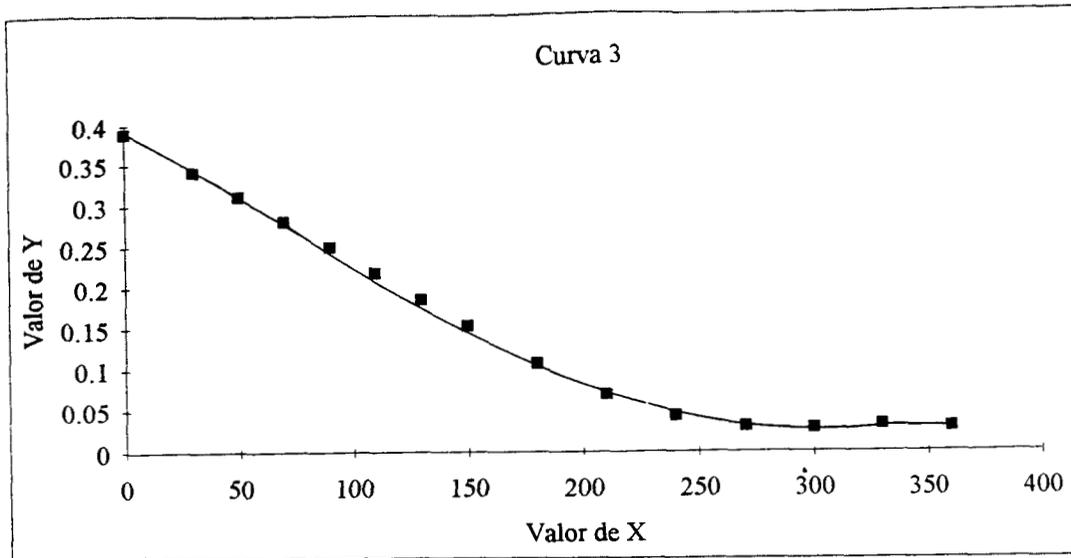
$$Y = A + B \cdot X + C \cdot (X^2) + D \cdot (X^3) + E \cdot (X^4) + F \cdot (X^5)$$

Pt	VALOR X	VALOR Y	Y CALC	% DEV
1	0	.39	.390857	+ 0.22
2	30	.3456	.3430648	- 0.74
3	50	.3141	.3140184	- 0.03
4	70	.2834	.2847167	+ 0.46
5	90	.2516	.2541609	+ 1.01
6	110	.2215	.2221821	+ 0.31
7	130	.1888	.1892654	+ 0.25
8	150	.1643	.156374	- 5.07
9	180	.1059	.1098946	+ 3.63
10	210	.0696	7.097765E-02	+ 1.94
11	240	.043	4.356064E-02	+ 1.29
12	270	.0299	2.955914E-02	- 1.15
13	300	.0304	2.753369E-02	- 10.41
14	330	.0288	3.135654E-02	+ 8.15
15	360	.0295	2.887843E-02	- 2.15

Determinación del coeficiente = .9995145

Correlación del coeficiente = .9997572

Error estándar estimado = 3.533745839490718D-03



Curva 3

- 0 coeficiente de grado = .389848755263705
- 1 coeficiente de grado = - 1.796465734656333D-03
- 2 coeficiente de grado = 7.732185615690136D-06
- 3 coeficiente de grado = - 8.392256469540295D-08
- 4 coeficiente de grado = 3.418634877892304D-10
- 5 coeficiente de grado = - 4.205732122997187D-13

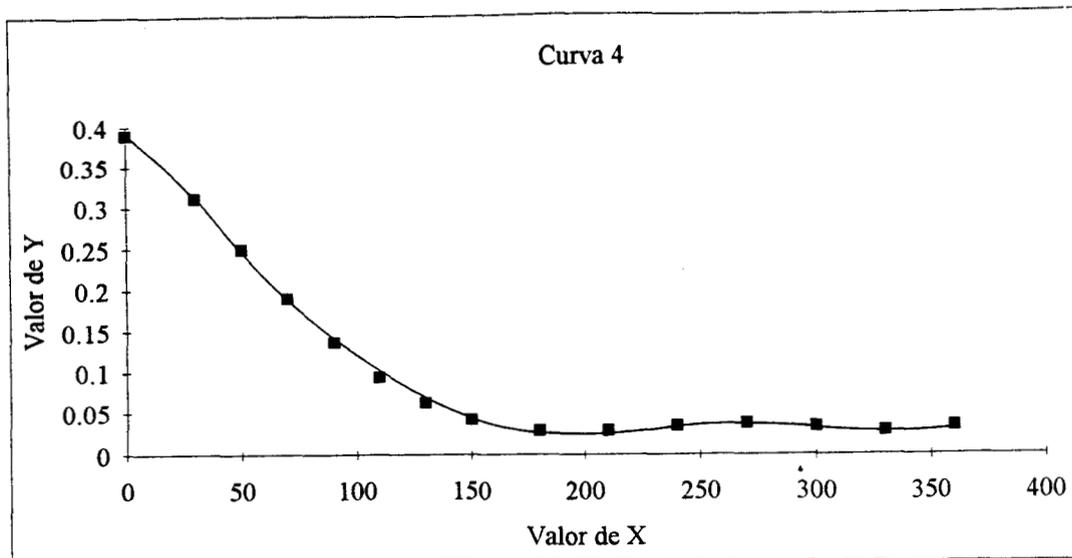
dp = 0.16 mm
 T = 20 °C
 L/D = 1.5
 U/Umf = 4

Ecuación desarrollada:

$$Y = A + B \cdot X + C \cdot (X^2) + D \cdot (X^3) + E \cdot (X^4) + F \cdot (X^5)$$

Pt	VALOR X	VALOR Y	Y CALC	% DEV
1	0	.39	.3898488	- 0.04
2	30	.3402	.3409145	+ 0.21
3	50	.3123	.3108708	- 0.46
4	70	.28	.2806997	+ 0.25
5	90	.2463	.2495642	+ 1.31
6	110	.2229	.2173749	- 2.54
7	130	.1821	.1846283	+ 1.37
8	150	.153	.1522455	- 0.50
9	180	.1063	.1069758	+ 0.63
10	210	.0688	6.946665E-02	+ 0.96
11	240	.0436	4.325971E-02	- 0.79
12	270	.0303	2.995764E-02	- 1.14
13	300	.0289	2.799784E-02	- 3.22
14	330	.0301	3.142597E-02	+ 4.22
15	360	.0291	2.866962E-02	- 1.50

Determinación del coeficiente = .9997577
 Correlación del coeficiente = .9998788
 Error estándar estimado = 2.474323055743637D-03



Curva 4

- 0 coeficiente de grado = .3896558042945664
- 1 coeficiente de grado = - 1.952811719648038D-03
- 2 coeficiente de grado = - 2.948427231464767D-05
- 3 coeficiente de grado = 2.964314304199527D-07
- 4 coeficiente de grado = - 9.166978819305401D-10
- 5 coeficiente de grado = 9.484314988968515D-13

dp = 0.16 mm

T = 40 °C

L/D = 1.5

U/Umf = 4

Ecuación desarrollada:

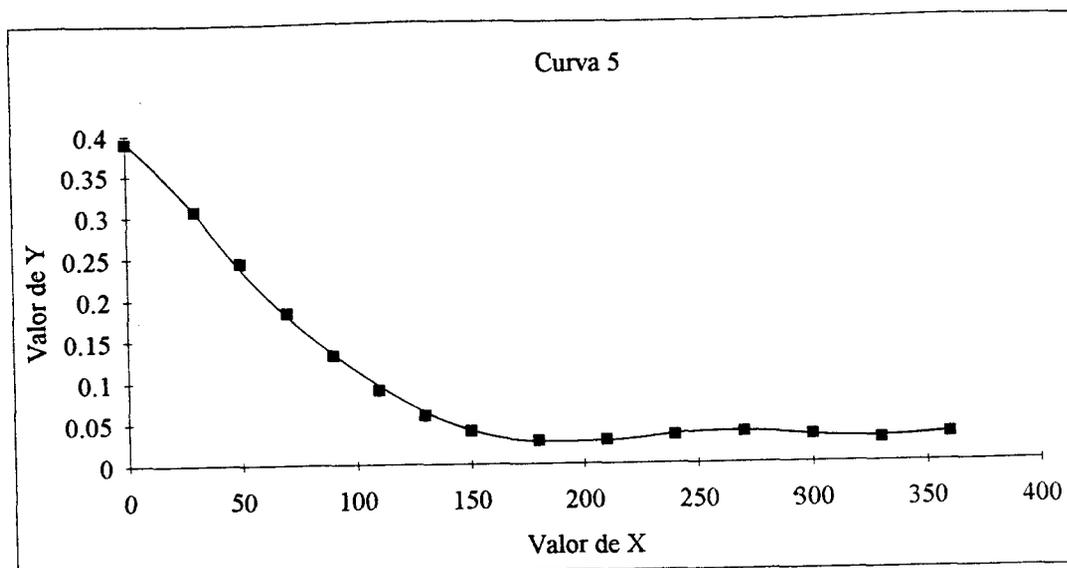
$$Y = A + B \cdot X + C \cdot (X^2) + D \cdot (X^3) + E \cdot (X^4) + F \cdot (X^5)$$

Pt	VALOR X	VALOR Y	Y CALC	% DEV
1	0	.39	.3896558	- 0.09
2	30	.3086	.3118198	+ 1.03
3	50	.2519	.2499255	- 0.79
4	70	.1957	.1897461	- 3.14
5	90	.1364	.1366345	+ 0.17
6	110	.087	.0936979	+ 7.15
7	130	.0588	6.216245E-02	+ 5.41
8	150	.0432	4.173721E-02	- 3.50
9	180	.0337	2.854719E-02	- 18.05
10	210	.032	2.910621E-02	- 9.94
11	240	.0314	3.437178E-02	+ 8.65
12	270	.0333	3.684018E-02	+ 9.61
13	300	.0336	.0333121	- 0.86
14	330	.031	2.765825E-02	- 12.08
15	360	.0322	3.358501E-02	+ 4.12

Determinación del coeficiente = .9990916

Correlación del coeficiente = .9995457

Error estándar estimado = 4.442890282862448D-03



Curva 5

- 0 coeficiente de grado = .3900171881529835
- 1 coeficiente de grado = - 2.230935734364138D-03
- 2 coeficiente de grado = - 2.536332216451177D-05
- 3 coeficiente de grado = 2.732687008834048D-07
- 4 coeficiente de grado = - 8.586885788889454D-10
- 5 coeficiente de grado = 8.941617659547156D-13

dp = 0.16 mm

T = 40 °C

L/D = 1.5

U/Umf = 4

Ecuación desarrollada:

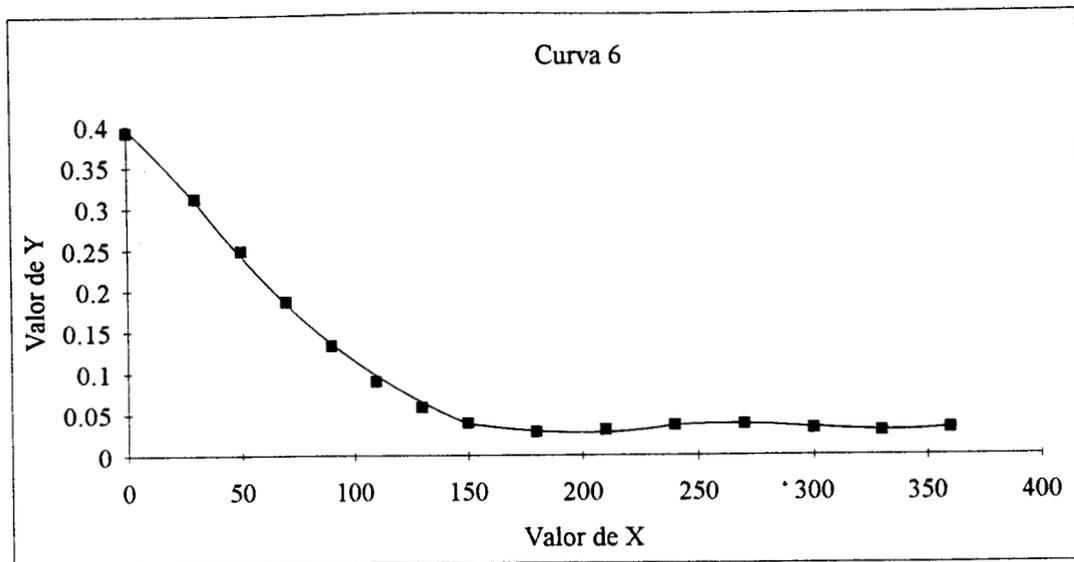
$$Y = A + B \cdot X + C \cdot (X^2) + D \cdot (X^3) + E \cdot (X^4) + F \cdot (X^5)$$

Pt	VALOR X	VALOR Y	Y CALC	% DEV
1	0	.39	.3900172	+ 0.00
2	30	.3039	.3069666	+ 1.00
3	50	.2488	.2441333	- 1.91
4	70	.186	.1841883	- 0.98
5	90	.1345	.1319443	- 1.94
6	110	.0813	9.011867E-02	+ 9.79
7	130	.0569	5.967629E-02	+ 4.65
8	150	.0412	4.017326E-02	- 2.56
9	180	.0341	2.792121E-02	- 22.13
10	210	.0327	2.893818E-02	- 13.00
11	240	.031	3.439655E-02	+ 9.87
12	270	.0324	3.702743E-02	+ 12.50
13	300	.0334	.033728	+ 0.97
14	330	.0332	2.816895E-02	- 17.86
15	360	.0314	3.340179E-02	+ 5.99

Determinación del coeficiente = .9987379

Correlación del coeficiente = .9993688

Error estándar estimado = 5.187930294652096D-03



Curva 6

- 0 coeficiente de grado = .3915029682892086
- 1 coeficiente de grado = - 1.987688586180905D-03
- 2 coeficiente de grado = - 3.12595052837945D-05
- 3 coeficiente de grado = 3.192615068809455D-07
- 4 coeficiente de grado = - 1.00340051591997D-09
- 5 coeficiente de grado = 1.052766785133776D-12

dp = 0.16 mm
 T = 40 °C
 L/D = 1.5
 U/Umf = 4

Ecuación desarrollada:

$$Y = A + B \cdot X + C \cdot (X^2) + D \cdot (X^3) + E \cdot (X^4) + F \cdot (X^5)$$

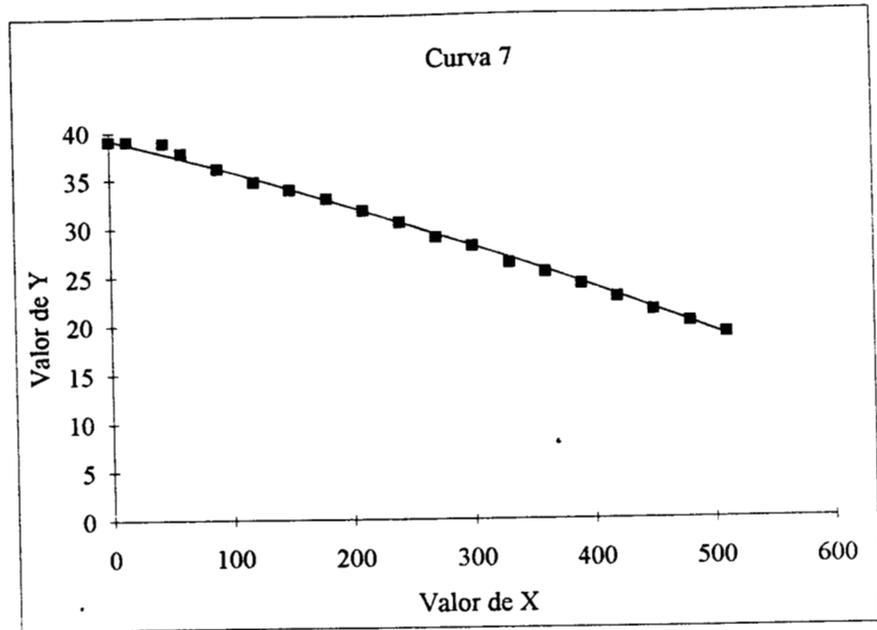
Pt	VALOR X	VALOR Y	Y CALC	% DEV
1	0	.39	.391503	+ 0.38
2	30	.3136	.3115717	- 0.65
3	50	.2506	.2479352	- 1.07
4	70	.187	.1863776	- 0.33
5	90	.1301	.132534	+ 1.84
6	110	.0833	8.960132E-02	+ 7.03
7	130	.0586	5.874262E-02	+ 0.24
8	150	.0417	3.949136E-02	- 5.59
9	180	.0338	2.844188E-02	- 18.84
10	210	.033	3.076223E-02	- 7.27
11	240	.0336	3.661779E-02	+ 8.24
12	270	.0336	3.815689E-02	+ 11.94
13	300	.0321	3.258071E-02	+ 1.48
14	330	.0308	2.521314E-02	- 22.16
15	360	.0303	3.257062E-02	+ 6.97

Determinación del coeficiente = .9991604
 Correlación del coeficiente = .9995801
 Error estándar estimado = 4.276297004951244D-03

Curva 7

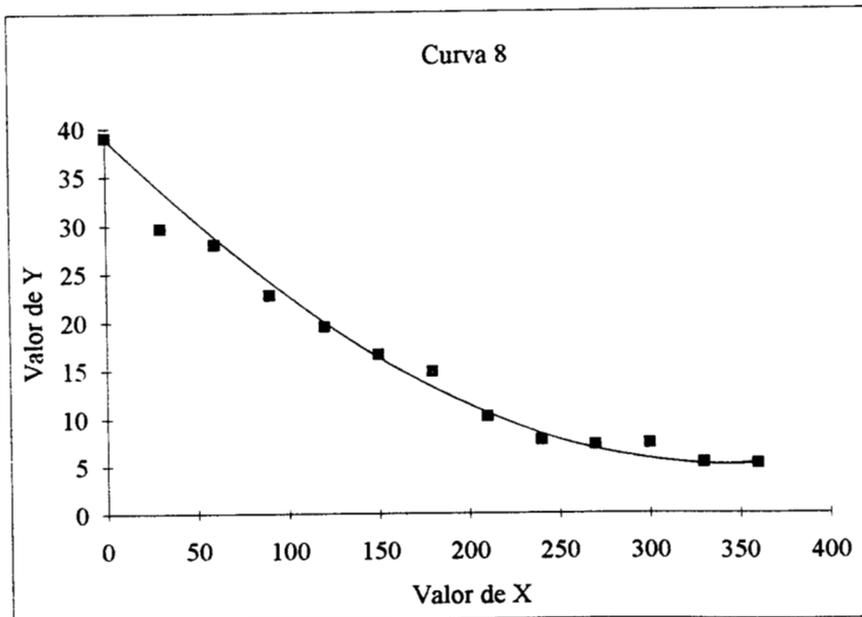
$dp = 0.09 \text{ mm}$
 $T = T_{\text{ambiente}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$
 $(L/D) = 2.0$
 $U/U_{mf} = 2$

x	y
0	39
15	39
45	38.8
60	37.71
90	36.12
120	34.68
150	33.88
180	32.87
210	31.63
240	30.40
270	28.89
300	27.94
330	26.25
360	25.30
390	24.02
420	22.67
450	21.35
480	20.13
510	18.87



Curva 8

$dp = 0.24 \text{ mm}$
 $T = T_{\text{ambiente}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$
 $(L/D) = 2.0$
 $U/U_{mf} = 2$

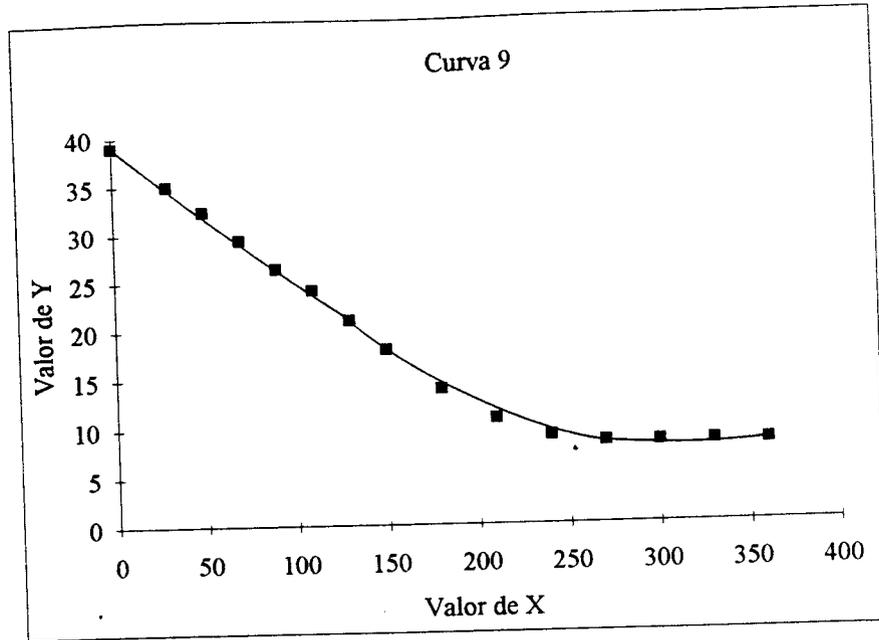


x	y
0	39
30	29.65
60	27.98
90	22.76
120	19.52
150	16.62
180	14.82
210	10.19
240	7.70
270	7.16
300	7.33
330	5.34
360	5.19

Curva 9

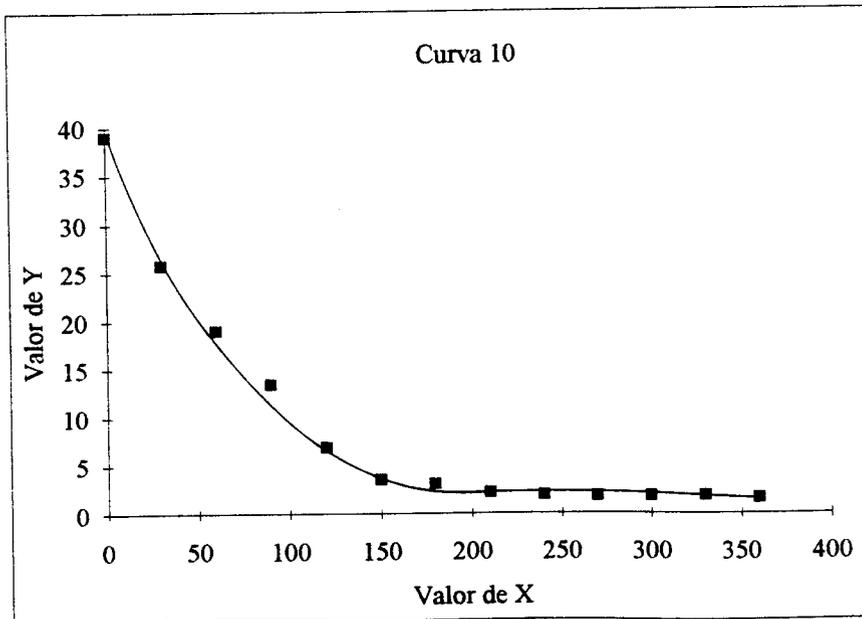
dp = 0.09 mm
 T = T ambiente = 20 °C
 (L/D) = 2.0
 U/Umf = 6

x	y
0	39
30	34.94
50	32.29
70	29.35
90	26.35
110	24.12
130	20.95
150	17.92
180	13.83
210	10.83
240	8.97
270	8.37
300	8.32
330	8.26
360	8.21



Curva 10

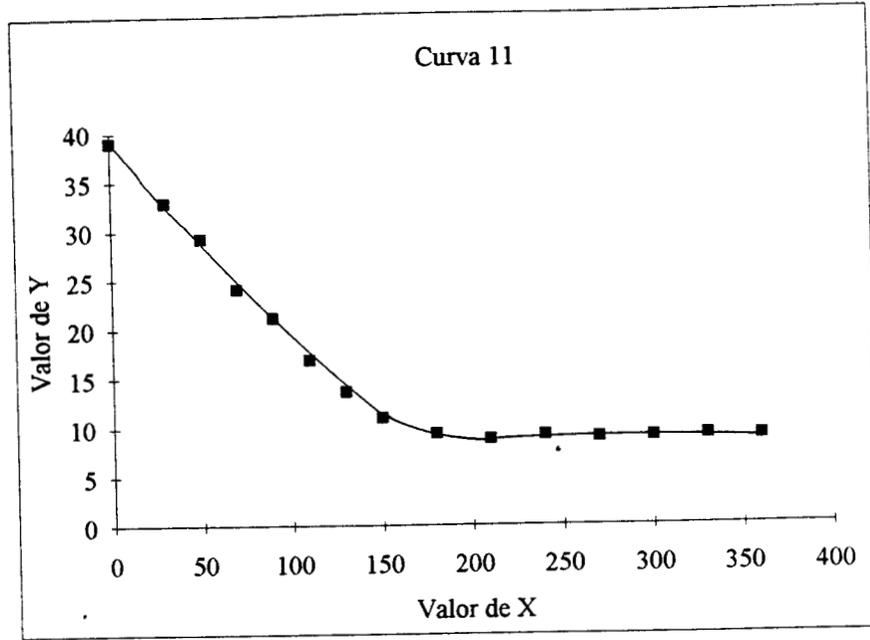
dp = 0.24 mm
 T = T ambiente = 20 °C
 (L/D) = 2.0
 U/Umf = 6



x	y
0	39
30	25.77
60	19.03
90	13.48
120	6.94
150	3.54
180	3.05
210	2.13
240	1.93
270	1.77
300	1.80
330	1.85
360	1.59

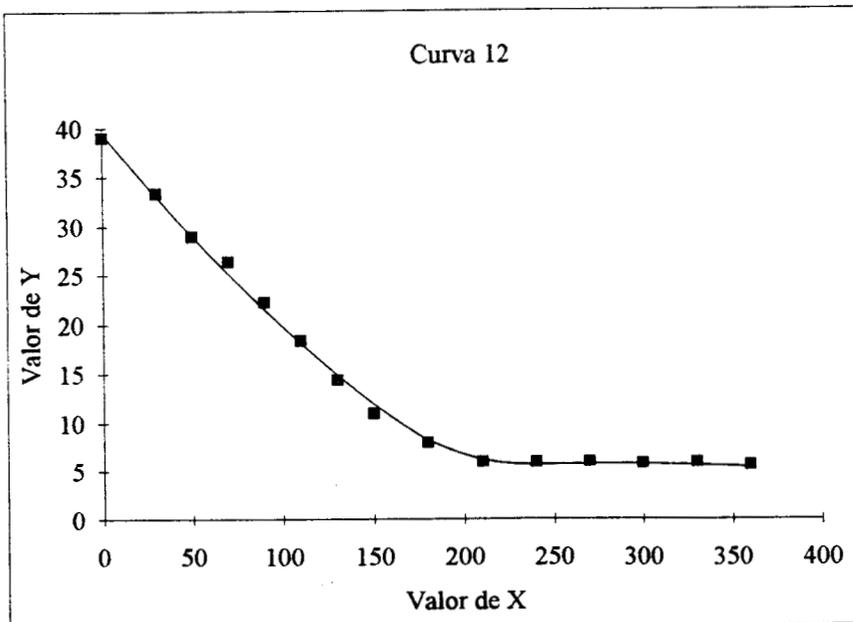
Curva 11
 $dp = 0.09 \text{ mm}$
 $T = T_{\text{ambiente}} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$
 $(L/D) = 2.0$
 $U/U_{mf} = 2$

x	y
0	39
30	32.9
50	29.19
70	24.05
90	21.08
110	16.80
130	13.60
150	10.84
180	9.35
210	8.72
240	9.11
270	8.87
300	8.94
330	9.07
360	8.91



Curva 12
 $dp = 0.24 \text{ mm}$
 $T = T_{\text{ambiente}} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$
 $(L/D) = 2.0$
 $U/U_{mf} = 2$

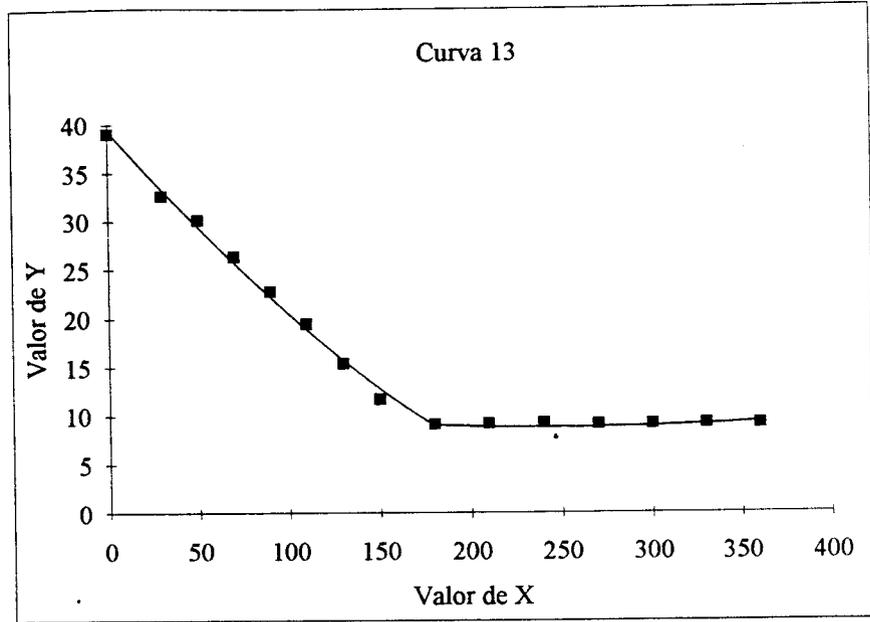
x	y
0	39
30	33.33
50	28.97
70	26.35
90	22.22
110	18.37
130	14.35
150	10.96
180	7.97
210	5.97
240	5.87
270	5.93
300	5.77
330	5.87
360	5.59



Curva 13

dp = 0.09 mm
 T = T ambiente = 60 °C
 (L/D) = 2.0
 U/Umf = 6

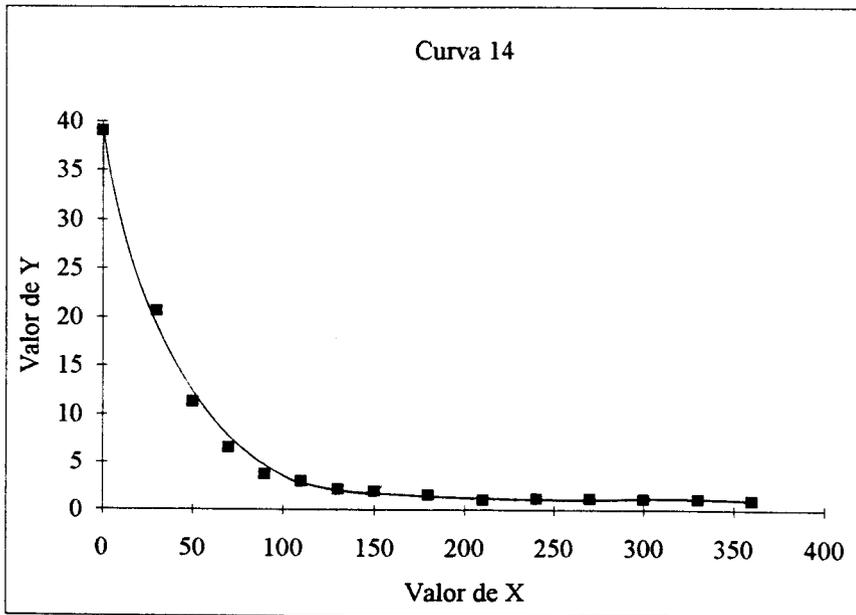
x	y
0	39.0
30	32.57
50	30.05
70	26.23
90	22.71
110	19.38
130	15.33
150	11.62
180	9.05
210	9.15
240	9.20
270	9.09
300	9.07
330	9.12
360	9.04



Curva 14

dp = 0.24 mm
 T = T ambiente = 60 °C
 (L/D) = 2.0
 U/Umf = 6

x	y
0	39
30	20.62
50	11.26
70	6.51
90	3.69
110	3.01
130	2.16
150	1.96
180	1.60
210	1.06
240	1.17
270	1.16
300	1.12
330	1.11
360	0.97



APÉNDICE C

Diseño Factorial 2⁴

Para realizar el diseño factorial se tomaron 2 niveles para cada una de las variables (factores) seleccionados que son:

- 1.- dp diámetro de partícula (mm)
- 2.- U/U_{mf} relación velocidad a velocidad mínima de fluidización
- 3.- L/D relación longitud a diámetro del lecho fluidizado
- 4.- T temperatura (°C)

En la Tabla 1 se muestra la combinación de los cuatro factores. En este caso; una opción apropiada es dividir el bloque de 16 corridas, en dos bloques de ocho corridas cada uno, de tal manera que la interacción ABCD será confundida con los bloques en el análisis.

Orden de corrida	Bloque	A diámetro de partícula mm	B U / U _{mf}	C temperatura °C	D L / D	R1 velocidad de secado	Orden estándar
1	1	0.24	2	20	1	-2.317112×10^{-3}	2
2	1	0.09	2	60	1	-3.362787×10^{-3}	5
3	1	0.09	2	20	2	-4.177506×10^{-4}	9
4	1	0.09	6	60	2	-1.792365×10^{-3}	15
5	1	0.24	6	20	2	-2.068×10^{-3}	12
6	1	0.09	6	20	1	-3.362787×10^{-3}	3
7	1	0.24	6	60	1	-4.443364×10^{-4}	8
8	1	0.24	2	60	2	-1.869672×10^{-3}	14
9	2	0.24	6	60	2	-5.593684×10^{-3}	16
10	2	0.09	2	20	1	-7.3573×10^{-4}	1
11	2	0.24	6	20	1	-5.29×10^{-3}	4
12	2	0.09	2	60	2	-1.976567×10^{-3}	13
13	2	0.09	6	20	2	-1.403175×10^{-3}	11
14	2	0.09	6	60	1	-4.06561×10^{-3}	7
15	2	0.24	2	60	1	-3.91776×10^{-3}	6
16	2	0.24	2	20	2	9.35697×10^{-4}	10

Tabla 1.

En la Tabla 2 se presenta el análisis de los datos, calculando todos los efectos en el diseño.

Variable dependiente: Velocidad de secado			
Variable	Coefficiente	Efecto	Suma de cuadrados
promedio	-2.472043E-03	-2.472043E-03	
A	-0.332503E-03	-0.665006E-03	1.768932
B	-0.530480E-03	-1.060961E-03	4.502553
AB	-0.013991E-03	-0.027981E-03	0.003132
C	-0.405756E-03	-0.811512E-03	2.634207
AC	0.253927E-03	0.507854E-03	1.031663
BC	0.434257E-03	0.868513E-03	3.017259
ABC	0.047589E-03	0.095179E-03	0.036236
D	0.464973E-03	0.929946E-03	3.459198
AD	-0.277219E-03	-0.554438E-03	1.229606
BD	-0.176814E-03	-0.353629E-03	0.500214
ABD	-0.492807E-03	-0.985613E-03	3.885732
CD	-0.395147E-03	-0.790294E-03	2.498258
ACD	-0.567932E-03	-1.135864E-03	5.160748
BCD	-0.612085E-03	-1.224169E-03	5.994359
ABCD	-0.517669E-03	-1.035339E-03	4.287707

Tabla 2.

Se puede notar que los efectos más importantes para este conjunto de datos son: BCD, ACD, B, ABCD, ABD, D, BC, C y CD.

Siendo el siguiente paso el análisis estadístico (procedimiento gráfico basado en las gráficas de probabilidad normal y probabilidad media normal), la selección de los valores que más afectan se puede apreciar de la gráfica o a partir de la Tabla anterior.

Como puede apreciarse los valores que más afectan son: la combinación BCD, ACD, B y D.

BCD: 1.224E-03
 ACD: 1.135E-03
 B: 1.060E-03
 ABD: 9.856E-04
 C: 8.115E-04
 CD: 7.903E-04
 A: 6.649E-04
 AD: 5.543E-04
 BD: 3.535E-04
 AB: 2.807E-05
 ABC: -9.508E-05
 AC: -5.079E-04
 BC: -8.685E-04
 D: -9.298E-04

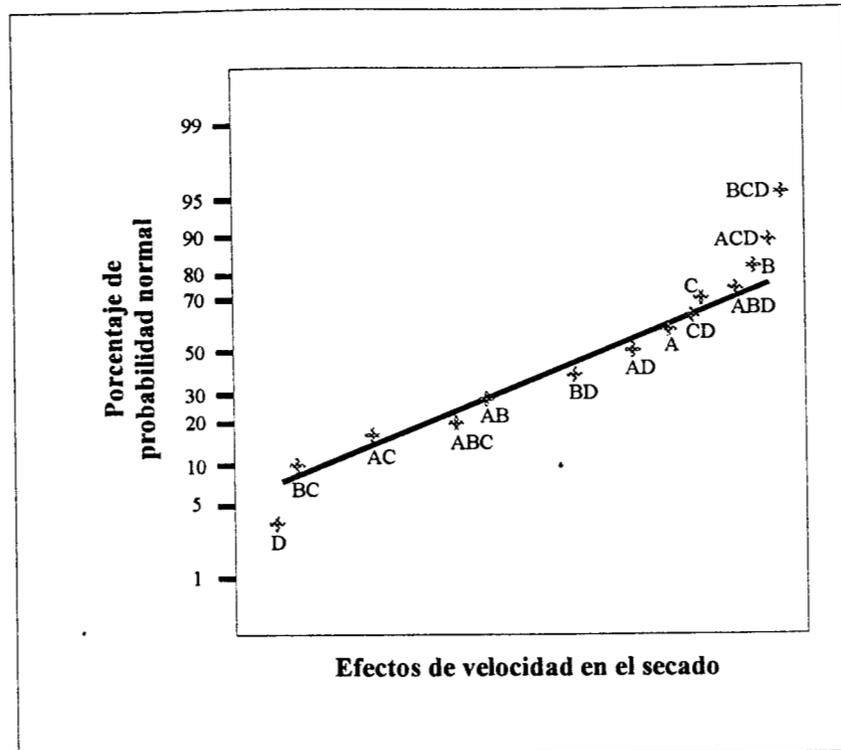


Figura 1.

En las figuras 2, 3, 4 y 5 se muestran las gráficas del comportamiento de cada uno de los factores del diseño.

ID velocidad
 A- 2.139E-03
 A+ 2.804E-03
 Max 5.593E-03
 Min 4.177E-04

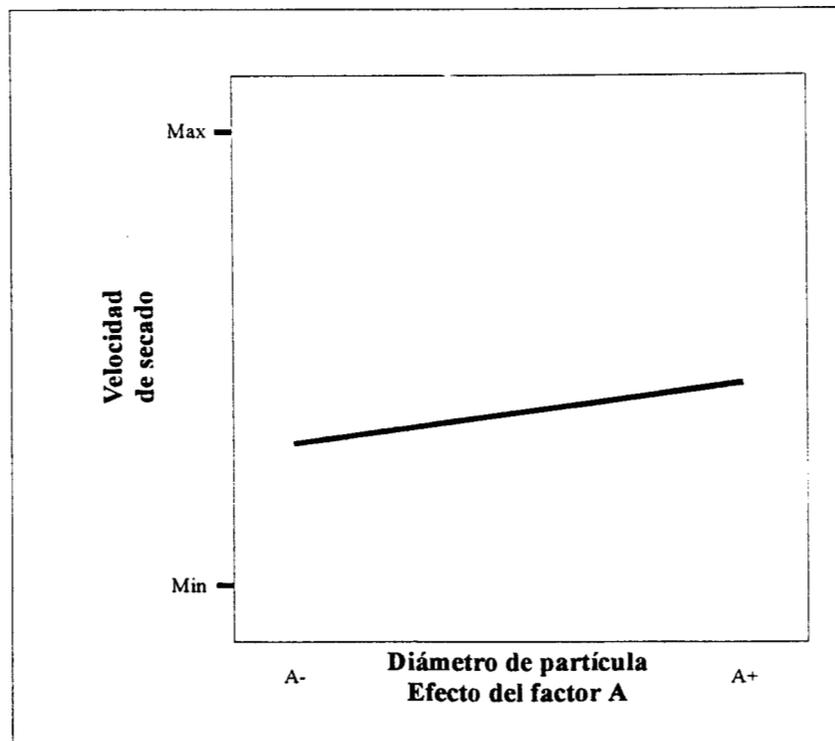


Figura 2.

ID	velocidad
B-	1.941E-03
B+	3.002E-03
Max	5.593E-03
Min	4.177E-04

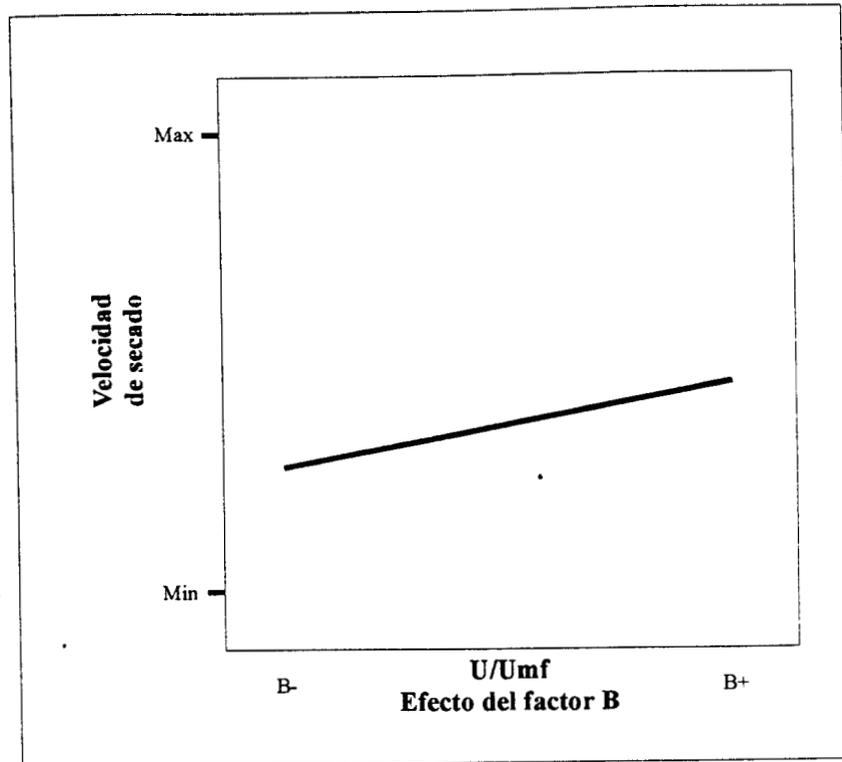


Figura 3.

ID	velocidad
C-	2.066E-03
C+	2.877E-03
Max	5.593E-03
Min	4.177E-04

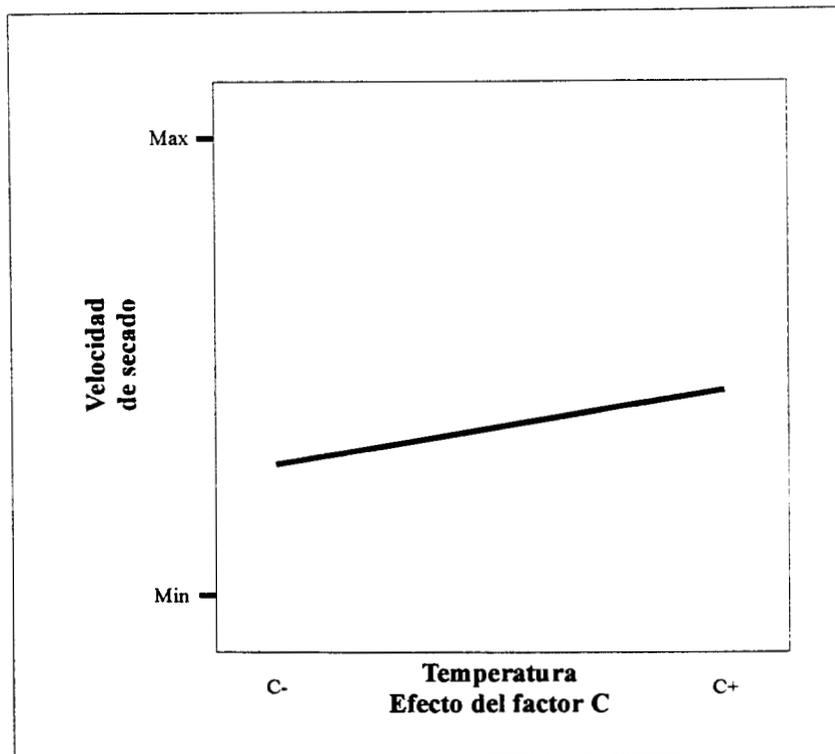


Figura 4.

ID velocidad
 D- 2.937E-03
 D+ 2.007E-03
 Max 5.593E-03
 Min 4.177E-04

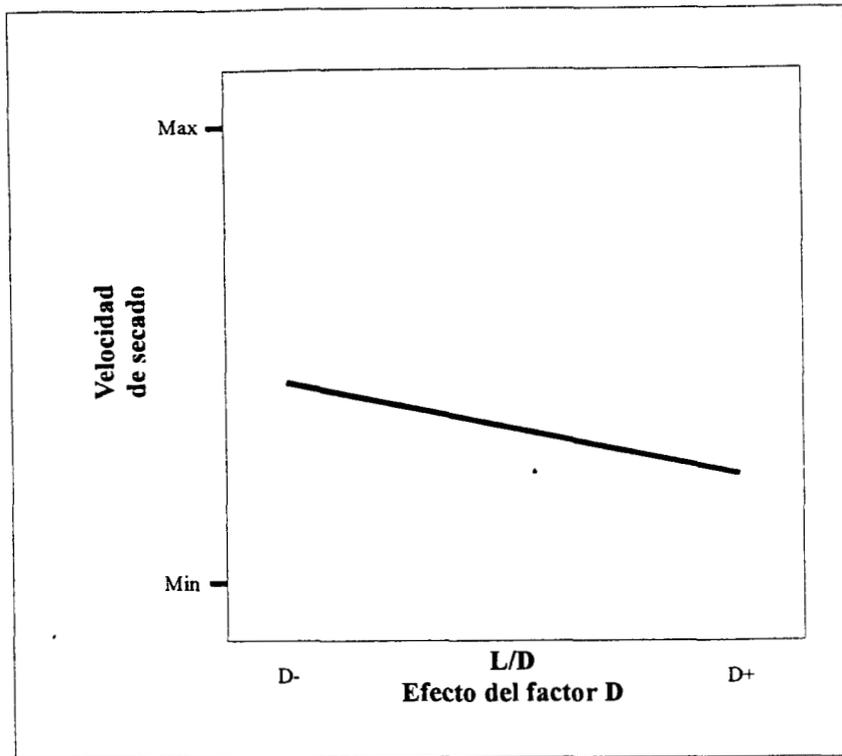


Figura 5.

A continuación se realiza un análisis de varianza cuyos resultados se muestran en la Tabla 3.

Variable	Parámetro estimado	DF	Suma de cuadrados	Valor t para H ₀	Probabilidad > t
intercepción	-2.472043E-03	1		-10.042	0.0001
A	-0.332503E-03	1	1.768932	-1.351	0.2255
B	-0.530480E-03	1	4.502553	-2.155	0.0746
C	-0.405756E-03	1	2.634207	-1.648	0.1504
D	0.464973E-03	1	3.459198	1.889	0.1078
ABD	-0.492807E-03	1	3.885732	-2.002	0.0922
CD	-0.395147E-03	1	2.498258	-1.605	0.1596
ACD	-0.567932E-03	1	5.160748	-2.307	0.0605
BCD	-0.612085E-03	1	5.994359	-2.486	0.0474
error estándar	0.2461815E-03				

Tabla 3. (continúa en la siguiente página)

Valores calculados y residuos						
orden estándar	Valor actual	Valor calculado	Valor residuo	Residuo estandarizado	Distancia de Cook	Valor de t
1	-0.735700E-03	-0.390600E-03	-0.345100E-03	-0.5298	0.040	-0.501
2	-2.317100E-03	-3.177083E-03	0.859983E-03	1.3203	0.249	1.411
3	-3.362828E-03	-3.661343E-03	0.298515E-03	0.4583	0.030	0.431
4	-5.290000E-03	-4.476600E-03	-0.813400E-03	-1.2488	0.223	-1.311
5	-3.362800E-03	-2.771851E-03	-0.590949E-03	-0.9073	0.118	-0.894
6	-3.917800E-03	-3.286606E-03	-0.631194E-03	-0.9691	0.134	-0.964
7	-4.065600E-03	-3.594256E-03	-0.471344E-03	-0.7237	0.075	-0.697
8	-0.444300E-03	-2.137785E-03	1.693485E-03	2.6000	0.966	13.003
9	-0.417700E-03	-2.016006E-03	1.598306E-03	2.4539	0.860	6.077
10	-0.935700E-03	-0.559535E-03	-0.376165E-03	-0.5775	0.048	-0.548
11	-1.403200E-03	-0.867185E-03	-0.536015E-03	-0.8229	0.097	-0.802
12	-2.068068E-03	-1.381940E-03	-0.686128E-03	-1.0534	0.159	-1.063
13	-1.976000E-03	-1.257779E-03	-0.718221E-03	-1.1027	0.174	-1.123
14	-1.869700E-03	-2.073036E-03	0.203336E-03	0.3122	0.014	0.291
15	-1.792492E-03	-2.557296E-03	0.764804E-03	1.1742	0.197	1.213
16	-5.593700E-03	-5.343779E-03	-0.249921E-03	-0.3837	0.021	-0.359

Tabla 3.

La figura 6 nos muestra los residuos, es decir, la dispersión de los valores.

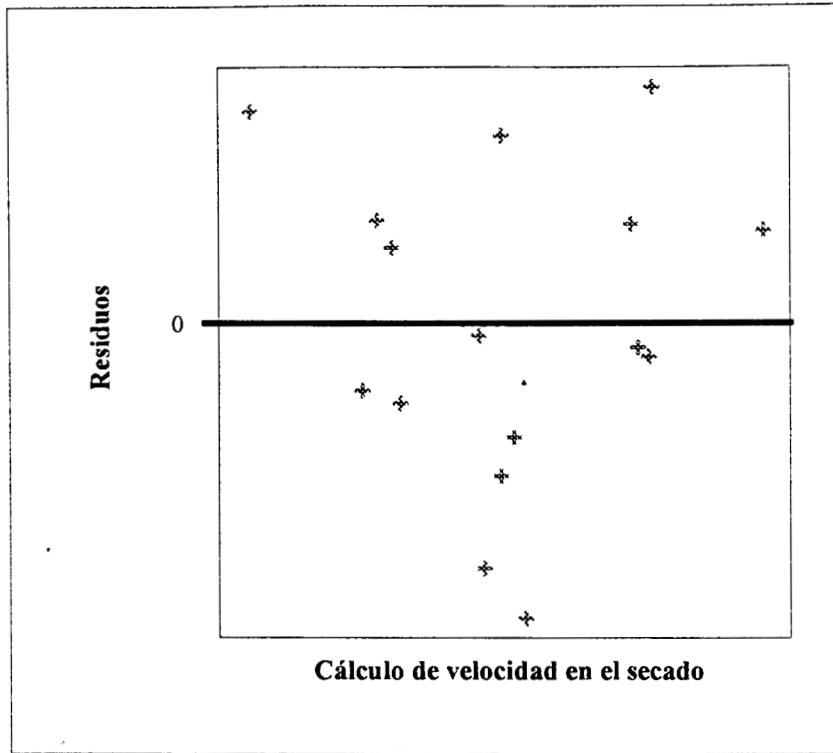


Figura 6.

Las figuras 7, 8 y 9 nos dan las gráficas de respuesta.

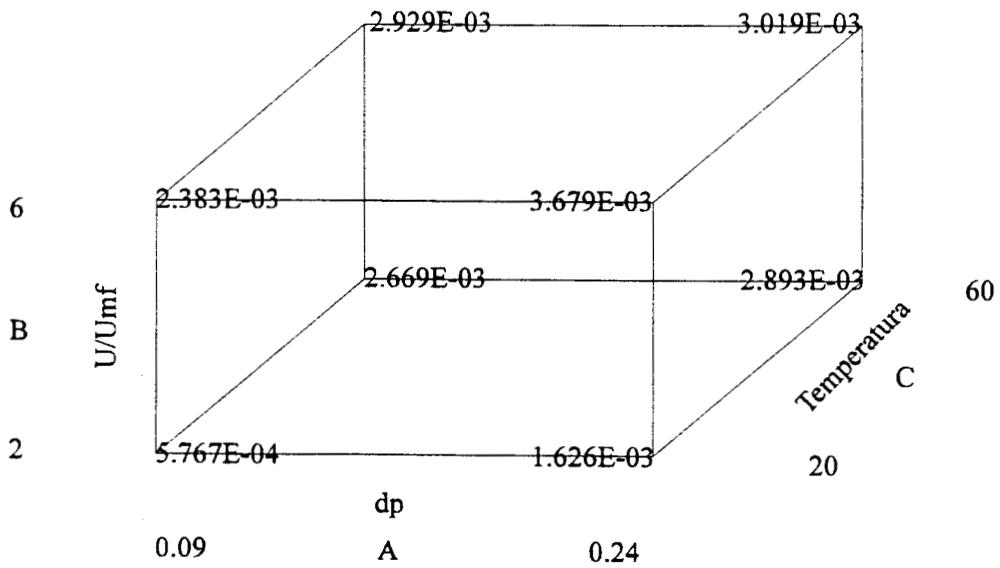


Figura 7.

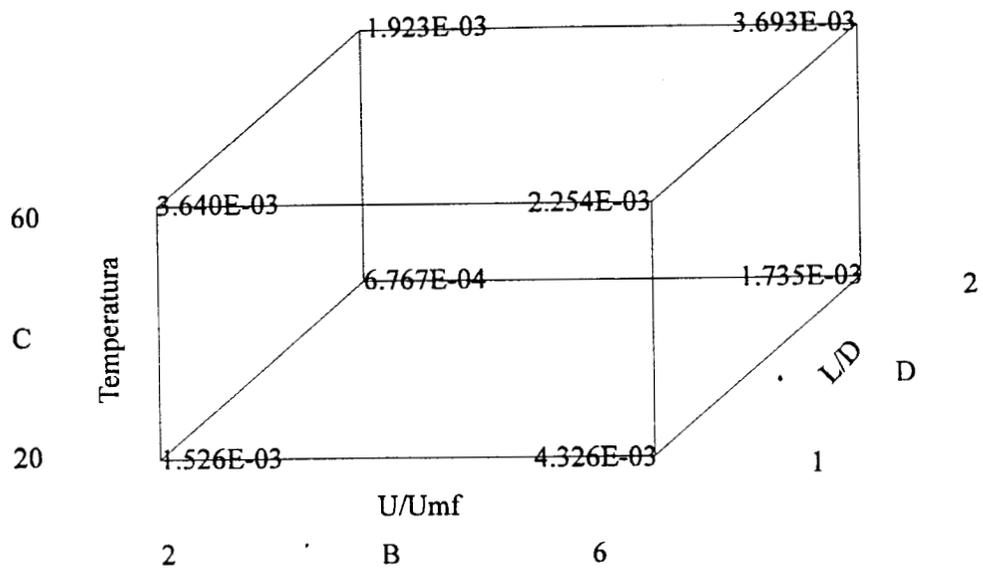


Figura 8.

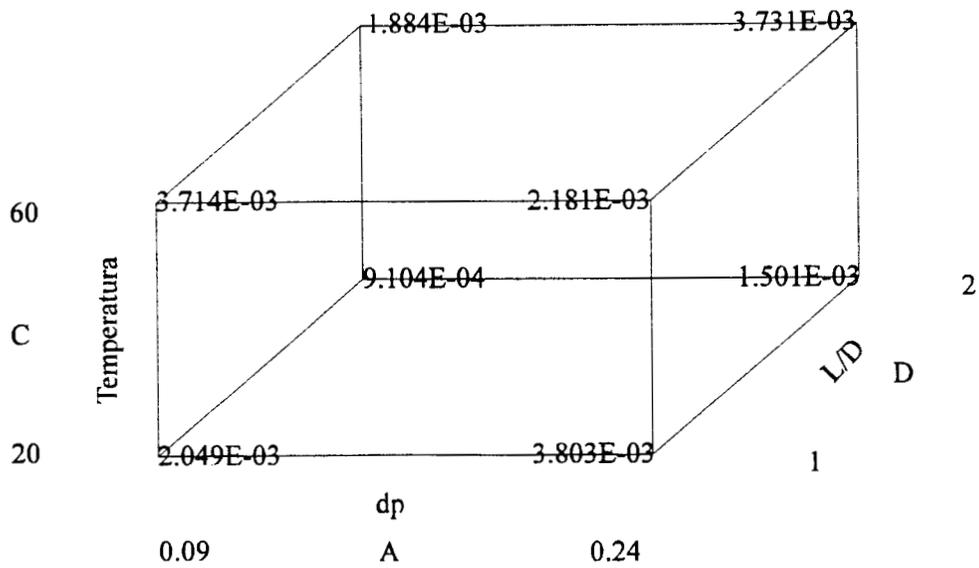


Figura 9.

Diseño Factorial 2^3

En el caso del diseño factorial 2^3 , las variables seleccionadas son:

- 1.- dp diámetro de partícula (mm).
- 2.- L/D relación altura al diámetro del lecho fluidizado.
- 3.- U/Umf velocidad a velocidad mínima de fluidización.

Orden de corrida	Bloque	A dp mm	B L / D	C U / U _{mf}	R1 velocidad de secado E - 03	Orden estándar
1	1	0.09	2	2	+0.4177	3
2	1	0.24	1	6	+5.2900	6
3	1	0.24	2	2	+0.9357	4
4	1	0.09	1	6	+3.1438	5
5	1	0.24	2	6	+2.0680	8
6	1	0.09	2	6	+1.4032	7
7	1	0.09	1	2	+0.7357	1
8	1	0.24	1	2	+2.1849	2

Tabla 1.

Velocidad de secado			
Variable	Coficiente	Efecto	Suma de cuadrados
promedio	2.022378E-03	2.022378	
A	0.597261E-03	1.194523	2.853769
B	-0.816222E-03	-1.632445	5.329752
AB	-0.301568E-03	-0.603137	0.727548
C	0.953869E-03	1.907737	7.278923
AC	0.105492E-03	0.210984	0.089029
BC	-0.424437E-03	-0.848873	1.441172
ABC	-0.068773E-03	-0.137545	0.037837

Tabla 2.

C: 1.907
 A: 1.194
 BC: -0.8488
 B: -1.632

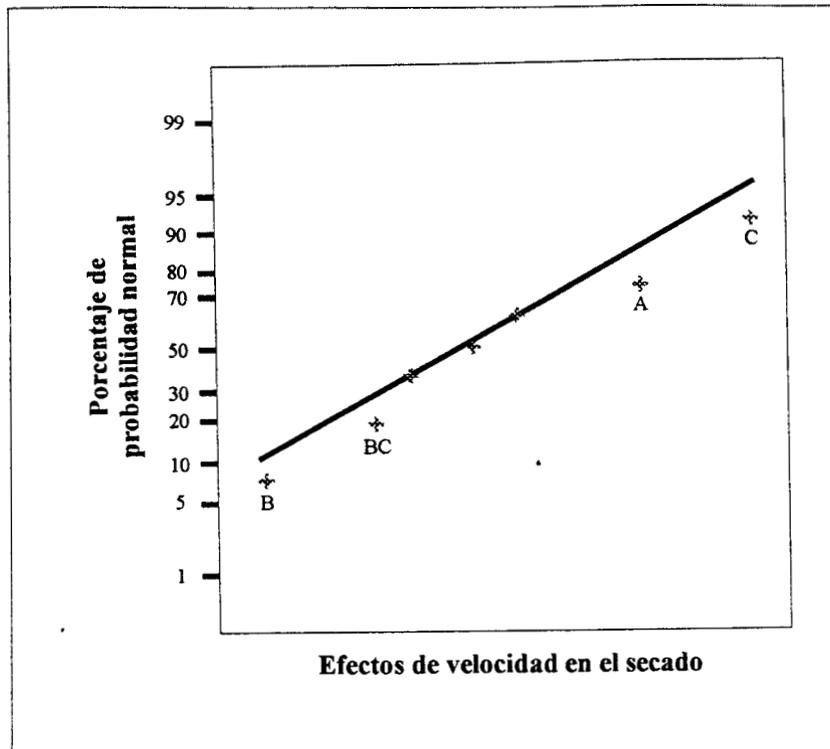


Figura 1.

ID velocidad
 A- 1.425
 A+ 2.619
 Max 5.290
 Min 0.4177

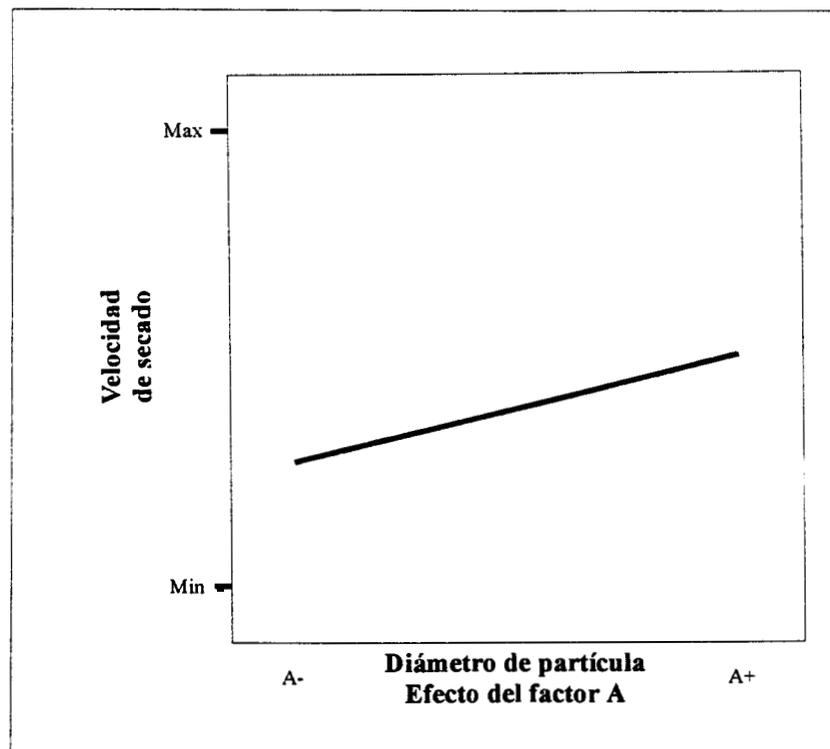


Figura 2.

ID	velocidad
B-	2.838
B+	1.206
Max	5.290
Min	0.4177

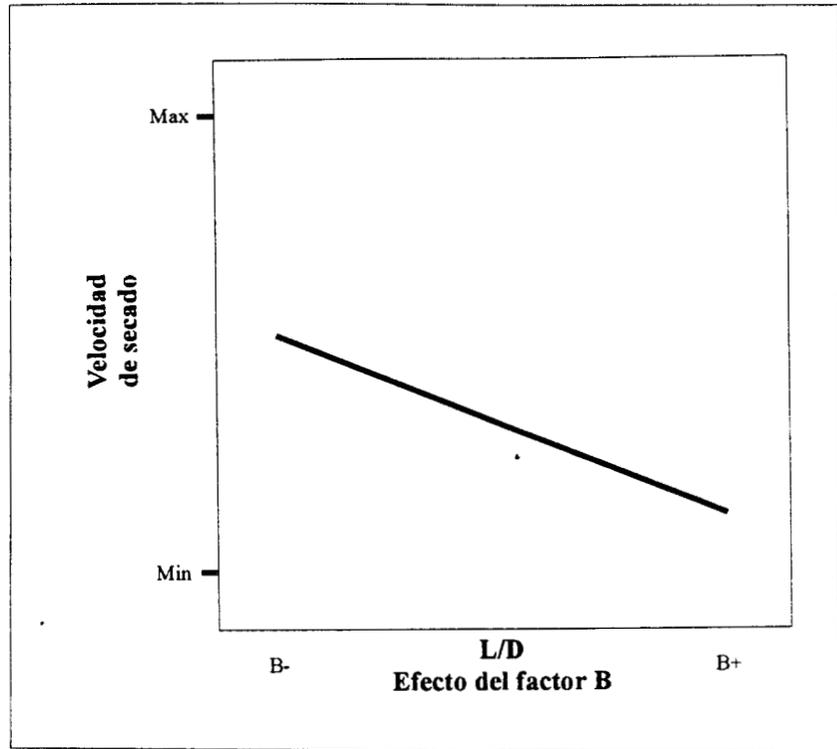


Figura 3.

ID	velocidad
C-	1.068
C+	2.976
Max	5.290
Min	0.4177

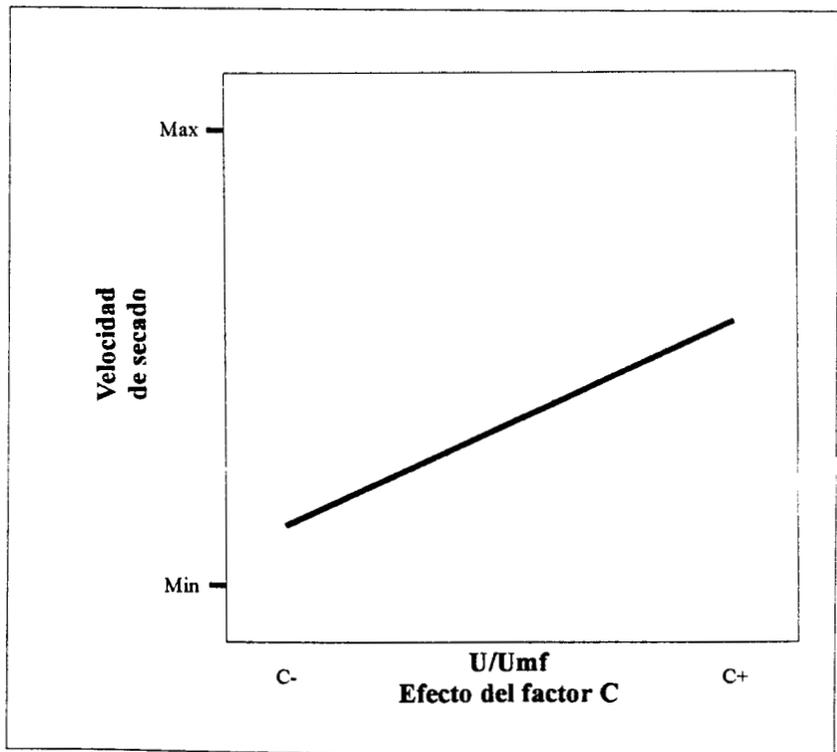


Figura 4.

C: u / umf
 B: L / D
 C B velocidad
 -- 1.460
 +- 4.216
 -+ 0.6767
 ++ 1.735
 Max 5.290
 Min 0.4177

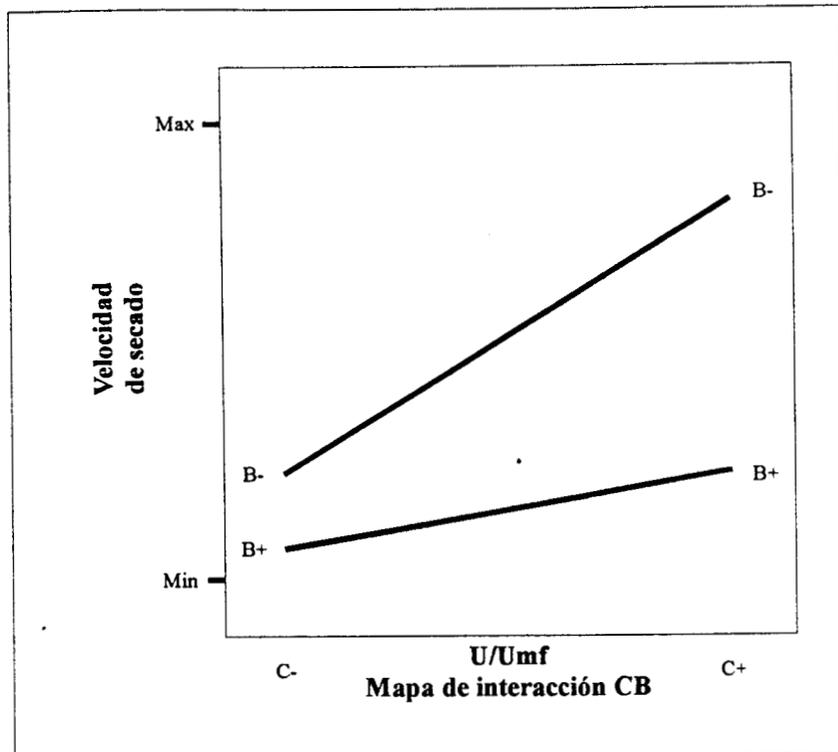


Figura 5.

Variable	Parámetro estimado	DF	Suma de cuadrados	Valor t para H_0	Probabilidad $> t $
intercepción	2.022378E-03	1		10.718	0.0017
A	0.597261E-03	1	2.853769	3.165	0.0507
B	-0.816222E-03	1	5.329752	-4.326	0.0228
C	0.953869E-03	1	7.278923	5.055	0.0149
BC	-0.424437E-03	1	1.441172	-2.249	0.1100

Valores calculados y residuos							
Orden estándar	Valor actual	Valor calculado	Valor residuo	Residu estandarizado	Distancia de Cook	Valor de t	Orden de corrida
1	0.735730E-03	0.863034E-03	-0.127304E-03	-0.3895	0.051	-0.326	7
2	2.184860E-03	2.057556E-03	0.127304E-03	0.3895	0.051	0.326	8
3	0.417750E-03	0.079462E-03	0.338288E-03	1.0351	0.357	1.054	1
4	0.935697E-03	1.273985E-03	-0.338288E-03	-1.0351	0.357	-1.054	3
5	3.143811E-03	3.619644E-03	-0.475833E-03	-1.4560	0.707	-2.195	4
6	5.290000E-03	4.814167E-03	0.475833E-03	1.4560	0.707	2.195	2
7	1.403175E-03	1.138326E-03	0.264849E-03	0.8104	0.219	0.749	6
8	2.068000E-03	2.332849E-03	-0.264849E-03	-0.8104	0.219	-0.749	5

Tabla 3.

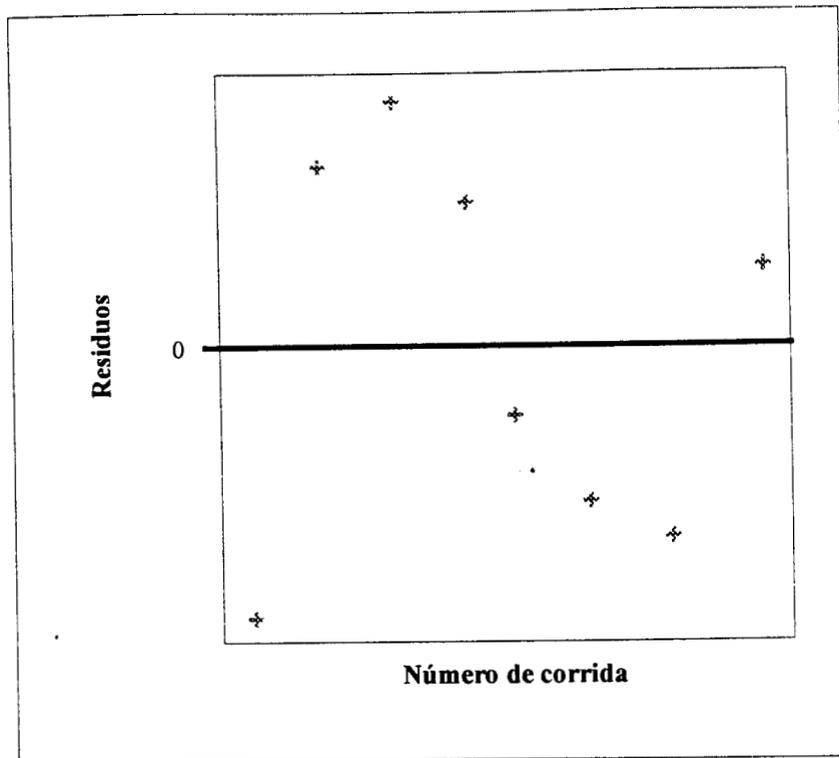


Figura 6.

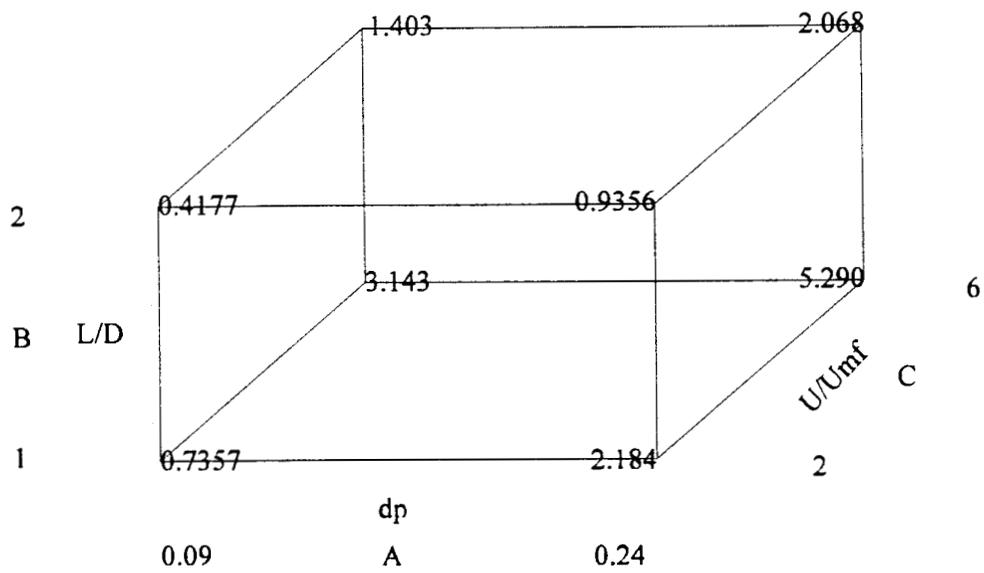


Figura 7.

APÉNDICE D

Cálculo de los coeficientes de Transferencia de masa y calor

$$a = \frac{\text{superficie de partículas}}{\text{volumen del lecho}} = \frac{6(1 - \epsilon)}{\Phi_s dp \rho_e}$$

$$a = \frac{6(1 - 0.36)}{(1)(0.024)(0.38)} = 421 \frac{\text{cm}^2}{\text{g}} = 42.10 \frac{\text{m}^2}{\text{Kg ss}}$$

$$a = \frac{6(1 - 0.36)}{(1)(0.016)(0.38)} = 631.6 \frac{\text{cm}^2}{\text{g}} = 63.20 \frac{\text{m}^2}{\text{Kg ss}}$$

$$a = \frac{6(1 - 0.36)}{(1)(0.009)(0.38)} = 1123 \frac{\text{cm}^2}{\text{g}} = 112.3 \frac{\text{m}^2}{\text{Kg ss}}$$

1)	$dp = 0.24 \text{mm}$	$T_g = 23.43 \text{ } ^\circ\text{C}$	$H = 0.0093 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}$
	$U/U_{mf} = 2.0$	$T_s = 16.85 \text{ } ^\circ\text{C}$	$H_s = 0.0121 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}$
	$L/D = 1.0$	$\Delta T = 6.58 \text{ } ^\circ\text{C}$	$\Delta H = 0.0028 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}$

$$a = 42.10 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda_{T_s} = 587.2 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.123 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(587.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}})(0.123 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg ss h}})}{(42.10 \frac{\text{m}^2}{\text{Kg s.s}})(6.58 \text{ } ^\circ\text{C})} = 0.261 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$K_y = \frac{0.123 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg ss h}}}{(42.10 \frac{\text{m}^2}{\text{Kg s.s}})(0.0028 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg as}})} = 1.043 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

$$\begin{array}{lll}
 2) & dp = 0.24mm & T_g = 22.93 \text{ }^\circ\text{C} & H = 0.00945 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & U/U_{mf} = 2.0 & T_s = 16.87 \text{ }^\circ\text{C} & H_s = 0.0121 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & L/D = 1.5 & \Delta T = 6.06 \text{ }^\circ\text{C} & \Delta H = 0.00265 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}
 \end{array}$$

$$a = 42.10 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda = 586.7 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.098 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(586.7)(0.098)}{(42.1)(6.06)} = 0.225 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$K_y = \frac{0.098}{(42.1)(0.00265)} = 0.878 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

$$\begin{array}{lll}
 3) & dp = 0.24mm & T_g = 23.12 \text{ }^\circ\text{C} & H = 0.01055 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & U/U_{mf} = 2.0 & T_s = 17.80 \text{ }^\circ\text{C} & H_s = 0.0129 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & L/D = 2.0 & \Delta T = 5.32 \text{ }^\circ\text{C} & \Delta H = 0.0024 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}
 \end{array}$$

$$a = 42.10 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda = 586.59 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.056 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(586.59)(0.067)}{(42.1)(5.32)} = 0.1754 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$K_y = \frac{0.067}{(42.1)(0.0024)} = 0.677 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

$$\begin{array}{lll}
 4) & dp = 0.24mm & T_g = 24.43 \text{ } ^\circ C & H = 0.0097 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & U/U_{mf} = 4.0 & T_s = 17.51 \text{ } ^\circ C & H_s = 0.0126 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & L/D = 2.0 & \Delta T = 6.92 \text{ } ^\circ C & \Delta H = 0.0029 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}
 \end{array}$$

$$a = 42.10 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda = 586.52 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.087 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(586.82)(0.087)}{(42.1)(6.92)} = 0.1752 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ C}$$

$$Ky = \frac{0.087}{(42.1)(0.0029)} = 0.7125 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

$$\begin{array}{lll}
 5) & dp = 0.24mm & T_g = 25.27 \text{ } ^\circ C & H = 0.00915 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & U/U_{mf} = 6.0 & T_s = 17.37 \text{ } ^\circ C & H_s = 0.0124 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & L/D = 2.0 & \Delta T = 7.90 \text{ } ^\circ C & \Delta H = 0.00325 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}
 \end{array}$$

$$a = 42.10 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda = 586.7 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.127 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(586.7)(0.127)}{(42.1)(7.90)} = 0.224 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ C}$$

$$Ky = \frac{0.127}{(42.10)(0.00325)} = 0.9281 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

$$\begin{array}{lll}
 6) & dp = 0.09 \text{ mm} & T_g = 24.58 \text{ }^\circ\text{C} & H = 0.0153 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & U/U_{mf} = 2.0 & T_s = 21.80 \text{ }^\circ\text{C} & H_s = 0.0164 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & L/D = 2.0 & \Delta T = 2.70 \text{ }^\circ\text{C} & \Delta H = 0.0011 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}
 \end{array}$$

$$a = 112.3 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda = 584.32 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.024 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(584.32)(0.024)}{(112.3)(2.70)} = 0.0449 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$K_y = \frac{0.024}{(112.3)(0.0011)} = 0.1942 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

$$\begin{array}{lll}
 7) & dp = 0.16 \text{ mm} & T_g = 23.38 \text{ }^\circ\text{C} & H = 0.0122 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & U/U_{mf} = 2.0 & T_s = 19.23 \text{ }^\circ\text{C} & H_s = 0.014 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & L/D = 2.0 & \Delta T = 4.15 \text{ }^\circ\text{C} & \Delta H = 0.0018 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}
 \end{array}$$

$$a = 63.2 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda = 585.59 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.060 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(585.59)(0.060)}{(63.20)(4.15)} = 0.134 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$K_y = \frac{0.060}{(63.20)(0.0018)} = 0.5274 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

$$\begin{array}{lll}
 8) & dp = 0.24 \text{ mm} & T_g = 24.91 \text{ }^\circ\text{C} & H = 0.0161 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & U/U_{mf} = 2.0 & T_s = 22.52 \text{ }^\circ\text{C} & H_s = 0.0172 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & L/D = 2.0 & \Delta T = 2.39 \text{ }^\circ\text{C} & \Delta H = 0.0011 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}
 \end{array}$$

$$T_e = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$a = 42.1 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda = 583.93 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.099 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(583.93)(0.099)}{(42.10)(2.39)} = 0.575 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$Ky = \frac{0.099}{(42.10)(0.0011)} = 2.138 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

$$\begin{array}{lll}
 9) & dp = 0.24 \text{ mm} & T_g = 23.6 \text{ }^\circ\text{C} & H = 0.025 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & U/U_{mf} = 2.0 & T_s = 21.86 \text{ }^\circ\text{C} & H_s = 0.00267 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as} \\
 & L/D = 2.0 & \Delta T = 1.74 \text{ }^\circ\text{C} & \Delta H = 0.0017 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg as}
 \end{array}$$

$$T_e = 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$a = 42.10 \text{ m}^2/\text{Kg ss}$$

$$\lambda = 584.37 \text{ Kcal/Kg H}_2\text{O}$$

$$(-dH/d\Theta) = 0.110 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg ss h}$$

$$h = \frac{(584.37)(0.110)}{(42.10)(1.74)} = 0.878 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$Ky = \frac{0.110}{(42.10)(0.0010)} = 2.6128 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2 \Delta H}$$

APÉNDICE E

Aplicación del Teorema Pi de Buckingham.

" Si una ecuación de n argumentos es dimensionalmente homogénea con respecto a m unidades fundamentales, esta puede ser expresada como una relación entre $n-m$ argumentos adimensionales independientes ".

En el caso de la transferencia de calor, las variables consideradas son:

Coefficiente de Transferencia de Calor: h ($M \Theta^{-3} T^{-1}$)

Altura del lecho: L (L)

Diámetro del tubo: D (L)

Diámetro de partícula: dp (L)

Densidad del aire: ρ_a ($M L^{-3}$)

Viscosidad del aire: μ_a ($M L^{-1} \Theta^{-1}$)

Capacidad Calorífica del aire: C_{pa} ($L^2 \Theta^{-2} T^{-1}$)

Conductividad Térmica del aire: K_a ($M L \Theta^{-3} T^{-1}$)

Velocidad superficial del aire: U_s ($L \Theta^{-1}$)

Unidades Fundamentales: 4 M (masa), L (longitud), Θ (tiempo) y T (temperatura).

	M	L	Θ	T
h	1	0	-3	-1
U_s	0	1	-1	0
L	0	1	0	0
D	0	1	0	0
C_{pa}	0	-2	-2	-1
K_a	1	1	-3	-1
dp	0	1	0	0
ρ_a	1	-3	0	0
μ_a	1	-1	-1	0

variables del sistema: $n = 9$

R (matriz) = 4

número de grupos adimensionales $i = n - r = 5$

Datos utilizados para obtener las correlaciones.

T = 20 °C

Nu	Pr	Re	L / D	dp / D (10 ³)	Sc (10 ⁴)	Sh
0.07317	0.7103	0.4338	1.0	6.283	2.556	0.6638
0.04213	0.7103	0.4338	2.0	6.283	2.556	0.4425
0.09145	0.7103	1.3015	1.0	6.283	2.556	0.8956
0.07613	0.7103	1.3015	2.0	6.283	2.556	0.6893
0.01978	0.7103	0.0271	1.0	2.356	2.556	0.2148
0.01465	0.7103	0.0271	2.0	2.356	2.556	0.1389
0.04044	0.7103	0.1048	1.0	2.356	2.556	0.2019
0.03355	0.7103	0.1048	2.0	2.356	2.556	0.2092

T = 60 °C

Nu	Pr	Re	L / D	dp / D (10 ³)	Sc (10 ⁴)	Sh
0.4334	0.7000	0.326	1.0	6.283	2.637	4.5549
0.2145	0.7000	0.326	2.0	6.283	2.637	2.3707
1.5623	0.7000	0.979	1.0	6.283	2.637	1.6691
5.9603	0.7000	0.979	2.0	6.283	2.637	19.076
0.0645	0.7000	0.020	1.0	2.356	2.637	0.6354
0.0566	0.7000	0.020	2.0	2.356	2.637	0.5087
0.0931	0.7000	0.079	1.0	2.356	2.637	1.1490
0.0741	0.7000	0.079	2.0	2.356	2.637	1.4266

$$\pi_1 = \mu^a \rho^b K_a^c D^d h$$

$$= (ML^{-1}\Theta^{-1})^a (ML^{-3})^b (ML\Theta^{-3}T^{-1})^c (L)^d (M\Theta^{-3}T^{-1})$$

$$\Sigma M \quad 0:0 = a + b + c + 1 \quad a = 0$$

$$\Sigma L \quad 0:0 = -a - 3b + c + d \quad b = 0$$

$$\Sigma \Theta \quad 0:0 = -a - 3c - 3 \quad c = -1$$

$$\Sigma T \quad 0:0 = -c - 1 \quad d = 1$$

$$\pi_1 = hD/Ka = Nu$$

$$\pi_2 = \mu_a^a \rho_a^b K_a^c D^d U_s$$

$$= (ML^{-1} \Theta^{-1})^a (ML^{-3})^b (ML \Theta^{-3} T^{-1})^c (L)^d (L \Theta^{-1})$$

$$\Sigma M \quad 0:0 = a + b + c \quad a = -1$$

$$\Sigma L \quad 0:0 = -a - 3b + c + d + 1 \quad b = 1$$

$$\Sigma \Theta \quad 0:0 = -a - 3c - 1 \quad c = 0$$

$$\Sigma T \quad 0:0 = -c \quad d = 1$$

$$\pi_2 = D U_s \rho_a / \mu_a = \text{Re}$$

$$\pi_3 = \mu_a^a \rho_a^b K_a^c D^d L$$

$$= (ML^{-1} \Theta^{-1})^a (ML^{-3})^b (ML \Theta^{-3} T^{-1})^c (L)^d (L)$$

$$\Sigma M \quad 0:0 = a + b + c \quad a = 0$$

$$\Sigma L \quad 0:0 = -a - 3b + c + d + 1 \quad b = 0$$

$$\Sigma \Theta \quad 0:0 = -a - 3c \quad c = 0$$

$$\Sigma T \quad 0:0 = -c \quad d = -1$$

$$\pi_3 = L/D$$

$$\pi_4 = \mu_a^a \rho_a^b K_a^c D^d dp$$

$$= (\dot{M} L^{-1} \Theta^{-1})^a (ML^{-3})^b (ML \Theta^{-3} T^{-1})^c (L)^d (L)$$

$$\Sigma M \quad 0:0 = a + b + a \quad a = 0$$

$$\Sigma L \quad 0:0 = -a - 3b + c + d + 1 \quad b = 0$$

$$\Sigma \Theta \quad 0:0 = -a - 3c \quad c = 0$$

$$\Sigma T \quad 0:0 = -c \quad d = -1$$

$$\pi_4 = dp/D$$

$$\pi_5 = \mu_a^a \rho_a^b K_a^c D^d C_{p_a}$$

$$= (ML^{-1} \Theta^{-1})^a (ML^{-3})^b (ML \Theta^{-3} T^{-1})^c (L)^d (L^2 \Theta^{-2} T^{-1})$$

$$\Sigma M \quad 0:0 = a + b + c \quad a = 1$$

$$\Sigma L \quad 0:0 = -a - 3b + c + d + 2 \quad b = 0$$

$$\Sigma \Theta \quad 0:0 = -a - 3c - 2 \quad c = -1$$

$$\Sigma T \quad 0:0 = -c - 1 \quad d = 0$$

$$\pi_5 = C_{p_a} \mu_a / K_a = Pr$$

llegando a la correlación:

$$Nu = a Re^b (L/D)^c (dp/D)^d Pr^e$$

El coeficiente de transferencia de calor; dependerá de las variables de flujo (U_s , D , ρ_a , μ_a) así como también de la conductividad (K) y capacidad térmica (C_p) del fluido.

La velocidad, viscosidad, densidad y diámetro, afectarán el grado de mezclado del fluido; la conductividad térmica así como la capacidad calorífica reflejan la variación de la temperatura promedio del fluido como resultado de la absorción uniforme de calor.

Y para la transferencia de masa, las variables consideradas son:

Coficiente de Transferencia de masa: $K (L \Theta^{-1})$

Velocidad superficial del aire: $U_s (L \Theta^{-1})$

Altura del lecho: $L (L)$

Diámetro de partícula: $dp (L)$

Diámetro del tubo: $D (L)$

Densidad del aire: $\rho_a (M L^{-3})$

Viscosidad del aire: $\mu_a (M L^{-1} \Theta^{-1})$

Difusividad del agua en el aire: $D (L \Theta^{-1})$

Unidades Fundamentales: 3 M (masa), L (longitud), y Θ (tiempo).

	M	L	Θ
K	0	1	-1
Us	0	1	-1
L	0	1	0
D	0	1	0
a	1	-3	0
a	1	-1	-1
dp	0	1	0
D	-0	2	-1

variables del sistema: $n = 8$

R (matriz) = 3

número de grupos adimensionales $i = n - r = 5$

$$\pi_1 = D^a \mu_a^b \rho_a^c K$$

$$= (L)^a (ML^{-1} \Theta^{-1})^b (ML^{-3})^c (L \Theta^{-1})$$

$$\Sigma M \quad 0:0 = b + c \quad a = 1$$

$$\Sigma L \quad 0:0 = a - b - 3c + 1 \quad b = -1$$

$$\Sigma \Theta \quad 0:0 = -b - 1 \quad c = 1$$

$$\pi_1 = L \rho_a K / \mu_a$$

$$\pi_2 = D^a \mu_a^b \rho_a^c Us$$

$$= (L)^a (ML^{-1} \Theta^{-1})^b (ML^{-3})^c (L \Theta^{-1})$$

$$\Sigma M \quad 0:0 = b + c \quad a = 1$$

$$\Sigma L \quad 0:0 = a - b - 3c + 1 \quad b = -1$$

$$\Sigma \Theta \quad 0:0 = -b - 1 \quad c = 1$$

$$\pi_2 = D Us \rho_a / \mu_a = Re$$

$$\begin{aligned}\pi_3 &= D^a \mu_a^b \rho_a^c L \\ &= (L)^a (ML^{-1} \Theta^{-1})^b (ML^{-3})^c (L) \\ \Sigma M \quad 0:0 &= b + c & a &= -1 \\ \Sigma L \quad 0:0 &= a - b - 3c + 1 & b &= 0 \\ \Sigma \Theta \quad 0:0 &= -b & c &= 0 \\ \pi_3 &= L/D\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\pi_4 &= D^a \mu_a^b \rho_a^c dp \\ &= (L)^a (ML^{-1} \Theta^{-1})^b (ML^{-3})^c (L) \\ \Sigma M \quad 0:0 &= b + c & a &= -1 \\ \Sigma L \quad 0:0 &= a - b - 3c + 1 & b &= 0 \\ \Sigma \Theta \quad 0:0 &= -b & c &= 0 \\ \pi_4 &= dp/D\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\pi_5 &= D^a \mu_a^b \rho_a^c D \\ &= (L)^a (ML^{-1} \Theta^{-1})^b (ML^{-3})^c (L^2 \Theta^{-1}) \\ \Sigma M \quad 0:0 &= b + c & a &= 0 \\ \Sigma L \quad 0:0 &= a - b - 3c + 2 & b &= -1 \\ \Sigma \Theta \quad 0:0 &= -b - 1 & c &= 1 \\ \pi_5 &= D \rho_a / \mu_a = Sc^{-1} \\ \pi_1 / \pi_5 &= LK/D = Sh\end{aligned}$$

llegando a la ecuación:

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

El coeficiente de transferencia de masa; dependerá de las variables de flujo (U_s , D , ρ_a , μ_a) así como también de la difusividad del agua en el fluido (aire).

BIBLIOGRAFÍA

1. Leva, M., *Fluidization*, McGraw Hill Book, Co., New York, 1959.
2. Davidson, J. F. and Harrison, D., *Fluidization*, Academic Press, London and New York, 1971.
3. Kunii, D. and Levenspiel, O., *Fluidization Engineering*, John Wiley & Sons, Inc. 1969.
4. Yates, J. G., *Fundamentals of Fluidized - Bed Chemical Processes*, Butterworths, London, 1983.
5. Peishi Chen and David C. T. Pei, *Fluidization Characteristics of Fine Particles*, The Canadian Journal of Chemical Engineering, V 62, August 1984.
6. Vizcarra, M. M. G., *Determinación de Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor en un Lecho Fluidizado sólido - gas*, Tesis de Maestría, 1976.
7. McCormick, P. Y. *Gas Solid Systems*, Cap. 20, Chemical Engineers Handbook (Eds.) Perry R. H. and Chilton C. H., Ed. McGraw Hill, New York, 1979.
8. Keey, R. B., *Drying: Principles and Practice*, Pergamon, pp. 3-60, 1972.
9. Gilliland, E. R., *Fundamentals of drying and air conditioning*, Industrial and Engineering Chemistry, V 30, No. 5, May 1938.
10. Sloan, C. E., Welelocj, T. D., and Tsao G. T., *Drying Systems and Equipement, Theory and Calculations*, Chemical Engineering, June 19, 1967.
11. Gordon, N. M. A. and Moss, A. A. H., *Drying of solids in the Chemical Industry*, Butterworths, London, 1971.
12. Martin H., *Heat and Mass Transfer in Fluidized Beds*, International Chemical Engineering, V 22, No. 1, January 1982.
13. Kunii D., and Levenspiel, O., *Fluidization Engineering*, Capítulo 13, (Design for Physical Operations), John Wiley & Sons, Inc. 1969.
14. Heertjes, P. M., *Simultaneous Heat and Mass Transfer in a Fluidized Bed of Drying Silica Gel*, The Canadian Journal of Chemical Engineering, June 1962.
15. Vizcarra, M. M. G., García, P. J. B., y Ruíz M. R. S., *Empleo de un sistema de Lecho Fluidizado en la Oxidación Catalítica de Propileno a Acroleína*, X Simposio Iberoamericano de Catálisis, Venezuela, 1986.

16. Treybal, R. E., *Mass Transfer Operations*, International Student Edition, Mc Graw Hill -Kögakusha, 2a. Ed.
17. Kisakurek, B., Peck, R. E. and Cakaloz, T., *Generalized Drying Curves for Porous Solids*, The Canadian Journal of Chemical Engineering, V 53, Feb, 1975.
18. Crank, J., *The Mathematics of Diffusion*, Oxford University Press, Ely House, London W. I., 1a. Ed., 1970.
19. Peck, R. E., Patel, D. and Phelps, J. D., *The Application of Drying Theory to Dryer Performance*, VI Congreso Interamericano de Ingeniería Química, 1975.
20. Perry, J. H., *Chemical Engineers Handbook*, International Student Edition McGraw Hill Chemical Engineering Series.
21. Quin, M. F., *Fluidized Bed Dryers*, Industrial and Engineering Chemistry, V 55, No. 7, July 1963.
22. Hoebink, J. H. B. J. And Rietema, K., *Drying granular solids in fluidized bed - I, II*, Chemical Engineering Science, V 35, 1980.
23. Gordon, N. M. A. and Moss, A. A. H., *Drying granular solids in fluidized bed - I, II*, Chemical Engineering Science, V 32, 1980.
24. Kato, K., Ohmura, S., Taneda, D., Onozawa, I., Shimura, K. and Iijima, A., *Drying Characteristics in a Packed Fluidized Bed Dryer*, Journal of Chemical Engineering of Japan, V 14, No. 5, 1981.
25. Himmelblau, D., *Process Analysis by Statical Methods*, John Wiley & Sons Inc. New York.
26. Box, G. E. P., Hunter W. and Hunter J., *Statistics for Experimenters*, John Wiley & Sons Inc. New York.
27. Rowe, P. N. et al., *The Correlation of Engineering Data*, Chemical Engineering, March, 1963.
28. Rowe, P. N., *Correlating Data*, Chem Tech., January, 1974.
29. Kato, K., Kubota, H. and Wen, C. Y., *Mass Transfer in Fixed and Fluidized Beds, Fluidization Fundamentals and Application*, Chemical Engineering Progress Symposium Series, V 66.
30. Kato, K., and Wen, C. Y., *Gas Particle Heat Transfer in Fixed and Fluidized Beds, Fluidization Fundamentals and Application*, Chemical Engineering Symposium Series, V 66.
31. Heertjes, P. M. and Mckibbins, S W., *The Partial Coefficient of Heat Transfer in a Drying Fluidized Bed*, Chemical Engineering Science, V 5, pp. 161-167, 1956.
32. Kettering, K. N., Manderfield, E. L. and Smith, J. N., *Chemical Engineering Progress*, V 46, 1950.
33. Walton, J. S., Olson, R. L. and Levenspiel, O., *Ind. Enfr. Chem.*, 44, 1474, 1952.

34. Wamsley, W. W., and Johanson, L. N., *Chemical Engineering Progress*, 50,347, 1954.
35. Frantz, J. F., Ph.D. *Dissertation*, Louisiana State Univ., 1958.
36. Rosental, E. O., AN U. S. S. R., 1958.
37. Richardson, J.F., and Ayers, P., *Am. Inst. Chem. Engr.*, 37,314,1959.
38. Cibrowski, J. and Roszak, J., *Inzh. Zhur.*, 2, 2, 3, 1959.
39. Fritz, J. C., Ph.D. *Dissertation*, Univ. of Wisconsin, 1956.
40. Ferron, J. F., Ph.D. *Dissertation*, Univ. of Wisconsin, 1958.
41. Anton, J. R., Ph.D. *Dissertation*, State Univ. of Iowa, 1953.
42. Chilton, T. H. and Colburn, A. P., *Ind. Eng. Chem.*, 26, 1183, 1934.
43. Chu, J. C., Kalil, J. and Wetteroth, W. A., *Mass Transfer in Fluidized Bed*, *Chemical Engineering Progress*, V 49, 1953.
44. Chu, J. C., *Fluidization*, (Edited by D. F. Othmer), pp. 20-76, Reinhold Publishing Corporation, New York, 1956.
45. Frantz, J., *Design for Fluidization*, *Chemical Engineering*, V 69, pp. 161-178, 1962.
46. Weisman, J., *Effect of void volume and Prandtl modulus on Heat Transfer in tube banks and packed beds*, *A. I. Ch. E. J.*, V 1, pp. 342-348, 1955.
47. Yeh, G. C., *Generalized Transfer Factors for Granular Beds*, *J. Chem. Engng. Data*, V 6, pp.526-530, 1961.
48. Sengupta, A. and Thodos, G., *Mass and Heat Transfer through Fixed and Fluidized Beds*, *Chem. Engng. Prog.*, V 58, pp. 58-62, 1962.
49. Sengupta, A. and Thodos, G., *Mass and Heat Transfer in the flow of fluids through Fixed and Fluidized Beds of spherical particles*, *A. I. Ch. E. J.*, V 96, pp. 698-713, 1962.
50. McConnachie, J. T. L., and Thodos, G., *Transfer Processes in the flow of gases through packed and distended beds of spheres*, *A. I. Ch. E. J.*, V 9, pp. 60-64, 1963.
51. Wilkins, G. S. and Thodos, G., *Mass Transfer Driving Forces in Packed and Fluidized Beds*, *A. I. Ch. E. J.*, V 15, pp. 47-50, 1969.
52. Beek, W. J., *Mass Transfer in Fluidized Beds in Fluidization*, (Edited by J. F. Davidson and Harrison), pp. 431-470, Academic Press.
53. Hughmark, G. A., *Momentum, Heat and Mass Transfer for Fixed and Homogeneous Fluidized Beds*, *A. I. Ch. E. J.*, V 18, pp. 1020-1023, 1972,
54. Upadhyay, S. N. and Tripathi, G., *Liquid Phase Mass Transfer in Fixed and Fluidized Beds of Large Particles*, *J. Chem. Engng. Data*, V 20, pp. 20-26, 1975.
55. Dwivedi, P. N. and Upadhyay, *Particle-Fluid Mass Transfer in Fixed and Fluidized Beds*, *Ind. Engng. Chem. Process Des. Dev.*, V 16, pp. 157-165, 1977.

56. Ipsen, D. C., *Units, Dimensions and Dimensionless Numbers*, McGraw Hill.
57. Wakao, N., Takano, Y. and Pei, D.C. T., *Particle Stagnant Fluid Heat Coefficients in Packed Beds*, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, V 6, No. 3, 1973.
58. Richardson, J. F. and Szekely, J., *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, V 39, 212, 1961.
59. Daniel, C., *Use of Half Normal Plots in Interpreting Factorial two-level Experiments*, *Technometrics*, 1, 149, 1959.
60. Daniel, C., *Applications of Statistics to Industrial Experimentation*, John Wiley & Sons. Inc., New York, 1976.
61. Montgomery, D., *Design and Analysis of Experiments*, John Wiley & Sons. Inc., New York, 1984.
62. Weisberg, S., *Applied Linear Regression*, John Wiley & Sons. Inc., New York, (2a. Edition), 1985.