

10/02/2011

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DIVISION DE ESTUDIOS SUPERIORES

Departamento de Ingeniería Química

" DETERMINACION EXPERIMENTAL DE COEFICIENTES DE
TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR EN UN LECHO FLUI-
DIZADO SOLIDO - GAS "

T E S I S
que para obtener el grado de
Maestro en Ingeniería Química
(Ing. de Procesos)

P R E S E N T A
MARIO GONZALO VIZCARRA MENDOZA

1 9 7 6



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE

PRESIDENTE:	DR. SERGIO TREJO
1er. VOCAL:	DR. JORGE RAMIREZ S.
SECRETARIO:	DR. FRANCISCO LOZANO
SUPLENTE:	DR. ENRICO MARTINEZ S.

LUGAR DONDE SE DESARROLLA EL TEMA:

Laboratorio de Catálisis, Facultad de Química. (UNAM)

ASESOR DEL TEMA:

DR. JORGE RAMIREZ SOLIS.

SUSTENTANTE

MARIO GONZALO VIZCARRA MENDOZA.

Quiero hacer patente mi agradecimiento al Dr. Jorge Ramírez Solís por el apoyo, dedicación y entusiasmo que siempre me demostró durante la realización de este trabajo.

Reconozco la valiosa ayuda que me proporcionaron los Drs. Diego Bricio Hernández y Francisco Lozano.

R E S U M E N

El presente trabajo está enfocado al estudio experimental de los fenómenos simultáneos de transferencia de masa y calor en un lecho fluidizado sólido - gas durante la operación de secado.

La determinación de los coeficientes de transferencia de masa y calor se lleva a cabo mediante el análisis de las curvas de secado de gel de sílice empleando aire como medio fluidizante y manteniendo el lecho en condiciones adiabáticas durante toda la corrida.

Los resultados experimentales muestran claramente la presencia de tres regiones, a saber: una región inestable al inicio de la operación, una región de velocidad constante de secado y una región de velocidad decreciente de secado. Las regiones que se estudiaron son las dos últimas, ya que la primera no se presta para ser analizada por su corta duración y falta de reproducibilidad.

Considerando primeramente el período de velocidad constante de secado, se han determinado los coeficientes de transferencia de masa (k_m) y calor (h), los cuales se han planteado en función del número de Reynolds y de la relación d_p/L , obteniéndose así las correlaciones correspondientes. Al analizar estos resultados se ve claramente la influencia de estos dos parámetros en la región de números de Reynolds bajos, lo cual concuerda con los resultados propuestos en la literatura pero están alejados de los predichos por la teoría.

Para el período de velocidad decreciente de secado, se ha planteado el modelo de difusión molecular para el cálculo del coeficiente de difusión molecular promedio (D_m), observándose que al aplicar este modelo al sistema en estudio, existen discrepancias con la realidad experimental, deduciendo de esto, que realmente D_m no es constante durante este período.

I N D I C E

	pag.
NOMENCLATURA	I
INDICE DE TABLAS	VI
INDICE DE FIGURAS	VIII
INTRODUCCION	1
CAPITULO I	
MATERIALES Y EQUIPO EXPERIMENTAL	6
Materiales	6
Equipo Experimental	7
CAPITULO II	
PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL	13
Arranque	13
Humidificación	14
Secado	14
Medición de las Variables del Sistema dentro del Lecho Fluidizado	15
CAPITULO III	
GENERALIDADES SOBRE SECADO	16
Etapa Inicial	16
Período de Velocidad Constante de Secado	16

	pág.
Período de Velocidad Decreciente de Secado.	17
Análisis de los Mecanismos de Transferencia de Masa y Calor:	18
a) Teoría de Difusión.	20
b) Teoría de Flujo Capilar.	25
 CAPITULO IV	
RESULTADOS Y TRATAMIENTO DE DATOS EXPERIMENTALES	28
Análisis de las Suposiciones Planteadas.	31
Transferencia de Calor:	31
Variación de la Temperatura dentro de la Partícula.	31
Variación de la Temperatura entre Par- tículas.	32
Condiciones de Equilibrio Térmico entre el Aire de Salida y el Lecho.	32
Transferencia de Masa.	33
Secado:	33
Período de Velocidad Constante de Se- cado.	33
Presentación de Resultados.	34
Tratamiento de Datos Experimentales:	36
Cálculo de los Coeficientes de Trans- ferencia de Masa y Calor.	37
Determinación del Coeficiente de Difu- sión Molecular Promedio.	48

	pag.
CAPITULO V	
CORRELACIONES Y DISCUSION DE RESULTADOS	62
Cálculo de los Coeficientes de Masa y Calor en Función del N° de Reynolds.	63
Relación de los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor en Función de las Propiedades del Aire.	64
Dependencia de los N° s de Sherwood y Nusselt con el N° de Re, N° de Sc, N° de Pr y la Relación dp/L .	67
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	75
APENDICE A.	
Carta Psicométrica	80
Curva de Calibración para Aire.	81
APENDICE B.	
Datos Primario y Datos Calculados para Diferentes Gastos y L/D .	82
APENDICE C.	
Cálculos Representativos para una Corrida Típica.	99
APENDICE D.	
Descripción Detallada del Equipo Experimental.	109
BIBLIOGRAFIA.	112

N O M E N C L A T U R A

- a : Area de transferencia por unidad de longitud de lecho fluidizado. (m²/m).
- A : Area de transferencia por unidad de volumen de lecho fluidizado. (m²/m³).
- A_m : Area de transferencia para masa (cm²/gr)
- A_h : Area de transferencia para calor (cm²/gr)
- A_t : Area transversal del secador (cm²).
- C_{p_a} : Capacidad calorífica del aire (cal/gr °C).
- C_{p_s} : Capacidad calorífica del sólido (cal/gr °C)
- d_1 : Diametro interno del canal del sistema de medición de temperatura de bulbo húmedo (fig. 3) (°C)
- d_2 : Diametro del bulbo del termómetro de bulbo húmedo con la gaza. (cm)
- d_p : Diametro promedio de partícula (cm).
- D : Diametro interno del secador (cm).
- D_m : Coeficiente de difusión molecular promedio (cm²/min).
- G : Gasto de aire a través del lecho fluidizado. (lts/min)
- h : Coeficiente de transferencia de calor (Kcal/hr m² °C).

- h' : Coeficiente de transferencia de calor (cal/min cm² °C)
- \mathcal{X} : Humedad del aire a la salida (Kgr H₂O/Kgr a.s.).
- \mathcal{X}_{bh} : Humedad del aire a condiciones de t_{bh} (Kgr H₂O/Kgr a.s.).
- \mathcal{X}_e : Humedad del aire a la entrada (Kgr H₂O/Kgr a.s.).
- H : Contenido de humedad en el sólido (base seca) (Kgr H₂O/Kgr s.s.)
- \bar{H} : Contenido de humedad promedio en el sólido (base seca)
 (Kgr H₂O/Kgr s.s.).
- H^* : Contenido de humedad en el equilibrio del sólido (base
 seca) (Kgr H₂O/Kgr s.s.).
- H_c : Contenido de humedad crítico en el sólido (base seca)
 (Kgr H₂O/Kgr s.s.).
- H_o : Contenido de humedad inicial en el sólido (base seca)
 (Kgr H₂O/Kgr s.s.).
- k_a : Conductividad térmica del aire (cal/min cm °C).
- k_m : Coeficiente de transferencia de masa (m/min).
- k_m' : Coeficiente de transferencia de masa (gr/min cm² atm).
- k_s : Conductividad térmica del sólido (cal/min cm °C).
- \mathcal{L} : Calor latente de vaporización del agua (cal/gr).
- L : Altura estática del lecho (cm).

L_f : Altura del lecho fluidizado (cm).

L_{mf} : Altura del lecho a mínima fluidización (cm).

P_s : Presión de vapor en la superficie del sólido (atm).

P_{bs} : Presión de vapor a t_{bs} (atm).

P' : Peso de la muestra húmeda (gr).

P : Peso de la muestra seca (gr).

ΔP_{Lf} : Caída de presión a través del lecho fluidizado (mm H_2O).

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

R : Radio de la partícula (cm).

t : Temperatura del secador ($^{\circ}C$).

t_{bh} : Temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida ($^{\circ}C$).

t_{bs} : Temperatura de bulbo seco del aire a la salida ($^{\circ}C$).

t_s : Temperatura en la superficie del sólido ($^{\circ}C$).

T_{bh} : Temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada ($^{\circ}C$).

T_{bs} : Temperatura de bulbo seco del aire a la entrada ($^{\circ}C$).

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

V_g : Volúmen de poros del sólido (cm³/gr).

V_{mf} : Velocidad mínima de fluidización (cm/min).

V_s : Velocidad superficial del aire (cm/min).

- W : Peso de la carga de sílica gel que se fluidiza (gr).
- β : Velocidad de cambio de temperatura ($^{\circ}\text{C}/\text{seg}$).
- ϵ : Fracción de vacío del lecho fijo.
- ϵ_{mf} : Fracción de vacío del lecho a condiciones de mínima fluidización.
- ϵ_f : Fracción de vacío del lecho fluidizado.
- ρ_a : Densidad del aire (gr/cm³).
- ρ_r : Densidad real del sólido (gr/cm³).
- ρ_p : Densidad de partícula (gr/cm³).
- ρ_b : Densidad del sólido empacado (gr/cm³).
- ϕ_s : Esfericidad de la partícula
- μ_a : Viscosidad del aire (gr/cm min).
- θ : Tiempo que dura la operación de secado (min).

GRUPOS ADIMENSIONALES

$$N^{\circ} \text{ de Re} = \frac{d_p \rho_a v_s}{\mu_a} \quad (\text{número de Reynolds})$$

$$N^{\circ} \text{ de Sh} = \frac{k_m d_p y}{D_{\frac{1}{2} \text{ o. air}}} \quad (\text{número de Sherwood})$$

$$N^{\circ} \text{ de Nu} = \frac{h d_p}{k_a} \quad (\text{número de Nusselt})$$

$$N^{\circ} \text{ de Sc} = \frac{\mu_a}{\rho_a D_{\text{H}_2\text{O. aire}}} \quad (\text{número de Schmidt})$$

$$N^{\circ} \text{ de Pr} = \frac{\mu_a C_{p_a}}{k_a} \quad (\text{número de Prandtl})$$

L/D : relación altura del lecho a diámetro del secador.

dp/L : relación diámetro de partícula a altura del lecho.

I N D I C E D E T A B L A S

	pag.
TABLA I.- Datos Experimentales Obtenidos en el Estudio Hidrodinámico del Lecho Fluidizado.	30
TABLA II.- Valores de la Fracción de Vacío en el Lecho a Diferentes Relaciones L/D.	30
TABLA III.- Valores del Coeficiente de Transferencia de Masa (k_m) Obtenidos a Partir de la Ec. 43, para los Diferentes Gastos y L/D.	49
TABLA IV.- Valores del Coeficiente de Transferencia de Calor (h), Obtenidos a Partir de la Ec. 44, para los Diferentes Gastos y L/D.	49
TABLA V.- Valores del Coeficiente de Difusión Molecular Promedio Obtenidos a Partir de los Datos de las Tablas 19, 20 y 21 del Apéndice B.	51
TABLA VI.- Correlaciones para el Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor en Función del Número de Reynolds.	63
TABLA VII.- Parámetros del Sistema que se Toman en Cuenta para la Aplicación del Teorema Pi de Buckingham para el Caso de Transferencia de Masa.	68

	pag.
TABLA VIII.- Parámetros del Sistema que se Toman en Cuenta para la Aplicación del Teorema Pi de Buckingham para el <u>Ca</u> so de Transferencia de Calor.	68
APENDICE B.	
TABLAS 1 a 15.- Datos Primarios Obtenidos para las Diferentes Condiciones de Operación.	82
TABLAS 16 a 18.- Datos de Velocidad de Secado Obtenidos de las figs. 6,7 y 8 con los que se Obtuvieron las Gráficas de las Figuras 9 a 14.	90
TABLAS 19 a 21.- Datos Calculados para el Período de Velocidad Decreciente de Secado a <u>Di</u> ferentes Gastos y L/D.	93
TABLA 22.- Valores del Coeficiente de Transferencia de Masa Obtenidos a Partir de las <u>Correla</u> ciones Presentadas en la Tabla VI.	96
TABLA 23.- Valores del Coeficiente de Transferencia de Calor Obtenidos a Partir de las <u>Corre</u> laciones Presentadas en la Tabla VI.	96
TABLA 24.- Comparación entre el Número de Sherwood Experimental y el Calculado.	97
TABLA 25.- Comparación entre el Número de Nusselt Experimental y el Calculado.	98

I N D I C E D E F I G U R A S

	pag.
FIG. 1.- Diagrama de Flujo	8
FIG. 2.- Sistema de Medición de las Temperaturas de Bulbo Húmedo y Bulbo Seco.	9
FIG. 3.- Plato Distribuidor.	11
FIG. 4.- Estimación del Período Limitante en un Secador de Lecho Fluidizado.	19
FIG. 5.- Caída de Presión a través del Lecho vs. Velocidad Superficial del Aire. Variación de L/D.	29
FIG. 6.- Curvas de Variación en el Contenido de Humedad del Sólido (base seca) en Función del Tiempo. L/D=0.39	38
FIG. 7.- Curvas de Variación en el Contenido de Humedad del Sólido (base seca) en Función del Tiempo. L/D=0.76	39
FIG. 8.- Curvas de Variación en el Contenido de Humedad del Sólido (base seca) en Función del Tiempo. L/D=1.49	40
FIG. 9 a 11.- Curvas de Velocidad de Secado en Función del Tiempo. Diferentes L/D.	41

	pag.
FIG. 12 a 14.- Curvas de Velocidad de Secado del Sólido en Función del Contenido de Humedad. Diferentes L/D.	44
FIG. 15 a 17.- Variación del Contenido de Humedad Promedio con el Tiempo: Teórica y Experimental. Distintas Condiciones de Operación.	54
FIG. 18.- Comparación de las Curvas Predichas por el Modelo Difusional con la Curva Experimental en el Período de Velocidad Decreciente de Secado.	60
FIG. 18'.- Variación del Coeficiente de Difusión Molecular Promedio con la Variación de la Humedad en el Sólido en el Período de Velocidad Decreciente de Secado.	61
FIG. 19.- Variación del Coeficiente de Transferencia de Masa (km) con el Reynolds a Diferentes L/D.	65
FIG. 20.- Variación del Coeficiente de Transferencia de Calor (h) con el Reynolds a Diferentes L/D.	66
FIG. 21.- Dependencia del Número de Sherwood con el Reynolds y con la Relación dp/L .	70

	pag.
FIG. 22.- Dependencia del Número de Nusselt con el Reynolds y con la Relación dp/L .	71
FIG. 23.- Comparación de los Resultados Experimentales con los Reportados en la Literatura. Transferencia de Masa en un Lecho Fluidizado.	72
FIG. 24.- Comparación de los Resultados Experimentales con los Reportados en la Literatura. Transferencia de Calor en un Lecho Fluidizado.	74
APENDICE A.	
FIG. A.1.- Carta Psicométrica. $P = 586$ mm Hg.	80
FIG. A.2.- Curva de Calibración para Aire.	81

I N T R O D U C C I O N

La fluidización es una operación que a pesar de ser relativamente nueva, cada día adquiere mayor aplicación en los procesos industriales, ya que facilita mucho el manejo de sólidos. La forma como se lleva a cabo esta operación se puede explicar de la siguiente manera:

Al hacer pasar verticalmente un fluido a través de un lecho de partículas a una velocidad tal que las partículas no se muevan, el fluido pasará a través de los espacios libres que existen entre las mismas partículas, correspondiendo tal situación al caso de un lecho fijo. Al aumentar la velocidad del fluido, las partículas se empezaran a mover y consecuentemente el lecho se expandirá dando lugar a lo que se conoce como lecho fluidizado. En este punto, las fuerzas de fricción y las del fluido se igualan al peso de las partículas, la componente vertical de la fuerza de compresión entre las partículas adyacentes desaparece y la caída de presión a través de cualquier sección del lecho se hace aproximadamente igual al peso del fluido y las partículas en esa sección. A velocidades mucho mayores, las partículas empezaran a ser arrastradas por el fluido fuera del recipiente, alcanzando las condiciones de transporte neumático.

En la región transitoria entre el lecho fijo y el lecho fluidizado, se encuentra la región de fluidización incipiente, en la cual se localiza la velocidad de fluidización mínima. Al aumentar la velocidad del fluido arriba de la necesaria o mínima para alcanzar el estado de fluidización, pueden ocurrir dos cosas, que el lecho continúe expandiéndose, aumentando la distancia promedio entre las partículas (fluidización particular: propia en los sistemas líquido - sólido), o que el exceso de fluido pase a través del lecho en

forma de burbujas dando lugar esencialmente a un sistema de dos fases (fluidización agregativa: propia en los sistemas gas - sólido).

Entre las muchas aplicaciones que tiene la tecnología relacionada con los sistemas fluidizados en el manejo de materiales sólidos (1, 2), se puede citar el secado por fluidización, operación que consiste básicamente en remover un líquido de un sólido utilizando gas como medio fluidizante.

Es indudable que en la industria existen infinidad de diseños de secadores, los cuales en general pueden clasificarse de acuerdo a la forma como se suministra el calor al sólido húmedo, en: a) Secadores Directos o por Convección y b) Secadores Indirectos o por Conducción. Estos a su vez pueden dividirse en Continuos e Intermitentes (3).

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

El secador de lecho fluidizado en general presenta las características de los dos tipos de secadores antes mencionados, ya que el sólido húmedo recibe calor directamente del gas caliente (convección) y además al ponerse en contacto con la pared del recipiente y con el plato distribuidor, también recibe calor (conducción).

Desde el punto de vista hidrodinámico, un lecho fluidizado presenta muy variados patrones de flujo, lo cual hace que su estudio resulte complicado. La presencia de acanalamientos y la formación de burbujas, muy comunes en los sistemas sólido - gas, se pueden mencionar como los principales responsables de tal dificultad. Debido a esto, es muy común encontrarse en la literatura diferentes criterios bajo

los cuales se trata de explicar el comportamiento del lecho fluidizado, originando con ello la poca coincidencia entre los resultados experimentales obtenidos (4, 5, 6).

En general podemos decir que los parámetros mas comunes que se han manejado para explicar el comportamiento hidrodinámico del lecho fluidizado son: a) fracción de vacío en el lecho, b) tamaño de partícula, c) velocidad superficial del gas, d) relación L/D (ó d_p/L , ó d_p/D), etc.

El mecanismo de transferencia de masa y calor en un lecho fluidizado es complicado debido a la presencia de varias zonas dentro del mismo lecho, dando lugar a un proceso de transferencia particular en cada una de ellas. Es decir, en un lecho fluidizado se pueden distinguir dos grandes zonas: una zona DENSA y una zona DILUIDA. La primera se encuentra limitada por el plato distribuidor y el perfil superior del lecho y la segunda se localiza arriba del perfil superior del lecho y se caracteriza por las partículas que adquieren velocidades superiores a la velocidad terminal y consecuentemente son arrastradas en la corriente de gas. Debido a la ausencia de arrastre bajo las condiciones que aqui se han estudiado, es válido suponer la no existencia de esta zona diluida. Es en la zona densa donde aparecen dos fases: a) Fase Burbuja y b) Fase Emulsión. El fenómeno de transferencia en esta zona se puede considerar de la siguiente manera: a) transferencia entre los sólidos dentro de las burbujas y el gas de la burbuja, b) transferencia entre los sólidos que se encuentran en la nube que rodea a la burbuja y la corriente de gas y c) transferencia en la fase emulsión, en la cual el sólido y el gas se encuentran perfectamente mezclados.

Del análisis de las gráficas de N° de Sh vs. N° de Re, fig. 23, y de N° de Nu vs. N° de Re, fig. 24, se puede observar que para N° de Re altos, los resultados experimentales caen dentro de la zona teórica esperada, pero tal situación no se cumple para N° de Re bajos, existiendo una zona

de transición a partir de la cual los resultados experimentales tienen valores mas bajos que los esperados: N^0 de $Sh = 2.0$ y N^0 de $Nu = 2.0$, para una sola partícula en un medio estático (6, 9). A pesar de que se han hecho estudios sobre transferencia de masa y calor a bajos números de Reynolds, la zona comprendida entre N^{OS} de Re de 0.5 a 5, no ha sido estudiada lo suficiente. Así, el tratar de encontrar una explicación a este fenómeno y el establecer las correlaciones que permitan calcular los coeficientes de masa y calor, son motivo suficiente para la justificación de este trabajo.

Kato y Wen (7, 8) han propuesto una explicación al fenómeno de la caída de los coeficientes a bajos N^{OS} de Re , 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 N^0 de Re y la relación entre el espesor de la capa límite de masa y el espesor de la capa límite de momento, es inversamente proporcional a alguna potencia del N^0 de Sc . Esto ocasiona que en sistemas sólido - gas, para los cuales el número de Schmidt 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 N^{OS} de Re bajos ni N^{OS} de Pr 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.

Es el objeto de este trabajo adentrarse en el estudio de la zona de Reynolds bajos y contribuir al establecimiento de las correlaciones de transferencia de masa y calor en esta región así como de avanzar en la explicación teórica de los fenómenos tan complejos que aquí ocurren.

Para lograr este objetivo se ha seleccionado como sistema de estudio el secado por aire de gel de sílice. La gel de sílice fué seleccionada por su naturaleza higroscópica, resistencia a la abrasión elevada, forma y tamaño de partícula. Las variables que se estudiaron son: relación L/D (ó dp/L) y el flujo de aire a través del secador.

A continuación se presenta una descripción del aparato que se usó para llevar a cabo las experimentaciones, una revisión de las teorías fundamentales de secado de sólidos y finalmente, se tratan y analizan los resultados obtenidos con el fin de introducir luz adicional al complicado campo de la fluidización.

.C A P I T U L O I

MATERIALES Y EQUIPO EXPERIMENTAL

Las condiciones que se deben satisfacer para lograr un buen diseño y operación del equipo experimental que permita obtener resultados representativos y con suficiente exactitud, se pueden enumerar de la siguiente forma:

- 1) Flujo de aire constante.
- 2) Operación adiabática del lecho fluidizado.
- 3) Humedad relativa y temperatura de entrada del aire constantes.
- 4) Optima distribución del aire a la entrada. Plato distribuidor adecuado.
- 5) Obtención de las temperaturas de bulbo seco y húmedo a la entrada y salida del secador.
- 6) Determinación de la caída de presión a través del lecho.
- 7) Determinación del porcentaje de humedad en el sólido (base seca) en función del tiempo.

El equipo y materiales usados en la experimentación, se diseñó y escogió respectivamente de tal manera de cumplir con los requisitos enumerados arriba.

MATERIALES.-

El sólido empleado fué sílica gel con una distribución de tamaño de partícula de 0.2 a 0.5 mm. A esta sílica gel se le determinaron las siguientes propiedades:

$$\begin{aligned}d_p &= 0.035 \text{ cm (promedio aritmético)} \\v_g &= 0.400 \text{ cm}^3/\text{gr.} \\ \epsilon_p &= 0.350 \\ \rho_r &= 2.220 \text{ gr/cm}^3. \text{ (picnometría con Kerosina)} \\ \rho_p &= 1.250 \text{ " (picnometría con agua destilada)} \\ \rho_b &= 0.520 \text{ " (peso muestra en probeta de 10 ml)} \\ \phi_s &= 0.550\end{aligned}$$

Como medio fluidizante se empleó aire con bajo contenido de humedad relativa (0.002 a 0.004 Kgr H₂O/Kgr a.s.) al que se le calcularon las siguientes propiedades físicas a las condiciones de operación (T = 22.5 °C y P = 586 mm Hg):

$$\begin{aligned} \rho_a &= 0.00094 \text{ gr/cm}^3. \\ \mu_a &= 0.00018 \text{ gr/cm seg.} \\ k_a &= 0.0036 \text{ cal/min cm } ^\circ\text{C.} \\ C_{p_a} &= 0.250 \text{ cal/gr } ^\circ\text{C.} \end{aligned}$$

EQUIPO EXPERIMENTAL.-

De acuerdo al diagrama de flujo de la fig. 1, la descripción del equipo experimental es la siguiente:

El aire que se usará como medio fluidizante es alimentado por una compresora centrífuga (A) a una tanque (B) con el fin de amortiguar las pulsaciones posibles y eliminar el aceite que se pudiera arrastrar de la compresora. Del tanque pasa a dos columnas conectadas en serie (C) las cuales es tan empacadas con sílica gel azul (con indicador de humedad) para disminuir al máximo la humedad relativa del aire. Posteriormente el aire se alimenta a un sistema de medición de flujo (E) que consta de un rotámetro (rango de gasto: 0 a 3 lts/min) para medir flujos pequeños y un medidor de orificio para el manejo de gastos mayores (hasta 12 lts/min). En seguida, por medio de una conexión "T" de vidrio, se encuentra unida a la línea de aire una válvula de tres pasos con un par de tu bos soldados a ella y en los cuales se encuentran colocados dos termómetros que miden las temperaturas de bulbo seco y húmedo de entrada del aire. La fig. 2 muestra el arreglo de los termómetros y las dimensiones del sistema. Estas dimensiones fueron calculadas para dar al aire suficiente velocidad de tal manera que se alcance el equilibrio en el termómetro de bulbo húmedo. Al cerrar tal válvula, se desconecta el sistema

- A : Compresor
- B : Trampa
- C : Secador de aire (silica gel)
- D : Sistema de Bulbo Seco , Bulbo Humedo (entrada)
- E : Medidor de Flujo de Orificio
- F : Baño de Temperatura Constante
- G : Lecho Fluidizado
- H : Manometro de Agua
- I : Ciclón
- J : Sistema de Bulbo Seco, Bulbo Humedo (salida)

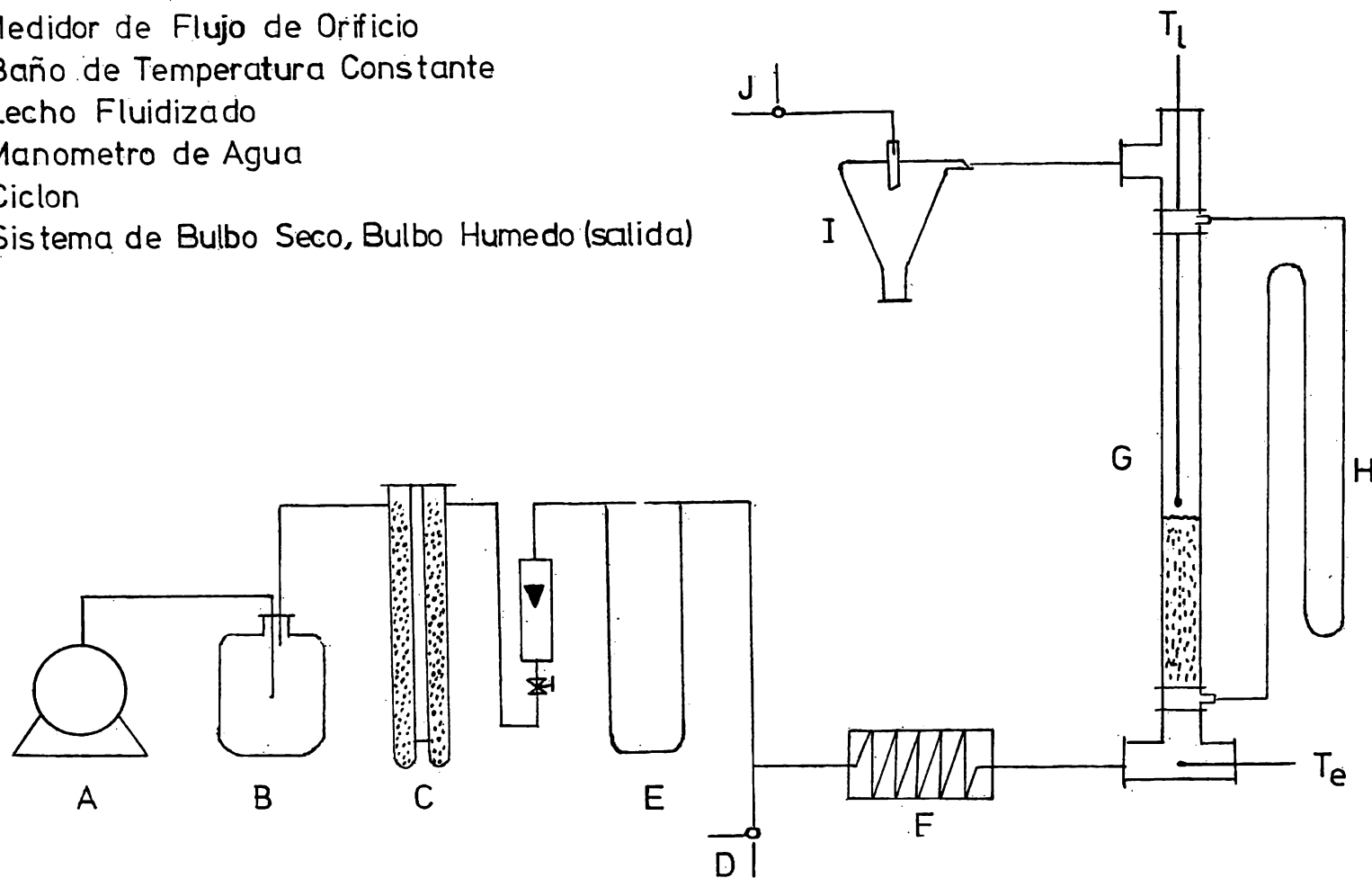


Fig 1 Diagrama de Flujo

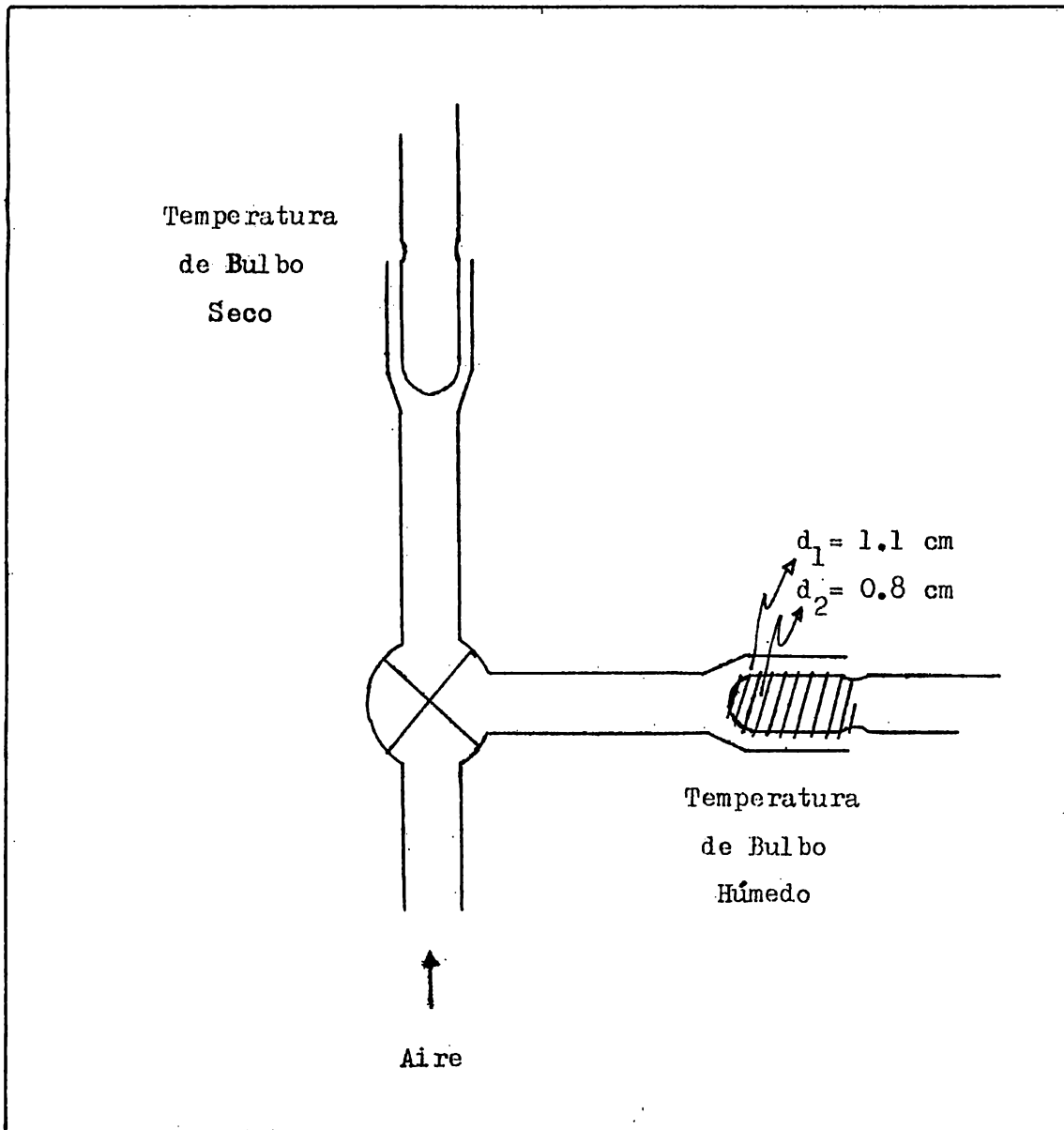


FIGURA 2.- Sistema de medición de las temperaturas de bulbo húmedo y bulbo seco del aire.

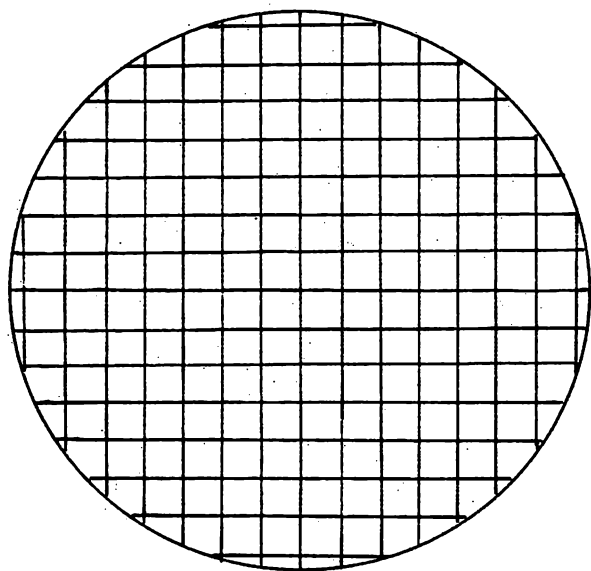
antes mencionado y el aire continuará hasta llegar al baño de temperatura constante (F) el cual consiste de un sistema de calefacción - refrigeración y desempeña la función de calentar el aire que entra al secador a una temperatura constante (22.5°C). A partir de este punto, la línea al igual que el secador se encuentran aislados con el fin de minimizar el intercambio de calor con los alrededores. En la base del secador se encuentra localizado un termómetro que mide la temperatura de entrada del aire al secador. Así se llega al secador de lecho fluidizado (G) que consta de las siguientes partes: a) Plato Distribuidor, b) Lecho Fluidizado y c) Manómetro con Agua. El plato distribuidor consiste de una lámina perforada (perforaciones en arreglo cuadrado y diámetro de 0.5 mm) que se encuentra soldada a un cilindro de acero galvanizado el cual tiene una salida lateral que se conecta a la rama inferior del manómetro con agua. Para mayores detalles se puede consultar la fig. 3. El lecho fluidizado, la sección mas importante del equipo, en su parte inferior tiene al plato distribuidor y en la parte superior se encuentra un tapón de donde sale nuevamente la línea, este tapón es desmontable lo cual facilita tomar las muestras de sólido durante la corrida. La muestra que se va a fluidizar se carga por la parte superior del secador. El manómetro con agua (H), está conectado a la parte inferior y superior del secador y mide la caída de presión que se tiene a través del lecho (ΔP_L).

La línea que sale de la parte superior del secador va a dar a un ciclón (I) el cual tiene como función la recuperación de los finos arrastrados. Cabe decir que a las condiciones de operación manejadas no se observó arrastre de sólidos fuera del secador. Finalmente, el aire llega a otro sistema de bulbo seco - húmedo (J) similar al descrito en la fig. 2, donde se determinan las temperaturas de bulbo seco y húmedo de salida del aire.

El Apéndice D contiene una descripción detallada de

VISTA SUPERIOR

50.8 mm.



5 mm.

CORTE LATERAL

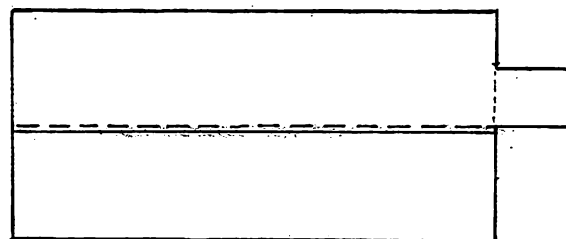


Fig.3.- PLATO DISTRIBUIDOR

cada una de las partes del equipo.

En la etapa correspondiente a la humidificación del lecho fluidizado, entre los puntos (E) y (G) del diagrama de flujo de la fig. 1, se coloca un saturador con agua destilada, con el fin de poder humidificar el aire y de esta manera, por fluidización, se humedezca la sílica gel de una manera uniforme.

C A P I T U L O I I

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

En este capítulo se analizan las tres etapas que corresponden a una corrida experimental completa. Tales etapas son: a) Arranque, b) Humidificación y c) Secado.

Variación de la velocidad superficial del aire y de la relación L/D.-

Los gastos de aire seleccionados para las corridas experimentales ($G = 4.1, 5.4, 6.8, 8.2$ y 11.6 lts/min) se establecieron de tal manera que, cubriendo un rango de N_{Re} de Re bajos (0.5 a 2.0), se alcanzaran siempre las condiciones de fluidización para las diferentes relaciones L/D estudiadas ($L/D = 0.39, 0.76$ y 1.49). Para lograr esto, se midió la caída de presión a través del lecho (ΔP_L) a diferentes velocidades superficiales del aire (V_g) pudiendo establecer de esta manera las gráficas de la fig. 5. El procedimiento seguido para la obtención de la velocidad mínima de fluidización (V_{mf}), es el mismo que se desarrolló en otro trabajo previo (10).

a) ARRANQUE.-

Esta etapa se refiere a las condiciones que se deben establecer para que el equipo pueda operar convenientemente.

- a.1) Se monta la columna y se verifica que no haya fugas en la línea ni en el equipo. Se comprueba que el lecho esté perfectamente vertical.
- a.2) Se pesa la cantidad de sílica gel que se va a fluidizar y se deposita dentro de la columna. Se establece la relación L/D.

- a.3) Se llena con sílica gel azul cada una de las columnas que se han instalado para secar el aire.
- a.4) Se humedecen las gasas que cubren los bulbos de los termómetros que daran las lecturas de bulbo húmedo antes y después del secador.
- a.5) Se lavan, secan y pesan los 10 pesafiltros que se van a utilizar para pesar las muestras tomadas durante la etapa de secado.

b) HUMIDIFICACION.-

Una vez que se ha depositado la sílica gel en el secador, se humedece por fluidización con aire saturado con agua destilada a un gasto máximo para así asegurar que la muestra se humedezca lo más homogéneamente posible (11). Esta etapa se lleva a cabo a temperatura ambiente para así evitar que se condense el agua en la línea.

El saturador se encuentra colocado de tal manera que el aire proveniente de la compresora pase directamente a él y luego al secador.

c) SECADO.-

Una vez que se ha alcanzado el porcentaje de humedad en el sólido que previamente se ha fijado (aprox. 20%) se desconecta el saturador y se verifica que no haya agua condensada en la línea. En seguida se conecta la línea al sistema de temperatura constante y se fija la temperatura de entrada del aire la cual se mantendrá constante durante toda la corrida.

Teniendo el equipo en condiciones estables, se inicia la etapa de secado de acuerdo a la siguiente rutina:

- c.1) Se mide la temperatura de bulbo seco y húmedo para así determinar las condiciones de entrada del aire: T_{bs} ,

T_{bh} y X_e .

- c.2) Se fija el gasto de aire con el cual se va a trabajar manteniéndolo constante durante todo el tiempo que dura esta etapa.
- c.3) Se acciona el cronómetro para determinar los intervalos de tiempo en los que se realizarán las mediciones.
- c.4) Una vez que ha transcurrido el intervalo de tiempo dado, se hacen las siguientes mediciones: t_{bs} , t_{bh} y T_e .
- c.5) Para poder conocer el porcentaje de humedad en el sólido, se saca una pequeña muestra de sólido (aprox. 0.2 gr), se coloca inmediatamente dentro de uno de los pesafiltros, se pesa en la balanza analítica, se mete en el horno a 120°C durante diez horas para secarla hasta peso constante. Por diferencia de pesos, de acuerdo a la ecuación 37, se puede calcular el porcentaje de humedad en el sólido (base seca).

Medición de las variables del sistema dentro del lecho fluidizado.-

Con el fin de poder determinar la humedad del aire dentro del secador, fué necesario emplear un medidor de temperatura de bulbo seco y húmedo, el cual se conectó a un tubo de acero de 0.3 cms de diámetro que se puede desplazar verticalmente desde la parte superior del secador hasta el plato distribuidor, mediante el cual se succiona una pequeña cantidad constante de aire del interior del secador. El tubo de acero tenía colocada una malla (325 mesh) en la punta introducida al lecho con el fin de evitar el arrastre de sólidos. Las diferentes posiciones que se seleccionaron para efectuar las mediciones son: 1) parte superior del secador, 2) distancia media entre la parte superior del secador y el perfil superior del lecho, 3) perfil superior del lecho, 4) a la mitad del lecho y 5) algunos milímetros arriba del plato distribuidor.

C A P I T U L O I I I

GENERALIDADES SOBRE SECADO

El secado de sólidos se puede 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 período de tiempo, pierde humedad continuamente hasta llegar al equilibrio. Es decir, si las condiciones de la corriente de gas no cambian, se establecerá un equilibrio entre el contenido de humedad del sólido y la presión parcial del vapor en el gas. Durante todo el proceso existe una transferencia simultánea de masa y calor.

En el tiempo que dura la operación de secado, el sólido húmedo atraviesa por varias etapas: la etapa inicial, la de período de velocidad constante de secado y la etapa de período de velocidad decreciente de secado. Cada una de estas etapas puede ser analizada de la siguiente manera:

Etapas Inicial.-

Esta etapa 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. Dependiendo del tiempo que dure, puede o no ser importante para fines de diseño.

Período de Velocidad Constante de Secado.-

Durante esta etapa, la superficie externa del sólido se encuentra saturada con el líquido y la transferencia de calor y masa ocurre entre la superficie y el gas caliente, manteniéndose constantes las propiedades del gas. 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 rápido

para reemplazar al 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 crítico 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 (12).

Período de Velocidad Decreciente de Secado.-

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 como se transfiere la humedad del interior del sólido, son dos: Teoría de Difusión Molecular y Teoría de Flujo Capilar, las cuales se tratarán con mas detalle mas adelante. Esta etapa termina cuando el contenido de humedad en el sólido alcanza el equilibrio con la humedad existente en el aire y las propiedades del aire ya no cambian. Las áreas aprovechables para transferencia de masa y calor cambian constantemente durante este período (13).

Dependiendó del tamaño y constitución morfológica del sólido asi como también, de las variables externas que se manejen, uno de los dos períodos antes mencionados predominará sobre el otro controlando todo el proceso de secado.

Kunii y Levenspiel (14) presentan un estudio, para un lecho fluidizado, donde analizan la influencia de la variación de la altura del lecho y velocidad superficial del gas sobre el período que controla durante la operación de secado de sólidos y establecen también, en función de tales parámetros, un criterio para evaluar la humedad crítica en el sólido.

do al término del período de velocidad constante de secado. En la fig. 4 se puede observar que para el caso en que la relación $L/V_s = 0.2$ seg., el período de velocidad constante de secado (línea 4) es más grande (proceso lento) que el período de velocidad decreciente de secado (línea 1), por lo que el primero es el que controla toda la operación de secado. Sucede lo contrario en el caso en que la relación $L/V_s = 0.02$ seg., (líneas 1 y 2). En el caso intermedio, $L/V_s = 0.1$ seg., primero controla el período de velocidad constante de secado y posteriormente controla el período de velocidad decreciente de secado (líneas 1 y 3). Esta figura también muestra que el valor de la humedad crítica, cuando hay un cambio en el proceso controlante, está dado aproximadamente por la siguiente relación:

$$\frac{H_c - H^*}{H_b - H^*} \approx 0.1 \quad \text{para } L/V_s = 0.1 \text{ seg.}$$

con base en lo anterior, se puede decir que el contenido de humedad crítica y el proceso controlante, no solo dependen de las propiedades del sólido (D_m y d_p), sino también dependen de la altura del lecho y de la velocidad superficial del gas.

Análisis de los Mecanismos de Transferencia de Masa y Calor.-

Durante la operación de secado de sólidos, la transferencia de masa y calor se puede efectuar por varios mecanismos: Conducción, Convección y Radiación. Dependiendo de las propiedades y condiciones de operación del sistema, uno de ellos predominará sobre los otros.

En el período de velocidad constante de secado, la transferencia de masa y calor (evaporación) se efectúa entre la superficie saturada del sólido y el medio de calentamiento.

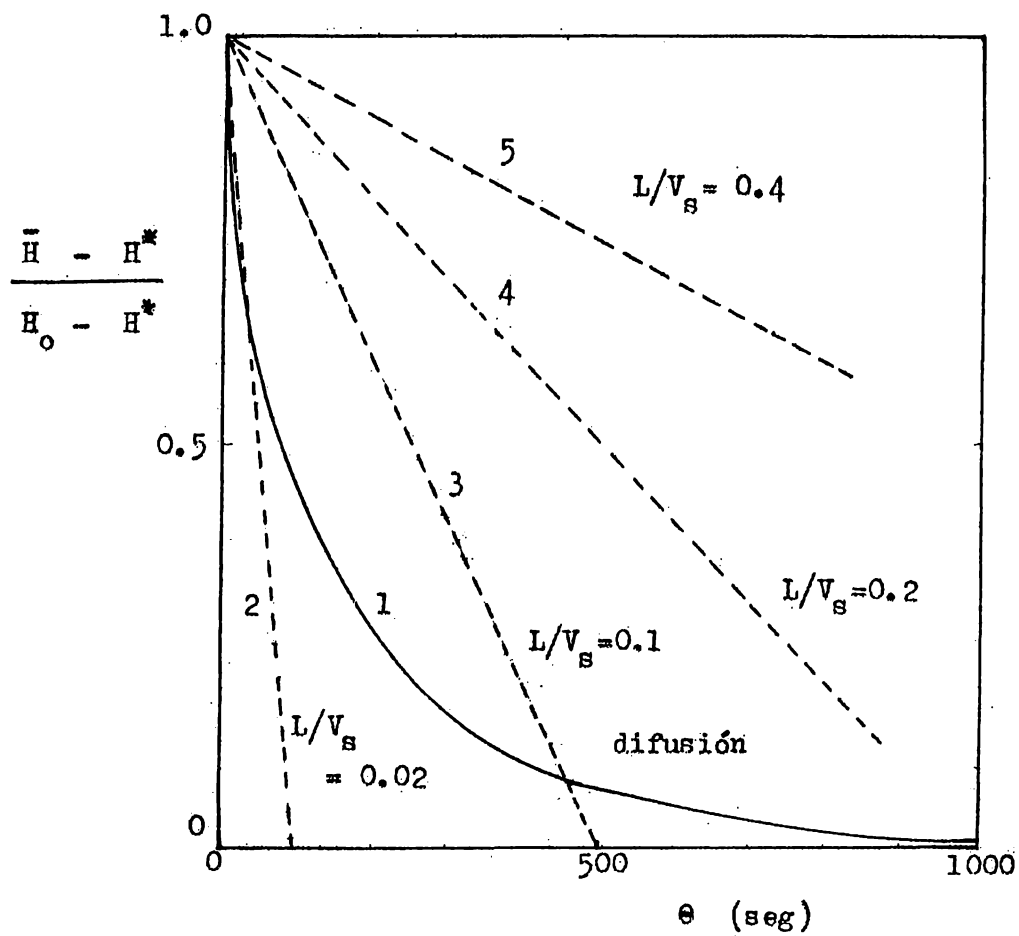


FIG. 4 .- Estimación del período limitante en un secador de lecho fluidizado intermitente, según Kunii y Levenspiel (14).

Para este período se pueden plantear los siguientes balances de masa y de calor:

Balance de Masa.-

$$-\rho_s \frac{dH}{d\theta} = km A (\chi_{bh} - \chi) \rho_a \quad \dots (1)$$

Balance de Calor.-

$$-\rho_s \frac{dH}{d\theta} = \frac{h A}{\mathcal{L}} (t - t_{bh}) \quad \dots (2)$$

En el período de velocidad decreciente de secado, en el cual la humedad debe ser removida del interior del sólido, se han propuesto varios mecanismos con el fin de explicar como se lleva a cabo la transferencia de masa y calor. Entre las teorías que se pueden citar por ser las de mayor aplicación están: a) Teoría de Difusión Molecular y b) Teoría de Flujo Capilar. Un análisis breve de estas teorías es el que a continuación se presenta.

a) Teoría de Difusión Molecular.-

Esta teoría supone que el líquido se mueve a través del sólido como un resultado del gradiente de concentraciones (14). Este movimiento es por difusión molecular y el modelo que lo representa es el siguiente:

$$\frac{\partial H}{\partial \theta} = D_m \left(\frac{\partial^2 H}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial H}{\partial r} \right) \quad \dots (3)$$

la solución a la ecuación 3, para el caso en que el coeficiente de difusión (D_m) es constante, es la siguiente (15):

Suponiendo que la partícula es esférica y de diámetro $d_p = 2R$, se define lo siguiente:

$$U = H r - H^* r = C r$$

donde

$$C = H - H^*$$

por lo tanto:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = D_m \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial C}{\partial r} \right)$$

y obteniendo $\partial C / \partial \theta$, $\partial^2 C / \partial r^2$ y $\partial C / \partial r$, se llega a la siguiente ecuación:

$$\frac{\partial U}{\partial \theta} = D_m \left(\frac{\partial^2 U}{\partial r^2} \right) \quad \dots (4)$$

Esta ecuación 4 se puede resolver bajo las siguientes condiciones a la frontera:

Condición Inicial.

$$\theta = 0, \quad r = r, \quad U = H_0 r - H^* r \quad \dots (5)$$

Condiciones a la Frontera.

$$r = 0, \quad U = 0 \quad \dots (6)$$

$$\theta = \theta, \quad r = R, \quad U = 0 \quad \dots (7)$$

Aplicando el método de separación de variables.

$$\text{se define} \quad U = X(\theta) Y(r) \quad \dots (8)$$

$$\frac{\partial U}{\partial \theta} = Y \frac{\partial X}{\partial \theta} \quad \dots (9)$$

$$\frac{\partial^2 U}{\partial r^2} = X \frac{\partial^2 Y}{\partial r^2} \quad \dots (10)$$

sustituyendo 9 y 10 en 4

$$Y \frac{\partial X}{\partial \theta} = D_m X \frac{\partial^2 Y}{\partial r^2} \quad \dots (11)$$

rearrreglando 11:

$$\frac{1}{X} \frac{\partial X}{\partial \theta} = \frac{D_m}{Y} \frac{\partial^2 Y}{\partial r^2} \quad \dots (12)$$

cada miembro de la ec. 12 depende de una sola variable, de aquí que se pueda igualar cada miembro a una misma constante, la que por comodidad de cálculo es $= -\lambda^2 D_m$.

$$\frac{1}{X} \frac{dX}{d\theta} = -\lambda^2 D_m$$

$$X = \text{EXP}(-\lambda^2 D_m \theta) \quad \text{sol. parcial. ..(13)}$$

$$\frac{1}{Y} \frac{d^2 Y}{dr^2} = -\lambda^2$$

$$Y = A \text{ sen } \lambda r + B \text{ cos } \lambda r \quad \text{sol. parcial ..(14)}$$

de esta forma, sustituyendo las ecs. 13 y 14 en la ec. 8:

$$U = [A \text{ sen } \lambda r + B \text{ cos } \lambda r] \text{ EXP}(-\lambda^2 D_m \theta) \quad \dots (15)$$

que es la solución general. Para poder evaluar las constantes A, B y λ , se aplican las condiciones 5, 6 y 7.

Aplicando la condición 6 a la ec. 15:

$$U = 0 = [A \text{ sen } \lambda r + B \text{ cos } \lambda r] \text{ EXP}(-\lambda^2 D_m \theta)$$

de donde $B = 0$ (16)

Aplicando la condición 7 a la ec. 15:

$$U = 0 = A \operatorname{sen} \lambda R \quad \operatorname{EXP} (-\lambda^2 Dm \theta)$$

$$0 = A \operatorname{sen} \lambda R$$

para que se cumpla tal condición, $\lambda_n = \frac{n\pi}{R}$

por lo tanto

$$U = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \operatorname{sen} \frac{n\pi}{R} r \quad \operatorname{EXP} (-\lambda_n^2 Dm \theta) \quad \dots (17)$$

Aplicando la condición 5 a la ec. 15

$$U = H_0 r - H^* r = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \operatorname{sen} \frac{n\pi}{R} r$$

multiplicando ambos lados de la ecuación por $\operatorname{sen} \frac{m\pi}{R} r$ e integrando de 0 a R, se presentan dos casos: 1) cuando $m = n$, el valor de la integral

$$\int_0^R A_n \operatorname{sen} \frac{m\pi}{R} r \operatorname{sen} \frac{n\pi}{R} r \, dr = 0$$

y 2) cuando $m \neq n$, el valor de la integral es diferente de cero y entonces se puede despejar A_n de la siguiente manera:

$$\frac{A_n}{H_0 - H^*} = \frac{\int_0^R r \operatorname{sen} \frac{n\pi}{R} r \, dr}{\int_0^R \operatorname{sen}^2 \frac{n\pi}{R} r \, dr} \quad \dots (18)$$

sustituyendo 16, 17 y 18 en 15:

$$U = (H_o - H^*) \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2R}{n\pi} (-1)^{n+1} \operatorname{sen} \frac{n\pi}{R} r \operatorname{EXP} \left(-\frac{n^2\pi^2}{R^2} Dm \theta \right) \dots (19)$$

llegando finalmente a la solución de la ec. 3:

$$\frac{H - H^*}{H_o - H^*} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2R}{n\pi} (-1)^{n+1} \operatorname{sen} \frac{n\pi}{R} r \operatorname{EXP} \left(-\frac{n^2\pi^2}{R^2} Dm \theta \right) \dots (20)$$

Si se define el contenido de humedad promedio de la siguiente manera:

$$\bar{H} = \int_0^R \frac{4\pi r^2 H}{(4/3)\pi R^3} dr \dots (21)$$

sustituyendo la ec. 20 en la ec. 21 y efectuando la integración se podrá llegar al siguiente resultado:

$$\bar{H} = H^* + (H_o - H^*) \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \operatorname{EXP} \left[-(n\pi)^2 \frac{Dm \theta}{R^2} \right] \dots (22)$$

rearraglando la ec. 22 se llegará a la ecuación final que permitirá calcular el contenido de humedad promedio en el sólido (\bar{H}) en función del tiempo (θ):

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(13). Durante el período 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 (período 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 toma lugar solo en la superficie externa del sólido.

De lo anteriormente dicho se deduce que habrá una disminución en el área de transferencia de masa (A_m) conforme disminuya la concentración de humedad en el sólido durante el período de velocidad decreciente de secado. La velocidad de este decrecimiento es proporcional a la velocidad de secado y al tamaño de partícula.

Debido a la dificultad que representa el medir experimentalmente el decrecimiento de A_m , se ha propuesto una teoría que conduce a su cálculo. Suponiendo que el área de transferencia de masa (16) en el sólido es proporcional a la concentración de humedad superficial y/o promedio en el mismo, se puede establecer la siguiente ecuación:

$$\frac{A_m}{A_h} = \left(\frac{H}{H_c} \right)^\alpha \quad \dots (24)$$

donde α es una constante que se calcula de acuerdo al modelo siguiente (13):

Este modelo considera una loza de un solo lado y la divide en pequeños cubos de longitud unitaria. Tomando uno de estos cubos y en un tiempo dado (en el período de velocidad de creciente), una cierta cantidad de humedad existirá en los capilares del cubo. Los capilares en el cubo se extienden en diferentes direcciones. Sin embargo, dependiendo de su orientación se vaciarán hasta un cierto nivel, de tal manera que el sistema puede ser confinado a aquellos capilares de tamaño r_{cs} (r_{cs} es el radio de un capilar el cual justamente lleva al líquido hasta la superficie en sentido contrario al efecto de la gravedad). Basados en esto, se puede concentrar todo el líquido presente en el cubo en otro cubo hipotético de longitud L y localizarlo en una esquina del cubo de longitud unitaria.

La relación volumen - área de estos dos cubos dará:

$$\text{relación volumen: } H/H_c = L^3/1$$

$$\text{relación área: } A_m/A_h = L^2/1$$

$$\text{por lo tanto: } A_m / A_h = (H / H_c)^{2/3} \quad \dots (25)$$

por analogía entre las ecs. 24 y 25, $t = 2/3$.

En el caso de materiales delgados, la ec. 25 queda de la siguiente manera:

$$\frac{A_m}{A_h} = \left(\frac{\bar{H}}{H_c} \right)^{2/3} \quad \dots (26)$$

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

En el caso de materiales gruesos, se define un "factor de espesor f ", de la siguiente manera:

$$f = H / \bar{H} \quad \dots (27)$$

y sustituyendo la ec. 27 en la ec. 25:

$$\frac{A_m}{A_h} = f^{2/3} \left(\frac{H}{\bar{H}} \right)^{2/3} \quad \dots (28)$$

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

$$\text{Balance de Masa:} \quad - \frac{dH}{d\theta} = km' A_m (P_s - P_{bs}) \quad \dots (29)$$

$$\text{Balance de Calor:} \quad - \frac{dH}{d\theta} = \frac{h' A_h}{\mathcal{L}} (t_{bs} - t_s) \quad \dots (30)$$

Otra alternativa que podría considerarse en el caso del modelo de difusión molecular, es la de modificar la condición a la frontera de la ec. 7, es decir, se puede plantear la siguiente condición superficial: $\theta = \theta, \quad r = R$

$$- Dm \frac{\partial H}{\partial r} = km (H - H^*) \quad \dots (7')$$

la que al aplicarse para evaluar las constantes que se obtienen de la solución de la ec. 3, da como resultado un modelo que es función de dos parámetros: Dm y km , el cual puede ajustar mejor los datos teóricos con los experimentales.

Existen otros modelos, la mayoría de los cuales consideran al sólido dividido en dos zonas: una zona húmeda (interior del sólido) y una zona seca (exterior del sólido) separando a estas dos zonas la capa límite, que es donde ocurre la evaporación. En la zona húmeda el líquido se mueve por capilaridad y en la zona seca por difusión del vapor. Un modelo que se ajusta a lo anterior es el modelo de capa límite desplazante (17).

C A P I T U L O I V

RESULTADOS Y TRATAMIENTO DE DATOS EXPERIMENTALES

Como ya se ha mencionado anteriormente, este estudio está enfocado a la determinación experimental de los coeficientes de transferencia de masa y calor en un lecho fluidizado gas - sólido, el cual opera adiabáticamente y en forma intermitente.

Basados en el estudio hidrodinámico del lecho fluidizado, como se mencionaba anteriormente, se han seleccionado los rangos de operación del sistema: $G = 4.1, 5.4, 6.8, 8.2$ y 11.6 lts/min y $L/D = 0.39, 0.76$ y 1.49 ($d_p/L = 0.0152, 0.0072$ y 0.0040). En la fig. 5 se puede observar que a medida que se aumenta la altura del lecho, la caída de presión a través del lecho aumenta, pero el valor de la velocidad de mínima fluidización (V_{mf}) es independiente de tal variación en la relación L/D . Estos resultados concuerdan con los reportados por otros investigadores (18). Los resultados obtenidos de este análisis hidrodinámico se presentan en la tabla I.

Para determinar la fracción de vacío en el lecho a las diferentes condiciones hidrodinámicas que se establecieron, se emplearon las siguientes ecuaciones:

$$\rho_p (1 - \epsilon) = \rho_b, \quad \epsilon = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_p} \quad \dots (31)$$

$$\frac{L_f}{L_{mf}} = \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{(1 - \epsilon_f)}, \quad \epsilon_{mf} = 1 - \frac{L_f}{L_{mf}} (1 - \epsilon_f) \quad \dots (32)$$

$$\frac{L_f}{L} = \frac{(1 - \epsilon)}{(1 - \epsilon_f)}, \quad \epsilon_f = 1 - \frac{L}{L_f} (1 - \epsilon) \quad \dots (33)$$

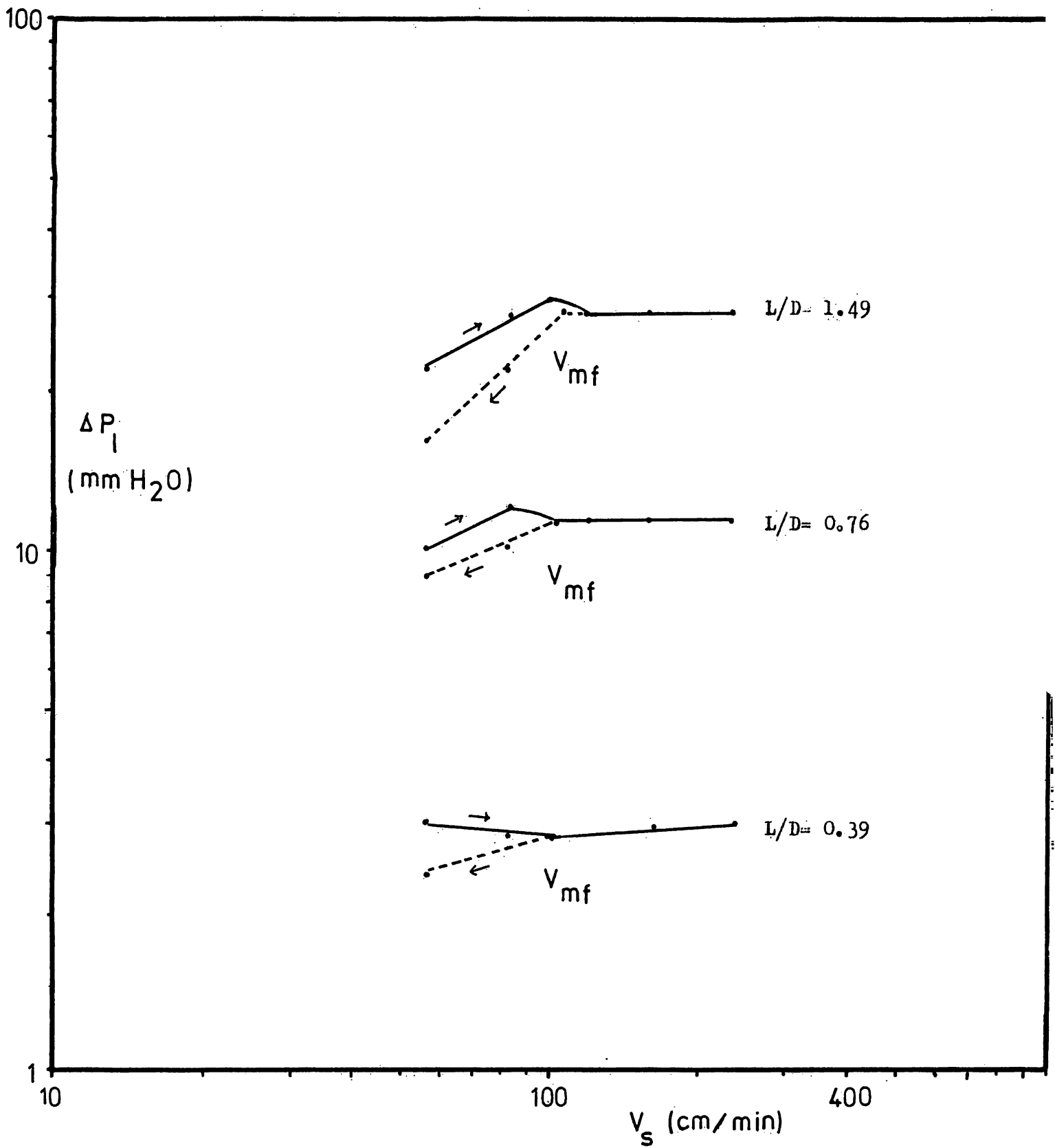


FIG. 5.- Caída de Presión a través del lecho vs. Velocidad Superficial del aire. Variación de la Relación L/D.

V_s (cm/min)	P_{L_1} (mm H ₂ O)	L_1 (cm)	P_{L_2} (mm H ₂ O)	L_2 (cm)	P_{L_3} (mm H ₂ O)	L_3 (cm)			
0.0	0.0	0.0	2.0	0.0	0.0	3.9	0.0	0.0	7.6
56.24	3.0	2.4		10.0	9.0		22.0	16.0	
82.88	2.8	2.8	2.1	12.0	10.0		28.0	22.0	
103.60	↓ 2.8	2.8↑		11.5	11.0↑	4.1	30.0	27.5↑	7.9
121.36	↓ 2.8	2.9↑		11.5	11.0↑		28.0	28.0↑	
142.08	2.8	2.8		11.5	11.0		28.0	28.0	
161.32	3.0	3.0		11.5	10.5		28.0	28.5	
236.80	3.0	3.0	2.3	11.5	11.0	4.8	28.0	28.5	8.6

TABLA I.- Datos experimentales obtenidos en el estudio hidrodinámico del lecho fluidizado.

	L (cm)	L_{mf} (cm)	L_f (cm)	ϵ	ϵ_{mf}	ϵ_f	L/D
$W_1 = 20$ grs.	2.0	2.1	2.3	0.57	0.60	0.63	0.39
$W_2 = 40$ grs.	3.9	4.1	4.8	0.57	0.61	0.66	0.76
$W_3 = 80$ grs.	7.6	7.9	8.6	0.57	0.60	0.63	1.49

TABLA II.- Valores de la fracción de vacío en el lecho a diferentes relaciones L/D .

La deducción de estas ecuaciones se puede consultar en el libro de Kunii, D. & Levenspiel, O. (19).

De esta manera, conociendo ρ_p , ρ_b , L , L_{mf} y L_f , se pueden obtener los datos correspondientes a la fracción de vacío que se presentan en la tabla II. Analizando los datos de la tabla II, se puede ver que la fracción de vacío en el lecho aumenta al aumentar la velocidad superficial del aire y la fracción de vacío en el lecho fijo no es función de la relación L/D .

Con el fin de minimizar las pérdidas de calor a través de la pared del lecho y del plato distribuidor, que no existan grandes diferencias entre la temperatura de salida del aire y la temperatura del sólido en el lecho y mantener una velocidad de secado razonablemente baja, se ha seleccionado una temperatura de entrada del aire próxima a la temperatura ambiente: 22.5 °C (20).

De esta manera es como se han establecido las condiciones de operación del secador.

Análisis de las Suposiciones Planteadas.-

Para poder fundamentar realmente las suposiciones que se han hecho en el desarrollo de este estudio, se han comparado las condiciones de operación de este trabajo con las presentadas en casos particulares, en los cuales las suposiciones que se plantean son válidas. Para lograr esto, se analiza la transferencia de calor por separado y posteriormente se analizan la transferencia de masa y la operación de secado.

Transferencia de Calor.-

Variación de la Temperatura dentro de la Partícula.

Kunii y Levenspiel (14) han estudiado esta variación calculando el máximo gradiente de temperatura entre el centro y la superficie de la partícula para el caso particular en el que:

$$\begin{aligned}
 d_p &= 1 \text{ mm} \\
 \rho_r &= 2 \text{ gr/cm}^3 \\
 k_s &= 0.02 \text{ cal/cm seg } ^\circ\text{C} \\
 C_{p_s} &= 0.2 \text{ cal/gr } ^\circ\text{C} \\
 \beta &= 100^\circ\text{C/seg.}
 \end{aligned}
 \qquad
 \Delta T_{\text{max.}} = T_s - T_c = 0.83^\circ\text{C}$$

para las condiciones de este estudio:

$$\begin{aligned}
 d_p &= 0.35 \text{ mm} \\
 \rho_r &= 2.22 \text{ gr/cm}^3 \\
 k_s &= 0.005 \text{ cal/cm seg } ^\circ\text{C} \\
 C_{p_s} &= 0.28 \text{ cal/gr } ^\circ\text{C} \\
 \beta &= 100^\circ\text{C/seg}
 \end{aligned}
 \qquad
 \Delta T_{\text{max.}} = T_s - T_c = 0.64^\circ\text{C}$$

Variación de la Temperatura entre Partículas.

Debido al rápido movimiento de las partículas y a que su capacidad calorífica es relativamente alta, la temperatura de las partículas es independiente de su posición en el lecho, como la han demostrado varios investigadores (20).

Condiciones de Equilibrio Térmico entre el Aire de Salida y el Lecho.

Con el siguiente criterio (20):

$$\frac{\text{Nu}}{\text{Pr Re}} \cdot \frac{6(1-\epsilon)}{\phi_s} \cdot \frac{L}{d_p} > 3 \quad \dots (34)$$

se puede estimar la relación L/d_p a partir de la cual el gas de salida estará en equilibrio térmico con el lecho de sólidos. Tomando como ejemplo las condiciones de operación manejadas por Kettering et al. (20) se obtiene:

$$\text{Pr} = 0.69$$

$$\text{Nu} = 0.35$$

$$\text{Re} = 13$$

$$\phi_s = 1$$

$$\epsilon = 0.5$$

$$\frac{L}{d_p} > 25.6 \quad \text{ó} \quad L > 1.28 \text{ cms.}$$

y para las condiciones de este estudio:

$$Pr = 0.75$$

$$Nu = 0.040$$

$$Re = 1.743$$

$$\phi_s = 0.55$$

$$\epsilon = 0.57$$

$$\frac{L}{d_p} > 27.88 \quad \text{ó} \quad L > 0.975 \text{ cms}$$

Transferencia de Masa.-

Debido a que es difícil estimar el gradiente de concentraciones de humedad entre el centro de la partícula y la superficie externa, ya que el tamaño de partícula es muy pequeño (0.35 mm), es preferible referir este caso a la operación de secado que a continuación se analiza.

Secado.-

Período de Velocidad Constante de Secado.

En el caso de sólidos muy porosos con tamaño de partícula muy pequeño ($d_p < 1 \text{ mm}$) y lo suficientemente húmedos como para que exista humedad libre, las condiciones de equilibrio para transferencia de masa y calor se alcanzan relativamente rápido, de tal manera que el lecho y el aire que sale se encuentran próximos a la temperatura de saturación adiabática de la corriente de aire que entre (20).

El cambio en el contenido de humedad de las partículas en función del tiempo, se conoce mediante el siguiente balance:

$$\left(\begin{array}{l} \text{calor perdido por} \\ \text{el aire que entra} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{calor transferido a los sólidos} \\ \text{para evaporar el líquido} \end{array} \right)$$

$$A_t \rho_a C_{p_a} V_s (T_e - t_{bh}) d\theta = - A_t \rho_p L \mathcal{L} (1 - \epsilon) dH$$

... (35)

con la siguiente condición inicial: $\theta = 0, H = H_0$.

Integrando la ec. 35:

$$H_0 - H = \frac{\rho_a}{\rho_p} \cdot \frac{C_{p_a} (T_e - t_{bh})}{L} \cdot \frac{\theta}{(1 -)L/V_s} \dots (36)$$

De la ecuación 36 puede observarse que el cambio de humedad en la partícula varía proporcionalmente con la velocidad superficial del aire e inversamente proporcional con la altura estática del lecho.

De este estudio comparativo, se puede resumir lo siguiente:

- a) Los gradientes de temperatura en el lecho son despreciables.
- b) La temperatura en el lecho puede considerarse uniforme.
- c) El aire sale a una temperatura de bulbo húmedo aproximadamente igual a la temperatura de saturación del sólido en el lecho.
- d) La variación de la humedad en el lecho es proporcional a la velocidad superficial del aire e inversamente proporcional a la altura estática del lecho.

Presentación de Resultados.-

Una vez que se han establecido y justificado las suposiciones que se han hecho, se pueden presentar los resultados obtenidos durante la fase experimental de este trabajo.

Como antes se mencionaba, los parámetros que se variaron son: la relación L/D y el gasto de aire. Los datos obtenidos a cada intervalo de tiempo durante la corrida experimental, son: $T_e, t_{bs}, t_{bh}, \% H$ y \mathcal{H} , los cuales se van a

identificar como datos primarios, ya que a partir de ellos se desarrollaron los cálculos para llegar a establecer los valores de los coeficientes de transferencia de masa y calor.

Los valores de T_e , t_{bh} y t_{bs} se obtuvieron directamente en los termómetros correspondientes, fig. 1. Con los valores de t_{bh} y t_{bs} y con la ayuda de la carta psicométrica (fig. A.1, del Apéndice A), se pudo determinar λ . El % H (base seca) se obtuvo por medio de la siguiente relación de pesos de la muestra húmeda (P') y seca (P):

$$\% H = \frac{P' - P}{P} \cdot 100 \quad \dots (37)$$

Los datos antes mencionados y evaluados de esa manera, son los que se presentan en las tablas 1 a 15 del Apéndice B.

Como puede observarse en estas tablas, las condiciones iniciales ($\theta = 0$) para las diferentes corridas son aproximadamente iguales, lo cual era necesario para facilitar el análisis comparativo entre ellas. Las condiciones iniciales se mantienen dentro de los siguientes rangos:

$$\begin{aligned} T_e &= 22.0 \text{ a } 24.0 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \% H &= 20.0 \text{ a } 23.0 \\ \lambda &= 0.002 \text{ a } 0.004 \text{ Kgr H}_2\text{O/Kgr a.s.} \end{aligned}$$

Para la relación $L/D = 0.39$ ($L = 2.0$ cms), los intervalos de tiempo en los cuales se hicieron las mediciones antes mencionadas, fueron de 15 minutos, en cambio para la relación $L/D = 0.76$ ($L = 3.9$ cms) y $L/D = 1.49$ ($L = 7.6$ cms) fueron de 30 minutos; esto se debe a que la variación del contenido de humedad en el sólido (\bar{H}) disminuye conforme aumenta la relación L/D , consecuentemente el tiempo necesario para al

canzar el contenido de humedad de equilibrio en el sólido aumenta. Se puede observar también que los valores del contenido de humedad en el equilibrio, aumentan al aumentar la relación L/D y disminuir el gasto de aire.

En las figs. 6, 7 y 8 se graficaron los datos de \bar{H} contra θ , para las diferentes L/D y gastos que se manejaron. En ellas se pueden observar perfectamente las tres etapas de secado (inicial, velocidad constante y velocidad decreciente). De acuerdo a lo esperado (3), el período de velocidad constante de secado presenta una relación lineal entre \bar{H} y θ . Se puede observar también que al aumentar el gasto de aire o disminuir la relación L/D , el período de velocidad constante de secado disminuye en su duración o lo que es lo mismo, la pendiente de esta línea ($-dH/d\theta$) aumenta. Sucede exactamente lo contrario en el período de velocidad decreciente de secado.

Tratamiento de Datos Experimentales.-

Primero se analiza la forma como se construyeron las gráficas: ($-dH/d\theta$) vs. θ y ($-dH/d\theta$) vs. \bar{H} ; luego se desarrollará la secuencia de cálculos para obtener los valores de los coeficientes de transferencia de masa y calor en el período de velocidad constante de secado y posteriormente se verá el tratamiento que se le hace al modelo que describe la variación del contenido de humedad promedio en el sólido en función del tiempo en el período de velocidad decreciente de secado.

La manera como se determinaron los valores de la velocidad de secado ($-dH/d\theta$), fue calculando las pendientes de las curvas presentadas en las figuras 6, 7 y 8. Con el fin de minimizar el error de medición, se aplicó el método de mínimos cuadrados (21) a la parte de la curva correspondiente al período de velocidad constante de secado, obteniendo así la me-

Jor pendiente de la relación lineal entre \bar{H} y θ que caracteriza a este período. En cambio, para el período decreciente se aplicó la ecuación que relaciona el valor del intervalo entre dos puntos sobre la curva proyectados sobre el eje de las ordenadas y el de las abscisas, de acuerdo a la siguiente relación:

$$-\frac{dH}{d\theta} = \frac{H_1 - H_2}{\theta_1 - \theta_2} \quad \dots (38)$$

Los resultados numéricos obtenidos por este procedimiento son los que se presentan en las tablas 16 a 18 del Apéndice B.

Con tales datos se construyeron las gráficas de $(-dH/d\theta)$ vs. θ , que se presentan en las figs. 9, 10 y 11, en donde se puede ver como varía la velocidad de secado con el tiempo. Al igual que en las gráficas de $(-dH/d\theta)$ vs. \bar{H} , figs. 12, 13 y 14, se puede observar que los dos períodos de velocidad de secado en estudio se encuentran perfectamente delimitados. Se puede ver como el valor de la velocidad constante de secado aumenta al aumentar el gasto de aire y disminuye al aumentar la relación L/D.

Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Masa y Calor.

Para determinar los coeficientes de transferencia de masa y calor durante el período de velocidad constante de de secado, es necesario plantear los balances de masa y calor del sistema con el fin de ver la manera de emplear los datos que se han analizado anteriormente.

Manteniendo en mente las suposiciones planteadas al principio de este capítulo, los balances quedan de la siguiente manera:

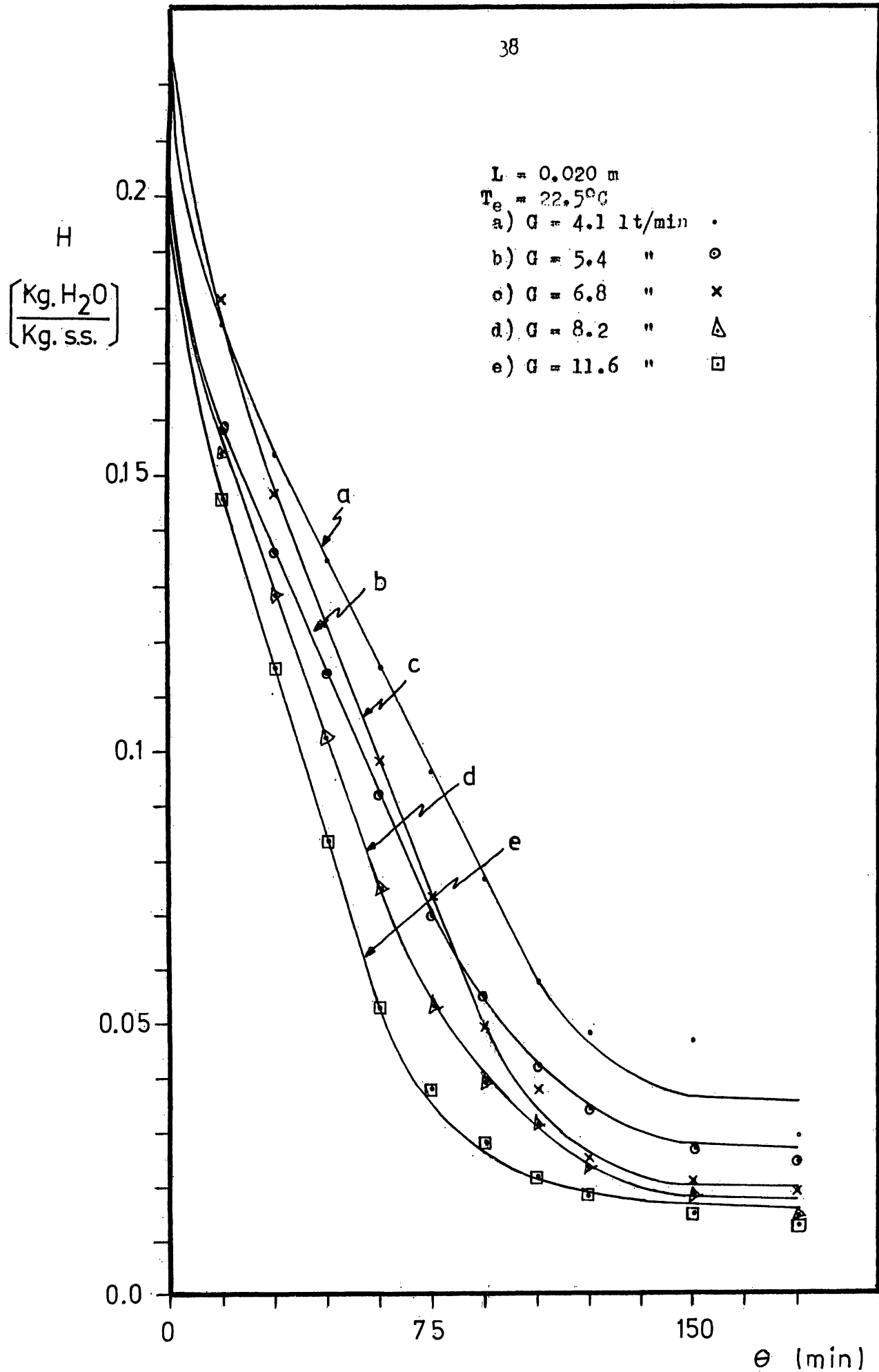


Fig.6 .- Curvas de Variación en el Contenido de Humedad del Sólido (base seca) en función del tiempo.

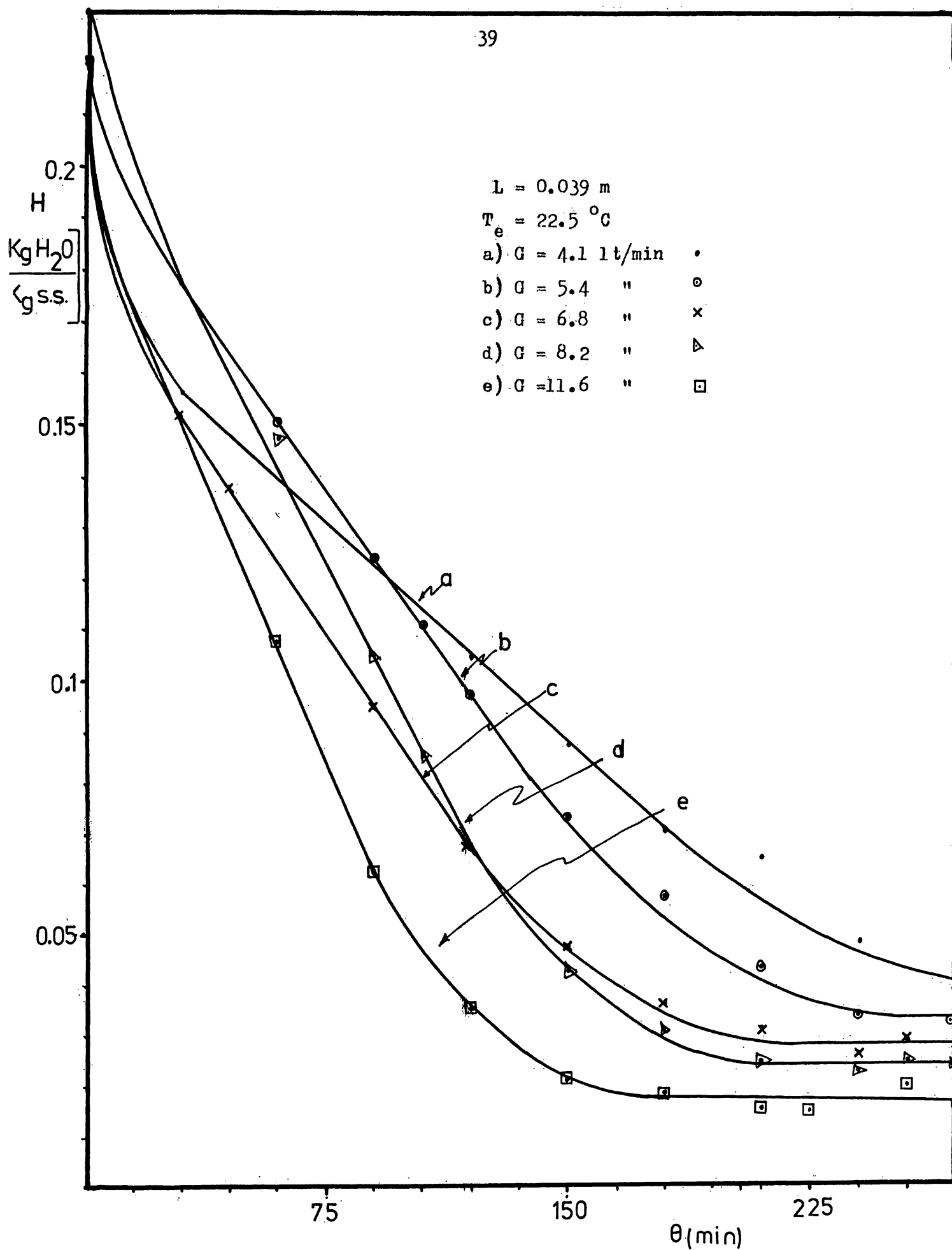


FIG.7.- Curvas de Variación en el Contenido de Humedad del Sólido (base Seca) en función del tiempo.

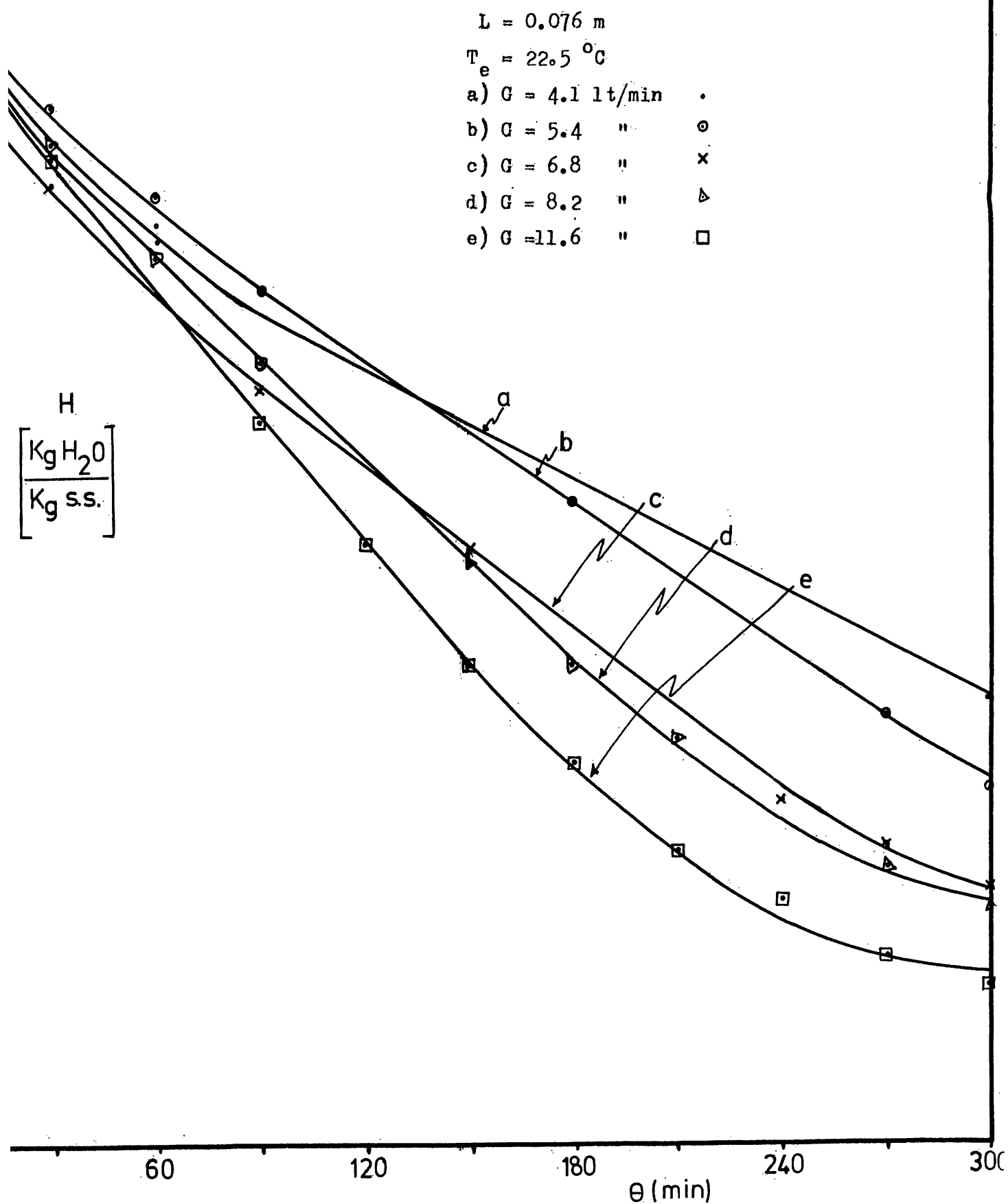


FIG. 8.- Curvas de Variación en el Contenido de Humedad del Sólido (base seca) en función del tiempo.

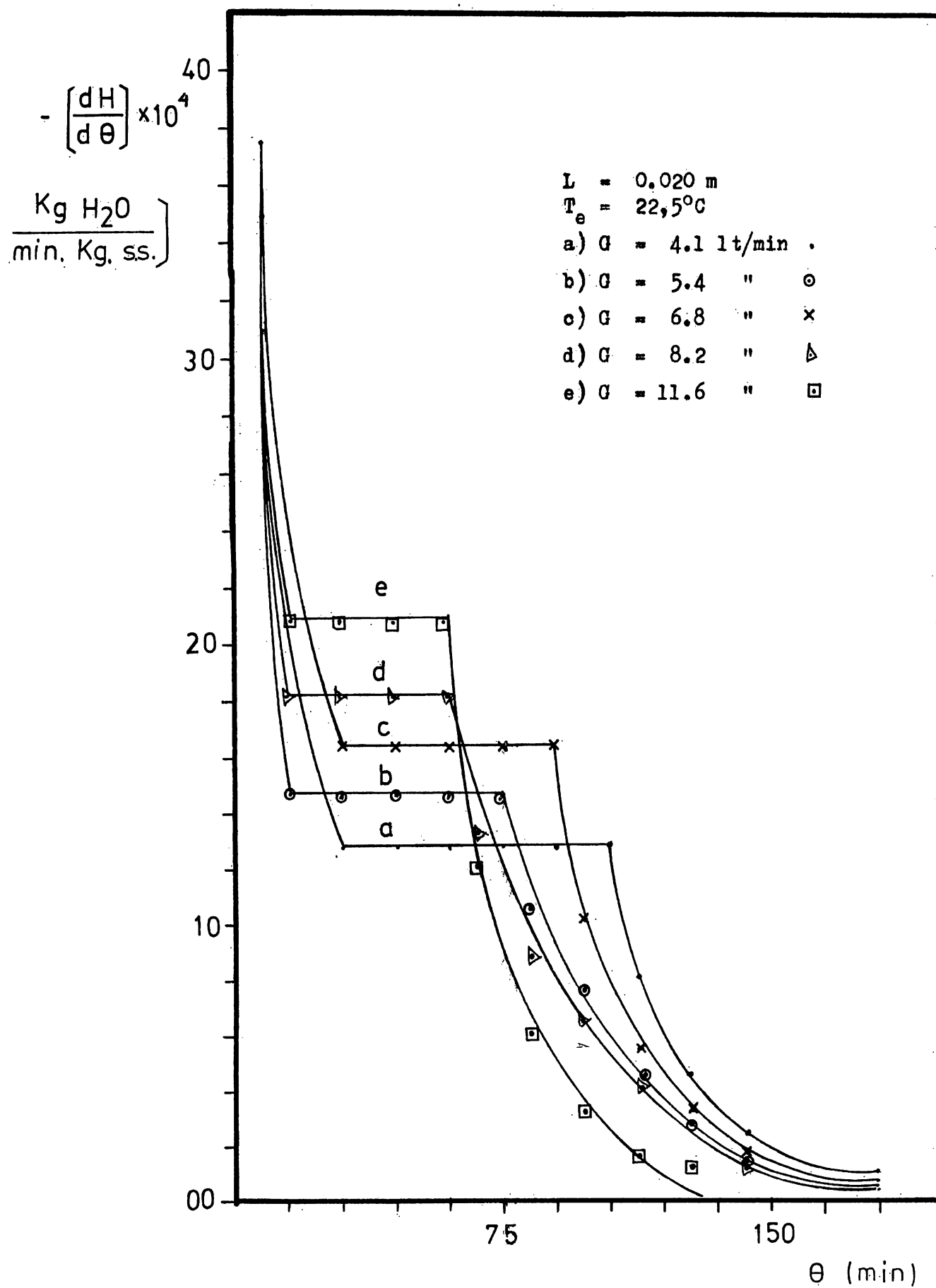


Fig. 9.- Curvas de Velocidad de Secado del Sólido en Función del Tiempo.

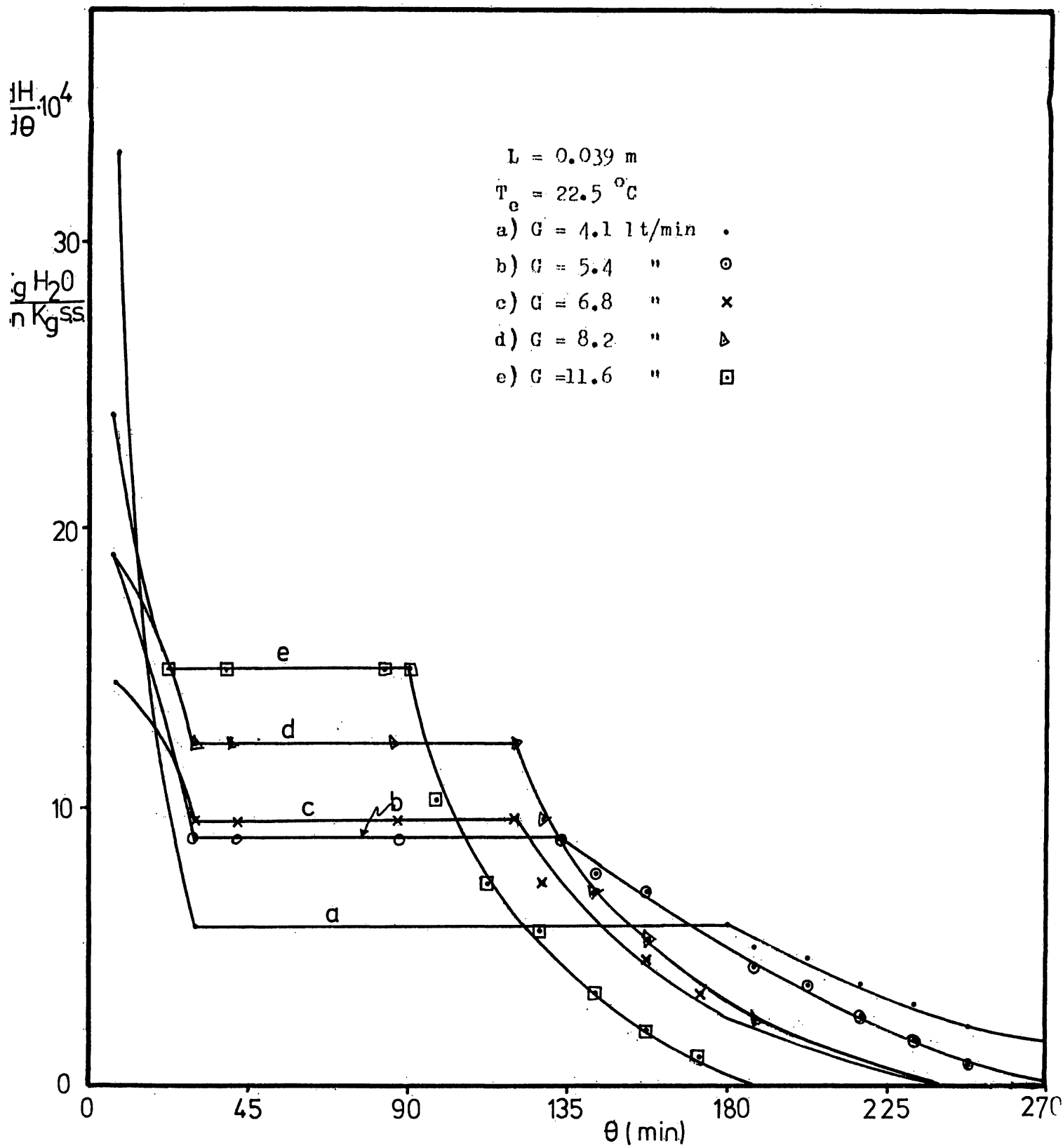


FIG.10.- Curvas de Velocidad de Secado del Sólido en Tubo de Pica

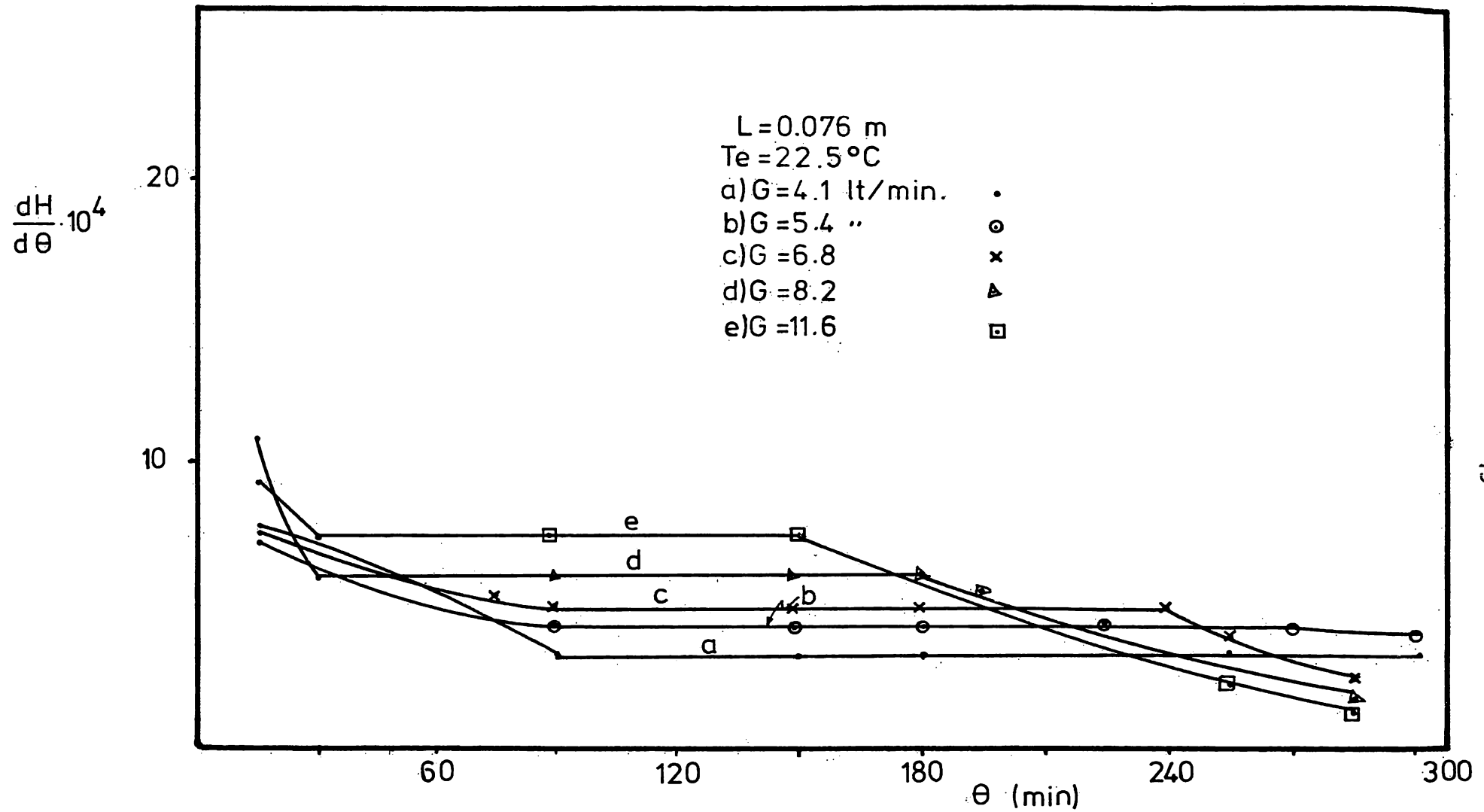
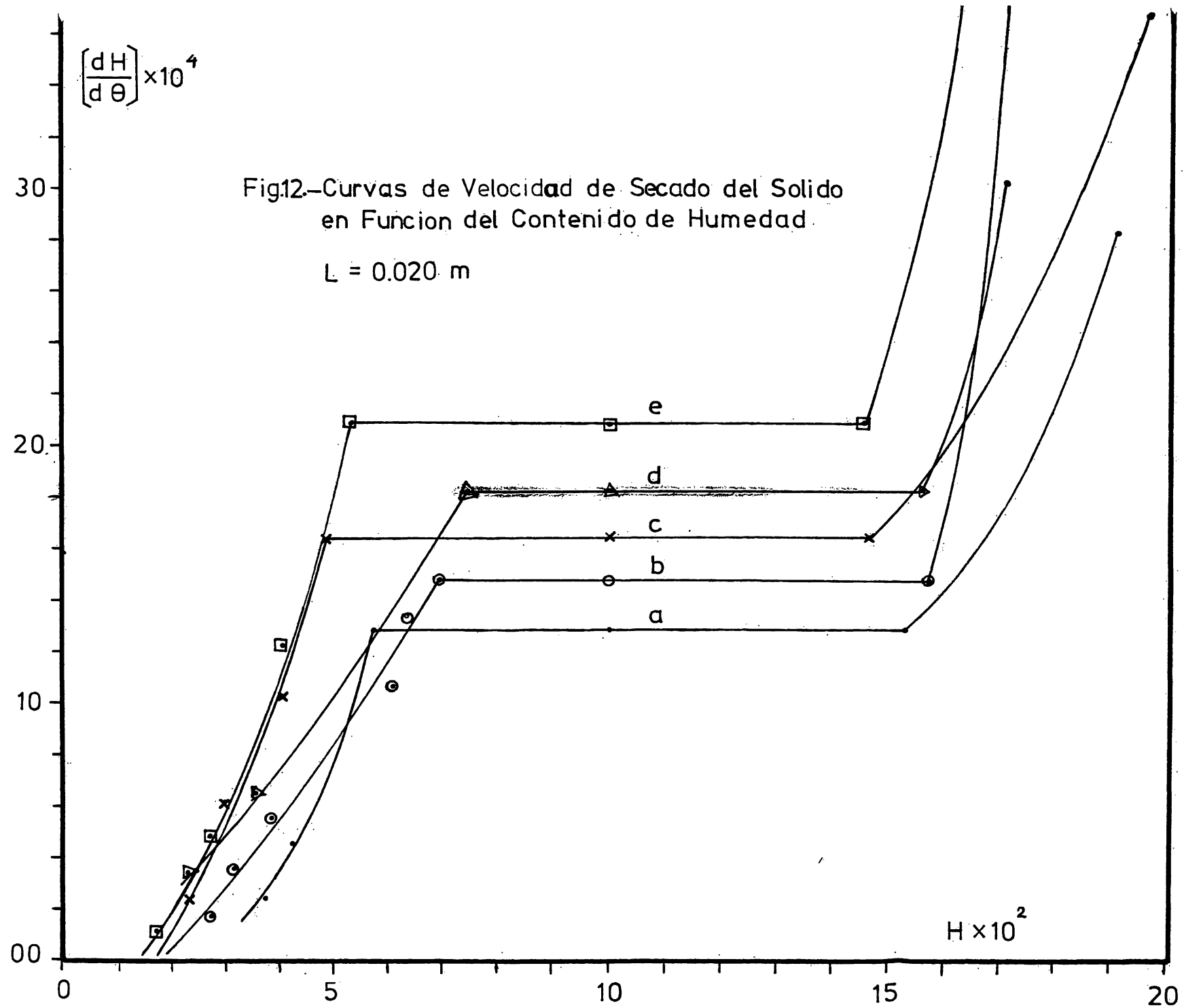


FIG.11.-Curvas de Velocidad de Secado del Sólido en Función del Tiempo.



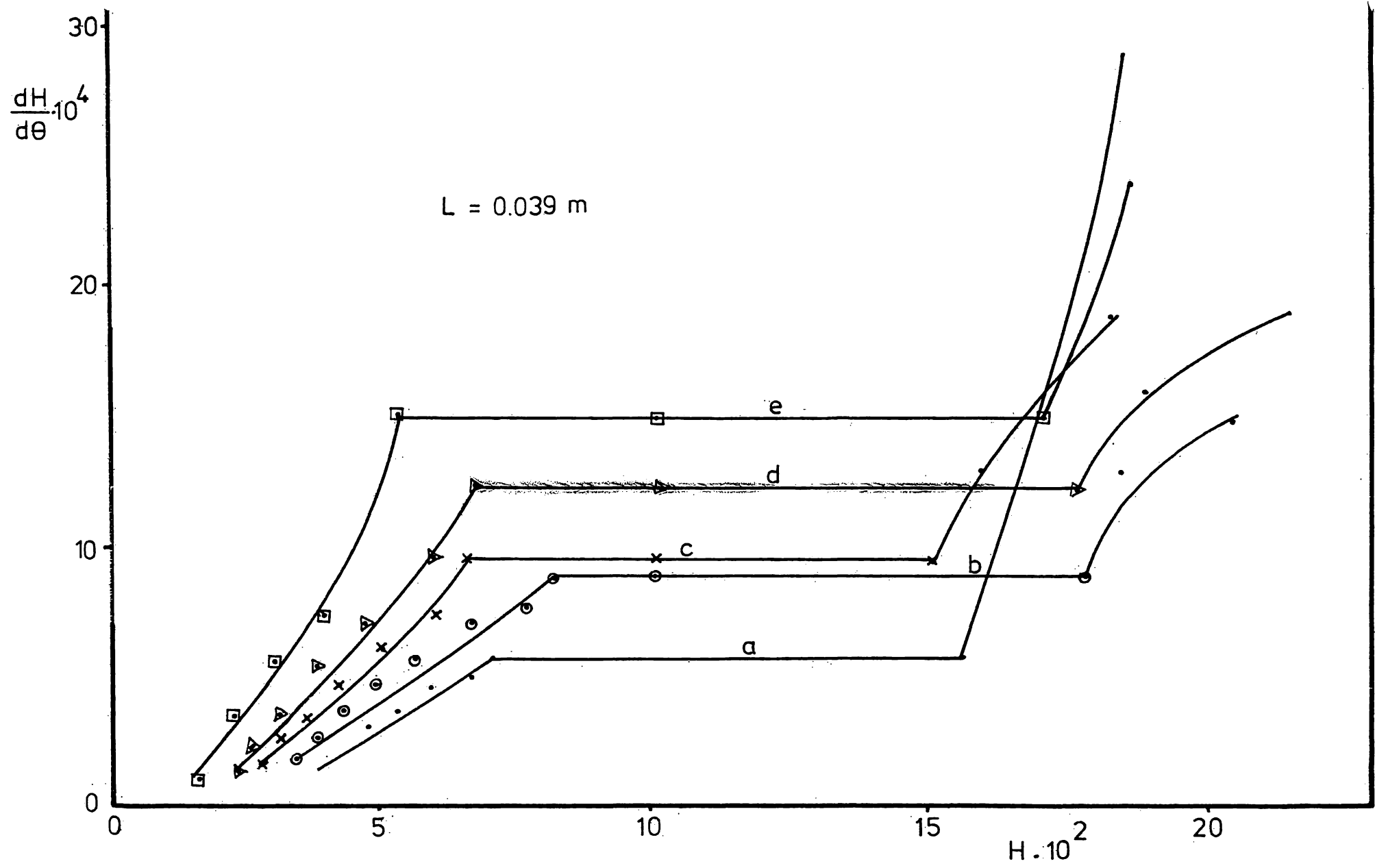


FIG.13.- Curvas de Velocidad de Secado del Sólido en Función del Contenido de Humedad:

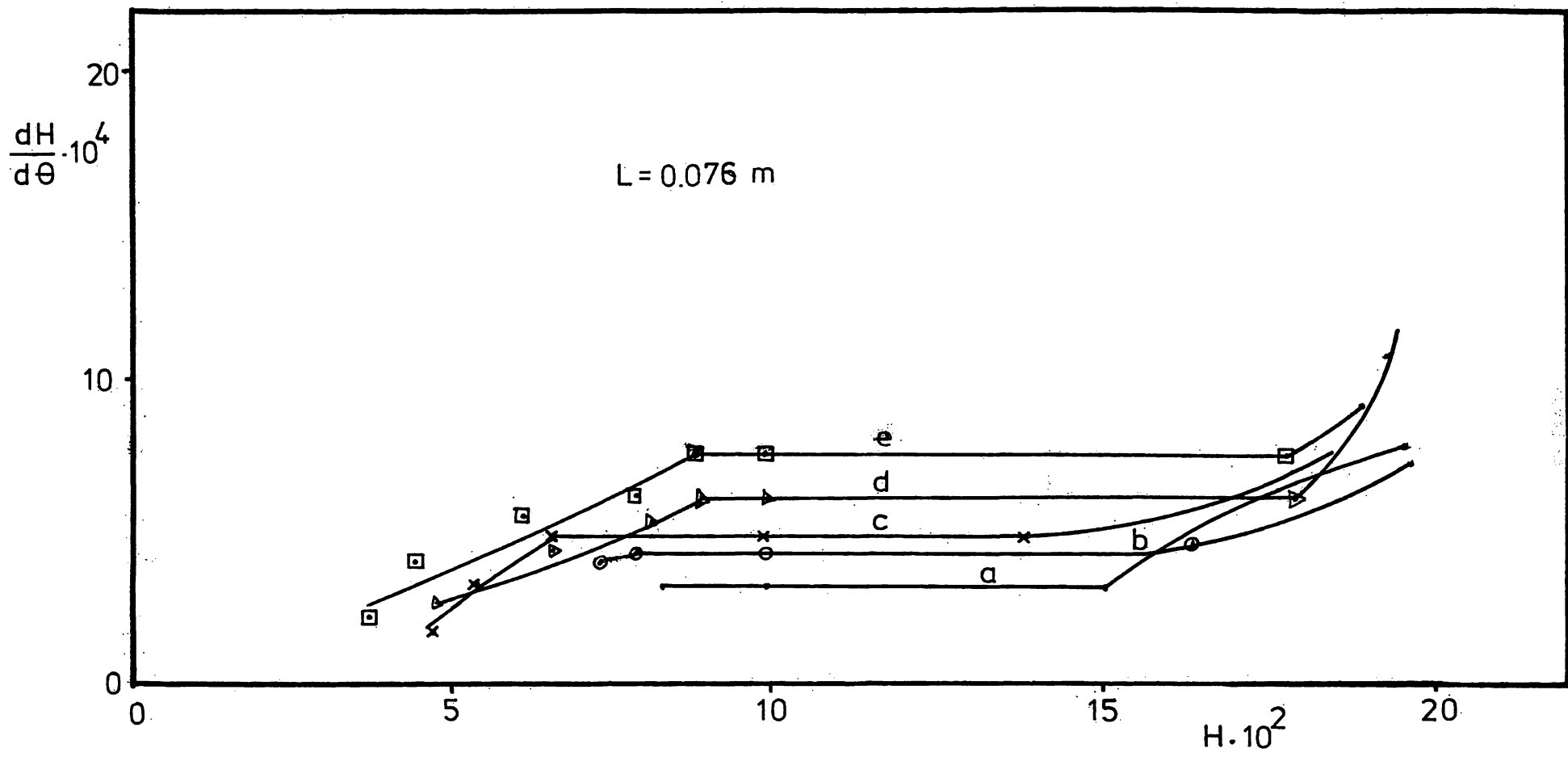


FIG.14.-Curvas de Velocidad de Secado del Sólido en Función del Contenido de Humedad.

Balance de Masa:

$$-\rho_p \frac{dH}{d\theta} = km A (\mathcal{X}_{bh} - \mathcal{X}) \rho_a \quad \dots (39)$$

Balance de Calor:

$$-\rho_p \frac{dH}{d\theta} = \frac{h A}{\mathcal{L}} (t_{bs} - t_{bh}) \quad \dots (40)$$

Para el cálculo del área de transferencia de masa y calor, se emplea la relación propuesta por Heatjes (11):

$$a = \frac{6 W}{\rho_p d_p L_f} \quad \dots (41)$$

donde a es la superficie de transferencia por unidad de longitud de lecho fluidizado (m^2/m). Si esta área es multiplicada por el inverso del área transversal del secador, se obtendrá un área de transferencia por unidad de volumen de lecho fluidizado (m^2/m^3):

$$A = \frac{a}{A_t} \quad \dots (42)$$

Despejando los coeficientes de transferencia de masa (km) y de calor (h) de las ecuaciones 39 y 40 respectivamente, se obtendrán las siguientes ecuaciones:

$$km = \frac{\rho_s}{\rho_a} \frac{(-dH/d\theta)}{(\mathcal{X}_{bh} - \mathcal{X}) A} \quad \dots (43)$$

$$h = \frac{\rho_s}{A} \frac{(-dH/d\theta)}{(t_{bs} - t_{bh})} \quad \dots (44)$$

a partir de las cuales se han obtenido los valores de los coeficientes de transferencia de masa y calor que se presentan en las tablas III y IV.

Una secuencia de cálculo para una corrida típica, es la que se presenta en el Apéndice C correspondiente a Cálculos Representativos.

En las tablas puede observarse como aumentan los valores de los coeficientes de transferencia de masa y calor conforme aumenta el gasto de aire y disminuyen con el aumento de la relación L/D.

El aumento de los coeficientes de transferencia de masa y calor con el aumento del gasto de aire, se debe a que se favorece el contacto sólido - aire, ya que la distancia promedio entre las partículas aumenta, consecuentemente el espesor de la capa límite disminuye provocando con ello que las resistencias a la transferencia disminuyan también. Ahora bien, bajo este punto de vista hidrodinámico, también se puede explicar que estos coeficientes disminuyan al aumentar la relación L/D, ya que a un mismo gasto, las condiciones de fluidización se empobrecen conforme aumenta la relación L/D, haciéndose menos efectivo en consecuencia, el contacto sólido - aire.

Determinación del Coeficiente de Difusión Molecular Promedio.--

Debido a la complejidad con que se lleva a cabo la transferencia de masa del interior del sólido hacia la superficie externa del mismo, su estudio resulta muy 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 camino que conduzca al cálculo del coeficiente de difusión (D_m), para lo cual es necesario hacer las siguientes consideraciones:

		km (m/min)			km (m/hr)		
		L/D=	L/D=	L/D=	L/D=	L/D=	L/D=
		0.39	0.76	1.49	0.39	0.76	1.49
$G_a =$	4.1 lt/min	0.1209	0.0287	0.0193	7.254	1.680	1.140
$G_b =$	5.4 "	0.1039	0.0530	0.0240	6.234	3.180	1.440
$G_c =$	6.8 "	0.1130	0.0500	0.0262	6.782	3.000	1.572
$G_d =$	8.2 "	0.1432	0.0750	0.0360	8.592	4.500	2.160
$G_e =$	11.6 "	0.1825	0.0920	0.0431	10.951	5.520	2.586

TABLA III.- Valores del coeficiente de transferencia de masa (km), obtenidos a partir de la ec. 43, para los diferentes gastos usados y L/D seleccionadas.

		h (Kcal/m ² hr °C)			h (BTU/ft ² hr °C)		
		L/D=	L/D=	L/D=	L/D=	L/D=	L/D=
		0.39	0.76	1.49	0.39	0.76	1.49
$G_a =$	4.1 lt/min	1.683	0.450	0.259	0.344	0.092	0.053
$G_b =$	5.4 "	1.418	0.724	0.312	0.290	0.148	0.064
$G_c =$	6.8 "	1.527	0.672	0.342	0.312	0.137	0.070
$G_d =$	8.2 "	1.931	0.940	0.469	0.395	0.192	0.096
$G_e =$	11.6 "	2.471	0.976	0.545	0.506	0.199	0.111

TABLA IV.- Valores del coeficiente de transferencia de calor (h), obtenidos a partir de la ec. 44, para los diferentes gastos usados y L/D seleccionadas.

- a) Se supone que todo el proceso de secado es controlado por el mecanismo de difusión.
- b) El coeficiente de difusión interno (D_m) y el coeficiente de transferencia de masa (k_m) no varían durante este período de velocidad decreciente.
- c) Las condiciones de frontera se mantienen constantes.

Basados en esto, la ecuación 23 se puede aplicar para conocer como varía el contenido de humedad promedio en el sólido (\bar{H}) en función del tiempo (θ).

Si solo el primer término de la ecuación 23 es importante, la ecuación se puede arreglar de la siguiente manera:

$$\frac{H - H^*}{H_0 - H^*} = M \text{ EXP } N\theta \quad \dots (45)$$

ó

$$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*} = \ln M + N\theta \quad \dots (45')$$

donde: M = constante adimensional
 N = constante relacionada con el coeficiente de difusión molecular (D_m).

Tal ecuación será representativa solo para aquellos valores de \bar{H} que al ser sustituidos en el lado izquierdo de la ecuación 45' y ser graficados en función de θ , den una relación lineal. Aplicando mínimos cuadrados a tal relación lineal, se obtuvieron los mejores valores de las constantes M y N obteniéndose así el valor del coeficiente de difusión molecular promedio. Un estudio similar sobre este período fué el que realizaron Lequerica et al., para el secado de arroz sancochado (22).

Los valores del coeficiente de difusión molecular que así fueron calculados, son los que se presentan en la tabla V en donde se puede ver que a medida que la relación L/D

	$D_m \times 10^6$ (cm ² /min)		
	L/D=	L/D=	L/D=
	0.39	0.76	1.49
$G_a = 4.1$ lt/min	0.578	0.270
$G_b = 5.4$ "	0.538	0.320
$G_c = 6.8$ "	0.620	0.400
$G_d = 8.2$ "	0.575	0.430	0.230
$G_e = 11.6$ "	0.775	0.510	0.240

TABLA V.- Valores del coeficiente de difusión molecular promedio obtenidos a partir de los datos de las tablas 19, 20 y 21 del Apéndice B.

aumenta, estos valores disminuyen y a medida que aumenta el gasto de aire, se puede apreciar una cierta variación en los valores de D_m .

De acuerdo con el modelo empleado, el coeficiente de difusión (D_m) debería ser independiente del gasto de aire y de la relación L/D. La disminución del coeficiente de difusión con el aumento de la relación L/D puede deberse a que al aumentar la altura del lecho, la hidrodinámica del lecho se complica y puede suceder que el contacto sólido - gas no sea tan eficiente debido a que el tamaño de burbuja de gas en el lecho aumenta provocando un contacto menos íntimo entre sólido y gas. Dado que el coeficiente de difusión (D_m) está calculado usando datos del período de secado constante, éste se comportará de manera similar al coeficiente de transferencia de masa externo frente a variaciones de la relación L/D.

La variación observada del coeficiente de difusión (D_m) con el gasto de aire, es menos marcada que con la relación L/D y no sigue una tendencia tan clara. En este caso, a medida que disminuye el gasto de aire a través del lecho, para una L/D dada, la calidad de la fluidización se empobrece provocando una disminución en la velocidad de secado del sólido.

De la tabla V puede observarse que para el L/D mas pequeño, donde se tenía la mejor calidad de fluidización, los coeficientes fluctuan alrededor de un valor promedio.

Para el segundo valor de L/D (0.76), a los gastos mas bajos, existe una calidad de fluidización dudosa y para el caso de $L/D = 1.49$, los gastos mas bajos ya no se incluyen en la experimentación debido a que en este caso definitivamente no existían condiciones de fluidización adecuadas. Puede observarse en este último caso que al eliminar los gastos mas pequeños el coeficiente de difusión se mantiene constante.

Sustituyendo estos valores de D_m en la ecuación 23, se construyeron las gráficas de las figuras 15 a 17 las que se comparan con los resultados experimentales. Analizando estas gráficas, se puede ver claramente el cambio del paso controlante durante el proceso de secado. De esta manera se puede decir que en el punto donde se cruzan ambas curvas termina el período de secado constante y se inicia el decreciente, correspondiendo por lo tanto tal punto a las condiciones críticas de secado.

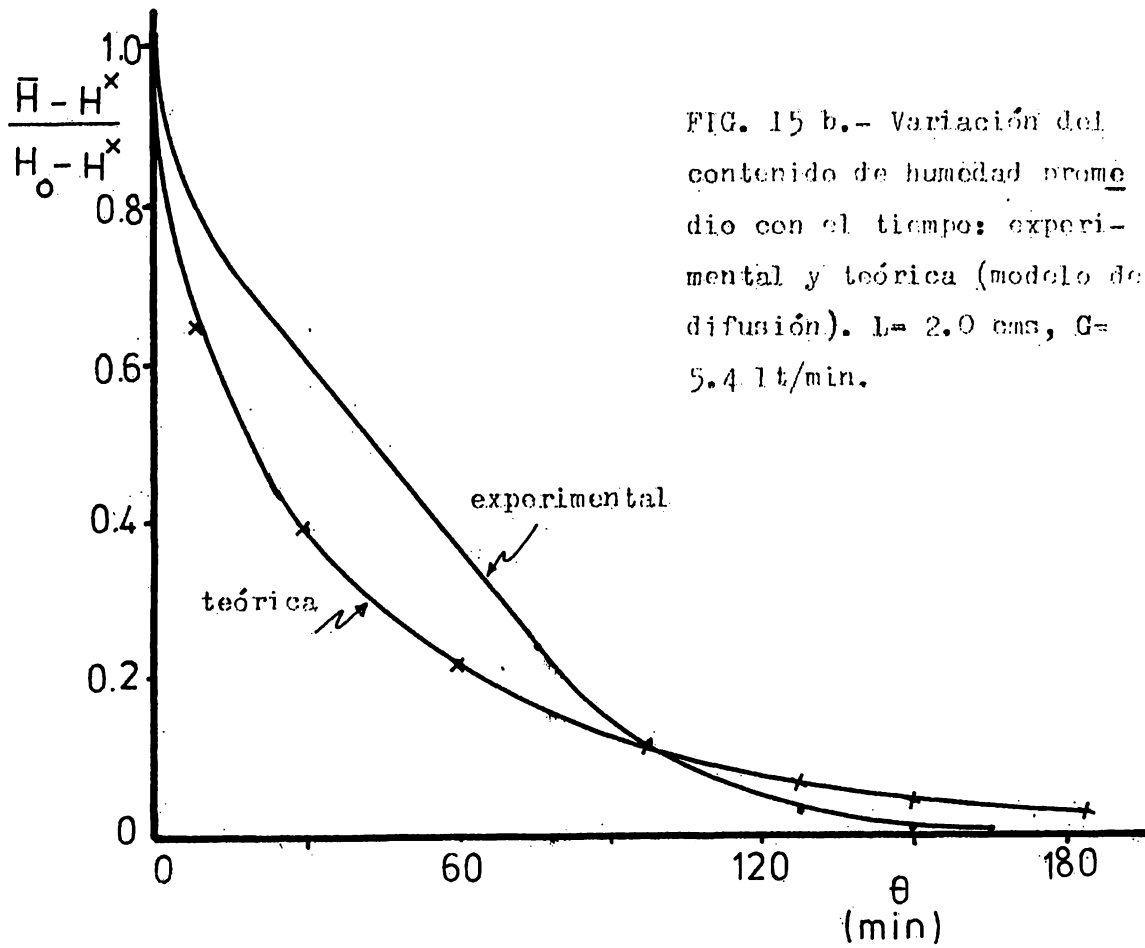
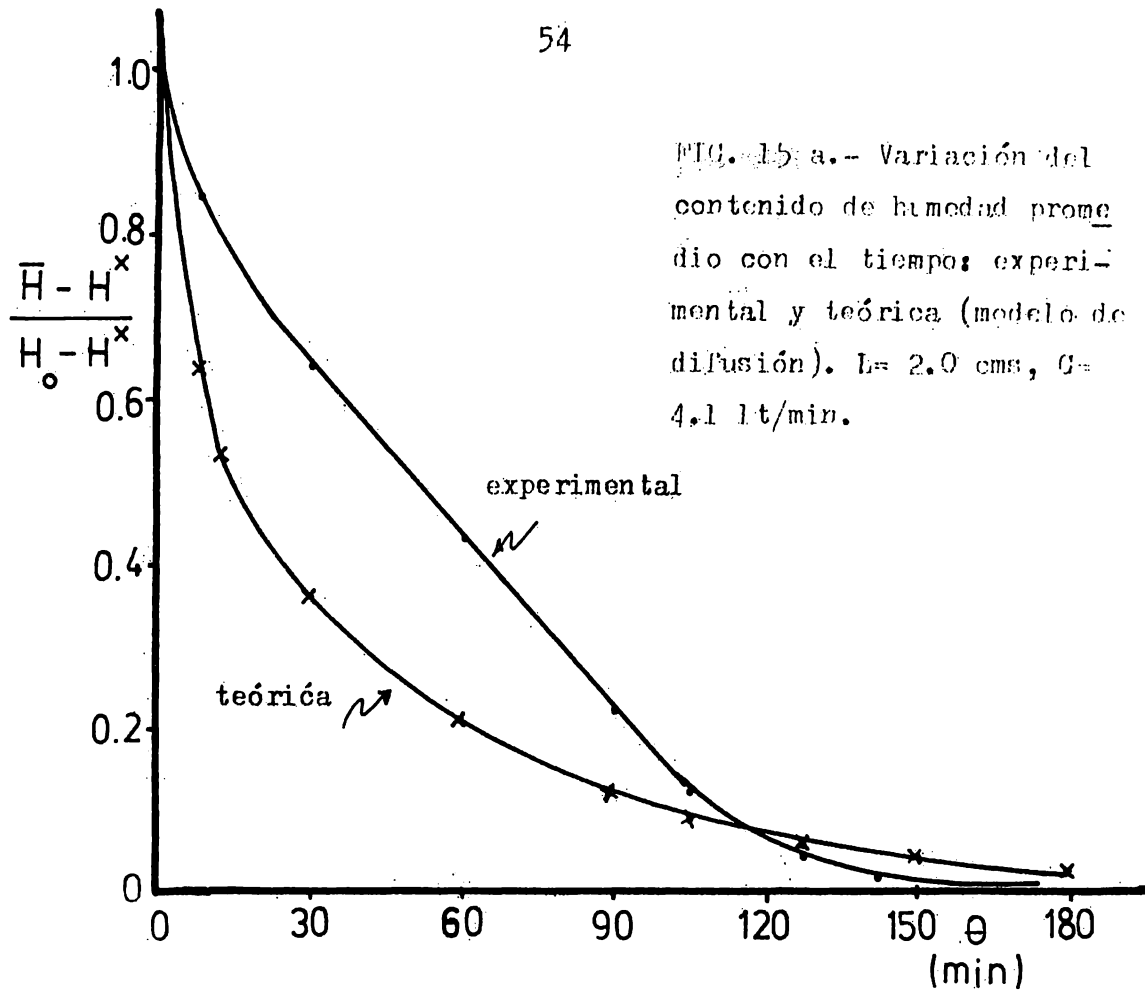
En las tablas 19, 20 y 21 del Apéndice B, se presentan los datos que se utilizaron para construir las curvas experimentales y teóricas de las figs. 15 a 17. Se puede ver en estas tablas que los datos experimentales que cumplen con la relación lineal planteada en la ec. 45', son los correspondientes al período de velocidad constante de secado, lo cual quiere decir que los valores de D_m corresponden a este período. Aún a pesar de ello, estos valores del coeficiente de difusión han sido tomados como propios para el período de velocidad decreciente, ya que al ser sustituidos en la ec. 23, las curvas así obtenidas son las que mejor se aproximan a los resultados experimentales. Por otro lado, al estimar el coeficiente de difusión con los resultados correspondientes al período de velocidad decreciente de secado, los resultados se alejan aún mas de las curvas experimentales.

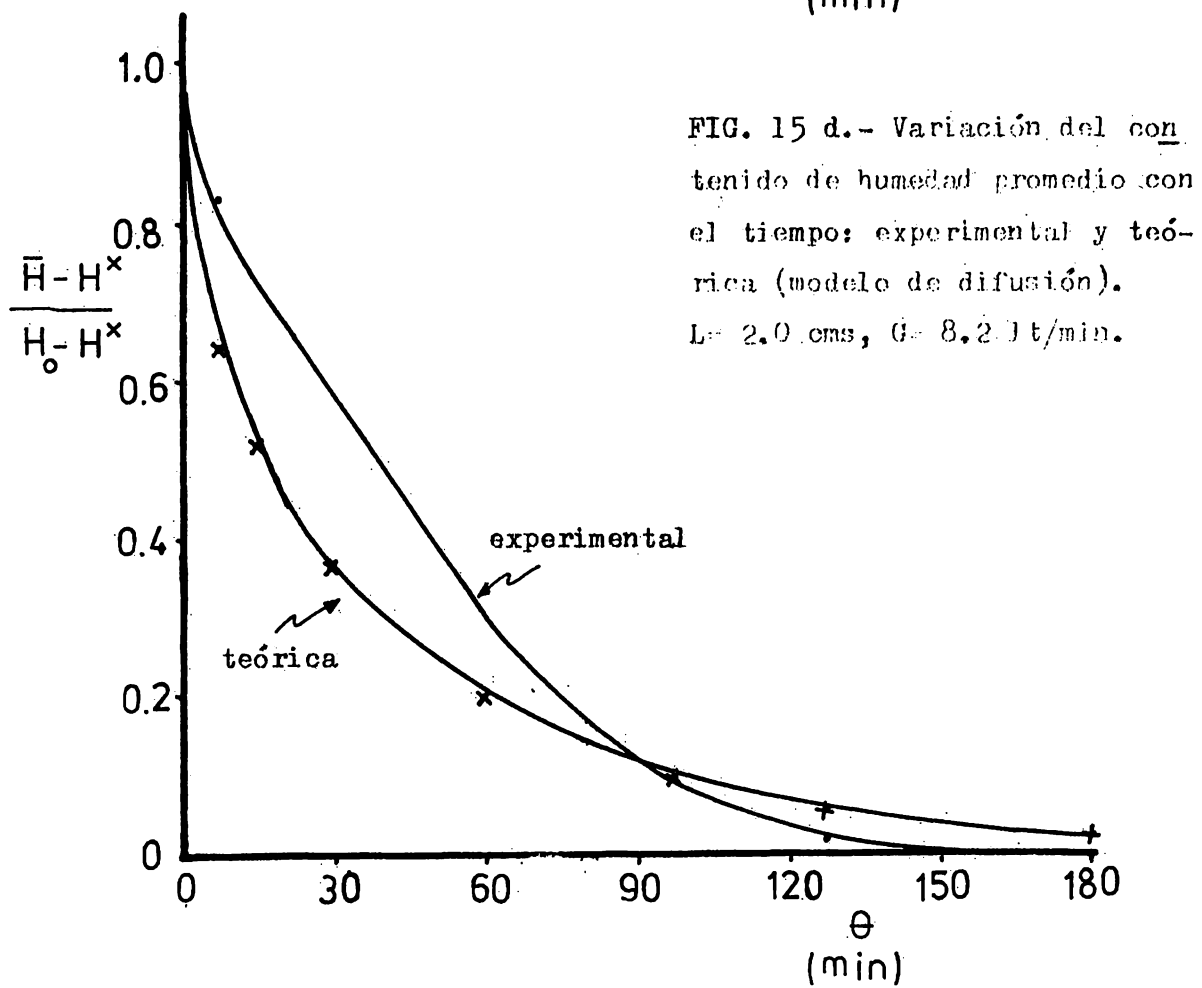
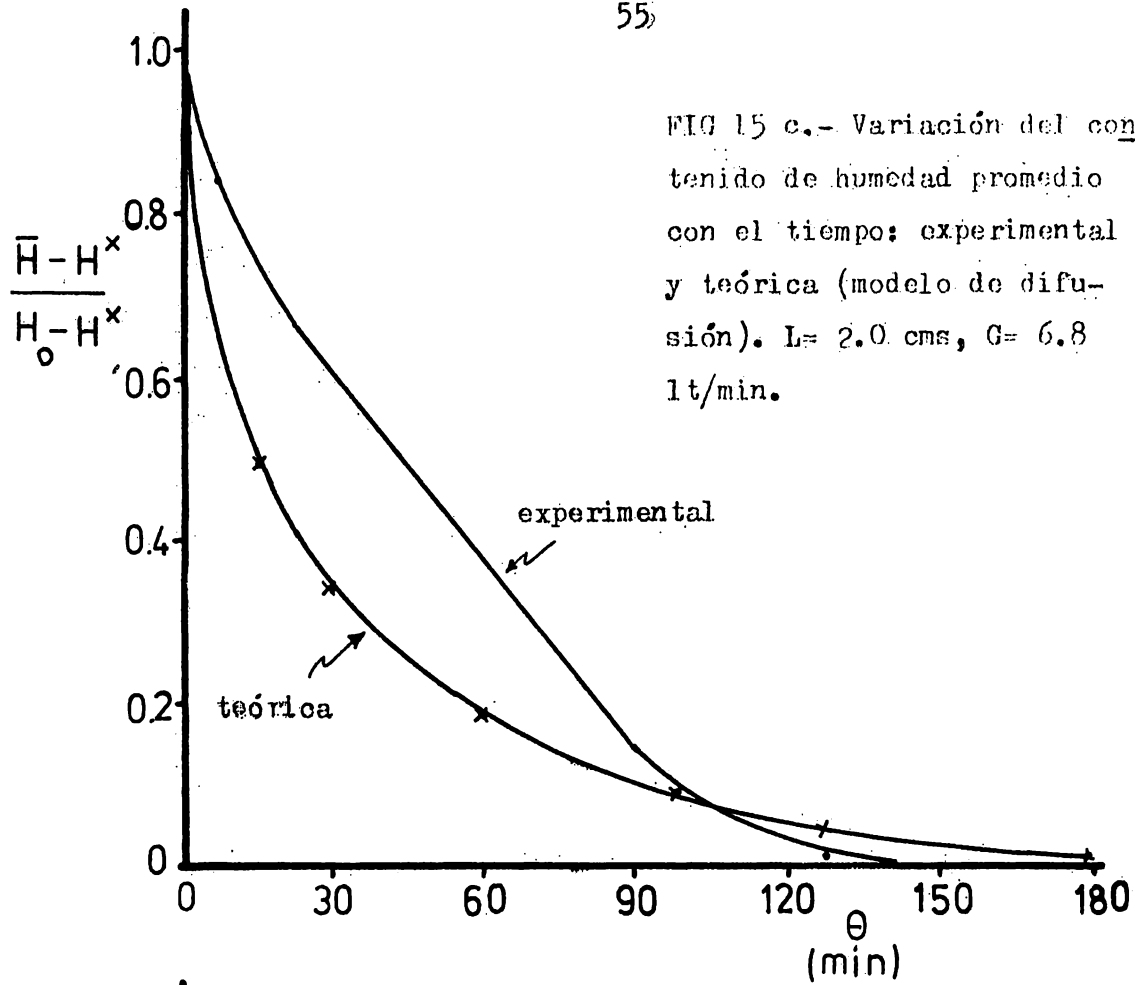
Para las diferentes condiciones de operación estudiadas, también se planteó el modelo de difusión tomando como condiciones iniciales, las condiciones críticas de cada una de las corridas (θ_c y H_c), calculandose así, por el procedimiento de tanteos, el coeficiente de difusión molecular promedio a ciertos intervalos de tiempo (en el tiempo que dura el período de velocidad decreciente de secado). Estos valores de D_m al ser sustituidos en la ec. 23, originan curvas que se alejan aun más de la curva experimental respectiva.

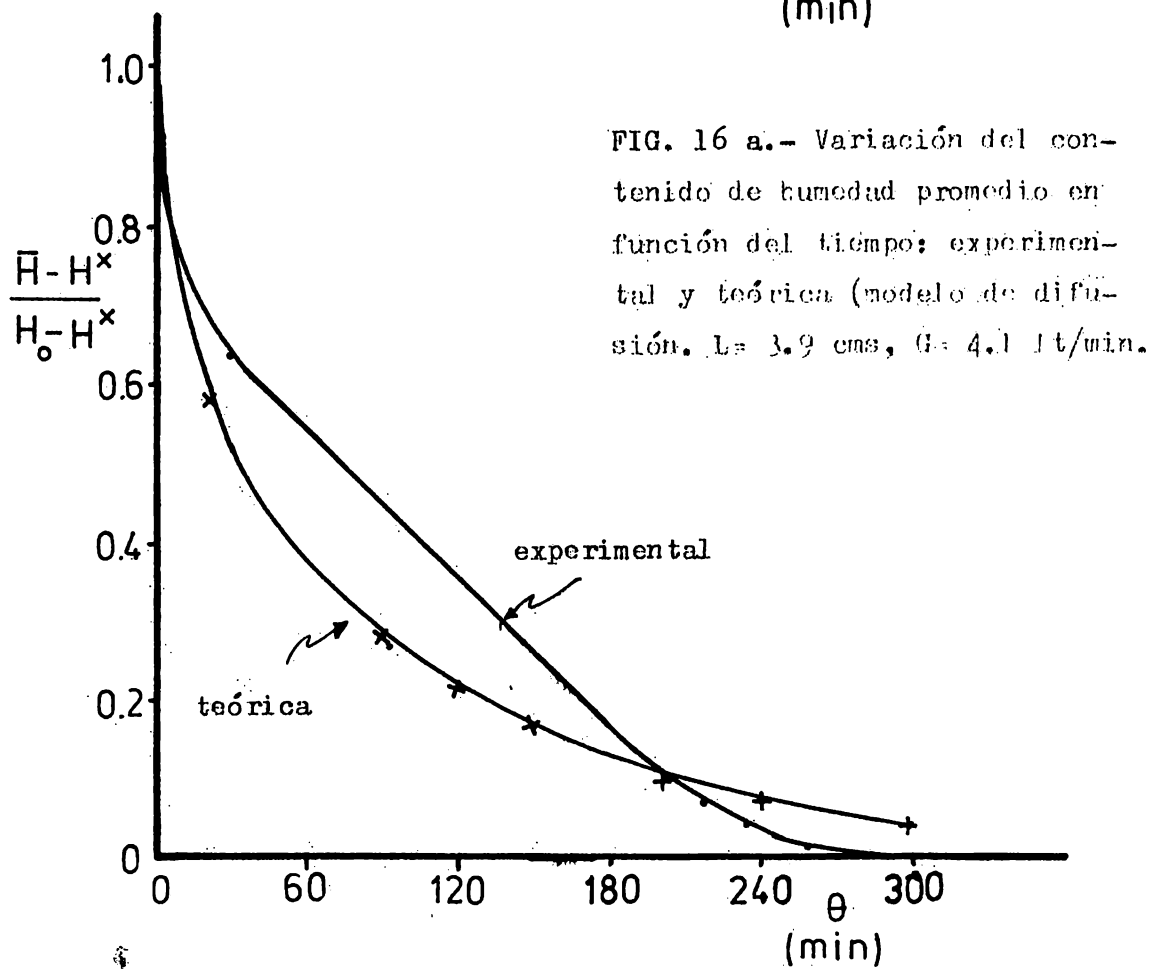
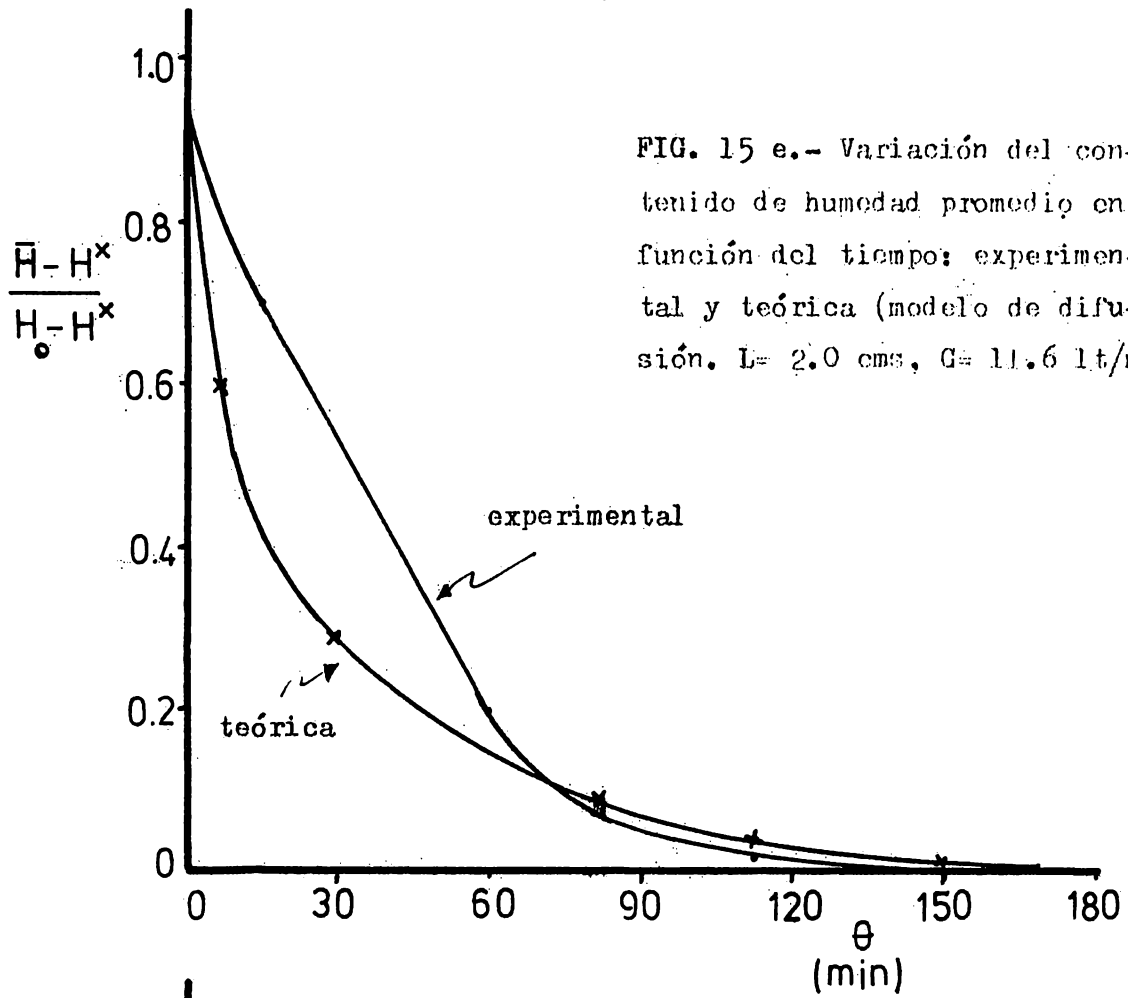
En las figuras 18.a, 18.b y 18.c, se presentan las gráficas obtenidas por este procedimiento y se comparan con las curvas experimentales respectivas. En estas gráficas se puede observar que a un tiempo intermedio, el valor de D_m correspondiente, al ser sustituido en la ec. 23 origina una curva muy próxima a la experimental para el caso de la fig. 18.a, y a medida que aumenta la altura del lecho o disminuye el gasto el modelo se aleja de las curvas experimentales para el mismo tiempo intermedio. En cambio, el valor de D_m calculado a los tiempos extremos, origina curvas muy alejadas de las curvas experimentales en todos los casos.

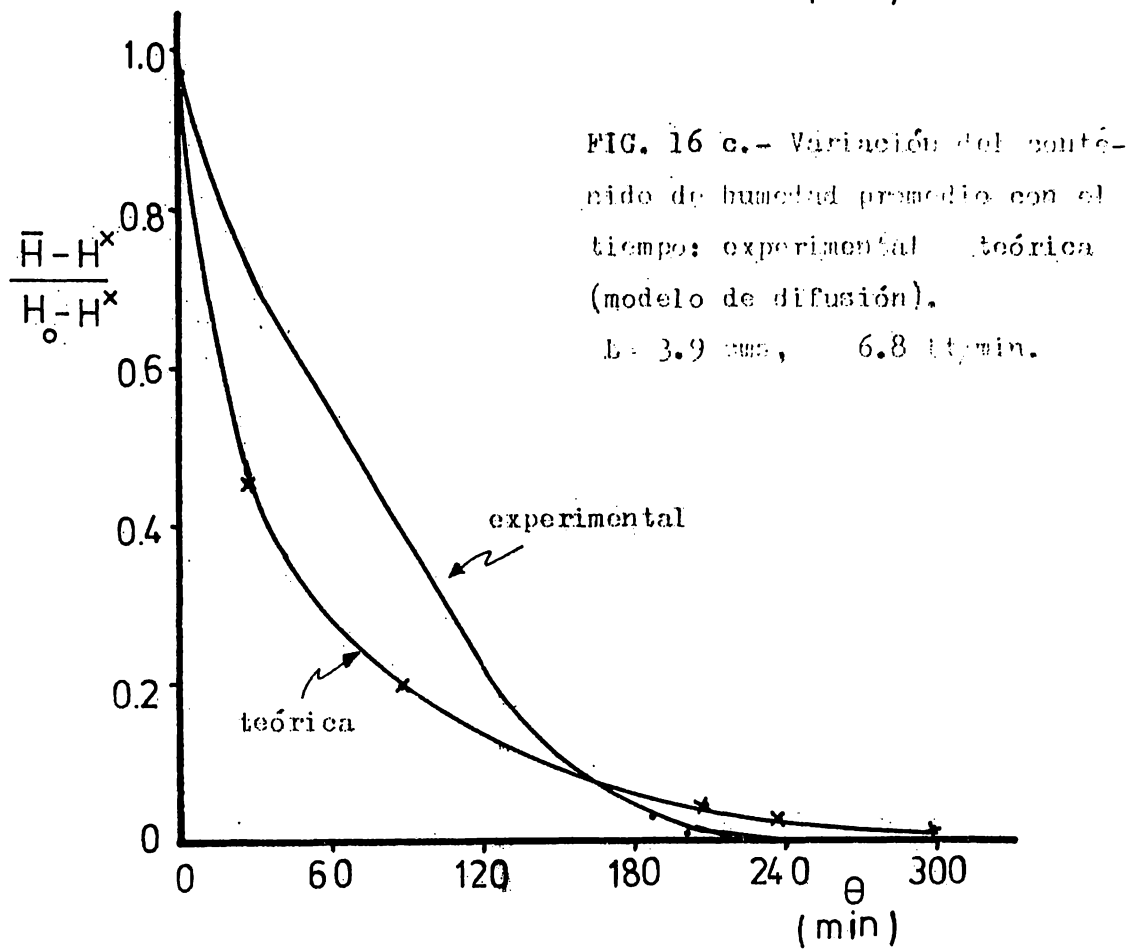
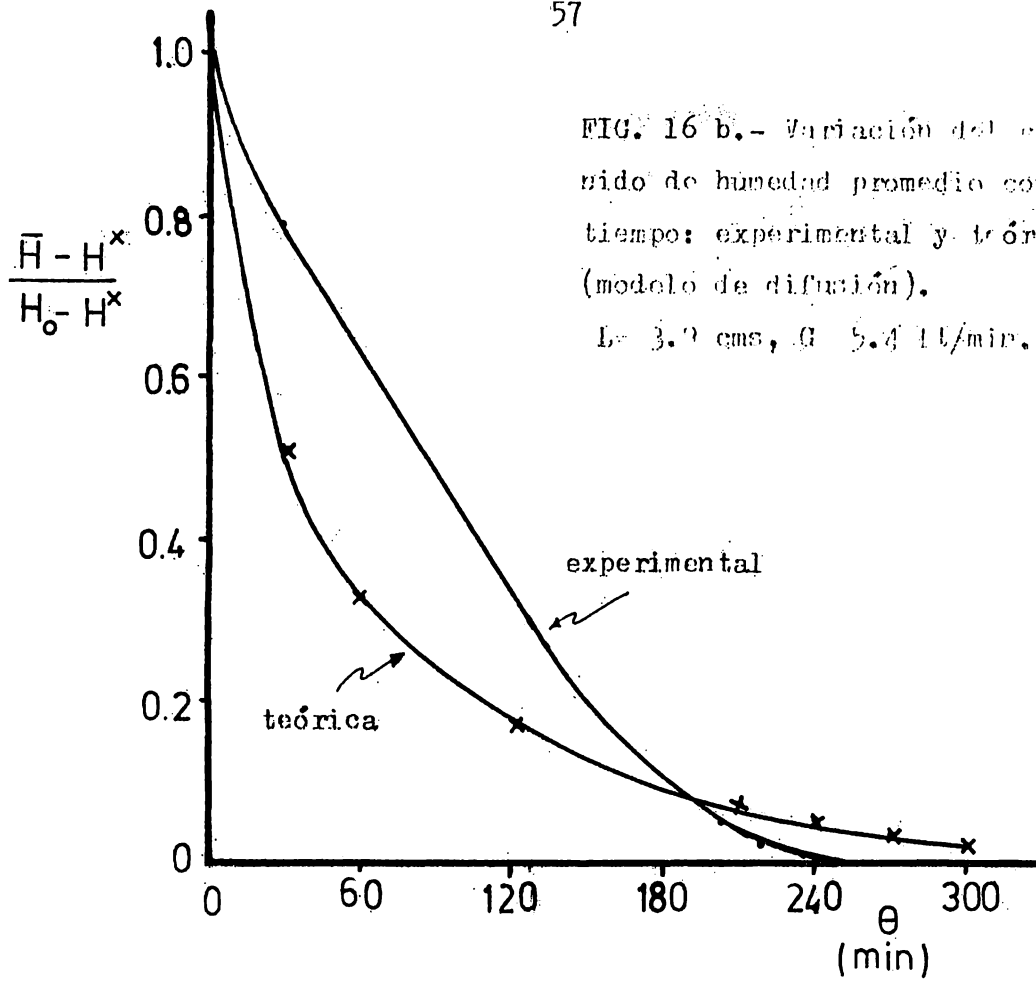
El hecho de que los valores de D_m que hacen que el modelo coincida con la curva experimental de secado a diferentes tiempos, siguen una tendencia como la que muestra la fig. 18', hace pensar que el coeficiente de difusión (D_m) no se mantiene constante a lo largo del período de velocidad decreciente de secado. Un análisis teórico más estricto sobre esta parte del proceso requerirá del planteamiento de un modelo en el cual el coeficiente de difusión (D_m) fuera una función del contenido de humedad o plantear el mismo modelo de difusión pero en este caso, cambiar la condición a la frontera correspondiente a la superficie del sólido como se explica en el capítulo III.

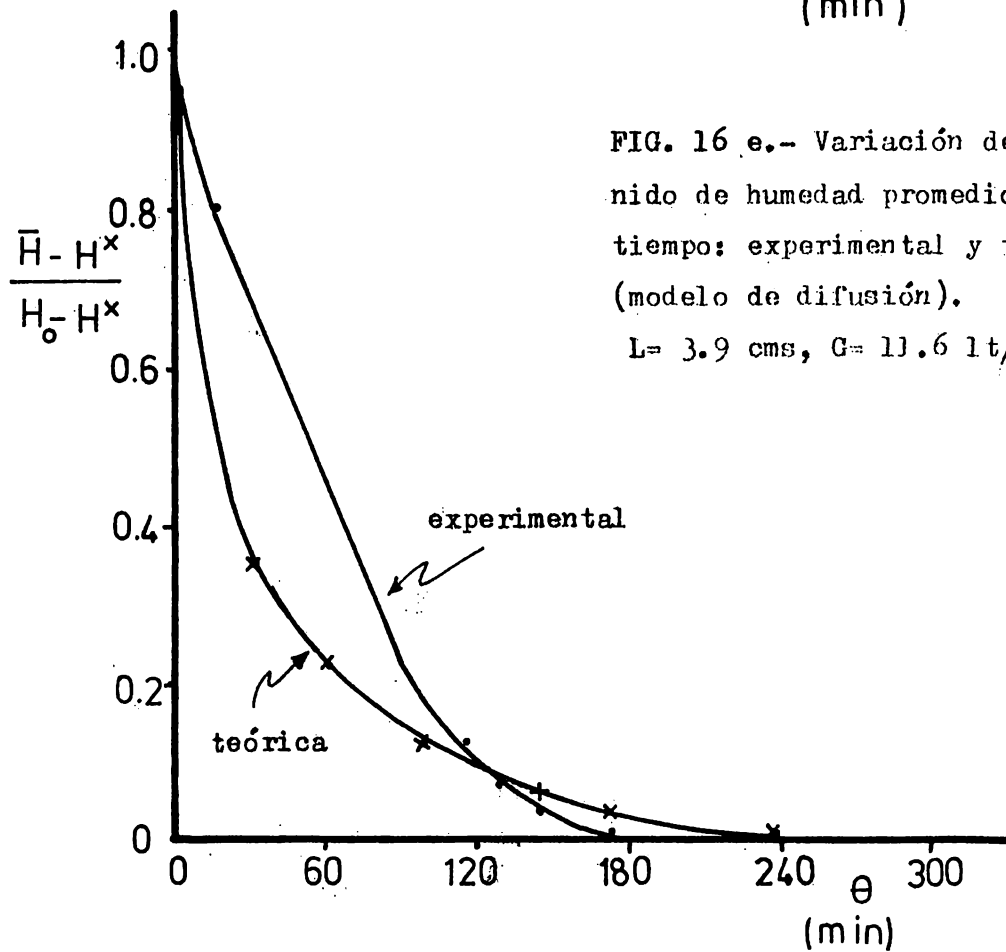
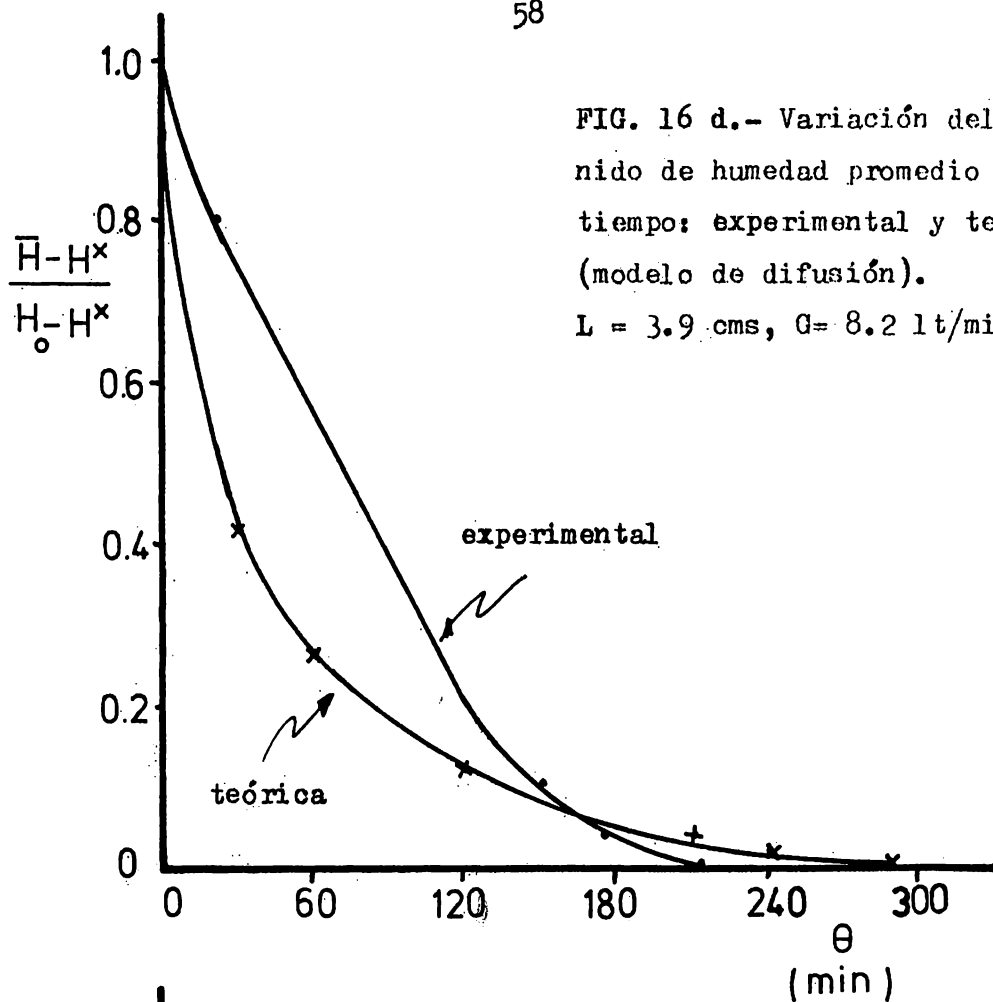
Con el objeto de ver si un modelo de secado de naturaleza distinta al modelo de difusión era capaz de describir el fenómeno con mayor apego a la realidad, se probó el modelo de flujo capilar descrito en el capítulo III. Los resultados obtenidos fueron tan incongruentes que se optó por deshecharlo.

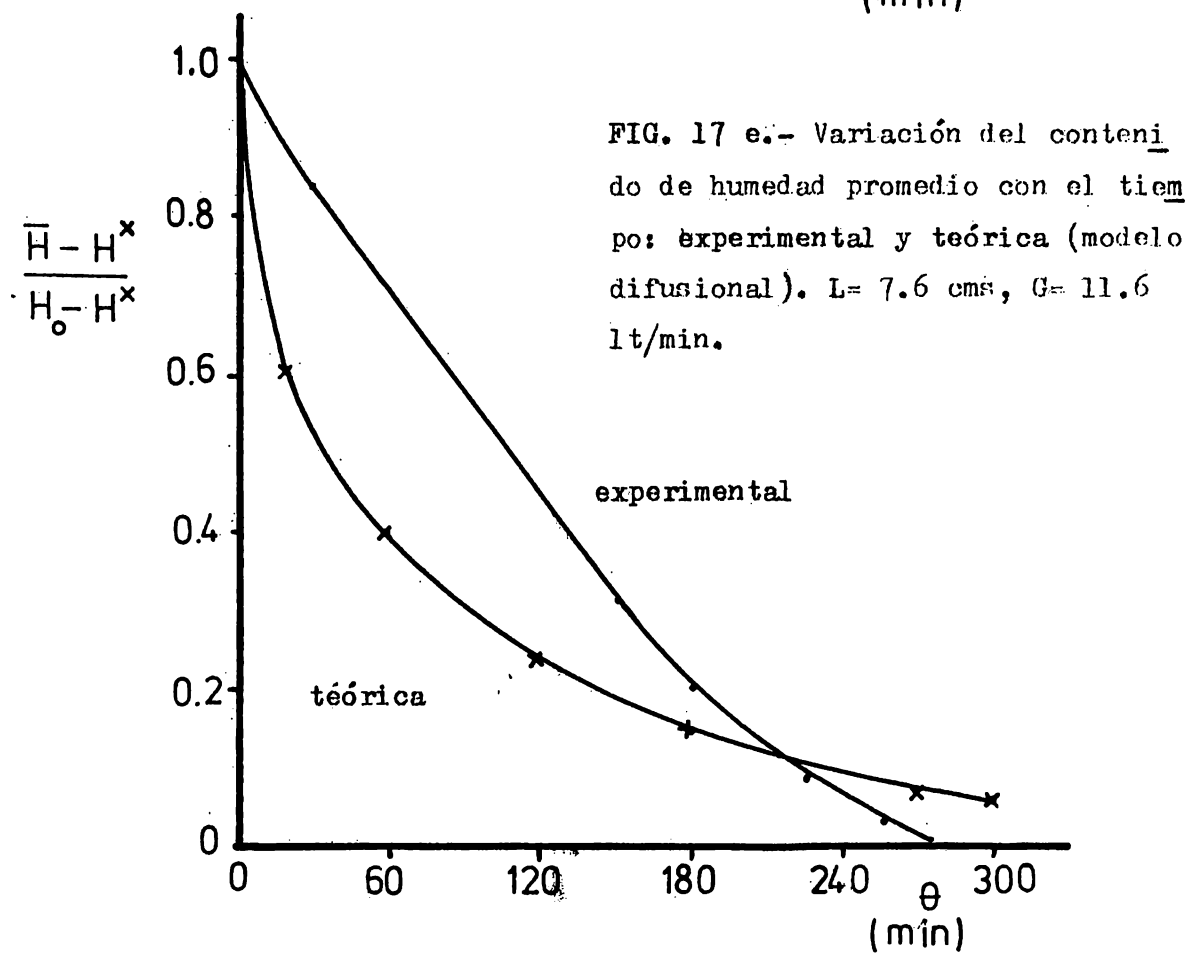
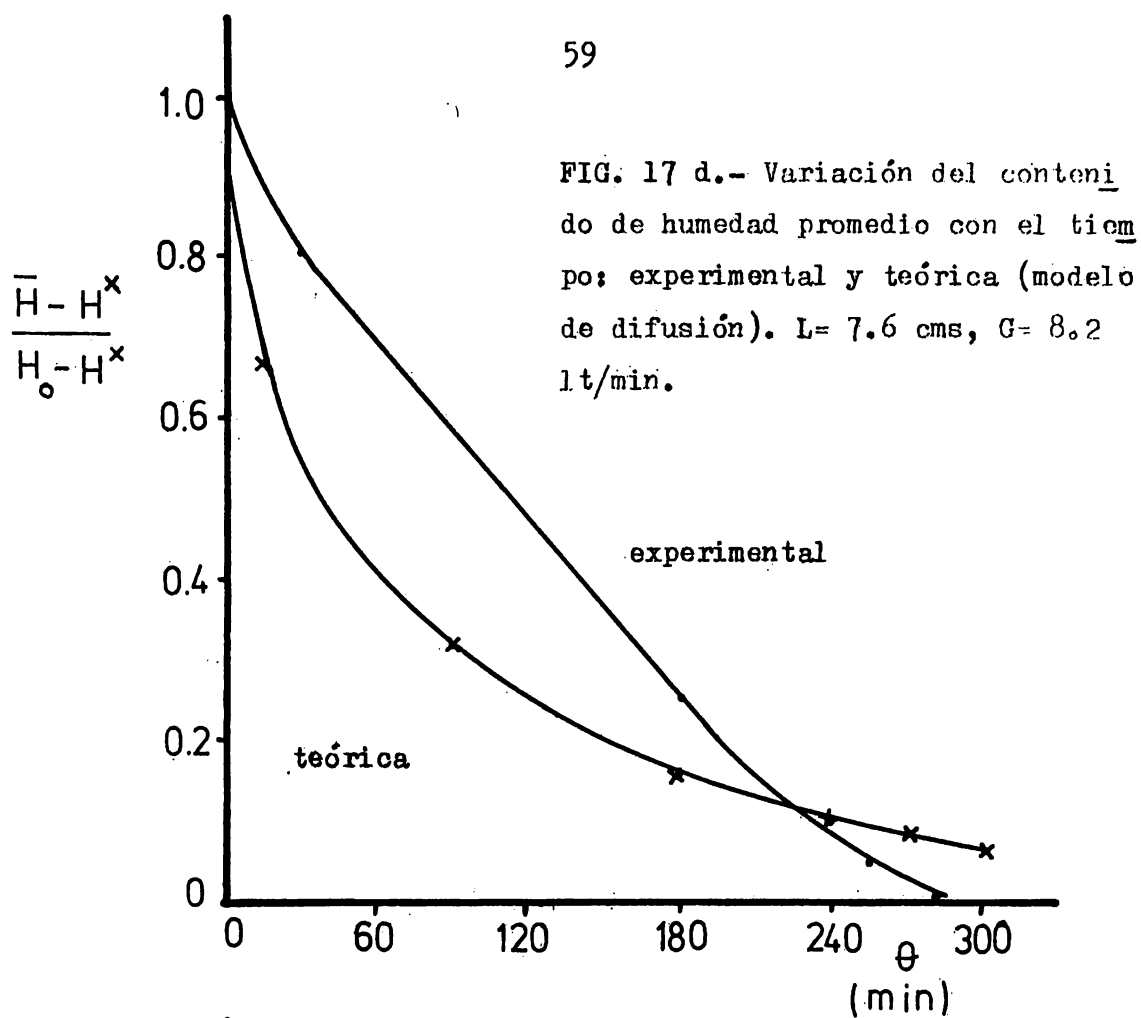












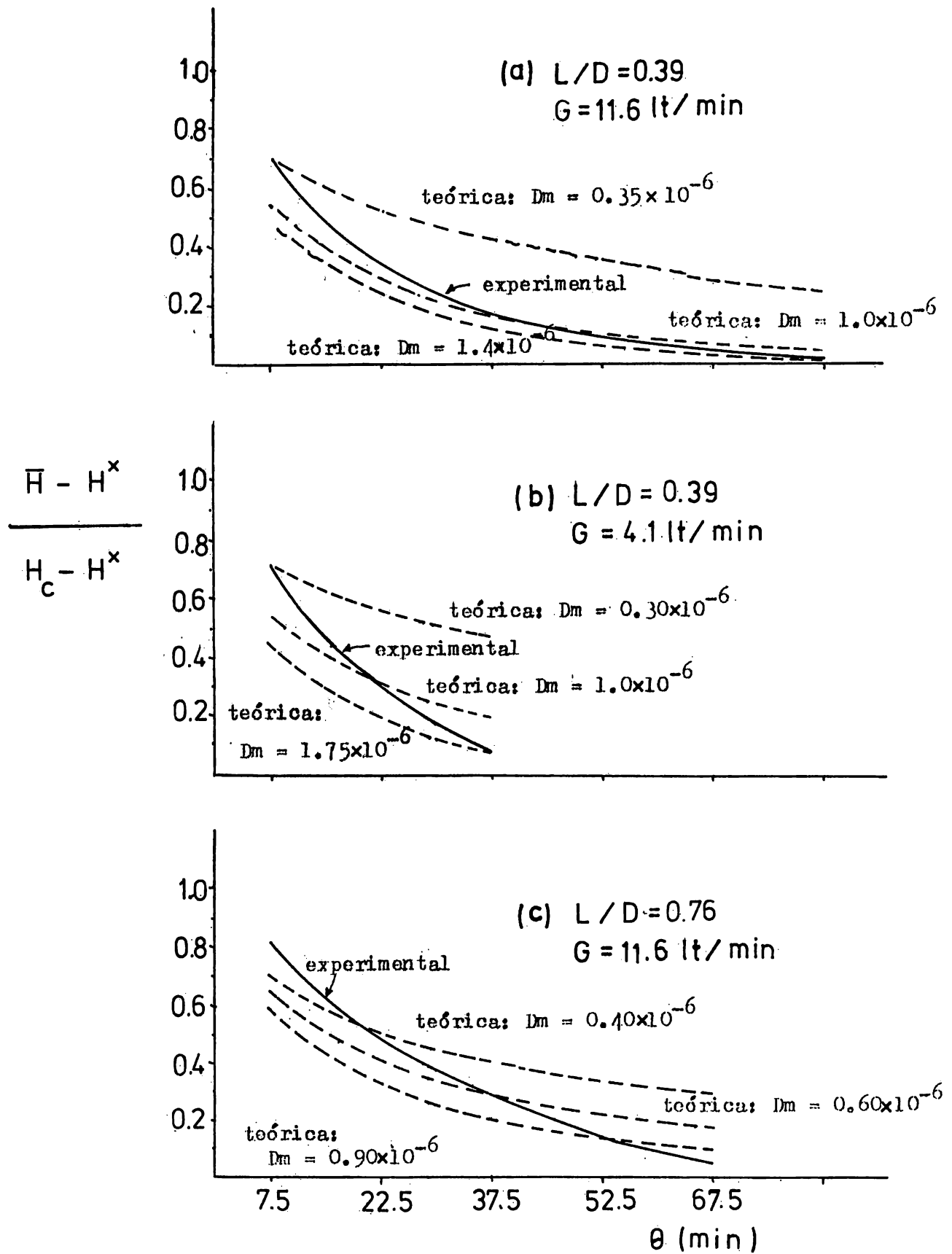


Fig.18.- Comparación de las curvas predichas por el modelo difusional con la curva experimental en el período de velocidad decreciente de secado, tomando como condiciones iniciales: θ_0 y H_c .

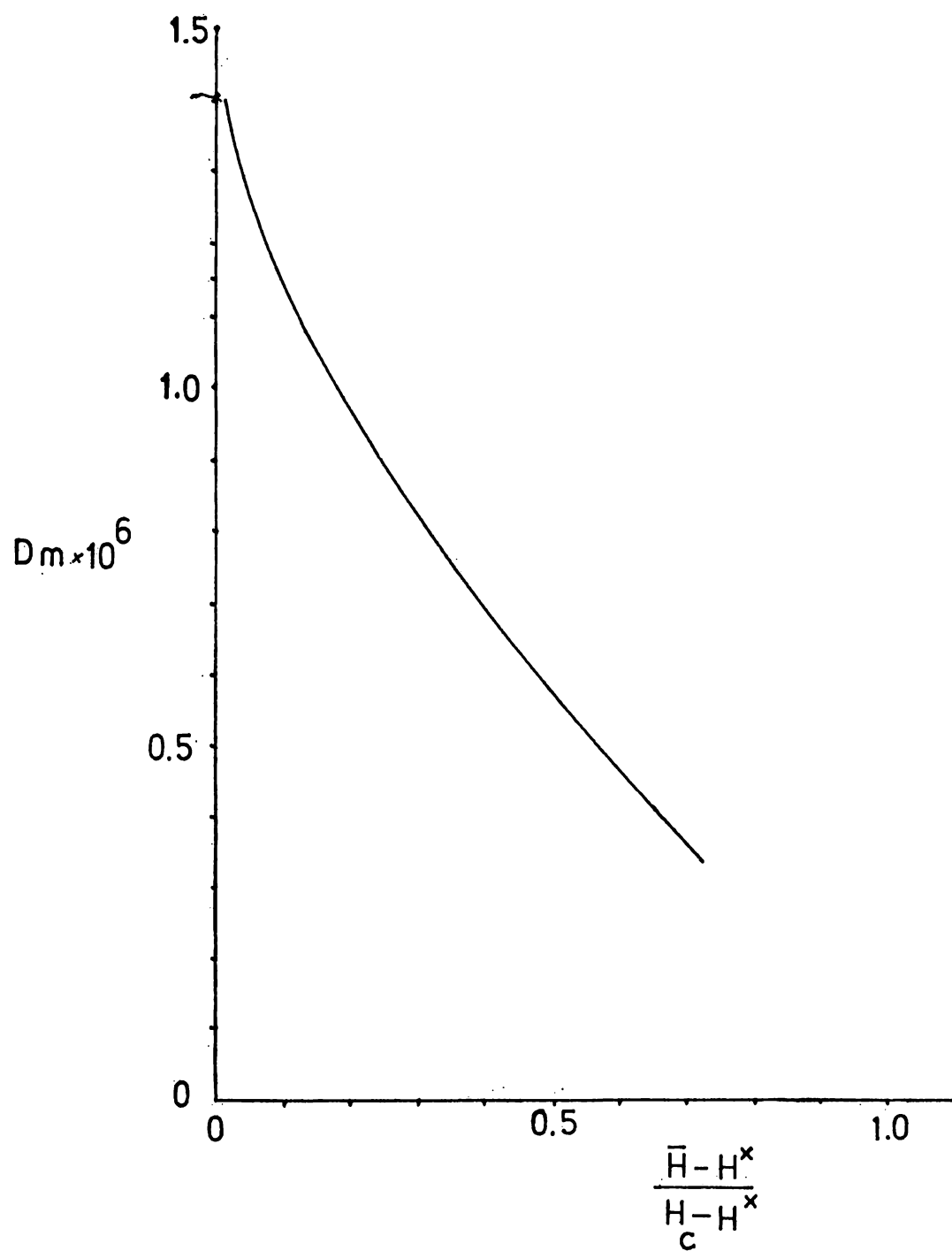


Fig. 18'.- Variación del Coeficiente de Difusión Promedio con la Variación de la Humedad en el Sólido, durante el Período de Velocidad Decreciente de Secado.

C A P I T U L O V

CORRELACIONES Y DISCUSION DE RESULTADOS

Una de las formas mas usuales para estimar los coeficientes de transferencia de masa y de calor es a través de las correlaciones de números adimensionales, lo cual también permite ver 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 como se deben establecer las correlaciones a partir de datos experimentales, es la que presenta P.N. Rowe en un artículo publicado en 1974 (23).

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 es sabido, los números adimensionales más comunes para este tipo de sistemas son: N° de Re, N° de Sc, N° de Pr, N° de Sh y N° de Nu, 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 (7, 8, 11, 14, etc) que influye sobre los valores de los coeficientes, tales como: ϵ , d_p/L , d_p/D , etc., aunque resulta 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 del diámetro de partícula (24).

La primera relación que se puede establecer a partir de los datos experimentales, es la que establece a los coeficientes de transferencia en función del N° de Re.

La región de números de Reynolds que se ha seleccionado comprende un rango entre 0.5 y 2.0, habiéndose seleccionado esta región, debido a los pocos estudios que se han realizado en esta zona y para la cual los valores predichos por la teoría no concuerdan con los resultados experimentales. La manera como se realizó este análisis consistió en plantear una ecuación en la que el coeficiente de transferencia de masa y de calor se han puesto en función del N° de Re, de la siguiente manera:

$$k_m = a (Re)^b \quad \dots (46)$$

$$h = a' (Re)^{b'} \quad \dots (47)$$

de esta forma, con los datos de k_m y h de las tablas III y IV para los diferentes N° s de Re y L/D, se establecieron las correlaciones que se presentan en la tabla VI para cada caso.

	L/D=0.39	L/D=0.76	L/D=1.49
k_m (m/hr) =	$7.09(Re)^{0.77}$,	$3.24(Re)^{1.08}$,	$1.67(Re)^{0.809}$
h ($\frac{Kcal}{hr\ m^2\ ^{\circ}C}$) =	$1.60(Re)^{0.76}$,	$0.73(Re)^{0.71}$,	$0.37(Re)^{0.75}$

TABLA VI.- Correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa y de calor en función del número de Reynolds.

Los valores de las constantes a , b , a' y b' se han determinado aplicando el método de mínimos cuadrados (21). En el Apéndice C se detalla la forma como se realizan estos cálculos.

Comparando las correlaciones de h para los diferentes L/D, se puede apreciar que el exponente al que está elevado el N° de Re, se mantiene constante, y que al ser comparado con el exponente propuesto por Heertjes (11), se ve que coin-

ciden:

$$h = 1.31 (Re)^{0.76}$$

en cambio, las variaciones en el valor de la constante a' , se pueden deber a que las condiciones de operación del lecho, temperatura del lecho, temperatura de salida del aire, patrones de flujo a través del lecho, etc., cambian al variar la relación L/D . En el caso del coeficiente de transferencia de masa, como era de esperarse, se presenta una dependencia similar entre este y el número de Reynolds, pudiendo entenderse la variación de la constante a , bajo el mismo punto de vista con que se explicó la variación de la constante a' , en cambio, la variación de la constante b , aunque no es grande, se puede deber a que un error en la determinación experimental del gradiente $(\mathcal{X}_{bh} - \mathcal{X})$, afecta más en la determinación de la velocidad de secado, que el error causado al determinar mal la temperatura superficial del sólido en el caso de transferencia de calor (2). Una representación mas ilustrativa acerca de la variación de km y h con el N^o de Re y L/D , se puede observar en las figuras 19 y 20, las cuales fueron construidas a partir de los datos de las tablas 22 y 23 del Apéndice B.

Por otro lado, se puede relacionar la variación del coeficiente de transferencia de masa y calor, para las mismas condiciones de operación, con las propiedades del aire:

ρ_a, Cp_a , de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\frac{h}{km} = d (\rho_a Cp_a) \quad \dots (48)$$

donde d es una constante, la cual puede evaluarse a partir de los resultados experimentales empleando el método de mínimos cuadrados (21). Basados en esto, la ec. 48 quedará de la siguiente manera:

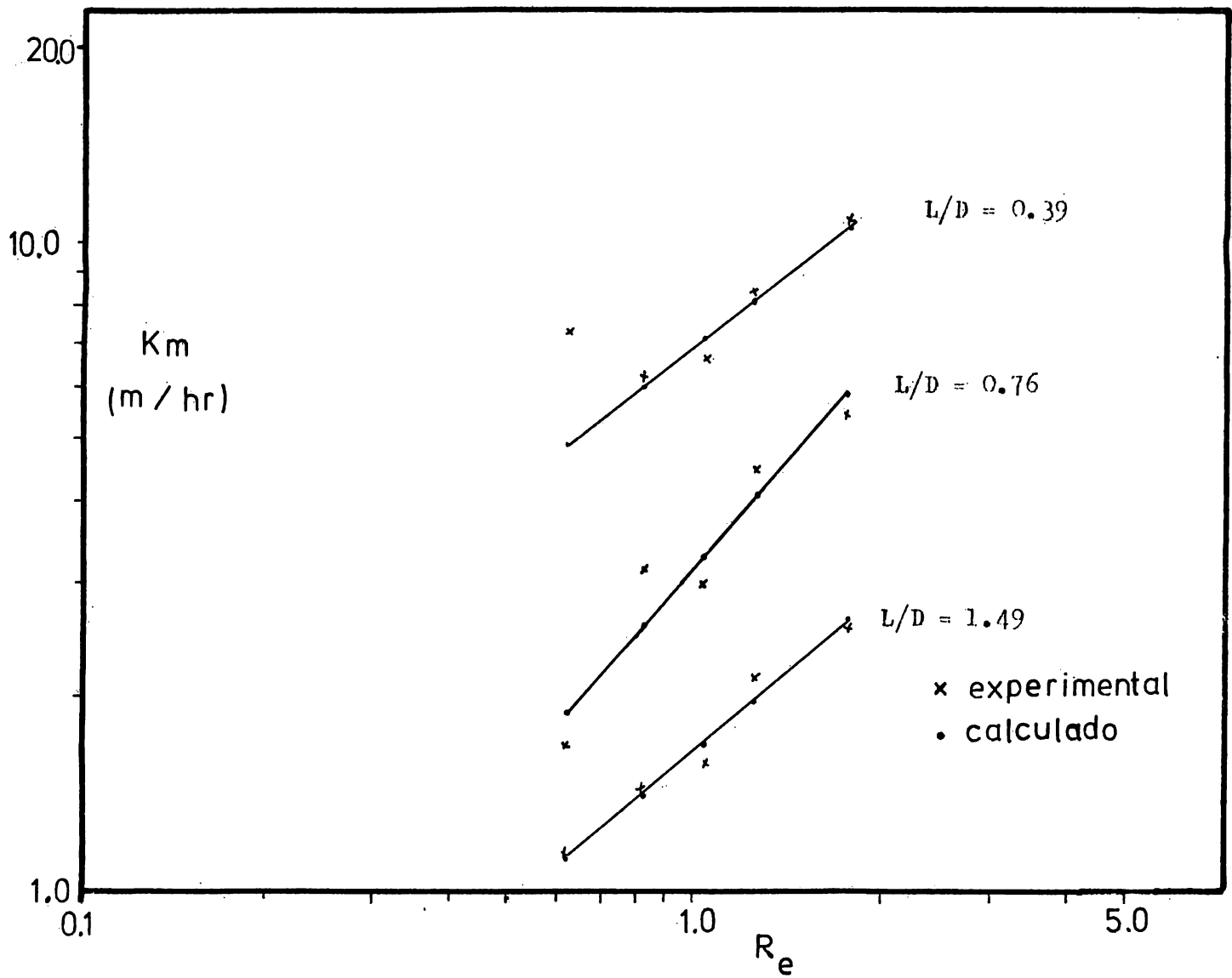


FIG. 19.- Variación del coeficiente de transferencia de masa (k_m) con el Reynolds, a diferentes L/D

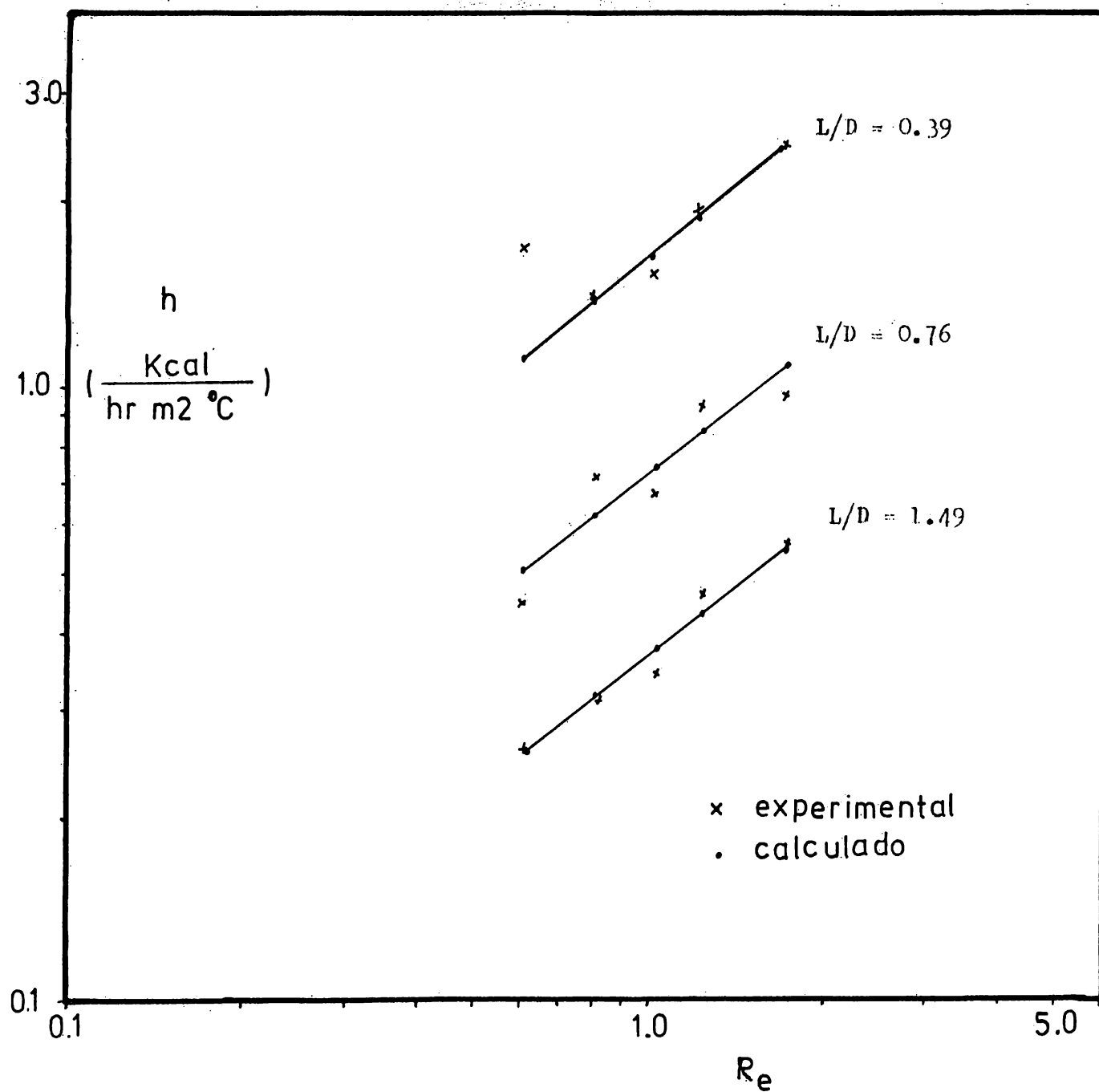


FIG. 20.- Variación del coeficiente de transferencia de calor (h) con el Reynolds, a diferentes L/D .

$$\frac{h}{km} = 1.036 \left(\frac{C_p}{a} \right)^a \dots (49)$$

en la que el valor de la constante d corresponde al mismo valor propuesto por Heertjes (24).

Debido a que tiene mas sentido el 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 mas adecuada a estos fines es la que surge de la aplicación del Teorema Pi de Buckingham (25) a las variables del sistema que se presentan en las tablas VII y VIII para los casos de transferencia en estudio.

De tal análisis surgen las siguientes correlaciones:

$$Sh = m (Re)^f (d_p / L)^g (Sc)^h \dots (50)$$

$$Nu = m' (Re)^{f'} (d_p / L)^{g'} (Pr)^{h'} \dots (51)$$

El Apéndice C, muestra en detalle la obtención de una de las correlaciones.

Aplicando el método de regresión lineal (26) para un modelo lineal de varias variables independientes, se ha podido evaluar cada una de las constantes arriba indicadas: m , f , g , h , m' , f' , g' y h' . Los valores de h y h' para el N^0 de Sc y el N^0 de Pr respectivamente, se han tomado igual a 0.333 ya que tal valor es el que predomina en todas las correlaciones de la literatura, además, su influencia sobre los valores de los coeficientes, para estas condiciones de operación, es mínima, ya que andan del orden de 1. Una vez que se han evaluado tales constantes, las ecs. 50 y 51 quedan de la siguiente manera:

-
- 1) Coeficiente de transferencia de masa: k_m (L/θ)
 - 2) Velocidad superficial del aire: V_s (L/θ)
 - 3) Difusividad del agua en el aire: D (L²/θ)
 - 4) Altura del lecho: L (L)
 - 5) Diámetro de partícula: d_p (L)
 - 6) Diámetro del tubo: D (L)
 - 7) Densidad del aire: ρ (M/L³)
 - 8) Viscosidad del aire: μ (M/Lθ)
-

Tabla VII.- Parámetros del sistema que se toman en cuenta para la aplicación del Teorema Pi de Buckingham para el caso de transferencia de masa.

-
- 1) Coeficiente de transferencia de calor: h (F/LθT)
 - 2) Velocidad superficial del aire: V_s (L/θ)
 - 3) Altura del lecho: L (L)
 - 4) Diámetro de partícula: d_p (L)
 - 5) Diámetro del tubo: D (L)
 - 6) Densidad del aire: ρ (M/L³)
 - 7) Viscosidad del aire: μ (M/Lθ)
 - 8) Capacidad calorífica del aire: c_p (FL/MT)
 - 9) Conductividad térmica del aire: k (F/θT)
 - 10) Constante dimensional: g_o (ML/Fθ²)
-

TABLA VIII.- Parámetros del sistema que se toman en cuenta para la aplicación del Teorema Pi de Buckingham para el caso de transferencia de calor.

$$\text{Sh} = 4.132 (\text{Re})^{0.77} (\text{dp/L})^{1.13} (\text{Sc})^{0.33} \quad \dots (52)$$

$$\text{Nu} = 4.26 (\text{Re})^{0.63} (\text{dp/L})^{1.16} (\text{Pr})^{0.33} \quad \dots (53)$$

Es así como, partiendo de las ecs. 52 y 53, se calcularon los N^{OS} de Sherwood y Nusselt para todas las condiciones de operación estudiadas. Estos valores son comparados con los valores obtenidos a partir de los resultados experimentales y se presentan en las tablas 24 y 25 del Apéndice B. Con el fin de visualizar más claramente la influencia de la relación dp/L sobre estos dos números adimensionales, se construyeron las gráficas de las figs. 21 y 22, en las que puede apreciarse que al variar esta relación, los valores de las ordenadas al origen de las rectas obtenidas, cambia. Si este efecto se incluye en la coordenada correspondiente al N^{O} de Re, se podrán correlacionar mejor los datos experimentales en una sola línea con ordenada al origen y pendiente constantes. Estos resultados demuestran que las correlaciones presentadas en las ecuaciones 52 y 53 son más generales que aquellas en las que el N^{O} de Sh y el N^{O} de Nu son función exclusivamente del N^{O} de Re.

Tal y como era de esperarse, al comparar estos resultados con los reportados en la literatura (4, 5 y 6), se puede ver que no concuerdan con los datos predichos por la teoría y en cambio sí coinciden con el fenómeno ya observado de que a N^{OS} de Re bajos, los valores del Sherwood y del Nusselt caen drásticamente. En la Fig. 23, se puede ver tal fenómeno para el caso de los resultados obtenidos por Kettenring et al. y los presentados por Resnick y White (6), los cuales se localizan en la región intermedia entre los datos presentados en este estudio y la región que corresponde a las condiciones de fluidización predicha por la teoría. En esta figura se puede ver cómo a medida que se aumenta el N^{O} de Re, el N^{O} de Sh

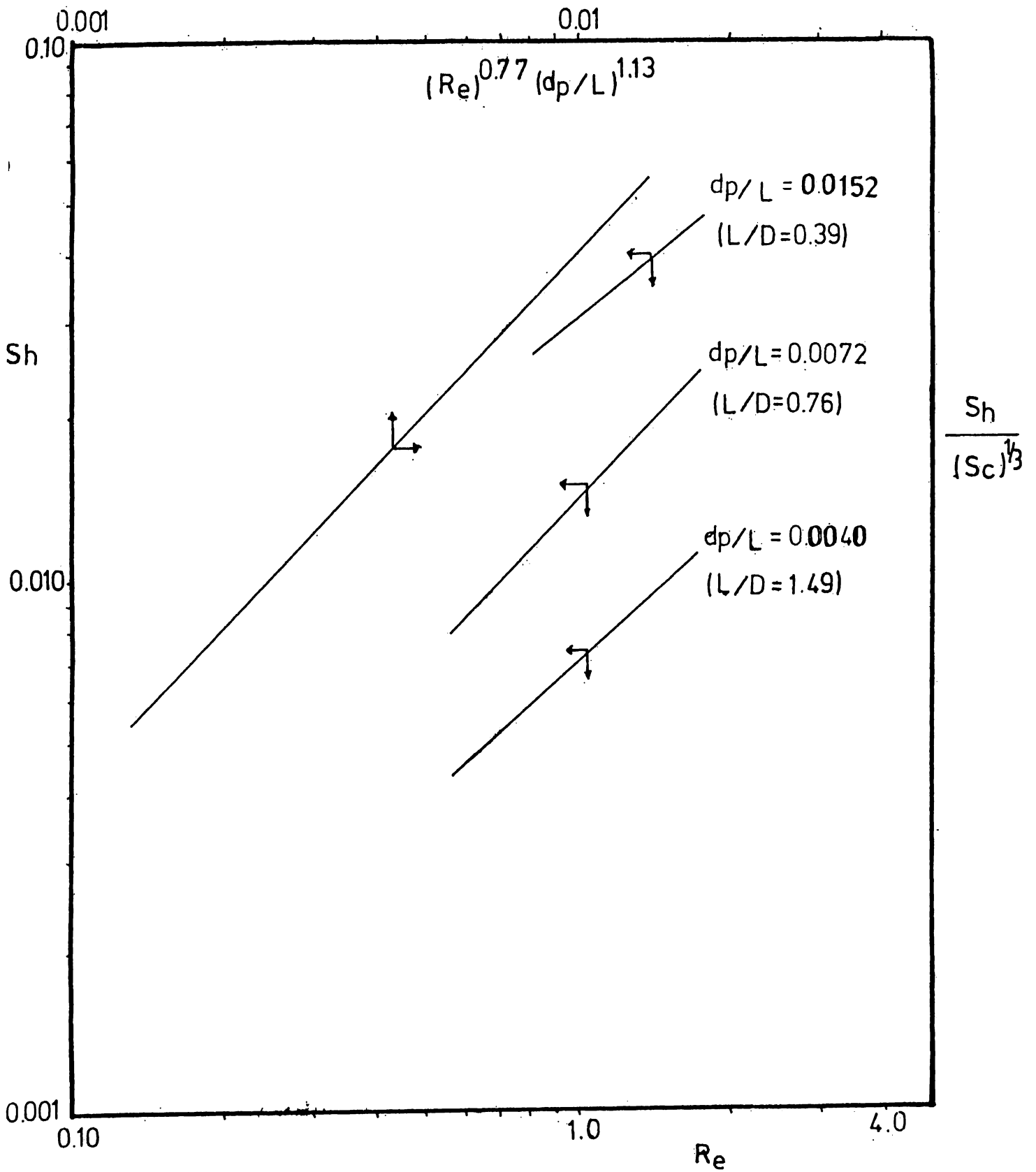


FIG. 21.— Dependencia del Número de Sherwood con el Número de Reynolds y con la relación dp/L .

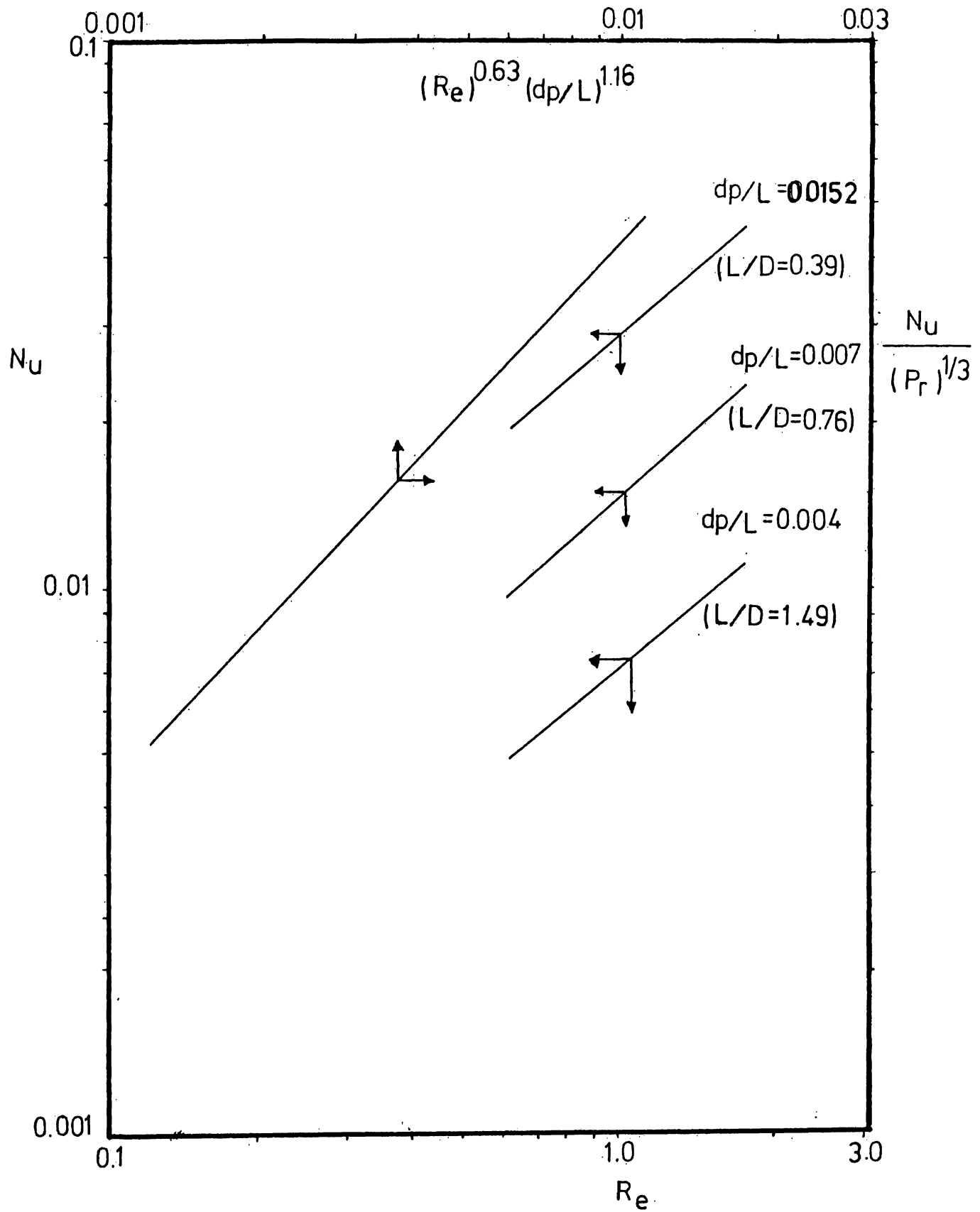


FIG.22.- Dependencia del Número de Nusselt con el Número de Reynolds y con la relación dp/L .

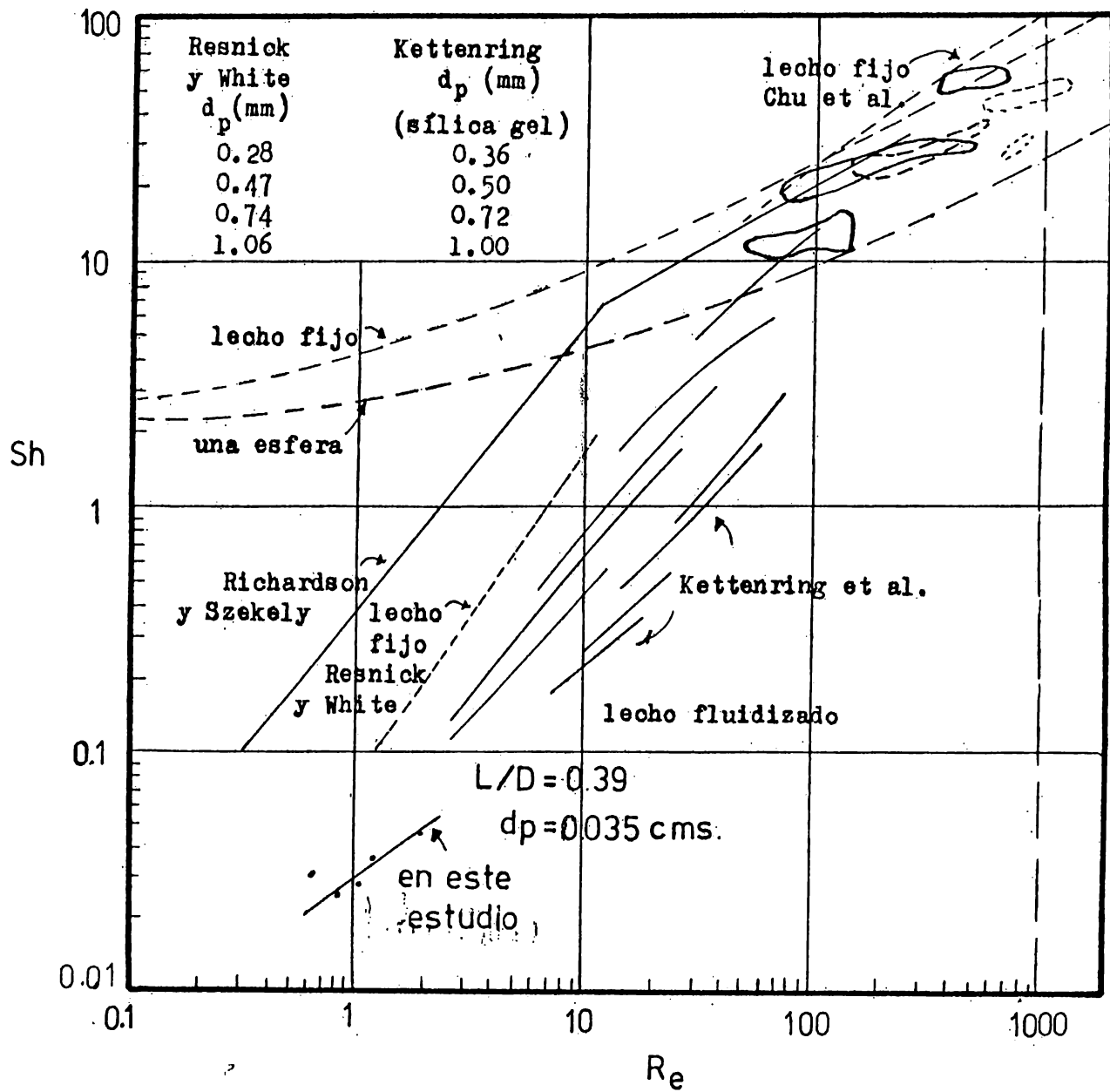


Fig.23.- Comparación de los resultados experimentales con los reportados en la literatura. Transferencia de Masa.

aumenta y para valores de Re mayores de 10, los valores del Sh caen dentro de la zona comprendida entre el lecho fijo y una sola esfera en medio estacionario lo cual concuerda con la teoría (6, 9). En el caso presentado por Kettenring et al., quienes también trabajaron con sílica gel, el valor de la pendiente de las rectas que ellos obtuvieron, es aproximadamente igual a la que se obtuvo en este estudio, además también puede observarse que el valor de la ordenada al origen cambia al variar el tamaño de partícula. Basados en esto, resulta obvia la influencia que sobre los valores del N_{η}^0 de Sherwood tienen el número de Reynolds y la relación diámetro de partícula a altura de lecho fluidizado, ya que estos dos grupos afectan de una manera directa el comportamiento hidrodinámico del lecho fluidizado. Otro aspecto que podría tomarse en cuenta para explicar este fenómeno, es el que al variar la altura del lecho, la relación de caídas de presión a través del plato distribuidor y a través del lecho fluidizado ($\Delta P_d \approx 0.1 \Delta P_L$) cambia y esto puede provocar un cambio en la distribución del aire, aumentando la formación de burbujas y acanalamiento con la consiguiente merma en la eficiencia de contacto sólidos - aire. Las mismas alteraciones pueden ocurrir al cambiar el diámetro de partícula.

En la fig. 24, se comparan los resultados obtenidos para el caso de transferencia de calor, con los presentados por diferentes investigadores (6). Una comparación similar al caso de transferencia de masa se puede hacer con los resultados obtenidos por Heertjes (11, 24), en donde se puede observar que el valor de la pendiente de la relación lineal que él obtuvo coincide con el valor de la pendiente obtenida en este caso. Basados en la analogía de los mecanismos de transferencia de masa y calor, se puede explicar de la misma manera que en el caso de transferencia de masa, el porque de la disminución drástica en los valores del N^0 de Nu a Reynolds bajos.

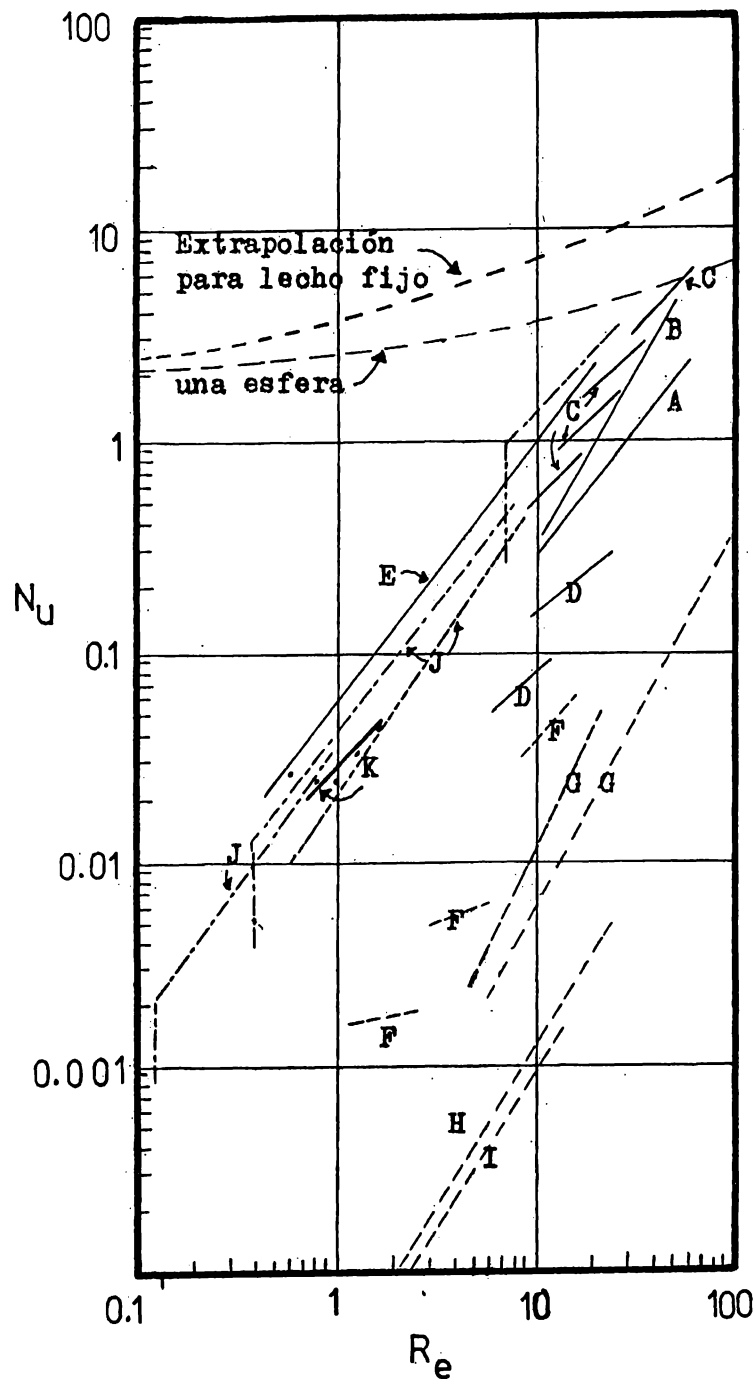


Fig.24.- Comparación de los resultados experimentales con los reportados en la literatura: A: Kettenring, B: Walton, C: Heertjes, D: Sato, E: Richardson, F: Wamsley, G: Yoshida, H: Ferron, I: Fritz, J: Donnadieu, K: en este estudio ($L/D=0.39$).

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

De acuerdo con los resultados obtenidos en este estudio, puede decirse que el sistema de control de flujo, temperatura y medición de humedad dió resultados satisfactorios, obteniéndose una reproducibilidad en las mediciones de alrededor del 10%.

Analizando los resultados obtenidos del estudio hidrodinámico del lecho, se puede ver que tanto la velocidad mínima de fluidización como las fracciones de vacío del lecho fijo y en condiciones de mínima fluidización, no son función de la relación L/D. En cambio, la caída de presión a través del lecho aumenta con el aumento de la relación L/D. (tabla II y fig. 5).

En las figuras 6 a 8, se puede ver que a medida que aumenta el gasto de aire a través del lecho, la disminución en el contenido de humedad del sólido en función del tiempo, se hace mas rápida, pero al aumentar la relación L/D, tal disminución se hace mas lenta. Consecuentemente, como se puede ver en las figuras 9 a 14, la velocidad de secado del sólido será función tanto del gasto de aire como de la relación L/D. Es pertinente hacer notar, que el tiempo que dura el período de velocidad constante de secado disminuye al aumentar el gasto a una relación dada, de aqui que es lógico suponer y se comprueba en las tablas 16 a 18 del Apéndice B, que las condiciones críticas (θ_c y H_c) seran función de las condiciones de operación externas, v. g., gasto y L/D, así como supuestamente también de la temperatura de operación. Observaciones similares ya han sido propuestas por Kunii y Levenspiel (14). Esta dependencia de la velocidad de secado con el gasto de aire y con la relación L/D (ó dp/L), originó que se tratara de buscar una funcionalidad de estos parámetros con los coeficientes de transferencia de masa y calor y de acuerdo con los resulta

dos obtenidos en las tablas III y IV, se puede ver claramente esta influencia, es decir, los coeficientes de transferencia aumentan conforme aumenta el Reynolds y disminuyen al aumentar la relación L/D .

Es importante aclarar que en trabajos previos sobre transferencia de masa y calor en lechos fluidizados (4, 5, 6) se han establecido correlaciones del N° de Sh y N° de Nu en función del N° de Re pero no se ha incluido el efecto de la relación dp/L . Kato y Wen (7, 8) han indicado, después de haber observado, para el caso de lechos fijos, una dependencia de los números de Sherwood y Nusselt con la relación dp/L , que las correlaciones de transferencia de masa y calor obtenidas hasta la fecha para lechos fluidizados tienen un valor muy limitado, precisamente por no incluir el efecto de la relación dp/L . Durante el presente estudio se ha encontrado que, en efecto, existe una fuerte influencia de la relación dp/L sobre los coeficientes de transferencia de masa y calor. Una idea clara de la magnitud de la influencia de la relación dp/L sobre estos coeficientes, se obtiene al analizar las figuras 21 y 22. En estas figuras se observa que al aumentar en 4 veces la relación dp/L , de 0.0152 ($L/D = 0.39$) a 0.0040 ($L/D = 1.49$), el coeficiente de transferencia de masa, para un mismo número de Reynolds, decrementa su valor en aproximadamente 4 veces. El coeficiente de transferencia de calor observa un comportamiento similar.

Del análisis de los resultados obtenidos en este trabajo se proponen correlaciones para el cálculo de los números de Sherwood y Nusselt, ecuaciones 52 y 53, en las que se incluye el efecto de la relación dp/L y que por lo tanto son más generales y precisas que las propuestas anteriormente.

Una de las motivaciones que llevaron a efectuar este estudio a N° de Reynolds bajos es el hecho demostrado (6, 7, 8), aunque no explicado satisfactoriamente, de que en esta región los coeficientes de transferencia de masa y calor

caen por debajo de los valores esperados. Una explicación teórica al respecto ha sido apuntada por Kato y Wen (7, 8). Esta basa su argumentación en la posibilidad de superposición de las capas límites de fluido que rodea a las partículas sólidas 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 de masa y calor. Este efecto sería el que a $N^{0.8}$ de Re bajos, la distribución de gas no es la óptima y por lo tanto las condiciones de fluidización se empobrecerán. Esto ocasionaría un contacto deficiente entre el sólido y el gas, lo que en otras palabras equivaldría a una disminución del área efectiva de transferencia. Este fenómeno se vería acentuado al aumentar la altura de la cama, lo que concuerda con los resultados experimentales de este estudio. Esto llevaría a cuestionar si el efecto observado de la relación dp/L sobre los coeficientes de transferencia de masa y calor es importante solamente para números de Reynolds por debajo de 10, siendo esta la región donde los coeficientes de transferencia de masa y calor tienen un valor menor de lo esperado.

Obviamente lo anterior muestra una ruta interesante para futuras investigaciones en este campo.

Un análisis de los resultados experimentales obtenidos para el período de velocidad constante de secado, presentados en las tablas 1 a 15 del Apéndice B, muestra una pequeña variación en las condiciones de humedad del aire a la salida del lecho. Teóricamente la humedad del aire debería permanecer constante durante este período. Dos posibilidades pueden explicar este hecho. La primera es que debido al bajo contenido de humedad inicial en el sólido, el período de velocidad constante de secado se encuentre en sus últimas etapas y que en realidad parte de las mediciones se hicieran en el período de transición entre la velocidad constante de secado y la decreciente. En el tiempo que dura esta región de transición,

el efecto de cambio de humedad es más notorio en el aire pues las curvas de velocidad de secado del sólido (figs. 9 a 14) no muestran este efecto. El comportamiento de los coeficientes de transferencia de masa y calor muestran sin embargo que este efecto, en este caso, no es de gran importancia.

Una segunda explicación estaría dada por la posibilidad de que las condiciones de humedad en la superficie del sólido durante el período de velocidad constante de secado no fueran exactamente las que supone el modelo teórico. Es decir, que no toda la superficie externa del sólido se encuentra perfectamente saturada y en equilibrio con el aire, ocasionando pequeñas desviaciones del comportamiento ideal del sistema.

El tratamiento de los datos correspondientes al período de velocidad decreciente de secado, mostró que el modelo de flujo capilar no es capaz de representar el comportamiento del sistema y que el modelo de difusión con D_m constante no se ajusta adecuadamente a los resultados experimentales, excepto a valores altos del número de Reynolds y valores pequeños de la altura del lecho. Es claro que a estas condiciones los postulados del modelo de difusión se acercan a las condiciones existentes en el lecho. En general, el coeficiente de difusión (D_m) no se puede considerar constante como lo muestra la fig. 18' claramente, esto lleva a proponer para futuras investigaciones, el uso de un modelo en el que el coeficiente de difusión sea una función del contenido de humedad en el sólido.

Con el fin de poder ampliar el conocimiento aportado por este trabajo, resultaría pertinente hacer las siguientes investigaciones, las cuales se sugieren a manera de recomendaciones para futuras investigaciones:

Ampliar el rango del N° de Re para comprobar si realmente, a $Re > 10$, los valores del N° de Sh y Nu caen dentro de la zona predicha por la teoría, sin incluir el efecto de la relación dp/L .

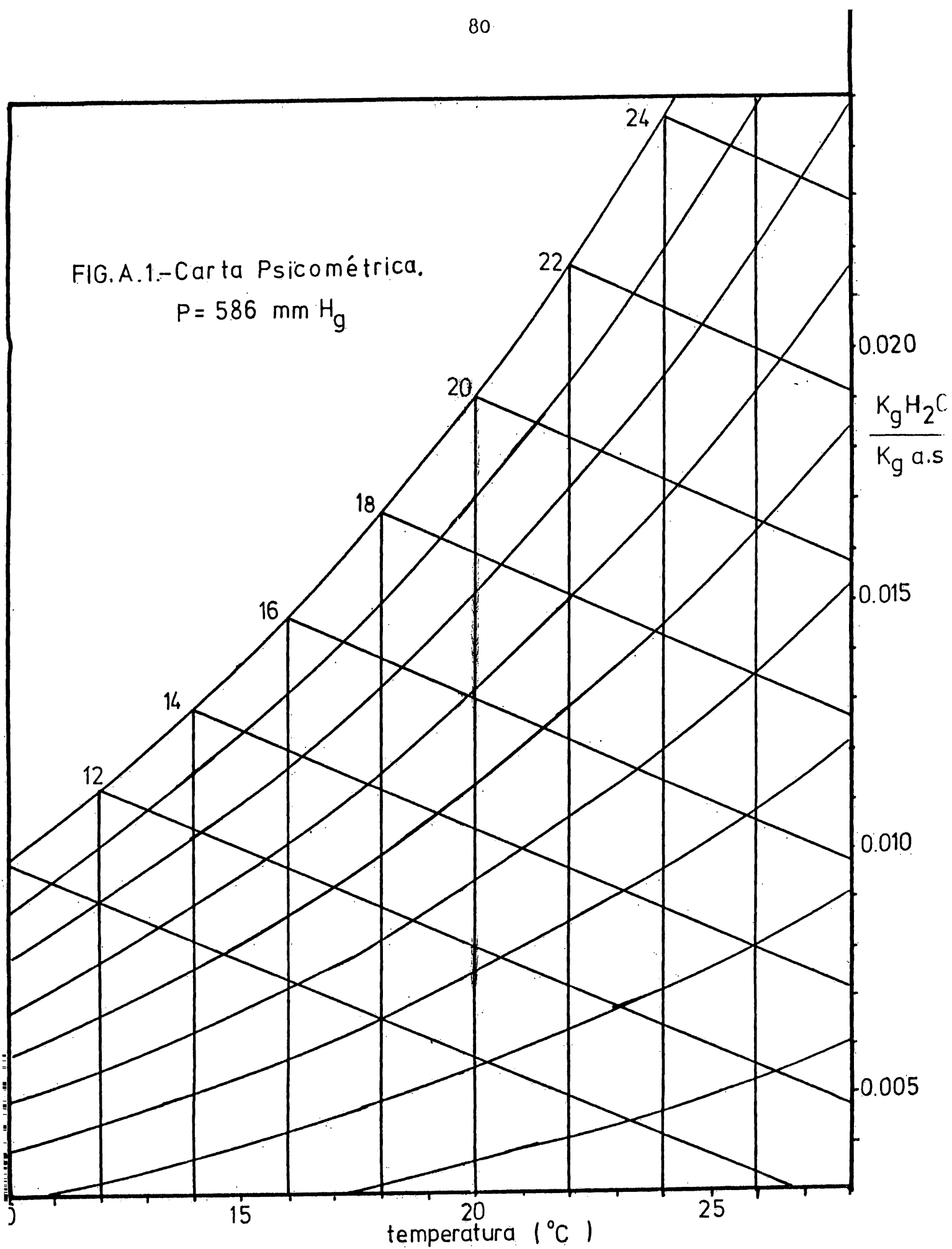
Variar el diámetro de partícula, para ver si el exponente de la relación dp/L de las ecs. 52 y 53, no varía y si varía, si se acerca al exponente propuesto por Kato y Wen para el caso del lecho fijo. (7, 8).

Partir de un contenido de humedad en el sólido de aproximadamente del 40 % con el fin de observar si a mayor contenido de humedad inicial en el sólido, aún persisten pequeñas variaciones en el contenido de humedad del aire a la salida del lecho durante el período de velocidad constante de secado.

Modificar el arreglo experimental, instalando un termopar móvil para medir la temperatura en el lecho a diferentes posiciones, con el fin de detectar la existencia de gradientes importantes de temperatura en el lecho así como precisar el cambio de velocidad constante a decreciente de secado, aplicando un criterio similar al que proponen Kunii y Levenspiel, fig. 4.

A P E N D I C E A

FIG. A.1.-Carta Psicométrica.
P = 586 mm H_g



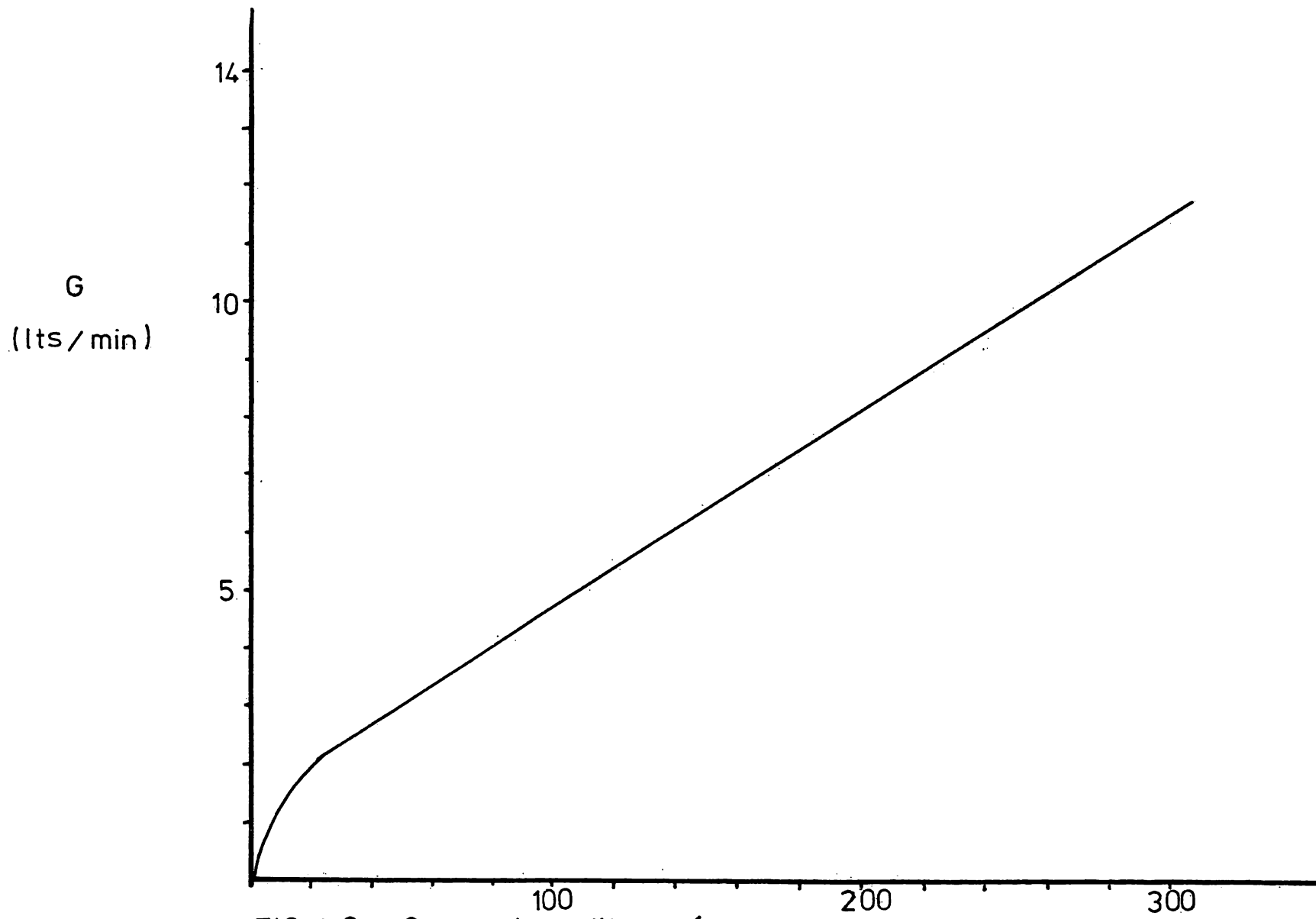


FIG.A.2.- Curva de calibración para aire. ΔP (mm Hg)
 medidor de orificio.

A P E N D I C E B

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	22.2	6.0	19.7	22.0	0.0019
15	22.1	17.5	21.3	17.33	0.0147
30	22.2	17.1	21.4	15.05	0.0138
45	22.3	17.0	21.5	13.81	0.0139
60	22.4	17.0	21.7	12.05	0.0138
75	22.4	16.9	22.0	9.37	0.0136
90	22.5	16.7	22.1	6.97	0.0132
105	22.6	16.5	22.3	6.23	0.0128
129	22.6	15.7	22.5	4.80	0.0116
150	22.5	14.7	22.4	4.72	0.0104
180	22.6	15.5	22.5	2.89	0.0113

TABLA 1.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_1 = 2.0$ cms, $W_1 = 20$ gr, $G_a = 4.1$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	23.0	8.0	23.7	20.79	0.0022
15	22.9	20.1	25.4	15.88	0.0170
30	23.3	19.0	25.4	13.50	0.0153
45	23.6	18.3	25.4	11.60	0.0143
60	24.0	18.4	25.4	9.11	0.0144
75	24.2	17.6	25.5	7.02	0.0131
90	24.3	17.0	25.6	5.54	0.0121
105	24.3	17.0	25.6	4.42	0.0121
120	24.2	16.6	25.6	3.42	0.0116
150	24.1	16.9	25.5	2.67	0.0121
180	23.9	15.0	25.2	2.45	0.0096

TABLA 2.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_1 = 2.0$ cms, $W_1 = 20$ gr, $G_b = 5.4$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	23.5	8.8	24.7	23.24	0.0025
15	23.4	19.3	25.5	18.58	0.0158
30	23.3	19.1	25.3	14.80	0.0155
45	23.2	18.5	25.2	12.45	0.0147
60	23.1	18.5	25.0	9.58	0.0147
75	22.9	17.5	24.9	7.16	0.0132
90	22.8	16.8	24.9	5.14	0.0122
105	22.7	16.2	24.9	3.87	0.0114
120	22.7	15.9	24.9	3.15	0.0108
150	22.7	14.5	24.7	2.08	0.0092
180	22.8	14.3	24.5	1.40	0.0091

TABLA 3.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_1 = 2.0$ cms, $W_1 = 20$ grs, $G_o = 6.8$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	22.1	6.8	21.7	20.24	0.0019
15	22.4	17.8	23.2	15.99	0.0144
30	22.6	17.7	23.4	12.48	0.0141
45	22.6	17.2	23.5	10.34	0.0134
60	22.5	16.5	23.5	7.57	0.0124
75	22.5	16.6	23.5	5.34	0.0126
90	22.5	15.5	23.6	3.96	0.0109
105	22.4	15.1	23.6	3.13	0.0103
120	22.4	14.3	23.6	2.40	0.0094
150	22.5	14.6	23.7	1.88	0.0097
180	22.5	13.4	24.0	1.43	0.0081

TABLA 4.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_1 = 2.0$ cms, $W_1 = 20$ grs, $G_d = 8.2$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	λ
0	22.2	9.4	21.1	20.30	0.0046
15	22.7	15.9	20.8	15.01	0.0126
30	22.5	15.5	20.8	11.26	0.0120
45	22.5	15.1	20.7	8.06	0.0116
60	22.4	14.4	20.6	5.61	0.0108
75	22.4	13.4	20.7	3.84	0.0094
90	22.5	12.4	20.8	2.81	0.0084
105	22.5	12.9	20.8	2.20	0.0087
120	22.5	12.1	20.8	1.89	0.0078
150	22.5	11.5	20.6	1.48	0.0072
180	22.4	11.4	20.6	1.25	0.0071

TABLA 5.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_1 = 2.0$ cms, $W_1 = 20$ grs, $G_e = 11.6$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	λ
0	22.0	6.6	20.5	22.26	0.0022
30	22.3	15.9	21.8	15.45	0.0122
60	22.4	14.6	22.4	13.74	0.0103
90	22.4	14.6	22.7	12.00	0.0101
120	22.4	14.1	22.8	10.29	0.0094
150	22.4	14.1	22.8	9.43	0.0094
180	22.5	14.0	23.1	7.17	0.0091
210	22.6	12.6	23.0	6.56	0.0074
240	22.7	11.9	23.0	4.90	0.0067
270	22.8	10.5	22.8	3.87	0.0052

TABLA 6.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_2 = 3.9$ cms, $W_2 = 40$ grs, $G_a = 4.1$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	λ
0	22.2	8.2	22.6	21.67	0.0029
30	22.7	15.6	22.8	18.04	0.0114
60	22.8	15.4	23.0	14.64	0.0110
90	22.7	14.9	23.0	12.51	0.0104
120	22.6	14.5	22.5	10.01	0.0099
150	22.4	13.4	22.3	7.46	0.0087
180	22.2	12.0	22.0	5.76	0.0072
210	22.2	10.5	22.0	4.42	0.0055
240	22.3	9.9	22.0	3.00	0.0048
270	22.4	9.0	21.7	2.66	0.0043

TABLA 7.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_2=3.9$ cms, $W_2=40$ grs, $G_b=5.4$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	λ
0	22.1	6.5	19.7	20.09	0.0025
30	22.3	14.1	21.9	15.40	0.0098
60	22.5	13.6	22.3	12.35	0.0089
90	22.5	13.3	22.7	9.27	0.0085
120	22.7	12.7	22.7	6.69	0.0077
150	22.6	11.5	22.5	4.78	0.0065
180	22.4	10.5	22.5	3.65	0.0053
210	22.4	9.4	22.5	3.17	0.0041
240	22.5	9.0	22.6	2.63	0.0036
270	22.6	8.6	22.7	2.35	0.0033

TABLA 8.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_2=3.9$ cms, $W_2=40$ grs, $G_c=6.8$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	λ
0	23.6	10.1	26.1	22.98	0.0034
30	23.5	18.8	25.6	18.13	0.0149
60	23.5	18.5	25.9	14.07	0.0143
90	23.7	17.4	26.2	10.03	0.0126
120	23.9	16.5	26.7	7.89	0.0109
150	24.1	17.3	26.7	4.82	0.0121
180	24.2	13.0	26.7	3.17	0.0065
210	24.3	12.8	26.9	2.51	0.0062
240	24.8	12.3	27.4	2.30	0.0054
270	25.0	11.8	27.2	1.66	0.0048

TABLA 9.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_2 = 3.9$ cms, $W_2 = 40$ grs, $G_d = 8.2$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	λ
0	22.9	9.8	25.1	20.74	0.0035
30	22.9	17.9	25.9	15.40	0.0134
60	22.9	16.0	25.9	10.31	0.0105
90	22.9	14.7	26.1	6.52	0.0089
120	23.2	14.3	26.9	7.90	0.0080
150	23.4	12.1	26.9	5.13	0.0053
180	23.7	11.8	26.9	1.90	0.0049
210	23.8	11.4	27.0	1.55	0.0045
240
270

TABLA 10.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_2 = 3.9$ cms, $W_2 = 40$ grs, $G_e = 11.6$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	22.2	7.9	22.1	20.75	0.0027
30	22.5	16.0	21.9	17.49	0.0122
60	22.8	15.4	22.0	17.28	0.0114
90	22.8	14.9	22.3	16.14	0.0106
120	22.6	14.8	22.4	13.73	0.0104
150	22.5	14.7	22.4	12.41	0.0102
180	22.5	14.3	22.3	12.23	0.0099
210	22.5	14.2	22.1	10.95	0.0099
240	22.4	13.9	21.8	10.30	0.0095
270	22.4	13.1	21.7	9.34	0.0086
300	22.4	12.8	21.4	8.63	0.0084

TABLA 11.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_3 = 7.6$ cms, $W_3 = 80$ grs, $G_a = 4.1$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	22.0	7.7	20.0	20.87	0.0034
30	22.4	14.5	21.5	18.89	0.0105
60	22.5	14.1	21.5	16.73	0.0100
90	22.5	13.5	21.6	15.61	0.0091
120	22.5	13.7	21.9	14.57	0.0092
150	22.5	13.7	22.1	13.11	0.0092
180	22.5	13.5	22.2	11.27	0.0089
210	22.4	13.3	22.1	10.51	0.0087
240	22.4	13.1	22.2	9.42	0.0084
270	22.5	12.6	22.3	7.91	0.0078
300	22.5	11.7	22.5	6.55	0.0067

TABLA 12.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_3 = 7.6$ cms, $W_3 = 80$ grs, $G_b = 5.4$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	22.2	9.3	23.4	19.55	0.0036
30	22.3	15.3	22.5	17.73	0.0111
60	22.6	14.9	22.4	16.40	0.0106
90	22.7	13.9	22.3	13.96	0.0094
120	22.4	13.6	22.5	12.34	0.0090
150	22.3	13.4	22.3	10.86	0.0088
180	22.3	13.0	22.1	9.61	0.0084
210	22.3	12.4	22.1	8.05	0.0076
240	22.4	11.7	22.1	6.67	0.0069
270	22.4	10.3	21.8	5.54	0.0053
300	22.4	9.3	21.5	4.71	0.0044

TABLA 13.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_3 = 7.6$ cms, $W_3 = 80$ grs, $G_o = 6.8$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	22.3	7.8	22.8	21.22	0.0023
30	22.6	15.3	22.5	18.19	0.0111
60	22.5	14.3	22.3	16.28	0.0099
90	22.3	13.8	22.0	13.98	0.0094
120	22.3	13.4	21.9	12.45	0.0090
150	22.2	13.0	21.5	10.65	0.0086
180	22.3	12.8	21.5	9.17	0.0083
210	22.4	11.6	21.4	7.56	0.0070
240	22.5	11.2	21.5	6.37	0.0065
270	22.5	9.8	21.5	5.17	0.0049
300	22.5	8.9	21.3	4.42	0.0040

TABLA 14.- Datos primarios obtenidos para las siguientes condiciones: $L_3 = 7.6$ cms, $W_3 = 80$ grs, $G_o = 8.2$ lts/min.

θ	T_e	t_{bh}	t_{bs}	$\%H$	χ
0	22.5	7.0	20.2	20.56	0.0027
30	22.4	13.3	20.9	17.64	0.0092
60	22.5	12.7	21.3	15.46	0.0084
90	22.5	12.7	21.3	13.83	0.0084
120	22.6	12.5	21.5	10.76	0.0080
150	22.5	11.9	21.5	8.80	0.0073
180	22.5	11.3	21.6	7.02	0.0066
210	22.4	10.7	21.5	5.46	0.0059
240	22.5	9.7	21.5	4.58	0.0048
270	22.6	8.2	21.7	3.55	0.0034
300	22.5	7.8	21.8	2.95	0.0028

TABLA 15.- Datos primarios obtenidos de las siguientes condiciones: $L_3 = 7.6$ cms, $W_3 = 80$ grs, $G_e = 11.6$ lts/min.

θ	$G_a=4.1$ lt/min		$G_b=5.4$ lt/min		$G_c=6.8$ lt/min		$G_d=8.2$ lt/min		$G_e=11.6$ lt/min	
	H	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^4$	H	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^4$	H	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^4$	H	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^4$	H	$\frac{dH}{d\theta} \times 10^4$
7.5	0.1915	28.3	0.1725	37.6	0.1965	36.9	0.1715	30.9	0.1641	37.6
15.0	0.1582	14.7	0.1568	18.2	0.1467	20.9
22.5	0.1653	15.6	0.1612	19.8
30.0	0.1540	12.8	0.1362	14.7	0.1474	16.4	0.1235	18.2	0.1154	20.9
45.0	0.1346	12.8	0.1141	14.7	0.1228	16.4	0.1022	18.2	0.0840	20.9
60.0	0.1154	12.8	0.0921	14.7	0.0982	16.4	0.0749	18.2	0.0527	20.9
67.5	0.0638	13.3	0.0420	12.2
75.0	0.0962	12.8	0.0700	14.7	0.0736	16.4
82.5	0.0615	10.6	0.0468	8.93	0.0300	6.06
90.0	0.0770	12.8	0.0490	16.4
97.5	0.0482	7.66	0.0410	10.2	0.0355	6.53	0.0231	3.13
105.0	0.0578	12.8
112.5	0.0515	8.02	0.0384	5.46	0.0295	5.46	0.0271	4.80	0.0200	1.60
127.5	0.0425	4.53	0.0320	3.46	0.0234	3.13	0.0210	2.66	0.0179	1.13
142.5	0.0372	2.40	0.0278	1.73	0.0200	0.86	0.0182	1.20	0.0171	0.13
157.5	0.0356	0.20	0.0268	0.13	0.0198	0.13	0.0180	0.13	0.0165	0.13
180.0	0.0356	0.20	0.0268	0.13	0.0198	0.13	0.0180	0.13	0.0165	0.13

TABLA 16.- Datos de la velocidad de secado obtenidos a partir del análisis de la figura 6, con los que se obtuvieron las gráficas de las figuras 9 y 12. $L/D = 0.39$.

	$G_a=4.1$ lt/min		$G_b=5.4$ lt/min		$G_c=6.8$ lt/min		$G_d=8.2$ lt/min		$G_e=11.6$ lt/min	
θ	H	$\frac{dH}{d\theta}$ $\times 10^4$	H	$\frac{dH}{d\theta}$ $\times 10^4$	H	$\frac{dH}{d\theta}$ $\times 10^4$	H	$\frac{dH}{d\theta}$ $\times 10^4$	H	$\frac{dH}{d\theta}$ $\times 10^4$
7.5	0.1870	33.0	0.2050	14.4	0.1840	19.0	0.2150	19.0	0.1860	24.0
15.0	0.1710	15.0
22.5	0.1640	11.0	0.1850	13.0	0.1600	13.0	0.1890	16.0
30.0	0.1565	5.70	0.1780	8.90	0.1510	9.50	0.1770	12.3	0.1500	15.0
60.0	0.1390	5.70	0.1505	8.90	0.1240	9.50	0.1410	12.3	0.1050	15.0
90.0	0.1220	5.70	0.1240	8.90	0.0945	9.50	0.1040	12.3	0.0620	15.0
97.5	0.0535	10.3
112.5	0.0405	7.30
120.0	0.1050	5.70	0.0970	8.90	0.0665	9.50	0.0680	12.3
127.5	0.0610	7.30	0.0605	9.60	0.0310	5.50
135.0	0.0835	8.90
142.5	0.0775	7.60	0.0510	6.00	0.0480	7.00	0.0240	3.40
150.0	0.0880	5.70
157.5	0.0665	7.00	0.0430	4.60	0.0390	5.30	0.0200	2.00
172.5	0.0570	5.60	0.0370	3.30	0.0320	3.60	0.0180	1.00
180.0	0.0710	5.70
187.5	0.0675	5.00	0.0495	4.30	0.0325	2.30	0.0270	2.30
202.5	0.0600	4.60	0.0435	3.60	0.0300	1.30	0.0250	1.20
217.5	0.0540	3.60	0.0390	2.60	0.0285	0.66
232.5	0.0485	3.00	0.0355	1.60
247.5	0.0445	2.00	0.0335	0.46
262.5	0.0420	0.16
270.0

TABLA.17.- Datos de la velocidad de secado obtenidos a partir del análisis de la figura 7, con los que se obtuvieron las gráficas de las figuras 10 y 13. $L/D = 0.76$.

	$G_a = 4.1 \text{ lt/min}$		$G_b = 5.4 \text{ lt/min}$		$G_c = 6.8 \text{ lt/min}$		$G_d = 8.2 \text{ lt/min}$		$G_e = 11.6 \text{ lt/min}$	
θ	H	$\frac{dH}{d\theta}$ 10^4	H	$\frac{dH}{d\theta}$ 10^4	H	$\frac{dH}{d\theta}$ 10^4	H	$\frac{dH}{d\theta}$ 10^4	H	$\frac{dH}{d\theta}$ 10^4
15.0	0.1951	7.83	0.1965	7.26	0.1836	7.43	0.1928	10.8	0.1900	9.33
30.0	0.1798	6.05	0.1776	7.46
45.0	0.1740	6.26	0.1783	5.56	0.1638	6.06
60.0	0.1617	6.05	0.1552	7.46
75.0	0.1575	4.70	0.1630	4.70	0.1470	5.53
90.0	0.1511	3.25	0.1561	4.28	0.1384	4.81	0.1435	6.05	0.1328	7.46
120.0	0.1414	3.25	0.1433	4.28	0.1239	4.81	0.1254	6.05	0.1104	7.46
150.0	0.1316	3.25	0.1305	4.28	0.1095	4.81	0.1072	6.05	0.0881	7.46
165.0	0.0790	6.10
180.0	0.1219	3.25	0.1176	4.28	0.0951	4.81	0.0891	6.05
195.0	0.0812	5.30	0.0610	5.50
210.0	0.1121	3.25	0.1048	4.28	0.0806	4.81
225.0	0.0660	4.40	0.0468	4.00
240.0	0.1024	3.25	0.0919	4.28	0.0662	4.81
255.0	0.0600	3.93	0.0542	3.33	0.0372	2.26
270.0	0.0926	3.25	0.0791	4.28
285.0	0.0732	4.03	0.0500	2.43	0.0471	1.66	0.0325	0.83
300.0	0.0829	3.25

TABLA 18.-Datos de la velocidad de secado obtenidos a partir del análisis de la figura 8, con los que se obtuvieron las gráficas de las figuras 11 y 14. $L/D = 1.49$.

θ	$G_a = 4.1 \text{ lt/min}$		$G_b = 5.4 \text{ lt/min}$		$G_c = 6.8 \text{ lt/min}$		$G_d = 8.2 \text{ lt/min}$		$G_e = 11.6 \text{ lt/min}$	
	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$
0.0	1.000	0.000	1.000	0.000	1.000	0.000	1.000	0.000	1.000	0.000
7.5	0.845	-0.168	0.804	-0.217	0.831	-0.185	0.832	-0.183	0.791	-0.233
15.0	0.725	-0.320	0.752	-0.284	0.698	-0.359
22.5	0.703	-0.352	0.665	-0.407
30.0	0.642	-0.443	0.604	-0.504	0.600	-0.510	0.604	-0.503	0.530	-0.634
45.0	0.536	-0.623	0.482	-0.729	0.484	-0.724	0.456	-0.783	0.361	-1.016
60.0	0.432	-0.839	0.360	-1.020	0.368	-0.997	0.308	-1.176	0.194	-1.639
67.5	0.248	0.136
75.0	0.328	-1.114	0.238	-1.433	0.253	-1.374
82.5	0.191	0.156	0.072
90.0	0.224	-1.496	0.140	-1.965
97.5	0.118	0.099	0.094	0.035
105.0	0.120	-2.120
112.5	0.086	0.064	0.045	0.048	0.018
127.5	0.037	0.028	0.016	0.016	0.007
142.5	0.008	0.005	0.000	0.001	0.003
157.5	0.000	0.000	0.000	0.000
180.0

TABLA 19.- Datos calculados para el periodo de velocidad decreciente de secado a los diferentes gastos de aire y $L/D = 0.39$. Con estos datos se calculó el coeficiente de difusión molecular promedio correspondiente y se construyeron las figuras 15.a, 15.b, 15.c, 15.d y 15.e.

θ	$G_a = 4.1 \text{ lt/min}$		$G_b = 5.4 \text{ lt/min}$		$G_c = 6.8 \text{ lt/min}$		$G_d = 8.2 \text{ lt/min}$		$G_e = 11.6 \text{ lt/min}$	
	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_0 - H^*}$
0.0	1.000	0.000	1.000	0.000	1.000	0.000	1.000	0.000	1.000	0.000
7.5	0.802	0.935	0.901	0.927	0.887
15.0	0.807	-0.213
22.5	0.675	0.825	0.762	0.800
30.0	0.633	-0.455	0.786	-0.240	0.710	-0.341	0.742	-0.298	0.807	-0.213
60.0	0.537	-0.621	0.634	-0.454	0.553	-0.590	0.566	-0.568	0.459	-0.778
90.0	0.442	-0.814	0.488	-0.716	0.382	-0.960	0.385	-0.952	0.232	-1.459
97.5	0.187
112.5	0.118
120.0	0.348	-1.053	0.328	-1.113	0.220	-1.512	0.209	-1.561
127.5	0.188	0.173	0.068
135.0	0.264	-1.328
142.5	0.231	0.130	0.112	0.031
150.0	0.254	-1.367
157.5	0.171	0.084	0.068	0.010
172.5	0.118	0.049	0.034	0.000
180.0	0.160	-1.829
187.5	0.141	0.077	0.023	0.009
202.5	0.099	0.044	0.008	0.000
217.5	0.066	0.019	0.000
232.5	0.035	0.000
247.5	0.013
262.5	0.000
300.0

TALBA 20.- Datos calculados para el período de velocidad decreciente de secado a los diferentes gastos de aire y $L/D = 0.76$. Con estos datos se calculó el coeficiente de difusión molecular promedio correspondiente y se construyeron las figuras 16.a, 16.b, 16.c, 16.d y 16.e.

θ	$G_d = 8.2 \text{ lt/min}$		$G_e = 11.6 \text{ lt/min}$	
	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^*}{H_o - H^*}$
0.0	1.000	0.000	1.000	0.000
15.0	0.882	0.909
30.0	0.803	-0.218	0.838	-0.176
60.0	0.694	-0.365	0.708	-0.344
90.0	0.583	-0.538	0.579	-0.545
120.0	0.474	-0.746	0.450	-0.798
150.0	0.364	-1.010	0.321	-1.135
165.0	0.268
180.0	0.254	-1.369
195.0	0.206	0.164
225.0	0.114	0.082
255.0	0.043	0.027
285.0	0.000	0.000
300.0

TABLA 21.- Datos calculados para el período de velocidad decreciente de secado a los diferentes gastos de aire y $L/D = 1.49$. Con estos datos se calculó el coeficiente de difusión molecular promedio correspondiente y se construyeron las figuras 17.d y 17.e.

R _e	k _m (m / hr)		
	L/D=	L/D	L/D
	0.39	0.76	1.49
0.6161	4.9066	1.9202	1.1286
0.8115	6.0493	2.5856	1.4103
1.0219	7.2076	3.3166	1.6995
1.2323	8.3097	4.0599	1.9774
1.7433	10.8165	5.9050	2.6181

TABLA 22.- Valores del coeficiente de transferencia de masa obtenidos a partir de las correlaciones presentadas en la tabla VI. Estos valores son graficados en la figura 19 junto con los datos presentados en la tabla III.

R _e	h (Kcal/hr m ² °C)		
	L/D=	L/D=	L/D=
	0.39	0.76	1.49
0.6161	1.1072	0.5175	0.2573
0.8115	1.3651	0.6293	0.3163
1.0219	1.6265	0.7413	0.3760
1.2323	1.8752	0.8467	0.4327
1.7433	2.4409	1.0831	0.5613

TABLA 23.- Valores del coeficiente de transferencia de calor obtenidos a partir de las correlaciones presentadas en la tabla VI. Estos valores son graficados en la figura 20 junto con los datos presentados en la tabla IV.

	Re	Sh _{exp}	Sh _{calc}
L/D = 0.39 d _p /L = 0.0152	0.6161	0.03095	0.02398
	0.8115	0.02657	0.02965
	1.0219	0.02892	0.03540
	1.2323	0.03653	0.04090
	1.7433	0.04670	0.05342
L/D = 0.76 d _p /L = 0.0072	0.6161	0.00735	0.01044
	0.8115	0.01356	0.01291
	1.0219	0.01290	0.01542
	1.2323	0.01934	0.01788
	1.7433	0.02340	0.02327
L/D = 1.49 d _p /L = 0.0040	0.6161	0.00494	0.00530
	0.8115	0.00614	0.00660
	1.0219	0.00672	0.00790
	1.2323	0.00921	0.00910
	1.7433	0.01102	0.01200

TABLA 24.- Comparación entre el número de Sherwood experimental y el calculado para las diferentes condiciones de operación.

	Re	Nu _{exp}	Nu _{calc}
L/D = 0.39 d _p /L = 0.0152	0.6161	0.02730	0.02220
	0.8115	0.02300	0.02641
	1.0219	0.02470	0.03054
	1.2323	0.03130	0.03437
	1.7433	0.04010	0.04276
L/D = 0.76 d _p /L = 0.00729	0.6161	0.00729	0.00946
	0.8115	0.00117	0.01125
	1.0219	0.01080	0.01301
	1.2323	0.01520	0.01464
	1.7433	0.01580	0.01822
L/D = 1.49 d _p /L = 0.00406	0.6161	0.00419	0.00479
	0.8115	0.00505	0.00570
	1.0219	0.00554	0.00659
	1.2323	0.00759	0.00742
	1.7433	0.00882	0.00920

TABLA 25.- Comparación entre el número de Nusselt experimental y el calculado para las diferentes condiciones de operación.

A P E N D I C E . C

Tomando en cuenta los datos de una corrida experimental típica, ($G = 11.60$ lts/min, $L/D = 0.39$, $d_p/L = 0.01521$), se ilustrará de una manera detallada, la secuencia de cálculos que se han realizado para obtener los resultados de este trabajo.

1) Cálculo de la velocidad superficial en el secador.-

$$V_s = \frac{G}{A_t} \quad \dots (C.1)$$

$$G = 11\ 600 \text{ cm}^3/\text{min}$$

$$A_t = (\pi/4) D^2 = (0.785)(5.08)^2 = 20.27 \text{ cm}^2.$$

$$V_s = \frac{11\ 600}{20.27} = 572.25 \text{ cm/min} = 5.72 \text{ m/min}$$

2) Cálculo del número de Reynolds.-

Este grupo adimensional, es un N° de Re modificado, el cual se define de la siguiente manera:

$$R_e = \frac{d_p \rho_a V_s}{\mu_a} \quad \dots (C.2)$$

$$d_p = 3.5 \times 10^{-2} \text{ cm}$$

$$V_s = 572.25 \text{ cm/min}$$

$$\rho_a = 0.94 \times 10^{-3} \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu_a = 1.08 \times 10^{-2} \text{ gr/cm min}$$

$$R_e = \frac{(3.5 \times 10^{-2})(572.25)(0.94 \times 10^{-3})}{(1.08 \times 10^{-2})}$$

$$= 1.7433$$

3) Cálculo del número de Schmidt.-

Este grupo adimensional, el cual se mantiene constante para las diferentes condiciones de operación, se representa de la siguiente forma:

$$Sc = \frac{\mu_a}{\rho_a D_{H_2O-a}} \quad \dots (C.3)$$

$$\mu_a = 1.08 \times 10^{-2} \text{ gr/cm min}$$

$$\rho_a = 0.94 \times 10^{-3} \text{ gr/cm}^3$$

$$D_{H_2O-a} = 13.2 \text{ cm}^2/\text{min}$$

$$Sc = \frac{(1.08 \times 10^{-2})}{(0.94 \times 10^{-3})(13.2)} = 0.87$$

4) Cálculo del número de Prandtl.-

Este número adimensional, al igual que el N° de Sc, se mantiene constante para las diferentes condiciones de operación y se define como:

$$Pr = \frac{\mu_a C_{p_a}}{k_a} \quad \dots (C.4)$$

$$\mu_a = 1.08 \times 10^{-2} \text{ gr/cm min}$$

$$C_{p_a} = 0.25 \text{ cal/gr } ^{\circ}C$$

$$k_a = 3.6 \times 10^{-3} \text{ cal/min cm } ^{\circ}C$$

$$Pr = \frac{(1.08 \times 10^{-2})(2.5 \times 10^{-1})}{(3.6 \times 10^{-3})}$$

$$= 0.75$$

5) Cálculo del área de transferencia de masa y calor por unidad de volumen de lecho fluidizado. Período de Velocidad Constante de Secado.-

$$a = \frac{6 F}{\rho_p d_p L_f} \quad \dots (C.5)$$

$$A = \frac{a}{A_t} \quad \dots (0.6)$$

$$P = 20 \text{ gr}$$

$$\rho_p = 1.25 \text{ gr/cm}^3$$

$$d_p = 3.5 \times 10^{-2} \text{ cm}$$

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

$$A_t = 20.27 \text{ cm}^2$$

$$a = \frac{(6)(20)}{(1.25)(3.5 \times 10^{-2})(2.0)}$$

$$= 1371.42 \text{ cm}^2/\text{cm}$$

$$A = \frac{1371.42}{20.27} = 67.658 \text{ cm}^2/\text{cm}^3 = 6765.8 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

6) Cálculo del coeficiente de transferencia de masa (km).-

Este coeficiente se determina a partir de la ecuación 43, contando con los siguientes datos:

$$-\frac{dH}{d\theta} = 20.9 \times 10^{-4} \text{ Kgr H}_2\text{O/Kgr}_{s.s.} \text{ min.} \quad \text{-tabla 16, Apéndice B-}$$

$$(\chi_{bh} - \chi) = 2.25 \times 10^{-3} \text{ Kgr H}_2\text{O/Kgr}_{a.s.} \quad \text{-promediado en todo el rango del período constante de secado.}$$

$$A = 6765.8 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\rho_a = 0.94 \text{ Kgr/m}^3$$

$$\rho_s = 1250 \text{ Kgr/m}^3$$

$$k_m = \frac{(1250)(20.9 \times 10^{-4})}{(6765.8)(2.25 \times 10^{-3})(0.94)}$$

$$= 0.1825 \text{ m/min} = 10.95 \text{ m/hr}$$

7) Cálculo del coeficiente de transferencia de calor (h).-

Se calcula a partir de la ecuación 44 y con los siguientes datos:

$$-\frac{dH}{d\theta} = 20.9 \times 10^{-4} \text{ Kgr H}_2\text{O/Kgr}_{s.s.} \text{ min} \quad \text{-tabla 16, Apéndice B-}$$

$$(t_{bs} - t_{bh}) = 5.5^\circ\text{C} \quad \text{-promediado en todo el rango del período constante de secado.}$$

$$\mathcal{L} = 586.61 \text{ Kcal/kgr H}_2\text{O} \quad \text{- de la ec. de Classius Clapeyron (31).}$$

$$\rho_s = 1250 \text{ Kgr/m}^3$$

$$h = \frac{(1250)(20.9 \times 10^{-4})(586.61)}{(6765.8)(5.5)}$$

$$= 0.0412 \text{ Kcal/min m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 2.472 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

8) Cálculo del número de Sherwood.-

Este grupo adimensional se define de acuerdo a como lo han definido Kunii & Levenspiel (6):

$$Sh = \frac{km d_p y}{D_{H_2O-a.}} \quad \dots (6.7)$$

$$km = 0.1825 \text{ m/min}$$

$$d_p = 3.5 \times 10^{-4} \text{ m}$$

$$y = 1 - (p^o/p_t) = 1 - \frac{20.44}{586} = 0.965 \quad \text{-fracción mol del componente que no se difunde.}$$

$$D_{H_2O-a.} = 13.2 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{min}$$

$$Sh = \frac{(0.1825)(3.5 \times 10^{-4})(0.965)}{(13.2 \times 10^{-4})}$$

$$= 0.0476$$

9) Cálculo del número de Nusselt.-

Este número queda definido de la siguiente manera:

$$Nu = \frac{h d_p}{k_a} \quad \dots (C.8)$$

$$h = 2.472 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$k_a = 2.156 \times 10^{-2} \text{ Kcal/hr m } ^\circ\text{C}$$

$$d_p = 3.5 \times 10^{-4} \text{ m}$$

$$Nu = \frac{(2.472)(3.5 \times 10^{-4})}{(2.156 \times 10^{-2})}$$

$$= 0.0401$$

10) Determinación del coeficiente de difusión molecular promedio. Período de Velocidad Decreciente de Secado.-

Haciendo uso de la ecuación 45' y aplicando el método de mínimos cuadrados a los datos que se presentan en la tabla C.I, se puede determinar el coeficiente de difusión molecular promedio (D_m) correspondiente a esta corrida experimental típica:

θ	H	$\frac{\bar{H} - H^+}{H_0 - H^+}$	$\ln \frac{\bar{H} - H^+}{H_0 - H^+}$
		$H_0 - H^+ = 0.1865$	
7.5	0.1641	0.7914	-0.2339
15.0	0.1467	0.6981	-0.3593
30.0	0.1154	0.5302	-0.6345
45.0	0.0840	0.3619	-1.0163
60.0	0.0527	0.1941	-1.6393

TABLA C.I.- Datos extraídos de la tabla 19 del Apéndice B, para determinar D_m .

$$\bar{x} = 31.5; (\theta)$$

$$\sum x_i^2 = 6806.25$$

$$\frac{(\sum x_i)^2}{n} = 4961.25$$

$$\sum (x_i - \bar{x})^2 = 1845.0$$

$$\bar{y} = -0.7766; \left(\ln \frac{\bar{H} - H^+}{H_0 - H^+} \right)$$

$$\sum x_i y_i = -170.2702$$

$$\sum y_i (x_i - \bar{x}) = -47.9462$$

$$\ln M = -0.7766$$

$$N = \frac{R^2 D_m}{\pi^2} = -0.025$$

$$D_m = 0.775 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{min}$$

11) Obtención de la mejor pendiente de la curva 'e' de la figura 6, correspondiente al Período de Velocidad Constante de Secado: $-(dH/d\theta)$; aplicando el método de mínimos cuadrados.-

En la tabla C.2 se presentan los datos de \bar{H} y θ correspondientes al período de secado constante, los cuales fueron extraídos de la tabla 5 del Apéndice B:

θ	\bar{H}
15.0	0.1501
30.0	0.1126
45.0	0.0806
60.0	0.0561

TABLA C.2.- Datos correspondientes al Período de Velocidad Constante de Secado.

$$\bar{X} = 37.5: (\theta)$$

$$\sum X_i^2 = 6750.0$$

$$\frac{(\sum X_i)^2}{n} = 5625.0$$

$$\sum (X_i - \bar{X})^2 = 1125.0$$

$$\bar{Y} = 0.0998: (\bar{H})$$

$$\sum X_i Y_i = 12.622$$

$$\sum Y_i (X_i - \bar{X}) = -5.048$$

$$H_0 = 0.1781; \quad -\frac{dH}{d\theta} = 0.00209$$

12) Determinación de las constantes a y b de la ecuación 46, para una relación L/D (=0.39) y los diferentes Reynolds aplicando el método de mínimos cuadrados.

log Re	log km
-0.0907	0.7947
0.0094	0.8312
0.0907	0.9340
0.2413	1.0394

TABLA C.3.- Datos obtenidos de la tabla V.

$$\bar{X} = 0.0626: (\log Re)$$

$$\sum X_i^2 = 0.0747$$

$$\frac{(\sum X_i)^2}{n} = 0.01571$$

$$\sum (X_i - \bar{X})^2 = 0.059$$

$$\bar{Y} = 0.8998: (\log \text{ km}) \quad \log a = 0.8998$$

$$\sum X_i Y_i = 0.2712 \quad b = 0.777$$

$$\sum Y_i (X_i - \bar{X}) = 0.0459$$

Los resultados obtenidos para las demas ecuaciones se representan en la tabla VI. Los calculos realizados arriba, también se aplican para determinar los valores de las constantes a' y b' de la ecuación 47.

13) Aplicación del Teorema Pi de Buckingham para el establecimiento de las correlaciones 50 y 51.

Para el caso de transferencia de masa, con los parámetros de la tabla VII, se sigue el siguiente procedimiento:

Unidades Fundamentales: 3 (M, L, θ)

Parámetros del Sistema: 8 (km, V_s , D , L , d_p , D , ρ_a , μ_a).

Grupos Adimensionales Posibles: $8 - 3 = 5$

$$a) \pi_1 = d_p^a \mu_a^b \rho_a^c V_s = (L)^a \left(\frac{M}{L \theta}\right)^b \left(\frac{M}{L^3}\right)^c \left(\frac{L}{\theta}\right)$$

$$\sum M: 0:0 = b + c$$

$$b = -1$$

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

$$c = 1$$

$$\sum \theta: 0:0 = -b - 1$$

$$a = 1$$

$$\pi_1 = \frac{d_p V_s \rho_a}{\mu_a}$$

$$b) \pi_2 = d_p^a \mu_a^b \rho_a^c D = (L)^a \left(\frac{M}{L \theta}\right)^b \left(\frac{M}{L^3}\right)^c \left(\frac{L^2}{\theta}\right)$$

$$\sum M: 0:0 = b + c$$

$$b = -1$$

$$\sum L: 0:0 = a - b - 3c + 2$$

$$c = 1$$

$$\sum \theta: 0:0 = -b - 1$$

$$a = 0$$

$$\pi_2 = \frac{D \rho_a}{\mu_a}$$

$$c) \pi_3 = d_p^a \mu_a^b \rho_a^c \text{ km} = (L)^a \left(\frac{M}{L \theta}\right)^b \left(\frac{M}{L^3}\right)^c \left(\frac{L}{\theta}\right)$$

$$\sum M: 0:0 = b + c$$

$$b = -1$$

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

$$c = 1$$

$$\sum \theta: 0:0 = -b - 1$$

$$a = -1$$

$$\pi_3 = \frac{d_p \text{ km} \rho_a}{\mu_a}$$

$$d) \pi_4 = d_p^a \mu_a^b \rho_a^c D = (L)^a \left(\frac{M}{L \theta}\right)^b \left(\frac{M}{L^3}\right)^c (L)$$

$$\begin{aligned} M: 0:0 &= b + c & b &= 0 \\ L: 0:0 &= a - b - 3c + 1 & c &= 0 \\ \theta: 0:0 &= -b & a &= -1 \end{aligned} \quad \pi_4 = \frac{D}{d_p}$$

$$e) \pi_5 = d_p^a \mu_a^b \rho_a^c L = (L)^a \left(\frac{M}{L \theta}\right)^b \left(\frac{M}{L^3}\right)^c (L)$$

por analogía con el inciso d;

$$\pi_5 = \frac{L}{d_p}$$

De esta manera, se puede proponer la siguiente función:

$$\phi \left(\frac{d_p v_s \rho_a}{\mu_a}, \frac{\rho_a}{\mu_a}, \frac{d_p \text{ km } \rho_a}{\mu_a}, \frac{D}{d_p}, \frac{L}{d_p} \right) = 0$$

y finalmente llegamos a la correlación que corresponde a la que se presenta en la ecuación 50.

$$Sh = \frac{\text{km } d_p}{D} = K \left(\frac{d_p v_s \rho_a}{\mu_a} \right)^a \left(\frac{d_p}{L} \right)^b \left(\frac{\mu_a}{\rho_a D} \right)^{1/3}$$

Similantemente, de la tabla VIII, para el caso de transferencia de calor, se puede hacer el análisis por medio del Teorema Pi de Buckingham, llegando a establecer la ecuación 51.

14) Determinación de las constantes m, f y g de la ecuación 50 aplicando el método de Regresión lineal para un modelo lineal con dos variables independientes:-

En la tabla C.4 se presentan los datos con los cuales se realizó el análisis antes mencionado para llegar a establecer los valores de las constantes m, f y g. Se ejemplifica este tratamiento para el caso de transferencia de masa, tomando en cuenta los resultados experimentales para las diferentes relaciones L/D y N_{Re}^{OS} de Reynolds.

Log Re	Log(dp/L)	Log $Sh/(Sc)^{1/3}$	Log $Nu/(Pr)^{1/3}$
-0.2103	-1.817	-1.489	-1.522
-0.0907	-1.817	-1.555	-1.596
0.0094	-1.817	-1.518	-1.565
0.0907	-1.817	-1.417	-1.462
0.2413	-1.817	-1.310	-1.355
.....			
-0.2103	-2.137	-2.113	-2.095
-0.0907	-2.137	-1.847	-1.890
0.0094	-2.137	-1.869	-1.924
0.0907	-2.137	-1.693	-1.776
0.2413	-2.137	-1.610	-1.759
.....			
-0.2103	-2.390	-2.286	-2.336
-0.0907	-2.390	-2.191	-2.255
0.0094	-2.390	-2.152	-2.214
0.0907	-2.390	-2.015	-2.078
0.2413	-2.390	-1.937	-2.012

TABLA C.4.- Datos que se emplean para determinar los valores de los coeficientes m , f , g , m' , f' y g' de las ecs. 50 y 51.

Sacando logaritmos decimales a las ecs. 50 y 51 se puede establecer el siguiente modelo lineal:

$$Y = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 \quad \dots ((C.9))$$

con los siguientes datos de la tabla C.4, se puede llegar al siguiente arreglo matricial:

$$X = \begin{bmatrix} 1 & -0.2103 & -1.817 \\ 1 & -0.0907 & -1.817 \\ 1 & 0.0094 & -1.817 \\ 1 & 0.0907 & -1.817 \\ 1 & 0.2413 & -1.817 \\ 1 & -0.2103 & -2.137 \\ 1 & -0.0907 & -2.137 \\ 1 & 0.0094 & -2.137 \\ 1 & 0.0907 & -2.137 \\ 1 & 0.2413 & -2.137 \end{bmatrix} \quad \begin{bmatrix} 1 & -0.2103 & -2.390 \\ 1 & -0.0907 & -2.390 \\ 1 & 0.0094 & -2.390 \\ 1 & 0.0907 & -2.390 \\ 1 & 0.2413 & -2.390 \end{bmatrix}$$

$$Y = \begin{bmatrix} -1.489 \\ -1.555 \\ -1.518 \\ -1.417 \\ -1.310 \\ -2.113 \\ -1.847 \\ -1.869 \\ -1.693 \\ -1.610 \\ -2.286 \\ -2.191 \\ -2.152 \\ -2.015 \\ -1.937 \end{bmatrix} \quad X^T X = \begin{bmatrix} 15 & 0.1212 & -31.72 \\ 0.1212 & 0.357 & -0.256 \\ -31.72 & -0.256 & 67.90 \end{bmatrix}$$

$$(X^T X)^{-1} = \begin{bmatrix} 5.506 & -0.0248 & 2.572 \\ -0.0248 & 2.811 & -0.001 \\ 2.572 & -0.001 & 1.216 \end{bmatrix}$$

$$X^T Y = \begin{bmatrix} -27.0020 \\ 0.0569 \\ 58.0446 \end{bmatrix} \quad \begin{bmatrix} b_0 \\ b_1 \\ b_2 \end{bmatrix} = (X^T X)^{-1} (X^T Y) = \begin{bmatrix} 0.6162 \\ 0.7710 \\ 1.1330 \end{bmatrix}$$

donde $m = b_0$, $f = b_1$ y $g = b_2$.

por lo tanto:

$$Sh = 4.132 (Re)^{0.77} (d_p/L)^{1.13} (Sc)^{0.33}$$

la cual concuerda con la ecuación 52. Se hace el mismo análisis para el caso de transferencia de calor, para establecer la ecuación 53.

A P E N D I C E D

DESCRIPCION DETALLADA DEL EQUIPO EXPERIMENTAL

Siguiendo el diagrama de flujo presentado en la fig. 1, a continuación detallaran las principales especificaciones y dimensiones de los aparatos y materiales empleados para el desarrollo de este trabajo.

APARATOS.-

A.- Compresora General & Electric.

motor de A.C. y 1725 RPM.

potencia: 1/3 H.P.

voltaje: 115 v.

amperaje: 6 a.

ciclaje: 60 Hz.

F.- Baño de Temperatura Constante Colora.

tipo: HT5.

potencia: 3 H.P.

voltaje: 110 v.

amperaje: 20 a.

ciclaje: 60 Hz.

Refrigerante Colora.

tipo: TK64.

potencia: 1/2 H.P.

voltaje: 115.v.

amperaje: 4 a.

ciclaje: 60 Hz.

MATERIALES.-

B.- Frasco de vidrio de 10 lts. de capacidad.

C.- Dos columnas de vidrio conectadas en serie con diámetro interno (= 3 cms) y longitud (= 60 cms).

E.- Básicamente es un manómetro con Hg cuyas ramas se encuentran conectadas a la línea de aire. En la mitad entre la unión de las dos ramas a la línea de aire, se encuentra colocado un tubo capilar de 10 cms de longitud y 1 mm de diámetro interno. Este medidor da un rango de gasto de aire de 0 a 12 lts/min. El tubo del manómetro es de vidrio con 0.635 cms de diámetro interno.

D, J.- Dos pares de termómetros con divisiones de $1/10^{\circ}\text{C}$ y rango de -1°C - 101°C . Se emplean para determinar las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo a la entrada y salida del secador.

Dos válvulas de tres pasos de vidrio.

T_e.- Termómetro con divisiones de $1/10^{\circ}\text{C}$ y rango de -1°C - 101°C . Determina la temperatura de entrada del aire.

PLATO DISTRIBUIDOR.-

Consiste de un tramo de tubería de 5.08 cms de diámetro interno por 3 cms de longitud. Tiene una horadación lateral de donde parte la conexión al manómetro de agua. Se le ha sellado una placa perforada de aluminio (diámetro del hoyo: 0.5 mm) y debajo de ella se ha colocado una malla de acero inoxidable (325 mesh) para evitar que la muestra se caiga a la base del secador. En la fig. 3 se ilustra la forma del secador.

G.- Tubo de vidrio Q.V.F. con diámetro interno (= 5.08 cms) y longitud (= 30 cms).

H.- Es un manómetro con arreglo en forma de "U", de vidrio, dentro del cual se ha puesto agua destilada. Se encuentra conectado a la columna del secador de tal manera que puede determinar la caída de presión a través del lecho.

I.- Un matrás Erlenmeyer de 1 litro de capacidad.

B I B L I O G R A F I A

- (1) Quinn, M.F., "Fluidized Bed Dryers"., Industrial and Engineering Chemistry, V-55, N^o 7, July, 1963.
- (2) Sloan, C.E., Wheelock, T.D. and Tsao, G.T., "Drying Systems and Equipment, Theory and Calculations"., (Reprint)., Chemical Engineering, June 19, 1967.
- (3) Perry, J.H., "Chemical Engineer's Handbook"., International Student Edition., 4^a Edición, McGraw-Hill Chemical Engineering Series, Sección 15.
- (4) Leva, M., "Fluidization"., McGraw-Hill Book, Co., New York., 1959.
- (5) Davidson, J.F., and Harrison, D., "Fluidization"., Academic Press, London and New York. 1971.
- (6) Kunii, D. and Levenspiel, O., "Fluidization Engineering"., Capítulo 7 (Mass and Heat Transfer Between Fluid and Solid), John Wiley & Sons, Inc. 1969.
- (7) 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.
- (8) Kato, K., and Wen, C.Y., "Gas - Particle Heat Transfer in Fixed and Fluidized Beds"., Fluidization Fundamentals and Application, Chemical Engineering Progress Symposium Series, V-66.

- (9) 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, N^o 3, 1973.
- (10) Vizcarra, M.M., "Construcción de un Lecho Fluidizado Experimental: estudio del efecto de las variables de operación sobre su comportamiento"., Tesis de Licenciatura, Fac. de Química, U. N. A. M.
- (11) 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.
- (12) Treybal, R.E., "Mass Transfer Operations"., International Student Edition, McGraw-Hill-Kógakusha, 2^a Edición.
- (13) Kiskurek, B., Peck, R.E. and Cakaloz, T., "Generalized Drying Curves for Porous Solids"., The Canadian Journal of Chemical Engineering, V-53, Feb., 1975.
- (14) Kunii, D. and Levenspiel, O., "Fluidization Engineering"., Capítulo 13 (Design for Physical Operations), John Wiley & Sons, Inc., 1969.
- (15) Crank, J., "The Mathematics of Diffusion"., Oxford University Press, Ely House, London W.I., 1^a Edición, 1970.
- (16) Peck, R.E., Patel, D. and Phelps, J.D., "The Application of Drying Theory to Dryer Performance"., VI Congreso Interamericano de Ingeniería Química, Caracas, Venezuela, 13 al 16 de Julio de 1975.
- (17) Arzan, A.A. and Morgan, R.P., "A Transient, Two Regions, Moving Boundary Analysis of The Drying Process". 6^a Con-

vención Nacional de A.I.Ch.E., Salt Lake, Utha, 1967.

- (18) Bradshaw, R.D. and Myers, J.E., "Heat and Mass Transfer in Fixed and Fluidized Beds of Large Particles"., A. I. Ch. E. Journal, V-9, N^o 5, Sept., 1963.
- (19) Kunii, D. and Levenspiel, O., "Fluidization Engineering"., Capítulo 3 (Gross Behavior of Fluidized Bed)., John Wiley & Sons, Inc., 1969.
- (20) Heertjes, P.M., de Boer, H.G.J. and de Haas van Dorsser, A.H., "Temperature and Humidity Measurements in a Drying Fluidized Bed"., Chemical Engineering Science, V-2, June N^o 3, 1953.
- (21) Himmelblau, D., "Process Analysis by Statistical Methods"., Capítulo 4., John Wiley & Sons. Inc., New York, 1970.
- (22) Lequerica, J.L., Flors, A. y Cerni, R., "Estudio del Secado de Arroz Sancochado por la Técnica de Fluidización"., A.T.A., V-14, N^o 3, Sept., 1974.
- (23) Rowe, P.N., "Correlating Data"., Chem - Tech, January, 1974.
- (24) Heertjes, P.M., "Simultaneous Heat and Mass Transfer in a Fluidized Bed of Drying Silica Gel"., The Canadian Journal of Chemical Engineering, June, 1962.
- (25) Perry, J.H., "Chemical Engineer's Handbook"., International Student Edition. 4^a Edición., McGraw-Hill Chemical Engineering Series. Sección 2.
- (26) Himmelblau, D., "Process Analysis by Statistical Methods"., Capítulo 5., John Wiley & Sons. Inc., New York, 1970.