

## Tesis de Posgrado

# Estudio sobre transferencia de calor y materia en el secado en lecho fluidizado

Kitic, Dora

1982

Tesis presentada para obtener el grado de Doctor en Ciencias Químicas de la Universidad de Buenos Aires

Este documento forma parte de la colección de tesis doctorales y de maestría de la Biblioteca Central Dr. Luis Federico Leloir, disponible en [digital.bl.fcen.uba.ar](http://digital.bl.fcen.uba.ar). Su utilización debe ser acompañada por la cita bibliográfica con reconocimiento de la fuente.

This document is part of the doctoral theses collection of the Central Library Dr. Luis Federico Leloir, available in [digital.bl.fcen.uba.ar](http://digital.bl.fcen.uba.ar). It should be used accompanied by the corresponding citation acknowledging the source.

**Cita tipo APA:**

Kitic, Dora. (1982). Estudio sobre transferencia de calor y materia en el secado en lecho fluidizado. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires.  
[http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis\\_1717\\_Kitic.pdf](http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1717_Kitic.pdf)

**Cita tipo Chicago:**

Kitic, Dora. "Estudio sobre transferencia de calor y materia en el secado en lecho fluidizado". Tesis de Doctor. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. 1982.  
[http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis\\_1717\\_Kitic.pdf](http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1717_Kitic.pdf)

**EXACTAS** UBA

Facultad de Ciencias Exactas y Naturales



**UBA**

Universidad de Buenos Aires

**Universidad de Buenos Aires**

**Facultad de Ciencias Exactas y Naturales**

**Departamento de Industrias**

**ESTUDIO SOBRE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MATERIA**

**EN EL SECADO EN LECHO FLUIDIZADO**

**Tesis presentada por**

**DORA KITIC**

**para optar al título de**

**Doctor en Química**

**orientación Industrial**

**Director de tesis**

**Ing. Pascual E. Viollaz**

A mis padres

A mis hijos

### Reconocimientos

Al Dr. Fernando Mario Brea por la colaboración prestada con su asesoramiento durante la etapa inicial de este trabajo.

Al Ing. Pascual Enrique Viollaz por su aporte en la formulación e implementación de los métodos numéricos empleados.

A todas las personas que con sus valiosos aportes y apoyo moral me ayudaron a cumplir con el objetivo propuesto.

Este trabajo se realizó en las dependencias del Departamento de Industrias de la Facultad de Ciencias Exactas y Naturales, Universidad de Buenos Aires, mediante un subsidio otorgado por la Subsecretaría de Ciencia y Tecnología.

## Indice

	página
1. Introducción	1
1.1. <u>Secado</u>	3
1.1.1. Generalidades	3
1.1.2. Mecanismos de secado	4
1.1.3. Modelos matemáticos de secado, antecedentes	6
1.1.4. Cinética de secado	11
1.2. <u>Fluidización</u>	
1.2.1. Perspectiva histórica	13
1.2.2. Generalidades	13
1.2.3. Tipos de fluidización	14
1.2.4. Fluidodinámica del lecho fluido	16
1.2.5. Lecho fluidizado sólido-gas	20
1.2.6. Transferencia de calor y materia en un lecho fluido. Modelos	26
1.3. <u>Secado en lecho fluido</u>	
1.3.1. Generalidades	29
1.3.2. Modelos de secado en lecho fluido batch	30
1.3.3. Resultados obtenidos por otros autores para el secado de materiales en lecho fluido y similares	32
2. <u>Objetivo del trabajo</u>	37

3. <u>Parte experimental</u>	39
3.1. Equipos utilizados	39
3.1.1. Lecho fluido	39
3.1.2. Secador tipo túnel	42
3.2. Material utilizado	43
3.3. Preparación del material	44
3.4. Determinación de las curvas de secado	44
3.5. Determinación del peso seco de las muestras	45
3.6. Determinación de la evolución de la temperatura del sólido	46
3.7. Determinación de las isotermas de sorción del grano de soja	46
3.8. Determinación de la velocidad de mínima fluidización	48
3.9. Determinación del diámetro de las burbujas en el lecho fluidizado	48
3.10. Reproducibilidad del método	48
4. <u>Modelos matemáticos</u>	54
4.1. Modelo matemático de la cinética de secado de una partícula	54
4.2. Modelo matemático de un secador en lecho fluido	58
5. <u>Resultados y discusión</u>	63

5.1. <u>Curvas de secado de grano de soja en el secadero túnel</u>	
5.1.1. Comportamiento general	63
5.1.2. Análisis de las curvas de secado	67
5.1.3. Predicción numérica de la cinética de secado para una partícula aislada	78
5.1.3.1. Determinación de los parámetros cinéticos	79
5.1.3.2. Predicción numérica	79
5.2. <u>Curvas de secado de grano de soja en lecho fluido</u>	
5.2.1. Comportamiento general	88
5.2.2. Estudio de la influencia de la altura del lecho en la cinética de secado	91
5.2.3. Estudio de la influencia de la velocidad superficial del aire en la cinética de secado	103
5.2.4. Estudio de la influencia de la temperatura de bulbo seco del aire en la cinética de secado	104
5.2.5. Predicción numérica para la cinética de secado de partículas esféricas en un lecho fluido	110
5.2.5.1. Determinación de los parámetros cinéticos	110
5.2.5.2. Predicción numérica	110
5.3. Estudio de la influencia de la humedad inicial del grano en la cinética de secado de soja en	

secador tipo túnel y lecho fluidizado	116
6. <u>Conclusiones</u>	122
7. <u>Nomenclatura</u>	126
8. <u>Apéndices</u>	131
9. Bibliografía	150



## 1. INTRODUCCION GENERAL

Es conocido que la incidencia del consumo de energía en la economía de casi todos los países latinoamericanos es muy importante. Por lo tanto es totalmente comprensible que una gran parte de las investigaciones básicas que se llevan a cabo en estos países, se orienten hacia el desarrollo de nuevas tecnologías que permitan un mejor aprovechamiento de las fuentes energéticas.

Los logros fundamentales de la aplicación de las nuevas técnicas aplicadas son el aprovechamiento más racional de las materias primas y la obtención de productos de una mejor calidad.

Uno de los procesos que aparece frecuentemente en las aplicaciones tecnológicas es el de secado, que se realiza actualmente con un bajo índice de eficiencia.

Entre las numerosas aplicaciones que tiene la técnica de fluidización, el secado de materiales, se está estudiando en los últimos años cada vez con más interés por presentar en muchos casos ventajas considerables frente a los métodos clásicos.

Para realizar el estudio del secado en lecho fluido es fundamental el conocimiento y análisis del proceso de secado en sí mismo y el conocimiento y análisis del comportamiento fluidodinámico del lecho fluido.

Por lo tanto, este es el camino que se ha de seguir en la introducción : comprensión del proceso de secado, comprensión del comportamiento de un lecho fluido en su dinámica y en los procesos de transferencia que en él se producen, y finalmente la aplicación simultánea de estos conocimientos al análisis del secado en lecho fluidizado.

## 1.1. SECADO

### 1.1.1. Generalidades

En los últimos años se observa una creciente atención al secado industrial, pues es uno de los mayores consumidores de energía en los procesos tecnológicos modernos.

El desarrollo de la investigación básica y aplicada sobre secado viene generalmente acompañado de la introducción de nuevas tecnologías en la industria. A pesar de ello, y en especial en el caso de secado de alimentos, el estado actual del conocimiento de dicho proceso es insatisfactorio, tal como ha sido puntualizado por diferentes autores (J. King, 1977; J. Chirife, 1982).

Si el material a secar es un alimento, se trata de lograr la reducción de la actividad de agua mediante la remoción de la misma, llevándola a un valor que minimice el deterioro debido a la acción de microorganismos y de reacciones químicas tales como las que producen el pardeamiento no enzimático y la oxidación de lípidos. Durante el proceso de secado se pueden producir, además de los mencionados, otros cambios indeseables, de naturaleza química o fisicoquímica, tales como la destrucción de vitaminas, desnaturalización de proteínas, cambio de textura, pérdida de poder de rehidratación, etc.

Cada uno de esos posibles procesos de deterioro se pro

duce con una velocidad que depende de la actividad de agua y de la temperatura. Por eso importa conocer los perfiles de humedad y temperatura dentro del sólido durante el proceso de secado, a fin de poder optimizar las condiciones operativas, obteniendo así un producto de mejor calidad.

#### 1.1.2. Mecanismos de secado

Van Arsdel (1963) ha realizado un resumen de los mecanismos propuestos para explicar la migración de la humedad dentro de un sólido que se seca, entre los cuales se pueden mencionar:

1. difusión del líquido debido a gradientes de concentración.
2. difusión de vapor debido a gradientes de presión de vapor parcial, originados por gradientes de temperatura.
3. movimiento del líquido debido a fuerzas capilares.
4. flujo debido a gradientes de presión total.
5. difusión superficial.
6. flujos provocados por evaporaciones y condensaciones sucesivas.

Todos los mecanismos propuestos se pueden agrupar en dos grandes grupos: difusión en fase vapor o transporte en fase líquida. Con ellos se pretende explicar la difusión en sólidos porosos rígidos.

Muchos autores, en aras de simplificar el tratamien-

to matemático del problema y no siempre en forma correcta, han tratado el tema de secado poniendo énfasis en un mecanismo en particular e ignorando los demás. En el caso de sólidos porosos capilares coloidales, en los cuales la matriz sólida no es totalmente rígida, sino que puede sufrir procesos de hinchamiento o encogimiento por interacción de adsorbente y adsorbato, el transporte de la humedad se produce posiblemente por una acción conjunta de varios de los mecanismos antes mencionados. Dentro de esta categoría podemos ubicar a los materiales biológicos.

Considerando todos los mecanismos posibles que provocan la migración de la humedad en cualquier tipo de sólidos, tal como ha sido puntualizado por Bruin (1978), la ecuación que representa la generalidad de los casos y, luego de eliminar los términos de menor importancia, es la siguiente:

$$J = - D_w \nabla \rho_w - D_T \nabla T$$

donde tanto  $D_w$  como  $D_T$  dependen fuertemente de la temperatura y del contenido de humedad en el sólido. En muchos casos puede desprejarse el segundo término de la ecuación, no considerando el efecto de la temperatura; y en casos especiales se puede suponer constante el valor de la difusividad  $D_w$ .

El hecho que diferentes mecanismos den por resultado una misma ecuación diferencial, quizás explique la falta de tra

bajos destinados a establecer cuales son los que prevalecen en una dada situación.

Sin embargo, un mejor conocimiento del o los mecanismos intervinientes en cada caso especial sería de interés para lograr una mejor perspectiva del proceso de secado, lo cual permitiría sugerir eventualmente procesos novedosos de una mayor eficiencia.

### 1.1.3. Modelos matemáticos de secado, antecedentes

El tratamiento riguroso de la cinética de secado es difícil debido a que el secado es un proceso complejo de transferencia de calor y materia, que por lo general va acompañado de efectos que complican su tratamiento matemático, tales como superficies de evaporación móviles, encogimiento del material a medida que va perdiendo humedad, ruptura del material, etc.

Los primeros trabajos de importancia en el campo de la cinética de secado se remontan al año 1929, cuando Sherwood (1929a, 1929b, 1930, 1932, 1934) propone explícitamente que el movimiento de la humedad dentro del sólido ocurre por un mecanismo de difusión en fase líquida, permitiendo la aplicación de la ley de Fick para predecir la velocidad de secado de materiales sólidos, expresada como:

$$\frac{\partial u}{\partial t} = \nabla (\bar{D} \nabla u)$$

///

Desde entonces esta teoría ha ganado la preferencia de muchos autores, tales como Becker y Sallans (1956), Henderson (1974), Chen y Johnson (1969), Rowe y Gunkel (1972), entre otros, que han utilizado la solución de Fick tanto para esferas como para otras geometrías.

Algunos autores suponen un coeficiente de difusión constante, otros suponen una dependencia de tipo Arrhenius con la temperatura, como así también una dependencia con el contenido de humedad del sólido. Básicamente en todos los casos consideran isotropía del material y condiciones de contorno de primera especie.

Esta teoría fue objeto de severas críticas. Hougen y col. (1940) cuestionan la validez del modelo pues no representa en muchos casos la realidad del proceso de secado. Babbit (1950) parte de la hipótesis de que la verdadera fuerza impulsora para la difusión en sólidos es la presión y no la concentración; experimentalmente demuestra que puede existir flujo de humedad como respuesta a un gradiente de presión en sentido contrario a gradientes de concentración.

El modelo de la difusión de la humedad en sólidos tiene, a la luz de los conocimientos actuales, el gran defecto de no tener en cuenta el encogimiento del material y el posible endurecimiento de la matriz sólida a medida que el frente

de humedad se retira hacia el interior del sólido.

Ceaglske y Hougen (1937) postulan que en el secado de sólidos granulares el flujo de agua está totalmente determinado por fuerzas capilares y es independiente de la concentración de agua. Consideran que la humedad contenida en los intersticios del sólido y en la superficie del mismo está sujeta a movimiento por gravedad y capilaridad. Aplican su modelo al agua que no está en solución y al resto que está por encima del punto de saturación (como en fibras y papeles), y a toda el agua que está por encima del contenido de equilibrio a presión atmosférica (como en pinturas minerales y otros).

Henry (1949) estudia la difusión de una sustancia a través de los poros de un cuerpo sólido que es capaz de adsorber, desorber e inmovilizar algunas de las sustancias difundentes. Por primera vez se tiene en cuenta la transferencia simultánea de calor y masa, aunque el coeficiente de difusión se considera independiente de la temperatura.

Un refinamiento al modelo propuesto por Henry fue desarrollado por Harmathy (1969) quien propone un modelo que se aplica a la transferencia simultánea de calor y materia durante el secado de un sistema poroso en el período pendular. Este modelo se basa en la teoría de la evaporación-condensación y en la hipótesis de que las fases del sistema están tan finamente distribuidas que desde el punto de vista macroscó-

///



pico resulta un sistema cuasimonofásico.

Basados también en la teoría de Henry, Young y Whitaker (1971) desarrollaron un modelo para la migración de la humedad en granos. Suponen una dependencia lineal entre la presión, la humedad y la temperatura, a pesar de que no aportan evidencias físicas que soporten estas suposiciones.

Whitaker (1977) propone una teoría de difusión en sólidos que tiene en cuenta la transferencia de cantidad de movimiento, calor y materia, para la formulación de las ecuaciones diferenciales que rigen el proceso de secado. Aplica las ecuaciones diferenciales resultantes a las tres fases que existen en un medio poroso y toma las variables involucradas como medias volumétricas en cada fase, llamándolas media local, o en el total, llamándolas media espacial. El conjunto de ecuaciones resultante representa un modelo complejo y muy difícil de manejar por la cantidad de variables involucradas y la dificultad de imponer todas las condiciones de contorno necesarias para resolver el sistema. A pesar de la aparente rigurosidad de este enfoque, el teorema básico del promedio local que se utiliza en la formulación del modelo ha recibido una severa crítica (Veverka, 1981).

Para el caso de sólidos porosos, Luikov (1966) desarrolló un modelo analítico, basado en la termodinámica de los procesos irreversibles, para representar el proceso de trans-

///

ferencia de calor y masa dentro del sólido. La aplicación del mismo es posible cuando no existen grandes desviaciones del equilibrio. Básicamente considera el flujo como la sumatoria de los productos entre un coeficiente fenomenológico y una fuerza impulsora:

$$J_i = \sum_k L_{ik} x_i \quad k = 1, 2, \dots, n$$

El coeficiente fenomenológico se supone constante. Luikov postula que los flujos debidos a la difusión de líquido y vapor se deben a gradientes de concentración y temperatura, obteniendo:

$$J_v = - K_v \rho_s \nabla u - K_{vT} \rho_s \nabla T$$

$$J_L = - K_L \rho_s \nabla u - K_{LT} \rho_s \nabla T$$

donde:

$J_v$  y  $J_L$  : flujos en fase vapor y líquida

$K_v$  y  $K_L$  : coeficientes de difusión en fase vapor y líquida, tomando como fuerza impulsora gradientes de concentración

$K_{vT}$  y  $K_{LT}$  : difusividad térmica de la humedad

Una de las críticas más importantes a la aplicación de la termodinámica de los procesos irreversibles al secado,

///

es que esta teoría es válida para sistemas homogéneos y no para sistemas que en realidad son una mezcla de fases (Whitaker, 1978, Bruin, 1969).

Basados en un modelo mecánico del movimiento del agua dentro del sólido, Philip y De Vries (sin ref.) postulan un modelo que tiene en cuenta el efecto combinado de la humedad y la temperatura en la transferencia de calor y masa en sólidos porosos. La mayor limitación de este modelo es que se basa en ecuaciones que son válidas solo en la zona capilar de una isoterma y por lo tanto difícilmente aplicable al caso general de los alimentos.

Concluyendo, para todas las teorías presentadas existen limitaciones importantes que dificultan su aplicabilidad a un caso específico real, especialmente en el caso de alimentos. La suma de todas las variables que se presentan en la realidad hacen que aún el modelo más elaborado no necesariamente refleje la realidad del proceso de secado.

#### 1.1.4. Cinética de secado

Independientemente de cual sea el mecanismo por el que se realice la migración del agua dentro de un sólido que se está secando, experimentalmente se encuentra que el proceso se puede dividir en dos etapas:

- secado a velocidad constante, con control externo a la trans

///

ferencia de masa.

- secado a velocidad decreciente, con control interno a la transferencia de masa.

En el primer caso la velocidad de secado está determinada exclusivamente por las variables externas del material a secar, por ejemplo: temperatura y humedad del aire, velocidad del aire.

En el segundo caso, o sea en el período de velocidad de secado decreciente, desaparece la influencia del caudal de aire en la cinética de secado, ya que los coeficientes de transferencia de calor y masa externos son lo suficientemente grandes, como para que la resistencia a la transferencia esté determinada fundamentalmente por los parámetros cinéticos internos del material.

Puede existir una situación intermedia, en la cual la resistencia externa no sea despreciable y entonces aparece la influencia del caudal del aire en la cinética de secado. Esta influencia se manifiesta en los coeficientes de transferencia externos, de los cuales dependen las condiciones de contorno de las ecuaciones diferenciales que representan el fenómeno de migración interna.

## 1.2. FLUIDIZACION

### 1.2.1. Perspectiva histórica

La fluidización como proceso industrial aparece en 1942 aplicada al cracking catalítico y desde entonces se ha extendido su uso a otras áreas tales como reacciones sólido-gas no catalíticas (Caram, 1978), secado de sólidos (Hoebink y Rietema, 1980), reacciones catalíticas (Kato y Wen, 1969), recubrimiento de sólidos (Heisser y col., 1971), congelado de frutas y vegetales (Patin, 1972), secado de soluciones (Ormos y col., sin ref.), transporte de sólidos (Mc Lain y col., 1979), etc.

### 1.2.2. Generalidades

Si se tiene un tubo vertical lleno de sólidos soportados mediante una malla y se hace fluir un gas o un líquido por el conducto en dirección ascendente, se produce una caída de presión a través del lecho fijo. Cuando dicha caída de presión es suficiente para soportar a las partículas del lecho, se está en la condición de "fluidización incipiente". Todo nuevo aumento de la velocidad del fluido se traduce en un aumento de la porosidad del lecho, manteniéndose constante la caída de presión.

El lecho en tales condiciones se comporta como un fluido y debe ser tratado como tal a los efectos de estudiar sus

propiedades fluidodinámicas.

El íntimo contacto que se obtiene entre las partículas sólidas y el fluido y el comportamiento global como fluido son las dos propiedades más importantes de un lecho fluidizado desde el punto de vista de las aplicaciones industriales, dado que permiten un eficaz control de las condiciones operativas y un gran facilidad en el transporte de sólidos.

### 1.2.3. Tipos de fluidización

Cuando se incrementa el caudal de fluido por encima del requerido por las condiciones de mínima fluidización, pueden presentarse dos situaciones:

- i- el lecho se sigue expandiendo en forma uniforme, aumentando la distancia entre las partículas.
- ii- el exceso de fluido pasa a través del lecho en forma de burbujas, originando como consecuencia un sistema bifásico.

Estas dos situaciones reciben el nombre de fluidización particularizada y agregativa respectivamente.

En general, la fluidización particularizada se presenta en sistemas líquido-sólido o en sistemas gas-sólido con partículas muy pequeñas y en un rango limitado de caudales de gas.

En cambio, la fluidización agregativa ocurre en la generalidad de los sistemas gas-sólido, y en algunos casos en sistemas líquido-sólido cuando la diferencia de densidades es

///

muy grande.

Davidson y Harrison (1963) sugieren que el tipo de fluidización obtenida depende del tamaño de las burbujas que pueden llegar a formarse y existir en el lecho. Así, cuando el diámetro de las burbujas es hasta 10 veces mayor que el diámetro de la partícula, se tiene fluidización homogénea o particularizada, y cuando es mayor que dicho valor se tiene fluidización agregativa.

Wilhelm y Kwauk (1948) proponen el uso del grupo adimensional Froude ( $v_{mf}^2/g d_p$ ) como criterio para decidir que tipo de fluidización se presenta en una dada situación. Cuando el número de Froude es menor que uno se tiene fluidización particularizada y cuando es mayor, fluidización agregativa.

Verloop y Hertjes (1974) encuentran que la fluidización agregativa, o sea la aparición de burbujas en un lecho, requiere una profundidad mínima de lecho y una relación de densidades  $\rho_s/\rho_g$  grande.

Cranfield y Geldart (1974) determinan la velocidad mínima de burbujeo, que es la velocidad a la cual se produce la transición de lecho homogéneo a heterogéneo para lechos de partículas grandes. Encuentran que dicha velocidad depende principalmente del tipo de sistema y del distribuidor y no depende de la altura del lecho si ésta es superior a un valor mínimo.

///

#### 1.2.4. Fluidodinámica del lecho fluido

Una variable de importancia en todo lecho fluido es la velocidad mínima de fluidización,  $v_{mf}$ , valor para el cual la fuerza de arrastre que produce el fluido ascendente iguala el peso de las partículas del lecho.

Esta igualdad se puede expresar como:

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_s + \rho_g) \quad g/g_c \quad (1)$$

El cálculo de la caída de presión a través de un lecho de sólidos se puede realizar a través de correlaciones tales como la de Ergun (Bird y col., 1960):

$$\frac{\Delta P}{\rho_g} \frac{d_p}{v^2} \frac{\epsilon^3}{L(1-\epsilon)} = 150 \frac{(1-\epsilon) \mu}{d_p \rho_g v} - 1,75 \quad (2)$$

Combinando estas dos ecuaciones se obtiene una expresión cuadrática en  $v_{mf}$ :

$$\begin{aligned} \frac{1,75}{\rho_s \epsilon_{mf}^3} \left( \frac{d_p v_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150 (1 - \epsilon_{mf})}{\rho_s^2 \epsilon_{mf}^3} \left( \frac{d_p v_{mf} \rho_g}{\mu} \right) &= \\ &= \frac{d_p^3}{2} (\rho_s - \rho_g) \rho_g \quad g \end{aligned} \quad (3)$$

que en término de números adimensionales es:

///



$$Ga = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} Re_{mf} + 1,75 \frac{1}{\epsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 \quad (4)$$

El cálculo de la porosidad del lecho, suponiendo que las partículas son esféricas, da por resultado un valor aproximadamente igual a 0,45, con lo cual la ecuación (4) queda:

$$Re_{mf} = 25,7 \left( (1 - 5,5 \cdot 10^{-5} Ga)^{1/2} - 1 \right) \quad (5)$$

Esta ecuación (Richardson, 1971) puede ser utilizada para calcular la velocidad mínima de fluidización, aún para partículas no esféricas, si se sustituye el diámetro de la partícula por el diámetro de una esfera de igual área específica.

Para partículas pequeñas, o sea para números de Reynolds bajos, la ecuación (5) se simplifica quedando:

$$v_{mf} = d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g / 1650 \mu \quad Re_p < 20 \quad (6)$$

y para partículas grandes, o sea para números de Reynolds altos, la ecuación (5) se reduce a la siguiente forma:

$$v_{mf} = (d_p (\rho_s - \rho_g) g / 24,5 \rho_g)^{1/2} \quad Re_p > 1.000 \quad (7)$$

Existen además otras correlaciones que predicen la

///

velocidad mínima de fluidización tanto para sistemas sólido-gas como sólido-líquido (Wen y Yu, 1966; Wilhelm y Kwauk, 1948; Babu y col., 1978).

Para que exista un lecho fluidizado, la velocidad del fluido no puede tener un valor arbitrario por encima de la velocidad de mínima fluidización, sino que debe estar por debajo del valor para el cual las partículas son arrastradas por el fluido, llamada velocidad terminal.

La velocidad terminal se puede estimar igualando el peso de la partícula con la fuerza de arrastre que ejerce el fluido sobre la partícula:

$$v_t = (4 g d_p (\rho_s - \rho_g) / 3 \rho_g C_D)^{1/2} \quad (8)$$

donde  $C_D$  es el coeficiente de arrastre.

Existen distintas correlaciones para determinar el valor del coeficiente de arrastre para diferentes valores de número de Reynolds. Reemplazando esos valores en la ecuación (8), resultan las siguientes expresiones para la velocidad terminal de una partícula:

$$v_t = g(\rho_s - \rho_g) d_p^2 / 18 \mu \quad \text{Re} < 0,4$$

$$v_t = (4(\rho_s - \rho_g)^2 g^2 / 225 \rho_g \mu)^{1/3} d_p \quad 0,4 < \text{Re} < 500$$

$$v_t = (3,1 g (\rho_s - \rho_g) d_p / \rho_g)^{1/2} \quad 500 < \text{Re} < 200.000$$

///

donde se supone que las partículas son esféricas.

Para valores de número de Reynolds bajos resulta:

$$v_t/v_{mf} = 91,6 \qquad Re < 0,4$$

y para valores de número de Reynolds altos:

$$v_t/v_{mf} = 8,72 \qquad Re > 1.000$$

La relación  $v_t/v_{mf}$  está entre los límites 90:1 y 10:1 aproximadamente, siendo el rango de trabajo mucho más restringido para partículas grandes.

Si se tiene en cuenta que las velocidades de mínima fluidización y terminal varían durante el secado de materiales, se puede calcular la relación entre ambas (Kitic y Brea, 1980) y con ello se puede tener una idea de la flexibilidad operativa del lecho.

Además, en la práctica se observa que dicho rango puede ser considerablemente disminuido debido a la aparición de canalizaciones y de "sluggs". Esto es especialmente serio en el caso de fluidización de partículas grandes de diámetro único, donde se observa experimentalmente que es difícil lograr la fluidización, debiéndose agregar baffles deflectores en el lecho para disminuir este efecto (Kunii y Levenspiel, 1968).

///

### 1.2.5. Lecho fluidizado sólido-gas

Ya se ha dicho anteriormente que para sistemas en los cuales la diferencia de densidades entre el sólido y el fluido es grande, se observa la situación de un lecho con fluidización agregativa. Este es el caso típico de fluidización sólido-gas.

En este tipo de lechos se pueden diferenciar en forma neta dos fases:

- i - emulsión o fase particularizada
- ii - fase burbuja

Se considera que la fase particularizada se halla en las condiciones fluidodinámicas correspondientes a las de fluidización incipiente y que la fase burbuja lleva todo el caudal por encima del de mínima fluidización.

La burbuja en su ascenso a través del lecho va rodeada de una nube y seguida de una estela de sólidos. Estos sólidos en el movimiento general son los responsables del mezclado de partículas que se observa en la emulsión.

El comportamiento fluidodinámico de un lecho con burbujas fue explicado por Davidson y Harrison (1963). El modelo propuesto se basa en los siguientes postulados:

- a- una burbuja no contiene sólidos y es de forma esférica en lechos tridimensionales.
- b- cuando una burbuja asciende en el lecho, la fase par-

ticularizada se mueve alrededor de la misma como lo haría un líquido incompresible e inmiscible que tiene una densidad global  $\rho_s(1 - \epsilon_{mf})$ .

c- el gas de la emulsión se mueve como un fluido incompresible viscoso, por lo tanto la velocidad entre el gas y el sólido debe satisfacer la ley de Darcy.

En el desarrollo del modelo se adoptan las siguientes premisas:

a- el diámetro de la burbuja es constante.

b- lejos de la burbuja el gradiente de presión está dado por la ecuación (1).

c- la presión dentro de la burbuja es constante.

La velocidad relativa de ascenso de una burbuja en un lecho fluido se puede expresar:

$$v_{br} = 0,711 (g d_b)^{1/2} \quad (9)$$

Según cual sea la velocidad relativa de ascenso de la burbuja con respecto a la velocidad intersticial del gas en la emulsión, se pueden clasificar las burbujas en dos grandes grupos:

i - burbujas pequeñas o lentas.

ii- burbujas rápidas o grandes.

Las primeras son burbujas cuya velocidad relativa de ascenso es menor que la velocidad intersticial del gas. En os-

//

te caso existe una determinada cantidad de gas que se recircula constantemente entre la burbuja y la nube que la rodea.

En el caso de lechos fluidos tridimensionales el caudal de gas que procesa una burbuja en su ascenso a través del lecho es (Kunii y Levenspiel, 1969):

$$q = 3 v_{mf} \eta' r_b^2 \quad (10)$$

Este caudal procesado es todo gas fresco si se está en presencia de burbujas estacionarias, parcialmente recirculado para el caso de burbujas lentas y totalmente recirculado para burbujas rápidas.

Por otro lado, el espesor de la nube que rodea a la burbuja es (Kunii y Levenspiel, 1969):

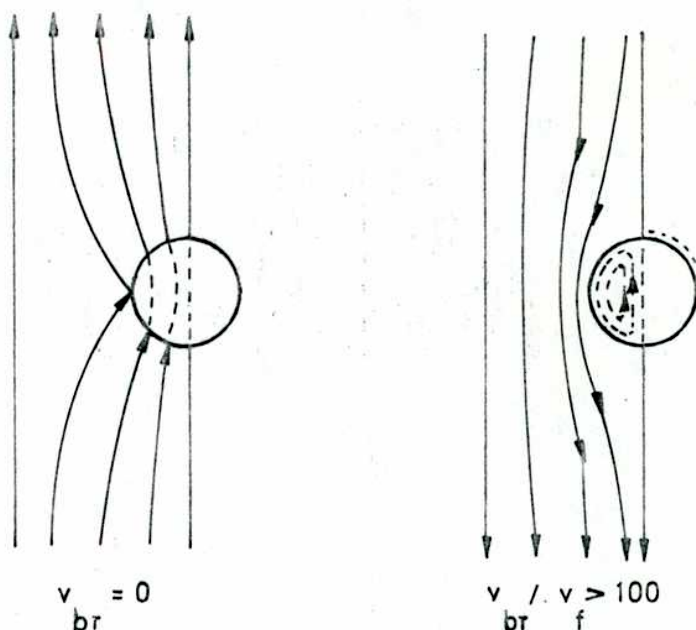
$$r_c/r_b = ((v_{br} + 2 v_f)/(v_{br} - v_f))^{1/3} \quad (11)$$

Como se puede observar, cuando la velocidad relativa de ascenso de la burbuja es menor que la velocidad intersticial, la ecuación (11) no tiene sentido físico y representa el caso de burbujas que no van acompañadas de nube ni estela. Cuando la velocidad relativa de ascenso es igual a la velocidad intersticial el espesor de la nube es infinito, y a medida que se va haciendo mayor que la velocidad intersticial el espesor de la nube se hace más pequeño, arbitrariamente se di-

//

ce que una nube es fina cuando su espesor es menor que un 10% del diámetro de la burbuja. Este es el caso de las burbujas rápidas, el gas de la emulsión no se mezcla con este gas recirculante y la burbuja asciende como si estuviera "aislada" del resto del lecho.

La circulación del gas en estas dos situaciones extremas se puede representar gráficamente de la siguiente forma:



Finalmente, una burbuja estable puede existir en el lecho fluido cuando su velocidad de ascenso relativa es menor o igual a la velocidad terminal de las partículas del mismo. Velocidades mayores implican coalescencia de burbujas para formar otras de mayor tamaño.

Las desviaciones más importantes de este modelo fluidodinámico con respecto de la realidad son:

- a- la burbuja no tiene una forma esférica perfecta, sino que es de forma paraboloidal en su superficie superior y cóncava en la inferior. Esta concavidad produce un arrastre de sólidos y un mezclado turbulento que da origen a una estela que acompaña a la burbuja y que es responsable del buen mezclado de sólidos en la emulsión.
- b- la nube que rodea a la burbuja tiene un radio menor al predicho por Davidson y Harrison (Rowe y Partridge, 1963).
- c- el diámetro de la burbuja no es constante con la altura del lecho. Cranfield y Geldart (1974) dan una relación diámetro de burbuja-altura del lecho para lechos de partículas grandes ( $d_p > 0,1 \text{ cm}$ ). Rowe (1976) hace el mismo tipo de análisis para partículas pequeñas ( $d_p < 500 \mu$ ).

Estas desviaciones al modelo propuesto por Davidson y Harrison llevan a nuevas proposiciones del comportamiento fluidodinámico de un lecho fluidizado con burbujas. Jackson (1963), Murray (1965), Kobayashi y col. (1966) y Jones y col. (1971) postulan modelos que se ajustan más a la realidad, pero la mejora obtenida en la predicción usando estos modelos no justi-



fica en la mayoría de los casos prácticos la complicación introducida en los cálculos por la aplicación de los mismos.

La obtención de los diferentes regímenes de fluidización depende en gran parte del tamaño de las partículas. Así, para el caso de partículas pequeñas la relación de velocidades entre la condición de arrastre y la de mínima fluidización es de aproximadamente 90, con lo cual se hace posible obtener lechos fluidizados con distintas características fluidodinámicas, tales como: fluidización particularizada, burbujas pequeñas, burbujas grandes, etc. En cambio, cuando el tamaño de las partículas es grande, la relación entre la velocidad terminal y la de mínima fluidización es mucho menor, aproximadamente 9. En este caso es prácticamente imposible observar fluidización particularizada y se obtiene un estado de agregación con burbujas lentas.

En este tipo de lechos las burbujas son aproximadamente esféricas y tienen una estela que no abarca más del 10% del área del círculo que proyecta la misma. Esto hace que la intensidad del mezclado de sólidos en la emulsión sea mucho menor que cuando se trabaja con partículas pequeñas, y por lo tanto sean inaplicables los modelos fluidodinámicos propuestos para lechos fluidizados con partículas pequeñas. Este régimen ha sido investigado por McGrath y Streatfield (1971), Geldart y Cranfield (1972,1974), Cranfield (1978), Canada y col. (1978),

///

en trabajos orientados al estudio del comportamiento fluido-dinámico de un lecho fluido con partículas grandes.

1.2.6. Transferencia de calor y materia en un lecho fluido.

Modelos

Para operaciones de transferencia de calor y materia en lecho fluido con burbujas se requiere, además del conocimiento del flujo de gas a través del lecho y del movimiento de sólidos en la emulsión, conocer la velocidad de intercambio de gas entre la emulsión y la burbuja.

Los modelos más simples para determinar el flujo de gas a través de un lecho son el modelo de dispersión axial y el modelo de tanques agitados en serie. Ninguno de ellos es directamente aplicable a lechos fluidizados con burbujas.

El modelo más sencillo que representa el flujo de gas en un lecho con burbujas es el de las dos regiones (Grace y Clift, 1974), que separa al lecho en dos fases: emulsión y burbujas, con un intercambio entre las mismas, resultando un modelo a tres parámetros muy difíciles de evaluar.

Kunii y Levenspiel (1968) proponen un modelo más detallado que permite predecir el intercambio de gas entre las dos fases para lechos vigorosamente agitados, es decir para lechos con partículas pequeñas y burbujas rápidas que tienen una nube de espesor pequeño. Este modelo permite interpretar con bastante exactitud los datos experimentales de transferencia de ca-

lor y materia y reacciones catalíticas de varios investigadores que han trabajado con lechos fluidos que cumplen con los requisitos del modelo propuesto.

A causa de la alta velocidad de gas requerida para fluidizar partículas grandes, la transferencia partícula-fluido a través de la película externa es un factor mucho más dominante en la transferencia global que la transferencia debida al movimiento de las partículas. Las correlaciones existentes para obtener coeficientes de calor para partículas pequeñas no se deben aplicar en el caso de tener burbujas lentas, Catipovic y col. (1978). Esto resulta así pues en este tipo de lechos no hay tan buen mezclado de sólidos en la emulsión como en el caso de lechos de partículas pequeñas vigorosamente agitados.

La bibliografía sobre transferencia de calor o de masa partícula-gas (Kettenring y Manderfield, 1950; Kunii y Levenspiel, 1968; Kato y Wen, 1969; Bock, 1981; entre otros) es bastante extensa para lechos fluidos de partículas pequeñas y las condiciones bajo las cuales se han evaluado dichos coeficientes son variadas, alternando técnicas en estado estacionario y transiente; pero bastante escasa para el caso de fluidización de partículas grandes.

Bradshaw y Myers (1963), McGraw (1977), Adams y Welty (1979), Vazquez y Calvelo (1980) entre otros, han orientado

///

sus investigaciones hacia el estudio de la transferencia de calor en lechos de partículas grandes.

Se debe puntualizar que para la transferencia de calor en un lecho fluido numerosos autores (Walton y col., 1952; Frantz, 1961; Heertjes y McKibbins, 1956) han llegado a la conclusión de que existe una pequeña zona al fondo del lecho donde se produce todo el intercambio entre el sólido y el fluido. Esto permite decir normalmente que la temperatura del gas a la salida del lecho es representativa de la temperatura de los sólidos en la emulsión.

En términos generales podría concluirse que la información existente es cuantiosa pero con grandes discrepancias entre las predicciones de cada autor, posiblemente causadas por las diferentes técnicas empleadas para determinar los coeficientes de transferencia, los distintos tipos de lechos utilizados para ese fin y las variadas condiciones fluidodinámicas en que fueron realizadas cada una de las experiencias en particular.

### 1.3. SECADO EN LECHO FLUIDO

#### 1.3.1. Generalidades

El lecho fluidizado se ha aplicado para el secado de materiales granulares, pastas, suspensiones y soluciones; dando como resultado el reemplazo de muchos procesos de tipo batch por otros continuos, que son más rápidos y de mayor economía de operación.

El secado en lecho fluido tiene características especiales que lo diferencian de otros métodos de secado, tales como:

- a- las partículas húmedas reciben calor de gas que fluye y que al mismo tiempo es el medio fluidizante.
- b- las partículas en el lecho tienen un movimiento de rotación y traslación.
- c- se puede producir aglomeración y rotura de partículas durante el proceso de secado.
- d- una fracción de la fase gaseosa puede pasar a través del lecho en forma de burbujas o canalizaciones.

Además, teniendo en cuenta que durante el secado la partícula puede cambiar de densidad y tamaño, y siendo estos dos parámetros los fundamentales en el cálculo de las velocidades de mínima fluidización y velocidad terminal de la partícula, es obvio que éstas variarán durante el secado. Esto hace que las velocidades de operación estén restringidas a aquellos

valores que sean comunes a las partículas húmedas y secas (Kitic y Brea, 1980).

Estas razones, sumadas a la complejidad del proceso de secado como tal, hacen prácticamente imposible el tratamiento riguroso del problema de secado en lecho fluido.

Las ecuaciones de diseño de los secadores de lecho fluido se obtienen planteando un modelo matemático que representa en forma apropiada a un modelo físico simplificado de la realidad y determinando experimentalmente la influencia de los factores más importantes de los cuales depende la cinética de secado (Romankov, 1971).

#### 1.3.2. Modelos de secado en lecho fluido batch

Por todas las razones anteriormente mencionadas se debe recurrir a modelos empíricos o semiempíricos para resolver el problema de secado en lecho fluidizado.

Normalmente, cuando la etapa limitante del proceso de secado es la transferencia de la humedad en la película externa a la partícula, o sea cuando se trabaja en período de velocidad de secado constante, los gradientes internos de humedad y temperatura son pequeños; se puede suponer entonces que la temperatura del sólido que se seca es constante e igual a la temperatura de bulbo húmedo del aire.

En este caso el problema de secado en lecho fluido se

puede estudiar como un problema de transferencia de calor por convección; la cantidad de calor entregado determina la velocidad de evaporación que se puede expresar de la siguiente forma:

$$\rho_g v_o c_{p_g} (T_{ge} - T_{gs}) dt = -\rho_s L_{mf} (1 - \epsilon_{mf}) \lambda_v du$$

En cambio, si el secado se produce en el período de velocidad decreciente, es decir cuando predomina la resistencia interna a la transferencia de humedad, la temperatura del material y del gas variarán con el tiempo. En este caso el calor entregado por el gas se utiliza para evaporar el agua y para calentar el material. La relación de dichas cantidades depende de los parámetros cinéticos del sistema y varía en función del tiempo (Kuts y Pikus, 1980).

Cuando el material se seca en el período decreciente, si se calcula la velocidad de secado a través de la ecuación de transferencia de calor solamente, se llega a un punto insalvable que es la determinación experimental de la diferencia de temperaturas media entre el sólido y el aire, dado que la misma es muy pequeña y los errores anularían la validez de los resultados. Se enfrentan dificultades similares si se desea utilizar solamente la transferencia de materia como fuerza impulsora del proceso; en este caso la dificultad reside en la determinación experimental de la humedad de interfase. Por lo

///

tanto, la velocidad de secado se obtiene a través de un sistema de ecuaciones diferenciales que describen los procesos de transferencia de calor y humedad dentro del sólido:

$$\rho_s c_{p_s} \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla (k_s \nabla T)$$

$$\frac{\partial u}{\partial t} = \nabla (\bar{D} \nabla u)$$

y que se deben resolver con las condiciones de contorno apropiadas para cada caso específico.

### 1.3.3. Resultados obtenidos por otros autores para el secado de materiales en lecho fluido y similares

Becker y Sallans (1961) estudian el secado de trigo en lecho tipo "spout" en período de velocidad de secado decreciente, obteniendo una correlación que facilita la predicción de la velocidad de secado en esas condiciones. Las hipótesis de partida en las cuales basan su análisis son: el lecho es isotérmico y los sólidos son rígidos y están totalmente mezclados. Como consecuencia, no estudian la influencia de la temperatura sobre el coeficiente de difusión. Este tipo de lecho se puede considerar una extrapolación de lecho fluidizado en el que las partículas son arrastradas por un chorro ascendente de aire, facilitando de esta forma la agitación de los sólidos en el lecho.



Petracca y col. (1979) estudian el secado de sulfato ferroso heptahidratado en lecho fluido. Consideran temperatura uniforme en el lecho y orientan su investigación hacia la determinación de las características físicoquímicas del producto final tomando como parámetros la temperatura y composición del gas.

Chang y Wen (1966) utilizan el proceso de secado de alúmina en lecho fluido como medio para obtener coeficientes de transferencia de calor entre la partícula y el gas para valores de número de Reynolds mayores que 500.

Vandershueren y col. (1980) trabajan con lecho fluidizado secando sólidos refractarios para determinar coeficientes de transferencia de calor partícula-emulsión y partícula-partícula, en estado estacionario y tomando el modelo de flujo pistón para el gas y mezclado total para los sólidos en el lecho.

Zuzuki y col. (1980) aplican los conceptos del estudio del secado en período de velocidad de secado constante al caso de secado de resinas de intercambio iónico en un lecho vibrofluidizado. En este tipo de lecho se obtiene uniformidad de temperatura y humedad y se evita la formación de burbujas por efecto de la vibración.

Fito y col. (1975) estudian el secado de salvado de arroz en lecho vibrofluidizado orientando sus experiencias al

///

estudio del comportamiento fluidodinámico del sistema.

Laquerrica y col. (1974) estudian la posibilidad de utilizar la técnica de fluidización en el secado de arroz sancochado, poniendo de manifiesto que el fluidizado acorta considerablemente el ciclo de secado sin disminuir el rendimiento en la elaboración. Además, estudian la influencia del caudal de aire y la temperatura del mismo; concluyen que la velocidad de secado aumenta con el caudal y la temperatura del aire que entra al equipo y disminuye cuando se aumenta la altura del lecho.

En el secado de arroz sancochado se distinguen claramente las dos etapas típicas del secado de sólidos: período de velocidad de secado constante y decreciente. Para cada conjunto de condiciones ensayadas, los autores proponen ecuaciones de velocidad de secado con las que es posible el diseño de secadores industriales.

Brunello y col. (1977) proponen un modelo semiempírico para el secado de granos basado en un modelo de dos resistencias internas desarrollado anteriormente por Brunello y col. (1974) y simplificado para este trabajo. Para la determinación de la cinética de secado de sorgo se requiere, según este modelo, solamente la pendiente de la curva de velocidad de secado en función del tiempo, a tiempo cero. En la resolución del modelo no tienen en cuenta la influencia de la temperatura sobre

///

los parámetros cinéticos ni el posible encogimiento del grano durante el secado.

Arai y col. (1980) estudian el secado de partículas porosas en un lecho fluido batch. Cuando las partículas tienen un alto contenido de humedad inicial, observan que hay un marcado aumento de la velocidad de mínima fluidización y un deterioro en la calidad de la fluidización provocado por el mayor contenido de humedad en la superficie de las partículas. Consideran un período en el que el lecho se comporta como un lecho fijo y, luego de un cierto tiempo al que llaman tiempo crítico, como lecho fluidizado. Para este período adoptan el modelo de flujo pistón para el gas y tanque agitado para el sólido resolviendo el lecho por técnicas computacionales.

Hoebink y Rietema (1980 a) estudian el secado de sólidos granulares en lecho fluido con un modelo que tiene en cuenta la presencia de burbujas y, por lo tanto, aplicable a lechos vigorosamente agitados. Consideran la situación en que el transporte de la humedad entre las partículas y el gas puede ser descrito con un coeficiente de transferencia global constante.

Los mismos autores (1980 b) tratan el secado de partículas porosas cuando existen limitaciones difusionales a la transferencia de masa dentro del sólido en lechos vigorosamente agitados. Esta situación ya no se puede representar matemáticamente con un coeficiente global de transferencia de materia cons-

///

tante como en el caso anterior. Estudian por lo tanto el comportamiento de las partículas en la nube de una burbuja ascendente y luego los perfiles de concentración dentro del sólido de la emulsión en función del tiempo de secado. A estos dos tipos de transferencia propuestos los llaman respuesta a corto y largo plazo respectivamente. Ambos mecanismos se analizan separadamente y se integran en un modelo que describe el comportamiento global del lecho fluidizado. La complejidad del modelo impone el uso de técnicas computacionales para su resolución.

Laul y Giradkar (1980) estudian el mecanismo del secado de chili a través de datos cinéticos obtenidos en lecho fluido. Observan un período de velocidad de secado constante en el cual la temperatura del sólido no es la de bulbo húmedo del aire secante. Por esta razón postulan la existencia de una zona saturada debajo del pericarpio en la cual se produce la evaporación, que hace que la velocidad global esté determinada por la permeabilidad del mismo. Cuando trabajan con chili cortado la velocidad de secado aumenta sustancialmente.

Del análisis crítico de estos trabajos se puede inferir que hasta el presente no se han realizado investigaciones con un enfoque global del tema de secado de sólidos en lecho fluido de partículas grandes. Esto se debe fundamentalmente a la complejidad del problema y a la cantidad de variables involucradas que dificultan el cumplimiento de este objetivo.

## 2. OBJETIVO DEL TRABAJO

El objetivo del trabajo es el estudio de la cinética de secado en un lecho fluido y el diseño de secadores que utilicen la técnica de fluidización en condiciones de fluidización agregativa de partículas grandes.

En general, la predicción de la cinética de secado en un secador, cualquiera sea su tipo, implica el conocimiento de las ecuaciones diferenciales que describen el movimiento de la humedad dentro de las partículas y las condiciones de contorno de dichas ecuaciones.

En el caso particular de lecho fluido, la mayor dificultad reside en el conocimiento de dichas condiciones de contorno, ya que las mismas dependen de la fluidodinámica del lecho. Dado que la misma es función de numerosas variables, en muchos casos difíciles de medir, el diseño teórico de este tipo de secadores, teniendo en cuenta el conocimiento actual acerca de la dinámica de un lecho fluido, es difícilmente realizable.

Por lo tanto, se decidió la construcción de un equipo experimental a los efectos de realizar un estudio de la cinética de secado y en cuyos resultados se reflejara el efecto de las numerosas variables de las cuales depende la fluidodinámica del lecho.

Como modelo de una sustancia a secar que presenta control interno a la migración de agua, se usaron granos de so-

ja humectados. La forma geométrica de este grano, prácticamente esférica, facilita el tratamiento teórico de las ecuaciones diferenciales que representan el secado. Además, dicha forma geométrica permite obtener con más facilidad el estado fluidizado y una caracterización más sencilla del lecho.

El grano de soja se humectó a niveles superiores a los usuales en este grano para acentuar las diferencias de comportamiento del secado en capa delgada y lecho fluido.

Un objetivo adicional fué la obtención de modelos matemáticos que, mediante ciertas hipótesis simplificadoras de la fluidodinámica del lecho, permitieran predecir el comportamiento de un secador de lecho fluido a partir de la información obtenida en un secador discontinuo tipo túnel, trabajando en capa delgada.

El secador túnel permite en esas condiciones, obtener datos cinéticos de secado en condiciones controladas y bajo la influencia de pocas variables. Por el contrario, en un lecho fluido aparecen variables adicionales que complican el tratamiento teórico del problema.

En síntesis, el objetivo del trabajo es obtener un método que permita el diseño de secadores de lecho fluido para materiales con control interno o mixto a la transferencia de la humedad, con la información de experiencias en capa delgada y la formulación de un modelo para el lecho fluido.

///

### 3. PARTE EXPERIMENTAL

#### 3.1. Equipos utilizados

##### 3.1.1. Lecho fluido

Se diseñó y construyó para este trabajo un lecho fluido batch que consiste de:

- a- Un soplador de aire centrífugo marca AIREMAR, con caudal máximo de 3.000 l/min, presión de descarga 600 mm de agua.
- b- Caja de resistencias calefactoras marca CALROCAL, con doce resistencias de una potencia de 1.000 W cada una, con interruptores individuales.
- c- Cámara de estabilización de perfiles de velocidad y temperatura, consistente en una cañería con baffles deflectores.
- d- Lecho fluidizado propiamente dicho: consta de un recipiente cilíndrico de acero inoxidable cuyo diámetro interno es de 23 cm y una altura de 22 cm. En su base se adosan mallas intercambiables para obtener diferentes tipos de distribuidores de aire; provisto de un visor transparente de 70 cm<sup>2</sup> y tubo de descarga de sólidos.
- e- Zona de observación de vidrio.
- f- Zona de seguridad, para evitar el arrastre de partiú

///

culas pequeñas.

El esquema del equipo se puede observar en la figura 1.

El equipo posee una válvula de regulación de caudal de aire, un medidor de caudal de gases marca B.SHILLIG, que cubre un rango de 200 hasta 3.500 l/min de aire medido a presión atmosférica y 20°C y una placa orificio, con su manómetro de agua, diseñada para ser instalada a la entrada del soplador. Ambos caudalímetros fueron calibrados con un velómetro marca ALNOR, con diferentes tipos de tomas que cubren un rango de velocidades de aire desde 0,1 hasta 120 m/seg con una sensibilidad del 3% en todo el rango.

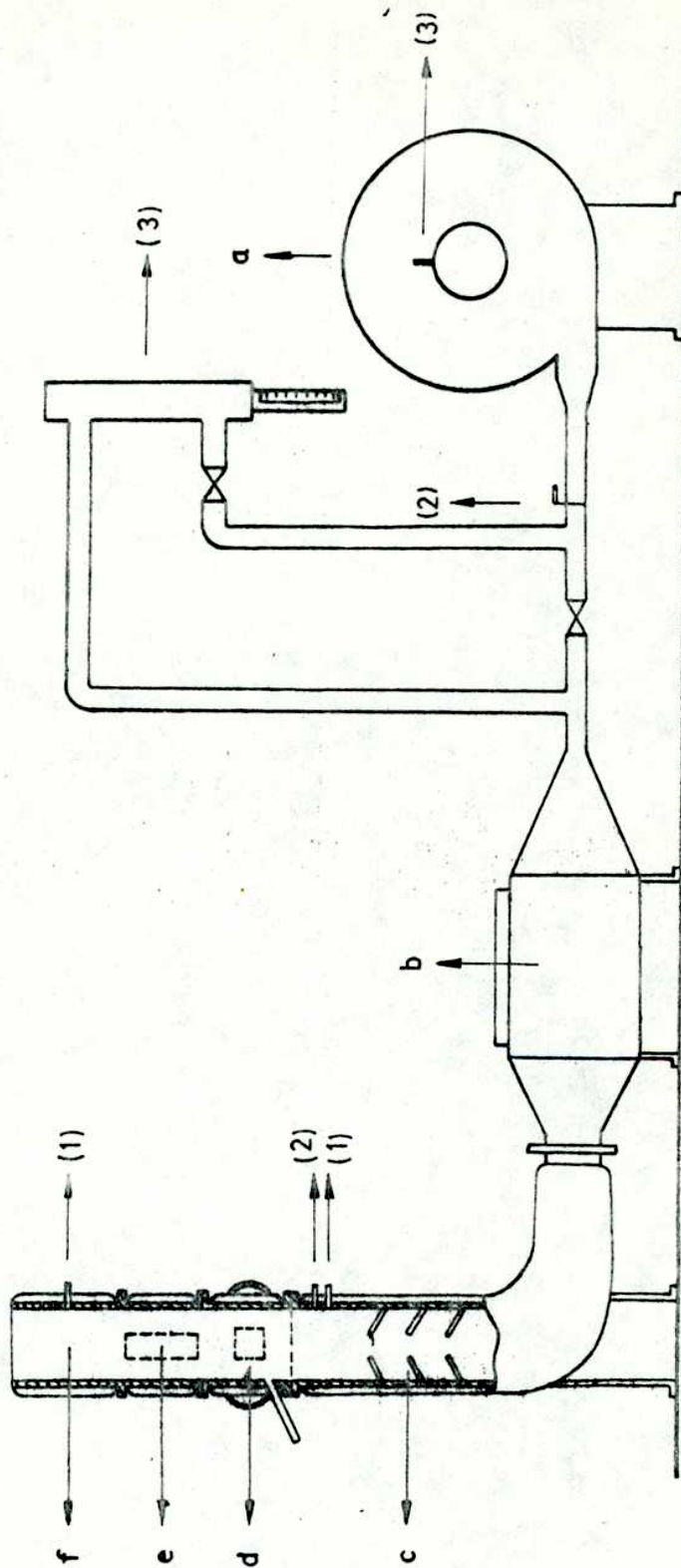
La temperatura del aire de entrada al equipo se controla mediante un controlador de acción proporcional marca ABACO 100, que trabaja con una termoresistencia de platino como sensor, siendo la sensibilidad del controlador de  $\pm 1^{\circ}\text{C}$  en todo el rango. Paralelamente se construyó e instaló un controlador de acción proporcional que trabaja con un termistor como elemento sensor, siendo el error en la temperatura controlada de  $\pm 0,3^{\circ}\text{C}$  en el rango de operación del equipo. Estos controladores de temperatura accionan 3 de las 10 resistencias de la caja calefactora, siendo el resto fijas.

El equipo está preparado para la medición de temperaturas de bulbo húmedo y seco del aire de entrada al equipo; las mediciones de estas temperaturas se realizaban con termómetros

///



Figura 1



(1) Tomas: temperaturas

(2) Tomas: presión

(3) Caudalímetro

de mercurio con un error de  $\pm 0,1$  °C.

El distribuidor utilizado para las experiencias de secado de granos es una placa perforada con una malla adosada para evitar la pérdida posible de sólidos por los orificios de la misma. El cálculo del área libre del distribuidor se encuentra en el apéndice A.

Todas las partes esenciales del equipo están aisladas térmicamente dejando libre el visor del lecho y una franja en la zona de observación.

### 3.1.2. Secador tipo túnel

Este es un secadero existente de tipo convencional. El aire ambiente es impulsado por un ventilador centrífugo que permite un caudal máximo de aproximadamente 3.000 l/min. El aire impulsado pasa por una cámara de calentamiento que entrega calor por medio de una red de resistencias eléctricas. El aire atraviesa luego un lecho de pequeñas esferas de vidrio a fin de uniformar sus propiedades (temperatura y humedad) y sube por la cámara de secado para después escapar a la atmósfera.

Todas las partes esenciales del equipo están térmicamente aisladas.

El equipo posee una válvula para regular el caudal de aire; termostato para mantener la temperatura del mismo en un  $\pm 0,2$  °C del valor prefijado, regulando por acción proporcional el calor entregado a la cámara de calentamiento; termómetros

//.

de bulbo húmedo y seco, con un error de lectura de  $\pm 0,1$  °C.

En las experiencias realizadas se colocaba la muestra a tratar en un recipiente de fondo y tapa de mallas metálicas, y luego este recipiente se colocaba en la cámara de secado.

### 3.2. Material utilizado:

Se trabajó con grano de soja variedad Williams, segunda multiplicación, hija importada de Estados Unidos.

La humedad natural del grano era de aproximadamente 12% expresada en base seca, antes de procesarlo. La densidad del grano natural era de  $1,21 \text{ g/cm}^3$ . El diámetro promedio de partícula determinado era de  $0,684 \text{ cm}$ . Los métodos de cálculo correspondientes están en el apéndice B.

Algunas propiedades térmicas del grano de soja:

a- calor específico, Sharma (1973)

$$c_{p_g} = 0,3337 + 0,0077 W$$

siendo W el porcentaje en peso de agua.

b- conductividad térmica de la soja con humedad natural, Jasanski y Bilansky (1973).

	temp. (°C)	
grano entero	10 - 66	$2,3 \times 10^{-4} - 3,2 \times 10^{-4}$
grano roto	10 - 66	$2,0 \times 10^{-4} - 3,0 \times 10^{-4}$
grano en polvo	10 - 66	$1,6 \times 10^{-4} - 2,4 \times 10^{-4}$

### 3.3. Preparación del material

///

Los granos a procesar en cada corrida de secado eran sumergidos en agua por tiempos que iban desde 10 a 30 minutos para obtener diferentes contenidos de humedad inicial. Los granos se humectaron por este método por la gran cantidad de material a procesar en cada corrida de secado, entre 2 a 4 Kg, que hacía prácticamente imposible el empleo de métodos de humectación en ambiente de humedad controlada. Por otro lado, se deseaba llegar a niveles de humedad tales que la cantidad de agua evaporada fuera tal que hiciera que la variación de las propiedades del aire de entrada y salida del equipo fluidizador llegara a ser importante, con el objetivo de acentuar las diferencias en el comportamiento del lecho fluido y el secador túnel.

Luego de escurrida el agua en exceso, se dejaba la muestra en heladera a una temperatura de aproximadamente 4°C durante 48 a 72 horas, con el fin de estabilizar el perfil de humedades dentro del grano y evitar la fermentación del mismo.

### 3.4. Determinación de las curvas de secado

En el lecho fluidizado las curvas de secado fueron obtenidas retirando a intervalos regulares muestras representativas que eran colocadas en recipientes herméticos para su posterior procesamiento.

En el secador túnel las curvas cinéticas fueron obtenidas determinando el peso de la muestra a intervalos regulares

///

a lo largo del tiempo de secado.

Las pesadas de las muestras se hacían en una balanza analítica METTLER, con un error de lectura estimado de  $\pm 0,0001$  g para las muestras pesadas a temperatura ambiente y  $0,001$  g para las muestras pesadas durante las corridas en el secadero túnel.

En el equipo fluidizador se realizaron corridas con velocidades de aire de aproximadamente  $2,5$  m/seg. Esta velocidad fue elegida visualmente, verificándose que a esa velocidad se obtenía una buena fluidización durante toda la corrida de secado. Cálculos estimativos para esas condiciones operativas dan un módulo de Biot de masa de  $2.000$ . El cálculo se encuentra en el apéndice C.

En el secadero túnel todas las corridas se llevaron a cabo a velocidades de aire mayor a  $10$  m/seg, para evitar que la transferencia de masa a través de la película externa fuera la etapa controlante del proceso, Suárez et al. (1980). Calculado para esas condiciones operativas el módulo de Biot de masa resultó de  $3.600$ . Dicho caudal de aire era suficiente para asegurar un control interno en la transferencia de masa, ya que el control externo recién se hace importante para valores de número de Biot de masa menores que  $100$ , King (1968).

### 3.5. Determinación del peso seco de las muestras

Todas las muestras obtenidas del equipo fluidizador y

///

del secador túnel, una vez finalizada la corrida, eran pesadas y luego colocadas en estufa convencional a 70°C con sílicagel anhidra como desecante durante 24 horas a los efectos de remover la mayor parte de la humedad remanente, y luego en estufa de vacío a 70°C aproximadamente durante 72 horas en presencia de perclorato de magnesio a fin de eliminar toda la humedad restante.

Se hicieron pruebas preliminares para determinar estos tiempos, observándose en las mismas que luego de este procedimiento se llegaba a constancia de peso en las diferentes muestras, siendo la aproximación de  $\pm 0,0005$  g.

### 3.6. Determinación de la evolución de la temperatura del sólido

Esta determinación se realizó en forma indirecta en el lecho fluido midiendo la temperatura del aire de salida del equipo, con la suposición de equilibrio térmico entre el sólido y el aire de salida del equipo. De acuerdo a Heertjes et al. (1953) la transferencia de calor entre el sólido y el gas se produce en una altura equivalente a, aproximadamente, 10 a 15 diámetros de partícula, mientras que el resto del lecho es prácticamente inactivo para tal efecto.

### 3.7. Determinación de las isotermas de sorción del grano de soja

Se determinaron humedades de equilibrio a 40 y 50°C por

///

método de tipo estático, utilizando desecadores de vacío como recipientes que mantuvieran un ambiente de humedad relativa constante. Esto se lograba mediante la utilización de soluciones salinas saturadas y soluciones acuosas de ácido sulfúrico e hidróxido de sodio, Iglesias (1975).

En cada desecador se colocaban muestras por cuadruplicado de grano de soja que había sido procesado en lecho fluidizado, en presencia de aproximadamente  $100 \text{ cm}^3$  de soluciones salinas saturadas con un exceso de sal para asegurar que al finalizar la corrida se mantuvieran saturadas.

Las soluciones utilizadas para lograr las actividades de agua deseadas se leen en la tabla I, que da la humedad relativa que se obtiene con esas soluciones, (HR%).

TABLA I

Temp. ( $^{\circ}\text{C}$ )	40	50
NaOH saturado	6,5	6,0
AcOK saturado	23	
$\text{Cl}_2\text{Ca}$ saturado	19	17
$\text{SO}_4\text{H}_2$ (65% P/P)	10,6	11,44

Se hacía vacío en los desecadores a fin de disminuir el tiempo necesario para alcanzar el equilibrio. Periódicamente se pesaban las muestras, considerando haber alcanzado el equilibrio cuando en un intervalo de 24 horas se verificaba

///

constancia de peso.

### 3.8. Determinación de la velocidad de mínima fluidización

Para determinar las velocidades posibles de trabajo se hicieron experiencias con grano de soja humidificado y seco. Midiendo la pérdida de carga en el lecho con un manómetro de agua de rama abierta en función del caudal de aire se determinó la velocidad de mínima fluidización. Para cada uno de los caudales de aire se medía también la altura total a la que se expandía el lecho.

### 3.9. Determinación del diámetro de las burbujas en el lecho fluidizado

La determinación del diámetro de burbuja se realizó por estimación visual del diámetro de erupción, por no contarse con medios más precisos de medición, siendo el mismo  $\pm 7$  cm.

Para este trabajo, este tipo de estimación fue suficiente no requiriéndose una mayor precisión en la medición.

Estas determinaciones se realizaron con el objetivo de determinar el régimen de fluidización existente en el lecho durante las corridas de secado, para la posible aplicación de modelos existentes para la transferencia de calor y materia en lechos fluidizados.

### 3.10. Reproducibilidad del método

Con el fin de determinar la reproducibilidad en la de-

///



terminación de las curvas cinéticas de secado en el equipo experimental, se realizaron corridas en iguales condiciones de temperatura, caudal de aire, humedad inicial del grano y partícula, utilizando para estas experiencias silicagel humidificada, con un diámetro de partícula de 0,113 cm y grano de soja, cuyo diámetro era de 0,684 cm.

Se eligió trabajar en esta fase de las experiencias con silicagel porque este material se seca a velocidad constante (Heertjes y McKibbins, 1956), y grano de soja humidificado que se seca a velocidad decreciente.

En la figura 2 se presentan los resultados correspondientes a dos corridas de secado de silicagel realizadas con partículas de diámetro promedio de 0,113 cm, velocidad superficial del aire de 0,98 cm/seg, temperatura de bulbo seco del aire de 48°C y humedad inicial de 0,1175 y 0,169 g/g m s respectivamente.

En la figura 3 se presentan los resultados correspondientes al secado de grano de soja en lecho fluido, de dos corridas realizadas a una temperatura de bulbo seco del aire de 43,8 y 45,7 °C masa inicial de sólidos en el lecho de 2,63 y 2,69 Kg y contenido de humedad inicial del grano de 0,606 y 0,613 g/g m s respectivamente.

En la figura 4 se presentan los resultados de dos corridas de secado de soja en lecho fluido con una temperatura de

///

bulbo seco del aire de 70,4 y 70,3 °C, masa inicial de sólidos en el lecho de 2,35 y 2,37 Kg, y contenido de humedad inicial del grano de 0,625 y 0,648 g/g m s respectivamente.

Como se puede observar en estas tres figuras, la repetibilidad es buena. Las desviaciones se pueden atribuir a errores propios del equipo y técnicas de medición utilizados.

La reproducibilidad de los datos obtenidos fue considerada suficiente como para estudiar los efectos de las variables de interés sin que hubiera enmascaramiento.

Suárez y col. (1980) probaron la reproducibilidad de los datos experimentales en el secadero túnel, al trabajar con grano de sorgo y soja; por lo tanto no se hicieron experiencias con ese fin en ese equipo. Vaccarezza (1975) y Alzamora (1980) trabajaron con otros tipos de materiales en ese equipo obteniendo datos reproducibles.

FIGURA 2: Secado de silica-gel en lecho fluido. Reproducibilidad de los datos

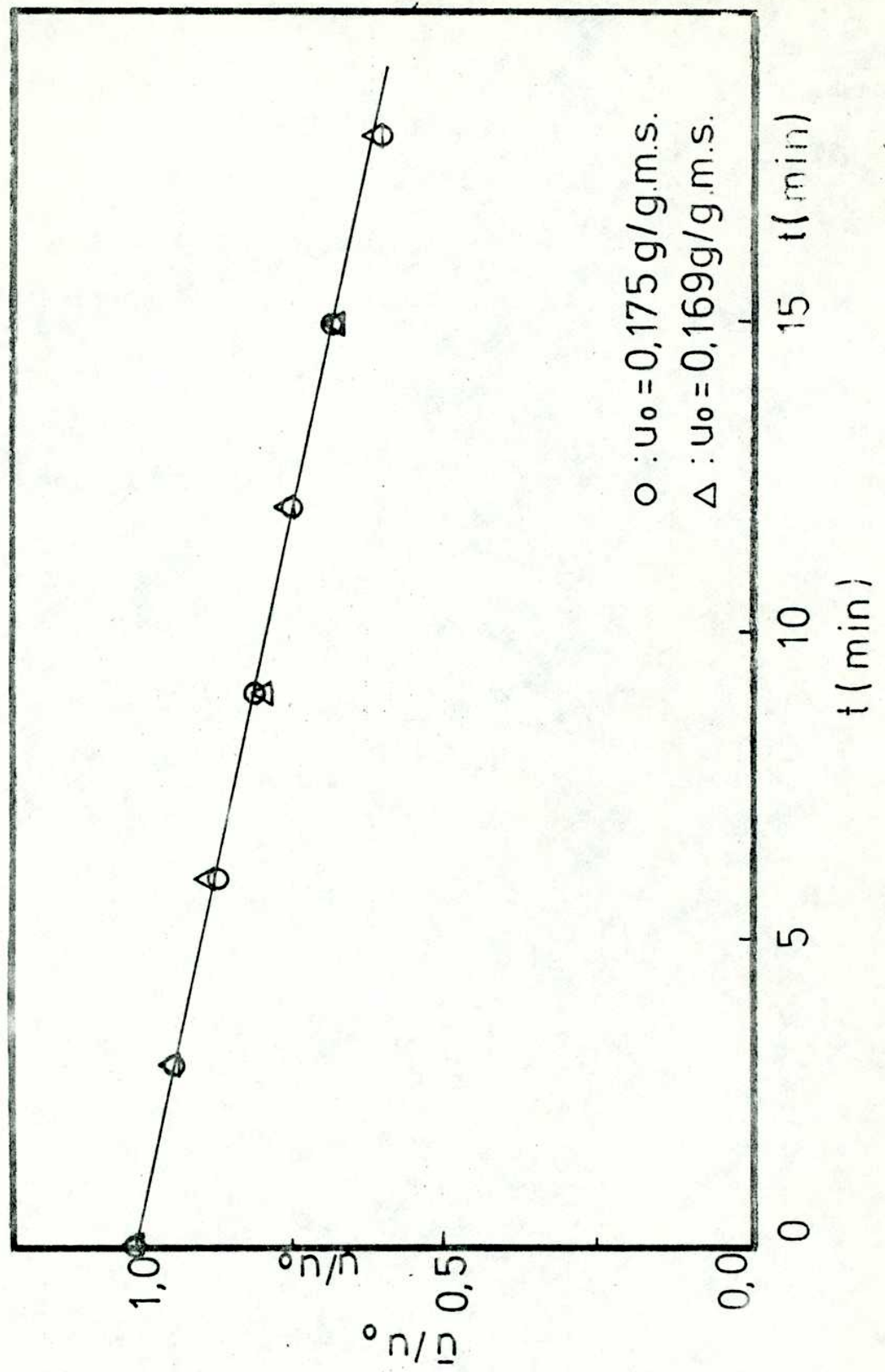
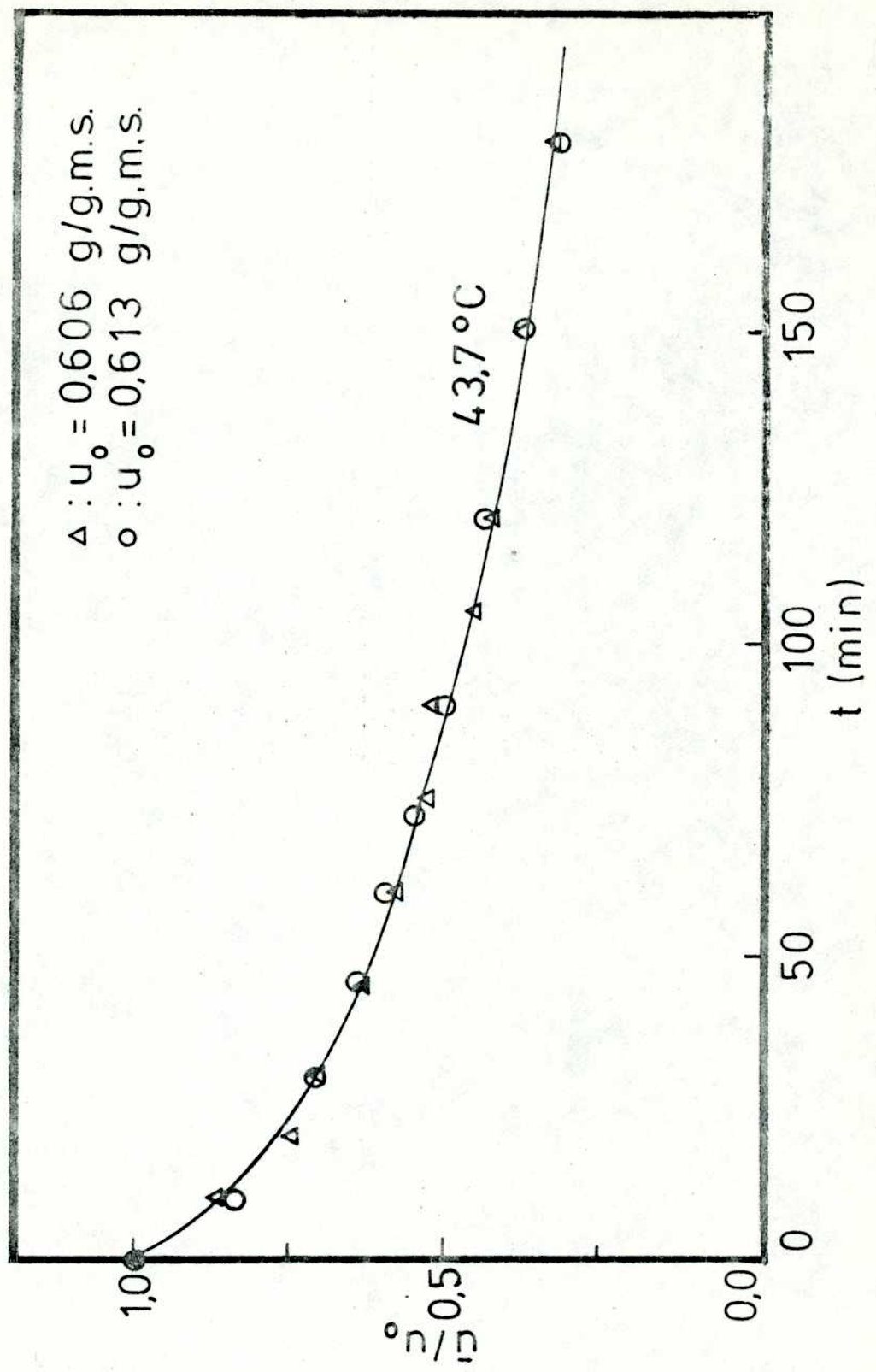
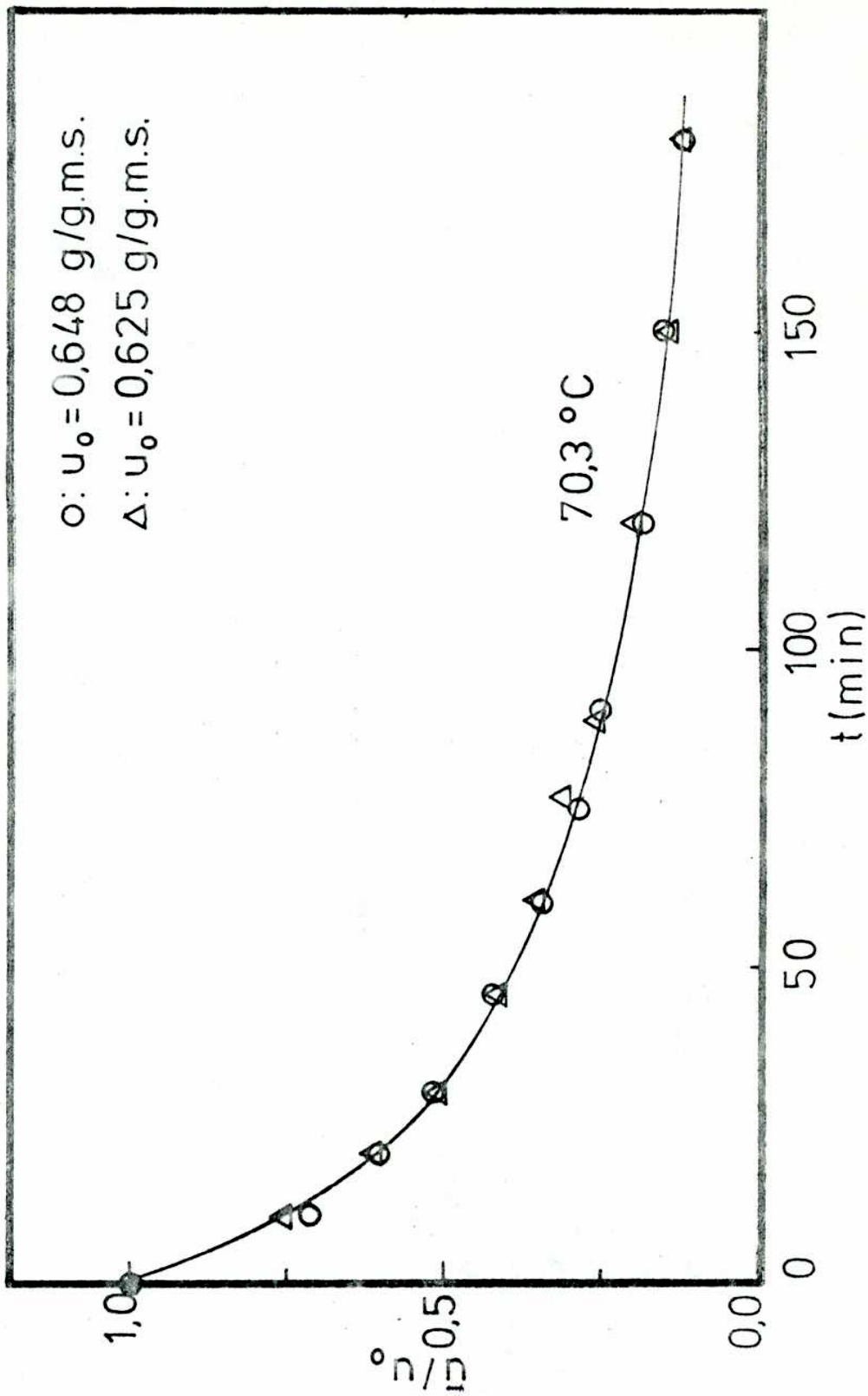


FIGURA 3: Secado de grano de soja en lecho fluido. Reproducibilidad de los datos



**FIGURA 4** : Secado de grano de soja en lecho fluido.  
Reproducibilidad de los datos



#### 4. MODELOS MATEMATICOS

##### 4.1. Modelo matemático de la cinética de secado de una partícula

El transporte simultáneo de calor y materia en sólidos rígidos dispersos con humedad ligada representa un proceso complejo e irreversible, que es inseparable de los procesos de transferencia que ocurren en la superficie del mismo.

El modelo matemático está así constituido por un sistema de ecuaciones diferenciales a derivadas parciales que describen la transferencia simultánea de calor y masa dentro del sólido disperso y por un sistema de ecuaciones diferenciales para los procesos de transferencia de calor y masa que ocurren en la capa límite que rodea al sólido. Completan dicho modelo las condiciones iniciales y de contorno de los sistemas de ecuaciones diferenciales.

En general, la resolución de este tipo de sistemas de ecuaciones diferenciales se debe realizar en forma numérica y aún así, se presentan considerables dificultades en su implementación.

Mediante la utilización de los métodos de la termodinámica irreversible, suponiendo que el sólido es un medio homogéneo (hipótesis pseudohomogénea, Kanevce y col., 1980), es posible obtener un sistema de ecuaciones diferenciales que

///

describen los procesos de transferencia de calor y masa dentro del sólido, que es:

$$\rho_s c_{p_s} \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla (k_s \nabla T) + \xi \rho_b \lambda_v \frac{\partial u}{\partial t} \quad (1)$$

$$\frac{\partial u}{\partial t} = \nabla (\bar{D} \nabla u - \bar{D} \delta \nabla T) \quad (2)$$

En la primera ecuación el coeficiente de evaporación  $\xi$  es cero, para el caso en que la humedad migre enteramente como líquido (Luikov y Mikhailov, 1965). Ello permite la simplificación del segundo término de la derecha de la primera ecuación.

En la segunda ecuación, el coeficiente  $\delta$  es el coeficiente de gradiente térmico que está directamente relacionado con el coeficiente de Soret (Luikov y Mikhailov, 1965). Este coeficiente representa la influencia sobre la velocidad de transferencia de masa del gradiente de temperaturas en el sólido. Normalmente tiene un valor pequeño, pudiendo entonces despreciarse el segundo término de la segunda ecuación.

En el sistema de ecuaciones diferenciales (1) y (2) no se considera el aporte convectivo a la transferencia de masa producido por un gradiente de presión, debido a que se supone que la migración de humedad se produce enteramente en estado líquido. Además, aún cuando exista difusión al estado vapor,

///

dicho término no es importante a menos que se trabaje a temperaturas cercanas al punto de ebullición del agua.

Teniendo en cuenta las hipótesis simplificatorias anteriores, se pueden representar a los procesos de transferencia de calor y masa dentro del sólido, considerando geometría esférica, mediante:

$$\rho_s c_{p_s} \frac{\partial T}{\partial t} = 1/r^2 \partial / \partial r ( k_g r^2 \partial T / \partial r ) \quad (3)$$

$$\frac{\partial u}{\partial t} = 1/r^2 \partial / \partial r ( \bar{D} r^2 \partial u / \partial r ) \quad (4)$$

Es decir que se supone que el agua difunde en estado líquido, produciéndose la evaporación en la superficie exterior del sólido.

En lugar de las ecuaciones diferenciales que describen la transferencia de calor y masa desde la superficie del sólido al seno del gas, los flujos de calor y materia se representan mediante el producto de un coeficiente fenomenológico y una fuerza impulsora, adoptando la simplificación usual de la teoría de la película, siendo las ecuaciones resultantes:

$$qc' = h (T_i - T_g) \quad (5)$$

$$qm' = k_g (P_i - P_o) \quad (6)$$

donde los coeficientes de transferencia externos de calor y

///



masa,  $h$  y  $k_g$ , son función de los números de Reynolds y Prandlt y Reynolds y Schmidt respectivamente.

Con respecto al valor de la tensión de vapor de agua en la interfase sólido-gas, se acepta la hipótesis habitual de considerar ese valor como el correspondiente al equilibrio con la humedad en la superficie del sólido, es decir, que ambos están ligados por la isoterma de adsorción.

Teniendo en cuenta las ecuaciones (5) y (6), las condiciones de contorno del sistema de ecuaciones diferenciales (3) y (4) se pueden expresar mediante:

$$\bar{D} \left( \frac{\partial u}{\partial r} \right)_R = k_g (P_o - P_i) \quad (7)$$

$$h (T_g - T_i) = k_s \left( \frac{\partial T}{\partial r} \right)_R - \lambda_v \bar{D} \left( \frac{\partial u}{\partial r} \right)_R \quad (8)$$

$$\left( \frac{\partial u}{\partial r} \right)_0 = 0 \quad ; \quad \left( \frac{\partial T}{\partial r} \right)_0 = 0 \quad (9)$$

Se puede observar que, aún en el caso en que los coeficientes de transporte y las propiedades físicas sean independientes de las dos variables fundamentales, temperatura y humedad, el sistema de ecuaciones diferenciales (3) y (4) presenta siempre un acoplamiento a través de las condiciones de contorno (7) y (8), dado que el flujo másico aparece en ambas ecuaciones.

Dicho acoplamiento complica la solución del problema,

///

haciendo imposible su resolución por vía analítica, a menos que se adopten hipótesis simplificadoras adicionales.

La presentación y resolución del método numérico se explica en el apéndice E.

#### 4.2. Modelo matemático de un secador de lecho fluido

En las condiciones experimentales de este trabajo se observó fluidización agregativa con presencia de burbujas lentas; para dichas condiciones operativas los modelos existentes no son aplicables.

Para la predicción de la velocidad de secado en lecho fluido de partículas grandes y en presencia de burbujas lentas, se supone que el aire atraviesa el lecho según el modelo de flujo pistón sin dispersión axial. Para la fase sólida, se simula el mezclado de las partículas dividiendo el lecho en fajas y se realiza el movimiento de las mismas siguiendo una ley predeterminada.

De tal forma se supone que el sólido permanece inmóvil durante un tiempo dado,  $\Delta t$ , calculándose la pérdida de agua del mismo mediante la resolución de las ecuaciones de balance de masa y energía en una partícula. El proceso de secado afectará los valores de la temperatura y humedad del aire que pueden ser calculados mediante balances de materia y energía en el lecho. Una vez resueltas todas las fajas del lecho, se tienen los valores de temperatura y humedad de las partículas

de los distintos niveles y el perfil de humedades y temperaturas del aire.

Se avanza otro intervalo  $\Delta t$ , moviendo a las partículas en el lecho de acuerdo a una ley dada o en forma aleatoria, suponiendo que durante ese movimiento no hay transferencia de masa ni energía. Las partículas llegan a sus nuevas posiciones llevando todas las propiedades que corresponden a su faja original.

Para simplificar la tarea computacional se supone coeficiente de difusión constante y que las capas se trasladan en forma total, aún cuando en la realidad no necesariamente ocurra de esta manera.

Dado que durante el tiempo en que se supone que las partículas se encuentran congeladas, el lecho fluido se comporta como un lecho fijo, las ecuaciones de balance global que se deben plantear son las correspondientes a ese tipo de lecho.

El balance de materia en la fase gaseosa es:

$$G/A_t \frac{dY'}{dx} = qm' a M_w \quad (10)$$

El valor de  $qm'$  se puede calcular mediante el coeficiente de transferencia de masa externo a la partícula o bien mediante el gradiente de humedades dentro de la partícula, evaluado en la interfase, es decir:

$$qm' = k_g (P_i - P_o) \quad (11)$$

o bien:

///

$$qm' = -(D \rho_b / M_w) \left( \frac{\partial u}{\partial r} \right)_R \quad (12)$$

El balance de energía en la fase gaseosa es:

$$G/A_t \frac{dH}{dx} = -qc a \quad (13)$$

$$G/A_t \frac{dH}{dx} = \lambda_v qm' M_w a - h a (T_g - T_i) \quad (14)$$

El valor de  $qc$  se puede calcular mediante el gradiente de temperaturas interno, evaluado en la pared de la partícula, es decir:

$$qc = k_s \left( \frac{\partial T}{\partial r} \right)_R \quad (15)$$

El balance de materia en la fase sólida viene dado por:

$$\frac{\rho_b}{M_w} (1 - \epsilon) \frac{\partial \bar{u}}{\partial t} = -qm' a \quad (16)$$

y el balance de energía:

$$\rho_s c_{p_s} (1 - \epsilon) \frac{d\bar{T}_s}{dt} = qc a \quad (17)$$

Si se suman las ecuaciones de balance de energía para el sólido y la fase gaseosa, se obtiene:

$$G/A_t \frac{dH}{dx} + \rho_s c_{p_s} (1 - \epsilon) \frac{d\bar{T}_s}{dt} = 0 \quad (18)$$

///

Esta ecuación dice simplemente que la entalpía ganada por el sólido es igual a la entalpía perdida por el gas, lo cual es lógico pues se supone que el lecho es adiabático.

A los efectos de obtener los valores de  $qm'$ ,  $qc$  y  $\bar{T}_s$ , se hace necesario realizar la integración de las ecuaciones diferenciales que describen la transferencia de calor y materia dentro de la partícula, que ya se vieron en el punto 4.1. y son:

$$\frac{\partial \bar{u}}{\partial t} = 1/r^2 \partial / \partial r (r^2 \partial u / \partial r) \quad (19)$$

y

$$\rho_s c_{p_s} \frac{\partial \bar{T}_s}{\partial t} = 1/r^2 \partial / \partial r (r^2 \partial T / \partial r) \quad (20)$$

con las siguientes condiciones de contorno:

$$h (T_g - T_i) = k_s \left. \frac{\partial T_s}{\partial r} \right|_R + qm \lambda_v \quad (21)$$

$$M_w k_g (P_i - P_o) = - D \left. \rho_b \frac{\partial u}{\partial r} \right|_R = qm' M_w \quad (22)$$

La primera condición de contorno indica que el calor transferido desde la fase gaseosa se utiliza para calentar el sólido y evaporar el agua.

La segunda condición de contorno indica que el flujo másico se puede calcular mediante un coeficiente de transferen-

///

cia externo o mediante el gradiente de concentración en la pared.

Dado que en las condiciones de contorno aparece el valor de la presión de vapor de agua en la interfase sólido-aire, se hace necesario conocer la isoterma de adsorción del sólido, si se acepta la hipótesis de que la presión de vapor de agua y la humedad de interfase están ligados por una relación de equilibrio, es decir:

$$P_i = P_i(u_i, T_i)$$

En las condiciones de contorno aparecen variables tales como  $p_o$  y  $T_g$ , mientras que en las ecuaciones de balance diferencial aparecen  $Y'$  y  $H$ . Se hace necesario entonces utilizar también relaciones que vinculan estas variables. Dichas relaciones son:

$$P_o = P_t \frac{Y}{(1 - Y)} \quad (23)$$

$$Y = \frac{M_B}{M_w} Y' \quad (24)$$

Además, la relación entre la entalpía, la humedad y la temperatura del aire, viene dada por:

$$H = (cp_a + cp_v Y') (T_g - T_o) + \lambda_o Y' \quad (25)$$

La resolución numérica se explica en el apéndice F.

///

## 5. RESULTADOS Y DISCUSION

### 5.1. Curvas de secado de grano de soja en el secadero túnel

#### 5.1.1. Comportamiento general

El comportamiento típico durante el secado del grano de soja en el secador tipo túnel se puede observar en la figura 5, para diferentes condiciones operativas que se dan en la tabla II.

Tabla II

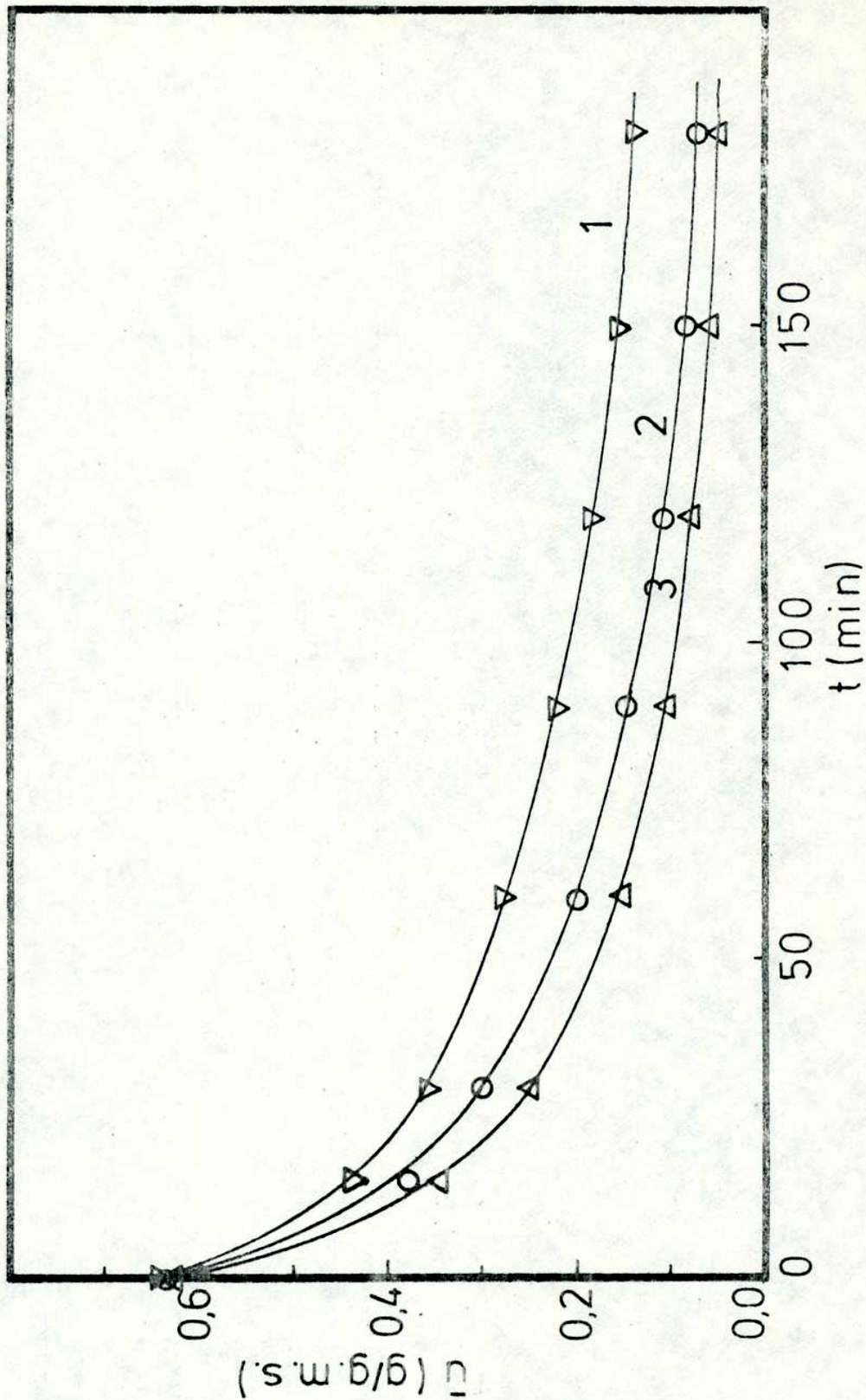
Corrida	$u_o$ (g/g m s)	$T_{bs}$ (°C)	$v_o$ (m/seg)
1	0,638	52,7	13
2	0,630	69,2	13
3	0,628	77,5	13

Tanto en los gráficos, como del cálculo de las diferencias de peso para intervalos iguales, se puede comprobar la ausencia de un período de velocidad de secado constante.

Este hecho está en concordancia con los resultados presentados en la bibliografía para el secado de diferentes materiales en ese tipo de secador, dado que dicho período no fue observado en el secado de tapioca (Chirife y Cachero,

///

FIGURA 5: Secado de grano de soja en secadero túnel. Curvas típicas





1970), de remolacha azucarera (Vaccarezza, 1975), de palta (Alzamora, 1980) o en el secado de sorgo y soja (Suárez y col., 1980 a y 1980 b).

Por otro lado es mucho más factible que el período de velocidad de secado constante se presente en un material con un elevado contenido de agua. Para las experiencias realizadas en este trabajo, el contenido inicial de agua fue de aproximadamente 0,62 g/g m s, que es muy inferior a los contenidos de humedad iniciales de la remolacha y palta, de aproximadamente 2,5 g/g m s.

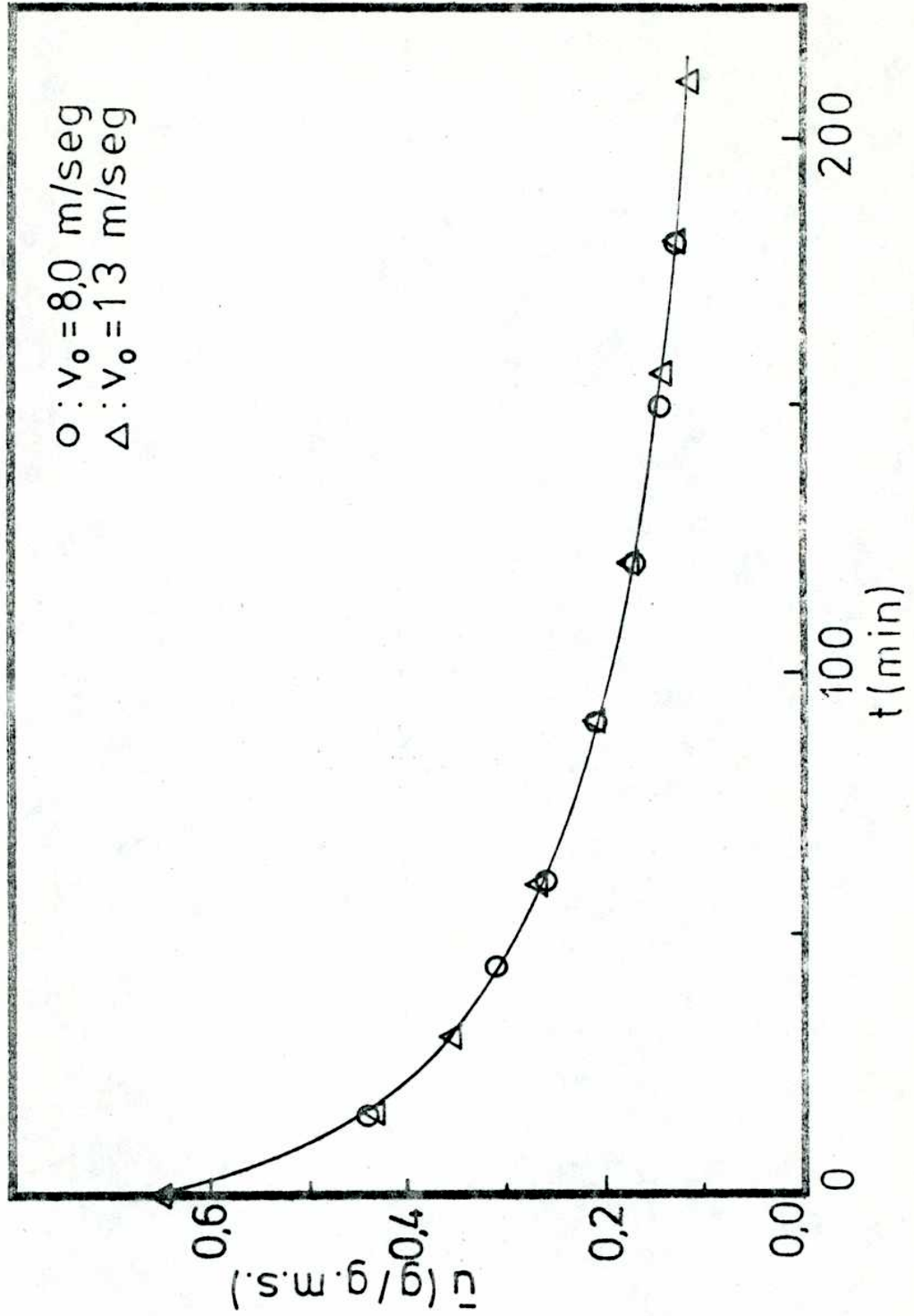
Por otra parte, las experiencias en el secadero túnel se realizaron usando una elevada velocidad del aire, superior a 10 m/seg, para asegurar la ausencia de control externo a la transferencia de materia.

De esa manera se obtuvieron datos significativos de los procesos de transporte interno, tanto en lo que se refiere a coeficientes de difusión efectiva como energías de activación, sin que estuvieran afectados por la presencia de control externo.

En la figura 6 se pueden observar los resultados de dos corridas realizadas con velocidades de aire de 8 y 13 m/seg; los datos de ambas se encuentran prácticamente superpuestos por lo que se verifica que, con velocidades de aire superiores a 8 m/seg, se está trabajando en condiciones de con-

///

FIGURA 6: Secado de grano de soja en secadero túnel. Influencia de la velocidad del aire



trol interno desde el comienzo de la experiencia. Resulta - dos similares fueron encontrados por Suárez y col., (1980 b) trabajando con distintos tipos de granos.

Además, el número de Biot para la transferencia de masa, calculado a partir de las condiciones iniciales, es superior a 3.000. Según Luikov (1965), si dicho número es superior a 100, se puede suponer que se tienen condiciones de contorno de primera especie, con valores de equilibrio constantes, por lo cual queda descartada la posibilidad de existencia de control externo.

#### 5.1.2. Análisis de las curvas de secado

En todos los gráficos de cinética de secado se ha representado en ordenadas el valor de la humedad adimensional  $u^+$  :

$$u^+ = (\bar{u} - u_i) / (u_0 - u_i)$$

donde  $u_0$  es el contenido de humedad inicial en base seca,  $\bar{u}$  es el valor medio de la humedad a un tiempo dado y  $u_i$  es el contenido de humedad de equilibrio del sólido con el aire secante, dado que se ha aceptado la hipótesis que en la superficie del sólido, el contenido de humedad está en equilibrio con el contenido de agua del aire en su vecindad inmediata. Como el número de Biot de masa es suficientemente alto,

///

trol interno desde el comienzo de la experiencia. Resultados similares fueron encontrados por Suárez y col., (1980 b) trabajando con distintos tipos de granos.

Además, el número de Biot para la transferencia de masa, calculado a partir de las condiciones iniciales, es superior a 3.000. Según Luikov (1965), si dicho número es superior a 100, se puede suponer que se tienen condiciones de contorno de primera especie, con valores de equilibrio constantes, por lo cual queda descartada la posibilidad de existencia de control externo.

#### 5.1.2. Análisis de las curvas de secado

En los gráficos para el análisis de la cinética de secado se ha representado en ordenadas el valor de la humedad adimensional  $u^+$ :

$$u^+ = (\bar{u} - u_i) / (u_o - u_i)$$

donde  $u_o$  es el contenido de humedad inicial en base seca,  $\bar{u}$  es el valor medio de la humedad a un tiempo dado y  $u_i$  es el contenido de humedad de equilibrio del sólido con el aire secante, dado que se ha aceptado la hipótesis que en la superficie del sólido, el contenido de humedad está en equilibrio con el contenido de agua del aire en su vecindad inmediata. Como el número de Biot de masa es suficientemente alto,

///

puede suponerse que dicho valor es constante. Hipótesis similares fueron realizadas por otros autores, Suarez y col. (1980 b), trabajando en sistemas similares.

Los valores de humedad de equilibrio fueron determinados mediante el método estático para la determinación de isotermas de sorción. En este trabajo se empleó la rama de desorción de la isoterma. Los resultados se presentan en la figura 7. En la misma figura se muestra también la isoterma de adsorción de Halsey (1948), correspondiente a grano de soja a 30 °C, con los parámetros de ajuste de Iglesias (1975).

Según Iglesias (1975), la isoterma que mejor ajusta los datos experimentales de adsorción de agua en grano de soja obtenidos por Saravacos (1969) es la isoterma de Halsey (1948), que se expresa como:

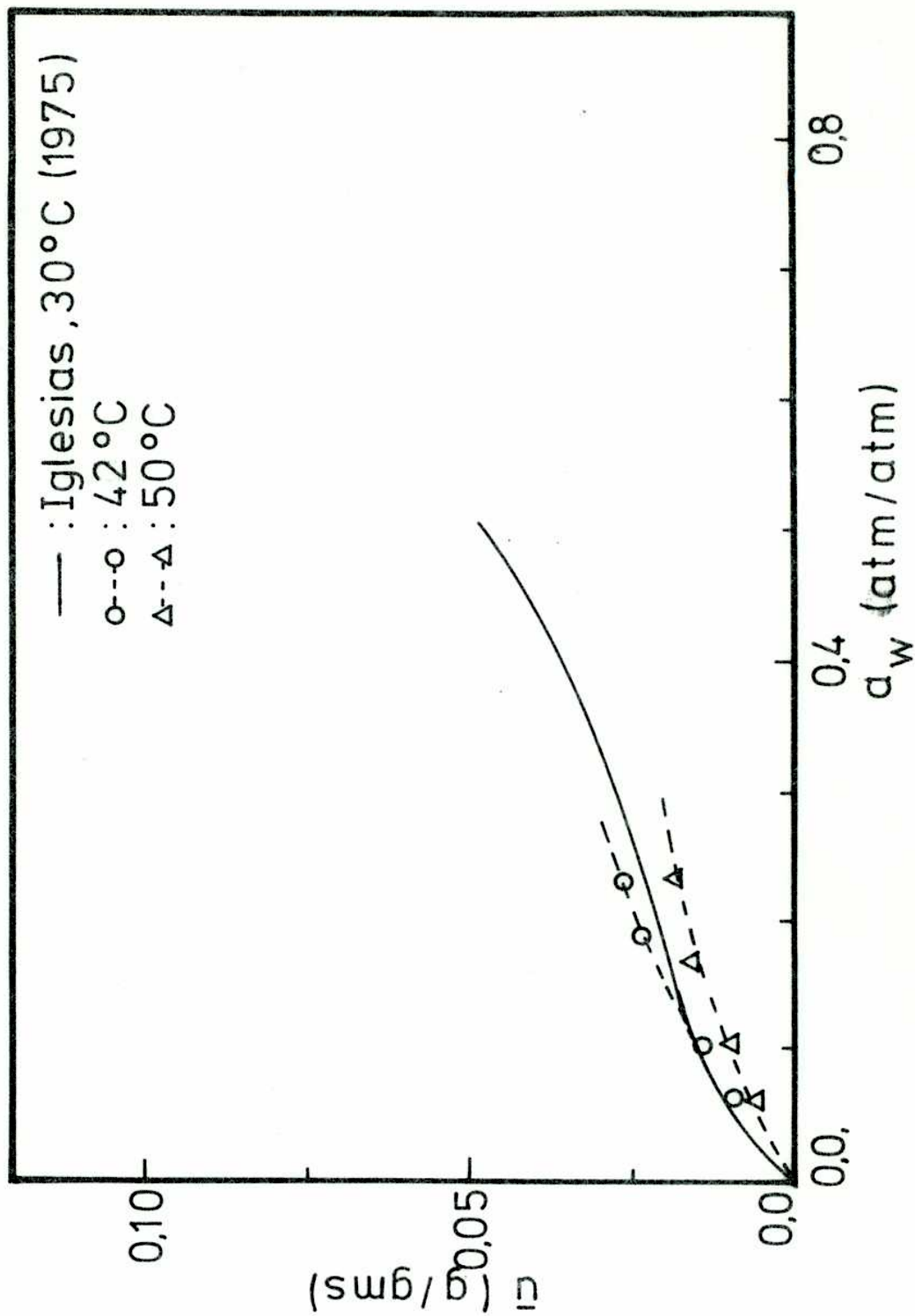
$$\ln ( \ln ( 1/ a_w ) ) = r \ln B + A$$

donde  $r$  y  $a$  son parámetros de ajuste y  $B$  es el contenido de agua adimensionalizado mediante el valor del contenido de agua de la monocapa.

En la predicción numérica de las condiciones de contorno para la resolución del sistema de ecuaciones diferenciales de transferencia simultáneas de calor y materia, es necesario tener la relación funcional entre la humedad del sólido

///

FIGURA 7: Isotermas de sorción del grano de soja



lido en equilibrio con la presión de vapor del agua en el aire que lo rodea; tal como se ha indicado en la presentación del modelo matemático.

Para obtener dicha relación se eligió la ecuación de Halsey (1948), con los parámetros  $r$  y  $a$  obtenidos por Iglesias (1975), pues la misma concuerda razonablemente bien con los datos experimentales obtenidos en este trabajo. Otra razón de peso para esta elección es el rango de actividades de agua que cubre esta ecuación, mucho más amplio que el que resultaría de una regresión de los datos experimentales.

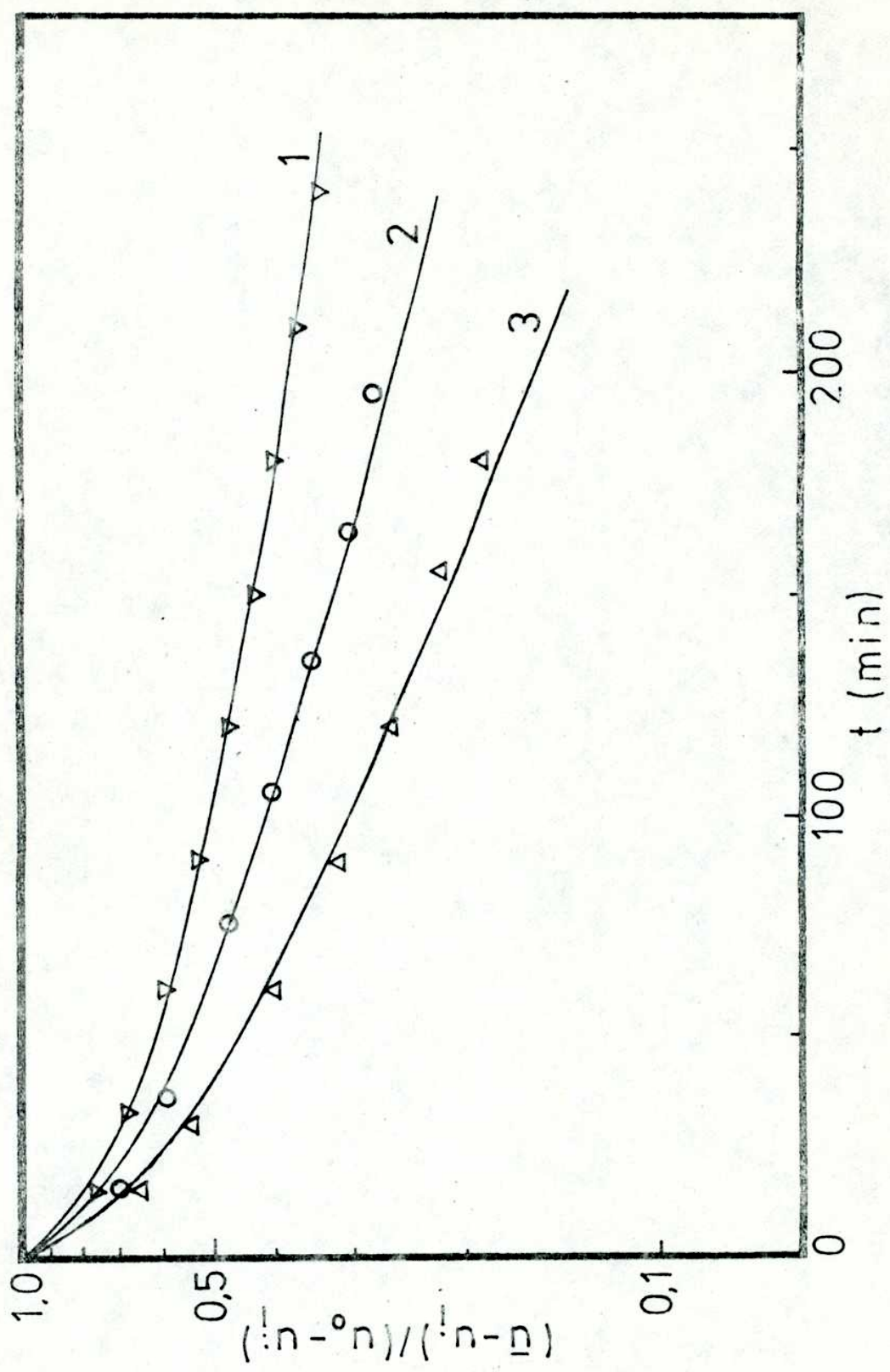
En la figura 8 se observan los resultados de tres corridas de secado, realizadas a diferentes temperaturas de bulbo seco del aire, de muestras con un contenido de humedad inicial de aproximadamente  $0,42 \text{ g/g m s}$ , a los efectos de determinar el coeficiente de difusión efectivo y de esa manera obtener la dependencia de este parámetro con la temperatura.

Para la determinación del coeficiente de difusión efectivo se supone válida la ley de Fick, como primera aproximación, y cuya expresión para condiciones de contorno constantes es según Luikov (1965):

$$u^+ = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{6}{(n\pi)^2} \exp\left(-\frac{(n\pi)^2 D_{ef} t}{R^2}\right)$$

///

FIGURA 8: Secado de grano de soja en secadero túnel. Influencia de la temperatura de bulbo seco del aire





El ajuste de los datos experimentales con esta expresión teórica se realizó mediante un programa de computadora que utiliza el método de Marquardt (Henley y Rosen, 1973) para minimizar la sumatoria de los cuadrados de los errores absolutos.

$$\sigma^2 = \frac{(\bar{u}_{\text{teórico}} - \bar{u}_{\text{exp.}})^2}{n - 1}$$

Los valores de los coeficientes de difusión efectivos así determinados, al igual que la sumatoria de los cuadrados de las desviaciones, normalizadas para tener en cuenta el número de puntos, se muestran en la tabla III.

Tabla III

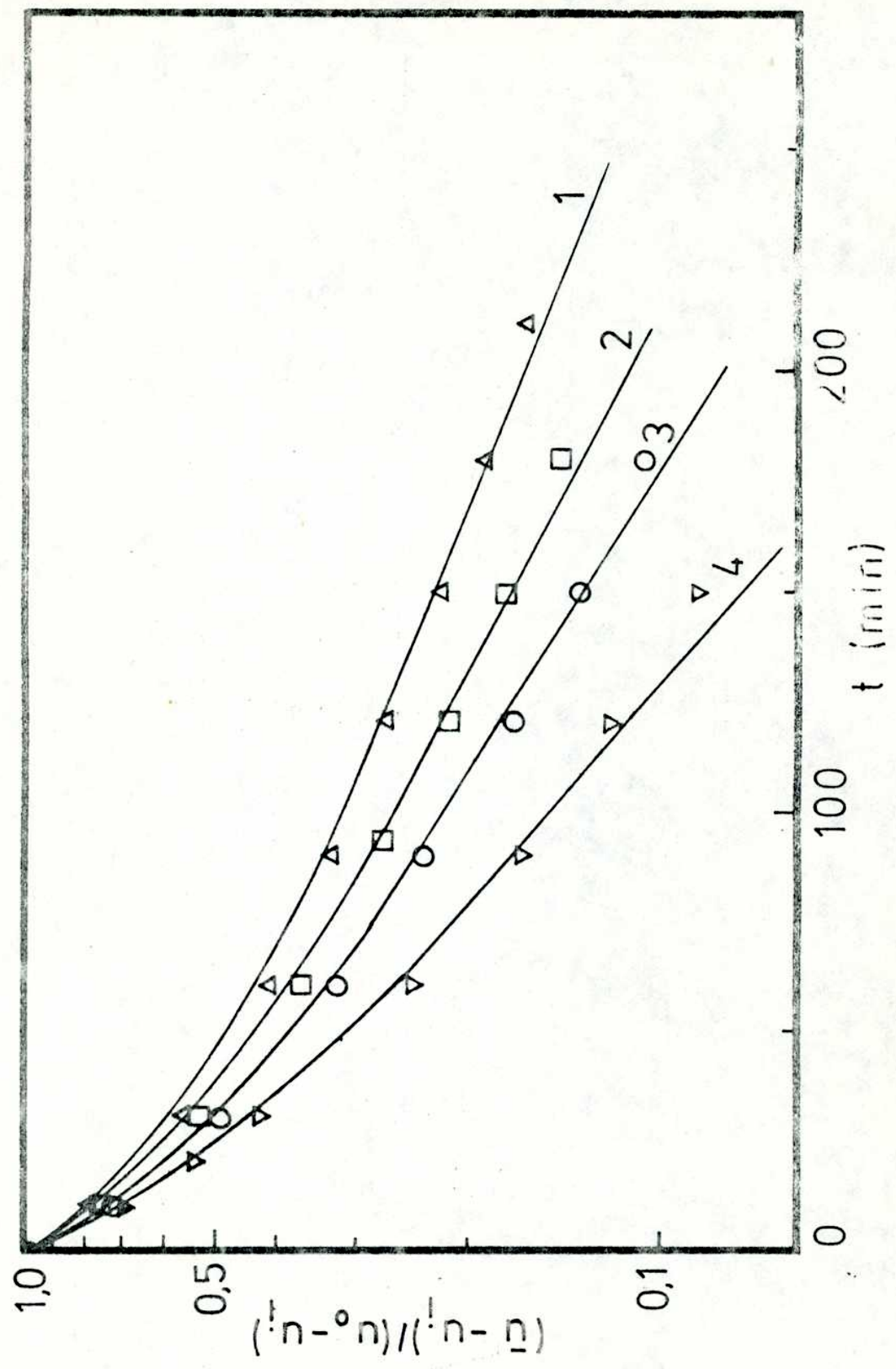
Corrida	$T_{bs}$ (°C)	$D_{ef}$ (cm <sup>2</sup> /seg)	$\sigma^2$
1	50,5	$5,6 \times 10^{-7}$	$1,866 \times 10^{-4}$
2	61,0	$8,6 \times 10^{-7}$	$3,480 \times 10^{-4}$
3	72,5	$1,2 \times 10^{-6}$	$4,064 \times 10^{-4}$

Los valores de las varianzas de la tabla indican que el ajuste de los datos con la curva teórica es bueno.

En la figura 9 se han representado los datos de cuatro corridas de secado realizadas a distintas temperaturas, pero con un contenido de humedad inicial de 0,62 g/g m s.

///

FIGURA 9: Secado de grano de soja en secadero túnel. Influencia de la temperatura de bulbo seco del aire



Los coeficientes de difusión determinados mediante el ajuste de los datos experimentales con la solución teórica de la ley de Fick aparecen en la tabla IV.

Tabla IV

Corrida	$T_{bs}$ (°C)	$D_{ef}$ (cm <sup>2</sup> /seg)	$\sigma^2$
1	52,7	$1,3 \times 10^{-6}$	$4,627 \times 10^{-4}$
2	61,8	$1,7 \times 10^{-6}$	$5,389 \times 10^{-4}$
3	69,2	$2,1 \times 10^{-6}$	$5,530 \times 10^{-4}$
4	77,5	$2,8 \times 10^{-6}$	$6,914 \times 10^{-4}$

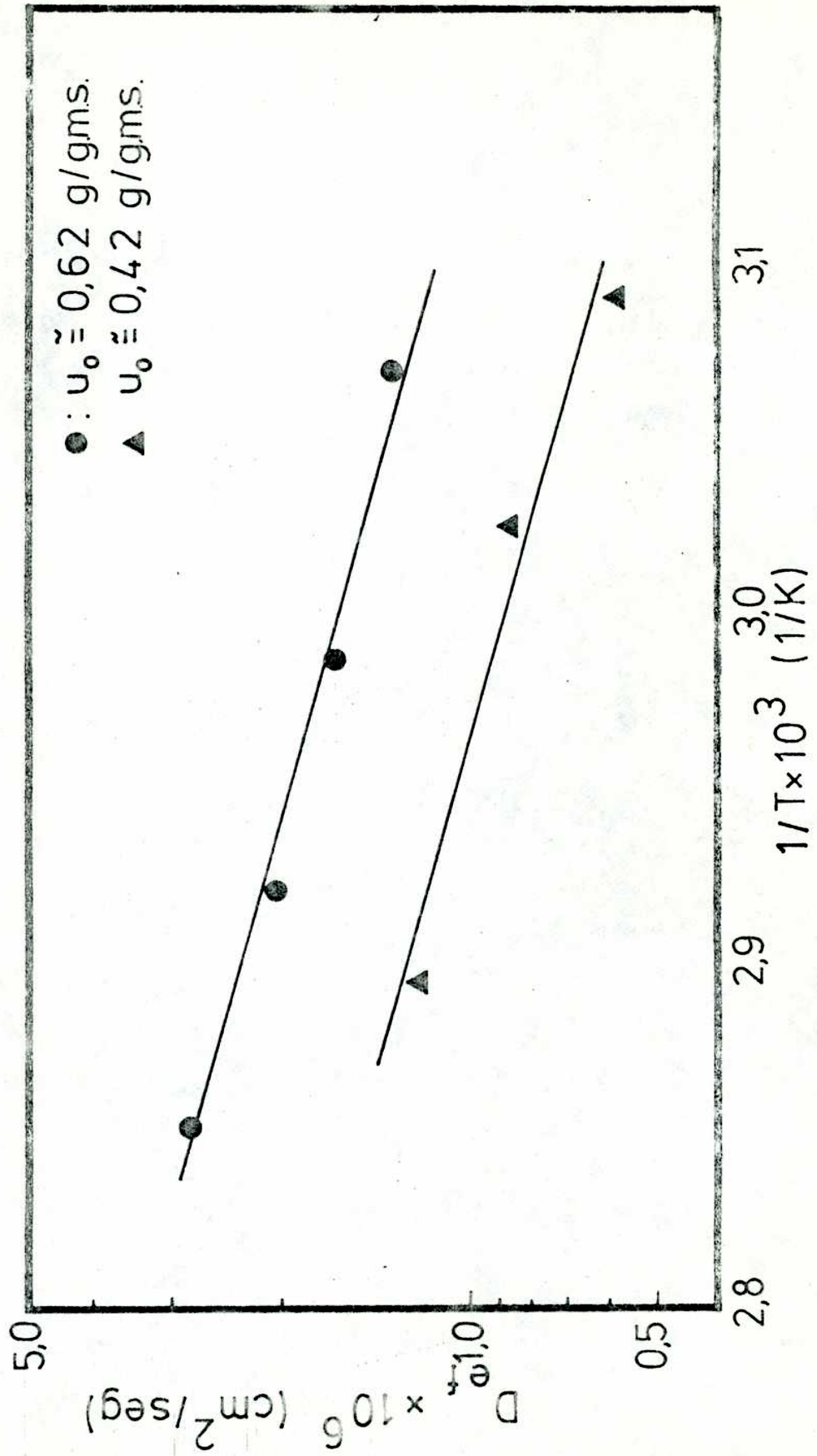
Para la determinación de la funcionalidad del coeficiente de difusión con la temperatura se supone, como es usual en la literatura de secado, una dependencia de tipo Arrhenius:

$$D_{ef} = D_{\infty} \exp(-E_a/R' T)$$

Los datos de los coeficientes de difusión determinados a diferentes temperaturas, representados en coordenadas semilogarítmicas en función de la inversa de la temperatura absoluta en la figura 10, permiten obtener mediante un ajuste por cuadrados mínimos, el valor de la energía de activa-

///

FIGURA 10: Determinación de la energía de activación para el secado de soja en secadero túnel



ción.

El cálculo de las energías de activación para los dos niveles de humedades iniciales considerados arrojan los siguientes valores:

$$u_0 = 0,42 \text{ g H}_2\text{O/g m s} \text{ ----- } E_a = 7,2 \text{ Kcal/mol}$$

$$u_0 = 0,62 \text{ g H}_2\text{O/g m s} \text{ ----- } E_a = 6,9 \text{ Kcal/mol}$$

Si se comparan los valores de los coeficientes de difusión efectivos obtenidos para los dos niveles de humedades iniciales y las energías de activación correspondientes, se puede observar que los primeros son mayores cuanto más alto es el contenido de humedad inicial del grano, mientras que las energías de activación no muestran diferencias que puedan considerarse significativas.

Según Glasstone y col. (1941), la difusión es un proceso que se realiza a una velocidad determinada y finita; por lo tanto se puede aplicar al mismo la teoría de las velocidades absolutas.

Esta teoría considera a la difusión como un proceso que involucra el pasaje de una molécula de una posición de equilibrio a otra. Para que esto ocurra es necesario que se produzca un espacio vacío, llamado hueco, que será ocupado por esa molécula. La formación del hueco debe provenir del

///

salto de la molécula que lo ocupaba originalmente y la energía involucrada en este proceso está relacionada con la energía de vaporización por molécula de líquido.

En resumen, el "salto" de una molécula de líquido de una posición de equilibrio a otra nueva puede ser tomado como equivalente al pasaje del sistema sobre una barrera de potencial, estando la energía libre de esa transformación relacionada con el calor latente de vaporización de la sustancia que difunde.

Se puede escribir entonces:

$$\bar{D} = \gamma^2 (k T/h) \exp(\Delta S''/R) \exp(-\Delta H''/R' T)$$

o de la forma más comúnmente conocida:

$$\bar{D} = D_{\infty} \exp(-E_a/R' T)$$

donde la energía de activación está relacionada con el calor de vaporización de la sustancia que difunde.

Se observa normalmente que sustancias que tienen un coeficiente de difusión alto invariablemente muestran coeficientes de temperatura bajos.

Ahora bien, en el caso específico de las experiencias realizadas, el contenido de humedad del grano era lo suficientemente alto para suponer que no había variación del ca-

///

lor isostérico de sorción. Este calor está relacionado con el calor de vaporización del agua a diferentes contenidos de humedad y su variación recién se hace importante a niveles de humedades cercanos a la monocapa y por debajo de ella. La similitud entre los valores de la energía de activación hallada es también un índice de la constancia del calor isostérico de sorción para ese rango de humedades.

Es mucho más probable que el aumento del coeficiente de difusión experimental con el contenido de humedad se deba a posibles cambios de la estructura del material durante el proceso de humectación.

Se observó que humidificando el grano de soja en ambiente saturado de vapor de agua la humedad máxima obtenida era de alrededor del 30% en base seca, lo que indicaría que el grano no es capaz de aceptar más agua sin modificar su estructura. Al humedecer el grano hasta los niveles de humedad utilizados para las experiencias cinéticas por inmersión directa, es muy probable que se hubieran producido modificaciones en la estructura celular del mismo, tales como ruptura de las paredes celulares o mayor permeabilidad de toda la estructura por hinchamiento del grano.

### 5.1.3. Predicción numérica de la cinética de secado para una partícula aislada

///

5.1.3.1. Determinación de los parámetros cinéticos

La determinación de los parámetros cinéticos, energía de activación  $E_a$  y el factor preexponencial  $D_{\infty}$  de la ecuación de Arrhenius, se realizó para los dos niveles de humedad estudiados, mediante un ajuste por regresión no lineal con la ley de Fick para condiciones isotérmicas.

5.1.3.2. Predicción numérica

Con los valores de la energía de activación y el factor preexponencial, se predicen numéricamente las curvas cinéticas de secado correspondientes a resultados experimentales, mediante la integración de las ecuaciones diferenciales de transferencia simultánea de calor y materia por el método de Lees, según se indica en el apéndice E.

Un ejemplo de los resultados obtenidos en la predicción de humedades medias se presenta en la tabla V, donde figuran:

- i- resultados experimentales de una corrida de secado.
- ii- la predicción de humedades medias considerando coeficiente de difusión constante y variación de la temperatura del sólido con el tiempo.
- iii- predicción numérica considerando coeficiente de difusión dependiente de la temperatura y va-

///



riación de la temperatura del sólido con el tiempo.

Tabla V

Tiempo(mín)	$\bar{u}_{exp}$	$\bar{u}_{(\bar{D}=cte)}$	$\bar{u}_{(\bar{D}=\bar{D}(T))}$
0	0,381	0,381	0,381
15	0,296	0,306	0,306
32	0,266	0,277	0,277
60	0,235	0,242	0,242
90	0,210	0,214	0,214
120	0,190	0,194	0,194
150	0,175	0,178	0,178
180	0,162	0,163	0,163
210	0,151	0,151	0,150
240	0,142	0,139	0,138

En la tabla VI se presentan los valores de humedad adimensional correspondientes a la misma corrida de secado, junto con los valores predichos por resolución numérica para coeficientes de difusión constante y variable.

Los resultados obtenidos mediante la integración de las ecuaciones diferenciales de calor y materia por el méto-

///

do de Lees (1959) se ajustan satisfactoriamente a los datos experimentales, tal como puede observarse en la tabla V ; a pesar de que la determinación de los parámetros cinéticos se realizó para condiciones isotérmicas.

Tabla VI

Tiempo(min)	$u_{exp}^+$	$u_{(D=cte)}^+$	$u_{(D=D(T))}^+$
0	1,000	1,000	1,000
15	0,768	0,795	0,800
32	0,685	0,710	0,715
60	0,600	0,617	0,624
90	0,532	0,544	0,552
120	0,478	0,489	0,496
150	0,437	0,440	0,450
180	0,404	0,403	0,409
210	0,373	0,367	0,375
240	0,349	0,335	0,345

En la adimensionalización del valor de la humedad remanente dentro del grano se utiliza, para los resultados experimentales, el valor de la humedad de equilibrio a la temperatura de bulbo seco del aire; mientras que para los

///

programas de resolución numérica se emplea el valor de la humedad de equilibrio instantánea, o sea, el valor de la humedad de interfase en cada instante. Esto hace que los valores de las humedades adimensionales predichos no sean estrictamente iguales entre sí, aunque lo sean los valores medios predichos.

Es de hacer notar que si se tienen iguales velocidades de secado para un tiempo dado, usando coeficientes de difusión constantes o variables, las condiciones de contorno no deben ser las mismas en ambos casos. Así, para el caso en que se tiene en cuenta la variación del coeficiente de difusión con la temperatura, éste será menor a un tiempo dado que el correspondiente al caso de coeficiente de difusión constante. Por lo tanto, es evidente que existirá un mayor gradiente de humedad en la pared dentro del sólido para obtener la misma velocidad de secado. Este gradiente mayor resulta de una humedad de superficie menor que para el caso de coeficiente de difusión constante. Luego, para obtener la misma velocidad de secado, la temperatura del sólido debe ser mayor a un tiempo dado en el caso de considerar la variación del coeficiente de difusión.

Se puede decir entonces que, cuando se predice la cinética de secado de una partícula considerando un coeficiente de difusión constante, la temperatura media del sólido

do a un tiempo dado de secado es más baja que cuando se usa coeficiente de difusión variable. Esto se traduce en condiciones de humedad de interfase más altas para el primer caso y un perfil dentro del sólido no tan pronunciado.

Estos dos efectos compensatorios hacen que la velocidad de secado del material sea igual si se tiene en cuenta el efecto de la temperatura sobre el coeficiente de difusión o no.

Otros resultados obtenidos en la predicción de humedades en forma adimensional se presentan en las figuras 11 y 12, junto con los correspondientes valores experimentales. En estos casos se realiza la predicción considerando la dependencia con la temperatura del coeficiente de difusión.

Nuevamente se puede observar que el ajuste proporcionado por la predicción numérica a los datos experimentales es bueno. La razón de tal bondad puede atribuirse a que la temperatura del material que se está secando evoluciona rápidamente a un valor cercano a la temperatura de bulbo seco del aire, tal como puede verse en la figura 13, donde se presentan los valores de temperatura media del sólido predichos en función del tiempo.

Las desviaciones de la predicción numérica con respecto de los datos experimentales se hacen más importantes

///

FIGURA 11: Predicción numérica de la cinética de secado de grano de soja en secadero túnel

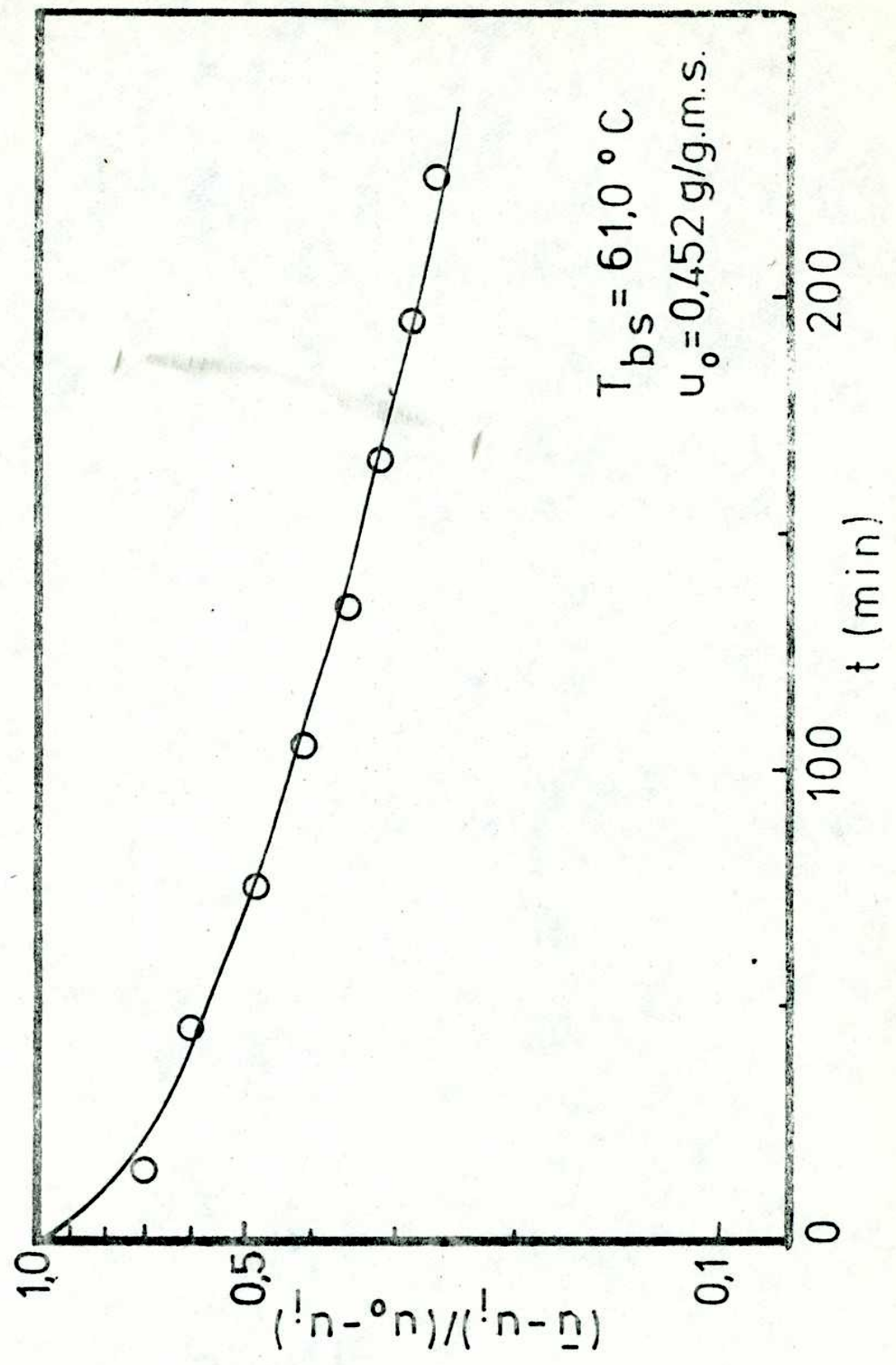


FIGURA 12: Predicción numérica de la cinética de secado de grano de soja en secadero túnel

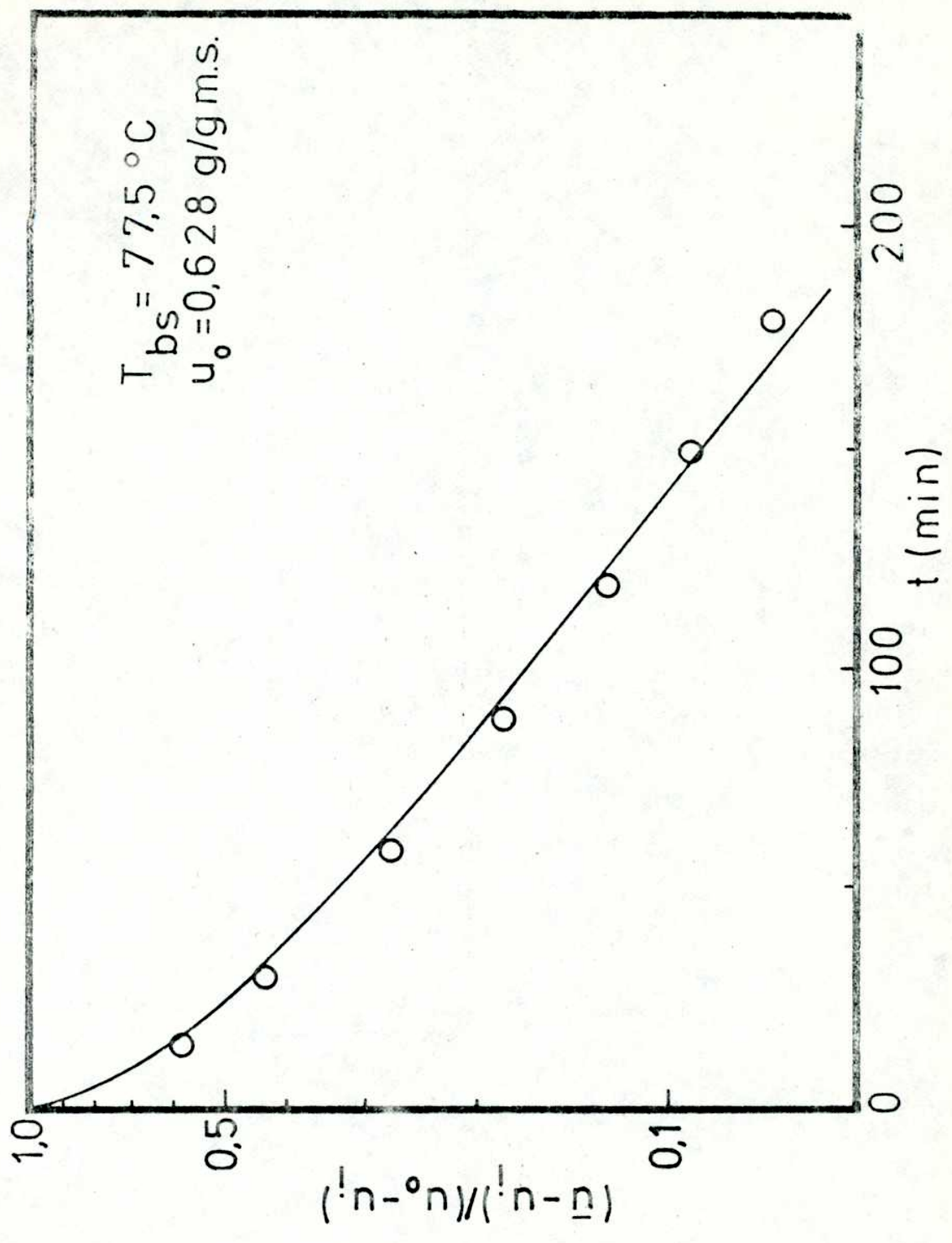
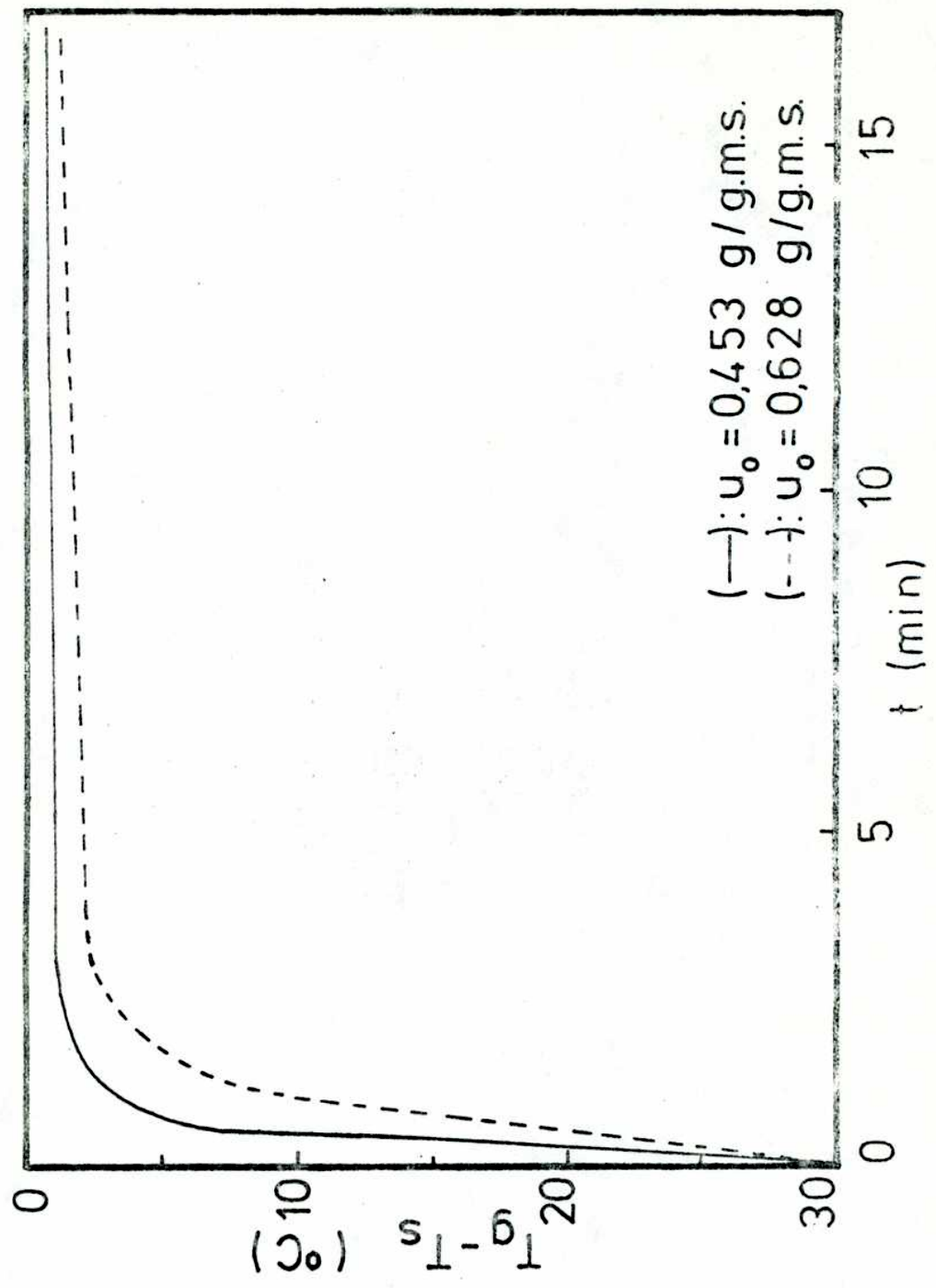


FIGURA 13: Predicción numérica de la evolución de la temperatura del sólido durante el secado de grano de soja en secadero túnel



(—):  $u_0 = 0,453$  g/g.m.s.  
(- -):  $u_0 = 0,628$  g/g.m.s.

a medida que es mayor el contenido de humedad inicial del grano. Esto se puede observar en la figura 12 y se debe probablemente al encogimiento del grano durante la experiencia de secado. Experimentalmente se determinó que para un nivel de humedad inicial de 0,62 g/g m s, se produce una disminución del radio del grano de aproximadamente 10%, la cual no se tiene en cuenta en la resolución numérica, que toma el modelo de sólido poroso capilar sin encogimiento de partícula.

///



## 5.2. Curvas de secado de grano de soja en lecho fluido

### 5.2.1. Comportamiento general

El comportamiento observado durante las corridas de secado de los granos de soja en lecho fluidizado se muestra en las figuras 14 y 15, para las diferentes condiciones iniciales y operativas que aparecen en la tabla VII.

Tabla VII

Corrida	$u_o$ (g/g m s)	$m_h$ (Kg)	$T_{bs}$ ( $^{\circ}$ C)	$v_o$ (m/seg)
1	0,629	2,63	43,8	2,42
2	0,638	2,65	49,2	2,55
3	0,648	2,35	70,3	2,45
4	0,431	1,98	44,1	2,43
5	0,420	2,02	60,8	2,45
6	0,409	2,04	71,0	2,42

Al igual que en las experiencias de secado en capa delgada, tampoco se observa un período de velocidad de secado constante a pesar de que ahora la velocidad del aire es mucho menor: 2,5 m/seg frente a 13 m/seg para el caso de secado en capa delgada. En este caso no se tiene libertad para elegir una velocidad de aire cualquiera, sino que debe estar

///

FIGURA 14: Secado de grano de soja en lecho fluido; curvas típicas

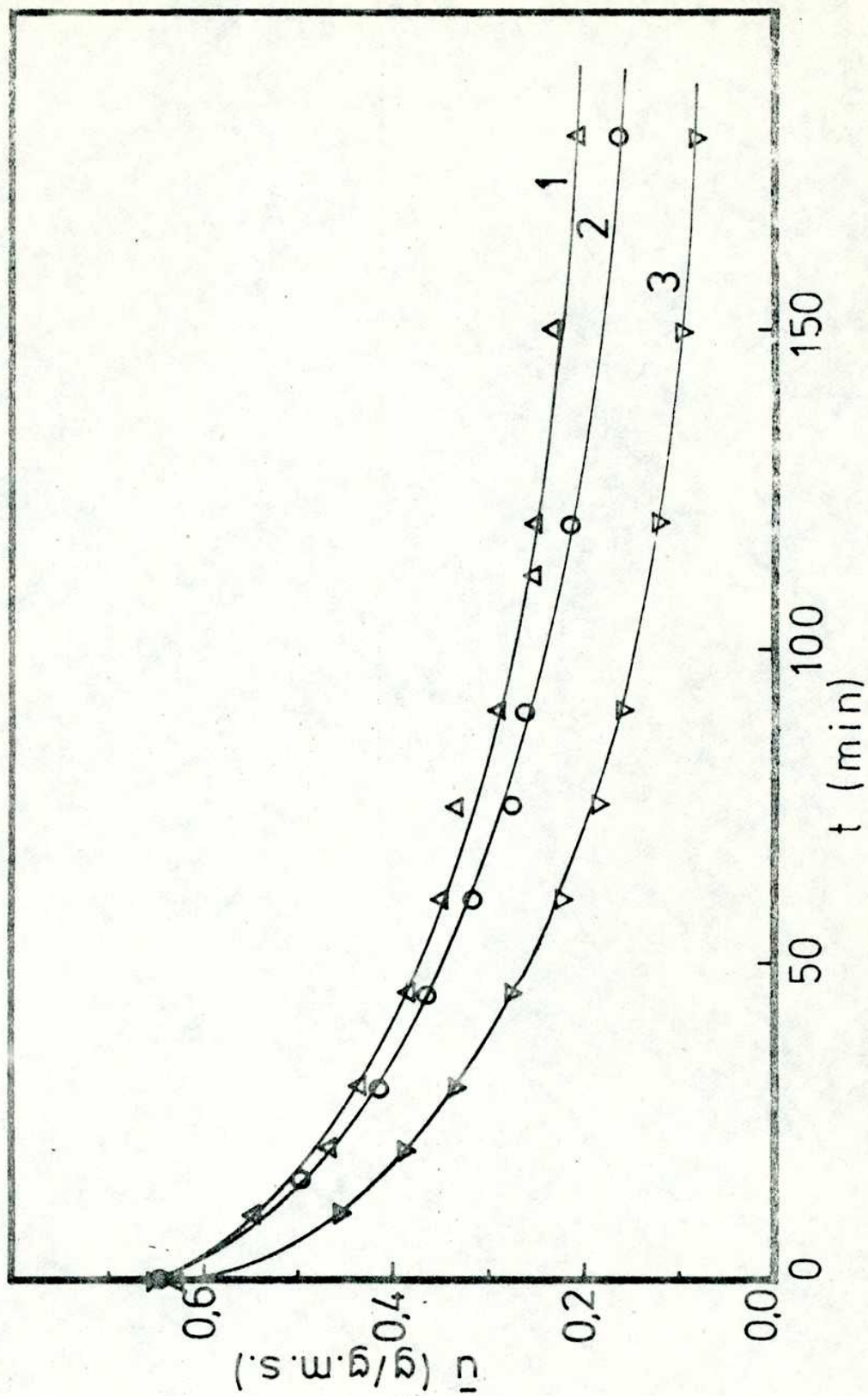
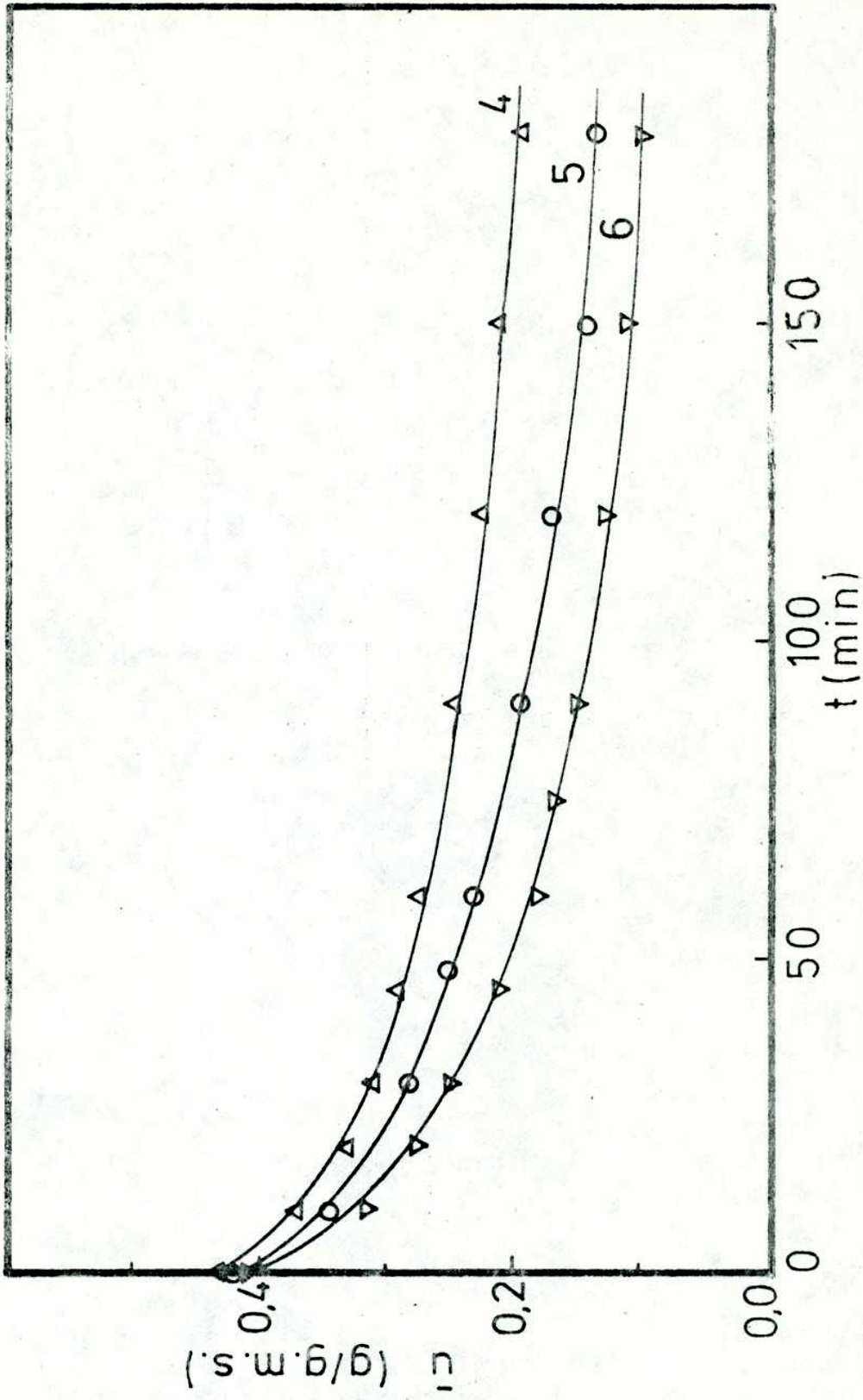


FIGURA 15: Secado de grano de soja en lecho fluido; curvas típicas



comprendida entre los límites de mínima fluidización y la velocidad de arrastre de los sólidos.

Esta ausencia se puede explicar de igual forma que para el secado en el secadero túnel: un bajo contenido de humedad inicial y un número de Biot de masa de aproximadamente 2.000, con lo cual se asegura control interno para la transferencia de masa.

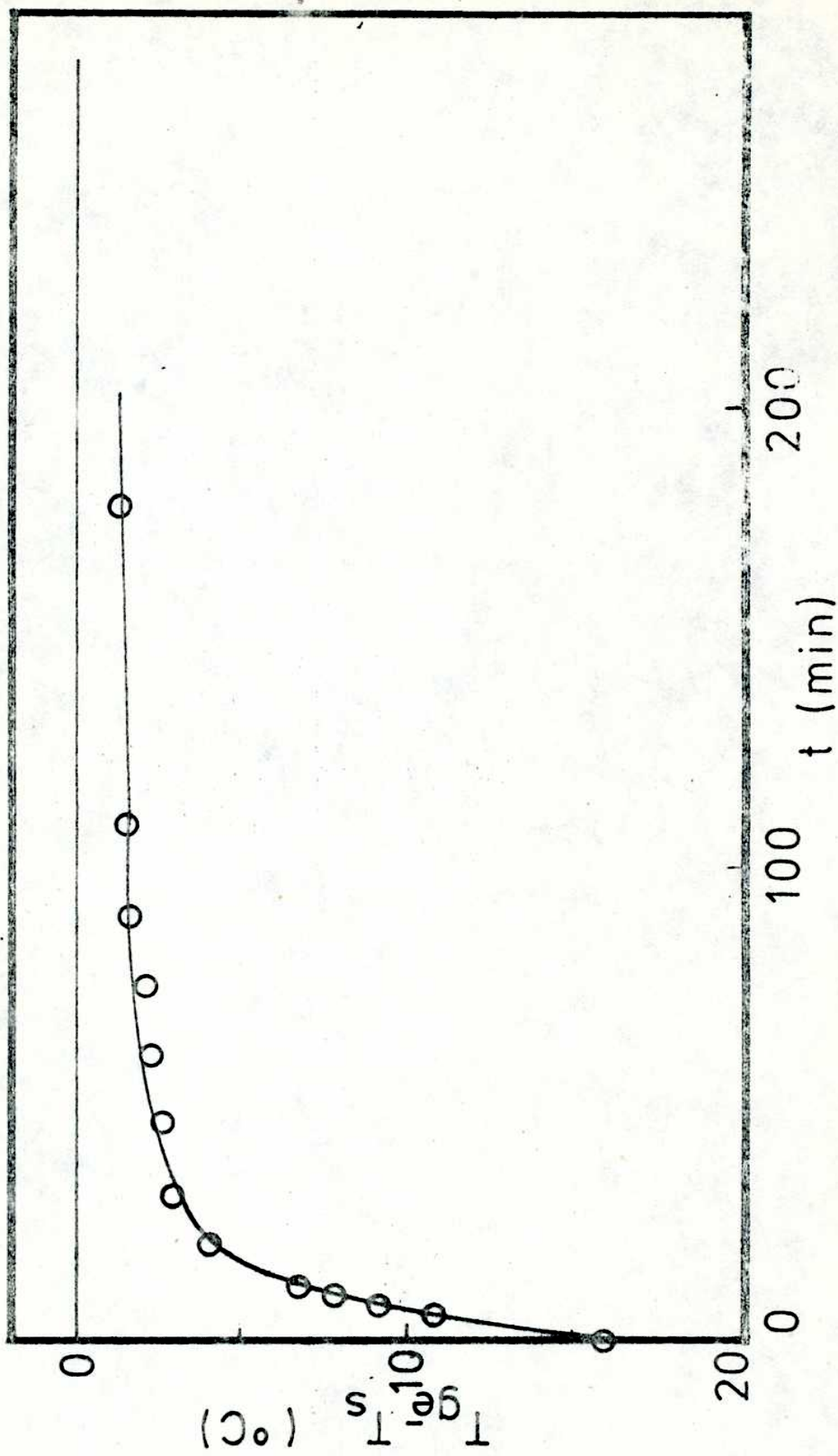
Otro hecho que corrobora esta afirmación es la evolución de la temperatura del aire de salida del equipo en el tiempo, que se representa en la figura 16. Se puede ver que este valor, que es representativo de la temperatura de los sólidos en el lecho como se explicó más adelante, en ningún momento es constante, lo cual sería de esperar si se estuviera en condiciones de secado en período de velocidad de secado constante. Los datos representados en la figura 16 corresponden a la corrida 1.

#### 5.2.2. Estudio de la influencia de la altura del lecho en la cinética de secado

Laquerica y col. (1974) observan que la velocidad de secado es función de la altura del lecho, en el caso del secado de arroz sancochado en lecho fluidizado. El arroz sancochado se seca presentando un período de velocidad de secado constante. Para esas condiciones la velocidad de secado es

///

FIGURA 16: Evolución de la temperatura del sólido durante el secado de grano de soja en lecho fluido





inversamente proporcional a la altura del lecho, tal como lo predicen las ecuaciones teóricas de balance de energía. Los resultados obtenidos por estos autores verifican el modelo teórico propuesto.

En las figuras 17, 18, 19 y 20 se representan pares de curvas cinéticas de secado de soja en lecho fluidizado, con el objeto de estudiar la influencia de la altura del lecho en la velocidad de secado. Cada par de experiencias está realizado en las mismas condiciones de humedad inicial y temperatura inicial de sólidos, temperatura de bulbo seco y velocidad del aire. Las condiciones operativas se dan en tabla VIII.

Se puede observar que la velocidad de secado es menor cuando se aumenta la masa de sólidos en el lecho.

Este resultado es previsible pues se puede suponer que el proceso de secado transcurre en condiciones adiabáticas. Por lo tanto, al aumentar la masa de sólidos en el lecho, aumenta el área de transferencia partículas-aire y con ello la cantidad total de agua evaporada, pero la energía disponible para este proceso es constante y está determinada por la temperatura de entrada del aire. Esto da como resultado una menor temperatura promedio del grano, lo que causa una menor velocidad de secado.

Las temperaturas de salida del aire correspondientes a

///

FIGURA 17: Secado de grano de soja en lecho fluido. Influencia de la altura del lecho

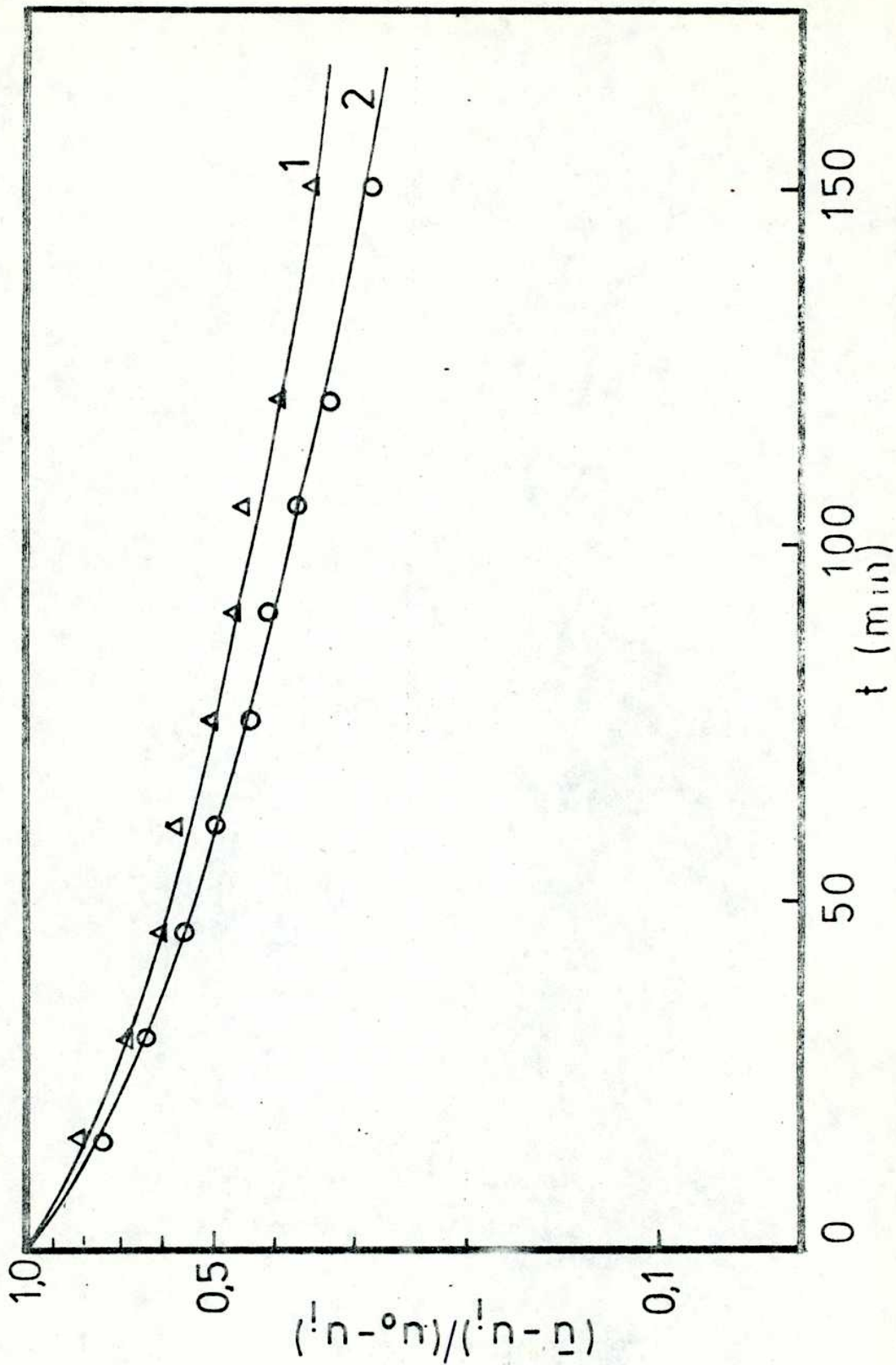


FIGURA 18: Secado de grano de soja en lecho fluido. Influencia de la altura del lecho

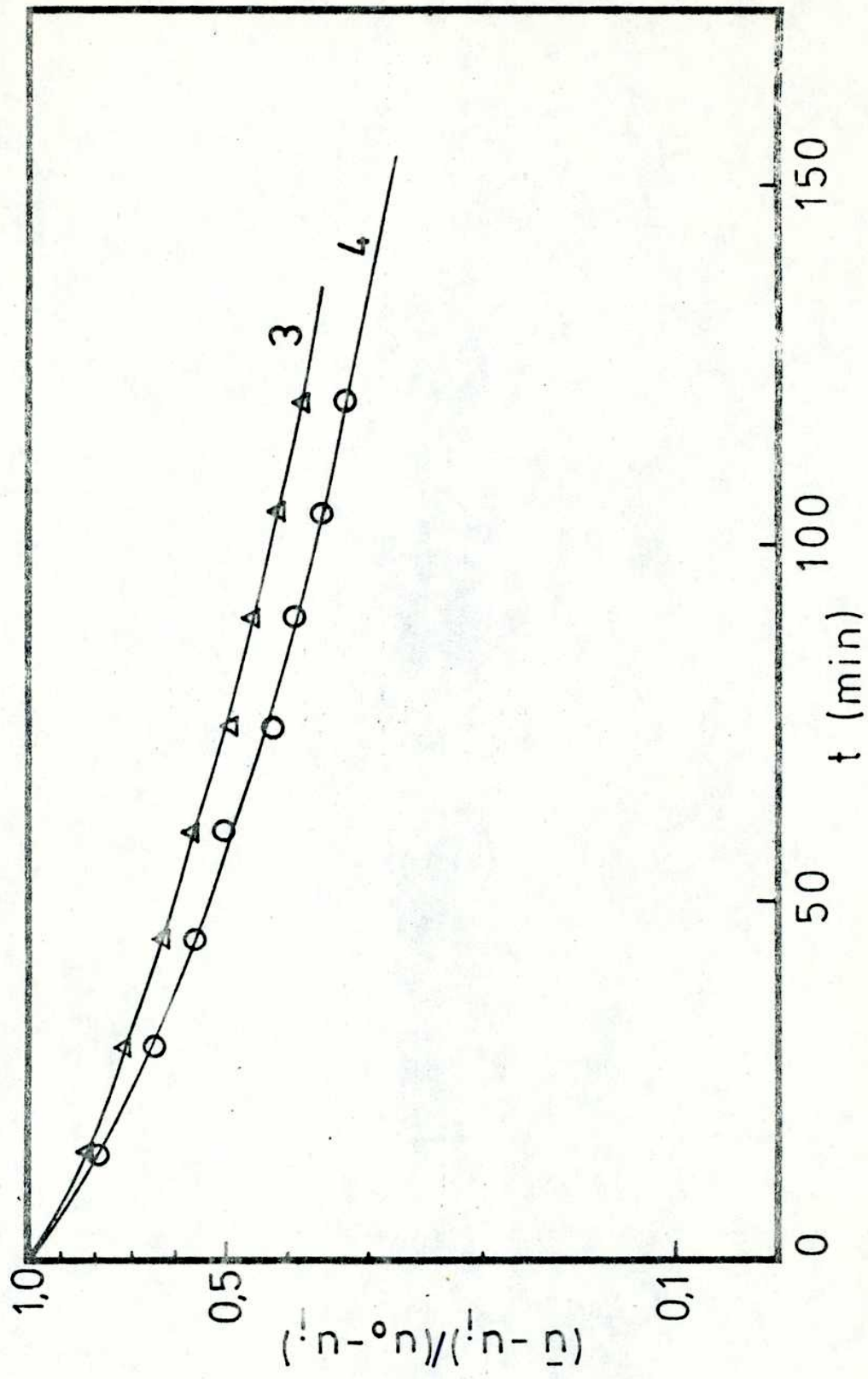




FIGURA 19: Secado de grano de soja en lecho fluido. Influencia de la altura del lecho

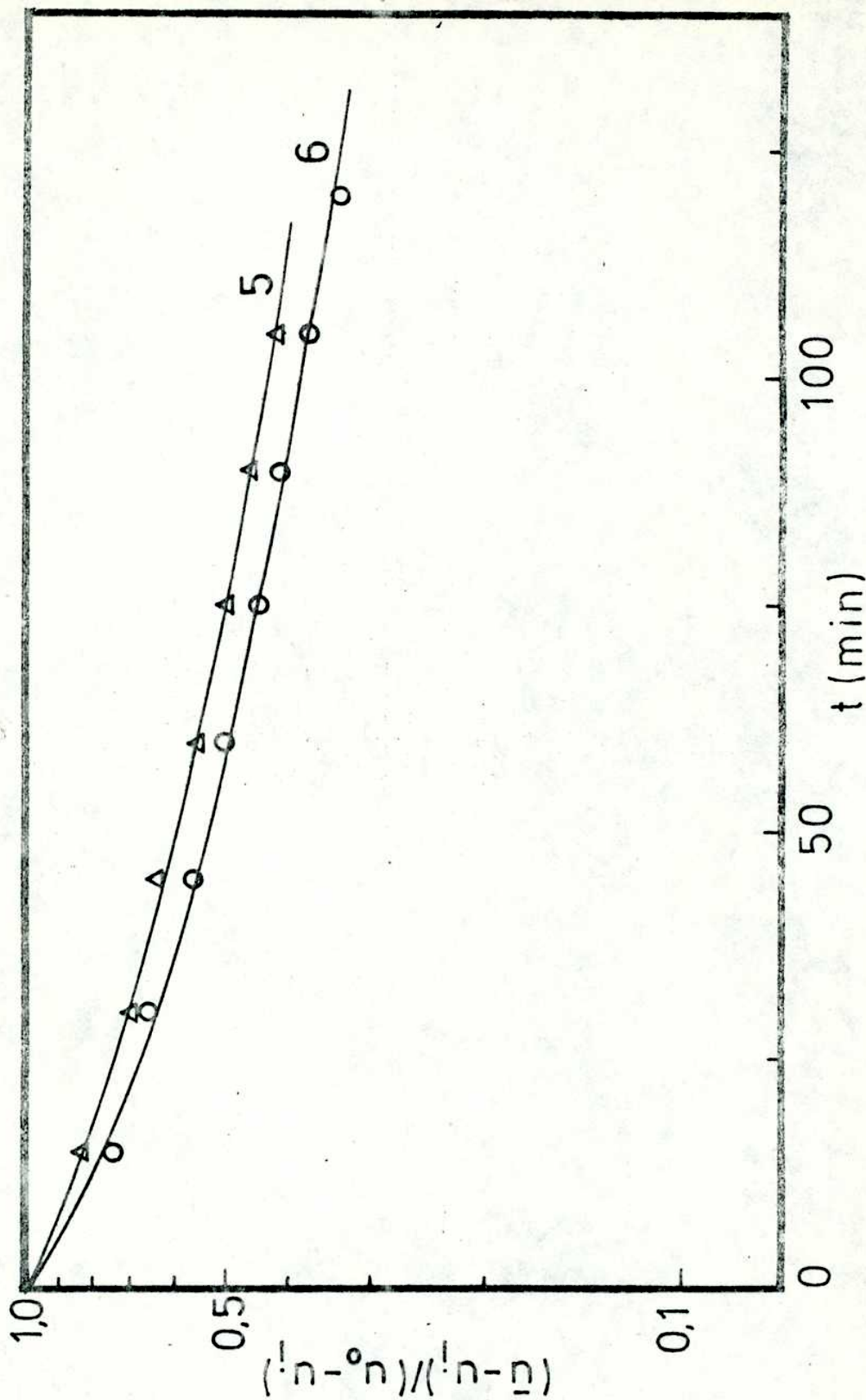
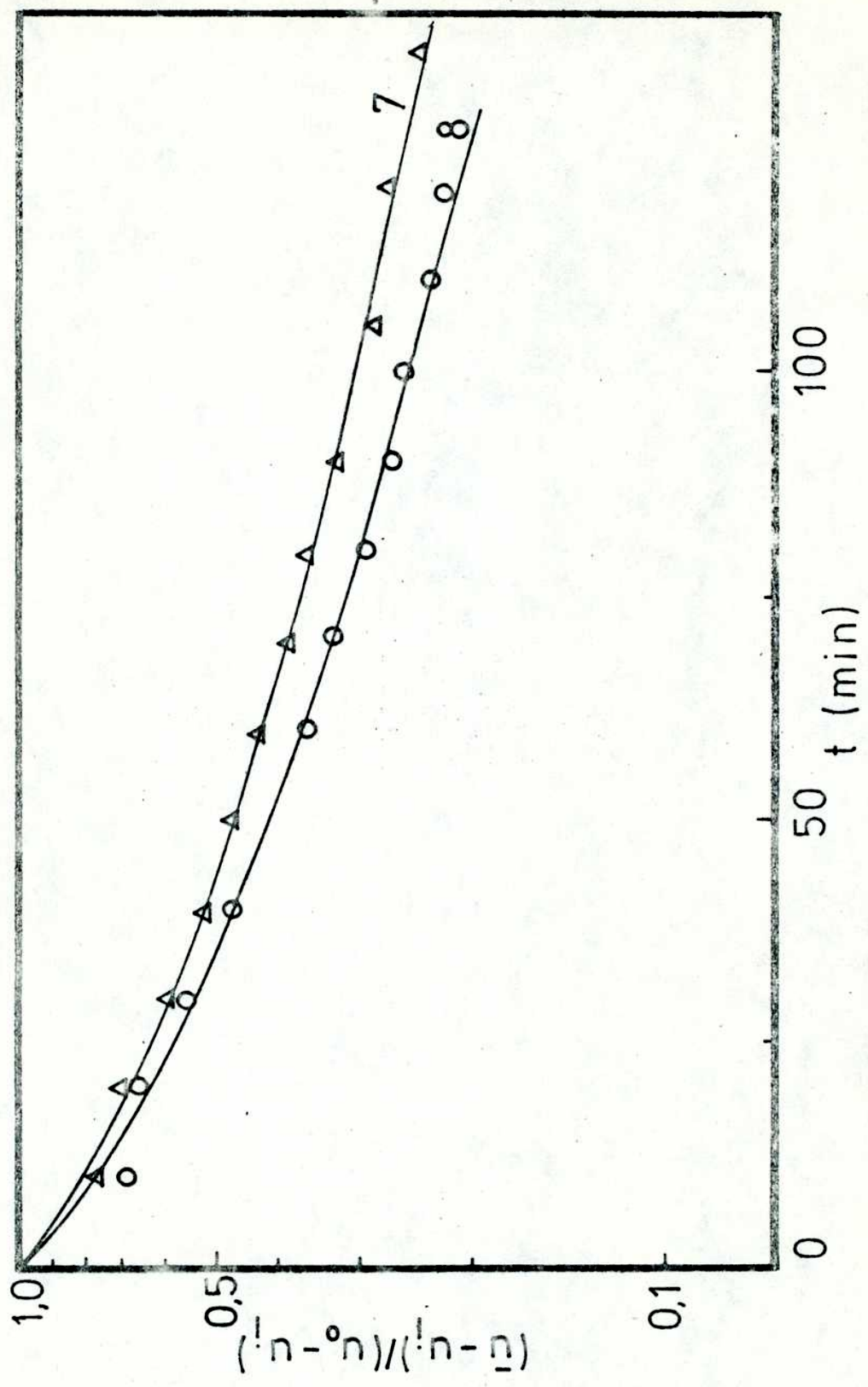


FIGURA 20: Secado de grano de soja en lecho fluido. Influencia de la altura del lecho



las corridas 1, 2, 3 y 4 de las figuras 17 y 18, se han representado gráficamente en las figuras 21 y 22, donde puede observarse que a medida que aumenta la profundidad del lecho es menor la temperatura de salida del aire.

Numerosos autores, entre ellos Gelperin y Einstein (1971), han encontrado que raramente se excede la distancia de 10 a 20 partículas para tener condiciones de equilibrio térmico entre los sólidos del lecho y el aire. Por lo tanto, la temperatura de salida del gas es también representativa de la temperatura de los sólidos en el lecho, suponiendo que estos se encuentran perfectamente mezclados.

Se puede observar en la figura 21, de temperatura de salida del aire en función del tiempo, que para el lecho que tiene una masa inicial de sólidos de 2,1 Kg la diferencia entre la temperatura del aire de entrada y la de los sólidos en el lecho es de 2°C a los 75 minutos de empezada la corrida. En cambio, el tiempo necesario para tener la misma diferencia de temperaturas cuando la carga inicial del lecho es de 4,5 Kg resulta aproximadamente el doble.

Los datos de secado en lecho fluido se ajustaron mediante un programa de regresión no lineal aplicando la ley de Fick para condiciones isotérmicas, al igual que lo que se hizo para las corridas en el secadero túnel.

///

FIGURA 21: Evolución de la temperatura de salida de aire durante el secado de grano de soja en lecho fluido

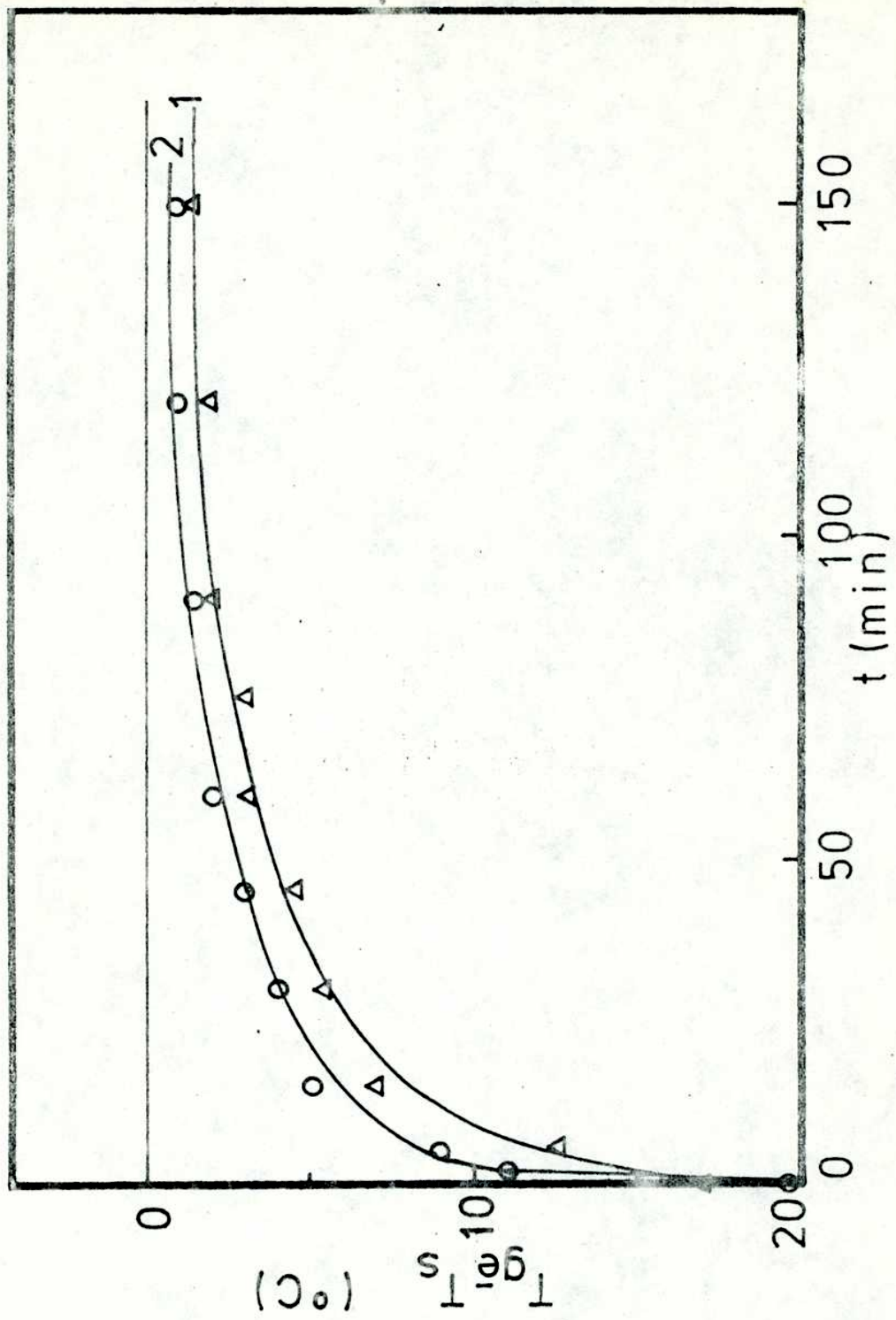
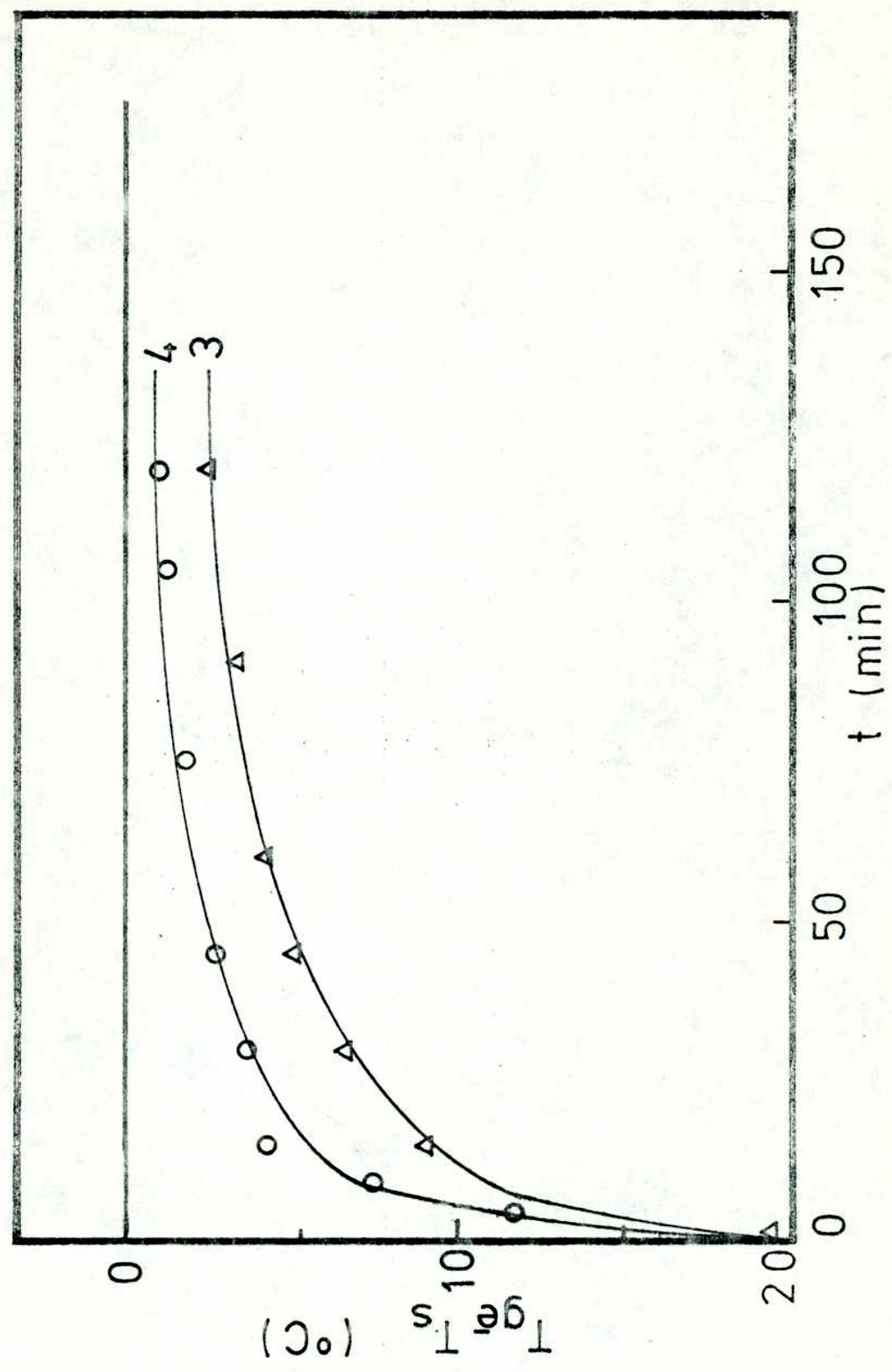




FIGURA 22: Evolución de la temperatura de salida del aire durante el secado de grano de soja en lecho fluido



Los resultados obtenidos, correspondientes a diferentes temperaturas y para distintas alturas de lecho se presentan en la tabla VIII.

Tabla VIII

Corrida	$u_o$ (g/g m s)	$T_{bs}$ ( $^{\circ}$ C)	altura de lecho fijo (cm)	$D_{ef}$ ( $cm^2/seg$ )
1	0,645	50,0	19	$8,3 \times 10^{-7}$
2	0,647	51,0	9	$1,0 \times 10^{-6}$
3	0,631	50,0	18	$8,5 \times 10^{-7}$
4	0,638	50,0	8	$1,1 \times 10^{-6}$
5	0,572	50,0	14	$7,3 \times 10^{-7}$
6	0,583	50,0	11	$8,4 \times 10^{-7}$
7	0,845	63,5	17	$1,9 \times 10^{-6}$
8	0,872	62,0	11	$2,2 \times 10^{-6}$

Se observa en dicha tabla que la altura no es una variable demasiado importante en lo que respecta al valor de la velocidad de secado. Su influencia se manifiesta a través de la historia térmica del material: una temperatura media de sólidos menor en un lecho profundo da como resultado un menor coeficiente de difusión.

///

Debido a limitaciones experimentales no se pudieron realizar corridas de secado con lechos más profundos que 20 cm.

Con respecto al contenido de humedad del aire, si se realiza el cálculo de la humedad de salida del mismo, ya sea mediante un balance de materia teniendo en cuenta la velocidad de secado y la velocidad del aire, o bien a través de mediciones de temperaturas de bulbo húmedo y seco a la entrada y salida del lecho, se comprueba que la variación de la humedad absoluta del aire es muy pequeña, aún al comienzo del proceso, que es cuando se tienen mayores velocidades de secado.

Del análisis de lo anterior, se puede concluir que a los efectos de considerar la variación de la fuerza impulsora para la transferencia de masa, un lecho fluido de las características estudiadas puede asemejarse a un lecho de capa delgada. Obviamente, con respecto a la transferencia de calor no puede aseverarse lo mismo, dado que según se ha dicho anteriormente, en una altura de 10 a 20 diámetros de partícula se alcanza el equilibrio térmico entre el aire y los sólidos del lecho.

En cierta forma se justifica así el hecho de que los coeficientes de difusión efectivos determinados en el lecho fluido sean muy semejantes a los obtenidos en las experiencias en el secadero túnel. En un lecho fluido, luego de las prime-

///

ras capas de sólido ya se tiene un lecho en equilibrio térmico con el aire y la humedad absoluta del mismo no sufre una variación significativa al pasar a través del lecho, condiciones que lo hacen muy semejante a un lecho de capa delgada.

También Kunii y Levenspiel (1967), proponen un tratamiento simplificado del problema cuando se secan materiales en un lecho fluido en período de velocidad de secado decreciente y tratan al proceso como un fenómeno de transferencia de materia en condiciones isotérmicas.

### 5.2.3. Estudio de la influencia de la velocidad superficial del aire en la cinética de secado

El grano de soja húmedo tiene una velocidad de mínima fluidización de aproximadamente 1,65 m/seg (apéndice D).

La velocidad superficial máxima obtenida en el equipo utilizado, con una altura de lecho fijo de 13 cm, fue de 2,6 m/seg.

Se realizaron corridas de secado con velocidades superficiales entre 2,0 y 2,6 m/seg, pero no se observaron diferencias significativas en la velocidad de secado, estando las variaciones encontradas dentro del error experimental.

Este resultado no es inesperado. Al ser el número de Biot de masa superior a 100, se está en condiciones de control interno en ambos casos, por lo cual sólo se encuentra la

///



misma variación que se tiene al modificar la altura del lecho. Aumentar la velocidad del gas, si se supone que las condiciones fluidodinámicas del lecho y los coeficientes de transferencia se mantienen constantes, es equivalente a disminuir el tiempo de contacto, o sea disminuir la altura del lecho. Dichas variaciones son pequeñas cuando se cambia la altura del lecho en un 50% y prácticamente imperceptibles cuando se cambia la velocidad del aire en un 30%.

#### 5.2.4. Estudio de la influencia de la temperatura de bulbo seco del aire en la cinética de secado

En la figura 23 se observan las curvas cinéticas de secado de grano de soja en lecho fluidizado para diferentes valores de temperatura de bulbo seco del aire, de muestras con un contenido de humedad inicial de aproximadamente 0,42 g/g m s, en las mismas condiciones de velocidad superficial del aire y masa total de sólidos en el lecho.

En la figura 24 se representan las curvas de secado para muestras con un contenido de humedad inicial de 0,62 g/g m s, en las mismas condiciones de velocidad superficial del aire y masa total de sólidos en el lecho.

Las condiciones operativas de las corridas representadas en estas dos figuras se detallan en la tabla IX.

///

FIGURA 23: Cinética de secado de grano de soja en lecho fluidizado. Influencia de la temperatura de bulbo seco del aire

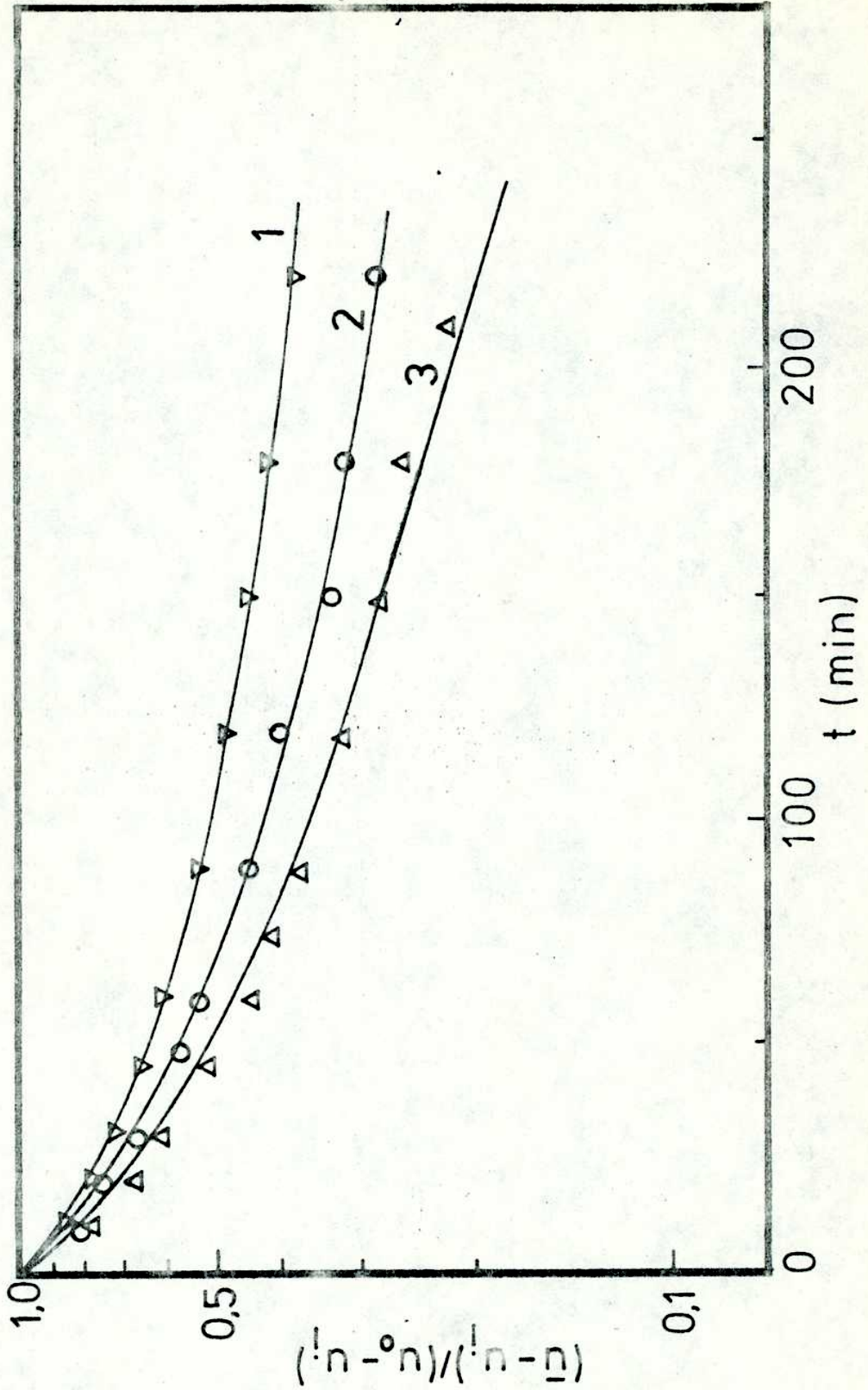


FIGURA 24: Cinética de secado de grano de soja en lecho fluido. Influencia de la temperatura de bulbo seco del aire

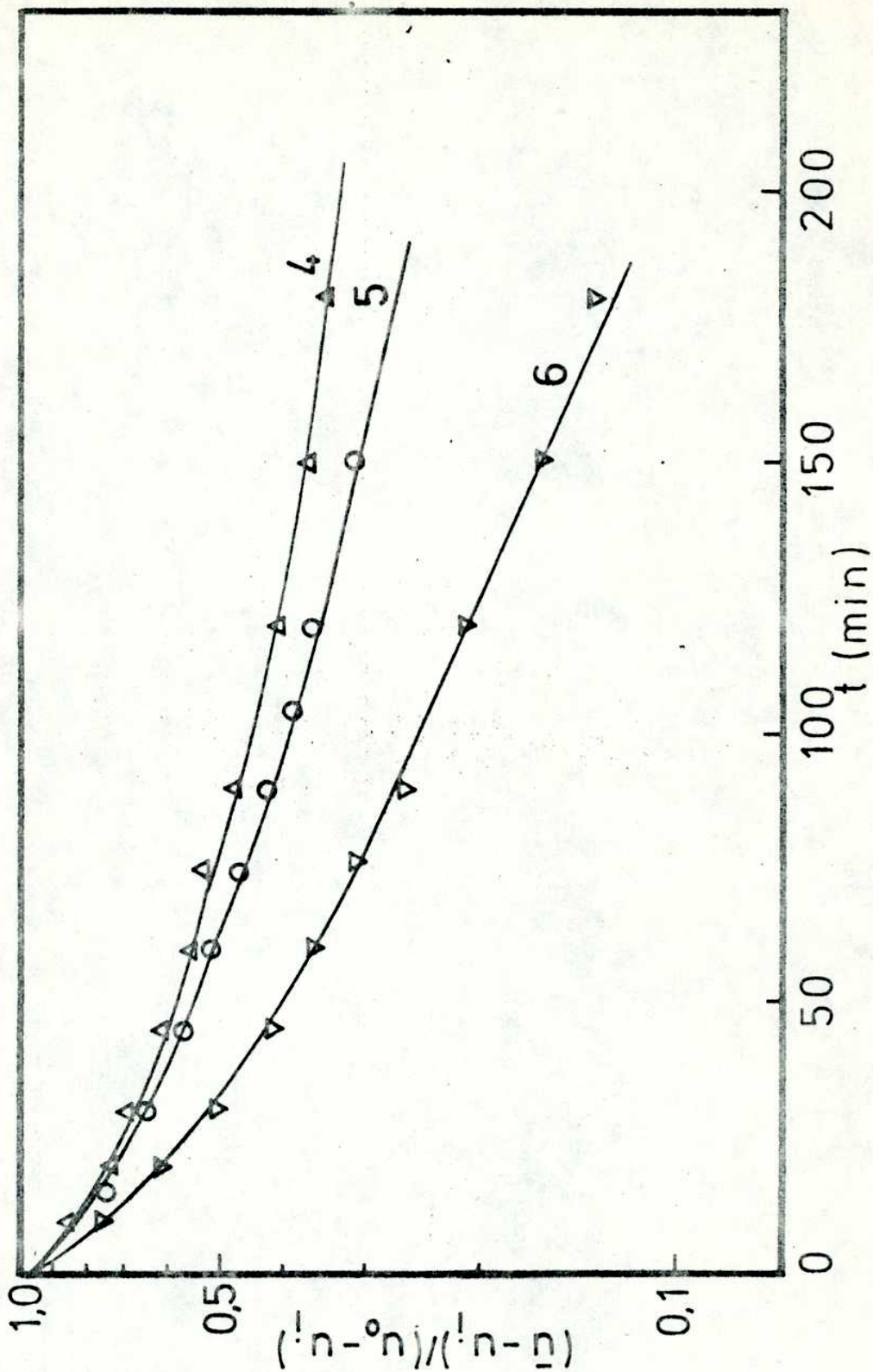


Tabla IX

Corrida	$u_o$ (g/g m s)	$T_{bs}$ ( $^{\circ}$ C)	$v_o$ (m/seg)	$m_h$ (Kg)
1	0,431	44,1	2,43	1,98
2	0,420	60,8	2,45	2,02
3	0,409	71,0	2,42	2,04
4	0,629	43,8	2,50	2,63
5	0,618	51,0	2,30	2,81
6	0,625	70,4	2,45	2,65

El ajuste de los datos experimentales se realizó de la misma forma que en las corridas en el secadero túnel. Los valores de los coeficientes de difusión así determinados y la sumatoria de los cuadrados de las desviaciones, normalizadas para tener en cuenta el número de puntos de cada corrida, se muestran en la tabla X.

Tomando corridas a diferentes temperaturas puede hallarse la dependencia entre el coeficiente de difusión y la temperatura de bulbo seco del aire. En la figura 25 están representados los valores de los coeficientes de difusión efectivos en función de la inversa de la temperatura absoluta para datos obtenidos con muestras de humedades iniciales de aproximadamente 0,42 y 0,62 g/g m s respectivamente.

///

FIGURA 25: Determinación de la energía de activación de secado de grano de soja en lecho fluido

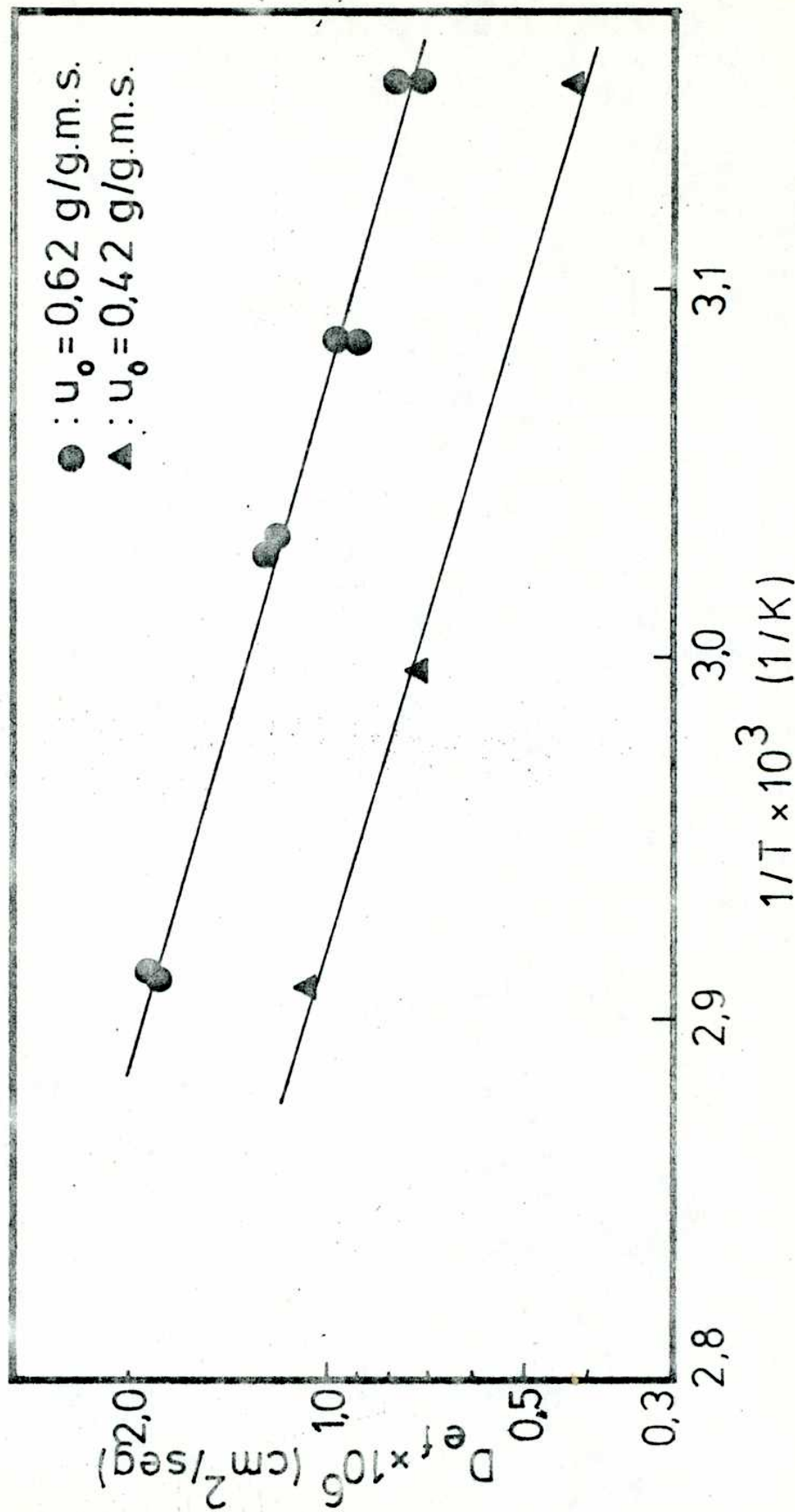


Tabla X

Corrida	$T_{bs}$ (°C)	$D_{ef}$ (cm <sup>2</sup> /seg)	$\sigma^2$
1	44,0	$4,3 \times 10^{-7}$	$1,737 \times 10^{-4}$
2	61,0	$7,3 \times 10^{-7}$	$2,222 \times 10^{-4}$
3	71,0	$1,1 \times 10^{-6}$	$2,022 \times 10^{-4}$
4	43,8	$7,3 \times 10^{-7}$	$4,919 \times 10^{-4}$
5	51,0	$9,1 \times 10^{-7}$	$4,064 \times 10^{-4}$
6	70,4	$1,5 \times 10^{-6}$	$5,358 \times 10^{-4}$

El cálculo de las energías de activación arroja los siguientes valores:

$$u_o = 0,42 \text{ g/g m s} \quad \text{-----} \quad E_a = 7,4 \text{ Kcal/mol}$$

$$u_o = 0,62 \text{ g/g m s} \quad \text{-----} \quad E_a = 7,0 \text{ Kcal/mol}$$

Los resultados están expresados con un error de  $\pm 0,9$  y  $\pm 0,5$  Kcal/mol respectivamente, para un nivel de confianza del 95%.

Nuevamente se observa, como en el caso de las experiencias realizadas en el secador túnel, que para valores de humedad inicial más altos los coeficientes de difusión efectivos son mayores que para valores de humedad inicial más bajos. Las energías de activación no muestran diferencias que

///



puedan considerarse significativas, al igual que en el caso de secado en secador túnel.

### 5.2.5. Predicción numérica para la cinética de secado de partículas esféricas en un lecho fluido

#### 5.2.5.1. Determinación de los parámetros cinéticos

Al igual que para el caso de secador túnel, los parámetros cinéticos, energía de activación  $E_a$  y factor preexponencial  $D_{\infty}$ , se determinaron mediante una regresión no lineal que ajusta los datos experimentales con la ley de Fick.

Los parámetros fluidodinámicos necesarios fueron medidos experimentalmente para cada corrida de secado.

#### 5.2.5.2. Predicción numérica

En la figura 26 se muestran los datos cinéticos correspondientes a una corrida de secado en lecho fluido, cuyas condiciones operativas son las siguientes:

$$- u_0 = 0,420 \text{ g H}_2\text{O/g m s}$$

$$- T_{bs} \text{ del aire} = 61^\circ\text{C}$$

$$- v_0 = 2,5 \text{ m/seg}$$

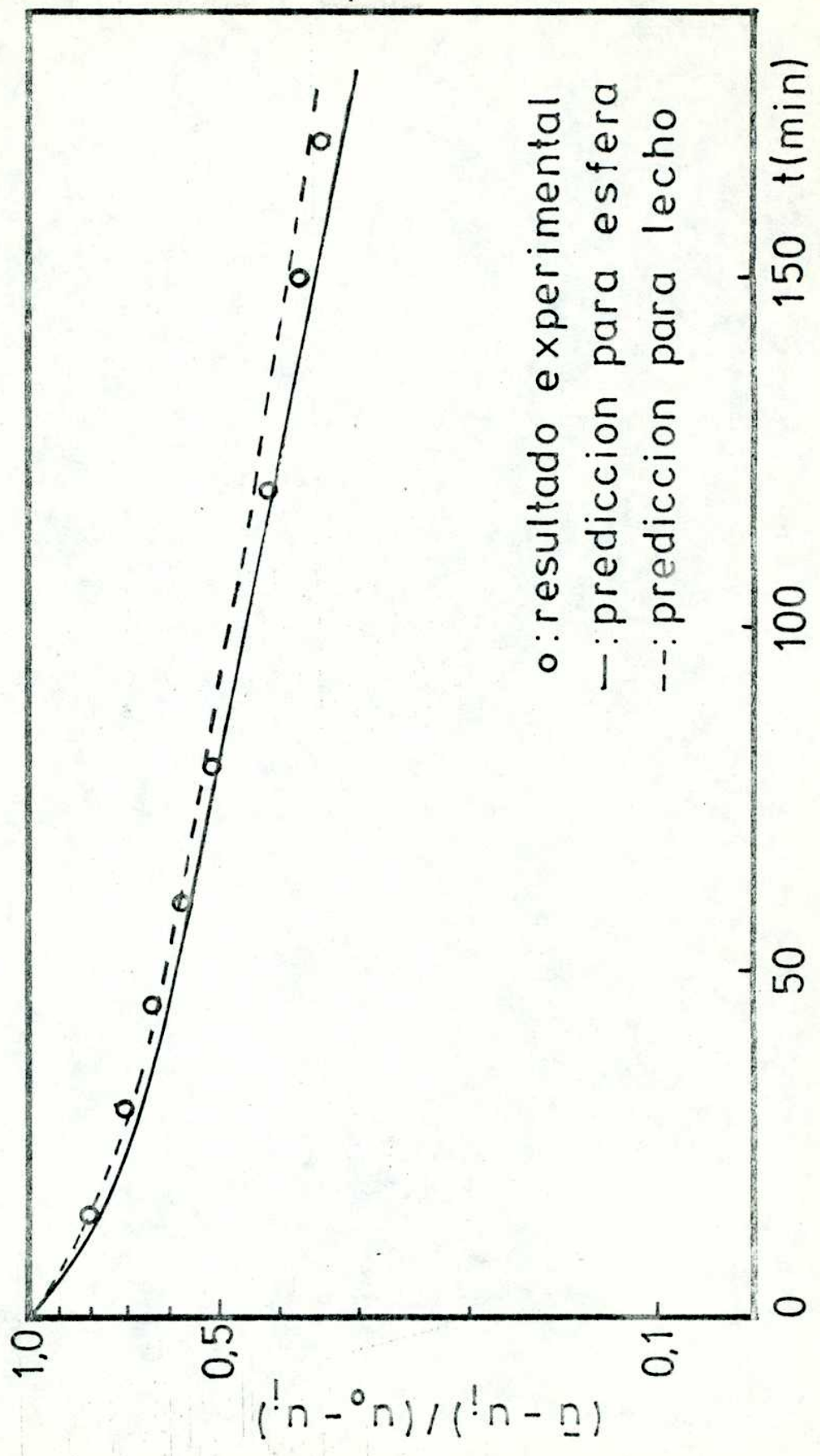
$$- L = 9 \text{ cm}$$

$$- \text{masa total de sólidos en el lecho} = 1,98 \text{ Kg}$$

junto con la predicción numérica correspondiente a una partícula aislada y la resolución numérica del lecho fluido. El

///

FIGURA 26: Predicción numérica de la cinética de secado de grano de soja en lecho fluido





lecho fue dividido en 7 capas, resolviéndose la cinética de secado tal como se explica en el apéndice F.

En la figura 27 se muestran los datos cinéticos correspondientes a otra corrida de secado en lecho fluido, cuyas condiciones operativas son las siguientes:

$$- u_o = 0,607 \text{ g H}_2\text{O/g m s}$$

$$- T_{bs} \text{ del aire} = 44,3^\circ\text{C}$$

$$- v_o = 2,45 \text{ m/seg}$$

$$- L = 9 \text{ cm}$$

$$- \text{masa total de sólidos en el lecho} = 2,08 \text{ Kg}$$

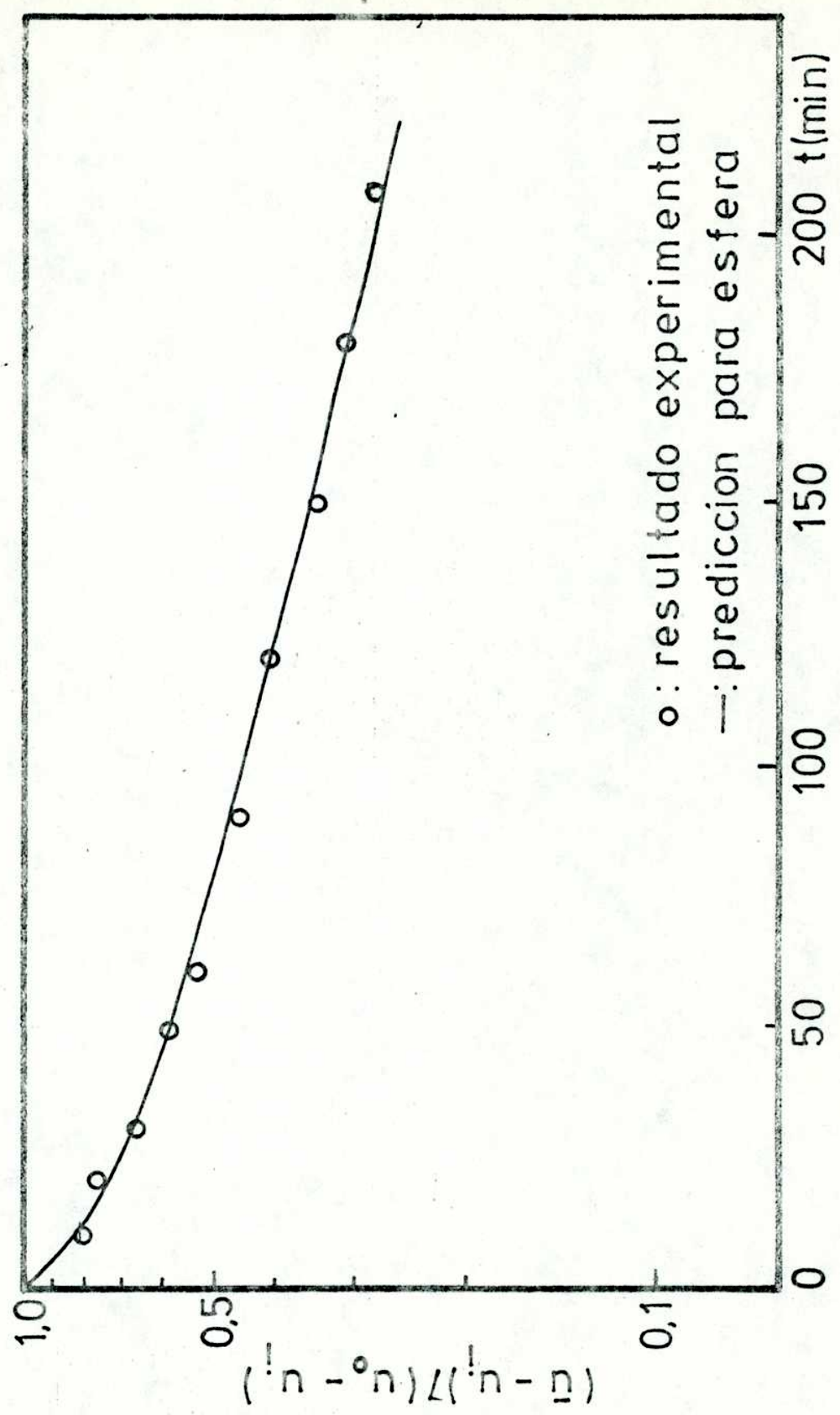
en este caso también se presenta la curva cinética correspondiente a la predicción numérica para partícula aislada.

Los resultados muestran que existe una buena concordancia entre los resultados experimentales y la predicción numérica si se tiene como objetivo el diseño de un secador de lecho fluido; además que, para lechos de las dimensiones utilizadas en las experiencias, el modelo de capa delgada representa perfectamente la cinética de secado dentro del lecho.

Esto se puede explicar pues las condiciones de entrada y salida del aire varían suficientemente poco como para justificar la aplicación del modelo más simple en el tratamiento del problema de secado en lechos fluidos de las dimensiones del lecho experimental.

///

FIGURA 27: Predicción numérica de la cinética de secado de grano de soja en lecho fluido



Por ejemplo, para el caso tratado en la figura 26, cuando han transcurrido 585 segundos de secado, la temperatura de salida del aire del lecho, según la predicción numérica, es de  $58,2^{\circ}\text{C}$ , mientras que la determinación experimental a los 10 minutos de comenzada la corrida de secado era de  $56,8^{\circ}\text{C}$ ; a los 1812 segundos la temperatura de salida del aire predicha es de  $58,7^{\circ}\text{C}$  y la determinación experimental a los 30 minutos de secado era de  $57,2^{\circ}\text{C}$ .

Por otro lado, la presión de vapor de agua a la entrada al equipo se tomó como 0,005 atmósferas, lo que equivale a una humedad relativa del aire de 3% a la temperatura de bulbo seco, manteniéndose constante durante toda la corrida de secado a los fines prácticos y de predicción. La presión de vapor de agua a la salida del equipo, según la predicción numérica, es de 0,0067 atmósferas a los 585 segundos, que equivalen a una humedad relativa del aire de 3,8% a la temperatura de salida del aire del equipo. La medición indirecta de las presiones de vapor de agua a la entrada y salida del equipo se realizó a través de la medición de las respectivas temperaturas de bulbo seco y húmedo. Estas mediciones arrojan valores de humedades relativas del aire con variaciones que eran del mismo orden que las fluctuaciones de cada determinación en particular, por lo que no se las tuvo en cuenta a

///

efectos de cálculos posteriores. Esto es un indicio práctico de que la cantidad de agua evaporada no modifica sustancialmente las condiciones del aire.

Si se calcula el caudal de agua evaporada, aún casi al comienzo de la corrida de secado cuando la velocidad es la mayor, el mismo resulta ser totalmente despreciable frente al caudal de aire que circula ( $0,17 \text{ g H}_2\text{O/seg}$  frente a  $122 \text{ g de aire seco/seg}$ ).

Estas dos mediciones, temperaturas de salida del aire y presión de vapor del agua a la salida del equipo en función del tiempo, juntamente con la estimación del caudal de agua evaporada, muestran que la cinética de secado en lechos fluidos de las dimensiones del utilizado en las experiencias se puede representar perfectamente con el modelo de capa delgada y resolverse a través de este modelo simplificado.

///

5.3. Estudio de la influencia de la humedad inicial del grano en la cinética de secado de soja en secador tipo túnel y lecho fluidizado

En la figura 28 se muestran diferentes corridas de secado de grano de soja en el secadero túnel de muestras de humedad inicial de 0,607 y 0,431 g/g m s y una temperatura de bulbo seco del aire de 44,3 y 44,0°C respectivamente.

En la figura 29 se muestran curvas cinéticas de corridas en el lecho fluido, realizadas en las mismas condiciones de velocidad superficial del aire (alrededor de 2,5 m/seg), altura de lecho fijo de 11 cm, temperatura de bulbo seco del aire de 50°C y humedades iniciales de 1,256, 0,748 y 0,583 g/g m s respectivamente.

En la figura 30 se representan las curvas de secado en lecho fluido para una altura de lecho fijo de 10 cm, velocidad superficial de 2,4 m/seg, temperatura de bulbo seco del aire de 70,5°C y humedades iniciales de 0,625 y 0,409 g/g m s respectivamente.

En estas tres figuras se puede observar que hay un aumento en la velocidad de secado con el aumento de la humedad inicial del grano; esto se traduce en un valor mayor de los coeficientes de difusión efectivos calculados para los granos de mayor contenido de humedad inicial.

///

FIGURA 28: Cinética de secado de grano de soja en secadero túnel.  
Influencia del contenido de humedad inicial del grano

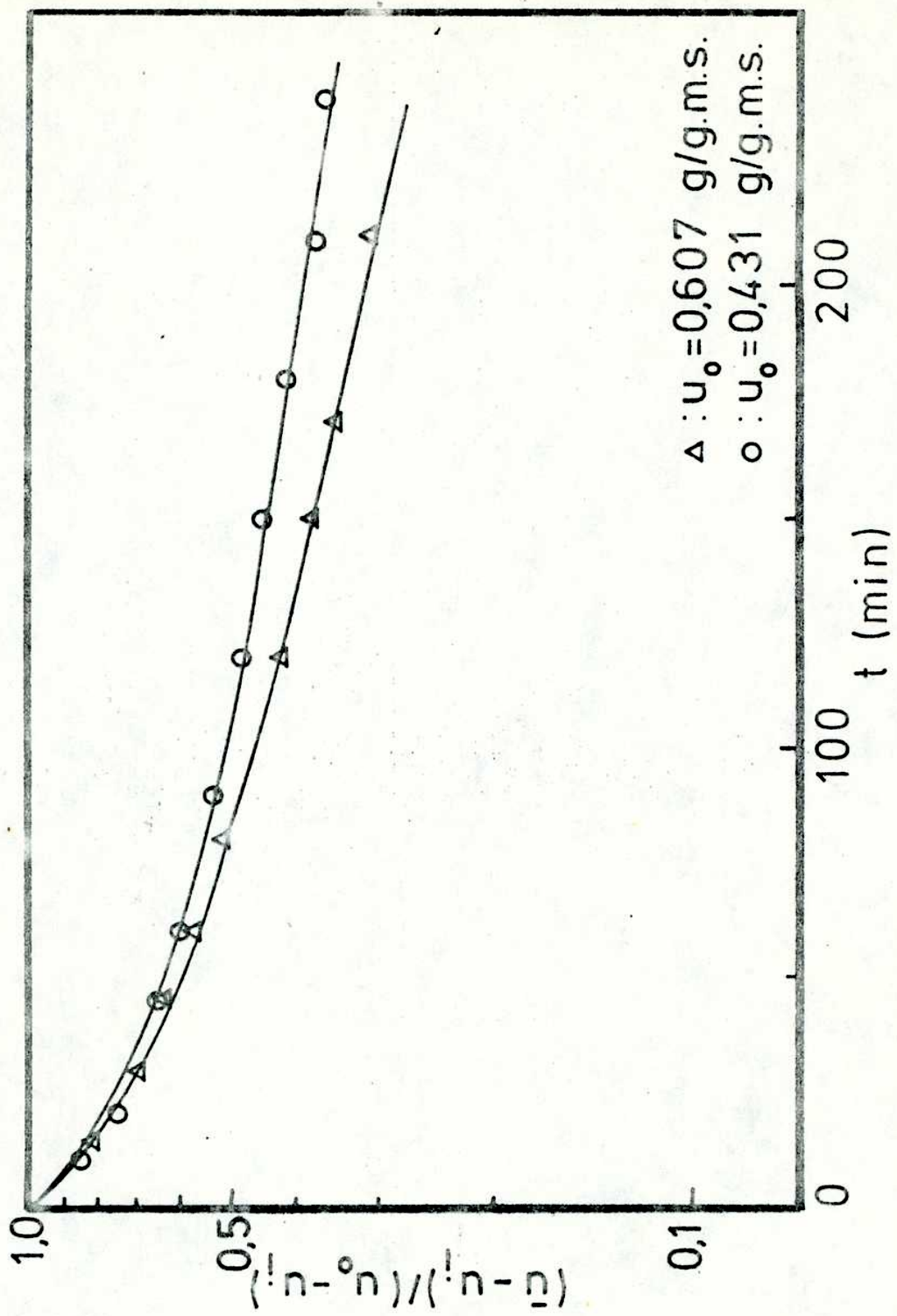


FIGURA 29: Cinética de secado de grano de soja en lecho fluido. Influencia del contenido de humedad inicial del grano

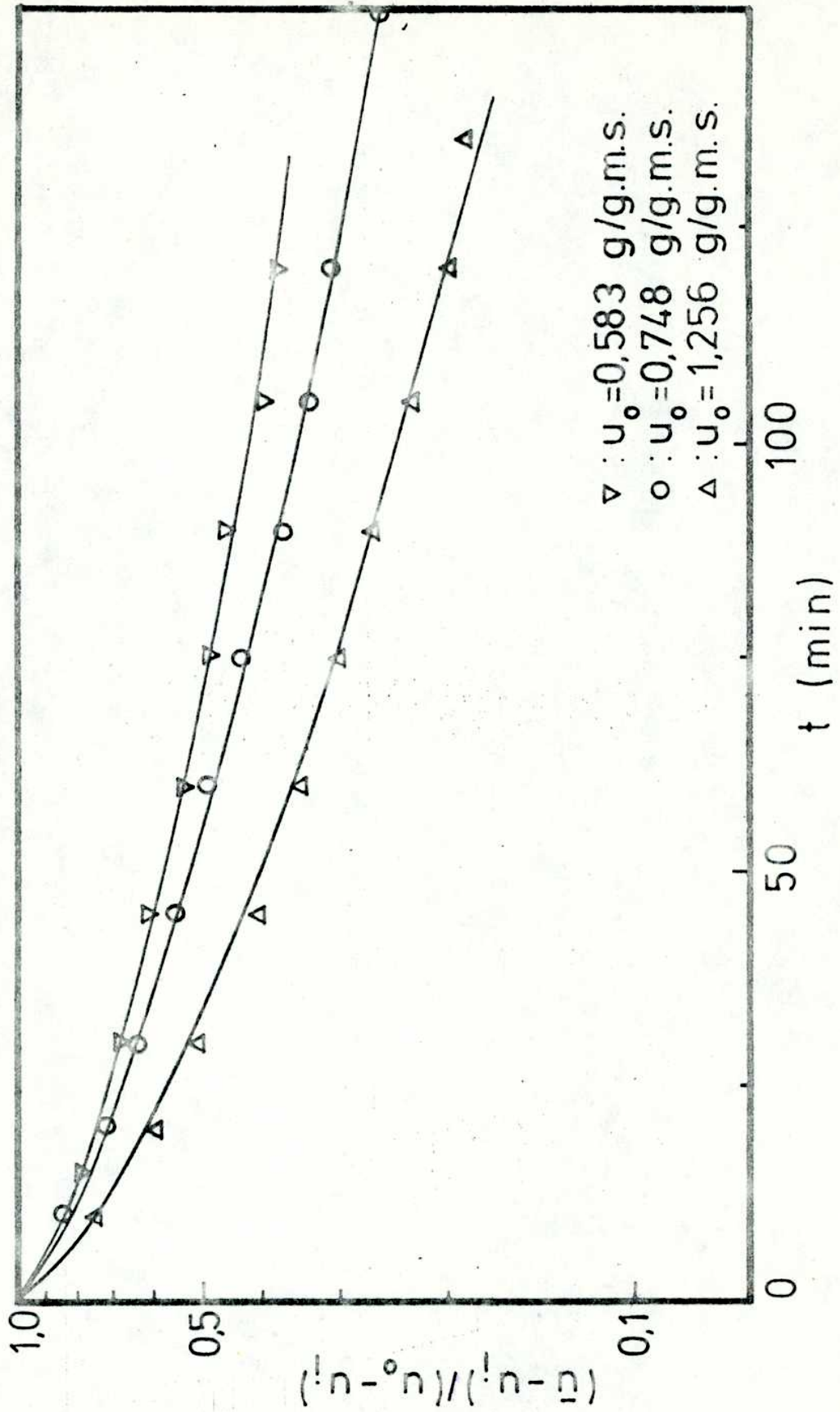
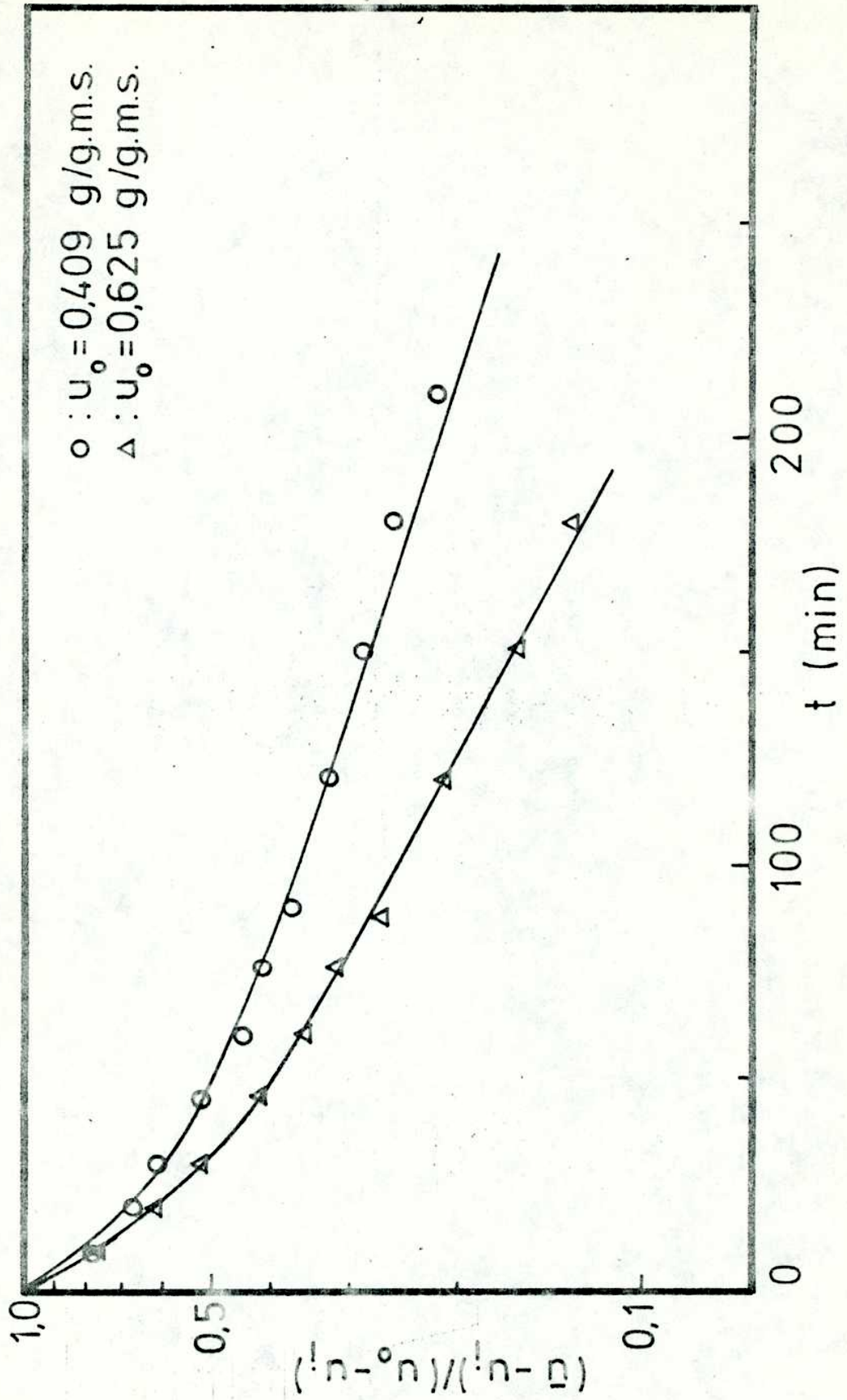




FIGURA 30: Cinética de secado de grano de soja en lecho fluido. Influencia del contenido de humedad inicial del grano





Este fenómeno se produce a pesar de haberse verificado que en ningún momento y en ninguno de los casos estudiados existe control externo o mixto para la transferencia del agua desde el sólido al seno del aire.

En la figura 31 se representa el valor del coeficiente de difusión efectivo medio, obtenido a partir de un programa de regresión no lineal de ajuste de los datos experimentales a la ley de Fick, en función de la humedad inicial del grano a diferentes temperaturas de bulbo seco del aire.

Se puede observar una dependencia de tipo exponencial del coeficiente de difusión efectivo con la humedad en el rango de humedades trabajado.

Este hecho ya ha sido observado en el secado de grano de soja. Misra y Young (1980) proponen una dependencia de este tipo en un trabajo de resolución de las ecuaciones diferenciales para la transferencia simultánea de calor y materia por la técnica de elementos finitos. Presentan resultados de predicción numérica que ajustan bien los datos cinéticos experimentales.

Aunque los niveles de humedades estudiados en este trabajo y los de Misra y Young no son los mismos, la hipótesis es aceptable tal como lo muestran los resultados de la figura 31.

///

## 6. CONCLUSIONES

### - Cinética de secado para una partícula aislada

Los resultados experimentales de cinética de secado corroboran la posibilidad de la aplicación de la solución de Fick para interpretar el fenómeno de secado de grano de soja humidificado a los niveles de este trabajo con una aproximación bastante buena. Para valores de contenido de humedad menores, este hecho ya ha sido mostrado por otros autores (Suarez y col., 1980 a).

Algunos de los parámetros físicos fueron obtenidos de la bibliografía y otros determinados experimentalmente. Los coeficientes de difusión y sus respectivas energías de activación se obtuvieron a partir de una técnica de regresión no lineal, para ajustar los datos experimentales a la ley de Fick.

La velocidad de secado de los granos humidificados a mayores niveles de contenido de humedad inicial es mayor que la de niveles inferiores.

La energía de activación del proceso de secado es independiente del contenido de humedad inicial del grano para el rango de humedades trabajado.

El modelo matemático que se postula para la predicción de la velocidad de secado, teniendo en cuenta la transferen-

///

cia simultánea de calor y materia y condiciones de contorno de tercera especie, da como resultado buenas predicciones en el rango de humedades y temperaturas trabajado.

Del buen ajuste de los datos experimentales a las predicciones que consideran un solo coeficiente de difusión, se puede inferir que el transporte de la humedad dentro del sólido se produce probablemente por efectos de un solo tipo de mecanismo.

Las desviaciones al modelo son más pronunciadas a temperaturas elevadas y contenidos de humedad inicial del grano mayores, casos en los que puede ser importante el aporte de más de un mecanismo en la migración del agua dentro del sólido por un lado y el encogimiento de la matriz sólida por el otro.

Para los niveles de humedades utilizados, los resultados obtenidos mediante la integración de las ecuaciones diferenciales de calor y materia acopladas son muy cercanos a los obtenidos mediante la integración de la ecuación de conservación de materia solamente. Pero, en otras condiciones es posible la presencia de un período de velocidad de secado constante o de control mixto que hace que los resultados de cinética de secado difieran si se integran las ecuaciones de calor y materia simultáneamente o la de conservación de materia solamente. Por lo tanto, en estos casos, es necesario reali-

///

zar la integración de ambas ecuaciones simultáneamente.

Este modelo se aplica a sólidos porosos capilares rígidos, en los cuales la migración de la humedad se produce por diferentes mecanismos que puedan ser englobados con un sólo coeficiente de difusión, en los poros de un material que tiene una matriz sólida rígida.

Este modelo simplificado ajusta bien los resultados experimentales de lechos fluidos no profundos, con las mismas salvedades que para el caso de secado en capa delgada.

#### - Cinética de secado para lecho fluido

Los resultados experimentales de cinética de secado de grano de soja obtenidos trabajando en lecho fluido no difieren en gran magnitud de los obtenidos en capa delgada. Por lo tanto, puede predecirse el comportamiento de lechos fluidos poco profundos de partículas grandes con la realización de experiencias de capa delgada.

Los resultados de la integración numérica del modelo para lecho fluido tienen una concordancia aceptable con los resultados experimentales, aún cuando se observa un mejor ajuste con los resultados obtenidos mediante la integración de las ecuaciones de capa delgada. Este hecho se debe a que, a los efectos de tener tiempos de computación razonables, las predicciones numéricas para lecho fluido fueron realizadas

///

tomando un coeficiente de difusión constante a la temperatura de bulbo seco del aire.

Un modelo para el secado en lecho fluido puede ser importante para el caso de lechos más profundos y sería de interés a los efectos del diseño de equipos de secado a escala industrial.

Este modelo no ha sido aplicado ni probado con partículas pequeñas, donde la influencia de la presencia de burbujas en el lecho se hace importante y modifica, no sólo las condiciones fluidodinámicas del mismo, sino también los coeficientes globales de transferencia de calor y materia de manera sustancial.

Este modelo no tiene aplicación a los casos en que el encogimiento del material durante el secado es importante, pues parte de la hipótesis de sólido poroso rígido capilar.

*Anne S. H. H.*

*[Handwritten signature]*

7. NOMENCLATURA

- a : área interfacial de sólidos por unidad de volumen de lecho ( $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ )
- $A_t$  : área transversal del lecho fluido (cm)
- $a_w$  : actividad del agua en el sólido (atm/atm)
- Bi : número de Biot de masa ( $k_g R/D_{ef} m$ )
- $cp_a$  : calor específico del aire seco (cal/mol  $^{\circ}\text{C}$ )
- $cp_g$  : calor específico del gas (cal/g  $^{\circ}\text{C}$ )
- $cp_s$  : calor específico del sólido (cal/g  $^{\circ}\text{C}$ )
- $cp_v$  : calor específico del vapor de agua (cal/mol  $^{\circ}\text{C}$ )
- $d_p$  : diámetro de partícula (cm)
- $d_b$  : diámetro de la burbuja (cm)
- $\bar{D}$  : Coeficiente de difusión ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )
- $D_{ef}$  : coeficiente de difusión efectivo ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )
- $D_{\infty}$  : factor preexponencial ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )
- $D_T$  : difusividad de la humedad debida a gradientes de temperatura ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )
- $D_w$  : difusividad de la humedad debida a gradientes de concentración ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )
- $E_a$  : energía de activación (cal/mol)
- g : aceleración de la gravedad ( $\text{cm}/\text{seg}^2$ )
- $g_c$  : factor de conversión (980 g cm/g fza  $\text{cm}^2$ )
- G : caudal de aire al equipo (gramos de aire seco/seg)

///

- $G_a$  : número de Galileo ( $d_p^3 (\rho_s - \rho_g) \rho_g g / \mu^2$ )  
 $h$  : coeficiente externo de transferencia de calor  
 (cal/cm<sup>2</sup> seg °C)  
 $H$  : entalpía del aire en base seca (cal/g de aire seco)  
 $\Delta H''$  : variación de entalpía libre del proceso de activación  
 (cal/mol)  
 $J$  : flujo molar (moles/cm<sup>2</sup> seg)  
 $k_g$  : coeficiente de transferencia externo de masa  
 (moles/cm<sup>2</sup> seg atm)  
 $k_s$  : conductividad térmica del sólido (cal/cm seg °C)  
 $(k T/h)$  : frecuencia de pasaje del sistema sobre la barrera  
 de potencial (de la teoría de las velocidades absolutas)  
 $L$  : altura del lecho (cm)  
 $m$  : pendiente de la isoterma de adsorción ((g H<sub>2</sub>O/g m s)/  
 (atm))  
 $m_h$  : masa total de sólidos húmedos en el lecho (kg)  
 $m_s$  : masa total de sólidos secos en el lecho (kg)  
 $M_B$  : peso molecular promedio del aire  
 $M_w$  : peso molecular del agua  
 $P_i$  : presión de vapor del agua en la interfase sólido-aire  
 (atm)  
 $P_o$  : presión de vapor del agua en el seno del aire (atm)  
 $P_t$  : presión total (atm)

///

- $\Delta P$  : caída de presión en el lecho fluido (g fza/cm<sup>2</sup>)  
 $q$  : caudal de aire que procesa la burbuja (cm<sup>3</sup>/seg)  
 $q_c$  : flujo de calor por conducción (cal/cm<sup>2</sup> seg)  
 $q_c'$  : flujo de calor por convección (cal/cm<sup>2</sup> seg)  
 $q_m$  : flujo másico de agua (g/cm<sup>2</sup> seg)  
 $q_m'$  : flujo molar de agua (moles/cm<sup>2</sup> seg)  
 $r$  : coordenada radial (cm)  
 $r_b$  : radio de la burbuja (cm)  
 $r_c$  : radio de la nube (cm)  
 $R$  : radio de la esfera (cm)  
 $R'$  : constante de los gases (cal/mol °C)  
 $Re$  : número de Reynolds,  $d_p \rho_g v_o / \mu$  (adimensional)  
 $\Delta S''$  : variación de entropía del proceso de activación  
 (cal/mol °C)  
 $t$  : tiempo (seg)  
 $T_{bh}$  : temperatura de bulbo húmedo del aire (°C)  
 $T_{bs}$  : temperatura de bulbo seco del aire (°C)  
 $T_g$  : temperatura del gas (°C)  
 $T_{ge}$  : temperatura del gas de entrada al lecho fluido (°C)  
 $T_{gs}$  : temperatura del gas de salida del lecho fluido (°C)  
 $T_i$  : temperatura de la interfase sólido- aire (°C)  
 $T_o$  : temperatura de referencia (°C)  
 $T_s$  : temperatura local en el sólido (°C)  
 $\bar{T}_s$  : temperatura media del sólido (°C)



- $u$  : humedad en base seca puntual dentro del sólido (g/g m s)  
 $\bar{u}$  : humedad en base seca media del sólido (g/g m s)  
 $u_i$  : humedad en base seca de la interfase sólido-aire  
 (g/g m s)  
 $u_o$  : humedad en base seca inicial del sólido (g/g m s)  
 $v_{br}$  : velocidad de ascenso relativa de la burbuja (cm/seg)  
 $v_f$  : velocidad intersticial del gas (cm/seg)  
 $v_{mf}$  : velocidad de mínima fluidización (cm/seg)  
 $v_t$  : velocidad terminal de la partícula (cm/seg)  
 $v_o$  : velocidad superficial del gas (cm/seg)  
 $x$  : distancia medida verticalmente desde el fondo del le-  
 cho (cm)  
 $Y$  : humedad molar del aire (mol de agua/mol de aire húmedo)  
 $Y'$  : humedad en base seca del aire (g H<sub>2</sub>O/g aire seco)

Letras griegas

- $\lambda$  : camino libre medio de las moléculas (cm)  
 $\lambda_v$  : calor latente de vaporización del agua (cal/g)  
 $\lambda_o$  : calor latente de vaporización del agua a la temperatu-  
 ra de referencia, 0°C (cal/mol)  
 $\varepsilon$  : porosidad del lecho (volumen de huecos/volumen del lecho)  
 $\sigma^2$  : varianza, desviación cuadrática media

- $\mu$  : viscosidad del gas (g/cm seg)
- $\rho_b$  : densidad aparente del sólido seco (g/cm<sup>3</sup>)
- $\rho_g$  : densidad del gas (g/cm<sup>3</sup>)
- $\rho_s$  : densidad del sólido (g/cm<sup>3</sup>)
- $\rho_w$  : concentración de agua dentro del sólido (mol/cm<sup>3</sup>)

///

8. APENDICES8.1. Apéndice ACálculo del número de orificios del distribuidor del lecho fluidizado; según Kunii y Levenspiel (1969)

$$v_{or} = (0,7 - 0,85) (2 g_c P_{lecho} / g)^{1/2}$$

$$v_o = \pi / 4 d_{or}^2 v_{or} N_{or}$$

$$\Delta P_{lecho} = L_{mf} (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g / g_c$$

$$d_{or}^2 N_{or} = 0,04$$

donde:

$v_{or}$  : velocidad del gas en el orificio (cm/seg)

$v_o$  : velocidad superficial del gas (cm/seg)

$g$  : aceleración de la gravedad (cm/seg<sup>2</sup>)

$g_c$  : factor de conversión (980 g cm/g fza cm<sup>2</sup>)

$\Delta P_{lecho}$  : caída de presión en el lecho (g fza/cm<sup>2</sup>)

$\rho_g$  : densidad del gas (g/cm<sup>3</sup>)

$\rho_s$  : densidad del sólido (g/cm<sup>3</sup>)

$L_{mf}$  : altura del lecho en la mínima fluidización (cm)

$\epsilon_{mf}$  : porosidad del lecho en la mínima fluidización  
(cm<sup>3</sup>/cm<sup>3</sup>)

$d_{or}$  : diámetro del orificio (cm)

$N_{or}$  : número de orificios por unidad de área de distribuidor (cm<sup>-2</sup>)

///

8.2. Apéndice B

a- Determinación del diámetro de partícula medio: según  
Leva y col. (1956)

i- cuando se calcula el diámetro medio de partículas entre dos tamices consecutivos:

$$\bar{d}_p = (d_1 d_2)^{1/2}$$

ii- para una mezcla de partículas de diferente tamaño:

$$\bar{d}_p = \bar{d}_{pi} x_i$$

siendo  $x_i$  la fracción en peso correspondiente a cada tamaño  $\bar{d}_{pi}$ . Por este método se determinaron los diámetros medios de las partículas utilizadas en las experiencias.

según i-  $\bar{d}_{p \text{ soja}} = 0,684 \text{ cm}$

según ii-  $\bar{d}_{p \text{ silicagel}} = 0,113 \text{ cm}$

b- Determinación de la humedad del grano de soja: se llevó a masa seca en estufa de vacío con perclorato de magnesio como desecante una masa determinada de grano de soja.

$$\bar{u} = 0,119 \text{ g/g m s}$$

///

c- Determinación de la densidad del grano de soja: se midió el volumen por desplazamiento de tolueno en un picnómetro a 20°C de una masa conocida de soja.

$$\rho_s = 1,21 \text{ g/cm}^3$$

///

8.3. Apéndice CEstimación del número de Biot de materia para el grano de soja secado en secador tipo túnel y lecho fluido

El número de Biot para la transferencia de materia se define:

$$Bi = k_g R / D_{ef} m$$

Las relaciones utilizadas para su determinación en este trabajo fueron:

i- de Kunii y Levenspiel (1969):

$$Sh = 2,0 + 0,6 Re^{1/2} Sc^{1/3}$$

siendo:

Sh : número de Sherwood,  $k_g R / D_{AB}$

Sc : número de Schmidt,  $\mu / \rho_g D_{AB}$

Re : número de Reynolds,  $R \rho_g v_o / \mu$

para obtener el valor de  $k_g$ .

ii- de Iglesias (1975)

$$\ln(\ln(1/a_w)) = r \ln B - a$$

siendo:

$a_w$  : actividad de agua en el sólido (atm/atm)

r : parámetro de ajuste

a : parámetro de ajuste

B : humedad en base seca adimensionalizada con la humedad de monocapa.

///

En el secado de soja el número de Biot se estimó para las condiciones iniciales de cada corrida, tanto en el secador túnel como en el lecho fluido.

Los valores obtenidos son:

secador túnel -----  $Bi \approx 3.600$

lecho fluido -----  $Bi \approx 2.000$

///

8.4. Apéndice D

Cálculo de la velocidad teórica de mínima fluidización para el secado de grano de soja en lecho fluido

Según Richardson (1971), la velocidad de mínima fluidización se puede calcular a través de la siguiente correlación:

$$Re_{mf} = ((25,7)^2 - 0,0365 Ga)^{1/2} - 25,7 \quad (1)$$

Según Kunii y Levenspiel (1969), la velocidad de mínima fluidización para partículas grandes se puede estimar a través de la relación:

$$v_{mf} = (d_p (\rho_s - \rho_g)g/24,5 \rho_g)^{1/2} \quad Re_p > 1.000 \quad (2)$$

El número de Reynolds en las experiencias realizadas era de aproximadamente 1.000.

Para el grano de soja con humedad natural la velocidad de mínima fluidización resultó:

según (1) ----- 162 cm/seg

según (2) ----- 176 cm/seg

Para el grano de soja humidificado hasta 0,6 g/g m s, la velocidad de mínima fluidización resultó:

///



según (1) ----- 155 cm/seg

según (2) ----- 168 cm/seg

La determinación experimental en el lecho fluido arrojó un valor de velocidad de mínima fluidización de 180 cm/seg.

///

8.5. Apéndice EModelo matemático para la cinética de secado de una partícula esférica aislada

La ecuación de continuidad para el componente A, en un sistema sin reacción química, en coordenadas esféricas, es la siguiente, Bird y col. (1960):

$$\partial \rho_A / \partial t = 1/r^2 \partial / \partial r (r^2 N_{Ar}) \quad (1)$$

donde:

$$N_{Ar} = D_{AB} \partial \rho_A / \partial r \quad (2)$$

Por lo tanto:

$$\partial \rho_A / \partial t = 1/r^2 \partial / \partial r (D_{AB} r^2 \partial \rho_A / \partial r) \quad (3)$$

La concentración del componente A (agua), por unidad de volumen  $\rho_A$ , se puede expresar en función de la humedad en base seca  $u$ , mediante la siguiente igualdad:

$$\rho_A = \rho_b u \quad (4)$$

Si se supone que la variación de volumen que sufre el material durante el secado no es importante, se puede utilizar la relación (4) para llevar la ecuación (3) a la forma en que se utiliza en la mayoría de los casos, es decir en términos de humedad en base seca:

///

$$\partial u / \partial t = 1/r^2 \partial / \partial r (\bar{D} r^2 \partial u / \partial r) \quad (5)$$

Las condiciones iniciales y de contorno correspondientes son:

$$t = 0 \quad u = u_0 = \text{cte} \quad 0 \leq r \leq R \quad (6)$$

$$r = 0 \quad \partial u / \partial r = 0 \quad t \geq 0 \quad (7)$$

$$r = R \quad -\int_b \bar{D} \partial u / \partial r \Big|_R = k_g (P_i - P_o) \quad t \geq 0 \quad (8)$$

donde la ecuación (6) indica uniformidad en el perfil de humedades dentro del grano, antes del comienzo del secado, la ecuación (7) da la condición de simetría en el centro de la esfera y la ecuación (8) indica la igualdad de los flujos máxicos en la superficie de la esfera.

En forma análoga, la ecuación de conservación de energía para el sólido es la siguiente:

$$\int_s c p_s \partial T / \partial t = 1/r^2 \partial / \partial r (k_s r^2 \partial T / \partial r) \quad (9)$$

con condiciones iniciales y de contorno:

$$t = 0 \quad T = T_0 = \text{cte} \quad 0 \leq r \leq R \quad (10)$$

$$r = 0 \quad \partial T / \partial r = 0 \quad t \geq 0 \quad (11)$$

$$r = R \quad h(T_g - T_i) = k_s \partial T / \partial r \Big|_R + \lambda_v q_m \quad t \geq 0 \quad (12)$$

Método numérico para la resolución de las ecuaciones diferenciales de transferencia simultánea de calor y materia

El método de Lees (1959) es un método a diferencias fi-

nitás, implícito y de tres niveles en el tiempo, que permite resolver ecuaciones diferenciales parabólicas cuasilineales con coeficientes variables.

La ecuación general que puede resolver el método de Lees es la siguiente:

$$b(w) \partial w / \partial t = \partial / \partial x (a(w) \partial w / \partial x) \quad (13)$$

Sea  $w = w(x, t)$  una solución continua de esta ecuación en el espacio rectangular:

$$R = \left\{ (x, t); 0 \leq x \leq 1; 0 \leq t \leq \hat{t} \right\} \quad (14)$$

con las siguientes condiciones iniciales y de contorno:

$$\begin{aligned} w(x, 0) &= \phi(x) & 0 \leq x \leq 1 \\ w(0, t) &= \psi_0(t) & 0 \leq t \leq \hat{t} \\ w(1, t) &= \psi_1(t) & 0 \leq t \leq \hat{t} \end{aligned} \quad (15)$$

donde  $\phi$ ,  $\psi_0$  y  $\psi_1$  son funciones especificadas.

Los coeficientes "a(w)" y "b(w)" de la ecuación (13) deben ser funciones continuas para todos los valores reales de w. Si se supone que  $\mu$  y  $\eta$  son dos constantes positivas, se debe cumplir:

$$\begin{aligned} b(w) &\geq \mu \geq 0 \\ a(w) &\geq \eta \geq 0 \end{aligned} \quad (16)$$

El conjunto de condiciones (15) y (16) definidas en el

///

dominio (14), aseguran que la ecuación (13) sea uniformemente parabólica, de forma tal que w sea la única solución de esta ecuación diferencial.

Para la resolución de la ecuación (13) en diferencias finitas por el método de Lees, se define un número entero positivo N, tal que se cumpla:

$$N h = 1 \tag{17}$$

y un índice "i" cuyos valores pueden ser:

$$i = 0, 1, 2, \dots, N$$

tal que se cumpla:

$$0 \leq i h \leq 1$$

el índice "i" es, entonces, el índice cuyo valor da la posición en el espacio del nodo que se está considerando.

Si se define un número entero positivo J y un índice "j" cuyos valores sean:

$$j = 0, 1, 2, \dots, J$$

tal que se cumpla:

$$k j \leq \hat{t} \quad \text{con } 0 \leq 2k \leq t$$

entonces el índice "j" será representativo de la posición en

///

el tiempo del nodo que se está considerando.

Las constantes  $h$  y  $k$  definen el espaciado de la grilla de trabajo en el espacio y tiempo respectivamente.

A los efectos de representar las derivadas que aparecen en la ecuación diferencial, se definen los siguientes operadores en diferencias finitas:  $D_+$ ,  $D_-$ ,  $D_0$  y  $\delta$  :

$$\begin{aligned} h D_+ w(x) &= w(x + h) - w(x) \\ h D_- w(x) &= w(x) - w(x - h) \\ 2 h D_0 w(x) &= w(x + h) - w(x - h) \\ h \delta w(x) &= w(x + \frac{1}{2}h) - w(x - \frac{1}{2}h) \end{aligned} \tag{18}$$

Para poder evaluar el coeficiente  $a = a(w(x))$  de la ecuación diferencial, donde  $w(x)$  es la función solución de la misma, se define:

$$\begin{aligned} a_+ (w(x)) &= a ((w(x) + w(x + h))/2) \\ a_- (w(x)) &= a ((w(x) + w(x - h))/2) \end{aligned} \tag{19}$$

Mediante  $a_+$  y  $a_-$  se evalúa el valor del coeficiente "a" usando un valor promedio de la función "w", a la derecha y a la izquierda del nodo considerado respectivamente.

Para determinar los valores de la función definidos en los  $N + 2$  nodos según la dirección  $x$ , se procede de la siguiente forma:

a) se da el valor de las condiciones de contorno para todo

///

tiempo:

$$\begin{aligned} w^j(0) &= \psi_0(jk) \\ w^j(1) &= \psi_1(jk) \end{aligned} \quad (20)$$

b) se da el valor de las condiciones iniciales para las dos primeras filas de la grilla de cálculo:

$$w^{j-1}(x); w^j(x) \quad 0 \leq x \leq 1$$

c) para los puntos internos de la grilla de cálculo, comprendidos en la región  $0 < x < 1$ , para  $1 \leq j \leq J$ , se utiliza el siguiente algoritmo, que es la representación en diferencias finitas de la ecuación (13):

$$b(w^j)(w^{j+1} - w^{j-1}) = 2 k D_+(a(w^j) D_-(\hat{w}^j)) \quad (21)$$

o bien, en su forma equivalente:

$$b(w^j)(w^{j+1} - w^{j-1}) = 2 k \delta (a \delta (\hat{w}^j)) \quad (22)$$

donde:

$$\hat{w}^j = (w^{j+1} + w^j + w^{j-1})/3 \quad (23)$$

La ecuación (21) es la representación del algoritmo a tres niveles que permite la resolución de la ecuación diferencial de transferencia simultánea de calor y materia en una esfera.

///

Cada punto del tercer nivel se calcula en función de los valores de 8 puntos, 3 puntos del primer nivel, 3 puntos del segundo nivel y 2 puntos del tercer nivel, siguiendo un esquema simétrico.

La ecuación (21) da por resultado un sistema de ecuaciones lineales tridiagonal. La solución de dicho sistema permite la obtención de los valores  $w^{j+1}$  en función de  $w^j$  y  $w^{j-1}$ .

Formulación del algoritmo de Lees para la resolución de las ecuaciones diferenciales de conservación de calor y masa, para geometría esférica y condiciones de contorno de tercera especie

Aplicando el algoritmo dado por la ecuación (21) a las ecuaciones diferenciales (5) y (9), se obtiene la expresión general:

$$w_i^{j+1} - w_i^{j-1} = (2/3)r/i^2 (a_+(w_i)(i + \frac{1}{2})^2 (w_{i+1}^j - w_i^j) - a_-(w_i)(i - \frac{1}{2})^2 (w_i^j - w_{i-1}^j)) \quad (24)$$

donde:

$$r = k/h^2$$

$$w_i^j = w_i^{j+1} + w_i^j + w_i^{j-1}$$

Aplicando la ecuación (24) a la ecuación de conservación de masa (5) y reordenando los términos, se obtiene:

$$- A_- u_{i-1}^{j+1} + (1 + A_+ + A_-) u_i^{j+1} - A_+ u_{i+1}^{j+1} =$$

///



$$\begin{aligned}
&= A_- u_{i-1}^j - (A_+ + A_-) u_i^j + A_+ u_{i+1}^j + A_- u_{i-1}^{j-1} + \\
&\quad + (1 - A_+ - A_-) u_i^{j-1} + A_+ u_{i+1}^{j-1}
\end{aligned} \tag{25}$$

donde:

$$\begin{aligned}
A_+ &= 2/3 r/i^2 \bar{D}_+(u_i) (i + \frac{1}{2})^2 \\
A_- &= 2/3 r/i^2 \bar{D}_-(u_i) (i - \frac{1}{2})^2
\end{aligned} \tag{26}$$

Por otra parte, aplicando la ecuación (24) a la (9), de balance de calor, se obtiene una expresión en todo semejante a la (25) donde, en lugar de la variable "u", aparece la variable "T"; las expresiones para  $A_+$  y  $A_-$ , en este caso, quedan de la forma:

$$\begin{aligned}
A_+ &= 2/3 r/i^2 (1/\rho_s c_{p_s}) k_{s+}(T_i) (i + \frac{1}{2})^2 \\
A_- &= 2/3 r/i^2 (1/\rho_s c_{p_s}) k_{s-}(T_i) (i - \frac{1}{2})^2
\end{aligned} \tag{27}$$

El sistema de ecuaciones (25) tiene una estructura tri-diagonal. Planteado en términos de humedades y temperaturas y haciendo uso de las definiciones (26) y (27), permite el cálculo de los puntos internos de la grilla.

Dado que por razones de simetría no es necesario resolver toda la esfera, sino que es suficiente que el intervalo de integración de las ecuaciones diferenciales esté comprendido entre 0 y R, se deben plantear las ecuaciones para el

///

centro y el borde, dado que representan los puntos frontera de la grilla.

Para el centro, o sea cuando se cumple  $i h = 0$ , se tiene:

$$u_o^3 = (4 r \bar{D}_+(u_1^2))/(1 + 4 r \bar{D}_+(u_1^2)) (u_1^1 + u_1^2 + u_1^3 - u_o^1 - u_o^2) + (1/(1 + 4 r \bar{D}_+(u_1^2))) u_o^1 \quad (28)$$

$$T_o^3 = (4 r k_{s+}(T_1^2))/(\rho_s c p_s + 4 r k_{s+}(T_1^2)) (T_1^1 + T_1^2 + T_1^3 - T_o^1 - T_o^2) + (\rho_s c p_s)/(\rho_s c p_s + 4 r k_{s+}(T_1^2)) T_o^1 \quad (29)$$

y para el borde, o sea cuando se cumple  $i h = R$ , se tiene:

$$U_N^3 = u_{N-1}^3 - h qm/(\rho_b D_+(u_{N-1}^2)) \quad (30)$$

$$T_N^3 = 1/(1 + C) T_g + C/(1 + C) T_{N-1}^3 - \lambda_v qm/(h'(1 + C)) \quad (31)$$

donde:

$$C = k_{s+}(T_{N-1}^2)/(h h')$$

llamando en este caso  $h'$  al coeficiente de transferencia externo de calor.

La ecuación (25), planteada en términos de humedad en base seca y temperatura y las ecuaciones (26), (27), (28), (29), (30) y (31), permiten mediante su resolución en forma computacional el conocimiento de los perfiles de humedad y temperatura en función del tiempo.

La mayor dificultad que se presenta en la resolución del

///

sistema de ecuaciones radica en las (30) y (31), pues para la determinación de  $u_N^3$  y  $T_N^3$  se necesita conocer el valor de  $q_m$ , que al mismo tiempo es función de estas dos variables. Se hace necesario entonces, adoptar un esquema de cálculo iterativo: se supone una humedad de interfase; haciendo uso de la isoterma de adsorción y de las ecuaciones (30) y (31), se obtiene el valor de la temperatura de superficie; se resuelve el sistema de ecuaciones (25) para calor y masa y se obtiene el perfil de humedades y temperaturas dentro del sólido y los valores de las variables en la superficie del mismo, verificándose entonces las suposiciones adoptadas para las ecuaciones (30) y (31).

En la resolución numérica se hicieron las siguientes hipótesis simplificadoras:

- i - el coeficiente de difusión es función de la temperatura, con una dependencia tipo Arrhenius.
- ii - el coeficiente de difusión no es función de la humedad.
- iii- la isoterma de adsorción no es función de la temperatura.
- iv - la conductividad térmica del sólido es constante.
- v - la capacidad calorífica del sólido es constante.

///

8.6. Apéndice F

Resolución numérica para el secado de un sólido en lecho fluido

a- para un  $t = 0$  se "congela" el lecho y se calcula:

i - para la primera capa de partículas con la subrutina de resolución de las ecuaciones de transferencia de calor y materia para una esfera y las condiciones del aire de entrada e iniciales del sólido, se obtiene el perfil de temperaturas y humedad dentro del sólido.

La integración de las ecuaciones de balance global especificadas en el capítulo 4 (ecuaciones (10), (18), (23) y (25)), que describen el comportamiento de la fase gaseosa en el lecho fluido, se realiza mediante un método numérico explícito con diferencias hacia adelante. Las condiciones del aire de entrada a la primera capa son constantes y conocidas. Dicha integración permite conocer la temperatura y presión de vapor de agua a la salida de esa capa, o sea,  $T_{g1}$  y  $P_1$ .

ii- para la capa siguiente las condiciones del aire de entrada serán  $T_{g1}$  y  $P_{g1}$  y las condiciones iniciales del sólido son las mismas que las de la primera capa. Se obtienen los datos de salida co

///

mo en la sección anterior.

Así sucesivamente se resuelve todo el lecho, con el resultado final de tener todos los perfiles de humedades y temperaturas en las diferentes capas y el perfil de humedades y temperatura en el aire a través del lecho. b- se avanza un  $\Delta t$  y antes de repetir el procedimiento descrito en el punto a, se intercambian las fajas de sólidos. Se resuelve nuevamente todo el lecho obteniéndose los valores de todas las variables correspondientes al nuevo intervalo.

Así sucesivamente se repite el procedimiento obteniéndose finalmente toda la cinética de secado de partículas esféricas en un lecho fluido.

Cuando se resuelve el programa sin cambiar a las fajas de partículas de lugar en los avances en el tiempo se obtiene la solución para lecho fijo y cuando se mueven las capas en forma aleatoria, por una generación de números al azar que representan las posiciones de las partículas, se simula un lecho totalmente agitado.

La ley de permutaciones que se sigue en la resolución del lecho fluido se basa en dividir al mismo en un número impar de fajas y realizar su permutación de a pares, comenzando en forma alternada de los extremos inferior y superior del lecho. De esta manera es posible lograr que una partícula determinada realice una trayectoria en el lecho.

///

9. BIBLIOGRAFIA

- Adams, R.L. y Welty, J.R. (1979) - "A gas convection model of heat transfer in large particle fluidized beds". AICHE J., vol. 25, n<sup>o</sup> 3, pág. 395.
- Alzamora, S.M. (1980) - "Transferencia de masa y calor durante la deshidratación de palta en corriente de aire". Tesis, F.C.E.yN.
- Arai, N., Hori, I., Hasatani, M. y Suwayama, S. (1980) - "Drying of moist porous particles in a batch fluidized bed". J.Chem. Engng. of Japan, 13, n<sup>o</sup> 2, pág. 165.
- Babbit, J.D. (1980) - "On the differential equations of diffusion". Can. J.Res. Sect. A, 18, pág. 419.
- Babu, S.P., Shah, B. y Talwalkar, A. (1978) - "Fluidization correlations for coal gasofication materials-Minimum fluidization velocity and fluidized bed expansion ratio". AICHE Symp. Series, 74, n<sup>o</sup> 176, pág. 176.
- Becker, H.A. y Sallans, H.R. (1955) - "A study of internal moisture movement in the drying of the wheat kernel". Cereal Chemisty, 32, pág. 212.
- Bird, R.B., Stewart, W.E., Lightfoot, E.N. (1963) - "Transport

///

phenomena". John Wiley & Sons, N.Y.

Bock, H.J. (1981) - "Effect of bubble flow on heat transfer between immersed surface and gas-solid fluidized bed". German Chem. Eng., 4, pág. 23.

Bradshaw, R.D. y Myers, J.E. (1963) - "Heat and mass transfer in fixed and fluidized beds". AIChE J., 9, pág. 590.

Bruin, S. (1969) - Int. J. Heat & Mass Transfer, 12, pág. 45.

Bruin, S. (1978) - Material original de un curso dado en la Facultad de Ciencias Exactas y Naturales.

Brunello, G., Peck, R.E. y Della Nina, G. (1974) - "The drying of barley malt in a spouted bed dryer". Can. J. Chem. Eng., 52, pág. 201.

Brunello, G. y do Nascimento, C.A. (1977) - "Drying of sorghum in fluidized bed, heat transfer study". Presentado al 2º Congreso Brasileiro de Engenharia Quimica", Sao Pablo, Brazil.

Canada, G.S., Mc Laughlin, M.H. y Staub, F.W. (1978) - "Flow regimes and void fraction distribution in gas fluidization of large particles in beds without tube banks". AIChE Symp. Series, n° 176, vol. 74, pág. 14.

///

Caram, H.S. y Amudson, N.R. (1978) - "Fluidized bed gasification reactor modeling". Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 18, 1, pág. 80.

Catipović, N.M., Jovanović, G.N. y Fitzgerald, T.J. (1978) - "Regimes of fluidization for large particles". AIChE J., 24, n° 3, pág. 543.

Ceaglske, N.H. y Hougen, O.A. (1937) - "The drying of granular solids". Trans. A.I.C.E., 33, 3, pág. 283.

Cranfield, R.R. y Geldart, D. (1974) - "Large particle fluidization". Chem. Engng. Sci., 29, pág. 935.

Cranfield, R.R. (1978) - "Solids mixing in fluidized beds of large particles". AIChE Symp. Series, n° 176, vol. 74, pág. 54.

Chang, T.M. y Wen, C.Y. (1966) - "Fluid to particle heat transfer in air fluidized beds". Chem. Eng. Progr. Symp. Series, 62, pág. 111.

Chen, C.S. y Johnson (1969) - "Kinetics of moisture movement in hygroscopic materials". Trans. ASAE, 12, pág. 109.

Chirife, J. y Cachero, R.A. (1970) - "Through-circulation drying of tapioca root". J. Food Sci., 35, pág. 364.

Chirife, J. (1982) - "Fundamental of drying mechanism during

///



- air dehydration of foods". En prensa para "Advances in Drying". A.S.Mujumdar (ed.), Hemisphere Publ. Co., N.Y.
- Davidson, J.F. y Harrison, D. (1963) - "Fluidized particles". Cambridge University Press, N.Y.
- Fito, P.J., Sanz, F.J. y Flors, A. (1975) - "Secado de salvado de arroz en lecho vibrofluidizado. I"., A.T.A., 15, n<sup>o</sup>2, pág. 220.
- Frantz, J.F. (1961) - "Fluid to particle heat transfer in fluidized beds". Chem. Engng. Progress, 57, n<sup>o</sup>7, pág. 35.
- Geldart, D y Cranfield, R.R. (1972) - "The gas fluidization of large particles". Chem. Eng. J., 3, pág. 211.
- Gelperin, N.J. y Einstein, V.G. (1971) - "Heat transfer", "Fluidization". Academic Press", N.Y., pág. 520.
- Glasstone, S., Laidler, K.J., y Eyring, H. (1941) - "The theory of rate processes". Mc Graw-Hill Book Co.
- Grace, J.R. y Clift, R. (1974) - "On the two-phase theory of fluidization". Chem. Eng. Sci., 29, pág. 327.
- Henley, E.J. y Rosen, E.M. (1973) - "Cálculo de balances de Materia y Energía". Editorial Reverté S.A.
- Halsey, G. (1948) - "Physical adsorption on nonuniform

///

- surfaces". J. Chem. Phys., 16, pág. 931.
- Harmathy, T.Z. (1969) - "Simultaneous moisture and heat transfer in porous systems with particular reference to drying". Ind. Eng. Chem. Fundam., 8, 1, pág. 92.
- Heertjes, P.M., De Boer, J. y Haas van Dorsser, A. (1953) - "Temperature and humidity measurements in a drying fluidized bed". Chem. Eng. Sci., 2, 3, pág. 97.
- Heertjes, P.M. y Mc Kibbins, W. (1956) - "The partial coefficient of heat transfer in a drying fluidized bed". Chem. Eng. Sci., 5, pág. 161.
- Heisser, A.L. et al. (1971) - "Fluidization". Ac. Press, London.
- Henderson, S. M. (1952) - "A basic concept of equilibrium moisture". Agric. Eng., 33, pág. 29.
- Henderson, S.M. (1974) - "Progress in developing the thin-layer drying equation". Trans. ASAE, 17, pág. 1167.
- Henry, P.S.H. (1939) - "Diffusion in absorbing media". Proc. R. Soc. London, 171A, pág. 215.
- Hoebink, J.H.B.J. y Rietema, K. (1980a) - "Drying granular solids in fluidized bed- I". Chem. Engng. Sci., 35, pág. 2135.

///

- Hoebink, J.H.B.J. y Rietema, K. (1980b) - "Drying granular solids in a fluidized bed- II". Chem. Engng. Sci., 35, pág. 2257.
- Hougen et al. (1940) - "Limitations of diffusion equations in drying". Trans. ASAE, 2, pág. 183.
- Iglesias, H.A. (1975) - "Isotermas de sorción de agua en remolacha azucarera y análisis del fenómeno de sorción de agua en alimentos". Tesis. F.C.E.yN.
- Jackson, M.A. (1963) - "The mechanics of fluidized beds". Trans. Instn. Chem. Engrs., 41, pág. 22.
- Jasanski, A. y Bilansky, W.K. (1973) - "Thermal conductivity of whole and ground soybeans". Trans. ASAE, 16, pág. 100.
- Jones, B.R.E. y Pyle, D.L. (1971) - "On stability, dynamics, and bubbling in fluidized beds". AIChE Symp. Series, 67, n° 116, pág. 1.
- Kanevće, G, Stefanović, N. y Pavasović, V. (1980) - "Experimental determination of the diffusivity of moisture within capillary porous bodies". Drying'80, vol. 1, pág. 128.
- Kato, K. y Wen, C.Y. (1969) - "Bubble assemblage model for fluidized bed catalytic reactors". Chem. Engng. Sci., 24, pág. 1351.

///

- Kato, K. y Wen, C.Y. (1970) - "Gas-particle heat transfer in fixed and fluidized beds". Chem. Eng. Progress Symp. Series, n<sup>o</sup> 105, vol. 66, pág. 100.
- Kettenring, K. y Manderfield, E. (1950) - "Heat and mass transfer in fluidized systems". Chem. Engng. Progress, 46, n<sup>o</sup> 3, pág. 139.
- King, J. (1968) - "Rates of moisture sorption and desorption in porous, dried foodstuffs". Food Technology, 22, pág. 509.
- Kitic, D. y Brea, F.M. (1980) - "Influence of moisture on fluidizing velocities in batch fluid bed drying". Trans. IChemE., 58, pág. 208.
- Kobayashi, H. Arai, F., y Chiba, T. (1966) - "Behavior of bubbles in a gas-solid fluidized bed", Kagaku Kogaku, 4, n<sup>o</sup> 1, pág. 147.
- Kunii, D. y Levenspiel, O. (1968) - "Bubbling bed model". I&EC Fundamentals, 7, n<sup>o</sup> 3, pág. 446.
- Kunii, D. y Levenspiel, O. (1968) - "Bubbling bed model for kinetic process in fluidized beds". I&EC Process Design Development, vol. 7, n<sup>o</sup> 4, pág. 481.
- Kunii, D. y Levenspiel, O. (1969) - "Fluidization Engineering". John Wiley & Sons, N.Y.

///

- Kuts, P.S. y Pikus, I.F. (1980) - "Interdependence between heat and mass transfer in drying", Drying'80, vol. 2, pág. 65, Hemisphere Publishing Co.
- Laquerrica, J.L., Flors, A. y Cerni, R. (1974) - "Estudio del secado de arroz sancochado por la técnica de fluidización". A.T.A., vol. 14, n° 3, pág. 439.
- Laul, M.S. y Giradkar, J.R. (1980) - "Fluidized bed drying of chillies". Drying'80, vol. 1, pág. 475.
- Lees, M. (1959) - "Approximate solutions of parabolic equations". J. Soc. Indust. Appl. Math, 7, n° 2, pág. 167.
- Leva, M. et al. (1956) - "La prévision du debut de fluidisation dans les lits solides granulaires". Génie Chimique, 75, pág. 33.
- Luikov, A.V. y Mikhailov, Y.A. (1965) - "Theory of energy and mass transfer". P. Press Second Revised Edition, pág. 31.
- Luikov, A.V. (1966) - "Heat and mass transfer in capillary-porous bodies". Pergamon Press, Oxford.
- McGaw, D.R. (1977) - "The development of a mechanism for gas-particle heat transfer in shallow fluidized beds of large particles". Chem. Eng. Sci., 32, pág. 11.

Mcgrath, L. y Streatfield, R.E. (1971) - "Bubbling in shallow gas-fluidized beds of large particles". Trans. Instn. Chem. Engrs., 49, pág. 70.

Mc Lain, H. y McKay, G. (1979) - "The fluidization characteristics and hydraulic transportation of frenchfries". Trans. ASAE, 1979, pág. 671.

Misra, R.N. y Young, J.H. (1980) - "Numerical solution of simultaneous moisture diffusion and schrinkage during soybean drying". Trans. of the ASAE, 23, n° 5, pág. 1277.

Montes, A.L. (1969) - "Bromatología". Eudeba, Bs.As., tomo II, pág. 133.

Murray, J.D. (1965) - "On the mathematics of fluidization". J. Fluid Mech., 22, pág. 57.

Ormos, Z. y Dencs, B. - Artículos sin referencias.

Patin, A. (1972) - Revue de la Conserve Alimentation Moderne 1972, pág. 119.

Petracca, L. y Zanelli, S. (1979) - "Disidratazione in letto fluido del solfato ferroso". La Chimica e L'Industria, 69, 4, pág. 265.

Philip, J.R. y De Vries, D.A. (1957) - "Drying theories, their

bases and limitations as applied to foods and grains".  
(Fortes, M. y Okos, M.), artículo de referencia desco-  
nocida.

Richardson, J.F. (1971) - "Fluidization", Davidson y Harrison  
Academic Press, N.Y.

Romankow, P.G. (1971) - Capítulo "Drying". "Fluidization",  
Academic Press, pág. 569.

Rowe, P.N. y Partridge, B.A. (1963) - Chem. Eng. Sci. 18,  
pág. 511.

Rowe, R.J. y Gunkel, W.W. (1972) - "Simulation of temperature  
and moisture content of alfalfa during thin-layer  
drying". Trans. ASAE, 15, pág. 805.

Rowe, P.N. (1976) - "Prediction of bubble size in a gas  
fluidized bed". Chem Eng. Sci., 31, pág. 285.

Saravacos, G.D. (1969) - Food Technology, 23, pág. 145.

Scharma, D.K. y Thompson, T.L. (1973) - "Specific heat and  
thermal conductivity of shorgum". Trans. ASAE, 16,  
pág. 114.

Sherwood, T.K. (1929 a) - "The Drying of solids- I". I&EC,  
21, pág. 12.

- Sherwood, T.K. (1929 b) - "The Drying of solids- II". I&EC, 21, pág. 976.
- Sherwood, T.K. (1930) - "The Drying of solids- III". I&EC, 22, pág. 132.
- Sherwood, T.K. (1932) - "The Drying of solids - IV". I&EC, 24, pág. 307.
- Sherwood, T.K. (1934) - "The Drying of solids- VII. I&EC, 26, pág. 1096.
- Suárez, C. (1980) - Comunicación personal.
- Suárez, C., Viollaz, P.E. y Chirife, J. (1980 a) - "Kinetics of soybean drying". Drying'80, Vol. 2, pág. 251, Hemisphere Publishing Co.
- Suárez, C., Viollaz, P.E. y Chirife, J. (1980 b) - "Diffusional analysis of air drying of grain sorghum". J. Food Technology, 15, pág. 523.
- Suzuki, K. y Hosaka, H. (1980) - "Drying characteristics of particles in a constant drying rate period in vibro-fluidized bed". J. Chem. Engng. of Japan, 13, n<sup>o</sup>2, pág.117.
- Treybal, R.E. (1970) - "Operaciones con transferencia de masa". H.A.S.A., Bs. As., pág. 225.

///



- Vaccarezza, L.M. (1975) - "Cinética y mecanismo de transporte de agua durante la deshidratación de remolacha azucarera". Tesis, F.C.E.yN.
- Van Arsdel, W.B. (1963) - "Food Dehydration. I - Principles". Avl. Publ. Co., Westport, Conn.
- Vanderschuren, J. y Delvosalle, C. (1980) - "Particle-to-particle heat transfer in fluidized bed drying". Chem. Engng. Sci., 35, pág. 1748.
- Vázquez, A. y Calvelo, A. (1980) - "Coeficientes de transferencia calórica gas-partícula en lechos fluidizados de arvejas". XI Jornadas sobre Investigaciones en Ciencias de la Ingeniería Química y Química Aplicada, Bs.As.
- Verloop, J. y Heertjes, P.M. (1974) - "On the origin of bubbles in gas-fluidized beds". Chem. Eng. Sci., 29, pág. 1101.
- Veverka, V. (1981) - "Theorem for the local volume average of a gradient revised". Chem. Eng. Sci., 36, pág. 833.
- Walton, J.S., Olson, R.L. y Levenspiel, O. (1952) - "Gas-solid film coefficients of heat transfer in fluidized coal beds". Ind. and Engng. Chemistry, 44, n° 6, pág. 1474.

///

- Wen, C.Y. y Yu, Y.H. (1966) - "A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity". AIChE J. 1966, pág. 610.
- Wilhelm, R.H. y Kwauk, M. (1948) - Chem. Eng. Progr., 44, pág. 201.
- Whitaker, S. (1977) - "Toward a diffusion theory of drying". Ind. Engng. Chem. Fund. 16, n<sup>o</sup> 4, pág. 408.
- Whitaker, S. (1978) - Advances in heat transfer, 13, pág. 119.
- Young, J.H. y Whitaker, T.B. (1971) - "Numerical analysis of vapor diffusion in a porous composite sphere with concentric shells". Trans. ASAE, 14, 6, pág. 1051.