

00579.

2 2ej

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

"ESTUDIO DE ALGUNOS ASPECTOS DE HIDRODINAMICA DE LECHOS  
FLUIDIZADOS SOLIDO-GAS"

TESIS  
QUE PARA OBTENER EL GRADO DE  
MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA  
(INGENIERIA DE PROCESOS)

PRESENTA

LUIS CEDENO CAERO

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## RESUMEN

Para una adecuada simulación de un lecho fluidizado es necesario conocer; además de las propiedades físicas del sólido, la velocidad mínima de fluidización y el diámetro de burbuja a través del lecho en las condiciones de operación. Por lo tanto, se revisará la información necesaria para estimar; velocidades mínimas de fluidización y diámetros de burbuja. Estas correlaciones se usarán para predecir los resultados experimentales obtenidos y las que representen satisfactoriamente estos resultados, serán utilizadas para simular la operación de un reactor de lecho fluidizado con los modelos hidrodinámicos.

En el capítulo I se describen los modelos hidrodinámicos de; Kunii & Levenspiel, Davidson & Harrison y de ensamblaje de burbujas. Posteriormente las correlaciones para estimar velocidades mínimas de fluidización y finalmente, se revisan las correlaciones para estimar el tamaño de burbuja.

En el capítulo II se hace una descripción del trabajo experimental y los resultados obtenidos. El trabajo experimental consiste en determinar; el diámetro de burbujas y la velocidad de fluidización mínima, no solo a temperaturas ambiente sino también a altas temperaturas, para poder simular la operación de un reactor de lecho fluidizado adecuadamente a cualquier temperatura.

En el capítulo III se discuten los resultados que se obtuvieron y fueron presentados en el capítulo anterior.

Primero se analiza el efecto de la temperatura sobre la velocidad de fluidización mínima. Después, el cálculo del diámetro de burbuja a través del lecho, tanto a temperatura ambiente como a altas temperaturas y finalmente, se hace uso de los modelos hidrodinámicos para analizar el efecto de; la velocidad de fluidización mínima, el diámetro de burbuja y la temperatura, sobre la predicción de la conversión en un reactor de lecho fluidizado.

Los resultados más importantes que se obtuvieron, se resumen en los siguientes puntos:

\*\* Los valores experimentales de la  $U_{mf}$  obtenidos con diferentes tipos de sólidos, pueden correlacionarse adecuadamente en un rango de temperaturas de; ambiente a  $300^{\circ}\text{C}$ , si se introduce una corrección por temperatura y tamaño de partícula a la ecuación de Wen y Yu (1966).

\*\* De todas las correlaciones probadas, la correlación de Geldart resulto satisfactoria para predecir los  $Db$  experimentales obtenidos a temperatura ambiente.

\*\* La correlación propuesta en este trabajo para estimar los  $Db$ , es satisfactoria para predecir los resultados experimentales obtenidos y los publicados por Yoshida (47) con un error del 27%, hasta temperaturas de  $400^{\circ}\text{C}$ .

\*\* Para una simulación satisfactoria de un reactor de lecho fluidizado es necesario estimar muy precisamente parámetros tales como, la velocidad de fluidización mínima y el diámetro de burbuja.

## ABSTRACT

It is necessary to know the minimal fluidization velocity and the bubble diameter through the bed at the operation conditions, in addition to the solid's physical properties, to perform an accurate simulation. Therefore, the necessary information to estimate the minimal fluidization velocities and the bubble diameters will be reviewed. These correlations will be used to predict the obtained experimental results and those which represent them suitably will be used to simulate the operation of a fluidized bed reactor with hydrodynamic models.

In chapter I are described: the hydrodynamic models of Kunii & Levenspiel, Davidson & Harrison, and that of bubbles assemblage, the correlation to estimate the minimal fluidisation velocities, and finally the correlations to estimate the bubble size.

In chapter II the experimental work and the results obtained are described. The experimental work consists in determining the bubbles' diameter and the minimal fluidisation velocity, not only at ambiental temperatures but at higher temperatures too, in order to simulate the operation of a fluidized bed reactor properly at any temperature.

In chapter III the results obtained and presented in chapter II are discussed. The effect of temperature upon the minimal fluidization velocity is described first, next the calculus of bubble diameter through the bed and, finally the hydrodynamic models are used to analyze the effect of the minimal fluidization velocity, the bubble diameter and, the temperature upon the conversion prediction in a fluidised bed reactor.

The most important result obtained are described on the next points:

\*\* The experimental values of the  $U_{mf}$  obtained with different types of solids can be correlated properly on a temperature range from ambiental temperature up to 300°C if a correction for temperature and particule size is introduced on the Wen & Yu equation (1966).

\*\* Among all correlations proved, Geldart's resulted to be satisfactory to predict the experimental  $D_{bs}$  at ambiental temperature.

\*\* The correlation proposed on this work for estimating the  $D_{bs}$  is satisfactory to predict the experimental results obtained and published by Yoshida (47) with a 27% error with temperature up to 400°C.

\*\* It is necessary to estimate very precisely parameters such as the minimal fluidization velocity and the bubble diameter in order to carry out a proper fluidized bed reactor simulation.

## CONTENIDO

Simbología, Lista de figuras y tablas.	1
Antecedentes y usos de los lechos fluidizados.	8
Características generales de la fluidización.	12
I. Generalidades.	15
1.1 Modelos para reactores de lecho fluidizado.	17
a) Modelo de Kunii & Levenspiel.	21
b) Modelo de Davidson & Harrison.	23
c) Modelo de ensamblaje de burbujas.	24
1.2 Predicción de velocidades de fluidización mínima.	27
1.3 Correlaciones para la predicción del tamaño de burbujas.	31
II. Descripción del trabajo experimental y resultados.	35
2.1 Caracterización de los sólidos.	35
2.2 Determinación de velocidades de fluidización mínima.	36
2.3 Estimación de diámetros de burbuja.	36
III. Discusión de resultados.	46
3.1 Efecto de la temperatura sobre la velocidad de fluidización mínima.	46
3.2 Estimación de diámetros de burbuja.	61
3.2.1 Efecto de la temperatura sobre el diámetro de burbuja.	66
3.3 Cálculo de conversiones a partir de los modelos hidrodinámicos.	72
Conclusiones.	84
Bibliografía.	86
Apendice: tablas 1, 2, 3, 4 y 5	88

## SIMBOLOGIA

- alfa, volumen de la estela/volumen de las burbujas.  
 At, área de la sección transversal del lecho,  $\text{cm}^2$ .  
 beta, fracción del lecho en las burbujas.  
 Cb, concentración del reactivo en la burbuja, mol/cc.  
 Cc, concentración del reactivo en la nube, mol/cc.  
 Ce, concentración del reactivo en emulsión, mol/cc.  
 Ca, concentración del reactivo A, mol/cc.  
 Cao, concentración del reactivo A en la alimentación.  
 C, constante de la ecuación de Wen & Yu.  
 D, variable utilizada en el modelo de Viswanathan & Subba.  
 Db, diámetro de la burbuja, cm.  
 De, difusividad efectiva,  $\text{cm}^2/\text{s}$ .  
 delta, fracción del lecho en las nubes.  
 Dbs, diámetro de la burbuja máximo estable debido a la coalescencia de las burbujas, cm.  
 Dbm, diámetro de burbuja máximo, cm.  
 Dg ( $\rho$  g), densidad del gas, g/cc.  
 dp, diámetro de partícula, cm.  
 Dp ( $\rho$  p), densidad de partícula (aparente), g/cc.  
 Ds ( $\rho$  s), densidad del sólido (real), g/cc.  
 Dbo, diámetro de la burbuja sobre el plato distribuidor, cm.  
 E, fracción hueca del lecho estático.  
 Emf, fracción hueca del lecho a mínima fluidización.  
 Fd, coeficiente de intercambio de gas promedio por unidad de volumen de gas en la burbuja, 1/s.  
 Fo, coeficiente de intercambio de gas por unidad de volumen de gas en la burbuja, 1/s.  
 g, aceleración de la gravedad,  $980.66 \text{ cm/s}^2$ .  
 Ga, número de Galileo,  $Ga = (U_0/U_{mf})/No$ .  
 Gb, volumen de sólidos dispersos en la burbuja por volumen de las burbujas.  
 Gc, volumen de los sólidos dentro de la nube y estela por volumen de las burbujas.  
 Ge, volumen de sólidos en la emulsión por volumen de las burbujas.  
 Ho, altura del lecho estático, cm.  
 Hmf, altura del lecho a mínima fluidización, cm.  
 H, altura del lecho expandido, cm.  
 h (z), altura a través del lecho respecto al plato, cm.  
 k, coeficiente cinético de primer orden, 1/s.  
 Kce, coeficiente de transferencia de masa entre la nube y la emulsión, 1/s.  
 Kbc, coeficiente de transferencia de masa entre la burbuja y la nube, 1/s.  
 Kf, coeficiente global que toma en cuenta los procesos de reacción y transporte, 1/s.  
 Kg, coeficiente de transferencia de masa, 1/s.

$m_p$ , masa de partículas, g.  
 $N$ , número total de burbujas por unidad de volumen del lecho.  
 $N_d$ , número de orificios en el plato distribuidor.  
 $N_o$ , número de orificios por unidad de área,  $1/\text{cm}^2$ .  
 $q$ , flujo transversal de masa entre fases,  $\text{cc/s}$ .  
 $Q$ , coeficiente de intercambio,  $\text{cc/s}$ .  
 $Re$ , número de Reynolds,  $Re = d_p U_o D_g / U_g$ .  
 $S$ , área del envolvente de la burbuja,  $\text{cm}^2$ .  
 $T$ , temperatura en  $^{\circ}\text{K}$ .  
 $T_o$ , temperatura ambiental en  $^{\circ}\text{K}$ .  
 $U_o$ , velocidad superficial del gas,  $\text{cm/s}$ .  
 $U_{mf}$ , velocidad de fluidización mínima,  $\text{cm/s}$ .  
 $U_b$ , velocidad de ascensión de las burbujas, nubes y estela,  $\text{cm/s}$ .  
 $U_{br}$ , velocidad de ascensión de una burbuja,  $\text{cm/s}$ .  
 $U_e$ , velocidad de ascensión del gas en la emulsión,  $\text{cm/s}$ .  
 $U_g$  ( $\mu$ g), viscosidad del gas, poises =  $\text{g/cm s}$ .  
 $U_t$ , velocidad terminal de las partículas sólidas,  $\text{cm/s}$ .  
 $V$ , volumen promedio de cada burbuja,  $\text{cc}$ .  
 $X_a$ , conversión del reactivo A.  
 $Y$ , variable utilizada en el modelo de Viswanathan & Subba.  
 $z$  (h), altura a través del lecho respecto al plato,  $\text{cm}$ .  
 $\Delta P$ , caída de presión a través del lecho,  $\text{cm}$  de agua.  
 $\theta$ , tiempo de residencia del gas, s.  
 $\theta_s$ , factor de esterilidad.

LISTA DE FIGURAS Y TABLAS

Figura 1, Etapas de un lecho fluidizado a distintas  $U_0$ .

Figura 2, Desarrollo de los modelos de lecho fluidizado.

Figura 3, Esquematzación del modelo de ensamble de burbujas.

Figura 4, Gráfica típica de la caída de presión a través del lecho en función de  $U_0$ .

Figura 5, Esquema del lecho de arena y burbujeador.

Figura 6, Resultados experimentales de flujo volumetrico de mínima fluidización en función de la temperatura

- Carbón de 0.41 y 0.21 mm de diametro
- ▲ Cobre de 0.29, 0.22 y 0.12 mm de diametro
- Sílica gel de 0.35 y 0.13 mm de diametro

Figura 7, Caída de presión en función de la altura del lecho para  $U_0 = 8.33$  cm/s. Sílica gel de 0.35 mm.

Figura 8, Esquema del lecho bidimensional.

Figuras 9, 10, 11 y 12: Velocidad de fluidización mínima en función de la temperatura

- Resultados experimentales
- 1 Correlación de Babu
- 2 Correlacion de Broughton
- 3 Correlación de Wen & Yu

- Figura 9 para arena de 0.194 mm de diametro
- Figura 10 para sílica gel de 0.13 mm
- Figura 11 para cobre de 0.12 mm de diámetro
- Figura 12 para carbón de 0.41 mm de diametro

Figura 13: Sensibilidad de la  $Emf$  sobre la correlación de McKay & McLain para cobre de 0.12 mm.

- 1  $Emf = 0.8$
- 2  $Emf = 0.6$
- 3  $Emf = 0.4$

Figuras 14, 15, 16 y 17: Velocidades de fluidización mínima en función de la temperatura para la corrección de la ecuación de Wen & Yu y resultados experimentales

Figura 14, para arena

- o Resultados experimentales
- 1  $dp = 0.32$  mm
- 2  $dp = 0.194$  mm

Figura 15, para sílica gel

- o Resultados experimentales
- 1  $dp = 0.35$  mm
- 2  $dp = 0.13$  mm

Figura 16, para cobre

- o Resultados experimentales
- 1  $dp = 0.29$  mm
- 2  $dp = 0.22$  mm
- 3  $dp = 0.12$  mm

Figura 17, para carbón

- o Resultados experimentales
- 1  $dp = 0.87$  mm
- 2  $dp = 0.41$  mm
- 3  $dp = 0.21$  mm

Figuras 18, 19, 20 y 21: Residuos en función de la temperatura para cada sólido.

Figura 18, para arena

Figura 19, para sílica gel

Figura 20, para cobre

Figura 21, para carbón.

Figura 22, Altura del lecho en función de  $U_0$  para Sílica gel de 0.35 mm de diámetro.

Figura 23,  $Db$  en función de la relación  $(U_0/U_{mf})$  para la correlación de D&H y el  $Db$  máximo para sílica gel

Figura 24,  $Db$  en función de la altura del lecho para sílica gel de 0.35 mm. Para  $U_0$  de 1.65 y 3.14  $U_{mf}$ .

- o-o- Correlación de Cooke
- \_\_\_\_\_ Correlación de Geldart
- - - Resultados experimentales

Figura 25,  $Db$  en función de la relación  $(U_0/U_{mf})$  para distintas alturas del lecho: 8, 16 y 24 cm.

-o-o- Correlación de Cooke  
—— Correlación de Geldart  
- - - Resultados experimentales

Figuras 26 y 27,  $Db$  en función de la velocidad de exceso  $(U_0 - U_{mf})$  para sílica gel.

Figura 26, sílica gel de 0.35 mm de diámetro

o  $T = 15^\circ\text{C}$

■  $T = 150^\circ\text{C}$

▲  $T = 230^\circ\text{C}$

Figura 27, sílica gel de 0.13 mm de diámetro

o  $T = 15^\circ\text{C}$

■  $T = 90^\circ\text{C}$

▲  $T = 245^\circ\text{C}$

Figuras 28, 29, 30, 31, 32 y 33, Conversión en función de la relación  $(U_0/U_{mf})$

Figura 28, para la correlación de Geldart

1 Modelo de K&L

2 Modelo de D&H

Figura 29, para el modelo de D&H

Correlación de Geldart

Correlación de Cooke

Figura 30, para el modelo de K&L

Correlación de Geldart

Correlación de Cooke

Figura 31, para la correlación de D&H

Modelo de K&L

Modelo de D&H

Figura 32, para el modelo de D&H con la  $U_{mf}$  a 2150

Correlación de Geldart

Correlación de Cooke

Figura 33, para el modelo de K&L con la  $U_{mf}$  a 2150

Correlación de Geldart

Correlación de Cooke

Figuras 34, 35 y 36, Conversión en función de la  $U_0$  para los modelos de: K&L, D&H y NEB. Para las reacciones:

Figura 34, hidrogenación de etileno.

Figura 35, isomerización del ciclopropano.

Figura 36, descomposición del cumeno.

LISTA DE TABLAS

Tablas 1 y 2, Investigación experimental del modelo de parámetros.

Tabla 1, Método del trazador  
Tabla 2, Método de reacción.

Tabla 3, Estudio teórico del modelo de dos fases.

Tabla 4, Recopilación de correlaciones para predecir el  $D_b$  en lechos fluidizados.

Tabla 5, Propiedades físicas de los sólidos fluidizados.

Tabla 6, 7 y 8,  $D_b$  en función de la altura del lecho:

Tabla 6, Comparación entre las correlaciones de Geldart y Cooke, el método de Viswanathan & Subba Rao y resultados fotográficos para sílica gel de 0.35 mm.

Tabla 7, Resultados experimentales obtenidos con técnicas fotográficas.

Tabla 8, Comparación de la correlación de Geldart con los resultados experimentales.

**ANTECEDENTES Y USOS DE LOS LECHOS FLUIDIZADOS.**

## ANTECEDENTES Y USOS DE LOS LECHOS FLUIDIZADOS

La técnica de fluidización, tal como hoy se conoce, nació en los trabajos iniciales de la Standard Oil Development Co., The M. W. Kellogg Co. y la Standard Oil de Indiana, encaminados a buscar un proceso de cracking catalítico mejor que el de lecho fijo que había sido introducido en la industria en 1937. el proceso de lecho fijo ya era mejor que los métodos primitivos de cracking térmico. Producía más rendimiento de gasolina de alto índice de octano y menos subproductos de aceite combustible pesado de bajo valor. La experimentación inicial para descubrir un proceso aún mejor, empezó siguiendo las líneas del método de lecho fijo. se pasaban vapores de aceite por uno de los dos lechos, hasta que el catalizador se ensuciaba con el carbón formado en la reacción y entonces los vapores de aceite alimentaban el lecho limpio adyacente, mientras se pasaba aire por el catalizador sucio para quemar el carbón y regenerar el catalizador. Pronto se apreció que era deseable alguna innovación para evitar la complejidad y el costo de estas operaciones intermitentes.

La colocación en serie de los dos lechos, el de reacción y el de regeneración, y el paso continuo del catalizador automáticamente del uno al otro, parecía un método claro para acercarse a la solución del problema. Los experimentos iniciales indicaron que este sistema podría ser causa de considerables pérdidas por atricción del catalizador, a menos que se pudiera adoptar métodos de transporte neumático en vez de mecánico. De este modo, la investigación se dirigió al estudio de transporte neumático del catalizador.

Pronto se descubrió que para evitar seria erosión y atricción, se necesitaban velocidades gaseosas relativamente bajas. Esto llevó a la investigación de catalizadores en forma de polvo y finalmente a la observación de que se podían mantener lechos espesos de polvo con pequeñas pérdidas de transporte, incluso con velocidades superficiales de gas mucho menores que la velocidad de sedimentación calculada de las partículas que formaban el lecho. Se observó que a estas velocidades gaseosas las partículas se agitaban considerablemente al ascender las burbujas del gas por el lecho, en forma análoga a como hierve un líquido. Simultáneamente, se observó que la caída de presión a través de un lecho en ebullición o fluidizado era igual al peso de la carga del lecho; el lecho en realidad flotaba sostenido por la corriente gaseosa y así adquiría propiedades similares a las de los líquidos. Estos sencillos experimentos dieron vida a los conceptos actuales de lechos fluidizados.

Antes de poder aplicarse industrialmente estas técnicas de proceso, hubo de dedicarse mucho trabajo al desarrollo de buenos sistemas de recuperación de sólidos, técnicas de aereación, aplicación de instrumentos, métodos para calcular el tamaño conveniente de la tubería, estudio de los problemas de erosión, de las correlaciones de conversión en el reactor, datos de transferencia de calor y masa, velocidades de regeneración y otros problemas más. La primera planta industrial de craking catalítica en lechos fluidizados empezó a funcionar en 1942 y a éstas siguieron otras 31 plantas durante los años de la guerra. Después se han construido una 125 plantas más y el proceso ha sido considerablemente mejorado y simplificado en cuanto a construcción, disposiciones mecánicas y curso de las operaciones.

Inmediatamente después de los años de guerra, la aplicación de la técnica de fluidización se extendió rápidamente a la tostación de minerales metalúrgicos, a la calcinación de caliza, a la producción de gasolina sintética, a la petroquímica e incluso al diseño de reactores nucleares (33).

Aunque el desarrollo industrial de la técnica de fluidización procede del trabajo de las compañías más importantes que elaboran el petróleo, se pueden encontrar referencias esporádicas acerca de esta técnica (32), que se remontan nada menos que a 1878. En todos los procesos que usan la técnica de sólidos fluidizados, es común mejorar el producto sólido en uno o varios pasos y transferirlo de paso a paso por tuberías en la misma forma que un líquido.

Actualmente, los usos posibles de los lechos fluidizados son increíblemente variados. Hay varias aplicaciones que se han convertido en éxitos comerciales (33), en tanto que otras se encuentran en la etapa de planta piloto y otras más en la de laboratorio. En general, los lechos fluidizados se emplean para establecer contactos entre gases y sólidos o líquidos y sólidos; sin embargo, en algunos casos, la presencia del sólido se utiliza sólo para proporcionar un lecho fluidizado, con el fin de alcanzar un resultado final.

Las aplicaciones industriales de los lechos fluidizados pueden dividirse en dos grandes campos; primero, aquellos procesos que suponen reacción química con o sin catalizadores y segundo, los procesos puramente físicos y mecánicos. En la industria farmacéutica interesan más los procesos que entran en la segunda categoría, tales como: cobertura, granulado y secado.

Los usos o las características especiales de los lechos fluidizados son como se indican a continuación (34):

## I. Reacciones químicas

A) Catalíticas: e.g. en un proceso de craking, el alto índice de transferencia de sólidos entre el regenerador y el reactor permite equilibrar la combustión exotérmica de carbones y alquitranes, dentro del regenerador y la disociación endotérmica del petróleo dentro del reactor, de manera que la temperatura en ambas unidades se controla casi siempre, sin recurrir a mecanismos auxiliares para el control térmico. El alto índice de circulación catalítica permite también mantener el catalizador a una actividad constante y elevada.

B) No catalíticas: 1. Homogéneas.  
 Cuando se desea el mezclado de los gases y el control de la temperatura. Los sólidos del lecho actúan como escape térmico o fuente, y facilitan la transferencia de calor desde el gas hacia este, o bien, de las superficies de intercambio calorífico o hacia ellas. Las reacciones de este índole incluyen la cloración de hidrocarburos o la oxidación de combustibles gaseosos.

### 2. Heterogéneas.

Esta categoría cubre el uso comercial más importante de los lechos fluidizados que no sea la disociación del petróleo. e.g. la calcinación de minerales sulfurados, arsenicales o antimoniales, para facilitar la liberación de valores de oro y plata, la calcinación de pirita, la pirrotita o los minerales de azufre naturales para obtener dióxido de azufre para la elaboración de ácido sulfúrico y la calcinación de minerales de sulfuro de cobre, cobalto y zinc, para solubilizar los valores metálicos, entre los usos más importantes.

## II. Contacto físico.

A) Transmisión de calor: se han usado superficies de intercambio calorífico para proporcionar un medio para eliminar o aplicar calor en un lecho fluidizado. Con el fin de obtener un adecuado control de temperatura, debido a la rápida igualación de temperaturas en el lecho.

B) Mezcla de sólidos: los sólidos son mezclados en lechos fluidizados por medio de los sólidos arrastrados en la porción inferior de las burbujas y el desprendimiento de estos sólidos de la estela de burbujas.

- C) Mezcla de gases: conforme estos pasan verticalmente por el lecho no ha constituido jamás un problema, no así para el mezclado horizontal que es muy deficiente y se necesitan distribuidores eficaces.
- D) Deseccación: las unidades de lechos fluidizados para desecar sólidos, sobre todo carbón, cemento, rocas y piedra caliza, tienen una aceptación muy generalizada. Los sólidos granulares, fluidizados mediante algún medio secante como aire caliente, se pueden secar y enfriar en lechos fluidizados. Las características principales de estos lechos incluyen el flujo cruzado del sólido y el gas de secado, un tiempo de residencia controlable de sólidos y la posibilidad de cualquier temperatura del gas.
- E) Aumento de tamaño: en condiciones apropiadas, se puede hacer que las partículas de sólidos aumenten de tamaño. Hay ocasiones en que esto constituye una ventaja y otras en que es una franca desventaja. El aumento de tamaño se asocia con la licuefacción o el ablandamiento de alguna porción del material del lecho. Por ejemplo en la adición de cenizas de sosa a la alimentación de carbonato de calcio, en la recalcinación de la cal, alquitranes en coquización en lechos fluidizados o sulfatos de plomo o zinc en la calcinación de zinc, hacen que se aglutinen partículas secas, más o menos en la misma forma como actúan los aglutinantes en los granuladores rotatorios. Al moverse las partículas unas con otras dentro del lecho, se forman granulos esféricos. Si el tamaño de estas partículas no se controla, se producirá una segregación de las partículas más grandes del lecho.
- F) Reducción de tamaño: en el lecho fluidizado se registran tres mecanismos principales de reducción de tamaño, que son desgaste por frotamiento, impacto y decrepitación térmica.
- G) Clasificación: la separación de partículas finas de las de mayor tamaño se efectúa utilizando un lecho fluidizado. No obstante, por razones económicas es de dudarse que se construyan para este solo propósito, excepto en casos muy especiales.
- H) Tratamiento térmico: ciertos sólidos requieren un tratamiento térmico, ya sea para incrementar su valor o para hacerlos más manejables en los procesamientos subsiguientes. Existen muchas aplicaciones (34) con muy buenos resultados; sin embargo, no se disponen de datos al respecto.

- 1) Recubrimiento: los lechos fluidizados de resinas termoplásticas se han utilizado para facilitar el recubrimiento o el revestimiento de piezas metálicas (34). Una pieza de metal calentada, debidamente preparada se sumerge en un lecho fluidizado que permite la inmersión completa dentro de los sólidos secos. El metal calentado funde el termoplástico, formando un recubrimiento uniforme y continuo.

### Características generales de la fluidización.

Consideremos un gas que se desplaza verticalmente hacia arriba a través de un lecho de partículas finas. Al ir aumentando la velocidad se alcanza un valor para el cual las partículas del sólido se mantienen en suspensión en la corriente gaseosa, y se dice que el lecho está fluidizado, denominándose velocidad mínima de fluidización ( $U_{mf}$ ) al valor de la velocidad necesaria para que se inicie la fluidización. Para velocidades superficiales (o de entrada) de gas ( $U_0$ ) mucho mayores que la velocidad mínima, el lecho toma el aspecto de un líquido en ebullición, moviéndose los sólidos vigorosamente y ascendiendo rápidamente grandes burbujas a través del lecho. A primera vista parece que el gas en exceso sobre el correspondiente a  $U_{mf}$  pasa a través del lecho en forma de burbujas; en estas condiciones tenemos el lecho fluidizado burbujeante. Los reactores industriales, particularmente en el caso de reacciones gaseosas catalizadas por sólidos, suelen operar como lechos burbujeantes circulando el gas con velocidades de 5 a 30 veces la  $U_{mf}$ , e incluso hasta 250 veces la  $U_{mf}$ .

Se demuestra que la conversión de reactivos en los lechos fluidizados puede variar desde la correspondiente a flujo en pistón hasta valores inferiores a los que se obtendrían en mezcla completa. Lo que nos lleva a una situación de perplejidad y desconcierto en que no podemos estimar, ni siquiera hacer conjeturas, sobre el valor de la conversión al variar las condiciones de fluidización. Por esta razón el escalado ha de hacerse tomando una serie de precauciones y aún así resulta inseguro, por lo que es preferible no hacerlo (35).

En la figura 1 se esquematizan las varias etapas que pasa un lecho fluidizado desde  $U_0 < U_{mf}$  hasta  $U_0 \gg U_{mf}$ , cuando el fluido es un gas o un líquido.

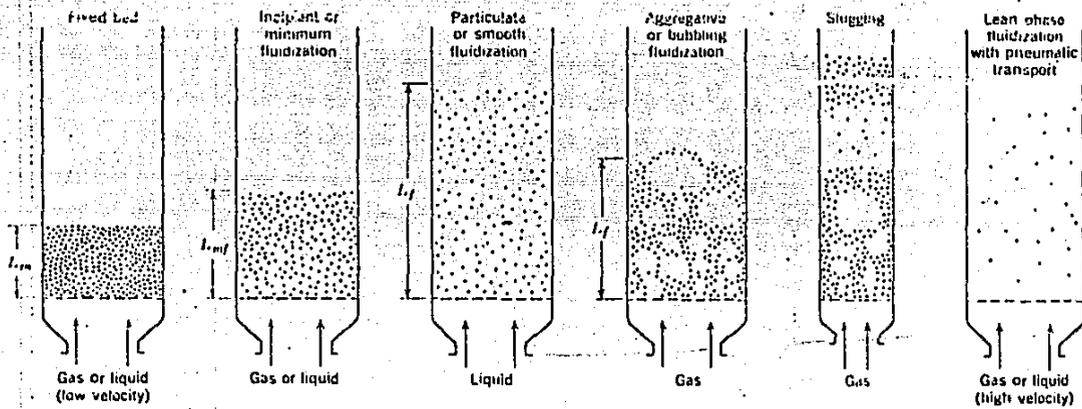


Figure 1 Various kinds of contacting of a batch of solids by fluid.

## I. GENERALIDADES

## 1. GENERALIDADES.

Una de las primeras dificultades con que se tropieza al diseñar un reactor de lecho fluidizado, es elegir o establecer un modelo de flujo de la fase gaseosa. Como se sabe, parte del gas atraviesa el lecho pasando entre los intersticios del sólido granular y el resto lo hace en forma de burbujas. Esto origina, en el caso de procesos catalíticos, conversiones del gas que siempre son menores que las que obtendrían si todo el gas pasara con flujo de pistón e incluso menores a veces que las correspondientes a flujo de mezcla completa. Esto es debido a que parte del gas que atraviesa el lecho en forma de burbujas no logra el contacto adecuado con el catalizador y por otro lado, tiene un tiempo de residencia menor que el gas de la emulsión.

Diversos autores han propuesto modelos para explicar estos hechos y para facilitar el diseño, modificación y aumento de escala de los reactores. Los primeros modelos basados en la distribución de tiempos de residencia (1, 2 y 3) dejaron pronto de utilizarse debido a que en la mayor parte de los casos no es suficiente conocer únicamente cuanto tiempo permanece un elemento del fluido en el lecho; debe conocerse también su historia, es decir, si ha atravesado el lecho en una burbuja ó a través de la emulsión.

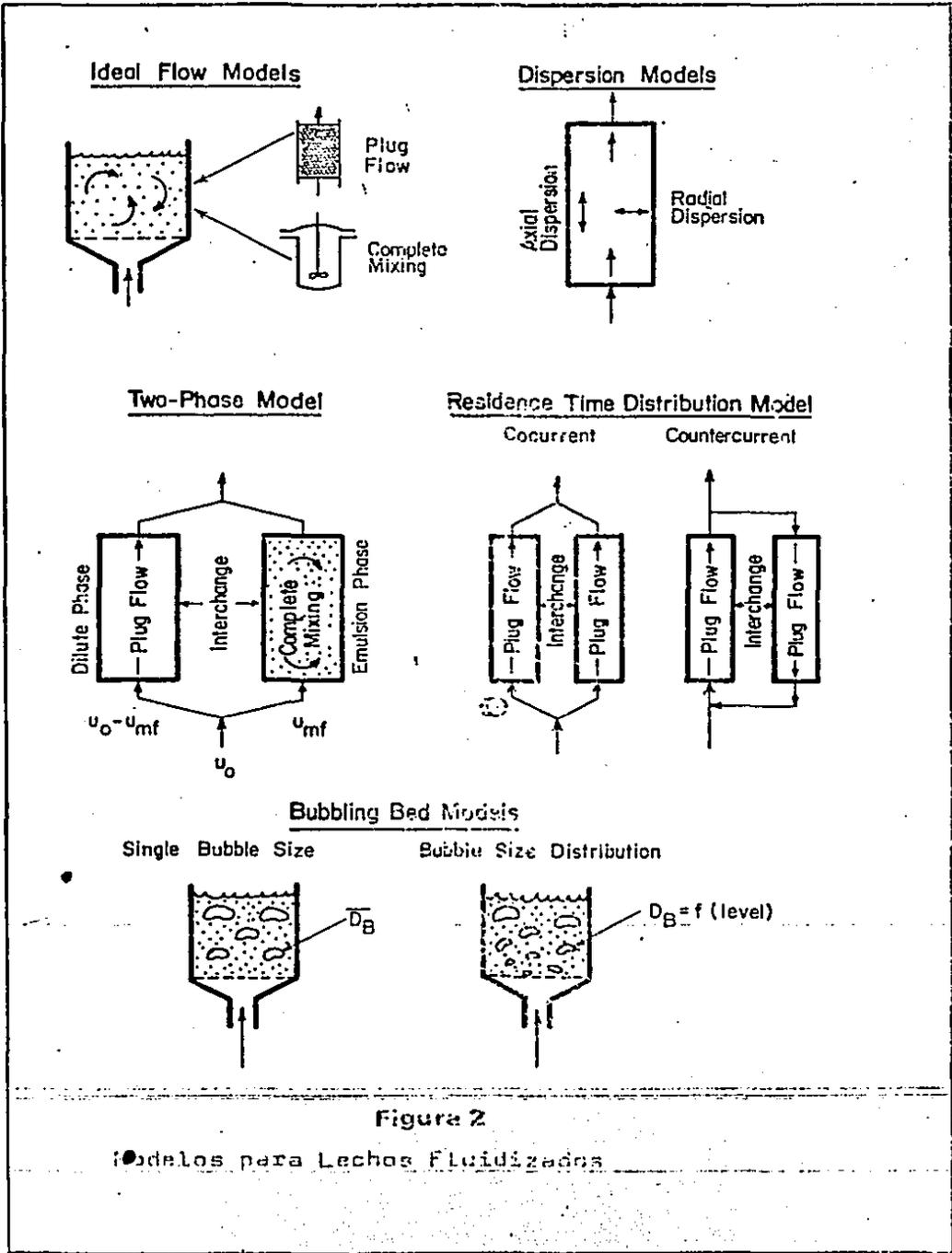
En modelos posteriores (4, 5 y 6) se ha supuesto el sistema fluidizado constituido por una fase emulsión (catalizador y gas intersticial) con intercambio de materia con otra fase constituida por el gas en forma de burbujas. La principal desventaja de estos modelos es el número de parámetros a fijar, a veces hasta seis.

En los modelos hidrodinámicos (7, 8 y 9) se tienen en cuenta las características particulares de las burbujas gaseosas, figura 2.

Estos modelos permiten describir los reactores conociendo las condiciones de trabajo y fijando un solo parámetro: el tamaño de la burbuja.

Aunque los modelos han sido aplicados a infinidad de datos experimentales, sus límites de aplicación están aún poco definidos (10). De hecho, se presentan dos problemas importantes para su utilización en la simulación de un reactor de lecho fluidizado:

1. Que los modelos hacen uso de parámetros tan importantes como el diámetro de burbuja y que las correlaciones existentes para su estimación se han obtenido a temperatura ambiente a pesar de que se simula una operación a alta temperatura.



2. Todas las correlaciones empíricas que estiman el tamaño de burbuja hacen uso de la velocidad mínima de fluidización y también en este caso, las correlaciones para estimar esta velocidad fueron obtenidas a temperatura ambiente.

Por otro lado, se sabe que tanto la velocidad mínima de fluidización como el diámetro de burbuja, presentan variaciones importantes con la temperatura (36, 37 y 38), por lo tanto, las predicciones de conversión obtenidas con los modelos hidrodinámicos de reactor, presentarán variaciones que podrían ser importantes, dependiendo de las condiciones de operación.

Es importante recalcar que para una adecuada simulación de un lecho fluidizado es necesario conocer; además de las propiedades físicas del sólido, la velocidad mínima de fluidización y el diámetro de burbuja a través del lecho en las condiciones de operación. Por lo tanto, se revisará la información necesaria para estimar; velocidades mínimas de fluidización y diámetros de burbuja. Estas correlaciones se usarán para predecir los resultados experimentales obtenidos y las que representen satisfactoriamente estos resultados, serán utilizadas para simular la operación de un reactor de lecho fluidizado con los modelos hidrodinámicos.

En este capítulo se describen los modelos hidrodinámicos de; Kunii & Levenspiel, Davidson & Harrison y de ensamblaje de burbujas. Posteriormente las correlaciones para estimar velocidades mínimas de fluidización y finalmente, se revisan las correlaciones para estimar el tamaño de burbuja.

### 1.1 MODELOS PARA REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO

Después de intentar el uso de los modelos que utilizan la RTD se realizó un gran esfuerzo para desarrollar modelos basados, en que el lecho fluidizado está formado por dos zonas bastante diferenciadas: la fase de burbujas y la fase emulsión.

Esta aproximación ha tenido un éxito relativo como técnica de correlación para ajustar una serie determinada de datos; sin embargo, no ha tenido gran utilidad para representar datos de diversos sistemas o para el escalado a condiciones diferentes (10). La dificultad se encuentra en que no se sabe el modo de asignar valores a los parámetros para condiciones de operación distintas.

A partir de los resultados obtenidos con las aproximaciones anteriores se llega a la conclusión de que es necesario tener un conocimiento más profundo de lo que ocurre en el lecho, si se pretende desarrollar un modelo de flujo que permita llegar a predicciones adecuadas. En particular hemos de conocer mejor el comportamiento de las burbujas ascendentes del gas ya que probablemente son ellas las que ocasionan la mayor parte de las dificultades.

A partir de 1950 aparecen los modelos de dos fases. Estos usan el mismo principio que los anteriores, pero aplicado por separado a cada fase.

Una expresión general del modelo de dos fases (16) se puede dar como:

Para la fase burbuja

$$F_b \frac{\partial C_b}{\partial t} - F_b D_b \frac{\partial^2 C_b}{\partial z^2} + F_b U_b \frac{\partial C_b}{\partial z} + K_b (C_b - C_e) + F_{sb} r = 0$$

Para la fase emulsión

$$F_e \frac{\partial C_e}{\partial t} - F_e D_e \frac{\partial^2 C_e}{\partial z^2} + F_e U_e \frac{\partial C_e}{\partial z} + K_b (C_e - C_b) + F_{se} r = 0$$

- donde; 1er. término, acumulación  
 2do. término, difusión axial en cada fase  
 3er. término, flujo de gas en cada fase  
 4to. término, intercambio de gas burbuja-emulsión  
 5to. término, velocidad de reacción, para una cinética de primer orden irreversible.

El coeficiente global de intercambio burbuja-emulsión  $K_b$  se define (8) como:

$$\frac{1}{K_b} = \frac{1}{K_{be}} + \frac{1}{K_{ce}}$$

- donde;  $K_{be}$ , es el coeficiente de intercambio burbuja-nube  
 $K_{ce}$ , es el coeficiente de intercambio nube-emulsión.

$$K_{be} = 4.5 \frac{U_{mf}}{D_b} + 5.85 \left( \frac{D_e^2 g}{D_b^5} \right)^{0.25}$$

$$K_{ce} = 6.78 \left( \frac{E_{mf} D_e U_b}{D_b^3} \right)^{0.5}$$

por lo tanto;  $K_b$  es una función del  $D_b$ .

Otros investigadores ( 43 y 44 ) obtienen también esta funcionalidad y en el caso más sencillo:

$$K_b = \frac{11}{D_b}$$

De estas correlaciones podemos intuir que; el comportamiento del reactor quedará determinado en un alto grado, por las propiedades de las burbujas presentes.

Davidson (9) realizó un estudio marcadamente teórico con una comprobación experimental, de las características esenciales del flujo en las proximidades de una burbuja ascendente del gas. Para las burbujas características de un lecho fluidizado con borboteo vigoroso demostró que:

Todas las magnitudes relacionadas, tales como la velocidad de ascensión, el espesor de la nube, la velocidad de recirculación, son funciones sencillas del tamaño de burbuja ascendente.

Rowe & Fartridge (12) observaron experimentalmente que cada burbuja de gas arrastraba una estela considerable de sólidos hacia la parte superior del lecho.

Estas dos consideraciones básicas constituyen el fundamento de los modelos de Tipo Hidrodinámico, empleando el tamaño de la burbuja como parámetro y todas las demás magnitudes en función del tamaño de la burbuja.

Recientemente se han propuesto otros modelos hidrodinámicos diferentes utilizando otras hipótesis, tales como:

- Tamaño de burbuja variable con la altura del lecho.
- Resistencia burbuja-nube despreciable.
- Resistencia nube-emulsión despreciable.
- Burbujas no esféricas.

En todos los casos la base racional de estos modelos hidrodinámicos reside, en la estimación del tamaño de la burbuja que constituye el parámetro más importante del modelo.

En términos generales los modelos toman un diámetro equivalente de burbuja en el lecho o incorporan una correlación de crecimiento de burbuja. Este último caso corresponde al modelo de ensamblaje de burbujas (17).

Wen & Fan (16) recopilaron los modelos para reactores de lecho fluidizado precedentes al modelo de Kato & Wen (17) y estos son presentados en las tablas 1, 2 y 3 (apendice), junto con los resultados obtenidos.

Se mostrarán tres modelos hidrodinámicos, los cuáles son considerados los más importantes: el modelo de Kunii & Levenspiel, el modelo de Davidson & Harrison y el modelo de ensamblaje de burbujas.

a) Modelo de Kunii & Levenspiel (8, 10 y 13).

Considera que el lecho fluidizado consiste en burbujas libres de sólidos que ascienden rápidamente ( $U_0 > 2 U_{mf}$ ), cada una de las cuales están rodeadas de un envolvente, o nube seguida de una estela ambas ricas en sólidos que pasan a través de una emulsión muy rica en sólidos. Dependiendo de la velocidad de las burbujas, los sólidos en la fase emulsión pueden tener una velocidad descendente finita o igual a cero.

Supone que: 1. El gas reactante que entra en el lecho y a la burbuja puede reaccionar si, la fracción de volumen de los sólidos dispersos en las burbujas respecto al volumen de las burbujas es finito ( $G_b$ ) y el coeficiente cinético ( $k$ ) es grande.

2. El gas que no reacciona dentro de la burbuja gaseosa, puede ser transportado a través de la interfase de la burbuja a la nube y estela, ricas en sólidos, donde

3. El gas reactante transportado puede reaccionar a una velocidad  $G_c k C_c$ .

4. Las especies que no reaccionaron dentro de la envolvente o nube, pueden ser transportadas a la región emulsionada más rica en sólidos, donde se supone que son totalmente consumidas por la reacción.

El resultado neto de estas etapas es que la velocidad de consumo observada depende de dos coeficientes transporte ( $K_{bc}$  y  $K_{ce}$ ) y tres coeficientes efectivos de reacción:  $G_b k$ ,  $G_c k$  y  $G_e k$ .

El modelo especifica  $K_f$  como un coeficiente global, el cual considera todos los procesos de reacción y transporte en el lecho fluidizado:

$$K_f = G_b k + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{G_c k + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{G_e k}}}}$$

Para una cinética de primer orden irreversible;

$$\ln(1 - X_a) = -K_f \theta$$

donde;  $\theta$ , es el tiempo de residencia de las burbujas en el lecho

$$\theta = \frac{H}{U_b} = \frac{H_0(1 - E)}{U_{br}(1 - E_{mf})}$$

La velocidad de ascensión de burbujas

$$U_{br} = 0.711 (g D_b)^{0.5}$$

La velocidad de ascensión de burbujas, nubes y estela

$$U_b = U_0 - U_{mf} + U_{br}$$

Los coeficientes de transporte de materia

$$K_{bc} = 4.5 \frac{U_{mf}}{D_b} + 5.85 \frac{(De^2 g)^{0.25}}{(D_b^5)}$$

$$K_{ce} = 6.78 \frac{(E_{mf} De U_b)^{0.5}}{(D_b^3)}$$

Las fracciones de volumen, con respecto al de la burbuja

$$G_c = (1 - E_{mf}) \left( \frac{3 U_{mf}}{E_{mf} U_{br} - U_{mf}} + \alpha \right)$$

$$G_e = \frac{(1 - E_{mf})(1 - \delta)}{\delta} - (G_c + G_b)$$

$$0.001 < G_b < 0.01 \quad \text{y} \quad 0.25 < \alpha < 0.47$$

$$\delta = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_b - U_{mf}(1 - \alpha)} = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_b}$$

En 1983, Gutierrez et al (14) aportaron las siguientes modificaciones:

1. Asignar a la fracción de volumen de los sólidos dentro de las nubes y estelas con respecto al volumen de las burbujas ( $G_c$ ), el valor de cero en todos los casos en que se obtenga un valor negativo o tendiente a infinito.

2. El coeficiente de transferencia de masa entre la burbuja y la nube ( $K_{bc}$ ) fué deducido en el modelo original, suponiendo que las burbujas son lenticulares. Suponiendo burbujas en forma esférica y siguiendo el modelo de Davidson (9), la correlación para estimar este coeficiente se ve modificada

$$K_{bc} = 5.04 \frac{U_{mf}}{D_b} + 5.46 \left( \frac{D_p^{0.25} g}{D_b^{0.75}} \right)^{0.25}$$

3. Tomar como valor del tamaño de burbuja efectivo el que realmente haya en el lecho. El tamaño real de la burbuja puede estimarse mediante correlaciones existentes o bien puede medirse experimentalmente.

4. Introducir un nuevo único parametro a determinar (B), cuyo valor numérico y situación en la ecuación general del modelo, deben ser establecidos mediante datos experimentales de reacción.

Las cuatro modificaciones del modelo propuestas permiten ajustar los datos experimentales y calculados de la conversión con un error menor del 15%. La mayor ventaja del modelo modificado que se propone es que, el parametro B puede calcularse a partir de las condiciones de operación, con lo cual el modelo ya no tiene ningún parametro a determinar y podría ser utilizado para la predicción de resultados.

#### b) Modelo de Davidson & Harrison (9 y 13).

El modelo además de suponer isothermicidad:

1. El gas que entra en el lecho a una velocidad  $U_0$  se divide entre la fase emulsión, donde la velocidad de fluidización es la  $U_{mf}$  y la fase burbujas, donde la velocidad es igual a:  $U_0 - U_{mf}$ .

2. El aumento de altura del lecho ( $H - H_0$ ), con respecto a su valor estático, no fluidizado  $H_0$ , se debe al volumen total de burbujas en el lecho:  $NVH = H - H_0$ .

3. La fase burbuja no contiene partículas y asciende en flujo pistón, por lo tanto, no hay reacción catalítica en la fase de burbujas.

4. Dado que todo el catalizador está concentrado en la fase emulsión, la reacción solo ocurre en esta fase.

5. La fase emulsión reactiva se puede considerar totalmente mezclada o en flujo pistón.

6. El transporte de masa entre la fase de burbujas y la fase emulsión ocurre a través del flujo transversal de masa entre las fases ( $q$ ), y la difusión a través del envolvente de la burbuja cuya área es  $S$ ; luego el coeficiente de intercambio es:

$$Q = q + k_g S$$

7. La altura  $H$  del lecho en las condiciones de fluidización burbujeante se relaciona a la altura del lecho estático  $H_0$ :

$$\frac{H_0}{1 - NV} = H$$

Resolviendo los balances de materia: si se considera flujo en pistón en la fase emulsión

$$\frac{C_a}{C_{a0}} = \left( \frac{1}{M_1 - M_2} \right) \left( M_1 \left( 1 - M_2 \frac{H U_{mf}}{U_0 X} \right) \exp(-M_2 H) - M_2 \left( 1 - M_1 \frac{H U_{mf}}{U_0 X} \right) \exp(-M_1 H) \right)$$

donde;  $M_1$  y  $M_2$  son las raíces de la ecuación

$$M^2 - \frac{X + k'}{H(1-Z)} M + \frac{k' X}{H^2(1-Z)} = 0$$

además

$$Z = 1 - \frac{U_{mf}}{U_0} \quad k' = \frac{k H_0}{U_0} = \frac{k H E_{mf}}{U_0}$$

$$X = \frac{Q H}{U_b V} = \frac{6.34 H_{mf}}{D_b (g D_b)^{0.5}} \left( \frac{g D_e^2}{U_{mf} + 1.3} \right)^{0.25} \left( \frac{g}{D_b} \right)$$

si se considera mezcla completa en la emulsión

$$\frac{C_a}{C_{a0}} = Z \exp(-X) + \frac{(1 - Z \exp(-X))^{0.2}}{k' + 1 - \exp(-X)}$$

C) Modelo de ensamblaje de burbujas de Kato & Wen (15, 16 y 17).

En el desarrollo de un modelo para el flujo del gas a través de un lecho fluidizado basado en el ensamblaje de burbujas, las siguientes simplificaciones son asumidas:

1. El lecho fluidizado es representado por  $n$  compartimientos en serie. La altura de cada compartimiento es igual al tamaño de cada burbuja, en la correspondiente altura del lecho.
2. Cada compartimiento consiste de dos fases: burbujas y emulsión. El flujo de gas a través de la fase burbujas y la fase emulsión, es considerado de mezcla completa para cada fase.
3. El espacio hueco dentro de la emulsión es considerado igual, al del lecho en las condiciones de mínima fluidización. La velocidad de ascensión del gas en la emulsión es  $U_e$ .
4. Se asume que la fase burbujas consiste en; burbujas esféricas rodeadas por una nube también esférica. El diámetro de burbuja y nube es evaluado por:

$$\left( \frac{R_c}{R_b} \right)^3 = \frac{U_b + 2 U_{mf}/E_{mf}}{U_b - U_{mf}/E_{mf}}$$

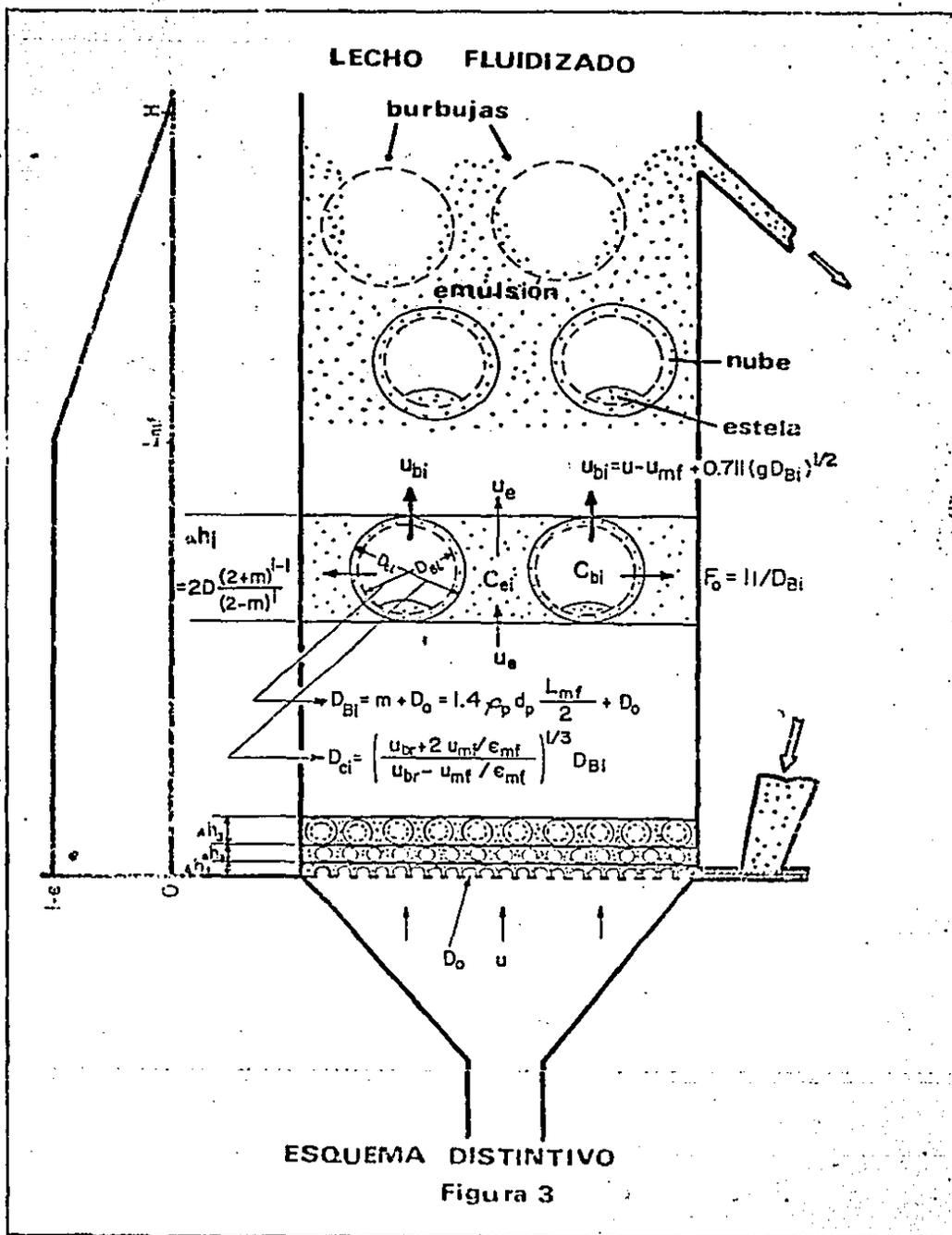
La fracción hueca dentro de la nube es considerada igual a la de fase emulsión.

5. El volumen total del gas dentro de las burbujas del lecho es expresado por;  $(H - H_0) A t$
6. Entre las dos fases hay intercambio de gas. El coeficiente de intercambio promedio por unidad de volumen es,  $F_d = F_0 + k' M$
7. Las burbujas son consideradas que crecen continuamente a través del lecho, hasta alcanzar el máximo tamaño estable ( $D_{bs}$ ) o alcanzar el diámetro de la columna del lecho.

$$D_{bs} = \frac{1}{g} \left( \frac{U_t}{.711} \right)^2$$

8. El lecho es operado en condiciones de isothermicidad.

La figura 3 muestra un esquema de este modelo.



El modelo de ensamblaje de burbujas reportado por Kato & Wen (16) es modificado al incorporar la correlación de Mori & Wen para calcular el diámetro de burbuja (17).

Resultados experimentales de Botton y Cooke et. al. (1968) indican que la geometría del distribuidor afecta considerablemente la conversión de las reacciones químicas que tienen lugar en un lecho fluidizado.

Behie & Kehoe (1973) y Zenz (1978) han sugerido que el chorro de gas formado justo encima del distribuidor puede tener un importante efecto en el comportamiento del lecho. Además, Cooke et. al. (1968) y Kobayashi et. al. (1969) han demostrado experimentalmente que la conversión de las reacciones químicas en lechos fluidizados es afectada por el diámetro del mismo en forma considerable.

Por estas razones, el modelo de ensamblaje de burbujas es modificado para incorporar la región de chorreo en el distribuidor, así como una nueva correlación para estimar el diámetro de burbuja, que toma en consideración el efecto del diámetro del lecho. Así el modelo puede ser usado para predecir el efecto del diámetro del lecho y del comportamiento del chorro sobre la conversión del reactor de lecho fluidizado.

## 1.2 PREDICCIÓN DE VELOCIDADES DE FLUIDIZACIÓN MINIMA.

La caída de presión total a través del lecho es la suma de dos términos, uno viscoso y otro cinético. Para bajos números de Reynolds (pequeñas partículas y altas temperaturas) el término viscoso es el dominante con respecto al cinético. Para altos números de Reynolds (partículas grandes) el término cinético es dominante y la caída de presión total se aproxima al término cinético. La ecuación de Ergun (1952) es

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 (1-E)^2 U_o}{\theta_s^2 E^3 dp^2} + \frac{1.75 (1-E) U_o^2 D_s}{E^3 \theta_s dp} \quad (1)$$

para una incipiente fluidización y en función de  $Remf$  se obtiene

$$1.75 C_1 Remf^2 + 150 C_2 Remf = Ar \quad (2)$$

término cinético                      término viscoso

donde:

$$Ar = Ga = \frac{g dp^3 D_g (D_s - D_g)}{U_g^2} \quad (3)$$

$$C_1 = \frac{1}{\theta_s Emf^3} \quad y \quad C_2 = \frac{1 - Emf}{\theta_s^2 Emf^3} \quad (4)$$

Wen & Yu (1966) con una infinidad de datos obtuvieron

$$C_1 = 14 \quad y \quad C_2 = 11 \quad (5)$$

usando estas aproximaciones

$$Remf = ( (33.7)^2 + 0.0408 Ar )^{0.5} - 33.7 \quad (6)$$

La validez de la ecuación (6) es demostrada a bajas temperaturas para partículas pequeñas y grandes, en un amplio rango de  $Re$  (número de Reynolds) por McKay & McLain (1980) y Wen & Yu (1966), con un error de más o menos el 34%.

Para bajos valores de  $Re$ , (menores de 5)  $C_2$  es calculado, despreciando el término cinético en la ecuación (2) y Ranga Pattipati & Wen (1981) demostraron que es independiente de la temperatura e igual a 11, hasta temperaturas de  $900^\circ\text{C}$ .

Es claro que para bajos  $Re$ , en la ecuación (2) sólo el término viscoso es importante y

$$150 C_2 \text{ Remf} = \text{Ar} \quad (7)$$

por lo tanto

$$U_g \text{ Umf} = \frac{g \cdot dp^2 (D_s - D_g)}{150 C_2} = \text{constante} \quad (8)$$

al incrementar la temperatura; la viscosidad aumenta y la  $\text{Umf}$  debe disminuir.

Para partículas grandes sólo es importante el término cinético y

$$1.75 C_1 \text{ Remf}^2 = \text{Ar} \quad (9)$$

en forma similar

$$\text{Umf}^2 D_g = \frac{dp D_s g}{175 C_1} = \text{constante} \quad (10)$$

por lo tanto, si la temperatura se ve incrementada; la densidad del gas disminuye y la  $\text{Umf}$  se debe incrementar. Lo que es cierto sólo si;  $\text{Emf}$  es independiente de la temperatura y fué demostrado por Ranga Pattipati & Wen (1981) con los datos experimentales de Botterill et. al. (1980).

En resumen, Ranga Pattipati & Wen proponen que la  $\text{Umf}$  decrece con incrementos de la temperatura para partículas pequeñas (menores de 2 mm para arena fluidizada con aire) pero se incrementa para partículas grandes y también demostraron que la  $\text{Emf}$  es invariable con la temperatura.

La ecuación de Ergun (1) requiere el conocimiento detallado de la esfericidad ( $\phi_s$ ) y la fracción de huecos. Para esquivar esta dificultad Wen & Yu introducen dos constantes empíricas (ecuación 2).

Basándose en la ecuación de Ergun, Goroshko et. al. (1958) proponen una ecuación conteniendo  $\text{Emf}$

$$\text{Remf} = \frac{\text{Ar}}{150(1-\text{Emf})/\text{Emf}^3 + (1.75 \text{ Ar}/\text{Emf}^3)^{0.5}} \quad (11)$$

Sin embargo, cualquier método es sensible al valor de  $Emf$  usado, el cuál no es sencillo de determinar bajo las condiciones de operación, sobre todo a altas temperaturas.

Singh, Rigby & Callcott (1973) obtuvieron  $U_{mf}$ 's hasta temperaturas de  $500^{\circ}C$ , fluidizando arena con distintos gases; aire, argón, vapor, acetileno, hidrógeno y gas natural. Los resultados experimentales obtenidos pueden ser representados adecuadamente (con un error menor del 16%) con la correlación de Wen & Yu. Sin embargo, en contraste con otros estudios, las velocidades mínimas de fluidización experimentales son mayores que las que predice la ecuación de Wen & Yu a las distintas temperaturas experimentales.

Mii, Yoshida & Kunii (1973), fluidizaron grafito con aire y nitrógeno. Con estos resultados experimentales muestran que la ecuación de Wen & Yu no es adecuada para predecir  $U_{mf}$ 's a altas temperaturas, ya que los resultados experimentales son mucho menores (hasta en un 66%) que los que predice esta.

Broughton en 1974 (41), fluidizó una mezcla de partículas sólidas de distintos tamaños a temperatura ambiente y  $1100^{\circ}K$  y propone que la ecuación de Wen & Yu para partículas pequeñas

$$U_{mf} = \frac{g dp^2 D_s^2 (D_s - D_g)}{U_g f(Emf)} \quad (12)$$

donde

$$f(Emf) = \frac{150 (1-Emf)}{Emf^3} \quad (13)$$

puede ser escrita como

$$U_{mf} = \frac{g dp^2 (D_s - D_g)}{C U_g} \quad (14)$$

para valores de  $C$  entre 1233 y 1650.

Avedesian & Davidson (1973) usaron la ecuación de Broughton razonablemente con un valor de 1650. Para Singh, Rigby & Calcott, C es igual a 1386 más menos 90. Mii, Yoshida & Kunni, midieron Emf y Qs y encontraron que la correlación anterior no es conveniente para altas temperaturas.

Stubington, Barret & Lowry en 1984 (40), fluidizaron con nitrógeno partículas de carbón quemadas hasta temperaturas de 1100°C. Demostrando que la correlación de Babu (1978)

$$U_{mf} = \frac{U_g}{D_s dp} \left( (25.25^2 + 0.0651 Ar)^{0.5} - 25.25 \right)$$

es adecuada para predecir sus resultados experimentales.

McKay & McLain (1980) han estudiado las características de la fluidización para varios tamaños de partículas y correlacionaron sus datos con la siguiente ecuación

$$\frac{400 (1 - Emf) U_{mf} U_g}{dp} + 2.4 D_g U_{mf}^2 = (D_s - D_g) D_g Emf^3 dp \quad (16)$$

y mostraron que sus datos correlacionaron adecuadamente con la ecuación de Wen & Yu.

Se ve que para sistematizar el uso de las correlaciones existentes hace falta más experimentación, para poder definir el efecto que tienen el diámetro y la densidad de partícula. Así como la temperatura, ya que la densidad y viscosidad del gas no son afectadas apreciablemente por esta. Es el objeto del presente trabajo estudiar a temperaturas elevadas el efecto que sufre la U<sub>mf</sub> con variables tales como el diámetro de partícula y la densidad del sólido.

### 1.3 CORRELACIONES PARA LA PREDICCIÓN DEL TAMAÑO DE BURBUJAS.

Como sabemos, el tamaño de la burbuja es uno de los parámetros más importantes en el diseño y simulación de un reactor de lecho fluidizado.

Las correlaciones para estimar el tamaño y crecimiento de burbujas en el lecho fluidizado, junto con el diámetro de burbuja máximo son recopiladas y analizadas.

Mori & Wen (18) hicieron una recopilación de las correlaciones empíricas más importantes y junto con la que ellos presentan, se tienen las correlaciones más adecuadas para predecir el diámetro de la burbuja a través del lecho.

En la tabla 4 (apéndice), se muestran las correlaciones previas a las de Mori & Wen, donde;  $D_{bo}$ , es el diámetro de la burbuja inicial sobre el plato y puede ser evaluado por;

$$D_{bo} = 0.347 \left( A_t (U_o - U_{mf}) / N_d \right)^{0.4}$$

para un plato perforado de área de sección transversal,  $A_t$  y con  $N_d$ , orificios en el plato. Para un plato poroso se tiene:

$$D_{bo} = 0.00376 (U_o - U_{mf})^2$$

La correlación de Mori & Wen es

$$\frac{D_{bm} - D_b}{D_{bo} - D_{bo}} = \exp(-0.3 h / D_t)$$

donde;  $D_t$ , es el diámetro del lecho fluidizado

$h$ , es la altura a la cual se evalúa el  $D_b$

$D_{bm}$ , es el diámetro de burbuja máximo igual a

$$D_{bm} = 0.252 \left( A_t (U_o - U_{mf}) \right)^{0.4}$$

De estas correlaciones podemos observar; que el uso generalizado de las de Rowe y la de Chiba no es posible, ya que es necesario estimar algunos parámetros específicos de las propiedades de las partículas sólidas.

La correlación de Mori & Wen es la única que considera el escalamiento de un reactor (18), ya que como se puede observar es la única que depende del tamaño del reactor ( $D_t$ ), aunque este es cilíndrico. Las demás correlaciones han sido obtenidas en lechos pequeños y su escalamiento no es previsto.

La correlación de Kato & Wen es similar a la correlación propuesta por Cooke (16).

Rowe (45) propone la siguiente ecuación semiempírica para estimar el diámetro de burbuja;

$$D_b = \frac{(U_o - U_{mf})^{0.5} (h + h_o)^{0.75}}{g^{0.25}}$$

donde;  $h_o$ , es un parámetro de ajuste característico del plato distribuidor y se aproxima a cero para un plato poroso.

Desafortunadamente este parámetro de ajuste no es una constante, su valor se incrementa linealmente con la altura total del lecho. Para los resultados obtenidos por Whitehead & Young (46) se encontró que;

$$h_o = 77.2 + 0.60 h$$

Viswanathan & Subba Rao (30) proponen un método simple para estimar la variación del tamaño de burbujas a través de la altura del lecho, con la medida de la presión axial en un lecho fluidizado. El tamaño de burbujas que obtienen es razonablemente comparable con algunas correlaciones y presenta un método sencillo para estimar el diámetro de burbuja a altas temperaturas y presiones, y bajo complejas condiciones de reacción.

El método predice el diámetro de burbuja a partir de la siguiente ecuación;

$$D_b = \frac{2 (U_o - U_{mf})^{0.2} \left( \frac{1 - D}{D} - \frac{2 U_{mf}}{U_o - U_{mf}} \right)^{0.2}}{g}$$

donde;

$$D = \frac{d}{dz} \quad Y = \frac{d}{dz} \left( Y_o + (Z - Z_o) - \frac{(L_o - L) D_w \operatorname{sen} \theta}{(D_s - D_g)(1 - E_{mf})} \right)$$

para la medición de presión a través de un manómetro inclinado un ángulo  $\theta$  y  $L$ , es la altura del agua en el manómetro correspondiente a una altura  $Z$ . Por lo tanto,  $D$  representa la pendiente de una gráfica de;  $y = f(z)$ , a partir de la cual se obtiene  $D_b$  a diferentes alturas del lecho.

P. N. Rowe (39) hace una descripción detallada de otros métodos utilizadas para la observación de burbujas como son: técnicas fotográficas en lechos bidimensionales, observación con Rayos X y otros métodos que consisten esencialmente de fuentes de energía y un detector cercano. Estos métodos son necesarios debido a que los eventos son demasiado rápidos para ser medidos correctamente por el ojo. A altos flujos de gas la escena llega a ser demasiado confusa y muy poca información puede ser obtenida. Además, la calidad visual de las erupciones varía con la naturaleza del material, lo que hace necesario el uso de métodos más sofisticados para la medición del tamaño de burbujas.

La estimación de diámetros de burbuja a altas temperaturas no está del todo definida, debido a que las investigaciones realizadas son pocas: Yoshida et. al. (47) estudiaron las características de la fluidización para tres catalizadores microesféricos y arena encontrando que: cuando la temperatura se incrementa de 20 a 400°C el diámetro de burbuja disminuye en un 60% para  $U_0 = 5U_{mf}$ , y en un 45% para  $U_0 = 3U_{mf}$ .

Geldart & Kapoor (48) realizaron estudios similares a los de Yoshida et. al. y encontraron que al incrementar la temperatura de 20 a 300°C el  $Db$  disminuye de un 75 a 85%. Estos resultados fueron obtenidos por fotografías en la superficie del lecho, obteniéndose  $Db$  de erupción y con la siguiente ecuación, el  $Db$  equivalente en el lecho.

$$Db = 2 Db (\text{erupción}) / 3$$

Además, Sitthiphang et. al. (49) estudiaron la fluidización para partículas grandes ( $d_p > 0.5$  mm.) encontrando que, si la temperatura se incrementa el  $Db$  también, en contraste con los estudios anteriores, realizados para partículas pequeñas. Cuando la temperatura se incrementa de 700 a 1050°K, el  $Db$  aumenta en un 15% para  $U_0 = 10U_{mf}$ . Estos datos correlacionaron adecuadamente con el trabajo de Cranfield & Geldart (50), confirmando que la curvatura de  $Db$  v.s. ( $U_0 - U_{mf}$ ) es positiva para partículas grandes. Para partículas pequeñas se obtiene una curvatura negativa.

En este experimento de Yoshida et. al. el  $Db$  se evaluó en base a la frecuencia del número de burbujas ( $n$ ), de acuerdo al trabajo realizado por Yoshida, Eno & Kunii (51) donde:

$$Db = 1.5 (U_0 - U_{mf}) / n$$

Estos trabajos nos muestran que el  $Db$  se ve apreciablemente influenciado por un aumento de la temperatura: para partículas grandes se incrementa y para partículas pequeñas disminuye.

## II. DESCRIPCION DEL TRABAJO EXPERIMENTAL Y RESULTADOS.

## II. DESCRIPCION DEL TRABAJO EXPERIMENTAL Y RESULTADOS

Como se mencionó en el capítulo anterior, para el diseño de un reactor de lecho fluidizado a partir de los modelos hidrodinámicos, es necesario estimar un sólo parámetro y todas las demás magnitudes como una función de él; el tamaño de burbuja.

Por otra parte, las correlaciones existentes para predecir el tamaño de burbuja nos muestran la importancia de conocer la velocidad de fluidización mínima, ya que el diámetro de burbuja es una función de esta. Por lo tanto, el trabajo experimental consiste en determinar; el diámetro de burbujas y la velocidad de fluidización mínima, no solo a temperaturas ambiente sino también a altas temperaturas, para poder simular la operación de un reactor de lecho fluidizado adecuadamente a cualquier temperatura.

Además es necesario caracterizar físicamente los sólidos utilizados en la fluidización, por lo cual el primer paso es determinar las propiedades físicas de estos.

### 2.1 Caracterización de los sólidos.

Las propiedades físicas que son necesarias determinar son las siguientes: la fracción hueca ( $\epsilon$ ), densidad del sólido ( $D_s$ ), la densidad aparente o de bulfo ( $D_p$ ) y la fracción hueca de mínima fluidización ( $\epsilon_{mf}$ ). Los métodos clásicos que se conocen para determinar estas propiedades son: desplazamiento de líquidos y el método de helio-mercurio. En este caso se utilizó una combinación de los dos métodos por no contar con helio. La fracción hueca de mínima fluidización puede ser obtenida con la siguiente expresión:

$$\epsilon_{mf} = 1 - \frac{m_p}{A_t L_{mf} D_p}$$

donde;

$A_t L_{mf}$ , es el volumen del lecho expandido a mínima fluidización, igual al producto de la sección transversal ( $A_t$ ) por la altura del lecho expandido ( $L_{mf}$ ).

Los resultados obtenidos para los distintos sólidos trabajados se muestran en la Tabla 5 (apéndice).

## 2.2 DETERMINACION DE VELOCIDADES DE FLUIDIZACION MINIMA.

La velocidad de fluidización mínima ( $U_{mf}$ ) es obtenida a partir de la gráfica de caída de presión a través del lecho ( $\Delta P$ ), en función de la velocidad superficial del gas ( $U_0$ ). Estas gráficas típicas como las que muestra en su texto Kunii & Levenspiel (10) y muchos autores más, es representada en la figura 4. De donde se obtiene la  $U_{mf}$  a partir de la intersección de las dos líneas de operación; la de lecho fijo y la de lecho fluidizado.

Gráficas similares se obtuvieron en un burbujeador de plato poroso para cuatro sólidos distintos; cobre, carbón, arena y silica gel de distintos tamaños. Para trabajar a temperaturas elevadas el burbujeador fue sumergido en un lecho fluidizado de arena (figura 5), para aprovechar las propiedades de isothermicidad y tener un mejor control de la temperatura. Además, el aire de entrada con el que se fluidizó a los distintos sólidos se precalentó a través de un serpentín inmerso en el mismo lecho de arena.

La longitud del serpentín es más de la necesaria para garantizar un calentamiento adecuado del aire y abatir las diferencias de temperatura que se presentaban en el lecho. Esto se comprobó, colocando termopares en distintos puntos del lecho y obteniéndose diferencias de temperatura menores a  $10^{\circ}\text{C}$ .

El burbujeador de plato poroso es un lecho cilíndrico de vidrio pyrex de 12 cm. de diámetro y 9 de altura.

La  $\Delta P$  se midió en un manómetro diferencial de tipo U con agua.

Para realizar una corrida es necesario dejar estabilizar el lecho por más de 4 horas, sobre todo a altas temperaturas. Durante el periodo de estabilización se mantienen los flujos de aire (del baño de temperatura y del lecho inmerso) constantes y se mide la temperatura del lecho en el registrador del termopar.

Cada corrida se repite por lo menos tres veces y se obtuvo la media de estos resultados como valor representativo del experimento.

Los resultados obtenidos se muestran en la figura 6.

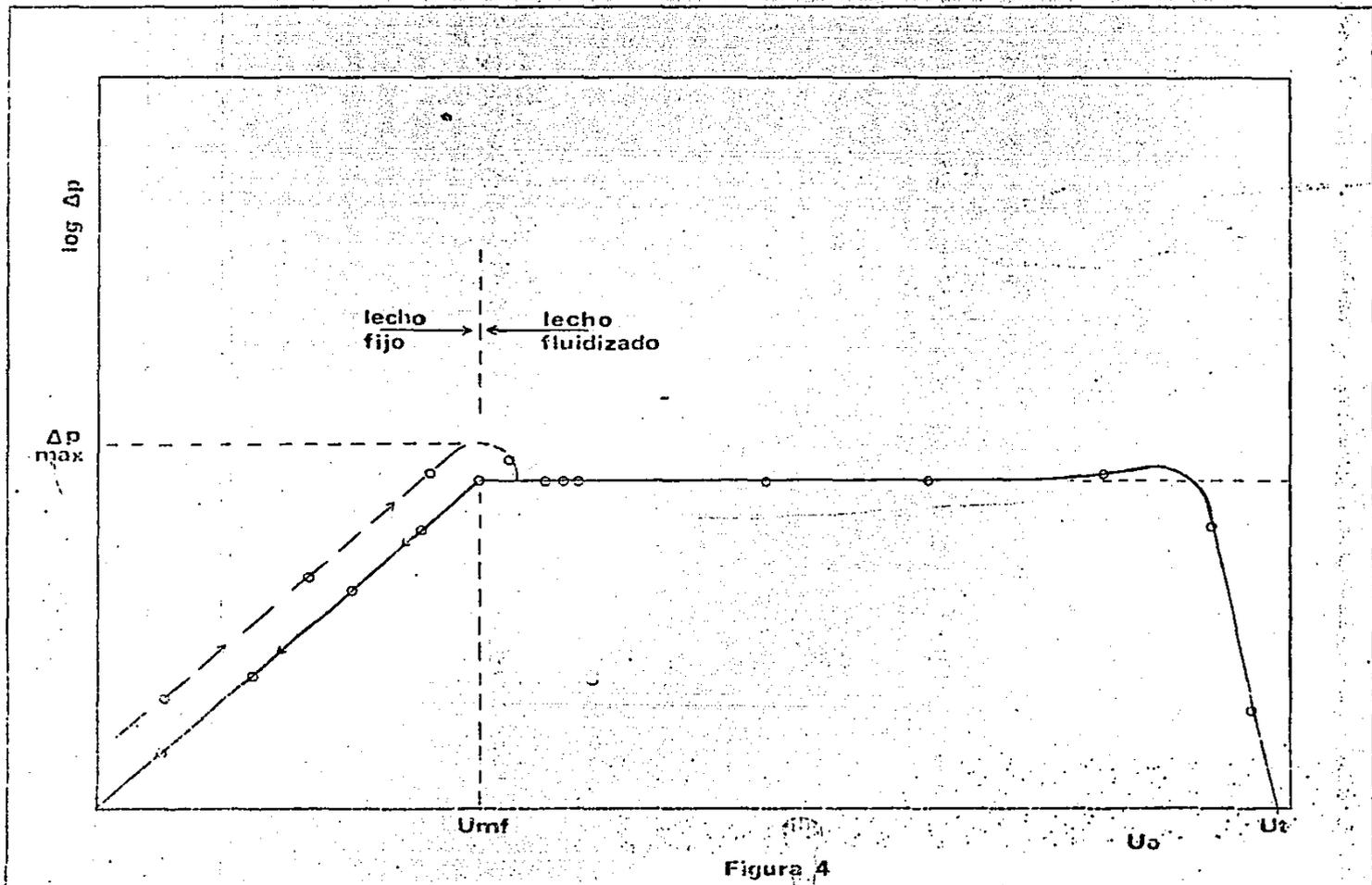


Figura 4

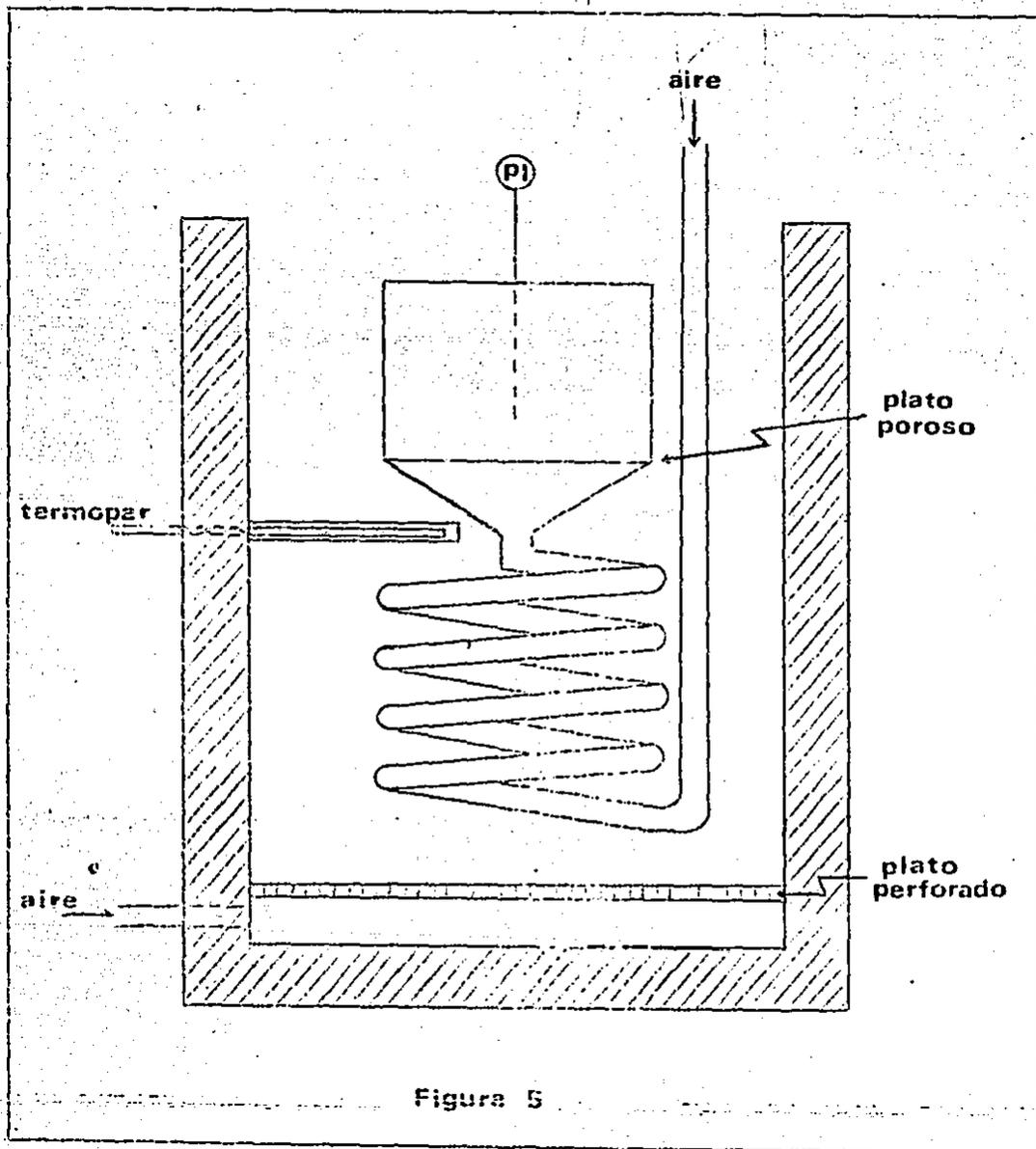


Figura 5

flujo volumétrico  $\times 10^{-3}$  en cc/min

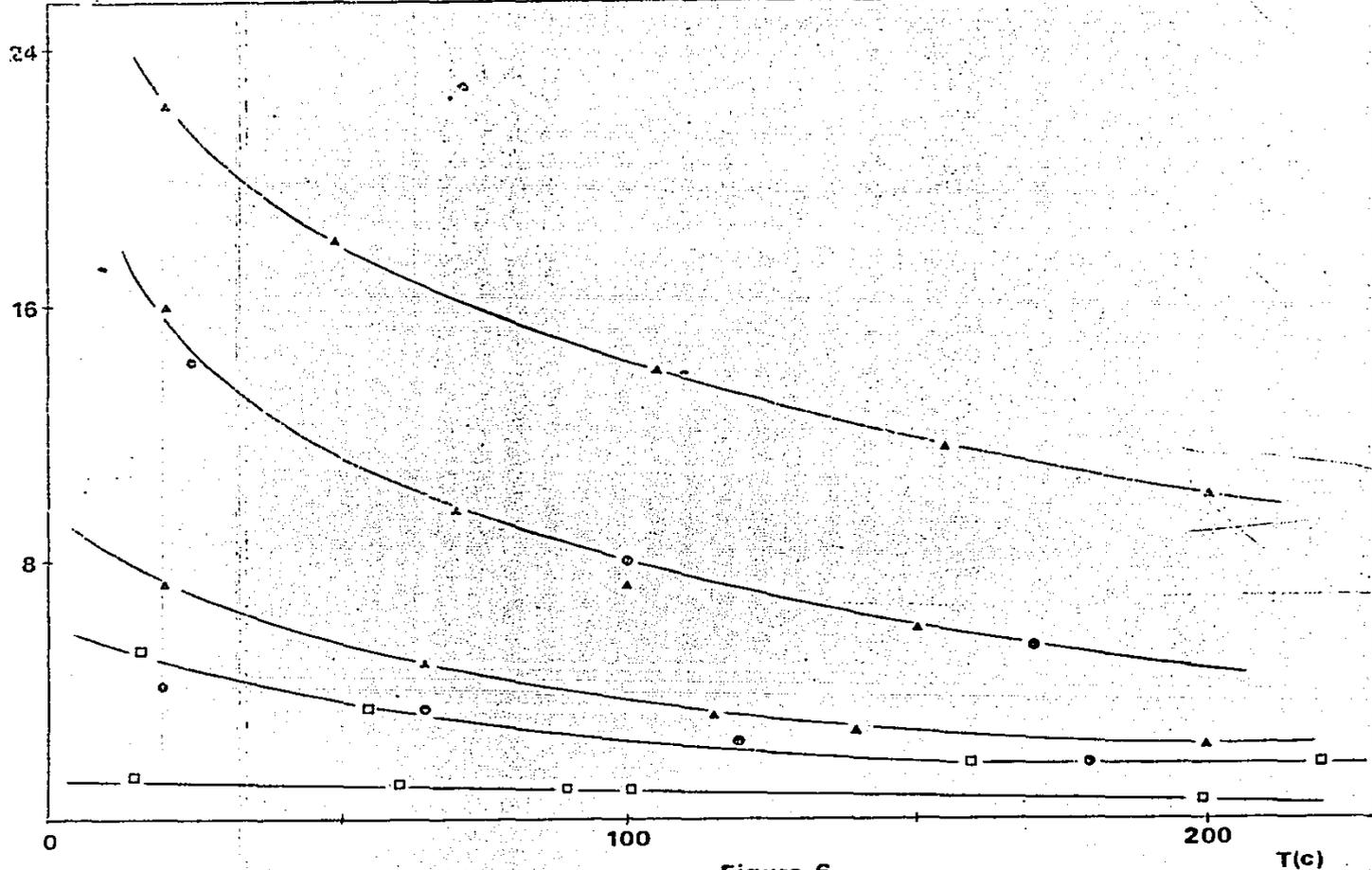


Figura 6

T(c)

### 2.3 ESTIMACION DE DIAMETRO DE BURBUJAS.

Para evaluar el tamaño de burbujas con el método propuesto por Viswanathan & Subba Rao (sección 1.3), se midió la caída de presión a distintas alturas a través del lecho para sílica gel de 0.35 mm. de diámetro, los resultados obtenidos para una  $U_0$  de 8.33 cm/s se muestran en la figura 7. La figura 7 nos muestra que la caída de presión a través del lecho depende linealmente con la altura. Con estos resultados se evalúa  $D$  a distintas alturas del lecho fluidizado, por medio de las pendientes de las gráficas de  $\Delta P$  en función de la altura a través del lecho para distintos valores de  $U_0$ . Con los resultados anteriores se obtuvo el diámetro de burbuja para distintas alturas del lecho y distintas  $U_0$ . Estos, se presentan en la tabla 6, junto con los valores que predicen las correlaciones de Geldart y la de Kato & Wen.

Además, se tomaron fotografías y película cinematográfica sobre un lecho bidimensional (figura 8) para; cobre, carbón y sílica gel. Las dimensiones de este lecho fueron el resultado de la construcción de muchos, con el objeto de poder observar visual y fotográficamente la formación y evolución de las burbujas a través del lecho hasta su erupción. El lecho se hizo de acrílico transparente incluyendo los platos distribuidores, que son platos perforados de 1/16" de diámetro de orificio y 1 cm. de pitch. En este plato se obtuvo la mejor distribución del aire a través del lecho.

Con cientos de fotografías se midió el diámetro de burbuja a distintas alturas del lecho y se hizo un tratamiento estadístico de los datos, que es una distribución normal de la cual se obtuvo su desviación estandar y se reportan los valores de la media obtenida. De estos resultados se observó una dependencia lineal con la altura del lecho, por lo cual se correlacionaron por el método de mínimos cuadrados y todos los resultados obtenidos a temperatura ambiente se muestran en la tabla 7.

A temperaturas mayores se fotografió la parte superior del lecho burbujeador de alta temperatura (vista aérea) y se midió el  $D_b$  de erupción. Los resultados obtenidos se muestran en la sección 3.2.1.

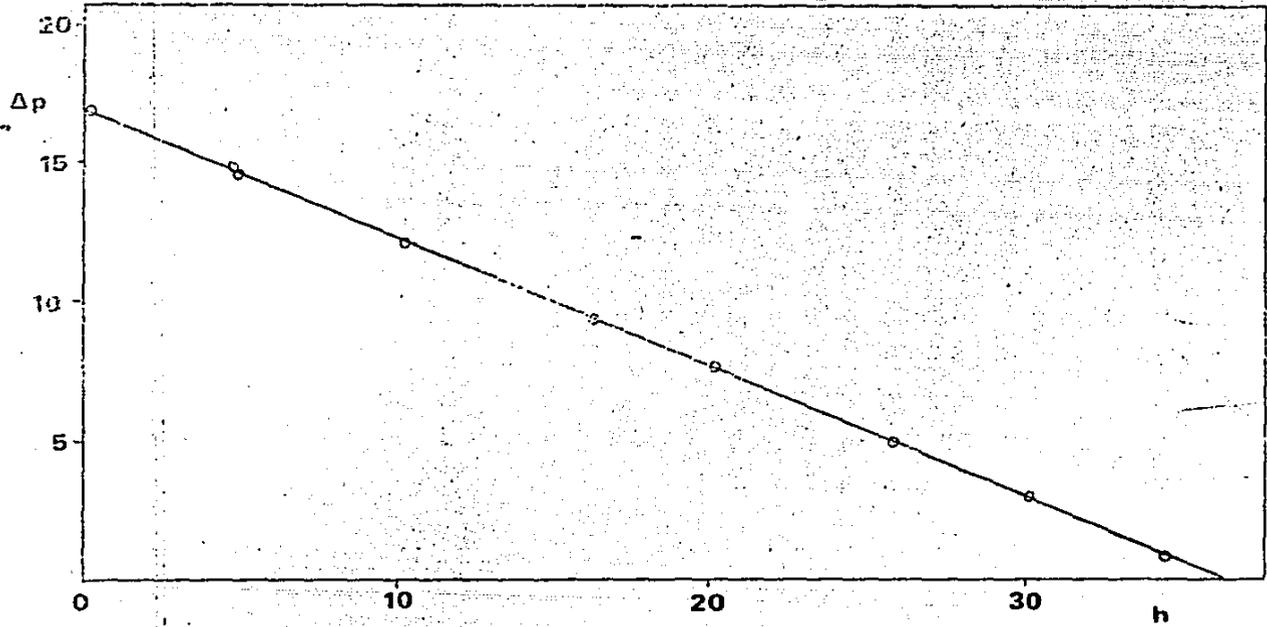


Figura 7

TABLA 6

Diámetros de burbuja en función de la altura del lecho.

-Para $U_0 = 4.91$ cm/s				
h	(1)	(2)	(3)	(4)
5	0.000	0.475	0.631	1.08
10	0.000	0.545	0.983	1.30
15	0.000	0.632	1.33	1.50
20	0.000	0.719	1.68	1.74
25	0.000	0.807	2.03	1.96
30	0.000	0.894	2.38	2.18
-Para $U_0 = 8.33$ cm/s				
h	(1)	(2)	(3)	(4)
5	0.000	1.28	2.40	2.00
10	0.004	1.78	2.99	2.42
15	0.015	2.29	3.59	2.84
20	0.028	2.79	4.19	3.24
25	0.042	3.29	4.78	3.66
30	0.056	3.79	5.38	4.09
35	0.071	4.29	5.97	4.51
-Para $U_0 = 11.75$ cm/s				
h	(1)	(2)	(3)	(4)
5	0.014	1.88	4.17	2.96
10	0.057	2.78	5.01	3.61
15	0.102	3.67	5.85	4.26
20	0.144	4.57	6.69	4.91
25	0.184	5.46	7.53	5.56
30	0.222	6.36	8.37	6.21
35	0.257	7.25	9.21	6.86

- (1) Predicción por el método de Viswanathan & Subba Rao.  
 (2) Correlación de Geldart.  
 (3) Correlación de Cooke o Kato & Wen.  
 (4) Datos experimentales ( técnica fotográfica ).

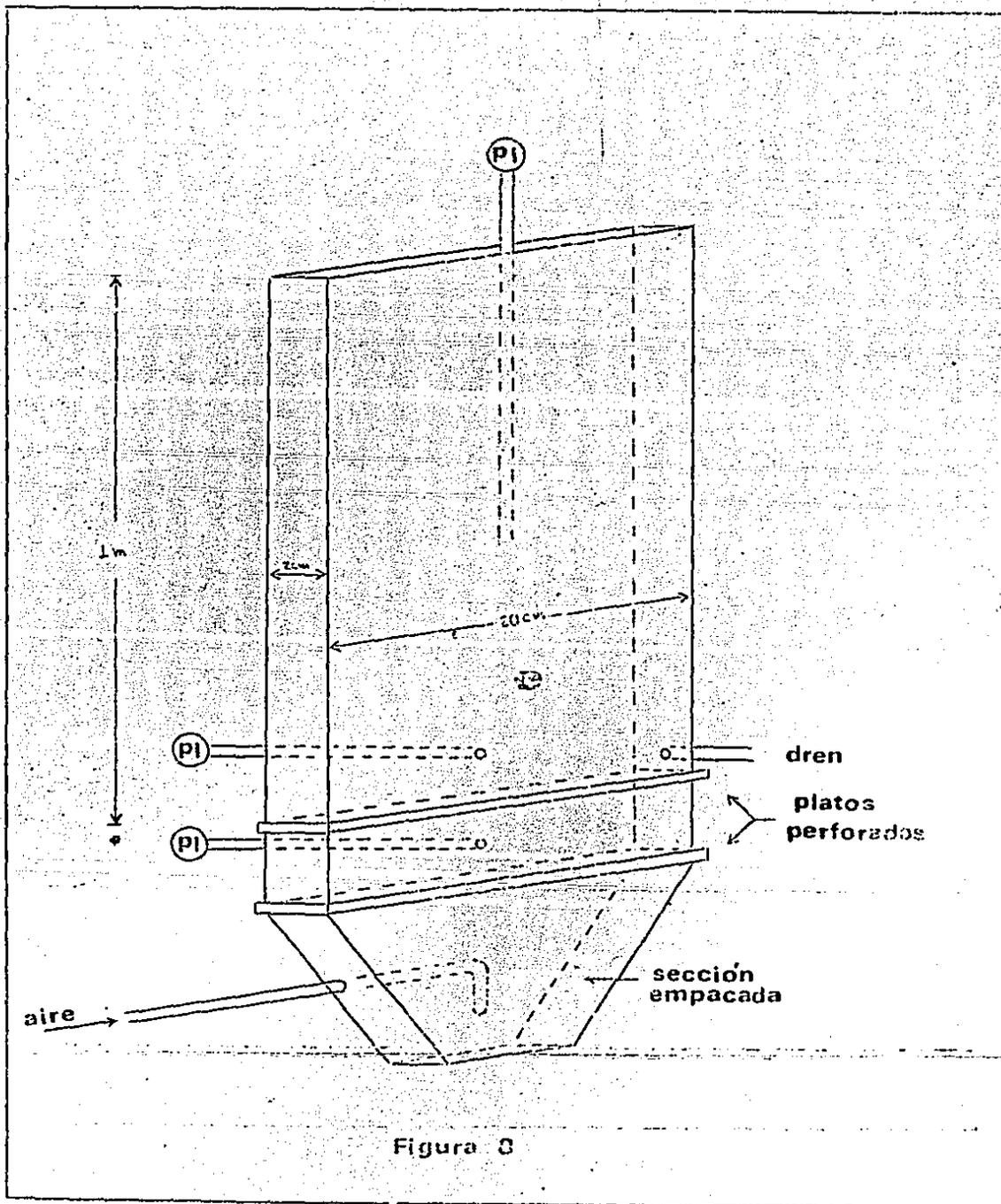


Figura 3

TABLA 7  
Diámetros de burbuja en función de la altura del lecho.

-Para sílica gel de 0.35 mm de diámetro		
U <sub>0</sub>	U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	
4.91	1.85	Db = 0.8637 + 0.0439 h
5.77	2.18	Db = 1.0449 + 0.0543 h
6.62	2.50	Db = 1.2244 + 0.0638 h
8.33	3.14	Db = 1.5851 + 0.0837 h
-Para sílica gel de 0.13 mm de diámetro		
U <sub>0</sub>	U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	
1.29	1.9	Db = 0.39 + 0.0128 h
1.394	2.05	Db = 0.4132 + 0.0207 h
1.63	2.4	Db = 0.4654 + 0.0218 h
-Para carbón de 0.4 mm de diámetro		
U <sub>0</sub>	U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	
10.35	1.25	Db = 0.6523 + 0.0528 h
15.65	1.89	Db = 1.0541 + 0.1587 h
-Para carbón de 0.21 mm de diámetro		
U <sub>0</sub>	U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	
3.31	1.54	Db = 0.5049 + 0.0318 h
6.13	2.85	Db = 0.8132 + 0.0999 h
-Para cobre de 0.22 mm de diámetro		
U <sub>0</sub>	U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	
10.0	1.21	Db = 0.5092 + 0.0419 h
14.18	1.71	Db = 0.9706 + 0.1942 h
-Para cobre de 0.12 mm de diámetro		
U <sub>0</sub>	U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	
6.82	1.78	Db = 0.7532 + 0.0736 h
11.56	3.02	Db = 1.0817 + 0.1698 h

### III. DISCUSION DE RESULTADOS.

### III. DISCUSION DE RESULTADOS

En este capitulo discutiremos los resultados que se obtuvieron y fueron presentados en el capitulo anterior.

Primero analizaremos el efecto de la temperatura sobre la velocidad de fluidización minima. Después, el cálculo del diámetro de burbuja a través del lecho, tanto a temperatura ambiente como a altas temperaturas y finalmente, haremos uso de los modelos hidrodinámicos para analizar el efecto de la velocidad de fluidización minima, el diámetro de burbuja y la temperatura, sobre la predicción de la conversión en un reactor de lecho fluidizado.

#### 3.1 Efecto de la temperatura sobre la velocidad de fluidización minima.

En las figuras 9 a la 12, se comparan los resultados experimentales con las correlaciones de; Babu, Broughton y Wen & Yu. Las correlaciones de McKay & McLain y la de Goroshko predicen valores mucho mayores, por lo que no se presentan en estas figuras. Aunque la correlación de Babu es sensible a la temperatura, predice valores mayores en un 100% que los experimentales. Las correlaciones de Broughton y Wen & Yu son poco sensibles a la temperatura y no son adecuadas.

Las ecuaciones propuestas por Goroshko y McKay & McLain son altamente sensibles al valor de  $Emf$  usado, como se habia mencionado con anterioridad. Esto se puede apreciar claramente en la figura 13, donde se presenta el efecto de la predicción de la  $Umf$  al variar el valor de  $Emf$  de 0.4 a 0.6 y a 0.8. En esta figura se observa que al variar la  $Emf$  de 0.4 a 0.6, el valor de la  $Umf$  se incrementa en un 50%.

Por lo tanto, si la  $Emf$  estimada experimentalmente ha sido mal evaluada, la predicción teórica es poco confiable. Con objeto de corroborar lo anterior, los resultados experimentales se trataron de predecir dejando la  $Emf$  como parámetro de ajuste, obteniendose valores incongruentes con el valor experimental observado.

Para ajustar los resultados experimentales obtenidos para los diferentes sólidos, se propuso una corrección a la ecuación de Broughton (ec. 14 sec. 1.2). Debido a que los resultados experimentales (figura 6) muestran una disminución logarítmica de la  $U_{mf}$  con la temperatura. La corrección que se propuso es la siguiente

$$U_{mf} = \frac{dp^2 g D_s}{C U_g} (1 + B \log (T_o/T)) \quad (6)$$

donde,  $T_o$  es la temperatura ambiente a la cuál se evalúa  $C$ , en grados Kelvin.

Se propuso además, que  $B$  es una función del diámetro de partícula y la densidad del sólido, y se hizo un tratamiento estadístico de los datos, con los cuales se obtuvo que el valor de  $B$  es proporcional al diámetro de partícula a la 0.5 e independiente de la densidad del sólido, de tal forma que

$$B = K dp^{0.5} \quad (7)$$

Un valor de la constante de proporcionalidad ( $K$ ) de 16.5 más menos 1.5, ajusta razonablemente los resultados experimentales para los cuatro sólidos, a las temperaturas utilizadas en este estudio. La ecuación propuesta quedaría

$$U_{mf} = \frac{dp^2 g D_s}{C U_g} (1 + 16.5 dp^{0.5} \log(T_o/T)) \quad (8)$$

En las figuras 14 a la 17 se comparan los resultados experimentales, para todos los sólidos, con la predicción de la corrección propuesta. Se puede observar que ésta representa los datos experimentales razonablemente.

Las figuras 18, 19, 20 y 21 muestran los residuos de la  $U_{mf}$ , obtenidos de la forma siguiente

$$\text{Residual} = U_{mf}(\text{calc}) - U_{mf}(\text{exp}) \quad (9)$$

donde  $U_{mf}(\text{exp})$  son los resultados experimentales y  $U_{mf}(\text{calc})$  son los valores estimados por las distintas correlaciones usadas.

En dichas figuras se puede observar que la correlación propuesta ajusta mejor los datos experimentales, de tal manera que sus residuales son menores en todo el intervalo de temperaturas, para cada uno de los cuatro sólidos estudiados. Se observa también que en general las correlaciones existentes tienen una tendencia positiva, lo que indica una deficiencia en el modelo planteado.

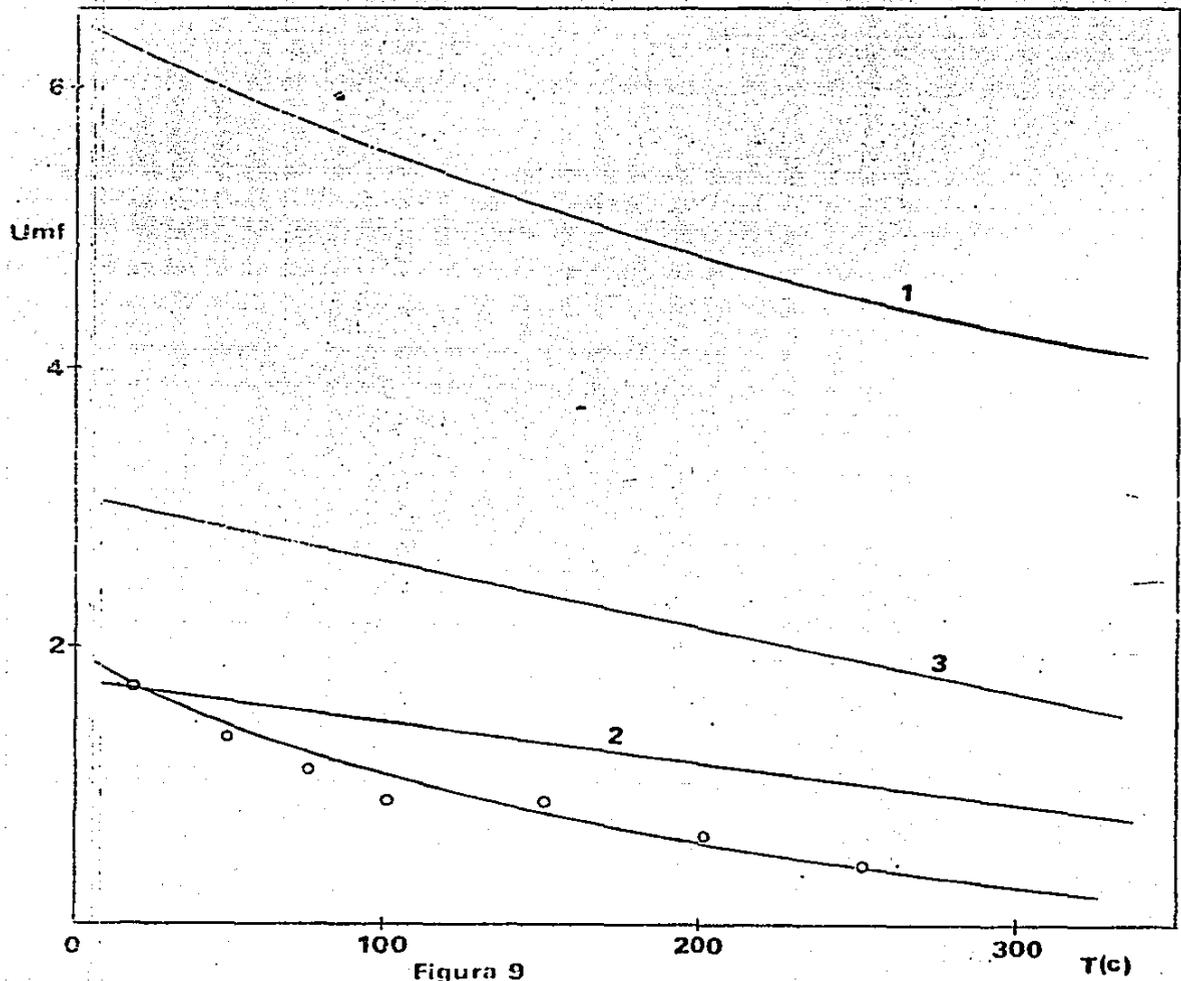


Figura 9

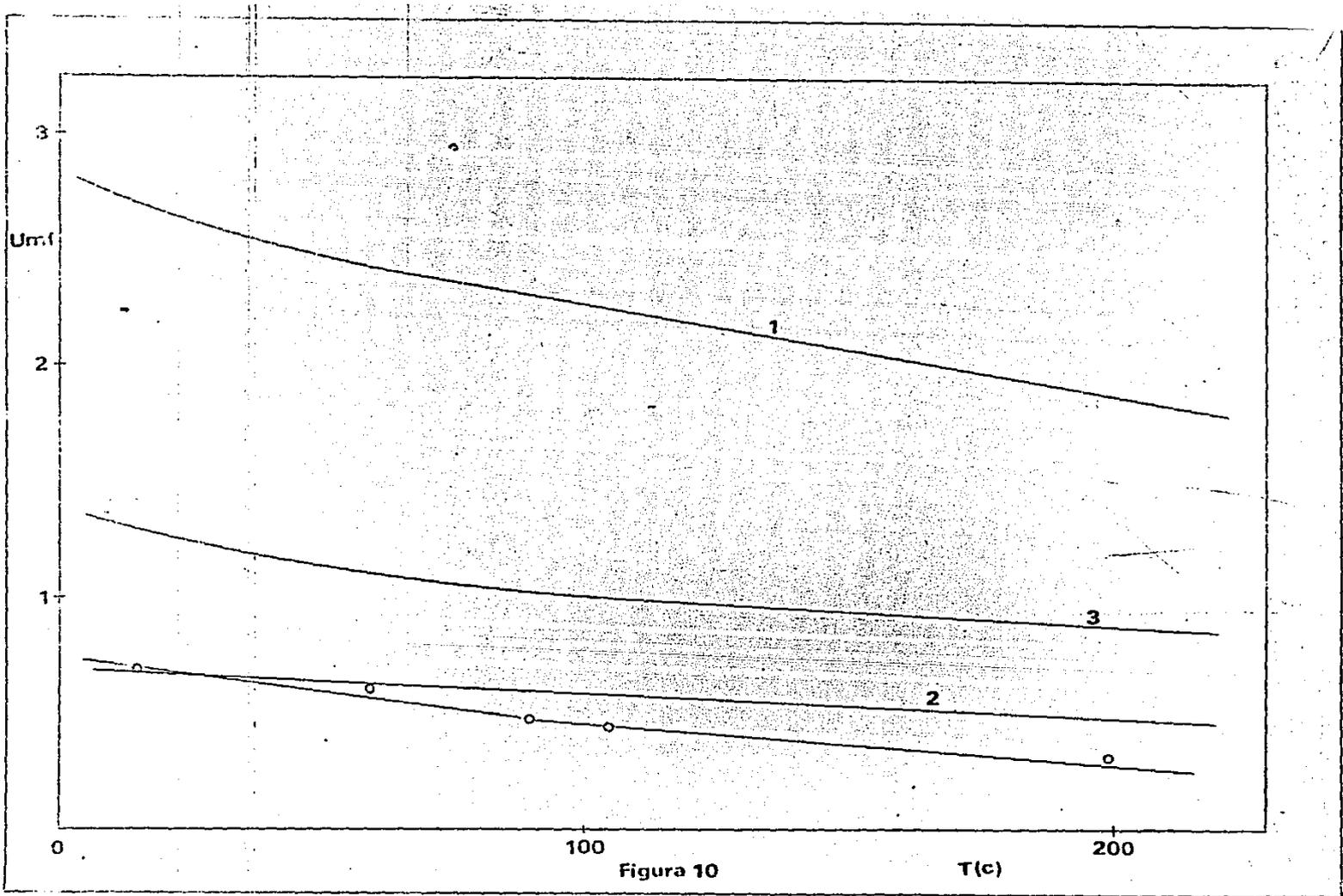


Figura 10

T(c)

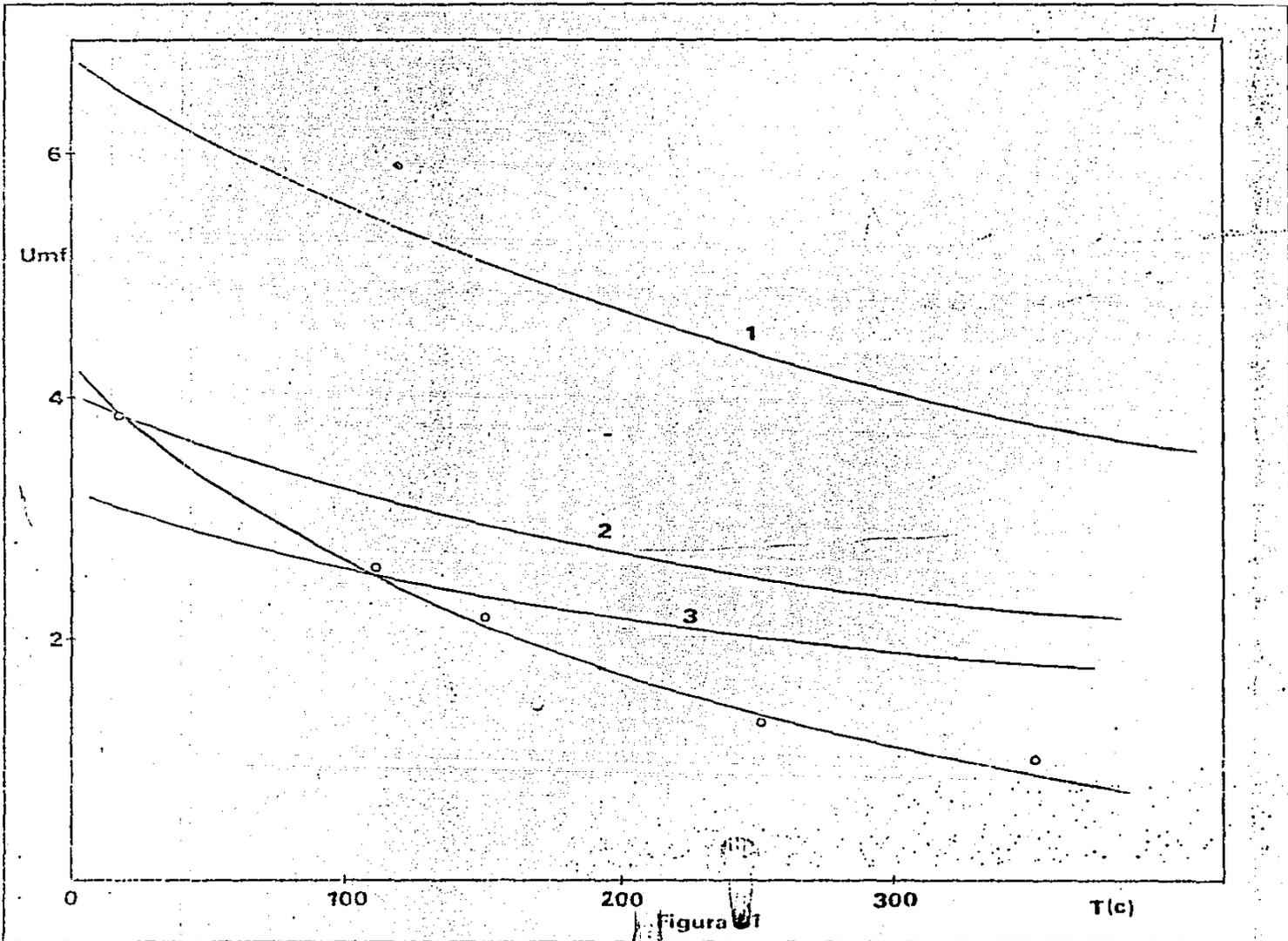


Figura 27

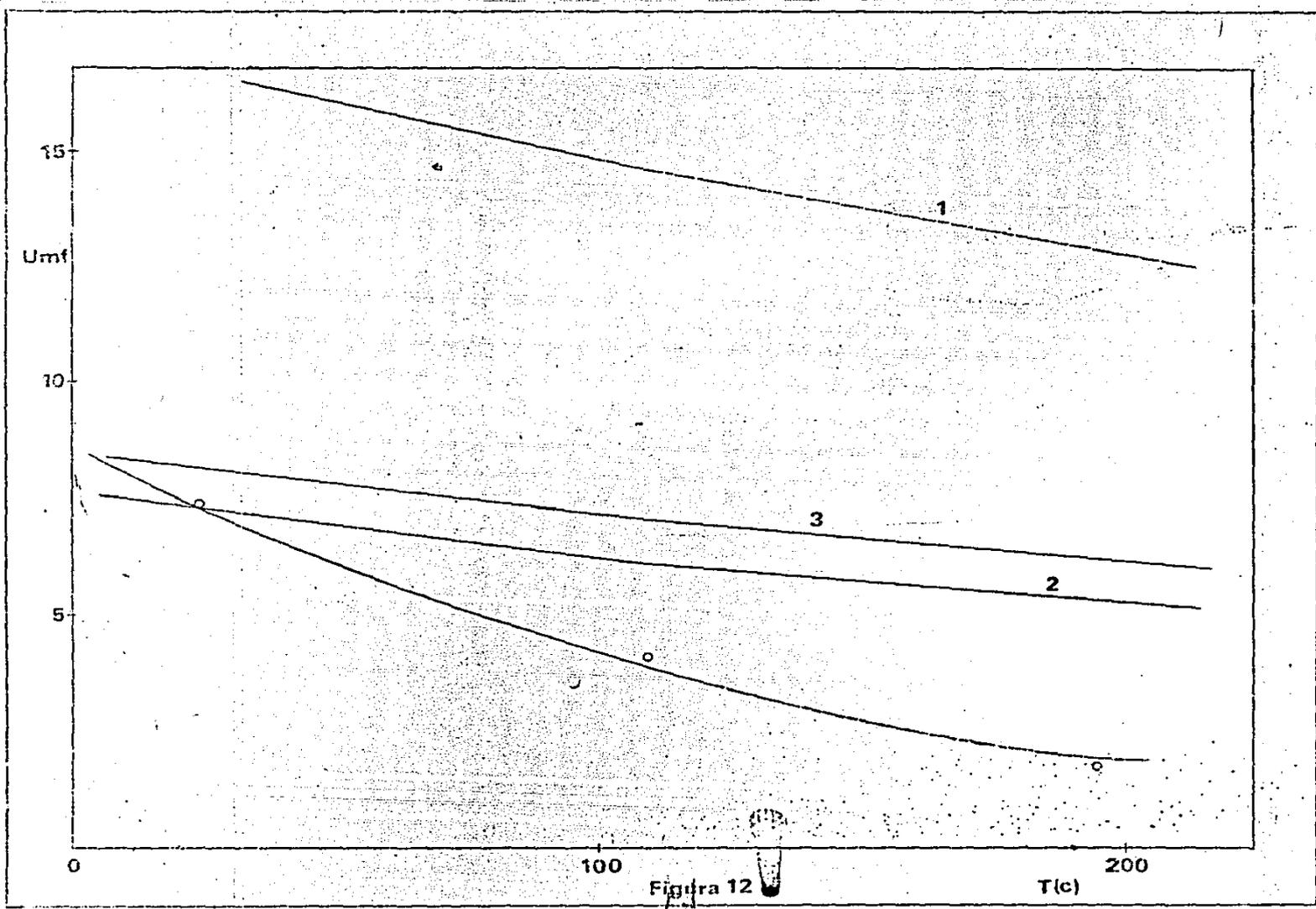


Figura 12

T(c)

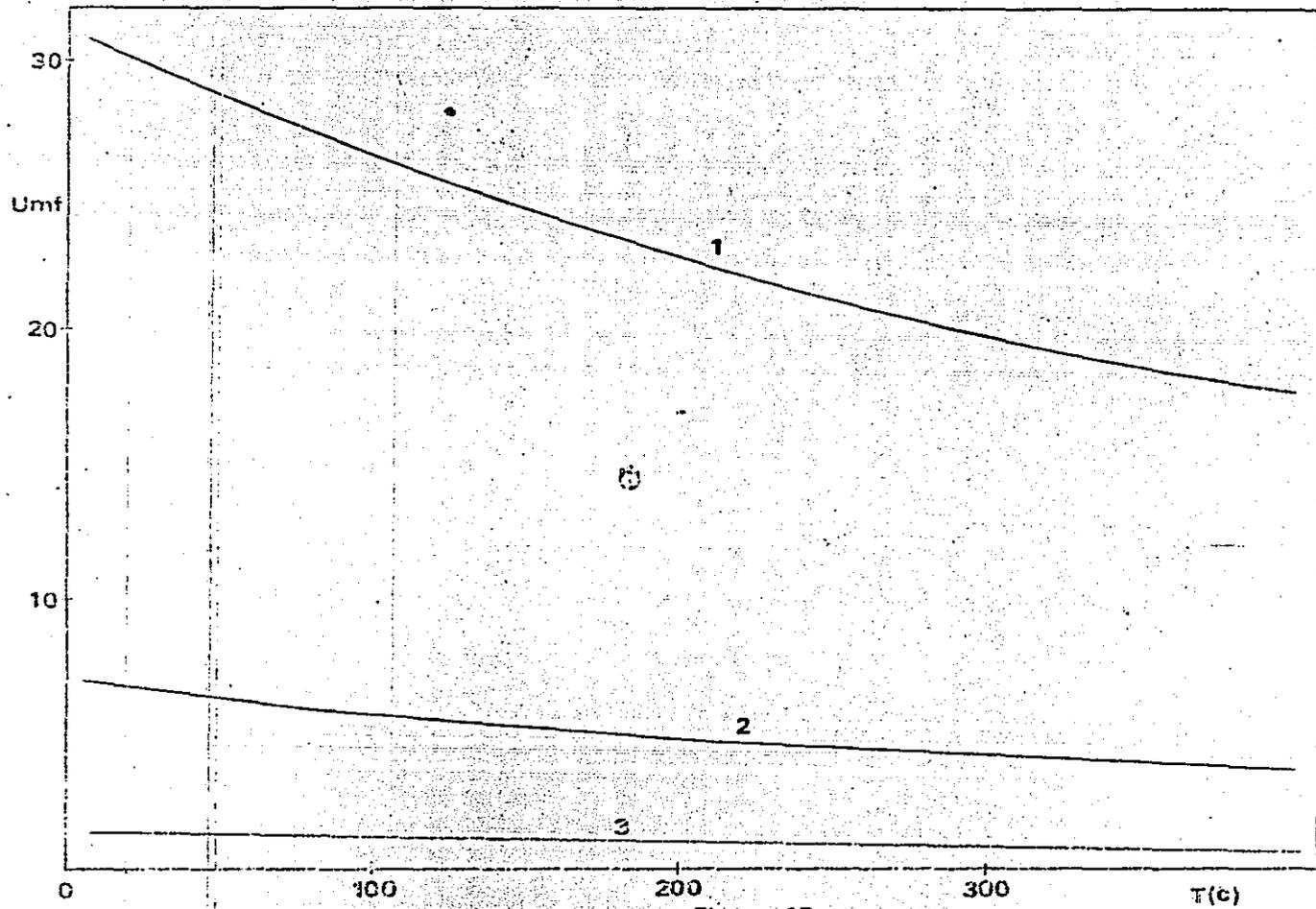


Figura 13

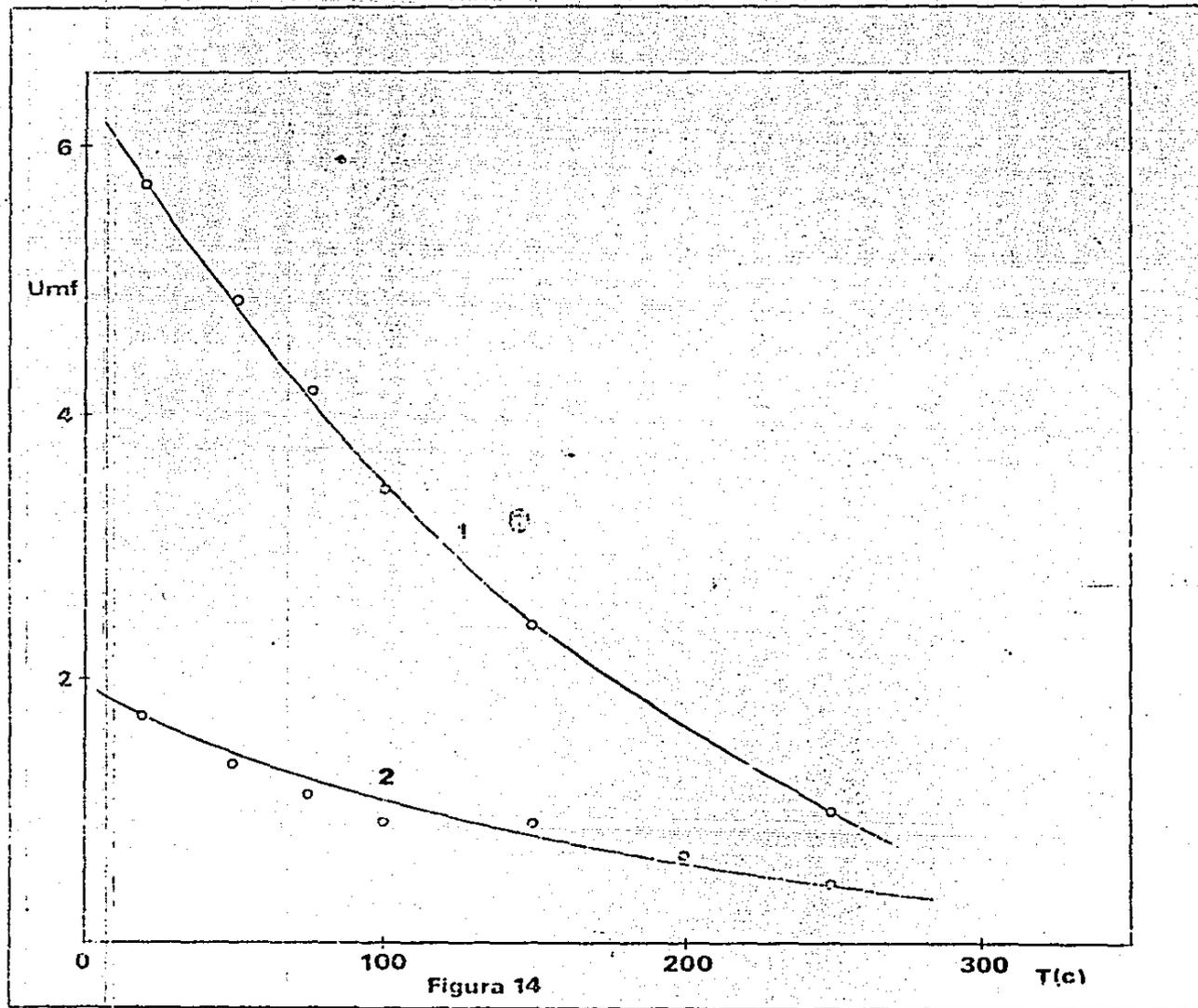


Figura 14

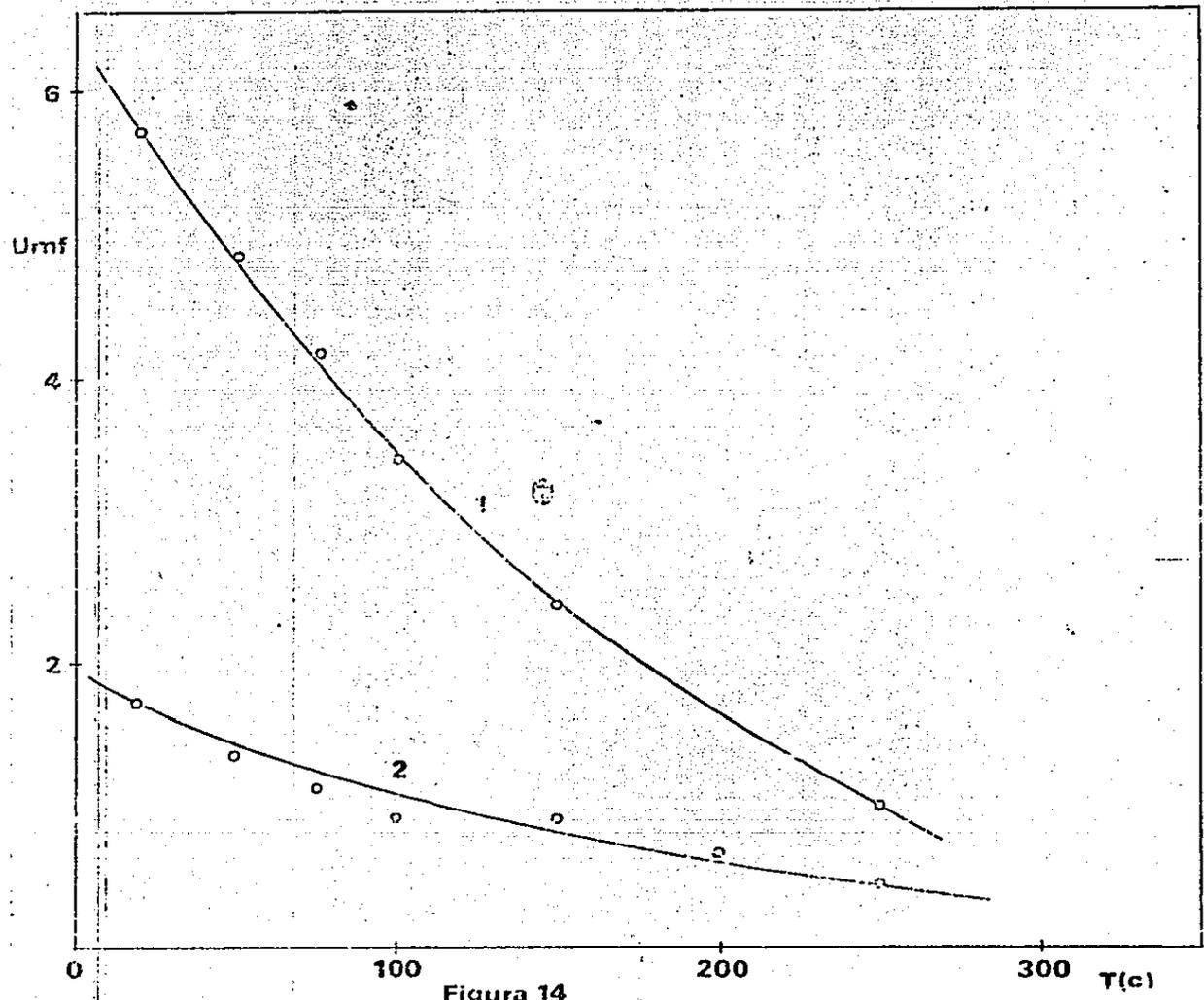


Figura 14

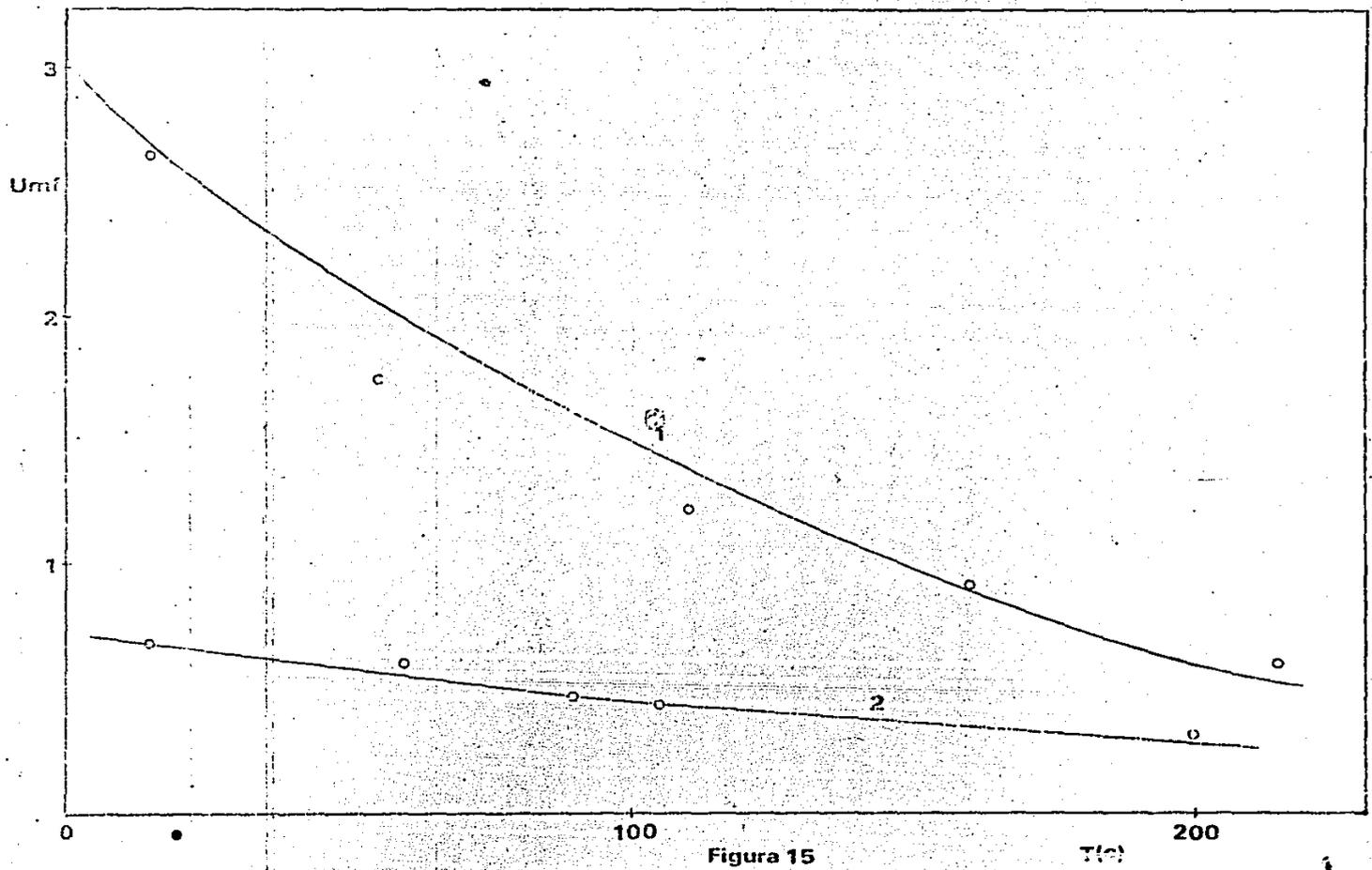


Figura 15

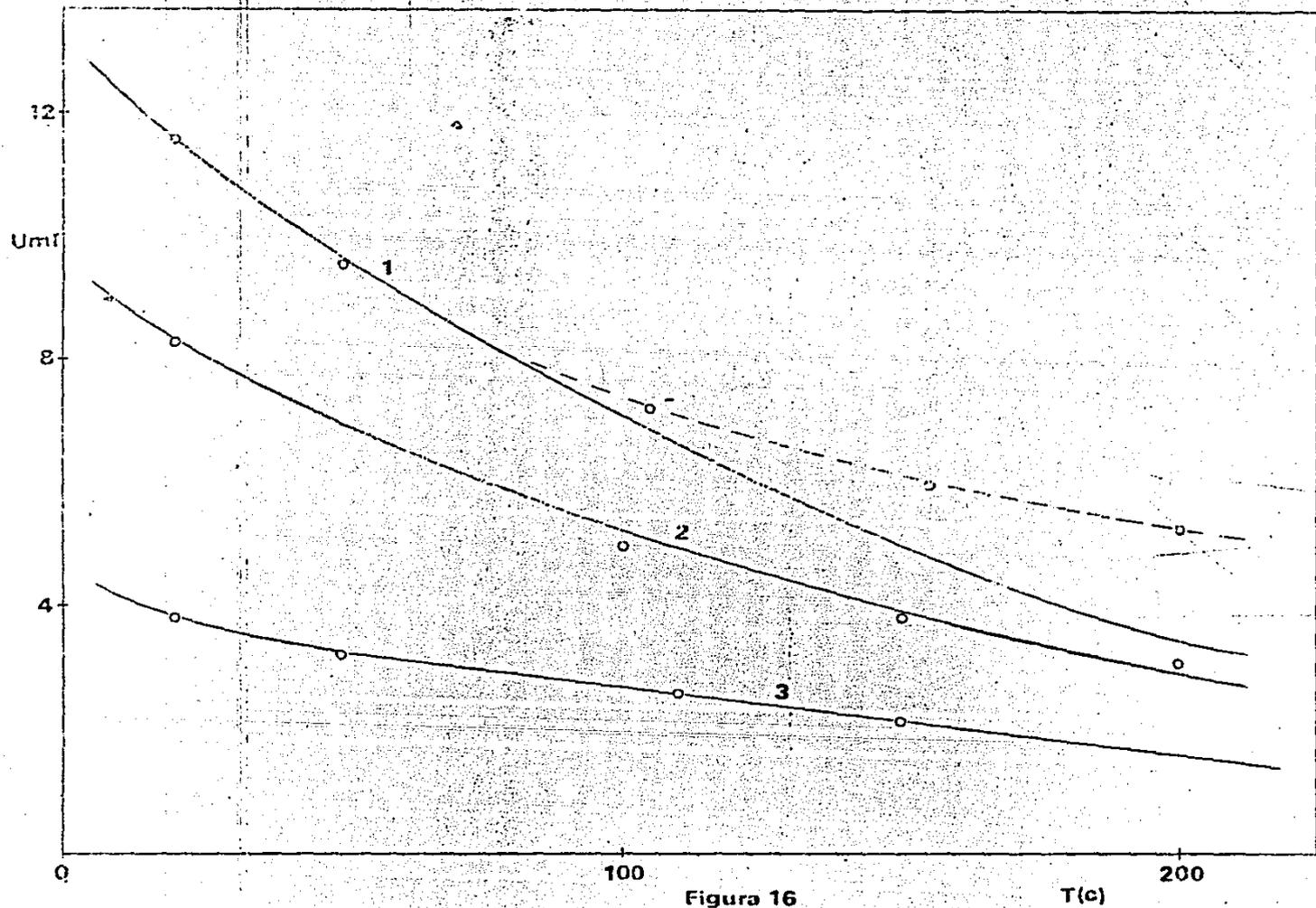


Figura 16

T(c)

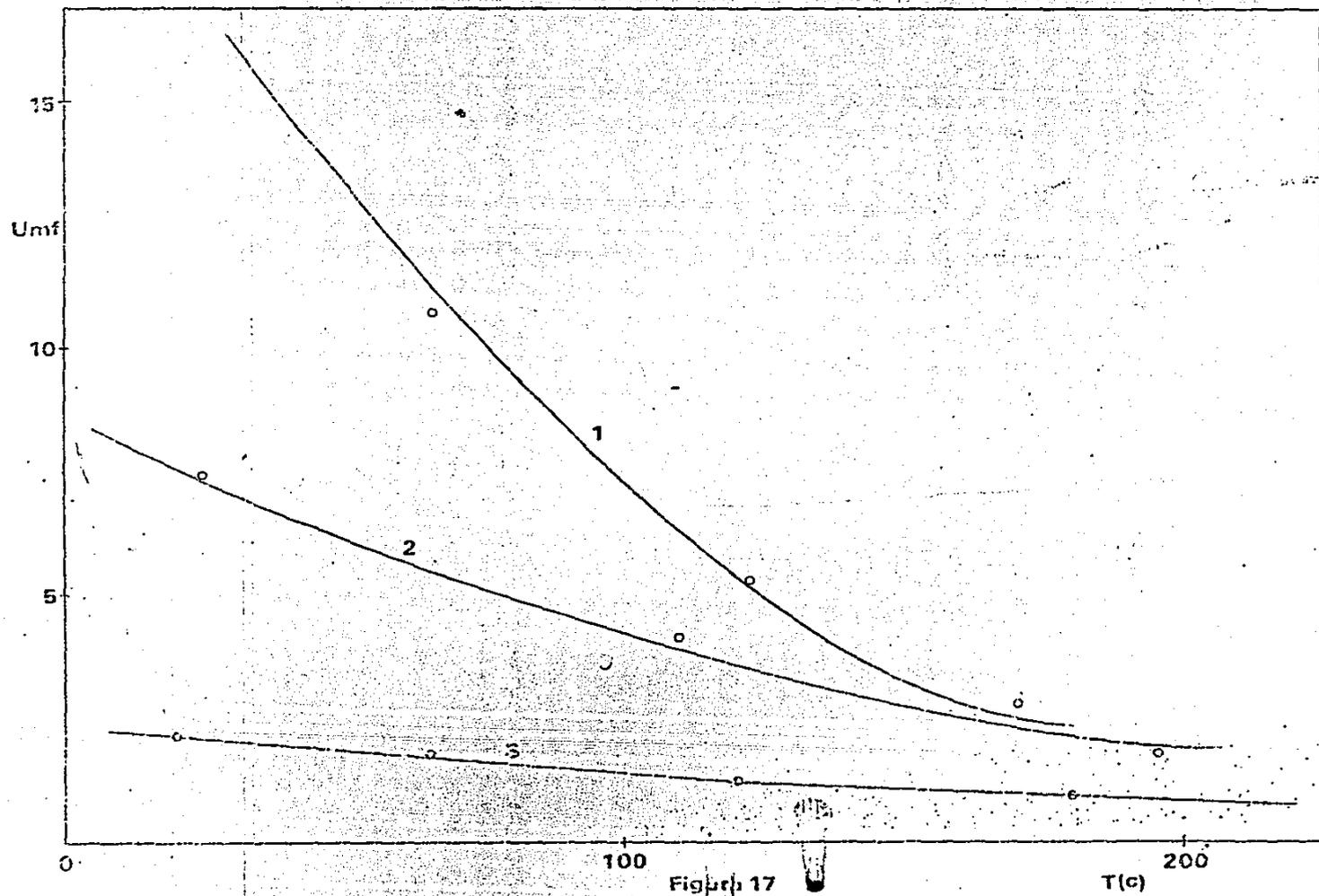


Figure 17

$T(c)$

FIGURA 18

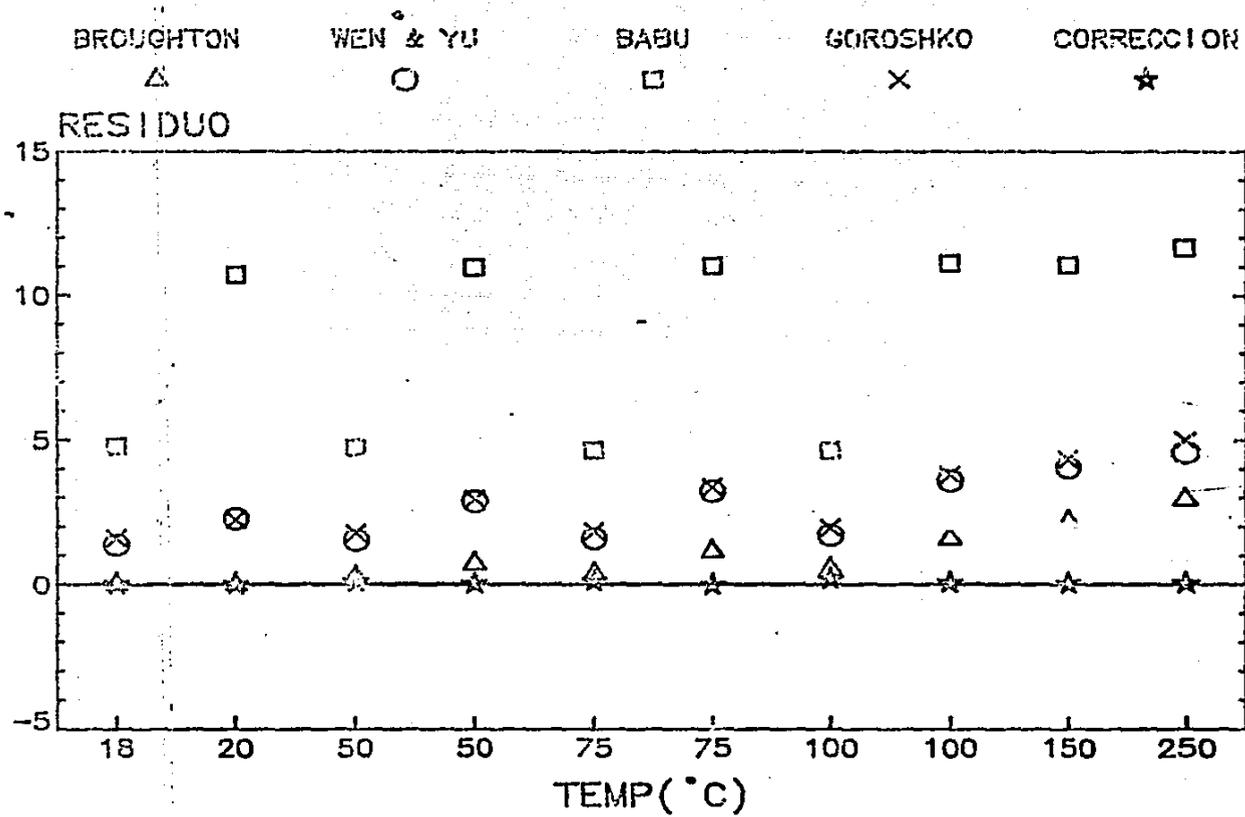


FIGURA 19

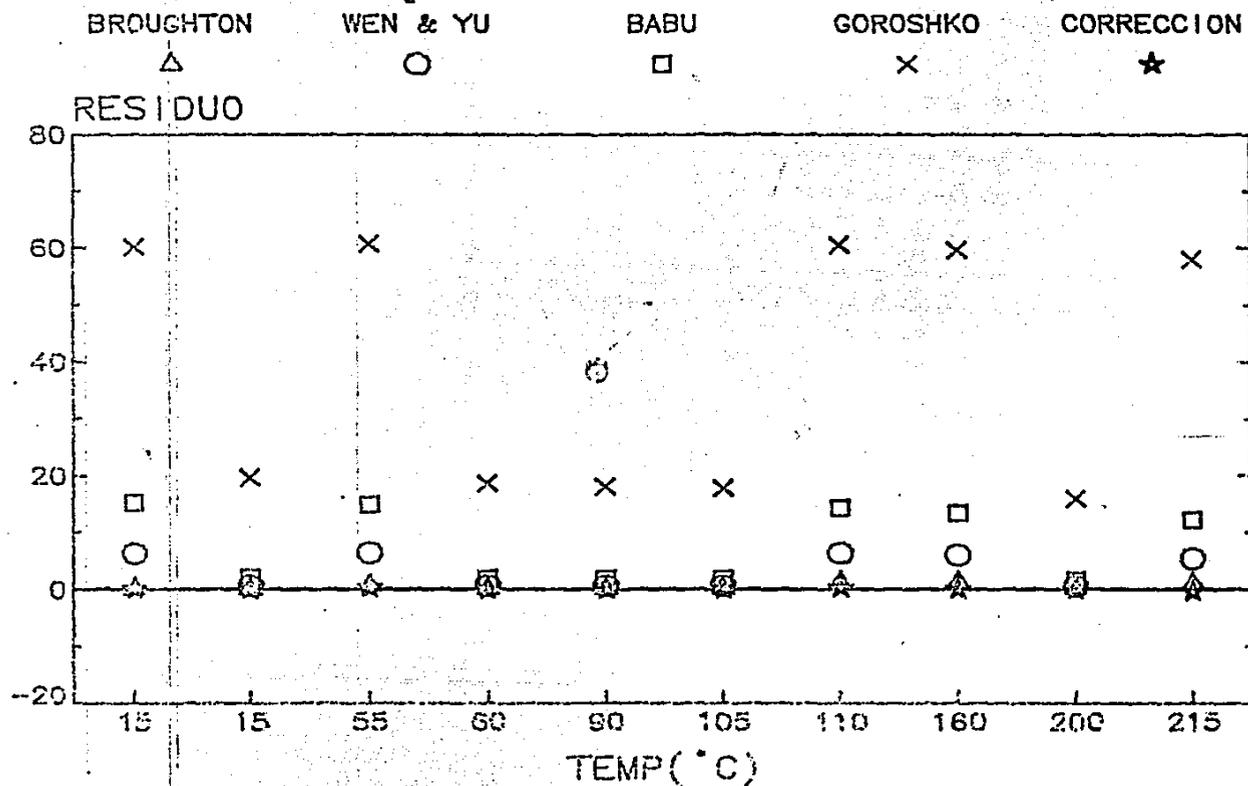
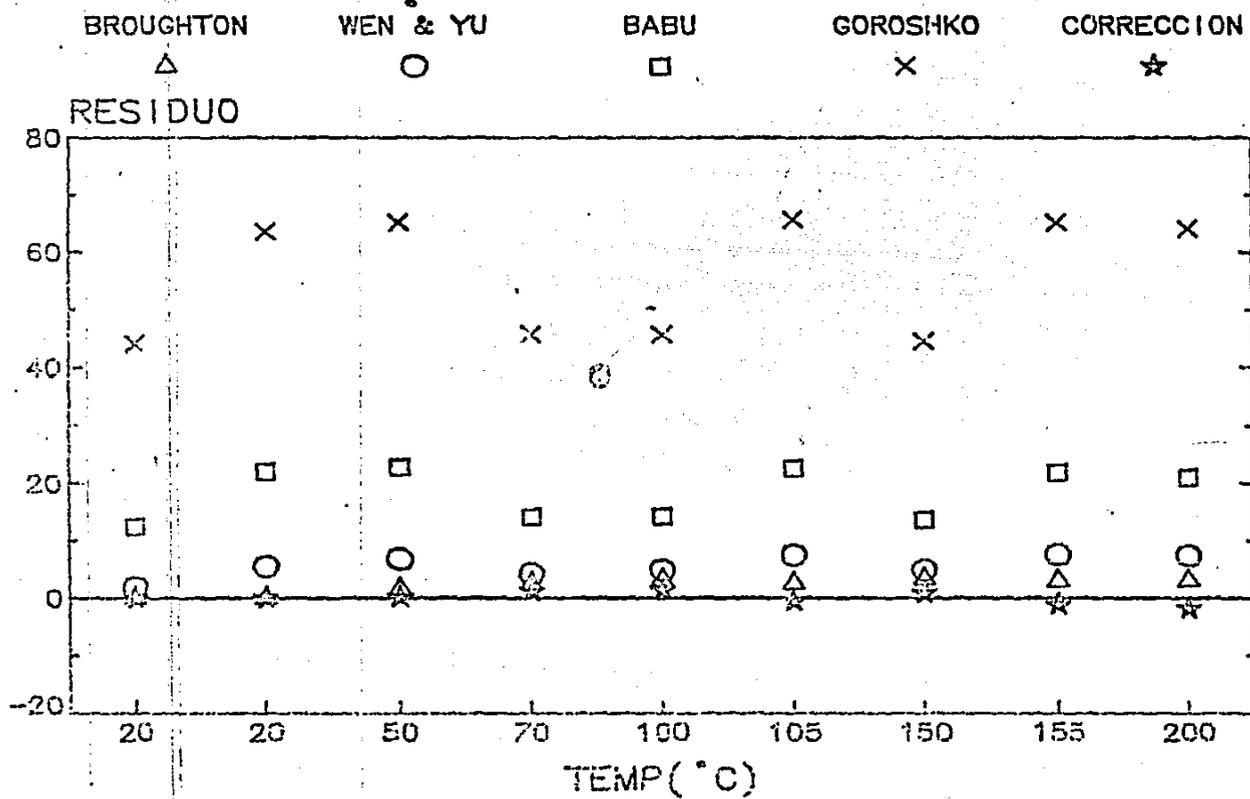
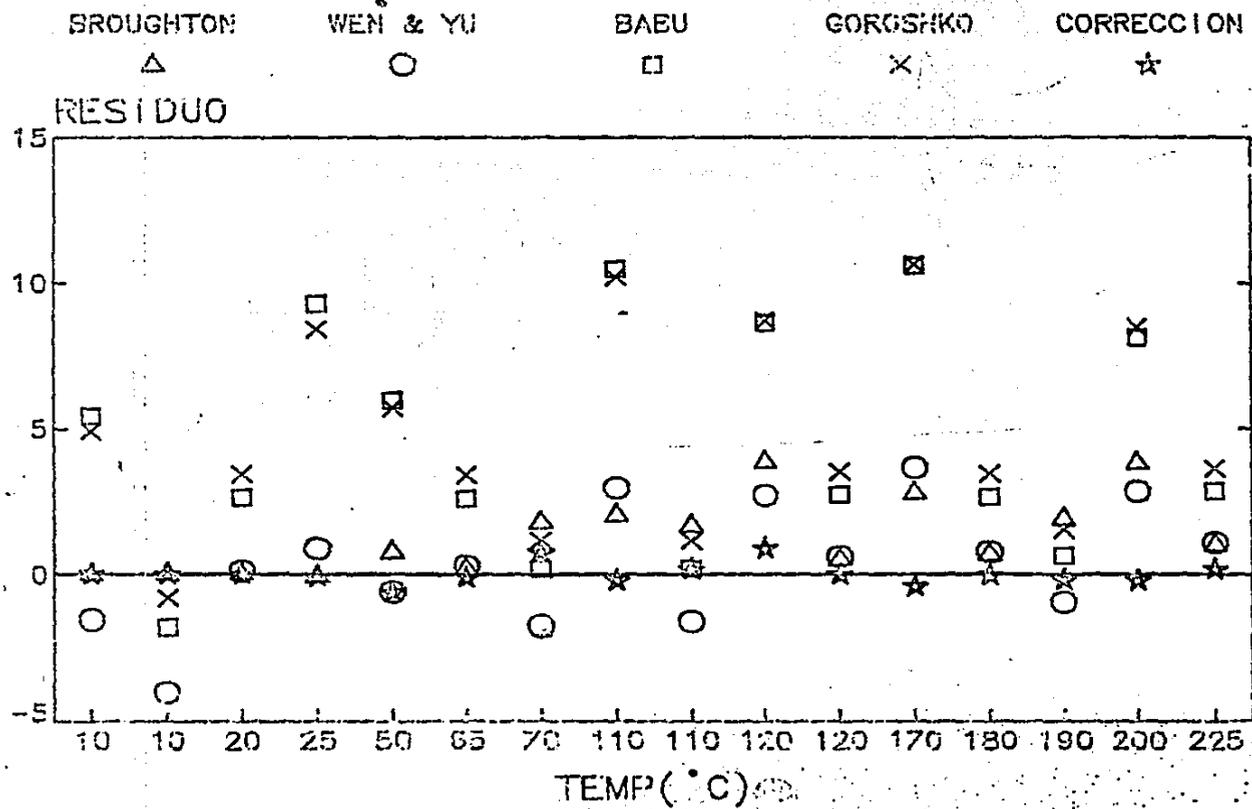


FIGURA 20



# FIGURA

21



### 3.2 ESTIMACION DE DIAMETROS DE BURBUJA

En la estimación del diámetro de burbuja (Db) hay que distinguir dos tipos: el Db promedio o equivalente y el Db puntual. El primero de ellos es utilizado en los modelos de Davidson & Harrison (D&H) y de Kunii & Levenspiel (K&L). El Db puntual es utilizado en el modelo de ensamblaje de burbujas (MEB), donde el Db es estimado para cada compartimiento, y cada compartimiento tiene una altura igual al Db. En el primer caso se considera sólo un Db promedio a través de todo el lecho.

En el modelo de D&H (sec. 1.1) se supone que el aumento en la altura del lecho (Hmf - Ho), con respecto a su valor estático, no fluidizado Ho, se debe al aumento total de burbujas en el lecho:

$$N V Hmf = Hmf - Ho$$

de donde se puede estimar la altura del lecho expandido, conociendo el Db promedio:

$$Hmf = \frac{.711 Ho (g Db)^{0.5}}{.711 (g Db)^{0.5} - (Uo - Umf)}$$

o viceversa; si se conoce la altura del lecho expandido para una Uo dada, el Db equivalente a través del lecho se puede estimar de acuerdo con la siguiente expresión

$$Db = \frac{1}{g} \left( \frac{Hmf (Uo - Umf)}{.711 (Hmf - Ho)} \right)^2$$

Para tal efecto, se estimó experimentalmente la expansión del lecho en función de Uo en el lecho bidimensional, teniendo una altura estática de 33 cm. con silica gel de 0.35 mm. de diámetro. Los resultados obtenidos se muestran en la figura 22.

A partir de los resultados de la figura 22 se obtuvo el Db promedio en función de la relación (Uo/Umf) de la ecuación de D&H, para ser comparados con el Db máximo estable (Dbm) que predice Mori & Wen (18) para lechos fluidizados:

$$Dbm = 0.652 \left( At \left( \frac{Uo - Umf}{Umf} \right)^{0.4} - 1 \right) \left( \frac{Uo}{Umf} \right)^{0.4}$$

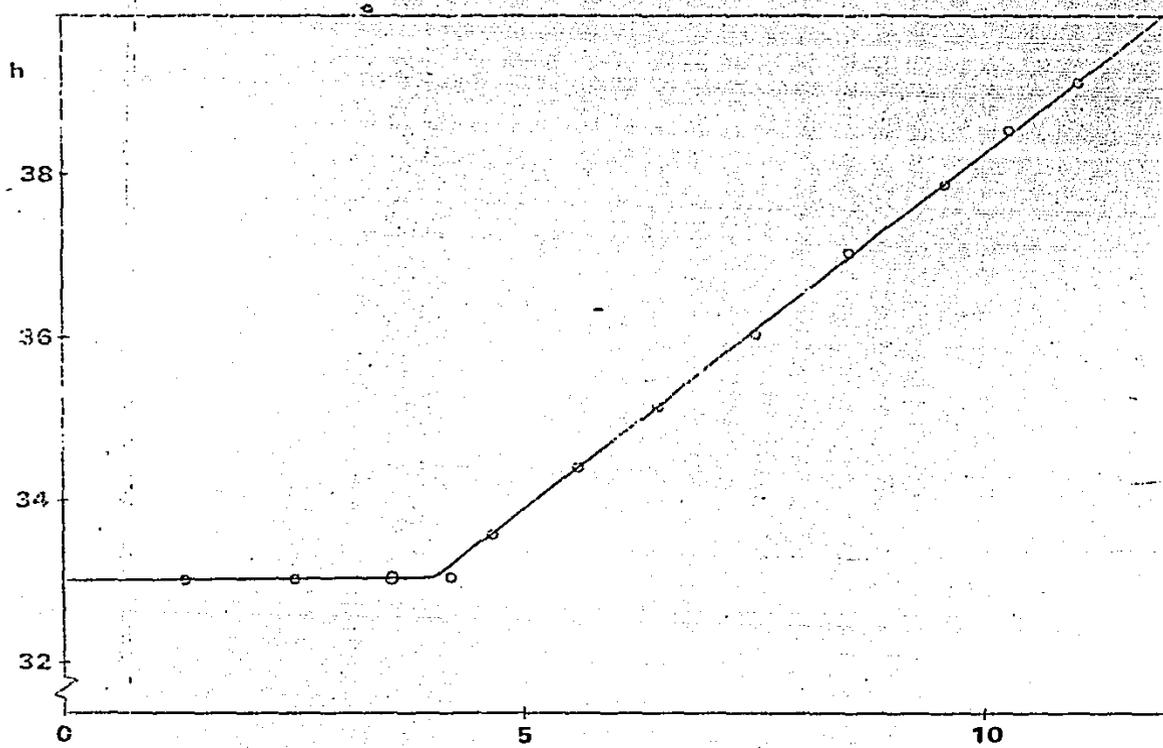


Figura 22

$U_o$

Estas dos funciones (Dbm y Db promedio) se representan en la figura 23, donde se observa que;

Para  $U_0 < 2U_{mf}$ , se predice un Db infinito. Esto es debido a que en la ecuación de D&H, el término  $H_{mf} - H_0$  es muy pequeño con respecto a  $(U_0 - U_{mf})$ , después sucede lo contrario y finalmente, estos dos términos son comparables y la relación se hace constante.

Para  $U_0 > 2U_{mf}$  se puede concluir que la correlación es adecuada, aunque el valor de la pendiente es pequeño con respecto al de las correlaciones de; Cooke, Yasui y Park.

Por otra parte se obtuvieron Db puntuales a través del lecho para los distintos sólidos, resultados que fueron presentados en el capítulo anterior. Para comparar estos resultados experimentales con los teóricos se presentaron ocho correlaciones para predecir el Db (Tabla 4 del apéndice), de las cuales; dos de ellas, la de Rowe y la de Chiba no es posible utilizarlas, porque es necesario estimar algunos parámetros específicos de las propiedades de las partículas sólidas. De las seis restantes, cuatro de ellas son usadas para platos perforados; Cooke, Whitehead, Geldart y Mori & Wen. La correlación de Mori & Wen puede ser usada también para platos porosos, pero es aplicable sólo para lechos cilíndricos.

La correlación de Whitehead

$$Db = 9.76 ( U_0/U_{mf} )^{0.33} (0.032 h)^{0.54}$$

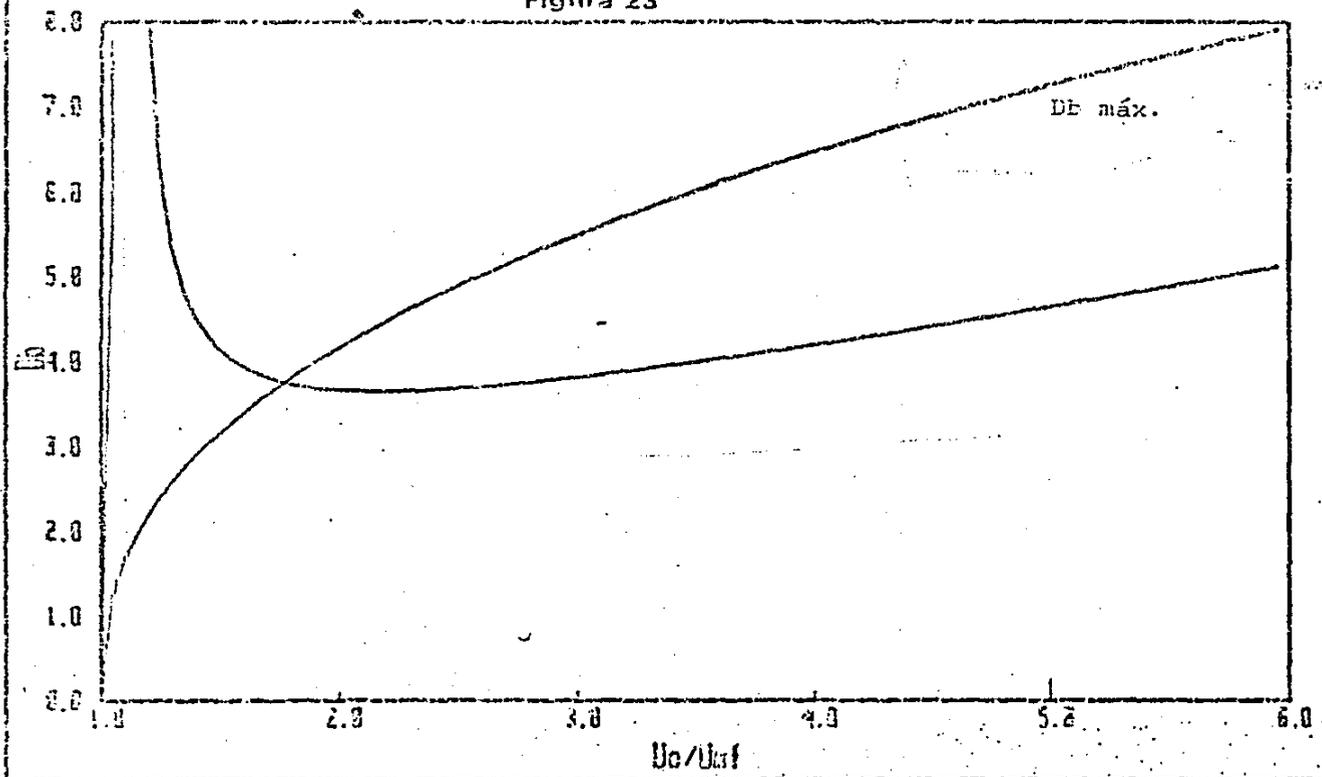
predice que el Db sobre el plato ( $h=0$ ) es igual a 9.76 cm. y se incrementa potencialmente con la altura (h). En el caso del reactor bidimensional no pueden ser obtenidos estos Db ( $Db > 9.76$ ). Entonces esta correlación no puede ser utilizada en este caso de igual forma que la de Mori & Wen. Por lo tanto, los resultados experimentales solo pueden ser comparados con las correlaciones de Cooke y la de Geldart.

Para sílica gel de 0.35 mm. de diámetro se graficó el Db en función de la altura del lecho, para las correlaciones de Cooke Y Geldart junto con los resultados experimentales para 1.85 y 3.14 veces la  $U_{mf}$  en la figura 24.

CORRELACION DE DAVIDSON-HARRISON

( Dpto. Ing. Q. UNAH )

Figura 23



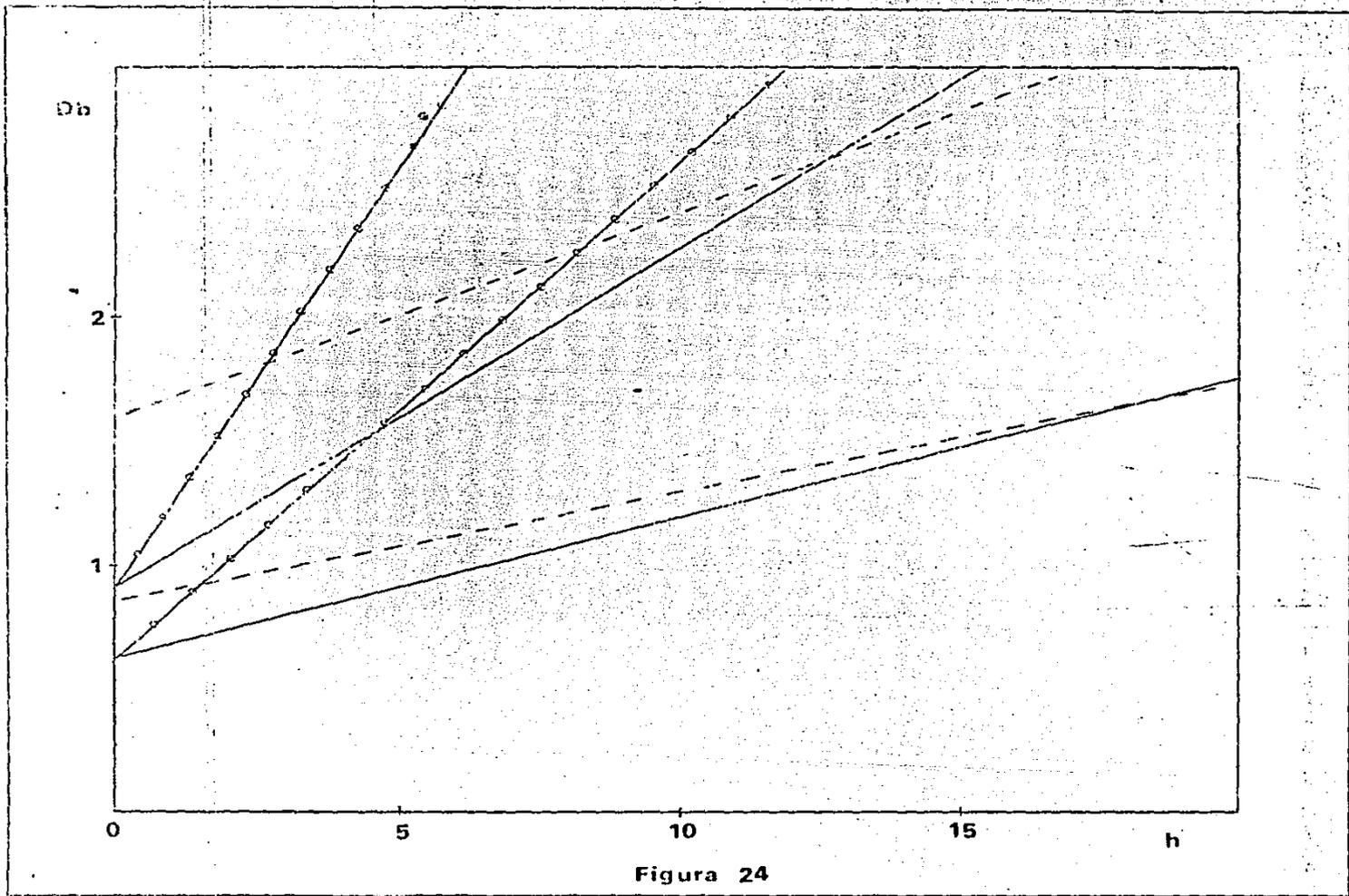


Figura 24

Para bajas velocidades se observa en la figura 24 que; la correlación de Geldart predice satisfactoriamente los resultados experimentales. Esto se reafirma con los resultados graficados en la figura 25, donde se tiene el  $Db$  en función de la relación  $U_0/U_{mf}$  y se puede observar que los valores que predice la correlación a altas velocidades son ligeramente mayores pero satisfactorios. Mientras que la correlación de Cooke es inadecuada para predecir los resultados experimentales.

Para concluir si la correlación de Geldart es adecuada para representar todos los resultados experimentales y no solo los de sílica gel, se comparó el valor de la pendiente y la ordenada al origen para todos los resultados experimentales presentados en la sección 2.2. En la tabla 8 se presenta el  $Db$  en función de la altura del lecho para la correlación de Geldart junto con los resultados experimentales de la tabla 7.

Los resultados que se presentan en la tabla 8, nos muestran que las diferencias más importantes se presentan para sílica gel, que son las que se muestran en las figuras 24 y 25. Para los demás sólidos y sus distintos tamaños las diferencias son menos importantes con lo que concluimos que; la correlación de Geldart representa adecuadamente a todos y cada uno de los resultados experimentales obtenidos.

### 3.2.1 Efecto de la temperatura sobre el diámetro de burbuja.

El  $Db$  es una función de la  $U_{mf}$  de acuerdo con la correlación de Cooke

$$Db = D_{b0} + 1.4 dp D_s h (U_0 - U_{mf})$$

o de la correlación de Geldart

$$Db = D_{b0} + 0.027 h (U_0 - U_{mf})^{0.94}$$

de tal forma que al aumentar la temperatura de operación de un lecho fluidizado; la  $U_{mf}$  disminuye logarítmicamente (sec. 3.1) y por lo tanto, el  $Db$  debe aumentar.

La aseveración anterior contradice los resultados experimentales obtenidos por Yoshida (47) y Geldart (48) que son representados satisfactoriamente por la correlación de Rowe (45).

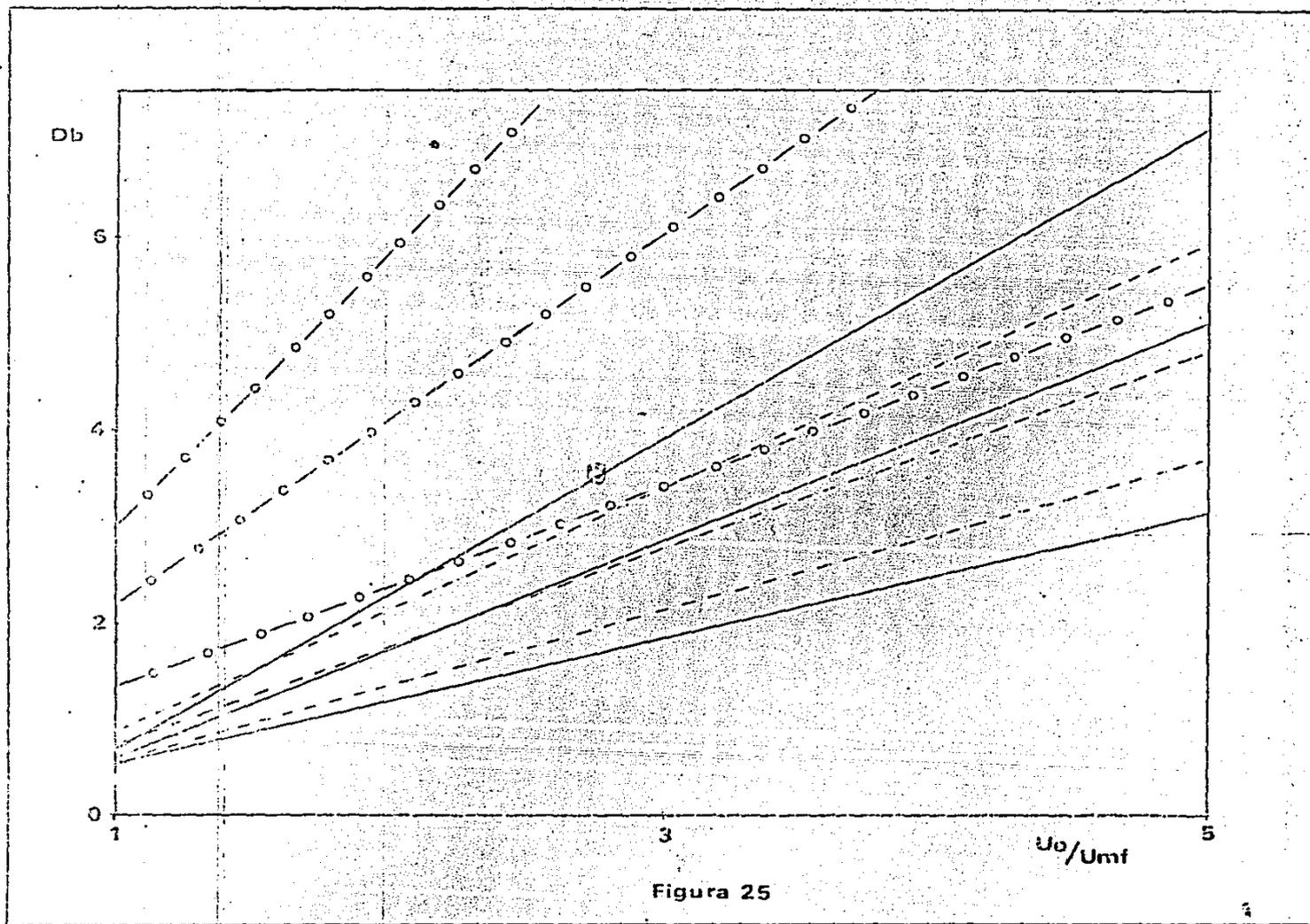


Figura 25

TABLA 8  
Diámetros de burbuja en función de la altura del lecho.

-Para sílica gel de 0.35 mm de diámetro

U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	Experimental	Geldart
1.85	Db = 0.8637 + 0.0439 h	Db = .654 + .058h
2.18	Db = 1.0449 + 0.0543 h	Db = .746 + .078h
2.50	Db = 1.2244 + 0.0638 h	Db = .821 + .098h
3.14	Db = 1.5851 + 0.0837 h	Db = .946 + .138h

-Para sílica gel de 0.13 mm de diámetro

U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	Experimental	Geldart
1.9	Db = 0.39 + 0.0128 h	Db = .388 + .017h
2.05	Db = 0.4132 + 0.0207 h	Db = .413 + .019h
2.4	Db = 0.4654 + 0.0218 h	Db = .463 + .026h

-Para carbón de 0.4 mm de diámetro

U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	Experimental	Geldart
1.25	Db = 0.6523 + 0.0528 h	Db = .632 + .053h
1.89	Db = 1.0541 + 0.1587 h	Db = 1.05 + .176h

-Para carbón de 0.21 mm de diámetro

U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	Experimental	Geldart
1.54	Db = 0.5049 + 0.0318 h	Db = .501 + .031h
2.85	Db = 0.8132 + 0.0999 h	Db = .822 + .098h

-Para cobre de 0.22 mm de diámetro

U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	Experimental	Geldart
1.21	Db = 0.5092 + 0.0419 h	Db = .586 + .045h
1.71	Db = 0.9706 + 0.1942 h	Db = .961 + .143h

-Para cobre de 0.12 mm de diámetro

U <sub>0</sub> /U <sub>mf</sub>	Experimental	Geldart
1.78	Db = 0.7532 + 0.0736 h	Db = .732 + .076h
3.02	Db = 1.0817 + 0.1696 h	Db = 1.07 + .184h

Para resolver esta contradicción, se estudio el  $Db$  de erupción en el lecho bidimensional y con los resultados obtenidos se trabajó en el lecho de alta temperatura.

Con película cinematográfica (super 8) se siguió el crecimiento de las burbujas a través del lecho a temperatura ambiente. Observándose que el  $Db$  es de un 60 a 70% el  $Db$  de erupción para todos los sólidos trabajados. Esta observación concuerda con los trabajos de Geldart & Kapoor (48), donde usaron  $Db = 2 Db(\text{erupción}) / 3$

En el burbujeador de alta temperatura se tomaron fotografías sobre la superficie de un lecho fluidizado de sílica gel de 0.35 y 0.13 mm de diámetro. Los resultados obtenidos se muestran en las figuras 26 y 27.

De estos resultados se obtiene que; el  $Db$  disminuye al incrementar la temperatura y este es proporcional a la velocidad de exceso  $(U_0 - U_{mf})$  a la 0.5. Por lo tanto, estos resultados pueden ser representados por la correlación de Rowe, si se ajusta el valor del parámetro  $h_0$ .

Para una gran variedad de sólidos y distintas condiciones de operación del lecho, el valor de  $h_0$  varía (45), desde -10.7 hasta 200. Desafortunadamente no se puede predecir el valor de este parámetro a priori, por lo cual, no se puede generalizar el uso de esta correlación.

Los resultados experimentales del  $Db$  a altas temperaturas muestran una funcionalidad con la velocidad de exceso elevada a la 0.5 e incluyendo una corrección a la temperatura se propone la siguiente ecuación

$$Db = K (U_0 - U_{mf})^{0.5} (T_0/T)^A$$

donde  $K$ , se propone como una función de las propiedades físicas del sólido fluidizado;  $h$ ,  $D_p$  y  $dp$ .

Con los resultados obtenidos en este trabajo y los reportados por Yoshida et al (47), haciendo un ajuste por mínimos cuadrados se obtiene que

$$K = 0.041 dp^{1.5} D_p^{0.75}$$

con un coeficiente de correlación múltiple del 99.4% y un error estandar de estimación del 27.47%. El resultado anterior también puede ser representado por

$$K = 0.041 dp^{1.5} D_p^{0.75} / g^{0.5}$$

Por lo tanto, se propone que:

$$Db = \frac{h^{1.5} D_p^{0.75}}{g^{0.5}} dp (U_0 - U_{mf})^{0.5} \left( \frac{T_0}{T} \right)^A$$

para valores de  $A$  entre 0.35 y 1.5.

Db en función de la velocidad de exceso para sílica gel de .35 mm

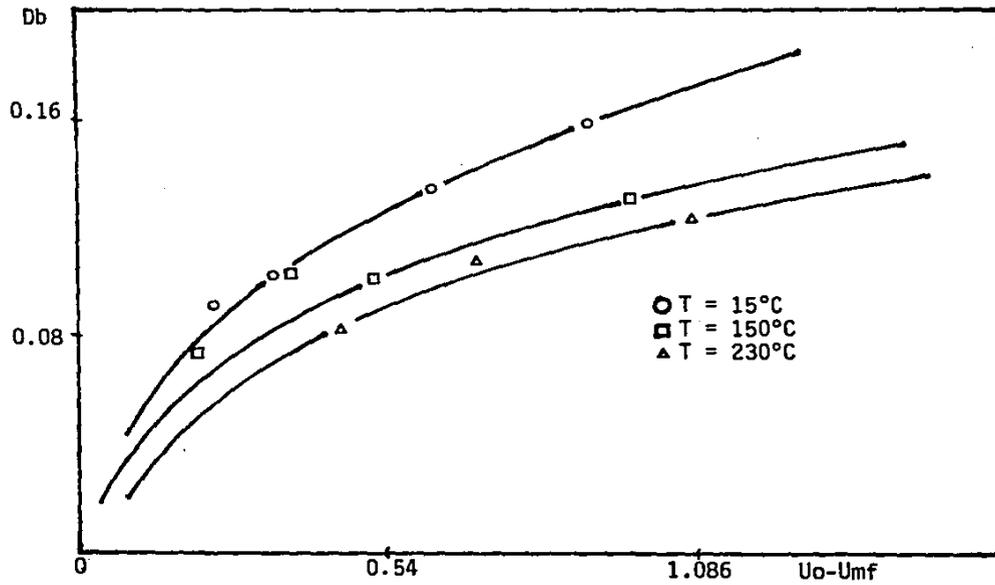


Figura 26

Db en función de la velocidad de exceso para sílica gel de 0.13 mm.

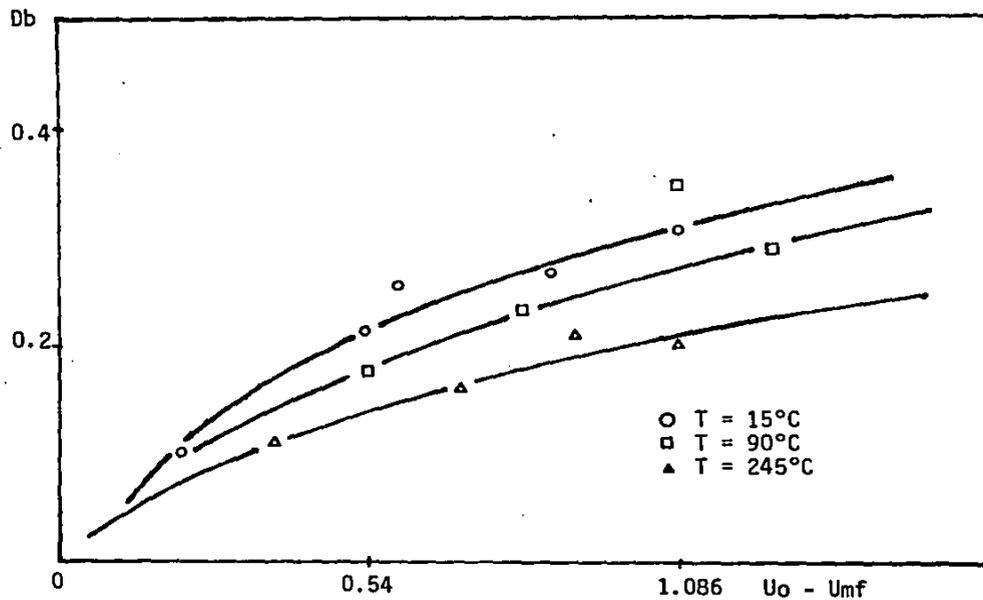


Figura 27

### 3.3 CALCULO DE CONVERSIONES A PARTIR DE LOS MODELOS HIDRODINAMICOS.

Para esta sección se tomaron los datos reportados por Kunii & Levenspiel (8) y Kabayashi et. al. (31) para la descomposición de ozono.

En la figura 28 se representan las conversiones obtenidas con los modelos de Kunii & Levenspiel (K&L) y Davidson & Harrison (D&H) en función de la relación ( $U_0/U_{mf}$ ), haciendo uso de los resultados experimentales obtenidos que son representados por la correlación de Geldart.

Para el modelo de D&H se tienen dos resultados, cuando la fase emulsión es considerada como flujo en piston y como mezcla completa. En la figura 28 se observa que a bajas velocidades la conversión en flujo piston es mayor hasta en un 15% con respecto a la de mezcla completa y a altas velocidades las diferencias disminuyen a un 2% en la conversión.

Entre los modelos de K&L y el de D&H se puede observar que: a bajas velocidades se tiene casi la misma conversión, pero a velocidades mayores, el modelo de D&H predice conversiones mayores hasta en un 25%.

De esta figura podemos concluir que; al aumentar  $U_0$  el  $Db$  aumenta y la conversión se ve disminuida, de tal forma que, a mayor  $Db$  la conversión disminuye.

Por otra parte, en la figura 25 observamos que la correlación de Cooke predice  $Db$  mayores que Geldart para la misma  $U_0$ . Mientras que la correlación de D&H (figura 25) tiene una pendiente menor y a bajas velocidades predice  $Db$  mayores que Cooke y Geldart, a altas velocidades sucede lo contrario.

Estas observaciones nos permitirán explicar las figuras 29 y 30. En estas figuras se representan los modelos de D&H y K&L respectivamente, para dos correlaciones que predican el  $Db$ ; Geldart y Cooke.

En las figuras 29 y 30 observamos que; para la correlación de Geldart se obtienen mayores conversiones que para la de Cooke, porque el  $Db$  que predice Cooke es mayor que para Geldart. En la figura 31 se muestra que para la correlación de Davidson se tiene los dos casos; a bajas velocidades la conversión es mayor y a velocidades mayores sucede lo contrario. Es importante recordar (sección 3.2) que para  $U_0 < 2U_{mf}$ , la correlación no es válida y está figura sólo es útil para  $U_0 > 2U_{mf}$ .

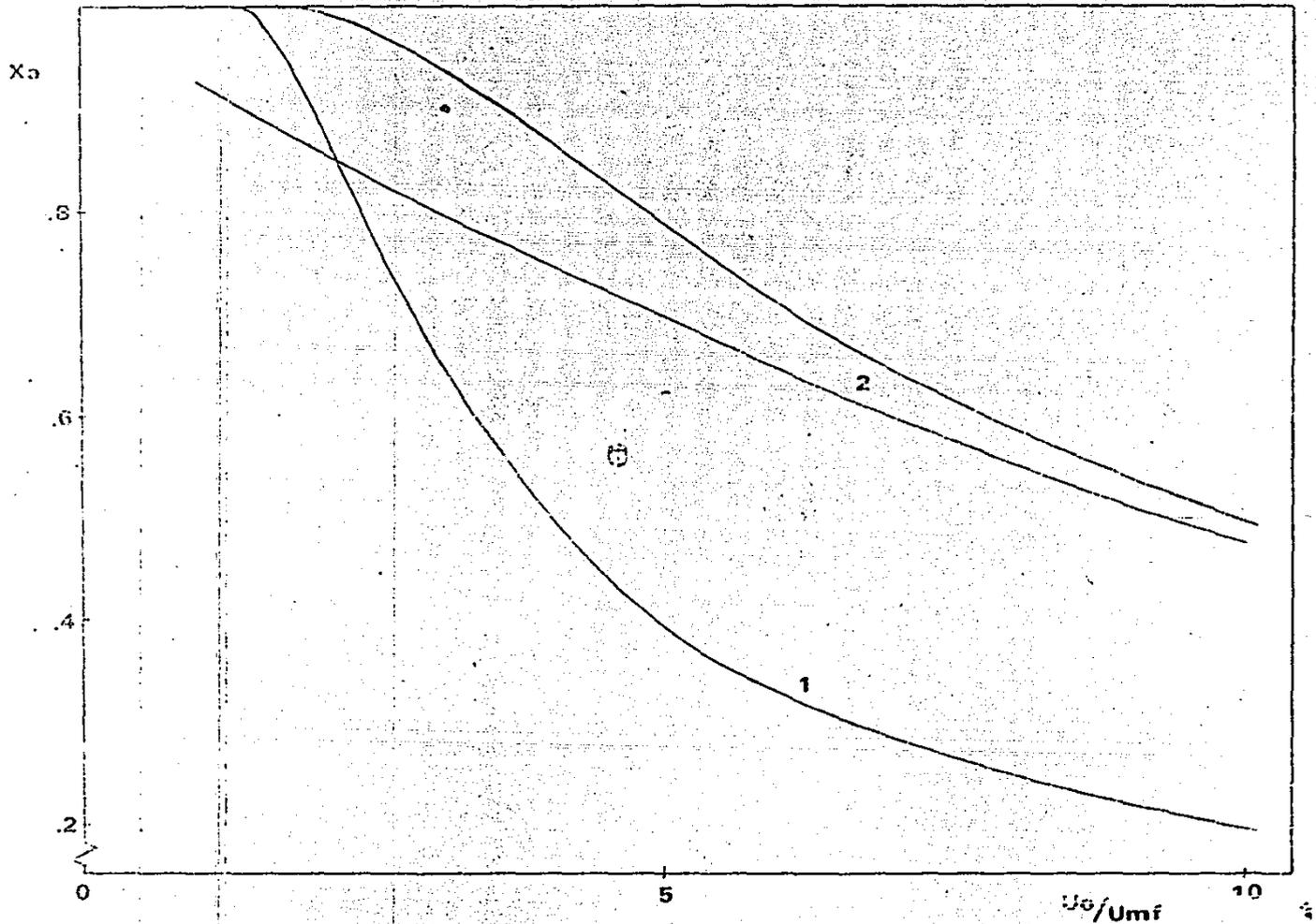
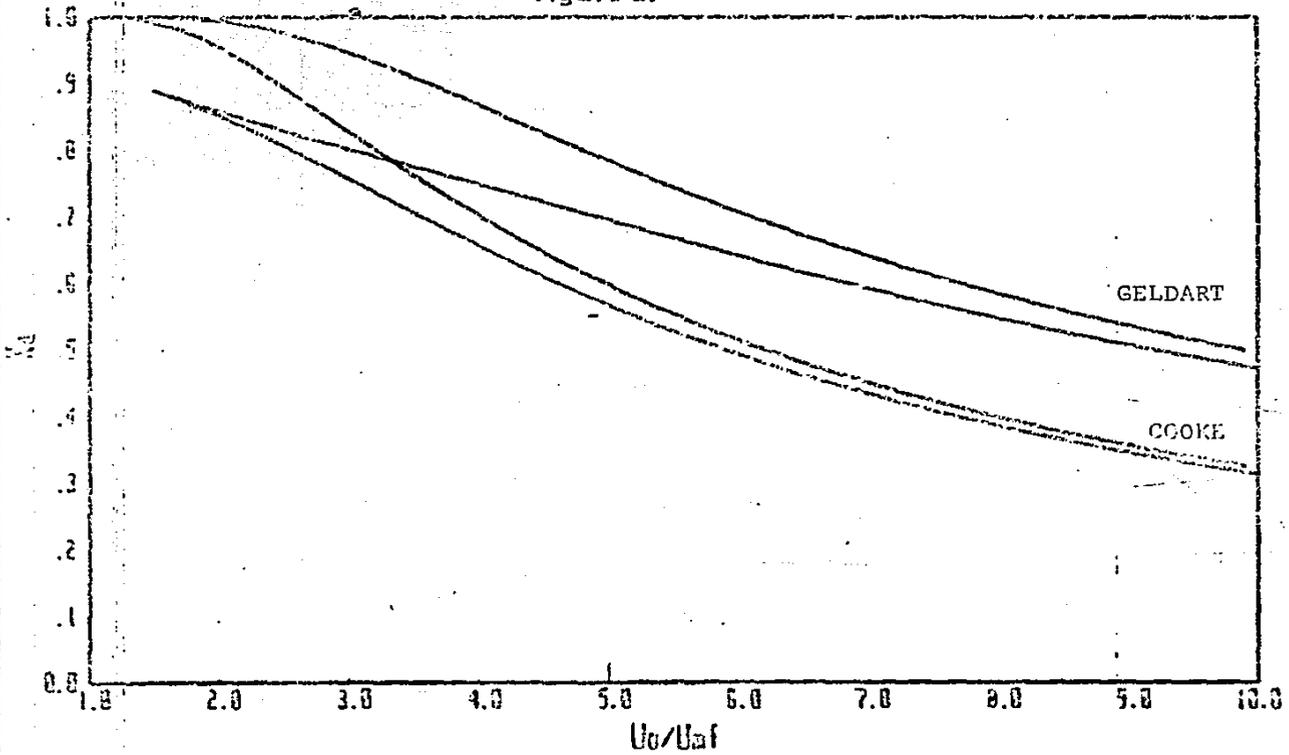


Figura 26

MODELO DE DAVIDSON-HARRISON

( Luis Cedeño U.N.A.M. )

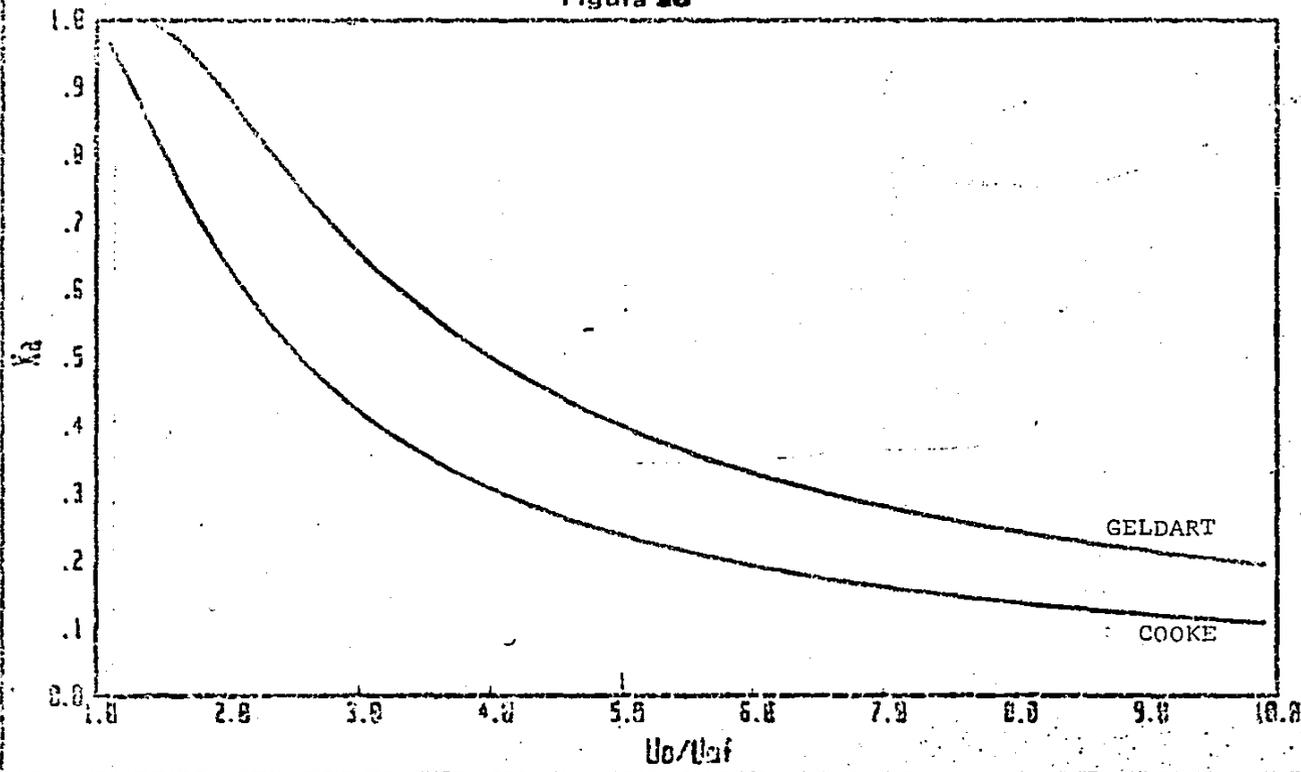
Figura 29



# MODELO DE KUNIT-LEVENSPIEL

(Luis Cedeño U.N.A.M.)

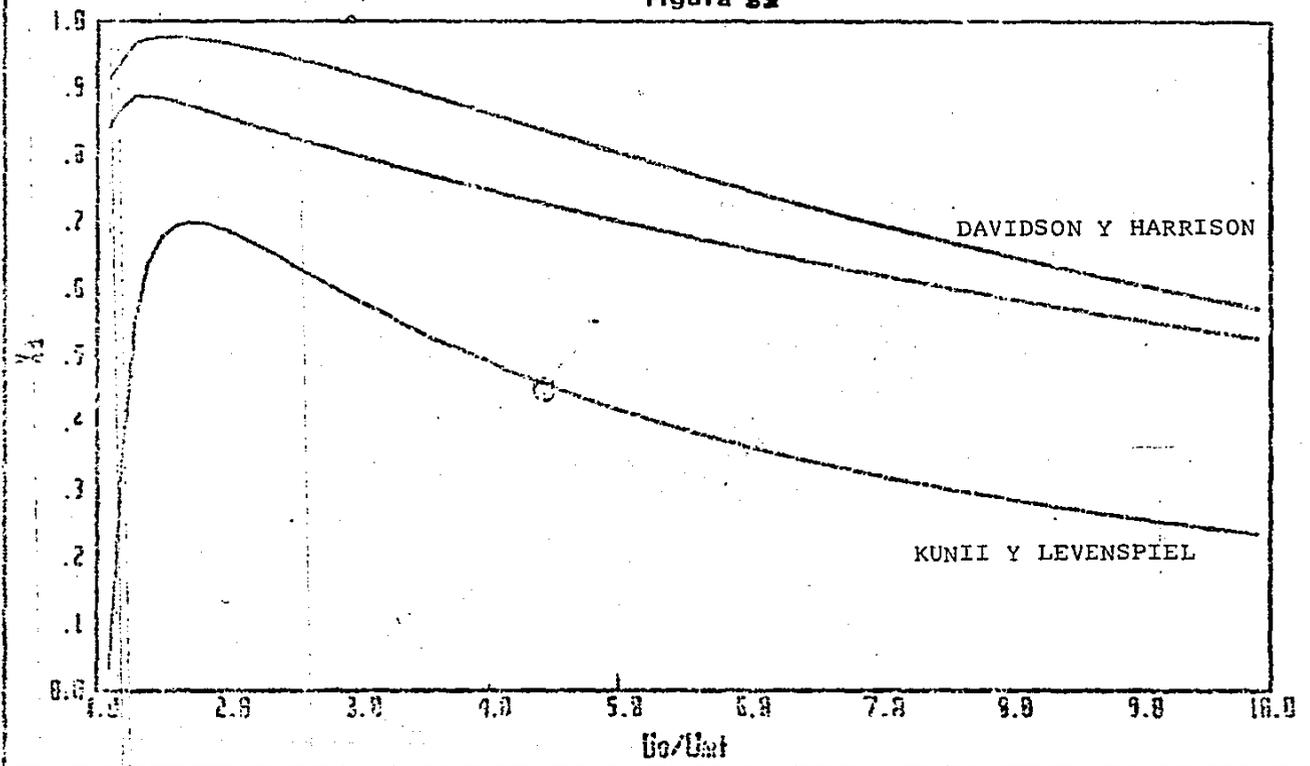
Figura 20



# CORRELACION DE DAVIDSON-HARRISON

(Luis Cedeño U.N.R.M.)

Figura 22



Para altas temperaturas sucede algo similar a las observaciones de las figuras 29 y 30, por lo discutido en la sección 3.2.1; para una misma  $U_0$  el  $Db$  se ve incrementado considerablemente con un incremento en la temperatura. Si esta aseveración es cierta, la conversión debe disminuir por efecto de la temperatura.

Las figuras 32 y 33 son similares a las 29 y 30, pero a una temperatura de  $215^{\circ}\text{C}$  en lugar de temperatura ambiente. Si comparamos las figuras; 29 con la 32 y la 30 con la 33 tendremos: para la correlación de Geldart se obtienen conversiones similares para la misma  $(U_0/U_{mf})$ , pero no para la misma  $U_0$ . Por ejemplo, si  $U_0 = 8.7 \text{ cm/s.}$ , en las figuras 32 y 33 representa un valor de  $U_0/U_{mf} = 10.0$  y en las figuras 29 y 30 de 3.28. Estos resultados se presentan en la siguiente tabla:

	conversión (%)			
	Modelo D&H		Modelo K&L	
	20°C	50°C	20°C	50°C
correlación de Geldart	93	83	60	48
correlación de Cooke	73	26.5	37.5	9.5

fig 29

fig 32

fig 30

fig 33

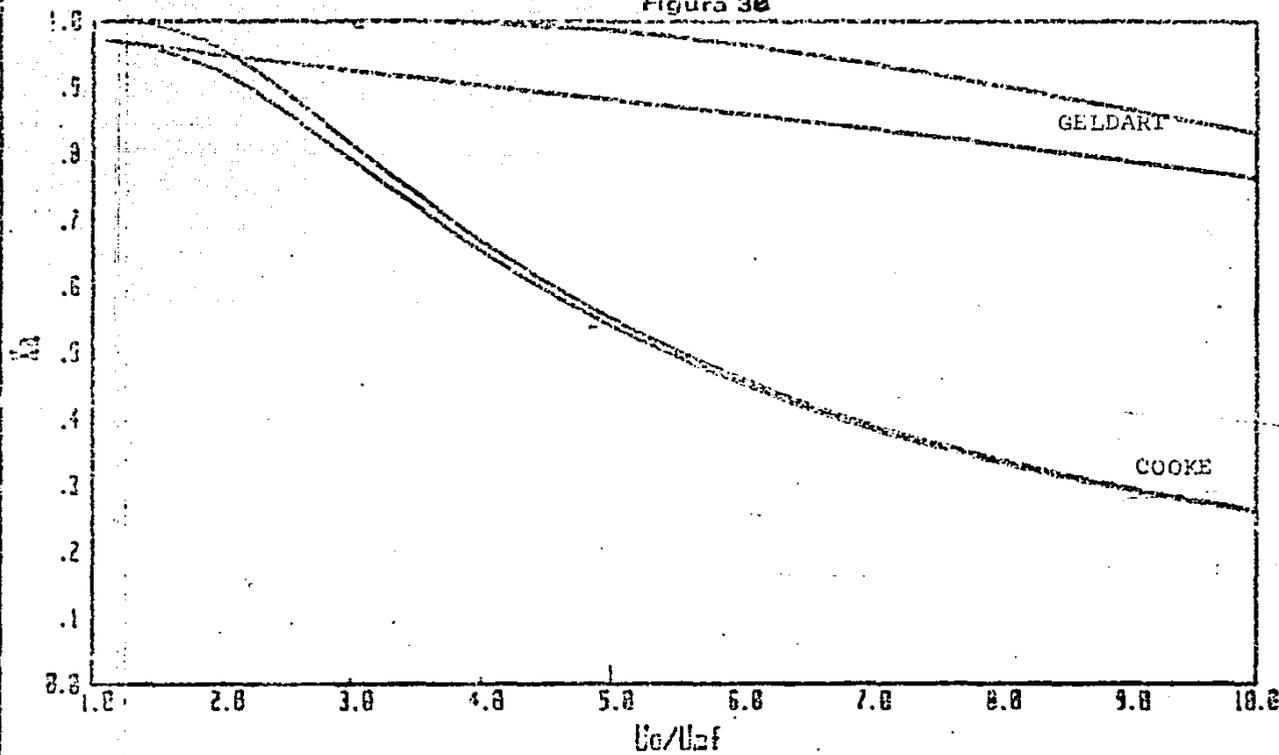
NOTA: para el modelo de D&H se refiere a la conversión cuando la emulsión se mueve en flujo en pistón.

Estos resultados nos muestran la importancia de la temperatura sobre una correcta estimación del  $Db$  equivalente. Si solo consideramos el efecto de la  $U_{mf}$  con la temperatura se obtendrían las diferencias mostradas en la tabla anterior, pero como ya se ha discutido, el efecto de la temperatura sobre el  $Db$  es distinto para partículas pequeñas, por lo tanto, estos resultados solo serían válidos para partículas grandes.

MODELO DE DAVIDSON-HARRISON CON UMF A 215°C

(Luis Cedeño U.N.A.M.)

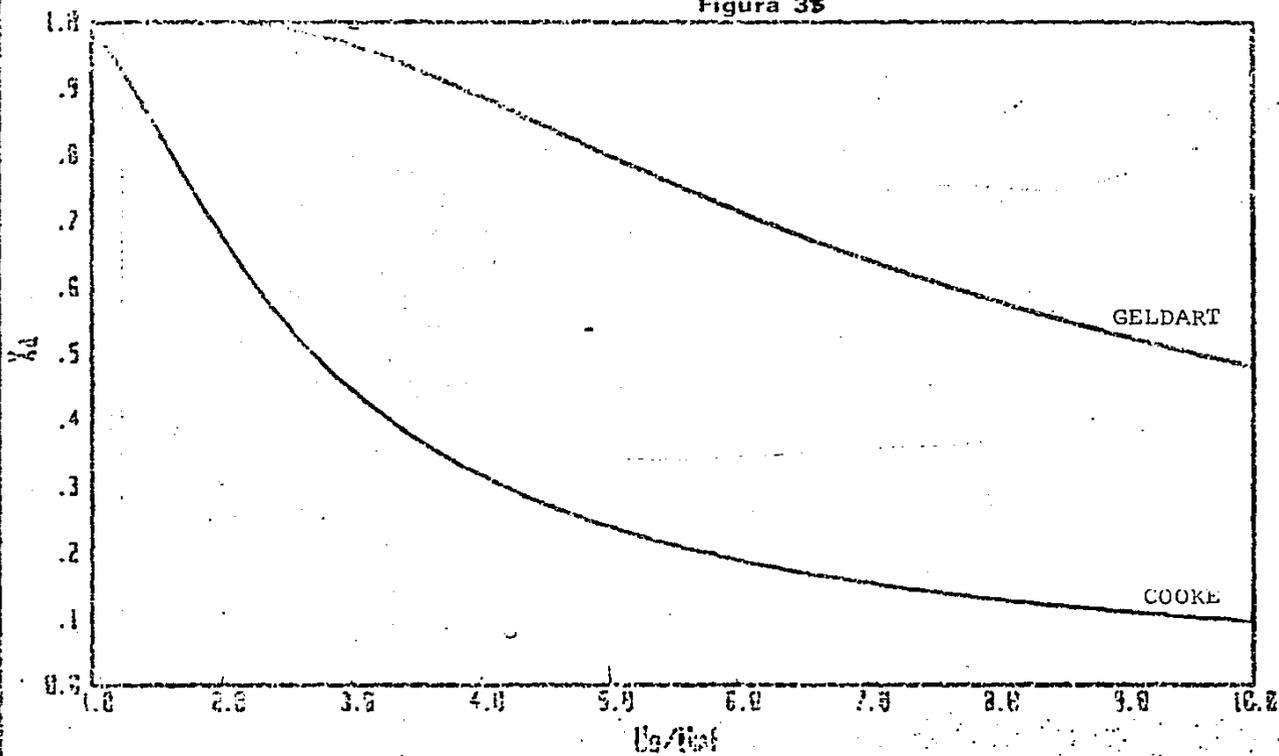
Figura 30



MODELO DE KUNITI-LEVENSPIEL CON  $Umf$  A 215°C

( Luis Cedeño U.N.R.H. )

Figura 35



ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

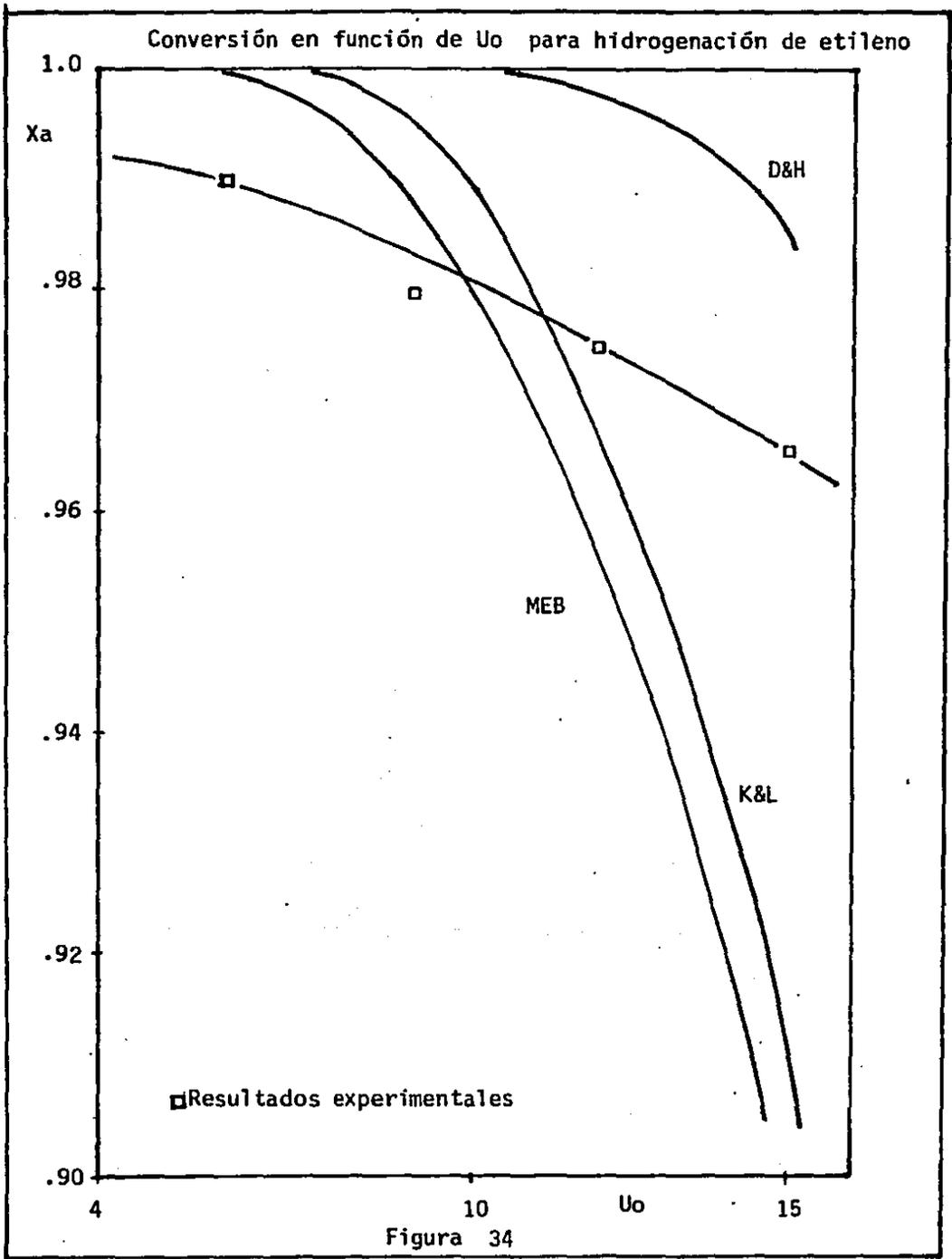
Para concluir la importancia de estos modelos es necesario incluir resultados experimentales de  $Db$  a temperaturas elevadas, además de utilizar el  $Db$  puntual en el modelo de ensamblaje de burbujas.

En las figuras 34, 35 y 36 se grafican los resultados experimentales de la conversión en función de la  $U_0$  para; la hidrogenación de etileno catalizada con níquel de Lewis et al (52), la isomerización del ciclo propano catalizada con sílica-alúmina de Ishii & Osberg (53) y la descomposición del cumeno catalizada con sílica-alúmina de Gomezplata & Shuster (54), respectivamente. Además, en cada una de las gráficas se representa la conversión que predicen los modelos; de Kunii & Levenspiel (K&L), de Davidson & Harrison (D&H) y de ensamblaje de burbujas (MEB).

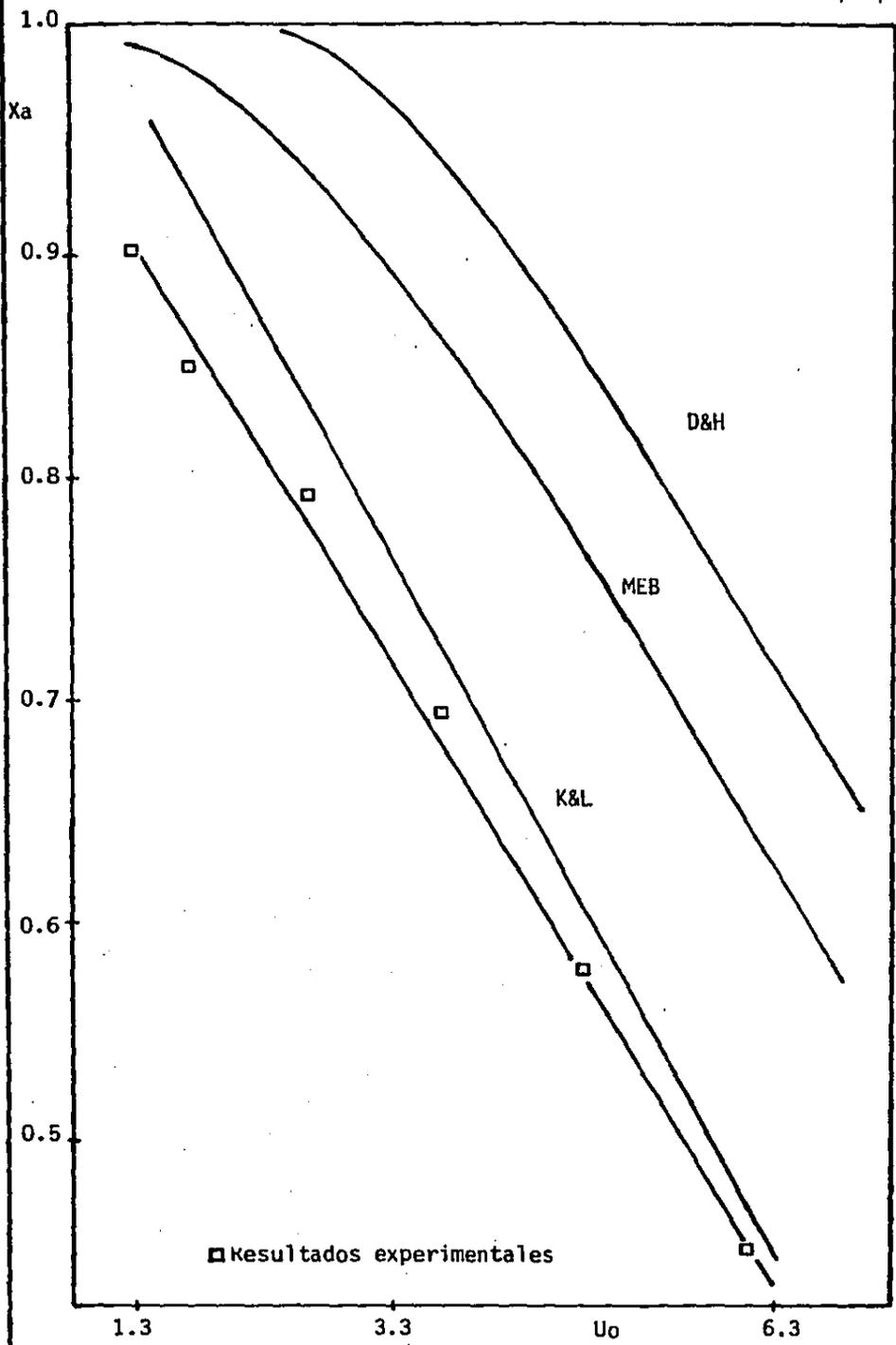
En la gráfica 35 se puede observar que sólo el modelo de K&L representa los resultados experimentales.

Los resultados experimentales representados en las figuras 34 y 36 no pueden ser predichos por los modelos discutidos y sus modificaciones.

Para una simulación satisfactoria de un reactor de lecho fluidizado es necesario estimar muy precisamente parámetros tales como, la velocidad de fluidización mínima y el diámetro de burbuja y tener un amplio conocimiento de la dependencia con las variables de operación del reactor, sobre todo para el cálculo y diseño. Lo ideal sería contar con el valores reales, en lugar de hacer una estimación teórica de la  $U_{mf}$  y el  $Db$ .



Conversión en función de  $U_0$  para la isomerización del ciclopropano



□ Resultados experimentales

Figura 35

Conversión en función de  $U_0$  para la descomposición del cumeno

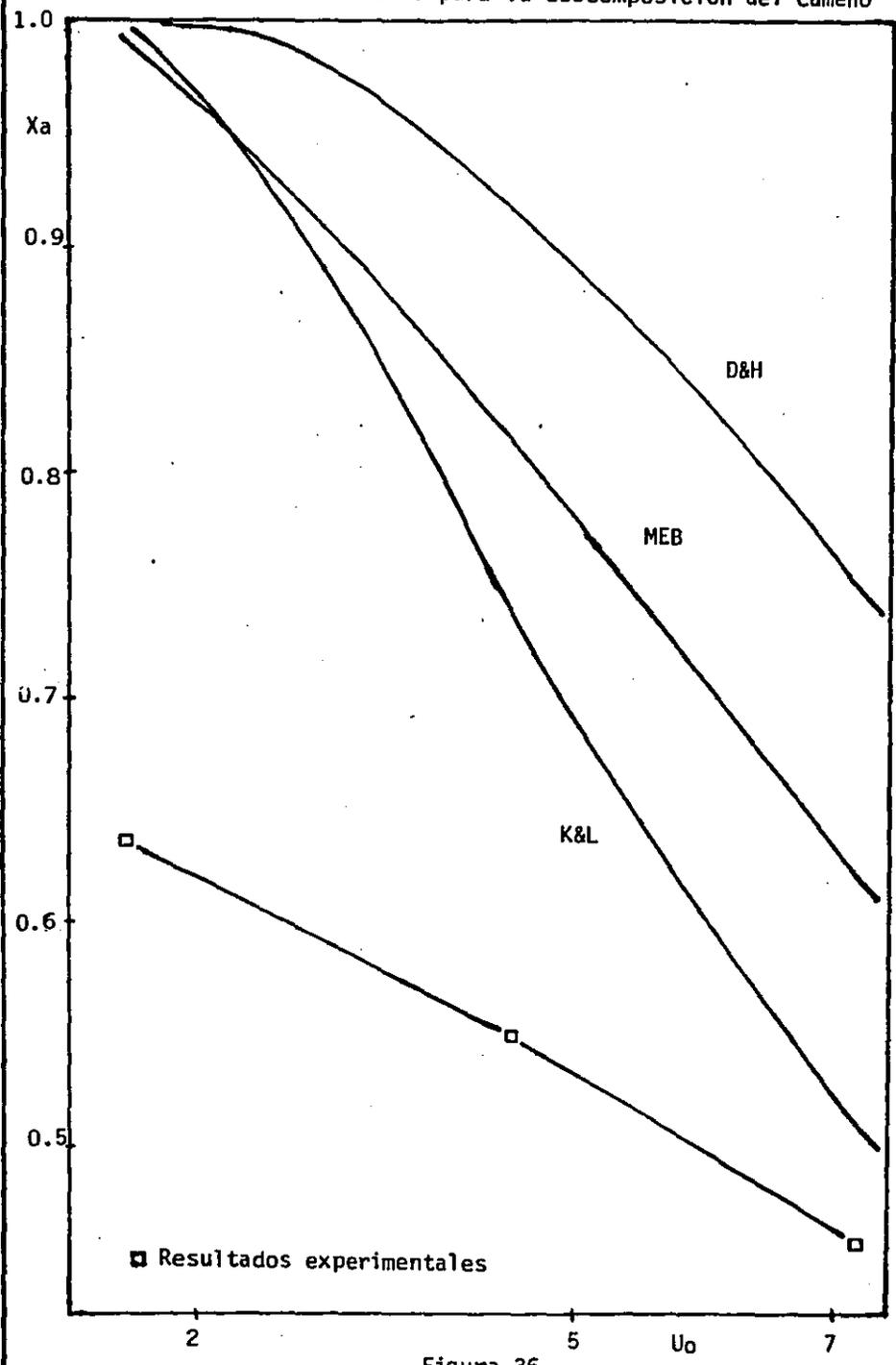


Figura 36

### CONCLUSIONES

#### Estimación de la Umf.

\*\* La correlación propuesta en este trabajo es capaz de predecir los resultados de las Umf obtenidas en el rango de temperaturas de 10 a 300°C, de tamaño de partícula de 0.12 hasta 0.87 mm. de diámetro y de densidad de 1.55 a 6.41 g/cc con un error de más menos el 15%. En contraste, las correlaciones existentes tienen un error del orden de hasta el 500%.

#### Estimación del diámetro de burbuja.

\*\* El método de Viswanathan & Subba Rao no es adecuado para predecir los Db a partir de las mediciones de caída de presión a través del lecho. Este método predice Db mucho menores que los observados experimentalmente.

\*\* El Db equivalente puede ser estimado con la correlación de Davidson & Harrison para  $U_0 > 2 U_{mf}$ . Pero no es adecuada para predecir los resultados experimentales.

\*\* De todas las correlaciones probadas, la correlación de Geldart resultó satisfactoria para predecir los Db experimentales obtenidos a temperatura ambiente.

\*\* El Db disminuye al incrementar la temperatura de operación del lecho fluidizado y es proporcional a la velocidad de exceso a la 0.5, de acuerdo con la correlación de Rowe. La correlación propuesta en este trabajo para estimar los Db, es satisfactoria para predecir los resultados experimentales obtenidos y los publicados por Yoshida (47) con un error del 27% hasta temperaturas de 400°C.

#### Comportamiento de los modelos.

\*\* La correlación de Geldart es función de la Umf, de tal forma que al incrementar la temperatura la Umf baja y el Db aumenta, por lo tanto, los coeficientes de transferencia de masa disminuyen, y la conversión también disminuye. Por ejemplo, para el modelo de Kunii & Levenspiel si la temperatura se incrementa hasta 220°C respecto a la de ambiente: la conversión disminuye en un 30% usando la correlación de Geldart, mientras que con la correlación de Cooke la conversión no se modifica apreciablemente. Para el modelo de Davidson & Harrison; la conversión disminuye en un 33% con la correlación de Geldart y es insensible con la de Cooke. Estos resultados se obtuvieron si consideramos el efecto de la temperatura sobre la constante de velocidad de reacción, que en la operación de un reactor encubre los resultados anteriores, debido a la importante dependencia de la velocidad de reacción con la temperatura.

\*\* El modelo de Davidson & Harrison predice conversiones mayores en un 35% que el modelo de Kunii & Levenspiel en todo el intervalo de temperaturas.

\*\* Para una simulación satisfactoria de un reactor de lecho fluidizado es necesario estimar muy precisamente parámetros tales como, la velocidad de fluidización mínima y el diámetro de burbuja y tener un amplio conocimiento de la dependencia con las variables de operación del reactor, sobre todo para el cálculo y diseño. Lo ideal sería contar con el valores reales, en lugar de hacer una estimación teórica de la  $U_{mf}$  y el  $Db$ .

#### RECOMENDACIONES PARA FUTUROS TRABAJOS.

Se debe aclarar que siendo este el primer trabajo, se han planteado correlaciones de la  $U_{mf}$  y del  $Db$  en términos de la temperatura. En realidad el objetivo es llegar a expresar las tendencias experimentales de estas variables con la temperatura en función de propiedades de transporte y/o propiedades efectivas del lecho, lo que no se ha logrado por ahora debido a la complejidad del propio sistema.

Se propone estudiar experimentalmente el comportamiento con la temperatura, de propiedades efectivas del lecho tales como la densidad del sólido y la viscosidad, para plantear nuevas correlaciones en función de grupos adimensionales que incluyan propiedades efectivas del lecho.

## BIBLIOGRAFIA

1. Gilliland, E.R. & Mason, E. A., Ind. Eng. Chem. 44, 218, 1952.
2. Miyauchi, T. & Kaji, H., J.Chem. Eng. Japan 1, 72, 1968.
3. Yoshida, K. & Kunii, D., ibid 1,11,1968.
4. Bischoff K.B., Ind.&Eng. Chem. 58,18,1966.
5. Lewis W.K. et al, AIChE J. 5,419,1959.
6. May W.G., Chem. Eng. Progr. 55,49,1959.
7. Kato K.& Wen C.Y., Chem. Eng. Sci. 24,1351,1969.
8. Kunii D.& Levenspiel O., I&EC. Process Design & Development 7,1968.
9. Davidson J.F. & Harrison D. Fluidised Particles. Cambridge University Press 1963.
10. Kunii D.& Levenspiel O., Fluidization Engineering, J. Wiley & Sons N. York, 1969.
11. Gilliland, E.R. & Knudsen C.W., paper 16d, AIChE, 1970.
12. Rowe P.N. & Partridge B.A., Inst. Chem. Engrs, 135,1962.
13. Carberry J.J. Chemical & Catalytic Reaction Engineering McGraw Hill, Inc. 1970.
14. Gutierrez Jodra et al, Ing. Quimica S.A. 173,p77,1983.
15. Yates J.G. Fundamentals of Fluidized-bed Chemical Process Butterworths Monographs in Chem. Eng., 1983.
16. Wen & Fan, Chemical Processing & Engineering an International Series, vol.3 (1975).
17. Mori S.& Wen C.Y., Simulation of fluidized bed reactor performance by modified bubble assemblage model, Eng. Foundation Conference, vol.1, 1976.
18. Mori S.& Wen C.Y., AIChE Journal, 21, 1, 1975.
19. Broughton J., Trans. Instn. Chem. Engrs. Vol.52, 1974.
20. Ergun S., Chem. Eng. Progr., 48, 89, 1952.
21. Wen C.Y. & Yu Y.H., AIChE J., 12, 610, 1966.
22. Leva M., Fluidization, McGraw Hill Book Company N.Y.1959
23. Frantz J.F., Chem. Eng., 69, 161, 1962.
24. Miller C.O., & Loqwinuk A.K. Ind. Eng. Chem., 43,1220, 1951.
25. Heerden C. van A.F.F. Nobel & D.W. van Krevelen: Chem. Eng. Sci., 1(1): 37-49 (1951).
26. Johnson E., Inst. Gas Engrs.(London), Rept. 1949-1950 publ. No. 378/179.
27. Baerg A., Klassen J.& Gishler F.E.: Can. J. Research, F28: 287-307 (1950).
28. Narsingham G., AIChE J., 11, No3, 550(1965).

29. McKay G. & McLain H.D.: Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 1980, 19, 712.
30. Viswanathan K. & Subba Rao D., Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 1984, 23, 573-575.
31. Kobayashi H., Arai F., collaborators, Kagaku\_Kogaku (Chem. Eng., Japan) 30, 656(1966).
32. Enciclopedia técnica, teórica y practica, Dr. J. Helman Tomo IV.
33. Enciclopedia de tecnologia química, Kirk-Othmer, vol 8.
34. Manual del Ing. Químico, Perry R.H. & C.H. Chilton, McGraw Hill; New York, 1973.
35. Ingenieria de las reacciones químicas, O. Levenspiel, Ed Reverte, 1979.
36. Ranga n., Pattipati & C.Y. Wen, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. vol.20, No4, 1981.
37. Singh B; Rigby G.R. & Callcott T.G., Trans. Instn. Chem. Engrs. vol.51, 1973.
38. Mii T., Yoshida K. & Kunii D., J. Chem. Eng. Japan, 6, 100 (1973).
39. Davidson & Harrison. Fluidization Academic Press Inc. (London) LTD, 1971.
40. Stubington J.F., Barret D. & Lowry G.; Chem. Eng. Sci. vol.39, No10 (1984).
41. Broughton J., Trans. Instn. Chem. Engrs. Vol.52, 1974.
42. Toshiyuki, Kunio Yoshida & D. Kunii; Chem. Eng. Japan vol.6, No1, 1973.
43. Chiba & Kobayashi, Chem. Eng. Sci., 25, 1375(1970).
44. Kobayashi & Arai, Chem. Eng. Tokyo, 31, 239(1967).
45. Rowe P.N., Chem. Engr. Sci. vol.31, pp285-288, 1976.
46. Whitehead A.B. & Young A.D.; Proc. Intern. Symp. on fluidization Amsterdam 1967.
47. Yoshida K. Fugii S. & Kunii D., Proc. of Int. Conf. on Fluidization California 1975.
48. Geldart D. & Kapoor D.S. Chem. Eng. Sci. 1976, 31, 842.
49. Sitthiphang N., George H.A. & Bushnell D. Chem. Eng. Sci. vol.36, pp 1260-1263, 1981.
50. Cranfield R.R. & Geldart D., Chem. Eng. Sci., 1974, 29, 935.
51. Yoshida K. Eno T. & Kunii D., Chem. Eng. Sci. 1974, vol.29, pp 77-82.
52. Lewis W.K.; Gilliland E.R. & Glass W. AIChEJ. vol.5. No4 419, 1959.
53. Ishii T. & Osberg G.L. AIChEJ. vol.11, No 2, 279, 1965.
54. Gomezplata A. & Shuster W.W. AIChEJ. vol.6, No 3, 454, 1960.

## APENDICE

Tablas 1 y 2, Investigación experimental del modelo de parámetros.

Tabla 1, Método del trazador

Tabla 2, Método de reacción.

Tabla 3, Estudio teórico del modelo de dos fases.

Referencias bibliográficas de las tablas 1, 2 y 3.

Tabla 4, Recopilación de correlaciones para predecir el  $D_b$  en lechos fluidizados.

Tabla 5, Propiedades físicas de los sólidos fluidizados.

Table 1. Experimental Investigation of Model Parameters

## A. Tracer Method

Authors	Model	Experimental Conditions	Experimental Results
Gilliland Mason [9]	dispersion model	steady-state method gas: air tracer: He particle: F.C.C., glass $D_R = 2.5 - 11.4$ cm.	$E_z = u_o \rho_p (1 - \bar{c})$ $E_z$ is affected by $u_{mf}$ $E_z = 10^2 - 10^3$ [cm <sup>2</sup> /sec]
Muchi, et al. [33]	dispersion model	steady-state method gas: air tracer: NH <sub>3</sub> particle: sand, glass $D_R = 5 - 15$ cm.	$E_z/v = 100(N_{Rep}/1 - \epsilon)^{0.94}$ at $15 < N_{Rep}/1 - \epsilon < 50$ $E_z/v = 180(N_{Rep}/1 - \epsilon)^{0.8}$ at $50 < N_{Rep}/1 - \epsilon < 200$
Winter [44]	dispersion model	residence-time curve gas: air tracer: He particle: glass $D_R = 2.0 - 13.5$ cm.	$E_z = C^* d_p^{2.2} \exp(-w^* d_p^{1.9}/u)$ where $w^* = 3.5 \times 10^5$ $C^* = 3.6 \times 10^7$

Kobayashi, et al. [19]	two-phase model $D_e = 0$ $u_e = u_{mf}$	residence-time curve gas: air tracer: He particle: silica, gel $D_R = 8.4$ cm.	$F_o = 11/D_e$
De Groot [6]	two-phase model $D_e = 0$ $u_e = u_{mf}$	residence-time curve gas: air tracer: He particle: silica $D_R = 10 - 150$ cm.	$H_K = 0.67 D_R^{0.25} L^{0.5}$ where L = bed height (m) $H_K = u/F_o$ ; u[m/sec]
Iwasaki, et al. [14]	contact time distribution	residence-time curve gas: air, $H_2$ tracer: $H_2$ , $C_2H_4$ , $C_3H_8$ particle: silica-alumina $D_R = 5.08 - 7.63$ cm.	conversion of reactant in fluidized bed is expressed by $x = 1 - \int_0^1 E(\beta) \exp(-k\beta W/F) d\beta$ contact time distribution $E(\beta)$ is obtained from residence-time curve of adsorbed and non- adsorbed tracer gas on solid
Kato, et al. [15]	two-phase model $u_e = 0$ $D_e = 0.68 \left( \frac{u - u_{mf}}{u_{mf}} \right) D_p \epsilon_p$	residence-time curve gas: air, $H_2$ , $N_2$ tracer: $H_2$ , $C_2H_4$ , $C_3H_8$ particle: silica-alumina, glass $D_R = 13$ cm., $D_p = 1 - 3$ cm.	$F_o = 5 - 3$ 1/sec. for $u/u_{mf} = 2 - 30$ $M = 0.4 - 0.2$ 1/sec. for $u/u_{mf} = 2 - 30$

Table 2. Experimental Investigation of Model Parameters

B. Reaction Method

Authors	Parameter Assumed	Experimental Conditions	Parameter and Experimental Results
Shen Johnstone [37]	$a = 0$ $u_e = u_{mf}$ $D_e = 0 \text{ or } \infty$	decomposition of nitrous oxide $D_R = 11.4 \text{ cm.}$ , $L_{mf} = 26 - 32 \text{ cm.}$ $d_p = 60 - 200 \text{ mesh}$	parameter: $F_{O_2}$ $k = 0.06 - 0.05 \text{ (1/sec)}$
Massimila Johnstone [29]	$a = 0$ $u_e = u_{mf}$ $D_e = 0$	oxidation of $NH_3$ $D_R = 11.4$ , $L_{mf} = 26 - 51 \text{ cm.}$ $d_p = 100 - 325 \text{ mesh}$	parameter: $F_{O_2}$ $k = 0.071 \text{ (1/sec)}$
Mathis Watson [20]	$D_e = 0$ $u_e = u_{mf}$	decomposition of cumene $D_R = 5 - 10.2 \text{ cm.}$ , $L_{mf} = 10 - 31 \text{ cm.}$ $d_p = 100 - 200 \text{ mesh}$	parameter: $F_{O_2}$ , $a$ $k = 0.64 \text{ (1/sec)}$
Lewis et al. [24]	$u_e = 0$ $D_e = 0 \text{ or } \infty$	hydrogenation of ethylene $D_R = 5.2 \text{ cm.}$ , $L_{mf} = 11 - 53 \text{ cm.}$ $d_p = 0.001 - 0.003 \text{ cm.}$	parameter: $F_{O_2}$ , $a$ $k = 1.1 - 15.6 \text{ (1/sec)}$ $a = 0.05 - 0.18$ , $F = 0.4 - 0.8$
Orcutt, et al. [34]	$a = 0$ $u_e = 0$	decomposition of ozone $D_R = 10 - 15 \text{ cm.}$ , $L_{mf} = 30 - 60 \text{ cm.}$ $d_p = 0.001 - 0.003 \text{ cm.}$	$k = 0.1 - 3.0 \text{ (1/sec)}$

Table 2. (Cont.)

Authors	Parameter Assumed	Experimental Conditions	Parameter and Experimental Results
Gomez-plata Shuster [10]	$a = 0$ $u_e = u_{mf}$ $D_e = 0$	decomposition of cumene $D_R = 7.6$ $L_{mf} = 3.8 - 20$ cm. $d_p = 100 - 200$ mesh	parameter: $F_O, a$ $k = 0.75$ (1/sec)
Kobayashi, et al. [20]	$u_e = u_{mf}$ $D_e = 0$	decomposition of ozone $D_R = 3.3$ cm., $L_{mf} = 10 - 100$ cm. $d_p = 60 - 80$ mesh	parameter: $a$ $k = 0.1 - 0.8$ 1/sec $a = 15$ ( $L/L_{mf} - 1$ )
Kobayashi, et al. [21]	$u_e = u_{mf}$ $D_e = 0$	decomposition of ozone $D_R = 20$ cm., $L_{mf} = 10 - 100$ cm. $d_p = 60 - 80$ mesh	parameter: $a$ $k = 0.2 - 3.5$ (1/sec) $a = 0.1 - 0.2$ (---)
Ishii Osberg [13]	dispersion model	packed fluidized bed isomerization of cyclo-propane, $D_R = 4.2 - 12$ cm., $L_{mf} = 15 - 50$ cm. $d_p = 100 - 200$ mesh, $D_p = 1 - 2.5$ cm.	$k = 0.5 - 2.1$ (1/sec)
Kato [16]	$u_e = u_{mf}$ $D_e = 0$	packed fluidized bed hydrogenation of ethylene $D_R = 8.7$ cm., $L_{mf} = 10 - 30$ cm. $d_p = 100 - 200$ mesh, $D_p = 1 - 3$ cm.	parameter: $a$ $k = 1.1 - 3.3$ (1/sec) $a = 0.35 - 0.45$

Table 3. Theoretical Study of the Two-Phase Model

Authors	Parameter Assumed	Method	$a$ or $F_o$	Remarks
Van Deemter [41]	$a = 0$ $u_e = 0$ $D_e = D_s$	a steady-state analysis of gas back-mixing and residence-time curve and first-order reaction by two-phase model	$H_k = \frac{F_o L}{u}$ $H_k = 0.5 - 2.5 \quad a = 0$	parameter, $F_o$ is not related to the bubble movement in the bed
Muchi [32]	$u_e = u_{mf}$ $0 < D_e < \infty$	a study of effect of $F_o$ , $a$ , $D_e$ , $u_e$ on conversion of a first-order reaction	(3)	no relation between bubble movement and parameters
Mawuro, Muchi [28]	$u_e = u_{mf}$ $a = 0$	analysis of a first-order reaction based on the two-phase cell model	$\frac{y_o}{\phi} = 0.95$ $\phi = \text{shape factor of bubble}$	
Van Deemter [42]	$D_e = 0$	analysis of back-mixing, residence-time curve of tracer gas and the first-order reactions	$F_o = 0.4 - 1.2 \text{ (1/sec)}$	parameters $a$ , $F_o$ , $u_e$ are not related to the bubble growth in the bed
Kunii, Levenspiel [22]	$u_e = 0$	analysis of various phenomena in fluidized beds by the "bubbling bed model"	$\frac{1}{F_o} = \frac{1}{F_{bc}} + \frac{1}{F_{ce}}$	parameter: $D_B$ model is characterized by a single effective size of the bubble

			$F_{bc} = 45 \left( \frac{u_{mf}}{D_B} \right) + 5.85 \left( \frac{D_B^{1/2} E^{1/4}}{D_B^{5/4}} \right)$ $F_{ce} = 6.78 \left( \frac{c_{mf} D_B}{D_B} \right)^{1/2}$	
Davidson, Harrison [15]	$D_e = 0$ or = $a = 0$	estimation of conversions for a first-order reaction	$F_o = \frac{5.85 D_B^{1/2} E^{1/4}}{D_B^{5/4}} + \frac{4.5 u_{mf}}{D_B}$	parameter: $D_B$ model does not account for bubble growth in the bed
Kobayashi and [17]	$u_e = 0$ $D_e = 0$	a study of the effect of $\kappa$ , $\alpha$ , $D_e$ and $F_o$ on conversion of a first-order reaction		parameters $\alpha$ , $F_o$ , $D_e$ are not related to the bubble movement

REFERENCES

BUBBLE ASSEMBLAGE MODEL FOR FLUIDIZED BED CATALYTIC REACTORS

1. Bakker, P. J., Chem. Eng. Sci., 12, 260 (1960).
2. Baugarten, P. K., and Pigford, R. L., A.I.Ch.E. Journal, 6, 1, 115 (1960).
3. Cooke, M. J., Harris, W., Highley, J., and Williams, D. F., a paper presented at Tripartite Conference, Montreal, September, 1968.
4. Davidson, J. F., Trans. Inst. Chem. Engrs., 31, 230 (1961).
5. Davidson, J. F., and Harrison, D., Fluidized Particles, Cambridge University Press, Cambridge, Eng., 1963.
6. De Groot, J. H., "Proceedings of the International Symposium on Fluidization," 348-361 (1967).
7. Echigoya, E., Iwasaki, M., Kanetsuo, T., and Niyama, H., Chem. Eng. (Japan), 32, 571 (1968).
8. Fan, L. T., Lee, C. J., and Ballou, R. C., A.I.Ch.E. Journal, 8, 2, 239 (1962).
9. Gilliland, E. R., and Mason, E. A., Ind. Eng. Chem., 41, 6, 1191 (1949).
10. Gomezplata, A., and Shuster, W. W., A.I.Ch.E. Journal, 6, 454 (1960).
11. Harrison, D., Davidson, J. F., and Kock, J. W., Trans. Instn. Chem. Engrs., 39, 202 (1961).
12. Hiraki, I., Yoshida, K., and Mizui, D., Chem. Eng. (Japan), 29, 11, 846 (1965).
13. Ishii, T., and Osberg, G. L., A.I.Ch.E. Journal, 11, 279 (1965).
14. Iwasaki, M., Furuoya, I., Suenobuchi, H., Shirasaki, T., and Echigoya, E., Chem. Eng. (Japan), 29, 602 (1965).
15. Kato, K., Imafuku, K., and Kubota, H., Chem. Eng. (Japan), 31, 10, 967 (1967).
16. Kato, K., Ph.D. Dissertation, Tokyo Institute of Technology, Tokyo, Japan (1967).
- 16a. Kato, K., and Wen, C. Y., Chem. Eng. Sci., 24, 1351 (1969).
17. Kobayashi, H., and Arai, F., Chem. Eng. (Japan), 29, 885 (1965).
18. Kobayashi, H., Arai, F., and Shiba, T., Chem. Eng. (Japan), 29, 858 (1965).
19. Kobayashi, H., Arai, F., and Masagawa, T., Chem. Eng. (Japan), 31, 219 (1967).

20. Kobayashi, H., Arai, F., Isawa, S., Sunagawa, T., and Miya, K., Chem. Eng. (Japan), 30, 656 (1966).
21. Kobayashi, H., Arai, F., Tanaka, T., Sakaguchi, Y., Sagawa, N., Sunagawa, T., Shiba, T., and Takahashi, K., "The 6th Reaction Engineering Symposium," (Japan), 13 (1966).
22. Kunii, D., and Levenspiel, O., Ind. Eng. Chem. Fund., 7, 3, 446 (1963).
23. Kunii, D., and Levenspiel, O., Fluidization Engineering, John Wiley & Sons: New York, 1969.
24. Latham, R., Hamilton, C., and Potter, O. E., Brit. Chem. Eng., 13, 666 (1968).
- ~~25. Koenig, M., Weintraub, M., Grummer, M., Pollchik, M., and Storch, H. H., Bulletin 504, Bureau of Mines (1949).~~
26. Lewis, W. K., Gilliland, E. R., and Glass, W., A.I.Ch.E. Journal, 5, 419 (1959).
27. Lewis, W. K., Gilliland, E. R., and Bauer, W. C., Ind. Eng. Chem., 41, 1104 (1949).
28. Maemuro, T., and Muchi, I., J. of Ind. Chem. (Japan), 68, 126 (1965).
29. Massimilla, L., and Johnstone, H. F., Chem. Eng. Sci., 16, 105 (1961).
30. Mathis, J. F., and Watson, C. C., A.I.Ch.E. Journal, 2, 518 (1956).
31. May, W. G., Chem. Eng. Progr., 55, 49 (1959).
32. Muchi, I., "Memoirs of the Faculty of Engineering," Nagoya University, Japan, 17, No. 1, May, 1965.
33. Muchi, I., Maemuro, T., and Sasaki, K., Chem. Eng. (Japan), 25, 747 (1961).
- ~~34. Orcutt, J. C., Davidson, J. E., and Pigford, R. L., Chem. Eng. Prog. Symp. Series, 58, 38, 1 (1962).~~
- 34a. Park, W. H., Kang, W. K., Capes, C. E., Osberg, G. L., Chem. Eng. Sci., 24, 851 (1969).
35. Romero, J. B., A.I.Ch.E. Journal, 11, 595 (1965).
- 35a. Rova, P. N., paper presented at A.I.Ch.E. Annual Meeting, San Francisco, Nov., 1971.
36. Rowe, P. N., and Partridge, B. A., Trans. Instn. Chem. Engrs., 43, T157 (1965).
37. Shen, C. Y., and Johnstone, H. F., A.I.Ch.E. Journal, 1, 349 (1955).
38. Tanaka, T., M. S. Thesis, Hokkaido University, Japan, 1967.

## WEN AND FAN

39. Toei, K., Matsuno, R., Kojima, H., Nishii, Y., and Nakagawa, K., Chem. Eng. (Japan), 21, 851 (1965).
40. Toei, R., Matsuno, R., Miyakawa, K., Nishii, K., and Komagawa, Y., Chem. Eng. (Japan) 32, 565 (1966).
41. Van Duyster, J. J., Chem. Eng. Sci., 13, 143 (1961).
42. Van Duyster, J. J., "Proceedings of the International Symposium on Fluidization," 372, Eindhoven (1967).
43. Wen, C. Y., and Chang, J. H., "Proceedings of the International Symposium on Fluidization," 492, Eindhoven (1967).
44. Winer, D. H., "Symposium on Fundamental and Applied Fluidization I," A.I.Ch.E. 51st National Meeting, Dallas, Texas, February, 1966.
45. Winer, O. H., A.I.Ch.E. Journal, 11, 955 (1965).
46. Yasui, G., and Johanson, L. W., A.I.Ch.E. Journal, 4, 445 (1958).
- 46a. Yoshida, K., and Wen, C. Y., A.I.Ch.E. Symposium Series, 67, 151 (1971).
47. Zenz, F. A., and Othmer, O. F., Fluidization and Fluid-Particle Systems, Reinhold Publishing Corporation, New York, 1960.
48. Dayen, J., and Levenspiel, O., CEF Symposium Series 66, No. 101, 28 (1970).

TABLE 4. SUMMARY OF CORRELATIONS FOR BUBBLE DIAMETER  
IN FLUIDIZED BEDS

Yasui et al. (1958)	$D_B = 1.8 d_p \left( \frac{u_0}{u_{mf}} - 1 \right)^{0.63} \cdot h$
Kato and Wen (1969)	$D_B = 1.4 d_p \left( \frac{u_0}{u_{mf}} \right) h + D'_{B0}$
Park et al. (1969)	$D_B = 33.3 d_p^{1.5} \left( \frac{u_0}{u_{mf}} - 1 \right)^{0.77} h$
Whitehead et al. (1967)	$D_B = 9.70 \left( \frac{u_0}{u_{mf}} \right)^{0.33(0.032h)^{0.44}}$
Rows et al. (1972)	$D_B = -A + Bh + C \left( \frac{u_0}{u_{mf}} \right) + Dh \left( \frac{u_0}{u_{mf}} \right) + E \left( \frac{u_0}{u_{mf}} \right)^2$
Geldart (1971)	$D_B = D'_{B0} + 0.027 (u_0 - u_{mf})^{0.54} h$
Chiba et al. (1973)	$D_B = D'_{B0} \frac{(2^{1/3} - 1)(h - h_{B0})}{D'_{B0} + 1} \text{ for } h < h_k^*$

\* Numerical method is used to calculate  $D_B$  for  $h > h_k$   
 $D'_{B0} = (CG/\rho)^{1/3} / \rho^{0.2}$  and  $D_{B0} = (CG/\rho k_s)^{1/3} / \rho^{0.2}$   
 where A, B, C, D, E and  $k_s$  are constants determined by the properties of the solid particles;  $h_{B0}$  is the height of the jet above the distributor, (cm); and  $h_k$  is the point from the bottom of the bed where the bubble radius becomes equal to the pitch of the holes in the distributor, (cm).

TABLA 5

Propiedades físicas de los sólidos fluidizados.

SOLIDO	MALLA	$d_p$ (mm)	$D_s$	$D_p$	E
COBRE	50-60	0.29	6.41	2.45	0.618
	60-80	0.22	6.41	2.45	0.618
	100-150	0.12	6.41	2.30	0.636
SILICA GEL	40-50	0.35	2.21	0.55	0.687
	100-150	0.13	2.21	0.51	0.734
CARBON	30-50	0.41	1.55	0.66	0.467
	40-50	0.362	1.55	0.71	0.471
	70-80	0.21	1.55	0.77	0.479
	70-90	0.194	1.55	0.78	0.480
ARENA	10-30	0.87	2.46	1.41	0.52
	40-60	0.32	2.46	1.33	0.57
	60-100	0.194	2.46	1.23	0.61