

## Tesis de Posgrado

# Transferencia de calor en lechos fluidizados por líquidos

Brea, Fernando Mario

1971

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

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

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

**Cita tipo APA:**

Brea, Fernando Mario. (1971). Transferencia de calor en lechos fluidizados por líquidos. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires.  
[http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis\\_1395\\_Brea.pdf](http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1395_Brea.pdf)

**Cita tipo Chicago:**

Brea, Fernando Mario. "Transferencia de calor en lechos fluidizados por líquidos". Tesis de Doctor. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. 1971.  
[http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis\\_1395\\_Brea.pdf](http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1395_Brea.pdf)

**EXACTAS** UBA

Facultad de Ciencias Exactas y Naturales



**UBA**

Universidad de Buenos Aires

UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES

FACULTAD DE CIENCIAS EXACTAS Y NATURALES

TRANSFERENCIA DE CALOR EN LECHOS  
FLUIDIZADOS POR LIQUIDOS

FERNANDO MARIO BREA

TESIS PRESENTADA PARA OPTAR AL TITULO DE  
DOCTOR EN QUIMICA (ORIENTACION QUIMICA  
INDUSTRIAL)

=1395=

DIRECTOR · WILLIAM HAMILTON

1971

1395

A Beatriz

A mis madres y hermanas

Desco agradecer al Dr. William Hamilton toda la ayuda y sugerencias recibidas durante la realización de este trabajo

FCMA

Este trabajo se realizó con subsidios otorgados por el Fondo Especial para la investigación de la Universidad de Buenos Aires y por el Consejo Británico

## I N D I C E

	n.º.
1. SINTESIS.	1
2. OBJETO.	3
3. ANTECEDENTES Y TEORIA.	4
3.1 <u>Usos.</u>	
3.1.1 Lechos fluidizados por gases.	
3.1.2 Lechos fluidizados por líquidos.	
3.2 <u>Fluidización particularizada y agregativa.</u> -	
3.3 <u>Hidrodinámica en lechos fluidizados por líquidos.</u>	
3.3.1 Expansión.	
3.3.2 Perfil de velocidades.	
3.3.3 Velocidad de las partículas.	
3.3.4 Fluidización y mezclado.	
3.3.4.1 Mezclado del fluido.	
3.3.4.2 Mezclado de partículas.	
3.4 <u>Transferencia de calor.</u>	
3.4.1 Lechos fluidizados por gases.	
3.4.2 Lechos fluidizados por líquidos.	
3.4.2.1 Sistemas calentados exteriormente.	
3.4.2.2 Sistemas calentados interiormente.	
3.4.3 Conclusiones.	
3.4.4 Perfiles de temperatura.	
3.5 <u>Transferencia de masa.</u>	

4. EQUIPO Y METODO EXPERIMENTAL. 30
- 4.1 Descripción general del equipo.
- 4.2 Sección de prueba y sistema de calefacción.
- 4.3 Instrumental y accesorios.
- 4.4 Perlas de vidrio.
- 4.5 Propiedades físicas del agua y soluciones de glicerina.
- 4.6 Cálculo de la porosidad de cada corrida.
- 4.7 Descripción de una corrida tipo.
- 4.8 Preparación de las soluciones de glicerina.
5. RESULTADOS. 47
- 5.1 Experiencias con el lecho sin partículas.
- 5.2 Experiencias con el lecho fluidizado.
- 5.3 Correlación de los datos.
- 5.3.1 Determinación del exponente  $s$  .
- 5.3.2 Determinación del exponente  $q$  .
- 5.3.3 Determinación del exponente  $p$  .
- 5.3.4 Determinación de la constante  $K_3$  .
- 5.4 Repetibilidad en las mediciones.
- 5.5 Perfiles de temperatura.
- 5.5.1 Perfiles longitudinales
- 5.5.2 Perfiles radiales.
6. DISCUSION Y ANALISIS DE LOS DATOS. 52
- 6.1 Observaciones visuales del lecho.

- 6.2 Temperatura global promedio y temperatura media del film.
- 6.3 Influencia de la viscosidad del fluido en la transferencia de calor.
- 6.4 Efecto de la variación de la temperatura global promedio durante la expansión.
- 6.5 Influencia de la geometría del sistema.
- 6.6 Estimación de  $\epsilon_{\text{máx.}}$  y  $h_{\text{máx.}}$ .
- 6.7 Comparación de los coeficientes de transmisión de calor del presente estudio con los de los sistemas comunes.
- 6.8 Mecanismo de la transferencia de calor.
- 6.8.1 Modelos matemáticos.
- 6.8.1.1 Caso de un lecho con sección circular.
- 6.8.1.2 Caso de un lecho con sección anular.
- 6.8.2 Interpretación física.
7. CONCLUSIONES.

APENDICE 1 : dimensiones principales.

APENDICE 2 : tabla de mediciones originales.

APENDICE 3A : tabla de valores derivados usando  $T_g$ .

APENDICE 3B : tabla de valores derivados usando  $T_f$ .

APENDICE 4 : ejemplo de un cálculo completo para una corrida.

NOMENCLATURA , SIMBOLOS y ABREVIATURAS.

REFERENCIAS



## 1. Síntesis

Se han medido los coeficientes de transmisión de calor entre una pared y un lecho fluidizado líquido en un sistema concéntrico con calentamiento interno. Con el objeto de cubrir un amplio rango del número de Prandtl se han empleado como líquidos agua y soluciones de glicerina. Se han obtenido datos a distintas porosidades y diferentes tamaños de partículas. También han sido medidos perfiles radiales y longitudinales de temperatura. La correlación resultante tiene una desviación standard del 5% y es parecida a la ya conocida para los sistemas con calentamiento externo.

Se ha analizado un modelo de resistencias en serie para el caso de un sistema con calefacción exterior. La influencia de la porosidad sobre el número de Peclet radial sugerido por este análisis, concuerda con el resultado de las mediciones directas que han hecho otros investigadores.

El mismo modelo aplicado al sistema concéntrico con calefacción interior predice los números adimensionales obtenidos empíricamente y agrega información sobre la influencia de la geometría del sistema.

Se propone un método para calcular difusividades efecti-

vas radiales en un lecho fluidizado y un mecanismo que explica algunos aspectos de la transferencia de calor en tal sistema.

### Objeto

En un lecho fluidizado, la presencia de partículas hace que la transferencia de calor entre una pared y un fluido sea mayor que en un sistema común sin los sólidos en suspensión. Cuando el fluido es un líquido, el coeficiente pelicular es máximo cuando la porosidad del lecho es aproximadamente 0.75.

Debido a la turbulencia provocada por las partículas resulta interesante realizar un estudio con líquidos viscosos.

Estos motivos hacen que sea necesario realizar una investigación sobre el tema, con el fin de obtener elementos que sean útiles para el diseño de equipos industriales. Asimismo resulta valioso un aporte sobre el mecanismo de la transferencia de calor y sobre las propiedades del lecho fluidizado.

En la mayoría de los estudios realizados hasta el presente se han empleado equipos con calentamiento externo; los datos obtenidos en algunos casos no cubren el rango entero de porosidades y muestran considerable dispersión. Recientemente, los datos de un grupo de investigadores fueron correlacionados bajo un nuevo enfoque con resultados satisfactorios. En el presente trabajo se extiende esta correlación para líquidos viscosos y para equipos con calentamiento interno.

### 3. Antecedentes y teoría

#### 3.1. Usos

Desde hace varios años se desarrollan procesos industriales en estado de fluidización. El mayor impulso tuvo lugar cuando se diseñaron reactores químicos fluidizados, ya que las altas velocidades de transferencia de masa y calor dieron por resultado rendimientos muy favorables.

En algunas de las aplicaciones prácticas el principal objetivo ha sido lograr un buen contacto entre las partículas y el fluido, en tanto que en otros casos se ha deseado mejorar el contacto entre el fluido y una superficie.

Hasta el presente, los procesos industriales utilizan lechos fluidizados por gases, no existiendo aún una aplicación importante de lechos fluidizados por líquidos.

##### 3.1.1. Lechos fluidizados por gases

La primera aplicación en gran escala de un reactor fluidizado correspondió al cracking catalítico del petróleo. Actualmente una unidad de este tipo consta de un reactor propiamente dicho y de un regenerador del catalizador.

En muchos casos, mediante la fluidización, se

consigue un alto grado de contacto entre los sólidos y el gas, con una pérdida de carga no muy grande. Por ejemplo, el secado de sólidos finalmente divididos se puede llevar a cabo fluidizando los mismos con aire caliente.

En el caso de algunos reactores fluidizados puede haber algo de retromezclado, que daría lugar a reacciones paralelas indeseables.

Algunos ejemplos de aplicaciones de contacto entre gas y partículas son:

	<u>Función del sólido</u>
Cracking catalítico de los hidrocarburos	catalizador
Hidroforming catalítico de los hidrocarburos	catalizador
Manufactura del trióxido de azufre	reactivo
Fabricación de acetileno	catalizador
Producción de ácido nicotínico	reactivo
Secado de sólidos	reactivo
Secado de gases	agente de secado
Halogenación de hidrocarburos	catalizador
Adsorción con haluros cuprosos	adsorbente
Purificación del aire	adsorbente

Oxidación de naftaleno a anhidrido ftálico	catalizador
Polimerización de olefinas	catalizador
Craqueo térmico del petróleo crudo	transferencia de calor

Existen también aplicaciones en las cuales la transferencia ocurre entre el fluido y una pared. Tal es el caso de algunos intercambiadores de calor utilizados para calentar o enfriar gases.

En la obra de Cremer y Davis<sup>(1)</sup> se detallan varios usos de lechos fluidizados.

### 3.1.2. Lechos fluidizados por líquidos

Hasta el presente no ha sido desarrollado ningún proceso industrial que utilice lechos fluidizados por líquidos.

El presente trabajo y otros sobre transferencia de calor en estos sistemas, muestran que los coeficientes peliculares son de dos a cinco veces mayores que los de los sistemas comunes. Este hecho es muy importante, ya que podría pensarse en un intercambiador de calor constituido por dos lechos fluidizados concéntricos. Sería posible, en este caso, transferir una cantidad determinada de calor con un área considerablemente menor que la de un intercambiador clásico. Tal sis-

tema podría tener especial interés en el caso de los líquidos viscosos.

Otra aplicación de lechos fluidizados por líquidos podría ser en sistemas de reacción exo o endotérmicos en fase líquida. La función de las partículas podría ser la de: reactivo, catalizador o únicamente la de aumentar la transferencia de calor

### 3.2. Fluidización particularizada y agregativa

Existen dos tipos diferentes de fluidización denominados fluidización particularizada y fluidización agregativa. En el primer caso la expansión resulta ser regular, existiendo un cierto camino libre medio de separación entre las partículas. En la fluidización agregativa las partículas no existen como unidades individuales sino como agregados. El fluido atraviesa el lecho, principalmente en forma de burbujas dentro de las cuales puede haber partículas. El lecho es heterogéneo y coexisten dos fases separadas.

La razón por la cual el régimen de fluidización sea uno u otro está vinculado a la posibilidad de la formación de burbujas y de la estabilidad y tamaño de las mismas.

Se ha sugerido<sup>(2)</sup> que el máximo tamaño para el cual una burbuja es estable, menor en el caso de sistemas particula-

rizados que en sistemas agregativos, es la principal diferencia entre los dos comportamientos.

Jackson<sup>(3)</sup> demostró que la fluidización uniforme es inestable manifestándose esta inestabilidad en la forma de ondas de amplitud creciente que se desplazan en el lecho. Encontró que la velocidad con que se desarrollan las ondas sirve de criterio para distinguir los dos casos.

Anteriormente Wilhelm y Kwauk<sup>(4)</sup> habían establecido que el valor del número de Froude era apropiado para distinguir un comportamiento del otro:

Froude  $< 1$       Fluidización particularizada

Froude  $> 1$       Fluidización agregativa

Jackson<sup>(3)</sup> encontró la justificación teórica correspondiente e indicó que también influía la porosidad y las densidades del fluido y partículas.

En los casos en que el valor de  $(\rho_s - \rho)$  no sea muy grande ni demasiado pequeño, se puede utilizar el criterio mencionado en Leva<sup>(5)</sup> según el cual si el fluido es un gas habrá fluidización agregativa y, si el fluido es un líquido, habrá fluidización particularizada.

Debido a la gran diferencia que existe entre los dos casos, el estudio de la fluidización por medio de gases o líquidos se hace por separado. En lo que sigue, salvo acla-



ración especial, sólo se hará referencia a lechos fluidizados por líquidos.

### 3.3. Hidrodinámica en lechos fluidizados por líquidos

#### 3.3.1. Expansión

La expansión de un lecho fluidizado da lugar a un aumento de la porosidad.

Leva<sup>(5)</sup> sugirió que se utilizara la expresión derivada para la pérdida de carga en régimen laminar para un lecho fijo, reemplazando los valores de porosidad y altura por los correspondientes del lecho fluidizado:

$$\Delta P = \frac{200G\mu L(1-\epsilon)^2}{D^2\epsilon g_c \epsilon^2} \quad \dots(1a.)$$

En caso de no haber "slugging", esta pérdida de carga es constante e igual al peso neto del lecho dividido por su sección:  $(\rho_s - \rho)L(1-\epsilon)$ . Reemplazando L por  $L_{mf}(1-\epsilon_{mf}/1-\epsilon)$ , donde  $L_{mf}$  y  $\epsilon_{mf}$  son la longitud y porosidad correspondientes a mínima fluidización:

$$\Delta P = \frac{200G\mu L_{mf}(1-\epsilon_{mf})(1-\epsilon)}{D^2\epsilon g_c \epsilon^3} \quad \dots(2a.)$$

o sea que para D,  $\rho$  y  $\mu$  constantes:

$$Pe \propto \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3}\right)^{-1} \quad \dots(3a.)$$

Representando gráficamente esta función para varios sistemas, Leva<sup>(5)</sup> observó que la pendiente era -1 hasta valores de porosidad cercanos a 0.80. Esta función de porosidad es igual a la que aparece en la expresión de Kozeny-Carman, para el flujo de un líquido a través de un material poroso. La similitud en las fórmulas indicaría que en un lecho fijo las partículas forman canales distribuidos al azar, los cuales obligan al fluido a seguir un camino tortuoso. Este modelo parece ser aplicable también, a lechos fluidizados por líquidos, para porosidades inferiores a 0.80. Por encima de este valor no existen ya los canales debidos a la presencia de las partículas y el modelo deja de ser válido.

Brinkman<sup>(6)</sup> encontró que para el rango de porosidades superiores a 0.80, la siguiente función era más apropiada:

$$\frac{1}{1-\epsilon} + 0.75 \left( 1 - \left( \frac{8}{1-\epsilon} - 3 \right)^{1/2} \right) \quad \dots(4a.)$$

Richardson y Zaki<sup>(7)</sup> en base al análisis dimensional del sistema encontraron una correlación para los datos de expansión de la forma:

$$\frac{v}{v_t} = f \left( \frac{Dv_t^2}{\mu}, \frac{D}{D_t}, \epsilon \right) \quad \dots(5a.)$$

$$\frac{v}{v_t} = \epsilon^m \quad \dots(6a.)$$

donde:

$$m = (4.35 + 17.5 \frac{D}{D_t}) Re^{-0.03}; \quad 0.2 < Pe < 1 \quad \dots(7a.)$$

$$m = (4.45 + 18 \frac{D}{D_t}) Pe^{-0.1}; \quad 1 < Pe < 200 \quad \dots(8a.)$$

$$m = (4.45 Re^{-0.1}); \quad 200 < Pe < 500 \quad \dots(9a.)$$

$$m = 2.39; \quad 500 < Pe \quad \dots(10a.)$$

Estas ecuaciones, comprobadas por Leva<sup>(5)</sup> con datos de varios autores, resultaron ser muy precisas y válidas para todo el rango de porosidades.

### 3.3.2. Perfil de velocidades

Los perfiles de velocidades en lechos fluidizados por líquidos fueron medidos por Richardson y Mitson<sup>(8)</sup>, Cairns y Prausnitz<sup>(9)</sup>, Richardson y Meikle<sup>(10)</sup> y Handley, Doraisany, Butcher y Franklin<sup>(11)</sup>.

Richardson y Mitson<sup>(8)</sup> con un tubo Pitot, midieron perfiles de velocidad en un lecho de esferas de vidrio. Para porosidades menores que 0.95 las distribuciones de velocidad fueron prácticamente uniformes.

Cairns y Prausnitz <sup>(9)</sup> calcularon velocidades midiendo el tiempo que tardaba una solución de nitrato de sodio en recorrer cierta longitud del lecho. La solución fue inyectada en el lecho por una serie de agujas hipodérmicas ubicadas al comienzo de la columna. Obtuvieron perfiles chatos en el rango de porosidades entre 0.40 y 0.60. Para porosidades mayores que 0.60 se observaron irregularidades que fueron mayores cuando la relación  $\frac{D}{D_t}$  era pequeña.

Richardson y Meikle <sup>(10)</sup> midieron la velocidad del agua que fluía entre un arreglo plano de partículas estáticas. Se encontró que la presencia de una sola capa de esferas daba lugar a un perfil prácticamente chato.

Handley et.al <sup>(11)</sup>, usando un Pitot, encontraron que los perfiles de velocidad eran chatos en todos los niveles del lecho. Encontraron que componentes turbulentas de la velocidad del líquido aumentaban cuando la porosidad del sistema crecía desde el valor correspondiente a un lecho fijo hasta alcanzar un máximo en  $\epsilon = 0.65$ . Luego decrecían hasta coincidir con los valores de un tubo vacío.

### 3.3.3. Velocidades de las partículas

Handley<sup>(12)</sup> fluidizó esferas de vidrio con benzoato de metilo. Por ser iguales los índices de refracción del benzoato de metilo y el de las esferas de vidrio, pudo seguir la trayectoria de algunas partículas coloreadas usando un sistema de espejos y una filmadora. Observó que las partículas tenían una velocidad uniforme en todas partes del lecho, la cual fluctuaba alrededor del cero. Las fluctuaciones aumentaban linealmente con la porosidad y el gradiente de esta recta crecía con el tamaño de las partículas. A porosidades bajas las trayectorias cambiaban su dirección rápidamente y con mucha frecuencia. Cuando la porosidad aumentaba, el tiempo durante el cual una partícula conservaba su dirección era mayor. Cerca de las paredes del tubo las partículas parecían no ser afectadas por la proximidad con las mismas.

Gordon<sup>(13)</sup> usó un aparato similar al de Handley y estableció la siguiente ecuación:

$$v_p = 0.13 + 0.18v; \quad [v_p] = [v] = \frac{\text{pies}}{\text{segundos}} \quad \dots(11a.)$$

donde  $v_p$  y  $v$  representan la velocidad de las partículas y la velocidad media del líquido, respectivamente.

En desacuerdo con Handley no encontró influencia del diámetro de las partículas.

### 3.3.4. Fluidización y mezclado

#### 3.3.4.1. Mezclado del fluido

Nicke y Trawinski<sup>(14)</sup> midieron el efecto del mezclado del fluido en un lecho fluidizado por agua, introduciendo continuamente un ácido o agua caliente como sustancias trazadoras. El mezclado se detectó midiendo conductividades eléctricas o temperaturas, según el trazador usado.

Suponiendo que la distribución del trazador en la corriente de agua ocurría en forma similar a la difusión molecular, establecieron la siguiente función:

$$\bar{c}(r;l) = K_1 \frac{v}{l} e^{-(vr^2/4D_r l)} \quad \dots(12a.)$$

Esta fórmula fue obtenida a partir de la ecuación que describe la transferencia de masa radial en un sistema estacionario:

$$\bar{v} \left( \frac{\partial c}{\partial l} \right) = D_r \left( \frac{\partial^2 c}{\partial r^2} \right) \quad \dots(13a.)$$

Encontraron que  $D_r$  crecía linealmente con la velocidad del fluido sin aparecer ninguna discontinuidad al pasar del lecho fijo al lecho fluidizado. La correlación establecida fue:

$$D_r = (2.76) 10^{-2} v D^{0.85}, \quad [v] = \text{m/seg} \quad \dots(14a.)$$

$$[D] = \text{m}$$

Notaron que la altura del lecho y la distancia desde el punto de inyección del trazador influye poco. Los resultados obtenidos con las dos técnicas anteriormente mencionadas fueron concordantes.

Manratty, Latinen y Wilhelm<sup>(15)</sup> fluidizaron esferas de vidrio de varios tamaños. Los gráficos de  $Pe'$  vs  $Re$  muestran valores mínimos del número de Peclet para porosidades aproximadamente iguales a 0.70. A mayor diámetro de partículas corresponden mayores números de Peclet.

Cairns y Prausnitz<sup>(16)</sup> estudiaron el mezclado en lechos fluidizados por agua, con partículas de vidrio y plomo. Inyectaron una solución salina en un punto del lecho y con celdas de conductividad eléctrica midieron en varios puntos la concentración media y las fluctuacio-

nes. También determinaron la distribución de frecuencias de fluctuaciones y midieron coeficientes de correlación para fluctuaciones en dos puntos separados una distancia conocida.

Los datos de mezclado para la región central del lecho los usaron para calcular difusividades radiales de remolino y determinar escalas de intensidad de turbulencia.

Para una misma porosidad, la difusividad de remolino y la escala de turbulencia son mayores para las partículas de plomo que para las de vidrio. Las fluctuaciones de la velocidad del fluido resultaron ser independientes de la densidad de las partículas. Observaron números de Peclet mínimos para una porosidad aproximada de 0.70.

Los mismos autores<sup>(17)</sup> estudiaron el mezclado longitudinal en lechos fluidizados por líquidos usando una solución salina como trazador. Se inyectaron escalones de concentración y se midió la conductividad eléctrica de la solución.

Observaron que el mezclado longitudinal estaba fuertemente influenciado por la porosidad del



lecho, siendo máximo para porosidades de 0.70. Además notaron que aumentaba para partículas de densidades mayores.

Wasmund y Smith<sup>(13)</sup> y Wasmund<sup>(14)</sup> calcularon difusividades radiales en lechos fluidizados por líquidos en un trabajo sobre transferencia de calor. Propusieron un modelo de resistencias en serie, que será analizado más adelante, mediante el cual fue posible obtener valores de difusividades radiales.

Al igual que los demás autores<sup>(15,16)</sup>, encontraron valores mínimos del número de Peclet a porosidades alrededor de 0.70.

Chung y Wen<sup>(20)</sup> correlacionaron datos ya publicados y propios de dispersiones longitudinales para lechos fluidizados y fijos en la siguiente forma:

$$\frac{D_1 R}{\mu} \frac{Re_{mf}}{Re} = \frac{Re}{0.20 + 0.011 Re^{0.42}} \quad \dots(15a.)$$

### 3.3.4.2. Mezclado de partículas

Handlev et.al<sup>(11)</sup> observaron el movimiento de partículas en un sistema fluidizado, filmando la trayectoria de una partícula opaca en un

lecho transparente en el cual las partículas y el líquido eran de igual índice de refracción. Observaron dos tipos de movimiento de las partículas al utilizar distintos distribuidores o sonertes del lecho:

1) Fluidización sin movimiento global de los sólidos, en la cual la dirección y magnitud de la velocidad de las partículas no dependía de la posición en el lecho.

2) Fluidización con circulación de los sólidos. En este caso existe una marcada relación entre la dirección y la velocidad de las partículas con la posición en el lecho.

La fluidización sin movimiento global de las partículas se obtuvo, para cualquier tamaño de sólidos, cuando el distribuidor usado era tal que el perfil de velocidades era chato a alturas cercanas a él. Este tipo de fluidización se denominó uniforme y el movimiento de las partículas se caracterizó por ser al azar y en cualquier sentido, pero con mayores velocidades y desplazamientos en la dirección vertical. El segundo tipo de fluidización, llamado no uniforme, se

obtuvo al utilizar un distribuidor parcialmente tapado, el cual daba lugar a un perfil de velocidades irregular, no cónico. En este caso existe un movimiento dirigido de las partículas superpuesto al movimiento al azar.

La circulación de los sólidos observada fue de tres tipos:

1) Circulación normal.

En este caso las partículas se mueven hacia arriba en el centro del lecho y hacia abajo cerca de las paredes. Se observó este movimiento cuando el distribuidor usado era un anillo con un orificio central.

2) Circulación inversa.

El movimiento de las partículas es hacia arriba cerca de las paredes y hacia abajo en el centro del lecho. Esta circulación tuvo lugar al utilizar un distribuidor con su parte central tapada.

3) Movimiento de los sólidos por canalizaciones, durante el cual las partículas se dirigen hacia arriba, encima de las áreas libres del distribuidor.

Los tres tipos de circulación cambian hasta la fluidización uniforme en regiones altas del lecho, especialmente en los casos 2) y 3).

Analizaron sus datos mediante métodos estadísticos y concluyeron que las componentes turbulentas de las velocidades de las partículas, crecían continuamente y en forma suave entre valores de porosidad 0.44 y 0.70; a partir de 0.70 aumentaban rápidamente. Estas componentes son aproximadamente el doble del valor de las correspondientes a la velocidad del líquido.

### 3.4. Transferencia de calor

Se hará referencia únicamente al caso de transferencia de calor entre un fluido y una pared sumergida en el mismo.

#### 3.4.1. Lechos fluidizados por gases

En Zabrodskv<sup>(21)</sup> se encuentran descritos una gran cantidad de trabajos sobre este tema. En general se observa bastante poca concordancia entre los resultados obtenidos por los diferentes investigadores debido a la dificultad de reproducir condiciones hidrodinámicas en el sistema gas-sólido.

Se encuentra un máximo del coeficiente de transferencia de calor para una determinada velocidad del gas. El índice de fluidización correspondiente a  $h$  máximo:

$$N_{\text{máx.}} = \frac{v \text{ correspondiente a } h \text{ máximo}}{v \text{ correspondiente a fluidización mínima}}$$

depende del grado de expansión del lecho, diámetro de las partículas, fricción entre partículas y conductividad térmica del gas.

El valor de  $N$  máximo decrece al aumentar el tamaño de las partículas. Los  $N$  máximos para partículas esféricas resultaron ser considerablemente mayores que para otras formas.

### 3.4.2. Lechos fluidizados por líquidos

Durante los últimos catorce años se han realizado varios trabajos sobre transferencia de calor en lechos fluidizados por líquidos. La mayoría de los investigadores usaron equipos con calentamiento externo; únicamente en dos trabajos se han usado calefactores internos.

#### 3.4.2.1. Sistemas calentados exteriormente

Cronológicamente los trabajos fueron realizados por Lenlich y Celdas<sup>(22)</sup>, Richardson y

Mitsn<sup>(8)</sup>, Ruckenstein, Schorr y Suciu<sup>(23)</sup>, Richardson y Smith<sup>(24)</sup>, Jagannadhara Raju et. al<sup>(25)</sup>, Wasmund<sup>(19)</sup>, Wasmund y Smith<sup>(26, 13)</sup> y Hamilton<sup>(27)</sup>.

Lenlich y Caldas<sup>(22)</sup> fluidizaron con agua esferas de vidrio de tamaños comprendidos entre 685 y 49 micrones en una columna de 2" de diámetro interior usando vapor de agua y metanol como medios de calefacción.

Obtuvieron un máximo de  $h$  para una determinada velocidad del agua. Esta característica se observó para todos los tamaños de partículas y resultó que  $h$  máximo aumentaba cuando el diámetro de las partículas disminuía.

Los resultados los correlacionaron de la siguiente forma:

$$Nu = 0.055Pe \quad (\text{rango bajo de velocidades}) \dots (16a.)$$

$$j_H = St \cdot Pr^{2/3} = 1.4(D_t/D)^{0.79} Re \quad (\text{rango alto de velocidades}) \dots (17a.)$$

Richardson y Mitson<sup>(8)</sup> fluidizaron varios materiales de diversos tamaños con agua y soluciones de glicerina. Encontraron que  $h$  aumentaba al disminuir la porosidad hasta que alcanzaba

un valor constante, cinco veces mayor que el correspondiente a un sistema común. Modificaron la correlación de Dittus Boelter, introduciendo una corrección que tenía en cuenta la reducción de la capa laminar provocada por la fluidización. Para ello supusieron que el espesor de la capa laminar dependía del diámetro de las partículas, la velocidad del fluido, el diámetro del tubo y la velocidad del fluido a porosidad 1. La correlación resultante fue:

$$Nu = 55Pr^{0.4} \left(\frac{C_s}{C_p}\right)^{0.20} \left(\frac{\rho v_o D}{\mu}\right)^M \quad \dots(18a.)$$

$$M = 0.020\left(\frac{v_s}{v} + 3.45\right) \quad \dots(19a.)$$

Puckenstein et.al<sup>(23)</sup> fluidizaron partículas de cuarzo y cloruro de bario hidratado -  $(Cl_2 Ba 2H_2O)$  con agua y gas oil. Obtuvieron máximos de  $h$  para una porosidad determinada que resultó ser mayor, al igual que Richardson y Mitson<sup>(8)</sup>, para tamaños de partículas mayores.

Richardson y Smith<sup>(24)</sup> continuaron el trabajo de Richardson y Mitson<sup>(8)</sup> utilizando el mismo equipo. En este caso muestran gráficos del

aumento en  $h$  debido a la presencia de las partículas en función de la porosidad, en los que se observa un máximo para porosidades alrededor de 0.75.

Indican que en el trabajo anterior<sup>(8)</sup> se había cometido el error de calcular la porosidad en base a la relación  $\frac{v}{v_t} = \epsilon^m$  en vez de medirla directamente. De esta manera justifican las diferencias entre los resultados anteriores y los de este trabajo.

Empíricamente establecieron la siguiente correlación:

$$h-h_1 = 1095(1 + 35.4C_s^{2.12})(1-\epsilon)^i \left(\frac{v}{\epsilon}\right)^{1.15} \dots (2^a.)$$

donde  $(h-h_1)$  es el incremento en el coeficiente de transmisión de calor debido a la presencia de los sólidos. Las unidades son:

$$[h] = [h_1] \text{ lb cal/pie}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$$

$$[v] = \text{pie/seg}$$

La correlación se puede expresar igualmente en función de  $\rho_s$  en lugar de  $C_s$ .



Jagannadhara y Deju et.al<sup>(25)</sup> realizaron experiencias con esferas de vidrio, anillos Paschig y otros materiales. Emplearon en sus mediciones agua y soluciones de glicerina.

Sugieren que a medida que decrece la porosidad  $\epsilon$  aumenta hasta alcanzar un valor constante. Sin embargo, debido a la gran dispersión que se observa en sus datos no es posible asegurar que esto ocurra realmente. Establecieron la siguiente correlación:

$$j_H \epsilon = 0.53 \left( \frac{Pe}{1-\epsilon} \right)^{-0.38} \quad \dots(21a.)$$

Masund y Smith<sup>(26)</sup> propusieron un modelo para predecir coeficientes peliculares basados en la transferencia del calor por convección de las partículas. Para ello utilizaron los datos de velocidades de las partículas medidas por Handlev<sup>(12)</sup> y los perfiles de temperatura radiales obtenidos por Richardson y Mitson<sup>(8)</sup> y Lenlich y Caldas<sup>(22)</sup>. Obtuvieron soluciones para dos casos:

Caso I: La resistencia térmica en las partículas es pequeña en comparación a la del film

que las redes

Case II: La resistencia a la transferencia de calor en las partículas es del mismo orden que la del film que la rodea.

El caso I, aplicable a lechos fluidizados de partículas metálicas, predice que un 30-40% de la transferencia total se debe a la convección por los sólidos.

El caso II, aplicable a partículas de vidrio, indica que la transferencia de calor por convección por los sólidos es un 50-60% de la total.

Wasmund y Smith<sup>(19)</sup> y Wasmund<sup>(19)</sup> midieron coeficientes de transmisión de calor en un lecho fluidizado por agua. Encontraron que en la transferencia de calor era muy importante la agitación y el mezclado debidos a la presencia de las partículas aunque a porosidades bajas influía la conducción y convección por las mismas.

Estos resultados contradicen los publicados anteriormente<sup>(26)</sup>, basados en perfiles radiales de temperaturas erróneos. Introduciendo perfiles adecuados el modelo predice un rol menor

de la convección de calor por las partículas.

Establecieron un modelo de resistencias en serie mediante el cual se pueden calcular difusividades radiales en el lecho y correlacionar los coeficientes de transmisión de calor. Calcularon valores de  $h$  tomando como fuerza impulsora la diferencia de temperaturas entre la de la pared y la global del agua en una altura del lecho igual a ocho diámetros.

Según los autores, al utilizar un calefactor eléctrico, aseguran que su flujo calórico por unidad de área en la pared es constante. Además las temperaturas de la pared medidas a varias alturas de su equipo indican una "longitud de entrada" no superior a seis diámetros. Concluyen que  $h$  calculado como se indicó anteriormente más allá de la "longitud de entrada", es independiente de la altura del equipo. Se critican trabajos anteriores en los cuales se empleó una diferencia de temperaturas integrada o media logarítmica, por incluir de este modo los efectos de "entrada".

Los valores de  $h$  son máximos a presida-

des 0.75 aproximadamente. A su vez  $h$  es mayor cuando el diámetro de las partículas es mayor y la porosidad correspondiente a  $h_{\text{máximo}}$  decrece al crecer el diámetro de las partículas.

Para estudiar la influencia de la conducción de calor por las partículas utilizaron esferas de vidrio y aluminio cubiertas electrolíticamente por cobre para igualar la densidad del vidrio. De esta forma fue posible lograr idénticas condiciones hidrodinámicas en las experiencias, con una conductividad térmica doscientos cincuenta veces mayor para las partículas de aluminio.

Los resultados indican que a porosidades menores de 0.75 los valores de  $h$  para las partículas de aluminio son cada vez mayores que para los de vidrio. Esto sugiere que la conducción de calor por partículas influye cuando las mismas están cerca unas de otras y existe un contacto directo.

Los perfiles radiales de temperatura les sugirieron que existía una considerable resistencia a la transferencia de calor en el lecho

fluidizado. Propusieron un modelo según el cual la resistencia total a la transferencia era la suma de las resistencias de la pared y del lecho:

$$1/h = 1/h_p + R_L \quad \dots(22a.)$$

La resistencia del lecho fue analizada por medio de la expresión diferencial del balance de calor en una proci6n anular. Como los gradientes de temperatura radiales resultaron mucho mayores que los longitudinales, fue posible despreciar la difusi6n axial, con lo cual se obtiene:

$$\bar{v} \rho C_p \left( \frac{\partial T}{\partial l} \right) = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (\rho C_p D_r r \frac{\partial T}{\partial r}) \quad \dots(23a.)$$

Para el caso de perfil de velocidades chato, flujo calorífico en la pared constante y perfiles de temperatura totalmente desarrollados,

$\frac{\partial T}{\partial l}$  es una constante:

$$q \pi R L = \bar{v} \rho \pi R^2 C_p \Delta T \quad \dots(24a.)$$

$$\therefore \frac{dT}{dl} = \frac{\Delta T}{\Delta L} = \frac{\partial T}{\partial l} = \frac{2q}{R \rho C_p \bar{v}} \quad \dots(25a.)$$

Considerando  $\rho$ ,  $C_p$ , y  $D_r$  independientes

de la posición radial se puede integrar la ecuación (23a.) con las siguientes condiciones de contorno:

$$1) \quad \frac{dT}{dr} = 0; \quad \text{para } r=0 \quad (\text{ver figura 15})$$

$$2) \quad T_r = T_p - q/h_p; \quad \text{para } r= R$$

siendo  $T_r$  la pseudo temperatura del fluido obtenida por extrapolación del perfil a la pared:

$$\frac{2q}{R} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( \rho C_p D_r r \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad \dots(26a.)$$

$$T = C_1 \ln r + \frac{qr^2}{2R \rho C_p D_r} + C_2 \quad \dots(27a.)$$

Por la condición de contorno 1, es  $C_1=0$ . Aplicando la condición 2):

$$T_r = T_p - q/h_p = \frac{qR}{2 \rho C_p D_r} + C_2 \quad \dots(28a.)$$

o sea:

$$C_2 = T_p - q/h_p - \frac{qR}{2 \rho C_p D_r} \quad \dots(29a.)$$

$$T_p = C_2 + q/h_p + \frac{qR}{2 \rho C_p D_r} \quad \dots(30a.)$$

$$\therefore T_p - T = q/h_p + q (R^2 - r^2) / 2 \rho C_p D_r \quad \dots(31a.)$$

Asimismo para perfil chato de velocidades:

$$T_g = \frac{\int_0^R T_r dr}{\int_0^R r dr} = \frac{qD}{3\epsilon C_p D_r} + C_2 \quad \dots(32a.)$$

O sea, restando de (30a.):

$$(T_p - T_g) = q/h_p + qD/3\epsilon C_p D_r \quad \dots(33a.)$$

Por lo tanto:

$$1/h = (T_p - T_g) / q = 1/h_p + D/3\epsilon C_p D_r \quad \dots(34a.)$$

Las expresiones para las resistencias de la pared y del lecho resultan ser:

$$1/h_p = (T_p - T_r) / q \quad \dots(35a.)$$

$$R_L = D/3\epsilon C_p D_r \quad \dots(36a.)$$

Mediante este modelo se calcularon las dos resistencias y la difusividad radial para distintos tamaños de partículas y porosidades. Asimismo se obtuvo una correlación para calcular  $h$  entre el rango de porosidades 0.45-0.99.

Hamilton<sup>(27)</sup> planteó una correlación del tipo factor  $j$  de Colburn<sup>(28)</sup>, convenientemente adaptada para lechos fluidizados por líquidos. La expresión es:

$$j = \frac{Nu}{RePr^{1/3}} = K_2 \left( \frac{Re}{1-\epsilon} \right)^{s-1} \quad \dots(37a.)$$

Introduciendo la expansión del lecho de acuerdo con la correlación de Richardson y Zaki<sup>(7)</sup>:

$$Re = Re_0 \epsilon^m \quad \dots (38a.)$$

resulta:

$$Nu = K_2 Pr^{1/3} Re_0^s (\epsilon^{ms} (1-\epsilon)^{1-s}) \quad \dots (39a.)$$

De acuerdo con el efecto del tamaño de las partículas sobre  $h$  introdujo un factor adicional. La ecuación modificada es:

$$Nu = K_2 Pr^{1/3} (D/D_t)^y Re_0^s (\epsilon^{ms} (1-\epsilon)^{1-s}) \dots (40a.)$$

Los datos experimentales de Wasmund<sup>(17)</sup> y Wasmund y Smith<sup>(18)</sup> fueron utilizados para determinar el valor de los exponentes y la constante  $K_2$ . Se obtuvo:

$$Nu = 3.32 (D/D_t)^{0.58} Pr^{1/3} Re_0^{0.565} (\epsilon^{0.565m} (1-\epsilon)^{0.435}) \quad \dots (41a.)$$

Debe notarse que por falta de datos experimentales el exponente del número de Prandtl se tomó igual a 1/3, de acuerdo con la expresión clásica de Colburn<sup>(28)</sup>.

La correlación representó en forma satisfactoria los datos para varios tamaños de par-



tículas, hasta porosidades 0.99. Se pueden calcular fácilmente los efectos netos sobre  $h$  del diámetro del lecho, diámetro de las partículas y densidad del fluido y partículas. Derivando (40) con respecto a  $\xi$  e igualando a cero, se puede obtener  $\xi_{\text{máx.}}$  para cualquier tamaño de partículas:

$$\xi_{\text{máx.}} = \frac{ms}{ms+(1-s)} \quad \dots (42a.)$$

En el presente trabajo se prueba esta correlación en un sistema de geometría diferente y se determina experimentalmente el exponente del número de Prandtl.

#### 3.4.2.2. Sistemas calentados interiormente

Se han realizado únicamente dos investigaciones con este tipo de equipos. Corresponden a Wesser y Mardus<sup>(29)</sup> y a Doraisany<sup>(30)</sup>.

Wesser y Mardus<sup>(29)</sup> midieron coeficientes de transmisión de calor en un sistema fluidizado por agua, calentado por un pequeño calefactor interno. Utilizaron tres tamaños de partículas y observaron que los coeficientes eran mayores que en los sistemas comunes;  $h$  presentó un

máximo para una determinada velocidad del agua. Sin embargo no resulta claro porqué los valores de  $h$  para lecho fijo eran mayores que para el lecho fluidizado a una misma velocidad del agua.

Doraisamy<sup>(30)</sup> utilizando un calentador de inmersión, midió coeficientes de transmisión de calor para tres tamaños de partículas. Obtuvo máximos de  $h$  a porosidades entre 0.75 y 0.90.

### 3.4.3. Conclusiones

De todos los trabajos comentados anteriormente se observa que:

- a)  $h$  en un lecho fluidizado es de dos a cinco veces mayor que en un sistema común para una determinada velocidad del líquido.
- b) Para la mayoría de los investigadores,  $h$  es máximo para una porosidad aproximadamente 0.75.
- c) En general se obtuvo que  $h$  crece al aumentar el tamaño de las partículas.
- d) Las mismas conclusiones generales sirven para sistemas calentados tanto exteriormente como interiormente.
- e) El mecanismo de la transferencia de calor en lechos

fluidizados por líquidos no ha sido aclarado completamente. No obstante, la transferencia ocurre principalmente por convección del líquido. La conducción por las partículas influye sólo a porosidades bajas.

#### 3.4.4. Perfiles de temperatura

Lemlich<sup>(22)</sup> y Richardson<sup>(8)</sup> midieron perfiles radiales de temperatura. Observaron que eran prácticamente chatos. Richardson<sup>(8)</sup> notó que a porosidades bajas los perfiles eran más chatos que a porosidades altas.

Wasmund<sup>(13,10)</sup> objetó las técnicas experimentales de Lemlich<sup>(28)</sup> y Richardson<sup>(8)</sup> e indicó que era imprescindible medir el perfil en una región muy cercana a la pared. Para ello acopló una termocupla viajera a un tornillo micrométrico para poder conocer exactamente la posición radial. Aseguró poder medir la temperatura del fluido desde una distancia a 0.004" de la pared hasta el centro del lecho. Midió los perfiles a varias porosidades para diferentes tamaños de partículas y distintos materiales. En todos los casos se encuentra que existe en el lecho una considerable fracción de la resistencia total a la transferencia. Además se observa,

que la resistencia en el lecho crece cuando la porosidad decrece.

### 3.5. Transferencia de masa

Se han realizado algunos trabajos sobre transferencia de masa en lechos fluidizados por líquidos. La disolución de una superficie por el contacto con un lecho fluidizado ha sido estudiada por King<sup>(31)</sup>, Jottrand y Grunhard<sup>(32)</sup>, Jagannadha Raju, Venkata y Rao<sup>(33)</sup>, Krishna et.al<sup>(34)</sup> y King y Smith<sup>(35)</sup> realizaron trabajos sobre transferencia de masa iónica en lechos fluidizados.

King<sup>(31)</sup> estudió la velocidad de disolución de cilindros de ácido cinámico. Los coeficientes de transferencia de masa resultaron ser de cinco a diez veces mayores que los medidos sin las partículas a iguales números de Reynolds.

Jottrand y Grunhard<sup>(32)</sup> por medio de la reacción ferro-ferricianuro de potasio obtuvieron máximos del coeficiente de transferencia de masa para una porosidad 0.58. Además los coeficientes resultaron ser mayores para diámetros de partículas más grandes.

Jagannadha Raju<sup>(33)</sup> estudió la transferencia de masa en el sistema ferro-ferricianuro, en presencia de exceso de un

electrolito indiferente, para el caso de una reacción de electrodo controlada por la difusión. El lecho fluidizado era la región anular comprendida entre un ánodo central y un cátodo como pared exterior.

Los datos fueron correlacionados de la siguiente forma:

$$j_D \epsilon = (k_1 \epsilon / v) (\mu / \rho d_1)^{2/3} = 0.43 (DG / \mu (1 - \epsilon))^{-0.38} \quad (43a.)$$

Krishna et.al<sup>(34)</sup> estudiaron la transferencia de masa en un lecho fluidizado anular que consistía en un ánodo interior de 3/8" de diámetro y un electrodo exterior de 2" de diámetro. Los coeficientes en las dos superficies tenían la misma magnitud para todo el rango de velocidades. Para un tamaño de partículas dado la presencia del electrodo central causaba una disminución de un quince por ciento en el valor del coeficiente de transferencia de masa de la pared exterior.

King y Smith<sup>(35)</sup> utilizaron un aparato geoméricamente similar a usado por Wasmund<sup>(19)</sup> en las experiencias de transferencia de calor. Estudiaron la reducción del ión ferricianuro en un cátodo de níquel para el caso de control difusional.

Obtuvieron, en concordancia con Jottrand y -

Grunchard<sup>(32)</sup>, coeficientes máximos a porosidades cercanas a 0.60.

Se comparan los resultados de transferencia de masa y calor sin poder establecer analogía alguna debido a la gran diferencia existente entre los números de Schmidt y Prandtl.

#### 4. Equipo y método experimental

##### 4.1. Descripción general del equipo

Una bomba centrífuga impulsa el agua proveniente de dos tanques de almacenamiento, de 1800 litros de capacidad cada uno, por una cañería de cobre de 1" de diámetro. A la salida de la bomba hay un "by pass" de 3/8" de diámetro con una válvula aguja que sirve para el ajuste fino del caudal. Luego el agua pasa por un rotámetro (utilizado únicamente como indicador de la constancia del flujo) y finalmente entra por la parte inferior de la "columna de fluidización" armada con distintas secciones de vidrio. La primera pieza es una T de 1" de diámetro que une la cañería de cobre con una reducción de 1" a 3/4". En el brazo lateral de esta T se ubica la termocupla que mide la temperatura del líquido a la entrada ( $T_{g1}$ ). (ver figura 1)

La reducción se conecta con la sección de "calma" que está rellena de esferas de vidrio de 1 cm. de diámetro, sostenidas por dos mallas 30 de acero inoxidable. Con el objeto de lograr una sección para el flujo similar a la del lecho se ha colocado un tubo de cobre concéntrico tapado, que se une con el tubo de calefacción. (ver figura 2)

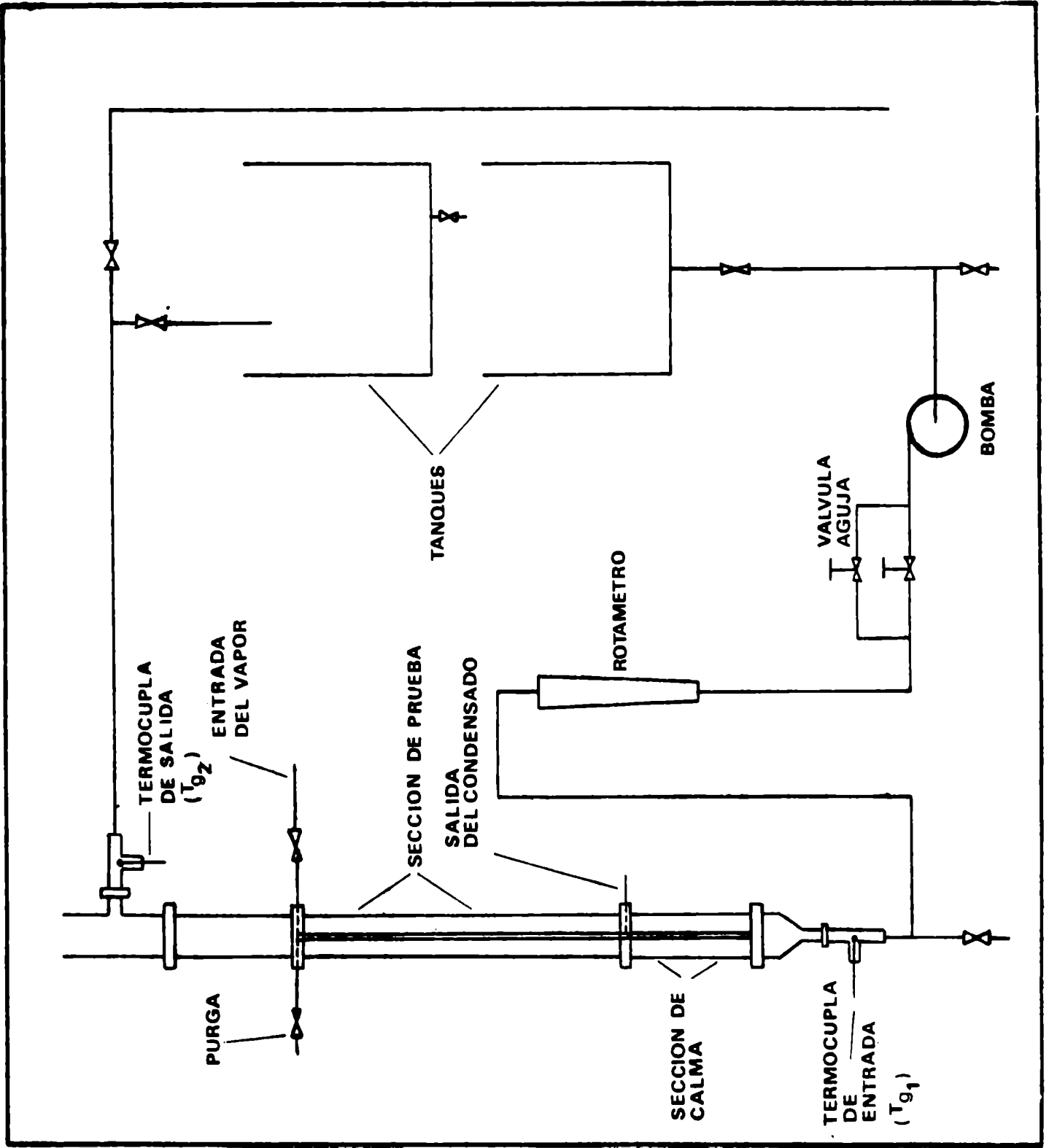


FIG 1 - ESQUEMA GENERAL DEL EQUIPO



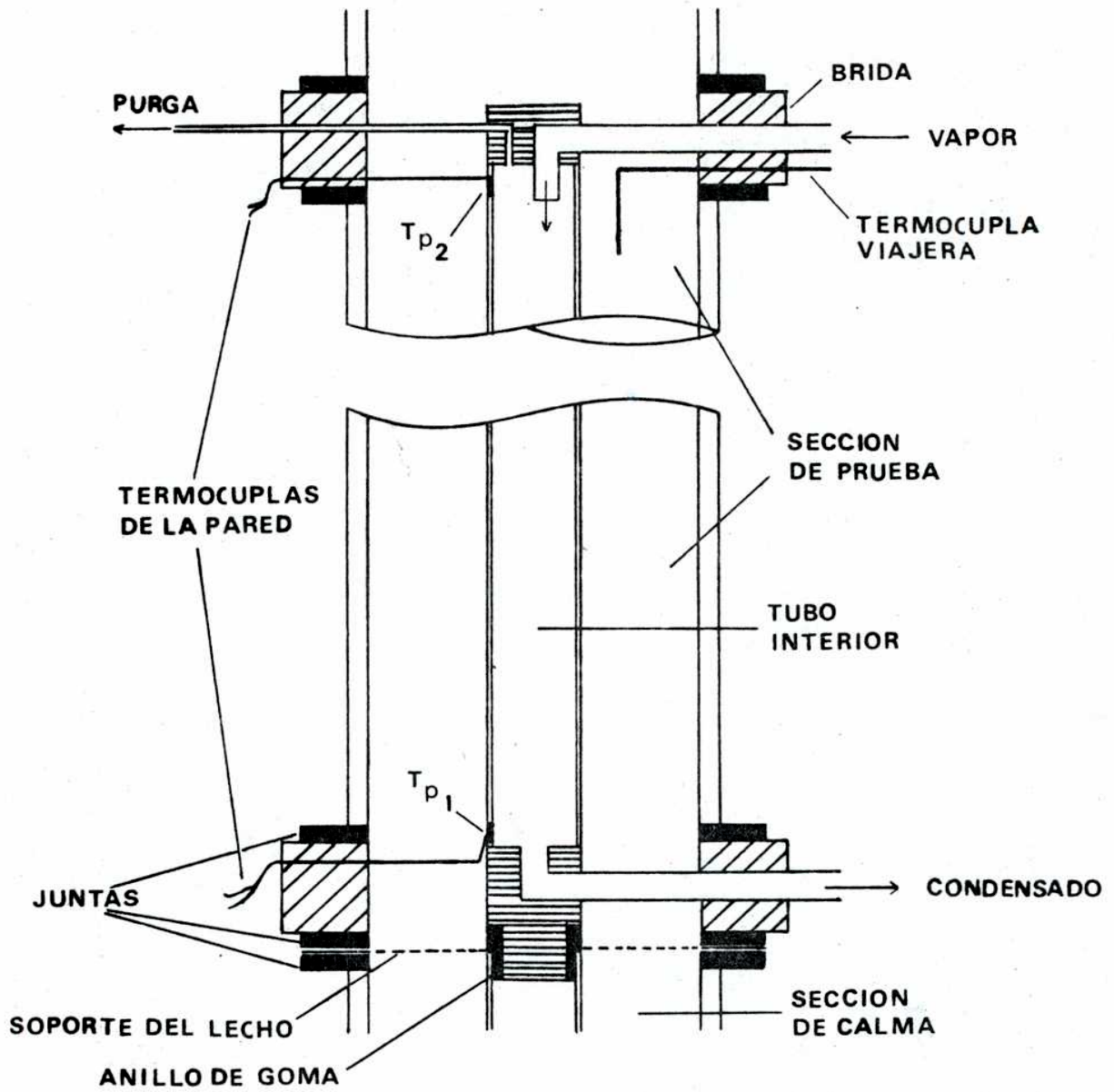


FIG 2- DETALLES DE LA SECCION  
 DE PRUEBA

La sección de "prueba" y el calefactor serán descriptos más adelante. Finalmente hay una sección de columna para el mezclado del fluido, la cual se une con una derivación lateral en donde se ha colocado una termocupla que mide la temperatura global del agua ( $T_{g2}$ ) a la salida. El aparato fue aislado desde el principio de la sección de "prueba" hasta este punto con una capa de 2 cm. de aislación. Una pequeña sección sin aislación permite observar la altura del lecho.

El líquido que va ha pasado por la columna puede recogerse en el tanque superior, en el inferior o desecharse por un drenaje, según sea conveniente.

Para las corridas con las soluciones de glicerina se ha usado una bomba a engranajes en lugar de la centrífuga, siendo igual el resto del equipo. La glicerina que ya ha circulado por el lecho se recoge en el tanque superior y se enfría con un serpentín de cobre por donde pasa agua fría.

#### 4.2. Sección de "prueba" y sistema de calefacción

En la sección de "prueba" se lleva a cabo la fluidización y se transfiere el calor desde un tubo de cobre de 3/4" de diámetro, concéntrico e interior, hacia el lecho. El le-

cho, a su vez, es soportado por un sistema de dos mallas 30 de acero inoxidable aprisionados entre otras dos mallas 70 de igual material. Tal soporte sirve como distribuidor de flujo y según ha sido informado<sup>(36)</sup> da lugar a un perfil de velocidades chato.

Como se mencionó anteriormente, el tubo de cobre de calefacción está unido a otro tubo de igual diámetro que ocupa la región central de la sección de "calma". Para evitar que se transfiera calor a la sección de "calma", se ha aislado la unión de los dos tubos por medio de un anillo de goma.

Se ha utilizado vapor saturado de baja presión (0.1 kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente) como medio de calefacción. En los extremos de la sección de "prueba" se han colocado bridas de aluminio o bronce con orificios que permiten el paso de las conexiones para la entrada de vapor al tubo de calefacción, salida del condensado y purga.

También se hicieron pequeños orificios para el paso de los termocuplas de la pared ( $T_{p1}$  y  $T_{p2}$ ).

En la brida superior se ha instalado una termocupla viajera acoplada a un tornillo micrométrico para medir los perfiles radiales de temperatura. Asimismo se colocó a 18 mm de la pared interior, una termocupla desplazable en la di-

rección vertical, para medir perfiles longitudinales.

Las termocuplas de la pared ( $T_{p1}$  y  $T_{p2}$ ) no han sido soldadas exactamente en los extremos superior e inferior del lecho sino en puntos interiores al mismo. El motivo ha sido el de evitar las perturbaciones que quizás introducen las conexiones para la entrada del vapor, purga y salida del condensado. Sin embargo, dado que el lecho es suficientemente largo, es posible asegurar que el error introducido en la medición de  $T_{p1}$  y  $T_{p2}$  por estos motivos es despreciable.

#### 4.3. Instrumental y accesorios

Las temperaturas  $T_{g1}$ ,  $T_{g2}$ ,  $T_{p1}$  y  $T_{p2}$  se midieron con termocuplas de cobre-constantán 36 S W G, conectadas a un potenciómetro Dve por medio de una llave bipolar de seis posiciones con contactos de plata. Se usó como referencia un punto común a 0°C. La precisión en la medición de las temperaturas es 0.13°C.

Todas las termocuplas fueron calibradas por comparación con un termómetro calibrado. Dicha calibración no varió durante la etapa experimental. Para las medidas de perfil de temperaturas se usó un registrador potenciométrico Servoscribe.

El caudal se determinó pesando con una báscula el líquido recogido durante cierto tiempo, en general mayor que cinco minutos.

#### 4.4. Perlas de vidrio

##### 4.4.1. Determinación del diámetro promedio

Se tamizaron tres fracciones distintas de perlas de vidrio con el objeto de conocer la distribución de tamaños en cada fracción. Para ello se utilizó una zaranda vibratoria y un juego de tamices apropiado. La duración de cada tamización fue de veinte minutos.

Conocida la distribución de tamaños se determinó el diámetro promedio pesado para cada fracción:

$$D = \sum x \cdot d \quad \dots(44a.)$$

Este valor coincide prácticamente con el de la expresión sugerida en Lva<sup>(5)</sup>:

$$\frac{1}{D} = \sum \frac{x}{d} \quad \dots(45a.)$$

por ser estrecho el rango de distribución de diámetros en cada fracción. Los valores calculados resultaron ser:

Fracción 1                      D = 0.491 mm.

Fracción 2                      D = 1.095 mm.

Fracción 3                    D = 1.840 mm.

#### 4.4.2. Determinación de la densidad

La densidad de las perlas de vidrio se calculó midiendo el volumen de agua que desplazaba un peso conocido de ellas en una bureta graduada. Se obtuvo:

Fracción 1	$\rho_s = 2.94 \text{ g/cm}^3$
Fracción 2	$\rho_s = 2.95 \text{ g/cm}^3$
Fracción 3	$\rho_s = 2.96 \text{ g/cm}^3$

#### 4.5. Propiedades físicas del agua y soluciones de glicerina

La densidad de las soluciones de glicerina se midió con una balanza de Mohr; la viscosidad se midió con viscosímetros tipo Ubbelohde sumergidos en un baño termostático a temperaturas iguales a las de operación. La conductividad térmica de las soluciones se calculó según la expresión:  $k = Xk_g + (1 - X)k_a$ . Los valores de  $k_g$  y  $k_a$  fueron tomados de Hodgman<sup>(37)</sup>, a las temperaturas correspondientes. Los calores específicos se supusieron constantes dentro del rango de temperaturas de trabajo y fueron tomados de Skelland et.al<sup>(38)</sup>.

Las propiedades físicas del agua fueron obtenidas de datos publicados<sup>(37)</sup>.

#### 4.6. Cálculo de la porosidad de cada corrida

En todas las corridas se mantuvo una altura del lecho, igual a la sección de "prueba". La porosidad se varió entre 0.92 y 0.55 agregando cantidades pesadas de perlas de vidrio.

La expresión que vincula la masa de las perlas con la porosidad del lecho es:

$$\begin{aligned} m_s &= v_s \rho_s = \rho_s (V_t - v_{\text{vacío}}) = \rho_s (V_t - \epsilon V_t) = \\ &= \rho_s (1 - \epsilon) V_t \end{aligned} \quad \dots(46a.)$$

Para el sistema concéntrico utilizado es:

$$\epsilon = 1 - \frac{m_s}{\rho_s 3380} \quad \dots(47a.)$$

#### 4.7. Descripción de una corrida tipo

Se calcula de acuerdo a la expresión (47) la masa de perlas de vidrio que se deben introducir en el lecho para operar a una porosidad deseada. Se ajusta el caudal de modo de conseguir una altura del lecho igual a la de la sección de "prueba". Se abre la válvula que permite el paso de vapor (aproximadamente  $0.1 \text{ Kg/cm}^2$  para todas las corridas). Se ajusta nuevamente el caudal y se espera alrededor de veinte minutos para que se estabilice el sistema.

Una vez alcanzado el estado estacionario se miden las

temperaturas de entrada y salida del agua ( $T_{g1}$  y  $T_{g2}$ ). Luego se mide el caudal pesando el agua recogida en general durante cinco minutos como mínimo, en un tanque auxiliar.

Al mismo tiempo se toman los valores de la temperatura de la pared al principio y al final de la sección de "prueba" ( $T_{p1}$  y  $T_{p2}$ ).

Finalmente se verifica la constancia de los valores  $T_{g1}$  y  $T_{g2}$ . Para algunas porosidades se determinaron perfiles radiales y longitudinales de temperatura.

En las corridas con glicerina se trabajó a porosidad 0.80. El procedimiento es igual al de las experiencias con agua con la excepción de que el líquido se recoge en el tanque superior en lugar de desocharlo por el drenaje.

#### 4.8. Preparación de las soluciones de glicerina

Se utilizó glicerina industrial de concentración 85% en peso. Para cubrir un amplio rango de viscosidades se hicieron diluciones a 20% y 50% en peso.

Ajustando convenientemente la temperatura de operación fue posible abarcar, con estas tres soluciones, un rango del número  $Pr_g$  entre 5.24 y 367.



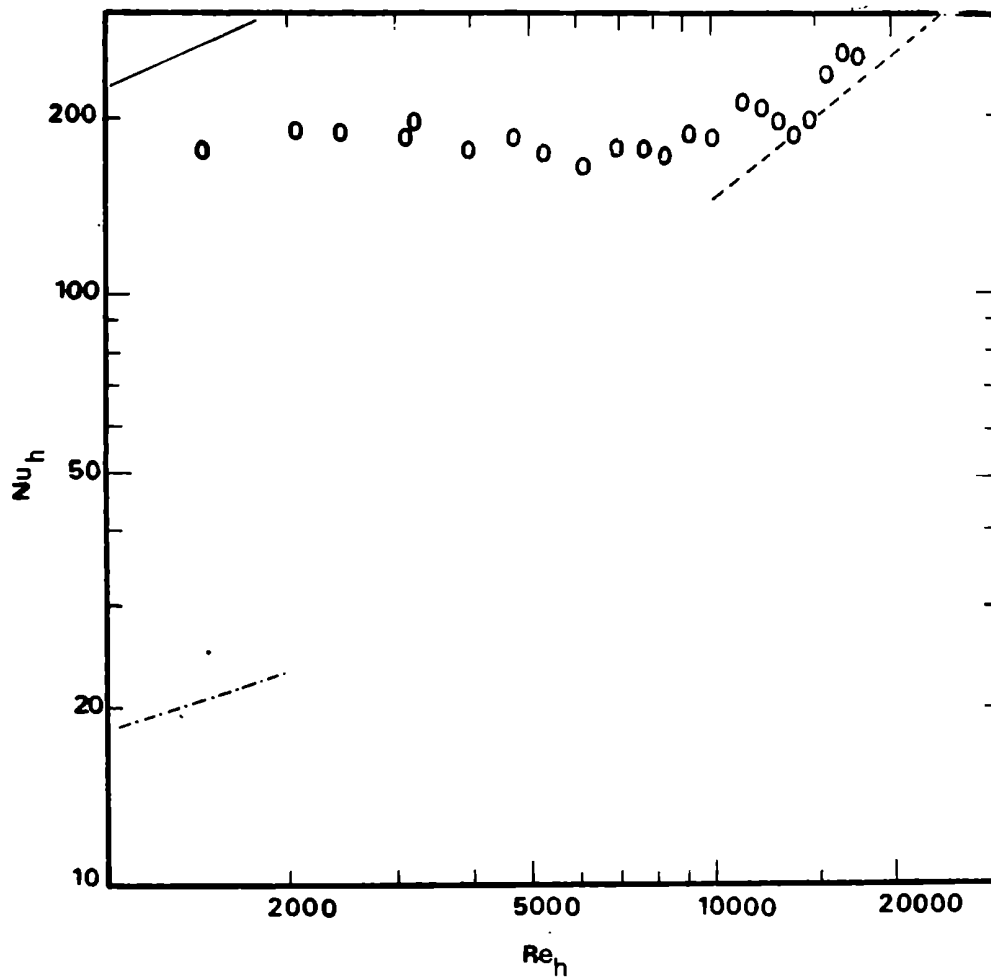
## 5. RESULTADOS

### 5.1. Experiencias con el lecho sin partículas

Se midieron coeficientes peliculares de transmisión de calor con el lecho "vacío" sin partículas y sin las mallas que actúan como soporte del lecho.

En la figura 3 se muestran los resultados en un gráfico de  $Nu_h$  vs  $Re_h$ . En este caso se toma como dimensión característica el diámetro hidráulico del lecho y los coeficientes se calcularon en base a la diferencia de temperaturas media logarítmica. Se observa que el valor de  $Nu_h$  es prácticamente constante e igual a 175 para valores de  $Re_h$  inferiores a 10000. Richardson y Smith<sup>(24)</sup>, en un equipo calentado exteriormente, también obtuvieron coeficientes peliculares constantes en un rango de  $Re_t$  entre 6500 y 1500, mayores que los predecibles por las correlaciones sugeridas para tal sistema.<sup>(39)</sup> La discrepancia fue explicada por la influencia de la convección natural en la transferencia de calor en tubos verticales.

En la misma figura se han graficado las correlaciones sugeridas por Carpenter<sup>(40)</sup> y por Chen et al.<sup>(41)</sup> para régimen laminar y por Wiegand<sup>(42)</sup> para régimen turbulento. Las expresiones son respectivamente:



ECUACION  
 - · - · - (48)  
 ——— (49)  
 - - - - (50)

FIG 3 - EXPERIENCIAS CON  
 EL LECHO SIN PARTICULAS

$$Nu_h = 1.86 \left( \frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0.14} (Re_h Pr \left( \frac{D_1 + D_2}{L} \right))^{1/3} \dots (48a.)$$

(régimen laminar)

$$Nu_h = 1.02 \left( \frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0.14} Re_h^{0.45} Pr^{0.5} \left( \frac{D_h}{L} \right)^{0.4} \left( \frac{D_2}{D_1} \right)^{0.8} Gr^{0.05} \dots (49a.)$$

$200 < Re_h < 2000$

$$Nu_h = 0.023 Re_h^{0.8} Pr^{0.4} \left( \frac{D_2}{D_1} \right)^{0.45} ; 10000 < Re_h \dots (50)$$

La discrepancia entre las dos correlaciones para régimen laminar es muy grande. La ecuación (48), probablemente da valores muy bajos porque no tiene en cuenta la convección natural. La ecuación (49), si bien tiene en cuenta este efecto, no parece ser adecuada, puesto que da valores de  $Nu_h$  mayores que los de la ecuación (50) para  $Re_h$  mayores que 10000. Una pequeña variación en el exponente del Gr daría resultados muy diferentes.

Para  $Re_h$  mayores que 10000 la medición experimental de los coeficientes no fue precisa debido a la dificultad de medir la pequeña diferencia de temperaturas entre la entrada y la salida. Por ejemplo para  $Re_h = 15000$  un error de  $0.2^\circ C$  en esta diferencia de temperaturas da lugar a un error en  $Nu_h$  de  $\pm 15\%$ . No obstante, dentro de este margen los valores experimentales concuerdan con los de la ecuación

(50), confirmándose así el correcto funcionamiento del equipo.

Dada la falta de correlaciones para la zona de  $Re_h$  entre 2000 y 10000 es necesario realizar un estudio para cubrir dicho rango.

Asimismo será de interés establecer la importancia de la convección natural para  $Re_h$  menores que 10000.

## 5.2. Experiencias con el lecho fluidizado

Para cada experiencia se han calculado valores de  $Nu$ ,  $Re$  y  $Pr$ .

En las correlaciones clásicas de transferencia de calor es común evaluar las propiedades físicas de los fluidos a la "temperatura global promedio"  $((T_{g1} + T_{g2})/2)$ , o a la "temperatura media del film" ( $T_f =$

$= 0.5((\frac{T_p + T_g}{2})_1 + (\frac{T_p + T_g}{2})_2)$ ). En el presente trabajo los datos fueron procesados de las dos maneras con el objeto de seleccionar la temperatura más adecuada para la correlación de los mismos.

En las representaciones gráficas siguientes se eligió la temperatura global promedio para evaluar las propiedades

físicas que intervienen en los grupos adimensionales.

Para evitar posibles efectos térmicos de entrada, se prefirió usar como fuerza impulsora la diferencia de temperaturas  $(T_p - T_g)_2$ , más que una diferencia integrada o media logarítmica. Los coeficientes peliculares se calcularon según :

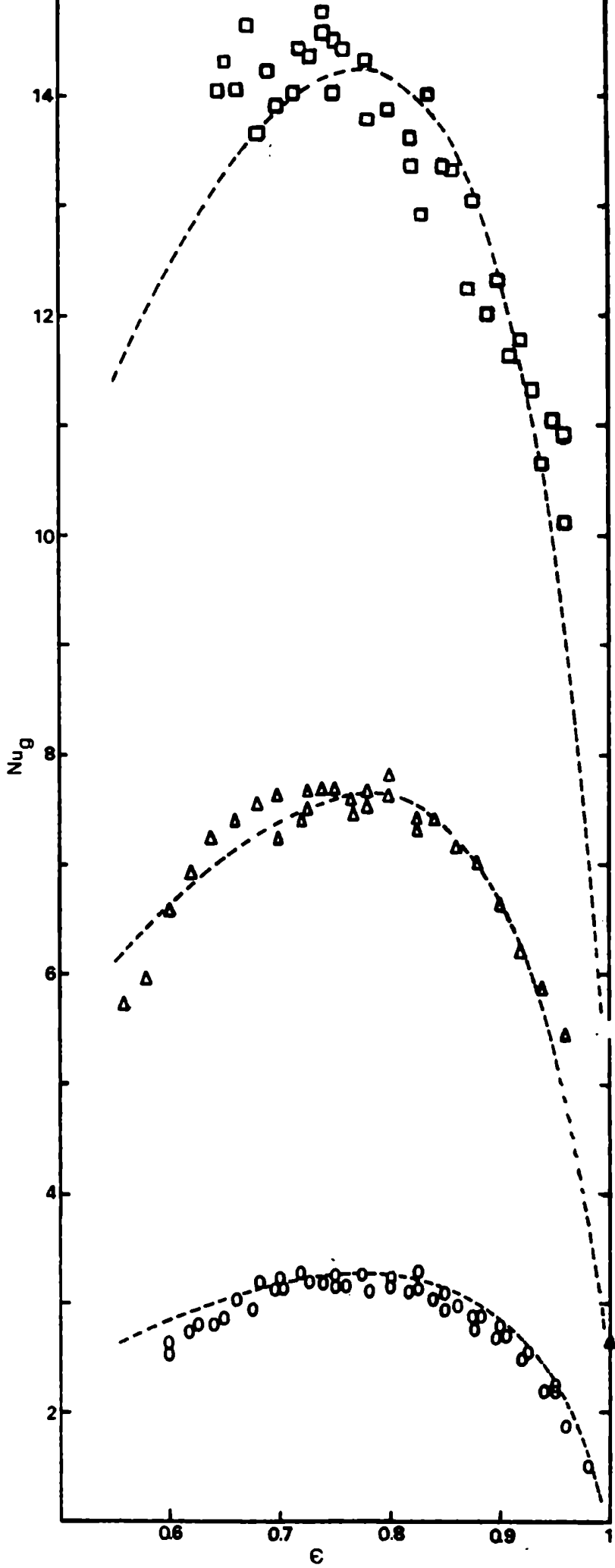
$$h = \frac{G' C_p (T_{g2} - T_{g1})}{A (T_{p2} - T_{g2})} \quad \dots(51a.)$$

En la figura 4 se muestran los resultados de las corridas con agua para los tres tamaños de partículas usados. Se ha representado el valor de Nu en función de la porosidad del lecho. Se observan Nu máximos a una porosidad  $\epsilon_g$  0.75 aproximadamente, que son mayores para tamaños de partículas mayores.

### 5.3. Correlación de los datos

De acuerdo con los propósitos del trabajo se planteó una correlación similar a la formulada por Hamilton<sup>(27)</sup> para el caso de un lecho calentado exteriormente. Por lo tanto dada la expresión:

$$Nu = K_3 \left( \frac{D}{D_h} \right)^p Pr^q Re^s (1 - \epsilon)^{1-s} \quad \dots(52a.)$$



EC.(50)  
 □ : 1.840 mm ■  
 Δ : 1.095 mm ▲  
 ○ : 0.491 mm  
 - - - - EC.(59)

FIG 4- COMPARACION DE LOS DATOS CON AGUA Y LAS ECUACIONES (50) Y (59)

se determinaron los valores de p, q, s y  $K_3$ . Si se introduce la correlación de Richardson y Zaki<sup>(7)</sup> para la expansión del lecho:

$$Re = Re_o \epsilon^m$$

resulta:

$$Nu = K_3 \left(\frac{D}{D_h}\right)^p Pr^q Re_o^s [ms(1-\epsilon)^{1-s}] \quad \dots(53a.)$$

donde el grupo entre corchetes es una función que da un máximo para una determinada porosidad.

### 5.3.1. Determinación del exponente s

En las corridas con agua, para cada tamaño de partículas el valor de  $Pr_g$  varió poco, por lo tanto la ecuación (52) se puede escribir en la forma:

$$\frac{Nu_g}{Re_g} = K_4 (Re_g / 1 - \epsilon)^{s-1} \quad \dots(54a.)$$

En la figura 5 se ha representado en un gráfico doble logarítmico  $Nu_g / Re_g$  en función de  $Re_g / 1 - \epsilon$  para los tres tamaños de partículas utilizados. La pendiente promedio de las tres rectas obtenida por análisis de regresión, resultó ser  $- 0.45$ . O sea  $s = 0.55$ .

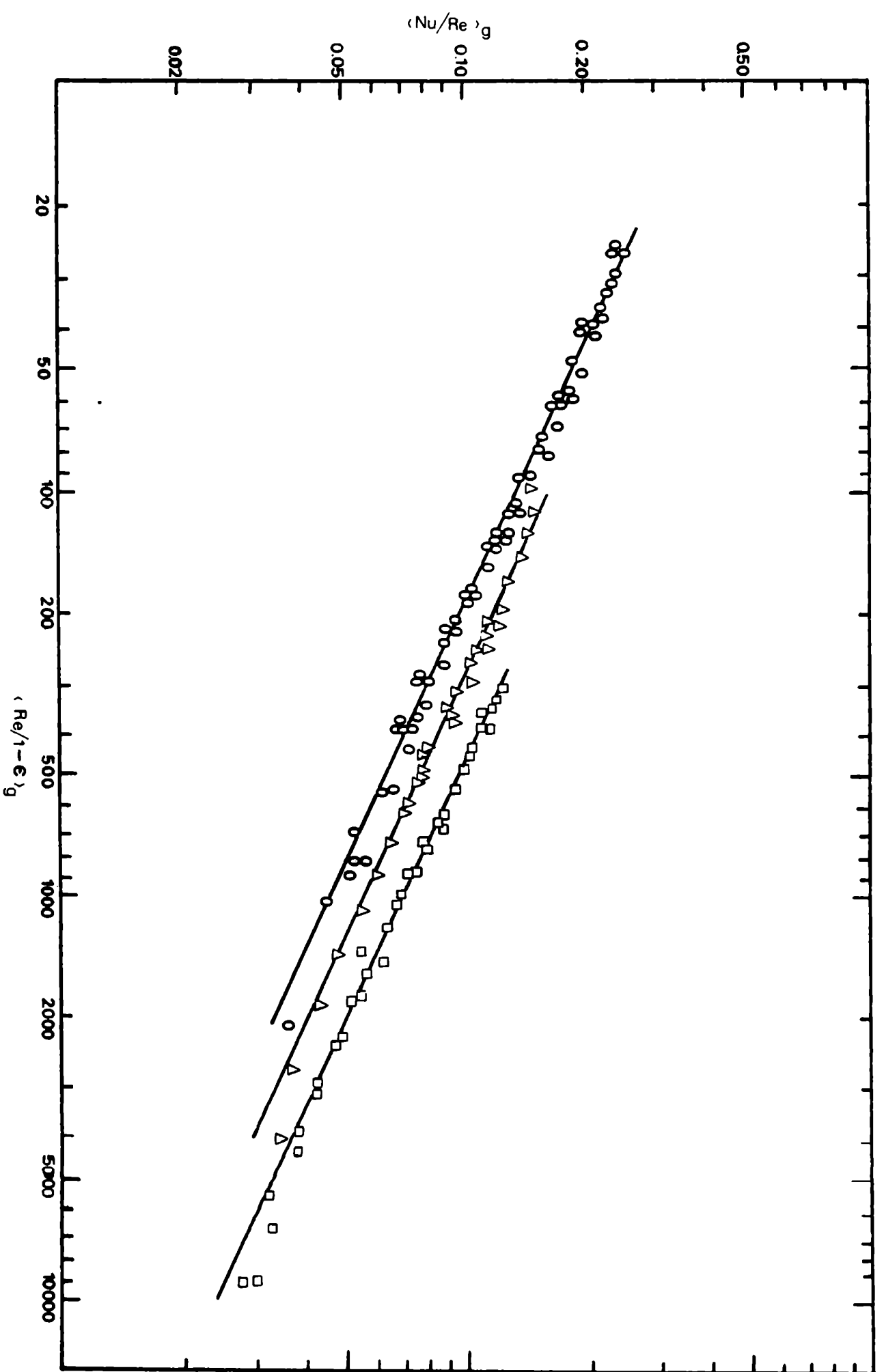


FIG 5 - DETERMINACION DEL EXPONENTE S



### 5.3.2. Determinación del exponente q

Si se reemplaza en la ecuación (52), s por su valor 0.55, la expresión se puede reordenar, para un dado diámetro de las partículas, en la forma:

$$\frac{Nu_g}{Re_g^{0.55} (1-\epsilon)^{0.45}} = K_2 Pr_g^q \quad \dots(55a.)$$

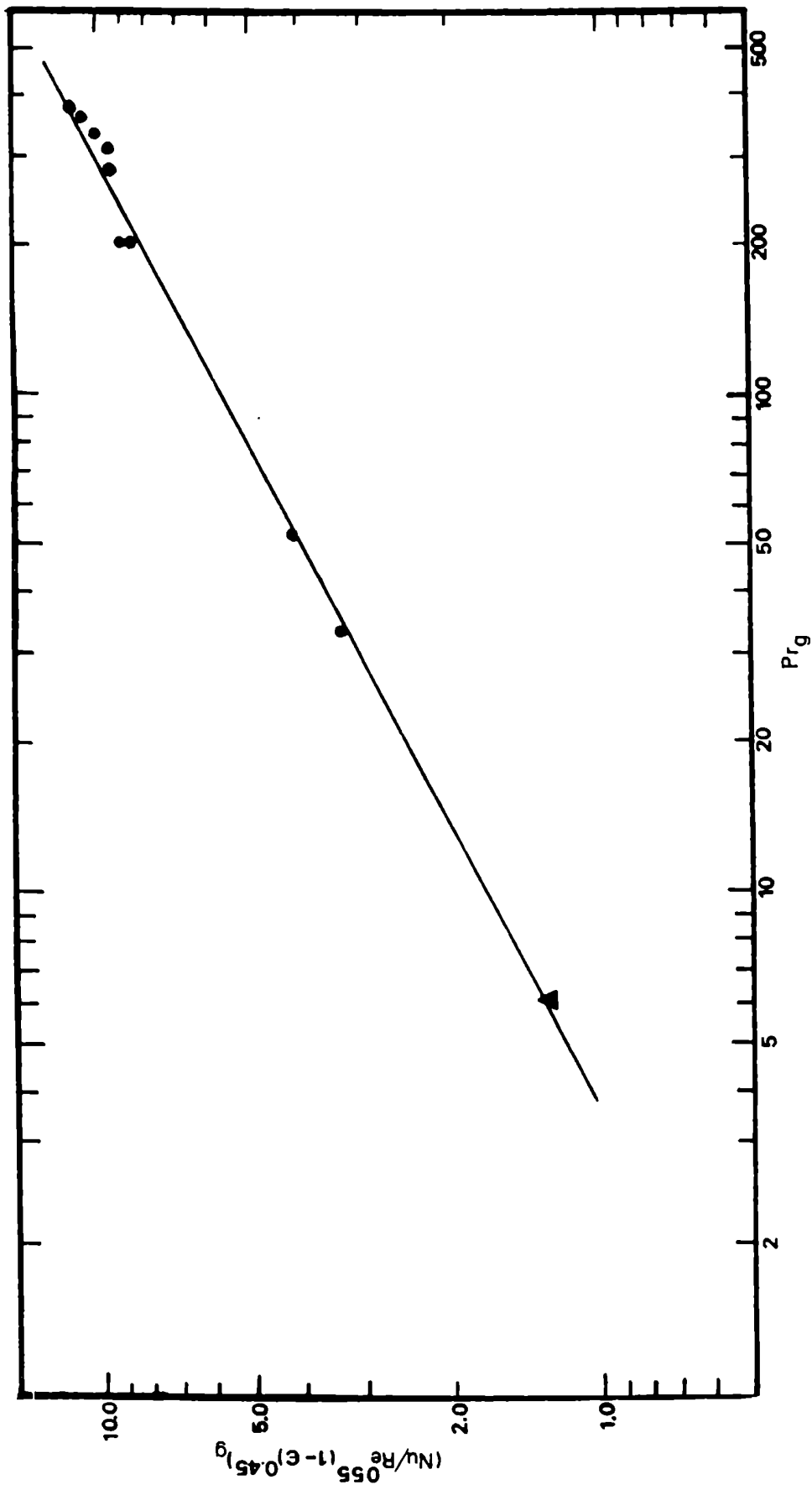
En la figura 6 se muestran los datos obtenidos en las corridas con soluciones de glicerina, en las cuales se ha usado el diámetro intermedio de partículas, 1.095 mm., y una porosidad constante de 0.80. También se ha graficado el valor promedio, para este tamaño, de las corridas con agua en todo el rango de porosidades.

El valor de la pendiente, obtenida por análisis de regresión es  $q = 0.52$ .

### 5.3.3. Determinación del exponente p

Introduciendo los valores de s y q en la ecuación (52) se puede obtener:

$$\frac{Nu_g}{Re_g^{0.55} Pr_g^{0.52} (1-\epsilon)^{0.45}} = K_3 \left(\frac{D}{D_h}\right)^p \quad \dots(56a.)$$



●: SOLUCIONES DE GLICERINA Y AGUA }  $D = 1.095$  mm  
 ▲: AGUA

FIG 6 - DETERMINACION DEL EXPONENTE q

En la figura 7 se muestran los valores promedio de todas las corridas para los tres tamaños de partículas. Por análisis de regresión se obtuvo un valor para la pendiente  $p = 0.15$ . De esta manera la correlación toma la forma:

$$Nu_g = K_3 (D/D_h)^{0.15} Pr_g^{0.52} Re_g^{0.55} (1-\epsilon)^{0.45} \quad \dots(57a.)$$

Para usar esta ecuación es necesario conocer el valor de  $Re$  que corresponde a cada porosidad del lecho; por lo tanto, para facilitar su uso, se puede reemplazar  $Re$  por la expresión de Richardson y Zaki<sup>(7)</sup>:

$$Re = Re_o \epsilon^m$$

En la figura 8 se muestran los datos de expansión del lecho con agua, para los tres tamaños de partículas.

Por análisis de regresión se obtuvo en orden creciente de los diámetros de partículas:  $m = 2.88$ ;  $m = 2.84$  y  $m = 2.80$ . Los valores de  $Re_{og}$  respectivos resultaron ser: 49.9; 187 y 367.

#### 5.3.4. Determinación de la constante $K_3$

Despejando  $K_3$  de la expresión (53) e introduciendo los valores de los exponentes se obtiene:

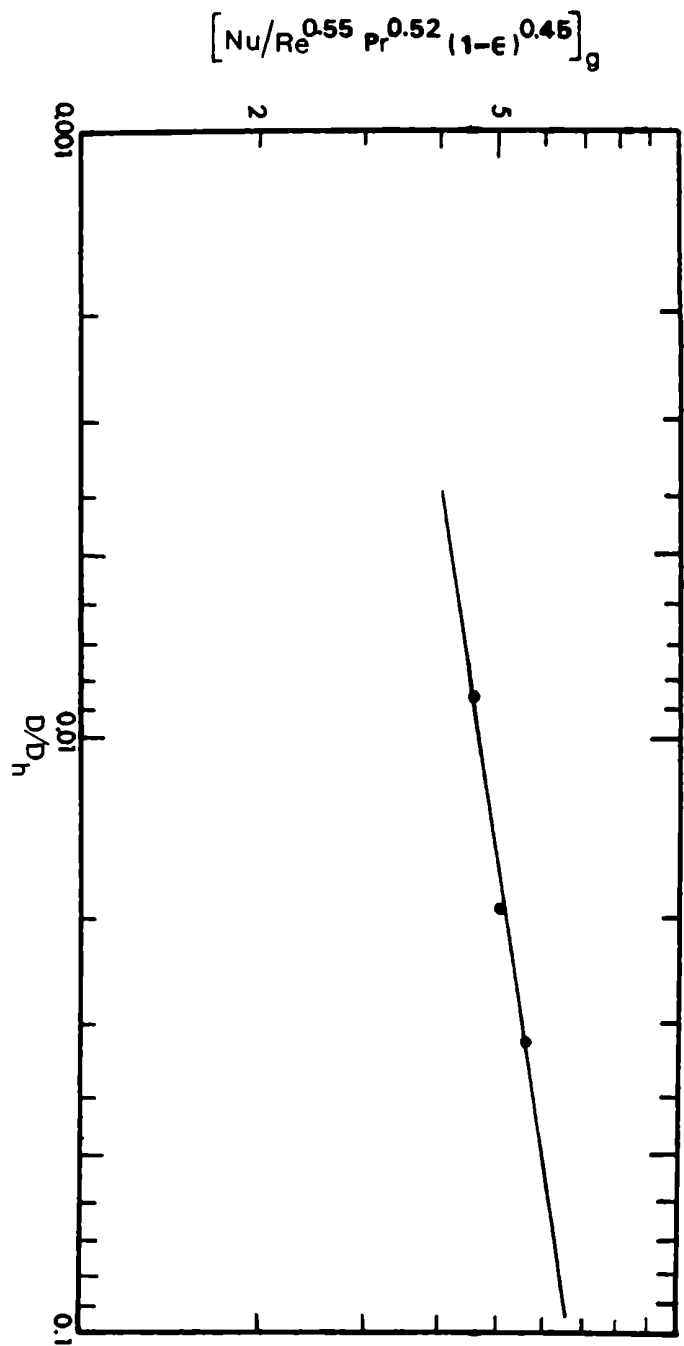
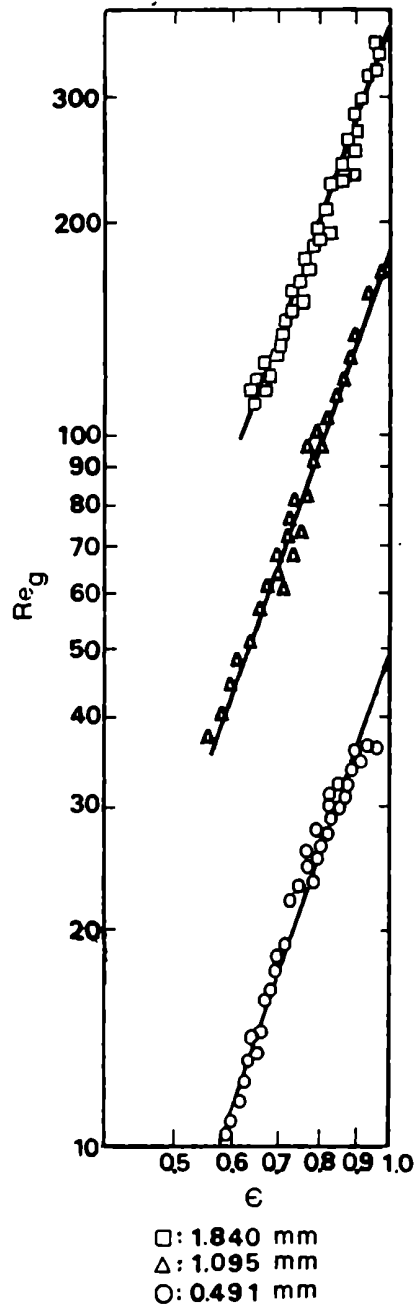


FIG 7 - DETERMINACION DEL EPONENTE p



**FIG 8 - DATOS DE  
 EXPANSION CON AGUA**

$$\frac{Nu_g}{(D/D_h)^{0.15} Pr_g^{0.52} Re_{og}^{0.55} (1-\epsilon)^{0.45} \epsilon^{0.55m}} = K_3 \quad \dots(58a.)$$

Se calculó  $K_3$  para todas las corridas y se obtuvo un valor promedio de 0.943. La dispersión fue Gaussiana, con una dispersión standard del 5% y una variación  $\pm 10\%$  para un límite de confianza del 95%. O sea:

$$Nu_g = 0.943 \left(\frac{D}{D_h}\right)^{0.15} Pr_g^{0.52} Re_{og}^{0.55} (\epsilon^{0.55m} (1-\epsilon)^{0.45}) \pm 5\% \quad \dots(59a.)$$

En la figura 9 se muestra la comparación entre los valores de  $Nu_g$  calculados por la ecuación (59) para las corridas con agua, y la ecuación (57) para las corridas con soluciones de glicerina, y los valores experimentales. En la figura 4 también se muestran las curvas de  $Nu_g$  vs  $\epsilon$  calculados con la expresión (59).

Repetiendo el mismo proceso de cálculo pero utilizando las propiedades físicas a la temperatura media del film se obtuvo:

$$Nu_f = 0.933 \left(\frac{D}{D_h}\right)^{0.15} Pr_f^{0.52} Re_{of}^{0.55} (\epsilon^{0.55m} (1-\epsilon)^{0.45}) \pm 5\% \quad \dots(60a.)$$

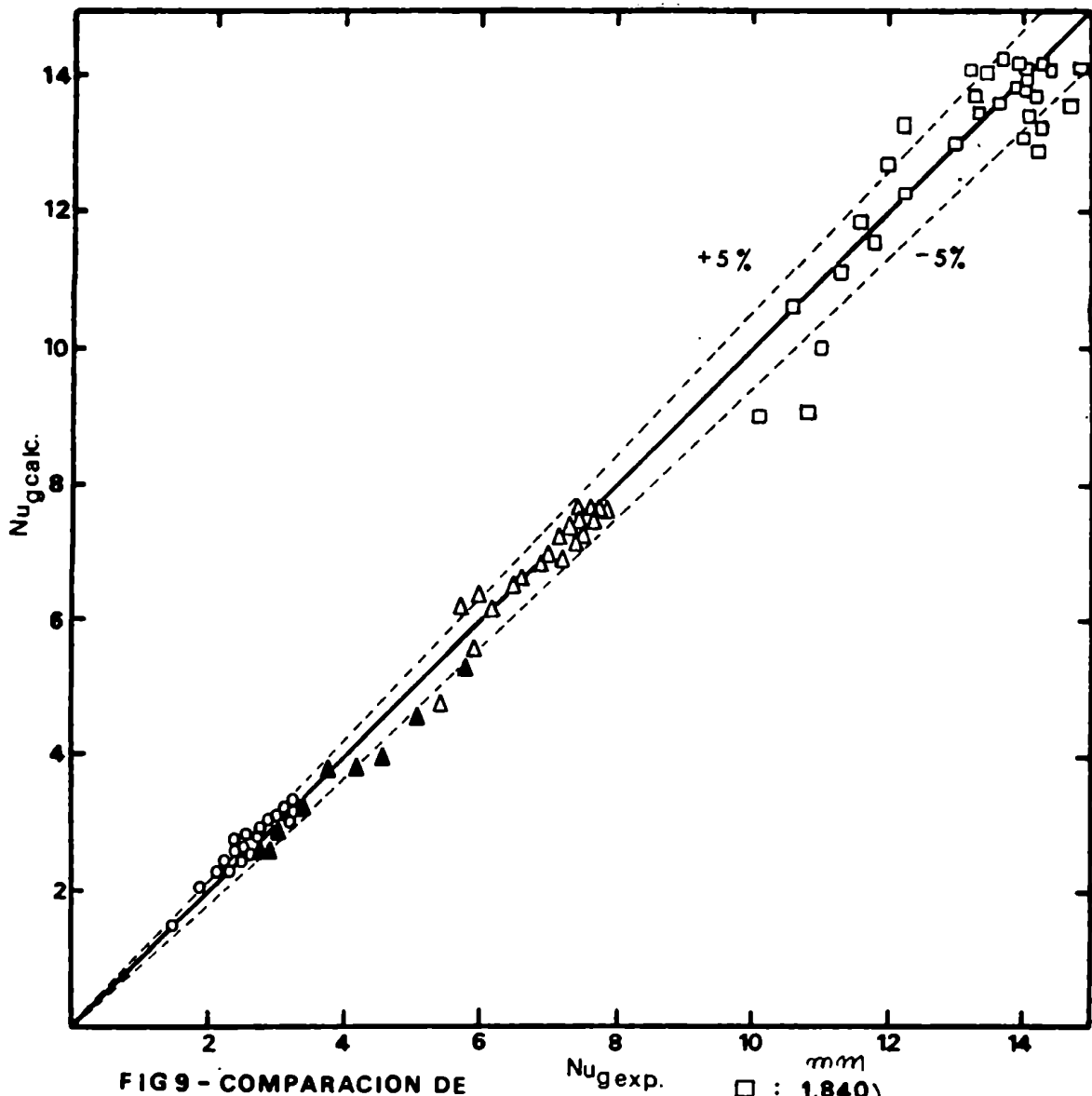


FIG9 - COMPARACION DE  
LOS VALORES DE  $Nu_g$   
EXPERIMENTALES Y  
CALCULADOS

mm  
 $\square$  : 1.840  
 $\triangle$  : 1095 } AGUA  
 $\circ$  : 0491  
 $\blacktriangle$  : GLICERINA - AGUA

#### 5.4. Repetibilidad en las mediciones

Para  $D = 0.491$  mm. y  $\epsilon = 0.70$  se tomaron varias mediciones con el objeto de determinar el grado de repetibilidad de las mismas. Los valores son:

$$\begin{aligned}h \left( \frac{\text{cal}}{\text{°Ccm}^2 \text{seg}} \right) &= 0.0949 \\ &= 0.0976 \\ &= 0.0951 \\ &= 0.0939 \\ &= 0.0946 \\ &= 0.0954\end{aligned}$$

El valor promedio será:

$$h \left( \frac{\text{cal}}{\text{°Ccm}^2 \text{seg}} \right) = 0.0958 \pm 0.0018$$

Resulta por lo tanto, una variación en las mediciones de  $h$  de  $\pm 2\%$ .

#### 5.5. Perfiles de temperatura

Se midieron perfiles de temperatura longitudinales y radiales. En ambos casos fue difícil efectuar las mediciones ya que las fluctuaciones de temperatura observadas fueron muy grandes, resultando por consiguiente, dificultoso establecer los correspondientes perfiles.



### 5.5.1. Perfiles longitudinales

Los perfiles longitudinales se midieron a 10 mm de la pared exterior del lecho. En la figura 10 se muestra uno de estos perfiles y se observa que más allá de una altura igual a cinco veces el diámetro hidráulico, la temperatura aumenta linealmente con la altura: es decir, que el calor transferido por unidad de área es aproximadamente constante. Masruid y Smith<sup>(18)</sup> en sus experiencias sobre transferencia de calor en un lecho calentado eléctricamente desde su exterior, señalaron que las medidas de temperaturas de la pared tomadas a distintas alturas del lecho, indicaban una longitud de entrada generalmente de dos a cinco diámetros y en ningún caso mayor que ocho diámetros.

En el presente trabajo, por usarse un calefactor interior al lecho, no fue posible medir temperaturas de la pared a varias alturas, ya que se hubieran provocado perturbaciones no deseables.

### 5.5.2. Perfiles radiales

Se midieron los perfiles radiales de temperatura para distintas porosidades y tamaños de partículas.

La amplitud de las fluctuaciones de temperatura resultaron ser mucho menores en posiciones cercanas a la pared

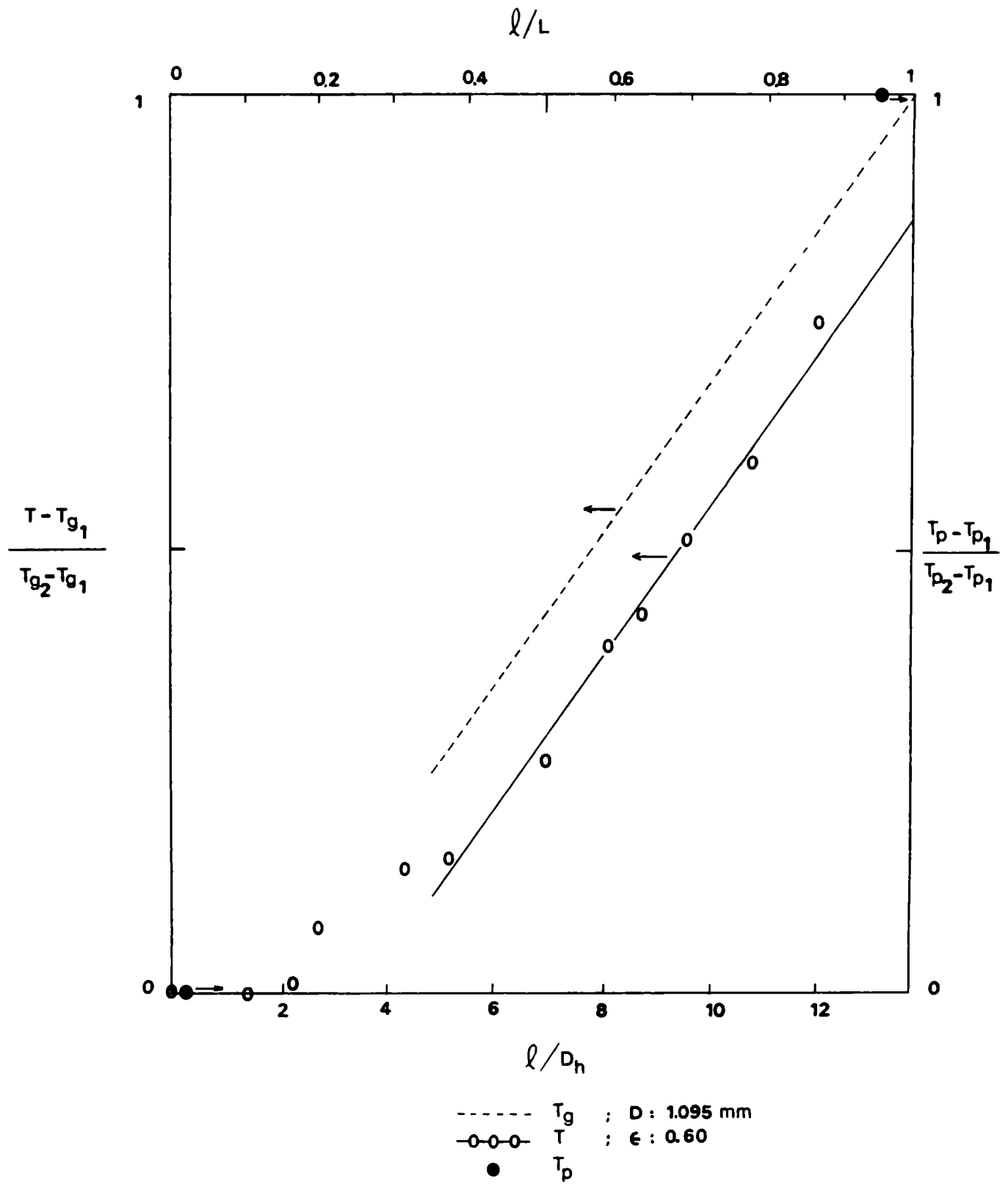


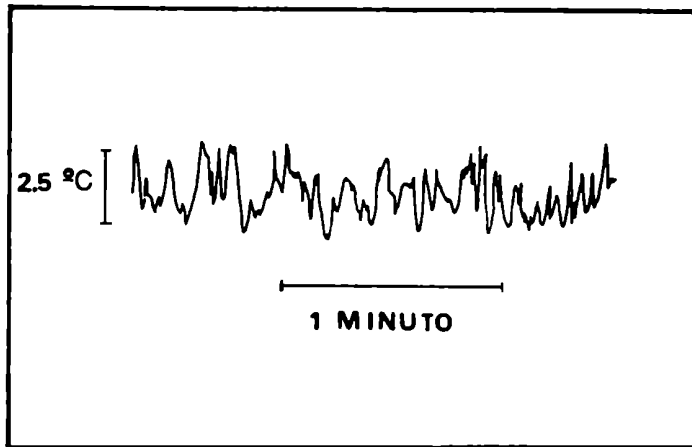
FIG 10- PERFIL LONGITUDINAL DE TEMPERATURAS

interior del lecho. En general se observa que los perfiles dependen de la porosidad del lecho y del tamaño de las partículas; sin embargo dadas las dificultades encontradas en estas mediciones sólo fue posible establecer la existencia de un gradiente de temperatura que prácticamente se anulaba en posiciones radiales alejadas más de 1 cm de la superficie calefactora.

En las figuras 11, 12 y 13 se muestran las temperaturas del lecho obtenidas conectando la termocupla viajera (ver figura 2) con el registrador potenciométrico, en una posición radial distante 9 mm de la superficie calefactora. Se observa que en el caso del lecho sin partículas la temperatura es prácticamente constante, en tanto que en el caso del lecho fluidizado hay fluctuaciones considerables.

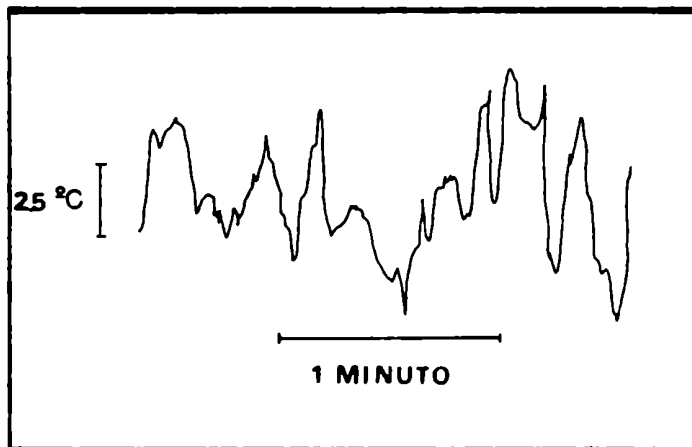
Comparando las figuras 11 y 12 se nota que en la fluidización con agua la frecuencia de las fluctuaciones es mayor que en el caso de la fluidización con glicerina y que la amplitud de las fluctuaciones en aquel caso es menor que en éste.

En la figura 14 se ha mostrado el resultado de una medición tomada a 0.5 mm de la pared de calefacción. La amplitud de las fluctuaciones resulta ser mayor que en los demás casos.



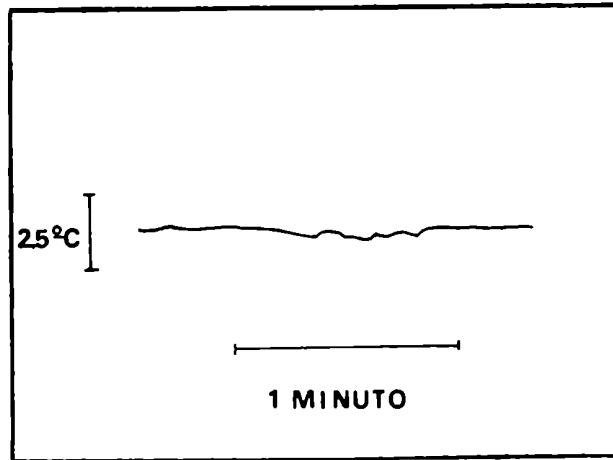
$T_g: 23^\circ\text{C}$        $D: 1.905 \text{ mm}$        $Pr_g: 6.12$   
 $\epsilon: 0.80$

**FIG 11 - TEMPERATURA DEL LECHO  
 FLUIDIZADO CON AGUA**



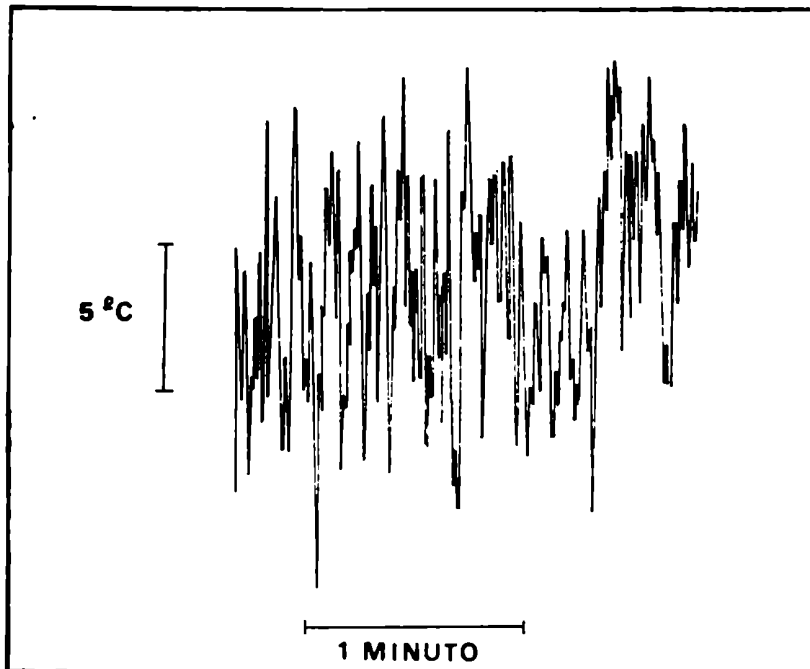
$T_g: 38^\circ\text{C}$        $D: 1.905 \text{ mm}$        $Pr_g: 286$   
 $\epsilon: 0.80$

**FIG 12- TEMPERATURA DEL LECHO  
 FLUIDIZADO CON GLICERINA**



$\epsilon: 1$   
 $Re_h: 10000$   
 $T_g: 24^\circ\text{C}$

FIG 13 - TEMPERATURA DEL LECHO SIN PARTICULAS



$\epsilon: 0.80 \quad T_g: 23^\circ\text{C}$

FIG 14 - TEMPERATURA DEL LECHO FLUIDIZADO CERCA DE LA SUPERFICIE CALEFACTORA

## 6. Discusión y análisis de los datos.

### 6.1 Observaciones visuales del lecho.

El lecho pudo observarse solamente en una pequeña sección, al final de la sección de prueba, ya que el resto estaba aislado.

Se notó que la altura de fluidización se mantenía constante y con pocas fluctuaciones cuando la velocidad del líquido no era grande (o sea para partículas pequeñas y porosidades bajas). Igualmente, la fluidización fue más uniforme para porosidades y diámetro de partículas pequeños.

Las mayores dificultades en la expansión ocurrieron en la fluidización del tamaño de partículas más grande, dado que las fluctuaciones de la altura del lecho hacían difícil el ajuste del caudal. Además, en esta región de altas porosidades, a una pequeña variación en la altura del lecho corresponde una variación en la porosidad y, según se nota en la figura 4, a una pequeña variación en la porosidad corresponde una considerable variación en el coeficiente de transmisión de calor.

En las corridas con soluciones de glicerina, especialmente para las más concentradas, dados los muy bajos caudales, fue posible observar condiciones "ideales" de fluidización. Las partículas estaban separadas igualmente, no había burbujas de líquido y el lecho era homogéneo. Además la altura era perfectamente constante y fácil de ajustar.

### 6.2 Temperatura global promedio y temperatura media del film.

Dado que las expresiones (59) y (60) son similares y representan los valores experimentales con igual precisión, la (59) será de mayor utilidad como ecuación de diseño, ya que es más fácil estimar  $T_g$  que  $T_f$ .

Cabe destacar que no ha sido necesario introducir el grupo  $\left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)$ , el cual aparece con frecuencia en correlaciones de transferencia de calor para líquidos viscosos, como por ejemplo la de Sieder y Tate<sup>(43)</sup>.

### 6.3. Influencia de la viscosidad del fluido en la transferencia de calor.

Debido al parecido de los exponentes de  $Re$  y  $Pr$  en

las ecuaciones (59) y (60) podría pensarse que la viscosidad del líquido no influiría en la transferencia de calor. No obstante,  $v_0$  prácticamente coincide con la velocidad terminal de las partículas, la cual es una función de la viscosidad.

Dado que las partículas caen en un fluido con una velocidad constante cuando sobre ellas no actúan fuerzas netas, es posible obtener expresiones para la velocidad terminal igualando la resistencia que ejerce el fluido a la fuerza que actúa sobre las partículas por acción de la gravedad y el empuje del líquido. Únicamente para el caso de régimen laminar se conoce una expresión para la fuerza que ejerce el fluido sobre una partícula, debida a Stokes<sup>(44)</sup>. En este caso resulta:

$$v_0 = \frac{D^2 g (\rho_s - \rho)}{18 \mu} \quad \dots(61a.)$$

o bien:

$$Re_0 = \frac{g D^3 \rho (\rho_s - \rho)}{18 \mu^2} \quad \dots(62a.)$$

Reemplazando en (59) se obtiene:

$$Nu \propto \frac{1}{\mu^{0.58}}$$

o sea, que para líquidos muy viscosos existe una gran de-



dependencia de Nu con la viscosidad.

En la zona de transición y régimen turbulento se tienen las siguientes correlaciones que permiten calcular la resistencia que ejerce el fluido sobre las partículas:

$$2 < Re_0 < 500 \quad C_D = \frac{18.5}{Re_0^{3/5}} \quad \dots(63a.)$$

$$500 < Re_0 \quad C_D = 0.44 \quad \dots(64a.)$$

La influencia de la viscosidad resulta ser:

$$Nu \propto \left( \frac{1}{\mu} \right)^{0.27} \quad \text{y} \quad Nu \propto \left( \frac{1}{\mu} \right)^{0.03}$$

respectivamente.

Es decir que la influencia de la viscosidad en los coeficientes de transmisión de calor es mayor en régimen laminar que en los regímenes de transición y turbulento. Dado que generalmente cuando se trabaja con líquidos muy viscosos se tiene régimen laminar, se tendrá en estos casos una importante influencia en la viscosidad del fluido.

#### 6.4. Efecto de la variación de la temperatura global promedio durante la expansión.

Según Richardson y Zaki<sup>(7)</sup> la expansión de un lecho fluidizado por líquidos se puede expresar por:

$$Re = Re_0 \epsilon^m$$

donde  $m$  depende de  $Re$ , según se vió en 3.3.1 .

En una serie de corridas en transferencia de calor a diferentes porosidades, es difícil trabajar en condiciones tales que la temperatura global promedio se mantenga constante. Si ésta varía durante la expansión, la viscosidad del líquido variará y si se quiere usar la expresión (59) se deberá calcular  $Re_0$  y  $m$  para cada porosidad a la temperatura que corresponda en cada caso.

#### 6.5. Influencia de la geometría del sistema.

El exponente de la relación  $(\frac{D}{D_h})$  es mucho menor que el de la relación  $(\frac{D}{D_t})$  para un sistema calentado exteriormente. Asimismo el valor de la constante es diferente en ambos casos. Más adelante se comentarán estos aspectos.

Cairns y Prausnitz<sup>(16,17)</sup> en sus estudios sobre mezclado en lechos fluidizados por líquidos señalaron la importancia de la relación  $(\frac{D}{D_t})$  e indicaron que, para valores pequeños de esta relación, las partículas tenían mayor posibilidad de moverse libremente. Para el caso de una sección anular quizás sería más apropiado considerar

el radio hidráulico en lugar del diámetro hidráulico, ya que representaría más adecuadamente la posibilidad de libre movimiento de las partículas.

Según las experiencias, para diámetros de partículas mayores corresponden coeficientes de transmisión de calor mayores. El límite físico superior de la relación  $(\frac{D}{D_h})$  es 0.5, ya que el máximo espacio permisible para el movimiento de las partículas es igual a  $0.5 D_h$ . Sin embargo, debido a la restricción en el movimiento de las partículas, el límite real, por encima del cual los coeficientes de transferencia no aumentan, será menor que el límite físico. Este aspecto no ha sido aclarado aún.

#### 6.6. Estimación de $\epsilon$ máxima y $h$ máximo.

Si se deriva la ecuación (59) con respecto a la porosidad y se iguala a cero se puede obtener rápidamente la porosidad que corresponde al máximo. La expresión es:

$$\epsilon_{\text{máx.}} = \frac{m s}{m s + (1-s)} \quad \dots(65a.)$$

En orden creciente de los tamaños de partículas usados se obtiene  $\epsilon_{\text{máx.}} = 0.78$ ,  $0.777$  y  $0.774$ . En la figura 4 se observa que los  $Nu_g$  máximos corresponden con estos valores de  $\epsilon_{\text{máx.}}$ . Con  $\epsilon_{\text{máx.}}$  es fácil calcular el

valor de  $Nu_g$  máx. para un sistema determinado mediante la ecuación (59).

En caso de construirse un intercambiador de calor de esta naturaleza, sería conveniente desde el punto de vista económico, que trabajara a la porosidad correspondiente al máximo.

#### 6.7. Comparación de los coeficientes de transmisión de calor del presente estudio con los de los sistemas comunes.

Los coeficientes peliculares en el sistema fluidizado son hasta 2.7 veces más grandes que los medidos para el lecho sin partículas, a iguales valores de  $Re$  y  $Pr$ .

En la figura 4 se han graficado los valores de  $Nu$  a porosidad 1 para  $D = 1.095$  mm. y  $D = 1.840$  mm. calculados según la ecuación (50), pudiendo observarse que coinciden con la extrapolación de la ecuación (59) a porosidad 1.

Dadas las dificultades encontradas en la medición de coeficientes peliculares para el lecho sin partículas, según se vio en 5.1., se ha preferido utilizar la ecuación (50) en lugar de los valores experimentales. Para el valor de  $Re_H$  correspondiente a porosidad 1 para  $D = 0.491$  mm. no hay correlaciones adecuadas, por lo tanto no ha sido posible

hacer comparación alguna. En la tabla 1 se muestra la comparación entre  $Nu$  calculado mediante la ecuación (50) y  $Nu_g$  calculado con la ecuación (59) para porosidad 0.99.

D mm	Ecuación (50)	Ecuación (59) ( $\epsilon = 0.99$ )
1.095	2.65	2.71
1.840	5.47	5.65

TABLA 1

#### 6.8. Mecanismo de la transferencia de calor.

Hasta el presente no existe un mecanismo preciso para explicar la transferencia de calor en lechos fluidizados por líquidos; no obstante se han sugerido dos teorías. En una se piensa que la presencia y movimiento de las partículas reduce el espesor del film en la superficie de calentamiento. Por otro lado se ha indicado que las partículas se calientan cuando están cerca de la pared, llevando luego su calor hacia el centro del lecho. Si bien este último mecanismo es el responsable del 95% de la transferencia de calor en lechos fluidizados por gases<sup>(45)</sup> Wasmund y Smith<sup>(18)</sup> demostraron que en el caso de líquidos no es importante.

Para un sistema determinado con  $D$ ,  $D_t$  (o  $D_h$ ) y propiedades físicas constantes, las ecuaciones (41) y (59) se pueden poner en la forma:

$$h = K_4 \epsilon^{ms} (1 - \epsilon)^{1-s} \quad \dots(66a.)$$

siendo  $m$  y  $s$  tales que  $h$  pasa por un máximo a una porosidad aproximada de 0.75. Cairns y Prausnitz<sup>(16)</sup> en estudios realizados sobre mezclas en lechos fluidizados por líquidos indicaron que la turbulencia máxima ocurre a porosidades alrededor de 0.70. Esto indicaría que  $h$  estaría relacionado con la turbulencia del lecho.

#### 6.8.1. Modelos matemáticos

##### 6.8.1.1. Caso de un lecho con sección circular

Wasmund y Smith<sup>(18,19)</sup> propusieron un modelo de resistencias en serie según se dio en la sección 3.4.2.1. (págs. 29-31).

Con los datos experimentales obtuvieron correlaciones para calcular las resistencias en la pared y en el lecho. Mediante la suma de ambas se puede obtener la resistencia total. Para esferas de vidrio la correlación resultante es:

$$1/St = v \rho C_p / h = \frac{1}{10^{(0.11 - 1.75 \epsilon)} Re_o^{-0.33}}$$

$$+ \frac{vD}{8(1.06 \cdot 10^{-3} \text{Re}_0 + 515D(\epsilon - 0.50))} \quad \dots(67a.)$$

$$[v] = \frac{Pie}{hr}; \quad [D] = Pie$$

Según se ha mostrado<sup>(27)</sup> los coeficientes peliculares calculados según (67) son bastante diferentes de los valores reales, especialmente para la zona de altas porosidades.

Si la ecuación (23) se resuelve bajo las mismas suposiciones y con las condiciones de contorno (ver figura 15):

$$1) \frac{dT}{dr} = 0 \quad \text{y} \quad T = T_c \quad \text{para } r = 0$$

$$2) T = T_r \quad \text{para } r = R$$

Siendo  $T_r$  la pseudo temperatura del fluido, obtenida por extrapolación del perfil a la pared o sea:

$$T = C_1 \ln r + \frac{qr^2}{2Re C_{p,r} D} + C_2 \quad \dots(68a.)$$

Por la condición de contorno 1),  $C_1 = 0$ . O sea:

$$T = \frac{qr^2}{2Re C_{p,r} D} + C_2 \quad \dots(69a.)$$

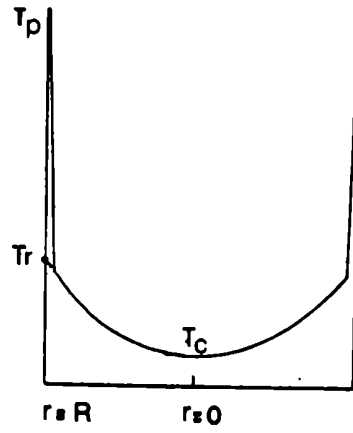


FIG 15 - FORMA DEL PERFIL RADIAL DE TEMPERATURAS PARA UN LECHO DE SECCION CIRCULAR

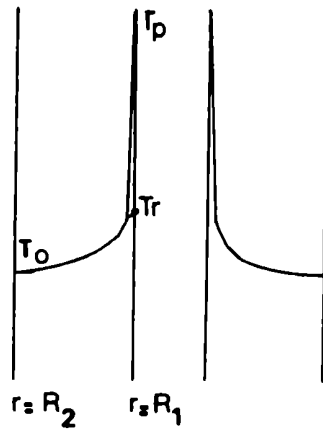


FIG 16- IDEM FIG 14 PARA UN LECHO DE SECCION ANULAR



$$y \quad T_c = C_2$$

Por lo tanto:

$$T = \frac{qr^2}{2R \rho C_p D_r} + T_c \quad \dots(70a.)$$

Por la condición de contorno 2):

$$T_r = \frac{qR}{2 \rho C_p D_r} + T_c \quad \dots(71a.)$$

Además:

$$T_g = \frac{\int_0^R T_r dr}{\int_0^R r dr} = \frac{qD}{8 \rho C_p D_r} + T_c \quad \dots(72a.)$$

$$\therefore (T_g - T_c) = qD/8 \rho C_p D_r + T_c$$

$$y: (T_r - T_c) = \frac{qR}{2 \rho C_p D_r} = \frac{qD}{4 \rho C_p D_r} \quad \dots(73a.)$$

$$\begin{aligned} y: (T_p - T_c) &= (T_p - T_g) + (T_g - T_c) = \\ &= (T_p - T_g) + \frac{qD}{8 \rho C_p D_r} \quad \dots(74a.) \end{aligned}$$

Definiendo una temperatura adimensional en la forma:

$$\theta_r = \frac{T_r - T_c}{T_p - T_c} \quad \dots(75a.)$$

v reemplazando por las expresiones correspondientes:

$$\theta_r = \frac{qD}{4 \rho C_p D_r} \frac{1}{\left( \frac{T_p - T_g}{D} + \frac{qD}{8 \rho C_p D_r} \right)} =$$

$$= \frac{1}{\frac{4 \rho C_p D_r}{D h} + \frac{1}{2}} \quad \dots(76a.)$$

$$\frac{1}{\theta_r} = \frac{1}{2} + \frac{4 \rho C_p D_r}{D h} \quad \dots(77a.)$$

Si definimos  $\phi_r = \frac{(2 - \theta_r)}{\theta_r}$  tenemos:

$$\phi_r = \frac{8 \rho C_p D_r}{D_t h} \quad \dots(78a.)$$

O sea:

$$\frac{1}{h} = \frac{D_t}{8 \rho C_p D_r} \phi_r \quad \dots(79a.)$$

Donde  $\frac{D_t}{8 \rho C_p D_r}$  es la resistencia del lecho. De esta forma se ha obtenido una relación entre la resistencia total y la del lecho a través de un factor  $\phi_r$  que depende del perfil de temperaturas. Expresando la (79) en forma adimensional

se tiene:

$$\frac{1}{Pe_r} = 0.125 Nu \left(\frac{D}{D_t}\right) \phi_r / Re Pr \quad \dots(80a.)$$

Sustituyendo Nu por la expresión (41) obtenemos:

$$\phi_r Pe_r = 2.36 Pr^{0.67} \left(\frac{D}{D_t}\right)^{0.43} \left(\frac{Re}{1-\epsilon}\right)^{0.435} \quad \dots(81a.)$$

Para D, D<sub>t</sub> y Pr constantes resulta:

$$\frac{1}{\phi_r Pe_r} = K_5 \left(\frac{Nu}{Re}\right) = K_6 \left(\frac{Re}{1-\epsilon}\right)^{-0.435} \quad \dots(82a.)$$

Los perfiles de temperatura obtenidos por Wasmund y Smith<sup>(18,19)</sup> permitieron calcular  $\phi_r$  y D<sub>r</sub>. Para Pr, D<sub>t</sub> y D constantes resultó ser:

$$\phi_r \propto \epsilon^n \quad \dots(83a.)$$

y:

$$D_r \propto \epsilon^{(n+0.565m)} (1-\epsilon)^{0.435} \quad \dots(84a.)$$

donde n = 1.6 para D = 0.75 mm y n = 2.1. para D = 1.98 mm.

De la expresión (84) se puede notar que D<sub>r</sub> es una función que pasa por un máximo cuando la porosidad es alrededor de 0.90.

Wasmund y Smith<sup>(18,19)</sup> dedujeron de su análisis la siguiente expresión de  $D_r$  para partículas de vidrio:

$$D_r = 1.06 \cdot 10^{-3} Re_o + 515D(\epsilon - 0.50) \quad \dots(85a.)$$

$$[D_r] = \text{Pie/hr}^2; [D] = \text{Pie}$$

El hecho de tener una relación lineal entre  $D_r$  y  $\epsilon$  es el motivo del fracaso de la correlación (67) para altas porosidades.

En la figura 17 se han graficado valores de  $Pe'_r = \frac{v\eta}{\epsilon D_r}$  en función de la porosidad para partículas de 0.75mm y 1.98mm. Se observan mínimos para porosidades alrededor de 0.75.

Otros investigadores utilizando otras técnicas obtuvieron resultados similares. El valor de  $Pe'_r$  para porosidad 1 fue calculado con la velocidad correspondiente a  $Re_o$  para  $D = 1.98mm$  y usando un valor medio para  $D_r$  obtenido de los datos de Smith et al.<sup>(46)</sup>. La continuidad de la curva con el valor a porosidad 1 apoya el presente modelo, el cual puede ser aplicado al sistema de tubos concéntricos.

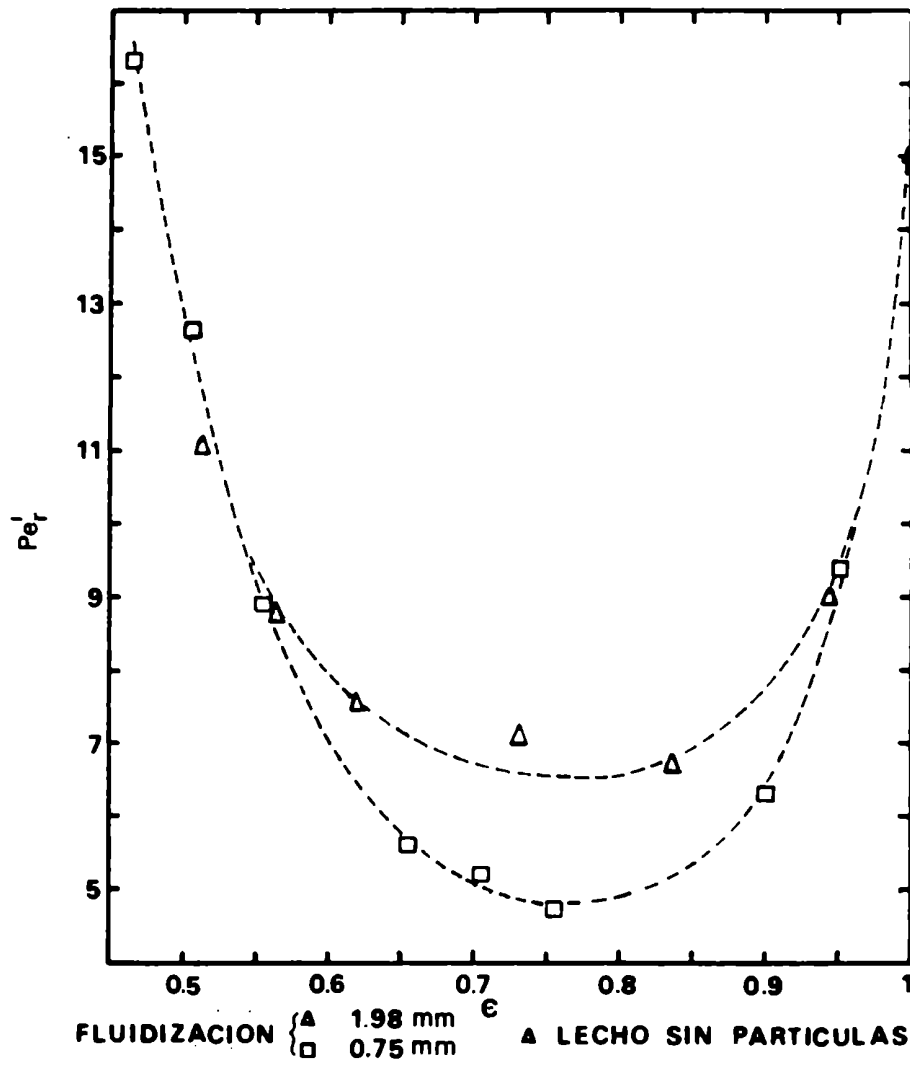


FIG 17 - NUMERO DE PECLET RADIAL PARA UN LECHO DE SECCION CIRCULAR

6.2.1.2. Caso de un lecho con sección anular

Considerando como válidas las mismas suposiciones que en el caso de un tubo simple, la ecuación (23) se puede resolver con las siguientes condiciones de contorno (ver figura 16):

$$1) \frac{dT}{dr} = 0 \text{ y } T = T_0 \text{ para } r = R_2$$

$$2) T = T_r \text{ para } r = R_1$$

Dado que:

$$q_2 \eta R_1 L = v \rho c_p (R_2^2 - R_1^2) (T_{g2} - T_{g1}) \quad \dots (86a.)$$

$$\frac{(T_{g2} - T_{g1})}{L} = \frac{dT}{dl} = \frac{\partial T}{\partial l} = \frac{q_2 \eta R_1}{v c_p \rho (R_2^2 - R_1^2)} \quad \dots (87a.)$$

resulta:

$$\frac{2qR_1}{R_2^2 - R_1^2} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( \rho c_p D_r r \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad \dots (88a.)$$

Integrando:

$$T = \frac{1}{2} \frac{qR_1 r^2}{(R_2^2 - R_1^2) \rho c_p D_r} + \frac{C_1}{\rho c_p D_r} \ln r + C_2 \quad \dots (89a.)$$

Por la condición de contorno 1):

$$\left(\frac{dT}{dr}\right)_{r=R_2} = 0 = \frac{qR_1R_2}{(R_2^2 - R_1^2) e^{C_p D_r}} + \frac{C_1}{e^{C_p D_r R_2}} \quad \dots(90a.)$$

$$\therefore C_1 = - \frac{qR_1R_2^2}{R_2^2 - R_1^2}$$

Reemplazando en (89)·

$$T = \frac{1}{2} \frac{qR_1r^2}{(R_2^2 - R_1^2) e^{C_p D_r}} - \frac{qR_1R_2^2 \ln r}{(R_2^2 - R_1^2) e^{C_p D_r}} + C_2 \quad \dots(91a.)$$

Dado que para  $r = R_2$ ,  $T = T_0$  se tiene:

$$C_2 = T_0 - \frac{1}{2} \frac{qR_1R_2^2}{(R_2^2 - R_1^2) e^{C_p D_r}} + \frac{qR_1R_2^2 \ln R_2}{(R_2^2 - R_1^2) e^{C_p D_r}} \quad \dots(92a.)$$

o sea:

$$T = \frac{qR_1}{2(R_2^2 - R_1^2) e^{C_p D_r}} (r^2 - 2R_2^2 \ln r + 2R_2^2 \ln R_2 - R_2^2) + T_0 \quad \dots(93a.)$$

Es preciso calcular  $T_r$  y  $T_g$ . Para obtener  $T_r$ ,

si se tiene en cuenta la condición de contorno

no 2) y se reemplaza en (93)  $r$  por  $R_p$  se tiene:

$$T_r = \frac{q}{e^{C_p D_r}} \frac{R_1}{(R_2^2 - R_1^2)} \left( R_2^2 \ln \frac{R_2}{R_1} - \frac{R_2^2 - R_1^2}{2} \right) + T_0 \quad \dots(94a.)$$

Si definimos  $F_1 = R_2^2 \ln \frac{R_2}{R_1} - \frac{R_2^2 - R_1^2}{2}$  tenemos:

$$T_r = \frac{q}{\rho C_p D_r} \left( \frac{R_1}{R_2^2 - R_1^2} \right) F_1 + T_o \quad \dots(95a.)$$

Para calcular  $T_g$  se procede de la siguiente manera:

$$T_g = \frac{\int_{R_1}^{R_2} T_r dr}{\int_{R_1}^{R_2} r dr} =$$

$$= \frac{\frac{qR_1}{2 \rho C_p D_r (R_2^2 - R_1^2)} \int_{R_1}^{R_2} r (r^2 - 2R_2^2 \ln r + 2R_2^2 \ln R_2 - R_2^2) dr + \int_{R_1}^{R_2} T_o r dr}{\int_{R_1}^{R_2} r dr}$$

$$= \frac{qR_1}{\rho C_p D_r (R_2^2 - R_1^2)^2} \int_{R_1}^{R_2} (r^3 - 2R_2^2 r \ln r + 2R_2^2 r \ln R_2 - r R_2^2) dr + T_o =$$

$$= \frac{qR_1}{\rho C_p D_r (R_2^2 - R_1^2)^2} \left\{ (1/4)(R_2^4 - R_1^4) - R_2^2 (R_2^2 \ln R_2 - \frac{1}{2} R_2^2 - R_1^2 \ln R_1 + \right.$$

$$\left. + \frac{1}{2} R_1^2) + R_2^2 \ln R_2 (R_2^2 - R_1^2) - \frac{R_2^2}{2} (R_1^2 - R_1^2) \right\} + T_o =$$



$$= \frac{qR_1}{\rho C_p D_r (R_2^2 - R_1^2)} \left\{ (1/4)(R_2^4 - R_1^4) - (R_2 R_1)^2 \ln R_2 / R_1 \right\} + T_o \dots (96a.)$$

Definiendo  $F_2 =$

$$= \frac{1}{(R_2^2 - R_1^2)} \left\{ (1/4)(R_2^4 - R_1^4) - (R_2 R_1)^2 \ln \frac{R_2}{R_1} \right\}$$

se tiene:

$$T_g = \frac{qR_1}{\rho C_p D_r (R_2^2 - R_1^2)} F_2 + T_o \dots (97a.)$$

$$\text{Sea } \theta_{rr} = \frac{T_r - T_o}{T_p - T_o} \dots (98a.)$$

$$\therefore \theta_{rr} = \frac{q}{\rho C_p D_r} \left( \frac{R_1}{R_2^2 - R_1^2} \right) F_1 \frac{1}{q/h + \frac{q}{\rho C_p D_r} \frac{R_1}{(R_2^2 - R_1^2)}} F_2 \dots (99a.)$$

$$\frac{1}{\theta_{rr}} = \frac{F_2}{F_1} + \frac{\rho C_p D_r}{F_1} \frac{R_2^2 - R_1^2}{R_1} \frac{1}{h}$$

$$\text{Si definimos } \phi_{rr} = \frac{1 - \theta_{rr} F_2 / F_1}{\theta_{rr}}$$

$$\text{v } F_3 = \frac{F_1}{R_2^2 - R_1^2} \quad \text{se obtiene:}$$

$$\phi_{rr} = \frac{\rho C_p D_r}{h R_1 F_3} \dots (100a.)$$

O sea:

$$\frac{1}{h} = \frac{R_1 F_3}{\rho C_p D_r} \phi_{rr} \quad \dots(101a.)$$

donde  $\frac{R_1 F_3}{\rho C_p D_r}$  representa la resistencia del lecho.

Llevando la ecuación (101) a una forma adimensional se tiene:

$$\frac{1}{Pe_r} = 0.50 Nu(F_3 D_1 / D) \phi_{rr} / Re Pr \quad \dots(102)$$

que con excepción de los factores de forma  $F_1$ ,  $F_2$ ,  $F_3$  es similar a la ecuación (90). Debido a las dificultades encontradas en la medición de los perfiles radiales, no ha sido posible evaluar en este caso  $\phi_{rr}$  y por lo tanto  $Pe_r$ .

Si se reemplaza en (102) el valor de  $Nu$  dado por (59) se obtiene:

$$\phi_{rr} Pe_r = 2.12 Pr^{0.48} \left(\frac{D_h}{D}\right)^{0.15} \left(\frac{D}{F_3 D_1}\right) \left(\frac{Re}{1-\epsilon}\right)^{0.45} \quad \dots(103a.)$$

Para  $D_h$ ,  $D$  y  $Pr$  constantes:

$$\frac{1}{\phi_{rr} Pe_r} = K_7 \left(\frac{Nu}{Re}\right) = K_8 \left(\frac{Re}{1-\epsilon}\right)^{-0.45} \quad \dots(104a.)$$

Considerando la ecuación (102) y las expresiones que corresponden a  $F_1$ ,  $F_2$  y  $F_3$  parecería razonable introducir la relación  $\left(\frac{R_2}{R_1}\right)$  en la correlación (59), derivada empíricamente, puesto que quizás  $D_h$  no define totalmente la influencia de la geometría del sistema sobre la transferencia de calor. De esta manera el valor 0.943 de la constante en la ecuación (59) incluiría dicha relación.

#### 6.8.2. Interpretación física

La presencia de movimiento de las partículas reducen el espesor del film sobre la superficie de calefacción. Si la porosidad crece, la velocidad del fluido y de las partículas también crecen, provocándose una mayor reducción del film y por lo tanto un aumento en  $h$ . Para una determinada porosidad, un aumento en el tamaño de las partículas da lugar a un aumento de la velocidad de las partículas, o sea una mayor reducción del espesor del film y por lo tanto valores de  $h$  mayores. La figura 4 confirma estos hechos. Sin embargo, sucesivos aumentos de la porosidad provocarán una disminución de la concentración de las partículas y por consiguiente una menor reducción del film. El resultado neto de

estos efectos opuestos dan lugar a la existencia de un máximo de  $h$  para una determinada porosidad.

Para explicar la existencia de una resistencia a la transferencia en el lecho, se postula que las partículas al alejarse de la superficie calefactora, llevan consigo cierta cantidad de líquido caliente que se enfría progresivamente y es abandonado cuando las partículas vuelven hacia el centro del lecho. Estos desplazamientos están apoyados por el movimiento turbulento del fluido y dan como resultado un aumento en la difusividad radial del sistema. El calor que se transfiere de esta manera debe ser una función de la concentración de las partículas  $(1-\epsilon)$  y de la rapidez del movimiento de las partículas, o sea de  $\epsilon$ .

Los dos argumentos expuestos conducen a una expresión para  $h$  de la forma:

$$h \propto \epsilon^z (1-\epsilon)^w$$

la cual concuerda con la (59) derivada empíricamente.

7. Conclusiones.

1) Las ecuaciones (59) o (60) representan en forma satisfactoria la transferencia de calor en el sistema estudiado, dentro de los siguientes rangos:

$$0.0086 < \frac{D}{D_h} < 0.0332 \quad ; \quad 5.24 < Pr_g < 367$$

$$3.18 < Pr_f < 90.2 \quad ; \quad 49.9 < Re_{og} < 368$$

$$80.5 < Re_{of} < 642 \quad ; \quad 0.55 < \epsilon < 0.99$$

2) El modelo propuesto indica que la transferencia de calor en el sistema concéntrico se puede expresar por la ecuación (102).

3) El mecanismo sugerido tiene en cuenta el máximo observado en Nu a una porosidad alrededor de 0.75 .

*Eduardo*

*Offenbach*

## A P E N D I C E 1

### Dimensiones principales.

Longitud de la sección de prueba	79.1	cm.
Longitud de la sección de calma	30.0	cm.
Diámetro interno del tubo exterior	7.62	cm.
Diámetro exterior del tubo interior	1.905	cm.
Area de transferencia de calor	473	cm <sup>2</sup>
Diámetros promedio de las partículas	0.491	mm.
	1.095	mm.
	1.840	mm.

## A P E N D I C E 2

### TABLA DE MEDICIONES ORIGINALES

#### Fluidización con agua:

Experiencias 1 hasta 63 ; D= 0.491 mm.

Experiencias 64 hasta 97 D= 1.095 mm.

Experiencias 98 hasta 133 D= 1.840 mm.

#### Fluidización con soluciones de glicerina:

Experiencias 134 hasta 142 D= 1.095 mm.

#### Lecho sin partículas:

Experiencias 143 hasta 167

N°	$\epsilon$	$T_{P1}$ (°C)	$T_{P2}$ (°C)	$T_{B2}$ (°C)	$T_{B1}$ (°C)	$G'$ ( $\frac{gr.}{seg}$ )	$h$ ( $\frac{cal}{°C \cdot sec \cdot cm^2}$ )
1	0.98	72.4	95.4	27.35	22.1	291	0.0450
2	0.96	71.9	95.9	27.25	21.3	272	0.0565
3	0.96	73.9	95.9	27.25	21.3	272	0.0565
4	0.95	74.2	91.65	34.1	27.3	299	0.0609
5	0.95	74.45	91.9	33.25	27.3	329	0.0679
6	0.94	70.3	92.5	29.9	21.6	277	0.0661
7	0.925	73.4	92.3	34.9	27.3	277	0.0775
8	0.925	72.2	92.25	34.9	27.3	274.5	0.0771
	0.92	69.9	90.2	29.75	21.6	265	0.0756
10	0.90	69.3	91.15	30.71	21.6	252	0.0894
11	0.90	72.4	90.7	35.65	27.5	259	0.0919
12	0.90	72.9	91.15	35.75	27.5	261	0.0921
13	0.90	75.3	92.9	37.55	29.7	259	0.0946
14	0.90	75.95	93.5	37.3	29.7	259	0.0939
15	0.89	76.3	94	36.1	29.31	244	0.0927
16	0.92	65.6	99	31.5	21.6	238.5	0.0969
17	0.87	72.4	91.9	37.1	29	239	0.0939
18	0.87	72.2	91.65	37.1	27.75	239	0.0966



N <sup>o</sup>	ε	T <sub>P1</sub> (°C)	T <sub>P2</sub> (°C)	T <sub>E2</sub> (°C)	T <sub>E1</sub> (°C)	G' ( $\frac{\text{gr.}}{\text{seg}}$ )	h ( $\frac{\text{cal}}{\text{c seg cm}^2}$ )
19	0.875	72.4	91.45	36.85	27.75	237	0.0835
20	0.86	68	89.2	32.2	21.6	226.6	0.0890
21	0.85	75.3	92.3	37.05	27.15	214	0.0889
22	0.85	76.5	92.8	35.65	24.5	212	0.0874
23	0.85	72	90	37.35	27.5	224.5	0.0887
24	0.85	72	90	38.15	28.25	233	0.0940
25	0.84	67.9	87.85	32.7	21.6	213	0.0907
26	0.825	72.4	89	38.35	27.5	208	0.0942
27	0.825	72.4	89.85	38.6	27.6	210	0.0952
28	0.825	69.75	87.8	36.35	25	212	0.0988
29	0.82	69.1	88.7	33.9	21.85	199	0.0926
30	0.80	72.1	89.6	36.35	23.05	180.3	0.0953
31	0.80	70.85	89.2	38.15	25.8	184	0.0941
32	0.80	71.1	88.5	38.6	26	182.8	0.0975
33	0.80	71.3	89	35.45	22.1	184.2	0.0970
34	0.80	74.45	90	37.3	23.8	179	0.0969
35	0.78	70.85	89	36.1	22.1	165.9	0.0928
36	0.775	72	88.3	39.05	24.79	170.5	0.1043
37	0.775	70.4	86.5	38.6	25.25	169	0.0995
38	0.76	72.47	89	37.3	22.25	153.8	0.0946

N <sup>o</sup>	ε	T <sub>P<sub>1</sub></sub> (°C)	T <sub>P<sub>2</sub></sub> (°C)	T <sub>ε<sub>2</sub></sub> (°C)	T <sub>ε<sub>1</sub></sub> (°C)	G' ( $\frac{gr.}{seg}$ )	h ( $\frac{cal}{°C \text{ seg cm}^2}$ )
39	0.75	70	87.4	40	25.55	152	0.0979
40	0.74	72.65	89	38.37	22.25	141.9	0.0955
41	0.725	75.3	91.15	43.87	26.8	136.5	0.1041
42	0.725	72	89	39.3	22.8	137	0.0961
43	0.72	71.9	89	39.5	22.1	130	0.0989
44	0.70	75.3	91.15	41.4	22.3	117	0.0949
45	0.70	75.3	89.85	41.7	22.7	117.1	0.0976
46	0.70	79	91.15	42.65	24.3	118.9	0.0951
47	0.70	78.3	93.5	45	26.3	115.2	0.0939
48	0.70	75.3	91.15	41.45	22.1	115	0.0946
49	0.70	75.3	91.15	41.2	21.6	115	0.0954
50	0.68	74.2	92.05	43.1	22.3	107.5	0.0965
51	0.675	77.6	90	41.45	22.3	105	0.0875
52	0.66	78.4	92.35	44.1	22.1	95	0.0915
53	0.65	82.6	94	46.95	26	86.4	0.0813
54	0.65	81	94	47.7	26	84	0.0832
55	0.65	82.6	91.65	44.3	21.82	86.4	0.0867
56	0.65	78.75	94.5	46	23.05	86.3	0.0863
57	0.64	79.45	93.5	45	21.82	83.7	0.0845
58	0.625	84.4	94.7	47.9	23.35	75.3	0.0835

$N_c$	$\epsilon$	$T_{P_1}$ (°C)	$T_{P_2}$ (°C)	$T_{g_2}$ (°C)	$T_{g_1}$ (°C)	$G'$ ( $\frac{gr.}{seg}$ )	$h$ ( $\frac{cal}{°C \cdot seg \cdot cm^2}$ )
59	0.625	84.9	95.9	48.4	23.55	75.3	0.0832
60	0.62	82	93.2	46.5	21.6	73.2	0.0825
61	0.602	84.4	94.2	47.9	21.32	66.6	0.0793
62	0.60	81.1	96.1	43.5	22.55	63.8	0.0735
63	0.60	82.6	96.65	48.85	22.55	63.8	0.0742

$H^\circ$	$\epsilon$	$T_{P_1}$ (°C)	$T_{P_2}$ (°C)	$T_{g_2}$ (°C)	$T_{g_1}$ (°C)	$G'$ ( $\frac{gr.}{seg}$ )	$h$ ( $\frac{cal}{\text{°C seg cm}^2}$ )
64	0.96	61.6	93	22.2	18.2	618	0.0730
65	0.94	64.7	90.7	25.85	21.6	573	0.0790
66	0.92	64.1	89.85	26.4	21.6	525	0.0830
67	0.90	64.3	88.25	27.1	21.95	491	0.0890
68	0.88	63.9	87.4	26.6	20.75	464	0.0940
69	0.86	63.6	85.55	27.1	21	437.5	0.0960
70	0.84	63.1	86	28.95	21.3	406	0.0990
71	0.825	63.95	85.35	26.15	19.17	394	0.0982
72	0.825	63.95	84.4	26.15	19.17	391	0.0990
73	0.82	63.75	85.1	28.55	21.3	383	0.1038
74	0.80	65.51	85.1	29.95	21.3	353.5	0.1047
75	0.80	64.2	84.65	26.95	19.17	363	0.1034
76	0.80	55.9	87.8	26.6	18.45	365	0.1029
77	0.78	63.6	84.45	29.0	20.9	327.5	0.1010
78	0.78	63.8	85.35	29.7	21.55	331	0.1024
79	0.78	63.6	84.45	29.05	20.9	327.5	0.1019
80	0.765	61.6	84	26.35	17.95	302	0.1020
81	0.765	63.7	85.8	28.2	19.17	301	0.0997
82	0.76	66.25	84.4	29.55	20.4	282	0.0994
83	0.75	64.45	84.92	27.4	17.1	273	0.1033

N°	ε	T <sub>P1</sub> (°C)	T <sub>P2</sub> (°C)	T <sub>B2</sub> (°C)	T <sub>B1</sub> (°C)	G' ( $\frac{\text{gr.}}{\text{seg}}$ )	h ( $\frac{\text{cal}}{\text{°C seg cm}^2}$ )
84	0.74	66.5	84	30	20.6	230	0.1030
85	0.725	64.6	85.1	28.05	17.1	248	0.1006
86	0.725	63	84.65	28.6	17.45	247	0.1030
87	0.72	66.2	81.92	30.55	20.4	253	0.0998
88	0.70	64.1	85.55	30.25	19.35	225	0.1020
89	0.70	67.2	85.59	31.75	20.4	231	0.1029
90	0.70	65.1	85.8	29.75	19.2	223	0.0971
91	0.68	66.5	86.7	33	20.6	207	0.1010
92	0.66	66.6	86.7	33.65	20.6	190.5	0.0990
93	0.64	67.4	87.6	34.6	20.6	174.5	0.0970
94	0.62	67.6	89.6	35.7	20.6	157.5	0.0930
95	0.60	63.4	91.5	36.6	20.6	143	0.0880
96	0.58	68.1	93	36.8	20.6	130.5	0.0790
97	0.56	68.5	94.15	37.3	20.1	120.3	0.0750

N°	ε	T <sub>P1</sub> (°C)	T <sub>P2</sub> (°C)	T <sub>B2</sub> (°C)	T <sub>B1</sub> (°C)	G' ( $\frac{gr.}{seg}$ )	h ( $\frac{cal}{°C \text{ seg } cm^2}$ )
98	0.96	45.1	87.15	16.35	13.25	931	0.0865
99	0.96	46.3	87.55	17.65	14.75	912	0.0800
100	0.95	44.6	86.45	16.05	12.75	882	0.0875
101	0.94	45.3	86.55	17.5	14.2	835	0.0843
102	0.93	45.6	86.45	16.9	13.2	799	0.0898
103	0.92	46.3	84.4	18	14.2	772	0.0934
104	0.91	45.3	84.15	16.7	12.7	735	0.0921
105	0.90	46.5	84.4	19	13.8	718	0.0975
106	0.89	46.5	82.15	17	12.7	684	0.0953
107	0.88	45.3	82.9	19.5	14.75	652	0.1034
108	0.87	47.2	81.2	17.2	12.55	631	0.0970
109	0.86	46.3	81.4	20.5	15.15	596	0.1055
110	0.85	47.5	81.7	19	13.6	587	0.1058
111	0.84	46.7	81.7	20.8	15.15	560	0.1111
112	0.83	47	81.2	18.65	13	533	0.1019
113	0.82	46	81.2	21.05	15.05	514	0.1081
114	0.81	47.5	81.2	19.73	13.52	496.5	0.1062
115	0.80	46.3	81.2	21.55	15.05	478	0.1100
116	0.79	46.3	81	19.9	13.25	461	0.1062
117	0.78	46.5	81.2	22.3	15.3	453	0.1135

N°	$\epsilon$	T <sub>P<sub>1</sub></sub> (°C)	T <sub>P<sub>2</sub></sub> (°C)	T <sub>g<sub>2</sub></sub> (°C)	T <sub>g<sub>1</sub></sub> (°C)	G' ( $\frac{gr.}{seg}$ )	h ( $\frac{cal}{°C \cdot seg \cdot cm^2}$ )
118	0.77	47.5	80.8	20.18	12.0	431	0.1092
119	0.76	47.6	81.2	23.9	16.45	416	0.1144
120	0.75	47.55	80.9	20.95	13.1	402	0.1110
121	0.75	47.1	81	22.05	14.05	400	0.1149
122	0.74	46.7	80.5	21.1	13.1	406	0.1155
123	0.73	47.5	81	21.7	13.1	371	0.1133
124	0.72	47	81.2	22.2	13.3	359	0.1142
125	0.71	47.6	81	22.4	13.4	343	0.1110
126	0.70	47.1	81.5	22.9	13.42	324	0.1109
127	0.69	47.6	81.5	23.45	13.75	320	0.1125
128	0.68	47.5	82.15	23.55	13.5	298	0.1083
129	0.67	47.6	81.25	24.87	14.7	297	0.1160
130	0.66	47.6	81.3	24.15	13.5	283	0.1115
131	0.65	47.7	83.3	26.1	14.95	275.5	0.1131
132	0.643	47.7	83.5	26.1	14.85	270	0.1119
133	0.642	47.7	84.65	26.15	14.3	259	0.1110

N°	$\epsilon$	$T_{P_1}$ (°C)	$T_{P_2}$ (°C)	$T_{g_2}$ (°C)	$T_{g_1}$ (°C)	$G'$ ( $\frac{gr.}{seg}$ )	$h$ ( $\frac{cal}{°C \text{ seg } cm^2}$ )
134	0.80	94.95	102.45	41.35	25.25	52.1	0.0197
135	0.80	95.95	104.05	45.55	31.1	68.2	0.0216
136	0.80	93.8	104.5	39.8	22.55	57.1	0.0198
137	0.80	91.6	101.35	35.65	23.35	102.5	0.0280
138	0.80	90.6	103.9	35.65	21.07	81.4	0.0254
139	0.80	93	103	44.81	32.35	99.4	0.0310
140	0.80	92.3	104.6	45.65	32.9	106.5	0.0341
141	0.20	81	96.17	34.6	22.2	147.5	0.0461
142	0.80	82.75	97.58	46.24	37.15	190	0.0521



N°	T <sub>p</sub> (°C)	T <sub>p2</sub> (°C)	T <sub>g2</sub> (°C)	T <sub>g1</sub> (°C)	G' ( $\frac{gr.}{seg}$ )	h ( $\frac{cal}{°C \text{ seg } cm^2}$ )
147	82.85	97.10	36.60	22.10	88.3	0.0445
148	77.60	95.60	32.45	22.20	131	0.0481
149	77.35	95.0	30.75	21.95	157	0.0482
149	75.35	95.9	28.3	22.05	211	0.0461
147	75.85	94.7	30.55	23.95	207	0.0498
149	76.75	94.95	28.8	23.95	258	0.0447
149	74.9	95.6	28.05	23.8	310	0.0466
150	72.9	96.2	26.25	23.45	351	0.0440
151	71.8	96.85	26.25	23.45	412	0.0414
152	70.85	97.05	25.85	23.15	470	0.0456
153	69.5	96.85	25.50	23.15	525	0.0448
154	67.4	97.05	25.2	23.15	572	0.0434
155	66.7	96.85	25	22.95	630	0.0480
156	65.55	97.1	24.75	22.95	690	0.0467
157	64.6	97.1	24.55	22.6	757	0.0556
158	62.8	97.35	23.40	21.6	794	0.0540
159	63.7	96.2	24.4	22.6	780	0.0536
160	62.1	96.2	23.3	21.7	860	0.0528
161	57.8	94.45	23.95	21.7	920	0.0505
162	60.1	96.2	23.3	21.95	987	0.0485

$N^\circ$	$T_{p1}$ (°C)	$T_{p2}$ (°C)	$T_{g2}$ (°C)	$T_{g1}$ (°C)	$G'$ ( $\frac{gr.}{seg}$ )	$h$ ( $\frac{cal}{C \text{ seg } cm^2}$ )
163	59.70	95.90	23.15	21.95	1036	0.0492
164	57.80	94.70	23.30	21.95	1100	0.0603
165	57.1	94.95	23.30	21.95	1117	0.0654
166	55.9	93.20	23.30	22.05	1217	0.0643

A P E N D I C E 3 A

TABLA DE VALORES DERIVADOS USANDO  $T_g$

N <sup>o</sup>	T <sub>g</sub> °C	$\mu_g$ cp	Re <sub>g</sub> -	Nu <sub>g</sub> -	Pr <sub>g</sub>	(Nu/Re) <sub>g</sub> -	(Re/1-ε) <sub>g</sub> -
1	24.7	0.990	35.8	1.515	6.06	0.0424	1790
2	24.6	0.992	35.4	1.87	6.07	0.0528	886
3	24.6	0.992	35.4	1.369	6.09	0.0526	886
4	30.7	0.788	40.9	3.311	5.31	0.0565	818
5	30.6	0.788	40.9	2.224	5.325	0.0544	818
6	25.2	0.890	35.8	2.19	5.94	0.0611	596
7	31.1	0.781	40.8	2.562	5.31	0.0627	514
8	31.1	0.781	40.5	2.55	5.31	0.0630	539
9	25.7	0.879	31.7	2.51	5.93	0.0725	434
10	26.1	0.870	33.3	2.66	5.86	0.0798	333
11	31.55	0.775	38.5	2.68	5.22	0.0696	384
12	31.6	0.775	38.8	2.71	5.22	0.0700	388
13	33.12	0.751	38.3	2.99	5.05	0.0730	383
14	33	0.753	38.2	2.67	5.06	0.0699	382
15	31.45	0.776	36.2	2.73	5.23	0.0755	362
16	26.5	0.863	31.9	2.87	5.33	0.0899	266
17	32.55	0.769	36.2	2.77	5.11	0.0766	289
18	32.42	0.769	36.2	2.96	5.13	0.0790	289.5

$N^c$	$T_g$ °C	$\mu_g$ cp	$Re_g$ -	$Nu_g$ -	$Pr_g$ -	$(\mu/Re)_g$ -	$(Re/1-\epsilon)_g$ -
19	32.3	0.763	35.8	2.76	5.14	0.0772	286
20	26.9	0.855	30.5	2.95	5.76	0.0935	218
21	32.5	0.76	32.4	2.94	5.12	0.0907	216
22	30.07	0.796	30.7	2.89	5.17	0.0943	204
23	32.45	0.769	34	2.93	5.13	0.0963	226.7
24	33.2	0.75	35.8	3.11	5.04	0.0869	238.4
25	27.1	0.852	28.8	3.01	5.75	0.1045	180
26	32.9	0.755	31.7	3.12	5.07	0.0984	181.2
27	33.1	0.771	32.2	3.15	5.05	0.0978	183.9
28	30.7	0.789	30.9	3.27	5.31	0.1056	176.7
29	27.9	0.937	27.4	3.07	5.75	0.1129	152
30	29.7	0.805	25.8	3.15	5.43	0.1229	129
31	32	0.762	27.6	3.11	5.17	0.1128	137.9
32	32.3	0.763	27.6	3.22	5.14	0.1169	137.9
33	28.8	0.822	25.3	3.21	5.55	0.1243	128.9
34	30.6	0.799	26.1	3.29	5.32	0.1223	130.4
35	29.1	0.815	23.4	3.07	5.51	0.1319	106.5
36	31.9	0.769	25.5	3.45	5.13	0.1351	113.4
37	31.9	0.769	25.3	3.29	5.13	0.1390	112.4
38	29.8	0.902	22.1	3.13	5.42	0.1417	91.97

N	T <sub>g</sub>	$\mu_g$	Re <sub>g</sub>	Nu <sub>g</sub>	Pr <sub>g</sub>	(Nu/Re) <sub>g</sub>	(Re/1-ε) <sub>g</sub>
-	°C	cp	-	-	-	-	-
39	32.8	0.756	23	3.24	5.10	0.1410	92
40	30.3	0.755	20.5	3.16	5.36	0.1537	79
41	35.3	0.719	21.9	3.44	4.92	0.1575	79.5
42	31.1	0.783	20.1	3.18	5.28	0.1577	73.2
43	31	0.783	19.1	3.27	5.28	0.1712	68.3
44	31.9	0.770	17.5	3.14	5.18	0.1794	58.3
45	32.2	0.764	17.7	3.23	5.15	0.183	58.8
46	33.5	0.744	18.4	3.14	5.09	0.1799	61.3
47	35.7	0.714	18.6	3.10	4.77	0.1671	61.9
48	31.8	0.770	17.2	3.13	5.19	0.1819	57.3
49	31.4	0.776	17.1	3.15	5.24	0.1849	56.9
50	32.7	0.757	16.25	3.20	5.11	0.1870	50.8
51	31.8	0.770	15.7	2.89	5.18	0.1844	48.3
52	33.1	0.749	14.6	3.03	5.06	0.2030	42.9
53	36.5	0.707	14.1	2.69	4.79	0.1912	40.2
54	36.9	0.696	13.9	2.75	4.66	0.1980	39.7
55	33.1	0.751	13.2	2.87	5.05	0.2165	37.8
56	34.5	0.730	13.6	2.95	4.90	0.2096	38.9

	$T_g$	$\mu_g$	$Re_g$	$Nu_g$	$Pr_g$	$(Nu/Re)_g$	$(Re/1-\epsilon)_g$
-	$^{\circ}C$	cp	-		-	-	-
57	33.4	0.747	12.89	2.79	5.92	0.2164	35.8
58	36.6	0.714	12.1	2.76	4.78	0.2273	34.4
59	36	0.709	12.2	2.75	4.75	0.2250	32.6
60	34.0	0.739	11.4	2.73	4.98	0.2390	30
61	34.9	0.726	10.6	2.62	4.96	0.2482	26.5
62	35.5	0.715	10.25	2.44	4.82	0.2390	25.6
63	35.7	0.713	10.3	2.45	4.78	0.2392	25.7

N	T <sub>g</sub> °C	$\mu_g$ cp	Re <sub>g</sub>	Nu <sub>g</sub>	Pr <sub>g</sub>	(Nu/Re) <sub>g</sub>	(Re/1-ε) <sub>g</sub>
64	20.2	1.000	159	5.43	6.30	0.0341	3980
65	23.7	0.921	159.5	5.80	6.26	0.0369	2660
66	24	0.914	147.5	6.10	6.21	0.0419	1845
67	24.5	0.904	139.2	6.63	6.14	0.0476	1392
68	23.7	0.921	129	7	6.26	0.0542	1075
69	24	0.914	123	7.15	6.21	0.0581	879
70	24.7	0.900	115.5	7.37	6.12	0.0639	723
71	22.7	0.944	107.1	7.31	6.41	0.0683	612.2
72	22.7	0.944	106.3	7.37	6.41	0.0694	607.6
73	24.92	0.895	109.9	7.73	6.05	0.0704	610.3
74	25.2	0.888	103.6	7.80	6.03	0.0753	518.2
75	23.1	0.930	100.2	7.70	6.33	0.0769	591
76	22.5	0.955	98	7.66	6.49	0.0782	496
77	25.0	0.894	97	7.52	6.07	0.0800	427
78	25.6	0.881	96.5	7.63	5.99	0.0790	437
79	25	0.893	94.5	7.59	6.06	0.0804	429
80	21.7	0.967	83.4	7.60	6.58	0.0913	355
81	23.7	0.920	84	7.45	6.25	0.0922	357.4
82	25	0.972	83	7.41	6.05	0.0892	345.9
83	22.3	0.954	73.4	7.69	6.45	0.1047	293.8



$N^{\circ}$	$T_g$ °C	$\mu_g$ cp	$Re_g$	$Nu_g$ -	$Pr_g$ -	$(Nu/Re)_g$	$(Re/1-\epsilon)_g$ -
84	25.3	0.887	81	7.67	6.02	0.0947	311.7
85	22.6	0.946	67.3	7.49	6.43	0.1139	244.7
86	23	0.935	67.9	7.66	6.36	0.1139	247
87	25.5	0.883	73.6	7.43	5.99	0.1019	262.7
88	24.3	0.899	63.5	7.69	6.16	0.1194	212
89	26.1	0.879	68.1	7.66	5.91	0.1259	227
90	24	0.919	62.5	7.23	6.21	0.1159	298
91	26.8	0.856	62	7.52	5.81	0.1214	194
92	27.1	0.852	57.3	7.37	5.79	0.1287	162.5
93	27.6	0.843	53.3	7.22	5.72	0.1355	148
94	28.2	0.832	48.5	6.92	5.66	0.1439	127.5
95	28.6	0.824	44.5	6.55	5.69	0.1493	111
96	28.7	0.822	40.8	5.88	5.59	0.1440	97.2
97	28.7	0.822	37.6	5.66	5.59	0.1505	85.5

N°	T <sub>g</sub>	$\mu_g$	Re <sub>g</sub>	Nu <sub>g</sub>	Pr <sub>g</sub>	(Nu/Re) <sub>g</sub>	(Re/1-ε) <sub>g</sub>
-	°C	cp	-	-	-	-	-
98	14.7	1.150	350	10.99	7.87	0.0311	8750
99	16.2	1.11	355	10.98	7.69	0.0284	8375
100	14.3	1.17	326	11.03	8	0.0332	6520
101	15.9	1.112	324	10.62	7.69	0.0322	5400
102	15	1.17	291	11.31	8	0.0395	4200
103	16.1	1.11	309	11.77	7.69	0.0392	3750
104	14.7	1.17	271	11.69	8	0.0428	3911
105	16.97	1.035	285	12.28	7.42	0.0431	2850
106	14.9	1.170	252	12.00	8.09	0.0477	2290
107	17.2	1.079	261	13.03	7.38	0.0499	2175
108	14.9	1.170	233	12.22	8.00	0.0525	1792
109	17.82	1.062	242	13.30	7.27	0.0549	1728
110	16.3	1.093	231	13.33	7.52	0.0577	1540
111	18.0	1.056	229	13.99	7.23	0.0611	1431
112	15.8	1.099	230	12.85	6.85	0.0559	1352
113	13	1.056	219	13.62	7.23	0.0649	1166
114	16.6	1.091	196	13.33	7.46	0.0693	1031
115	12.3	1.049	196.5	13.86	7.19	0.0705	982
116	16.6	1.091	192	13.33	7.46	0.0735	866
117	18.8	1.035	188.6	14.39	7.99	0.0758	857.3

N°	T <sub>g</sub>	$\mu_g$	Re <sub>g</sub>	Nu <sub>g</sub>	Pr <sub>g</sub>	(Nu/Re) <sub>g</sub>	(Re/1- $\epsilon$ ) <sub>g</sub>
-	°C	cp	-	-	-	-	-
118	16.6	1.091	171	13.76	7.46	0.080	743.5
119	20.17	1.000	179.5	14.42	6.85	0.0803	748
120	17	1.081	160	14.00	7.40	0.0875	640
121	18	1.056	164	14.48	7.23	0.0883	656
122	17.1	1.079	162	14.55	7.38	0.0898	623
123	17.4	1.072	149	14.35	7.34	0.0963	552
124	17.7	1.063	146	14.40	7.28	0.0986	521
125	17.9	1.059	140	14.00	7.24	0.0999	482
126	18.2	1.051	133	13.97	7.20	0.1051	463
127	18.6	1.041	132.5	14.18	7.13	0.1070	427
128	18.5	1.043	123	13.65	7.14	0.1109	394
129	19.8	1.011	126.5	14.62	6.91	0.1156	383
130	18.8	1.035	118	14.06	7.09	0.1191	367
131	20.5	0.993	119.6	14.25	6.79	0.1191	341
132	20.5	0.993	117.5	14.11	6.79	0.1200	329
133	20.2	1.000	112	13.99	6.85	0.1249	313

$N^{\circ}$	$T_g$	$\mu_g$	$Re_g$	$Nu_g$	$Pr_g$
-	$^{\circ}C$	cp	-	-	-
134	33.3	46.3	0.322	2.81	367
135	30.3	36.1	0.485	3.08	286
136	32.7	43.1	0.303	2.295	381
137	29.5	37.3	0.705	3.750	315
138	29.0	40.3	0.518	3.410	340
139	30.0	24.35	1.046	4.15	205
140	30	24.35	1.128	4.550	205
141	28.4	7.10	5.325	5.060	52.5
142	41.65	4.56	10.62	5.76	33.5

$N^\circ$	$T_g$ °C	$\mu_g$ cp	$Re_h$	$Nu_h$
143	29.50	0.890	1455	175
144	27.4	0.846	2065	131
145	26.4	0.866	2410	139
146	25.2	0.890	3170	131
147	27.25	0.850	3250	195.5
148	26.36	0.867	3950	175
149	25.9	0.874	4740	182.5
150	25.20	0.895	5240	172.5
151	24.85	0.896	6130	162.5
152	24.5	0.904	6950	178.5
153	24.35	0.910	7690	175.5
154	24.2	0.911	8390	170
155	24	0.914	9210	188
156	23.8	0.919	10000	193
157	23.61	0.923	10970	213
158	22.5	0.950	11150	212
159	23.5	0.925	11270	210
160	22.5	0.950	12100	207
161	22.4	0.950	12900	198.5
162	22.60	0.946	13920	190

$N^{\circ}$	$T_g$ °C	$\mu_g$ cp	$Re_h$	$Nu_h$
163	22.5	0.950	14500	193
164	22.6	0.946	15500	236
165	22.6	0.946	16500	256
166	22.6	0.946	17150	252

A P E N D I C E 3 B

TABLA DE VALORES DERIVADOS USANDO  $T_f$

N°	T <sub>f</sub>	$\mu_f$	Re <sub>f</sub>	Nu <sub>f</sub>	Pr <sub>f</sub>	(Nu/Re) <sub>f</sub>	(Re/1-ε) <sub>f</sub>
-	°C	cp	-	-	-	-	-
1	54.3	0.512	62.9	1.46	3.33	0.0199	3660
2	56	0.503	63.6	1.80	3.26	0.0245	1939
3	54.6	0.51	62.5	1.80	3.31	0.0238	1560
4	56.7	0.492	65.4	2.23	3.2	0.0341	1310
5	56.8	0.491	65.5	2.16	3.19	0.0330	1310
6	53.3	0.519	61.4	2.11	3.36	0.0344	1022
7	56.9	0.491	64.9	2.47	3.19	0.0381	895
8	56.7	0.492	64.2	2.46	3.19	0.0383	886
9	52.6	0.524	58.1	2.12	3.4	0.0416	726
10	53.3	0.519	56.9	2.56	3.36	0.0460	569
11	56.6	0.494	58.8	2.58	3.21	0.0439	588
12	56.8	0.492	61	2.62	3.19	0.0430	610
13	58.6	0.479	58.5	2.7	3.11	0.0462	565
14	58.75	0.471	59.5	2.58	3.06	0.0434	595
15	58.3	0.481	59.2	2.64	3.13	0.0454	582
16	51.9	0.539	51	2.77	3.50	0.0544	425
17	57.4	0.487	55.4	2.67	3.17	0.0482	444
18	57.2	0.489	55.2	2.76	3.18	0.0500	442



$N^{\circ}$	$T_f$	$\mu_f$	$Re_f$	$Nu_f$	$Pr_f$	$(Nu/Re)_f$	$(Re/1-\epsilon)_f$
-	$^{\circ}C$	cp					
19	57.1	0.439	55.2	2.66	3.12	0.0431	412
20	52.7	0.523	49.8	2.84	3.20	0.0570	356
21	58.2	0.482	49.8	2.83	3.13	0.0568	332
22	57.4	0.487	49.3	2.79	3.17	0.0566	328
23	56.7	0.493	50.2	2.83	3.2	0.0557	339
24	57.1	0.439	53.2	3	3.18	0.0564	355
25	52.5	0.525	46.9	1.76	3.11	0.0619	293
26	56.8	0.492	46.7	3	3.21	0.0643	277
27	57.1	0.489	49.1	3.04	3.18	0.0620	280
28	54.7	0.509	47.2	3.15	3.31	0.0658	270
29	53.4	0.518	44.3	2.96	3.36	0.0669	246
30	55.3	0.505	41.2	3.04	3.27	0.0738	206
31	56	0.498	42.2	3	3.24	0.0710	211
32	56.1	0.498	42.2	3.11	3.24	0.0736	211
33	54.4	0.512	41	3.09	3.32	0.0755	205
34	56.4	0.495	40.4	3.09	3.21	0.0765	202
35	54.6	0.509	37.3	2.96	3.3	0.0794	170
36	56	0.498	38.2	3.36	3.24	0.0980	170
37	52.2	0.504	37.4	3.17	3.27	0.0849	166
38	55.3	0.504	33.8	3.02	3.27	0.0894	141

$N^{\circ}$	$T_f$ °C	$\mu_f$ cp	$Re_f$	$Nu_f$	$Pr_f$	$(Nu/Re)_f$	$(Re/1-\epsilon)_f$ -
39	55.7	0.504	33.45	3.12	3.27	0.0995	138
40	55.6	0.501	31.9	3.04	3.25	0.0951	123
41	59.3	0.474	31.6	3.32	3.08	0.1050	115
42	55.8	0.500	30	3.06	3.24	0.1020	109
43	55.7	0.504	29.7	3.15	3.27	0.1069	106
	57.5	0.486	26.7	3.03	3.15	0.1135	99
45	57.4	0.487	26.7	3.11	3.16	0.1165	89
46	59.3	0.473	27.5	3.03	3.07	0.1101	92
47	60.3	0.463	25.1	2.99	3	0.1065	94
48	57.5	0.486	26.7	3.02	3.15	0.1139	89
49	57.5	0.486	26.7	3.02	3.16	0.1131	89
50	57.9	0.483	25.6	3.00	3.14	0.1020	80
51	57.8	0.484	24.8	2.79	3.14	0.1265	76.3
52	59.2	0.473	22.5	2.92	3.07	0.1399	66.1
53	62.4	0.452	19.9	2.59	2.93	0.139	56.3
54	62.2	0.454	19.9	2.65	2.95	0.1319	56.5
55	60.1	0.469	19.2	2.76	3.04	0.1133	55
56	60.6	0.465	19.1	2.75	3.01	0.1117	55.4
57	60	0.469	19.2	2.69	3.05	0.1400	53.3
58	62.6	0.451	17.7	2.66	2.93	0.1509	47.2

$H^{\circ}$	$T_f$	$\mu_f$	$Re_f$	$Nu_f$	$Pr_f$	$(Nu/re)_f$	$(Re/1-\epsilon)_f$
-	$^{\circ}C$	cp	-			-	
59	63.2	0.347	17.9	2.65	2.99	0.1121	47.7
60	60.8	0.361	13.25	2.63	2.99	0.1110	18
61	62.1	0.455	17.3	2.53	2.96	0.1165	13.3
62	62	0.455	16.5	2.35	2.95	0.1139	41.1
63	62.7	0.459	15.6	2.37	2.92	0.1529	39

$H^\circ$	$T_f$	$\mu_f$	$Re_f$	$Nu_f$	$Pr_f$	$(Nu/Re)_f$	$(Re/1-\epsilon)_f$
-	$^\circ C$	cp	-	-	-	-	-
64	48.8	0.560	284	5.25	3.67	0.0185	7090
65	50.7	0.542	271	5.73	3.55	0.0209	1520
66	50.5	0.544	248	5.96	3.56	0.0240	3190
67	50.0	0.545	231	6.40	3.57	0.0277	2310
68	49.7	0.551	216	6.76	3.61	0.0313	1800
69	49.3	0.555	203	6.90	3.64	0.0341	1446
70	49.6	0.552	189	7.11	3.62	0.0378	1179
71	48.7	0.561	180	7.07	3.64	0.0394	1030
72	48.4	0.564	177	7.13	3.66	0.0403	1011
73	49.7	0.551	173	7.38	3.63	0.0420	987
74	50.3	0.547	169.2	7.54	3.60	0.0448	841
75	48.8	0.560	166.1	7.42	3.68	0.0446	830
76	47.2	0.576	162.2	7.40	3.79	0.0456	811
77	49.5	0.553	152	7.26	3.63	0.0477	691
78	50.1	0.548	155	7.36	3.69	0.0475	705
79	49.5	0.553	152	7.31	3.62	0.0515	691
80	47.2	0.576	149	7.34	3.77	0.0525	595
81	49.2	0.556	139	7.18	3.66	0.0516	591
82	50.2	0.548	131.4	7.16	3.60	0.0545	547
83	48.5	0.563	124.3	7.44	3.70	0.0598	497

$N^{\circ}$	$T_f$	$\mu_f$	$Re_f$	$Nu_f$	$Pr_f$	$(Nu/Re)_f$	$(Pe/1-\epsilon)_f$
-	$^{\circ}C$	cp	-	-	-	-	-
84	50.3	0.547	129.2	7.12	3.60	0.0571	499
85	48.7	0.561	112.3	7.25	3.69	0.0641	409
86	48.4	0.564	112.5	7.41	3.69	0.0659	409
87	50.5	0.564	117.6	7.19	3.58	0.0611	420
88	49.6	0.552	104.5	7.33	3.62	0.0701	348
89	51.2	0.538	109.7	7.11	3.54	0.0676	366
90	49.7	0.551	103.4	6.99	3.72	0.0675	345
91	51.7	0.533	99.6	7.26	3.49	0.0729	311
92	51.9	0.531	92	7.11	3.48	0.0774	270
93	52.6	0.524	85.5	6.97	3.43	0.0817	238
94	53.4	0.518	77.9	6.68	3.40	0.0859	205
95	54.3	0.512	71.6	6.33	3.35	0.0883	179
96	54.6	0.510	65.7	5.62	3.34	0.0865	156
97	55	0.508	60.8	5.46	3.33	0.0899	138

N°	T <sub>f</sub>	$\mu_f$	Re <sub>f</sub>	Nu <sub>f</sub>	Pr <sub>f</sub>	(Nu/Re) <sub>f</sub>	(Re/1-ε) <sub>f</sub>
-	°C	cp	-	-	-	-	-
98	40.4	0.650	618	19.56	4.43	0.0171	15647
99	41.6	0.636	619	21.75	4.21	0.0158	15665
100	39.9	0.657	579	19.76	4.35	0.0184	11552
101	44.0	0.598	601	19.27	3.97	0.0171	10023
102	40.5	0.649	531	19.91	4.30	0.0206	7587
103	40.7	0.647	515	11.38	4.28	0.0221	6433
104	39.7	0.659	481	11.22	4.36	0.0233	5347
105	41.2	0.640	484	11.88	4.21	0.0245	4840
106	39.6	0.660	447	11.61	4.37	0.0259	4065
107	40.6	0.642	434	12.09	4.29	0.0290	3616
108	39.5	0.661	412	11.82	4.38	0.0287	3167
109	41.6	0.636	406	12.86	4.21	0.0313	2883
110	40.5	0.649	390	12.89	4.39	0.0330	2601
111	41.1	0.642	376	13.53	4.25	0.0359	2352
112	40	0.656	351	12.42	4.34	0.0354	2061
113	40.8	0.646	343	33.17	4.28	0.0384	1907
114	40.5	0.649	330	12.94	4.39	0.0392	1737
115	41	0.642	321	13.40	4.27	0.0417	1606
116	40.1	0.654	304	12.94	4.33	0.0425	1448
117	41.3	0.639	305.8	13.83	4.23	0.0452	1390

	$T_f$	$\mu_f$	$Re_f$	$Nu_f$	$Pr_f$	$(Nu/Re)_f$	$(Re/1-\epsilon)_f$
-	$^{\circ}C$	cp	-	-	-	-	-
118	40.3	0.652	285	13.31	4.32	0.0466	1249
119	42.3	0.628	285.8	13.94	4.16	0.0488	1190
120	40.6	0.648	267.6	13.53	4.29	0.0506	1070
121	41	0.642	267.9	14	4.25	0.0523	1071
122	40.3	0.652	268.6	14.07	4.32	0.0527	1033
123	40.8	0.646	247.9	13.87	4.28	0.0559	917
124	40.9	0.645	240.1	13.92	4.27	0.0579	858
125	41.1	0.642	230.5	13.53	4.25	0.0587	794
126	41.2	0.640	218.4	13.51	4.24	0.0619	728
127	41.6	0.636	217	13.71	4.21	0.0632	709
128	41.7	0.635	202.5	13.29	4.21	0.0652	633
129	42.1	0.631	203	14.14	4.18	0.0697	615
130	41.6	0.636	192	13.59	4.21	0.0708	565
131	43	0.629	191.7	13.78	4.19	0.0719	547
132	43	0.629	187.9	13.67	4.19	0.0726	526
133	43.1	0.619	180.5	13.53	4.10	0.0749	505

$H^{\circ}$	$T_f$	$k_f$	$Re_f$	$Nu_f$	$Pr_f$
-	$^{\circ}C$	cm			-
134	66.00	11.50	1.295	2.78	90.2
135	69.16	10.3	1.700	3.05	80.9
136	65.16	11.65	1.251	2.77	91.5
137	63	9.00	2.920	3.70	75.0
138	62.2	9.0	2.320	3.36	75.0
139	63.3	7.85	3.25	4.10	65.4
140	63.9	7.69	3.565	4.50	64.0
141	59.5	2.82	13.400	1.94	20.4
142	65.34	2.44	19.950	5.68	17.65



A P E N D I C E 4

EJEMPLO DE UN CALCULO COMPLETO PARA UNA CORRIDA

$$N^{\circ}77 \qquad \epsilon = 0.78 \qquad D = 1.095 \text{ mm}$$

$$T_{g1} = 20.9^{\circ}\text{C} \qquad T_{g2} = 29.0^{\circ}\text{C} \qquad T_{p1} = 63.6^{\circ}\text{C} \qquad T_{p2} = 84.45^{\circ}\text{C}$$

$$h = \frac{G' C_p (t_{g2} - T_{g1})}{A (T_{p2} - T_{g2})} = \frac{327.5}{473} \frac{1(29.0 - 20.9)}{(84.45 - 29.0)} = 0.101 \frac{\text{cal}}{\text{seg cm}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}}$$

$$Nu_g = \frac{hD}{k_g} = \frac{0.101 \cdot 0.1095}{0.00147} = 7.52$$

$$Nu_f = \frac{hD}{k_f} = \frac{0.101 \cdot 0.1095}{0.001525} = 7.26$$

$$Re_g = \frac{GD}{\mu_g} = \frac{7.67 \cdot 0.1095}{0.894 \cdot 10^{-2}} = 94$$

$$Re_f = \frac{GD}{\mu_f} = \frac{7.67 \cdot 0.1095}{0.55 \cdot 10^{-2}} = 152$$

$$\left(\frac{Nu}{Re}\right)_g = \frac{7.52}{94} = 0.0800$$

$$\left(\frac{Re}{1-\epsilon}\right)_g = \frac{94}{0.22} = 427$$

$$\left(\frac{Nu}{Re}\right)_f = \frac{7.26}{152} = 0.0477$$

$$\left(\frac{Re}{1-\epsilon}\right)_f = \frac{152}{0.22} = 691$$

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

A	área de transferencia de calor.
c	concentración.
$C_D$	coeficiente de resistencia.
$C_p$	calor específico del fluido.
$C_s$	calor específico de las partículas.
$C_1, C_2$	constantes de integración.
d	diámetro de cada partícula.
$d_1$	coeficiente de difusión
D	diámetro promedio de las partículas.
$D_h$	diámetro hidráulico.
$D_L$	coeficiente de dispersión longitudinal.
$D_r$	difusividad radial efectiva.
$D_t$	diámetro del lecho.
$D_1$	diámetro exterior del tubo interior.
$D_2$	diámetro interior del tubo exterior.
e	base de los logaritmos neperianos.
Fr	número de Froude ( $=v^2/gD$ )
$F_1, F_2, F_3$	factores geométricos definidos en el texto.
g	aceleración de la gravedad.
$g_c$	constante gravitacional.
G	caudal por unidad de área.
$G'$	caudal.
h	coeficiente de transmisión de calor.
$h_w$	coeficiente de transmisión de calor en la pared.
$h_1$	coeficiente de transmisión de calor para tubos vacíos.

$i, m, M, n, p, q, s, y, w, z$	: exponentes
$j_D$	factor $j$ para transferencia de masa ( $= \frac{k_1}{v} (Sc)^{2/3}$ )
$j_h$	factor $j$ para transferencia de calor ( $= St Pr^{2/3}$ )
$k$	conductividad térmica del fluido.
$k_a$	conductividad térmica del agua.
$k_g'$	: conductividad térmica de la glicerina.
$k_1$	: coeficiente de transferencia de masa.
$K_1, K_2, \dots$	: constantes (en caso de no ser adimensionales tendrán las unidades de acuerdo con la ecuación correspondiente).
$l$	coordenada axial.
$L$	longitud del lecho.
$L_{mf}$	longitud del lecho correspondiente a mínima fluidización.
$m_s$	masa de perlas de vidrio.
$N$	índice de fluidización.
$N^\circ$	número de la experiencia.
$Nu$	número de Nusselt ( $= \frac{h D}{k}$ )
$Nu_h$	número de Nusselt equivalente ( $= \frac{h_1 D_h}{k}$ )
$p$	presión del fluido.
$Pe_r$	número de Peclet radial ( $= \frac{v D}{D_r}$ ).
$Pe_r'$	número de Peclet radial modificado ( $= \frac{v D}{D_r \epsilon}$ ).
$Pr$	número de Prandtl ( $= \frac{\mu C_p}{k}$ ).
$q$	flujo de calor en la pared.
$r$	coordenada radial.
$R$	radio del lecho.
$R_L$	resistencia del lecho a la transferencia de calor.
$R_1$	radio del tubo interior.
$R_2$	radio del tubo exterior.
$Re$	número de Reynolds ( $= \frac{v \rho D}{\mu}$ ).

$\theta_{rr}$  temperatura adimensional ( $= (T_r - T_o) / (T_n - T_c)$ ).

$\theta_r$  temperatura adimensional ( $= (T_r - T_c) / (T_n - T_c)$ ).

$\Sigma$  sumatoria.

S I M B O L O S

" pulgadas.

°C grado centígrado.

$\propto$  proporcional.

f función de.

S U B I N D I C E S

1 entrada.

2 salida.

g usando la temperatura global promedio.

f usando la temperatura media del film.

s sólido.

calc.: calculado.

exp. experimental.

máx. : máximo.

rf mínima fluidización

ABREVIATURAS

cal caloría

cm centímetro

cp centipoise

gr grano

hr hora

lb libra

mm milímetro

m' metro

seg segundo

## REFERENCIAS

1. Cremer, H. W. y Davis, T.  
"Chemical Engineering Practice", Vol. 6, pag. 169,  
Butterworths Scientific Publications, London, 1958.
2. Harrison, D., Davidson, J. F. y de Kock, J. W.  
Trans. Instn. Chem. Engrs. (London), 39, 202, 1961.
3. Jackson, R.  
Trans. Instn. Chem. Engrs. (London), 41, 13, 1963.
4. Wilhelm, P. H. y Kwauk, M.  
Chem. Eng. Progr., 44, 201, 1948.
5. Leva, M.  
"Fluidization", Cap. 2, pag. 10, McGraw-Hill, 1959.
6. Brinkman, H. C.  
Appl. Sci. Research, A 1, 27, 1947.
7. Richardson, J. F. y Zaki, W. N.  
Trans. Instn. Chem. Engrs. (London), 29, 35, 1954.
8. Richardson J. F. y Mitson, A. F.  
Trans. Instn. Chem. Engrs. (London), 36, 270, 1958.
9. Cairns, E. J. y Prausnitz, J. M.  
Ind. Eng. Chem., 51, 1441, 1959.
10. Richardson, J. F. y Meikle, R. A.  
Trans. Instn. Chem. Engrs. (London), 39, 357, 1961.

11. Handley, D., Doraisamy, A., Butcher, K. L. y Franklin, N. L.  
Trans. Instn. Chem. Engrs. (London) 44, 260, 1966.
12. Handley, D.  
PhD. Thesis, Univ. de Leeds, 1957.  
(Cita obtenida de la referencia 19)
13. Gordon, L. J.  
PhD. Thesis, Univ. de Washington, 1963.  
(Cita obtenida en la referencia 19)
14. Wicke, E. y Trawinsky, H.  
Chem. Ing. Techn. 25, 114, 1953.
15. Hanratty, T., Latinen, G., y Wilhelm, R.  
A. I. Ch. E. Journal, 2, 372, 1956.
16. Cairns, E. J. y Prausnitz, J. M.  
A. I. Ch. E. Journal, 6, 554, 1960.
17. Cairns, E. J. y Prausnitz, J. M.  
A. I. Ch. E. Journal, 6, 400, 1960.
18. Wasmund, B. y Smith, J. M.  
Can. J. Chem. Eng., 45, 156, 1967.
19. Wasmund, B.  
Ph.D. Thesis, Univ. de Toronto, 1966.
20. Chung, S. F. y Wen, C. Y.  
A. I. Ch. E. Journal, 14, 957, 1968.
21. Zabrodsky, S. S.  
Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds ,  
M. I. T. Press 1966.

# FOYAA

22. Lemlich, R. y Caldas, I.  
A. I. Ch. E. Journal 1, 376, 1958.
23. Ruckenstein, E. Shorr, V. y Suciú, G.  
Studii cercetari fiz, Akad. rep. populare Romine  
10, 235, 1959.
24. Richardson, J. E. y Smith, J. W.  
Trans. Instn. Chem. Engrs. (London), 40, 13, 1962.
25. Jagannada Paju, G.J. V., Krishna, M.S. y Venkata Rao, C.  
Fluidization and Related Processes. Symposium at the  
Indian Institute of Technology Kharagpur, Enero 6-7,  
1967, New Delhi.
26. Vasmund B. y Smith J. W.  
Can. J. Chem. Eng., 43, 246, 1965.
27. Hamilton W.  
Can. J. Chem. Eng., 43, 52, 1970.
28. Colburn, A. P.  
Trans. A. I. Ch. E., 29, 177, 1933.
29. Wesser, U. y Hardus, G.  
Chemic Ing. Techn., 29, 332, 1957.
30. Doraisamy, A.  
Ph. D. Thesis, Univ. de Leeds, 1958.  
(Cita tomada de la referencia 19)
31. King, D. H.  
B. A. Sc. Thesis Univ. de Toronto, 1965.  
(Cita tomada de la referencia 35).



# FOENBA

32. Jottrand, P. y Grunhard, F.  
Proceedings of Symposium on Interaction between Fluids  
and Particles, London 711, 1962.  
(Cita tomada de la referencia 35).
33. Jagannadha Paju, G. J. V. y Venkata Rao, C.  
Indian J. Technol., 3, 202, 1965.
34. Krishna, M. S., Jagannadha Paju, G. J. V. y Venkata  
Rao, C.  
Indian J. Technol., 4, 8, 1966.
35. King, D. H. y Smith J. W.  
Can. J. Chem., Eng., 45, 329, 1967.
36. Sparks, R. E. y Hollischer H. E.  
A. I. Ch. E. Journal, 9, 103, 1962.
37. Hodgman, C. D.  
Handbook of Chemistry and Physics Edición 41, Chemical  
Rubber Publishing Co., Ohio.
38. Skelland, A. M. P., Oliver, D. P. y Tooke, S.  
Brit. Chem. Eng., 7, 346, 1962.
39. Mc Adams, W. H.  
Heat Transmission McGraw-Hill, New York, 1954.
40. Carpenter, F. G., Colburn, A. P. y Schoenborn, E. M.  
Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 42, 165, 1946.
41. Chen, C. Y., Hawkins, G. A. y Solberg, H. L.  
Trans. A. S. M. E., 68, 99, 1946.
42. Wiegand, J. H.  
Trans. A. I. Ch. E., 41, 147, 1945.

# REFERENCIAS

43. Sieder, E. H., y Tate, G. E.  
Ind. Eng. Chem. 28, 1429, 1936.
44. Stokes, G. G.  
Trans. Cambridge Phil. Soc., 9, 2, 1850.  
(Referencia tomada de Coulson, J. M. y Richardson, J. F.  
Chemical Engineering, Vol. 2, Pergamon Press,  
London, 1945 ).
45. Ziegler, E. H. y Brazelton, W. T.  
Ind. Eng. Chem. Fundamentals, 3, 94, 1964.
46. Smith, J. W., Gowen, P. A. y Wasmund, E.  
A. I. Ch. E. Symp. Ser., 77, 63, 92, 1967.