

Tesis de Posgrado

Estudio de la transferencia de materia en lechos fluidizados

Xifra, Hortensio Alfredo

1972

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. 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. It should be used accompanied by the corresponding citation acknowledging the source.

Cita tipo APA:

Xifra, Hortensio Alfredo. (1972). Estudio de la transferencia de materia en lechos fluidizados. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires.
http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1428_Xifra.pdf

Cita tipo Chicago:

Xifra, Hortensio Alfredo. "Estudio de la transferencia de materia en lechos fluidizados". Tesis de Doctor. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. 1972.
http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1428_Xifra.pdf

EXACTAS UBA

Facultad de Ciencias Exactas y Naturales



UBA

Universidad de Buenos Aires

UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES
FACULTAD DE CIENCIAS EXACTAS Y NATURALES

ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA EN
LECHOS FLUIDIZADOS

HORTENSIO ALFREDO XIFRA

DIRECTORA: DRA. URSULA BOHM DE BORDENAVE

TESIS PRESENTADA PARA OPTAR AL TITULO DE
DOCTOR EN QUIMICA INDUSTRIAL

1428

1972

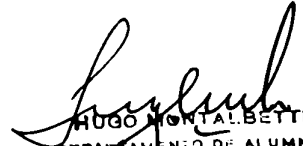


UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES
DE CIENCIAS EXACTAS Y NATURALES

Buenos Aires, 6 de diciembre de 1972.

En la fecha la Sub-Comisión de Doctorado del Departamento de Industrias, presentó el trabajo de Tesis realizado por el Licenciado Hortensio Alfredo XIFRA, a los fines que corresponda.

nt.-


HUGO MONTALBETTI
DEPARTAMENTO DE ALUMNOS
XIFRA

Buenos Aires, 6 de diciembre de 1972.

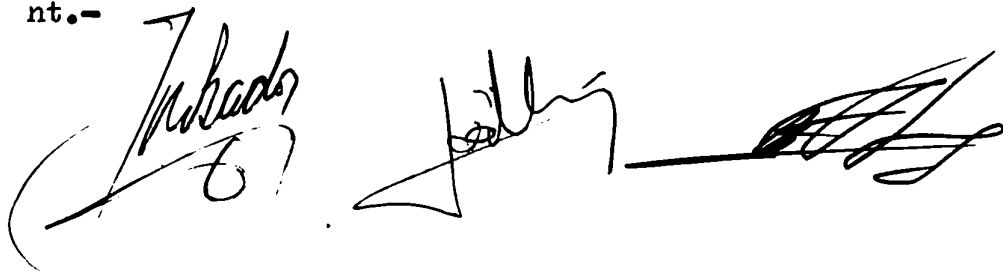
PASE al Jurado designado, para que se sirva considerar el presente trabajo de Tesis.


ENRIQUE JOSÉ CANTILLO
SECRETARIO

Buenos Aires, 21 de diciembre de 1972.

En la fecha, el Jurado designado procedió a considerar la Tesis presentada por el Licenciado Hortensio A. XIFRA, resolviendo aceptarla.

nt.-



A mis padres

A mi esposa e hijo

INDICE

	Página
1. Introducción	1
2. Objeto del trabajo	7
3. Parte experimental	
3.1. Método de medición del flujo de materia	8
3.2. Propiedades del electrolito usado	9
3.3. Descripción del equipo	10
3.4. Circuito eléctrico	12
3.5. Mediciones realizables con el sistema de electrodos diseñado	13
3.6. Curvas de polarización	14
4. Estudio de la transferencia de masa para el sistema sin partículas	
4.1. Régimen laminar	15
4.2. Régimen turbulento	17
4.3. Longitud de entrada hidrodinámica	19
5. Estudio de la transferencia de materia en lecho fijo	21
6. Lecho fluidizado	
6.1. Curvas de expansión	22
6.2. Dependencia del coeficiente de transferencia con la longitud de transferencia	23
6.3. Longitud de entrada hidrodinámica en lechos fluidizados	25
6.4. Coeficientes de transferencia locales para lecho fluidizado	26
6.5. Coeficientes de transferencia en lecho fluidizado	27
6.6. Correlación de los datos	28
6.7. Modelo para la transferencia de materia en lechos fluidizados	30
6.8. Comparación con otros trabajos sobre transferencia de materia en lechos fluidizados	33
6.9. Comparación con trabajos sobre transferencia de	///

	Página
calor en lechos fluidizados	39
6.10. Conclusiones	40
7. Bibliografía	42
8. Nomenclatura	43
9. Microfilm de los datos experimentales	46

1. INTRODUCCION

Los estudios realizados sobre fluidización han producido hasta la actualidad, gran cantidad de trabajos, sin embargo debido al poco conocimiento básico del fenómeno, esta gran cantidad de información es difícil de utilizar, dado la particularidad de cada trabajo en cuanto a equipo utilizado, condiciones de trabajo, elementos fluidizados, etc., que en un fenómeno tan complejo pueden llevar a conclusiones diversas y contradictorias, carentes de generalidad.

La gran mayoría de los trabajos tratan sobre fluidización: gas-sólido, existiendo relativamente pocos trabajos sobre fluidización líquido-sólido. Esta situación se produjo porque los principales usos industriales de la fluidización fueron en un principio en sistemas gas-sólido. A su vez un elevado porcentaje de los mismos está dedicado a problemas hidrodinámicos y el resto a transferencia de calor y masa fluido-partícula, existiendo solamente unos pocos trabajos sobre transferencia fluido-pared en lecho fluidizado.

Con respecto a la parte hidrodinámica es necesario considerar la existencia de dos clases de fluidización. Una llamada homogénea o particularizada, que se observa principalmente en lechos líquido-sólido y en la cual las partículas se mueven aproximadamente al azar y la porosidad del lecho varía muy poco a lo largo del mismo.

La otra clase es llamada agregativa y se observa con mucha frecuencia en lechos gas-sólido. En ésta la estructura del lecho es muy heterogénea y como resultado hay grandes variaciones de porosidad a lo largo del lecho.

El criterio más usado para determinar el tipo de fluidización es el que sugirieron Wilhelm y Kwauk (1) basándose en el valor del número de Froude. Para valores del número de Froude menores que uno es

///

de esperar una fluidización homogénea y para valores mayores que uno, agregativa. En realidad no hay un límite muy definido para la transición. Posteriormente, Davidson y Harrison (2) mostraron que la fluidización tiende a ser más homogénea al reducirse la diferencia entre las densidades de partícula y fluido, al aumentar la viscosidad del fluido y al aumentar la relación diámetro de tubo a diámetro de partícula.

Otro punto de interés en la parte hidrodinámica es la relación entre la velocidad superficial de fluidización y la porosidad del lecho. La ecuación más satisfactoria es la de Richardson y Zaki que es de la siguiente forma:

$$V_S = V_o E^n \quad (1)$$

donde el exponente n depende del Re_p medio y de la relación dp/dt . (3).

Con respecto a perfiles de velocidad del fluido sólo se han podido medir lejos de la pared, encontrándose perfiles chatos con velocidad aproximadamente igual a la velocidad intersticial (4) para fluidización homogénea y porosidades menores de 0,6. Para porosidades mayores el perfil es bastante irregular por canalizaciones producidas en el lecho.

En cuanto a perfiles de velocidad del fluido en la zona cercana a la pared sólo se han podido determinar para un sistema sólido-líquido particular y para porosidades superiores a 0.8 (5).

Solamente seis estudios de transferencia de materia entre líquido y una pared sumergida en el lecho fluidizado han sido realizados hasta la actualidad.

///

En uno de estos trabajos se utilizó la técnica de disolución de un sólido orgánico y en todos los demás se usó la técnica electroquímica por sus múltiples ventajas sobre la otra.

El primer trabajo fue realizado por King (6) quien determinó coeficientes de transferencia de materia entre la pared de un tubo de ácido cítrico que se disolvía en un lecho fluidizado por agua. Se fluidizaron esferas de vidrio de 0.108 cm de diámetro. Durante las experiencias se desarrollaban rugosidades sobre la superficie de transferencia que pudieron afectar los resultados. Posteriormente el mismo autor realizó un trabajo idéntico utilizando el método electroquímico que mencionaremos más adelante.

El trabajo siguiente fue presentado por Jottrand y Grunhard (7), quienes midieron coeficientes de transferencia de materia, a un valor de número de Schmidt igual a 1440, entre una lámina (2 cm de ancho y 3 cm de alto) sumergida en el lecho, y el fluido. La lámina de níquel fue ubicada en la zona central y a tres alturas diferentes del lecho. Usaron tres tamaños de arena como elemento fluidizado, cuyos tamaños medios eran: 0.078 cm, 0.039 cm y 0.022 cm. El diámetro del lecho era de 7.25 cm. Encontraron que los coeficientes variaban con la altura del lecho, y por ello correlacionaron solamente aquellos valores medidos a 2 cm sobre el distribuidor. Los resultados muestran que el coeficiente de transferencia de materia aumenta cuando el tamaño de partícula aumenta, y que la porosidad a la cual el coeficiente tiene un valor máximo decrece suavemente cuando el tamaño de partícula aumenta.

El tercer trabajo, perteneciente a Rao et Al. (8) estudió la transferencia entre la pared interna de una sección anular y el fluido, mediante el uso de la reacción de oxidación del ión ferrocianuro. Las experiencias fueron realizadas a un número de Schmidt de

///

1050. Las partículas fluidizadas fueron: esferas de vidrio de 0.60 cm de diámetro, y arena de tamaños igual a 0.286 cm y 0.158 cm. Estos autores encontraron que el coeficiente aumentaba con el tamaño de partícula a un dado valor de porosidad y que alcanzaba un valor máximo a una porosidad de aproximadamente 0.55, permaneciendo constante al disminuir la porosidad. Un trabajo similar fue llevado a cabo por Krishna et Al. (9) en el mismo equipo y los resultados fueron prácticamente los mismos.

El quinto trabajo fue realizado por Cocuret et Al. (10) , quienes midieron coeficientes de transferencia de materia a un número de Schmidt de 1230, entre un cilindro sumergido en el lecho y el fluido. El cilindro de níquel (0.5 cm de diámetro y 2 cm de alto) fue ubicado verticalmente a lo largo del eje del lecho (diámetro 10 cm). Las partículas usadas fueron esferas de vidrio de seis distintos diámetros entre 0.035 cm y 0.107 cm. También utilizaron otros dos tipos de electrodos cilíndricos colocados horizontalmente. Las conclusiones de este trabajo son las siguientes: La porosidad es constante a lo largo de todo el lecho con excepción de la zona cercana a la parte superior y a la parte inferior del mismo; la transferencia de masa para una dada porosidad crece con el aumento del tamaño de partícula; la porosidad en la cual se encuentra el máximo de transferencia decrece cuando el tamaño de partícula crece.

El sexto trabajo realizado por King y Smith (11) fue llevado a cabo a un número de Schmidt de 1002. Como elemento fluidizante utilizaron esferas de vidrio de 0.109 cm de diámetro. La transferencia se producía entre la pared de un tubo cilíndrico y el fluido. Dicha pared estaba formada por diferentes electrodos, de los cuales sólo utilizaron uno para las mediciones realizadas. Los resultados obtenidos fueron comparados con un trabajo anterior de Wasmund (12) sobre transferencia de calor en un equipo geométricamente similar y

///

llegaron a la conclusión de que debido a la diferencia entre los valores de los números de Schmidt y Prandtl, correspondientes a ambos trabajos, se justificaba la falta de analogía entre los mismos.

Con respecto a los numerosos trabajos que estudiaron transferencia de calor en lechos fluidizados sólo mencionaremos tres que interesan al presente trabajo.

El estudio realizado por Wasmund, que citáramos antes con referencia al trabajo de King, propone un modelo de resistencias en serie para la transferencia de calor entre pared y fluido, usado para correlacionar los coeficientes de transferencia de calor. Al igual que en los trabajos de transferencia de materia citados, observa un mayor coeficiente de transferencia para un diámetro de partícula mayor y además que la porosidad para el máximo de transferencia decrece levemente al aumentar el diámetro de partícula. Las principales conclusiones son: El transporte de calor conductivo realizado por las partículas es despreciable en lechos fluidizados por líquidos. El transporte convectivo del fluido es el principal mecanismo de transferencia. La resistencia a la transferencia de calor en un lecho fluidizado por un líquido, a porosidades cercanas a la unidad, se encuentra en la región cercana a la pared. Al disminuir la porosidad dicha resistencia se desplaza hacia el centro del lecho. En los perfiles de temperatura medidos a bajas porosidades se observa que la variación de temperatura se produce paulatinamente a lo largo de casi todo el radio del caño. En cambio, para altas porosidades, el perfil de temperaturas muestra que gran parte de la variación total se produce en una zona cercana a la pared.

Hamilton (13) formuló una correlación del tipo factor J de Colburn modificada para lecho fluidizado. Utilizando datos experimentales de los trabajos de Wasmund (12) y Wasmund y Smith (14)

///

determinó el valor de los exponentes y la constante de dicha correlación, manteniendo para el número de Prandtl un exponente igual a $1/3$ por falta de información para su determinación.

Posteriormente, Brea y Hamilton (15), realizaron un trabajo de transferencia de calor en lecho fluidizado, utilizando un e quipo geoméricamente igual al del presente trabajo, donde la transferencia se producía entre la pared interna de la sección anular y el fluido. Se varió el número de Prandtl desde aproximadamente 5 hasta 400. Se propuso una correlación del tipo de la de Hamilton (13) y se determinaron los exponentes y la constante para la geometría estudiada.

2. OBJETO DEL TRABAJO

Se tratará de proveer bases para el mejor entendimiento del fenómeno de fluidización mediante el estudio de la transferencia de materia en lecho fluidizado.

Se utilizará un método electroquímico para la determinación de los coeficientes de transferencia de materia.

Proviamente se determinará el comportamiento del sistema sin partículas, en el que se estudiará la transferencia de materia.

También se establecerá el comportamiento del sistema, en cuanto a la transferencia de materia, en lecho fijo.

Se estudiará la variación longitudinal del coeficiente de transferencia de materia a lo largo de todo el lecho fluidizado, tratando de establecer la longitud de entrada hidrodinámica para el sistema.

Los resultados se compararán con otros trabajos de transferencia de materia y calor en lecho fluidizado.

Además, se aplicará un modelo que vincula transferencia en lechos fluidizados con la transferencia en el mismo sistema sin partículas y en lecho fijo. Este modelo ha sido verificado en transferencia de calor (16).

3. PARTES EXPERIMENTAL

3.1. Método de medición del flujo de materia

Se utilizó un método electroquímico basado en una reacción de óxido-reducción, que se lleva a cabo en un sistema de electrodos, uno de los cuales se encuentra polarizado.

La solución electrolítica usada contiene la forma oxidada y reducida de los reactivos en cantidades equimolares a los efectos de mantener la concentración de ambas especies constante en el seno de la solución.

Además, contiene un electrolito soporte que hace despreciable el flujo por migración de los iones que intervienen en la reacción.

El potencial aplicado a los electrodos es tal que la velocidad global de reacción no depende del mismo, pudiéndose considerar la velocidad de reacción sobre el electrodo prácticamente infinita, asegurándose una concentración de reactivo sobre el electrodo aproximadamente igual a cero.

La intensidad que circula en estas condiciones es llamada intensidad de corriente límite.

De esta manera, la velocidad global de reacción queda determinada por el proceso difusivo de transferencia de iones desde el seno de la solución hasta la superficie del electrodo polarizado.

En nuestro caso se utilizó el sistema de óxido-reducción ferrocianuro de potasio - ferrocianuro de potasio, con exceso de hidróxido de sodio como electrolito soporte. Dicha solución se satura con nitrógeno para evitar posibles interferen

///

cias en la medición, debido a la presencia de oxígeno disuelto.

Utilizando una superficie anódica varias veces superior a la catódica, se produce la polarización catódica.

La intensidad de corriente límite medida en cada caso se relaciona con el flujo de materia de la siguiente manera:

$$N = \frac{i}{AzF} = k (c_0 - c_i)$$

resultando el coeficiente de transferencia de materia igual a:

$$k = \frac{i}{AzFc_0} = \frac{I}{zFc_0} \quad (2)$$

ya que la concentración en la interfase puede considerarse igual a cero.

3.2. Propiedades del electrolito utilizado

En todas las experiencias se utilizó solución de ferricianuro de potasio - ferrocianuro de potasio con hidróxido de sodio como electrolito soporte. En la tabla N° 1 se detallan las propiedades de la solución usada.

Tabla N° 1

Concentración de ferricianuro	0.0085 - 0.0103 M
Concentración de ferrocianuro	aprox. 0.01 M
Concentración de hidróxido de sodio	aprox. 0.50 M
Densidad a 25°C	1.02 g/cm ³
Viscosidad a 25°C	0.992 10 ⁻² poise
Difusividad del ión ferricianuro a 25°C	7.51 10 ⁻⁶ cm ² /seg

///

3.3. Descripción del equipo

El equipo utilizado está compuesto por una columna de sección anular (A) y el sistema de circulación de fluido, cuyo diagrama puede verse en la figura N° 1.

El tanque depósito (B) es de polietileno y tiene una capacidad de 35 litros. El mismo posee una entrada para burbujeo de nitrógeno.

El sistema de cañerías es de 25 mm de diámetro y tanto caños como accesorios (válvulas, etc.) son de PVC (Policloruro de vinilo).

Los rotámetros (C), cuyas partes en contacto con la solución son de vidrio, acrílico y acero inoxidable, materiales inertes frente a la solución usada, son marca Bruno Schillig, modelos S 50 y S 60.

La bomba centrífuga (D) es de polipropileno, marca Termoplast, con motor de 2 HP, dando un caudal de 8.000 l/h a 10 m de agua.

El equipo además dispone de un sistema termoregulador (E) que mantiene la temperatura del electrolito a $25^{\circ}\text{C} \pm 0.2^{\circ}\text{C}$.

Se colocaron termómetros (F) a la entrada y salida de la columna.

La columna de sección anular, (Figura N° 2a) está realizada en su parte exterior por tubos de vidrio de 7.62 cm de diámetro interno. La parte interna de la columna está formada por una barra de acrílico de diámetro exterior igual a 1.87 cm, que contiene el reactor de prueba. La misma

///

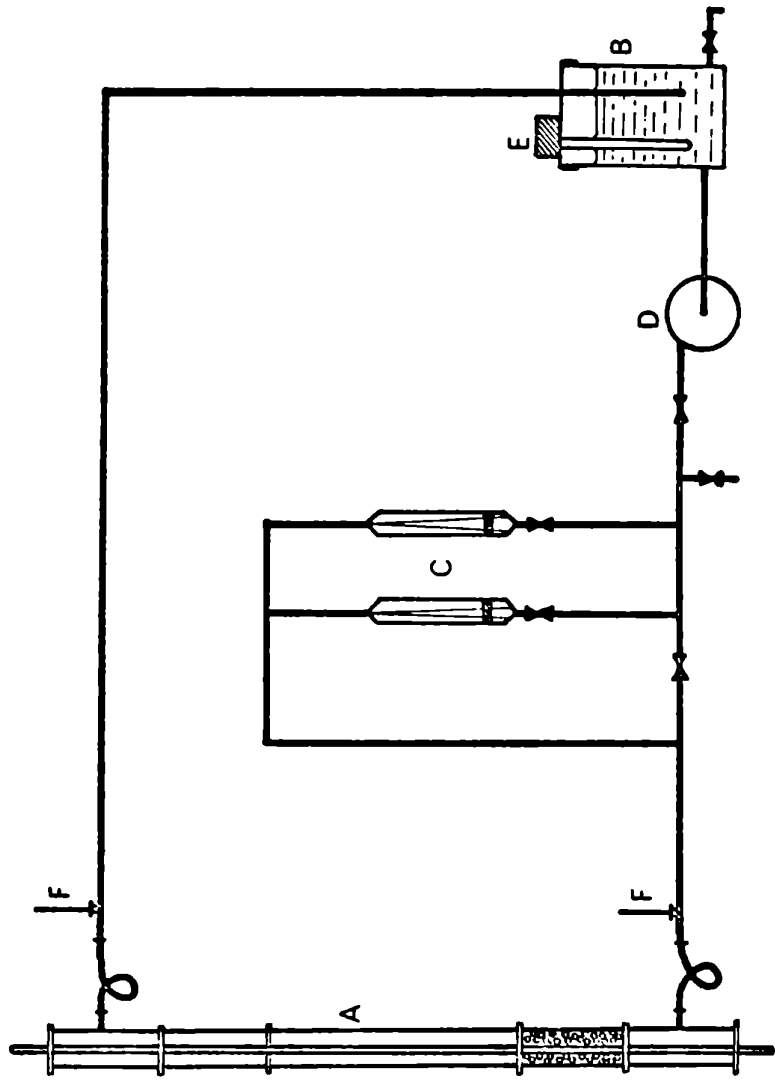


Fig.1 Esquema del equipo

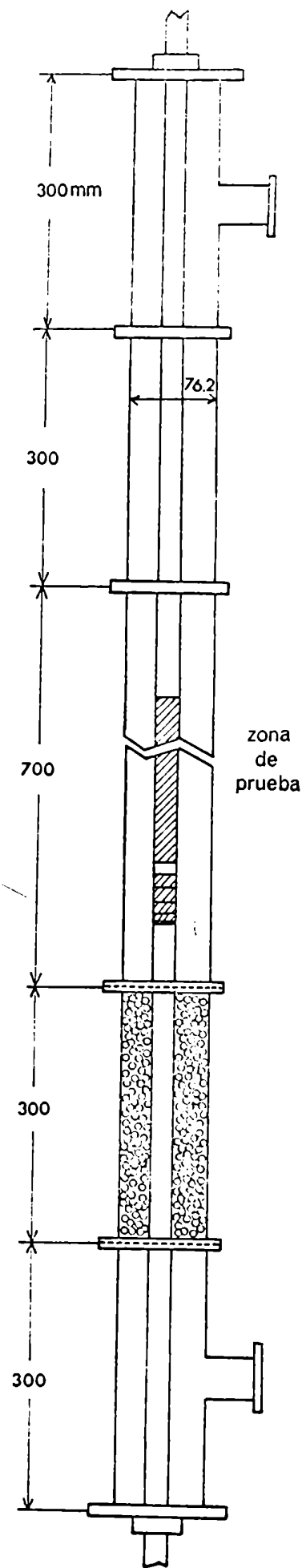


Fig.2a
Esquema de la columna

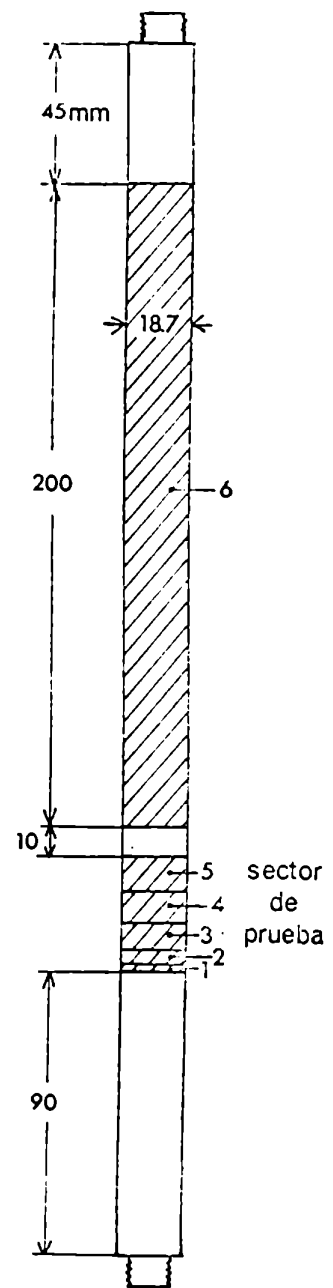
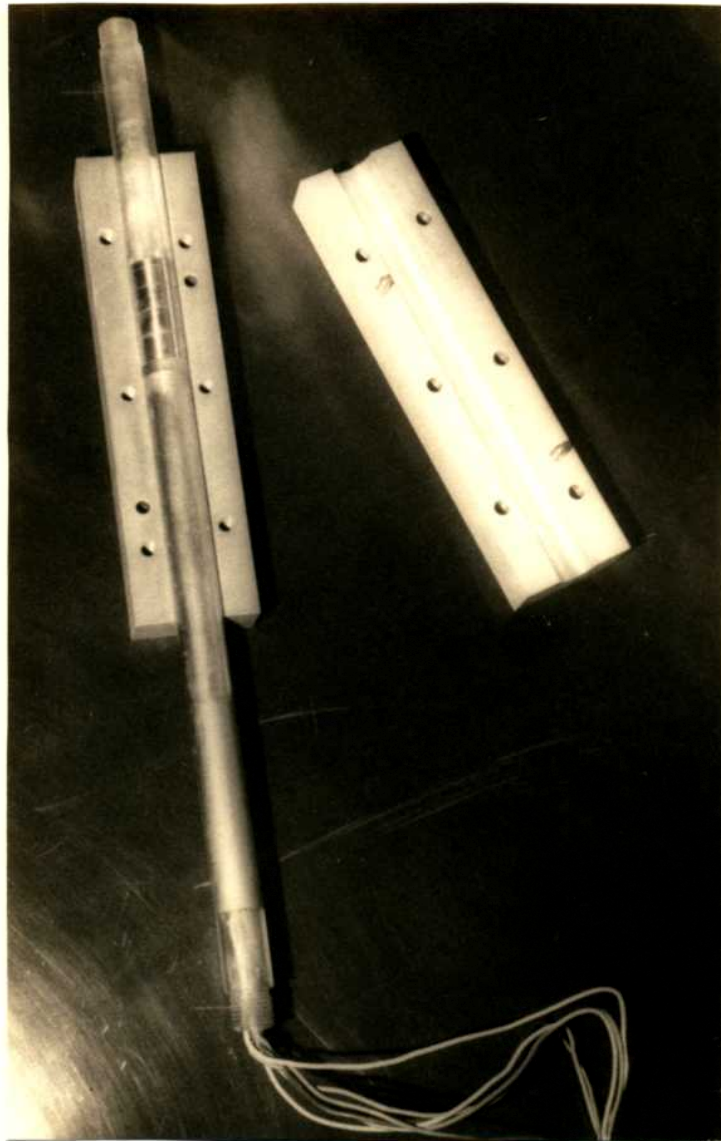


Fig.2b
Sistema de electrodos



Fotografía N^o 1
Sistema de electrodos

está ubicada en forma concéntrica con el tubo de vidrio, por cinco bridas de acrílico, especialmente construidas, a lo largo de la columna.

El sector de prueba que incluye los electrodos (Figura 2 b) fue construido de la siguiente manera:

Cada cátodo es un cilindro de níquel ahuecado en su interior a los efectos de soldar en su parte interna la conexión correspondiente.

Los cátodos se instalaron uno a continuación del otro en una matriz construida a tal efecto, aislándolos entre sí con una película de acrílico de 50μ de espesor.

De esta manera se dispusieron los cinco cátodos de menor a mayor longitud, a saber: 3.25 mm, 8.00 mm, 10.00 mm, 10.90 mm, 11.20 mm.

A continuación del último cátodo se colocó una separación de acrílico de 10 mm y luego el ánodo construido con tubo de cobre niquelado. La longitud del ánodo es de 200 mm.

El conjunto se terminó en sus extremos con dos piezas de acrílico huecas, roscadas, que permiten intercalar los electrodos en la barra central de la columna. Para obtener una única pieza todas estas partes, colocadas en la matriz, fueron llenadas con una resina epoxi (Araldit D), Fotog. N° 1.

Esta pieza fue pulida con tela de esmeril muy fina hasta que los electrodos y el acrílico formaran una superficie sin discontinuidades.

Una vez terminada la construcción del sector de prueba,

///

se midió la resistencia óhmica entre los electrodos, resultando en todos los casos superior a $10^5 \Omega$.

Los cables que conectan los electrodos al circuito de medición salen por el extremo superior de la barra de acrílico.

La zona de prueba, donde se hicieron las mediciones, tiene 70 cm de longitud. La brida situada en su límite inferior contiene 4 mallas de bronce níquelado. Las dos internas son de malla 30 y las dos externas de malla 70.

Inmediatamente antes de la zona de prueba se puso un locho de esferas de vidrio de 10 mm de diámetro que actúa como tranquilizador de flujo.

Después de la zona de prueba se dejó una zona libre para evitar cualquier efecto de salida.

Las conexiones entre el sistema de cañerías y la columna se realizaron en tubo flexible para evitar transmisión de vibraciones de la bomba a la columna.

3.4. Circuito eléctrico

El circuito eléctrico (Figura N° 3) consta de las siguientes partes:

Una fuente de corriente continua estabilizada (A), marca Lambda, que entrega una diferencia de potencial dada. Esta tensión se aplica a un circuito potenciométrico (B) que permite una regulación fina de la diferencia de potencial.

Un voltímetro a válvula (C), marca Kew, con una resistencia interna de $11 \text{ M}\Omega/\text{V}$, con el que se mide el potencial aplicado.

///

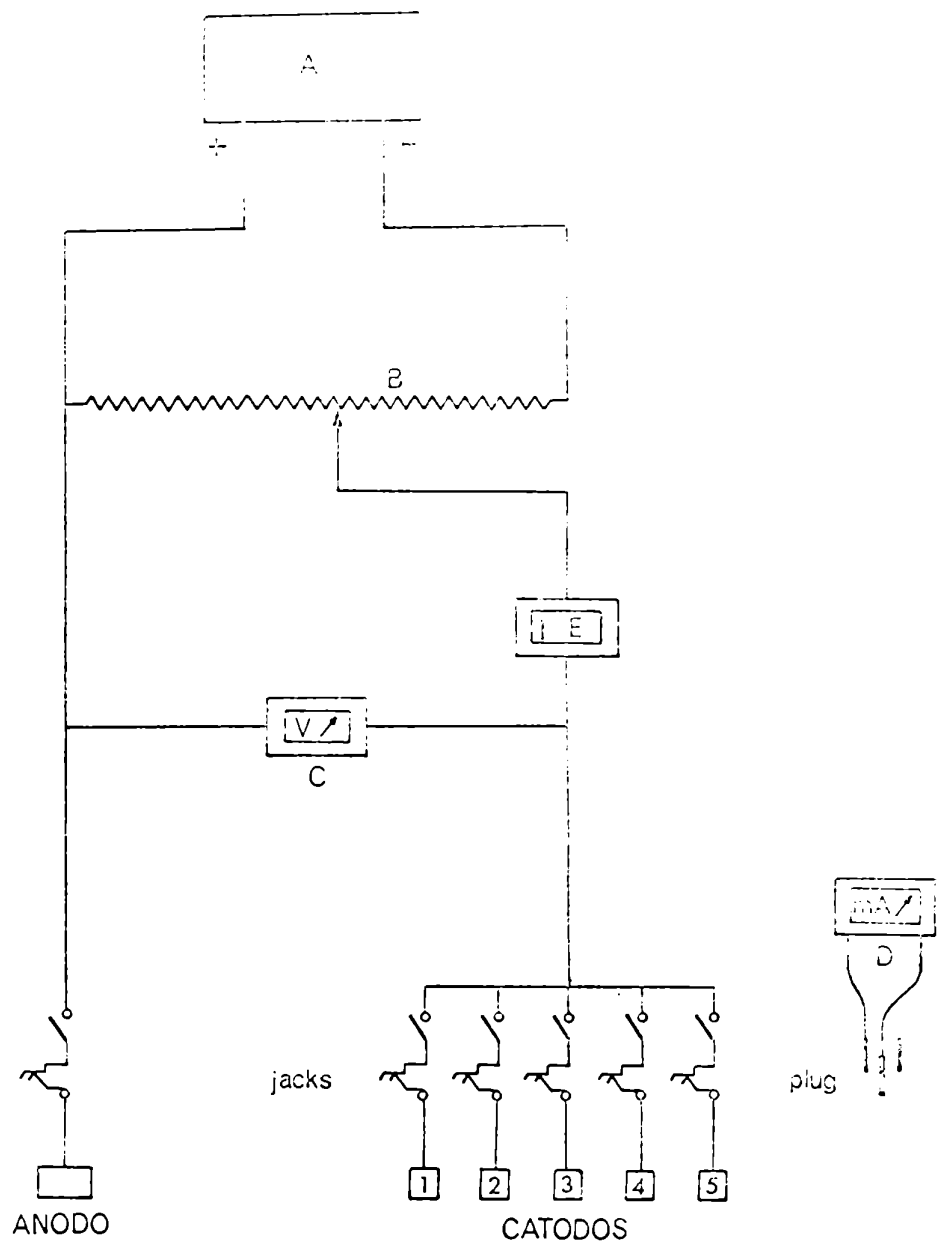


Fig. 3 Circuito eléctrico

Se utilizan dos miliamperímetros (D) de distinto rango, marca Norma, clase 0.5, de 0 - 120 mA y 0 - 600 mA.

Un registrador (E) marca Bausch & Lomb, modelo VOM 6E, permite determinar si el proceso de transferencia alcanzó el estado estacionario.

Como puede verse en el diagrama del circuito eléctrico, las intensidades son medidas en la rama catódica. Mediante un sistema de conectores "plug y jack" se puede medir la intensidad de cualquiera de los electrodos cuando otros están funcionando simultáneamente. Además este tipo de conector permite intercalar el miliamperímetro en el circuito con un mínimo de perturbación.

A los efectos de medir la intensidad total trabajando más de un electrodo simultáneamente, también se instaló un conector del mismo tipo en la rama anódica.

3.5. Mediciones realizables con el sistema de electrodos diseñado

Como puede observarse en la (Figura N° 2 b) el sector de prueba contiene cinco electrodos (cátodos), con los cuales se pueden realizar los siguientes tipos de mediciones:

a) Determinación de la intensidad límite para cada electrodo por separado, o sea cuando es el único conectado del sistema. Así obtenemos cinco intensidades que denominamos i_j , indicando el subíndice j el electrodo conectado.

b) Determinación de la intensidad límite de cada electrodo cuando se encuentran todos transfiriendo. Estas mediciones permiten calcular el coeficiente local de transferencia. Denominamos i'_j a estas intensidades.

///

c) Determinación de la intensidad límite total cuando transfiere más de un electrodo consecutivo simultáneamente. Esto permite obtener un mayor número de longitudes para la zona de transferencia. Denominamos i_j^+ la intensidad medida, correspondiente a los j primeros electrodos conectados.

3.6. Curvas de polarización

Antes de cada experiencia se determinaron las curvas de polarización para establecer la zona de potenciales en la cual hay control difusional.

Estas se determinaron para todos los electrodos trabajando individualmente y además cuando trabajan varios consecutivos simultáneamente (i_j y i_j^+).

En la Figura N° 4 se muestran como ejemplo las curvas de polarización para $d_p = 0.26$ cm y $E = 0.497$.

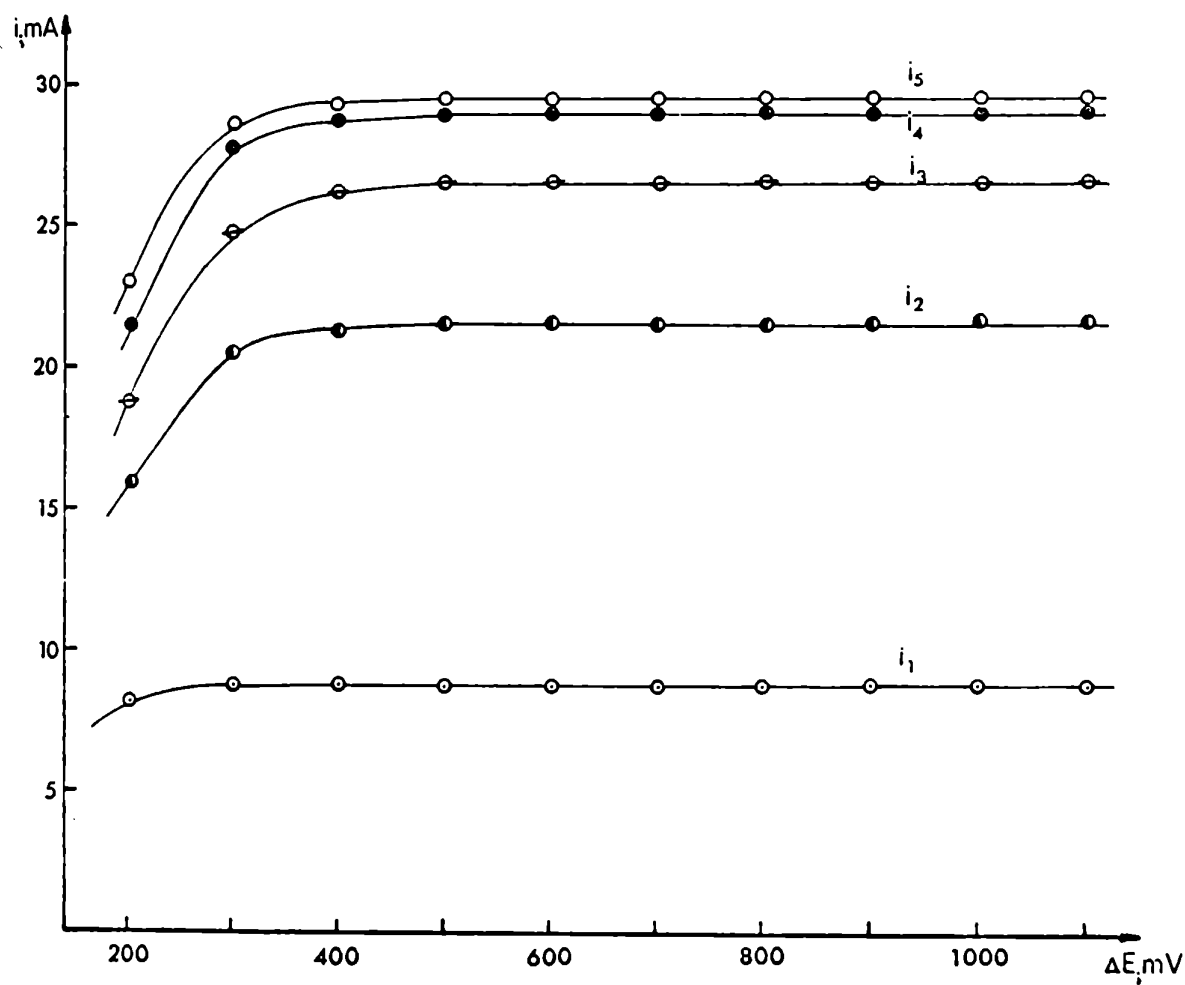
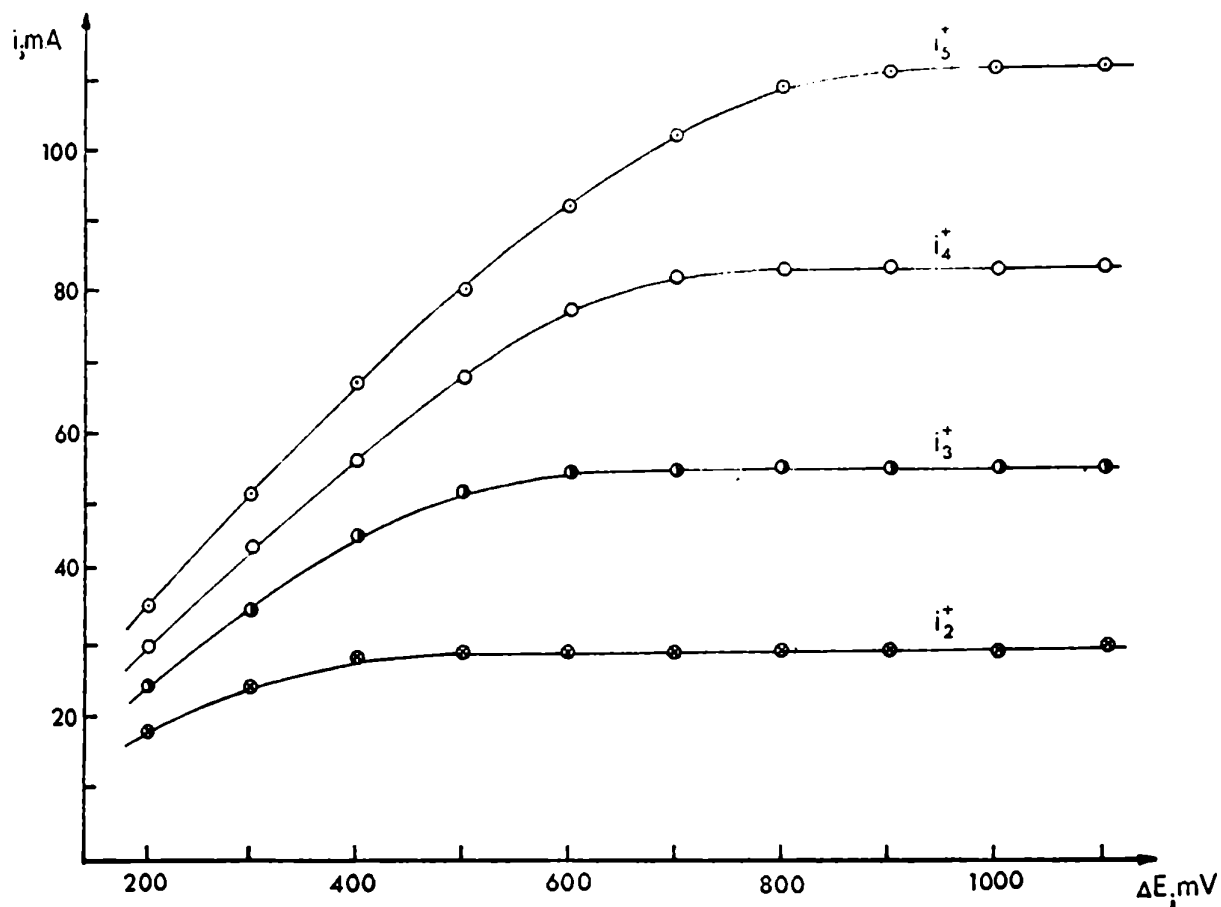


Fig.4 Curvas de polarización

4. ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE MASA PARA EL SISTEMA SIN PARTICULAS

4.1. Régimen laminar

Se estudió el sistema de flujo en conducto anular con transferencia de masa entre el fluido y la cara interna del conducto, en ausencia de partículas.

Para régimen laminar se puede aplicar la solución que L veque (17) obtuviera para transferencia de calor, expresada en términos de transferencia de masa y utilizando el perfil de velocidades correspondiente a conducto anular.

Para el flujo unidireccional totalmente desarrollado y régimen laminar, el balance de masa está dado por:

$$v_x \frac{\partial c}{\partial x} = D \frac{\partial^2 c}{\partial y^2}$$

siendo x e y las direcciones paralela y perpendicular al flujo.

La solución para el coeficiente de transferencia medio entre la superficie y el fluido es: (18)

$$k = 0.807 D \left(\frac{\beta}{DL} \right)^{1/3}$$

donde β es el gradiente de velocidades en la pared.

La distribución de velocidades en un conducto anular está dada por la siguiente expresión:

$$v_x = 2 v_m \left\{ \frac{1 - \left(\frac{r}{r_2} \right)^2 + \left(\frac{1+a}{\ln(1/a)} \right) \ln \frac{r}{r_1}}{\left(\frac{1-a^4}{1-a^2} \right) - \left(\frac{1-a^2}{\ln(1/a)} \right)} \right\}$$

///

donde $a = r_1/r_2$; siendo r_1 y r_2 los radios interno y externo de la sección anular.

De la distribución de velocidades anterior se deduce que:

$$\beta = \left(\frac{\partial v_x}{\partial r} \right)_{r=r_1} = \frac{8 v_m \phi(a)}{d_e}$$

donde $d_e = d_2 - d_1$ es el diámetro equivalente de la sección anular, siendo $\phi(a)$ igual a:

$$\phi(a) = \frac{1-a}{a} \left\{ \frac{0.5 - \frac{a^2}{(1-a^2)} \ln(1/a)}{\left(\frac{1+a^2}{1-a^2} \right) \ln(1/a) - 1} \right\}$$

Luego para la transferencia de masa entre el fluido y la pared interna de una sección anular se obtiene:

$$Sh' = 1.614 \phi(a) (Re Sc d_e/L)^{1/3}$$

En el caso particular de nuestro sistema en el cual $a = 0.25$ y $\phi(a) = 2.124$ resulta:

$$Sh' = 2.075 (Re Sc d_e/L)^{1/3} \quad (3)$$

Se realizaron experiencias en régimen laminar midiendo la transferencia de materia en la zona de flujo desarrollado y los resultados obtenidos se graficaron como $\lg Sh'$ vs $\lg(Re Sc d_e/L)$ juntamente con la recta teórica correspondiente, Figura N° 5. Como puede observarse la concordancia es muy buena.

///

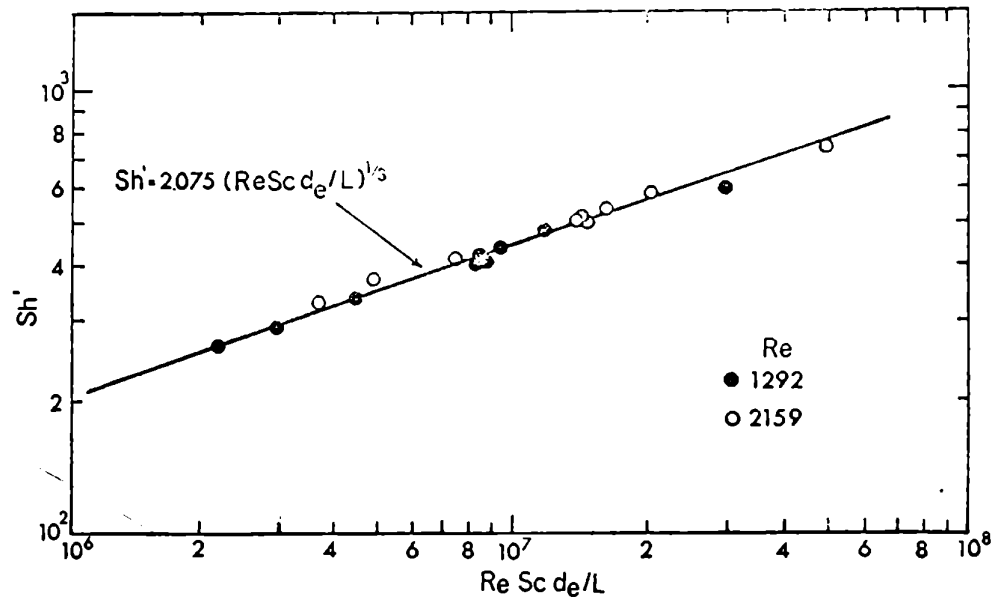


Fig.5 Sistema sin partículas, transferencia de materia en régimen laminar

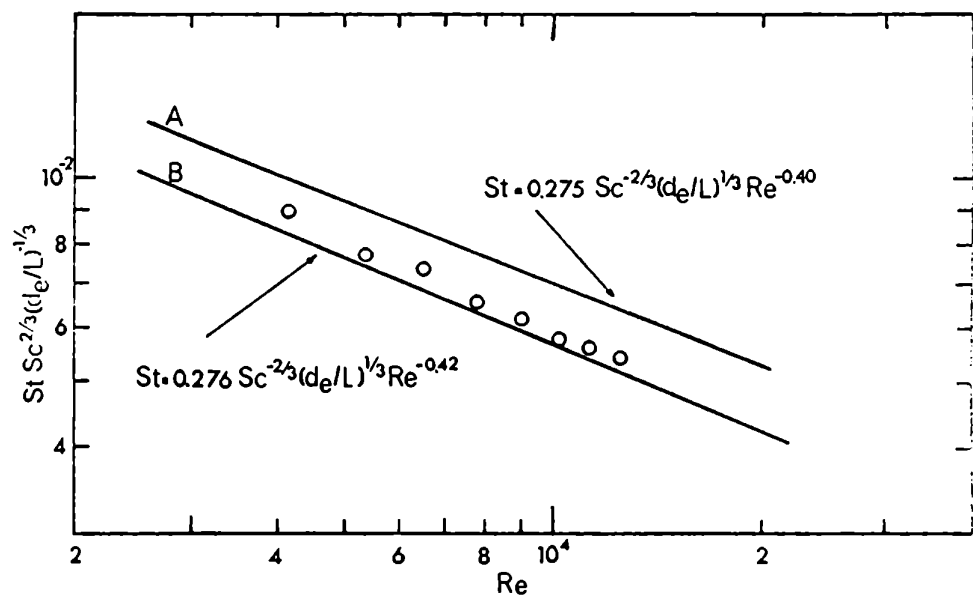


Fig.6 Sistema sin partículas, transferencia de materia en régimen turbulento

4.2. Régimen turbulento

En forma similar se estudia el sistema sin partículas en régimen turbulento.

El planteo de la ecuación de cambio, en la que se reemplaza $c = \bar{c} + c'$ y $v = \bar{v} + v'$, siendo c' y v' las componentes fluctuantes de la concentración y velocidad y \bar{c} y \bar{v} los valores medios, resulta para nuestro sistema (18):

$$\bar{v}_x \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} = D \left(\frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial y^2} \right) - \frac{\partial \overline{v'_x c'}}{\partial x} - \frac{\partial \overline{v'_y c'}}{\partial y}$$

ecuación en la que pueden ser despreciados los siguientes términos:

$$\frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2}; \quad \frac{\partial \overline{v'_x c'}}{\partial x}; \quad \frac{\partial \overline{v'_y c'}}{\partial y}$$

resultando:

$$\bar{v}_x \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} = D \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial y^2}$$

Suponiendo distribución lineal de velocidades cerca de la pared, la integración de la ecuación anterior da para el coeficiente de transferencia de masa:

$$k = 0.807 D \left(\frac{\beta'}{DL} \right)^{1/3}$$

donde β' es el gradiente de velocidades en la pared en régimen turbulento. La velocidad cerca de la pared puede ser puesta como función del factor de fricción, dando:

$$v_x = \frac{f}{v} v_m^2 y$$

resultando para el gradiente de velocidades: ///

$$\beta' = \frac{i' v_m^2}{2v}$$

Si utilizamos la fórmula de Blasius para el factor de fricción para tubos y el rango de número de Reynolds utilizado, se obtiene la siguiente expresión:

$$St = \frac{k}{v_m} = 0.276 Sc^{-2/3} Re^{-0.42} \left(\frac{dt}{L}\right)^{1/3} \quad (4)$$

Se ha intentado usar la expresión deducida para el factor de fricción en la cara interna de una sección anular (19):

$$f_1 = 0.046 Re^{-0.2} \left(\frac{1-a}{1-\lambda^2}\right)^{0.20} \left(\frac{\lambda^2 - a^2}{a(1-\lambda^2)}\right)$$

$$\text{donde } \lambda = \frac{r_{m\acute{a}x}}{r_2} \text{ y } r_{m\acute{a}x} = \left(\frac{r_2^2 - r_1^2}{2 \ln(r_2/r_1)}\right)^{0.5}$$

que aplicada conduce a la siguiente expresión:

$$St = \frac{k}{v_m} = 0.273 Sc^{-2/3} Re^{-0.40} \left(\frac{dc}{L}\right)^{1/3} \quad (5)$$

Esta correlación difiere de los resultados experimentales obtenidos, coincidentemente con el trabajo realizado por Ross y Wragg (18). Los resultados son mejor representados por la solución para flujo en sección circular, donde se reemplaza el diámetro de tubo por el diámetro equivalente de la sección anular, o sea:

$$St = 0.276 Sc^{-2/3} Re^{-0.42} \left(\frac{dc}{L}\right)^{1/3} \quad (6)$$

///

En la Figura N° 6 se representaron ambas soluciones teóricas y los datos experimentales, siendo estos los valores promedios sobre siete longitudes de electrodos diferentes. Como en el caso anterior, las mediciones se realizaron en la zona de flujo desarrollado.

Como conclusiones para el sistema sin partículas se tiene:

a) En régimen laminar el sistema es bien representado por la solución teórica:

$$Sh^* = 2.075 (Re Sc dc/L)^{1/3}$$

b) En régimen turbulento, la transferencia de masa puede ser representada por la expresión para flujo en sección circular, usando en la misma el diámetro equivalente de la sección anular:

$$St = 0.276 Sc^{-2/3} Re^{-0.42} (de/L)^{1/3}$$

4.3. Longitud de entrada hidrodinámica

Se midió la transferencia de materia local a distintas alturas de la zona de prueba a los efectos de determinar la longitud de entrada del sistema.

Considerando las correlaciones obtenidas fuera de la longitud de entrada (ecs. 3 y 6) se observa que tanto en régimen laminar como en turbulento el grupo $I.L^{1/3}$ resulta solo función de constantes físicas y de la velocidad media del fluido. Para condiciones experimentales dadas la constancia de este grupo indica condiciones hidrodinámicas constantes sobre la superficie de transferencia.

///

La medición de la transferencia de energía a lo largo de la zona de prueba, se realizó desplazando la barra central, de manera que los electrodos L. toda la longitud de la zona de prueba.

Los resultados obtenidos se pueden observar en la Figura N° 7, donde se graficó, para distintos caudales, $I.L^{1/3}$ versus la altura de la zona de prueba en la que se midió la transferencia.

En las mediciones realizadas para establecer las correlaciones de los items 4.1. y 4.2. el sector de prueba fue colocado a 40 cm sobre el distribuidor, con lo cual se aseguró trabajar fuera de condiciones de entrada hidrodinámica.

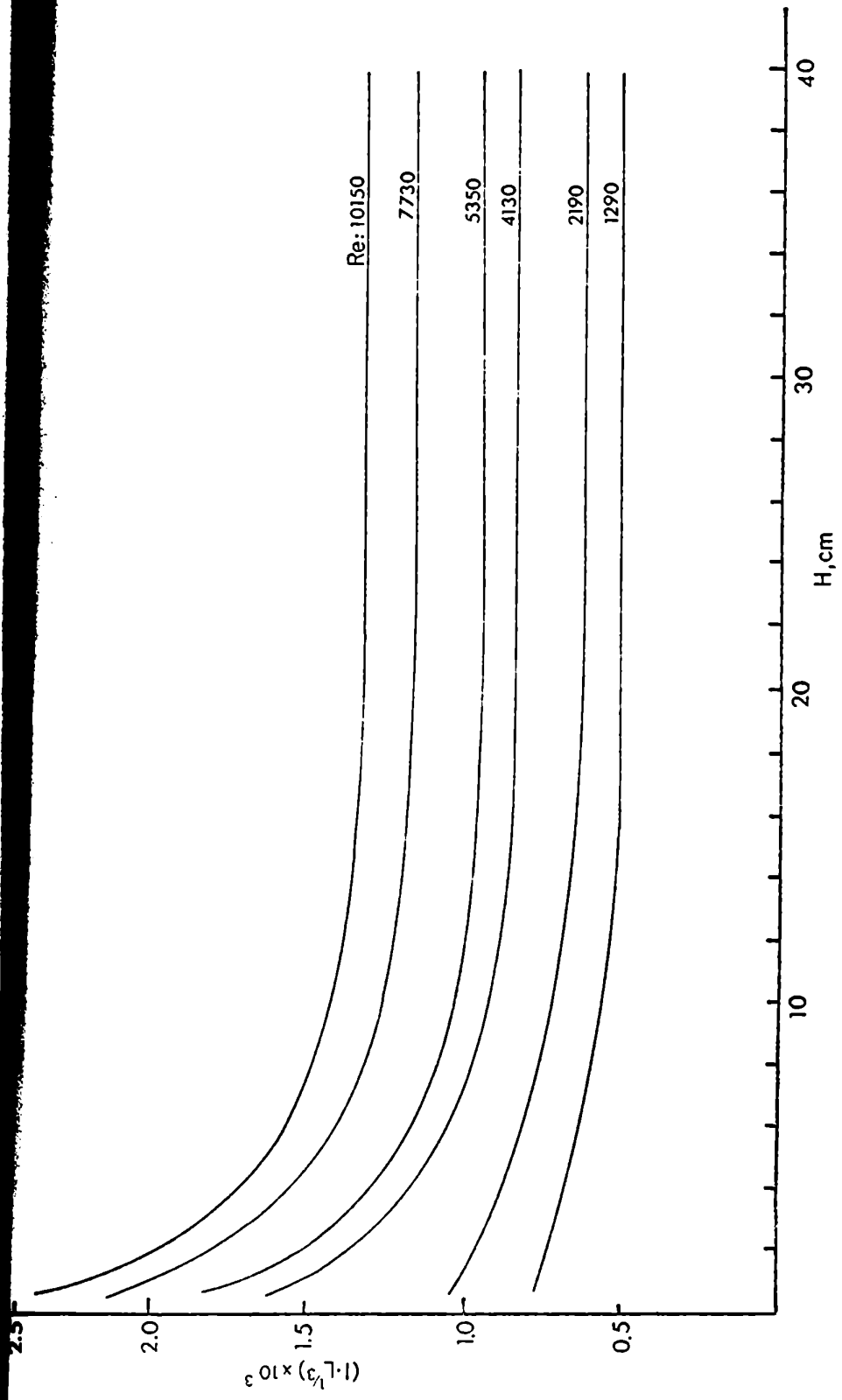


Fig.7 Sistema sin partículas, longitud de entrada

5. ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA EN LECHO FIJO

Se estudió la transferencia de materia en un lecho fijo de sección anular, entre la pared interna de la columna y el fluido.

Los resultados obtenidos están representados en la Figura N° 18 en forma de coeficiente de transferencia vs. velocidad interfacial. Para estas experiencias se utilizaron esferas de vidrio de diámetro igual a 0.26 cm, siendo la porosidad del lecho igual a 0.40.

Para que los datos obtenidos fueran útiles para la verificación del modelo de Wessler y Marsus (16) fue necesario hacer experiencias en lecho fijo a velocidades superiores a la de mínima fluidización, por lo tanto, se colocó una malla en la parte superior de la zona de prueba que impedía la expansión del lecho. La zona de prueba fue llenada totalmente con las esferas de vidrio.

De esta manera se obtuvieron valores del coeficiente de transferencia para diferentes velocidades superficiales. Se abarcó todo el rango de velocidades superficiales correspondientes a lecho fluidizado.

De las mediciones realizadas surge que en lecho fijo el coeficiente de transferencia de materia no depende de la longitud de la zona de transferencia, dentro del rango de velocidades estudiado.

6. LECHO FLUIDIZADO

6.1. Curvas de expansión

A los efectos de establecer el comportamiento del lecho fluidizado en lo que respecta a su expansión, las determinaciones realizadas de porosidad y velocidad superficial se llevaron, para cada diámetro de partícula, a un gráfico de $\lg Re_p$ vs $\lg E$ (Figura N° 8).

De esta manera se verifica la relación de expansión de Richardson y Zaki (3) que tiene la forma:

$$Re_p = Re_{p_0} E^n$$

con los parámetros siguientes: dp/dt y \overline{Re}_p . Los autores encuentran para el valor del exponente n , y para los rangos de \overline{Re}_p abajo indicados las siguientes expresiones:

$$n = (4.35 + 18 dp/dt) \overline{Re}_p^{-0.1} \quad 1 < \overline{Re}_p < 200$$

$$n = 4.45 \overline{Re}_p^{-0.1} \quad 200 < \overline{Re}_p < 500$$

En la tabla siguiente se muestran los valores de n teóricos y experimentales para cada reota de expansión.

dp/dt	\overline{Re}_p	$n_{teo.}$	$n_{exp.}$
0.00853	14.4	3.52	3.38
0.0192	86	3.08	3.00
0.0313	191	2.97	2.70
0.0453	300	2.52	2.40

///

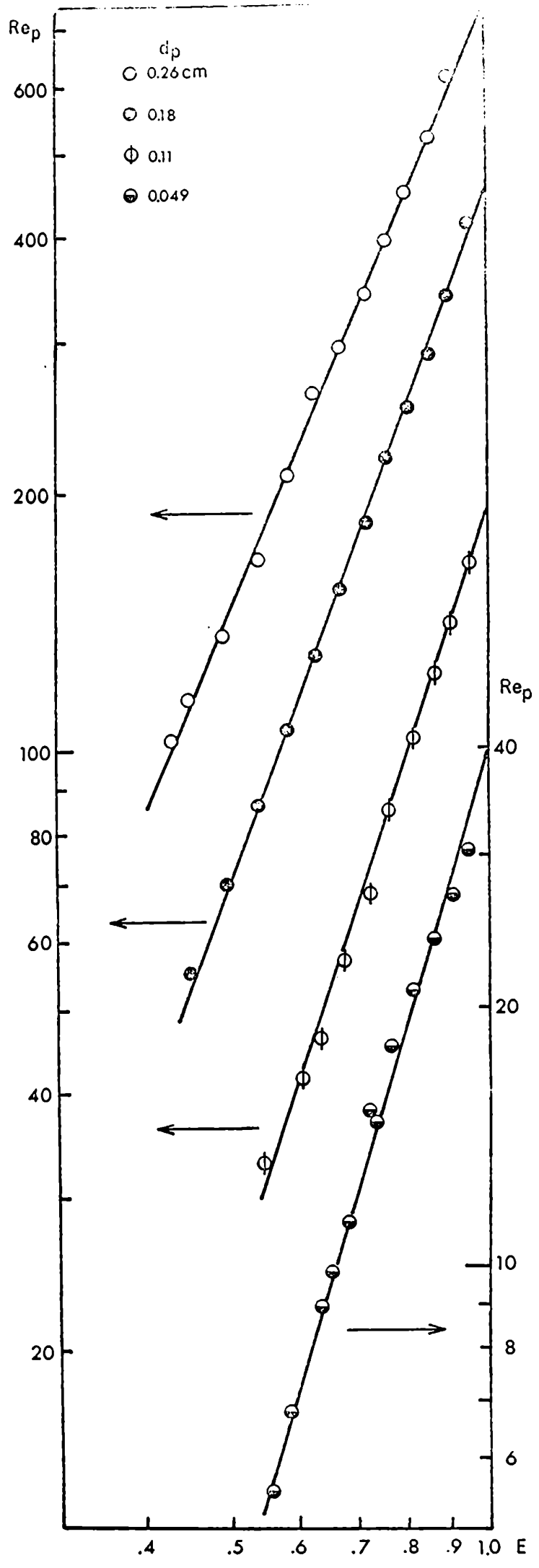


Fig. 8 Curvas de expansión

En nuestro caso por tratarse de sección anular se reemplazó el diámetro de tubo por el diámetro equivalente de la sección anular.

6.2. Dependencia del coeficiente de transferencia con la longitud de transferencia

De acuerdo a lo visto en los ítems 4.1. y 4.2. la dependencia del coeficiente de transferencia en nuestro sistema, sin partículas, surge de las correlaciones obtenidas y resulta ser:

$$k \propto L^{-1/3}$$

tanto en régimen laminar como turbulento.

En el ítem 5.1. se determinó que en lecho fijo el coeeficiente de transferencia no depende de la longitud de transferencia dentro del rango de velocidades estudiado.

De acuerdo a los resultados anteriores, y en vista de que no se encuentra información sobre este punto en la bibliografía, se decidió estudiar la dependencia del coeficiente de transferencia con la longitud de transferencia en lechos fluidizados.

Para esto se midieron las intensidades de corriente límite i_j e i_j^+ variándose la longitud de transferencia aproximadamente en un factor cinco.

Estas determinaciones se realizaron para distintas porosidades y para los cuatro diámetros de partículas utilizados.

///

En la figura N° 9 se muestra como ejemplo la variación del coeficiente de transferencia con la longitud de transferencia para $d_p = 0.10$ cm y distintas porosidades. Por el método de cuadrados mínimos se determinó la mejor recta en cada caso y de su pendiente el valor del exponente de L. Esto se hizo para todos los diámetros de partícula.

En la figura N° 10 se graficó el valor del exponente en función de la porosidad. Se puede observar que cuando la porosidad tiende al valor uno, el exponente aumenta rápidamente tendiendo al valor correspondiente a lecho sin partículas ($\phi = -1/3$). Para las porosidades más bajas el valor del exponente indica una baja dependencia con la longitud de transferencia. Además puede observarse que en todos los casos hay una zona en que el exponente permanece constante. Esta zona constante se produce a distintas porosidades al variar el diámetro de partícula.

La visualización efectuada en la expansión de cada lecho fluidizado indicó que en la zona de altas porosidades, (a la derecha de la zona de exponente constante), éste era de características agregativas y en la zona de bajas porosidades, (a la izquierda de la zona de exponente constante), era del tipo homogéneo. Esta observación llevó a graficar el exponente $-\phi$ en función del número de Froude, ya que el valor de éste se toma como indicador del tipo de fluidización.

Como resultado se puede ver en la figura N° 11 el gráfico de $-\phi$ vs. Fr, donde, para todos los diámetros de partícula la zona de $-\phi$ constante se encuentra en el mismo rango de número de Froude.

Esto confirma el hecho de que el número de Froude in-

///

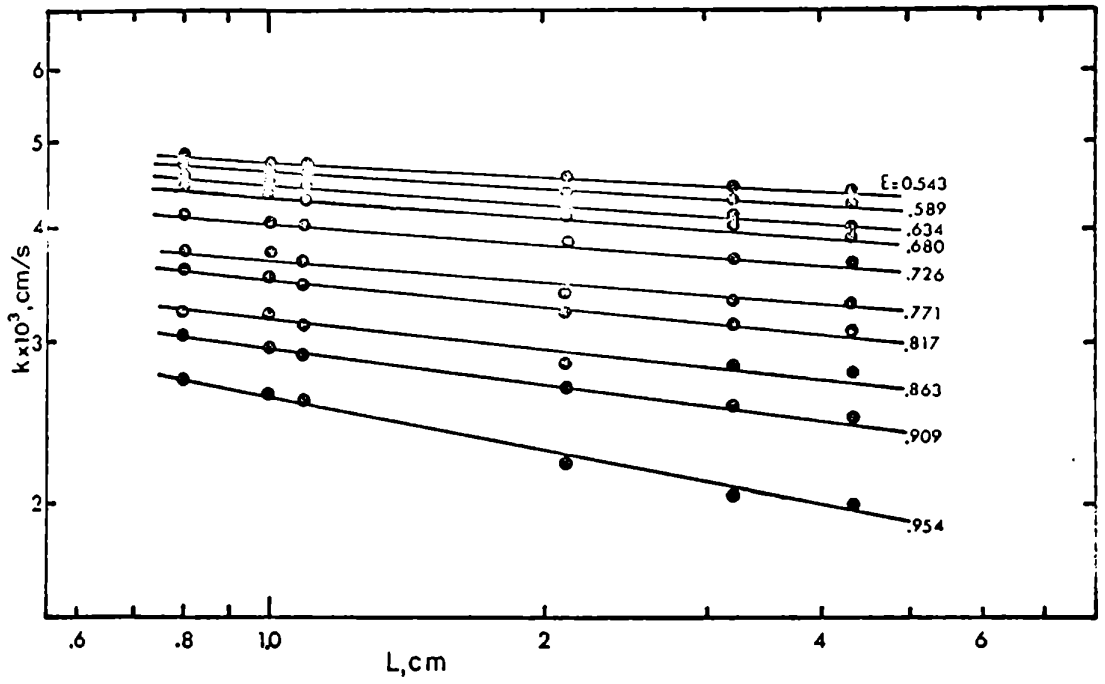


Fig. 9 Dependencia del coeficiente de transferencia con la longitud de transferencia, $d_p = 0.18$ cm

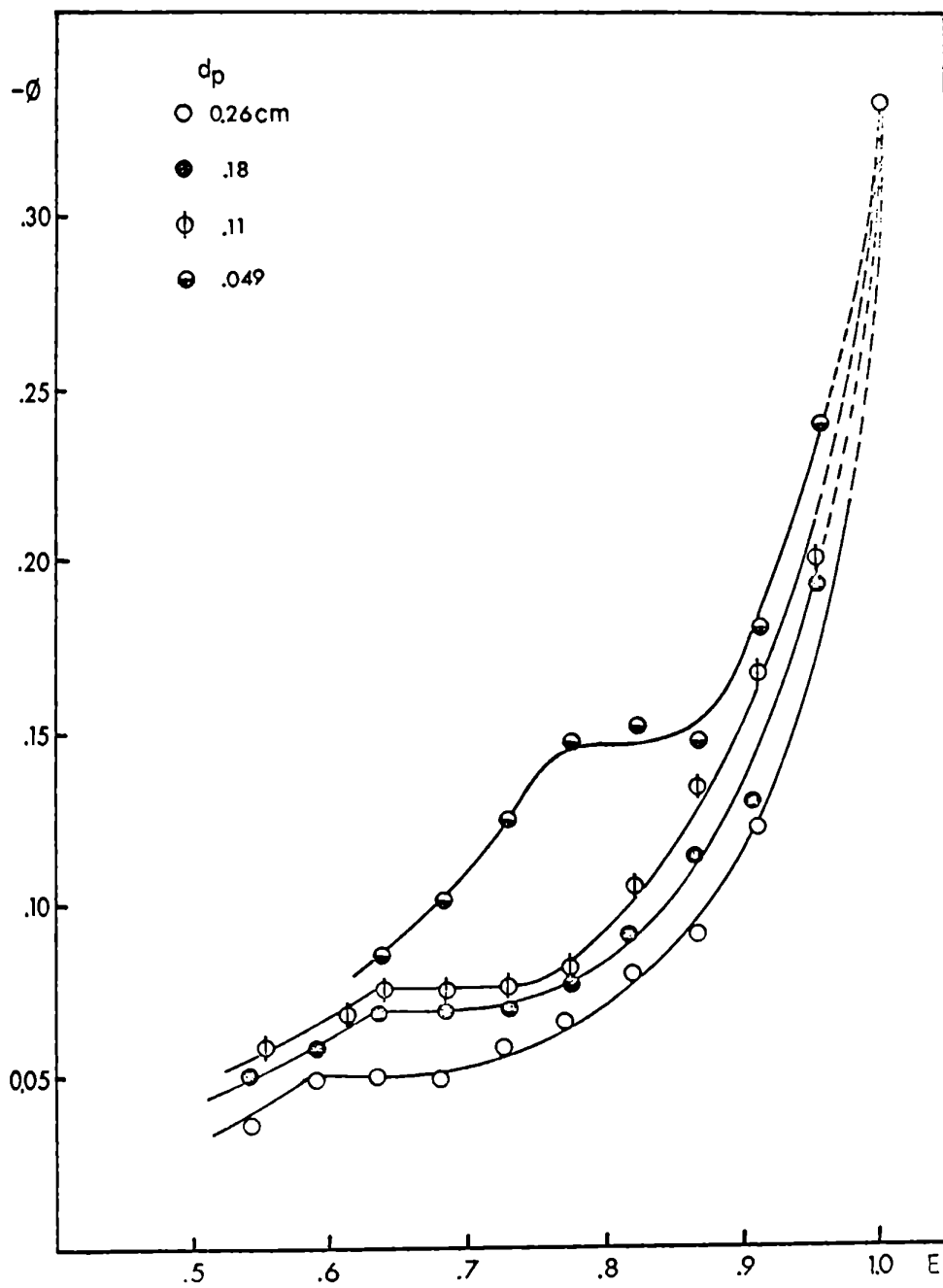


Fig.10 Dependencia de ϕ con la porosidad

REVISTA DE INVESTIGACIONES

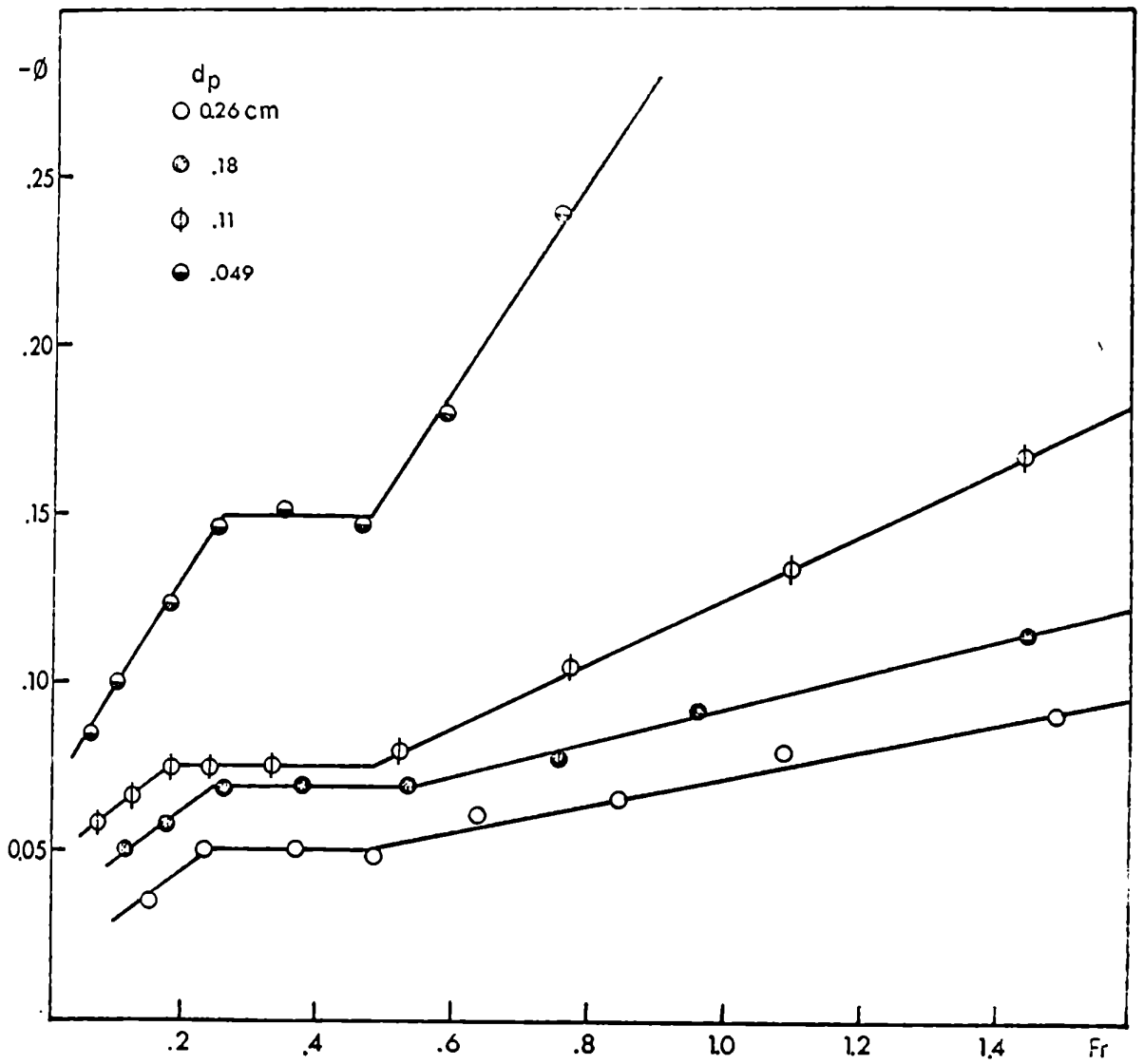


Fig. 11 Dependencia de ϕ con el número de Froude

dió un cambio de comportamiento y fija para velocidades de Fr entre 0.2 y 0.5 una zona de transición para nuestro sistema.

6.3. Longitud de entrada hidrodinámica en lechos fluidizados

En forma similar a la realizada en el ítem 4.3., que se refiere a la determinación de la longitud de entrada para el sistema sin partículas, se procedió para lecho fluidizado.

Se determinó el coeficiente de transferencia a lo largo de toda la zona de prueba. En este caso, también se estimó la longitud de entrada en base a la constancia del grupo $(k.L^\phi)$, utilizando para el valor de ϕ el correspondiente a cada diámetro de partícula y porosidad de acuerdo a lo visto en el ítem 6.2.

En las figuras N° 12, 13 y 14, se muestran los resultados obtenidos de $(k.L^\phi)$ vs. la distancia medida a partir del distribuidor. Estas determinaciones se realizaron para las partículas de diámetros 0.049 cm, 0.18 cm y 0.26 cm y para porosidades entre 0.58 y 0.95.

Como puede observarse para las porosidades mayores la forma de las curvas es similar a la obtenida para flujo sin partículas ($E = 1$). A medida que se reduce la porosidad las curvas adquieren una forma irregular en la zona de entrada.

La longitud de entrada en lecho fluidizado aumenta al disminuir la velocidad superficial del fluido, o sea al disminuir la porosidad, y además, es mayor para mayores diámetros de partícula.

En todos los casos resulta menor que para el siste-

///

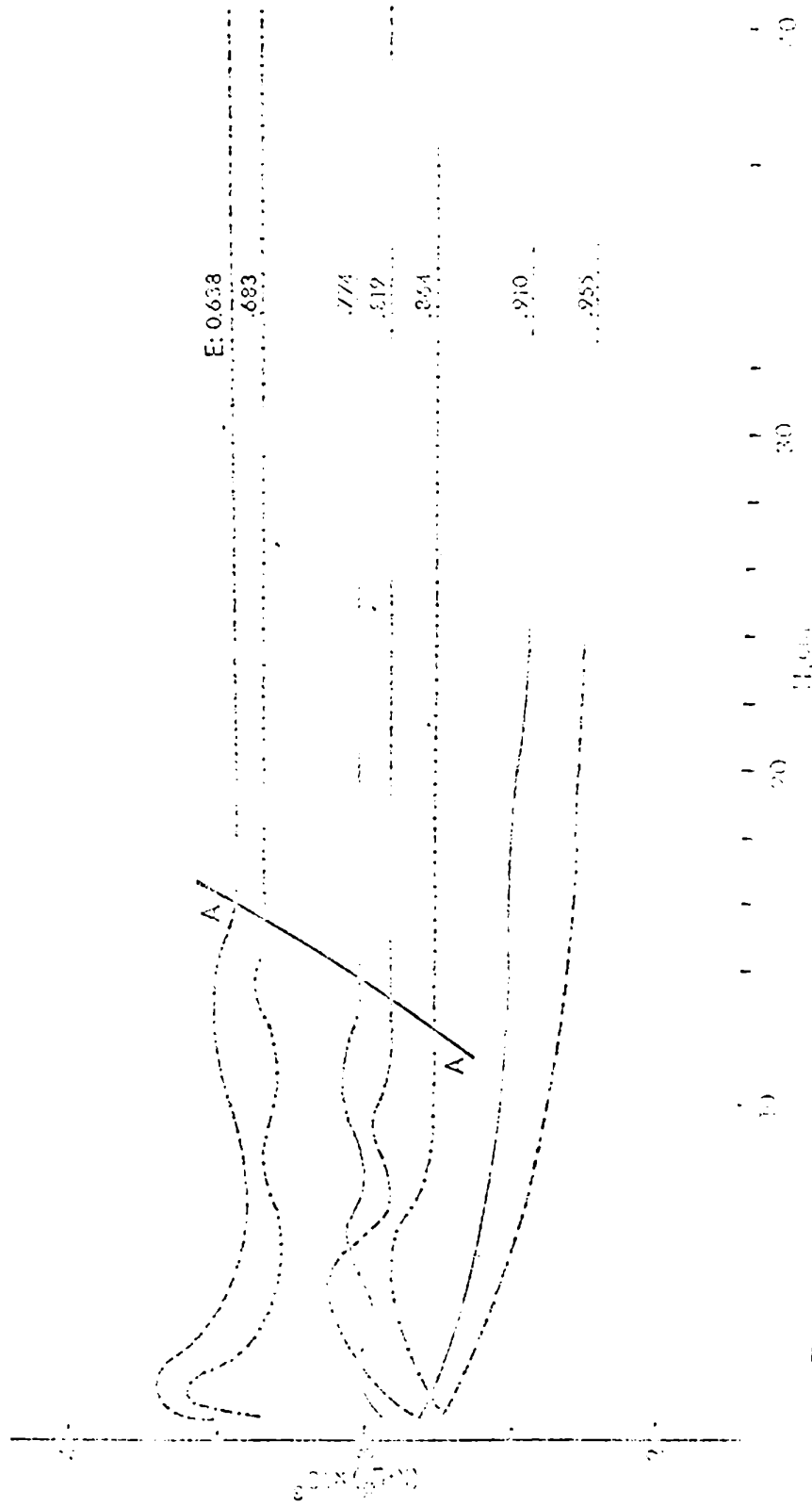


Fig.12 Determinación de la longitud de entrada hidrodinámica, $d_p = 0.049$ cm

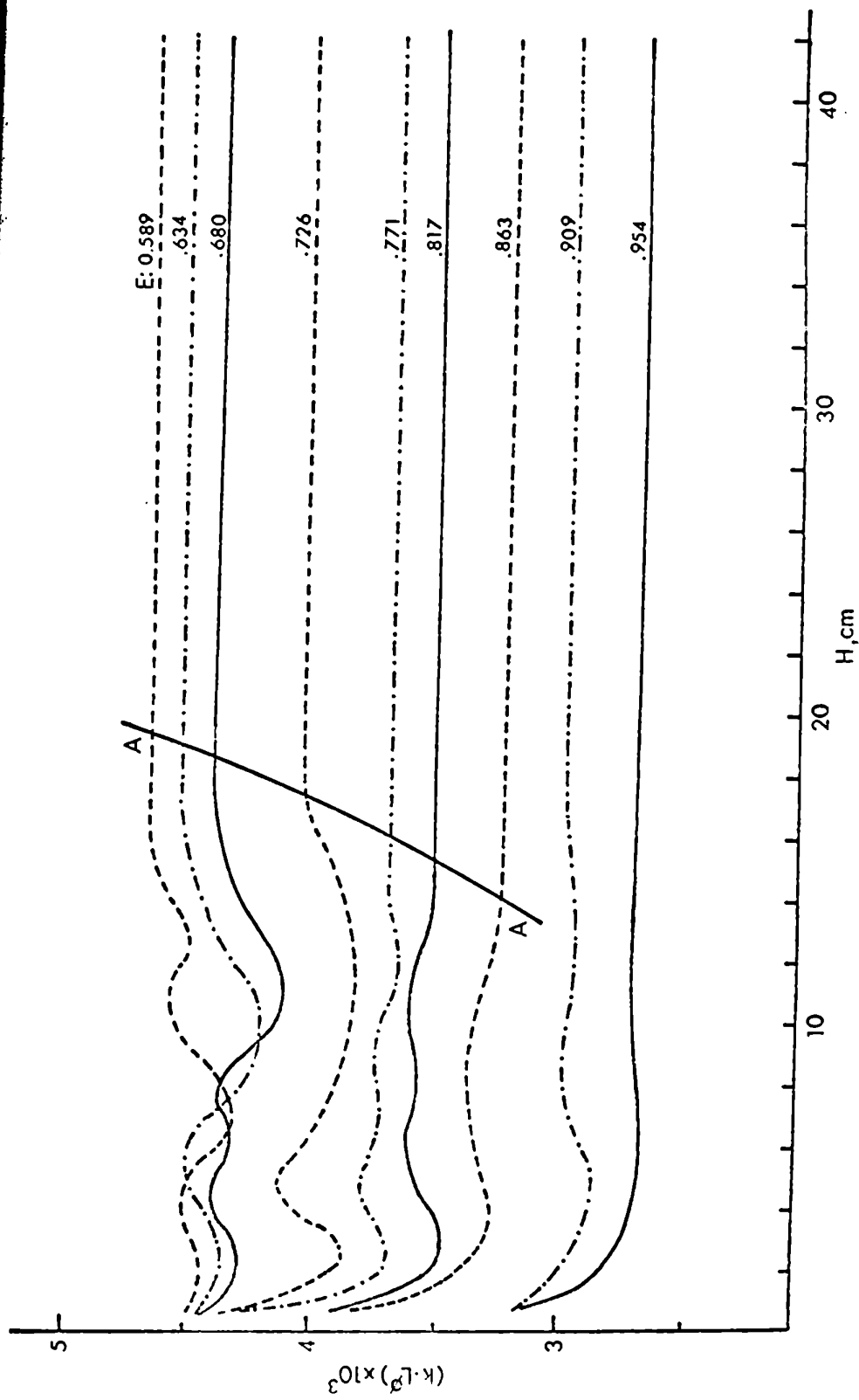


Fig.13 Determinación de la longitud de entrada hidrodinámica, $d_p = 0.18$ cm

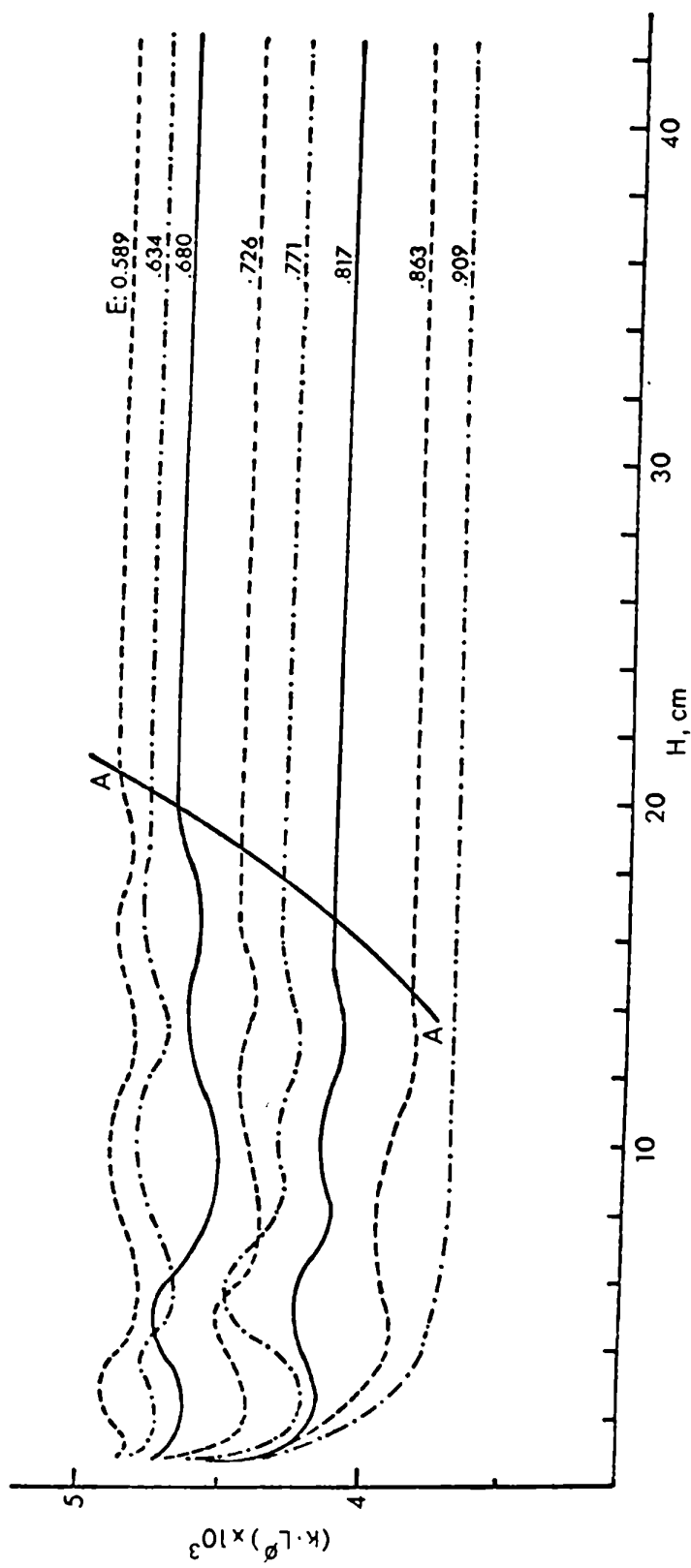


Fig.14 Determinación de la longitud de entrada hidrodinámica, $d_p = 0.26$ cm

Los valores para la longitud de entrada se tomaron de las curvas AA en las figuras mencionadas anteriormente. Estas limitan en forma aproximada la zona de transferencia constante, hasta números de orden de 0,90. Para porosidades superiores la longitud de entrada comienza a crecer ya que el sistema tiende a comportarse como el sistema sin partículas.

Los valores de longitud de entrada obtenidos de las curvas AA se correlacionaron con los grupos $Re_p/(1 - \epsilon)$ y $dp/d\epsilon$ conduciendo a la siguiente relación:

$$He/d\epsilon = 22 (Re_p/(1 - \epsilon))^{-0.15} (dp/d\epsilon)^{0.40} \quad (7)$$

6.4. Coefficientes de transferencia locales para leche fluidizada

Como indicáramos en el ítem 3.6. a partir de las intensidades i_j^* se pueden determinar coeficientes de transferencia de materia locales. Estas determinaciones se hicieron para todos los sistemas estudiados.

En la Figura N° 15 se graficó el valor del coeficiente de transferencia local vs. la posición correspondiente, para un leche fluidizado de $dp = 0.26$ cm. En este gráfico se observa que el electrodo N° 5 (i_5^*) se encuentra fuera de la zona de longitud de entrada de materia.

Para los demás diámetros de partícula los leches fluidizadas mostraron un comportamiento análogo.

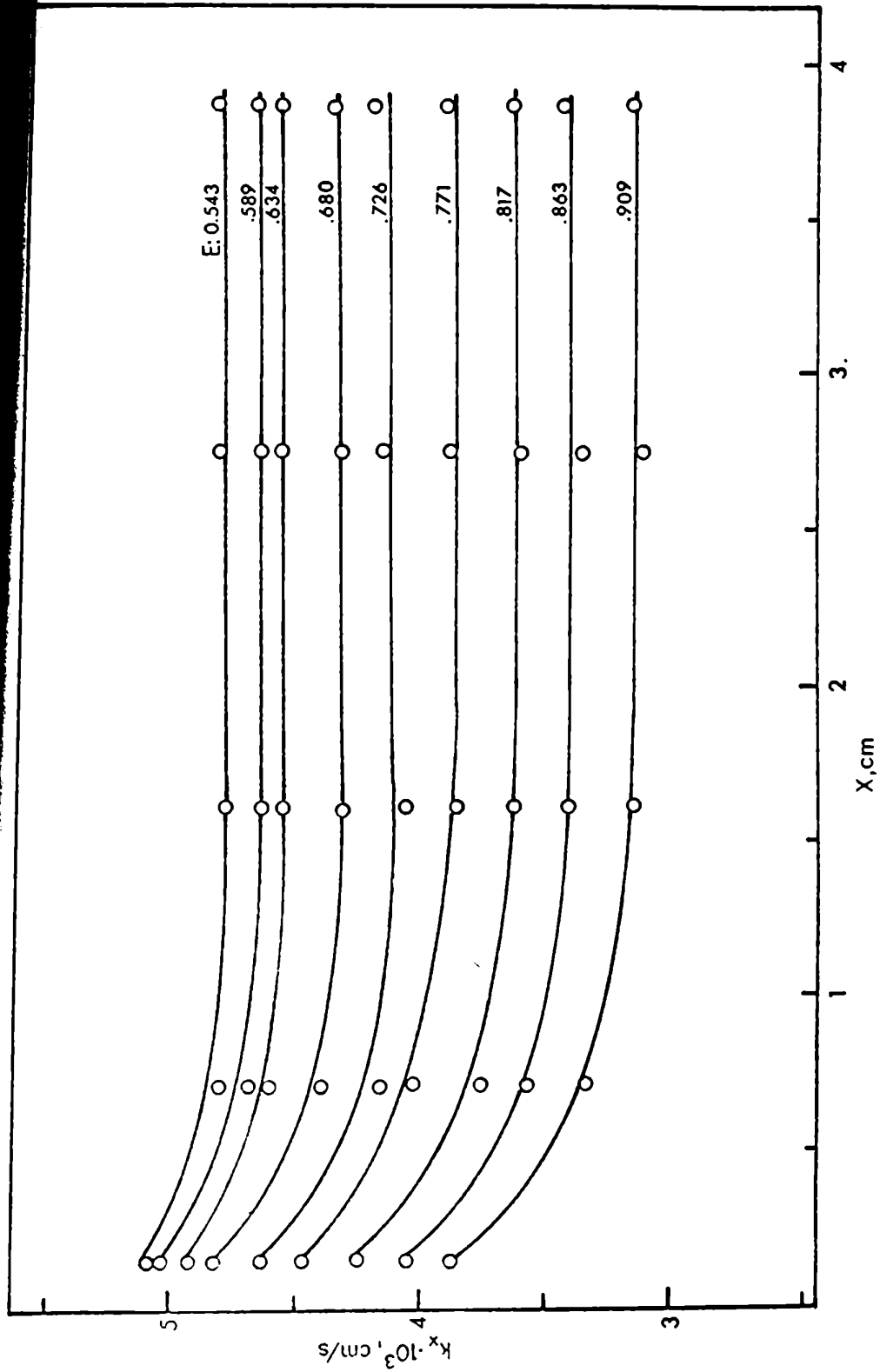


Fig.15 Coeficientes de transferencia locales, $d_p = 0.26$ cm

De estos resultados se puede concluir que una longitud de entrada de materia que no es menor que es inferior a la longitud mínima de transferencia disponible en nuestro sistema de electrodos.

6.5. Coefficientes de transferencia en lecho fluidizado

A los efectos de estudiar la transferencia de materia en lechos fluidizados, independientemente de efectos de entrada, se utilizaron los coeficientes de transferencia determinados con las intensidades $i_{\frac{1}{2}}$, encontrándose el sector de prueba fuera de la longitud de entrada hidrodinámica.

Por lo visto en el ítem 6.4., los coeficientes determinados a partir de $i_{\frac{1}{2}}$ corresponden a la zona fuera de la longitud de entrada de materia.

Para estas determinaciones se situó el sector de prueba a 40 cm del distribuidor.

En la Figura N° 16 se representaron los coeficientes de transferencia, determinados en la situación antes explicada, en función de la porosidad, para los diferentes diámetros de partícula estudiados.

Los coeficientes resultan mayores a mayor diámetro de partícula.

En todos los casos se observa la presencia de un máximo en el coeficiente de transferencia, que para diámetros de partículas mayores se desplaza hacia la zona de porosidades cercana a lecho fijo.

El valor que se observa para porosidad igual a 1 fue

///

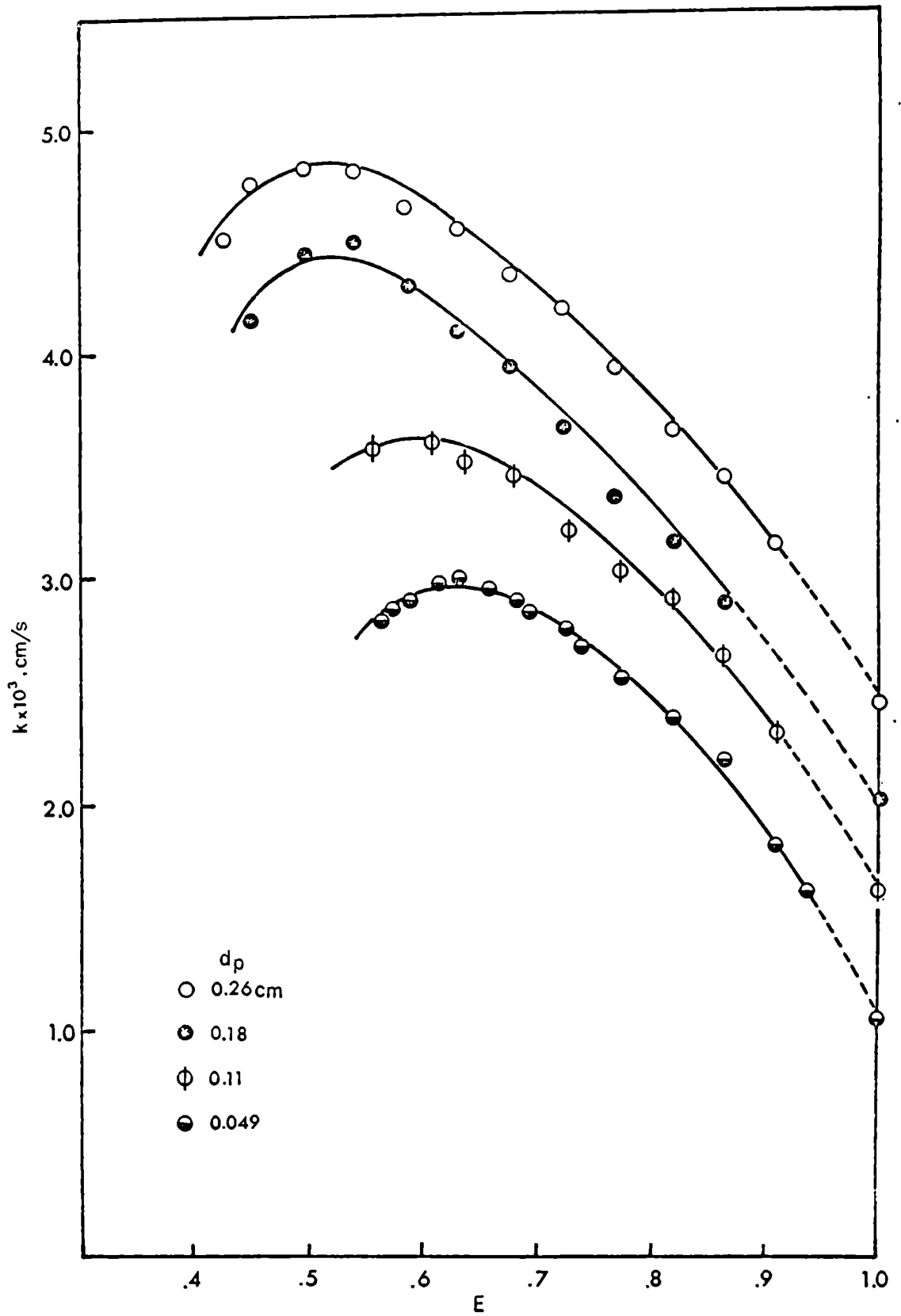


Fig. 16 Variación del coeficiente de transferencia con la porosidad

determinado de la siguiente manera:

Con las propiedades físicas del fluido y las partículas se calculó la velocidad terminal de las esferas de vidrio utilizadas. Con estos valores de velocidad se calculó el valor del coeficiente de transferencia utilizando la ecuación obtenida para el sistema sin partículas ($E = 1$; cc. 6). Si bien fue difícil hacer determinaciones a porosidades superiores a 0.9, debido a la imposibilidad de establecer una altura de lecho dada, puede concluirse que la extrapolación de las determinaciones en lecho fluidizado coincide muy bien con el valor calculado para el coeficiente a porosidad uno.

6.6. Correlación de los datos

Con el objeto de obtener una correlación que representara el fenómeno estudiado y ante la imposibilidad de llegar a la misma por un camino teórico, dada la falta de conocimiento en cuanto al comportamiento del sistema (perfiles de velocidad, velocidades de las partículas, etc.) se analizaron las correlaciones presentadas hasta el momento en transferencia de masa y calor.

Al hacer el análisis de los trabajos realizados se observó que en ningún caso se tuvo en cuenta el cambio en el comportamiento del sistema a lo largo de la expansión, hecho que se verificó en el presente trabajo y se relacionó con el valor del número de Froude.

Los adimensionales más usados en la correlación de datos en fluidización son los siguientes: j , $j \cdot E$, Re_p y $Re_p / (1-E)$.

Llevando los datos a la forma del clásico factor j y relacionándolos con el adimensional $Re_p / (1-E)$, Figura N° 17,

///

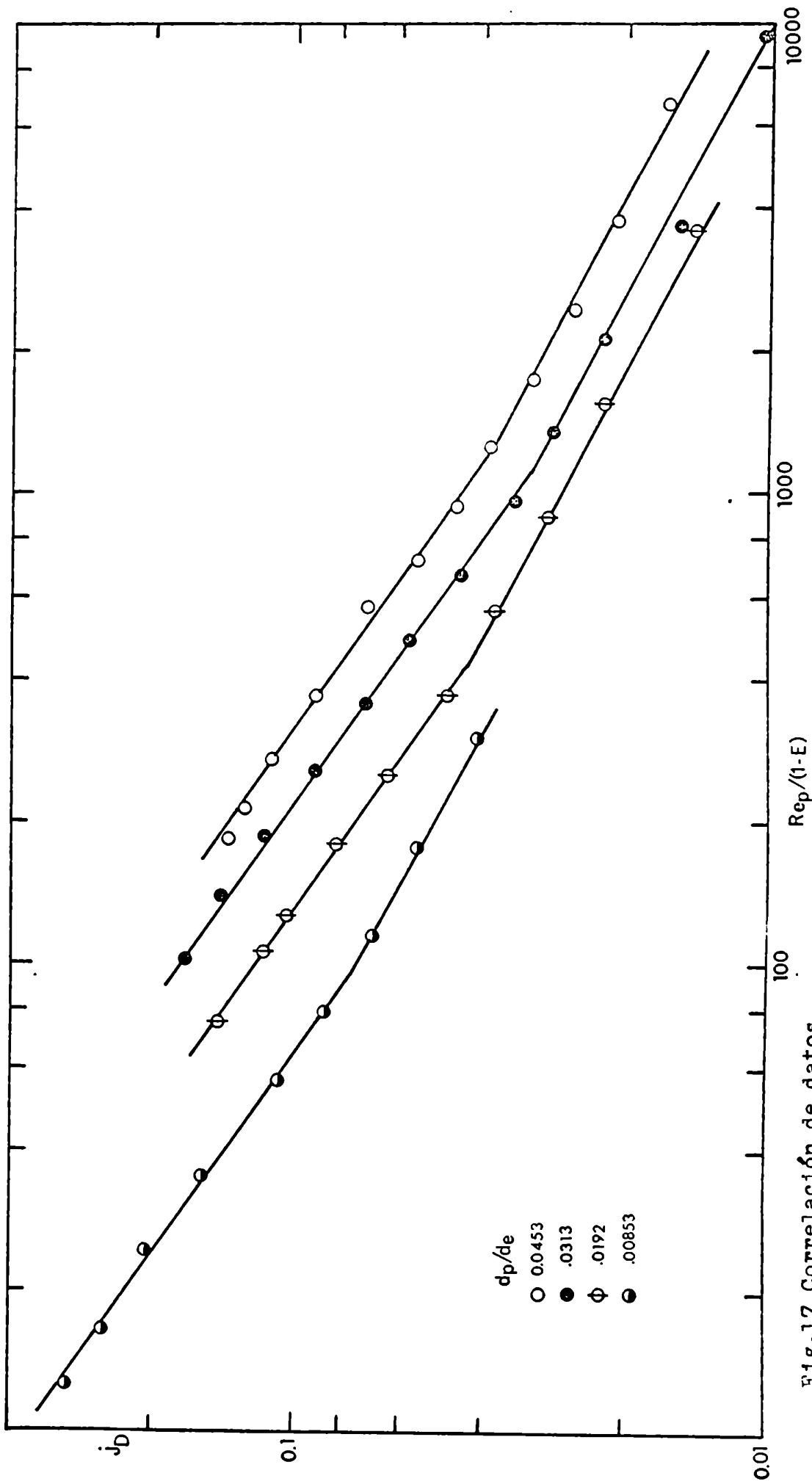


Fig.17 Correlación de datos

se observó en todos los casos un cambio de comportamiento que no puede atribuirse a incertidumbre en la zona de altas porosidades ya que en los diámetros de partícula mayores ocurre a porosidades del orden de 0.70.

Este cambio se relacionó con el número de Froude, que como dijéramos es característico del tipo de fluidización. Se encontró, al igual que en el ítem 6.2., que para todos los diámetros de partícula la variación se producía para un número de Froude del orden de 0.5, que para el diámetro menor corresponde a una porosidad de 0.35 y para el mayor de 0.70.

Este hecho confirma lo expuesto en el ítem 6.2., y sugiere la correlación por separado para cada tipo de fluidización.

Al correlacionar los datos se incluyó el término (dp/dc) para tener en cuenta el efecto del diámetro de partícula. Por lo tanto, la correlación se efectuó entre el factor j_D y los grupos $Re_p/(1-E)$ y (dp/dc) , correlacionando por separado las experiencias con valor del número de Froude menores que 0.5, de las de valor mayor.

Como resultados se obtuvieron las siguientes expresiones:

$$Fr < 0.5 \quad j_D = 42,6 \quad (Re_p/(1-E))^{-0.70} (dp/dc)^{0.66} \quad (8)$$

$$Fr > 0.5 \quad j_D = 5.96 \quad (Re_p/(1-E))^{-0.54} (dp/dc)^{0.40} \quad (9)$$

La primera de las expresiones tiene una desviación standard del 3,2 % y la segunda del 6,6%.

///

Las correlaciones obtenidas se llevan a la forma de Sh vs (d_p/ρ_0) de Re_p E reemplazando el valor de la velocidad que aparece en el número de Reynolds por la expresión de Richardson y Zaki (ec. 1).

Procediendo de tal manera se obtiene en cada caso:

$$Fr < 0.5 \quad Sh = 42.6 Sc^{1/3} (d_p/\rho_0)^{0.66} Re_p^{0.30} E^{0.30n} (1-E)^{0.70} \quad (10)$$

$$Fr > 0.5 \quad Sh = 5.96 Sc^{1/3} (d_p/\rho_0)^{0.40} Re_p^{0.46} E^{0.46n} (1-E)^{0.54} \quad (11)$$

Analizando estas expresiones se observa que la función $E^{A \cdot n} (1-E)^B$ es la responsable de la existencia de un máximo para el coeficiente de transferencia. En particular, el máximo de transferencia siempre ocurre en la zona de $Fr < 0.5$; por lo tanto, derivando la expresión $E^{0.30 \cdot n} (1-E)^{0.70}$ con respecto a la porosidad e igualando a cero la ecuación resultante, podemos obtener los valores de la porosidad a la cual ocurre el máximo de transferencia, para cada diámetro de partícula.

En la tabla siguiente se dan los valores calculados y experimentales de $E_{m\acute{a}x.}$ para cada diámetro de partícula.

D_p (cm)	$E_{m\acute{a}x.}^{calc.}$	$E_{m\acute{a}x.}^{exp.}$
0.049	0.593	0.625
0.11	0.563	0.600
0.18	0.537	0.525
0.26	0.507	0.510

6.7. Modelo para la transferencia de materia en lechos fluidizados

///

El modelo de transferencia a verificar fue presentado anteriormente por Mearns y Janda (13) aplicado a la transferencia de calor en lechos fluidizados sólido-líquido, obteniendo buenos resultados.

Este modelo considera que tanto en lecho fijo como en lecho fluidizado se puede suponer que el flujo está compuesto por una corriente primaria que circula a la velocidad intersticial media y una corriente secundaria originada por desprendimientos de torbellinos y por el flujo alrededor de las partículas presentes que provoca un aumento local de la velocidad.

Además supone que el movimiento propio de las partículas no afecta la transferencia, sino que la influencia de la corriente secundaria es debida solamente a la presencia de las partículas, y considera que su efecto es proporcional al número de partículas presentes.

Cada uno de estos fenómenos determina el valor de un coeficiente, primario y secundario respectivamente, que aportan al valor del coeficiente de transferencia total.

El valor del coeficiente primario puede determinarse a partir de los datos obtenidos para el sistema sin partículas, utilizando la velocidad intersticial media.

La curva (a) de la Figura N.º 18 corresponde al coeficiente de transferencia en el sistema sin partículas en función de la velocidad. Esta da los valores de los coeficientes primarios.

En la misma figura se representaron los coeficientes

///

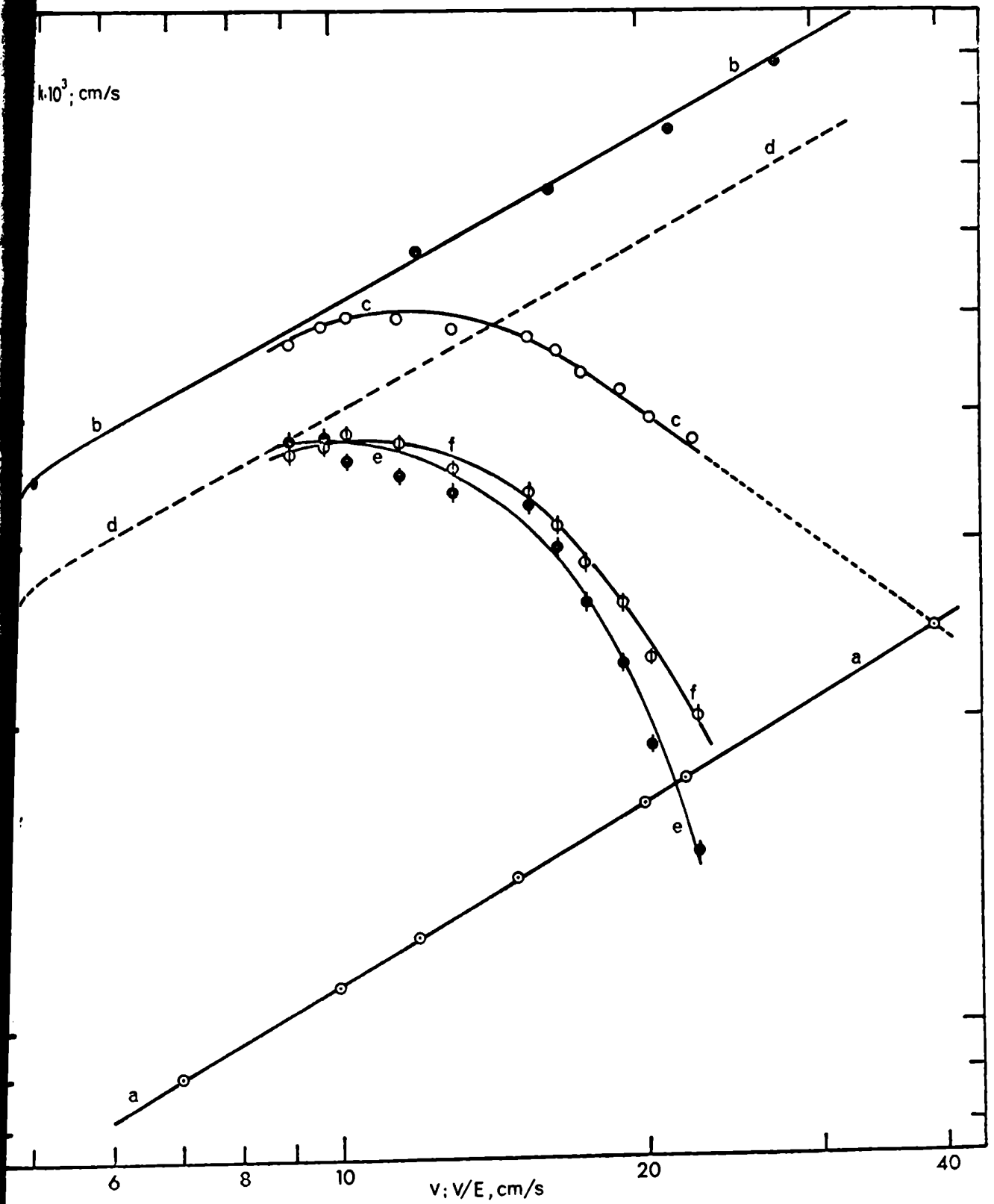


Fig.18 Verificación del modelo de transferencia de Wesser y Mardus

de transferencia de materia obtenidos experimentalmente para lecho fijo (curva b) y lecho fluidizado (curva c) en función de la velocidad intersticial.

Es importante hacer notar que para igual velocidad intersticial, el coeficiente de transferencia es mayor para el lecho fijo, Este hecho está en acuerdo con lo previsto por el modelo, ya que la concentración de partículas es mayor en el lecho fijo.

Los coeficientes secundarios para el lecho fluidizado se calcularán proporcionales al número de partículas presentes, tomando como referencia los coeficientes secundarios para lecho fijo. Estos se obtienen por diferencia entre los coeficientes de lecho fijo y sistema sin partículas. (curva d).

Por lo tanto, los coeficientes secundarios para lecho fluidizado resultan iguales a:

$$k_{l.fl.}^{sec.} = k_{l.f.}^{sec.} \frac{(1 - E)}{(1 - E_0)}$$

donde E representa la porosidad del lecho fluidizado y E_0 la porosidad del lecho fijo.

La relación $\frac{(1 - E)}{(1 - E_0)}$ representa la relación de concentraciones de partículas, expresadas como número de partículas por unidad de volumen.

La curva (e) representa el coeficiente secundario para lecho fluidizado, calculado con la expresión anterior a partir de los datos experimentales de lecho fijo.

///

Por otro lado, para verificar el modelo, se calcularon los coeficientes secundarios para lecho fluidizado a partir de los datos experimentales obtenidos en lecho fluidizado (curva c). A los coeficientes medidos se les resta el valor correspondiente al coeficiente primario dado por la curva a. De esta manera se obtiene la curva f.

De la comparación de las curvas e y f correspondientes a los coeficientes secundarios se concluye que el modelo representa satisfactoriamente el fenómeno estudiado en el rango de bajas porosidades.

A porosidades mayores, se observa que el coeficiente de transferencia secundario obtenido a partir de los resultados experimentales para lecho fluidizado comienza a diferir sistemáticamente.

El valor de porosidad al cual comienza la discrepancia coincide con el valor para el cual se encontró un cambio en el fenómeno, en base al análisis de la dependencia del coeficiente de transferencia con la longitud (item 6.2.) que también se observa en la correlación de datos (item 6.6.).

Evidentemente este modelo permite interpretar la transferencia de materia en lecho fluidizado cuando el sistema se comporta en forma particularizada. Es lógico que de existir aglomerados de partículas estos no produzcan las mismas corrientes secundarias que cuando hay una distribución homogénea de partículas.

6.8. Comparación con otros trabajos sobre transferencia de materia en lecho fluidizado

Se compararon los trabajos referidos en la introducción

///

ción experimental

en la tabla siguiente:

Ref.	J.H.	Correlación	Re/dp
(7)	0.005	$(Re_p)^{-0.46}$ (A)	93-330
(10)	1.21	$\sqrt{(1-E)^{-0.52}}$ (B)	93-286
(8)	0.43	$(Re_p/(1-E))^{-0.33}$ (C)	5.3-20.6
(11)	0.322	$(Re_p/(1-E))^{-0.33}$ (D)	41-105

En la Figura N° 19 se presentan las correlaciones antes mencionadas juntamente con los datos experimentales obtenidos en el presente trabajo.

Los dos primeros trabajos citados tienen la particularidad que estudiaron la transferencia con un pequeño electrodo sumergido en el lecho fluidizado, a diferencia de los restantes que en todos los casos trataban de la transferencia a la pared del sistema.

La correlación (C) corresponde a la transferencia a la pared interna de una sección de flujo anular.

En el trabajo (D) se midió la transferencia a la pared de un tubo de sección circular.

La comparación de los trabajos se hace en base a una correlación del tipo $J.H.$ vs $Re_p/(1-E)$ porque es la única forma común a que se pueden llevar los datos suministrados en cada uno de los trabajos mencionados.

Si bien la forma de la correlación es similar en casi todos los casos, aparentemente el fenómeno no puede ser repre-

///

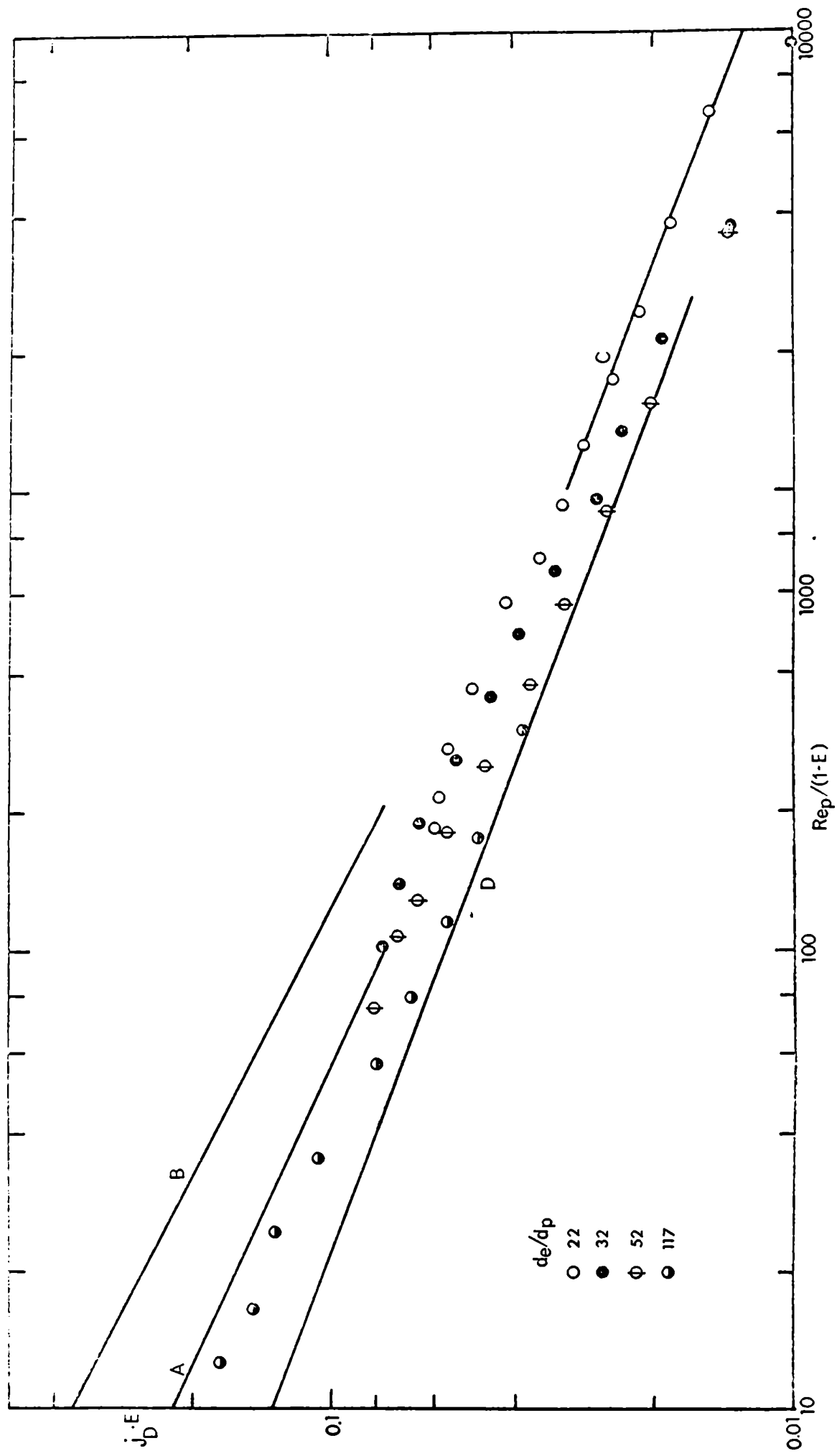


Fig.19 Comparación con otros trabajos de transferencia de materia

mantido con gran exactitud con una correlación del tipo usado.

Los datos del presente trabajo para algunas zonas se hallan bien diferenciados de los del diámetro de partícula usado.

Si bien una correlación de este tipo podría representar los datos, aunque con bastante desviación, no resulta lógico correlacionarlos de esta manera dada la tendencia sistemática a separarse por diámetro de partícula. El agregado a la correlación de un término que tuviera en cuenta el diámetro de partícula no sería del todo exitoso dado que en ciertas zonas los datos para distintos diámetros se superponen.

6.9. Comparación con trabajos sobre transferencia de calor en leches fluidizadas

A los efectos de comparar los resultados entre transferencia de materia y de calor en leches fluidizadas se analizó el presente trabajo juntamente con los de transferencia de calor de Wasmund y Smith (14) y de Brea y Hamilton (15) ya referidos en la introducción.

Trataremos primero el trabajo de Wasmund y Smith ya que desde el punto de vista experimental se realizó en condiciones más similares al presente trabajo.

Las referidas condiciones son las siguientes:

- 1) Altura del lecho fluidizado igual a 63,5 cm, mantenida constante durante todas las experiencias.
- 2) Rango de porosidades abarcado 0.45 - 0.95.

///

resistencias en serie que conduce a la siguiente expresión:

$$1/St = 1/st_w + \nu_p \frac{1}{v_p} \dots$$

Con los perfiles de temperatura medidos determinaron una resistencia en la pared y otra en el lecho, resultando, esta última, en ciertos casos del orden del 60% de la total. En forma comparativa realizaron experiencias sin partículas, a igual número de Prandtl, encontrando en este caso variaciones de temperatura únicamente cerca de la pared.

En base a estos resultados es evidente que la resistancia del lecho es debida a la presencia de las partículas, que producen un transporte turbulento de fluido caliente desde de las cercanías de la pared al seno del fluido. La intensidad de este efecto, en cuanto al transporte turbulento de calor depende del valor del número de Prandtl (Schmidt).

A un valor de número de Schmidt del orden de 1300, correspondiente al presente trabajo, es poco probable que exista una resistencia en el lecho.

Por tales motivos, nuestros coeficientes de transferencia medidos, corresponden a coeficientes de pared solamente, que debieran ser comparables a los coeficientes de calor correspondientes a la resistencia en la pared.

Dado que el trabajo de Masmund y Smith trae suficiente información como para calcular el factor j correspondiente al coeficiente de pared, se representó j_{HW} vs $Re_p/(1-\beta)$ en la Figura N° 20 obteniéndose como en el caso de transferencia de materia, dos zonas bien definidas y buena coincidencia, en

///

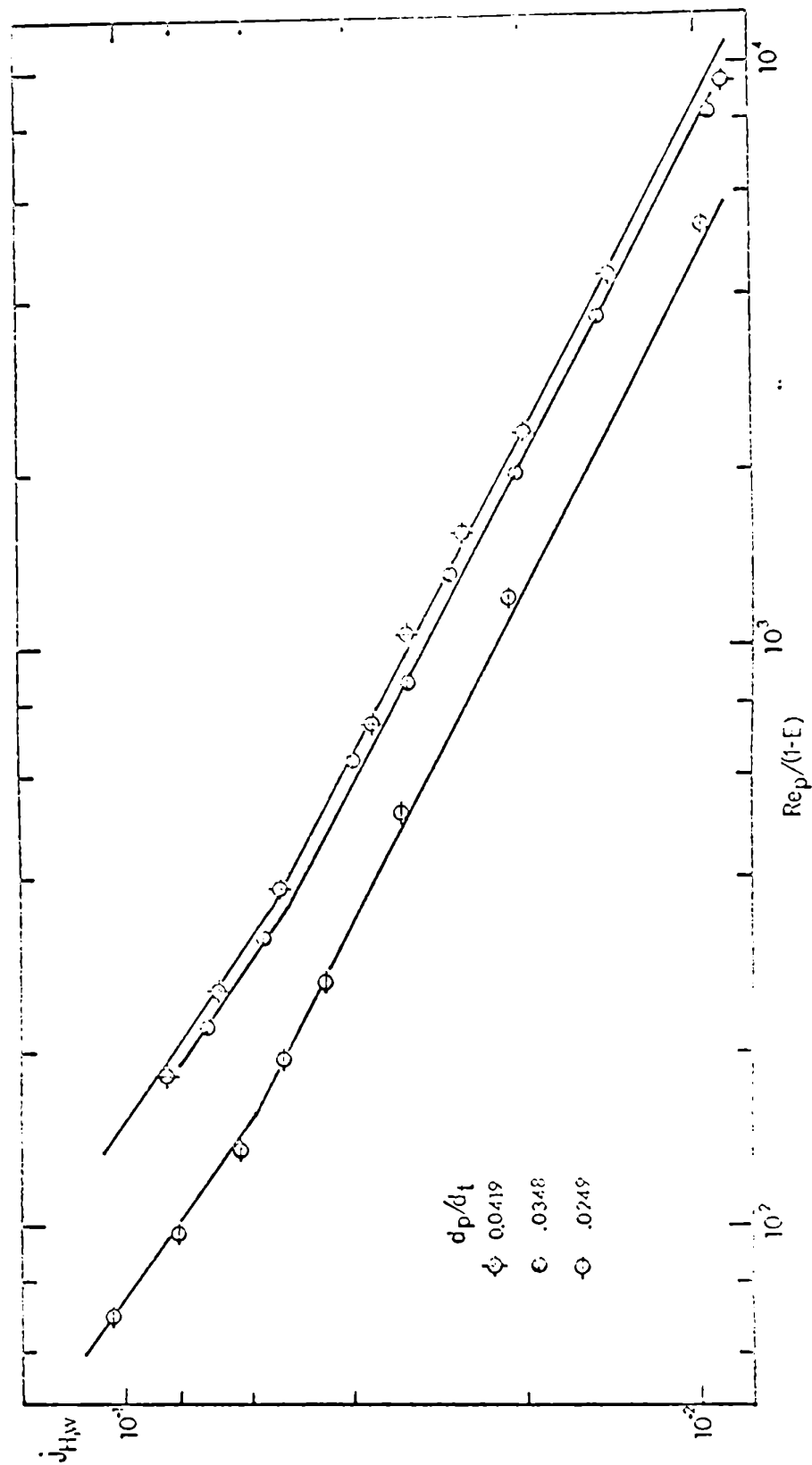


Fig. 20 Representación de los datos de transferencia de calor de Wasmund y Smith según la correlación del presente trabajo.

ambas zonas, del exponente del grupo $Re_p/(1-E)$.

Además, se concluyó que la transición se produce para valores del número de Prandtl de 0.5.

Dado que los valores numéricos de la relación (a_p/a_c) utilizados en el trabajo de calor no coinciden con los del presente trabajo, se postuló igual dependencia de la transferencia con esta relación que la hallada en transferencia de materia, y se definió un factor j' que incluye dicho término.

En la Figura N° 21 se muestran los resultados de transferencia de calor en forma de j'_{hw} vs $Re_p/(1-E)$ juntamente con la correlación hallada para transferencia de masa en forma de j'_D .

Como puede observarse j'_D resulta mayor que j'_{hw} hecho que puede atribuirse a las diferentes geometrías, según lo encontrado en otros trabajos realizados con ambas geometrías. (curvas A y B de la Figura N° 6 y C y D de la Figura N° 19).

Por otra parte, el hecho de haber encontrado igual dependencia entre j'_{hw} y j'_D con el grupo $Re_p/(1-E)$, indica que efectivamente en la transferencia de materia, a Sc del orden de 1300, no existe resistencia en el lecho.

Como mencionáramos en la introducción, Brea y Hamilton estudiaron la transferencia de calor pared-fluido en un equipo geométricamente idéntico al del presente trabajo.

La correlación de datos obtenida por dichos autores concuerda a la siguiente expresión:

$$Nu = 0.943 Re^{0.55} (1-E)^{0.45} Pr^{0.52} (d_p/\delta_c)^{0.15} \quad (12)$$

///

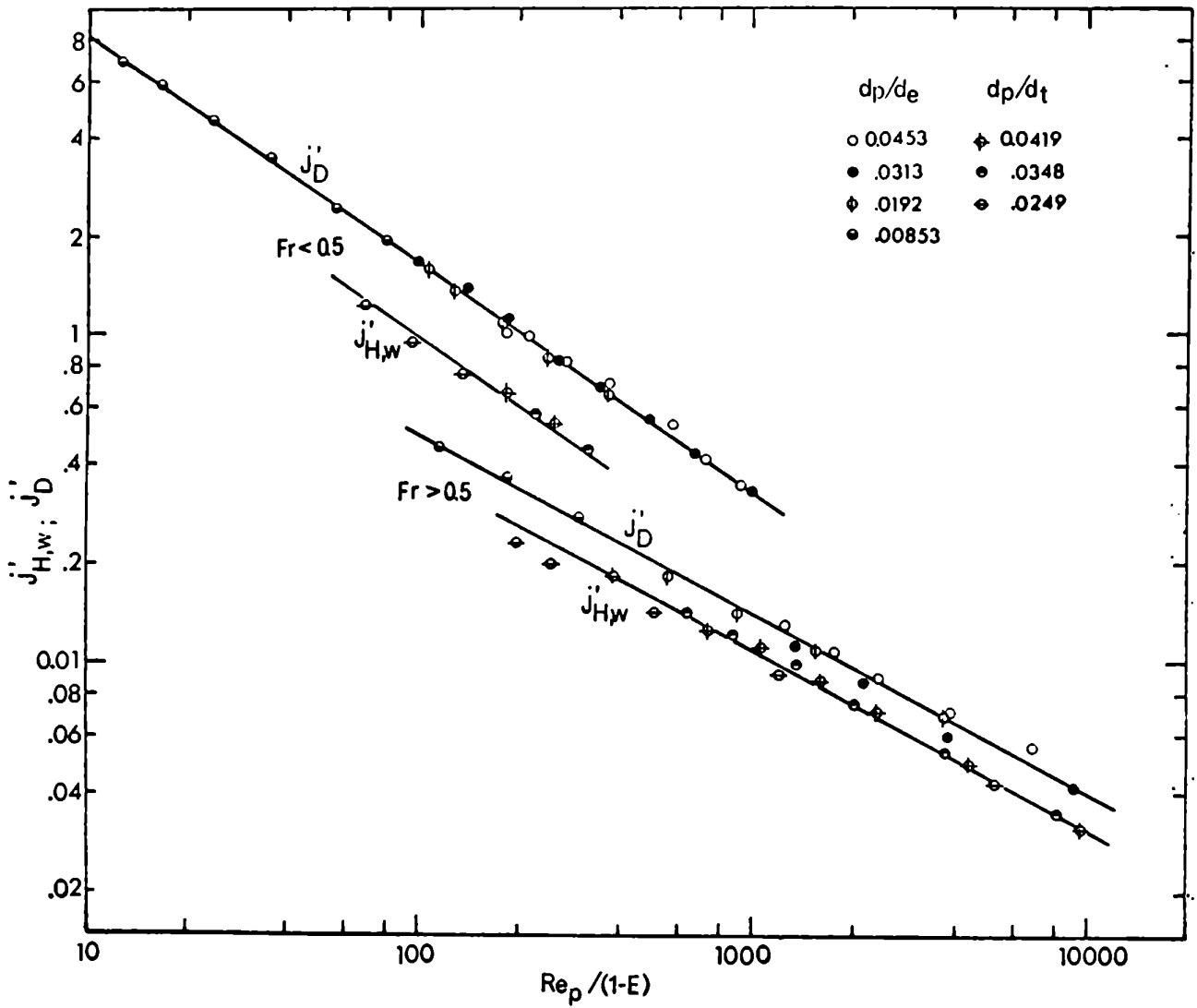


Fig.21 Comparación de factores j de materia y calor (Wasmund y Smith)

que llevada a la forma de factor j resulta:

$$j_H'' = 0.93 (Re_p / (1 - B))^{-0.45} (dp/dc)^{0.15} \quad (13)$$

Adoptando válida la dependencia que determinaron con respecto al número de Prandtl, se decidió transformar las ecuaciones 8 y 9 obtenidas en el presente trabajo, introduciendo $Sc^{0.52}$ en lugar de $Sc^{0.33}$, con lo cual resulta

$$j_D'' = 11.2 (Re_p / (1 - B))^{-0.70} (dp/dc)^{0.66} \quad Fr < 0.5 \quad (14)$$

$$j_D'' = 1.56 (Re_p / (1 - B))^{-0.54} (dp/dc)^{0.40} \quad Fr > 0.5 \quad (15)$$

Dada la diferente dependencia hallada en ambos trabajos con respecto al factor geométrico, sólo puede realizarse una comparación entre j_H'' y j_D'' para un mismo valor de (dp/dc) .

En la Figura N° 22 se graficaron las ecuaciones 13, 14 y 15, no observándose ningún tipo de semejanza.

Esta diferencia se debe a las siguientes causas:

- 1) Los mecanismos de transferencia son distintos, ya que j_H'' se basa en la resistencia total (resistencia de pared más resistencia de lecho).
- 2) Los coeficientes de transferencia de calor medidos son globales, incluyendo efectos de entrada hidrodinámicos y de calor.
- 3) La gran diferencia de temperaturas entre pared y

///

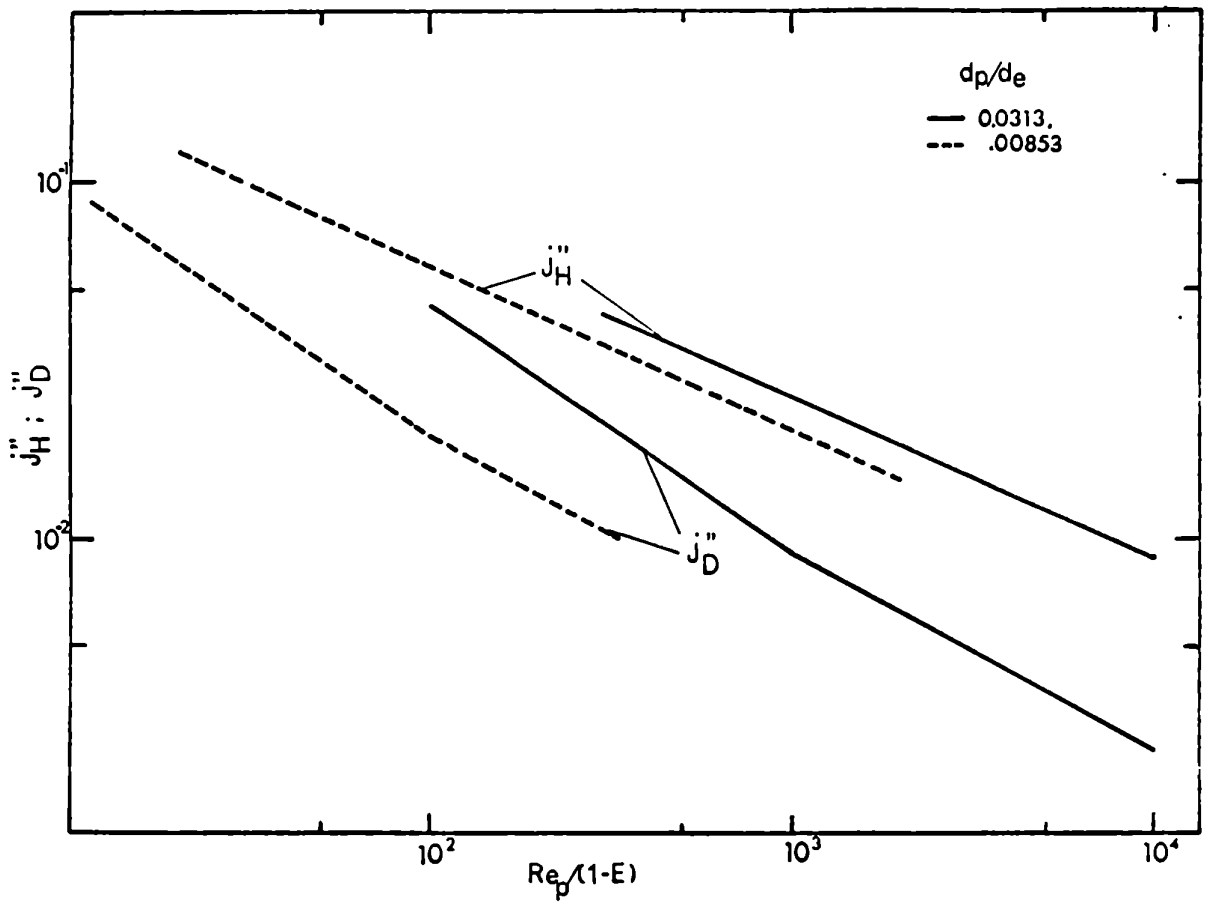


Fig.22 Comparación de factores j de materia y calor (Brea y Hamilton)

lecho involucra fuertes variaciones de las propiedades físicas del fluido en el sentido axial y en las transferencias de calor, en el sentido axial. Estas variaciones afectan directamente el flujo e indirectamente el fenómeno de fluidización produciendo variaciones de porosidad en el lecho.

6.10. Conclusiones

- 1) El método experimental usado permitió determinar la longitud de entrada hidrodinámica para nuestro sistema, pudiéndose calcular el valor aproximado de la misma con la ecuación 7, en función de la velocidad superficial, porosidad y diámetro de partícula.
- 2) Se encontró que a lo largo de la expansión se producen cambios en el tipo de fluidización. Para nuestro sistema dicho cambio ocurre para un valor del número de Froude de aproximadamente 0.50. Este indica, que el criterio de Wilchka y Kwak, de $Fr = 1$ para la transición, (donde el valor del número de Froude se calcula con la velocidad mínima de fluidización) es muy aproximado, ya que la transición puede ocurrir al expandirse el lecho. Desde el punto de vista básico es importante tener en cuenta este cambio de comportamiento ya que se manifiesta en los siguientes puntos estudiados en el presente trabajo:
 - a) En la dependencia del coeficiente de transferencia con la longitud de transferencia.
 - b) En la correlación de los datos.
 - c) En la verificación del modelo de transferencia de Heiser

///

y Markus.

- d) En el análisis de los datos de transferencia de calor en lecho fluidizado.
- 3) Se correlacionaron los datos separadamente de acuerdo al tipo de fluidización, obteniéndose las ecuaciones 8 y 9.
- 4) De la comparación con otros trabajos de transferencia de materia surge que una correlación de datos en la forma realizada en el presente trabajo (Figura N° 21) es más adecuada que la de $j.E$ vs $Re_p/(1 - E)$ (Figura N° 19) usada por otros autores.
- 5) Para $Fr < 0.50$ se verificó el modelo de Wesser y Markus que vincula las transferencias en lecho fluidizado, lecho fijo y en el sistema sin partículas.
- 6) De la comparación con trabajos en transferencia de calor se deduce que:
 - a) En nuestro sistema la resistencia a la transferencia se encuentra en las cercanías de la pared.
 - b) Una analogía sencilla del tipo Chilton y Colburn no puede establecerse dado que el mecanismo de transferencia depende del valor del número de Prandtl o Schmidt.

M. D. S.

J. H. S.

7. BIBLIOGRAFIA

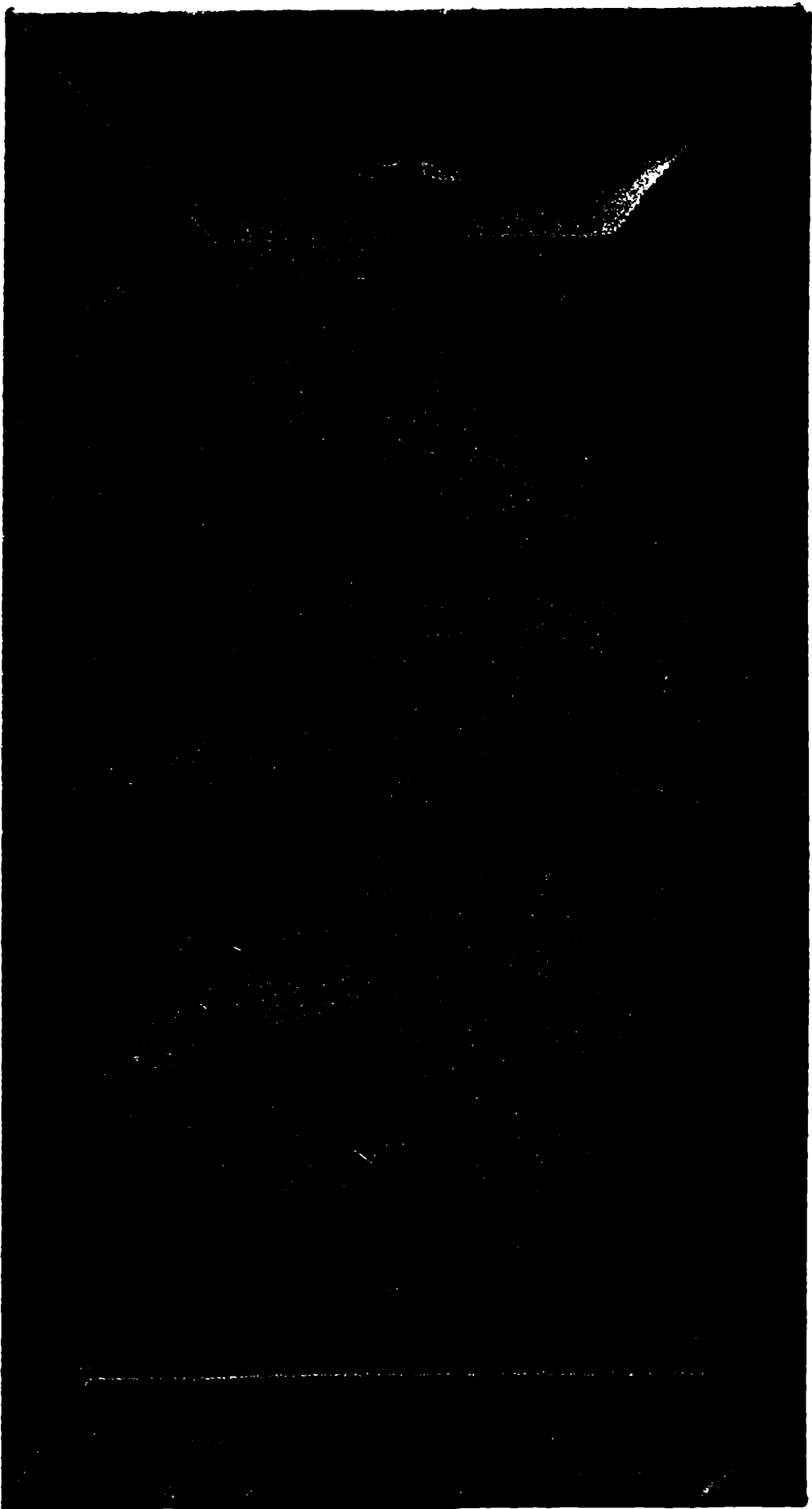
- (1) Wilcox y Kwank: Chem. Eng. Prog., 1947, 44, 201.
- (2) Davidson, J.F. y Harrison, J.B.: Fluidized Particles, Cambridge University Press (1963).
- (3) Richardson, J.F. y Zaki, W.N.: Trans. Inst. Chem. Engrs. 32, 35 (1954).
- (4) Cairns, E.J. y Prausnitz, J.M.: Ind. Eng. Chem., 51, 1441, (1959).
- (5) Allen, B.G., y Smith, J.W.: Can. J. Chem. Eng., 49, 430, (1971).
- (6) King, D.H.: B.A.Sc. Thesis, Chem. Eng., Univ. Toronto, (1965).
- (7) Jottrand, R. y Grunchará, F.: Proceedings of the Symposium on the Interaction Between Fluids and Particles, p.211, London (1962).
- (8) Venkata Rao, C. y Jagannadharaju G.J.V.: Indian J. Technol.; Vol. 3, 201, 1965.
- (9) Krishna, M.S., Venkata Rao, C. y Jagannadharaju, G.V.J.: Indian J. Technol. Vol. 4, 8, 1966.
- (10) Cocuret, F., Le Goff, P. y Vergnes, F.: Fluidization Symposium, Eindhoven, p.7.1 (1967).
- (11) King, D.H. y Smith J.W.: Can. J. Chem. Eng., 45, 329, (1967).
- (12) Wasmund, B.; Ph. D. Thesis, Chem. Eng., Univ. Toronto (1966).
- (13) Hamilton, W.: Can. J. Chem. Eng., 48, 52, (1970).
- (14) Wasmund, B. y Smith, J.W.: Can. J. Chem. Eng., 45, 156, (1967).
- (15) Brea, F.M. y Hamilton, W.: Trans. Instn. Chem. Engrs., 49, 196, (1971).
- (16) Wesser, U. y Wardus, G.: Chem. Ing. Tech., 29, 332, (1957).
- (17) Lévêque, J.: Ann. Mines Carbur., Paris (12), 13, 201, 305, 361, (1928).
- (18) Ross, T.K. y Wragg, A.A.: Electrochim. Acta, 10, 1093, (1965).
- (19) Knudsen, J.G.; Amer. Inst. Chem. Engrs.J.: 8, 565, (1962).

S. NOMENCLATURA

- A Área de transferencia, cm^2
- c Concentración de las especies transferidas, mol/cm^3
- c' Componente fluctuante de la concentración, mol/cm^3
- \bar{c} Concentración media puntual, mol/cm^3
- c_o Concentración en el seno de la solución, mol/cm^3
- c_i Concentración en la interfase, mol/cm^3
- C_f Calor específico del fluido, $\text{cal}/\text{gr } ^\circ\text{C}$
- d_e Diámetro equivalente, cm
- d_p Diámetro de partícula, cm
- d_t Diámetro de tubo, cm
- D Difusividad molecular, cm^2/seg
- D_r Difusividad radial efectiva, cm^2/seg
- E Porosidad
- F Constante de Faraday, Amp seg/equiv gr
- f Factor de fricción
- F_r Número de Froude: $v_s^2/g d_p$
- G Accleración de la gravedad, cm/seg^2
- h Coeficiente de transferencia de calor, $\text{cal}/\text{seg cm}^2 ^\circ\text{C}$
- h_w Coeficiente de pared, $\text{cal}/\text{seg cm}^2 ^\circ\text{C}$
- H Altura medida a partir del distribuidor, cm
- H_e Longitud de entrada hidrodinámica, cm
- i Intensidad de corriente, amp
- I Densidad de corriente, amp/cm^2
- j_D Factor j para la transferencia de materia: $St_m Sc^{2/3}$
- j_H Factor j para la transferencia de calor: $St_H Pr^{2/3}$
- j_D^* Factor j modificado: $j_D (d_c/d_p)^{0.66}$ ó $j_D (d_c/d_p)^{0.40}$
- j_H^* Factor j modificado: $j_H (d_c/d_p)^{0.66}$ ó $j_H (d_c/d_p)^{0.40}$
- j_{Hw} Factor j para transferencia de calor: $St_{Hw} Pr^{2/3}$
- j_D^{**} Factor j modificado: $Sh/Re_p Sc^{0.52}$
- j_H^{**} Factor j modificado: $Nu/Re_p Pr^{0.52}$
- k Coeficiente de transferencia de materia, cm/seg

F. E. A. B. A.

k_x	Coefficiente de transferencia de materia local, cm/seg
k'	Conductividad térmica, cal/cm seg °C
L	Longitud de la zona de transferencia, cm
N	Flujo de materia, mol/cm ² seg
Nu	Número de Nusselt: $h d_p/k'$
r	Radio, cm
r_1	Radio interno de la sección anular, cm
r_2	Radio externo de la sección anular, cm
Re	Número de Reynolds: $v_m \rho d_c/\mu$
Re_p	Número de Reynolds de partícula: $v_s \rho d_p/\mu$
Sh	Número de Sherwood: $h d_p/D$
Sh'	Número de Sherwood: $k d_c/D$
Sc	Número de Schmidt: ν/D
St_m	Número de Stanton de materia: k/v_s
St_H	Número de Stanton de calor: $h/\rho C_f v_s$
St_{HW}	Número de Stanton de calor: $h_w/\rho C_f v_s$
v_m	Velocidad media, cm/seg
v	Velocidad puntual, cm/seg
v'	Componente fluctuante de la velocidad, cm/seg
v_s	Velocidad superficial, cm/seg
\bar{v}	Velocidad media puntual, cm/seg
v_o	Velocidad terminal de la partícula, cm/seg
x	Distancia medida a partir del comienzo de la zona de transferencia de materia, cm
y	Distancia normal a la superficie de transferencia, cm
z	Número de electrones transferidos al reaccionar un mol reactivo
μ	Viscosidad dinámica, poise
ν	Viscosidad cinemática, stoke
ρ	Densidad del fluido, gr/cm ³



Microfilm de los datos experimentales