

Tesis de Posgrado

Estudio de la transferencia de materia sólido-líquido en un reactor de lecho mojado

Gabbito, Jorge Federico

1983

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:

Gabbito, Jorge Federico. (1983). Estudio de la transferencia de materia sólido-líquido en un reactor de lecho mojado. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1801_Gabbito.pdf

Cita tipo Chicago:

Gabbito, Jorge Federico. "Estudio de la transferencia de materia sólido-líquido en un reactor de lecho mojado". Tesis de Doctor. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. 1983. http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1801_Gabbito.pdf

UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES

FACULTAD DE CIENCIAS EXACTAS Y NATURALES

ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA SOLIDO-LIQUIDO EN UN REACTOR DE
LECHO MOJADO.

JORGE FEDERICO GABITTO

DIRECTOR : Dr. NORBERTO OSCAR LEMCOFF

TESIS PRESENTADA PARA OPTAR AL TITULO DE DOCTOR EN CIENCIAS QUIMICAS
ORIENTACION QUIMICA INDUSTRIAL.

-1983-

1801
Ej. 2

A mi esposa e hijo

A mis padres

AGRADECIMIENTOS :

El autor desea agradecer al Dr. Norberto O. Lemcoff la dirección del presente trabajo.

Deja expresada su gratitud a la Dra. Ursula Böhm y al Dr. Miguel Laborde por la importante ayuda prestada durante la realización del mismo.

Asimismo ,agradece a todos los que de una u otra manera han contribuido a la realización de este trabajo de tesis.

INDICE

	página
I. Introducción.	1
II. Parte experimental.	13
II.1 Generalidades.	13
II.2 Método para determinar valores del coeficiente de transferencia de materia.	21
II.3 Curvas de polarización.	24
II.4 Soluciones empleadas.	26
II.5 Estudios preliminares.	29
III. Estudio de la transferencia de materia en distintas posiciones axiales.	32
III.1 Antecedentes bibliográficos.	32
III.2 Parte experimental.	35
III.3 Resultados y discusión.	36
IV. Estudio de la transferencia de materia a la pared.	48
IV.1 Introducción.	48
IV.2 Parte experimental.	50
IV.3 Resultados y discusión.	51
V. Estudio de la distribución de líquido.	60
V.1 Antecedentes bibliográficos.	60
V.2 Parte experimental.	61
V.3 Resultados y discusión.	62
VI. Estudio de la transferencia de materia en distintas posiciones radiales.	74
VI.1 Antecedentes bibliográficos.	74
VI.2 Parte experimental.	76
VI.3 Resultados y discusión.	77
VII. Conclusiones y recomendaciones.	88

Bibliografía	91
Nomenclatura	94
Apéndices	i hasta xxviii.

INDICE DE FIGURAS

	página
I.1 Regímenes de flujo en un reactor de lecho mojado.	4
I.2 Etapas de control de la transferencia de materia.	8
II.1 Equipo experimental.	14
II.2 Colector de líquido.	16
II.3 Esquema de los electrodos usados en distintas posiciones axiales.	19
II.4 Electrodos anulares.	20
II.5 Circuito de medición.	20
II.6 Curvas típicas de polarización.	25
II.7 Resultados de estudios preliminares.	31
III.1 Variación de intensidad límite con el tiempo para electrodo puntual.	38
III.2 Coeficientes de transferencia de materia en electrodos puntua- les.	39
III.3 Transferencia de materia vs. caudal de líquido.	41
III.4 Influencia del flujo gaseoso sobre la transferencia de materia.	43
III.5 Correlación para la transferencia de materia.	44
III.6 Coeficientes de transferencia de materia para electrodos de distinta viscosidad.	45
III.7 Comparación de valores de transferencia de materia con otros autores.	47
IV.1 Variación de intensidad límite con el tiempo para electrodos de pared.	52
IV.2 Correlación para la transferencia de materia a la pared.	54
IV.3 Coeficientes de transferencia de materia a la pared.	56
IV.4 Comparación de correlaciones de transferencia a la pared .	57

	página
V.1 Variación de caudal local de líquido con caudal total en zona central.	63
V.2 Variación de caudal local de líquido con caudal total en zona intermedia.	64
V.3 Variación de caudal local de líquido con caudal total en zona externa.	65
V.4 Variación de velocidad local con velocidad superficial.	66
V.5 Velocidad local de líquido en función de las distintas zonas radiales.	67
V.6 Velocidad local de líquido vs. % CMC.	69
V.7 Variación de la distribución de líquido con el caudal gaseoso (distribuidor puntual, sol. 0 % CMC).	70
V.8 Variación de la distribución de líquido con el caudal gaseoso (distribuidor uniforme, sol. 0 % CMC).	71
V.9 Variación de la distribución de líquido con el caudal gaseoso (distribuidor uniforme, sol. 0.5 % CMC).	72
V.10 Comparación de los distribuidores.	73
VI.1 Modelo de Beimesch y Kessler (1971).	75
VI.2 Valores instantaneos de intensidad de corriente en función del tiempo para el electrodo anular.	78
VI.3 Coeficientes de transferencia de materia en distintas posiciones radiales.	79
VI.4 Correlación de transferencia de materia en función del caudal de líquido.	80
VI.5 Correlación de transferencia de materia en función del caudal de líquido en zonas central y externa.	82
VI.6 Correlación de transferencia de materia en zona intermedia.	83
VI.7 Comparación de correlaciones obtenidas en zona central.	86

INDICE DE TABLAS

	Página
II.1 Dimensiones del colector.	15
II.2 Composiciones y propiedades de las soluciones utilizadas.	28
IV.1 Valor instantáneo de transferencia de materia en distintas posiciones angulares.	53

I. INTRODUCCION

El término "lecho mojado" se utiliza para designar un reactor en el cual un líquido y un gas fluyen en cocorriente hacia abajo a través de un lecho fijo de partículas de catalizador sobre las cuales la reacción tiene lugar. Los primeros antecedentes probablemente se hallan en los llamados filtros de goteo que han sido usados por mucho tiempo para remoción de materia orgánica de corrientes de agua por acción de bacterias aeróbicas (Satterfield, 1975). Estos reactores han sido usados también en la industria química, pero la mayoría de la información publicada (Satterfield, 1975; Goto y col., 1977) acerca de sus aplicaciones industriales se refieren al procesamiento con hidrógeno de fracciones de petróleo, en particular la hidrodeshulfuración y el hidrocrackeo, y el tratamiento de aceites lubricantes.

Dado el auge de la industria petroquímica en el mundo y de los procesos de hidrogenación y de oxidación en particular, es necesario determinar los tipos de reactores que permiten llevar a cabo estos procesos en las mejores condiciones de operación posibles. Los reactores de lecho mojado presentan ventajas frente a otros tipos de reactores (lecho en suspensión y lecho fluidizado); ya que, por ejemplo, demandan menor costo de energía (no necesitan agitación y requieren menores costos de bombeo de las fases fluidas) y se alcanza una más alta conversión que con los reactores de lecho en suspensión y los de lecho fluidizado. Asimismo la relación sólido-líquido encontrada en estos reactores permite disminuir las reacciones laterales (si estas son posibles) y no requieren equipos de filtración y recuperación del catalizador.

En el caso de presentarse efectos térmicos importantes, ellos se pueden controlar por reciclo del producto líquido, aunque en ciertas ocasiones esto no es posible. Se utilizan en estos casos reactores

multitubos y la cantidad de catalizador se divide entre varios lechos (normalmente se utilizan de 1 a 5), cada uno de ellos de aproximadamente 3 a 6 metros de profundidad y hasta 3 metros de diámetro, colocándose entre ellos intercambiadores de calor. También se ha estudiado la posibilidad de intercambiar calor desde el reactor.

La cantidad de hidrógeno alimentada al reactor generalmente excede la necesidad estequiométrica y se utiliza para controlar la temperatura, mejorar la distribución de líquido o prolongar la vida útil del catalizador.

Para estudiar el comportamiento de estos reactores es necesario considerar los distintos regímenes de flujo en que pueden operar. Cuando se trabaja a velocidades bajas de gas y líquido, este último se desliza sobre el relleno en forma de un film laminar o de pequeños rizos y el gas lo hace entre los huecos del relleno, constituyendo la fase continua; este régimen de flujo recibe el nombre de continuo de gas y se lo encuentra normalmente en reactores de planta piloto y de laboratorio.

A medida que los caudales de gas y líquido aumentan, se incrementa la interacción entre las fases y el gas llega a arrastrar pequeñas partículas de líquido. Estas partículas pueden producir obturación de los canales de flujo ubicados en el seno del relleno, con lo cual aumenta la presión en la zona hasta que ésta es suficiente para abrir nuevamente un camino al flujo gaseoso; este proceso vuelve a repetirse de forma tal que en un dado instante hay canales que se abren y otros que se cierran: esto provoca pulsaciones a lo largo de la columna, dando origen al régimen de flujo conocido como pulsante.

Los pulsos se observan primero en la base de la columna y luego, ante un ligero aumento de los caudales líquido y/o gaseoso, se generalizan a toda la columna. La explicación de este comportamiento se halla en que la zona de la base de la columna es la de menor presión en todo el relleno (debido a la pérdida de energía por fricción a medida que las fases fluídas recorren la columna). A velocidades muy altas de gas y líquido la interacción entre las fases es muy grande y las fases fluídas circulan en la forma de una niebla a través del relleno. Esto recibe el nombre de flujo tipo spray.

En el caso de tener altos caudales de líquido y bajos de gas, la fase líquida se hace continua y el gas fluye en forma de burbujas a través del líquido. Este comportamiento se suele llamar régimen continuo de líquido. En la Figura I.1 se pueden observar los distintos regímenes de flujo en función de los caudales de gas y líquido. En el caso que la fase líquida forme espumas, por ejemplo, kerosene, nonilfenol, etc., se encuentran otros tipos de flujo además de los ya descritos (Charpentier y Favier, 1977).

Otros aspectos importantes en el comportamiento del reactor de lecho mojado son los referidos a la distribución de líquido, flujo de pared y factor de mojado.

En estudios realizados con reactores de diámetro pequeño como los usualmente utilizados en laboratorio y planta piloto, se ha encontrado que el líquido migra hacia la pared y aumenta el flujo en la zona cercana a la misma, hasta llegar a una distribución radial de flujo invariante a partir de una altura de columna que varía de $1/3$ a $2/3$ de la altura total. La forma del relleno es de gran importancia y se ha observado que los cilindros tienden a agruparse de tal forma que dirigen el

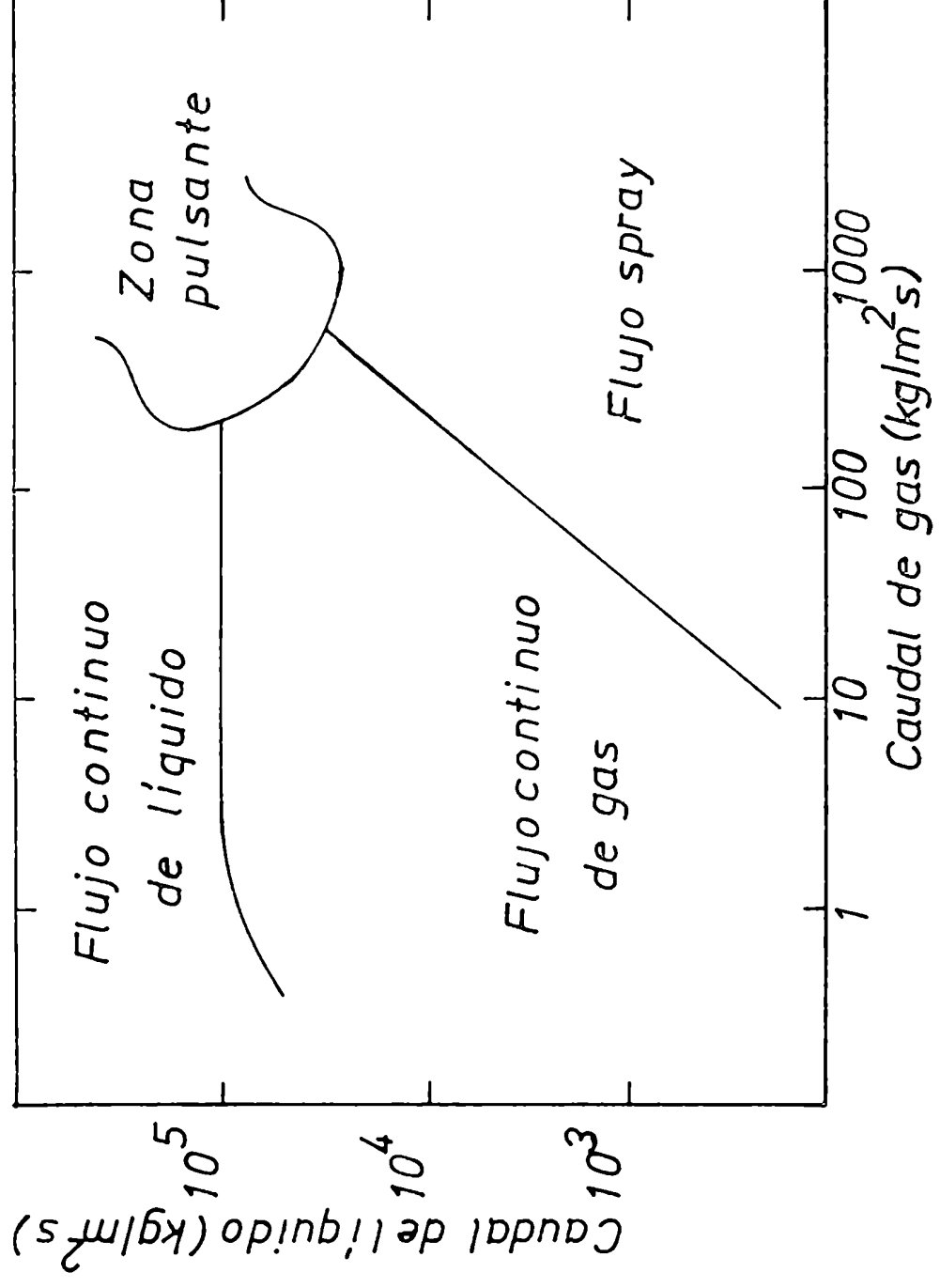
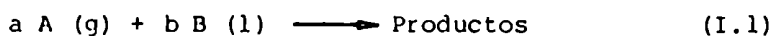


Fig. I.1.1. Regímenes de flujo en un reactor de lecho mojado.

flujo a través de la parte central del lecho; las esferas en cambio, tienden a canalizar la fase líquida hacia la pared. Asimismo se ha observado que la fracción de mojado (área externa de sólido en contacto con líquido/área externa total de sólido) puede incrementarse hasta un valor que depende del sistema en cuestión (Satterfield, 1975).

Para estudiar la eficiencia del catalizador en un reactor de lecho mojado, hay que tener en cuenta varios factores: i) la pastilla del catalizador puede estar total o parcialmente cubierta por líquido; ii) el reactivo líquido puede ser volátil o no; iii) puede existir resistencia a la transferencia de los reactivos a los sitios de la pastilla de catalizador donde tendrá lugar la reacción química. Supongamos la reacción:



Los pasos que siguen los reactivos hasta llegar a la formación de productos en el seno de la pastilla catalítica son:

I) Transferencia de reactivos del seno de la fase gaseosa al seno de la fase líquida.

II) Transferencia de reactivos del seno de la fase líquida a la superficie externa del catalizador.

III) Difusión de los reactivos en los poros del catalizador.

IV) Reacción química en la superficie interna del catalizador.

Si el reactivo limitante se encuentra en la fase gaseosa, se puede definir un coeficiente global de transporte (K_g) que toma en cuenta el efecto de tres resistencias a la transferencia de materia. Considerando el modelo de las dos películas éstas son: la resistencia a la transferencia de materia en la película del lado del gas de la interfase gas-líquido, la resistencia de la película líquida en la misma

interfase y la resistencia de la película líquida en la interfase líquido-sólido. Este coeficiente global se relaciona con las resistencias precitadas por medio de la siguiente expresión (Satterfield, 1975):

$$1/K_g = 1/k_g H_e + 1/k_l + 1/k_s \quad (I.2)$$

Similarmente se define un coeficiente global en la fase líquida (k_{lS}) de la siguiente manera:

$$1/k_{lS} = 1/k_l + 1/k_s \quad (I.3)$$

Cuando el reactivo limitante se encuentra en la fase líquida, siendo el líquido no volátil, caso tratado por Mills y Dudukovic (1980), no hay resistencia a través de la interfase líquido-gas y $K_g = k_s$. En la parte seca de la pastilla catalítica no hay entrada de reactivo limitante y este último solo llega a esa zona por difusión desde la zona mojada. Por otra parte cuando el reactivo limitante está en la fase líquida, siendo el líquido volátil, se pueden presentar una serie de situaciones distintas dependiendo del grado de volatilidad del líquido. Suponiendo que la concentración del reactivo limitante es uniforme en la fase gaseosa y que dicha concentración es mayor que la concentración de interfase líquido-gas dada por la ley de Henry, el reactivo limitante llega a la pastilla por dos caminos paralelos: a través de la zona seca y a través de la zona mojada (ver Figura I.2). El transporte por la zona mojada involucra las tres resistencias en serie dadas por la expresión I.2, mientras que el transporte a través de la zona seca involucra solo la resistencia de la interfase gas-sólido.

Los valores del coeficiente global en la fase líquida (k_{lS}) pueden determinarse a partir de varios modelos teóricos:

1) Modelo de la película estanca. Se considera el espesor promedio del film y despreciando el gradiente de velocidades a través del film queda:

$$k_{1s} = \mathcal{D}/\Delta \quad (\text{I.4})$$

Como el espesor se puede estimar como H_0/a_s , donde H_0 es la retención externa y a_s , el área específica por unidad de volumen de lecho,

$$k_{1s} = \mathcal{D} a_s/H_0 \quad (\text{I.5})$$

$$k_l = k_s = 2 \mathcal{D}/\Delta = 2 \mathcal{D} a_s/H_0 \quad (\text{I.6})$$

Todo esto se basa en la suposición de que la partícula de catalizador se encuentra totalmente mojada; en caso de que no sea así se debe incluir el efecto del factor de mojado (área en contacto con líquido/área total del lecho).

2) Flujo laminar sobre una cadena vertical de esferas con mezclado. Se hacen las siguientes suposiciones:

- a. El líquido fluye a lo largo de las esferas con un perfil parabólico de velocidades.
- b. No hay componente perpendicular a la superficie.
- c. El gas no ejerce arrastre sobre el líquido.
- d. El valor de la retención estática viene dado por los espacios estancos que se encuentran en los puntos de contacto de las esferas. No hay transferencia de masa a través de esta parte y el tamaño de la zona estanca es independiente de la velocidad del líquido.

La transferencia de masa es una combinación de dos procesos, un proceso difusional en la dirección normal al flujo y un proceso convectivo en la dirección de flujo. Se supone mezclado completo en los puntos de contacto entre esferas sucesivas aunque en esferas reales los perfiles de concentración en una cadena interfieren frecuentemente con los de las esferas que la rodean.

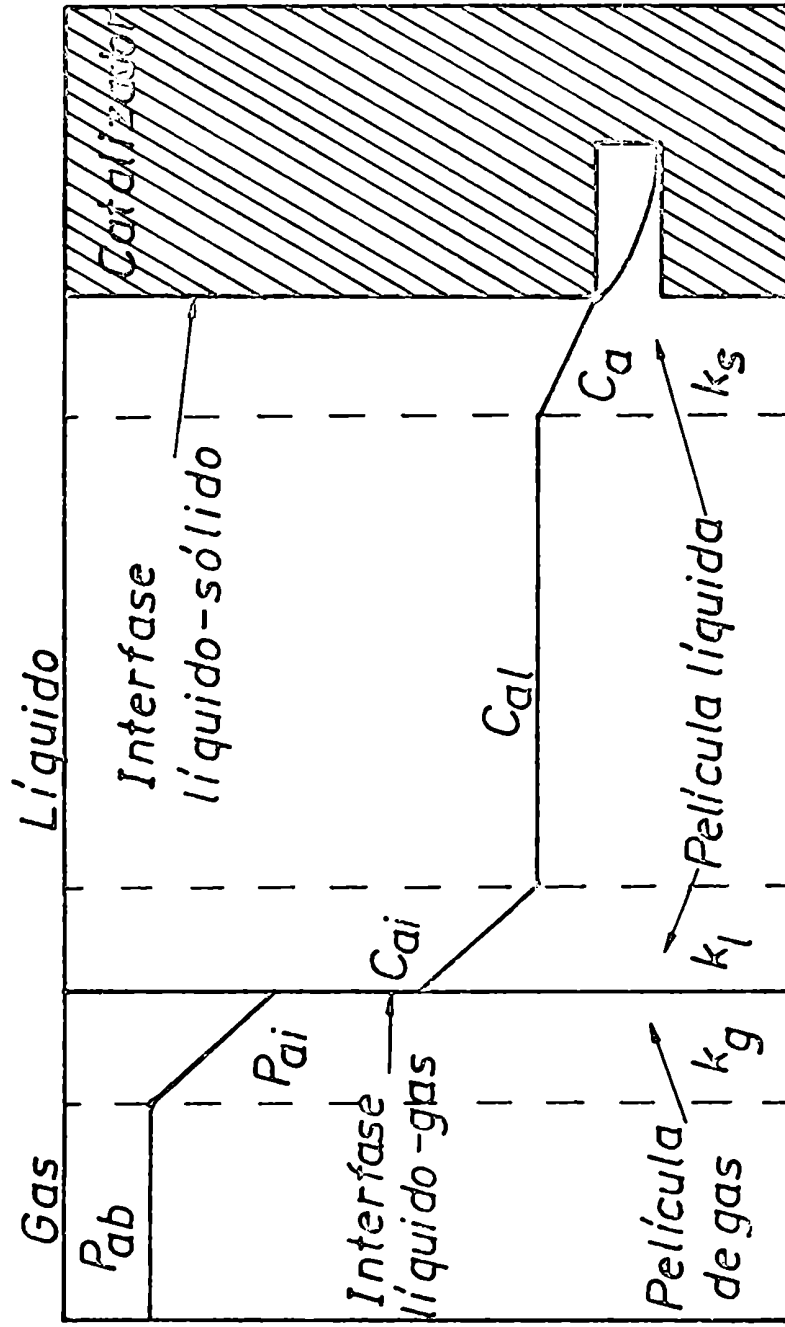


Fig.1.2. Etapas de control de la transferencia de materia.

Para esto el espesor del film causado por la retención dinámica es:

$$\Delta = (3 L \mu / \pi d_p g)^{1/3} \text{sen}^{-2/3} \theta \quad (\text{I.7})$$

La integración sobre el ángulo θ conduce a un valor de $\bar{\Delta}$.

3) Flujo laminar sin mezclado. Las suposiciones son las mismas que antes, pero el perfil de concentración a la entrada de cada esfera se toma idéntico al de la esfera que la precedía.

4) Teoría de la penetración. Las dos resistencias son calculadas por una forma de la teoría de la penetración usando la ecuación (I.3).

La resistencia del lado del gas se toma igual a la inversa del coeficiente de absorción y sobre el lado del sólido, igual a la inversa del coeficiente de transferencia medido para la disolución de una sal parcialmente soluble.

Si se comparan los distintos modelos se encuentra que a bajos caudales coinciden los modelos sin mezclado y el de la película estanca y, dado su simplicidad, el coeficiente de transferencia de materia se calcula utilizando este último. A altas velocidades de flujo la teoría de la penetración y el modelo sin mezclado dan una buena aproximación al proceso de transferencia de materia. La mejor aproximación a altos caudales de líquido se obtiene sin embargo utilizando el modelo con mezclado pues los puntos de contacto entre partículas de catalizador actúan realmente como regiones de mezcla.

Una conclusión importante la constituye el hecho de que aún en presencia de efectos limitantes de la transferencia de materia, la velocidad de reacción varía poco con una gran variación del flujo de líquido para una dada concentración en el seno del líquido. Este hecho se debe en parte a que el mecanismo varía del modelo de película estanca

al modelo con mezclado a medida que aumenta el flujo de líquido y también a que el espesor del film varía con la raíz cúbica del flujo de líquido.

Una limitación importante al uso de estos modelos es el hecho de que el catalizador puede no estar totalmente mojado y el líquido puede deslizarse sobre el relleno formando canalizaciones. Esto sucede predominantemente a bajos caudales de líquido.

En el caso de catalizadores porosos se pueden encontrar limitaciones a la difusión de reactivos al interior de los poros del catalizador. Estas limitaciones a la transferencia de masa se incluyen en el factor de efectividad que se define como el cociente de la velocidad real de reacción y la que se tendría en condiciones de superficie (Satterfield, 1970).

La máxima diferencia de temperatura en estado estacionario entre el centro de la partícula de catalizador y la superficie se produce cuando la concentración en el centro de la misma se aproxima a cero, indicando un fuerte control difusional.

Se comprueba que en este caso:

$$\Delta T = (-\Delta H) D_{\text{eff}} C_S / \lambda \quad (\text{I.8})$$

siendo λ la conductividad térmica del sólido poroso.

Aún con una reacción fuertemente exotérmica es improbable que ΔT exceda unos cuantos grados centígrados, si los poros permanecen llenos de líquido y el gas es mucho más soluble que el hidrógeno. Si los poros del catalizador están llenos de vapor el aumento de temperatura puede ser mucho más significativo, llegando incluso a cientos de grados centígrados.

En muchos casos las reacciones son fuertemente exotérmicas (hidrogenación y oxigenación, por ejemplo) lo que implica la necesidad de controlar la transferencia de calor durante las mismas. En las severas condiciones en que se desarrollan estas reacciones (altas temperaturas, alta presión) y por los fluidos corrosivos que se emplean, la superficie de transferencia de calor necesaria representa una parte importante del costo del equipo. Con el objeto de evitar los altos costos de dichos equipos es interesante estudiar la posibilidad de intercambiar calor desde el reactor, para lo cual se deben obtener los datos de diseño adecuados. Para asegurar el control adecuado de la temperatura y reducir el costo de capital de los equipos se deben hacer diseños muy cuidadosos.

Los modelos que pretendan considerar la transferencia de calor en estos reactores deben tomar en cuenta las distintas etapas que esta pueda presentar (Matsuura y col., 1975):

1. Transferencia de calor entre partículas sólidas y la pared.
2. Transferencia de calor entre los fluidos.
3. Transferencia de calor entre partículas sólidas y los fluidos que las rodean.
4. Transferencia de calor entre las partículas del catalizador.
5. Transferencia de calor de los fluidos a la pared del reactor.

La técnica experimental a utilizar en este trabajo permite mediciones muy precisas de la transferencia de materia de los fluidos a la pared del reactor y al relleno.

El objeto de este trabajo es determinar valores del coeficiente de transferencia de materia líquido-sólido (k_g) en un reactor de lecho mojado y haciendo uso de la analogía entre transferencia de materia

y calor obtener información referida a los coeficientes de transferencia de calor correspondientes. Dada la íntima relación que existe entre la transferencia de materia y los distintos regímenes de flujo que pueden existir en reactores de este tipo, el primer paso es determinar el mapa de flujo del equipo (gráfico de caudal de líquido vs. caudal de gas, donde están determinados los rangos dentro de los cuales aparecen los distintos regímenes de flujo). En este estudio se trabajará principalmente en régimen pulsante.

El equipo y la técnica experimental que se utiliza se encuentran descritos en el capítulo II. El estudio de la influencia de la posición axial sobre la transferencia de materia se puede encontrar en el capítulo III; también se estudia la velocidad de transferencia de materia a la pared del reactor (capítulo IV). Dado que la distribución de las fases fluidas influye sobre la velocidad de transferencia, se determina la distribución de la fase líquida (capítulo V). Utilizando estos resultados se analizan los valores del coeficiente de transferencia de materia obtenidos experimentalmente en distintas secciones radiales del reactor, con el objeto de vincular ambos resultados y poder analizar la influencia de la posición radial sobre la velocidad de transferencia de materia (capítulo VI).

II. PARTE EXPERIMENTAL

II.1. Generalidades

El equipo experimental utilizado consiste de: reactor, sistema de alimentación de líquido, sistema de alimentación de gas y sistema de medición. Se encuentra esquematizado en la Figura II.1.

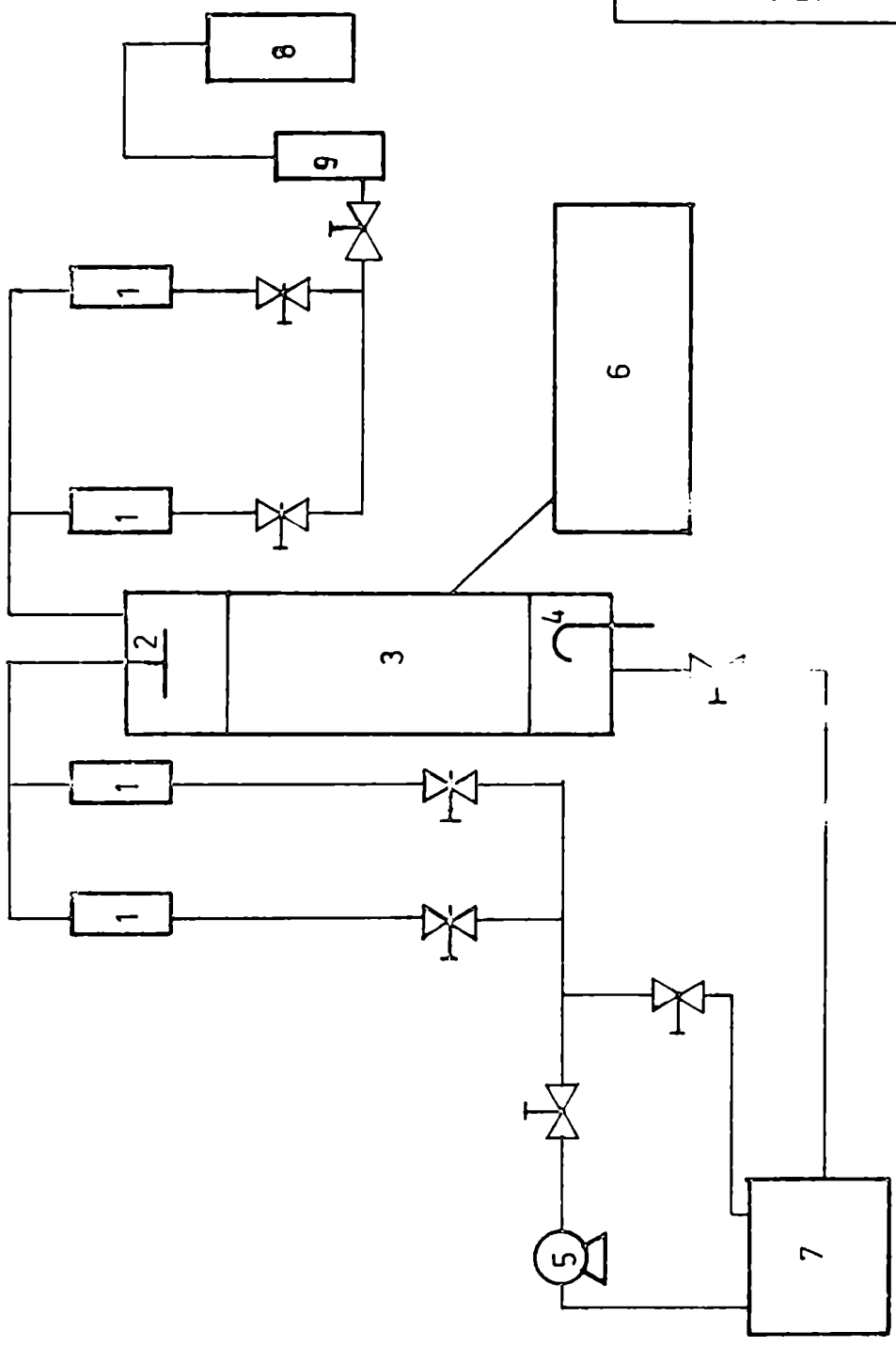
El reactor

Se construyó a partir de una columna de acrílico de 7 cm de diámetro interno. La misma se dividió en tres tramos de 35,15 y 50 cm, respectivamente. El tramo central contenía empotrado los electrodos a utilizarse en la medición de la transferencia a la pared. Estas piezas se unían mediante roscas y no presentaban ninguna discontinuidad al flujo de líquido.

En el tope y la base del reactor se colocaron tapas roscadas que tenían orificios para la entrada y salida de las fases líquida y gaseosa. La fase líquida entraba a la columna a través de un distribuidor de forma cilíndrica de 5,4 cm de diámetro, al cual se le hicieron 20 orificios de 0,15 cm de diámetro de forma tal de asegurarse una distribución uniforme de líquido. Con fines comparativos también se usó un distribuidor semejante, pero con un único orificio central de 0,5 cm de diámetro.

Para el estudio de la distribución de la fase líquida en las distintas posiciones radiales dentro del reactor, se construyó un colector que constaba de tres secciones anulares, separadas entre sí por anillos cilíndricos de 0,15 cm de espesor y 3 cm de altura; las dimensiones de los ánuos resultantes se dan en la Tabla II.1 y el esquema del colector se puede ver en la Figura II.2.

Cada una de las secciones en que estaba dividido el colector descargaba las fases fluidas, por orificios contruidos al efecto, en camaras



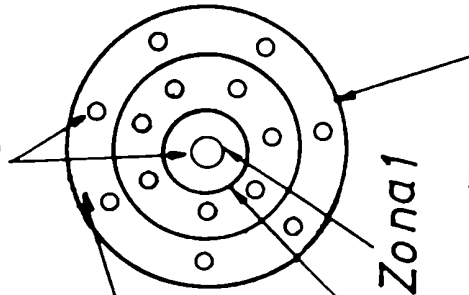
- 1 Caudalímetro
- 2 Distribuidor
- 3 Relleno
- 4 Descarga de gas
- 5 Bomba de Líquido
- 6 Circuito de medición
- 7 Alimentación de Líquido
- 8 Gas
- 9 Filtro de gas

Tabla II.1

Dimensiones del Colector

Zona	D. Menor (cm)	D. Mayor (cm)	Area (cm ²)
1 (central)	3.15	3.15	7.79
2 (intermedia)	3.15	5.15	13.64
3 (pared)	5.15	7	17.65

Orificios de
descarga

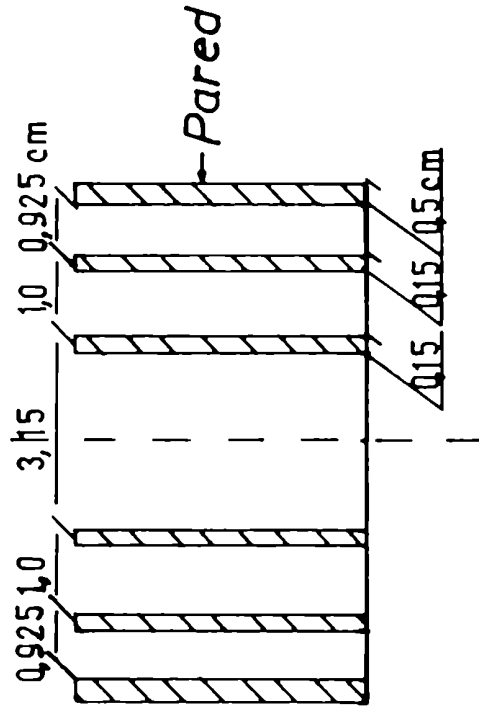


Zona 3

Zona 2

Zona 1

Base perforada



Pared

0,925 cm

3,15

1,0

0,15

0,15

0,5 cm

de forma cilíndrica, ubicadas por debajo de las secciones del colector.

El relleno del reactor estaba constituido por esferas de vidrio de 0,48 cm de diámetro, soportadas sobre un lecho de mallas de cobre niquelado. En caso de usarse el colector, éste hacía de soporte del lecho.

En el tope de la columna se colocó un lecho de 5 cm de altura, constituido por esferas de 0,2 cm de diámetro, con el objeto de mejorar la distribución de líquido.

Sistema de flujo de líquido

Estaba formado por una bomba centrífuga de 1/16 hp, dos caudalímetros que cubrían un rango de 0,1 a 5 l/min de agua o fluido de viscosidad y densidad similar y válvulas. Las válvulas y accesorios eran de nylon reforzado. Para el control del flujo se utilizaron válvulas globo con asientos de teflón.

Sistema de flujo de gas

Estaba constituido por un tubo de nitrógeno 4 bandas con válvula manorreductora, una línea de gas regulada por 3 válvulas globo que funcionaban como exclusas y la regulación fina se obtenía por medio de una válvula aguja de acero inoxidable.

Los caudalímetros cubrían un rango de 0,2 a 20 l/min de aire o fluido equivalente en CNPT. Se disponía además de un manómetro de lectura.

El gas antes de entrar al reactor se hacía pasar por un filtro de partículas y por un humidificador construido al efecto, para asegurar la entrada de gas saturado en agua al sistema.

Sistema de medición

Para los distintos estudios encarados en este trabajo se construyeron varios electrodos para ser usados como cátodos. Para estudiar

la variación axial de la transferencia de materia se utilizaron esferas de bronce niquelado de igual dimensión que el relleno, y que se ubicaban en distintas posiciones axiales a lo largo del reactor, en aproximadamente la misma posición radial (centro de la columna). Cada una operaba como un electrodo puntual (ver Figura II.3).

Para estudiar la transferencia de masa a la pared del reactor se utilizaron 6 electrodos rectangulares de 1,9 cm de alto por 0,4 cm de ancho, empotrados en la pared de la zona central del reactor.

Para el estudio de la transferencia radial de materia se construyeron tres electrodos anulares de 4 esferas activas cada uno. Las esferas eran de igual tamaño que el relleno y los diámetros de estos ánulos se correspondían con los diámetros medios de las tres zonas en que estaba dividido el colector.

Los electrodos precitados actuaban como cátodos del sistema. El ánodo estaba formado por una porción del lecho relleno de 5 cm de altura, constituido por esferas niqueladas de 0,48 cm de diámetro y ubicado en las cercanías del cátodo. En algunos casos se utilizó también como ánodo el lecho de mallas de bronce niquelado colocadas en la base de la columna, que hacía de soporte.

Todos los contactos eléctricos se hicieron con cables de 0,1 cm de diámetro. Para disminuir la perturbación que causarían dentro del reactor se los recubrió con esferas plásticas, de iguales dimensiones que el relleno, que estaban perforadas en su parte central, por la cual se pasaba el cable. Los conductores salían de la columna a través de un sistema de prensa-estopa, diseñado al efecto; todos los conductores se dirigían a un tablero ubicado al costado del equipo y que estaba conectado al circuito de medición.

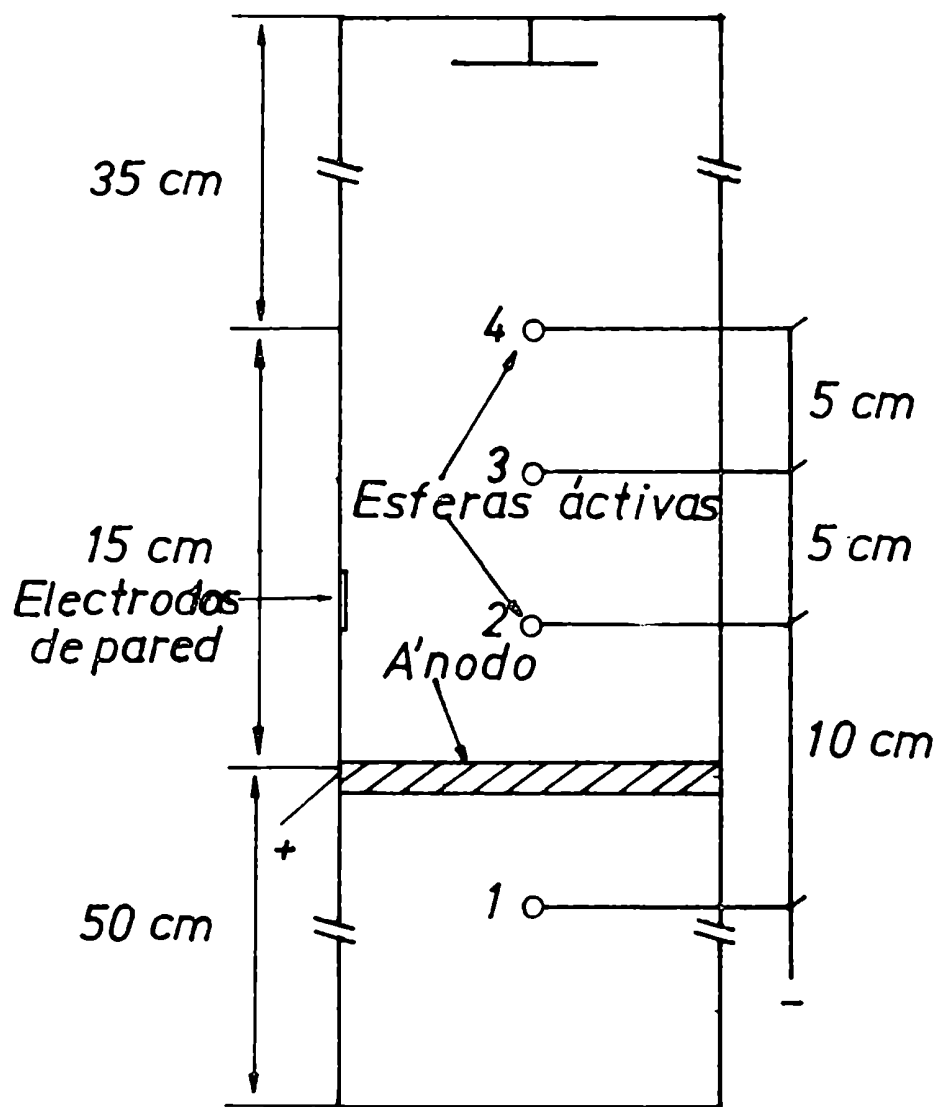


Fig.11.3. Esquema de los electrodos usados en distintas posiciones axiales.

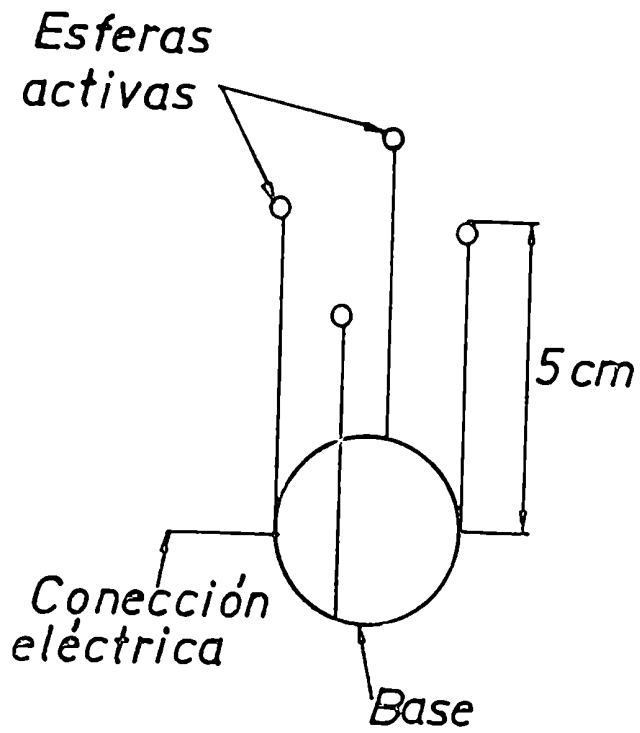


Fig.II.4.Electrodos anulares.

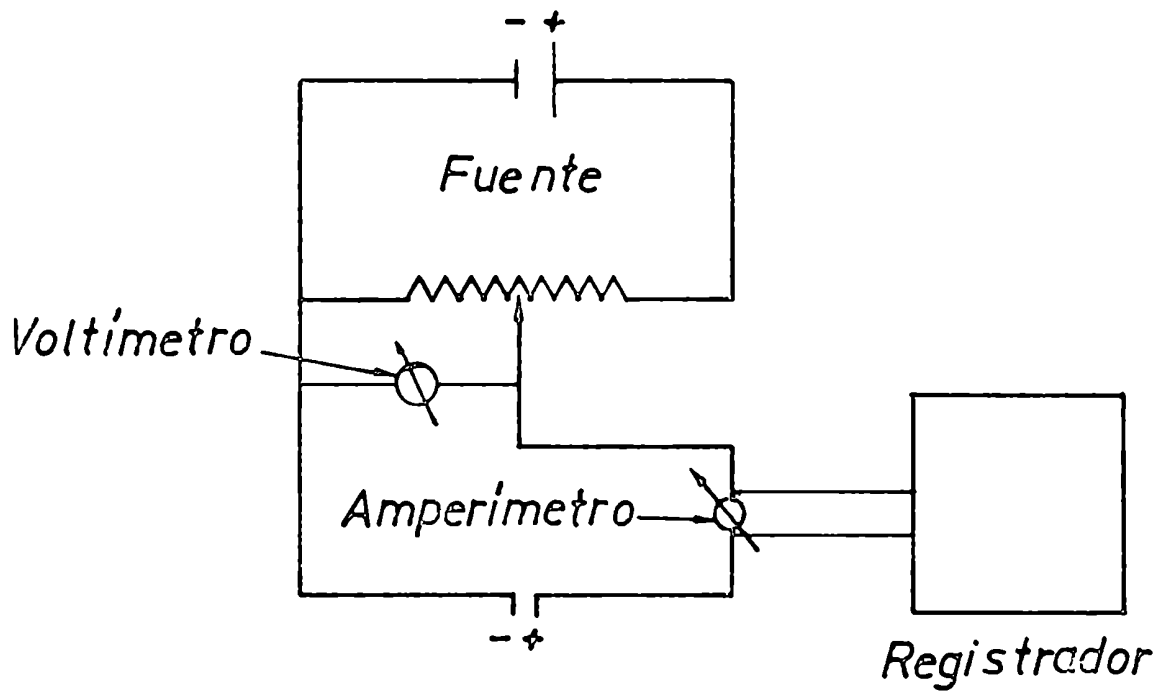


Fig.II.5.Circuito de medición.

El circuito de medición utilizado era un circuito potenciométrico de tipo standard (ver Figura II.5), provisto de un integrador electrónico que permitía realizar mediciones de valores variables en el tiempo. El circuito eléctrico estaba integrado por una fuente de tensión regulada, por medio de la cual se podía seleccionar la tensión aplicada a los electrodos. Esta se midió mediante un voltímetro marca Farnell; la intensidad de corriente se midió con un miliamperímetro marca Hansen, norma 0,2 con escalas de 0-10, 0-3 y 0-1 mamp y 10 ohm de resistencia interna.

II.2. Método para determinar valores del coeficiente de transferencia de materia

Técnica electroquímica

Se utilizó la técnica electroquímica para la medición de los coeficientes de transferencia de materia. Esta consiste en la medición de la corriente límite (corriente que pasa por un electrodo en condiciones de control difusional) para un sistema electroquímico adecuado.

El flujo de una especie química en una solución electrolítica se debe a: difusión debido a un gradiente de concentración, convección a la velocidad de fluido y migración en un campo eléctrico

$$N_i = -D_i \nabla C_i + v C_i - U_i z F C_i \nabla P \quad (\text{II.1})$$

Para la reacción de especies en solución a bajas concentraciones donde hay un exceso de electrolito soporte, se puede despreciar el término de migración y entonces se transforma en:

$$N_i = -D_i \nabla C_i + v C_i \quad (\text{II.2})$$

Haciendo un balance de materia para un pequeño volumen de fluido se llega a la ley de conservación:

$$\partial C_i / \partial t = -\nabla \cdot N_i + R_i \quad (\text{II.3})$$

Sustituyendo (II.2) en (II.3) se obtiene, para v y \mathcal{D}_i constantes y en el caso de ser $R_i = 0$:

$$\partial C_i / \partial t + v \nabla C_i = \mathcal{D}_i \nabla^2 C_i \quad (\text{II.4})$$

La ecuación II.4 recibe el nombre de ecuación de difusión-convección debido a que es similar a las de transferencia de calor y materia en sistemas no electroquímicos.

La velocidad del proceso que ocurre en los electrodos está controlada por dos procesos en serie:

- 1) Difusión del ión desde el seno de la solución hacia el electrodo.
- 2) Reacción química sobre la superficie del electrodo.

El primer fenómeno es el que queremos estudiar y es esencialmente una función de la difusividad del ión y las características fluidodinámicas del sistema. Para el segundo existen distintas variables que pueden modificar su velocidad, entre ellas una fácilmente controlable que es la tensión electrodo-solución. Así, para un sistema en estado estacionario tendremos:

$$N_a = k_r \cdot C_i \quad (\text{reacción en electrodo}) \quad (\text{II.5})$$

$$N_a = k \cdot (C_o - C_i) \quad (\text{proceso difusivo}) \quad (\text{II.6})$$

Dado que los flujos son iguales, resulta:

$$C_i = k \cdot C_o / (k_r + k) \quad (\text{II.7})$$

Pero k_r es una función de la tensión electrodo-solución, y se puede hacer tan grande como se quiera, variando dicha tensión dentro de límites en los cuales no ocurra otra hemirreacción sobre el electrodo.

Por lo tanto al aumentar k_r , y suponiendo que la concentración en el seno del fluido no varía, de la ecuación (II.7) se desprende que C_i disminuirá, y si k_r puede hacerse suficientemente grande frente a k entonces C_i será despreciable frente a C_0 y tendremos:

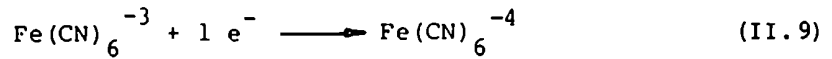
$$i_{cl} = k \cdot C_0 \quad (II.8)$$

Es decir que para C_0 constante el flujo del ión desde el seno de la solución al electrodo dependerá del valor de k , y la intensidad de corriente que circula en estas condiciones se llama corriente límite. Comúnmente se dice que en este caso el electrodo se encuentra polarizado. El valor de C_0 en el seno de la solución puede considerarse constante, si la cantidad de ión reactivo transferido es despreciable frente a la cantidad total del mismo presente en el seno del fluido.

En esas condiciones la velocidad global de reacción queda determinada por el proceso de difusión de iones desde el seno de la solución hacia la superficie del electrodo.

En nuestro caso se utilizó como sistema redox el par ferri-ferrocianuro de potasio con el agregado de un electrolito indiferente que minimiza el flujo migratorio de los iones reaccionantes. La solución contiene la forma oxidada y reducida del reactivo en cantidades equimolares y además se la satura con N_2 libre de oxígeno para evitar posibles interferencias en las mediciones debido a la presencia de este último.

En el presente trabajo se optó por la medición de la transferencia a la superficie catódica, sobre la cual ocurre la reducción del ión ferricianuro:



Para tal fin el cátodo se construyó con un área por lo menos diez veces menor que la anódica. De esta forma, la etapa controlante del proceso fue la correspondiente al proceso catódico.

La intensidad de corriente límite medida se relaciona con el flujo de materia de la siguiente forma:

$$N_a = i / (Z \cdot F \cdot A) = k \cdot C_o \quad (\text{II.10})$$

resultando:

$$k = i / (Z \cdot F \cdot A \cdot C_o) \quad (\text{II.11})$$

II.3. Curvas de polarización

Para determinar el valor del coeficiente de transferencia de materia es necesario establecer los valores de potencial a los cuales el electrodo realmente se encuentra polarizado. Para esto se determinan las llamadas curvas de polarización, que consisten en la grafica de los valores de intensidad de corriente determinados experimentalmente vs. los valores de voltaje correspondientes. Se observa que en la zona de control difusional la intensidad de corriente leída se hace prácticamente independiente del potencial aplicado.

En la Figura II.6 se representan curvas típicas correspondientes a nuestro sistema. Se observó que la zona de polarización se desplaza a valores mayores de potencial a medida que aumentan los caudales de líquido y gas. Este fenómeno también se observa con el aumento de la viscosidad. En una serie de curvas de polarización obtenidas con soluciones de viscosidad creciente, pero con iguales caudales de líquido y gas, se observa que la zona de polarización se desplaza a mayores valores

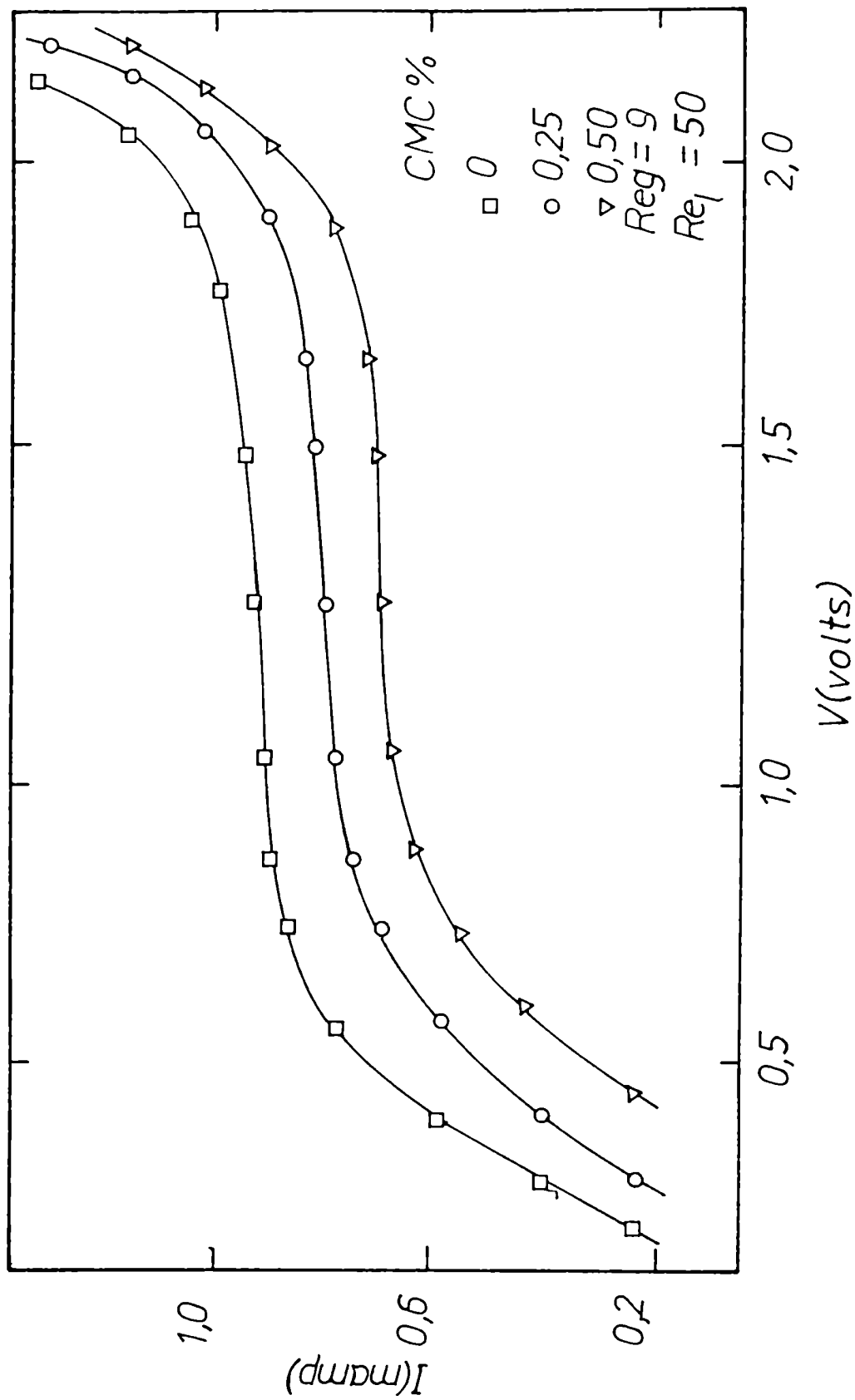


Fig. II.6. Curvas típicas de polarización.

de potencial a medida que aumenta la viscosidad.

La zona de polarización estaba comprendida en casi todos los casos entre 700-750 mv y 1300-1400 mv. En los casos mencionados en el párrafo anterior, el comienzo de dicha zona se desplazaba a valores mayores de potencial, llegando incluso hasta aproximadamente 900 mv.

Como norma de trabajo se obtenían antes de cada corrida, varias curvas de polarización, barriendo los rangos de caudal líquido y gaseoso que se iban a utilizar luego. Seguidamente se fijaba el potencial de trabajo en un valor ubicado en el centro de la zona de polarización (1100 mv fue uno de los valores más usados) y todas las mediciones se hacían con ese valor fijo de potencial.

En general, no se presentaron problemas en obtener la polarización del electrodo. Solamente en algunas mediciones con el electrodo radial de zona intermedia aparecieron inconvenientes para polarizar el mismo, cuando se trabajó con altos caudales de líquido y gas; la causa de esto podría ser el régimen de flujo que se encuentra en esa zona (ver Capítulo VI).

II.4. Soluciones empleadas

En todos los casos se utilizó como electrolito una solución equimolar de ferri-ferrocianuro de potasio, como electrolito soporte, un sistema buffer de carbonato-bicarbonato de potasio y como espesante carboximetilcelulosa sódica (CMC), polímero que al pH de la solución no se degrada en forma apreciable. Asimismo, el tampón formado por el electrolito soporte provee un medio que evita la degradación del ión ferricianuro. Las drogas utilizadas eran de calidad para análisis, marca Merck y la CMC de marca B.D.H.

La composición de las siete soluciones utilizadas se indica en la Tabla II.2. La densidad de las mismas se midió con una balanza de Mohr. Los coeficientes de difusión del ión ferricianuro en las distintas soluciones se obtuvieron empleando la técnica desarrollada por Tonini y col. (1978).

La viscosidad de las primeras 4 soluciones de la Tabla II.2 se determinó usando un viscosímetro Ubbelohde, debido a que presentaban un comportamiento newtoniano en las condiciones de trabajo:

$$\tau_w = \mu \partial v / \partial x \quad (\text{II.12})$$

Las demás soluciones de la Tabla II.2 presentaban un comportamiento reológico que no podía ser explicado por la ley de Newton.

Para explicar el mismo se debe proponer una ecuación constitutiva. Así, para un fluido puramente viscoso, con propiedades reológicas independientes del tiempo, el esfuerzo de corte se relaciona con el grupo $(8 v/d)$ de la siguiente manera:

$$\tau_w = K' (8 v/d)^{n'} \quad (\text{II.13})$$

donde K' y n' son parámetros determinados experimentalmente a partir de gráficos de $\ln \tau_w$ vs. $\ln(8 v/d)$, hechos en base a datos obtenidos con un viscosímetro adecuado.

Metzner y Reed (1955), propusieron la siguiente expresión para el gradiente de velocidades en la pared de un tubo cilíndrico:

$$\dot{\gamma}_w = \frac{3 n' + 1}{4 n'} (8 v/d) \quad (\text{II.14})$$

La ecuación es válida para cualquier fluido con propiedades independientes del tiempo. En el caso particular de que la curva obtenida en la gráfica $\ln(\tau_w)$ vs. $\ln(8 v/d)$ sea una línea recta, se dice que el

Tabla II.2

Composición y Propiedades de las Soluciones Utilizadas

Sol.	CMC%	T (°C)	ρ (g/cm ³)	K (din.S ⁿ /cm ²)	n	\mathcal{D} 10 ⁶ (cm ² /s)
1	0	25	1.021	0.0099	1	7.61
2	0.25		1.021	0.0245	1	7.10
3	0.50		1.022	0.0490	1	6.90
4	0.75		1.022	0.0930	1	6.75
5	1.0		1.023	0.1400	0.99	6.50
6	1.5		1.025	2.0030	0.81	6.25
7	2.0		1.030	8.0035	0.61	6.00

fluido obedece a la ley de la potencia y su ecuación constitutiva será

de la forma :

$$\tau_w = K \dot{\gamma}_w^n \quad (\text{II.15})$$

Probándose (Skelland, 1967) que :

$$n = n' \quad (\text{II.16})$$

La constante K se relaciona con la constante K' determinada experimentalmente , de la siguiente forma :

$$K = K' \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^{-n} \quad (\text{II.17})$$

Es de notar que cuando $n = 1$, la ecuación II.14 toma la forma :

$$\dot{\gamma}_w = (8 v / d) \quad (\text{II.18})$$

Para la correlación de los datos experimentales en el caso de utilizarse fluidos que no cumplan la ecuación II.12 se modifican los números adimensionales según el criterio propuesto por Metzner y Reed (1955) que consiste en el reemplazo de la viscosidad de los fluidos newtonianos por una viscosidad efectiva definida, para fluidos que cumplen con la ley de la potencia, como:

$$\mu_{\text{eff}} = K' (8 v/d)^{n-1} \quad (\text{II.19})$$

resultando así:

$$Re_1 = D_p \rho v / \mu_{\text{eff}} \quad (\text{II.20})$$

y

$$Sc_1 = \mu_{\text{eff}} / \rho \mathcal{D} \quad (\text{II.21})$$

Los parámetros K' y n se determinaron en forma experimental usando un viscosímetro de cono y plato de marca Ferranti-Shirley.

II.5. Estudios preliminares

Con el objeto de calibrar la técnica de medición se realizaron una serie de mediciones de transferencia de materia a una única esfera

activa de 0.5 cm de diámetro ubicada en el centro del reactor. Se hizo fluir, una solución de ferricianuro-ferrocianuro de composición igual a la N^o 1 de la tabla II.2, en forma descendente, sin flujo de gas.

Dentro del rango de caudales utilizados en este trabajo, en ningún caso se presentaron problemas para obtener la polarización del electrodo. En la figura II.7 se presentan los resultados de transferencia de materia obtenidos. Se comparan con los datos obtenidos por Van Krevelen y Kerkels (1948), que estudiaron flujo descendente de una fase líquida en lechos de cilindros y granulos de forma esteroideal. Dichos autores propusieron la siguiente correlación :

$$Sh / Sc^{1/3} = 1.8 (a_s d_p)^{1/2} Re_1^{1/2} \quad (II.22).$$

para $Re_1/a_s d_p \leq 20$.

Por otra parte Specchia y col. (1978) obtuvieron para lechos de cilindros la siguiente correlación :

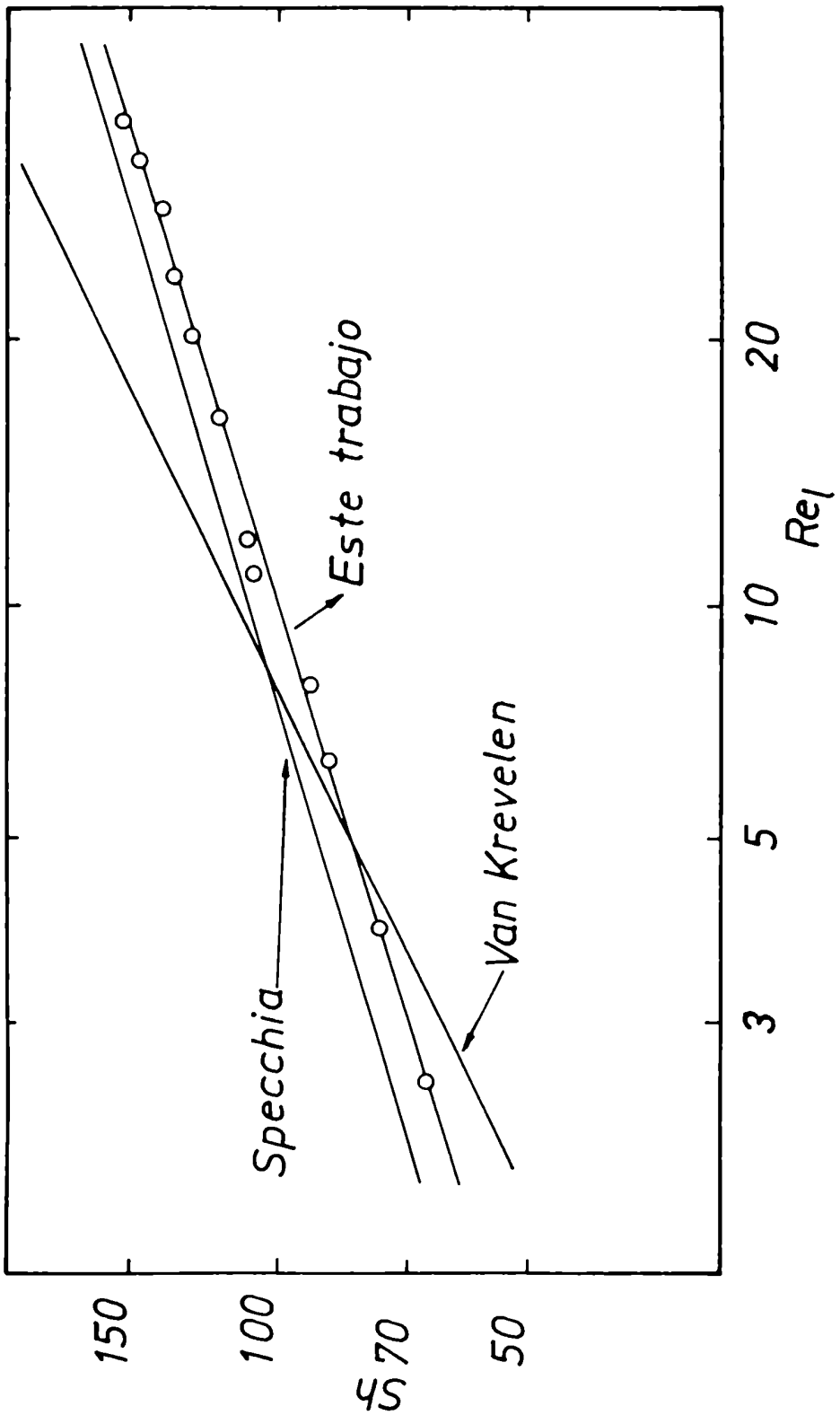
$$Sh / Sc^{1/3} = 2.79 \frac{(a_s / a)^{0.3}}{(a d_p)^{0.7}} Re_1^{0.7} \quad (II.23).$$

Expresando a_s en función del diámetro de partícula y de la porosidad, y a en función del caudal de líquido (Specchia y col., 1978) se transforman las correlaciones II.22 y II.23 en :

$$Sh / Sc^{1/3} = 3.47 Re_1^{1/2} \quad (II.24), y$$

$$Sh / Sc^{1/3} = 5.70 Re_1^{0.30} \quad (II.25)$$

En la fig. II.7 se grafican estas ecuaciones y se observa una buena coincidencia con los valores obtenidos en este trabajo. Se verifica así que la técnica electroquímica da valores confiables en este sistema de flujo.



III. ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA EN DISTINTAS POSICIONES

AXIALES

III.1. Antecedentes bibliográficos

El objetivo de este capítulo es estudiar la influencia de la posición axial y la viscosidad de la fase líquida sobre la transferencia de materia sólido-líquido en un reactor de lecho mojado.

La transferencia de materia está relacionada con el régimen de flujo presente en el reactor y este a su vez está determinado por parámetros físicos (relleno,[†] propiedades de las fases fluidas, etc.) y operativos (caudales de líquido y gas).

Los distintos regímenes de flujo que se pueden encontrar en reactores de este tipo, han sido estudiados por varios autores (Weekman y Myers, 1964; Charpentier y col., 1969; Specchia y Baldi, 1977) y se han determinado los rangos de flujos líquido y gaseoso en los cuales se producen cada uno de ellos y las transiciones entre los mismos. Una descripción más detallada de los distintos regímenes de flujo se puede ver en el Capítulo I.

Nuestro principal interés está puesto en el estudio de la transferencia de materia en régimen pulsante. Este régimen se obtiene cuando la velocidad de gas y/o la de líquido superan ciertos valores críticos, caracterizándose por la alta interacción entre las fases (Specchia y Baldi, 1979). Varios procesos comerciales se realizan en este régimen de flujo y se observa industrialmente una tendencia creciente a trabajar en esta zona de flujo, en especial en los procesos de hidrogenación catalítica (Weekman, 1976). Se han publicado varios trabajos en los que se determinan los coeficientes de transferencia de materia sólido-líquido en los regímenes continuo de gas y pulsante.

Lemay y col. (1975), midieron los coeficientes de transferencia para lechos de esferas en régimen pulsante, usando una técnica de disolución. Propusieron una correlación similar a la de Calderbank y Moo-Young (1961):

$$k_s Sc^{2/3} = 0,20 \left[\frac{E'_1 \mu_1}{\rho_1} \right]^{0,25} \quad (\text{III.1})$$

y no encontraron una variación apreciable del coeficiente de transferencia de materia con el flujo de gas.

Goto y Smith (1975), determinaron coeficientes de transferencia líquido-sólido por una técnica de disolución para partículas esféricas y los correlacionaron según:

$$J_d = 1,31 (Re_1)^{-0,436} \quad (\text{III.2})$$

para $0,2 \leq Re_1 \leq 20$. En este rango no encontraron influencia del flujo gaseoso sobre la transferencia de materia.

Hirose y col. (1976), determinaron coeficientes de transferencia líquido-sólido para diferentes tamaños de partícula por medio de una técnica de disolución y una técnica electroquímica. Trabajaron desde la zona de flujo continuo de gas hasta la de régimen pulsante. Encontraron que en régimen pulsante la transferencia de materia depende del caudal gaseoso, no así en la zona de flujo continuo de gas y presentaron la siguiente correlación experimental:

$$\epsilon \phi Sh Sc^{-1/3} = 2,1 Re_1^{0,5} \quad (\text{III.3})$$

Dharwadkar y Sylvester (1977), utilizando datos de literatura para distintos sistemas propusieron la siguiente correlación:

$$\phi Sh Sc^{-1/3} = 1,637 Re_1^{0,669} \quad (\text{III.4})$$

y atribuyeron cierta divergencia entre datos de algunos autores a la influencia que ejerce el relleno sobre la transferencia de materia.

Chou y col.(1979), utilizando una técnica electroquímica para un único testigo activo en un lecho de esferas, propusieron la siguiente correlación para régimen pulsante:

$$\phi \text{ Sh Sc}^{-1/3} = 0,72 \text{ Re}_1^{0,54} \text{ Re}_g^{0,16} \quad (\text{III.5})$$

para $40 \leq \text{Re}_g \leq 300$, y $50 \leq \text{Re}_1 \leq 140$, $\text{Sc}^{1/3} = 11,7$ y $\epsilon = 0,365$. La dependencia con el flujo de gas es débil y concluyen que es necesario efectuar más mediciones en un rango más amplio de caudales gaseosos para comprobar su validez. Ellos también sugirieron que el mojado del relleno en condiciones de flujo continuo de gas no sería total, pero sí en la zona de flujo pulsante. Este hecho ha sido corroborado por otros autores. Delaunay y col.(1980), utilizaron una técnica electroquímica de carácter global, para determinar coeficientes de transferencia en varios regímenes de flujo. Informaron que el flujo gaseoso influye muy débilmente sobre la transferencia en la zona de flujo pulsante, sugiriendo que lo hace hasta un cierto valor de caudal de líquido y luego no influye. En cambio, en régimen de flujo continuo de gas encontraron una fuerte dependencia con el caudal gaseoso.

Ruether y col.(1980), estudiaron por una técnica de disolución el coeficiente de transferencia líquido-sólido en todos los regímenes y sugirieron que en cada uno de ellos se podía establecer una correlación. Para tratar de incorporar el efecto de la forma del relleno propusieron una modificación en los números adimensionales. Informaron una variación importante de la transferencia de masa con el flujo de gas en la zona de transición y una pequeña influencia del gas en los

regímenes continuo de gas y pulsante. Su correlación para régimen pulsante es:

$$\epsilon \phi Sh^{\#} Sc^{-1/3} = 0,68 Re_1^{\# 0,416} \quad (\text{III.6})$$

para $Re_1^{\#} > 100$. De acuerdo a sus observaciones concluyeron que en flujo pulsante el mojado sería aproximadamente total.

Es de hacer notar que en ninguno de los trabajos mencionados se estudió el efecto de la viscosidad de la fase líquida sobre la transferencia de materia aunque es evidente que debido a la variedad de líquidos utilizados en la industria (operando en diversas condiciones de temperatura y presión), existirá un amplio rango de variación de esta propiedad física.

III.2. Parte experimental

Se utilizó el equipo descrito en el Capítulo II y como soporte del relleno se usó el lecho de mallas de bronce niqueladas colocado en la base del reactor. Como distribuidor de fase líquida se utilizó el distribuidor uniforme y en algunas corridas, con la intención de realizar comparaciones, se usó el distribuidor puntual central.

Se utilizaron como cátodos 4 esferas de bronce niquelado de la misma dimensión que el relleno; se ubicaron en el centro del reactor en distintas posiciones a lo largo del eje del mismo. Como ánodo se usó un lecho de 5 cm de altura de esferas activas que reemplazaba parte del relleno y estaba ubicado en las inmediaciones de los cátodos. En la Figura II.3 se puede observar la ubicación de los electrodos.

Las soluciones utilizadas fueron las 4 primeras de la Tabla II.2.

El gas (nitrógeno) burbujeaba en un saturador antes de entrar en la columna y luego entraba en la misma por un orificio ubicado por

encima del distribuidor de líquido. Antes de cada corrida se hacía fluir la solución y la fase gas por la columna durante 15 minutos para evitar el efecto del O_2 disuelto. Entre corridas, la columna era inundada para asegurar mojado completo inicial y luego se ajustaban los valores deseados de gas y líquido.

La técnica de medición se describe en el Capítulo II; dado que en régimen pulsante se observan fluctuaciones del valor del coeficiente de transferencia de materia y la frecuencia de las mismas es alta (aproximadamente 1 seg^{-1}) se utilizó un integrador electrónico construido al efecto para obtener valores de intensidad de corriente límite promediados en el tiempo.

El tiempo promedio de cada medición fue de 1,5 minutos y la amplitud de las oscilaciones del orden del 30% del valor de la intensidad promedio, dependiendo en cada caso de los valores de los caudales de gas y líquido.

III.3. Resultados y discusión

Se determinó el mapa de flujo para el sistema por dos métodos:

- a) Por observación de las oscilaciones en la lectura de la intensidad límite. Cuando las oscilaciones superaban el 10% del valor medio, se consideraba comienzo de la zona pulsante. Esto fue corroborado por la observación visual de pulsos en la zona libre de efectos de entrada y salida.
- b) Graficando las curvas Sh vs. Re_1 para Re_g fijos y determinando el caudal para el que se produce el cambio abrupto de los valores del coeficiente de transferencia de materia. Este es muy marcado, lo que indica claramente el comienzo de la zona de transición entre regímenes

de flujo; esta zona es muy pequeña y ante un nuevo aumento de caudal se produce un segundo cambio de pendiente que señala el comienzo de la zona pulsante. Los resultados obtenidos por ambos métodos coincidían plenamente.

La transición entre regímenes de flujo coincide con la informada por Charpentier y Favier (1975). Se observó la existencia de varios regímenes de flujo coexistiendo dentro del reactor en lugares distintos, fenómeno ya citado por otros autores (Charpentier y col., 1969; Weekman y Myers, 1964), como por ejemplo, pulsos en la base y flujo continuo de gas cerca del tope.

En la zona pulsante se observó que, en general, los resultados obtenidos con la esfera más cercana al tope de la columna eran aleatorios y no reproducibles. En cambio los obtenidos con las restantes esferas eran reproducibles y coincidían entre sí, dentro del error experimental. Este efecto se atribuyó a que la primera esfera está ubicada en una zona donde los efectos de entrada son preponderantes y el flujo no está totalmente desarrollado. Otros autores han encontrado también este fenómeno (Herskowitz y Smith, 1978; Chou y col., 1979).

Los valores de intensidad de corriente límite medidos experimentalmente oscilaban alrededor de un valor que se mantenía aproximadamente constante en el tiempo, para caudales de líquido y gas fijos. La amplitud de las oscilaciones llegó en algunos casos a superar el 30% del valor promedio en el tiempo (ver Figura III.1).

Se hicieron corridas con diferente cantidad de electrodos y se graficó ϕ Sh vs. Re_1 (ver Figura III.2); se observan tres zonas claramente diferenciadas: una de flujo continuo de gas, donde se registró una clara diferencia de intensidad límite entre los electrodos ubicados

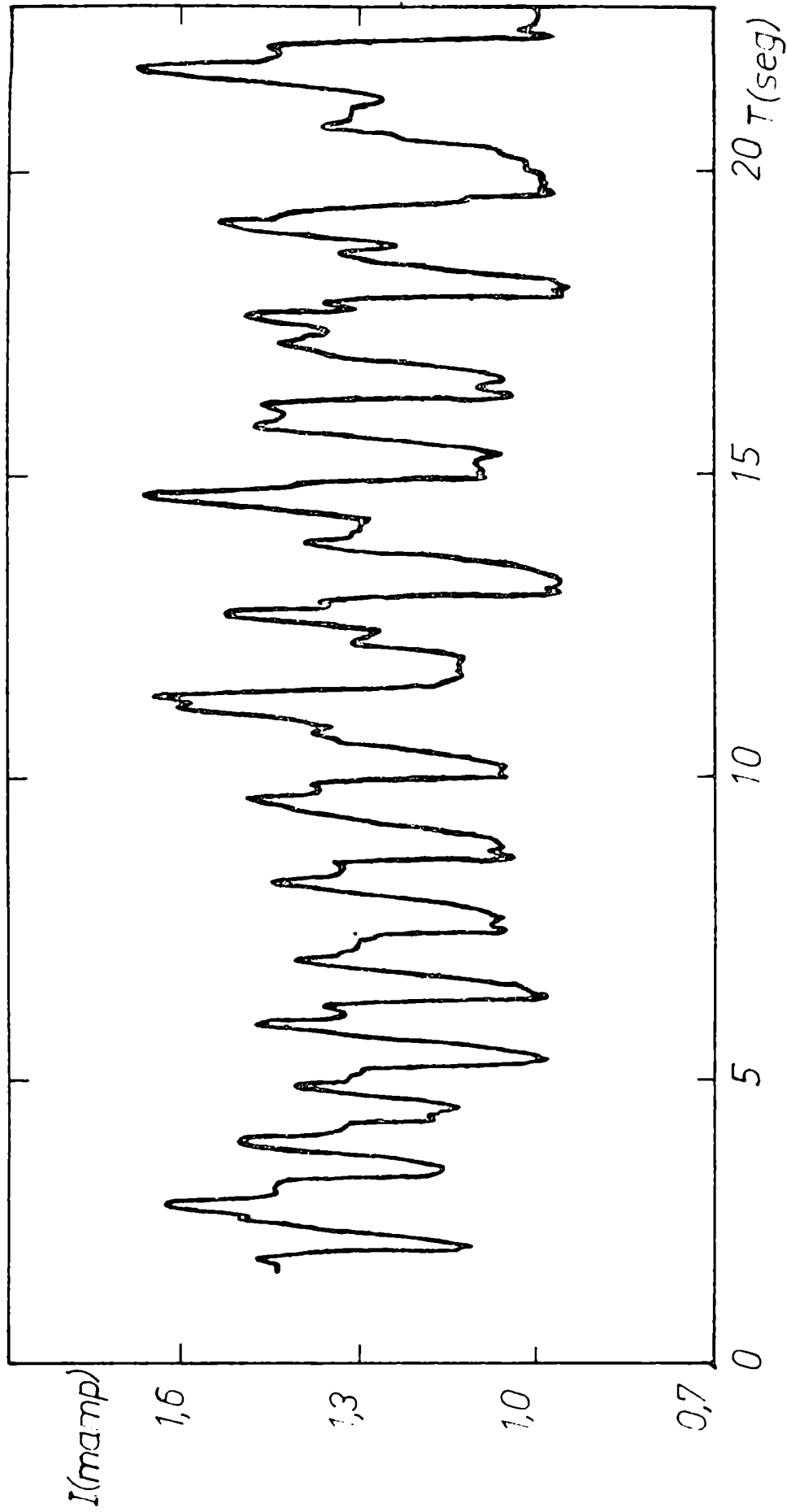


Fig.III.1.1.Variación de intensidad límite con el tiempo, para electrodo puntual.

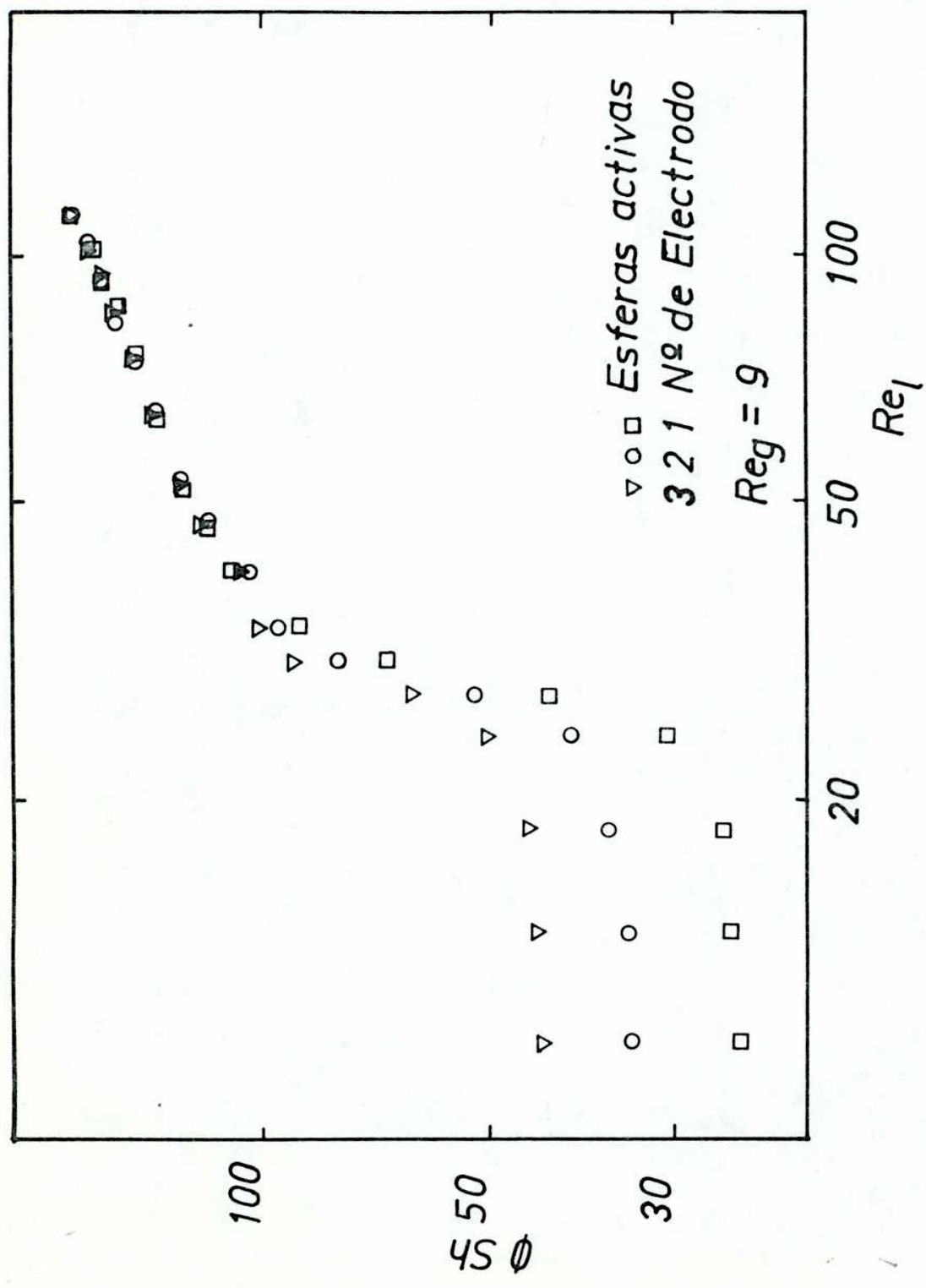


Fig. III.2. Coeficientes de transferencia de materia en electrodos puntuales.

en distintas posiciones axiales; una zona donde se producía un abrupto ascenso del valor del coeficiente de transferencia (zona de transición) y finalmente una zona caracterizada por la concordancia de los valores de intensidad límite para cada uno de los distintos electrodos (zona pulsante). Esto está de acuerdo a lo expuesto por Chou y col. (1979) y Ruetter y col. (1980) y puede explicarse suponiendo que, en régimen continuo de gas, el mojado del relleno no es uniforme y es función de la posición axial para un electrodo puntual. El mojado se incrementa significativamente en la zona de transición y se hace total en la zona de flujo pulsante.

Comparando los datos obtenidos en la zona pulsante se observa una significativa coincidencia entre las mediciones de los distintos electrodos. Esto indicaría que existe mojado total en flujo pulsante, independientemente de la viscosidad de la solución.

Se observa que la pendiente en la zona de transición se va atenuando a medida que aumenta la viscosidad del líquido (ver Figura III.3), lo que indicaría que el grado de mojado en el régimen continuo de gas se incrementa (para igual flujo volumétrico de líquido) a medida que aumenta la viscosidad. La causa de este fenómeno podría deberse a un aumento de la retención de líquido.

El comienzo de la zona de flujo pulsante se produce, para un caudal constante de gas, a caudales de líquido cada vez mayores, a medida que aumenta la viscosidad de la solución utilizada. La zona pulsante, sin embargo, empieza a números de Reynolds cada vez menores, debido a que el aumento de la viscosidad es más significativo que el aumento del caudal de líquido; por ejemplo: para la solución 0,25% en CMC, el aumento de la viscosidad relativa al agua es 2,5, mientras que el caudal de

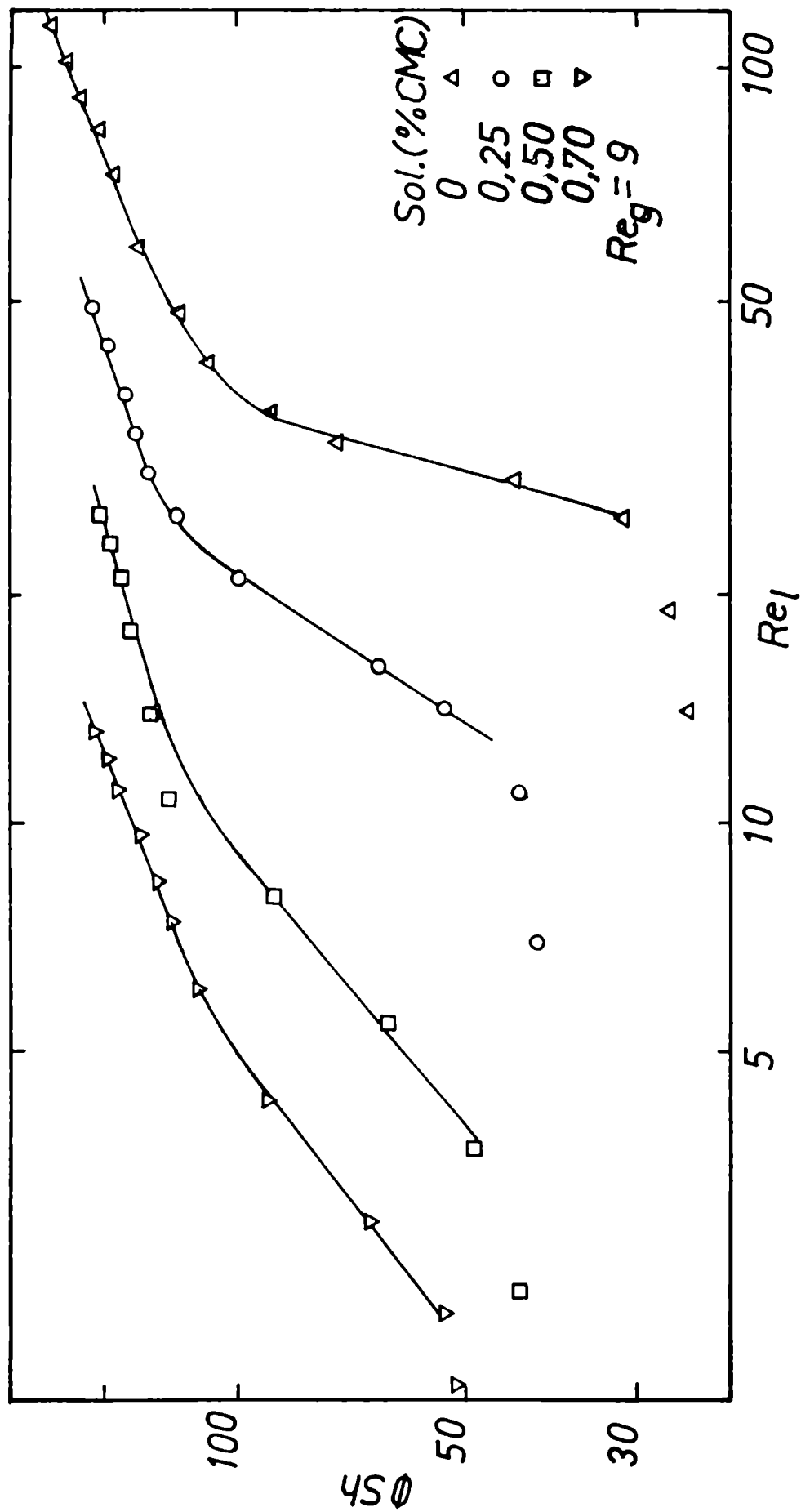


Fig.III.3. Transferencia de materia vs caudal de líquido.

líquido se incrementa en un factor 1,3.

Con respecto a la influencia del flujo gaseoso se encontró una débil dependencia (ver Figura III.4) en flujo pulsante, lo que coincidiría con Chou y col.(1979), Lemay y col.(1975), Delaunay y col.(1980) y Ruether y col.(1980). En cambio, en flujo continuo de gas, dentro del rango de caudales empleados en este estudio, no se encontró ninguna variación significativa del coeficiente de transferencia de masa.

En la Figura III.5 se grafican los datos obtenidos en la zona pulsante para las distintas soluciones, incluyendo en cada caso el efecto de la viscosidad. Se tomaron 28 mediciones para distintos caudales líquido y gaseoso y para las distintas soluciones y se correlacionaron mediante una única ecuación:

$$\phi \text{ Sh}/\text{Sc}^{1/3} = 1,89 \text{ Re}_1^{0,45} \quad (\text{III.7})$$

con $9,7 \leq \text{Re}_1 \leq 120$, $2,9 \leq \text{Re}_g \leq 35$ y con $1400 \leq \text{Sc} \leq 15000$. La desviación promedio entre los resultados y la correlación es de 0,5%. Se tomó la dependencia de $\phi \text{ Sh}$ con el número de Sc en forma análoga a lo hecho por otros autores.

En la Figura III.6 se pueden ver que la variación del coeficiente de transferencia de materia (k_s) con la velocidad superficial de líquido (v_l) sigue la misma dependencia en todas las soluciones utilizadas. El valor de dicho coeficiente decrece con el aumento de la viscosidad del líquido, para un valor constante de velocidad superficial.

Si se reemplaza en la ecuación III.7 los números adimensionales por sus expresiones resulta:

$$\phi k_s d_p / \mathcal{D} = 1,89 (v_s d_p / \nu)^{0,45} (v / \mathcal{D})^{0,333} \quad (\text{III.8})$$

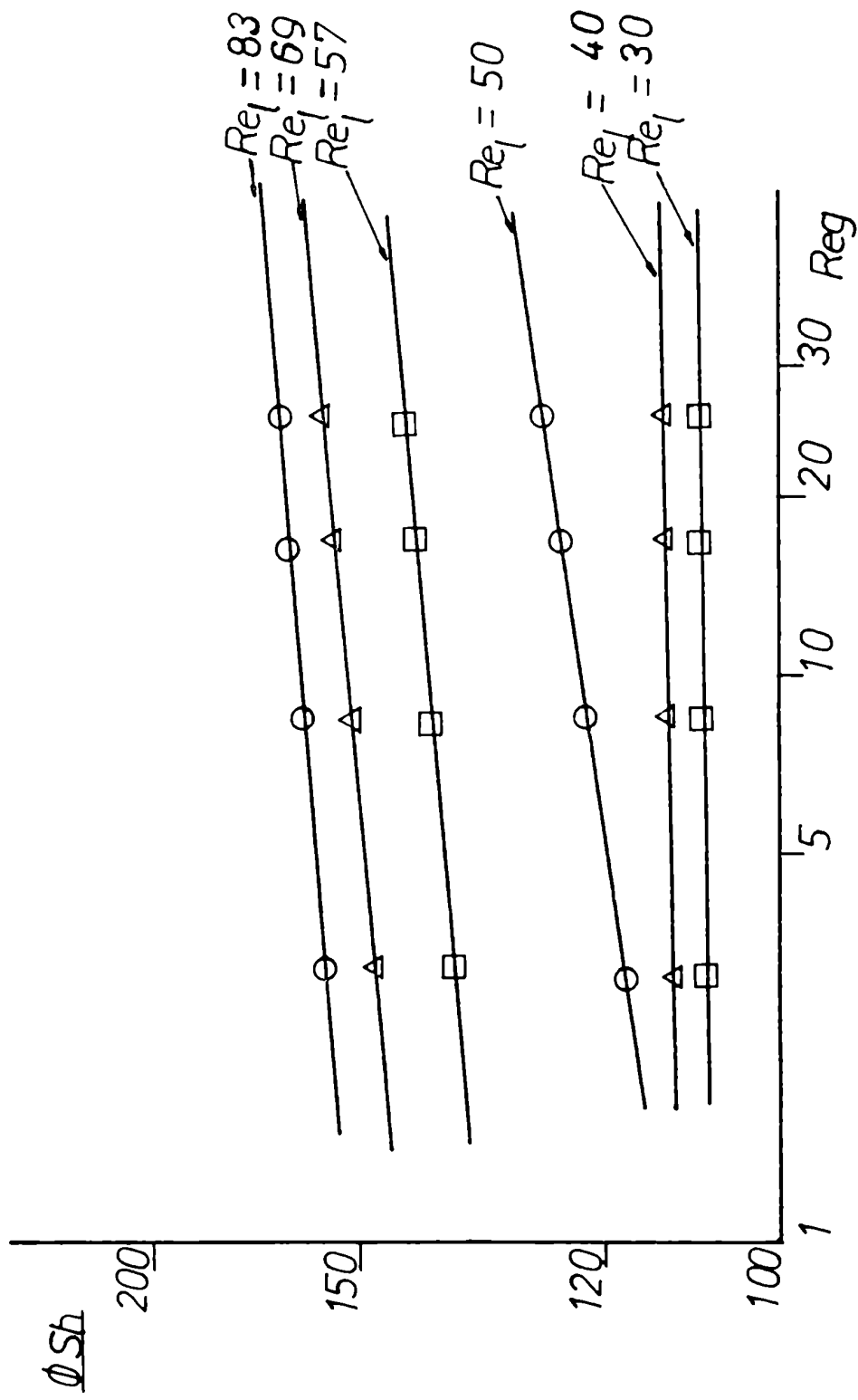


Fig.III.4. Influencia del flujo gaseoso sobre la transferencia de materia (Sol. 0 % CMC).

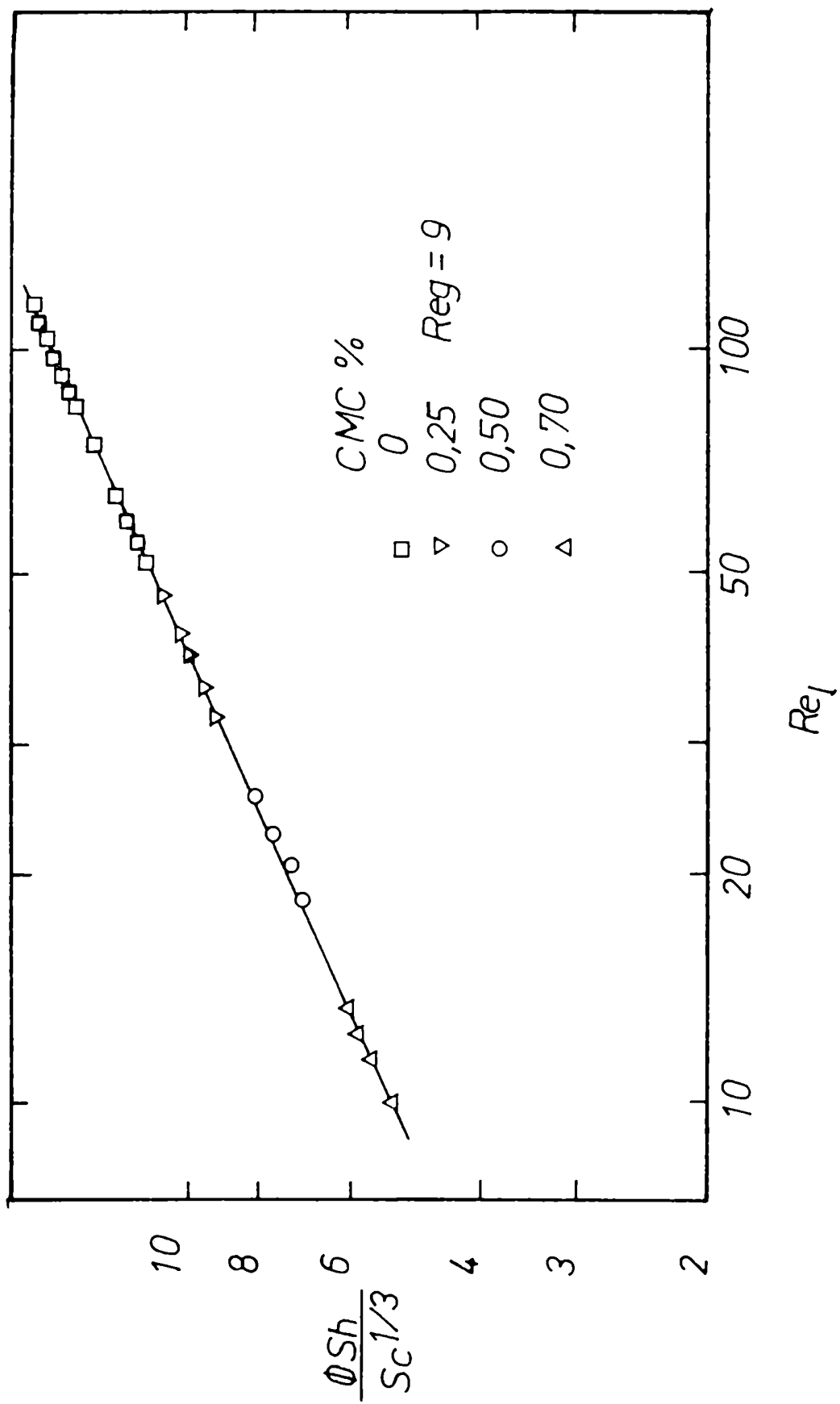


Fig.III.5. Correlación para la transferencia de materia.

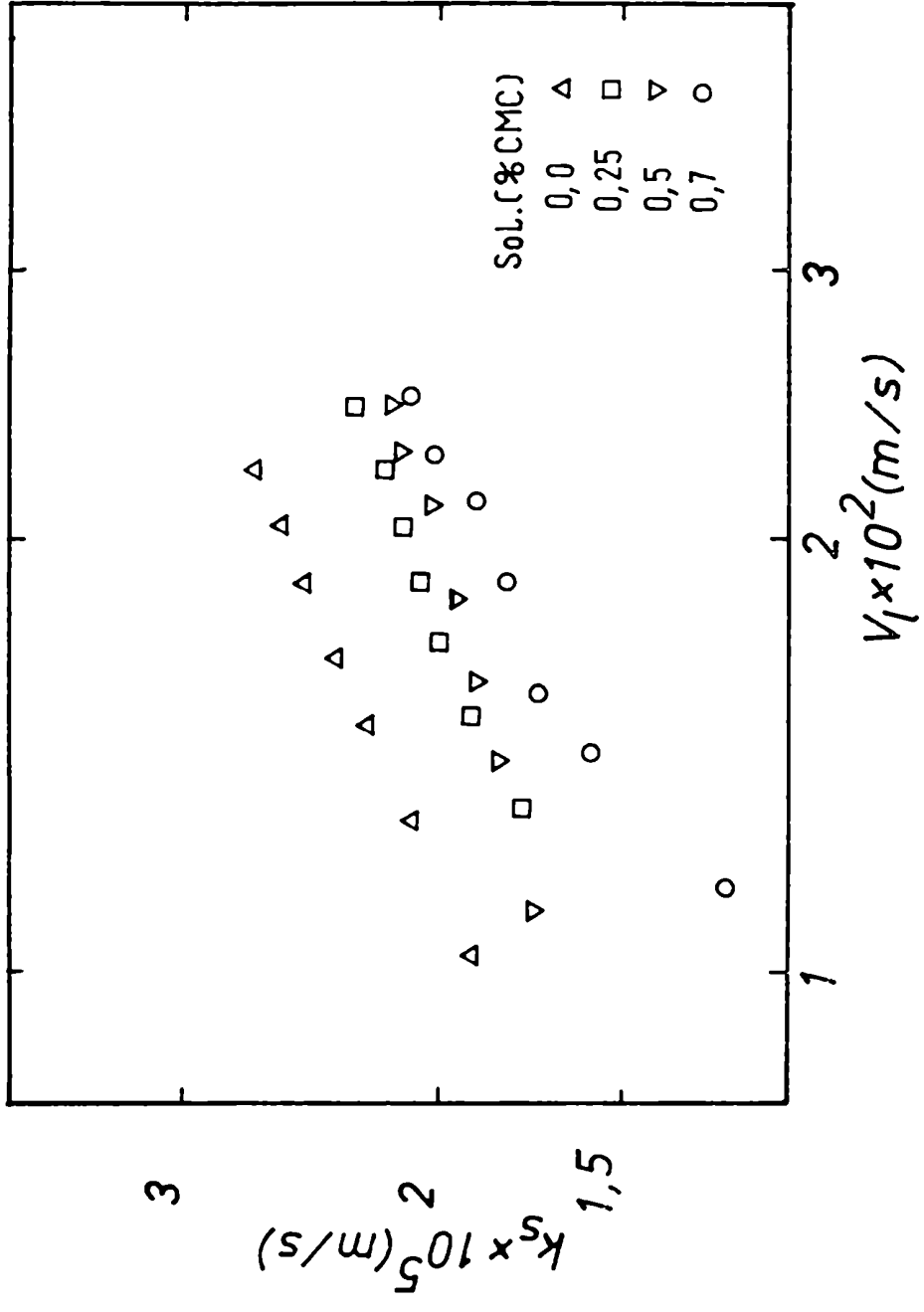


Fig.III.6. Coeficientes de transferencia para soluciones de distinta viscosidad.

Reagrupando , se llega a

$$\phi k_S = 1,89 d_p^{-0,55} v_s^{0,45} \phi^{0,66} v^{-0,117} \quad (\text{III.9})$$

Puesto que ϕ es prácticamente independiente de la viscosidad (sólo varía un 10% mientras la viscosidad varía en un factor 10 , según se ve en la Tabla II.2), se puede agrupar con los demás términos constantes de III.9 y considerando un valor fijo de v_s se obtiene :

$$k_S = \text{cte } v^{-0,117} \quad (\text{III.10})$$

o sea que el coeficiente de transferencia de materia (k_S) disminuye a medida que aumenta la viscosidad.

Comparando con datos de literatura (ver figura III.7) se encuentra una buena coincidencia con los valores de coeficientes de transferencia obtenidos por Hirose y col.(1976), Sylvester y col.(1976) y Chou y col.(1979). Las discrepancias entre los distintos autores pueden deberse a varios factores: diferentes técnicas utilizadas (disolución, electroquímica de tipo global y puntual, métodos indirectos de cálculo, etc.), la distinta geometría de los rellenos (cilindros, esferas, berl saddles, etc.), diferentes parámetros de los lechos (ϵ, d_p, D_t).

Se puede concluir que en régimen pulsante el valor del coeficiente de transferencia de materia es independiente de la posición axial, dentro de la zona libre de efectos de entrada y salida. Esto coincide con lo encontrado por Chou y col.(1979).

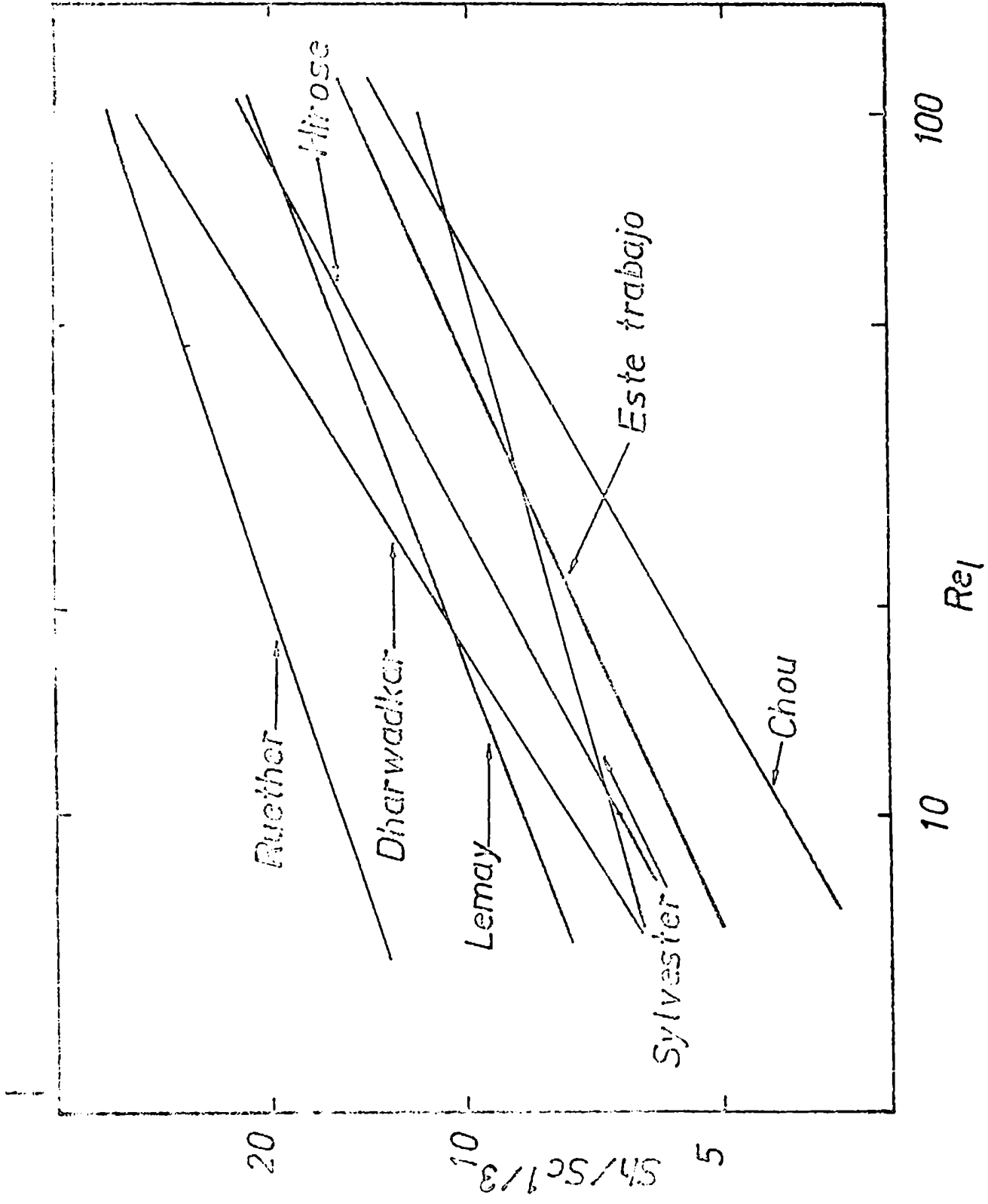


Fig.III.7. Comparación de valores de transferencia de materia con otros autores.

IV. ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA A LA PARED

IV.1. Introducción

Entre las ventajas que presentan los reactores de lecho mojado frente a otros tipos de reactores están: la presencia del líquido, esencial para la reacción de los componentes de baja volatilidad, y la operación a temperaturas moderadas de modo de evitar la gran pérdida de energía asociada a la volatilización de los reactivos.

Los procesos que ocurren en estos reactores son a menudo exotérmicos, por ejemplo: el hidroprocesamiento de aceites pesados o la oxidación de contaminantes, y en consecuencia, se debe eliminar una gran cantidad de calor.

En el caso de haber grandes calores de reacción involucrados se utilizan reactores multilechos, con enfriadores intermedios (Weekman y Myers, 1965; Satterfield, 1975). Otra alternativa es intercambiar calor desde el reactor y es por esta razón que se han publicado en los últimos años varios trabajos sobre el tema.

Se han propuesto varios modelos para el mecanismo de transferencia de calor y en todos los casos no se tomaron mediciones directas del coeficiente de transferencia de calor a la pared, sino que se midieron distribuciones radiales de temperatura en la base de los lechos. A partir de estos resultados se evaluaron simultáneamente la conductividad térmica efectiva y el coeficiente de transferencia a la pared (Weekman y Myers, 1965; Matsuura y col., 1979; Specchia y Baldi, 1979).

Yagi y Kunii (1961) obtuvieron la siguiente correlación para la transferencia de calor en flujo monofásico a través de lechos rellenos:

$$\text{Nu} = 2.6 \text{Pr}^{1/3} \text{Re}^{1/2} \quad (\text{IV.1})$$

Weekman y Myers (1965) encontraron un gran incremento en la transferencia radial de calor cuando el régimen de flujo cambia de continuo de gas a pulsante. Ellos obtuvieron una buena correlación de los datos experimentales basándose en el modelo de la penetración.

Muroyama y col.(1977) midieron el coeficiente de transferencia a la pared en los regímenes continuo de gas, pulsante y continuo de líquido; encontraron un gran incremento en el valor de los coeficientes de transferencia en la zona pulsante. Modificando la ecuación de Yagi y Wakao (1959) para flujo monofásico y tomando en cuenta la retención de la fase líquida, propusieron la siguiente correlación:

$$Nu/Pr^{1/3} = 0.092 (Re/\epsilon Hl)^{0.8} \quad (IV.2)$$

De los gráficos que presentan los autores se puede concluir que en la correlación propuesta por ellos, se incluyen datos pertenecientes a la zona pulsante y a la zona de transición, dando lugar a que la dependencia con el Re sea alta. Si sólo se tomaran los datos de zona pulsante, esta dependencia sería menos marcada.

Specchia y Baldi (1979) encontraron que en régimen pulsante (alta interacción) el coeficiente de transferencia de calor a la pared era independiente del flujo de líquido y del tamaño y forma del relleno. Utilizaron las mismas velocidades del trabajo anterior, pero el tamaño del relleno fue igual o más grande y consideraron distintos mecanismos: transferencia de calor entre los puntos de contacto de partículas de relleno y la pared, transferencia a través de la película de líquido cercana a los puntos de contacto líquido-pared, transferencia por mezclado lateral de gas y líquido, y transferencia a través de la capa límite real de líquido. Esta última es función del fluido que realmente pasa por la superficie de la pared y es análoga al fenómeno de transferencia de materia medido en el presente trabajo.

Matsuura y col.(1979) presentaron un modelo que toma en cuenta diferentes mecanismos de transferencia de calor y esto basado en el modelo de Yagi y Kunii (1961) para flujo monofásico. Una de las etapas involucradas es la transferencia de calor a través de la película de líquido cercana a la pared. La técnica electroquímica permite realizar mediciones muy precisas de dicha transferencia.

No se han encontrado estudios de transferencia de materia a la pared de un reactor de lecho mojado en la literatura y ninguno de los trabajos antecitados estudia el efecto de la viscosidad de la fase líquida sobre la transferencia de calor. El objeto del presente estudio es la evaluación de coeficientes de transferencia de materia a la pared de un reactor de lecho mojado, variando la viscosidad de la fase líquida.

IV.2. Parte experimental

Se utilizó el equipo experimental descrito en el Capítulo II, siendo la única diferencia la de los electrodos utilizados. Como cátodo se utilizaron los electrodos de pared consistentes en seis placas rectangulares de 4 mm de ancho por 19.0 mm de alto que reemplazaban porciones de la pared del reactor. Estaban ubicadas en distintas posiciones angulares, todas a la misma altura.

Como ánodo se utilizaron esferas de vidrio niqueladas del mismo diámetro que el relleno y que ocupaban una zona en la columna cercana al cátodo.

Las soluciones utilizadas fueron las mismas del Capítulo III y en la Tabla II.2 se encuentra su composición y el valor de las propiedades físicas.

El procedimiento experimental fue el mismo utilizado para el

estudio de transferencia partícula-líquido y se encuentra explicado en el Capítulo II.

IV.3. Resultados y discusión

Las mediciones de ϕSh , promediadas en el tiempo no muestran variaciones con la posición angular. Como es muy dudoso que exista la misma fracción de mojado (ϕ) en todas las posiciones, se puede suponer que en régimen pulsante la pared está totalmente cubierta por líquido. Resultados similares fueron encontrados por Chou y col. (1979) para el mojado del relleno.

Por otra parte los valores instantáneos de los coeficientes de transferencia de materia muestran grandes fluctuaciones con la posición y el tiempo. En la Figura IV.1 se grafican los valores instantáneos de la corriente límite para todos los electrodos en función del tiempo, para la solución sin CMC. En forma similar, en la Tabla IV.1 se muestran valores instantáneos de Sh en función de la posición angular para la misma solución. Se observa una fuerte dependencia con la posición, lo que puede ser atribuido a que los pulsos no son uniformes a lo largo del perímetro de la columna.

Los coeficientes de transferencia de materia se correlacionaron en el régimen pulsante para todas las soluciones en la siguiente forma:

$$Sh/Sc^{1/3} = 4.97 Re_1^{0.24} \quad (IV.3)$$

para $5 \leq Re_1 \leq 112$, $1331 \leq Sc \leq 14000$ y para $Re_g = 17$ (ver Figura IV.2). La desviación standard de la correlación es 0.21%.

La dependencia con el número de Sc se basó en correlaciones similares y resultó adecuada dentro del rango de viscosidad utilizado. La influencia del flujo gaseoso, en el rango de este trabajo, fue muy pequeña

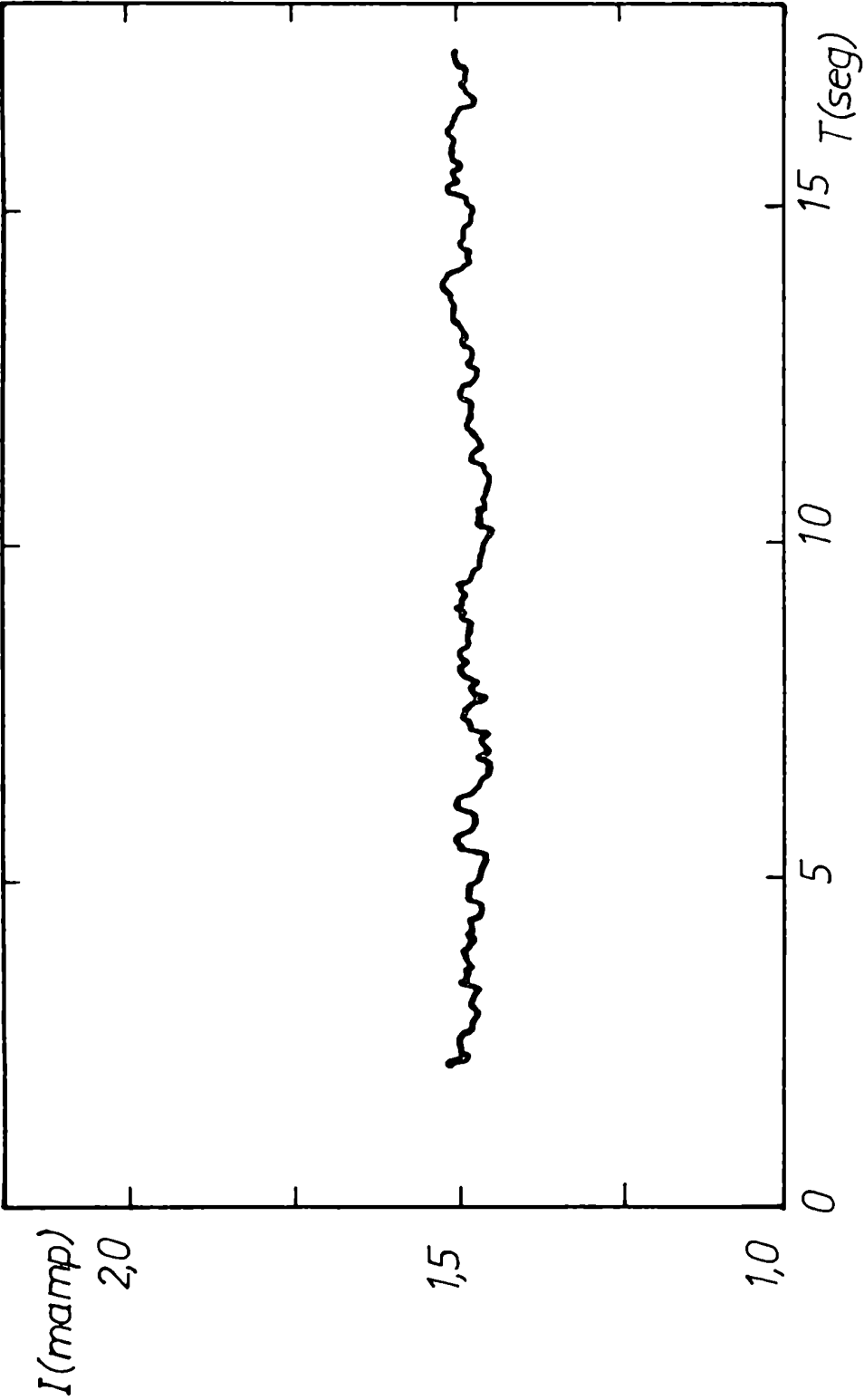


Fig.IV.1.Variación de la intensidad límite con el tiempo, para electrodos de pared.

Tabla IV.1

Valores instantáneos de transferencia de materia en
distintas posiciones angulares θ Sh

Re_1	0	$\pi/3$	$2\pi/3$	π	$4\pi/3$	$5\pi/3$
64	173	128	133	167	147	153
103	183	165	169	198	190	200

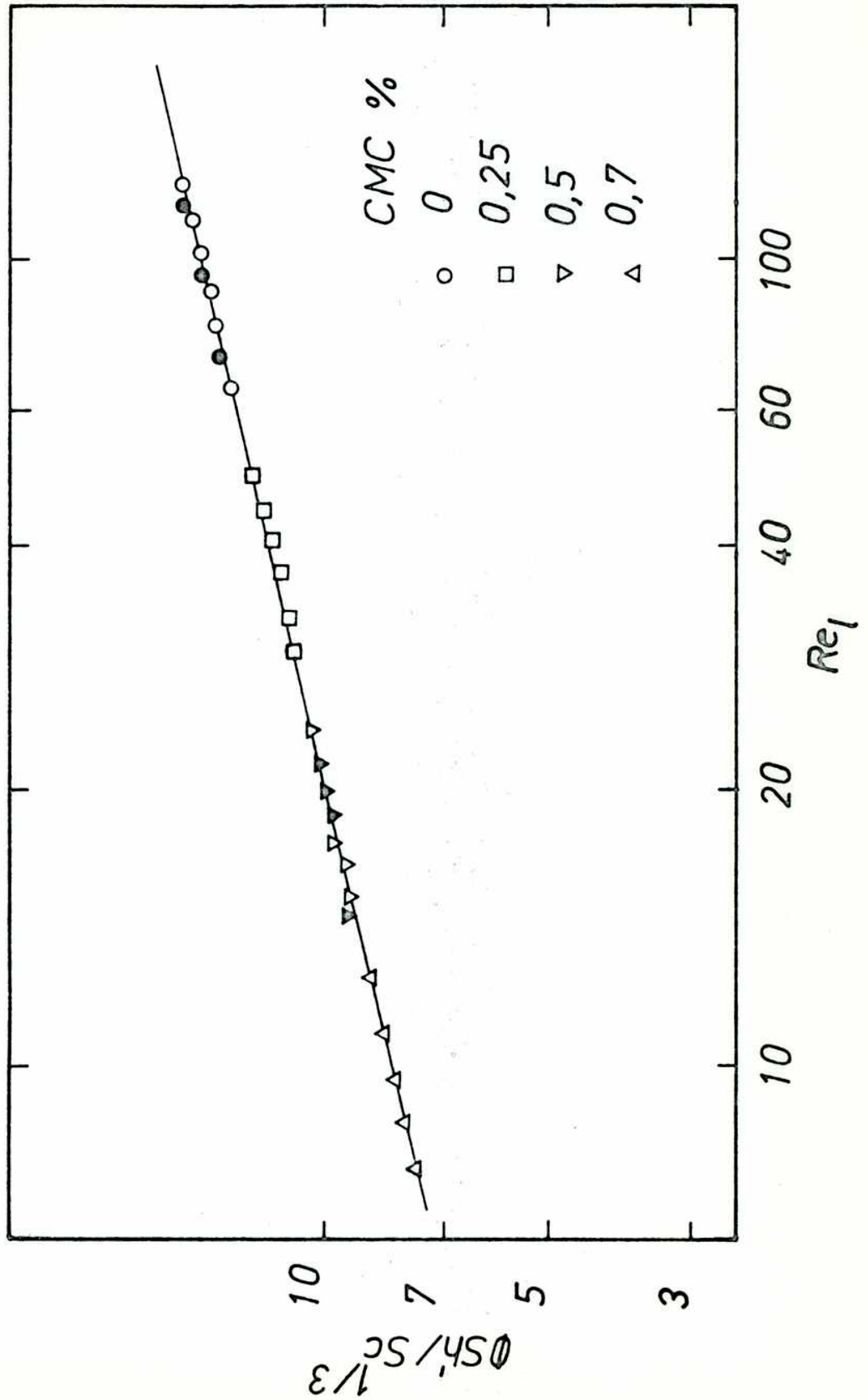


Fig. IV.2. Correlación para la transferencia de materia a la pared. (En negrita datos para distribuidor puntual).

y está de acuerdo con los resultados obtenidos por Chou y col.(1979), Muroyama y col.(1977) y Matsuura y col.(1979); los primeros midieron la transferencia al relleno y los dos últimos estudiaron la transferencia de calor a la pared del reactor.

En la Figura IV.3 se puede observar la variación del valor del coeficiente de transferencia de materia con la velocidad superficial de líquido. La dependencia encontrada es aproximadamente la misma para todas las soluciones usadas. Por otra parte se puede ver que el valor del coeficiente de transferencia de materia, a igual velocidad superficial de líquido, aumenta con la viscosidad.

Si se reemplaza en la ecuación IV.3 los números adimensionales por sus expresiones resulta:

$$k_s d_p / \mathcal{D} = 4.97 (v_s d_p / \nu)^{0.24} (\nu / \mathcal{D})^{0.33} \quad (\text{IV.4})$$

Si se agrupan los términos iguales y se efectúan las operaciones correspondientes se llega a:

$$k_s = 4.97 d_p^{-0.76} v_s^{0.24} \mathcal{D}^{0.67} \nu^{0.09} \quad (\text{IV.5})$$

Tomando en cuenta que el diámetro de partícula es constante, considerando un valor fijo de v_s y como \mathcal{D} es prácticamente independiente de la viscosidad cinemática, se pueden agrupar estos términos para llegar a:

$$k_s = \text{Cte } \nu^{0.09} \quad (\text{IV.6})$$

o sea que el coeficiente de transferencia de materia (k_s) debe aumentar a medida que aumenta la viscosidad cinemática de la fase líquida (como sucede realmente).

La comparación de nuestros datos con otros autores (Figura IV.4), muestra que los valores adimensionales de los coeficientes de transferencia de materia son semejantes a los obtenidos por Yagi y Kunii (1961) y

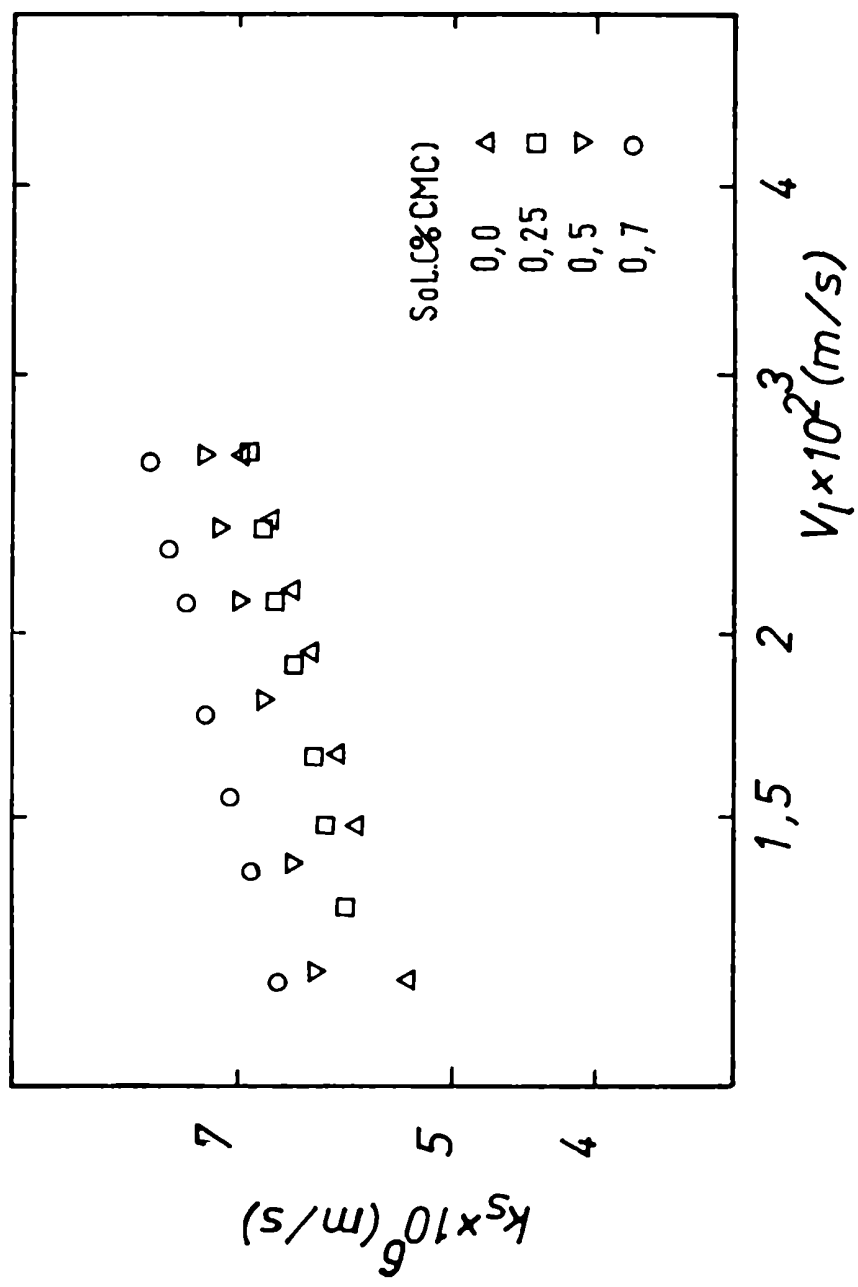


Fig. IV.3. Coeficientes de transferencia de materia a la pared.

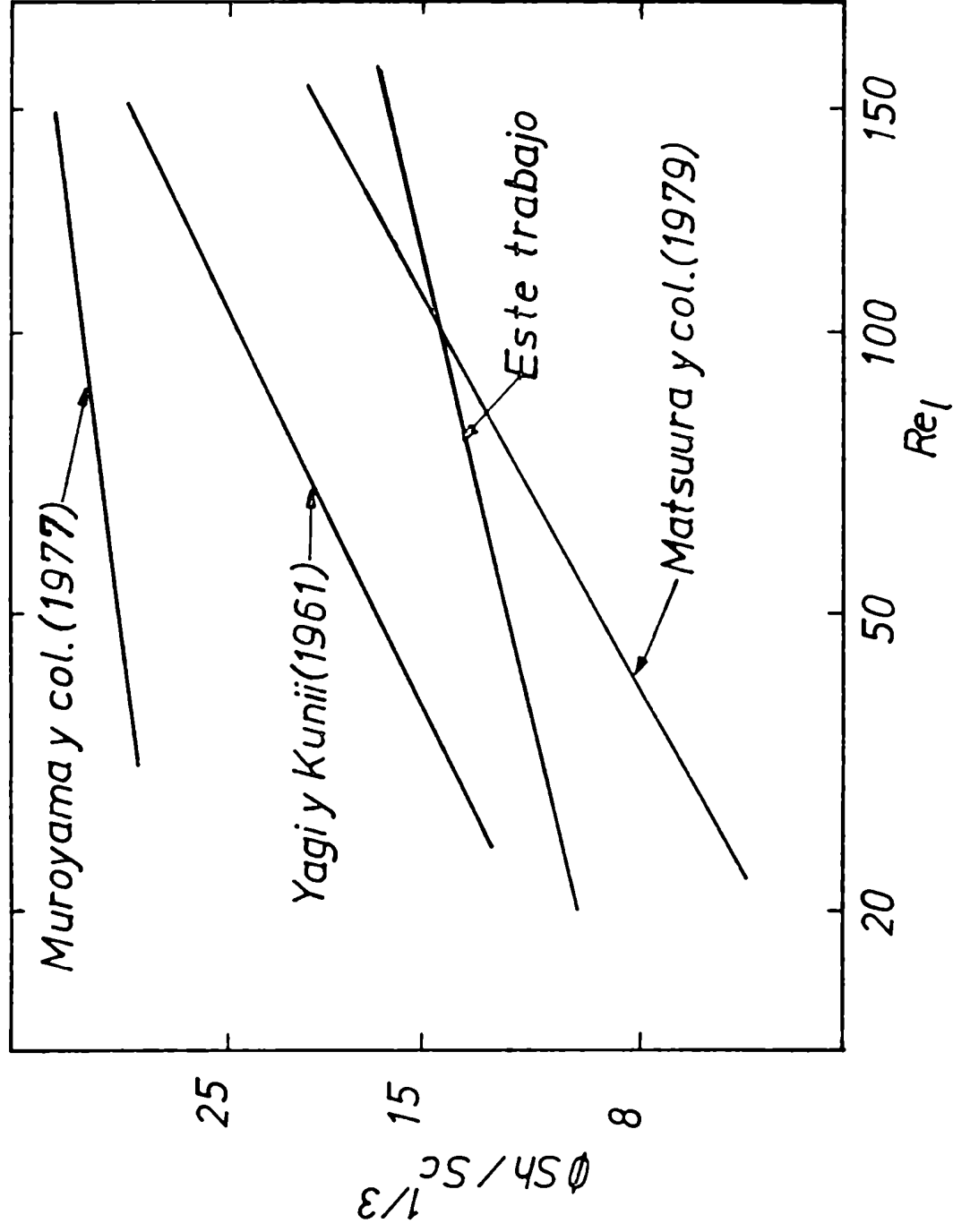


Fig.IV.4. Comparación de correlaciones de transferencia de materia a la pared.

por Matsuura y col.(1979) y del mismo orden, aunque un poco menores, que los de Muroyama y col.(1977). La baja dependencia de la velocidad de transferencia de materia con el caudal de líquido coincide con la encontrada por Muroyama y col.(1977) en la zona pulsante. Por otra parte, Specchia y Baldi (1979) observaron que la variación de la velocidad de transferencia de calor con el caudal de líquido es prácticamente despreciable. Para explicar este comportamiento postularon que la pared del reactor está cubierta por una película de líquido que se desliza sobre la misma. En régimen continuo de gas, la película líquida no cubre totalmente la pared, a medida que aumenta el caudal de líquido el área mojada de la pared aumenta hasta llegar a régimen pulsante donde la película líquida cubre toda la extensión de la misma; esto coincide con los resultados experimentales encontrados en este trabajo.

Otro fenómeno importante es el intercambio que se produce entre la película líquida y el líquido que pasa por el relleno cercano a la pared. Este intercambio radial provoca turbulencias que aumentan la velocidad de transferencia de materia. No existen mediciones experimentales de esta velocidad de intercambio radial pero, en régimen pulsante, Beimesch y Kessler (1971) postulan la existencia de una zona de baja relación líquido/gas cerca de la pared (ver Capítulo VI), lo cual también ha sido verificado en este trabajo. Esta zona de baja relación líquido/gas obra como una resistencia al flujo radial de líquido, con lo cual la importancia del aporte a la transferencia de materia realizado por el mezclado radial en régimen pulsante, disminuye con respecto a lo que sucede en régimen continuo de gas. En régimen continuo de gas, la transferencia de materia se ve favorecida por varios factores, la velocidad de desplazamiento de la película líquida, el aumento del área de pared mojada y por el mezclado

radial de líquido. En régimen pulsante en cambio, el único aporte importante a la transferencia de materia viene dado por el incremento de la velocidad de la película líquida, pues la pared está totalmente mojada y el aporte radial de líquido disminuye significativamente por el fenómeno citado anteriormente.

Los valores de los coeficientes de transferencia de masa obtenidos utilizando el distribuidor de líquido con un único orificio también se muestran en la Figura IV.2. No se encuentran diferencias significativas con los resultados obtenidos con el distribuidor de orificios múltiples y esto puede atribuirse a la buena distribución de líquido producida por la capa de esferas de 2.0 mm ubicadas en el tope de la columna. Esto confirma que se han reducido los efectos de entrada que afectan la distribución de líquido.

V. ESTUDIO DE LA DISTRIBUCION DE LIQUIDO EN UN REACTOR DE LECHO MOJADO

V.1. Antecedentes bibliográficos

En el hidroprocesamiento de cortes de petróleo el reactivo limitante generalmente se encuentra en la fase líquida (ver Capítulo I). Resulta lógico suponer que la distribución del líquido dentro del reactor de lecho mojado cobra gran importancia y es de esperar una gran influencia sobre la conversión. La transferencia de materia sólido-líquido está íntimamente relacionada con la distribución del líquido. El conocimiento de esta distribución contribuirá, entonces, a interpretar los resultados experimentales de transferencia de materia.

El objetivo de este capítulo es estudiar la distribución de la fase líquida en un reactor de lecho mojado en flujo pulsante. Se analiza además la influencia de la viscosidad del líquido, de los caudales líquido y gaseoso y del distribuidor de líquido sobre dicha distribución.

En el caso de flujo monofásico en columnas rellenas la distribución de líquido en la dirección radial presenta un máximo a una distancia equivalente a 2 diámetros de partícula de la pared del reactor, mientras que en el resto de la sección el caudal es prácticamente uniforme (Schwartz y Smith, 1953; Porter, 1968). Porter y col. (1969) realizaron una serie de trabajos teóricos y experimentales que los llevó a proponer un modelo para el flujo monofásico en columnas rellenas; suponen que la fase líquida fluye sobre el relleno en forma de pequeños canales o rizados; en cuanto al flujo por la pared del reactor, proponen un mecanismo de intercambio de líquido entre el relleno y la pared. Experiencias que llevaron a cabo mediante la técnica de estímulo-respuesta confirman esta suposición.

Weekman y Myers (1964) usaron mediciones de distribución de líquido para caracterizar el flujo en régimen pulsante en un lecho de esferas. Ellos encontraron que el flujo de líquido en el centro y cerca de la pared era mayor que en las posiciones radiales intermedias. También se encontró que la relación cantidad de líquido/cantidad de gas era menor cerca de la pared que en el centro del reactor. Sobre estas bases propusieron que los pulsos están formados por regiones de forma toroidal de alta relación líquido/gas, mientras que en la zona central circula una mezcla de gas y líquido, semejante a una niebla.

Smith y Herskowitz (1968) estudiaron la distribución de líquido en reactores de lecho mojado en la zona de flujo continuo de gas; desarrollaron un criterio para determinar el punto de equilibrio (el punto a partir del cual la distribución radial de líquido se hace independiente de la posición axial).

Stanek y col. (1980) propusieron un modelo matemático para determinar la distribución de líquido en la zona de flujo continuo de gas.

En ninguno de los trabajos ya citados se analizó el efecto de la viscosidad de la fase líquida sobre la distribución del líquido.

V.2. Parte experimental

Se utilizó el equipo experimental descrito en el Capítulo II. Para estudiar la distribución de líquido se colocó en la base de la columna el colector ya descrito; constaba de tres zonas distintas y permitía obtener los valores del caudal de líquido a través de las mismas (ver Figura II.2). Se utilizaron las siete soluciones cuyas composiciones y propiedades figuran en la Tabla II.2.

Se calibraron los caudalímetros utilizados mediante mediciones realizadas con probeta y cronómetro, ya que las lecturas de los mismos variaban bastante de solución a solución. Se midieron los caudales en

cada una de las zonas radiales, en forma casi simultánea, utilizando el mismo método mencionado. Se repitieron las mediciones en los casos que se creyó conveniente de forma de asegurar la reproducibilidad de los resultados.

Con el objeto de estudiar la influencia de la fase gaseosa, se trabajó a dos caudales distintos, 5 l/min y 10 l/min. Para estudiar la influencia del distribuidor de líquido se utilizaron los dos distribuidores que están citados en el Capítulo II, el de orificio único y el distribuidor uniforme.

V.3. Resultados y discusión

Se midieron los caudales de líquido para cada una de las secciones en que se dividió el reactor, utilizando distintos caudales totales (ver Figuras V.1, V.2, V.3). Se puede apreciar que el caudal local de líquido varía en forma lineal con el caudal total en cada una de las secciones radiales, dentro de los rangos de caudales utilizados en este trabajo (régimen pulsante). Esto se aprecia en todas las soluciones utilizadas. Extrapolando los resultados obtenidos, se observa que las rectas que corresponden a cada sección no pasan por el origen. Esto sugiere que fuera del rango de caudales usado en este trabajo la variación de caudal local vs. caudal total no sería lineal.

Se puede observar en la Figura V.4. que la velocidad local de líquido (v_1) va disminuyendo desde la zona central hacia la pared; idéntico comportamiento se encontró en todas las soluciones. A partir de la Figura V.5. se puede concluir que la velocidad local de líquido (v_1 local) aumenta en la zona central a medida que aumenta la viscosidad de la fase líquida, mientras que en las demás zonas no se encuentra una variación definida, aunque, en general, disminuye con el aumento de la viscosidad

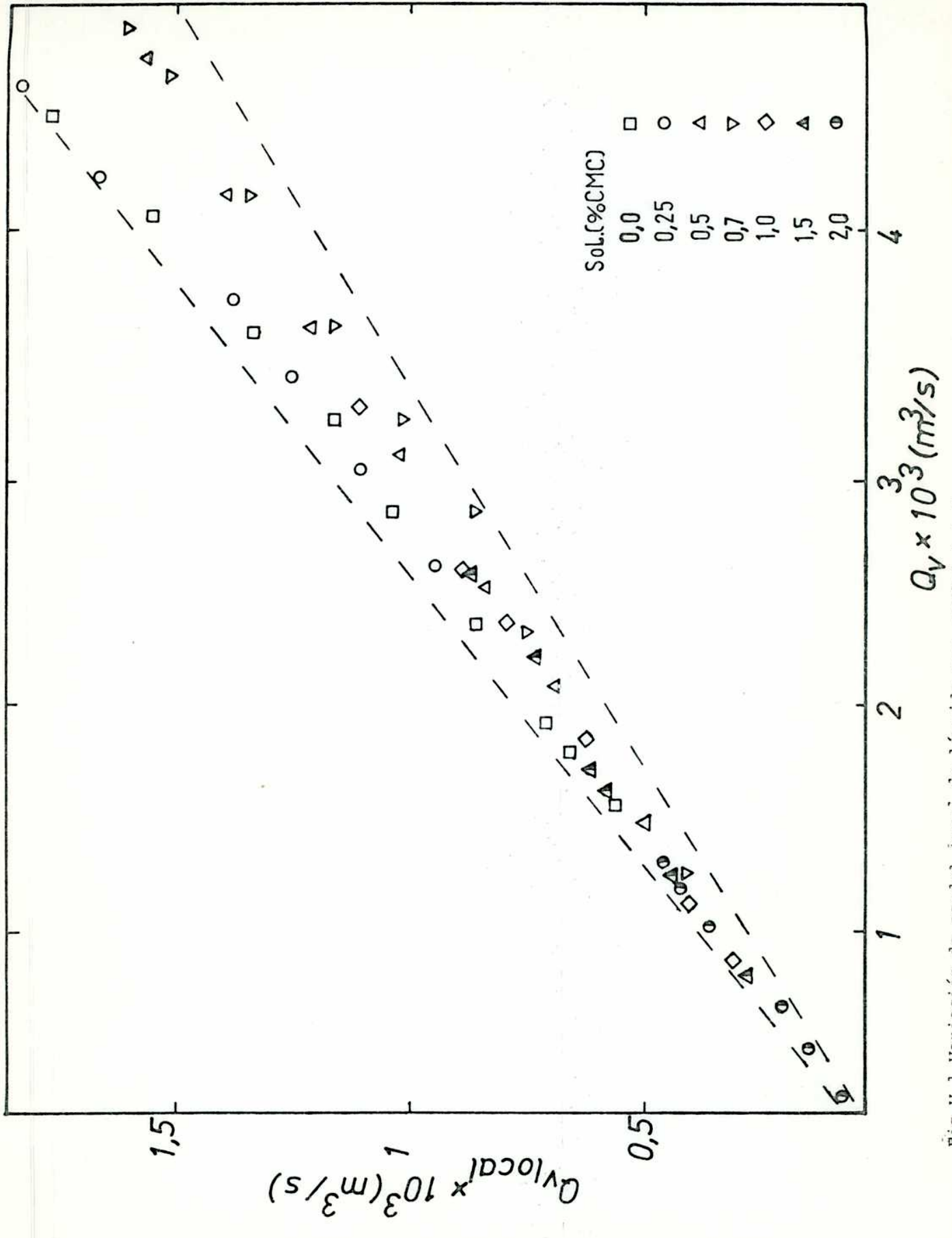


Fig.V.1. Variación de caudal local de líquido con caudal total en zona central.

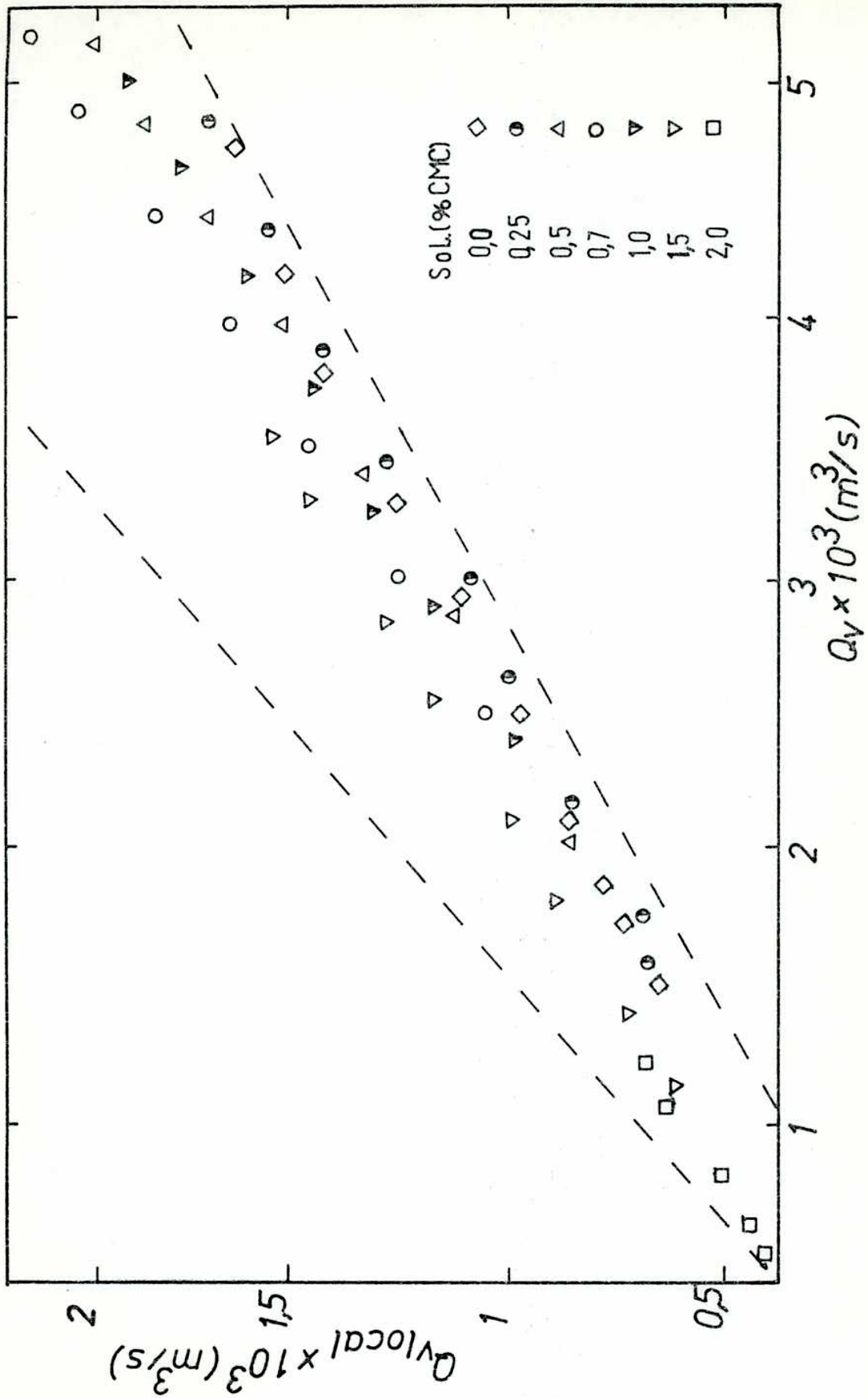


Fig.V.2. Variación de caudal local de líquido con caudal total en zona intermedia.

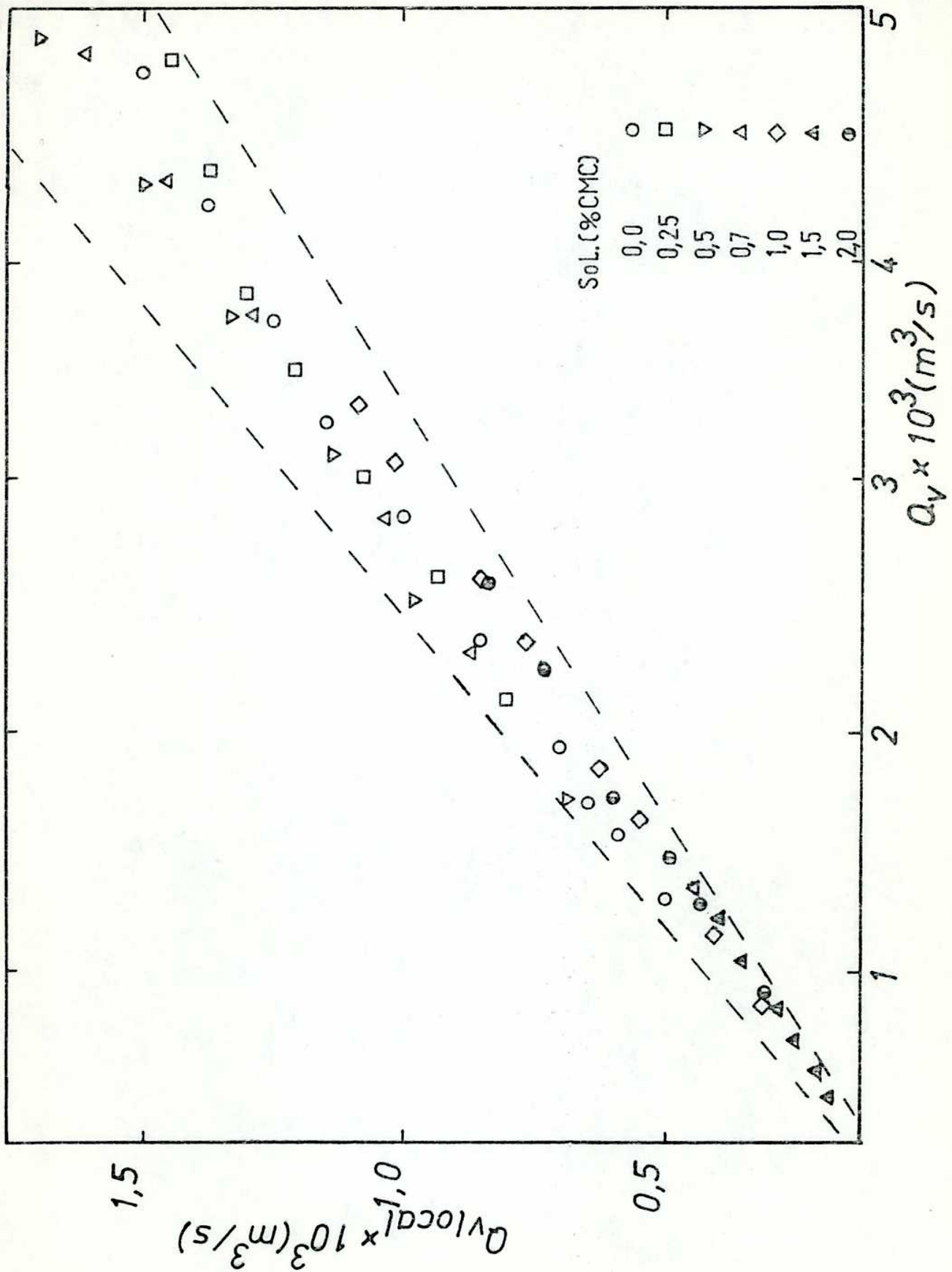


Fig.V.3. Variación de caudal local de líquido con caudal total en zona externa.

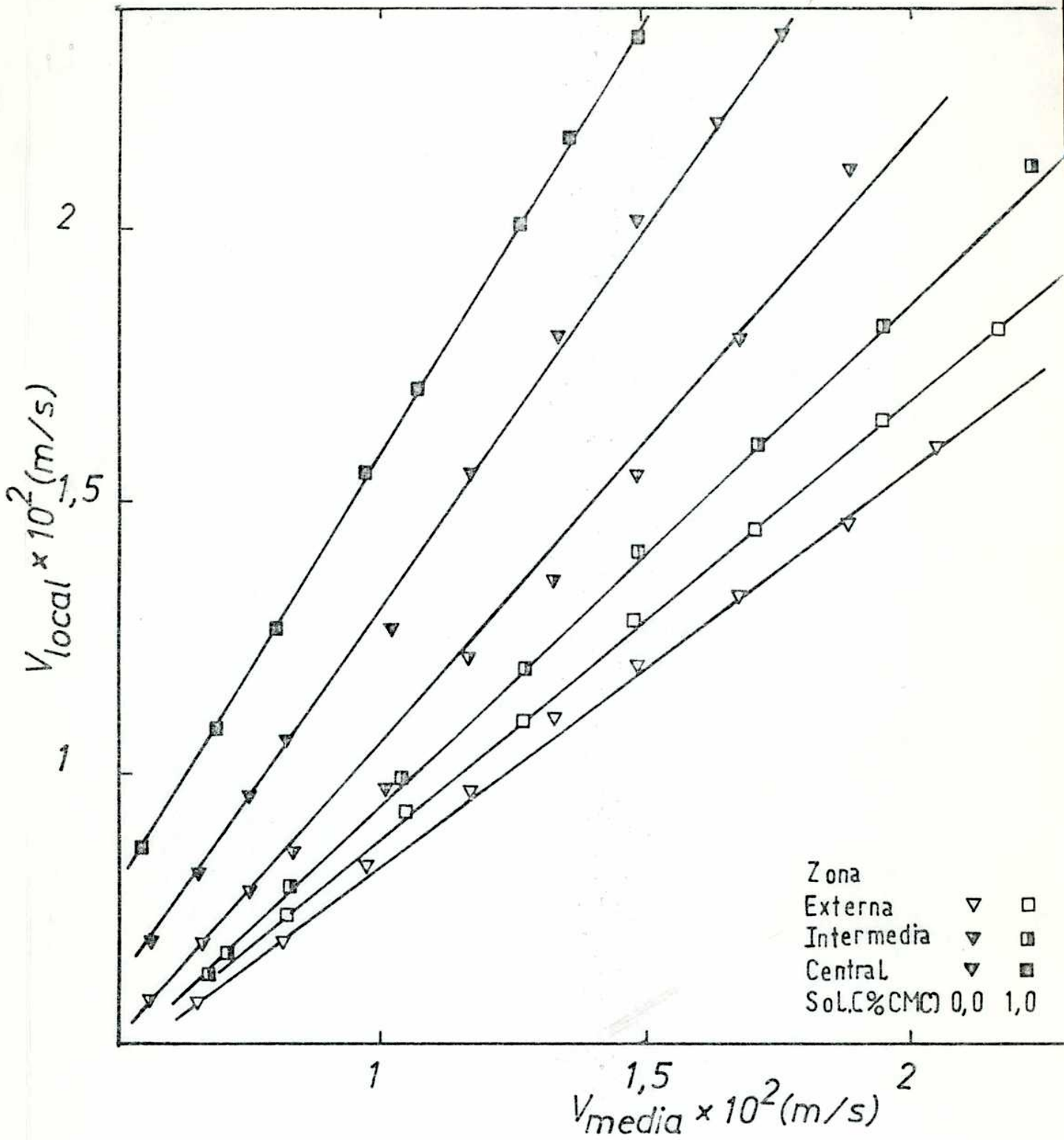


Fig.V.4. Variación de velocidad local de líquido con velocidad superficial.

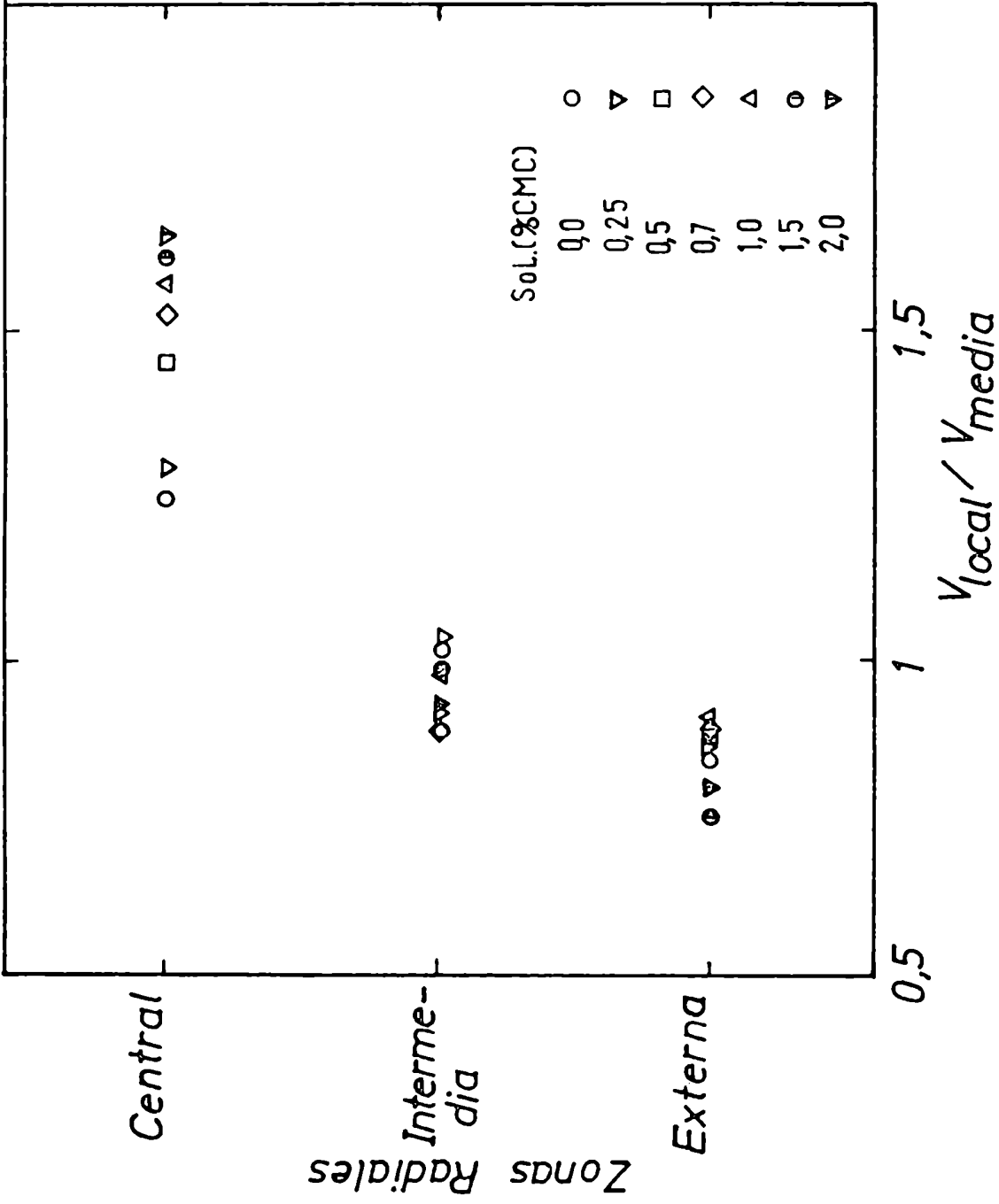


Fig.V.5. Velocidad local de líquido en función de las distintas zonas radiales.

del líquido. La variación encontrada en la zona central es bastante marcada para viscosidades relativas al agua menores de 20; en cambio, para viscosidades mayores, se hace poco significativa (Figura V.6).

En las Figuras V.7 y V.8 se observa la influencia del caudal gaseoso sobre la distribución del líquido, para los dos tipos de distribuidores y la solución 0% CMC. Se encuentra que la variación no es significativa aunque existe una ligera tendencia hacia una distribución más uniforme de la fase líquida a medida que aumenta el caudal gaseoso. Con las otras soluciones se obtuvieron las mismas conclusiones (ver Figura V.9 para solución 0.5% CMC).

En la Figura V.10 se comparan ambos distribuidores usando la solución 0% CMC. Se encuentra que la distribución del líquido no varía en forma significativa aunque es ligeramente más uniforme cuando se usa el distribuidor de orificios múltiples. Debido a la técnica experimental utilizada, los resultados reflejan la distribución de líquido una vez que esta se hace invariante a lo largo de la columna. Es probable que el efecto del distribuidor de líquido se observe especialmente en la zona cercana al tope de la columna y sea casi despreciable en las mediciones que se hacen cerca de la base del reactor. Asimismo debe destacarse que la capa de esferas de menor tamaño que el relleno, colocada en el tope de la columna, actuaba como un segundo distribuidor; esto evidentemente mejoraba la distribución del líquido, independientemente de cual era el distribuidor que se estaba utilizando.

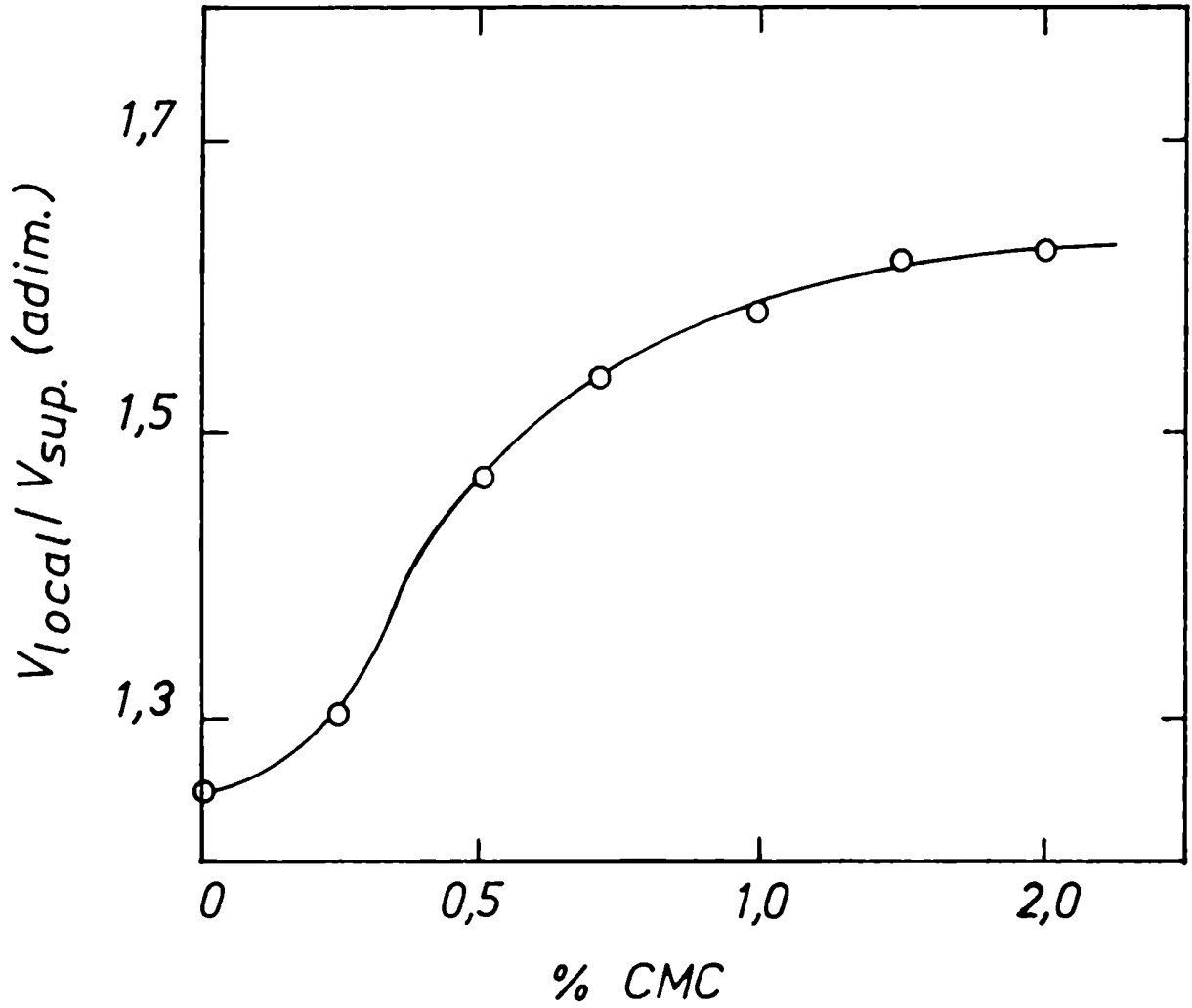


Fig.V.6. Velocidad local de líquido vs contenido de CMC.

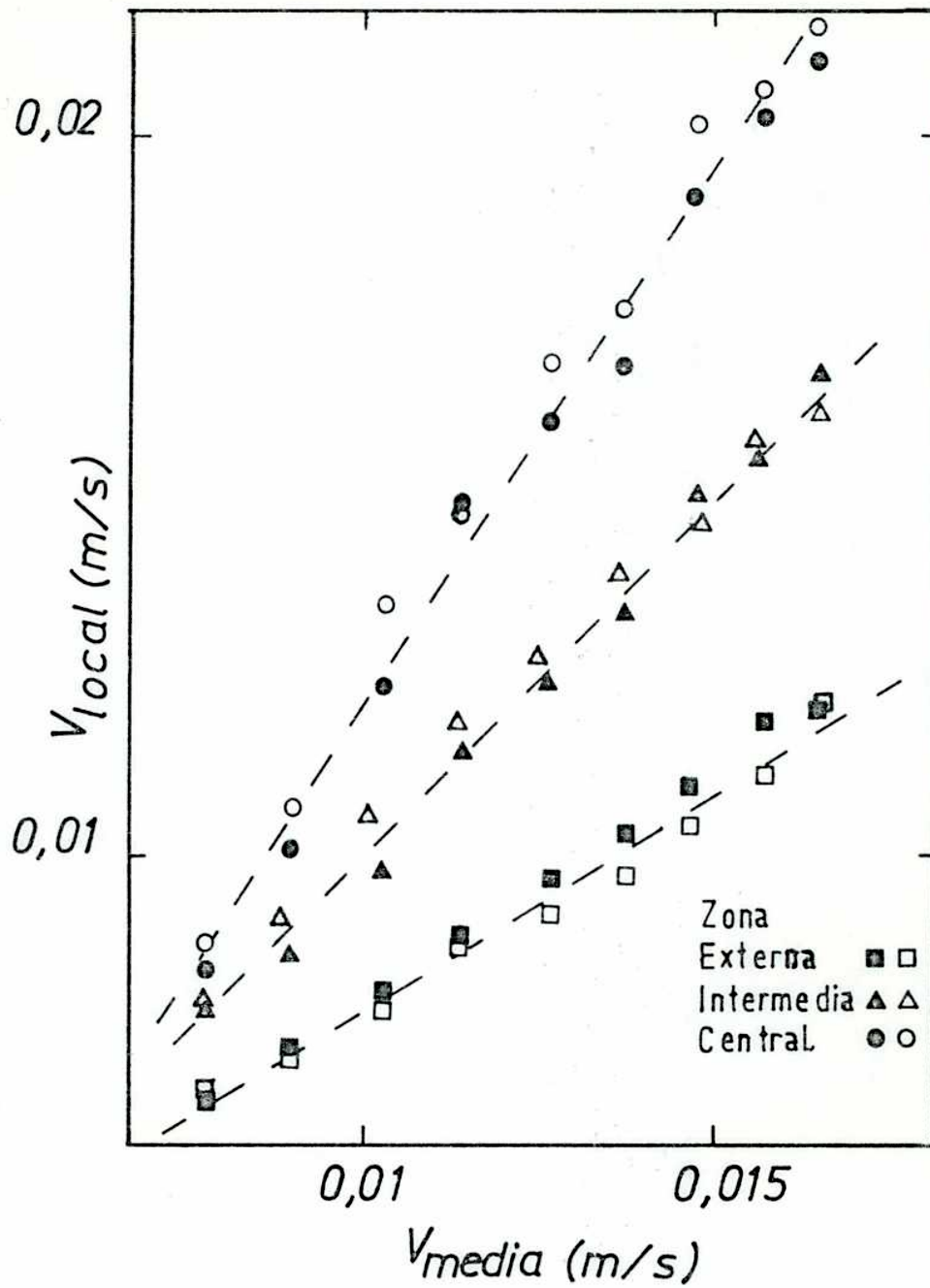


Fig.V.7. Variación de la distribución de líquido con el caudal gaseoso para el distribuidor puntual y la solución 0 % CMC. (En negrita $Re_g = 14.4$, otros puntos $Re_g = 7.2$).

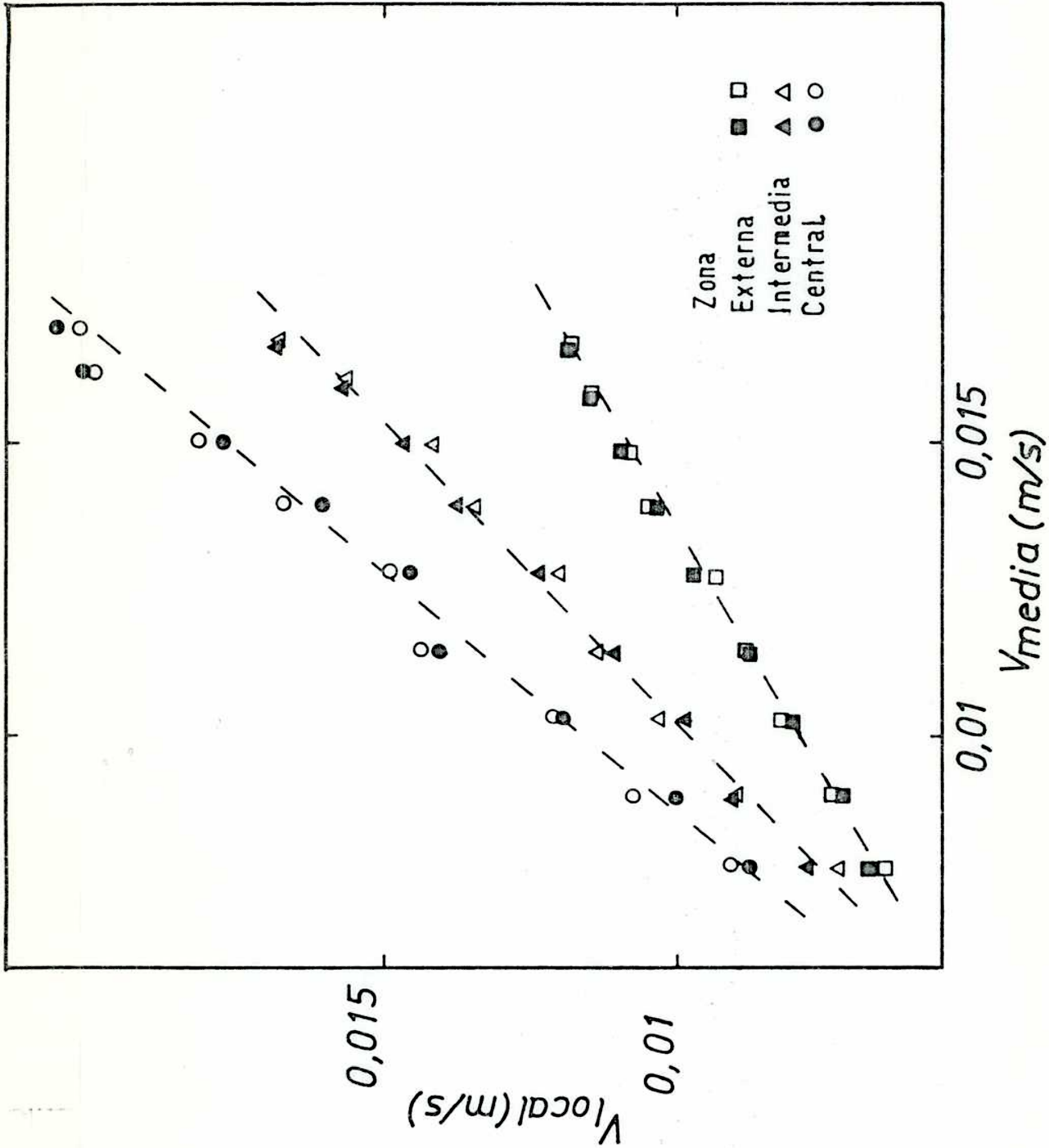


Fig.V.8. Variación de la distribución de líquido con el caudal gaseoso para el distribuidor uniforme y la solución 0 % CMC. (En negrita $Re_g = 14.4$, otros puntos $Re_g = 7.2$).

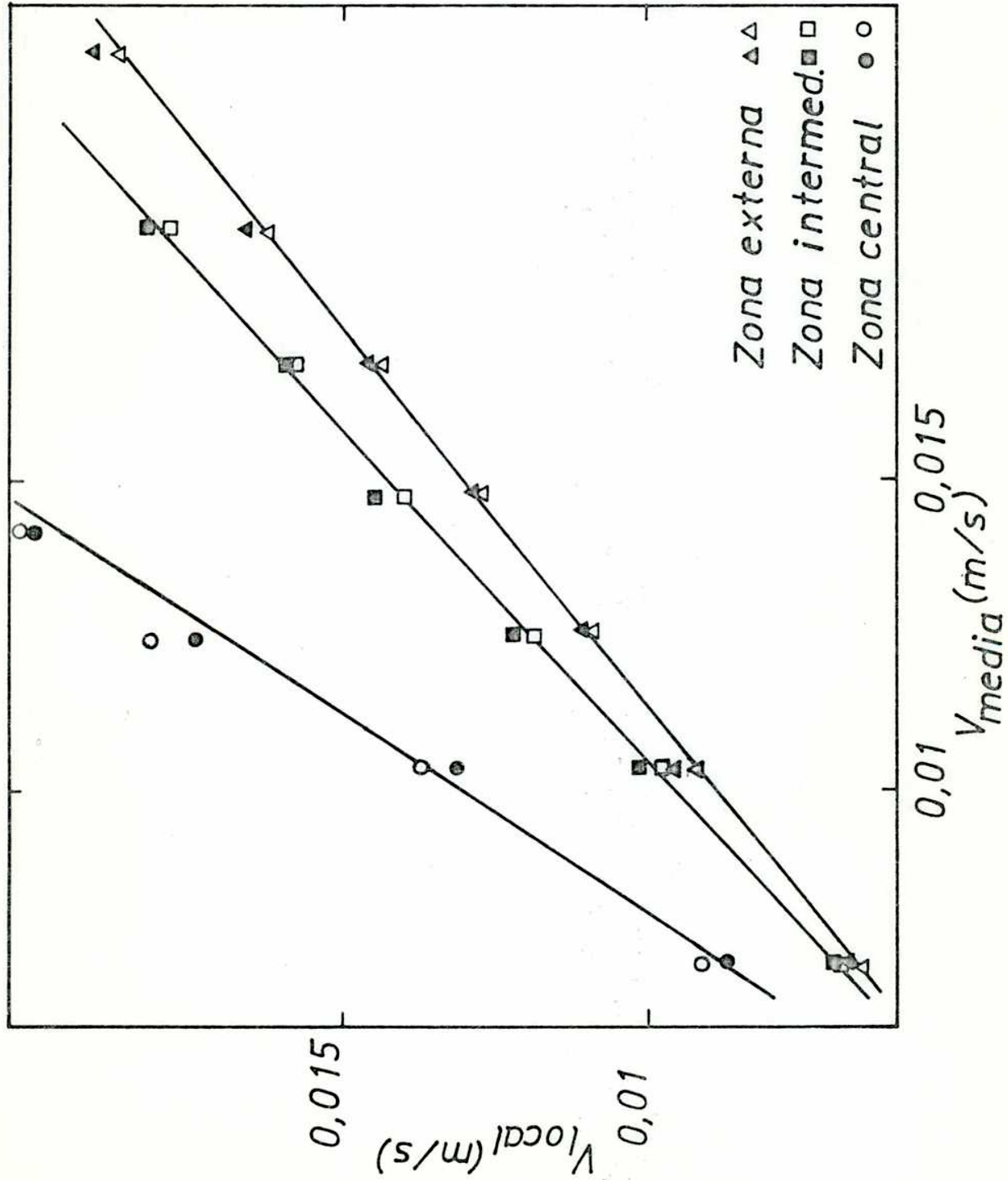


Fig.V.9.Variación de la distribución de líquido con el caudal gaseoso para el distribuidor uniforme y la solución 0.5 % CMC. (En negrita $Re_g = 14.4$, otros puntos $Re_g = 7.2$).

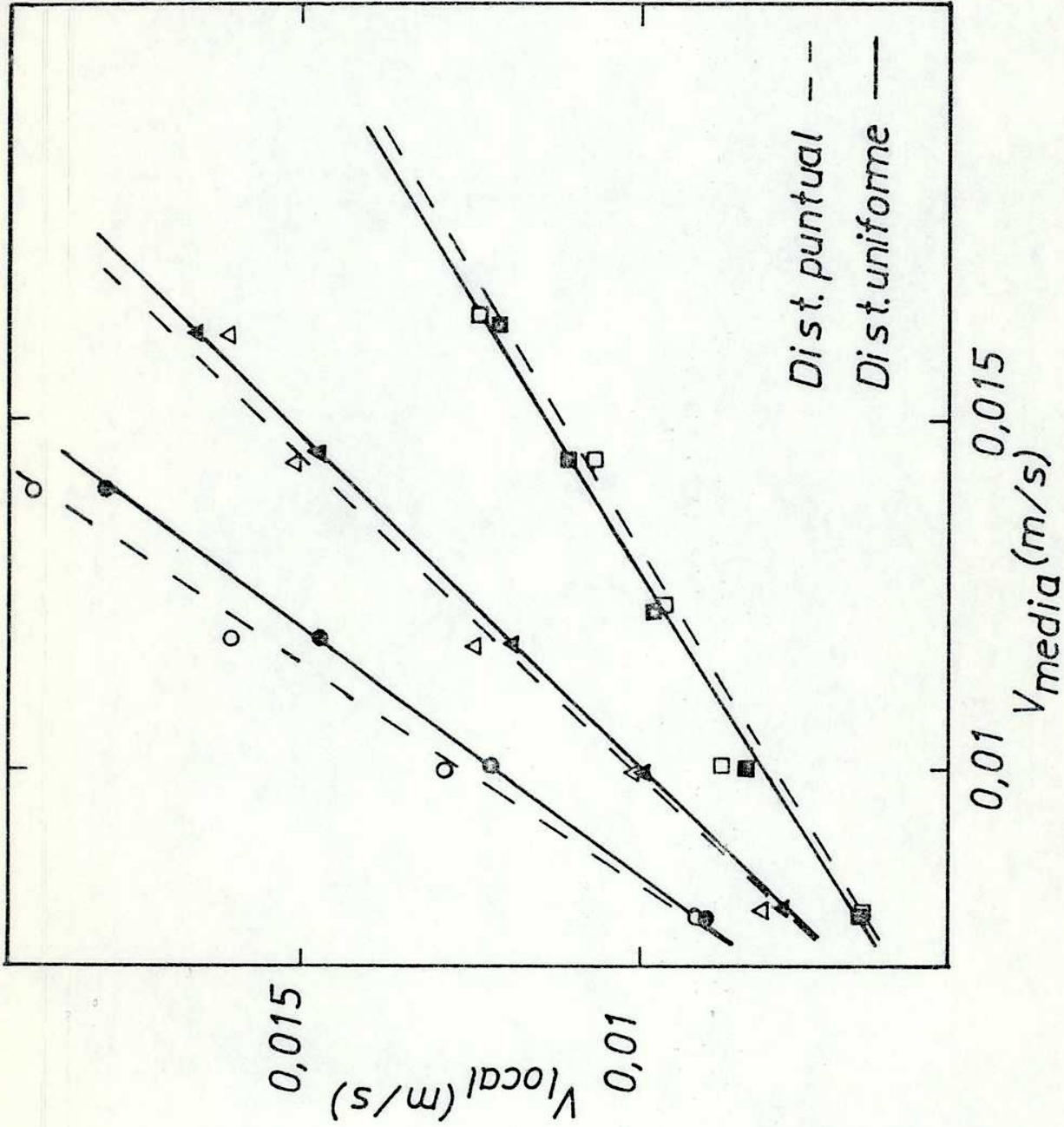


Fig.V.10. Comparación de los distribuidores (□ zona externa, △ zona intermedia, ○ zona

central).

VI. ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA EN DISTINTAS POSICIONES RADIALES

VI.1. Antecedentes bibliográficos

En algunas de las reacciones usualmente encontradas en la industria del petróleo (hidrogenación de fracciones pesadas) el reactivo limitante se encuentra en la fase líquida, siendo el líquido no volátil (Mills y Dudukovic, 1980). En estos casos la eficiencia del reactor de lecho mojado disminuye cuando la distribución de líquido no es uniforme a lo largo del mismo, ya sea en dirección axial o radial. Esto se produce debido a que la distribución no uniforme de líquido hace que la concentración de reactivos no alcance el máximo valor posible en todo el reactor. Las zonas donde la concentración es menor de lo esperado causan un descenso en la conversión. Es importante entonces estudiar la transferencia de materia sólido-líquido y su relación con la distribución radial de fase líquida en reactores de este tipo.

Beimesch y Kessler (1971) usando mediciones de conductividad eléctrica determinaron distribuciones de gas y líquido en régimen pulsante en un lecho de esferas. Propusieron un modelo en el cual hay zonas de alta y baja relación líquido/gas. Encontraron canales continuos de líquido a lo largo de toda la columna, localizados en el centro, en $r/r_0 = 0.667$ y en la pared. En la Figura VI.1 se puede ver una representación de este modelo, incluyendo la localización de las esferas activas usadas en este trabajo.

Lemay y col. (1975) utilizaron una técnica de disolución para determinar coeficientes de transferencia de materia en flujo pulsante en un lecho de esferas. Se supuso válido el modelo de Beimesch y Kessler y se encontró que los valores del coeficiente de transferencia eran mayores en

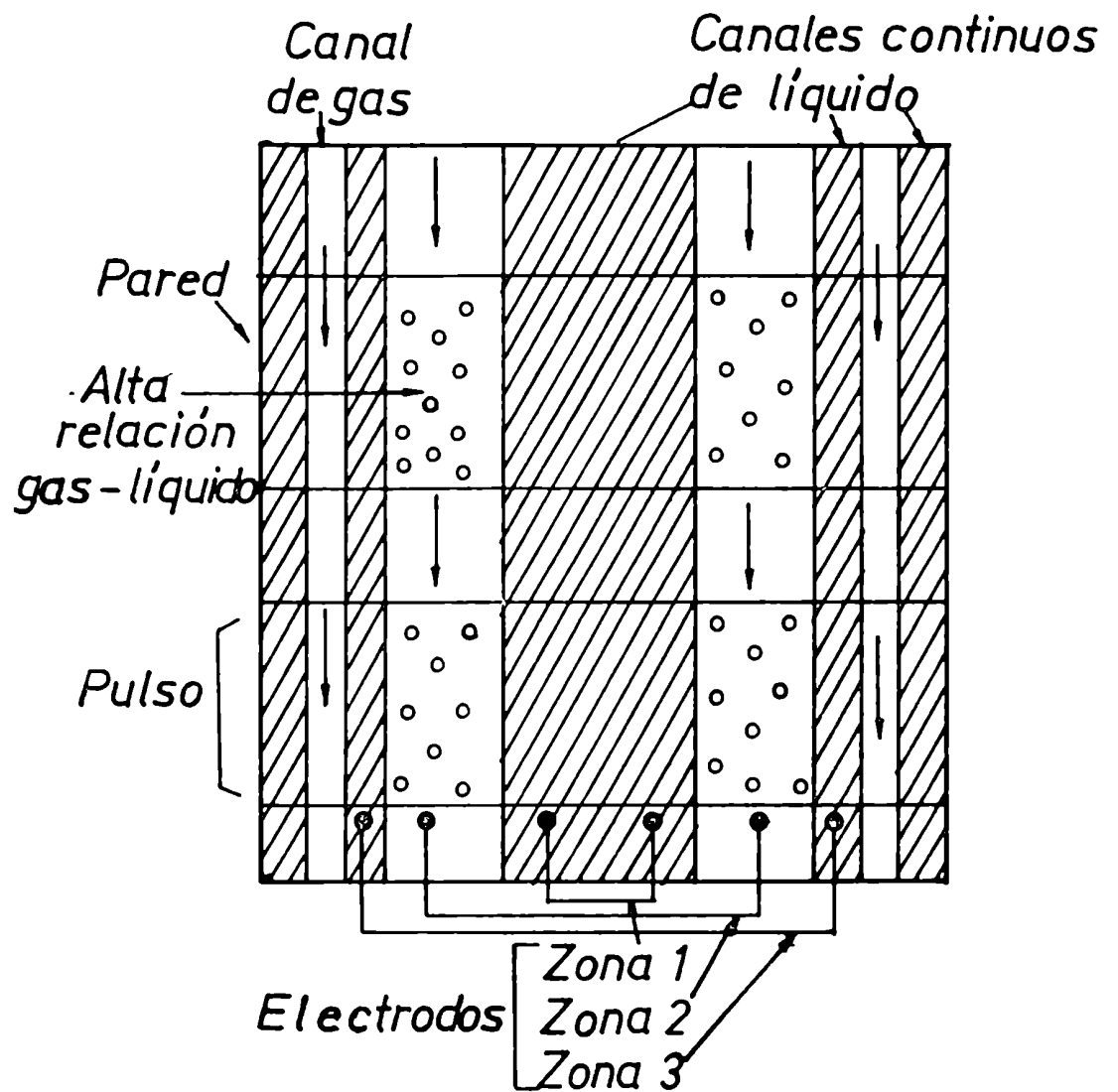


Fig.VI.1. Modelo de Beimesch y Kessler (1971).

la zona central que en las otras posiciones radiales. En estas últimas los valores del coeficiente de transferencia de materia no variaban con la posición radial. Concluyeron entonces que el coeficiente de transferencia era prácticamente independiente de la posición radial.

Un factor muy importante y difícil de determinar experimentalmente es el mojado del relleno. Se ha demostrado que en la zona de flujo continuo de gas el mojado del relleno es incompleto y se ha propuesto que el líquido circula por canalizaciones en el relleno (Herskowitz y Smith, 1968). Chou y col. (1979) propusieron que en régimen pulsante el mojado sería total, tanto en sentido radial como axial. En sentido axial los resultados obtenidos y presentados en el Capítulo III son coincidentes con los de Chou y col. En sentido radial, sin embargo, la forma en que Chou y col. realizaron sus experimentos (una pequeña variación de la posición radial central respecto al diámetro total del reactor) sugerirían la necesidad de comprobar sus conclusiones.

VI.2. Parte experimental

Se utilizó el equipo experimental descrito en el Capítulo II. Para estudiar la variación del coeficiente de transferencia de materia con la dirección radial se utilizaron cátodos anulares, cada uno de los cuales permitía obtener valores de intensidad límite de cuatro esferas activas de 0.5 cm de diámetro, todas ubicadas en la misma posición axial (ver Figuras II.4 y VI.1).

Se utilizaron las siete soluciones cuyas composiciones y propiedades físicas aparecen en la Tabla II.2. El procedimiento experimental fue el utilizado anteriormente y se encuentra explicado en el Capítulo II.

VI.3. Resultados y discusión

En la Figura VI.2 se grafican los valores instantáneos de la corriente límite para un electrodo anular en función del tiempo, para la solución 0% CMC. Se observó que las oscilaciones de la intensidad de corriente eran del orden del 10%. Esta reducción en la amplitud de las oscilaciones se explica considerando que el valor de intensidad de corriente límite medido corresponde a un electrodo formado por 4 esferas activas unidas y no a una única esfera, como fue en el estudio de la influencia de la posición axial sobre la transferencia de materia (Capítulo III).

En la Figura VI.3 se pueden observar los valores del coeficiente medio de transferencia de materia; en las zonas 1 (central) y 3 (cercana a la pared) los valores son similares, mientras que se observan valores menores para el coeficiente de transferencia en la zona 2 (intermedia). Similar comportamiento se encontró en todas las soluciones. Esta diferencia puede deberse a cambios en el régimen de flujo (a medida que varía la viscosidad de la fase líquida) o a canalizaciones en algunas zonas mientras que en otras la fase líquida permanece casi estanca.

Asimismo, se observó en la zona intermedia, para caudales de líquido mayores que los máximos indicados en la fig. VI.3, que el electrodo no se polarizaba. Esto lleva a pensar que se interrumpe la continuidad de la película de líquido que cubre el electrodo, con lo cual no se puede aplicar la técnica de medición. Similar comportamiento encontraron Delaunay y col. (1980) trabajando en régimen de flujo tipo spray.

Con el fin de obtener una representación de los resultados experimentales en términos de las variables del sistema se tratará de correlacionar el número de Sherwood con los números de Reynolds y Schmidt.

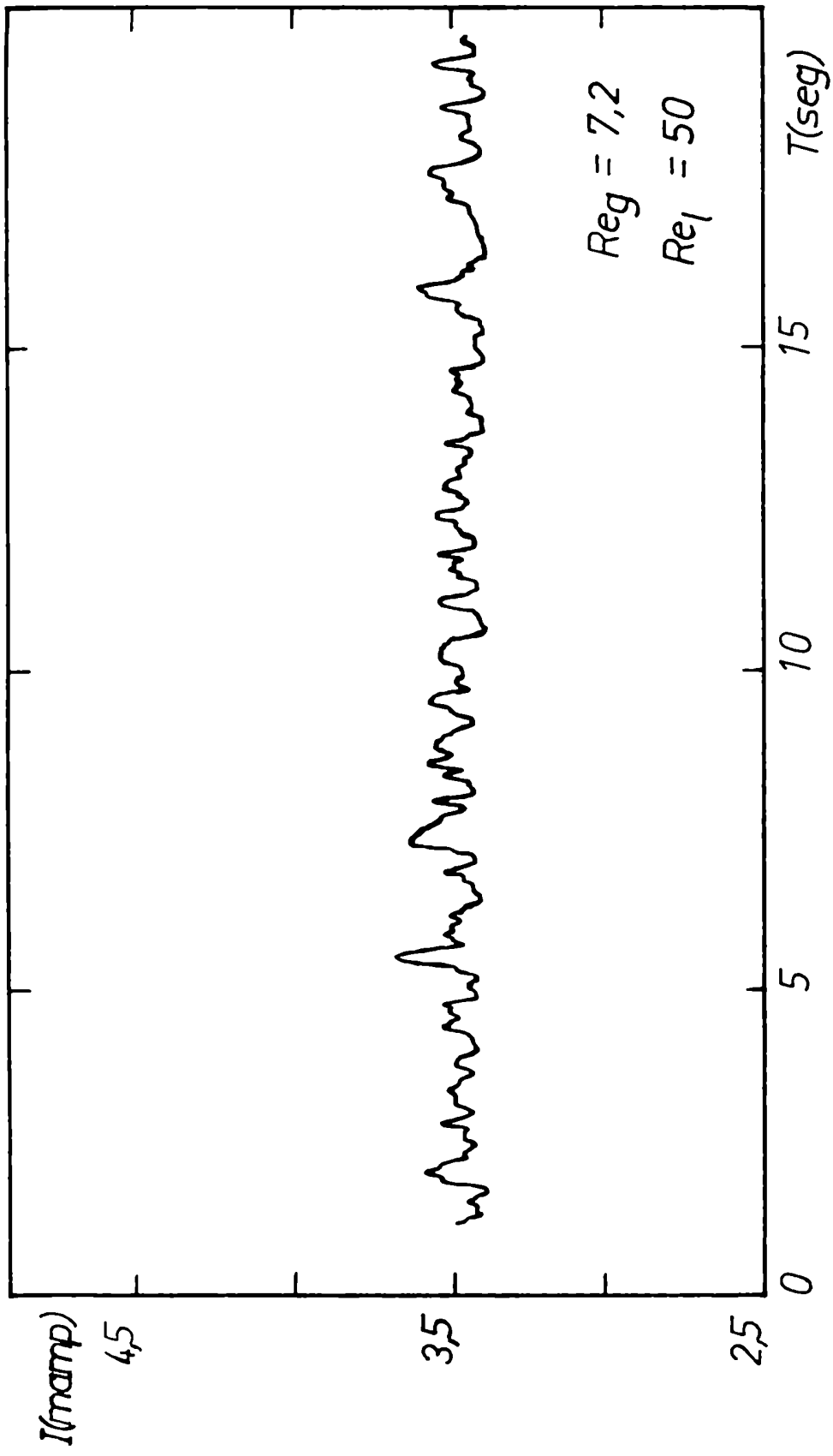


Fig.VI.2. Valores instantaneos de intensidad de corriente en función del tiempo para el electrodo anular.

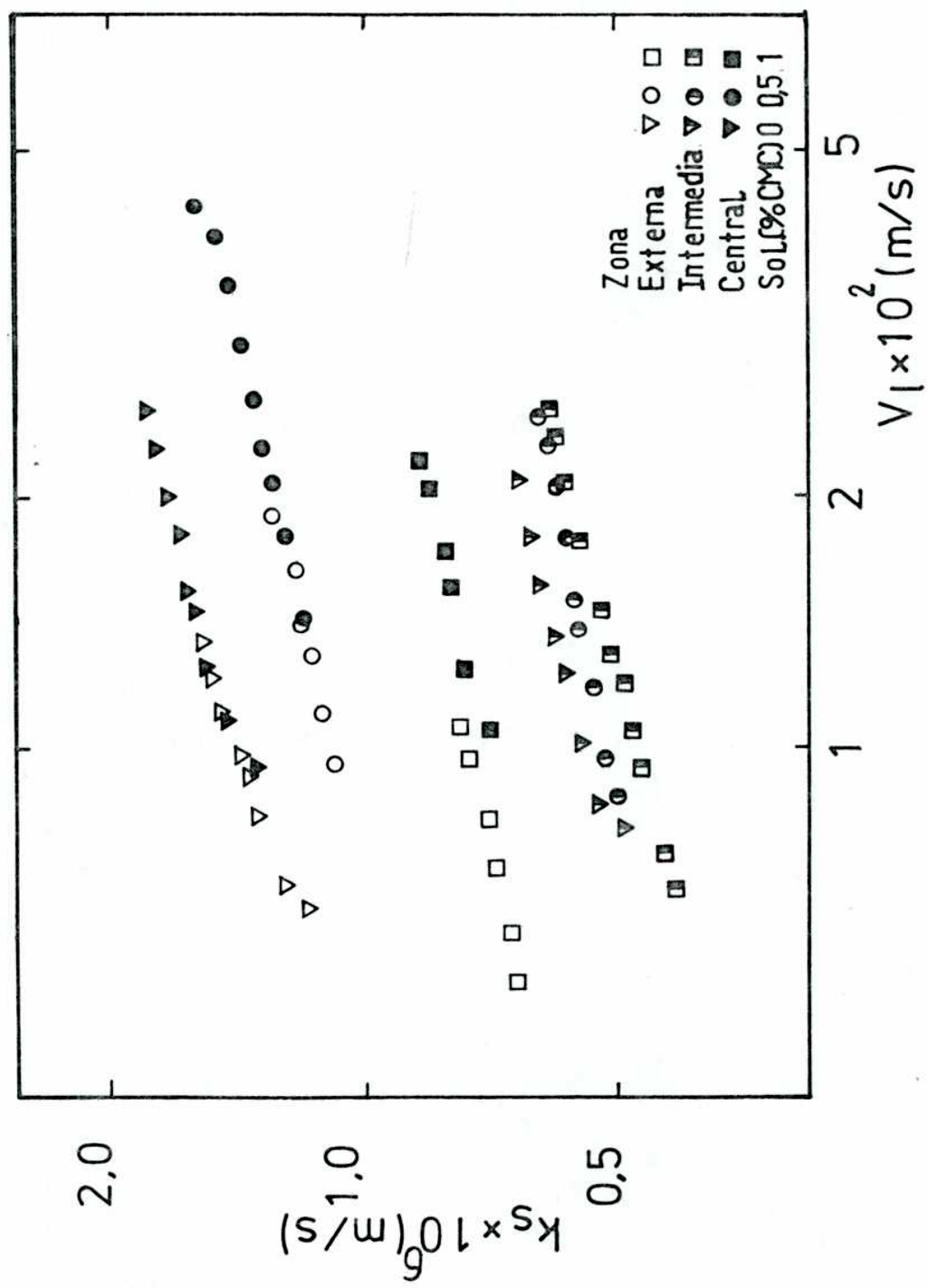


Fig.VI.3. Coeficientes de transferencia de materia en distintas posiciones radiales.

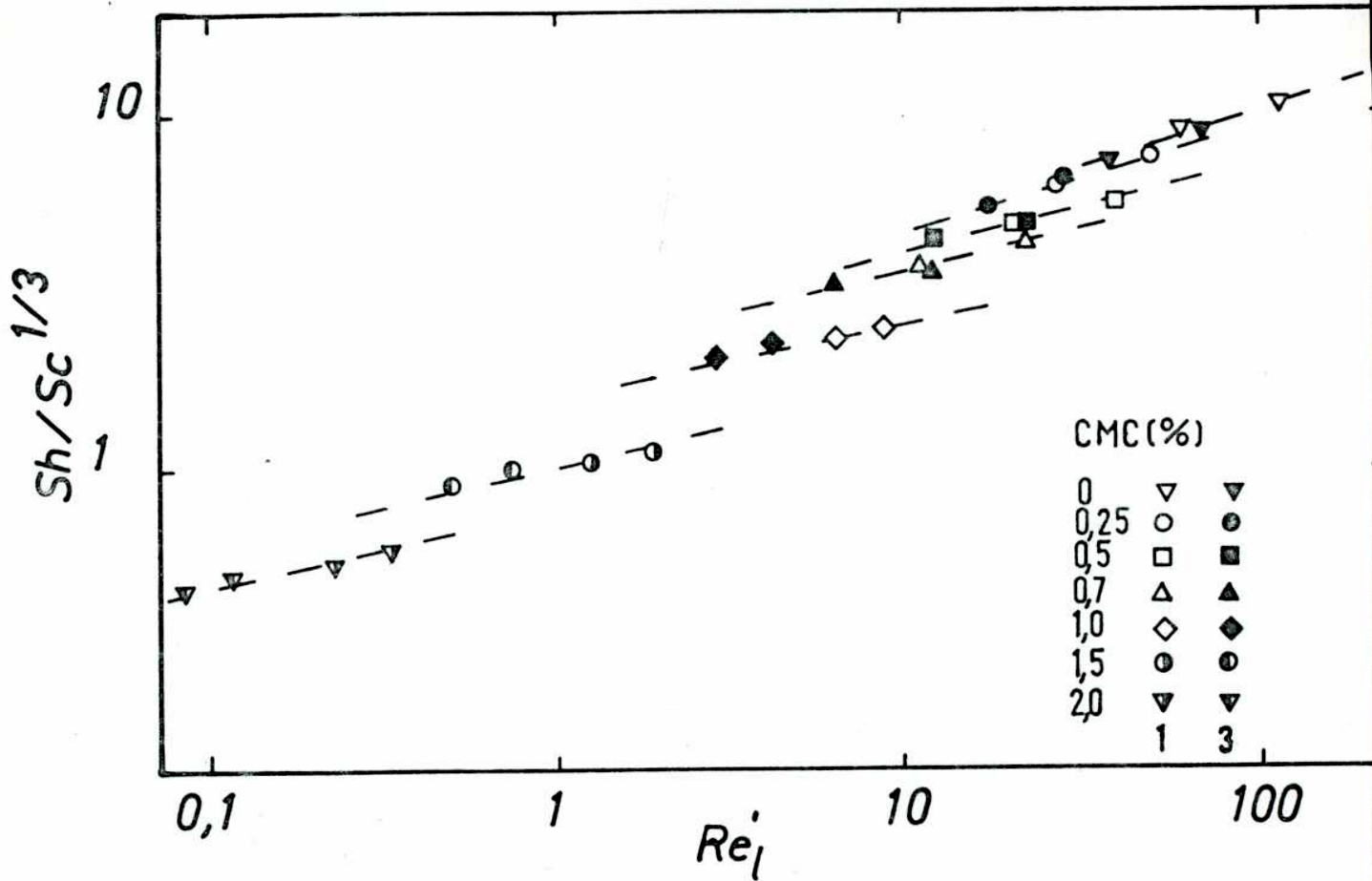


Fig.VI.4. Correlación de transferencia de materia para zona central y externa (1 : Zona central, 3 : Zona externa).

Para calcular los números de Reynolds utilizarán las velocidades locales de líquido (v'_1) determinadas experimentalmente (ver capítulo V), es decir :

$$Re'_1 = d_p v'_1 / \nu_1 \quad (VI.1).$$

Se propuso entonces la siguiente correlación de los resultados experimentales :

$$Sh = a Re'_1{}^b Sc^{1/3} \quad (VI.2).$$

Se puede ver en la fig.VI.4 que para las zonas central y externa no se logra una única recta para todas las soluciones. Similar comportamiento se observó para la zona intermedia. Los valores se agrupan en una serie de rectas de pendiente ligeramente distinta y diferente valor de la constante a . Se puede concluir entonces que existe un parámetro que no se está tomando en cuenta en esta forma de correlacionar los resultados experimentales.

Puesto que la transferencia de materia depende del régimen de flujo en el reactor (capítulo III) y como este depende a su vez de la interacción entre ambas fases fluidas, para tratar de interpretar los resultados experimentales se decide proponer un factor que tenga en cuenta la presencia de los dos fluidos en el sistema. Para tratar de incorporar la presencia del gas se propone un factor (λ) que representa la relación entre la viscosidad cinemática del gas y la del líquido. Para el caso de las soluciones no-newtonianas se utiliza la ν_{eff} .

$$\lambda = \nu_g / \nu_1 \quad (VI.3).$$

Se intentó entonces correlacionar los resultados experimentales de la siguiente manera :

$$Sh = a Re'_1{}^b Sc^{1/3} \lambda^c \quad (VI.4).$$

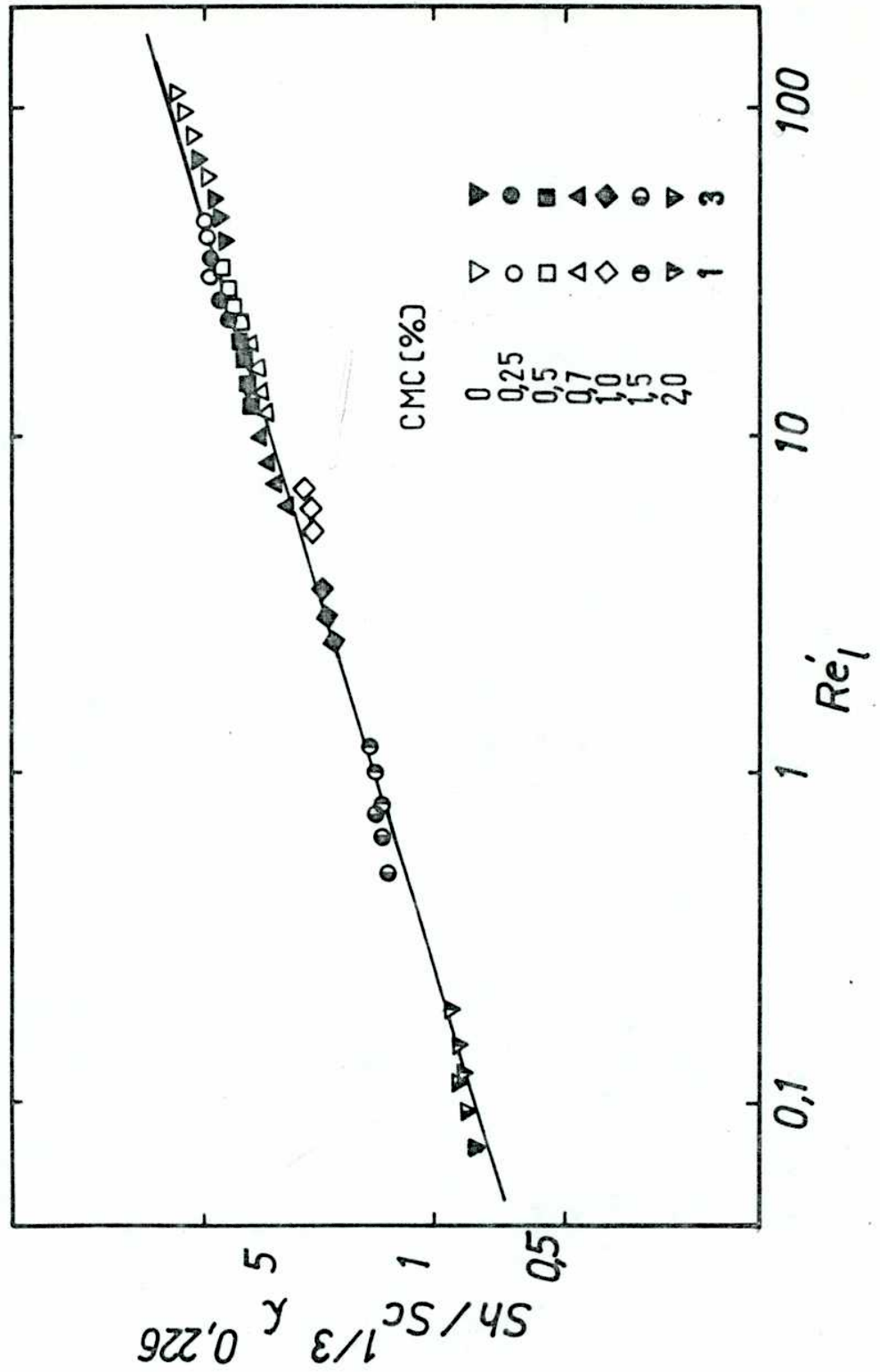


Fig.VI.5. Correlación de transferencia de materia en zonas central y externa.
(1 : zona central , 3 : zona externa).

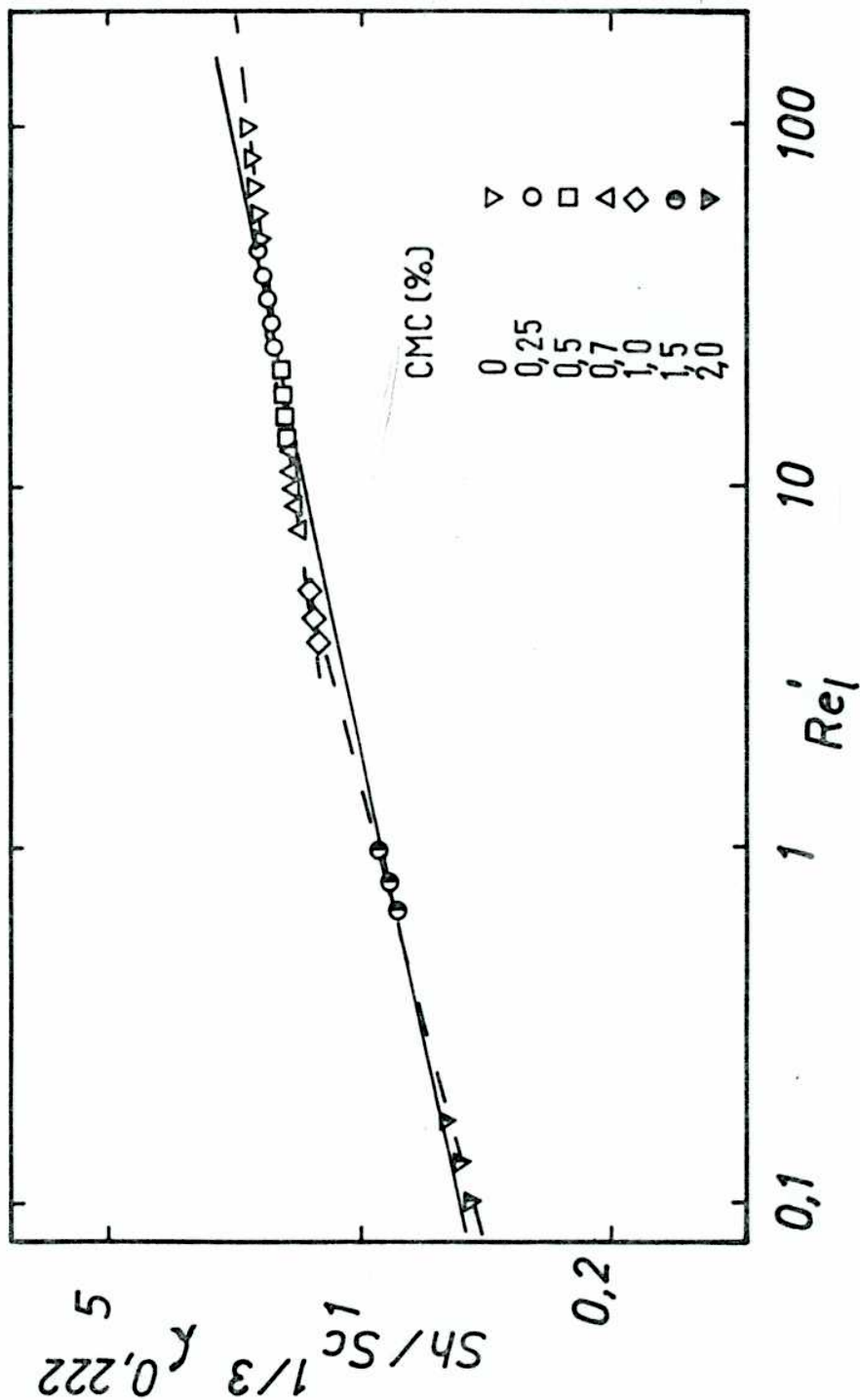


Fig.VI.6. Correlación para la transferencia de materia en zona intermedia.

Como los valores del coeficiente de transferencia de materia en las zonas 1 y 3 son similares se determinó ajustando los resultados experimentales correspondientes, una única correlación para ambas zonas y todas las soluciones de la tabla II.2 (ver fig.VI.5).

$$Sh = 1.51 Re_1'^{0.292} Sc^{0.333} \lambda^{0.226} \quad (VI.5).$$

con $0.07 \leq Re_1' \leq 118$ y $1300 \leq Sc \leq 350.000$. El error de la correlación es 6.5 %.

En cambio, en la zona 2 (intermedia, ver fig.VI.6), la correlación de los resultados experimentales correspondientes a todas las soluciones de la tabla II.2 fue :

$$Sh = 0.9 Re_1'^{0.202} Sc^{0.333} \lambda^{0.222} \quad (VI.6).$$

con $0.1 \leq Re_1' \leq 101$ y $1300 \leq Sc \leq 250.000$. El error en este caso fue del 7.5 %. El número de Reynolds correspondiente al gas fue 6.85 en todos los casos.

Para determinar la dependencia del coeficiente de transferencia de materia con la viscosidad de la fase líquida, que surge de la correlación obtenida para la zona central y externa VI.5, se puede expresar la misma en términos de las variables dimensionales según:

$$k_s d_p / \mathcal{D} = 1.51 (v_1' d_p / \nu_1)^{0.292} (\nu_1 / \mathcal{D})^{0.333} (\nu_g / \nu_1)^{0.226} \quad (VI.7).$$

Considerando un caudal constante y tomando en cuenta que el coeficiente de difusión (\mathcal{D}) prácticamente no varía con la viscosidad se pueden agrupar los términos constantes de la ecuación VI.7 para llegar a :

$$k_s = Cte \nu_1^{-0.185} \quad (VI.8).$$

Con idéntico razonamiento a partir de la correlación para la zona intermedia se obtiene :

$$k_s = Cte \nu_1^{-0.091} \quad (VI.9).$$

Se verifica así que el coeficiente de transferencia de materia disminuye ligeramente a medida que aumenta la viscosidad de la fase líquida. Idéntica conclusión se obtuvo en el capítulo III.

Se puede observar que en la fig. VI.6 los resultados experimentales podrían ser correlacionados con menor error si se proponen dos rectas de pendiente distinta, una para la zona de $Re'_1 \leq 5$ y otra para $Re'_1 \geq 5$. Estas regiones corresponden a soluciones no-newtonianas y newtonianas, respectivamente.

Aceptando la misma dependencia del número de Sherwood con el parámetro λ , resulta:

$$Sh = 0.9 Re'_1{}^{0.265} Sc^{0.333} \lambda^{0.222} \quad (VI.10).$$

para $Re'_1 \leq 5$, y:

$$Sh = 1.15 Re'_1{}^{0.122} Sc^{0.333} \lambda^{0.222} \quad (VI.11).$$

para $Re'_1 \geq 5$.

Los valores de número de Sherwood obtenidos con el electrodo anular de zona central fueron comparados con los resultados del electrodo puntual número 2 mencionado en el capítulo II. Las dos correlaciones están representadas en la figura VI.7. Allí se encuentra una gran diferencia entre los coeficientes de transferencia de materia en iguales condiciones de trabajo. Puesto que la medición obtenida con el electrodo anular indica un valor global de intensidad de corriente correspondiente a 4 esferas activas ubicadas en la misma posición radial, mientras que el electrodo puntual muestra un valor local, se puede concluir que la distribución de las fases fluidas no es uniforme en esa zona. Se podría esperar entonces que medidas globales de los valores del coeficiente de transferencia de materia, obtenidas con todo el relleno activo, también llevarían

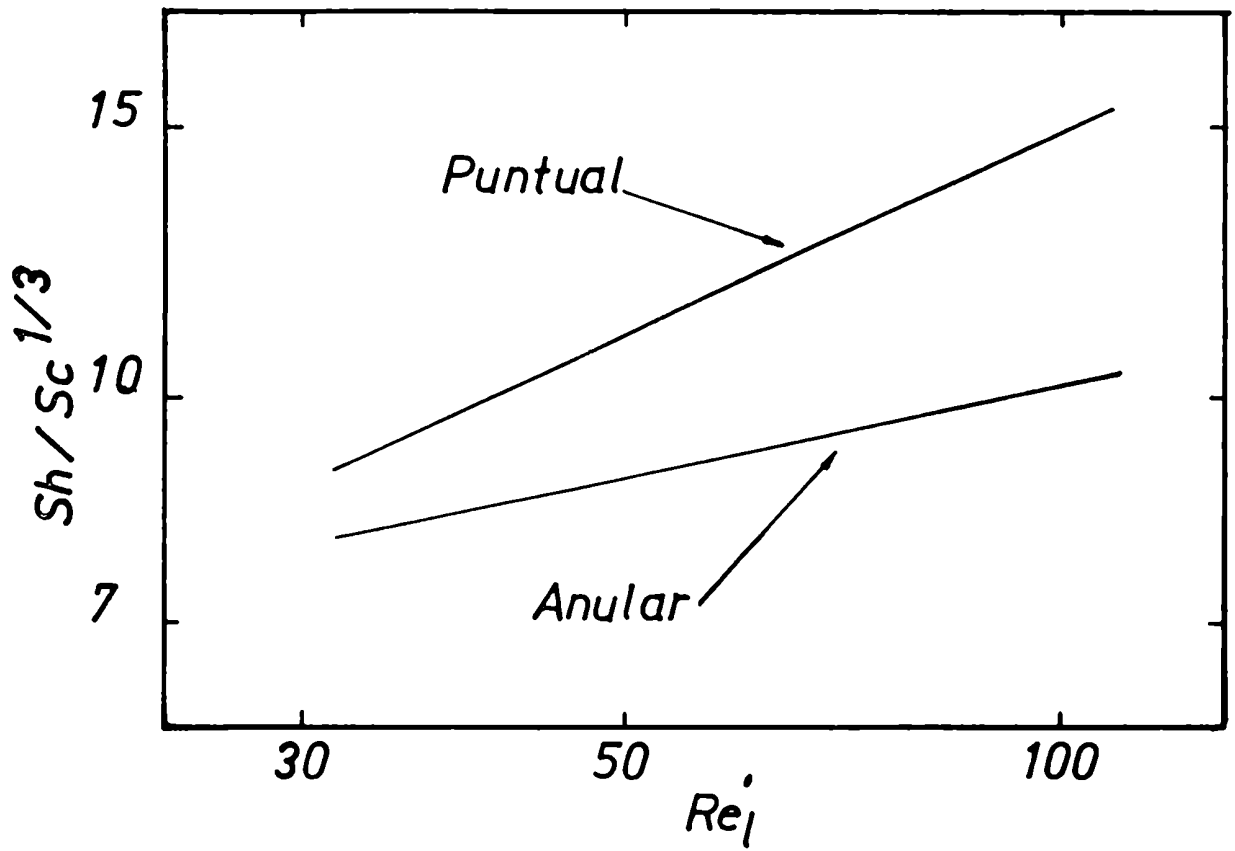


Fig.VI.7. Comparación de correlaciones obtenidas en la zona central.

a resultados diferentes. Debe notarse también que los resultados experimentales correspondientes al capítulo III se pudieron correlacionar sin incluir la presencia del gas, mientras que en el caso de los presentados aquí, esto no es posible.

Los resultados obtenidos en este capítulo indican que existe un perfil radial de valores del coeficiente de transferencia de materia, con lo cual las mediciones globales de transferencia de materia darían un valor promedio de este perfil. En esta situación se encontrarían los trabajos presentados por Lemay y col. (1975) , Goto y Smith (1975), Hirose y col. (1976) que utilizaron técnicas de disolución y Delaunay y col. (1980) que utilizaron una técnica de tipo electroquímico con el cátodo del sistema formado por esferas activas que reemplazaban toda una sección transversal del relleno.

VII. CONCLUSIONES.

La técnica electroquímica se puede utilizar para realizar estudios de transferencia de materia en lechos rellenos, con flujo bifásico, en régimen pulsante si se ubican los electrodos en la pared o en el centro del relleno. Su uso no es aconsejable en posiciones radiales intermedias, para algunas condiciones de trabajo, y en régimen tipo spray.

La velocidad de transferencia de materia es independiente de la posición axial en la zona libre de efectos de entrada y salida. El valor del coeficiente de transferencia de materia es igual en cualquier posición axial dentro de esa zona.

Se encuentra que la transición a régimen pulsante ocurre a menores valores del número de Reynolds a medida que aumenta la viscosidad de la fase líquida (manteniendo constante el caudal de gas). La viscosidad de la fase líquida tiene mucha influencia sobre la transferencia de materia pues esta propiedad física modifica apreciablemente los rangos de caudales de líquido y gas en los cuales aparecen los distintos regímenes de flujo.

El intervalo de transición entre las zonas de régimen continuo de gas y pulsante se hace mayor a medida que aumenta la viscosidad de la fase líquida.

La influencia del caudal gaseoso sobre la transferencia de materia no fue significativa, dentro del rango de caudales usados en este trabajo, cuando se estudió la influencia de la posición axial sobre la transferencia de materia y la transferencia a la pared.

Se encuentra que en flujo pulsante la pared del reactor está totalmente cubierta por la fase líquida. El relleno también se encontraría totalmente cubierto por líquido.

No se observaron variaciones apreciables del valor del coeficiente de transferencia de materia a la pared con la posición angular, en los casos en que se trabajó con valores promediados en el tiempo. En cambio, los valores instantáneos muestran fluctuaciones apreciables con la posición y el tiempo.

El caudal de la fase líquida se distribuye en la sección del reactor no uniformemente. Esta distribución se mantiene con el aumento del caudal total de líquido, dentro de los rangos utilizados en este trabajo. El caudal de líquido varía, en la zona de flujo pulsante, en forma lineal en cada una de las zonas estudiadas. Fuera del rango de caudales usado aquí, la variación no sería lineal.

La influencia de la viscosidad sobre la transferencia de materia en la pared y en el relleno, cuando se usaron valores puntuales, se explicó satisfactoriamente utilizando el exponente usualmente encontrado en literatura para el número de Schmidt. Cuando se estudia la influencia de la posición radial sobre la transferencia de materia, esto no permite correlacionar satisfactoriamente los resultados experimentales. Se incluyó entonces la influencia de la viscosidad del gas.

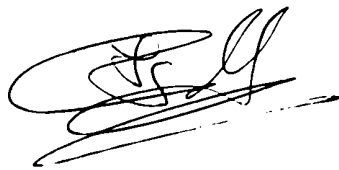
Los valores medidos del coeficiente de transferencia de materia difieren significativamente en las zona 2 y en las zonas 1 y 3. Esto se puede producir por una variación de régimen de flujo (a medida que aumenta la viscosidad del líquido), por canalizaciones en el relleno o por una diferente relación entre los caudales de líquido y gas en ambas zonas.

Los valores del coeficiente de transferencia de materia disminuyen ligeramente a medida que aumenta la viscosidad de la fase líquida, tanto los medidos en forma puntual como los medidos con los electrodos anulares, mientras que los valores determinados en el estudio de

de transferencia a la pared aumentan ligeramente con el aumento de la viscosidad de la fase líquida.

Se observó que los valores del coeficiente de transferencia de masa determinados con electrodos puntuales y anulares, en zona central, difieren significativamente. Se concluye entonces que la distribución de las fases fluidas no es uniforme en dicha zona. Es de destacar que los resultados obtenidos con electrodos puntuales se pudieron correlacionar sin incluir la presencia del gas, mientras que en el caso de electrodos anulares esto no fue posible.

Los resultados de la influencia de la posición radial sobre la transferencia de materia indican que existe un perfil radial de valores del coeficiente de transferencia.

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'J. S. G.', with a horizontal line underneath.A handwritten signature in black ink, appearing to be 'J. L. G.', with a horizontal line underneath.

BIBLIOGRAFIA.

- 1) Beimesch, W.E., Kessler, D.P.; *AIChE J.*, 17, 1960 (1971).
- 2) Calderbank, P.H., Moo-Young, M.B.; *Chem. Eng. Sci.*, 16, 39 (1961).
- 3) Charpentier, J.C., Prost, C., Le Goff, P.; *Chem. Eng. Sci.*, 24, 1777 (1969).
- 4) Charpentier, J.C., Favier, M.; *AIChE J.*, 21, 1213 (1975).
- 5) Chou, T.S., Worley Jr., F., Luss, D.; *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 18, 279 (1979).
- 6) Delaunay, G., Storck, A., Laurent, A., Charpentier, J. c.; *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 19, 514 (1980).
- 7) Dharwadkar, A., Sylvester, N.D.; *AIChE J.*, 23, 376 (1977).
- 8) Goto, S., Levec, J., Smith, J.M.; *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 14, 473 (1975).
- 9) Goto, S., Levec, J., Smith, J.M.; *Catal. Rev. Sci. Eng.*, 15, (2), 187 (1977).
- 10) Herskowitz, M., Smith, J.M.; *AIChE J.*, 24, 439 (1978).
- 11) Hirose, T., Mori, Y., Sato, Y.; *J. Chem. Eng. Jpn.*, 9, 220 (1976).
- 12) Ibl, N.; *Proceedings of the eighth meeting of the CITCE, Madrid, 1956*, 4.10, 174
- 13) Lemay, Y., Peneault, G., Ruether, J.A.; *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 14, 280 (1975).
- 14) Matsuura, A., Hitaka, Y., Akehata, T., Shirai, T.; *Heat Transfer Jap. Research*, 8, 53 (1979).
- 15) Mills, P.L., Dudukovic, M.P.; *Chem. Eng. Sci.*, 35, 2267 (1980).
- 16) Mizushima, J.; *Adv. Chem. Ser.*, 7, 87 (1971).
- 17) Mochizuki, S., Matsui, T.; *Chem. Eng. Sci.*, 29, 1328 (1974).
- 18) Muroyama, K., Hashimoto, K., Tomita, T.; *Kagaku Kogaku Rombunshu (Tokyo)*, 3, 612 (1977).

- 19) Pfeffer, R., Happel, J.; *AIChE J.*, 10, 605 (1964).
- 20) Porter, K.E.; *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 46, T69 (1968).
- 21) Porter, K.E., Barnett, N.D., Templeman, J.J.; *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 46, T74 (1968).
- 22) Ruether, J., Yang, C.S., Hayduk, W.; *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 19, 103 (1980).
- 23) Satterfield, C.N.; "Mass transfer in heterogeneous catalysis", M.I.T. Press, Cambridge, Mass. (1970).
- 24) Satterfield, C.N.; *AIChE J.*, 21, 209 (1975).
- 25) Satterfield, C.N., Van Eck, M.W., Bliss, G.S.; *AIChE J.*, 24, 709 (1978).
- 26) Shah, Y.; "Gas-Liquid-Solid reactor design", McGraw-Hill Inc., N.Y., U.S.A. (1979).
- 27) Specchia, V., Balbi, G., Gianetto, A., *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 17, 362 (1978).
- 28) Specchia, V., Baldi, G.; *Chem. Eng. Sci.*, 32, 515 (1977).
- 29) Specchia, V., Baldi, G.; *Chem. Eng. Commun.*, 3, 483 (1979).
- 30) Stanek, V., Hanika, J., Hlavacek, V., Trnka, O.; *Chem. Eng. Sci.*, 36, 1045 (1981).
- 31) Skelland, A.; "Non-newtonian flow and heat transfer", John Wiley & Sons Inc., N.Y. (1967).
- 32) Sylvester, N.D., Pitayagulsarn, P.; *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 14, 421 (1975); correction, *ibid.*, 15, 360 (1976).
- 33) Tan, C., Smith, J.M.; *Lat. Am. J. Chem. Eng. Appl. Chem.*, 11, 59 (1981).
- 34) Tonini, R.D., Remorino, M.R., Brea, F.M.; *Elect. Chim. Acta*, Vol. 23, 699 (1978).
- 35) Van Krevelen, D.W., Krekels, J.T.; *Rec. Trav. Chim.*, 67, 512 (1948).
- 36) Weekman Jr., V.W., Myers, J.F.; *AIChE J.*, 10, 951 (1964).
- 37) Weekman Jr., V.W., Myers, J.F., *AIChE J.*, 11, 13 (1965).
- 38) Weekman Jr., V.W.; *Proc. 4th Symp. Chem. React. Eng. Heidelberg (Germany)*,

Dechema, 2, 615 (1976).

39) Yagi, S., Wakao, N.; AIChE J., 5, 79 (1959).

40) Yagi, S., Kunii, D.; Int. Heat Transfer Conference, paper N° 91,
Boulder, U.S.A. (1961).

NOMENCLATURA

a_s	área específica de lecho (m^{-1})
h	área de electrodo (m^2)
C_o	Concentración de especie activa en el seno de la solución (kg/m^3)
C_i	Concentración de especie activa en la superficie del electrodo (kg/m^3)
c_p	calor específico ($kJ/kg K$)
d	diámetro del capilar (m)
d_p	diámetro de partícula (m)
d_s	diámetro de la esfera de igual área específica que la partícula (m)
D	difusividad (m^2/s)
D_t	diámetro de columna (m)
D_{eq}	diámetro equivalente (m)
F'	factor de disipación de energía, aparece en la ecuación III.1. (m^2/s^3)
F	constante de Faraday (C)
h	coeficiente de transferencia de calor ($kJ/m^2 s K$)
H	retención total (vol. líq./vol. reactor)
H_e	constante de Henry (kg/Pa)
i	entalpía (kJ/kg)
I	intensidad de corriente (A)
J_d	factor definido en la ecuación III.2
k	coeficiente de transferencia de materia (m/s)
K	conductividad calorífica ($kJ /m^2 s K$)
k_r	constante de reacción definida en la ecuación II.1
L	caudal de líquido ($kg/m^2 s$)
L^*	longitud de lecho (m)
L'	longitud de capilar (m)
N_a	flujo másico de la especie a ($kg/m^2 s$)
Nu	número de Nusselt ($h_w d_p / K$)
P	potencial (V)
Pr	número de Prandtl ($\mu c_p / K$)

Q_v	caudal volumétrico de líquido (m^3/s)
Re	número de Reynolds ($v d_p / \nu$)
Re*	número de Reynolds modificado ($L / H_1 a_s \mu_1$)
R	Retención de líquido
Sh	número de Sherwood ($k d_p / \mathcal{D}$)
Sh'	número de Sherwood modificado ($k z' / \mathcal{D}$)
Sh*	número de Sherwood modificado ($k a_s / \mathcal{D}$)
Sc	número de Schmidt (ν / \mathcal{D})
t	tiempo (s)
T	temperatura (K)
v	velocidad superficial (m/s)
v'	velocidad local de líquido (m/s)
V	voltaje (V)
x	coordenada espacial (m)
z	número de electrones intercambiados en la reacción de electrodo
z'	altura del electrodo de pared (m)

LETRAS GRIEGAS

ρ	densidad (kg/m^3)
τ	esfuerzo de corte (N/m^2)
μ	viscosidad dinámica ($kg/m s$)
ϵ	porosidad
ϕ	factor de mojado
θ	coordenada angular
λ	factor definido en la ecuación VI.3.
ν	viscosidad cinemática (m^2/s)
\mathcal{D}	coeficiente de difusión (m^2/s)
Δ	espesor de película líquida.
$\dot{\gamma}$	velocidad de corte (s^{-1})

SUBINDICES

l líquido

g gas

s sólido

w pared

propiedad evaluada en la interfase electrodo-solución

Apéndice 1 : Datos experimentales del estudio de la influencia de la posición axial sobre la transferencia de materia.

I) Caudal de líquido.

Sol. : 0 % CMC				Sol. : 0.25 % CMC			
NºExp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_l \cdot 10^2$ (m/s)	Re _l	NºExp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /s)	$V_l \cdot 10^2$ (m/s)	Re _l
A _a .1	2.080	0.901	40.0	B _a .1	1.900	0.800	16.0
A _a .2	2.380	1.031	46.0	B _a .2	2.510	1.090	20.9
A _a .3	2.780	1.204	52.3	B _a .3	3.030	1.310	25.1
A _a .4	3.010	1.310	58.0	B _a .4	3.250	1.410	27.0
A _a .5	3.300	1.410	64.3	B _a .5	3.490	1.510	29.0
A _a .6	3.620	1.568	70.0	B _a .6	3.850	1.670	32.0
A _a .7	3.920	1.700	75.0	B _a .7	4.280	1.850	35.6
A _a .8	4.200	1.800	80.0	B _a .8	4.650	2.020	38.7
A _a .9	4.380	1.900	84.0	B _a .9	5.060	2.190	42.1
A _a .10	4.650	2.200	89.0	B _a .10	5.300	2.300	44.1
A _a .11	4.870	2.100	93.5	B _a .11	5.650	2.450	47.0
A _a .12	5.120	2.220	98.3	B _a .12	1.300	0.550	11.0
A _a .13	5.340	2.310	103.0	B _a .13	0.830	0.350	7.0
A _a .14	5.580	2.420	107.5				
A _a .15	5.800	2.520	112.6				

Sol. : 0.5 % CMC				Sol. : 0.7 % CMC			
NºExp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_l \cdot 10^2$ (m/s)	Re _l	NºExp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /s)	$V_l \cdot 10^2$ (m/s)	Re _l
C _a .1	0.550	0.24	2.4	D _a .1	0.625	0.27	1.4
C _a .2	0.850	0.37	3.7	D _a .2	0.810	0.35	1.8
C _a .3	1.270	0.55	5.5	D _a .3	1.000	0.43	2.2
C _a .4	1.825	0.79	8.0	D _a .4	1.850	0.80	4.1
C _a .5	2.540	1.10	11.0	D _a .5	2.650	1.15	6.0
C _a .6	3.210	1.39	13.9	D _a .6	3.280	1.42	7.5
C _a .7	4.180	1.81	18.1	D _a .7	3.580	1.55	8.2
C _a .8	4.800	2.08	21.0	D _a .8	4.270	1.85	9.7
C _a .9	5.220	2.26	22.6	D _a .9	4.850	2.10	11.1
C _a .10	5.665	2.45	24.5	D _a .10	5.200	2.25	12.0
				D _a .11	5.700	2.47	13.0

II). Intensidades límites (mamp.).

Sol. : 0 % CMC

N°Exp.	Re ₁	Elec.1	Elec.1	Elec.2	Elec.2	Elec. 3
A _a .1	40.0	1.22	1.17	1.18	1.21	1.16
A _a .2	46.0	1.33	1.27	1.28	1.39	1.30
A _a .3	52.3	1.42	1.37	1.37	1.41	1.39
A _a .4	58.0	1.50	1.46	1.45	1.50	1.46
A _a .5	64.3	1.52	1.53	1.51	1.52	1.52
A _a .6	70.0	1.59	1.56	1.57	1.58	1.57
A _a .7	75.0	1.63	1.60	1.61	1.63	1.62
A _a .8	80.0	1.68	1.64	1.65	1.67	1.65
A _a .9	84.0	1.74	1.69	1.70	1.74	1.72
A _a .10	89.0	1.80	1.75	1.77	1.78	1.76
A _a .11	93.5	1.82	1.78	1.79	1.81	1.79
A _a .12	98.3	1.85	1.90	1.89	1.88	1.89
A _a .13	103.0	1.90	1.97	1.96	1.95	1.95
A _a .14	107.5	2.00	1.99	1.91	1.92	1.98
A _a .15	112.6	2.06	2.04	2.00	2.03	2.01

Sol. : 0.25 % CMC

N°Exp.	Re ₁	Elec.1	Elec.1	Elec.2	Elec.2
B _a .1	16.0	1.15	0.98	1.10	0.68
B _a .2	20.9	1.18	1.10	1.12	1.12
B _a .3	25.1	1.23	1.18	1.20	1.15
B _a .4	27.0	1.31	1.27	1.31	1.23
B _a .5	29.0	1.35	1.36	1.36	1.34
B _a .6	32.0	1.39	1.41	1.42	1.40
B _a .7	35.6	1.44	1.46	1.44	1.45
B _a .8	38.7	1.49	1.50	1.51	1.51
B _a .9	42.1	1.53	1.56	1.55	1.57
B _a .10	44.1	1.56	1.57	1.56	1.57

B _a .11	47.0	1.60	1.61	1.59	1.62
B _a .12	11.0	0.44	0.44	0.40	0.40
B _a .13	7.0	0.42	0.42	0.39	0.39

Sol. : 0.5 % CMC

N°Exp.	Re ₁	Elec.1	Elec.2	N°Exp.	Re ₁	Elec.1	Elec.2
C _a .1	2.4	0.48	0.46	C _a .6	13.9	1.25	1.25
C _a .2	3.7	0.42	0.42	C _a .7	18.1	1.34	1.34
C _a .3	5.5	0.98	0.63	C _a .8	21.0	1.39	1.40
C _a .4	8.0	1.15	0.90	C _a .9	22.6	1.43	1.48
C _a .5	11.0	1.19	1.09	C _a .10	24.5	1.45	1.53

Sol. : 0.7 % CMC

N°Exp.	Re ₁	Elec.1	Elec.2	Elec.1	Elec.2
D _a .1	1.4	0.39	0.35	0.39	0.35
D _a .2	1.8	0.49	0.40	0.49	0.40
D _a .3	2.2	0.76	0.72	0.76	0.72
D _a .4	4.1	0.96	0.86	0.94	0.88
D _a .5	6.0	1.10	1.10	1.08	1.12
D _a .6	7.5	1.17	1.19	1.16	1.18
D _a .7	8.2	1.20	1.24	1.21	1.25
D _a .8	9.7	1.27	1.30	1.25	1.31
D _a .9	11.1	1.37	1.41	1.36	1.40
D _a .10	12.0	1.40	1.44	1.41	1.44
D _a .11	13.0	1.42	1.48	1.43	1.47

III) Caudal de gas

5

Nitrógeno 4 bandas ρ : 1.25 kg/m³ μ : 1.8 10⁻⁵ kg/m s

Q _g 10 ³ (m ³ /min.)	V _g 10 ² (m/s)	Re _g
5.000	2.165	7.22
10.000	4.330	14.44
15.000	6.495	21.66
20.000	8.660	28.88
22.000	9.529	31.76
30.000	12.990	36.11

Sol. : 10^{-2} M CMC : 0.5 % ρ : 1.022 g/cm³ ν : $5 \cdot 10^{-2}$ cm²/seg.
 \mathcal{D} : $6.85 \cdot 10^{-6}$ cm²/seg Sc : 7300 Sc^{1/3} : 19.4

N°Exp.	Re ₁	Sh _{bl}	Sh _{bl} /Sc ^{1/3}
C _a .1	2.4	42.1	2.17
C _a .2	3.7	48.2	2.48
C _a .3	5.5	98.0	5.05
C _a .4	8.0	115.4	5.95
C _a .5	11.0	119.3	6.15
C _a .6	13.9	125.3	6.50
C _a .7	18.1	134.2	6.92
C _a .8	21.0	139.3	7.18
C _a .9	22.6	145.6	7.51
C _a .10	24.5	149.2	7.69

Sol. : 10^{-2} M CMC : 0.7 % ρ : 1.023 g/cm³ ν : $9.5 \cdot 10^{-2}$ cm²/seg.
 \mathcal{D} : $6.7 \cdot 10^{-6}$ cm²/seg Sc : 14200 Sc^{1/3} : 24.2

N°Exp.	Re ₁	Sh _{bl}	Sh _{bl} /Sc ^{1/3}
D _a .1	1.4	40.0	1.65
D _a .2	1.8	50.3	2.08
D _a .3	2.2	88.6	3.66
D _a .4	4.1	98.5	4.07
D _a .5	6.0	113.3	4.67
D _a .6	7.5	121.0	5.05
D _a .7	8.2	125.0	5.18
D _a .8	9.7	131.8	5.37
D _a .9	11.1	142.3	5.89
D _a .10	12.0	145.5	6.00
D _a .11	13.0	149.7	6.19

Datos experimentales del estudio de la influencia de la posición axial sobre la transferencia de materia.

Sol. : 10^{-2} M CMC : 0.1 ρ : 1.021 g/cm³ ν : 10^{-2} cm²/seg.
 D : 7.61 10^{-6} cm²/seg Sc : 1314 Sc^{1/3} : 10.9

NºExp.	Re ₁	Sh _{bl}	Sh _{bl} / Sc ^{1/3}
A _a .1	40.0	107.6	9.84
A _a .2	46.0	117.4	10.77
A _a .3	52.3	126.0	11.50
A _a .4	58.0	133.6	12.17
A _a .5	64.3	137.5	12.58
A _a .6	70.0	142.2	13.04
A _a .7	75.0	146.0	13.36
A _a .8	80.0	150.0	13.70
A _a .9	84.0	154.9	14.13
A _a .10	89.0	160.3	14.70
A _a .11	93.5	162.5	14.90
A _a .12	98.3	169.3	15.53
A _a .13	103.0	174.3	16.00
A _a .14	107.5	180.2	16.53
A _a .15	112.6	185.1	17.00

Sol. : 10^{-2} M CMC : 0.25 g ρ : 1.021 g/cm³ ν : $2.5 \cdot 10^{-2}$ cm²/seg

NºExp.	Re ₁	Sh _{bl}	Sh _{bl} / Sc ^{1/3}
B _a .1	16.0	111.1	6.9
B _a .2	20.9	114.2	7.2
B _a .3	25.2	119.5	7.7
B _a .4	27.0	126.6	8.2
B _a .5	29.0	130.3	8.6
B _a .6	32.0	135.0	8.9
B _a .7	35.6	139.7	9.3
B _a .8	38.7	144.3	9.5
B _a .9	42.1	148.3	9.8
B _a .10	44.1	150.8	10.0
B _a .11	47.0	154.5	10.2
B _a .12	11.0	42.6	2.8
B _a .13	7.0	40.7	2.4

IV.) Comparación de electrodos.

Sol. : $10^{-2}M$ 0 % CMC $Re_g = 7.22$

NºExp.	Re_1	I_{11}	Sh_1	I_{12}	Sh_2	I_{13}	Sh_3
$A_C.1$	10	0.28	25.3	0.38	34.3	0.49	44.8
$A_C.2$	14	0.29	26.2	0.39	35.2	0.50	45.2
$A_C.3$	19	0.30	27.1	0.41	37.0	0.51	46.0
$A_C.4$	25	0.34	30.7	0.45	41.6	0.57	51.5
$A_C.5$	28	0.49	44.2	0.62	56.0	0.74	66.8
$A_C.6$	30.5	0.80	72.2	0.91	82.2	1.02	92.1
$A_C.7$	34.0	1.0	90.3	1.06	96.0	1.13	102.0
$A_C.8$	40.0	1.19	107.5	1.14	103.0	1.19	107.5
$A_C.9$	46.0	1.31	118.3	1.30	117.4	1.30	117.4
$A_C.10$	52.3	1.41	127.3	1.40	126.4	1.40	126.4
$A_C.11$	64.3	1.52	137.3	1.52	137.3	1.53	138.2
$A_C.12$	75.0	1.62	146.3	1.62	146.3	1.62	146.3
$A_C.13$	84.0	1.71	154.4	1.71	154.4	1.72	155.3
$A_C.14$	93.5	1.78	160.7	1.80	162.5	1.79	161.6
$A_C.15$	103.0	1.87	168.7	1.88	169.8	1.88	169.8
$A_C.16$	112.6	1.92	173.4	1.93	174.3	1.94	175.2

Apéndice N°2 : Datos experimentales del estudio de transferencia a la pared.

Sol. : 0 % CMC

N°Exp.	$V_1 10^2$ (m/s)	Re_1	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh
$A_p .1$	0.78	40.0	1.29	1.32	4.44	111.0
$A_p .2$	1.03	52.3	1.60	1.64	5.52	136.0
$A_p .3$	1.27	64.3	1.76	1.80	6.07	151.5
$A_p .4$	1.47	75.0	1.82	1.83	6.22	155.3
$A_p .5$	1.65	84.0	1.90	1.89	6.47	161.3
$A_p .6$	1.84	93.5	1.95	1.94	6.65	165.5
$A_p .7$	2.03	103.0	2.00	2.05	6.90	172.3
$A_p .8$	2.22	112.6	2.05	2.07	7.02	175.3

Sol. 0.25 % CMC

N°Exp	$V_1 10^2$ (m/s)	Re_1	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh
$B_p .1$	1.09	21.0	1.68	1.65	5.72	153.2
$B_p .2$	1.31	25.4	1.75	1.71	5.90	157.8
$B_p .3$	1.51	29.0	1.80	1.76	6.07	162.4
$B_p .4$	1.67	32.0	1.84	1.83	6.26	167.4
$B_p .5$	1.95	37.2	1.89	1.86	6.39	171.0
$B_p .6$	2.10	40.5	1.94	1.90	6.54	175.1
$B_p .7$	2.30	44.1	1.97	1.93	6.65	177.9

Sol. : 0.5 % CMC

	$V_1 10^2$ (m/s)	Re_1	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh
$C_p .1$	0.79	8.0	1.71	1.66	5.74	159.3
$C_p .2$	1.10	11.0	1.86	1.82	6.27	174.0
$C_p .3$	1.39	14.0	1.90	1.85	6.39	177.3
$C_p .4$	1.81	18.0	1.97	1.92	6.63	183.9
$C_p .5$	2.08	21.0	2.04	2.01	6.90	191.5
$C_p .6$	2.30	23.0	2.12	2.09	7.17	199.0

Sol. : 0.7 % CMC

N°Exp.	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re_1	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s \cdot 10^6$ (m/s)	Sh
D _p .1	1.0 ^o	5.0	1.86	1.90	6.40	181.7
D _p .2	1.15	6.0	1.93	1.97	6.65	188.5
D _p .3	1.32	7.0	2.00	2.03	6.87	194.8
D _p .4	1.55	8.0	2.09	2.13	7.19	204.0
D _p .5	1.71	9.0	2.17	2.22	7.48	212.2
D _p .6	2.10	11.0	2.21	2.23	7.57	214.6
D _p .7	2.25	12.1	2.28	2.30	7.81	221.4

Datos experimentales de transferencia de materia a la pared.

Sol. : 10^{-2} M			
	CMC : 0%	ρ : 1.021 g/cm ³	ν : 10^{-2} cm ² /seg
N°Exp.	Re ₁	Sh	Sh/Sc ^{1/3}
A _p .1	40.0	111.0	10.2
A _p .2	52.3	137.9	12.6
A _p .3	64.3	151.5	13.9
A _p .4	75.0	155.3	14.2
A _p .5	84.0	161.3	14.8
A _p .6	93.5	165.5	15.2
A _p .7	103.0	172.3	15.5
A _p .8	112.6	174.5	15.9
Sol. : 10^{-2} M			
	CMC : 0.25 %	ρ : 1.021 g/cm ³	ν : $2.5 \cdot 10^{-2}$ cm ² /seg
N°Exp.	Re ₁	Sh	Sh/Sc ^{1/3}
B _p .1	21.0	151.9	10.0
B _p .2	25.4	157.8	10.4
B _p .3	29.0	162.4	10.7
B _p .4	32.0	167.4	11.0
B _p .5	37.2	171.0	11.2
B _p .6	40.5	175.1	11.5
B _p .7	44.1	177.9	11.7
Sol. : 10^{-2} M			
	CMC : 0.5 %	ρ : 1.021 g/cm ³	ν : $5 \cdot 10^{-2}$ cm ² /seg
N°Exp.	Re ₁	Sh	Sh/Sc ^{1/3}
C _p .1	8.0	159.3	8.2
C _p .2	11.0	174.0	9.0
C _p .3	14.0	177.3	9.1
C _p .4	18.0	183.9	9.5
C _p .5	21.0	191.5	9.9
C _p .6	23.0	199.0	10.3

Sol. : 10^{-2} M CMC : 0.7 %

ρ : 1.023 g/cm³

ν : $9.5 \cdot 10^{-2}$ cm²/seg

N°Exp.	Re ₁	Sh	Sh/Sc ^{1/3}
D _p .1	5	181.7	7.5
D _p .2	6	188.5	7.8
D _p .3	7	194.8	8.0
D _p .4	8	204.0	8.4
D _p .5	9	212.2	8.8
D _p .6	11	214.6	8.9
D _p .7	12.1	221.4	9.1

Apéndice N°3 : Datos experimentales de distribución de líquido.

Sol. 0 % CMC

Zona externa

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ / min.)	$V_l \cdot 10^2$ (m/s)	Re _l
A _d .1	0.50	0.48	23.0
A _d .2	0.59	0.57	27.6
A _d .3	0.67	0.65	31.0
A _d .4	0.75	0.82	32.4
A _d .5	0.85	0.97	39.6
A _d .6	1.00	1.10	46.8
A _d .7	1.15	1.23	52.8
A _d .8	1.25	1.32	57.6
A _d .9	1.37	1.45	63.6
A _d .10	1.50	1.55	69.6

Zona intermedia

A _d .1	0.41	0.49	23.5
A _d .2	0.58	0.68	32.8
A _d .3	0.67	0.79	37.8
A _d .4	0.73	0.85	40.8
A _d .5	0.86	1.01	48.4
A _d .6	1.04	1.22	58.8
A _d .7	1.15	1.35	65.0
A _d .8	1.31	1.54	74.0
A _d .9	1.53	1.79	85.8
A _d .10	1.80	2.11	101.5

Zona central

A _d .1	0.29	0.68	32.6
A _d .2	0.35	0.81	38.9
A _d .3	0.39	0.92	44.2
A _d .4	0.45	1.06	50.8
A _d .5	0.53	1.25	60.0
A _d .6	0.66	1.55	74.4
A _d .7	0.77	1.80	86.4
A _d .8	0.86	2.02	97.2
A _d .9	0.96	2.25	108.0
A _d .10	1.05	2.47	118.4

Sol. : 0.25 % CMC

Zona externa

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
B _d .1	0.61	0.59	11.3
B _d .2	0.80	0.74	14.2
B _d .3	0.93	0.90	17.3
B _d .4	1.08	1.04	20.0
B _d .5	1.20	1.15	22.1
B _d .6	1.31	1.26	24.2
B _d .7	1.36	1.31	25.2
B _d .8	1.44	1.39	26.7

Zona intermedia

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
B _d .1	0.61	0.71	13.7
B _d .2	0.80	0.93	17.9
B _d .3	0.95	1.10	21.1
B _d .4	1.10	1.28	24.7
B _d .5	1.23	1.43	28.5
B _d .6	1.35	1.57	31.3
B _d .7	1.71	2.00	38.4
B _d .8	1.93	2.25	43.2

Zona central

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
B _d .1	0.36	0.84	16.1
B _d .2	0.45	1.04	20.0
B _d .3	0.60	1.40	26.9
B _d .4	0.65	1.51	29.0
B _d .5	0.81	1.90	36.8
B _d .6	1.00	2.13	40.9
B _d .7	1.11	2.36	45.3
B _d .8	1.20	2.62	50.3

Sol. : 0.5 % CMC

Zona externa

Nº Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$v_l \cdot 10^2$ (m/s)	Re _l
C _d .1	0.68	0.65	6.2
C _d .2	0.97	0.93	8.9
C _d .3	1.13	1.09	10.5
C _d .4	1.33	1.28	12.3
C _d .5	1.50	1.45	13.9
C _d .6	1.70	1.64	15.7
C _d .7	1.87	1.80	17.3
C _d .8	2.20	2.12	20.4
C _d .9	2.34	2.26	21.7

Zona intermedia

C _d .1	0.57	0.67	6.4
C _d .2	0.84	0.98	9.4
C _d .3	1.02	1.19	11.4
C _d .4	1.20	1.41	13.5
C _d .5	1.36	1.60	15.4
C _d .6	1.54	1.81	17.4
C _d .7	1.79	2.10	20.2
C _d .8	1.98	2.33	22.4
C _d .9	2.08	2.44	23.4

Zona central

C _d .1	0.39	0.90	8.7
C _d .2	0.59	1.39	14.0
C _d .3	0.78	1.88	18.0
C _d .4	0.90	2.12	20.4
C _d .5	1.08	2.60	25.0
C _d .6	1.25	3.01	28.9
C _d .7	1.50	3.56	34.1
C _d .8	1.70	4.00	38.4
C _d .9	1.80	4.25	40.8

Sol. 0.7 % CMC

Zona externa

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
D _d .1	0.58	0.52	2.6
D _d .2	0.85	0.82	4.1
D _d .3	1.03	1.00	5.1
D _d .4	1.29	1.25	6.3
D _d .5	1.48	1.40	7.1
D _d .6	1.60	1.55	7.8
D _d .7	1.86	1.80	9.1
D _d .8	2.25	2.18	11.0

Zona intermedia

N°Ext.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
D _d .1	0.43	0.51	2.6
D _d .2	0.75	0.88	4.5
D _d .3	0.82	0.97	4.9
D _d .4	1.15	1.35	6.8
D _d .5	1.32	1.55	7.8
D _d .6	1.48	1.74	8.8
D _d .7	1.77	2.08	10.5
D _d .8	2.15	2.53	12.7

Zona central

N°Ext.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
D _d .1	0.25	0.59	3.0
D _d .2	0.60	1.41	7.1
D _d .3	0.75	1.76	8.9
D _d .4	1.00	2.35	11.9
D _d .5	1.17	2.75	13.9
D _d .6	1.35	3.17	16.0
D _d .7	1.65	3.88	19.6
D _d .8	2.00	4.69	23.7

Sol. : 1 % CMC

Zona externa

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
E _d .1	0.760	0.73	2.92
E _d .2	0.840	0.81	3.24
E _d .3	1.010	0.97	3.88
E _d .4	1.080	1.04	4.16

Zona intermedia

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
E _d .1	0.800	0.94	3.76
E _d .2	0.890	1.04	4.16
E _d .3	1.020	1.20	4.80
E _d .4	1.100	1.29	5.16

Zona central

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
E _d .1	0.670	1.56	6.24
E _d .2	0.730	1.70	6.80
E _d .3	0.870	2.03	8.12
E _d .4	0.930	2.17	8.68

Sol. : 1.5 % CMC

Zona externa

N°Ext.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
F _d .1	0.600	0.58	0.50
F _d .2	0.725	0.70	0.63
F _d .3	0.840	0.81	0.75

Zona intermedia

N°Ext.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
F _d .1	0.650	0.75	0.68
F _d .2	0.750	0.87	0.81
F _d .3	0.870	1.01	0.97

Zona central

N°Ext.	$Q_v \cdot 10^3$ (m ³ /min.)	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s)	Re ₁
F _d .1	0.530	1.25	1.25
F _d .2	0.650	1.53	1.59
F _d .3	0.760	1.79	1.91

Sol. 2 % CMC

Zona externa

N°Exp.	$Q_v \cdot 10^3 \text{ (m}^3\text{/min.)}$	$v_1 \cdot 10^2 \text{ (m/s)}$	Re_1
G _d .1	0.290	0.28	0.073
G _d .2	0.340	0.33	0.092
G _d .3	0.400	0.39	0.116

Zona intermedia

N°Ext.	$Q_v \cdot 10^3 \text{ (m}^3\text{/min.)}$	$v_1 \cdot 10^2 \text{ (m/s)}$	Re_1
G _d .1	0.300	0.35	0.100
G _d .2	0.370	0.45	0.142
G _d .3	0.450	0.52	0.173

Zona central

N°Ext.	$Q_v \cdot 10^3 \text{ (m}^3\text{/min.)}$	$v_1 \cdot 10^2 \text{ (m/s)}$	Re_1
G _d .1	0.275	0.64	0.231
G _d .2	0.300	0.71	0.267
G _d .3	0.340	0.80	0.315

Datos experimentales de la influencia del flujo gaseoso sobre la distribución de líquido.

Distribuidor Uniforme

Caudal de gas : $5.000 \cdot 10^3$ (m³/min.)

Sol. : 0 % CMC

NºExp.	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona externa	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona intermedia	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona central
A _u .1	0.65	0.73	0.91
A _u .2	0.74	0.91	1.08
A _u .3	0.83	1.04	1.22
A _u .4	0.88	1.14	1.44
A _u .5	0.94	1.21	1.49
A _u .6	1.06	1.35	1.68
A _u .7	1.08	1.42	1.82
A _u .8	1.16	1.59	2.01
A _u .9	1.20	1.69	2.09

Distribuidor Uniforme

Caudal de gas : $10.000 \cdot 10^3$ (m³/min.)

Sol. : 0 % CMC

NºExp.	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona externa	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona intermedia	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona central
A' _u .1	0.68	0.78	0.88
A' _u .2	0.72	0.91	1.00
A' _u .3	0.81	0.99	1.20
A' _u .4	0.87	1.11	1.41
A' _u .5	0.98	1.24	1.46
A' _u .6	1.04	1.38	1.61
A' _u .7	1.10	1.47	1.78
A' _u .8	1.16	1.58	2.02
A' _u .9	1.20	1.69	2.16

Distribuidor Puntual

Caudal de gas : $5.000 \cdot 10^3$ (m³/min.)

Sol. : 0 % CMC

NºExp.	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona externa	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona intermedia	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona central
A _p .1	0.67	0.80	0.88
A _p .2	0.71	0.91	1.07
A _p .3	0.78	1.06	1.35
A _p .4	0.87	1.19	1.49
A _p .5	0.92	1.27	1.69
A _p .6	0.97	1.41	1.76
A _p .7	1.04	1.48	2.03
A _p .8	1.11	1.58	2.06
A _p .9	1.23	1.61	2.18

Distribuidor Puntual

Caudal de gas : $10.000 \cdot 10^3$ (m³/min.)

Sol. : 0 % CMC

NºExp.	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona externa	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona intermedia	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona central
A' _p .1	0.65	0.78	0.84
A' _p .2	0.73	0.86	1.01
A' _p .3	0.81	0.97	1.24
A' _p .4	0.89	1.15	1.51
A' _p .5	0.97	1.24	1.61
A' _p .6	1.03	1.34	1.69
A' _p .7	1.10	1.51	1.92
A' _p .8	1.19	1.55	2.03
A' _p .9	1.21	1.67	2.11

Distribuidor Uniforme

Caudal de gas : $5.000 \cdot 10^3$ (m³/min.)

Sol. : 0.5 % CMC

NºExp.	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona externa	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona intermedia	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona central
B _u .1	0.65	0.67	0.90
B _u .2	0.93	0.98	1.39
B _u .3	1.09	1.19	1.88
B _u .4	1.28	1.41	2.12
B _u .5	1.45	1.60	2.60
B _u .6	1.64	1.81	3.01
B _u .7	1.80	2.10	3.56
B _u .8	2.12	2.33	4.00
B _u .9	2.26	2.44	4.25

Distribuidor Uniforme

Caudal de gas : $10.000 \cdot 10^3$ (m³/min.)

Sol. : 0.5 % CMC

NºExp.	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona externa	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona intermedia	$V_1 \cdot 10^2$ (m/s) Zona central
B' _u .1	0.67	0.69	0.87
B' _u .2	0.95	1.02	1.33
B' _u .3	1.11	1.23	1.77
B' _u .4	1.30	1.47	2.08
B' _u .5	1.47	1.62	2.48
B' _u .6	1.68	1.85	2.85
B' _u .7	1.84	2.13	3.40
B' _u .8	2.16	2.35	3.87
B' _u .9	2.29	2.47	4.13

Apéndice N°4 : Datos experimentales del estudio de la influencia de la posición axial sobre la transferencia de materia.

Sol.: 0% CMC .Datos de 1° y 2°columna ,T=25 °C,3°,T=21°C.Sh y k_s se calcularon con datos de la 1°columna.

Zona externa					
N°Exp.	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s \times 10^6$ (m / seg.)	Sh
$A_r.1$	2.28	2.16	1.90	8.2	51.5
$A_r.2$	2.40	2.22	2.00	8.6	54.2
$A_r.3$	3.00	2.84	2.50	10.8	67.7
$A_r.4$	3.48	3.40	2.90	12.5	78.6
$A_r.5$	3.72	3.61	3.10	13.4	84.0
$A_r.6$	3.90	3.80	3.25	14.0	88.0
$A_r.7$	4.04	3.94	3.37	14.6	91.3
$A_r.8$	4.20	4.09	3.50	15.1	94.8
$A_r.9$	4.32	4.23	3.60	15.5	97.5
$A_r.10$	4.44	4.32	3.70	16.0	100.2
Zona intermedia					
$A_r.1$	1.08	1.00	0.90	3.9	24.4
$A_r.2$	1.14	1.04	0.95	4.1	25.7
$A_r.3$	1.32	1.23	1.10	4.8	29.8
$A_r.4$	1.50	1.42	1.25	5.4	33.9
$A_r.5$	1.56	1.46	1.30	5.6	35.2
$A_r.6$	1.62	1.53	1.35	5.8	36.6
$A_r.7$	1.66	1.58	1.38	6.0	37.4
$A_r.8$	1.68	1.59	1.40	6.1	38.0
$A_r.9$	1.72	1.63	1.43	6.2	38.8
$A_r.10$	1.75	1.66	1.46	6.3	39.6
zona central					
$A_r.1$	2.94	2.80	2.45	11.2	66.4
$A_r.2$	3.12	3.00	2.60	11.6	70.4
$A_r.3$	3.72	3.69	3.10	12.9	84.0
$A_r.4$	4.08	3.98	3.40	14.8	92.1
$A_r.5$	4.32	4.23	3.60	16.1	97.5
$A_r.6$	4.50	4.40	3.75	16.4	101.6
$A_r.7$	4.62	4.53	3.85	17.1	104.3
$A_r.8$	4.76	4.68	3.97	17.4	107.5
$A_r.9$	4.92	4.83	4.10	17.9	111.1
$A_r.10$	5.04	4.94	4.20	18.1	113.8

Sol. : 0.25 % CMC. Datos de 1ª columna, T= 27°C, 3ª T=23°C. Sh y k_s calculados con 1:

Zona externa				
NºExp.	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s \times 10^5$ (m/seg.)	Sh
B _r .1	2.64	2.20	0.95	58.1
B _r .2	3.36	2.80	1.20	73.8
B _r .3	3.72	3.14	1.33	81.8
B _r .4	3.90	3.29	1.40	85.8
B _r .5	4.17	3.57	1.49	91.6
B _r .6	4.26	3.68	1.53	93.7
B _r .7	4.48	3.90	1.61	98.5
B _r .8	4.60	4.03	1.64	100.9
Zona intermedia			$k_s \times 10^6$ (m/seg.)	
B _r .1	1.38	1.15	3.46	30.4
B _r .2	1.30	1.30	4.98	32.6
B _r .3	1.52	1.35	5.70	35.6
B _r .4	1.68	1.40	6.02	37.0
B _r .5	1.76	1.47	6.32	38.8
B _r .6	1.80	1.50	6.45	39.6
B _r .7	1.83	1.53	6.57	40.4
B _r .8	1.88	1.57	6.74	41.5
Zona central			$k_s \times 10^5$ (m/seg.)	
B _r .1	3.48	2.91	1.25	76.5
B _r .2	4.08	3.42	1.46	89.7
B _r .3	4.26	3.55	1.52	93.7
B _r .4	4.36	3.63	1.57	95.9
B _r .5	4.56	3.84	1.63	100.8
B _r .6	4.74	3.96	1.70	104.3
B _r .7	4.96	4.13	1.77	109.1
B _r .8	5.07	4.25	1.82	111.6

Sol. : 0.50 % CMC. Datos de 1ª columna, T=25°C, 2ª, T=22°C. Sh y k_s calculados con 1:

Zona externa				
NºExp.	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s \times 10^5$ (m/seg.)	Sh
C _r .1	2.51	2.11	0.90	63.2
C _r .2	3.06	2.55	1.09	76.7
C _r .3	3.12	2.61	1.12	78.2
C _r .4	3.19	2.65	1.15	80.0
C _r .5	3.30	2.75	1.18	82.7
C _r .6	3.36	2.82	1.21	84.2
C _r .7	3.48	2.91	1.24	87.2

N°Exp.	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s \times 10^5$ (m/seg.)	Sh
$C_r.8$	3.60	3.05	1.29	90.2
$C_r.9$	3.68	3.08	1.32	92.4
Zona intermedia			$k_s \times 10^6$ (m/seg.)	
$C_r.1$	1.26	1.05	4.51	31.6
$C_r.2$	1.44	1.20	5.15	36.1
$C_r.3$	1.50	1.25	5.37	37.6
$C_r.4$	1.56	1.30	5.58	39.3
$C_r.5$	1.59	1.34	5.72	40.2
$C_r.6$	1.62	1.35	5.81	40.7
$C_r.7$	1.64	1.37	5.88	41.3
$C_r.8$	1.68	1.41	6.01	42.1
$C_r.9$	1.72	1.43	6.15	43.2
Zona central			$k_s \times 10^5$ (m/seg.)	
$C_r.1$	2.88	2.40	1.03	72.2
$C_r.2$	3.36	2.80	1.20	84.2
$C_r.3$	3.60	3.00	1.29	90.2
$C_r.4$	3.72	3.10	1.33	93.2
$C_r.5$	3.78	3.15	1.35	94.8
$C_r.6$	3.90	3.25	1.40	97.8
$C_r.7$	4.02	3.35	1.44	100.7
$C_r.8$	4.14	3.45	1.48	103.8
$C_r.9$	4.26	3.55	1.55	106.8

En esta solución la primer I_1 se tomó a una temp. = 25 ° C, mientras que la segunda se tomó a una temp. = 22 ° C.

Sol.: 0.70 % CMC.1° y 3; T=25°C, 2°, T=20. Sh y k_s calculados con la 1°

Zona externa

N°Exp.	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s \times 10^5$ (m /seg.)	Sh
D _r .1	2.27	1.91	2.20	0.82	58.4
D _r .2	2.70	2.25	2.50	0.97	69.2
D _r .3	2.76	2.30	2.58	0.99	70.7
D _r .4	2.88	2.40	2.60	1.03	73.8
D _r .5	3.06	2.55	2.90	1.09	78.4
D _r .6	3.18	2.65	3.00	1.14	81.5
D _r .7	3.30	2.78	3.13	1.18	84.6
D _r .8	3.37	2.80	3.20	1.21	86.4

Zona intermedia

				$k_s \times 10^6$ (m/seg.)	
D _r .1	1.19	1.10	1.00	4.30	30.8
D _r .2	1.37	1.29	1.15	4.94	35.4
D _r .3	1.42	1.34	1.20	5.12	36.7
D _r .4	1.48	1.39	1.25	5.36	38.4
D _r .5	1.54	1.44	1.30	5.58	40.0
D _r .6	1.58	1.48	1.32	5.71	40.9
D _r .7	1.60	1.51	1.36	5.79	41.5
D _r .8	1.66	1.58	1.40	6.01	43.0

Zona central

				$k_s \times 10^5$ (m/seg.)	
D _r .1	2.61	2.50	2.21	0.94	67.6
D _r .2	2.97	2.87	2.53	1.07	76.9
D _r .3	3.15	3.05	2.66	1.14	81.5
D _r .4	3.20	3.10	2.75	1.16	83.0
D _r .5	3.44	3.35	2.94	1.25	89.2
D _r .6	3.68	3.59	3.18	1.33	95.3
D _r .7	3.80	3.70	3.28	1.37	98.4
D _r .8	3.92	3.82	3.40	1.42	101.5

Sol. : 1.0 % CMC. Datos a T= 25°C .Sh y k_s calculados con la 1ª columna.

Zona externa

N°Exp.	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)		$k_s \times 10^6$ (m/seg.)	Sh
E _r .1	1.75	1.70		6.25	46.5
E _r .2	1.80	1.75		6.45	48.0
E _r .3	1.89	1.85		6.76	50.3
E _r .4	1.93	1.89		6.92	51.5
E _r .5	2.02	1.98		7.22	53.7
E _r .6	2.05	2.00		7.32	54.5
E _r .7	2.20	2.16		7.86	58.5
E _r .8	2.24	2.20		8.00	59.6

Sol. : 1.0 % CMC

Zona intermedia

N°Exp.	I_1 (mamp.)	I_1 (mamp.)	$k_s \times 10^6$ (m/seg.)	Sh
$E_r.1$	1.04	1.00	3.76	27.8
$E_r.2$	1.18	1.14	4.23	31.5
$E_r.3$	1.25	1.20	4.46	33.2
$E_r.4$	1.29	1.25	4.62	34.4
$E_r.5$	1.34	1.29	4.80	35.7
$E_r.6$	1.41	1.36	5.04	37.5
$E_r.7$	1.43	1.39	5.11	38.0
$E_r.8$	1.48	1.44	5.28	39.3

Zona central

$E_r.1$	1.98	1.94	7.10	52.8
$E_r.2$	2.05	2.00	7.32	54.5
$E_r.3$	2.14	2.10	7.66	57.0
$E_r.4$	2.20	2.16	7.87	58.6
$E_r.5$	2.29	2.25	8.20	61.0
$E_r.6$	2.32	2.29	8.32	61.9
$E_r.7$	2.40	2.35	8.59	63.9
$E_r.8$	2.46	2.40	8.80	65.5

Sol. : 1.5 % CMC

N°Exp.	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh
$F_r.1$	1.02	3.65	28.0	0.66	2.34	18.0	1.68	6.00	46.1
$F_r.2$	1.26	4.49	34.5	0.75	2.67	20.5	1.72	6.17	47.4
$F_r.3$	1.66	5.92	45.5	0.97	3.48	26.7	1.82	6.52	50.1
$F_r.4$	1.77	6.32	48.5	1.06	3.78	29.0	1.87	6.71	51.5
$F_r.5$	1.83	6.55	50.3	1.10	3.93	30.2	1.92	6.86	52.7

Sol. : 2 % CMC

N°Exp.	Zona externa			Zona intermedia			zona central		
	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh	I_1 (mamp.)	$k_s 10^6$ (m/s)	Sh
$G_r .1$	0.97	3.49	27.9	0.63	2.25	18.0	1.10	3.91	31.3
$G_r .2$	1.00	3.59	28.7	0.67	2.40	19.2	1.12	3.98	31.8
$G_r .3$	1.05	3.75	30.0	0.73	2.63	21.0	1.15	4.10	32.8
$G_r .4$	1.08	3.85	30.8	0.76	2.74	21.9	1.19	4.26	34.1

Calculo del factor λ .

Sol. (% CMC)	Factor λ .
0	14.40
0.25	5.76
0.50	2.88
0.70	1.52
1.00	1.00

Calculo para soluciones No-newtonianas.

Sol. 1.5 % CMC.

Zona intermedia.

Re_1	Factor λ .
0.68	0.177
0.81	0.183
0.97	0.189

Sol. 1.5 % CMC

Zona externa

Zona central

Re_1	Factor λ	Re_1	Factor λ
0.50	0.167	0.80	0.195
0.63	0.173	1.00	0.203
0.75	0.178	1.20	0.209

Sol. 2.0 % CMC

Zona intermedia

Re_1	Factor λ
0.10	0.090
0.14	0.097
0.17	0.102

Sol. 2.0 % CMC

Zona externa		Zona central	
Re ₁	Factor λ	Re ₁	Factor λ
0.07	0.072	0.12	0.099
0.09	0.077	0.15	0.103
0.12	0.082	0.19	0.108

Calculo de viscosidades efectivas para fluidos no-newtonianos.

Se utilizó la ecuación II.19 modificada para el caso de lechos porosos.

Se reemplaza la v por la velocidad intersticial, el diámetro de capilar por el diámetro equivalente definido para lechos rellenos; definidos ambos como :

$$v_{inst.} = v / \epsilon \quad (4.1)$$

$$D_{eq.} = \frac{2 \epsilon d_p}{3 [1 - \epsilon]} \quad (4.2)$$

y queda entonces $\mu_{eff.}$ igual a :

$$\mu_{eff.} = K' \left[\frac{12 (1 - \epsilon) v}{\epsilon^2 d_p} \right]^{n-1} \quad (4.3)$$

Sol. 1.5 % CMC

	Zona externa		Zona intermedia		Zona central	
	v _{eff}	Sc	v _{eff}	Sc	v _{eff}	Sc
F _r .3	0.86	1.41 10 ⁵	0.87	1.31 10 ⁵	0.74	1.18 10 ⁵
F _r .4	0.83	1.33 10 ⁵	0.84	1.27 10 ⁵	0.71	1.14 10 ⁵
F _r .5	0.81	1.29 10 ⁵	0.82	1.23 10 ⁵	0.69	1.11 10 ⁵

Sol. 2.0 % CMC

	v _{eff}	Sc	v _{eff}	Sc	v _{eff}	Sc
G _r .2	2.0	3.34 10 ⁵	1.94	3.05 10 ⁵	1.45	2.42 10 ⁵
G _r .3	1.88	3.14 10 ⁵	1.76	2.78 10 ⁵	1.40	2.33 10 ⁵
G _r .4	1.76	2.94 10 ⁵	1.67	2.63 10 ⁵	1.33	2.22 10 ⁵

Datos experimentales del estudio de la influencia de la posición radial sobre la transferencia de materia.

Sol. : 0 % CMC

Nºexp.	Shz. ext.	Rez! ext.	Shz. int.	Rez! int.	Shz. central	Rez! central
$\Lambda_r .5$	84.0	132	35.2	131.7	97.5	150.0
$\Lambda_r .6$	88.0	141.8	36.6	142.2	101.6	169.1
$\Lambda_r .7$	91.3	150.9	37.5	147.7	104.3	180.0
$\Lambda_r .8$	94.8	147.7	38.0	154.2	107.5	186.5
$\Lambda_r .9$	97.5	151.4	38.8	168.2	111.1	200.0
$\Lambda_r .10$	100.2	158.2	39.6	182.7	113.9	210.7

Sol. : 0.25 % CMC

NºExp.	Shz. ext.	Re'z ext.	Shz. int.	Re'z int.	Shz. central	Re' z. central
$B_r .3$	81.8	58.1	32.6	55.1	93.7	69.5
$B_r .4$	85.8	61.5	35.6	58.8	95.9	70.0
$B_r .5$	91.6	64.3	37.0	63.3	100.8	78.7
$B_r .6$	93.7	69.4	38.8	66.6	104.3	84.5
$B_r .7$	98.5	72.4	40.0	72.5	109.1	90.6
$B_r .8$	100.9	76.6	41.5	79.6	111.6	95.3

Sol. : 0.5 % CMC

NºExp.	Shz. ext.	Re'z. ext.	Shz. int.	Re'z. int.	Shz. central	Re'z. central
$C_r .4$	80.0	33.2	39.1	37.5	93.2	44.3
$C_r .5$	82.7	35.0	40.0	38.5	94.8	47.2
$C_r .6$	84.2	36.5	40.7	39.5	97.8	50.0
$C_r .7$	87.2	38.4	41.2	43.9	100.7	54.8
$C_r .8$	90.2	40.8	42.1	45.7	103.8	60.0
$C_r .9$	92.4	42.5	43.1	46.8	106.8	61.8

Sol. : 0.7 % CMC

NºExp.	Shz. ext.	Re'z. ext.	Shz. int.	Re'z. int.	Shz. central	Re' z. central
$D_r .4$	73.8	19.7	38.4	20.3	83.0	25.3
$D_r .5$	78.4	21.1	40.0	21.0	89.2	27.8
$D_r .6$	81.5	21.3	40.9	22.1	95.3	29.8
$D_r .7$	84.6	23.1	41.5	23.8	98.4	33.3
$D_r .8$	86.4	23.5	43.0	25.4	101.5	35.4

Sol. : 1 % CMC

NºExp.	Shz. ext.	Re'z. ext.	Shz. int.	Re'z. int.	Shz. central	Re' z. central
$E_r .5$	53.7	9.8	35.7	13.1	61.0	13.1
$E_r .6$	54.5	10.4	37.5	13.5	62.0	13.2
$E_r .7$	58.5	10.6	38.0	15.0	63.9	15.0
$E_r .8$	59.6	11.3	39.3	15.5	65.5	15.3

Sol. : 1.5 % CMC

N°Exp.	Shz.ext.	Re'z. ext.	Shz. int.	Re'z.int.	Shz. central	Re'z.central
F _r .3	45.5	2.38	26.7	2.52	50.1	3.29
F _r .4	48.5	2.74	29.0	2.79	51.5	3.81
F _r .5	50.3	2.88	30.2	3.13	52.7	3.96

Sol. : 2 % CMC

N°Exp.	Shz. ext.	Re'z. ext.	Shz. int.	Re'z. int.	Shz. central	Re'z. central
G _r .2	28.7	0.64	19.2	0.67	31.8	1.00
G _r .3	30.0	0.75	21.0	0.78	32.8	1.04
G _r .4	30.8	0.80	21.9	0.85	34.1	1.19

Apéndice N°5 : Datos experimentales de la influencia del flujo gaseoso sobre la transferencia de materia.

I).Estudio axial.

Sol. : 0 % CMC

Re_1	Sh	Sh	Sh	Sh
20	107.0	107.0	107.0	107.0
30	110.0	110.0	110.0	110.0
50	116.0	123.0	125.0	128.0
60	132.0	137.0	139.0	141.0
74	148.0	150.0	153.0	155.0
83	157.0	160.0	162.0	164.0
Re_g	3.5	8.4	15.0	24.4

II).Estudio radial.

Sol. : 0 % CMC Zona externa.

Re_1	Sh	$Sh/Sc^{1/3}$	Sh	$Sh/Sc^{1/3}$	Sh	$Sh/Sc^{1/3}$	Sh	$Sh/Sc^{1/3}$
15	36.7	3.37	37.1	3.40	37.3	3.42	37.6	3.45
20	40.9	3.75	41.2	3.78	41.6	3.82	42.0	3.85
28	45.2	4.15	51.2	4.70	53.4	4.90	56.7	5.20
40	75.2	6.90	80.1	7.35	83.9	7.70	87.3	8.00
53	92.6	8.5	98.1	9.00	104.6	9.60	107.9	9.90
70	109.0	10.0	111.2	10.20	115.5	10.60	119.9	11.00
Re_g	3.5		8.4		15.0		24.4	