

Tesis de Posgrado

Fenómenos de transferencia en un reactor tanque agitado mediante jets gaseosos

Cukierman, Ana Lea

1978

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:

Cukierman, Ana Lea. (1978). Fenómenos de transferencia en un reactor tanque agitado mediante jets gaseosos. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1558_Cukierman.pdf

Cita tipo Chicago:

Cukierman, Ana Lea. "Fenómenos de transferencia en un reactor tanque agitado mediante jets gaseosos". Tesis de Doctor. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. 1978. http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1558_Cukierman.pdf

UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES

Facultad de Ciencias Exactas y Naturales

Fenómenos de transferencia en un reactor
tanque agitado mediante jets gaseosos

Ana Lea Cukierman



Tesis presentada para optar al título de

"DOCTOR EN QUIMICA"

(Orientación Química Industrial)

Director: Dr. Norberto O. Lemcoff

1978

1558

*Ref. N.º 1558
y. 2*

UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES

Facultad de Ciencias Exactas y Naturales

Fenómenos de transferencia en un reactor
tanque agitado mediante jets gaseosos

Ana Lea Cukierman

Tesis presentada para optar al título de

"DOCTOR EN QUIMICA"

(Orientación Química Industrial)

Director: Dr. Norberto C. Lemcoff

1978

RESUMEN

Para el estudio de actividad y selectividad de una pastilla de sólido catalítico o reactivo se ha desarrollado un reactor esférico tanque continuo agitado mediante jets gaseosos. A fin de conocer los parámetros intrínsecos de diferentes reacciones heterogéneas, es necesario caracterizar la fluidodinámica del reactor y establecer correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia.

El comportamiento fluidodinámico del reactor se ha caracterizado mediante un estudio de distribución de tiempos de residencia, llevado a cabo utilizando las técnicas de estímulo-respuesta, y que ha sido representado satisfactoriamente con el modelo de batería de tanques continuos agitados en serie hasta caudales de 2 l/min.

Asimismo, se ha realizado un estudio de la fluidodinámica del reactor mediante el método schlieren, que permite visualizar el flujo y determinar el comportamiento de los jets gaseosos. Este método se ha empleado también para visualizar los fenómenos de transferencia de calor suspendiendo una esfera de calentamiento en el centro del reactor.

El estudio de transferencia de materia para el caso de una pastilla de sólido en el reactor agitado en fase gaseosa, fue llevado a cabo utilizando esferas de naftaleno de distinto diámetro y a diferentes caudales de aire. Se ha desarrollado una correlación que ajusta los resultados obtenidos y que se compara con otras existentes en la bibliografía.

Finalmente, se ha realizado un estudio de transferencia de calor desde una esfera de calentamiento, se han correlacionado los resultados obtenidos y analizado el efecto del mecanismo de convección natural sobre los mismos.

A mi madre

A la memoria de mi padre

AGRADECIMIENTOS

Quiero dejar expresada mi gratitud al Dr. Norberto O. Lemcoff por la dirección del presente trabajo y por su aporte en esta etapa de mi formación en la investigación científica, al Dr. Jorge J. Ronco, el haberme permitido su realización en el Centro de Investigación y Desarrollo en Procesos Catalíticos (CINDECA) y al Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET), por la beca que me acordara para llevarlo a cabo

Agradezco también a los Dres. Roberto J.J. Williams, María G. González y Roberto E. Cunningham su importante colaboración en la primera parte de este trabajo y al Lic. Enrique L. Buonomo (Instituto de Investigaciones Científicas y Técnicas de las Fuerzas Armadas (CITEFA)) las observaciones críticas realizadas.

Asimismo, mi reconocimiento al Dr. Jorge Toni y a la Lic. María A. Rebollo (Grupo Combustión-CITEFA) por la obtención de las fotografías schlieren, a los Dres. Florencia Menegalli y Rodolfo Mascheroni (Centro de Investigación y Desarrollo en Criotecnología de Alimentos-CIDCA) por su colaboración en la solución de problemas experimentales, a la calculista Griselda Ginestet (CINDECA) por su asistencia en la elaboración de los programas de computación, al Ing. José Manso (CINDECA) por su colaboración en la solución de problemas electrónicos y a los Sres. Mario Petterini, Hipólito Alessandro y Edgardo Esmella (Facultad de Ciencias Exactas-Universidad Nacional de La Plata) por la confección de los gráficos, reducción de los mismos y revelado de las fotografías.

Finalmente, mi agradecimiento a mis compañeros del CINDECA y CIDCA, quienes me brindaron en todo momento su apoyo y amistad, colaborando así en la realización de este trabajo.

Ana Lea Cukierman

I N D I C E

		Pág
Capítulo 1	<u>Introducción general</u>	1
Capítulo 2	<u>Antecedentes bibliográficos</u>	5
2-1	Reactores continuos agitados en fase gaseosa	6
2-2	Estudio de la distribución de tiempos de residencia	9
2-3	Determinación de los coeficientes de transferencia de calor y materia	12
2-4	Técnicas de visualización de flujo	20
Capítulo 3	<u>Estudio de la distribución de tiempos de residencia</u>	
3-1	Introducción	24
3-2	Parte experimental	25
3-2-1	Descripción del reactor	25
3-2-2	Equipo utilizado	25
3-2-3	Operación del equipo	29
3-2-4	Condiciones operativas	30
3-3	Resultados obtenidos	33
3-3-1	Curvas de distribución de tiempos de residencia	33
3-3-2	Comportamiento del reactor a caudales altos	39
3-3-3	Influencia de la posición de la tobera	39
3-4	Análisis y discusión de resultados	45
3-4-1	Análisis de resultados	45
3-4-1-1	Influencia del caudal sobre el grado de mezclado del reactor	45
3-4-1-2	Influencia de la posición de la tobera	46

	Pág	
3-4-1-3	Modelo de flujo	46
3-4-2	Discusión de resultados	49
Capítulo 4	<u>Técnicas de visualización de flujo</u>	
4-1	Introducción	51
4-2	Parte experimental	52
4-2-1	Equipo utilizado	52
4-2-2	Método operativo	54
4-3	Resultados obtenidos	56
4-4	Análisis y discusión de resultados	60
4-4-1	Estudio fluidodinámico	60
4-4-2	Transferencia de calor	62
Capítulo 5	<u>Determinación del coeficiente de transferencia de materia</u>	
5-1	Introducción	64
5-2	Parte experimental	65
5-2-1	Equipo utilizado	65
5-2-2	Preparación de la esfera de naftaleno	67
5-2-3	Operación del equipo	69
5-2-4	Condiciones operativas	71
5-3	Resultados obtenidos	72
5-4	Análisis y discusión de resultados	76
Capítulo 6	<u>Determinación del coeficiente de transferencia de calor</u>	
6-1	Introducción	81
6-2	Parte experimental	82
6-2-1	Equipo utilizado	82
6-2-2	Construcción de la esfera de calenta- miento	82
6-2-3	Operación del equipo	83
6-2-4	Condiciones operativas	85

	Pág
6-3 Resultados obtenidos	86
6-4 Análisis y discusión de resultados	89
Capítulo 7 <u>Conclusiones generales</u>	96
Apéndice I <u>Estimación de parámetros en ecuaciones no lineales</u>	99
Apéndice II <u>Resultados experimentales</u>	102
Lista de figuras	134
Simbología	136
Referencias bibliográficas	140

CAPITULO 1

INTRODUCCION GENERAL

Muchos procesos químicos involucran reacciones heterogéneas sólido-gas, catalíticas y no catalíticas. Son muy numerosos y conocidos los ejemplos de procesos catalíticos heterogéneos que emplean catalizadores sólidos y que resultan de fundamental relevancia en la industria química y petroquímica, tales como: cracking catalítico del petróleo, reformado para la obtención de hidrocarburos aromáticos, oxidación de naftaleno a anhídrido ftálico, manufactura de cloruro de vinilo, etc. Existen también procesos de importancia industrial del tipo sólido reactivo-gas principalmente en la industria metalúrgica; así, los procesos de calcinación, producción de arrabio por reducción de minerales de hierro, tostación de blendas y piritas, oxidación de sulfuros metálicos para obtener los óxidos correspondientes, entre otros, son ejemplos típicos de reacciones sólido reactivo-gas.

El mecanismo de estas reacciones heterogéneas involucra tanto etapas de transporte físico como etapas de reacción. Existen numerosos trabajos que consideran el efecto de las resistencias a las transferencias de calor y materia sobre la cinética global de una determinada reacción en el interior del sólido catalítico o sólido reactivo; en base a estos trabajos resulta que en ciertas condiciones, caracterizadas por los parámetros del sistema, las concentraciones y temperaturas en el interior del sólido difieren apreciablemente de las correspondientes a la superficie externa del mismo; esto implica la existencia de fuerzas impulsoras -gradientes de concentración y temperatura dentro del sólido poroso- cuya magnitud e influencia sobre la velocidad de reacción son fundamentales en

el diseño y comportamiento de reactores heterogéneos.

Estos gradientes y sus efectos sobre la velocidad de reacción han sido estudiados clásicamente a través del concepto de factor de efectividad y resultan de gran importancia en problemas relacionados con selectividad, estabilidad térmica de reactores y conservación de la actividad de los sólidos catalizadores o reactivos.

En forma similar, las resistencias a las transferencias externas al sólido pueden provocar diferencias apreciables entre los valores de concentración y temperatura correspondientes al seno de la fase fluida y la superficie externa del mismo. Resulta entonces necesario, conocer la influencia de las resistencias externas al sólido sobre el comportamiento cinético global de un sistema. Esto implica la evaluación de los coeficientes de transferencia de calor y materia en película, en ausencia de reacción química, a fin de determinar o predecir la influencia de los fenómenos difusionales sobre la cinética global de la reacción en sistemas similares con reacción química.

Se han desarrollado, a nivel laboratorio, diferentes reactores con el objeto de determinar la cinética de estas reacciones o evaluar experimentalmente la capacidad de reacción de diversos catalizadores en cuanto a actividad y selectividad.

Los distintos tipos de reactores utilizados en estudios cinéticos han sido revisados, en forma crítica, por Brisk et al. (1968), Bamford y Tipper (1969), Choudhary y Doraiswamy (1972), Bennett et al. (1972) y Difford y Spencer (1975). Le Cardinal et al. (1977) recomiendan el uso de reactores tanque continuo agitados para llevar a cabo estudios cinéticos de reacciones complejas.

Un reactor importante para la medición de actividad y selectividad de pastillas catalíticas o sólidos porosos es el reactor esférico tanque agitado en fase gaseosa para una pastilla catalítica o un sólido reactivo. El empleo de este reactor es conveniente porque permite obtener uniformidad de composición y temperatura en fase gaseosa. Asimismo, resulta adecuado trabajar con sólidos de geometría esférica porque se logra:

- a) un flujo monodireccional en el interior del sólido,
- b) una mayor simplicidad experimental en la obtención posterior de pastillas catalíticas isotrópicas, y,
- c) simplificar la resolución de ecuaciones y lograr mayor facilidad en el análisis de resultados.

Maymó y Smith (1966) determinaron velocidades de reacción en un reactor esférico tanque agitado en fase gaseosa con recirculación externa, para la oxidación de hidrógeno en fase gaseosa con platino-alúmina como catalizador. También Costa y Smith (1971) estudiaron la cinética de la hidrofluoración del dióxido de uranio a presión atmosférica en este mismo reactor pero sin recirculación externa.

Más recientemente, Patel y Smith (1975) determinaron, empleando el reactor tanque agitado con recirculación externa, el efecto de la transferencia de materia en la reacción de oxidación de hidrógeno para pastillas con distribución de actividad catalítica uniforme y no uniforme.

Sin embargo, en estos trabajos los coeficientes de transferencia de calor y materia no fueron determinados en forma directa, sino que fueron calculados a partir de la información cinética correspondiente a las distintas reacciones elegidas.

Los objetivos del presente trabajo son:

- a) el desarrollo de un reactor esférico tanque agitado mediante jets gaseosos,
- b) el conocimiento de la fluidodinámica del reactor o su caracterización mediante la distribución de tiempos de residencia, y,
- c) el establecimiento de correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor y materia.

Esto implica la normalización del reactor, lo cual permitirá el cálculo de actividad y selectividad intrínsecas de pastillas catalíticas o sólidos porosos para diferentes reacciones heterogéneas, en base a los valores medidos y a la relación existente entre la actividad y selectividad con las variables y parámetros fundamentales del sistema.

CAPITULO 2

ANTECEDENTES BIBLIOGRAFICOS

Si bien se han llevado a cabo estudios cinéticos de reacciones heterogéneas sólido-gas en reactores esféricos tanque continuo agitados mediante jets gaseosos para una pastilla catalítica o un sólido reactivo, no se han encontrado en la bibliografía estudios previos en los que se establezcan correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor y materia en este tipo de reactores.

Dado que en esta tesis se estudian los fenómenos de transferencia de calor y materia para una esfera sumergida en un reactor tanque agitado mediante jets gaseosos, se incluye una revisión bibliográfica de los numerosos trabajos publicados sobre transferencia de calor y materia para el caso de una esfera sumergida en un fluido semi-infinito, a fin de establecer comparaciones posteriores, como así también una revisión de los trabajos sobre reactores tanque continuo agitados en fase gaseosa desarrollados por varios investigadores.

Otro de los objetivos de este trabajo es la caracterización de la fluidodinámica del reactor; se presenta, en consecuencia, una revisión de los trabajos realizados sobre estudios de distribución de tiempos de residencia en estos reactores, que involucran tanto las técnicas posibles para llevar a cabo las determinaciones experimentales, como así también la proposición de distintos modelos teóricos.

En la última parte de este capítulo, se incluye una revisión sobre las técnicas de visualización de flujo, en un intento de estudiar los fenómenos que ocurren en el reactor mediante una técnica no convencional.

2-1 REACTORES CONTINUOS AGITADOS EN FASE GASEOSA

Los reactores tanque continuo agitados en fase gaseosa constituyen dispositivos adecuados para llevar a cabo estudios cinéticos de reacciones químicas, y tienen un papel preponderante en el campo de la cinética heterogénea (Gelain (1969) y Trifiro y Pasquon (1969)).

La agitación de la fase gaseosa puede obtenerse de tres formas: a) por agitación mecánica exterior, con los inconvenientes técnicos que resultan de la perturbación ocasionada por el agitador, b) por difusión molecular o turbulenta, resultando el primer mecanismo suficiente para asegurar la homogenización a bajas presiones y c) por jets gaseosos que provocan un movimiento de reciclo interno de las corrientes gaseosas. Los primeros trabajos sobre la utilización de jets libres para el mezclado fueron realizados por Fosset y Prosser (1949) y Fosset (1951).

Si bien en un principio el empleo de estos reactores estaba restringido a determinaciones cinéticas homogéneas, su aplicación en el campo de las reacciones heterogéneas fue preconizada por Bodenstein y Wolgast (1908), Stead et al. (1947) y Herndon et al. (1964). Longwell y Weiss (1955) y Hottel et al. (1966) utilizaron también este tipo de reactor en estudios de combustión, realizando Hinde (1969) una revisión completa de estos trabajos. Otros investigadores como Kistiakowsky y Volpi (1957), y luego Mulcahy y Williams (1961) utilizaron este reactor en estudios cinéticos básicos a baja presión. Bush (1969) y Matras y Villermaux (1973) desarrollaron un reactor esférico tanque continuo agitado mediante jets gaseosos y llevaron a cabo estudios cinéticos de reacciones químicas rápidas como la reacción de primer orden de descomposición del biciclohepteno y

la reacción de segundo orden de dimerización del butadieno.

Maymó y Smith (1966), Costa y Smith (1971) y Patel y Smith (1975) realizaron estudios cinéticos en un reactor esférico tanque agitado mediante jets gaseosos para una pastilla catalítica.

Se desarrollaron, también, otros tipos de reactores tanque continuo agitados sólido-gas más sofisticados; así, Ford y Perlmutter (1964) utilizaron un reactor, cuyas paredes internas estaban cubiertas con catalizador de bronce, para estudiar la cinética de la reacción de deshidrogenación del 2-butanol. Carberry (1964) desarrolló un reactor tanque agitado catalítico, que consistía en una cuádruple paleta con pastillas esféricas de catalizador, y estudió la reacción de oxidación del monóxido de carbono sobre catalizador de platino soportado; por su parte, Brisk et al. (1968) desarrollaron un reactor similar al de Carberry, que consistía en una canasta rotacional con catalizador que actuaba como agitador en un pequeño recipiente, y determinaron la cinética de la oxidación de hidrocarburos sobre catalizadores soportados. Más recientemente, Pereira y Calderbank (1975) determinaron experimentalmente los coeficientes de transferencia de materia para este reactor, y, los compararon con los obtenidos a partir de un modelo matemático desarrollado a fin de calcular la velocidad relativa entre el gas y las pastillas de catalizador. Difford y Spencer (1975) aconsejan el empleo de este reactor en estudios de envenenamiento de catalizadores.

Choudhary y Doraiswamy (1972) desarrollaron tres tipos de reactores tanque continuo agitados sólido-gas: primero, un reactor del tipo canasta rotacional con cuatro paletas cilíndricas; en segundo término, un reactor del tipo canasta cilíndrica fija con un agitador especial que rotaba alrededor de la

canasta y, por último, un reactor del tipo tanque rotatorio con una canasta cilíndrica estacionaria con catalizador. Estos autores presentan un resumen de los diversos tipos de reactores sólido-gas desarrollados por distintos investigadores, las reacciones estudiadas y las condiciones de trabajo para cada caso.

Towler y Rice (1974) propusieron un método dinámico que involucra una partícula esférica única de catalizador en un reactor tanque continuo agitado, para la determinación de los parámetros característicos del mismo, tales como conductividad y difusividad efectiva.

Barcicki et al. (1975) diseñaron un reactor tanque agitado en fase gaseosa libre de gradientes para llevar a cabo estudios cinéticos de reacciones catalíticas para un rango muy amplio de temperaturas. Pant y Chanda (1976) estudiaron la cinética de la oxidación del o-xileno sobre pentóxido de vanadio como catalizador y determinaron las características de la transferencia de materia en un reactor agitado.

En el presente trabajo se utiliza un reactor esférico tanque continuo agitado mediante jets gaseosos para una única pastilla esférica similar al empleado por Smith y colaboradores.

2-2 ESTUDIO DE LA DISTRIBUCION DE TIEMPOS

Con el objeto de obtener las ecuaciones de diseño de reactores, es necesario simplificar las ecuaciones generales de cambio, estableciendo modelos ideales de flujo. Los modelos más utilizados son los de flujo pistón y mezcla completa. Sin embargo, en la práctica estos modelos idealizados no se cumplen en general, sino que existen desviaciones debidas, fundamentalmente, a canalizaciones del flujo, recirculación del fluido o formación de zonas estancas. Resulta, en consecuencia, necesario conocer la distribución de velocidades en los reactores reales, o bien, teniendo en cuenta la dificultad experimental involucrada, sería suficiente con caracterizar el flujo determinando la distribución de tiempos de residencia.

Los primeros trabajos sobre estudios de distribución de tiempos de residencia fueron realizados en sistemas líquidos; recién, a partir de la última década, se nota un marcado incremento en estos estudios para sistemas gaseosos.

Las características del mezclado de los reactores tanque agitados en fase gaseosa han sido determinadas mediante distintos métodos, a saber:

- a) estudiando la cinética de una reacción simple; esto implica el planteo de un modelo de flujo para el sistema en estudio y la consideración de una reacción química de primer orden hallando la relación analítica existente entre las concentraciones de entrada y salida, y los distintos parámetros que caracterizan al sistema (Trotter (1960), Matras y Villiermaux (1973)),
- b) utilizando las técnicas de trazadores, o sea mediante las técnicas de estímulo-respuesta; este tipo de experiencias se basan en la aplicación de un determinado estímulo al sistema y

en el análisis del comportamiento del mismo frente al estímulo aplicado. Este método es el más empleado en las caracterizaciones del flujo; puede utilizarse como trazador cualquier sustancia que se pueda detectar fácilmente, que no perturbe el tipo de flujo en el sistema, que no se adsorba sobre las paredes del recipiente y que tenga un bajo valor de difusividad, como así también cualquier tipo de señal de entrada siendo las más simples y utilizadas, el pulso y el escalón (Carberry (1964), Tajbl et al. (1967), Brisk et al. (1968), Wentzheimer (1969), Lakshmanan y Rouleau (1970) y Choudhary y Doraiswamy (1972))y,

- c) determinando las conversiones para distintas velocidades de agitación, a fin de evaluar cualitativamente si ésta influye sobre la velocidad del proceso en estudio (Ford y Permultter (1964), Lakshmanan y Rouleau (1969), Brown y Bennett (1970) y Pereira y Calderbank (1975)).

Mediante la obtención de las curvas de distribución de tiempos de residencia se establecen modelos simplificados de los sistemas de flujo, según la proposición original de Danckwerts (1953). Desde entonces, han aparecido en la bibliografía muchos artículos que involucran aplicaciones de las técnicas de estímulo-respuesta o variaciones de ellas, de modo de obtener modelos de flujo que representen adecuadamente el comportamiento de los reactores en estudio.

Se han propuesto distintos modelos de flujo con parámetros que varían desde uno a seis a fin de cuantificar la información experimental obtenida, tales como: modelos de dispersión, modelos de cascada de tanques agitados en serie, y, modelos combinados, entre los más sencillos. Rao y Edwards (1973) realizaron una comparación entre varios modelos desarrollados para estudiar los efectos del mezclado sobre el comportamiento de

los reactores tanque continuo agitados.

Asimismo, se realizaron trabajos en los cuales se estudió la influencia del método de inyección, medición y distribución del trazador sobre las curvas de respuesta (Levenspiel y Turner (1970), Levenspiel et al. (1970), Turner (1974) y Otto y Gestrich (1974)).

El conocimiento del mezclado de los reactores tanque continuo agitados es importante en la elección, diseño y análisis de los mismos, pues su influencia es significativa sobre la conversión de los reactivos.

2-3 DETERMINACION DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR
Y MATERIA

Los coeficientes de transferencia de calor y materia pueden ser obtenidos experimentalmente o mediante correlaciones empíricas o semiempíricas existentes en la bibliografía. Estos coeficientes dependen, en general, de: las propiedades del fluido, la geometría del sistema, los gradientes de temperatura y concentración y la distribución superficial de temperatura y concentración. Es así que la validez de las correlaciones está restringida a la geometría del sistema y al rango de variación de los números adimensionales en las experiencias originales.

Existen diversos métodos a fin de poder determinar experimentalmente los coeficientes de transferencia de calor y materia. La elección del método depende fundamentalmente de la complejidad de la geometría del sistema, de la necesidad de eliminar o minimizar cualquier resistencia que pueda estar presente, y de la facilidad de determinación de las concentraciones y temperaturas.

Numerosos trabajos se han realizado hasta el presente con el objeto de determinar los coeficientes de transferencia de calor y materia para una esfera sumergida en un fluido (según el modelo de la película). La dependencia funcional para los mismos puede expresarse en términos de números adimensionales, de la siguiente manera:

Para transferencia de calor por convección forzada:

$$Nu \propto Re_p^n Pr^m \quad (1)$$

donde:

$$\text{Nu} = \text{número de Nusselt} = \frac{h d_p}{k}$$

$$\text{Re}_p = \text{número de Reynolds} = \frac{v \rho d_p}{\mu}$$

$$\text{Pr} = \text{número de Prandtl} = \frac{c_p \mu}{k}$$

Similarmente, para transferencia de materia por convección forzada:

$$\text{Sh} \propto \text{Re}_p^{n'} \text{Sc}^{m'} \quad (2)$$

donde:

$$\text{Sh} = \text{número de Sherwood} = \frac{k_c d_p}{D}$$

$$\text{Sc} = \text{número de Schmidt} = \frac{\mu}{\rho D}$$

En el caso límite en el que no exista movimiento entre el fluido y la esfera, Langmuir (1918) demostró teóricamente que en estado estacionario el número de Nusselt global vale dos; este valor coincidía con las primeras determinaciones experimentales llevadas a cabo por Morse (1910). Esta misma demostración es válida para transferencia de materia; es decir que para una esfera sumergida en un fluido estanco ($\text{Re}_p = 0$) y en ausencia de convección natural, es válido que:

$$\text{Nu}_0 = \text{Sh}_0 = 2 \quad (3)$$

Teniendo en cuenta la ecuación (3), las ecuaciones (1) y (2) pueden reescribirse como:

$$\text{Nu} = 2 + a \text{Re}_p^n \text{Pr}^m \quad (4)$$

$$\text{Sh} = 2 + b \text{Re}_p^{n'} \text{Sc}^{m'} \quad (5)$$

siendo a y b constantes.

De acuerdo a los resultados de Douglas y Churchill (1956), en base a un estudio experimental realizado con flujo de gases alrededor de un cilindro con grandes diferencias de temperatura, las propiedades físicas del fluido deben calcularse a la temperatura media del film (T_f):

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} \quad (6)$$

siendo:

T_s = temperatura de la superficie del sólido.

T_∞ = temperatura en el seno del fluido.

Se han llevado a cabo numerosas investigaciones, a fin de determinar los valores de las constantes numéricas involucradas en las ecuaciones (4) y (5). Para transferencia de calor se realizaron experiencias con partículas esféricas sólidas calentadas y de sustancias volátiles que se evaporaban; asimismo, para transferencia de materia las técnicas empleadas involucran sublimación de sólidos, disolución de sólidos en líquidos, evaporación de gotas de agua y de otros líquidos puros, como así también evaporación de líquidos impregnados en partículas porosas.

Uno de los primeros estudios sobre transferencia de materia fue realizado por Frössling (1938) quien determinó velocidades de evaporación de gotas de distintos líquidos y de

sublimación de esferas de naftaleno en aire caliente; sus datos cubrían números de Reynolds de partícula entre 2 y 800. Frössling demostró teóricamente, basándose en la solución de las ecuaciones que describen el movimiento del flujo alrededor del punto de estancamiento, que el exponente del número de Reynolds en la ecuación (4) es 1/2; este valor fue, años más tarde, confirmado experimentalmente.

Pocos son los trabajos que estudian el exponente del número de Schmidt o Prandtl (Galloway y Sage (1967)) y en prácticamente todos los casos se lo considera 1/3. La ecuación para transferencia de materia resulta:

$$Sh = 2 + 0,552 Re_p^{0,50} Sc^{0,33}$$

Ranz y Marshall (1952) llevaron a cabo uno de los mejores trabajos en transferencia simultánea de calor y materia, determinando la evaporación de gotas de agua y benceno del orden de 1 mm de diámetro en aire. Sus resultados experimentales fueron correlacionados mediante la siguiente ecuación:

$$Nu = 2 + 0,60 Re_p^{0,50} Pr^{0,33}$$

Los mismos datos recalculados para transferencia de materia respondían a la siguiente expresión:

$$Sh = 2 + 0,60 Re_p^{0,50} Sc^{0,33}$$

Estas ecuaciones son válidas para número de Reynolds entre 2 y 200.

Steinberg y Treybal (1960) realizaron una revisión completa de los datos obtenidos para una esfera sumergida en gases o líquidos. Para números de Reynolds bajos obtuvieron que el valor del número de Sherwood se aproximaba a dos; para altas ve-

locidades de flujo, el problema aumentaba en complejidad debido al desprendimiento de la capa límite y a la formación de estelas en la parte posterior de la esfera; estos autores correlacionaron sus datos experimentales y los de otros investigadores, en base a la aditividad de los mecanismos de transferencia por convección natural y forzada, mediante la siguiente ecuación:

$$Sh = Sh^* + 0,347 (Re Sc^{0,50})^{0,62}$$

donde:

$$Sh^* = 2 + 0,569 (Gr Sc)^{0,25}$$

y

$$Gr = \frac{\rho^2 \beta g d_p^3 \Delta T}{\mu^2}$$

para número de Reynolds entre 10 y 17.000. La desviación promedio de esta correlación es de $\pm 12,7$ %. La ecuación incluye el número de Grashof que corrige la transferencia de materia por convección natural.

Keey y Glen (1964) sugieren que la ecuación del tipo Frössling no puede aplicarse con las mismas constantes en un amplio rango del número de Reynolds; ellos recomiendan el uso de una serie de correlaciones que cubren satisfactoriamente números de Reynolds mayores que 500.

Rowe et al. (1965) realizaron una revisión de los datos obtenidos para transferencia de calor y materia e indicaron que el valor óptimo para el exponente del número de Reynolds está comprendido entre 0,4 y 0,6. Las correlaciones propuestas por estos autores son:

$$20 < Re < 2000 \quad Nu = 2 + a Re_p^n Pr^{0,33}$$

$$\text{con } a = 0,69 \text{ (aire) - } 0,79 \text{ (agua)}$$

$$\text{y } 0,4 < n < 0,6$$

$$26 < Re < 1150 \quad Sh = 2 + 0,79 Re^{0,50} Sc^{0,33}$$

Sc >> 1 - disolución de ácido benzoico

$$96 < Re < 1050 \quad Sh = 2 + 0,69 Re^{0,50} Sc^{0,33} \quad \text{sublimación}$$

Hughmark (1967) realizó un trabajo teórico para el caso de una esfera rígida, en base a los datos de varios investigadores, y estudió la variación de los números de Nusselt y Sherwood en función de los números de Reynolds, Prandtl y Schmidt. Sus resultados indican que el exponente del número de Schmidt aumenta con el número de Reynolds y que el exponente del número de Reynolds refleja una contribución turbulenta desde la estela para $Re > 450$.

A partir del año 1967, se nota una marcada tendencia en los trabajos, tanto teóricos como experimentales, en estudiar la influencia de los parámetros turbulentos sobre las transferencias, como así también la determinación de los coeficientes locales de transferencia, la influencia de la posición del soporte, el efecto de bloqueo y la diferenciación en el establecimiento de correlaciones para la parte frontal y posterior de la esfera.

La influencia de los parámetros turbulentos; de la posición del soporte y el efecto del bloqueo se refleja en la variación de los coeficientes a y b en las ecuaciones (4) y (5) respectivamente.

Galloway y Sage (1967) definieron entonces un número adimensional, el número de Frössling (Fs):

$$Fs = \frac{Nu - 2}{Re^{0,50} Pr^{0,33}}$$

que fue correlacionado con los parámetros turbulentos.

Raithby y Eckert (1968) estudiaron la influencia de la intensidad de turbulencia y la posición del soporte y, obtuvieron valores mayores del coeficiente de transferencia de calor para el soporte ubicado a 90° del punto de estancamiento frontal, que para el soporte ubicado a 180° .

Lee y Barrow (1968), Hughmark (1970) y Gibert et al. (1972) determinaron coeficientes locales de transferencia y encontraron que para la parte frontal de la esfera es válida una ecuación del tipo Frössling, mientras que para la parte posterior, el exponente del número de Reynolds aumentaba a 0,78-0,80 y el del número de Schmidt variaba entre 0,33 y 0,42.

Más recientemente, Bonet et al. (1974) realizaron una revisión, que abarca trabajos desde 1938 hasta 1974, de las distintas correlaciones encontradas en bibliografía para el caso de una esfera sumergida en un fluido; en este trabajo presentan una tabla completa de correlaciones como así también el sistema de trabajo utilizado en cada caso y el rango de variación de los números adimensionales.

El problema de la transferencia de calor por convección natural para el caso de una esfera sumergida en un medio semiinfinito o ubicada en un determinado recinto ha recibido especial atención tanto teórica como experimentalmente (Garner y Hoffmann (1961), Chiang et al. (1964), Bishop et al. (1966), Scanlan et al. (1970), Yin et al. (1973), Weber et al. (1973) y Powe et al. (1977)).

Asimismo, se han realizado trabajos que involucran la transferencia simultánea por convección natural y forzada (Yuge (1960), Klyachko (1963), Hieber y Gebhart (1969) y Chen y Mucoglu (1977)).

La bibliografía que trata el cálculo del número de Nusselt cuando existe transferencia de calor por el mecanis-

mo mixto de convección natural y forzada es escasa y contradictoria. Mc Adams (1954) sugirió que las transferencias de calor para convección natural y forzada, se calculen separadamente y que se utilice el valor más alto; por otro lado, Van der Hegge Zijnen (1957) propuso la suma vectorial de los números de Nusselt para los dos mecanismos de convección. Sin embargo ambos métodos pueden resultar erróneos; Börner (1965) y Hatton et al. (1970) se basaron, con gran éxito, en la velocidad del flujo resultante para el mecanismo mixto de convección natural y forzada.

2-4- TECNICAS DE VISUALIZACIÓN DE FLUJO

La mayor parte de los fluidos, gases o líquidos, son medios transparentes y su movimiento resulta invisible al ojo humano durante la observación directa. Las técnicas denominadas de visualización permiten reconocer el movimiento del fluido en estudio haciendo que el mismo se vuelva visible. Estas técnicas han sido desarrolladas desde el siglo pasado, y su campo de aplicación es cada vez más amplio pues constituyen un medio sumamente valioso para entender los problemas relacionados con los fenómenos de flujo.

Una gran variedad de experiencias de visualización de flujo fueron llevadas a cabo por Reynolds y Prandtl, a fin de confirmar e ilustrar sus investigaciones en mecánica de fluidos. Sin embargo, fué E. Mach quien tuvo un rol pionero en el desarrollo de las técnicas de visualización de flujo (Merzkirch (1974)).

Los métodos de visualización de flujo pueden clasificarse fundamentalmente en tres grupos. El primero comprende las técnicas en las cuales se introduce un material distinto al fluido en circulación. El material agregado debe ser visible, y, si las partículas que lo componen son lo suficientemente pequeñas, se puede suponer que el movimiento de estas partículas es el mismo que el del fluido libre, en dirección y magnitud de velocidad. La visualización es, en este caso, un método indirecto, ya que se observa el movimiento del material agregado y no el del fluido. Las diferencias entre el movimiento del fluido y el de las partículas agregadas pueden minimizarse, pero no evitarse totalmente, utilizando partículas de densidad similar al fluido en estudio.

El segundo grupo corresponde a los métodos ópti-

cos; estos se basan en que la densidad del fluido es una función del índice de refracción del medio circulante. En consecuencia, los flujos compresibles pueden hacerse visibles por medio de estos métodos que son sensibles a variaciones del índice de refracción en el campo bajo estudio. El campo de flujo compresible se comporta como una perturbación óptica para cada rayo de luz que lo atraviesa. Un sistema óptico ubicado detrás del objeto provee una iluminación no uniforme en un plano registro, a partir del cual se pueden extraer conclusiones relacionadas con las variaciones de densidad en el campo de flujo. Los métodos ópticos son consecuentemente métodos de prueba no perturbantes. Una evaluación cuantitativa es generalmente difícil, ya que la información de la distribución de densidades debe ser integrada a lo largo del camino de los rayos de luz en el campo objeto.

El tercer grupo de las técnicas de visualización de flujo es una combinación de las dos mencionadas recientemente. En este caso, se introduce energía en la corriente principal del fluido, en forma de calor o de descarga eléctrica. Los elementos marcados del fluido necesitan por su creciente nivel de energía un método óptico de visualización, de modo que puedan ser distinguidos del resto del fluido. En otros casos, la energía liberada es tan alta que los elementos marcados se vuelven por si mismos luminosos y pueden ser directamente observados. Estas técnicas se aplican generalmente a flujos con un bajo nivel de densidad promedio. Este método afecta el flujo original según la cantidad de energía liberada.

En el presente trabajo se utiliza el método schlieren, que es un método óptico para visualizar el flujo; otros métodos ópticos posibles son los métodos interferométricos y las fotografías de sombras. Los métodos interferométricos pro

ducen una imagen en la cual las diferencias de densidad son proporcionales a las diferencias en el índice de refracción en el campo y son, en consecuencia, convenientes para llevar a cabo medidas cuantitativas. En las fotografías de sombras, las diferencias en densidad de la imagen son proporcionales a la derivada del gradiente del índice de refracción. Estas son utilizadas en casos donde los gradientes son muchos y varían rápidamente.

El método schlieren, intermedio entre estos dos extremos, indica el gradiente en el índice de refracción; este método es sumamente adecuado para la mayoría de los casos donde interesan las líneas de flujo.

La palabra "schliere", de origen alemán, indica una inhomogeneidad local en un medio transparente que causa una desviación irregular de la luz. Esta misma palabra se aplica a ciertos diseños ópticos que permiten no sólo la visualización cualitativa de tales inhomogeneidades ópticas sino también la medición cuantitativa de la cantidad desviada.

Muchos científicos de diferentes nacionalidades han contribuido al desarrollo del método schlieren durante más de un siglo. Este método fue sugerido originalmente por el astrónomo francés Foucault (1859) como un medio de control de calidad en la fabricación de grandes objetivos astronómicos de alto poder de resolución. El físico alemán Töpler (1864) aplicó este método en el estudio de inhomogeneidades gaseosas.

En la actualidad, el método schlieren es uno de los métodos ópticos de visualización más frecuentemente empleado en aerodinámica y en los laboratorios de termodinámica, pues combina un diseño óptico relativamente simple con un alto grado de resolución.

La revisión de varios sistemas schlieren, la discusión de las aplicaciones y el comportamiento técnico del método schlieren han sido publicados por Schardin (1934, 1942), Barnes (1953), Beams (1954), Wolter (1956), Holder et al. (1956), Kodak Company (1960), Holder y North (1963), Weinberg (1963), Hauf y Grigull (1970), Vasil'ev (1971) y Merzkirch (1974).

CAPITULO 3

ESTUDIO DE LA DISTRIBUCION DE TIEMPOS DE RESIDENCIA

3-1- INTRODUCCION

La necesidad de determinar la actividad y selectividad de pastillas catalíticas y/o sólidos reactivos condujo al desarrollo de un reactor esférico tanque continuo agitado mediante jets emergentes de una tobera de doble orificio.

El conocimiento de la fluidodinámica del reactor resulta de gran importancia para determinar su comportamiento. Sin embargo, dada la complejidad en obtener esta información, se recurre, generalmente, a la caracterización del flujo a partir de la distribución de tiempos de residencia. En el presente trabajo esto se realizó utilizando las técnicas de estímulo-respuesta. En el centro del reactor se ubicó una esfera metálica para simular las condiciones fluidodinámicas determinadas por la presencia de una pastilla catalítica o un sólido reactivo.

En las secciones siguientes de este capítulo se describen el reactor, el equipo y las técnicas empleadas para obtener los datos experimentales. Se presentan los resultados obtenidos como así también el análisis y discusión de los mismos.

3-2- PARTE EXPERIMENTAL

3-2-1- Descripción del reactor

Las determinaciones experimentales fueron llevadas a cabo en el reactor que se describe a continuación.

El reactor, construido en vidrio Pyrex, consiste en una cámara esférica de 50 mm de diámetro que presenta una tubuladura lateral, con el fin de poder introducir una termocupla o como ubicación alternativa de la tobera, y un cuello de 21 mm de diámetro y 35 mm de longitud (Fig. 3-1). En el centro de la cámara esférica se ubicó una esfera de acero de 20 mm de diámetro, suspendida de un fino alambre de acero. La entrada de aire al reactor se produce a través de una tobera de bronce de doble orificio cuyo diseño y dimensiones se indican en la Fig. 3-1.

3-2-2- Equipo utilizado

Con el objeto de verificar el grado de mezclado del reactor, se utilizó la técnica de inyección de pulsos de helio, para lo cual se construyó un equipo cuyo diagrama de flujo se esquematiza en la Fig. 3-2. Los gases empleados, aire y helio, fueron provistos por Aga S.A. y Matheson Co. USA, respectivamente; ambos poseían un alto grado de pureza.

Los pulsos de helio, que se inyectaban mediante una válvula de seis vías, eran analizados con un detector de conductividad térmica de cuatro filamentos de hilo de tungsteno caliente, fabricado por Gow Mac modelo 9454; el mismo, que formaba parte de un puente de Wheatstone, se alimentaba con una fuente de corriente continua de potencial constante. El circuito eléctrico del detector y la fuente se ilustra en la Fig. 3-3.

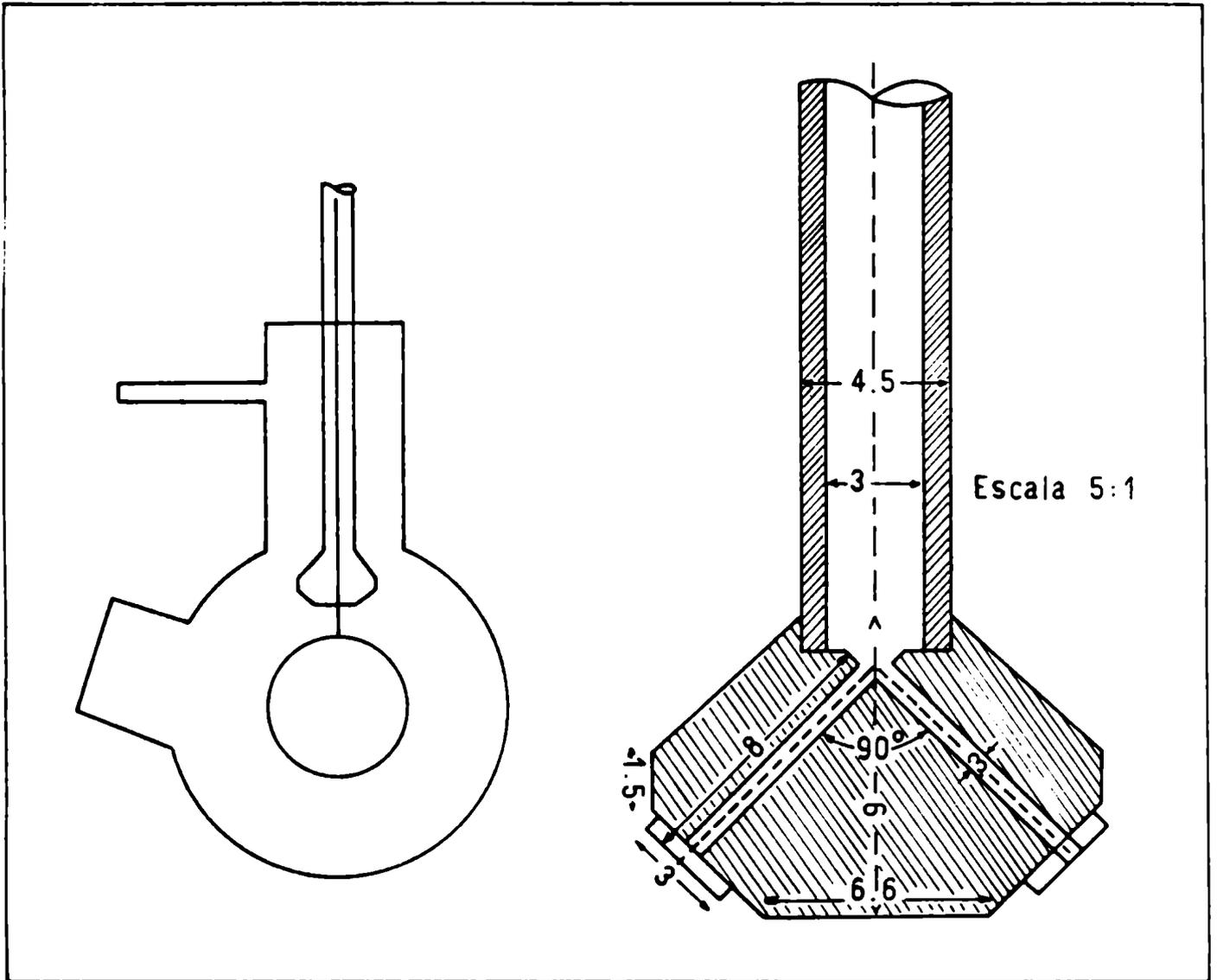
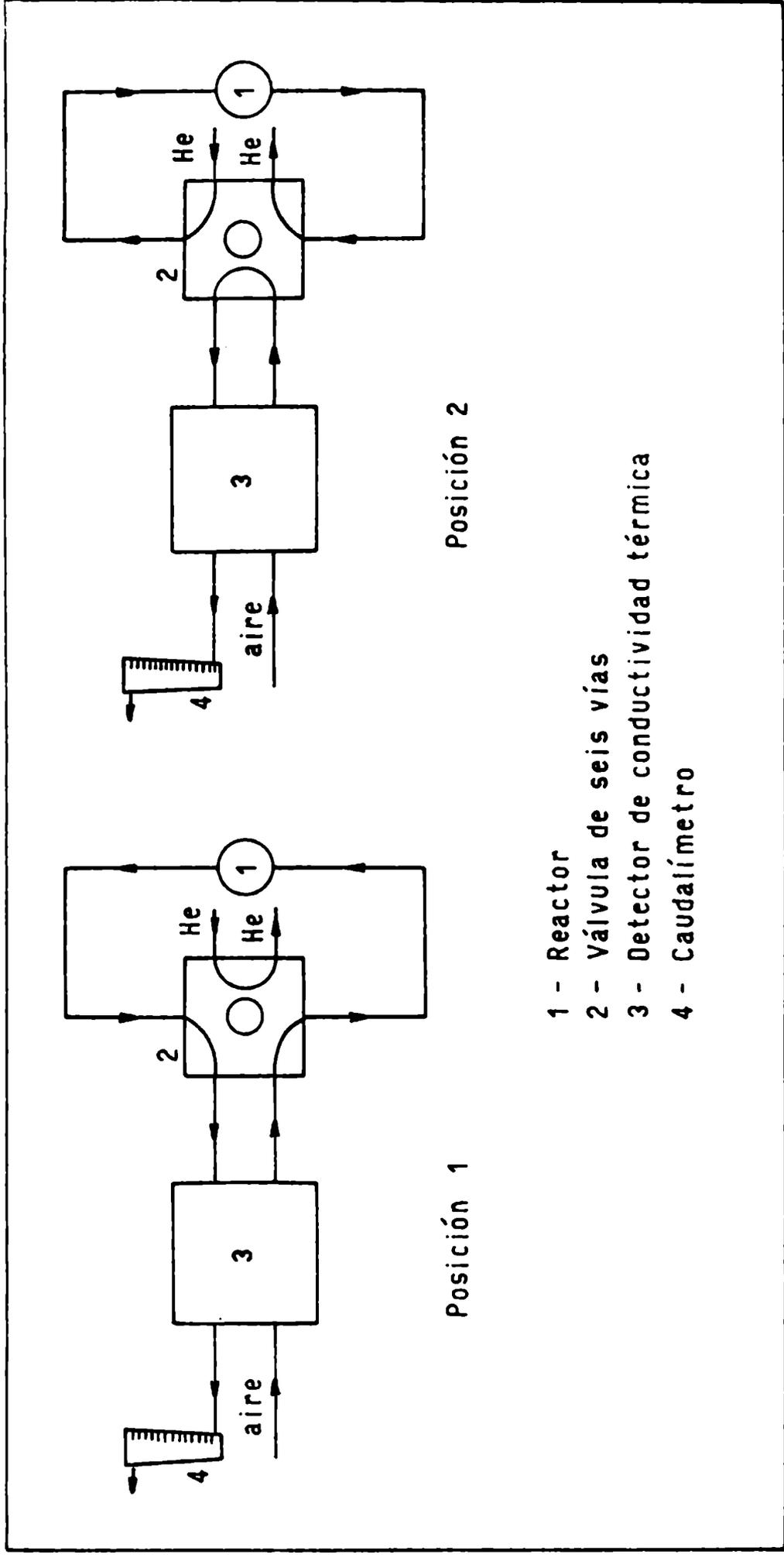


Fig. 3-1 Esquema del reactor y la tobera



- 1 - Reactor
- 2 - Válvula de seis vías
- 3 - Detector de conductividad térmica
- 4 - Caudalímetro

Fig. 3-2 Diagrama de flujo del equipo utilizado

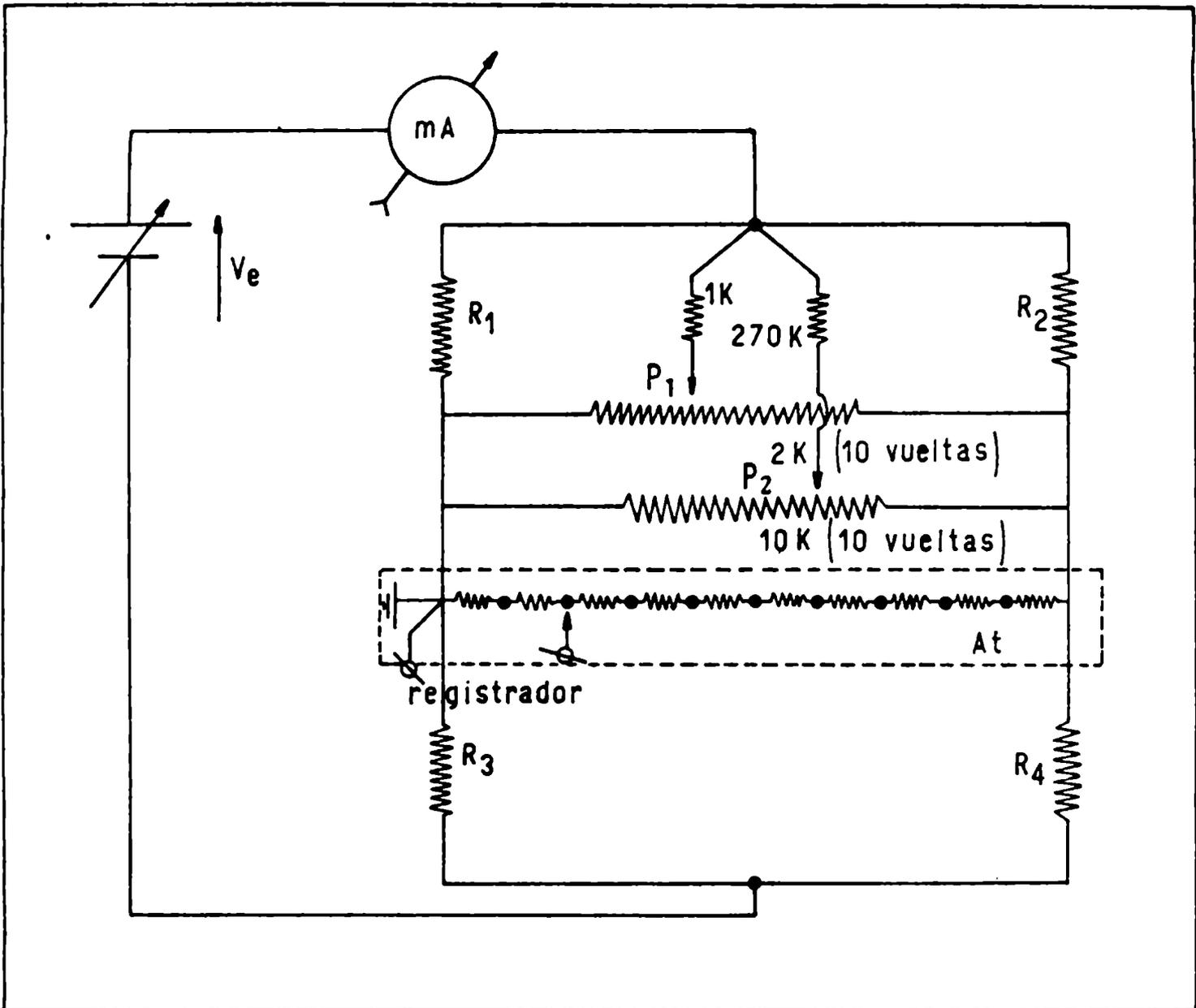


Fig. 3-3 Circuito eléctrico del detector y la fuente

V_e - Fuente de alimentación de tensión constante $18V \pm 1\%$

mA - Miliamperímetro indicador de la corriente de alimentación al puente

P_1 - Potenciómetro de ajuste de cero grueso (2K 10 vueltas)

P_2 - Potenciómetro de ajuste de cero fino (10K 10 vueltas)

At - Atenuador calibrado en 12 pasos de 0 a ∞ en serie geométrica de razón 2

R_1, R_2, R_3, R_4 - Resistencias componentes del puente de Wheatstone

3-2-5- Operación del equipo

El aire circulaba por una de las ramas del detector de conductividad térmica, ingresaba en el reactor y al abandonar éste, fluía por la otra rama de la celda de conductividad (Fig. 3-2 Posición 1).

En un instante dado, se inyectaba un pulso de helio cambiando la posición 1 de la válvula de seis vías a la posición 2 y luego nuevamente a la posición 1. Esta operación se realizaba lo más rápidamente posible, a fin de aproximar la inyección a un pulso instantáneo (delta de Dirac).

El sistema de detección se basa en la diferencia de conductividad térmica de los gases empleados. Cuando el pulso emergente del reactor llega al elemento sensible del detector, el puente de Wheatstone se descompensa produciendo una diferencia de potencial que es generadora de una señal. Para registrar la respuesta al pulso inyectado se utilizó un registrador potenciométrico Sargent Welch modelo MR.

Las conexiones entre las distintas partes del equipo, entre los puntos de inyección y medida, fueron realizados con tubos de goma de diámetro interno pequeño ($d=3$ mm) y lo más cortas posibles, para evitar deformaciones del pulso inyectado y lograr que el tiempo de residencia en las conexiones fuese despreciable respecto del tiempo de residencia del reactor.

La medición del caudal se realizó utilizando un rotámetro fabricado por GA Platon Ltd, para caudales altos (1-4 l/min) y con un caudalímetro de burbujas para caudales bajos (30-500 ml/min).

3-2-4- Condiciones operativas

Se realizaron 39 determinaciones experimentales a temperatura ambiente, con la tobera ubicada en el reactor en posición vertical para un rango de caudales comprendido entre 35 y 4000 ml/min.

Asimismo, se llevaron a cabo algunas experiencias (35 y 300 ml/min) ubicando la tobera en la tubuladura lateral del reactor.

Se midió también la pérdida de carga de la tobera utilizando un manómetro de mercurio (ver Fig. 3-4).

Se puede demostrar que la velocidad de los jets en los orificios de la tobera es menor que la velocidad sónica para caudales de aire hasta aproximadamente 3 l/min. Puesto que en aire a 20°C y presión atmosférica la velocidad sónica es $u_s = 345$ m/seg, se debe cumplir:

$$u_o = \frac{2F_v}{\pi d_o^2} < 345\text{m/seg}$$

Para flujo subsónico a medida que aumenta el caudal de aire que circula por el reactor, la velocidad de salida también aumenta y la única variación de presión en el sistema es la pérdida de carga a través de la tobera. La presión de salida se mantiene constante y la presión de entrada aumenta porque aumenta la fricción, debido a una mayor velocidad. Llega un momento en que la velocidad de salida en el orificio es igual a la velocidad del sonido; a partir de este punto, la presión de entrada debe ser como mínimo la presión crítica, siendo en este punto la presión de salida igual a la presión externa (presión atmosférica); la presión de entrada aumenta, la velocidad a la salida se mantiene constante y la presión de salida aumenta, ya

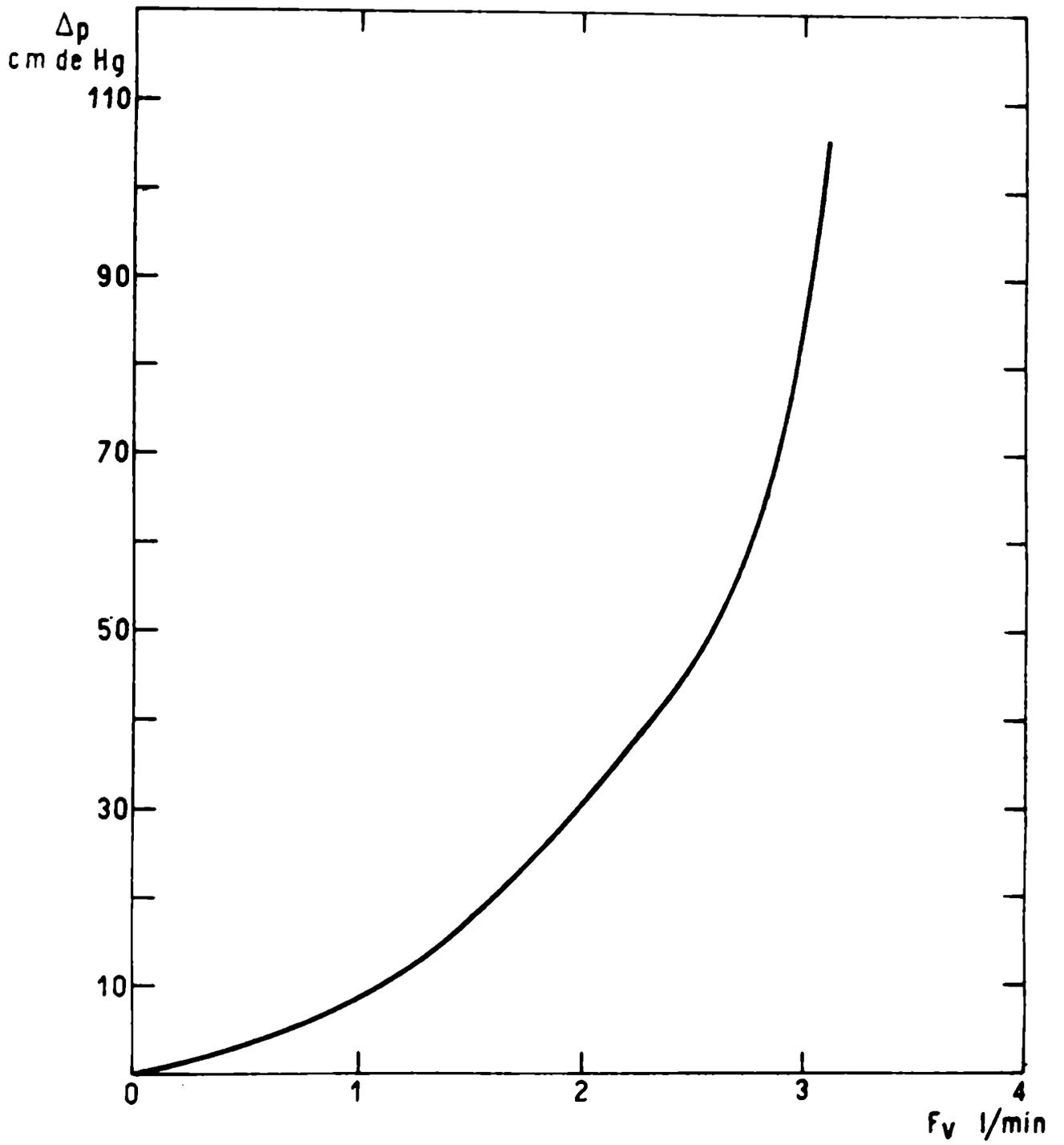


Fig. 3-4 Pérdida de carga en la tobera

que se debe mantener constante la relación entre la presión de entrada y salida.

Dado que un pequeño error en la determinación del área del orificio de la tobera implica un error apreciable en el cálculo de la velocidad, se verificó el límite sónico mediante la ecuación que relaciona la presión de salida y de entrada en un jet en condiciones de flujo sónico:

$$p_o = p_c \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\gamma/\gamma - 1}$$

siendo:

p_o = presión de salida en garganta

p_c = presión de entrada a la tobera

γ = relación entre c_p y c_v

Para una presión de salida de 1 atm, la presión de entrada resultante es de 142 cm de mercurio; en consecuencia, de la Fig. 3-4, para una pérdida de carga de 66 cm de mercurio le corresponde un caudal de 2,8 l/min, verificándose, entonces, que a partir de este caudal el flujo es sónico.

3-3- RESULTADOS OBTENIDOS

Se realizaron determinaciones experimentales a fin de estudiar la influencia del caudal y de la posición de la tobera sobre las curvas de distribución de tiempos de residencia.

Antes de inyectar el pulso de helio en el reactor, el aire circulaba por ambas ramas del detector de conductividad térmica, por lo que en el registrador se observaba una señal constante (línea de base). Al inyectar el pulso, en el registrador se obtuvieron curvas como las que se muestran en la Fig. 3-5 (corridas N° 2, 12 y 33 respectivamente). Así, la altura de la señal con respecto a la línea de base es una medida de la concentración del trazador en la corriente de salida del reactor; el retorno de la señal a la línea de base indica la eliminación total del helio del reactor.

3-3-1- Curvas de distribución de tiempos de residencia

A partir de la respuesta al pulso inyectado se puede obtener la concentración del trazador en función del tiempo, pues en el rango de trabajo ésta es directamente proporcional a la altura de la señal obtenida.

Cuando a la corriente de fluido que entra en un reactor se le impone una señal tipo pulso, la respuesta normalizada del trazador que se mide en la corriente de salida representa la curva denominada C.

Para efectuar esta normalización se adimensiona el tiempo dividiéndolo por el tiempo medio de residencia y la concentración del trazador dividiéndola por Q , el área bajo la curva de concentración versus tiempo adimensional, es decir:

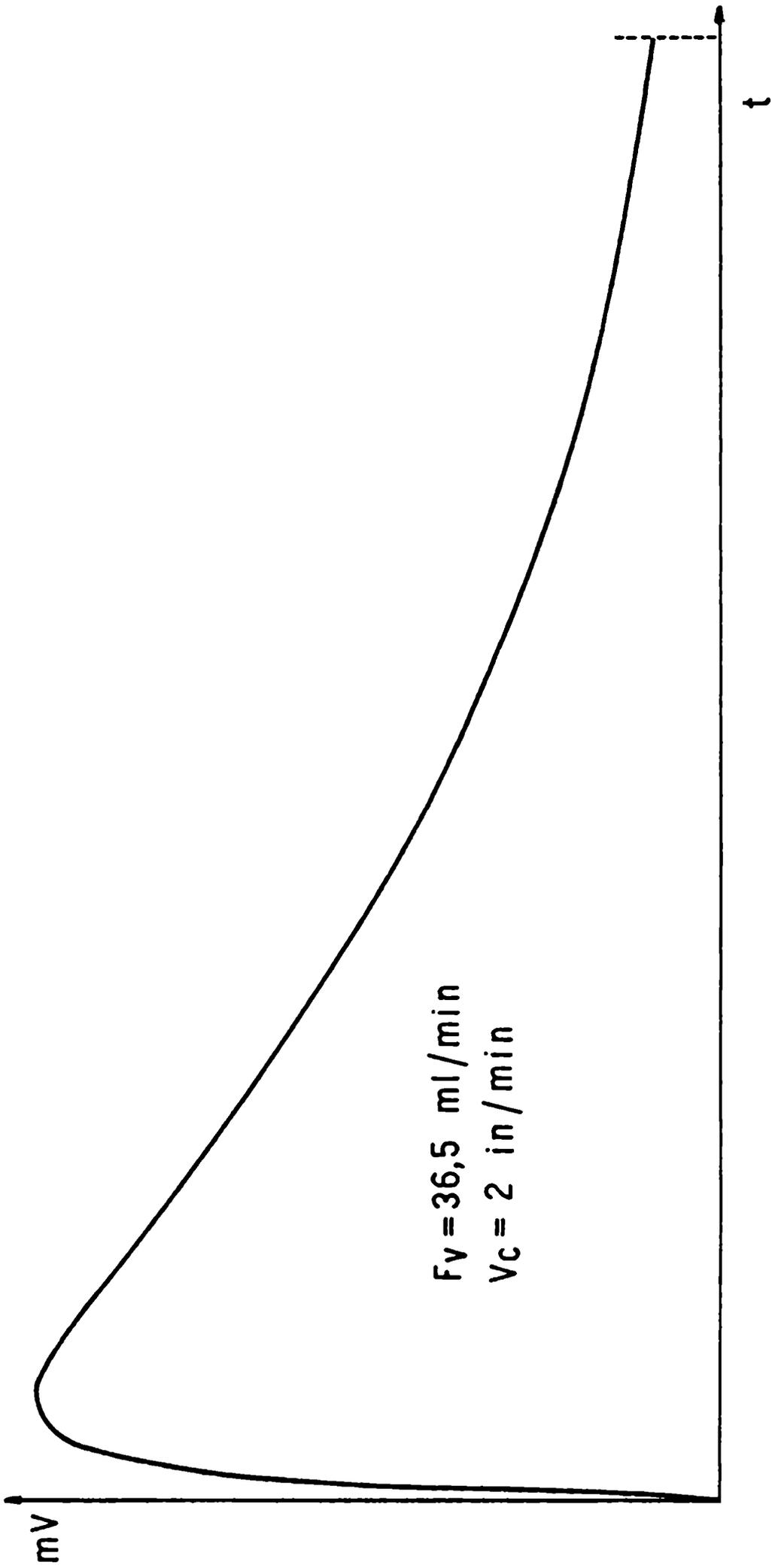


Fig. 3-5 Curvas de respuesta del reactor a una señal pulso

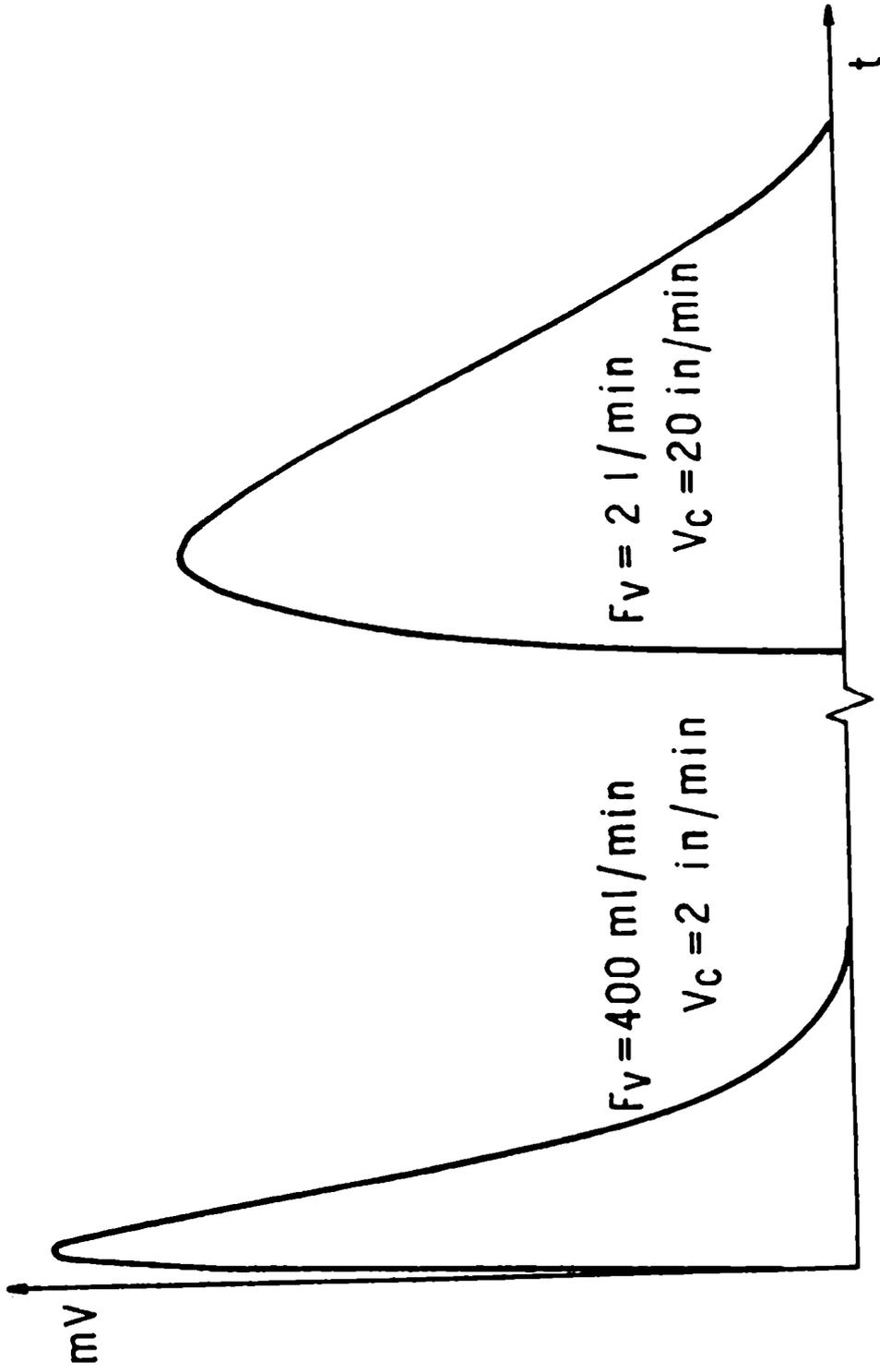


Fig. 3-5 Curvas de respuesta del reactor a una señal pulso

$$C = \frac{c}{Q} \quad \theta = \frac{t}{\bar{t}} = \frac{t F_v}{V}$$

donde:

$$Q = \frac{1}{\bar{t}} \int_0^{\infty} c \, dt \quad (7)$$

siendo:

c = concentración instantánea del trazador

\bar{t} = tiempo de residencia

$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$ = tiempo adimensional

De esta manera el área bajo la curva C es unitaria:

$$\int_0^{\infty} C \, d\theta = \int_0^{\infty} \frac{c}{Q} \, d\theta = 1$$

El tiempo de residencia \bar{t} se puede calcular a partir de las curvas de distribución. Dada una función continua $f(x)$, el primer momento alrededor del origen, que se denomina media o centroide de la distribución se define como:

$$M = \frac{\int_0^{\infty} x f(x) \, dx}{\int_0^{\infty} f(x) \, dx}$$

Si la función continua de la distribución se mide sólo en forma discreta a intervalos iguales, resulta:

$$M = \frac{\sum x_i f(x_i) \Delta x}{\sum f(x_i) \Delta x} = \frac{\sum x_i f(x_i)}{\sum f(x_i)}$$

y en este caso:

$$\bar{t} = \frac{\sum t_i c_i}{\sum c_i} \quad (8)$$

La ecuación (7) se puede escribir como:

$$Q = \frac{1}{\bar{t}} \sum c \Delta t$$

luego queda:

$$C_i = \frac{c_i}{Q} = \frac{\bar{t} c_i}{\sum c \Delta t} \quad (9)$$

Dado que la concentración es proporcional a la altura de la señal obtenida, los cálculos fueron realizados reemplazando directamente en las ecuaciones los valores de concentración por los de altura correspondientes. Los valores de tiempo se obtienen a partir de los registros teniendo en cuenta la velocidad de carta utilizada.

En base a las ecuaciones (8) y (9) se calculan las curvas de distribución C vs θ para los distintos caudales de aire utilizados (Fig. 3-6). En la misma figura se representa la curva correspondiente a mezclado perfecto.

La curva C se puede transformar en la curva F , que es la función de distribución acumulativa, teniendo en cuenta que:

$$F = \int_0^{\theta} C d\theta$$

Reemplazando la integral por sumatoria y utilizando la regla del trapecoide resulta que el área en el intervalo $(i-1, i)$ estará dada por:

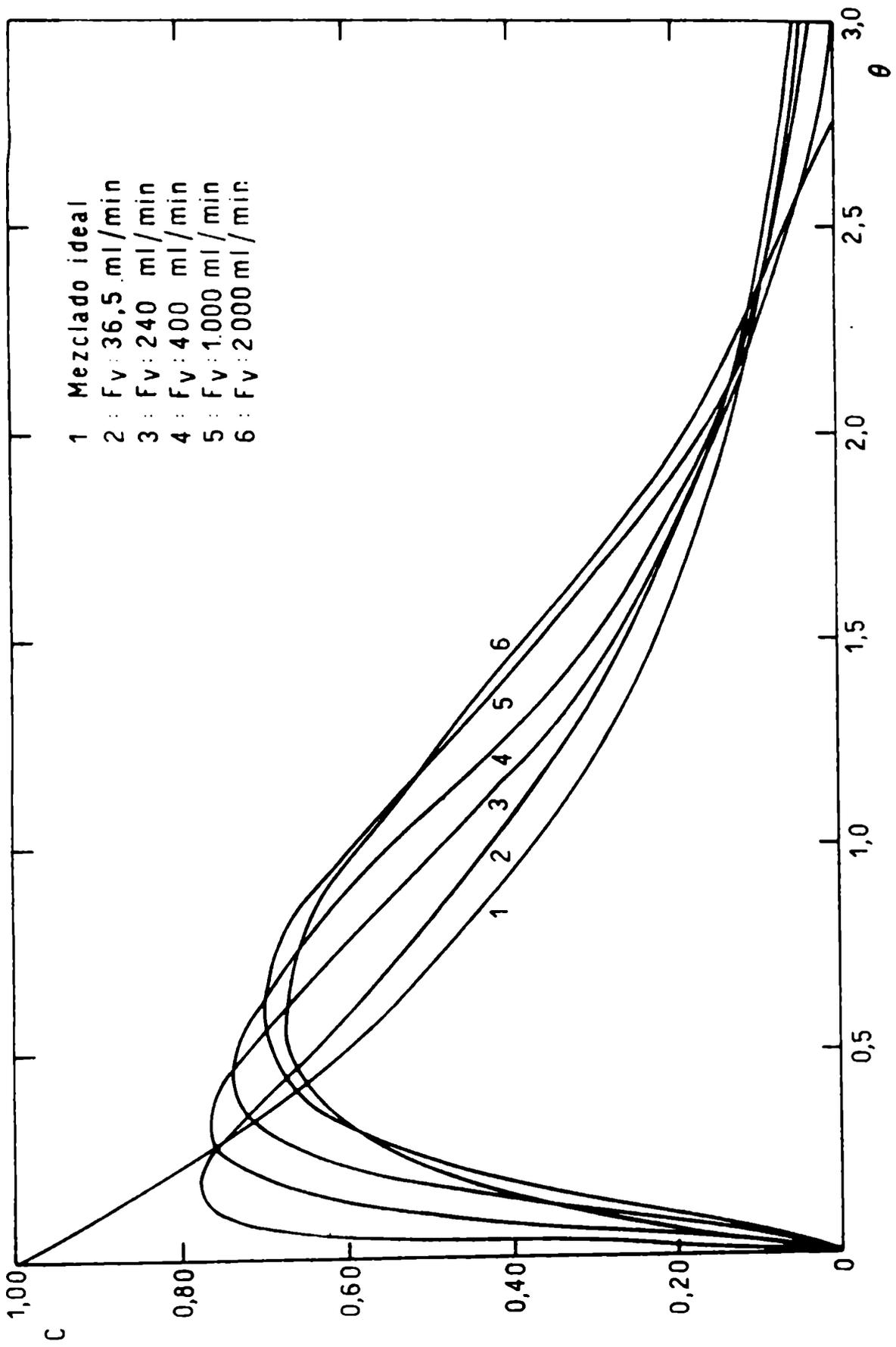


Fig. 3-6 Curvas C de distribución de tiempos de residencia

$$\bar{C}_i \Delta \theta = \frac{C_i + C_{i-1}}{2} \Delta \theta$$

o sea:

$$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$$

En la Fig. 3-7 se ejemplifican algunas de las curvas de la figura anterior (Fig. 3-6), representadas como F vs θ . Se incluye también la curva correspondiente a mezclado perfecto.

Las tablas del Apéndice II muestran en detalle los resultados experimentales obtenidos y los cálculos realizados para los distintos caudales empleados. Es de destacar que se realizaron varias experiencias en iguales condiciones pero puesto que se obtenía una perfecta reproducción de las curvas, sólo se analizó una curva para cada caudal.

3-3-2- Comportamiento del reactor a caudales altos

Las curvas de distribución de tiempos de residencia correspondientes a caudales de 3 y 4 l/min muestran un comportamiento diferente respecto a las obtenidas para el rango de caudales comprendido entre 35 y 2000 ml/min. En las Figs. 3-8 y 3-9 se pueden observar las curvas C vs θ y F vs θ respectivamente, para los caudales más altos empleados.

3-3-3- Influencia de la posición de la tobera

A fin de analizar el efecto de la posición de la tobera sobre las curvas de distribución de tiempos de residencia, ésta fue ubicada en primer término en posición vertical y luego en la tubuladura lateral del reactor. En la Fig. 3-10 se comparan las curvas F vs θ para ambas posiciones de la tobera.

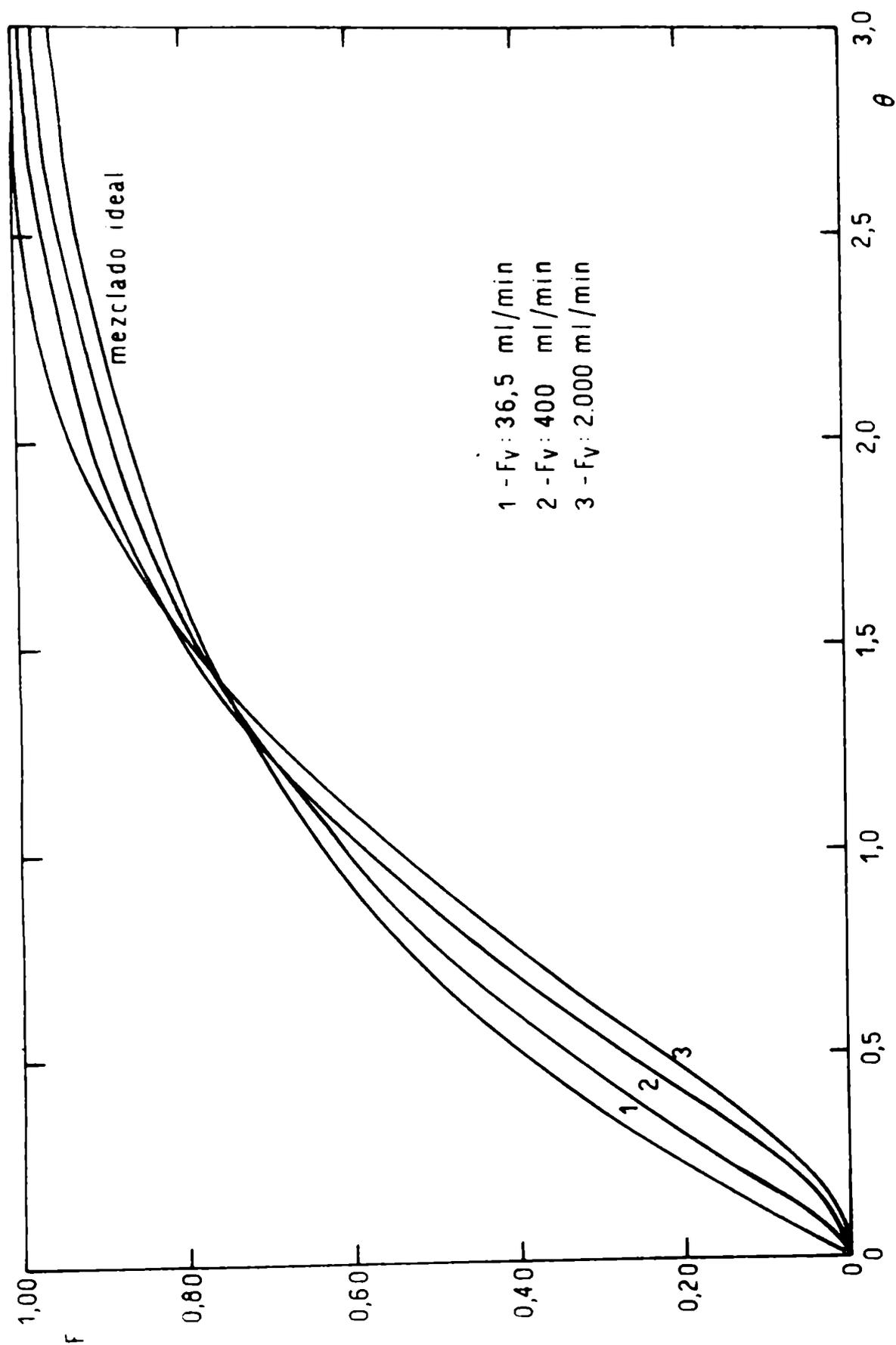


Fig. 3-7 Curvas F de distribución acumulativa de tiempos de residencia

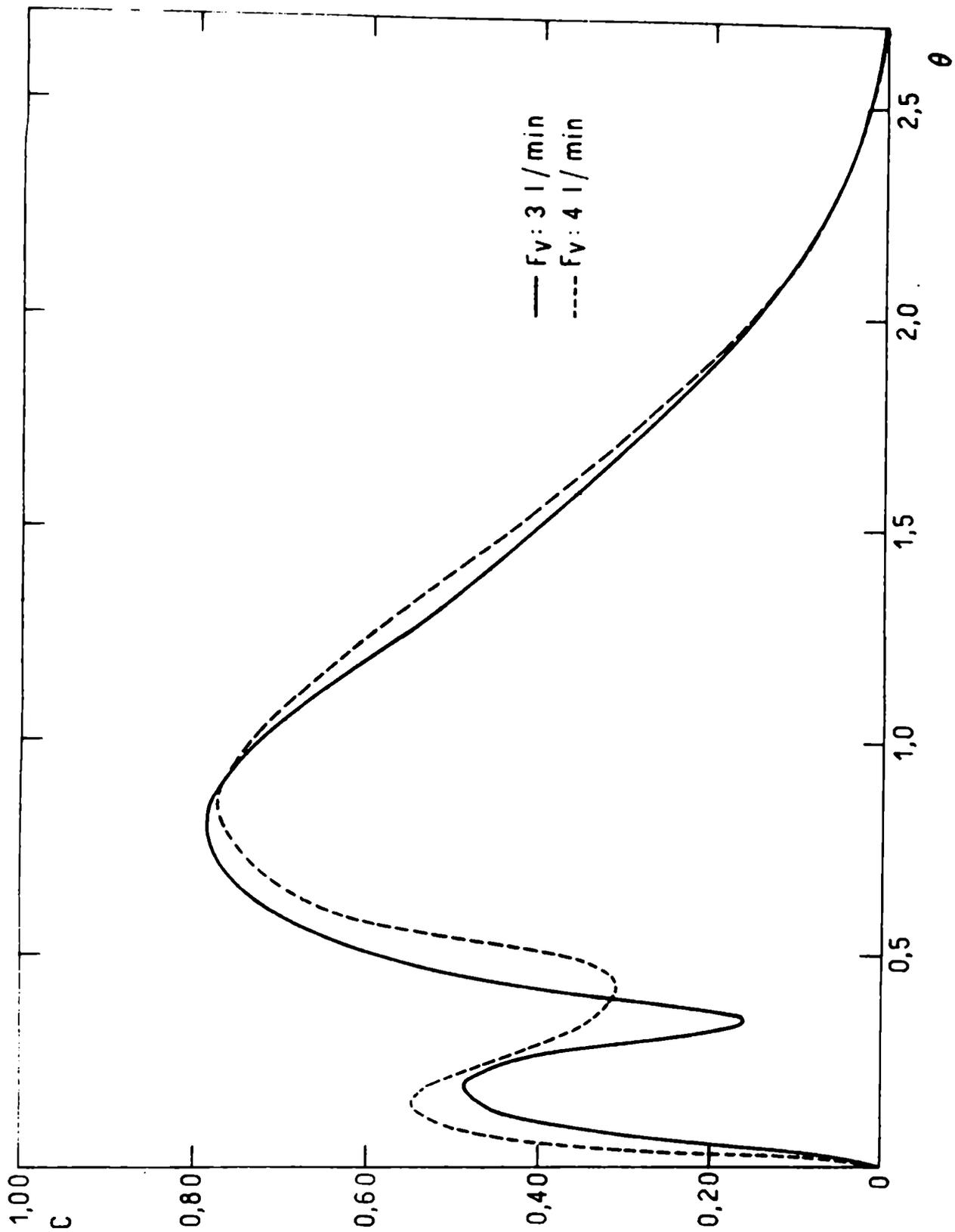


Fig. 3-8 Curvas C de distribución de tiempos de residencia

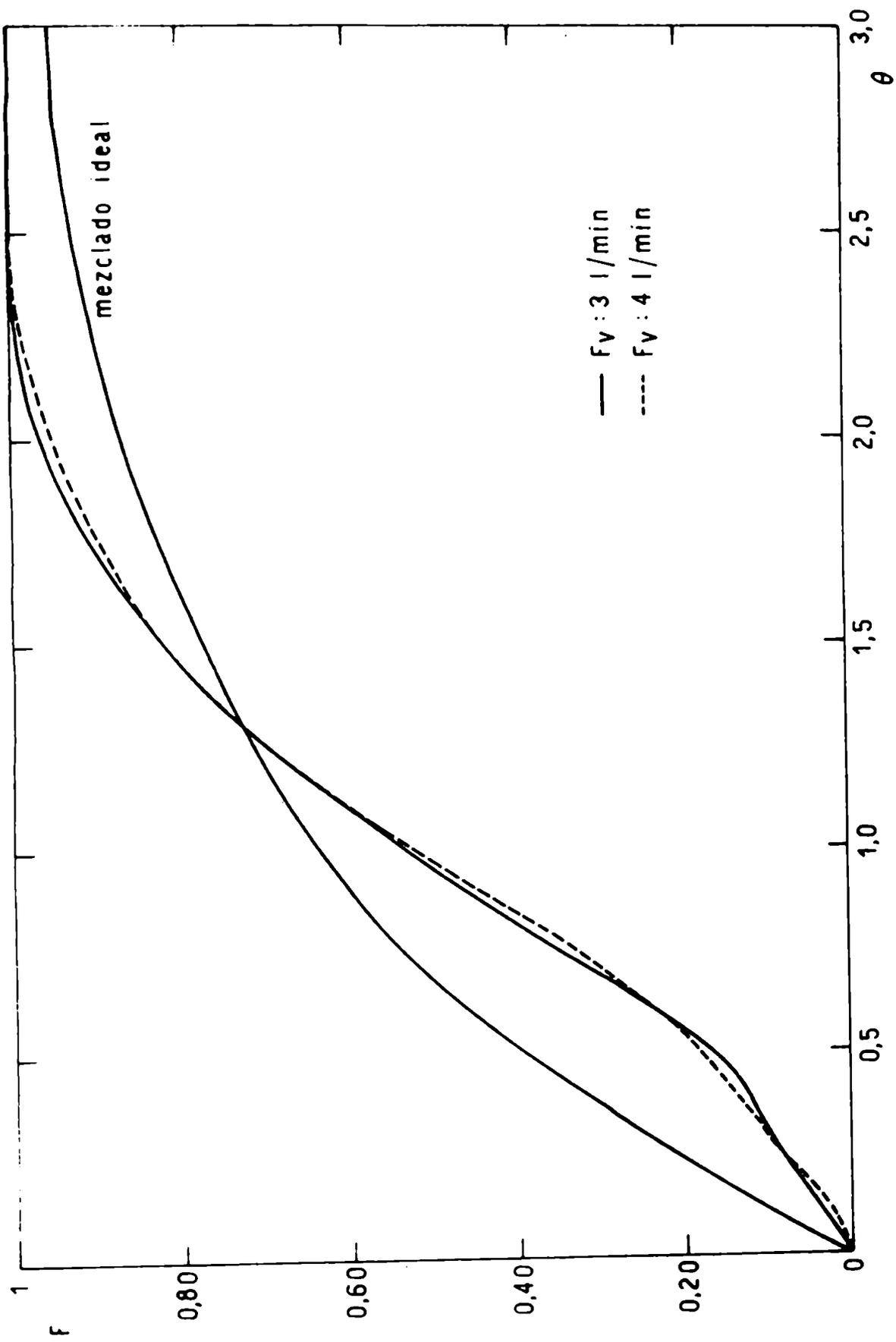


Fig. 3-9 Curvas F de distribución acumulativa de tiempos de residencia

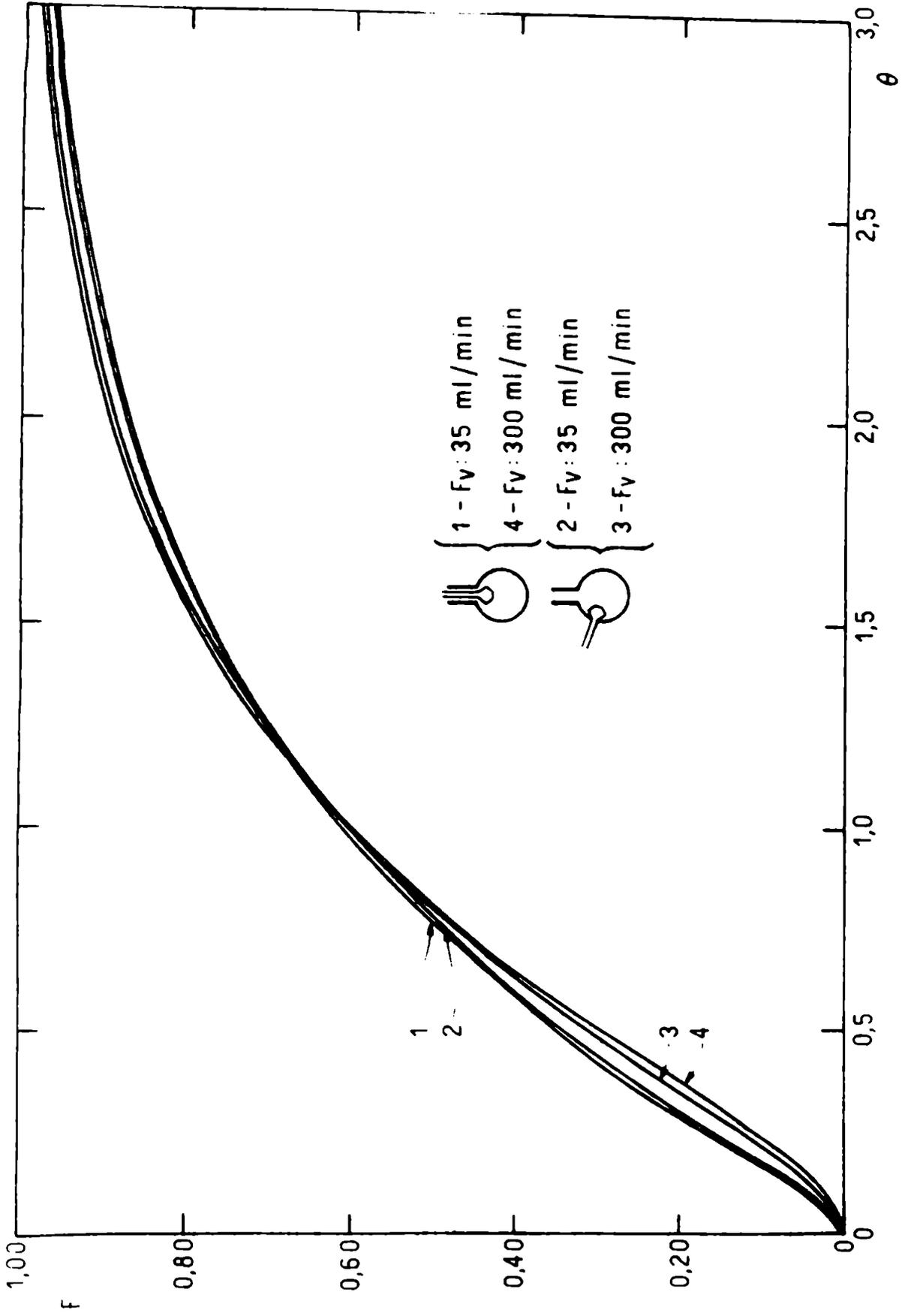


Fig. 3-10 Efecto de la posición de la tobera sobre las curvas de distribución de tiempos de residencia

Los resultados correspondientes a las corridas realizadas para las dos posiciones de la tobera y los dos caudales empleados (35 y 300 ml/min) se consignan en las tablas del Apéndice II.

3-4- ANÁLISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

3-4-1- Análisis de resultados

3-4-1-1- Influencia del caudal sobre el grado de mezclado del reactor

Si se comparan las curvas C obtenidas de la Fig. 3-6 con la correspondiente a mezclado perfecto se observa que el mezclado del reactor es satisfactorio aproximándose su comportamiento al ideal. Asimismo, se nota una mayor desviación de las curvas de mezclado perfecto para caudales altos. Estas desviaciones pueden atribuirse a que al incrementar el caudal, el tiempo de residencia en el reactor disminuye y el mezclado de las corrientes gaseosas emergentes de la tobera es cada vez menos eficiente.

Esto mismo puede observarse al analizar la Fig. 3-7 donde se representa la curva F de distribución acumulativa.

Se puede ver, además que en la Fig. 3-7 las curvas F se cruzan para un valor de $\theta = 1,25$, lo cual también se obtiene cuando se representan las curvas correspondientes a sistemas con pequeñas desviaciones respecto del mezclado ideal (Levenspiel (1962)).

Las curvas C correspondientes a caudales de 3 y 4 l/min (Fig. 3-8) se caracterizan por presentar un pico anterior a la curva de respuesta del reactor con mezclado próximo al ideal. Esta forma de las curvas es típica de los sistemas que presentan mezclado perfecto con canalización (Wen y Fan (1975)). Asimismo, el alejamiento de las curvas F (Fig. 3-9) respecto a la curva de mezclado perfecto es mayor que el observado en la Fig. 3-7.

Estos comportamientos serán analizados a partir de las fotografías obtenidas mediante las técnicas de visualización de flujo que se describen en el capítulo siguiente y se compararán con lo aquí expuesto.

3-4-1-2- Influencia de la posición de la tobera

De la Fig. 3-10 se puede concluir que, prácticamente, no existen diferencias significativas al variar la posición de la tobera.

Esto se debe a que, el mezclado es casi perfecto a caudales bajos e intermedios y no se ve mayormente influenciado por la posición relativa de la tobera con respecto a la salida de los gases. Se debe además tener en cuenta que el reactor en estudio presenta simetría esférica.

3-4-1-3- Modelo de flujo

La cuantificación del comportamiento de los reactores reales se realiza mediante la aplicación de modelos de flujo. Se puede recurrir fundamentalmente a dos modelos:

i) Se supone que toda la fase es representable por un único modelo de flujo. Básicamente se emplean dos modelos:

i-1) Modelo de dispersión: en este modelo se considera que el fluido del recipiente en estudio se comporta como flujo pistón con un grado de mezclado superpuesto. El único parámetro involucrado en este modelo se denomina coeficiente de dispersión longitudinal o axial (D), que indica el grado de mezclado. En general, este modelo representa satisfactoriamente el flujo cuando no se desvía

demasiado del flujo pistón.

i-2) Batería de tanques agitados en serie: este modelo supone que el reactor puede representarse por una serie de tanques idealmente agitados del mismo tamaño, siendo el parámetro característico el número de tanques.

ii) La fluidodinámica de la fase puede ser representada por un conjunto de regiones con distintos modos de flujo. Estos modelos, denominados modelos combinados, suponen que el reactor real está constituido por una serie de regiones (flujo pistón, flujo pistón con dispersión, mezcla completa y zonas estancas, interconectadas entre sí de distintas formas: en serie, paralelo, flujo con recirculación, cortocircuito, etc.).

En el presente trabajo se aplicó el modelo de los tanques agitados en serie que es un modelo de un parámetro.

La respuesta de un tanque idealmente agitado ($j = 1$) a un estímulo en forma de pulso expresada en términos de la curva F responde a la siguiente ecuación:

$$F = 1 - \exp(-\theta)$$

y para j tanques agitados en serie, resulta:

$$F = 1 - \sum_{i=1}^j \frac{(\theta)^{i-1}}{(i-1)!} \exp(-\theta)$$

Esta ecuación se ha representado en la Fig. 3-11 para distintos valores de j . Para $j = \infty$ la curva corresponde a la respuesta de un reactor tubular con flujo pistón. Para $j = 1$ se obtiene la curva correspondiente a un tanque idealmente agitado.

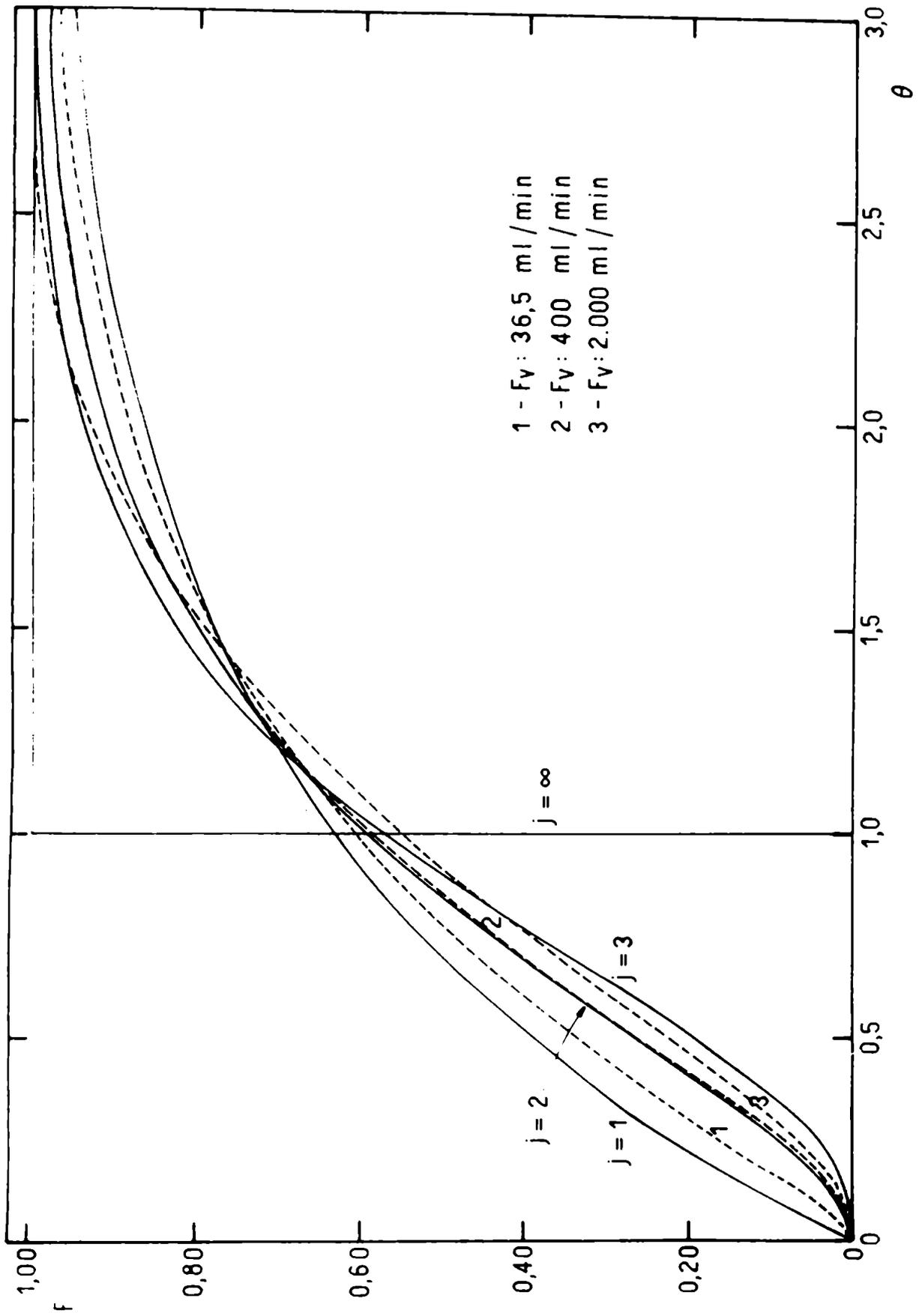


Fig. 3-11 Comparación de los resultados experimentales con el modelo de batería de tanques agitados en serie

3-4-2- Discusión de resultados

En la Fig. 3-11 se han representado las curvas obtenidas de distribución de tiempos de residencia para algunos de los caudales empleados. Con el fin de cubrir todo el rango de trabajo se muestran las curvas para un caudal bajo (36,5 ml/min), para uno intermedio (400 ml/min) y para uno alto (2 l/min).

La curva correspondiente al caudal bajo es la que más se aproxima a la curva teórica para un único tanque continuo idealmente agitado. Para el caudal intermedio, el reactor presenta una respuesta muy similar a la de dos tanques continuos idealmente agitados en serie y, para el caudal más alto la respuesta es intermedia entre las de dos y tres tanques agitados en serie.

Esto indica que a medida que se incrementa el caudal, la desviación respecto al tanque continuo idealmente agitado también aumenta.

Se concluye que el mezclado es casi total para caudales bajos, siendo satisfactorio para caudales intermedios y altos. En consecuencia es correcto suponer que se cumple la hipótesis de mezclado ideal.

El modelo aquí planteado ha sido aplicado para caudales hasta 2 l/min. Por encima de este valor este deja de ser correcto, pues aparecen canalizaciones del flujo. Asimismo, al aumentar el caudal el tiempo de residencia y el ancho de la curva de respuesta son cada vez más pequeños (Fig. 3-5) y se vuelven comparables con el tiempo de respuesta del registrador. Esto invalida el análisis cuantitativo de los resultados a caudales altos.

Puesto que el objetivo del presente trabajo es el desarrollo de un reactor perfectamente agitado, se ve que es to se verifica para caudales hasta el límite indicado.

Para las curvas de distribución de tiempos de residencia obtenidas experimentalmente, se puede calcular la variancia a partir de:

$$\sigma_{\text{exp}}^2 = \frac{\sum t_i^2 c_i}{\sum c_i} - \bar{t}^2$$

Comparando este valor con el que resulta de las curvas correspondientes al modelo aplicado (Levenspiel (1962))

$$\sigma_{\text{mód}}^2 = \frac{\bar{t}^2}{j}$$

se observa que para el caudal de 36,5 ml/min, la variancia obtenida experimentalmente corresponde a un número de tanques igual a 1,5. Para los caudales de 400 ml/min y 2000 ml/min, los correspondientes números de tanques agitados en serie son, respectivamente, 2 y 3. Esto no difiere mayormente de lo expuesto precedentemente.

CAPITULO 4

TECNICAS DE VISUALIZACION DE FLUJO

4-1- INTRODUCCION

En este capítulo se estudia mediante el método schlieren la fluidodinámica del reactor y los fenómenos de transferencia de calor para una esfera suspendida en el mismo.

En un sistema schlieren típico, se ajusta un diafragma limitante con respecto al borde del rayo de luz tal que la refracción en una dirección se suma a la iluminación total, y la refracción en la otra dirección se resta de ésta. Se forma en consecuencia, una imagen donde las variaciones de luminosidad dependen de las diferencias en los gradientes del índice de refracción en el camino óptico.

Varias son las combinaciones posibles de los elementos que conforman los sistemas schlieren; esto se debe al amplio rango de problemas y requerimientos particulares que se presentan para estudiar distintos sistemas. El diseño del instrumento depende, fundamentalmente, de la sensibilidad requerida en cada caso.

En este trabajo se utiliza el sistema schlieren de dos espejos, también denominado sistema Z; el mismo presenta la ventaja que los rayos de luz atraviesan el campo schlieren, produciendo entonces una imagen de alta resolución. Además, dado que la fuente de luz y la cámara fotográfica están ubicadas en lados opuestos del camino de la luz entre los espejos, se evitan aberraciones (coma y astigmatismo).

En las secciones siguientes de este capítulo, se describe detalladamente el equipo utilizado, se presentan las fotografías schlieren obtenidas y se incluye un análisis y discusión de las mismas.

4-2- PARTE EXPERIMENTAL

4-2-1- Equipo utilizado

El equipo empleado para obtener las fotografías schlieren se ilustra en la Fig. 4-1 y se describe a continuación.

Los elementos que componen el sistema schlieren son: una fuente de luz, dos espejos, una lente, una ranura, una cuchilla y una cámara fotográfica.

Se utilizó como fuente una lámpara halógena de proyector de 250 watts.

Asimismo, se emplearon dos espejos esféricos cóncavos alineados de 1,20 m de distancia focal y 15 cm de diámetro. Estos deben ser precisos tal que las imperfecciones de la superficie no sean confundidas con la imagen producida por el campo schlieren. Se prefiere, en general, el uso de espejos en lugar de lentes, pues estas son difíciles de conseguir de calidad y tamaño adecuados; resultan convenientes los espejos utilizados en telescopios.

La luz proveniente de la fuente era enfocada por la lente, ubicada detrás del plano focal del segundo espejo y que actúa como condensador, para formar una imagen. Un diafragma limitante, en este caso una ranura de ancho variable ($N=2$ mm) se ubicó en forma paralela a la imagen de la fuente y su función era interceptar parte de la luz de la fuente (aproximadamente la mitad), lográndose así que el rayo resultante tuviese un límite bien definido.

El primer espejo se colocaba a una distancia focal de la ranura de manera que recibía todo el haz divergente proveniente de la misma. El haz reflejado desde el espejo tenía, entonces, rayos uniformes y paralelos. Si el haz emergente no resultaba paralelo debía reubicarse el espejo; es decir, el es-

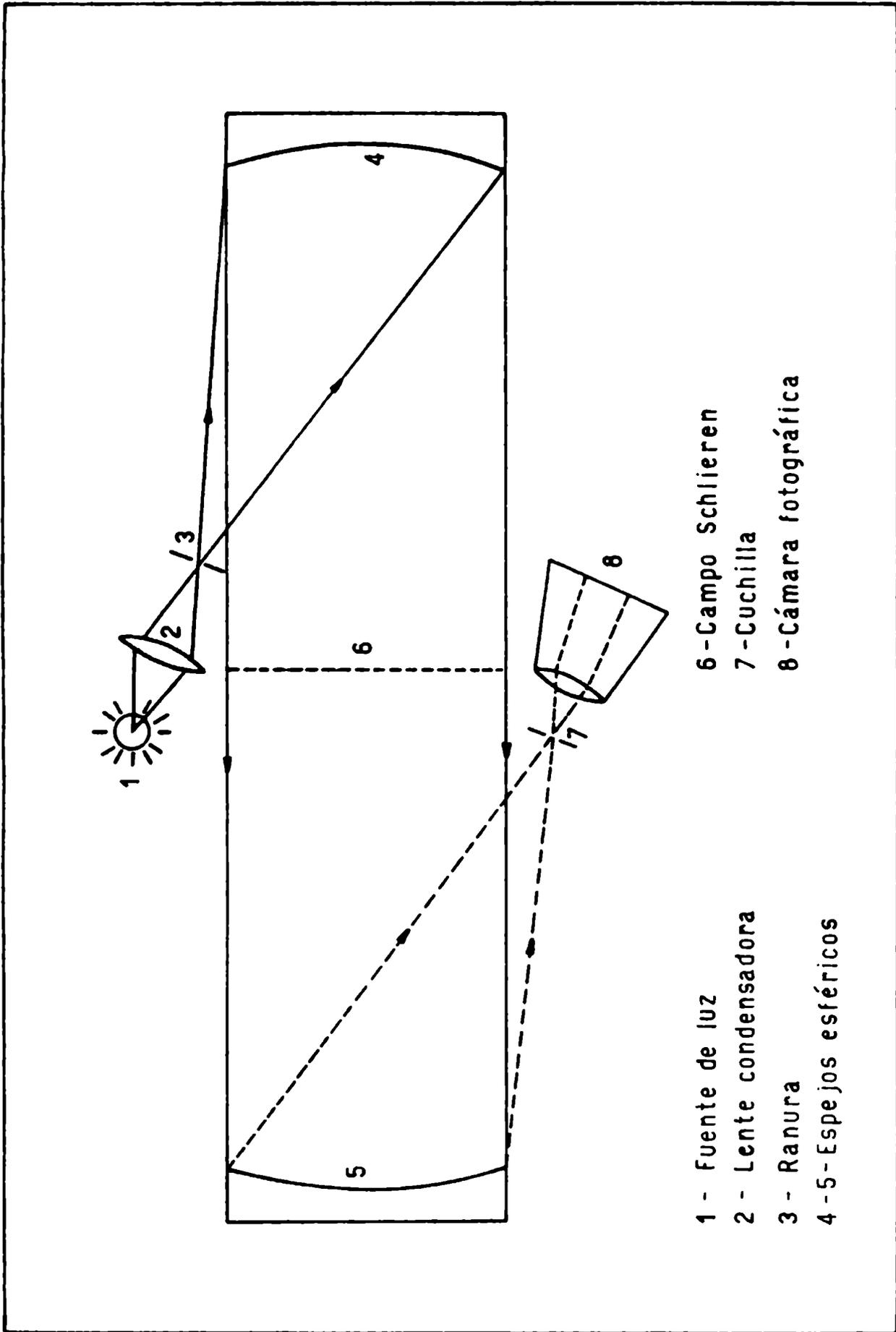


Fig. 4-1 Diagrama del equipo utilizado

pejo se ajustaba de modo tal que el haz reflejado formase el menor ángulo posible con el haz divergente de la ranura, a fin de evitar aberraciones.

El segundo espejo se ubicaba aproximadamente a dos distancias focales del primero y recibía todos los rayos parales provenientes de éste. Se colocaba, luego, la cuchilla en forma precisa en el punto focal del segundo espejo, la cual estaba adosada a un sistema rotante a fin de ajustar su posición sobre la imagen de la ranura.

Una vez ubicada adecuadamente la cuchilla, moviéndola gradualmente en el rayo de luz, se producía un oscurecimiento uniforme del área de la imagen.

El haz de luz atenuado pasaba luego a un plano de registro donde podía ser fotografiado. Como registro se utilizó una cámara Asahi Pentax Spotmatic F con anillos de extensión y película blanco y negro 500 ASA, forzándose el revelado; esto significa que se da un mayor tiempo de revelado, lo que es equivalente a trabajar con una película de mayor sensibilidad.

La formación de la imagen schlieren depende, esencialmente, de la sobreposición de dos sistemas ópticos. Uno provee la iluminación general del campo y forma la silueta de los objetos opacos. El otro produce variaciones en la intensidad de la luz dentro del área objeto para objetos transparentes, dependiendo de como la luz es refractada por los gradientes del índice de refracción en el campo schlieren.

4-2-2- Método operativo

Una vez ajustado y alineado el sistema, condición necesaria para obtener fotografías de alta sensibilidad, se colocaba el objeto en estudio en el campo schlieren, es decir, en el campo entre los dos espejos, y mediante la lente condensadora

se obtenía su imagen sobre el plano de la película. Es de destacar, que dado que el reactor estaba construido en vidrio común, no adecuado para llevar a cabo determinaciones mediante métodos ópticos, fue necesario simular el sistema; para ello se ubicó un aro de dimensiones similares al reactor rodeando la esfera. Asimismo, se utilizó metano como fluido, a fin de lograr una mayor diferencia en el índice de refracción.

Con el fin de observar variaciones del índice de refracción tanto en dirección vertical como horizontal, se cambiaron las posiciones de la ranura y la cuchilla en esas direcciones. En cada caso se ajustaba la cuchilla de tal manera de obturar una fracción de la imagen de la ranura obteniéndose un fondo iluminado uniformemente, sobre el cual se observaban los contrastes grises producidos por los diferentes índices de refracción (proporcionales a la densidad del fluido y a la temperatura).

Si no hay gradientes en el índice de refracción dentro del campo schlieren, la cantidad de luz que alcanza el film queda fijada por la posición relativa de la ranura y la cuchilla. Pero, si existe un gradiente normal al plano de los diafragmas, el haz será refractado tal que se suma o se resta de la luz presente sobre la pantalla de registro. Entonces, un campo schlieren que involucra un flujo de gases se reproduce en varios tonos sobre el film. Los objetos opacos aparecen como siluetas.

4-3- RESULTADOS OBTENIDOS

Las determinaciones experimentales, o sea la obtención de las fotografías schlieren, fueron llevadas a cabo a fin de estudiar el comportamiento fluidodinámico del sistema a caudales bajos (aproximadamente 500 ml/min) y altos (4 l/min), como así también los fenómenos de transferencia de calor que ocurren en el mismo; para el primer caso se suspendió una esfera metálica inerte, y para el segundo, una esfera calentada eléctricamente mediante una resistencia, la que se describe detalladamente en el Capítulo 6.

Las experiencias se realizaron con la tobera ubicada en posición vertical y variando las posiciones de la ranura y la cuchilla (vertical-vertical, horizontal-horizontal) tanto para fluidodinámica como para transferencia de calor.

Asimismo, se probaron distintas velocidades de obturación de la cámara fotográfica entre 1/60 y 1/500 seg., obteniéndose los mejores resultados para esta última.

Las fotografías obtenidas se muestran en las Fig. 4-2 a 4-7.

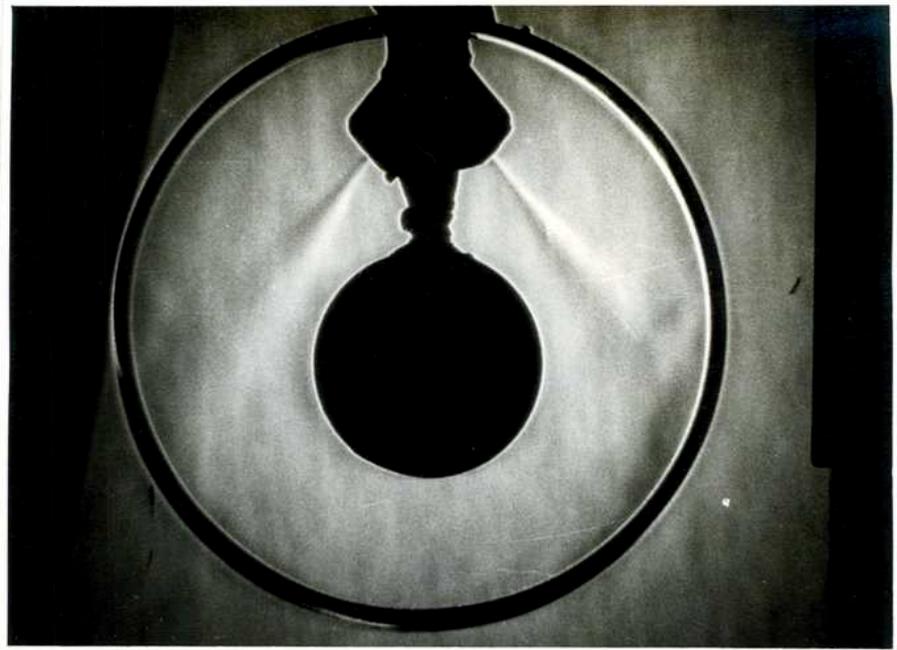


Fig. 4-2 Fotografía schlieren correspondiente al comportamiento fluidodinámico del sistema a caudales intermedios (cuchilla vertical)

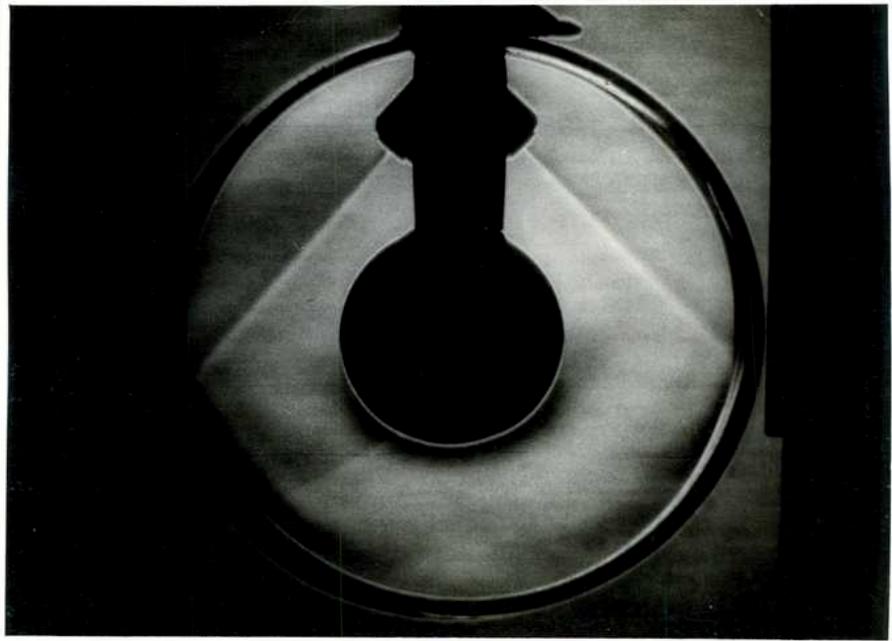


Fig. 4-3 Fotografía schlieren correspondiente al comportamiento fluidodinámico del sistema a caudales altos (cuchilla horizontal)

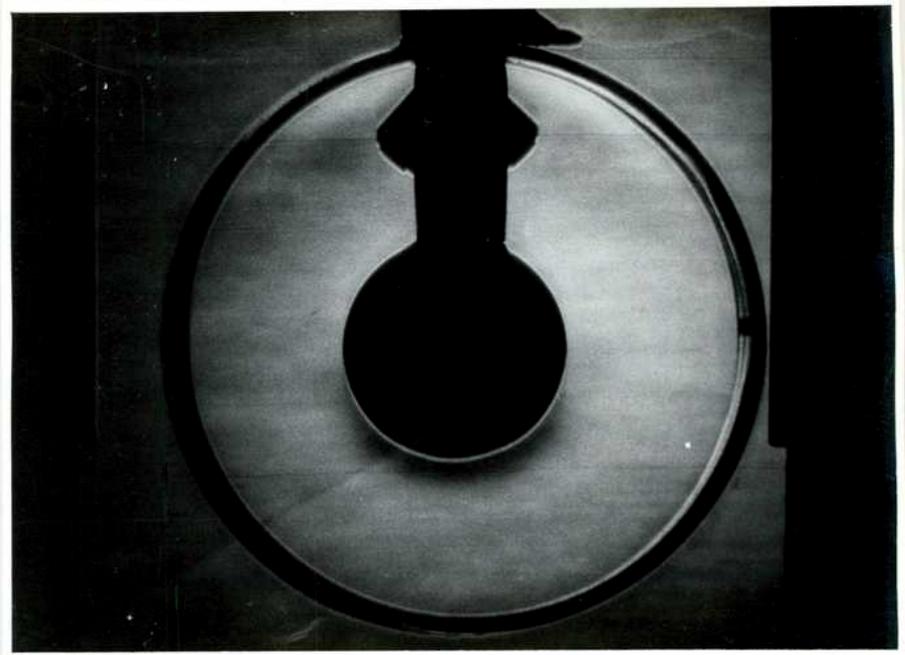


Fig. 4-4 Fotografía schlieren del flujo libre alrededor de la esfera de calefacción (cuchilla horizontal)

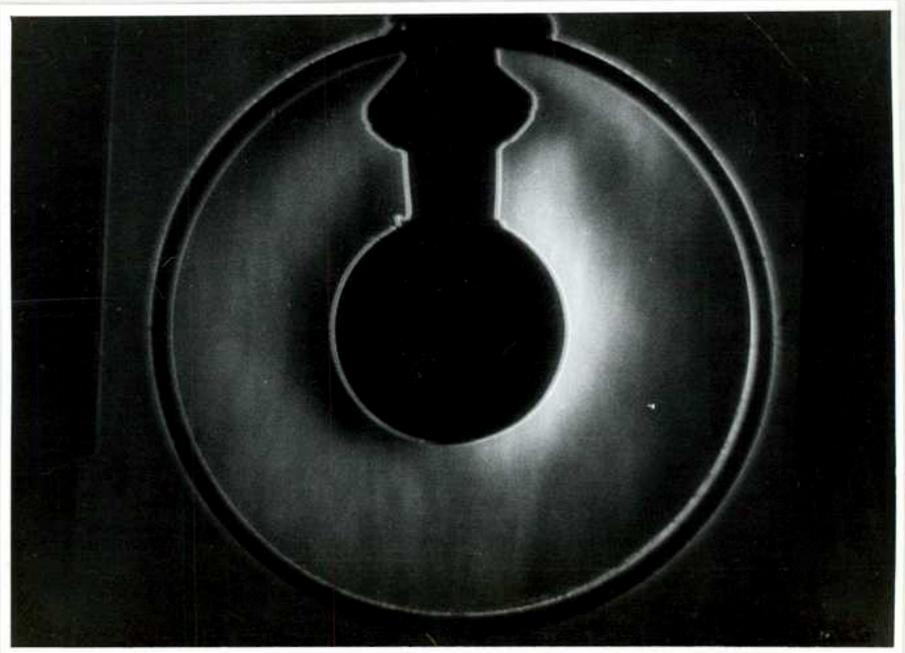


Fig. 4-5 Fotografía schlieren del flujo libre alrededor de la esfera de calefacción (cuchilla vertical)

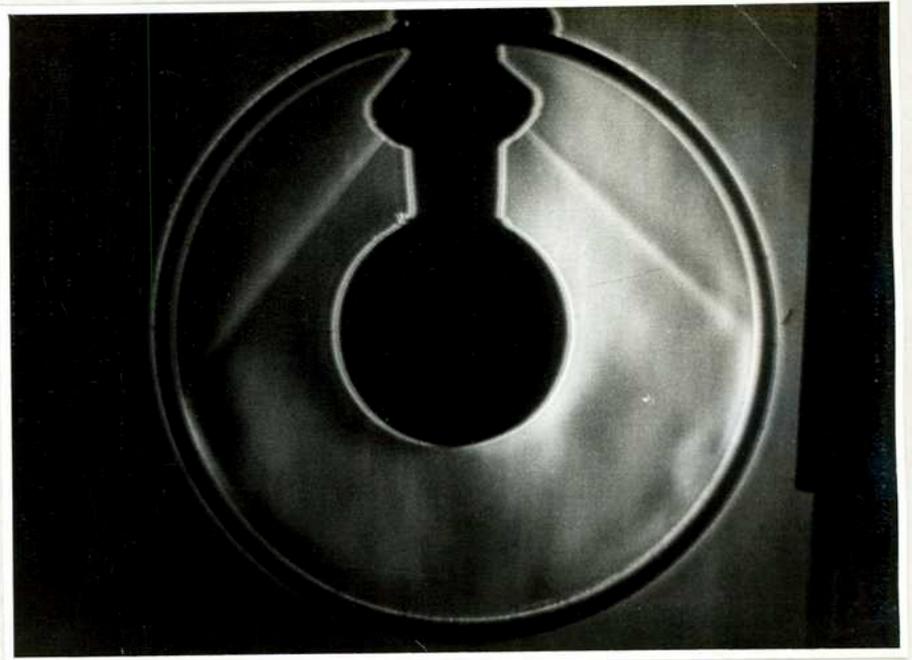


Fig. 4-6 Fotografía schlieren del flujo forzado alrededor de la esfera de calefacción (cuchilla vertical)

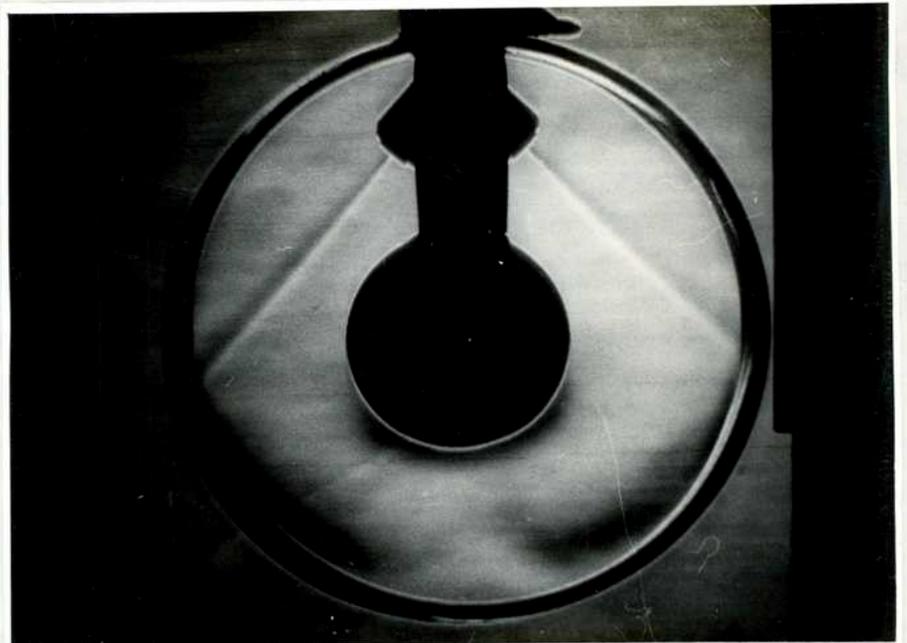


Fig. 4-7 Fotografía schlieren del flujo forzado alrededor de la esfera de calefacción (cuchilla horizontal)

4-4- ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

4-4-1- Estudio fluidodinámico

A partir de la Fig. 4-2 se observa que para caudales intermedios se crean turbulencias en los jets antes de llegar a las paredes del reactor; este mismo comportamiento se observa a caudales bajos. Las turbulencias creadas favorecen el mezclado y, tal cual fue hallado en las determinaciones experimentales de distribución de tiempos de residencia, descritas en el capítulo anterior, para caudales comprendidos entre 36 y 2000 ml/min se puede considerar el mezclado como ideal.

Para caudales altos (Fig. 4-3) los jets llegan a las paredes del reactor sin deformarse y, en consecuencia, el mezclado sólo se ve inducido por reflexión de los jets sobre las paredes. El volumen mezclado es menor a caudales altos que a bajos, pues existe una zona sin mezclado que es la barrida por los jets gaseosos. Este comportamiento concuerda con lo observado mediante el estudio de distribución de tiempos de residencia, en el cual para caudales de 3 y 4 l/min aparecía un pico anterior a la curva de respuesta correspondiente a mezclado cercano al ideal; es entonces correcto, representar el comportamiento del reactor a caudales altos mediante el modelo de mezclado con canalizaciones.

Las técnicas de visualización de flujo permiten confirmar lo ya expuesto en el Capítulo 3, es decir que a medida que aumenta el caudal, el mezclado de las corrientes gaseosas emergentes de la tobera es menos eficiente.

Las líneas de flujo para caudales altos pueden representarse como corrientes emergentes en todas las direcciones desde los puntos de incidencia de los jets, sobre todo hacia la parte inferior de la esfera y rodeándola, mientras que

para caudales bajos el modelo de flujo es mucho más complejo.

Comparando el ancho del jet a caudales bajos y a caudales altos (Figs. 4-2 y 4-3), se observa que el mismo es menor en el segundo caso. Este comportamiento ha sido ya analizado por Schlichting (1968), quien encontró que un jet que emerge de una tobera u orificio bajo una diferencia de presión grande (alta velocidad) permanece más estrecho que uno que sale con una diferencia de presión más pequeña (baja velocidad).

Por otra parte, si el jet cumple con la condición establecida por Liepmann y Laufer (1969):

$$\frac{u_0 \pi r R^2}{2 \mu} \geq 7.10^4$$

se puede suponer que el jet se comporta como un jet libre. En estas condiciones, Hinze (1949) encontró que el jet emerge como máximo con un ángulo de 11°.

En las condiciones de este trabajo, la desigualdad anterior se verifica para caudales iguales o mayores de 250 ml/min.

Tal como puede observarse en las Figs. 4-2 y 4-3, el ángulo que forma el eje del jet con la tangente a la esfera, que pasa por el centro del orificio de la tobera, es mucho mayor que el ángulo límite establecido. Es así que el jet no choca contra la esfera sumergida en el reactor, sino que pasa a una cierta distancia de la misma y, por lo tanto, la velocidad característica del sistema no será la velocidad de los jets sino la resultante de dividir el caudal correspondiente a cada experiencia por un área característica.

Asimismo, se observa que en las Figs. 4-2 y 4-3 no aparece la capa límite fluidodinámica alrededor de la esfera.

Ello se debe a que la sensibilidad del método no permite detectar pequeños gradientes de velocidad, evidenciables a través de los gradientes del índice de refracción.

4-4-2- Transferencia de calor

En la Fig. 4-4 se ubicó la cuchilla en forma horizontal y hacia abajo. Se observan fundamentalmente una zona oscura y una zona luminosa; se explican a continuación las causas y significado de las mismas.

Los rayos que pasan por la zona no afectada térmicamente continúan paralelos y pasan consecuentemente por el foco del espejo, mientras que aquellos que atraviesan la zona de la capa límite térmica son refractados hacia afuera, ya que esta es una zona de menor índice de refracción (menor densidad), alejándose los rayos de la normal. Estos rayos se cortan, después de reflejarse en el espejo, en otro punto perteneciente al plano focal del mismo.

Ubicando una cuchilla horizontal en el plano focal, se logra interceptar el paso de los rayos que inciden por debajo del punto focal de los haces paralelos. Se produce, entonces, un oscurecimiento en la zona inferior de la imagen, al no llegar los rayos desviados hacia abajo a su punto imagen en la pantalla de registro.

En la zona superior se produce una mayor luminosidad debido a que algunos rayos que originalmente incidirían sobre la esfera al entrar en la zona de la capa límite térmica son refractados hacia arriba. Los mismos emergen de los alrededores de la esfera y se suman a los rayos que salen de dicha zona y, al no haber ningún obstáculo interpuesto, llegan juntos al punto imagen sobre la pantalla.

La zona oscura corresponde a la capa límite térmica. Para convección natural, el espesor de la misma se puede obtener por medición directa sobre la fotografía (espesor $\approx 0,15$ cm).

Asimismo, la Fig. 4-5 fue realizada con la cuchilla vertical ubicada a la izquierda de la imagen y por lo tanto se eliminaron todos los rayos refractados en esa dirección, debido a los gradientes de densidad en la zona cercana a la esfera (zona oscura). En este caso se puede también medir el espesor de la capa límite térmica, resultando éste de $0,33$ cm (Schlichting (1968)).

El comportamiento observado en las Figs. 4-4 y 4-5 es correcto, pues para el caso de superficies calentadas sumergidas en un fluido estanco, existirá una mayor capa en la cara superior que en la inferior. Esto se debe a que en la cara superior existe la posibilidad de disipación de calor por el mecanismo de convección natural además del de conducción, mientras que en la cara inferior, el único mecanismo de transferencia posible es el de conducción.

En la Fig. 4-6 puede observarse la trayectoria del jet después de chocar contra la pared del reactor. Sobre la misma se observa una zona oscura debida a la capa límite fluidodinámica: el gas se desprende de la pared en la parte inferior del reactor dirigiéndose hacia arriba y calentándose hasta que se produce una homogeneización total de la temperatura dentro del reactor.

En la Fig. 4-7 al ubicarse la cuchilla en forma horizontal se ve con mayor nitidez la capa límite fluidodinámica en la zona inferior del reactor y, alrededor de la esfera se vuelve a apreciar la capa límite térmica comparable en dimensiones con la correspondiente a convección natural.

CAPITULO 5

DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

5-1- INTRODUCCION

Si bien se han realizado numerosas determinaciones de los coeficientes de transferencia de materia para una esfera sumergida en un fluido, en prácticamente todos los casos, los estudios fueron llevados a cabo en túneles de viento o agua, o en tubos cilíndricos.

En el presente trabajo, se estudió la transferencia de materia desde una esfera de naftaleno suspendida en el reactor esférico tanque agitado mediante jets de aire. La elección del sistema aire-naftaleno se debió a que presenta las siguientes ventajas:

- a) rápida sublimación del naftaleno, lo que implica una buena velocidad de transferencia,
- b) una adecuada detección, y
- c) facilidad de manipuleo.

En este capítulo se describen el equipo utilizado y el método operativo para la determinación de los coeficientes de transferencia de materia. Se correlacionan los resultados obtenidos y se presenta un análisis y discusión de los mismos.

5-2- PARTE EXPERIMENTAL

5-2-1- Equipo utilizado

Las determinaciones experimentales para la medición del coeficiente de transferencia de materia fueron llevadas a cabo en el equipo cuyo diagrama de flujo se esquematiza en la Fig. 5-1; el objetivo y funcionamiento de cada una de las partes del mismo se describen a continuación:

a) Sistema de regulación de flujos

El aire proveniente del compresor (1), pasaba por un filtro de gel de sílice anhidra (3), a fin de secarlo y retener las impurezas que pudiesen estar presentes.

Los presostatos de diafragma (4) y (7), fabricados por Moore Products Co., amortiguaban logarítmicamente las variaciones de presión que se producían aguas arriba del elemento de control. Su funcionamiento era correcto cuando se operaba con una marcada diferencia de presión a través de los mismos. Estos presostatos junto con los pulmones (6) y (9) eliminaban las pulsaciones provenientes del compresor, evitando fluctuaciones del caudal.

El flujo de aire, que circulaba por el reactor, se regulaba con la válvula aguja (10) y se medía con un rotámetro, para caudales altos, o en un caudalímetro de burbujas, para caudales bajos (14)

La constancia del caudal era verificada en forma continua mediante un caudalímetro capilar de ftalato de dioctilo (11).

b) Reactor

El reactor utilizado se ha descrito detalladamente en la sección 3-2-1.

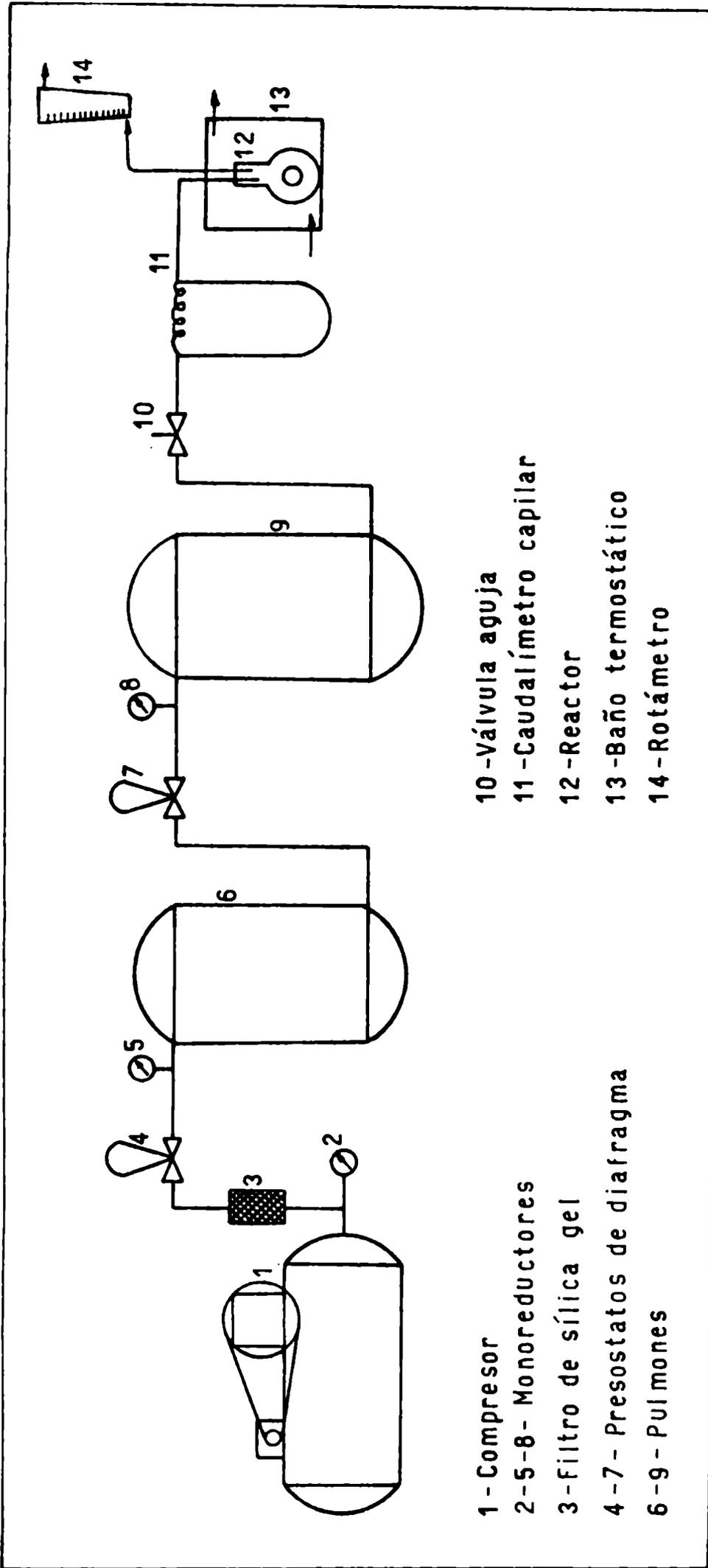


Fig. 5-1 Esquema del equipo utilizado

c) Sistema de control de temperatura

Con el fin de llevar la temperatura de alimentación al valor deseado se utilizó, como precalentador, un serpen^{ti}n de cobre de 150 cm de longitud y 0,25 cm de diámetro interno.

El sistema precalentador-reactor se hallaba sumergido en un baño termostático, que consistía en una caja de madera aislada con tela de amianto y con la tapa superior móvil.

El aire se agitaba mediante un ventilador, incorporando un baffle para lograr una mejor homogeneización, y se calentaba con una resistencia de 100 ohms conectada a un auto-transformador variable. La temperatura obtenida variaba con la potencia disipada en la resistencia.

Debido a las fluctuaciones en la tensión de línea era imposible lograr constancia de temperatura durante un período adecuado de tiempo. Para solucionar este inconveniente y regular la temperatura en $\pm 0,2^{\circ}\text{C}$, se conectó una resistencia externa de 10 ohms en serie con la de calentamiento (Fig. 5-2).

Un sistema de relay, comandado por un termómetro de contacto ubicado en la cámara de aire, cortocircuitaba esta resistencia cuando la temperatura era inferior a la deseada.

Se midió la temperatura con una termocupla de cobre-constantán, conectada a un registrador potenciométrico, en distintos puntos sobre las paredes del reactor observándose uniformidad de temperatura.

5-2-2- Preparación de la esfera de naftaleno

Se prepararon esferas de naftaleno de aproximadamente 1 y 2 cm de diámetro, a partir de bolillas de naftaleno de uso comercial, empleando un molde de madera para la de mayor

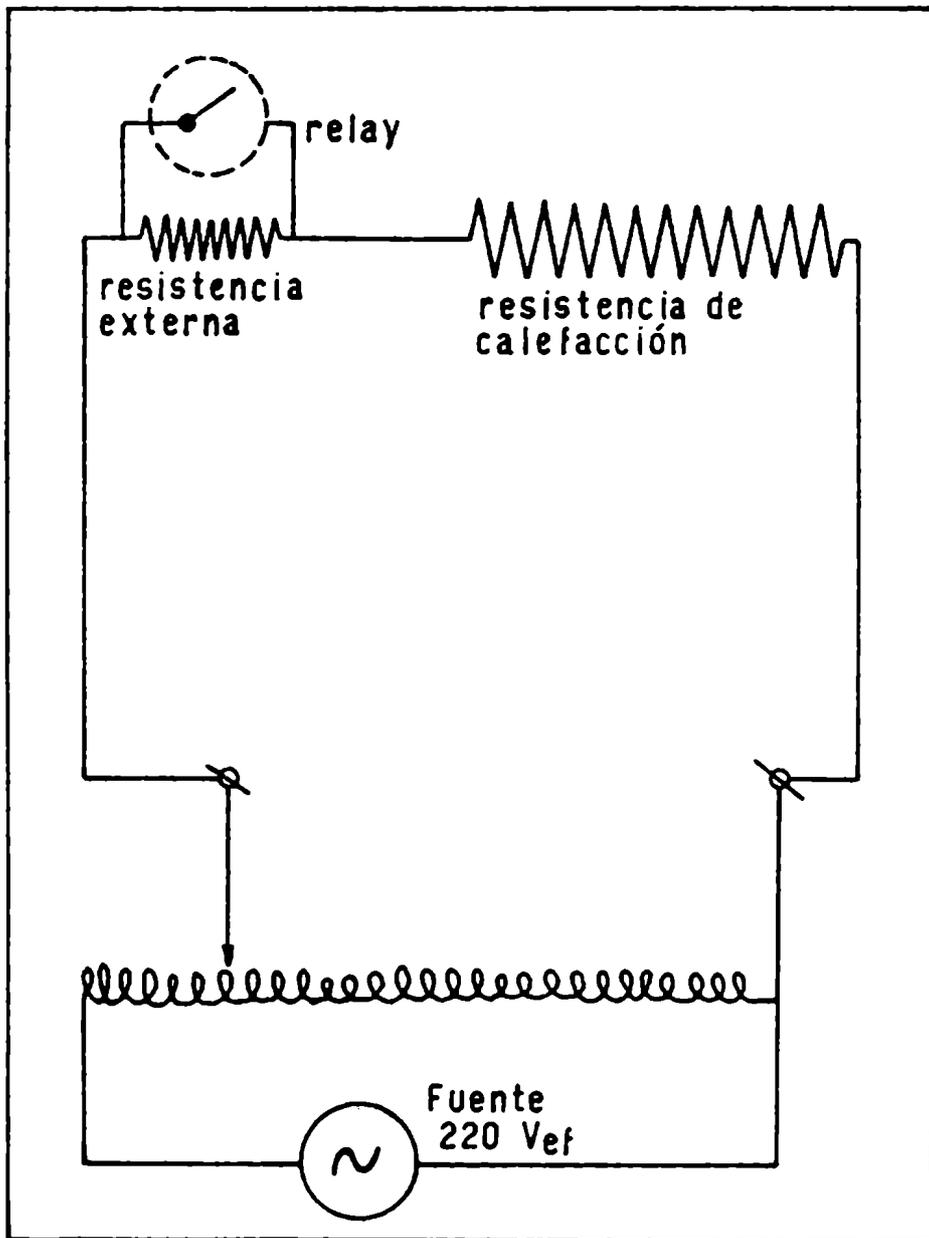


Fig. 5-2 Esquema básico del circuito para control de temperatura

tamaño y un molde plástico para la más pequeña, cada uno de los cuales poseía una cavidad hemiesférica.

En la cavidad hemiesférica, conteniendo arena finamente tamizada, se rotaba paulatinamente una bolilla de naftaleno hasta obtener una esfera. La esfericidad se verificó midiendo con un calibre el diámetro en diferentes direcciones.

Se constató que la superficie de las esferas así obtenidas no era rugosa, ya que en caso contrario ello podría afectar el valor del coeficiente de transferencia de materia.

Se introdujo luego, un fino alambre de acero en la esfera de naftaleno, calentándolo en forma continua.

Se analizó la pureza del naftaleno mediante una determinación del punto de fusión y mediante cromatografía en fase gaseosa. Con este fin se disolvió el naftaleno en acetona y se inyectó en un cromatógrafo Carlo Erba Fractovap provisto de una columna de Porapak Q. En ambos casos se verificó que el naftaleno no contenía impurezas.

5-2-3- Operación del equipo

Se indica a continuación el procedimiento seguido para cada experiencia.

a) Estabilización de la temperatura en el baño termostático de aire

Se sumerge el reactor en el baño termostático, se selecciona la temperatura en el termómetro de contacto, se enciende el ventilador y se calienta el aire agitado por el mismo, mediante el sistema eléctrico descrito en la sección 5-2-1-c, hasta alcanzar la temperatura de trabajo requerida para cada ensayo experimental.

La constancia y uniformidad de temperatura se ve-

rificaba, en forma continua, con una termocupla de cobre-constantán conectada a un registrador potenciométrico Sargent Welch modelo SRG ($\Delta T = \pm 0,2\%$).

b) Estabilización del caudal

Se fija el caudal de aire mediante el sistema de regulación de flujos (ver 5-2-1-a), verificando en forma continua la constancia del mismo en el caudalímetro capilar de ftalato de dioctilo.

c) Método operativo

Se coloca la esfera de naftaleno con el soporte en un pesa-filtro, previamente tarado, y se pesa en una balanza analítica Mettler H 10/TW ($\Delta m = \pm 0,0001$ g). Una vez que el sistema ha alcanzado el estado estacionario, se abre el reactor, se cuelga la esfera de naftaleno y se cierra lo más rápidamente posible (tiempo cero). Después de transcurrido un lapso (entre 15 minutos y 1 hora), que se establece según el caudal de aire que circula por el reactor, se saca la esfera de naftaleno con el soporte del reactor, y se coloca inmediatamente en el pesa-filtro; se pesa y por diferencia, y teniendo en cuenta el tiempo de experiencia, se calcula la velocidad de sublimación del naftaleno.

El naftaleno sublimado se condensa a la salida del reactor en un recipiente sumergido en un baño de hielo. No se observó variación del diámetro de la esfera durante la experiencia.

Se verificó por cálculo que el método descrito resulta el más conveniente pues, la superficie de la esfera tarda aproximadamente 1 minuto en alcanzar la temperatura del baño termostático.

Otro tipo de procedimiento consiste en introdu-

cir la esfera en el reactor con aire estanco, en este caso, el tiempo que tarda la superficie de la esfera en alcanzar la temperatura del baño es de aproximadamente dos horas.

5-2-4- Condiciones operativas

Las experiencias se realizaron utilizando esferas de naftaleno de 1 y 2 cm de diámetro y un rango de caudales de aire entre 50 y 4000 ml/min.

La temperatura de trabajo se varió según el caudal involucrado en cada experiencia. Con el fin de lograr una mayor transferencia (mayor presión de vapor del naftaleno), y disminuir el error en la determinación de la fuerza impulsora, la temperatura fue de, aproximadamente, 63°C para caudales bajos. Por el contrario, para caudales altos se podía trabajar a temperaturas menores.

5-5- RESULTADOS OBTENIDOS

Se realizaron 66 determinaciones experimentales a fin de establecer una correlación para el cálculo de los coeficientes de transferencia de materia en el reactor.

Para cada experiencia se calculó, a partir de la información experimental obtenida, el coeficiente de transferencia de materia y el número de Sherwood.

De la determinación de la masa de naftaleno sublimada, del tiempo de experiencia y de la temperatura, el coeficiente de transferencia de materia (k_g) se calcula según:

$$k_g = \frac{m_{\text{subl}}}{\bar{A}\Delta t (p_e - p_g)} \quad (10)$$

donde:

m_{subl} = masa de naftaleno sublimada (mg)

\bar{A} = área promedio de la esfera (cm^2)

Δt = tiempo de experiencia (seg)

p_e = presión de vapor correspondiente a la interfase naftaleno-aire (mm de Hg)

p_g = presión parcial de naftaleno en el seno de la corriente gaseosa (mm de Hg)

La presión en la interfase se considera igual a la presión de vapor de naftaleno a la temperatura de la superficie de la esfera y se calcula con la siguiente ecuación (International Critical Tables-1929):

$$\log p_e = 11,450 - \frac{3729,274}{T} \quad (11)$$

T = temperatura absoluta ($^{\circ}\text{K}$)

La presión parcial de naftaleno en el seno de la fase gaseosa se calcula en base a la masa sublimada de naftaleno:

$$p_g = \frac{P F_N}{F_M} \quad (12)$$

P = presión total del sistema (atm)

F_N = flujo molar de naftaleno (moles/min)

F_M = flujo molar total (moles/min)

$$F_N = \frac{m_{\text{subl}}}{\Delta t M_N} \quad (13)$$

M_N = peso molecular del naftaleno (128 g/mol)

Por la ecuación de los gases ideales:

$$F_M = \frac{P F_V}{R T} \quad (14)$$

R = constante universal de los gases ideales (0,082 l atm/°Kmol)

Reemplazando en (12) por (13) y (14), resulta:

$$p_g = \frac{m_{\text{subl}}}{\Delta t M_N} \cdot \frac{R T}{F_V} \quad (15)$$

Así resulta:

$$p_g (\text{mm Hg}) = 29,2125 \frac{m_{\text{subl}} T}{\Delta t F_V} \quad (16)$$

Una vez calculado el coeficiente de transferencia de materia con las ecuaciones (10), (11) y (16), se obtiene el número de Sherwood de:

$$Sh = \frac{k_g d_p}{D} \quad (17)$$

El coeficiente de difusión para el sistema naftaleno-aire se calcula como (International Critical Tables-1929):

$$D \text{ (cm}^2\text{/seg)} = 0,0612 \left(\frac{T}{298,16} \right)^{3/2} \quad (18)$$

Reemplazando en la ecuación (17) por las ecuaciones (10), (11), (16) y (18), resulta:

$$Sh = 0,155 \frac{m_{\text{subl}} T}{\Delta t \Delta p d_p D} \quad (19)$$

La variable que introduce mayor error en la determinación del número de Sherwood es la fuerza impulsora pues, a caudales bajos la presión parcial en el seno del gas es similar a la presión de vapor del naftaleno, y por lo tanto su diferencias del orden del error experimental cometido en la determinación de la presión parcial en el seno de la fase gaseosa.

Las tablas del Apéndice II muestran en detalle los resultados experimentales obtenidos. En la Fig. 5-3 se representan los valores obtenidos del número de Sherwood para los dos diámetros de esfera utilizados, en función del caudal de aire.

5-4- ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

A fin de correlacionar los resultados experimentales, es necesario determinar los parámetros o grupos de parámetros que pueden influir sobre la transferencia de materia.

Para una esfera sumergida en un fluido, donde la transferencia de materia se produce por convección forzada, el número de Sherwood depende de los números de Reynolds y Schmidt (Bird-1964).

El número de Schmidt es igual a:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} \quad (20)$$

El mismo fue calculado a partir de las propiedades del aire puro a la temperatura de trabajo para cada experiencia. La viscosidad se obtuvo a partir de un nomograma (Perry (1963)) y el coeficiente de difusión se calculó según la ecuación (18).

En la mayor parte de los trabajos en los que se estudia la transferencia de materia desde una esfera por convección forzada, las correlaciones incluyen una dependencia con el número de Schmidt a la potencia 1/3 (ver sección 2-3). Dicho valor será adoptado en el presente trabajo.

Para el cálculo del número de Reynolds, surge la necesidad de encontrar una sección de flujo promedio para la corriente gaseosa dentro del reactor, de modo tal de conocer la velocidad característica del sistema. En base a lo establecido en el Capítulo 4, mediante las técnicas de visualización de flujo, se consideró la sección de flujo como la relación entre el volumen disponible para el gas y el camino más probable recorrido. El camino más probable se toma como el de una circunferencia, cuyo diámetro es igual al diámetro promedio entre la esfera y el reactor:

$$S = \frac{(d_R^3 - d_p^3)}{3(d_R + d_p)} \quad (21)$$

d_R = diámetro del reactor.

El número de Reynolds para cada experiencia se calculó según:

$$Re_p = \frac{F_v \rho dp}{S \mu} \quad (22)$$

En primera instancia se consideró la sección de flujo correspondiente a una corona circular, o sea:

$$S = \frac{\pi(d_R^2 - d_p^2)}{8}$$

Sin embargo en este caso, no se obtenía una única correlación para los dos diámetros de esfera utilizados.

Para el caso de una esfera sumergida en un fluido estanco ($Re_p = 0$), resulta $Sh = 2$ y por lo tanto, suponiendo válida la dependencia de $1/3$ para el número de Schmidt, la correlación para transferencia de materia será del tipo:

$$Sh = 2 + b Re_p^{n'} Sc^{0,333} \quad (23)$$

En la Fig. 5-4 se representan los resultados obtenidos como $(Sh-2)/Sc^{0,333}$ en función del número de Reynolds.

Con el objeto de estimar las constantes en la ecuación (23), se linealiza la misma y se aplica un método de regresión lineal pesada, obteniéndose los siguientes valores:

$$b = 3,851 \quad \text{y} \quad n' = 0,546$$

La correlación para transferencia de materia para este sistema será entonces:

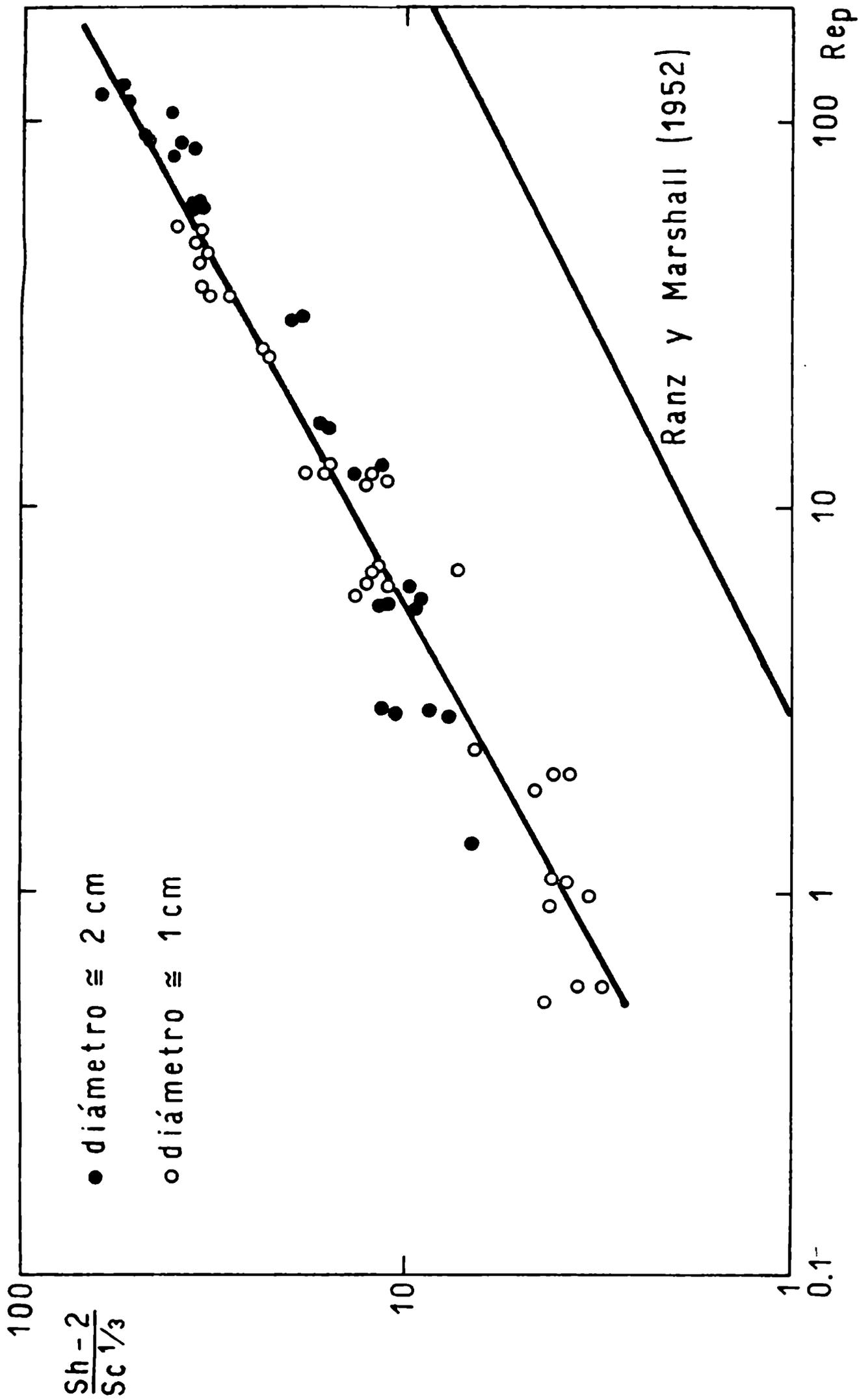


Fig. 5-4. Correlación de transferencia de materia

$$Sh = 2 + 3,851 Re_p^{0,546} Sc^{0,333} \quad (24)$$

La desviación promedio de la correlación obtenida es del 17,5%. La principal fuente de error en la determinación de los coeficientes de transferencia de materia y, en consecuencia, en los valores de los números de Sherwood a caudales altos es suponer uniformidad de la concentración de naftaleno en el reactor, pues en esas condiciones se originan canalizaciones y, por consiguiente, zonas con distinta concentración.

En el Apéndice I se explica el método de regresión lineal pesada aplicado para estimar las constantes.

Como ya se ha mencionado anteriormente, la mayor parte de los trabajos que se encuentran en bibliografía, expuestos en el Capítulo 2, presentan correlaciones para una esfera sumergida en túneles de viento o en tubos cilíndricos.

Ranz y Marshall (1952) correlacionaron sus resultados experimentales mediante la siguiente ecuación:

$$Sh = 2 + 0,60 Re_p^{0,50} Sc^{0,333} \quad (25)$$

Comparando esta ecuación con la obtenida en este trabajo, ecuación (24), puede verse que el exponente del número de Reynolds es muy similar en ambos casos y que es el observado en el caso de flujo laminar alrededor de una esfera, o en el caso de flujo turbulento, cuando se analiza la transferencia de materia en la parte anterior de la esfera.

Para un mismo valor del número de Reynolds, el número de Sherwood obtenido mediante la correlación (24) es mayor que el que surge de la correlación (25), lo que implica una mayor velocidad de transferencia en el reactor tanque agitado mediante jets gaseosos. Esto puede explicarse debido a la mayor

turbulencia que existe en el reactor agitado en comparación con un tubo cilíndrico.

Así se ve que para una esfera de 2 cm de diámetro, un caudal volumétrico de 1000 ml/min representa un número de Reynolds de 33,4. En estas condiciones, la velocidad característica del sistema es de 3 cm/seg y el número de Sherwood resultante es de 37,7. Para obtener el mismo valor del número de Sherwood cuando se produce transferencia de materia desde una esfera en un fluido infinito, surge, de la ecuación de Ranz y Marshall, que es necesaria una velocidad de 170 cm/seg, es decir aproximadamente 57 veces mayor.

La turbulencia lograda en el reactor agitado mediante jets gaseosos, verificada asimismo en los estudios del comportamiento fluidodinámico, asegura uniformidad de las propiedades alrededor del sólido. Esto simplifica el análisis de los resultados y, en consecuencia, el reactor resulta adecuado para ser utilizado en las determinaciones de actividad y selectividad de pastillas catalíticas o sólidos reactivos.

CAPITULO 6

DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

6-1- INTRODUCCION

Existen diversos métodos que permiten determinar el coeficiente de transferencia de calor para un sólido sumergido, en particular, para una esfera.

Uno de los más sencillos y utilizados es el que emplea el calentamiento del sólido por el pasaje de una corriente eléctrica. El flujo de corriente a través de un conductor está acompañado por una disipación de energía en forma de calor. La cantidad de calor generada por unidad de tiempo se puede conocer en forma precisa y simple, teniendo en cuenta la ley de Joule:

$$Q_c = I^2 R = I \Delta E$$

donde:

Q_c = cantidad de calor disipada por unidad de tiempo

I = intensidad de corriente

R = resistencia eléctrica

ΔE = caída de voltaje en la resistencia

En las secciones siguientes de este capítulo se describen el equipo utilizado y el método operativo para la determinación del coeficiente de transferencia de calor. Asimismo, se estudia la influencia de la convección natural, se correlacionan los resultados obtenidos y se presenta un análisis y discusión de los mismos.

6-2- PARTE EXPERIMENTAL

6-2-1- Equipo utilizado

Para llevar a cabo las determinaciones experimentales del coeficiente de transferencia de calor, se utilizó, básicamente, el equipo empleado en la determinación del coeficiente de transferencia de materia, que ha sido descrito detalladamente en la sección 5-2-1.

Se empleó una esfera de bronce calentada mediante una resistencia eléctrica interior conectada a una fuente de voltaje variable marca Lyp Electrónica; se lograba así variar la temperatura de la esfera, variando la potencia disipada en la resistencia.

6-2-2- Construcción de la esfera de calentamiento

Se construyó una esfera de bronce de 2 cm de diámetro, en cuyo interior se ubicó una resistencia de 315 ohms.

A fin de verificar si existía uniformidad de temperatura en la superficie, se realizaron ensayos exploratorios conectando la esfera a la fuente y midiendo la temperatura simultáneamente en varios puntos de la superficie. Se utilizaron termocuplas de cobre-constantán (previamente calibradas) de 0,1 mm de diámetro soldadas sobre la superficie de la esfera y conectadas a un registrador potenciométrico Sargent Welch modelo SRC. Las termocuplas fueron soldadas en una cavidad de 0,5 mm de profundidad practicada en la superficie, a fin de evitar errores en la medición de la temperatura de la misma. Se observó que la temperatura de la superficie de la esfera no era uniforme y que existía una diferencia de 10° C entre la termocupla más próxima a la resistencia y la más alejada, resultando menor la tempera-

tura medida por la termocupla más cercana a la resistencia. Esto se debía a que los terminales de la resistencia fueron aislados mediante dos tapones de teflón, disminuyendo entonces, la temperatura correspondiente al punto de la superficie más cercano a los mismos.

Para evitar esta distribución de temperatura en la superficie, se modificó la ubicación de la resistencia en la esfera, pasando los dos terminales de la resistencia por un mismo orificio y aislándolos con un delgado recubrimiento de teflón, rellenando luego la cavidad con polvo de bronce (Fig. 6-1). Se logró de este modo, uniformidad de temperatura en la superficie. La diferencia máxima de temperatura observada fue de 1,5°C.

6-2-3- Operación del equipo

Se indica a continuación el procedimiento seguido para cada experiencia.

a) Estabilización del caudal

Una vez ubicada la esfera de calentamiento en el reactor, se repite el procedimiento indicado en la sección 5-2-3.

b) Método de análisis

Se fija el voltaje en la fuente y una vez que el sistema ha alcanzado el estado estacionario se miden la intensidad de corriente, con un amperímetro Universal Avometer ($\Delta I=1\%$), y la caída de voltaje, con un voltímetro 160 B Digital Multimeter Keithley ($\Delta V=+0,1$ volts).

Las temperaturas de la superficie de la esfera y del seno de la fase gaseosa se miden mediante termocuplas de cobre-constantán conectadas al registrador potenciométrico. Una de ellas pasa por el cuello del reactor y está soldada a la superficie de la esfera; la otra pasa por la tubuladura lateral.

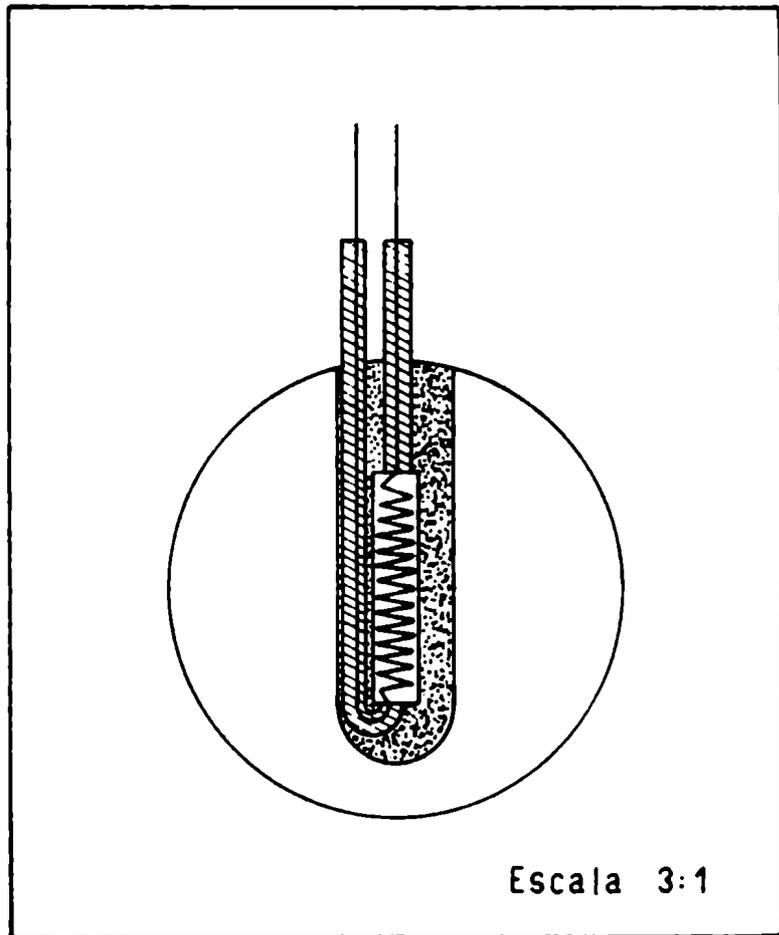


Fig. 6-1 Esquema de la esfera de calentamiento

Conocida la intensidad y el voltaje se determina la cantidad de calor generado y mediante el registro de temperatura de las termocuplas, se obtiene el salto de temperatura entre la superficie de la esfera y la corriente gaseosa.

6-2-4- Condiciones operativas

Las experiencias se realizaron a temperatura ambiente y para caudales de aire en un rango comprendido entre 55 y 2000 ml/min. El voltaje se varió entre 15,8 y 16,3 volts, aumentando el mismo para los caudales más altos, a fin de lograr una mayor diferencia entre la temperatura de la fase gaseosa y disminuir, consecuentemente, el error en la determinación de la diferencia de temperaturas.

Se realizaron también experiencias con fluido estanco, a fin de determinar el efecto de la convección natural.

6-5- RESULTADOS OBTENIDOS

Se llevaron a cabo 32 determinaciones experimentales a fin de establecer una correlación para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor y del número de Nusselt.

A diferencia de lo que ocurre en transferencia de materia, los datos de transferencia de calor correspondientes a caudales altos están sujetos a mayor error, debido a que los gradientes de temperatura para estos casos son pequeños y, en consecuencia, el error experimental cometido en la determinación de los mismos es elevado.

El coeficiente de transferencia de calor (h) se calcula como:

$$h = \frac{Q_c}{A(T_s - T_g)} \quad (26)$$

donde:

T_s = temperatura de superficie de la esfera

T_g = temperatura en el seno de la corriente gaseosa

Además, dado que:

$$Q_c = I \Delta E \quad (27)$$

reemplazando en (26), resulta:

$$h(\text{cal/cm}^2 \text{ seg } ^\circ\text{C}) = \frac{0,2382 I \Delta E}{A(T_s - T_g)} \quad (28)$$

El número de Nusselt (Nu) se calcula según:

$$\text{Nu} = \frac{h d_p}{k} \quad (29)$$

siendo:

k = conductividad térmica del gas a la temperatura media del film (T_f)

Para el caso del aire la conductividad térmica se calcula según la siguiente ecuación (International Critical Tables-1929):

$$k(\text{cal/cm seg } ^\circ\text{C}) = (0,532 + 0,0015 T_f(^{\circ}\text{C})). 10^{-4} \quad (30)$$

En la Fig. 6-2 se representan los valores de los números de Nusselt obtenidos en función del caudal volumétrico de aire.

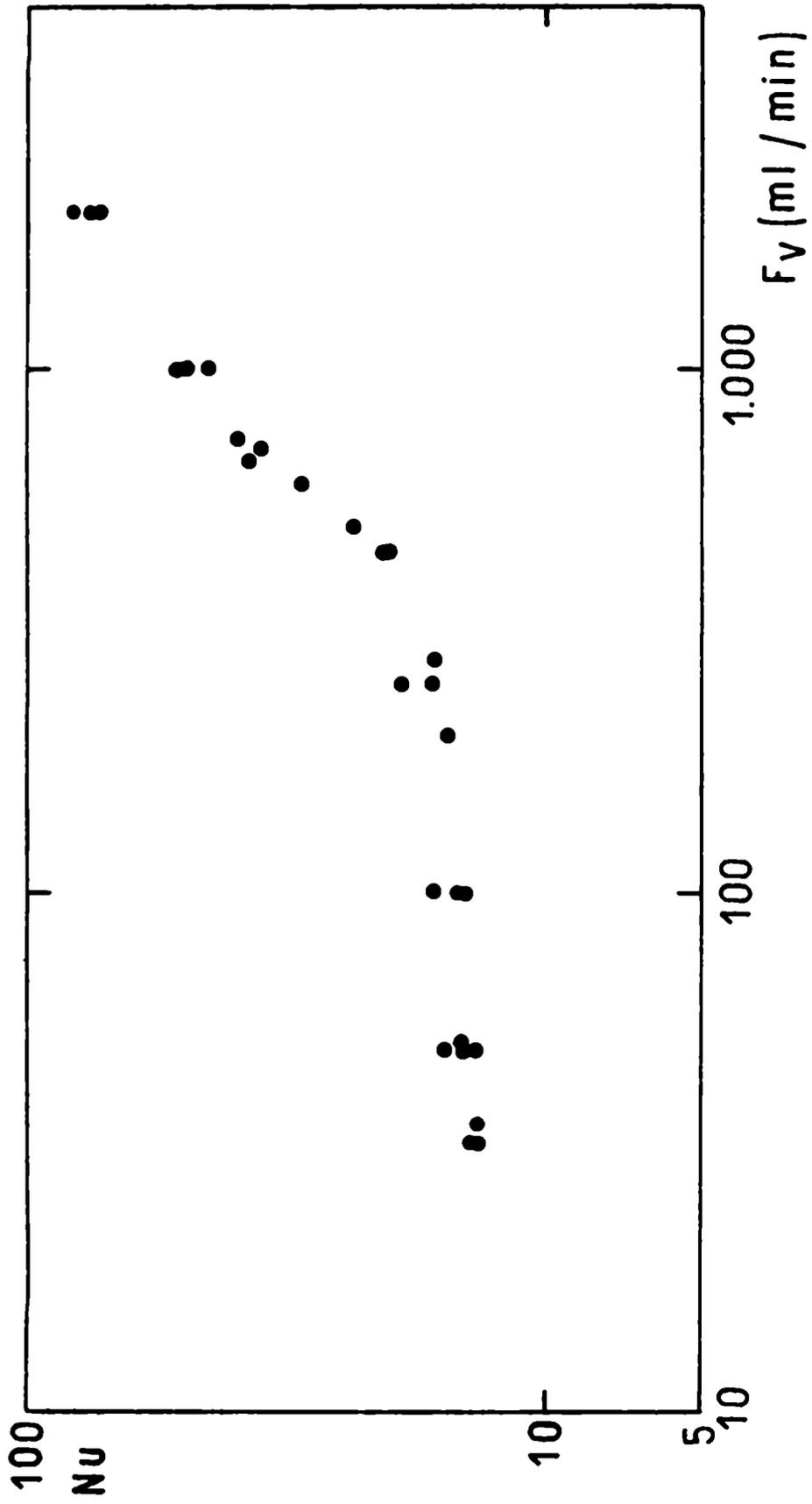


Fig. 6-2 Efecto del caudal sobre el número de Nusselt

6-4- ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

Similarmente a lo que ocurre en transferencia de materia, el número de Nusselt para una esfera sumergida en un fluido, donde la transferencia de calor se produce por convección forzada, depende de los números de Reynolds y Prandtl (Bird-1964).

El número de Prandtl es igual a:

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} \quad (31)$$

y se calcula a partir de las propiedades del aire puro a la temperatura media del film para cada experiencia (Perry(1963)). Al igual que en transferencia de materia, las correlaciones incluyen una dependencia con el número de Prandtl a la potencia 1/3.

El número de Reynolds para cada experiencia se calcula mediante la ecuación (22), o sea tomando la misma sección de flujo que en transferencia de materia.

En la Fig. 6-3 se representan los resultados obtenidos como $(Nu-2)/Pr^{0,333}$ en función del número de Reynolds. Comparando, en esta misma figura, los datos experimentales obtenidos para transferencia de calor con los correspondientes a transferencia de materia, se puede observar que los primeros son más altos.

Para números de Reynolds elevados, la transferencia de calor se produce fundamentalmente por el mecanismo de convección forzada, pero a medida que el número de Reynolds disminuye, la contribución debida al mecanismo de convección natural se torna significativa.

Se realizaron, entonces, experiencias con fluido estanco a fin de determinar la influencia de la convección natu-

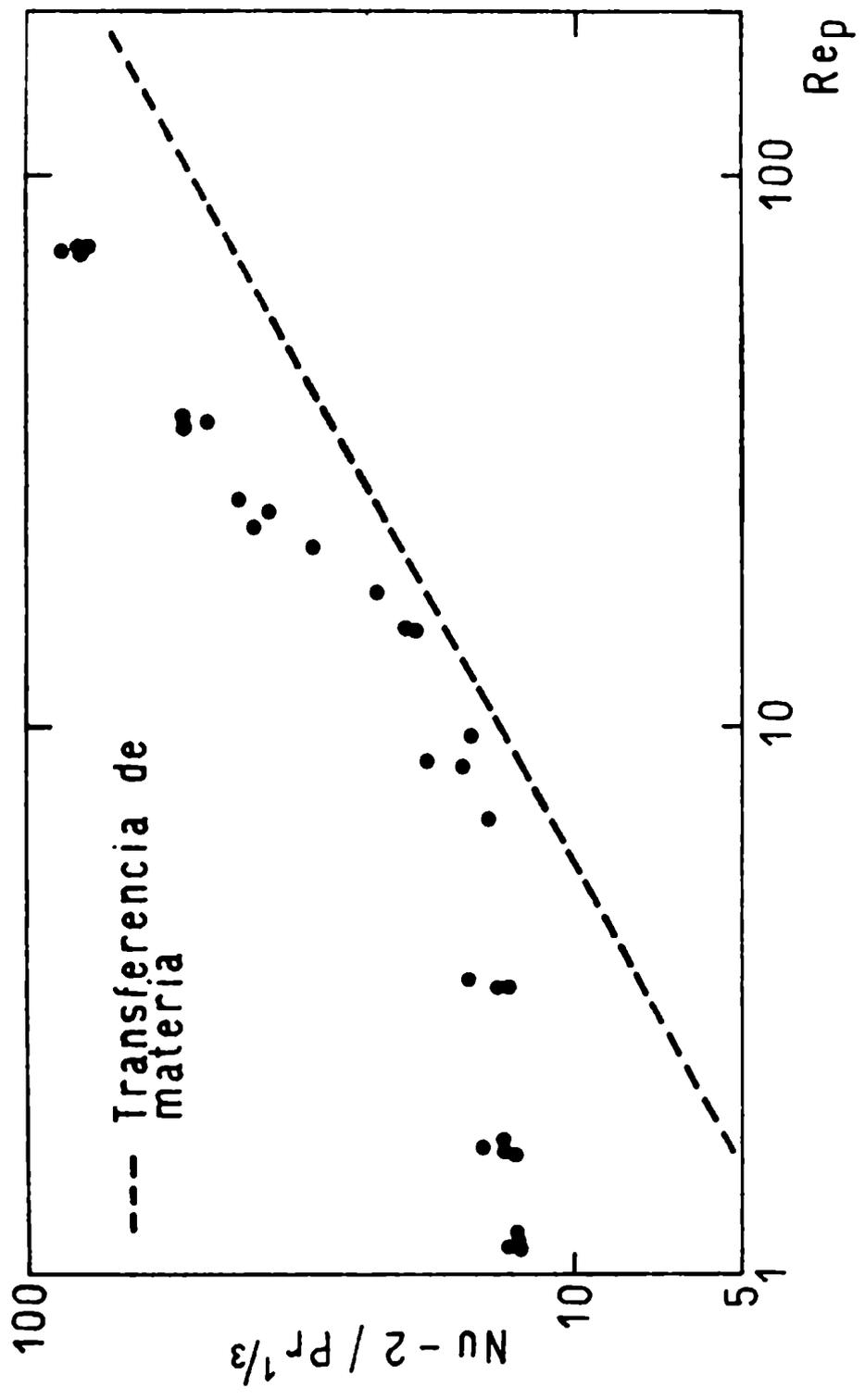


Fig. 6-3 Efecto del número de Reynolds sobre el número de Nusselt

ral sobre los datos obtenidos. En la Fig. 6-4 se representan los valores de $(Nu^*)/Pr^{0,333}$ en función del número de Grashof (Gr).

A partir de una regresión de los resultados obtenidos, se estableció la siguiente correlación para convección natural:

$$Nu^* = 2 + 0,364 Gr^{0,340} Pr^{0,333} \quad (32)$$

Si se compara esta ecuación con la obtenida por Ranz y Marshall (1952) para la transferencia de calor por convección natural pura desde una esfera en un fluido infinito:

$$Nu^* = 2 + 0,60 Gr^{0,25} Pr^{0,333} \quad (33)$$

se observa que tanto los valores del número de Nusselt como el exponente de los números de Grashof obtenidos en esta tesis, son mayores que los de la ecuación (33). Este comportamiento se puede atribuir a la influencia de la tobera y de las paredes del reactor sobre los perfiles de velocidad.

Mientras que para transferencia de materia el efecto de la convección natural es despreciable, para transferencia de calor es importante, principalmente para números de Reynolds bajos que corresponden a altos gradientes de temperatura.

Resulta, en consecuencia, necesario corregir los datos obtenidos de transferencia de calor, ya que, en realidad, los datos representados en la Fig. 6-3 corresponden al mecanismo mixto de transferencia de calor por convección natural y forzada y son, evidentemente, mayores que los de materia.

Según lo ya expuesto al presentar los antecedentes bibliográficos (sección 2-3), es necesario calcular un número de Reynolds equivalente (Re^*) a partir de los datos de convección natural. Este valor es el que produciría la misma trans

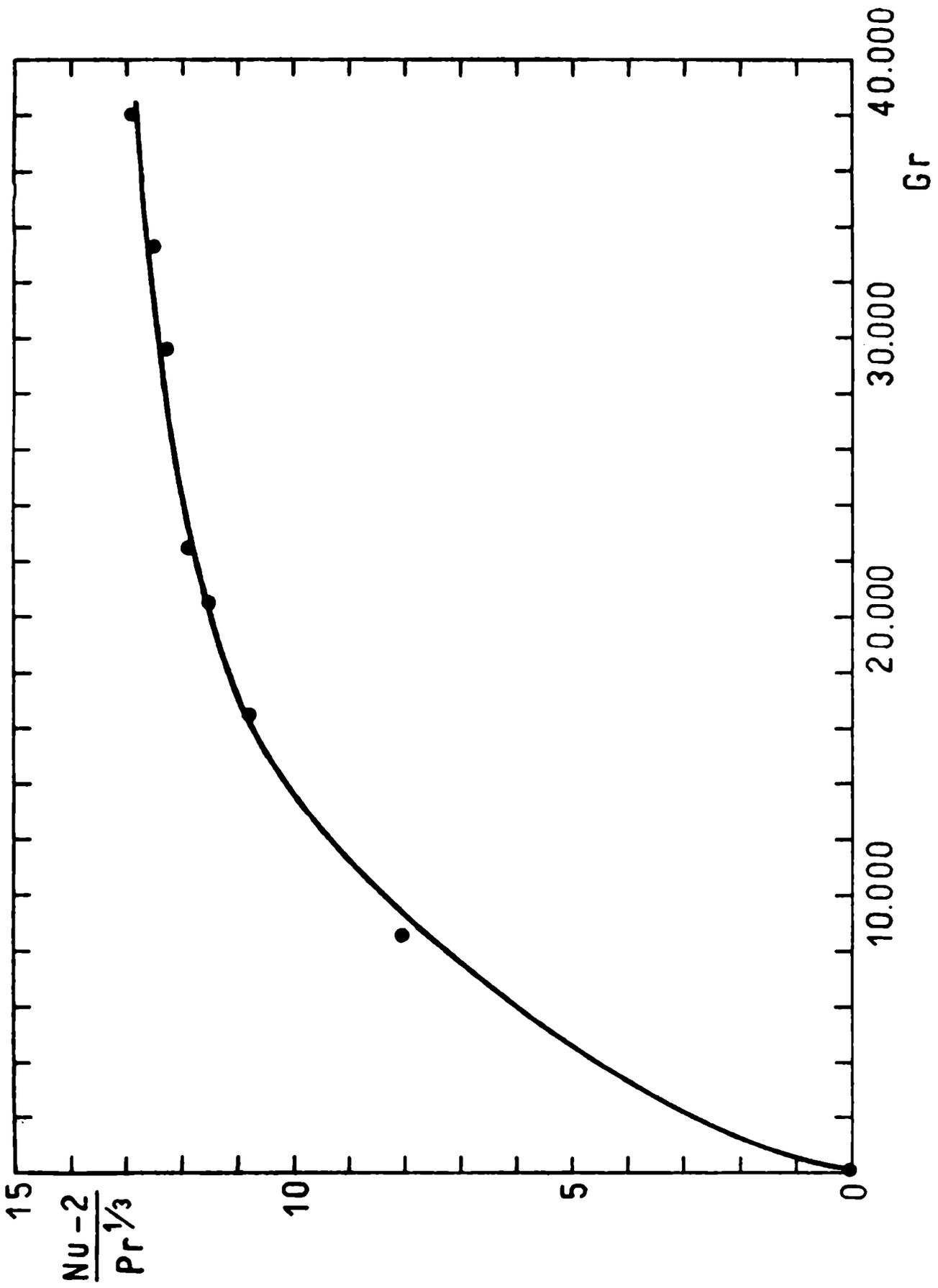


Fig. 6-4 Transferencia de calor por convección natural

ferencia de calor si el mecanismo gobernante fuese el de convección forzada. Considerando que la dirección del flujo forzado forma un ángulo \emptyset con la dirección vertical del flujo libre, se puede calcular un número de Reynolds efectivo (Re_{eff}) para el flujo combinado, según la ecuación:

$$(Re_{eff})^2 = (Re^* + Re_p \cos \emptyset)^2 + (Re_p \sin \emptyset)^2$$

o sea:

(34)

$$(Re_{eff})^2 = (Re^*)^2 + 2(Re^*) (Re_p) \cos \emptyset + (Re_p)^2$$

En consecuencia, el número de Nusselt correspondiente al mecanismo mixto de transferencia se puede calcular a partir de la ecuación de convección forzada, reemplazando el número de Reynolds por el número de Reynolds efectivo.

Puesto que en las condiciones en que se realizaron las experiencias se cumple la analogía entre transferencia de calor y materia, la transferencia de calor por convección forzada pura se puede expresar con la misma correlación que para transferencia de materia, reemplazando el número de Sherwood por el número de Nusselt y el número de Schmidt por el número de Prandtl. Se obtiene entonces:

$$Nu = 2 + 3,851 Re_p^{0,546} Pr^{0,333} \quad (35)$$

Igualando las ecuaciones (32) y (35) se puede hallar el número de Reynolds equivalente:

$$0,364 Gr^{0,340} = 3,851 (Re^*)^{0,546} \quad (36)$$

y, en consecuencia, resulta:

$$(Re^*) = (0,0945 Gr^{0,340})^{1,831} \quad (37)$$

El número de Reynolds efectivo se obtiene entonces sumando vectorialmente el número de Reynolds equivalente y el número de Reynolds medido. A partir de las fotografías schlieren (sección 4-4) se observa que el flujo forzado alrededor de la esfera es en promedio, ascendente y, en consecuencia, coincide con la dirección del flujo libre. Por lo tanto el ángulo formado entre las dos direcciones es $\theta = 0$.

En la Fig. 6-5 se representan los valores experimentales obtenidos de los números de Nusselt, como $(Nu-2)/Pr^{0,333}$, en función del número de Reynolds efectivo (Re_{eff}).

Se puede observar que los resultados de transferencia de calor corregidos por convección natural, concuerdan satisfactoriamente con los de transferencia de materia a caudales bajos e intermedios. A medida que el caudal aumenta, las desviaciones son cada vez mayores; esto se puede atribuir, fundamentalmente, a que a caudales altos la diferencia de temperatura es pequeña y, en consecuencia, el error porcentual que se comete en la determinación de los coeficientes de transferencia de calor es considerable. Asimismo, la conducción de los terminales de la resistencia y de los alambres de la termocupla hacen que el calor entregado sea en realidad menor, lo que implica valores de números de Nusselt reales menores.

Se concluye, en base a lo expuesto, que para números de Reynolds bajos, la transferencia está controlada por el mecanismo de convección natural, mientras que para Reynolds elevados, la convección natural es despreciable y la transferencia está gobernada por el mecanismo de convección forzada.

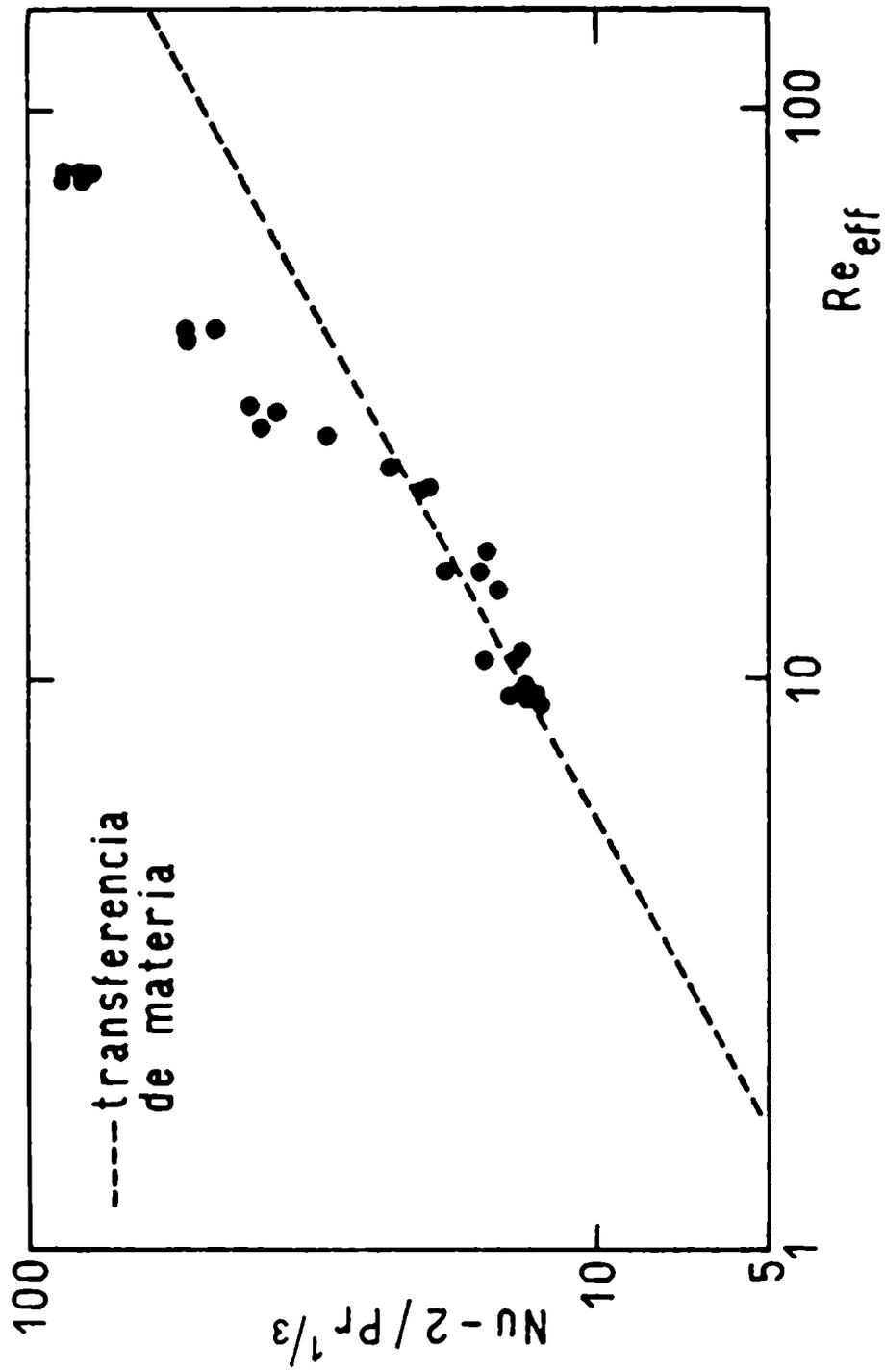


Fig. 6-5 Correlación de transferencia de calor

CAPITULO 7

CONCLUSIONES GENERALES

En el presente trabajo se ha desarrollado un reactor esférico tanque continuo agitado mediante jets gaseosos, cuyo comportamiento fluidodinámico se caracterizó mediante el estudio de distribución de tiempos de residencia y el método schlieren. Asimismo, se han establecido correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de materia y calor (en este último caso para convección natural y forzada).

A partir del trabajo presentado en esta tesis, se pueden obtener las siguientes conclusiones:

El mezclado del reactor es prácticamente ideal para caudales bajos y satisfactorio para caudales intermedios y altos. A medida que el caudal aumenta, las desviaciones respecto de las condiciones ideales son mayores, ya que el mezclado de las corrientes gaseosas emergentes de la tobera es menos eficiente.

El comportamiento del reactor se representa adecuadamente mediante el modelo de batería de tanques agitados en serie hasta caudales de 2 l/min. A caudales bajos, el reactor se comporta como un único tanque continuo idealmente agitado; a caudales intermedios, el mismo se representa mediante dos tanques continuos idealmente agitados en serie, mientras que a caudales altos, el reactor presenta un comportamiento intermedio entre dos y tres tanques agitados en serie. Para caudales de 3 y 4 l/min, este modelo deja de ser válido, pues aparecen canalizaciones del flujo.

El método schlieren permite visualizar el flujo en el reactor y confirmar las conclusiones referentes al mezclado obtenidas mediante el estudio de distribución de tiempos de

residencia.

Las fotografías schlieren correspondientes al estudio fluidodinámico demuestran que a caudales bajos e intermedios, las turbulencias creadas en los jets antes de llegar a las paredes del reactor favorecen el mezclado. A caudales altos, el mezclado sólo se ve inducido por la reflexión de los jets sobre las paredes del reactor y, en consecuencia, el volumen mezclado es menor. Asimismo, se determina que los jets no inciden sobre la esfera y que se comportan como jets libres.

Las fotografías correspondientes al estudio de los fenómenos de transferencia de calor, muestran la importancia del efecto de la convección natural y permiten estimar el espesor de la capa límite térmica alrededor de la esfera.

A partir de los resultados experimentales de transferencia de materia, se obtiene una correlación en función de los números de Reynolds y Schmidt:

$$Sh = 2 + 3,851 Re_p^{0,546} Sc^{0,333}$$

El exponente del número de Reynolds es similar al observado en el caso de flujo laminar alrededor de una esfera o en el caso de flujo turbulento cuando se analiza la transferencia de materia en la parte anterior de la esfera, y resulta comparable con el hallado por Ranz y Marshall (1952).

Los valores de los números de Sherwood obtenidos son mayores que los encontrados en bibliografía para tubos cilíndricos o túneles de viento. Esto implica una mayor turbulencia en el reactor esférico agitado mediante jets respecto de los sistemas mencionados precedentemente.

Los resultados correspondientes a la transferencia de calor resultan mayores que los de transferencia de mate-

ria. Ello se debe, fundamentalmente, a la influencia del mecanismo de convección natural para números de Reynolds bajos. Los resultados experimentales para convección natural pura se correlacionan, en función de los números de Grashof y Prandtl, mediante la siguiente ecuación:

$$Nu^* = 2 + 0,364 Gr^{0,340} Pr^{0,333}$$

Los datos inicialmente obtenidos que responden al mecanismo mixto de convección natural y forzada son corregidos en términos del número de Reynolds efectivo y resultan concordantes con los de transferencia de materia para números de Reynolds bajos e intermedios.

En consecuencia, para transferencia de calor por convección forzada pura, es válida la misma correlación que para transferencia de materia, reemplazando por los números adimensionales correspondientes, o sea:

$$Nu = 2 + 3,851 Re_p^{0,546} Pr^{0,333}$$

Se concluye que dadas las características fluido dinámicas de este reactor, se logra uniformidad de las propiedades alrededor del sólido esférico. Este comportamiento resulta adecuado para la utilización del mismo, a nivel laboratorio, en la medición de cinéticas de reacciones heterogéneas sólido-gas. El conocimiento de los coeficientes de transferencia de materia y calor permite evaluar las resistencias difusionales y de esta manera determinar los parámetros cinéticos intrínsecos de la reacción.



APENDICE I

ESTIMACION DE PARAMETROS EN ECUACIONES NO LINEALES

Dada una serie de resultados experimentales (y_j , x_j) donde x_j representa el conjunto de variables independientes e y_j la variable dependiente observada, para estimar el mejor conjunto de parámetros η en la ecuación no lineal

$$y = f(\eta, x) \quad \text{I-1}$$

se debe llevar a cabo una regresión de los resultados.

La estimación de parámetros en ecuaciones no lineales se lleva generalmente a cabo mediante un método de cuadrados mínimos no lineales. Este requiere, para tener una rápida convergencia, la determinación previa de estimaciones de los parámetros. Si la ecuación puede ser linealizada, una regresión lineal pesada va a generar un punto de partida adecuado para la regresión no lineal (Bard y Lapidus (1968), Kubicek et al. (1971) y Vallerschamp y Perlmutter(1971)).

Con el fin de linealizar la ecuación en estudio se aplica una transformación T' a la función f que generará la función $g(y, x)$ que será lineal en los parámetros η o en una combinación de ellos. Los valores observados de la variable dependiente son también transformados según $z_j = T'(y_j)$.

Cuando se aplica un método de cuadrados mínimos pesados a los resultados transformados, los parámetros estimados son aquellos que minimizan la suma:

$$S(b) = \sum w_j (z_j - g(y_j, x_j))^2 \quad \text{I-2}$$

Si se define el peso de acuerdo a la ecuación:

$$w_j = \frac{\partial g}{\partial f} (\hat{y}_j, x_j)^{-2\alpha} \cdot \frac{\partial g}{\partial f} (y_j, x_j)^{-2(1-\alpha)} \quad \text{I-3}$$

con $\alpha = 0,75$, surge el método de regresión pseudo no lineal (Lemcoff(1977)).

Puesto que los valores de $\frac{\partial g}{\partial f} (\hat{y}_j, x_j)$ sólo son conocidos después de realizada la regresión, se aplica un método iterativo, estimando inicialmente esta derivada, a partir de los valores observados. Las iteraciones se continúan hasta que los resultados de dos cálculos sucesivos coincidan dentro de un error prefijado.

El método de regresión pseudo no lineal presenta la característica especial que converge rápidamente a los mismos valores de los parámetros que los métodos de regresión no lineal convencionales, pero involucra un tiempo de computación mucho menor.

Para la ecuación:

$$f = Sh = 2 + b Re_p^{n'} Sc^{0,333} \quad \text{I-4}$$

se aplica la transformación logarítmica, tal que:

$$g = \log \left(\frac{Sh-2}{Sc^{0,333}} \right) = \log b + n' \log Re_p \quad \text{I-5}$$

De acuerdo a lo indicado en la ecuación (I-3),

resulta:

$$w_j = (\hat{Sh}-2)^{2\alpha} \cdot (Sh-2)^{2(1-\alpha)} \quad \text{I-6}$$

nes

$$\frac{\partial g}{\partial f} = (Sh-2)^{-1}$$

I-7

Aplicando la regresión pseudo no lineal a los resultados experimentales se logra la convergencia en sólo cuatro iteraciones. El criterio de corte considerado fue que dos valores sucesivos de la suma de los cuadrados de errores no difieran en más de 0,001%.

APENDICE II

RESULTADOS EXPERIMENTALES

1 - ESTUDIO DE LA DISTRIBUCION DE TIEMPOS DE RESIDENCIA

Corrida N° 2

$F_v = 36,5 \text{ ml/min}$

velocidad de carta: 2 in/min

escala de voltaje: 500 mv

posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum C_i \Delta \theta$
0,00	0,0	0,000	0,000	0,000
9,40	5,9	0,053	0,630	0,017
11,20	11,8	0,106	0,750	0,053
11,65	17,7	0,159	0,780	0,094
11,60	23,6	0,212	0,777	0,135
11,30	29,5	0,265	0,757	0,176
11,00	35,4	0,318	0,737	0,215
10,50	41,3	0,371	0,703	0,254
10,15	47,2	0,424	0,680	0,290
9,80	53,1	0,477	0,657	0,326
9,40	59,0	0,530	0,630	0,360
9,10	64,9	0,583	0,610	0,393
8,70	70,8	0,636	0,583	0,424
8,30	76,7	0,689	0,556	0,455
7,95	82,6	0,742	0,533	0,483
7,60	88,5	0,795	0,509	0,511
7,25	94,4	0,848	0,486	0,537
6,95	100,3	0,901	0,466	0,563
6,60	106,2	0,954	0,456	0,587
6,35	112,1	1,007	0,425	0,610
6,10	118,0	1,060	0,409	0,632
5,80	123,9	1,113	0,389	0,653
5,45	129,8	1,166	0,365	0,673
5,20	135,7	1,219	0,348	0,692
4,90	141,6	1,272	0,328	0,710
4,70	147,5	1,325	0,315	0,727
4,45	153,4	1,358	0,298	0,743
4,20	159,3	1,411	0,281	0,759
4,00	165,2	1,464	0,268	0,773
3,80	171,1	1,517	0,255	0,787
3,60	177,0	1,570	0,241	0,800
3,40	182,9	1,623	0,228	0,813
3,35	188,8	1,676	0,225	0,823
3,05	194,7	1,729	0,204	0,836
2,90	200,6	1,782	0,194	0,847
2,70	206,5	1,835	0,181	0,857
2,60	212,4	1,888	0,174	0,866
2,45	218,3	1,941	0,164	0,875
2,30	224,2	1,994	0,154	0,883
2,20	230,1	2,047	0,147	0,891
2,00	236,0	2,100	0,135	0,899
1,90	241,9	2,153	0,127	0,906

Corrida N°2 (continuación)

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c_{\Delta t}}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
1,80	247,8	2,206	0,121	0,912
1,70	253,7	2,259	0,114	0,919
1,60	259,6	2,312	0,107	0,925
1,50	265,5	2,365	0,100	0,930
1,45	271,4	2,418	0,097	0,935
1,40	277,3	2,471	0,094	0,940
1,30	283,2	2,524	0,087	0,945
1,20	289,1	2,577	0,080	0,950
1,10	295,0	2,630	0,074	0,954
1,00	300,9	2,683	0,070	0,957
0,95	306,8	2,736	0,067	0,961
0,90	312,7	2,789	0,064	0,965
0,80	318,6	2,842	0,060	0,968
0,85	324,5	2,895	0,057	0,971
0,80	330,4	2,948	0,054	0,974
0,75	336,3	3,001	0,050	0,977
0,70	342,2	3,054	0,047	0,979
0,65	348,1	3,107	0,043	0,982
0,60	354,0	3,160	0,040	0,984
0,60	359,9	3,213	0,040	0,986
0,60	365,8	3,266	0,040	0,988
0,55	371,1	3,319	0,037	0,990
0,50	377,6	3,372	0,035	0,992
0,50	383,5	3,425	0,033	0,994
0,50	389,4	3,478	0,033	0,995
0,40	395,3	3,531	0,027	0,997
0,40	401,2	3,584	0,027	0,998
0,40	407,1	3,637	0,027	0,999

$\bar{t} = 112,7 \text{ seg}$

Corrida N° 3

$F_v = 50 \text{ ml/min}$

velocidad de carta: 2 in/min
 escala de voltaje: 500 mV
 posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$\dot{C}_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c \Delta t}$	$F = \sum \dot{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,00	0,000	0,000	0,000
9,00	5,9	0,071	0,621	0,022
11,30	11,8	0,142	0,780	0,072
11,40	17,7	0,213	0,787	0,127
11,10	23,6	0,284	0,766	0,182
10,60	29,5	0,355	0,731	0,235
10,00	35,4	0,426	0,690	0,286
9,60	41,3	0,497	0,662	0,334
9,00	47,2	0,568	0,621	0,379
8,60	53,1	0,639	0,593	0,423
8,00	59,0	0,710	0,552	0,463
7,60	64,9	0,781	0,524	0,501
7,20	70,8	0,852	0,497	0,538
6,80	76,7	0,923	0,469	0,572
6,45	82,6	0,994	0,445	0,605
6,00	88,5	1,065	0,414	0,635
5,60	94,4	1,136	0,386	0,663
5,20	100,3	1,207	0,359	0,690
4,90	106,2	1,278	0,338	0,715
4,50	112,1	1,349	0,310	0,738
4,20	118,0	1,420	0,290	0,759
4,00	123,9	1,491	0,276	0,779
3,60	129,8	1,562	0,248	0,798
3,45	135,7	1,633	0,238	0,815
3,20	141,6	1,704	0,221	0,831
3,00	147,5	1,775	0,207	0,846
2,70	153,4	1,846	0,186	0,860
2,50	159,3	1,917	0,173	0,873
2,30	165,2	1,988	0,159	0,885
2,10	171,1	2,059	0,145	0,896
2,00	177,0	2,130	0,138	0,906
1,80	182,9	2,201	0,124	0,915
1,70	188,8	2,272	0,117	0,923
1,50	194,7	2,343	0,103	0,931
1,40	200,6	2,414	0,097	0,938
1,20	206,5	2,485	0,083	0,945
1,20	212,4	2,556	0,083	0,950
1,10	218,3	2,627	0,076	0,956
1,00	224,2	2,698	0,069	0,961
0,90	230,1	2,769	0,062	0,966
0,85	236,0	2,840	0,059	0,970
0,80	241,9	2,911	0,055	0,974
0,70	247,8	2,982	0,048	0,978
0,65	253,7	3,053	0,045	0,981
0,60	259,6	3,124	0,041	0,984
0,50	265,5	3,195	0,035	0,987
0,50	271,4	3,266	0,035	0,989
0,40	277,3	3,337	0,028	0,992

Corrida N° 3

(continuación)

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c \Delta t}$	$F = \sum C_i \Delta \theta$
0,40	283,2	3,408	0,028	0,994
0,35	289,1	3,479	0,024	0,995
0,30	295,0	3,550	0,021	0,997
0,30	300,9	3,621	0,021	0,998
0,25	306,8	3,692	0,017	0,999
0,25	312,7	3,763	0,017	1,000

$$\bar{t} = 83,2 \text{ seg.}$$

Corrida N° 6

$F_v = 120 \text{ ml/min}$

velocidad de carta: 2 in/min
 escala de voltaje: 500 mv
 posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{t}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c \Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
8,60	2,95	0,08	0,550	0,022
11,40	5,90	0,16	0,730	0,073
12,20	8,85	0,24	0,781	0,133
12,05	11,80	0,32	0,771	0,195
11,50	14,75	0,40	0,736	0,255
11,40	17,70	0,48	0,730	0,314
10,20	20,65	0,56	0,653	0,364
9,50	23,60	0,64	0,608	0,414
9,00	26,55	0,72	0,576	0,461
8,20	29,50	0,80	0,525	0,505
7,50	32,45	0,88	0,480	0,545
7,00	35,40	0,96	0,445	0,582
6,50	38,35	1,04	0,416	0,616
6,00	41,30	1,12	0,384	0,648
5,50	44,25	1,20	0,352	0,677
5,05	47,20	1,28	0,323	0,704
4,80	50,15	1,36	0,307	0,729
4,30	53,10	1,44	0,275	0,752
4,00	56,05	1,52	0,256	0,773
3,70	59,00	1,60	0,237	0,793
3,40	61,95	1,68	0,218	0,811
3,00	64,90	1,76	0,192	0,827
2,80	67,85	1,84	0,179	0,842
2,50	70,80	1,92	0,160	0,856
2,30	73,75	2,00	0,147	0,868
2,10	76,70	2,08	0,134	0,879
1,90	79,65	2,16	0,122	0,889
1,80	82,60	2,24	0,115	0,899
1,60	85,55	2,32	0,102	0,908
1,40	88,50	2,40	0,090	0,916
1,30	91,45	2,48	0,083	0,923
1,20	94,40	2,56	0,077	0,929
1,10	97,35	2,64	0,070	0,935
1,00	100,30	2,72	0,064	0,940
0,85	103,25	2,80	0,054	0,945
0,80	106,20	2,88	0,051	0,949
0,70	109,15	2,96	0,045	0,953
0,60	112,10	3,04	0,038	0,956
0,60	115,05	3,12	0,038	0,959
0,50	118,00	3,20	0,032	0,962
0,50	120,95	3,28	0,032	0,965
0,45	123,90	3,36	0,029	0,967
0,40	126,85	3,44	0,026	0,969
0,35	129,80	3,52	0,022	0,971
0,30	132,75	3,60	0,019	0,973
0,30	135,70	3,68	0,019	0,975
0,25	138,65	3,76	0,016	0,976

Corrida N° 6

(continuación)

h(cm)	t(seg)	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum C_i A\theta$
0,20	141,60	3,84	0,013	0,977
0,20	144,55	3,92	0,013	0,978
0,20	147,50	4,00	0,013	0,979
0,15	150,45	4,08	0,010	0,980
0,10	153,40	4,16	0,006	0,981
0,10	156,35	4,24	0,006	0,981
0,10	159,30	4,32	0,006	0,981
0,10	162,25	4,40	0,006	0,981
0,10	165,20	4,48	0,006	0,981
0,10	168,15	4,56	0,006	0,981
0,10	171,10	4,64	0,006	0,981
0,05	174,05	4,72	0,003	0,981
0,05	177,00	4,80	0,003	0,981

$\bar{t} = 36,7 \text{ seg.}$

Corrida N° 10

$F_v = 240$ ml/min

velocidad de carta: 2 in/min
 escala de voltaje: 500 mv
 posición de la tobera: vertical

h (cm)	t (seg)	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum C_i \Delta \theta$
0,00	0,00	0,000	0,000	0,000
9,20	2,95	0,142	0,607	0,043
11,50	5,90	0,284	0,759	0,140
11,40	8,85	0,426	0,752	0,247
10,50	11,80	0,568	0,693	0,350
9,50	14,75	0,710	0,627	0,444
8,40	17,70	0,852	0,554	0,528
7,40	20,65	0,994	0,488	0,602
6,30	23,60	1,136	0,416	0,666
5,30	26,55	1,278	0,350	0,720
4,50	29,50	1,420	0,297	0,766
4,40	32,45	1,562	0,264	0,806
3,20	35,40	1,704	0,211	0,840
2,70	38,35	1,846	0,178	0,867
2,20	41,30	1,988	0,145	0,890
1,90	44,25	2,130	0,125	0,910
1,60	47,20	2,272	0,106	0,926
1,40	50,15	2,414	0,092	0,940
1,10	53,10	2,556	0,073	0,952
0,90	56,05	2,698	0,059	0,961
0,80	59,00	2,840	0,053	0,969
0,60	61,95	2,982	0,040	0,976
0,50	64,90	3,124	0,033	0,981
0,40	67,85	3,266	0,026	0,985
0,35	70,80	3,408	0,023	0,989
0,30	73,75	3,550	0,020	0,992
0,20	76,70	3,692	0,013	0,994
0,15	79,65	3,834	0,010	0,995
0,15	82,60	3,976	0,010	0,997
0,10	85,55	4,118	0,007	0,998
0,10	88,50	4,260	0,007	0,999
0,10	91,45	4,402	0,007	1,000

$\bar{t} = 20,8$ seg.

Corrida N° 12

$F_v = 400 \text{ ml/min}$

velocidad de carta: 2 in/min
 escala de voltaje: 500 mv
 posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,00	0,000	0,000	0,000
8,00	2,36	0,173	0,520	0,045
11,10	4,72	0,346	0,721	0,152
11,20	7,08	0,519	0,728	0,278
10,50	9,44	0,692	0,683	0,400
9,50	11,80	0,865	0,617	0,512
8,20	14,16	1,038	0,533	0,612
6,50	16,52	1,211	0,423	0,695
5,40	18,88	1,384	0,351	0,761
4,50	21,24	1,557	0,279	0,816
3,50	23,60	1,730	0,227	0,860
2,70	25,96	1,903	0,175	0,895
2,00	28,32	2,076	0,130	0,921
1,70	30,68	2,249	0,110	0,942
1,30	33,04	2,422	0,084	0,959
1,00	35,40	2,595	0,065	0,972
0,70	37,76	2,768	0,045	0,981
0,50	40,12	2,941	0,033	0,988
0,40	42,48	3,114	0,026	0,993
0,30	44,84	3,287	0,019	0,997
0,20	47,20	3,460	0,013	0,999

$\bar{t} = 13,7 \text{ seg}$

Corrida N° 22

$F_v = 3$ l/min

velocidad de carta: 20 in/min
 escala de voltaje: 200 mv
 posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta\theta$
0,00	0,000	0,000	0,000	0,000
7,35	0,295	0,116	0,427	0,025
8,00	0,590	0,232	0,464	0,077
2,80	0,885	0,348	0,163	0,113
8,75	1,180	0,464	0,508	0,152
12,00	1,475	0,580	0,697	0,222
12,80	1,770	0,696	0,743	0,305
15,60	2,065	0,812	0,789	0,394
15,00	2,360	0,928	0,755	0,484
12,20	2,655	1,044	0,708	0,569
10,60	2,950	1,160	0,615	0,645
9,50	3,245	1,276	0,551	0,713
8,00	3,540	1,392	0,464	0,772
7,00	3,835	1,508	0,406	0,823
5,80	4,130	1,624	0,357	0,866
5,00	4,425	1,740	0,290	0,902
4,00	4,720	1,856	0,232	0,932
2,75	5,015	1,972	0,160	0,955
2,10	5,310	2,088	0,122	0,971
1,40	5,605	2,204	0,081	0,983
1,00	5,900	2,320	0,058	0,991
0,50	6,195	2,436	0,029	0,996
0,20	6,490	2,552	0,012	0,999
0,00	6,785	2,668	0,000	0,999

$\bar{t} = 2,5$ seg

Corrida N° 28

$F_v = 4 \text{ l/min}$

velocidad de carta: 20 in/min
 escala de voltaje: 200 mv
 posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,000	0,000	0,000	0,000
8,30	0,295	0,151	0,547	0,041
5,75	0,590	0,302	0,379	0,111
4,80	0,885	0,453	0,316	0,164
9,75	1,180	0,604	0,643	0,237
11,40	1,475	0,755	0,751	0,342
11,60	1,770	0,906	0,765	0,457
10,50	2,065	1,057	0,692	0,567
9,60	2,360	1,208	0,633	0,667
8,00	2,655	1,359	0,527	0,766
6,50	2,950	1,510	0,428	0,829
4,80	3,245	1,661	0,316	0,884
3,50	3,540	1,812	0,231	0,925
2,80	3,835	1,963	0,185	0,956
1,50	4,130	2,114	0,099	0,978
1,00	4,425	2,265	0,066	0,991
0,50	4,720	2,416	0,033	0,998
0,00	5,015	2,567	0,000	0,998

$\bar{t} = 1,9 \text{ seg.}$

Corrida N° 30

$F_v = 1 \text{ l/min}$

velocidad de carta: 20 in/min
 escala de voltaje: 500 mv
 posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c \Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,00	0,000	0,000	0,000
1,70	0,295	0,055	0,107	0,003
3,75	0,590	0,110	0,236	0,012
5,70	0,885	0,165	0,359	0,028
7,50	1,180	0,220	0,473	0,051
8,70	1,475	0,275	0,548	0,079
9,70	1,770	0,330	0,611	0,111
10,30	2,065	0,385	0,649	0,146
10,70	2,360	0,440	0,674	0,182
10,95	2,655	0,495	0,690	0,220
11,10	2,950	0,550	0,699	0,258
11,10	3,245	0,605	0,699	0,297
11,00	3,540	0,660	0,693	0,335
11,00	3,833	0,715	0,693	0,373
10,85	4,130	0,770	0,683	0,411
10,60	4,425	0,825	0,668	0,448
10,20	4,720	0,880	0,643	0,484
9,90	5,015	0,935	0,624	0,519
9,50	5,310	0,990	0,599	0,553
9,10	5,605	1,045	0,573	0,585
8,80	5,900	1,100	0,554	0,616
8,30	6,195	1,155	0,523	0,646
8,00	6,490	1,210	0,504	0,674
7,60	6,785	1,265	0,479	0,701
7,10	7,080	1,320	0,447	0,726
6,70	7,375	1,375	0,422	0,750
6,30	7,670	1,430	0,397	0,773
5,80	7,965	1,485	0,365	0,813
5,50	8,260	1,540	0,347	0,813
5,10	8,555	1,595	0,321	0,831
4,70	8,850	1,650	0,296	0,848
4,40	9,145	1,705	0,277	0,864
4,10	9,440	1,760	0,258	0,879
3,70	9,735	1,815	0,233	0,893
3,40	10,030	1,870	0,214	0,905
3,00	10,325	1,925	0,189	0,916
2,70	10,620	1,980	0,170	0,925
2,50	10,915	2,035	0,157	0,934
2,35	11,210	2,090	0,148	0,942
2,10	11,505	2,145	0,132	0,950
1,70	11,800	2,200	0,107	0,957
1,65	12,095	2,255	0,104	0,963
1,50	12,390	2,310	0,095	0,968
1,40	12,685	2,365	0,088	0,973
1,10	12,980	2,420	0,069	0,977
1,00	13,275	2,475	0,063	0,981
0,90	13,570	2,530	0,057	0,984
0,75	13,865	2,585	0,047	0,987
0,50	14,160	2,640	0,031	0,989

Corrida N° 30

(continuación)

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum C_i \Delta\theta$
0,35	14,455	2,695	0,022	0,990
0,30	14,750	2,750	0,019	0,991
0,20	15,045	2,805	0,013	0,992
0,15	15,340	2,860	0,009	0,993
0,10	15,635	2,915	0,006	0,994
0,00	15,930	2,970	0,000	0,994

$$\bar{t} = 5,3 \text{ seg}$$

Corrida N° 33

$F_v = 2 \text{ l/min}$

velocidad de carta: 20 in/min
 escala de voltaje: 500 mV
 posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta\theta$
0,00	0,000	0,000	0,000	0,000
4,10	0,295	0,095	0,299	0,011
6,10	0,590	0,190	0,445	0,046
7,70	0,885	0,285	0,562	0,094
8,50	1,180	0,380	0,620	0,150
9,10	1,475	0,475	0,664	0,211
9,15	1,770	0,570	0,668	0,274
9,15	2,065	0,665	0,668	0,337
8,90	2,360	0,760	0,650	0,400
8,70	2,655	0,855	0,635	0,461
8,25	2,950	0,950	0,602	0,520
7,75	3,245	1,045	0,566	0,575
7,10	3,540	1,140	0,518	0,626
6,70	3,835	1,235	0,489	0,674
6,30	4,130	1,330	0,460	0,719
5,75	4,425	1,425	0,420	0,761
5,30	4,720	1,520	0,387	0,799
4,55	5,015	1,615	0,332	0,833
4,10	5,310	1,710	0,299	0,863
3,50	5,605	1,805	0,255	0,889
3,10	5,900	1,900	0,226	0,912
2,70	6,195	1,995	0,197	0,932
2,20	6,490	2,090	0,161	0,949
1,90	6,785	2,185	0,139	0,963
1,50	7,080	2,280	0,109	0,975
1,20	7,375	2,375	0,088	0,984
1,00	7,670	2,470	0,073	0,992
0,70	7,965	2,565	0,051	0,998
0,30	8,260	2,660	0,022	1,000
0,00	8,555	2,755	0,000	1,000

$\bar{t} = 3,1 \text{ seg.}$

Corrida N° 40

$F_v = 300 \text{ ml/min}$

velocidad de carta: 20 in/min
 escala de voltaje: 500 mv
 posición de la tobera: vertical

$h \text{ (cm)}$	$t \text{ (seg)}$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c \Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,00	0,000	0,000	0,000
2,40	0,59	0,036	0,156	0,003
5,20	1,18	0,072	0,338	0,012
7,20	1,77	0,108	0,468	0,026
8,50	2,36	0,144	0,553	0,045
9,50	2,95	0,180	0,617	0,066
10,25	3,54	0,216	0,666	0,089
10,75	4,13	0,252	0,699	0,113
11,00	4,72	0,288	0,715	0,139
11,20	5,31	0,324	0,728	0,165
11,30	5,90	0,360	0,735	0,191
11,30	6,49	0,396	0,735	0,218
11,30	7,08	0,432	0,735	0,244
11,25	7,67	0,468	0,731	0,271
11,10	8,26	0,504	0,721	0,297
10,90	8,85	0,540	0,709	0,322
10,70	9,44	0,576	0,695	0,348
10,50	10,03	0,612	0,683	0,373
10,20	10,62	0,648	0,663	0,397
9,90	11,21	0,684	0,643	0,420
9,70	11,80	0,720	0,631	0,443
9,40	12,39	0,756	0,611	0,465
9,10	12,98	0,792	0,591	0,487
8,80	13,57	0,828	0,572	0,508
8,50	14,16	0,864	0,553	0,528
8,30	14,75	0,900	0,539	0,548
8,00	15,34	0,936	0,520	0,567
7,70	15,93	0,972	0,501	0,585
7,40	16,52	1,008	0,481	0,603
7,20	17,11	1,044	0,468	0,620
6,90	17,70	1,080	0,449	0,637
6,65	18,29	1,116	0,432	0,653
6,40	18,88	1,152	0,416	0,668
6,15	19,47	1,188	0,400	0,683
5,90	20,06	1,224	0,383	0,697
5,70	20,65	1,260	0,371	0,710
5,45	21,24	1,296	0,354	0,723
5,20	21,83	1,332	0,338	0,736
5,00	22,42	1,368	0,325	0,748
4,80	23,01	1,404	0,312	0,759
4,60	23,60	1,440	0,299	0,770
4,40	24,19	1,476	0,286	0,781
4,20	24,78	1,512	0,273	0,791
4,05	25,37	1,548	0,263	0,801
3,85	25,96	1,584	0,250	0,810
3,70	26,55	1,620	0,241	0,819
3,55	27,14	1,656	0,231	0,827
3,40	27,73	1,692	0,221	0,835
3,30	28,32	1,728	0,215	0,845

Corrida N° 40

(continuación)

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta\theta$
3,20	28,91	1,764	0,208	0,851
3,00	29,50	1,800	0,195	0,858
2,90	30,09	1,836	0,189	0,865
2,75	30,68	1,872	0,179	0,872
2,65	31,27	1,908	0,172	0,878
2,50	31,86	1,944	0,163	0,884
2,40	32,45	1,980	0,156	0,890
2,30	33,04	2,016	0,149	0,895
2,20	33,63	2,052	0,143	0,900
2,10	34,22	2,088	0,137	0,905
2,00	34,81	2,124	0,130	0,910
1,90	35,40	2,160	0,123	0,915
1,85	35,99	2,196	0,120	0,919
1,75	36,58	2,232	0,114	0,923
1,70	37,17	2,268	0,111	0,927
1,60	37,76	2,304	0,104	0,931
1,50	38,35	2,340	0,097	0,935
1,45	38,94	2,376	0,094	0,938
1,40	39,53	2,412	0,091	0,942
1,35	40,12	2,448	0,088	0,945
1,25	40,71	2,484	0,081	0,948
1,20	41,30	2,520	0,078	0,951
1,10	41,89	2,556	0,071	0,953
1,05	42,48	2,592	0,068	0,956
1,00	43,07	2,628	0,065	0,958
0,99	43,66	2,664	0,064	0,961
0,95	44,25	2,700	0,062	0,963
0,90	44,84	2,736	0,059	0,965
0,85	45,43	2,772	0,055	0,967
0,80	46,02	2,808	0,052	0,969
0,80	46,61	2,844	0,052	0,971
0,70	47,20	2,880	0,045	0,973
0,70	47,79	2,916	0,045	0,974
0,65	48,38	2,952	0,042	0,976
0,60	48,97	2,988	0,039	0,977
0,55	49,56	3,024	0,036	0,979
0,50	50,15	3,060	0,035	0,980
0,50	50,74	3,096	0,033	0,981
0,50	51,33	3,132	0,033	0,982
0,50	51,92	3,168	0,033	0,983
0,45	52,51	3,204	0,029	0,985
0,40	53,10	3,240	0,026	0,986
0,40	53,69	3,276	0,026	0,987
0,40	54,28	3,312	0,026	0,987
0,40	54,87	3,348	0,026	0,988
0,40	55,46	3,384	0,026	0,989
0,35	56,05	3,420	0,023	0,990
0,30	56,64	3,456	0,020	0,991
0,30	57,23	3,492	0,020	0,992
0,30	57,82	3,528	0,020	0,992
0,25	58,41	3,564	0,016	0,993
0,20	59,00	3,600	0,013	0,993
0,20	59,59	3,636	0,013	0,994

Corrida N° 40 (continuación)

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c \Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,20	60,18	3,672	0,013	0,995
0,20	60,77	3,708	0,013	0,995
0,20	61,36	3,744	0,013	0,995
0,20	61,95	3,780	0,013	0,996
0,15	62,54	3,816	0,010	0,996
0,15	63,13	3,852	0,010	0,997
0,15	63,72	3,888	0,010	0,997
0,10	64,31	3,924	0,007	0,997
0,10	64,90	3,960	0,007	0,998
0,10	65,49	3,996	0,007	0,998
0,10	66,08	4,032	0,007	0,998
0,10	66,67	4,068	0,007	0,999
0,10	67,26	4,104	0,007	0,999
0,10	67,85	4,140	0,007	0,999
0,10	68,44	4,176	0,007	1,000
0,10	69,03	4,212	0,007	1,000

$\bar{t} = 16,4 \text{ seg.}$

Corrida N° 41

$F_v = 300 \text{ ml/min}$

velocidad de carta: 20 in/min
 escala de voltaje: 500 mv
 posición de la tobera: lateral

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,00	0,000	0,000	0,000
2,60	0,59	0,033	0,177	0,005
5,40	1,18	0,066	0,368	0,012
7,30	1,77	0,099	0,497	0,026
8,50	2,36	0,132	0,579	0,044
9,40	2,95	0,165	0,640	0,064
9,90	3,54	0,198	0,674	0,086
10,30	4,13	0,231	0,701	0,108
10,55	4,72	0,264	0,719	0,132
10,70	5,31	0,297	0,729	0,156
10,80	5,90	0,330	0,735	0,180
10,85	6,49	0,363	0,739	0,204
10,80	7,08	0,396	0,735	0,229
10,75	7,67	0,429	0,732	0,253
10,60	8,26	0,462	0,722	0,277
10,50	8,85	0,495	0,715	0,301
10,30	9,44	0,528	0,701	0,324
10,10	10,03	0,561	0,688	0,347
9,90	10,62	0,594	0,674	0,369
9,70	11,21	0,627	0,661	0,391
9,40	11,80	0,660	0,640	0,413
9,20	12,39	0,693	0,627	0,434
8,95	12,98	0,726	0,609	0,454
8,70	13,57	0,759	0,593	0,474
8,50	14,16	0,792	0,579	0,493
8,20	14,75	0,825	0,558	0,512
8,00	15,34	0,858	0,545	0,530
7,70	15,93	0,891	0,524	0,548
7,50	16,52	0,924	0,511	0,565
7,25	17,11	0,957	0,499	0,582
7,00	17,70	0,990	0,477	0,598
6,80	18,29	1,023	0,463	0,613
6,55	18,88	1,056	0,446	0,628
6,35	19,47	1,089	0,432	0,643
6,10	20,06	1,122	0,415	0,657
5,90	20,65	1,155	0,402	0,671
5,70	21,24	1,188	0,388	0,684
5,50	21,83	1,221	0,375	0,697
5,30	22,42	1,254	0,361	0,709
5,10	23,01	1,287	0,347	0,721
5,00	23,60	1,320	0,341	0,732
4,75	24,19	1,353	0,323	0,743
4,60	24,78	1,386	0,313	0,753
4,40	25,37	1,419	0,300	0,763
4,30	25,96	1,452	0,293	0,777
4,10	26,55	1,485	0,279	0,782
4,00	27,14	1,518	0,272	0,791
3,80	27,73	1,551	0,259	0,800

Corrida N° 41 (continuación)

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
3,65	28,32	1,584	0,249	0,808
3,50	28,91	1,617	0,238	0,816
3,40	29,50	1,650	0,231	0,824
3,30	30,09	1,683	0,225	0,831
3,20	30,68	1,716	0,218	0,838
3,05	31,27	1,749	0,208	0,845
2,95	31,86	1,782	0,201	0,852
2,80	32,45	1,815	0,191	0,859
2,70	33,04	1,848	0,184	0,865
2,60	33,63	1,881	0,177	0,871
2,50	34,22	1,914	0,170	0,877
2,40	34,81	1,947	0,163	0,883
2,30	35,40	1,980	0,157	0,888
2,20	35,99	2,013	0,150	0,893
2,10	36,58	2,046	0,143	0,898
2,00	37,17	2,079	0,136	0,903
1,90	37,76	2,112	0,129	0,907
1,85	38,35	2,145	0,126	0,911
1,80	38,94	2,178	0,123	0,915
1,70	39,53	2,211	0,116	0,919
1,60	40,12	2,244	0,109	0,923
1,55	40,71	2,277	0,105	0,927
1,50	41,30	2,310	0,102	0,930
1,45	41,89	2,343	0,099	0,933
1,40	42,48	2,376	0,095	0,936
1,30	43,07	2,409	0,089	0,939
1,25	43,66	2,442	0,085	0,942
1,20	44,25	2,475	0,082	0,945
1,15	44,84	2,508	0,078	0,948
1,10	45,43	2,541	0,075	0,951
1,05	46,02	2,574	0,071	0,953
1,00	46,61	2,607	0,068	0,955
1,00	47,20	2,640	0,068	0,957
0,95	47,79	2,673	0,065	0,959
0,90	48,38	2,706	0,061	0,961
0,90	48,97	2,739	0,061	0,963
0,85	49,56	2,772	0,058	0,965
0,80	50,15	2,805	0,055	0,967
0,75	50,74	2,838	0,051	0,969
0,70	51,33	2,871	0,048	0,971
0,70	51,92	2,904	0,048	0,973
0,65	53,10	2,970	0,044	0,977
0,60	53,69	3,003	0,041	0,978
0,60	54,28	3,036	0,041	0,979
0,55	54,87	3,069	0,037	0,980
0,55	55,46	3,102	0,037	0,981
0,50	56,05	3,135	0,034	0,982
0,50	56,64	3,168	0,034	0,983
0,50	57,23	3,201	0,034	0,984
0,45	57,82	3,234	0,031	0,985
0,40	58,41	3,267	0,027	0,986
0,40	59,00	3,300	0,027	0,987
0,35	59,59	3,333	0,024	0,988

Corrida N° 41 (continuación)

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,35	60,18	3,366	0,024	0,989
0,35	60,77	3,399	0,024	0,990
0,35	61,36	3,432	0,024	0,991
0,30	61,95	3,465	0,020	0,992
0,30	62,54	3,498	0,020	0,993
0,30	63,13	3,531	0,020	0,994
0,25	63,72	3,564	0,017	0,995
0,25	64,31	3,597	0,017	0,996
0,25	64,90	3,630	0,017	0,997
0,20	65,49	3,663	0,014	0,997
0,20	66,08	3,696	0,014	0,997
0,20	66,67	3,729	0,014	0,997
0,20	67,26	3,762	0,014	0,997
0,20	67,85	3,795	0,014	0,997
0,20	68,44	3,828	0,014	0,997
0,20	69,03	3,861	0,014	0,997
0,20	69,62	3,894	0,014	0,997
0,20	70,21	3,927	0,014	0,997
0,20	70,80	3,960	0,014	0,997
0,20	71,39	3,993	0,014	0,997
0,15	71,98	4,026	0,010	0,998
0,10	72,57	4,059	0,007	0,998
0,10	73,16	4,092	0,007	0,998
0,10	73,75	4,125	0,007	0,998
0,10	74,34	4,158	0,007	0,998
0,10	74,93	4,191	0,007	0,998
0,10	75,52	4,224	0,007	0,998
0,10	76,11	4,257	0,007	0,998
0,10	76,70	4,290	0,007	0,998

$\bar{t} = 17,9 \text{ seg}$

Corrida N° 42

$F_v = 35 \text{ ml/min}$

velocidad de carta: 2 in/min
 escala de voltaje: 500 mv
 posición de la tobera: lateral

$h(\text{seg})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c_{\Delta t}}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,0	0,000	0,000	0,000
11,00	5,9	0,049	0,627	0,015
13,05	11,8	0,098	0,744	0,048
15,70	17,7	0,147	0,781	0,085
13,60	23,6	0,196	0,775	0,123
13,40	29,5	0,245	0,764	0,161
13,10	35,4	0,294	0,747	0,198
12,60	41,3	0,343	0,718	0,234
12,20	47,2	0,392	0,695	0,269
11,75	53,1	0,441	0,670	0,302
11,50	59,0	0,490	0,655	0,334
11,05	64,9	0,539	0,630	0,365
10,60	70,8	0,588	0,604	0,395
10,10	76,7	0,637	0,576	0,424
9,80	82,6	0,686	0,559	0,452
9,40	88,5	0,735	0,536	0,479
9,40	94,4	0,784	0,513	0,505
8,60	100,3	0,833	0,490	0,529
8,30	106,2	0,882	0,475	0,552
8,00	112,1	0,931	0,456	0,575
7,65	118,0	0,980	0,436	0,597
7,30	123,9	1,029	0,416	0,618
7,00	129,8	1,078	0,399	0,638
6,70	135,7	1,127	0,382	0,657
6,40	141,6	1,176	0,365	0,675
6,10	147,5	1,225	0,348	0,692
5,80	153,4	1,274	0,331	0,709
5,50	159,3	1,323	0,313	0,725
5,20	165,2	1,372	0,296	0,740
5,00	171,1	1,421	0,285	0,754
4,70	177,0	1,470	0,268	0,767
4,50	182,9	1,519	0,257	0,780
4,25	188,8	1,568	0,242	0,792
4,05	194,7	1,617	0,231	0,805
3,85	200,6	1,666	0,219	0,814
3,70	206,5	1,715	0,211	0,824
3,50	212,4	1,764	0,200	0,834
3,25	218,3	1,813	0,185	0,843
3,10	224,2	1,862	0,177	0,852
3,00	230,1	1,911	0,171	0,861
2,80	236,0	1,960	0,160	0,869
2,65	241,9	2,009	0,151	0,877
2,50	247,8	2,058	0,142	0,884
2,40	253,7	2,107	0,137	0,891
2,25	259,6	2,156	0,128	0,897
2,10	265,5	2,205	0,120	0,905
2,00	271,4	2,254	0,114	0,911
1,90	277,3	2,303	0,108	0,914
1,80	283,2	2,352	0,103	0,919

Corrida N°42

(continuación)

h(seg)	t(seg)	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c \Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
1,70	289,1	2,401	0,100	0,924
1,60	295,0	2,450	0,091	0,929
1,50	300,9	2,499	0,085	0,933
1,40	306,8	2,548	0,080	0,937
1,30	312,7	2,597	0,074	0,941
1,25	318,6	2,646	0,071	0,944
1,20	324,5	2,695	0,068	0,947
1,10	330,4	2,744	0,063	0,950
1,05	336,3	2,793	0,060	0,953
1,00	342,2	2,842	0,057	0,956
0,90	348,1	2,891	0,051	0,959
0,85	354,0	2,940	0,048	0,961
0,80	359,9	2,989	0,046	0,963
0,80	365,8	3,038	0,046	0,965
0,75	371,1	3,087	0,043	0,967
0,70	377,6	3,136	0,040	0,969
0,65	383,5	3,185	0,037	0,971
0,60	389,4	3,234	0,034	0,973
0,60	395,3	3,283	0,034	0,975
0,55	401,2	3,332	0,031	0,976
0,50	407,1	3,381	0,028	0,977
0,50	413,0	3,430	0,028	0,978
0,50	418,9	3,479	0,028	0,979
0,45	424,8	3,528	0,026	0,980
0,40	430,7	3,577	0,023	0,981
0,40	436,6	3,626	0,023	0,982
0,40	442,5	3,675	0,023	0,983
0,40	448,4	3,724	0,023	0,984
0,35	454,3	3,773	0,020	0,985
0,30	460,2	3,822	0,017	0,986
0,30	466,1	3,871	0,017	0,987
0,25	472,0	3,920	0,014	0,987
0,25	477,9	3,969	0,014	0,988
0,25	483,8	4,018	0,014	0,989
0,20	489,7	4,067	0,011	0,989
0,20	495,6	4,116	0,011	0,990
0,20	501,5	4,165	0,011	0,991
0,20	507,4	4,214	0,011	0,991
0,20	513,3	4,263	0,011	0,991
0,20	519,2	4,312	0,011	0,992
0,20	525,1	4,361	0,011	0,993
0,20	531,0	4,410	0,011	0,993
0,15	536,9	4,459	0,009	0,993
0,10	542,8	4,508	0,006	0,994
0,10	548,7	4,557	0,006	0,994
0,10	554,6	4,606	0,006	0,995
0,10	560,5	4,655	0,006	0,995
0,10	566,4	4,704	0,006	0,995
0,10	572,3	4,753	0,006	0,995
0,10	578,2	4,802	0,006	0,996
0,10	584,1	4,851	0,006	0,996
0,10	590,0	4,900	0,006	0,996

$\bar{t} = 121,4$ seg.

Corrida N° 43

$F_v = 35 \text{ ml/min}$

velocidad de carta: 2 in/min
 escala de voltaje: 500 mv
 posición de la tobera: vertical

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{t}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c \Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
0,00	0,0	0,00	0,000	0,000
11,50	5,9	0,05	0,690	0,017
12,80	11,8	0,10	0,768	0,053
13,50	17,7	0,15	0,798	0,092
13,20	23,6	0,20	0,792	0,132
12,90	29,5	0,25	0,774	0,171
12,55	35,4	0,30	0,753	0,209
12,10	41,3	0,35	0,726	0,246
11,70	47,2	0,40	0,702	0,282
11,20	53,1	0,45	0,672	0,316
10,80	59,0	0,50	0,648	0,349
10,30	64,9	0,55	0,618	0,381
9,90	70,8	0,60	0,594	0,411
9,50	76,7	0,65	0,570	0,440
9,10	82,6	0,70	0,546	0,468
8,70	88,5	0,75	0,522	0,495
8,30	94,4	0,80	0,498	0,520
7,90	100,3	0,85	0,474	0,544
7,55	106,2	0,90	0,453	0,567
7,20	112,1	0,95	0,432	0,589
6,90	118,0	1,00	0,414	0,610
6,60	123,9	1,05	0,396	0,630
6,30	129,8	1,10	0,378	0,649
6,00	135,7	1,15	0,360	0,667
5,70	141,6	1,20	0,342	0,684
5,40	147,5	1,25	0,324	0,701
5,15	153,4	1,30	0,309	0,717
4,95	159,3	1,35	0,297	0,732
4,70	165,2	1,40	0,282	0,746
4,40	171,1	1,45	0,264	0,760
4,20	177,0	1,50	0,252	0,773
4,00	182,9	1,55	0,240	0,785
3,80	188,8	1,60	0,228	0,797
3,60	194,7	1,65	0,216	0,808
3,40	200,6	1,70	0,204	0,818
3,20	206,5	1,75	0,192	0,828
3,10	212,4	1,80	0,186	0,837
2,90	218,3	1,85	0,174	0,846
2,80	224,2	1,90	0,168	0,855
2,60	230,1	1,95	0,156	0,863
2,50	236,0	2,00	0,150	0,871
2,40	241,9	2,05	0,144	0,878
2,25	247,8	2,10	0,135	0,885
2,10	253,7	2,15	0,126	0,892
2,00	259,6	2,20	0,120	0,898
1,90	265,5	2,25	0,114	0,904
1,80	271,4	2,30	0,108	0,909
1,70	277,3	2,35	0,102	0,914

Corrida N° 43

(continuación)

$h(\text{cm})$	$t(\text{seg})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$	$C_i = \frac{\bar{t}c}{\sum c\Delta t}$	$F = \sum \bar{C}_i \Delta \theta$
1,60	283,2	2,40	0,096	0,919
1,50	289,1	2,45	0,090	0,924
1,40	295,0	2,50	0,084	0,928
1,30	300,9	2,55	0,078	0,932
1,25	306,8	2,60	0,075	0,936
1,20	312,7	2,65	0,072	0,940
1,10	318,6	2,70	0,066	0,943
1,05	324,5	2,75	0,063	0,946
1,00	330,4	2,80	0,060	0,949
0,95	336,3	2,85	0,057	0,952
0,90	342,2	2,90	0,054	0,955
0,85	348,1	2,95	0,051	0,958
0,80	354,0	3,00	0,048	0,961
0,75	359,9	3,05	0,045	0,963
0,70	365,8	3,10	0,042	0,965
0,65	371,7	3,15	0,039	0,967
0,60	377,6	3,20	0,036	0,969
0,60	383,5	3,25	0,036	0,971
0,55	389,4	3,30	0,033	0,972
0,55	395,3	3,35	0,033	0,974
0,50	401,2	3,40	0,030	0,976
0,50	407,1	3,45	0,030	0,977
0,45	413,0	3,50	0,027	0,979
0,40	418,9	3,55	0,024	0,980
0,40	424,8	3,60	0,024	0,981
0,35	430,7	3,65	0,021	0,982
0,35	436,6	3,70	0,018	0,983
0,30	442,5	3,75	0,018	0,984
0,30	448,4	3,80	0,018	0,985
0,30	454,3	3,85	0,018	0,986
0,30	460,2	3,90	0,018	0,987
0,25	466,1	3,95	0,015	0,988
0,25	472,0	4,00	0,015	0,989
0,20	477,9	4,05	0,012	0,989
0,20	483,8	4,10	0,012	0,990
0,20	489,7	4,15	0,012	0,990
0,20	495,6	4,20	0,012	0,991
0,15	501,5	4,25	0,009	0,991
0,15	507,4	4,30	0,009	0,992
0,15	513,3	4,35	0,009	0,992
0,15	519,2	4,40	0,009	0,993
0,15	525,1	4,45	0,009	0,993
0,15	531,0	4,50	0,009	0,994
0,15	536,9	4,55	0,009	0,994
0,10	542,8	4,60	0,006	0,995
0,10	548,7	4,65	0,006	0,995
0,10	554,6	4,70	0,006	0,995
0,10	560,5	4,75	0,006	0,996
0,10	566,4	4,80	0,006	0,996

$$\bar{t} = 117,5 \text{ seg.}$$

2- TRANSFERENCIA DE MATERIA

Corrida N°	T(°K)	dp(cm)	$F_v \left(\frac{ml}{min} \right)$	t(seg)	$m_{subl}(mg)$
1	336,66	1,763	50	3600	36,5
2	328,66	1,886	100	3600	38,7
3	328,16	1,886	100	3600	35,4
4	325,16	1,854	100	3600	29,1
5	328,16	1,836	100	3600	34,5
6	331,66	1,825	100	3600	45,2
7	324,66	1,849	200	2700	33,3
8	323,16	1,849	200	3600	43,7
9	328,16	1,949	200	3600	60,9
10	330,16	1,799	200	3600	71,8
11	329,66	1,799	200	3600	70,0
12	330,16	1,782	200	3600	68,0
13	332,66	1,835	420	1800	75,3
14	332,66	1,833	450	1800	71,3
15	334,16	1,813	580	1800	105,5
16	331,66	1,799	580	1800	86,4
17	324,66	1,949	1000	1800	72,5
18	327,66	1,922	1000	1800	93,4
19	328,16	1,922	1000	1800	96,0
20	328,16	1,901	2000	1800	173,8
21	334,16	1,922	2000	1800	285,0
22	334,66	1,875	2000	1800	294,2
23	334,66	1,926	2000	1800	297,2
24	334,66	1,811	3000	1200	218,7
25	335,16	1,771	3000	1200	245,3
26	333,16	1,869	3000	1200	210,4
27	335,16	1,921	3000	1200	246,8
28	335,16	1,883	3000	1200	239,4
29	335,66	1,726	4000	1080	245,5
30	333,16	1,816	4000	900	212,0
31	331,66	1,919	4000	900	197,7
32	334,16	1,873	4000	900	256,7
33	330,66	0,836	50	3600	17,2
34	334,66	0,886	50	3600	22,5
35	335,66	0,823	50	3600	25,8

TRANSFERENCIA DE MATERIA (continuación)

Corrida N°	T(°K)	dp(cm)	$F_v \left(\frac{\text{ml}}{\text{min}} \right)$	t(seg)	$m_{\text{subl}}(\text{mg})$
36	330,66	0,847	100	3600	25,6
37	332,66	0,847	100	3600	29,1
38	335,16	0,783	100	3600	32,1
39	334,16	0,744	100	3600	31,6
40	332,16	0,800	200	3600	36,1
41	331,66	0,800	200	3600	33,1
42	334,66	0,744	200	3600	42,8
43	332,66	0,889	207	3600	52,4
44	333,66	0,939	524	1800	59,1
45	333,16	0,978	533	1800	56,7
46	334,16	0,962	555	1500	49,8
47	333,16	0,877	555	1800	50,5
48	332,66	0,833	555	1800	52,7
49	331,66	0,931	573	1800	35,7
50	334,16	0,938	1000	1080	50,8
51	334,66	0,920	1000	1200	44,9
52	334,16	0,898	1000	1200	46,6
53	334,16	0,973	1000	1800	86,0
54	332,66	0,935	1000	1800	81,7
55	336,16	0,959	1000	1800	79,5
56	337,66	0,931	1000	2100	104,3
57	332,66	0,945	2000	1800	113,0
58	331,16	0,974	2000	1800	105,6
59	333,66	0,910	3000	1800	167,5
60	333,16	0,910	3000	1800	146,2
61	333,16	0,957	3000	1200	116,0
62	333,66	0,841	4000	900	85,3
63	333,16	0,868	4000	900	83,0
64	332,66	1,024	4000	900	105,5
65	332,16	0,998	4000	900	87,1
66	332,66	0,994	4000	900	89,1

TRANSFERENCIA DE MATERIA

Corrida Nº	Re _p	Sc	Sh
1	1,35	2,565	11,20
2	2,98	2,543	17,39
3	2,98	2,542	13,61
4	2,91	2,534	16,65
5	2,87	2,542	12,53
6	2,84	2,551	12,64
7	5,79	2,532	14,45
8	5,79	2,528	19,86
9	6,25	2,542	15,33
10	5,57	2,547	17,08
11	5,57	2,546	17,80
12	5,50	2,547	14,72
13	12,03	2,554	19,99
14	12,88	2,554	17,54
15	16,33	2,553	23,96
16	16,16	2,551	23,75
17	31,27	2,532	27,85
18	30,63	2,540	28,85
19	30,63	2,542	28,24
20	60,29	2,542	48,38
21	61,25	2,558	49,38
22	59,11	2,559	50,65
23	61,46	2,559	50,14
24	84,38	2,559	50,10
25	81,74	2,561	57,20
26	88,23	2,555	54,24
27	91,81	2,555	67,26
28	89,18	2,555	65,41
29	105,15	2,562	57,54
30	112,94	2,555	75,24
31	122,21	2,551	76,33
32	118,04	2,558	86,67
33	0,57	2,549	6,88
34	0,57	2,559	6,26
35	0,52	2,562	7,93

TRANSFERENCIA DE MATERIA (continuación)

Corrida N°	Re _p	Sc	Sh
36	1,08	2,549	7,54
37	1,08	2,554	7,18
38	0,99	2,561	6,59
39	0,93	2,558	7,71
40	2,02	2,553	7,58
41	2,02	2,551	7,09
42	1,86	2,558	8,33
43	2,37	2,554	11,11
44	6,37	2,557	19,74
45	6,81	2,555	18,73
46	6,97	2,558	18,03
47	6,25	2,555	17,40
48	5,89	2,554	20,54
49	6,92	2,551	12,00
50	12,18	2,558	24,00
51	11,90	2,559	17,47
52	11,56	2,558	19,65
53	12,72	2,558	23,61
54	12,13	2,554	26,81
55	12,50	2,563	17,82
56	12,06	2,568	18,43
57	24,55	2,554	33,20
58	25,46	2,550	34,24
59	35,23	2,557	46,42
60	35,23	2,555	41,39
61	37,41	2,555	48,39
62	42,86	2,557	48,93
63	45,65	2,555	46,97
64	54,06	2,554	56,39
65	52,42	2,553	48,34
66	49,06	2,554	50,15

3- TRANSFERENCIA DE CALOR

Corrida N°	I (mA)	ΔE (volts)	F_v (ml/min)	T_s (°C)	T_g (°C)
1	51	15,8	33	62,0	24,5
2	51	15,8	33	63,5	27,0
3	51	15,8	33	65,0	28,0
4	51	15,8	36	68,0	31,0
5	51	15,8	50	61,0	28,0
6	51	15,8	52	63,0	27,0
7	51	15,8	50	64,5	28,5
8	51	15,8	50	67,0	30,0
9	51	15,8	100	58,0	27,0
10	51	15,8	100	64,5	28,5
11	51	15,8	100	64,5	30,0
12	51	15,8	200	63,0	30,0
13	51	15,8	250	55,0	28,0
14	51	15,8	250	61,5	31,0
15	51	15,8	280	61,0	29,5
16	51	15,9	444	58,5	33,5
17	51	15,9	444	59,0	33,5
18	51	16,0	500	52,5	30,0
19	51	16,0	605	48,5	31,0
20	51	16,1	666	49,0	35,0
21	51	15,9	701	48,5	34,0
22	51	15,9	740	47,0	34,0
23	51	15,9	1000	41,5	30,0
24	51	15,9	1000	38,5	28,0
25	51	16,0	1000	42,0	31,5
26	51	15,9	1000	43,0	32,5
27	51	15,9	2000	36,5	30,0
28	51	15,9	2000	34,5	27,5
29	52	16,5	2000	37,5	30,0
30	51	16,0	2000	37,5	31,0
31	51	15,9	2000	38,0	31,0
32	51	15,9	2000	38,0	31,0

TRANSFERENCIA DE CALOR

Corrida N°	Re _p	Pr	Nu
1	1,14	0,774	13,65
2	1,13	0,774	13,96
3	1,12	0,774	13,73
4	1,12	0,775	13,63
5	1,71	0,774	15,47
6	1,78	0,774	14,16
7	1,69	0,774	14,11
8	1,68	0,775	13,66
9	3,47	0,774	16,55
10	3,39	0,774	14,11
11	3,38	0,774	14,69
12	6,78	0,774	15,39
13	8,72	0,774	19,05
14	8,49	0,774	16,66
15	9,56	0,774	16,17
16	15,10	0,774	20,47
17	15,07	0,774	20,06
18	17,47	0,774	23,16
19	21,33	0,774	29,89
20	23,17	0,774	37,39
21	24,49	0,774	35,72
22	25,97	0,774	39,91
23	36,08	0,774	45,67
24	36,62	0,774	50,34
25	35,87	0,774	50,21
26	35,66	0,773	49,77
27	73,24	0,773	81,32
28	74,23	0,773	75,95
29	73,03	0,773	73,57
30	72,81	0,773	81,62
31	72,70	0,773	75,27
32	72,70	0,774	75,27

TRANSFERENCIA DE CALOR (convección natural)

Corrida N°	I (mA)	ΔE (volts)	T_s (°C)	T_g (°C)
1	18	5,8	27,5	20,0
2	31	10,0	37,5	20,5
3	37	11,8	46,5	24,0
4	40	12,5	50,0	25,0
	46	14,1	52,5	31,5
6	51	16,0	61,0	38,5
7	56	17,5	66,5	45,0

TRANSFERENCIA DE CALOR (convección natural)

Corrida N°	Gr	Pr	Nu*
1	8686	0,762	9,29
2	16553	0,800	12,03
3	20510	0,778	12,58
4	22449	0,778	12,90
5	28354	0,779	13,30
6	33305	0,779	13,51
7	38033	0,753	13,81

TRANSFERENCIA DE CALOR

Corrida N°	Gr	Re*	Re _{eff}
1	30978	8,31	9,45
2	29282	8,03	9,16
3	29154	8,01	9,13
4	27921	7,79	8,92
5	26789	7,60	9,31
6	29006	7,98	9,76
7	28366	7,87	9,56
8	28321	7,86	9,54
9	25899	7,44	10,91
10	28366	7,87	11,26
11	26901	7,62	11,00
12	26002	7,46	14,24
13	22345	6,79	15,51
14	24117	7,11	15,61
15	25285	7,33	16,89
16	19842	6,30	21,40
17	20163	6,37	21,44
18	19149	6,16	23,63
19	15229	5,34	26,67
20	11781	4,55	27,72
21	12340	4,69	29,18
22	11186	4,41	30,38
23	10621	4,27	40,35
24	10068	4,13	40,75
25	9555	4,00	39,87
26	9411	3,96	39,62
27	6943	3,28	76,52
28	6947	3,28	77,51
29	7139	3,53	76,36
30	6143	3,04	75,85
31	6591	3,17	75,87
32	6591	3,17	75,87

LISTA DE FIGURAS

	Pág
3-1 Esquema del reactor y la tobera	26
3-2 Diagrama de flujo del equipo utilizado	27
3-3 Circuito eléctrico del detector y la fuente	28
3-4 Pérdida de carga en la tobera	31
3-5 Curvas de respuesta del reactor a una señal pulso	34-35
3-6 Curvas C de distribución de tiempos de residencia	38
3-7 Curvas F de distribución acumulativa de tiempos de residencia	40
3-8 Curvas C de distribución de tiempos de residencia	41
3-9 Curvas F de distribución acumulativa de tiempos de residencia	42
3-10 Efecto de la posición de la tobera sobre las curvas de distribución de tiempos de residencia	43
3-11 Comparación de los resultados experimentales con el modelo de batería de tanques agitados en serie	48
4-1 Diagrama del equipo utilizado	53
4-2 Fotografía schlieren correspondiente al comportamiento fluidodinámico del sistema a caudales intermedios (cuchilla vertical)	57
4-3 Fotografía schlieren correspondiente al comportamiento fluidodinámico del sistema a caudales altos (cuchilla horizontal)	57
4-4 Fotografía schlieren del flujo libre alrededor de la esfera de calefacción (cuchilla horizontal)	59
4-5 Fotografía schlieren del flujo libre alrededor de la esfera de calefacción (cuchilla vertical)	
4-6 Fotografía schlieren del flujo forzado alrededor de la esfera de calefacción (cuchilla vertical)	59

	Pág
4-7 Fotografía schlieren del flujo forzado alrededor de la esfera de calefacción (cuchilla horizontal)	59
5-1 Esquema del equipo utilizado	66
5-2 Esquema básico del circuito para control de temperatura	68
5-3 Efecto del diámetro de partícula y del caudal sobre el número de Sherwood	75
5-4 Correlación de transferencia de materia	78
6-1 Esquema de la esfera de calentamiento	84
6-2 Efecto del caudal sobre el número de Nusselt	88
6-3 Efecto del número de Reynolds sobre el número de Nusselt	90
6-4 Transferencia de calor por convección natural	92
6-5 Correlación de transferencia de calor	95

SIMBOLOGIA

A	área de la esfera, cm^2
a	parámetro definido en la ecuación (4)
b	parámetro definido en la ecuación (5)
C	concentración adimensional
c	concentración instantánea del trazador, moles/cm^3
c_p	calor específico a presión constante, $\text{cal}/\text{g } ^\circ\text{C}$
c_v	calor específico a volumen constante, $\text{cal}/\text{g } ^\circ\text{C}$
ΔE	caída de voltaje, volts
D	coeficiente de dispersión axial, cm^2/seg
D	coeficiente de difusión, cm^2/seg
d	diámetro, cm
F_M	flujo molar total, moles/min
F_N	flujo molar de naftaleno, moles/min
F_V	flujo volumétrico, cm^3/min
F_s	número de Frössling $\left(= \frac{\text{Nu}-2}{\text{Re}^{0,50} \text{Pr}^{0,333}} \right)$
f	función no lineal en ecuación I-1
Gr	número de Grashof $\left(= \frac{\rho^2 \beta g d_p^3 \Delta T}{\mu^2} \right)$
g	aceleración de la gravedad, cm/seg^2
g	función linealizada en ecuación I-2
h	coeficiente de transferencia de calor, $\text{cal}/\text{cm}^2 \text{ seg } ^\circ\text{C}$
I	intensidad de corriente, mA
j	número de tanques agitados en serie
k	conductividad térmica, $\text{cal}/\text{cm seg } ^\circ\text{C}$
k_c	coeficiente de transferencia de materia, cm/seg
k_s	coeficiente de transferencia de materia, $\text{moles}/\text{cm}^2 \text{ seg atm}$
M	primer momento alrededor del origen
M_N	peso molecular del naftaleno, g/mol

- m exponente del número de Prandtl
- m' exponente del número de Schmidt
- m_{subl} masa de naftaleno sublimada, mg
- Nu número de Nusselt $\left(= \frac{h d_p}{k} \right)$
- Nu_0 número de Nusselt para fluido estanco
- Nu^* número de Nusselt para convección natural
- n parámetro definido en la ecuación (4)
- n' parámetro definido en la ecuación (5)
- P presión total, mm Hg
- p_c presión de entrada en la tobera, mm Hg
- p_e presión de vapor correspondiente a la interfase naftaleno-aire, mm Hg
- p_g presión parcial de naftaleno en el seno de la corriente gaseosa, mm Hg
- p_o presión de salida en garganta, mm Hg
- Q área de la curva concentración versus tiempo adimensional, cm^2
- Q_c calor disipado por unidad de tiempo, cal/seg
- R constante universal de los gases ($= 0,0821 \text{ atm}/^\circ\text{K mol}$)
- Re_p número de Reynolds $\left(= \frac{v \rho d_p}{\mu} \right)$
- Re^* número de Reynolds equivalente
- Re_{eff} número de Reynolds efectivo
- r radio, cm
- S sección de flujo, cm^2
- $S(b)$ suma de los cuadrados de los errores en ecuación I-2
- Sh número de Sherwood $\left(= \frac{k_g d_p}{D} \right)$

Sh_0	número de Sherwood para fluido estanco
Sh^*	número de Sherwood para convección natural
T	temperatura, °K
T'	función transformación
T_f	temperatura media del film, °K
t	tiempo, seg
Δt	tiempo de experiencia, seg
u_0	velocidad en orificio de la tobera, cm/seg
u_s	velocidad del sonido, cm/seg
v	velocidad característica del sistema, cm/seg
w	peso definido en la ecuación I-3
x	variable independiente
y	variable dependiente observada
z	variable dependiente observada transformada

Letras griegas

α	parámetro en la ecuación I-3
β	coeficiente térmico de expansión volumétrica, °K ⁻¹
γ	relación entre c_p y c_v
η	conjunto de parámetros
θ	tiempo adimensional
μ	viscosidad, poise (= g/cm seg)
ρ	densidad, g/cm ³
σ	variancia
ϕ	ángulo formado por la dirección del flujo forzado y el flujo libre

Subíndices

- g seno de la corriente gaseosa
- i valor correspondiente al i-ésimo intervalo
- o orificio de la tobera
- p esfera
- R reactor
- s superficie de la esfera

Supraíndice

- valor medio
- ^ valor estimado

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- BAMFORD, C.H. y TIPPER, C.F.H. - Comprehensive Chemical Kinetics, vol. 1, pp 230-235, Elsevier, New York (1969).
- BARCICKI, J., NAZIMEK, D., DEMIDZIUK, W. y FRAK, R. - Int. Chem. Eng. 15 (1), 159 (1975).
- BARD, Y. y LAPIDUS, L. - Cat. Rev. 2, 67 (1968).
- BARNES, N.F. - J. Soc. Motion Picture and Television Engrs. 61(4), 487 (1953).
- BEANS, J.W. - Physical Measurements in Gas Dynamics and Combustion, pp 26-46, Princenton Univ. Press, New Jersey (1954).
- BENNETT, C.O., CUTLIP, M.B. y YANG, C.C. - Chem. Eng. Sci. 27 (12), 2255 (1972).
- BIRD, R.B., STEWART, W.E. y LIGHTFOOT, E.N. - Fenómenos de Transporte, John Wiley and Sons, New York (1964).
- BISHOP, E.H., MACK, L.R. y SCANLAN, J.A. - Int. J. Heat Mass Transfer 9 (7), 649 (1966).
- BODENSTEIN, M. y WOLGAST, K. - Z. Phys.Chem. 61, 422 (1908).
- BONET, C., DAGUENET, M. y DUMARGUE, P. - Int. J. Heat Mass Transfer 17, 1559 (1974).
- BÖRNER, H. - Ver. Deut. Ing. Forschung 512 (1965).
- BRISK, M.L., DAY, R.L., JONES, M. y WARREN, J.B. - Trans. Inst. Chem. Engrs 46 (1), T3 (1968).
- BROWN, C.E. y BENNETT, C.O. - AIChE J. 16 (5), 917 (1970).
- BUSH, S.F. - Trans. Inst. Chem. Engrs. 47, T 59 (1969).
- CARBERRY, J.J. - Ind. Eng. Chem. 56 (11), 39 (1964).
- COSTA, E.C. y SMITH, J.M. - AIChE J. 17, 947 (1971).
- CHEN, T.S. y MUCOGLU, A. - Int. J. Heat Mass Transfer 20 (8), 867 (1977).

- CHIANG, T., OSSIN, A. y TIEN, C.L. - J. Heat Transfer 86C, 537 (1964).
- CHCUDHARY, V.R. y DORAISWAMY, L.K. - Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 11 (3), 420 (1972).
- CHUCHVALEC, P., HAVLICEK, M. y HORAK, J. - Int. Chem. Eng. 15 (1), 174 (1975).
- DANCKWERTS, P.V. - Chem. Eng. Sci. 2, 1 (1953).
- DIFFORD, A.M.R. y SPENCER, M.S. - Chem. Eng. Progress 71(1), 31 (1975).
- DOUGLAS, W.J.M. y CHURCHILL, S.W. - Chem. Eng. Prog. Symposium Series 52 (18), 23 (1956) .
- FORD, F.E. y PERLMUTTER, D.D. - Chem. Eng. Sci. 19, 371 (1964).
- FOSSET, H. y PROSSER, L.E. - Proc. Inst. Mech. Engrs. (London) 160, 224 (1949).
- FOSSET, H. - Trans. Inst. Chem. Engrs. (London) 29, 322 (1951).
- FOUCAULT, L. - Ann. de l'Observ. Imp. de Paris 5, 197 (1859).
- FROSSLING, N. - Gerl. Beit. Geophys. 52, 170 (1938).
- GALLOWAY, T.R. y SAGE, B.H. - Int. J. Heat Mass Transfer 10, 1195 (1967).
- GARNER, F.H. y HOFFMANN, J.M. - AIChE J. 6 (4), 148, 579 (1961).
- GELAIN, C. - Chimie et Ind. - Génie Chim. 102, 984 (1969).
- GIBERT, H., COUDERC, J.P. y ANGELINO, H - Chem. Eng. Sci. 27, 45 (1972).
- HATTON, P.A., JAMES, D.D. y SWIRE, H.W. - J. Fluid. Mech. 42, 17 (1970).
- HAUF, W. y GRIGULL, U. - Adv. Heat Transfer 6, 131 (1970).
- HERNDON, W.C.J. - J. Chem. Educ. 41, 425 (1964).

- HIEBER, C.A. y GEBHART, B. - J. Fluid Mech. 38, 137 (1969).
- HINDE, P.T. - Technical Memo 498, Rocket Propulsion Establish.,
Wesscott. (1969).
- HINZE, J.O. y VAN DER HEGGE ZIJNEN, B.G. - Appl. Sci. Res. A1,
435 (1949).
- HOLDER, D.W., NORTH, R.J. y WOOD, G.P. - AGARDograph 23 (1956).
- HOLDER, D.W. y NORTH, R.J. - Schlieren Methods. In: Notes on
Applied Science Nat. Phys. Lab (31), London (1963).
- HOTTEL, H.C., WILLIAMS, G.C. y MILES, G.A. - 11th Symp.
Combustion, 771 (1966).
- HUGHMARK, G.A. - AIChE J. 13, 1219 (1967).
- HUGHMARK, G.A. - Int. J. Heat Mass Transfer 13, 651 (1970).
- INTERNATIONAL CRITICAL TABLES, Vol 3, Mc Graw Hill, New York
(1929).
- KEEY, R.B. y GLEN, J.B. - Can. J. Chem. Engng. 42, 227 (1964).
- KISTIAKOWSKY, G.B. y VOLPI, G.G. - J. Chem. Phys. 27, 1141
(1957), 28, 665 (1958).
- KLYACHKO, L.S. - J. Heat Transfer 85C, 355 (1963).
- KODAK COMPANY - Schlieren Photography, Rochester, New York (1960).
- KUBICEK, M., MAREK, M. y ECKERT, E. - Technometrics 13, 601 (1971).
- LAKSHMANAN, R. y ROULEAU, D. - Can. J. Chem. Eng. 47, 45 (1969).
- LAKSHMANAN, R. y ROULEAU, D. - J. Appl. Chem. 20, 312 (1970).
- LANGMUIR, I. - Phys. Rev. 12, 368 (1918).
- LE CARDINAL, G., WALTER, E., BERTRAND, P., ZOULALIAN, A. y
GELUS, M. - Chem. Eng. Sci. 32, 733 (1977).
- LEE, K. y BARROW, H. - Int. J. Heat Mass Transfer 11, 1013 (1968).

- LEMOE, N.O. - Chem. Eng. Journal 13, 71 (1977).
- LEVENSPIEL, O. - Chemical Reaction Engineering, Cap. 9, John Wiley and Sons, New York (1962).
- LEVENSPIEL, O. y TURNER, J.C.R. - Chem. Eng. Sci. 25, 1065 (1970).
- LEVENSPIEL, O., LAI, B.W. y CHATLYNE, C.Y. - Chem. Eng. Sci. 25, 1611 (1970).
- LIEPMANN, H.W. y LAUFER, J. - Tech. Notes nat. advs. comm. Aeronaut., 1257 (1969).
- LONGWELL, J.P. y WEISS, M.A. - Ind. Engng. Chem. 47, 1634 (1955).
- MATRAS, D. y VILLERMAUX, J. - Chem. Eng. Sci. 28, 129 (1973).
- MAYMO, J.A. y SMITH, J.M. - AIChE J. 12, 845 (1966).
- MC ADAMS, W.H. - Heat Transmission, Mc Graw Hill, New York (1954).
- MERZKIRCH, W. - Flow Visualization, Academic Press, New York (1974).
- MORSE, H.W. - Proc. Am. Acad. Arts. Sci. 45, 363 (1910).
- MULCAHY, M.F.R. y WILLIAMS, D.J. - Aust. J. Chem. 14, 534 (1961).
- OTTO, E. y GESTRICH, W. - Chem. Eng. Sci. 29 (5), 1294 (1974).
- PANT, G.S. y CHANDA, M. - Can. J. Chem. Eng. 54, 305 (1976).
- PATEL, K. y SMITH, J.M. - J. Catalysis 40, 383 (1975).
- PEREIRA, J. R. y CALDERBANK, P.H. - Chem. Eng. Sci. 30 (2), 167 (1975).
- PERRY, J.H. - Chemical Engineers' Handbook, Cap. 3, Mc Graw Hill, Tokio (1963).
- POWE, R.E., SCANLAN, J.A. y LARSON, T.A. - Int. J. Heat Mass Transfer 20 (2), 159 (1977).
- RAITHBY, G.D. y ECKERT, E.R.G. - Int. J. Heat Mass Transfer 11, 1233 (1968).

- RANZ, W.E. y MARSHALL, Jr., W.R. - Chem. Eng. Progr. 48, 141, 173 (1952).
- RAO, D.P. y EDWARDS, L.L. - Chem. Eng. Sci. 28, 1179 (1973).
- ROWE, P.N., CLAXTON, K.T. y LEWIS, J.B. - Trans. Inst. Chem. Eng. 43, 14 (1965).
- SCANLAN, J.A., BISHOP, E.H. y POWE, R.E. - Int. J. Heat Mass Transfer 13, 1857 (1970).
- SCHARDIN, H. - Ver. Deut. Ing. Forschungsheft 367 (5), 1 (1934).
- SCHARDIN, H. - Ergeb. Exakten Naturwiss. 20, 303 (1942).
- SCHLICHTING, H. - Boundary Layer Theory, Caps. IX, XI y XII, Mc Graw Hill, New York (1968).
- STEAD, B. PAGE, F.M. y DENBIGH, K.G. - Discuss. Faraday Soc. 2, 263 (1947).
- STEINBERG, R.L. y TREYBAL, R.E. - AIChE J. 6 (2), 227 (1960).
- TAJBL, D.G., FELDKIRCHNER, H.L. y LEE, A.L. - Advan. Chem. Ser. 69, 166 (1967).
- TÖPLER, A. - Beobachtungen nach einer neue optischen Methode; Max Cohen und Sohn, Bonn (1864).
- TOWLER, B.F. y RICE, R.G. - Chem. Eng. Sci. 30 (2), 167 (1974).
- TPIFIRO, F. y PASQUON, I. - Chim. Ind. 51, 944 (1969).
- TROTTER, I.P. - Ph. D. thesis, Princenton University (1960).
- TURNER, J.C.R. - Chem. Eng. Sci. 29 (5), 1298 (1974).
- VALLERSCHAMP, R.E. y PEPLMUTTER, D.D. - Ind. Eng. Chem. Fundamentals 10, 150 (1971).
- VAN DER HEGGE ZIJNEN, D.G. - Appl. Sci. Res. A6, 129 (1957).
- VASIL'EV, L.A. - Schlieren Methods, Halsted Press, John Wiley and Sons, New York (1971).

WEBER, N., POWE, R.E., BISHOP, E.H. y SCANLAN, J. - J. Heat Transfer 95C (1), 47 (1973).

WEINBERG, F.J. - Option of Flames, Butterworth, London (1963).

WEN, C.Y. y FAN, L.T. - Models for Flow Systems and Chemical Reactors, Marcel Dekker, New York (1975).

WENTZHEIMER, W.W. - Ph. D. thesis, University of Pennsylvania (1969).

WOLTER, H. - Handbuch der Physik 24, 555, Springer-Verlag, Berlin (1956).

YIN, S.H., POWE, R.E. y SCANLAN, J.A. y BISHOP, E.H. - Int. J. Heat Mass Transfer 16, 1785 (1973).

YUCE, T. - J. Heat Transfer 82C, 214 (1960).