

01190

5
2j

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE INGENIERIA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN FLUJO CON PARTICULAS
EN SUSPENSION: RESULTADOS EXPERIMENTALES

POR: CRISANTO MENDOZA COVARRUBIAS

DIRECTOR DE TESIS: DR. JAIME CERVANTES DE GORTARI

CIUDAD UNIVERSITARIA

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Con amor y cariño a mi esposa:

María Ortiz Cuevas

Con amor paterno a mi hija:

Paola María

Al bebe que esta por nacer

Con agradecimiento a mis padres:

Alfredo y Susana

Con cariño fraterno a mis hermanos:

Manuel, Carmen, Isabel, Alfredo, Roberto y Javier

Mi más sincero agradecimiento a los profesores, Drs. Jaime Cervantes de Gortari., Francisco J. Solorio Ordaz., Alejandro F. Romero López, Federico Méndez Lavielle. Rogelio González Oropeza, Luis Reyes Avila y Luis Ferrer Argote, por sus valiosos comentarios y sugerencias los cuales permitieron enriquecer este trabajo.

A la memoria del Dr. Victor Manuel Macias Malacara, profesor y amigo de la FIMEE, gracias a él aprendí que los valores humanos están por encima de los conocimientos intelectuales.

Gracias a las instituciones: FIMEE, Universidad de Guanajuato; CONACYT; Facultad de Ingeniería, UNAM y Escuela de Ingeniería Mecánica, UMSNH las que sin su apoyo no hubiera sido posible la realización de este trabajo.

A la Sra. Milagros Ross, quien las cosas difíciles las hace fáciles.

A todos mis amigos y compañeros del Departamento de Termoenergía de la Facultad de Ingeniería de la UNAM, gracias por su amistad:

M. I. Luis Manuel Cerecedo Figueroa

M. I. Esteban Barrios Bonilla

M. I. William Vicente y Rodríguez

Ing. Alejandro Cortés Eslava

Ing Agustín Nieves Savedra

Ing. Vicente López Fernández

Ing. Jaime Moreno (q.e.p.d.)

Ing. Gustavo Becerra Muñoz

Ing. Eduardo Medina Hernández

Sr. Daniel Ramírez

A todos mis amigos, profesores y aquellas personas que contribuyeron en forma directa o indirecta para que esto fuera posible.

INDICE

1. INTRODUCCION	1
1.1 Motivación	1
1.2 Objetivos	3
1.3 Resultados obtenidos	3
2. ANTECEDENTES BIBLIOGRAFICOS	5
2.1 Estudios experimentales de transferencia de calor en flujos con partículas en suspensión	5
2.2 Estudios teóricos de transferencia de calor en flujos con partículas en suspensión	14
2.3 Estudios experimentales de flujos con partículas en suspensión	17
2.4 Estudios teóricos de flujos con partículas en suspensión	22
2.5 Justificación	35
3. EQUIPO EXPERIMENTAL Y METODOLOGIA	36
3.1 Sección de medición	38
3.2 Sistemas de generación de flujos	38
3.3 Sección de calentamiento	40
3.4 Sistemas de medición y control	45
3.4.1 El anemómetro láser Doppler	45
3.4.2 El sistema de control de flujo	46
3.5 Metodología empleada en la investigación	51

4. RESULTADOS EXPERIMENTALES	54
4.1 Medición de flujos sin partículas sólidas	56
4.2 Medición de velocidades de las partículas en suspensión	61
4.3 Mediciones de transferencia de calor para una fase	71
4.4 Mediciones de transferencia de calor con partículas en suspensión	73
5. INTERPRETACION DE RESULTADOS	84
5.1 Flujo sin partículas en suspensión	84
5.2 Flujo con partículas en suspensión	85
5.3 Transferencia de calor	87
5.4 Conclusiones	95
REFERENCIAS	98
APENDICES	
Apendice I	105
Apendice II	117

NOMENCLATURA

A	área de la sección transversal de los conductos
a	longitud del generador de vibraciones
B	anchura de la sección de medición (fig. 3.2)
b	longitud de la base del generador de vibraciones
C	anchura de los canales laterales (fig. 3.2)
c	longitud de la mesa vibratoria
c	calor específico del aire (J/kg °C)
c	rapidez de propagación de la luz
c_s	calor específico de los sólidos (J/kg °C)
D	anchura de la sección de prueba (fig. 3.2)
d	altura de la mesa vibratoria
d_{lc}	diámetro del láser en el volumen de medición
d_{rc}	anchura del volumen de medición

E	anchura del canal central que desemboca en la sección de medición
e	altura del generador de vibraciones
F	espesor de las placas que dividen los tres subcanales (fig. 3.2)
G	distancia definida en la figura 3.2
h_c	coeficiente de transferencia de calor local ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
\bar{h}	coeficiente de transferencia de calor global ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
K	constante de amplificación del sistema de control de la válvula neumática
k	conductividad térmica del aire ($W/m \cdot ^\circ C$)
\vec{k}	vector que señala la propagación de la luz desde una partícula en movimiento hacia el fotodetector (fig. 1.3)
\vec{l}	vector que indica la dirección de la propagación de la luz emitida por el láser (figs. 1.1, 1.2 y 1.3)
L	anchura de la placa calefactora
l_{vc}	logitud del volumen de medición

\dot{m}_g	gasto másico total del gas (kg/s)
\dot{m}_s	gasto másico de sólidos (kg/s)
N_f	número de franjas en el volumen de medición
Nu_x	número de Nusselt local: $Nu_x = h_x D / k$
$\bar{N}u_L$	número de Nusselt global: $\bar{N}u_L = \bar{h} L / k$
P_t	caída de presión en el orificio (mm de columna de agua)
q	flujo de calor (W/m^2)
Re	número de Reynolds: $Re = \rho U_o D / \mu$
T_{mm}	temperatura media de mezclado °C
T_o	temperatura a la entrada de la región de calentamiento
T_n	constante de tiempo de respuesta del sistema de control de la válvula neumática
U	vector velocidad
U_o	velocidad media total del aire

U_g	velocidad media del aire
$U_{g_{rms}}$	vector medio cuadrático (rms) las fluctuaciones del componente de la velocidad del aire en la dirección del flujo
x	coordenada en la dirección del flujo
y	coordenada en la dirección perpendicular al flujo
Letras griegas:	
α_f	número de flujo DIN 1952 (1948)
ϵ	número de expansión
λ	longitud de onda de la luz
λ_o	longitud de onda emitida por una fuente estacionaria
μ	viscosidad dinámica del aire
ν_o	frecuencia de la luz detectada por un observador estacionario
ν_p	frecuencia observada por un receptor en movimiento

ν_0

frecuencia de luz emitida por una fuente
estacionaria

ν_d

frecuencia detectada por el fotomultiplicador

ρ

densidad del aire

ϕ

ángulo formado por los rayos incidentes

RESUMEN

En el Departamento de Termoeenergía y Mejoramiento Ambiental de la Facultad de Ingeniería, de la UNAM, se llevaron a cabo estudios de transferencia de calor en un flujo de aire con la presencia de partículas sólidas de arena a bajas concentraciones. Para este efecto, se utilizó un circuito cerrado de aire, equipado con dispositivos adecuados para control del gasto y temperatura del aire y un velocímetro láser Doppler, auxiliado por un convertidor de datos y una computadora "en línea", para la medición de las velocidades del flujo.

Se efectuaron mediciones de los perfiles de la velocidad del flujo con y sin partículas sólidas utilizando el anemómetro. También se determinó el número de Nusselt a lo largo de la región de calentamiento, con tamaños de partículas de 100, 200 y 250 μm de diámetro medio para dos regímenes de flujo con diferente número de Reynolds.

Se aportan resultados experimentales de la velocidad del flujo y de la velocidad de las partículas sólidas, con y sin calentamiento, de tres chorros confinados en un ducto de sección transversal rectangular; cabe señalar que los perfiles de velocidades con calentamiento no se encuentran reportados en la literatura. Además, se dispone de resultados experimentales de transferencia de calor para el gas y para el gas con sólidos, específicamente, del número de Nusselt, y se comparan éstos con resultados que se reportan en la literatura.

Se obtuvo así, la evolución del número de Nusselt en la región de calentamiento, para los dos valores del número de Reynolds, con y sin partículas sólidas, y para dos valores diferentes del gasto de partículas. El calentamiento se efectuó mediante resistencias eléctricas colocadas en las paredes del conducto, a la entrada donde descargaban los tres chorros, manteniendo constante el flujo de calor en las paredes para los dos valores del número de Reynolds. Se midieron las temperaturas en la pared y la temperatura a la entrada de la región de calentamiento. Conocidos estos valores, se efectuó posteriormente un balance de calor en dicha región, con la finalidad de obtener los coeficientes de transferencia de calor y el número de Nusselt.

Los resultados de transferencia de calor se analizan conjuntamente con los perfiles de velocidad, con el propósito de ver en cuánto influyen estos últimos en la transferencia de

calor. Así mismo se considera en el análisis, la influencia que tienen sobre este fenómeno la carga y tamaño de las partículas.

Se aportan resultados experimentales de la velocidad de un flujo ascendente a lo largo de la zona de prueba, constituida por un canal de 1.4 m de longitud y 0.025×0.0025 metros cuadrados de sección transversal, en la cual descargan tres chorros independientes.

Finalmente, se dan algunas otras sugerencias relacionadas sobre el trabajo, encaminadas a desarrollar trabajo futuro sobre el tema.

ABSTRACT

In the Department of Termoenergía y Mejoramiento Ambiental of the Facultad of Ingeniería of the UNAM, was studied the heat transfer in an air flow with solid particles of sand. For this study was employed an apparatus with control flow and temperature of the air and Doppler laser velocimetry to aided with data converter and PC for to measurments flow velocity.

It was effected measurments flow velocity profile in and out solids particles was used laser Doppler velocimetry. Likewise was gotten the Nusselt number in the section of heat transfer with particles ranking of 100, 200 and 250 μm of mean diameter for two value of Reynolds number.

The experimental results is contributed flow velocity and solids particles velocity in and out heat transfer of three jets confined in one duct of rectangular section. The profiles of velocity with heat transfer is not reporter in the literature, for this measurments was used a laser Doppler velocimeter. Moreover put in order experimental results of heat transfer for gas and solids-gas. The Nusselt number was compared with report in the literature.

In other hand is obtain results of evolution of the Nusselt number in the section of heat transfer for two Reynolds number for the flow in and out solids particles and two rate flow of the particles. The heat transfer was done by means of plane electrical resistances of area 0.40×0.20 square meters from the wall of the duct. These resistances were placed in the admission in which three jets were discharged confined and heat flux was constant for two numbers of Reynolds. The temperature was measurd in the wall and the admission of the section of heat transfer. With this value a balance of heat transfer was made in the section to obtain the Nusselt number.

The results of heat transfer were analized with velocity profiles and was observed how much is influence on heat transfer. In this analysis is considered also the influence of the size particles and rate flow of that on about of this phenomenon.

In this work the contribution is experimental results of flow velocity upward stream in long of probe zone. The duct is rectangular section of 0.025×0.0025 meters and 1.4 meters of

length.

Finally is done some other suggestions about this study orientated to development future work about this subject.

CAPITULO 1

INTRODUCCION

1.1 Motivación

Como antecedentes directos a este trabajo se encuentran los estudios efectuados en 1986 por Milojevic *et al.* [47] y en 1987 por Manero [41] y Manero *et al.* [42] quienes reportaron datos experimentales de la velocidad de un flujo isotérmico con partículas en suspensión. En el presente trabajo que se presenta se aportan resultados experimentales de la velocidad en un flujo con partículas en suspensión con calentamiento y sin calentamiento. Se reportan además resultados referentes a la transferencia de calor en el flujo; esto es, los números de Nusselt del gas y de la mezcla partículas-aire.

Los flujos multifásicos en general y los flujos en dos fases en particular, juegan un importante papel en muchas aplicaciones de la ingeniería. Particularmente, los flujos sólido-líquido, gas-líquido o sólido-gas, usualmente referidos como flujos dispersos, se presentan no solamente en los procesos industriales sino también en la naturaleza. Así por ejemplo, en la naturaleza, se encuentran en fenómenos tales como: la erosión del suelo debida al viento y el agua, el transporte de polen y polvo debido al viento, en el transporte de sedimentos en los ríos, en la difusión de productos contaminantes en la atmósfera, lagos, ríos y mares, etc. Por otro lado, en la industria, los flujos con sólidos se encuentran en procesos tales como: sistemas de combustión, aerosoles, fumigación en la agricultura, etc.

Los flujos con partículas en suspensión, están conformados por una fase llamada continua (gas o líquido) y por una fase dispersa (partículas sólidas o líquidas). Dichos flujos se caracterizan por un intercambio de masa, cantidad de movimiento y energía entre ambas fases. La magnitud de esta interacción depende de las características del flujo, de la geometría y del tipo de partículas, concentración de las mismas y de la temperatura.

Como medios de transferencia de calor, los líquidos y gases, tienen algunas deficiencias que traen como consecuencia limitaciones en el diseño de equipo de proceso, o hacer consideraciones extraordinarias para superar esas deficiencias cuando se requieren altas relaciones de flujo de calor, Depew y Kramer [11].

Los líquidos, tienen generalmente mejores propiedades de enfriamiento y calentamiento que los gases, dada su alta densidad y alta conductividad térmica, pero en contraparte cuando se usan altas presiones pueden presentarse cambios de fase en el líquido que pueden provocar inestabilidades en el flujo, lo que obliga a que las temperaturas a manejar sean bajas para evitar problemas de ebullición en el flujo. En cambio los gases, tienen baja capacidad térmica y bajas propiedades térmicas de transporte que dan bajos coeficientes de transferencia de calor en aplicaciones típicas. Sin embargo, la introducción de partículas sólidas a los gases permite mejorar la capacidad térmica del flujo con el resultado consiguiente de un incremento en la transferencia de calor para las mismas condiciones de flujo. Por supuesto que la transferencia de calor dependerá de la geometría de la partícula, de las propiedades físicas y de su movimiento. De manera que, los gases con partículas en suspensión utilizadas como medio de transporte de calor, tienen muchas ventajas en comparación con los líquidos, teniendo una amplia aplicación en la industria, por ejemplo en la alimenticia, farmacéutica, cementera, en combustión, etc.

Aunque el estudio de los flujos con partículas en suspensión data desde los años sesenta, el interés sobre el tema no ha disminuido dada la amplia aplicación que tienen en los procesos naturales e industriales, y su estudio se ha orientado a explicar el efecto que tienen la presencia de pequeñas partículas sólidas en el flujo sobre la transferencia de calor, observándose que en la actualidad se han publicado gran cantidad de trabajos tanto teóricos como experimentales relacionados con el tema, los cuales cada uno de ellos ha tenido su aportación enriqueciendo cada vez más ésta línea de investigación. No obstante, el conocimiento acerca de estos flujos dista de ser completo dada su complejidad.

En el Laboratorio de Termoenergía y Mejoramiento Ambiental de la Facultad de Ingeniería, de la UNAM se tiene un equipo experimental para llevar a cabo estudios de flujos de aire, al cual es posible agregar partículas sólidas de tamaño conocido pudiéndose calentar toda la mezcla (partículas-aire) a través de las paredes de una región determinada del conducto.

El trabajo de tesis esta enfocado precisamente a estudiar el efecto que tienen las partículas sólidas sobre la transferencia de calor cuando se tiene un calentamiento en las paredes del conducto.

1.2 Objetivos

Los objetivos principales del trabajo son:

Investigar experimentalmente como varía la transferencia de calor en un flujo de gas cuando éste lleva partículas sólidas de tamaño conocido en su seno.

Medir experimentalmente los perfiles de velocidad del flujo con el propósito de relacionar los datos de transferencia de calor con el campo de flujo.

1.3 Resultados obtenidos

Con los resultados experimentales que se obtienen, se determinan los números de Nusselt y el coeficiente de transferencia de calor y se observa la influencia que tienen las partículas sólidas en la transferencia de calor en un flujo de gas, comparados con flujos sin sólidos bajo las mismas condiciones.

El trabajo que se presenta está dividido en cinco capítulos: En el capítulo 1, que corresponde a la introducción, se da un panorama general de la ubicación en donde se encuentran aplicados los flujos con partículas en suspensión. El capítulo 2, revisión bibliográfica, presenta una revisión de la literatura, esto es, de los trabajos tanto experimentales como teóricos más cercanos relacionados con el tema con el propósito de ubicar el trabajo que se desarrolla aquí. El capítulo 3, que corresponde a equipo y

metodología experimental, describe los aparatos e instrumentos utilizados en la investigación destacándose en cada uno de ellos las partes más importantes. Además se explica el método empleado par determinar los números de Nusselt, el coeficiente de transferencia de calor y las velocidades del flujo. El capítulo 4, de resultados experimentales, presenta los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales, como lo son los números de Nusselt, del coeficiente de transferencia de calor y los perfiles de velocidad del flujo en frío y con calentamiento. En capítulo 5, que corresponde a la interpretación de resultados, se analizan los resultados que se obtuvieron y se comparan éstos con los resultados reportados por otros investigadores. Al final del trabajo se enlistan las referencias y la bibliografía consultadas como antecedente para efectuar ésta investigación.

CAPITULO 2

ANTECEDENTES BIBLIOGRAFICOS

La razón por la cual han aparecido en la literatura diversas teorías, experimentos y modelos computacionales que permiten la caracterización del comportamiento de los flujos turbulentos con partículas en suspensión, es precisamente la necesidad de entenderlos. Por tal motivo, dado el interés por estudiar este tipo de flujos se hace necesario realizar una revisión bibliográfica de los trabajos publicados sobre el tema.

2.1 Estudios experimentales de transferencia de calor en flujos con partículas en suspensión.

Dentro de los estudios de transferencia de calor en flujos con partículas en suspensión en ductos verticales de sección transversal circular, se encuentran los realizados por Farbar y Morley en 1957 [18] quienes discutieron la necesidad de introducir partículas sólidas en un gas con objeto de incrementar la transferencia de calor. Para esto, utilizaron un equipo experimental que consistió de tres sistemas controlados en forma separada: un sistema cerrado de alimentación de partículas y de recuperación de las mismas, un sistema abierto de introducción del flujo y un sistema cerrado para la transferencia de calor. El calentamiento se llevó a cabo haciendo uso de un generador de vapor que alimentaba de vapor a un intercambiador de calor. La medición de la temperatura de la corriente fue realizada haciendo uso de termopares de acero-constantan y la temperatura máxima de trabajo fue de aproximadamente 90 °C. Las partículas empleadas fueron de alúmina sílica catalizada de 20 a 200 μm . El coeficiente de transferencia de calor se determinó usando la diferencia media logarítmica de las temperaturas. Los experimentos se realizaron para dos gastos volumétricos de aire y determinaron que para cualquier adición de sólidos al flujo se obtenía un incremento en la transferencia de calor, siendo mayor este incremento para relaciones de gasto menores.

Por otro lado, también observaron que cuando los sólidos estaban presentes las temperaturas del gas a lo largo de la zona de calentamiento eran más bajas que cuando el flujo de gas no contenía partículas sólidas.

Utilizando esencialmente el mismo equipo experimental que Farbar y Morley [18], Farbar *et al.* [19], continúan con los estudios de transferencia de calor con partículas de vidrio de 30, 70, 140 y 200 μm y en el que la relación de carga de sólidos al flujo variaba desde 0 hasta 10, con números de Reynolds de 15300, 19700 y 26500. Los resultados que reportan indican un incremento sustancial del coeficiente de transferencia de calor para partículas de 30 μm , un incremento moderado para las partículas de 70 μm , un incremento apenas perceptible para las partículas de 140 μm y con las partículas de 200 μm no se tenía ningún incremento.

Depew y Farbar [10], llevaron a cabo experimentos con partículas sólidas de vidrio de 30 y 200 μm en un equipo muy similar al utilizado por Farbar y Morley [18] y Farbar y Depew [19] y en la que se concluye que para una relación de carga de sólidos (gasto másico de sólidos/gasto másico de aire) de 0.5 no se afecta la razón de transferencia de calor y que para relaciones de carga mayores de 7 con las partículas de 200 μm el número de Nusselt no sufre variación.

Por otro lado, en estudios realizados por Tien y Quan [61] el tamaño de las partículas fue el mismo que el usado por Depew y Farbar [10] siendo estas de vidrio y plomo, y el equipo experimental similar al usado por Farbar y Morley [18] y Farbar y Depew [19]. El trabajo se enfoca a comparar las características de la transferencia de calor local por la adición de sólidos de diferentes propiedades físicas a una corriente de aire. Las mediciones de transferencia de calor se realizaron cuando se había alcanzado el desarrollo hidrodinámico del flujo y para números de Reynolds de 15,000 y 30,000. Los autores consideran despreciable el efecto de las partículas sólidas sobre el campo de flujo, y este sobre el coeficiente de transferencia de calor. Sin embargo, especulan que debido a la distorsión del campo de flujo del gas causado por las partículas sólidas, ocasiona un cambio en los perfiles de velocidades o un decremento en la turbulencia que podría inducir un cambio en los perfiles de temperatura y consecuentemente un cambio en el

coeficiente de transferencia de calor. Además, muestran que el efecto del calor específico combinado con los efectos hidrodinámicos tienden a producir un decremento en el número de Nusselt para bajas relaciones de carga y también para un incremento en la misma. Las partículas de 30 μm tienen un efecto mayor sobre el coeficiente de transferencia de calor que las partículas de 200 μm . Esto es de esperarse dado que las partículas pequeñas son más efectivas en la transferencia de calor porque probablemente tienen más influencia sobre el campo de velocidades del flujo, Depew y Farbar [10]. En conclusión, los autores le dieron poca atención al efecto de las propiedades físicas, tamaño, forma y la densidad de los sólidos sobre la viscosidad, turbulencia y perfiles de velocidades en el flujo.

En investigaciones realizadas por Wilkinson *et al.* [73] con equipo experimental similar al usado por Farbar y Morley [18], Farbar y Depew [19], Depew y Farbar [10] y Tien y Quan [61], las partículas utilizadas fueron de grafito de aproximadamente 10 μm de diámetro con relaciones de carga arriba de 10 y números de Reynolds mayores de 500,000, con aire en la sección de transferencia de calor. Sin embargo, estos no dan ninguna correlación de sus resultados experimentales. Así mismo, al realizar una extensión de la investigación anterior, Depew y Kramer [11], en donde utilizaron partículas sólidas de vidrio de 40, 60 y 120 μm , bajo condiciones de altas relaciones de flujo de calor y números de Reynolds de 20,000 a 80,000, observan un incremento en el número de Nusselt cuando las partículas sólidas se agregan al flujo de aire. La magnitud de este incremento dependió de las dimensiones de las partículas, concentración y naturaleza de las mismas.

En investigaciones experimentales más recientes, Kane y Pfeffer [31] utilizaron también un circuito cerrado en donde se hizo circular aire con partículas de vidrio, argón con partículas de alúmina y argón con partículas de vidrio, siendo el tamaño de las partículas de 21 y 36 μm de diámetro, en ductos tanto verticales como horizontales con números de Reynolds entre 11,000 y 21,000 y relaciones de carga de 0 y 2.5. Se concluyó que la presencia de las partículas en el flujo generalmente reducen el coeficiente de transferencia de calor comparados con flujos limpios y correspondientes a los mismos gastos. Cuando la sección de prueba se encuentra en posición vertical, los resultados que se obtienen son muy similares a los obtenidos cuando la tubería se encuentra en la posición horizontal, aunque en menor proporción, argumentando además, que los

números de Nusselt son independientes del gas (aire o argón) e independientes también de las propiedades de las partículas.

En estudios realizados por Depew y Cramer [9], en donde el equipo experimental consistió de un circuito cerrado de aire, en el que la zona de prueba junto con la sección de transferencia de calor fue colocada en posición horizontal y formada por un ducto de sección transversal circular, la fase sólida estuvo constituida de partículas esféricas de vidrio de 200 y 28 μm . El calentamiento fue efectuado mediante resistencias eléctricas colocadas alrededor del tubo con aire únicamente y con un rango del número de Reynolds de 10,000 a 70,000. El número de Nusselt local, hD/k se calculó tomando en cuenta el coeficiente local de transferencia de calor que estuvo definido por:

$$h = \frac{q}{(T_w - T_{mm})}$$

donde:

T_{mm} , Temperatura media que podría existir si las fases estuvieran en equilibrio térmico y que se calcula mediante un balance de energía. Esta temperatura media se puede expresar como:

$$T_{mm} = T_0 + \frac{qDx}{(W_a C_a + W_s C_s)}$$

donde:

D , Diámetro interno del tubo

C_a y C_s , calores específicos del aire y de los sólido respectivamente.

W_a y W_s , flujo másico del aire y de los sólidos respectivamente.

x , coordenada en la dirección de x .

T_{mm} , Temperatura media de la mezcla.

T_0 , Temperatura a la entrada.

q , flujo de calor

El flujo de calor lo consideraron uniforme, la pérdida de calor es una pequeña parte del calor total transferido y la conducción de calor a través de las paredes del tubo fue considerada despreciable, la temperatura en la pared, T_w , se tomó como el promedio entre las lecturas de abajo y de arriba de las paredes del ducto. Cuando los sólidos estuvieron fluyendo, los coeficientes de transferencia de calor se calcularon separadamente de arriba y de abajo de las paredes del tubo, para los mismos valores de flujo de calor y de temperatura media de la mezcla. El número de Reynolds se determinó tomando en cuenta el gasto másico medio y las propiedades del aire. Cuando los sólidos estuvieron presentes, las condiciones de entrada del aire se usaron para la evaluación de las propiedades físicas. Las corridas experimentales se llevaron a cabo con números de Reynolds de 10,000, 15,000 y 30,000. Los resultados que reportan son que para relaciones de carga menores a la unidad la distribución de temperaturas en la pared no es simétrica. Para suspensiones con partículas de 30 μm el número de Nusselt a lo largo de la pared superior del tubo horizontal se reduce al valor que tiene para aire sólo, mientras que en el fondo o en la pared inferior el número de Nusselt alcanza un valor mínimo y después se aumenta cuando se incrementa la relación de carga. Cuando se agregan las partículas de 200 μm no hay simetría en la distribución de temperaturas de la pared para las mismas relaciones de carga utilizadas en esta investigación. Basados en estos resultados, concluyen que en el flujo con partículas de 30 μm da lugar a suspensiones estratificadas mientras que en flujos con partículas de 200 μm da lugar a una interacción simétrica con las paredes del tubo.

Nasov y Syromyatnikov [49] usan un circuito de aire cerrado y similar al utilizado por Farbar y Depew [19] en el que las partículas sólidas fueron de grafito de aproximadamente 10 μm de diámetro suspendidas por el flujo de aire dentro de un tubo vertical de sección circular, la mezcla a su vez estuvo en contacto con una superficie caliente. La superficie de transferencia de calor fue de 0.0742 metros cuadrados, el coeficiente de transferencia de calor y la cantidad de transferencia de calor fue determinada por los métodos de flujo de calor y entalpía constante. La proporción de sólidos fue variada de 0 a 242 kg/kg. En donde concluyen que el mecanismo de transferencia de calor varía con la proporción de material sólido agregado. La transferencia de calor radial se incrementa rápidamente cuando las partículas sólidas se introducen a un flujo turbulento, porque las partículas dentro de la capa límite laminar producen una turbulencia adicional dado que se reduce el espesor de ésta. El número de vórtices fuente cercanos a la pared se incrementa con la presencia de las partículas, pero para altas concentraciones tiende a reducir la turbulencia en el eje de simetría y la transferencia de calor entre los componentes.

En estudios realizados por Maeda *et al.* [39] en los que el objetivo era correlacionar la transferencia de calor con la intensidad turbulenta de un flujo con partículas sólidas mezclada con aire descargando en el sentido de la gravedad, las partículas usadas fueron de vidrio de 55 μm de diámetro medio. La zona de medición estuvo constituida de una sección transversal rectangular de 200 mm x 150 mm y 300 mm de longitud. La región de calentamiento estuvo constituida por una placa plana de 110 mm de longitud colocada a la mitad de la corriente del flujo y controlada mediante C.D., esto garantizaba que se obtuviera una temperatura constante en la pared. La relación de carga sólidos/aire ($m = G_s/G_a$), varió de 0 a 1.5, y el coeficiente de transferencia de calor se obtuvo haciendo uso de la expresión $\alpha = q/(T_w - T_\infty)$. Las velocidades e intensidades turbulentas del aire se realizaron haciendo uso de un anemómetro de hilo caliente. Los resultados indicaron que el coeficiente de transferencia de calor era más alto, cuando el flujo presentaba una alta turbulencia. La adición de las partículas sólidas al flujo turbulento causa un incremento en el coeficiente de transferencia de calor. Estos concluyen que al adicionar partículas sólidas a un flujo de aire, se tiene un incremento en la transferencia de calor; también observaron que cuando las partículas eran agregadas

al flujo con baja turbulencia, esta se incrementaba, indicando que tal efecto era debido a la presencia de las partículas se comportaban como inductoras de la turbulencia, obteniéndose como consecuencia una mayor transferencia de calor

Maeda *et al.* [38], utilizan el mismo equipo experimental que Maeda *et al.* [39], pero ahora con la variante de generar flujo de calor constante en la pared. La fase dispersa estuvo constituida por partículas de 94 y 49 μm de diámetro con relaciones de carga $m = 2$ y para números de Reynolds de 500 a 5100. La medición de la velocidad local del fluido (gas) y partículas se realizó simultáneamente utilizando un anemómetro láser de efecto Doppler modificado cuyo procesamiento de las señales permite medir la velocidad de las partículas y la velocidad de las partículas finas (trazadoras) que corresponde a la velocidad de la fase gaseosa. Se llega a los resultados siguientes: La adición de partículas sólidas causa un decremento en las velocidades medias del gas y también cerca de la pared y un incremento en los gradientes de velocidad en la capa cortante cercana a la región de reataque. La intensidad turbulenta cercana a la pared en la región de reataque disminuye con relación a la que se tiene en una fase. El máximo valor del coeficiente de transferencia de calor en la región de reataque disminuye con la carga de partículas. Esta disminución es mayor con valores más grandes en el número de Reynolds y con partículas de menor tamaño. Cabe destacar, además, que de acuerdo a los resultados que obtienen, atribuyen que la disminución en el máximo coeficiente de transferencia de calor se debe a una reducción en las intensidades de turbulentas cercanas a la pared. Finalmente indican que el aumento del coeficiente de transferencia de calor en la región desarrollada es más grande cuando se tienen partículas de tamaño más pequeño.

En el estudio realizado por Hayashi [52], las partículas que se usan son de ceniza de 24 μm de diámetro medio y partículas de óxido de aluminio con diámetro medio de 83.6 μm . Las partículas sólidas fueron adicionadas homogéneamente al flujo que descargaba a través de una tobera de 2 cm de diámetro de salida, generando un chorro libre horizontal. Se usó un tubo de Pitot para medir la velocidad del gas en la parte central de la sección transversal y en varias estaciones a lo largo del eje del chorro. Los perfiles de temperatura en el chorro previamente calentado se midió mediante termopares Cromel/alumel tipo k a través de la sección transversal del chorro y en varias estaciones. El sistema óptico para medir la concentración de partículas emplea una lámpara de Xenón y la luz se introduce al

campo de flujo a treves de una rendija de 0.8 mm de ancho. Los resultados que se obtienen indican que las partículas grandes se dispersan más rápidamente que las partículas que fueron iluminadas. El número de Schmidt es más grande a la salida de la tobera y disminuye rápidamente corriente abajo. El número de Prandtl turbulento es menor cuando las partículas van suspendidas en el flujo que sin partículas. Indican finalmente que las partículas grandes se dispersan más rápido fuera de la capa cortante turbulenta que las partículas más pequeñas.

Hishida *et al.* [29], realizaron estudios sobre la transferencia de calor dentro de la capa límite en dos fases (aire-agua) desde una placa plana isotérmica sin película de líquido en la superficie de calefacción. El equipo en el cual se llevó la investigación fue el mismo que el utilizado por Maeda *et al.* [38] y el flujo de la mezcla fue en el sentido de la gravedad. La fase líquida, agua, fue atomizada con el objeto de generar gotas con diámetro medio de 34 a 38 μm . Se utilizó anemómetro láser Doppler, operado con dispersión hacia atrás fue utilizado para medir la velocidad de las gotas. La velocidad relativa entre el aire y las gotas se evaluó restando la velocidad de la fase gaseosa, medida mediante un tubo de Pitot en ausencia de gotas de agua, y la velocidad media de las gotas. Encuentran que la presencia de las gotas en concentraciones diluidas en el flujo de aire inducen a una turbulencia en la capa límite como fue indicado por Maeda *et al.* [39] y que los coeficientes de transferencia para la mezcla son más altos que para cuando se tiene una fase. Resultados similares se encontraron en los trabajos desarrollados por Hishida *et al.* [30], con la única variante que los experimentos se llevaron a cabo para diferentes ángulos de ataque de la placa isotérmica.

Por su parte Obi *et al.* [50] en sus estudios en los cuales el equipo experimental y el método de medición fue básicamente el mismo que el utilizado por Maeda *et al.* [38], el flujo se hizo pasar a través de una rendija de 3 mm por 70 mm. Las partículas utilizadas fueron de vidrio de diámetro medio aproximado de: 68.6, 91.7 y 148 μm . Las velocidades del aire y los sólidos se miden haciendo uso de un LDA como el empleado por Maeda *et al.* [38]. El calentamiento se realizó mediante una placa isotérmica de 300 mm de largo y 98 mm de ancho y ésta fue colocada 5 mm abajo de la salida del chorro donde los coeficientes de transferencia de calor se obtienen de igual manera que Maeda (1982). La temperatura se mantuvo constante utilizando para ello una corriente eléctrica y se determinó mediante 20 termopares a lo largo de placa. El coeficiente de transferencia de calor, h_x se determinó mediante la expresión:

$$h_x = \frac{q_x}{(T_w - T_0)}$$

$$q_x = \frac{W_x}{S_x}$$

Donde:

T_0 , temperatura de la corriente libre del fluido.

T_w , temperatura de la pared.

W_x , suministro de potencia eléctrica a cada sección de la placa calefactora.

S_x , área de cada sección de la placa.

h_x , coeficiente local de transferencia de calor.

q_x , flujo de calor local.

La temperatura se obtuvo mediante termopares cobre/constantán de 80 μm de diámetro. Los resultados obtenidos indican que la reducción del coeficiente transferencia de calor ocurre cuando el flujo es altamente turbulento debido a la adición de las partículas. Por otro lado, el coeficiente de transferencia de calor en la región de recirculación se redujo al incrementar las relaciones de carga de los sólidos.

Yoshida *et al.* [76], obtuvieron datos detallados de la estructura turbulenta de un chorro libre de aire con partículas sólidas arrastradas por el flujo de gas y con base a esta información explicaron el mecanismo de transferencia de calor cuando dicho chorro incidía sobre una placa plana caliente, en la que utilizaron un LDA para la medición de las velocidades del gas y las partículas sólidas. La parte sólida consistió de partículas de vidrio con diámetro medio de 48.9 μm . El sistema de medición empleado para obtener las velocidades fue básicamente el utilizado por Maeda *et al.* [38] y por Hishida *et al.* [29]. La velocidad de la fase sólida la midieron en ausencia de partículas seguidoras y para la fase gaseosa la medición la realizaron en presencia de las partículas sólidas en donde las señales provenientes de las partículas sólidas no se tomaron en cuenta. El coeficiente de transferencia de calor se determinó midiendo la diferencia de temperatura de la pared y la de la corriente libre, obteniendo como resultado que en el punto de estancamiento del chorro donde la intensidad turbulenta es más alta se obtiene un incremento en la transferencia de calor y un marcado decremento donde se tiene una intensidad turbulenta menor. Encontraron por otro lado que el número de Nusselt es no lineal para cuando se tiene carga de sólidos en el flujo, indicando que la transferencia de calor debido al contacto

directo de las partículas y la placa no es un factor dominante en la transferencia de calor. En conclusión, los autores encuentran que las mediciones realizadas combinando la transferencia de calor y la dinámica del fluido indican que la transferencia de calor es marcadamente alta alrededor del punto de estancamiento y lo atribuyeron al cambio drástico en la estructura turbulenta del flujo que se obtuvo en este lugar.

Murray y Fitzpatrick [48], reportan el estudio experimental orientado a evaluar la influencia que tienen las partículas sólidas sobre la transferencia de calor, tanto desde el punto de vista local como global, para un arreglo de tubos usado en sistemas de lecho fluidizado. Los experimentos fueron realizados en un circuito de aire cerrado, en donde la sección de medición fue de 0.4 x .4 metros cuadrados y con un arreglo de tubos de 8 en columna y 10 en hilera. Las partículas usadas fueron de vidrio de 65 y 150 μm de diámetro medio, con números de Reynolds de 5,000 a 10,000 y relaciones de carga de sólidos de 0.2 a 0.65 kg de sólidos/kg de aire. Las mediciones de transferencia de calor se llevaron a cabo mediante un calentamiento interno, generado con un cilindro de cobre en el que se montó una microlámina la que garantizaba una temperatura uniforme en la pared. La temperatura de la corriente libre del aire y la temperatura de la superficie se obtuvieron simultáneamente en una computadora. No realizaron mediciones de perfiles de velocidades. En resumen, concluyen que para el primer arreglo de tubos se obtenía un incremento en el coeficiente de transferencia de calor para las partículas pequeñas con bajos números de Reynolds, en la segunda hilera se tenía un aumento en la parte frontal y una disminución en la parte posterior. Esto debido al aumento de la capacidad térmica y la reducción se atribuye un retraso en la separación de la capa límite. La influencia dominante en la transferencia de calor que se presenta para un tubo de la tercera hilera se debe a la supresión de la turbulencia originado por las partículas causando una disminución en el número de Nusselt medio, teniéndose un efecto mayor con las partículas de 65 μm .

2.2 Estudios teóricos de transferencia de calor con partículas en suspensión.

Uno de los estudios analíticos iniciales sobre el tema se debe a Tien [62], que consideró suspensiones homogéneas con baja concentración de sólidos las cuales se simulaba que eran arrastradas mediante un flujo de aire turbulento a través de una tubería horizontal de sección transversal circular, obteniéndose resultados tanto para flujo de calor constante en la pared como para temperatura constante de pared y en el cual la densidad y las

propiedades del fluido se consideraron independientes de la temperatura, además no se consideran los efectos de la radiación térmica. Las partículas fueron de dimensiones pequeñas y con alta conductividad térmica. Por otro lado considera la diferencia de la velocidad media del fluido y las partículas es pequeña y que estaban uniformemente distribuidas en todo el campo de flujo. Las ecuaciones que modelan el comportamiento del flujo se derivan como dos ecuaciones lineales acopladas en donde las ecuaciones que gobiernan junto con sus condiciones de frontera se reducen a una ecuación gobernante para la transferencia de calor en una fase. Los resultados obtenidos indican que el perfil de temperaturas se vuelve aplanado con la presencia de las partículas teniendo como consecuencia un aumento en la transferencia de calor.

Por su parte Yao [75] y Rane y Yao [55], llevaron a cabo estudios numéricos desarrollando modelos matemáticos que permitieran simular la transferencia de calor convectiva en régimen laminar en gotas inmersas en un flujo de vapor sobrecalentado y en el que se tenía un calentamiento a través de las paredes del tubo. En dichos modelos, se consideró una concentración y tamaño constante de las gotas y que estas estaban uniformemente distribuidas en todo el campo de la corriente de vapor y en el que además la radiación térmica se despreció. Encontraron que la transferencia de calor de un flujo con gotas es más alta que para un flujo en una fase.

Michailides y Lasek [45], desarrollaron modelos matemáticos para describir el comportamiento de las partículas en una corriente de aire cuando las velocidades y las temperaturas de ambas fases es diferente en presencia de un salto de temperatura en la pared así como la inyección de partículas previamente calentadas a una corriente de aire a una tubería más fría siendo la concentración de las mismas es pequeña. Encontraron que el desequilibrio térmico y dinámico entre las fases es más pronunciado cuando se tienen partículas grandes y para concentraciones de carga más altas.

Por su parte Gorbis y Spokoiny [21], discuten el efecto que tienen las partículas sólidas en los procesos de transferencia de calor y concluyen que la transferencia de calor es más alta cuando las partículas están presentes en el flujo que cuando no lo están.

Konopliv y Sparrow [32], estudian los procesos de transferencia de calor transitoria que ocurre cuando una esfera se traslada a través de un medio fluido cuya temperatura

difiere de la de la esfera, teniéndose un intercambio de calor entre la partícula esférica y el fluido. Observan que el número de Nusselt disminuye lentamente conforme el tiempo transcurre.

Por otro lado, Han *et al.* [23] investigaron las características de la transferencia de calor de un flujo con partículas y aire para varios tamaños relativos de partículas y diferentes relaciones de carga de sólidos en una tubería vertical bajo un flujo de calor uniforme. En su modelo se despreció la transferencia de calor de la pared hacia la partícula en contacto con ésta, así como la transferencia de calor por radiación. Encontraron que la causa principal de un decremento en el número de Nusselt del flujo con la suspensión para bajas relaciones de carga se debían a un incremento del espesor de la subcapa viscosa causada por la supresión de la turbulencia cercana a la pared debido a la presencia de las partículas sólidas.

Louge *et al.* [33], estudiaron la transferencia de calor en un régimen totalmente desarrollado en una tubería vertical con suspensiones de partículas diluidas, con bajo número de Biot y donde el choque entre partículas juegan un papel importante en la transferencia de calor, como lo destacan en sus trabajos Derevich *et al.* [12], Lauge *et al.* [36] y Sun y Chen [59] en los que se considera flujo de calor constante de pared o temperatura constante de pared. Tratan separadamente las ecuaciones de la energía para el gas y la partícula que posteriormente se acoplan mediante un término fuente calculado por el promedio de una correlación de transferencia de calor para una partícula, despreciando la transferencia de calor entre partículas, lo mismo que el choque entre ellas. Dado que la presencia de las partículas tiende a reducir las variaciones de temperatura en la sección transversal de la tubería, se consideran las propiedades del fluido y de las partículas constantes. Sus resultados son similares a los obtenidos por Han *et al.* [23].

Emerman [17], desarrolló un modelo matemático para calcular la migración de partículas sólidas en un canal convergente con la finalidad de estudiar este efecto de migración sobre la transferencia de calor, y en cuya investigación no se consideraron los efectos de la pared, la flotación y las interacciones entre las partículas. Encontraron que la migración de las partículas causaba un enfriamiento que el calentamiento podría compensarse por la disipación viscosa.

Avila y Cervantes [3], utilizan un modelo matemático euleriano-lagrangiano para predecir el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor en la pared interior de un ducto vertical en un flujo de aire turbulento con partículas en suspensión de 70, 140 y 200 μm de diámetro medio. Para la predicción de la fase continua; resuelven numéricamente las ecuaciones de continuidad, cantidad de movimiento y energía y para las partículas individuales; la de la cantidad de movimiento y la de la energía. Concluyen que el coeficiente de transferencia de calor es función del tamaño de las partículas, de la carga; siendo más alto cuando la relación de carga de partículas es mayor que uno; y del número de Reynolds.

2.3 Estudios experimentales de flujos con partículas sólidas suspendidas.

En los flujos con partículas sólidas en suspensión las interacciones entre las partículas sólidas y el fluido dan lugar a cambios en la transferencia de calor y masa, ocasionados por un aumento o disminución de la intensidad turbulenta, debido a la presencia de las partículas sólidas en el flujo. Es por esto que resulta de mucha importancia llevar a cabo estudios orientados a explicar este fenómeno.

Maeda *et al.* [40], llevaron a cabo estudios de flujos con partículas sólidas suspendidas en un flujo turbulento y completamente desarrollado en tubos de sección circular, experimentando con partículas de vidrio y cobre con diámetros medios de 45, 136 y 93 μm , y en concentraciones diluidas. Las velocidades del aire y las partículas se midieron mediante un anemómetro láser Doppler cuyo procesamiento de la señal se modificó para hacer tales mediciones. Concluyeron que la adición de pequeñas partículas a un flujo de aire totalmente desarrollado causa que los perfiles de la intensidad turbulenta cambien con respecto a los perfiles para una sola fase y provocan que los perfiles de velocidades del aire en la parte central del ducto sean más achatados. Apreciaron también, que el achatamiento de tales perfiles era inducido por las partículas con mayor velocidad terminal (partículas de cobre) y por incrementos en la carga de partículas.

Por otro lado, Hayashi y Branch [24], realizaron investigaciones orientadas a medir la concentración de partículas de ceniza densa de 24 μm de diámetro medio suspendidas en un chorro simétrico horizontal para diferentes números de Mach. La distribución y tamaño de las partículas a través de la sección transversal del chorro se determina mediante el examen de fotografías obtenidas con un microscopio de electrones, la velocidad de las partículas se determina utilizando un sensor isocinético de muestreo

de partículas y los perfiles de la velocidad media del aire con un tubo de Pitot. Utilizando la técnica del Schlieren se tomaron fotografías de la onda de choque para el chorro en dos fases con el objeto de observar el efecto de las partículas sobre la estructura de la onda de choque. Encontraron que los perfiles de concentración de partículas se afectan por la velocidad del chorro, por la relación de carga y la configuración de la tobera; los perfiles de concentración de partículas son más angostos que los perfiles de velocidades y la estructura de la onda de choque es influenciada por las partículas suspendidas. En estudios posteriores de *Hishida et al.* [29], utilizaron las mediciones de concentración de partículas y la velocidad y temperatura del gas para determinar el número de Schmidt de la partícula y el número de Prandtl del chorro en dos fases, encontrando como resultados que se tiene una mayor concentración de partículas en el eje de simetría después de que las partículas pasan a través de la garganta de la tobera, moviéndose esta localización corriente abajo cuando la velocidad del chorro se incrementa. Por lo que respecta al número de Schmidt éste es inicialmente más grande que la unidad y se decreciente corriente abajo. El número de Prandtl es más grande para un número de Mach igual a 0.2 que para un Mach mayor. Cuando la velocidad del chorro en dos fases es más alta, el número de Prandtl se aproxima al número de Prandtl de una fase.

En el trabajo efectuado por Gore y Crowe [22], que es una revisión de trabajos publicados referentes al efecto que tiene el tamaño de las partículas sobre la modificación de la intensidad turbulenta en un flujo en dos fases, se concluye que hasta el momento no se tiene una información completa para todos los tamaños de partículas, de manera que permita establecer un valor crítico de la relación diámetro de la partícula con respecto a la longitud de escala turbulenta para determinar bajo que criterios la presencia de las partículas provocan un aumento o disminución en la intensidad turbulenta. Por su parte Hetsroni [27], siguiendo la misma línea que *Hishida et al.* [30], concluye que la presencia de partículas con bajo número de Reynolds de estas tienden a suprimir la turbulencia del fluido transportador coincidiendo con Owen [53] y para partículas con alto número de Reynolds (basado en la velocidad relativa y tamaño de la partícula), mayor a 400, tiende a aumentar la turbulencia más rápidamente debido a la dispersión de vórtices. Argumentan finalmente, que son necesarios datos experimentales adicionales para cuantificar este efecto.

Voss-Spilker [71], llevó a cabo mediciones experimentales en un flujo de aire con gotas de agua en el cual la velocidad del aire y las gotas fue determinada haciendo uso de un

anemómetro de hilo caliente y un anemómetro láser respectivamente. Reportan que dichos resultados dan buenas aproximaciones, pero se tiene cierta incertidumbre en la medición con el láser debido al desconocimiento de la distribución de las gotas y con el anemómetro de hilo caliente debido al golpeo continuo de las gotas sobre él.

Por otro lado Charles y Kennedy [5], realizaron estudios experimentales de un chorro vertical de aire con gotas de 60 y 160 μm y con números de Reynolds de 15,000. Las gotas de agua fueron inyectadas sobre el eje de simetría del chorro y se usa un plano de luz láser junto con un fotomultiplicador para seguir los desplazamientos radiales y axiales de la velocidad. Desarrollan además, un modelo matemático que les permitió realizar un análisis estadístico de muestras grandes de partículas en movimiento dentro del chorro turbulento, calculando la dispersión como una función de la distancia axial corriente abajo desde el punto de vista euleriano o lagrangiano. Encuentran que las gotas con gran inercia relativa a la turbulencia, las condiciones iniciales y la historia del desplazamiento de las gotas tienen un efecto significativo sobre la dispersión corriente abajo y la difusión de la partícula.

Snyder y Lumley [58], llevaron a cabo autocorrelaciones de la velocidad de las partículas esféricas de vidrio hueco, de vidrio, de polen de maíz y de cobre de 46.5, 87, 87, y 46.5 μm de diámetro medio respectivamente, en un flujo de aire utilizando una malla generadora de turbulencia. Concluyen que el campo de la turbulencia es homogéneo en planos perpendiculares al flujo principal, que las autocorrelaciones disminuyen más rápidamente para partículas pesadas. Todas las partículas, con excepción de las partículas huecas, tienen un efecto significativo de inercia y de trayectorias cruzadas.

Theofanous y Sullivan [68] proveen información adicional con relación a la controversia existente en el sentido de que la presencia de partículas en un flujo de aire aumentan o disminuyen la intensidad turbulenta del flujo. Para tal fin realizaron mediciones de burbujas dispersas en un flujo dentro de un ducto vertical de sección transversal circular utilizando un velocímetro láser. Además propusieron una base teórica para la predicción de los niveles de turbulencia del flujo. Los perfiles de velocidad media para las condiciones de flujo en dos fases se comparan con los perfiles de una fase. Concluyen, de acuerdo a sus mediciones, que la intensidad turbulenta muestra una fuerte dependencia de la calidad del flujo y que la predicción para los niveles de turbulencia para flujos en dos fases dió excelentes resultados de acuerdo a sus resultados experimentales. Sin embargo, proponen que se continúe el trabajo experimental para evaluar su teoría en los

rangos no cubiertos en su experimento.

Wells y Stock [72] realizaron estudios tendientes a examinar experimentalmente la inercia y el efecto de las trayectorias cruzadas sobre una dispersión de partículas de vidrio de 5 y 57 μm de diámetro medio en un campo de flujo turbulento a través de un ducto horizontal bajo la influencia de un campo magnético, utilizan un anemómetro láser Doppler para medir el desplazamiento medio cuadrático de la partícula. Los resultados indicaron que la presencia de las partículas en la sección de medición no alteran los perfiles de la velocidad media del flujo. Además para los dos tamaños de partículas usadas se encontró que el coeficiente de difusión de la partícula después de un tiempo de ser liberada, fue influenciado por el efecto de las trayectorias de cruzamiento.

Longmire y Eaton [37] estudiaron el comportamiento de partículas de entre 50 y 60 μm de diámetro medio cargadas en un chorro de aire dirigido hacia abajo. El chorro fue forzado con frecuencias específicas con el objeto de generar anillos vorticosos de diferentes escalas y de esta manera poder observar el efecto sobre las partículas dispersas, indicando que las estructuras del flujo con partículas son similares a las del flujo en una fase.

En el trabajo desarrollado por Lee y Durst [34] se describen los experimentos de un flujo de aire llevando en su seno partículas sólidas de vidrio de aproximadamente 100, 200, 400 y 800 μm de diámetro medio. Para la determinación de las velocidades de las fases utilizó un anemómetro láser Doppler, provisto de un discriminador de amplitud permitiendo con esto diferenciar la velocidad de las partículas con la del aire. Manero [41] y Manero *et al.* [42], utilizan partículas de sílice de 100 μm de diámetro medio. Las señales fueron registradas en una memoria digital y transferidas a una computadora para su procesamiento. Obtienen los perfiles de las velocidades medias y sus fluctuaciones longitudinales para el aire y para las partículas.

Por su parte Fleckhaus *et al.* [20] investigaron experimentalmente el efecto de las partículas sólidas de vidrio de 64 y 132 μm sobre la estructura del flujo de un chorro redondo de aire y con un número de Reynolds de 20,000 dirigido hacia abajo. Para la determinación de las velocidades del aire y de las partículas se hizo uso de un LDA. Encuentran como resultados que la velocidad en la línea central del chorro para el flujo en dos fases decae menos que para un chorro en una fase, para la misma relación de carga de

partículas y con partículas pequeñas este efecto se intensifica; la energía cinética y el esfuerzo cortante disminuye en el flujo en dos fases. Al utilizar partículas más pequeñas para una relación de carga de partículas dada se tiene un efecto significativo. Los perfiles de velocidad de las partículas resultan más achatados con partículas grandes comparados con las partículas más pequeñas. La energía cinética de las partículas es un resultado de la turbulencia del aire. Las partículas grandes son menos afectadas por las fluctuaciones de la velocidad del aire.

Tsuji y Morikawa [69] realizaron mediciones experimentales en un flujo de aire con partículas sólidas de plástico de 210 μm de diámetro medio en una tubería de sección circular y colocada en posición horizontal. utilizaron para tales mediciones un LDA y el procesamiento de la señal fue similar al usado por Hayashi [32]. Encontraron que cuando la razón de carga de partículas se incrementaba y la velocidad del aire se decrementaba, la distribución de velocidades medias de ambas fases se incrementaba asimétricamente. Reportan, además, que la turbulencia del flujo de aire se afecta por el tamaño de las partículas: las partículas grandes la aumentan significativamente y las pequeñas las disminuyen.

En los trabajos efectuados por Torobin y Gauvin [63], [64], [65], [66] y [67] se realiza un análisis crítico de los trabajos publicados en la literatura sobre el movimiento de partículas sólidas en el seno del fluido y del efecto que estas tienen sobre la turbulencia del flujo. Concluyen que las propiedades turbulentas del movimiento del fluido se ve afectada por la presencia de la fase sólida, variando la concentración y los números de Reynolds del flujo sólido-fluido. Por otro lado, indican también que hasta esa fecha no se tienen datos experimentales confiables.

Clift y Gauvin [6] efectúan una revisión sobre la fuerza de arrastre experimentada por una partícula sólida a través de un fluido. Concluyen que el arrastre experimentado por una partícula sólida moviéndose a través de un fluido no es dependiente únicamente de las propiedades del sólido y fluido y la velocidad relativa, sino también de otros factores tales como la turbulencia del fluido, aceleración, orientación y forma de la partícula.

2.4 Estudios teóricos de flujos con partículas sólidas suspendidas

Debido a la importancia que reviste el estudio de los flujos con partículas sólidas suspendidas, el esfuerzo por entender su comportamiento ha llevado al desarrollo de modelos matemáticos que incluyen métodos numéricos capaces de predecir la velocidad y la concentración de las partículas, así como la dispersión turbulenta de las fases, de tal suerte que representa una herramienta muy importante para el mejor entendimiento de ese tipo de flujos.

Crowe [7] realiza una revisión de los trabajos más sobresalientes de los flujos gaseosos con partículas suspendidas destacando las características más importantes desde el punto de vista de desarrollos de modelos para este tipo de flujos. Indican que el aspecto más difícil para el desarrollo de modelos es la adecuada descripción de la dispersión debido a la turbulencia. Concluyen que son necesarios más datos experimentales complementados con trabajo numérico en esta área.

Durst *et al.* [14] desarrollaron un modelo matemático con objeto de predecir el comportamiento de los flujos con partículas sólidas suspendidas. Para tal estudio utilizaron dos aproximaciones: una que trata al fluido como una fase continua llamada aproximación euleriana y la otra fase como simples partículas llamada aproximación lagrangiana. Esta aproximación, que predice las trayectorias de las partículas en el fluido como resultado de las fuerzas que actúan sobre la partícula, es llamada aproximación lagrangiana, Migdal y Acosta [46] fueron los primeros en proponer un tratamiento lagrangiano de la fase con partículas combinada con la aproximación euleriana demostrando que las partículas podrían tratarse como fuentes de masa, energía y cantidad de movimiento. Y la otra aproximación, euleriana, considerando al sólido como cualquier clase de continuo resolviendo las ecuaciones para las fases fluido y partículas. El procedimiento de cálculo para este modelo se basó en el código TEACH desarrollado por el Imperial College, Londres. Las simulaciones llevadas a cabo fueron para flujos en tuberías verticales y ensanchamientos súbitos y para partículas de 100 y 500 μm de diámetro medio con diferente relación de carga de las mismas. Concluyen que la aproximación lagrangiana da información más detallada de la fase de partículas obteniendo las trayectorias y los tiempos de residencia de las partículas en ciertas regiones del flujo y por otro lado, indican que la influencia hacia atrás de las partículas dispersas sobre el fluido puede ser satisfactoriamente predicha si el diámetro medio se utiliza en la aproximación

culeriana. Por su parte Adeniji-Fashola y Chen [2] llevaron a cabo estudios similares a los realizados por Durst *et al.* [14] además de estudiar los efectos de modulación, esto es la influencia de la turbulencia del fluido sobre las partículas

Por otro lado, Tsuji y Morikawa [70] hicieron simulaciones numéricas para determinar el movimiento de partículas y del fluido en una tubería horizontal su simulación se basó en el método lagrangiano para la fase sólida, en donde se calcularon las trayectorias de muchas partículas integrando las ecuaciones de movimiento para una partícula y el movimiento del fluido fue resuelto usando el método de diferencias finitas simultáneamente con el movimiento de la partícula.

Laitone [33] en su trabajo presenta una solución numérica general extendida a una solución numérica de la ecuación de Navier-Stokes para flujos de gas y partículas estables y no estables siendo el método aplicado a geometrías arbitrarias y para flujos confinados o abiertos.

Rizk y Elghobashi [56], desarrollaron un modelo para la turbulencia de un flujo en dos fases confinado para números de Reynolds bajos, que toma en cuenta la interacción entre las dos fases y la pared, así como su influencia sobre la estructura turbulenta del flujo y en el cual el valor local de la viscosidad turbulenta se determina de la solución de las ecuaciones de transporte para la energía cinética turbulenta y su razón de disipación. Concluyen que la adición de partículas a un flujo turbulento en una tubería vertical afecta de la siguiente manera: el aire guía a las partículas en la región central del flujo y atrasa a las partículas cercanas a la pared. Este comportamiento se debe al hecho de que el fluido no desliza en la pared en donde las partículas sí lo hacen. Como consecuencia de esto, el perfil de la velocidad media del aire es más aplanado en el centro y más empinado cercano a la pared, Este efecto se aumenta al incrementar la relación de carga de sólidos o disminuyendo el tamaño de la partícula; la velocidad relativa entre el gas y las partículas depende principalmente del tamaño y densidad de las partículas; la reducción significativa del esfuerzo cortante turbulento del fluido ocurre debido a los efectos de disipación de las partículas, decrementando la energía cinética turbulenta del fluido de tal manera que para el mismo número de Reynolds se necesita una potencia total más alta para bombear un flujo con partículas que cuando se tiene un flujo en ausencia de ellas.

En otros trabajos orientados al estudio del comportamiento dinámico de partículas de determinado tamaño dentro de algún medio fluido destacan el desarrollado por Odar y Hamilton [51], en el que estudian el efecto del término de la aceleración convectiva en la ecuación de Basset-Boussinesq-Ossen (BBO) proponiendo una nueva expresión para la fuerza, de un movimiento rectilíneo y arbitrario de una esfera. Por otra parte, en el estudio desarrollado por Almadi y Goldschmidt [1], se indica que para tiempos suficientemente altos, el término de historia de Basset no tienen un efecto fuerte sobre el movimiento de la partícula en la ecuación de BBO, mientras que en su trabajo Soo [61] propone una ecuación de movimiento de una partícula sólida suspendida en un fluido. Posteriormente Maxey y Riley [43], a partir de la ecuación de BBO, plantean la ecuación de movimiento para una esfera rígida pequeña en un flujo no uniforme. Mei *et al.* [44] proponen una expresión aproximada de la fuerza del término de historia de Basset sobre la partícula para números de Reynolds finitos. Por su parte Peskin y Kau [54] discuten la técnica de simulación de la difusión turbulenta de la inercia de partículas pequeñas y presentan algunas estadísticas lagrangianas obtenidas por el seguimiento de un gran número de partículas en un flujo turbulento tridimensional. Y. Zhuang *et al.* [77] llevan a cabo estudios similares pero con partículas pesadas en un flujo turbulento. Por otro lado, Ounis y Almadi [52] presentan un estudio de la ecuación de movimiento (ecuación de BBO) de una partícula esférica en el que dicha ecuación se reduce a una ecuación integro-diferencial y en el cual se utiliza el método espectral, siendo estimada la respuesta estadística de varias partículas. Se estudian además las variaciones de la velocidad media cuadrática de la partícula, la función de autocorrelación y la difusividad de la partícula con la densidad, tamaño y relación de carga.

Sha y Soo [57] proponen las ecuaciones que modelan el comportamiento de flujos multifásicos, basado en la formulación mecánica de la multifase de tal manera que aparecen términos adicionales en el campo de las ecuaciones cuando el tamaño físico de la fase dispersa (burbujas o gotas) es mucho más grande que el espacio intermolecular. Por su parte, Elghobashi y Abou-Arab [16], desarrollaron un modelo para predecir los flujos en dos fases que permiten describir la conservación de la energía cinética turbulenta y la razón de disipación de la energía que pudiera llevar el flujo en dos fases. Las pruebas indicaron que el modelo es útil en la predicción de las características principales de un chorro redondo cargado con partículas sólidas de tamaño uniforme. Crowe [8] discute las ecuaciones propuestas por Soo [60].

En las siguientes tablas se hace un resumen de los trabajos más importantes que están directamente relacionados con el tema, objeto de estudio.

Estudios experimentales de transferencia de calor en flujos con partículas en suspensión

Año	Ref.	Grupos	Condiciones y resultados
1957	18	L. Farbar y M. J. Morley (U. Calif., Berkeley)	Introducen partículas de alúmina sílica catalizada de 20 y 200 μm a un flujo de aire con objeto de aumentar la transferencia de calor. Encuentran que para cualquier adición de sólidos al flujo se obtiene un aumento en la transferencia de calor.
1964	61	C. L. Tien y V. Quan (U. Calif., Berkeley)	El equipo experimental es el mismo que el utilizado por Farbar y Morley [18]. Utilizan partículas de vidrio y plomo de 30 y 200 μm . Los autores consideran despreciable el efecto de las partículas sobre el campo de flujo. Concluyen que las partículas de 30 μm tienen un efecto mayor en la transferencia de calor que las partículas de 200 μm .
1963	10	C. A. Depew y L. Farbar (U. Calif., Berkeley)	Utilizan el mismo equipo experimental que Farbar y Morley [18]. Las partículas usadas son de vidrio de 30 y 200 μm . Indican que para una relación de carga (flujo másico sólidos/flujo másico de gas) de 0.5 no afecta la transferencia de calor. Entre 0.5 y 1.0 se presenta un valor mínimo, aumentando ligeramente, después, la transferencia de calor para valores de carga de 1 a 7. Siendo más apreciable este efecto con las partículas de 30 μm .

1963	19	L. Farbar y C. A Depew (U. Calif., Berkeley)	Utilizan el mismo equipo experimental que Farbar y Morley [18]. Emplean partículas de vidrio de 30, 70, 140 y 200 μm . Reportan un incremento sustancial del coeficiente de transferencia de calor para las partículas de 30 μm , un incremento moderado para las partículas de 70 μm un incremento apenas perceptible con las partículas de 140 μm y con las partículas de 200 μm no se tiene variación. Utilizan relaciones de carga de 0 a 10.
1966	49	Nasov y Syromyatnikov (Kirov Polytechnic Institute of Urals)	Utiliza un circuito similar al empleado por Farbar y Morley [18]. Emplean partículas sólidas de grafito de 10 μm . Concluyen que el mecanismo de transferencia de calor varía con la cantidad de material sólido agregado al flujo.
1970	9	C. A. Depew y R. E. Cramer (U. Calif., Berkeley)	Utilizan un circuito de aire cerrado y la zona de medición se coloca en posición horizontal. Las partículas empleadas son de vidrio de 30 y 200 μm para dos números de Reynolds del flujo. Reportan que para suspensiones con partículas de 30 μm el número de Nusselt a lo largo de la pared superior del tubo se reduce al valor que tiene para aire sólo mientras que con las partículas de 200 μm no hay una variación simétrica de las temperaturas.
1976	39	M. Maeda <i>et al.</i> (Keio University)	Utilizan un modelo experimental con descarga del flujo en sentido de la gravedad. Emplean partículas de vidrio de 55 μm . Concluyen que la presencia de las partículas en el flujo de aire hacen que aumente la transferencia de calor y la turbulencia.

1980	29	K. Hishida <i>et al.</i> (Keio University)	Modelo experimental similar al que usan Maeda <i>et al.</i> [39]. Realizan estudios de transferencia de calor dentro de la capa límite con gotas de agua de 34-38 μm . Indican que la presencia de las gotas de agua en el flujo de aire inducen a aumentar la turbulencia, como lo indican Maeda <i>et al.</i> [39] y que los coeficientes de transferencia de calor para la mezcla son más altos que para cuando se tiene una fase. Resultados similares se encuentran en los trabajos efectuados por Hishida <i>et al.</i> [30].
1982	38	M. Maeda <i>et al.</i> (Keio University)	Utilizan el mismo equipo experimental que Maeda <i>et al.</i> [39]. La fase sólida está constituida de partículas de vidrio de 49 y 94 μm . Concluyen que el incremento en el coeficiente de transferencia de calor es mayor con las partículas de 49 μm .
1988	50	S. Obi <i>et al.</i> (Keio University)	El modelo experimental es similar al usado por Maeda <i>et al.</i> [39]. Las partículas son de vidrio de 70, 90 y 150 μm . Indican que cuando las partículas están presentes se reduce el coeficiente de transferencia de calor cuando el flujo es más turbulento.
1990	76	H. Yoshida <i>et al.</i> (Tokyo Institute of Technology)	Obtienen datos de la velocidad y la transferencia de calor de un chorro que arrastra partículas sólidas de vidrio de 48.9 μm que inciden sobre una placa plana caliente. Estos observan que la transferencia de calor es marcadamente alta en el punto de estancamiento y lo atribuyen al cambio drástico en la estructura turbulenta en ese lugar.

Estudios teóricos de transferencia de calor en flujos con partículas en suspensión

Año	Ref.	Grupos	Condiciones y resultados
1961	62	C. L. Tien (U. Calif., Berkeley)	Es uno de los iniciadores en estudiar analíticamente el tema. Consideró suspensiones homogéneas, con baja concentración de sólidos y flujo turbulento. Sus resultados indican que el perfil de temperaturas se vuelve aplanado debido a la presencia de las partículas lo que hace que aumente la transferencia de calor.
1974	21	Z. R. Gorbis y F. E. Spokoiny (Technology Institute for Refrigerator Industry, Odessa USSR)	Discuten el efecto que tienen las partículas sólidas en los procesos de transferencia de calor. Concluyen que la transferencia de calor es más alta cuando las partículas están presentes en el flujo que cuando no lo están.
1979	75	Shi-Chune (Carnegie- Mellon University)	Efectúa estudios numéricos desarrollando modelos matemáticos que permiten simular la transferencia de calor convectiva en régimen laminar con gotas inmersas en un flujo de vapor sobrecalentado y con calentamiento en las paredes del tubo. Encuentra que la transferencia de calor de un flujo con gotas es más alta que para un flujo en una fase.
1980	55	Anil Rane y Shi-Chune (Carnegie- Mellon University)	Métodos de solución y resultados muy similares que los de Shi-Chune [75].

1987	45	Efstathios E. <i>et al.</i> (CNRS Laboratoire Aérothermique)	Desarrollan modelos matemáticos para describir el comportamiento de las partículas previamente calentadas en una corriente de aire cuando las velocidades de ambas fases son diferentes. Encuentran que el desequilibrio térmico y dinámico entre las fases es mayor cuando se tienen partículas grandes y con concentraciones de carga más altas,
1988	17	S. H. Emerman (Cornell University)	Desarrolló un modelo matemático para calcular la migración de partículas sólidas en un ducto convergente y estudiar el efecto de la transferencia de calor.
1991	23	Kee Soo Han <i>et al.</i> (Korea Advanced Institute of Science and Technology)	En sus modelos para evaluar las características de la transferencia de calor en un flujo de aire con partículas. Encuentran que la causa principal de la disminución del número de Nusselt se debe a un incremento del espesor de la subcapa viscosa debido a la disminución por la presencia de los sólidos.
1993	35	Michel Louge y Jamaludin Mohd Yusof (Cornell University)	Sus resultados son similares a los presentados por Kee Soo Han <i>et al.</i> [23].

Estudios experimentales de flujos con partículas sólidas suspendidas

Año	Ref.	Grupos	Condiciones y resultados
1959	63	L. B. Torobin y W. H. Gauvin (Mcgill University Montreal)	Realizan un análisis crítico de los trabajos publicados hasta la fecha sobre el movimiento de partículas sólidas dentro de un fluido y los efectos que estas tienen sobre la turbulencia del flujo. Indican que son necesarios más datos experimentales.
1959	64	"	"
1959	65	"	"
1960	66	"	"
1960	67	"	"
1971	58	W. H. Snyder y J. L. Lumley (Pennsylvania State University)	Llevan a cabo autocorrelaciones de la velocidad de las partículas de vidrio hueco, de vidrio, de polen de maíz y de cobre de 46.5, 87, 87 y 46.5 μm respectivamente. Concluyen que el campo de la turbulencia es homogéneo.
1980	40	M. Maeda <i>et al.</i> (Keio University)	Realizan estudios en flujos con partículas de vidrio y cobre de 45, 136 y 93 μm . Usan un anemómetro láser Doppler para la medición de las velocidades del aire y las partículas. Concluyen que la presencia de las partículas causa que los perfiles de la intensidad turbulenta cambien con respecto a los perfiles para una fase de tal manera que son más achatados en la parte central.

1980	24	Koichi Hayashi y Melvyn C. Brench (Princeton University)	Miden la concentración de partículas de 24 μm utilizando un sensor isocinético para determinar la velocidad de las partículas y un tubo de Pitot para la medición de la velocidad del aire. Encuentran que los perfiles de concentración de partículas se afectan por la velocidad del chorro y concentración de partículas.
1982	34	S. L. Lee y F. Durst (Erlangen University)	Obtienen los perfiles de las velocidades medias y sus fluctuaciones longitudinales del aire y las partículas de vidrio de 100, 200, 400 y 800 μm usando un anemómetro láser Doppler.
1982	70	Y. Tsuji y Y. Morikawa (Osaka University)	Realizan mediciones en un flujo de aire con partículas de plástico de 210 μm . Utilizan un anemómetro láser Doppler para la medición de las velocidades del aire y las partículas. Reportan que la turbulencia del flujo se ve afectada por el tamaño de las partículas. Las grandes la aumentan y las pequeñas la disminuyen.
1991	5	J. Charles y I. Kennedy (U. Calif., Davis)	Inyectan gotas de agua de 60 y 160 μm a un chorro de aire vertical. Mediante un plano de luz láser junto con un fotodetector determinan los desplazamientos axiales y radiales de las gotas. Encuentran que las gotas con gran inercia relativa a la turbulencia, las condiciones iniciales y la historia del desplazamiento de las gotas tienen un efecto significativo sobre la dispersión y difusión corriente abajo de la partícula.

Estudios teóricos de flujos con partículas sólidas en suspensión

Año	Ref.	Grupos	Condiciones y resultados
1964	51	Fuat Odar y Wallis S. Hamilton (Northwestern University)	Estudian el efecto del término de la aceleración convectiva en la ecuación de Basset-Boussinesq-Ossen (BBO) proponiendo una nueva expresión para la fuerza de un movimiento rectilíneo arbitrario de una esfera.
1978	57	William T. Sha y S. L. Soo (University of Illinois)	Proponen las ecuaciones que modelan el comportamiento de los flujos multifásicos basados en la mecánica de la mezcla.
1981	33	J. A. Laitone (University of Michigan)	Presenta una solución numérica de flujos de gas con partículas confinados y abiertos en geometrías arbitrarias.
1987	70	Y. Tsuji <i>et al.</i> (Osaka University)	Simulan numéricamente el movimiento de partículas en un fluido dentro de una tubería horizontal, utilizan el método lagrangiano para el estudio de la fase sólida.
1988	54	R. L. Peskin y C. J. Kau (Rutgers University)	Discuten la técnica de la difusión turbulenta de la inercia de partículas pequeñas y presentan algunas estadísticas lagrangianas obtenidas por el seguimiento de un gran número de partículas.

1989	56	M. A. Rizk y S. E. Elghobashi (U. Calif, Irvine)	Desarrollan un modelo para simular la turbulencia de un flujo en dos fases confinado que considera la interacción de las partículas entre las dos fases y la pared. Concluyen que la adición de partículas a un flujo turbulento, el aire guía a las partículas a la región cercana al centro el flujo y atrasa a las partículas cercanas a la pared.
1994	44	Renwei M. <i>et al.</i> (University of Florida)	Proponen una expresión aproximada de la fuerza del término de la historia de Basset sobre la partícula para números de Reynolds finitos.

2.5 Justificación del presente trabajo

De acuerdo a la revisión de los trabajos efectuada sobre flujos con partículas sólidas suspendidas se observa que la transferencia de calor depende del tamaño, de las propiedades físicas de las partículas y de la razón de sólidos presentes en el fluido, así como de las características del flujo.

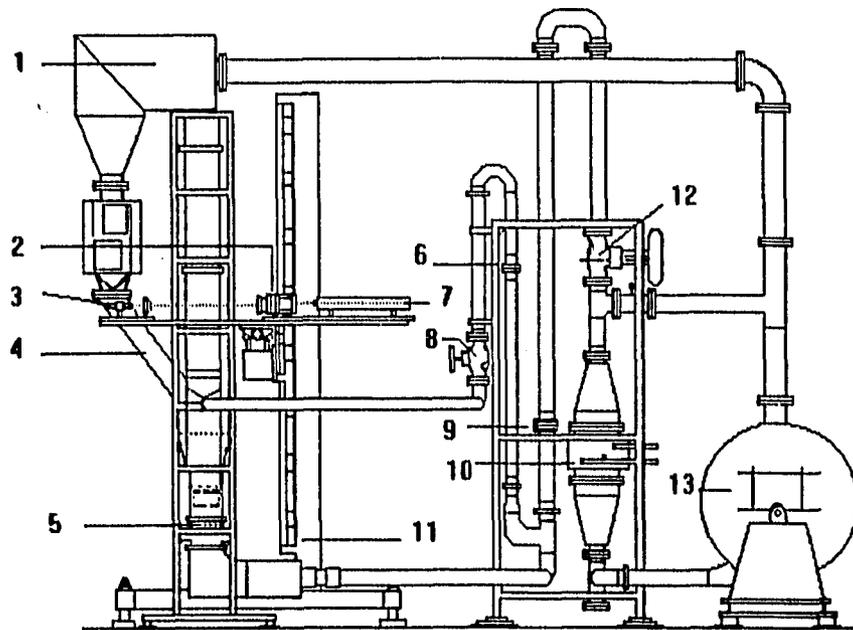
Como se observa en los resultados reportados en los trabajos que se revisan indican que la transferencia de calor aumenta significativamente con la presencia de los sólidos Farbar y Morley [18] y Wilkinson y Norman [74]. Por el contrario Farbar y Depew [19] y Depew y Farbar [10] indican que disminuye hasta un cierto valor mínimo y después se incrementa al aumentar la carga de sólidos. Por su parte Obi *et al.* [50] indica que disminuye. Esto ha motivado que el autor del presente trabajo se interese por esta línea de investigación experimental, transferencia de calor en flujos confinados con partículas en suspensión. En este trabajo se aportan resultados experimentales del número de Nusselt, no reportados en la literatura para este tipo de geometría y los perfiles de velocidades de un flujo con partículas en suspensión con transferencia de calor (no reportados).

CAPITULO 3

EQUIPO EXPERIMENTAL Y METODOLOGIA

El equipo experimental utilizado en el presente estudio es el mismo que el utilizado por *Borner et al.* [4], *Manero* [41] y *Manero et al.* [42] en sus trabajos experimentales. Dicho equipo fue donado por la Universidad de Erlangen de la República Federal Alemana al Departamento de Termoenergía de la Facultad de Ingeniería de la UNAM mediante un proyecto de colaboración. El equipo se describe en forma esquemática en la figura 3.1, y en el apéndice I se muestran fotografías del mismo.

- Cabe mencionar que para llevar a cabo las tareas de investigación propuestas fue necesario que el autor efectuara ciertas adaptaciones y modificaciones del equipo experimental entre las que destacan principalmente las siguientes:
- Armado del equipo experimental (que consiste de ductos, intercambiador de calor, instrumentación para control de los flujos de aire y partículas sólidas).
- Instalación eléctrica para la operación de los equipos.
- Caracterización hidrodinámica del equipo; ya que el motor que mueve al ventilador se adaptó; para asegurarnos que los gastos de aire a manejar estaban dentro de los rangos de nuestro interés.
- Reconstrucción de la zona de medición.
- Puesta a punto del velocímetro láser Doppler junto con su electrónica para el procesamiento de la señal.
- Caracterización de la zona de medición utilizando el velocímetro láser Doppler.



- | | |
|------------------------------------|---|
| 1. Ciclón | 8. Válvula |
| 2. Optica transmisora | 9. Orificio para medición de flujo |
| 3. Optica receptora | 10. Intercambiador de calor |
| 4. Retorno de partículas | 11. Mecanismo para movimiento tridimensional del anemómetro |
| 5. Sección de medición | 12. Válvula neumática |
| 6. Orificio para medición de flujo | 13. Ventilador |
| 7. Láser | |

Figura 3.1. Equipo experimental.

- Implementación de la región de calentamiento.

De manera que las unidades que constituyen al equipo son:

1. Sección de medición.
2. Sistemas de generación de flujos.
3. Sección de calentamiento.
4. Sistemas de medición y control.

A continuación se describen cada uno de ellos.

3.1 Sección de medición.

La sección de medición está formada por una canal plano con una sección transversal de 0.25 X 0.025 m y 2.2 m de longitud total. Para la configuración considerada en este estudio, el flujo total de aire se induce a la sección de medición en tres canales separados, los cuales contienen en su interior directores de flujo para la obtención de las líneas de corriente aproximadamente paralelas. Las partículas de arena sílica, que forman la parte sólida del flujo, se suministran a lo ancho del canal central. Después de una longitud de desarrollo de 0.8 m en cada uno de los tres canales, las placas de separación terminan en filo permitiendo la confluencia de los tres flujos con un mínimo de perturbaciones. La geometría de la sección de prueba se presenta en la figura 3.2.

3.2. Sistemas de generación de flujos

El flujo de aire se genera mediante un ventilador accionado por un motor eléctrico de 15 kW. Dicho motor eléctrico reemplazó al motor original de 18 kW que venía con el equipo de Alemania debido a que la tensión en la línea es diferente a la de México. Sin embargo,

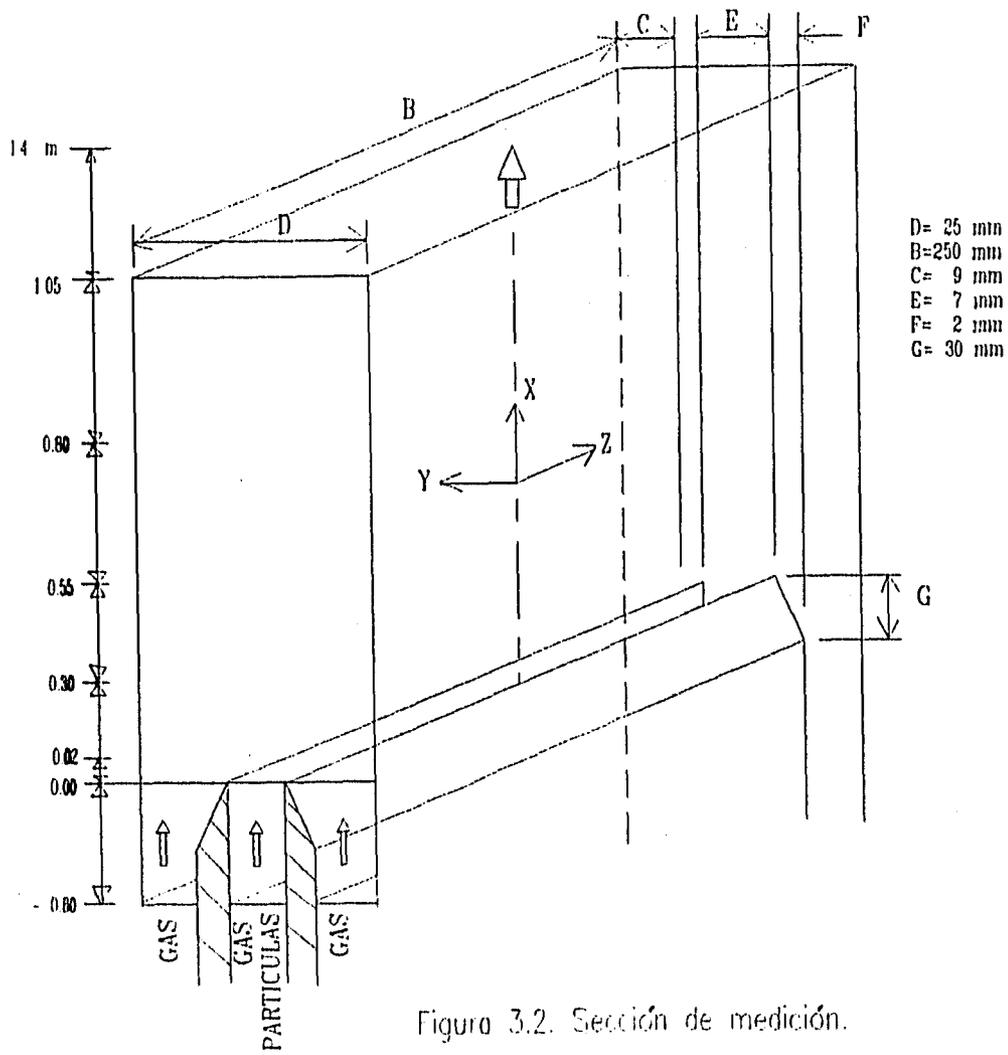


Figura 3.2. Sección de medición.

éste proporciona el gasto suficiente para este estudio.

La tubería que comunica a las diferentes partes del sistema fue diseñada para soportar una presión máxima de 6 bares. La corriente de aire a la descarga del ventilador fluye a través de un tubo de acero de 100 mm de diámetro nominal hacia el intercambiador de calor y posteriormente se divide en dos flujos, que suministran aire al canal central de la sección de medición, (tubo de acero de diámetro nominal de 100 mm localizado en la parte inferior), y a los canales laterales (tubo de acero de diámetro nominal de 80 mm y mangueras flexibles de 90 mm de diámetro). Inmediatamente después del intercambiador de calor, y comunicando a manera de libramiento a los flujos de descarga y de retorno del ventilador, se encuentra un tubo de acero de diámetro nominal de 80 mm.

Para evitar el calentamiento continuo del flujo, (que alcanzaba temperaturas hasta de 70 C), se instaló un intercambiador de calor transversal (Halber W10-50 D7456 30 000), que utiliza agua de la red pública como fluido de enfriamiento.

El circuito que describe la fase sólida se inicia en la unidad de almacenamiento y de suministro de partículas. Esta unidad esta formada por un recipiente de almacenamiento de las partículas, por un mecanismo para control de flujo de las mismas y por una mesa vibratoria de amplitud controlada para un esparcimiento homogéneo de partículas a lo ancho del canal. En la figura 3.3 se puede observar esquemáticamente esta unidad y en la figura 3.4 la curva de calibración, del dosificador de partículas.

Las partículas sólidas se distribuyen y viajan a lo largo del canal vibratorio hasta caer por gravedad en forma de cascada hacia una tobera de Venturi, que se localiza en la parte inferior de la sección de medición. El vacío provocado por esta tobera se encarga de iniciar el transporte de las partículas en el flujo de aire y de dar una distribución homogénea a la fase sólida. Este flujo se dirige posteriormente al canal central para desembocar en la sección de medición.

3.3 Sección de calentamiento.

Se reconstruyó una parte de la sección de medición con el objeto de generar una zona de calentamiento en la misma. Para esto, se construyó una réplica de una parte de la sección

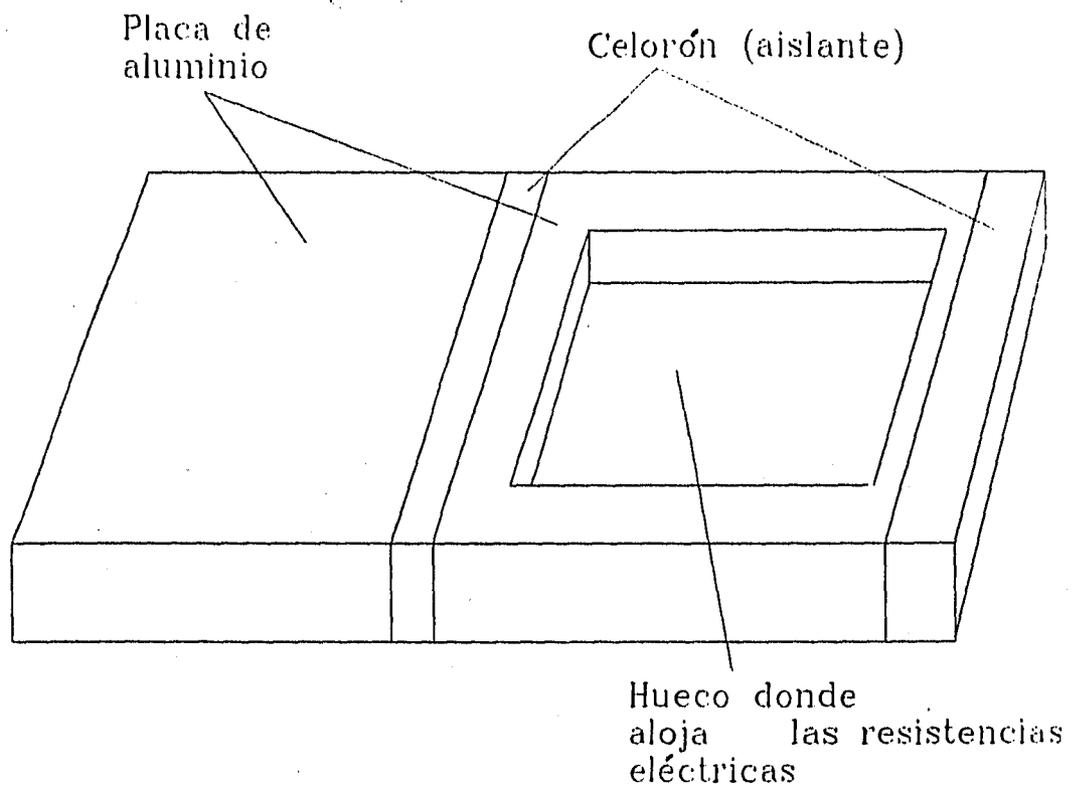


Figura 3.5. Réplica de una parte de la zona de prueba para alojar las resistencias eléctricas.

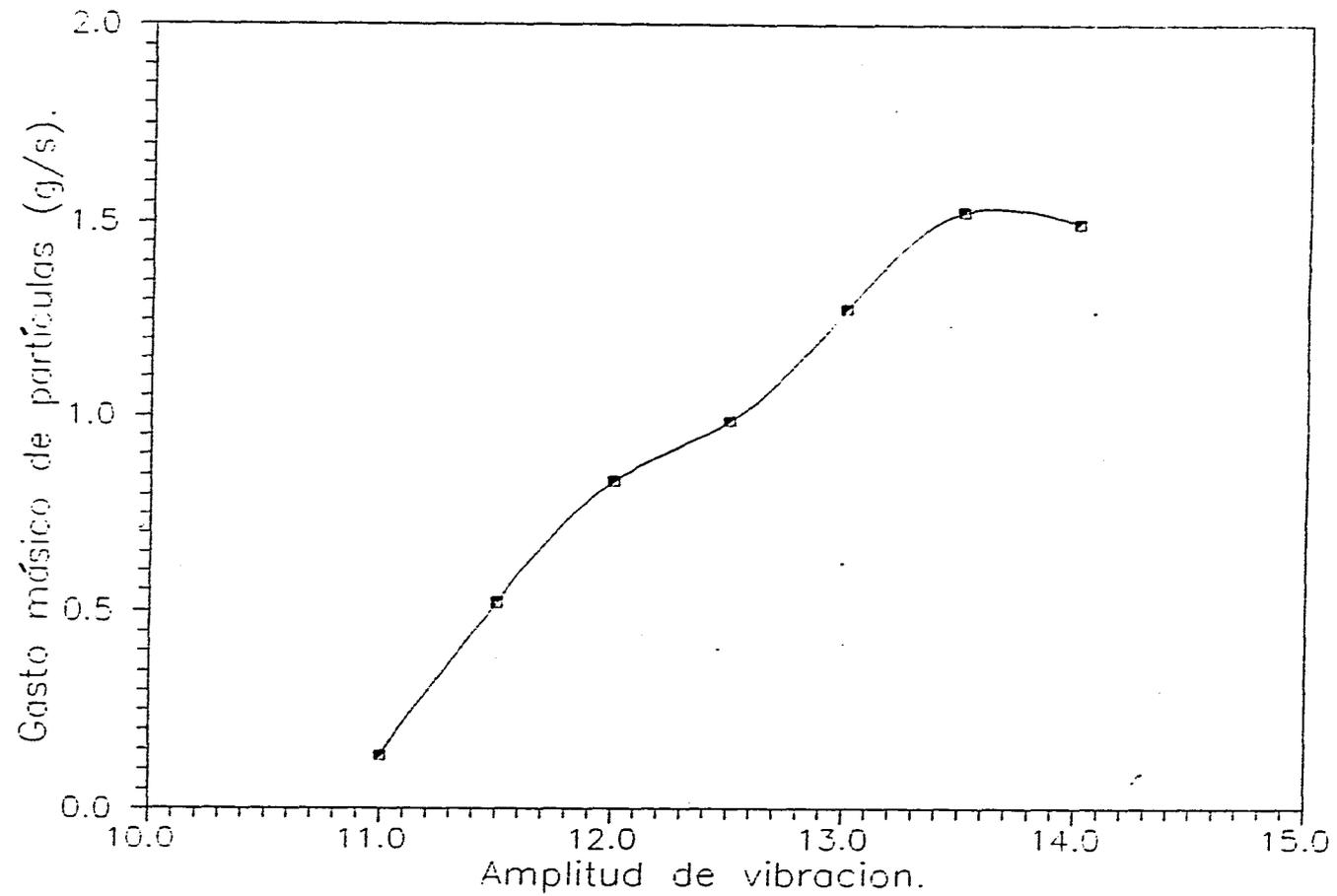
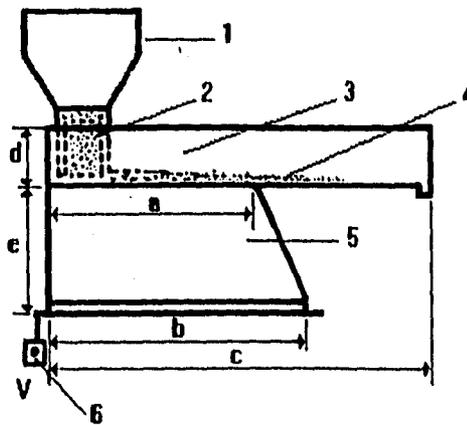


Figura 3.4 Curva de calibración del dosificador de partículas.



- | | |
|-----------------------------|----------|
| 1. Recipiente de partículas | a=480 mm |
| 2. Control de flujo | b=565 mm |
| 3. Mesa vibratoria | c=945 mm |
| 4. Generador de partículas | d=160 mm |
| 5. Generador de vibraciones | e=210 mm |
| 6. Control de amplitud | |

Figura 3.3. Unidad de almacenamiento y suministro de partículas.

de medición con un maquinado adecuado de tal manera que permitiera incorporar resistencias eléctricas en las paredes de dicha zona. La figura 3.5 muestra los detalles de ésta.

Las resistencias eléctricas que se utilizaron para generar el calentamiento fueron de 1500 W cada una y se instalaron en la cavidad que se muestra en la figura 3.5. Para disminuir las pérdidas longitudinales de calor a través de las paredes, se usó como aislante celorón, colocado en los extremos de ésta zona. La pared posterior fue aislada con fibra de vidrio, como se observa en la figura 3.6. Para medir la temperatura se instalaron doce termopares de hierro-constantán calibre 32 colocados estratégicamente y diametralmente opuestos en cada placa con el objeto de medir la temperatura en la pared interior, además uno a la entrada de la sección de calentamiento y otro a la salida de esta zona. En la pared exterior se instalaron tres en cada placa con la finalidad de evaluar las pérdidas de calor hacia el exterior. Los termopares se fijaron a la pared interior con resina epóxica, como se observa en la figura 3.7. Los alambres de los termopares se conectaron a un termómetro multicanal marca YEW tipo 3873 que permitió conocer las temperaturas.

Para evaluar la transferencia de calor se utilizó un método similar al empleado en los trabajos efectuados por Tien y Quan [61], Maeda *et al.* [38], Longmire y Eaton [37], Hishida *et al.* [29] y Obi *et al.* [50], en los que se efectúa un balance global de calor y donde el número de Nusselt queda definido como:

$$Nu = \frac{hL}{k} \quad (3.1)$$

$$h = \frac{q}{(T_0 - T_{mm})} \quad (3.2)$$

$$T_{mm} = T_1 + (Lq/x) / (\dot{m}c + \dot{m}_c c_p) \quad (3.3)$$

donde

T_{mm} , Temperatura media de mezclado, C.

- T_0 , Temperatura a la entrada de la región de calentamiento,
- q , Flujo de calor total agregado al aire, W/m .
- L , Ancho de la placa calefactora, m.
- c , Calor específico del aire, J/kg C.
- c_s , Calor específico de los sólidos, J/Kg C.
- \dot{m} , Gasto másico de aire, kg/s.
- \dot{m}_s , Gasto másico de sólidos, kg/s.
- x , Posición en la que se requiere determinar la temperatura T , m.

3.4 Sistemas de medición y control.

3.4.1. El velocímetro láser-Doppler.

Para la medición de las velocidades medias del fluido, de las partículas y los valores de sus rms, se utilizó un velocímetro láser Doppler dual convencional. La fuente del láser empleado es de tipo He-Ne de 15 mW de potencia y las características del volumen de medición son:

Diámetro del láser en el volumen de medición:

$$d_{nc} = 219.45 \times 10^{-6} m$$

Ancho del volumen de medición:

$$d_{vc} = 220.21 \times 10^{-6} m$$

Longitud del volumen de control:

$$l_{vc} = 2.63 \times 10^{-9} m$$

Número de franjas en el volumen de medición:

$$N_f = 58.0$$

En el apéndice A de este trabajo se presenta un resumen con la teoría básica del velocímetro láser-Doppler.

3.4.2 El sistema de control de flujo.

El flujo de aire en el sistema se controla por medio de dos válvulas y una compuerta, como puede observarse en la figura 3.1. El flujo total que entra al sistema se determina a través de la caída de presión en el orificio de medición (No. 9 de la figura 3.1). De la misma manera, utilizando la caída de presión en la tobera de medición 2 (No. 6 de la figura 3.1), se determina la parte de la corriente total que fluye hacia los canales laterales de la sección de medición.

La caída de presión correspondiente al orificio número 1 se conecta a un transductor de presión, del que se obtiene como salida una corriente eléctrica que varía entre 0 y 20 mA y que es la información requerida por la caja de control de la válvula neumática. En esta caja se utiliza esta señal para mostrar la cantidad de flujo que pasa a través de la válvula y para controlar el posicionador neumático inductivo de la válvula. El ajuste del caudal puede hacerse tanto manual como automáticamente. Para la operación manual basta con posicionar la válvula por medio de la perilla respectiva mostrada en la figura. El ajuste automático se lleva a cabo seleccionando el flujo deseado a través de la rueda designada para este propósito (número 2 de la figura). El tiempo y la amplitud de respuesta del

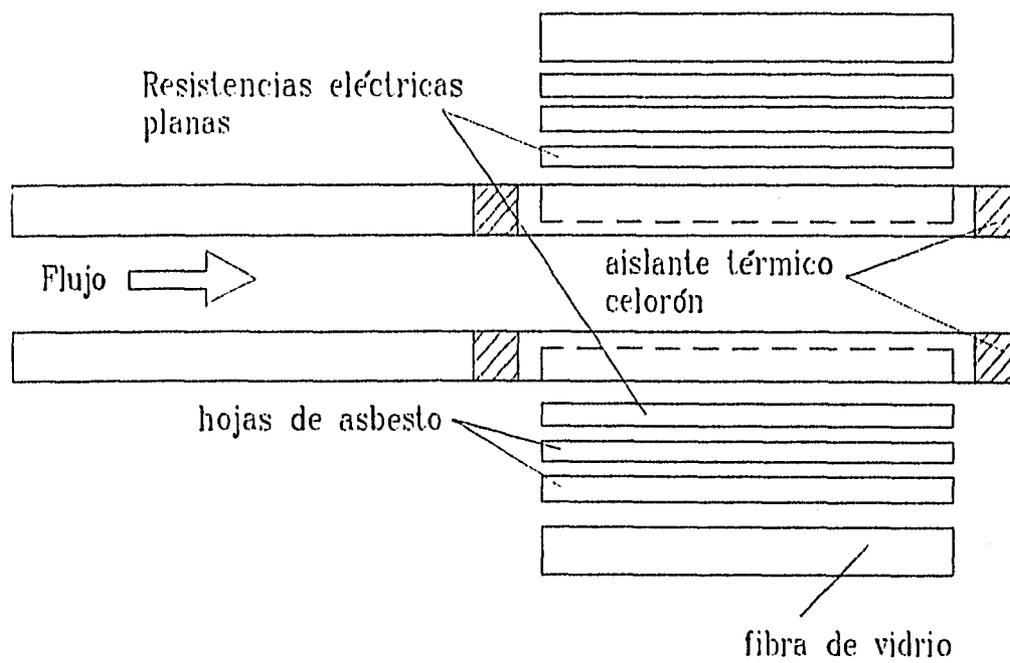


Figura 3.6. Montaje de las resistencias eléctricas.

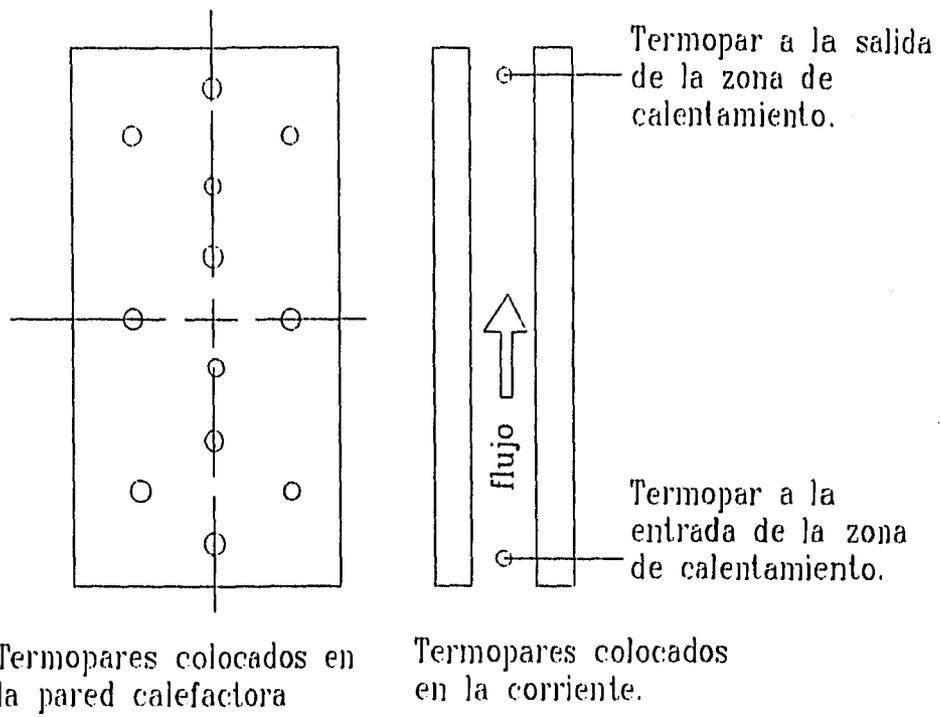
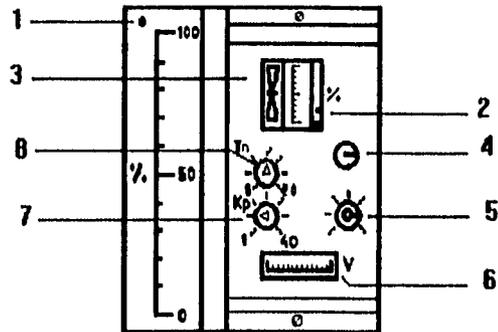


Figura 3.7 . Distribución de termopares a lo largo de la zona de calentamiento.



1. Indicador de flujo
2. Rueda para ajuste automático del flujo
3. Indicador de la desviación (+ - 12 %) sobre el valor ajustado
4. Interruptor para operación manual/automática
5. Perilla para posicionar manualmente la válvula
6. Indicador de posición de la válvula
7. Tornillo para ajuste de la amplitud de respuesta en operación automática
8. Tornillo para ajuste de la constante de tiempo de respuesta en operación automática

Figura 3.8. Parte frontal de la caja de control de la válvula neumática.

sistema de control se deben ajustar para las condiciones de operación preestablecidas, por medio de las perillas señaladas con Kp y Tn respectivamente (Nos. 7 y 8 de la figura 3.8).

La cantidad de flujo que se dirige hacia los canales laterales de la sección de medición puede controlarse por medio de la válvula manual señalada con el número 8 de la figura 3.1.

Para el cálculo del gasto que pasa a través de cualquiera de los dos orificios se utilizan las siguientes relaciones de acuerdo con la norma DIN 1952:

$$V_r = m \alpha_r c A (2/\rho_r p_r)^{0.5} \quad (3.4)$$

O bien para una cantidad de flujo determinada, se debe obtener la siguiente caída de presión en el orificio:

$$p_r = 2(9.90665)(V_r^2 \rho_r) / m^2 \alpha_r^2 c^2 A^2 \quad (3.5)$$

En donde:

$m = 0.50$

relación de apertura.

$\alpha_r = 0.71$

número de flujo (DIN1952, (1948))

$c = 1.00$

número de expansión.

$A = 5.04 \times 10^{-3} m^2$

área de la sección transversal (tubo de 80 mm de diámetro).

$A = 7.86 \times 10^{-3} m^2$

área de la sección transversal (tubo de 100 mm de diámetro).

$V_r =$

flujo de aire en m /s

$\rho_r =$

densidad del aire

$p_r =$

caída de presión en el orificio en mm columna de agua.

3.5 Metodología utilizada en la investigación.

Para medir la velocidad tanto del fluido como de las partículas sólidas se hizo uso del velocímetro láser-Doppler, descrito brevemente en una de las secciones de arriba, con la electrónica adecuada para el procesamiento de las señales (véase apéndice I). La figura 3.9. muestra un diagrama de bloques de los principales componentes que lo constituyen. En ésta se indica que la señal del fotomultiplicador se introduce a un filtro pasabandas (OEI-LD-E-310) con el propósito de obtener las componentes de alta y de baja frecuencia de la señal Doppler. El procesamiento de las señales se realiza por medio de una grabadora de transitorios de la marca IWATSU modelo DM-902 y de una computadora PC Zenit. La grabadora de transitorios se encuentra acoplada a la PC a través de una interfaz paralela modelo IOB-005-a, que permite el acceso directo a la memoria de la PC. La grabadora de transitorios consta de un convertidor analógico-digital extra rápido y de una memoria digital de 8 bit X 2048 palabras. Haciendo uso del registro digital de cada señal, resulta posible la transmisión y procesamiento simultáneos de la información registrada en la memoria; es decir, que cada señal se digitaliza, se graba, se transmite a la memoria activa de la computadora y finalmente se procesa. La grabadora de transitorios Iwatsu es capaz de alcanzar frecuencias de digitalización hasta 100 MHz por canal permitiendo con esto medir flujos a grandes velocidades.

Para la detección de la velocidad del flujo se suministraron en la corriente principal partículas de talco cuyo tamaño es de aproximadamente de entre 4 y 6 μm . Según Durst y Ruck [15] este tipo de trazadores siguen el movimiento del fluido de tal forma que resulta posible medir las propiedades turbulentas del flujo con gran precisión. La fase sólida estuvo constituida de partículas de arena sílica de diámetro medio de 100 μm .

La amplitud de la señal Doppler depende de la potencia del láser empleado; de las propiedades del fotomultiplicador; del tamaño de la partícula; de sus propiedades ópticas y de las del medio que las rodea; de la longitud de onda de la fuente luminosa; del ángulo entre los dos rayos incidentes; y del tamaño, forma y localización de las lentes receptoras. La amplitud depende también de los parámetros que son difíciles de controlar, tales como la suciedad de las ventanas y la trayectoria de la partícula a través del volumen de control.

La visibilidad de las señales Doppler de los trazadores se pueden explicar mediante el modelo de las franjas de Moire que se describe en el apéndice I. En este modelo se establece

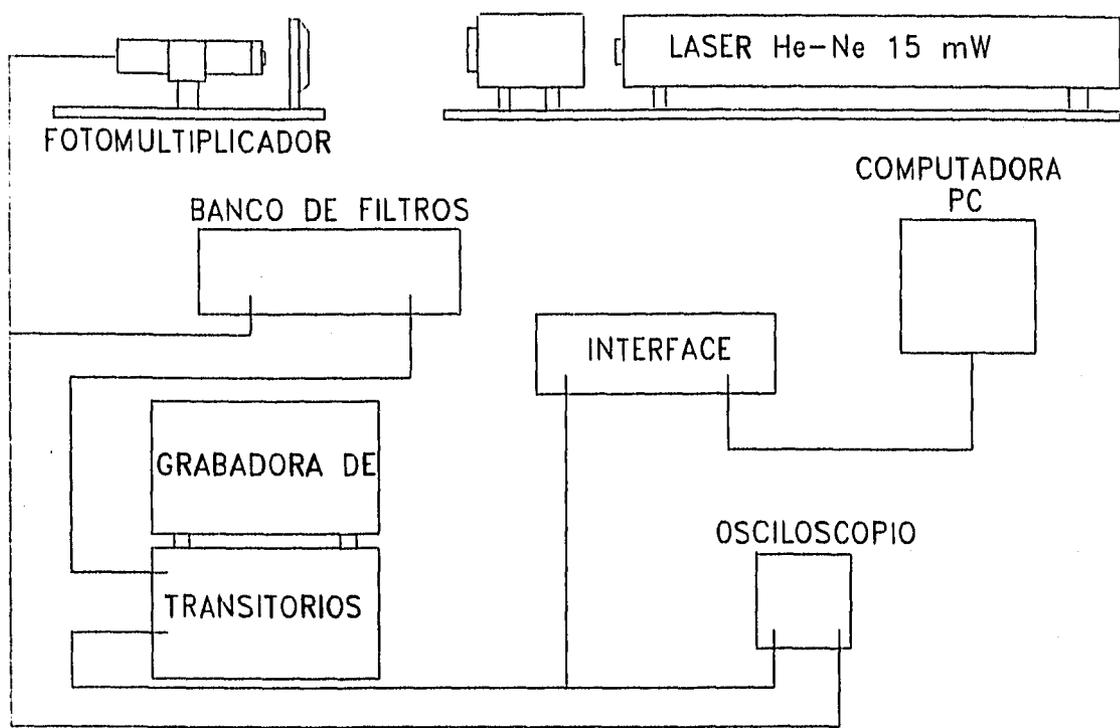


Fig. 3.9. Velocimetro laser Doppler y electronica para el procesamiento de la senal.

la formación de planos de diferente luminosidad como resultado de los efectos constructivos y destructivos que tienen lugar al cruzarse dos ondas luminosas. La representación bidimensional de estos planos son franjas de diferente intensidad como las representadas en la fig. I.8 (apéndice I). Cuando una partícula cuyo diámetro es menor o aproximadamente igual a la distancia de separación entre franjas, cruza perpendicularmente el volumen de control, ésta dispersa luz sólo cuando pasa por las franjas luminosas. Esto da como resultado una señal completamente modulada.

La medición de las velocidades del fluido se llevó a cabo en ausencia de las partículas grandes haciendo uso del velocímetro laser-Doppler. Las velocidades de la fase sólida se determinaron haciendo uso del mismo velocímetro pero se aseguró que las partículas seguidoras no estuvieran presentes en el flujo con la finalidad de que la señal procesada fuera la correcta.

Por otro lado, para la medición de la transferencia de calor, los termopares dentro de la pared interior se colocaron en posición diametralmente opuesta, de tal manera que la temperatura en la pared en una localización determinada fue el promedio de ambas lecturas. Se consideró el calor total generado en las paredes del ducto. Con estos datos fue posible determinar el número de Nusselt a lo largo de la zona de calentamiento, tal como lo obtuvo, Depew y Cramer [9] y Obi *et al.* [51]. Antes de realizar las mediciones de velocidad se dejó funcionando el equipo por un tiempo de 30 a 40 minutos para asegurarse de que se habían alcanzado las condiciones estables. Las mediciones de temperatura se realizaron cuando se alcanzaban las condiciones térmicas estables. Esto se lograba dejando transcurrir una hora después de los 40 minutos.

Error en la medición

Como se mencionó en párrafos anteriores para la medición de la temperatura se utilizó alambres para termopar hierro constantán calibre 32, se considera que este tipo de termopares presentan un 4 % de error en la lectura obtenida.

CAPITULO 4

RESULTADOS EXPERIMENTALES

Uno de los objetivos fundamentales de esta tesis es la obtención de resultados experimentales de la transferencia de calor en un flujo bidimensional de aire con partículas de arena sílica en suspensión, con diámetros medios de 100, 200 y 250 μm . Como segundo objetivo es la determinación de los perfiles de velocidades. Por lo que respecta a la transferencia de calor como antecedentes se encuentran los estudios desarrollados en las referencias [26], [9], [10], [61], [73], [74], [29], [30], [42], [18], [38], [39], [31] y [70]. Como trabajos directos en la medición de velocidades se tienen los estudios llevados a cabo en frío por Manero [42] y Milojevic *et al.* [47], en los cuales el primero utiliza partículas de sílice de 50 μm de diámetro medio y el segundo partículas de 110 μm también de sílice. En el presente trabajo se reportan los perfiles de velocidad en caliente, mismos que no se encuentran reportados en la literatura para geometrías de este tipo.

Con las partículas de 100 μm se llevaron a cabo mediciones de velocidad cuyos resultados se muestran en las figuras siguientes. Con las partículas de 200 y 250 μm , no se efectuaron mediciones de velocidad ya que el tamaño del volumen de medición que depende de la óptica es relativamente pequeño comparado con el tamaño de las partículas de 200 y 250 μm , lo que implica que éstas cubran totalmente el volumen de medición, lo que origina que en el fotomultiplicador no se obtenga la señal Doppler adecuada para la determinación de la velocidad.

En este capítulo se discuten y analizan los resultados experimentales de dos series de experimentos en los cuales se mantuvieron fijos para cada estudio los parámetros de gasto de aire, el flujo de calor en la pared y tipo y tamaño de las partículas. La tabla 4.1 muestra los parámetros utilizados.

Tabla 4.1. Parámetros de flujo, casos de estudio 1 y 2

Descripción	Caso de estudio 1	Caso de estudio 2
No. De Reynolds	12,880	10,837
Flujo volumétrico total (m^3/s)	0.0535	0.0416
Flujo volumétrico en el canal central (m^3/s)	0.0167	0.0166
Flujo volumétrico en el canal lateral (m^3/s)	0.0368	0.025
Velocidad media total (m/s)	8.56	6.66
Velocidad media en el canal central (m/s)	9.57	9.5
Velocidad media en el canal lateral (m/s)	8.17	5.53
Gasto másico de partículas (kg/s)	0.00152 0.0013	0.00152 0.0013

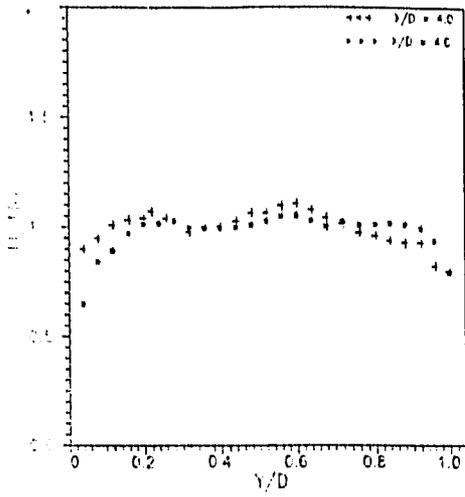
4.1 Medición de flujos sin partículas sólidas

Dado que una parte de la sección de calentamiento fue modificada resultó necesario hacer mediciones para obtener los perfiles de la velocidad en $X/D = 0.0, 4.0, 12.0, 27.0$ y 42.0 en ausencia de partículas sólidas, con la finalidad de obtener información del desarrollo del perfil de velocidades a lo largo del ducto tanto con calentamiento como sin calentamiento. Los 25 puntos que conforman cada perfil fueron tomados a 1 mm. de separación.

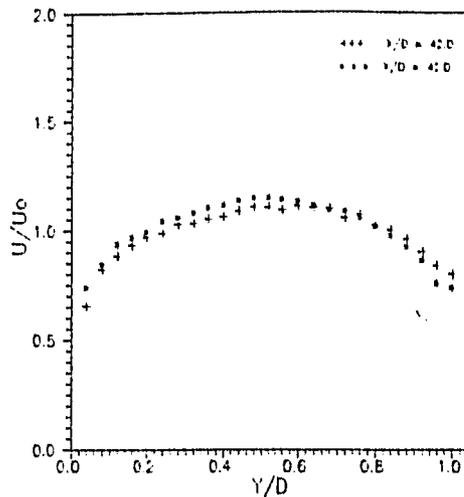
Los resultados de la velocidad media y de los valores rms de la velocidad en la dirección del flujo se presentan en las figuras 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4 para los casos de estudio 1 y 2 respectivamente. En estas figuras el perfil a corresponde a la entrada de la sección de medición $X/D = 0.0$ y el perfil f corresponde a la salida de la sección de medición $X/D = 42.0$.

Los perfiles de velocidades medias y de sus valores rms a la entrada del ducto ($X/D = 0.0$) muestran las características típicas de tres flujos turbulentos desarrollados, resultados muy similares a los obtenidos por Manero [42] y Milojevic [47] para un ducto de igual geometría. Los perfiles de los canales laterales obtenidos para el caso de estudio 2, presentan una región casi plana en el centro, que corresponde a la región de turbulencia desarrollada, aumentando gradualmente desde las líneas centrales de los canales hacia las paredes y disminuyendo los valores rms cerca de la pared.

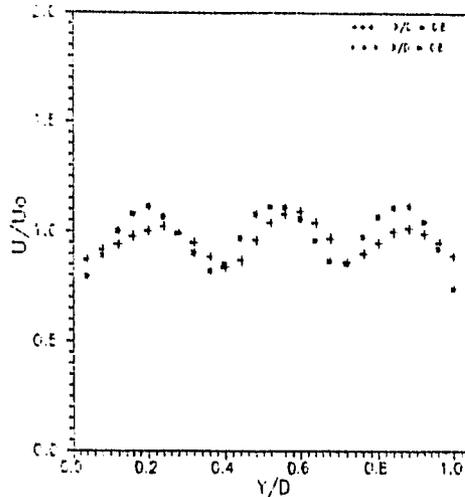
El mezclado de los tres chorros que llegan a la sección de medición y el desarrollo del flujo a lo largo del canal dan como resultado los perfiles de velocidad media cuyas formas se observan en las secciones $X/D = 0.8, 4$ y 12 . En el caso de estudio 1, el perfil $X/D = 12$ indica que el flujo se ha desarrollado completamente en su sección. Sin embargo, el perfil correspondiente para el caso de estudio 2, muestra que aun el flujo no se ha desarrollado. Esto se debe a que en este caso el desarrollo del flujo es más lento, debido a que el mezclado de los chorros es más intenso en virtud a los mayores gradientes de velocidad existentes a la entrada del canal central comparado con las velocidades de los canales laterales a la entrada de la sección de medición. A partir de $X/D = 27$ se observa que los flujos ya son desarrollados en ambos casos. Para estos dos casos se observa como los perfiles de velocidad media con y sin transferencia de calor son muy similares.



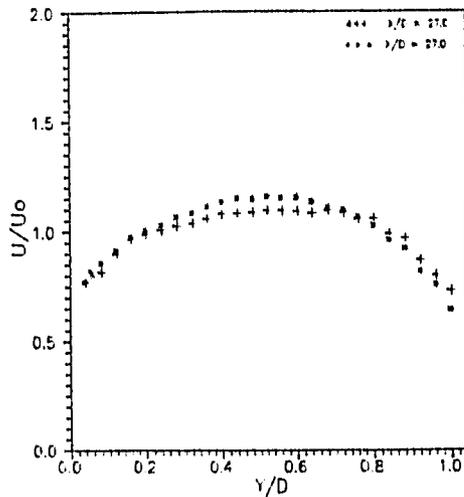
(c)



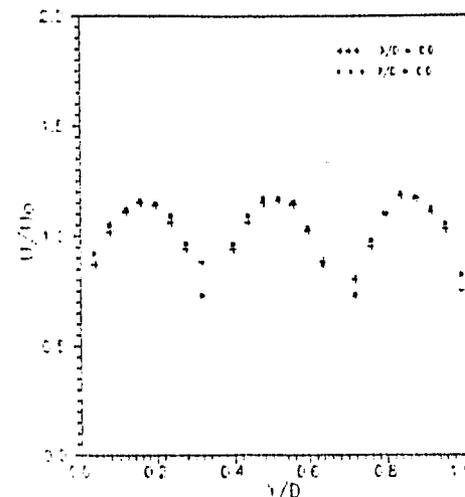
(f)



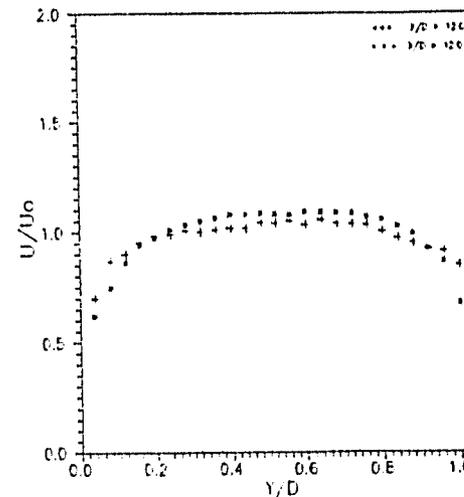
(e)



(e)



(c)



(d)

Fig. 4.1. Perfiles de velocidad del fluido para el caso de estudio I. ++ Con calentamiento.
 ** Sin calentamiento.

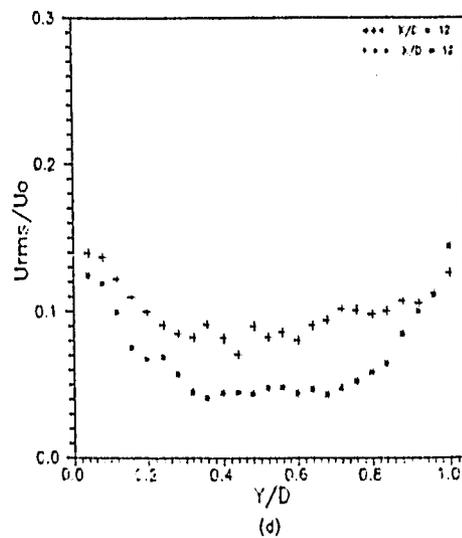
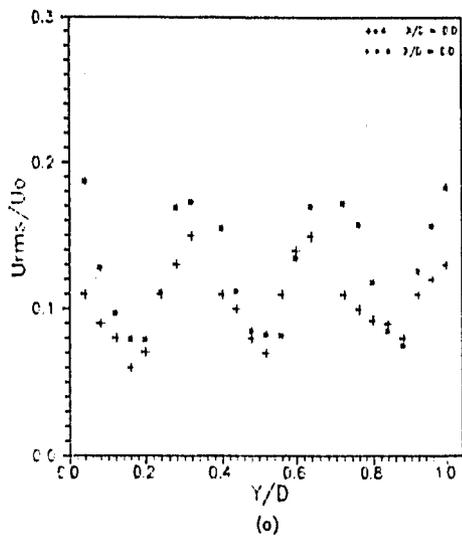
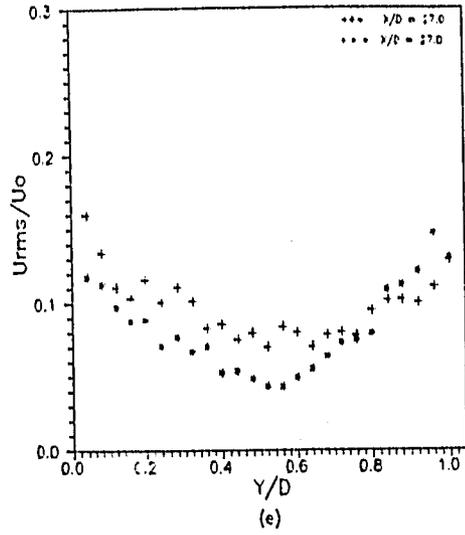
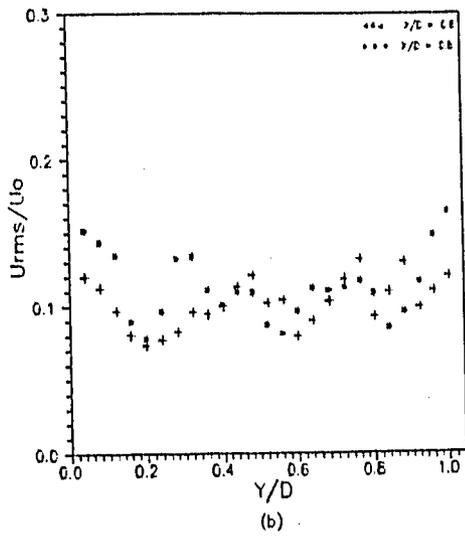
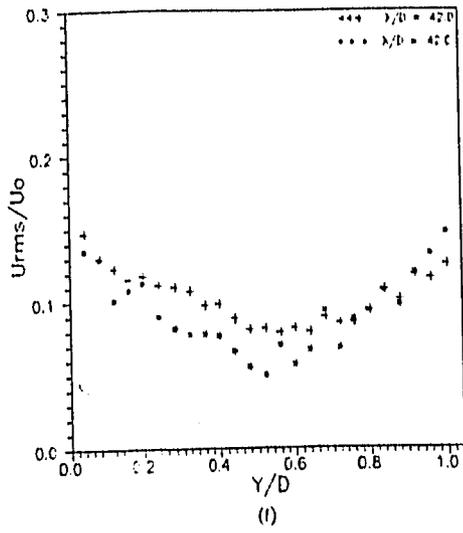
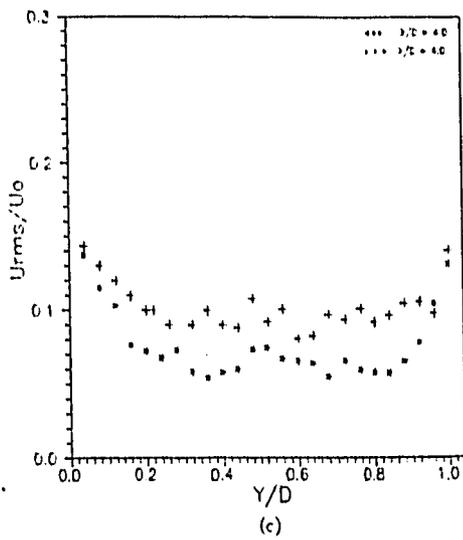


Fig. 4.2. Perfiles de la velocidad rms del fluido para el caso de estudio 1. ++ Con calentamiento.
 ** Sin calentamiento.

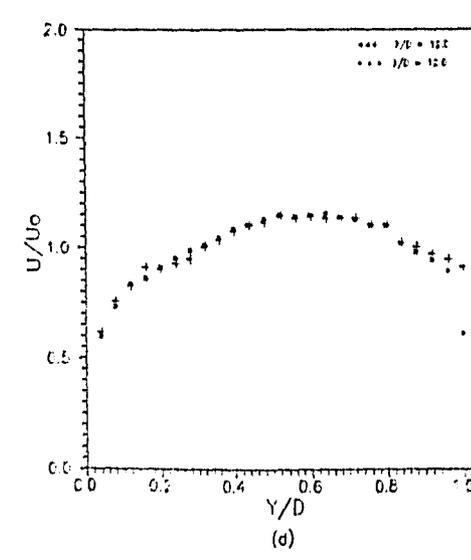
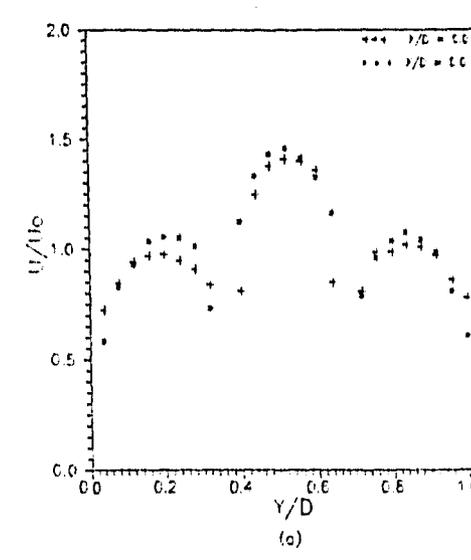
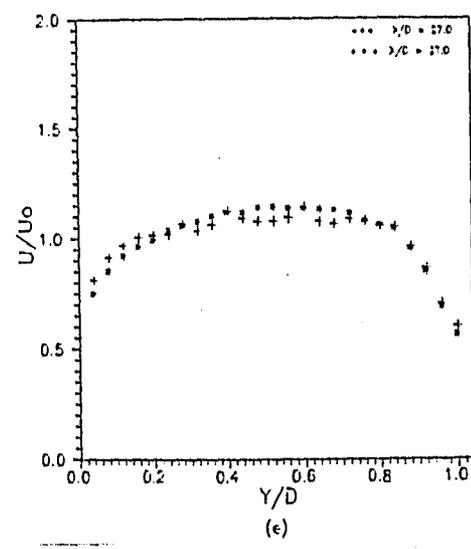
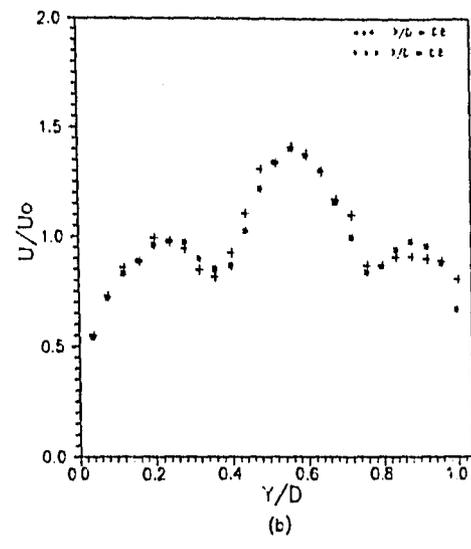
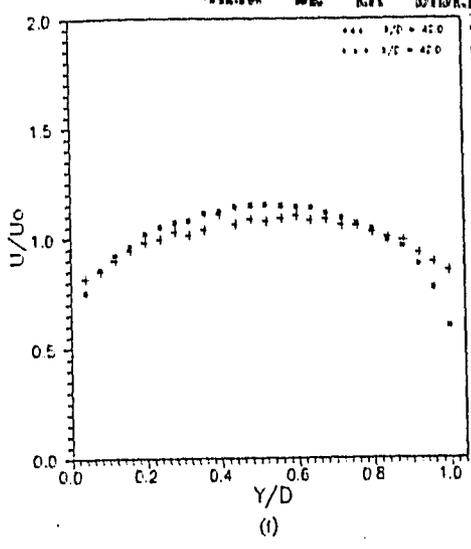
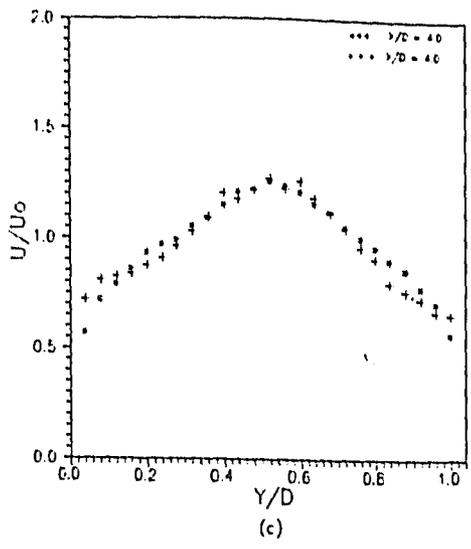


Fig. 4.3. Perfiles de velocidad del fluido para el caso de estudio 2. ++ Con calentamiento.
** Sin calentamiento.

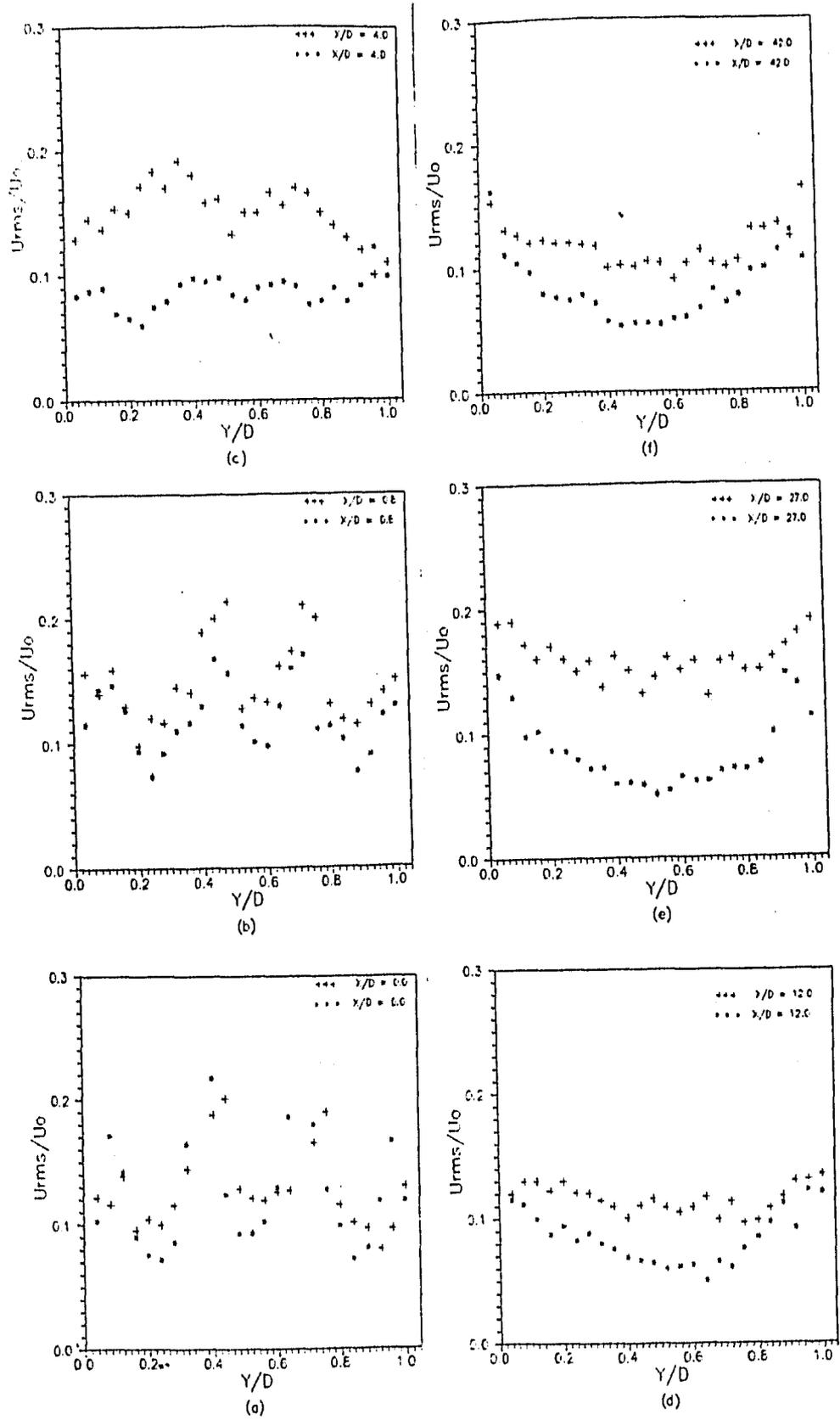


Fig. 4.4. Perfiles de la velocidad rms del fluido para el caso de estudio 2. ++ Con calentamiento. ** Sin calentamiento.

Por otro lado, las figuras 4.2 y 4.4, que corresponden a los casos de estudio 1 y 2 muestran la forma en la que varía la intensidad de turbulencia a lo largo del canal, permitiendo de esta manera obtener información de las regiones en donde el flujo es más turbulento. Al comparar los perfiles de la velocidad sin calentamiento rms con los perfiles con calentamiento, se observa cómo este valor es mayor en donde se tiene la región de calentamiento y que corresponde a los perfiles a, b, c, d, e, f de las figuras 4.2 y 4.4 para los casos 1 y 2 respectivamente. En los perfiles e y f, de las mismas figuras y que se encuentran fuera de la región de calentamiento, se observa cómo el valor rms va descendiendo tendiendo a alcanzar los valores correspondientes para cuando no se tiene calentamiento, con excepción del perfil e de la figura 4.4 en el cual esta tendencia no es tan apreciable, que son muy similares a los obtenidos por Manero [42] y Milojevic [47]. Esta tendencia es más marcada para el caso de estudio 1, debido a que el gas se calienta menos y como consecuencia el cambio en la densidad es menor que para el caso de estudio 2.

4.2. Medición de velocidades de las partículas en suspensión.

Para la medición de la velocidad de las partículas se llevó a cabo asegurándose que el flujo no contuviera partículas seguidoras (partículas de aproximadamente 5 μm de diámetro medio, utilizada para la técnica láser Doppler en la medición del flujo) con el fin de que la señal procesada fuera la que provenía de la partícula sólida de 100 μm .

Las partículas utilizadas fueron de arena sílica de aproximadamente 100 μm de diámetro medio, alimentadas al flujo mediante el dosificador de partículas. Los perfiles de velocidades se muestran en las figuras de la 4.5 a la 4.8, sin calentamiento y de 4.9 a la 4.12, con calentamiento; observándose en éstas que en los perfiles para la velocidad media de las partículas al inicio hay una diferencia muy marcada con respecto a los perfiles de la velocidad media del flujo para ambos casos de estudio. Para el caso de estudio 1, las partículas alcanzan a la velocidad media del flujo, en los últimos perfiles. Sin embargo, para el caso de estudio 2, éstas nunca lo alcanzan; esto se debe seguramente a que la velocidad del flujo al ser menor, su cantidad de movimiento no es suficiente para vencer totalmente la el peso de la partícula y la fuerza de arrastre.

En las mediciones experimentales de flujos con partículas en suspensión efectuadas por Manero [42] y Milojevic [47], se encontró que los valores de la velocidad media del gas no presentan diferencias considerables con respecto a los obtenidos del experimento en una fase y en los valores rms son un poco más alto para las partículas que para el aire en el estudio efectuado por Milijevic [47]. En el presente estudio los valores para la velocidad media de las partículas es ligeramente mayor en los tres perfiles iniciales en el caso de estudio 2, para después alcanzar aproximadamente la velocidad media del fluido. En el caso de estudio 1, este comportamiento también se manifiesta; sin embargo, se observa a las partículas con una velocidad un poco menor que la del aire a lo largo de toda la longitud de medición. Por lo que respecta a los valores de la intensidad turbulenta de las partículas, se encuentran diferencias apreciables.

Por lo que respecta a los perfiles de velocidad media con calentamiento, no reportados en la literatura, para el caso de estudio 1, se observa cómo en las primeras etapas del desarrollo del flujo, perfiles a, b y c de la fig. 4.5 comparados con los perfiles de velocidad sin calentamiento correspondientes a esas mismas localizaciones, fig. 4.9, prácticamente no existe un cambio apreciable. Sin embargo en los últimos perfiles, d, e y f correspondientes a esos mismos figuras, se aprecia que los perfiles de velocidad de las partículas están ligeramente más cercanos a los perfiles de velocidad del gas, es posible que esto se deba a la disminución que experimenta la densidad del gas lo que hace que la fuerza de arrastre disminuya provocando que la partícula aumente su fuerza de inercia y tienda a alcanzar al fluido corriente arriba cuando la mezcla partículas-gas este equilibrada térmicamente.

Para el caso de estudio 2, estas diferencias en los perfiles de la velocidad media son menos marcados, es posible que esto se deba a que al tener menos gasto volumétrico en los canales laterales y al alimentar las partículas mediante el canal central, éstas tarden más tiempo en experimentar el calentamiento desde de las paredes del ducto, por lo que la mezcla partículas-gas tarda más tiempo en enterarse de este efecto. Por otra parte, los perfiles para los valores rms de la velocidad con calentamiento se observa cómo para los dos casos de estudio aumentan ligeramente tanto en los perfiles del gas cómo en los perfiles de las partículas comparados con los perfiles en frío. Destacándose en los primeros tres perfiles con calentamiento, correspondientes a la región en donde se efectúa el calentamiento a través de las paredes, que no se aprecia un cambio sustancial, sin embargo en los últimos tres perfiles, en donde no se tiene calentamiento, las partículas más cercanas a las paredes del ducto tienden a disminuir su valor rms; este efecto se debe a que al perder calor la

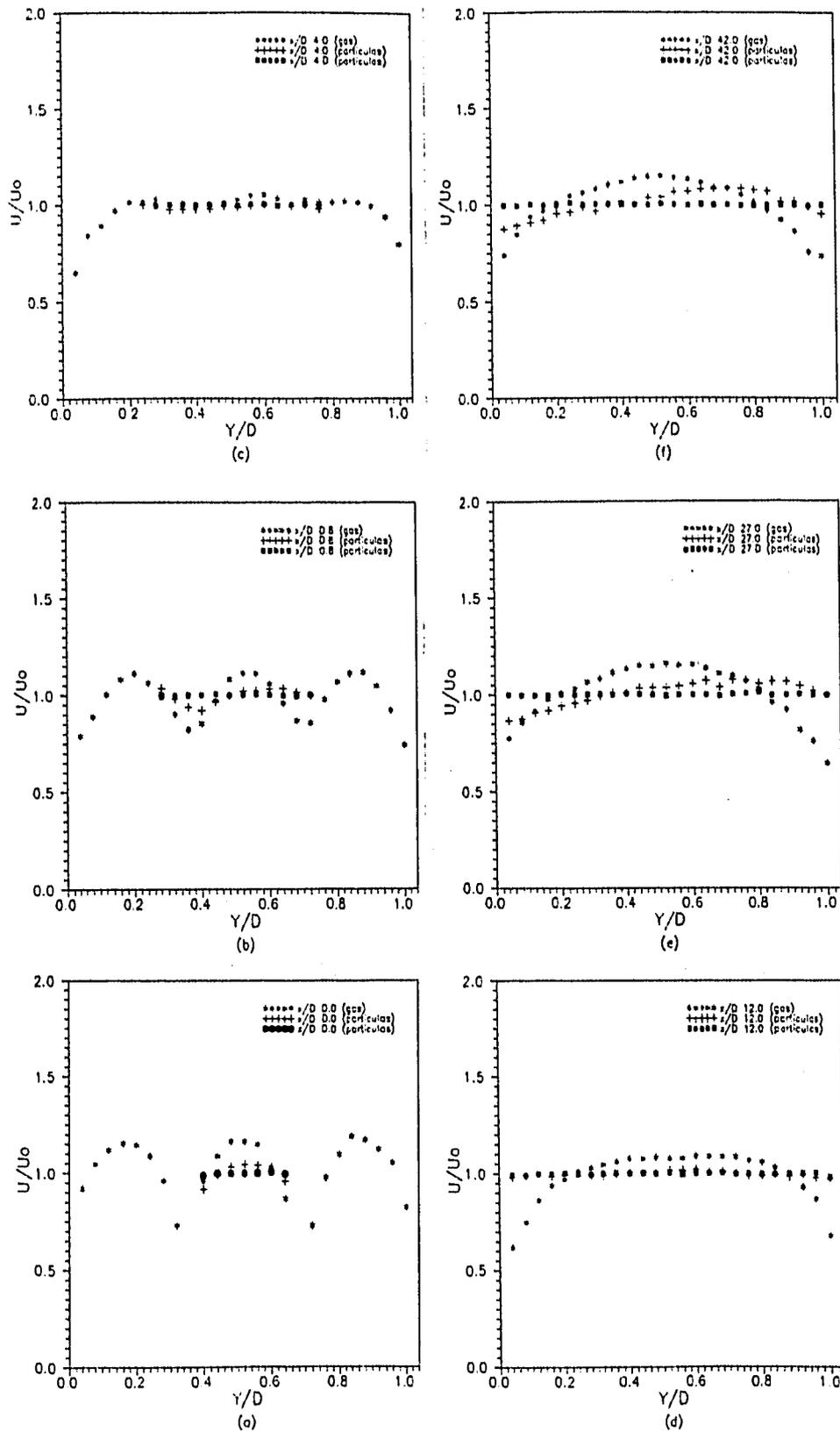


Fig. 4.5. Perfiles de velocidad con partículas en suspensión para el caso de estudio 1 Sin calentamiento. ** Aire, ++ Partículas (0.0013 Kg/s). $\blacksquare \blacksquare$ Partículas (0.0015 kg/s).

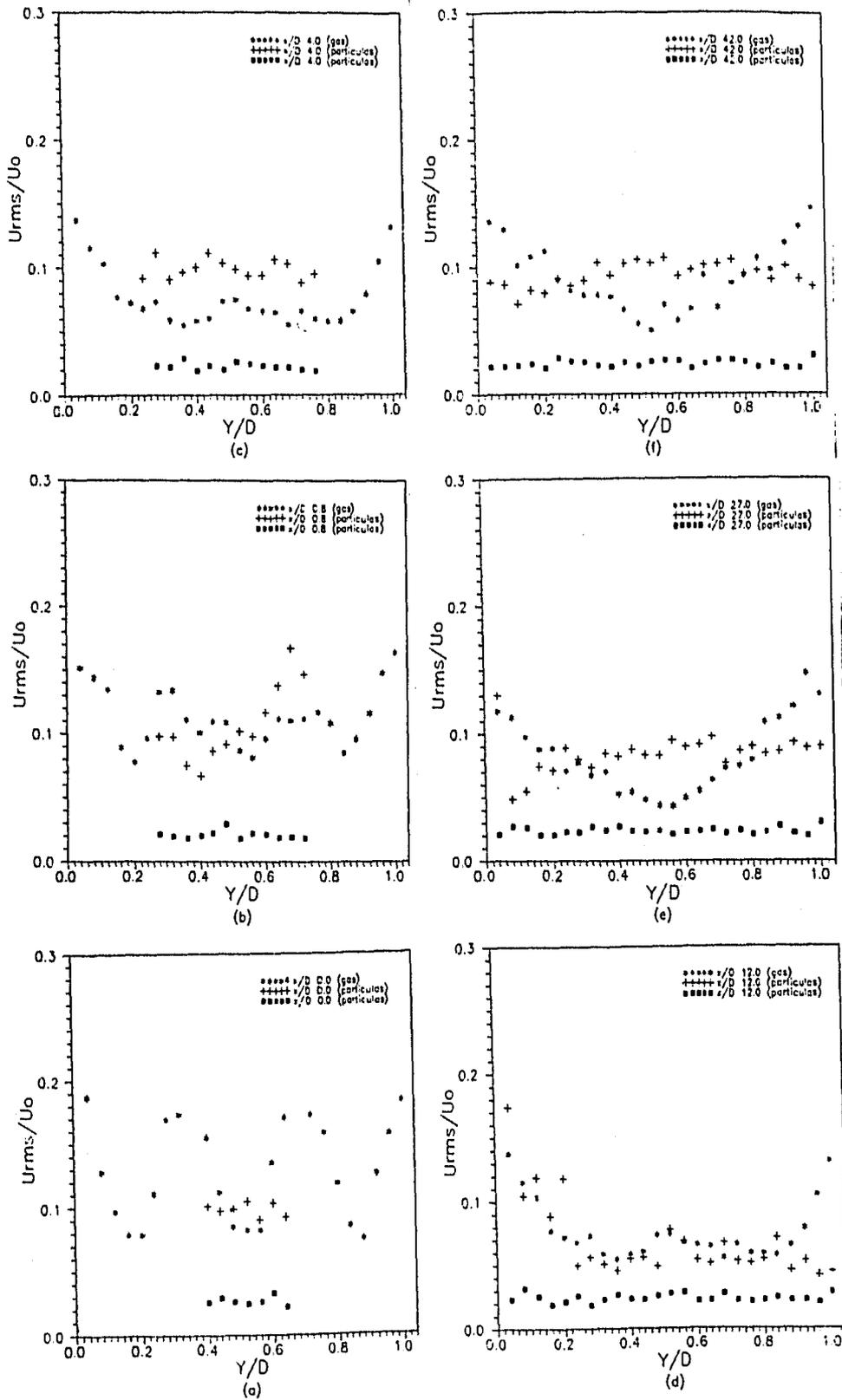


Fig. 4.6. Perfiles rms de la velocidad con partículas en suspensión para el caso de estudio I Sin calentamiento. ** Aire, ++ Partículas (0.0013 Kg/s). ■ ■ Partículas (0.0015 kg/s).

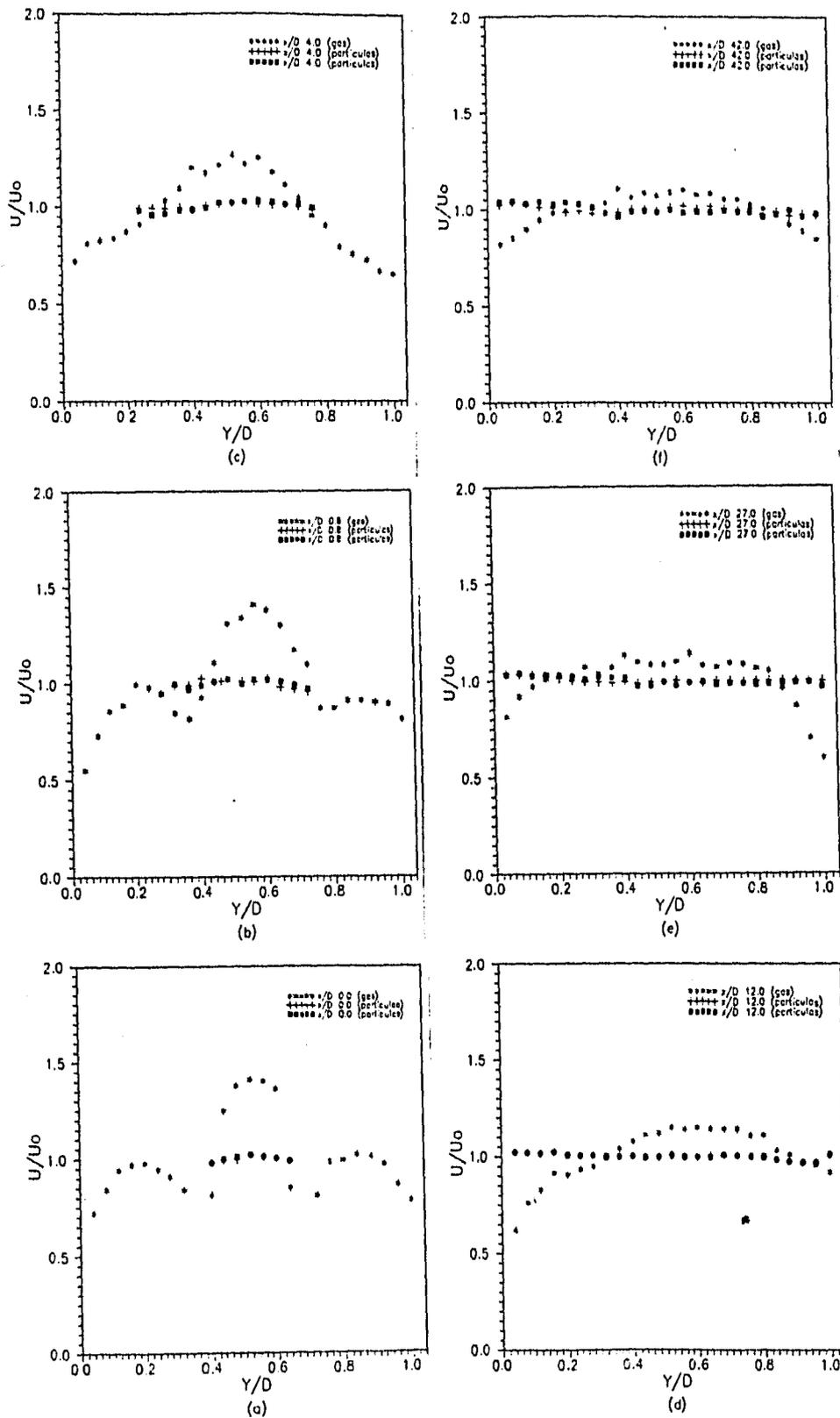


Fig. 4.7. Perfiles de velocidad con partículas en suspensión para el caso de estudio 2
 Sin calentamiento. ** Aire, ++ Partículas (0.0013 Kg/s).
 ■ ■ Partículas (0.0015 kg/s).

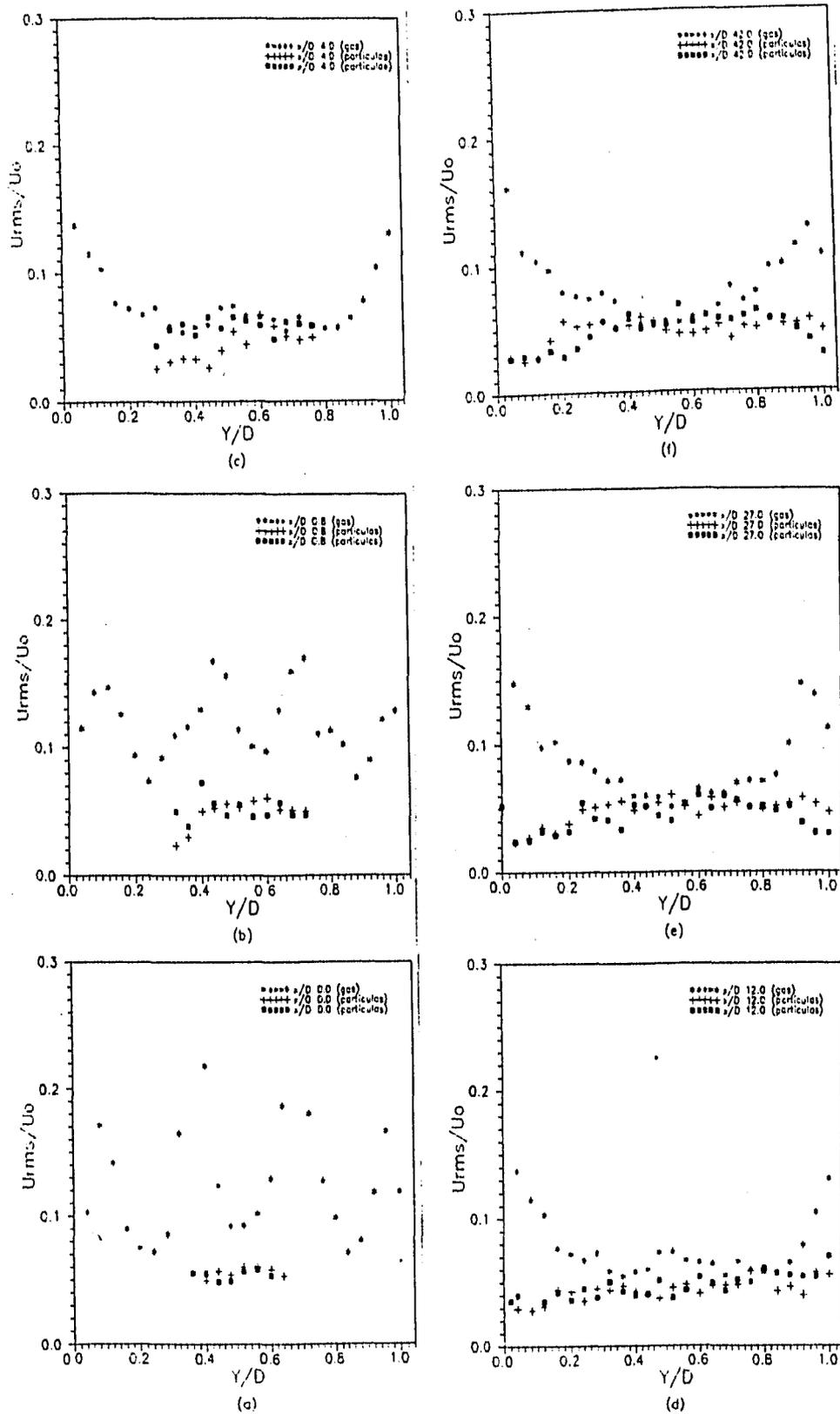


Fig. 4.8. Perfiles rms de la velocidad con partículas en suspensión para el caso de estudio 2 Sin calentamiento. ** Aire, ++ Partículas (0.0013 Kg/s). ■■ Partículas (0.0015 kg/s).

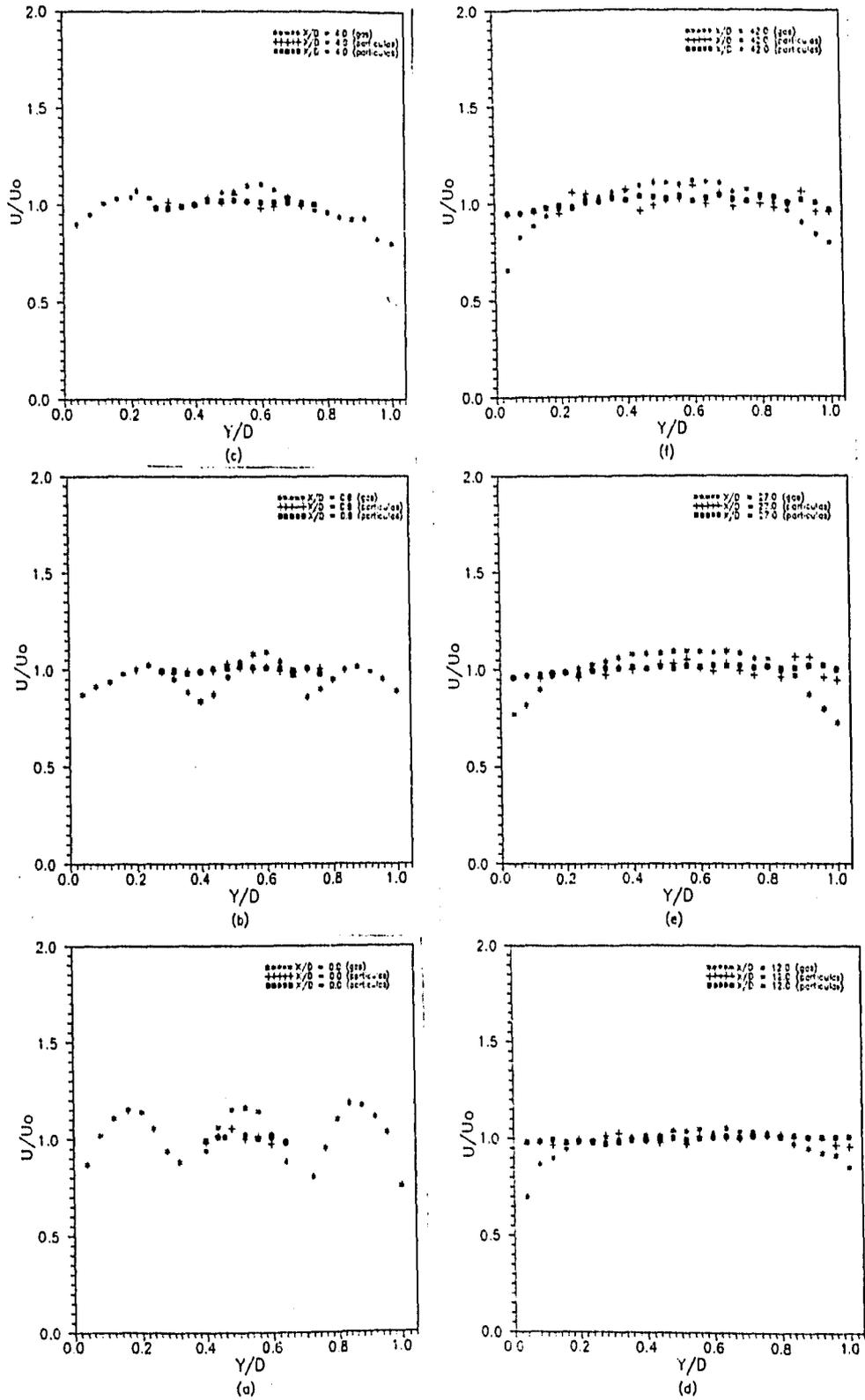


Fig. 4.9. Perfiles de velocidad con partículas en suspensión para el caso de estudio 1
 Con calentamiento. ** Aire, ++ Partículas (0.0013 Kg/s).
 ■■ Partículas (0.0015 kg/s).

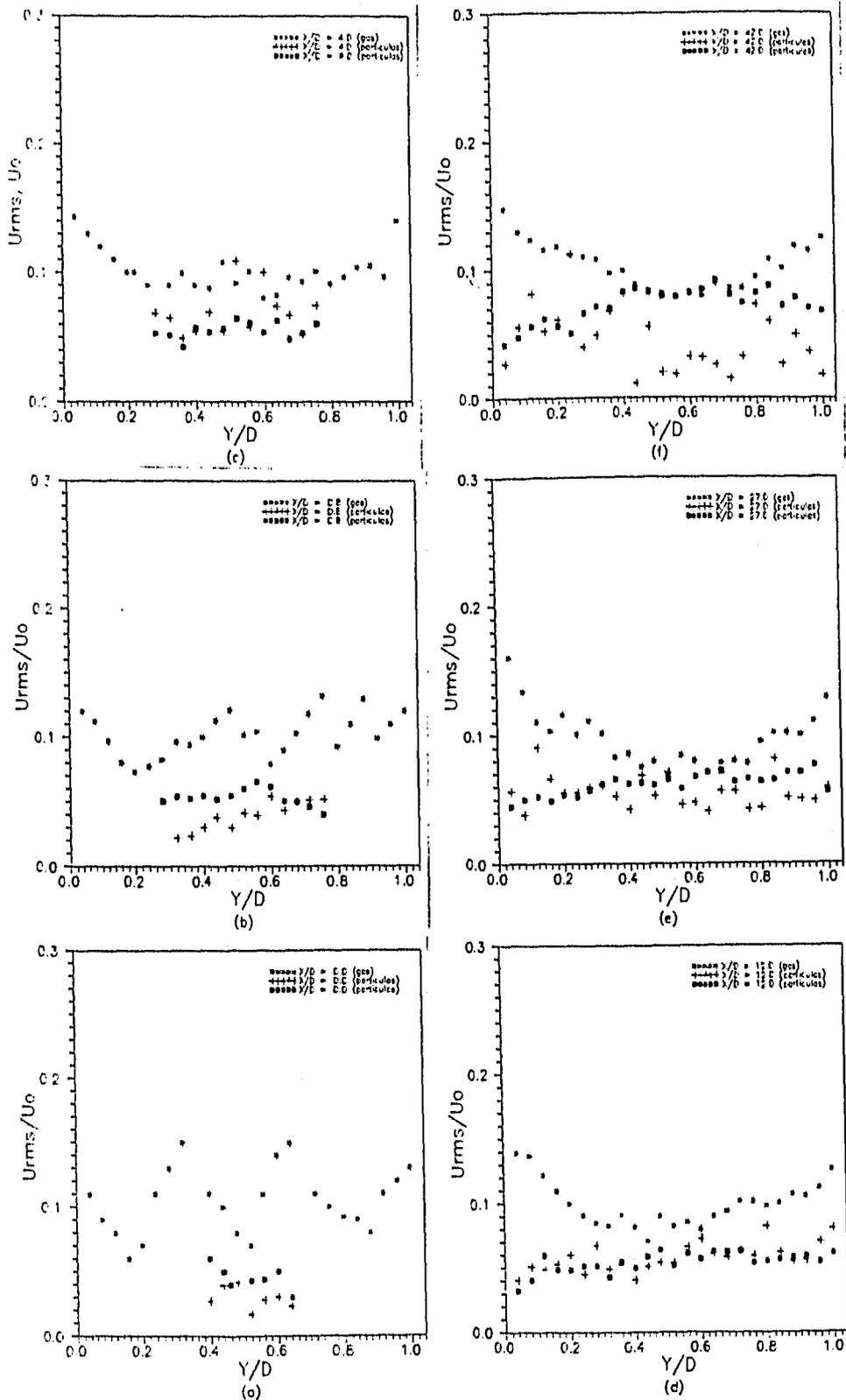


Fig. 4.10. Perfiles de velocidad con partículas en suspensión para el caso de estudio 1
 Con calentamiento. ** Aire, ++ Partículas (0.0013 Kg/s).
 ■ ■ Partículas (0.0015 kg/s).

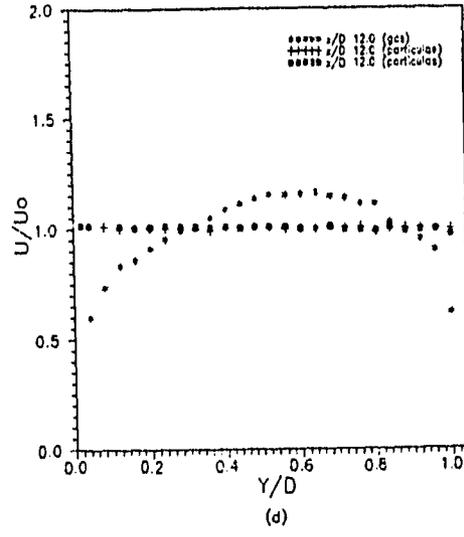
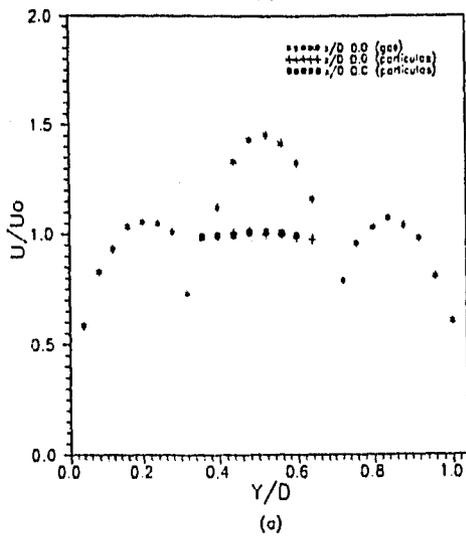
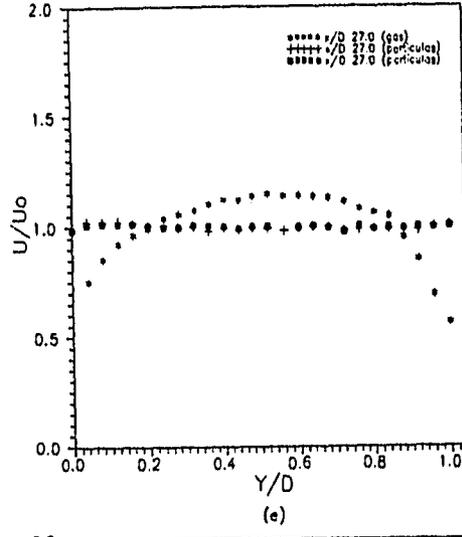
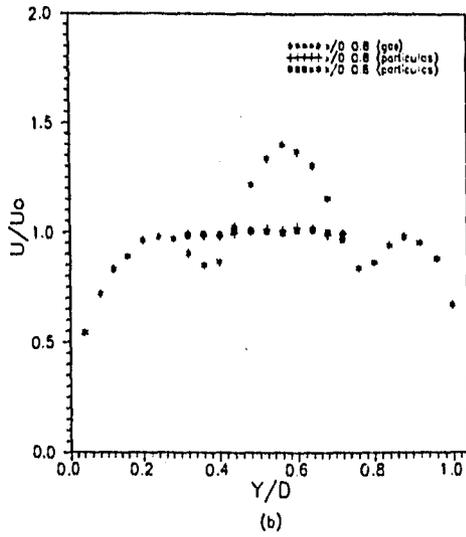
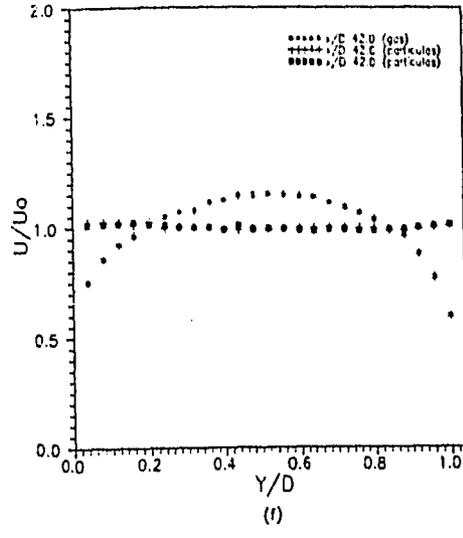
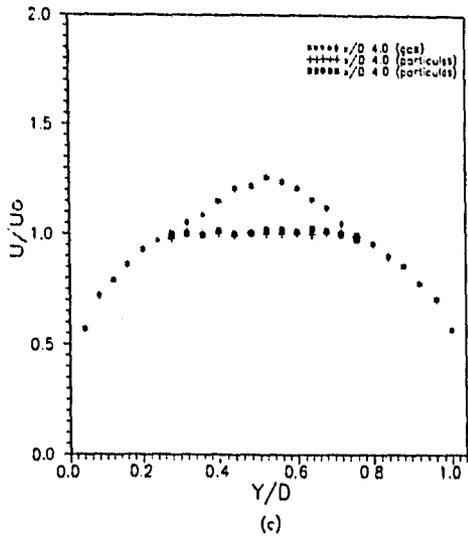


Fig. 4.11. Perfiles de velocidad con partículas en suspensión para el caso de estudio 2. Con calentamiento. ** Aire, ++ Partículas (0.0013 kg/s). ■ ■ Partículas (0.0015 kg/s).

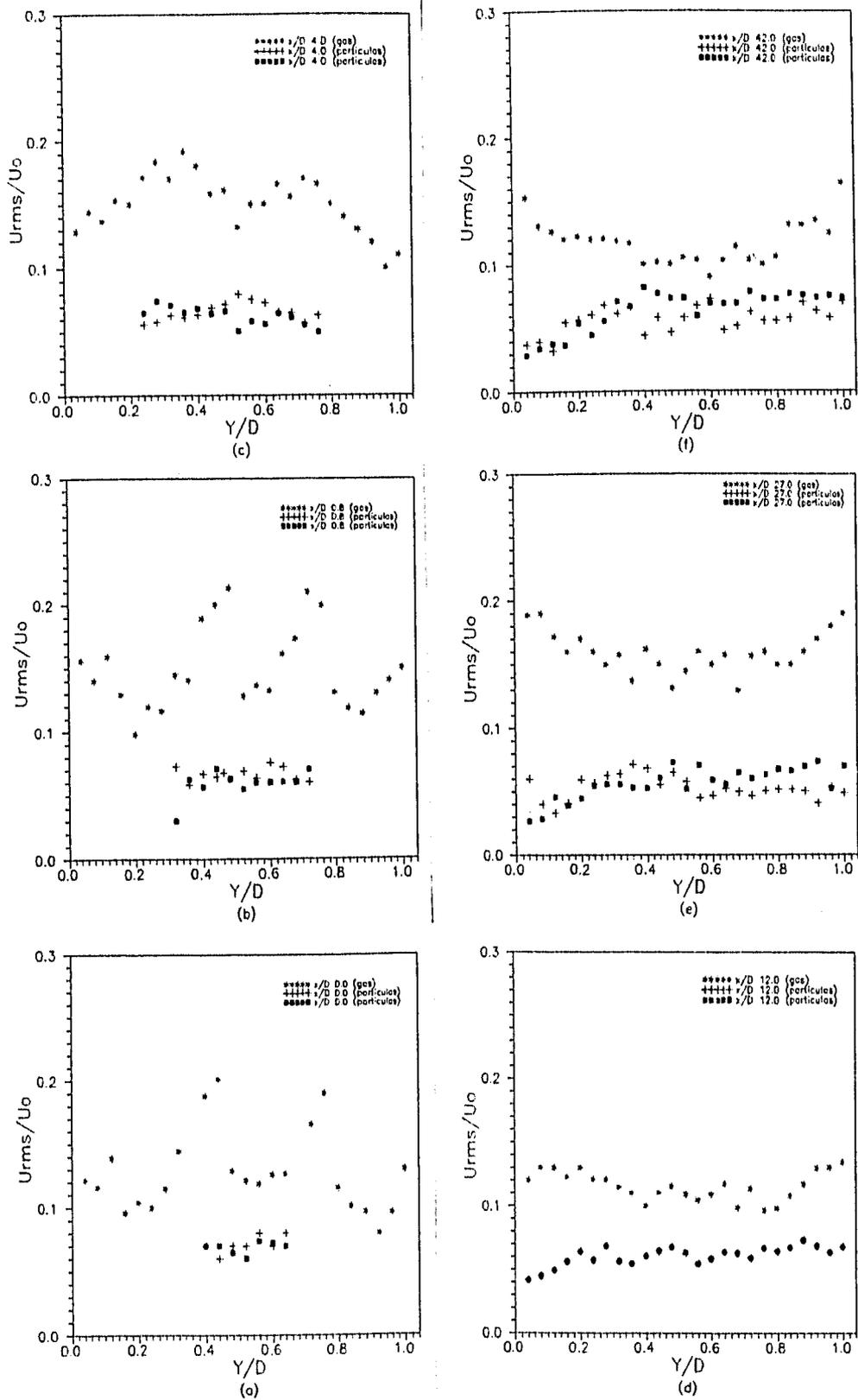


Fig. 4.12. Perfiles rms de la velocidad con partículas en suspensión para el caso de estudio 2. Con calentamiento. ** Aire, ++ Partículas (0.0013 kg/s). ■ ■ Partículas (0.0015 kg/s).

mezcla partículas-aire disminuye la viscosidad del aire lo que provoca que la fuerza de arrastre sea mayor en ésta región haciendo que la velocidad de las partículas cercanas a la pared sea menor.

Mediciones de transferencia de calor

4.3. Mediciones de transferencia de calor para una fase.

En la figura 4.13, se muestran los resultados número de Nusselt (definido como $N_x = h_x D/k$, basado en la anchura del ducto) a lo largo de la región de calentamiento para los casos de estudio 1 y 2, sin partículas en suspensión. Se observa como al inicio, a la entrada de la región de calentamiento, los valores del número de Nusselt son ligeramente mayores que los obtenidos corriente arriba tanto para el caso de estudio 1 como para el caso de estudio 2, después sus valores descienden hasta un valor mínimo para posteriormente volver a ascender primero de una manera brusca y después suavemente; siendo el coeficiente de transferencia de calor global ligeramente mayor para el caso de estudio 1 (véase tabla 4.2).

Además de las observaciones anteriores, se ve que en la localización aproximadamente $x/L = 0.3$ en las curvas se presenta un valor mínimo en el número de Nusselt local, región ($0 < x/D < 0.8$) en la cual se aprecia en los perfiles de velocidad a y b de las figuras 4.2 y 4.4 una intensidad de turbulencia ligeramente más alta que en los otros perfiles para los mismos casos de estudio respectivamente. Como consecuencia de esto se tiene un mejor mezclado, lo que conduce a que se tenga una temperatura de mezclado más alta y de aquí a un coeficiente local de transferencia de calor menor. Este valor mínimo es menor para el caso de estudio 1 que para el caso de estudio 2, lo cual es de esperarse ya que el número de Reynolds y la intensidad de turbulencia son menores, como se indica en el estudio efectuado por Maeda *et al.* [38], que a medida que la turbulencia aumenta también se tiene un incremento en la transferencia de calor

Tabla 4.2. Coeficientes de transferencia de calor globales para los casos de estudio 1 y 2.

Descripción			Coeficientes de transferencia de calor global ($W/m^2 \cdot C$)	
			Caso de estudio 1	Caso de estudio 2
Con partículas en suspensión	Tamaño de partículas (micras)	Gasto de partículas (kg/s)		
	100	0.0013	84.46	73.11
		0.0015	90.6	74.39
	200	0.0013	96.39	98.53
		0.0015	97.28	94
	250	0.0013	94.06	71.06
	0.0015	95.18	71.22	
Sin partículas en suspensión			85.44	82.1

4.4. Mediciones de transferencia de calor con partículas en suspensión.

Para estos experimentos, como ya se mencionó, se utilizaron partículas sólidas de arena sílica de tres tamaños diferentes: de 100 μm , de 200 μm y de 250 μm de diámetro medio y para dos gastos diferentes de las mismas, obteniéndose los resultados que se muestran en las gráficas de las figuras 4.14 a la 4.21. Se nota que para el caso de estudio 1, figuras 4.14 y 4.15, como en la fig. 4.14, donde el gasto de partículas es mayor, prácticamente el tamaño de partículas no influye en el número de Nusselt. Sin embargo para este mismo caso de estudio los números de Nusselt correspondientes a las partículas de 100 y 200 μm son ligeramente mayores que los correspondientes a las partículas de 250 μm , para un gasto de partículas menor, fig. 4.15. Es posible que este efecto se deba al hecho de que al estar presente una cantidad de partículas mayor en el flujo se induce una mayor intensidad de turbulencia en el flujo lo que provoca un mejor mezclado partículas-aire ocasionando un número de Nusselt menor.

Para el caso de estudio 2, (figuras 4.16, 4.17) se observa como las curvas de los números de Nusselt, (figura 4.17) para las partículas de 100 y 250 μm , al inicio están por encima de la de 200 μm , sin embargo, después de este comportamiento evolucionan por debajo de dicha curva. En la figura 4.17, que corresponde a una carga de partículas un poco menor, se observa un comportamiento como el anterior aunque es menos apreciable. Las figuras 4.18 y 4.19, muestran la comparación de la evolución número de Nusselt sin partículas sólidas suspendidas en el flujo y con partículas suspendidas, con dos gastos diferentes de sólidos, para el caso de estudio 1. Se observa al inicio, en la región de entrada de la zona de calentamiento, un valor ligeramente mayor del número de Nusselt para el flujo sin partículas. Sin embargo, después de dicho comportamiento, su valor tiende a ser muy cercano al del flujo con partículas suspendidas. Tal comportamiento es muy parecido para cuando se utilizan los dos gastos de partículas. Con estos resultados, se evalúa el número de Nusselt global de la tabla 4.2 en donde se observa que con las partículas de 200 μm y 250 μm se obtiene un coeficiente de transferencia de calor global mayor que con las partículas de 100 μm , constituyendo hasta un 10 % arriba del valor correspondiente al del flujo sin partículas.

Por lo que respecta al caso de estudio 2, figuras 4.20 y 4.21. Se observa como el número de Nusselt del flujo sin partículas está por debajo de las curvas que corresponden al número de Nusselt las partículas de 100, 200 y 250 μm al iniciar la entrada a la región

de calentamiento, posteriormente llega a un valor mínimo, que corresponde también a un valor mínimo del flujo con partículas, para continuar ascendiendo suavemente hasta un cierto valor correspondiente al de la salida de la zona de calentamiento, observándose como la curva para las partículas de 200 μm esta por encima de la que no contiene partículas y las correspondientes a 100 y 250 μm por debajo. Este comportamiento se manifiesta para los dos gastos de partículas. Para este caso y de acuerdo con la tabla 4.2, se observa que el coeficiente de transferencia de calor global de las partículas de 200 μm está nuevamente por encima de un 10 % con respecto al coeficiente de transferencia de calor global del correspondiente al flujo sin partículas en suspensión. Por otro lado, los coeficientes de transferencia de calor globales correspondientes a las partículas de 100 y 250 μm son menores hasta un 10 % con respecto al valor del coeficiente de transferencia de calor global del flujo sin partículas. Para cuando las partículas están presentes en el flujo, se observa nuevamente, como al inicio de la región de calentamiento, en los primeros centímetros del desarrollo, se presenta un valor mínimo en el número de Nusselt, siendo este valor mínimo casi igual para el caso de estudio 1, con las partículas de 100 y 200 μm (figuras 4.18 y 4.19). Para este mismo caso (caso 2), con las partículas de 250 μm dicho valor se presenta de una forma mas suave comparado con los otros dos tamaños de partículas. Sin embargo, este valor mínimo para los tres tamaños de partículas es ligeramente menos pronunciado que para cuando las partículas están ausentes en el flujo. Obteniéndose además, un comportamiento más suave en el número de Nusselt local presentándose situaciones, incluso, donde dicho valor es más alto. El caso de estudio 2 presenta el mismo comportamiento que para el caso de estudio 1. Destacando nuevamente que el valor mínimo del coeficiente de transferencia de calor se presenta en el mismo punto (aproximadamente $X/L = 0.3$) que el caso 1, siendo el número de Nusselt local mayor para las partículas de 250 μm .

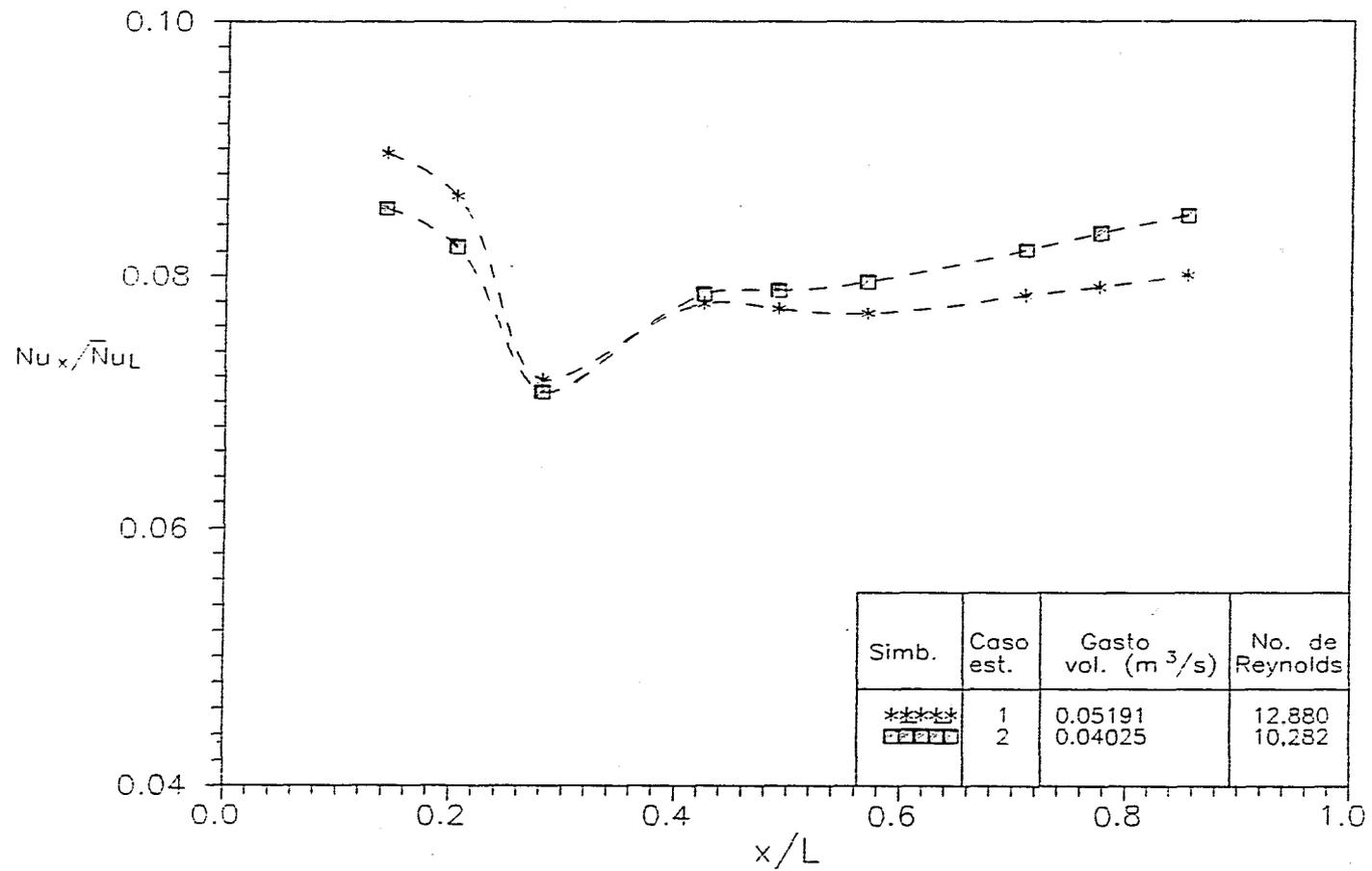


Figura 4.13. Evolucion del numero de Nusselt a lo largo de la zona de calentamiento sin particulas en suspension.

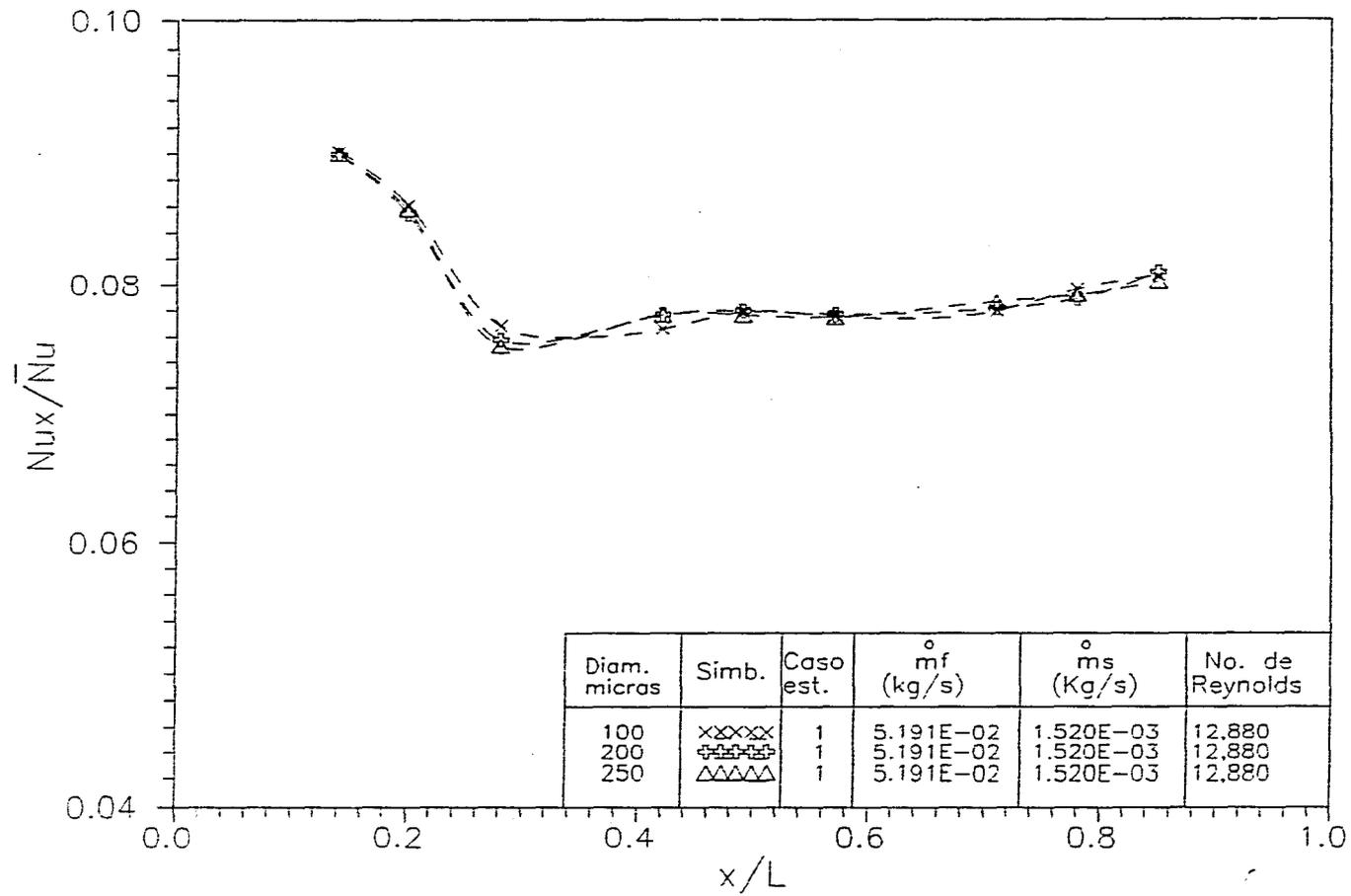


Figura 4.14. Evolucion a lo largo de la zona de calentamiento de numero de Nusselt con particulas solidas suspendidas para el caso de estudio 1.

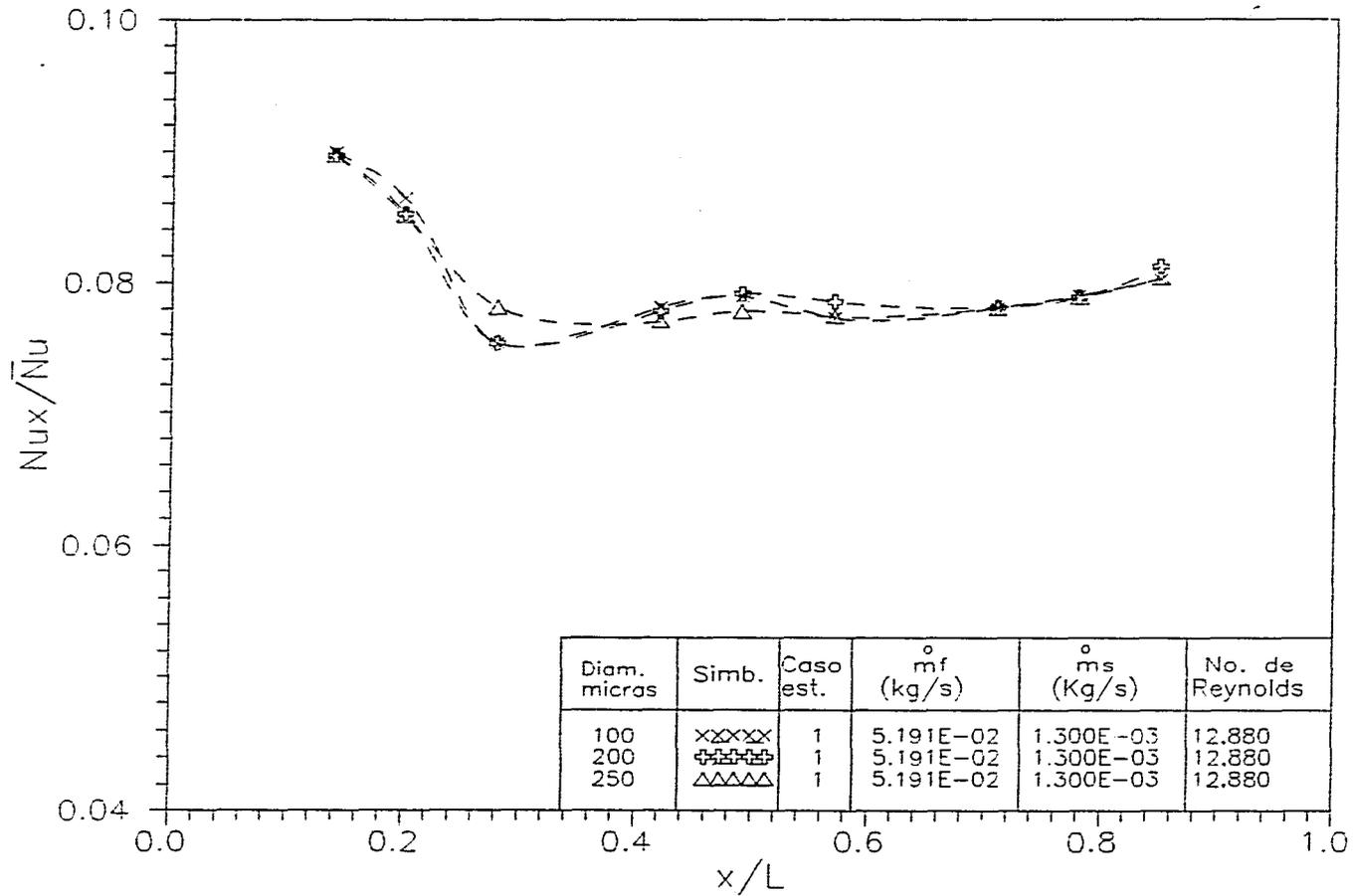


Figura 4.15. Evolucion a lo largo de la zona de calentamiento del numero de Nusselt con particulas solidas suspendidas para el caso de estudio 1.

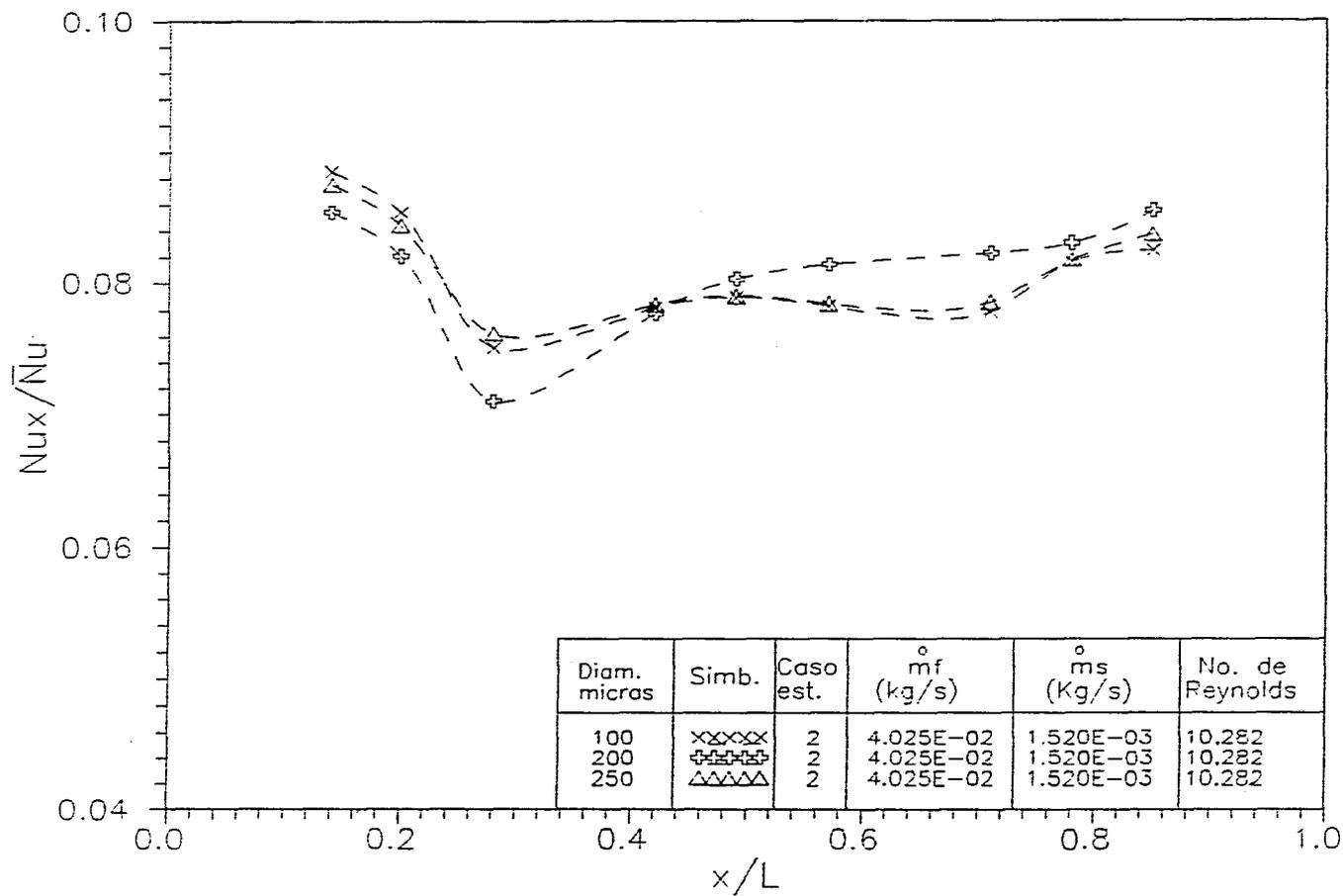


Figura 4.16. Evolucion a lo largo de la zona de calentamiento del numero de Nusselt con particulas solidas suspendidas para el caso de estudio 2.

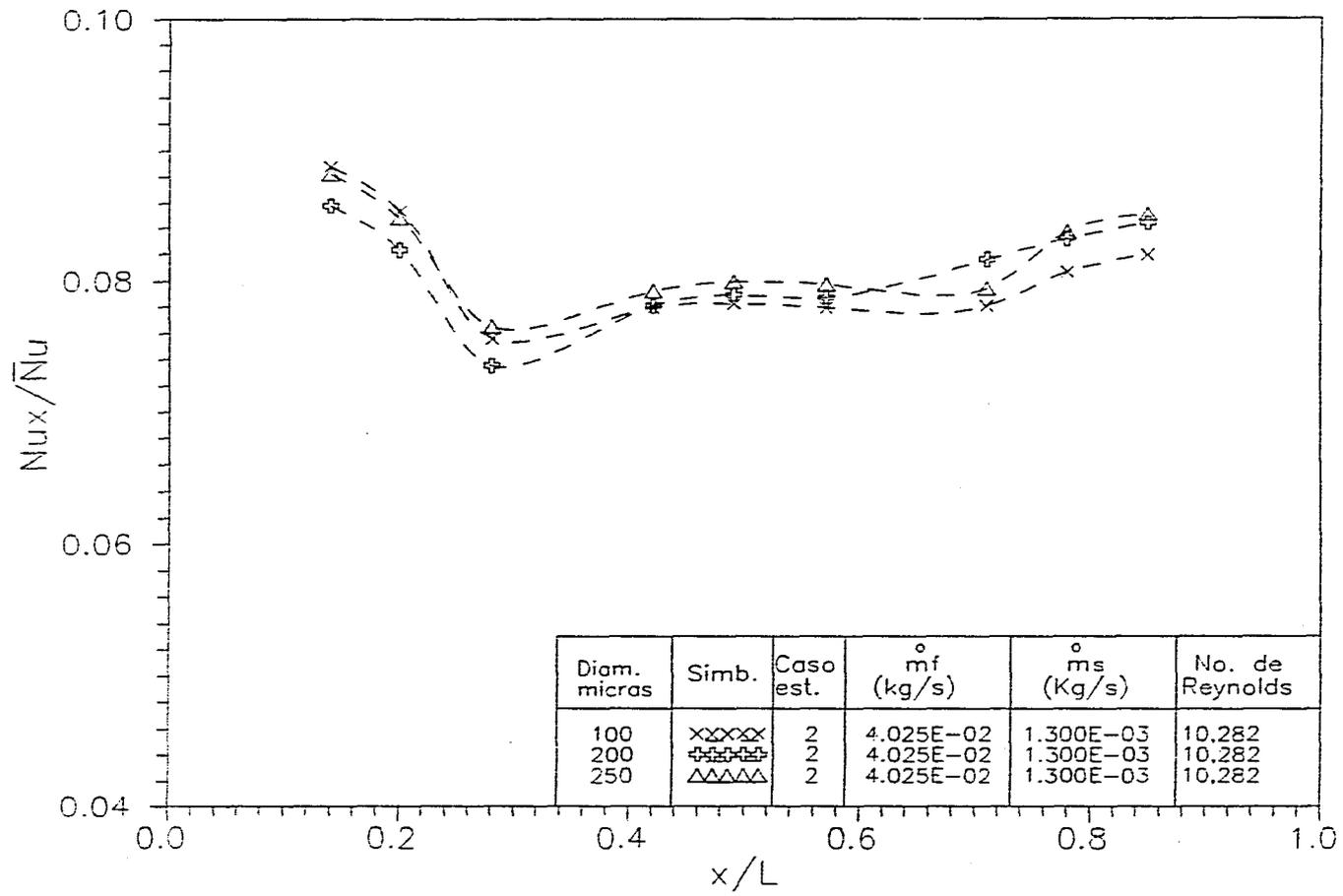


Figura 4.17. Evolucion a lo largo de la zona de calentamiento del numero de Nusselt con particulas solidas suspendidas para el caso de estudio 2.

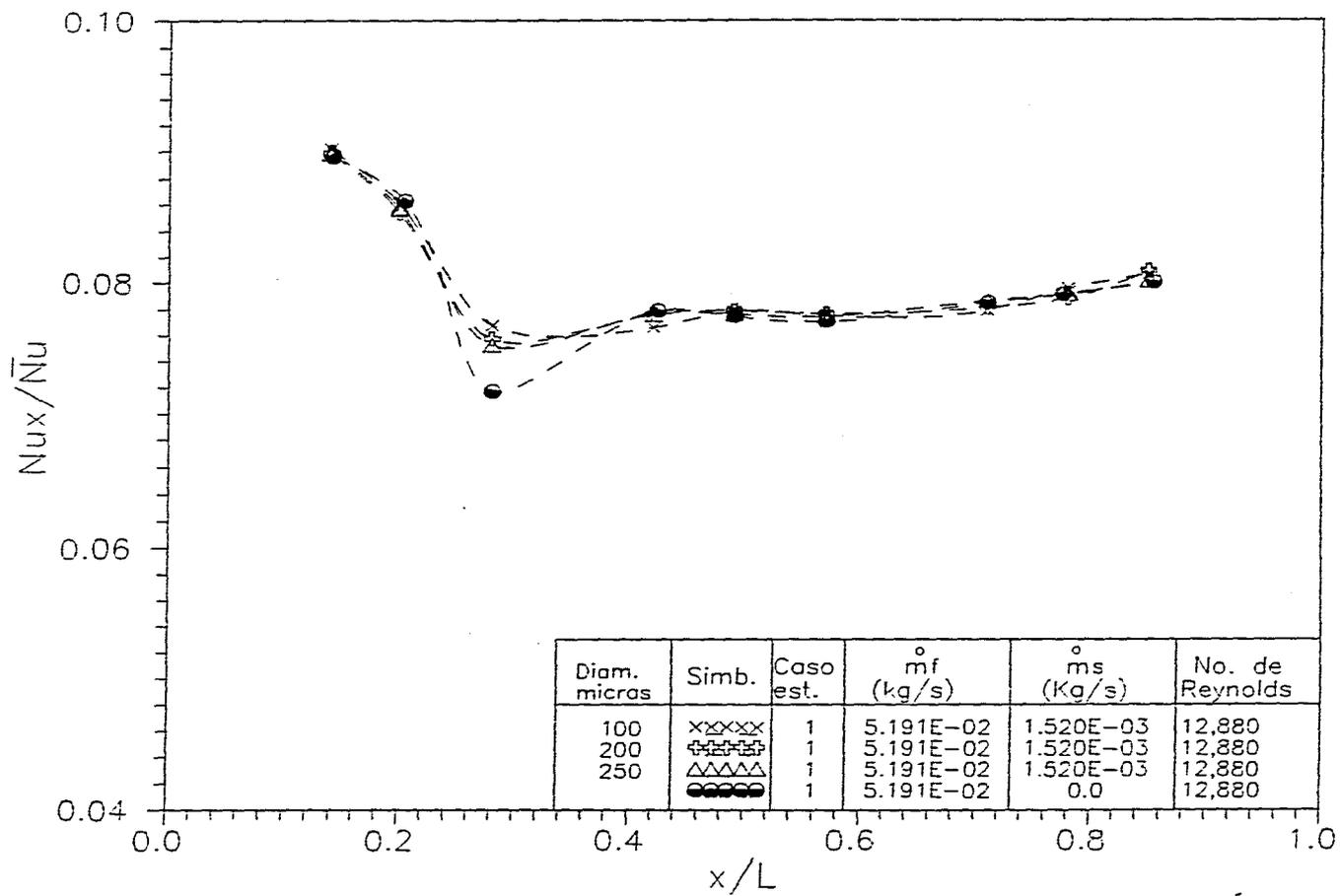


Figura 4.18. Comparacion del numero de Nusselt con y sin particulas en suspension para el caso de de estudio 1.

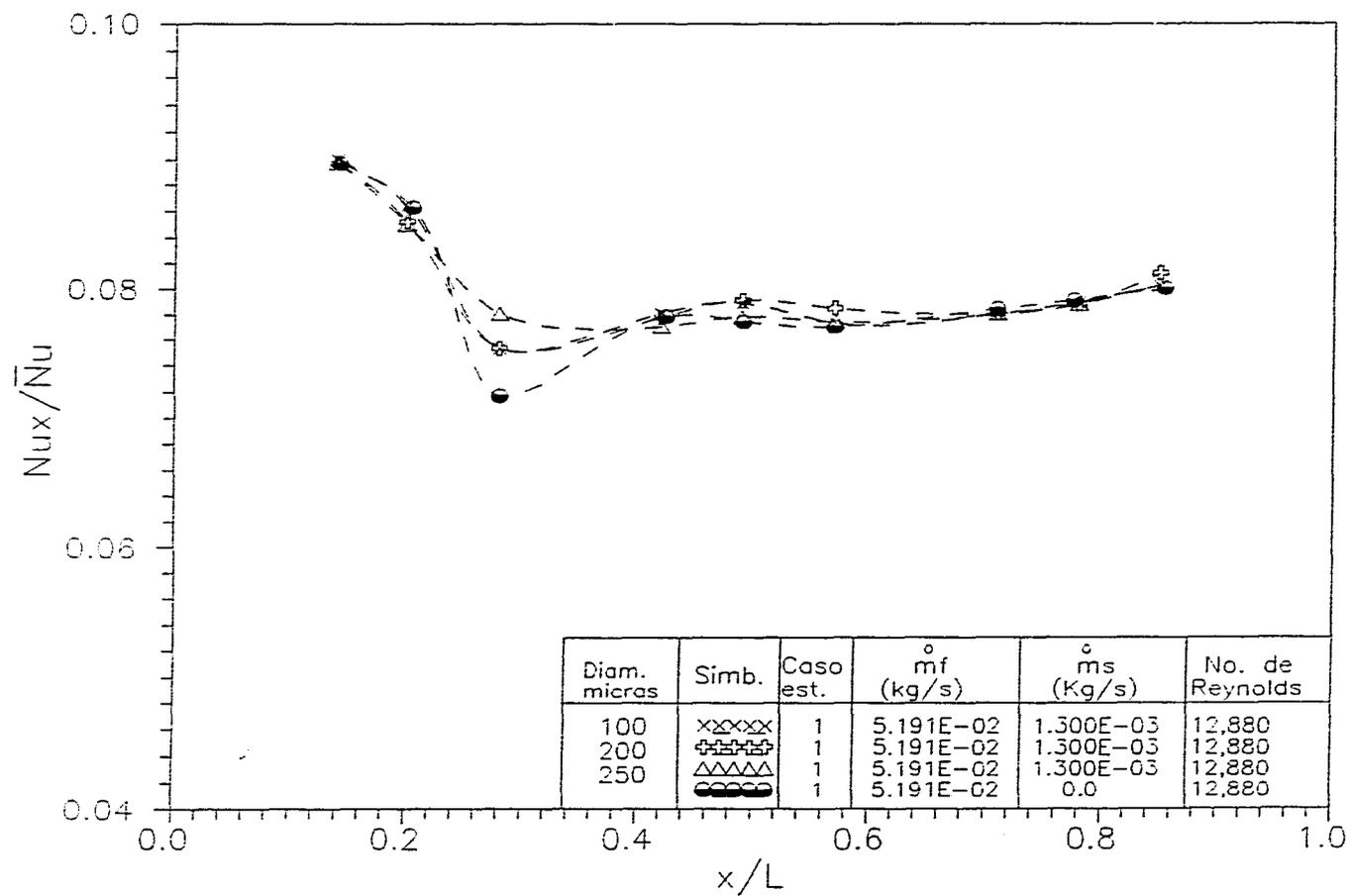


Figura 4.19. Comparación del número de Nusselt con y sin partículas en suspensión para el caso de estudio 1.

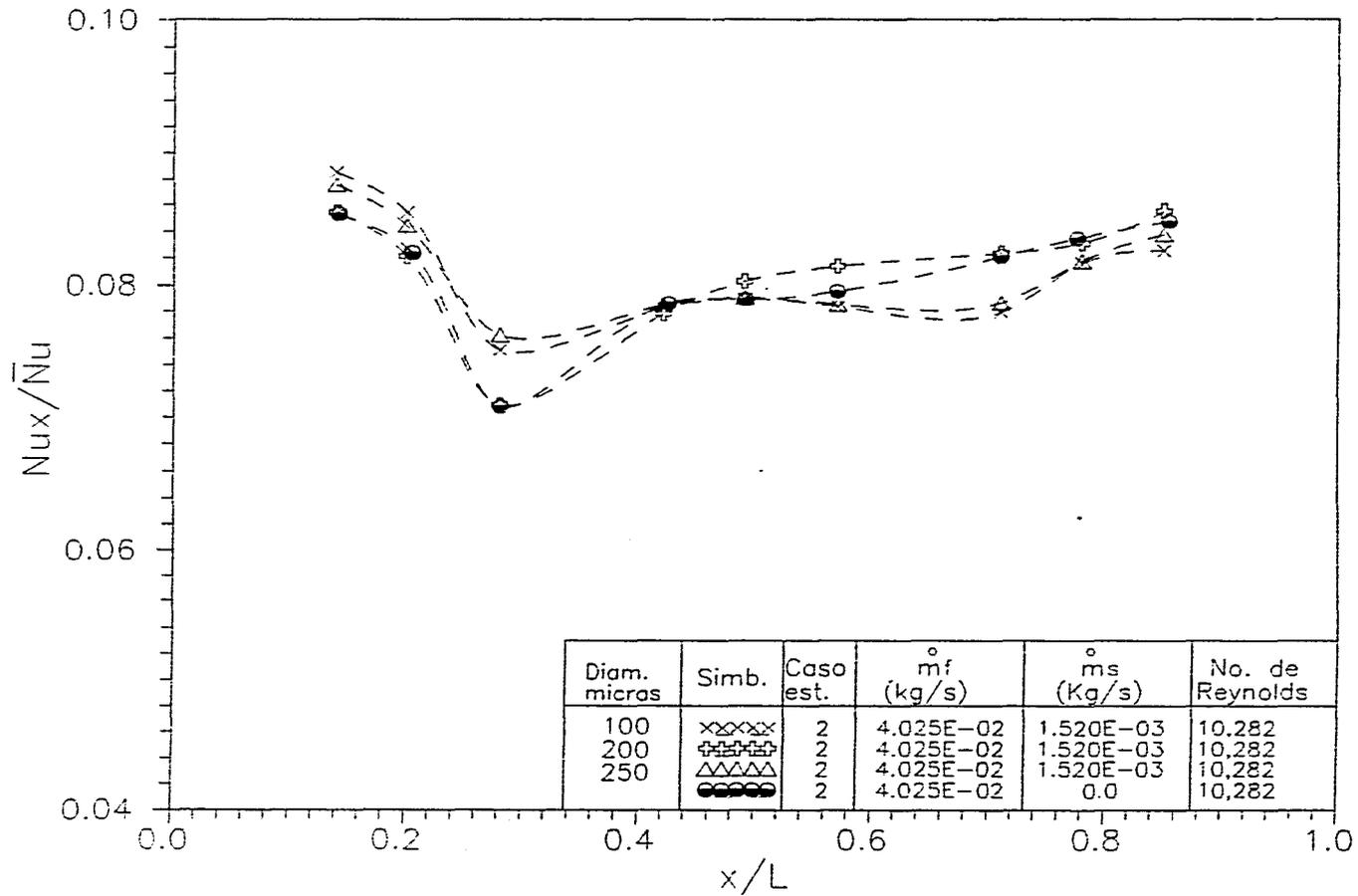


Figura 4.20. Comparación del número de Nusselt con y sin partículas en suspensión para el caso de estudio 2.

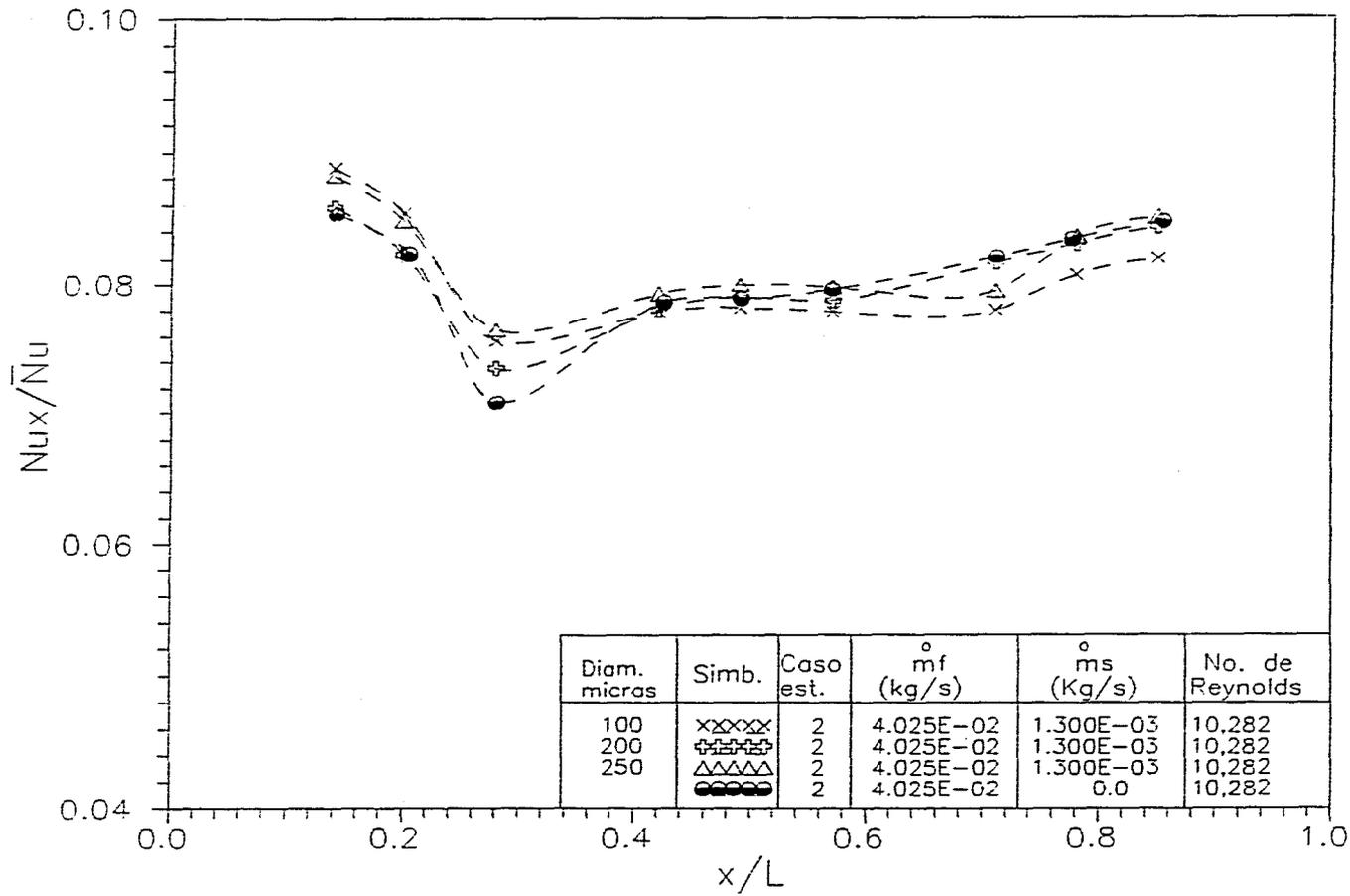


Figura 4.21. Comparacion del numero de Nusselt con y sin particulas solidas en suspension para el caso de estudio 2.

CAPITULO 5

INTERPRETACION DE RESULTADOS

En este capítulo se interpretan los resultados obtenidos y se comparan con los que se reportan en la literatura.

5.1 Flujo sin partículas en suspensión

Para caracterizar el campo de flujo se consideró conveniente efectuar dos series de experimentos sin partículas sólidas en suspensión, bajo las mismas condiciones a la entrada del canal que para los experimentos con sólidos. Con esta base es posible entender el tipo de flujo al que se someten las partículas.

A la entrada de la sección de prueba, en $X/D = 0.0$, se tienen en ambos casos de estudio tres chorros independientes que presentan cualitativamente las características de flujos desarrollados y sus perfiles son similares a los que obtuvo Manero [41] en ducto de igual geometría.

En los primeros milímetros del desarrollo del flujo de $X/D = 0.0$ hasta $X/D = 0.8$, inicia el mezclado de los tres chorros; debido a este efecto de mezclado se induce a un aumento en sensible en la intensidad turbulenta.

La longitud entre $X/D = 0.8$ y $X/D = 12.0$ se caracteriza por un relajamiento de la intensidad turbulenta que se refleja en una disminución promedio de los valores rms de la velocidad. El desarrollo del flujo concluye entre las secciones $X/D = 12.0$ y $X/D = 27.0$. Se presentan las siguientes diferencias entre un caso y otro:

Para el caso de estudio 1, se observa que la intensidad turbulenta desde el inicio va disminuyendo hasta alcanzar un valor mínimo aproximadamente en $X/D = 12.0$, para

después tender, aproximadamente, a una valor constante. En los perfiles de la velocidad media aparentemente no se presentan cambios significativos.

En el caso de estudio 2, la intensidad de turbulencia desde el inicio continúa una disminución gradual, hasta alcanzar aproximadamente un valor constante, en $X/D = 27.0$. Los perfiles de la velocidad media al igual que para el caso de estudio 1 no presentan variaciones significativas, salvo en forma. Esto se debe a que el gradiente mayor de velocidades provoca un mezclado más intenso que experimenta el flujo en los primeros milímetros del ducto tarda más tiempo en relajarse abarcando la longitud total del desarrollo. A partir de $X/D = 32.0$ los flujos son desarrollados y los perfiles son similares a los que obtiene Manero [41].

Al comparar los perfiles de velocidades en frío con los perfiles que se obtienen con calentamiento, se observa cómo los perfiles de la velocidad media no cambian significativamente. Sin embargo, en los perfiles rms de la velocidad, se aprecian cambios que se detectan en general en un ligero aumento en el valor rms con respecto a los perfiles rms de la velocidad en frío. Esto se debe seguramente a que el calentamiento provoca un aumento en las fluctuaciones de la velocidad.

5.2 Flujo con partículas en suspensión

Las partículas de 100 μm de arena sílica que son alimentadas al canal central, son transportadas por el flujo de aire hasta llegar a la entrada de la sección de medición, en donde su velocidad media es menor, así como la intensidad de la turbulencia es menor que la del aire para los dos valores del gasto másico de partículas y para ambos casos de estudio. Es posible que esto se deba al mayor peso específico de las partículas sólidas que el del aire, de manera que al ser dosificadas en la tobera inferior del subcanal central, éstas nunca alcanzan los niveles de turbulencia que las del aire, este efecto es contrario a los resultados reportados por Milojevic [47] y Manero [41] ya que ellos utilizaron partículas más ligeras y en concentraciones de sólidos más bajas para ductos similares. Este efecto se continúa a lo largo del ducto y posiblemente la fuerza de inercia de las partículas nunca vence a las fuerzas del cuerpo y las de arrastre.

Caso de estudio 1, en frío. En los primeros milímetros del desarrollo del flujo, de $X/D = 0.0$ hasta $X/D = 0.8$, las partículas tienen una velocidad media menor que la del aire, Después,

aproximadamente de $X/D = 12.0$ en adelante las velocidades medias de las partículas alcanzan aproximadamente la velocidad media del flujo. Sin embargo, los valores rms de la velocidad nunca llegan a los valores rms correspondientes a la del flujo; en cuanto a la concentración no se observa diferencias marcadas.

Caso de estudio 2, en frío. Desde el comienzo en $X/D = 0.0$ hasta $X/D = 4.0$ la velocidad media de las partículas nunca alcanzan la velocidad media del flujo pero aproximadamente a partir de $X/D = 27.0$, las partículas alcanzan al flujo teniendo la misma velocidad terminal que la del fluido. En cuanto a los valores rms de la velocidad de las partículas al inicio de $X/D = 0.0$ hasta $X/D = 0.8$ tienen un valor menor que la del flujo. Sin embargo, a partir de $X/D = 4.0$ en adelante alcanzan los valores del flujo; a una cierta distancia desde la pared hacia el centro del flujo sus valores son menores en esta región seguramente se presenta un efecto de deslizamiento.

Comparando ambos casos de estudio, se observa para el caso de estudio 1, que la velocidad media de las partículas alcanzan más rápidamente la velocidad del flujo que para el caso de estudio 2. En cuanto a los valores rms de la velocidad de las partículas, en el caso de estudio 1, nunca alcanzan los valores rms de la velocidad del flujo; esto no sucede para el caso de estudio 2 en los que se observa que al inicio están por debajo de las del flujo y corriente arriba, en promedio, alcanzan los niveles de turbulencia del flujo. Este efecto se debe a que la velocidad es más baja en este caso de estudio.

Caso de estudio 1 y 2, con calentamiento. Por lo que respecta a los perfiles de velocidad de las partículas con calentamiento, para el caso de estudio 1 no se observan cambios sustanciales en la velocidad media comparados con los perfiles de velocidad en frío. En cambio, aparentemente, en los perfiles rms de la velocidad se ve incrementada un poco. Para el caso de estudio 2, los perfiles de la velocidad media de las partículas son similares a los perfiles en frío de $X/D = 0.0$ hasta $X/D = 12.0$ pero difieren un poco en $X/D = 27.0$ y $X/D = 42.0$, en cuanto a los valores rms de la velocidad son ligeramente mayores que los valores rms de la velocidad en frío.

En conclusión, podemos decir que el calentamiento influye en la turbulencia, aumentándola, para nuestro caso, ligeramente, lo que coincide con los resultados que reportan en su trabajo *Obi et al.* [50], que indican que el calentamiento influye en la turbulencia, aumentándola.

5.3 Transferencia de calor

Transferencia de calor sin partículas en suspensión. En la figura 4.13 se dan los resultados de los números de Nusselt para ambos casos de estudio resultados se observa como se tienen valores altos a la entrada de la región de calentamiento, este comportamiento se puede atribuir a los efectos de entrada térmica, alcanzando un valor mínimo a una distancia aproximadamente en $X/L = 0.24$ desde la entrada para después tender a aumentar de una manera suave. Este comportamiento cualitativo es muy similar al que obtiene Obi *et al.* [50], figura 5.1, en un ducto de sección rectangular que sufre un calentamiento en una de las paredes del conducto y que descarga el flujo en el sentido de la gravedad, en sus resultados este valor mínimo se presenta a una distancia aproximada $X/L = 0.3$ después de que entra a la región de calentamiento.

Transferencia de calor con partículas en suspensión. En las figuras 5.2, 5.3, 5.4 y 5.5, se comparan los resultados que obtiene Obi *et al* [51] con los que se obtienen en el presente estudio. En estas figuras se muestra la variación del coeficiente de transferencia de calor a lo largo de la región de calentamiento con el tamaño y tipo de partículas se observa al igual que para el caso sin sólidos, que se tienen tendencias cualitativas muy similares; sin embargo, los coeficientes de transferencia de calor son mayores para nuestro estudio, esto se debe a que el ducto que utilizamos tiene una sección transversal menor y los flujos de calor usados son más altos. Con el propósito de darnos una idea de como son los coeficientes de transferencia de calor que se determinaron, en las figuras 5.6 y 5.7 se indica la relación de carga de sólidos contra el coeficiente de transferencia de calor, de acuerdo con el tamaño y tipo de partículas, ubicándolos con los resultados que obtiene Farbar y Depew [19], para diferentes de carga de sólidos, otra geometría y números de Reynolds del orden de los 15,300. Se observa que la relación de carga empleada en nuestro estudio está muy por abajo y los coeficientes de transferencia de calor son también altos; esto se debe a que nuestros números de Reynolds utilizados para el flujo son menores y la sección transversal del ducto es menor.

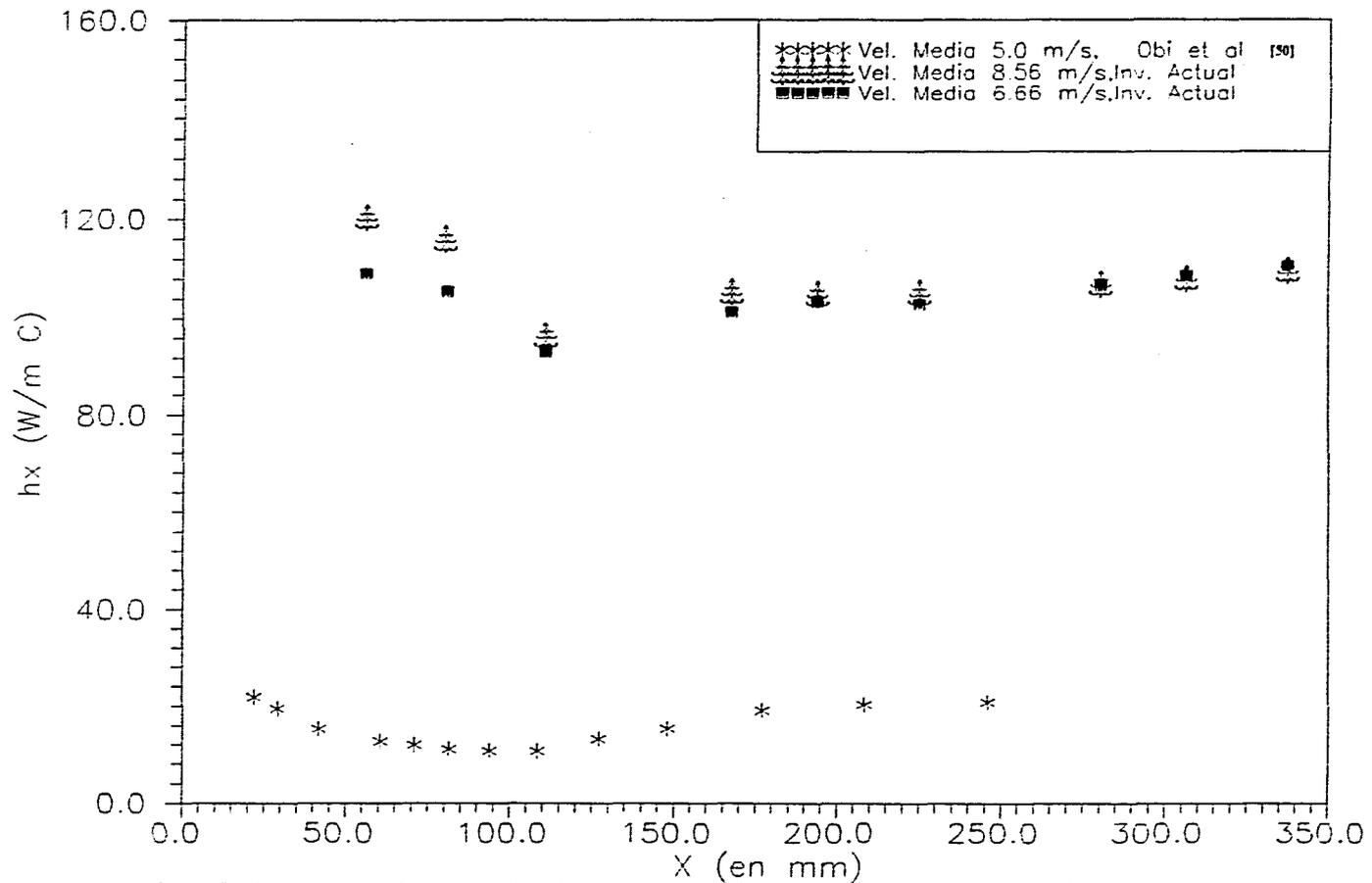


Fig. 5.1. Coeficiente de transferencia de calor sin partículas en suspensión a lo largo de la zona de calentamiento. Comparación con los resultados obtenidos por **Obi et al. [50]**

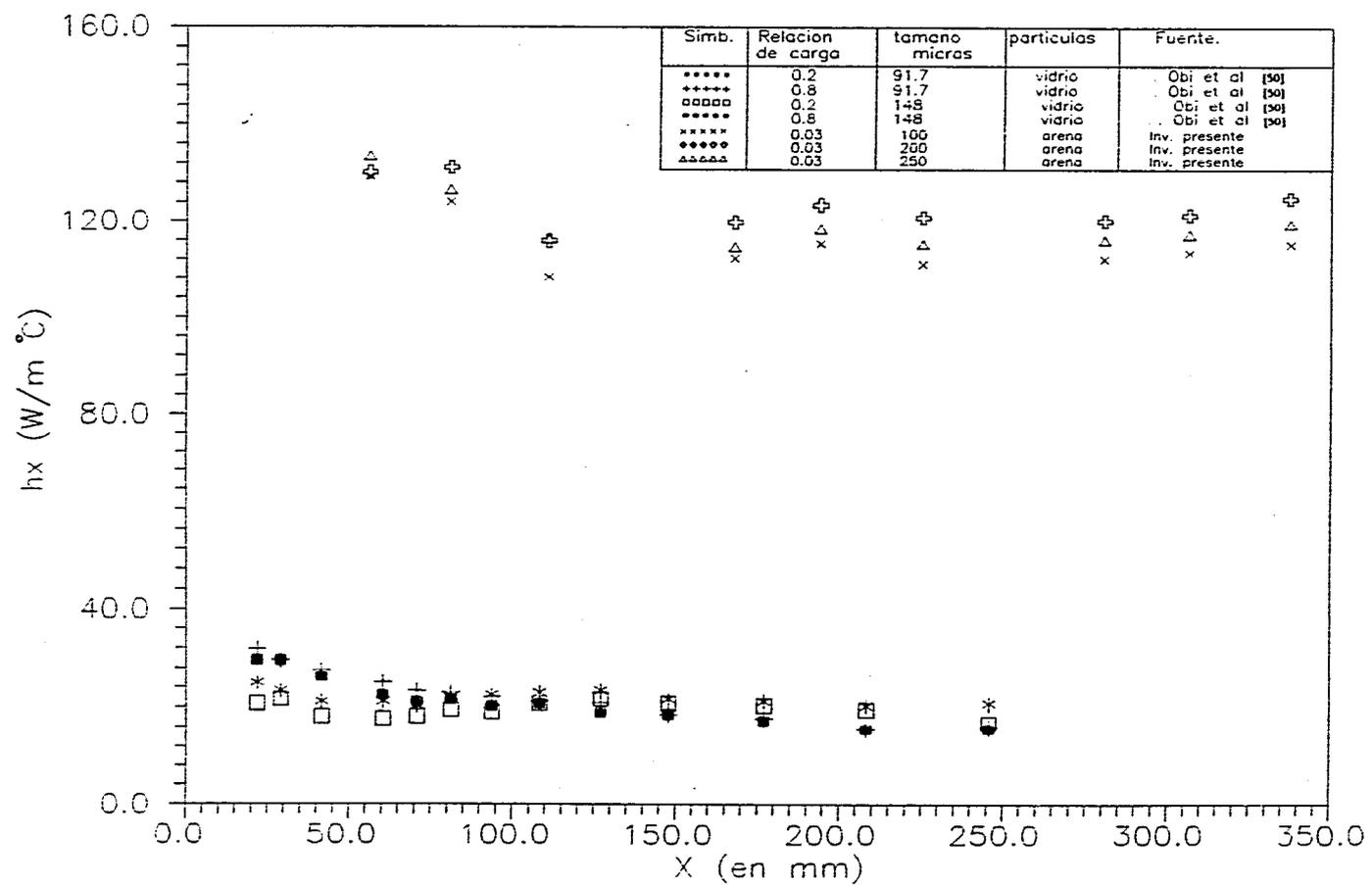


Fig. 5.2. Coeficiente de transferencia de calor con partículas en suspensión a lo largo de la zona de calentamiento. Comparación con los resultados obtenidos por *Obi et al. [50]*. Caso de estudio 1.

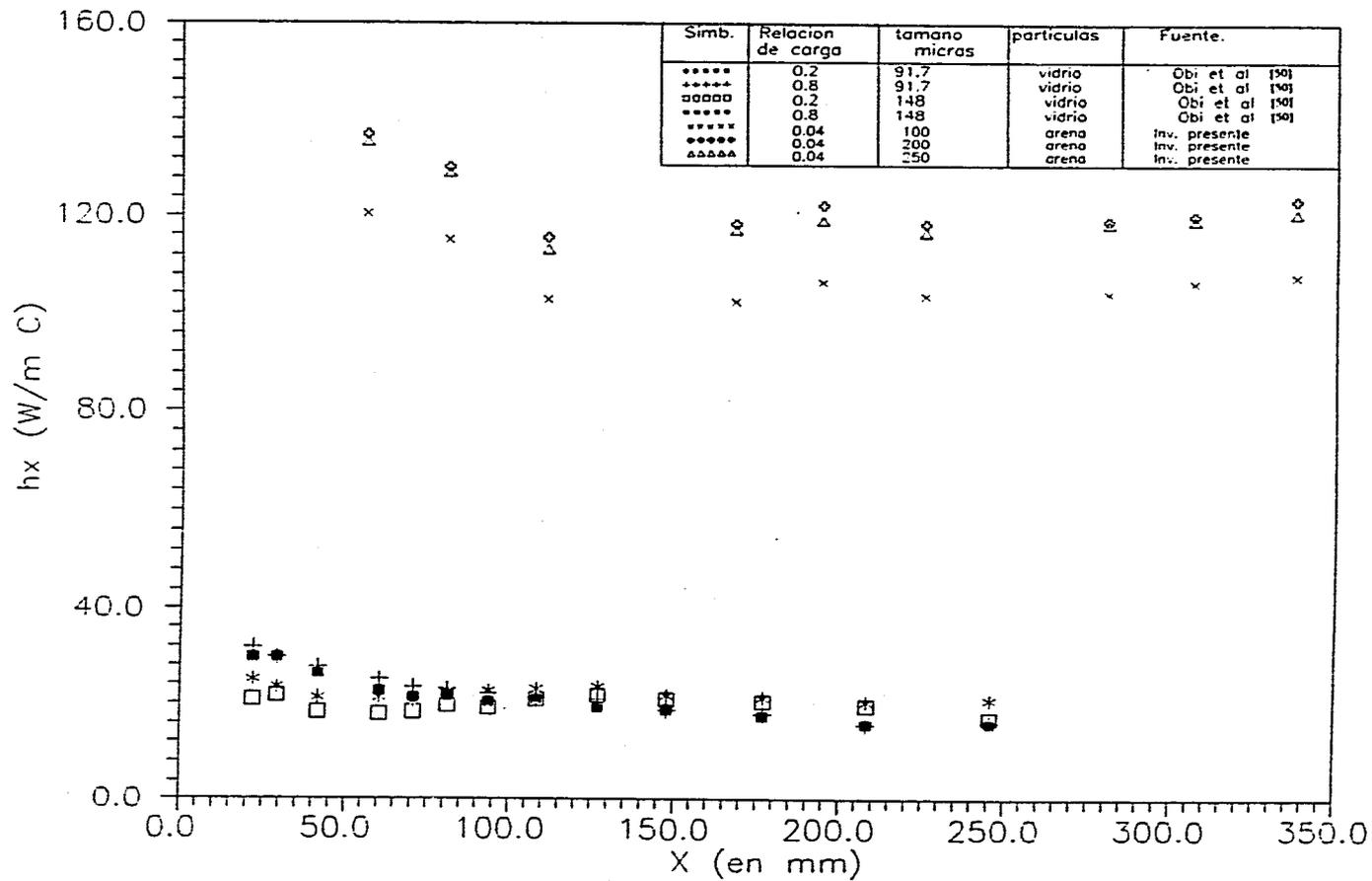


Fig. 5.3. Coeficiente de transferencia de calor con partículas en suspensión a lo largo de la zona de calentamiento. Comparación con los resultados obtenidos por **Obi et al. [50]. Caso de estudio 1.**

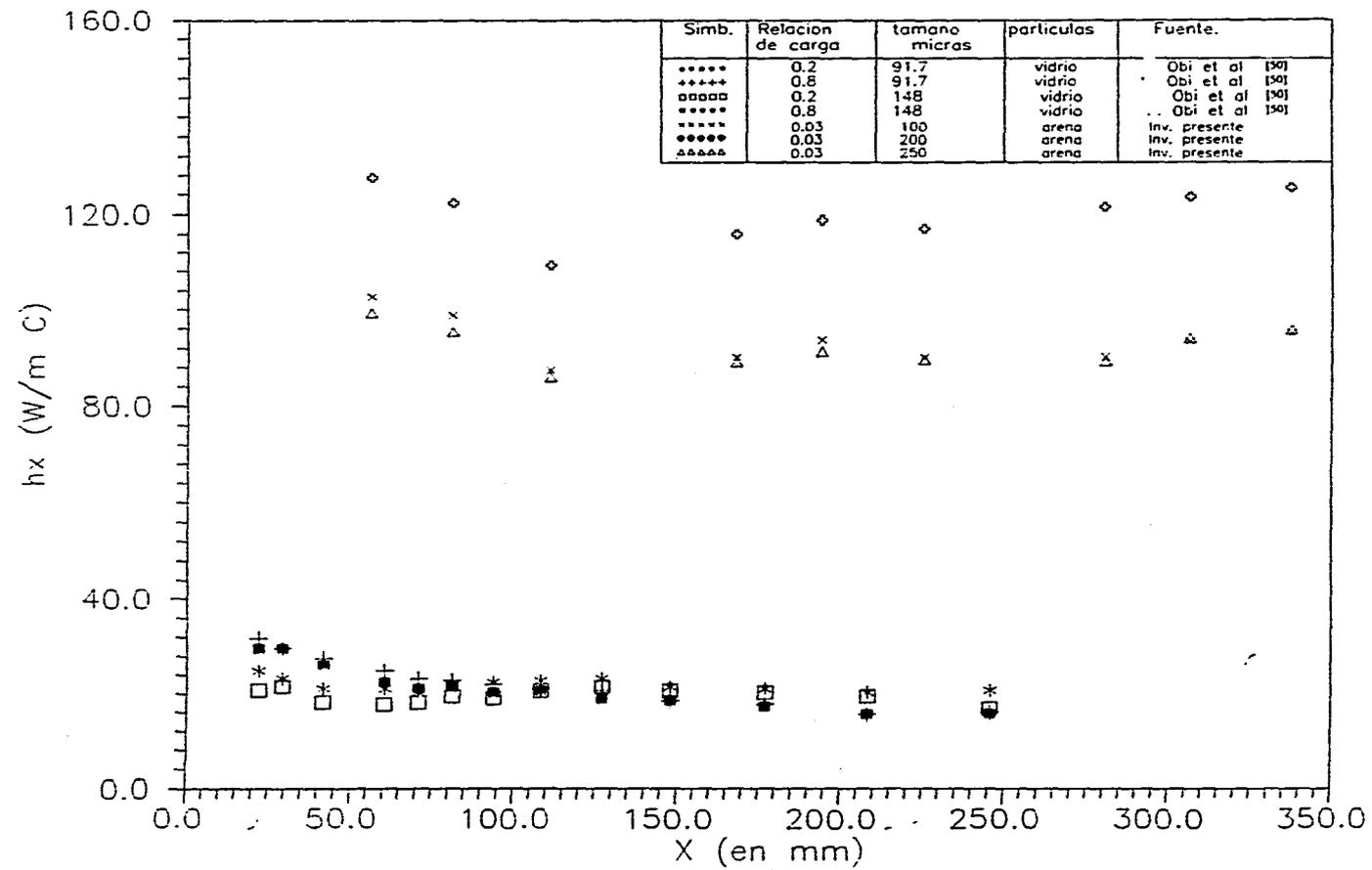


Fig. 5.4. Coeficiente de transferencia de calor con partículas en suspensión a lo largo de la zona de calentamiento. Comparación con los resultados obtenidos por **Obi et al. [50]. Caso de estudio 2.**

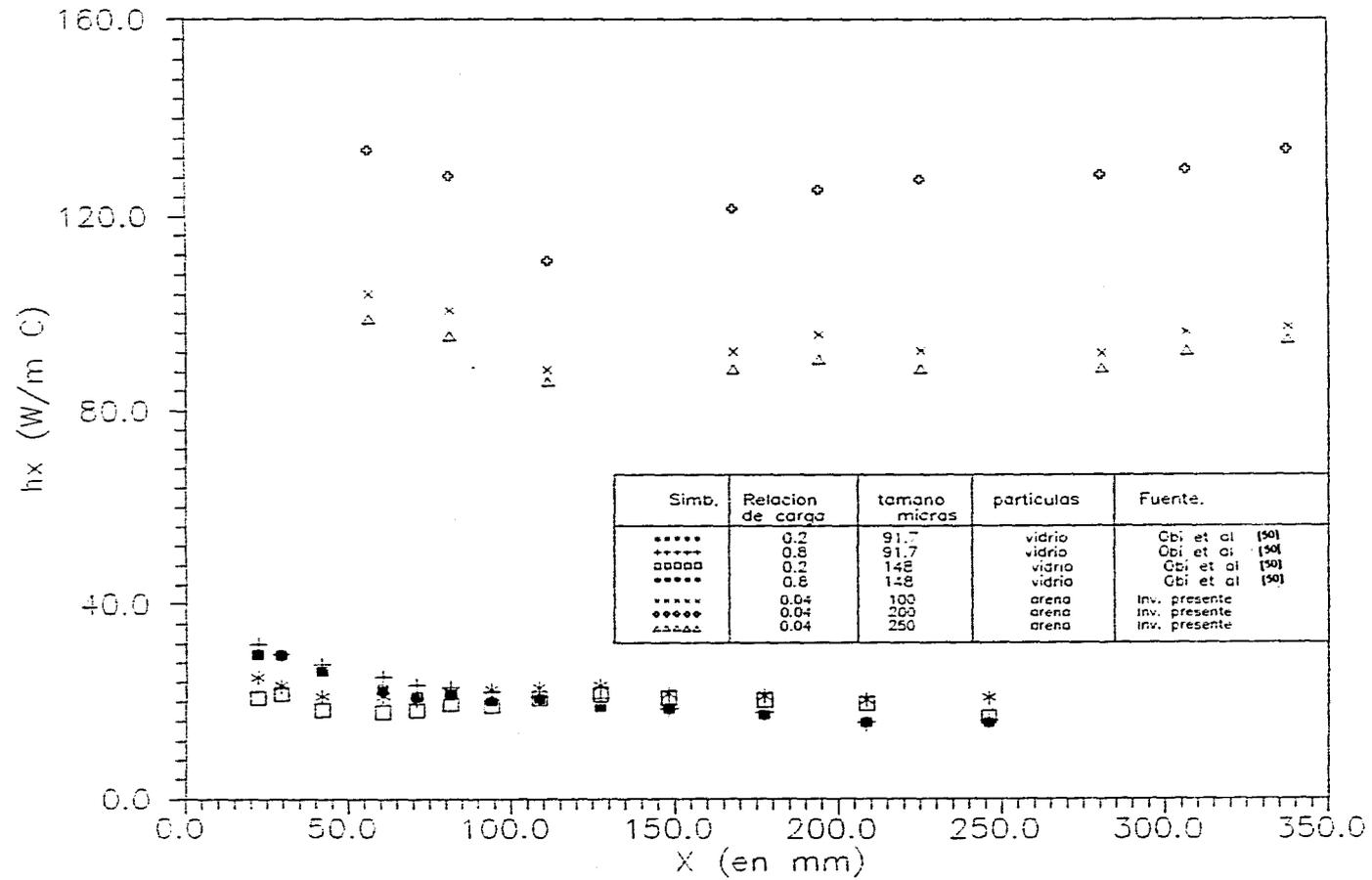


Fig. 5.5. Coeficiente de transferencia de calor con partículas en suspensión a lo largo de la zona de calentamiento. Comparación con los resultados obtenidos por **Obi et al. [50]. Caso de estudio 2.**

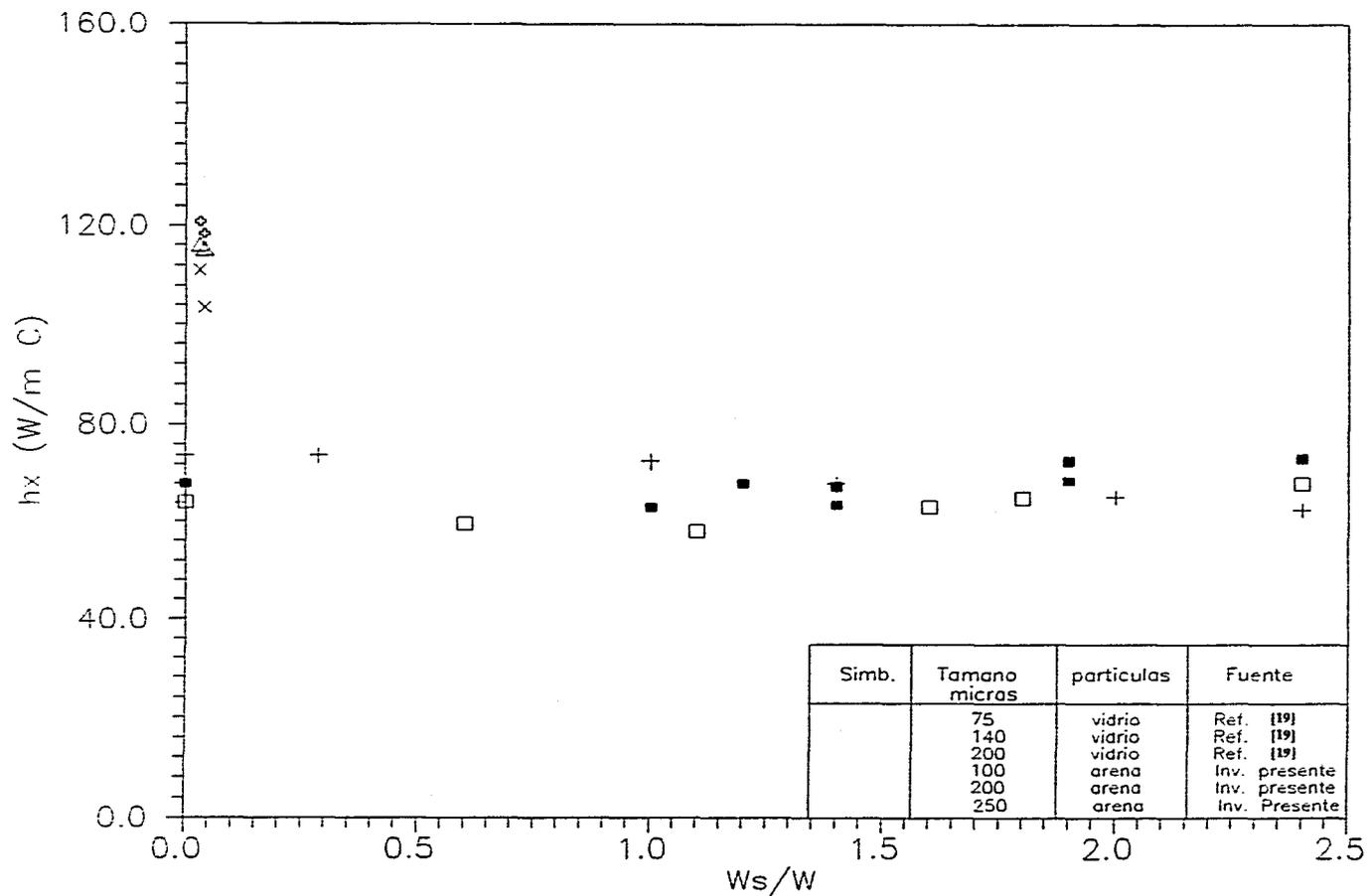


Fig. 5.6. Coeficiente de transferencia de calor de acuerdo a la relacion de carga de solidos comparado con los resultados obtenidos por Farbar y Depew [19]. Caso de estudio 1.

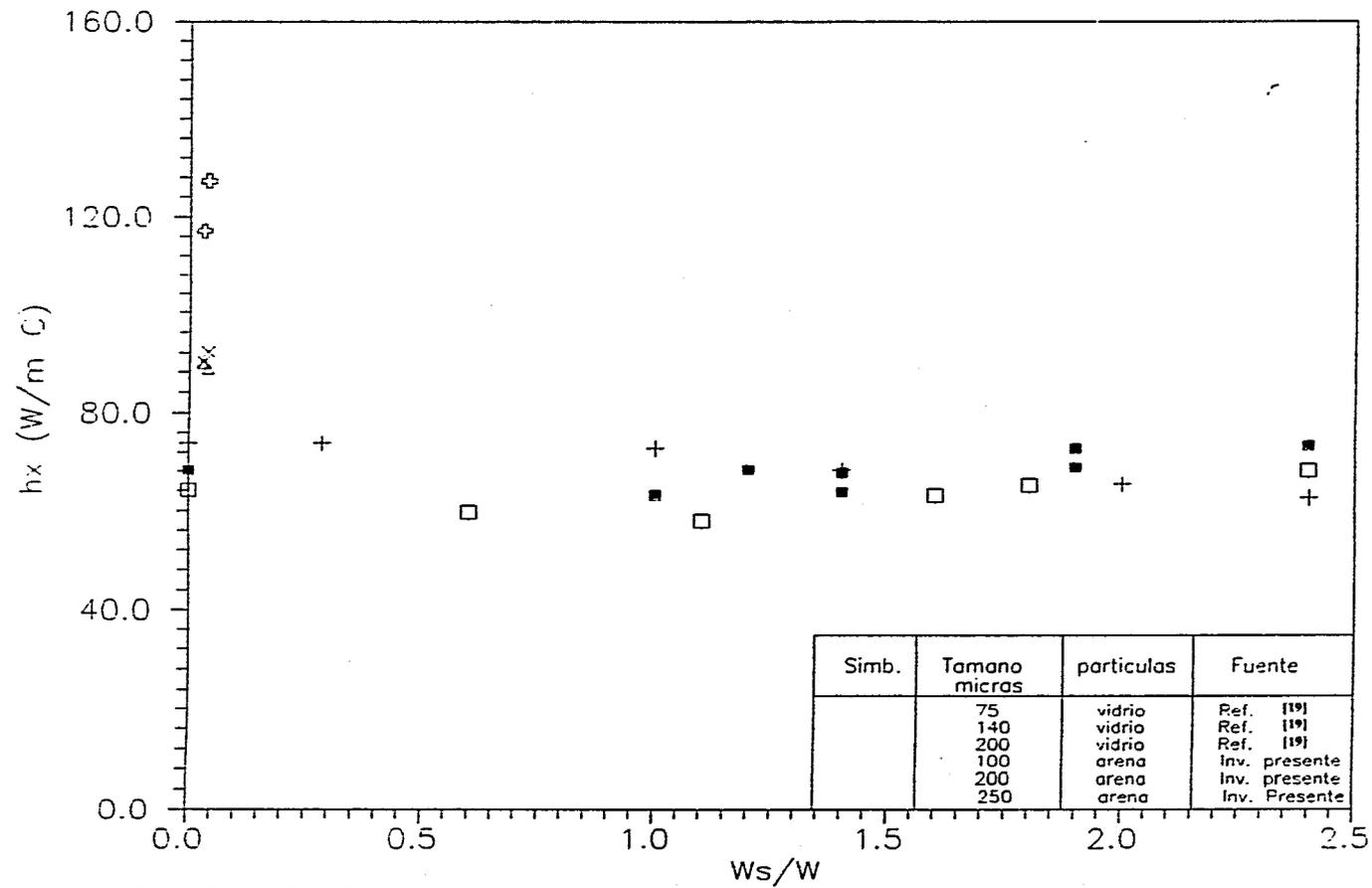


Fig. 5.7. Coeficiente de transferencia de calor de acuerdo a la relacion de carga de solidos comparado con los resultados obtenidos por Farbar y Depew [19]. Caso de estudio 2.

5.4 Conclusiones

De acuerdo con los resultados experimentales de transferencia de calor y de la velocidad que se obtienen se concluye que:

1. Se observa que en un flujo con partículas, el coeficiente de transferencia de calor global aumenta (a pesar de tener bajas relaciones de carga de partículas) comparados con los valores que resultan de un flujo sin partículas bajo las mismas condiciones. Lo que concuerda con lo reportado en las referencias [10], [18], [38] y [61] con excepción de *Obi et al.* [50] que indican que disminuye.

2. El efecto en el aumento de la transferencia de calor se ve más claro en el caso de estudio 1 en donde el valor del número de Reynolds es más alto; sobretodo con las partículas de 200 μm de diámetro medio. Con las partículas de 100 y 250 μm apenas se puede percibir este efecto.

3. Para el caso de estudio 2 en donde el valor del número de Reynolds es menor el valor del coeficiente global de transferencia de calor resulta menor para los tres tamaños de partículas. Lo cual indica que la transferencia de calor depende del número de Reynolds, esto es, cuando el número de Reynolds más alto, se tiene una transferencia de calor mayor

4. Por lo que respecta a la variación que se tiene del coeficiente global de transferencia de calor considerando la relación de carga de partículas para ambos casos de estudio, hay poca diferencia entre ambos valores. Esto se debe a que los dos valores de la carga utilizados son bajos.

5. En cuanto los perfiles en frío y con calentamiento; para ambos casos de estudio; de la velocidad media sin partículas en suspensión, hay poca diferencia. Sin embargo en los perfiles más de la velocidad, los valores son más altos cuando se tiene calentamiento que cuando no lo hay.

6. Para el caso de estudio 1 los perfiles de la velocidad media de las partículas en suspensión y del gas, en frío y con calentamiento, con excepción de los últimos tres perfiles, que es donde la fuerza de arrastre es dominante. En el caso de estudio 2 éste efecto es más marcado ya que la velocidad media del gas en los canales laterales es menor que la del canal central que es cargado con las partículas de arena sílica .

7. Por lo que respecta a los perfiles del valor rms de la velocidad para el flujo con partículas, para el caso de estudio 1; sin calentamiento; los valores rms de la velocidad de las partículas son más altos cuando la carga de partículas es baja, sin embargo al aumentar éste valor los valores rms disminuyen; esto es, los valores rms se vuelven más relajados. Cuando se tiene el calentamiento, el efecto anterior casi permanece igual pero se tiene un aumento ligero cuando la carga de partículas es mayor. En los perfiles del valor rms de la velocidad para el caso de estudio 2, no se aprecian diferencias significativas.

Por otro lado, aún y cuando la relación de carga de sólidos resulta menor en el presente trabajo que la utilizada en otros estudios de transferencia de calor ref. [18], [10], [60], [38] y [50], pero más alta que las relaciones de carga utilizadas en los estudios en frío por Manero [41] y Milojevic [47], los resultados que se obtienen nos permiten indicar, como se mencionó anteriormente, que la transferencia de calor aumenta en un flujo cargado con partículas en suspensión, sin embargo dado lo interesante del tema se sugiere desarrollar como trabajo futuro siguiendo ésta línea de investigación lo siguiente:

1. Para efectuar estudios de transferencia de calor dada la baja concentración de sólidos utilizada se recomienda emplear altas relaciones de carga para que el fenómeno de transferencia de calor se vea con mayor claridad. Para desarrollar dicho estudio se requerirá modificar o diseñar un nuevo alimentador de partículas que garantice la dosificación de cargas de partículas a utilizar ya que con el que se cuenta está diseñado para alimentar en bajas concentraciones. Sin embargo esto implicaría no poder obtener mediciones del campo de flujo.

2. Aún y cuando el anemómetro láser es un dispositivo útil para la medición de flujos con partículas en suspensión, este está limitado para trabajar con bajas concentraciones partículas. Para este caso en particular, se utilizó para medir un flujo con arena sílica suspendida. Sin embargo, para medir este tipo de flujos en los que implique altas

concentraciones de carga de sólidos (como se sugiere para el estudio exclusivo de transferencia de calor) utilizando un anemómetro como el que se presenta en el trabajo se requiere modificar la óptica.

3. Si el interés está orientado a efectuar estudios de transferencia de calor combinado con el campo de flujo utilizando el anemómetro láser empleado, la sección de medición deberá ser de menores dimensiones. Esto permitiría que el efecto de la transferencia de calor a la mezcla sólidos-gas con bajas relaciones de carga de sólidos en el flujo se observe mejor.

4. Dado que se han encontrado una serie de dificultades sobre todo en lo que concierne al procesamiento de la señal, ya que la amplitud de la misma que se obtiene en el fotomultiplicador depende del tamaño de la partícula que está pasando a través del volumen de medición, del lugar por donde lo atraviesa, de la óptica, de las características físicas de la partícula, así como de la cantidad de las mismas. Se necesario contar con una electrónica adecuada que combinada con programas de cómputo permita hacer una distinción de las señales provenientes de las partículas seguidoras, que generalmente son menores de 10 μm , y de otro tipo de partículas de mayor tamaño. En los estudios llevados a cabo por Manero [41], en Alemania, se utilizó un sistema de anemometría láser similar al que se presenta. Dicho equipo que consiste de dos fotomultiplicadores y la técnica para discriminar las señales hace uso de la diferencia existente entre la amplitud y la visibilidad de dos señales con el fin de poder determinar las velocidades del aire y de las partículas.

REFERENCIAS

- [1] Ahmadi G. y Goldschmidt V. W. *Motion of particles in a turbulent fluid-The Basset history term*. Journal of Applied Mechanics Trans. of the ASME. pp. 561-563 June 1971.
- [2] Adeniji-Fashola A. y Chen C. P. *Modeling of confined turbulent fluid- particle flows using Eulerian and Lagrangian schemes*. Int. J. Heat Mass Transfer. Vol. 33, No. 4 pp. 691-701, 1990.
- [3] Avila R. y Cervantes J. *Analysis of the heat transfer coefficient in a turbulent particle pipe flow*. Int. J. Heat Mass Transfer. Vol. 38, pp. 1923-1932, 1995.
- [4] Bomer Th., Durst F. y Manero E. *Particle dispersion in a confined jet flow*. Reporte de LSTM 153/E/86. Universidad de Erlangen, RFA, 1986.
- [5] Call C. J. y Kennedy I. M. *Particle dispersion and velocity statistics in a turbulent shear flow: measurements and simulations*. Combustion Institute, Boulder, CO March 17-19, pp. 1-13 1991.
- [6] Clift R. y Gauvin W. H. *Motion of entrained particles in gas streams*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 49, pp. 439-448 August, 1971.
- [7] Crowe C. T. *REVIEW-Numerical models for dilute gas-particle flows*. Journal of Fluids Engineering, Trans. of the ASME, Vol. 104, pp. 297-303, September 1982.
- [8] Crowe C. T. *BRIEF COMMUNICATION. On Soo's equations for the one-dimensional motion of single-component two-phase flows*. Int. J. Multiphase Flow, Vol. 4. pp. 225-229, 1978.
- [9] Depew C. A. y Cramer E. R. *Heat Transfer to Horizontal Gas-Solid Suspensions Flows*, Journal of Heat Transfer, Trans. ASME, pp. 77-80, February, 1970.
- [10] Depew C. A. y Farbar L. *Heat Transfer Pneumatically Glass Conveyed Particles of Fixed Size*, J. Heat Transfer, Trans. of the ASME, pp. 165-172, May 1963.
- [11] Depew C. A. y Kramer T. J. *Heat Transfer to Flowing Gas-Solid Mixtures*, Advances in Heat Transfer, Vol. 9, pp. 113-179, 1973.

- [12] Derevich I., Yeroshenko V. M. y Zaichik L. I. *Hydrodynamics and heat transfer of turbulent gas suspensions flows in tubes-2. Heat transfer*, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 32, pp. 2341-2350, 1989.
- [13] Durst F. *REVIEW-Combined measurements of particle velocities, size, distributions, and concentrations*. Journal of Fluids Mechanics Trans. of the ASME. Vol. 104, pp. 284-296, Sept. 1982.
- [14] Durst F., Milojevic D. y Schpinung B. *Eulerian and Lagrangian predictions of particulate two-phase flows: a numerical study*. Appl. Math. Modelling, Vol. 8, pp. 101-115 Abril, 1984.
- [15] Durst F. y Ruck B. *Effective particle size range in laser-Doppler anemometry*. Exp. in Fluids, 1986.
- [16] Elghobashi S. E. y Abou-Arab T. W.. *A two-equation turbulence model for two-phase flows*. Physics of Fluids, Vol. 26, No. 4, pp. 931-938, April 1983.
- [17] Emerman S. H. *Heat transfer and lateral particle migration in suspension flow through a convergent channel*, Int. J. Multiphase Flow, Vol. 14, No. 1, pp. 91-98, 1988.
- [18] Farbar L. y Morley M. J. *Heat Transfer to Flowing Gas-Solids Mixtures in a Circular Tube*, Vol. 49, No. 7 pp. 1143-1150, July 1957.
- [19] Farbar L. y Depew C. A. *Heat Transfer Effects to Gas-Solids Mixtures Using Solids Spherical Particles of Uniform Size*, ASME Vol 2, pp. 130-135, May 1963.
- [20] Fleckhaus D., Hishida K. y Maeda M.. *Effect of laden solid particles on the turbulent flow structure of a round free jet*. Experiments in Fluids. pp. 323-333, Springer-Verlag, 1987.
- [21] Gorbis Z. R. y Spokoiny F. E. *Effects of gas-solids suspension heterogeneity on convective, combined and radiative heat transfer*, 5 th Inter. HTC, pp. 64-68, Sept. 1974, Tokyo.
- [22] Gore R. A. y Crowe C. T. *Effect of particle size on modulating turbulent intensity*. Int. J. Multiphase Flow. Vol. 15, No. 2, pp. 279-285, 1989.
- [23] Han K. S., Sung H. J. y Chung M. K. , *Analysis of heat transfer in a pipe carrying two-phase gas-particle suspension*, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 34, No. 1, pp. 69-78, 1991.

- [24] Hayashi K. y Branch M. C. *Concentration, velocity, and particle size measurements in gas-solids two-phase jets*, Journal of Energy, Vol. 4, No. 5, pag. 193, Sept.-Oct. 1980.
- [25] Hayashi K. y Branch M. C. *Particle transport effects in gas-solids phase nozzle and jet flow*. Israel Journal of Technology, Vol. 21, pp. 135-142, 1983.
- [26] Hayashi K. y Branch M. C. *Some Aspects of Heat and Mass Transfer in Gas-Solids Two-Phase Flow*, ASME-JSME Thermal Engineering Joint Conference Honolulu, Hawaii, pp. 441-449, March 1983.
- [27] Hetsroni G. *Particle-turbulence interaction*. Int. J. Multiphase Flow. Vol. 15, No. 5, pp. 735-746, 1989.
- [28] Hinze J. O. *Turbulence, an introduction to its mechanics and theory*. McGraw-Hill Book Co., New York, 1975.
- [29] Hishida K., Maeda M. y Ikai S. *Heat transfer from a plate in two-component mist flow*, J. Heat Transfer, Vol. 102, August 1980, ASME.
- [30] Hishida K., Maeda M. y Ikai S. *Heat transfer in two-component mist flow: Boundary layer structure on isothermal plate*, 7th Int. Conf. Heat Transfer, Muchen, pp. 301-306, 1982.
- [31] Kane R. S. y Pfeffer R. *Heat Transfer in Gas-Solids Drag-Reducing Flow*, Trans. ASME, Vol. 107, pp. 570-574, August 1985.
- [32] Konopliv N. y Sparrow E. M. *Transient heat transfer between a moving sphere and a fluid*. FC7.4 University of Minnesota.
- [33] Laitone J. A. *A numerical solution for gas-particle flows at high Reynolds Numbers*. Journal of Applied Mechanics, Trans. of the ASME, Vol. 48, pp. 465-471, 1981.
- [34] Lee S. L. y Durst F. *On the motion particles in turbulent duct flows*. Int. J. Multiphase Flow. Vol. 8, No. 2, pp 125-146, 1982.
- [35] Louge M., Yusof M. J. y Jenkins J. T. *Heat Transfer in pneumatic transport of massive particles*, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 36, No. 2, pp. 265-275, 1993.

- [36] Louge M., Mastorakos E. y Jenkis J. T. *The role of particle collisions in pneumatic transport*, J. Fluid Mech, Vol. 231, pp. 345-359, 1991.
- [37] Longmire E. K. y Eaton J. K. *Structure of particle-laden round jet*. J. Fluid Mech., Vol. 236, pp 217-257, 1992.
- [38] Maeda M., Kiyota H. y Hishida K. *Heat Transfer to Gas-Solids Two Phase Flow in Separated Reattached and Redevelopment Regions*, 7 th Int. Conf. H. T. Munchen, pp. 249-254, 1982.
- [39] Maeda M., Saigusa T. y Ikai S. *Study on Heat Transfer to Gas-Solids Suspensions" (Part 1, Influence of Free Turbulence on Heat Transfer)*, Bolletin of the JSME, Vol. 19, No. 137, pp. 1317-1325, Nov. 1976.
- [40] Maeda M., Hishida K. y Furutani T. *Optical measurements of local gas and particle velocity in an upward flowing dilute gas-solids suspension*. The Symposium on Polyphase Flow and Transport Technology. San Francisco, CA., pp.211-216, August 13-15, 1980.
- [41] Manero E. *Aplicacion del velocímetro láser-Doppler a la medicion de un chorro turbulento con partículas en suspensión*. Tesis de Maestría, Facultad de Ingeniería, UNAM, México, 1987.
- [42] Manero E., Cervantes J. y Durst F. *Aplicación del Anemómetro láser Doppler al estudio de flujos bifásicos con partículas en suspensión*. Memoria del XIII Congreso de la Academia Nacional de Ingeniería. Pags. 129-136, Guadalajara, Mexico, 1987.
- [43] Maxey M. R. y Riley J. J. *Equation of motion for a small rigid sphere in a nonuniform flow*. Physics of Fluids, Vol. 26, No. 4 pp. 883-889, April 1983.
- [44] Mei R., Klausner J. F. y Lawrence C. J. *A note on the history force on a spherical bubble at finite Reynolds number*. Physics of Fluids, Vol. 6, No. 1, pp. 418-420, January 1994.
- [45] Michaelides E. y Lasek A. *Fluid-solids flow with thermal and hydrodynamic non-equilibrium*, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 30, No. 12, pp. 2663-2669, 1987.
- [46] Migdal D. y Acosta V. D. *A source flow model for continuum gas-particle flow*. Journal Applied Mechanics, Trans. of the ASME, pp. 860-865 December 1967.
- [47] Milojevic D., Boerner Th. y Durst F. *LDA-measurements of dispersed gas-particle*

in a plane two-dimensional confined jet, 1986.

[48] Murray D. B. y Fitzpatrick J. A. , *Heat Transfer in a Staggered Tube Array for a Gas-Solids Suspension Flow*, J. Heat Transfer, Trans.of the ASME Vol. 113, pp. 865-873, November 1991.

[49] Nasov V. S. y Syromyatinikov N. I. , *Laws of Heat Loss Finely Dispersed Flows*, Soviet Physics, Vol. No. 7, pp. 672-674, January, 1966.

[50] Obi S., Hishida K. y Maeda M. *Heat Transfer Characteristics From Plat to Gas-Solids Two Phase Flow Downstream of a Slit Injection*, J. Heat Transfer, Transs. of the ASME, Vol. 110, pp. 687-694, August 1988.

[51] Odar F. y Hamilton W. S. *Forces on a sphere accelerating in a viscous fluid*. J. Fluid. Mech. Vol. 18, pp. 302-314, 1964.

[52] Ounis H. y Ahmadi G. *Analysis of dispersion of small spherical particles in a random velocity field*. Journal of Fluid Engineering, Transs. of the ASME, Vol. 112, pp. 114-120, March 1990.

[53] Owen P. R. *Pneumatic transport*. J. Fluid Mech., Vol. 39, part. 2, pp 407-432, 1969.

[54] Peskin R. L. y Kau C. J. *Numerical simulation of particulate motion in turbulent gas-solid channel flow*. Journal of Fluid Engineering, Transs. of the ASME, Vol. 101, pp. 319-325, September 1979.

[55] Rane A. y Yao S. *Heat Transfer of Evaporating Droplet Flow in Low Pressure System*, The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 58, June 1980.

[56] Rizk M. A. y Elghobashi S. E. *A two-equation turbulence model for dispersed dilute confined two-phase flows*. Int. J. Multiphase Flow, Vol. 51, No. 1, pp. 119-133, 1989.

[57] Sha W. T. y Soo S. L. *Multidomain multiphase fluid mechanics*. Int. J. Heat and Mass Transfer, Vol. 21, pp. 1581-1595, 1978.

[58] Snyder W. H. y Lumley J. L. *Some measurements of particle velocity autocorrelation functions in a turbulent flow*. J. Fluid Mech., Vol. 48, part. 1, pp. 41-71, 1971.

[59] Sun J. y Chen M. M. *A theoretical analysis of heat transfer due to particle impact*.

Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 31, No. 5, pp. 969-975, 1988.

[60] Soo S. L. *Equation of motion of a solid particle suspended in a fluid. The physics of Fluids*, Vol. 18, No. 2 pp. 263-264. February 1975.

[61] Tien C. L. y Quan V. *Local Heat Transfer Characteristics of Air-Glass and Air-Lead Mixtures in Turbulent Pipe Flow*, American Society of Mechanical Engineering ASME pp. 1-9, 1962.

[62] Tien C. L. *Heat Transfer by a Turbulent flowing fluid solids mixture in a pipe*, J. Heat Transfer 83, pp. 183-188, May, 1961.

[63] Torobin L. B. y Gauvin W. H. *Fundamental aspects of solids gas flow. Part I: Introductory concepts and idealized sphere motion in viscous regime*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, pp. 129-141, August, 1959.

[64] Torobin L. B. y Gauvin W. H. *Fundamental aspects of solids gas flow. Part II: The sphere wake in steady laminar fluids*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, pp. 167-176, October, 1959.

[65] Torobin L. B. y Gauvin W. H. *Fundamental aspects of solids gas flow. Part III: Accelerated motion of a particle in a fluid*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, pp. 224-136, December, 1959.

[66] Torobin L. B. y Gauvin W. H. *Fundamental aspects of solids gas flow. Part IV: The effects of particle rotation, roughness and shape*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, pp. 142-153, October, 1960.

[67] Torobin L. B. y Gauvin W. H. *Fundamental aspects of solids gas flow. Part V: The effects of fluid turbulence on the particle drag coefficient*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, pp. 189-200, December, 1960.

[68] Theofanous T. G. y Sullivan J. *Turbulence in two-phase flows*. J. Fluid Mech., Vol. 116, pp. 343-362, 1982.

[69] Tsuji Y. y Morikawa Y. *LDV Measurements of an air-solids two-phase flow in a horizontal pipe*. J. Fluid Mech. Vol. 120, pp 385-409, 1982.

[70] Tsuji Y., Morikawa Y., Tanaka T., Nakatsukasa N. y Nakatani M. *Numerical simulation of gas-solid two-phase flow in a two-dimensional horizontal channel*. Int. J. Multiphase Flow. Vol. 13, No. 5, pp. 671-684, 1987.

- [71] Voss-Spilker P. *Flow measurements in two-phase diffuse flow*. DISA information. No. 22, pp. 34-38, December 1977.
- [72] Wells M. R. y Stock D. E. *The effects of crossing trajectories on the dispersion of particles in a turbulent flow*. J. Fluid Mech., Vol. 136 pp.31-62, 1983.
- [73] Wilkinson G. T. y Norman J. R. *Thermal Transport in Gas-Solids Suspensions*, Australian Chemical Engineering, pp. 9-17, July, 1967.
- [74] Wilkinson G. T. y Norman J. R. , *Heat Transfer to Suspensions of Solids in a Gas*, Trans. Instn Chem. Engrs, Vol. 45, pp. 314-318, 1967.
- [75] Yao S. *Convective Heat Transfer of Laminar Droplet Flow in Thermal Entrance Region of Circular Tubes*, Trans. of the ASME, Vol. 101, August 1979.
- [76] Yoshida H., Suenaga K. y Echigo R. *Turbulence Structure and Heat Transfer of a Two-Dimensional Impinging Jet with Gas-Solid Suspensions. I*. J. Heat and Mass Transfer, Vol. 33, No. 5, pp 859-867, 1990.
- [77] Zhuang Y., Wilson J. D. y Lozowski E. P. *A trajectory-simulation model for heavy particle motion in turbulent flow*. Journal of Fluids Engineering, Trans. of the ASME, Vol. 111, pp. 492-494, December 1989.

APENDICE I
EL VELOCIMETRO LASER DOPPLER

APENDICE I

EL VELOCIMETRO LASER DOPPLER

La anemometría láser Doppler (ALD), es un método óptico para la medición de velocidades de fluidos que permiten el paso de la luz. Sus ventajas principales son:

Es un método no intrusivo, es decir, que no requiere de ningún tipo de sonda que además de alterar el flujo pudiera dar cabida a una difícil interpretación de los resultados.

Permite mediciones de flujos en donde ningún método mecánico o térmico puede ser utilizado. Por ejemplo, en flujos con partículas, en flamas, en flujos supersónicos, en flujos de líquidos a altas velocidades, en motores de combustión o turbomáquinas, en propelas o en flujos altamente turbulentos.

La relación de la "frecuencia Doppler" y la velocidad del flujo es una sencilla ecuación algebraica que es independiente de las propiedades del fluido de que se trate.

No requiere calibración.

Es sensible a la magnitud y a la dirección de la velocidad.

Mide sólo un componente de la velocidad.

Alta precisión.

Sus desventajas principales son:

Requiere de partículas (seguidoras) en el flujo. Esto constituye un peligro para la salud del investigador usuario, así como causa problemas de carácter técnico, ya que se tiene que asegurar que las velocidades de las partículas seguidoras sean iguales, lo cual puede ser difícil en el caso de flujos altamente turbulentos.

El fluido debe ser transparente.

Es un método relativamente caro.

1. El efecto Doppler y su aplicación a la anemometría láser Doppler.

El principio utilizado por el anemómetro láser Doppler es el cambio de frecuencia experimentada por la luz reflejada por una partícula en movimiento (efecto Doppler).

1.1. Receptor en movimiento (partícula).

De acuerdo con la figura I.1, la frecuencia de la luz observada ν_p por un receptor que se mueve con una velocidad \bar{U} , proveniente de una fuente de luz estacionaria que emite con una frecuencia ν_o y longitud de onda λ_o se puede expresar como:

$$\nu_p = \nu_o (1 - \bar{U} \cdot l / c) \quad (I.1)$$

1.2. Transmisor en movimiento (partícula)

Para el caso de una fuente luminosa que se mueve con una velocidad \bar{U} , se tiene que la frecuencia detectada por un observador estacionario A, (véase la fig. I.2) es:

$$\nu_a = \nu_p (1 / (1 - \bar{U} \cdot l / c)) \quad (I.2)$$

Las ecuaciones I.1 y I.2 se pueden combinar para describir el arreglo representado en la fig. I.3, en donde la frecuencia registrada por el fotodetector tiene la siguiente forma:

$$\nu_d = \nu_o \frac{ (1 - \bar{U} \cdot \bar{l} / c) }{ (1 - \bar{U} \cdot \bar{k} / c) } \quad (I.3)$$

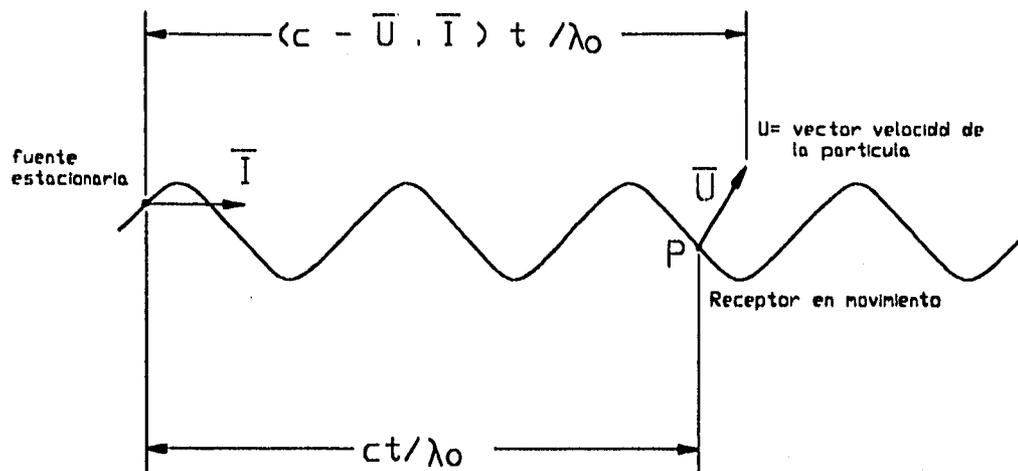


Figura I.1. Efecto Doppler: Receptor en movimiento.

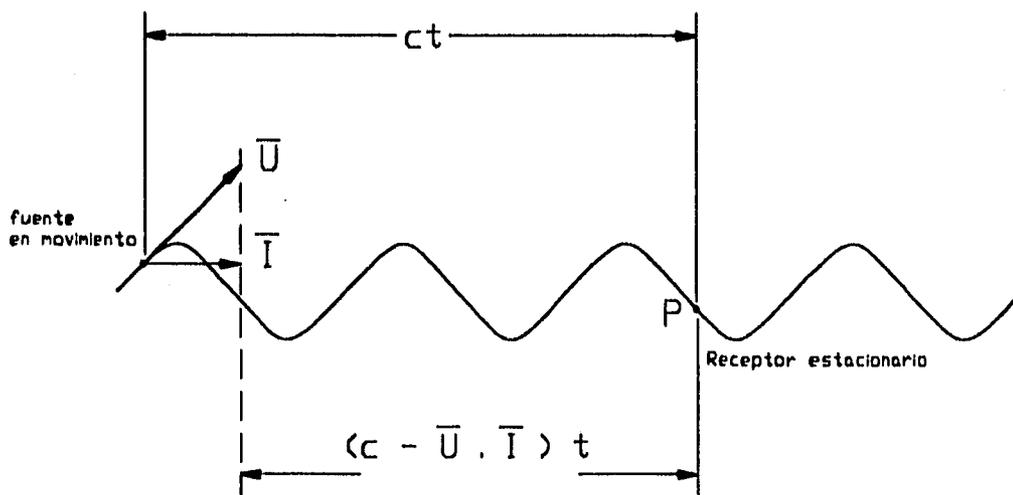


Figura I.2. Efecto Doppler: Transmisor en movimiento.

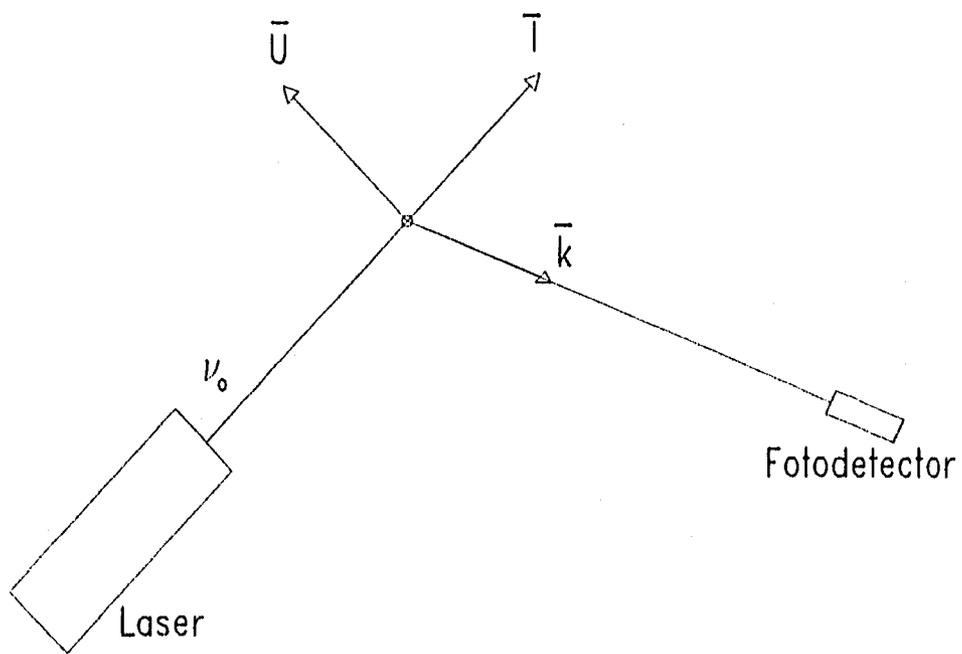


Figura 1.3

La detección directa de esta frecuencia Doppler es imposible, como se puede observar en la fig. I.4.

Una solución para la aplicación del efecto Doppler es el anemómetro láser dual, cuyo arreglo se muestra en la fig. I.5, que es del tipo utilizado en el presente trabajo.

Las frecuencias detectadas por el fotomultiplicador, debidas a los rayos 1 y 2 son, respectivamente

$$\nu_{d1} = \nu_0 \frac{(c - \bar{U} \cdot \bar{I}_1)}{(c - \bar{U} \cdot \bar{k})} \quad (I.4)$$

$$\nu_{d2} = \nu_0 \frac{(c - \bar{U} \cdot \bar{I}_2)}{(c - \bar{U} \cdot \bar{k})} \quad (I.5)$$

La diferencia entre las dos frecuencias está dada por:

$$\Delta\nu = \nu_{d1} - \nu_{d2} = \nu_0 \frac{(1 - \bar{U} \cdot \bar{I}_1/c) - (1 - \bar{U} \cdot \bar{I}_2/c)}{(1 - \bar{U} \cdot \bar{k}/c)} \quad (I.6)$$

para cuando $U/c \ll 1$ y $\nu_0 = c/\lambda$:

$$\Delta\nu = \frac{1}{\lambda} \bar{U} (\bar{I}_2 - \bar{I}_1) \quad (I.7)$$

o bien,

$$\Delta\nu = \frac{2}{\lambda} \bar{U} \sin \phi \quad (I.8)$$

2. El modelo de las franjas de Moire.

Las franjas de Moire pueden utilizarse para explicar las características básicas de la anemometría láser Doppler. En este modelo se considera que en la región de interferencia de los dos rayos láser coherentes y polarizados, (denominada como volumen de control), existen efectos constructivos y destructivos al cruzarse las dos ondas de luz. Esto forma planos de interferencia, cuya

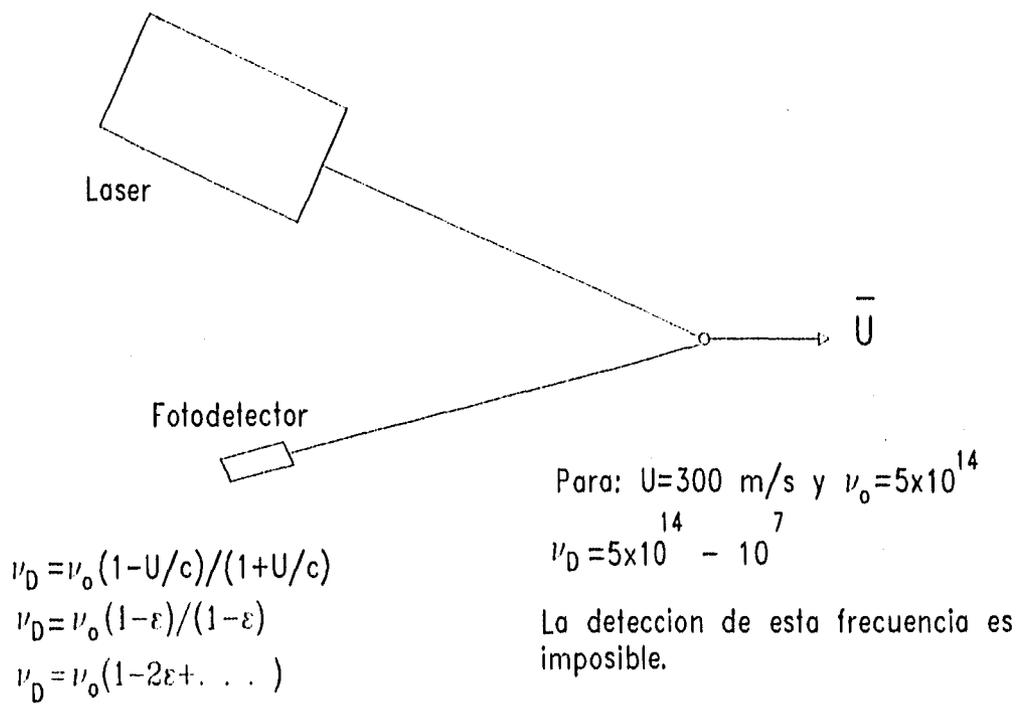


Figura 1.4

representación bidimensional resulta en franjas de diferente luminosidad. Estas franjas pueden observarse cuando un detector cuadrático se enfoca hacia el volumen de control. Lo anterior se observa en la fig. I.6.

De acuerdo con la figura I.7, la distancia entre las franjas es:

$$\Delta x = \lambda / 2 \text{ sen } \phi \quad (I.9)$$

y la frecuencia que tendrá la señal detectada por el fotomultiplicador se puede expresar como:

$$\nu_d = 2 / \lambda \text{ sen } \phi \quad (I.10)$$

Los resultados de las ecuaciones I.8 y I.10 son idénticos.

Tal como lo señalan Durst, Melling & Whitelaw (1981), a pesar de la gran utilidad del modelo de las franjas de Moire en diversas situaciones que se presentan en la anemometría láser, este modelo resulta incompleto para explicar los complejos fenómenos ópticos que tienen lugar al pasar una partícula a través del volumen de control.

Para fines prácticos, a continuación se presentan algunas relaciones geométricas que caracterizan al volumen de control y que tienen relación con la fig. I.8.

Diámetro del rayo en el volumen de control:

$$d_{lvc} = \frac{4}{\pi} l_f \lambda / d_o \quad (I.11)$$

Ancho del volumen de control:

$$d_{vc} = d_{lvc} / \cos \phi \quad (I.12)$$

Largo del volumen de control:

$$l_{vc} = d_{lvc} / \text{sen } \phi \quad (1.13)$$

Número de franjas en el volumen de control:

$$N_f = \frac{4}{\pi} D / d_o \quad (1.14)$$

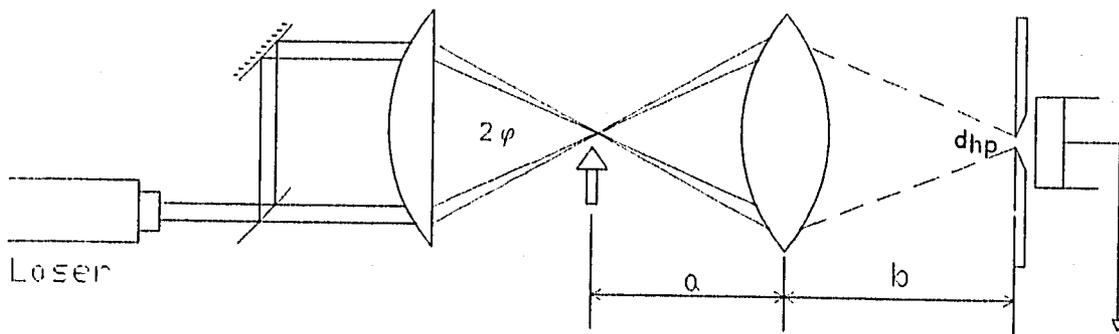


Figura 1.5. Velocimetro laser-Doppler dual.

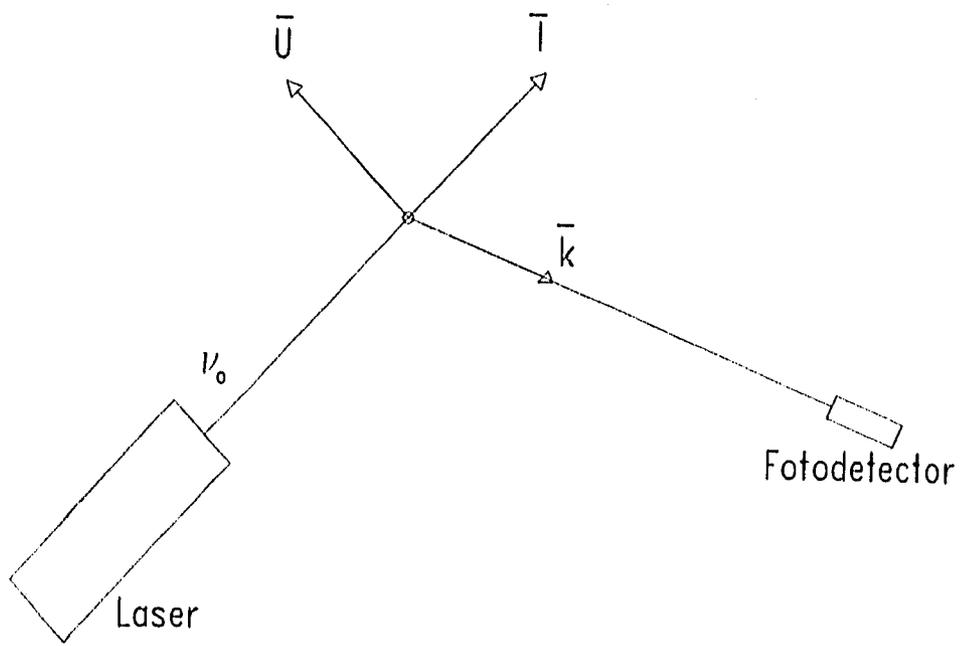


Figura 1.3

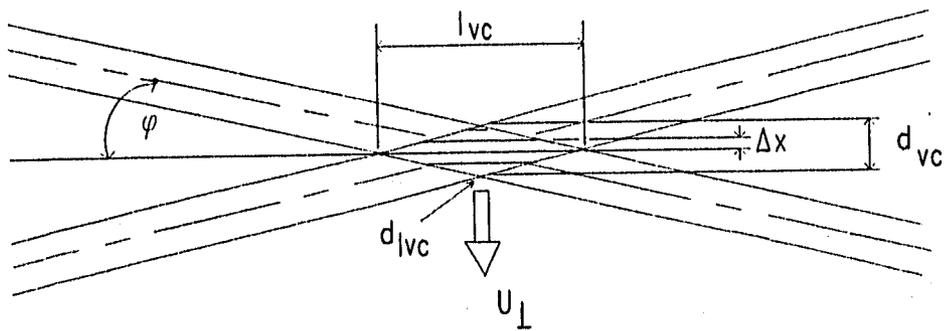


Figura 1.8. Dimensiones principales del volumen de control.

APENDICE II

**FOTOGRAFIAS DEL EQUIPO EXPERIMENTAL UTILIZADO
EN LA PRESENTE INVESTIGACION**

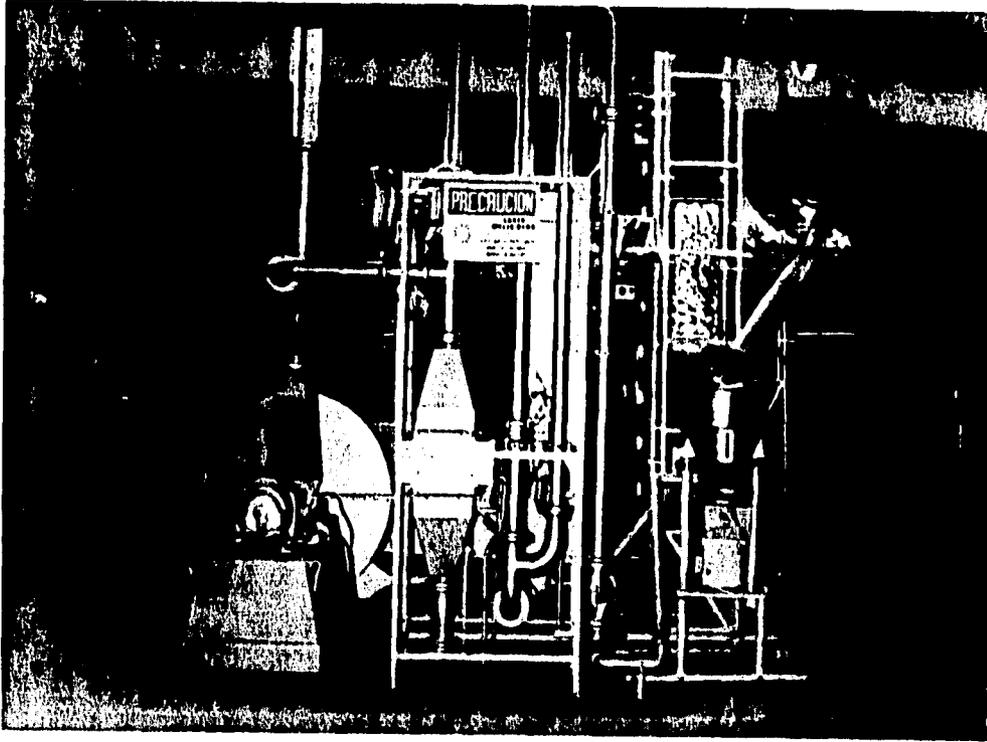


Fig. II.1. Panorámica del equipo experimental.



Fig. II.2. Instalación de la región de calentamiento.



Fig. 11.3. Zona de calentamiento mostrando el velocímetro láser.

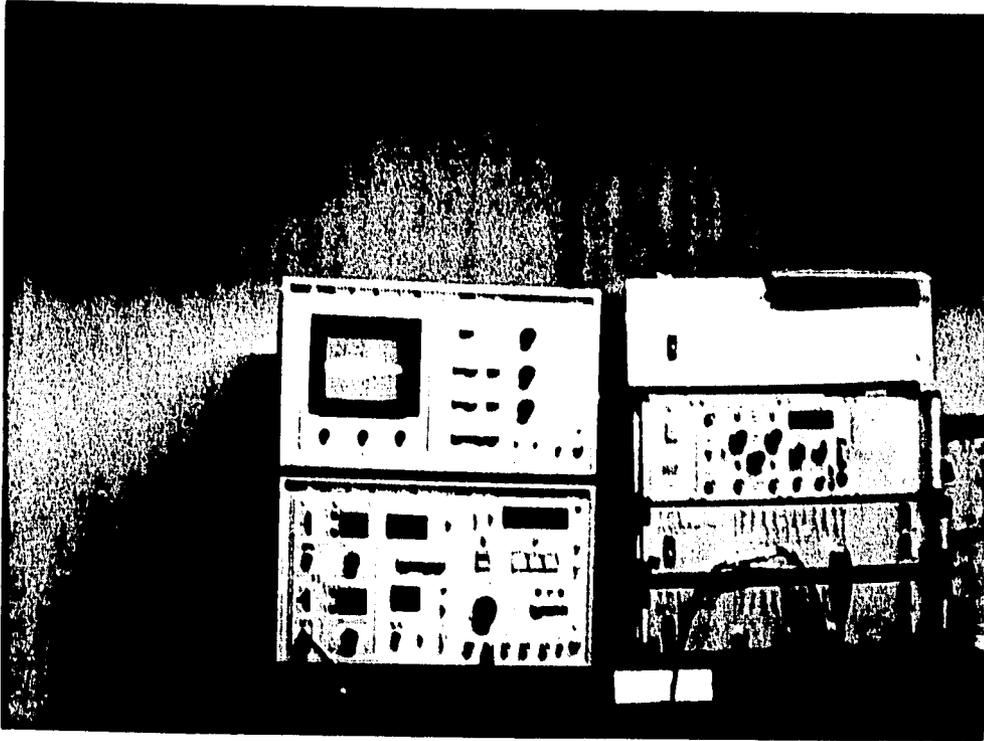


Fig. 11.4. Banco de filtros, interface y memoria digital.



Fig. 11.3. Zona de calentamiento mostrando el velocímetro láser.

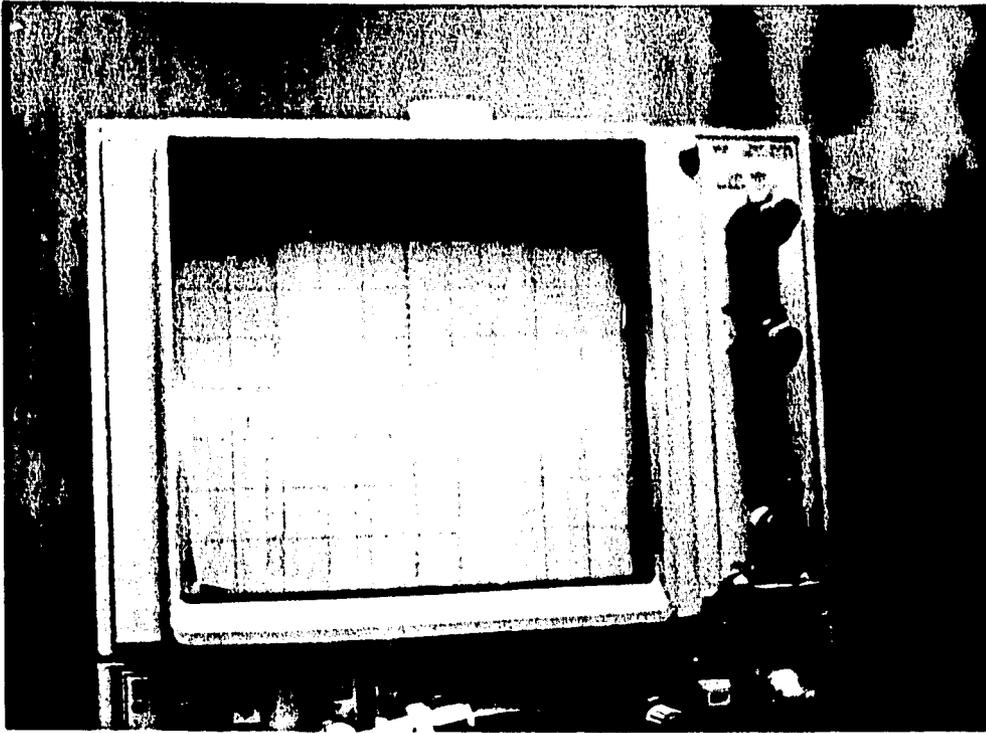


Fig. II.6. Señal proveniente del fotodetector.



Fig. II.7. Sistema de procesamiento de la señal.



Fig. II.8. Zona de medición de la velocidad y velocímetro láser.

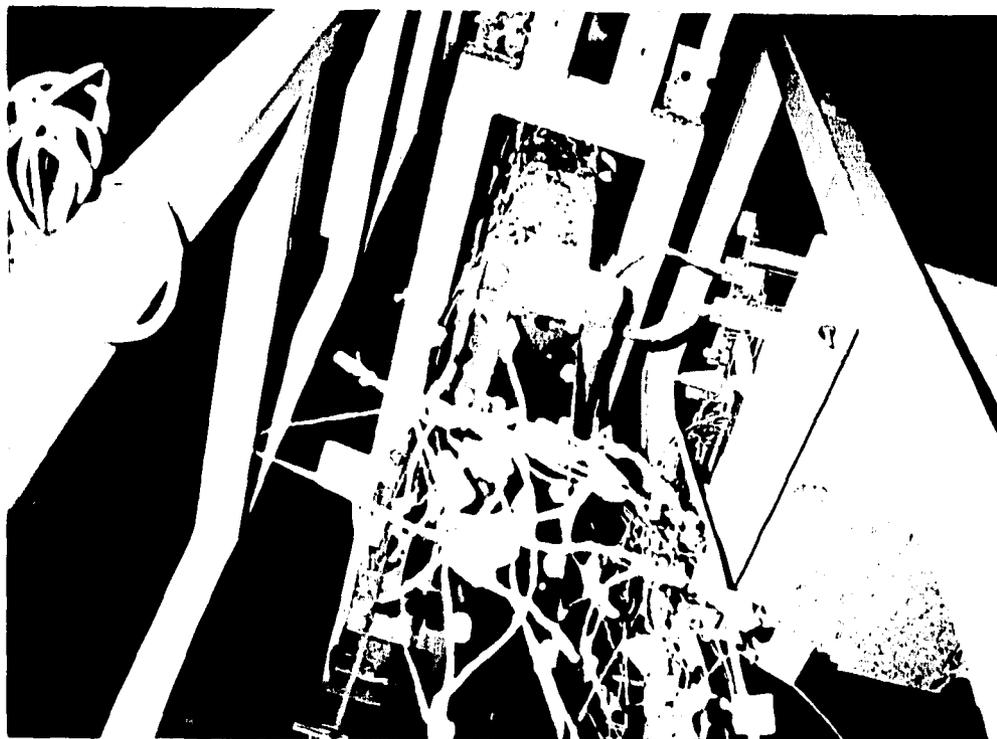


Fig. II.9. Zona de prueba.