



UNIVERSIDAD COMPLUTENSE



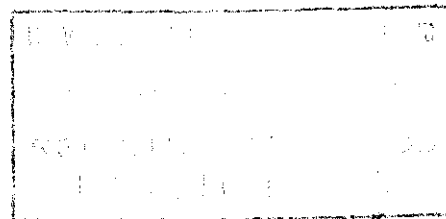
5314281782

1991/33

**UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID**  
**FACULTAD DE CIENCIAS FISICAS**  
**DEPARTAMENTO DE TERMODINAMICA-TERMOLOGIA**

OBTENCION DE DATOS BASICOS PARA EL DISEÑO DE  
INTERCAMBIADORES DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO CALOR O  
MATERIA.

Memoria que para optar al grado de  
Doctor en Ciencias Físicas, presenta  
LUIS MARIA LOMBARDEO REY



N.º REGISTRO

05337

Directores: Profesor Dr. D. José Luis Otero de la Gándara  
Profesor Dr. D. Juan Antonio Trilleros Villaverde

Madrid, 1991

*Los trabajos de experimentación e investigación correspondientes a esta Memoria  
han sido desarrollados en los LABORATORIOS DE LA PLANTA PILOTO DEL  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA*

*FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS*

*UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID*

## II

El presente trabajo con el que opto al grado de Doctor en Ciencias Físicas, está incluido en el Proyecto de Investigación subvencionado por la CAICYT, PA-85-0024 y ha sido realizado bajo la dirección de los profesores Dres. D. José Luis Otero de la Gándara y D. Juan Antonio Trilleros Villaverde, siendo Ponente del mismo Dr. D. José Aguilar Peris. A todos ellos mi más sincero agradecimiento por su confianza durante estos años, constante estímulo, ayuda y dirección, así como mi admiración a su dilatada labor investigadora y docente.

Igualmente, hago extensivo mi agradecimiento a los Dres. D. Andrés Cabanillas Cabanillas y D. Francisco López Martín por su inestimable ayuda, consejos y participación.

Finalmente no quiero olvidar a mis compañeros y colaboradores de GAS MADRID por su apoyo, paciencia, comprensión y excelentes ayudas recibidas en las tareas de mecanografía, dibujos y gráficas y a todas aquellas personas que han contribuido para que este trabajo sea una realidad.

### III

*A mi padre, mujer e hijas.*

" El placer que acompaña al trabajo pone en olvido la fatiga".

Horacio.

" Deber es del maestro en una disciplina cualquiera inspirar afición a ella en sus discípulos, hacerles amar su estudio".

Miguel de Unamuno.

" El agradecimiento es la parte principal de un hombre de bien".

Francisco de Quevedo.

# IV

## INDICE

1.	<u>INTRODUCCION</u> .....	1
2.	<u>ASPECTOS GENERALES DEL FLUJO BIFASICO</u> .....	13
2.1.	INTRODUCCION .....	15
2.2.	FLUJO EN TUBOS DE ELEVACION .....	20
2.3.	FLUJO EN EL EXTERIOR DE LOS TUBOS DE ELEVACION .....	44
2.4.	FLUJO CONJUNTO .....	46
2.4.1	REACTORES BIFASICOS CON CONDUCTOS DE ELEVACION ..	47
2.4.2	TIPOS DE REACTORES CON FLUJO BIFASICO .....	57
2.4.3	FLUJO Y CARACTERISTICAS GEOMETRICAS .....	64
2.5.	UTILIZACION DE LA REVISION BIBLIOGRAFICA EN EL PLAN DE TRABAJO DESARROLLADO .....	77
3.	<u>EQUIPO DE EXPERIMENTACION</u> .....	89
3.1	INTRODUCCION .....	92
3.2	FLUJO INTERIOR .....	92
3.2.1	DESCRIPCION DEL EQUIPO .....	93
3.2.1.1.	Tubo elevador .....	98
3.2.1.2.	Depósito separador .....	98
3.2.1.3.	Circuito exterior de circulación de agua .....	99
3.2.1.4.	Dispositivos complementarios .....	99
3.2.1.5.	Dispositivos de alimentación de agua y aire .....	100

## V

3.2.2. MEDIDAS DE LA VELOCIDAD DE ASCENSION DE LAS BURBUJAS Y DE LOS CAUDALES DE AGUA Y AIRE .....	102
3.2.2.1. Velocidad de ascensión de las burbujas .	102
3.2.2.2. Agua. Calibrado del medidor .....	103
3.2.2.3. Aire. Calibrado del medidor .....	108
3.2.3. MEDIDA DE PERDIDA DE CARGA .....	118
3.2.4. MEDIDA DE RETENIDO .....	120
3.2.5. TECNICA EXPERIMENTAL .....	120
3.2.5.1. Medida de los caudales de agua y aire y pérdida de presión en los flujos monofásico y bifásico .....	123
3.2.5.2. Medida de retenido de agua y aire en el tubo de elevación .....	124
<b>3.3. FLUJO EXTERIOR .....</b>	<b>126</b>
3.3.1. DESCRIPCION DEL EQUIPO .....	128
3.3.1.1. Depósito .....	134
3.3.1.2. Sistema para preparar la capa caliente .	134
3.3.1.3. Tubos elevadores de agua .....	135
<b>3.4. MEDIDA DE CAUDALES DE AIRE .....</b>	<b>136</b>
<b>3.5. SISTEMA PARA DETECCION DE AVANCE HACIA EL FONDO DE LA ZONA CALIENTE .....</b>	<b>137</b>
<b>3.6. CONFIRMACION DE CARACTERISTICAS DE FLUJO BIFASICO EN TUBOS CORTOS .....</b>	<b>138</b>
<b>4. <u>RESULTADOS EXPERIMENTALES</u> .....</b>	<b>141</b>
<b>4.1. INTRODUCCION .....</b>	<b>145</b>
<b>4.2. FLUJO INTERIOR .....</b>	<b>145</b>

## VI

4.2.1.	DATOS BASICOS MEDIDOS EN LA EXPERIMENTACION .....	145
4.2.2.	VARIABLES DE INTERES CALCULADAS A PARTIR DE LOS DATOS BASICOS OBTENIDOS EN LA EXPERIMENTACION ...	147
4.2.3.	PRESENTACION DE LOS DATOS EXPERIMENTALES. TABLAS DE DATOS EXPERIMENTALES .....	149
4.2.4.	TUBO DE ELEVACION DE 20'3 mm DE DIAMETRO INTERIOR .....	152
4.2.4.1.	Medidas de la velocidad de ascensión de la burbujas, de los caudales de fluido y retenido de aire y agua en el tubo de elevación .....	152
4.2.4.2.	Medida del caudal de agua y pérdida de presión en el flujo monofásico .....	155
4.2.4.3.	Medida de los caudales de fluidos y pérdida de presión en el flujo bifásico	156
4.2.5.	TUBO DE ELEVACION DE 26'0 mm DE DIAMETRO INTERIOR .....	161
4.2.5.1.	Medidas de la velocidad de ascensión de las burbujas, de los caudales de fluido y retenido de aire y agua en el tubo de elevación .....	161
4.2.5.2.	Medida del caudal de agua y pérdida de presión en el flujo monofásico .....	164
4.2.5.3.	Medida de los caudales de fluidos y pérdida de presión en el flujo bifásico	165
4.2.6.	TUBO DE ELEVACION DE 12'4 mm DE DIAMETRO INTERIOR .....	166

## VII

4.2.6.1.	Medidas de la velocidad de ascensión de las burbujas, de los caudales de fluido y retenido de aire y agua en el tubo de elevación .....	166
4.2.6.2.	Medida del caudal de agua y pérdida de presión en el flujo monofásico .....	167
4.2.6.3.	Medida de los caudales de fluidos y pérdida de presión en el flujo bifásico	168
4.2.7	TUBO DE ELEVACION DE 54'0 mm DE DIAMETRO INTERIOR .....	170
4.2.7.1.	Medidas de la velocidad de ascensión de las burbujas, de los caudales de fluido y retenido de aire y agua en el tubo de elevación .....	170
4.2.7.2.	Medida del caudal de agua y pérdida de presión en el flujo monofásico .....	174
4.2.7.3.	Medida de los caudales de fluidos y pérdida de presión en el flujo bifásico	175
<b>4.3.</b>	<b>FLUJO EXTERIOR .....</b>	<b>176</b>
4.3.1.	DATOS BASICOS MEDIDOS EN LA EXPERIMENTACION .....	176
4.3.2.	VARIABLES DE INTERES CALCULADAS A PARTIR DE LOS DATOS BASICOS OBTENIDOS EN LA EXPERIMENTACION ..	176
4.3.3.	PRESENTACION DE LOS DATOS EXPERIMENTALES .....	177
4.3.4.	TUBOS DE ELEVACION CORTOS .....	178
4.3.4.1.	Tubos de elevación de 12'0 mm. de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida .....	178



## VIII

4.3.4.2.	Tubos de elevación de 21'0 mm. de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida	.....	179
4.3.4.3.	Tubos de elevación de 28'0 mm. de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida	.....	180
4.3.4.4.	Tubos de elevación de 37'5 mm. de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida	.....	181
4.3.4.5.	Tubos de elevación de 53'0 mm. de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida	.....	182
4.3.4.6.	Tubos de elevación de 69'0 mm. de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida	.....	183
4.3.5.	DETECCION DE AVANCE DE LA ZONA CALIENTE EN EL DEPOSITO	.....	184
5.	<b><u>INTERPRETACION DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES</u></b>	.....	195
5.1.	INTRODUCCION	.....	197
5.2.	IDENTIFICACION DEL TIPO DE FLUJO	.....	198
5.3.	FLUIDODINAMICA DE LA ELEVACION	.....	202
5.3.1.	RELACION DE CAUDALES	.....	202
5.3.2.	RELACION ADIMENSIONAL DE CAUDALES	....	203

## IX

5.3.3. RETENIDO DE GAS .....	215
5.4. PERDIDA DE PRESION.....	216
5.4.1. RELACION DE LA PERDIDA DE PRESION CON EL CAUDAL DE LIQUIDO .....	216
5.4.1.1. Flujo monofásico .....	216
5.4.1.2. Flujo bifásico .....	233
5.4.2. FACTOR DE FRICCIÓN EN FLUJO BIFASICO.....	266
5.4.2.1. Régimen turbulento.....	266
5.4.2.2. Régimen laminar .....	268
5.5. FLUIDODINAMICA EN EL REACTOR .....	270
5.6. OPTIMACION DEL CAUDAL DE LIQUIDO EN LOS TUBOS DE ELEVACION .....	270
5.7. TABLAS DE RESULTADOS .....	280
5.8. FLUJO EXTERNO .....	304
6. <u>OPTIMACION DE PACHUCAS, TIPOS DE FLUJO Y TIEMPO DE RESIDENCIA EN UN PACHUCA</u> .....	309
6.1. INTRODUCCION .....	311
6.2. EQUIPOS Y COMPONENTES .....	311
6.3. TIPOS DE FLUJO .....	314
6.4. TIEMPOS DE RESIDENCIA SIN Y CON RECIRCULACION .....	321
6.5. PACHUCA IDEAL Y REAL CON AGITACION MECANICA COMPLEMENTARIA .....	332
6.6 OPTIMACION .....	333
6.6.1. CIRCULACION DE FASE LIQUIDA .....	333
6.6.2. ELEVADOR Y CAUDAL DE AIRE .....	338
6.6.3. SISTEMA DE AGITACION COMPLEMENTARIA .....	345

# X

6.6.4. SISTEMA ADECUADO DE ALIMENTACION Y REBOSE.....	345
7. <u>RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES</u> .....	348
7.1. FLUIDODINAMICA DEL FLUJO BIFASICO EN LOS CONDUCTOS DE ELEVACION .....	350
7.2. CONCLUSIONES .....	358
7.3. MODELO DE FLUJO EN UN PACHUCA Y TIEMPO DE RESIDENCIA... ..	360
7.4. CONCLUSIONES .....	361
8. <u>BIBLIOGRAFIA</u> .....	364

# **I.- INTRODUCCION**

## 1.1 INTRODUCCION

En el Proyecto de Investigación "Optimación de flujo bifásico, en procesos de afino o desgasificación en cucharas, simulación con el sistema aire-agua", aprobado por la Comisión Asesora de Investigación Científica y Técnica (Referencia PA-85-0024), se establece como fin aportar información complementaria a la existente en la bibliografía, para que pueda intentarse operar con un mayor conocimiento del fenómeno físico, de interacción bifásica, gas-líquido, superpuesto a los procesos que se efectúan en cucharas con fines de afino o desgasificación, y en consecuencia, conseguir una mejora en su realización.

Estos procesos se efectúan en operaciones diferentes, condicionadas tanto por las características del producto que se desea obtener como del producto que se afina o desgasifica.

Al establecer las líneas generales de actuación en el citado Proyecto de Investigación, se consideró como objetivo prioritario el conocimiento de la fluidodinámica superpuesta a los procesos que se efectúan en cucharas.

Se utilizaron modelos con agua, a través de la que se circulaba aire, en forma libre o en tubos elevadores, para simular respectivamente metal fundido y gas de proceso.

Se emplearon tres modelos de cuchara de 110, 1.400 y 4.500 litros, que simulaban cucharas de aproximadamente 1, 10 y 40 toneladas de acero. Figura 1.1, a, b y c.

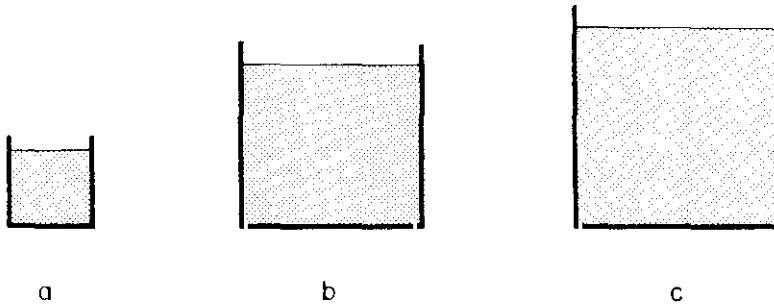


FIG. 1.1

La experimentación se efectuó considerando las variantes siguientes, figura 1.2:

1) Flujo libre.

Alimentación en el fondo de la cuchara, a través de tubos, agujas (a), tapón poroso (b), en posición centrada o descentrada (c), o a través de lanza (ch), circulación libre en la cuchara.

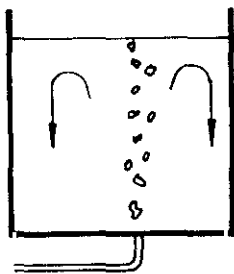
2) Flujo con tubo elevador.

Alimentación en el fondo de la cuchara y circulación bifásica en la cuchara, a través de tubo centrado (d), descentrado (e), o haz tubular (f) con alimentación múltiple, o sin haz tubular con alimentación múltiple (g) con tres, seis o doce posiciones de alimentación.

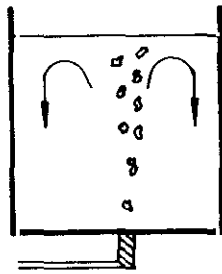
3) Flujo intermitente.

Alimentación en el fondo de la cuchara del gas en flujo libre e intermitente (h).

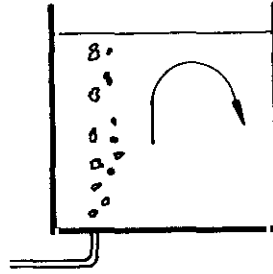
FLUJO LIBRE



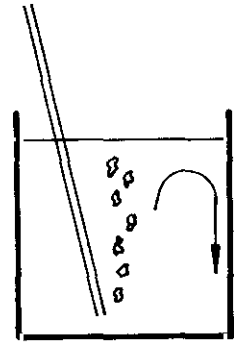
a



b

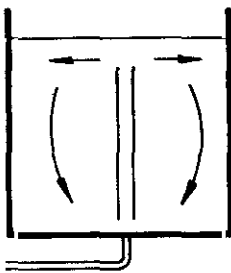


c

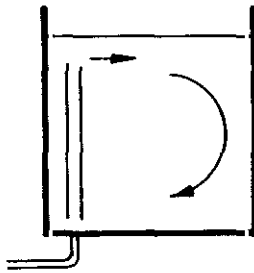


ch

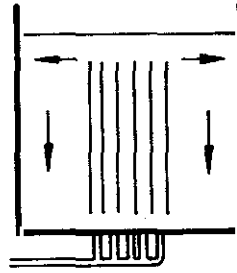
FLUJO CON TUBO ELEVADOR



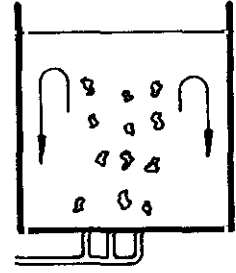
d



e

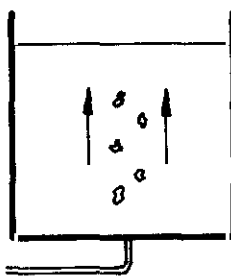


f

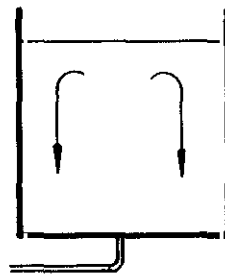


g

FLUJO INTERMITENTE



h



h

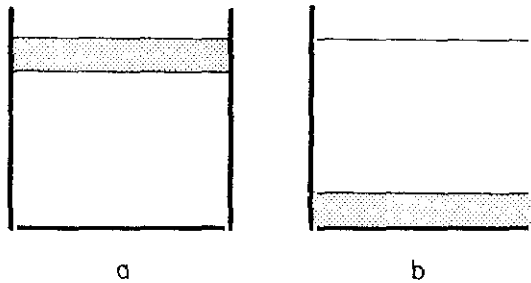
FIG. 1.2

En el estudio experimental se utilizaron las técnicas siguientes, figura 1.3.

- a) Formación de zonas calientes, en los modelos de cuchara, situadas próximas a la superficie libre.
- b) Formación de zonas de conductividad eléctrica superior a la del agua, situadas en el fondo de la cuchara.

Durante el paso de gas se midió en forma continua la temperatura o la conductividad eléctrica, hasta llegar a valores constantes de ambas. Temperatura y conductividad eléctrica mínima, en relación con el valor inicial en las zonas citadas.

ZONAS



TECNICAS DE SEGUIMIENTO

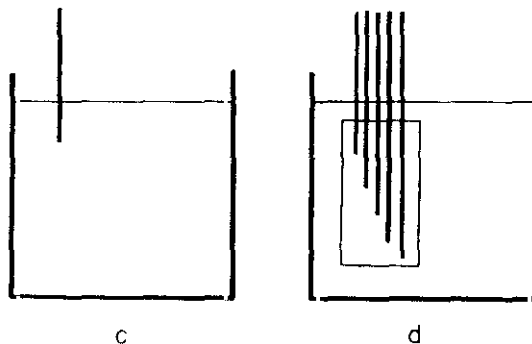


FIG. 1.3



La técnica experimental que sigue la temperatura resultó más cómoda, simple y fiable (c).

Como variante en la medida de temperatura, se empleó un sistema múltiple, con 25 termopares (d), situados en cinco niveles de un plano radial del modelo de cuchara. Este plano radial se consiguió mediante una tela metálica, convenientemente enmarcada, de malla ancha que distorsiona muy poco las líneas de flujo y así evita la formación de torbellinos intensos.

La lectura de las temperaturas, en forma prácticamente continua y simultánea, así como su registro, en los 25 termopares, se realizó mediante un equipo de adquisición de datos, durante períodos de tiempo comprendidos entre 5 y 45 minutos.

Esta técnica de experimentación se utilizó también para confirmar la fiabilidad de los resultados obtenidos con la utilización de un solo termopar.

Para estudios cualitativos de condiciones de flujo se utilizó la coloración de corrientes o zonas estancas (caliente superior o de conductividad eléctrica elevada en el fondo), con anaranjado de metilo o permanganato potásico. Con esta técnica fue posible establecer la forma de alcanzar zonas definidas, de las características descritas anteriormente. En algunos casos, esta técnica de coloración de flujos, se empleó para evaluar tiempos de mezcla.

La simulación con agua y aire del sistema metal fundido-gas, tanto en flujo bifásico libre, como en tubo o haces tubulares, presenta un aspecto parcial anómalo, ocasionado por la diferencia de densidades del metal y el agua. Así, en un tubo elevador de 1'4 m., en acero fundido, el gas se expande desde 2 a 1 atmósferas de presión absoluta. En el caso del agua, esta variación tiene lugar desde 1'14 a 1 atmósferas, y en consecuencia el cambio de volumen del gas no ocasiona la misma variación de velocidad que en el caso del acero. Si se desea conseguir la misma variación de velocidad utilizando agua, la longitud del tubo elevador ha de ser de prácticamente 10 m.

Con el fin de evaluar la importancia de este aspecto, se diseñaron y montaron los equipos representados en la figura 1.4, que se describen brevemente a continuación.

- a) Flujo bifásico en tubos verticales de 1'2 m. de longitud y diámetros comprendidos entre 1 y 40 cm., operando con el sistema aire-agua. Medida de caudal de aire y caudal de agua arrastrada.
  
- b) Flujo bifásico en tubos verticales de 10 m. de longitud y diámetros comprendidos entre 1 y 5 cm., operando con el sistema aire-agua. Medida de caudales de aire y agua, cantidades de fases presentes en el interior del tubo, en condiciones de flujo, y pérdida de presión. Tubos de vidrio para poder observar el flujo bifásico y detectar posibles anomalías, fenómenos de fluctuación y cambio de forma en las burbujas bifásicas.

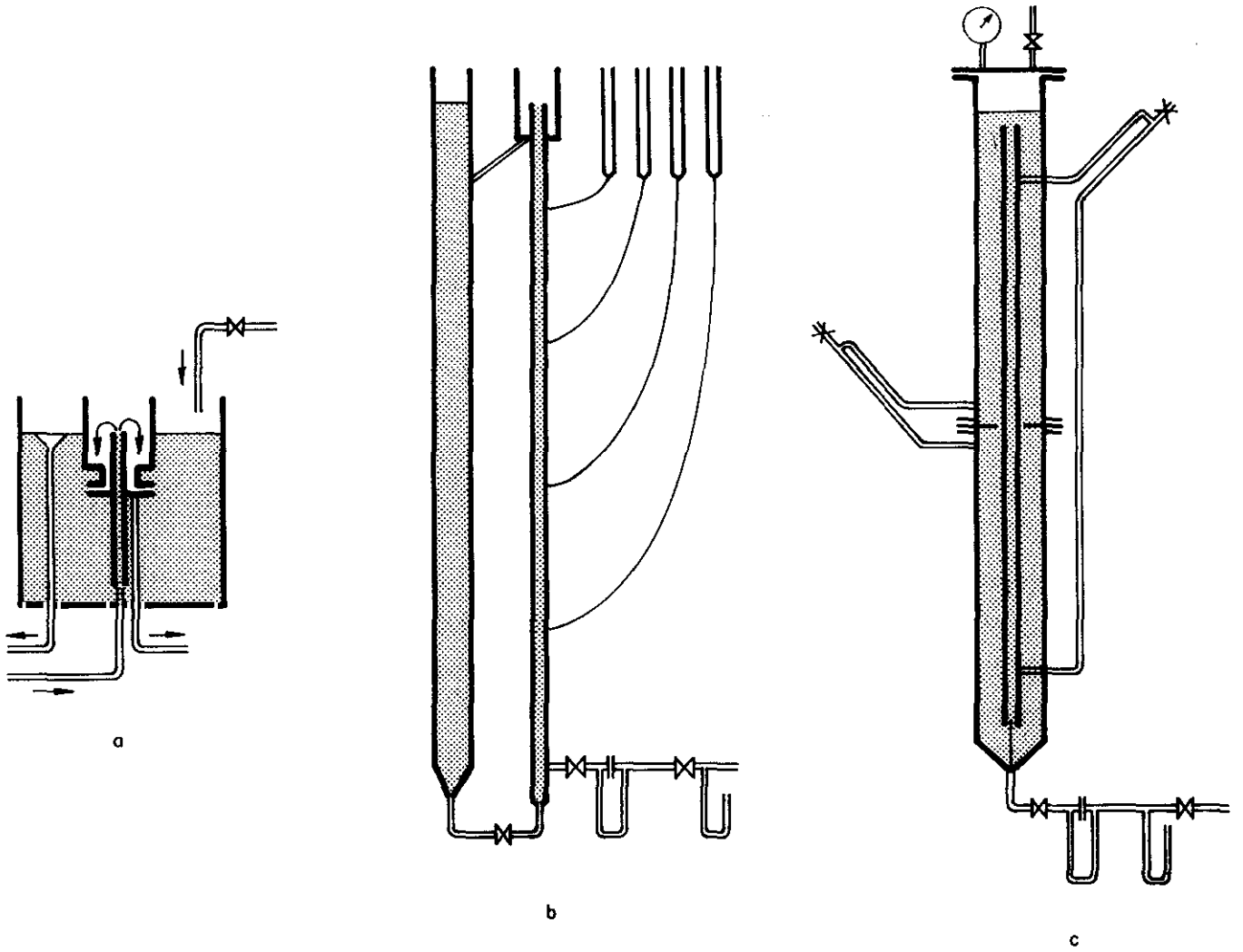


FIG. 1. 4

c) Flujo bifásico en tubos verticales de 1'8 m. de longitud y diámetros comprendidos entre 1 y 5 cm., en cámara con presión absoluta regulable. Estudio de la posibilidad de extrapolación de resultados para predecir los que se obtienen en la instalación del apartado b). Se experimentó con los sistemas aire-agua, aire-soluciones acuosas de glicerina y aire-suspensiones acuosas de alúmina.

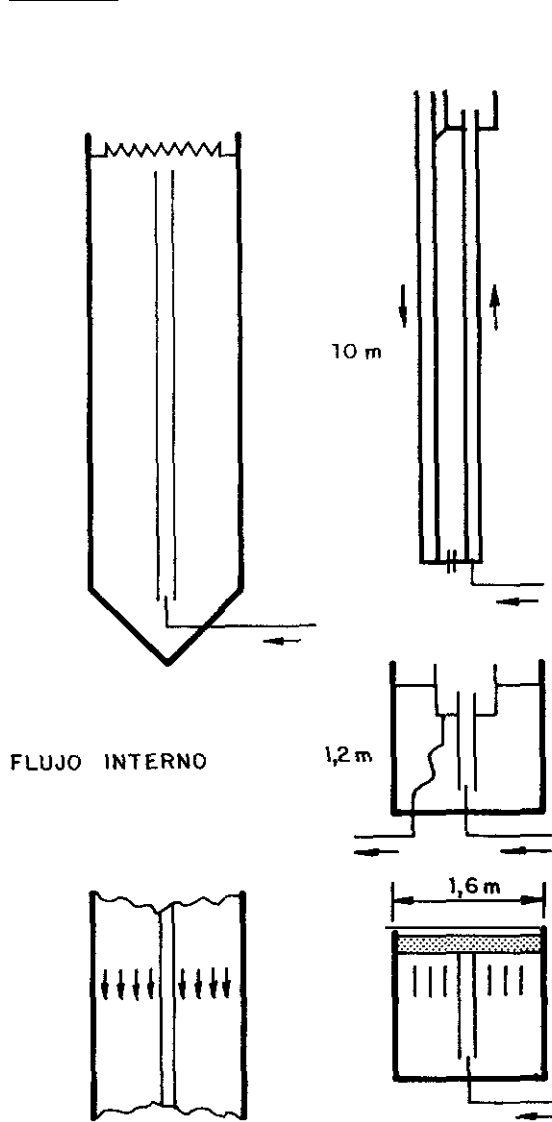
Las condiciones en que se planificó la experimentación del flujo bifásico, en relación con los metales fundidos, son análogas a las que se tienen en el tubo elevador de los reactores pachuca utilizados en Hidrometalurgia, en el proceso de lixiviación. Este reactor está constituido por un depósito cilíndrico, con fondo cónico y en su zona central un tubo elevador permite llevar, por arrastre con aire, la suspensión del mineral en la solución acuosa de lixiviación, desde el fondo cónico hasta el nivel superior del depósito. Esta base cónica permite el arrastre de los sólidos que sedimentan a la base del tubo elevador que recibe la alimentación de aire. El nombre de este depósito, pachuca, se debe a un pequeño pueblo de Méjico, en donde se utilizó por primera vez. Este tipo de reactor se utiliza en otros procesos químicos y se resalta su interés en procesos bioquímicos por el aporte de oxígeno que se puede superponer al flujo de aire en el tubo elevador.

Al avanzar en la realización del estudio, se estimó de interés considerar la utilización de la información experimental, para aportar una base rigurosa que permita tratar el flujo en los reactores pachuca, tanto en operación por cargas, como en continuo conectados en serie.

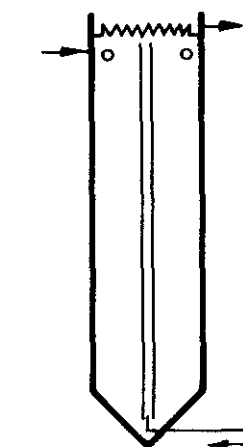
Dada la amplitud del trabajo experimental y teórico que se precisaba, el estudio se dividió en dos objetivos, que se desarrollaron en dos Tesis Doctorales.

Estos objetivos, que se dan en forma esquemática en la figura 1.5, son los siguientes:

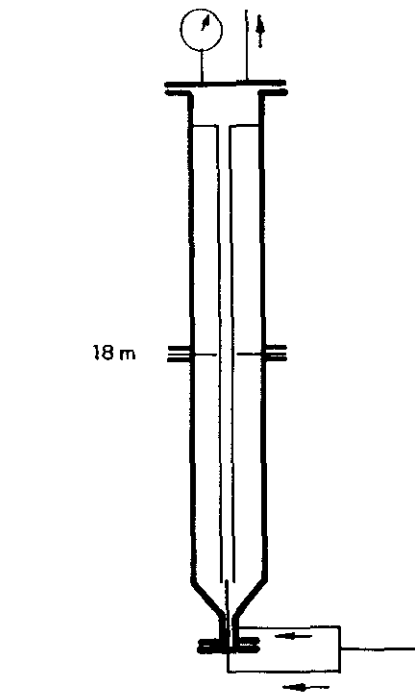
- a) Conocimiento del flujo bifásico en tubos de 1'2 y 10 m. de longitud (equipos a y b de la figura 1.4) y circulación en zona externa (equipo d de la figura 1.2).
  
- b) Conocimiento del flujo bifásico en tubos de 1'8 m., a sobrepresión variable, con variación de  $\mu$  y  $\rho$ , como posible base para predecir el flujo en tubos de 10 m. o de longitud superior.



FLUJO EXTERNO

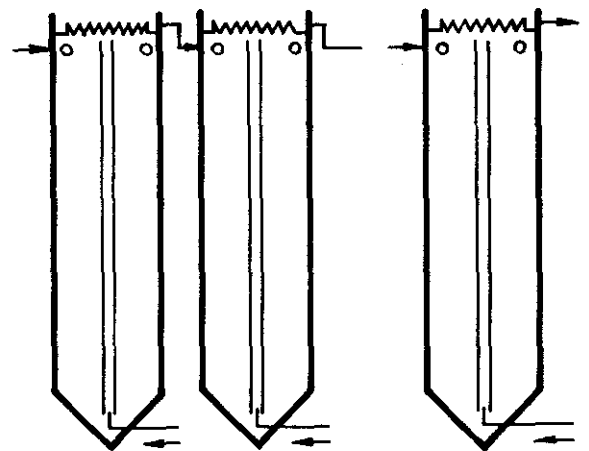


MODELO TEORICO DE FLUJO EN UN PACHUCA



FLUJO INTERNO CON SOBREPRESION VARIABLE.

INFLUENCIA DE  $\mu$  Y  $\rho$



MODELO TEORICO DE FLUJO EN PACHUCAS EN SERIE.

FIG. 1.5

Ambos objetivos se complementaron con el estudio teórico de las condiciones de flujo en un pachuca y pachucas operando en serie.

El trabajo experimental y teórico abordado en la presente Tesis Doctoral ha tenido como objetivo la variante a), que estudia el flujo bifásico en tubos de 1'2 y 10 m., la recirculación externa de fase líquida y la modelización y optimación del flujo en un pachuca.

Como estudio complementario, que no se incluye en las dos Tesis Doctorales a que se hace referencia, la información experimental aportada con el desarrollo del plan de trabajo descrito, servirá de base, junto con la Tesis Doctoral de E. Ortega Cantero incluida también en el proyecto de Investigación aprobado por la CAICYT, para realizar una revisión sobre la representatividad de los modelos que operan con aire y agua, para simular operaciones o procesos que se efectúan en cucharas, en el tratamiento de metales fundidos.

## **II.- ASPECTOS GENERALES DEL** **FLUJO BIFASICO**



## CAPITULO II

### ASPECTOS GENERALES DEL FLUJO BIFASICO

- 2.1 INTRODUCCION
- 2.2 FLUJO EN TUBOS DE ELEVACION
- 2.3 FLUJO EN EL EXTERIOR DE LOS TUBOS DE ELEVACION
- 2.4 FLUJO CONJUNTO
  - 2.4.1 REACTORES BIFASICOS CON CONDUCTOS DE ELEVACION
  - 2.4.2 TIPOS DE REACTORES CON FLUJO BIFASICO
  - 2.4.3 FLUJO Y CARACTERISTICAS GEOMETRICAS
- 2.5 UTILIZACION DE LA REVISION BIBLIOGRAFICA EN EL PLAN DE TRABAJO DESARROLLADO

## 2.1 INTRODUCCION

La agitación y la mezcla en depósitos y reactores es operación usual y frecuente en los procesos de beneficio en Metalurgia y en general en la Industria Química. Los fines que se desean alcanzar con la agitación y mezcla se pueden idealizar como diferentes. La agitación crea turbulencias, para mejorar la cinética de los procesos heterogéneos en los que intervienen sólidos, facilitando simultáneamente su permanencia en suspensión en la fase líquida y renovando las fases en contacto, y en reacción con gases aumentando el tiempo y probabilidad de contacto en el sistema trifásico sólido-líquido-gas, o bifásico líquido-gas. Es evidente que se consigue un mejor grado de mezcla y homogeneización del medio. La mezcla sólo persigue el fin de conseguir un medio homogéneo, esto es, que en él, por pequeña que sea una muestra que se tome, tiene la misma composición que la de todo el medio.

Los sistemas mecánicos y las variantes para conseguir agitación y / o mezcla, son numerosos y la realización de los fines que se acaba de exponer, no debe mantenerse para describirlos, ya que en general tiene que admitirse que los dos objetivos se cumplen con mayor o menor intensidad simultáneamente.

Una primera sistematización para describir estos equipos puede separarles en dos grupos:

- a) Sistemas con agitación por desplazamiento de dispositivos mecánicos.
- b) Sistemas con agitación por paso de una fase gas.

La transmisión de cantidad de movimiento al medio, se efectúa gracias al esfuerzo cortante que ejerce la superficie del dispositivo mecánico que se desplaza en él, a velocidad conveniente. En el caso de flujo de gas el fenómeno básico es el mismo. El esfuerzo cortante aparece en la superficie de contacto entre las dos fases.

Las formas que pueden darse a los sistemas mecánicos permiten gran número de variantes. Análogamente el flujo de gas a través del medio líquido, se realiza en formas múltiples.

En el aspecto parcial de la agitación y mezcla por gas, la circulación de la fase líquida en el flujo bifásico líquido-gas, en tubos elevadores ha merecido una atención particular. Son múltiples las reacciones gas-líquido que se efectúan en éstos sistemas, pero también son múltiples los procesos en los que al gas, en los tubos elevadores, sólo se le asigna la misión de hacer circular la fase líquida, desde el fondo del depósito o reactor hasta su superficie, para conseguir su nueva recirculación al fondo, fluyendo por el exterior del conducto de elevación y simultáneamente mezclándose con la alimentación continua del reactor.

Desde el punto de vista del consumo de energía, en los sistemas mecánicos, crece la potencia con el exponente 3 del diámetro del depósito (con frecuencia diámetro y altura son iguales). Cuando el diámetro crece el consumo de energía crece fuertemente y la circulación mediante los tubos elevadores con flujo bifásico, creado por la alimentación de gas se presenta como solución mejor desde el punto de vista energético.

Como variante de estos tubos elevadores se han desarrollado variantes mecánicas, en las que en tubos elevadores de mayor diámetro se instala un eje de propulsión con aletas simples o múltiples, que se hacen girar, en general, a un bajo número de revoluciones, para que el consumo de energía sea el adecuado y pueda competir con el arrastre por gas.

La recirculación de la fase líquida se puede interpretar en forma ideal siguiendo la figura 2.1 en la que una alimentación de composición  $y_0$  que se aporta a un reactor se mezcla con la recirculación de composición  $y_r$ , para dar una alimentación  $y_i$  que entra en el reactor. La salida del reactor de composición  $y_r$  parcialmente se recircula a la alimentación y se envía al exterior  $y_s = y_r$ .

La forma práctica de realimentación del sistema con recirculación se representa en la figura 2.2 en forma idealizada.

En "a", la alimentación se mezcla con una cierta cantidad del retenido que se recircula y en forma continua se obtiene un producto que se segrega de la corriente obtenida con la alimentación. En "b", la idea es la misma, pero el esquema, está más próximo a la situación real, un depósito con circulación central ascendente al que se hace llegar la alimentación. Esta corriente ascendente cambia de dirección al llegar a la superficie del líquido en el depósito y desciende por la corona circular exterior a la zona de ascenso, y en ella se segrega el producto salida del reactor.

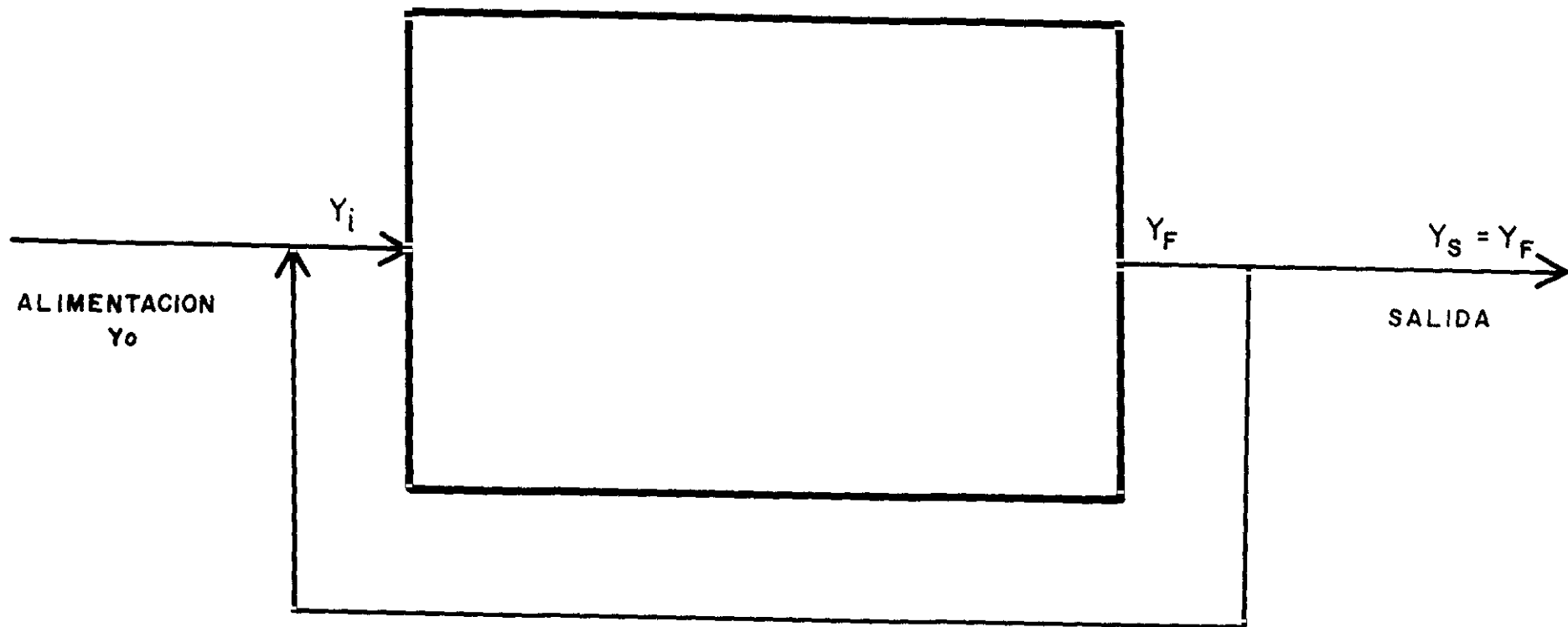


FIG. 2.1. Recirculación

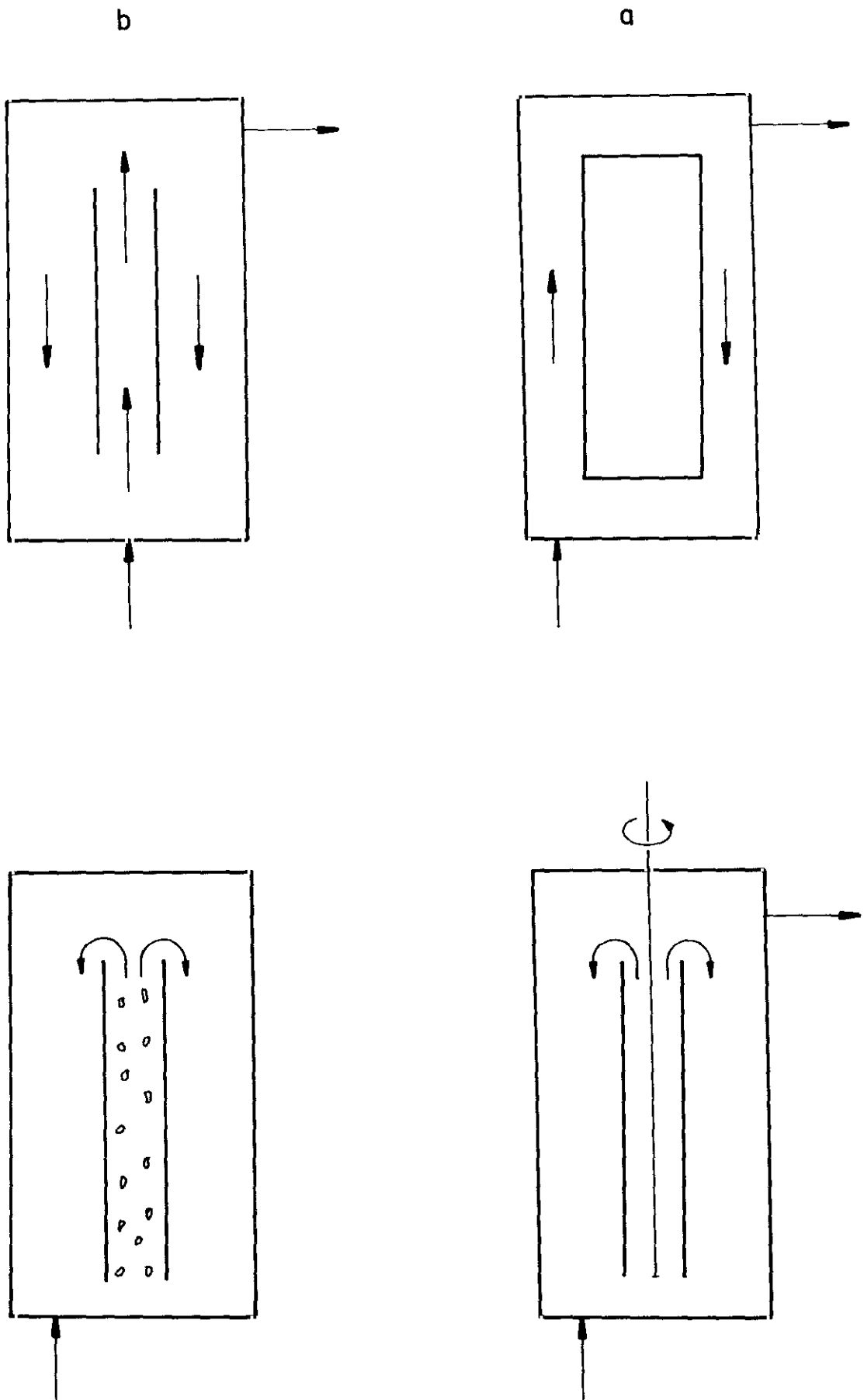


FIG. 2.2. Realimentación del sistema con recirculación

Para impulsar el líquido, como se indicó anteriormente, se puede utilizar un dispositivo mecánico, o la alimentación de un gas.

El flujo de recirculación según se produzca por un sistema mecánico o por gas, permite clasificar a los reactores en dos grupos:

- a) Reactor con recirculación por sistema mecánico PLR (Propeller loop reactor), figura 2.3, (Reactor con flujo interno de lazo con propulsión mecánica).
- b) Reactor con recirculación por flujo de gas ALR (Air lift loop reactor), figura 2.4, (Reactor con flujo interno de lazo con propulsión por elevador de aire).

## **2.2 FLUJO EN TUBOS DE ELEVACION**

El flujo en el tubo elevador, puede definirse con una cierta precisión, al confinarse en su interior, las fases líquido-gas, o suspensión de sólido-gas. Su estudio debe completarse, con la zona de entrada de la fase líquida, en la base del tubo, y la zona de separación de la fase líquida y gas, en el extremo superior del tubo. En ésta última zona cabe considerar la posibilidad, para unas condiciones de recirculación con velocidades altas, que parte de la fase gas pueda arrastrarse al fondo del reactor, y en consecuencia, se produzca la recirculación de gas superpuesta a la de fase líquida.

Las características geométricas del fondo y de la base del tubo o haz tubular elevador es variable. Lo mismo sucede con la zona

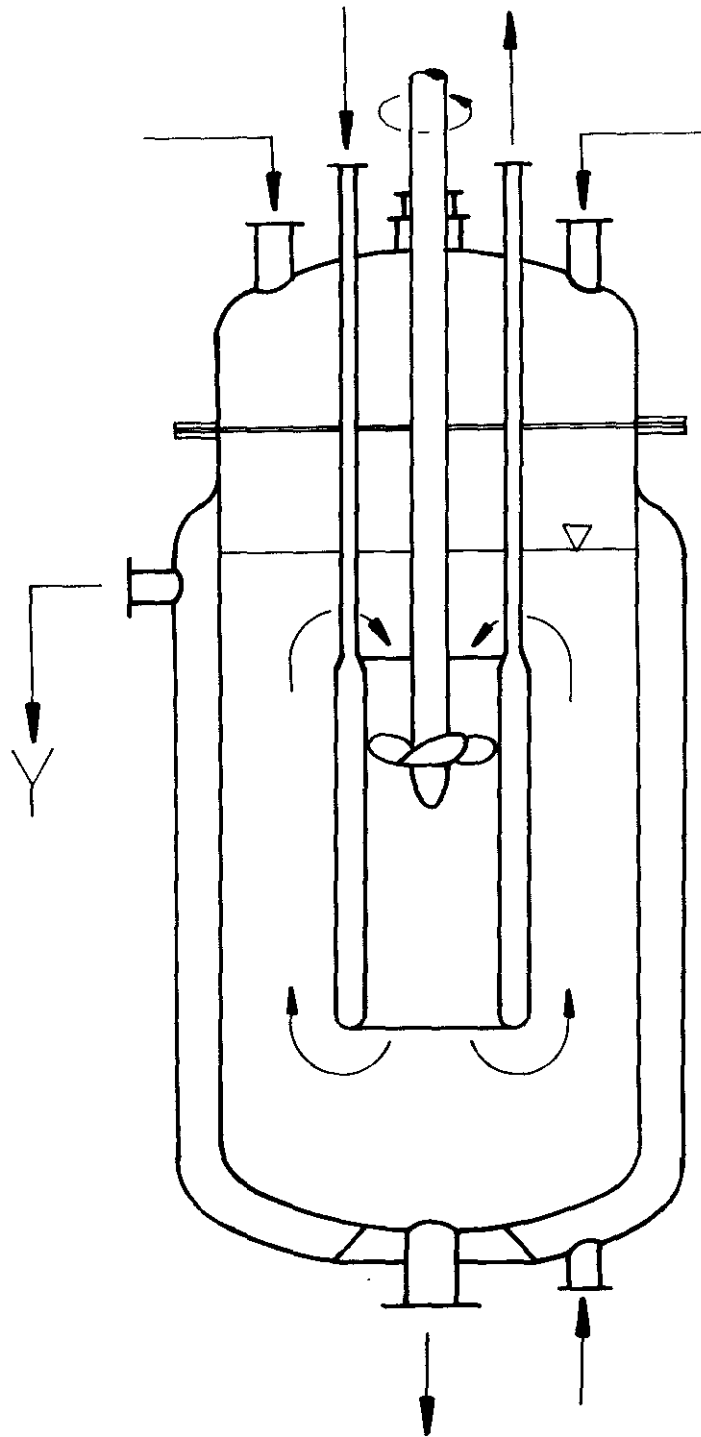


FIG. 2.3. Reactor PLR.



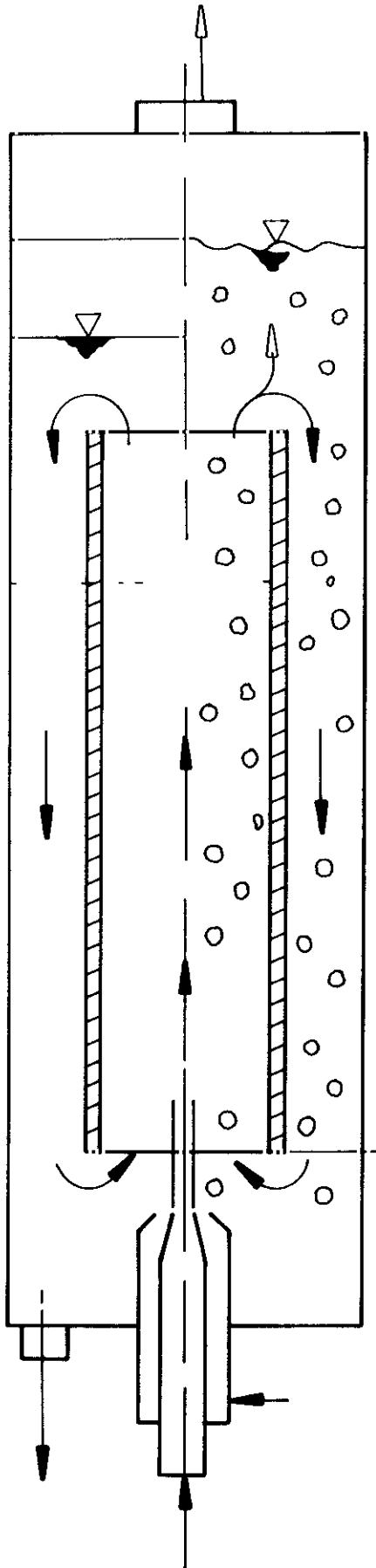


FIG. 2.4. Reactor ALR.

superior y el sistema de alimentación y de rebose continuo. Por este motivo es difícil dar una descripción ordenada y clasificada de las posibles opciones y en consecuencia tampoco puede darse un tratamiento cuantitativo general del fenómeno. Solamente, en forma cualitativa, se puede llamar la atención sobre la conveniencia de que, en la base del sistema elevador, no se produzca un estrangulamiento del flujo, para que la pérdida de carga superpuesta no condicione el flujo en el tubo elevador. En su extremo superior, la separación de fases debería tener lugar en forma clara, sin interacción con alimentación y rebose.

El valor de las secciones transversales del tubo o haz de tubos elevadores, comparadas con la sección transversal de la corona circular en la que tiene lugar el flujo hacia el fondo condiciona la posibilidad de recircular burbujas de gas.

El flujo bifásico en conducciones verticales presenta una gran variedad de morfologías. Lo mismo sucede en conducciones horizontales. En ambas el comportamiento no es idéntico. A continuación sólo se hace referencia al flujo en conductos verticales.

A caudales pequeños de gas el flujo es de burbujeo, las burbujas de gas aparecen perfectamente diferenciadas. A caudales grandes el flujo es anular, el gas circula libremente en la zona central y el líquido forma una corona que se arrastra por el gas. Las situaciones intermedias tienen una identificación no tan clara y en consecuencia su denominación puede considerarse arbitraria. Los diferentes experimentadores que han abordado el problema, lo han tratado condicionados por

los medios experimentales con que han operado, tanto tamaño y forma del equipo como las características de los fluidos líquido-gas.

Wallis (1) en flujo vertical considera los tres tipos siguientes:

- a) Burbujeo, dispersión de burbujas en una fase líquida continua.
- b) Agitación turbulenta, coexistencia de burbujas grandes y pequeñas que se mueven a velocidad elevada.
- c) Embolsado, el gas fluye con burbujas grandes en forma de hongo, en la fase líquida, con la que se desplaza a velocidades relativamente elevadas.

Hills (2) propone un mapa de flujo para representar zonas de validez de los tres tipos de flujo propuestos por Wallis, en función de la velocidad superficial del gas y del diámetro del conducto de elevación.

Javdani (3), Barnea (4) y Oshinowo y Charles (5) han propuesto mapas de flujo diferentes, definiendo zonas de estabilidad de determinadas características macroscópicas de flujo, mediante variables medidas experimentalmente. Las zonas se separan por líneas, aunque desde el punto de vista de las características de cada régimen de flujo, será mejor emplear bandas para indicar la posibilidad de coexistencia inestable de regímenes de flujo.

El mapa de Oshinowo y Charles es el que ha obtenido una mayor aceptación. En él se utiliza en coordenadas doble logarítmicas,

la relación de caudales gas-líquido y el número de Froude de mezcla.

En la figura 2.5, se representa las morfologías que se distinguen en el mapa:

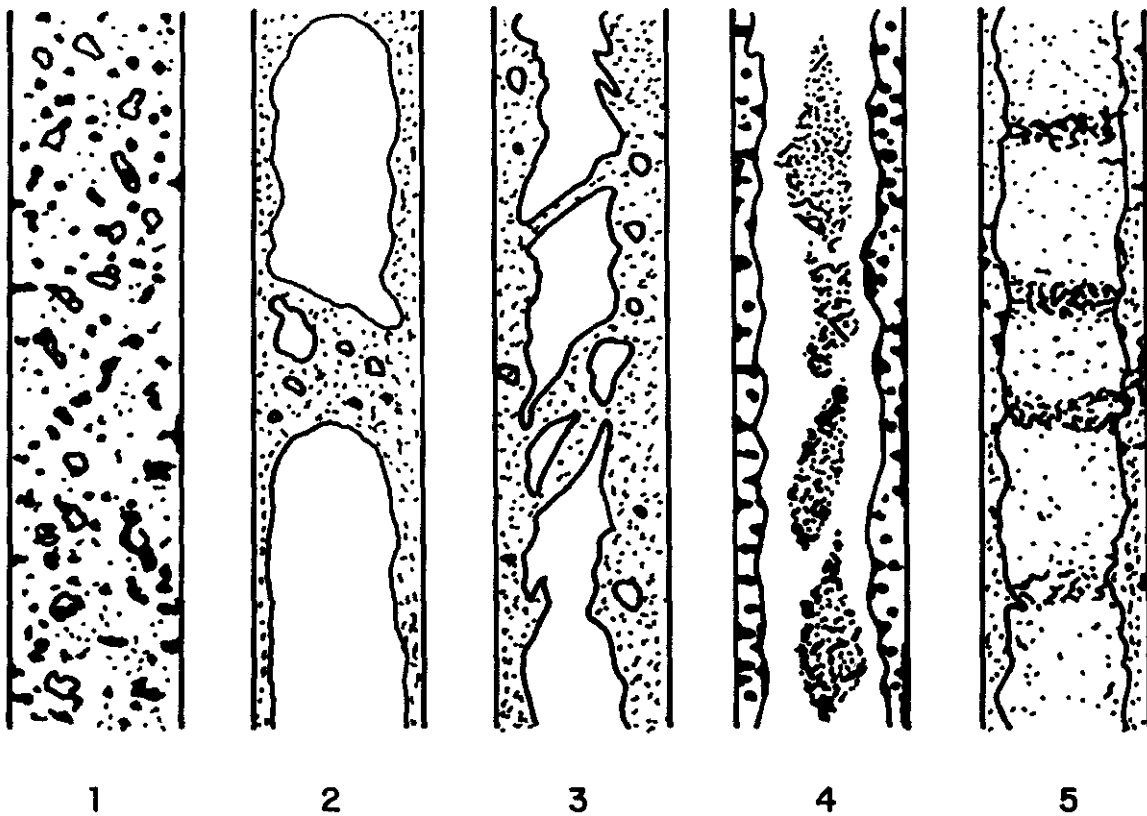
- a) Flujo de burbujeo (1)
- b) Flujo embolsado con burbujas (2) y (3)
- c) Flujo embolsado con espuma (4)
- d) Flujo de espuma (5)
- e) Flujo anular (6)

y en la figura 2.6, las zonas identificadas con la numeración dada en la representación gráfica propuesta por Oshinowo y Charles.

La definición del concepto fracción de huecos (o retenido de gas el medio heterogéneo gas-líquido), se ha utilizado para tratar de establecer la fluidodinámica del flujo bifásico. No está claro el fenómeno para definir las propiedades que condicionan la fracción de huecos. Shah y Col (6) recopilan una relación amplia de correlaciones. El único comentario que puede hacerse es el siguiente: la fracción de huecos depende principalmente de la velocidad superficial del gas y a veces se ve afectada por las propiedades físicas del líquido.

Los diámetros del conducto de elevación no afectan a la fracción de huecos si su valor superan los 15 cm., según han comprobado:

- (7) Kato Y., Nishiwaki A., Takashi F., Tanaka S.,
- (8) Akita K., Yoshida F.



- 1      Flujo de burbujeo (1)
- 2      Flujo embolsado con burbujas (2) y (3)
- 3      Flujo embolsado con espuma (4)
- 4      Flujo de espuma (5)
- 5      Flujo anular (6)

FIG. 2.5. Tipos de flujo. Los números entre paréntesis indican la zona de existencia en el gráfico de la figura 2.6.

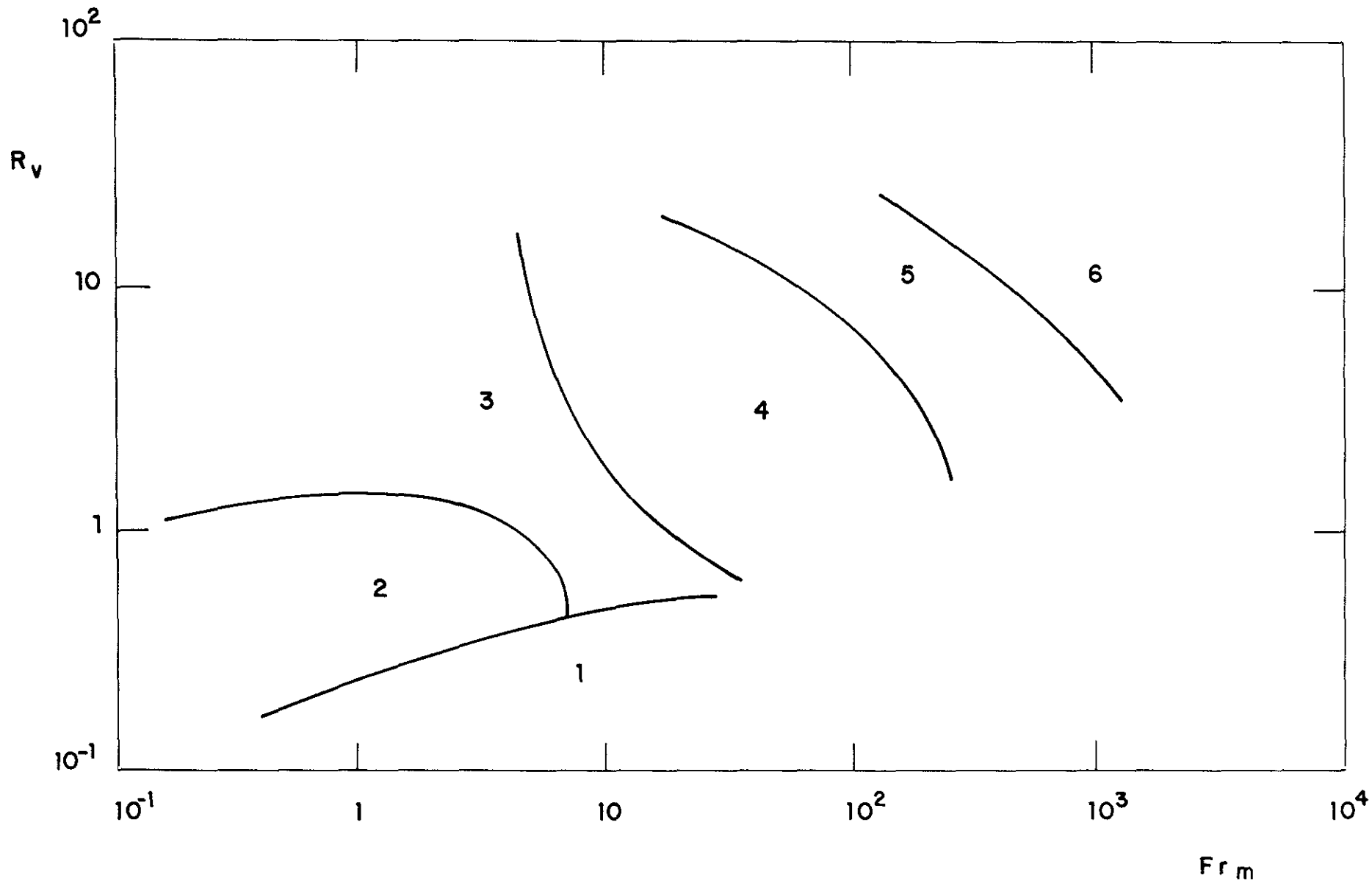


FIG. 2.6. Grafico de tipo de flujo propuesto por Oshinowo y Charles.

(9) Hikita H., Asai S., Tanigawa K., Sepawa K., Mitao M.

Ueyama K. y Miyauchi T., (10) para flujo parcialmente embolsado, encontraron que la fracción de huecos varía, en una primera aproximación, con la raíz cuadrada de la velocidad superficial y decrece ligeramente en función del diámetro de la columna. La dependencia de ambas variables se puede expresar en la forma:

(2.1.)

en la que  $-n-$ , tiene valores comprendidos entre 0'7 y 1'2 para flujo de burbujeo y 0'4 a 0'7 en flujo parcialmente embolsado (11) a (16).

La influencia de las propiedades físicas del líquido (utilizando soluciones acuosas de carboximetil celulosa) se estudió por Schumpe y Col (17) los resultados obtenidos parecen indicar su influencia nula en flujo de burbujeo.

En resumen puede decirse que no existe en la actualidad un cuerpo de doctrina que pueda explicar claramente el comportamiento del flujo. En la figura, 2.7 y en la tabla 2.1, se representan los datos recopilados por Merchuk y Col (18) respectivamente en forma gráfica y con la información que permite conocer las características de las soluciones empleadas en la experimentación. La observación de la figura 2.7, permite comprobar la amplia variación del exponente  $-n-$ .

Para evaluar la fracción de huecos, Clark (25) propone la

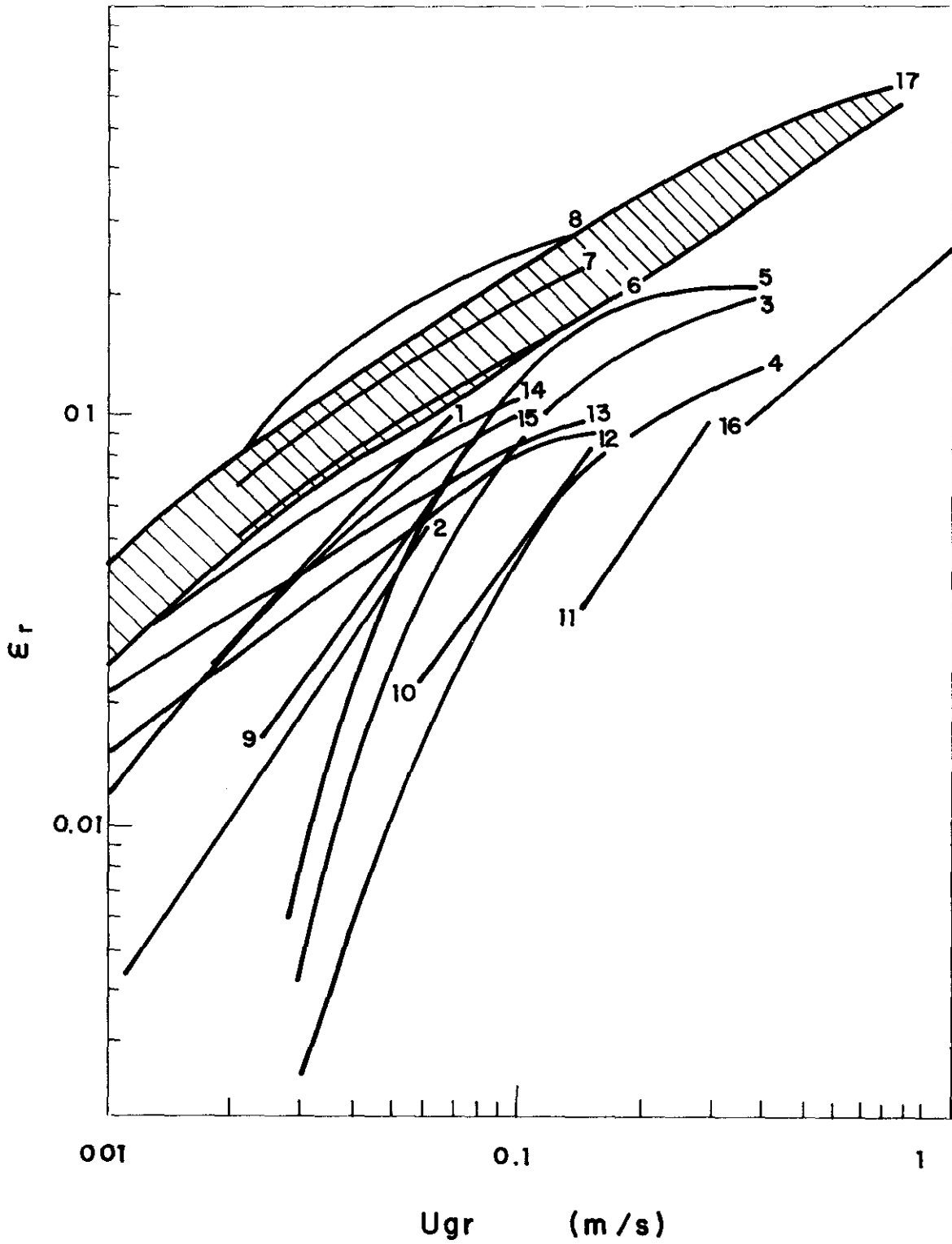


FIG. 2.7. Datos experimentales de  $Er$  frente a  $U_{gr}$  en reactores ALR.



**TABLA 2.1** Reactores ALR, datos de diseño y sistemas estudiados en la obtención de los datos representados en la Figura 2.7

Reactor (*)	D (m)	Di (m)	Sistema	Referencia
CT	0'1	0'07	Sol.almidón	(19)
CT	0'3	0'21	Sol.almidón	(19)
CT	0'152	0'995	agua	(20)
CT	0'152	0'995	1% etanol	(20)
CT	0'152	0'995	con antiespumante	(20)
CT	0'140	0'094	agua	(21)
CT	0'140	0'082	270 mol/m <sup>3</sup> BaCl <sub>2</sub>	(21)
CT	0'140	0'082	50% glicerina	(21)
CT	0'1	0'074	agua	(22)
CT	0'1	0'059	agua	(22)
CT	0'1	0'045	agua	(22)
EL	0'1	0'05	agua	(23)
EL	0'1	0'05	51% sacarosa	(23)
EL	0'33	0'052	agua	(24)
EL	0'33	0'052	agua	(24)
EL	0'149	0'149	agua	( 2)
Correlaciones para columnas de burbujeo, varios autores.				( 6)

(\*) Ver nomenclatura al final del capítulo.

ecuación de Zuber y Findlay (26) basada en el modelo de flujo bifásico de arrastre por deslizamiento:

$$\frac{U_{gr}^*}{\epsilon_r} = Co(U_{gr}^* + U_{lr}) + U_{oo} \quad (2.2.)$$

En la que  $-Co-$  es un parámetro que es función de la fracción de huecos y la distribución de velocidades y  $-U_{oo}-$  es un término de la velocidad de arrastre para deslizamientos pequeños locales. Esta ecuación ha sido contrastada por Govier (27) y Clark (28).

La velocidad  $-U_{oo}-$  según Zúber y Findlay, puede expresarse en función de la fracción de huecos y de la velocidad de ascensión terminal de una sola burbuja  $-U_b-$ , mediante la expresión:

$$U_{oo} = U_b(1 - \epsilon)^{1,5} \quad ( 2.3. )$$

Para operar con una velocidad media superficial de gas entre la superficie libre y la base en donde se dispersa el gas, se corrige por un parámetro  $-D_p-$ , la velocidad superficial de gas,  $-U_{gr}-$ .

Stenning y Martin (29), entre otros experimentadores han puesto de manifiesto que esta simplificación no varía sustancialmente los resultados, definiendose el parámetro de corrección  $-D_p-$  como:

$$D_p = \frac{2P_c}{P_c + P_o} \quad ( 2.4. )$$

quedando finalmente definida la velocidad superficial por:

$$U^*_{gr} = D_p U_{gr} \quad ( 2.5. )$$

Los trabajos experimentales de Orkizewski (30), Butterworth (31) y Govier (27) han demostrado que la pérdida de presión debida a la fricción en el flujo bifásico, puede expresarse mediante una ecuación modificada de la que se emplea para flujo monofásico:

$$P_f = f_{TP} \rho_l \left( \frac{L_r}{D_i} \right) \left[ \frac{(U_{lr} + U^*_{gr})^2}{2} \right] \quad ( 2.6. )$$

Igualmente, la pérdida de presión que se produce por la entrada del gas en el conducto de elevación, se calcula de forma análoga como si se tratase con flujo monofásico:

$$P_o = K \rho_l U_{lr}^2 \quad ( 2.7. )$$

fijándose el valor de k, dependiendo de la configuración geométrica que se de al diseño en 0,5 según Perry y Chilton (32) ó 0,83 según Lamont (33).

Finalmente ha de tenerse en cuenta el término de pérdida de presión debido al deslizamiento de las fases, para lo cual se considerará, el caso de la pérdida de presión en una contracción brusca del líquido, con razones de diámetros muy diferentes, que conduce para el líquido, a considerar el término  $-\rho_l \frac{U_{lr}^2}{2}$ . Como no hay solamente líquido, su velocidad superficial será mayor, este término debe ser mayor y también la pérdida de presión que experimentará debido a una variación

de la velocidad superficial del gas, desde cero hasta el valor de descarga en la cabeza del reactor.

Este término, según el desarrollo de Hsu y Dudukovic (34) se expresa:

$$\rho_l U_{lr} \left[ (U_{gr} + U_{lr}) - U_{lr} \right] = \rho U_{lr} U_{gr} \quad ( 2.8. )$$

con lo que finalmente queda que:

$$P_o = \rho_l \frac{U_{lr}^2}{2} + \rho_l U_{gr} U_{lr} \quad ( 2.9. )$$

Por otra parte, Clark, tomando como referencia un reactor de tipo Pachuca, propone una ecuación para la predicción de la velocidad de ascensión del líquido en el reactor. Para ello establece un balance de presiones en el reactor, de forma que la diferencia de presión entre el punto de descarga del gas y la superficie libre del reactor, se invierte en la pérdida de fricción debido al flujo bifásico y en la entrada del conducto de elevación (  $P_f + P_o$  ), en la pérdida de presión debido al deslizamiento de las fases -  $P_m$  -, y en la presión hidrostática en el reactor en funcionamiento con flujo bifásico -  $P_h$  -. Así se llega a la ecuación:

$$P_l = P_f + P_o + P_m + P_h \quad ( 2.10. )$$

La forma explícita de cada uno de los términos es la siguiente:

$$P_l = \gamma_l h_l = \rho_l g h_l \quad ( 2.11. )$$

$$P_h = \gamma_l h_l (1 - \epsilon r) = \rho_l g h_l (1 - \epsilon r) \quad ( 2.12. )$$

Sustituyendo todos y cada uno de los términos en la ecuación (2.10.) queda finalmente el balance:

$$\rho_l g h_l \epsilon_r = C_1 (U_{lr} + D_p U_{gr})^2 + K \rho_l \frac{U_{lr}^2}{2} + \rho_l \frac{U_{lr}^2}{2} + \rho_l U_{gr} U_{lr} \quad (2.13.)$$

en donde  $C_1 = \rho_l f_{TP} \frac{h_l}{2 D_i}$  . Llamando  $C_2$  a  $\frac{(1+K)\rho_l}{2}$  y sustituyendo -  $\epsilon_r$  - de la ecuación (2.2.), la expresión (2.13.) se transforma en:

$$\rho_l g h_l \left[ \frac{D_p U_{gr}}{C_0 (D_p U_{gr} + U_{lr}) + U_{00}} \right] = C_1 (U_{gr} + U_{lr})^2 + C_2 U_{lr}^2 + \rho_l U_{lr} U_{gr} \quad (2.14.)$$

expresión que relaciona las velocidades superficiales de líquido y de gas en el punto de descarga, junto a los parámetros geométricos y los coeficientes de pérdida de carga.

La ecuación (2.14.) se puede simplificar en la siguiente con un error inferior al 5% admitiendo que:

$$(U_l + D_p U_{gr})^2 \approx U_{lr}^2 + 2 U_{lr} D_p U_{gr} \quad (2.15.)$$

se llega finalmente a:

$$a U_{gr}^2 + b U_{gr} + c = 0 \quad (2.16.)$$

en donde:

$$a = \left[ \rho_l + 2 C_1 D_p \right] C_0 D_p U_{lr} \quad (2.17.)$$

$$b = \left[ C_0 D_p (C_1 + C_2) \right] U_{lr}^2 + (\rho_l + 2 C_1 D_p) (C_0 U_{lr}^2 + U_{lr} U_{00}) \quad (2.18.)$$

$$C = (C_1 + C_2) (C_0 U_{lr}^3 + U_{00} U_{lr}^2) \quad ( 2.19. )$$

Con la ecuación ( 2.16. ) se obtienen analíticamente los caudales de gas, cuando se requiere uno de líquido y la ecuación ( 2.14. ), representa la expresión general de los caudales de gas y de líquido.

En la figura 2.8., para dos valores diferentes de  $- C_0 -$  se representa el gráfico de Clark. En él puede observarse que los valores de las velocidades superficiales de líquido son superiores a los supuestos de Chisti. Aparece un fenómeno de gran interés, se pone de manifiesto la existencia de un valor asintótico del caudal de líquido. Este hecho indica que no se puede elevar el caudal de líquido a costa del de gas. El exceso de energía aportada al sistema por el gas, no se invierte en arrastrar el líquido, sino en convertirse en calor por la fricción en el sistema.

El modelo de flujo bifásico de arrastre por deslizamiento propuesto por Zuber y Findlay, expresado anteriormente en la ecuación (2.2.), implica una distribución no uniforme, tanto de la fracción de huecos local como de las velocidades puntuales. Para éste modelo la velocidad de deslizamiento es independiente de la fracción de huecos.

La influencia del diámetro del conducto en la velocidad de ascensión de las burbujas, se estudió por Wallis (1), y llegó a la conclusión de que dicha velocidad coincidía con la de ascensión en un medio infinito, cuando el diámetro de las burbujas era igual o inferior a un 12,5 % del diámetro del

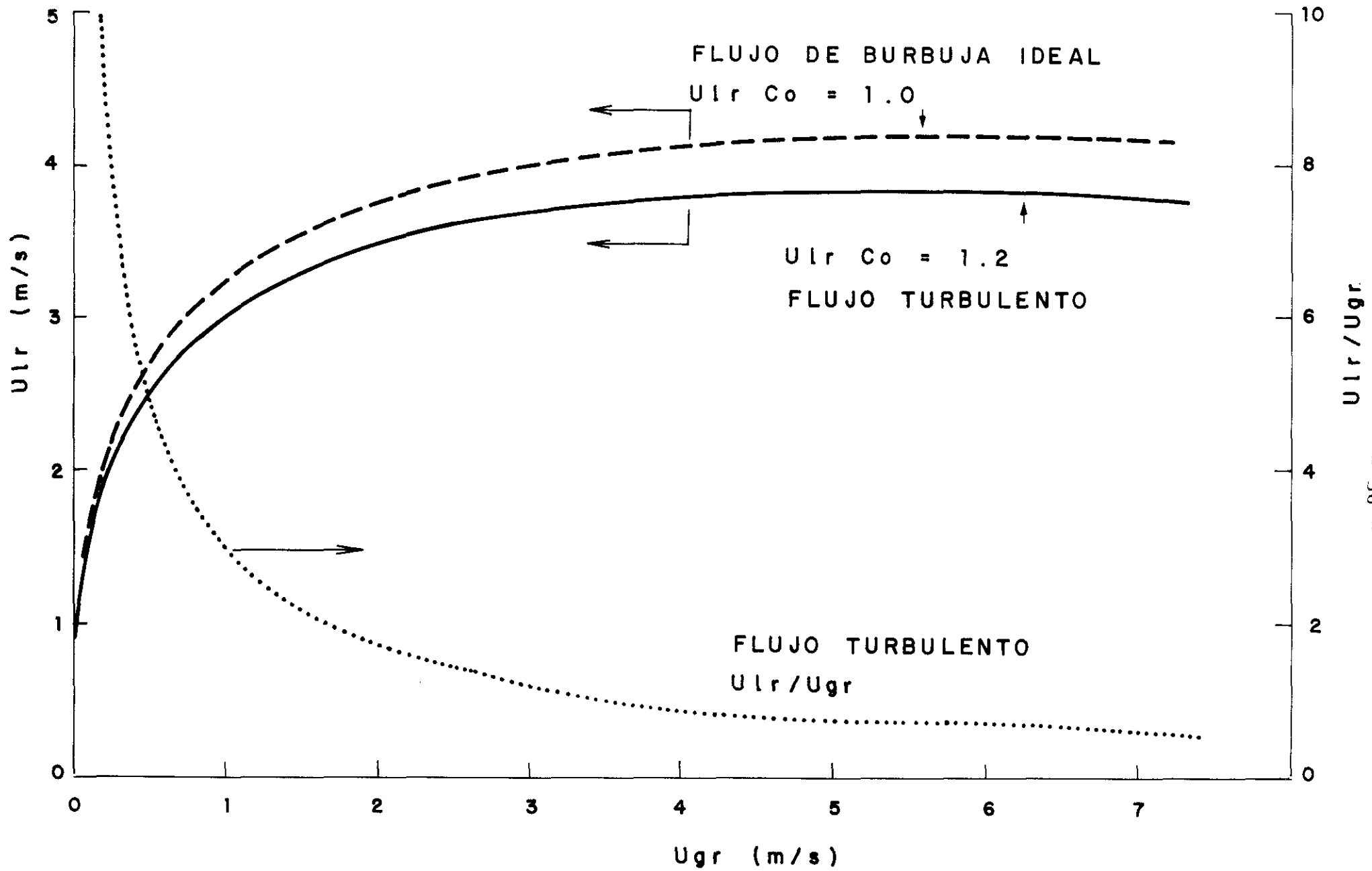


FIG. 2. 8. Relación entre  $U_{gr}$  y  $U_{lr}$ .

conducto.

Cuando se tiene un perfil plano, el parámetro de distribución -  $C_o$  - tiende a la unidad. Clark y Flemmer (35), observaron que a medida que se aumenta el diámetro de la conducción, la distribución de velocidades se hace cada vez menos simétrica. Para conductos de diámetro 100 mm. dan un valor de  $C_o = 1,07$ , apareciendo tanto en corriente ascendente como descendente una fuerte dependencia lineal con la porosidad.

$$\text{Ascensión } C_o = 0,934 ( 1 + 1,4 \epsilon ) \quad ( 2.20. )$$

$$\text{Descenso } C_o = 1,520 ( 1 - 3,67 \epsilon ) \quad ( 2.21. )$$

El valor del coeficiente de distribución  $C_o=1,07$ , dado por Clark y Flemmer, coincide con los fundamentos teóricos de Zuber, cuando se tienen las siguientes velocidades que cumplan la condición:

$$\frac{U_g + U_l}{(U_g + U_l)_c} = 1 - \left[ \frac{r}{R} \right]^2 \quad ( 2.22. )$$

variando la fracción puntual de huecos según:

$$\frac{\epsilon - \epsilon_p}{\epsilon - \epsilon_c} = 1 - \left[ \frac{r}{R} \right]^3 \quad ( 2.23. )$$

c y p se refieren a los valores en el centro y en la pared.

Por otra parte, Shah y col. (36), utilizando conductos de 154



mm. de diámetro y 3350 mm. de altura, con soluciones acuosas de carboximetil-celulosa desde 50 ppm. hasta 2300, correlacionaron los datos de velocidades y encontraron que el valor de  $-C_o-$ , variaba desde 2,36 a 2,72. Con el aumento de la viscosidad de la solución, no encontraron una tendencia clara de variación.

En la circulación de líquido por los tubos elevadores la pérdida de presión que sufre el flujo bifásico es una característica más que interesa conocer. Cuando se diseñan los reactores, en muchos casos, se procura que dentro del tubo o haz tubular la pérdida de presión sea de menor interés, lo que es importante, pero lo realmente interesante, es plantearse la forma de disminuir las otras partidas de la pérdida de presión que son mayores, que influirán con mayor efecto en la pérdida de presión total.

Govier y col. (37) y (38) con el sistema aire - agua, realizaron estudios teóricos y experimentales sobre el flujo vertical bifásico en tubos de elevación, en los cuales se trata ampliamente la pérdida de presión.

La pérdida de presión total se obtiene de los sumandos, pérdida de carga hidrostática más la carga de pérdida de presión del líquido:

$$- V_l \left( \frac{\Delta P_f}{\Delta x} \right) = \frac{1 + R_m}{1 + R_w} + \frac{1}{1 + R_w} \left( \frac{\Delta F}{\Delta x} \right)_l \quad ( 2.24. )$$

en donde:

- $R_m$  - es la razón másica gas/líquido.
- $R_w$  - es la razón volumétrica de las mismas fases.
- $\left(\frac{\Delta F}{\Delta x}\right)_l$  pérdida de carga por unidad de longitud debida a la fricción por el líquido.

En la ecuación (2.24),  $\left(\frac{\Delta F}{\Delta x}\right)_l$  es el término a conocer a

partir de los datos que se obtienen en la experimentación y puede expresarse en función del coeficiente de fricción -  $f_l$  -.

$$\left(\frac{\Delta F}{\Delta x}\right)_l = \frac{2 f_l U_{lr}^2}{g D_i} \quad ( 2.25. )$$

siendo dicho factor -  $f_l$  - función del número de Reynolds del líquido.

En la figura 2.9, se representa -  $f_l$  - frente al producto -  $D_i U_{lr}$  - y tomando como valor paramétrico el producto  $U_{gr} D_i^{3.5}$  obtenido por ajuste estadístico, se reproducen los valores correlacionados por Govier de los factores de fricción.

De la observación de la figura puede deducirse:

- A caudal constante de líquido, el factor -  $f_l$  - varía con el diámetro de la conducción, siendo dicho factor menor a medida que el diámetro también lo es.
- Que -  $f_l$  - puede valer más de 1,0 y la desviación frente al sistema monofásico, es tanto más acentuada en

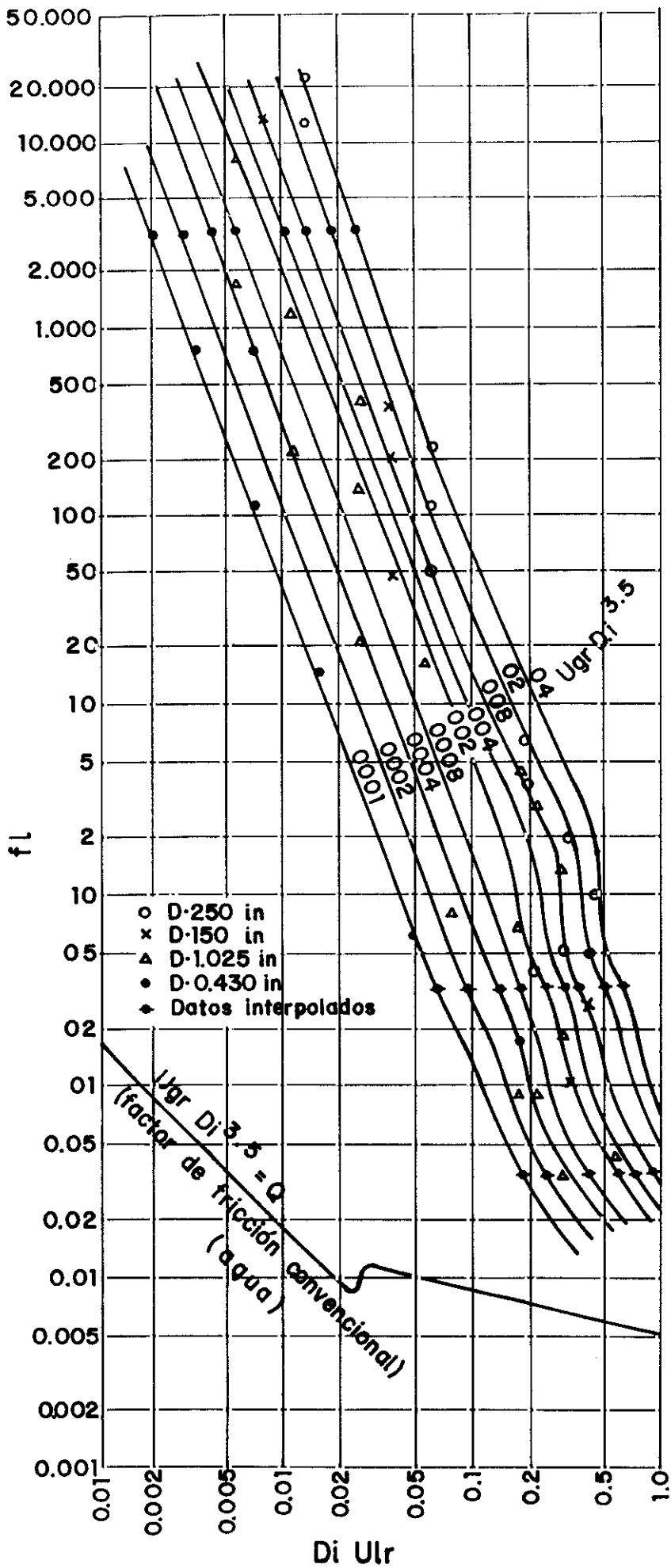


FIG. 2.9 Correlación del factor de fricción.

régimen laminar que en el turbulento y dentro del primero cuanto más laminar es el régimen.

Otros autores como Govier y Aziz (27), Butterworth y Hewitt (31), Clark (25), Hsu y Dudukovic (39), emplean en lugar del coeficiente de fricción -  $f_l$  -, el factor de fricción del flujo bifásico -  $f_{TP}$  -.

Hsu y Dudukovic, trabajaron con tubos de elevación de diámetros comprendidos entre  $\frac{3}{4}$  y 1,6 pulgadas y alturas entre 1,0 y 3,5 metros, operando con el sistema aire-agua y otros líquidos, modificando la densidad y viscosidad de éstos últimos entre 0,8 a 1,3 g/cc. y 0,8 a 56 cp. respectivamente.

El factor de fricción -  $f_{TP}$  -, se define por:

$$f_{TP} = \frac{D_{ig} \Delta P_f}{2 U_m^2 L_r (1-\epsilon_r)} \quad ( 2.26. )$$

donde  $U_m = U_{gr} + U_{lr}$  es la suma de las velocidades superficiales del gas y del líquido.

Se ha correlacionado el factor de fricción en función del número de Reynolds de mezcla, definido por:

$$(Re)_m = \frac{D_i U_m \rho_l}{\mu_l} \quad ( 2.27. )$$

y en la figura 2.10, en coordenadas doble logarítmicas se

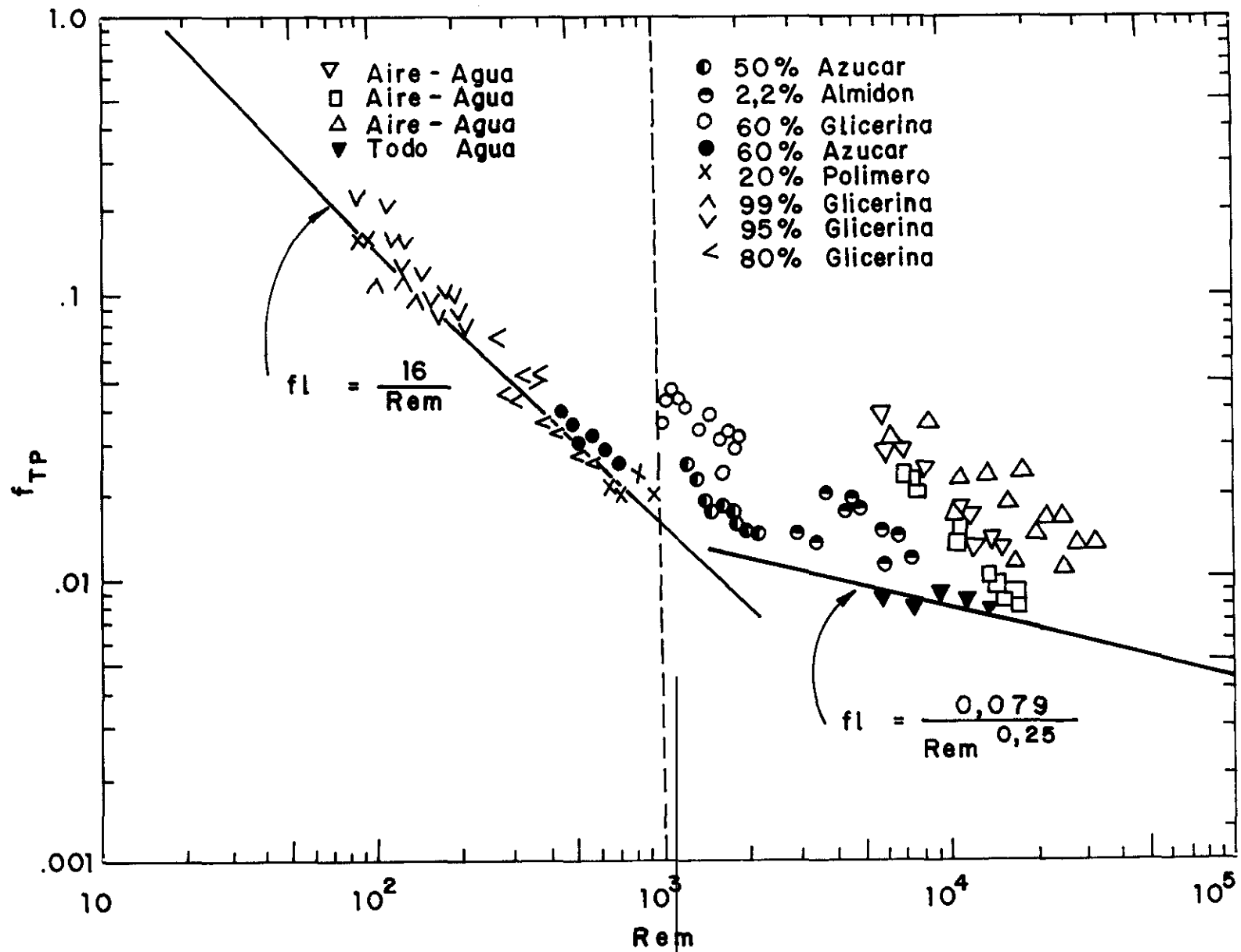


FIG. 2.10. Factor de fricción en flujo bifásico.

representan los resultados.

Del análisis de los mismos puede verificarse que para régimen laminar que se corresponde con  $(Re)_m < 10^3$ , los puntos experimentales siguen la variación lineal:

$$f_{TP} = \frac{16}{(Re)_m} \quad ( 2.28. )$$

Para régimen turbulento,  $f_{TP}$  es algo superior al que se obtiene para conductos lisos:

$$f_l = \frac{0'079}{(Re)_m^{0'25}} \quad ( 2.29. )$$

Estos autores proponen la correlación adimensional siguiente, con una desviación del  $\pm 30\%$ , válida para régimen turbulento:

$$\frac{f_{TP}}{f_l} = 6'42 (F_l)_{TP}^{-0'213} (Re)_{TP}^{-0'056} (W_l)_{TP}^{-0'157} (Re)_m > 10^3 \quad ( 2.30. )$$

El factor de fricción -  $f_{TP}$  -, tiene una variación muy pequeña y su valor oscila alrededor de  $f_{TP} = 0'02$ .

Wallis (1) en la experimentación que efectúa obtienen un valor que difiere del anterior. Para régimen turbulento da el valor constante del factor de fricción 0,005.

A pesar de que los diferentes valores de -  $f_{TP}$  -, sean tan dispares como los dados anteriormente, con una diferencia en

la estimación de  $( 0,02 / 0,005 = 4 )$ , cuando se comprueba por balance todas las partidas de la presión total, en los reactores, los errores no son grandes. En los trabajos en que se considera la pérdida de fricción en flujo bifásico, ésta, es una parte pequeña de la pérdida de presión total.

### **2.3 FLUJO EN EL EXTERIOR DE LOS TUBOS DE ELEVACION**

Este aspecto se trata en la bibliografía, considerando, en general, el conjunto flujo interno-flujo externo, y así se aborda en el epígrafe 2.4 siguiente.

En el desarrollo del plan de trabajo experimental y teórico realizado, que se describe en esta Memoria, a este tipo de flujo se le ha dado un tratamiento parcial separado. Por este motivo conviene hacer una referencia a sus características por separado aunque posteriormente se trate en el conjunto flujo interno-flujo exterior.

En general y dadas las dimensiones de los reactores Pachucas industriales, que constituyen los equipos más grandes con este tipo de flujo y por tanto, en donde el conocimiento del flujo puede tener una mayor importancia, para el caudal de fase arrastrado por el sistema elevador gas-fase líquida, la velocidad de descenso en la corona exterior al sistema elevador, es próxima a los 10 cm/s, y en algunos casos puede no llegar a 1 cm/s.

El número de Reynolds correspondiente, es en general viscoso o supera en poco el valor de transición viscoso-turbulento.

Los estudios experimentales, descritos en la bibliografía, que abordan la determinación de la evolución de los perfiles de velocidades, en una conducción, desde la turbulencia que se ocasiona en la entrada de la misma, ponen de manifiesto que se precisa longitudes de 20-50 diámetros, o más a  $(Re)$  muy bajos, para que el perfil corresponda al régimen de flujo ideal viscoso o turbulento.

Dadas las alturas y diámetros usuales de los pachucas, la longitud de la conducción equivalente puede no llegar a 10 diámetros en la mayoría de los casos. Así difícilmente podría darse la circunstancia de un desarrollo del perfil de velocidades que se aproxime al de régimen en flujo ideal.

De acuerdo con este razonamiento, puede admitirse que probablemente se mantendrá sensiblemente el perfil de velocidades que se obtenga en el final de los tubos de elevación, cuando tiene lugar el rebose de la fase líquida arrastrada, y se inicia el flujo de retorno, externo al tubo o haz elevador, hacia la base del pachuca.

Admitido este supuesto, en esta zona superior, en la que se inicia el retorno de la fase líquida recirculada, se puede imponer, mediante diseño mecánico, unas condiciones de flujo, perfil de velocidades, que posteriormente se mantendrá sensiblemente, hasta que se alcance el fondo. Este perfil de velocidades debe ser prácticamente plano, para que sea difícilmente posible que se produzcan zonas de remanso, y por lo tanto inactivas o prácticamente inactivas, desde el punto de vista al proceso químico que se superpone a la circulación de lazo en el pachuca.



El razonamiento fenomenológico expuesto pone de manifiesto la dificultad de separar flujo interno en el sistema de elevación de flujo externo, ya que ambos se condicionan íntimamente. En este condicionamiento, la entrada y salida en el sistema de elevación puede tener una gran importancia.

#### **2.4 FLUJO CONJUNTO**

En las últimas décadas se han realizado numerosos estudios experimentales y teóricos con el fin de llegar a un modelo que sirva para predecir la circulación del líquido en los reactores con elevación y reciclo del líquido.

Se combinan las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento y el empleo de correlaciones empíricas, que relacionan la fracción de huecos y pérdida de presión por fricción, debido al flujo bifásico en el sistema.

En condiciones de régimen estacionario, se establece una diferencia de la presión estática, entre el tubo de elevación y la zona de retorno de líquido, que es función de la fracción de huecos. La circulación de líquido en el reactor en forma de bucle, está condicionada por este valor.

Esta diferencia de presión se invierte, en la fricción en el conducto de elevación y en el reactor, en los cambios de dirección del fluido y en el frenado o aceleración que sufre el líquido debido a los cambios de sección (40).

Las desviaciones que se tienen, se deben al empirismo con que

se trata la disipación de presión debido a la fricción en el flujo bifásico.

#### **2.4.1. REACTORES BIFASICOS CON CONDUCTOS DE ELEVACION.**

Para predecir la velocidad del líquido en el reactor, Jones (41) estableció una ecuación polinómica:

$$aU_{lr}^3 + bU_{lr}^2 + cU_{lr} + d = 0 \quad ( 2.31. )$$

para un reactor con circulación interna, en el que la fracción de huecos era despreciable, en la zona de descenso del líquido.

En la figura 2.11, se representa la velocidad lineal del líquido en función del caudal de gas, para poner de manifiesto el grado de acercamiento entre la ecuación teórica de Jones y los datos experimentales, en el caso de un reactor no muy grande.

Lee y col. (42), proponen un modelo de balance de energía en el que se incluyen la pérdida debida a las estelas que se forman detrás de las grandes burbujas de gas, así como la que se produce en las burbujas que circulan en la zona de descenso. El modelo precisa el valor de la velocidad de ascensión libre de las burbujas, y los autores citados consideran que la velocidad de ascensión de las burbujas en numerosos casos tiene un valor de  $0,23 \text{ ms}^{-1}$ , y oscila entre  $0,22$  y  $0,43 \text{ ms}^{-1}$ .

Merchuk (43), Nicol y Davidson (44) y (45), desarrollan un modelo que se fundamenta en los torbellinos a partir de los

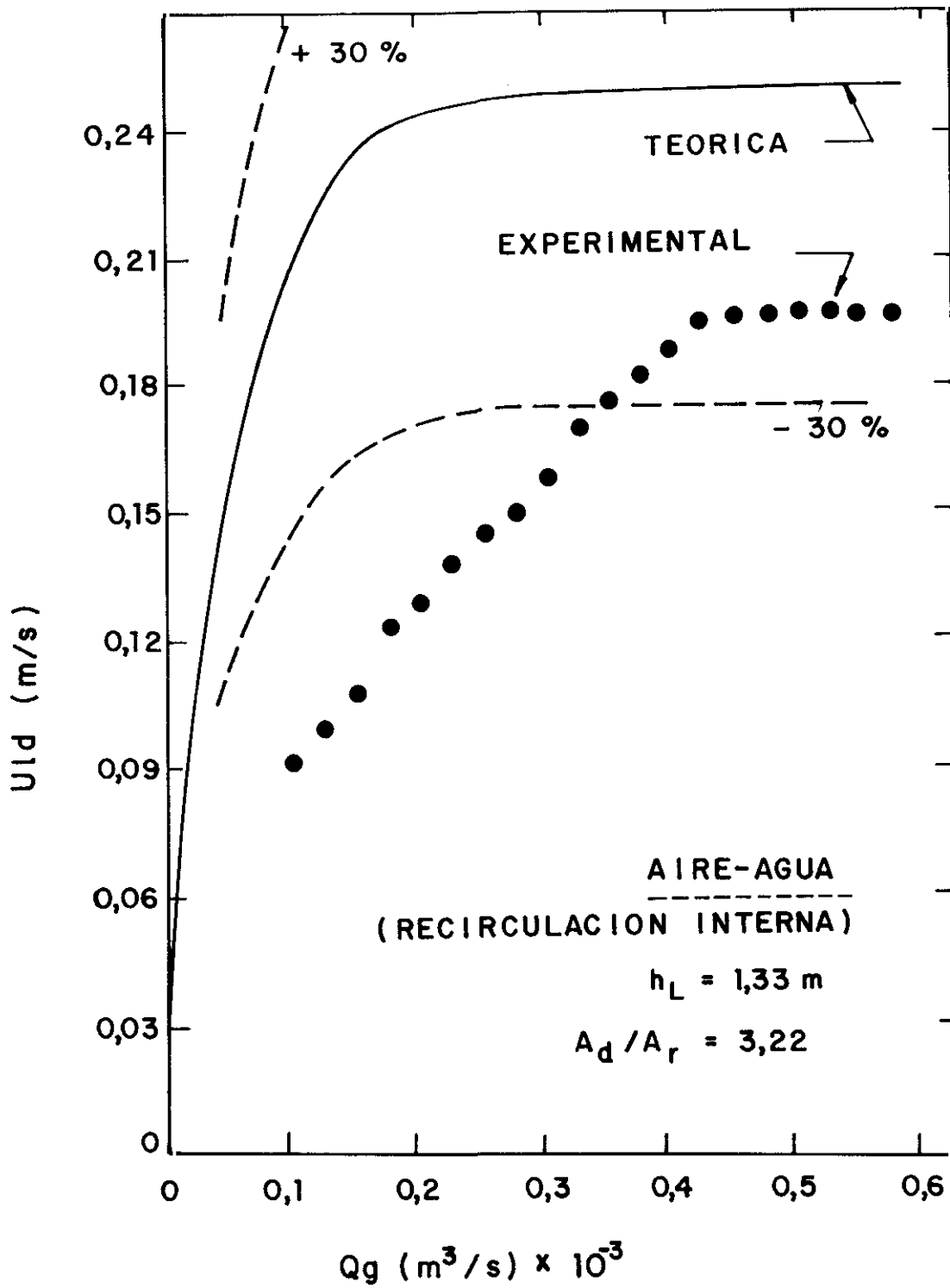


FIG. 2.11. Velocidad lineal de liquido en función del cadal de gas.

supuestos hidrodinámicos propuestos por Zuber y Findlay (26). Conduce a buenos resultados cuando se tiene un frente de velocidades plano y el deslizamiento entre las fases es pequeño.

La relación entre las velocidades de las fases es la siguiente:

$$\frac{U_{gr}}{\epsilon_r} = Co (U_{lr} + U_{gr}) + Coo \quad ( 2.32. )$$

siendo  $Co = 1,03$  y  $Coo = 0,33$  en los trabajos de Merchuk y col.

Basado en las consideraciones de Chisti (40), que toma como referencia a los bioreactores y de Clark (25) que se fundamenta en el conocimiento de los reactores tipo pachuca utilizados en hidrometalúrgia, se proponen dos modelos de circulación de líquido.

1º.- El caudal de líquido en este tipo de reactores, se obtiene a partir de un balance de energía en los mismos, en condiciones de régimen estacionario, de tal forma que el caudal de energía que entra al reactor será igual al que se disipe en él:

$$E_i = E_R + E_D + E_B + E_T + E_F \quad ( 2.33. )$$

en donde -  $E_i$  - es la energía comunicada al sistema por la expansión isotérmica del gas:

$$E_i = Q_g P_c l_u \left[ 1 + \frac{\rho_o g h_o}{P_c} \right] \quad ( 2.34. )$$

los otros términos de la ecuación tienen el siguiente significado:

$E_R$  Disipación de la energía por las estelas que se forman detrás de las burbujas en el conducto de elevación.

$E_D$  Pérdida de energía en el conducto de descenso de líquido debido al estancamiento del gas.

$E_B$  y  $E_T$  Pérdida de energía debido a la fricción por el fluido, debido a los cambios de dirección del mismo en la base y en la cabeza del reactor.

$E_f$  Pérdida de energía debido a la fricción en los conductos de elevación y de descenso del reactor.

La evaluación del término  $- E_R -$  se realiza mediante un balance de energía en el conducto de elevación, en el supuesto que el término  $- E_f -$ , de disipación de energía por fricción de las fases líquido y gas, por efecto de la pared (42) sea despreciable frente a los demás:

$$E_i = E_R - \rho_l g h_0 (1 - \epsilon_r) U_{lr} A_r + \rho_l g h_0 U_{lr} A_r \quad ( 2.35. )$$

siendo  $\rho_l g h_0 (1 - \epsilon_r) U_{lr} A_r$  la pérdida de energía de

presión, y  $\rho_l g h_0 U_{lr} A_r$  la ganancia de la energía

potencial.

Agrupando términos queda:

$$E_R = E_i - \rho_l g h_o U_{lr} A_r \epsilon_r \quad ( 2.36. )$$

Para calcular la pérdida de energía -  $E_D$  - debido al desprendimiento del gas retenido en el conducto de recirculación del líquido, se realiza un balance de energía tomando como referencia el volúmen de líquido en la zona de descenso del reactor.

$$E_D = \rho_l g h_o U_{lr} A_d - \rho_l g h_o (1 - \epsilon_d) U_{ld} A_d \quad ( 2.37. )$$

donde  $\rho_l g h_o U_{ld} A_d$  es la pérdida de energía

potencial y  $\rho_l g h_o (1 - \epsilon_d) U_{ld} A_d$  la ganancia de energía de

presión. La expresión anterior, después de agrupar sus términos, se transforma en :

$$E_D = \rho_l g h_o U_{ld} A_d \epsilon_d \quad ( 2.38. )$$

Para evaluar  $E_B + E_T$  se tiene en cuenta que, tanto en la elevación como en el descenso, la pérdida de presión correspondiente es proporcional a la carga cinética de líquido en cada zona. Así se introducen los coeficientes de proporcionalidad en cada zona,  $K_B$  y  $K_T$ :

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_l [U_{lr}^3 K_T A_r (1 - \epsilon_r) + U_{ld}^3 K_B A_d (1 - \epsilon_d)] \quad ( 2.39. )$$

estando  $U'_{lr}$  y  $U'_{ld}$  dadas por las ecuaciones

$$U'_{lr} = \frac{U_{lr}}{1 - \epsilon_r} \quad \text{Y} \quad U'_{ld} = \frac{U_{ld}}{1 - \epsilon_d}$$

La suma  $E_B + E_T$ , después de aplicar la ecuación de continuidad de líquido en el reactor, se transforma en :

$$A_r(1-\epsilon_r)U'_{lr} = A_d(1-\epsilon_d)U'_{ld} \quad ( 2.40. )$$

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_l U_{lr}^3 A_l \left[ \frac{K_T}{(1-\epsilon_r)^2} + K_B \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \frac{1}{(1-\epsilon_d)^2} \right] \quad ( 2.41. )$$

sustituyendo las ecuaciones (2.36. ), ( 2.38. ) y (2.41.) en la ( 2.33. ) queda:

$$U_{lr} = \left[ \frac{2gh_o(\epsilon_r - \epsilon_d)}{\frac{K_T}{(1-\epsilon_r)^2} + K_B \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \frac{1}{(1-\epsilon_d)^2}} \right]^{1/2} \quad ( 2.42. )$$

que sirve para estimar la velocidad de elevación del líquido en el conducto de elevación, y por tanto también su caudal.

Para reactores con circulación interna,  $K_T$  es pequeño, con lo que finalmente se tiene:

$$U_{lr} = \left[ \frac{2gh_o (\epsilon_r - \epsilon_d)}{K_B \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \frac{1}{(1-\epsilon_d)^2}} \right]^{1/2} \quad ( 2.43. )$$

Esta ecuación indica que la velocidad del líquido, que se eleva, es proporcional a la raíz cuadrada de la altura de líquido, en donde se produce la dispersión, y a la

diferencia de las fracciones de huecos entre las zonas de elevación y retorno. También varía proporcionalmente con la razón de las áreas de los conductos de descenso y elevación del líquido, e inversamente con la raíz cuadrada del coeficiente de fricción, en el fondo -  $K_B$  -.

M.Y. Chisti (46), estudia comparativamente diferentes variantes de diseño y de operación de este tipo de reactores utilizando datos de diferentes autores. Así comprueba el grado de desviación de las velocidades de elevación de líquido, figura 2.12., que es menor a medida que dicha velocidad decrece, para un intervalo de variación entre 3 y 100  $\text{cms}^{-1}$ . En la Tabla 2.2 se resumen los datos de diseño de los reactores, junto a la predicción del valor del coeficiente de fricción -  $K_B$  -, que Chisti ha correlacionado en función de la razón de áreas  $A_d/A_r$ , mediante la expresión:

$$K_B = 11.40 \left[ \frac{A_d}{A_r} \right]^{0.79} \quad ( 2.44. )$$

En la Figura 2.13. se presentan la función ajustada anterior para los reactores con circulación interna.

2º.- Clark (25), como se ha indicado en le apartado 2.2 del presente Capítulo de esta Memoria, efectua la predicción de la velocidad de ascensión de líquido en este tipo de reactores, tomando como referencia los de tipo Pachuca. La diferencia de presión que se establece entre el punto de descarga del gas y la superficie libre del reactor se invierte en la pérdida de fricción debido al flujo bifásico y en la entrada del conducto de elevación ( $P_f + P_o$ ), en la pérdida de presión debido al deslizamiento de



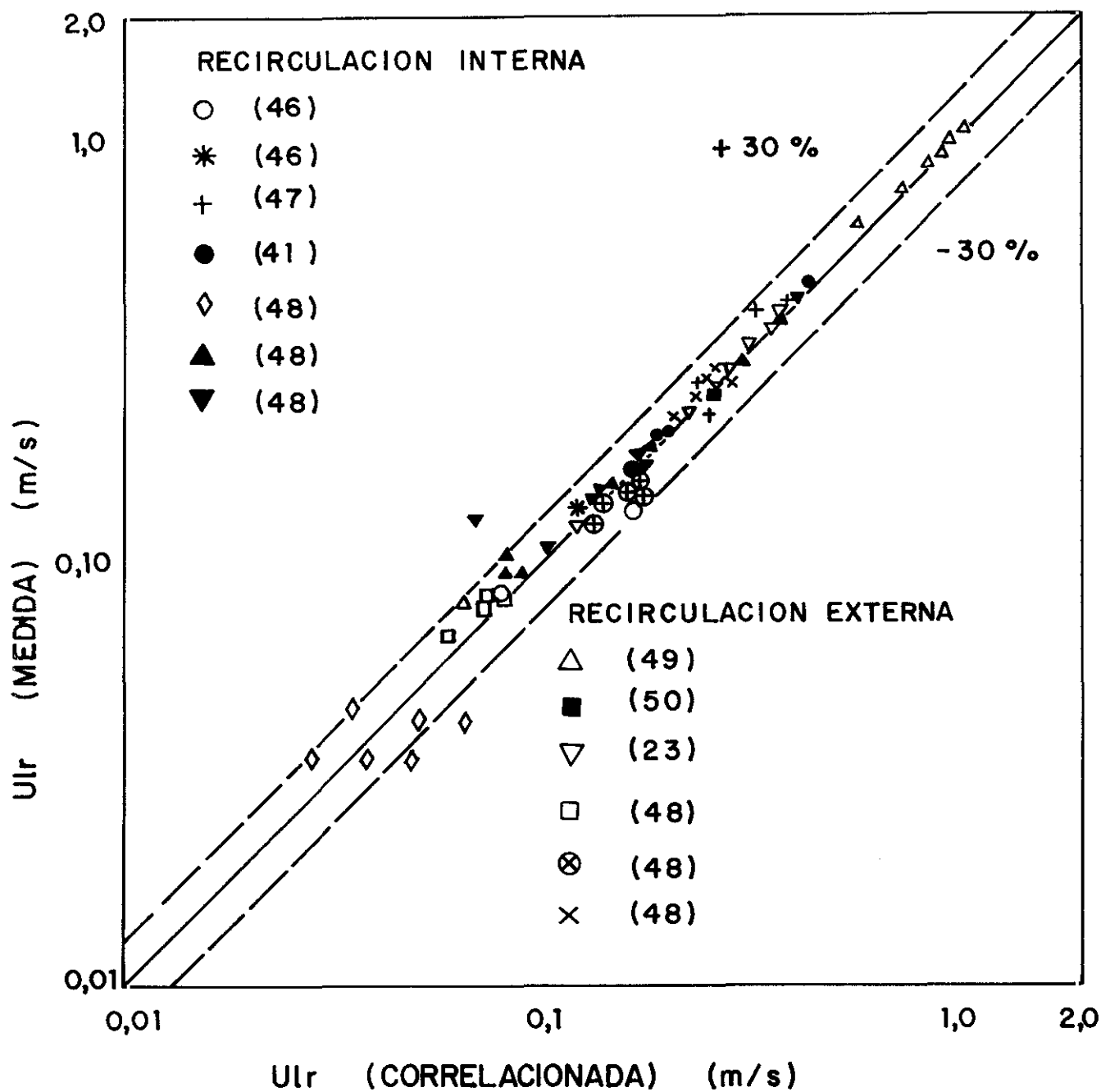


FIG. 2.12 Velocidad superficial de líquido en reactores ALR.

**TABLA 2.2** Datos de diseño de reactores ALR

Reactor	$V_R$	$h_1, h_0$ ó H	$D_i$ ó diámetro hidráulico equivalente (m)	$D_d$ ó diámetro hidráulico equivalente (m)	$A_r/A_d$	$L_r$	$L_d$	$K_b$	Referencia
( )	(m <sup>3</sup> )	(m)	(m)	(m)		(m)	(m)		
CCT	1'058	2'32	0,407	0'355	3'61	---	2'06	5'0	(46), (40)
SC	0'2354	5'076	0'19	0'102	2'44	5'076	5'076	7'38	(46), (40)
CT	0'20	2'80	0'206	0'094	0'892	2'60	---	16'98 ±3'74	(47)
CT	0'06	1'33	0'146	0'104	0'541	1'22	---	9'22 ±0'47	(41)
CT (3 reactores)	~0'033 Volumen de la dispersión	1'80	0'101 0'076 0'063	0'051 0'076 0'089	7'692 2'857 1'786	1'80	1'55	4'92 ±2'77	(48)
EL	0'3 Volumen total	~4'05	0'14	0'14	1'00	4'05	4'05	5'43 ±0'13	(49)
EL	0'165	3'23	0'20	0'10	4'0	3'23	3'23	1'81 ±0'08	(50)
EL	~0'08 Volumen de la dispersión	8'5 (H=10m)	0'100	0'050	4'0	~8'5	~8'5	4'98 ±0'21	(23)
EL (3 reactores)	~0'041 hasta 0'056 Volumen de la dispersión	1'80	0'152	0'051 0'076 0'102	9'091 4'000 2'273	1'55	1'55	6'09 ±0'96	(48)

(\*) Ver nomenclatura al final del capítulo.

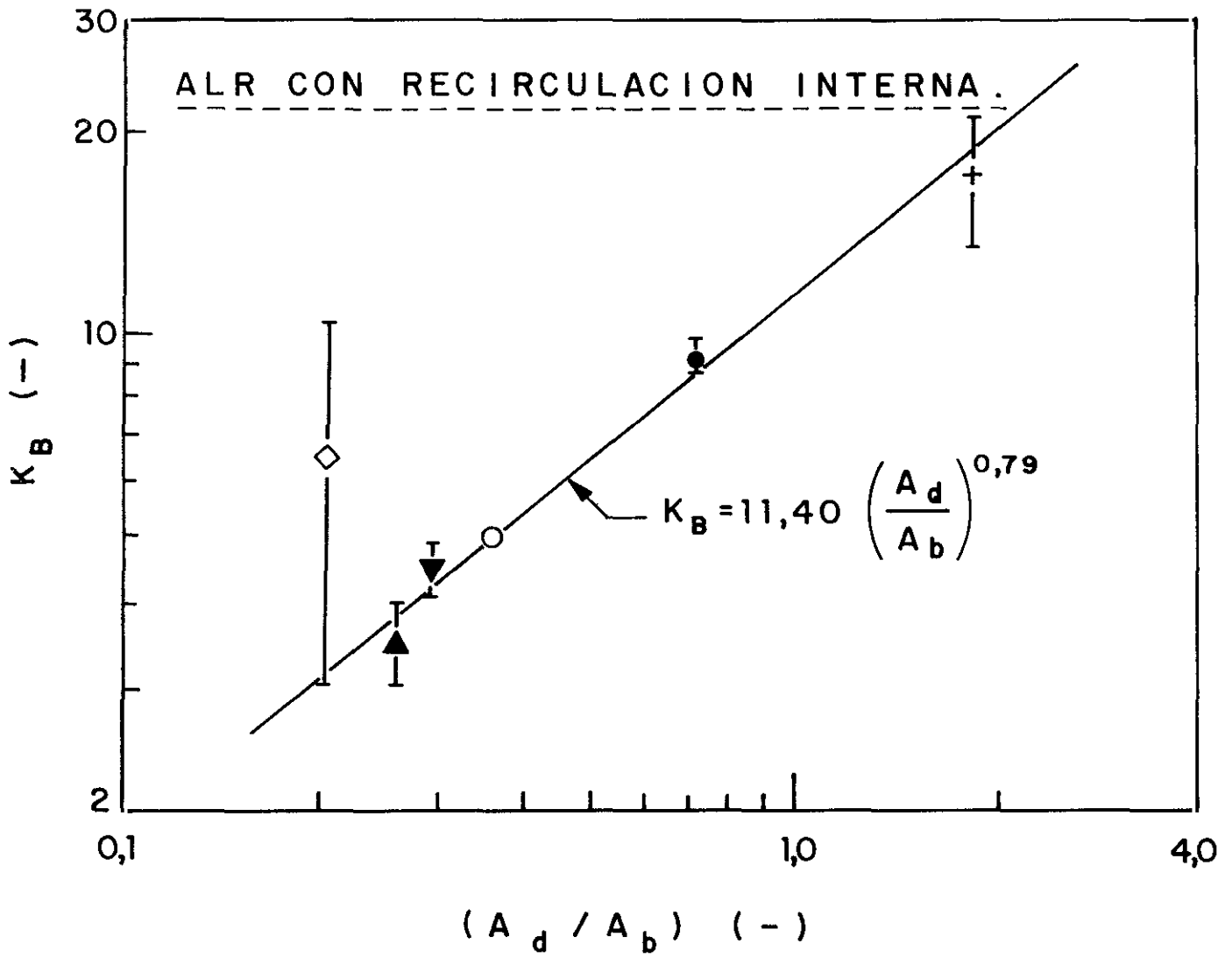


FIG. 2.13 Influencia de la geometria del reactor en  $K_B$ .

las fases -  $P_m$  - y en la presión hidrostática en el reactor en funcionamiento con flujo bifásico -  $P_h$  -. Llega así a la ecuación:  $P_i = P_f + P_o + P_m + P_h$

La determinación de los diferentes sumandos se efectúa en forma diversa, Zuber y Findlay (26), Govier (27), Clark (28), Stenning y Martin (29), Orkizewski (30), Butterworth (31), Perry y Chilton (32), Lamont (33), Hsu y Dudukovic (34).

#### **2.4.2. TIPOS DE REACTORES CON FLUJO BIFASICO.**

Como ya se ha indicado anteriormente, una primera clasificación de los reactores de recirculación de líquido, se tiene cuando se define cual es la fuerza que impulsa el líquido a recircular.

Si lo hace un rodete se tienen los reactores ALR (Propeller loop reactor), figura 2.3. y si el impulso se debe a la variación de densidades en el sistema que se produce al introducir un gas, que las modifica debido a la fracción de huecos que se genera en el sistema, se tiene los reactores ALR (Air lift loop reactor), figura 2.4.

Los reactores ALR, dan origen a la formación de burbujas que ascienden a través del líquido, mediante un sistema que aporta el gas que se dispersa en la fase líquida. Se establece un campo vertical de presiones, en un medio bifásico, que provoca

un flujo ascendente de la zona bifásica hacia la superficie libre y el retorno del líquido a la zona de origen en la que se inicia el arrastre de gas.

En los apartados (51), (52) y (10) de la bibliografía se trata este aspecto así como la evolución de la fracción de huecos en los reactores y los perfiles de velocidades.

La dispersión de la fase gas, se produce por diferentes métodos, mediante placas con orificio, a través de un medio sólido poroso o por medio de una boquilla que puede o no arrastrar líquido. La dispersión de la fase gas en el líquido, en el tubo de elevación, no tiene lugar de forma uniforme, se producen torbellinos que aumentan a medida que lo hace el diámetro de la columna, y con frecuencia fluctúan en tamaño y posición. Este movimiento tiene importancia en las columnas de gran diámetro (53).

En las columnas de burbujeo, la circulación del líquido que tiene lugar en un conducto central, que diferencia ésta zona de otra concéntrica con la anterior en la que retorna el líquido. En la bibliografía, (54) se describen diferentes variantes de diseño de éstos reactores, tanto con recirculación de líquido interna como externa.

Para mejorar la estabilidad del flujo, en los reactores de gran diámetro, se ha operado con canales para reducir la formación de grandes burbujas y se han utilizado columnas con redistribuidores de gas, así como lechos de relleno y mezcladores estáticos (55).

La diferencia más clara entre los reactores de burbujeo y los ALR, se tiene en los valores de las velocidades superficiales de líquido, que son más elevadas para los reactores con conducto de elevación, figura 2,14. Se puede resalta también diferencias importantes en la distribución de las burbujas, dispersión axial y radial, tiempos de mezcla que se requieren en las fracciones de huecos y en las áreas interfaciales (56).

En la bibliografía consultada no existe unanimidad sobre los parámetros geométricos principales, y sus factores de escala. Así, en la tabla, 2.3. para reactores ALR a escala de laboratorio y planta de fabricación, la relación (H / D) varía desde 4,8 hasta 16,7 y la razón de los diámetros del conducto de elevación y del reactor, varía de 0,2 hasta 0,87.

En la tabla 2.4., Chisti y col (46) considerando los diferentes tipos de reactores, dan valores de los parámetros geométricos que complementan los aportados anteriormente.

Estos parámetros geométricos son bastante diferentes de los usuales en los reactores Pachuca utilizados en procesos de beneficio hidrometalúrgico.

El diámetro de estos equipos varía entre 4 y 10 m. y su altura no sobrepasa los 16 m.. El diámetro del conducto de elevación no supera el medio metro. En la tabla 2.5. se aporta la información recogida por Monhemius (66). La relación H/D varía entre 1,4 y 3,0, y la razón de diámetros  $D_1/D$  entre 0,11 y 0,046.

En este tipo de procesos, además, se debe evitar la

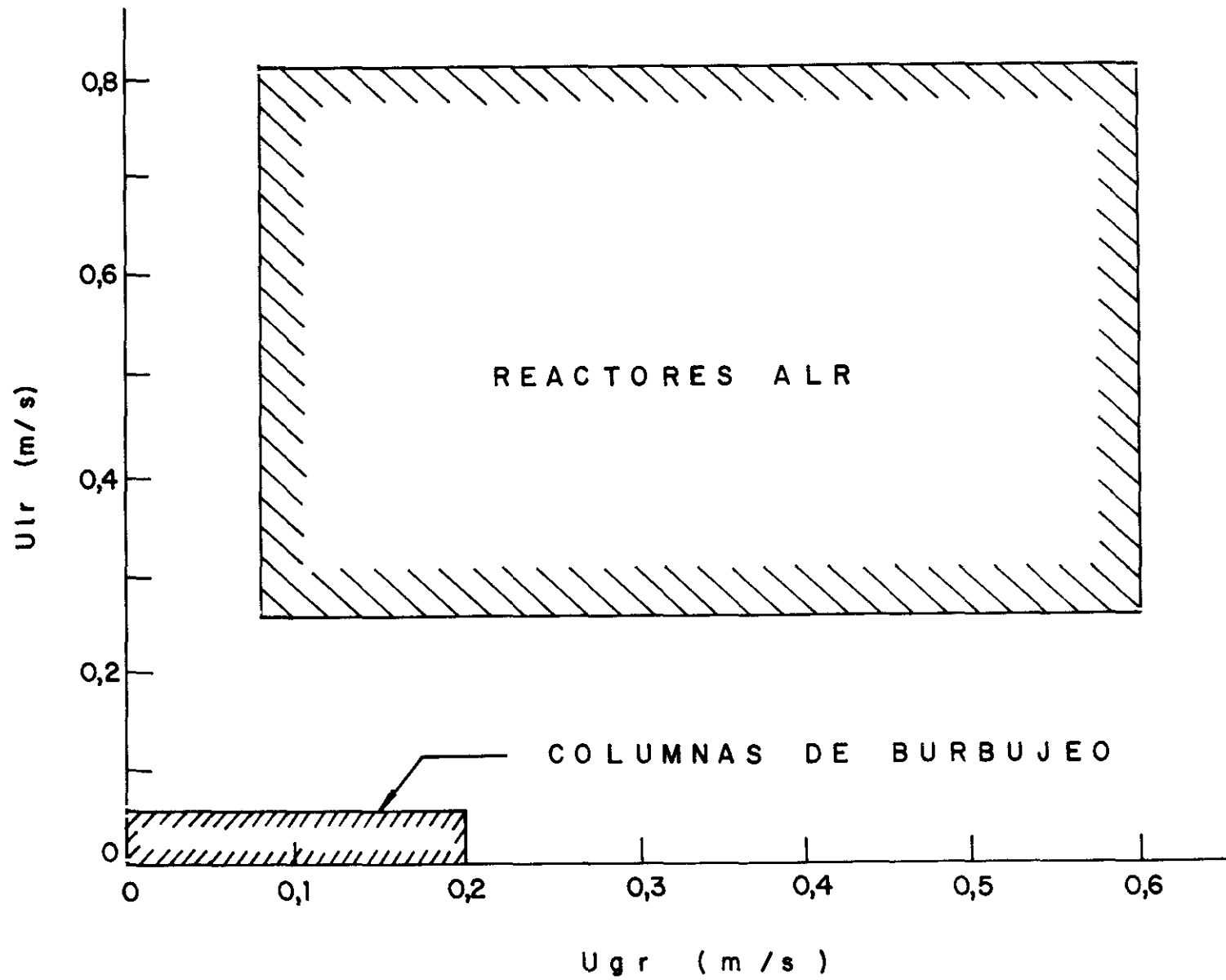


FIG. 2.14 Intervalo de operación para reactores de burbujeo y ALR

**TABLA 2.3.** PARAMETROS GEOMETRICOS DE LOS REACTORES ALR.

REFERENCIA	EMPLEO	OBJETIVO	$V_R$ (1)	H/D	$D_i/D$
1973 (57)	I + D	D	3'8	7'3	0'45,0'59,0'74
1975 (58)	I + D	D	4'2	7'4	0'51
1982 (59)	I + D	D	15	16'4	0'69
1982 (60)	I + D	D	33	4'8	0'55
1983 (20)	I + D	D	19-37	7'2-13'8	0'63
1980 (61)	I + D	D	80	6'5	0'2,0'4,0'59
1981 (19)	I + D	D,P	100	4'7	0'7
1973 (47)	I + D	D,P	200	16'7	0'69
1972 (62)	I + D	D	129-405	6'9-22	0'59
1980 (63)	Hoechst	P	320	15	0'7
1979 (64)	Hoechst	P	36.10	11'3	0'81
1983 (65)	ICI	P	2.10	8'5	0'87

I + D: Investigación y Desarrollo

D : Desarrollo del reactor

P : Desarrollo del proceso



**TABLA 2.4** PARAMETROS GEOMETRICOS DE DIFERENTES VARIANTES DE DISEÑO EN REACTORES DE ELEVACION Y RECICLO.

Reactor	H	$V_R$	D	$D_i$	$D_d$	$h_i$
(*)	(m)	(m <sup>3</sup> )	ó diámetro hidráulico equivalente (m)	ó diámetro hidráulico equivalente (m)	ó diámetro hidráulico equivalente (m)	(m)
BC1	2'146	0'098	0'232	-----	-----	1'372
BC2	7'825	0'07 -0'272	0'243	-----	-----	1'50-5'875
RAL	2'146	0'098	0'232	0'163	0'132	1'372
SC	7'825	0'103	0'243	0'19	0'102	2'227
SC	7'825	0'162	0'243	0'19	0'102	3'5
SC	7'825	0'231-0'278	0'243	0'19	0'102	4'976-6'0
EL	2'66	0'054	-----	0'152	0'102	1'75
EL	2'66	0'044	-----	0'152	0'076	1'75
CCT	3'21	1'058	0'762	0'407	0'355	2'32

(\*) Ver nomenclatura al final del capítulo.

**TABLA 2.5** PARAMETROS GEOMETRICOS Y DE OPERACION DE REACTORES TIPO PACHUCA.

TIPO DE ATAQUE	ORO/ CIANURO	ORO/ CIANURO	ACIDO/ COBRE	ACIDO/ URANIO	CARBONATO/ URANIO	ACIDO/ URANIO	CARBONATO/ URANIO
Diámetro del tanque (m)	10'16	4'5	10'72	6'86	5'03	6'86	5'49
Altura del tanque (m)	14'22	13'72	16'10	15'24	15'24	15'24	15'24
Angulo del cono (α)	60	60	64	60	30	60	60
Número de tanques	9	28	4	22	3	12	24
Diámetro del distribuidor de gas(mm)	101'6	25'4	75'0	25'4	19'1	25'4	25'4
Número de distribuidores de gas	1	1	1	3	3	4	1
Densidad de la pulpa (g/cm <sup>3</sup> )	1'48	1'40	1'60	1'86	1'44	1'92	1'56
Tamaño de partícula, tp, (μm)							
tp > 208	1			20	1		
208 > tp > 147	19	5			4		
147 > tp > 74	80	25			17	43	
tp < 74		70	75	45	78		75
Caudal de pulpa m <sup>3</sup> /día	7054	4572	67200	1690	520'8	6750	1345
% Extracción	98'8	96	80	95	66-95	96	94
Caudal de aire m <sup>3</sup> /min	----	6'94	9'16	9'91	9'91	7'08	----
Velocidad superficial del gas (cm/s)	----	0'73	0'10	0'45	0'50	0'19	----
Conducto de elevación	NO	SI	NO	NO	NO	NO	SI

sedimentación. de fase sólidos con densidad frecuentemente alta que exigen un diseño geométrico adecuado de la base del reactor.

Evans y col. (67) y (68) ponen de manifiesto, que la velocidad superficial total del gas, en los reactores Pachuca, oscila para los primeros entre 0,10 y 0,73 ms<sup>-1</sup>, y es muy superior a la correspondiente a los bioreactores.

Evans y col., con un reactor Pachuca de laboratorio, operando con el sistema aire-agua, estudian las condiciones de mezcla cuando se aumenta parcialmente la razón de diámetros  $D_i/D$ . Entre valores 0,12 y 0,25, se mejoran los tiempos de mezcla y se disminuyen las zonas de estancamiento.

#### **2.4.3 FLUJO Y CARACTERISTICAS GEOMETRICAS**

Desde el punto de vista fluidodinámico, tiene interés conocer la relación entre los caudales de líquido arrastrados y el gas aportado al sistema. Distintos autores, teniendo en cuenta el conducto de elevación, han obtenido experimentalmente correlaciones entre dichos caudales (49), (23), (69) y (70). Las ecuaciones de balance definidas por Clark en el apartado 2.4.1. de este capítulo, confirman las correlaciones, cuando los caudales de fases se hallen alejados de la zona de saturación que corresponde al valor asintótico del caudal del líquido.

Las correlaciones mencionadas están condicionadas, por las propiedades físicas del medio, por el diseño del reactor y por

sus parámetros geométricos.

El grupo de trabajo que en Ingeniería Metalúrgica (69) y (70) estudia dichas correlaciones, empleando las variables adimensionales propuestas por Oshinowo, ha observado que el exponente del número de Froude, permanece constante, o presenta una variación mínima.

Los parámetros que describen la geometría y la circulación de las fases en los reactores son numerosos. A continuación se consideran tomando como referencia el diámetro del reactor, el caudal másico y/o las velocidades (71) y (72).

Los parámetros geométricos principales, para el caso de un reactor de recirculación con flujo homogéneo, es decir, aquel donde el líquido de entrada se expande a través de una boquilla, arrastrando al líquido del reactor, son los siguientes:

$$\text{La esbeltez } S = \frac{H}{D} \quad ( 2.45. )$$

$$\text{El retenido volumétrico } V_R = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3 S \quad ( 2.46. )$$

$$\text{El retenido másico } M_R = \rho_m V_R = \rho_m \frac{\pi}{4} D^3 S \quad ( 2.47 )$$

El número másico de circulación

$$n_u = \frac{M_T}{M_o} = \frac{M_o + M}{M_o} = 1 + \frac{M}{M_o} \quad ( 2.48. )$$

La velocidad media de circulación

$$\bar{u} = \frac{8Q_T}{\pi D^2} = \frac{8M_T}{\rho_m \pi D^2} = \frac{8M_o}{\rho_m \pi D^2} n_u \quad ( 2.49. )$$

La velocidad de circulación  $r_u = \frac{M_T}{M_R} = \bar{t}_u^{-1}$  ( 2.50. )

El tiempo de circulación medio  $\bar{t}_u = \frac{M_R}{M_T} r_u^{-1}$  ( 2.51. )

El tiempo medio de residencia del líquido.

$$\bar{t} = \frac{M_R}{M} = \frac{n_u}{r_u} = n_u \bar{t}_u \quad ( 2.52. )$$

El caudal de recirculación de líquido, que se produce por la energía disipada en la inyección del líquido, se tiene en cuenta frecuentemente, mediante un término adimensional de resistencia,  $\emptyset$ , relacionado con el número de Euler, mediante la pérdida de presión que se establece para la circulación y la presión correspondiente a la velocidad media de circulación.

$$\emptyset = \frac{2 \Delta P}{\rho_m u^2} = 2 E_u \quad ( 2.53. )$$

Un balance de cantidad de movimiento, entre las secciones de entrada/salida del tubo de elevación, en régimen estacionario, da la diferencia neta de cantidad de movimiento, igual a la suma de todas las fuerzas de resistencia que se oponen a la circulación del líquido:

$$M_o U_o + MU - M_T U_T = \frac{\pi}{4} D_i^2 \Delta P = \frac{\pi}{4} D_i^2 \emptyset \frac{\rho_m}{2} \bar{u}_2 \quad ( 2.54. )$$

Blenke y col. (72) establecen el balance anterior, en la forma siguiente:

$$\phi \approx \frac{1}{2} \frac{\rho_m}{\rho_o} \left( \frac{D_o}{D} n_u \right)^{-2} \left( \frac{D_i}{D} \right)^2 \quad ( 2.55. )$$

donde  $\phi$  es función de las densidades del líquido, a la entrada y en el reactor, de los diámetros del reactor, del conducto de elevación y de las boquillas distribuidores del gas, así como del número de circulación. Estiman que se puede admitir una cota de error inferior al 5%.

El término de resistencia total,  $\phi$ , es la suma de las resistencias debidas a la entrada y salida del líquido en el conducto de elevación, en el propio conducto de elevación y en la corona del reactor.

$$\phi = \phi_o + \phi_c + \phi_c + \phi_s \quad ( 2.56. )$$

El término correspondiente a la resistencia en el conducto de elevación y en la corona del reactor se determinan por medio de correlaciones adimensionales. Los de entrada y salida del líquido en el conducto de elevación, precisan de la experimentación, en cada caso.

Operando con números de Reynolds comprendidos entre  $2 \cdot 10^4$  y  $6 \cdot 10^5$ , Blenke y colaboradores, trabajando con reactores de 290 mm. de diámetro y esbeltez 5, encontraron que el valor de  $\phi$  permanecía prácticamente constante. Se puede generalizar que  $\phi$  varía con la forma de conducto de elevación y con la razón de diámetros ( $D_o/D$ ).

La fracción de huecos ocupada por el gas, (retenido de gas) se define como el cociente entre el volúmen que ocupa el gas y el volúmen ocupado por el gas y el líquido en el reactor.

$$\epsilon = \frac{V_g}{V_g + V_l} \quad ( 2.57. )$$

El volúmen de gas es igual al volúmen existente en las zonas de elevación y de descenso del líquido:

$$V_{Rf} = V_{Rr} + V_{Rd} \quad ( 2.58. )$$

El volúmen se puede expresar como producto de una altura por la sección y en el supuesto de que tanto la altura del reactor como de la zona de elevación y descenso sean iguales, esto es:

$$H = h_r = h_d \quad ( 2.59. )$$

se puede llegar:

$$H(A_r + A_d)\epsilon = h_d A_d \epsilon_d + h_r A_r \epsilon_r \quad ( 2.60. )$$

y la fracción de huecos se puede expresar como:

$$\epsilon = \frac{A_r \epsilon_r + A_d \epsilon_d}{A_r + A_d} \quad ( 2.61. )$$

La velocidad de transferencia de propiedad, en el reactor depende del área interfacial. El conocimiento de la fracción de huecos puede permitir evaluarla. En una primera aproximación de fracción de huecos depende del tiempo de residencia del gas y del tamaño de las burbujas.

Van't Riet y col. (73), suponen que la distribución de las burbujas se definen en función de esferas de igual relación volúmen/superficie. El volúmen total del gas, estará dado por:

$$V_g = \frac{N\pi d_b^3}{6} \quad ( 2.62. )$$

en la que - N - es el número total de burbujas y - d<sub>b</sub> - el diámetro medio de las burbujas.

La superfice interfacial gas-líquido, se define por:

$$A_g = N\pi d_b^2 \quad ( 2.63. )$$

y el área interfacial, por unidad de volúmen de líquido:

$$a_{gl} = \frac{A_g}{V_l} = \frac{N\pi d_b^2}{V_l} \quad ( 2.64. )$$

y el área interfacial por unidad de volúmen total:

$$a_g = \frac{A_g}{V_g + V_l} = \frac{N\pi d_b^2}{V_g + V_l} \quad ( 2.65. )$$

Sustituyendo en la ecuación del área interfacial por unidad de volúmen de líquido (2.64.) los valores del retenido de gas (2.58.) y del volúmen total del gas (2.62.) se obtiene:

$$a_{gl} = \frac{6\epsilon}{d_b(1-\epsilon)} \quad ( 2.66. )$$

y haciendo lo mismo en la ecuación correspondiente al área interfacial por unidad de volúmen total, queda:



$$a_v = \frac{6\epsilon}{d_b} \quad ( 2.67. )$$

que relacionan ambas superficies con el diámetro medio de la burbuja y la fracción de huecos.

Schügerl (74) y Deckwer (75) proponen definir el valor del diámetro medio, a partir de la distribución de diámetros de las burbujas, en función de las frecuencias -  $N_i$  - y tamaños de las mismas -  $d_i$  -:

$$d_b = \frac{\sum_{i=1}^N N_i d_i^3}{\sum_{i=1}^N N_i d_i^2} \quad ( 2.68. )$$

Los trabajos de Alberty y Daniels (76) parecen indicar que el valor teórico máximo de la fracción de huecos, en los reactores, se tiene cuando las burbujas adaptan una disposición de estructura de esferas empaquetadas. Obtienen para este máximo el valor 74% que duplica sobradamente al valor 30% obtenido en los reactores. Esta discrepancia se debe al por el comportamiento dinámico de las burbujas que tienden a coalescer y a coexistir pequeñas y grandes, y además en los reactores existen zonas sin presencia de fase gas.

La diferencia de densidades entre el conducto de elevación y la zona de retorno del líquido, (53) y (77) produce la circulación del líquido en los reactores con recirculación. La velocidad media de circulación de acuerdo con Blenke (78), se define como:

$$\bar{U}_l = \frac{x_c}{t_c} \quad ( 2.69. )$$

en donde -  $x_c$  - es un espacio conocido de circulación de líquido y -  $t_c$  - es el tiempo medio invertido en recorrerlo. Esta velocidad media se ha determinado mediante diferentes técnicas. Introduciendo una señal estímulo, de tipo sinusoidal y observando como se produce su decaimiento. Se conoce el tiempo invertido en la circulación como el intervalo entre dos máximos de la respuesta de la señal (55), (79), (80) y (81). También se han empleado los medidores magnéticos (82), los ultrasonidos (83), y otros dispositivos para la medida del flujo (18), (84) y (85).

Otros parámetros que se emplean con el mismo fin lo constituyen las velocidades superficiales de líquido, tanto en la zona de elevación como en la de retorno. La ecuación de continuidad en régimen estacionario, se establece en la forma:

$$U_{lr} A_r = U_{ld} A_d \quad ( 2.70. )$$

Esta velocidad superficial es diferente de la velocidad lineal del líquido, ya que el líquido sólo ocupa una parte de los conductos. Ambas están relacionadas mediante:

$$U_{lr} = \frac{U_{ll}}{1-\epsilon_r} \quad ( 2.71 ) \quad U_{ld} = \frac{U_{ld}}{1-\epsilon_d} \quad ( 2.72. )$$

La velocidad superficial del líquido se expresa en función de la velocidad superficial del gas (79), (18), (86) mediante:

$$U_{lr} = WU_{gr}^{\psi} \quad ( 2.73. )$$

en la que  $-W-$  es un parámetro que depende de la geometría del reactor y de las propiedades de los fluidos, y  $-V'$  está condicionado por el tipo de flujo bifásico, y por la geometría del reactor.

La relación entre las velocidades superficiales del líquido y gas se ha obtenido en forma empírica. Los parámetros que aparecen en las expresiones que las relacionan varían con las propiedades físicas de los fluidos, la escala a la que se ha operado y los sistemas mecánicos utilizados.

El exponente  $-V'$  se aproxima a un valor medio de 0,40, y su intervalo de variación está comprendido entre 0,24 y 0,78.

Bello y col. (79), parten de un balance de energía en el reactor, y relacionan la velocidad lineal del líquido y la superficial del gas, mediante la expresión:

$$U'_{lr} = \left[ \frac{2gh_o U_{gr}}{\emptyset} \right]^{1/3} \quad ( 2.74. )$$

en donde  $-\emptyset-$  representa la resistencia total en el circuito de circulación del reactor. Independientemente, correlacionaron los datos experimentales por medio de la siguiente expresión:

$$U'_{lr} = W \left[ \frac{A_d}{A_l} \right]^{V'} U_{gr}^{1/3} \quad ( 2.75. )$$

en la que  $-V'$  no depende del tipo de reactor ni de la circulación interna o externa y toma valores próximos a  $-3/4-$ , mientras  $-W-$  depende de las variables de circulación interna o externa y para reactores de reciclo externo su valor se aproxima a 1,55 y para los reactores

internos a 0,66.

Popovic y Robinson (83), trabajando con soluciones de carboximetilcelulosa, ponen de manifiesto la influencia de la viscosidad del líquido, relacionando las velocidades superficiales del líquido y del gas por:

$$U_{lr} = W U_{gr}^{0.322} \left[ \frac{A_d}{A_r} \right]^{0.794} \mu_{ap}^{-0.395} \quad ( 2.76. )$$

en la que, para flujo de burbuja - W - vale 0,052 y para flujo embolsado 0,0204.

Cuando se comparan los datos experimentales de distintos autores, en relación a los parámetros geométricos del reactor, se comprueba una variación amplia de valores. Por ejemplo para Popovic el valor del exponente de  $A_d/A_r$  es 0,794, y para Siegel (18) 0,20.

Al crecer la viscosidad del líquido, tanto en fluidos newtonianos como no newtonianos (56), (83) y (86), el caudal del líquido decrece. Este comportamiento se debe a que se hace más importante la disipación de energía por fricción.

El tipo de dispersor de gas, no tiene ninguna influencia en el caudal de líquido arrastrado. (86), (87) y (88). Este comportamiento puede justificarse por los campos que definen las condiciones de flujo.

El tiempo de circulación del líquido, otra variable relacionada

con la velocidad superficial del líquido, tanto en el conducto de elevación como en el de retorno, se define mediante:

$$t_c = \frac{h_r}{U_{lr}} + \frac{h_d}{U_{ld}} \quad ( 2.77. )$$

En Bioingeniería, en particular para los fermentadores, tanto para levaduras como bacterias, en los que el cociente altura/diámetro es menor de tres, los tiempos de circulación del líquido en los reactores industriales son inferiores a 60 segundos (89).

Kossen indica que para comparar los datos experimentales de los tiempos de circulación de líquido en diferentes reactores, se debe operar con un parámetro, que relaciona el tiempo de circulación del líquido, con la altura y el diámetro del reactor. Este parámetro debe cumplir la condición siguiente:

$$\frac{t_c D}{H} \leq 20 \text{ seg.} \quad ( 2.78. )$$

En los trabajos experimentales, corrientemente no se dan de forma explícita los tiempos de circulación, sino, correlaciones de las velocidades del líquido. Herskowitz y Merchuk (90) para un reactor de 2 m. de altura de líquido y una relación entre los diámetros del reactor y del elevador de 0,219, obtuvieron la correlación:

$$U_{li} = 2.62 U_{gr}^{0.63} \quad ( 2.79. )$$

En la ecuación de Bello y col. (2.75.) el exponente de la velocidad superficial de gas es de 0,33 frente a 0,63 de la ecuación anterior.

Para tiempos de circulación del líquido, Kawase y Moo-Young (91) proponen la expresión:

$$t_c = 7.075 h_l (gD)^{-1/9} \left[ 1 + \frac{A_d}{A_r} \right]^{1/3} \left[ \frac{A_r}{A} U_{gr} \right]^{-7/9} \quad ( 2.80. )$$

ecuación que está en desacuerdo con la que proponen Bello y col. (79):

$$t_c = 4.9 \left[ \frac{A_d}{A_r} \right]^{0.50} U_{gr}^{-1/3} \quad ( 2.81. )$$

La razón entre el tiempo de mezcla y el de circulación es independiente de la velocidad del gas, y tan solo se ve afectado por el diseño del reactor, fundamentalmente por la razón de las secciones de paso en la ascensión y el descenso del líquido.

Otros autores (78) y (92), por el contrario insisten en la dependencia de dicha razón de tiempos con la velocidad media de circulación de líquido. Weiland (56) recomienda una relación  $D_i/D$  entre 0,8 y 0,9 para obtener una buena mezcla en los reactores.

Si las velocidades de circulación del líquido se elevan, Weiland y otros autores, aconsejan modificar la razón de diámetros a 0,59; Miyahara (93) a 0,60 y Jones (41) a 0,5. Para obtener un correcto flujo de mezcla, Rousseau y col. (61) recomiendan operar con una razón  $D_i/D$  comprendida entre 0,6 y 1 a fijar en cada caso.

Cuando se comparan un reactor de burbujeo y otro con

recirculación de líquido por arrastre de gas, se ha encontrado que los tiempos de mezcla son mayores en este último. No obstante, trabajos experimentales realizados en los laboratorios del Departamento de Ciencia de Materiales e Ingeniería Metalúrgica (94), han puesto de manifiesto que si los reactores de recicló, se les diseña con un haz tubular para la elevación, los tiempos de mezcla en estos reactores pueden ser iguales o inferiores a los tiempos de mezcla de los reactores de burbujeo.

De acuerdo con las ideas aportadas por Danckwarts (95), se define el tiempo de mezcla, en un sistema, como el que se necesita para alcanzar un nivel determinado de homogeneidad de una propiedad.

Para profundizar en el conocimiento del fenómeno de mezcla y de los procesos superpuestos, se precisa conocer mejor el fenómeno de turbulencia y la obtención de los mapas de velocidades puntuales, que necesita técnicas no simples junto a tratamientos matemáticos complejos con ordenador.

Con frecuencia, se han empleado como técnicas complementarias, para el estudio de éstos fenómenos, las que utilizan de trazadores.

Ulbreet y col (96) analizan lo positivo y negativo de las diferentes técnicas que utilizan trazadores, pH, conductimetría, colorimetría, térmicas, etc, superpuestas a la determinación de tiempos de mezcla.

En reactores de burbujeo con o sin conductos de elevación

utilizados en procesos de beneficio metalúrgico, se ha establecido una proporcionalidad entre los tiempos de mezcla y la velocidad superficial del gas. La correlación más generalizada relaciona los tiempos de mezcla y la "densidad de energía", -  $\dot{\epsilon}$  - en los reactores debido a la expansión del gas.

$$t_m \propto \dot{\epsilon}^{-n} \quad ( 2.82. )$$

Nakanishi y col (97) dan para el exponente - n -, en procesos de beneficio en Pirometalurgia, tanto para sistemas reales como análogos, un valor de 0,40. Cuando otros autores emplean la ecuación anterior para otras aplicaciones de los reactores, el exponente - n - varía entre 0,23 y 0,45 (98) a (101).

Sand y Mori (102), consideran el efecto de la geometría del reactor, introduciendo una razón adimensional de geometría (altura de líquido/diámetro del reactor)<sup>2</sup>, que multiplica a la "densidad de energía" en la expansión del gas.

## **2.5 UTILIZACION DE LA REVISION BIBLIOGRAFICA EN EL PLAN DE TRABAJO DESARROLLADO**

El estudio de los diferentes aspectos considerados en la revisión bibliográfica realizada, sobre el flujo bifásico aire-líquido y los reactores o depósitos en los que se utiliza para conseguir una homogenización y/o hacer posible una reacción química o mejorar su cinética, permitió elegir los aspectos que podrían tener un mayor interés en la planificación de los experimentos y en la interpretación de los resultados experimentales.



El flujo bifásico en los tubos elevadores constituye el primer aspecto de interés, si bien se limitó a utilizar los mapas que definen los regímenes de flujo, para identificar las condiciones en que se ha operado. La utilización de tubos de elevación de longitudes próximas a 10 m., no usuales en los estudios realizados y publicados, matizó el interés y la posible aplicación de los resultados a situaciones reales. Asimismo el estudio de la posibilidad de empleo de haces tubulares en lugar de un solo tubo de elevación ya descrito en trabajos por F. Ramírez, J.A. Trilleros y J.L. Otero, se consideraron para intentar optimizar el flujo en los tubos de elevación.

El empleo del concepto caudal perimétrico no utilizado en la bibliografía en estos estudios, marca también una diferenciación, que hace que los resultados obtenidos presenten un nuevo aspecto en la posibilidad de definir las condiciones de flujo óptimas, en costes, tanto de operación, como de inversión o ambos simultáneamente.

El flujo externo en la corona circular que rodea al tubo elevador o haz de tubo elevador, presenta una mayor dificultad, que el flujo interno. Esta dificultad crece si la sección transversal de la corona circular es muy superior a la del tubo elevador o haz tubular. En este caso la velocidad de descenso en la corona circular es muy inferior a la velocidad de ascenso en los tubos. Así, la posibilidad de arrastre de burbujas es remota, y por los valores del número de Reynolds bajo que se obtienen, difícilmente se puede conseguir, un desarrollo del frente de velocidades puntuales, de acuerdo con las predicciones del flujo en régimen laminar, ya que no se tiene

la longitud de conducción necesaria para eliminar las turbulencias de entrada. La experimentación realizada en este aspecto sólo trata de alcanzar una primera aproximación al fenómeno, ya que los medios de experimentación disponibles no permitían profundizar en el conocimiento del mismo. En consecuencia no se ha podido utilizar el tratamiento propuesto en la información disponible descrita en la revisión bibliográfica que se presenta en este capítulo.

Por último, las condiciones de flujo interno y externo estudiados, han permitido establecer las bases del modelo de flujo que se propone para interpretar las condiciones de operación en el reactor, intermedias entre flujo de pistón, con recirculación nula, y flujo de mezcla, con recirculación.

## NOMENCLATURA DEL CAPITULO 2

- A : área de la sección transversal del reactor.
- $A_d$  : área de la sección transversal del conducto de descenso.
- $A_g$  : área interfacial gas-líquido.
- $A_r$  : área de la sección transversal del conducto de elevación.
- a : parámetro de la ecuación (2.31).
- $a_g$  : área interfacial fas-líquido por unidad de volumen total.
- $a_{gl}$  : área interfacial gas-líquido por unidad de volumen de líquido.
- BC1 : reactor de burbujeo de sección rectangular.
- BC2 : reactor de burbujeo de sección circular.
- b : parámetro de la ecuación (2.31).
- CCT : reactor con elevador interno y circulación invertida.
- CT : reactor con elevador interno.

- $c$  : parámetro de la ecuación (2.31).
- $C_o$  : parámetro de la ecuación (2.32).
- $C_{\infty}$  : parámetro de la ecuación (2.32).
- $D$  : diámetro del reactor.
- $D_d$  : diámetro del conducto de descenso.
- $D_i$  : diámetro del conducto de elevación.
- $D_o$  : diámetro de una boquilla.
- $D_p$  : parámetro de corrección de la velocidad superficial del gas.
- $d$  : parámetro de la ecuación (2.31).
- $d_b$  : diámetro medio de las burbujas.
- $d_i$  : diámetro de las burbujas de frecuencia  $N_i$ .
- $E_B$  : pérdida de energía debido a la fricción del líquido por los cambios de dirección del mismo en la base del reactor.
- $E_D$  : pérdida de energía en el conducto de descenso de líquido debido al estancamiento del gas.

- $E_F$  : pérdida de energía debido a la fricción en los conductos de elevación y de descenso del reactor.
- $E_i$  : energía comunicada al sistema por la expansión isotérmica del gas.
- $E_R$  : energía disipada por las estelas que se forman detrás de las burbujas en el conducto de elevación.
- $E_T$  : pérdida de energía debido a la fricción del líquido por los cambios de dirección del mismo en la cabeza del reactor.
- $E_u$  : número de Euler.
- EL : reactor con elevador externo.
- $(F_r)_{TP}$  : número de Froude en flujo bifásico.
- $f_1$  : factor de fricción.
- $f_{TP}$  : factor de fricción en flujo bifásico.
- $g$  : aceleración de la gravedad.
- H : altura del reactor.
- $h_D$  : altura de la dispersión gas-líquido.
- $h_d$  : altura de la zona de descenso.

- $h_l$  : altura de líquido.
- $h_r$  : altura de la zona de elevación.
- $K$  : parámetro de la ecuación (2.7).
- $K_B$  : coeficiente de fricción en la base del reactor.
- $K_T$  : coeficiente de fricción en la cabeza del reactor.
- $L_d$  : longitud del conducto de descenso.
- $L_r$  : longitud del conducto de elevación.
- $M$  : caudal másico de líquido que recircula.
- $M_o$  : caudal másico de líquido que se alimenta.
- $M_R$  : retenido másico.
- $M_T$  : caudal másico total de líquido.
- $N$  : número total de burbujas.
- $N_i$  : frecuencias de las burbujas.
- $n_u$  : número másico de circulación.
- $\Delta P$  : pérdida de presión.

$P_c$  : presión en la cabeza del reactor.

$\Delta P_f$  : pérdida de presión en flujo bifásico.

$P_h$  : presión hidrostática.

$P_m$  : presión por deslizamiento de las fases.

$P_o$  : presión en la base del reactor.

$Q_g$  : caudal volumétrico de gas.

$Q_T$  : caudal volumétrico total de líquido.

$R$  : radio del conducto de elevación.

RAL : reactor con elevador interno de sección rectangular.

$(Re)_m$  : número de Reynolds de mezcla.

$(Re)_{TP}$  : número de Reynolds en flujo bifásico.

$R_m$  : razón másica gas/líquido.

$R_w$  : razón volumétricas gas/líquido.

$r$  : coordenada de posición radial.

$r_u$  : velocidad de circulación.

- SC : reactor con elevador interno de sección circular.
- S : esbeltez.
- $\bar{t}$  : tiempo medio de residencia del líquido.
- $t_c$  : tiempo medio invertido en la circulación del líquido.
- $t_m$  : tiempo de mezcla.
- $\bar{t}_u$  : tiempo de circulación medio.
- U : velocidad del líquido a la entrada del conducto de elevación.
- $\bar{U}$  : velocidad media de circulación de líquido.
- $U_b$  : velocidad de ascensión terminal de una sola burbuja.
- $U_{gr}$  : velocidad superficial del gas en la zona de elevación.
- $U_{gr}^*$  : velocidad superficial del gas referida a la presión media del sistema.
- $\bar{U}_l$  : velocidad media de circulación de líquido definida según la ecuación (2. .).
- $U_{ld}$  : velocidad superficial de líquido en la zona de descenso.



- $U'_{ld}$  : velocidad lineal de líquido en la zona de descenso.
- $U_{lr}$  : velocidad superficial de líquido en la zona de elevación.
- $U'_{lr}$  : velocidad lineal de líquido en la zona de elevación.
- $U_m$  : suma de las velocidades superficiales del gas y del líquido.
- $U_o$  : velocidad del líquido en el inyector.
- $U_T$  : velocidad media del líquido a la salida del tubo de elevación.
- $U_{oo}$  : término de la velocidad de arrastre para pequeños deslizamientos locales.
- $V_g$  : volúmen de gas.
- $V_l$  : volúmen de líquido.
- $V_R$  : retenido volumétrico del reactor.
- $V_{Rr}$  : volúmen de la zona de elevación.
- $V_{Rd}$  : volúmen de la zona de descenso.
- $v_l$  : volúmen específico de líquido.

$(We)_{TP}$  : número de Weber en flujo bifásico.

$W$  : parámetro de la ecuación 2. .

$\Delta x$  : incremento de altura.

$X_c$  : recorrido conocido de circulación de líquido.

$\varepsilon$  : fracción de huecos (retenido de gas).

$\varepsilon_T$  : fracción de huecos en la zona de elevación.

$\varepsilon_d$  : fracción de huecos en la zona de descenso.

$\dot{\varepsilon}$  : densidad de energía. Energía de expansión por unidad de volumen.

$M_{ap}$  : viscosidad aparente.

$M_l$  : viscosidad de líquido.

$D$  : parámetro de la ecuación (2.72).

$D'$  : parámetro de la ecuación (2.74).

$\rho_D$  : densidad en la dispersión.

$\rho_l$  : densidad del líquido.

$\rho_m$  : densidad media del líquido en el reactor.

- $\rho_0$  : densidad del líquido a la entrada del reactor.
- $\emptyset$  : término adimensional de resistencia total a la recirculación del líquido.
- $\emptyset_0$  : resistencia en el conducto de elevación a la recirculación del líquido.
- $\emptyset_c$  : resistencia en la corona del reactor a la recirculación del líquido.
- $\emptyset_e$  : resistencia en la entrada del conducto de elevación a la recirculación del líquido.
- $\emptyset_s$  : resistencia en la salida del conducto de elevación a la recirculación del líquido.

### **III.- EQUIPO DE EXPERIMENTACION**

## CAPITULO III

### EQUIPO DE EXPERIMENTACION

#### 3.1 INTRODUCCION

#### 3.2 FLUJO INTERIOR

##### 3.2.1 DESCRIPCION DEL EQUIPO

3.2.1.1 Tubo elevador

3.2.1.2 Depósito separador

3.2.1.3 Circuito exterior de circulación de agua

3.2.1.4 Dispositivos complementarios

3.2.1.5 Dispositivos de alimentación de agua y  
aire

##### 3.2.2 MEDIDAS DE LA VELOCIDAD DE ASCENSION DE LAS BURBUJAS Y DE LOS CAUDALES DE AGUA Y AIRE

3.2.2.1 Velocidad de ascensión de las burbujas

3.2.2.2 Agua. Calibrado del medidor

3.2.2.3 Aire. Calibrado del medidor

##### 3.2.3 MEDIDA DE PERDIDA DE CARGA

##### 3.2.4 MEDIDA DE RETENIDO

##### 3.2.5 TECNICA EXPERIMENTAL

3.2.5.1 Medida de los caudales de agua y aire y  
pérdida de presión en los flujos  
monofásico y bifásico

3.2.5.2 Medida de retenido de agua y aire en el  
tubo de elevación

### CAPITULO III

#### EQUIPO DE EXPERIMENTACION (Cont.)

#### 3.3 FLUJO EXTERIOR

##### 3.3.1 DESCRIPCION DEL EQUIPO

3.3.1.1 Depósito

3.3.1.2 Sistema para preparar la capa caliente

3.3.1.3 Tubos elevadores de agua

#### 3.4 MEDIDA DE CAUDALES DE AIRE

#### 3.5 SISTEMA PARA DETECCION DE AVANCE HACIA EL FONDO DE LA ZONA CALIENTE

#### 3.6 CONFIRMACION DE CARACTERISTICAS DE FLUJO BIFASICO EN TUBOS CORTOS

### 3.1 INTRODUCCION

El trabajo experimental se ha realizado con un equipo que opera a presión atmosférica, con recirculación externa del agua, que se diseñó, construyó y operó en escala de planta piloto, empleándose una técnica de simulación.

El criterio sobre el que se fundamenta la simulación, se basa en el estudio de la fluido dinámica, de la ascensión del flujo bifásico aire-agua en un conducto de elevación y el retorno del agua para que vuelva a ser elevada, es decir, su recirculación.

Primeramente, se presenta una descripción del equipo y de las técnicas de experimentación, detallando sus características y conexión a servicios.

A continuación se expone la técnica experimental para realizar las medidas de los caudales de aire y agua, el calibrado de los dispositivos utilizados y las medidas de pérdidas de carga y retenido de agua y aire en el flujo bifásico.

En cada caso y cuando es conveniente, se hace una referencia particular al montaje y puesta en funcionamiento de las instalaciones y al método empleado en la toma de datos experimentales.

### 3.2 FLUJO INTERIOR

Para analizar y examinar las características del flujo en el interior del tubo elevador de fase acuosa, por arrastre con aire, se emplearon tubos de 11'38 m. de altura y 12'4, 20'3,

26'0 y 54'0 mm. de diámetro interior. Con este equipo se estudió la fluidodinámica de la elevación, por arrastre con aire, de la fase líquida en un pachuca, para poder analizar los aspectos que tienen interés en la identificación de tipo de flujo bifásico, el comportamiento fluidodinámico, la pérdida de presión en el tubo elevador y la cantidad de fluidos gas y líquido que retiene en operación.

### **3.2.1 DESCRIPCION DEL EQUIPO**

El equipo experimental, para estudiar las características del flujo bifásico en el interior del tubo elevador, se representa en la figura 3.1, y se muestra en forma esquemática en la figura 3.2, y consta esencialmente de los siguientes elementos:

- . Tubo elevador.
- . Depósito separador.
- . Circuito exterior de circulación de líquido (conducción de retorno).
- . Dispositivos complementarios.
- . Dispositivos de alimentación de agua y aire.

En la figura 3.3 se muestra la conexión del equipo experimental a la red general de aire a presión y agua. En la figura 3.4, la medida de los caudales de agua y aire y de pérdida de presión en el flujo bifásico, numerándose cada uno de los componentes de la instalación y se detalla el nombre de cada elemento en la leyenda.



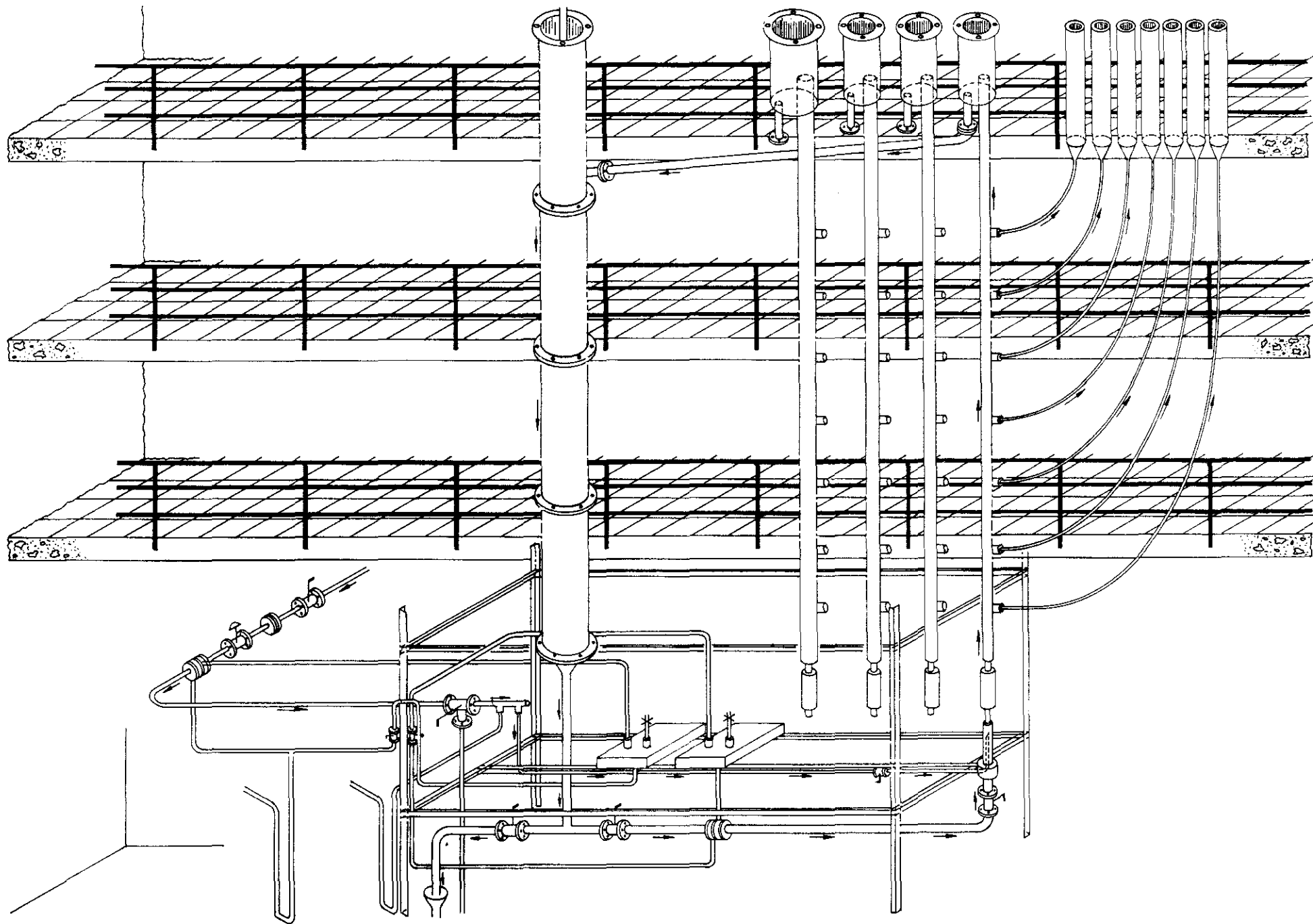


FIG. 3.1 Esquema general de la instalación

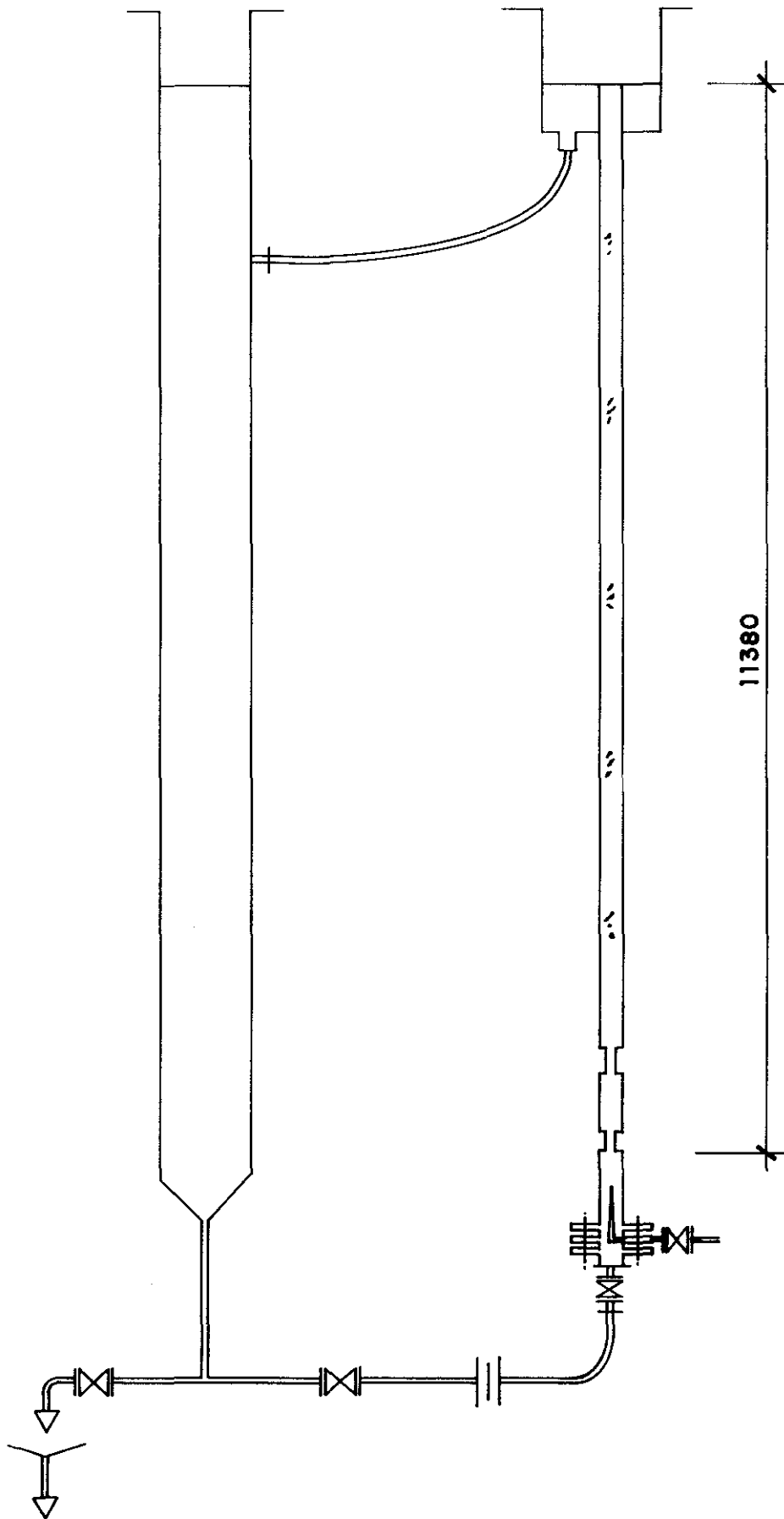


Fig. 3. 2 Equipo experimental

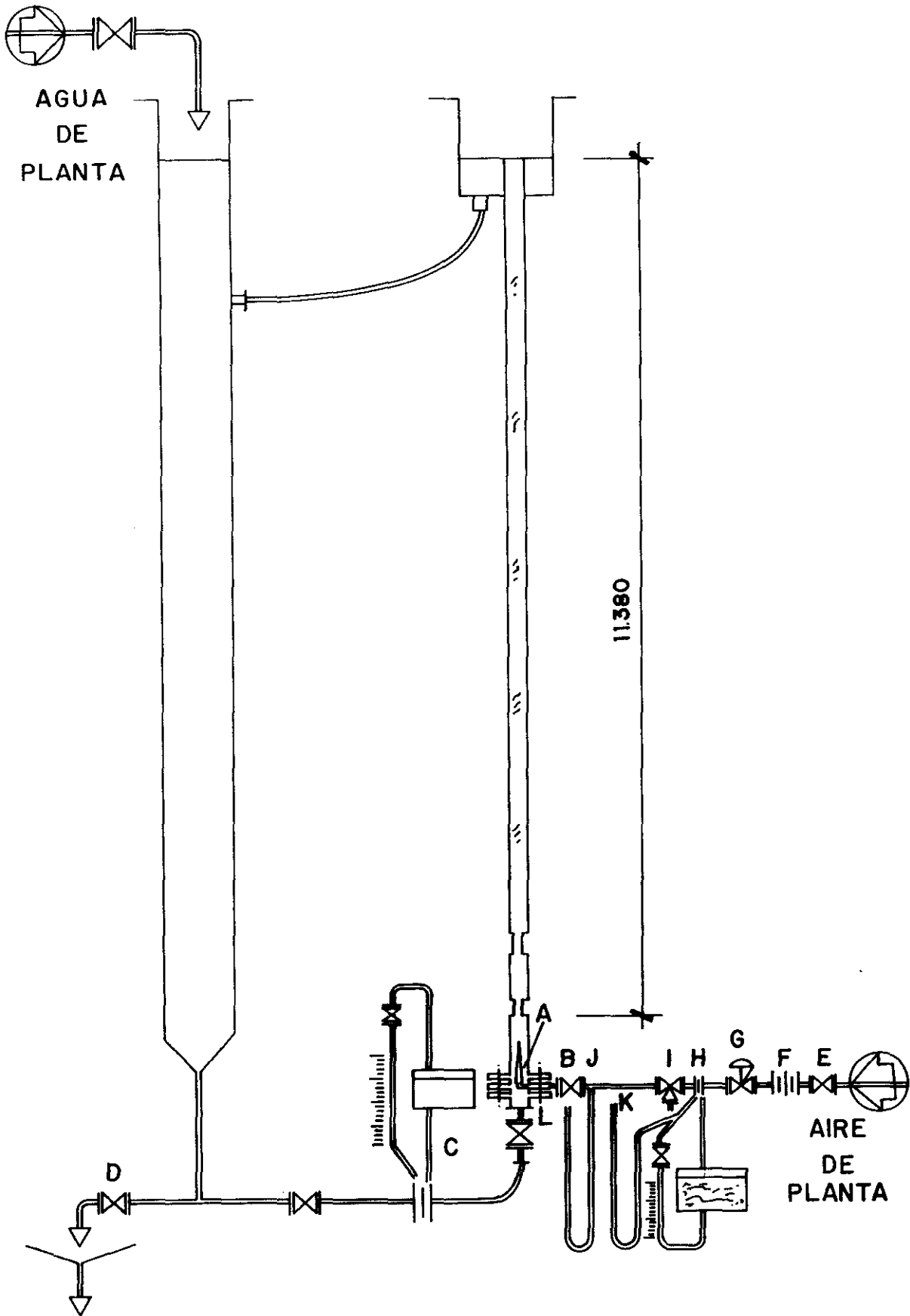
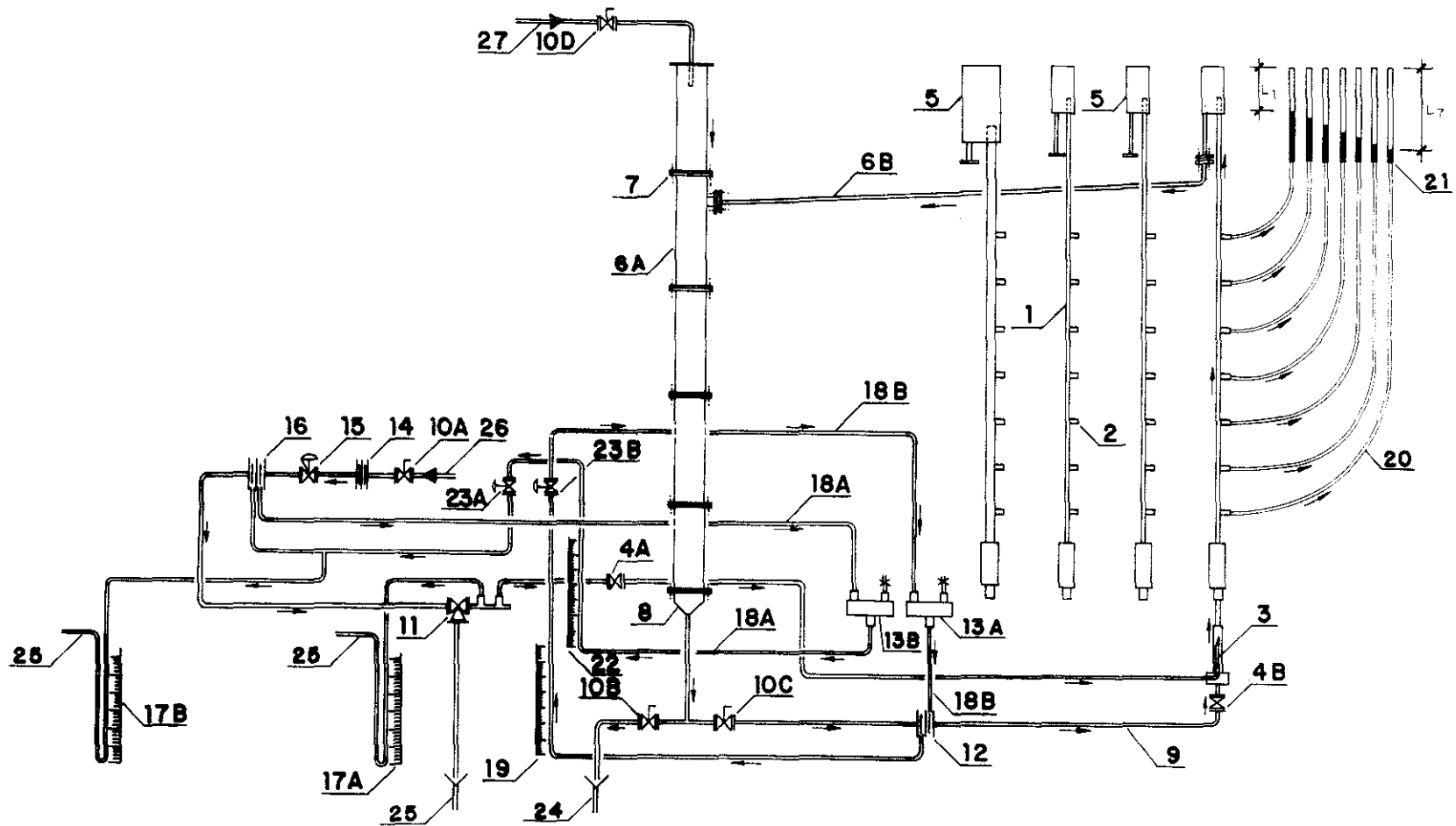


Fig. 3.3 Conexion del equipo experimental a la red general de aire a presion y agua de la planta piloto.



**LEYENDA:**

- |                                       |  |   |
|---------------------------------------|--|---|
| 1 TUBO DE ELEVACION                   | 11 VALVULA DE ESPITA DE TRES VIAS $\varnothing$ 1/2" | 21 TUBO DE VIDRIO PARA MEDIDAS PERDIDAS DE PRESION. |
| 2 TOMA DE PRESION                     | 12 DIAFRAGMA $\varnothing$ 10 mm.                    | 22 CAUDAL DE AIRE QUE CIRCULA.                      |
| 3 INYECTOR DE AIRE $\varnothing$ 1 mm | 13 DEPOSITO DE ACERO INOXIDABLE DE 300 x 300 x 70 mm | 23 VALVULA DE SEGURIDAD MANOMETRICA.                |
| 4 VALVULA DE ESFERA                   | 14 DOBLE DIAFRAGMA                                   | 24 A SUMIDERO.                                      |
| 5 DEPOSITO SEPARADOR.                 | 15 VALVULA DE REGULACION                             | 25 A LA ATMOSFERA.                                  |
| 6 CONDUCCION DE RETORNO DEL AGUA.     | 16 DIAFRAGMA $\varnothing$ 1 mm                      | 26 INSTALACION AIRE A PRESION.                      |
| 7 BRIDAS DE UNION.                    | 17 MANOMETRO DE MERCURIO.                            | 27 ENTRADA DE AGUA.                                 |
| 8 SECCION CONICA.                     | 18 MANOMETRO DIFERENCIAL.                            |   |
| 9 TUBO ACERO $\varnothing$ 3/4"       | 19 CAUDAL LIQUIDO RECIRCULADO.                       |   |
| 10 VALVULA DE COMPUERTA.              | 20 TUBOS P.V.C. TRANSPARENTE.                        |   |

**FIG. 3.4** Medida de caudales de agua-aire y perdidas de presion en el flujo bifásico

### **3.2.1.1 Tubo elevador**

La conducción de elevación (1), de una altura práctica de 11.380 mm., se montó con tubo de vidrio para observar visualmente la dinámica de los flujos de burbujeo, en columnas líquido-gas y obtener una información directa del tipo de flujo en los diámetros interiores 12'4, 20'3 y 26'0 mm., y con tubo metálico para el diámetro 54 mm.

El tubo elevador está formado por siete tramos de vidrio, de 1'60 m. de longitud, unidos entre si por medio de manguitos de goma. Para medir, en flujo bifásico, entre los diferentes tramos del conducto de elevación, tanto la pérdida de presión total como la parcial, y obtener los correspondientes perfiles de variación a lo largo de la conducción, se conectaron en los manguitos de goma siete tomas de presión (2).

El sistema inyector de aire (3) está situado en la parte inferior del tubo de elevación, y lo constituye básicamente una aguja hipodérmica de 110 mm. de longitud y 1'0 mm. de diámetro, que permite regular fácilmente los caudales bajos de aire con que se opera. La válvula de esfera (4A) de  $\varnothing$  1/2" facilita o corta el paso de aire de la conducción general de la planta piloto al tubo elevador.

### **3.2.1.2 Depósito separador**

En la parte superior del equipo está situado el depósito separador (5) donde tiene lugar la segregación de las fases agua-gas. Consta de un cuerpo cilíndrico de acero al carbono,

de 81 mm. de diámetro y 410 mm. de altura, manteniéndose un nivel de líquido de 120 mm. de altura. En el fondo lleva soldado un tramo corto de conducción donde se adapta el conducto de retorno del líquido (6B).

#### **3.2.1.3 Circuito exterior de circulación de agua**

La conducción de recirculación del agua (6A) se montó con tubo de acero al carbono, de 4" de diámetro nominal (106 mm. de diámetro interior), con todas sus secciones embridadas en los extremos (7). En su parte inferior tiene una sección cónica (8), con diámetros de entrada y salida de 4" y 3/4" respectivamente, que permite el paso del líquido procedente del depósito separador al conducto de elevación mediante un tubo de acero de 3/4" de diámetro (9).

#### **3.2.1.4 Dispositivos complementarios**

En el ramal que une la conducción de retorno del agua con el canal de elevación (9) se montaron tres válvulas: dos de compuerta 3/4" (10B y 10C) que actuaron como purgas de toda la instalación, y una de esfera 3/4" (4B), próxima al inyector de aire, que permite o no el paso del líquido al tubo ascendente y se utiliza, actuando conjuntamente con la (4A), para determinar el retenido de agua, en el tubo de elevación en operación.

En la tubería que conduce el aire al tubo elevador se dispone de una válvula de espita de tres vías, de 1 1/2" de diámetro

nominal (11), que permite, cuando se requiera por motivos de seguridad, expulsar el aire que entra en la instalación a la atmósfera y una válvula de esfera de 1/2" (4A) que da o no paso de aire, de la conducción general de la planta piloto, al conducto de elevación del líquido.

### **3.2.1.5 Dispositivos de alimentación de agua y aire**

#### **- AGUA**

El agua para la experimentación se obtuvo de la red general de la planta piloto.

La válvula de compuerta (10D) conecta la red de agua al sistema de experimentación. En el tubo de acero que efectúa la unión de la conducción de retorno del agua con el canal de elevación (9), se intercaló un diafragma de  $\varnothing$  10 mm. (12) con tomas de presión normalizadas, aguas arriba y abajo del mismo, unidas a un manómetro diferencial (13A) que permite medir el caudal del líquido recirculado.

En la conducción del agua se instaló una válvula de compuerta (10B) que actúa como purga de la instalación.

#### **- AIRE**

El aire utilizado, filtrado a 8 Kg/cm<sup>2</sup>, presión excesiva para las necesidades de la experimentación, se obtuvo de la línea general de la planta piloto.

La válvula de compuerta (10A) conecta la instalación al circuito general de aire y un sistema con dos placas de orificio, montadas en serie, de pequeño diámetro (14), provoca una gran pérdida de carga en la línea reduciendo la sobrepresión primaria del aire.

El control fino de la presión y del caudal necesario se realizó por medio de una válvula de aguja de diámetro nominal 1/2" (15). Intercalado en la conducción se instaló un nuevo diafragma  $\emptyset$  1" (16) con las correspondientes tomas de presión estática anterior y posterior del mismo, unidas a un manómetro diferencial (13B), que permite medir el caudal de aire que se suministra a la instalación.

La toma de presión estática posterior del diafragma se conectó a un manómetro diferencial de mercurio con una rama abierta a la atmósfera (17B). De este modo se mide la sobrepresión de aire en el interior de la conducción.

Igualmente, una toma de presión estática se conectó a una de las ramas de un manómetro diferencial de mercurio (17A), que permite conocer la sobrepresión del aire en el conducto elevador.

Por último, el conducto de circulación del aire dispone de una válvula de espita de tres vías, de 1/2" de diámetro (11) para desviar el flujo de aire que alimenta a la instalación, cuando es necesario por motivos de seguridad.



### **3.2.2 MEDIDAS DE LA VELOCIDAD DE ASCENSION DE LAS BURBUJAS Y CAUDALES DE AGUA Y AIRE**

La velocidad de ascensión de las burbujas se obtuvo por observación directa, sobre los tubos de vidrio, de 12'4, 20'3 y 26 mm. que se utilizaron como conducto elevador.

Las medidas de caudales se realizaron con placas, con pequeños orificios o diafragmas, que se intercalaron en la conducción mediante bridas, para producir pérdidas de presión.

La medida de caudales se efectuó en agua y aire.

#### **- AGUA**

Caudal de agua que circula por el tubo de retorno.

Caudal de agua, que en flujo monofásico, circula por la conducción de elevación cuando se mide la pérdida de carga.

#### **- AIRE**

Caudal de aire que alimenta al tubo elevador.

#### **3.2.2.1 Velocidad de ascension de las burbujas**

La velocidad de ascensión de las burbujas se calculó diferenciando sobre el tubo elevador un tramo de una longitud de dos metros. Por observación directa, se mide el tiempo que tarda la burbuja en recorrer esta longitud, repitiéndose varias veces la medida y obteniendo el tiempo medio. Dividiendo la

longitud del tramo elegido entre el tiempo medio tardado en recorrerlo, se obtiene la velocidad de ascensión de la burbuja por el canal de elevación.

#### **3.2.2.2 Aqua. Calibrado del medidor**

La medición del caudal se efectuó intercalando, mediante bridas, en la conducción de retorno un diafragma de 10 mm. de diámetro (12) inmediatamente antes del conducto de elevación (1), que provoca una pérdida de presión cuyo valor es posible conocer mediante conexiones a una manómetro diferencial. La toma anterior de presión estática del diafragma se conectó a la parte superior del manómetro diferencial (18B), un depósito de acero inoxidable de 300 x 300 x 70 mm. (13A), uniendo la toma posterior a la parte inferior. Anexa a esta conexión se instaló una escala graduada (19).

El líquido manométrico es agua. A caudal nulo el nivel de agua en el depósito se sitúa en la posición media referido a su altura. En estas condiciones y debido a la gran sección transversal del depósito, la lectura manométrica será la leída en la toma posterior del diafragma, puesto que se puede considerar despreciable la variación de nivel de agua en el depósito.

Al ser el líquido manométrico de la misma naturaleza que el que circula, el manómetro ha de instalarse a nivel superior al de circulación del agua. En la figura 3.5 se representa un esquema del dispositivo utilizado.

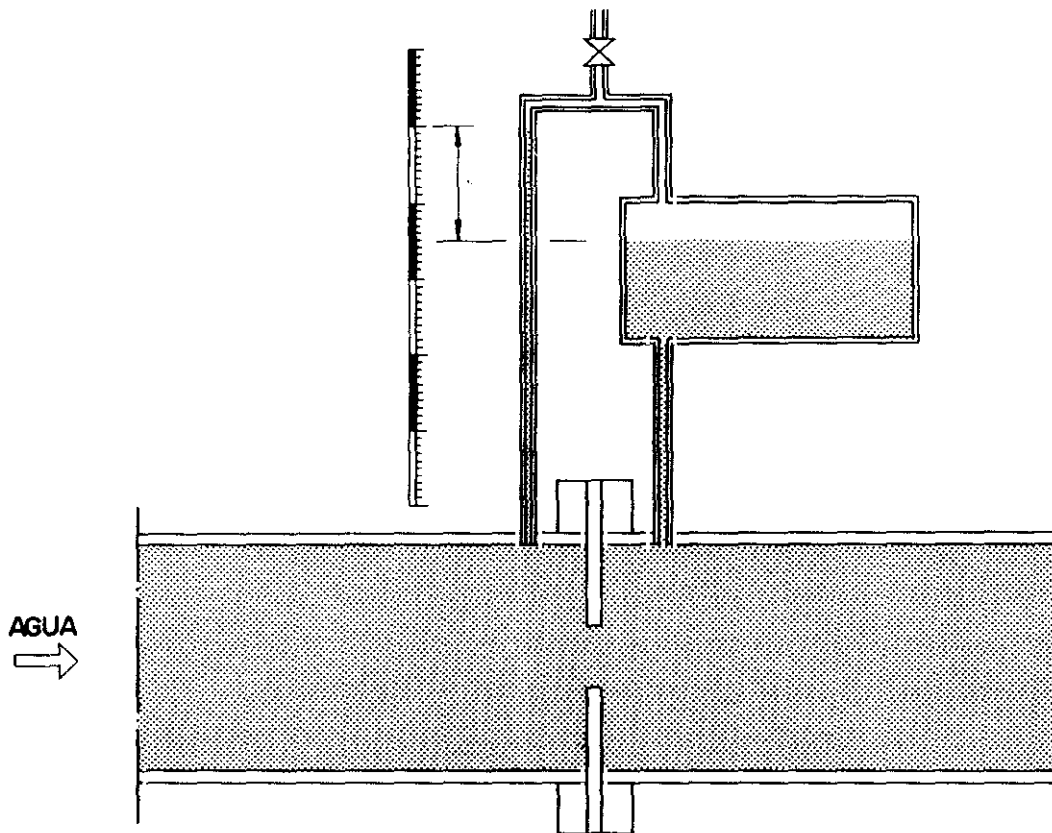


FIG. 3.5 . Esquema del manómetro diferencial utilizado en la medida del caudal de agua

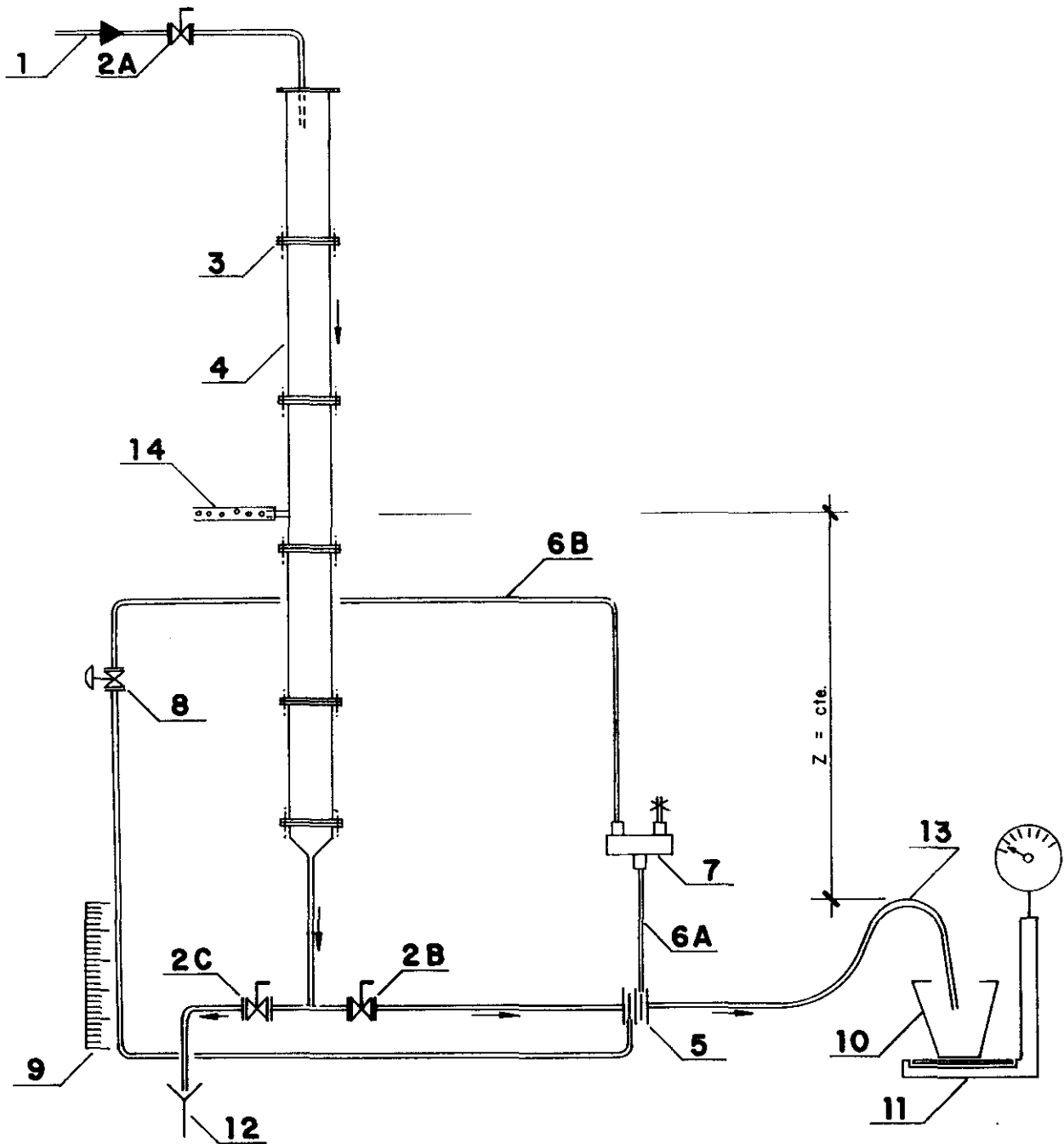
El calibrado se efectuó por pesada del agua que circula, dejando fluir ésta el tiempo necesario para que la pesada, en la báscula, se realice con la precisión suficiente. Para operar correctamente, es necesario mantener la carga de altura, fuerza impulsora del flujo, sensiblemente constante durante toda la experimentación.

En la figura 3.6 se detalla el sistema utilizado en el calibrado del diafragma en la conducción de agua,  $\emptyset$  10 mm. La técnica seguida en la operación fue la siguiente:

De la red general de la Planta Piloto, se aporta por la conducción de entrada al sistema un caudal de agua que se mantiene constante. La válvula 2B de la figura 3.6 se abre de tal forma que se perciba en 9 la máxima señal y la carga de altura permanezca constante, circunstancia que se presenta, cuando por la conexión transparente 14, se observa salida de mezcla aire-agua. Se mide el tiempo que tarda en fluir la cantidad de agua establecida, lo que permite calcular el caudal másico y se toma la correspondiente lectura manométrica.

Al cerrar parcialmente la válvula 2B se disminuye el caudal de agua y para mantener la carga de altura constante, se abre en forma conveniente la válvula 2C y se repite la operación de calibrado. Operando sucesivas veces, de esta forma, se está en condiciones de conseguir el calibrado requerido en todo el intervalo de caudales de interés.

Los datos experimentales obtenidos en el calibrado figuran en la tabla 3.1.



LEYENDA

- |    |   |    |                                |
|----|---|----|--------------------------------|
| 1  | INSTALACION DE AGUA                         | 11 | BASCULA.                       |
| 2  | VALVULA DE COMPUERTA.                       | 12 | A SUMIDERO.                    |
| 3  | BRIDAS DE UNION.                            | 13 | PUNTO DE ALTURA CONSTANTE.     |
| 4  | CONDUCCION ENTRADA DE AGUA                  | 14 | MEZCLA AGUA-AIRE, AL SUMIDERO. |
| 5  | DIAFRAGMA $\varnothing$ 10 m m.             |    |                                |
| 6  | MANOMETRO DIFERENCIAL                       |    |                                |
| 7  | DEPOSITO ACERO INOXID. DE 300 x 300 x 70 mm |    |                                |
| 8  | VALVULA DE SEGURIDAD MANOMETRICA.           |    |                                |
| 9  | CAUDAL DE AGUA                              |    |                                |
| 10 | RECIPIENTE DE PESADA.                       |    |                                |

**FIG. 3.6 Calibrado del diafragma de la conduccion de agua,  $\varnothing$  10 mm.**

TABLA 3.1. CALIBRADO DEL MEDIDOR DE CAUDAL DE AGUA CUANDO CIRCULA EN FLUJO MONOFASICO POR EL TUBO DE ELEVACION.

H	t	W1	F1
96,8	215,51	50,5	0,234
76,7	256,19	50,5	0,197
72,7	262,29	50,5	0,193
64,7	278,21	50,5	0,182
56,7	298,36	50,5	0,169
51,7	310,39	50,5	0,163
45,5	329,71	50,5	0,153
40,5	349,01	50,5	0,145
34,0	379,19	50,5	0,133
29,2	409,11	50,5	0,123
22,0	469,68	50,5	0,108
16,0	544,74	50,5	0,093
10,8	669,24	50,5	0,075
4,5	1.031,65	50,5	0,049

Los valores de caudal másico y lectura manométrica se ajustaron por regresión a una función del tipo:

$$F_1 = bH^a$$

siendo:

$F_1$  caudal másico del agua en Kg/s.

$H$  lectura manométrica expresada en cm. columna de agua.

$a$  y  $b$  parámetros de ajuste.

cuyos valores son:

$$a = 0'4962$$

$$b = 0'0236$$

con un coeficiente de correlación del ajuste

$$r = 0'9994$$

### **3.2.2.3 Aire. Calibrado del medidor**

Para medir el caudal de aire se intercaló en la conducción un diafragma de 1 mm. de diámetro aproximadamente (16), convenientemente embridado, con sus tomas de presión estática anterior y posterior normalizadas, para provocar una pérdida de presión cuyo valor se puede medir, uniendo éstas a un manómetro diferencial (18A).

El manómetro diferencial utilizado en la medida del caudal de aire es de características similares al empleado en el circuito

del agua, no siendo preciso en este caso, al ser el líquido manométrico de distinta naturaleza al que circula, que el depósito esté situado a nivel superior al de la circulación de aire. Un esquema del dispositivo utilizado se representa en la figura 3.7.

Las conexiones manométricas se realizaron con tubo de PVC transparente, para facilitar su montaje y la lectura de la diferencia de presión.

El diafragma se calibró mediante medidas de caudales de aire utilizándose un medidor de burbuja de jabón. En la figura 3.8 se representa un detalle del dispositivo utilizado.

La técnica seguida en la operación es la siguiente:

En un tubo de PVC transparente, de 54 mm. de diámetro, instalado verticalmente y que previamente se había aforado con agua, se hace llegar lateralmente y en la base del mismo el caudal de aire que se desea medir.

La base inferior del tubo se conecta a un recipiente que se mueve a voluntad y contiene una solución jabonosa. El nivel de esta solución se eleva en la base del tubo aforado hasta que se forme una o varias pompas de jabón. Esta o estas burbujas, impulsadas por el propio aire, se desplazan dentro del tubo vertical y se mide el tiempo que tarda en pasar, la pompa elegida, entre dos señales del tubo, que corresponden al aforado previo.



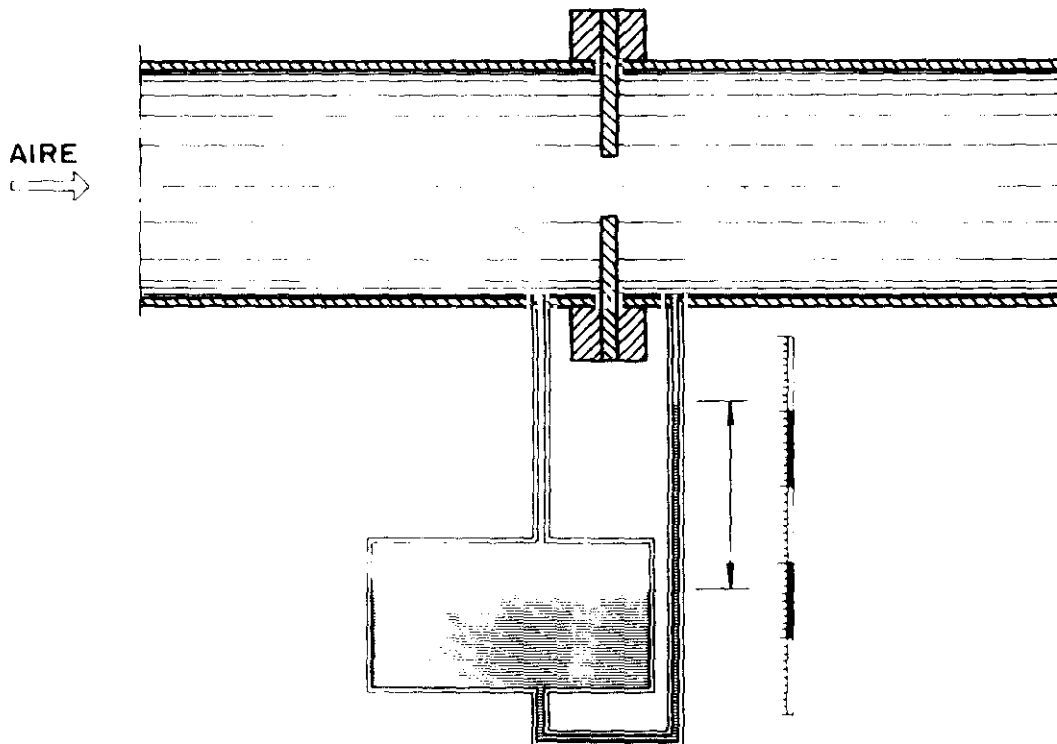


FIG. 3.7.- Esquema del manómetro diferencial utilizado en la medida del caudal de aire

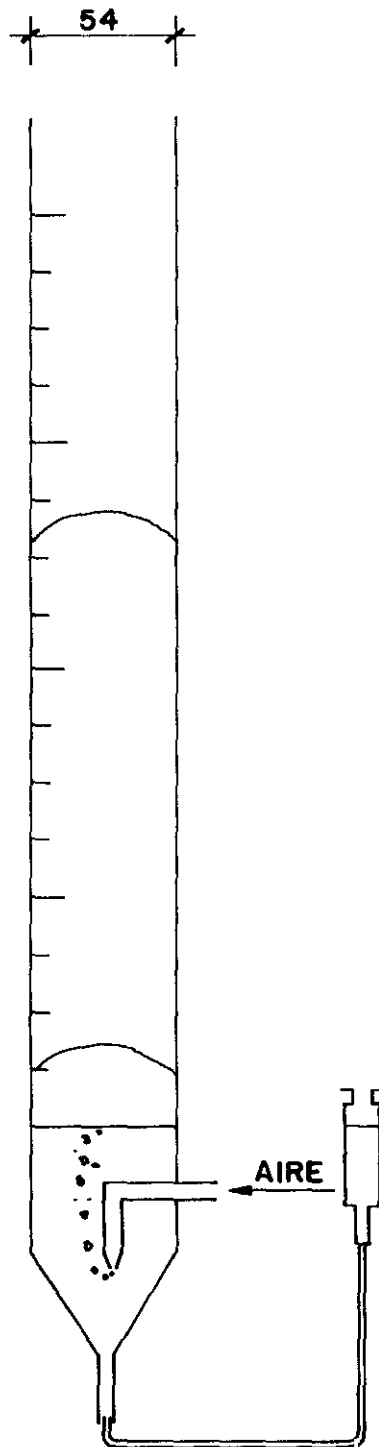


Fig. 3.8 Detalle del dispositivo utilizado en el calibrado del diaframa de la conducción de aire.

Admitido el flujo de pistón en la burbuja, conocido el volumen y determinado el tiempo invertido en el paso entre las señales, se halla el caudal volumétrico del aire que circula. Calculada la densidad del aire, es inmediato el cálculo del caudal másico.

En la figura 3.9 se representa el dispositivo general del sistema utilizado en el calibrado del diafragma de la conducción de aire,  $\emptyset = 1$  mm.

La medida se repitió para distintos caudales de aire, simultáneamente a la lectura del manómetro conectado al diafragma, con el que se desea medir los caudales de aire en la experimentación posterior.

Los valores experimentales se ajustaron por regresión a una función del tipo:

$$F_g = bH^a$$

en donde:

H es la lectura manométrica en cm. de columna de agua.

$F_g$  es el caudal másico de aire en g/s.

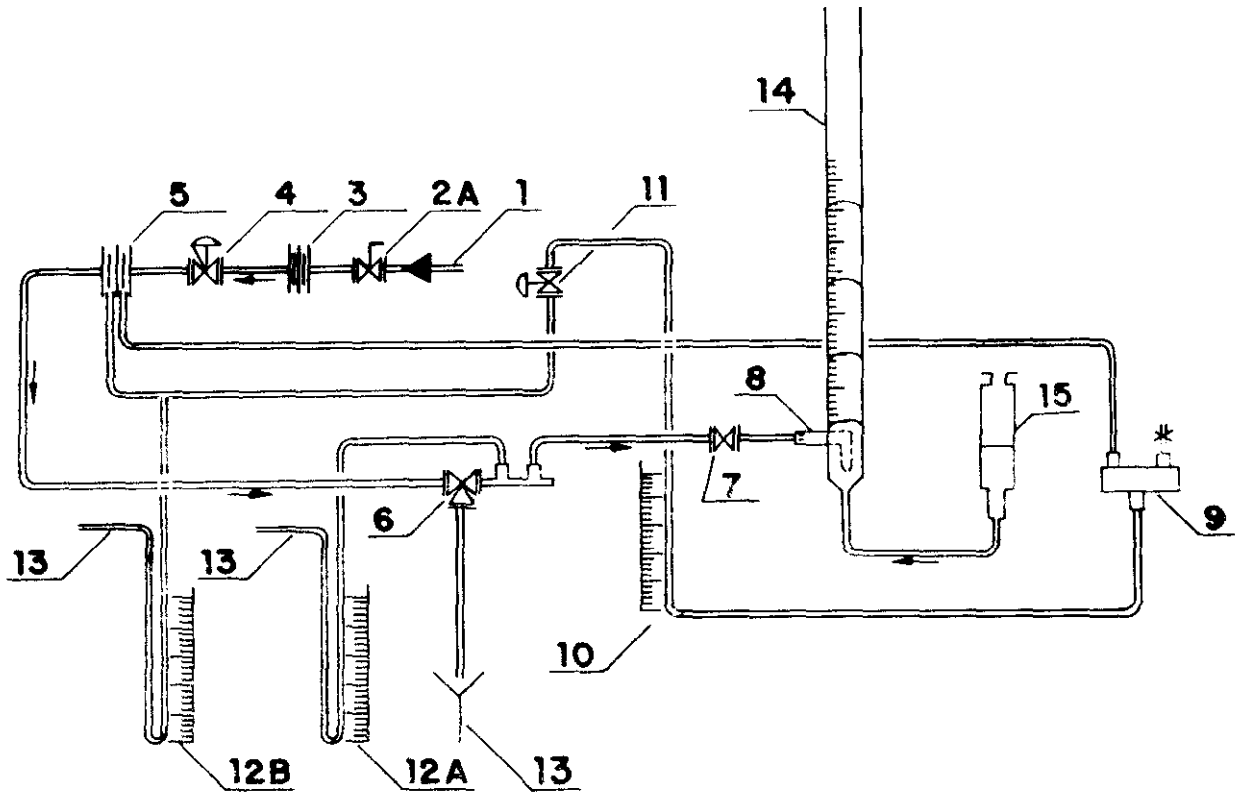
a y b dos parámetros de ajuste, cuyos valores son:

$$a = 0'5737$$

$$b = 0'00223$$

con un coeficiente de correlación del ajuste:

$$r = 0'9997$$



LEYENDA:

- |    |   |    |                                   |
|----|---|----|-----------------------------------|
| 1  | INSTALACION DE AIRE A PRESION.                  | 11 | VALVULA DE SEGURIDAD MANOMETRICA. |
| 2  | VALVULA DE COMPUERTA.                           | 12 | MANOMETRO DE MERCURIO.            |
| 3  | DOBLE DIAFRAGMA.                                | 13 | A LA ATMOSFERA.                   |
| 4  | VALVULA DE REGULACION.                          | 14 | TUBO DE CALIBRADO.                |
| 5  | DIAFRAGMA $\varnothing$ 1 m.m.                  | 15 | DEPOSITO DE SOLUCION JABONOSA..   |
| 6  | VALV. DE ESPITA DE TRES VIAS $\varnothing$ 1/2" |    |                                   |
| 7  | VALVULA DE ESFERA.                              |    |                                   |
| 8  | INYECTOR DE AIRE                                |    |                                   |
| 9  | DEPOS. ACERO INOX. DE 300 x 300 x 70 m.m.       |    |                                   |
| 10 | CAUDAL DE AIRE QUE CIRCULA.                     |    |                                   |

**FIG. 3.9** Dispositivo utilizado en el calibrado del diafragma de la conduccion de aire,  $\varnothing$  1 mm.

Los datos de calibrado obtenidos figuran en la tabla 3.2.

Debido a que el aire es un fluido compresible y, por tanto, su densidad varía según las condiciones de presión y temperatura, es necesario introducir un factor corrección.

Este factor de corrección viene dado por la raíz cuadrada de la relación de presiones absolutas entre las condiciones de operación de la instalación, en un experimento determinado, y las condiciones en que fue calibrado el medidor. Teniendo en cuenta esto, la relación final entre la lectura manométrica en un experimento determinado y el caudal másico de aire que circula se determina por:

$$F_g = bH^a \sqrt{\frac{\Delta P_{cond} + P_{atm}}{P'_{atm}}}$$

siendo:

$\Delta P_{cond}$  la sobrepresión en la conducción.

$P_{atm}$  la presión atmosférica durante el experimento.

$P'_{atm}$  la presión atmosférica a la que se calibró el diafragma.

A la expresión anterior se llega fácilmente mediante el razonamiento siguiente. La velocidad media del aire, en un orificio  $\mu_0$ , está dada por:

donde:

$$\mu_0 = C \sqrt{\frac{2g \Delta h}{1 - \left(\frac{d}{D}\right)^4}}$$

TABLA 3.2. CALIBRADO DEL MEDIDOR DE CAUDAL DE AIRE

Patm. : 714 mmHg.      Ta : 10°C.

H	t	Vg	Wg	Fg × 10 <sup>-2</sup>
100,5	113,00	3,0	3,501	3,098
93,2	117,40	3,0	3,501	2,982
89,5	119,75	3,0	3,501	2,924
86,6	122,25	3,0	3,501	2,864
84,9	123,47	3,0	3,501	2,836
78,0	129,00	3,0	3,501	2,714
71,1	135,90	3,0	3,501	2,576
64,6	142,84	3,0	3,501	2,451
57,0	153,43	3,0	3,501	2,282
51,8	162,00	3,0	3,501	2,161
48,0	168,50	3,0	3,501	2,078
44,5	180,00	3,0	3,501	1,945
38,4	192,37	3,0	3,501	1,820
33,9	204,31	3,0	3,501	1,714
21,0	268,85	3,0	3,501	1,302
11,7	395,67	3,0	3,501	0,885
3,8	482,55	3,0	2,334	0,484

- c es el coeficiente de descarga del diafragma.  
d es el diámetro del orificio.  
D es el diámetro de la conducción.  
g es la aceleración de la gravedad.  
 $\Delta h$  la señal manométrica expresada en columna del fluido que circula.

Para números de Reynolds en el orificio superiores a 8000, c es una constante para cualquier valor de la relación  $\frac{d}{D}$

d, D y g también son constantes.

Por lo tanto, la expresión que nos da la velocidad,  $u_0$ , del aire en el orificio del diafragma se puede escribir en la forma:

$$u_0 = c \sqrt{\frac{2g}{1 - \left(\frac{d}{D}\right)^4}} \sqrt{\Delta h} = K \sqrt{\Delta h}$$

Multiplicando los dos miembros de la igualdad por  $s_0$  y por  $\rho$ , siendo  $s_0$  la superficie del orificio y  $\rho$  la densidad del aire en las condiciones de la medida, se tiene:

$$u_0 s_0 \rho = s_0 \rho K \sqrt{\Delta h}$$

pero  $u_0 s_0 \rho$  es el caudal másico del aire,  $F_g$ , luego se puede escribir que:

$$F_g = s_0 \rho K \sqrt{\Delta h}$$

En otras condiciones distintas de presión y temperatura, el caudal másico vendrá dado por:

$$F'g = K s_0 \rho' \sqrt{\Delta h'}$$

pero  $\Delta h = \frac{\Delta P}{\gamma}$  y  $\Delta h' = \frac{\Delta P'}{\gamma'}$

donde:

$\Delta P$  es la pérdida de presión medida en el primer caso y

$\gamma$  es el peso específico del aire en las condiciones de presión y temperatura correspondiente.

$\Delta P'$  y  $\gamma'$  son las mismas magnitudes, en las otras condiciones consideradas.

Se tiene por tanto:  $Fg = s_0 \rho K \sqrt{\frac{\Delta P}{\gamma}}$

$$F'g = s_0 \rho' K \sqrt{\frac{\Delta P'}{\gamma'}}$$

Si se considera la pérdida de presión idéntica, esto es dividiendo miembro a miembro se obtiene:

$$\frac{F'g}{Fg} = \frac{\rho'}{\rho} \sqrt{\frac{\gamma}{\gamma'}}$$

pero  $\gamma = \rho g$  y  $\gamma' = \rho' g$  por tanto:

$$\frac{F'g}{Fg} = \frac{\rho'}{\rho} \sqrt{\frac{\rho}{\rho'}} = \sqrt{\frac{\rho'^2 \rho}{\rho^2 \rho'}} \sqrt{\frac{\rho'}{\rho}}$$



La variación de la densidad del aire en función de la presión y temperatura permite establecer que:

$$\frac{\rho'}{\rho} = \frac{P'(273 + t)}{P(273 - t)}$$

Durante la experimentación la variación de temperatura es pequeña y su influencia se puede considerar despreciable. Por tanto:

$$\frac{\rho'}{\rho} = \frac{P'}{P} \qquad \frac{F'g}{Fg} = \sqrt{\frac{P'}{P}}$$

obteniendo:

$$F'g = Fg \sqrt{\frac{P'}{P}}$$

$p'$  es la presión absoluta, suma de la presión atmosférica más la sobrepresión,  $P_{atm} + P_{cond}$ .

$p$  es la presión atmosférica a la que se calibró el diafragma,  $P'_{atm}$ , ya que la sobrepresión requerida en el calibrado es nula.

### 3.2.3 MEDIDA DE PERDIDA DE CARGA

En la experimentación se tomaron medidas de las señales correspondientes a la pérdida de presión por fricción en el tubo elevador, con flujo bifásico y con agua.

Se dispuso para ello en el conducto de elevación de siete tomas de presión (2) separadas a una distancia de 1'60 m., para obtener los perfiles de presión a lo largo del mismo como puede apreciarse en las figuras 3.4 y 3.10. Las tomas de presión se conectaron mediante conductos flexibles de plástico transparente (20), para facilitar su montaje, lectura, y en el caso de que se introduzcan burbujas de aire, que circulan en flujo bifásico por el tubo elevador, su fácil separación y eliminación, a tubos de vidrio abiertos a la atmósfera (21), instalados anexos al equipo y a la misma altura que el depósito separador. En los ensayos se determinó tanto la pérdida de presión total, como la parcial entre los diferentes tramos del canal de elevación.

La medida de la pérdida de presión en el flujo bifásico es indicativa de la energía consumida en el sistema, por tanto el objetivo al obtener estos valores es estimar la pérdida de carga total, que es función de tres sumandos, con objeto de conocer la presión de impulsión necesaria para que el sistema de elevación opere correctamente.

Los tres sumandos de que se compone la pérdida de carga total son: la pérdida de carga cinética, la pérdida de carga estática, y la pérdida de carga por fricción. Puesto que la variación de la velocidad de las fases, en el conducto elevador es baja, se puede considerar el término de pérdida de carga cinética como despreciable. Por otra parte, la carga estática está condicionada por la carga de fase continua, que hace circular a la fase gas-líquido y puede considerarse prácticamente constante. La diferencia de lecturas entre dos

puntos de conexión prácticamente dan la pérdida de carga por fricción.

Para efectuar las medidas de pérdida de presión cuando por el dispositivo circula solamente agua, se instaló una bomba entre el tubo elevador y la conducción de retorno del líquido, como se indica en las figuras 3.10 y 3.11.

#### **3.2.4 MEDIDA DE RETENIDO DE LIQUIDO O GAS**

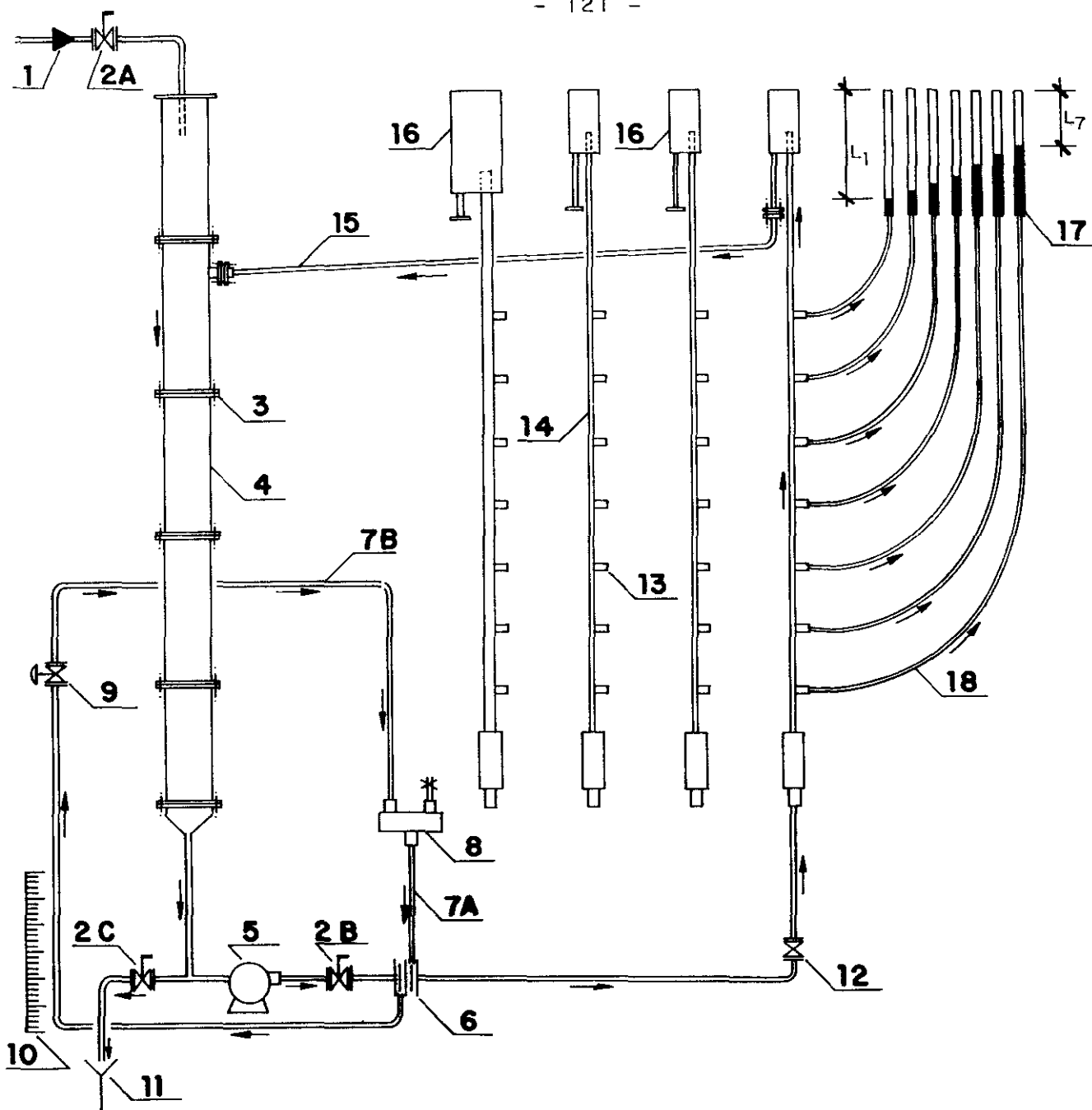
El retenido se define como la fracción en volumen del dispositivo ocupado por el líquido o el gas. Su medida utiliza la altura del nivel de agua en el tubo elevador, figura 3.12, cuando se anula el paso de aire y agua a su interior, por cierre simultáneo de las válvulas 4A y 4B. El sistema evoluciona en la forma que se indica en el detalle de la figura 3.13. El retenido del líquido en las condiciones de operación, en las que se ha anulado el caudal de agua y aire, es:

$$R_1 = 1 - \frac{h}{11380}$$

donde h es la distancia entre la superficie libre del líquido y el extremo superior del tubo elevador, expresadas en milímetros.

#### **3.2.5 TECNICA EXPERIMENTAL**

A continuación se describe la técnica experimental seguida en la medida de caudales de agua y aire, así como pérdida de presión, en flujo monofásico y bifásico y retenido de aire y agua en el tubo de elevación



**LEYENDA**

- |  |   |
|--|---|
| 1 ENTRADA DE AGUA.                           | 12 VALVULA DE ESFERA.                                   |
| 2 VALVULA DE COMPUERTA.                      | 13 TOMA DE PRESION.                                     |
| 3 BRIDAS DE UNION.                           | 14 TUBO DE ELEVACION.                                   |
| 4 CONDUCCION DE RETORNO DEL AGUA.            | 15 CONDUCCION DE RETORNO DEL AGUA.                      |
| 5 BOMBA DE IMPULSION DE AGUA.                | 16 DEPOSITO SEPARADOR.                                  |
| 6 DIAFRAGMA $\varnothing$ 1 m.m.             | 17 TUBOS DE VIDRIO PARA MEDIDAS DE PERDIDAS DE PRESION. |
| 7 MANOMETRO DIFERENCIAL                      | 18 MANGUERAS DE CONEXION.                               |
| 8 DEPOSITO ACERO INOXID. DE 300 x 300 x 70mm |   |
| 9 VALVULA DE SEGURIDAD MANOMETRICA.          |   |
| 10 CAUDAL DEL AGUA.                          |   |
| 11 A SUMIDERO.                               |   |

**FIG. 3.10. Medida de perdida de presión cuando por el tubo de elevacion circula agua en flujo monofasico.**

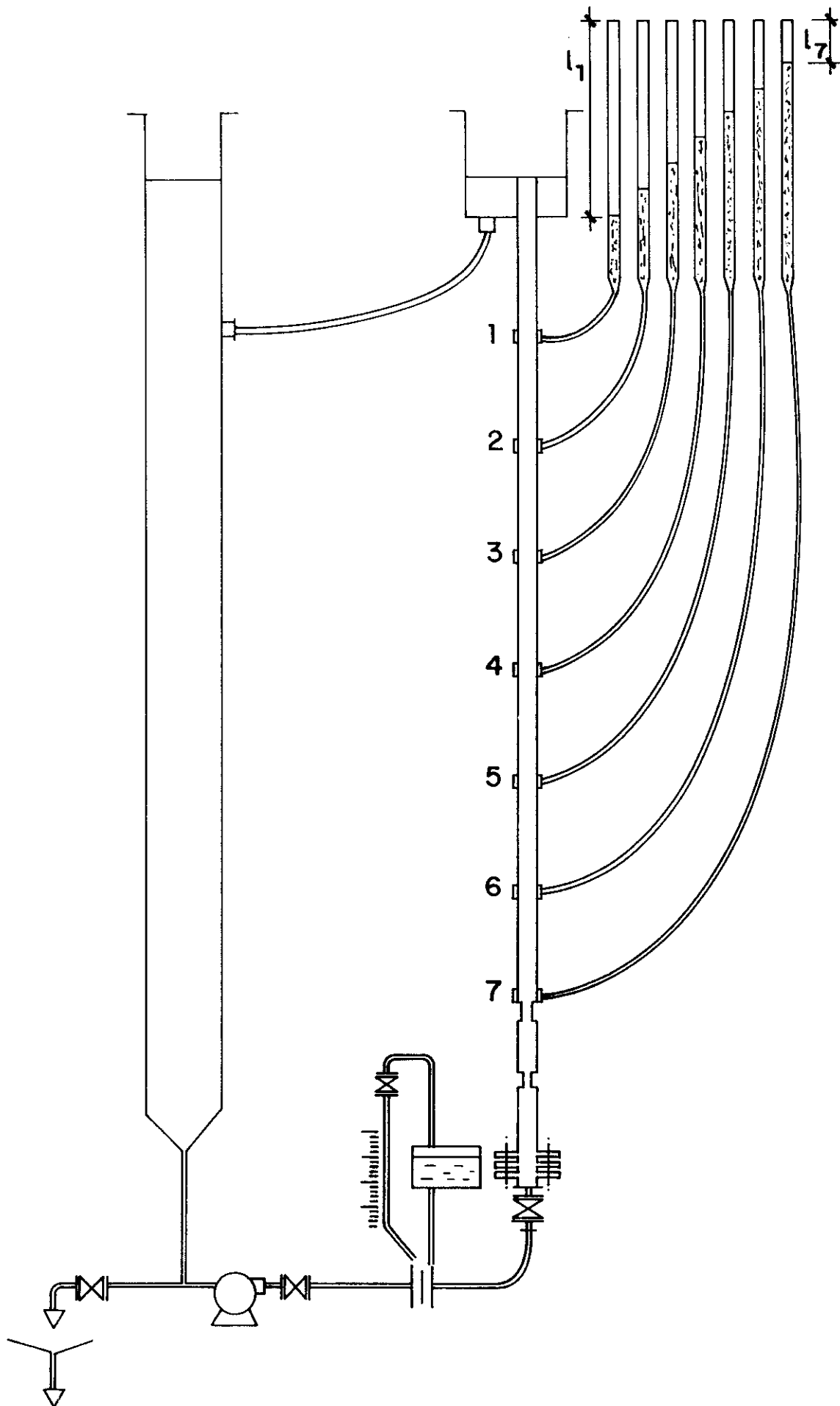


FIG. 3.11 Detalle de la medida de pérdidas de presión cuando circula solamente agua.

### **3.2.5.1 Medida de los caudales de agua y aire y pérdida de presión en los flujos monofásico y bifásico**

En la figura 3.4 se representa el equipo de experimentación montado para obtener las medidas de los caudales de agua y aire, y pérdida de presión en flujo bifásico.

Una vez que se ha llenado de agua la instalación, hasta el extremo superior del tubo de elevación (1), se abre totalmente la válvula 10A. A continuación, se abre parcialmente la válvula 15 hasta alcanzar una sobrepresión de aire, definida por el manómetro 17B, suficiente para que el aire circule a través de la columna de agua del conducto de elevación. En esta situación, se abren las válvulas 11 y 4A, permitiendo el paso de aire al interior del tubo de elevación. Entonces se regula el caudal de aire actuando sobre la válvula de control, 15, consiguiendo de este modo el funcionamiento normal en régimen estacionario del aparato. Una vez alcanzada esta situación se procede a realizar las lecturas de los manómetros diferenciales 22 y 19, unidos a los diafragmas 16 y 12, indicadores de los caudales de aire que fluye y del agua recirculada.

Actuando sobre la válvula de regulación 15, se varía el caudal de aire y se efectúa una serie nueva de lecturas, se procede de este modo, para cada nuevo caudal de aire seleccionado.

También se realiza la lectura que corresponde al manómetro 17A, sobrepresión del aire en el tubo de elevación, que se precisa para calcular la densidad del aire en las condiciones de flujo.

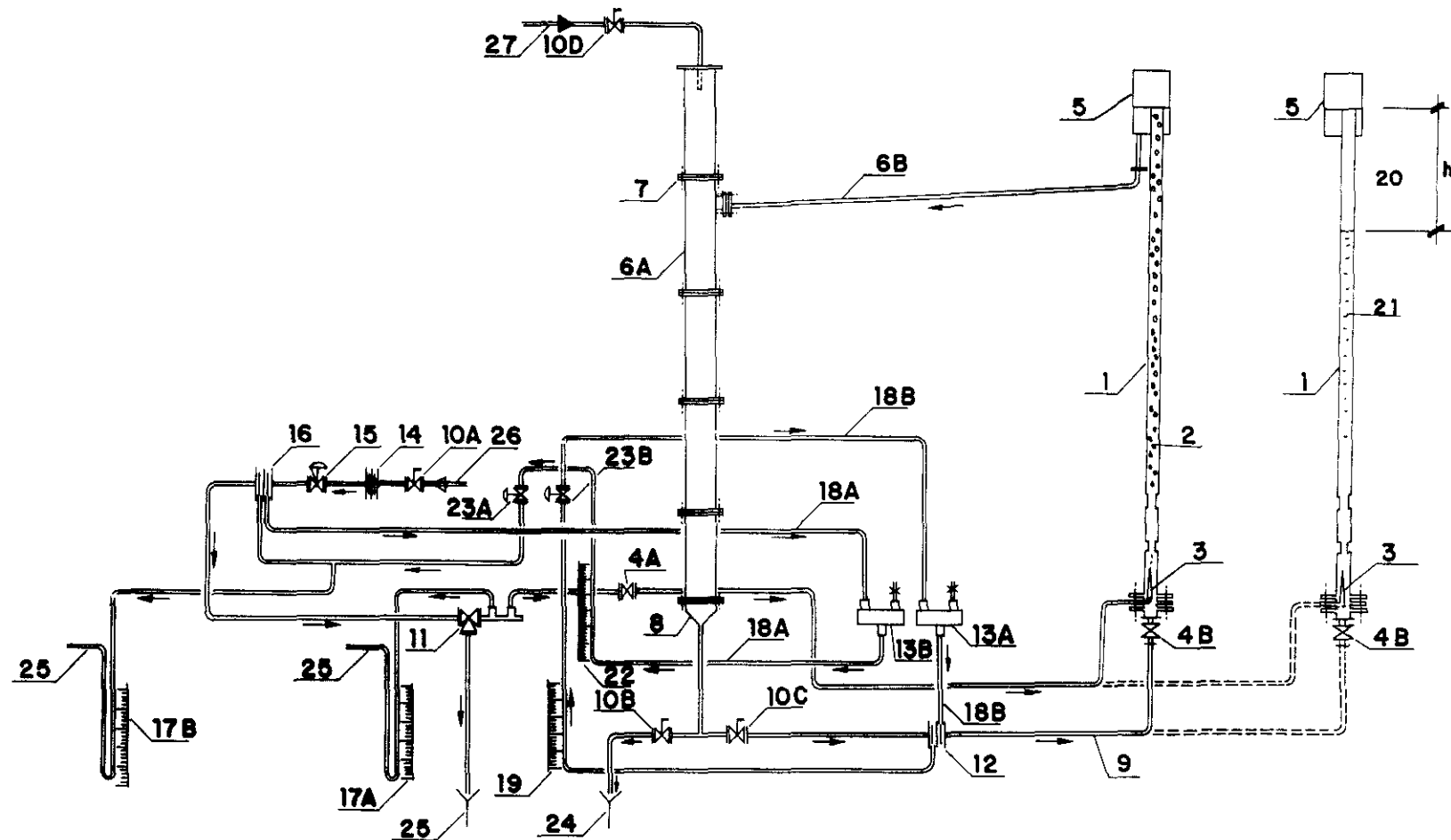
Para las medidas de la pérdida de presión en flujo bifásico se conectaron, mediante tubos de PVC transparentes (20), las siete tomas de presión (2) de los canales de elevación a siete tubos de vidrio abiertos a la atmósfera (21), procediendo de la misma forma indicada anteriormente, se está en condiciones de medir las longitudes  $l_1$ ,  $l_2$ ,  $l_3$ ,  $l_4$ ,  $l_5$ ,  $l_6$  y  $l_7$ , que restadas convenientemente, dan la pérdida de presión del sistema agua-aire en los tramos considerados.

Para conocer la pérdida de presión cuando, circula solamente agua por la instalación, se modificó el equipo, según la figura 3.10 y el detalle expresado en la figura 3.11, instalando una bomba entre el tubo elevador y la conducción de retorno de líquido. Cargada la instalación con agua hasta el límite superior del tubo de elevación, se abre la válvula 2C y se pone en marcha la bomba, midiendo las longitudes  $l_1$ ,  $l_2$ ,  $l_3$ ,  $l_4$ ,  $l_5$ ,  $l_6$  y  $l_7$ , que restadas convenientemente, permiten conocer la pérdida de presión para los tramos considerados, y para cada caudal de agua seleccionado, de acuerdo con la abertura de la válvula 2C.

#### **3.2.5.2 Medida de retenido de agua y aire en el tubo de elevación**

Para determinar el retenido de agua, se procede de la siguiente forma, figura 3.12:

Se llena de agua la instalación hasta el extremo superior del tubo elevador, hasta la misma altura utilizada en el caso de la medida de caudales de fluidos y de pérdida de presión en el flujo bifásico.



**LEYENDA:**

- |                                   |  |                                      |
|-----------------------------------|--|--------------------------------------|
| 1 TUBO DE ELEVACION               | 11 VALVULA DE ESPITA DE TRES VIAS $\phi$ 1/2"        | 21 AGUA.                             |
| 2 MEZCLA AGUA-GAS.                | 12 DIAFRAGMA $\phi$ 10 mm.                           | 22 CAUDAL DE AIRE QUE CIRCULA.       |
| 3 INYECTOR DE AIRE $\phi$ 1 mm    | 13 DEPOSITO DE ACERO INOXIDABLE DE 300 x 300 x 70 mm | 23 VALVULA DE SEGURIDAD MANOMETRICA. |
| 4 VALVULA DE ESFERA               | 14 DOBLE DIAFRAGMA                                   | 24 A SUMIDERO.                       |
| 5 DEPOSITO SEPARADOR.             | 15 VALVULA DE REGULACION                             | 25 A LA ATMOSFERA.                   |
| 6 CONDUCCION DE RETORNO DEL AGUA. | 16 DIAFRAGMA $\phi$ 1 mm                             | 26 INSTALACION AIRE A PRESION.       |
| 7 BRIDAS DE UNION.                | 17 MANOMETRO DE MERCURIO.                            | 27 ENTRADA DE AGUA.                  |
| 8 SECCION CONICA.                 | 18 MANOMETRO DIFERENCIAL.                            |                                      |
| 9 TUBO ACERO $\phi$ 3/4"          | 19 CAUDAL LIQUIDO RECIRCULADO.                       |                                      |
| 10 VALVULA DE COMPUERTA.          | 20 TUBOS P.V.C. TRANSPARENTE.                        |                                      |

**FIG. 3.12. Medida de caudales de agua-aire y perdidas de presión en el flujo bifásico**



Una vez fijado el nivel de carga estática de retorno del agua, para conseguir el funcionamiento del dispositivo, en régimen estacionario se procede de forma análoga a como se hizo para realizar las medidas de caudales y pérdida de presión.

Se abre totalmente la válvula 10A, y se abre parcialmente la válvula 15 hasta alcanzar una sobrepresión de aire, indicada en el manómetro 17B, que sea suficiente para que circule a través de la columna de agua del tubo de elevación. Alcanzada la sobrepresión, se abren las válvulas 11 y 4A, permitiendo el paso de aire al interior del tubo de elevación. Actuando sobre la válvula de control 15, se regula el caudal de aire.

Alcanzado el régimen estacionario, se efectúa la lectura tanto del manómetro diferencial 22, indicador del caudal de aire que circula, como del manómetro 17A que mide la sobrepresión del aire que alimenta al tubo de elevación, necesaria para el cálculo de la densidad del mismo. En este momento se procede al cierre simultáneo de las válvulas 4A y 4B, quedando el sistema como se indica en el detalle de la figura 3.13.

Abriendo de nuevo las válvulas 4A y 4B, y regulando el caudal de aire actuando sobre la válvula 15, el equipo queda en condiciones para realizar una nueva serie de medidas, actuando de forma análoga, para cada caudal de aire seleccionado.

### **3.3 FLUJO EXTERIOR**

Para estudiar las características del flujo en el exterior del tubo o del haz tubular elevador de fase acuosa, por arrastre

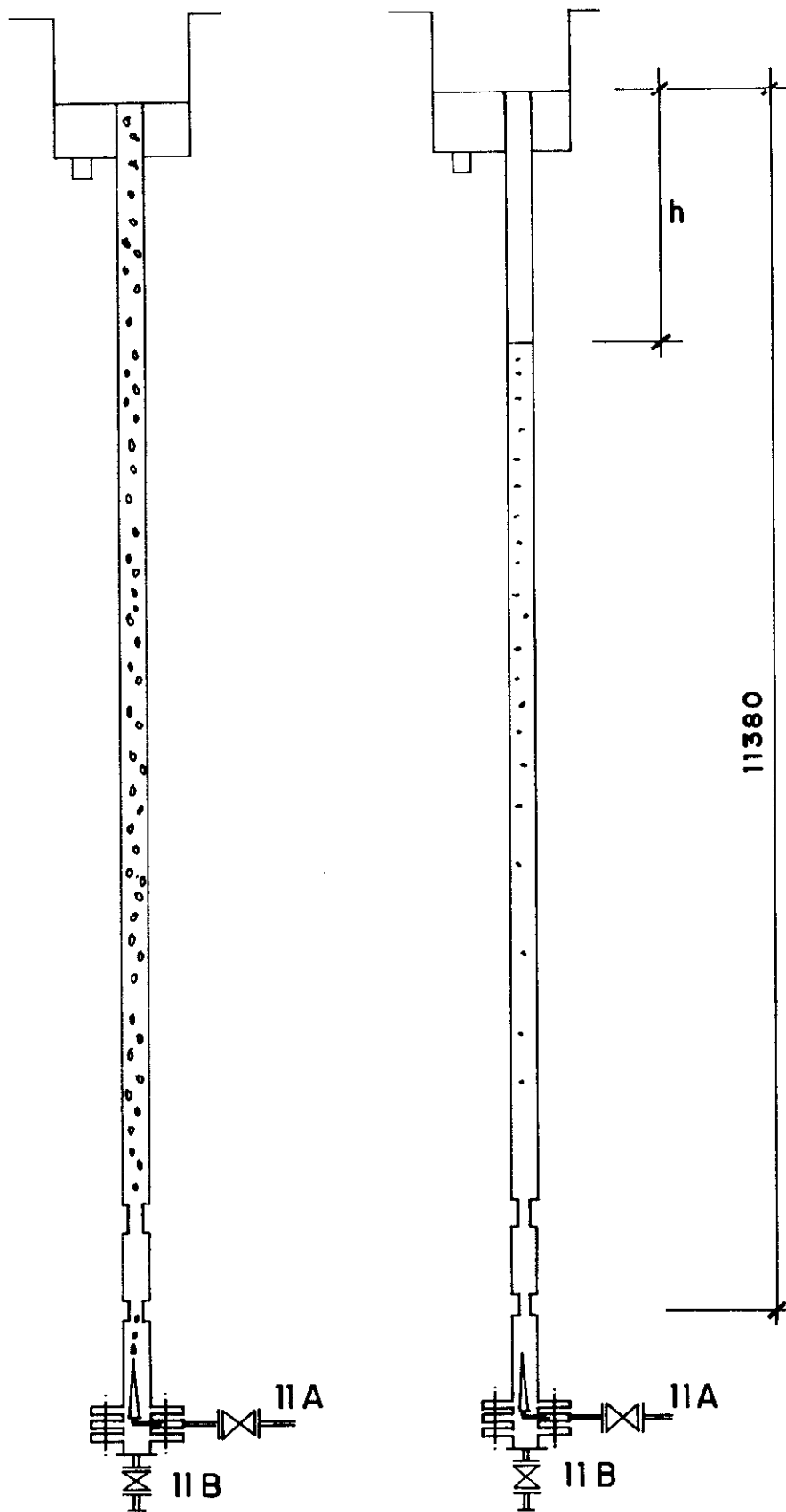


Fig. 3.13 Detalle de dispositivo utilizado para medir el retenido del liquido.

con aire, se utilizó un depósito de 4,5 m<sup>3</sup>, de 1'45 m. de altura y 2 m. de diámetro. Este equipo corresponde al tamaño mayor de una serie de tres depósitos que se emplearon en la simulación de la operación de agitación y mezcla en cucharas, en el contexto del proyecto de investigación a que se ha hecho referencia en el Capítulo I. Con él se intentó simular la zona central de un pachuca que con el mismo diámetro, para una altura de 10 m., tendría una capacidad de 30 m<sup>3</sup>.

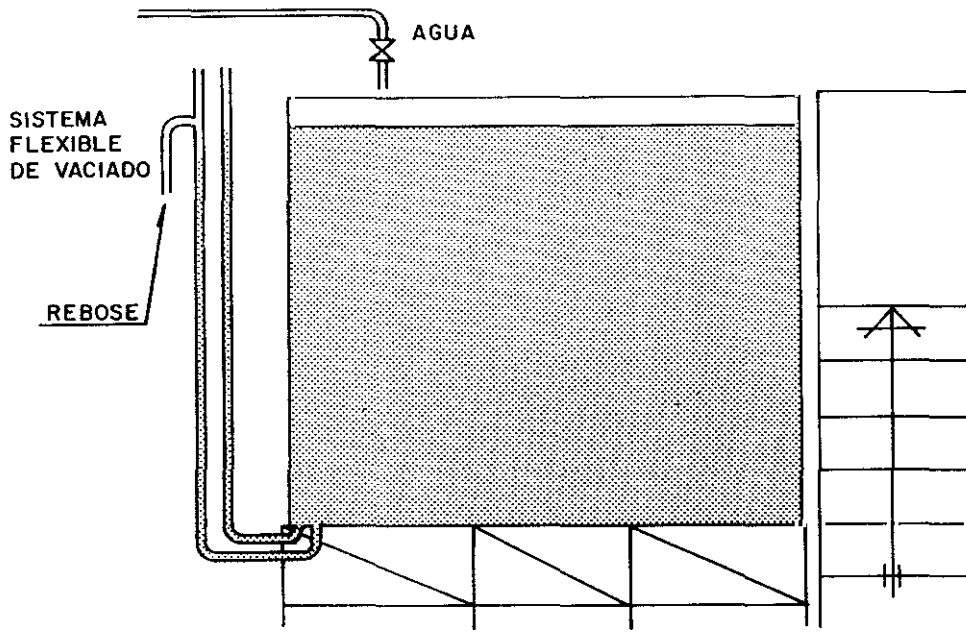
En este depósito y en su zona superior, se crea una capa caliente, y al hacerse operar el sistema de tubo o haz tubular elevador con alimentación de aire, se seguía el descenso de la capa caliente, mediante la medida de temperatura, con 25 termopares, situados en un plano radial, a cinco niveles de altura (5 termopares por nivel).

A continuación se describen los diferentes componentes del equipo de experimentación.

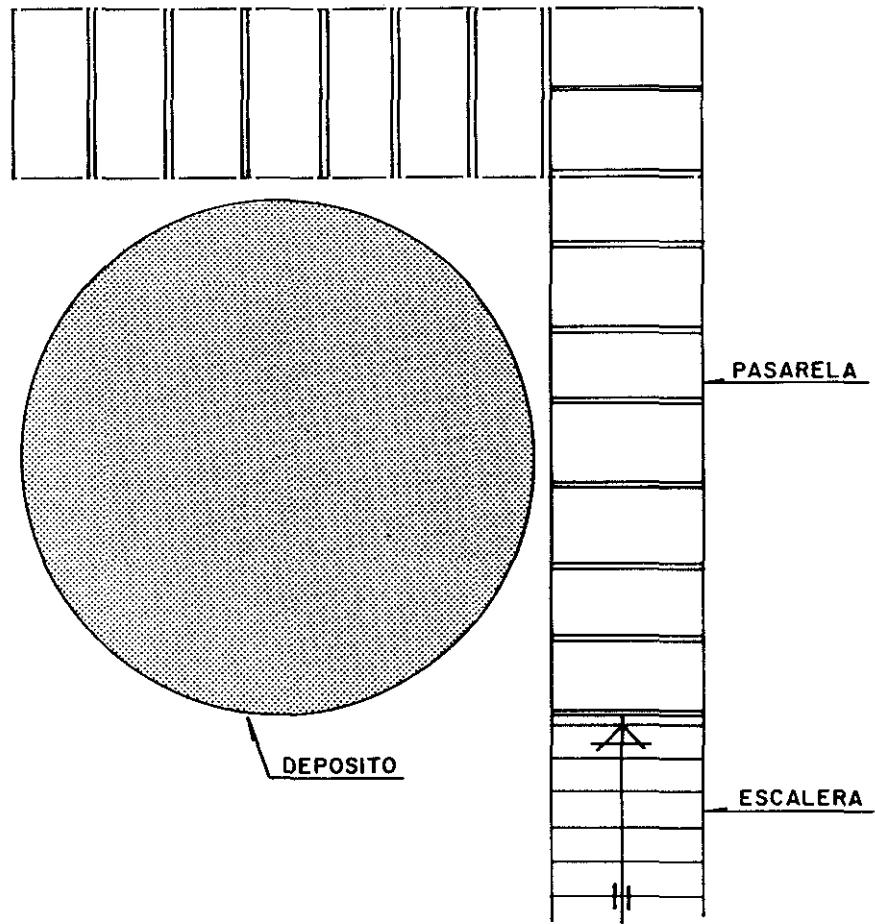
### **3.3.1 DESCRIPCION DEL EQUIPO**

En la figura 3.14 se representa el equipo experimental para estudiar las características del flujo en el exterior del tubo elevador o del haz tubular elevador de fase acuosa, por arrastre con aire, representándose en la figura 3.15 el sistema seguido para la preparación de la capa caliente.

Los dispositivos utilizados para los tubos elevadores de agua, un solo tubo y un haz tubular de 12 tubos, se esquematizan en las figuras 3.16 y 3.17, detallándose en la figura 3.18 la técnica seguida para detectar el avance de la zona caliente



ALZADO



PLANTA

FIG. 3.14

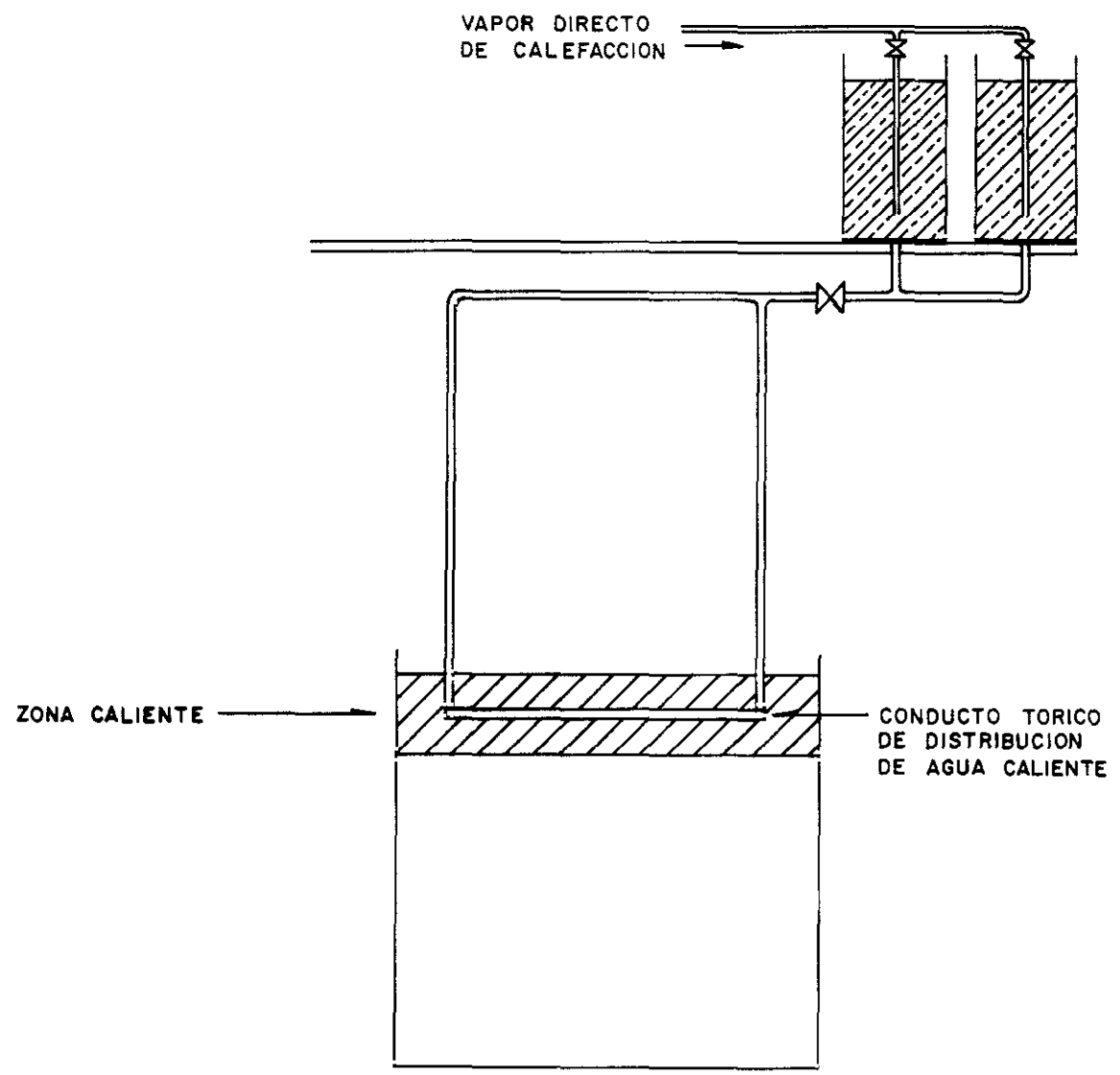


FIG. 3.15

CONJUNTO DE CONDUCCIONES  
EN PARALELO.

POSICION DE  
FLOTADORES  
EN LOS ROTA-  
METROS.

2 1 AIRE

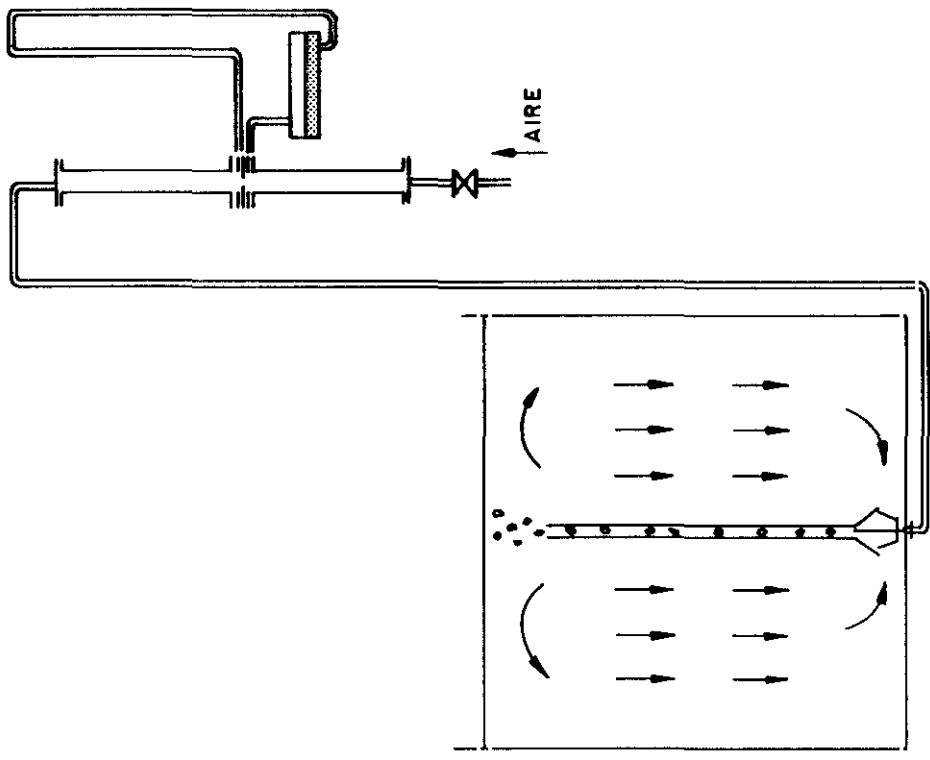
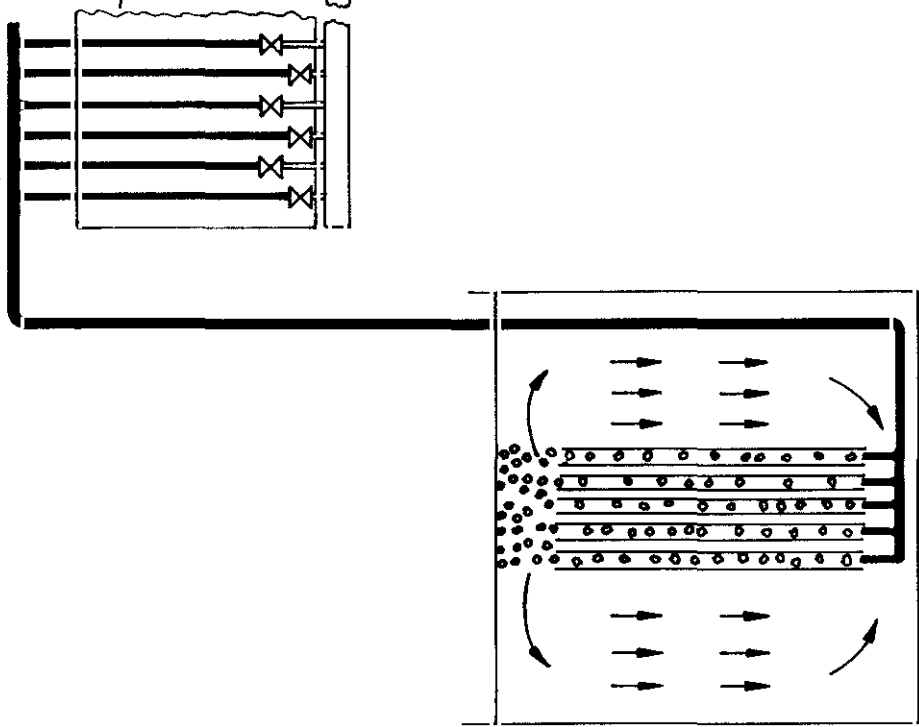


FIG. 3.16

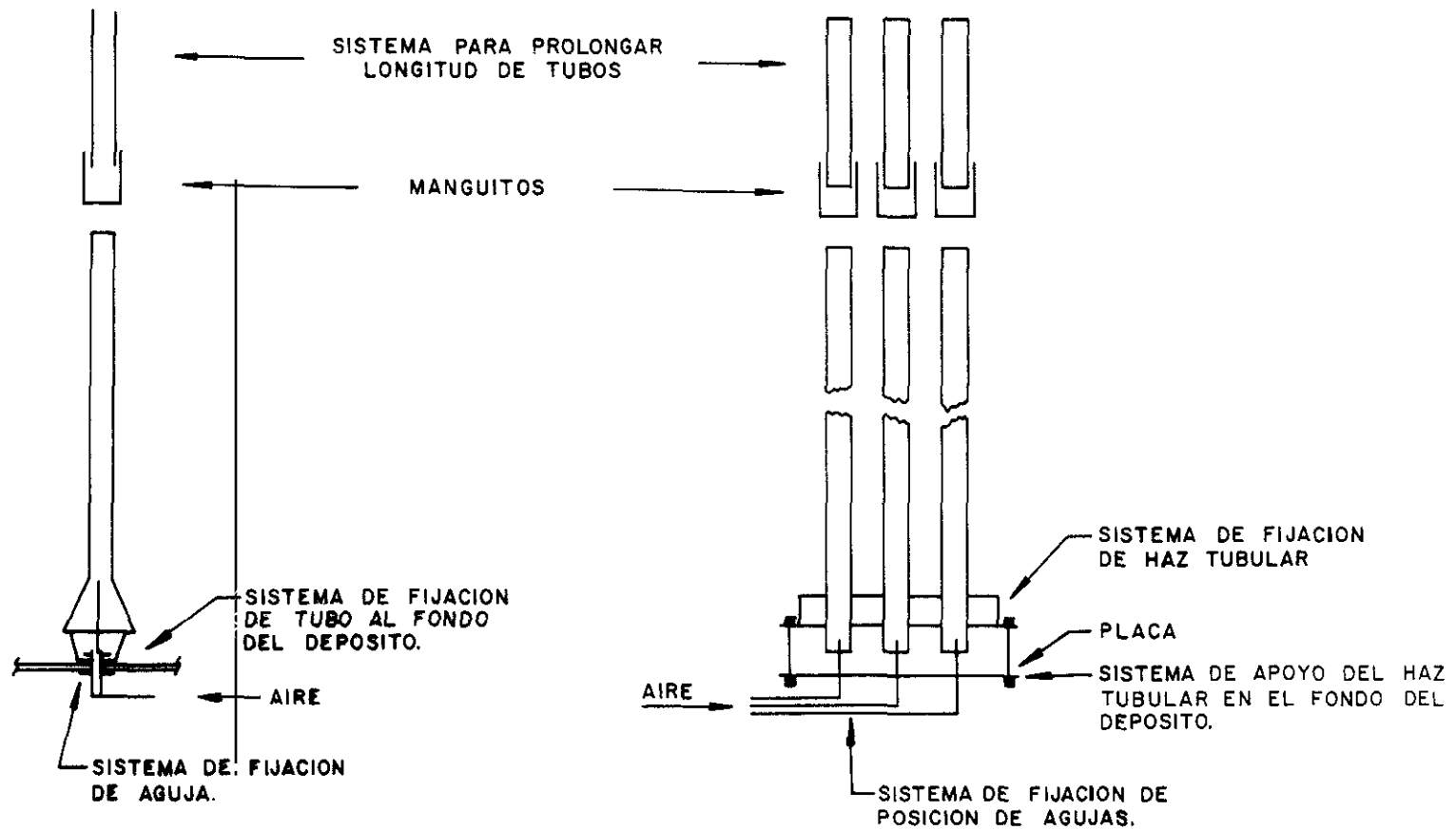


FIG. 3.17

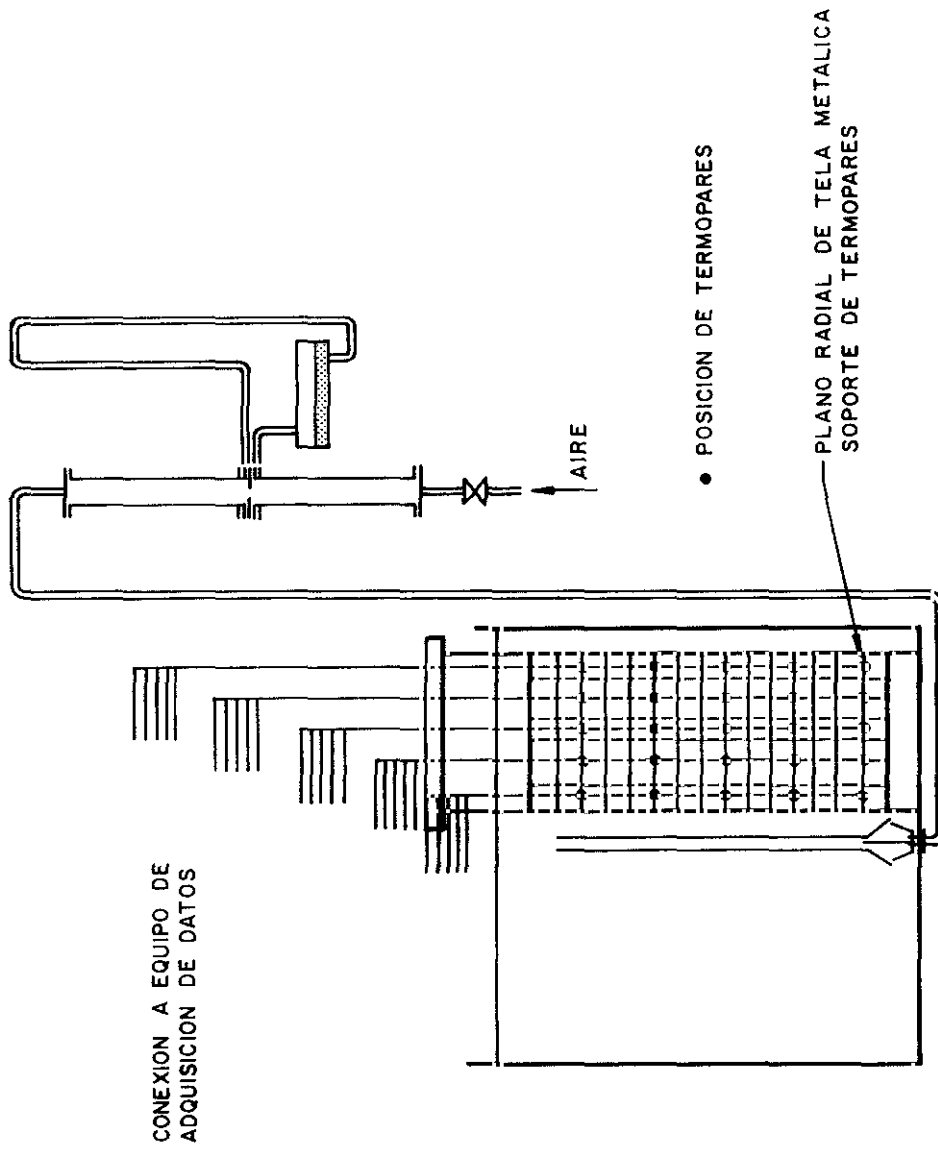


FIG. 3.18



hacia el fondo del depósito. Finalmente, en la figura 3.19, se particulariza la instalación utilizada para la obtención de resultados experimentales en el flujo bifásico, en tubos cortos.

### **3.3.1.1 Depósito**

El depósito de las características descritas ( $4,5 \text{ m}^3$ ,  $2 \text{ m } \emptyset$ ) se instaló sobre una plataforma, figura 3.14, a la que rodea una pasarela en forma de escuadra, desde la que era fácilmente accesible el interior del depósito. Con la plataforma se conseguía disponer de una carga de altura adecuada para poder vaciar el contenido en agua del depósito, sobre los canales de desagüe de la Nave de la Planta Piloto. El vaciado se efectúa mediante un sistema doble de tubos flexibles, que se desplazan desde la zona superior del depósito, a la que se fijan temporalmente, hacia los canales de desagüe de la nave.

En la zona central del fondo del depósito se ha situado un dispositivo que permite adaptar el sistema de alimentación de aire al tubo elevador, o apoyan la base del soporte del haz tubular. En este haz tubular la alimentación de aire se efectúa sumergiendo un haz de tubos de PVC, que conducen el aire, desde el dispositivo de mezcla de caudales múltiples, conectado al colector general de alimentación.

### **3.3.1.2 Sistema para preparar la capa caliente**

Para la formación de la capa o zona caliente, se dispone de dos depósitos de 200 litros de capacidad cada uno, figura 3.15, a

los que es posible alimentar con agua y hacer llegar vapor directo de calefacción, con el que se eleva la temperatura del agua hasta valores próximos a los 70 - 80° C, según los casos. Estos depósitos están situados a cota superior a la de la superficie libre del agua que contiene el depósito de simulación (unos 2 m.). El agua caliente se conduce desde los depósitos mediante mangueras de goma reforzadas, hasta la zona superior del depósito y se alimenta a un tubo tórico, provisto de orificios de 3 mm. de diámetro cada 10 cm. Este sistema la distribuye en forma homogénea, mezclándola con el agua de la zona superior del depósito, consiguiéndose una zona de 20 a 30 cm. de espesor a 20 ó 30° C por encima de la temperatura del agua de la zona inferior.

Para poner a punto el dispositivo, se añadió anaranjado de metilo al agua de alimentación, y por la forma de entrada de los chorros coloreados múltiples, se adaptó número y diámetros de orificios a valores aceptables. Se inició la experimentación con orificios de 2 mm. de diámetro situados a 20 cm. de distancia.

### **3.3.1.3 Tubos elevadores de agua**

Se utilizaron dos dispositivos:

- a) Un solo tubo.
- b) Un haz tubular de 12 tubos.

Figuras 3.16 y 3.17.

- a) Un solo tubo. El tubo elevador de acero inoxidable dispone en su base de una campana cónica, a la que se adapta el sistema de apoyo e inyección al fondo del depósito. La campana base se sitúa mediante un orificio, en el tubo de entrada de aire, fijándola mediante una tuerca que simultáneamente sirve para situar la aguja de alimentación de aire. El caudal de aire se mide mediante un diafragma.
- b) Haz tubular. Los tubos que constituyen el haz tubular se fijan por soldadura a una caja con tres pies, formados por tornillos, que por giro permiten situar verticalmente el haz. El sistema de alimentación múltiple de aire se realiza mediante un mazo de 12 tubos de PVC, de 5 mm. Ø interno que se fija en su conjunto y tubo a tubo, mediante abrazadera, a una placa situada en la base de apoyo, fijado también a los tornillos que sirven de pie. Cada tubo termina en una aguja que se dirige al centro de cada tubo elevador. El caudal en cada tubo, se mide mediante un rotámetro.

#### **3.4 MEDIDA DE CAUDALES DE AIRE**

La medida de caudales de aire se realizó utilizando dos métodos.

- a) Diafragmas. Se utiliza en el caso de un solo tubo elevador en forma análoga a la descrita en el apartado 3.2.5.1.
- b) Rotámetros. Se utilizaron 12 rotámetros FP calibrados directamente por FP, que se conectaron a cada uno de los tubos de PVC, que alimentan las agujas correspondientes a cada tubo elevador del haz.

La alimentación de aire a cada uno de los rotámetros, figura 3.16, se efectúa a partir de un tubo colector de 5 cm. Ø, de acero inoxidable, para que todos tengan la misma presión estática de alimentación. Cada conducto conectado a los rotámetros lleva a su entrada una válvula de aguja, para regulación fina del caudal. El colector dispone a su entrada de dos válvulas de análogas características. La primera se hace operar para dar paso o cerrarlo (todo o nada), y la segunda para definir el caudal que se desea en el experimento.

Se opera en la forma siguiente: Se abre la válvula 1, y parcialmente la 2. Se regula el caudal requerido en cada rotámetro con su válvula correspondiente. Se actúa sobre la válvula 2, si se requiere mayor o menor aportación de aire. Conseguido el caudal deseado en todos los tubos, se cierra la válvula 1. Al iniciar el paso de aire con apertura total de 1 se vuelven a conseguir los caudales elegidos en todos los tubos.

Si la presión estática en el anillo de aire a presión de la nave decrece o crece, se actúa solamente sobre la válvula 2, para mantener el caudal en el valor elegido para efectuar el experimento.

### **3.5 SISTEMA PARA DETECCION DE AVANCE HACIA EL FONDO DE LA ZONA CALIENTE**

Para detectar el avance de la zona caliente hacia el fondo del depósito, se utilizó un sistema de medida de temperatura formado por 25 termopares, situados a 5 niveles de altura

(figura 3.18). Estos termopares se situaron sobre una tela metálica de malla amplia, para ocasionar la menor distorsión posible en el flujo del agua, que se enmarcó para poderla situar en un plano radial del depósito.

La lectura de la temperatura de cada termopar, se siguió mediante un equipo de adquisición de datos, Fluque Helios, Host Computer Interface Data Logger, acoplado a un ordenador IBM, que permite tratar la información numéricamente y realizar los gráficos que se requieran.

### **3.6 CONFIRMACION DE CARACTERISTICAS DE FLUJO BIFASICO EN TUBOS CORTOS**

Al definir experimentalmente las condiciones de flujo bifásico en la instalación descrita en 3.2.1, se consideró de interés completar la información obteniendo resultados experimentales en el flujo bifásico en tubos cortos. Para este fin y teniendo en cuenta los medios disponibles, se utilizó la instalación de la figura 3.19, que emplea el depósito de 4'5 m<sup>3</sup> descrito en 3.3. En él se instaló una cámara, con el fondo abierto a un tubo con brida, en el que fácilmente se puede adaptar el tubo de elevación con el que se experimenta. El nivel del agua en el depósito se enrasa con la cabeza del tubo. Dado el volumen libre de la cámara, es preciso fijarla a la barandilla de la pasarela exterior que rodea al depósito, para que no se desplace por flotación.

El agua arrastrada, al dar paso al aire que se dirige al eje del tubo en la forma usual, que rebosa en la cabecera del tubo,

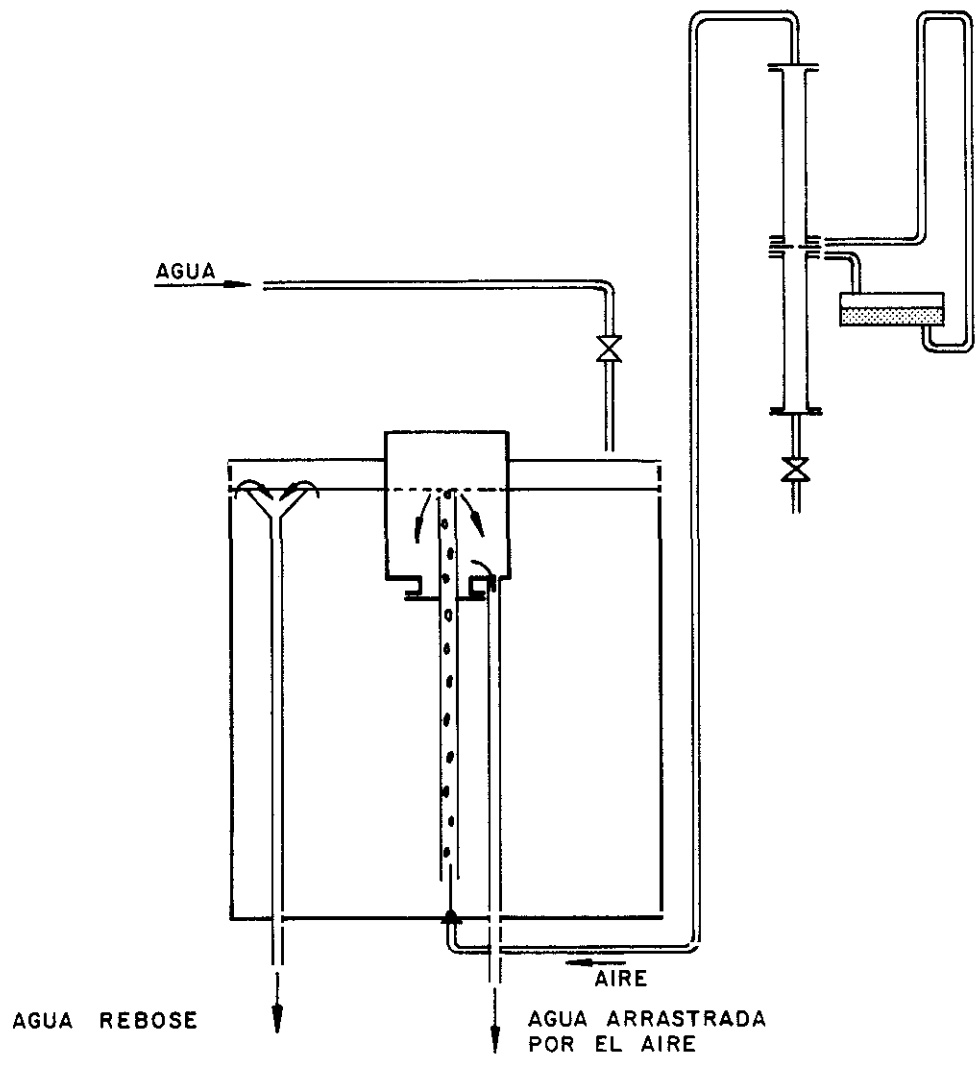


FIG. 3.19

se capta en la cámara y su salida continua por la conducción de drenaje, permite recogerla en depósitos de 25 litros que se pueden pesar en la báscula móvil disponible en la nave. Una medida simultanea de tiempo, realizada con un cronómetro que aprecia centésimas de segundo, permite hallar el caudal de agua arrastrada.

Para mantener el nivel de agua en el depósito, se alimenta en forma continua, y mediante un sistema de rebose se elimina el caudal en exceso sobre el que arrastra el aire en el tubo elevador. Se operó con tubos de diámetro, 12, 21, 28, 37'5, 53 y 69 mm.

## **IV.- RESULTADOS EXPERIMENTALES**



## CAPITULO IV

### RESULTADOS EXPERIMENTALES

- 4.1 Introducción.
- 4.2 Flujo interior.
  - 4.2.1 Datos básicos medidos en la experimentación.
  - 4.2.2 Variables de interés calculadas a partir de los datos básicos obtenidos en la experimentación.
  - 4.2.3 Presentación de los resultados experimentales. Tablas de datos experimentales.
  - 4.2.4 Tubo de elevación de 20'3 mm. de diámetro interior.
    - 4.2.4.1 Medidas de la velocidad de ascensión de las burbujas, de los caudales de fluidos y retenido de aire y agua en el tubo de elevación.
    - 4.2.4.2 Medida del caudal de agua y pérdida de presión en el flujo monofásico.
    - 4.2.4.3 Medidas de los caudales de fluidos y pérdida de presión en el flujo bifásico.
  - 4.2.5 Tubo de elevación de 26'0 mm. de diámetro interior.
    - 4.2.5.1 Medidas de la velocidad de ascensión de las burbujas, de los caudales de fluidos y retenido de aire y agua en el tubo de elevación.
    - 4.2.5.2 Medida del caudal de agua y pérdida de presión en el flujo monofásico.
    - 4.2.5.3 Medidas de los caudales de fluidos y pérdida de presión en el flujo bifásico.
  - 4.2.6 Tubo de elevación de 12'4 mm. de diámetro interior.

- 4.2.6.1 Medidas de la velocidad de ascensión de las burbujas, de los caudales de fluidos y retenido de aire y agua en el tubo de elevación.
- 4.2.6.2 Medida del caudal de agua y pérdida de presión en el flujo monofásico.
- 4.2.6.3 Medidas de los caudales de fluidos y pérdida de presión en el flujo bifásico.
- 4.2.7 Tubo de elevación de 54 mm. de diámetro interior.
  - 4.2.7.1 Medidas de la velocidad de ascensión de las burbujas, de los caudales de fluidos y retenido de aire y agua en el tubo de elevación.
  - 4.2.7.2 Medida del caudal de agua y pérdida de presión en el flujo monofásico.
  - 4.2.7.3 Medidas de los caudales de fluidos y pérdida de presión en el flujo bifásico.
- 4.3 Flujo exterior.
  - 4.3.1 Datos básicos medidos en el experimentación.
  - 4.3.2 Variables de interés calculadas a partir de los datos básicos obtenidos en la experimentación.
  - 4.3.3 Presentación de datos experimentales.
  - 4.3.4 Tubos de elevación cortos.
    - 4.3.4.1 Tubos de elevación de 12'0 mm de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida.
    - 4.3.4.2 Tubos de elevación de 21'0 mm de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida.

- 4.3.4.3 Tubos de elevación de 28'0 mm de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida.
  - 4.3.4.4 Tubos de elevación de 37'5 mm de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida.
  - 4.3.4.5 Tubos de elevación de 53'0 mm de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida.
  - 4.3.4.6 Tubos de elevación de 69'0 mm de diámetro interior. Medida de los caudales máxicos de aire y agua y perimétrico de la fase líquida.
- 4.3.5 Detección de avance de la zona caliente en el depósito.

#### **4.1 INTRODUCCION**

Los resultados experimentales obtenidos en la realización del trabajo que se expone en esta Memoria, se presentan bajo dos epígrafes. En primer lugar los correspondientes al flujo interior en los tubos de 11'38 m y en segundo lugar, el flujo exterior en los tubos cortos de 1'45 m y depósito con el se simula una sección transversal de pachuca o reactor en general con sistema de elevación de tubo o haz tubular.

En cada uno de estos epígrafes se describe con detalle los aspectos particulares de la experimentación y se ordenan los resultados en forma conveniente para su utilización en la interpretación posterior.

#### **4.2 FLUJO INTERIOR**

A continuación se enumeran los datos básicos medidos, las variables de interés calculadas y por último se presentan los resultados experimentales.

##### **4.2.1 DATOS BASICOS MEDIDOS EN LA EXPERIMENTACION**

En los ensayos realizados, con el sistema aire-agua, siguiendo la técnica experimental descrita en el capítulo tercero, se han efectuado medidas de las variables que a continuación se relacionan:

A) DATOS BASICOS MEDIDOS OPERANDO LA INSTALACION CON FLUJO BIFASICO SEGUN SE EXPONE EN LOS APARTADOS 3.2.2 Y 3.2.5.1

- Presión atmosférica.
- Temperatura ambiente.
- Sobrepresión del aire suministrado en el tubo de elevación
- Señal del manómetro diferencial conectado al diafragma montado en la conducción de retorno del agua.
- Señal del manómetro diferencial conectado al diafragma instalado en la conducción de aire.
- Variación del nivel de la superficie libre del agua, para cada caudal de aire seleccionado, cuando se corta la aportación de aire y agua al tubo de elevación.
- Velocidad de ascensión de las burbujas de aire en el tubo de elevación.

B) DATOS BASICOS MEDIDOS OPERANDO LA INSTALACION CON FLUJO MONOFASICO SEGUN SE EXPONE EN LOS APARTADOS 3.2.5.1

- Señal del manómetro diferencial conectado al diafragma montado en la conducción de retorno del agua.
- Pérdida de presión por fricción en el flujo monofásico, circulando agua por el tubo de elevación.

C) DATOS BASICOS MEDIDOS OPERANDO LA INSTALACION CON FLUJO BIFASICO SEGUN SE EXPONE EN LOS APARTADOS 3.2.5.2

- Presión atmosférica.

- Temperatura ambiente.
- Sobrepresión del aire alimentado, en el tubo de elevación.
- Señal del manómetro diferencial conectado al diafragma instalado en la conducción de aire.
- Señal del manómetro diferencial conectado al diafragma colocado en la conducción de retorno del agua.
- Lecturas de las pérdidas de presión por fricción en el flujo bifásico para cada una de las siete tomas existentes en el tubo de elevación.

#### **4.2.2            VARIABLES DE INTERES CALCULADAS A PARTIR DE LOS DATOS BASICOS OBTENIDOS EN LAS MEDIDAS EXPERIMENTALES**

Se enumeran a continuación las variables de interés que se obtienen en el estudio de los flujos monofásico y bifásico, y que posteriormente se agrupan en tablas, teniendo en cuenta los modelos teóricos utilizados en la interpretación de resultados, las condiciones de operación, los datos geométricos de la instalación y las magnitudes básicas medidas en la experimentación.

- Caudal másico del agua,  $F_w$ , se calcula a partir de la señal del manómetro diferencial correspondiente y la función de calibrado del diafragma del agua.
- Caudal másico del aire,  $F_g$ , se calcula a partir de la señal del manómetro diferencial correspondiente y la función de calibrado del diafragma del aire.
- Densidad del aire que alimenta al tubo de elevación,  $d_g$ , se obtiene teniendo en cuenta para cada medida la temperatura

ambiente, la presión atmosférica y la sobrepresión del aire en el tubo elevador.

- Caudal volumétrico del aire,  $Q_g$ , deducido a partir del caudal másico y la densidad del aire.
- Caudal volumétrico del agua,  $Q_l$ , se obtiene a partir del caudal másico y la densidad del agua.
- Velocidad superficial del aire,  $u_g$ , en el tubo de elevación, obtenida dividiendo el caudal volumétrico del aire entre la sección transversal del tubo de elevación.
- Velocidad superficial del agua,  $u_l$ , en el tubo de elevación, obtenida dividiendo el caudal volumétrico del agua entre la sección transversal del tubo de elevación.
- El retenido de agua y aire,  $R_l$  y  $R_g$ , obtenidos al dividir el volumen ocupado por los mismos entre el volumen total del tubo elevador, de acuerdo con la expresión del apartado 3.2.4 del capítulo anterior.
- El número adimensional,  $R_v$ , se obtiene elevando a 1/2 el resultado de dividir el caudal volumétrico de aire entre el caudal volumétrico del agua.
- El número de Froude de mezcla,  $(Fr)_m$ , se calcula por el cociente entre el cuadrado de la suma de las velocidades superficiales de ambas fases y el resultado de multiplicar la aceleración de la gravedad por el diámetro del tubo de elevación.
- El cociente  $u_g/1-R_l$ , necesario en la correlación de Zuber y Findlay.
- El caudal másico de agua perimétrico, se define como la razón entre el caudal másico de agua que se utiliza en el tubo de elevación considerado y el perímetro de éste.

Este concepto sirve para llegar a definir el óptimo, de los diferentes conductos que se ensayan, para la elevación del

agua, que hagan mínimo el coste del haz tubular preciso.

#### 4.2.3 PRESENTACION DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES

Los valores experimentales medidos y las variables calculadas para cada variante de diseño del tubo elevador, se presentan en tres tipos de tablas, que a continuación se describen:

TIPO A: Tablas en las que se ordenan las magnitudes básicas medidas y las variables de interés calculadas de la siguiente forma:

##### I.- Magnitudes medidas:

- $P_a$  - Presión atmosférica, en (mm.c.Hg).
- $T_a$  - Temperatura ambiente, en ( $^{\circ}$ C).
- $P_s$  - Sobrepresión del aire alimentado en el tubo de elevación, en (mm.c.Hg).
- $H_1$  - Lectura del manómetro diferencial conectado al medidor de caudal instalado en la conducción de retorno del agua, en (cm.c.a.).
- $H_r$  - Lectura del manómetro diferencial conectado al diafragma instalado en la conducción de aire, en (cm.c.a.).
- $h$  - Distancia entre la superficie libre del líquido y el extremo superior del tubo de elevación cuando se corta la entrada de agua y aire al aparato, en (cm.).
- $V_b$  - Velocidad de ascensión de las burbujas de aire, en (m/s).



II.- Magnitudes calculadas:

- $F_1$  - Caudal másico del agua, en (Kg/s).
- $F_g$  - Caudal másico del aire, en (g/s).
- $d_g$  - Densidad del aire suministrado al tubo de elevación en las condiciones de cada medida, en (Kg/m<sup>3</sup>).
- $Q_g$  - Caudal volumétrico del aire, en (m<sup>3</sup>/s).

TIPO B: Tablas en las que se agrupan, del siguiente modo, las magnitudes básicas medidas y las variables de interés calculadas:

I.- Magnitudes medidas:

- $H_a$  - Lectura del manómetro diferencial conectado al diafragma instalado en la conducción de agua, en (cm.c.a.).
- $\Delta l_{7-1}$  - Pérdida de carga por fricción en flujo monofásico cuando por la conducción circula agua, en (cm.c.a.). Esta magnitud se midió como diferencia de las longitudes  $l_7$  y  $l_1$  de los siete tubos abiertos a la atmósfera mencionados en el capítulo anterior.

II.- Magnitudes calculadas:

- $F_1$  - Caudal másico de agua, en (Kg/s).

TIPO C: Tablas en las que se disponen las magnitudes básicas medidas y las variables de interés calculadas, de la forma siguiente:

I.- Magnitudes medidas:

- $P_a$  - Presión atmosférica, en (mm.c.Hg).
- $T_a$  - Temperatura ambiente, en ( $^{\circ}$ C).
- $P_s$  - Sobrepresión del aire alimentado en el tubo de elevación, en (mm.c.Hg).
- $H_r$  - Lectura del manómetro diferencial conectado al diafragma instalado en la conducción de aire, en (cm.c.a.).
- $H_l$  - Lectura del manómetro diferencial conectado al diafragma montado en la conducción de retorno del agua, en (cm.c.a.).
- $\Delta l_{1-7}$  - Lectura de las pérdidas de presión por fricción en cada toma del tubo de elevación, en (cm.c.a.).

II.- Magnitudes calculadas:

- $F_g$  - Caudal másico del aire, en (g/s).
- $F_l$  - Caudal másico del agua, en (Kg/s).
- $\Delta l$  - Diferencias de pérdida de presión por fricción, en flujo bifásico, entre cada dos tomas consecutivas del tubo de elevación, en (cm.c.a.), obtenidas por diferencia entre lecturas realizadas simultáneamente en los siete tubos abiertos a la atmósfera, descritos en el Capítulo III.

En todas las tablas se da el diámetro interior del tubo de elevación considerado,  $D_i$ , en (mm.).

4.2.4 TUBO DE ELEVACION DE 20,3 mm DE DIAMETRO INTERIOR.

4.2.4.1 A. Caudales de fluidos en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 20,3$  mm.  
 $P_a = 784$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 14,5$  ° C.

---

$P_s$ (mm.c.Hg.)	$H_r$ (cm.c.a.)	$F_g$ (gr/s)	$d_g$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$H_l$ (cm.c.a.)	$F_l$ (Kg/s)
784	0.1	0.02E-02	2.31	1.6	0.298E-01
784	0.1	0.04E-02	2.31	2.3	0.357E-01
784	0.2	0.14E-02	2.31	6.6	0.602E-01
784	1.2	0.36E-02	2.31	11.7	0.800E-01
784	4.2	0.73E-02	2.31	18.4	1.001E-01
784	7.2	1.00E-02	2.31	22.2	1.099E-01
784	10.5	1.24E-02	2.31	26.5	1.200E-01
784	15.6	1.56E-02	2.31	31.1	1.299E-01
784	24.1	2.00E-02	2.31	36.2	1.401E-01
784	35.8	2.51E-02	2.31	41.6	1.501E-01
784	53.8	3.17E-02	2.31	47.3	1.599E-01
784	88.5	4.22E-02	2.31	56.0	1.739E-01

---

4.2.4.1 A Caudales de fluidos, retenido de aire y agua y velocidad de las burbujas en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 20,3 \text{ mm}$ .  
 $P_a = 707 \text{ mm. c. Hg}$ .  
 $T_a = 23 \text{ }^\circ \text{C}$ .

Ps (mm.c.a)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m <sup>3</sup> )	Qg*E-06 (m <sup>3</sup> /s)	Hl (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	h (cm)	Vb (m/s)
737	10.5	1.22E-02	2.30	5.30	0.50	1.673E-02	8.0	0.24
737	27.0	2.10E-02	2.30	9.13	4.00	4.695E-02	15.0	0.36
737	56.5	3.21E-02	2.30	13.96	11.50	7.929E-02	31.0	0.51
737	59.0	3.29E-02	2.30	14.30	15.50	9.195E-02	42.0	0.52
737	62.0	3.38E-02	2.30	14.69	15.00	9.047E-02	30.0	0.51
737	77.5	3.85E-02	2.30	16.74	16.30	9.428E-02	47.0	0.58
737	85.0	4.06E-02	2.30	17.65	20.50	1.056E-01	45.0	0.62
737	93.0	4.27E-02	2.30	18.57	22.30	1.101E-01	54.0	0.65
737	104.0	4.55E-02	2.30	19.78	24.00	1.142E-01	54.0	0.66

4.2.4.1 A Caudales de fluidos, retenido de aire y agua y velocidad de las burbujas en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 20,3 \text{ mm.}$

$P_a = 697.6 \text{ mm. c. Hg.}$

$T_a = 9,5 \text{ }^\circ \text{C.}$

$P_s$ (mm.c.a)	$H_r$ (cm.c.a)	$F_g$ (gr/s)	$d_g$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$Q_g * E - 06$ (m <sup>3</sup> /s)	$H_l$ (cm.c.a)	$F_l$ (Kg/s)	$h$ (cm)	$V_b$ (m/s)
732	0.20	1.25E-03	2.34	0.53	1.20	2.583E-02	13	0.37
703	10.50	1.20E-02	2.29	5.25	30.20	12.80E-01	123	1.26
697	21.00	1.79E-02	2.28	7.83	42.70	15.77E-01	144	1.70
694	26.00	2.02E-02	2.28	8.86	46.00	15.78E-01	180	1.68
660	40.00	2.55E-02	2.22	11.48	54.10	17.10E-01	227	2.10
683	51.00	2.96E-02	2.26	13.09	59.10	17.71E-01	229	2.01
678	67.00	3.45E-02	2.25	15.34	63.60	18.53E-01	254	2.37
677	78.00	3.77E-02	2.25	16.74	66.60	18.95E-01	300	2.91
673	89.50	4.07E-02	2.24	18.14	69.10	19.31E-01	262	3.27
672	99.50	4.32E-02	2.24	19.29	71.10	19.58E-01	285	2.45

**4.2.4.2 B. Caudal de agua y pérdidas de presión en flujo monofásico.**

Tubo de elevación,  $D_i = 20.3$  mm.

---

H1 (cm.c.a)	F1 (kg/s)	(hf) l1-7 (cm.c.a)
0.8	0.211E-01	0.6
2.5	0.372E-01	1.4
4.3	0.487E-01	2.5
5.8	0.565E-01	2.9
7.0	0.620E-01	3.9
8.7	0.690E-01	4.5
9.3	0.714E-01	4.5
10.8	0.769E-01	5.1
12.4	0.823E-01	6.0
13.0	0.843E-01	6.0
14.0	0.874E-01	6.6
14.1	0.877E-01	6.4
15.2	0.911E-01	6.9
16.2	0.940E-01	7.5
18.5	1.004E-01	8.4
21.4	1.079E-01	9.4
22.0	1.094E-01	9.8
24.9	1.163E-01	10.8
25.6	1.180E-01	10.9
29.3	1.195E-01	11.6
29.5	1.265E-01	12.7
32.6	1.330E-01	13.7
34.2	1.362E-01	14.4
36.5	1.406E-01	15.2

---

4.2.4.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión en flujo bifásico.

Tubo de elevación, Di = 20,3 mm.  
Pa = 706 mm. c. Hg.  
Ta = 22 ° C.

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	Fl (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
800	0.60	0.24E-02	0.70	1.877E-02	24.3	24.6	24.8	25.0	25.2	25.4	25.5
800	0.80	0.29E-02	1.50	2.113E-02	24.4	24.7	24.9	25.0	25.4	25.7	25.8
800	1.00	0.32E-02	2.30	3.568E-02	24.5	25.3	25.9	25.1	27.2	28.0	28.4
800	1.80	0.45E-02	5.00	5.245E-02	24.5	26.7	28.1	26.5	30.8	32.4	33.1
800	2.10	0.50E-02	6.10	5.789E-02	25.2	27.1	28.8	29.4	32.0	33.9	34.8
800	2.70	0.57E-02	8.50	6.825E-02	25.3	27.9	30.3	30.4	34.7	37.3	38.5
800	3.40	0.64E-02	10.50	7.580E-02	25.4	28.9	32.5	32.5	37.3	40.4	41.9
800	4.10	0.73E-02	12.20	8.165E-02	25.9	29.7	34.6	34.6	39.5	43.3	45.0
800	5.10	0.82E-02	14.10	8.773E-02	26.3	30.8	36.2	36.2	41.8	45.6	47.6
800	5.50	0.86E-02	15.10	9.077E-02	27.0	31.1	38.4	38.4	43.4	47.8	50.0
800	6.50	0.95E-02	17.00	9.626E-02	27.0	32.1	39.6	39.6	45.3	50.4	52.6
800	7.10	0.97E-02	18.40	10.012E-02	27.5	32.6	41.1	41.1	47.1	52.6	55.2
800	7.80	1.05E-01	19.90	10.409E-02	27.8	33.2	42.6	42.6	48.8	54.7	57.5
800	8.50	1.11E-01	20.70	10.614E-02	27.9	33.2	43.9	43.9	48.9	55.6	58.5
800	8.90	1.14E-01	21.10	10.716E-02	30.1	35.6	44.5	44.5	52.2	58.4	61.4
800	9.70	1.19E-01	22.00	10.940E-02	30.3	36.1	47.1	47.1	53.5	60.0	63.1
800	10.60	1.26E-01	23.20	11.232E-02	30.5	36.6	48.1	48.1	54.9	61.7	65.0

4.2.4.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión en flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 20,3$  mm.  
 $P_a = 706,4$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 22$  ° C.

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	F1 (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
800	7.00	1.02E-02	20.5	10.56E-02	26.4	31.5	35.4	39.0	42.7	46.2	48.8
800	11.50	1.36E-02	24.5	11.54E-02	26.0	32.0	36.7	41.3	45.4	49.5	52.5
800	23.50	1.98E-02	33.5	13.47E-02	25.4	33.5	39.9	46.1	51.7	57.4	61.3
800	32.50	2.46E-02	38.0	14.35E-02	25.4	34.5	41.8	48.7	54.9	60.7	65.2
800	38.50	2.63E-02	41.0	14.90E-02	25.3	35.0	42.9	50.4	57.0	63.5	68.3
800	51.50	3.11E-02	46.0	15.78E-02	24.8	35.7	44.6	52.9	60.2	67.6	72.8
800	68.00	3.64E-02	51.5	16.68E-02	24.2	36.3	46.2	55.5	63.7	72.1	78.2
800	78.50	3.96E-02	54.5	17.16E-02	24.0	36.8	47.3	57.1	66.1	75.1	81.4
800	96.50	4.46E-02	58.5	17.77E-02	23.9	37.6	48.9	59.7	69.2	78.7	85.4



4.2.4.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión en flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 20,3$  mm.  
 $P_a = 699.3$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 22 \text{ } ^\circ \text{C}$ .

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	Fl (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
789	14.5	14.9E-01	2.50	0.370E-01	36.0	55.5	71.5	87.5	100.5	114.5	125.0
810	24.0	20.1E-01	5.60	0.550E-01	36.7	57.0	73.5	90.0	104.5	119.5	129.0
829	36.3	25.6E-01	10.80	0.770E-01	38.0	58.5	75.0	94.0	109.0	124.0	134.0
846	41.5	27.8E-01	13.00	0.840E-01	38.0	59.5	78.0	97.0	112.5	127.0	138.0
871	46.8	30.0E-01	14.50	0.890E-01	39.0	61.0	78.3	96.5	113.5	124.5	141.0
888	53.3	32.5E-01	17.20	0.970E-01	39.5	61.5	79.5	97.0	114.5	130.0	142.5
909	58.7	34.6E-01	18.50	1.000E-01	39.5	62.5	80.0	100.0	118.5	131.0	144.5
924	66.3	37.6E-01	21.00	1.070E-01	40.0	63.5	81.2	100.8	116.0	130.0	143.0
949	72.7	39.6E-01	23.20	1.120E-01	40.2	63.5	81.4	101.0	117.8	132.5	143.5
971	77.8	41.5E-01	25.00	1.170E-01	40.7	64.0	83.0	101.7	119.0	135.5	144.0
988	82.1	42.5E-01	27.20	1.220E-01	41.0	64.0	83.7	102.5	119.5	136.5	144.5
974	87.7	44.5E-01	28.80	1.250E-01	41.2	65.1	84.2	103.0	121.5	136.0	143.5
1017	92.1	46.3E-01	30.00	1.280E-01	41.0	64.5	84.3	103.5	121.3	137.5	143.5
1037	99.1	48.6E-01	31.50	1.310E-01	41.4	65.5	85.1	105.0	123.0	138.8	143.2
1050	103.8	50.1E-01	33.50	1.350E-01	41.2	65.5	85.6	105.5	124.0	139.5	143.5

4.2.4.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión en flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 20,3$  mm.  
 $P_a = 702.7$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 10$  ° C.

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	Fl (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
775	3.10	6.14E-01	0.10	0.750E-02	42.0	62.0	75.0	90.0	102.0	114.0	124.0
780	5.70	8.72E-01	0.30	1.300E-02	43.0	62.0	77.0	92.0	104.0	116.0	124.0
785	10.00	12.06E-01	1.60	2.980E-02	44.5	63.0	79.0	93.0	105.0	118.0	126.0
788	13.20	14.16E-01	2.80	3.930E-02	45.0	64.0	79.5	94.0	108.5	123.0	133.0
794	17.00	16.40E-01	4.40	4.920E-02	45.0	64.0	81.0	95.0	110.5	124.0	135.0
798	19.50	17.77E-01	5.10	5.300E-02	45.0	64.0	83.5	96.0	111.5	125.0	137.0
816	29.50	22.67E-01	9.10	7.060E-02	47.0	67.0	85.0	100.0	115.5	133.0	142.0
838	38.00	26.40E-01	12.60	8.300E-02	47.0	67.0	86.0	101.0	118.5	134.0	146.0
867	47.00	30.11E-01	15.60	9.220E-02	47.0	69.0	88.5	102.5	120.5	138.0	149.0
890	54.00	32.84E-01	18.10	9.950E-02	48.5	70.0	89.7	106.0	125.5	141.0	151.0
916	62.50	36.00E-01	21.10	10.720E-02	48.5	71.0	92.0	110.0	127.5	142.0	154.0
954	74.50	40.28E-01	24.10	11.450E-02	49.0	73.5	95.0	111.7	132.0	145.0	152.0
994	85.50	44.12E-01	28.10	12.350E-02	50.0	75.0	95.0	114.5	135.0	148.0	159.0
1014	94.00	46.86E-01	29.90	12.740E-02	50.0	75.0	94.2	115.0	136.5	149.5	165.0

4.2.4.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión  
en flujo bifásico.

Tubo de elevación, Di = 20,3 mm.  
Pa = 711 mm. c. Hg.  
Ta = 21 ° C.

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	F1 (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
800	16.0	1.59E-02	25.0	1.166E-01	9.20	16.80	23.10	29.00	34.10	38.50	42.50
800	34.0	2.45E-02	35.5	1.387E-01	10.00	19.40	27.50	34.80	41.40	47.70	53.30
800	57.0	3.30E-02	45.0	1.560E-01	10.30	21.20	30.40	39.20	47.40	47.40	61.20
800	65.5	3.57E-02	48.0	1.611E-01	10.40	21.40	30.80	40.10	48.30	48.30	62.30
800	78.5	3.97E-02	51.5	1.668E-01	10.50	21.60	31.20	41.40	50.30	50.30	65.30
800	86.5	4.19E-02	53.5	1.700E-01	10.60	21.90	31.70	41.50	51.10	51.10	66.40
800	97.5	4.49E-02	56.0	1.739E-01	10.70	22.00	31.90	42.30	51.20	51.20	67.80

4.2.5 TUBO DE ELEVACION DE 26,0 mm DE DIAMETRO INTERIOR.

**4.2.5.1 A. Caudales de fluidos en el tubo de elevación.**

Tubo de elevación,  $D_i = 26,0$  mm.  
 $P_a = 704.7$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 24$  ° C.

---

Ps (mm.c.Hg.)	Hr (cm.c.a.)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m <sup>3</sup> )	Hl (cm.c.a.)	F1 (Kg/s)
877	16.70	1.67E-02	2.46	29.8	1.272E-01
878	17.00	1.69E-02	2.45	29.9	1.274E-01
914	29.30	2.33E-02	2.51	40.7	1.485E-01
919	30.20	2.38E-02	2.52	40.9	1.488E-01
952	41.60	2.88E-02	2.57	48.7	1.623E-01
953	42.00	2.90E-02	2.57	49.2	1.631E-01
985	52.70	3.34E-02	2.62	54.9	1.722E-01
988	53.60	3.37E-02	2.63	56.6	1.748E-01
1014	61.60	3.68E-02	2.67	60.2	1.803E-01
1017	62.50	3.71E-02	2.67	60.4	1.806E-01
1038	70.70	4.01E-02	2.71	63.8	1.856E-01
1071	81.10	4.38E-02	2.76	69.2	1.932E-01
1093	87.90	4.62E-02	2.79	71.4	1.962E-01
1129	98.40	4.97E-02	2.85	75.2	2.013E-01

4.2.5.1 A Caudales de fluidos y retenido de aire  
y agua en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 26,0$  mm.

$P_a = 706.1$  mm. c. Hg.

$T_a = 22$  ° C.

Ps (mm.c.a)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m <sup>3</sup> )	Qg*E-06 (m <sup>3</sup> /s)	Hl (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	h (cm)
875	1.60	0.43E-02	2.45	1.77	11.10	0.779E-01	17.50
897	3.20	0.65E-02	2.49	2.62	16.20	0.940E-01	24.00
951	3.70	0.72E-02	2.57	2.80	17.20	0.968E-01	27.00
927	17.90	1.76E-02	2.53	6.96	33.00	1.338E-01	50.40
955	46.90	3.09E-02	2.58	12.00	53.50	1.700E-01	74.00
942	59.20	3.52E-02	2.56	13.77	59.00	1.785E-01	75.00
1077	82.70	4.44E-02	2.77	16.04	69.50	1.936E-01	99.00
1098	87.20	4.60E-02	2.80	16.43	69.50	1.936E-01	98.00

4.2.5.1 A Caudales de fluidos, retenido de aire y agua y velocidad de las burbujas en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 26,0$  mm.

$P_a = 706.9$  mm. c. Hg.

$T_a = 23$  ° C.

Ps (mm.c.a)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m <sup>3</sup> )	Qg*E-06 (m <sup>3</sup> /s)	Hl (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	h (cm)	Vb (m/s)
841	1.60	0.43E-02	2.40	1.79	11.6	0.796E-01	17.9	0.37
841	1.70	0.45E-02	2.40	1.85	12.0	0.810E-01	18.5	0.37
845	5.90	0.91E-02	2.41	3.78	20.1	1.046E-01	31.7	0.43
845	8.30	1.11E-02	2.41	5.00	23.6	1.133E-01	36.5	0.46
864	16.20	1.63E-02	2.44	6.71	31.6	1.309E-01	49.0	0.51
860	19.80	1.83E-02	2.43	7.54	35.3	1.383E-01	50.5	0.50
860	24.80	2.08E-02	2.43	8.57	39.1	1.455E-01	59.5	0.52
893	33.40	2.50E-02	2.48	10.07	45.6	1.571E-01	67.5	0.57
972	62.90	3.68E-02	2.60	14.13	60.1	1.801E-01	89.0	0.61
1259	91.30	4.93E-02	3.05	16.17	74.6	2.005E-01	108.0	0.70

**4.2.5.2 B. Caudal de agua y pérdidas de presión en flujo monofásico.**

Tubo de elevación,  $D_i = 26.0$  mm.

---

H1 (cm.c.a)	F1 (kg/s)	(hf) l1-7 (cm.c.a)
4.6	0.503E-01	1.0
6.5	0.597E-01	1.5
8.6	0.686E-01	1.7
11.6	0.796E-01	2.1
13.6	0.862E-01	2.4
17.6	0.979E-01	3.0
20.0	1.043E-01	3.1
21.9	1.092E-01	3.4
24.3	1.149E-01	3.8
26.8	1.207E-01	4.0
30.2	1.208E-01	4.4
31.6	1.309E-01	4.5
35.0	1.378E-01	4.8
38.6	1.446E-01	5.6
41.3	1.495E-01	5.7
44.8	1.557E-01	6.3
50.1	1.646E-01	6.8
51.3	1.655E-01	6.8
55.6	1.773E-01	7.6
56.8	1.752E-01	7.7
62.5	1.837E-01	8.3

---

4.2.5.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión en flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 26,0$  mm.

$P_a = 705.2$  mm. c. Hg.

$T_a = 25$  ° C.

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	Fl (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
846	0.60	0.25E-02	4.60	0.503E-01	5.90	6.80	8.20	9.10	9.90	10.60	11.10
847	1.90	0.48E-02	10.60	0.762E-01	4.60	6.90	9.60	11.60	13.40	14.90	16.00
848	3.20	0.64E-02	14.20	0.880E-01	3.00	6.00	9.50	12.10	14.60	16.50	18.00
851	4.30	0.76E-02	16.80	0.957E-01	1.80	5.30	9.40	12.40	15.30	17.70	19.50
853	6.20	0.94E-02	20.80	1.064E-01	3.00	7.30	12.30	15.90	19.50	22.40	24.20
855	7.50	1.05E-02	23.00	1.118E-01	11.10	15.70	21.00	25.10	28.80	32.10	34.30
856	9.50	1.20E-02	25.40	1.175E-01	10.60	16.00	20.40	24.80	29.20	32.90	35.60
856	11.40	1.33E-02	27.20	1.216E-01	10.00	16.10	22.50	27.30	31.90	35.80	38.80
869	17.30	1.70E-02	33.20	1.342E-01	10.20	17.30	24.70	30.40	35.90	40.90	44.70
883	21.20	1.92E-02	36.30	1.403E-01	10.00	18.00	26.00	32.20	37.80	43.40	47.50
895	24.70	2.10E-02	39.00	1.453E-01	9.40	18.40	26.90	33.70	40.40	46.60	50.90
917	31.90	2.45E-02	43.20	1.529E-01	9.00	19.50	28.30	35.60	42.80	49.30	53.60
943	39.70	2.80E-02	47.60	1.606E-01	8.30	19.20	28.80	37.20	45.50	52.50	57.90
975	50.60	3.25E-02	52.60	1.688E-01	7.40	19.50	30.50	39.80	49.20	57.20	61.60
1045	56.10	4.00E-02	57.20	1.758E-01	7.90	21.30	32.60	42.80	52.30	61.00	67.00
1121	67.50	4.50E-02	63.50	1.851E-01	8.50	23.00	35.50	45.90	56.20	65.20	72.20
1179	80.70	4.78E-02	70.40	1.948E-01	9.00	24.90	38.70	50.80	63.10	73.10	80.90
1209	88.60	5.17E-02	74.50	2.004E-01	10.20	26.50	40.30	52.30	65.60	75.40	83.60
1245	99.70	5.19E-02	79.70	2.072E-01	10.90	27.90	43.00	55.80	69.30	80.00	89.00



#### 4.2.6 TUBO DE ELEVACION DE 12.4 mm. DE DIAMETRO INTERIOR

##### 4.2.6.1 A Caudales de fluidos, retenido de aire y agua y velocidad de las burbujas en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 12.4$  mm.  
 $P_a = 705.8$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 25 \text{ } ^\circ \text{C.}$

Ps (mm.c.a)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m <sup>3</sup> )	Qg*E-06 (m <sup>3</sup> /s)	Hl (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	h (cm)	Vb (m/s)
839	0.60	0.24E-02	2.40	1.02	3.10	0.414E-01	39.50	0.53
843	2.50	0.56E-02	2.40	2.31	5.60	0.555E-01	64.00	0.67
848	5.10	0.84E-02	2.41	3.47	7.90	0.658E-01	78.00	0.73
860	10.10	1.24E-02	2.43	5.12	10.30	0.751E-01	92.20	0.87
880	18.20	1.76E-02	2.46	7.13	13.10	0.846E-01	113.00	0.93
943	31.40	2.45E-02	2.56	9.57	16.10	0.937E-01	127.00	1.05
946	41.40	2.87E-02	2.56	11.20	17.50	0.977E-01	136.50	1.19
981	53.10	3.35E-02	2.62	12.79	19.20	1.023E-01	148.00	1.28
1015	67.60	3.88E-02	2.67	14.54	21.00	1.069E-01	165.00	1.40
1053	79.90	4.32E-02	2.73	15.83	22.30	1.101E-01	163.00	1.51
1156	111.90	5.38E-02	2.89	18.72	25.10	1.168E-01	195.00	1.64
1223	164.30	6.84E-02	2.99	22.86	28.00	1.233E-01	184.00	1.71

**4.2.6.2 B. Caudal de agua y pérdidas de presión en flujo monofásico.**

Tubo de elevación,  $D_i = 12.4$  mm.

---

H1 (cm.c.a)	F1 (kg/s)	(hf)11-7 (cm.c.a)
0.30	1.299E-02	3.10
0.70	1.977E-02	5.80
1.80	3.159E-02	11.50
3.00	4.071E-02	17.80
3.40	4.331E-02	19.20
4.70	5.086E-02	25.40
5.30	5.399E-02	27.50
6.80	6.109E-02	33.80
8.80	6.943E-02	39.30
9.70	7.287E-02	44.70
10.40	5.543E-02	44.70
12.50	8.264E-02	52.90
13.50	5.586E-02	54.10
14.50	8.896E-02	58.60

---

4.2.6.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión en flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 12.4$  mm.  
 $P_a = 707.6$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 26 \text{ } ^\circ \text{C}$ .

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	Fl (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
838	1.60	0.43E-02	3.80	0.458E-01	47.5	50.3	52.2	53.4	53.7	54.2	54.7
840	2.80	0.59E-02	5.20	0.535E-01	46.8	46.8	50.5	53.0	54.6	55.0	55.7
843	5.70	0.89E-02	7.20	0.629E-01	48.0	53.0	56.4	58.7	59.2	60.2	61.3
852	8.40	1.12E-02	8.70	0.690E-01	47.9	54.0	58.0	60.7	61.3	62.5	63.8
860	13.00	1.44E-02	10.50	0.758E-01	48.1	53.3	58.1	61.4	62.1	63.5	65.1
870	17.80	1.73E-02	12.20	0.817E-01	49.9	58.2	63.7	67.5	68.4	70.0	71.8
885	25.70	2.15E-02	14.20	0.817E-01	51.0	60.6	66.9	71.4	72.4	74.3	76.5
913	32.80	2.49E-02	15.50	0.880E-01	49.5	59.9	66.7	71.6	72.7	74.8	77.2
945	41.80	2.89E-02	16.70	0.920E-01	47.6	58.8	66.1	71.4	72.6	74.9	77.5
970	50.00	3.23E-02	17.80	0.954E-01	47.2	59.1	66.8	72.4	73.7	76.1	78.8
996	57.70	3.53E-02	18.80	1.012E-01	46.9	59.4	67.5	73.4	74.7	77.3	80.2
1018	64.50	3.79E-02	19.40	1.028E-01	46.5	59.4	66.7	73.8	75.2	77.8	80.8
1047	73.70	4.12E-02	20.20	1.049E-01	45.8	59.3	67.9	74.3	75.7	78.5	81.6
1105	90.20	4.70E-02	21.60	1.087E-01	45.3	59.6	68.8	75.6	77.2	80.2	83.6

4.2.6.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión en flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 12.4$  mm.  
 $P_a = 704.6$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 27 \text{ } ^\circ \text{C.}$

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	Fl (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
846	2.00	0.49E-02	5.00	0.524E-01	45.0	48.0	52.5	53.5	53.7	53.8	53.9
849	4.70	0.78E-02	7.30	0.633E-01	46.0	50.0	56.5	58.0	58.3	58.4	58.6
853	7.50	1.05E-02	9.00	0.702E-01	47.0	52.0	59.3	61.3	61.7	61.9	62.1
860	10.80	1.29E-02	11.10	0.779E-01	48.5	54.0	62.7	65.1	65.6	65.8	66.1
873	17.00	1.68E-02	12.70	0.833E-01	49.0	55.2	65.2	67.5	68.0	68.3	68.6
885	21.90	1.95E-02	14.10	0.877E-01	49.5	56.1	67.6	70.7	71.3	71.6	71.9
903	28.90	2.31E-02	15.80	0.928E-01	50.5	58.3	70.8	74.4	75.0	75.3	75.7
938	36.50	2.66E-02	17.20	0.968E-01	51.0	59.4	72.3	76.3	77.0	77.4	77.8
958	42.30	2.92E-02	18.00	0.990E-01	58.8	59.2	72.1	76.4	77.1	77.5	79.9
982	49.70	3.22E-02	19.00	1.017E-01	51.0	60.0	73.6	78.0	78.7	79.1	79.6
1004	56.50	3.49E-02	19.80	1.038E-01	51.0	60.3	74.0	78.8	79.6	80.8	80.5
1026	63.00	3.74E-02	20.60	1.059E-01	50.5	60.3	74.4	79.2	80.0	80.4	80.9
1063	73.70	4.14E-02	21.60	1.084E-01	50.0	60.0	74.8	79.3	80.1	80.6	81.2
1092	72.30	4.44E-02	22.50	1.106E-01	51.0	61.4	76.4	81.9	82.7	83.2	83.8
1134	92.20	4.80E-02	23.80	1.138E-01	51.1	61.7	78.8	83.9	84.8	85.3	85.9

4.2.7 TUBO DE ELEVACION DE 54.0 mm DE DIAMETRO INTERIOR.

4.2.7.1 A. Caudales de fluidos en el tubo de elevación.

Tubo de elevación, Di = 54.0 mm.  
Pa = 700.7 mm. c. Hg.  
Ta = 16 ° C.

---

Ps (mm.c.Hg.)	Hr (cm.c.a.)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m3)	Hl (cm.c.a.)	Fl (Kg/s)
837	0.70	0.24E-02	2.46	1.30	2.688E-02
837	1.00	0.33E-02	2.46	1.60	2.980E-02
839	1.90	0.47E-02	2.46	2.50	3.719E-02
841	2.40	0.54E-02	2.47	2.90	4.003E-02
843	2.90	0.60E-02	2.47	3.40	4.331E-02
845	4.10	0.74E-02	2.47	4.40	4.923E-02
848	6.00	0.92E-02	2.48	5.40	5.449E-02
855	9.30	1.18E-02	2.49	7.40	6.371E-02
869	16.30	1.64E-02	2.51	10.50	7.579E-02
882	22.10	1.96E-02	2.53	12.90	8.394E-02
714	32.10	2.45E-02	2.58	16.40	9.456E-02
961	45.90	3.06E-02	2.66	21.50	10.896E-02
983	52.40	3.32E-02	2.69	23.90	11.399E-02
1015	62.50	3.71E-02	2.75	26.70	12.043E-02
1037	69.70	3.97E-02	2.78	28.40	12.418E-02
1064	68.20	4.28E-02	2.82	29.80	12.718E-02
1076	83.50	4.45E-02	2.84	32.50	13.277E-02
1112	94.90	4.84E-02	2.90	35.00	13.775E-02

4.2.7.1 A Caudales de fluidos y retenido de aire y agua en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 54.0$  mm.  
 $P_a = 700.7$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 16$  ° C.

Ps (mm.c.a)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m <sup>3</sup> )	Qg*E-06 (m <sup>3</sup> /s)	Hl (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	h (cm)
855	9.30	1.18E-02	2.49	4.75	7.40	6.371E-02	5.00
869	16.30	1.64E-02	2.51	6.53	10.50	7.579E-02	13.70
882	22.10	1.96E-02	2.53	7.74	12.90	8.394E-02	24.00
914	32.10	2.45E-02	2.58	9.50	16.40	9.456E-02	33.50
961	45.90	3.06E-02	2.66	11.49	21.50	1.082E-01	49.70
983	52.40	3.32E-02	2.69	12.32	23.90	1.140E-01	56.70
1015	62.50	3.71E-02	2.75	13.50	26.70	1.204E-01	60.10
1037	69.70	3.97E-02	2.78	14.28	28.40	1.242E-01	62.20
1064	78.20	4.28E-02	2.82	15.14	29.80	1.272E-01	66.20
1076	83.50	4.45E-02	2.84	15.66	32.50	1.328E-01	67.70
1112	94.90	4.84E-02	2.90	16.69	35.00	1.378E-01	70.70

4.2.7.1 A Caudales de fluidos y retenido de aire y agua en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 54.0$  mm.  
 $P_a = 709.5$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 13$  ° C.

Ps (mm.c.a)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m <sup>3</sup> )	Qg*E-06 (m <sup>3</sup> /s)	Hl (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	h (cm)
840	2.10	0.50E-02	2.50	2.01	3.00	4.071E-02	6.20
848	5.70	0.89E-02	2.52	3.55	5.20	5.348E-02	16.40
862	12.10	1.38E-02	2.54	5.45	8.50	6.825E-02	29.90
884	12.20	1.92E-02	2.57	7.46	12.20	8.165E-02	36.40
910	29.50	2.34E-02	2.62	8.95	15.40	9.166E-02	43.40
937	36.20	2.65E-02	2.66	9.98	18.20	9.995E-02	50.00
950	41.70	2.89E-02	2.68	10.78	20.70	1.161E-01	51.70
971	46.90	3.11E-02	2.71	11.46	22.90	1.160E-01	55.50
986	51.80	3.31E-02	2.74	12.07	25.10	1.168E-01	57.20
1010	59.20	3.59E-02	2.78	12.95	27.90	1.231E-01	57.80
1040	68.00	3.93E-02	2.83	13.90	31.70	1.311E-01	58.00
1053	75.60	4.19E-02	2.85	14.91	34.20	1.362E-01	57.10
1087	86.10	4.56E-02	2.90	15.70	39.50	1.463E-01	68.90
1110	97.60	4.93E-02	2.94	16.77	42.90	1.524E-01	72.50

4.2.7.1 A Caudales de fluidos y retenido de aire y agua en el tubo de elevación.

Tubo de elevación,  $D_i = 54.0$  mm.  
 $P_a = 705.0$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 14$  ° C.

Ps (mm.c.a)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	dg (Kg/m3)	Qg*E-06 (m3/s)	Hl (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	h (cm)
843	2.80	0.59E-02	2.50	2.38	5.50	5.499E-02	3.00
846	6.50	0.96E-02	2.50	3.85	8.60	6.865E-02	6.50
858	12.40	1.40E-02	2.52	5.55	12.20	8.165E-02	11.50
874	18.30	1.76E-02	2.54	6.91	14.10	8.773E-02	22.70
895	27.70	2.24E-02	2.58	8.71	15.30	9.136E-02	33.50
938	39.40	2.78E-02	2.65	10.51	15.80	9.283E-02	51.20
999	59.50	3.59E-02	2.75	13.08	21.30	1.077E-01	60.00
1043	73.70	4.11E-02	2.82	14.60	23.50	1.130E-01	65.80
1103	89.40	4.67E-02	2.91	16.04	27.00	1.211E-01	69.50



**4.2.7.2 B. Caudal de agua y pérdidas de presión en flujo monofásico.**

Tubo de elevación,  $D_i = 54.0$  mm.

---

H1 (cm.c.a)	F1 (kg/s)	(hf)11-7 (cm.c.a)
4.20	4.810E-02	0.04
8.40	6.780e-02	0.08
15.10	9.080E-02	0.13
17.20	9.680E-02	0.14
25.70	11.820E-02	0.20
27.50	12.220E-02	0.21
35.50	13.870E-02	0.26
43.20	15.290E-02	0.30
45.50	15.690E-02	0.31
50.70	16.560E-02	0.34
55.80	17.360E-02	0.37
57.40	17.610E-02	0.38
71.20	19.590E-02	0.45
74.80	20.080E-02	0.47
77.10	20.380E-02	0.48
83.70	21.230E-02	0.52
87.00	21.640E-02	0.53
89.20	21.910E-02	0.55
94.40	22.540E-02	0.57
104.80	23.740E-02	0.62
106.50	23.930E-02	0.63

---

4.2.7.3 C. Caudales de fluidos y perdidas de presión en flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 54.0$  mm.  
 $P_a = 705.9$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 14$  ° C.

Ps (mm.c.Hg)	Hr (cm.c.a)	Fg (gr/s)	Hl (cm.c.a)	Fl (kg/s)	l1 (cm)	l2 (cm)	l3 (cm)	l4 (cm)	l5 (cm)	l6 (cm)	l7 (cm)
847	3.00	0.618E-02	7.40	6.371E-02	26.8	28.0	29.0	30.1	31.2	32.0	32.8
851	7.70	1.062E-02	11.90	8.065E-02	28.1	30.2	32.0	33.8	35.7	37.1	38.4
868	15.50	1.595E-02	17.00	9.626E-02	29.6	32.4	35.1	37.7	40.2	42.2	44.2
877	19.40	1.222E-02	18.70	1.009E-01	30.0	33.3	36.4	39.3	42.1	44.4	46.1
898	27.00	2.214E-02	21.60	1.084E-01	31.0	35.0	38.6	42.0	45.3	47.9	50.4
918	31.90	2.452E-02	23.30	1.126E-01	31.5	35.7	39.7	43.4	47.0	49.9	52.6
935	36.50	2.663E-02	24.70	1.159E-01	32.1	36.9	41.1	45.1	49.0	52.1	55.1
965	45.50	3.049E-02	27.80	1.283E-01	32.7	38.2	43.1	47.6	51.8	55.3	58.7
990	53.40	3.367E-02	30.00	1.276E-01	33.5	39.2	44.6	49.5	54.1	57.9	61.6
1023	63.50	3.755E-02	32.90	1.336E-01	34.3	40.9	46.9	52.4	57.5	61.7	65.7
1047	70.90	4.028E-02	34.10	1.360E-01	35.0	41.5	47.7	53.4	58.6	62.9	67.0
1076	79.90	4.349E-02	36.00	1.397E-01	35.7	42.9	49.7	55.7	61.1	65.8	70.1
1102	87.30	4.609E-02	37.50	1.425E-01	36.0	43.8	50.9	57.2	62.9	67.7	72.2
1141	98.90	5.004E-02	40.10	1.474E-01	36.5	45.0	52.8	59.6	65.8	71.1	76.0

### **4.3 FLUJO EXTERIOR**

Como en 4.2 a continuación se enumeran los datos básicos medidos, la variables de interés calculadas y los resultados experimentales.

#### **4.3.1 DATOS BASICOS MEDIDOS EN LA EXPERIMENTACION**

En la experimentación con tubos cortos se han obtenido los datos de caudal de aire y agua arrastrado, con igual criterio que en 4.2.1.

En los estudios de desplazamiento de la zona superior de depósito precalentada, con el que se simuló el flujo exterior al tubo de elevación, aunque el sistema de adquisición de datos, puede suministrar el listado de las temperaturas medidas, solamente se presenta la gráfica registro que da la evolución hasta que se alcanza un valor prácticamente constante.

#### **4.3.2 VARIABLES DE INTERES CALCULADAS A PARTIR DE LOS DATOS BASICOS OBTENIDOS EN LA EXPERIMENTACION.**

En la experimentación con tubos cortos se han calculado solamente los caudales perimétricos para confirmar la posición del óptimo.

En los estudios de evolución de temperaturas, se ha determinado gráficamente sobre el registro que da su variación en función

del tiempo, los intervalos de tiempo entre la elevación brusca que da los termopares, situados en los cinco niveles que permite el bastidor radial que los soporta. Mediante estos intervalos de tiempo y la diferencia de niveles en la posición del termopar, es posible calcular la velocidad de avance aparente del descenso de la zona precalentada. Esta velocidad debe considerarse como una estimación del orden de la velocidad de avance de los torbellinos que se producen en su desplazamiento. Sobre este aspecto se volverá más adelante.

#### **4.3.3 PRESENTACION DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES**

En la experimentación con tubos cortos se dan directamente las tablas con los valores de caudal másico de aire y caudal másico de agua arrastrada.

En la evolución de temperaturas, los registros gráficos junto con los intervalos que definen los límites de elevación brusca de temperatura entre termopares de diferente cota de nivel.

En todas las tablas se da el diámetro interior del tubo corto considerado,  $D_i$ , en (mm).

#### 4.3.4 TUBOS DE ELEVACION CORTOS

4.3.4.1 Caudales máxicos y perimétricos en el tubo de elevación, Di=12,0 mm.

Longitud del tubo, 1.100 mm.

Fg Kg ----- x 10 <sup>5</sup> s	F1 Kg ----- s	F1/ π D Kg ----- s x cm	Fg Kg ----- x 10 <sup>5</sup> s	F1 Kg ----- s	F1/ π D Kg ----- s x cm
0.66	0.0417	0.0111	8.13	0.0875	0.0232
0.99	0.0500	0.0133	11.20	0.0940	0.0249
1.33	0.0516	0.0137	12.80	0.0940	0.0249
1.50	0.0542	0.0144	14.80	0.0940	0.0249
1.83	0.0625	0.0166	16.20	0.0940	0.0249
2.16	0.0625	0.0166	18.40	0.0940	0.0249
2.33	0.0667	0.0117	19.80	0.0940	0.0249
1.99	0.0667	0.0177	20.80	0.0940	0.0249
5.99	0.0750	0.0199	22.10	0.0940	0.0249
1.47	0.0625	0.0166	24.40	0.0940	0.0249
2.46	0.0650	0.0172	26.00	0.0940	0.0249
3.27	0.0687	0.0182	25.90	0.0940	0.0249
3.76	0.0750	0.0199	27.30	0.0940	0.0249
4.58	0.0750	0.0199	28.30	0.0940	0.0249
5.07	0.0875	0.0232			
5.40	0.0875	0.0232			
5.73	0.0875	0.0232			
6.38	0.0875	0.0232			
6.55	0.0875	0.0232			
6.87	0.0875	0.0232			
5.37	0.0560	0.0149			

4.3.4.2 Caudales másicos y perimétricos en el tubo de elevación, Di=21,0 mm.

Longitud del tubo, 1.100 mm.

Fg Kg ----- x 10 <sup>5</sup> s	F1 Kg ----- s	F1/π D Kg ----- s x cm	Fg Kg ----- x 10 <sup>5</sup> s	F1 Kg ----- s	F1/π D Kg ----- s x cm
2.49	0.0416	0.0063	6.09	0.1810	0.0274
1.16	0.1083	0.0164	6.26	0.1880	0.0284
6.65	0.0722	0.0109	6.42	0.1880	0.0284
1.50	0.1194	0.0181	6.42	0.1880	0.0284
0.99	0.1055	0.0160	6.75	0.1880	0.0284
1.83	0.1278	0.0194	7.41	0.2000	0.0303
1.99	0.1278	0.0194	7.57	0.2000	0.0303
2.16	0.1389	0.0211	12.00	0.2250	0.0341
5.40	0.1875	0.0284	15.60	0.2380	0.0361
6.22	0.2000	0.0303	17.00	0.2380	0.0361
7.20	0.2000	0.0303	18.50	0.2380	0.0361
1.15	0.1070	0.0161	19.90	0.2380	0.0361
2.80	0.1370	0.0208	21.50	0.2500	0.0379
2.30	0.1370	0.0208	22.80	0.2500	0.0379
1.81	0.1250	0.0189	25.30	0.2500	0.0379
3.30	0.1500	0.0277	27.00	0.2500	0.0379
4.12	0.1630	0.0247	28.20	0.2560	0.0388
4.28	0.1750	0.0265	30.00	0.2560	0.0388
5.10	0.1750	0.0265			
5.60	0.1750	0.0265			
5.93	0.1810	0.0274			

4.3.4.3 Caudales másicos y perimétricos en el tubo de elevación, Di=28,0 mm.

Longitud del tubo, 1.100 mm.

Fg Kg ----- x 10 <sup>5</sup> s	Fl Kg ----- s	Fl/π D Kg ----- s x cm	Fg Kg ----- x 10 <sup>5</sup> s	Fl Kg ----- s	Fl/π D Kg ----- s x cm
0.66	0.0500	0.0057	5.20	0.3060	0.0369
0.99	0.1277	0.0145	5.53	0.3250	0.0384
1.16	0.1470	0.0167	6.50	0.3380	0.0363
1.49	0.1690	0.0192	6.18	0.3190	0.0384
1.82	0.1805	0.0205	6.34	0.3380	0.0376
2.15	0.2083	0.0237	6.67	0.3310	0.0384
2.31	0.2166	0.0303	5.20	0.3380	0.0384
2.61	0.2666	0.0227	7.64	0.3380	0.0398
1.30	0.2000	0.0249	9.59	0.3500	0.0413
1.95	0.2190	0.0269	16.20	0.3630	0.0413
2.44	0.2370	0.0298	19.30	0.3630	0.0413
3.09	0.2620	0.0313	17.90	0.3630	0.0413
3.58	0.2750	0.0327	20.30	0.3630	0.0413
3.90	0.2880	0.0341	21.30	0.3630	0.0413
4.39	0.3000	0.0363	23.10	0.3690	0.0419
5.04	0.3190	0.0341	24.20	0.3630	0.0413
4.55	0.3000	0.0348	26.50	0.3630	0.0413
6.02	0.3060	0.0355	25.20	0.3630	0.0413
5.85	0.3120	0.0348	27.30	0.3690	0.0419
5.04	0.3060	0.0363			
5.85	0.3190	0.0348			

4.3.4.4 Caudales másicos y perimétricos en el tubo de elevación, Di=37,5 mm.

Longitud del tubo, 1.100 mm.

Fg Kg ----- x 10 <sup>5</sup> s	F1 Kg ----- s	F1/π D Kg ----- s x cm	Fg Kg ----- x 10 <sup>5</sup> s	F1 Kg ----- s	F1/π D Kg ----- s x cm
0.66	0.1083	0.0092	3.09	0.3120	0.0265
0.98	0.1500	0.0127	5.37	0.3310	0.0281
1.15	0.1750	0.0149	3.25	0.3370	0.0286
1.31	0.2000	0.0170	3.09	0.3370	0.0286
1.48	0.2500	0.0212	4.06	0.3370	0.0286
2.81	0.2625	0.0223	4.27	0.3440	0.0292
2.97	0.2750	0.0233	5.04	0.3500	0.0298
2.13	0.2875	0.0244	6.50	0.3500	0.0298
2.30	0.3000	0.0255	9.50	0.3620	0.0301
4.21	0.3500	0.0298	12.00	0.3560	0.0302
3.73	0.3500	0.0298	23.20	0.3690	0.0313
2.27	0.3250	0.0276	23.00	0.3750	0.0318
1.78	0.2940	0.0250	21.00	0.3620	0.0307
1.62	0.2870	0.0244	26.10	0.3620	0.0307
1.54	0.2750	0.0233	25.00	0.3690	0.0313
1.46	0.2690	0.0228			
1.29	0.2620	0.0222			
3.25	0.3060	0.0260			
2.93	0.3120	0.0265			
1.14	0.2370	0.0201			
2.44	0.3060	0.0260			



4.3.4.5 Caudales máxicos y perimétricos en el tubo de elevación, Di=53,0 mm.

Longitud del tubo, 1.100 mm.

$\frac{\text{Kg}}{\text{s}} \times 10^5$	$\frac{\text{Kg}}{\text{s}}$	$\frac{\text{Kg}}{\text{s} \times \text{cm}}$	$\frac{\text{Kg}}{\text{s}} \times 10^5$	$\frac{\text{Kg}}{\text{s}}$	$\frac{\text{Kg}}{\text{s} \times \text{cm}}$
Fg	Fl	Fl/ $\pi$ D	Fg	Fl	Fl/ $\pi$ D
0.66	0.0416	0.0025	16.40	0.3660	0.0220
0.98	0.0750	0.0045	18.70	0.3660	0.0220
1.31	0.0833	0.0050	20.50	0.3660	0.0220
1.64	0.0933	0.0056	22.70	0.3660	0.0220
1.80	0.1667	0.0100	26.30	0.3660	0.0220
2.13	0.2000	0.0120	25.40	0.3520	0.0211
2.30	0.2375	0.0143	13.90	0.3620	0.0217
2.13	0.2210	0.0133	14.60	0.3500	0.0210
2.46	0.2310	0.0139	13.40	0.3750	0.0225
2.30	0.2190	0.0132	21.00	0.3812	0.0229
3.28	0.3250	0.0195	27.10	0.3750	0.0225
3.11	0.3250	0.0195			
2.95	0.3000	0.0180			
4.26	0.3500	0.0210			
5.08	0.3500	0.0210			
5.60	0.3870	0.0232			
4.47	0.3600	0.0216			
8.20	0.3750	0.0225			
8.85	0.3750	0.0225			
12.40	0.3660	0.0220			
14.70	0.3660	0.0220			

4.3.4.6 Caudales másicos y perimétricos en el tubo de elevación, Di=69,0 mm.

Longitud del tubo, 1.100 mm.

$\frac{\text{Kg}}{\text{s}} \times 10^5$	$\frac{\text{Kg}}{\text{s}}$	$\frac{\text{Kg}}{\text{s} \times \text{cm}}$
1.16	0.1183	0.0055
1.50	0.1333	0.0061
1.83	0.1583	0.0073
1.99	0.1875	0.0086
2.16	0.2000	0.0092
2.33	0.2167	0.0100
4.58	0.3750	0.0173
3.27	0.3120	0.0144
4.91	0.3630	0.0167
3.93	0.3500	0.0161
5.24	0.3750	0.0173
5.73	0.3750	0.0173
6.22	0.3750	0.0173
6.55	0.3750	0.0173
7.69	0.3750	0.0173
11.20	0.3750	0.0173
23.60	0.3750	0.0173
19.60	0.3750	0.0173
15.90	0.3750	0.0173

#### **4.3.5 DETECCION DE AVANCE DE LA ZONA CALIENTE EN EL DEPOSITO**

De acuerdo con lo expuesto en 4.3.1 y 4.3.2, se han obtenido gráficamente los intervalos de tiempo entre elevaciones bruscas de temperatura, en cada serie de 5 termopares situados a la misma cota. En las figuras 4.1 a 4.9 se dan los gráficos de variación de temperatura obtenidos, junto con la determinación gráfica de los intervalos de tiempo. En cada una de las figuras se identifica el experimento.

Según que el intervalo de tiempo para homogeneización total de temperatura sea grande o pequeño, es posible identificar con claridad tres ó dos intervalos de tiempo. En la tabla 4.1 se ordenan los datos de operación junto con las velocidades aparentes de avances determinados.

T (centígrados)

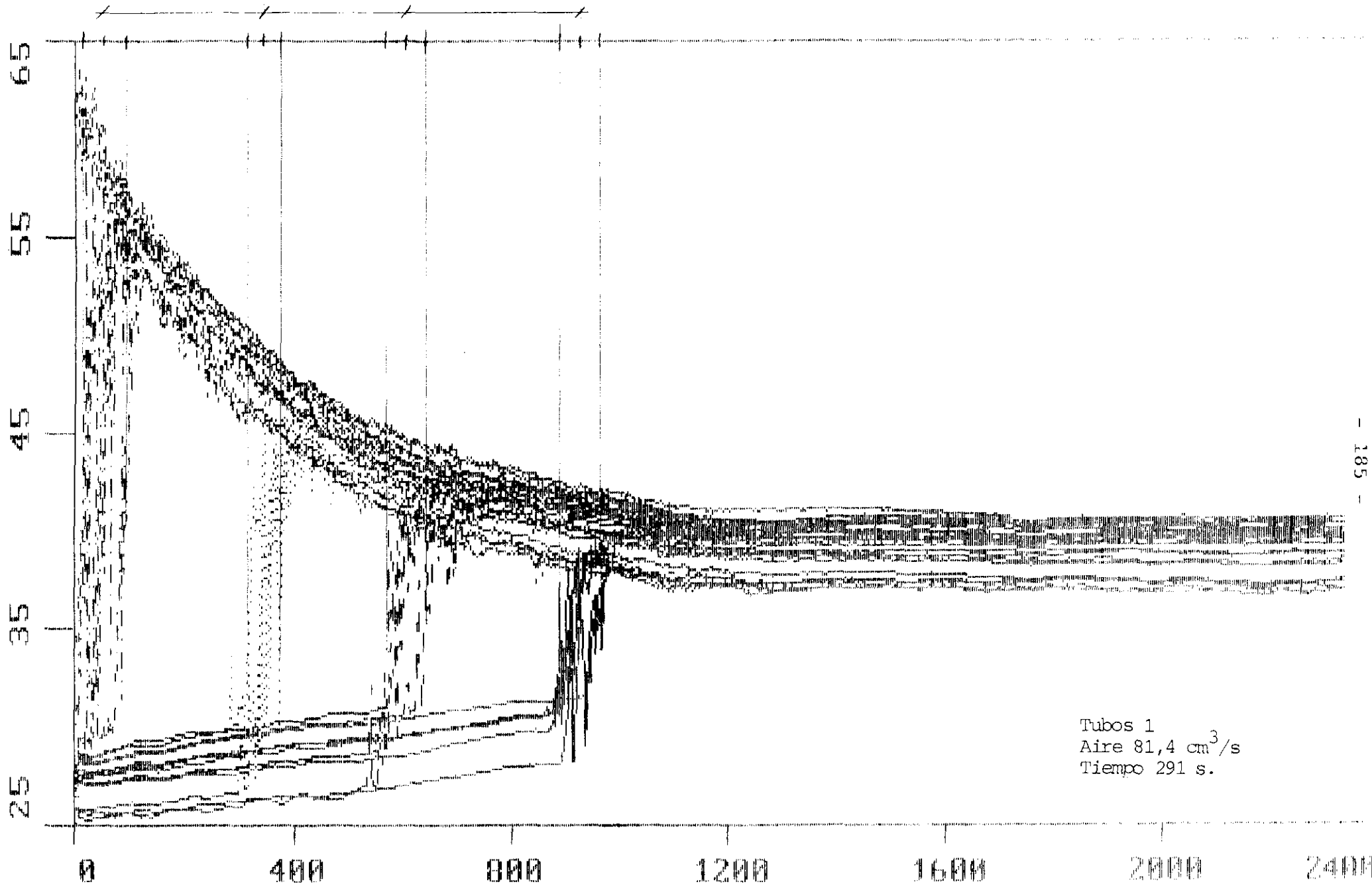


FIG. 4.1

t (segundos)

Tubos 1  
Aire 81,4 cm<sup>3</sup>/s  
Tiempo 291 s.

T (centígrados)

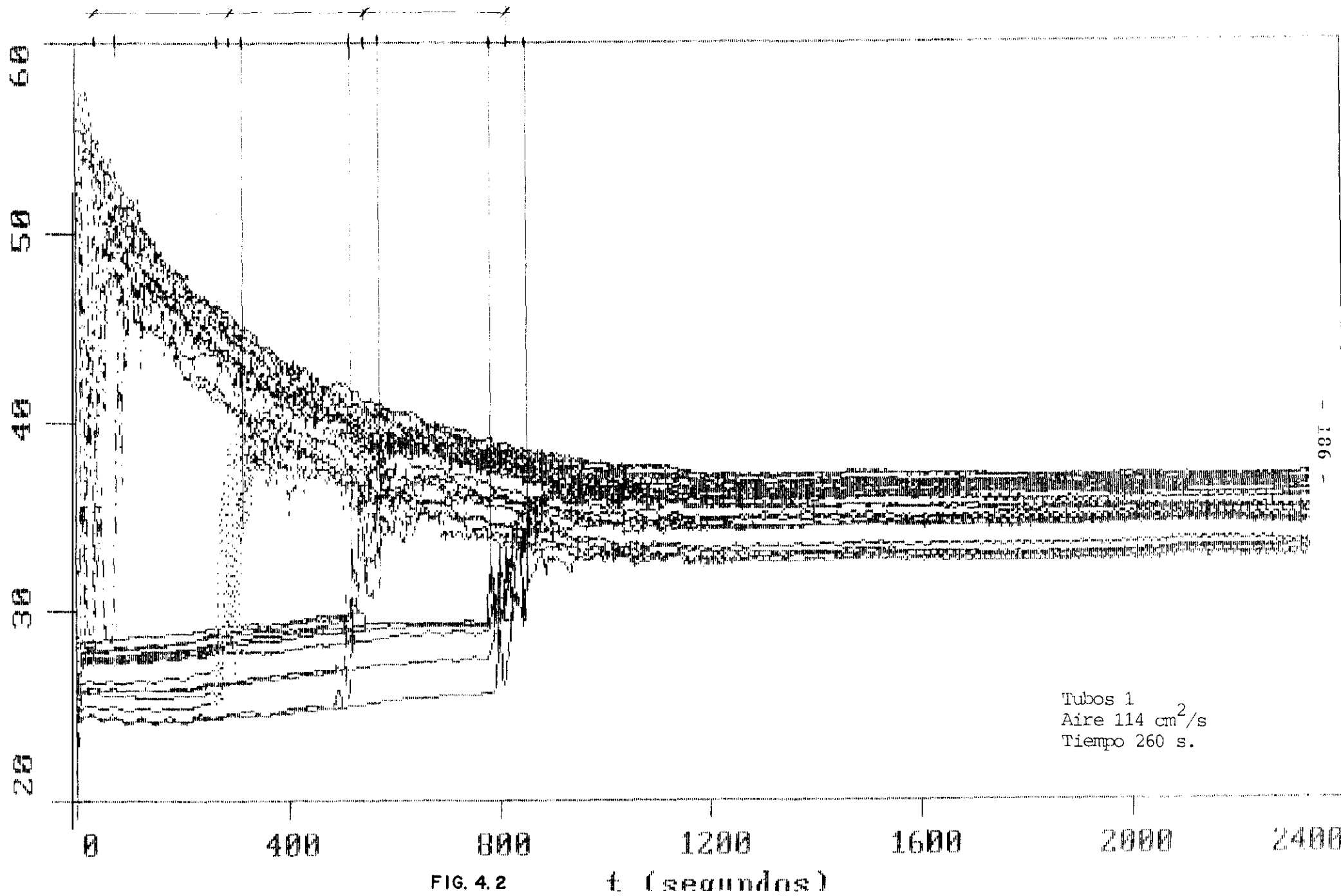


FIG. 4.2

t (segundos)

Tubos 1  
Aire 114 cm<sup>2</sup>/s  
Tiempo 260 s.

$\Gamma$  (centígrados)

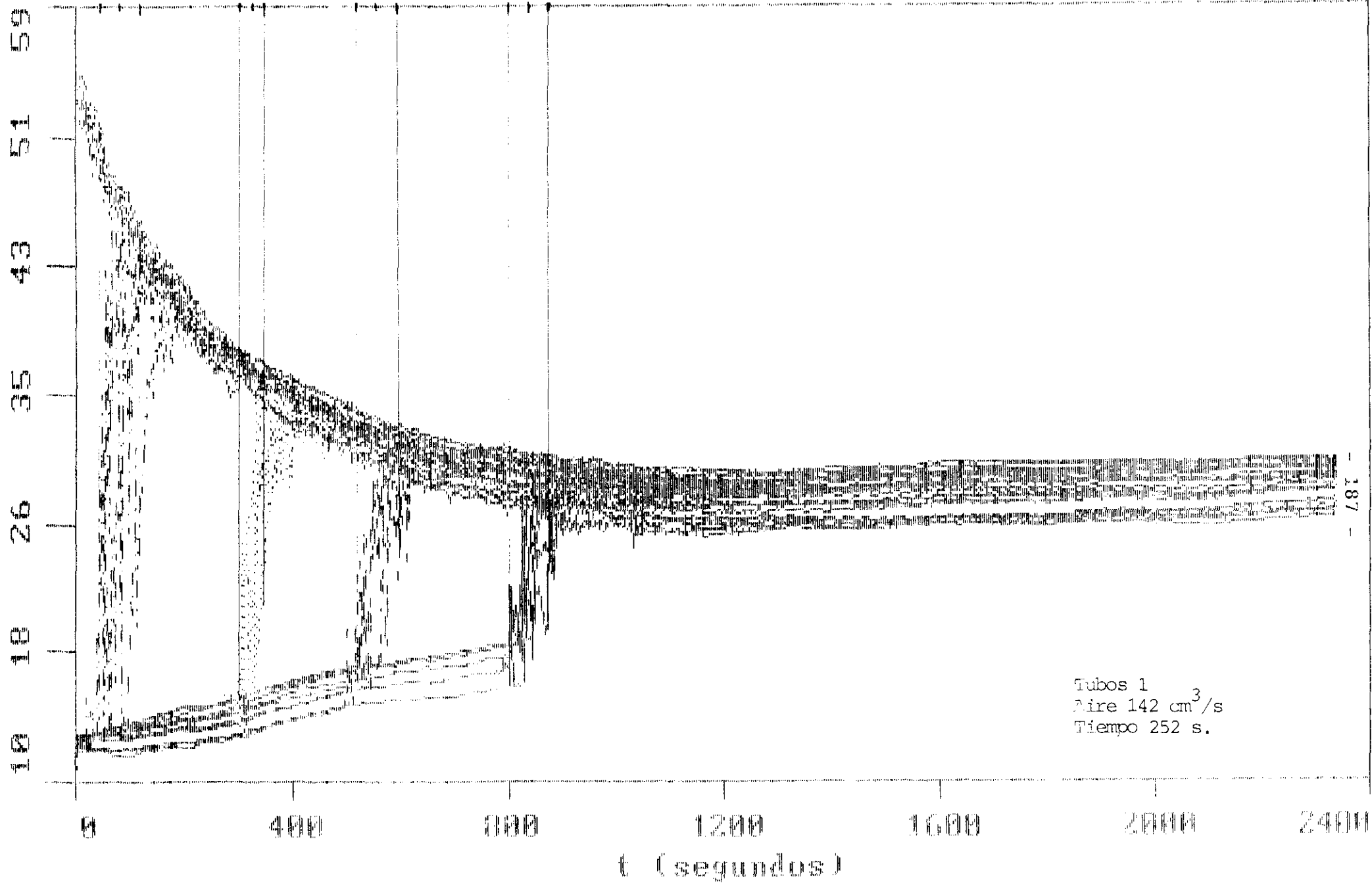


FIG. 4.3

T (centígrados)

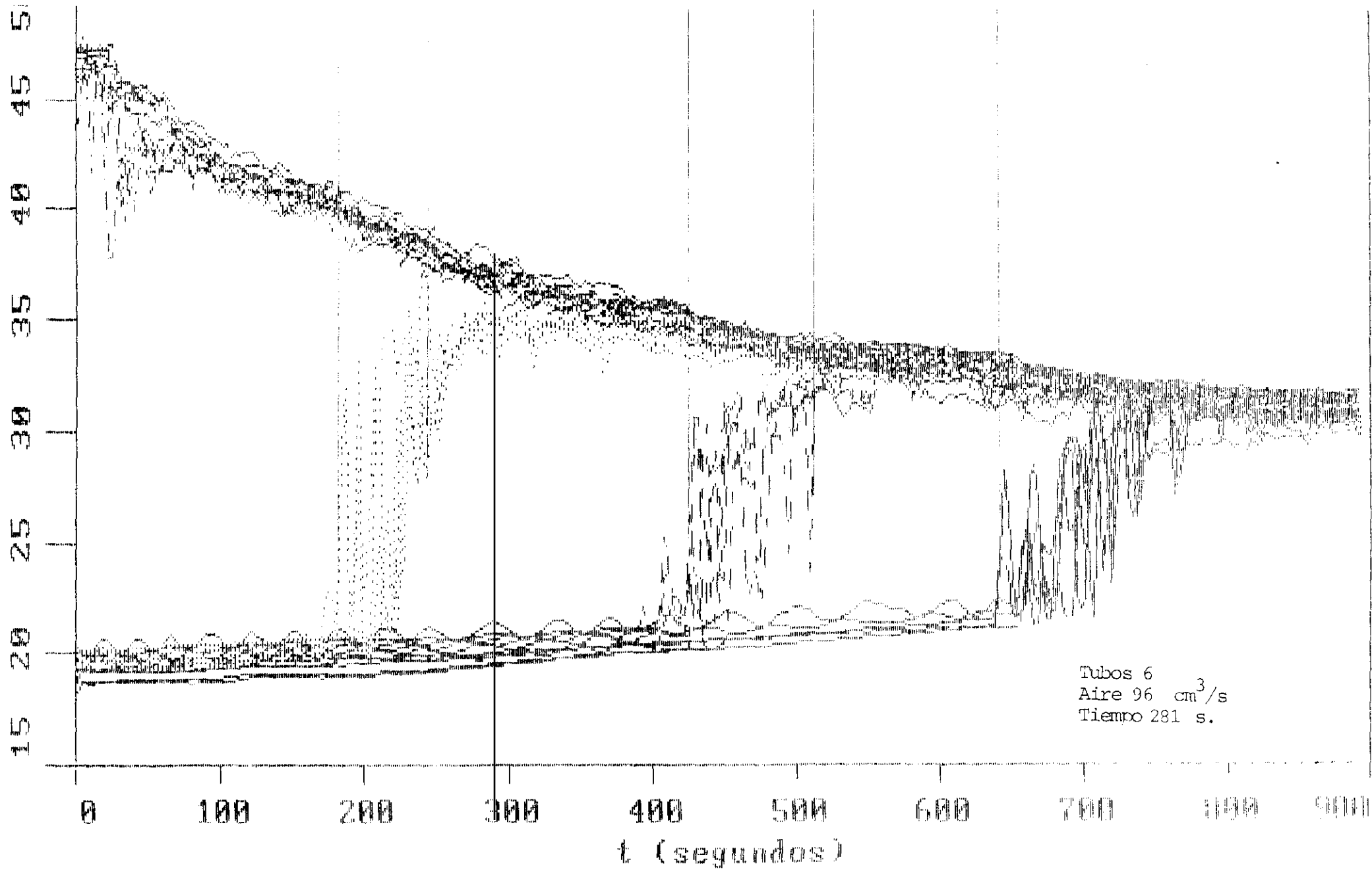


FIG. 4.4

T (centígrados)

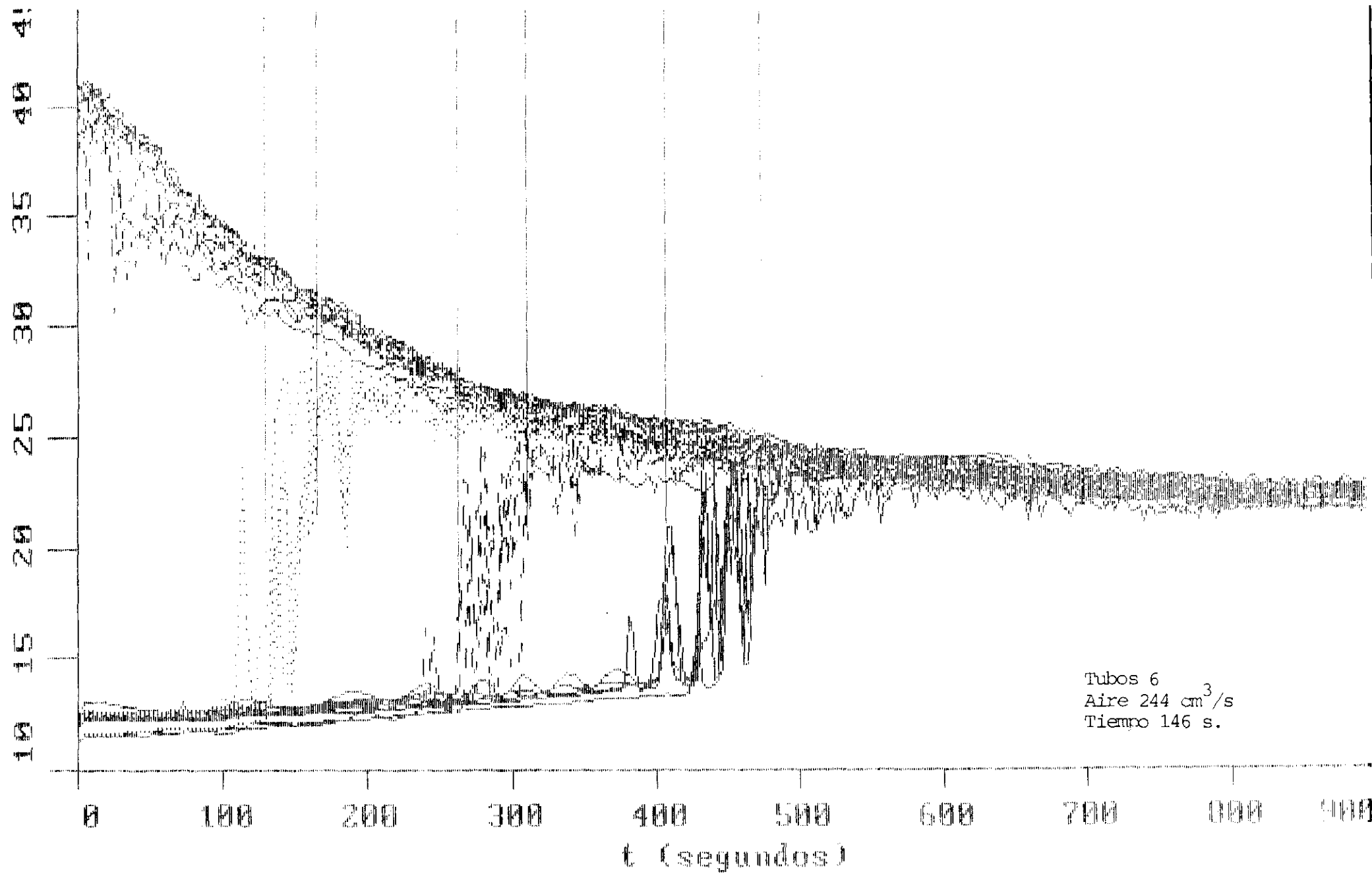


FIG. 4.5



1 (centigrados)

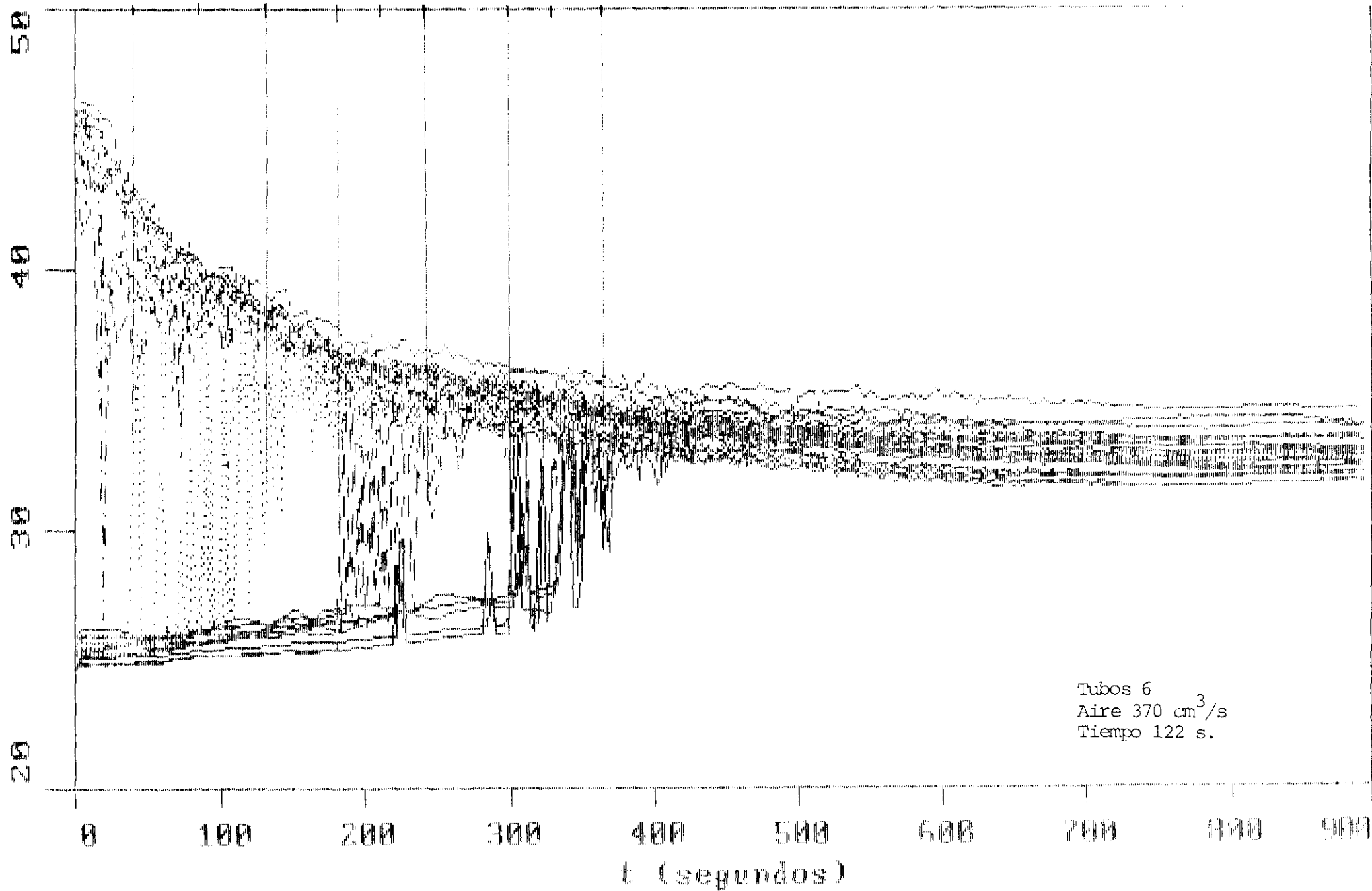


FIG. 4.6

T (centígrados)

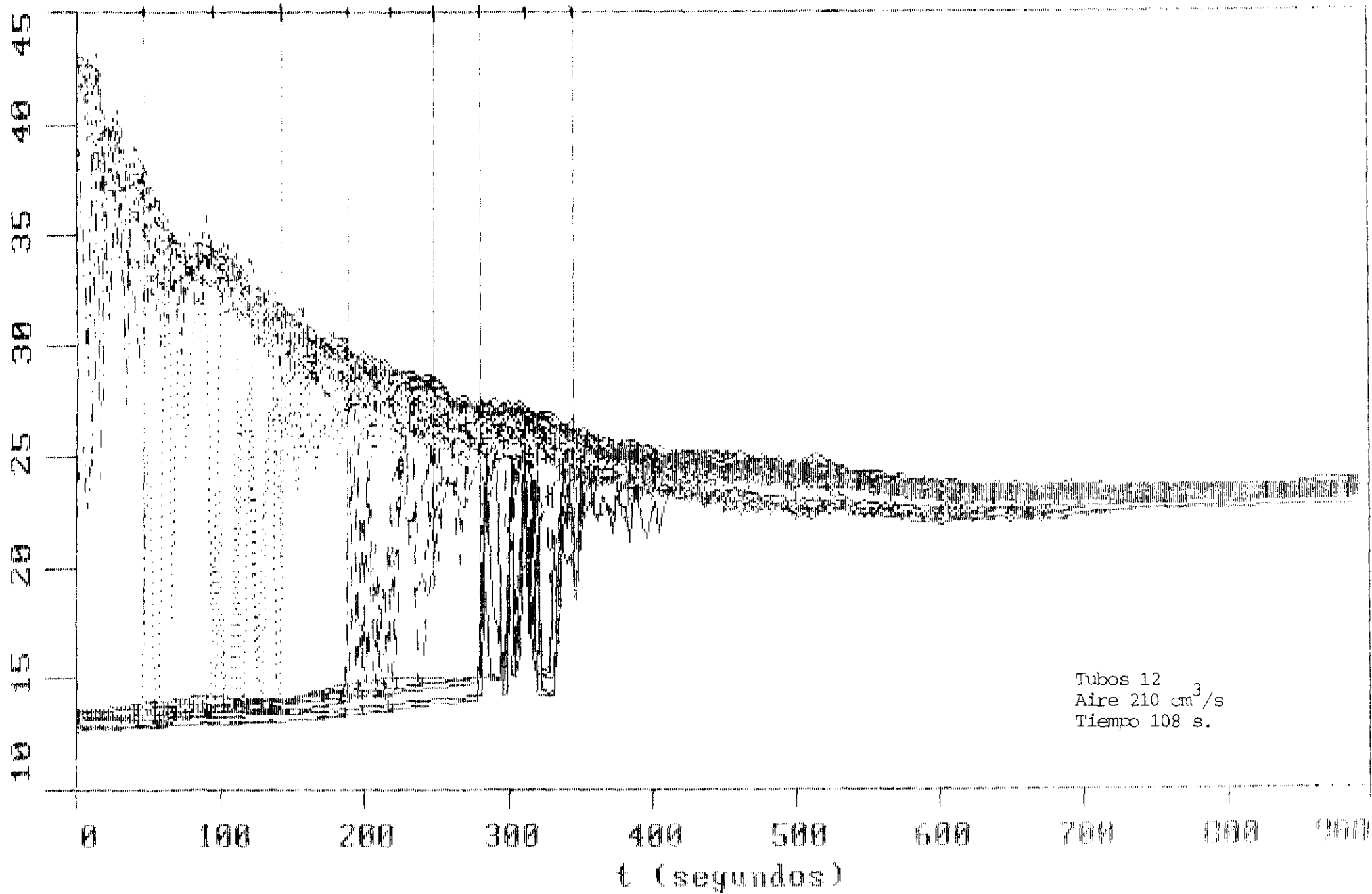
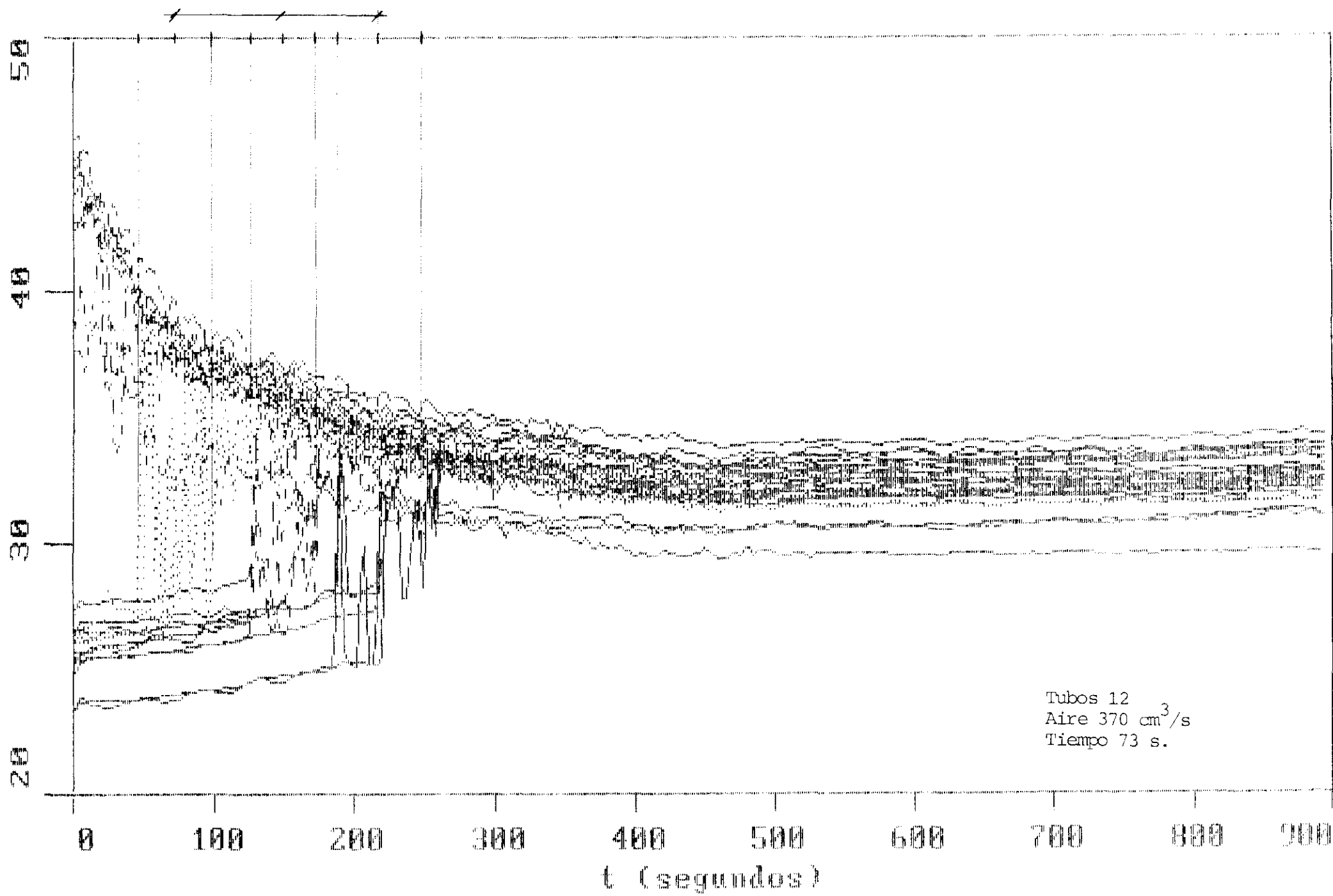


FIG. 4.7

T (centígrados)



Tubos 12  
Aire 370 cm<sup>3</sup>/s  
Tiempo 73 s.

FIG. 4.8

T (centígrados)

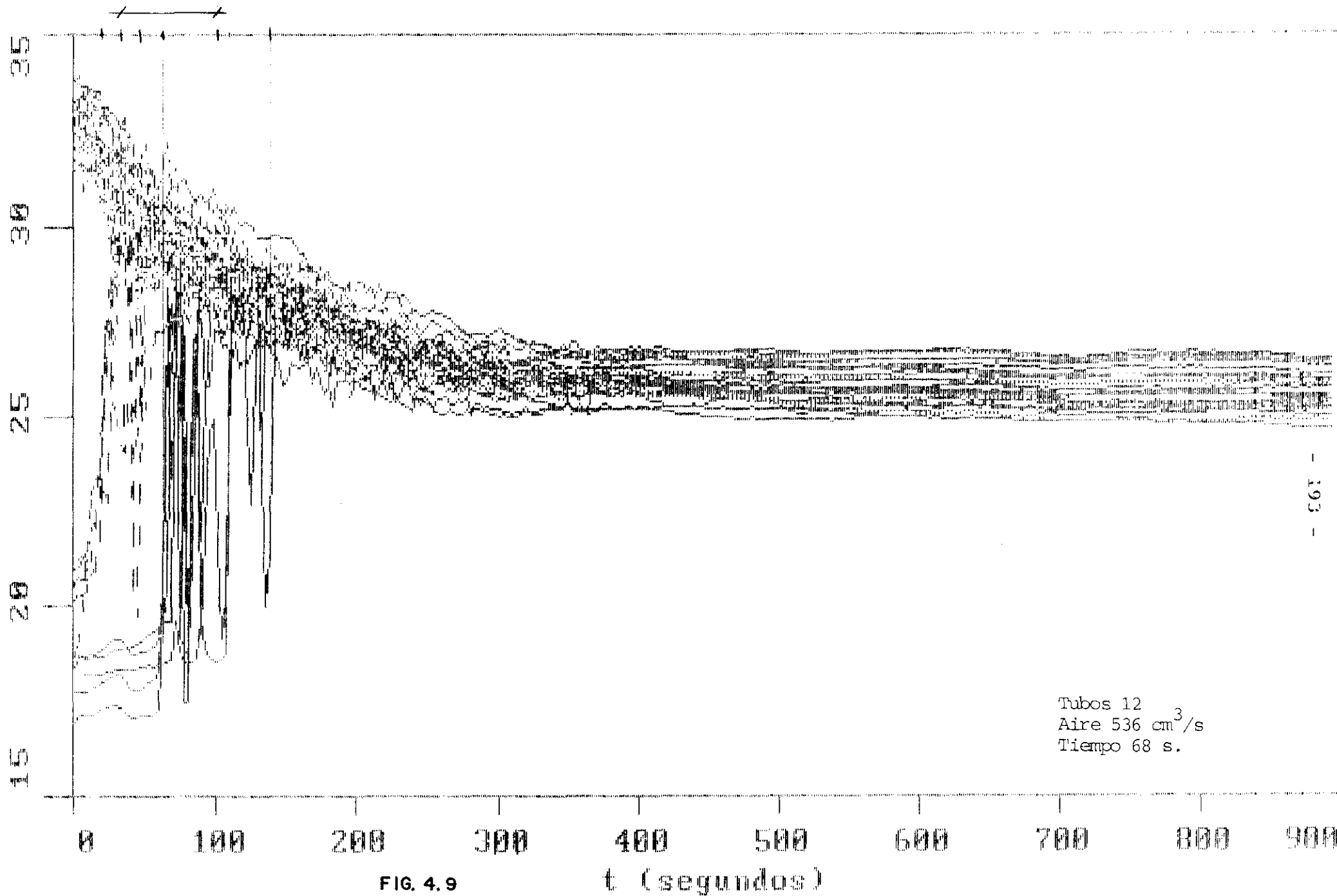


FIG. 4.9

Tubos 12  
Aire 536 cm<sup>3</sup>/s  
Tiempo 68 s.

**TABLA 4.1 VELOCIDAD APARENTE DE AVANCE**

Diferencia de cotas, entre niveles, 30 cm.

Nº de tubos	Caudal aire (cm /s)	tiempo (s)	Velocidad apa- rente (cm /s)
1	81'4	291	0'10
1	114	260	0'11
1	142	252	0'12
6	96	281	0'10
6	244	146	0'20
12	210	108	0'28
12	370	73	0'41
12	536	68	0'44

**V.- INTERPRETACION DE LOS  
RESULTADOS EXPERIMENTALES**

**CAPITULO V**  
**INTERPRETACION DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES**

5.1 INTRODUCCION

5.2 IDENTIFICACION DEL TIPO DE FLUJO

5.3 FLUIDODINAMICA DE LA ELEVACION

5.3.1 RELACION DE CAUDALES

5.3.2 RELACION ADIMENSIONAL DE CAUDALES

5.3.3 RETENIDO DE GAS

5.4 PERDIDA DE PRESION

5.4.1 RELACION DE LA PERDIDA DE PRESION CON EL CAUDAL DE LIQUIDO

5.4.1.1 Flujo monofásico

5.4.1.2 Flujo bifásico

5.4.2 FACTOR DE FRICCION EN FLUJO BIFASICO

5.4.2.1 Régimen turbulento

5.4.2.2 Régimen laminar

5.5 FLUIDODINAMICA EN EL REACTOR

5.6 OPTIMACION DEL CAUDAL DE LIQUIDO EN LOS TUBOS DE ELEVACION

5.7 TABLAS DE RESULTADOS

5.8 FLUJO EXTERNO

## 5.1 INTRODUCCION

En este capítulo se efectúa la interpretación de los resultados experimentales, analizando los aspectos del flujo que se han estudiado.

En primer lugar, se expone a la identificación de tipo de flujo en el conducto elevador, atendiendo a las condiciones de circulación, de acuerdo con el mapa propuesto por Oshinowo y Charles.

A continuación se procede al estudio de la fluidodinámica de la elevación, se correlacionan, el caudal de líquido que se eleva, en función del gas que se expande y las razones de los caudales volumétricos gas-líquido elevadas a ( $\frac{1}{2}$ ), frente al número de Froude de mezcla. Igualmente, se relacionan el retenido de gas o líquido en el conducto de elevación con la velocidad superficial del gas y con su caudal másico.

Mediante los valores de la pérdida de presión total y parcial, entre los diferentes tramos del conducto de elevación con el caudal de líquido elevado, en flujo monofásico y bifásico, se ha calculado gráficamente el factor de fricción en flujo bifásico.

Posteriormente se analiza la forma de empleo de la representación gráfica de las correlaciones propuestas, para tener una información completa, en una situación particular, al menos en lo referente a tener un orden de magnitud del fenómeno, en una primera aproximación.



Finalmente, se define y calcula el concepto de caudal másico perimétrico, como un criterio básico de optimación de los diferentes conductos de la elevación del líquido por arrastre con gas.

La exposición se completa con un apartado en el que se ordenan en tablas los datos experimentales obtenidos junto con los valores de las variables calculadas.

## **5.2 IDENTIFICACION DEL TIPO DE FLUJO.**

Como se indica en el Capítulo II, en la bibliografía se citan distintos tipos de mapas para la caracterización y delimitación de los diferentes tipos de régimen de flujos, que si es posible deben utilizarse junto con la apreciación visual del experimentador.

La dificultad para catalogar un determinado tipo de flujo radica no sólo en su identificación visual, sino también en conocer en qué condiciones aparece y es estable.

De todos los tipos de mapas existentes para la identificación de los diferentes regímenes de flujo, el más usual es el definido por Oshinowo y Charles, que representa, el número adimensional  $R_v$ , raíz cuadrada de la relación de caudales volumétricos gas-líquido,

$$R_v = \sqrt{\frac{Q_g}{Q_l}}$$

frente al número de Froude de mezcla  $(F)_m$ , suma al cuadrado de las velocidades superficiales del gas y del líquido, dividido

por el producto de la aceleración de la gravedad por el diámetro interior del tubo de elevación,

$$(Fr)_m = \frac{(U_g + U_l)^2}{gD_i}$$

En la deficiencia del fenómeno se utiliza también el número adimensional de propiedades físicas  $\sqrt{\Lambda}$ , siendo

$$\Lambda = \frac{\mu_l / \mu_w}{(\rho_l / \rho_w)^{1/4} (\delta_l / \delta_w)^{3/4}}$$

donde:

- $\mu$  : viscosidad
- $\rho$  : densidad
- $\delta$  : tensión superficial

subíndices:

- l : fase acuosa
- w : agua

$\sqrt{\Lambda}$  para el sistema agua estudiado, lógicamente no varía y su valor es igual a la unidad.

En los estudios realizados en el Proyecto de Investigación citado en la Introducción de esta Memoria, se ha empleado el mapa de Oshinowo y Charles, habiéndose verificado su alcance con la experiencia acumulada. No obstante, el mapa de estos investigadores se corresponde con valores de las velocidades superficiales de cada fase, relativamente elevadas, y que no son de aplicación en las operaciones de transferencia líquido-gas por elevación y reciclo de la primera fase.

Se ha encontrado para los sistemas líquido-gas, en trabajos previos realizados en Ingeniería Metalúrgica una relación de tipo exponencial entre los números adimensionales  $R_v$  y  $(F_r)_m/\sqrt{\Lambda}$

(Ver apartados 5.3.2 de la presente memoria).

La identificación del tipo de flujo sobre el mapa, se hace representando el entorno que limita la recta de regresión de los puntos experimentales para cada uno de los conductos de elevación.

En la Figura 5.1 se representan los valores obtenidos para los tubos de elevación de diámetros interiores, 12'4, 20'3, 26'0 y 54'0 mm, respectivamente.

De la observación de la Figura, se confirma lo indicado anteriormente, referente a que este mapa cubre unos caudales que no son propios de los sistemas líquido-gas por elevación y arrastre de la fase acuosa.

En la figura se advierte que se ha trabajado fuera de las zonas definidas en el mapa en los siguientes casos:

Con el tubo de elevación de 26'0 mm. de diámetro interior en una zona grande y con el de 54'0 mm de diámetro en todos los casos. Se observa un desplazamiento del  $(F_r)_m$  hacia valores más pequeños, a medida que aumenta el diámetro del tubo de elevación utilizado, mientras  $R_v$  permanece prácticamente constante.

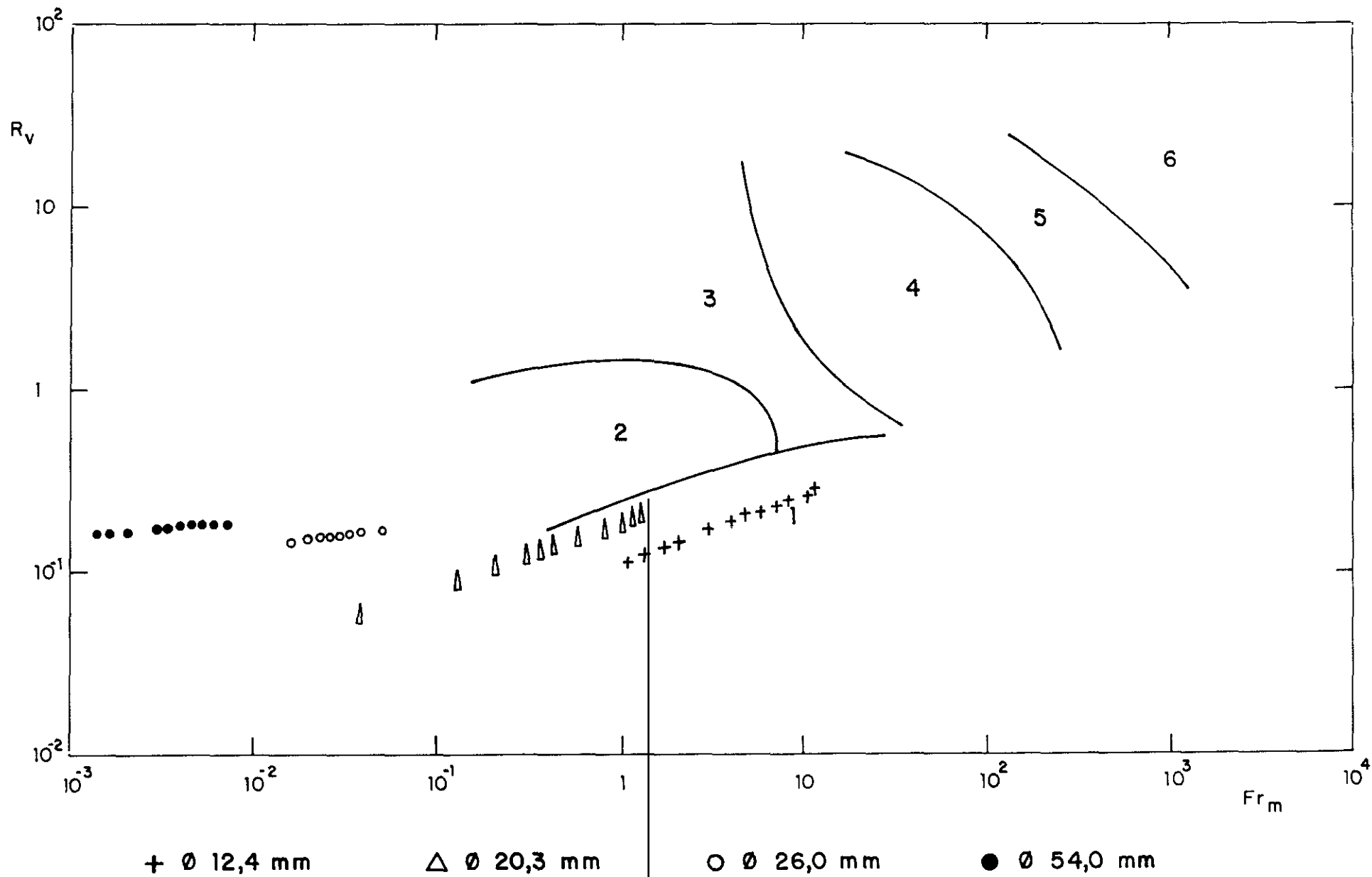


FIG. 5.1

Los tipos de flujo que se han definido sobre el mapa coinciden exactamente con la identificación de los tipos de flujo en cada uno de los conductos elevadores que se hizo por observación visual directa, si bien debe tenerse en cuenta que la fiabilidad de estas apreciaciones visuales no es enteramente objetiva, dependiendo del criterio del investigador.

Los tipos de flujo que aparecen se identifican con los modelos de flujo de burbujeo y flujo embolsado, a medida que se aumentaba el retenido del aire.

### **5.3 FLUIDODINAMICA DE LA ELEVACION**

#### **5.3.1. RELACION DE CAUDALES**

Para mejorar el rendimiento de la instalación de elevación, a parte de otras consideraciones de menor entidad, ha de lograrse que la cantidad de líquido recirculado sea máxima por unidad de masa de aire introducido al sistema. También puede tener interés alcanzar un tiempo de mezcla lo más bajo posible.

Se han relacionado los datos experimentales, caudal del líquido que se eleva,  $F_l$ , y el caudal de gas que se expansiona,  $F_g$ , por medio de una expresión de la forma:

$$F_l = a_l F_g^{b_l} \quad (5.1)$$

en donde  $a_l$  y  $b_l$  son los parámetros de ajuste.

En la tabla 5.1 se presentan los valores de los parámetros  $a_1$  y  $b_1$ , así como el valor del índice de correlación -  $r$  - obtenido para cada tubo de elevación del sistema.

En las Figuras 5.2 a 5.5 se han representado las funciones obtenidas, con las mismas escalas en todas ellas, para estudio del comportamiento de las instalación y conocimiento de los caudales de elevación de líquido. Puede observarse que:

- a) El caudal másico de la fase líquida aumenta según lo hace el caudal másico de aire alimentado.
- b) A igualdad de caudal másico de gas utilizado, los caudales de fase líquida arrastrados por el gas son máximos en los tubos de elevación de 20'3 y 26'0 mm, decayendo significativamente para los otros diámetros estudiados.

En la Figura 5.6, se representan conjuntamente los datos experimentales correspondientes a los cuatro conductos de elevación.

### **5.3.2 RELACION ADIMENSIONAL DE CAUDALES**

Para una mayor comprensión de la fluidodinámica de la elevación, se han utilizado otro parámetros, como consecuencia del análisis del mecanismo de flujo y de la información aportada por los resultados experimentales publicados por otros autores.

# RELACION DE CAUDALES

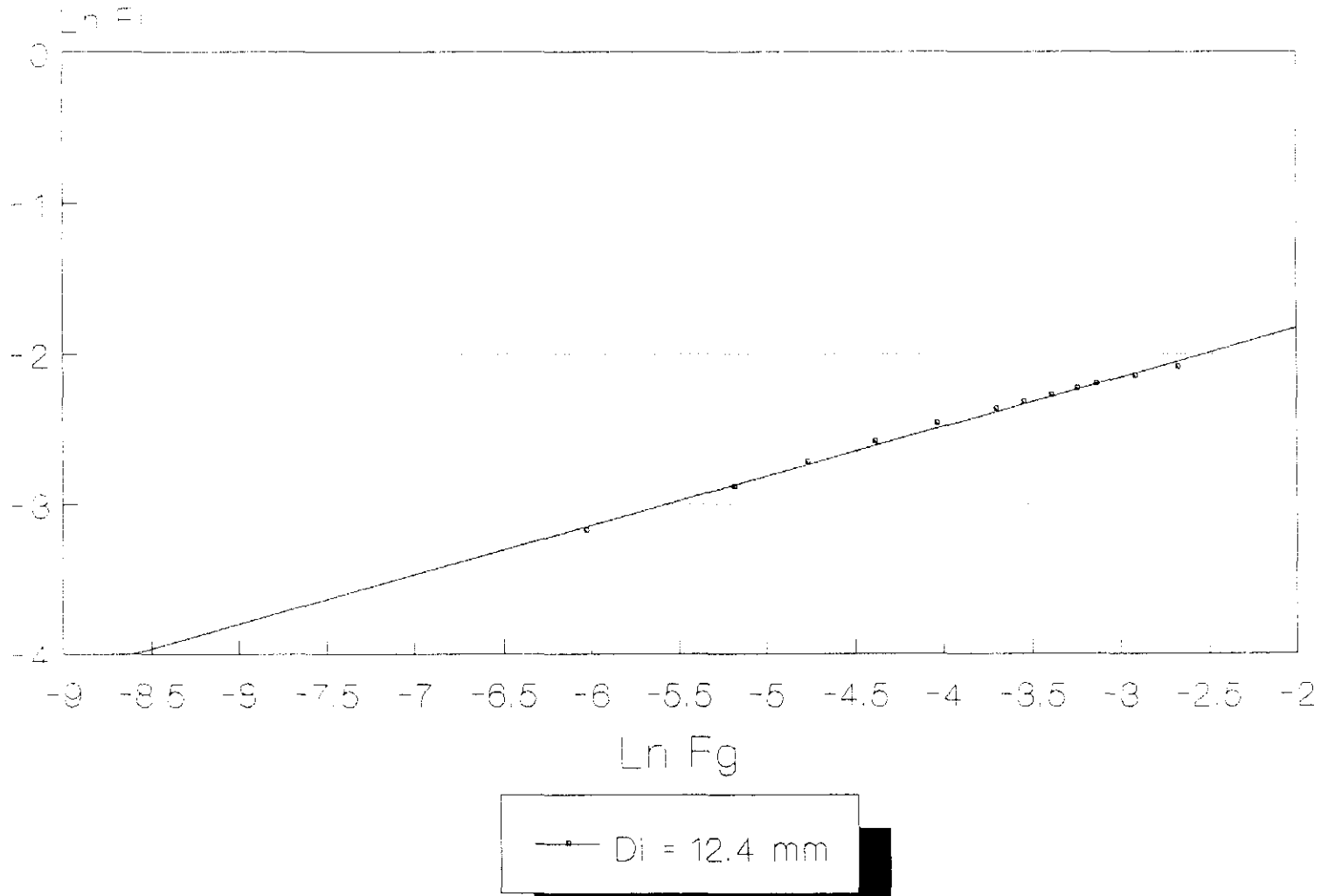


FIG. 5.2

# RELACION DE CAUDALES

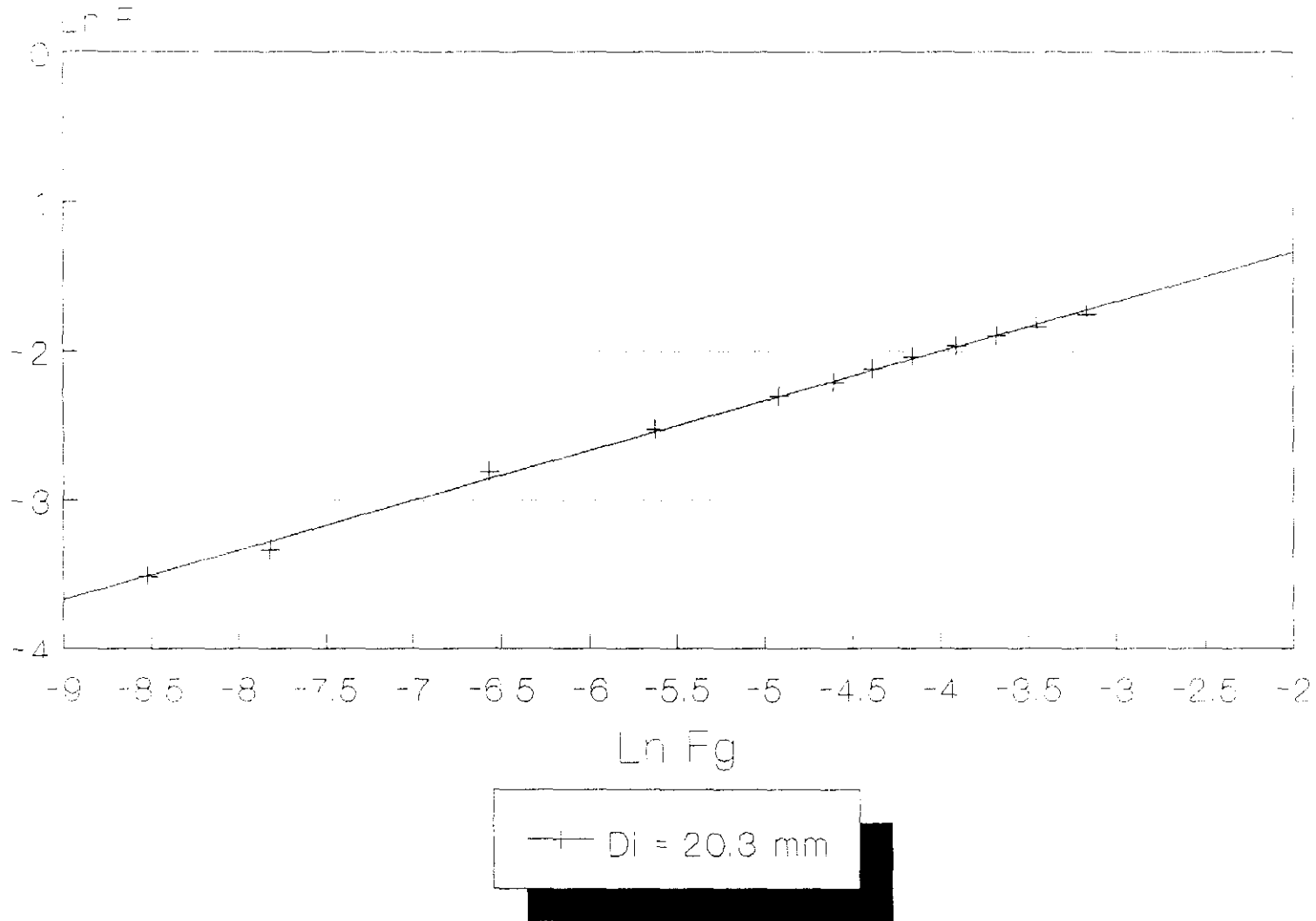


FIG. 5.3



# RELACION DE CAUDALES

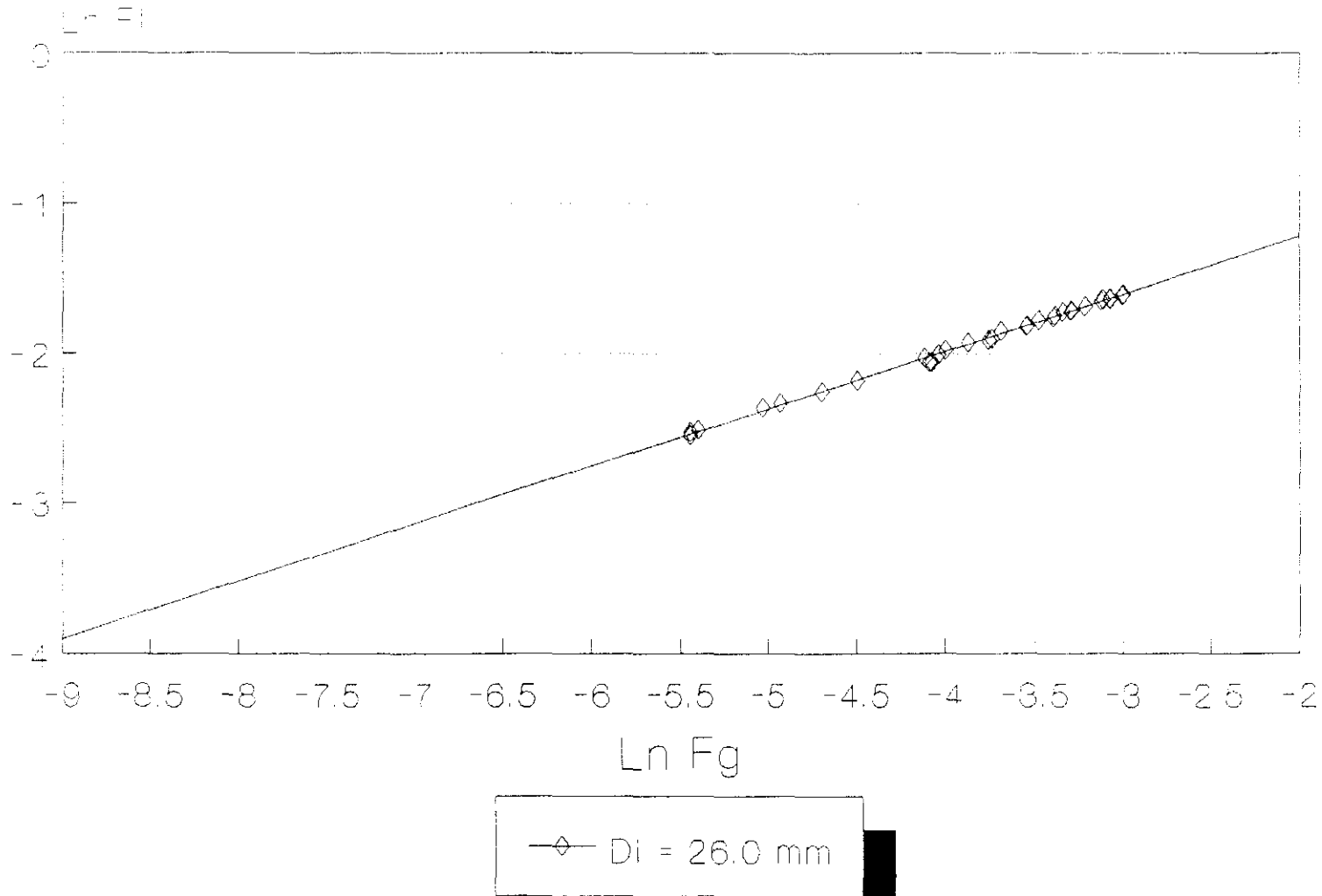


FIG. 5.4

# RELACION DE CAUDALES

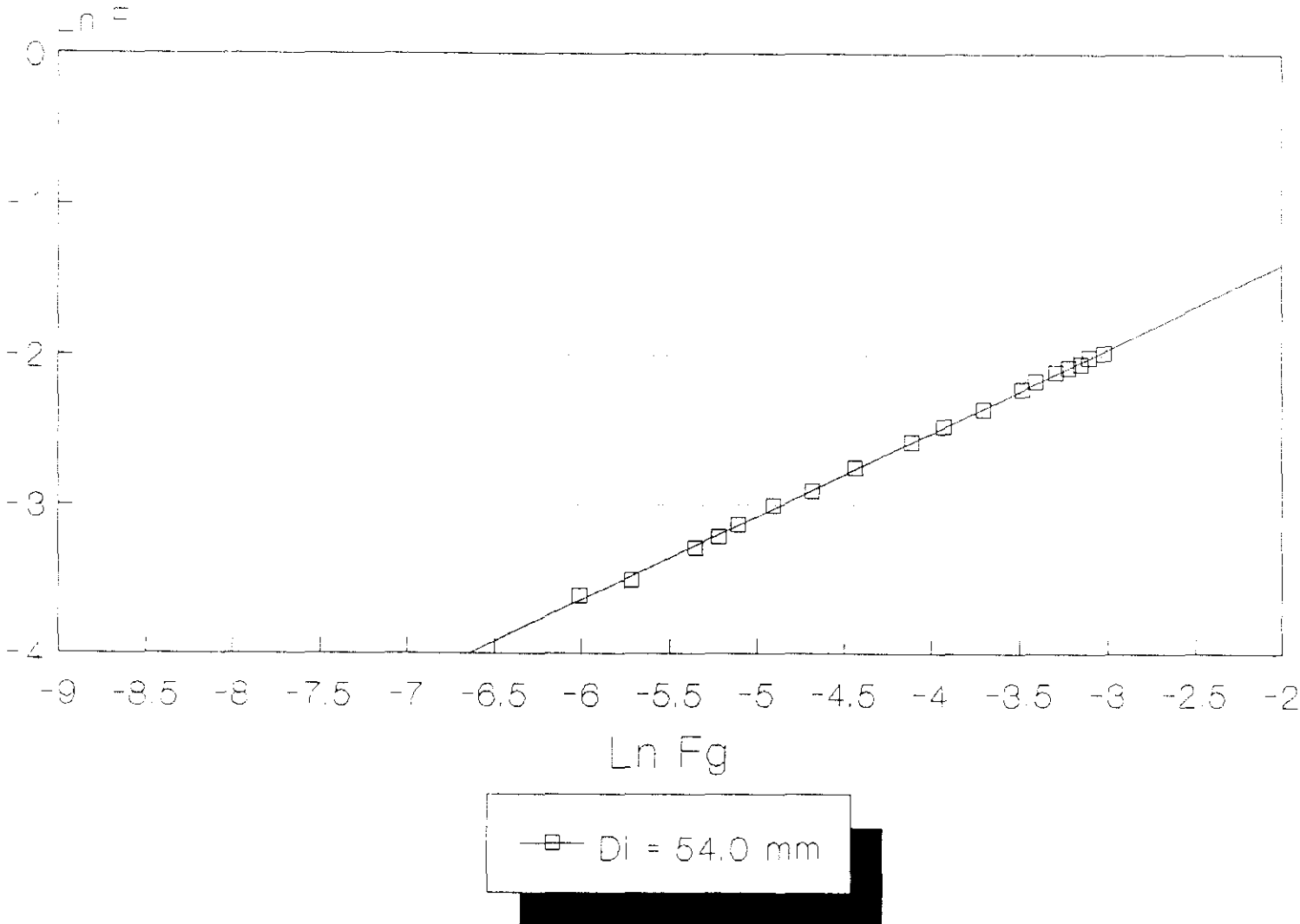
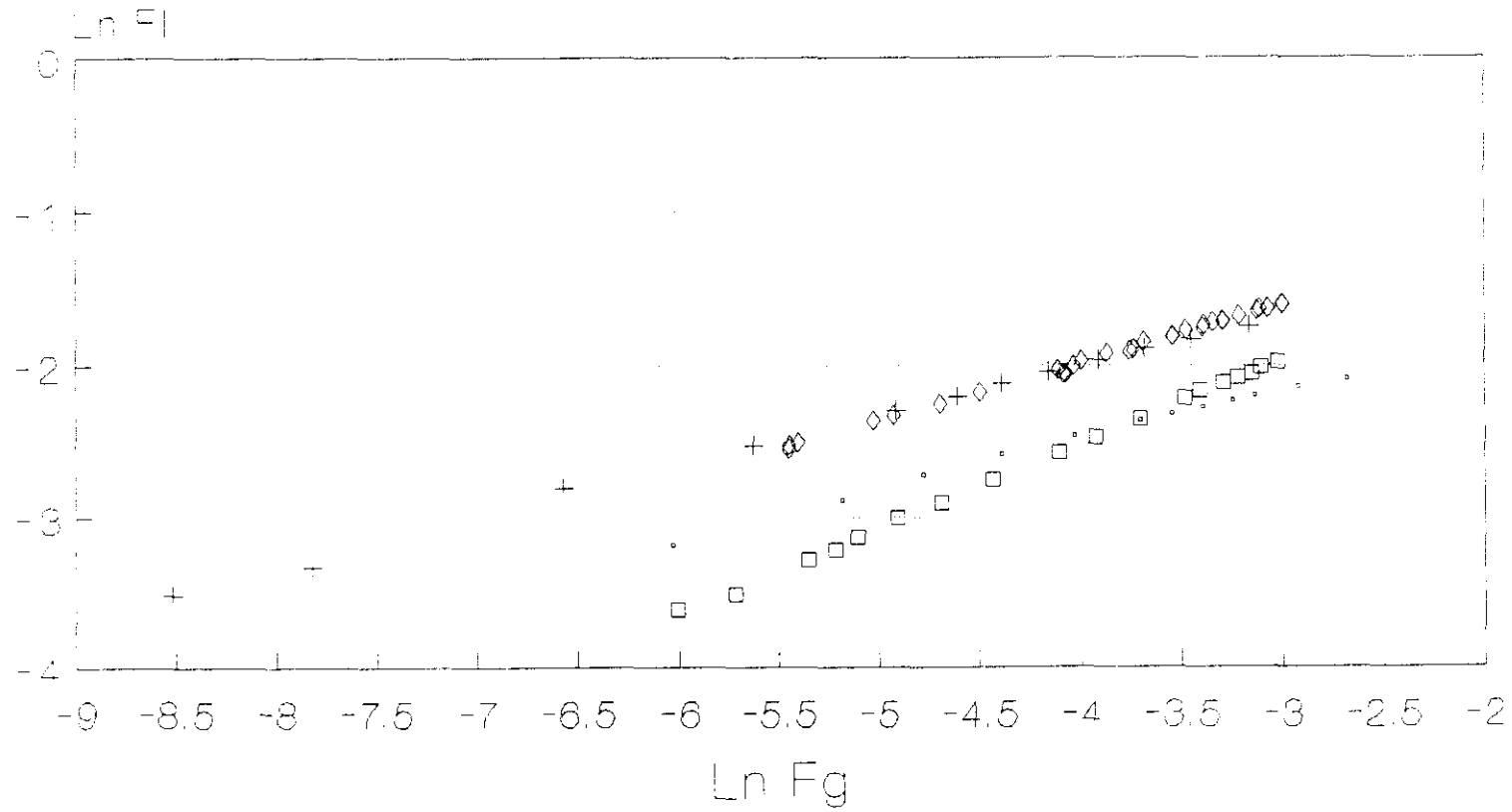


FIG. 5.5

# RELACION DE CAUDALES



$\cdot$	$D_i = 12.4$ mm	$+$	$D_i = 20.3$ mm
$\diamond$	$D_i = 26.0$ mm	$\square$	$D_i = 54.0$ mm

FIG. 5.6

En el flujo bifásico, con arrastre de líquido, se consideran tanto las fuerzas de inercia como las fuerzas de gravedad y ambas se incluyen en el número de Froude. Por otra parte, en estos sistemas ambas fases son dependientes, y es de interés la razón de sus caudales. Por todo ello, se han utilizado las variables adimensionales,  $R_v$  y  $(Fr)_m$ , propuestas por Oshinowo, que relacionan las razones de los caudales volumétricos gas-líquido elevadas a  $(\frac{1}{2})$ , frente al número de Froude de mezcla, como ya se indicó en el apartado 5.2, mediante la expresión:

$$R_v = a_2 \left( \frac{(Fr)_m}{\sqrt{\Lambda}} \right)^{b_2} \quad (5.2)$$

En la tabla 5.2., se dan los valores de los parámetros  $a_2$  y  $b_2$ , así como el valor del índice de correlación - r - obtenido, para todos los conductos estudiados.

En la Figuras 5.7 a 5.10 se han representado las funciones definidas, con las mismas escalas en todas ellas. Se obtienen rectas con pendientes -  $b_2$  - sensiblemente constantes, que se desplazan hacia números de Froude de mezcla menores a medida que aumenta el diámetro del tubo de elevación. Se mantiene prácticamente constante el valor de  $R_v$  excepto en el tubo de 54'0 mm, en el que se han alcanzado valores de  $R_v$  ligeramente superiores a la de los correspondientes a los demás tubos.

En la Figura 5.11, se representan todos los valores experimentales, correspondientes a los cuatro conductos de elevación.

# RELACION ADIMENSIONAL DE CAUDALES

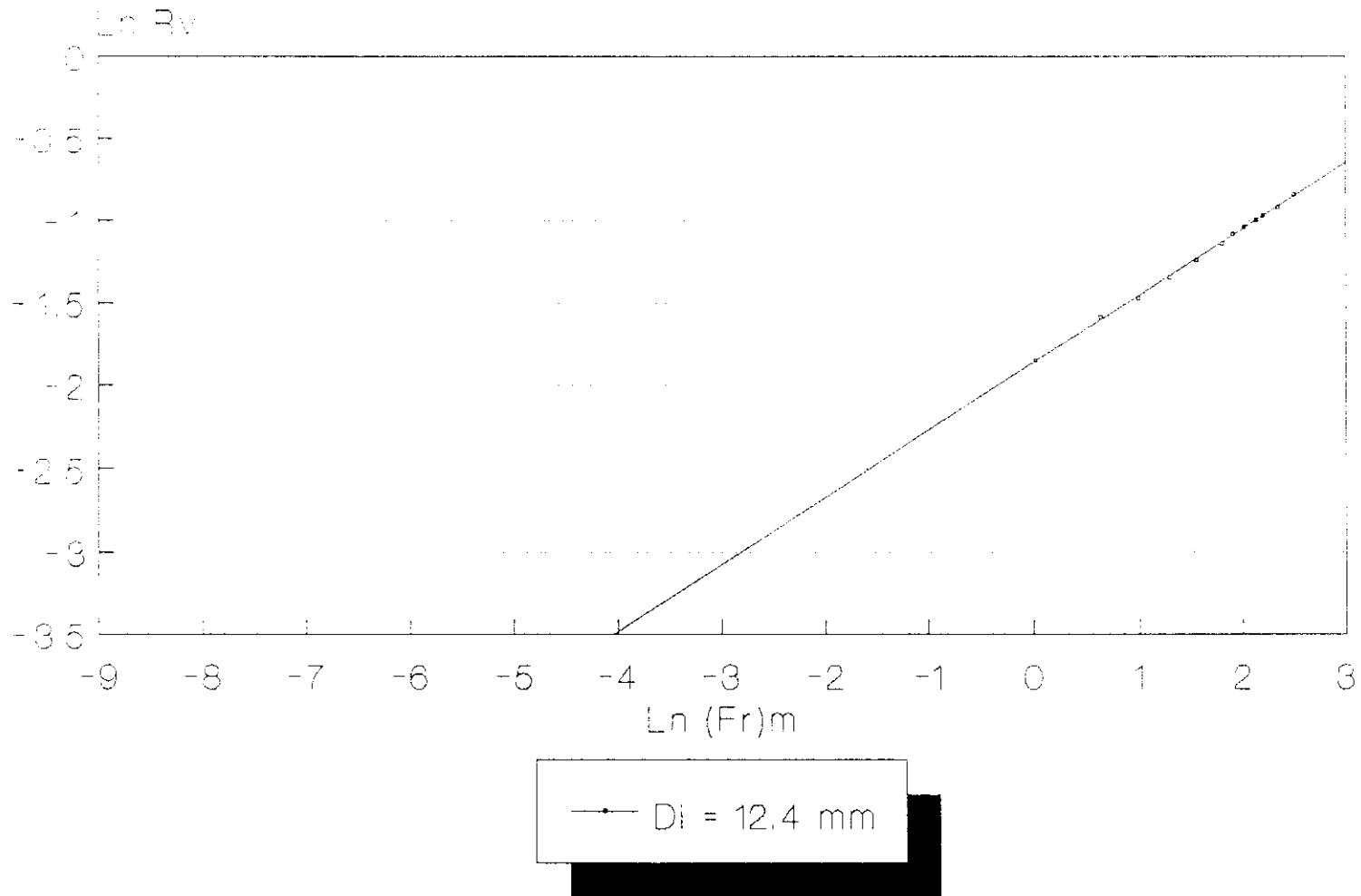
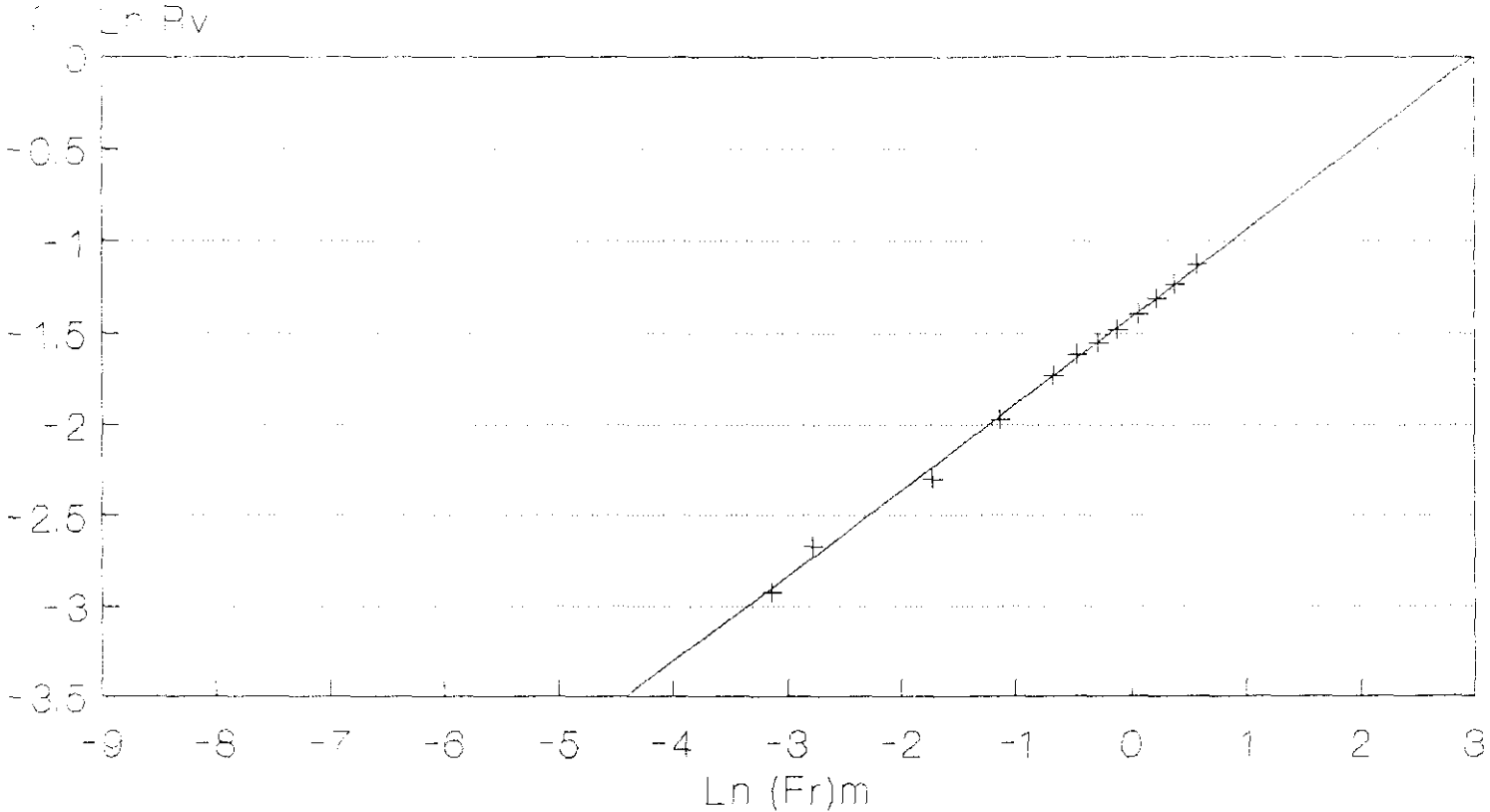


FIG. 5.7

# RELACION ADIMENSIONAL DE CAUDALES



+  $D_i = 20.3 \text{ mm}$

FIG. 5.8

# RELACION ADIMENSIONAL DE CAUDALES

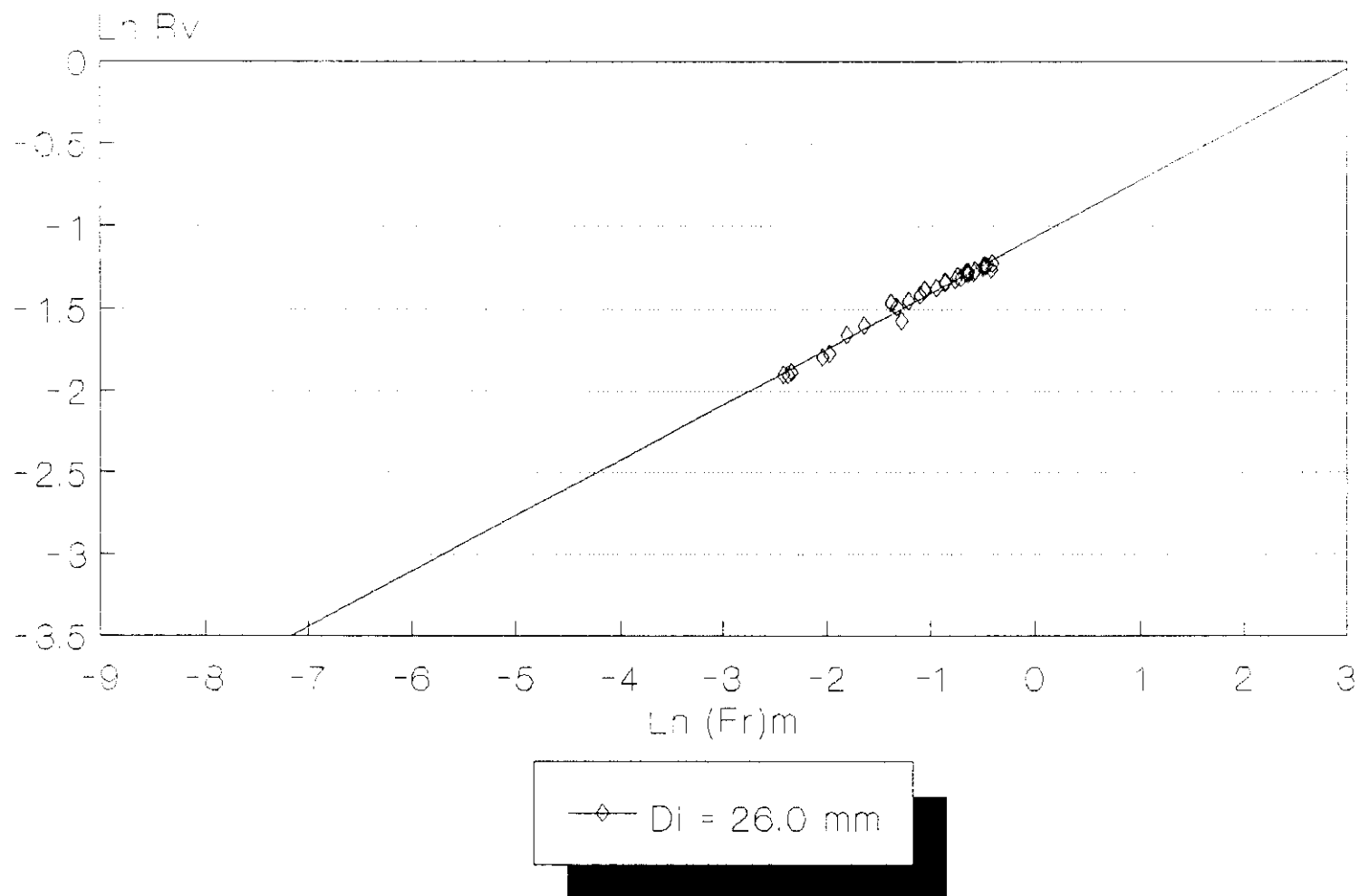


FIG. 5.9

# RELACION ADIMENSIONAL DE CAUDALES

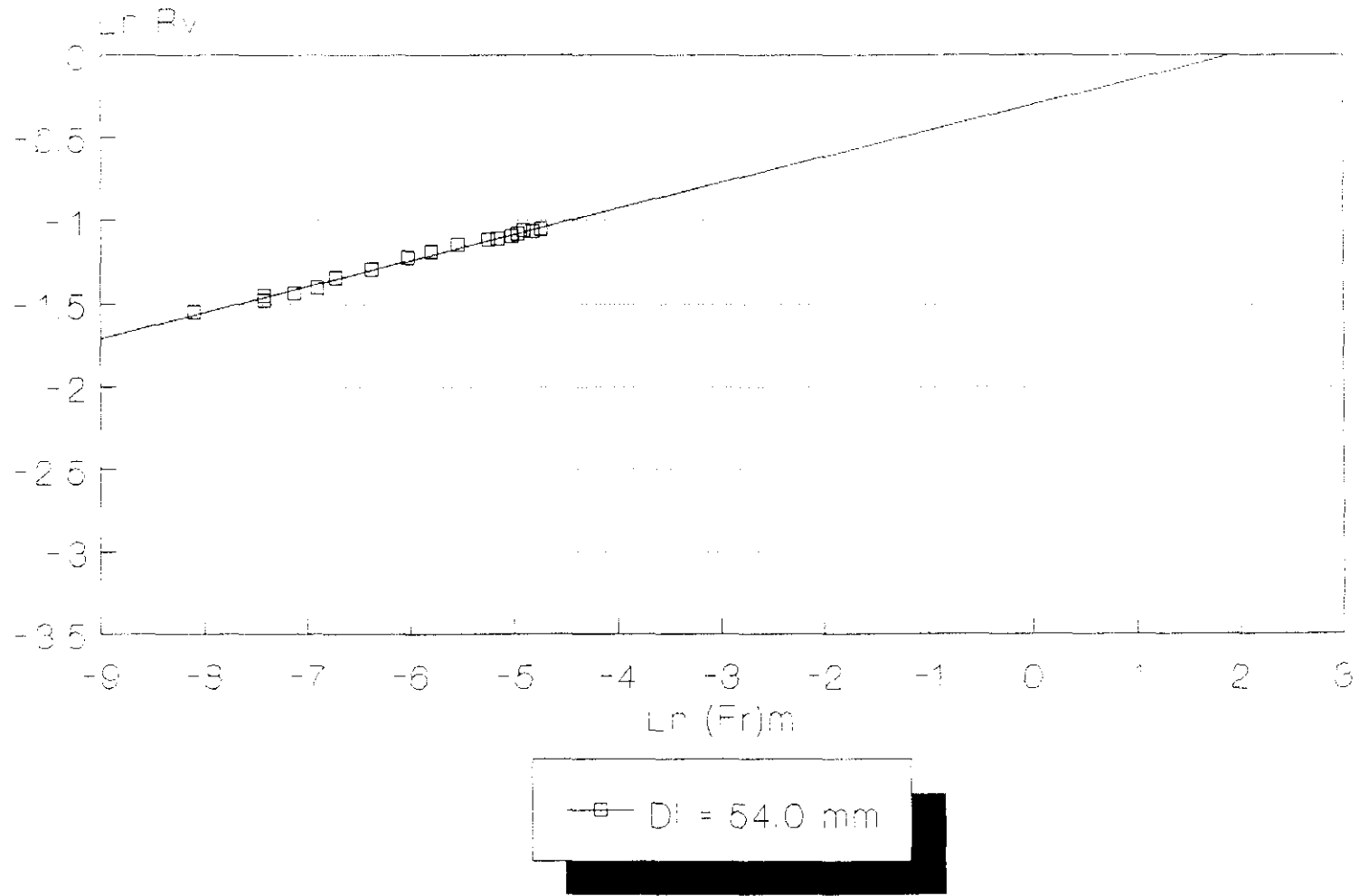


FIG. 5.10



# RELACION ADIMENSIONAL DE CAUDALES

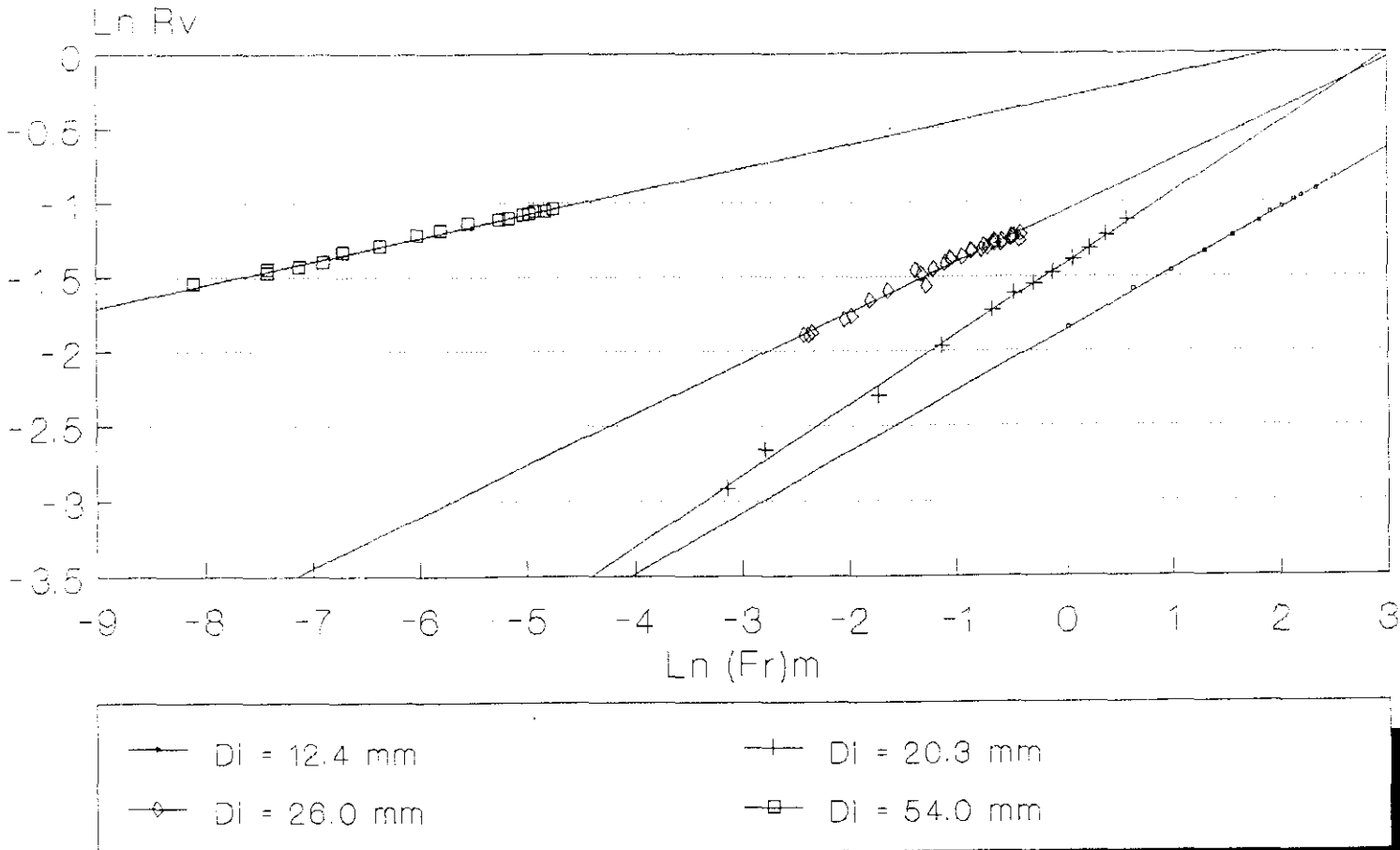


FIG. 5.11

### 5.3.3 RETENIDO DE GAS

En la bibliografía se encuentra un número elevado de correlaciones para la cantidad de gas o líquido retenida en el conducto de elevación. Estos valores del retenido en flujo bifásico, convenientemente relacionados con el caudal, permite conocer la distribución de velocidades relativas de las fases a lo largo de la conducción.

Los datos experimentales del retenido de gas,  $R_g$ , y de la velocidad superficial del gas,  $U_g$ , se han ajustado por regresión a la función:

$$R_g = a_3 U_g^{b_3} \quad (5.3)$$

En la tabla 5.3., se dan los valores de los parámetros  $a_3$  y  $b_3$ , así como el valor del índice de correlación - r - obtenido, para todos los conductos estudiados.

La ecuación que define el caudal másico es

$$F_g = U_g \frac{\pi D_i^2}{4} \rho \quad (5.4)$$

Tomando como referencia la ecuación (5.3), combinándola con la (5.4), se llega a:

$$R_g = A F_g^{b_3} \quad (5.5)$$

Siendo:

$$A = \frac{a_3}{\left[ \frac{\pi D_i^2 \rho}{4} \right]^{b_3}}$$

tomando como valor de  $\rho$ , una densidad media del aire de  $\bar{\rho} = 2.55 \text{ g/m}^3$ .

En la tabla 5.4, se dan los valores de los parámetros A y  $b_3$ .

En las Figuras 5.12 a 5.15 se han representado con las mismas escalas en todas ellas, para su comparación, estudio y análisis, las funciones obtenidas, observándose cuando opera la instalación con tubos de elevación de mayor diámetro, valores menores del retenido de gas a igualdad de caudal másico de gas.

Se observa igualmente para todos los conductos de elevación, que el retenido de gas aumenta cuando lo hace el caudal másico de gas.

En la Figura 5.16, se representan conjuntamente los datos experimentales correspondientes a los cuatro conductos de elevación.

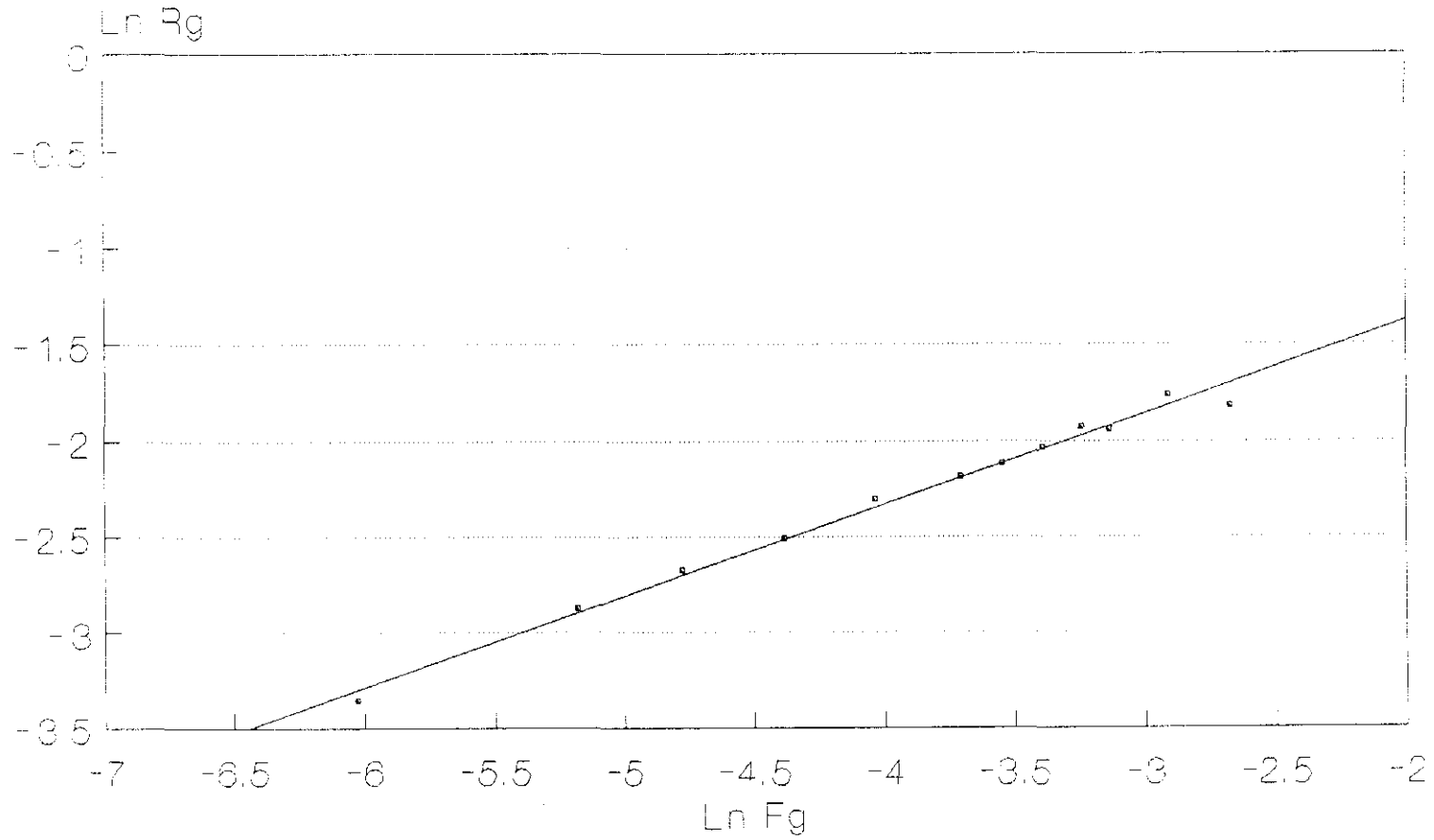
#### **5.4. PERDIDA DE PRESION**

##### **5.4.1. RELACION DE LA PERDIDA DE PRESION CON EL CAUDAL DE LIQUIDO.**

###### **5.4.1.1 Flujo monofásico.**

Se ha determinado tanto la pérdida de presión total, como la parcial entre los diferentes tramos de los conductos ensayados.

# RETENIDO DE GAS



—•— Di = 12.4 mm

FIG. 5.12

# RETENIDO DE GAS

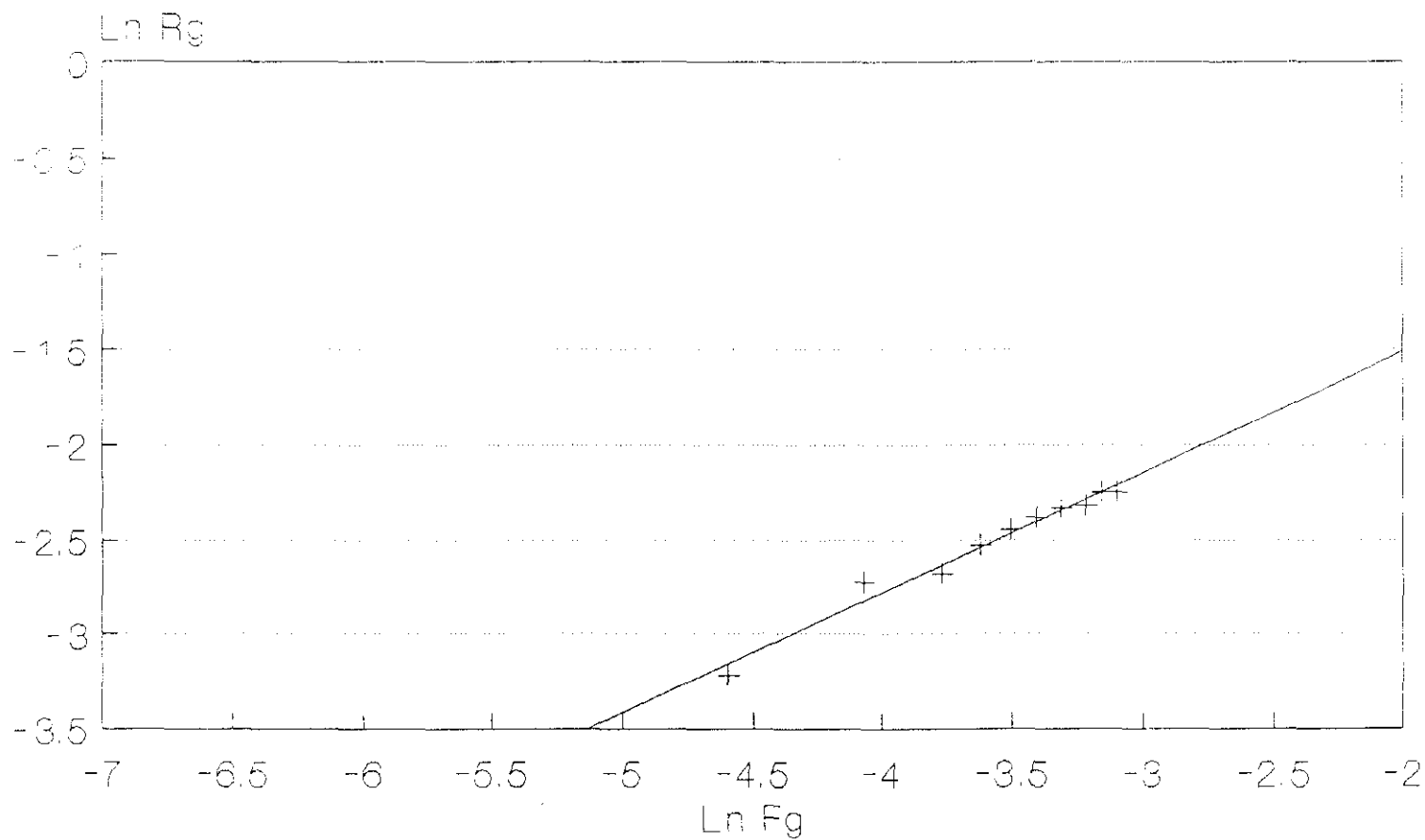
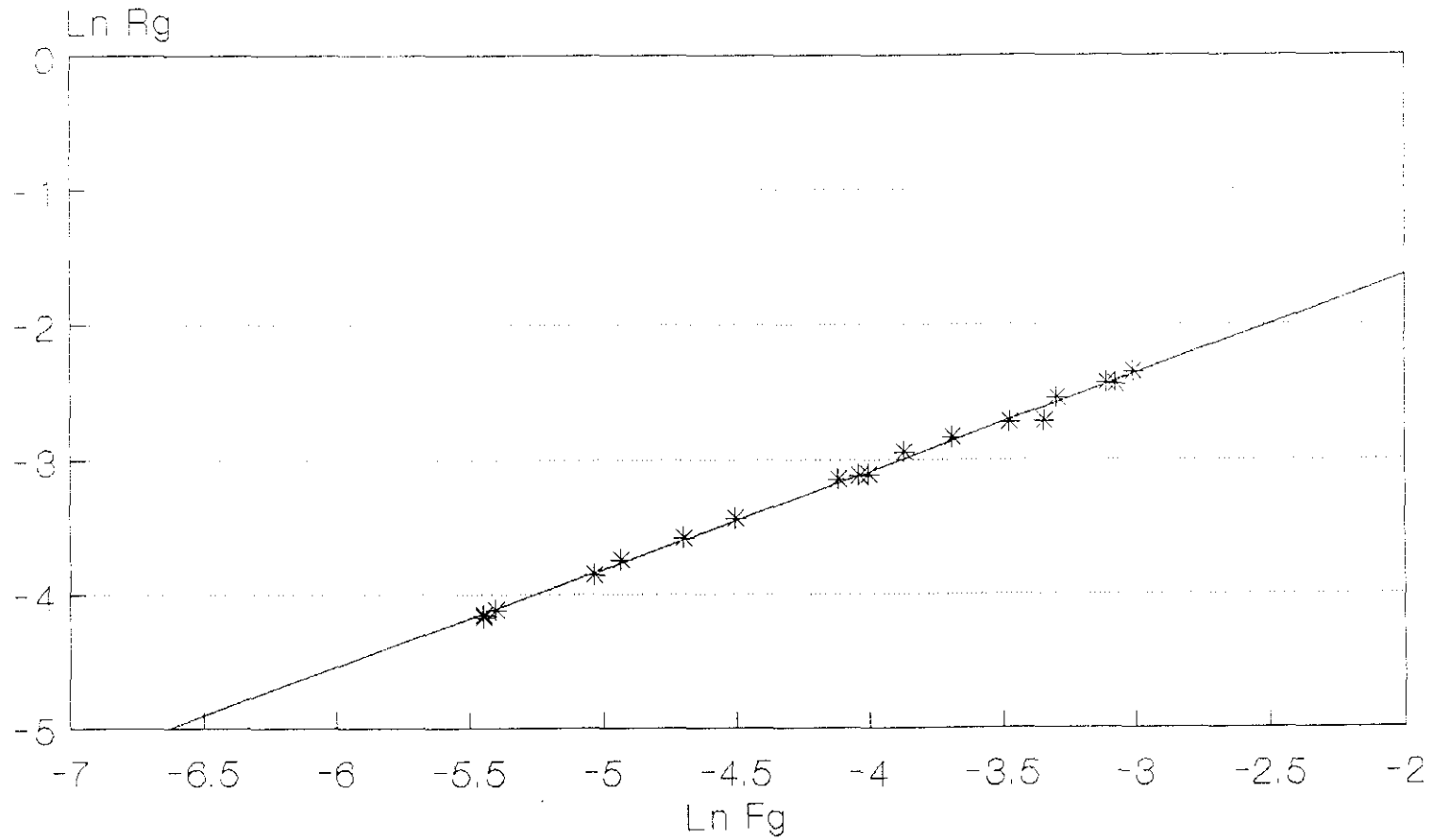


FIG. 5.13

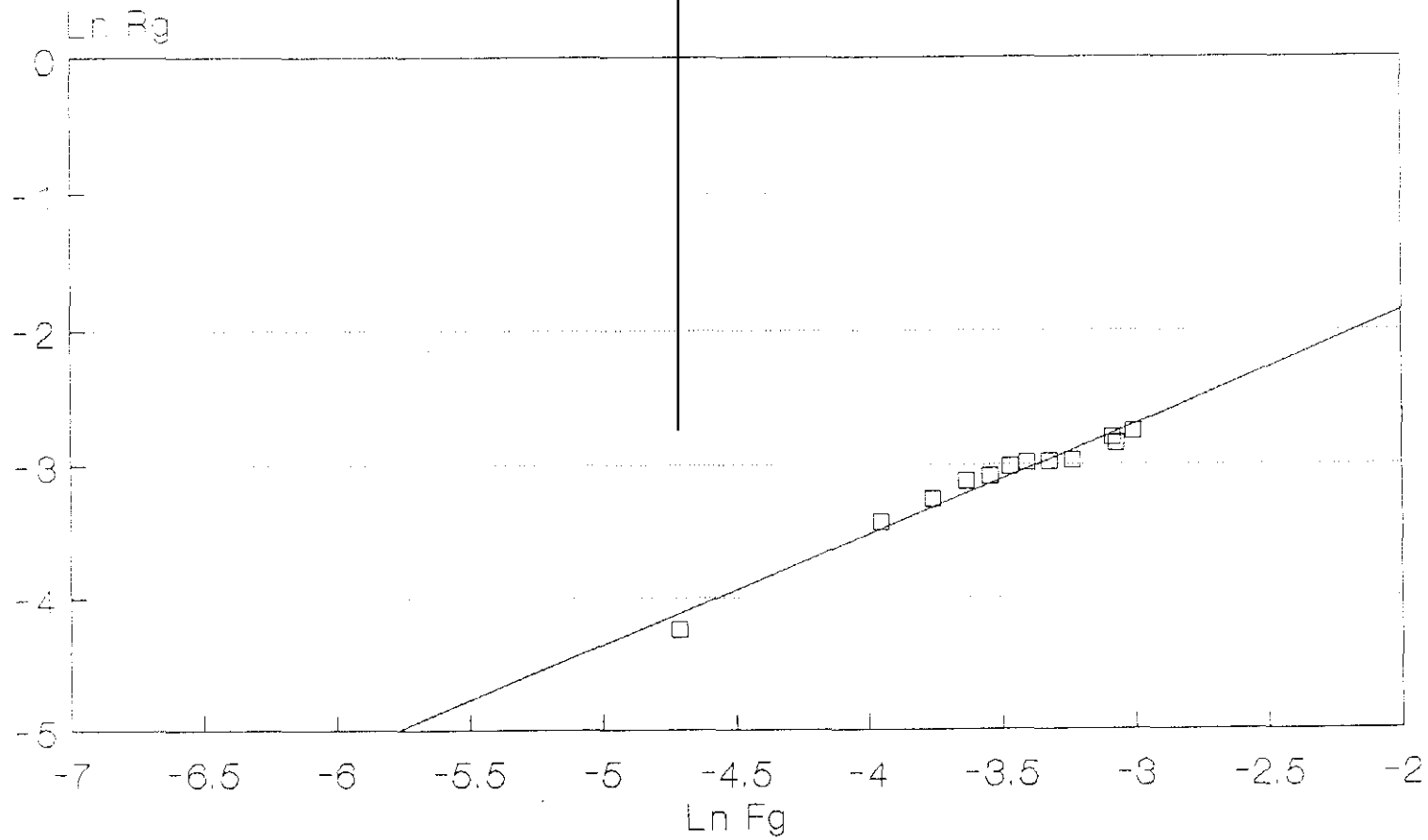
# RETENIDO DE GAS



\* Di = 26.0 mm

FIG. 5.14

# RETENIDO DE GAS



—□—  $D_i = 54.0$  mm

FIG. 5.15

# RETENIDO DE GAS

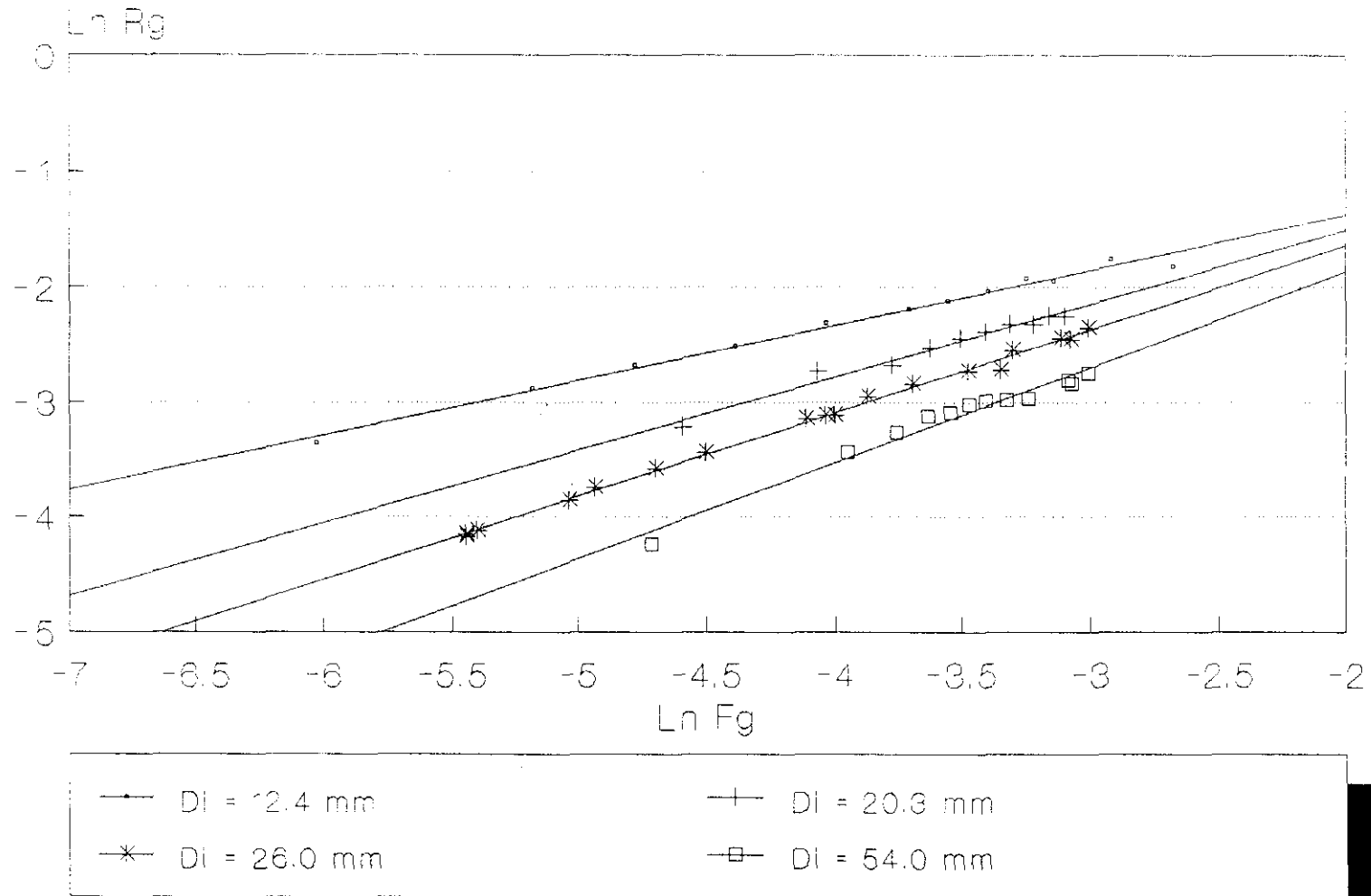


FIG. 5.16



Los datos experimentales de la pérdida de presión en los conductos de elevación se han ajustado por regresión frente al caudal másico de líquido según la expresión:

$$h_f = a_4 (F_1)^{b_4} \quad (5.6.)$$

En la tabla 5.5., se dan los valores de los parámetros  $a_4$  y  $b_4$ , así como el valor del índice de correlación  $-r-$  obtenido para todos los tubos de elevación.

La pérdida de presión en el flujo monofásico está dada por la ecuación de Fanning:

$$h_f = f \frac{L}{D_i} \cdot \frac{U^2}{2g}$$
$$f = f(\varepsilon/D_i, R_e)$$

Recordando que  $-f-$  es, en primera aproximación, una función potencial del número de Reynolds para cada valor paramétrico de  $(\varepsilon / D)$  y sustituyendo en la ecuación de Fanning, la velocidad en función del caudal másico, se obtiene que:

$$h_f = K (F_1)^A D_i^B \quad (k = \text{constante})$$

En las Figuras 5.17 a 5.20, se presentan con la misma escala, en coordenadas doble logarítmicas, la pérdida de presión frente al caudal de líquido, tomando el diámetro como valor paramétrico.

En la Figura 5.21., se representan conjuntamente los datos experimentales correspondientes a los cuatro tubos de elevación.

# PERDIDAS DE PRESION EN EL FLUJO MONOFASICO

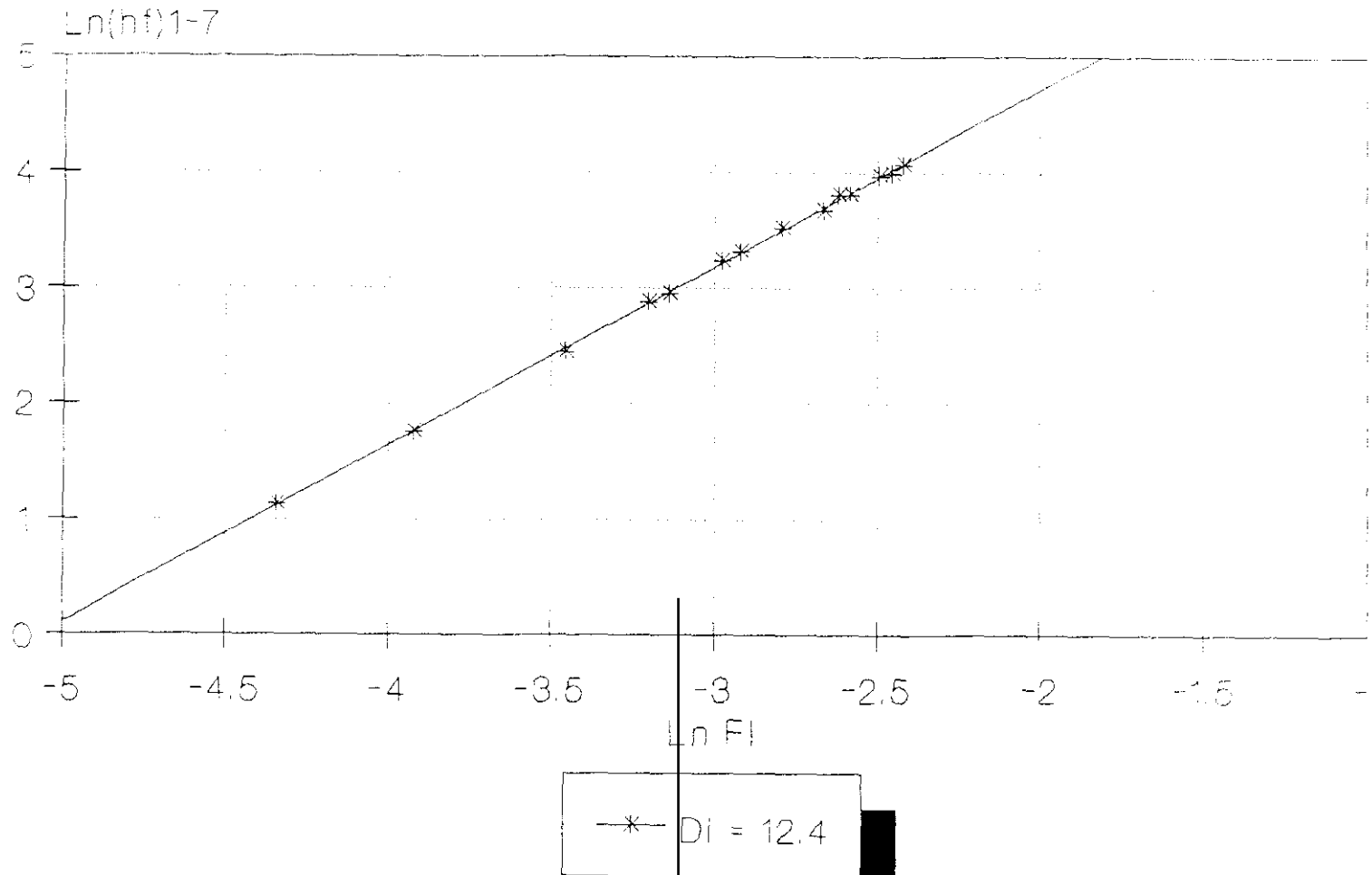


FIG. 5.17

# PERDIDAS DE PRESION EN EL FLUJO MONOFASICO

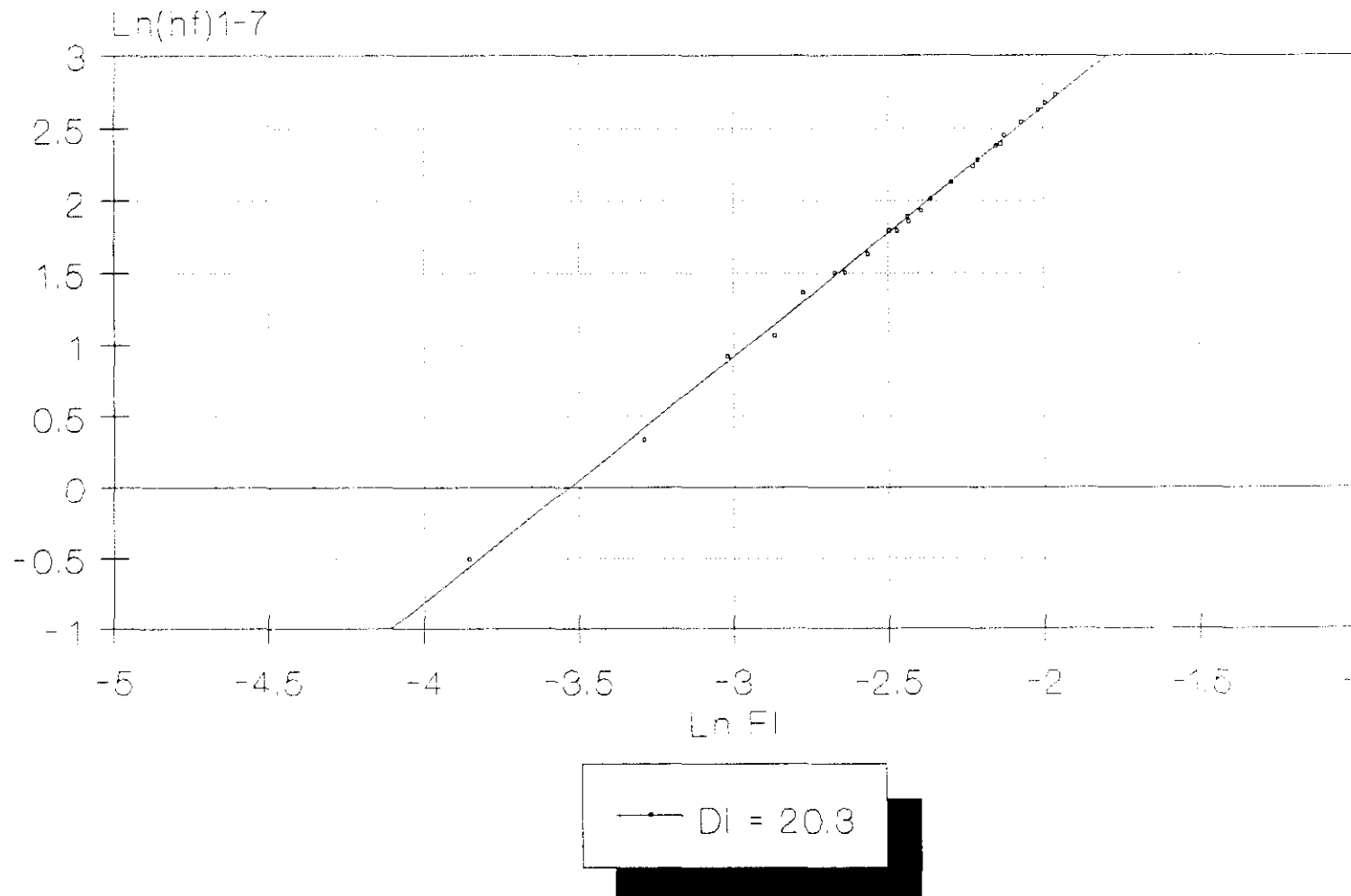
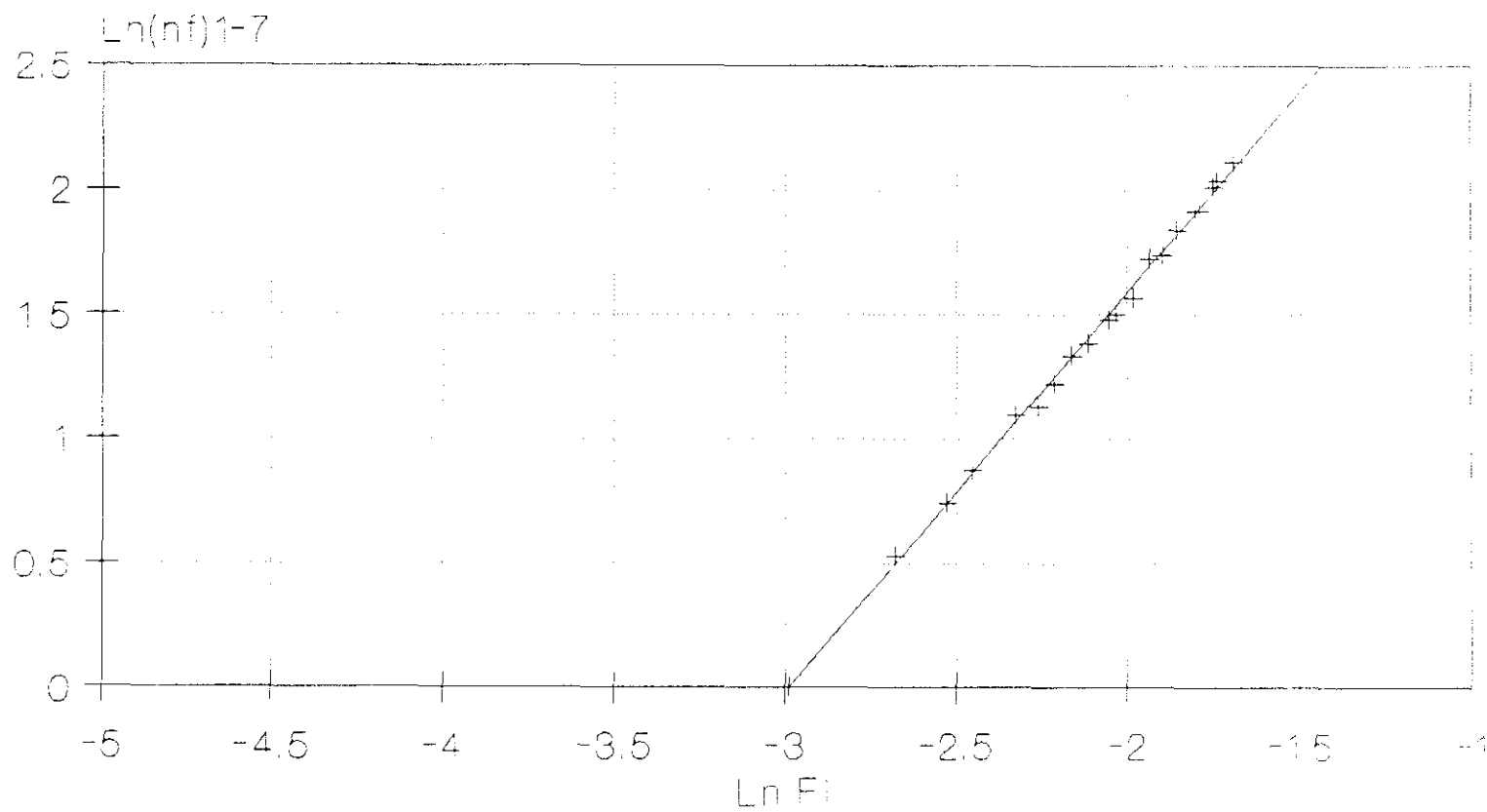


FIG. 5.18

# PERDIDAS DE PRESION EN EL FLUJO MONOFASICO



$\text{---}+$   $D_i = 26$

FIG. 5. 19

# PERDIDAS DE PRESION EN EL FLUJO MONOFASICO

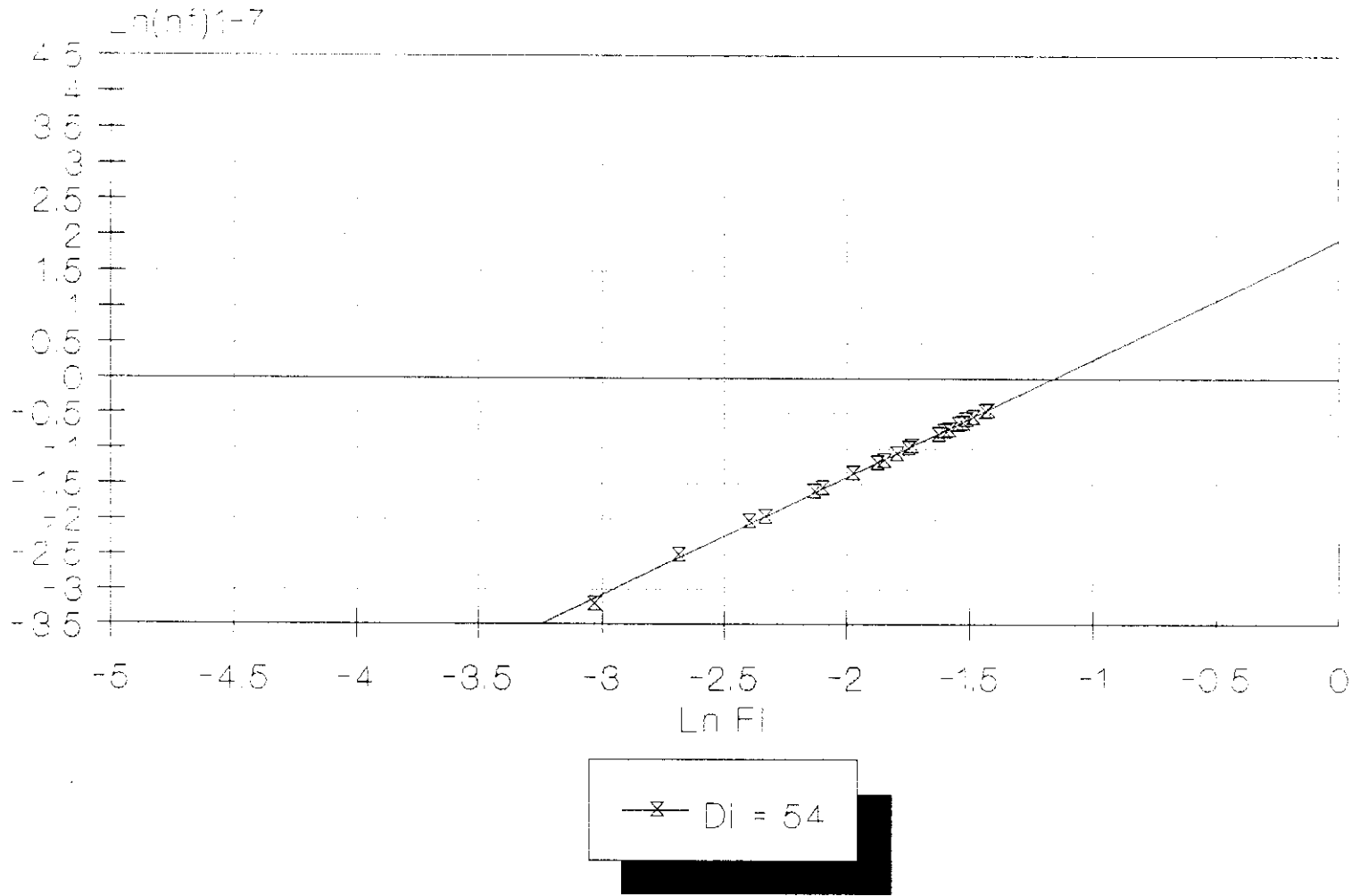


FIG. 5. 20

# PERDIDAS DE PRESION EN EL FLUJO MONOFASICO

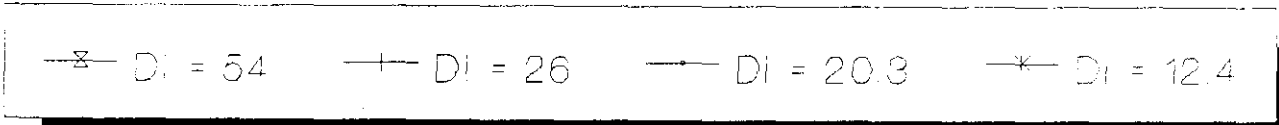
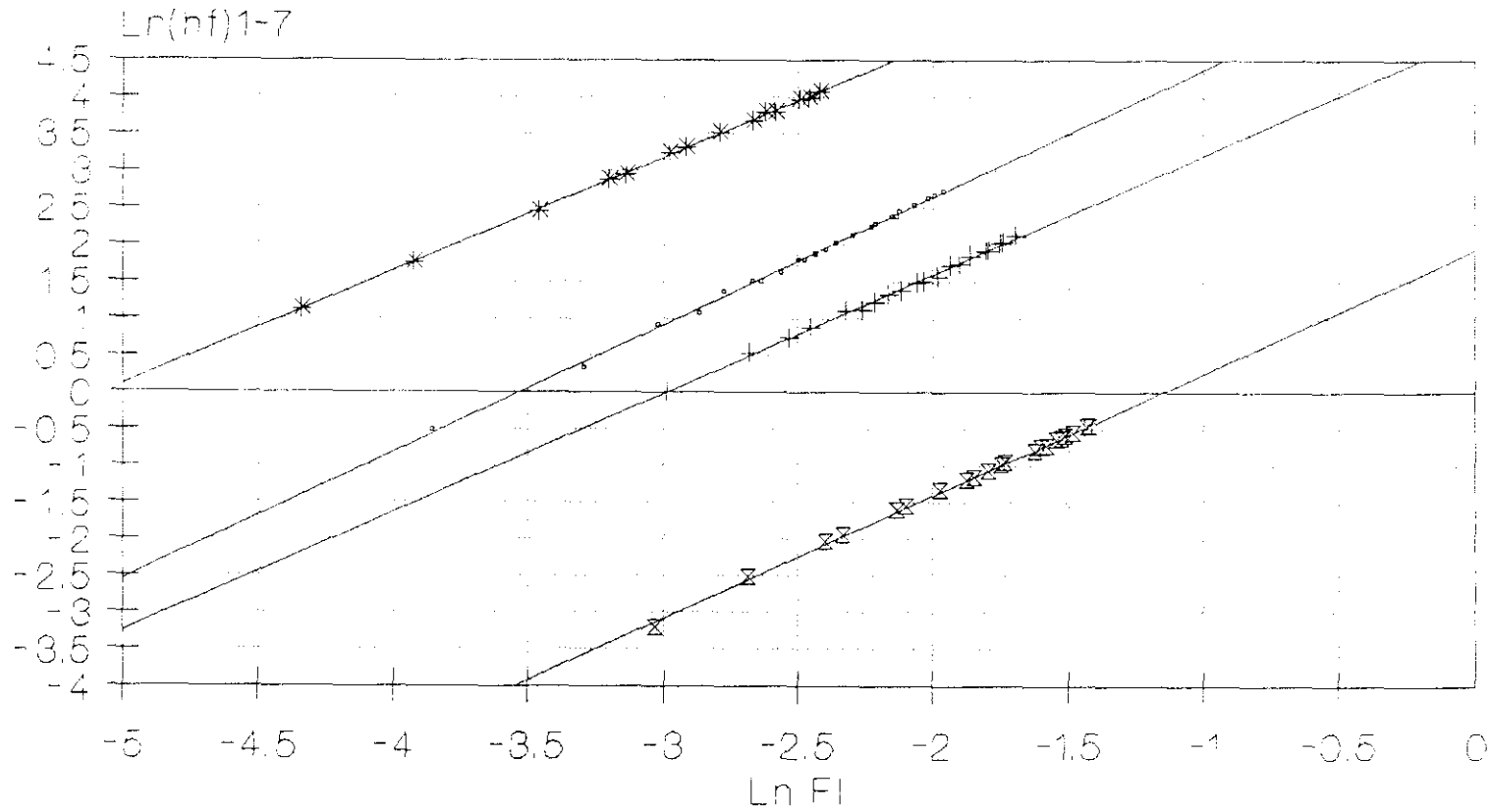


FIG. 5. 21

Con la observación de las gráficas se puede comentar que se tienen líneas de aporte sensiblemente paralelas, y por tanto si se toman tres valores paramétricos de los caudales de la fase acuosa, uniformemente repartidos entre las que son comunes a los cuatro diámetros, (Tabla 5.6.), se tendrá la variación de la pérdida de presión, con el diámetro (Figuras 5.22., 5.23. y 5.24.). Se obtienen así los valores de los exponentes B y A, que a continuación se especifican:

$F_1 = 1,353 \cdot 10^{-1} \text{ kg/s}$	$F_1 = 8,208 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$	$F_1 = 4,979 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$
$A = 3,825 \cdot 10^6$	$A = 1,519 \cdot 10^6$	$A = 0,988 \cdot 10^6$
$B = -4,15$	$B = -4,11$	$B = -4,23$
$r = 0,9999$	$r = 0,9997$	$r = 0,9999$

y como valor medio de la pendiente  $B = -4,16$ .

Si la pérdida de presión para el mayor diámetro, se toma como referencia, puede expresarse el conjunto de resultados experimentales en función de dicho valor y de la razón de diámetros

$$\frac{(h_f)_{54}}{(h_f)_D} = \left( \frac{54}{D_i} \right)^{-4,16}$$

Para obtener de forma explícita los valores de  $(h_f)_D$ , es necesario conocer la función que relaciona los términos de  $(h_f)_{54}$  con  $F_1$  en pérdidas de presión, teniendo en cuenta todos los valores experimentales para todos los conductos de elevación ensayados y referidos al de 54'0 mm. de diámetro interior. En la Figura 5.25., se representan todos los puntos, que se ajustan a la función siguiente:

# VARIACION PERDIDA DE PRESION FLUJO MONO-FASICO-DIAMETRO CONDUCTOS DE ELEVACION

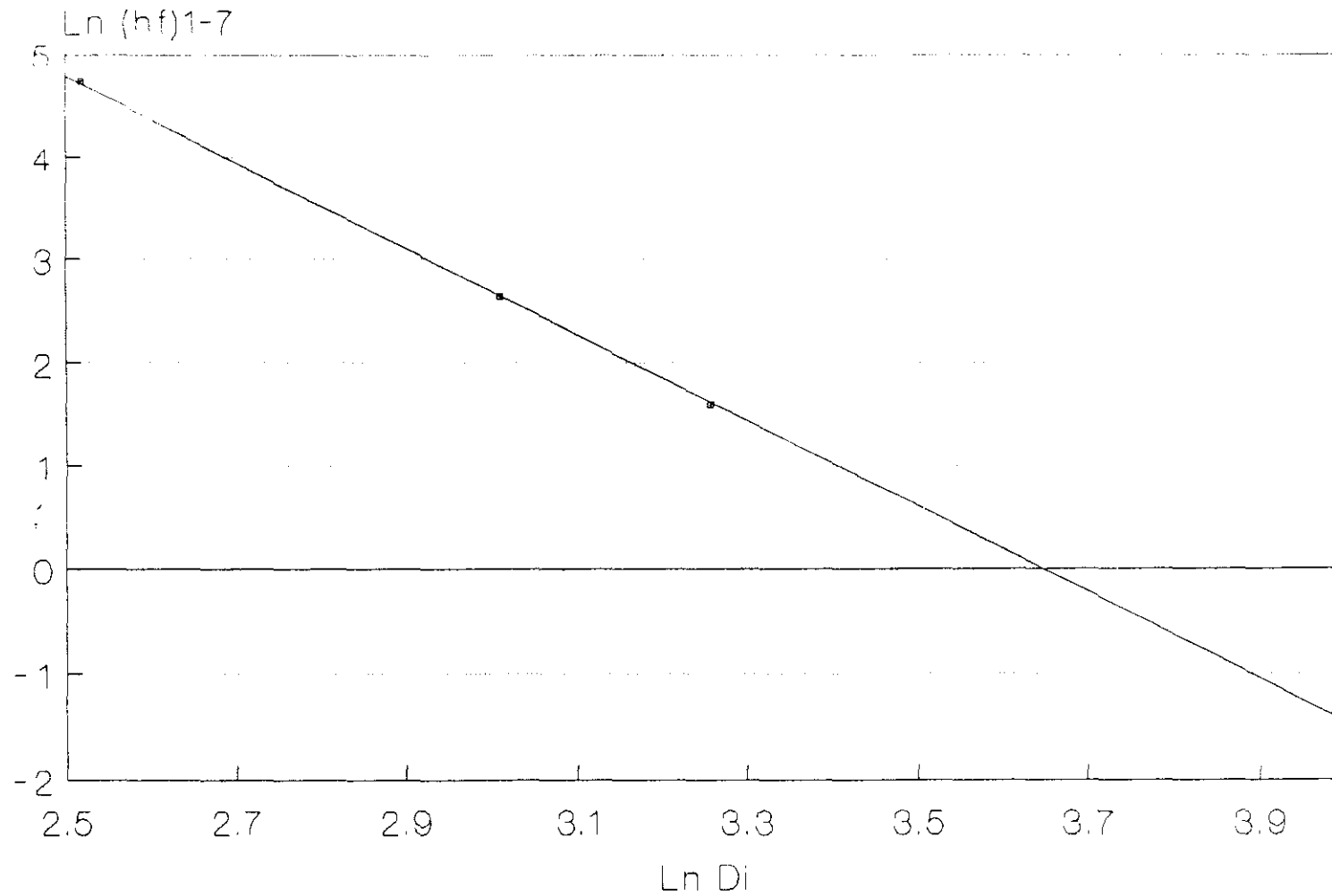


FIG. 5. 22



# VARIACION PERDIDA DE PRESION FLUJO MONO-FASICO-DIAMETRO CONDUCTOS DE ELEVACION

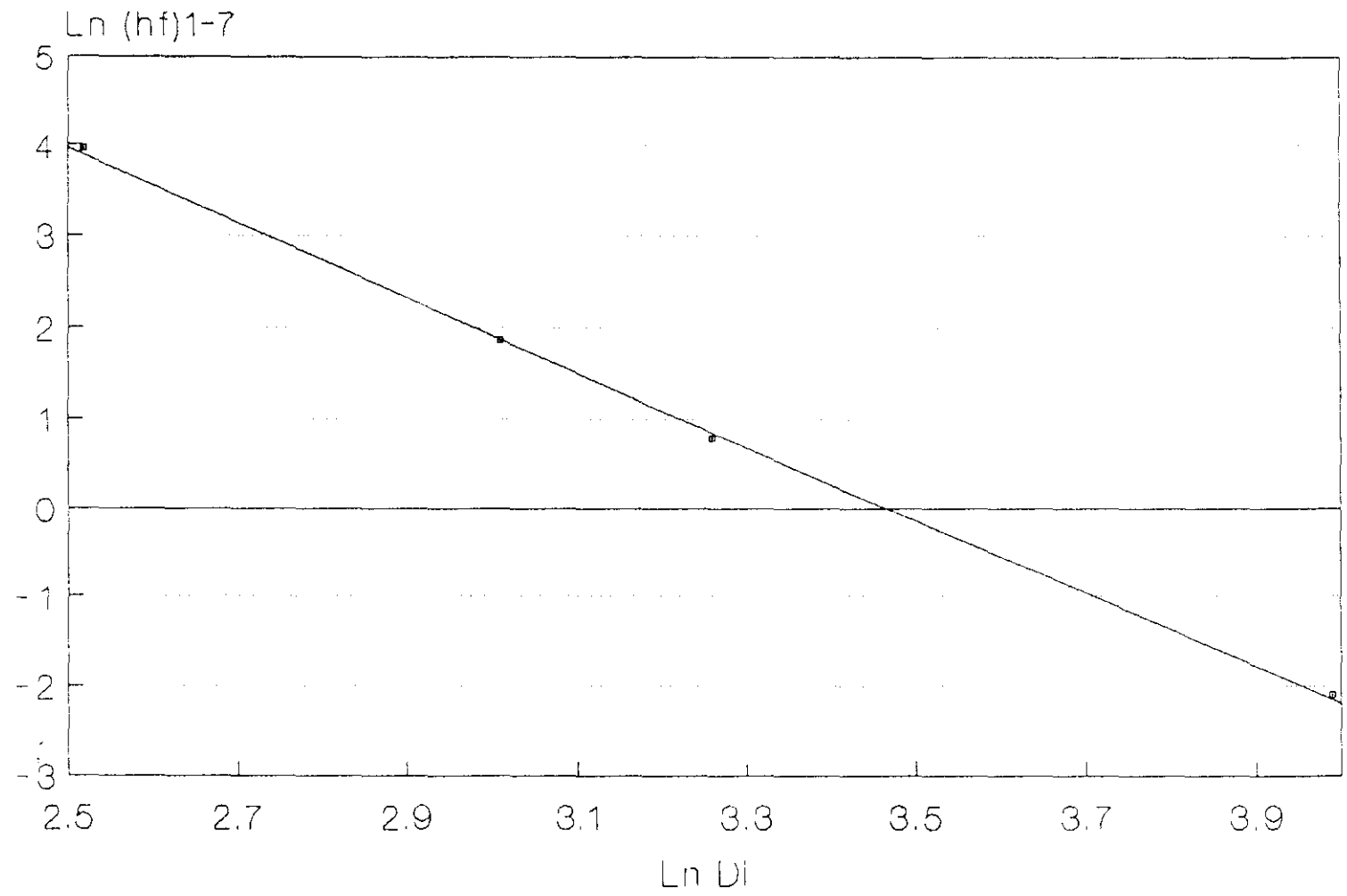


FIG. 5. 23

# VARIACION PERDIDA DE PRESION FLUJO MONO-FASICO-DIAMETRO CONDUCTOS DE ELEVACION

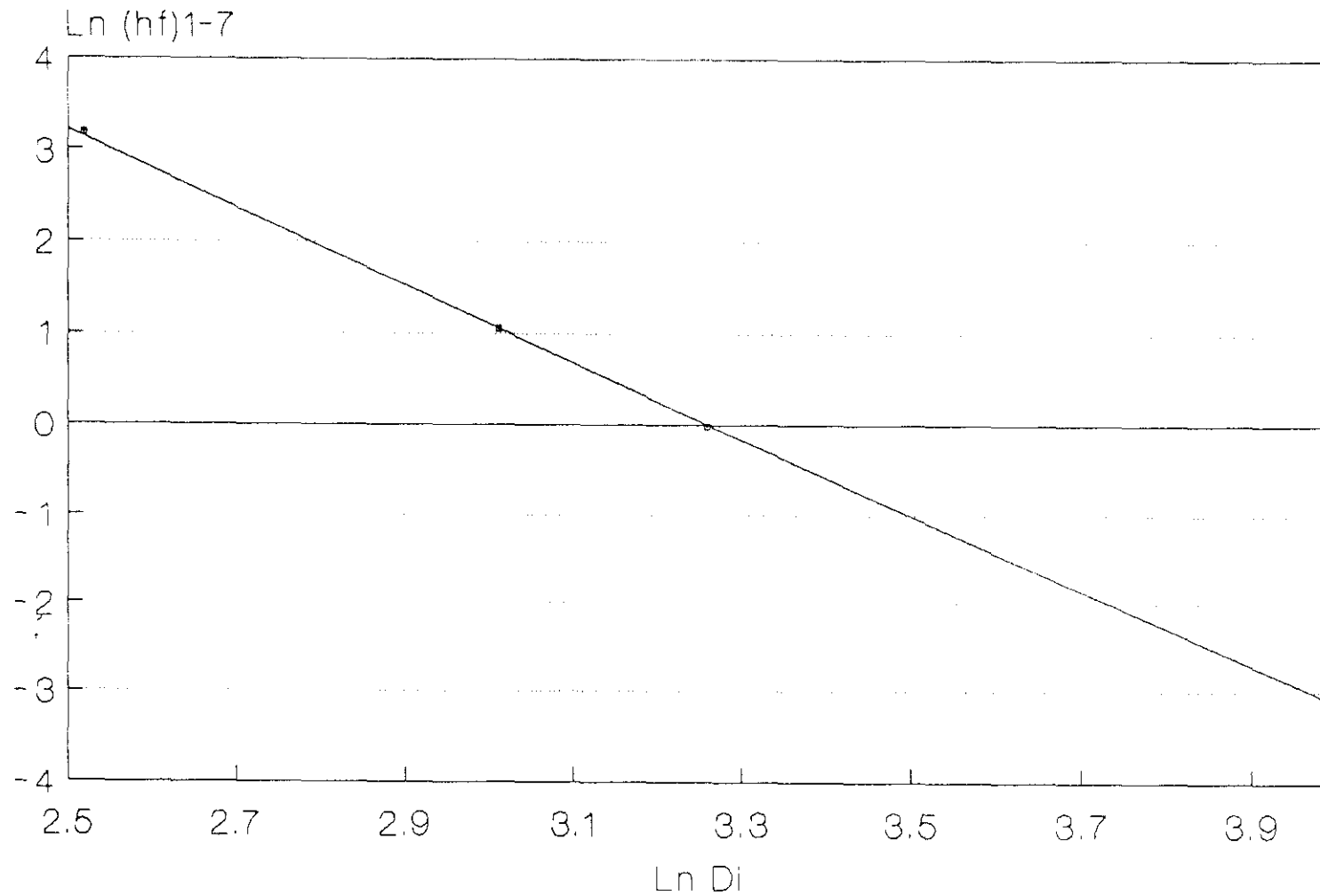


FIG. 5.24

# PERDIDA DE PRESION (hf)<sub>54</sub> - CAUDAL LIQUIDO

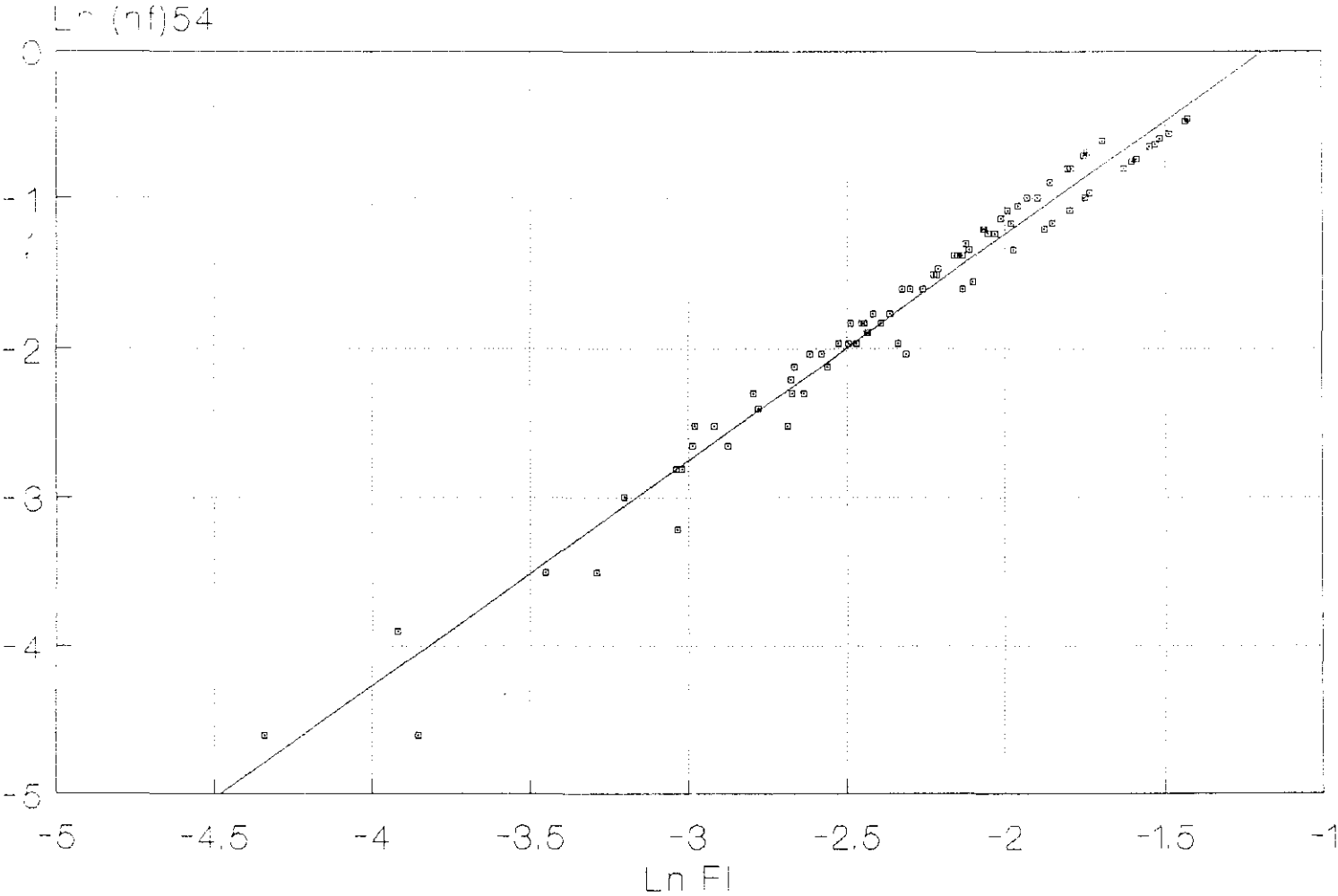


FIG. 5. 25

$$(h_f)_{54} = 6,026 \times (F_l)^{1,515} \quad r=0,9864$$

#### 5.4.1.2 Flujo bifásico

Al igual que en el flujo monofásico, para el flujo bifásico se han determinado para cada conducto de elevación tanto la pérdida de presión total, como la parcial entre los diferentes tramos.

Se han ajustado por regresión frente al caudal másico de líquido, los datos experimentales de la pérdida de presión en los conductos de elevación de acuerdo con la expresión:

$$(h_f)_m = a_5 F_l^{b_5} \quad (5.8.)$$

En la tabla 5.6., se dan los valores de los parámetros  $a_5$  y  $b_5$ , así como el valor del índice de correlación - r - obtenido para todos los tubos de elevación.

En las Figuras 5.26. a 5.53. se han representado utilizando las mismas escalas en todas las gráficas, los datos experimentales correspondientes tanto a las pérdidas de presión parcial entre tomas del conducto elevador como a la pérdida de presión total.

En la Figura 5.54., se han representado conjuntamente las gráficas correspondientes a las pérdidas de presión total en los cuatro tubos de elevación ensayados.

Los datos experimentales de pérdida de presión en flujo bifásico obtenidos en los tubos de elevación de diámetro interior 26'0 y 20'3 mm., se consideran conjuntamente y se han

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

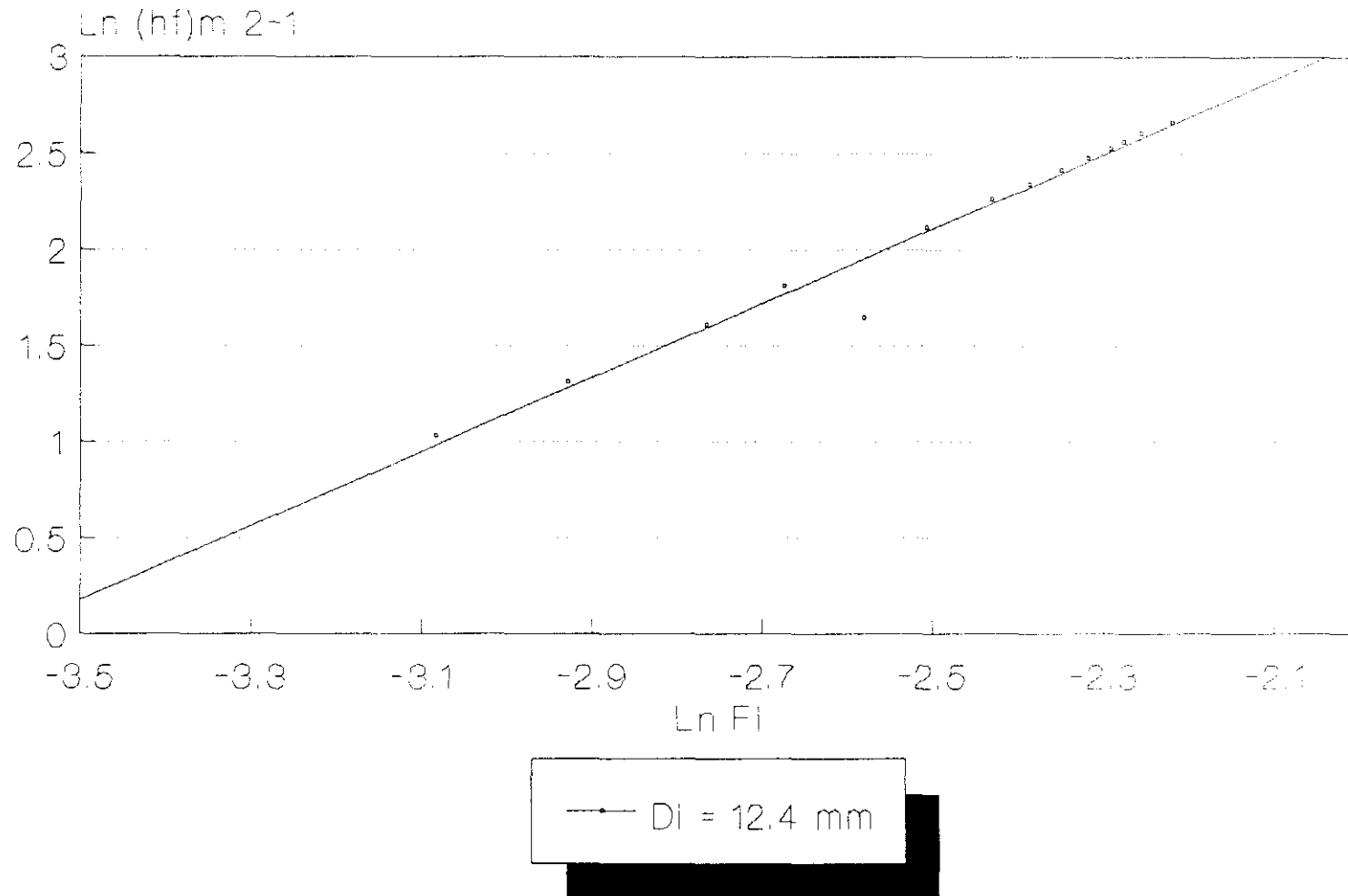


FIG. 5.26

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

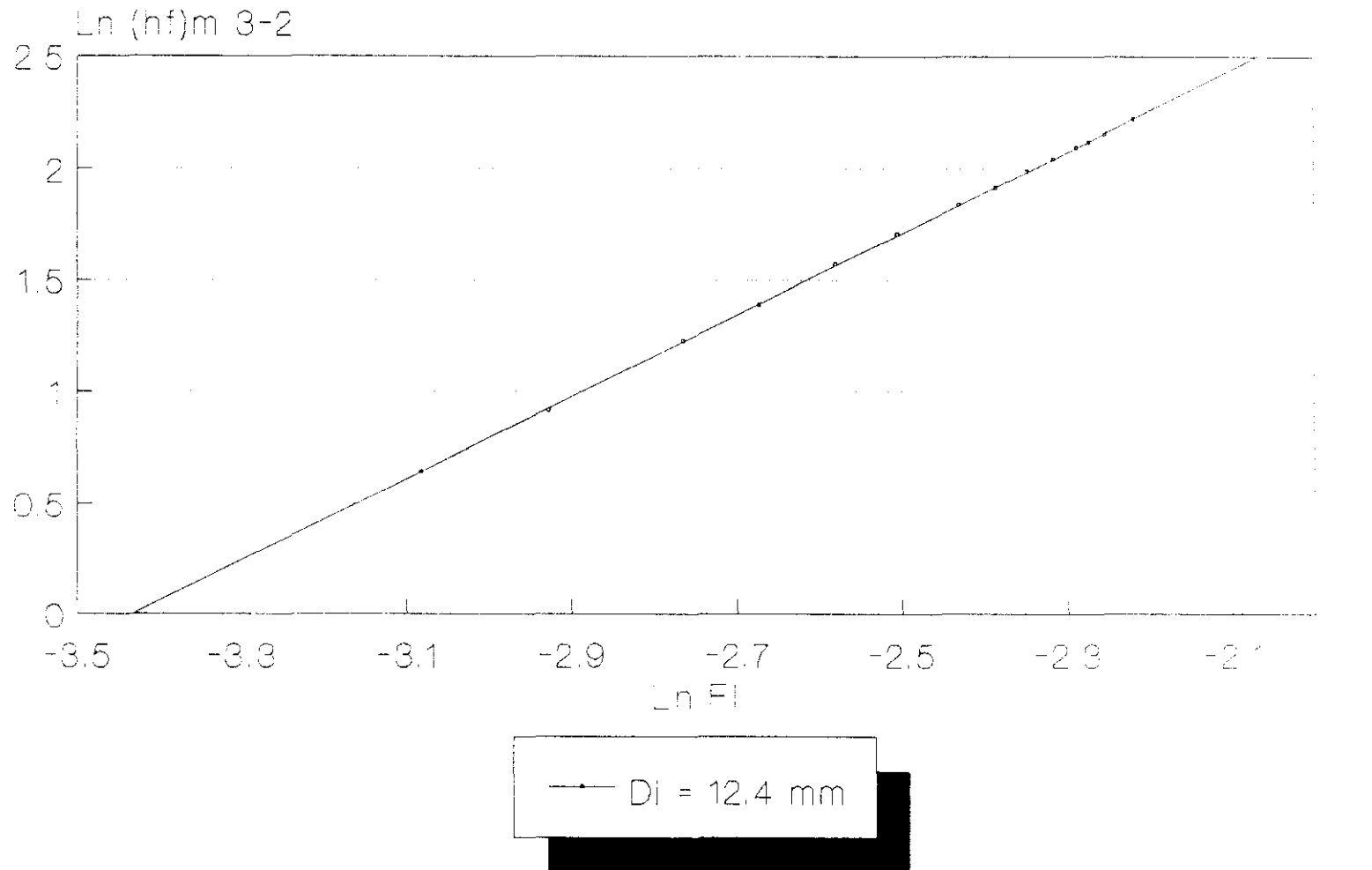


FIG. 5.27

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

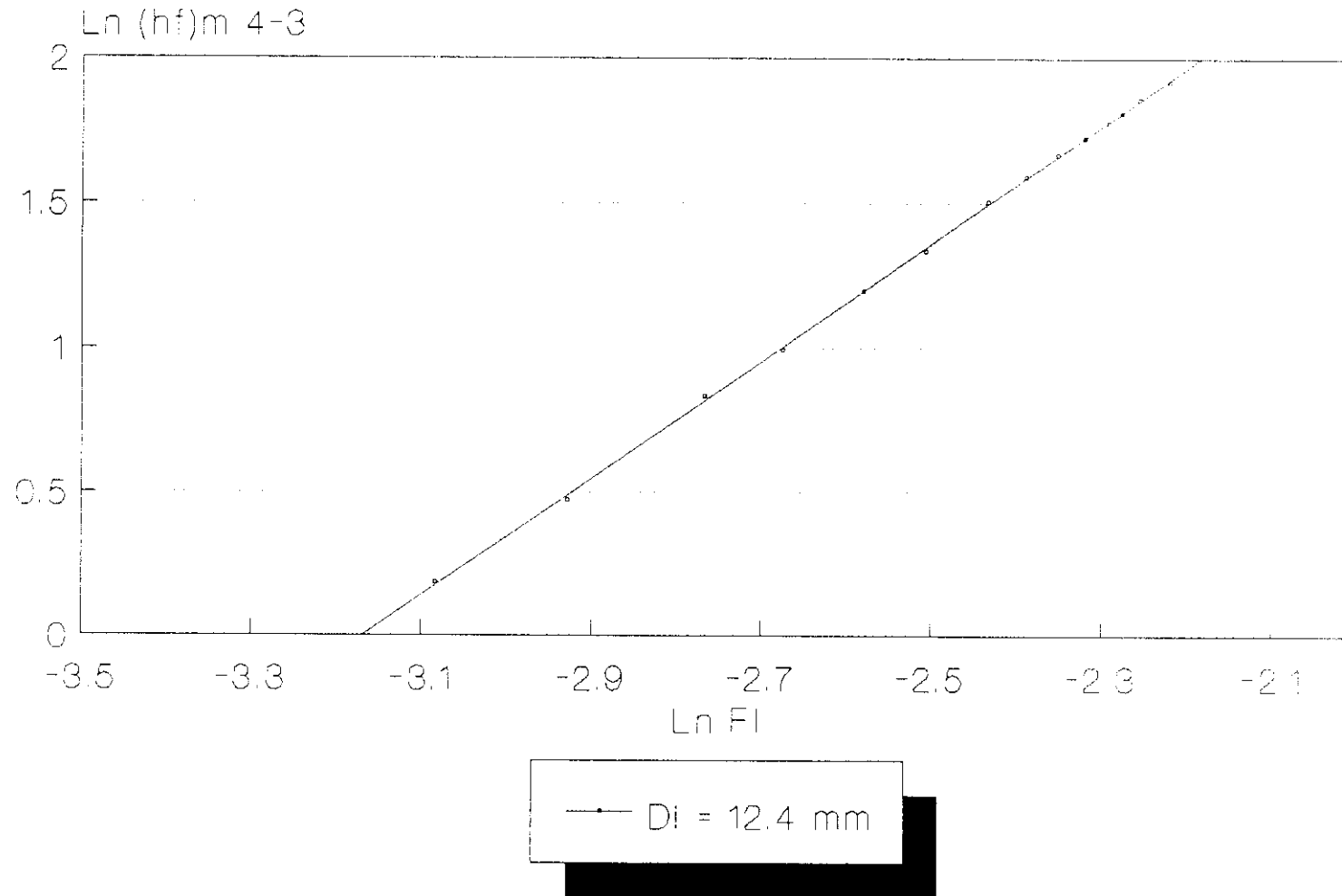


FIG. 5. 28

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

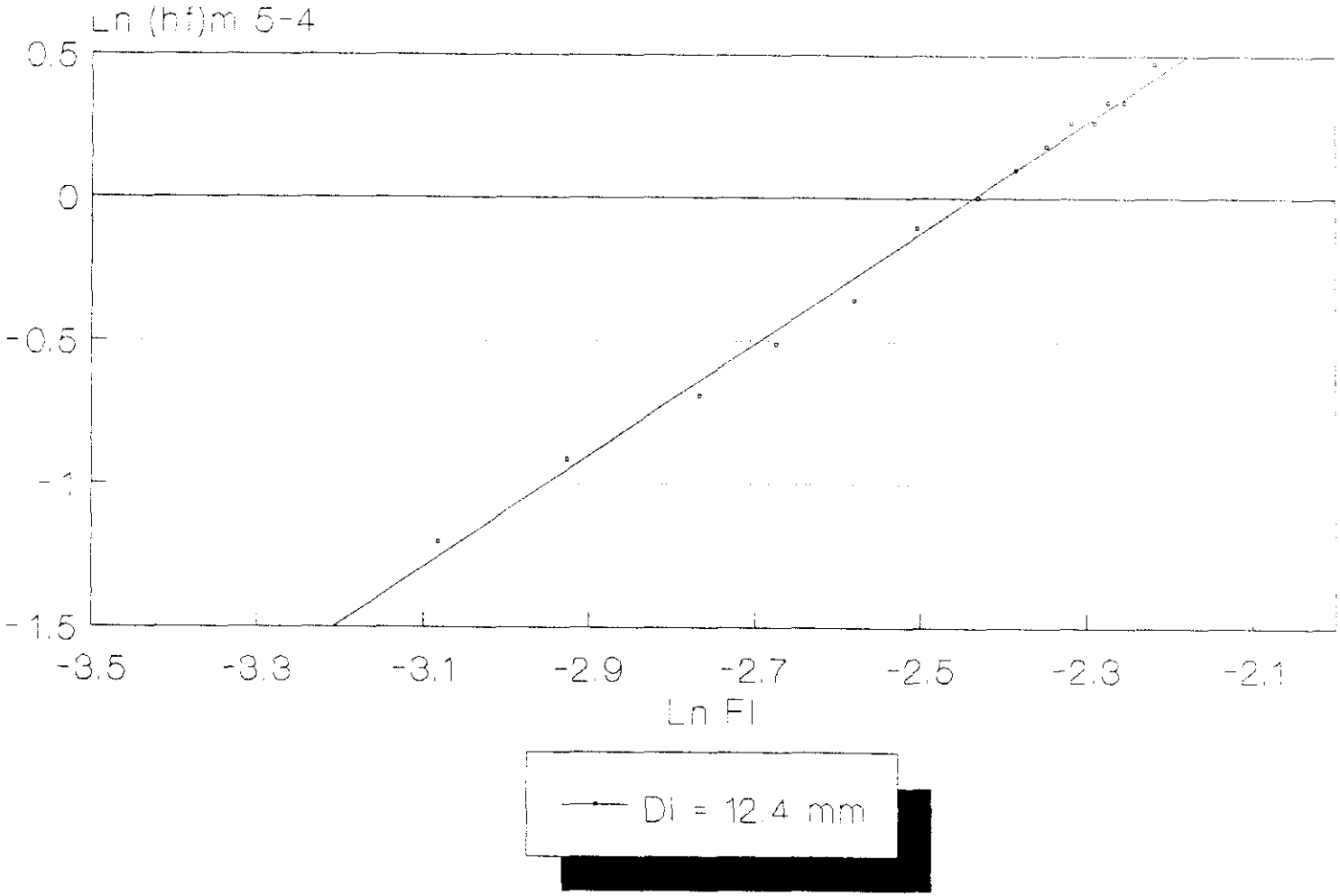


FIG. 5. 29



# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

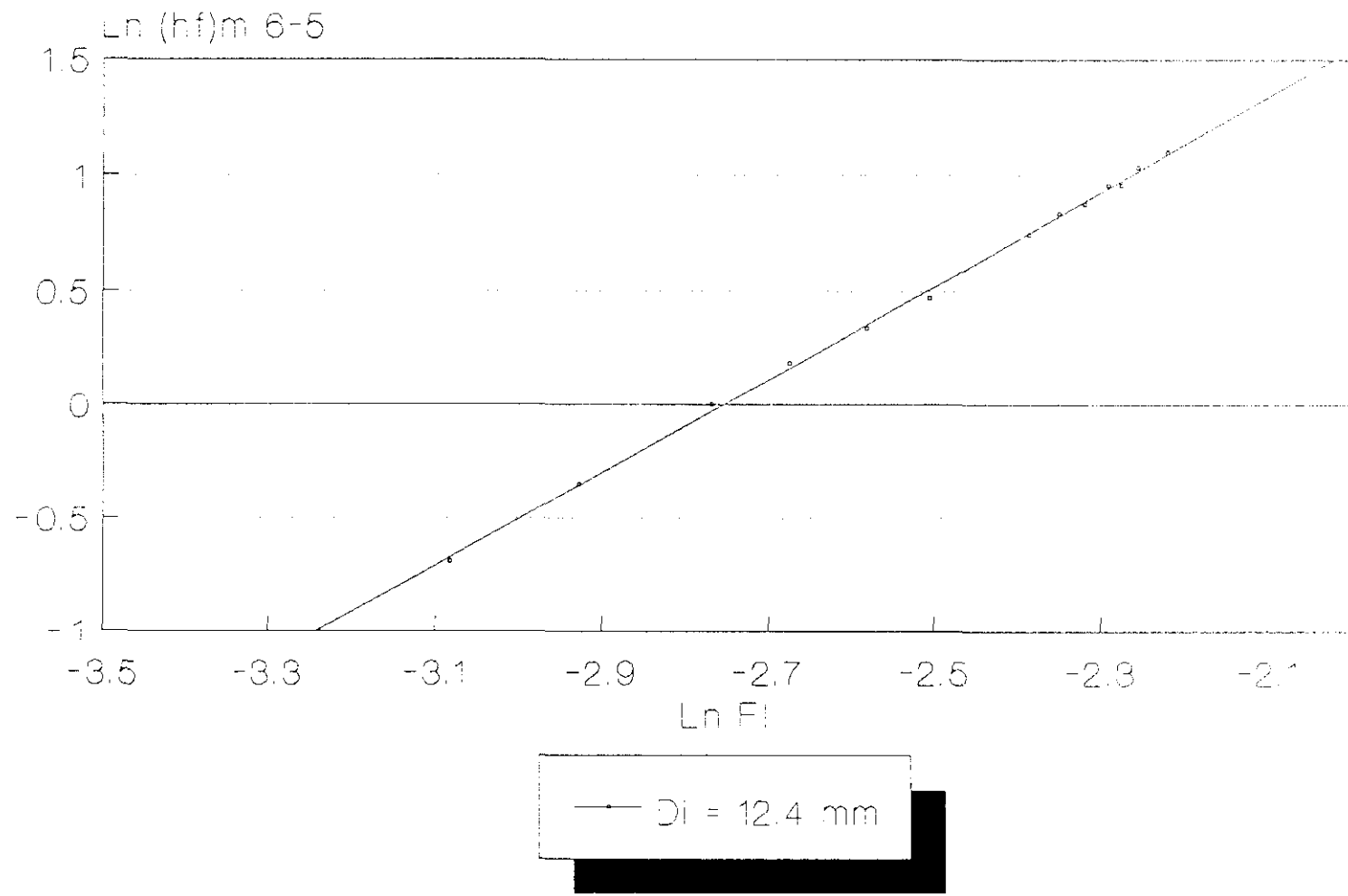


FIG. 5.30

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

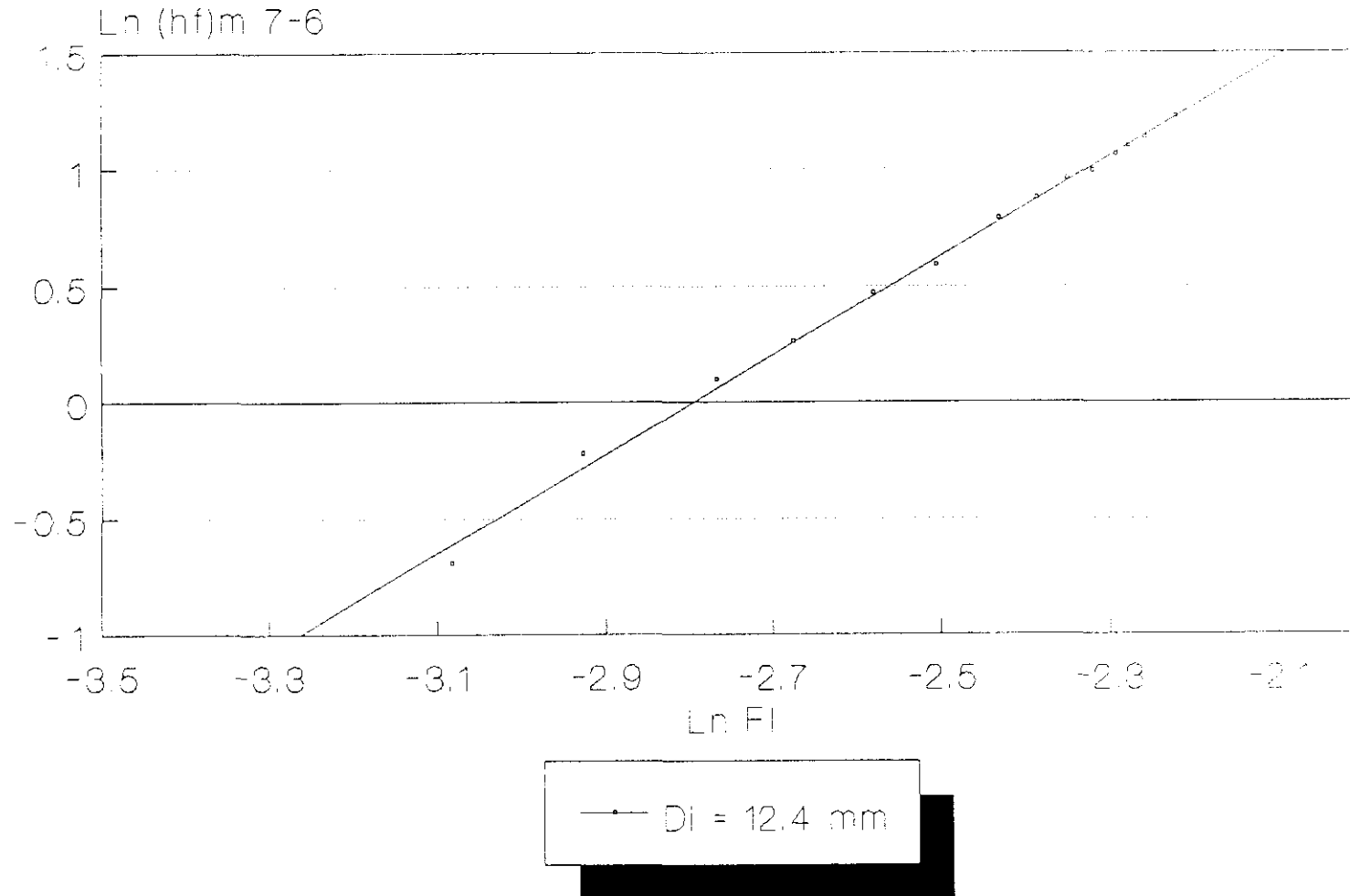


FIG. 5.31

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

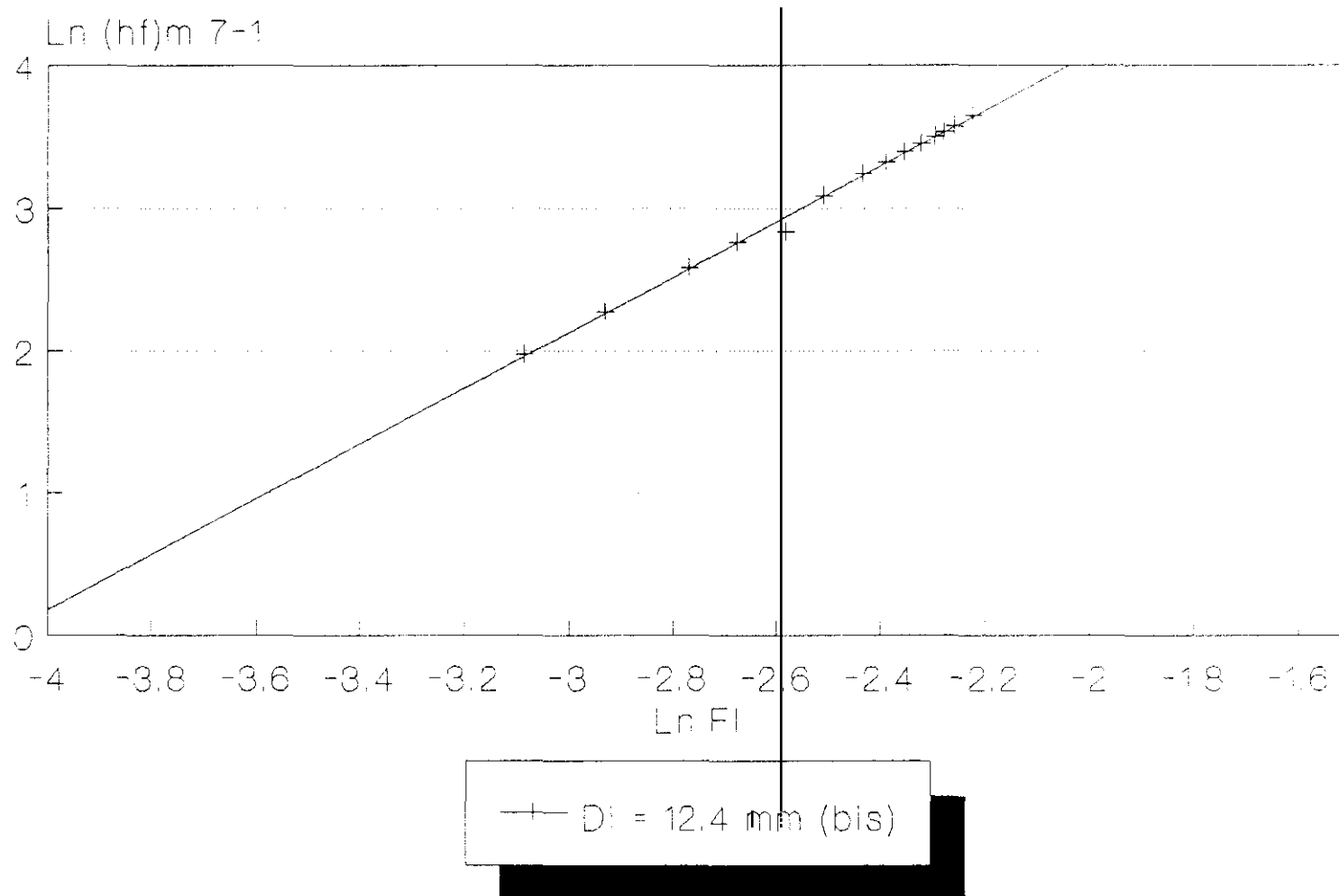


FIG. 5.32

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

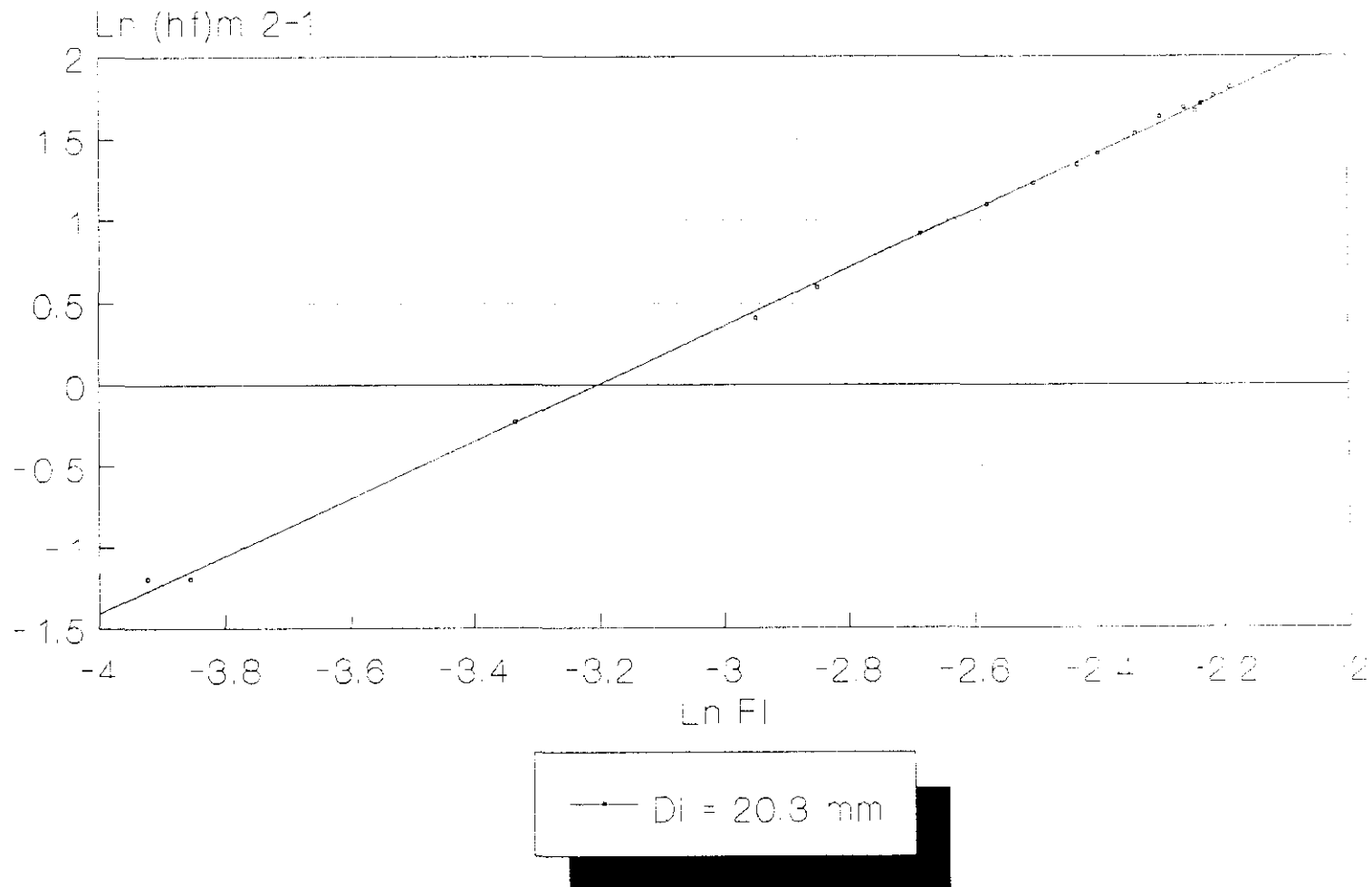


FIG. 5.33

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

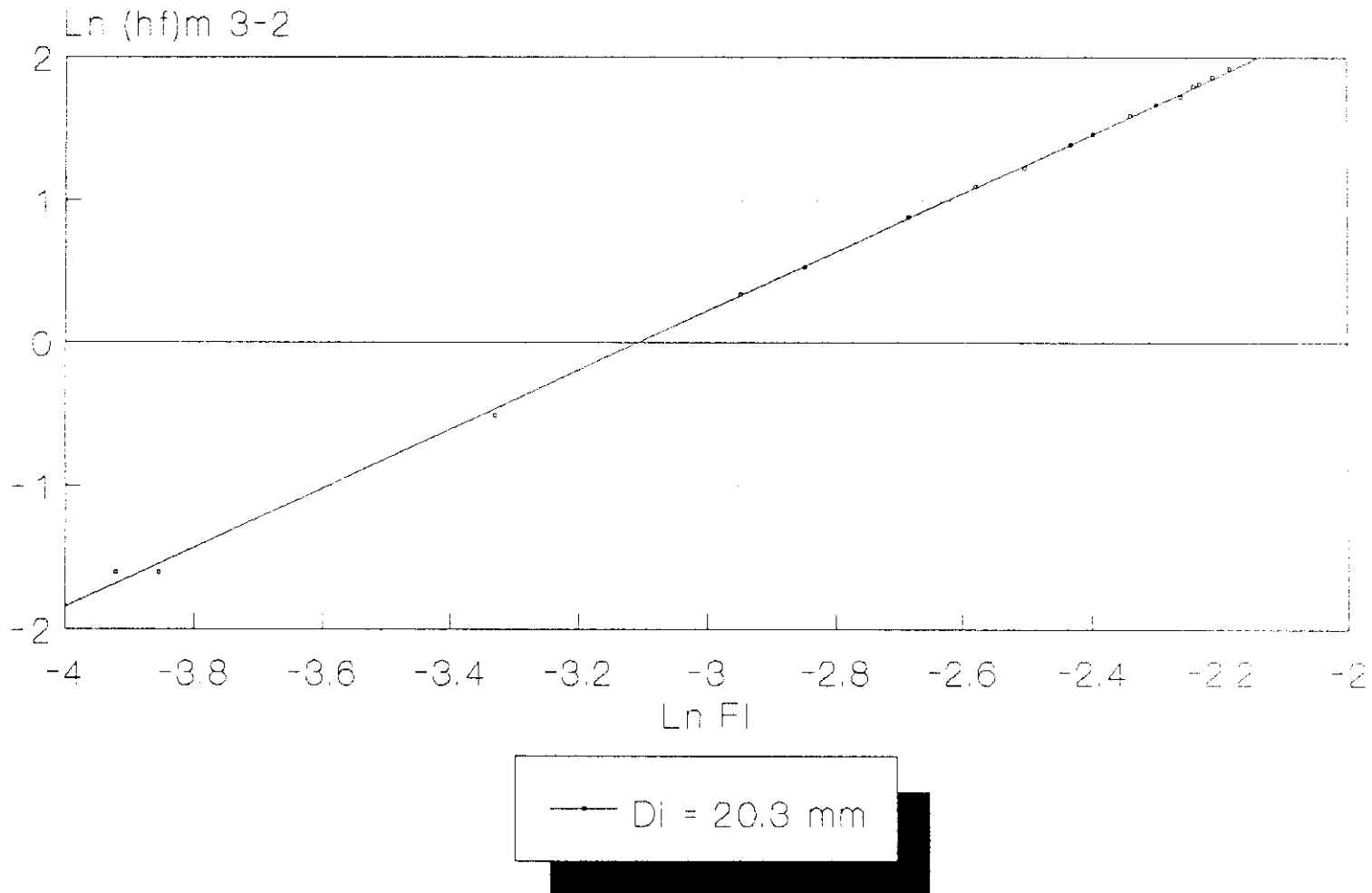


FIG. 5.34

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

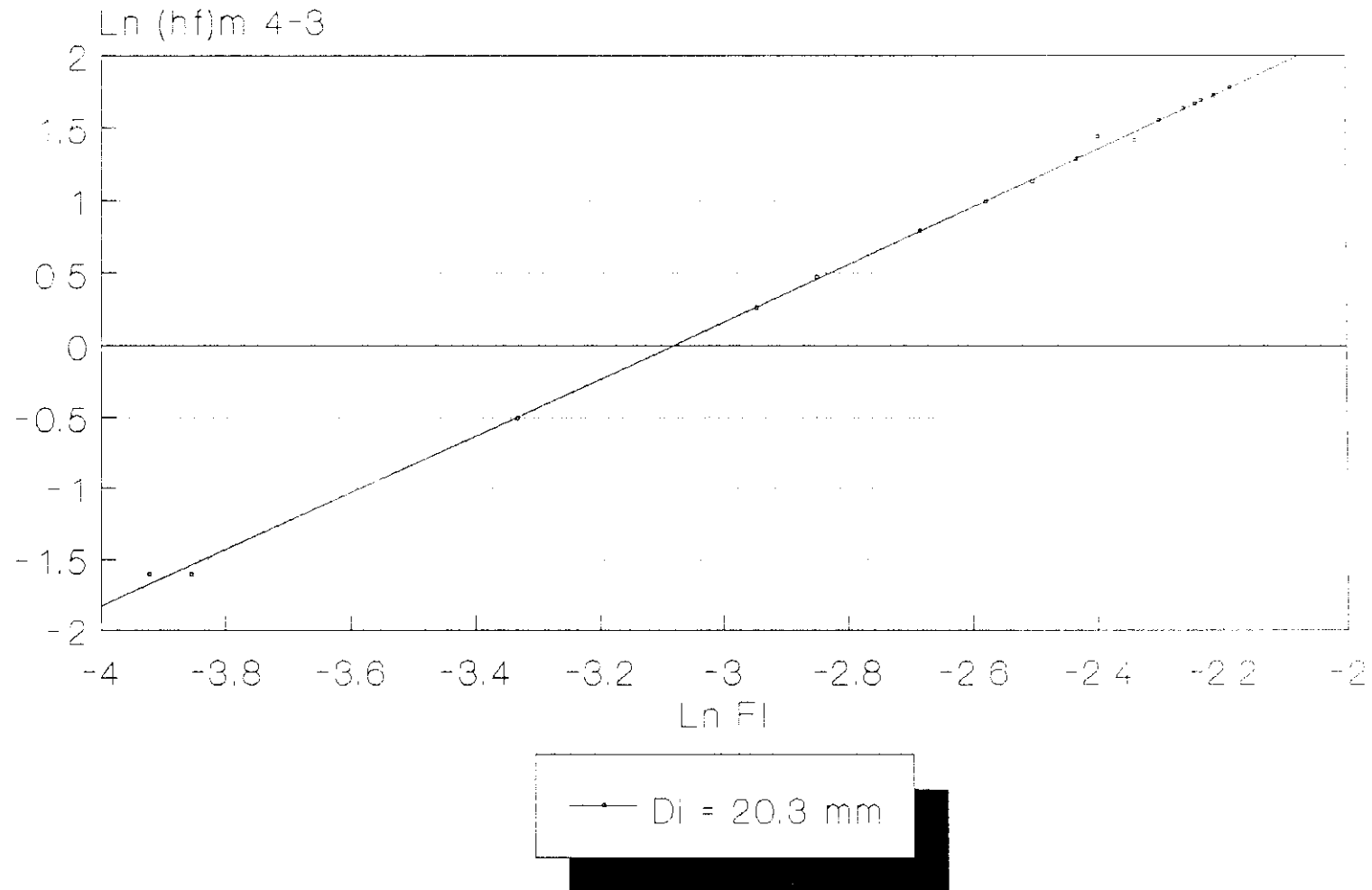
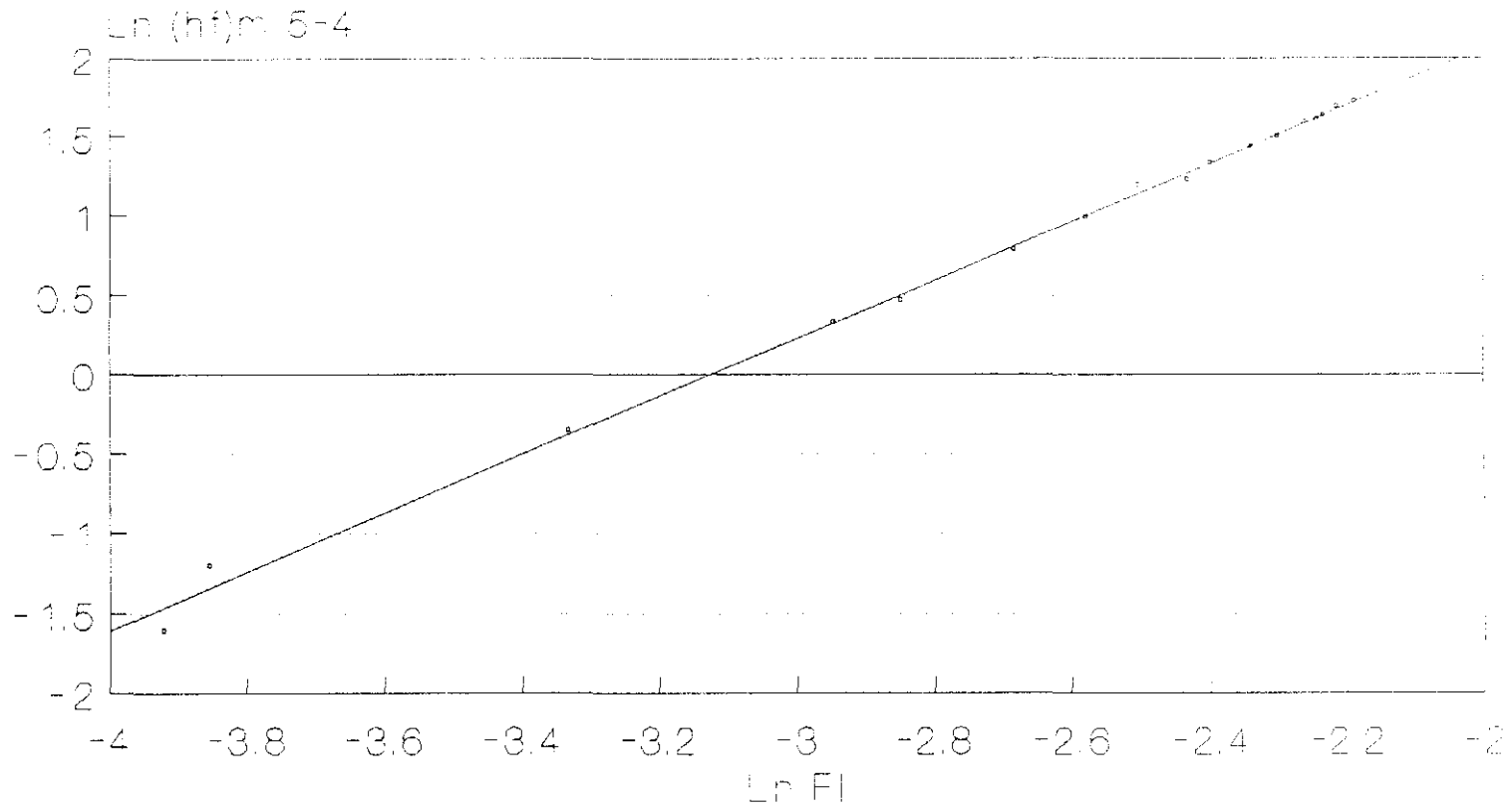


FIG. 5.35

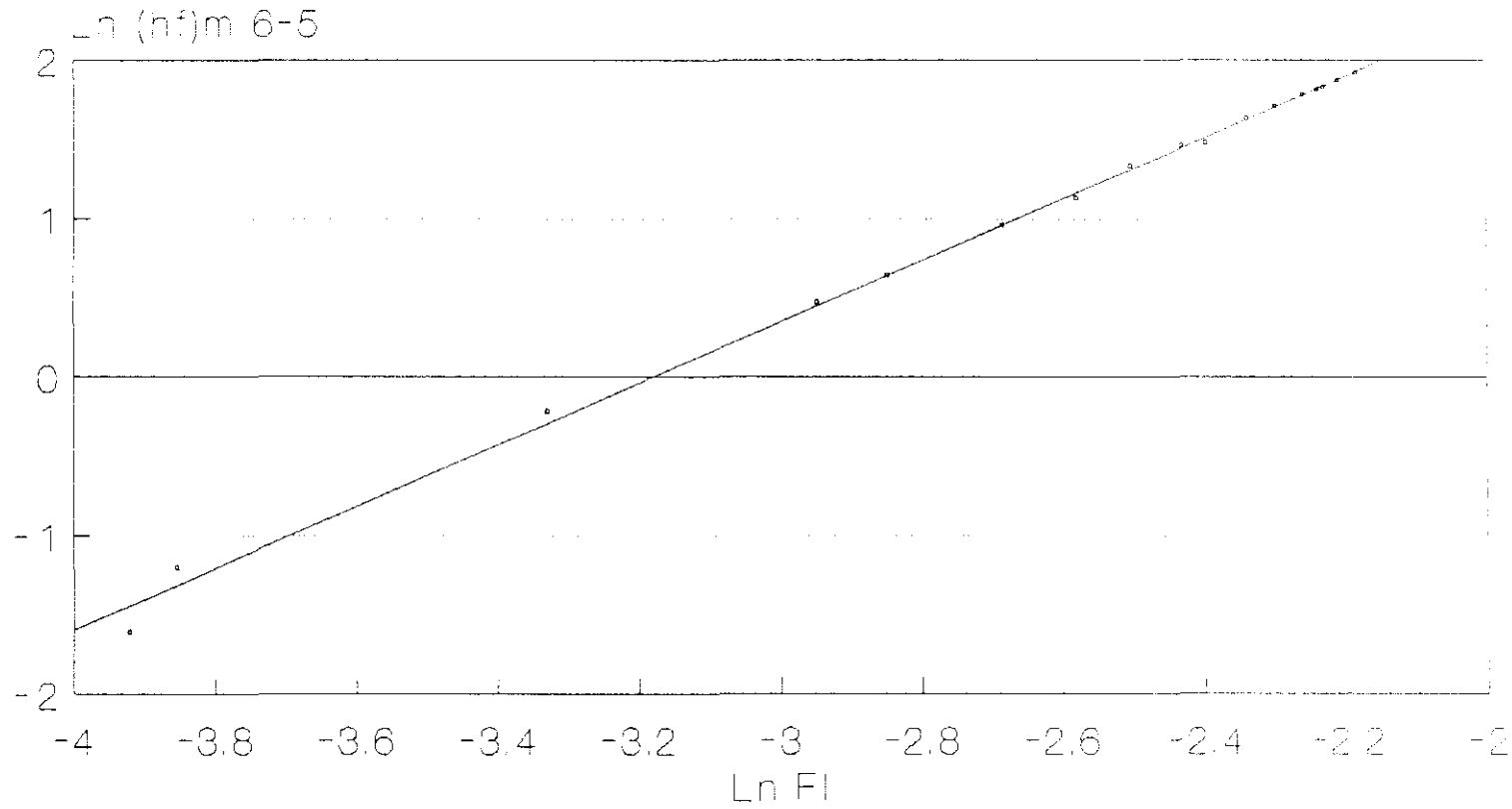
# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO



—•—  $D_i = 20.3 \text{ mm}$

FIG. 5.36

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

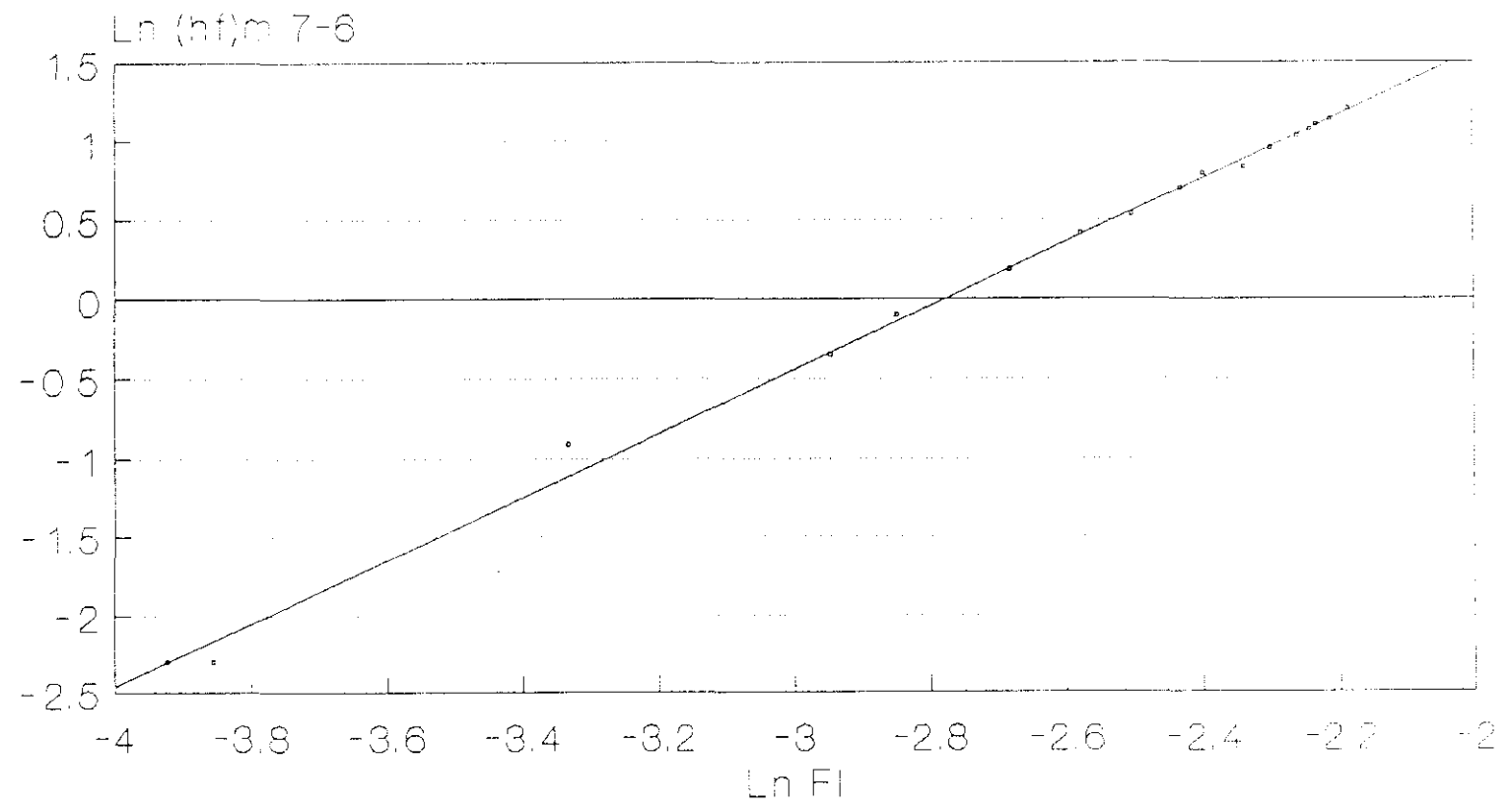


—•—  $D_i = 20.3 \text{ mm}$

FIG. 5. 37



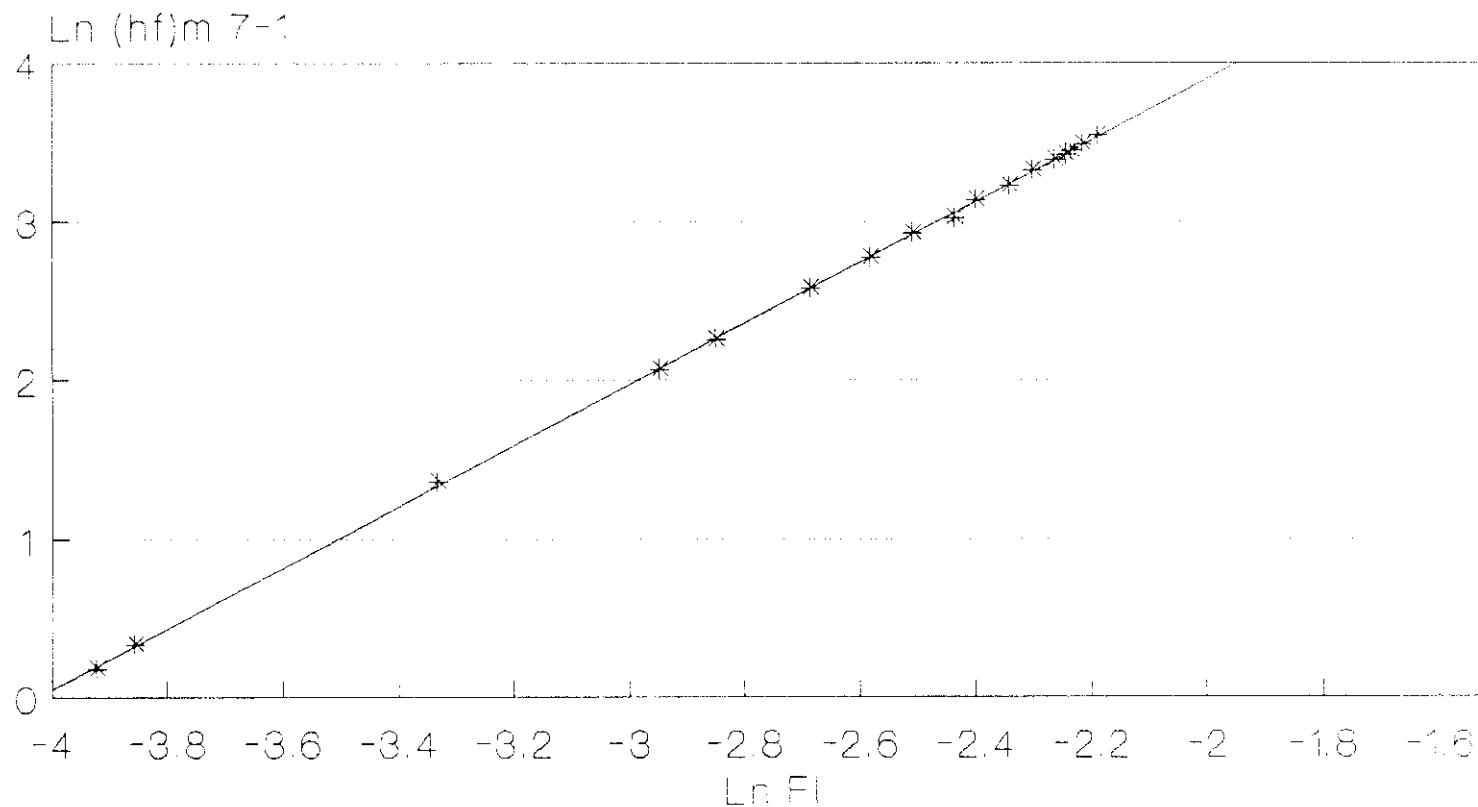
# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO



—•—  $D_i = 20.3 \text{ mm}$

FIG. 5.38

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO



\*—  $D_i = 20.3 \text{ mm}$

FIG. 5.39

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

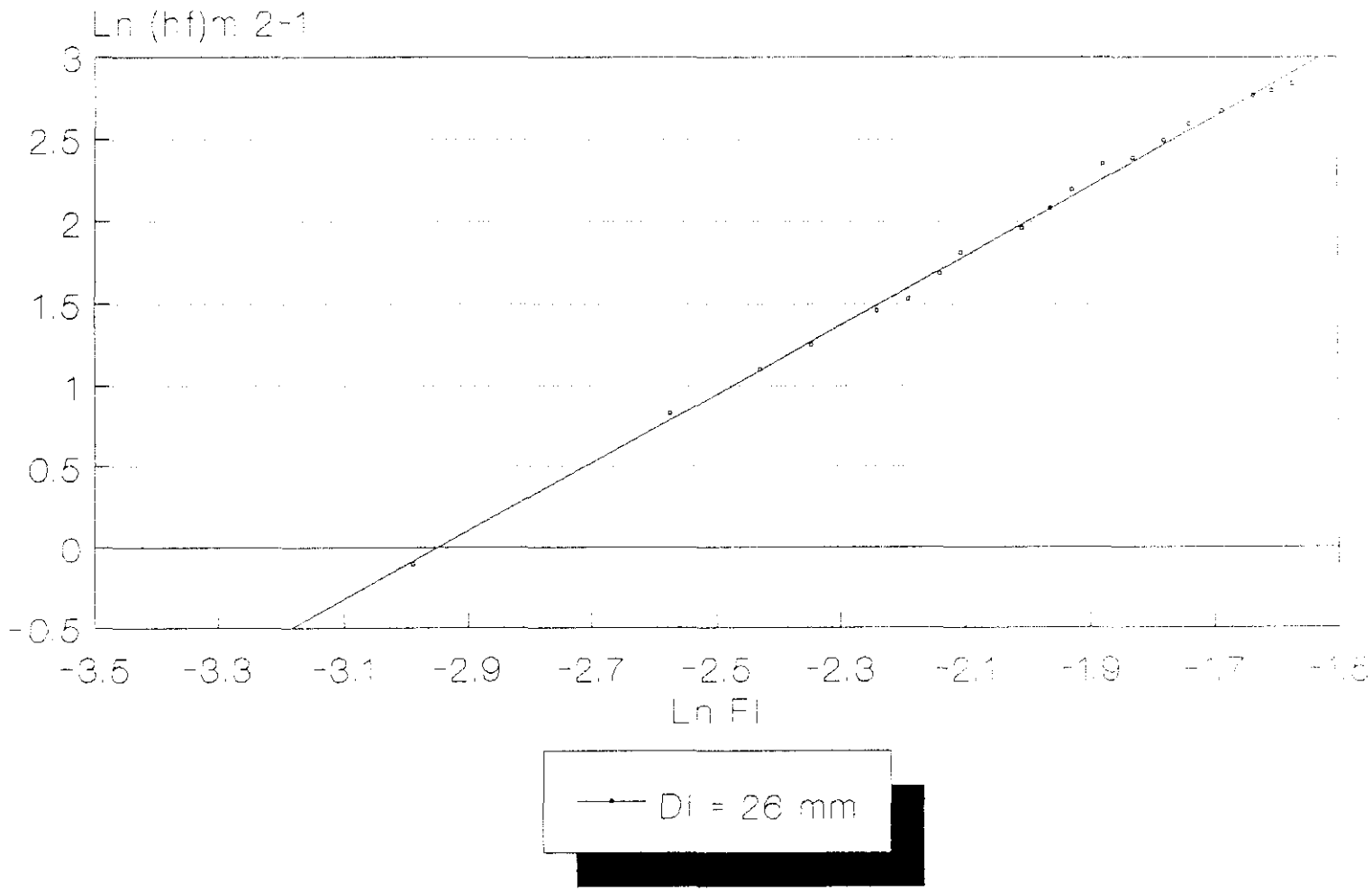


FIG. 5. 40

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

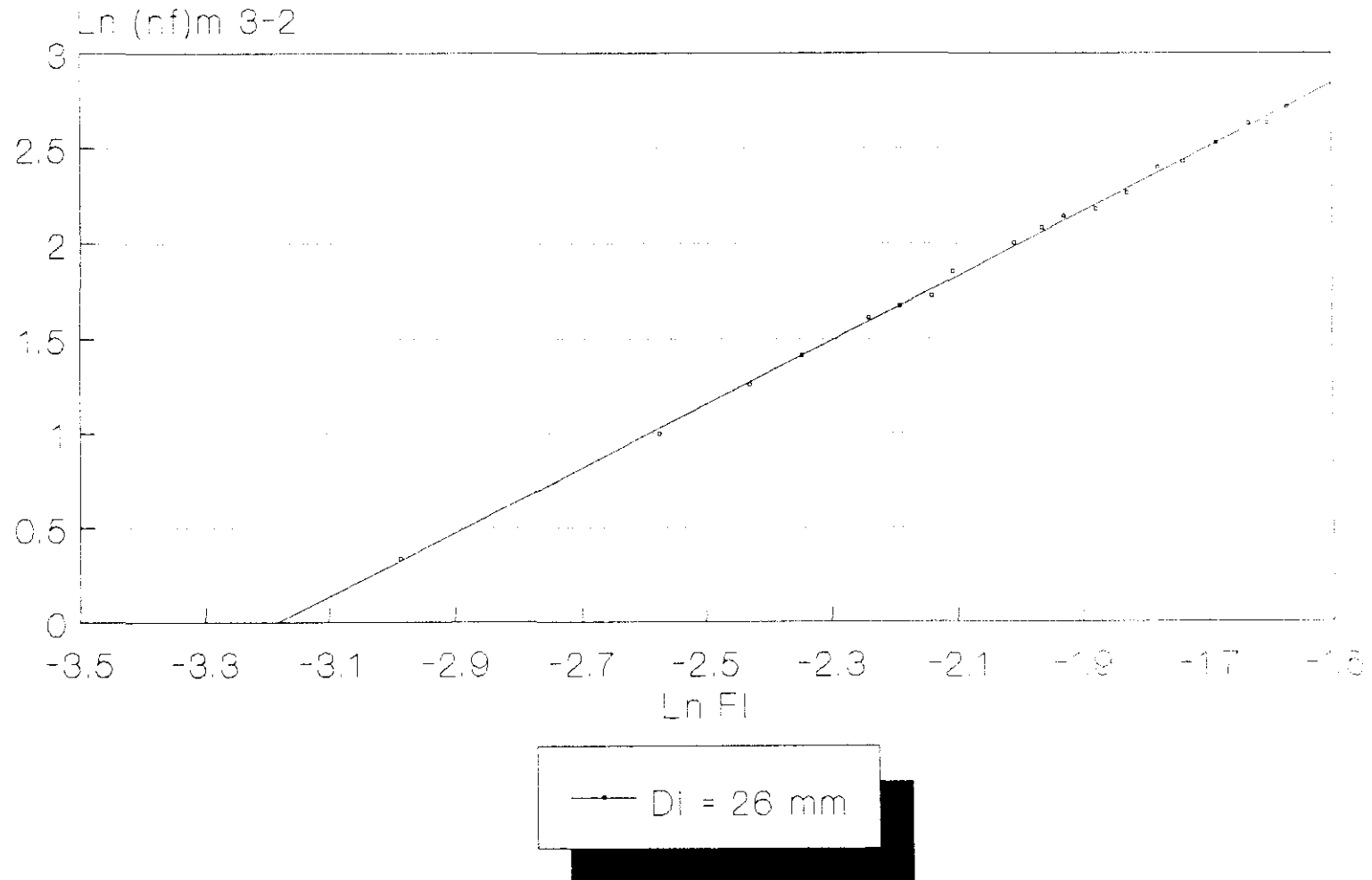


FIG. 5. 41

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

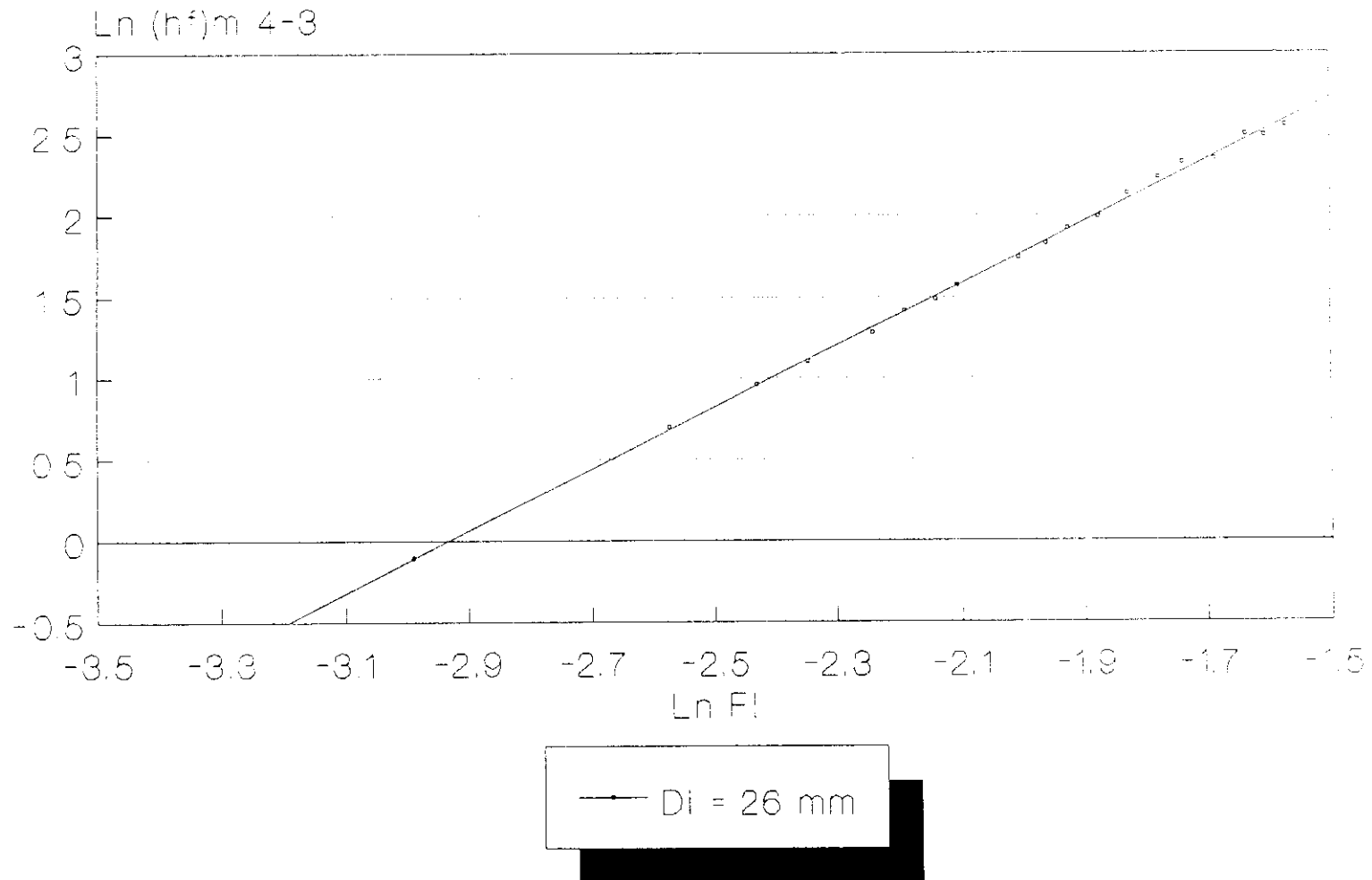


FIG. 5. 42

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

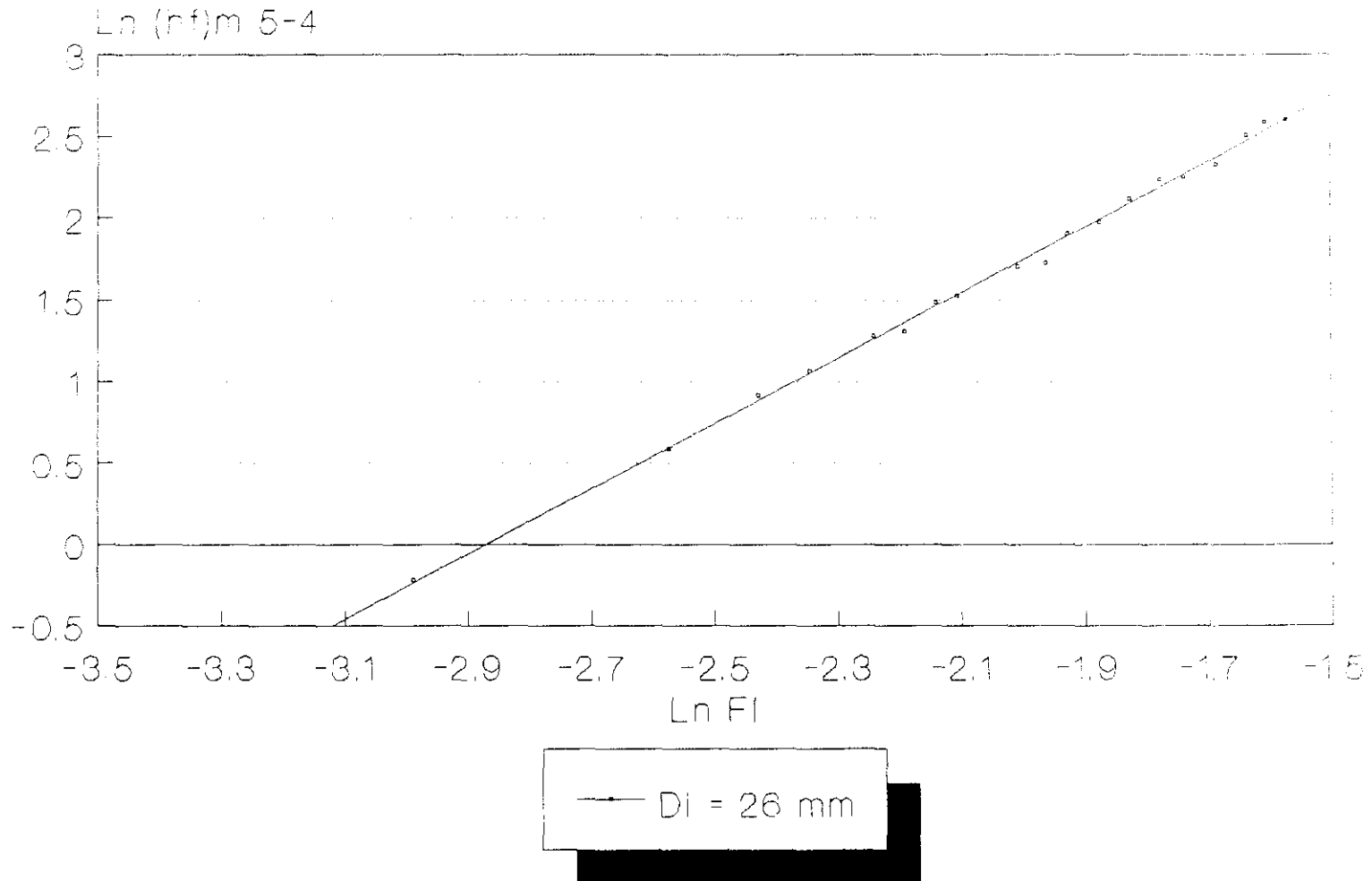
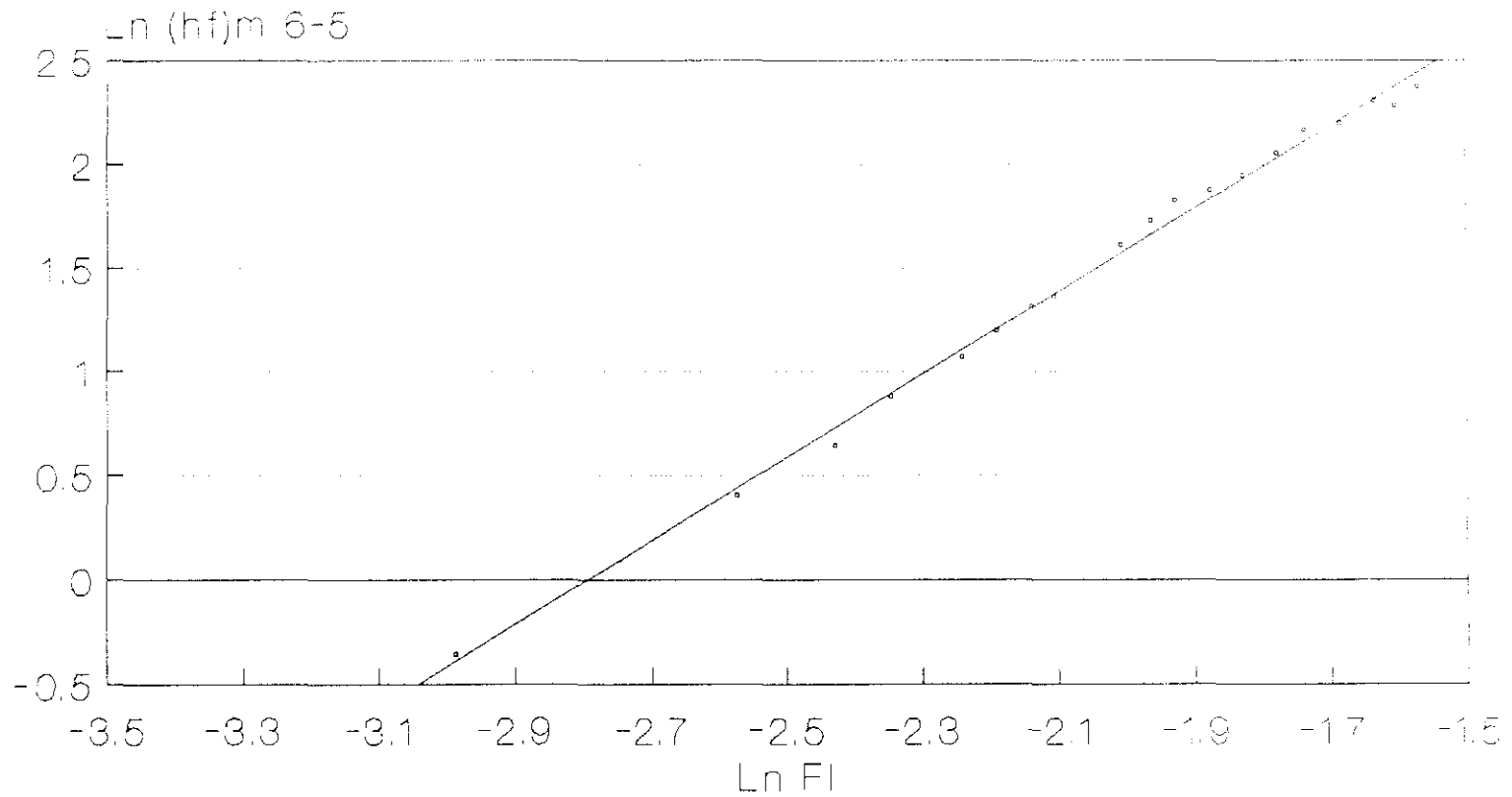


FIG. 5. 43

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO



—●— DI = 26 mm

FIG. 5. 44

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

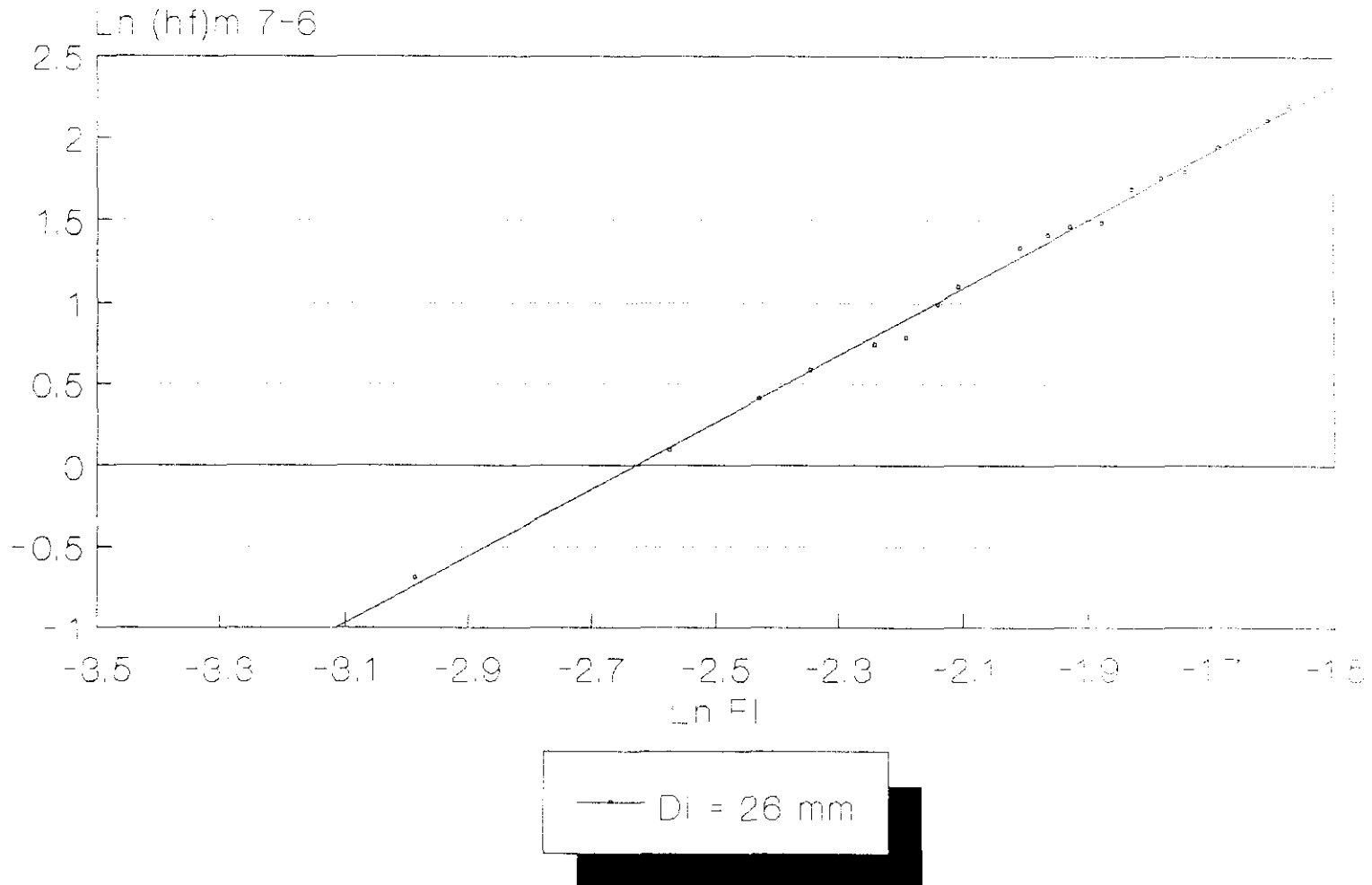
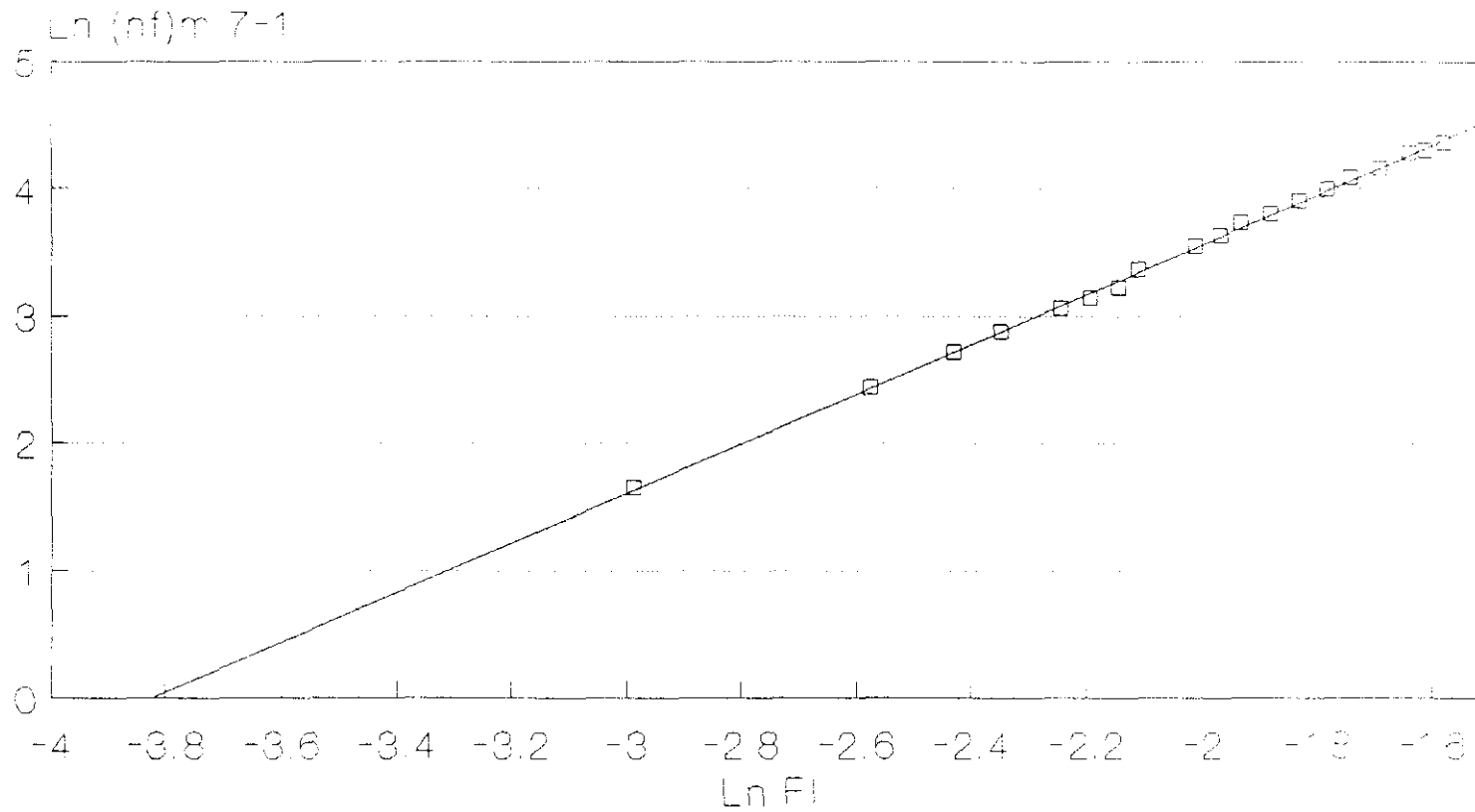


FIG. 5. 45



# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO



—□— Di = 26 mm

FIG. 5. 46

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

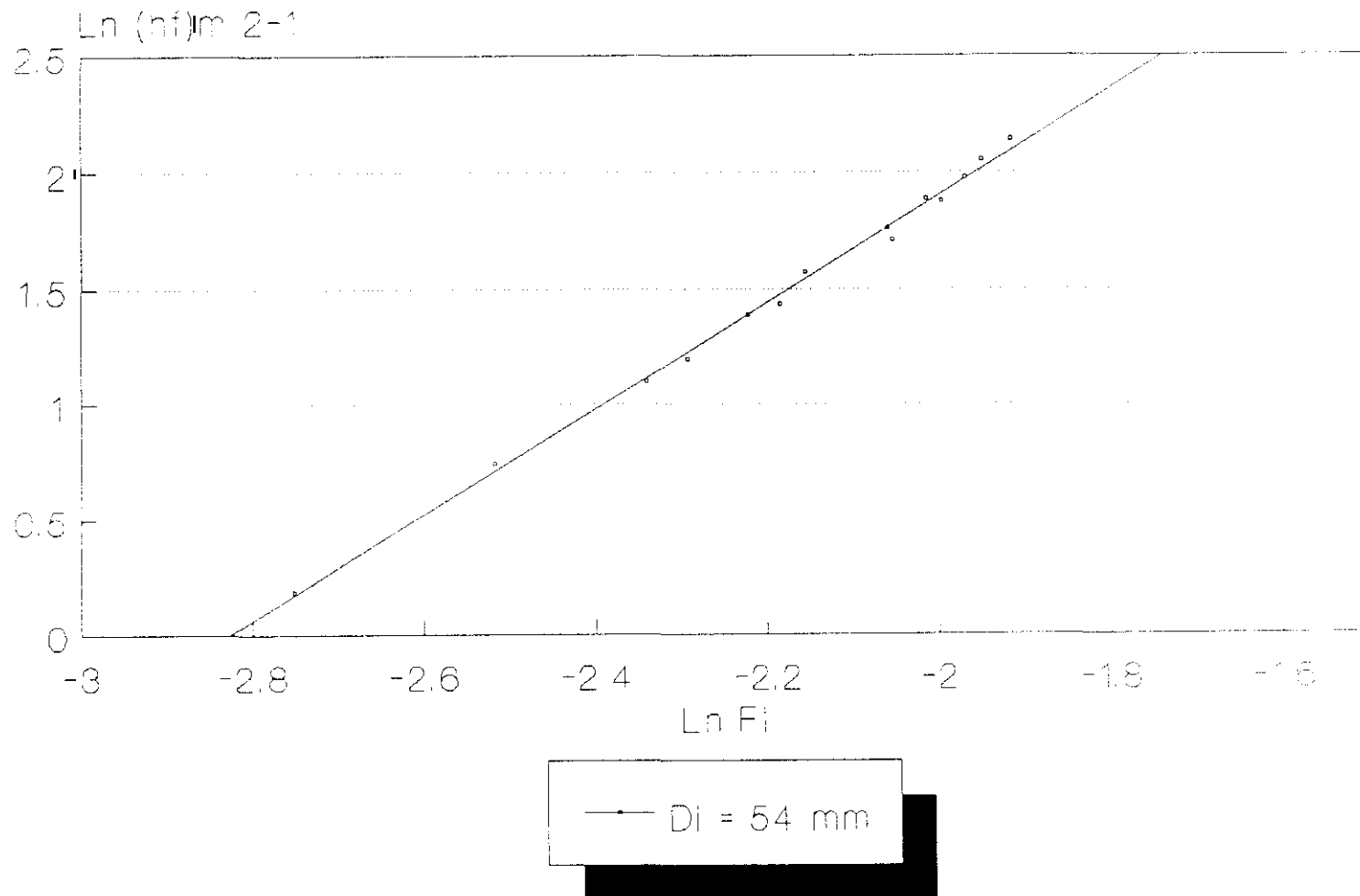


FIG. 5. 47

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

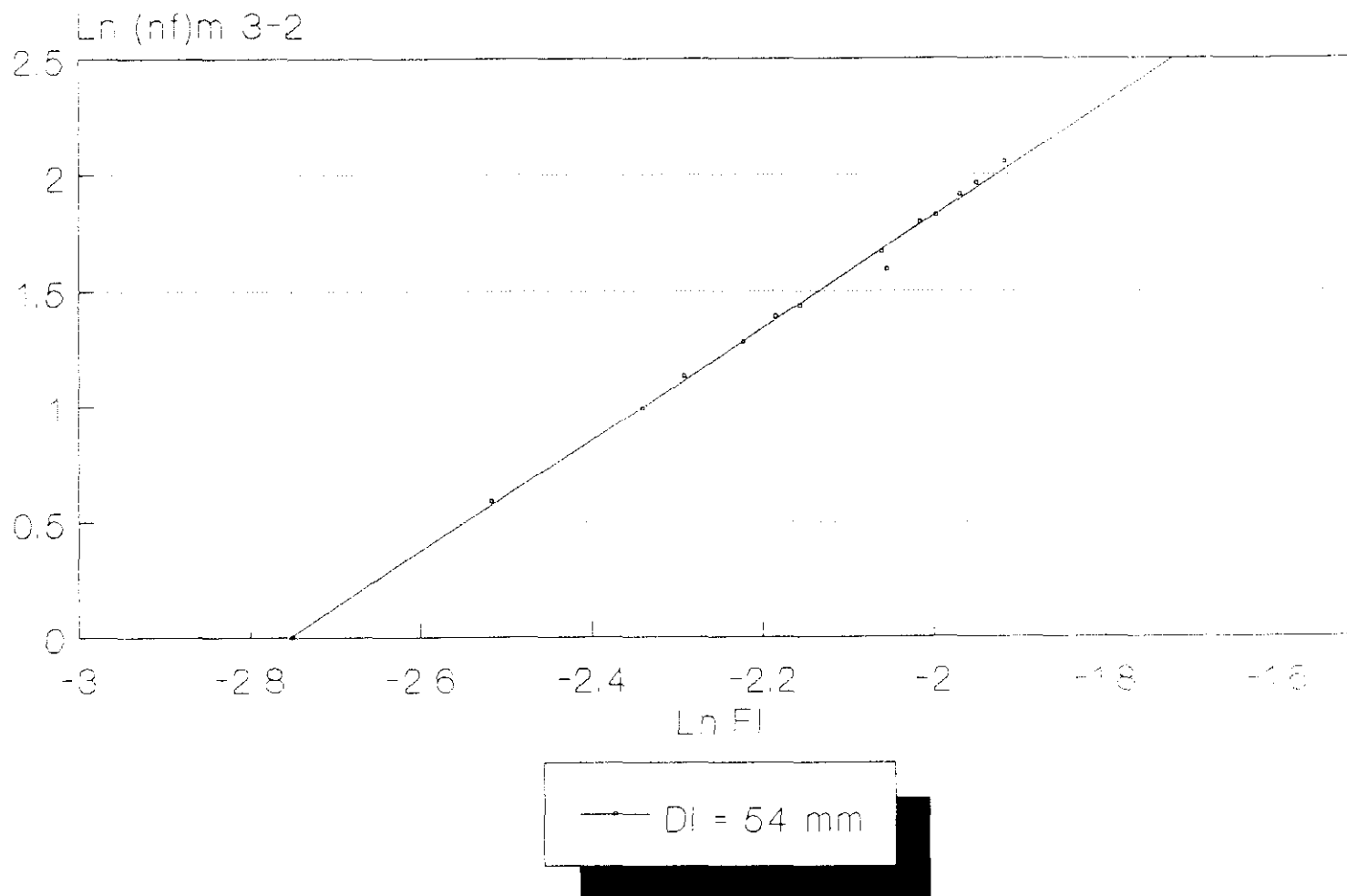
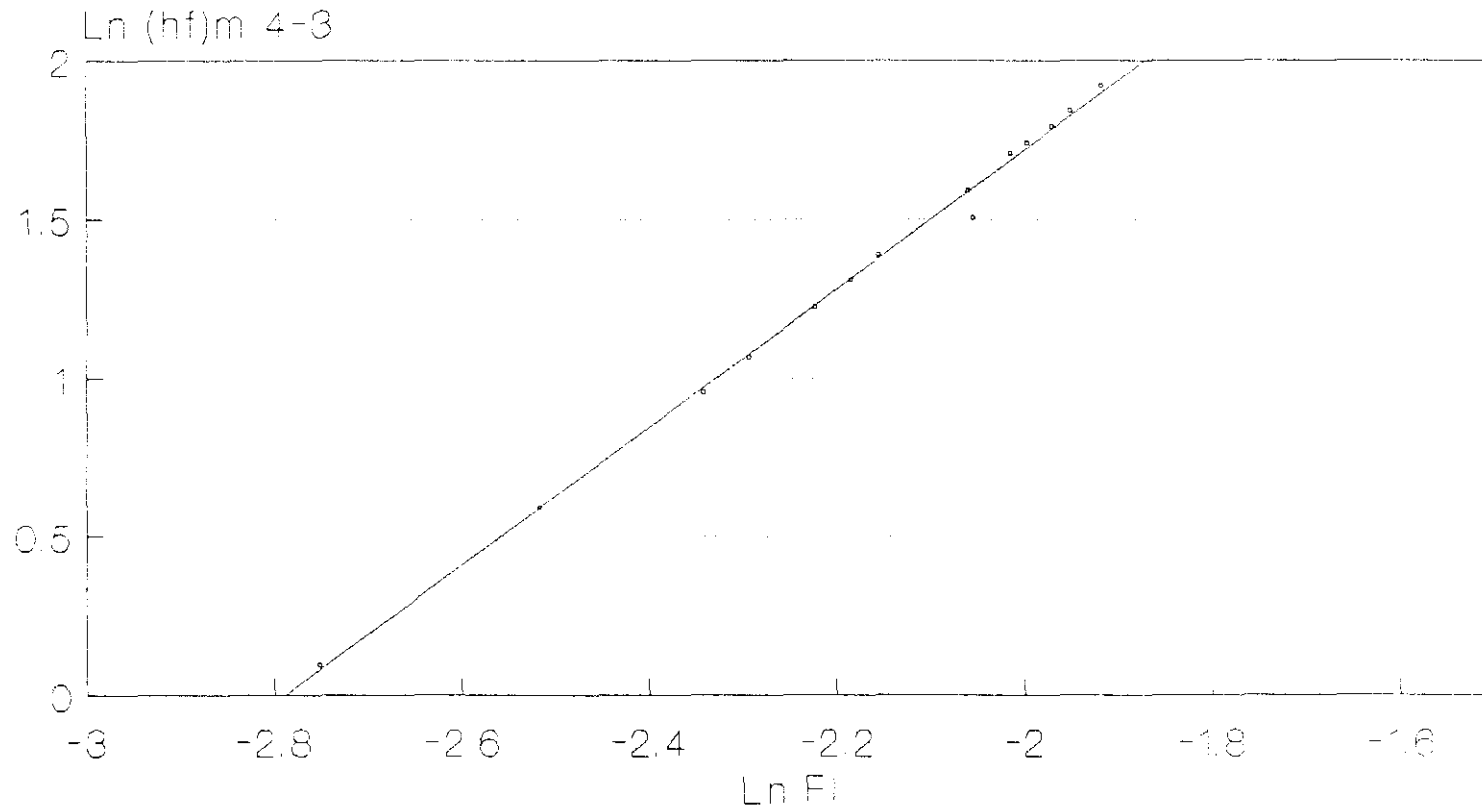


FIG. 5. 48

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO



—●—  $D_i = 54 \text{ mm}$

FIG. 5. 49

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

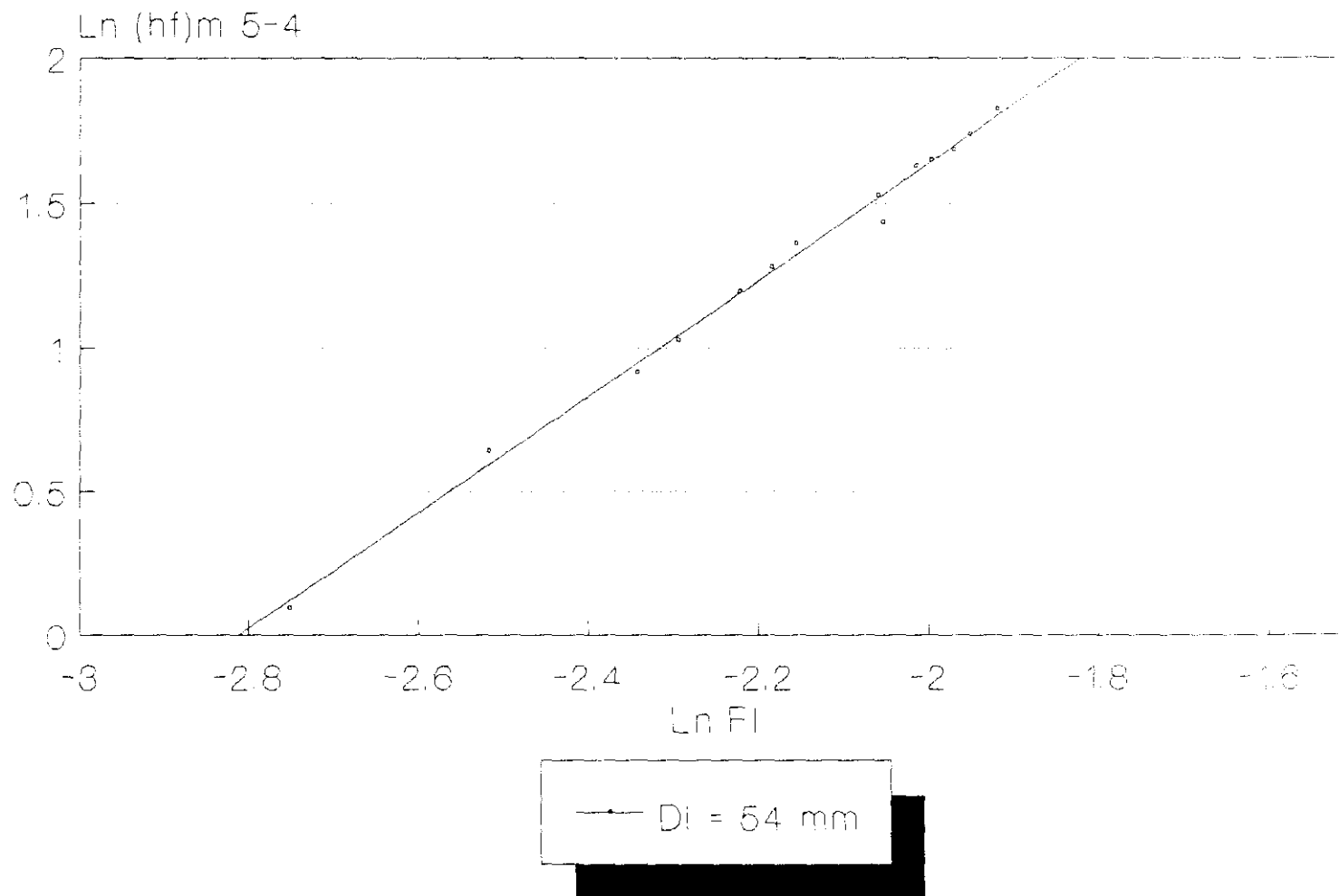


FIG. 5. 50

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

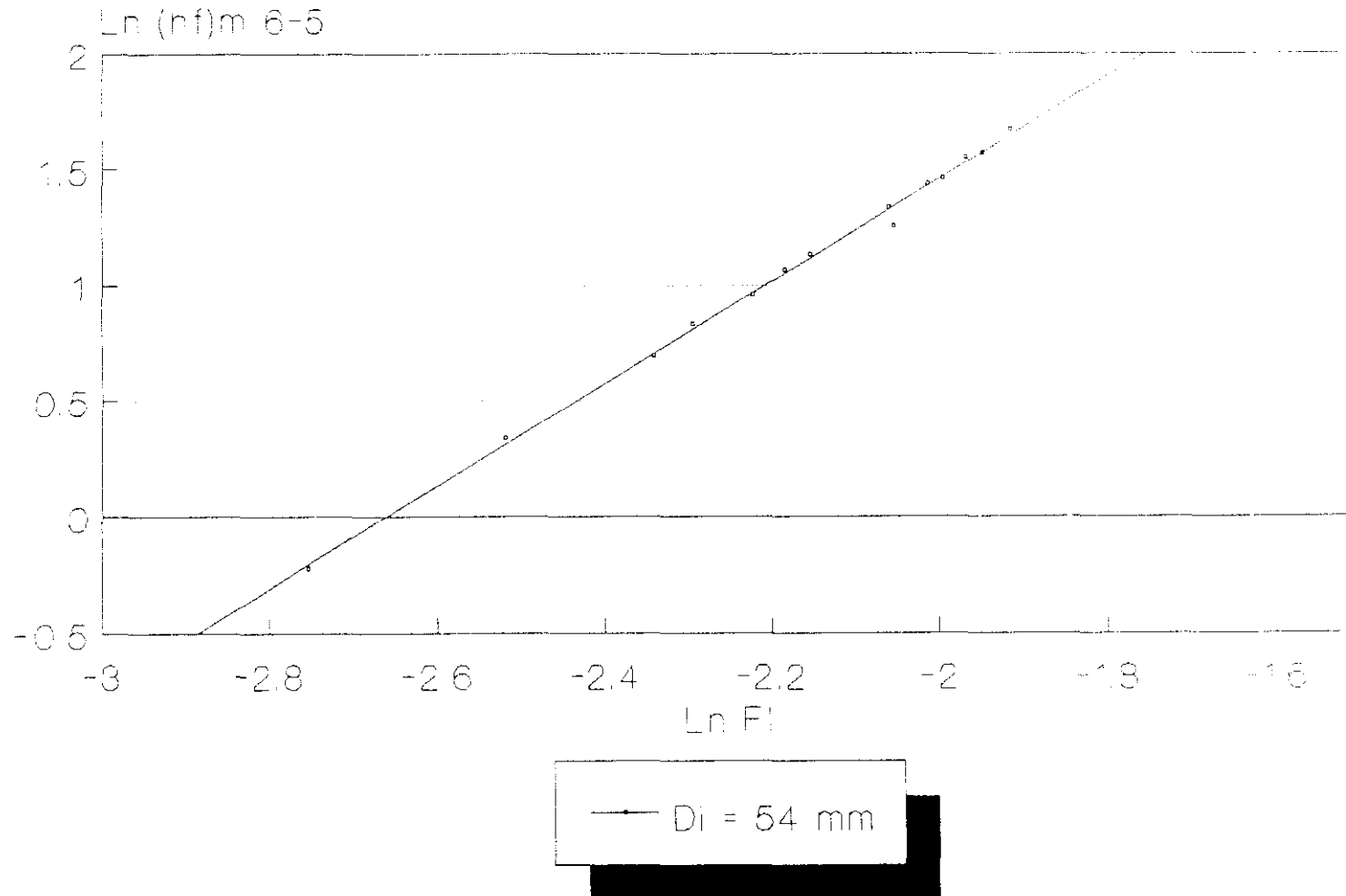


FIG. 5. 51

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

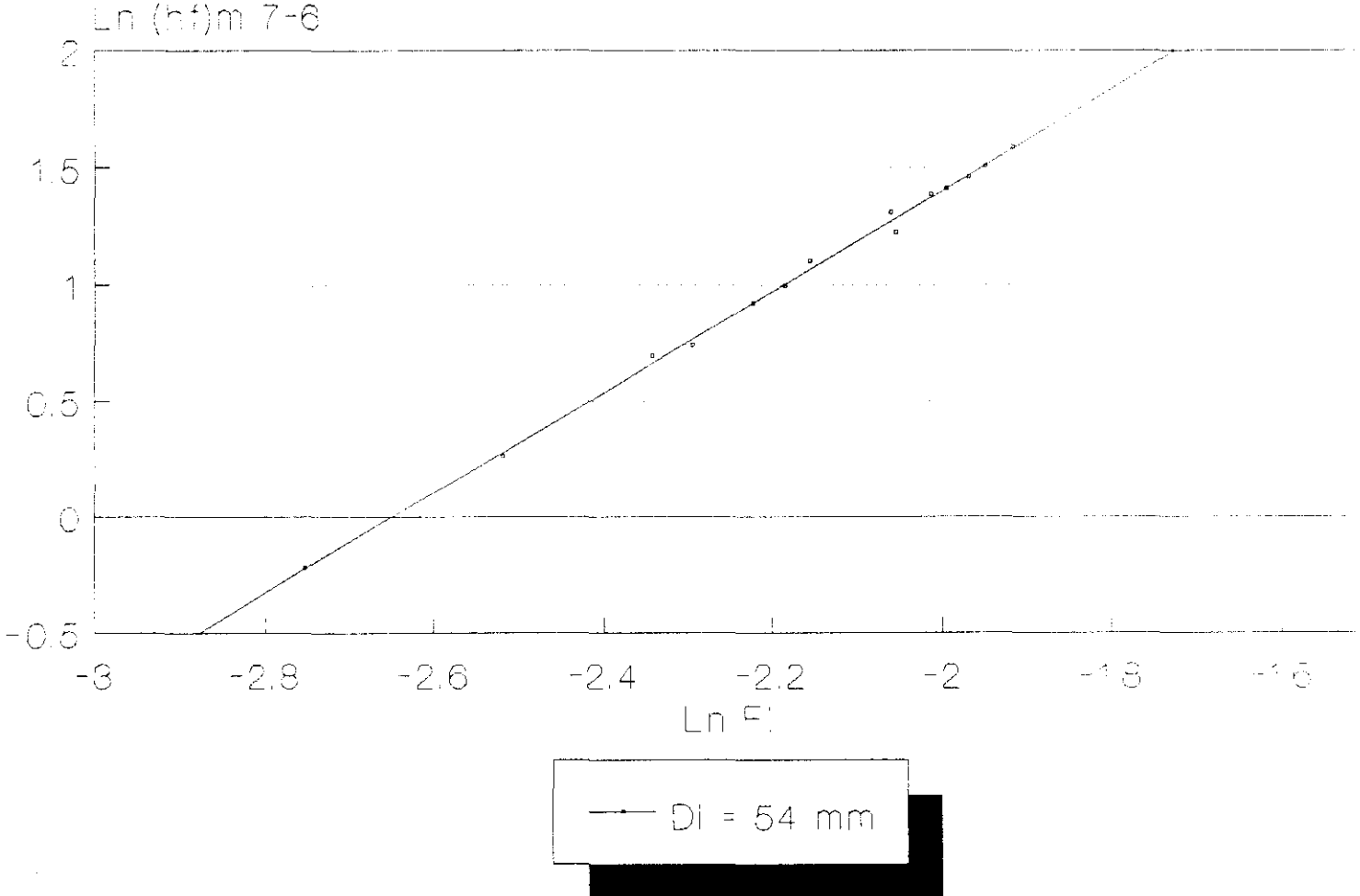
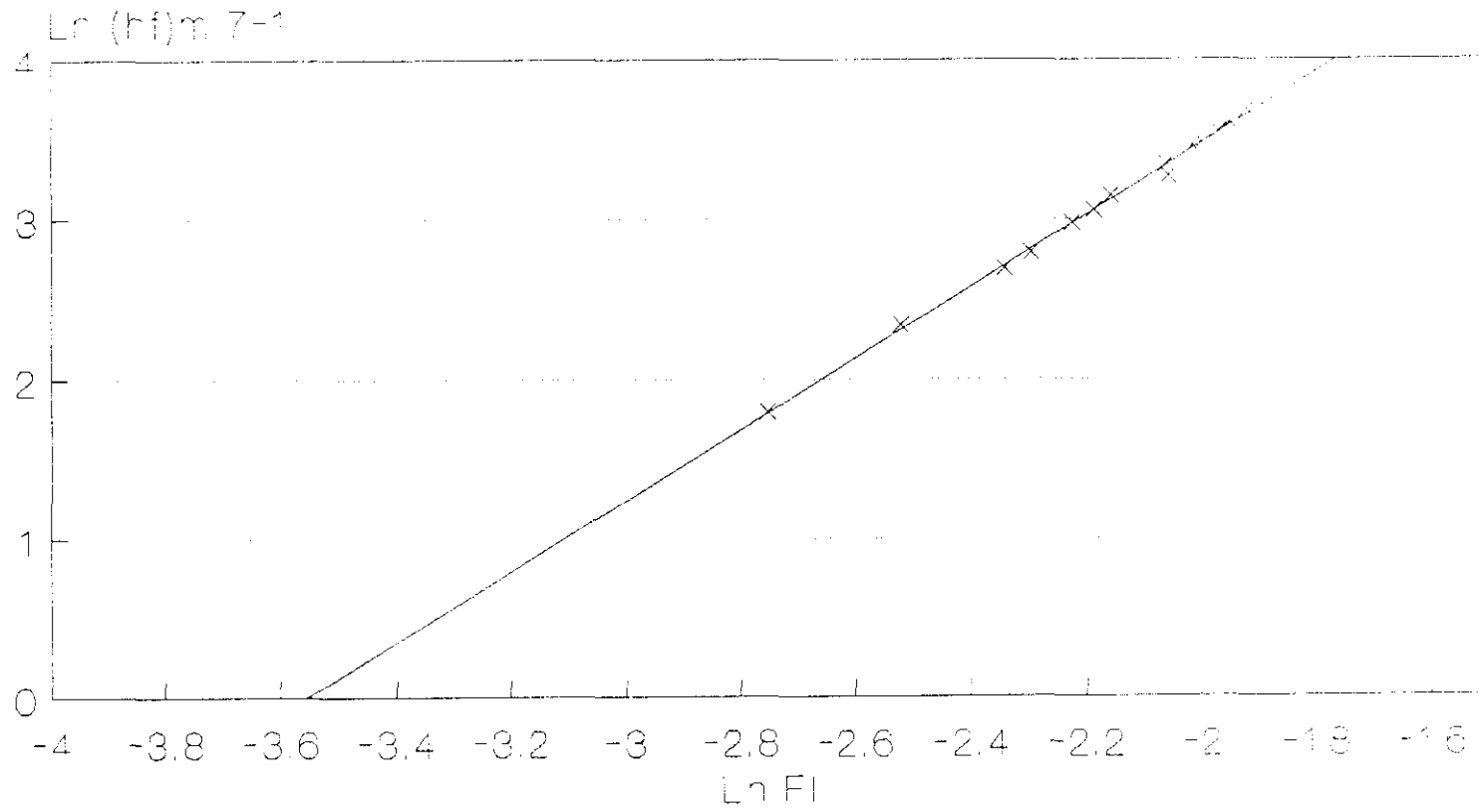


FIG. 5. 52

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO



—x—  $D_i = 54 \text{ mm}$

FIG. 5.53



# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

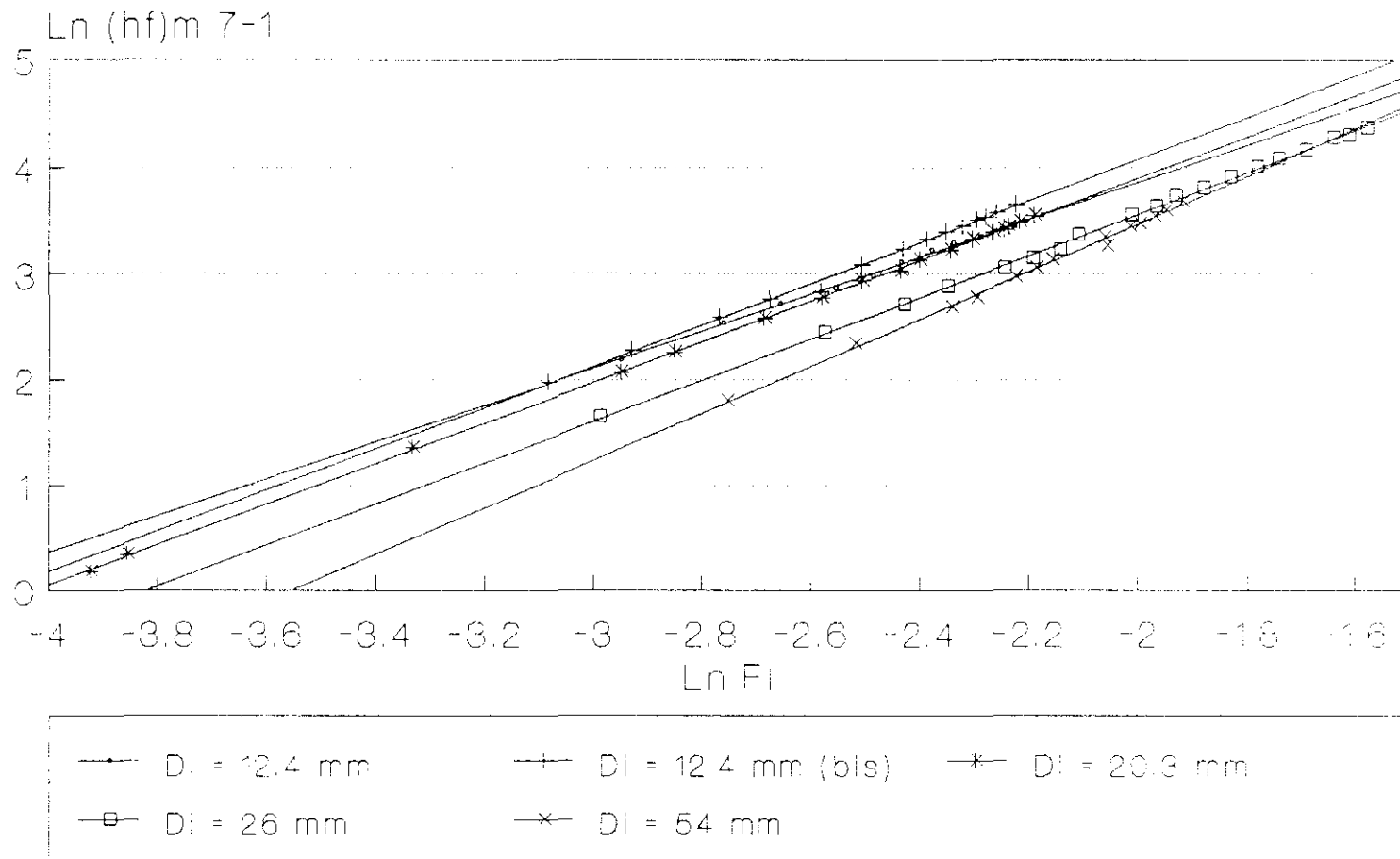


FIG. 5.54

correlacionado con la ecuación (5.8.) anterior, (Figura 5.55).

Los valores de los parámetros de regresión y el índice de correlación - r - obtenidos se dan a continuación:

$$\begin{aligned} D_i &= 26'0 \text{ y } 20'3 \text{ mm. conjuntamente} \\ a_s &= 1300,40 & b_s &= 1,75 & r &= 0,9891 \end{aligned}$$

En la observación de las gráficas se pone de manifiesto que no existen diferencias importantes, en los valores de la pérdida de presión, para un mismo caudal de líquido, cuando se opera con tubos de elevación de distinto diámetro interior, Figura 5.54.

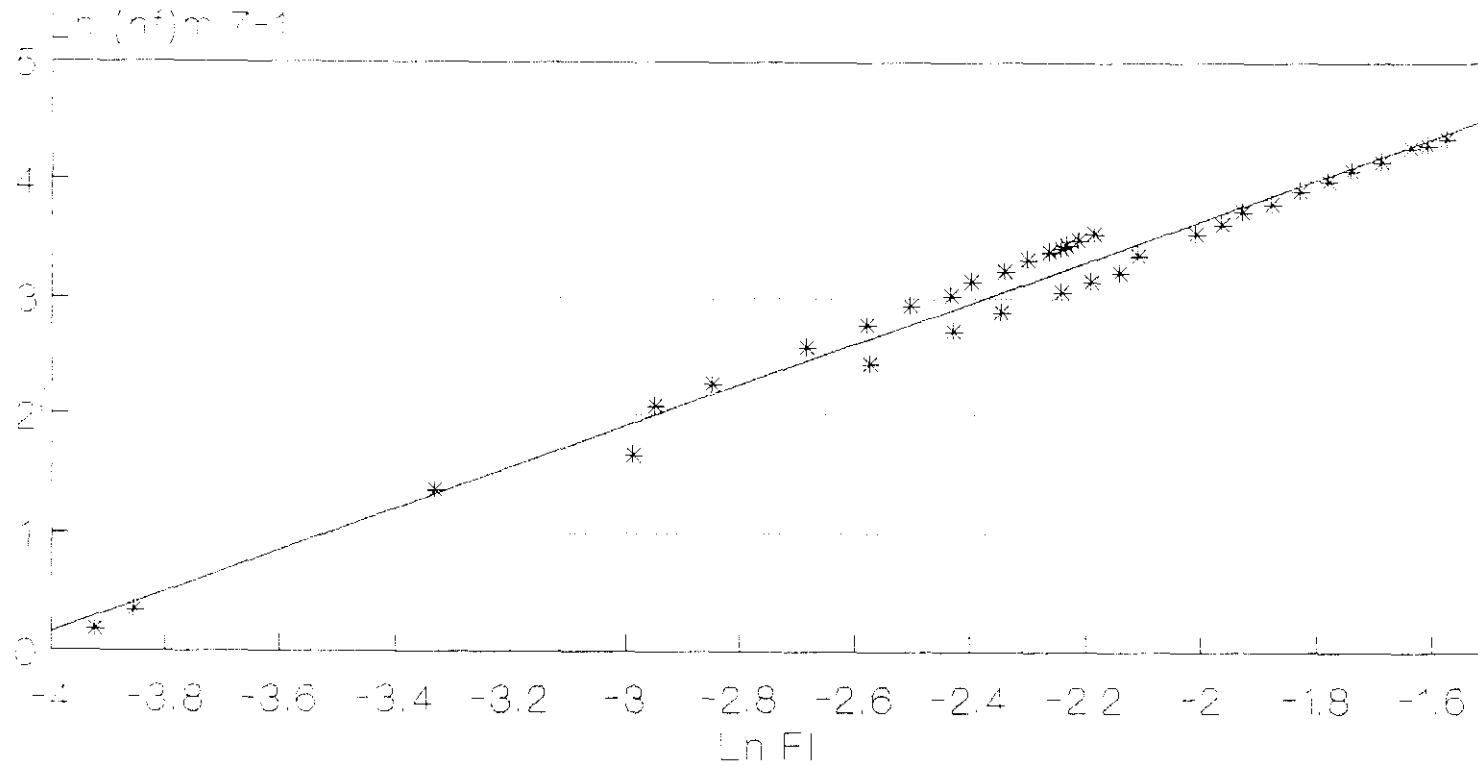
Por esta circunstancia se han representado, en la Figura 5.55, con su recta de regresión, los datos experimentales obtenidos en los tubos de elevación de 26'0 y 20'3 mm. considerados conjuntamente.

En la Figura 5.56. se representan los valores correspondientes a los diámetros 26'0 y 20'3 mm. junto a las rectas que delimitan el 40 % del valor de la pérdida de presión, dado por la recta de regresión para el caudal de agua. En ella se puede observar que prácticamente todos los datos experimentales quedan incluidos.

Por tanto se puede deducir que para estudiar los órdenes de magnitud de la pérdida de presión en conductos de elevación con flujo bifásico, la ecuación (5.8.) representa una buena aproximación, en función tan sólo del caudal de líquido que es

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

$D_i = 26.0$  y  $20.3$  mm



\*  $D_i = 20.3$  y  $26$  mm

FIG. 5. 55

# PERDIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO

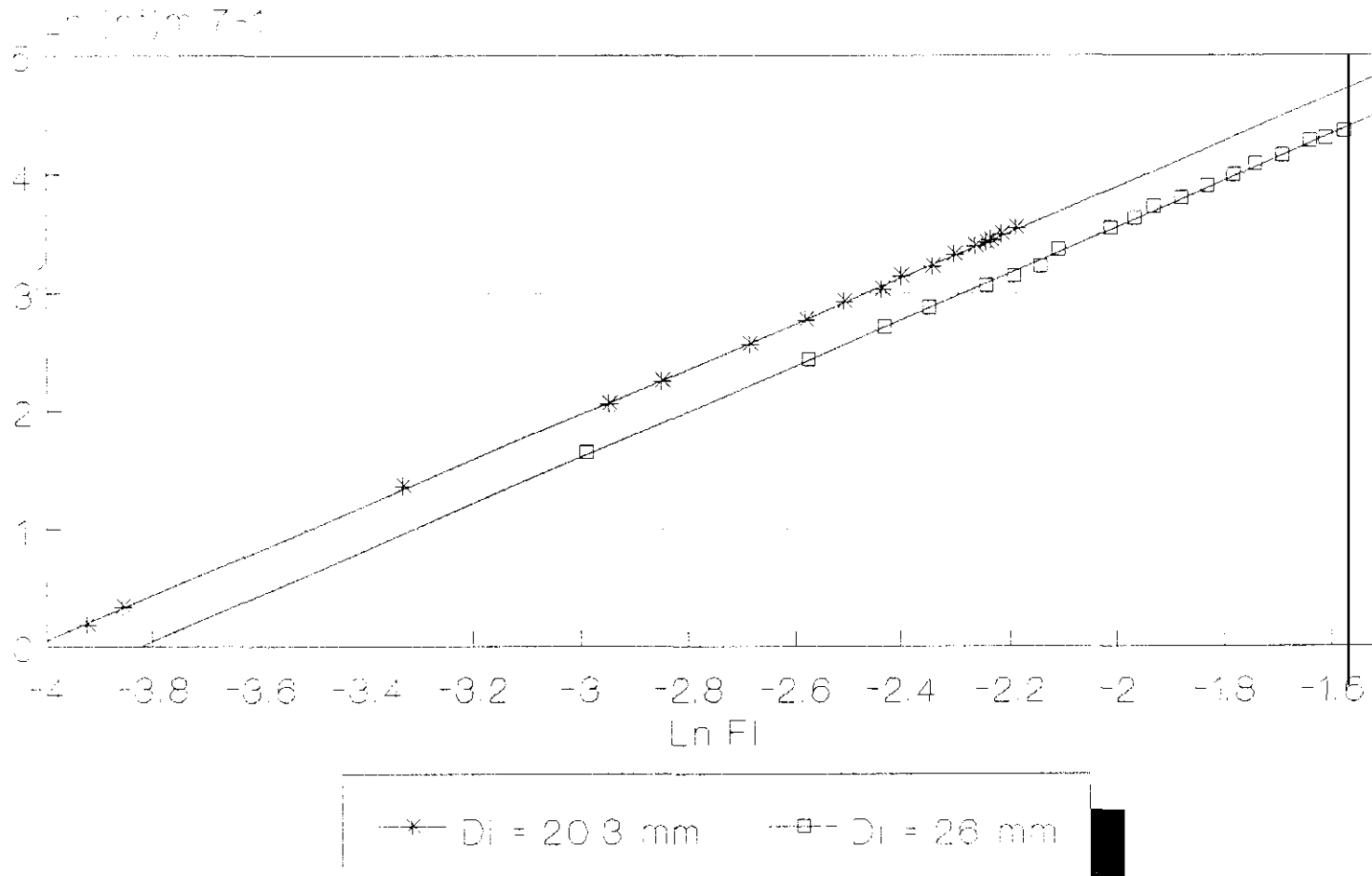


FIG. 5.56

impulsado y arrastrado por el gas.

#### **5.4.2. FACTOR DE FRICCIÓN EN FLUJO BIFÁSICO.**

En el capítulo II de la presente Memoria, se ha indicado que la pérdida de presión en el flujo bifásico está definida por medio de la expresión:

$$\frac{h_{FTP}}{1-R_g} = 4 f_{TP} \times \frac{L}{D_i} \cdot \frac{u_m^2}{2g}$$

El número de Reynolds en flujo bifásico de acuerdo con Hsu y Dudukovic se define como:

$$(Re)_m = \frac{D_i U_m \rho_f}{\mu_f} \quad U_m = U_g + U_l$$

teniendo régimen laminar para los valores de  $(Re)_m < 10^3$ , y turbulento para  $(Re)_m > 10^3$ .

Si se representan los valores de  $f_{TP}$  correspondientes a los cuatro diámetros ensayados frente a los respectivos valores de  $(Re)_m$ , Figura 5.57, se observa que en el sistema aire-agua en régimen turbulento, los valores de  $f_{TP}$  no dependen del  $(Re)_m$ , pero si tienen valores diferentes para cada uno de los diámetros de los conductos de elevación.

##### **5.4.2.1 Régimen turbulento.**

En el apartado anterior, se ha comprobado que no hay

# FACTOR DE FRICCION NUMERO DE REYNOLDS

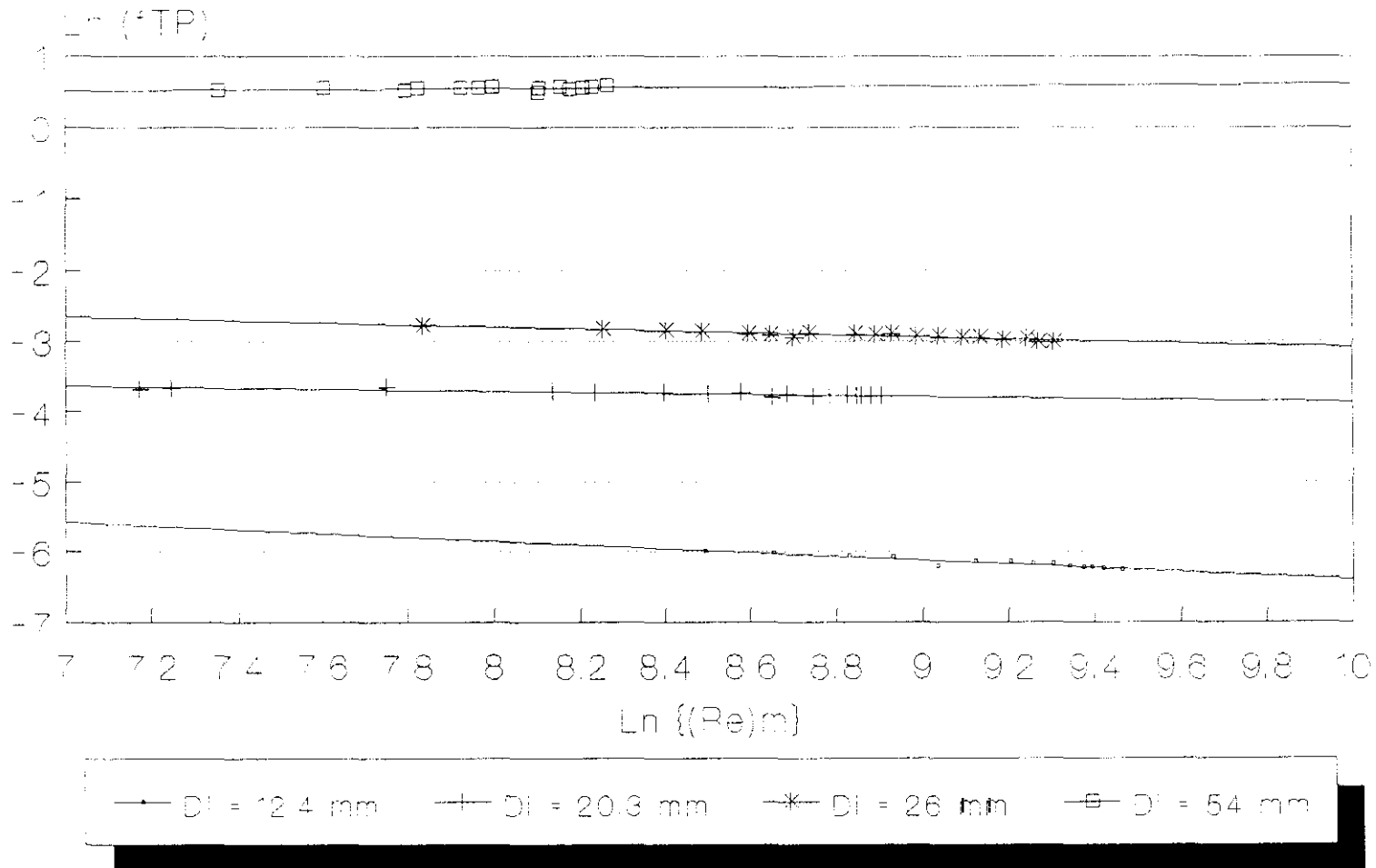


FIG. 5. 57

prácticamente variación del factor de fricción con el número de Reynolds en el régimen turbulento y por ello se han tomado los valores medios que se indican a continuación para cada conducto de elevación.

<u>D<sub>i</sub> (mm.)</u>	<u>f<sub>TP</sub></u>
12'4	0'002
20'3	0'024
26'0	0'054
54'0	1'724

Estos valores de f<sub>TP</sub>, se han ajustado por regresión frente a los del diámetro del conducto de elevación en milímetros (Figura 5.58.), mediante la función potencial:

$$f_{TP} = A ( 1 / D_i )^B \quad (5.9.)$$

obteniéndose como parámetros de regresión:

$$f_{TP} = 52,14 \cdot 10^6 ( 1 / D_i )^{4.59} \quad r=0,9990$$

#### **5.4.2.2 Regimen laminar.**

En el apartado 5.4.2. se ha definido de acuerdo con los autores Hsu y Dudokovic que se trabaja en régimen laminar cuando  $(Re)_m < 10^3$ .

Con el sistema aire-agua y en el intervalo de diámetros de conducto utilizados en el experimentación, no es posible abordar el estudio en régimen laminar, ya que siempre el régimen de flujo ha sido turbulento.

# FACTOR DE FRICCION - INVERSO DIAMETRO CONDUCTO DE ELEVACION

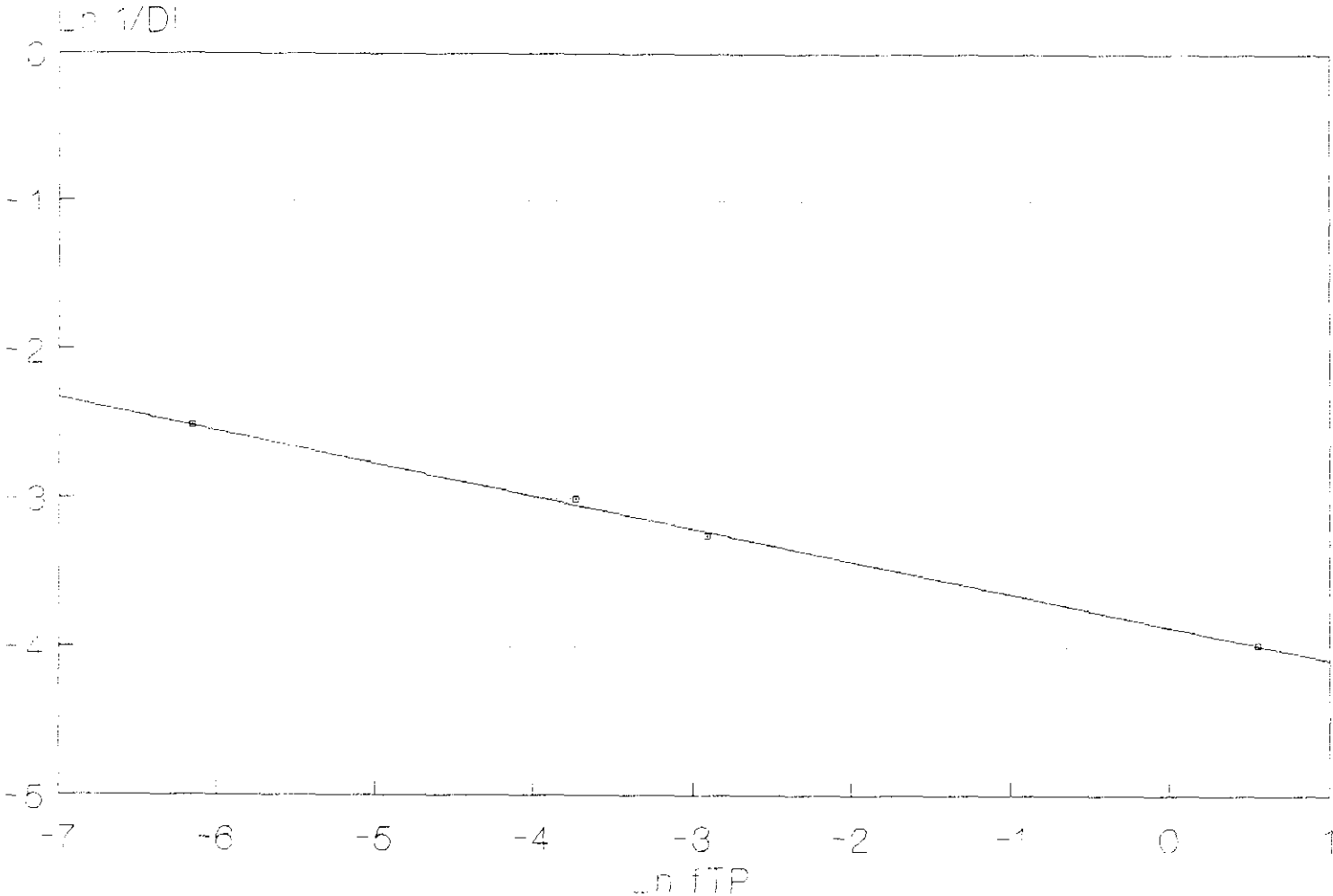


FIG. 5.58



### 5.5. FLUIDODINAMICA EN EL REACTOR.

Con las correlaciones y gráficas estudiadas y representadas en este Capítulo, se dispone de los datos básicos para tener en una primera aproximación y de forma rápida, una información válida e interesante sobre la fluidodinámica en el reactor y la pérdida de presión. La presentación de las funciones tal como se indica en la Figura 5.59, facilita su uso.

En ella, mediante una construcción gráfica simple, se puede definir, un caso particular, que si se necesita un caudal másico de líquido A, el reactor ha de alimentarse con un caudal másico de aire B, se tendrá un retenido de gas C y se producirá una pérdida de presión D.

Esta representación, en cada instalación en particular, proporciona una manera rápida de estimación de las magnitudes que intervienen, con la precisión que suele ser usual y en muchos casos aceptable, en el campo de la Ingeniería.

### 5.6. OPTIMACION DEL CAUDAL DE LIQUIDO EN LOS TUBOS DE ELEVACION.

Se define el concepto de caudal másico de líquido perimétrico, como la razón entre el caudal másico de líquido elevado y el perímetro que se utiliza en el conducto de elevación. Sus unidades son masa de líquido por unidad de tiempo y unidad de longitud.

Este concepto se utilizará en la optimación del diámetro, de los diferentes conductos que se estudiaron para la elevación

# FLUODINAMICA EN EL REACTOR

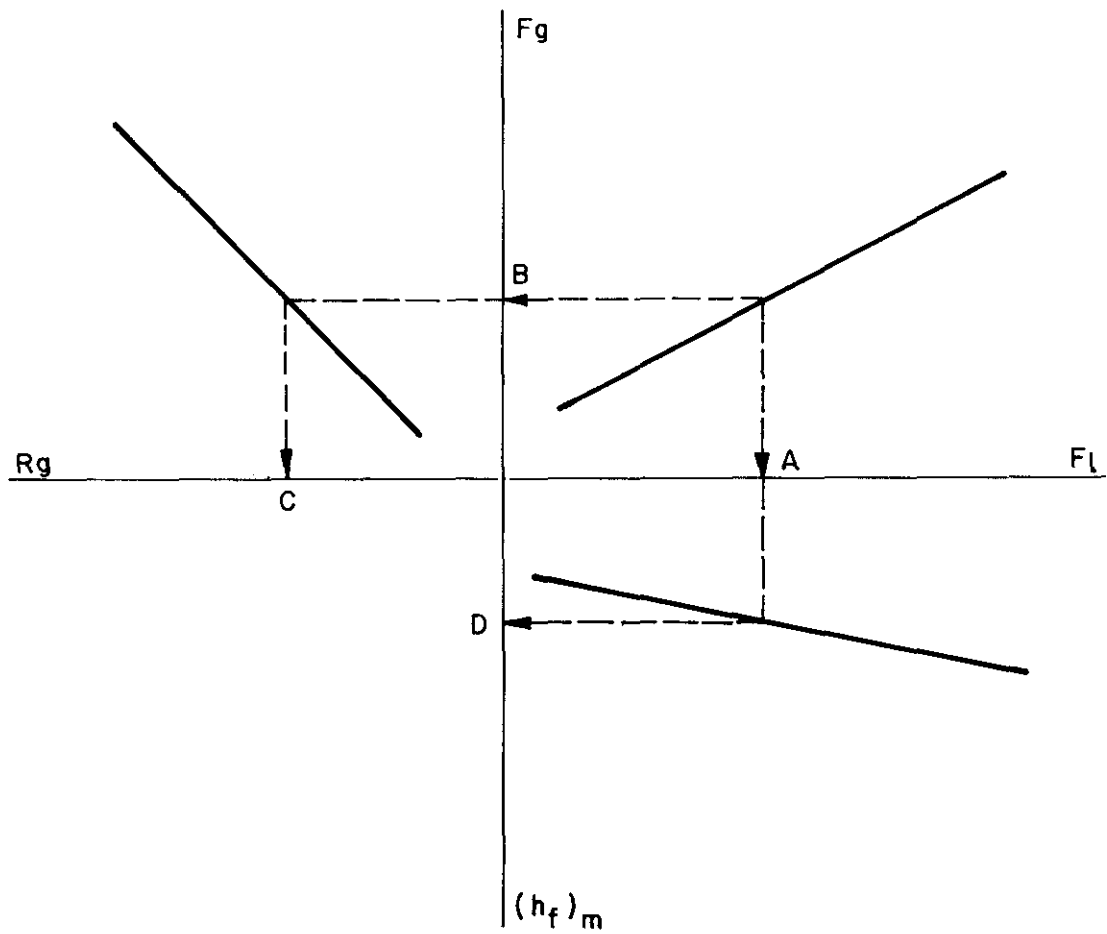


FIG. 5.59

de los líquidos.

Se utilizan seis valores del caudal másico del aire: 0'01 g/s., 0'02 g/s., 0'03 g/s., 0'04 g/s., 0'06 g/s. y 0'07 g/s. y mediante las funciones de ajuste entre los caudales másicos de líquido y de gas, se calculan los caudales de fase líquida,  $F_l$ , correspondientes. Dividiendo el caudal másico de líquido entre el perímetro del tubo de elevación considerado, se obtiene el caudal perimétrico.

En la Figura 5.60 se representan dichos caudales másicos perimétricos frente al diámetro interior del conducto de elevación.

De la observación de la gráfica, puede apreciarse, que se tienen aproximadamente los mismos valores de caudal másico perimétrico, para los diámetros de 12'4 y 20'3 mm., decreciendo su valor rápidamente, cuando se emplean conductos elevadores de diámetros mayores.

Obviamente, no se pretende obtener un máximo puntual y sí un intervalo de diámetros de conductos de elevación, prácticamente optimos que se encontrará próximo al diámetro 20 mm.

Análogamente al tratamiento dado a los datos de flujo, correspondientes a la experimentación de tubos largos, se ha operado con los datos correspondientes de flujo en tubos cortos.

En las Figuras 5.61 a 5.66 se han representado gráficamente los datos de caudales de aire y agua arrastrada, en la

# DIAMETRO OPTIMO

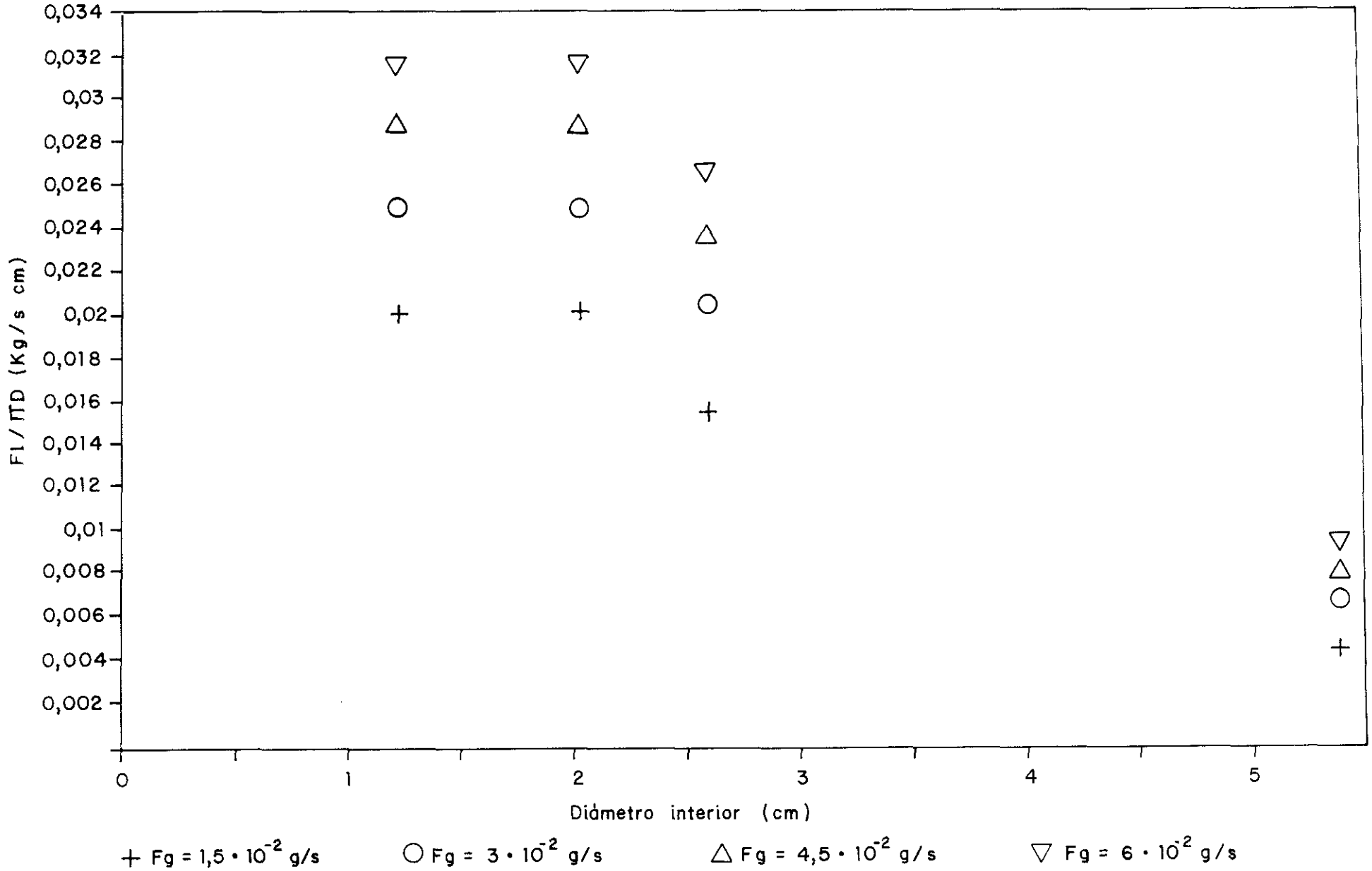
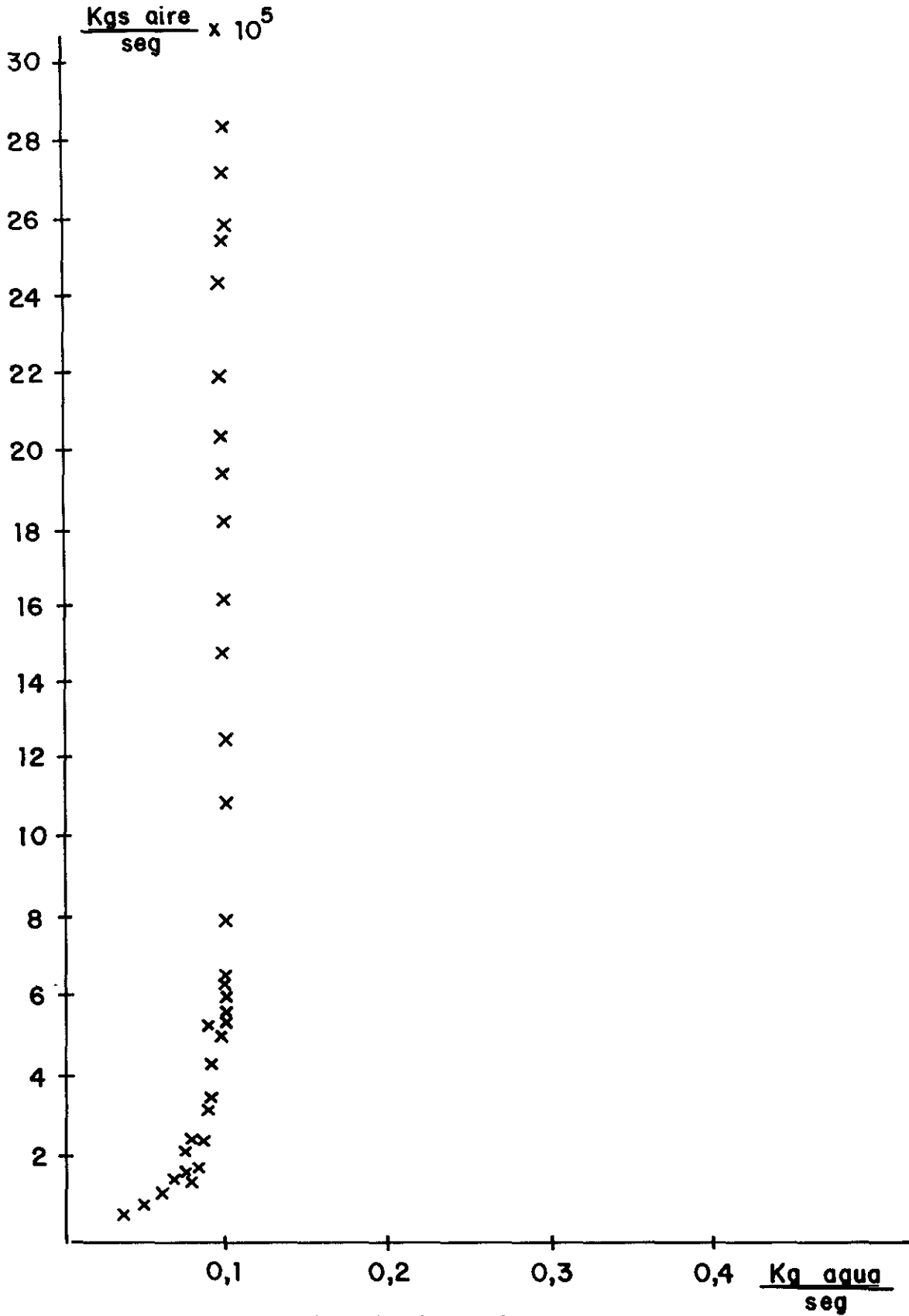


FIG. 5. 60

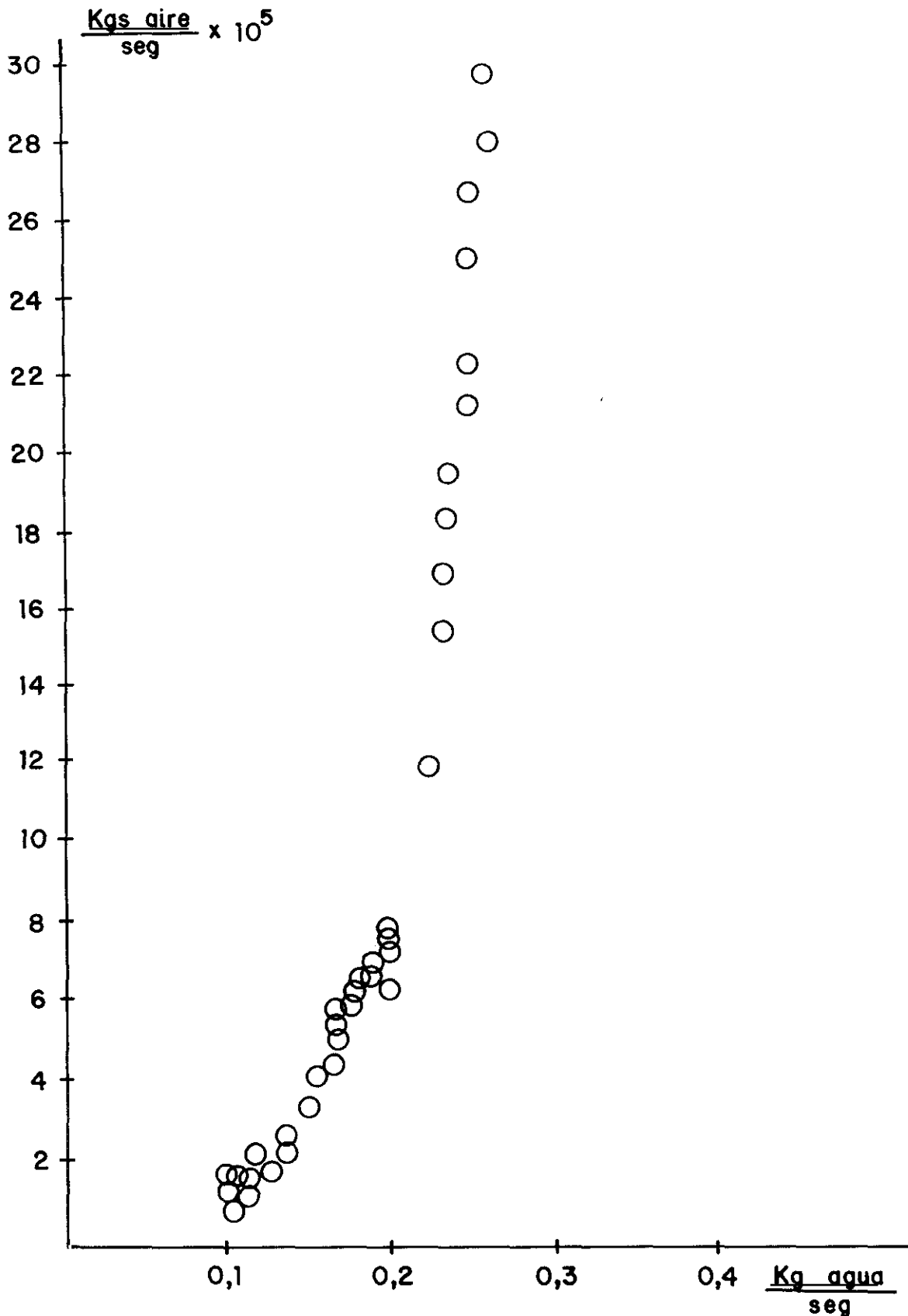
# RELACION DE CAUDALES



—•— Di = 12,0 mm

FIG. 5.61

# RELACION DE CAUDALES



Longitud 1100 mm

—•—  $D_i = 21,0 \text{ mm}$

FIG. 5.62

# RELACION DE CAUDALES

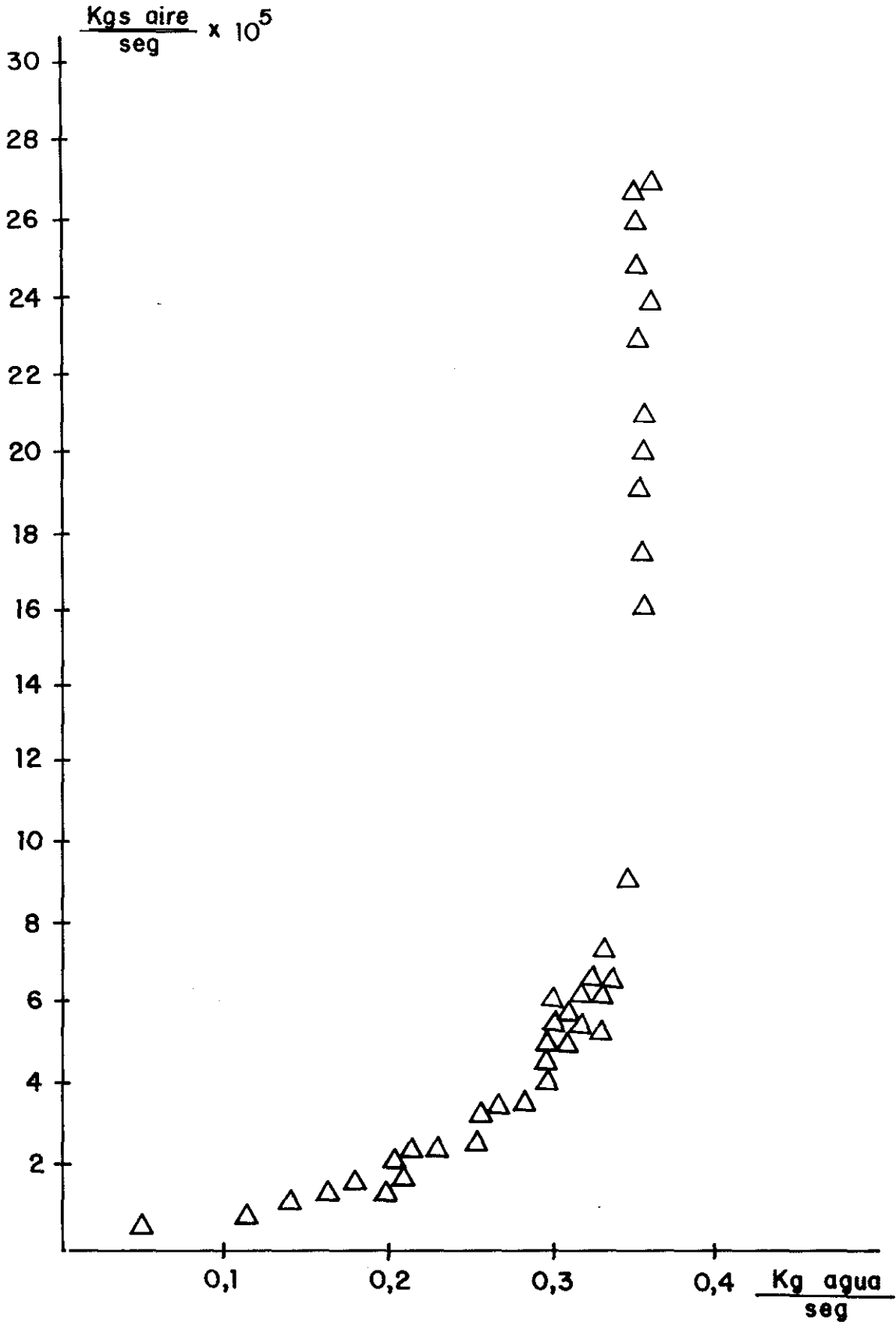


FIG. 5. 63

# RELACION DE CAUDALES

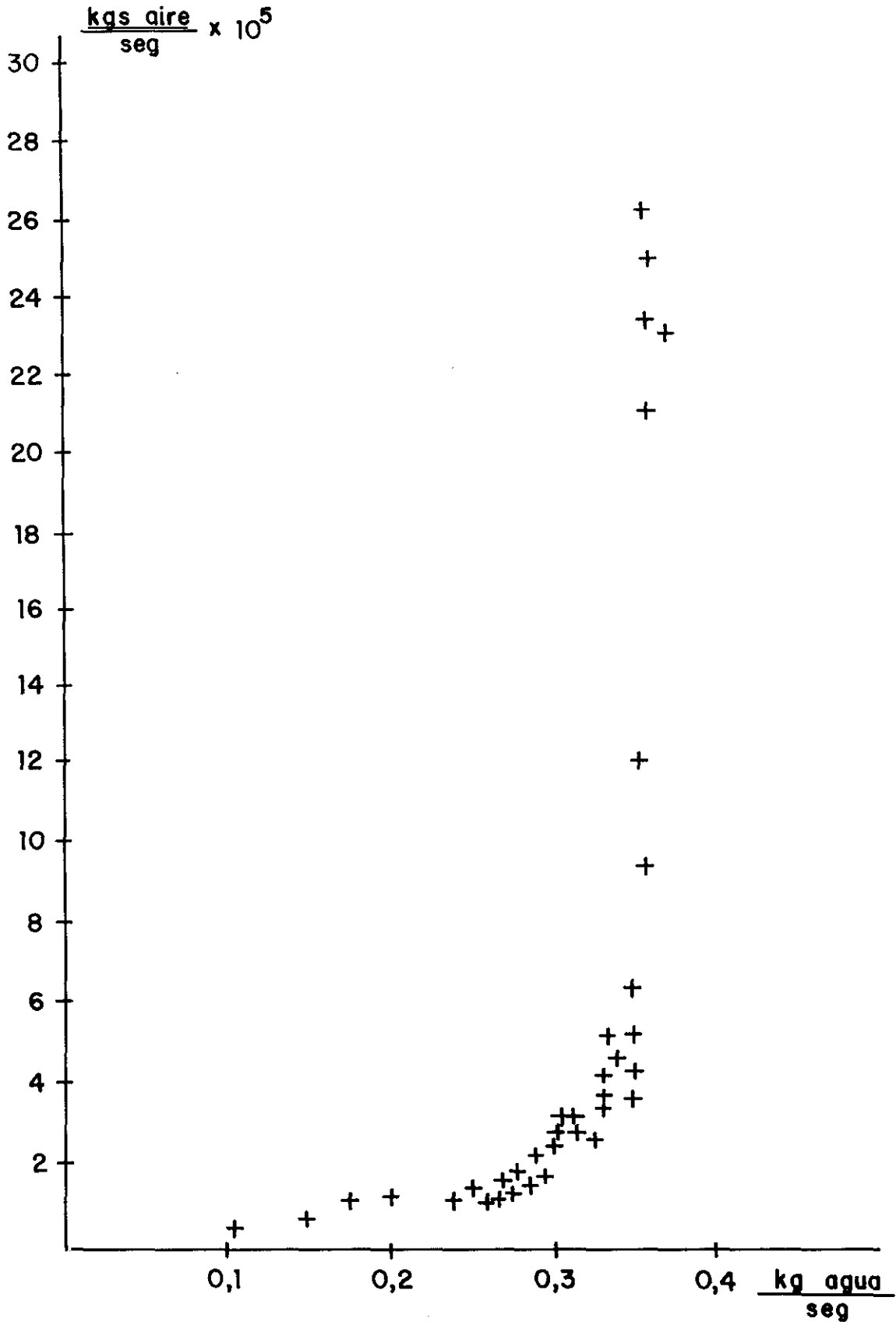


FIG. 5.64



# RELACION DE CAUDALES

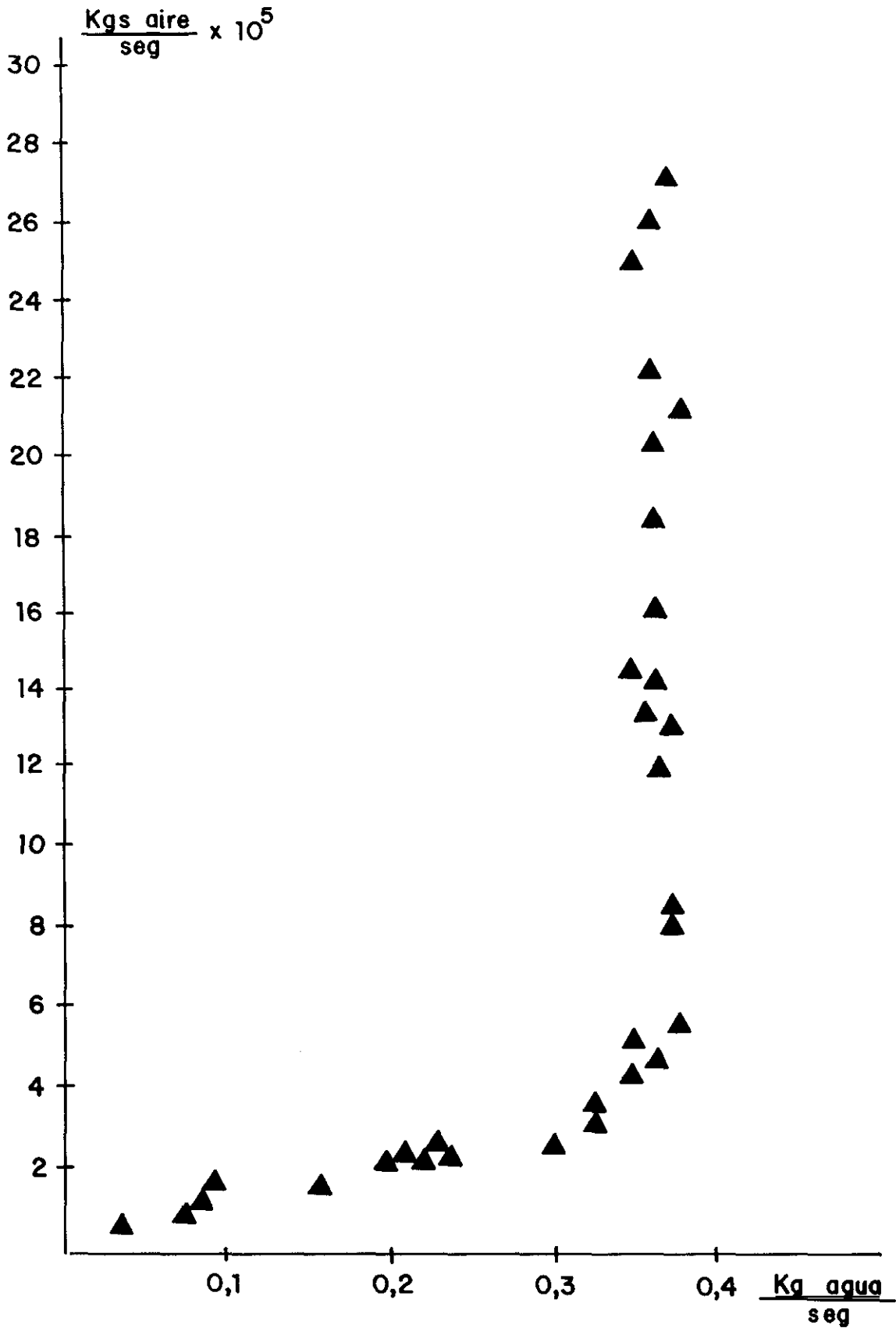
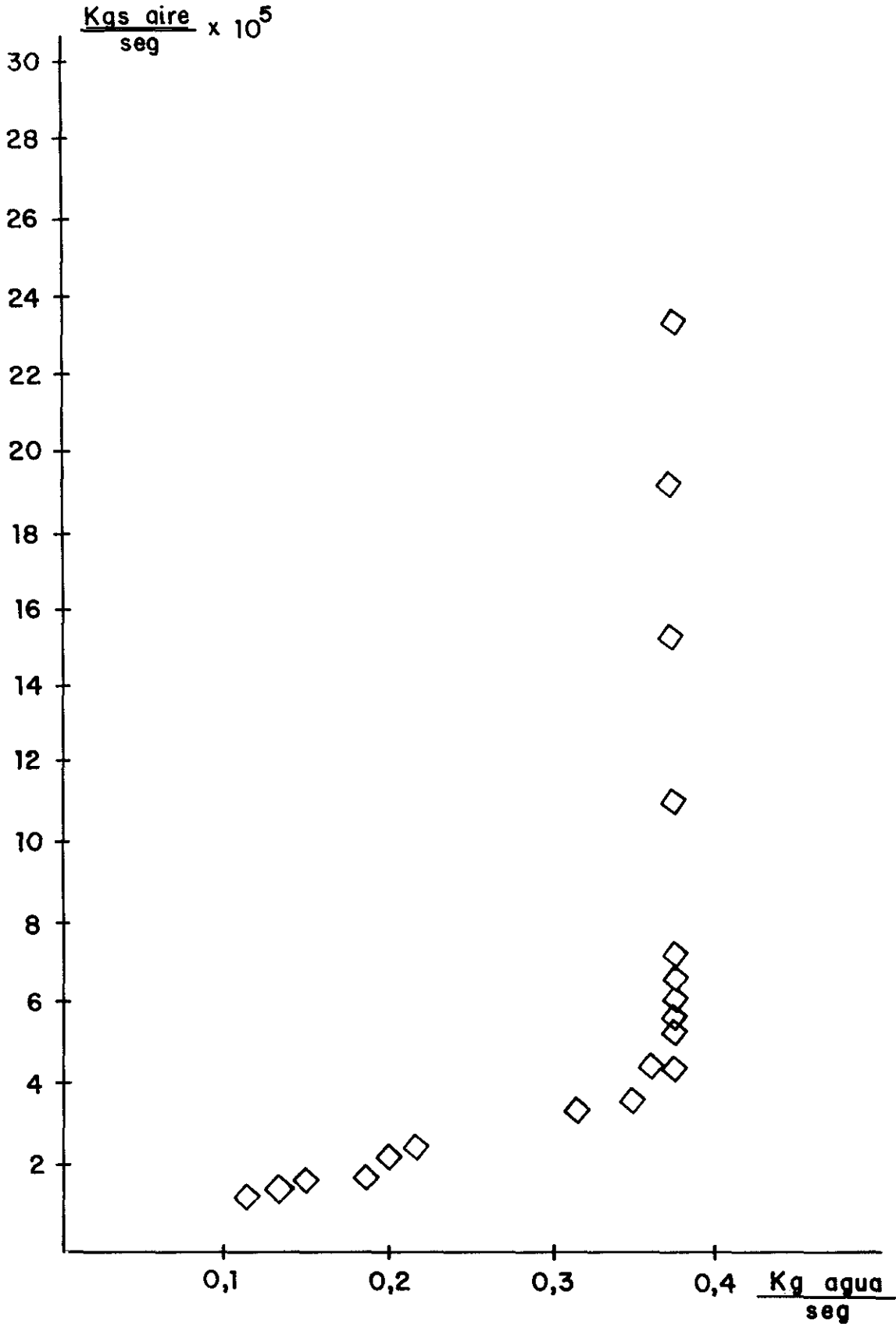


FIG. 5. 65

# RELACION DE CAUDALES



Longitud 1100 mm

—  $D_i = 69,0$  mm

FIG. 5. 66

experimentación realizada con tubos cortos. A partir del diámetro 28 mm, la saturación del flujo, esto es el caudal máximo de agua arrastrado es constante. Para diámetros inferiores, su valor decrece en función del diámetro del tubo elevador.

En la Figura 5.67 se representan los caudales máscicos perimétricos frente al diámetro interior del conducto de elevación, obtenidos para cuatro valores del caudal máscico del aire:  $1.8 \cdot 10^5$  Kg/s,  $2.3 \cdot 10^5$ ,  $3.3 \cdot 10^5$  y  $5.4 \cdot 10^5$ .

La comparación de las Figuras 5.60 y 5.67, pone de manifiesto un ligero desplazamiento del óptimo de caudal perimétrico, a diámetros algo mayores, cuando se opera con tubos cortos. No obstante, la diferencia no es grande y puesto que el óptimo debe considerarse prácticamente como un intervalo, la zona 2-3 cm definiría este óptimo.

#### **5.7. TABLAS DE RESULTADOS.**

En la interpretación de los resultados experimentales se ha utilizado una gran cantidad de datos obtenidos en los distintos ensayos. El relacionar los mismos en diferentes tablas aumentaría el volúmen de esta Memoria, pero no aportarían nuevas conclusiones, al confirmarse con ellos los resultados reseñados, por lo que solamente se incluyen como ejemplo los que se corresponden con las gráficas expuestas.

La distribución de las tablas se ha hecho en función del diámetro del tubo de elevación y se han dispuesto en el mismo

DIAMETRO OPTIMO

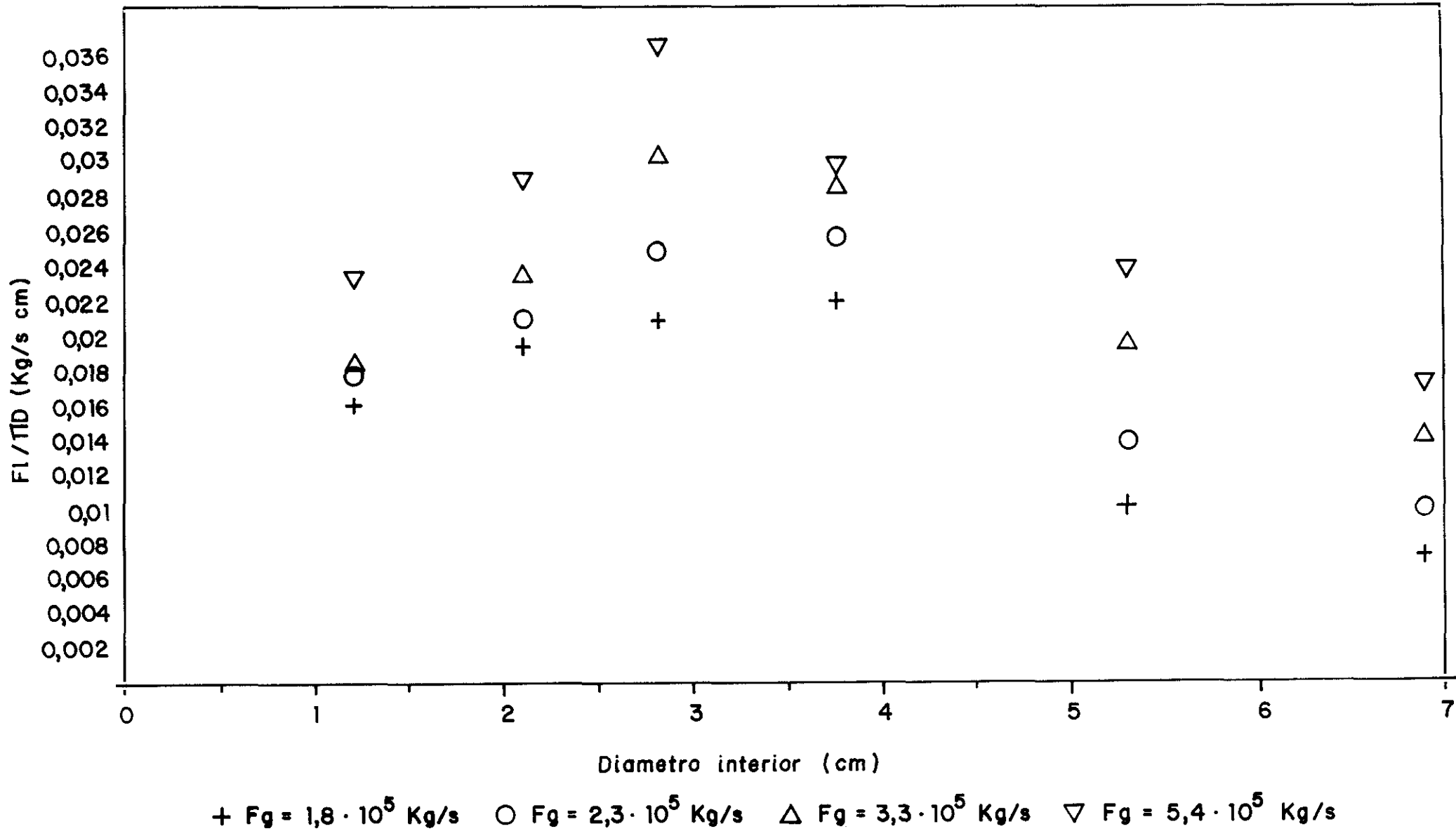


FIG. 5. 67

orden en que se realizaron los experimentos.

**Tubo de elevación:**

- Diámetro interior de 20'0 mm.
- Diámetro interior de 26'0 mm.
- Diámetro interior de 12,4 mm.
- Diámetro interior de 54'0 mm.

**TABLA: 5.1.**

$$F_1 = a_1 F g^{b_1}$$

	<u>a<sub>1</sub></u>	<u>b<sub>1</sub></u>	<u>F</u>
D <sub>i</sub> = 20'3 mm.	0,508	0,331	0,9984
D <sub>i</sub> = 26'0 mm.	0,635	0,383	0,9987
D <sub>i</sub> = 12'4 mm.	0,312	0,330	0,9974
D <sub>i</sub> = 54'0 mm.	0,758	0,560	0,9997

**TABLA: 5.2.**

$$R_v = a_2 \left( (F_1)_m / \sqrt{\Lambda} \right)^{b_2}$$

	<u>a<sub>2</sub></u>	<u>b<sub>2</sub></u>	<u>F</u>
D <sub>i</sub> = 20'3 mm.	0,243	0,473	0,9986
D <sub>i</sub> = 26'0 mm.	0,346	0,340	0,9892
D <sub>i</sub> = 12'4 mm.	0,156	0,405	0,9996
D <sub>i</sub> = 54'0 mm.	0,289	0,159	0,9981

**TABLA: 5.3.**

$$R_g = a_3 u_g^{b_3}$$

	<u>a<sub>3</sub></u>	<u>b<sub>3</sub></u>	<u>r</u>
D <sub>i</sub> = 20'3 mm.	0,692	0,646	0,9871
D <sub>i</sub> = 26'0 mm.	0,823	0,726	0,9983
D <sub>i</sub> = 12'4 mm.	0,412	0,477	0,9950
D <sub>i</sub> = 54'0 mm.	0,077	0,824	0,9790

**TABLA: 5.4.**

$$R_g = A F_g^{b_3}$$

	<u>A</u>	<u>b<sub>3</sub></u>
D <sub>i</sub> = 20'3 mm.	0,807	0,646
D <sub>i</sub> = 26'0 mm.	0,828	0,726
D <sub>i</sub> = 12'4 mm.	0,653	0,477
D <sub>i</sub> = 54'0 mm.	0,792	0,824

**TABLA: 5.5.**

$$h_f(1-7) = a_4 F_1^{b_4} \text{ (flujo monofásico)}$$

	<u>a<sub>4</sub></u>	<u>b<sub>4</sub></u>	<u>r</u>
D <sub>i</sub> = 20'3 mm.	444,128	1,728	0,9990
D <sub>i</sub> = 26'0 mm.	124,315	1,615	0,9989
D <sub>i</sub> = 12'4 mm.	2407,208	1,535	0,9997
D <sub>i</sub> = 54'0 mm.	6,963	1,675	0,9995

**TABLA: 5.6.**

$D_i$	$(h_f)$	$(h_f)$	$(h_f)$
(mm.)	(cm.c.a.)	(cm.c.a.)	(cm.c.a.)
20'3	14'02	5'36	2'86
26'0	4'92	2'19	0'98
12'4	111'65	51'84	24'06
54'0	0'25	0'12	0'05

**TABLA: 5.7.**

$$(h_f)_m = a_5 F_1^{b_5} \quad (\text{Flujo bifásico})$$

$D_i = 20'3 \text{ mm.}$

$$(h_f)_m(2-1) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
285'05	1'766	0'9995

$$(h_f)_m(3-2) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
614'91	2,067	0'9997

$$(h_f)_m(4-3) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
456'34	1,987	0'9995

$$(h_f)_m(5-4) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
308'63	1'835	0'9985

$$(h_f)_m(6-5) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
477'08	1'940	0'9987

$$(h_f)_m(7-6) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
267'74	2'011	0'9984

$$(h_f)_m(7-1) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
2267'92	1'918	0'9999

$D_i = 26'0 \text{ mm.}$

$$(h_f)_m(2-1) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
510'40	2'116	0'9986

$$(h_f)_m(3-2) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
215'65	1,689	0'9993

$$(h_f)_m(4-3) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
264'09	1,903	0'9993

$$(h_f)_m(5-4) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
317'23	2'006	0'9987

$$(h_f)_m(6-5) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
266'87	2'000	0'9977



$$(h_f)_m(7-6) = a_5 F_1^{b5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
224'40	2'060	0'9984

$$(h_f)_m(7-1) = a_5 F_1^{b5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
1709,02	1'947	0'9995

$D_i = 12'4 \text{ mm.}$

$$(h_f)_m(2-1) = a_5 F_1^{b5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
1016'68	1'928	0'9859

$$(h_f)_m(3-2) = a_5 F_1^{b5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
536'10	1,830	0'9999

$$(h_f)_m(4-3) = a_5 F_1^{b5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
611'81	2,023	0'9999

$$(h_f)_m(5-4) = a_5 F_1^{b5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
113'12	1'941	0'9970

$$(h_f)_m(6-5) = a_5 F_1^{b5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
226'09	1'984	0'9340

$$(h_f)_m(7-6) = a_5 F_1^{b5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
381'87	2'128	0'9984

$$(h_f)_m(7-1) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
2845,19	1'944	0'9983

$D_i = 54'0 \text{ mm.}$

$$(h_f)_m(2-1) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
651'34	2'292	0'9981

$$(h_f)_m(3-2) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
756'59	2,406	0'9985

$$(h_f)_m(4-3) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
426'92	2,172	0'9985

$$(h_f)_m(5-4) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
287'71	2'014	0'9975

$$(h_f)_m(6-5) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
356'71	2'210	0'9985

$$(h_f)_m(7-6) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
304'79	2,160	0'9988

$$(h_f)_m(7-1) = a_5 F_1^{b_5}$$

$a_5$	$b_5$	$r$
2710,48	2'223	0'9986

### 5.3.1-2.A. Variables calculadas.

Tubo de elevación,  $D_i = 20.3 \text{ mm.}$   
 $P_a = 784 \text{ mm. c. Hg.}$   
 $T_a = 14.5 \text{ }^\circ \text{C.}$

Fg (g/s)	Qg*E-06 (m3/s)	Ug (m/s)	F1 (Kg/s)	Q1*E-06 (m3/s)	U1 (m/s)	Ug+U1 (m/s)	Rv	(Fr) m
0.02E-02	0.09	0.03E-02	0.298E-01	29.80	9.21E-02	9.24E-02	5.39E-02	4.29E-02
0.04E-02	0.17	0.05E-02	0.357E-01	35.70	1.10E-01	1.11E-01	6.96E-02	6.18E-02
0.14E-02	0.61	0.19E-02	0.602E-01	60.20	1.86E-01	1.88E-01	1.00E-01	1.78E-01
0.36E-02	1.56	0.48E-02	0.800E-01	80.00	2.47E-01	2.52E-01	1.40E-01	3.20E-01
0.73E-02	3.16	0.98E-02	1.001E-01	100.00	3.09E-01	3.19E-01	1.78E-01	5.12E-01
1.00E-02	4.33	1.34E-02	1.099E-01	109.90	3.40E-01	3.53E-01	1.99E-01	6.27E-01
1.24E-02	5.37	1.66E-02	1.200E-01	120.00	3.71E-01	3.88E-01	2.12E-01	7.55E-01
1.56E-02	6.75	2.09E-02	1.299E-01	129.90	3.99E-01	4.20E-01	2.28E-01	8.85E-01
2.00E-02	8.66	2.68E-02	1.401E-01	140.10	4.33E-01	4.60E-01	2.49E-01	1.06E+00
2.51E-02	10.87	3.36E-02	1.501E-01	150.10	4.64E-01	4.98E-01	2.69E-01	1.24E+00
3.17E-02	13.72	4.24E-02	1.599E-01	159.90	4.94E-01	5.37E-01	2.93E-01	1.45E+00
4.22E-02	18.27	5.65E-02	1.739E-01	173.90	5.38E-01	5.94E-01	3.24E-01	1.77E+00

### 5.3.3.A. Variables calculadas

Tubo de elevación,  $D_i = 20.3$  mm.

$P_a = 708.2$  mm.c.Hg.

$T_a = 14.5^\circ$  C.

---

Fg (g/s)	Ug (m/s)	Rg (tanto por 1)
1.01E-02	1.30E-02	4.00E-02
1.71E-02	2.20E-02	6.55E-02
2.30E-02	2.96E-02	6.85E-02
2.68E-02	3.45E-02	8.00E-02
3.01E-02	3.87E-02	8.70E-02
3.32E-02	4.28E-02	9.23E-02
3.64E-02	4.69E-02	9.75E-02
3.99E-02	5.14E-02	9.84E-02
4.24E-02	5.46E-02	1.05E-01
4.50E-02	5.79E-02	1.05E-01

---

**5.4.1.1.B Variables calculadas.  
Flujo monofásico.**

Tubo de elevación,  $D_i = 20.3$  mm.

hf(1-7) (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	Ql (m3/s)	Ul (m/s)	Re	f
0.60	2.11E-02	2.11E-05	6.52E-02	1323	0.049358
1.40	3.72E-02	3.72E-05	11.49E-02	2332	0.037052
2.50	4.87E-02	4.87E-05	15.05E-02	3055	0.044783
2.90	5.62E-02	7.65E-05	17.46E-02	3544	0.044729
3.90	6.20E-02	6.20E-05	19.16E-02	3889	0.037144
4.50	6.90E-02	6.90E-05	21.32E-02	4328	0.034617
4.50	7.14E-02	7.14E-05	22.06E-02	4478	0.032329
5.10	7.69E-02	7.69E-05	23.76E-02	4823	0.031586
6.00	8.23E-02	8.23E-05	25.43E-02	5162	0.032439
6.00	8.43E-02	8.43E-05	26.05E-02	5287	0.030922
6.60	8.74E-02	8.74E-05	27.00E-02	5482	0.031640
6.40	8.77E-02	8.77E-05	27.10E-02	5501	0.030470
6.90	9.11E-02	9.11E-05	28.15E-02	5714	0.030450
7.50	9.40E-02	9.40E-05	29.04E-02	5896	0.031087
8.40	1.00E-01	1.00E-04	30.90E-02	6272	0.030765
9.40	1.08E-01	1.08E-04	33.37E-02	6774	0.029516
9.80	1.09E-01	1.09E-04	33.68E-02	6837	0.030210
10.80	1.16E-01	1.16E-04	35.84E-02	7276	0.029395
10.90	1.18E-01	1.18E-04	36.46E-02	7401	0.028670
11.60	1.20E-01	1.20E-04	37.08E-02	7527	0.029503
12.70	1.26E-01	1.26E-04	38.93E-02	7903	0.029298
12.70	1.27E-01	1.27E-04	39.44E-02	7966	0.028838
13.70	1.33E-01	1.33E-04	41.49E-02	8342	0.028365
14.40	1.36E-01	1.36E-04	42.02E-02	8530	0.028514
15.20	1.01E-01	1.41E-04	43.57E-02	8844	0.028001

5.4.1.2.C. Variables calculadas.  
Flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 20,3$  mm.  
 $P_a = 706$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 22$  ° C.

FL (Kg/s)	Fg (g/s)	(hf)m(2-1) (cm.c.a)	(hf)m(3-2) (cm.c.a)	(hf)m(4-3) (cm.c.a)	(hf)m(5-4) (cm.c.a)	(hf)m(6-5) (cm.c.a)	(hf)m(7-6) (cm.c.a)	(hf)m(7-1) (cm.c.a)	hFTP(7-1) (cm.c.a)	Ug+Ul (m/s)	Rem(7-1)	fTP(7-1)
1.98E-02	0.24E-02	0.30	0.20	0.20	0.20	0.20	0.10	1.20	1.20	6.42E-02	1304	0.025413
2.11E-02	0.29E-02	0.30	0.20	0.20	0.30	0.30	0.10	1.40	1.40	6.90E-02	1401	0.025691
3.57E-02	0.32E-02	0.80	0.60	0.60	0.70	0.80	0.40	3.90	3.90	1.14E-01	2324	0.026011
5.25E-02	0.45E-02	1.50	1.40	1.30	1.40	1.60	0.70	7.90	7.90	1.63E-01	3302	0.026102
5.79E-02	0.50E-02	1.80	1.70	1.60	1.60	1.90	0.90	9.50	9.50	1.85E-01	3763	0.024170
6.83E-02	0.57E-02	2.50	2.40	2.20	2.20	2.60	1.20	13.10	13.10	2.18E-01	4433	0.024013
7.58E-02	0.64E-02	3.00	3.00	2.70	2.70	3.10	1.50	16.00	16.00	2.43E-01	4923	0.023776
8.17E-02	0.73E-02	3.40	3.40	3.10	3.30	3.80	1.70	18.70	18.70	2.62E-01	5315	0.023848
8.77E-02	0.82E-02	3.80	4.00	3.60	3.40	4.30	2.00	20.60	20.60	2.82E-01	5722	0.022666
9.08E-02	0.86E-02	4.10	4.30	4.20	3.80	4.40	2.20	23.00	23.00	2.92E-01	5922	0.023623
9.63E-02	0.95E-02	4.60	4.90	4.10	4.20	5.10	2.30	25.10	25.10	3.10E-01	6289	0.022856
10.01E-02	0.97E-02	5.10	5.30	4.70	4.50	5.50	2.60	27.70	27.70	3.22E-01	6538	0.023342
10.40E-02	1.05E-02	5.40	5.60	5.10	4.90	5.90	2.80	29.70	29.70	3.35E-01	6808	0.023079
10.61E-02	1.11E-02	5.30	6.00	5.30	5.00	6.10	2.90	30.60	30.60	3.42E-01	6951	0.022812
10.72E-02	1.14E-02	5.50	6.10	5.40	5.10	6.20	3.00	31.30	31.30	3.46E-01	7023	0.022860
10.94E-02	1.19E-02	5.80	6.40	5.60	5.40	6.50	3.10	32.80	32.80	3.54E-01	7179	0.022927
11.23E-02	1.26E-02	6.10	6.80	5.90	5.60	6.80	3.30	34.50	34.50	3.63E-01	7378	0.022827

### 5.3.1-2.A. Variables calculadas.

Tubo de elevación,  $D_i = 26.0$  mm.  
 $P_a = 704.7$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 24$  ° C.

Fg (g/s)	Qg*E-06 (m3/s)	Ug (m/s)	F1 (Kg/s)	Q1*E-06 (m3/s)	U1 (m/s)	Ug+U1 (m/s)	Rv	(Fr) m
1.67E-02	6.79	1.28E-02	1.272E-01	127.20	2.40E-01	2.52E-01	2.31E-01	2.50E-01
1.69E-02	6.90	1.30E-02	1.274E-01	127.40	2.40E-01	2.53E-01	2.33E-01	2.51E-01
2.33E-02	9.28	1.75E-02	1.485E-01	148.50	2.80E-01	2.97E-01	2.50E-01	3.47E-01
2.38E-02	9.44	1.78E-02	1.488E-01	148.80	2.81E-01	2.98E-01	2.52E-01	3.48E-01
2.88E-02	11.21	2.11E-02	1.623E-01	162.30	3.06E-01	3.27E-01	2.63E-01	4.20E-01
2.90E-02	11.28	2.13E-02	1.631E-01	163.10	3.07E-01	3.29E-01	2.63E-01	4.24E-01
3.34E-02	12.73	2.40E-02	1.722E-01	172.20	3.25E-01	3.49E-01	2.62E-01	4.77E-01
3.37E-02	12.81	2.41E-02	1.748E-01	174.80	3.29E-01	3.54E-01	2.71E-01	4.91E-01
3.68E-02	13.78	2.60E-02	1.803E-01	180.30	3.40E-01	3.66E-01	2.77E-01	5.25E-01
3.71E-02	13.90	2.62E-02	1.806E-01	180.60	3.41E-01	3.76E-01	2.77E-01	5.55E-01
4.01E-02	14.80	2.69E-02	1.856E-01	185.60	3.50E-01	3.78E-01	2.82E-01	5.60E-01
4.38E-02	15.87	2.99E-02	1.932E-01	193.20	3.64E-01	3.94E-01	2.87E-01	6.09E-01
4.62E-02	16.56	3.12E-02	1.962E-01	196.20	3.70E-01	4.01E-01	2.91E-01	6.31E-05
4.97E-02	17.44	3.29E-02	2.013E-01	201.30	3.79E-01	4.12E-01	2.94E-01	6.67E-01

Pa = 706.1 mm.c.Hg.

Ta = 22° C.

0.43E-02	1.76	0.33E-02	0.779E-01	77.90	1.47E-01	1.50E-01	1.50E-01	0.88E-01
0.65E-02	2.61	0.49E-02	0.940E-01	94.00	1.77E-01	1.82E-01	1.67E-01	1.30E-01
0.72E-02	2.80	0.53E-02	0.968E-01	96.80	1.82E-01	1.88E-01	1.70E-01	1.38E-01
1.76E-02	6.96	1.31E-02	1.338E-01	133.80	2.52E-01	2.65E-01	2.28E-01	2.76E-01
3.09E-02	11.98	2.26E-02	1.700E-01	170.00	3.20E-01	3.43E-01	2.65E-01	4.62E-01
3.52E-02	13.75	2.59E-02	1.785E-01	178.50	3.36E-01	3.62E-01	2.78E-01	5.15E-01
4.40E-02	16.03	3.02E-02	1.936E-01	193.60	3.65E-01	3.95E-01	2.88E-01	6.12E-01
4.60E-02	16.43	3.10E-02	1.936E-01	193.60	3.65E-01	3.96E-01	2.91E-01	6.15E-01

Pa = 706.9 mm.c.Hg.

Ta = 23° C.

0.43E-02	1.79	0.34E-02	0.796E-01	79.60	1.50E-01	1.53E-01	1.50E-01	0.93E-01
0.45E-02	1.85	0.35E-02	0.810E-01	81.00	1.53E-01	1.56E-01	1.52E-01	0.97E-01
0.91E-02	3.78	0.71E-02	1.046E-01	104.60	1.97E-01	2.04E-01	1.90E-01	1.65E-01
1.11E-02	5.00	0.87E-02	1.133E-01	113.30	2.14E-01	2.22E-01	2.02E-01	1.93E-01
1.63E-02	6.71	1.26E-02	1.309E-01	130.90	2.47E-01	2.59E-01	2.26E-01	2.68E-01
1.83E-02	7.54	1.42E-02	1.383E-01	138.30	2.61E-01	2.65E-01	2.33E-01	2.92E-01
2.08E-02	8.57	1.61E-02	1.455E-01	145.50	2.74E-01	2.90E-01	2.43E-01	3.34E-01
2.50E-02	10.07	1.90E-02	1.571E-01	157.10	2.96E-01	3.15E-01	2.53E-01	3.93E-01
3.68E-02	14.13	2.67E-02	1.801E-01	180.10	3.39E-01	3.66E-01	2.80E-01	5.44E-01
4.93E-02	16.17	3.05E-02	2.005E-01	200.50	3.68E-01	4.08E-01	2.84E-01	6.65E-01



5.3.3.A. Variables calculadas

Tubo de elevación,  $D_i = 26.0$  mm.

$P_a = 706.1$  mm.c.Hg.

$T_a = 22^\circ$  C.

---

Fg (g/s)	Ug (m/s)	Rg (tanto por 1)
0.43E-02	0.33E-02	1.54E-02
0.65E-02	0.49E-02	2.11E-02
0.72E-02	0.53E-02	2.37E-02
1.76E-02	1.31E-02	4.43E-02
3.09E-02	2.26E-01	6.50E-02
3.52E-02	2.59E-01	6.59E-02
4.44E-02	3.02E-01	8.70E-02
4.60E-02	3.10E-02	8.61E-02
$P_a = 706.9$ mm.c.Hg.		$T_a = 23^\circ$ C.
0.43E-02	0.34E-02	1.57E-02
0.45E-02	0.35E-02	1.63E-02
0.91E-02	0.71E-02	2.79E-02
1.11E-02	0.87E-02	3.21E-02
1.63E-02	1.26E-02	4.31E-02
1.83E-02	1.42E-02	4.44E-02
2.08E-02	1.61E-02	5.23E-02
2.50E-02	1.90E-02	5.93E-02
3.68E-02	2.66E-01	7.82E-02
4.93E-02	3.05E-01	9.49E-02

**5.4.1.1.B Variables calculadas.  
Flujo monofásico.**

Tubo de elevación,  $D_i = 26.0$  mm.

hf(1-7) (cm.c.a)	Fl (Kg/s)	Ql (m3/s)	Ul (m/s)	Re	f
1.00	5.03E-02	50.30	9.47E-02	2462	0.012483
1.50	5.97E-02	59.70	11.24E-02	2922	0.013292
1.70	6.86E-02	68.60	12.92E-02	3359	0.011401
2.10	7.96E-02	79.60	14.99E-02	3897	0.010463
2.40	8.62E-02	86.20	16.24E-02	4222	0.010187
3.00	9.79E-02	97.90	18.44E-02	4749	0.009877
3.10	10.43E-02	104.30	19.59E-02	5093	0.009043
3.40	10.92E-02	109.20	20.57E-02	5348	0.009043
3.80	11.49E-02	114.90	21.64E-02	5626	0.009048
4.00	12.07E-02	120.70	22.73E-02	5910	0.008667
4.40	12.80E-02	128.00	24.11E-02	6269	0.008474
4.50	13.09E-02	130.90	24.65E-02	6409	0.008291
4.80	13.78E-02	137.80	25.95E-02	6747	0.007980
5.60	14.46E-02	144.60	27.24E-02	7082	0.008449
5.70	14.95E-02	149.50	28.16E-02	7322	0.008047
6.30	15.57E-02	155.70	29.33E-02	7626	0.008199
6.80	16.46E-02	164.60	31.00E-02	8060	0.007922
6.80	16.65E-02	166.50	31.36E-02	8154	0.007741
7.50	17.73E-02	177.30	33.39E-02	8681	0.007531
7.70	17.52E-02	175.20	33.00E-02	8580	0.007916
8.30	18.37E-02	183.70	34.60E-02	8996	0.007762

5.4.1.2.C. Variables calculadas.  
Flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 26.0$  mm.  
 $P_a = 705.2$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 25$  ° C.

Fl (Kg/s)	Fg (g/s)	(hf)m(2-1) (cm.c.a)	(hf)m(3-2) (cm.c.a)	(hf)m(4-3) (cm.c.a)	(hf)m(5-4) (cm.c.a)	(hf)m(6-5) (cm.c.a)	(hf)m(7-6) (cm.c.a)	(hf)m(7-1) (cm.c.a)	hFTP(7-1) (cm.c.a)	Ug+Ul (m/s)	Rem(7-1)	ftp(7-1)
5.03E-02	0.25E-02	0.90	1.40	0.90	0.80	0.70	0.50	5.20	5.20	9.67E-02	2514	0.062255
7.62E-02	0.48E-02	2.30	2.70	2.00	1.80	1.50	1.10	11.40	11.40	14.73E-02	3830	0.058820
8.80E-02	0.64E-02	3.00	3.50	2.60	2.50	1.90	1.50	15.00	15.00	14.07E-02	4438	0.057630
9.57E-02	0.76E-02	3.50	4.10	3.00	2.90	2.40	1.80	17.70	17.70	18.62E-02	4841	0.057153
10.64E-02	0.94E-02	4.30	5.00	3.60	3.60	2.90	2.10	21.20	21.20	20.77E-02	5400	0.055016
11.18E-02	1.05E-02	4.60	5.30	4.10	3.60	3.30	2.20	23.20	23.20	21.78E-02	5686	0.054302
11.75E-02	1.20E-02	5.40	5.60	4.40	4.40	3.70	2.70	25.00	25.00	23.06E-02	5996	0.052632
12.16E-02	1.33E-02	6.10	6.64	4.80	4.60	3.90	3.00	28.80	28.80	23.93E-02	6222	0.056303
13.42E-02	1.70E-02	7.10	7.40	5.70	5.50	5.00	3.80	34.50	34.50	26.59E-02	6913	0.054627
14.03E-02	1.92E-02	8.00	8.00	6.20	5.60	5.60	4.10	37.50	37.50	27.90E-02	7254	0.053932
14.53E-02	2.10E-02	9.00	8.50	6.80	6.70	6.20	4.30	41.50	41.50	28.96E-02	7530	0.055396
15.29E-02	2.45E-02	10.50	8.80	7.30	7.20	6.50	4.40	44.70	44.70	30.63E-02	7964	0.053338
16.06E-02	2.80E-02	10.90	9.60	8.40	8.30	7.00	5.40	49.60	49.60	32.21E-02	8401	0.053191
16.88E-02	3.25E-02	12.10	11.00	9.30	9.40	7.80	5.80	54.20	54.20	34.14E-02	8876	0.052059
17.58E-02	4.00E-02	13.40	11.30	10.20	9.50	8.70	6.00	59.10	59.10	35.88E-02	9329	0.051394
18.51E-02	4.50E-02	14.50	12.50	10.40	10.30	9.00	7.00	63.70	63.70	37.85E-02	9841	0.049778
19.48E-02	4.78E-02	19.50	13.80	12.10	12.30	10.00	7.80	71.90	71.90	39.77E-02	10340	0.050891
20.04E-02	5.17E-02	16.30	13.80	12.00	13.30	9.80	8.20	73.40	73.40	41.03E-02	10668	0.048811
20.67E-02	5.19E-02	17.00	15.10	12.80	13.50	10.70	9.80	78.10	78.10	42.26E-02	10988	0.046673

### 5.3.A. Variables calculadas.

Tubo de elevación,  $D_i = 12.4$  mm.  
 $P_a = 705.2$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 25.0$  ° C.

Fg (g/s)	Qg*E-06 (m3/s)	Ug (m/s)	F1 (Kg/s)	Q1*E-06 (m3/s)	U1 (m/s)	Ug+U1 (m/s)	Rv	(Fr)m	Rg (tanto por uno)
0.24E-02	1.02	0.84E-02	0.414E-01	41.40	3.43E-01	3.51E-01	1.57E-01	1.014	3.47E-04
0.56E-02	2.31	1.91E-02	0.555E-01	55.50	4.60E-01	4.79E-01	2.04E-01	1.888	5.62E-02
0.84E-02	3.47	2.87E-02	0.658E-01	65.80	5.45E-01	5.74E-01	2.30E-01	2.711	6.85E-02
1.24E-02	5.12	4.24E-02	0.751E-01	65.10	6.22E-01	6.64E-01	2.61E-01	3.628	8.08E-02
1.76E-02	7.13	5.90E-02	0.856E-01	84.60	7.01E-01	7.60E-01	2.90E-01	4.753	9.93E-02
2.45E-02	9.57	7.92E-02	0.937E-01	93.70	7.76E-01	8.55E-01	3.20E-01	6.016	1.14E-01
2.87E-02	11.20	9.27E-02	0.977E-01	97.70	8.09E-01	9.02E-01	3.39E-01	6.695	1.20E-01
3.35E-02	12.79	1.06E-01	1.023E-01	102.30	8.47E-01	9.53E-01	3.54E-01	7.474	1.30E-01
3.88E-02	14.54	1.20E-01	1.069E-01	106.90	8.85E-01	1.00E+00	3.69E-01	8.312	1.45E-01
4.32E-02	15.83	1.31E-01	1.101E-01	110.10	9.12E-01	1.04E+00	3.79E-01	8.952	1.43E-01
5.38E-02	18.62	1.54E-01	1.168E-01	116.80	9.67E-01	1.12E+00	3.99E-01	10.341	1.71E-01
6.84E-02	22.86	1.89E-01	1.233E-01	123.30	10.21E-01	1.21E+00	4.31E-01	12.048	1.62E-01

**5.4.1.1.B Variables calculadas.  
Flujo monofásico.**

Tubo de elevación,  $D_i = 12.4$  mm.

---

$h_f(1-7)$ (cm. c. a)	$F_l$ (Kg/s)	$Q_l$ (m <sup>3</sup> /s)	$U_l$ (m/s)	Re	f
3.10	1.30E-02	1.30E-05	1.08E-01	1339	0.014190
5.80	1.98E-02	1.98E-05	1.64E-01	2034	0.011514
11.50	3.16E-02	3.16E-05	2.62E-01	3249	0.008945
17.80	4.07E-02	4.07E-05	3.37E-01	4147	0.008368
19.20	4.33E-02	4.33E-05	3.59E-01	4452	0.007954
25.40	5.09E-02	5.09E-05	4.21E-01	5120	0.007651
27.50	5.40E-02	5.40E-05	4.47E-01	5543	0.007348
33.80	6.11E-02	6.11E-05	5.06E-01	6274	0.007048
39.30	6.94E-02	6.94E-05	5.75E-01	7130	0.006340
44.70	7.29E-02	7.29E-05	6.04E-01	7490	0.006542
44.70	7.54E-02	7.54E-05	6.24E-01	7738	0.006129
52.90	8.26E-02	8.26E-05	6.84E-01	8482	0.006037
54.10	8.59E-02	8.59E-05	7.11E-01	8816	0.005714
58.60	8.90E-02	8.90E-05	7.37E-01	9139	0.005760

5.4.1.2.C. Variables calculadas.  
Flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 12.4$  mm.  
 $P_a = 707.6$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 26$  ° C.

F <sub>l</sub> (Kg/s)	F <sub>g</sub> (g/s)	(hf) <sub>m(2-1)</sub> (cm.c.a)	(hf) <sub>m(3-2)</sub> (cm.c.a)	(hf) <sub>m(4-3)</sub> (cm.c.a)	(hf) <sub>m(5-4)</sub> (cm.c.a)	(hf) <sub>m(6-5)</sub> (cm.c.a)	(hf) <sub>m(7-6)</sub> (cm.c.a)	(hf) <sub>m(7-1)</sub> (cm.c.a)	hFTP(7-1) (cm.c.a)	U <sub>g+Ul</sub> (m/s)	Rem(7-1)	fTP(7-1)
4.58E-02	0.43E-02	2.80	1.90	1.20	0.30	0.50	0.50	7.20	7.20	39.42E-02	4888	0.002475
5.35E-02	0.59E-02	3.70	2.50	1.60	0.40	0.70	0.80	9.70	9.70	46.35E-02	5747	0.002410
6.29E-02	0.89E-02	5.00	3.40	2.30	0.50	1.00	1.10	13.30	13.30	55.16E-02	6840	0.002330
6.90E-02	1.12E-02	6.10	4.00	2.70	0.60	1.20	1.30	15.90	15.90	60.98E-02	7562	0.002830
7.58E-02	1.44E-02	5.20	4.80	3.30	0.70	1.40	1.60	17.00	17.00	67.69E-02	8394	0.001980
8.17E-02	1.73E-02	8.30	5.50	3.80	0.90	1.60	1.80	21.90	21.90	73.52E-02	9165	0.002163
8.80E-02	2.15E-02	9.60	6.30	4.50	1.00	0.90	2.20	25.50	25.50	80.10E-02	9932	0.002044
9.20E-02	2.49E-02	10.40	6.80	4.90	1.10	2.10	2.40	27.60	27.60	84.40E-02	10466	0.002076
9.54E-02	2.89E-02	11.20	7.30	5.30	1.20	2.30	2.60	29.90	29.90	88.37E-02	10958	0.002044
9.85E-02	3.23E-02	11.90	7.60	5.60	1.30	2.40	2.70	31.60	31.60	91.88E-02	11393	0.001999
10.12E-02	3.53E-02	12.50	8.10	5.90	1.30	2.60	2.90	33.30	33.30	94.90E-02	11768	0.001976
10.28E-02	3.79E-02	12.90	8.30	6.10	1.40	2.60	3.00	34.30	34.30	96.89E-02	12014	0.001951
10.49E-02	4.12E-02	13.50	8.60	6.40	1.40	2.80	3.10	35.80	35.80	99.44E-02	12331	0.001933
10.87E-02	4.70E-02	14.30	9.20	6.80	1.60	3.00	3.40	38.30	38.30	103.89E-02	12882	0.001895

### 5.3.1-2.A. Variables calculadas.

Tubo de elevación,  $D_i = 54.0$  mm.  
 $P_a = 700.7$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 16.0$  ° C.

Fg (g/s)	Qg*E-06 (m3/s)	Ug (m/s)	F1 (Kg/s)	Q1*E-06 (m3/s)	U1 (m/s)	Ug+U1 (m/s)	Rv	(Fr)m
0.24E-02	0.99	0.04E-02	2.688E-02	26.88	1.14E-02	1.18E-02	1.919E-01	2.63E-04
0.33E-02	1.33	0.06E-02	2.980E-02	29.80	1.30E-02	1.36E-02	2.113E-01	3.49E-04
0.47E-02	1.92	0.08E-02	3.719E-02	37.19	1.62E-02	1.70E-02	2.272E-01	5.46E-04
0.54E-02	2.19	0.10E-02	4.003E-02	40.03	1.75E-02	1.85E-02	2.339E-01	6.47E-04
0.60E-02	2.44	0.11E-02	4.331E-02	43.31	1.89E-02	2.00E-02	2.374E-01	7.56E-04
0.74E-02	2.98	0.13E-02	4.923E-02	49.23	2.15E-02	2.28E-02	2.460E-01	9.82E-04
0.92E-02	3.70	0.16E-02	5.449E-02	54.49	2.38E-02	2.54E-02	2.606E-01	1.22E-03
1.18E-02	4.75	0.21E-02	6.371E-02	63.71	2.78E-02	2.99E-02	2.731E-01	1.69E-03
1.64E-02	6.53	0.29E-02	7.579E-02	75.79	3.31E-02	3.60E-02	2.935E-01	2.45E-03
1.96E-02	7.74	0.34E-02	8.394E-02	83.94	3.67E-02	4.01E-02	3.037E-01	3.04E-03
2.45E-02	9.50	0.41E-02	9.456E-02	94.56	4.13E-02	4.54E-02	3.160E-01	3.90E-03
3.06E-02	11.49	0.50E-02	10.816E-02	108.16	4.72E-02	5.20E-02	3.259E-01	5.11E-03
3.32E-02	12.32	0.54E-02	11.399E-02	113.99	4.98E-02	5.52E-02	3.288E-01	5.76E-03
3.71E-02	13.50	0.59E-02	12.043E-02	120.43	5.26E-02	5.85E-02	3.348E-01	6.50E-03
3.97E-02	14.28	0.62E-02	12.718E-02	124.18	5.55E-02	6.04E-02	3.391E-01	6.90E-03
4.28E-02	15.14	0.66E-02	12.718E-02	127.18	5.55E-02	6.21E-02	3.450E-01	7.29E-03
4.45E-02	15.66	0.68E-02	13.277E-02	132.77	5.80E-02	6.48E-02	3.434E-01	7.94E-03
4.84E-02	16.69	0.73E-02	13.775E-02	137.75	6.01E-02	6.74E-02	3.481E-01	8.59E-03

**5.3.3.A. Variables calculadas**

Tubo de elevación, Di = 54.0 mm.  
Pa = 709.5 mm.c.Hg.  
Ta = 13° C.

---

Fg (g/s)	Ug (m/s)	Rg (tanto por 1)
0.89E-02	0.16E-02	1.44E-02
1.92E-02	0.33E-02	3.20E-02
2.34E-02	0.39E-02	3.81E-02
2.65E-02	0.44E-02	4.39E-02
2.89E-02	0.47E-02	4.54E-02
3.11E-02	0.50E-02	4.88E-02
3.31E-02	0.53E-02	5.03E-02
3.59E-02	0.57E-02	5.08E-03
3.92E-02	0.61E-02	5.10E-02
4.19E-02	0.64E-02	5.82E-02
4.55E-02	0.69E-02	6.05E-02
4.93E-02	0.73E-02	6.37E-02

---



**5.4.1.1.B Variables calculadas.  
Flujo monofásico.**

tubo de elevación, Di = 54.0 mm.

---

hf(1-7) (cm.c.a)	F1 (Kg/s)	Q1 (m3/s)	U1 (m/s)	Re	f
0.04	4.81E-02	4.81E-05	0.21E-01	1134	0.021090
0.08	6.78E-02	6.78E-05	0.30E-01	1620	0.020668
0.13	9.08E-02	9.08E-05	0.40E-01	2160	0.018892
0.14	9.68E-02	9.68E-05	0.42E-01	2268	0.018453
0.20	11.82E-02	11.82E-05	0.52E-01	2808	0.010408
0.21	12.22E-02	12.22E-05	0.53E-01	2862	0.017383
0.26	13.87E-02	13.87E-05	0.61E-01	3294	0.016247
0.30	15.29E-02	15.29E-05	0.67E-01	3618	0.015539
0.31	15.69E-02	15.69E-05	0.69E-01	3726	0.015139
0.34	16.56E-02	16.56E-05	0.72E-01	3888	0.015250
0.37	17.36E-02	17.36E-05	0.72E-01	4104	0.014894
0.38	17.61E-02	17.61E-05	0.76E-01	4158	0.014902
0.45	19.59E-02	19.59E-05	0.77E-01	4644	0.014147
0.47	20.08E-02	20.08E-05	0.86E-01	4752	0.014112
0.48	20.38E-02	20.38E-05	0.88E-01	4806	0.014090
0.52	21.23E-02	21.23E-05	0.89E-01	5022	0.013979
0.53	21.64E-02	21.64E-05	0.93E-01	5076	0.013979
0.55	21.91E-02	21.91E-05	0.93E-01	5184	0.013876
0.57	22.54E-02	22.54E-05	0.98E-01	5292	0.013800
0.62	23.74E-02	23.74E-05	1.04E-01	5616	0.013328
0.63	23.93E-02	23.93E-05	1.05E-01	5670	0.013286

5.4.1.2.C. Variables calculadas.  
Flujo bifásico.

Tubo de elevación,  $D_i = 54.0$  mm.  
 $P_a = 705.9$  mm. c. Hg.  
 $T_a = 14$  ° C.

Fl (Kg/s)	Fg (g/s)	(hf)m(2-1) (cm.c.a)	(hf)m(3-2) (cm.c.a)	(hf)m(4-3) (cm.c.a)	(hf)m(5-4) (cm.c.a)	(hf)m(6-5) (cm.c.a)	(hf)m(7-6) (cm.c.a)	(hf)m(7-1) (cm.c.a)	hFTP(7-1) (cm.c.a)	Ug+Ul (m/s)	Rem(7-1)	fTP(7-1)
6.37E-02	0.62E-02	1.20	1.00	1.10	1.10	0.80	0.80	6.00	6.00	2.89E-02	1561	1.670333
8.06E-02	1.06E-02	2.10	1.80	1.80	1.90	1.40	1.30	10.30	10.30	3.70E-02	1998	1.749369
9.63E-02	1.60E-02	2.80	2.70	2.60	2.50	2.00	2.00	14.60	14.60	4.48E-02	2419	1.691393
10.09E-02	1.22E-02	3.30	3.10	2.90	2.80	2.30	2.10	16.10	16.10	4.62E-02	2495	1.753838
10.84E-02	2.21E-02	4.00	3.60	3.40	3.30	2.60	2.50	19.40	19.40	5.10E-02	2754	1.735231
11.26E-02	2.45E-02	4.20	4.00	3.70	3.60	2.90	2.70	21.10	21.10	5.33E-02	2878	1.726934
11.59E-02	2.66E-02	4.80	4.20	4.00	3.90	3.10	3.00	23.00	23.00	5.50E-02	2970	1.767869
12.83E-02	3.05E-02	5.50	4.90	4.50	4.20	3.50	3.40	26.00	26.00	6.09E-02	3287	1.629995
12.76E-02	3.37E-02	5.70	5.30	4.90	4.60	3.80	3.70	28.10	28.10	6.11E-02	3299	1.750135
13.36E-02	3.76E-02	6.60	6.00	5.50	5.10	4.20	4.00	31.40	31.40	6.43E-02	3472	1.765856
13.60E-02	4.07E-02	6.50	6.20	5.70	5.20	4.30	4.10	32.00	32.00	6.56E-02	3542	1.728980
13.97E-02	4.35E-02	7.20	6.80	6.00	5.40	4.70	4.30	34.40	34.40	6.76E-02	3650	1.750301
14.25E-02	4.61E-02	7.80	7.10	6.30	5.70	4.80	4.50	36.20	36.20	6.91E-02	3721	1.762788
14.73E-02	5.00E-02	8.50	7.80	6.80	6.20	5.30	4.30	39.50	39.50	7.16E-02	3866	1.791508

## 5.8 FLUJO EXTERNO

La experimentación realizada para conocer las características del flujo del agua en el retorno externo, desde la cabeza de los tubos de elevación a su base, ha sido limitada. Solamente se ha intentado alcanzar una primera aproximación con los medios de experimentación disponibles.

La técnica de experimentación que detecta el avance de la zona caliente, en el depósito de simulación, ha permitido observar una velocidad aparente de descenso que ha servido para calcular el número de Reynolds en la corona externa del tubo o haz tubular de elevación.

El cálculo de la velocidad de avance aparente, de la zona caliente, se efectúa determinando previamente, los intervalos medios de tiempo, sobre los gráficos que dan la variación de temperatura, de los termopares cuando se alcanza su variación brusca. Esta variación brusca tiene lugar cuando alcanza el nivel de los termopares, el frente turbulento caliente que procede de la zona caliente superior.

Con el valor de los incrementos de tiempo medios y tomando como distancia media entre niveles de termopares 30 cm, se calcula la velocidad de avance aparente.

El número de (Re) correspondiente, en el flujo externo, se calcula mediante la expresión:

$$(Re) = \frac{D \cdot \rho \cdot U_{avance}}{\mu} = \frac{200 \cdot l \cdot U_{avance}}{0.01}$$

en la que se toma como diámetro, el diámetro del depósito 200 cm y viscosidad del agua, prácticamente 0.01 poise

En la tabla 5.8 se presenta los valores hallados experimentalmente y calculados.

Y en la figura 5.68 se representa la velocidad de avance y  $(Re)$  en función del caudal del aire, utilizados en los tubos elevadores.

Los caudales de agua arrastrada que pueden calcularse con las velocidades de avance aparente, comparados con los que se obtienen en los tubos, indican que son superiores. No se incluye la comparación porque no tiene sentido al no haber estudiado experimentalmente la interacción entre tubos, de haces de tubos.

No obstante esta observación, la figura 5.68, sirve para poner de manifiesto que, en el flujo externo del agua, desde la superficie al fondo del depósito, se opera a  $(Re)$  bajos, próximos al de transición de turbulento a laminar, en esta zona de transición y en régimen laminar. En estas condiciones y teniendo en cuenta que para desarrollar el perfil de velocidades puntuales, se precisa una longitud de conducto de 20 diámetros aproximadamente, en régimen turbulento claro. Un valor mayor próximo a 50 a  $(Re)$  próximos al de transición. Un número mayor en régimen viscoso. Debe existir, por tanto, una gran turbulencia en la zona frontal de descenso de la zona caliente, ya que para el diámetro del depósito 1'6 m, los valores 20 y 50 diámetros se transforman en 32 y 80 m. Estas alturas no se han utilizado en ningún equipo industrial, y

**TABLA 5.8**

TIEMPO (s)	CAUDAL AIRE (cm /s)	VELOCIDAD AVANCE cm/s	(Re)
67'8	536	0'44	8800
73'0	370	0'41	8200
108'5	210	0'27	5400
121	370	0'247	4940
146	244	0'205	4100
281	96	0'106	2120
252	142	0'119	2380
260	114	0'115	2300
291	81'4	0'103	2060

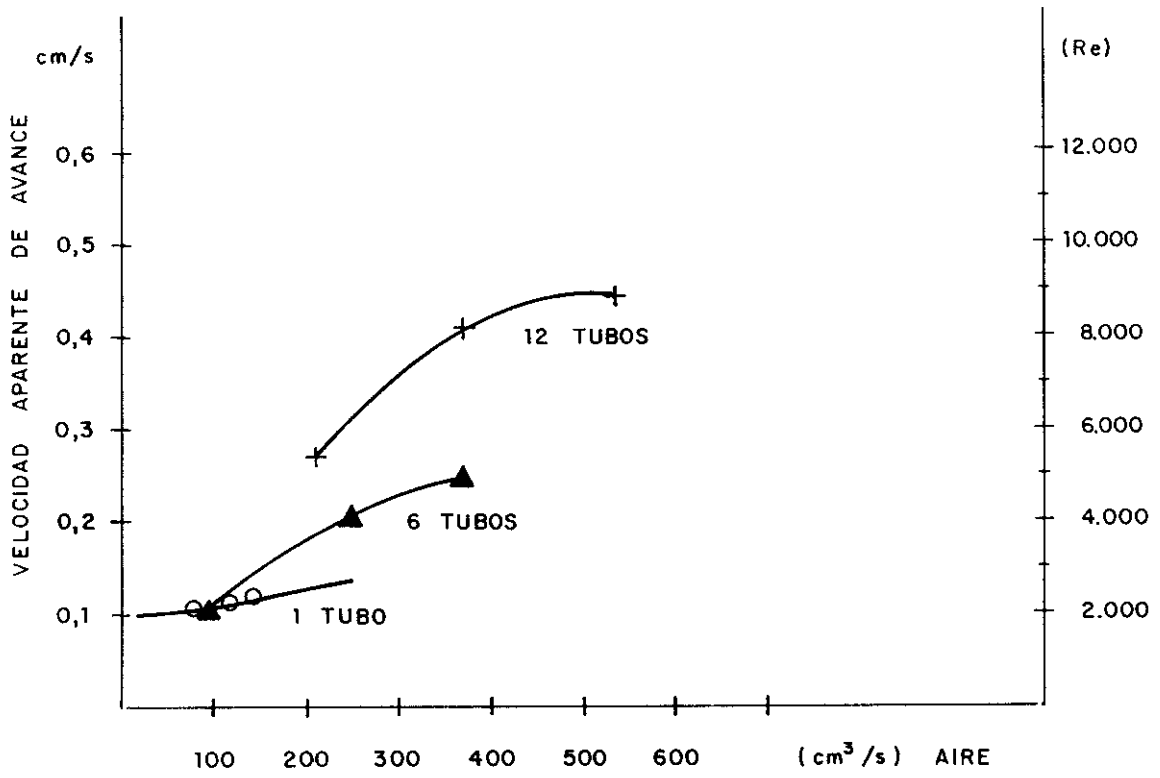


FIG. 5. 68

difícilmente tienen interés práctico.

Esta turbulencia frontal facilita, con los torbellinos, la retromezcla y en consecuencia, la obtención de una velocidad aparente de descenso superior a la que se calcularía, con el caudal de agua arrastrado, en el tubo de elevación.

Al definir analíticamente, las condiciones de flujo en un pachuca, en el Capítulo VI de esta Memoria, se volverá sobre la importancia de este concepto.

Para profundizar en el conocimiento de este fenómeno se precisaría utilizar técnicas experimentales que permitan medir velocidades puntuales y/o poner de manifiesto visualmente los torbellinos de retromezcla.

**VI.- OPTIMACION DE**  
**PACHUCAS, TIPOS DE FLUJO Y**  
**TIEMPOS DE RESIDENCIA EN**  
**UN PACHUCA**



## CAPITULO VI

### OPTIMACION DE PACHUCAS. TIPOS DE FLUJO Y TIEMPO DE RESIDENCIA EN UNA PACHUCA

- 6.1 Introducción
- 6.2 Equipos y componentes
- 6.3 Tipos de flujo
- 6.4 Tiempos de residencia sin y con recirculación
- 6.5 Pachuca ideal y real con agitación mecánica complementaria
- 6.6 Optimación
  - 6.6.1 Circulación de fase líquida
  - 6.6.2 Elevador y caudal de aire
  - 6.6.3 Sistemas de agitación complementaria
  - 6.6.4 Sistema adecuado de alimentación y rebose

## **6.1 INTRODUCCION**

La optimación del diseño de los depósitos agitados mecánicamente o por paso de gas, exige conocer los fundamentos de las operaciones físicas y procesos químicos que se superponen en su operación.

Si se tienen en cuenta sólo los fenómenos físicos, se puede dar el primer paso en la optimación, a la que posteriormente habrá de incorporarse las características del proceso químico, para conseguir el óptimo del conjunto.

En los fenómenos físicos se debe considerar en primer lugar, características geométricas de equipo y componentes, operaciones por cargas o en continuo, y posteriormente tipos de flujo y tiempos de residencia.

Con estos objetivos básicos, a continuación se consideran los aspectos que pueden servir para optimar el diseño y operación de los pachucas.

## **6.2 DESCRIPCION DEL EQUIPO Y COMPONENTES**

El pachuca es un depósito cilíndrico de altura superior al diámetro, en el que la agitación y mezcla se efectúan haciendo fluir aire u otro gas a través de un tubo vertical central, que arrastra al líquido desde el fondo del pachuca hasta la superficie libre. La altura del pachuca, en muchos casos prácticos, supera los 10 m. y su diámetro los 5 m., figura 6.1.

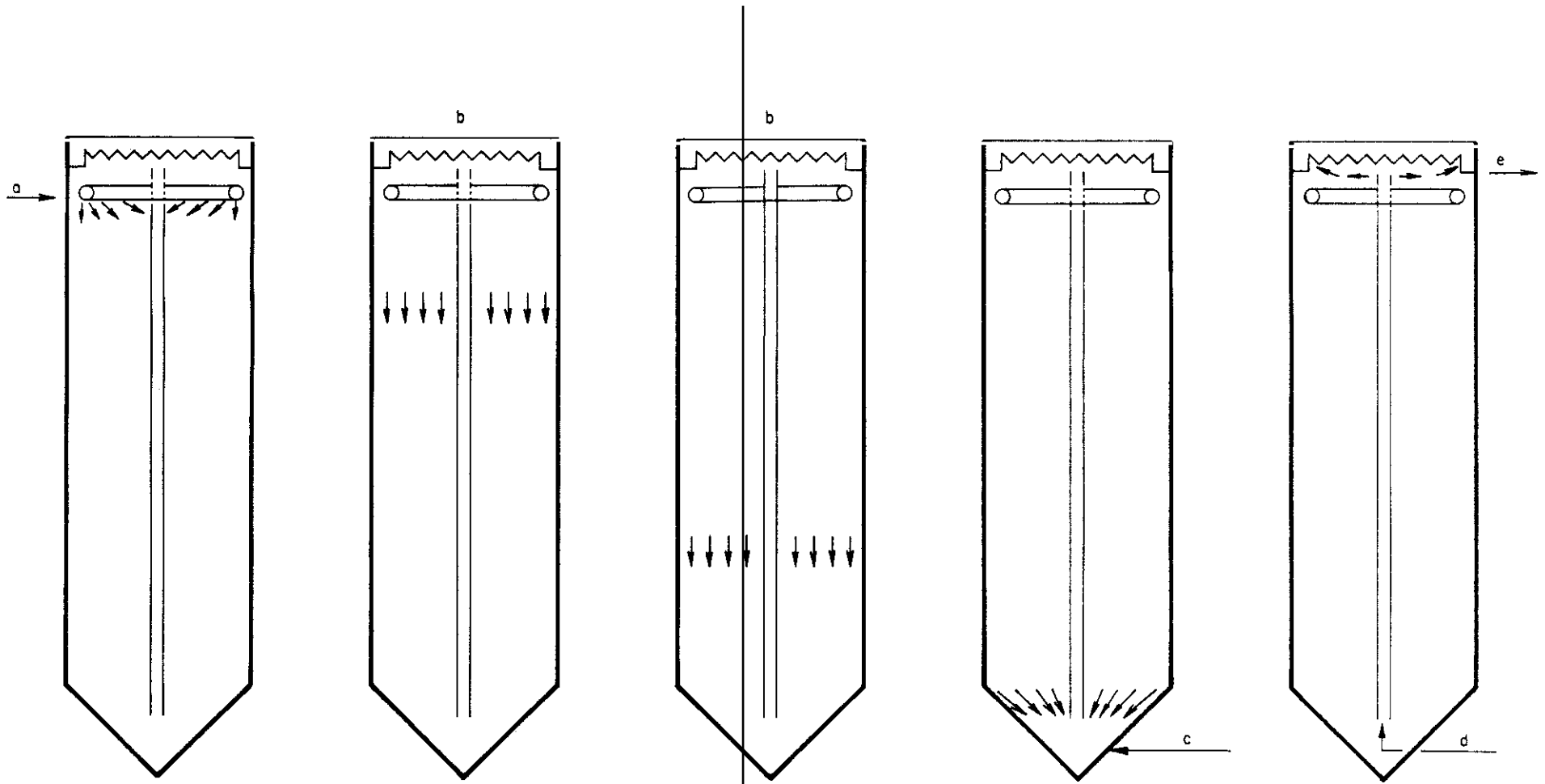


FIG. 6.1

En él se distinguen los componentes siguientes:

- a) Sistema de alimentación.
- b) Cuerpo central cilíndrico.
- c) Base cónica.
- d) Tubo elevador central y alimentación de aire o gas.
- e) Sistema de rebose.

La alimentación continua del pachuca a) se efectúa a través de una conducción tórica situada en el interior del cuerpo central cilíndrico, y en su zona superior, próxima a la superficie libre. Esta conducción tórica va provista de orificios, que por su diámetro y distribución, permiten que la alimentación se distribuya en forma homogénea.

El cuerpo cilíndrico b) termina en una base cónica c), con la que se favorece el flujo de sólidos en suspensión hacia el fondo, en donde se sitúa la base del tubo d), que sirve de elevador por arrastre con aire u otro gas, de la fase líquida o suspensión que contiene el pachuca. El extremo superior del tubo se sitúa próximo o al ras de la superficie libre.

En la cabeza del tubo se efectúa la separación del líquido o suspensión del aire o gas, que abandona total o parcialmente el pachuca por rebose, a través de una corona almenada e), adosada a la pared del pachuca.

En la base cónica del pachuca se suele disponer de un sistema complementario de alimentación de aire o gas, para facilitar la vuelta a suspensión de los sólidos sedimentados, después de una parada prolongada, en la operación del pachuca, así como

de un sistema adecuado de conducciones y válvulas para su fácil vaciado.

### **6.3 DESCRIPCION DE TIPOS DE FLUJO**

En la zona de alimentación, figura 6.2; el conducto tórico debe distribuirlo homogéneamente, y según sea la cantidad de líquido arrastrado en el tubo elevador, mayor o igual que la alimentación, se mezcla con la cantidad recirculada, o no se mezcla porque no existe recirculación. Esta conducción tórica puede ser única o puede precisarse la instalación de varios anillos tóricos para conseguir una mejor distribución de la alimentación.

En la zona cilíndrica el flujo puede admitirse que sensiblemente es de pistón. Los experimentos realizados siguiendo el desplazamiento de la zona caliente superior, en depósitos de 1 a 2 m. de diámetro, mediante termopares múltiples situados a cuatro niveles permiten afirmar que esta condición se cumple con bastante aproximación. Sobre esta afirmación se volverá más adelante.

En la zona cónica, debe suceder lo mismo, aunque con el aumento de velocidad, al reducirse la sección en la dirección del flujo, debe aumentar la turbulencia, que facilitará la retromezcla.

En la zona definida por el interior del tubo elevador, el flujo es de pistón y en la zona de rebose, el flujo es radial, favorecido por la corona almenada que lo dirige, si está

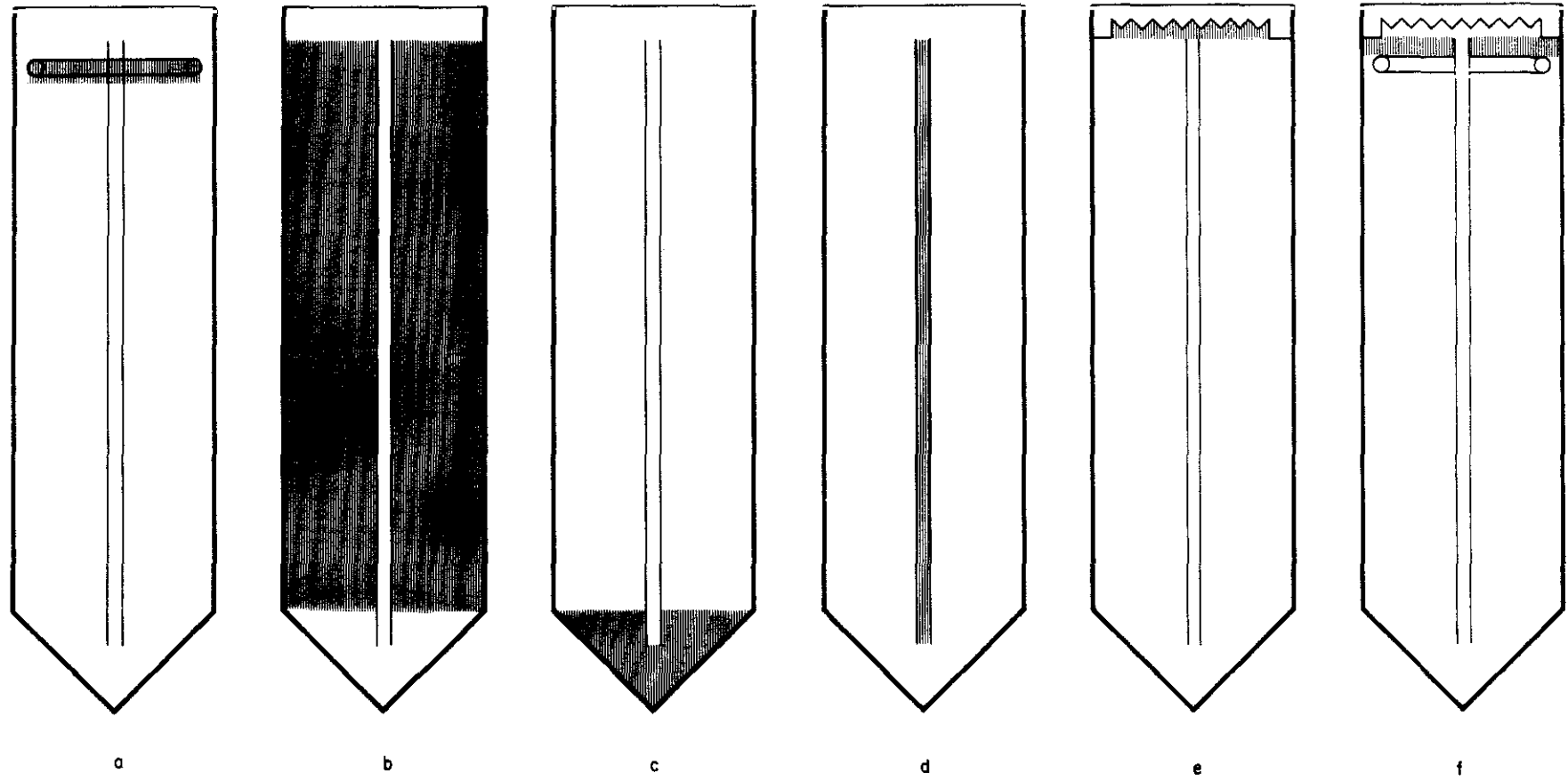


FIG. 6. 2

situada correctamente en un plano horizontal. En ella es posible una cierta turbulencia adicional creada por la separación líquido-gas.

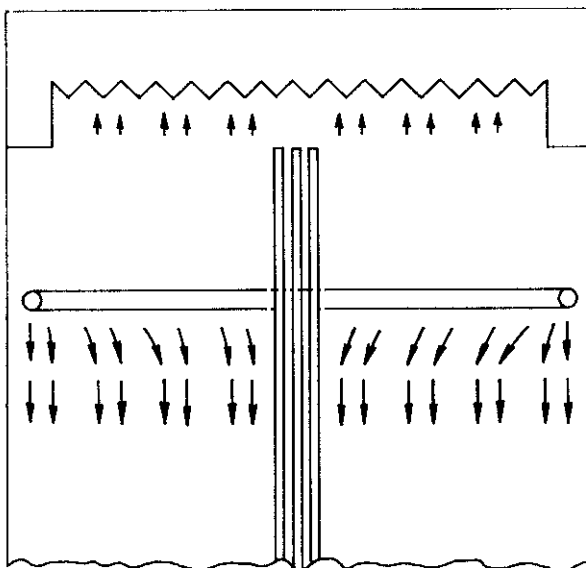
Entre la zona de rebose y la de alimentación existe una zona estanca, si el flujo de líquido arrastrado por el tubo elevador es igual a la alimentación, o tiene lugar el retorno de la cantidad arrastrada en exceso como recirculación, que se mezclará con la alimentación en la zona en que está situada la conducción o conjunto de conducciones tóricas, figura 6.3.

En la tabla 6.1, se da una estimación de la importancia relativa de estas zonas en el conjunto del pachuca. Se evalúan los valores del espesor de cada zona, para alturas de la zona central de 5, 10 y 15 m., y cuatro diámetros 1, 2, 4 y 8 m. La altura equivalente del cono base se define con la altura del cilindro de igual volumen y se calcula en función del diámetro mediante la expresión  $\Delta z = D/6$ . En ella se pone de

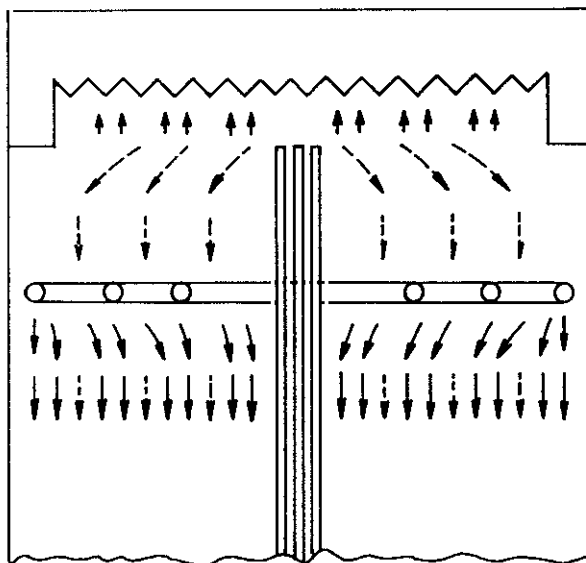
manifiesto que el flujo de pistón predomina sensiblemente.

A partir de la zona de mezcla de alimentación con recirculación, la velocidad media de flujo crece, figura 6.4, al aumentar la recirculación, al sumarse los dos caudales, y en consecuencia, aunque se mantenga sensiblemente el flujo de pistón, crecerán los fenómenos de fluctuación del frente de velocidades y de retromezcla. El tiempo de residencia en la zona cilíndrica se hará menor, figura 6.5.

La descripción expuesta de los sistemas de alimentación y rebose no corresponde a la que aporta las descripciones de los



OPERACION SIN RECIRCULACION



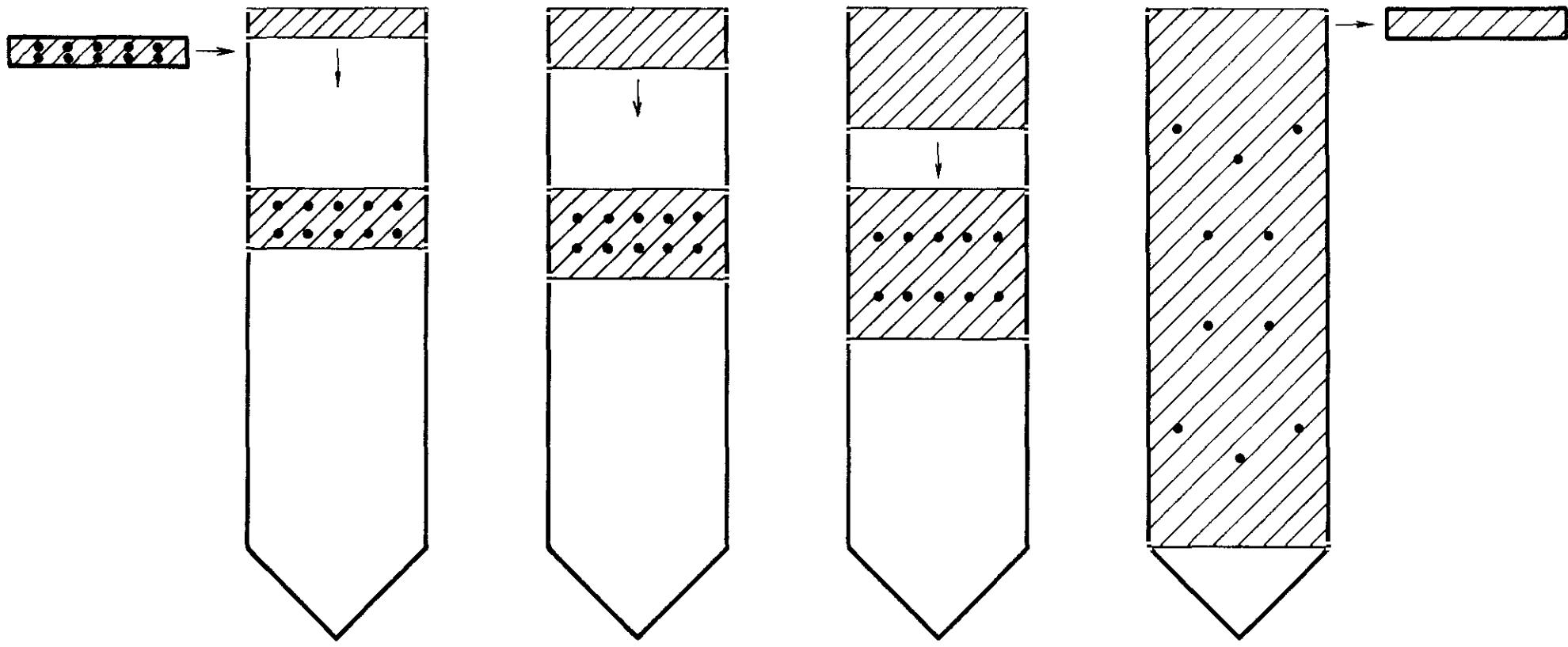
OPERACION CON RECIRCULACION

FIG. 6.3



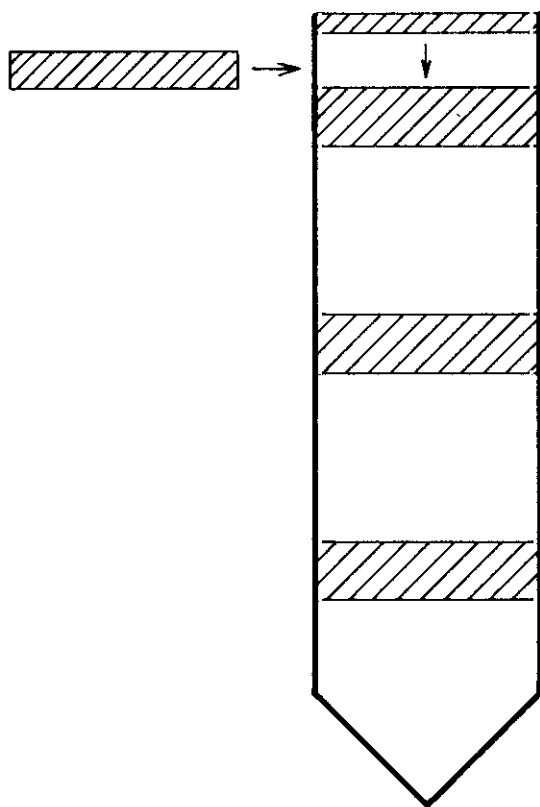
TABLA: 6.1

TIPO DE FLUJO	DIAMETRO $\phi$ PACHUCA	ALIMENTACION MEZCLA DE ALI- MENTACION CON RECIRCULACION	Z CENTRAL	$\Delta Z = \frac{D}{\phi}$ CONICA	INTERIOR DEL TUBO ELEVADOR	SUPERIOR DE REBOSE	ESTANCA O DE FLUJO DE RE- CIRCULACION.	TOTAL	% FP	% FP CON FLU- JO DE MEZCLA EN *
	1	0,2	5	0,16	< 0,05	0,2	0,20	5,76	93,0	
	2		5	0,33	< 0,05			5,93	93,2	87,7
	4		5	0,66	< 0,05			6,26	93,6	83,0
	8		5	1,33	< 0,05			6,93	95,5	75,0
	1		10	0,16	< 0,05			10,76	96,3	
	2		10	0,33	< 0,05			10,93	96,4	
	4		10	0,66	< 0,05			11,26	96,4	
	8		10	1,33	< 0,05			11,93	96,6	85,5
	1		15	0,16	< 0,05			15,76	97,4	96,4
	2		15	0,33	< 0,05			15,93	97,4	95,4
	3		15	0,66	< 0,05			15,26	97,4	93,0
	4		15	1,33	< 0,05			16,33	97,5	89,4
TIPO DE FLUJO		FP, Y RADIAL	FP	FP *	FP	RADIAL	FP			

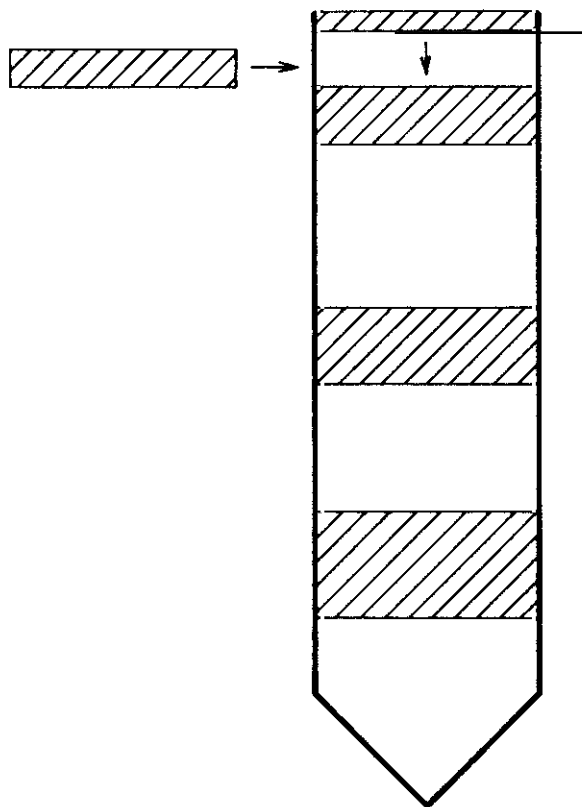


RECIRCULACION      CRECIENTE

FIG. 6. 4



SIN RETROMEZCLA



CON RETROMEZCLA

FIG. 6. 5

pachucas en la bibliografía. La alimentación se efectúa por una simple conducción, sin o con placa frontal para fraccionar el chorro de llegada, y la salida se realiza a través de un orificio practicado en la pared del pachuca, sin o con placa frontal protectora. Con la descripción expuesta se intenta idealizar el flujo en el pachuca, de la alimentación y de la recirculación, así como de su mezcla homogénea. Así mismo, después del tratamiento teórico del flujo que se expone a continuación, se podrá llegar a la conclusión de la conveniencia de que la alimentación y rebose se efectúe con los dispositivos descritos.

#### **6.4 TIEMPO DE RESIDENCIA SIN Y CON RECIRCULACION. UN SOLO PACHUCA**

En un pachuca que opera con alimentación A y rebose continuo A, el tiempo de residencia  $\theta_{FP}$  admitido flujo de pistón en todo su retenido R, cuando el arrastre del líquido o suspensión por el aire, en el tubo elevador, es igual a A, está dado por:

$$\theta_{FP} = \frac{R}{A} \quad (1)$$

Si el flujo de líquido o suspensión en el tubo elevador G, se define en función de A, mediante la expresión:

$$G = a A \quad (2)$$

cuando  $a = 1$   $G = A$ , el tiempo de residencia en flujo de pistón es el dado por (1). Cuando  $a > 1$ , al rebosar continuamente A, se recircula la cantidad:

$$G - A = (a - 1) A \quad (3)$$

Esta cantidad se une a la alimentación. En este caso, el tiempo de residencia con recirculación  $\theta_{FPR}$ , está dado por (4), admitiendo también que se mantiene el flujo de pistón y que se tiene mezcla perfecta de alimentación y recirculación.

$$\theta_{FPR} = \frac{R}{G} = \frac{R}{aA} = \frac{\theta_{FP}}{a} \quad (4)$$

La cantidad recirculada vuelve después de esta segunda pasada a través del pachuca y el tubo elevador a la zona de rebose, en donde se repite separación y recirculación. Esta secuencia de operación continua hasta que se ha eliminado totalmente la tanda de alimentación considerada.

Para evaluar la fracción de esta tanda de alimentación seleccionada que abandona el pachuca, después de un número determinado de pasadas, se opera de la forma siguiente, figura 6.6:

Pasada 1:

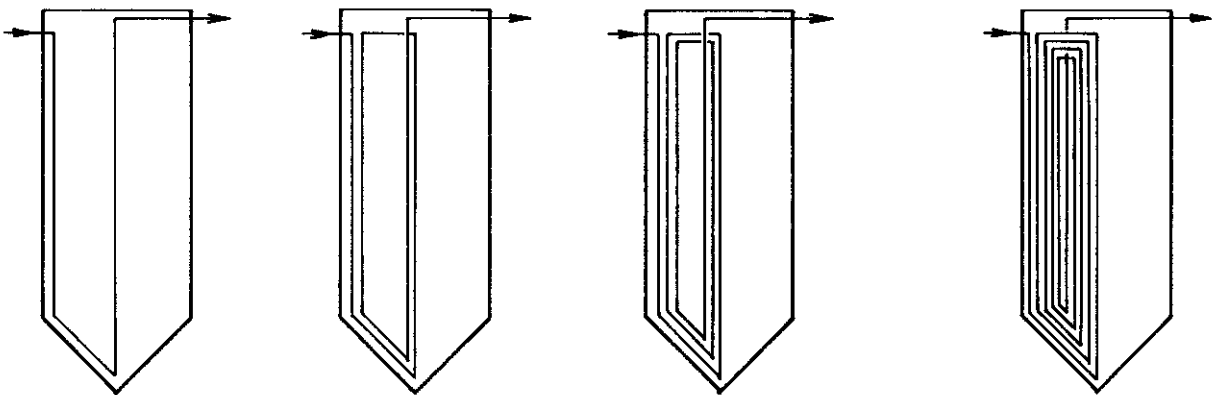
sale  $F_1 = \frac{A}{G} = \frac{A}{aA} = \frac{1}{a} \quad (5)$

y recircula  $\left(1 - \frac{1}{a}\right)$

Pasada 2:

sale  $F_2 = \frac{1}{a} \left(1 - \frac{1}{a}\right) \quad (6)$

y recircula  $\left(1 - \frac{1}{a}\right)$



PASADAS

1

2

3

P

$$F = \frac{1}{a}$$

$$F = \frac{1}{a} \cdot \left(1 - \frac{1}{a}\right)$$

$$F = \frac{1}{a} \cdot \left(1 - \frac{1}{a}\right)^2$$

$$F = \frac{1}{a} \cdot \left(1 - \frac{1}{a}\right)^{p-1}$$

FIG. 6.6

Pasada 3:

sale 
$$F_3 = \frac{1}{a} \left( 1 - \frac{1}{a} \right)^2 \quad (7)$$

Pasada P

sale 
$$F_P = \frac{1}{a} \left( 1 - \frac{1}{a} \right)^{P-1} \quad (8)$$

La suma de los términos de  $F_1$  a  $F_P$  da la fracción total que ha abandonado el pachuca desde la primera pasada a la P.

$$F_{TOTAL_P} = \sum_1^P F = \frac{1}{a} \left[ 1 + \left( 1 - \frac{1}{a} \right) + \left( 1 - \frac{1}{a} \right)^2 + \dots + \left( 1 - \frac{1}{a} \right)^{P-1} \right] \quad (9)$$

para

$$F_{TOTAL_\infty} = \frac{1}{a} \frac{1 - \left( 1 - \frac{1}{a} \right)^\infty}{1 - \left( 1 - \frac{1}{a} \right)} = 1 \quad (10)$$

valor correcto ya que toda la cantidad alimentada ha abandonado el pachuca.

En las tablas 6.2, 6.3 y 6.4, se dan los valores de F, calculados para recirculaciones definidas para valores de a = 1'2, 1'4, 1'6, 1'8, 2, 4 y 10, en función del tiempo reducido de flujo de pistón  $\theta_{FPR}$  que se obtiene fácilmente a partir del número de orden de la pasada, mediante:

$$\frac{\theta_{FPR}}{\theta_{FP}} = \frac{P}{a} \quad (11)$$

En las figuras 6.7, 6.8, 6.9, 6.10, 6.11, 6.12 y 6.13, se han representado los valores de las tablas anteriores por rectas

TABLA: 6.2

NUMERO DE PACHUCAS: 1

G=1.2 A		G=1.4 A		G=1.6 A		G=1.8 A	
$\theta_{RFP}$	F	$\theta_{RFP}$	F	$\theta_{RFP}$	F	$\theta_{RFP}$	F
0,833333	0,833333	0,7142858	0,7142858	0,625	0,6250000	0,5555556	0,5555556
1,666667	0,9722222	1,4285720	0,9183674	1,250	0,8593750	1,1111110	0,8024691
2,500000	0,9953704	2,1428570	0,9766764	1,875	0,9472656	1,6666670	0,9122085
3,333333	0,9992284	2,8571430	0,9933361	2,500	0,9802246	2,2222220	0,9609816
4,166667	0,9998714	3,5714290	0,9980961	3,125	0,9925842	2,7777780	0,9826584
5,000000	0,9999786	4,2857140	0,9994561	3,750	0,9972191	3,3333340	0,9922926
5,833333	0,9999965	5,0000000	0,9998446	4,375	0,9989572	3,8888890	0,9965745
6,666667	0,9999994	5,7142860	0,9999556	5,000	0,9996089	4,4444450	0,9984776
7,500000	0,9999999	6,4285720	0,9999874	5,625	0,9998534	5,0000000	0,9993234
8,333333	1,0000000	7,1428580	0,9999964	6,250	0,9999451	5,5555560	0,9996993
		7,8571430	0,9999999	6,875	0,9999794	6,1111120	0,9998664
		8,5714280	0,9999997	7,500	0,9999923	6,6666670	0,9999406
		9,2857140	0,9999999	8,125	0,9999971	7,2222230	0,9999736
		10,0000000	1,0000000	8,750	0,9999989	7,7777780	0,9999480
				9,375	0,9999996	8,3333340	0,9999978
				10,000	0,9999998	8,8888890	0,9999991
				10,625	0,9999999	9,4444440	0,9999996
				11,250	1,0000000	10,0000000	0,9999999
						11,1111100	1,0000000



TABLA : 6.3

NUMERO DE PACHUCAS : 1

G = 2 A		G = 4 A		G = 4 A		G = 10A	
$\Theta_{RFP}$	F	$\Theta_{RFP}$	F	$\Theta_{RFP}$	F	$\Theta_{RFP}$	F
0,5	0,5000000	0,25	0,250000	7,25	0,999762	0,1	0,1000000
1,0	0,7500000	0,50	0,437500	7,50	0,999821	0,2	0,1900000
1,5	0,8750000	0,75	0,578125	7,75	0,999866	0,3	0,2710000
2,0	0,9375000	1,00	0,683594	8,00	0,999899	0,4	0,3439000
2,5	0,9687500	1,25	0,762695	8,25	0,999925	0,5	0,4095100
3,0	0,9843750	1,50	0,822021	8,50	0,999943	0,6	0,4685600
3,5	0,9921875	1,75	0,866515	8,75	0,999958	0,7	0,5217030
4,0	0,9960938	2,00	0,899887	9,00	0,999968	0,8	0,5695330
4,5	0,9980469	2,25	0,924915	9,25	0,999976	0,9	0,6125790
5,0	0,9990234	2,50	0,943686	9,50	0,999982	1,0	0,6513210
5,5	0,9995118	2,75	0,957765	9,75	0,999986	1,1	0,6861890
6,0	0,9997559	3,00	0,968324	10,00	0,999989	1,2	0,7175700
6,5	0,9998779	3,25	0,976243	11,00	0,999997	1,3	0,7458130
7,0	0,9999389	3,50	0,982182	13,00	0,999999	1,4	0,7712320
7,5	0,9999695	3,75	0,986636	15,00	0,999999	1,5	0,7941090
8,0	0,9999848	4,00	0,989977	18,00	0,999999	1,6	0,8146980
8,5	0,9999924	4,25	0,992483	20,00	0,999999	1,7	0,8332280
9,0	0,9999962	4,50	0,994362			1,8	0,8499050
9,5	0,9999981	4,75	0,995771			1,9	0,8649150
10,0	0,9999991	5,00	0,996829			2,0	0,8784230
10,5	0,9999995	5,25	0,997622			2,1	0,8905810
11,0	0,9999998	5,50	0,998216			2,2	0,9015230
11,5	0,9999999	5,75	0,998662			2,3	0,9113710
12,0	1,0000000	6,00	0,998997			2,4	0,9202330
12,5		6,25	0,999247			2,5	0,9282100
		6,50	0,999436			2,6	0,9353890
		6,75	0,999577			2,7	0,9418500
		7,00	0,999682			2,8	0,9476650

TABLA: 6.4

NUMERO DE PACHUCAS: 1

G= 10 A		G= 10 A		G= A		G= A	
$\Theta_{RFP}$	F	$\Theta_{RFP}$	F	$\Theta_{RFP}$	F	$\Theta_{RFP}$	F
2,9	0,952899	5,70	0,997535				
3,0	0,957609	5,80	0,997781				
3,1	0,961848	5,90	0,998003				
3,2	0,965663	6,00	0,998203				
3,3	0,969097	7,00	0,999373				
3,4	0,972187	8,00	0,999781				
3,5	0,974968	9,00	0,999924				
3,6	0,977471	10,00	0,999973				
3,7	0,979724	20,00	0,999999				
3,8	0,981752	30,00	0,999999				
3,9	0,983577	40,00	0,999999				
4,0	0,985219						
4,1	0,986697						
4,2	0,988027						
4,3	0,989225						
4,4	0,990302						
4,5	0,991272						
4,6	0,992145						
4,7	0,992930						
4,8	0,993637						
4,9	0,994273						
5,0	0,994846						
5,1	0,995361						
5,2	0,995825						
5,3	0,996243						
5,4	0,996618						
5,5	0,996957						
5,6	0,997261						

PACHUCA IDEAL

1 pachuca  $a=1,2$

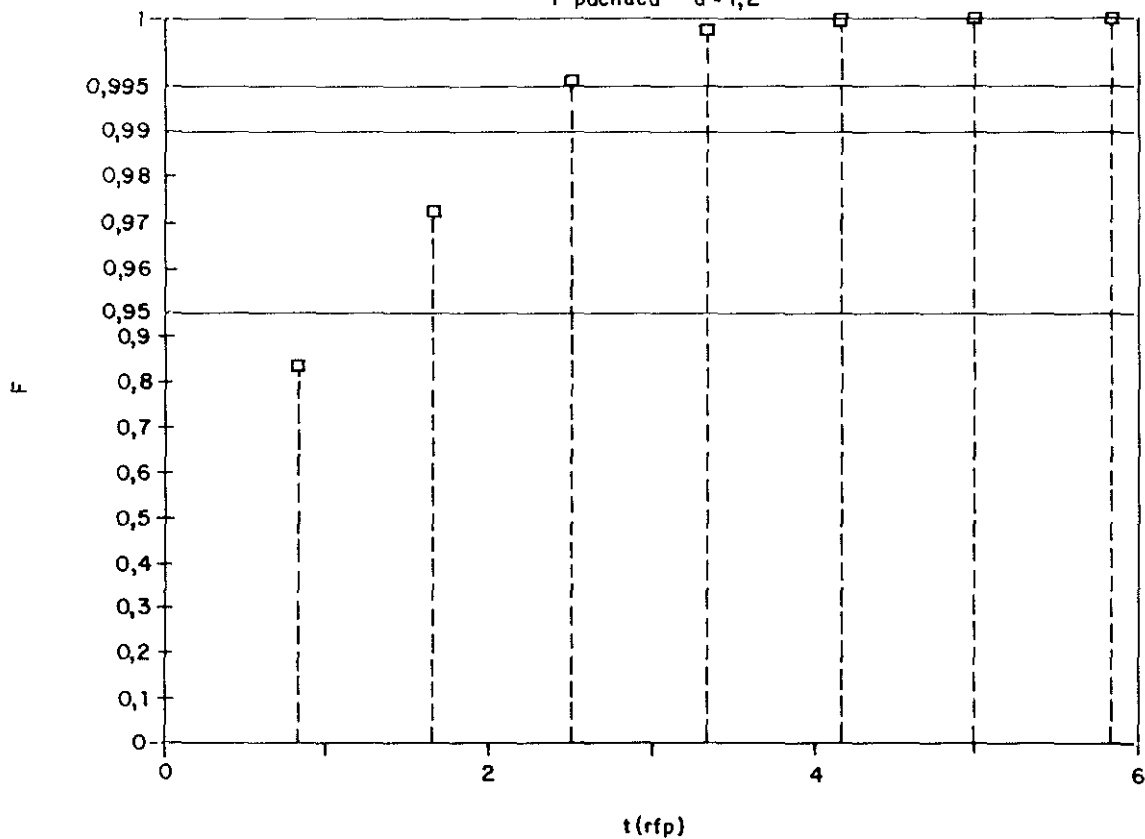


FIG. 6.7

PACHUCA IDEAL

1 pachuca  $a=1,4$

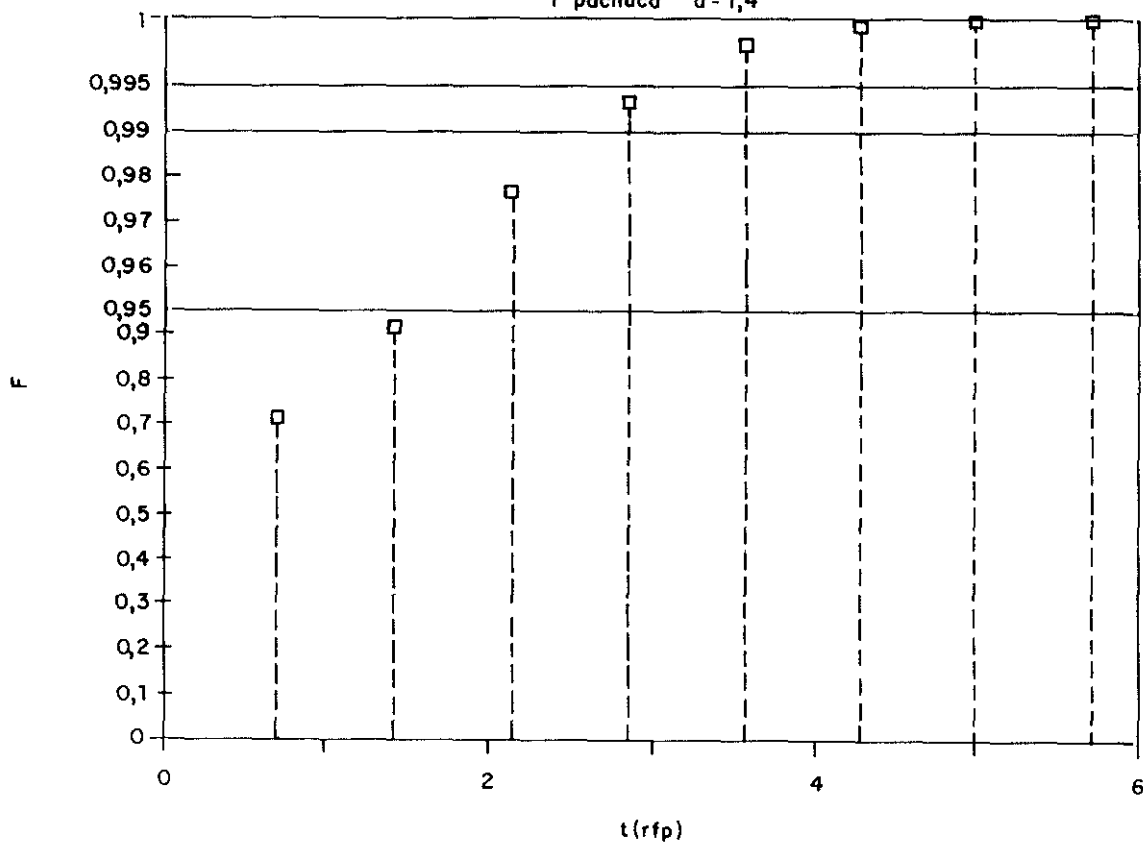


FIG. 6.8

PACHUCA IDEAL

1 pachuca  $\alpha = 1,6$

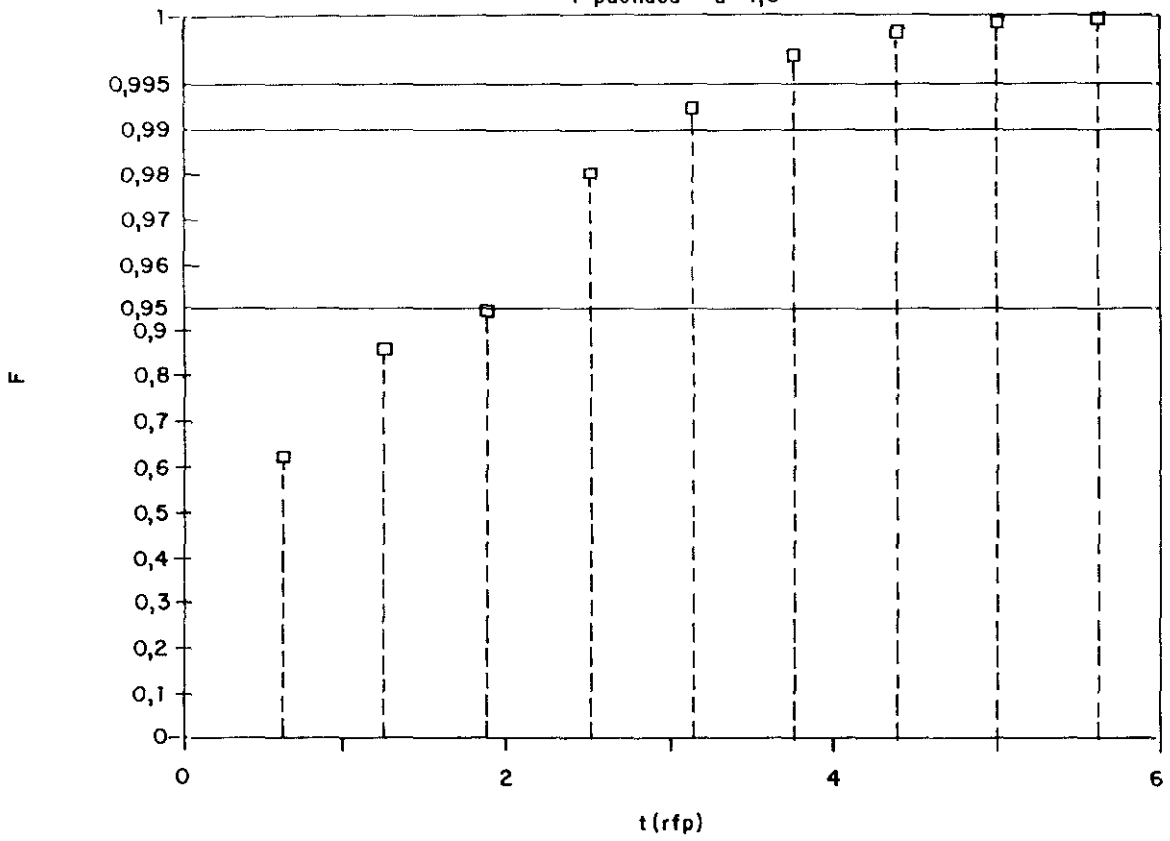


FIG. 6.9

PACHUCA IDEAL

1 pachuca  $\alpha = 1,8$

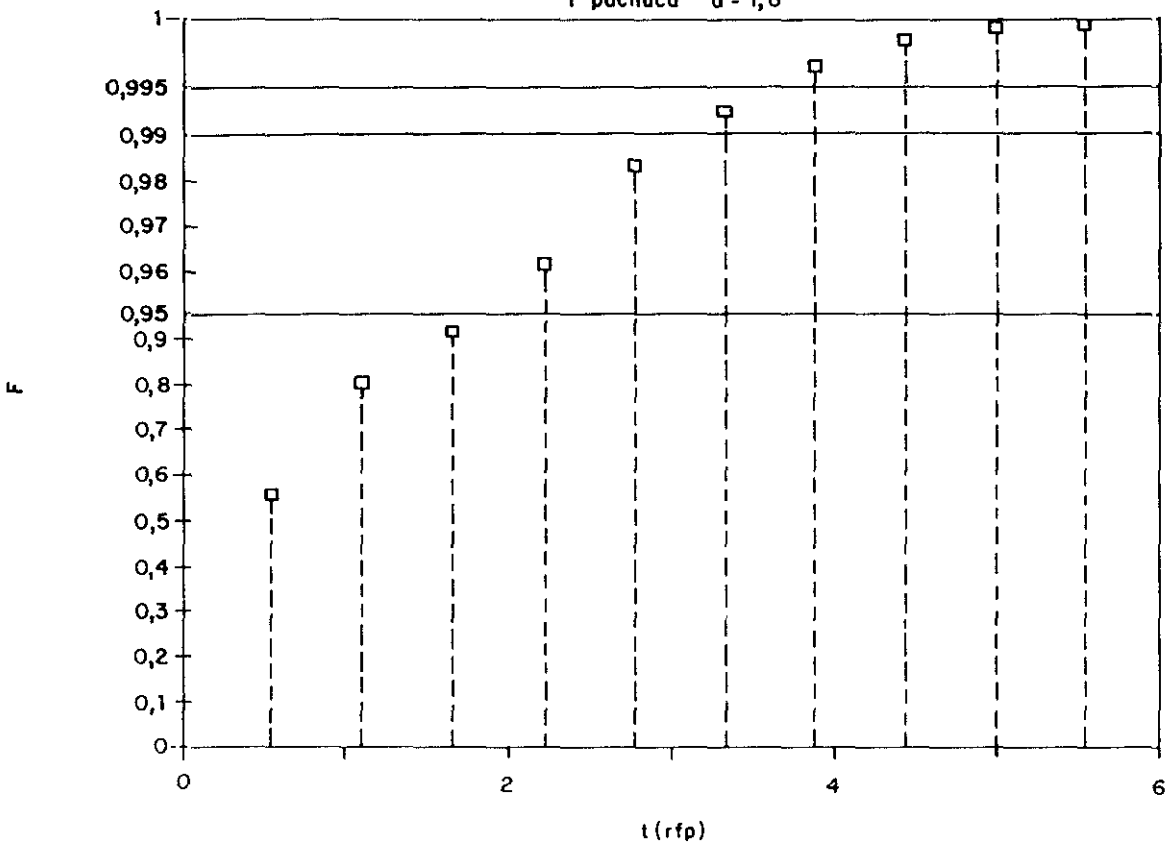


FIG. 6.10

PACHUCA IDEAL

1 pachuca  $\alpha = 2$

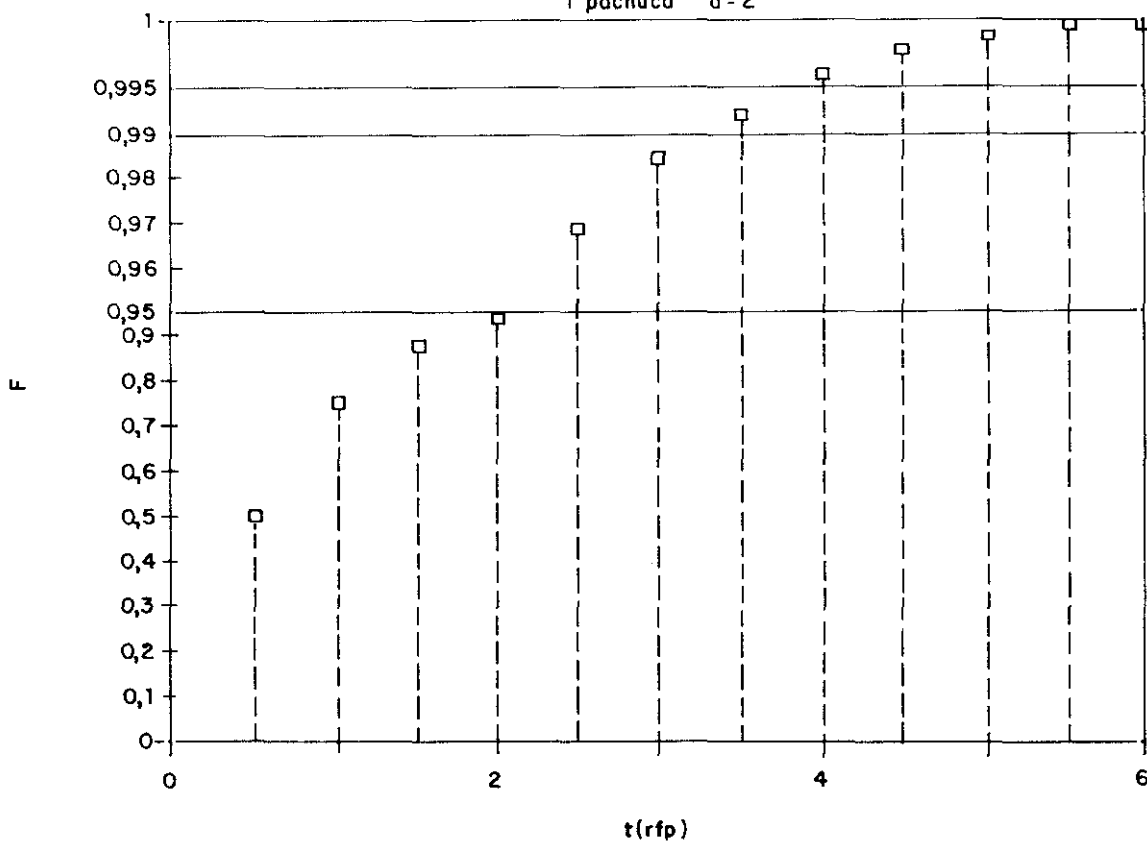


FIG. 6. 11

PACHUCA IDEAL

1 pachuca  $\alpha = 4$

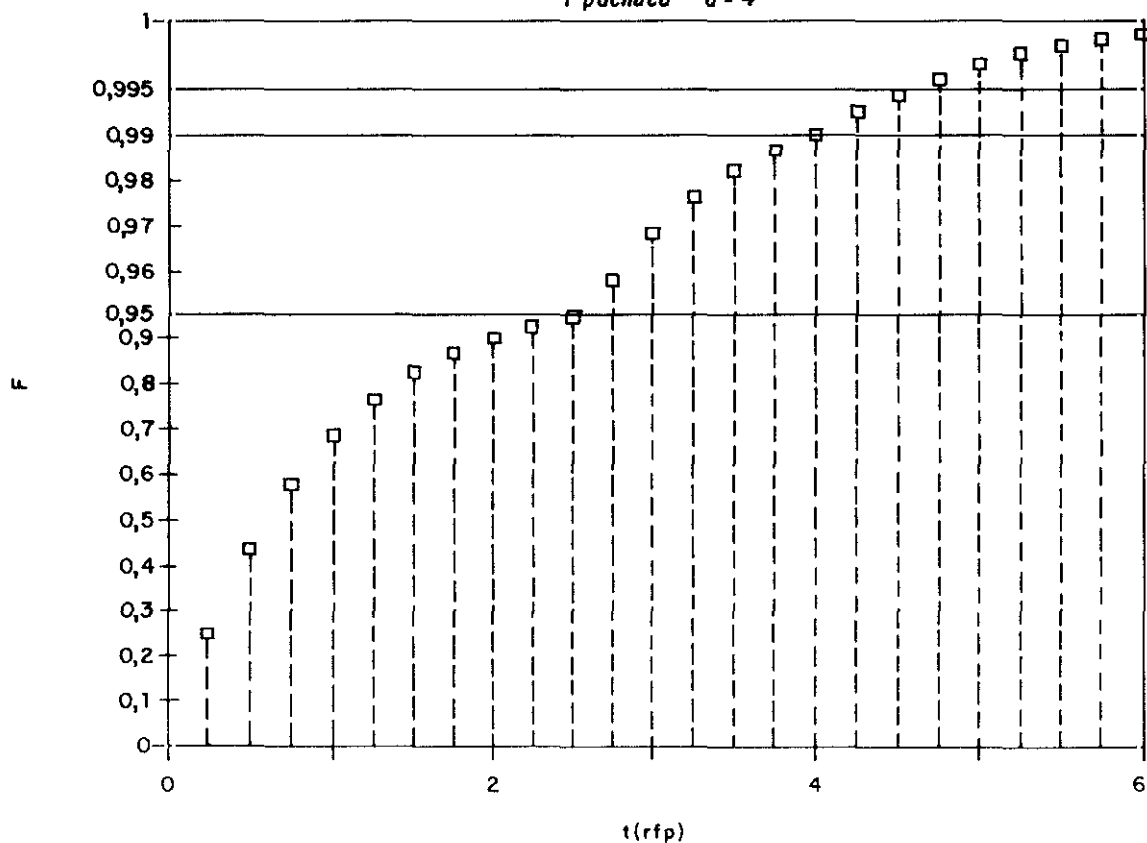


FIG. 6. 12

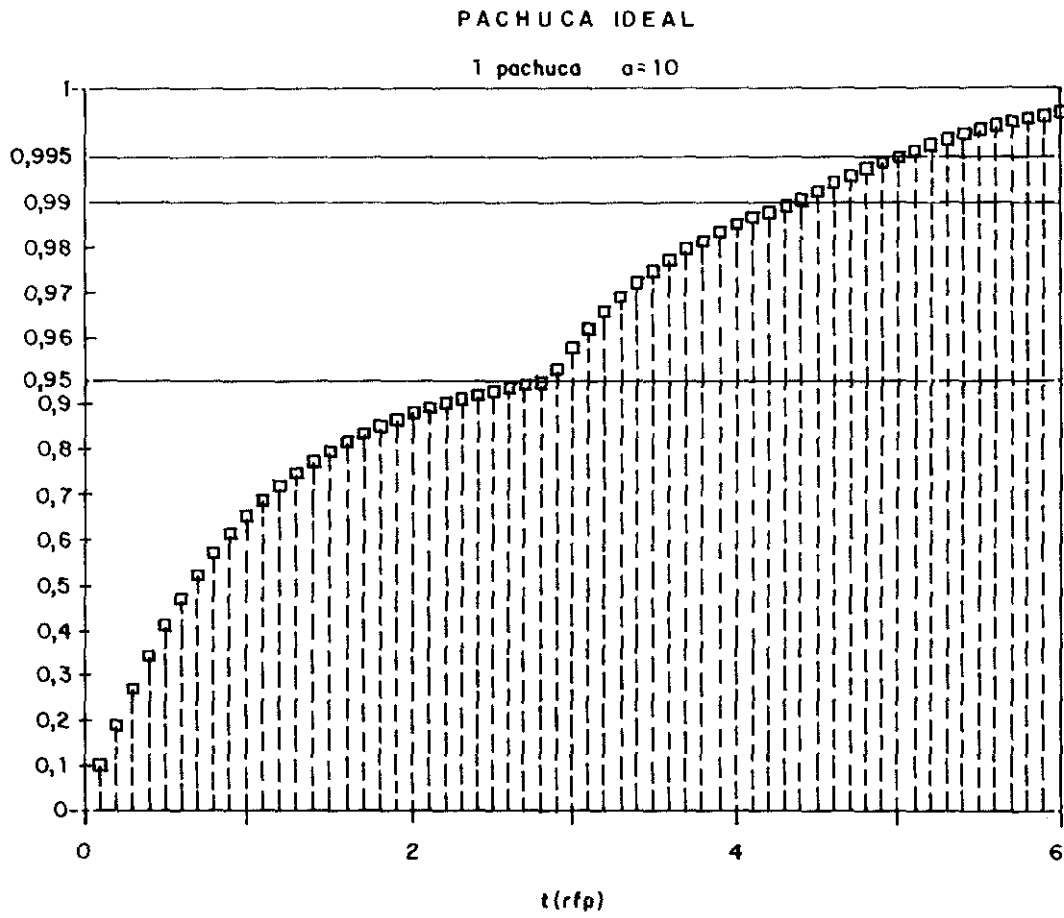


FIG. 6.13

con altura igual a  $\sum_1^P F$  , para indicar las intermitencias de salida de las fracciones que corresponden a cada pasada.

Para  $a = 10$ , se ha representado también la expresión:

$$\log(1 - F) = - \frac{1}{2,3} \frac{\theta}{\theta_{FP}}$$

que corresponde a un tanque agitado en el que puede admitirse mezcla instantánea y completa de alimentación, con todo el retenido y por tanto la fracción de alimentación en salida puede considerarse prácticamente la que se alcanzaría en un pachuca en el que  $a = \infty$  . El valor  $a = 10$  prácticamente se comporta como  $a = \infty$  .

#### **6.5 PACHUCA IDEAL Y REAL CON AGITACION MECANICA COMPLEMENTARIA EN LA BASE CONICA**

Cuando el pachuca opera con suspensiones, el caudal en el tubo elevador está condicionado por la velocidad de sedimentación de los sólidos. El aire o gas alimentado en su base debe arrastrar la suspensión del fondo, junto con los sólidos segregados por sedimentación. Si no es posible, para las condiciones de flujo de pistón que pueden desearse, condicionadas por la cinética del proceso químico que tiene lugar en el pachuca, se puede superponer en el fondo un sistema de agitación mecánica que evite el efecto acumulado de la sedimentación. Así, el tubo elevador opera con una suspensión que puede tener un mayor espesamiento, que el correspondiente

a la zona central del pachuca.

En esta zona con agitación mecánica, el flujo de pistón pasa a ser de mezcla. Si se denomina  $X$ , a la fracción del retenido de esta zona, frente a la del total del pachuca para los tiempos de residencia en flujo de pistón en el pachuca, que corresponden a cada valor de  $a$ , en la tabla 6.5, se dan los valores calculados de  $F$ , en función de  $Z$  y de  $a$ . En la figura 6.14 se representan estos valores.

La consideración simultánea de la información que aportan las tablas 6.2, 6.3, 6.4 y 6.5, permitirá evaluar las condiciones de operación aceptables, en un caso concreto.

## **6.6 OPTIMACION DE PACHUCAS**

Tanto en operaciones por cargas como en continuo, los aspectos que deben optimizarse son los siguientes:

- a) Circulación de fase líquida
- b) Coste óptimo del sistema de tubos elevadores y caudal de gas.
- c) Sistema de agitación mecánica complementario.
- d) Sistemas adecuados de alimentación y rebose.

A continuación se estudian por separado estos aspectos.

### **6.6.1 CIRCULACION DE FASE LIQUIDA ADECUADA**

La circulación de fase líquida adecuada está relacionada con:



TABLA: 6.5

VALORES DE F DEL PACHUCA, CON AGITACION MECANICA COMPLEMENTARIA, EN BASE CONICA.

$\downarrow \alpha$ / $\frac{X}{\%}$	2,5	5,0	10,0	20,0
1	1	1	1	1
1,2	0,999	0,999	0,999	0,985
1,4	0,999	0,999	0,999	0,972
1,6	0,999	0,999	0,998	0,956
1,8	0,999	0,999	0,996	0,938
2,0	0,999	0,999	0,993	0,918
3,0	0,999	0,999	0,964	0,811
4,0	0,999	0,993	0,918	0,714
5,0	0,999	0,982	0,865	0,632
6,0	0,999	0,964	0,811	0,566
7,0	0,999	0,943	0,761	0,511
8,0	0,997	0,918	0,714	0,465
9,0	0,993	0,892	0,681	0,427
10,0	0,988	0,865	0,633	0,394

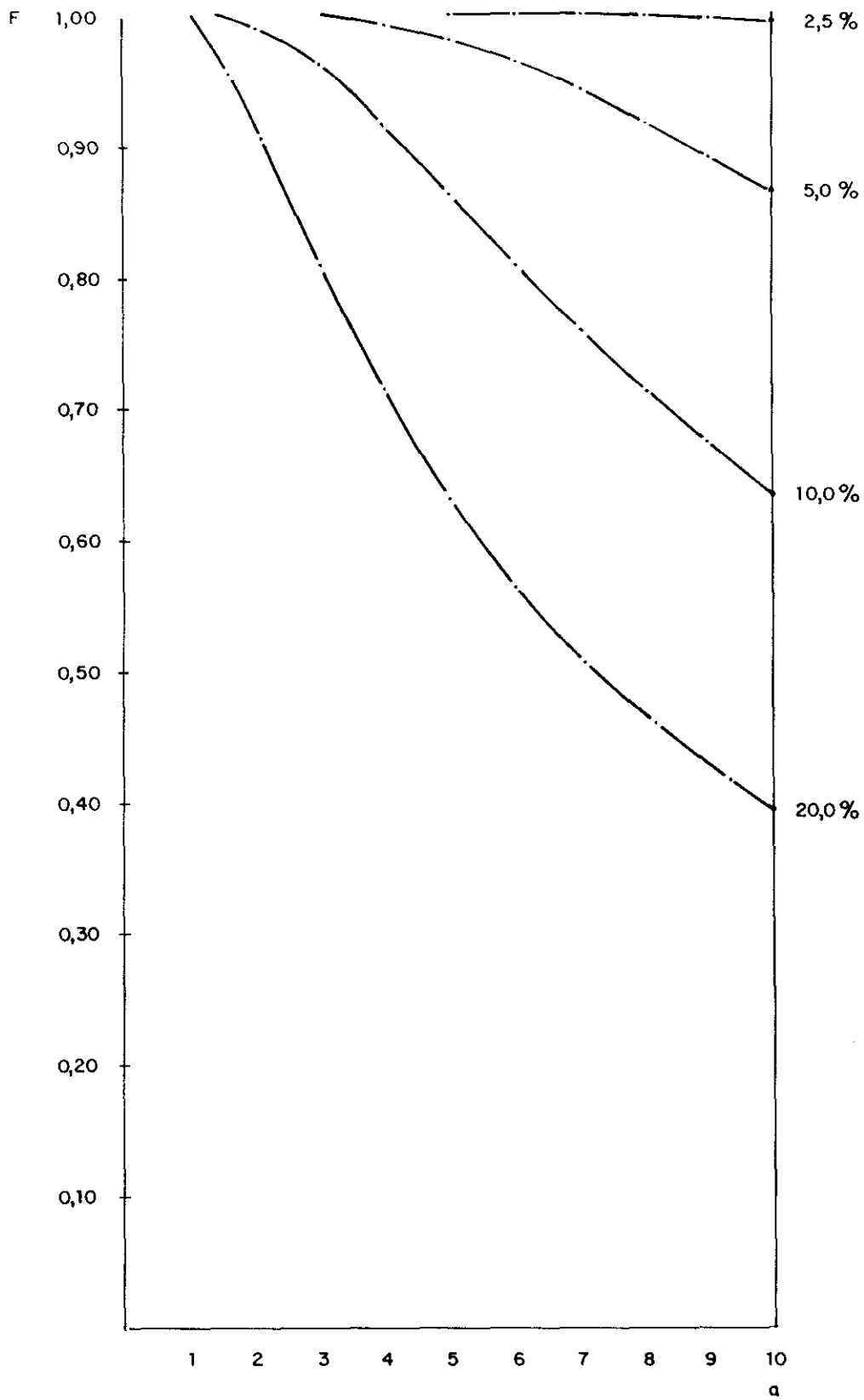


FIG. 6. 14

- a) Mantener en suspensión los sólidos que sedimentan mediante su arrastre continuo desde el fondo del depósito a la superficie libre del líquido.

En cada sistema deben conocerse las características de sedimentación, para elegir un determinado caudal de fase líquida en el sistema elevador.

- b) Caudal de recirculación para alcanzar mezcla completa en el retenido del pachuca, en un tiempo estipulado, en el caso de operación por cargas, o mezcla completa o flujo de pistón en el caso de operación en continuo.

Ambos aspectos se pueden abordar fácilmente utilizando como base de decisión la información dada en (2) y (3). Caudales de  $G$  con valores de  $a$  entre 1 y 2 no distorsionan sensiblemente el flujo de pistón en el pachuca. Valor de  $a$  próximo a 10 permiten que se alcance un flujo de mezcla próximo a caudal de recirculación infinito.

Si el sistema elevador por arrastre con gas se utiliza para reponer en el líquido algún componente gaseoso, por ejemplo oxígeno, se puede aceptar sin ninguna reserva, que en el contacto gas-líquido en el tubo elevador, se alcanza prácticamente el equilibrio definido por la ley de Henry. La bibliografía establece que en platos de borboteo o placas perforadas, es fácil alcanzar fracciones de equilibrio próximas a 0.9, con 3-4 cm. de inmersión. En lanzas sumergidas 50 cm., la fracción de equilibrio se aproxima a 1.

No es por tanto una afirmación sin base, admitir que en el tubo

elevador la eficacia del contacto es del 100%.

Por último, al razonar sobre la posibilidad de flujo de pistón en el pachuca, ha de tomarse como base los resultados experimentales obtenidos utilizando el sistema de medida de desplazamientos de zonas calientes con cinco niveles de cinco termopares cada uno. Los resultados obtenidos parecen que permiten admitir, que el flujo de pistón se cumple aceptablemente, aunque no debe descartarse una fracción de flujo de mezcla debido a fenómenos de fluctuación, en el campo de velocidades, y por tanto a fenómenos de retromezcla.

La velocidad de descenso "u" en el pachuca, en función de la alimentación horaria A, y la recirculación "a", conocido el retenido R, la altura  $\Delta Z$  y la sección transversal S del pachuca, se calcula fácilmente teniendo en cuenta:

$$\frac{R}{\gamma} = S \Delta Z$$

en la que  $\gamma$  es el peso específico del medio y si se expresa la alimentación A como múltiplo  $N_R$  del retenido R:

$$A = N_R R$$

con lo que se llega a:

$$U = \frac{aA}{S} = N_R \cdot a \cdot \Delta Z.$$

que cuando se expresa  $\Delta Z$  en metros y "u" en cm/s, se modifica en la forma siguiente:

$$U_{\text{cm/s}} = \frac{N_R \cdot a \cdot \Delta Z_{\text{m}}}{36}$$

En la figura 6.15 se ha representado la expresión anterior para el caso en que  $\Delta Z = 10 \text{ cm}$ , "a" varía entre 10 y 1 y R entre 0 y 2'4.

Los valores de la velocidad se mantienen en el intervalo, en el que la experimentación realizada pone de manifiesto que se puede considerar como posible que la circulación de la fase líquida al descender tiene lugar en flujo prácticamente de pistón.

#### **6.6.2 COSTE OPTIMO DEL SISTEMA DE TUBOS ELEVADORES Y CAUDAL DE GAS**

Establecida o estimada la cantidad de fase acuosa que ha de elevarse desde el fondo del pachuca hasta su superficie, el cálculo de tubos que han de montarse en paralelo, es inmediato, si se conoce la función caudal de fase acuosa-caudal de gas, que se hace circular por el interior del tubo, para la longitud de tubo que la altura del pachuca exige.

En la figura 6.16, se representan gráficamente las funciones caudal gas (y)-caudal fase líquida (x) para unas condiciones ideales  $Y = Kx^n$ , y unas condiciones reales, en la que se

distinguen claramente tres zonas:

- a) Para caudales de fase líquida bajos  $y = Kx$
- b) Para caudales altos  $x = \text{constante}$ , aunque y crezca
- c) Para caudales intermedios  $y = Kx'$

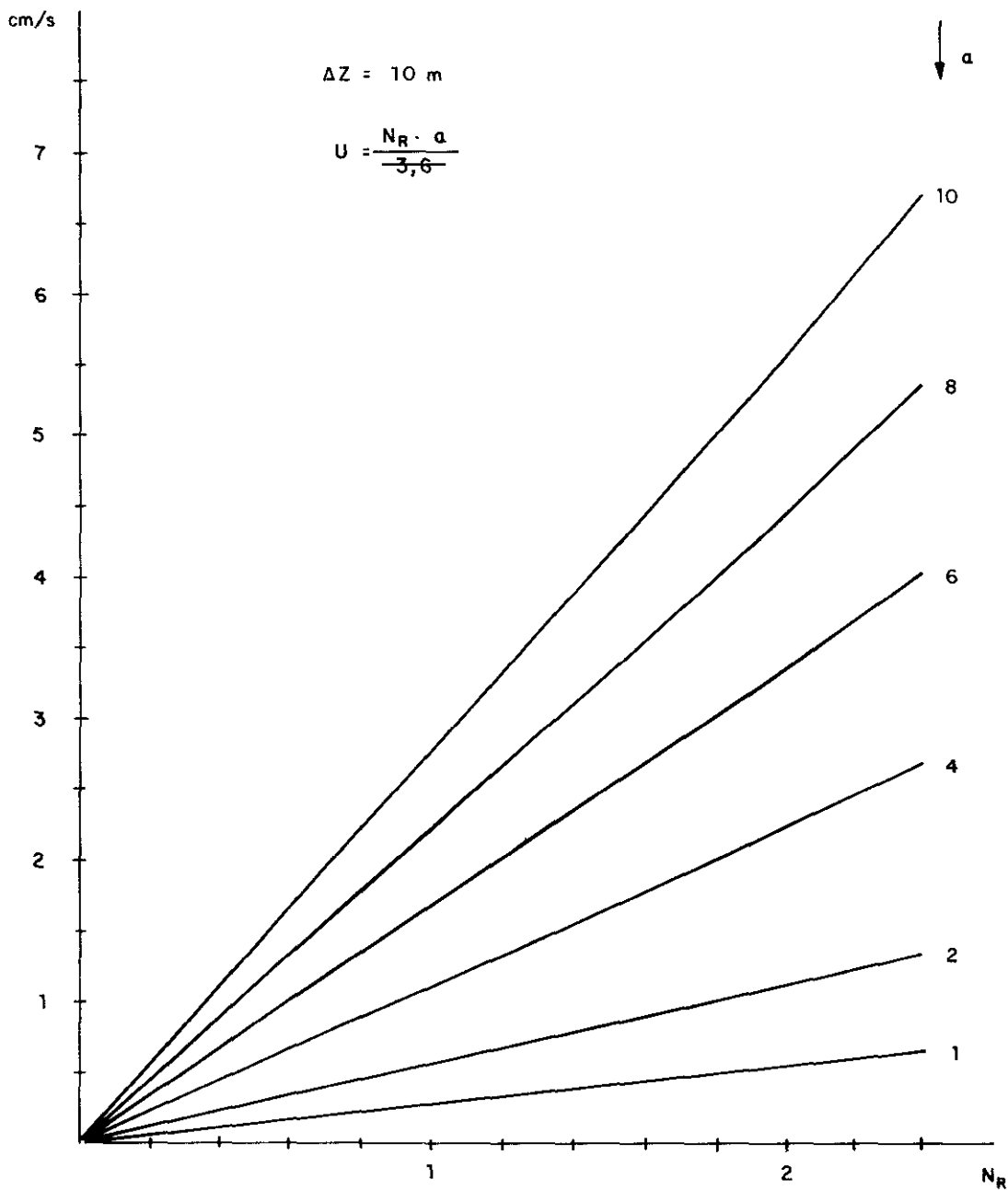


FIG. 6.15

IDEAL

- 340 -

REAL

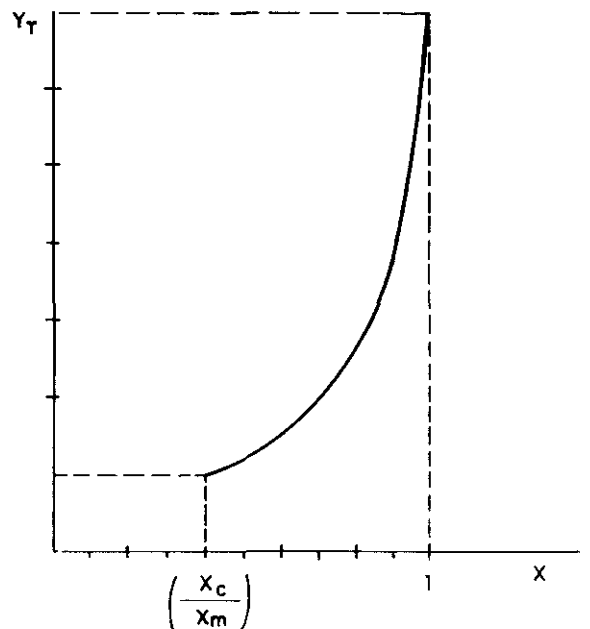
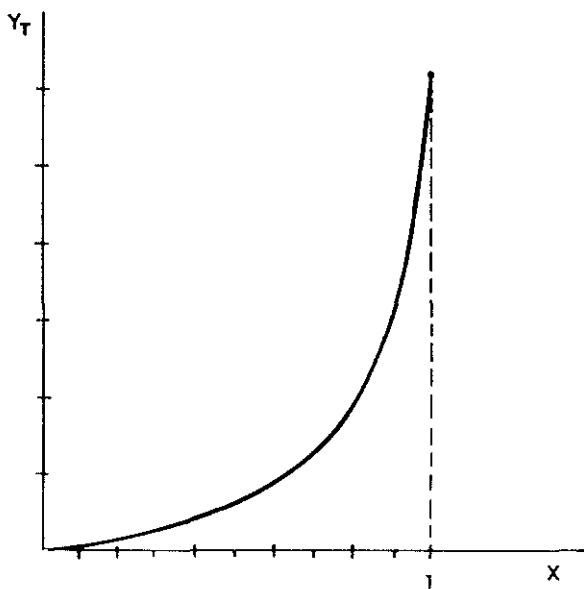
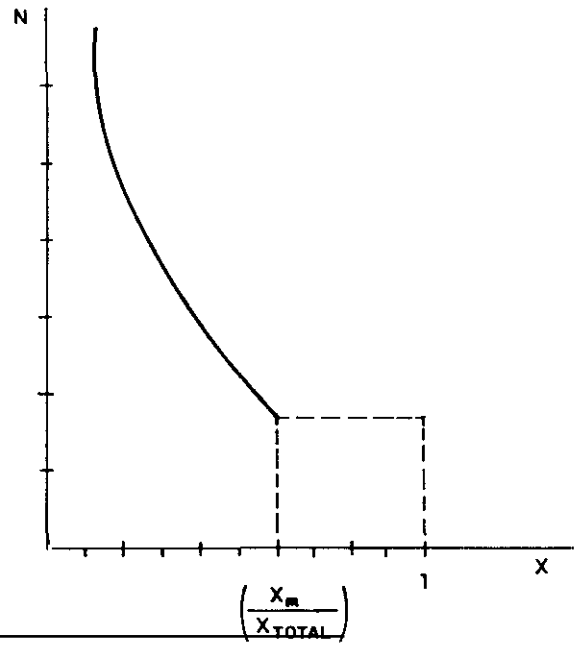
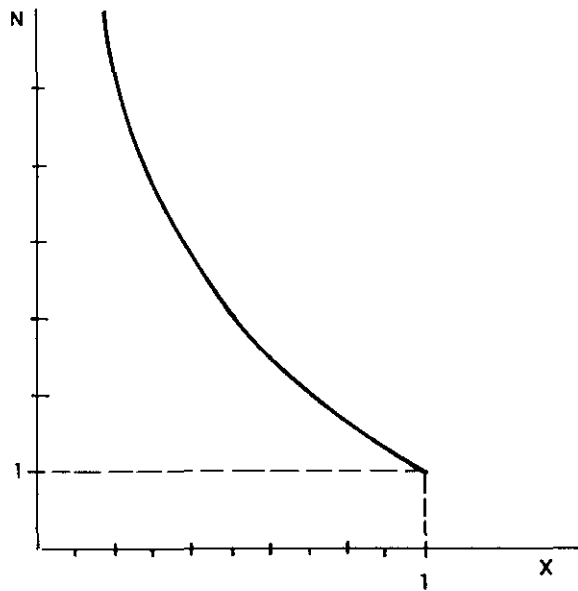
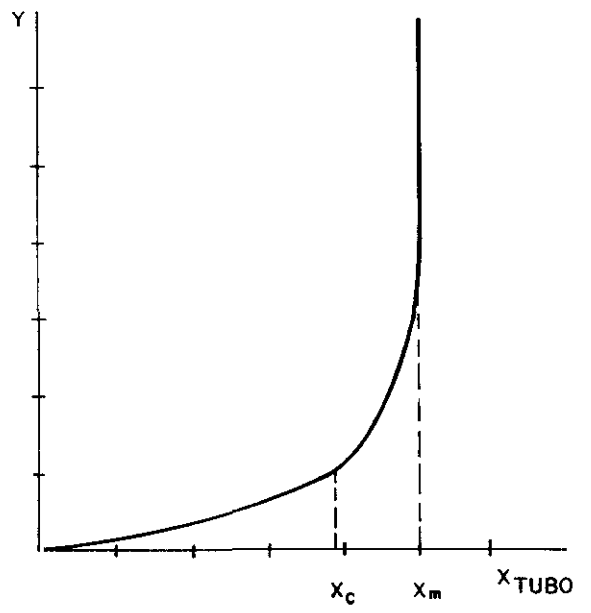
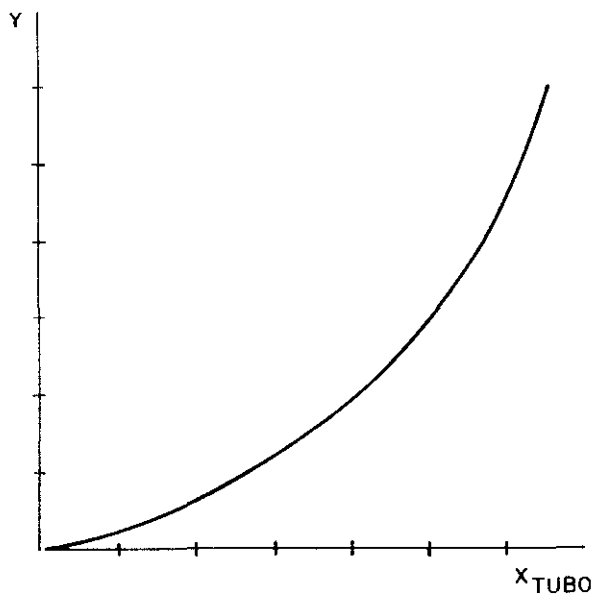


FIG. 6. 16

El cálculo del número de tubos en paralelo se efectúa fácilmente como cociente del caudal de fase acuosa total y el caudal de fase acuosa en un tubo

$$N = \frac{X_{total}}{X_{tubo}}$$

y el caudal total de gas  $Y_T$  se obtiene mediante

$$Y = N \cdot Y_{tubo}$$

El valor de  $Y_{tubo}$  se halla en la función que relaciona  $Y = f(x)$

En la figura 6.16, se representa  $N$  para las condiciones ideales y reales. En función de  $X$ , se define la cantidad de fase arrastrada como fracción de la cantidad total

$$X = \frac{X_{tubo}}{X_{total}} = \frac{1}{N}$$

Para condiciones ideales, a  $X = 1$  le corresponde un solo tubo, y al decrecer  $X$ ,  $N$  crece.

Para condiciones reales, a  $X = 1$  o valores inferiores en los que se opera con  $X$  máximo =  $X_m$ , el valor de  $N$  es mayor que la unidad y constante. Para valores inferiores de  $X = \frac{X_m}{X_{total}}$ ,  $N$  crece. En estas condiciones se tiene una zona en que el número de tubos necesarios es mínimo.

El caudal total de gas  $Y_T$ , en las condiciones ideales, varía desde 0 para  $X = 0$ , a un cierto valor para  $X = 1$ . En condiciones reales,  $Y_T$  es constante para valores comprendidos



entre  $X = 0$  y  $X = \frac{X_c}{X_{fm}}$ . A partir de este último valor, el caudal total de gas crece. Se tiene también en este caso, un caudal de gas mínimo, en un cierto intervalo de operación.

Para seguir mejor el razonamiento expuesto en la figura 6.17, se ha representado el cálculo de  $N$  y  $Y_T$ . La compresión de la figura es inmediata y no se insiste en el razonamiento anterior.

A medida que crece el caudal total de fase acuosa que se desea transportar por el sistema elevador, el número de tubos en paralelo  $N$ , y el caudal de gas total  $Y_T$  crece. Los valores de  $X$  que limitan la zona de  $N$  e  $Y_T$  mínimos se desplazan a valores más bajos y el intervalo de valores de  $X$  entre óptimos se hace más pequeño, figura 6.18.

En resumen, para valores de  $N \geq 10$ , el óptimo de tubos y el óptimo de caudal de gas mínimo están muy próximos.

Si se tiene en cuenta que el coste del compresor de aire en comparación con el del haz tubular es muy superior, el óptimo económico se tendrá para caudal de gas mínimo, aunque para números de tubos en el haz tubular que superen la decena ambos óptimos están muy próximos.

En el razonamiento expuesto no se hace referencia a la importancia del diámetro del tubo. El tratamiento seguido tendrá que extenderse con los datos experimentales caudal fase acuosa función del caudal de gas a diferentes diámetros.

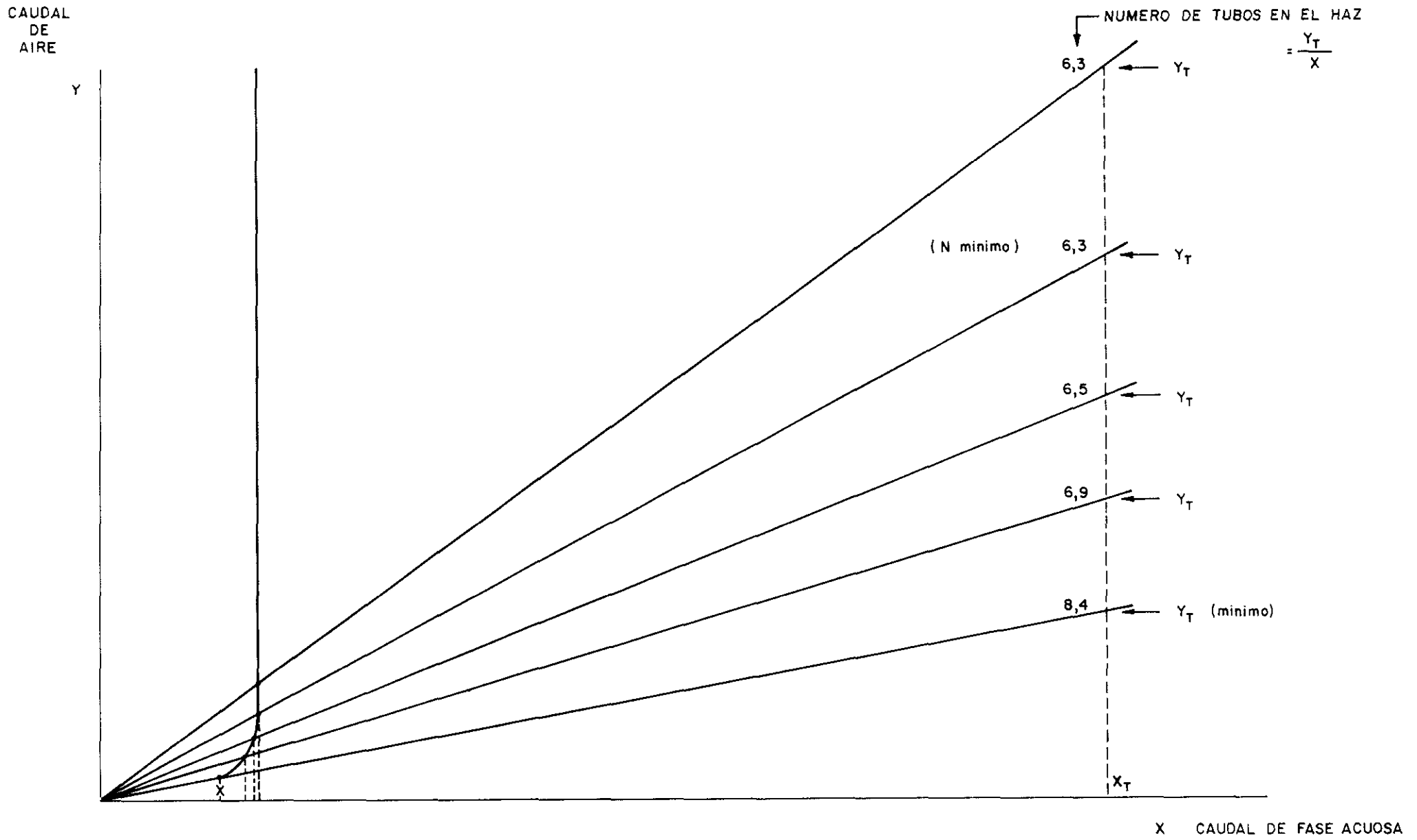


FIG. 6.17

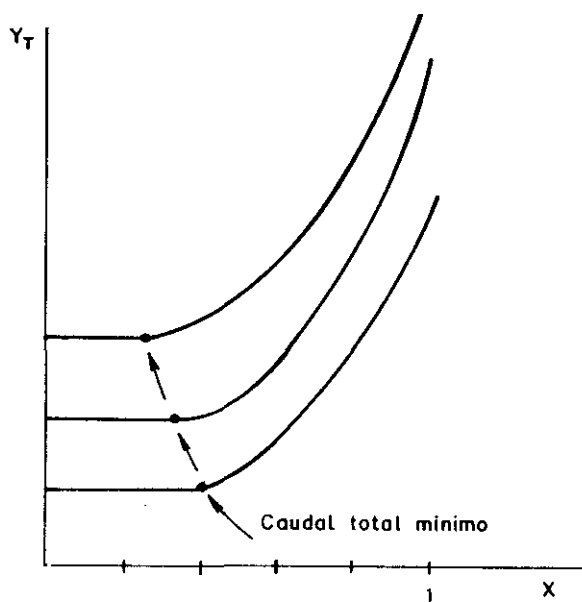
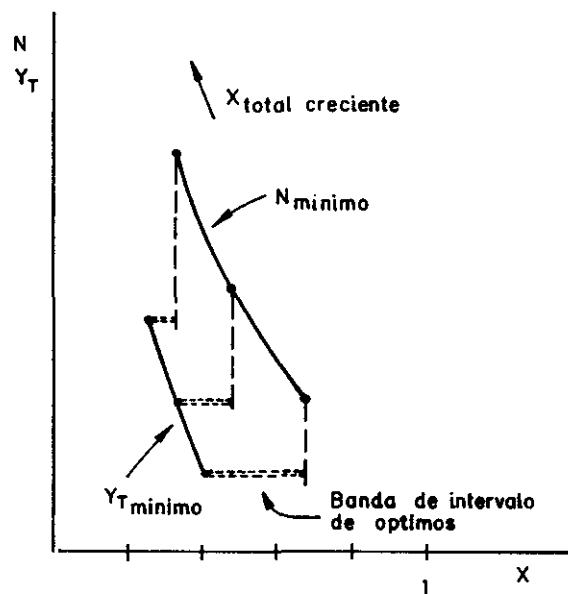
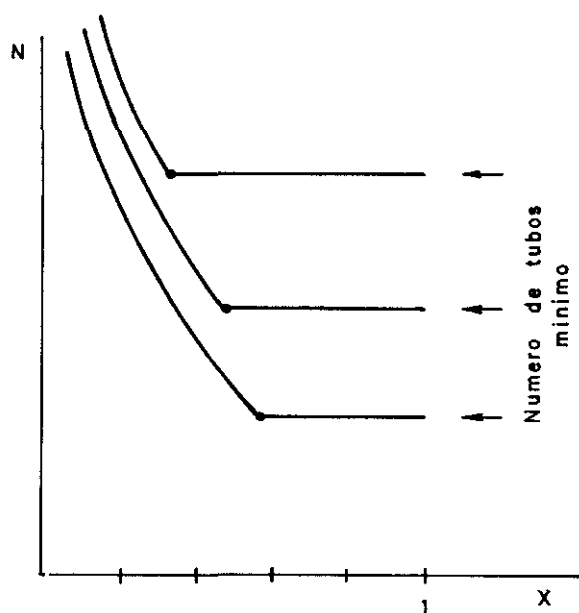
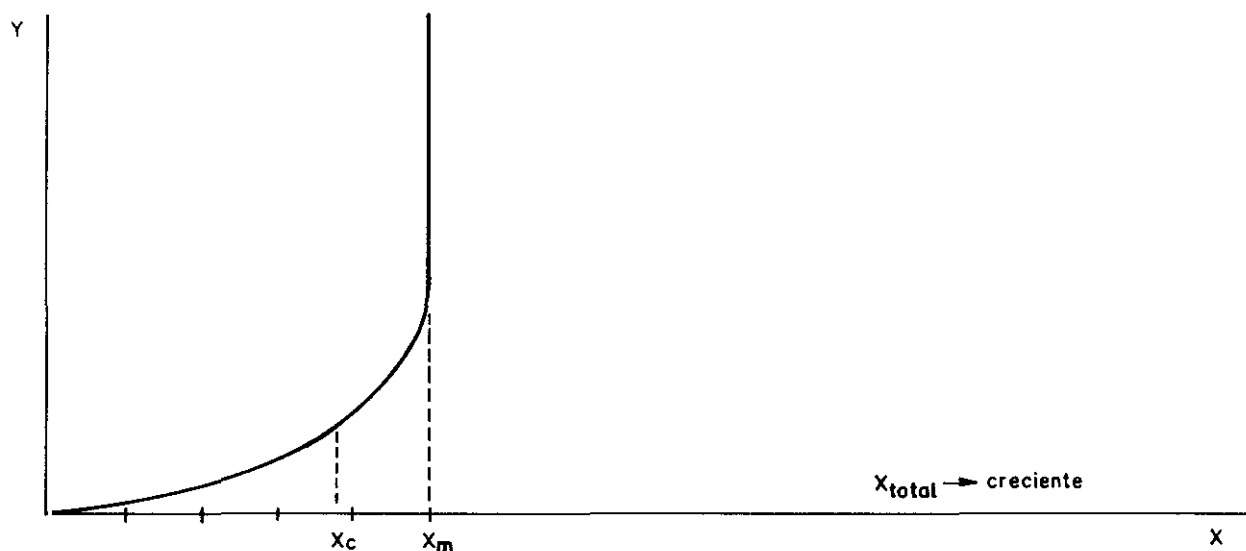


FIG. 6.18

El concepto caudal perimétrico ha permitido encontrar su óptimo próximo a diámetros 2-3 cm. para el que el caudal de fase líquida arrastrada por el gas es máximo, en consecuencia el número de tubos será mínimo, si se monta el haz tubular con tubos de 2-3 cm. de diámetro (o próximo).

#### **6.6.3 SISTEMA DE AGITACION MECANICA COMPLEMENTARIA**

El sistema de agitación mecánica complementario descrito, permite reducir la cantidad de fase arrastrada en el tubo o haz de tubos elevadores, ya que no debe cumplir la misión de evitar acumulación de fase sólida sedimentándose en el fondo del pachuca. De esta forma la posibilidad de conseguir flujo de pistón en el cuerpo central del pachuca crece.

El recinto con agitación mecánica complementaria debe confinarse, para evitar que la zona agitada se extienda al cuerpo central del pachuca. Puede ser una solución mecánica, fácil de realizar, la instalación de placas deflectoras, en cualquier de sus múltiples formas geométricas que se describen en la bibliografía, figura 6.19.

#### **6.6.4 SISTEMA ADECUADO DE ALIMENTACION Y REBOSE CONTINUO**

Los sistemas de alimentación y rebose continuo descritos para comprender las características del flujo en el pachuca, que no son usuales en la información que aporta la bibliografía, se presentan como necesarios para conseguir su operación bajo control, en los supuestos de funcionamiento descritos.

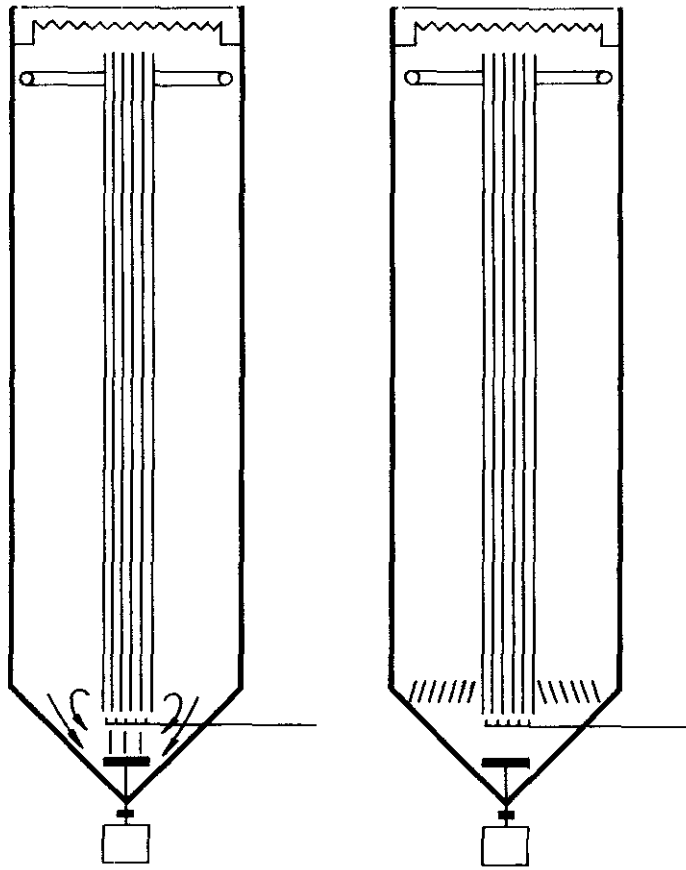


FIG. 6. 19

Es evidente que estos dispositivos no deben considerarse como nuevos. El aspecto que si debe admitirse como aportación nueva, es la necesidad de su incorporación al diseño del pachuca para conseguir la mezcla homogénea de alimentación con recirculación y rebose continuo y homogéneo de la fracción de fase arrastrada en exceso por el sistema de elevación.

**VII.- RESUMEN GENERAL Y**  
**CONCLUSIONES**

## CAPITULO VII

### RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES

- 7.1 Fluidodinámica del flujo bifásico en los conductos de elevación.
- 7.2 Conclusiones.
- 7.3 Modelo de flujo en un pachuca y tiempo de residencia.
- 7.4 Conclusiones.



### **7.1 FLUIDODINAMICA DEL FLUJO BIFASICO EN LOS CONDUCTOS DE ELEVACION**

En el capítulo II de la presente Memoria, se expone que en los reactores de burbujas, en los que se llevan a cabo reacciones gas-líquido, la fase líquida discontinua, por la formación de burbujas, implanta un gradiente vertical de presiones que hace desplazar a la fase líquida continua. Se establece una circulación bifásica en el conducto de elevación de manera que una fracción de líquido se arrastra hasta la superficie. Su velocidad superficial, es relativamente elevada. A la salida de los conductos de elevación el gas se separa del líquido, éste sufre un frenado y retorna al fondo con una velocidad superficial, en casi todos los casos, pequeña. Por este motivo no suele haber arrastre de la fase gas en la zona de retorno de líquido.

En el diseño de un conducto elevador, se precisa conocer la sobrepresión de impulsión de aire, para que el sistema funcione correctamente en régimen continuo.

Como características principales del flujo bifásico en los conductos de elevación o columnas de burbujas se señalan: a) ausencia de dispositivos mecánicos móviles, b) posibilidad de obtener valores elevados tanto de las áreas interfaciales efectivas entre fases líquida y gas, como de los coeficientes globales de transferencia, entre ambas fases.

Esta última característica justifica, que con dichos dispositivos se consigan velocidades de transferencia elevadas por unidad de volumen, que puede mejorarse haciendo crecer el

tiempo de residencia de las fases.

La optimización del consumo global de energía, en el flujo bifásico, tiene un interés evidente. Por último, por razones obvias se debe prestar atención a que el conjunto no presente zonas de remanso o de estacionamiento, ni cortocircuito de alguna de las fases.

La homogenización y mezcla del conjunto en estos sistemas se produce por la interacción burbujas-fluido continuo, en el dispositivo de dispersión. En este se tiene una lanza sumergida en la que se produce la transmisión de cantidad de movimiento. Menor importancia tiene la interacción gas-medio continuo, en el conducto de elevación. Esta participación es menos significativa cuanto mayor es el deslizamiento entre fases, en el conducto de elevación.

El hecho de que aparezcan fenómenos de inestabilidad, se debe a la variación del perfil de presiones en las secciones transversales al flujo, y en consecuencia a la variación aleatoria del perfil de velocidades.

La mezcla de la fase líquida, que se produce en la descarga del fluido continuo, a la salida del conducto de elevación, es más importante, cuanto mayor es la diferencia de la cantidad de movimiento, entre el fluido que se descarga y el que se encuentra en la zona superior de la columna, ya que la generación de los torbellinos turbulentos favorecen la mezcla. El tiempo empleado en la mezcla, en todo el retenido del sistema, en el que se ha instalado el conducto de elevación bifásico, dependerá del grado de homogenización que se consiga

en el conjunto, y del necesario número de renovaciones de retenido del sistema.

Fijados los parámetros de diseño característicos de este dispositivo, como son los diámetros del conducto de elevación y número de conductos en paralelo, parámetros que son función de las variables dinámicas, velocidades de elevación y recirculación, retenido de líquido, así como, de la longitud de los conductos y la diferencia de cota entre las zonas de iniciación de la elevación y del descenso, el caudal de líquido que se transporta por el conducto de elevación requiere un determinado caudal de gas a suministrar al sistema y a una determinada presión. La cantidad de energía que se aporta, se invierte en compensar las pérdidas de energía en el sistema por fricción. Estas pérdidas tienen lugar en los dispositivos mecánicos en los que se produce la expansión y distribución del gas, en los conductos de elevación y descenso, tanto a la entrada como en la salida, en los cambios de dirección de las fases, etc.

Evidentemente el diseño se debe orientar al uso eficiente de la energía que se aporta al sistema, por lo que se debe tender a hacer mínimas las pérdidas de energía, y a optimar la energía útil en la elevación del líquido.

En la experimentación realizada y en el estudio posterior de los resultados, se ha relacionado el caudal de líquido que se eleva con el caudal de gas que se expansiona. Cuando aumenta el caudal de gas se incrementa el caudal de líquido, aunque no en la misma proporción. Respecto a este último aspecto, debe de tenerse en cuenta lo indicado por Clark, referente al

balance de energía que justifica que al ir aumentando el caudal de gas que se expansiona, los aumentos de los caudales de líquido arrastrados son cada vez menores, alcanzándose valores en los que por muy fuerte que sea el aumento del caudal de gas, no hay posibilidad práctica de arrastrar mayores cantidades de líquido, ya que en el conducto de elevación se presenta un fenómeno de saturación.

En el tratamiento numérico de los datos experimentales que se exponen en la presente Memoria se ha trabajado siempre en zonas alejadas de la saturación de los conductos de elevación, ya que en ésta y en sus proximidades se produce una variación brusca en el caudal de aire con una variación pequeña o nula del caudal de agua.

Se ha podido correlacionar mediante una función potencial, los caudales máscicos del agua circulada y del aire expandido, observándose que el caudal del agua varía con exponentes que afectan al caudal del aire 0'3, para los diámetros de 12'4, 20'3 y 26'0 mm y 0'5 para el diámetro de 54'0 mm.

Al estudiar la variación del caudal de agua que circula por cada conducto de elevación, para cada valor de caudal de aire expansionado, dentro del intervalo de los diámetros ensayados, se llega a que a igualdad de caudal de aire, el caudal de agua que circula, aumenta en el intervalo,  $12'4 \leq D_i \leq 20'3$  mm, manteniéndose en valores aceptables cuando el sistema trabaja con diámetros comprendidos entre 20'3 mm y 26'0 mm, decreciendo espectacularmente cuando aumenta el diámetro del conducto de elevación hasta 54'0 mm.

Esta variación de los caudales de agua arrastrada, sirvió de base para intentar la optimización de elevación. Se utilizó el caudal perimétrico de líquido, concepto que con frecuencia se emplea en Ingeniería Química, esto es, caudal másico de agua que se eleva por el conducto referida al valor del perímetro del tubo, obteniéndose un máximo para el diámetro de 20'3 mm. En cada situación práctica de conducto o haz de conductos en paralelo, que se opere con el diámetro óptimo, correspondiente a 20 mm, (ó próximo a este valor) el coste del haz de conductos será mínimo.

Sobre la optimización que incluye además del coste de instalación el coste de consumo de energía se volverá más adelante.

La fracción de huecos en el conducto de elevación es uno de los parámetros que caracterizan la hidrodinámica de las columnas de burbujas. Dicho parámetro afecta tanto a la relación de los caudales líquido-gas, como a la pérdida de presión que sufren ambas fases en la columna. En el capítulo II de la presente Memoria, se ha señalado la dependencia de la fracción de huecos con la velocidad superficial del gas, y que algunos autores confirman su dependencia de las propiedades físicas de las fases.

En la bibliografía son muy numerosas las correlaciones propuestas para la fracción de huecos, sin embargo, la gran dispersión de los datos, discrepantes entre sí en muchos casos, no permite combinar todas en una única ecuación, no siendo suficientes las propiedades físicas de la fase líquida (densidad, viscosidad, tensión superficial, etc), para explicar tales desviaciones. Las diferencias observadas parece que son

debidas principalmente a los diferentes dispositivos difusores y a los diversos intervalos de velocidades superficiales de gas con que se opera, y, en menor medida, a la enorme sensibilidad del gas retenido, al sistema gas-líquido empleado y a las impurezas de la fase líquida. Sin embargo, hay prácticamente acuerdo en destacar, que si el diámetro del conducto de elevación es mayor de 15 cm., este parámetro no tiene mucha influencia en la fracción de huecos, siendo los valores de la retención de gas muy próximos unos a otros.

La función que relaciona la retención de gas, con la velocidad superficial del mismo, es de tipo potencial, dependiendo el valor del exponente del régimen de flujo. Así, para valores del exponente comprendidos entre 0'7 y 1'2 se tiene flujo de burbujeo (homogéneo), que será tanto más claro cuanto mayor sea dicho exponente. Por el contrario, en un régimen con flujo embolsado, el efecto de la velocidad superficial del gas es menos pronunciado y el exponente toma valores comprendidos entre 0'4 y 0'7, siendo tanto mayor cuanto menor sea la importancia de la potencia.

El análisis de los resultados aportados en el capítulo V, permite comprobar que el diámetro del conducto de elevación afecta al retenido de gas, de forma que éste aumenta a medida que decrece el diámetro de la conducción, siendo esta variación menos acusada en los diámetros de 10'4, 20'3 y 26'0 mm y más sensible para el mayor de los diámetros estudiados, 50'0 mm.

Respecto al exponente de la velocidad superficial del gas, en la función exponencial que lo relaciona con el retenido de gas, se puede indicar que en el sistema aire-agua, se mantiene

alrededor de 0'7 para todos los diámetros, menos para el menor, 10'4 mm, en el que decrece significativamente. Esta circunstancia se puede interpretar en el supuesto de que se tenga preferentemente flujo embolsado, y en los otros casos, bolsas de gas o burbujeo. Todo ello concuerda con la información que aporta Oshinowo y Charles con su mapa de características de flujo propuesto.

La fluidodinámica de la pérdida de presión en flujo bifásico, tomando como base de comparación, los resultados experimentales obtenidos con flujo monofásico de agua, se describen a continuación.

Conforme con lo expuesto en los Capítulos II y V, de la presente Memoria, experimentalmente se ha encontrado para el flujo monofásico, que la pérdida de presión varía con la potencia 1'52 del caudal másico del agua y con el exponente - 4'16 que afecta al diámetro de la conducción.

Con los datos correspondientes a los caudales másicos en el intervalo de valores de experimentación y dada la dependencia existente entre la pérdida de carga, con el caudal de líquido y el diámetro del conducto, se comprobó que para el flujo bifásico, la pérdida de presión variaba linealmente, en coordenadas doble logarítmicas, con el caudal de líquido. La correlación entre el caudal del líquido y la pérdida de carga es de tipo exponencial. Efectuada la regresión de los datos experimentales, se comprobó que en el sistema aire-agua, el exponente del caudal, próximo al valor dos, cantidad concuerda con otros experimentos realizados, tanto para el sistema aire-agua como para pulpa-agua.

Se ha comprobado igualmente la dependencia de la pérdida de presión del diámetro del conducto de elevación. Esta dependencia en el flujo bifásico no es tan significativa como en el flujo monofásico. Es decir, si se estudian los valores de pérdida de presión que se obtienen para distintos caudales en conductos de elevación con diámetros diferentes, se observa que la presión disminuye cuando aumenta el diámetro de la conducción. Con los datos que se aportan en el capítulo V, se comprueba que se tienen para los conductos de 10'4, 20'3, 26'0 y 54'0 mm, valores muy próximos de pérdida de carga.

En base a esta proximidad de los valores de pérdida de carga, se procedió a realizar la regresión doble logarítmica, del caudal másico de líquido y la pérdida de carga, para los diámetros de 20'3 y 26'0 mm., observándose una gran concordancia. Por este motivo se realizó la regresión de todos los datos obtenidos de la pérdida de presión en el sistema examinado para los tubos de elevación de 20'3 y 26'0 mm. En la representación gráfica de la correlación puede observarse que todos los datos obtenidos en la experimentación están incluidos en la línea de regresión cuya pendiente, exponente del caudal, es 1'74 y con una oscilación del  $\pm 40\%$  del valor de la pérdida de presión.

Para profundizar en el estudio del flujo de columnas de burbujas y conocer mejor los fenómenos del transporte de cantidad de movimiento en el flujo bifásico, se procedió de acuerdo con lo reseñado en el Capítulo V, apartado 5.4.2, a correlacionar y evaluar los factores de fricción en dicho flujo.



Se comprobó que en régimen turbulento se tiene una razonable constancia de los factores de fricción de los números de Reynolds de mezcla, no dependiendo los valores de los primeros del valor alcanzado por el número Reynolds, pero sí tienen valores diferentes para cada uno de los diámetros de los conductos de elevación. Realizados los análisis de regresión de los datos experimentales se obtuvo el valor  $-4.59$  para el exponente del diámetro de la conducción.

En el estudio de los fenómenos de transporte de cantidad de movimiento en el flujo bifásico, se ha operado con variables y números adimensionales, independientemente del diámetro del conductor elevador. Se han estudiado distintas soluciones para incluir la variable diámetro en un número adimensional. El problema es complejo y requiere tiempo y reflexión, por ello se ha estimado de interés continuar trabajando en este campo y de momento no hacer ninguna afirmación.

## **7.2 CONCLUSIONES**

Se resumen a continuación las conclusiones finales más representativas, respecto a la fluidodinámica del flujo bifásico en los conductos de elevación.

- 1.- Para todos los diámetros estudiados el caudal de líquido recirculado, es en orden de magnitud, más alto que el caudal de aire aportado, siendo máximo el caudal de circulación del líquido para los conductos de elevación de 20.3 y 26.0 mm.

- 2.- Se ha optimado el diámetro del conducto de elevación, en función del caudal perimétrico del líquido, que se corresponde con el tubo de 20'3 mm.
- 3.- La experimentación realizada con tubos largos y cortos permite comprobar que el diámetro óptimo del conducto de elevación es prácticamente independiente de la longitud del tubo.
- 4.- Se han obtenido correlaciones para los parámetros que caracterizan la fluidodinámica de los conductos de elevación: caudal de agua y caudal de aire, retenido de agua y caudal de aire, pérdida de presión del flujo bifásico y caudal del líquido.

Tomando estas variables como parámetros, se puede definir los ábacos, para el sistema aire-agua, que en cada variante de diseño, relacionan caudal de gas a utilizar en el reactor, y las principales variables fluidodinámicas (caudal de circulación de líquido, fracción de huecos y pérdida de presión).

- 5.- Como correlación más usual para la predicción de los caudales de circulación de líquido se utiliza la basada en variables adimensionales ( $Rv$ ,  $(Fr)_m$ ), que son independientes de la presión de operación a que funcione la instalación.
- 6.- La pérdida de presión del flujo bifásico en el conducto de elevación, se ha estudiado a partir de una modificación de la ecuación de Fanning, con la obtención

de los factores de fricción -  $f_{TP}$  - para el flujo bifásico.

- 7.- Las correlaciones de los factores de fricción, para el flujo bifásico, que se han obtenido en el régimen turbulento, ponen de manifiesto el aumento de la formación de tobellinos y en consecuencia que el factor de fricción no dependa del número de Reynolds. Su valor es diferente para cada uno de los conductos de elevación con los que se ha operado.

### **7.3 MODELO DE FLUJO EN UN PACHUCA Y TIEMPO DE RESIDENCIA**

Para llegar a establecer un modelo de flujo en un pachuca operando en continuo, que permita evaluar tiempos de residencia, se definió en primer lugar la configuración geométrica de un pachuca ideal para limitar con claridad las zonas en las que las condiciones de flujo se adapten claramente a pistón o mezcla total. Esta configuración geométrica ideal es realizable al efectuar el diseño mecánico del pachuca, y es posible, sin gran dificultad, la modificación de los pachucas que en su operación actual no la cumplan.

El estudio del flujo en cada una de las zonas, supuesto a la recirculación que se produce cuando el caudal en el tubo elevador supera a la alimentación continua del pachuca, permitió establecer las condiciones intermedias de operación entre flujo de pistón y flujo de mezcla total.

La experimentación realizada sobre las condiciones de flujo en la zona externa del tubo o haz tubular de elevación, permite

confirmar las condiciones de flujo de pistón en ella, con las limitaciones usuales debidas a la existencia de fenómenos de fluctuación en le campo sensiblemente plano de velocidades y la retromezcla superpuesta.

Para definir las condiciones de flujo se han utilizado los conceptos:

- G .- Caudal de fase líquida arrastrada por el sistema elevador.
- A .- Alimentación del pachuca referida a la unidad de tiempo.
- a .- Relación G/A
- R .- Retenido del pachuca
- $\theta_{PP}$  .- Tiempo de residencia en flujo de pistón =  $\frac{R}{G}$
- F .- Fracción de alimentación que sale del pachuca
- 1-F .- Fracción de alimentación que se recircula en el pachuca.
- P .- Número de pasadas de alimentación A a través del pachuca.

El estudio de la variación de costes de equipo y de operación, en la forma usual que se realiza en Ingeniería Química, permitió definir las condiciones óptimas, para el diseño de los pachucas, y en general, de los equipos con sistemas de recirculación interna, mediante columnas o conductos de elevación con flujo bifásico gas-líquido.

#### 7.4 CONCLUSIONES

- 1) La suma de los términos de  $F_1$  a  $F_n$ , que da la fracción

pasada a la P está dada por la expresión:

$$F_{TOTAL P} = \sum_1^P = \frac{1}{a} \left[ 1 + \left(1 - \frac{1}{a}\right) + \left(1 - \frac{1}{a}\right)^2 + \dots + \left(1 - \frac{1}{a}\right)^{P-1} \right]$$

- 2) El programa de cálculo desarrollado que utiliza la expresión dada en la conclusión 1, permite evaluar la importancia de la recirculación para definir las situaciones intermedias entre flujo de pistón y mezcla ideales.

Para valores de a inferior o próximos a 2 el flujo que predomina es de pistón. Para valores de a=10 se alcanza prácticamente la saturación correspondiente a flujo de mezcla.

- 3) La agitación del sistema de tubos elevadores y el caudal de gas conduce por separado a dos óptimos. En el caso de los tubos elevadores, el haz de tubos de menor coste y en el caso del caudal de gas el caudal mínimo y consumo de energía mínimo. El óptimo del conjunto se sitúa en unas condiciones intermedias.

Si se tiene en cuenta que el coste del compresor de aire y su operación es superior al del haz tubular, el óptimo económico se cumple prácticamente a caudal de gas mínimo.

- 4) En la geometría del reactor con tubo o haz de tubos elevador, se pone de manifiesto la conveniencia de mejorar la distribución de alimentación, a través de un

anillo tórico, rebose continuo distribuido por una corona almenada y agitación mecánica en el fondo del depósito, para reducir caudal de elevación en los tubos, en el caso de operar con pulpas de minerales. Esta zona en la que tiene lugar la agitación mecánica puede confinarse mediante placas deflectoras.

## **VIII.- BIBLIOGRAFIA**

1. Wallis G.B.  
One-dimensional Two Phase-Flow. Mc Graw-Hill, N. York,  
(1969).
2. Hills J.H.  
Chem. Eng. Journal, (1976), vol. 12, p.89.
3. Javdani K., Schwalbes, Fisher.  
Argon National Lab. Report. ANL-76 Argone J L, (1977)
4. Barnea D., Shohamo C., Taitel Y.  
Int. K. Multiphase Flow, (1980), vol.6, p.387.
5. Oshinowo T., Charles M.E.  
The Can. J. of Chem. Eng., (1974), vol.52, p.25.
6. Shah Y.T., Kelkar B.G., Godbole S.P., Deckwer W.D.  
AIChE Journal, (1982), vol.28, p.353
7. Kato Y., Nishiwaki A., Takashi F., Tanaka S.  
Int. Chem. Eng., (1973), vol.13, p.589.
8. Akita K., Yoshida F.  
Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., (1973), vol.12, p.76
9. Hikita H., Asai S., Tanigawa K., Sepawa K., Mitao M.  
Chem. Eng. J., (1980), vol.20, p.59.
10. Ueyama K., Miyauchi T.  
Aiche Journal, (1979), vol.14, pág.258.



11. Reitch T., Renken S., Israel B.A.  
Chem. Eng. Sci., (1968), vol.23, p.619.
12. Zlokarnik M.  
Chem. Ing. Tech. (1971), vol.43, p.329
13. Schürgerl K., Lücke J., Oels U.  
Adv. Biochem. Eng., (1977), vol.7, p.1.
14. Bach H.F., Pilhofer T.  
Germ.Chm.Eng., (1978), vol.1, p.270
15. Botton R., Cosserat D., Charpentier J.C.  
Chem. Eng. J., (1978), vol. 16, p.107
16. Deckwer W.D., Louisi Y., Zaidi A., Ralek M.  
Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., (1980), vol.19, p.699
17. Schumpe A., Deckwer W.D.  
Chem. Ing. Tech., (1981), vol.53, p.415
18. Siegel M.H., Merchuk J.C., Schügerl K.  
Aiche Journal, (1986), vol.32, pág.1585.
19. Barker T.W., Worgan J.T.  
Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol., (1981), vol.13,  
pág.77.
20. Fields P.R., Slater N.K.H.  
Chem. Eng. Sci, (1983), vol.38, pág.647.

21. Koide K., Sato H., Iwamoto S.  
J.Chem. Eng. Japan., (1983), vol.16, p.407
22. Chakravarty M., Singh H.D., Barauah J. N., Iyengar M.S.  
Biotechnol. Bioeng. Symp., (1973), vol.4, p.363
23. Onken U., Weiland P.  
Eur. J. Appl. Microbiol.Biotechnol., (1980), vol.10,  
p.31.
24. Akita K., Kawasaki M.  
Proc. 48th Meet. Chem. Engs. Japan, Kyoto, (1983), p.122
25. Clark N.N.  
Minerals and Metallurgical Processing, (1984), vol.Nov.,  
p.226.
26. Zuber N., Findaly J.A.  
J. Heat Transfer Trans. ASME, (1965), vol.87, p.453
27. Govier G.W., Aziz K.  
The flow of Complex Mixtures in Pipes. Van Nostran  
Reinhold. N. York, (1972).
28. Clark N.N., Flemmer R.L.C.  
CHEMSA, (1983), vol.9, p.62
29. Stenning A.H., Martin C. B.  
ASME J. Eng. Power, (1985), vol.90, p.110.

30. Orkizewski J.  
Journal of Petroleum Technology, (1967), vol.19, p.829.
31. Butterworth D., Hewitt G.F.  
Two Phase Flow and Heat Transfer. Oxford University Press. 1977
32. Perry R.H., Chilton C.H. (Eds)  
Chemical Engineers Handbook, 5<sup>a</sup> Ed. Mc. Graw-Hill. N. York, (1975)
33. Lamont A.G.W.  
Can Journal of Chem. Eng., (1958), vol. 36, p.153
34. Hsu Y.C., Dudukovik M.P.  
Recirculation in Gas-Lift Reactors. Hemisphere, Washington, (1980).
35. Clark N.N., Flemmer R.L.  
AIChE Journal, (1985), vol.31, p.700
36. Kelkar B.G., Shah Y.T.  
AIChE Journal, (1985), vol.31, p.700
37. Govier G.W., Radford B.A., Dunn J.S.C.  
The Can. Journal of Chem. Eng., (1957), vol. August, p.58.
38. Govier G.W., Leigh W.  
The Can. Journal of Chem. Eng., (1958), vol. October, p.195

39. Hsu Y.C., Dudukovic M.P.  
Chem. Eng. Sci., (1980), vol.35, p.135. Recirculation in Gas-Lift Reactors. Hemisphere,
40. Chisti M., Halard B., Moo-Young M.  
Chem. Eng. Sci., (1988), vol.43, p.451
41. Jones A.G.  
Chem Eng. Sci., (1985), vol. 40, pág. 440
42. Lee C.H., Glasgo2 L.A., Erikson L.E., Patel S.A.  
AIChE Annual Meeting, Miami Beach, November (1986).
43. Merchuk J.C.  
Encyclopedia of Fluid Mechanics, (Cheremisinoff N.P., editor). Gulf Publishing (Houston), vol.3, p.1485
44. Nicol R.S., Davidson J.F.  
Chem. Eng. Res. Des., (1988), vol.66, p.152
45. Nicol R.S., Davidson J.F.  
Chem. Eng. Res. Des., (1988), vol.66, p.159
46. Chisti M.Y.  
"Airlift Bioreactors". Elsevier Applied Science. London, (1989)
47. Hatch R.T.  
PhD Thesis, (1973), Massachusetts Institute of Technology, Cambridge.

48. Bello R.A.  
PHD Thesis, (1981), University of Waterloo, Ontario.
49. Merchuk J.C., Stein Y.  
AICHE J., (1981), vol.27, p.377
50. Verlaan P., Tramper J., Van't Riet K., Luyben K.  
Proceedings: Int. Conference on Bioreactor Fluid  
Dinamics, (1986), Cambridge (England), p.93.
51. Joshi J.B., Sharma M.M.  
Trans. Inst. Chem. Eng., (1979), vol.57, pág.244.
52. Hills J.H.  
Trans. Inst. Chem. Eng., (1974), vol.52, pág.1.
53. De Nevers N.  
Aiche Journal, (1968), vol. 14, pág.222.
54. Schügerl K.  
Trans. Inst. Chem. Eng., (1980), vol.52, pág.951.
55. Weiland P., Onken U.  
Ger. Chem. Eng., (1981), vol.4, pág.174.
56. Weiland P.  
Ger. Chem. Eng., (1984), vol.7, pág.373.
57. Chakravarty M., Begum S., Singh D.  
Biotechnol Bioeng. Symp., (1973), vol.4, pág.363.

58. Huang S.Y.  
Proc. Nat. Schi. Council (Taiwan), (1975), vol.8,  
Part.3
59. Dussap G., Gros J.B.  
Chem. Eng. J. (Lausanne), (1982), vol.25, pág.151.
60. Gopal J.S., Shah M.M.  
Can J. Chem. Eng., (1982), vol.60, pág.353.
61. Rousseau I., Bu'Lock J.D.  
Biotechnol. Lett., (1980), vol. 2, pág.475.
62. Bohner K., Blenke H.  
Chem. Ing. Tech., (1972), vol.6, pág.50.
63. Faust U., Sittig W.  
Adv. Biochem. Eng., (1980), vol.17, pág.63.
64. Faust U., Sittig. W.  
Proc. 27th Int. Congr. Pure Appl. Chem., Helsinki  
(1979).
65. Schügerl K.  
Chem. Ing. Tech., (1983), vol.55, pág.123.
66. Hallett C.J., Monhemius A.J., Robertson D.G.C.  
Extraction Metallurgy'81. Symp. Inst. Min. Met. London.  
Sept. (1981), pág.308.

67. Shekhar R., Evans J.W.  
Metall. Trans. B., (1989), vol. 20B, pág.781.
68. Shekhar R., Evans J.W.  
Metall. Trans. B., (1990), vol. 21B, pág.191.
69. Ramírez F., Trilleros J.A., Otero J.L.  
Anales RSEQ, (1987), vol.83, p.240.
70. Ramírez F., Trilleros J.A., Otero J.L.  
Anales RSEQ, (1988), vol.84, p.221
71. Blenke H., Bohner K., Shuster S.  
Chem. Ing. Tech., (1965), vol.37, pág.289.
72. Blenke H., Bohner K., Pfeiffer W.  
Chem. Ing. Tech., (1971), vol.43, pág.10.
73. Van't Riet K., Heifnen J.J.  
Chem. Eng. J., (1984), vol.28, pág.B21.
74. Schügerl K.  
Adv. Biochem. Eng., (1981), vol.19, pág.71
75. Deckwer W.D.  
Biotechnology, Eds. Rehm. H.J. y Read G. (1985). VCH  
(Weinheim).
76. Alberty R.A., Daniels F.  
Physical Chemistry, 5th Edition., (1979). John Wiley.,  
N. York, pág.607, 111 y 112.

77. Freedman W., Davidson J.F.  
Trans. Inst. Chem. Eng., (1969), vol.47, pág.T251
78. Blenke H.  
Adv. Biochem. Eng., (1979), vol.13, pág.121.
79. Bello R. A. Robinson C.W., Moo-Young M.  
Can. J. Chem. Eng., (1984), vol.62, pág.573.
80. Verlaan P., Tramper J., Van't Riet K., Luyben K.  
Chem. Eng. J., (1986), vol.33, pág.B43.
81. Chisti M.Y., Moo-Young M.  
Chem. Ing. Commun., (1987), vol.60, pág.195.
82. Van der Lans R.G., Smith J.M.  
4th European Conference on Mixing, (1982, Leeuwenhorst,  
The Netherlands.
83. Popovic M., Robinson C.W.  
Proceeding of the 34th Can. Chem. Eng. Conference.  
(1984), pág.258.
84. Fields P.R., Mitchell F.R.G., Slater N.K.H.  
Chem. Eng. Commun., (1984), vol.25, pág.93.
85. Kawase Y., Moo-Young M.M.  
Chem. Eng. Sci., (1986), vol.41, pág.1969.



86. Onken U., Weiland P.  
Adv. in Biotechnological Processes, (1983), vol. 1,  
pág.67
87. Chakravarty M., Singh H.D., Baruah J.N., Iyengar M.S.  
Indian Chem. Eng., (1974), vol.16, pág.17.
88. Merchuk J.C.  
Chem. Eng. Sci., (1986), vol.41, pág.11.
89. Kossen N.W.F.  
3rd. EFB Conference, (1984), Munich, Sept. pág. 10.
90. Herskowitz M., Merchuk J.C.  
Can. J. Chem. Eng., (1986), vól. 64, pág.258.
91. Kawase Y., Moo-Young M.  
J. Chem. Technol. Biotechnol., (1986), vol.36, pág.527.
92. Lin C.H. , Fang B.S., Wu C.S., Fang H.Y., Huo T.F., Hu  
C.Y.  
Biotechnol. Bioeng., (1976), vol.18, pág.1557.
93. Miyahara T. Hamaguchi M., sukeda Y., Takehashi T.  
Can H. Chem. Eng., (1986), vol.64, pág.718.
94. Recio A., Trilleros J.A.  
Fluid Mixing IV, Symposium, Bradford, (1990).
95. Dauckwarts  
Chem. Eng. Sci., (1958), vol. 8, pág. 93.

96. Ford D.E., Mashelkar R.A., Ulbreet J.  
Prac. Tech. Inst., (1982), vol. 17, pág. 781.
97. Nakanishi K., Fujii T., Szekely J.  
Ironmaking and Steelmaking, (1975), vol.2, p.193.
98. Leher, L.H.  
IEC. Proc. Des.Dev. (1988) vol.7, p.226
99. Szekely J., Shener T., Chag C.W.  
Ironmaking and Steelmaking (1979), vol.6, p.285.
100. Henda O., Emi T., Yamada S., Suso F.  
Scaninject II, 2nd Int. Conf. on Injection Metallurgy;  
Mefos, June, (1980)
101. Kato T., Okamoto T.  
Denkiseiko (Electric Furnace Steel), (1979), vol.50,  
p.128.
102. Sand M., Mori K.  
Scaninject III. "Proceeding of the Int. Conf. on  
Injection Metallurgy" Paper nº 6, 1983.  
Washington, (1980).
103. Corbacho J. L., López F., Lombardero L., Trilleros J.A.,  
Otero, J.L.  
Reunión Bienal de la R.S.E.Q., Salamanca, Septiembre  
(1990).

quien lo firma y que suscribe  
por el presente el presente acto radi-  
flore el presente acto notarial  
con el...

Apts cum laude por unanimidad

Madrid, 6 de abril 1992

Amig  
Ardo

Molledo

Huejor

[Signature]

[Signature]