

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS
Departamento de Química Técnica



TESIS DOCTORAL

**Recuperación de calor en procesos con pulpas de minerales
mediante regeneradores de guijarros**

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR
PRESENTADA POR

Andrés Cabanillas Cabanillas

DIRECTOR:

José Luis Otero de la Gandara

Madrid, 2015



UNIVERSIDAD COMPLUTENSE



5310318170

X-53-314747-5

**RECUPERACION DE CALOR EN
PROCESOS CON PULPAS DE
MINERALES MEDIANTE
REGENERADORES DE GUIJARROS**

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE - MADRID
Facultad de Ciencias Químicas
BIBLIOTECA
Nº Registro... 22246

MEMORIA

QUE PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR EN
CIENCIAS QUIMICAS PRESENTA

D. ANDRES CABANILLAS CABANILLAS

MADRID
NOVIEMBRE 1976

RECUPERACION DE CALOR EN PROCESOS CON PULPA DE MINERALES

MEDIANTE REGENERADORES DE GUIJARROS

La presente investigación se ha realizado en los Laboratorios de la Planta Piloto del Departamento de Química Técnica de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense, bajo la dirección del Prof. Dr. D. José Luis Otero de la Gándara, a quien deseo testimoniar, desde aquí, mi profundo agradecimiento por su magisterio y constante ayuda.

Al Dr. D. José Miguel Blasco Arias, agradezco su ayuda en la preparación del programa de cálculo.

A todos los compañeros que han colaborado inestimablemente en el desarrollo de este trabajo.

Mi agradecimiento lo extiendo, al Ministerio de Educación y Ciencia, por la ayuda económica recibida, durante tres años, del "Plan de Formación del Personal Investigador".

INDICE

1.	INTRODUCCION	
1.1.	Introducción	1
1.2.	Tipos de reactores químicos en la lixiviación de un mineral	1
1.3.	Condiciones de recuperación de calor	3
1.4.	Tipos de cambiadores	8
1.4.1.	Cambiadores indirectos	8
1.4.2.	Cambiadores directos	9
1.5.	Plan de trabajo	11
2.	CANBIADORES DE GUIJARROS	
2.1.	Cambiadores de guijarros	14
2.1.1.	Funcionamiento del cambiador	15
2.1.2.	Condiciones de recuperación de calor	15
2.1.3.	Balance de calor	16
2.1.3.1.	Primera variante	16
2.1.3.2.	Segunda variante	22
2.1.4.	Estudio de la superficie del cambiador	24
2.1.4.1.	Primera variante	24
2.1.4.2.	Segunda variante	29

2.2.	Tratamiento del problema térmico del cambiador de calor de guijarros	30
2.2.1.	Mecanismo de transmisión de calor	32
2.2.2.	Curva de temperatura de un lecho fijo	34
2.3.	Investigaciones previas	36
3.	INSTALACION EXPERIMENTAL	
3.1.	Descripción del equipo experimental	40
3.1.1.	Instalación para operación discontinua en una etapa	40
3.1.2.	Instalación para operación discontinua en varias etapas	44
3.1.3.	Instalación para operación continua con varias etapas	47
3.2.	Modalidades de funcionamiento	51
3.2.1.	Inundación	52
3.2.2.	Riego	53
3.3.	Medida de caudales	53
4.	MATERIALES, MODO DE OPERACION Y TECNICA DE MEDIDAS.	
4.1.	Características de los lechos	57
4.2.	Fluidos empleados. Pulpa	59

4.3. Modo de operación y técnica de medida ...	61
4.3.1. Instalación para operación discontinua en una etapa	63
4.3.2. Instalación para operación discontinua en varias etapas	66
4.3.3. Instalación para operación continua con varias etapas	67

5. MEDIDAS REALIZADAS

5.1. Medidas previas	71
5.1.1. Diámetro de los guijarros	71
5.1.2. Formación del lecho. Volumen de huecos	72
5.1.3. Medida de la densidad de la arcilla	73
5.1.4. Experiencias previas	73
5.2. Experiencias definitivas	75
5.3. Resultados experimentales. Representación	76

6. DISCUSION DE RESULTADOS

6.1. Planteamiento del modelo matemático. Ecuaciones generalizadas	82
6.1.1. Balance en el interior de las partículas	84

6.1.2. Balance en el exterior de las partículas	85
6.1.3. Condiciones de contorno	89
6.1.4. Condición inicial	91
6.2. Resolución del sistema de ecuaciones	91
6.2.1. Reorganización de las ecuaciones.	
Cambio de variables	91
6.2.2. Solución al sistema	93
6.3. Método de interpretación de resultados...	94
6.4. Obtención de los coeficientes h de	
transferencia de calor	97
6.4.1. Inundación. Agua	99
6.4.2. Inundación. Pulpa	106
6.4.2.1. Influencia del contenido	
en sólidos de la pulpa...	110
6.4.2.2. Comparación de los valores	
de h obtenidos con agua	
y pulpa	110
6.4.3. Riego. Agua.	112
6.5. Influencia del diámetro de las partículas	
que forman el relleno en el valor del coeficiente h	115
6.6. Datos correspondientes a la instalación	
para operación discontinua en varias etapas	124
6.7. Comparación con otros métodos de interpretación	128

7. ASPECTOS TEORICOS Y DISEÑO DEL REGENERADOR DE GUIJARROS.	
7.1. Concepto del regenerador de calor de guijarros para pulpas de minerales	134
7.2. Rendimiento térmico y parámetros de diseño del regenerador	137
7.3. Soluciones para anular el problema de pérdidas en el rendimiento en lixiviación...	142
7.4. Determinación de las condiciones de régimen estacionario al cambiar en operación los parámetros del proyecto	147
7.5. Diseño mecánico del regenerador de guijarros	150
8. RESUMEN Y CONCLUSIONES	
8.1. Resumen general	157
8.2. Conclusiones	161
8.3. Recomendaciones	165
9. BIBLIOGRAFIA	

1 I N T R O D U C C I O N

1.1.- INTRODUCCION

La recuperación de calor de pulpas de minerales (1) procedentes de la lixiviación en caliente, exige la solución de un balance económico, en el que interviene la instalación de calefacción y la de recuperación de calor, una vez que se fijan en ambos casos el inmovilizado, los costes de funcionamiento y el tiempo de amortización, Así se llega a un límite de recuperación de calor, en el que la operación de calefacción de la pulpa presenta un coste mínimo.

Por otra parte, el tamaño de los reactores precisos para el ataque químico en caliente de un mineral se define por diferentes parámetros como dosis de reactivos, granulometría y temperatura que condicionan un determinado tiempo para que la solubilización se efectue.

Un balance económico, que una estos factores con el de calefacción de la pulpa a coste mínimo, puede optimizar el conjunto, formado por el tamaño de los reactores y la recuperación de calor.

1.2.- TIPOS DE REACTORES QUIMICOS EN LA LIXIVIACION DE UN MINERAL.

Los tipos de reactores, utilizados en el trata -

miento químico de las pulpas minerales, son dos: a) con agitación mecánica, b) con agitación por aire. Con esta agitación se consigue una mezcla íntima del mineral con el medio de ataque químico. La utilización de uno de estos tipos está condicionada a un balance de consumo de energía, que indica que, en instalaciones pequeñas, es económico trabajar con agitación mecánica, y en instalaciones grandes con agitación por aire.

Desde el punto de vista térmico, la agitación mecánica crea un aumento de transferencia pulpa-pared y aumenta la evaporación en la superficie. Estas pérdidas pueden reducirse mediante un aislamiento térmico de los reactores y por la utilización en ellos de tapas adecuadas, así como no sobrepasando la agitación mínima necesaria, para que ésta no influya en la cinética del proceso de ataque.

En el caso de agitación por aire, se dan dos motivos de pérdidas, indicadas en el caso anterior; y aparece una nueva posibilidad de pérdida, relacionada con el hecho de que el aire utilizado en la agitación sale del reactor saturado de vapor de agua. Para evitar esta última pérdida, suele recircularse el aire saturado de vapor, o utilizarse un recuperador de calor.

Cuando se realiza el ataque químico, según el tipo

de reactivo que se emplee y la forma de adición del mismo, se puede tener un efecto de importancia en el balance térmico, si su disolución va acompañada de desprendimiento de calor. Es de gran interés el considerar este hecho, para que, en los casos, que sea posible, la adición de reactivo se efectúe de tal forma que pueda compensar las pérdidas de calor, o bien, que se efectúe la adición a la pulpa de ataque posteriormente a la recuperación de calor de las pulpas ya atacadas, porque así será posible llegar a unas condiciones de trabajo autotérmicas.

1.3.- CONDICIONES DE RECUPERACION DE CALOR.

En la figura 1.1. se ha representado la cantidad de calor necesaria Q_s , para alcanzar una determinada temperatura, en función de esta temperatura, así como de la cantidad Q_{pa} perdido por agitación con aire, en función de esta misma temperatura. Ambas funciones se refieren solamente a un sistema de ataque, formado por un solo reactor.

La cantidad de calor necesaria en la base de alimentación, y tiempo conveniente, está dada por:

$$Q_s = M C (t_a - t_e)$$

en la que M es la cantidad de pulpa; C su calor específico; y t_a y t_e las temperaturas de ataque de la pulpa y de entrada en el sistema. Tomando como origen de abscisas t_e , es inmediato el trazado de la línea, que fija en la figura 1.1 el calor sensible.

Las pérdidas de calor Q_{pa} , por saturación del aire de agitación, están dadas por:

$$Q_{pa} = A (H_a - H_e)$$

en la que A es la cantidad de aire; H_a y H_e su entalpia, saturado a la temperatura de ataque y a la entrada del sistema respectivamente.

En las figuras 1.2 y 1.3 se han representado los esquemas, que corresponden a los cambiadores de calor, que tendrán que funcionar, para recuperar el calor sensible de la pulpa atacada, y para recuperar el calor latente del vapor, que arrastra el aire de agitación, y el calor sensible de este último.

Junto a las funciones, indicadas anteriormente en la fig. 1.1 se ha representado un haz de rectas, que fijan los porcentajes de recuperación de calor sensible de la pulpa, y un haz de curvas, que dan la misma recuperación, para el caso de utilizar agitación por aire.

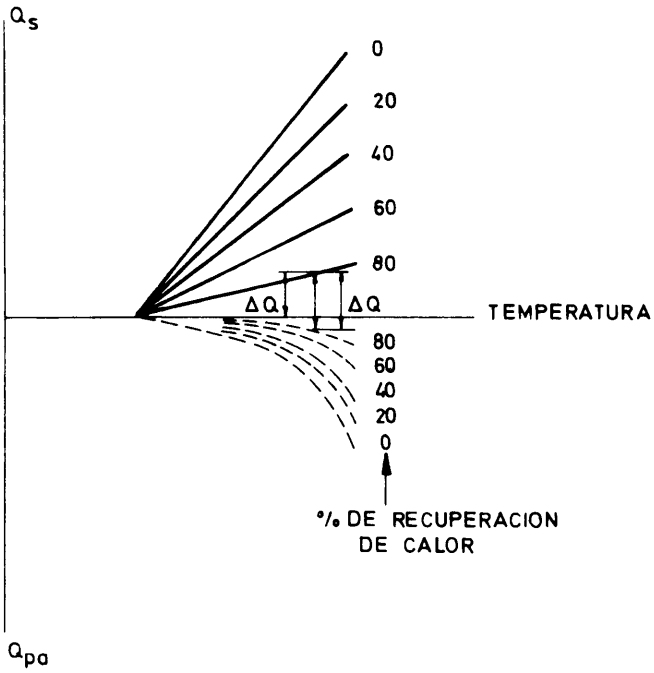


FIG. 1.1

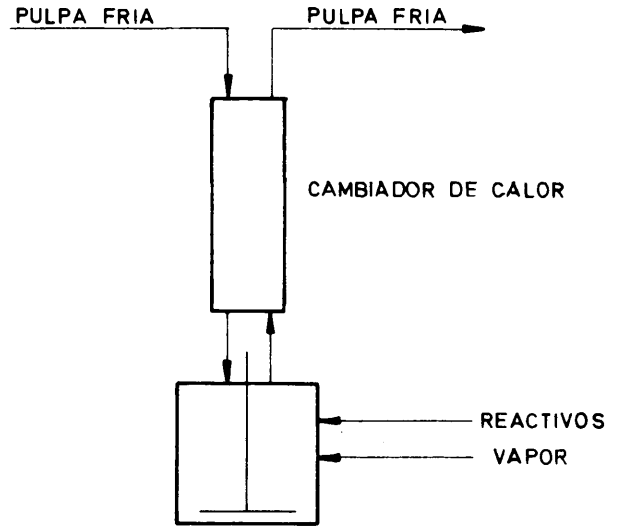


FIG. 1.2

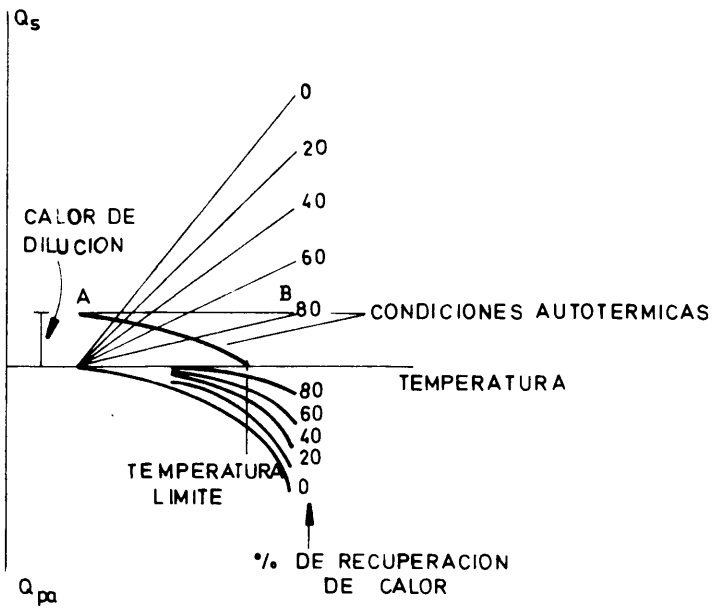


FIG. 1.4

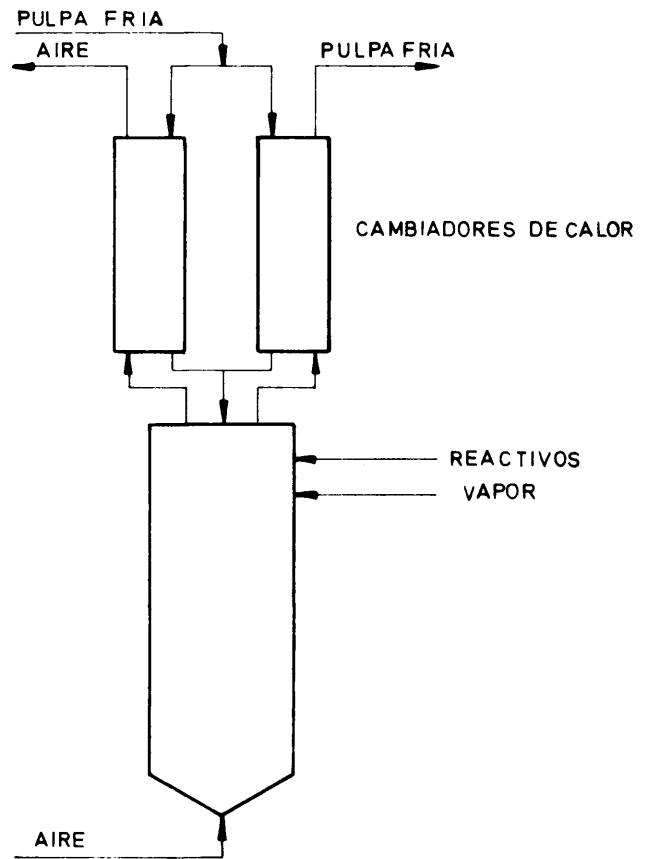


FIG. 1.3

Si la adición de reactivos de ataque no supone aportación de calor, la familia de líneas dada define, -a la temperatura de trabajo, aconsejada por los estudios de tratamiento de minerales-, un valor ΔQ , que corresponde a la cantidad de calor, que se ha de aportar, para conseguir esta temperatura, una vez que se ha fijado la recuperación de calor, con agitación mecánica o por aire.

En el caso de que la adición de reactivos aporte una cierta cantidad de calor, fig. 1.4, la recta A-B, o el desplazamiento de las curvas de pérdidas de calor por agitación con aire, fija las condiciones autotérmicas del proceso sobre el haz de rectas de recuperación de calor sensible de la pulpa.

En todo lo dicho, se ha planteado el tema cualitativamente y no se ha presentado ninguna limitación, relacionada con el funcionamiento de los cambiadores de calor. Desde el punto de vista de los sistemas de agitación mecánica no existe ninguna. Sin embargo, en el caso de agitación con aire, sí, existe esta limitación, que está relacionada con el hecho de que la suma de la cantidad de calor sensible, recuperado de la pulpa, más el recuperado del aire de agitación ha de ser inferior al calor sensible, que ha de aportarse a la pulpa, para alcanzar la temperatura de trabajo.

En la figura 14, se ha representado la temperatu-

ra límite para el caso autotérmico, que también puede representar el caso, en que se aporte una cantidad de calor, que no provenga de la dilución del reactivo de ataque. A esta temperatura se exige una recuperación del 100 %, y la superficie del cambiador de calor sería infinita. Ha de trabajarse, por tanto, a una temperatura inferior; y las características de diseño de los cambiadores y un balance económico permitirán establecer las condiciones óptimas.

La temperatura de trabajo del reactor de ataque, -se opere o no autotérmicamente-, se ha fijado sin considerar las pérdidas por las paredes del reactor y por evaporación. Para corregir este balance se pueden evaluar las pérdidas.

Si Q_p es el calor perdido a través de las paredes, la diferencia entre la temperatura de entrada de la pulpa en el reactor y la de salida es (igual a la de trabajo) Δt está dada por la expresión:

$$\Delta t = \frac{Q_p}{M C}$$

en la que Q_p y M están dadas en la misma base de tiempos.

Para determinar la disminución de temperatura, debida a la evaporación que se tiene, cuando la agitación se

efectúa por aire, un balance térmico conduce a:

$$\Delta t = \frac{(H_s - H_e)A}{M C}$$

en la que H_s y H_e son las entalpías del aire a la salida del reactor de ataque y a su entrada, y A la cantidad de aire de agitación en la misma base de tiempo.

1.4.- TIPOS DE CAMBIADORES.

Los posibles tipos se pueden clasificar en dos grupos: indirectos y directos.

En los cambiadores indirectos la transferencia de calor dispone del incremento de temperatura, fijado por la recuperación de calor; y en los cambiadores directos sólo la mitad, ya que necesitan un fluido intermedio, y la superficie necesaria, a igualdad de coeficiente total de transferencia, será cuádruple, ya que en este caso, además de disponer de un incremento de temperaturas mitad, se necesitan dos cambiadores.

1.4.1.- Cambiadores indirectos

La circulación de pulpas, a través de tuberías, presenta las dificultades debidas a la posibilidad de sedimentación y a su carácter no newtoniano. Por otra parte, la necesidad de revestimiento de los materiales de construcción, puede hacer crecer fuertemente la resistencia a la transmisión de calor, lo que anula las ventajas iniciales de mayor incremento de temperatura disponible en comparación con los cambiadores directos. Por último, la presencia de la erosión, debida a la pulpa, complica también el problema.

1.4.2.- Cambiadores directos

En este caso, los problemas de incrustación desaparecen y también las dificultades relacionadas con la resistencia térmica del material a través del cual tiene lugar la transferencia.

De las posibles variantes, a continuación se consideran los cambiadores de calor directos, que, se estima pueden tener más interés en el caso práctico que se está considerando.

a) Cambiadores gas-pulpas.- Se presentan, en primer lugar, el sistema aire-pulpa, y, en segundo, el que corresponde a la vaporización súbita.

El sistema de aire-pulpa es más conocido, no porque se disponga de datos abundantes, que corresponda a instalaciones de enfriamientos de pulpas, sino porque, desde el punto de vista de diseño, hay garantías en utilizar los datos de funcionamiento de los sistemas industriales de refrigeración de agua mediante aire.

La posterior recuperación de calor, transmitido al aire, tal como se indicó anteriormente, supone el montar un nuevo cambiador de calor en el que, enfriándose el aire, se calienta la pulpa.

b) Cambiadores líquido-pulpa.- No existe en la bibliografía referencias sobre este cambiador para pulpas y es preciso también recurrir a la información sobre desalinización del agua del mar, para encontrar unas bases de disño.

c) Cambiadores sólido-pulpa.- Estos son análogos a los anteriores y en ellos la importancia del arrastre mecánico podría reducirse; ya que el sólido puede ser el mismo mineral de la pulpa, con un tamaño de partícula suficientemente grande, para que la sedimentación tenga lugar fácilmente, y al mismo tiempo no demasiado grande, para que su bombeo pudiera realizarse.

Por último, se señala la posibilidad de utilizar

un sistema de doble lecho fijo, también formado por el mineral tratado o por guijarros, que funcionará como un regenerador.

En estos dos casos, se presenta la dificultad debida a la recirculación de la cantidad de pulpa retenida por el sólido en cada una de las etapas de funcionamiento.

1.5.- PLAN DE TRABAJO.

En el presente trabajo, se exponen los estudios teóricos y experimentales realizados con el fin de conocer los problemas relacionados con el proyecto de cambiadores de calor de tipo regenerador que operen enfriando pulpas o calentándolas mediante un lecho fijo formado por guijarros.

Los estudios teóricos abordan los problemas relacionados con el retenido de pulpa en el lecho de guijarros, cuando se pase de operar en periodo de enfriamiento a periodo de calefacción. Asimismo se estudia también la obtención de coeficientes de transferencia de calor, a partir de los resultados experimentales. Por último, y de acuerdo con la información obtenida en estos dos campos teórico y experimental, se establecen las bases a las que habrá de ajustarse el proyecto de un cambiador de guijarros de tipo regenerador.

rador, que opere con pulpas en un circuito de las caracte -
rísticas descritas en esta introducción.

2. CAMBIADOR DE GUIJARROS

2.1.- CAMBIADOR DE GUIJARROS

Está constituido por un doble lecho fijo de guijarros y funciona como un regenerador.

El lecho debe estar formado por guijarros de formas más o menos esféricas, para conseguir una porosidad alta; y su tamaño dependerá de los parámetros de funcionamiento como caudal de pulpa a tratar y rendimiento térmico a conseguir.

En una operación se puede pensar en las variantes siguientes:

- a) La pulpa lo atraviesa de abajo arriba
- b) La pulpa escurre a través del lecho

En la primera variante se presenta la dificultad del retenido, que ha de ser recirculado, cuando corresponde a la alimentación del proceso, porque éste posee una cierta riqueza del elemento a obtener. En la segunda, esta dificultad puede minimizarse, porque el retenido es menos importante.

2.1.1.- Funcionamiento del Cambiador

La pulpa, después de ser atacada en el reactor, pasa por el cambiador, donde cede su calor al lecho; parte de ésta (la primera) ha de ser devuelta al reactor por contener una cierta cantidad de pulpa sin atacar. En la etapa siguiente, la alimentación arrastra la pulpa atacada, que se quedó en el cambiador y por lo tanto se recircula a proceso.

2.1.2.- Condiciones de recuperación de calor.

Se supone que no existen pérdidas a través de las paredes del cambiador.

La adición de reactivo supone, o puede suponer, un aumento de temperatura en el reactor; de todas formas, habrá de darse una cierta cantidad de calor Q , para compensar las pérdidas que supone la mezcla de la alimentación con el reciclado.

El calor específico de la pulpa prácticamente no varía después del ataque, puesto que la cantidad de elementos solubilizados en general será pequeña.

2.1.3.- Balance de calor.

2.1.3.1.- Primera variante.

La pulpa lo atraviesa de abajo arriba con la consiguiente inundación del lecho, que hará que en cada etapa exista un retenido (fig. 2.1).

Sean:

A = alimentación que llega al cambiador

R = retenido

nR = recirculación de rendimiento invariable en ataque medida en función del retenido, R, tomado como unidad. (n tiene que ser positivo).

R/A = retenido relativo

Te y Ts = temperaturas de entrada y salida respectivamente de la pulpa atacada al pasar por el cambiador.

te y ts = temperaturas de entrada y salida de la pulpa de alimentación al pasar por el cambiador.

C = calor específico

Calor que recibe la pulpa fría (alimentación)

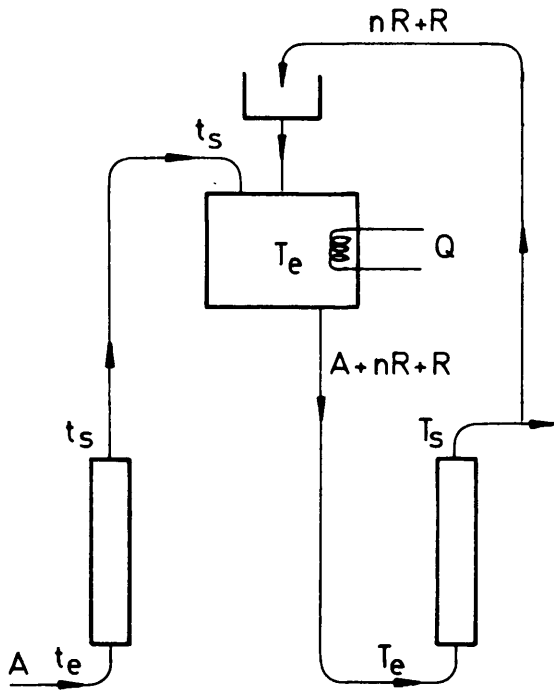


FIG. 2.1

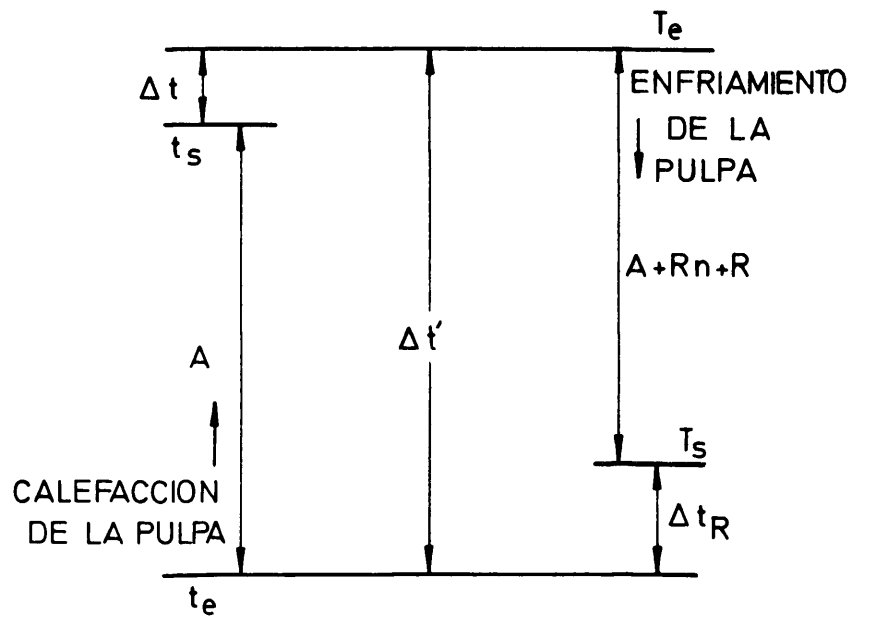


FIG. 2.2

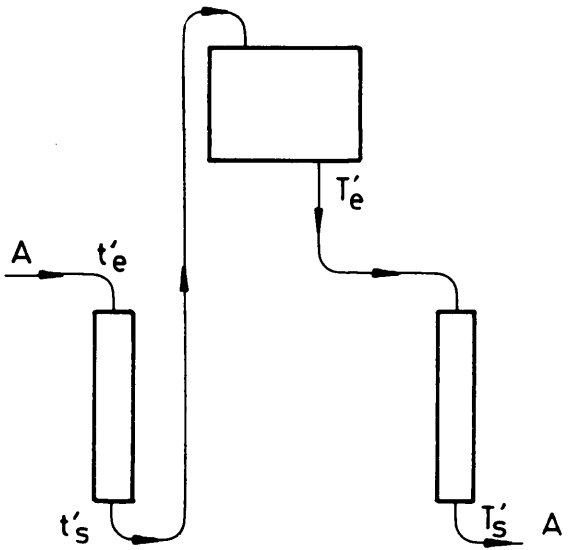


FIG. 2.3

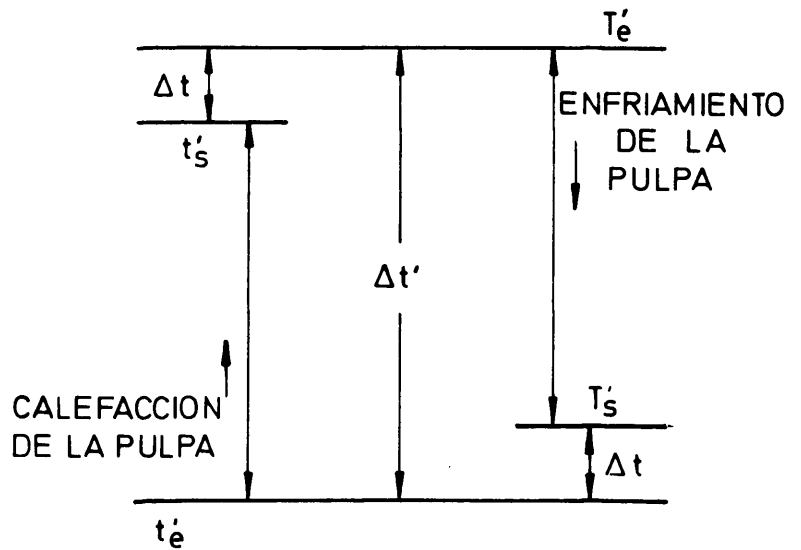


FIG. 2.4

$$\frac{(A-R)C(ts-te) + RC \left[\frac{(Te+Ts)}{2} - \frac{(te+ts)}{2} \right]}{= (A-R)C(ts-te) + RC \Delta tm}$$

Calor cedido por el lecho. Calor cedido en retenido por mezcla.

Calor cedido por la pulpa atacada:

$$\frac{(A+nR+R-R)C(Te-Ts) + RC \left[\frac{Te+Ts}{2} - \frac{te+ts}{2} \right]}{= (A+nR)C(Te-Ts) + RC \Delta tm.}$$

Calor cedido por la pulpa al lecho. Calor cedido por el retenido por mezcla.

Igualando los balances parciales:

$$(A-R) C (ts-te) + RC \Delta tm = (A+nR) C (Te-Ts) + RC \Delta tm.$$

de donde:

$$(A-R)(ts-te) = (A+nR)(Te-Ts)$$

Ecuación que puede ponerse en la forma:

$$ts - te = \frac{A + n R}{A-R} (Te - Ts)$$

Que da el valor del incremento de temperaturas de la pulpa fría en función de la pérdida de temperaturas de la pulpa atacada.

Expresada en función del retenido relativo queda:

$$t_s - t_e = \frac{1 + n R/A}{1 - R/A} (T_e - T_s)$$

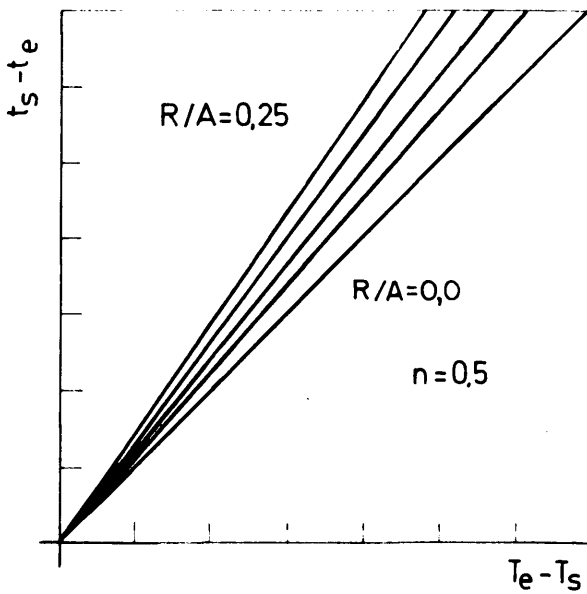
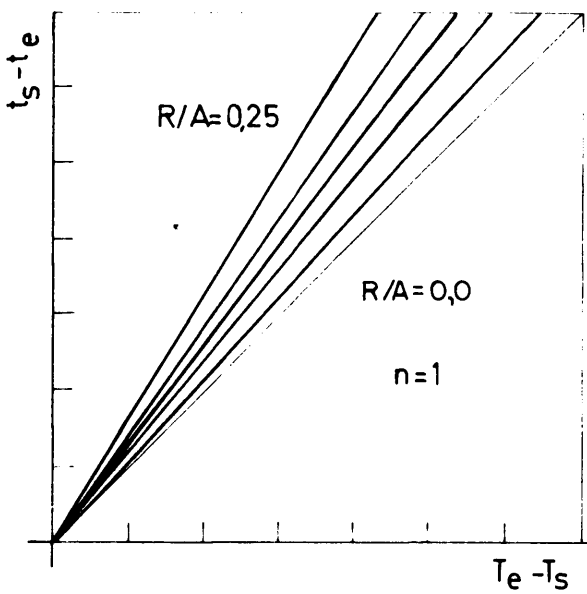
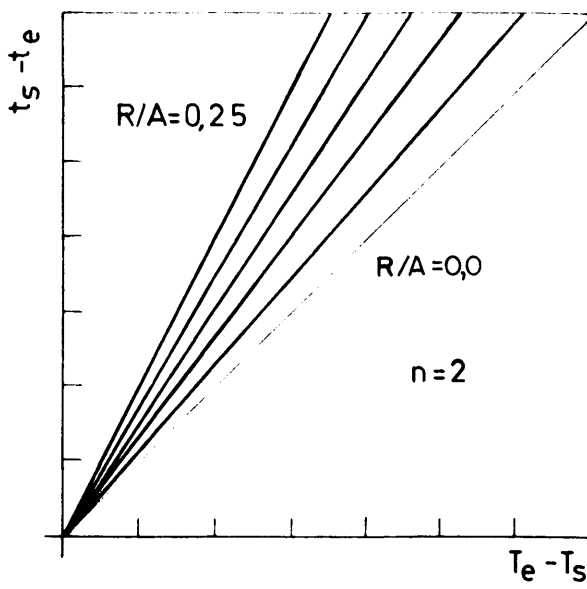
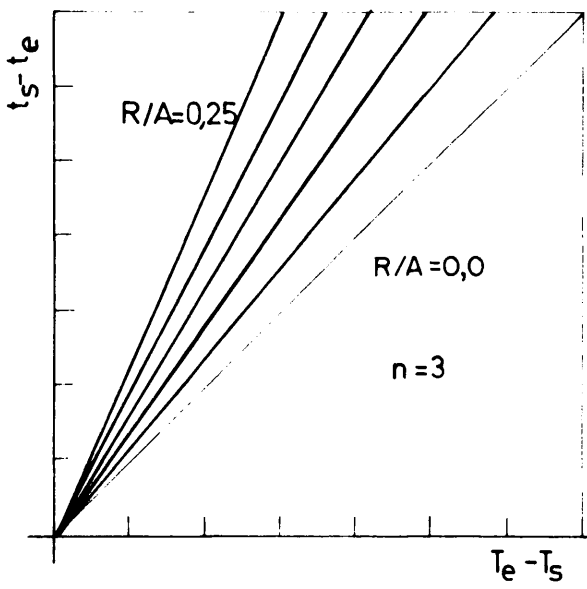
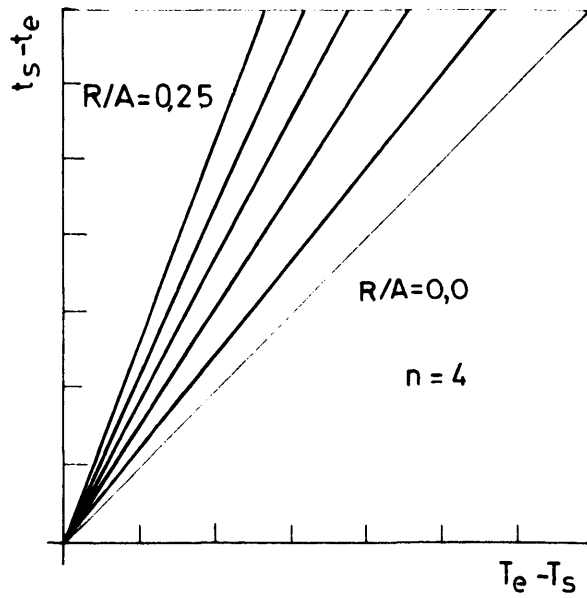
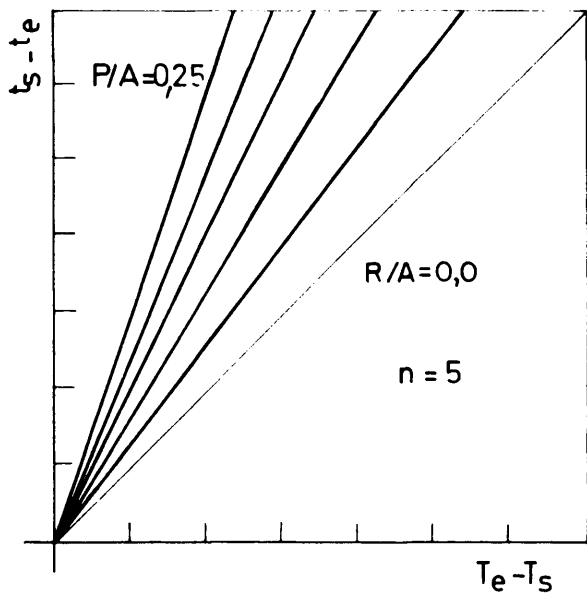
La representación gráfica de esta ecuación da dos familias de rectas, una en función de R/A para \underline{n} fijo (figs. 2.5 hasta 2.10), y otra para \underline{n} variable y R/A fijo (figs. 2.11. hasta 2.15).

Los valores, que se pueden tomar, de \underline{n} son: 5,4,3, 2,1,0'5, aunque la zona de interés práctico estará entre $\underline{n} = 1$, y $\underline{n} = 0'5$.

Para R/A se toman: 0'25, 0'20, 0'15, 0'10, 0'05.

La observación de estas gráficas lleva a la conclusión de que, cuanto mayor es el reciclado relativo y mayor el valor de \underline{n} , los incrementos de temperatura de la pulpa fría son mayores; esto tiene el inconveniente de que, en este caso, el calor adicional que se habrá de aportar en el reactor, como consecuencia de la mezcla del reciclado, será mayor.

En las gráficas en las que varía \underline{n} para valores fijos de R/A se observa que a medida que disminuye el retenido relativo, tiene mucha menos influencia el valor de \underline{n} ,



FIGS 2.5 HASTA 2.10

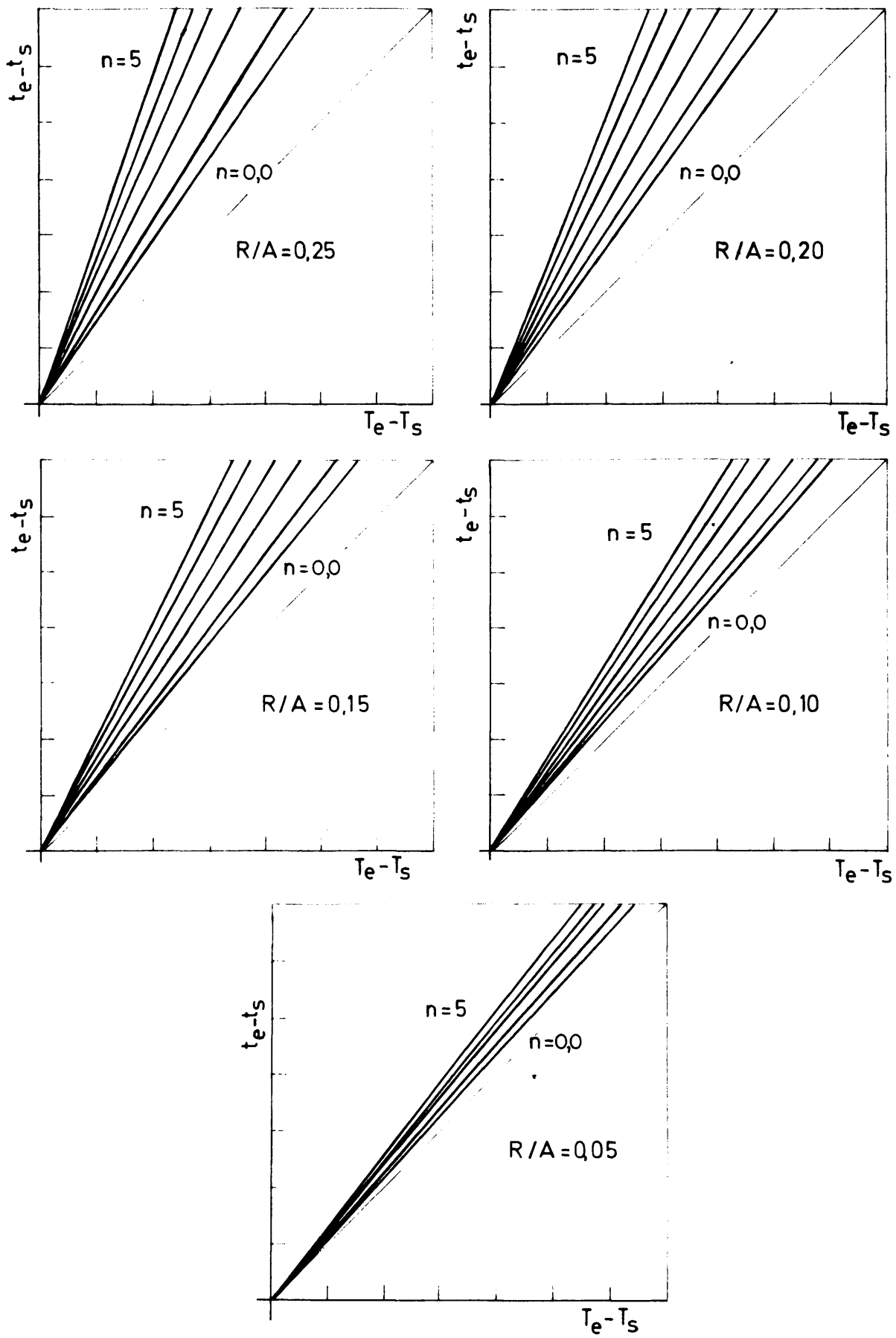


FIG. 2.11 HASTA 2.15

de tal manera que, para valores muy bajos de R/A , los incrementos $t_s - t_e$ en función de n son prácticamente iguales.

También se observa que $T_s - T_e < t_s - t_e$; sólo serán iguales cuando $R=0$, en que la familia de rectas se convertirá en una única con pendiente $\text{tg } \alpha = 1$; $\alpha = 45^\circ$

La expresión $(A-R) (t_s - t_e) = (A+nR) (T_e - T_s)$ se puede expresar en función de los incrementos Δt , Δt_R y $\Delta t'$ (Ver fig. 2.2) y adoptar la forma siguiente:

$$t_s - t_e = \Delta t' - \Delta t ; \quad T_e - T_s = \Delta t' - \Delta t_R$$

Sustituyendo estos valores en la expresión anterior queda:

$$(A - R) (\Delta t' - \Delta t) = (A + nR) (\Delta t' - \Delta t_R) \quad (1)$$

Esta forma se utilizará posteriormente.

2.1.3.2.- Segunda variante.

La pulpa se escurre a través del lecho, con lo que el retenido es menor (fig. 2.3) y en principio podría considerarse nulo.

El balance será: $A C (t's - t'e) = A C (T'e - T's)$

donde $t's$ y $t'e$ son las temperaturas de salida y entrada de la alimentación; y $T'e$, $T's$ las de entrada y salida de la pulpa atacada.

Como los caudales de las dos corrientes son iguales, estos incrementos son también iguales.

La expresión anterior en función de Δt , $\Delta t'$ (fig. 2.4) queda

$$A (\Delta t' - \Delta t) = A (\Delta t' - \Delta t)$$

Esta segunda modalidad es un caso límite de la primera, donde el retenido se ha hecho cero, y como consecuencia los caudales se han igualado, por lo que $\Delta t = \Delta t_r$. En las gráficas esta situación correspondería a una recta de pendiente.

$$\text{tg } \alpha = 1 \quad \alpha = 45^\circ$$

Es evidente que el retenido no es cero y por lo tanto esta es una situación límite. Sin embargo, se pone de manifiesto claramente que el lecho de guijarros operando sin inundación es en principio más ventajoso que el que opera inundado.

2.1.4.- Estudio de la superficie del cambiador.

2.1.4.1.- Primera variante.

En la forma más simple, el coste de un cambiador ha de hallarse en función de su superficie.

La superficie está expresada por la relación

$$Q = S U \Delta t_m \quad (2)$$

donde:

Q = es el calor transferido en el cambiador

S = superficie del cambiador

Δt_m = incremento logarítmico

U = coeficiente global de transmisión de calor

Se trata de expresar la superficie en función de magnitudes que vayan a intervenir en el proceso; éstas son: el retenido relativo R/A, cantidad reciclada y el rendimiento del cambiador x, definido así:

$$100 - x = \frac{\Delta t}{\Delta t'} 100; \text{ o bien } \frac{\Delta t'}{\Delta t} = \frac{100}{100 - x}$$

Para los incrementos ver las figuras 2.2 y 2.4

En este caso

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t - \Delta t_R}{\ln \frac{\Delta t}{\Delta t_R}}$$

Por otro lado $Q = (A - R) C (\Delta t' - \Delta t)$ (3)

Igualando las expresiones (1) y (2)

$$(A - R) C (\Delta t' - \Delta t) = S U \frac{\Delta t - \Delta t_R}{\ln \frac{\Delta t}{\Delta t_R}}$$

Haciendo operaciones

$$\frac{C}{S U} = \frac{1}{(A-R) \ln \frac{\Delta t}{\Delta t_R}} \cdot \frac{\Delta t - \Delta t_R}{\Delta t' - \Delta t}$$

$$\frac{S U}{C} = (A-R) \left(\ln \frac{\Delta t}{\Delta t_R} \right) \frac{1}{\frac{\Delta t - \Delta t_R}{\Delta t' - \Delta t}} \quad (4)$$

Expresando $\ln \frac{\Delta t}{\Delta t_R}$ y $\frac{\Delta t - \Delta t_R}{\Delta t' - \Delta t}$ en función de las magnitudes deseadas, a partir de la expresión (1) queda

$$\begin{aligned} (A-R) \Delta t' - (A-R) \Delta t &= (A+nR) \Delta t' - (A+nR) \Delta t_R \\ (A+nR) \Delta t_R &= (A+nR) \Delta t' + (A-R) \Delta t - (A-R) \Delta t' = R(n+1) \cdot \Delta t' + \\ &+ (A-R) \Delta t \end{aligned}$$

$$\frac{\Delta t_R}{\Delta t} = \frac{R(n+1)}{A+nR} \cdot \frac{\Delta t'}{\Delta t} + \frac{A-R}{A+nR}$$

$$\frac{\Delta t}{\Delta t_R} = \frac{1}{\frac{R(n+1)}{A+nR} \cdot \frac{\Delta t'}{\Delta t} + \frac{A-R}{A+nR}} = \frac{1}{\frac{R(n+1)}{A+nR} \left(\frac{100}{100-x}\right) + \frac{A-R}{A+nR}}$$

$$\frac{\Delta t - \Delta t_R}{\Delta t' - \Delta t} = \frac{(\Delta t' - \Delta t_R) - (\Delta t' - \Delta t)}{\Delta t' - \Delta t} = \frac{A-R}{A+nR} - 1 = -$$

$$- \frac{R(n+1)}{A+nR}$$

Sustituyendo estos dos resultados parciales en (4)

$$\frac{S U}{C} = \frac{A-R}{- \frac{R(n+1)}{A+nR}} \ln \frac{1}{\frac{R(n+1)}{A+nR} \left(\frac{100}{100-x}\right) + \frac{A-R}{A+nR}} =$$

$$= - \frac{(A-R)(A+nR)}{R(n+1)} \ln \frac{1}{\frac{R(n+1)}{A+nR} \left(\frac{100}{100-x}\right) + \frac{A-R}{A+nR}}$$

y en función del retenido relativo R/A resulta:

$$\frac{S U}{C} = - \frac{A(1-R/A)(1+nR/A)}{(n+1)R/A} \ln \frac{1}{\frac{R/A(n+1)}{1+nR/A} \left(\frac{100}{100-x}\right) + \frac{1-R/A}{1+nR/A}}$$

o lo que es lo mismo:

$$\frac{S U}{A C} = - \frac{(1-R/A)(1+nR/A)}{(n+1) R/A} \ln \frac{1}{\frac{R/A(n+1)}{1+n R/A} \frac{100}{100-x} \frac{1-R/A}{1+nR/A}} \quad (5)$$

Esta expresión indica que el coste del cambiador es una función compleja de x , así como de las restantes magnitudes.

Si por otra parte se tiene la función que liga el coste del cambiador con su superficie, que suele ser de la forma $C_1 = C_2 (S_1 / S_2)^m$ en la que C y S son, respectivamente, coste y superficie, a dos niveles, una vez hallado el coste y la superficie para una recuperación de calor determinada, fácilmente se puede hallar en función de x .

De la expresión (5) se pueden obtener varias familias de curvas; pero la de mayor interés, para el caso que se estudia, es aquella en la que n permanece fijo; como parámetro R/A y en abscisas y ordenadas se encontrarán, respectivamente x y SU/AC (figs. 2.16 y 2.17).

Puesto que se puede considerar que U , A y C son constantes, las gráficas dan una idea de la superficie del cambiador, así como de su coste, por estar estas dos magnitudes íntimamente ligadas.

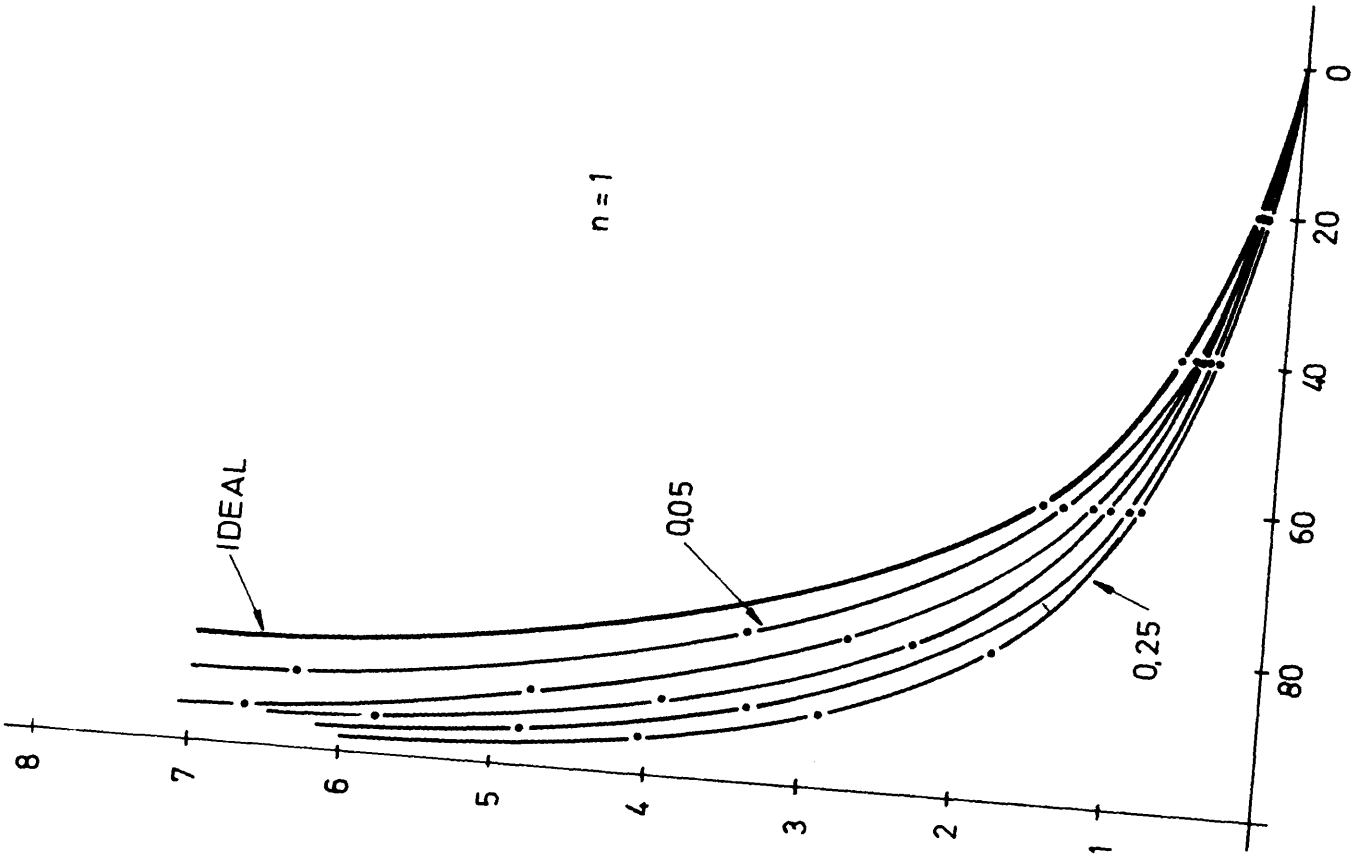


FIG. 2.16

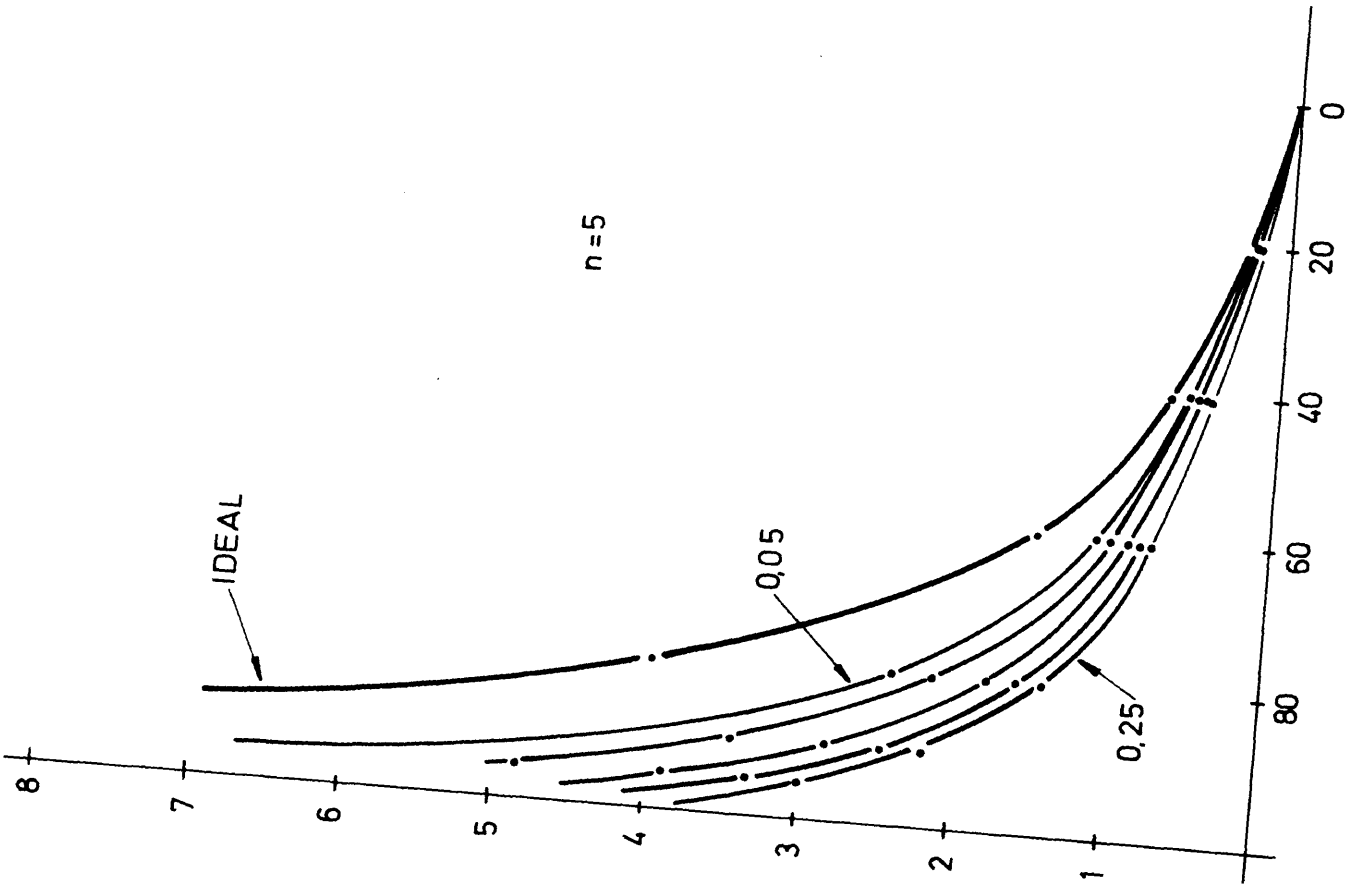


FIG 2.17

Es interesante tomar valores extremos de \underline{n} (1,5) para hacerse una idea de la variación de la superficie con este parámetro.

La observación de estas gráficas indica que para valores altos de recuperación de calor, la superficie crece rápidamente, como era de esperar; para $x \rightarrow 100$ la superficie ha de ser infinita. También se observa que para valores bajos del retenido relativo la superficie ha de ser mayor, lo que está de acuerdo con los gráficos de $t_s - t_e$ en función de $T_e - T_s$, donde a medida que disminuía el retenido relativo los valores de $t_s - t_e$ se diferenciaban menos para valores bajos de \underline{n} , sucediendo en este caso lo mismo.

2.1.4.2.- Segunda variante.

En este caso la superficie está fijada por la expresión:

$$S = \frac{Q}{U \cdot \Delta t} = \frac{A C (\Delta t' - \Delta t)}{U \cdot \Delta t}$$

donde las variables juegan el mismo papel que en el apartado anterior.

Expresando la superficie en función de x , se ob -

tiene:

$$s = \frac{A C}{U} \left(\frac{\Delta t'}{\Delta t} - 1 \right) = \frac{A C}{U} \cdot \frac{x}{100 - x} \quad (6)$$

ya que

$$\frac{\Delta t'}{\Delta t} - 1 = \frac{x}{100 - x}$$

Como se puede observar la expresión (6) adopta también la forma de la (5)

$$\frac{S U}{A C} = \frac{x}{100 - x}$$

Su representación gráfica pone de manifiesto que esta expresión es el límite, cuando $R/A \rightarrow 0$ de la ecuación (5) como debía suceder.

2.2.- TRATAMIENTO DEL PROBLEMA TERMICO DEL CAMBIADOR DE CALOR DE GUIJARROS

Numerosos estudios teóricos y experimentales del intercambio de calor entre un fluido (especialmente gas) que atraviesa un lecho estacionario de partículas y el pro-

pio lecho son conocidos actualmente; a pesar de todo, la complejidad del problema hace que no se haya resuelto de una manera completamente satisfactoria.

El análisis de numerosos trabajos de investigación hace admitir que la transferencia de calor depende de la forma y dimensiones de las partículas que constituyen el lecho, de la porosidad del mismo, de las propiedades de las partículas y del fluido y de la velocidad de paso de éste a través del lecho.

Según las condiciones de operación del equipo de intercambio de calor, dos son las situaciones posibles de transmisión: transferencia en estado estacionario y en estado no estacionario.

La transferencia en estado estacionario se pone de manifiesto, por ejemplo, en lechos granulares catalíticos al paso de reactivos gaseosos a su través. El calor resultante de la reacción exotérmica se extrae de la superficie de la partícula en la que se produce la reacción por el flujo de gas. En este caso la temperatura de todo el lecho no cambia con el tiempo. Varios son los autores que sobre esta posibilidad de transmisión de calor han realizado experiencias y siguen realizándolas para la predicción de los coeficientes de transferencia pero dado que esta situación no es el objeto de este trabajo no se hace más hincapié en ella.

La transferencia en estado no estacionario es la que se estudia en el presente trabajo y a ella corresponde todo lo que a continuación se expone.

Esta situación se presenta en regeneradores de calor de horno alto, en secadero, cámaras de contacto, etc. En estas condiciones la transmisión de calor está caracterizada por la variación continua de la temperatura de la corriente del fluido y la del propio lecho como resultado del calentamiento o enfriamiento de éste.

2.2.1.- MECANISMO DE TRANSMISION DE CALOR

Dos etapas se deben considerar: el intercambio externo entre la masa del fluido y la superficie de cada partícula, y el interno motivado por el paso del calor desde la superficie de la partícula hasta su centro por el mecanismo de conducción.

El intercambio externo de calor está determinado por el criterio de Biot

$$Bi = \frac{r h}{k}$$

donde

- r = radio de la partícula
h = coeficiente de transmisión de calor
k = conductividad térmica de la partícula

Según Chukhanov (2) demuestra cuando $Bi \leq 0.25$ el efecto del intercambio interno es despreciable ya que supone alrededor del 5% del total. Para valores de Bi mayores el efecto de la transferencia interna hay que tomarla en consideración y para $Bi \gg 1$ el intercambio externo es despreciable siendo controlante el mecanismo interno.

En general son tres los posibles caminos por los cuales el calor puede transportarse hasta la superficie de las partículas desde el seno del fluido: convección, radiación y conducción. Cuando la superficie de contacto entre las partículas es poca o mínima (cuando éstas son esferas) la conducción entre ellas es despreciable como demuestra Chukhanov y Shapatina (3). La transmisión por radiación tiene lugar cuando la temperatura del fluido (en este caso gas) alcanza temperaturas por encima de 500 °C pudiéndose despreciar esta aportación cuando la convección es muy alta. Como ocurre en la práctica por tanto, en condiciones normales el mecanismo externo de transmisión de calor fluido, partícula o partícula-fluido es de convección.

De todo lo anterior se deduce que en la mayor parte de los casos la transmisión de calor en un lecho está

determinada por la convección en el exterior y por la conducción en el interior de las partículas.

En condiciones normales de trabajo se puede suponer que las temperaturas de las partículas y del fluido son uniformes en cualquier sección horizontal del lecho y diferentes en cada instante por lo que se pueden caracterizar éstas como funciones de la altura o distancia al plano de entrada del fluido y del tiempo; el problema consiste en encontrar estas funciones.

2.2.2.- Curva de temperatura de un lecho fijo.

Desde el momento en que el fluido llega al lecho hasta aquél en que la temperatura de la corriente de salida está por encima de la del lecho T_m existe un tiempo a partir del cual la temperatura de salida del fluido T_s aumenta uniformemente hasta igualar a la de entrada T_e de éste.

Si se representa la relación
$$\frac{T_e - T_m}{T_{ep} - T_m}$$

donde:

$T_{e,0}$ = Temperatura de entrada del fluido

T_m = Temperatura media del lecho al comienzo de la operación.

T_0 = Temperatura de salida del fluido

frente al tiempo se obtiene una curva en forma de S, denominada curva de temperatura del lecho fijo. La aparición de esta curva indica que en el lecho existe una zona en la que la temperatura en dirección axial varia. Únicamente esta zona es activa térmicamente; encontrándose el resto del lecho saturado de calor.

La longitud de esta "zona de transferencia de calor" varia mucho con las condiciones de trabajo, tales como el caudal de fluido, el tamaño y forma de las partículas, la porosidad, propiedades de estas y del fluido y del coeficiente de transmisión de calor en la película externa. Además, la longitud de la zona de transferencia no es necesariamente constante para un cambiador y unas condiciones de trabajo determinadas, frecuentemente necesita un cierto tiempo de estabilización aumentando su longitud a medida que se desplaza el fluido a lo largo del relleno.

Es evidente, pues, la necesidad de contar con un modelo teórico correcto que permita predecir la forma de las curvas de temperaturas cualesquiera que sea la naturaleza del relleno y del fluido así como las condiciones en las que se lleva a cabo la operación, y es clara la dificultad que entraña resolver satisfactoriamente esta cuestión.

2.3.- INVESTIGACIONES PREVIAS

El problema fue planteado por Anzelins (4) y Schuman (5) para el caso en que $Bi \ll 1$ o lo que es lo mismo conductividad infinita de las partículas por lo que la transmisión de calor se controla por la resistencia térmica externa. Posteriormente Schuman resuelve el complicado sistema de ecuaciones que representan el fenómeno térmico para el caso simple de un fluido incomprensible pasando a través de un lecho formado por partículas de conductividad infinita. Para ello supone:

a) Que las partículas son tan pequeñas o su conductividad tan alta que en cualquier instante su temperatura es uniforme.

b) Que no existe la transferencia de calor por conducción en el fluido.

c) La velocidad de transmisión de calor desde el fluido al sólido en cualquier punto es proporcional a la diferencia de temperatura entre el fluido y el sólido en aquel punto.

d) Los cambios de volumen en el fluido y en el sólido por efecto de la temperatura son nulos.

e) Las propiedades físicas de las partículas y el fluido son independientes de la temperatura.

Basado en estas suposiciones obtuvo dos ecuaciones relacionando las temperaturas de las partículas y del fluido con el coeficiente de transmisión de calor, las propiedades físicas de las partículas y del fluido, las características del lecho, el tiempo y la posición en el lecho. Estas expresiones en forma de gráficas han sido utilizadas por diferentes investigadores para el estudio de la transferencia de calor en estado no estacionario entre gases y lechos de partículas y obtener con ellas el coeficiente de transmisión h .

Sin embargo Chukhanov (8) ha demostrado que el uso de estas curvas está limitado a valores de Bi en los que $\frac{1}{Bi} > 1 - 1'5$

Otros autores como Furnas (6), Saunders y Ford (7) Chukanov y Shapatina (3,8,9), Kichina y Aerov (10), Löf y Hawley (11) realizaron estudios experimentales para la obtención de datos de diseño para numerosas aplicaciones unos utilizando las curvas de Schuman y otros de forma empírica.

Actualmente existe un número elevado de expresio-

nes empíricas o semiempíricas para predecir los coeficientes de transmisión de calor en régimen no estacionario de gases a través de lecho porosos. A primera vista parecen contradecirse unas con otras debido quizás a los diferentes caminos seguidos para el tratamiento de los datos y sobre todo a los intentos de reducirlos a una fórmula del tipo $Nu = f(Re)$ sin tener en cuenta la conductividad de las partículas. Estas expresiones así como las condiciones de su obtención se encuentran recopiladas por CHECHETKIN (12).

Una solución del problema considerando la conductividad de las partículas fue obtenida en 1952 por Ivantsov y Lyubov (13) y es la que se seguirá para la interpretación de este trabajo. Su desarrollo tanto del modelo matemático como de su resolución se encuentra en el capítulo 6.

3. INSTALACION EXPERIMENTAL

3.1.- DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL

Se han utilizado tres tipos de instalaciones, que se han modificado convenientemente según lo ha requerido la experimentación. Estas tres instalaciones operan, la primera en forma discontinua con una sola etapa y la segunda en forma discontinua con varias etapas. Con la primera se trató de obtener los datos básicos de operación y con la segunda se llegó a resultados experimentales que se consideran suficientemente fiables para ser utilizados en un diseño a escala industrial. Con la tercera instalación se operó en continuo con varias etapas y en ella se intentó conocer desde el punto de vista práctico las dificultades e inconvenientes que puede presentar en operación un regenerador de guijarros.

3.1.1.- Instalación para operación discontinua en una etapa

El equipo está formado fundamentalmente por dos depósitos almacenadores de fluidos, un lecho de guijarros alojado en una carcasa metálica, un indicador de caudal y dos medidores de temperatura. Todos estos elementos están unidos entre sí por una serie de tuberías y válvulas que permiten el correcto funcionamiento del conjunto.

Los depósitos empleados son cilíndricos con el fondo troncocónico cuya capacidad, la misma en ambos, es de 250 l., uno contiene el fluido frío y otro el caliente. Uno de los depósitos aloja en su interior un tubo por el que se suministra vapor con objeto de calentar el fluido en un tiempo bastante corto. Este vapor procede de la caldera de los laboratorios de la Planta Piloto que lo produce a 6 Kg/cm^2 .

La carcasa que aloja el lecho es de chapa metálica de forma cilíndrica, terminada en su base por un cono que en su vértice posee un tubo con una brida soldada. En este tubo se ha practicado un taladro por el que se introduce un termómetro.

La parte superior está cerrada por una tapa que al igual que la parte inferior termina en un tubo taladrado con el mismo fin y una brida.

Como puede observarse tanto los depósitos como la carcasa terminan en una parte cónica. Su finalidad es evacuar fácilmente todo el fluido; además en la carcasa sirve para soportar una rejilla que colocada en el fondo retiene los guijarros dando así una forma totalmente cilíndrica al lecho.

El indicador de caudal es un diafragma con un ori

ficio de 1 cm de diámetro que se utiliza para saber que el caudal permanece constante a lo largo de toda la experiencia, midiéndose éste al final por pesada de una cantidad recogida en un cierto tiempo.

Los medidores de temperatura son termómetros colocados a la entrada y salida del lecho para conocer la evolución de las temperaturas del fluido a su paso por éste. Son termómetros de mercurio calibrados de 0 °C a 100 °C y en ellos se puede apreciar con precisión 0'5 °C.

Las tuberías de unión son de acero estirado de 1" (diámetro nominal). Para su mejor utilización están cortados en carretes de 1 m y $\frac{1}{2}$ m de longitud terminados en bridas.

Las válvulas de la instalación son de compuerta de 1" y su número se ha fijado en función de dar mayor flexibilidad al conjunto.

Un esquema de las dos versiones de la instalación se puede ver en las figs. 3.1 y 3.2

Cuando se empleó como fluido la pulpa, la instalación se modificó ligeramente para evitar las retenciones de sólidos que originaría el diafragma medidor si se emplease

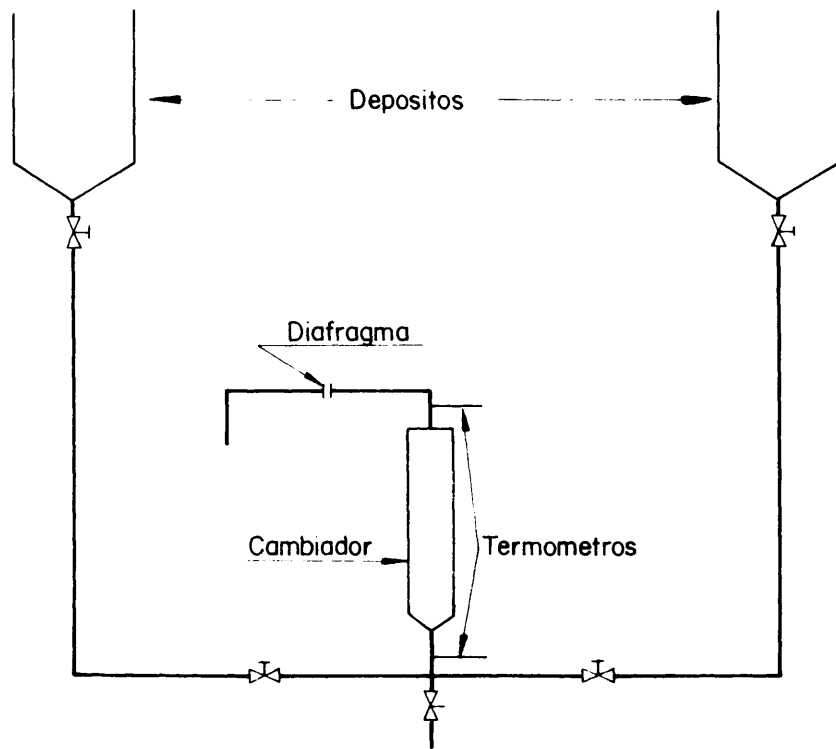


Fig.3.1.- Esquema de la instalacion.Inundacion

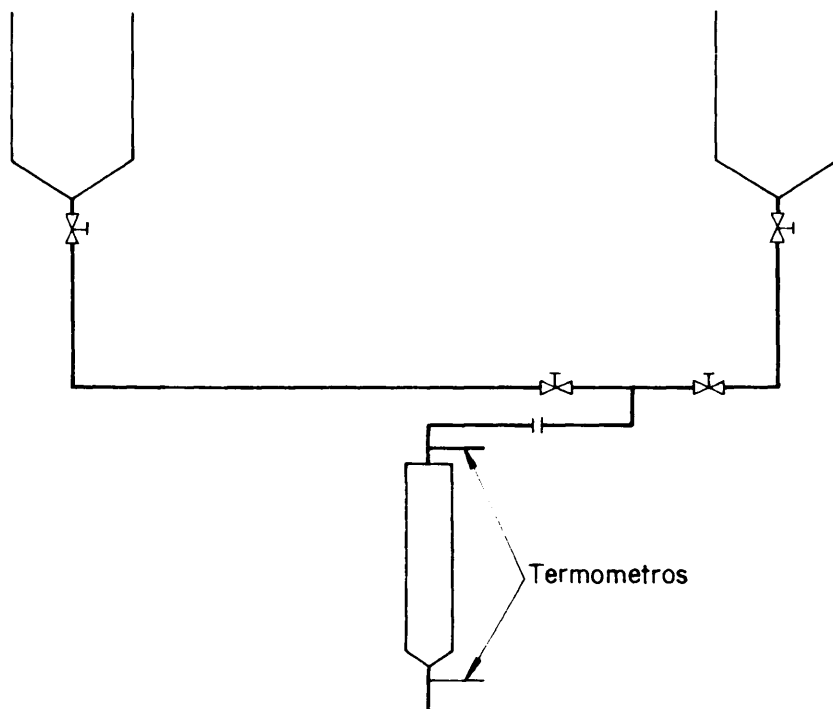


Fig.3.2.- Esquema de la instalacion.Riego

como en las experiencias con agua. Para ello se añadió un codo que se utilizó como medidor de flujo. Se colocó próximo a la entrada del cambiador pero alejado medio metro y unido a éste por un tubo recto de 1 pulgada (diámetro nominal) con el fin de que tuviese suficiente longitud para que el fluido desarrollase su régimen de circulación y la diferencia de presiones creada en el codo permaneciese constante o al menos las oscilaciones fuesen mínimas. En este caso éstas eran muy pequeñas. En la fig. 3.3 se presenta un esquema de la instalación.

También se introdujo un serpentín en el depósito del fluido frío con objeto de enfriar la pulpa que se recirculaba por trabajar en circuito cerrado. Esto se hacía para tener siempre el fluido frío en las mismas condiciones iniciales.

3.1.2.- Instalación para operación discontinua en varias etapas.

Está constituida por los mismos elementos que la pequeña puesto que su objetivo es el mismo pero sin embargo presenta algunas diferencias que a continuación se detallan.

1.- El cambiador está formado por siete lechos in-

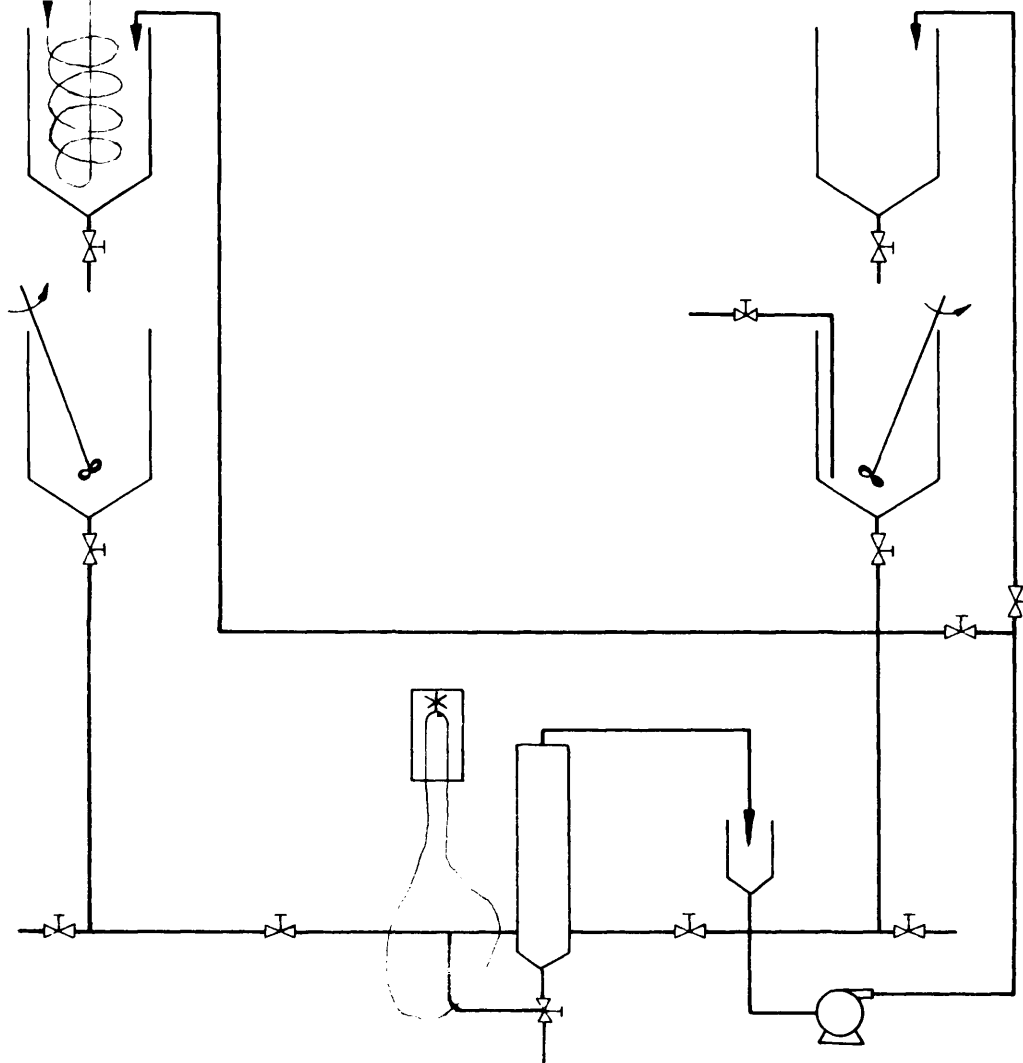


Fig.3.3.- Esquema de la instalacion cuando circula pulpa

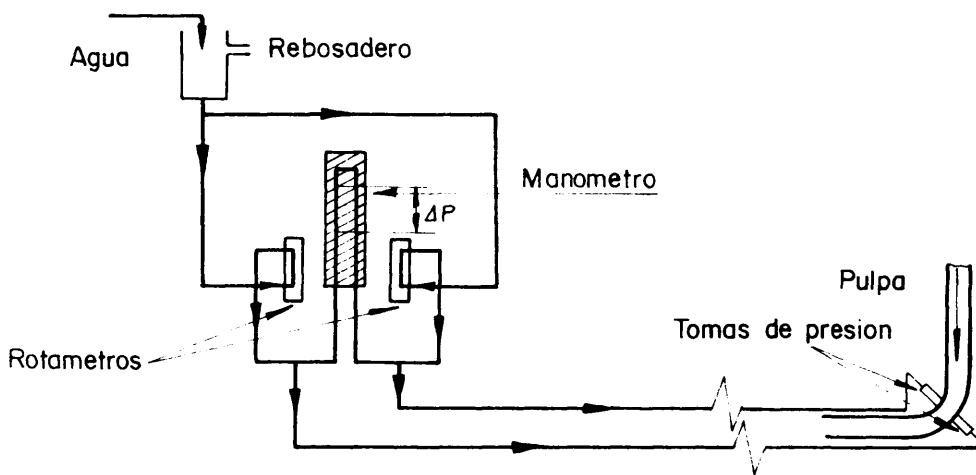


Fig.3.6.- Detalle del medidor de caudal de pulpas

dependientes, todos iguales, de 1'4 m. de longitud y diámetro 15 cms., están colocados uno sobre otro, en posición vertical y lo más próximo posible entre sí con el fin de evitar pérdidas de calor al pasar el fluido de un lecho a otro. En total la instalación tiene una altura de unos 11 mts.

2.- Cada uno de los lechos posee a su salida un distribuidor del fluido con lo que se consigue que el líquido moje bien el relleno.

3.- En el cambiador se han colocado ocho termómetros, uno a la entrada del fluido y cada uno de los restantes a la salida de los lechos. De esta forma se conoce la temperatura a la entrada y salida de cada lecho, ya que la de salida de uno es la de la entrada del siguiente pues en la unión entre ellos se ha procurado evitar pérdidas de calor. Con esta disposición de los termómetros se puede conocer la temperatura de entrada y salida de cada lecho y la variación total de temperatura en el conjunto.

4.- El medidor de caudal es un rotámetro que se calibró cuidadosamente.

5.- El fluido se manda hasta la cabeza del sistema por medio de una bomba centrífuga; el caudal que da la bom-

ba se regula mediante una válvula de compuerta situada a la salida de ésta.

6.- La carcasa que alberga los guijarros es igual que la de la instalación pequeña excepto en su parte superior que es abierta para facilitar la distribución del fluido, así como la inspección durante la experimentación.

Todo el conjunto está colocado en la torre de la Planta Piloto que tiene altura suficiente para su montaje y su disposición puede apreciarse en la fig. 3.4

3.1.3.- Instalación para operación continua con varias etapas.

Como se explicará, más adelante, el funcionamiento de las dos instalaciones anteriores es discontinuo al disponer de un solo cambiador que se calienta y después se enfría. Con el fin de hacer la operación en forma continua, es decir, que las alimentaciones de los fluidos frío y caliente no se interrumpa en ningún momento, se diseñó una nueva instalación que a continuación se detalla.

Consta de:

Siete lechos dispuestos verticalmente sobre las

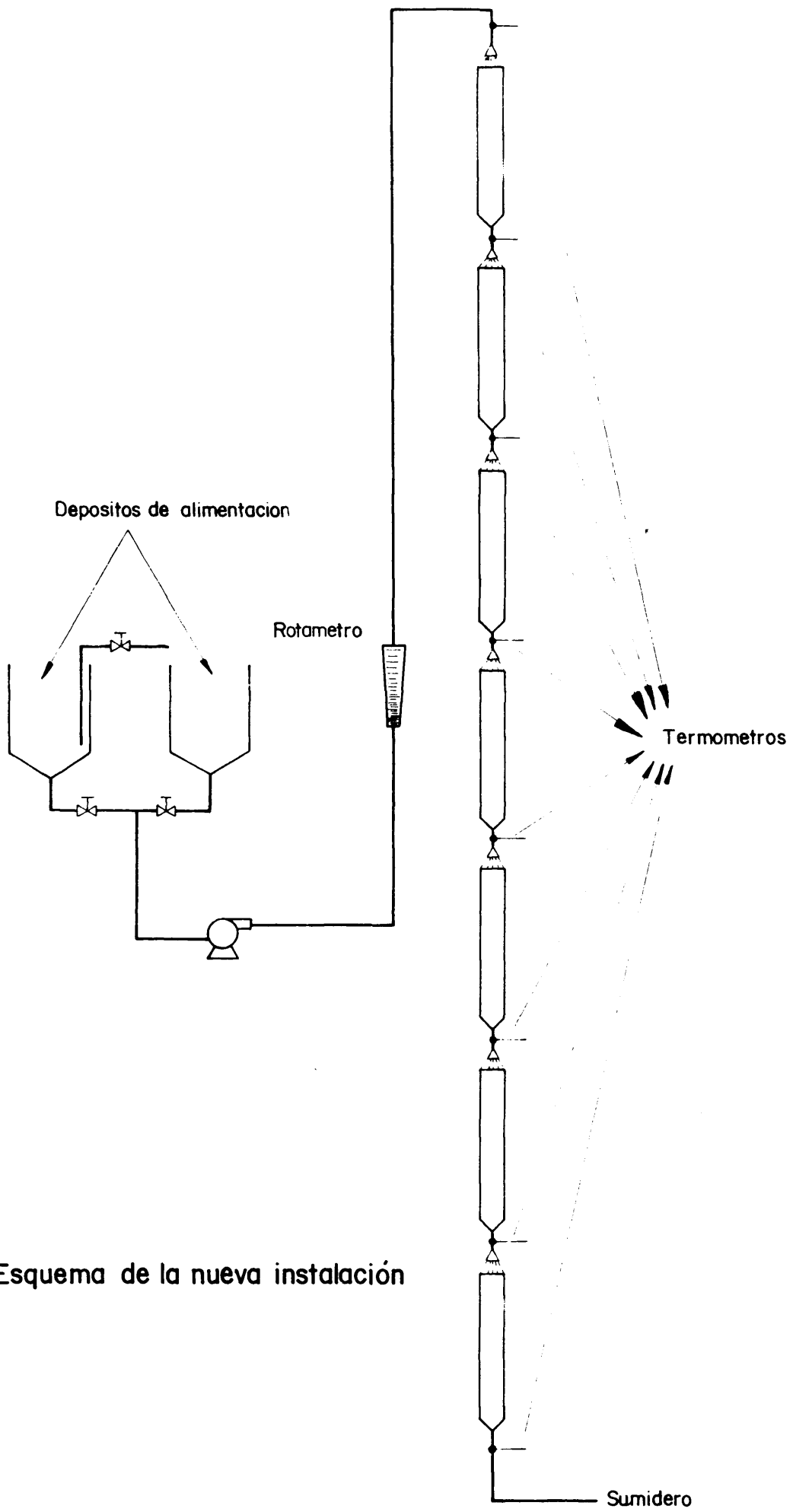


Fig.3.4.-Esquema de la nueva instalación

vértices de un polígono regular de siete lados (estos le -
chos son los mismos que los utilizados en la instalación
grande).

Siete bombas encargadas de enviar los fluidos a la
cabeza de los cambiadores. Dos de ellas son las que alimen-
tan el sistema y el resto cogen los fluidos que abandonan
los lechos y lo envían al siguiente. A estas bombas, todas
centrífugas, se les colocó una válvula a la salida para pro-
ducir una pérdida de carga adicional ya que estaban sobre -
dimensionadas y originaban problemas de descebado.

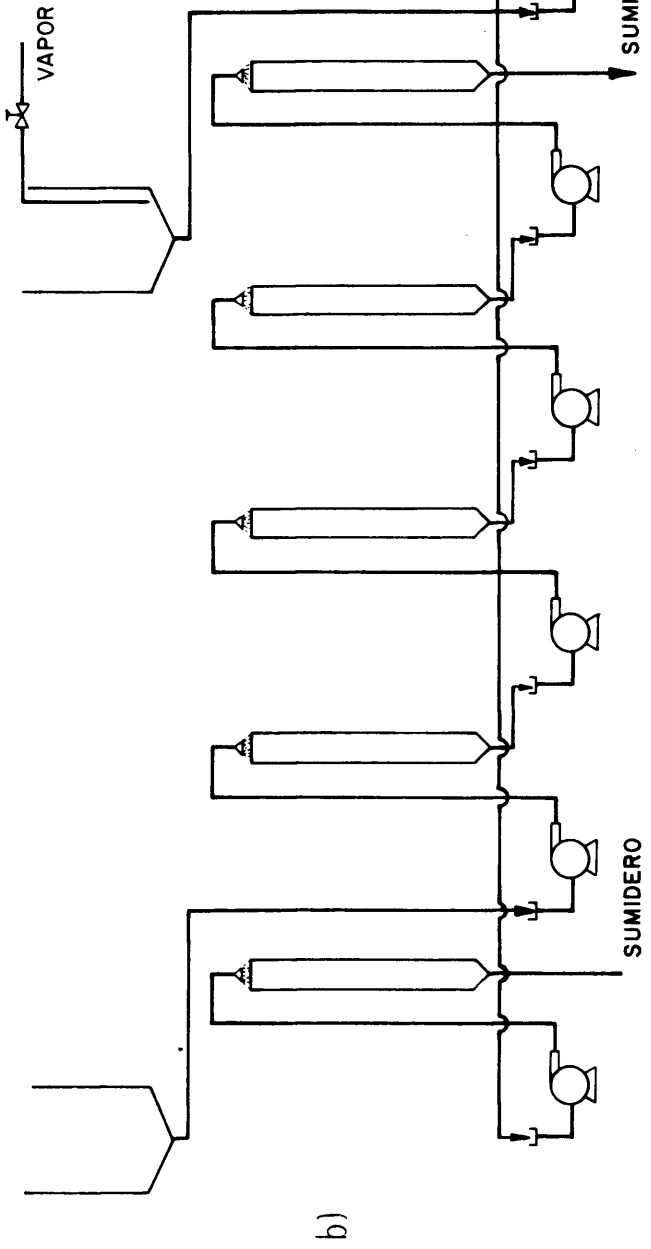
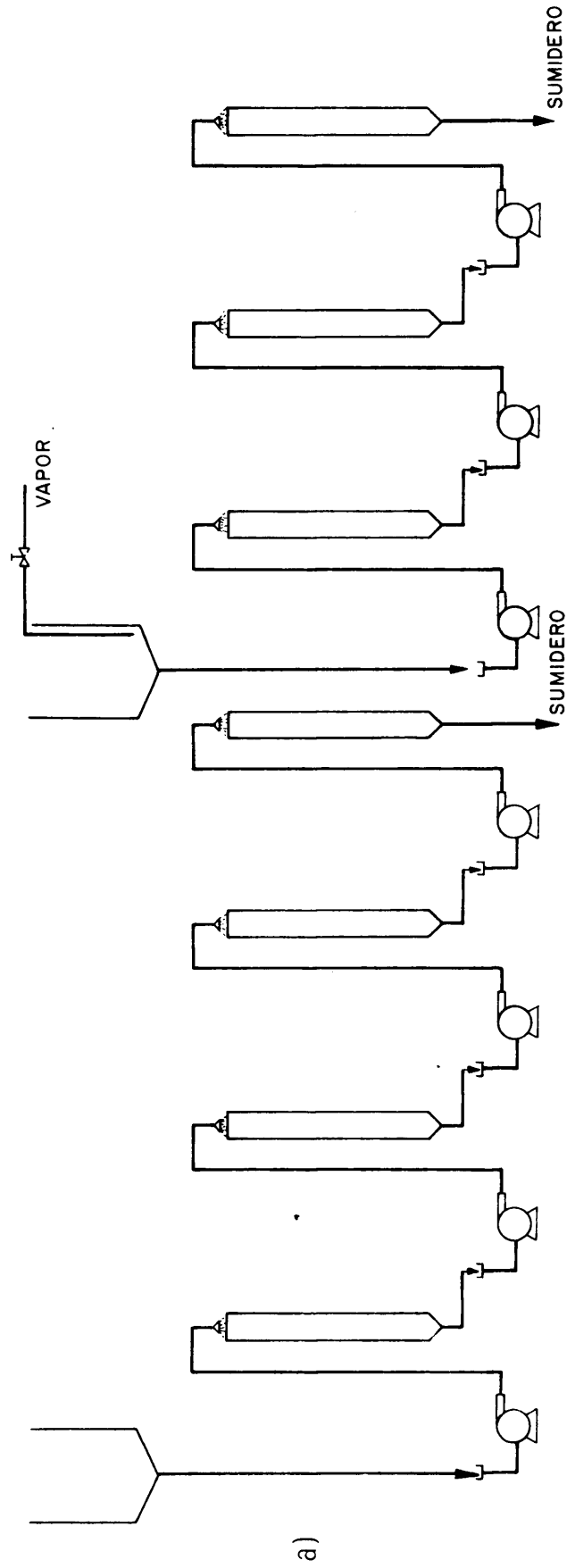
Siete pequeños depósitos de plástico que recogen
el fluido que abandona cada lecho y a los que están conecta-
dos las entradas de las bombas.

Catorce termómetros, dos en cada lecho, a la en-
trada y salida de éste para conocer la evolución de las tem-
peraturas. Estos termómetros son iguales a los empleados en
las otras instalaciones.

Dos depósitos de alimentación (los mismos que an-
teriormente).

Dos rotámetros idénticos para la medida de los
caudales de alimentación con válvulas a la entrada para re-

Fig.3.5.- a y b) Esquema de la Instalación



gular el paso del fluido.

Todos estos elementos están conectados entre sí por una serie de conducciones flexibles que permiten el correcto funcionamiento del conjunto. Cada uno de los lechos posee un distribuidor de fluido a la entrada como se explicó en la instalación anterior.

Un esquema del conjunto se puede ver en la fig. 3.5. Los lechos están elevados del suelo sobre una estructura metálica. Para facilitar la lectura de los termómetros superiores se construyó una plataforma que rodeaba la estructura.

La disposición en forma circular, con un diámetro aproximado de 1'20 m., se hizo con el fin de conseguir la compactación de todos los elementos y facilitar su manejo.

3.2.- MODALIDADES DE FUNCIONAMIENTO.

Se han estudiado las dos posibilidades que el fluido tiene de atravesar un lecho colocado en posición vertical, es decir, de abajo a arriba que denominaremos inundación y al contrario que se denominará riego.

Estos dos formas solo se estudiaron en la instalación pequeña lo que obligó a que adoptara dos disposiciones de sus elementos algo diferentes (figs. 3.1 y 3.2) . En las otras dos solo se estudió la modalidad de riego por considerarse ésta situación de más interés desde el punto de vista de la transferencia de calor.

A continuación se describen sus características de operación.

3.2.1.- Inundación

El fluido circula a través del lecho en sentido ascendente llenando completamente los huecos que dejan los guijarros entre sí.

Una de las principales características de esta modalidad de paso es la presencia en el lecho de una turbulencia artificial originada al pasar el fluido por los estrechos pasillos que presenta la disposición al azar de los guijarros. Esto crea una prematura aparición de remolinos e incrementa la resistencia del lecho. En consecuencia el régimen laminar solo puede existir para número de Reynolds muy bajos.

3.2.2.- Riego

A diferencia de la inundación aquí el fluido pasa por el lecho envolviendo los guijarros pero sin llenar completamente los huecos. El espesor de la película de fluido que bordea los guijarros depende del caudal que lo atraviesa. Es lógico pensar que en esta situación existe un caudal máximo por encima del cual el lecho se anegaría con lo que se tendría de nuevo inundación.

El fluido que moja la superficie de los guijarros modifica el volumen de los espacios vacíos disponibles y al mismo tiempo, modifica la forma de dichos espacios por lo que es preciso considerar una porosidad en mojado diferente a la porosidad en seco.

3.3.- MEDIDA DE CAUDALES

El caudal en la instalación pequeña se mide mediante un diafragma, descrito anteriormente, cuando el fluido es agua; en realidad el diafragma se utiliza como indicador de la constancia del mismo a lo largo de la experiencia y al final de ésta se recoge durante un cierto tiempo el fluido que sale y por posterior pesada se deduce el caudal.

Cuando el fluido era pulpa no se pudo emplear el

diafragma como medidor ya que este originaba taponamientos al retener parte de los sólidos que llevaba en suspensión; además las tomas de presión se obstruían y si no ocurría esto el fluido del manómetro, que era la propia pulpa, tenía una densidad desconocida al sedimentarse las partículas por estar estático. Se intentó utilizar un rotámetro pero los problemas eran parecidos ya que la pulpa dificultaba la visualización del flotador y en cada parada se taponaba completamente el aparato. Con el fin de evitar estos problemas se recurrió al siguiente dispositivo.

Consiste en utilizar un codo como elemento medidor, realizando unas tomas de presión en sus caras interna y externa, midiendo la diferencia de presión que se establece entre estas dos zonas. El codo puede ser cualquiera de la instalación aunque en este caso el que se empleó fue uno de diámetro inferior ($\frac{1}{2}$ ") a los existentes (1") con el fin de aumentar la diferencia de presión que se establece y conseguir de esta manera mayor sensibilidad del dispositivo y por tanto más precisión en la medida.

El fundamento de la medida de caudales con un codo es que la diferencia de presión que se establece entre las caras interior y exterior de éste es proporcional a la raíz cuadrada de la velocidad V con la que circula el fluido por su interior, y si se representa el logaritmo del

caudal frente al de la velocidad se tiene una línea recta.

Para utilizar esta posibilidad del codo con pulpas es necesario disponer de un sistema que garantice la ausencia de partículas sólidas en las tomas de presión; para ello se envían dos pequeños caudales de agua, bien controlados, a las tomas de presión desde el exterior para impedir el acceso de dichas partículas, a pesar de estas medidas en las tomas se disponía de dos pequeños depósitos de vidrio fig.3.6 en los que se sedimentaban las pocas partículas que lograban pasar; estos depósitos tienen una salida inferior por la que se limpian.

Los caudales que desde el exterior se envían so - bre las tomas de presión se controlan con dos pequeños rotá metros; sus valores son aquellos que impidan el paso de las partículas pero tan pequeños que no cambien las caracterís- ticas de la pulpa, ni pertuben el valor de la diferencia de presión. Sus valores son diferentes y se establecen de mane ra que una vez fijados la diferencia de presión es cero en el manómetro cuando por el codo no circula fluido. Para que estos caudales no varien se alimenta a los manómetros desde un pequeño depósito de agua que tiene el nivel constante. En la fig. 3.6 (situada debajo de la fig. 3.3) se representa un esquema del conjunto.

4. MATERIALES, MODO DE OPERACION Y TECNICA DE MEDIDA

4.1.- CARACTERISTICAS DE LOS LECHOS

Los lechos están formados por un gran número de guijarros situados en el interior de una carcasa, en la que se han colocado al azar por lo que no adoptan ninguna disposición geométrica concreta. Su forma es igual a la del recipiente que lo contiene, es decir cilíndrico con el diámetro inferior a su longitud.

Los guijarros que lo forman son cantos rodados procedentes del cauce de un río, su forma es completamente irregular aunque se hizo una cuidadosa selección eligiendo aquéllos que presuntaban una forma más esférica; a pesar de todo su irregularidad es bastante acusada. Se eligieron de tres tamaños diferentes con objeto de disponer de lechos formados por guijarros similares pero con distinto diámetro de éstos.

A continuación se dan las características de los lechos.

TABLA 4.1

	<u>T. mayor</u>	<u>T. medio</u>	<u>T. pequeño</u>
Volumen lecho (dm ³)	47	47	47
Altura (m)	1	1	1
Diámetro (m)	0'25	0'25	0'25
Diámetro guijarro (cm)	3'9	2'9	2'1
Porosidad	0'394	0'362	0'351
Volumen de guijarros (dm ³)	28'5	30	30'5
Masa de guijarros (kg)	72'7	74	74'5
Número de guijarros	720	2.200	6.300
Superficie del lecho (m ² /m ³)	88'	121'	169'

En estos tres lechos se realizó la mayor parte del trabajo experimental, y en posteriores experiencias que se llevaron a cabo, con objeto de confirmar los resultados obtenidos, se operó con otros lechos, todos iguales, y cuyas características fundamentales son las siguientes.

TABLA 4.2

Volumen lecho (dm ³)	44
Altura (m)	1'4
Diámetro (m)	0'2
Diámetro guijarro (cm)	3'2
Porosidad	0'332

También se utilizaron, para formar el lecho, unas bolas de plástico rellenas de agua (bolas escandinavas) de 3 cms. de diámetro con objeto de ver la influencia del mecanismo de transmisión de calor en su interior ya que era diferente que en los guijarros al ser líquido lo que forma la bola. En esta faceta no se profundizó abandonándola para posteriores trabajos de investigación.

4.2.- FLUIDOS EMPLEADOS. PULPA.

En la experimentación se ha empleado como fluido

portador del calor (tanto dador como receptor) el agua. Las razones para su empleo fueron:

- Fácil disponibilidad y bajo costo.
- Conocimiento preciso de sus propiedades.
- Facilidad de manejo.
- Empleo frecuentísimo como portador de calor en todos los campos de la industria y la investigación.

Con este fluido se realizaron todos los ensayos de puesta a punto y una vez conseguida la técnica se continuó con él toda la investigación pues se pensó que los datos obtenidos serían fácilmente extrapolables a otros fluidos especialmente a aquéllos en cuya composición interviniese el agua.

También se operó con pulpas formadas por suspensión de arcilla en agua de densidades distintas en función del porcentaje en sólidos que contienen.

Estas pulpas se preparaban en la planta añadiendo al agua el arcilla que se tomaba de las proximidades del río Henares en la provincia de Guadalajara. Para secarla se aprovechaba las excavaciones de un antiguo horno de ladrillos. Antes de su utilización se tamizaba, con objeto de separar tamaños superiores al tamiz, y eliminar todos los po-

sibles guijarros que contenía.

La experimentación se llevó a cabo con diferentes porcentajes en contenido de sólidos para conocer la influencia de este parámetro en la transmisión de calor oscilando este contenido entre el 2 % y 18 %.

A continuación se dan los valores de la densidad y del calor específico de forma gráfica en función del porcentaje de sólidos (fig. 4.1 y 4.2). La densidad se halló experimentalmente en el laboratorio. El calor específico se calculó como una relación lineal de los porcentajes en que intervienen el agua y la arcilla en la pulpa mediante la expresión

$$C_p = C_{ag} P_a + C_{ar} \cdot P_{ar}$$

donde

- C_p = calor específico de la pulpa
- C_{ag} = calor específico del agua
- C_{ar} = calor específico de la arcilla
- P_a = porcentaje en agua
- P_{ar} = porcentaje en arcilla

4.3.- MODO DE OPERACION Y TECNICA DE MEDIDA

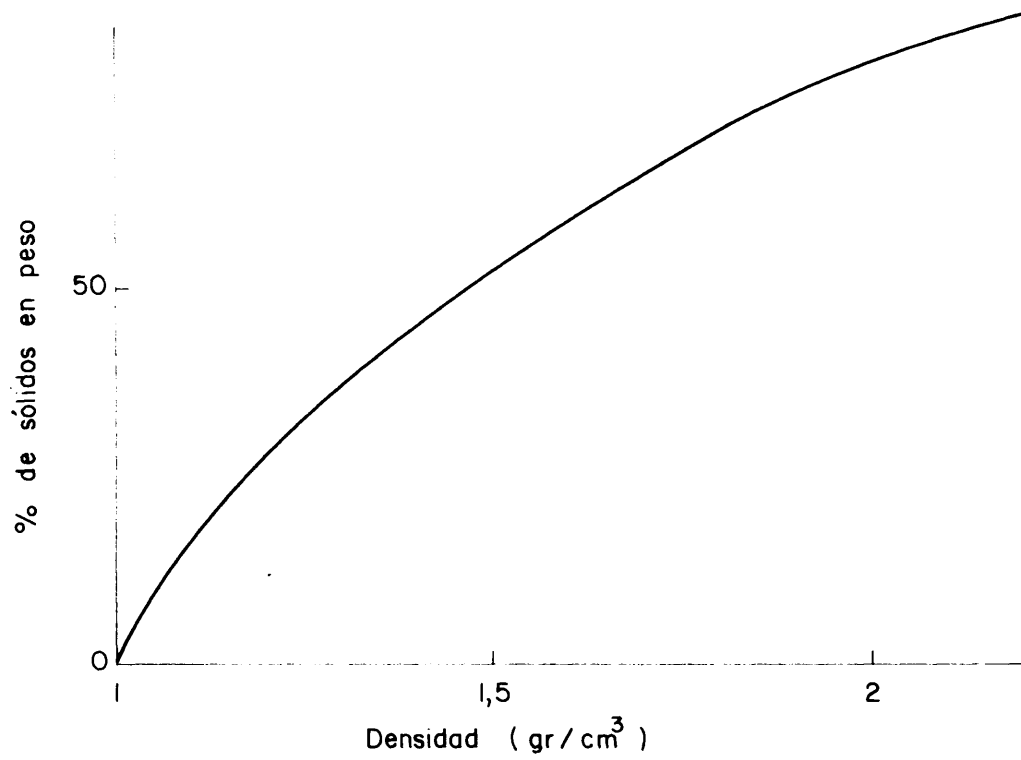


Fig.4.1 Densidad de la pulpa

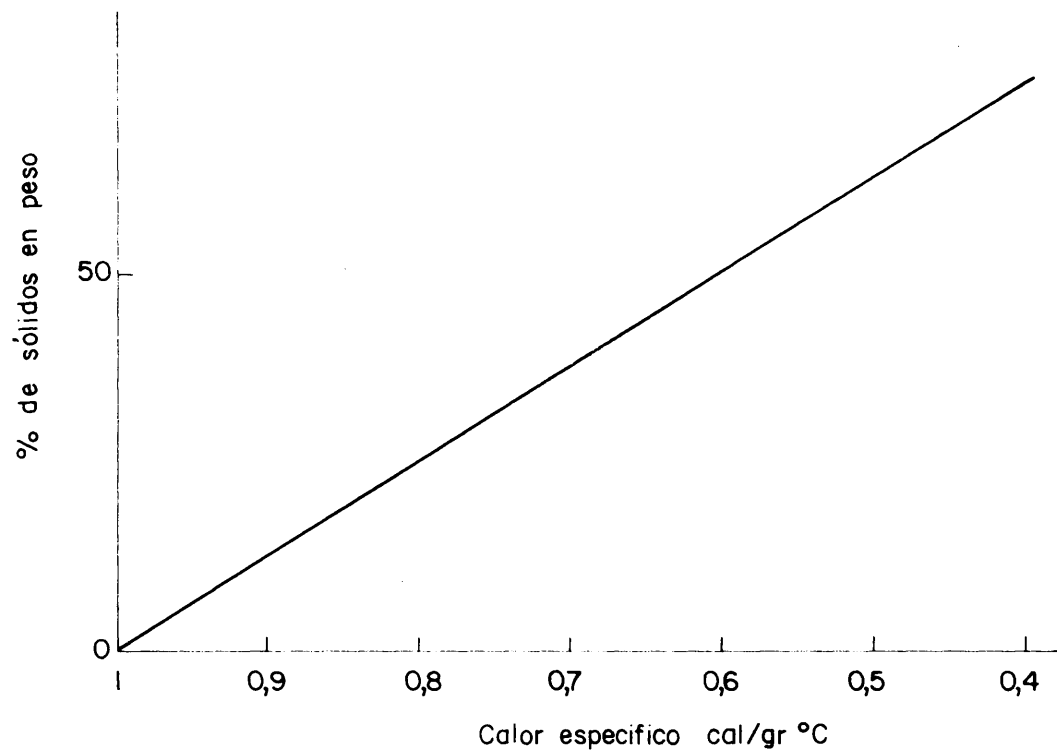


Fig.4.2 Calor específico de la pulpa

4.3.1.- Instalación para operación discontinua en una etapa

Como se puede observar en las figs. 3.1 y 3.2 la instalación carece por completo de elemento mecánico que ponga en movimiento el fluido; para lograr que éste fluya se aprovecha la diferencia de cotas entre la entrada y salida del recorrido que realiza. Esta diferencia se consigue facilmente ya que en la planta se dispone de bastante altura para las instalaciones.

La forma de operar en las dos modalidades de funcionamiento es la misma y se realiza del modo siguiente:

Se calienta el fluido que está en el depósito dispuesto para este fin mediante vapor, operación que dura unos diez minutos. Una vez que ha alcanzado la temperatura adecuada se empieza a pasar el fluido caliente por el lecho fijando un caudal determinado que se mantendrá durante toda la experiencia y que se conoce mediante la señal que marca el orificio medidor. En el momento de dar paso al fluido se pone en marcha el cronómetro que indica el tiempo en que transcurre la experiencia. Cada cierto tiempo se va tomando la temperatura de entrada y salida del fluido, tiempo que varía desde el medio minuto al principio hasta dos minutos al final; esta diferencia se debe a la variación de temperatura mucho mas rápida al principio que al final. Las medidas se finalizan cuando la temperatura de entrada y salida se dife

rencia en uno o dos grados ya que se necesitaría mucho tiempo hasta conseguir su igualación y no aportaría nada a la información buscada.

Como el lecho funciona como regenerador, primero se pasa el fluido caliente y una vez saturado térmicamente lo hace el fluido frío, con el mismo caudal que en calentamiento para recuperar el calor, con el mismo salto de temperaturas.

Con objeto de que el calor que se cediese al fluido frío fuese únicamente el que contenían los guijarros, en el caso de funcionamiento por inundación se procedía a eliminar el fluido caliente, que contenía el lecho retenido en los huecos, al final del período de calentamiento. Una vez realizado esta operación se empieza el período de enfriamiento en el que se repite la misma forma de realizar la experiencia que en calentamiento.

Al comienzo de cada ensayo el lecho se encuentra sin fluido que ocupa los huecos; para facilitar la operación de desagüe el lecho tiene en la parte inferior una válvula de compuerta. Esta operación no era necesaria en el caso de funcionar por riego ya que el relleno retiene muy poco fluido en cuanto pasaban unos segundos después de haber cortado la alimentación.

Al final de la experiencia y durante unos minutos se recoge el fluido que sale con objeto de conocer el caudal que atraviesa el lecho (ya se indicó que el medidor actúa solo como indicador de la constancia del caudal).

La experiencia se realiza para varios caudales.

Cuando el fluido era pulpa la experiencia se llevaba a cabo exactamente igual, la única diferencia que presentaba con el agua era que ésta, una vez que atravesaba el fluido se enviaba al sumidero dada su bajo costo y su fácil disponibilidad. Este criterio no se podía seguir con la pulpa ya que su disponibilidad era muy limitada, para ello se trabajaba en circuito cerrado, recirculándola. Para hacerlo posible se añadieron a la instalación dos nuevos depósitos y una bomba centrífuga dispuesto según aparece en la fig.

3.3. La forma de operar ahora es: la pulpa que abandona el lecho se envía al depósito superior correspondiente, es decir se eleva hasta el que está colocado encima del que procede la pulpa.

El depósito situado encima del que contiene la pulpa fría alberga un serpentín de plomo recorrido por agua y cuya misión es enfriar de forma rápida la pulpa que ha recibido el calor del lecho y que se utilizará en la siguiente experiencia.

Además cada depósito tiene un agitador para evitar que la pulpa sedimente.

El pequeño recipiente que se ve en la fig. 3.3 a la entrada de la bomba tiene como misión evitar conectar directamente la bomba a la salida del cambiador y así trabajar de la misma forma que con el agua.

Antes de proceder a la realización de la experiencia se tomaba una muestra de la pulpa, tanto fría como caliente, en un matraz aforado de 2 litros de capacidad, que se pesaba posteriormente y con ello se calculaba la densidad. En todas las experiencias se procuró que para un mismo caudal las densidades de las pulpas frías y calientes fueran las mismas.

4.3.2.- Instalación para operación discontinua en varias etapas

En este caso el cambiador funciona solo por riego; toda la experiencia se realiza de la misma forma que en la instalación pequeña; su duración es bastante superior dada la mayor masa de guijarros a calentar; dado el elevado número de puntos de medida de temperaturas (ocho) fué necesaria la colaboración de cuatro personas para llevar a cabo la experimentación.

En esta instalación todas las experiencias se realizaron utilizando como fluido agua solamente.

4.3.3.- Instalación para operación continua con varias etapas.

La experimentación se realiza haciendo pasar el fluido caliente por tres lechos consecutivos y el frío por cuatro; esto se hace simultáneamente por lo que su funcionamiento es continuo. Para conseguirlo, una vez que están los depósitos de alimentación llenos, se procede como sigue: Se hace llegar el fluido, frío y caliente, a los lechos por medio de dos bombas fijándose el caudal medido en un rotámetro al que se va a realizar la experiencia mediante dos válvulas colocadas a la salida de las bombas. Al poner en funcionamiento éstas se pone en marcha el cronómetro que indica en cada momento el tiempo que va transcurriendo. En cuanto el fluido alcanza el extremo del primer lecho se pone en funcionamiento la bomba siguiente que envía este al contiguo y así hasta que todas las bombas están en operación y el fluido alcanza la salida. Cuando todo el conjunto está en funcionamiento, cosa que se alcanza en un minuto aproximadamente se empiezan a registrar las temperaturas de entrada y salida de cada lecho de minuto en minuto; dado que el número de puntos de medida termómetros es de catorce fué necesaria la colaboración de cuatro personas para rea -

lizar las experiencias.

Como los lechos tienen una capacidad limitada de calor el primero del cambiador se satura al cabo de pocos minutos por lo que la alimentación se cambia al siguiente haciendo entonces que el fluido caliente empiece a salir por el siguiente lecho al que lo hacía el instante anterior que ya está frío y de esta manera se mantiene constante el número de lechos que forma la zona que se calienta del cambiador. Esta operación se realiza de la misma manera en la zona fría y simultánea con la de la caliente ya que se comprobó que el tiempo de calentamiento y enfriamiento de un lecho es el mismo. El criterio de saturación es en ambos casos que las temperaturas de entrada y salida del mismo lecho sean aproximadamente iguales. Un esquema de dos momentos distintos de la instalación (antes y después de cambiar la alimentación) se dan en la fig. 3.5. Una vez realizada esta operación se continua tomando temperaturas con la misma frecuencia que al principio; cuando de nuevo se repite la saturación de los primeros se cambian las alimentaciones y así hasta conseguir llevar a régimen estacionario toda la instalación es decir que las temperaturas evolucionen de la misma forma en el tiempo, esto se consigue tras cambiar unas ocho veces las alimentaciones; el tiempo entre dos cambios es función inversa del caudal.

Para realizar una experiencia completa son neces

rios unos 400 litros de fluido, tanto caliente como frio; como los depósitos almacenadores tienen una capacidad de 200 litros es necesario interrumpir la experiencia para llenar y calentar de nuevo, para hacer esto se aprovecha el momento del cambio de alimentaciones, la operación dura unos diez minutos tiempo éste suficientemente corto como para que no varien apreciablemente las condiciones del sistema por estar bastante bien aislado térmicamente. Una vez dispuesto todo se continua como al principio.

Las experiencias se realizan para caudales diferentes, como el fluido hay que pasarlo de unos lechos a otros se necesita ajustar perfectamente el caudal de bombeo al de llegada para evitar que se desceben las bombas, operación ésta nada fácil; para conseguirlo se colocó a la salida de cada bomba una válvula con la que se hace este ajuste.

Al comienzo de cada experiencia se toma la temperatura media a la que se encuentran todos los lechos; esta temperatura se considera igual a la del ambiente ya que entre una experiencia y otra hay tiempo suficiente como para que los lechos alcancen ésta.

En esta instalación como en la anterior todas las experiencias se realizaron con agua.

5. MEDIDAS REALIZADAS

5.1.- MEDIDAS PREVIAS

5.1.1.- Diámetro de los guijarros

Dado que los guijarros que componen el lecho son de forma muy irregular, a pesar de haberse elegido entre muchos cuidadosamente, hay que caracterizarlos por una dimensión. Para ello se tomó una muestra que suponía del 6 al 13 %, según la irregularidad de los que contenía el lecho, se midieron sus dimensiones máxima y mínima y se calcularon los valores medios de éstas que posteriormente se emplearon para obtener el diámetro equivalente de los guijarros según la ecuación de Andersen

$$d = \sqrt[3]{\frac{2 d_1^2 + 2 d_2^2}{d_1 + d_2}}$$

en la que d_1 y d_2 son las dimensiones medias máximas y mínimas.

La bondad de esta magnitud calculada según la fórmula anterior se comprobó cuando, una vez medida la densidad de los guijarros, se halló la masa de estos suponiéndoles esferas de ese diámetro que coincidía con gran aproximación con la obtenida por pesada de todos ellos.

5.1.2.- Formación del lecho. Volumen de huecos.

El lecho se forma echando los guijarros al azar dentro de la carcasa que le da forma. La primera vez se contaron los guijarros que lo formaban, para comprobar la in - fluencia de su colocación en el volumen del mismo se volvieron a sacar e introducir de nuevo viéndose que practicamen-te el lecho se formaba con el mismo número de ellos; esta operación se repitió con los demás tamaños y sucedía lo mismo para todos ellos.

Pero un lecho no solo se define por el tamaño de las partículas que lo forman sino que es necesario conocer su porosidad definido como:

$$\xi = \frac{\text{Volumen ocupado por los huecos}}{\text{Volumen total del lecho}}$$

Para ello se midió el volumen del lecho llenando la carcasa de agua sin guijarros; después se formó el le - cho y se volvió a llenar de agua que ocupó los huecos deja - dos por los guijarros. Se repitió esta operación para dis - tintas colocaciones de éstos y en todos los casos la porosidad resultó ser prácticamente la misma; también esto se comprobó en los demás lechos. Los valores se dan en la tabla 4.1.

5.1.3.- Medida de la densidad de la arcilla.

Para conocer la densidad de las pulpas es necesario hallar la de la arcilla que las constituye; para ello se tomó arcilla finamente molida y se introdujo en una estufa en la que estuvo el tiempo suficiente para que perdiese la humedad que contenía. Después se tomaron cinco matraces aforados de 100 cm^3 de capacidad que se pesaron secos y también llenos de agua destilada; una vez realizada esta operación se tomaron muestras de 5 gramos de arcilla seca y se echaron en los matraces a los que se añadió agua destilada que se mezclaba con la arcilla y se enrasaron de nuevo teniendo la precaución de eliminar todas las burbujas de aire que había en el matraz mediante vacío; de nuevo se pesaron los matraces y con las cantidades obtenidas se dedujo la densidad de la arcilla que era 2.7 gr/cm^3 .

5.1.4.- Experiencias previas

En las experiencias previas se intentó familiarizarse con la instalación y su forma de manejo.

Al principio se hicieron una serie de ensayos sin que se tuviese en cuenta los resultados obtenidos y se observó que la temperatura de entrada del líquido variaba a lo largo de la experimentación de 3 a 6 $^{\circ}\text{C}$ según el tiempo

que ésta durase ; con objeto de disminuir esta variación se aisló bien el depósito del líquido de entrada y además el su ministro de vapor permanecía abierto durante el ensayo en una cantidad tal que compensaba las pérdidas, con esto se logró que la variación de temperatura fuese de 2° C en los casos más extremos es decir a caudales bajos.

Cuando la instalación empezó a funcionar en la mo dalidad de riego se pensó que la distribución del líquido en el lecho no sería buena ya que su diámetro con respecto al del orificio de entrada era unas diez veces mayor. Esto se comprobó descubriendo el lecho y observando que los guijarros próximos a las paredes no estaban mojados por el a - gua, para conseguir una buena distribución se construyó un distribuidor consistente en una placa perforada de forma ligeramente cónica con el que se hicieron ensayos, antes de colocarle en el lecho, para ver su eficacia, una vez compro - bada ésta se introdujo en la cabeza del lecho y se resolvió el problema de la mojabilidad.

En esta misma modalidad se estudió cual era el caudal máximo para el que el lecho se empezaba a inundar, para ello se colocó paralelo a este un tubo de vidrio de pequeño diámetro conectado a la base del cambiador mediante el que se podía saber cual era el nivel que el líquido alcanzaba en él. Con esto se obtuvo cual era el máximo caudal con el que se podía experimentar en esta modalidad sin lle-

gar a inundación.

5.2.- EXPERIENCIAS DEFINITIVAS

Una vez que la instalación se puso a punto se realizaron las medidas que han servido para el estudio del proceso. Estas consistieron en registrar las temperaturas de entrada y salida del fluido que recorría el lecho primero calentando y después enfriando de la forma que se ha explicado en 4.3.1. Estas medidas se repitieron para diferentes caudales de paso variando desde unos 50 cm³/seg. hasta 200 cm³/sg., entre estos extremos se hicieron siete experiencias para cada lecho de diferente tamaño de guijarro. Como el enfriamiento se llevaba a cabo a continuación del calentamiento se intentaba que los dos procesos se hiciera con el mismo caudal pero esto no se conseguía nunca exactamente porque el medidor de caudal daba valores diferentes para la misma indicación manométrica.

Este mismo tipo de experiencia se realizó en todas las instalaciones y con los diferentes fluidos empleados, es decir, agua y pulpa.

El registro de temperaturas era manual en intervalos regulares de tiempo (4.3.1) los termómetros empleados estaban divididos en grados centígrados pudiéndose apreciar

hasta medio grado.

La duración de la experiencia era función del caudal y de la diferencia de temperaturas existente entre la del lecho al principio del ensayo y la del fluido. Como esta diferencia era unos 65 °C siempre, el tiempo oscilaba entre 35 y 15 minutos en inundación y entre 30 y 10 minutos para riego en la instalación pequeña y para los caudales máxicos aquí manejados que van de 550 a 200 kg/hr. En el cambiador largo para riego era de 15 a 25 minutos.

En cuanto a la reproductibilidad de estas medidas se comprobó que eran las mismas realizándolas en días diferentes bajo las mismas condiciones de ensayo. En ningún momento se observó alguna anomalía.

5.3.- RESULTADOS EXPERIMENTALES. REPRESENTACION

Se presentan en forma de gráficas en las que cada una se obtiene de una experiencia.

La representación gráfica utiliza los valores de la relación $\frac{T_e - T_m}{T_{e,o} - T_m}$ para calentamiento y para enfriamiento, donde

$T_{e,o}$ = temperatura de entrada del fluido, que

permanece constante, en °C.

T_e = Temperatura de salida del fluido, que varía con el tiempo hasta alcanzar casi el valor de $T_{e,0}$, en °C

T_m = Temperatura media del lecho en °C frente al valor del término $Z = vt-x$, donde

v = velocidad real de paso en m/seg.

t = tiempo en que T_e se considera en seg.

x = longitud del lecho en m.

En ordenada se representa $\frac{T_e - T_m}{T_{e,0} - T_m}$ y en abscisas Z . Las gráficas obtenidas son curvas asintóticas al valor 1 de ordenadas.

El valor de $T_{e,0}$ se obtiene como ya se ha dicho, de la experiencia en distintos momentos. El valor de T_m representa en calentamiento la temperatura del lecho en el momento de comenzar los ensayos y que en todas ellas fué de 10 a 15 grados. Para conocerlo se hacía pasar agua fría hasta que se igualaba la temperatura de entrada y salida de ésta considerando entonces esta temperatura como la del lecho. Para el proceso de enfriamiento se tomaba para valor de T_m la que tenía el lecho al finalizar el proceso de calentamiento menos un grado, ya que este proceso se realizaba inmediatamente que se terminaba el de calentamiento. Se consideraba un grado menos por las pérdidas que había al

ambiente en el tiempo existente entre final del calentamiento y comienzo del enfriamiento.

A continuación se presenta, a título de ejemplo, las medidas tomadas en una experiencia, correspondiente a inundación, en el lecho de tamaño medio ($d = 2.9$ cm) y con un caudal de 198 Kg/hr.

En la tabla 5.1 se exponen los datos tal y como se toman en la experiencia. En la 5.2 elaborados para su representación gráfica y posterior comparación con las curvas obtenidas con el modelo teórico. (Ver cap. 6).

TABLA 5.1

$Q = 198 \text{ Kg/hr}$, $T_m = 11 \text{ }^\circ\text{C}$

<u>t (min)</u>	<u>T_{eo} (°C)</u>	<u>T_e (°C)</u>
7	78'5	40'5
8	78'5	43'3
10	78'6	48'2
12	78'5	52'2
14	78'5	56'4
16	78'0	60'4
18	77'6	63'0
20	77'4	64'2
22	77'0	65'3
24	76'7	68'1
26	76'5	69'3
28	76'0	70'1
30	75'8	70'8
32	75'2	71'2
34	74'8	71'8
36	74'4	72'0
38	74'0	72'1
40	73'4	72'4

TABLA 5.2

<u>t (seg.)</u>	<u>z</u>	<u>$T_e - T_m / T_{e,0} - T_m$</u>
420	0'243	0'436
480	0'421	0'476
600	0'776	0'548
720	1'131	0'610
840	1'486	0'674
960	1'842	0'738
1.080	2'197	0'780
1.200	2'552	0'800
1.320	2'907	0'830
1.440	3'262	0'860
1.560	3'618	0'890
1.800	4'328	0'923
2.040	5'038	0'954
2.400	6'104	0'984

6. DISCUSION DE RESULTADOS

6.1.- PLANTEAMIENTO DEL MODELO MATEMATICO. ECUACIONES GENERALIZADAS.

El sistema en estudio consiste en un lecho estacionario de partículas sólidas, inicialmente a una temperatura uniforme, a cuyo través circula un fluido que entra al lecho en forma continua y a una temperatura constante, pero diferente a la que poseen las partículas. Entre el fluido y el sólido se produce un intercambio de energía térmica en régimen no estacionario que tiene lugar a través de las tres etapas siguientes:

1. Conducción y convección en el seno del fluido que llena los huecos existentes entre las partículas del lecho.
2. Transferencia de calor en la capa límite que se forma junto a la superficie exterior de cada partícula.
3. Conducción a través del material sólido de cada partícula.

Las etapas 1 y 3 se explican por la aparición de los gradientes de temperatura que pueden describirse mediante la ecuación de cambio de energía térmica, con las simplificaciones adecuadas según las características propias de

cada medio. La etapa 2 constituye una condición de contorno, que permite relacionar la temperatura del fluido con la del sólido y, por lo tanto, las ecuaciones de cambio en ambos medios. Para que el modelo matemático esté completo y el sistema de ecuaciones pueda resolverse, deberán añadirse una condición límite, que especifique la constancia de la temperatura del fluido en el plano de entrada del cambiador y una condición inicial, que establezca la temperatura de ambos medios (sólido y fluido) en el instante en que comienza el proceso.

La ecuación general de conservación o cambio de energía térmica para un medio continuo y homogéneo, de propiedades constante, adopta la forma

$$K \nabla^2 T + \rho c \vec{v} \cdot \vec{\nabla} T + G = \rho c \varepsilon \frac{\partial T}{\partial t} \quad (1)$$

donde

- T : temperatura, °C
- t : tiempo transcurrido desde el instante en que se produce el contacto entre ambos medios, segundos.
- K : conductividad térmica del medio, Kcal/m. °C seg.
- c : capacidad calorífica del medio, Kcal/kg. °C
- ρ : densidad del medio, Kgr./m³

- \vec{v} : velocidad de desplazamiento del medio, m/s.
- G : cantidad de energía térmica generada, por unidad de tiempo, en la unidad de volumen del medio, Kcal/m³ seg.
- ξ : fracción de huecos del medio en el cual tiene lugar el transporte de energía térmica, m³ de volumen útil/m³ de volumen total.

Las condiciones necesarias para la aplicación de la ecuación (1) se cumplen en todos los sistemas que se estudian en este trabajo, tanto en el interior como en el exterior de las partículas sólidas.

6.1.1.- Balance en el interior de las partículas.

Es evidente que, en este caso, $v = 0$ y, puesto que no tiene lugar ninguna reacción química, ni nuclear, ni conducción eléctrica, ni existe ninguna fuente o sumidero de calor, $G = 0$.

Con estas simplificaciones, la ecuación (1) se convierte en:

$$K \nabla^2 T_i = \int_P c_P \frac{\partial T_i}{\partial t} \quad (2)$$

donde T_i representa la temperatura, en °C, del interior

de la partícula, función de la posición y del tiempo; el subíndice P indica que se trata de una propiedad de la partícula.

Considerando que cada partícula sólida es esférica o puede asimilarse a esta forma geométrica y que, en cada instante del proceso, toda su superficie se encuentra sometida a un valor de temperatura uniforme, la conducción térmica en su interior tendrá lugar solo en el sentido radial. En estas condiciones, la ecuación (2) adopta la forma simplificada siguiente:

$$K \left(\frac{\partial^2 T_i}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial T_i}{\partial r} \right) = \rho_P c_P \frac{\partial T_i}{\partial t}$$

o bien

$$\frac{K}{\rho_P c_P} \left(\frac{\partial^2 T_i}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial T_i}{\partial r} \right) = \frac{\partial T_i}{\partial t} \quad (3)$$

6.1.2.- Balance en el exterior de las partículas.

Debido al efecto de mezcla en los huecos entre partículas y suponiendo que no se producen canalizaciones ni zonas de circulación preferente, puede admitirse que se anulen los perfiles radiales de temperatura en el fluido ex

terior a las partículas.

Además, si la conductividad del fluido no es demasiado grande y su velocidad no es demasiado pequeña, la conducción de calor en su seno puede suponerse despreciable frente al transporte debido al movimiento del fluido. Si la velocidad es suficientemente elevada, puede despreciarse la dispersión radial.

En estas condiciones

$$K_e \nabla^2 T_e = 0$$

$$\nabla T_e = \frac{\partial T_e}{\partial z}$$

con lo que la ecuación (1) adopta la forma siguiente

$$v \frac{\partial T_e}{\partial z} + \xi_B \frac{\partial T_e}{\partial t} + \tilde{R} = 0 \quad (4)$$

ecuación en la que se ha tenido en cuenta que tanto el término de generación como el gradiente axial de temperatura son negativos y

$$\tilde{R} = \frac{G}{\rho_e c_e}$$

En las expresiones anteriores, el subíndice e indica que la variable o parámetro afectado se refiere al fluido exterior a las partículas.

Dividiendo por ϵ_B ambos miembros de la ecuación (4) se obtiene

$$v \frac{\partial T_e}{\partial z} + \frac{\partial T_e}{\partial t} + \tilde{R}' = 0 \quad (4a)$$

ecuación en la que v es la velocidad "real" de circulación del fluido a través del lecho y todos los términos se expresan en $^{\circ}\text{C}/\text{seg}$.

El término de generación, \tilde{R}' puede evaluarse teniendo en cuenta que todo el calor que pierde (o gana) el fluido pasa al (o proviene del) interior de las partículas sólidas. Por lo tanto:

$$\tilde{R}' = (4\pi R_p^2) \bar{n} \frac{1}{\epsilon_B \rho_e c_e} \cdot K \left(\frac{\partial T_1}{\partial r} \right)_{r=R_p} = \frac{S}{\epsilon_B \rho_e c_e} K \left(\frac{\partial T_1}{\partial r} \right)_{r=R_p} \quad (4b)$$

donde $S = 4\pi R^2 \cdot \bar{n}$ es la superficie exterior de las partículas (disponible para el intercambio térmico con el me -

dio exterior) por unidad de volumen de lecho. Puesto que,

$$\bar{n} = \frac{\rho_B}{\frac{4}{3} \pi R_p^3 \cdot \rho_p} = \frac{3 \rho_B}{4 \pi R_p^3 \rho_p} \quad (4c)$$

el valor de S puede determinarse con facilidad, siempre que se imponga que toda la superficie exterior de las partículas se encuentra en contacto con el fluido.

Sustituyendo (4b) en (4a), ésta adopta la forma

$$v \frac{\partial T_e}{\partial z} + \frac{\partial T_e}{\partial t} + \frac{S}{\varepsilon_B \rho_e c_e} K \left(\frac{\partial T_i}{\partial r} \right)_{r=R_p} = 0 \quad (5)$$

En las ecuaciones anteriores, aparecen las variables y parámetros nuevos cuya significación se indica seguidamente:

- T_e = temperatura del fluido en el exterior de las partículas, °C
- $T_{e,0}$ = temperatura del fluido a la entrada en el lecho, °C
- T_i = temperatura del sólido en su interior °C
- T_m = temperatura media del sólido al comienzo de la experiencia °C.

- K_e = conductividad térmica del fluido, Kcal/
/m. seg. °C
- K = conductividad térmica de las partículas,
Kcal/m.seg.°C
- ρ_B = densidad del lecho de partículas Kg/m³
lecho.
- ρ_P = densidad media de las partículas Kg/m³
partícula.
- ρ_e = densidad del fluido, Kg/m³ fluido.
- C_e = calor específico del fluido, Kcal/Kg.°C.
- ξ_B = porosidad del lecho, m³ huecos/m³ lecho.
- R_p = radio medio de la partícula, m. partícula
- \bar{n} = número de partículas por unidad de volu-
men del lecho, 1/m³ lecho.
- z = distancia de cualquier punto del lecho
al plano de entrada, m.
- V = velocidad de paso del fluido consideran-
do la sección libre del lecho, m.lecho/
seg.
- v = V/ξ_B = velocidad real de paso del flui-
do por el lecho, m/seg.

6.1.3.- Condiciones de contorno

- a) En la superficie de cada partícula debe cumplir

se la condición de que todo el calor que atraviere la capa estacionaria de transferencia, procedente del seno del fluido, se transmite por conducción al interior de la partícula, es decir:

$$h (T_e - T_i)_{r=R_p} = K \left(\frac{\partial T_i}{\partial r} \right)_{r=R_p}$$

o bien,

$$\frac{h}{\rho_P c_P} (T_e - T_i)_{r=R_p} = \frac{K}{\rho_P c_P} \left(\frac{\partial T_i}{\partial r} \right)_{r=R_p} \quad (6)$$

donde

h = coeficiente de convección superficial, Kcal/m^2
seg. $^{\circ}\text{C}$.

b) En el plano de entrada del lecho, la temperatura del fluido se mantiene constante a lo largo de todo el proceso

$$t \gg 0 : z = 0, \quad T_e = T_{e0} \quad (7)$$

6.1.4.- Condición inicial

Se supondrá que antes de comenzar a pasar el fluido a través del lecho, este se encuentra en contacto con fluido estacionario y ambos a una temperatura uniforme que se designará por T_m :

$$t = 0 \quad 0 \leq z < z_0 \quad T_e = T_i = T_m \quad (8)$$

6.2.- RESOLUCION DEL SISTEMA DE ECUACIONES

Las ecuaciones en derivadas parciales (3) y (5), las condiciones de contorno (6) y (7) y la condición inicial (8), constituyen un modelo matemático apropiado para el proceso de intercambio de calor entre un lecho fijo de partículas sólidas y un fluido que circula a su través.

6.2.1.- Reorganización de las ecuaciones. Cambio de variables.

Con objeto de facilitar la resolución del sistema de ecuaciones antes mencionadas se introdujeron las nuevas variables adimensionales:

$$Y^* = \frac{h \ S}{C_1 \ v \ \epsilon \ B} z \quad (9)$$

$$Z^* = \frac{h \cdot f_P}{V_P \ C_S \ v} (v \ t - z) \quad (10)$$

donde

C_1 = calor específico del líquido, Kcal/m³ °C.

C_S = calor específico del sólido, Kcal/m³ °C.

f_P = superficie de la partícula, m²

V_P = volumen de la partícula, m³

el resto de las variables tienen el significado expuesto anteriormente.

Sustituyendo expresiones (9) y (10) en las ecuaciones (3), (5), (6), (7) y (8) se obtienen otras en forma adimensional y que son:

$$\frac{\partial T_i}{\partial Z^*} = \frac{1}{3 \ B_1} \left(\frac{\partial^2 T_i}{\partial \rho^2} + \frac{2}{\rho} \frac{\partial T_i}{\partial \rho} \right) \quad (11)$$

$$\frac{\partial T_e}{\partial Z^*} = T_e - T_i \quad (12)$$

$$\left(\frac{\partial T_1}{\partial \rho} \right)_{\rho=1} = B_1 (T_{e,o} - T_1)_{\rho=1} \quad (13)$$

$$T_e(\rho, Y^x=0, Z^x) = T_{e,o} \quad (14)$$

$$T_1(\rho, Y^x, Z^x=0) = T_m \quad (15)$$

donde

$$\rho = r/R_p \quad \text{y} \quad B_1 = \frac{h \cdot R_p}{K}$$

6.2.2.- Solución al sistema.

La solución utilizada es la propuesta por IVANTSOV y LYUBOV (13), en la forma (para el fluido)

$$\frac{T_e - T_m}{T_{e,o} - T_m} = 1 - 2 B_1 \sum_n \frac{\exp\left(-\beta_n^2 \cdot \frac{Z^x}{3 B_1}\right)}{\beta_n^2 - B_1(1 - B_1)} Y^x + \dots$$

donde β_n son las raíces de la ecuación

$$\frac{\tan \beta_n}{\beta_n} = \frac{1}{1 - B_1}$$

6.3.- METODO DE INTERPRETACION DE RESULTADOS

Para determinar los valores de los coeficientes de transmisión de calor h se sigue el procedimiento expuesto por Furnas (6) consistente en buscar la coincidencia de una curva teórica obtenida de la solución del modelo matemático representativo del fenómeno de transmisión de calor, con la experimental en toda su extensión.

Para calcular las curvas teóricas se introducen en el programa de cálculo, que se ha preparado para facilitar el cálculo del conjunto de experiencias efectuado, los valores de sus variables específicas que son a la vez función de los parámetros del lecho, de las propiedades del fluido y del sólido, de la velocidad del fluido a su paso por el lecho y del coeficiente de transmisión de calor h según las expresiones [9] y [10]. Se suponen varios valores h , puesto que los demás son conocidos, y el programa de cálculo da como resultado una curva para cada uno de ellos. Esta curva presenta la relación

$$\Delta T = \frac{T_e - T_m}{T_{e,o} - T_m}$$

en el plano de sólida del lecho, en función del tiempo englobado en el parámetro Z^n que viene dado por la expresión [10].

Para hacer coincidir las curvas teóricas y expe-

rimental se representan ambas en papel semilogarítmico con el mismo período superponiendo los ejes de abcisas de las migmas y desplazando la curva experimental hasta hacerla coincidir con la teórica (o viceversa), (ver fig. 6.1).

Este desplazamiento necesario para que se solapen se debe a que los parámetros representados en abcisas para cada una de las curvas se diferencian en un factor constante ya que en la teórica se representa en abcisas

$$Z^* = \frac{h}{V_p} \frac{f_p}{c_s v} (vt - x)$$

y en la experimental $Z = vt - x$

La superposición de las curvas teóricas con las experimentales es bastante buena en toda su extensión, en algunos casos se separan algo en la parte inicial debido a que es la zona de la curva en que las variaciones de la temperatura son tan rápidas que es difícil medir su valor exacto en un instante determinado por lo que esta falta de coincidencia se le puede imputar a imprecisiones en la medida de las temperaturas. En otros casos es imposible ajustar la curva experimental con una sola teórica dado que las desviaciones en la zona inicial son tan grandes que no se puede suponer errores de medidas por lo que se ajusta con dos teóricas una para cada zona lo que hace suponer que el fenómeno está gobernado por la existencia de dos coefi-

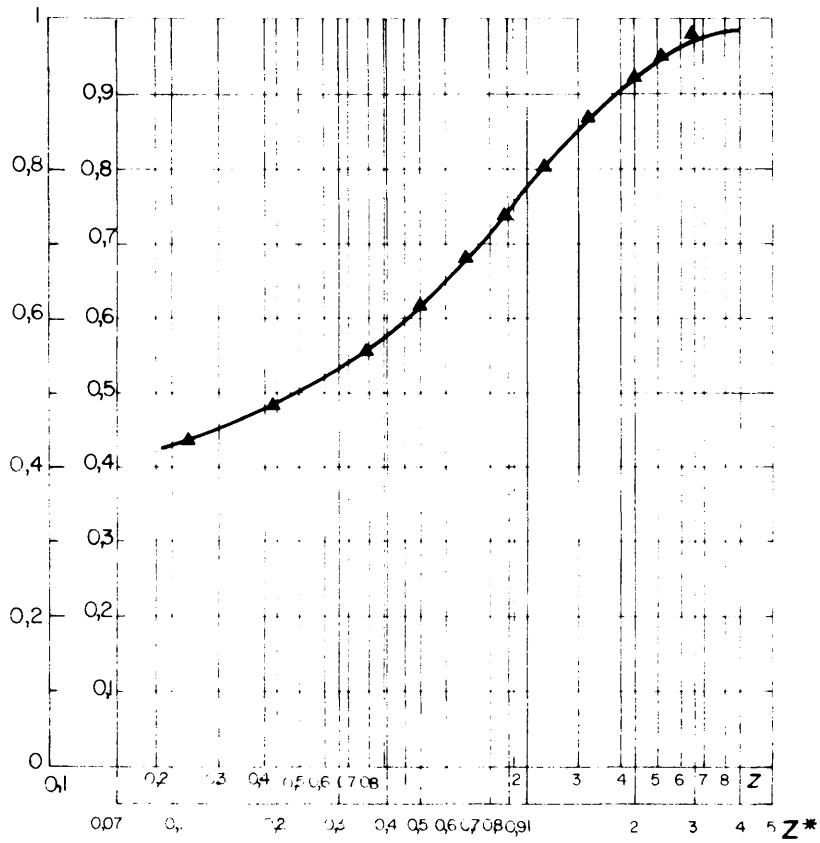


Fig.6.1.- Superposicion de una curva experimental con una teorica correspondiente a un determinado valor de h

cientes h diferentes. Esto se pondrá de manifiesto más tarde.

En cuanto a la precisión del método aumenta grandemente a medida que el valor del coeficiente h se hace más pequeño al obtenerse familias de curvas perfectamente separadas cuando h , expresado en $\text{Kcal/m}^2\cdot\text{seg. }^{\circ}\text{C}$, varía en una centésima su valor. La precisión se ve aumentada también a medida que la velocidad es más pequeña. Con velocidades del fluido de 0.2 m/seg. la variación se hace notable en cuanto a la posibilidad de ajustar las curvas, cuando el coeficiente varía en cinco centésimas.

6.4.- OBTENCION DE LOS COEFICIENTES h DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Una vez puesto a punto el programa de cálculo y representadas todas las curvas experimentales según lo requería el modelo matemático para su comparación posterior, se procedió al cálculo de los coeficientes h , objetivo fundamental de este trabajo.

Como no se tenía ni idea de cuales serían los valores de estos se partió de los que predicen las correlaciones de Gamson (14) para esta misma situación introduccióndolos en el modelo teórico así como algunos de sus multi -

plos y submúltiplos con el fin de tener un amplio espectro de curvas teóricas y ver, tras su composición con las experimentales, como de próximo o alejado se estaba de los valores buscados; este método dió buenos resultados y se encontraron pronto los valores verdaderos. Con esto se adquirió experiencia en cuanto al comportamiento del modelo matemático por lo que para posteriores valores se acertaba con facilidad.

A continuación se exponen los valores de los coeficientes h para las dos situaciones de paso del fluido a través del lecho teniendo en cuenta el tipo de fluido y si es calentamiento o enfriamiento para los tres diámetros de partículas con que se formaban los lechos.

Aunque el cálculo de h se hace a través de la velocidad de paso del fluido por el lecho, se presentan como función del caudal másico dado que esta magnitud es siempre más fácil de conocer o medir que la velocidad además de la dificultad que entraña evaluar el verdadero valor de ésta como se pone de manifiesto más adelante.

Todos los datos que a continuación se reflejan han sido conseguidos en la instalación discontinua con una sola etapa. Tras la observación de las representaciones gráficas de h frente a Q (caudal másico) en las que se ve claramente la relación lineal que tienen entre si, se

procedió al ajuste por regresión de los mismos, encontrándose en todos los casos que tenían un coeficiente de correlación r superior a 0'98. En los próximos apartados se presentan las expresiones que predicen el valor de los coeficientes.

6.4.1.- Inundación. Agua

Como valor de la velocidad de paso del fluido a través del lecho se ha tomado el cociente entre la velocidad, considerada ésta como caudal volumétrico dividido por la sección del cambiador, por la porosidad del lecho.

A continuación se presentan los valores obtenidos para los coeficientes de transmisión de calor frente a la alimentación y se dan las expresiones que los relacionan.

Calentamiento

$d = 3'9 \text{ cm}$	$h = 0'097 Q + 7'150$
$d = 2'9 \text{ cm}$	$h = 0'107 Q - 0'016$
$d = 2'1 \text{ cm}$	$h = 0'076 Q - 0'702$

En todas ellas h viene expresado en $\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{C}$ y Q en Kg./hr. En la tabla 6.1 se dan los valores de h para calentamiento y en la fig. 6.2 se representan.

TABLA 6.1
CALENTAMIENTO

Diámetro partícula = 3'9 cm.

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m² hr.°C)</u>
550	62
500	54
469'8	51'7
410	46'5
352'4	42'8
288	35'7
209'8	26'7

Diámetro partícula = 2'9 cm.

<u>Q (Kg/h)</u>	<u>h (Kcal/m²hr.°C)</u>
500'4	52'2
464'4	49'8
437'4	48
394'2	41'5
329'4	37'8
266'4	27
187'9	19'8

Diámetro partícula = 2'1 cm.

<u>Q (Kg/h)</u>	<u>h (Kcal/m²hr.°C)</u>
496'8	40
463'7	32'9
417'6	28'3
375'1	29'1
319'3	23'3
303'1	22'9
187'9	13'9

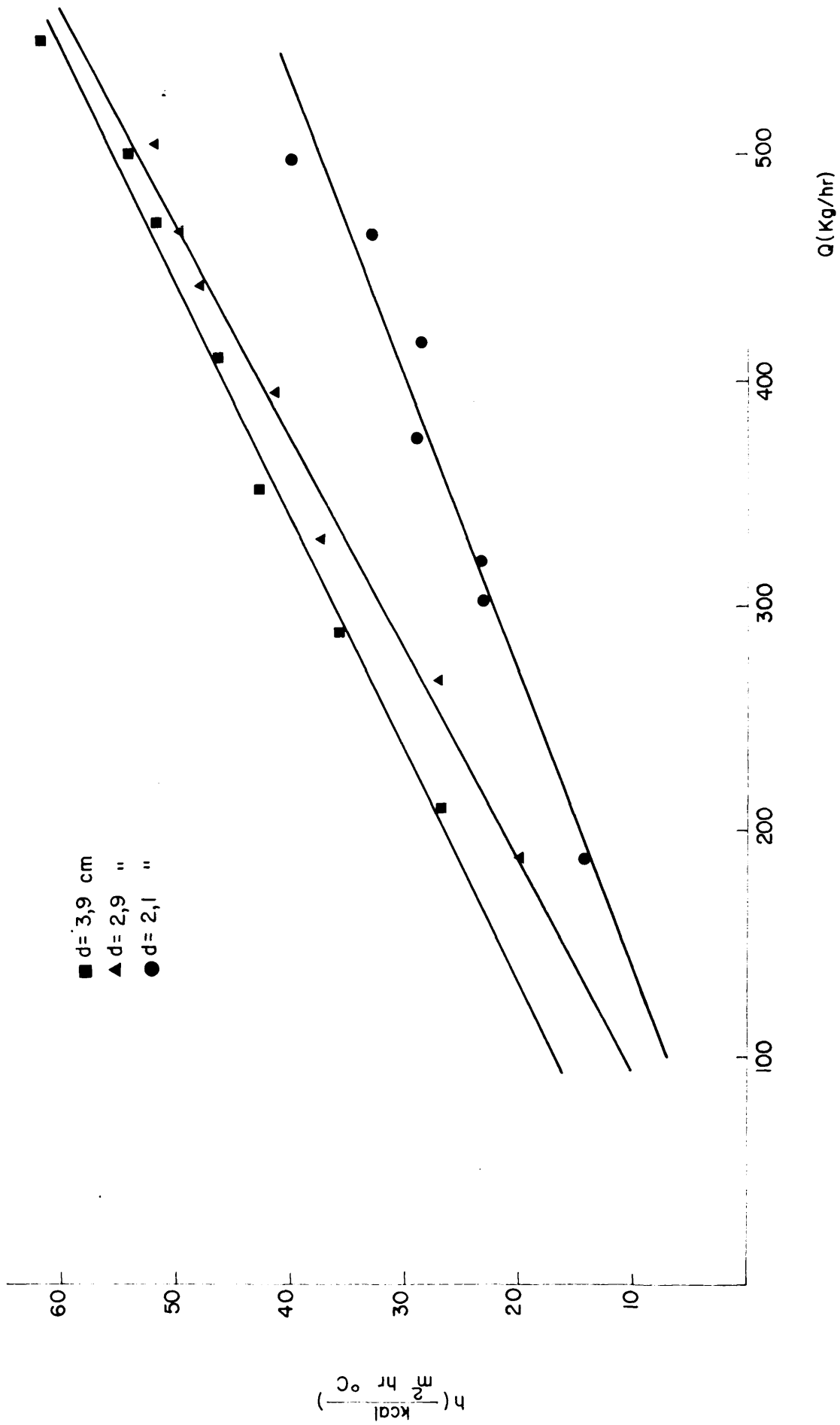


Fig.6.2. Coeficiente de transmisión de calor para inundación con agua, calentamiento

Enfriamiento

Al superponer las curvas teóricas con las experimentales se observó que, en este caso, la curva experimental no podía ajustarse con una sola teórica encontrándose dos tramos perfectamente definidos, uno, llamado zona baja, correspondiente a la parte inicial de la curva que supone del 10% al 13 %, según sea la velocidad, del tiempo total del proceso y el resto ajustable con otra llamada zona alta.

En la zona baja el coeficiente h es una función lineal de la alimentación horaria siendo esta tendencia igual para los tres lechos. En el segundo tramo o zona alta el coeficiente h es independiente prácticamente de la velocidad y también del diámetro de los guijarros aunque la dispersión de los resultados es elevada.

En la tabla 6.2 se dan los valores de h para la zona baja y en la fig. 6.3 se representan ajustándose a las expresiones siguientes en función de la alimentación Q .

$d = 3'9 \text{ cm.}$	$h = 0'268 Q - 9'490$
$d = 2'9 \text{ "}$	$h = 0'176 Q - 1'279$
$d = 2'1 \text{ "}$	$h = 0'127 Q - 2'211$

En la fig. 6.4 se representan los valores corregidos

TABLA 6.2

ENFRIAMIENTO

Diámetro partícula = 3'9 cm

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.°C)</u>
484'9	126
450	111'6
420'1	101'8
370	86'4
322'5	72
262'4	61'2
187'6	45'2

Diámetro partícula = 2'9 cm

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.°C)</u>
515'9	90
442'8	77'4
406'1	68'4
344'1	59'4
276'5	46'8
198	34'2

Diámetro partícula = 2'1 cm

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.°C)</u>
522	64'8
493'2	61'2
446'4	54
396	46'8
348'5	41'4
296	36
206	24'5

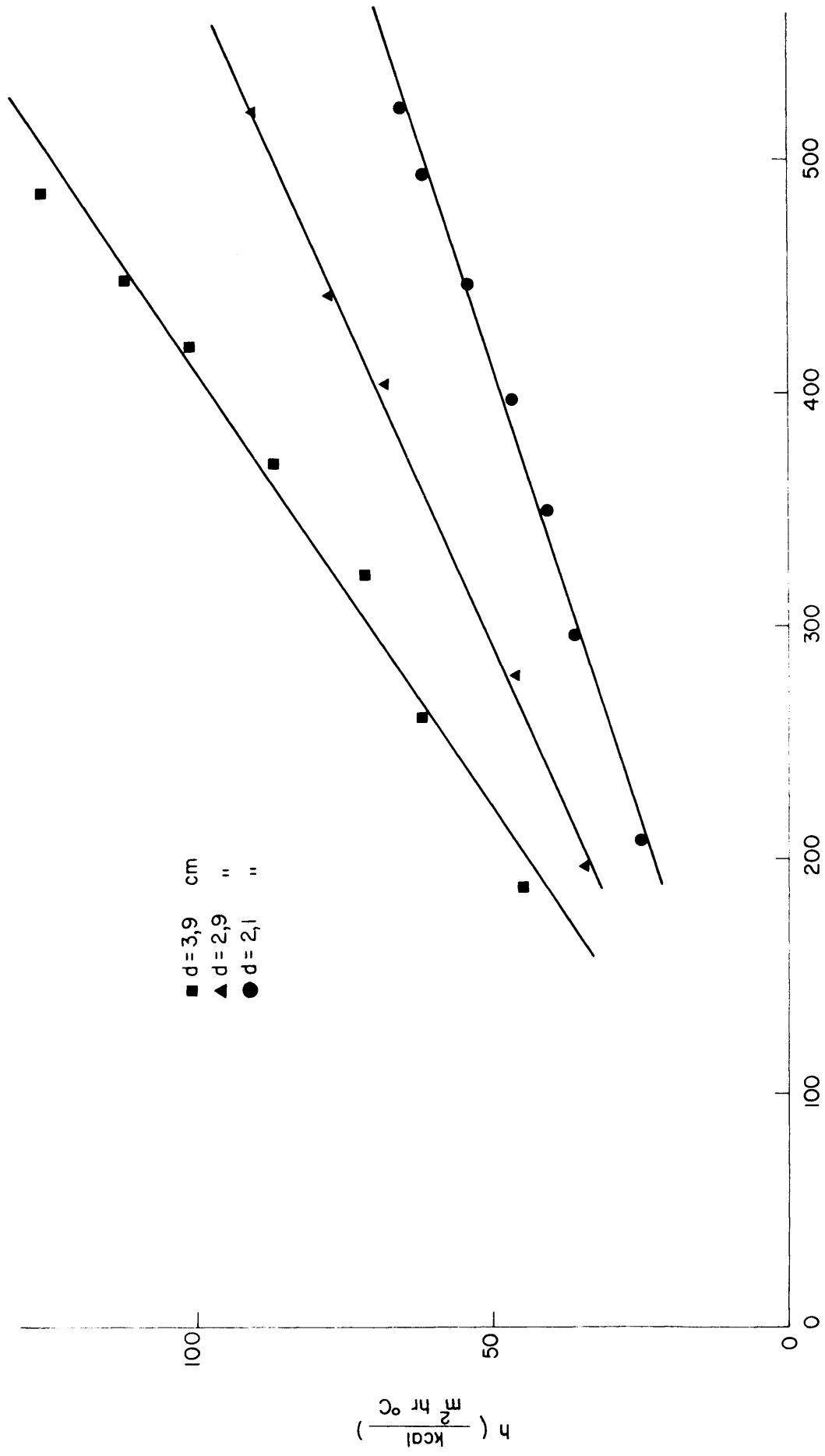


Fig.6.3.-Coeficiente de transmisión de calor para inundación con agua, enfriamiento, zona baja.

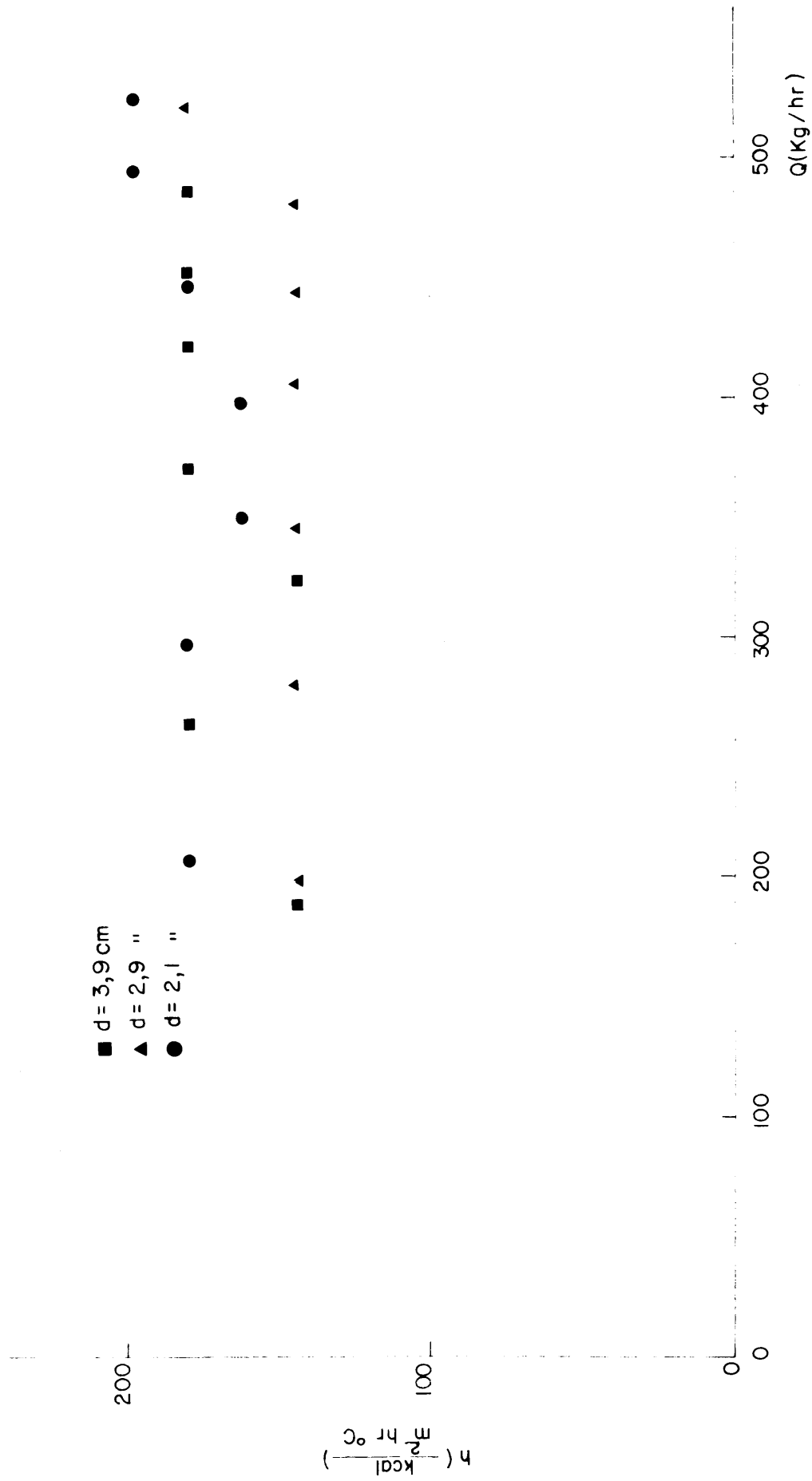


Fig.6.4.Coefficiente de transmisión de calor para inundación con agua, enfriamiento, zona alta

pendientes a la zona alta. Como puede observarse los valores para los diferentes tamaños de guijarros están entremezclados y son prácticamente independientes de Q a pesar de la gran dispersión.

6.4.2.- Inundación. Pulpa.

Para este fluido se siguió el mismo tratamiento teórico y experimental que para el agua, siendo la única diferencia el valor de sus propiedades afectada por la concentración de sólidos presentes en la pulpa. Esta dependencia supone que sea una variable más que no existía en el agua y su influencia se discutirá posteriormente.

Los coeficientes, sin tener en cuenta la concentración de sólidos sino el caudal másico, vienen representados en las figs. 6.5 y 6.6. Como puede observarse la dependencia de h frente a Q es lineal por lo que el ajuste por mínimos cuadrados conduce a las expresiones

$$\text{Calentamiento : } h = 0'187 Q + 9'2$$

$$\text{Enfriamiento : } h = 0'183 Q + 22'25$$

En este caso solo se hicieron medidas con un tamaño de guijarros correspondiente a $d = 3'9$ cm. En la tabla 6.3 se presentan los resultados obtenidos.

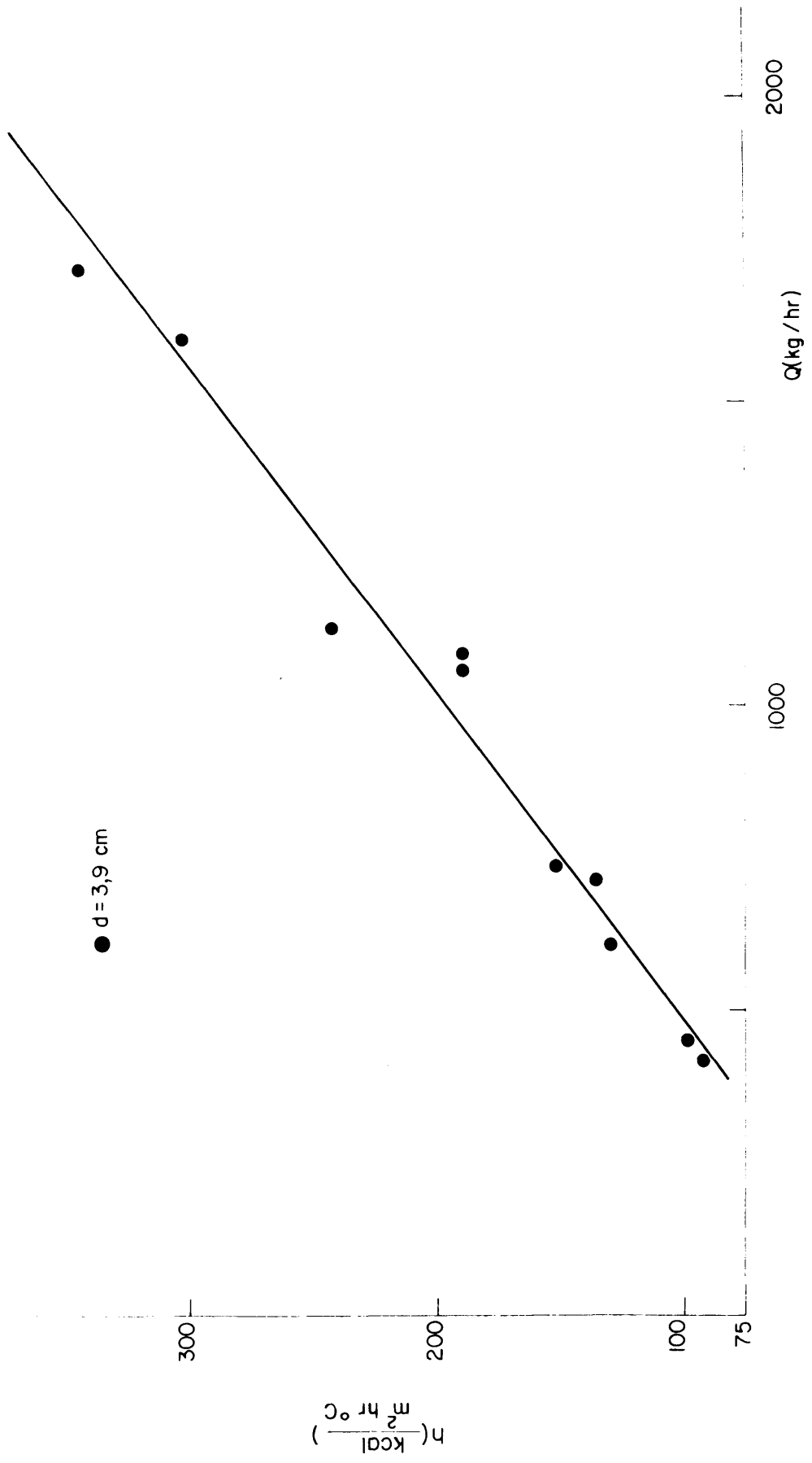


Fig.6.5. Coeficiente de transmisión para inundación con pulpa, calentamiento



Fig. 6.6.-Coeficiente de transmisión de calor para inundación con pulpas, enfriamiento

TABLA 6.3

P U L P A S

CALENTAMIENTO		ENFRIAMIENTO	
<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.sC)</u>	<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.sC)</u>
1720	345'5	1820	360
1600	302'5	1680	342
1125	243	1170	216
1080	189	1020	198
1056	189	742'5	151'2
740	151'2	700	154'8
607	129'6	408	108
711	136'8	385	97'2
420	91'8		
450	97'2		

6.4.2.1.- Influencia del contenido en sólidos de las pulpas.

Como se dijo anteriormente esta variable ha de tenerse en cuenta en las pulpas ya que influye a través de los valores de las propiedades. Con objeto de estudiar su influencia en el coeficiente h se representó el valor de h/Q frente a la concentración de sólidos, c . La razón de esta representación está en que al ser h función lineal de Q , independientemente de la concentración de sólidos, al dividir por Q desaparecen la influencia de esta variable sobre h por lo que a través de h/Q frente a otras variables se pone de manifiesto la influencia de éstas. De todas las que influyen en el sistema es la concentración la más importante. En las figs. 6.7 y 6.8 se pone de manifiesto la influencia de C sobre h/Q ; como puede observarse esta es nula sobre h ; este resultado es de gran interés al justificar la posible extrapolación de los datos obtenidos con pulpa de baja concentración a otras más concentradas. Esto se puede asegurar al menos en el intervalo de 2% al 18% en sólidos, intervalo en el que se ha llevado a cabo la experimentación en este trabajo.

6.4.2.2.- Comparación de los valores de h obtenidos con agua y pulpa.

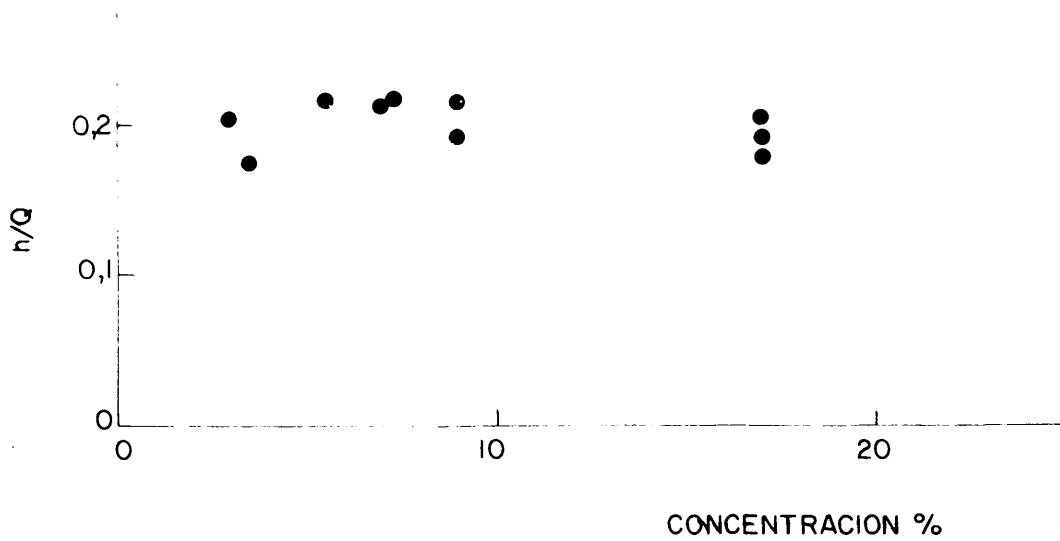


Fig.6.7.-Influencia de la concentración de solidos expresada en peso en el coeficiente h. calentamiento

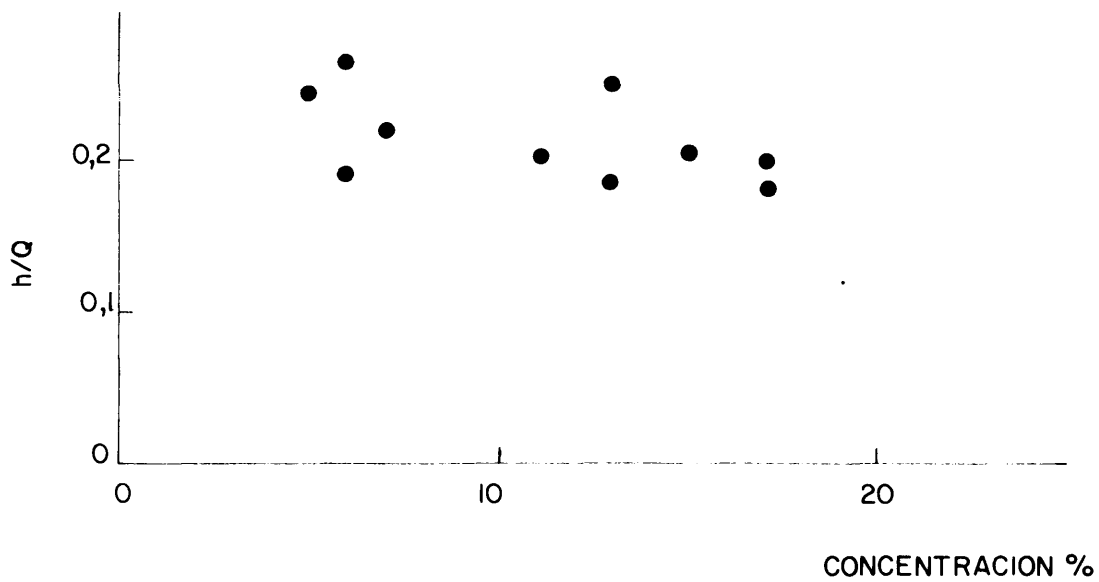


Fig.6.8.- Idem. fig.6.7.- Para enfriamiento

La comparación no se puede hacer para los mismos valores de la alimentación ya que los márgenes de experimentación solapan solo en los extremos de los intervalos por lo que únicamente en este intervalo es posible hacer la comparación con las rectas a las que se ajustan ambos valores experimentales. Estos valores se refieren a los correspondientes al lecho de mayor tamaño de partículas por ser este el utilizado en la experiencia con pulpas.

Se observa sin embargo que los de agua son inferiores a los de la pulpa debido, quizás al mayor aporte térmico por el mecanismo de turbulencia que supone el contenido en sólidos de la pulpa.

6.4.3.- Riego. Agua.

Para interpretar los resultados se utilizó el mismo modelo que para inundación ya que el planteamiento es similar. La dificultad de su aplicación radica en la medida de la velocidad real de paso del fluido a través del lecho. En inundación aunque no se medía se suponía que su valor era v/e , siendo v la velocidad de paso del fluido por el lecho como si la sección estuviera libre y e la porosidad del mismo. Este valor es aceptado y utilizado por los autores citados en el capítulo 2. Para el caso de riego en que el fluido solo moja las partículas la veloci-

dad es diferente admitiéndose que es proporcional a la saturación efectiva según la expresión v/S_e^y expuesta por Brown (15) donde v es la misma velocidad que antes, se define como

$$S_e = \frac{\text{Espacio libre ocupado por el fluido mojante y que toma parte en el flujo.}}{\text{Espacio libre que contiene a ambos fluidos en flujo.}}$$

e y un valor que puede obtenerse gráficamente en función del diámetro de partículas (ver Brown).

Como puede deducirse de la definición de S_e la dificultad de medir esta magnitud es muy grande así como es dudosa la confianza que puede ofrecer el valor de S_e tomado de la gráfica dada la gran dispersión de datos a partir de los cuales se obtiene ésta. Como consecuencia de lo anteriormente expuesto no se tomó ningún valor de acuerdo con esa fórmula.

Con el mismo objeto de encontrar el valor de la velocidad se revisó alguna bibliografía referente a columnas de relleno (16,17), y torres de humidificación y de enfriamiento (18) no encontrándose en ningún trabajo un criterio para evaluar esta velocidad.

Un método para encontrarlo sería tomar el tiempo

que tarda el fluido en alcanzar el final del lecho medido desde el momento que éste llega a la cabeza. Para ello habría que medirlo al empezar el proceso pero no sería el mismo que algún tiempo después pues parte de la primera cantidad de fluido queda retenida en los pasos del lecho por capilaridad y otra discurre más lentamente por no encontrarse la superficie de las partículas mojadas todavía por lo que se necesita un cierto tiempo para llegar a régimen pero entonces es imposible por no poder reconocer una parte de fluido de otra.

Otro camino para hallarla fué introducir una solución de rosa en la alimentación y detectar su presencia mediante análisis a la salida pero dada la gran dispersión de los datos se abandonó.

Ante esta situación se tuvo en cuenta el tiempo en que hacía aparición en el final del cambiador la onda térmica con una temperatura algo superior a la de entrada (un grado aproximadamente) con este tiempo y la longitud se calculó la velocidad que era algo diferente de unas experiencias a otro pero en todas ellas era unas diez veces superior al valor de v/e por lo que se tomó para todas ellas el valor $10 v/e$ con el que se han realizado todos los cálculos.

A continuación se presentan los resultados obte-

nidos según los criterios anteriores.

En las tablas 6.4 (calentamiento) y 6.5 (enfriamiento) se dan los valores de los coeficientes h frente a la alimentación y en las figs. 6.9 y 6.10 se representan éstos así como las rectas a las que se ajustan y cuyas expresiones son:

Calentamiento

$d = 3'9 \text{ cm.}$	$h = 2'89 Q - 38'68$
$d = 2'9 \text{ "}$	$h = 2'90 Q - 169'50$
$d = 2'1 \text{ "}$	$h = 2'65 Q - 159'10$

Enfriamiento

$d = 3'9 \text{ cms.}$	$h = 2'56 Q - 61'70$
$d = 2'9 \text{ "}$	$h = 2'40 Q - 102'00$
$d = 2'1 \text{ "}$	$h = 2'27 Q - 115'30$

En todos los casos h viene dado en $\text{Kcal/m}^2\cdot\text{hr.}$
 ΔC y Q en Kg./hr.

6.5.- INFLUENCIA DEL DIAMETRO DE LAS PARTICULAS QUE FORMAN EL RELLENO EN EL VALOR DEL COEFICIENTE h

Como puede apreciarse en las figuras 6.2 y 6.3

TABLA 6.4

CALENTAMIENTO

Diámetro partícula = 3'9 cm

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.°C)</u>
490'5	1368
450	1260
415	1188
318	864
186'5	504

Diámetro partícula = 2'9 cm

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.°C)</u>
480	1260
444	1116
420	1008
374'5	900
318	756
255	612
212'5	432

Diámetro partícula = 2'1 cm

<u>Q (Kg/hr.)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.°C)</u>
452'4	1008
371	828
315	720
257	540
183	288

TABLA 6.5

ENFRIAMIENTO

Diámetro partícula = 3'9 cm

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m²Hr.°C)</u>
514	1260
475	1116
395	972
342	864
272	630
187'5	396

Diámetro partícula = 2'9 cm

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m².hr.°C)</u>
394	864
330	684
258	504
185	360

Diámetro partícula = 2'1 cm

<u>Q (Kg/hr)</u>	<u>h (Kcal/m²hr.°C)</u>
498	1080
457'5	864
397'5	792
342	648
278'5	504
188	360

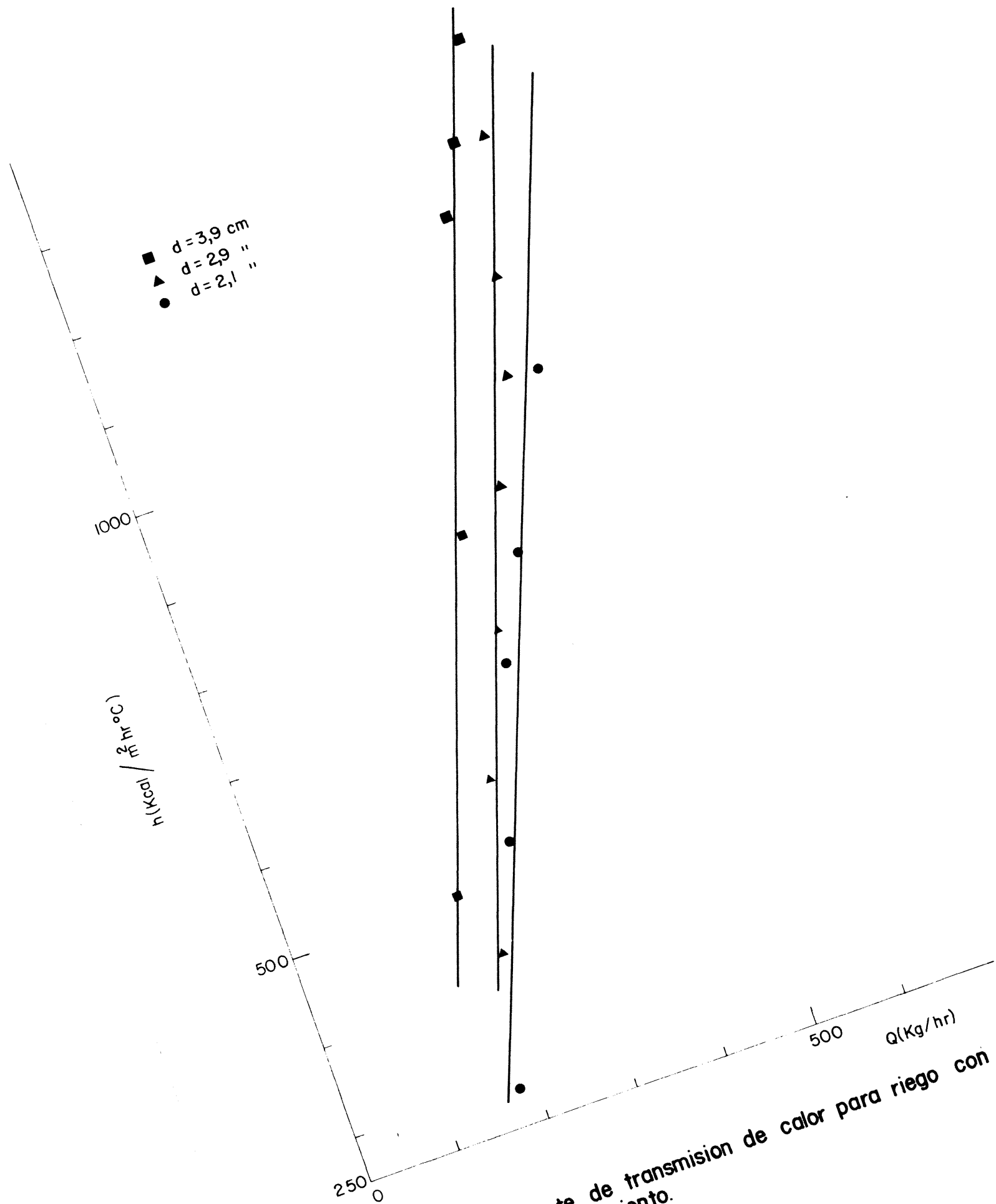


Fig.6.9.-Coeficiente de transmision de calor para riego con agua.Calentamiento.

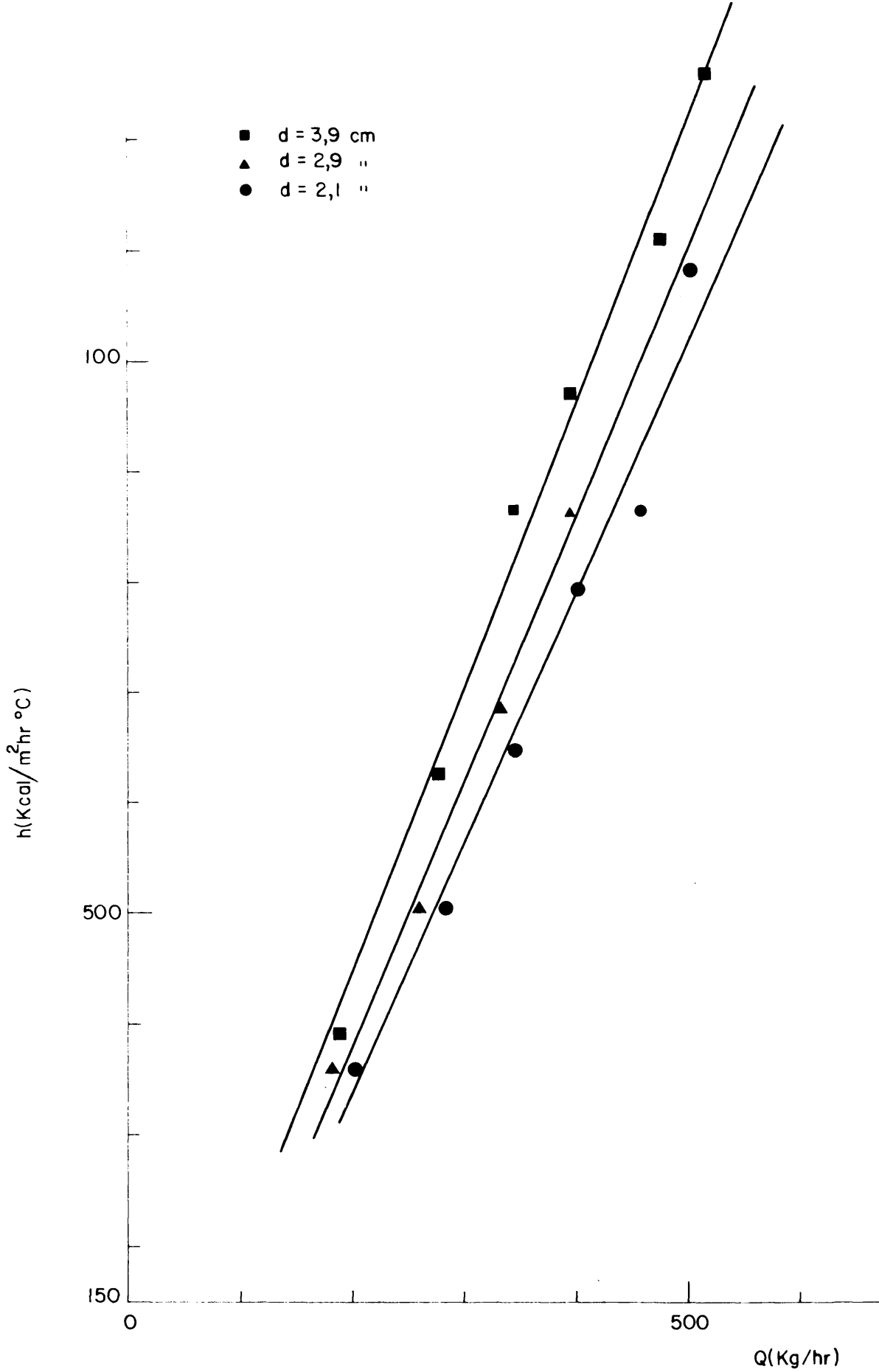


Fig.6.10.-Coeficiente de transmision de calor para riego con agua.Enfriamiento.

y en las 6.9 y 6.10 esta influencia se pone de manifiesto al obtenerse distintas gráficas para las experiencias realizadas con cada uno de ellos, esta dependencia supone que h aumente a medida que lo hace d .

Que esto es así se puede también poner de manifiesto si se realiza un balance de calor referido al lecho para dos diámetros diferentes. Sea d_1 y d_2 los diámetros de las partículas que forman los correspondientes lechos. La cantidad de calor almacenada en el lecho durante la experimentación es

$$Q = W_c C_c (T_f - T_i)$$

donde

Q = cantidad de calor transferida

W_c = masa del lecho

C_c = calor específico del lecho.

T_f = temperatura final del lecho

T_i = temperatura inicial del lecho

particularizando para cada diámetro.

$$d_1 \longrightarrow Q_1 = W_{c1} C_c (T_{f1} - T_{i1})$$

calor intercambiado en el tiempo τ_1

$$d_2 \longrightarrow Q_2 = W_{c2} C_c (T_{f2} - T_{i2})$$

calor intercambiado en τ_2

Pero dado que la experimentación siempre se realiza entre los mismos supuestos iniciales y finales

$$T_{f1} = T_{f2} \quad \text{y} \quad T_{i1} = T_{i2}$$

y que se comprueba que los tiempos de experimentación son aproximadamente iguales

$$\tau_1 \approx \tau_2$$

y las masas de los rellenos también son muy próximas

$$W_{s1} \approx W_{s2}$$

se deduce que

$$Q_1 \approx Q_2$$

de donde la velocidad de transferencia térmica Q/τ prácticamente es la misma en ambos casos

$$\frac{Q_1}{\tau_1} \approx \frac{Q_2}{\tau_2}$$

Por otro lado

$$\frac{Q}{\tau} = \bar{h} \cdot a \cdot V \bar{\Delta T}$$

donde \bar{h} = coeficiente medio de transmisión de calor
 a = superficie específica del lecho (m^2/m^3)
 V = volumen lecho
 $\bar{\Delta T}$ = gradiente térmico medio

Como V y $\bar{\Delta T}$ son los mismos en los dos casos y a disminuye cuando aumenta el diámetro de partícula, para que el producto permanezca constante ha de aumentar h . Luego h es función creciente de d como la experiencia confirma.

Con objeto de incorporar a la ecuación que predice los coeficientes esta variable se procedió a dividir los valores de h por su correspondiente diámetro encontrándose que en algunas experiencias los nuevos valores h/d quedaban sobre una misma recta si se representan frente a la alimentación horaria (fig.6.11). Esta situación se dió solamente para el caso de inundación tanto en calentamiento como en enfriamiento (zona baja) no encontrándose la misma tendencia en riego. Se deduce pues que los coeficientes para inundación pueden expresarse mediante las expresiones:

Calentamiento

$$\frac{h}{d} = 3'06 Q + 119'80$$

Se observa, en este caso, que si bien los datos se correlacionan mediante la expresión anterior con una desviación máxima del 12 %, dentro del intervalo de expe -

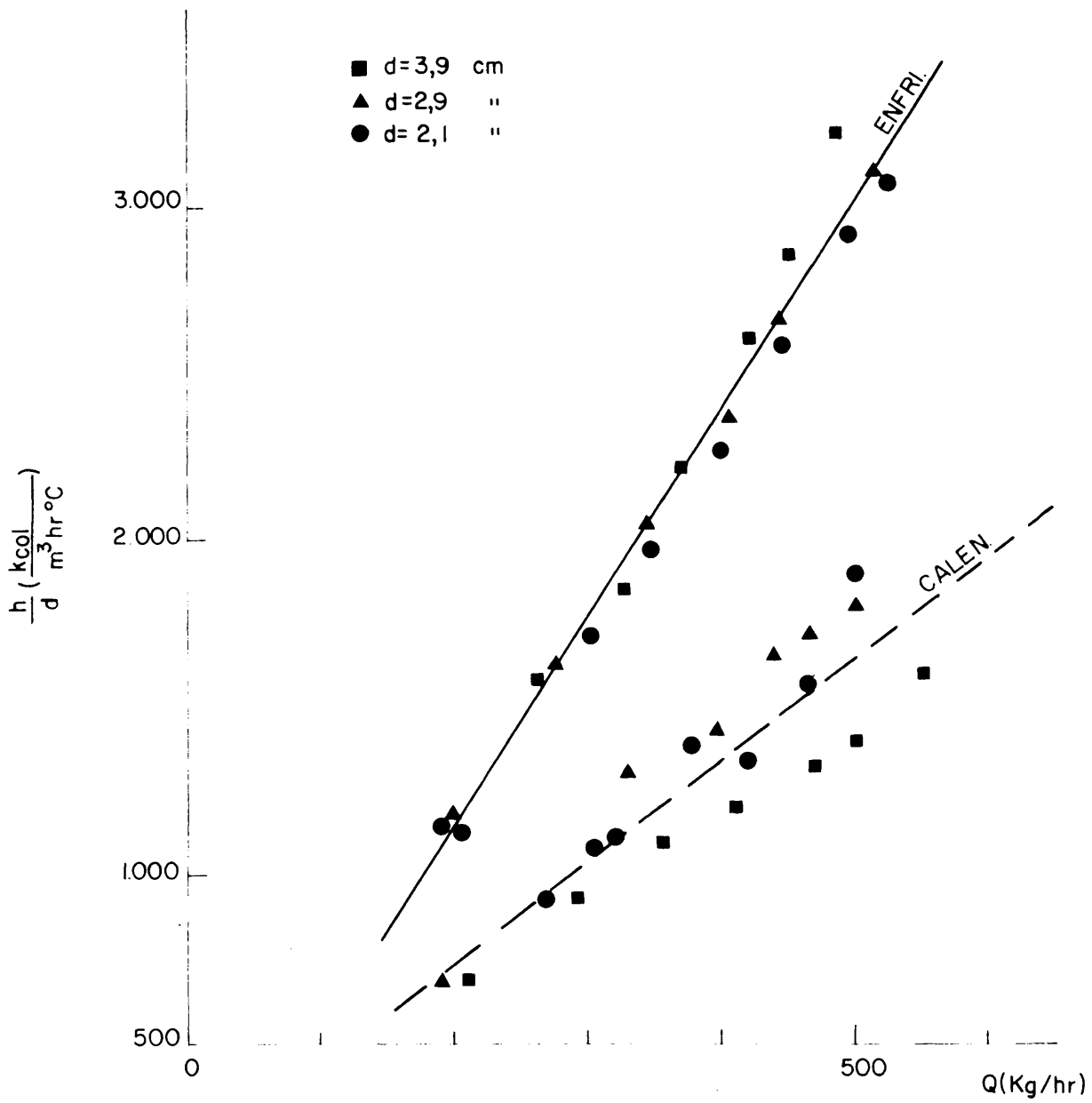


Fig.6.II.- Correlación datos de inundación

rimentación (ver fig. 6.11), los valores correspondientes al tamaño de partícula $d = 3'9$ se separan del resto mostrando una tendencia divergente respecto de los otros por lo que la línea que representa la expresión anterior se ha dibujado con líneas discontinuas para poner de manifiesto este lecho. Esta situación que, aunque de forma menos perceptible se observa en todos los datos correspondientes a este diámetro puede ser explicada por el hecho de que el lecho de 25 cm. de diámetro que está formado de partículas cuyo diámetro es 3'9 cms., los efectos de pared, que están presentes, son apreciables lo que hace difícil obtener unos datos verdaderos para este tamaño de partícula.

Enfriamiento

$$\frac{h}{d} = 6'24 Q - 100'46$$

En las dos expresiones h viene en $\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{C}$, d en m y Q en Kg/hr .

6.6.- DATOS CORRESPONDIENTES A LA INSTALACION PARA OPERACION DISCONTINUA EN VARIAS ETAPAS.

Estos datos se presentan en las tablas 6.6 (ca - lentamiento) y 6.7 (enfriamiento). De su observación se deduce inmediatamente la necesidad de solo dos etapas (2,8m. de longitud) para obtener valores que sean extrapolables a cualquier otro cambiador de mayor longitud. También se ve que una sola etapa (1'5 m) no es suficiente para conseguir una correcta información al menos en el margen de caudales en que se realiza la experimentación debido a que no da tiempo a desarrollarse en ella el perfil de temperaturas del cambiador.

En cuanto al valor de los coeficientes no se observa una influencia del caudal, de forma tan clara, pues mientras ocurre para unos caudales para otros permanece constante en contraste con la relación directa que existe en los datos correspondiente a la instalación con una sola etapa, aunque no puede establecerse una comparación correcta entre los datos de las dos instalaciones al diferir a) en sus dimensiones geométricas (1 m. altura y 0,25 m. de diámetro en la discontinua con una sola etapa y 1'4 m. y 0'15 m. en cada etapa de la otra) y b) en los márgenes de caudal de experimentación (de 500 kgs./hr. a 200 kgs./hr. aproximadamente en la primera a 1050 kgs./hr. a 500 kgs./hr. en la segunda). A pesar de todo esta tendencia no se ve - porque dado que los caudales aquí son bastantes elevados, la variación de temperaturas es tan rápida que se cometen

TABLA 6.6

CALENTAMIENTO

Long(m)	$Q=1050(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$	$Q=918(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$	$Q=792(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$	$Q=659(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$	$Q=528(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$
1'4	2160	2520	2880	2700	1440
2'8	2160	1800	1800	1800	900
4'2	2160	1800	1800	1800	900
5'6	2160	1800	1800	1440	900
7'0	2160	1800	1800	1440	900
8'4	2160	1800	1800	1440	900
9'8	2160	1800	1800	1440	900

TABLA 6.7

ENFRIAMIENTO

Long(m)	$Q=1050(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$	$Q=918(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$	$Q=792(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$	$Q=659(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$	$Q=528(\text{Kg/hr})$ $h(\text{Kcal/m}^2\text{hr}^{\circ}\text{C})$
1'4	3240	3240	3240	3240	1800
2'8	2160	1800	1800	1800	1080
4'2	2160	1800	1800	1800	1080
5'6	2160	1800	1800	1800	1080
7'0	2160	1800	1800	1800	1080
8'4	2160	1800	1800	1800	1080
9'8	2160	1800	1800	1800	1080

errores en su registro que sumados a la poca sensibilidad del modelo matemático en esos márgenes inducen un error sustancial en la apreciación del verdadero valor del coeficiente. Este problema es especialmente perceptible en el análisis de los valores correspondiente a la primera etapa en donde una variación de 55 °C en la temperatura del proceso se produce en 4 minutos y en algunos casos en menos tiempo que hace muy difícil el registro preciso de forma visual de esta evolución térmica.

Para evaluar estos datos se adoptó el mismo criterio en el valor de la velocidad de paso de fluido que en la instalación pequeña.

6.7.- COMPARACION CON OTROS METODOS DE INTERPRETACION.

La comparación directa es imposible realizarla ya que en la bibliografía referente a este problema solo se encuentran trabajos concernientes a predicción de coeficientes en lechos porosos recorridos por gases y el fluido aquí utilizado ha sido líquido por lo que la comparación solo se puede hacer en cuanto a posibles caminos en el tratamiento de los resultados experimentales.

En una revisión de la bibliografía se encuentran dos directrices seguidas por diferentes autores cuyos nom-

bres ya han sido mencionados en el capítulo 2.

La más extendida es la aplicación de las funciones de Schuman a quien ya se ha hecho referencia y que deben su difusión a Furnas (6), y al que han seguido otros autores. Para utilizar estas funciones en la determinación del coeficiente de transmisión de calor, es necesario que el tiempo requerido para que una partícula individual adquiriera una temperatura prácticamente uniforme, sea despreciable frente al tiempo que necesita para calentarse todo el lecho. Esto equivale a decir que la resistencia a la transferencia de calor sea debida solo al mecanismo externo de transmisión calorífica. Este criterio se satisface según Saunders y Ford cuando el valor de $\frac{v d C_g}{K}$ es inferior a valores comprendidos entre 8 y 12 y según Chukhanov cuando $\frac{1}{Bi} > 1 - 1'5$

Amos criterios se cumplen por el sistema aquí en estudio al ser $\frac{v d C_g}{K} \approx 5$ en el peor de los casos y el $\frac{1}{Bi} > 10$

A pesar de cumplirse las dos premisas anteriores se hizo una revisión de la solución matemática del sistema de ecuaciones que representan el modelo teórico planteado por Schuman encontrándose que las curvas que se utilizan como solución final proceden de un nuevo sistema

obtenido tras un cambio de variables y en las que se efectuó una simplificación, para facilitar la solución, que se cumplía en el sistema allí en estudio. Esta simplificación consiste en considerar el tiempo que tarda el fluido en alcanzar el final del lecho desde que empieza a fluir, como despreciable frente al de experimentación, es decir, al tiempo en que tarda el lecho en saturarse de calor. Esto no es totalmente cierto al ser esta relación en el mejor de los casos del 20%, por lo que no se aplicó el modelo.

A pesar de todo algunos datos se sometieron a este tratamiento encontrándose una buena correlación entre las curvas teóricas y experimentales. Los valores de h así obtenidos están muy por encima de los sacados del modelo aquí utilizado. Esta diferencia era más acusada en enfriamiento. La mayor contradicción se encontró al analizar los datos correspondientes al cambiador con longitud variable según lo cual el coeficiente h es función inversa de la altura del relleno cosa que está en discordancia con la definición de h .

La otra forma de tratamiento debida a Saunders y Ford es la aproximación al problema a través del análisis dimensional para evitarse la solución de las complicadas ecuaciones a partir de las cuales se obtiene h . Los resultados se presentan como una familia de curvas -

que representan $T = \frac{T_e - T_m}{T_{eo} - T_m}$ frente a $\frac{v c c_g}{x \cdot c_1(1-e)}$

Así se llega a un conjunto de curvas para cada valor de la relación entre la longitud del lecho y el diámetro de partícula (x/d). Se pretendía que con ciertas limitaciones estas curvas se aplicasen a cualquier lecho de partículas esféricas y a cualquier altura de éste.

También se trató de seguir este camino para analizar los resultados experimentales encontrándose que no se agrupan como Saunders y Ford decían, hallándose una curva para cada velocidad de paso y cada x/d . Esta discrepancia puede venir de que:

a) Saunders y Ford utilizaron partículas perfectamente esféricas y en este trabajo eran de forma irregular.

b) De que ellos no tuvieron en cuenta la conductividad de las partículas aunque sus ensayos los llevaron a cabo con materiales tales como acero, plomo y vidrio. - Para los dos primeros su suposición era válida pero no para el tercero aunque quizá no lo observaron bien por utilizar pequeñas partículas de vidrio (6'35 mm. de diámetro).

A pesar de todo los autores apuntan algunas divergencias en las curvas correspondientes al vidrio.

Es de resaltar el hecho que mediante los dos mé

todos antes expuestos el coeficiente que se obtenía era volumétrico es decir medido por unidad de volumen de lecho arguyendo los investigadores que:

1. No existen métodos para evaluar la superficie de las partículas irregulares.

2. No es posible determinar la superficie que toma parte activa en la transferencia de calor. Trabajos realizados por Furnas muestran que solo un cuarto de la sección del lecho es utilizada para el paso del fluido por lo que es posible que una pequeña parte de la superficie toma parte activa en el intercambio de calor por lo que este autor estima que los coeficientes superficiales solo pueden ser determinados aproximadamente.

7. ASPECTOS TEORICOS Y DISEÑO DEL REGENERADOR DE GUIJARROS

7.1.- CONCEPTO DEL REGENERADOR DE CALOR DE GUIJARROS PARA PULPAS DE MINERALES.

Los regeneradores convencionales utilizados para enfriar o calentar gases operan en general con circuitos en contracorriente o en algunos casos en corrientes cruzadas, y con ellos el medio que almacena el calor, apilamiento cerámico o entramado metálico, nunca alcanza la temperatura de entrada de los fluidos caliente o frío.

Al intentar utilizar un cambiador de calor, tipo regenerador, para enfriar y calentar pulpas de minerales, es de comprensión inmediata la importancia del retenido de pulpa enfriada o calentada al cambiar la circulación de fluidos en cada periodo, tanto desde el punto de vista de la de terminación del gradiente medio de temperatura con el que opera el regenerador, que será menor, por efecto de mezclas, como desde el de las pérdidas de mineral que no llega al proceso de lixiviación.

Estas circunstancias, unidas al hecho experimental de que los coeficientes de transferencia de calor que se obtienen para el lecho de guijarros son mayores, cuando se opera por riego que cuando se opera en inundación, y que el retenido es menor en el primero que en el segundo, centran el problema de definir un tipo de regenerador que opere en corrientes paralelas pues el riego del lecho lo exige.

Es evidente también el inconveniente de operar en corrientes paralelas por el tamaño mayor del regenerador en comparación con el que opere en contracorriente en una situación idéntica. No obstante, al no ser de fácil solución mecánica, para un sistema con pulpa, la operación en la forma convencional de un regenerador que disminuya la importancia del retenido en cada una de sus zonas, al final de cada periodo, se consideró como solución de más interés la operación por riego y así se llegó a un posible esquema de funcionamiento en el que se utilizan varias etapas en cada una de las zonas del regenerador. De esta forma no se efectúa en cada periodo el cambio de la zona en forma total, sino que, en intervalos de tiempo que multiplicados por el número de etapas por zona dan el valor del período, se cambia de zona una etapa de enfriamiento a calefacción y una de esta última a la primera.

En la fig. 7.1 se da el esquema de operación de un regenerador formado por tres etapas. En ella se ha puesto de manifiesto las diferentes situaciones de las etapas mediante su sombreado correspondiendo la mayor densidad de líneas a la mayor temperatura del lecho. Con esta forma de funcionar se consigue que cada etapa opere respecto de la alimentación de pulpa que recibe en corrientes paralelas y por el contrario, el conjunto de etapas de cada zona en contracorriente.

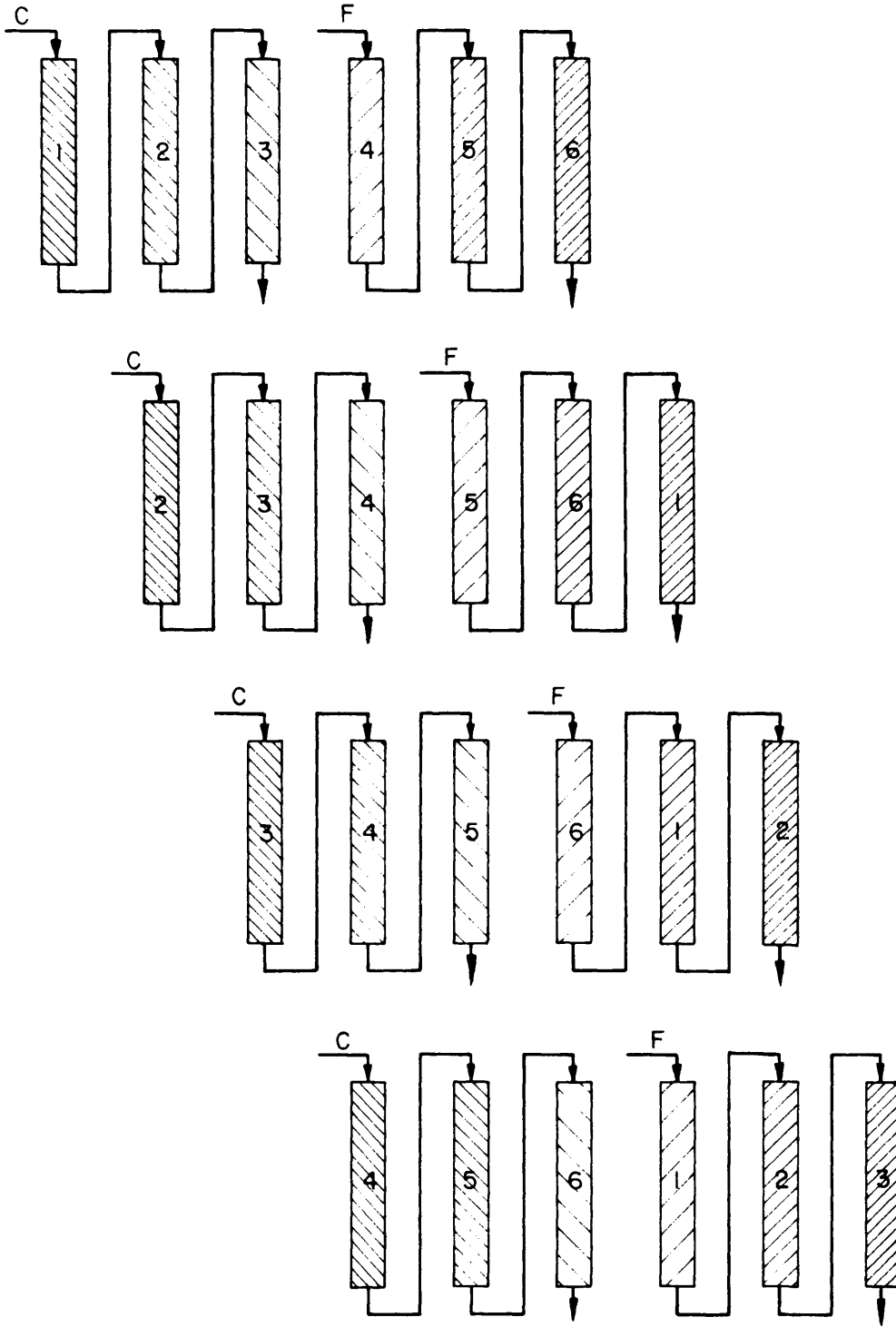


Fig.7.1.- Esquema de funcionamiento del cambiador

El cambio de etapa debe efectuarse tomando como referencia la zona de enfriamiento, cuando se calienta el primer lecho de guijarros hasta la temperatura de entrada del fluido caliente.

7.2.- RENDIMIENTO TERMICO Y PARAMETROS DE DISEÑO DEL REGENE RADOR.

Los coeficientes de transferencia de calor obtenidos en este trabajo no pueden ser usados directamente en el diseño porque el sistema funciona en estado no estacionario y la diferencia de temperatura varia continuamente con respecto al tiempo y la posición. El cálculo de la velocidad de transmisión de calor, el tamaño del cambiador o el ren-dimiento del mismo requiere el uso de las curvas de temperaturas obtenidas según el modelo teórico (cap. 6) y del coeeficiente de transmisión h medido.

Conocidos por ejem.: la altura del cambiador, su diámetro y la alimentación másica es posible obtener el coeeficiente h y con él las curvas de temperatura tanto en enfriamiento como en calentamiento y de ellas obtener:

a) El periodo del cambiador definido como el tiempo necesario para que, en la etapa de salida del fluido que se enfria, éste alcance la temperatura de entrada del

mismo (esto requeriría mucho tiempo por lo que se considera terminado el proceso cuando las temperaturas de entrada y salida se diferencian en dos grados aproximadamente). Esta definición se podría hacer de la misma manera desde el punto de vista del fluido que se calienta.

El cociente entre el período del cambiador y el número de etapas da el tiempo que debe transcurrir entre el cambio de la alimentación de una etapa a otra. Este tiempo si los coeficientes h son iguales, es el mismo en enfriamiento que en calentamiento. De no ser así habría que aumentar la longitud en la zona (de enfriamiento o calentamiento) a la que corresponde el mayor coeficiente con objeto de no perder calor. La experiencia confirma que los coeficientes en ambas zonas son iguales por lo que las dos tienen la misma longitud.

b) El rendimiento del cambiador definido como

$$R = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fe}} \times 100$$

donde

- R = rendimiento en %
- T_{ce} = temperatura media de entrada del fluido caliente.
- T_{fe} = temperatura media de entrada del fluido frío.

T_{fs} = temperatura media de salida del fluido
frio.

(T_{ce} y T_{fe} son conocidas por corresponder éstas a las temperaturas de las corrientes de alimentación tanto caliente como fria mientras que T_{fs} es la temperatura media de la pulpa que abandona el cambiador y va a proceso) no se obtiene directamente de las curvas de temperatura por que en ellas se presenta (fig. 7.2)

$$\Delta T = \frac{T_e - T_m}{T_{e,o} - T_m}$$

frente al tiempo donde T_e que es la que varía es una temperatura instantánea y las demás constante. Para obtener R habría que calcular el valor de T_e para la última etapa en distintos momentos y con estos valores la media $T_{e,m}$ que sería igual a T_{fs} . Como se deduce facilmente si aumenta T_e también lo hace T_{fs} y por tanto R pero aumentar T_e es lo mismo que disminuir ΔT por ser $T_m > T_e$ por lo que sobre R y ΔT_m ($\Delta T_m = \Delta T$ medio en el intervalo de variación de $T_e = \frac{T_{e,m} - T_m}{T_{e,o} - T_m}$) influyen igualmente las variables de diseño pero al contrario por lo que, lo que se diga sobre ΔT_m vale para R.

Planteado en estos términos el problema de diseño es evidente que dada la forma de la curva de evolución de temperaturas, a partir de una cierta altura de lecho aun

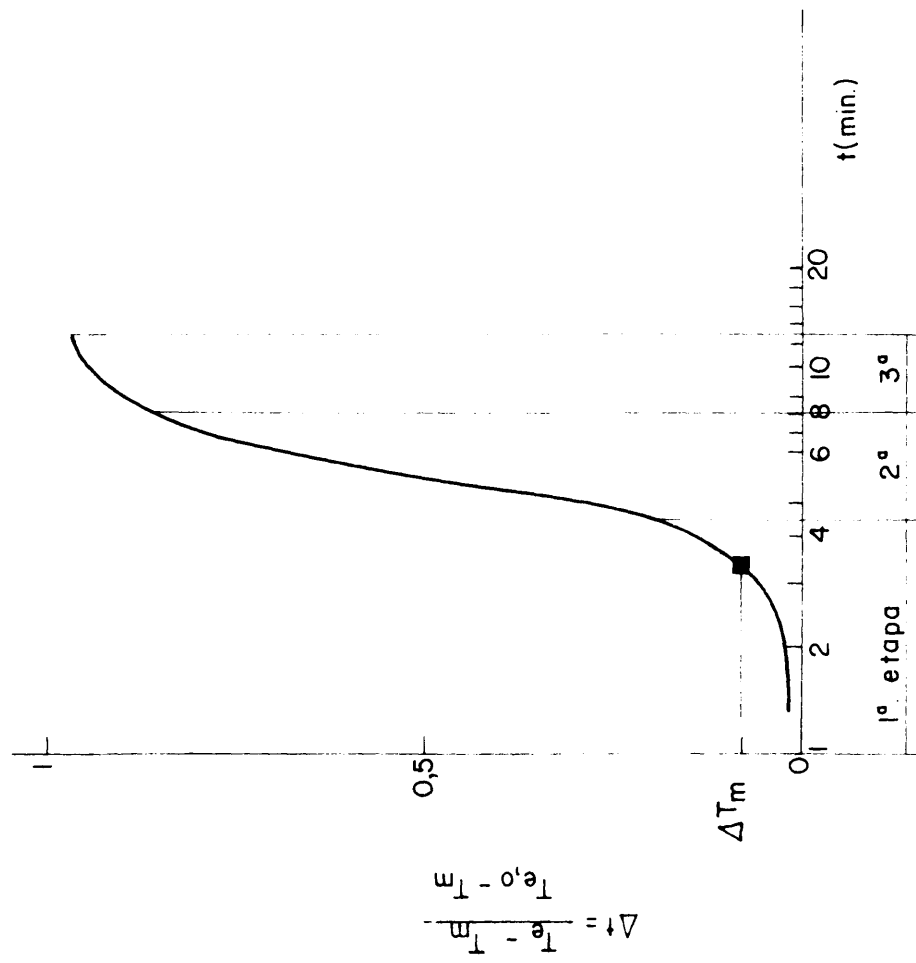


Fig 7-2

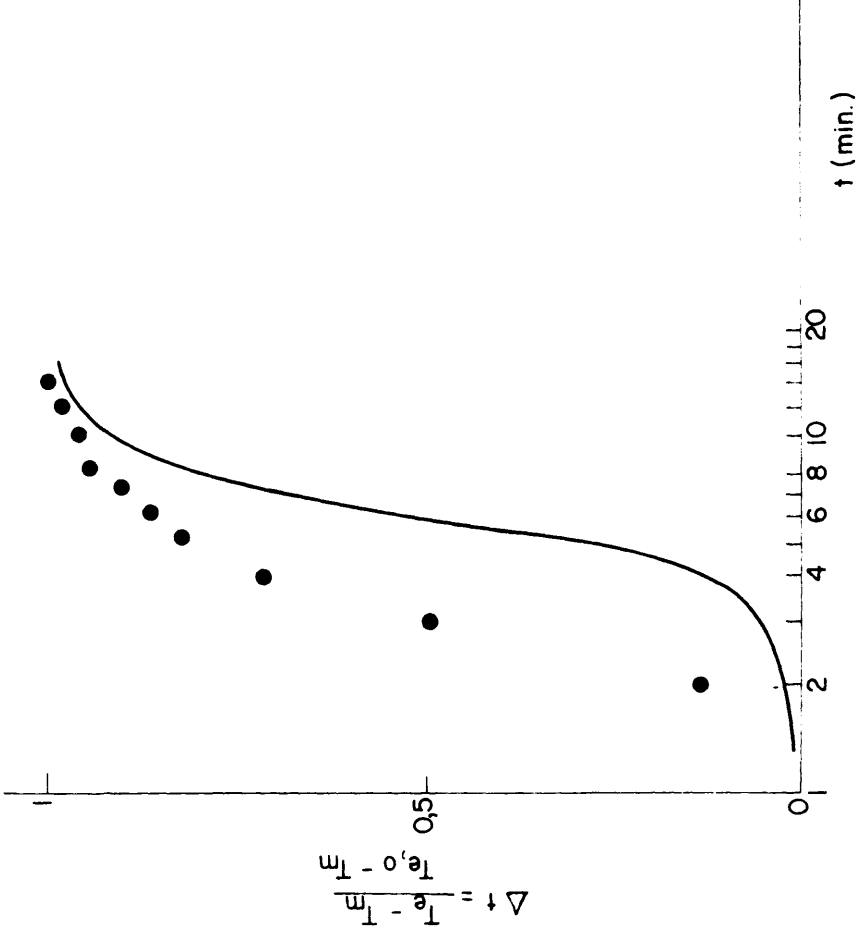


Fig. 7-3

que ésta crezca no aumenta el rendimiento del cambiador, una vez que se ha elegido un determinado número de etapas para cada zona. A partir de esta altura mínima, que establece el valor de la duración del período, el aumento de altura lleva consigo el aumento proporcional del período. Para elegir la solución más conveniente será preciso considerar otros aspectos relacionados con el funcionamiento del regenerador.

Cada vez que se efectúa el intercambio simultáneo de dos etapas entre las dos zonas del regenerador, el retenido de pulpa en ambas cambia de zona. En la zona fría el retenido que pasa a la zona de calefacción, es de pulpa que debía entrar en proceso y que por pasar a la zona calefacción no se lixivía. En la zona caliente el retenido es pulpa ya lixiviada y se recircula al proceso químico.

Este intercambio de caudales es idéntico, así como también son prácticamente iguales las temperaturas de los fluidos que se mezclan y por lo tanto, desde el punto de vista del regenerador, no se introduce en el balance térmico ninguna corrección. Sin embargo, las pérdidas que se pueden ocasionar en el rendimiento del proceso químico de lixiviación, porque no llega a proceso una fracción de su alimentación de pulpa precalentada, es probable que en la mayoría de los casos prácticos no puedan admitirse y por ello es necesario buscar una solución para evitarlas.

Como consecuencia de la mezcla de fluidos de las dos zonas, de las pérdidas de calor en los elementos mecánicos del cambiador así como de la dificultad de aislamiento del sistema se produce una gran disminución del coeficiente de calor del cambiador reduciéndose hasta un 50 % del valor del obtenido en el cambiador sin partes mecánicas es decir del paso directo de una etapa a la siguiente. En la fig. 7.3 se pone de manifiesto esta situación en la que la curva de puntos corresponde a la evolución de las temperaturas del cambiador en su funcionamiento real y la curva continua para la marcha ideal. Esta diferencia en las curvas de temperatura se traduce en una considerable reducción del coeficiente h como antes se dijo, y por tanto en el rendimiento del cambiador.

Al estudiar las soluciones ha de tenerse en cuenta la posible modificación de los gradientes de temperatura con los que opera el cambiador y su influencia en el rendimiento de recuperación de calor.

7.3.- SOLUCIONES PARA ANULAR EL PROBLEMA DE PERDIDAS EN EL RENDIMIENTO EN LIXIVIACION.

Los valores del retenido a los caudales de alimentación de los lechos son del orden o inferiores a 2 % de los primeros. Su valor puede reducirse en un primer intento,

dejando transcurrir un pequeño intervalo de tiempo entre el corte de una alimentación y la introducción de la nueva. Así, se da tiempo a que el lecho escurra y se tenga el retenido correspondiente a parada y no a funcionamiento. Es evidente que el primero es menor que el segundo.

La solución anterior puede no ser suficiente y por ello se pensó en introducir una nueva etapa además de las que operan en la zona de calefacción y la zona de enfriamiento. En este lecho de guijarros se dispone de tiempo suficiente para poder intentar recuperar todo el retenido de pulpa que no pasa a lixiviación reciclándola a la alimentación del regenerador.

Como medios para efectuar el lavado, se consideraron agua y pulpa fría ya lixiviada.

Cuando se opere con agua se presentan dos posibles variantes. En la primera, el agua se haría circular en circuito cerrado, (fig. 7.4) lecho de guijarros-espesador o ciclón en donde la pulpa correspondiente al retenido se volvería a proceso y el agua clara o sólo con lamas volvería al lecho de guijarros que estuviese en la etapa de lavado para recuperar retenido.

En la segunda, (fig. 7.5) la pulpa que se envía al regenerador debe espesarse hasta un valor mayor que el

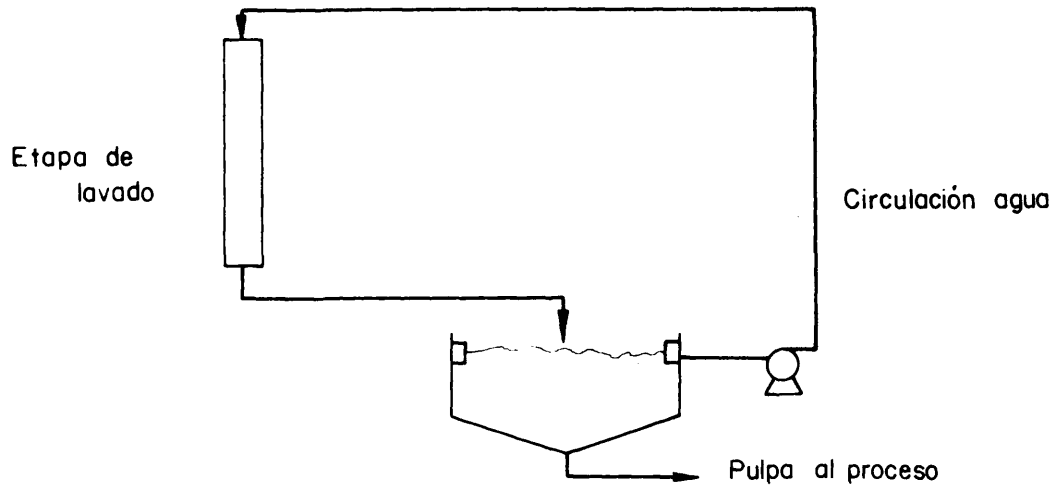


Fig. 7.4

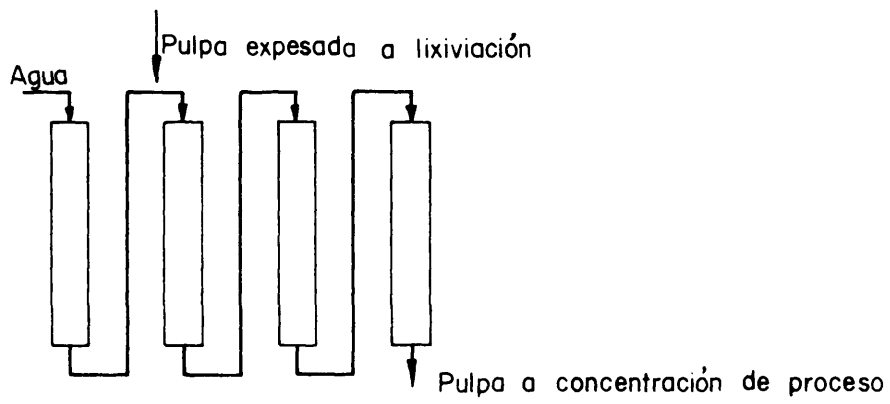


Fig.7.5

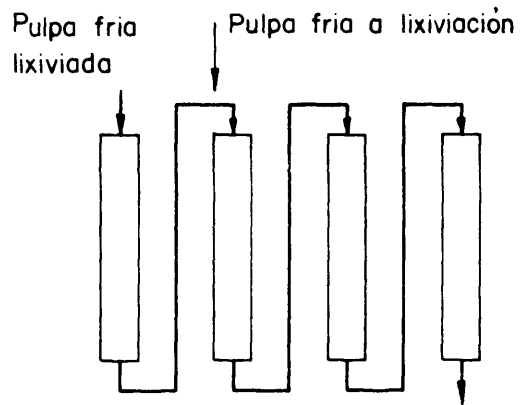


Fig. 7.6

que se precisa en el proceso de lixiviación y el agua de lavado de la etapa en la que se efectúa la recuperación del retenido, ha de tener el caudal necesario para que al unir esta corriente a la pulpa se alcance la concentración de sólidos requerida.

Cuando se opera con pulpa ya lixiviada y enfriada, (fig. 7.6) también esta corriente se une a la pulpa que se calienta y envía al proceso de lixiviación.

En los dos casos de lavado con agua no se introduce ninguna modificación en los caudales de alimentación de pulpa. En el último sí aparece la modificación del caudal de entrada ya que se recircula a proceso pulpa ya tratada (fig. 7.7). La importancia de esta recirculación se estima inferior al 5 %. Por este motivo y teniendo en cuenta también la recirculación a proceso del retenido de pulpa ya lixiviada que lava la pulpa que se envía a calefacción la pulpa de alimentación de proceso, que será inferior a la anterior, se puede estimar, entre un 2 y 5 % la cantidad que se recircula y por lo tanto exige una nueva calefacción que habrá de considerarse en el balance térmico que optimice el regenerador. Es evidente que en este caso en el regenerador se mantiene la igualdad de caudales de pulpa caliente que se enfría y pulpa fría que se calienta.

Los caudales de agua o pulpa de lavado son infe -

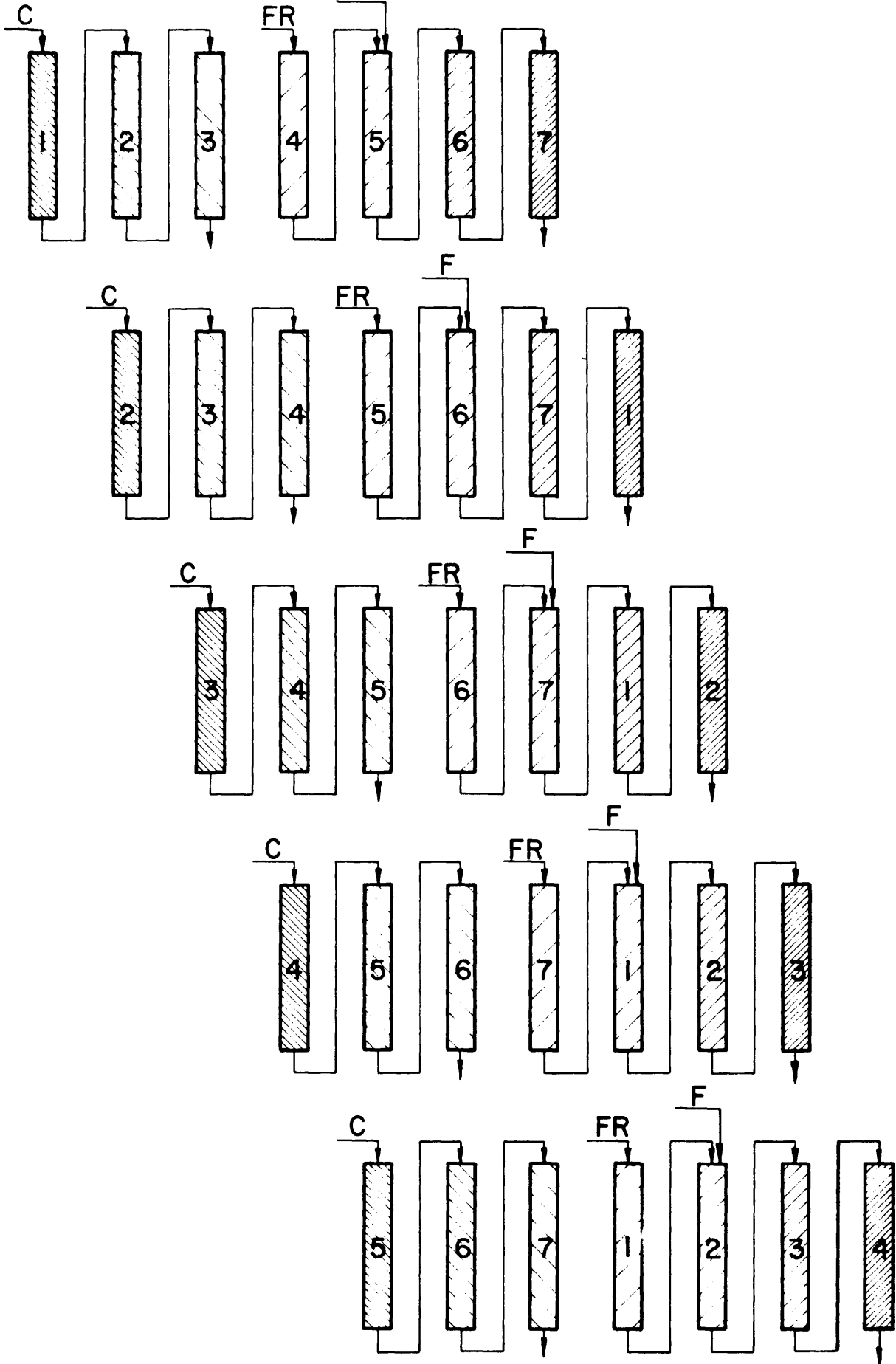


Fig. 7-7

riores al caudal de alimentación de pulpa y se considera que la operación será más eficaz si se opera intermitente - mente, esto es, lavado-escurrido-lavado-escurrido-etc.

En (1) al estudiarse la solución óptima en el proyecto del cambiador en que son iguales los caudales de los fluidos que se enfrían y se calientan se establece como una incertidumbre admisible en la estimación un valor del orden del 5 al 10% en el coste de la Kcal. recuperada. Esta incertidumbre da una banda para el intervalo de rendimiento para el que puede admitirse que el coste de recuperación de calor es óptimo, y por ello al considerar el problema de la recirculación de pulpa a proceso puede afirmarse que se está dentro de la zona en que se define el óptimo.

7.4.- DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE REGIMEN ESTACIONARIO AL CAMBIAR EN OPERACION LOS PARAMETROS DE PROYECTO.

Elegidas en el proyecto del cambiador, alimentación de la pulpa, longitud del cambiador, número de lechos y temperatura de entrada de pulpa caliente y fría, interesa conocer las modificaciones que se obtendrán en su funcionamiento, si se hace variar algunas de las variables citadas.

La variación de la alimentación de la pulpa, lleva

consigo el cambio del valor del coeficiente de transferencia de calor (como se ha puesto de manifiesto en el cap.6) y por lo tanto de la función que da la variación de la temperatura de la pulpa a la salida del lecho. En la fig. 7.8 se ha representado esta función para dos alimentaciones diferentes. Su observación indica que al variar la alimentación ha de cambiarse la duración del periodo pues cambia el tiempo que requiere el primer lecho para llegar a saturarse. El rendimiento en recuperación de calor varia con tendencia a aumentar para alimentaciones menores ya que

$$\Delta T_{m_1} < \Delta T_{m_2} \longrightarrow R_1 > R_2$$

El aumento de longitud del cambiador, manteniendo el mismo número de etapas e igual alimentación obliga a variar el periodo creciendo el rendimiento de recuperación de calor, si la altura del cambiador supera un valor mínimo para el cual se ha desarrollado el frente térmico. En la fig. 7.9 se pone de manifiesto esta afirmación ya que

$$\Delta T_{m_1} > \Delta T_{m_2} > \Delta T_{m_3} \longrightarrow R_1 < R_2 < R_3$$

Desde el punto de vista de la solución práctica que se expone en el apartado siguiente, la variable altura se debe considerar en relación con el retenido de todo el

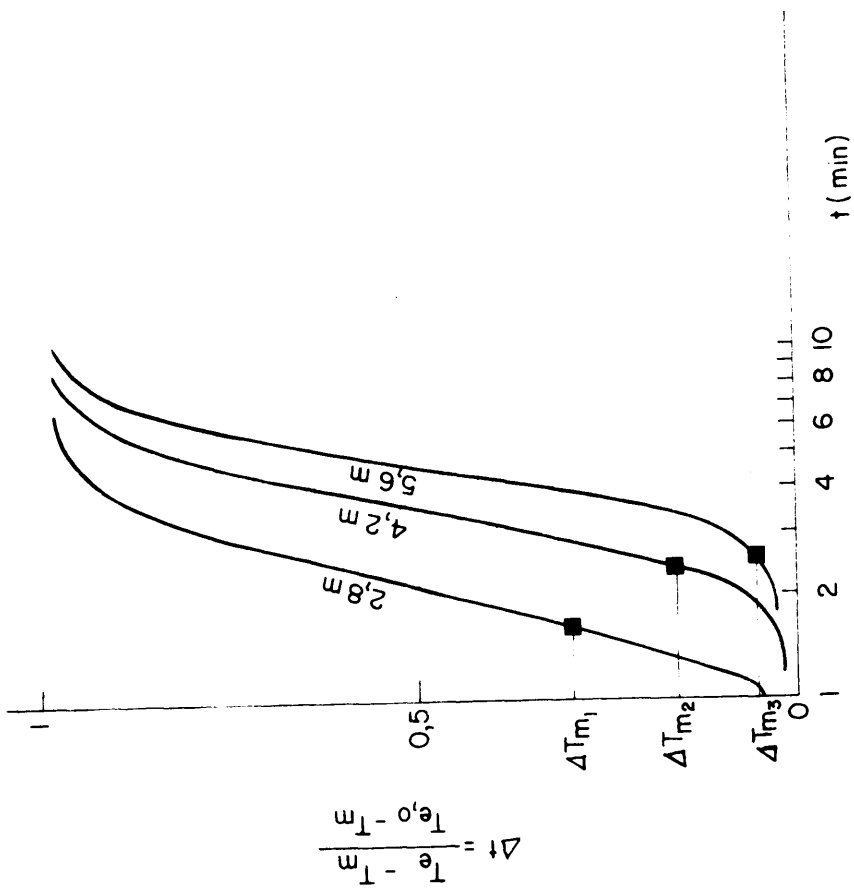


Fig. 7-9

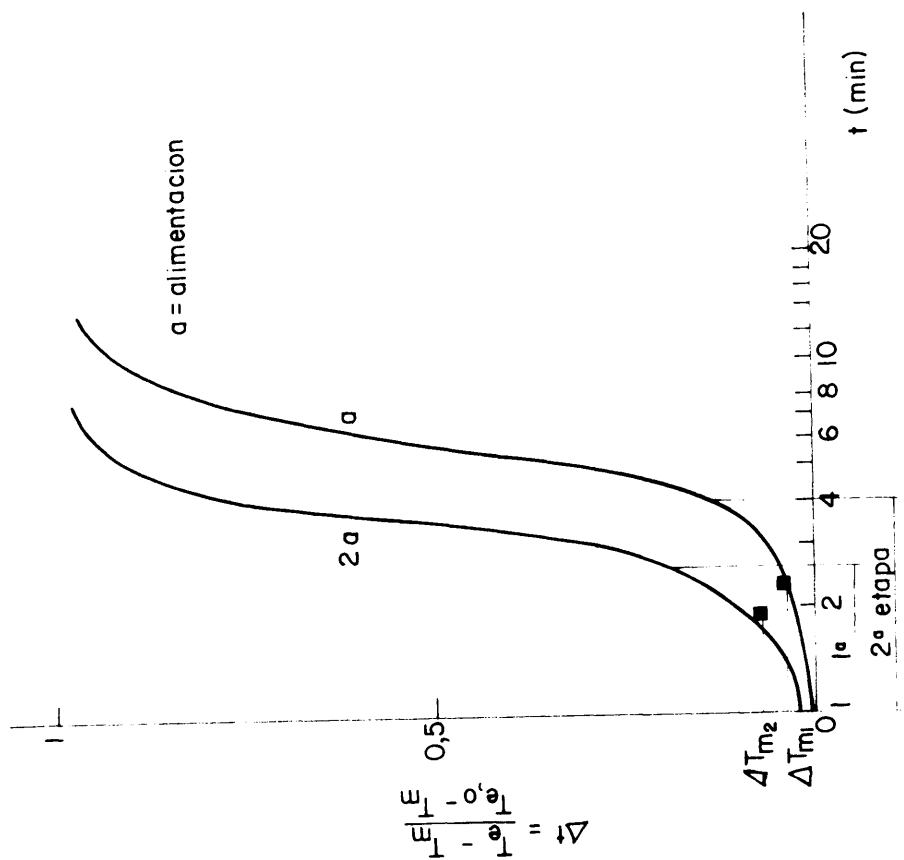


Fig. 7-8

equipo auxiliar, de cada etapa, bombas, tuberías y depósitos de regulación. También será un aspecto a considerar simultáneamente la variación en el consumo de energía de las bombas por aumento de la altura de bombeo.

Al aumentar el número de etapas el crecimiento del rendimiento es evidente.

La variación de la temperatura de entrada de las pulpas caliente y fría, modifica el intervalo de temperatura de operación del cambiador y probablemente su rendimiento térmico, lo que se justifica por la forma de la función que da la temperatura de salida de la pulpa que utiliza el número adimensional fracción de la variación máxima de temperatura frente al tiempo.

7.5.- DISEÑO MECANICO DEL REGENERADOR DE GUIJARROS.

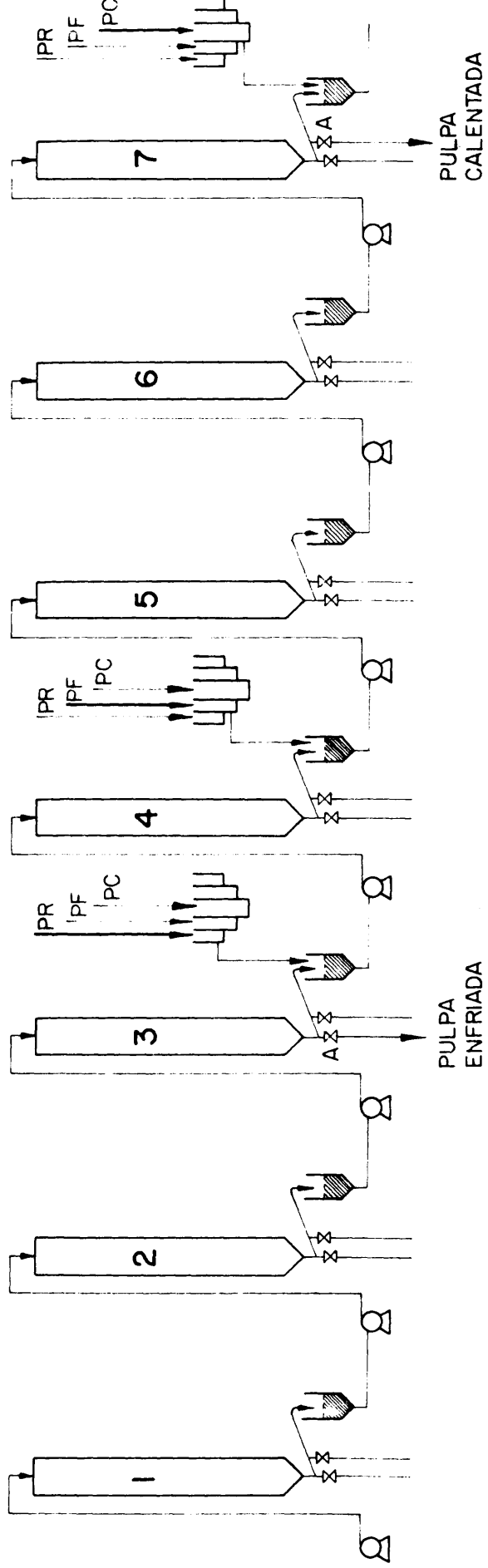
Si bien el diseño mecánico de una instalación es susceptible de muchas variantes y es la experiencia del proyectista la que matiza muchos detalles, es conveniente, para terminar el estudio del regenerador de calor de guijarros, considerar su posible realización práctica, para tratar de acoplar la solución mecánica a los aspectos teóricos expuestos.

Se estudiaron dos posibles acoplamientos de los lechos de guijarros. El primero montándolos en vertical en una o dos columnas y el segundo situándolos en círculo todos al mismo nivel.

La primera solución precisa tres bombas para hacer fluir la pulpa caliente, fría y de lavado y un circuito de tuberías complejo con un gran número de válvulas para operar en cada una en dos posiciones, o abierta o cerrada. En la complejidad del circuito es difícil que se puedan evitar sedimentaciones de pulpa y taponamientos.

La segunda solución precisa una bomba para cada etapa y el circuito de conducciones y válvulas es mucho más simple y las posibilidades de taponamientos provocadas por sedimentaciones prácticamente nulas. En la fig. 7.10 se ha representado el conjunto en un sistema para el caso de tres etapas por zona y una sola etapa de lavado para recuperar el retenido de la zona de calefacción en la que se calienta la pulpa que se envía a lixiviación.

En el esquema de una etapa se puede apreciar que está formada por un depósito de fondo cónico que recibe la alimentación de la etapa y una bomba montada de forma que su rodete siempre esté en carga. Esta bomba envía la pulpa a la cabeza del lecho de guijarros en donde mediante un distribuidor adecuado se reparte convenientemente. En la base



PC=Pulpa caliente que se desea enfriar

PF=Pulpa fria que se desea calenta

PR=Pulpa esteril fria que se recircula para eliminar el retenido del lecho

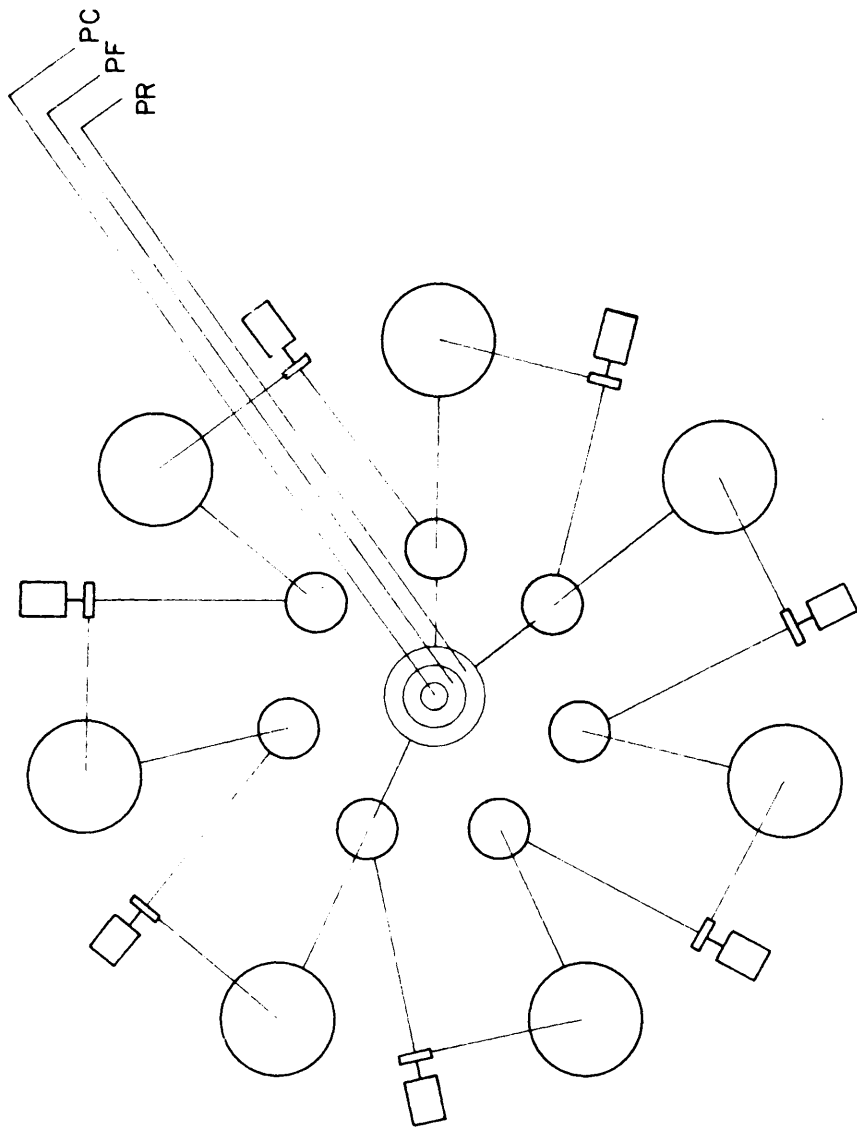
A =Válvula abierta

Fig. 7 - 10

del lecho de guijarros se tiene que disponer de un soporte que los sostenga y deje libre la base cónica en donde se recoge la pulpa, para enviarla mediante un sistema de dos válvulas de dos posiciones, abierta o cerrada, a tres destinos diferentes. Con las dos cerradas, la pulpa llega al depósito que alimenta la etapa siguiente, y cada vez que se abra una al circuito de salida de pulpa enfriada o pulpa calentada.

La alimentación de pulpa caliente, fría y agua o pulpa de lavado se efectúa mediante un distribuidor giratorio, que también está esquematizado en la fig. 7.11, que las hace llegar por gravedad a los depósitos, de alimentación de cada etapa. En este sistema giratorio es donde se dispondrá el dispositivo eléctrico que accione convenientemente la apertura o cierre de las válvulas situadas en la conducción de salida de la base de los lechos de guijarros.

Con esta disposición, el retenido de pulpa de las etapas, no es sólo el de los lechos de guijarros, sino que se aumenta con el retenido de los depósitos bombas. Por este motivo, la capacidad de estos depósitos será conveniente reducirla al mínimo compatibles con el buen funcionamiento del sistema de bombeo y la altura de los lechos se debe incrementar para que la importancia del retenido del depósito en relación con el retenido del lecho de guijarros sea menor. El retenido en conducciones también ha de considerar -



○ = DEPOSITO

Fig. 7-II

se con criterio análogo.

Por último, debe estudiarse también el aislamiento térmico del sistema, teniendo en cuenta que, el régimen de funcionamiento del regenerador, hace que el calor almacenado en el aislante se pierda en cada período. Estas pérdidas de calor pueden ser importantes para regeneradores de capacidad de tratamiento pequeña y en los de mayor capacidad ha de elegirse convenientemente el medio aislante para reducir su importancia.

8. RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES

8.1.- RESUMEN GENERAL

Dado que en la bibliografía existe poca información sobre cambiadores de calor que operen con pulpas de minerales, se consideró de interés abordar el estudio de diferentes posibilidades de equipo para transferencia de calor en el que fueran mínimos o despreciables los problemas de erosión de pulpas, así como el problema de corrosión debido a los reactivos químicos que pueden contener. En una de las líneas de este plan de trabajo, que se presenta en esta Tesis Doctoral, se abordó el estudio de un regenerador de guijarro, en el que es evidente, que erosión y corrosión son aspectos totalmente secundarios.

El concepto de regenerador de calor, usual en procesos pirometalúrgicos para recuperar calor de los gases de tragante de un horno de cuba, o en general de un horno de combustión está totalmente desarrollado, aún dentro de su complejidad, al operar en transitorios, y la teoría en la que se basa su cálculo debida a Hausen, elaborada en el primer cuarto de este siglo, se sigue utilizando, pues supone una aproximación a la realidad aceptable.

El concepto de regenerador de guijarro para pulpa no se puede abordar con el mismo criterio que el regenerador con gases. El problema de sedimentación superpuesto al flujo exige siempre una circulación que evite sedimen -

tación y taponamientos en paradas. No se puede utilizar la idea simple empleada en el caso de gases: cuando se calienta la circulación ha de ser de abajo hacia arriba, en el sentido de las corrientes de convección y cuando se enfrían en dirección opuesta por los mismos motivos. Por las razones expuestas se pensó inicialmente en operar siempre con circulación de arriba hacia abajo y en esta forma se determinaron los coeficientes de transferencia de calor con lecho de guijarros inundado y por riego, operando con tres tamaños de guijarros.

Estas experiencias indicaron que los coeficientes que se obtenían en riego eran superiores a las que se alcanzaban en inundación. Es evidente que este resultado señala a esta forma de operación como más indicada en un regenerador, pero además existe otro aspecto que también la señala como la adecuada. Este aspecto es el referente al retenido en el lecho del regenerador cuando se efectúa el cambio de ciclo. En el caso de los gases, la masa retenida es pequeña comparada con el caudal del fluido y la duración del periodo. En el caso de los líquidos y concretamente en las pulpas, este valor del retenido puede no ser pequeña frente al caudal. Por otra parte, al considerar el regenerador operando recuperando calor de una pulpa atacada que sale del proceso, para pasar al lavado en contracorriente, mediante la pulpa que se lleva a proceso, la recirculación de la primera no tiene importancia, pero cuando se invierte la

circulación, es la pulpa que sale de proceso la que arrastra al retenido formado por pulpa sin atacar y por lo tanto en este caso se produce una pérdida en el rendimiento de solubilización del metal.

Por estos motivos, la experimentación realizada con más amplitud en este trabajo se centró en la obtención de coeficientes de transferencia de calor en lecho de guijarros en que agua o pulpa circula por riego.

A pesar de esta ventaja clara en operación, se abordó también el estudio desde el punto de vista de transferencia de calor, de la importancia que tendría la posibilidad de recirculación, ya que como se ha indicado, la recirculación de una fracción de la pulpa atacada no tiene importancia desde el punto de vista de rendimiento de recuperación en ataque químico.

Los coeficientes de transmisión de calor se han hallado por superposición de las curvas experimentales con las teóricas resultantes de la resolución del modelo matemático apropiado. Este modelo consiste en la ecuación de cambio aplicado al interior y exterior de las partículas, con condición de contorno de transferencia de calor en la película y permanencia de la temperatura de entrada del fluido constante a lo largo del proceso y una condición inicial, que determina la distribución de temperaturas en

el instante de comenzar el experimento.

Para facilitar el trabajo se creó un programa de cálculo que obtenía las curvas teóricas.

Como etapa final de experimentación se prestó atención a la operación en continuo de un regenerador, así como a una experiencia con siete lechos en serie con lo que podría simularse.

El conjunto de estudios teóricos, en cuanto al problema de las recirculaciones, y experimentales referentes a la obtención de coeficientes de transferencia de calor completados con la preparación de un programa de cálculo para tratarlos con rigor, se terminan con un estudio referente a los aspectos teóricos y de diseño del regenerador de guijarros. En primer lugar se aclara el concepto del regenerador en el caso particular objeto de este estudio y posteriormente se consideran su rendimiento térmico y los parámetros de funcionamiento. Se presta una atención particular a las soluciones prácticas que pueden proponerse para anular el problema de pérdidas de rendimiento en lixiviación a consecuencia de la importancia del retenido del regenerador.

Por último se considera la estimación de las condiciones de régimen estacionario al cambiar en operación los

parámetros de proyecto, y las ideas básicas que deben tenerse presente en el diseño mecánico del regenerador.

8.2.- CONCLUSIONES

De los resultados obtenidos en este trabajo se puede concluir

- 1.- Los coeficientes de transferencia de calor en enfriamiento son mayores que en calentamiento resultado que está de acuerdo con los obtenidos por Furnas (6) y Löff (11) para una situación paralela a ésta.
- 2.- Existen dos zonas en la curva de enfriamiento. Podría explicarse su existencia admitiendo una dispersión térmica axial debida a dos fenómenos: a) Retromezcla fluidodinámica; b) Difusión térmica. Estos mecanismos tendrían una influencia grande al principio de la experimentación y su importancia desaparecería al final de ésta.
- 3.- De los coeficientes obtenidos en las dos zonas antes mencionadas deberá elegirse aquél que se obtenga de la curva que mejor se adopte a las condiciones prácticas de operación. No se llevará a agotamiento el lecho, sino que el proceso se interrumpirá en "zona baja" por lo

que ésta definirá mejor h "prácticos".

- 4.- Los coeficientes para pulpas son mayores que para agua debido a la mayor renovación de la superficie de contacto que se ve favorecida por la presencia de los sólidos en el seno del fluido.

- 5.- Aunque sería de esperar una mejora de los coeficientes de transferencia al aumentar el contenido en sólidos, por lo anteriormente dicho, también es evidente la posible formación de una "costra de ensuaciamento" (por deposición de sólidos) que supone una resistencia térmica adicional que debe crecer con el contenido en sólidos. Por otra parte el aumento del porcentaje de sólidos no debe suponer un aumento indefinido de h porque, aunque en teoría, la renovación de la superficie interfacial es mayor, por el contrario, se sustituye cada vez más el mecanismo de transmisión fluido-sólido (muy eficaz) por el del contacto sólido-sólido. Sin embargo, los coeficientes de transferencia no disminuyen, posible - mente, por efecto compensador del aumento de velocidad en los huecos "reducidos".

- 6.- En el caso de las pulpas no existe prácticamente diferencia entre los coeficientes de calentamiento y enfriamiento situación que está más de acuerdo con numerosos autores que no distinguen entre uno y otro coeficiente.

- 7.- La definición de una velocidad de paso "real" estimada para riego hace que los coeficientes obtenidos en este caso no sean directamente comparables con los de inundación, al menos en cuanto a su valor.
- 8.- A pesar de este desconocimiento de la velocidad, la experiencia demuestra que para almacenar la misma cantidad de calor en el lecho, el tiempo requerido en riego es sensiblemente inferior de lo que se deduce que los h son mayores en este caso que en inundación, a lo que contribuye también el hecho muy posible de la formación de canales ó zonas preferentes de paso lo que reduciría el área efectiva de intercambio térmico.
- 9.- La proximidad de los valores de los coeficientes de transferencia para calentamiento y enfriamiento hace suponer que sean iguales admitiendo que los errores experimentales y la precisión del modelo matemático en estos intervalos justifican la diferencia existente (alrededor del 11 %).
- 10.- Se necesita un cambiador de 2'5 a 3 m. de longitud para que los valores de los coeficientes de transferencia de calor obtenidos en él sea extrapolables a cambiadores de mayor longitud; esta es la longitud necesaria para que se desarrolle totalmente el perfil de tempe-raturas en el lecho.

- 11.- La cantidad de pulpa retenida en depósitos intermedios debe de reducirse al mínimo para evitar los efectos del flujo de mezcla que se tiene en ellos.
- 12.- Con tres etapas en calefacción y tres en enfriamiento, es posible alcanzar rendimientos de recuperación de calor del orden del 70 %.
- 13.- El rendimiento de recuperación de calor para mayor número de etapas, se puede estimar con más incertidumbre que en el caso de tres, pues el efecto del flujo de mezcla en los depósitos intermedios es evaluable difícilmente.
- 14.- Entre las etapas de calefacción y enfriamiento ha de intercalarse una etapa de recuperación de retenido, lavando la etapa con agua o con pulpa fría esteril procedente del proceso de lavado en contracorriente.

La primera solución exige intercalar un espesador en el circuito cerrado de recuperación del retenido, del que se volvería a proceso el mineral espesado.

La recirculación de pulpa esteril puede suponer un consumo de calor en exceso del teórico del 2 al 4 %.

La segunda solución es más simple desde el punto de vista mecánico, pero puede suponer un consumo de calor en exceso del teórico del 3 al 6 %.

8.3.- RECOMENDACIONES

A lo largo de este trabajo se han planteado numeros cuestiones que quedan sin respuesta satisfactoria y requieren un tratamiento posterior. A continuación, se indican las más importantes.

- 1.- Acometer nuevo trabajo experimental para confirmar o desmentir la existencia de dos coeficientes diferentes en calentamiento y enfriamiento, hecho que se presenta en uno solo de los sistemas ensayados, inundación con agua.
- 2.- Modificar el modelo matemático que genera las curvas de temperaturas con objeto de ajustar los valores experimentales con una sola de aquéllas en los casos en que actualmente esto no es posible.
- 3.- Considerar necesario la medida la velocidad real de paso en el lecho en caso de riego para conocer los verdaderos coeficientes de transmisión de calor librándoles de esa incertidumbre que supone la estimación de una velocidad superficial de paso.

9. BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. OTERO DE LA GANDARA, J.L. "El problema hidrometalúrgico de la recuperación de calor de ataque en caliente" (Revista de Metalurgia, Sept.-Oct., 1968).
2. CHUKHANOV, Z.F.: Dokl. Akad. Nank. SSSR, 47, 3 (1945) (Existe traducción al inglés, Washington D.C., 20230 traducción nº 62-10785)
3. CHUKHANOV, Z.F. y SHAPATINA, E.A.: Izv. Akad. Nank. SSSR, Otd. Tekh. Nank, Nos. 7-8 (1945)
4. ANZELIUS, A.Z.: Augew. Math. Mech., 6, 296 (1926)
5. SCHUMANN, T.: J. Franklin Inst. 208, 405-416 (1929).
6. FURNAS, C.C.: "Heat transfer from a gas stream to a bed of broken solids, Bull. U.S. Bureau of Mines, 261, 1932.
7. SAUNDERS, O.H. y FORD, H.: J. Iron and Steel Inst. 1, 292-328 (1940)
8. SHAPATINA, E.A. y KALIUZHNYI, V.P.: Dokl. Akad. Nank.

SSSR, 72, 503 (1950)

9. CHURHANOV, Z.F. y SHAPATINA, E.A.: Izv. Akad. Nank. SSSR, Otd. Tekh. Nank, n^o 4 (1946)
10. AEROV, M.E. "Some problems of Aerodynamics and Heat Exchange in Catalytic Reaction Vessels. Tesis Doctoral, Moscow (1951).
11. LOF, G.O.G. y HAWLEY, R.W.: Ind. Eng. Chem., 40, 1061-1070 (1948).
12. CHECHETKIN, A.V.: "High Temperature Heat Carriers", Pergamon Press, 1963.
13. IVANTSOV, G.P. y LYUBOV, B. Ya.: Dokl. Akad. Nank, SSSR, 86, n^o 2 (1952) (Traducción R.T. 1059 from National Lending Library)
14. GAMSON, B.W.: Chem. Eng. Prog. 47 (1), 19 (1951).
15. BROWN, G.G.: "Operaciones básicas de la Ingeniería Química" (Capítulo 17). Edit. Marín. Barcelona (1965).
16. SWAISTOWSKI, H. y SMITH, H. "Métodos de cálculo en los procesos de transferencia de materia". Edit. Alhambra, Madrid (1966).

17. ZANKER, A. "Simplified calculations for packed towers"
Chem. Eng., Sept. 29, 1975, pág. 100.
18. GOMEZ ACEBO y LOPEZ DORIGA. "Coeficientes individuales
de transporte en torres de enfriamiento de agua" Tesis
doctoral. Universidad Complutense de Madrid (1968).

OTRAS FUENTES CONSULTADAS

19. ANIS, R.: "Análisis de reactores". Edit. Alhambra, Ma-
drid (1973).
20. BLASCO, J.M.: "Adsorción de gases en lechos de sólidos
porosos" Tesis doctoral. Universidad Complutense de Ma-
drid. Serie A-nº 181.
21. ROSEN, J.B.: "General numerical solution for solid di-
ffusion in fixed beds". Ind. Eng. Chem., 46, nº 8, pág.
1590-1594.