

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS



TESIS DOCTORAL

Regeneradores de calor de etapas múltiples

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR
PRESENTADA POR

José Luis Otero Carrasco

DIRECTOR:

José Luis Otero de la Gandara

Madrid, 2015



UNIVERSIDAD COMPLUTENSE



5322344470

T1
669.01
OTE

REGENERADORES DE CALOR DE ETAPAS MÚLTIPLES.

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE - MADRID
Facultad de Ciencias Químicas
BIBLIOTECA
Nº Registro34044.....

Memoria que para optar al grado de Doctor en Química Industrial presenta Jose Luis Otero Carrasco

Director Dr.D. Jose Luis Otero de la Gándara, Catedrático de Química Técnica S.N. Profesor de Ingeniería Metalúrgica
Departamento de Metalurgia

MADRID 1982

El presente trabajo ha sido realizado en los laboratorios de la Planta Piloto de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense bajo la dirección del Prof. Dr. D. José Luis Otero de la Gándara, del Departamento de Metalurgia, a quien quiero expresar mi agradecimiento por su magisterio y constante ayuda.

Mi agradecimiento debo extenderlo a los compañeros de la Plana Piloto por su colaboración inestimable, y a mis hermanos por su ayuda en la elaboración final del texto.

INDICE

INDICE

1	INTRODUCCION	1
1.1	Introducción	2
1.2	Regeneradores convencionales	6
1.3	Transferencia de calor en el regenerador	13
1.3.1	Balance de calor	13
1.3.2	Ecuación de transferencia	14
1.4	Situación actual del conocimiento del regenerador	22
1.5	Estudio previo al plan de trabajo	23
1.6	Nomenclatura	28
2	REGENERADORES DE ETAPAS MULTIPLES	30
2.1	Concepto de regenerador	31
2.2	Concepto de regenerador de etapas múltiples	31
2.2.1	Etapa teórica	34
2.2.1.1	Balances de calor	34
2.2.1.2	Etapa real	37
2.2.1.3	Rendimiento de la etapa real	40
2.2.2	Etapas teóricas múltiples	40
2.2.2.1	Balance de calor	42
2.2.2.2	Rendimiento total y rendimiento de etapa	44
2.3	Balance económico en la recuperación de calor	46
2.3.1	Coste de las etapas	46
2.3.2	Coste de la energía	51
2.4	Regeneradores con cambio de fase	57
2.4.1	Regenerador de una sola etapa con cambio de fase	57
2.4.2	Regenerador de etapas múltiples con cambio de fase	59

2.4.2.1	Relación entre los parámetros de un regenerador de etapas múltiples con cambio de fase	61
2.5	Nomenclatura	65
3	EQUIPO Y TÉCNICAS EXPERIMENTALES	67
3.1	Introducción	68
3.2	Instalación para obtención de datos básicos para operación dis- continua	68
3.3	Instalación para la determinación de datos básicos en opera- ción semicontinua	70
3.3.1	Experiencia en lechos de alturas inferiores o iguales a 3 metros	71
3.3.2	Experiencia en lechos de alturas inferiores o iguales a 10 metros	71
3.3.2.1	Lechos de 10 cm. de diámetro	73
3.3.2.2	Lechos de 20 cm. de diámetro	77
3.4	Estudio de la operación de lavado	79
4	PLAN DE TRABAJO DESARROLLADO	80
4.1	Introducción	81
4.2	Operación discontinua	81
4.2.1	Materiales estudiados en la operación discontinua . . .	81
4.2.2	Descripción de un experimento	82
4.2.3	Obtención del coeficiente de transferencia	83
4.3	Operación semicontinua	98
4.3.1	Materiales y columnas ensayados	98
4.3.2	Experimentación previa	99
4.3.3	Descripción general de una experiencia	99
4.3.4	Obtención de la eficacia	100

4.3.5	Determinación de la altura mínima efectiva	102
4.3.6	Lavado. Determinación del retenido	102
4.3.7	Experimentación complementaria	104
4.3.8	Resultados experimentales ; tablas y figuras	105
4.3.9	Comparación de las formas de operación estudiadas . . .	144
4.3.9.1	Relación de volúmenes y número de etapas . . .	144
4.3.9.2	Relación de volúmenes y tiempo de operación . .	145
4.3.9.3	Relación de volúmenes y geometría de los lechos	145
4.3.9.4	Esquemas de operación de las variantes estudia- das	147
4.3.9.5	Estudio crítico	154
4.4	Nomenclatura	156
5	RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES	159
5.1	Resumen general y conclusiones	160
6	BIBLIOGRAFIA	164
6.1	Bibliografía	165

1. INTRODUCCION

1.1 INTRODUCCION

La elevación del precio de venta del petróleo ha planteado no solamente la reconsideración de todas las fuentes de energía con el fin de estudiar sus nuevas posibilidades de competitividad, sino también ha hecho posible que desde el punto de vista tecnológico se someta a crítica y optimización las soluciones convencionales y se aborde el estudio de fuentes potenciales alternativas.

En este contexto el estudio de los intercambiadores de calor presenta el interés de toda cuestión previa básica para una optimización. Es el primer paso que ha de darse para que las decisiones de optimización económica posteriores tengan la base firme en que apoyarse.

En la línea de trabajo que se sigue en los laboratorios de la Planta Piloto de la Facultad de Ciencias Químicas, por el Departamento de Metalurgia, en el campo de la Ingeniería Metalúrgica se ha abordado el estudio de los cambiadores de calor que se precisan para soluciones fuertemente corrosivas como las que se utilizan en decapados y tratamientos superficiales, en procesos de beneficio hidrometalúrgicos, y/o con medios erosivos en suspensión, como en el caso de las pulpas de minerales, etc. (1)

Los cambiadores de calor adecuados a estas situaciones no han merecido atención debido a que con los costes bajos de la energía la resolución del problema de la recuperación de calor no se consideraba como necesaria. Esta situación no era correcta, pues si bien el coste de la energía era bajo, la cantidad total consumida anualmente en bastantes procesos no era una cantidad despreciable en comparación por ejemplo con los costes de la mano de obra, y por tanto debía haber sido considerada.

En el estado actual del problema, con gastos de la energía muy superiores, la situación es clara en cuanto al interés de la recuperación de calor.

Los cambiadores de calor convencionales de haz tubular pueden emplearse en los casos expuestos anteriormente si se eligen materiales caros que resistan a la corrosión, pero no son aceptables si es posible la erosión. Con la finalidad de buscar soluciones menos caras y también aceptables para el uso en que se presenta la erosión, la línea de trabajo indirecta ha abordado el estudio de las variantes de cambiadores de calor siguientes:

a) Cambiador de calor barométrico de vaporización súbita (2),(3).

El concepto de cambiador de calor desarrollado utiliza las cámaras de vaporización súbita distribuidas en forma de escalera de caracol alrededor de un condensador barométrico central al que llega el vapor mediante un sistema de tubos en forma de peine. La reducción de la cantidad total de tubos en comparación con un cambiador de calor de haz tubular es superior al 90% y por lo tanto el coste del material especial adecuado a los problemas de corrosión es de importancia secundaria.

Se han estudiado los aspectos teóricos de diseño y los prácticos que evalúan la importancia de las pulpas y de los productos solubles volátiles.

Como aplicación práctica posterior a los estudios de investigación y desarrollo del cambiador se ha estudiado su posible utilización en el proceso de beneficio de uranio a partir de soluciones de ácido fosfórico. La instalación piloto montada con el sistema de cámaras en escalera de caracol operó a satisfacción y en condiciones perfectamente regula-

bles (4).

b) Cambiadores de contacto directo gas-líquido. Se ha estudiado el empleo de las columnas de platos perforados como cambiadores de calor de contacto entre las fases gas y líquido con los que se haya de operar (5) (6).

La experimentación se realizó con platos perforados de diámetros de orificio comprendidos entre 3 y 5 mm. y área libre del 3 al 14%. Las eficacias entálpicas obtenidas tanto en calefacción como en enfriamiento están comprendidas entre el 70 y el 90%.

Los programas de cálculo preparados para tratar el problema de calefacción o enfriamiento con un circuito cerrado de gas, entre dos columnas en las que circulan el líquido que se desea calentar y el que se desea enfriar, han permitido optimizar el sistema de intercambio térmico tanto desde el punto de vista del nº de platos perforados como de la presión a que deben operar.

La solución mecánica permite operar con platos de PVC u otro material plástico o con revestimientos engomados. Así se puede utilizar tanto en soluciones fuertemente corrosivas como con materiales en suspensión con acción erosiva elevada.

En el caso de soluciones de decapado o para tratamientos superficiales es posible utilizar este cambiador con una sola etapa de contacto si se elige convenientemente la relación caudal de gas-caudal de fase líquida (7). En este aspecto se trabaja actualmente para llegar a nuevos diseños mecánicos que permitan el contacto gas-líquido con necesidades de espacio más pequeñas.

c) Los cambiadores de calor de contacto directo líquido-líquido también se están estudiando teniendo en cuenta como inconveniente previo los arrastres posibles tanto de fase orgánica como de fase acuosa. No obstante, los valores próximos de los equivalentes en agua de los dos caudales agua y fase orgánica hacen atractivo su estudio, ya que la posibilidad de operar con caudales próximos facilita el establecimiento de las exigencias geométricas del sistema de contacto.

Este tipo de cambiador ha merecido atención en el campo de la desalinización del agua del mar (8) y actualmente en los sistemas de recuperación de calor en fuentes geotérmicas llegándose a la producción de vapor recalentado directamente en el contacto líquido-líquido por evolución a líquido-vapor.

d) Cambiadores de lecho móvil de bolas de PVC rellenas de soluciones salinas (9). Otra variante de cambiador de calor que se está estudiando opera con un lecho móvil de bolas de PVC rellenas de soluciones salinas para conseguir la densidad adecuada para la transferencia de calor. Para favorecer la transferencia de calor la circulación de las bolas se efectúa superponiendo en el flujo de la fase exterior, un sistema mecánico de impulsión alterna.

Los resultados experimentales obtenidos indican que se pueden alcanzar volúmenes de equipo inferiores a los requeridos en los cambiadores convencionales de haz tubular, y el trabajo actualmente en curso trata de encontrar las condiciones óptimas de diferencia de densidades bolas-fase continua, frecuencia del movimiento de impulsión y espacio de oscilación. La influencia de la viscosidad es notable al ponerse de manifiesto que para conseguir una mayor agitación de las bolas el aumen

to de la viscosidad de la fase continua favorece la transferencia de calor.

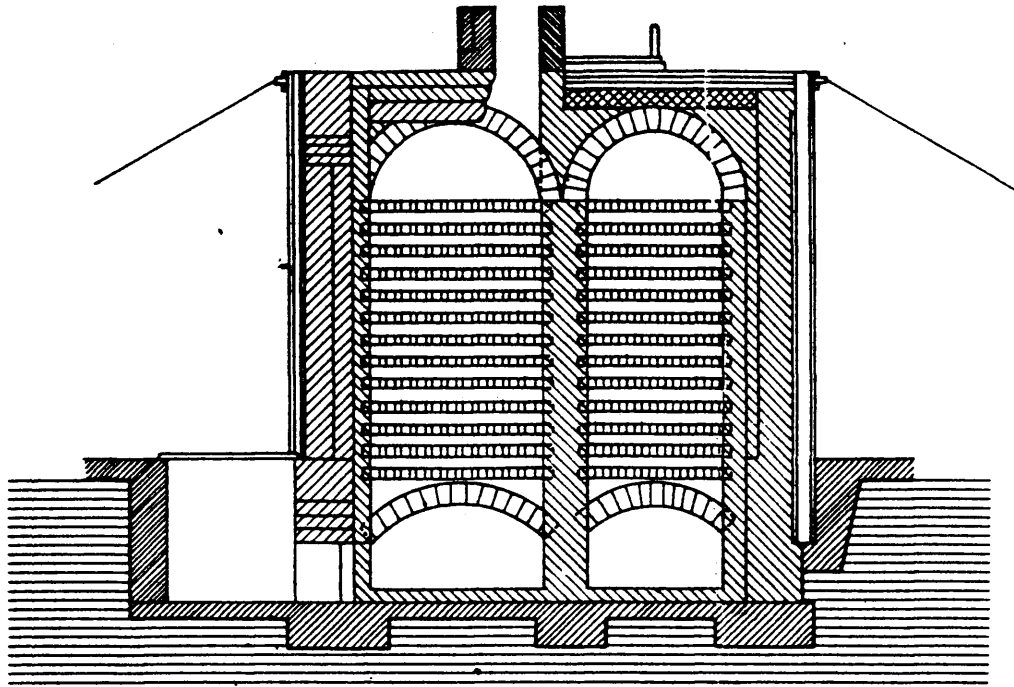
e) Regeneradores de lecho fijo operando con fases líquidas. El regenerador de calor de lecho fijo tanto cerámico como metálico ha sido empleado industrialmente para gases tanto a temperaturas elevadas—recu-peración de calor en hornos de vidrio, precalefacción de lingotes antes de la operación de laminado o forja, horno de vidrio o en el horno alto, estufas, en el horno Martín-Siemens, actualmente en total regresión—como en temperaturas bajas, caso de la operación de separación de los componentes de gases N_2O_2 , H_2He etc. regenerador de Kapitza (10).

La utilización de regenerador con fases líquidas plantea inicialmente el problema de la recuperación del retenido en cada inversión de circulación de fases. En el caso de los gases este aspecto no tiene importancia dado su valor relativamente pequeño, frente al total de gas circulado en cada periodo (11) (12).

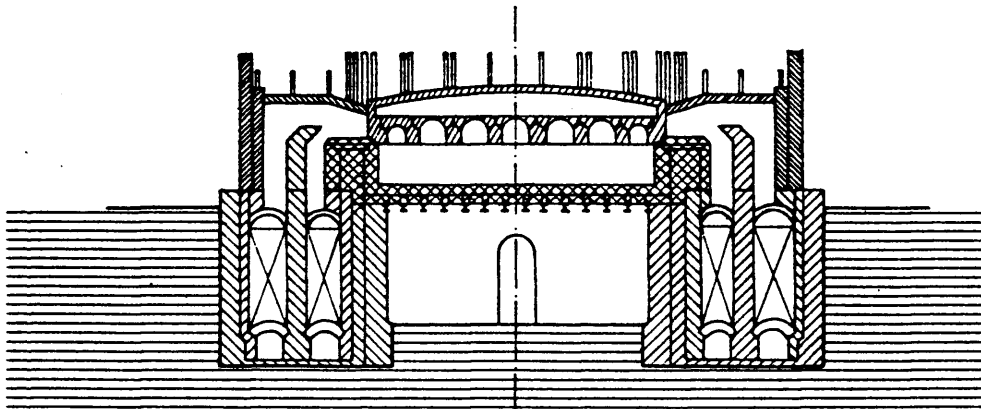
En esta dirección de trabajo se han realizado estudios sobre la transferencia de calor en lecho fijo inundado y por riego con el fin de aumentar la transferencia de calor líquido-sólido.

1.2 REGENERADORES CONVENCIONALES

El uso de regeneradores es frecuente para recuperar calor de los humos que proceden de los hornos en los que se efectúa un proceso metalúrgico. Así, en el horno Martín-Siemens o en los hornos de vidrio, los humos calientes se hacen pasar a través de un apilamiento de ladrillos refractarios, que resisten en forma adecuada las temperaturas elevadas de operación y cuando se han calentado convenientemente se cambia el



REGENERADOR



HORNO DE FUSION DE VIDRIO PROVISTO DE
REGENERADOR DOBLE PARA PRECALENTAR
AIRE Y GASES DE COMBUSTION

FIG (1-1)

flujo de humos por el flujo de aire que se precisa en el horno. La precalefacción de los gases de combustión se efectúa también en esta forma, alternando en otro apilamiento cerámico, el flujo de humos y gases de combustión. En conjunto el regenerador precisa dos apilamientos cerámicos dobles, uno para el aire y otro para los gases combustibles, para que no se produzca una discontinuidad en el flujo de gases calientes y fríos. En la figura (1-1) se da un esquema de los dos apilamientos dobles que se utilizan en el horno de fusión de vidrio.

En los hornos altos que se emplean para la obtención de arrabio, se da una solución análoga, figura (1-2). En este caso los regeneradores denominados usualmente estufas, presentan la forma de columna y en ellos tiene lugar la combustión del CO que contiene los gases de tragante del horno mediante la adición conveniente de aire, en una antecámara del apilamiento cerámico; así se consigue que la temperatura de entrada de los gases calientes sea mayor y el aporte de calor al apilamiento también. El aire que se precisa en el horno se precalienta en la estufa en forma alternada con su calefacción por gases de tragante. Dado el balance térmico del horno y la combustión del CO a CO₂, para la precalefacción del aire sólo es preciso circular en las estufas una fracción de los gases de tragante. Con el fin de aumentar la temperatura del aire que se envía al horno alto así como utilizar el espacio ocupado por las estufas en forma más racional, actualmente se manifiesta una tendencia a elevar el contenido en sílice del material de relleno, así como a mejorar su diseño desde el punto de vista de la transferencia de calor, aumentando superficie por unidad de volumen de estufa. La zona de combustión de CO a CO₂, se separa de la estufa, para ganar espacio de relleno que transfiera calor, y eliminar posibilidades de cortocircuito

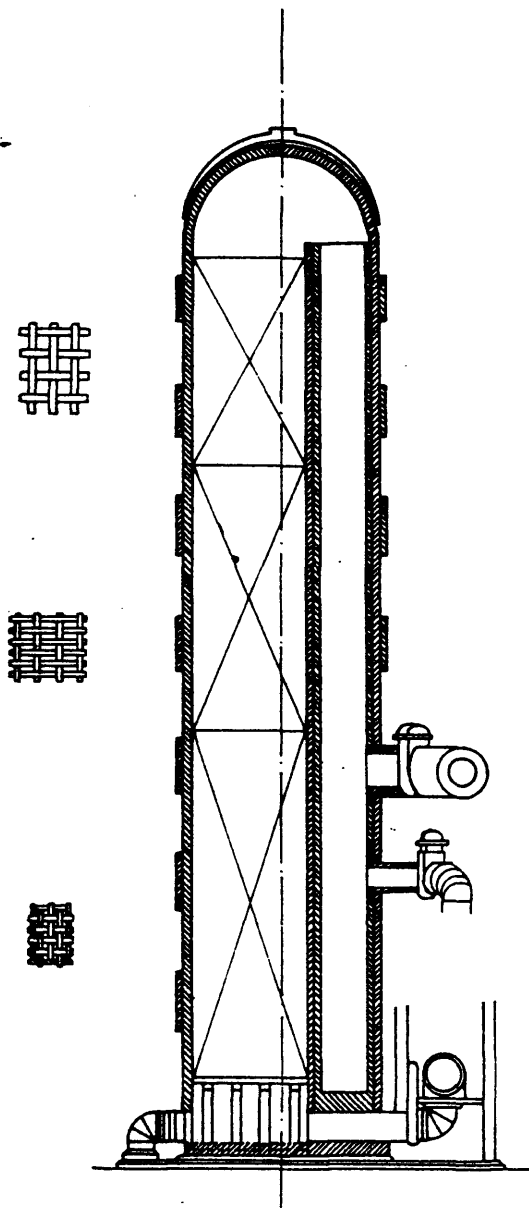


FIG (1-2) - ESTUFA PARA HORNO ALTO

entre cámara de combustión y de relleno. Como solución sencilla se propone que la cámara de combustión se sitúe en la cabeza de la estufa.

En los hornos de vidrio el problema de aumentar la recuperación de calor se aborda en una forma análoga. Al tener que reconstruir el horno cada 6-8 años, los regeneradores se modifican aumentando su altura.

Para la rectificación de aire líquido que conduce a la obtención de oxígeno y nitrógeno, se precisa enfriar el aire mediante un proceso de compresión, refrigeración y expansión adecuado. Así se consigue el aire líquido que se utiliza en la alimentación de la columna de rectificación en la que se separa el oxígeno del nitrógeno. Los cambiadores de calor que se utilizan en este caso para recuperar frío, pueden ser de haz tubular o de la variante regenerador. En este caso se suelen emplear como tercer medio placas metálicas de poco espesor, con forma ondulada para que dejen entre sí un espacio pequeño para el flujo de gas. El periodo de enfriamiento va acompañado de la condensación y solidificación del vapor de agua que contiene el aire de alimentación, y en el periodo de calefacción de los gases oxígeno y nitrógeno que abandonan el proceso, este hielo se sublima y pasa a los gases. Así se tiene la posibilidad de evitar taponamientos por hielo acumulado, que se producirían si en lugar de utilizar un regenerador se emplease un cambiador de haz tubular y no se eliminase por tratamiento adecuado el vapor de agua que contiene el aire de alimentación.

Los regeneradores de calor metálicos rotatorios, figura. (1-3), están formados por un bastidor cilíndrico, constituido por un conjunto de sectores en los que se ha montado un entramado de chapa metálica ondulada, en forma conveniente, para que los ciclos de calefacción y enfriamiento, al crear tensiones térmicas producidas por dilataciones y

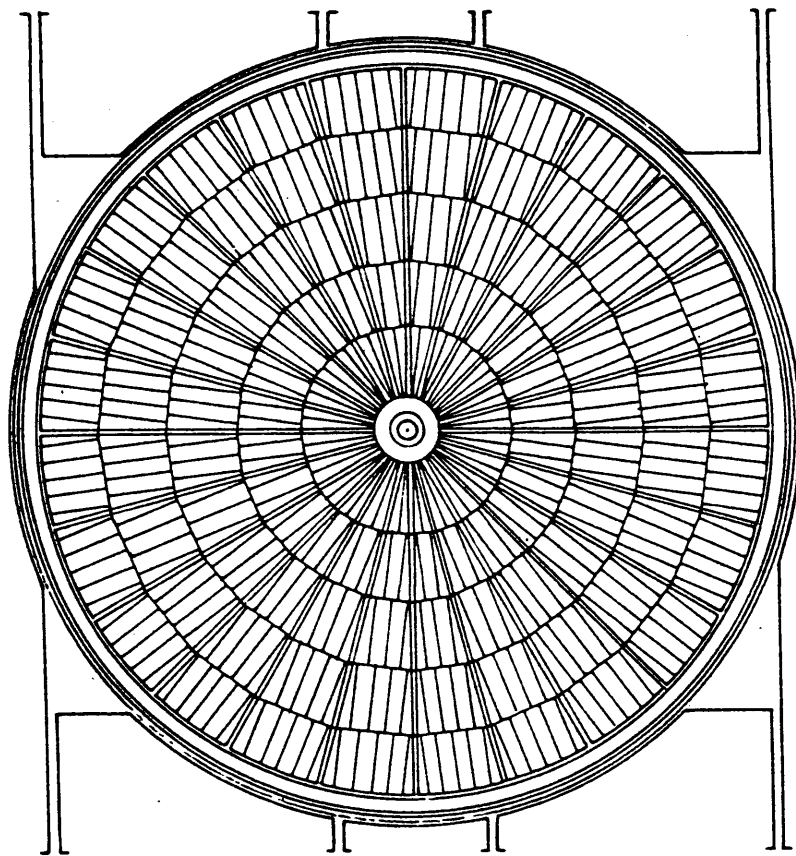
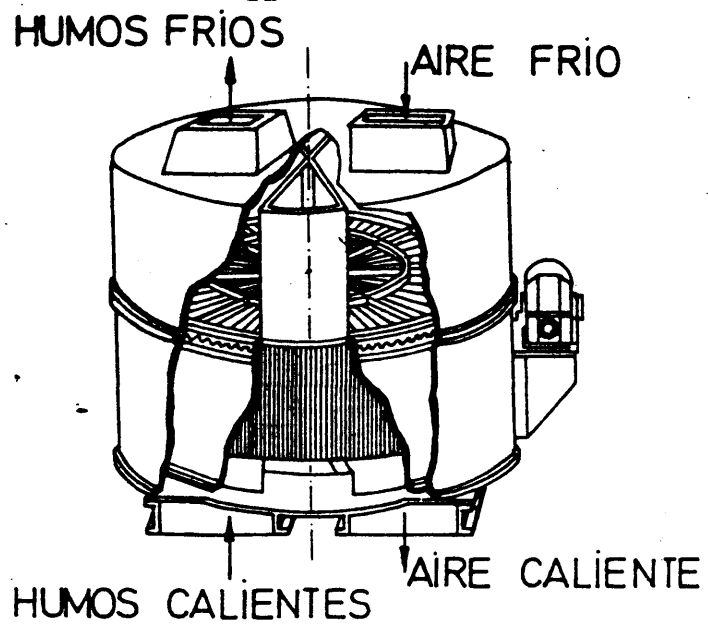


FIG (1-3)-REGENERADOR ROTATORIO

contracciones de la chapa, no deterioren el regenerador. Este bastidor gira dentro de una carcasa provista de las entradas y salidas de gases caliente y frío. La separación entre las zonas de calefacción y enfriamiento se efectúa mediante un sistema de lengüetas deformables en la dirección de giro, que están fijadas en el bastidor y se adaptan a la carcasa. El cierre no es estanco y es posible la infiltración de gases desde la zona de mayor a la de menor presión. Por este motivo interesa que la diferencia de presión entre ambas corrientes sea la más pequeña posible.

Los aspectos particulares que pueden considerarse como ventajas de este tipo de regenerador, son los siguientes:

a) Reducción de tamaño en comparación con un cambiador de haz tubular operando con caudales iguales y con el mismo intervalo de temperaturas. Esta reducción puede suponer que un regenerador rotativo pese la mitad o menos que un cambiador de haz tubular que opere en condiciones idénticas.

b) Menor consumo de energía para flujo de fluidos caliente y frío.

c) Corrosión menor y facilidades para sustituir las zonas corroídas.

La chapa del entramado tiene espesores de 1'2 mm. en la zona de corrosión mayor y 0'6 mm. en la de menor.

d) El motor que hace girar el regenerador es de potencia pequeña y el número de revoluciones por minuto es bajo (alrededor de una).

Las limitaciones que se presentan en su utilización se enumeran a continuación:

a) En general se emplea en intervalos de temperatura inferiores a los de operación de los regeneradores cerámicos.

b) La infiltración entre corrientes es su inconveniente principal. Sólo se emplea para aire o humos y no para combustibles gaseosos por ra

zones obvias.

1.3 TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL REGENERADOR

El intercambio de calor entre el fluido caliente y el frío en un regenerador tiene lugar enfriando el caliente mediante contacto directo con un tercer medio a temperatura intermedia entre ambos, en donde el calor se almacena en forma temporal y posteriormente este tercer medio lo cede, calentando al frío también por contacto directo. Se suceden pe ríodos de calefacción y enfriamiento del tercer medio, en el que el calor se recibe y transmite por la misma superficie.

En el caso de la recuperación de calor de los humos que proceden de un horno, el tercer medio está constituido por un apilamiento de ladrillos refractarios. Los humos se enfrían circulando a su través de arriba abajo y el aire que se va a utilizar en el horno, se precalienta circulando en dirección opuesta. Los periodos de circulación de humos se alternan con los de circulación de aire. Para que la operación del horno tenga lugar en forma continua se dispone de dos regeneradores en paralelo, para que cuando uno de ellos opere en calefacción el otro opere en enfriamiento (13) (14).

1.3.1 BALANCE DE CALOR

El balance de calor tiene en cuenta los aspectos siguientes:

i) El balance se establece en un período de calefacción o enfriamiento y por lo tanto M_c y M_f representan las cantidades de fluidos caliente y frío que circulan a través del apilamiento en dicho periodo.

ii) T_e y t_e son las temperaturas de entrada de los fluidos calien-

te y frío y T_{sm} y t_{sm} las temperaturas medias ponderadas de salida en cada período.

iii) La masa del apilamiento que constituye el tercer medio, M_a , con un calor específico C_a , experimenta una variación media de temperatura Δt_{am} de signo positivo o negativo según que el período sea de calefacción o enfriamiento.

De acuerdo con lo expuesto el balance de calor se puede escribir en la forma siguiente:

Período de calefacción del apilamiento:

$$M_c C_c (T_e - T_{sm}) = M_a C_a \Delta t_{am} \quad (1-1)$$

Período de enfriamiento del apilamiento:

$$M_a C_a \Delta t_{am} = M_f C_f (t_{sm} - t_e) \quad (1-2)$$

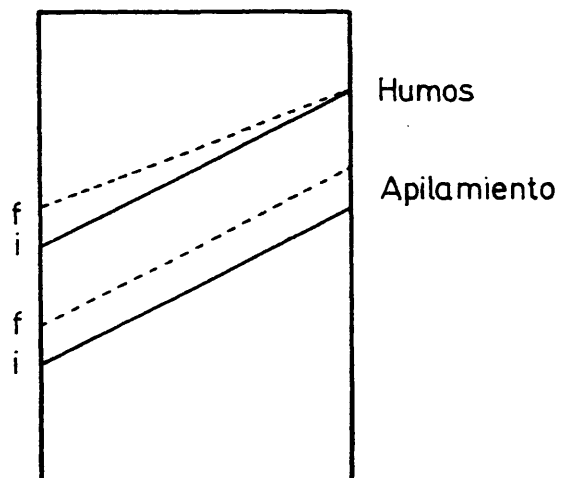
1.3.2 ECUACION DE TRANSFERENCIA

En la figura (1-4) se ha representado la evolución de la temperatura en los períodos de calefacción y enfriamiento del apilamiento de ladrillos refractarios, junto a la correspondiente a los humos que se enfrían y a la del aire que se precalienta.

En el período de calefacción del apilamiento de ladrillos, con una temperatura de entrada de los humos constante, se tiene a la salida una temperatura variable creciente, ya que a medida que se transmite el calor a los ladrillos, al crecer su temperatura se dispone de una diferencia de temperaturas menor y por lo tanto la transferencia de calor es también menor y los humos deben de salir más calientes a medida que transcurre el período.

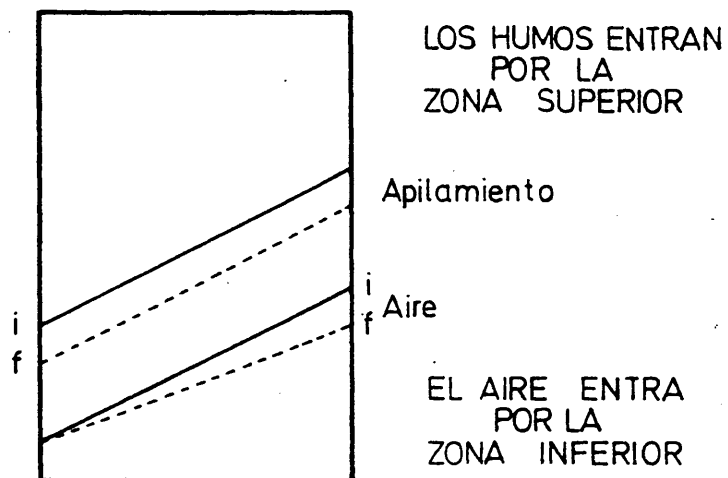
En el período de enfriamiento del apilamiento de ladrillos, el aire

PERIODO CALEFACCION
 APILAMIENTO CERAMICO

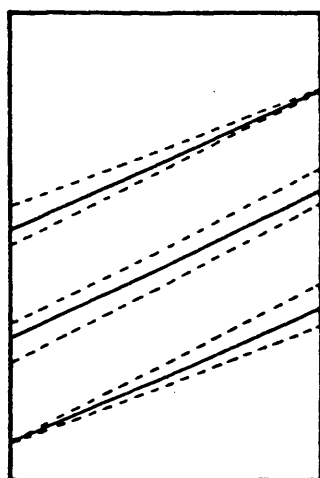


Altura apilamiento
 cerámico

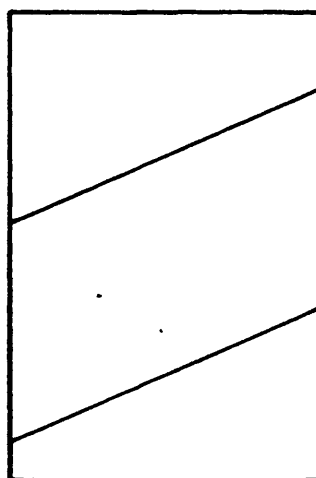
PERIODO ENFRIAMIENTO
 APILAMIENTO CERAMICO



Altura apilamiento
 cerámico



CONDICIONES
 MEDIAS



CAMBIADOR DE CALOR
 CONVENCIONAL

FIG (1-4)

que se precaliente entra a temperatura constante y sale con una temperatura mayor decreciente en función del tiempo, ya que al enfriarse los ladrillos se dispone de un incremento de temperaturas menor y la transferencia de calor será menor también, saliendo el aire precalentado a temperatura más baja a medida que transcurre el período.

En el período de calefacción de los ladrillos su temperatura se eleva en un determinado incremento que es igual al que disminuye en el período de enfriamiento. Evidentemente este hecho es verdad cuando se ha llegado a régimen estacionario en el regenerador, esto es, cuando se ha efectuado un número suficientemente elevado de ciclos de calefacción y enfriamiento.

La comparación de la evolución de temperaturas en el regenerador, superponiendo en el mismo diagrama los dos periodos, con la evolución de la temperatura en el cambiador de calor directo convencional que opere con el mismo intervalo de temperaturas que el medio correspondiente al regenerador, indica que solamente se dispone de una fracción del salto total de temperaturas para transmitir calor, por la oscilación de las temperaturas tanto de los humos y del aire como de los ladrillos.

El coeficiente global en el regenerador tendrá que incluir un término que representa la transferencia de calor hacia el interior de los ladrillos y desde el interior hasta su superficie, además de los términos de convección humo-pared de ladrillos y pared de ladrillos-aire.

La transferencia de calor en cada período se puede establecer modificando convenientemente la ecuación de transferencia en un cambiador convencional, haciendo aparecer el tiempo que dura cada período. Si se utilizan los términos h, θ y h', θ' para designar los coeficientes de convección y los tiempos que duran los períodos de calefacción y enfria-

miento de ladrillos respectivamente, y t y t' las temperaturas de los humos y del aire frente a la superficie de los ladrillos a las temperaturas t_{Lo} y t'_{Lo} respectivamente, y admitiendo que las diferencias $(t - t_{Lo})$ y $(t'_{Lo} - t')$ permanecen constantes dentro del regenerador, se puede escribir la ecuación de transferencia en cada período en la forma:

$$\text{Calefacción de ladrillos} \quad Q_p = \frac{t - t_{Lo}}{1/hS\theta} \quad (1-3)$$

$$\text{Enfriamiento de ladrillos} \quad Q_p = \frac{t'_{Lo} - t'}{1/h'S\theta'} \quad (1-4)$$

Si se admite que $t_{Lo} = t'_{Lo}$, sumando miembro a miembro las dos ecuaciones anteriores:

$$Q_p = \frac{t - t'}{\frac{1}{hS\theta} + \frac{1}{h'S\theta'}} = \frac{t - t'}{\frac{1}{U_I S}} \quad (1-5)$$

en la que U_I es el coeficiente global de transferencia de calor en período total. El subíndice se refiere a condiciones ideales $t_{Lo} = t'_{Lo}$ y si θ y θ' fuesen iguales a una hora, su valor numérico coincide con el valor de U en un cambiador convencional con idénticos valores numéricos para los coeficientes h .

En la realidad no puede admitirse $t_{Lo} = t'_{Lo}$ y se llega a :

$$Q_p = \frac{t - t' - (t_{Lo} - t'_{Lo})}{\frac{1}{hS\theta} + \frac{1}{h'S\theta'}} = \frac{t - t'}{\frac{1}{hS\theta} + \frac{1}{h'S\theta'}} \left(1 - \frac{t_{Lo} - t'_{Lo}}{t - t'} \right) = \frac{t - t'}{U_R S} \quad (1-6)$$

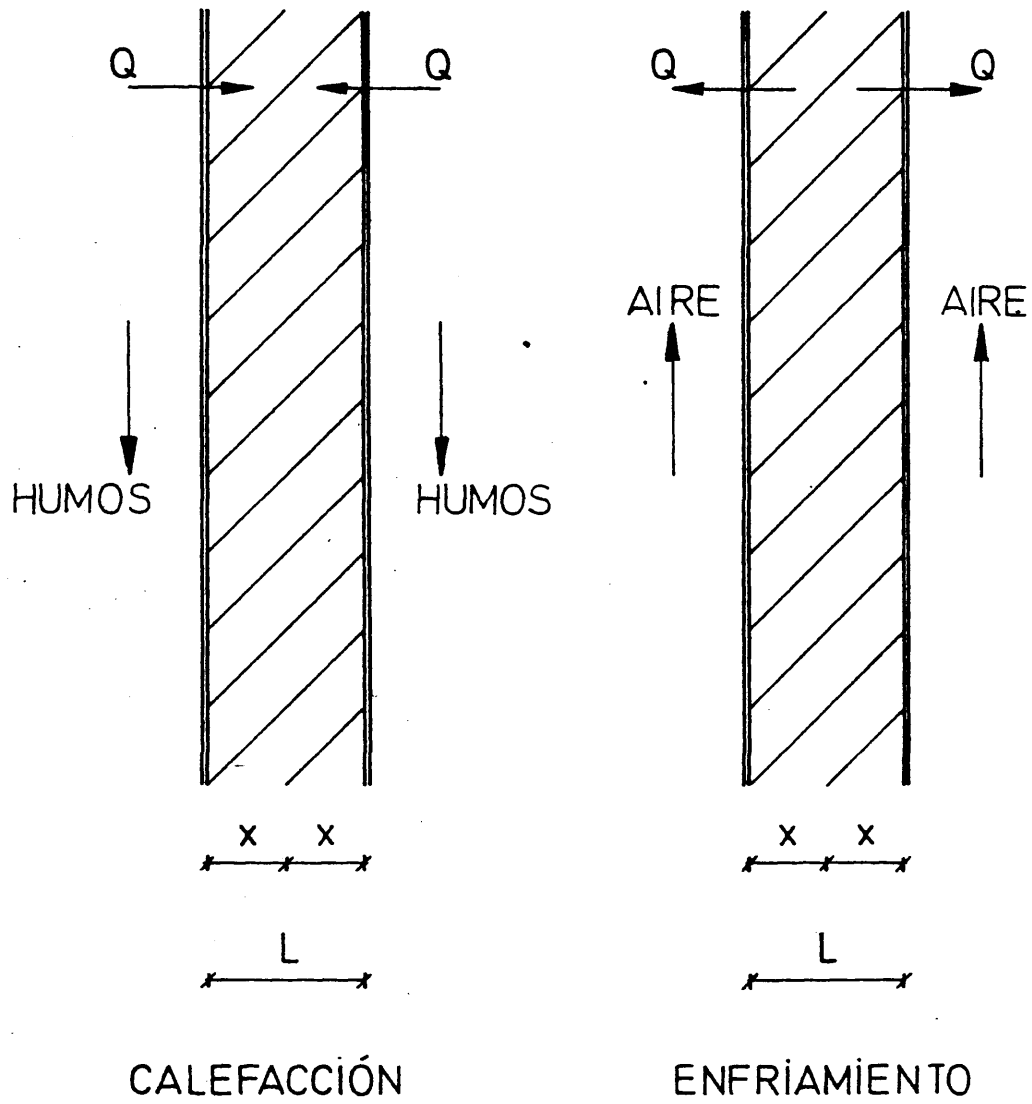


FIG (1-5)- SUPUESTO DE HAUSEN

en la que U_R es el coeficiente global de transferencia real del regenerador. Su relación con U_I se halla en forma inmediata:

$$U_R = U_I \left(1 - \frac{t_{Lo} - t'_{Lo}}{t - t'} \right) \quad (1-7)$$

esto es, en un regenerador se tiene un coeficiente global real inferior al que corresponde a un cambiador convencional que opere con los mismos flúidos en las mismas condiciones fluidodinámicas y en el mismo intervalo de temperaturas.

Para hallar el coeficiente global real, se precisa conocer la diferencia $t_{Lo} - t'_{Lo}$. El cálculo de los valores de t_{Lo} y t'_{Lo} es complejo y el tratamiento del problema que se aproxima a la situación real se debe a M. Hausen que lo aborda en forma simplificada en el supuesto de que la pared de ladrillo fuese plana, de espesor L y los humos y el aire circulen en la forma que se indica en la figura (1-5).

El tratamiento dado por Hausen conduce a un coeficiente global dado por la expresión siguiente:

$$U_R = \frac{1}{\frac{1}{h\theta} + \frac{1}{h'\theta'} + \left(\frac{1}{\theta} + \frac{1}{\theta'} \right) \frac{L}{6K}} \quad (1-8)$$

En el caso de regenerador rotatorio (14), la evolución de las temperaturas tanto en el ciclo de enfriamiento de gases como en el de calefacción corresponde a la representada en la figura (1-6).

La ecuación de transferencia dada para un regenerador cerámico se simplifica teniendo en cuenta que el espesor de las placas metálicas

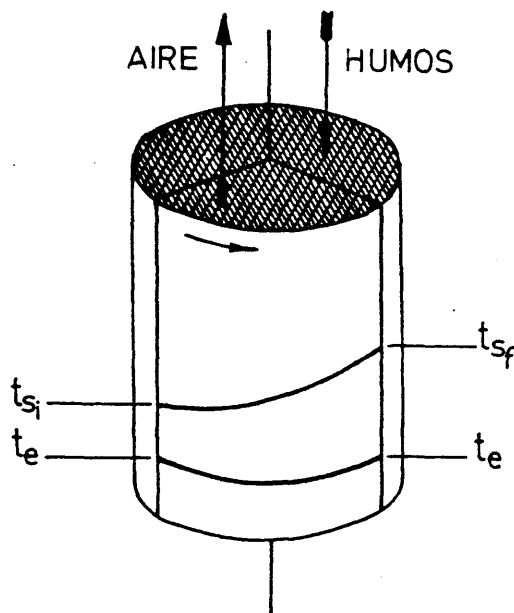
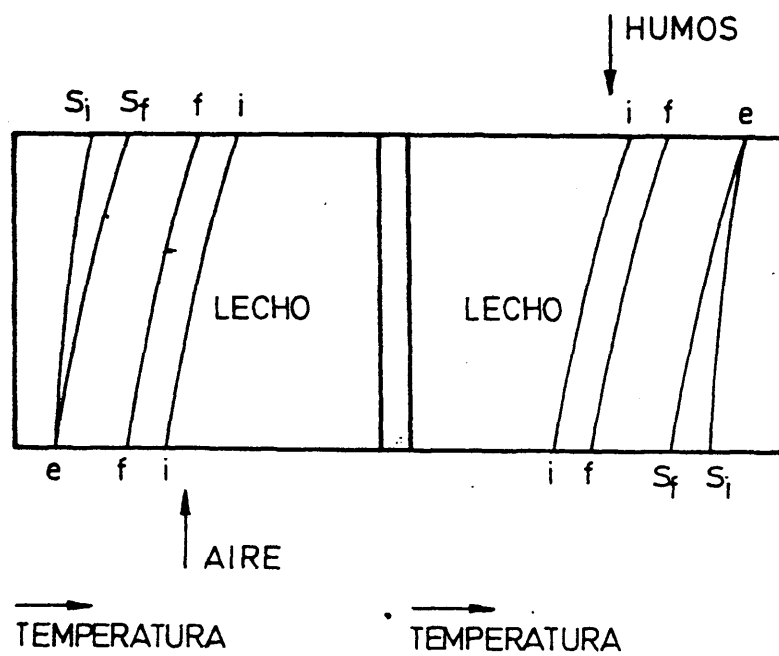


FIG (1-6) - EVOLUCION TERMICA DE REGENERADORES ROTATORIOS

que almacenan calor es muy pequeño (del orden de 0'001 m.) y que el coeficiente de conductividad térmica del acero 40-50 Kcal/hm°C y por lo tanto el término de resistencia térmica de conducción puede despreciarse frente al de convección. Para un sector del regenerador se tiene que la cantidad de calor transmitida Q_S , por la superficie del sector S_S , es:

$$Q_S = \frac{\Delta t_m}{\frac{1}{S_S \theta h} + \frac{1}{S_S \theta' h'}} \quad (1-9)$$

Si se define $x = \frac{\theta}{\theta_T}$ y $x' = \frac{\theta'}{\theta_T}$, en las que θ_T es el tiempo que

precisa el sector para efectuar una vuelta completa, esto es, el tiempo que necesita el regenerador para dar una vuelta, se puede escribir:

$$Q_S = \frac{\theta_T S_S \Delta t_m}{\frac{1}{x h} + \frac{1}{x' h'}} \quad (1-10)$$

o bien

$$\frac{Q_S}{\theta_T} = \frac{S_S \Delta t_m}{\frac{1}{x h} + \frac{1}{x' h'}} \quad (1-11)$$

que por último puede transformarse en la ecuación de transferencia para todo el regenerador de superficie S , expresada en función de S_S mediante $S = n S_S$, en la que n es el número de sectores que tiene el bastidor

$$Q = \frac{S \Delta t_m}{\frac{1}{x h} + \frac{1}{x' h'}} = U S \Delta t_m \quad (1-12)$$

En general se admite que en el ciclo de calefacción y enfriamiento la temperatura del bastidor metálico varía 10°C.

El estudio de la influencia del número de revoluciones en la transferencia de calor es complejo y ha precisado de estudios en planta piloto que no han deducido de forma satisfactoria su tratamiento desde el punto de vista matemático.

1.4. SITUACION ACTUAL DEL CONOCIMIENTO DEL REGENERADOR

Como resumen de la visión de conjunto expuesta sobre los regeneradores, así como de la incidencia de la elevación de los costos de la energía en su diseño, al imponerse una mayor recuperación de calor, se puede llegar a las conclusiones siguientes:

A) Los métodos de cálculo que se siguen para dimensionar los regeneradores de calor se basan en supuestos que en primera aproximación se han confirmado en el intervalo de recuperación de calor con el que se operaba usualmente. Al aumentar el porcentaje de recuperación de calor es de esperar que sea preciso introducir nuevas correcciones en las expresiones teóricas, ya que al reducirse el incremento medio de temperaturas de operación, los supuestos que se admiten para abordar el régimen transitorio se alejan de la realidad.

B) Los regeneradores cerámicos para gases evolucionan aumentando la superficie, sin variar su sección transversal, creciendo en altura, por razones de espacio libre en las instalaciones existentes. Este aumento de altura hace crecer los esfuerzos de compresión con que opera la base. Asimismo la temperatura más alta con la que opera la zona superior del apilamiento cerámico exige un cambio en la composición de los ladrillos refractarios, creciendo su contenido en SiO_2 . En nuevos diseños se tendrá que llegar a una solución con

variación no sólo de altura sino también de sección.

C) Los regeneradores metálicos para gases presentan limitaciones en su empleo, tanto en recuperación de calor como en recuperación de frío. Dado el pequeño espesor de la pared, las hipótesis de cálculo para la forma de operar convencional, se pueden seguir cumpliendo aunque se aumente la recuperación de calor. La variante rotativa tiene una utilización mayor aunque el tratamiento teórico es mucho más complejo y actualmente su diseño se basa más en el conocimiento del resultado de operación de regeneradores análogos que en ecuaciones de diseño.

D) Los regeneradores para líquidos han merecido muy poca atención. Los motivos en los que se justifica esta atención limitada se deben a que los cambiadores convencionales indirectos cubren sobradamente la mayor parte de las situaciones reales en las que se precisa intercambio de calor entre líquidos. Para casos especiales como los expuestos en la primera parte de esta introducción, los regeneradores presentan el inconveniente del retenido que se mezcla con la nueva alimentación al invertirse la circulación de fluidos caliente y frío.

1.5 ESTUDIO PREVIO AL PLAN DE TRABAJO

Si bien los trabajos realizados (2),(5),(11), indicaban que los regeneradores de calor utilizados para líquidos han merecido muy poca atención en la bibliografía, se consideró oportuno efectuar una revisión que permitiera comprobar una vez más esta circunstancia.

A continuación se hace referencia breve a los trabajos que se consideran de mayor interés y que fueron utilizados para conocer tanto las

técnicas experimentales con las que se operaba en estudios de transferencia de calor en lechos granulares, como las correlaciones con las que se trataba la información obtenida.

La transferencia de calor en sistemas fluido-sólido ha sido objeto de numerosos estudios dada la importancia que su conocimiento tiene en el dimensionado, no sólo de regeneradores de tipo gas-sólido en los procesos metalúrgicos, sino en las operaciones de absorción o en los reactores catalíticos, ya sean de lecho fijo o fluidizado.

SCHUMANN (15) estudió la transferencia de calor en sistemas que operasen como regeneradores, considerando que las partículas que componen el lecho no ofrecen resistencia a la transferencia de calor imponiendo que ésta es despreciable entre distintos puntos del sólido y del líquido y que la velocidad a la que tiene lugar era proporcional a la diferencia de temperatura entre el sólido y el fluido en cada punto. En este estudio consideró que las propiedades del sistema eran independientes de la temperatura.

LÖFF y HAWLEY estudiaron la transferencia de calor entre el aire y sólidos granulares en régimen no estacionario, obteniendo una ecuación que permite obtener el coeficiente de transferencia de calor como función del caudal másico de gas que circula a través del lecho y del diámetro de las partículas que lo componen (16).

SINGER y WILHELM (17) estudiaron la transferencia de calor en lechos empacados en los que la transferencia de calor se efectúa a través de la pared que los contiene, con el fin de calentar un fluido que circula a través del lecho.

MUNRO y AMUNDSON (18) obtuvieron una solución al problema de la transferencia de calor entre un fluido y un sólido en sistemas en los

que el contacto entre ambos se realiza con flujo paralelo o en contracorriente.

GAMSON (19) desarrolló correlaciones que permiten la evaluación del coeficiente de transferencia de calor para lechos fijos o fluidizados.

AMUNDSON (20) realizó el estudio de la transferencia de calor y materia en lechos de partículas pequeñas y grandes de tipo fijo y fluidizado, con el fin de analizar teóricamente los reactores catalíticos y encontrar soluciones a los problemas de transferencia de calor en estos.

CALDERBANK y POGORSKI (21) estudiaron la transferencia de calor en un lecho fijo a través de la pared que lo contiene, con el fin de conocer la transferencia de calor en reactores catalíticos de operación análoga.

HOLT (22) estudió la transferencia de calor a sólidos a través de superficies calefactoras y su implicación en procesos de transferencia de materia.

SCHULUNDER (23) estudió la transferencia de calor, materia y cantidad de movimiento en lechos de sólidos entre las partículas y entre los "huecos" del lecho.

WAKAO y col. (24) revisaron los datos publicados sobre transferencia de calor en lechos de partículas por medio de un modelo matemático de dispersión térmica axial.

GUNN y DE SOUZA (25) estudiaron la frecuencia de la respuesta térmica de lechos de relleno dentro de un rango de bajos números de REYNOLDS, justificando los resultados mediante un modelo matemático de regresión no lineal que permitió el análisis de la dispersión axial de la transferencia de calor.

VORTMEYER y SCHAEFER (26) estudiaron matemáticamente la transferen

cia de calor en lechos catalíticos mediante modelos de una y dos fases obteniendo relaciones entre la conductividad térmica axial de los lechos en modelos de una fase y el coeficiente de transferencia de calor en modelos de dos fases.

La transferencia de calor en lechos móviles con unas características de movimiento diferentes a las del lecho fluidizado ha sido el objeto de los estudios de BRINN y col. (27) quienes desarrollaron ecuaciones y métodos de diseño para sistemas en los que el calentamiento de un sólido que fluye por gravedad en paralelo o en contracorriente con un fluido, tiene lugar a través de las paredes de la conducción.

KASATKIN y col. (28) estudiaron la transferencia de calor a sólidos que se mueven por el interior de un equipo impulsados por un tornillo sin fin, realizándose el calentamiento a través de las paredes del recipiente.

UHL y ROOT (29) realizaron estudios análogos a los efectuados por Kasatkin considerando que la calefacción de los sólidos no se realizaba únicamente a través de las paredes del recipiente sino también a través de la hélice o paletas del tornillo sin fin impulsor por cuyo interior circulaba también fluido calefactor.

Entre los trabajos realizados para el estudio de los sistemas de contacto sólido-fluido se encuentran los de GARSIDE y col. (30) quienes desarrollaron un sistema de contacto gas-sólido de aplicación en la industria de los fertilizantes. SLATER (31) estudió los sistemas de contacto en contracorriente para sistemas líquido-sólido.

HOLT (32) presenta una revisión de los distintos sistemas de contacto líquido-sólido.

BARKER (33) realizó una revisión de la bibliografía existente so-

bre la transferencia de calor entre flúidos y sólidos divididos (sistemas granulares) tanto en lecho fijo como fluidizado, señalando la ausencia de datos en este campo de la transferencia de calor.

Como confirmación de la revisión efectuada, se ha vuelto a poner de manifiesto la falta de datos experimentales que permitan el estudio de los regeneradores de calor para líquidos. Los tratamientos teóricos dados a la transferencia de calor entre un flúido y un lecho granular son suficientemente complejos para que su aplicación al problema de los regeneradores de calor para líquidos se complicase aún más al tener que considerar el cambio de retenido en cada operación de inversión de la transferencia de calor. Por este motivo, al plantearse la realización del trabajo que se presenta se optó por definir el regenerador mediante su rendimiento térmico.

1.6 NOMENCLATURA

C_a	= Calor específico del apilamiento
C_c	= Calor específico del fluido caliente
C_f	= Calor específico del fluido frío
h	= Coeficiente de convección del calentamiento
h'	= Coeficiente de convección de enfriamiento
K	= Parámetro
M_a	= Masa del apilamiento
M_c	= Flujo de fluido caliente
M_f	= Flujo de fluido frío
Q_p	= Calor transmitido en un período
Q_s	= Calor transmitido por la superficie de un sector
S	= Superficie total del regenerador
S_s	= Superficie de un sector
t	= Temperatura de los humos
t'	= Temperatura del aire
t_e	= Temperatura de entrada del fluido frío
t_{Lo}	= Temperatura inicial de los ladrillos en calentamiento
t'_{Lo}	= Temperatura inicial de los ladrillos en enfriamiento
t_{sm}	= Temperatura media de salida de enfriamiento
T_e	= Temperatura de entrada del fluido caliente
T_{sm}	= Temperatura media de salida de calentamiento
V_I	= Coeficiente global de Transferencia en período total
V_R	= Coeficiente global real de Transferencia del regenerador
x	= Parámetro
x'	= Parámetro
Δt_{am}	= Variación media de temperatura del apilamiento

Δt_m = Diferencias de temperaturas media

θ = Tiempo de calentamiento

θ' = Tiempo de enfriamiento

θ_T = Tiempo de giro completo del regenerador

2. REGENERADORES DE ETAPAS MÚLTIPLES

2.1 CONCEPTO DE REGENERADOR

El intercambio de calor entre el fluido caliente y el frío en un regenerador tiene lugar enfriando el caliente mediante contacto directo con un tercer medio, a temperatura intermedia entre ambos, en el que el calor se almacena de forma temporal; posteriormente este tercer medio lo cede, calentando al frío también por contacto directo. Se suceden periodos de calefacción y enfriamiento del tercer medio, en los que el calor se recibe y transmite por la misma superficie.

En el caso de la recuperación de calor de los humos que proceden de un horno, el tercer medio está constituido por un apilamiento de ladrillos refractarios. Los humos se enfrían circulando a su través de arriba abajo y el aire que se va a utilizar en el horno se precalienta circulando en dirección opuesta. Los periodos de circulación de humos se alternan con los de circulación de aire. Para que la operación en el horno tenga lugar de forma continua se dispone de dos regeneradores en paralelo, de manera que cuando uno de ellos opere en calefacción, el otro opere en enfriamiento. La utilización de un material cerámico en el apilamiento no es limitativa. En situaciones distintas a la del horno que se acaba de considerar, se utilizan también entramados metálicos tanto para recuperar calor como frío. Igualmente el apilamiento o entramado metálico puede hacerse móvil en lugar de mantenerse fijo, con lo que no se precisa el cambio de flujo de los fluidos.

2.2 CONCEPTO DE REGENERADOR DE ETAPAS MULTIPLES

En la utilización de los regeneradores para intercambiar calor entre dos fluidos líquidos, situación a la que se presta atención en el presente trabajo, la circulación que se acaba de describir para gases

no puede realizarse por los motivos indicados en la introducción. La circulación de los líquidos siempre por riego para reducir el valor del retenido al mismo tiempo que se aumenta el coeficiente de transferencia de calor fluido-apilamiento, sugirió la posibilidad de operar saturando termicamente el lecho del regenerador.

En la figura (2-1a,b) se representa un esquema de la operación del regenerador de etapas múltiples.

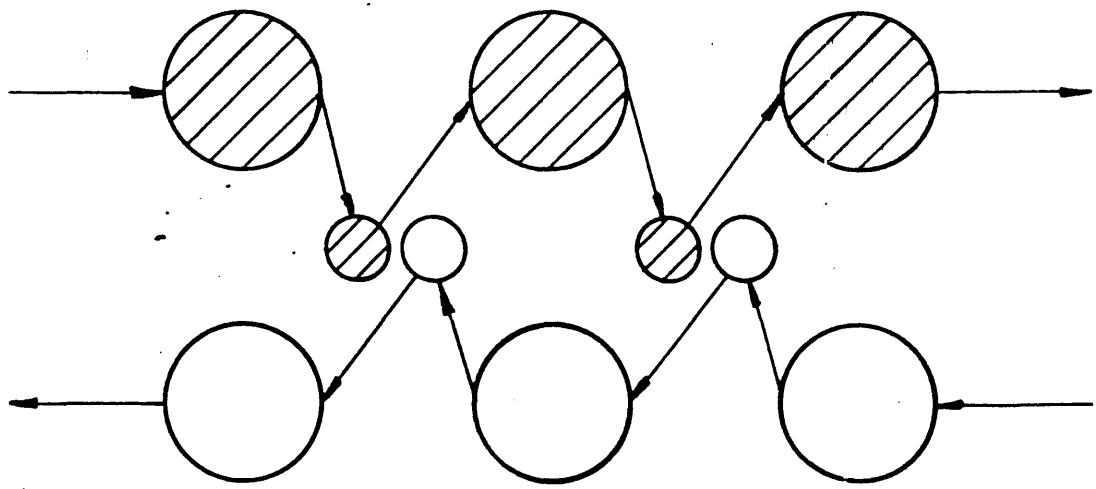
En cada periodo el fluido caliente circula a través de un conjunto de lechos en serie separados por depósitos con agitación, de capacidad adecuada para que su temperatura practicamente no se modifique aunque lo haga la del fluido que los alimenta. Análogamente el fluido frío circula por un sistema de lechos y depósitos idénticos montados en paralelo.

En cada periodo los lechos aumentan su temperatura, de forma que se llega a conseguir que la temperatura del líquido a la salida del lecho sea igual que a la entrada. Cuando se produce esta circunstancia se efectúa el cambio en la circulación de fluidos caliente y frío.

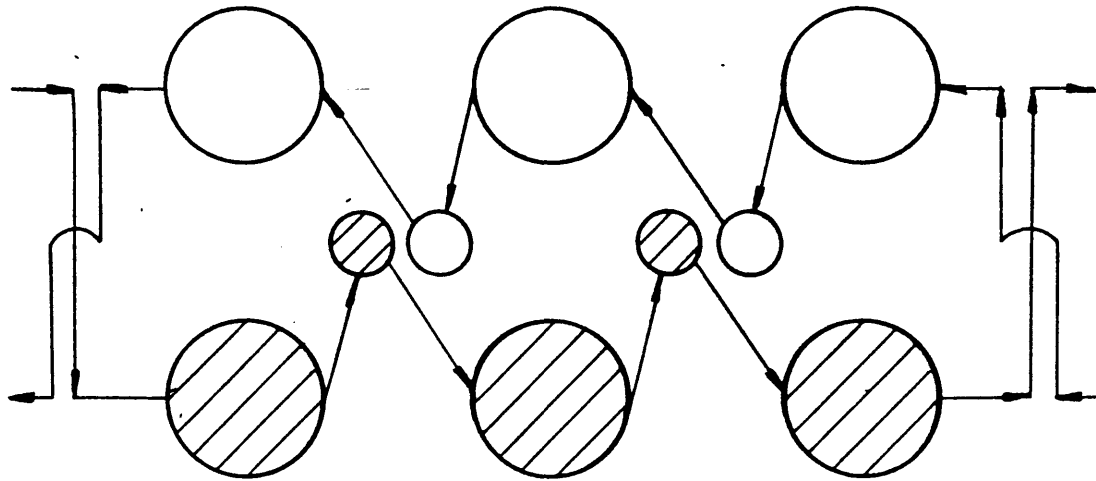
La existencia de un retenido líquido, exige un intervalo de tiempo para que los lechos escurran y/o se efectúe una operación de lavado. Ello justifica la importancia de conseguir un lecho con un retenido mínimo.

A continuación se estudia por separado la etapa teórica que opera de acuerdo con lo expuesto, el balance de calor y el rendimiento. Posteriormente el conjunto de etapas múltiples, el balance de calor y el rendimiento total. Por último los aspectos teóricos que facilitan la estimación de costes.

Como una variante del regenerador de etapas múltiples se estudian



(a)



(b)

FIG (2-1)-ESQUEMA DE OPERACION DEL REGENERADOR DE ETAPAS MULTIPLES

al final del capítulo los aspectos particulares que presenta la transferencia de calor con condensación o ebullición.

Si bien el sistema de etapas múltiples que se estudia puede utilizarse con caudales de fluidos caliente y frío diferentes, se presta una atención particular a la situación en la que los dos caudales son iguales y sus calores específicos también. Este caso se da con frecuencia en la recuperación de calor en operaciones o procesos químicos en los que la alimentación fría se calienta gracias a la corriente caliente de salida de la operación o proceso.

2.2.1 ETAPA TEORICA

En un proceso de transferencia se define como etapa teórica aquel aparato o zona de aparato caracterizada porque en ella las fases que se alimentan la abandonan en las condiciones de equilibrio que vienen fijadas por las características fisicoquímicas del sistema, la relación de caudales y por las propiedades de las fases de alimentación. En el caso de una operación de transferencia de calor las condiciones de equilibrio se establecen cuando las temperaturas de ambas fases son iguales. Así en transferencia de calor la función de equilibrio podrá representarse por una recta de pendiente unidad en un diagrama cartesiano de la temperatura del medio caliente, T , que se enfría, y del frío, t , que se calienta, figura (2-2).

2.2.1.1 Balances de calor

El balance de calor transmitido en una etapa teórica desde la fase caliente a la fase fría permite llegar a una solución gráfica análoga a la correspondiente a una operación de transferencia de materia por car-

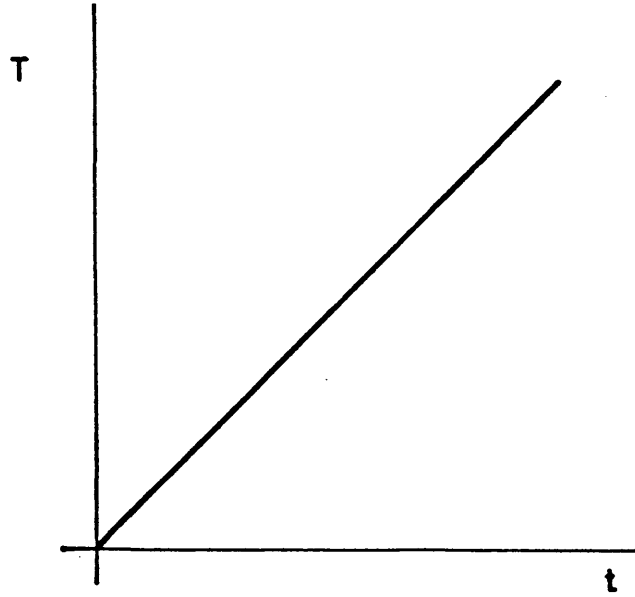


FIG (2-2)

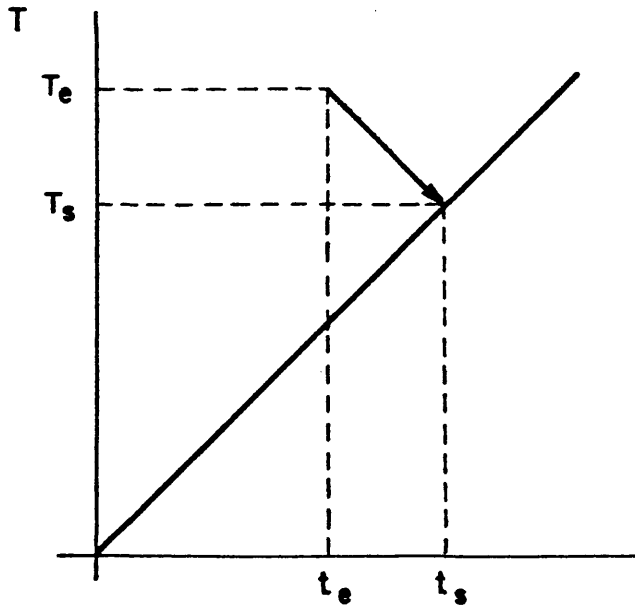


FIG (2-3)

gas.

$$M_c C_c (T_e - T_s) = M_f C_f (t_s - t_e) \quad (2-1)$$

o bien

$$-\frac{M_f C_f}{M_c C_c} = -\frac{T_e - T_s}{t_e - t_s} = -R \quad (2-2)$$

ecuación que define una recta que pasa por los puntos de coordenadas (T_e, t_e) y (T_s, t_s) en el diagrama de equilibrio, figura (2-3)

En el caso de un regenerador, el calor se transmite desde el fluido caliente al medio en el que se acumula calor, y de éste al fluido frío. Se deben en consecuencia establecer los balances de calor entre fluidos y lecho y el balance global entre fluidos.

a) Balance entre el fluido caliente y el lecho

$$M_c C_c (T_e - T_s) = M_l C_l (t_{lf} - t_{li}) \quad (2-3)$$

$$-\frac{M_l C_l}{M_c C_c} = -\frac{T_e - T_s}{t_{li} - t_{lf}} = -R \quad (2-4)$$

b) Balance entre el fluido frío y el lecho

$$M_l C_l (t'_{li} - t'_{lf}) = M_f C_f (t_s - t_e) \quad (2-5)$$

$$-\frac{M_l C_l}{M_f C_f} = -\frac{t_e - t_s}{t'_{li} - t'_{lf}} = -R \quad (2-6)$$

Las temperaturas inicial y final del lecho en los balances anteriores son las mismas, aunque cambiadas de orden, al calentarse que al enfriarse.

c) Balance entre fluidos

Se llega de forma inmediata a

$$\frac{M_c C_c}{M_f C_f} = \frac{t_e - t_s}{T_e - T_s} \quad (2-7)$$

En el diagrama de equilibrio de la figura (2-4) se han representado las ecuaciones (2-4) y (2-6). En el caso de que no se alcanzaren las condiciones de equilibrio la evolución del sistema estaría representada en la forma dada en la figura (2-5a) y si por las características especiales del equipo o de la circulación de los fluidos (operando en contracorriente) se superasen las condiciones de equilibrio, la evolución sería la indicada por la figura (2-5 b)

2.2.1.2 Etapa real

La realización práctica de una etapa de equilibrio puede efectuarse operando de forma discontinua. La fase líquida se hace llegar al lecho y si la porosidad de éste es la adecuada para permitir que la cantidad total del líquido ocupe el espacio libre del lecho, bastará con abandonar al sistema a sí mismo para que se alcancen las condiciones de equilibrio que establece el balance de calor. En el caso de que el volumen de fase líquida no fuera suficiente para ocupar el volumen libre, o fuera mayor que éste, se haría necesaria la circulación del líquido a través del lecho con un caudal adecuado, figura (2-6 a,b,c)

Otra variante se tiene al hacer llegar al lecho la cantidad de fluido que se desea calentar o enfriar en la operación, en forma continua pero sin circular. Así, tanto la temperatura de salida del fluido del lecho como el perfil de temperaturas a lo largo de éste varían con el tiempo. Al finalizar la circulación del fluido se puede determinar

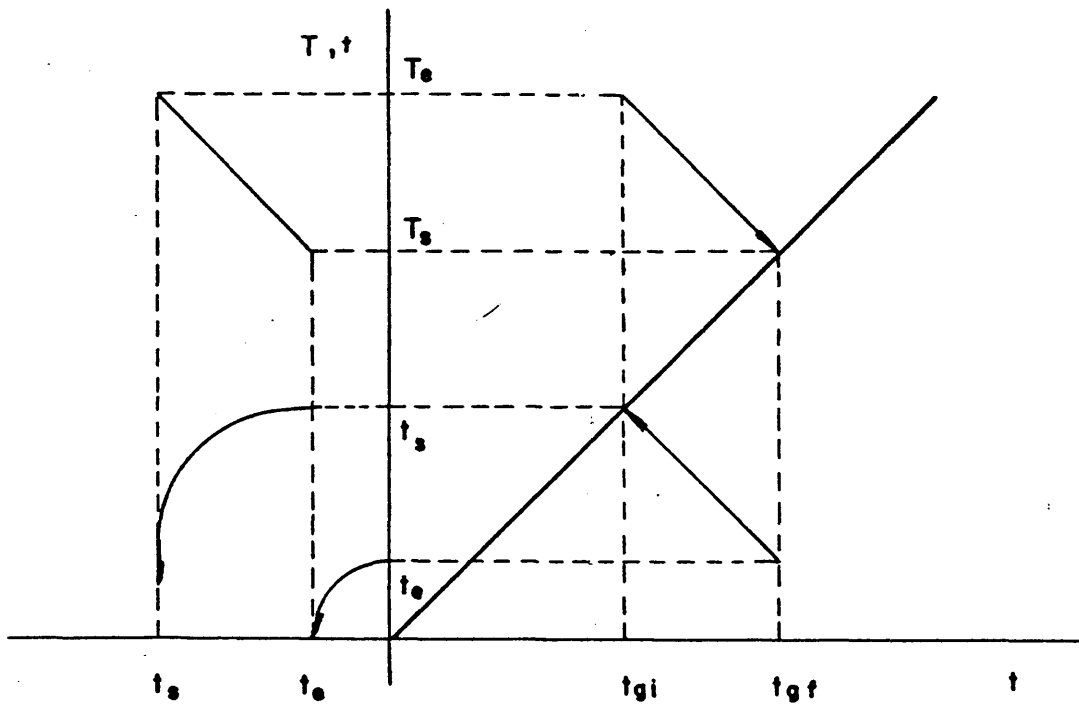
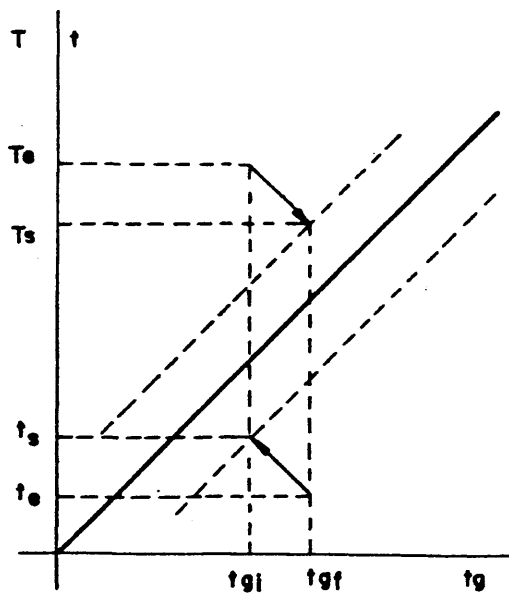
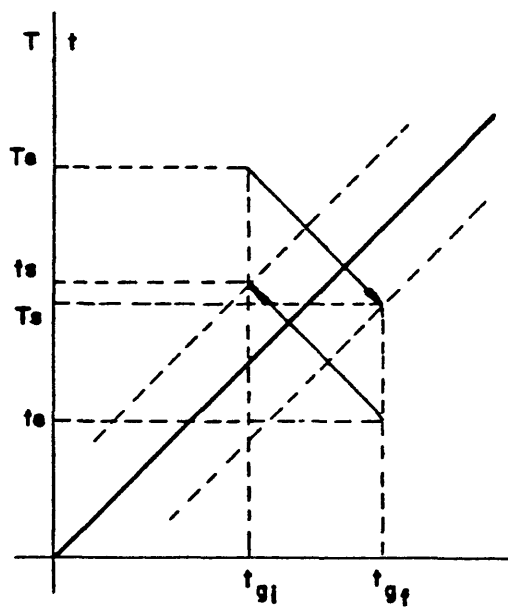


FIG (2-4) t_{gf} t_{gi}

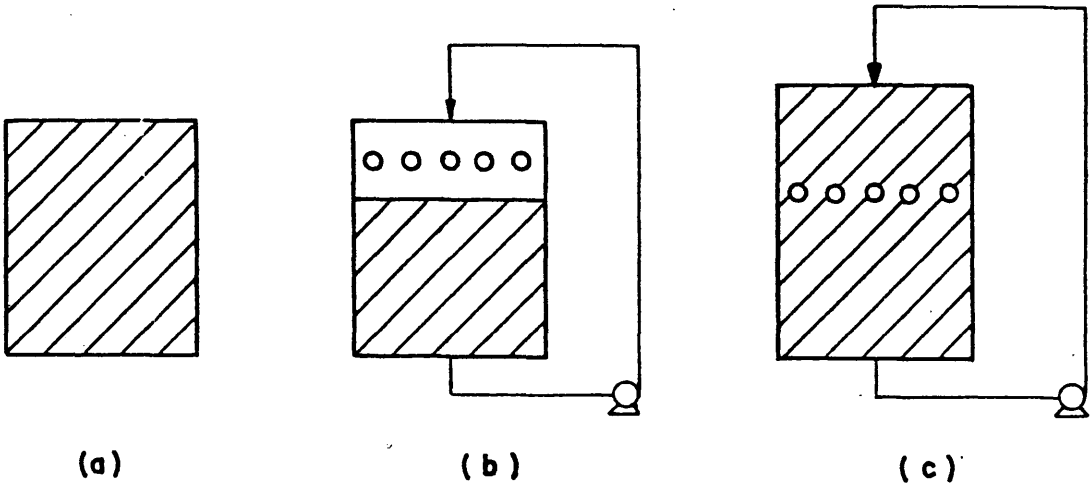


(a) t_{gf} t_{gi}



(b) t_{gf} t_{gi}

FIG (2-5)



FIG(2-6)

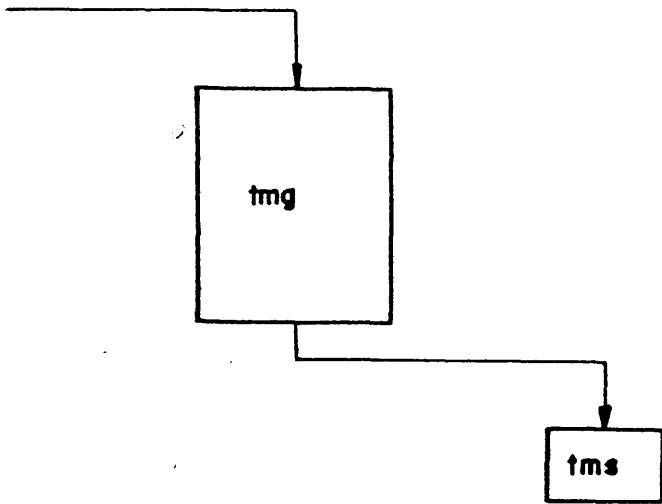


FIG (2-7)

su temperatura media simplemente por medida en un depósito que se ha homogeneizado por agitación, t_m . La temperatura media del lecho se puede hallar mediante este último valor y los valores iniciales de la temperatura del lecho y de la alimentación de fluido, figura (2-7). Es evidente que en estas condiciones pueden no alcanzarse las temperaturas de equilibrio.

2.2.1.3 Rendimiento de la etapa real

El rendimiento térmico de una etapa se define mediante la expresión

$$\eta = \frac{T_e - T_s}{T_e - t_e} \times 100 = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e} \times 100 \quad (2-8)$$

La figura (2-4) permite llegar fácilmente a la conclusión de que en el caso de una etapa teórica en la que el cociente de los equivalentes térmicos del fluido y del relleno sea la unidad, $\eta = 33\%$ ya que se cumple

$$3 \times (T_e - T_s) = T_e - t_e \quad (2-9)$$

2.2.2 ETAPAS TEORICAS MULTIPLES

La operación de un regenerador de calor de etapas múltiples en contracorriente se representa en la figura (2-8). La comprensión de su funcionamiento es inmediata: cada una de las baterías de etapas en paralelo recibe la alimentación de fluido caliente o frío, con lo que los lechos se calientan o se enfrían. Cuando se invierte la alimentación, el lecho caliente cede calor al fluido frío y el lecho se calienta por el fluido caliente.

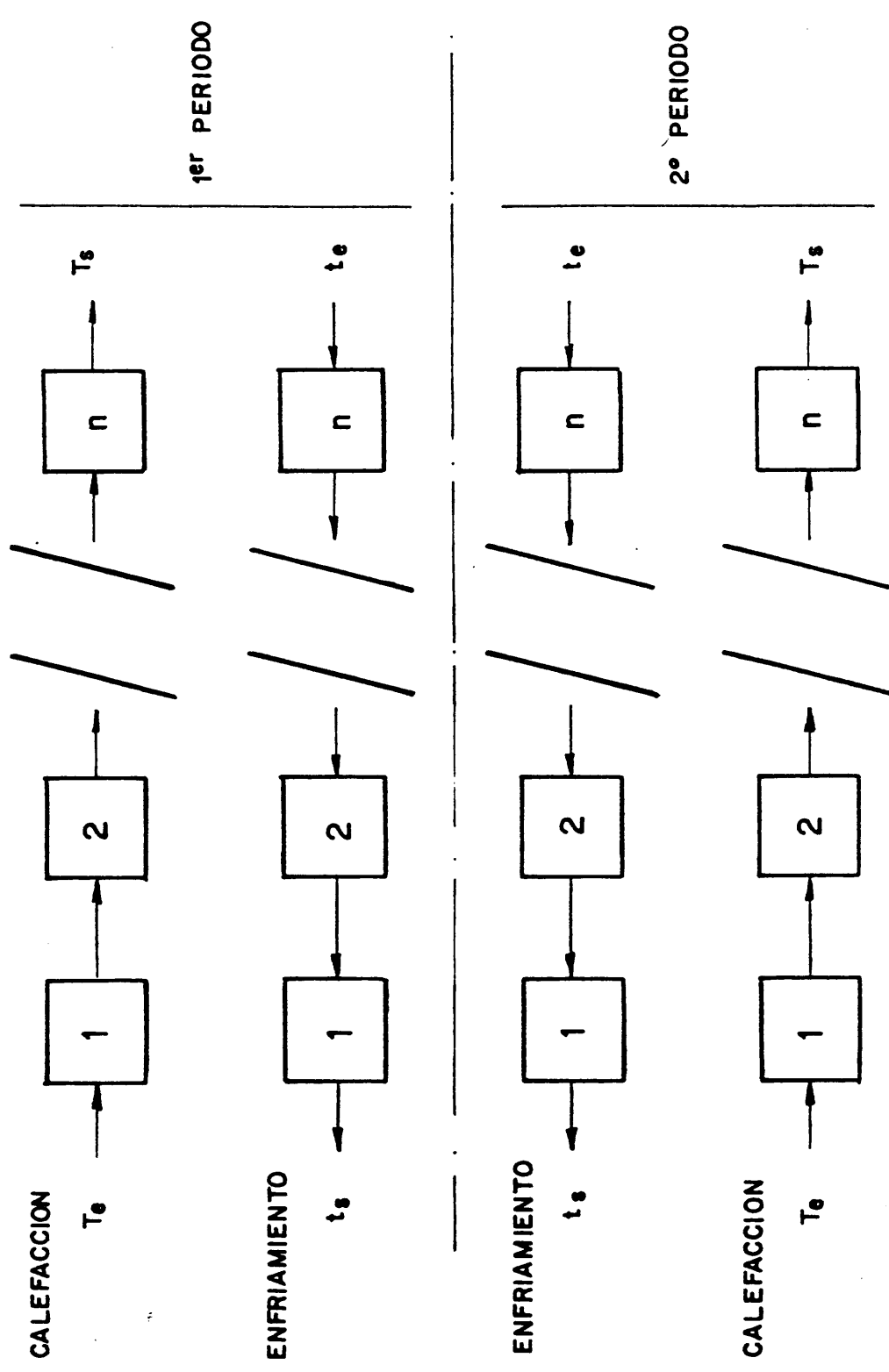


FIG (2-8)

2.2.2.1 Balance de calor

En cada etapa se cumplen los balances establecidos en 2.2.1.1 ,que ahora se repiten haciendo aparecer el subíndice correspondiente a cada etapa.

$$\frac{M_f C_f}{M_c C_c} = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e} = R \quad (2-10)$$

$$- \frac{M_l C_l}{M_c C_c} = - \frac{T_e - T_s}{t_{li} - t_{lf}} = -R_c \quad (2-11)$$

$$- \frac{M_l C_l}{M_f C_f} = - \frac{t_s - t_e}{t_{lf} - t_{li}} = -R_f \quad (2-12)$$

La expresión (2-10) es también válida para el conjunto de todas las etapas. Es claro que en cada etapa deben cumplirse las ecuaciones (2-10), (2-11), (2-12), pero no es necesario que en todas las etapas se mantengan los mismos valores de R , R_c y R_f ; sin embargo se tiene que admitir que desde el punto de vista del equipo y de la operación mantener la constancia de los citados parámetros simplifica el problema del diseño, y no parece posible admitir que exista una mejora al operar fuera de estas condiciones.

En las figuras (2-9), (2-10), y (2-11) se han representado las condiciones de operación de un regenerador con dos etapas teóricas para los casos en que $M_c C_c = M_f C_f = M_l C_l$ esto es $R = R_c = R_f = 1$, figura (2-9) $R \neq 1$, $R_c \neq R_f$ y constantes en todas las etapas, figura (2-10) y $R \neq 1$, $R_c \neq R_f$ y distintos en cada etapa, figura (2-11)

2.2.2.2 Rendimiento total y rendimiento de etapa

El rendimiento térmico del conjunto de etapas que constituyen el regenerador se define en forma análoga a la utilizada en (2-7)

$$\eta = \frac{T_e - T_s}{T_e - t_e} \times 100 = \frac{t_e - t_s}{T_e - t_e} \times 100 \quad (2-13)$$

expresión en la que los subíndices se refieren al conjunto de todas las etapas.

Considerando el caso de que $M_c C_c = M_f C_f = M_l C_l = 1$, el rendimiento total de la cascada de etapas puede expresarse en función del rendimiento de cada etapa, supuesto constante, mediante una expresión sencilla.

De acuerdo con la figura (2-12) el rendimiento de una sola etapa viene dado por

$$\eta_p = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e} = \frac{\Delta t}{T_e - t_e} = \eta_T \quad (2-14)$$

En el caso de dos etapas

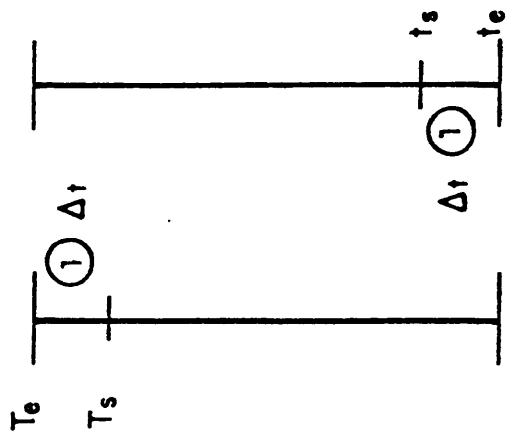
$$\eta_T = \frac{2 \Delta t}{T_e - t_e} \quad (2-15)$$

$$\eta_p = \frac{\Delta t}{T_e - (2-1) \Delta t - t_e} \quad (2-16)$$

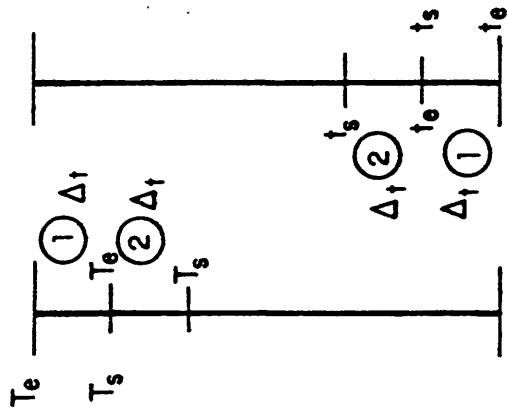
Para n etapas resultaría

$$\eta_T = \frac{n \Delta t}{T_e - t_e} \quad (2-17)$$

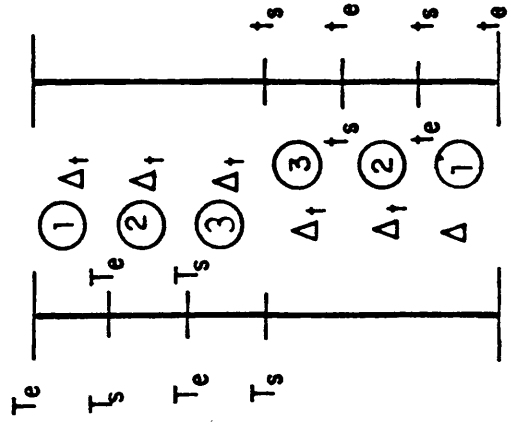
$$\eta_p = \frac{\Delta t}{T_e - (n-1) \Delta t - t_e} \quad (2-18)$$



1 ETAPA



2 ETAPAS



3 ETAPAS

FIG (2-12)

Mediante estas dos expresiones puede obtenerse

$$\eta_T = \frac{n \eta_p}{1 + (n-1)\eta_p} \quad (2-19)$$

que permite calcular el rendimiento total del regenerador en función del rendimiento alcanzado en una etapa.

En las figuras (2-13) y (2-14) se ha representado la ecuación (2-19) para distintos valores del número de etapas.

2.3 BALANCE ECONOMICO EN LA RECUPERACION DE CALOR

Para realizar el estudio que permita establecer el balance económico en la recuperación de calor utilizando un regenerador de etapas múltiples, ha de abordarse el problema en la forma convencional, considerando en primer lugar la estimación de la superficie necesaria-en este caso el número de etapas-, y en segundo lugar el consumo de energía.

2.3.1 COSTE DE LAS ETAPAS

El coste de los cambiadores de calor se expresa de forma general como una función sencilla de su superficie. En el caso particular en el que se cumple que $M_f C_f = M_c C_c$, la expresión que permite el cálculo de la superficie necesaria para una cierta recuperación de calor, se simplifica ya que no es preciso calcular el Δt_m con el que opera el cambiador como media logarítmica, puesto que los Δt_1 y Δt_2 en los extremos son iguales.

La expresión que permite el cálculo de la superficie es

$$S = \frac{Q}{U \Delta t_m} = \frac{M_c C_c (T_e - T_s)}{U \Delta t_m} \quad (2-20)$$

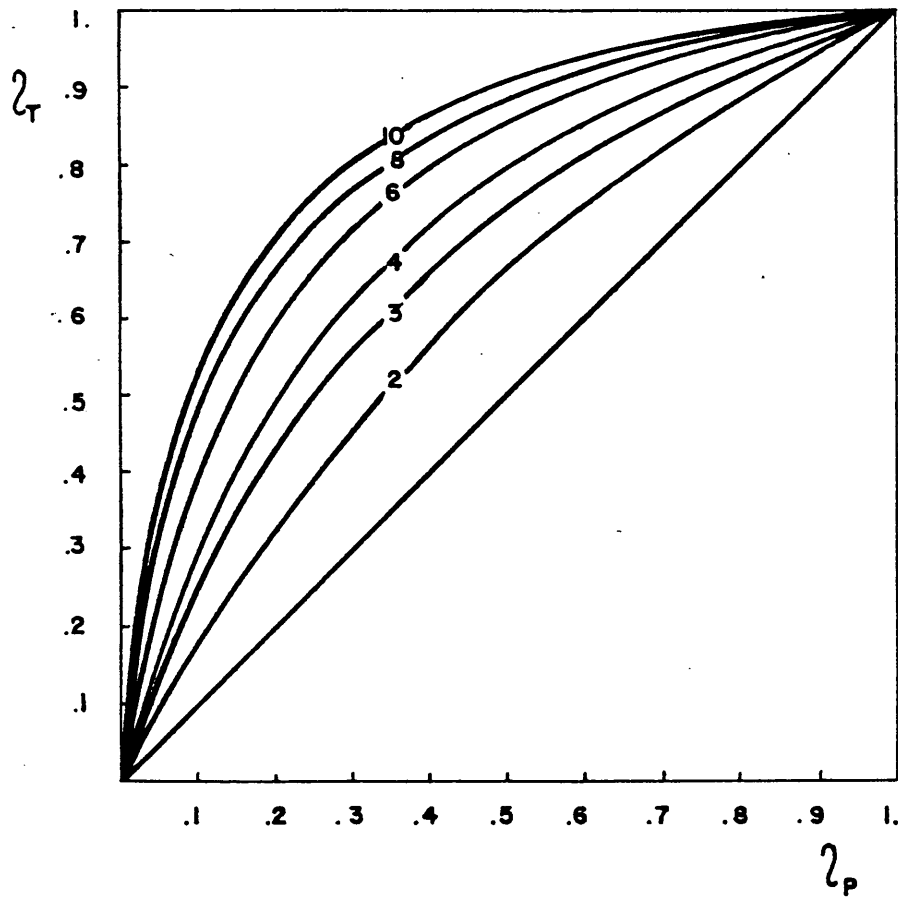


FIG (2-13)

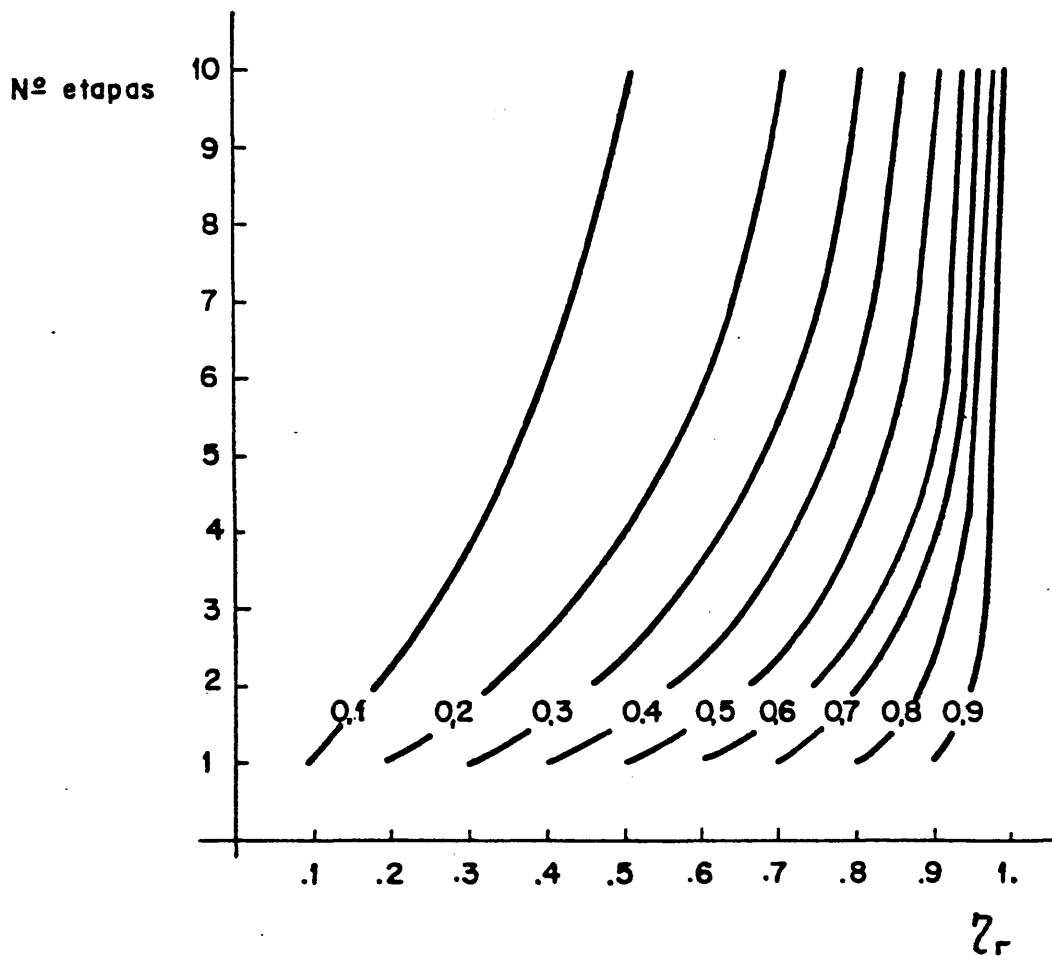


FIG (2-14)

El rendimiento del cambiador de calor viene dado por

$$\eta = \frac{T_e - T_s}{(T_e - T_s) + \Delta t} \quad (2-21)$$

Mediante las ecuaciones (2-20) y (2-21) se puede obtener la expresión que permite el cálculo de la superficie en función del rendimiento del cambiador

$$S = \frac{M_c C_c}{U} \times \left(\frac{\eta_T}{1 - \eta_T} \right) \quad (2-22)$$

En el caso de un regenerador de etapas múltiples con etapas iguales, el coste es proporcional al número de etapas. La expresión (2-19) da el número de etapas al escribirla en la forma siguiente

$$n = \frac{(\eta_T / 1 - \eta_T)}{(\eta_p / 1 - \eta_p)} \quad (2-23)$$

Las ecuaciones (2-22) y (2-23) ponen de manifiesto la variación análoga del coste del cambiador de calor convencional y el del regenerador de etapas múltiples, ya que para un caso concreto $M_c C_c$, U , y η_p son constantes, y podrá escribirse

$$S = \left(\frac{\eta_T}{1 - \eta_T} \right) K_1 \quad (2-24)$$

$$n = \left(\frac{\eta_T}{1 - \eta_T} \right) K_2 \quad (2-25)$$

siendo K_1 y K_2 dos constantes

En la figura (2-15) se ha representado la variación de S y n para el caso en el que la recuperación en una etapa fuera del 33% .

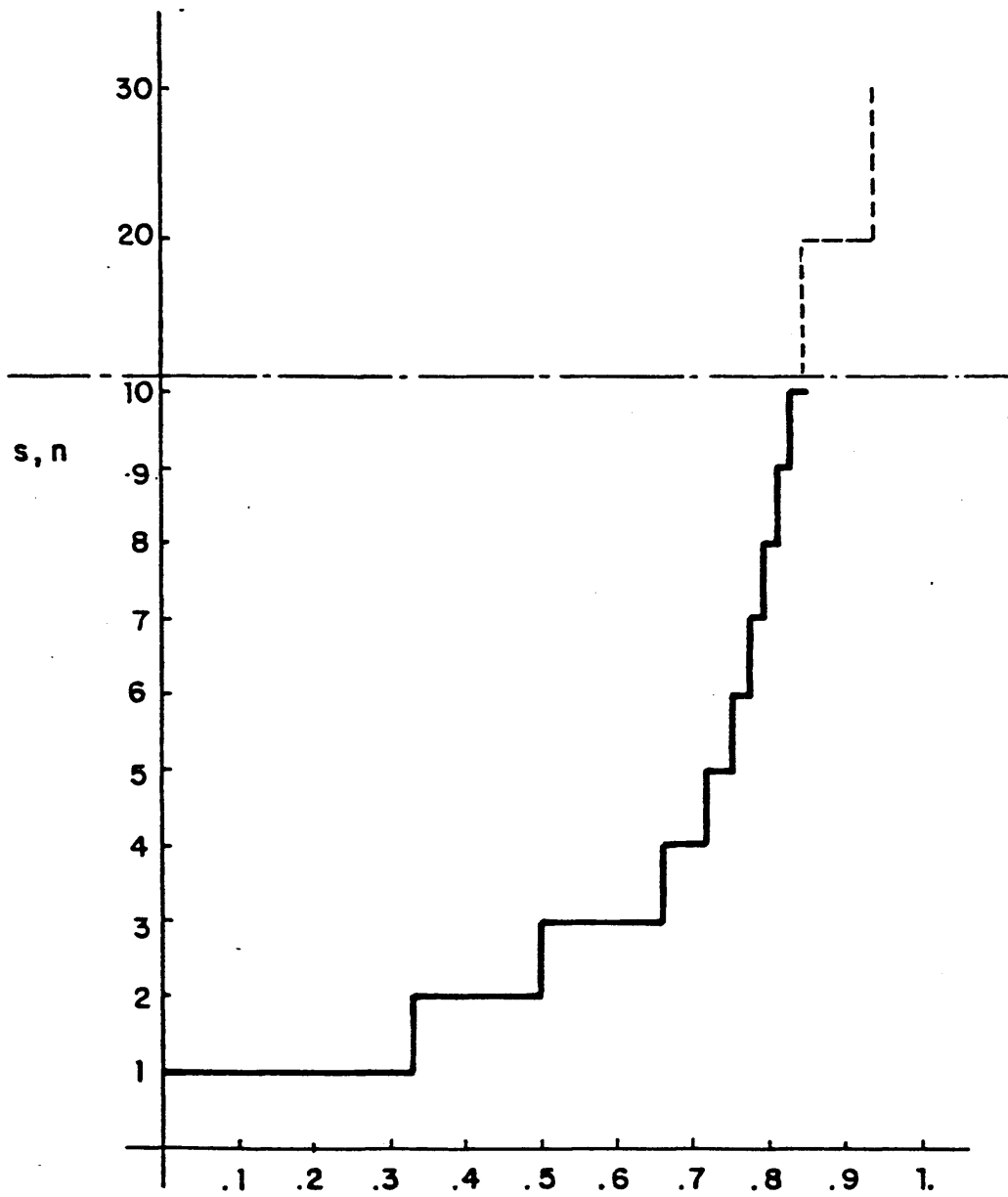


FIG (2-15)

2_T

2.3.2 COSTE DE LA ENERGIA

Con el fin de conocer la influencia de la evolución de los costes de recuperación de calor y de la energía en la recuperación de calor óptima, se estudia la función que relaciona los costes del calor necesario en el proceso, con el calor recuperado.

El coste del calor necesario en el proceso es suma del coste del calor aportado por medio, por ejemplo, de vapor (coste del vapor), y del coste del calor recuperado

$$Z = Z'_S + Z'_e \quad (2-26)$$

El coste del calor recuperado es función del equipo empleado en la recuperación y de ésta.

El coste de la energía aportada es proporcional al calor no recuperado

$$Z = Z_S(f(x)) + Z_e(1-x) \quad (2-27)$$

Considerando el caso general de que el proceso se lleve a cabo sin pérdidas, la función de la recuperación, $f(x)$, es de la forma

$$f(x) = \frac{x}{1-x} \quad (2-28)$$

Teniendo en cuenta la ecuación (2-28) la función de los costes puede escribirse

$$Z = Z_S\left(\frac{x}{1-x}\right) + Z_e(1-x) \quad (2-29)$$

Para definir el óptimo económico mediante esta expresión en forma más simple, se establece el concepto de coste reducido, tomando como referencia los costes Z_S y Z_e

$$A = \frac{Z_S}{Z_e} \quad (2-30)$$

$$B = \frac{Z_e}{Z_s} \quad (2-31)$$

La ecuación de coste (2-28) puede escribirse, teniendo en cuenta (2-29), de la forma siguiente

$$Z = Z_s \left(\frac{x}{1-x} + B(1-x) \right) \quad (2-32)$$

Haciendo mínimo el término encerrado en el corchete, se hará mínimo el coste total. Derivando e imponiendo las condiciones de mínimo resulta

$$B_{\min} = \frac{1}{(1-x)^2} \quad (2-33)$$

Si en la ecuación (2-28) se impone que se opera en unas condiciones tales que el coste térmico total sea el mismo que si se calentara directamente con vapor, se obtendría el valor de Z correspondiente a las condiciones de isocoste

$$Z = Z_e \quad (2-34)$$

$$B_{\text{iso}} = \frac{1}{1-x} \quad (2-35)$$

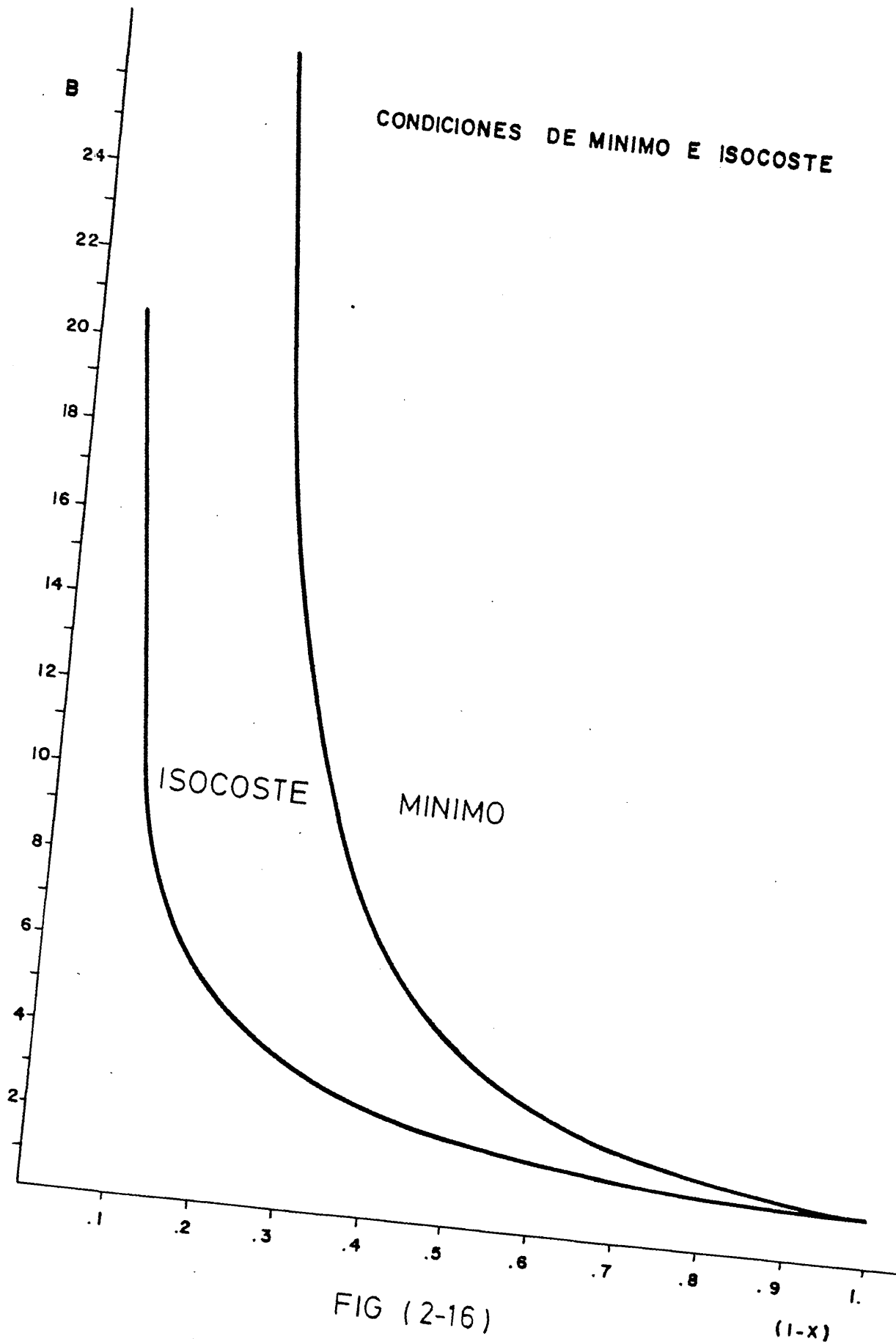
En la figura (2-16) se han representado las ecuaciones (2-33) y (2-35)

Del mismo modo se puede tratar el valor de A definido en (2-30) para las condiciones de coste mínimo e isocoste, y se obtiene

$$A_{\min} = (1-x)^2 \quad (2-36)$$

$$A_{\text{iso}} = 1-x \quad (2-37)$$

En la figura (2-17) se han representado las ecuaciones (2-36) y (2-37)



CONDICIONES DE MINIMO E ISOCOSTE

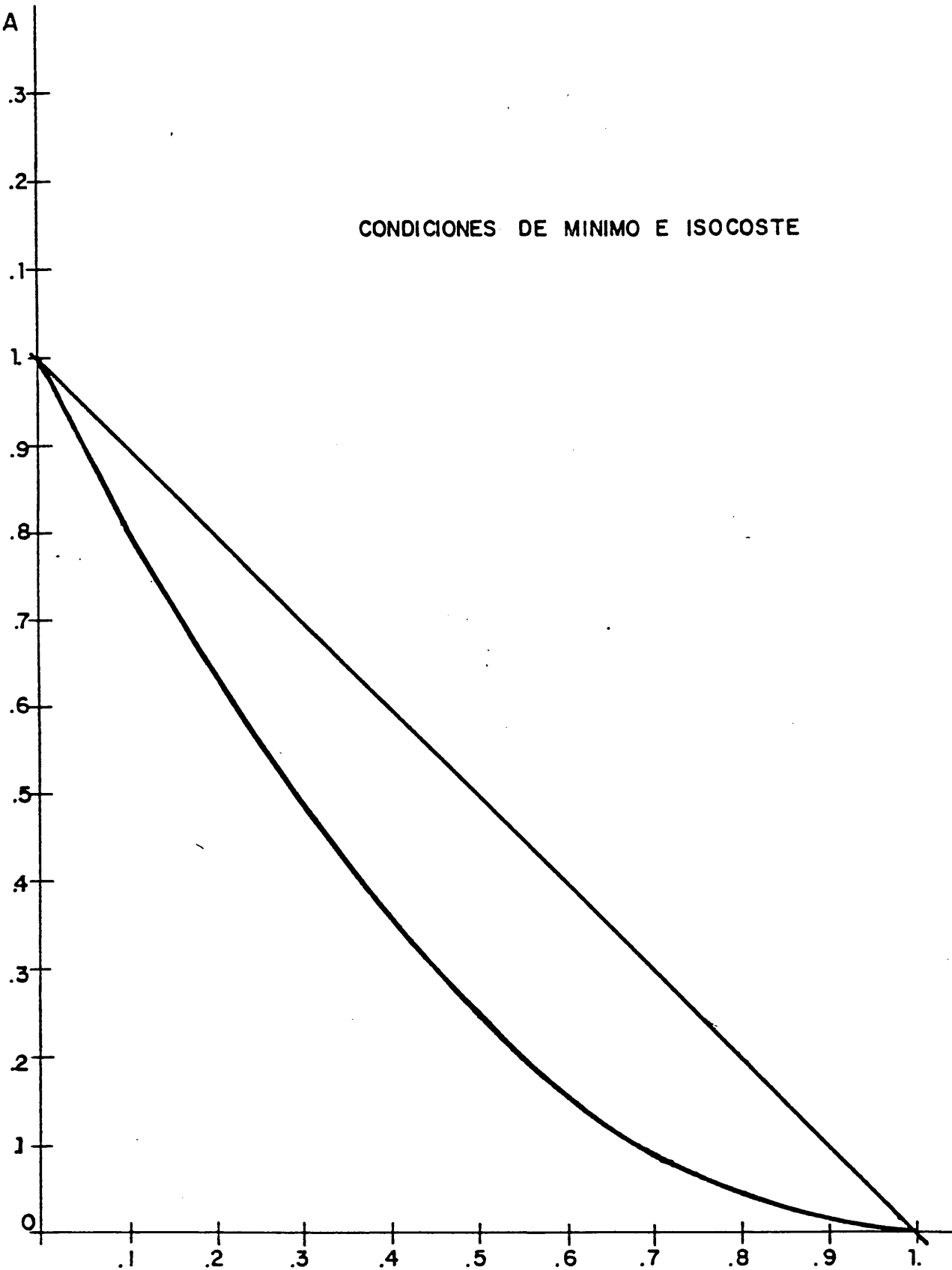


FIG (2-17)

Para cada valor de los costes reducidos, A y B, existe un valor de la recuperación, al que corresponderían las condiciones de operación de isocoste, y otro valor de la recuperación, al que corresponderían las condiciones de operación de mínimo. La relación entre esos valores de la recuperación se obtiene igualando los valores de los costes reducidos correspondientes a las condiciones de isocoste y mínimo

$$B_{\min} = B_{\text{iso}} \quad (2-38)$$

$$A_{\min} = A_{\text{iso}} \quad (2-39)$$

$$(1 - x_{\min})^2 = (1 - x_{\text{iso}}) \quad (2-40)$$

La relación existente entre los valores de coste mínimo e isocoste puede obtenerse sustituyendo los valores de la recuperación mínima para cada valor de la recuperación de isocoste, calculados mediante la ecuación (2-40) en la ecuación (2-32)

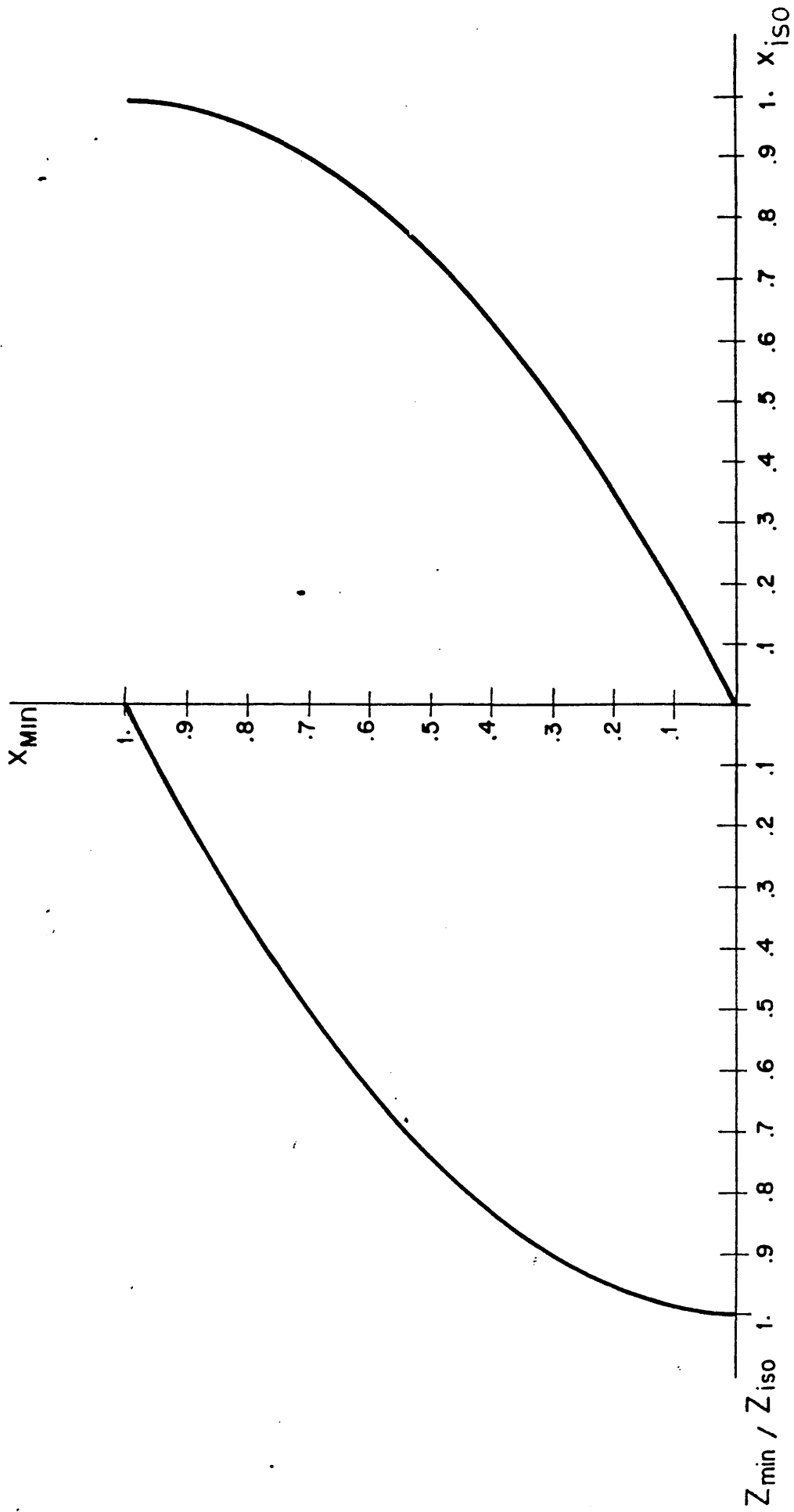
$$Z_{\min} = Z_S \left(\frac{x_{\min}}{1 - x_{\min}} + B_{\min}(1 - x_{\min}) \right) \quad (2-41)$$

Para las condiciones de isocoste quedará

$$Z_{\text{iso}} = Z_S \left(\frac{x_{\text{iso}}}{1 - x_{\text{iso}}} + B_{\text{iso}}(1 - x_{\text{iso}}) \right) \quad (2-42)$$

Teniendo en cuenta los valores de B_{\min} y B_{iso} definidos por las ecuaciones (2-33) y (2-35) respectivamente podrá escribirse

$$Z_{\min} = Z_S \left(\frac{x_{\min}}{1 - x_{\min}} + \frac{1}{(1 - x_{\min})^2} (1 - x_{\min}) \right) \quad (2-43)$$



FIG(2-18)

$$Z_{i50} = Z_S \left(\frac{x_{i50}}{1-x_{i50}} + \frac{1}{1-x_{i50}} (1-x_{i50}) \right) \quad (2-44)$$

Dividiendo (2-43) entre (2-44) y simplificando resultará

$$\frac{Z_{min}}{Z_{i50}} = \frac{(1-x_{i50})(x_{min}+1)}{(1-x_{min})} \quad (2-45)$$

En la figura (2-18) se han representado simultáneamente las ecuaciones (2-40) y (2-45)

2.4 REGENERADORES CON CAMBIO DE FASE

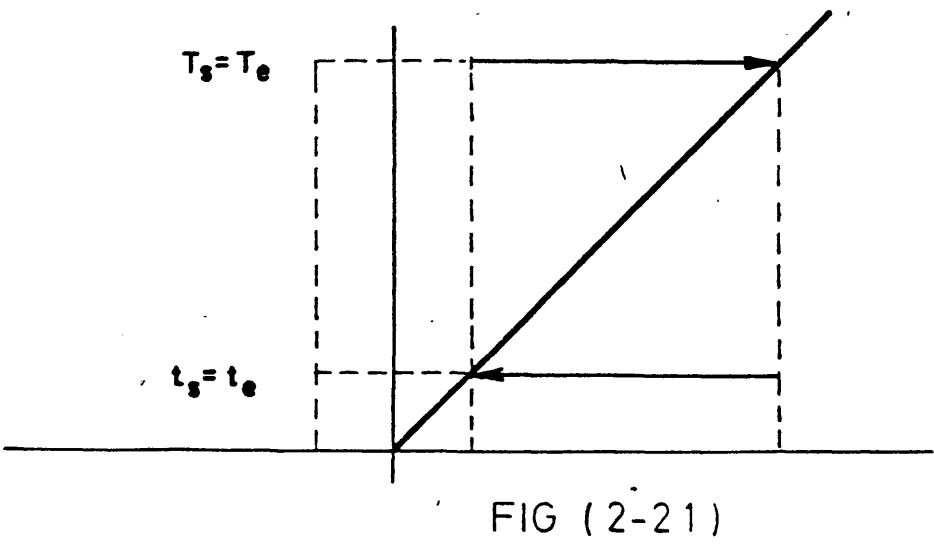
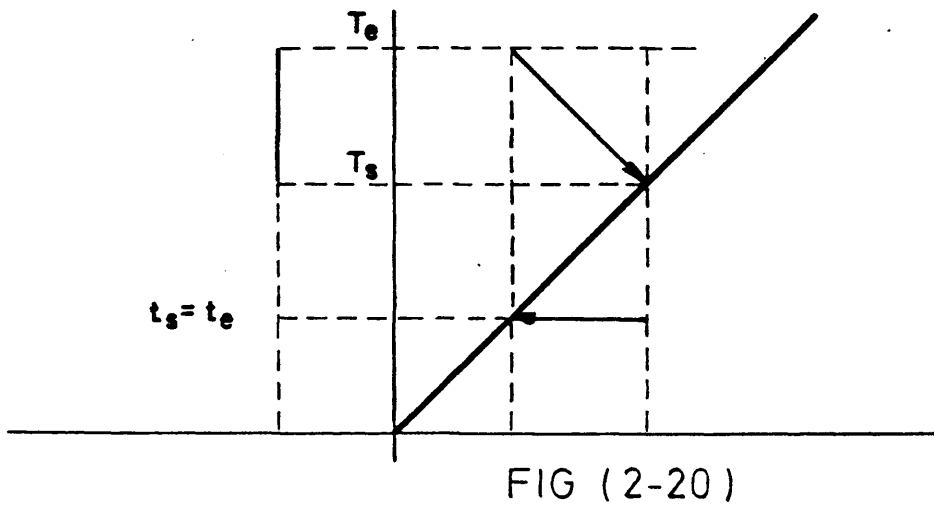
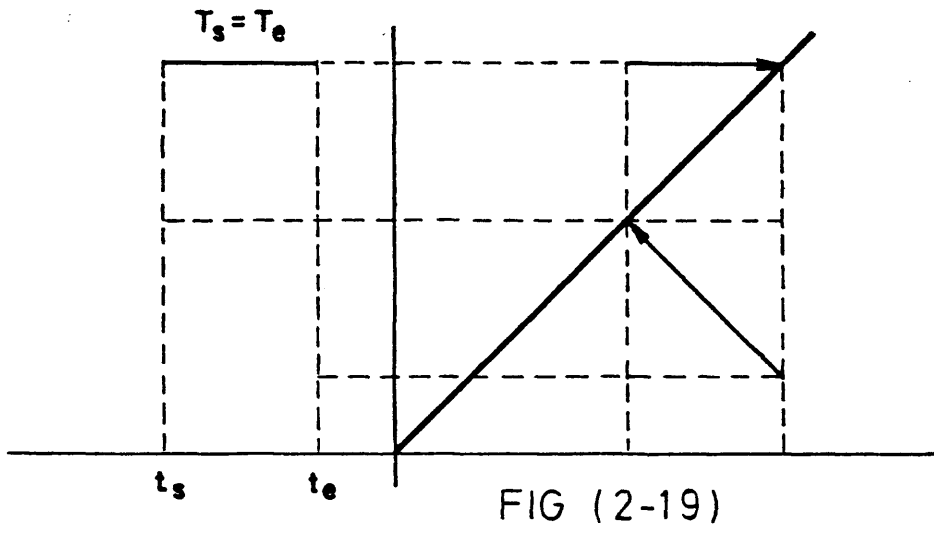
Se considera como regenerador con cambio de fase aquel en el que el fluido caliente condensa sobre el lecho cediéndole el calor latente o bien es el fluido frío el que sufre la vaporización extrayendo del lecho el calor necesario.

2.4.1 REGENERADOR DE UNA SOLA ETAPA CON CAMBIO DE FASE

Los fenómenos de condensación y vaporización pueden producirse en ciclos sucesivos o bien el regenerador puede funcionar de forma que en él sólo se produzca un cambio de fase, de manera que el otro fluido sólo modifica su temperatura. En el caso de que se produjera la condensación del fluido caliente sobre el lecho, el fluido frío recuperaría el calor aumentando su temperatura. El diagrama que describe este sistema está representado en la figura (2-19)

En este caso, regenerador condensador de una etapa, el rendimiento vendría referido al fluido que se calienta y se expresaría por la ecuación

$$\eta = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e} \quad (2-46)$$



Análogamente, si el regenerador actuara como hervidor, el fluido frío sufriría el cambio de fase extrayendo del lecho el calor cedido a éste por el fluido caliente al enfriarse. El diagrama de la operación de este sistema se ha representado en la figura (2-20). En este caso el rendimiento referido al fluido que se enfría vendría expresado

$$\eta = \frac{T_e - T_s}{T_e - t_s} \quad (2-47)$$

El comportamiento de un regenerador que operase en ciclos sucesivos de condensación y ebullición está representado en la figura (2-21)

2.4.2 REGENERADOR DE ETAPAS MULTIPLES CON CAMBIO DE FASE

En la figura (2-22) se ha representado el diagrama de recuperación de calor de un regenerador de etapas múltiples en las que el fluido caliente cediera al lecho su calor latente de condensación, de manera que una vez terminado el ciclo de calentamiento del lecho, la temperatura de éste en cada una de las etapas sería la misma e igual a T_e .

El fluido frío, por ello, se encontraría en las sucesivas etapas con lechos a la temperatura fija T_e . En esas condiciones el rendimiento total podría expresarse por la ecuación

$$\eta_T = \frac{t_n - t_e}{T_e - t_e} = \frac{(t_n / t_e) - 1}{(T_e / t_e) - 1} \quad (2-48)$$

Del mismo modo podría escribirse para un R constante en todas las etapas

$$R = \frac{t_1 - t_e}{T_e - t_1} = \frac{t_2 - t_1}{T_e - t_2} = \dots = \frac{t_n - t_{n-1}}{T_e - t_n} \quad (2-49)$$

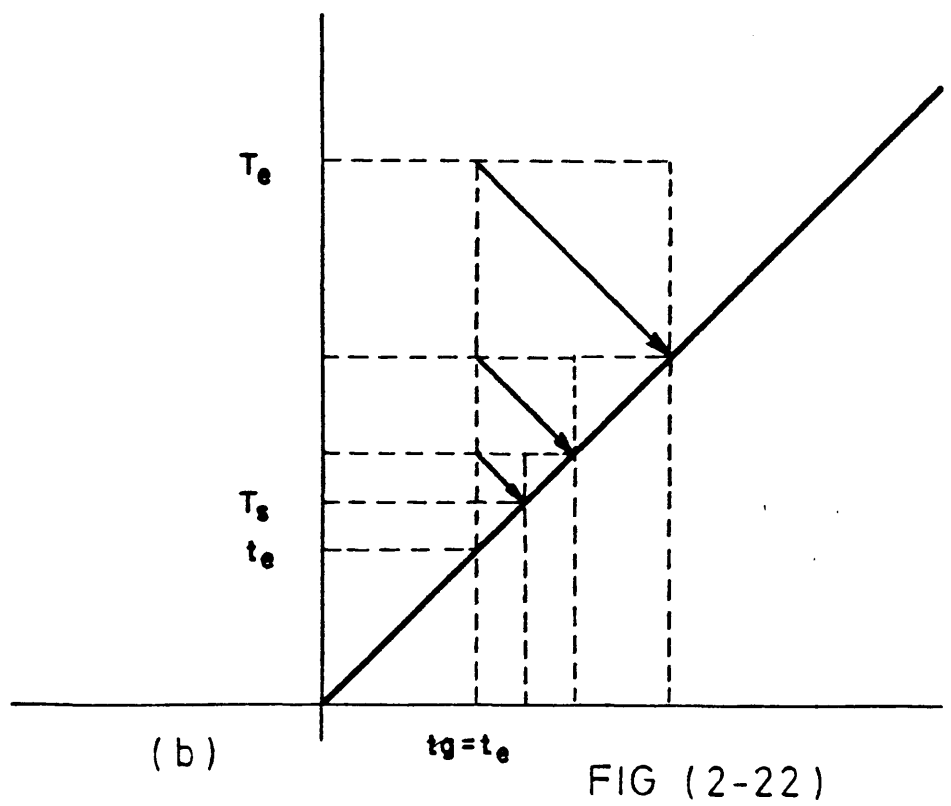
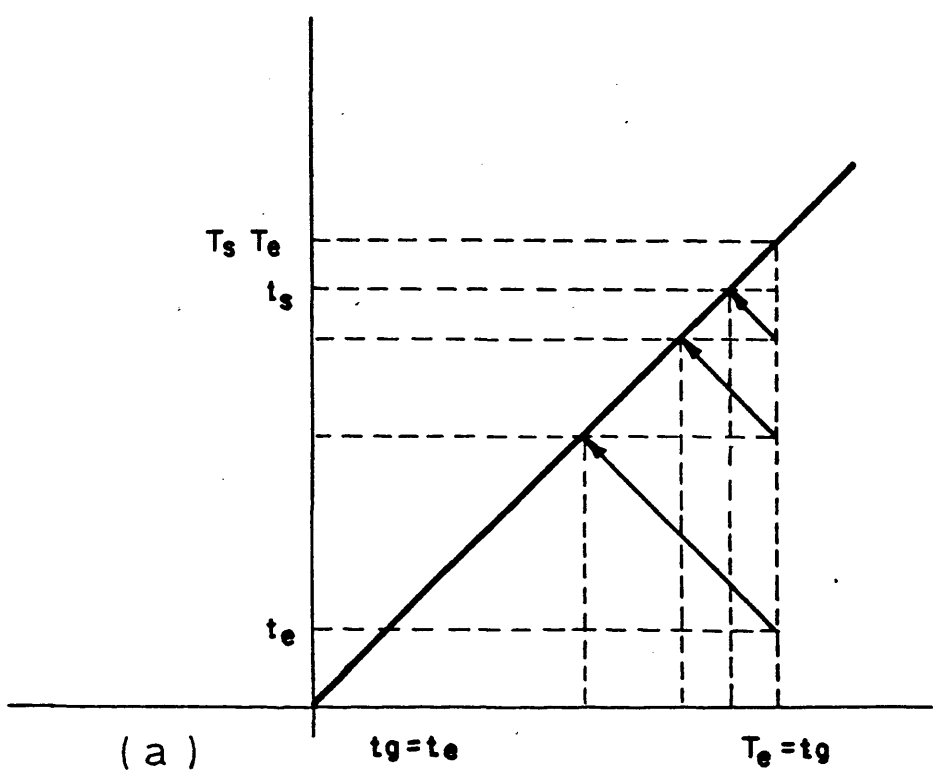


FIG (2-22)

2.4.2.1 Relación entre los parámetros de un regenerador de etapas múltiples con cambio de fase

Se desarrollan a continuación las ecuaciones que relacionan entre sí las temperaturas de entrada y salida de los fluidos, el número de etapas, los rendimientos parciales y totales, y la relación de equivalentes térmicos de los fluidos.

De acuerdo con la ecuación (2-49) se puede escribir

$$t_1 - t_e = RT_e - Rt_1 \quad (2-50)$$

y t_1 podrá expresarse

$$t_1 = \frac{RT_e}{1+R} + \frac{t_e}{1+R} \quad (2-51)$$

Del mismo modo para t_2 resultaría

$$t_2 = \frac{RT_e}{1+R} + \frac{t_1}{1+R} \quad (2-52)$$

Expresión que teniendo en cuenta la ecuación (2-51) quedaría

$$t_2 = \frac{RT_e}{1+R} + \frac{RT_e}{(1+R)^2} + \frac{t_e}{(1+R)^2} \quad (2-53)$$

Reiterando el tratamiento a las temperaturas de salida de las etapas sucesivas, para la etapa n resultará:

$$t_n = RT_e \left(\frac{1}{(1+R)} + \frac{1}{(1+R)^2} + \dots + \frac{1}{(1+R)^n} \right) + \frac{t_e}{(1+R)^n} \quad (2-54)$$

El término entre corchetes de la ecuación (2-54) es la suma de los n términos de una progresión geométrica, por lo que la ecuación (2-54) podrá simplificarse

$$t_n = T_e - \frac{T_e - t_e}{(1+R)^n} \quad (2-55)$$

y el cociente t_n/t_e de la ecuación (2-48) quedará

$$\frac{t_n}{t_e} = \frac{T_e}{t_e} - \frac{1}{(1+R)^n} \left(\frac{T_e}{t_e} - 1 \right) \quad (2-56)$$

expresión que sustituida en la ecuación del rendimiento total del regenerador, permite calcular éste como función del valor R y del número de etapas

$$\eta_T = 1 - \frac{1}{(1+R)^n} \quad (2-57)$$

La consideración hecha de suponer R constante en todas las etapas del regenerador tiene como consecuencia, al tener la misma pendiente to das las diagonales de los trapecios, el que estos sean proporcionales y que por ello el rendimiento parcial de cada una de las etapas sea constante en todas ellas. Esta igualdad establece que

$$\eta_p = \frac{t_1 - t_e}{T_e - t_e} = \frac{t_2 - t_1}{T_e - t_1} = \dots = \frac{t_n - t_{n-1}}{T_e - t_{n-1}} \quad (2-58)$$

Como consecuencia de las propiedades de las proporciones se puede escribir

$$\eta_p = \frac{t_n - t_e}{nT_e - (t_e + t_1 + t_2 + \dots + t_{n-1})} \quad (2-59)$$

De forma análoga

$$R = \frac{t_n - t_e}{nT_e - (t_1 + t_2 + t_3 + \dots + t_n)} \quad (2-60)$$

Eliminando entre las dos ecuaciones anteriores el término $t_n - t_e$ del numerador, así como los términos comunes del denominador, resulta

$$\eta_p = \frac{R}{R + 1} \quad (2-61)$$

$$R = \frac{\eta_p}{1 - \eta_p} \quad (2-62)$$

Sustituyendo el valor obtenido de R en la ecuación (2-62) del rendimiento total resulta

$$\eta_T = 1 - (1 - \eta_p)^n \quad (2-63)$$

En la figura (2-23) se han representado las ecuaciones (2-57) y (2-61)

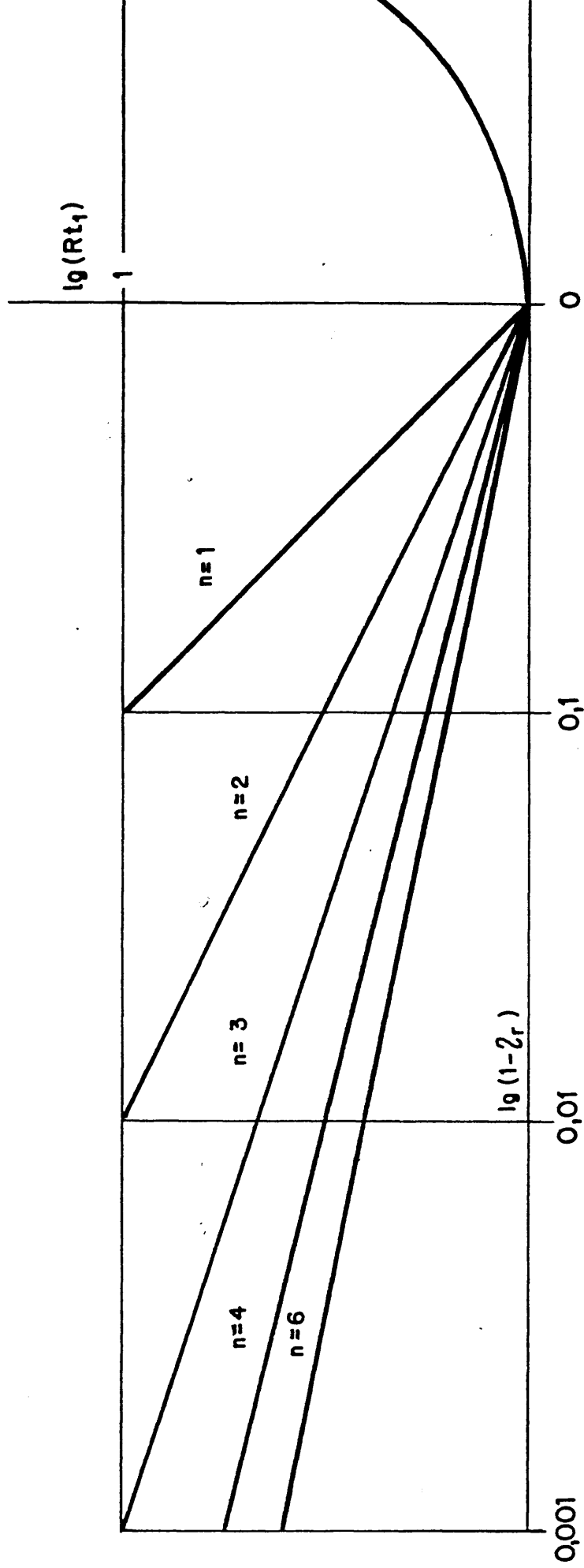


FIG (2-23)

2.5 NOMENCLATURA

A	= Coste reducido de la superficie
A_{iso}	= Coste reducido de la superficie para condiciones de isocoste
A_{min}	= Coste reducido de la superficie para condiciones de mínimo
B	= Coste reducido de la energía aportada
B_{iso}	= Coste reducido de la energía para las condiciones de isocoste
B_{min}	= Coste reducido de la energía para condiciones de mínimo
C_c	= Calor específico del fluido caliente
C_f	= Calor específico del fluido frío
C_l	= Calor específico del lecho
$f(x)$	= Función de recuperación
M_c	= Flujo del fluido caliente
M_f	= Flujo del fluido frío
M_l	= Masa del lecho
n	= Número de etapas
Q	= Flujo de calor
R	= Parámetro
R_c	= Parámetro de calentamiento de la etapa
R_f	= Parámetro de enfriamiento de la etapa
S	= Superficie
t	= Temperatura del medio frío
t_e	= Temperatura de entrada del medio frío
t_i	= Temperatura de salida del fluido de la etapa i
t_n	= Temperatura de salida del fluido de la etapa final
t_s	= Temperatura de salida del medio frío
t_{gf}	= Temperatura final de los guijarros
t_{gi}	= Temperatura inicial de los guijarros

t_{li} = Temperatura inicial del lecho en contacto con fluido caliente
 t'_{li} = Temperatura inicial del lecho en contacto con fluido frío
 t_{lf} = Temperatura final del lecho en contacto con fluido caliente
 t'_{lf} = Temperatura final del lecho en contacto con fluido frío
 t_{mg} = Temperatura media final de los guijarros
 t_{ms} = Temperatura media final del líquido
 T = Temperatura del medio caliente
 T_e = Temperatura de entrada del medio caliente
 T_s = Temperatura de salida del medio caliente
 U = Coeficiente global de transferencia de calor
 x = Recuperación de energía (%)
 x_{min} = Recuperación de energía (%) a coste mínimo
 x_{iso} = Recuperación de energía (%) en condiciones de isocoste
 Z = Coste total de la energía
 Z_e = Coste unitario de la energía aportada
 Z_s = Coste unitario de la superficie
 Z'_e = Coste de la energía aportada
 Z'_s = Coste de la superficie
 Z_{iso} = Coste en condiciones de isocoste
 Z_{min} = Coste mínimo
 t = Diferencia de temperaturas en una etapa
 t_m = Incremento de temperatura medio del cambiador
 η = Rendimiento
 η_p = Rendimiento de una etapa
 η_T = Rendimiento total

3. EQUIPO Y TECNICAS EXPERIMENTALES

3.1 INTRODUCCION

En el presente capítulo se describen los medios experimentales utilizados. Basicamente pueden clasificarse en instalaciones de operación discontinua e instalaciones de operación semicontinua. Los experimentos realizados de forma semicontinua se llevaron a cabo en dos tipos de instalaciones; en una primera etapa se estudiaron lechos de alturas inferiores a 3 metros y posteriormente se operó con lechos de alturas inferiores a 10 metros, empleándose en este segundo tipo de instalación columnas de 10 y 20 cm. de diámetro.

3.2 INSTALACION PARA OBTENCION DE DATOS BASICOS PARA OPERACION DISCONTINUA

En la primera fase del trabajo se pretendió obtener los datos básicos para operación discontinua operando con un lecho fijo y fase líquida inmóviles, para conocer el comportamiento térmico de distintos materiales y la influencia de la viscosidad del fluido en la transferencia de calor.

Se montó un sistema que constaba de un vaso Dewar en el que se colocaba el sólido, un sistema de alimentación de fluido y un aparato indicador y registrador de temperatura, figura (3-1). El sistema de alimentación de fluido estaba constituido por un vaso de doble fondo por cuya camisa se hacía circular el agua caliente contenida en un termostato, por medio de una bomba de rodete sumergido, y por un sistema de distribución formado por una varilla metálica taponada en un extremo y perforada a distintas alturas con el fin de que la distribución del fluido en el lecho fuera lo más rápida y homogénea posible.

La cantidad de fluido que se alimentaba se medía previamente con

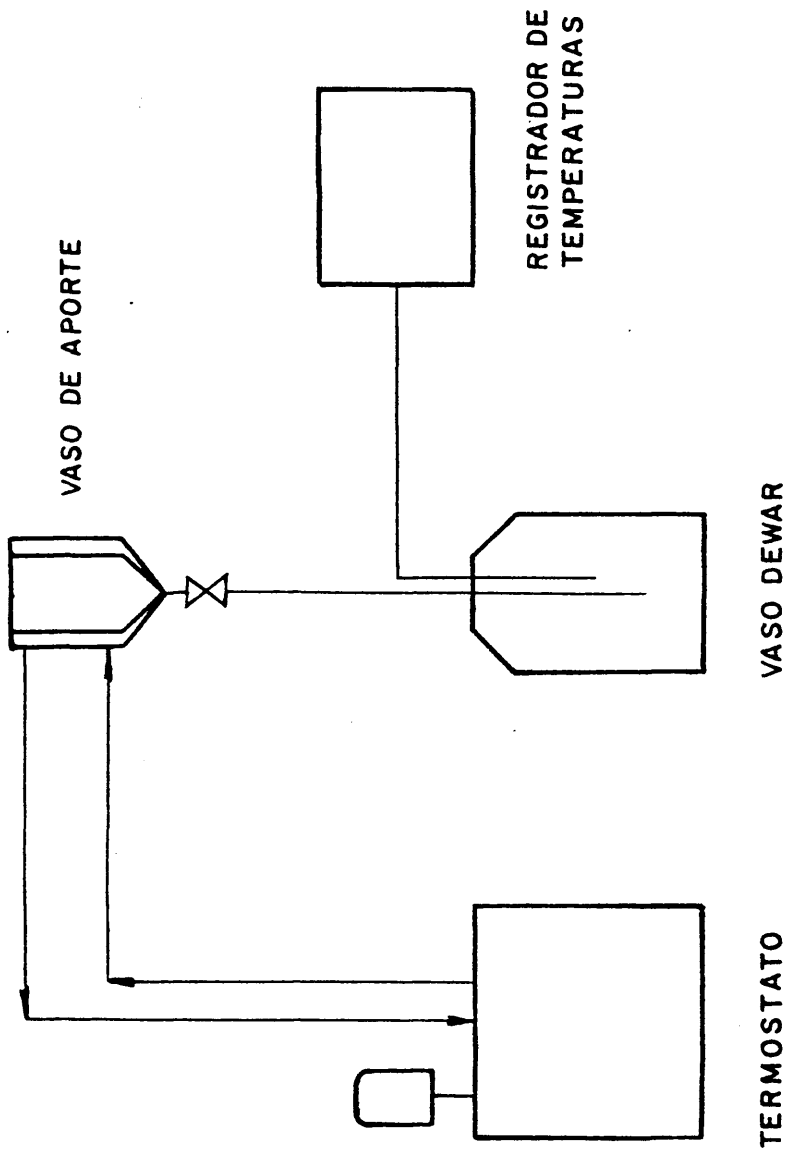


FIG (3-1) - INSTALACION PARA OPERACION DISCONTINUA

el fin de que al incorporarla al lecho no rebosara el vaso pero que cubriera bien el material, de modo que quedara la menor cantidad posible de líquido por encima de éste.

El aparato indicador-registrador de temperaturas, SERVOGOR-XY, permitió el trazado de las curvas de calentamiento y enfriamiento del fluido. El elemento sensor empleado fue un termopar cromel-alumel comercial cuyo calibrado no se efectuó ya que el rango de temperaturas en el que se operó se encontraba en la zona rectilínea de la curva característica del termopar. Unicamente se calibraron las escalas del equipo registrador. El termopar se introducía en una vaina metálica perforada con el fin de permitir un buen contacto del elemento sensible con el fluido y evitar que éste se encontrara en contacto con el sólido que forma el lecho. En los ensayos en que se estudió el calentamiento del fluido, los sólidos se calentaban previamente en una estufa y el llenado del vaso Dewar se efectuaba en el interior de ésta.

Los ensayos realizados para estudiar el efecto de la viscosidad se efectuaron con una solución acuosa de glicerina que se recuperaba al final de cada ensayo.

3.3 INSTALACION PARA LA DETERMINACION DE DATOS BASICOS EN OPERACION SEMICONTINUA

Las experiencias en operación semicontinua se efectuaron en dos etapas.

En la primera se utilizaron lechos de alturas inferiores o iguales a 3 m. , y en la segunda alturas inferiores o iguales a 10 m.

3.3.1 EXPERIENCIAS EN LECHOS DE ALTURAS INFERIORES O IGUALES A 3 M.

Los ensayos con lechos pequeños se iniciaron trabajando con una columna de vidrio de 40 cm. de altura y 2'5 cm. de diámetro. En ella se estudiaron lechos de 10, 20, y 30 cm. de altura. La alimentación de fluido se efectuó mediante una bomba dosificadora de membrana y se empleó el sistema de medida y registro de temperaturas descrito para los ensayos en operación discontinua.

A continuación se utilizaron lechos de más altura con diámetro de 5 cm., contenidos en carretes de aluminio de 1 m. que permitieron estudiar lechos de 1, 2 y 3 m. de altura, figura (3-2). El material que componía el lecho se soportaba sobre una malla de plástico de tamaño adecuado para no provocar anegamientos en la zona inferior. El sistema se montaba adecuadamente aislado con lana mineral. El equipo de medida y registro de temperaturas utilizado fue el mismo que se empleó en los ensayos anteriores. La alimentación de fluido se efectuó por medio de bombas dosificadoras de membrana que permitían el envío de caudal constante al lecho.

El líquido caliente se encontraba en un depósito de 20 litros aislado con lana mineral con objeto de que su temperatura no variase durante la realización de la experiencia.

El fluido que abandonaba el lecho se recogía en un depósito con el fin de determinar su temperatura final.

3.3.2 EXPERIENCIAS EN LECHOS DE ALTURAS INFERIORES O IGUALES A 10 M.

En la segunda etapa se operó con lechos de hasta 10 m. de altura con dos columnas distintas. La necesidad de emplear dos columnas se debió al hecho de que se estudiaron rellenos cuyo diámetro hacía necesari-

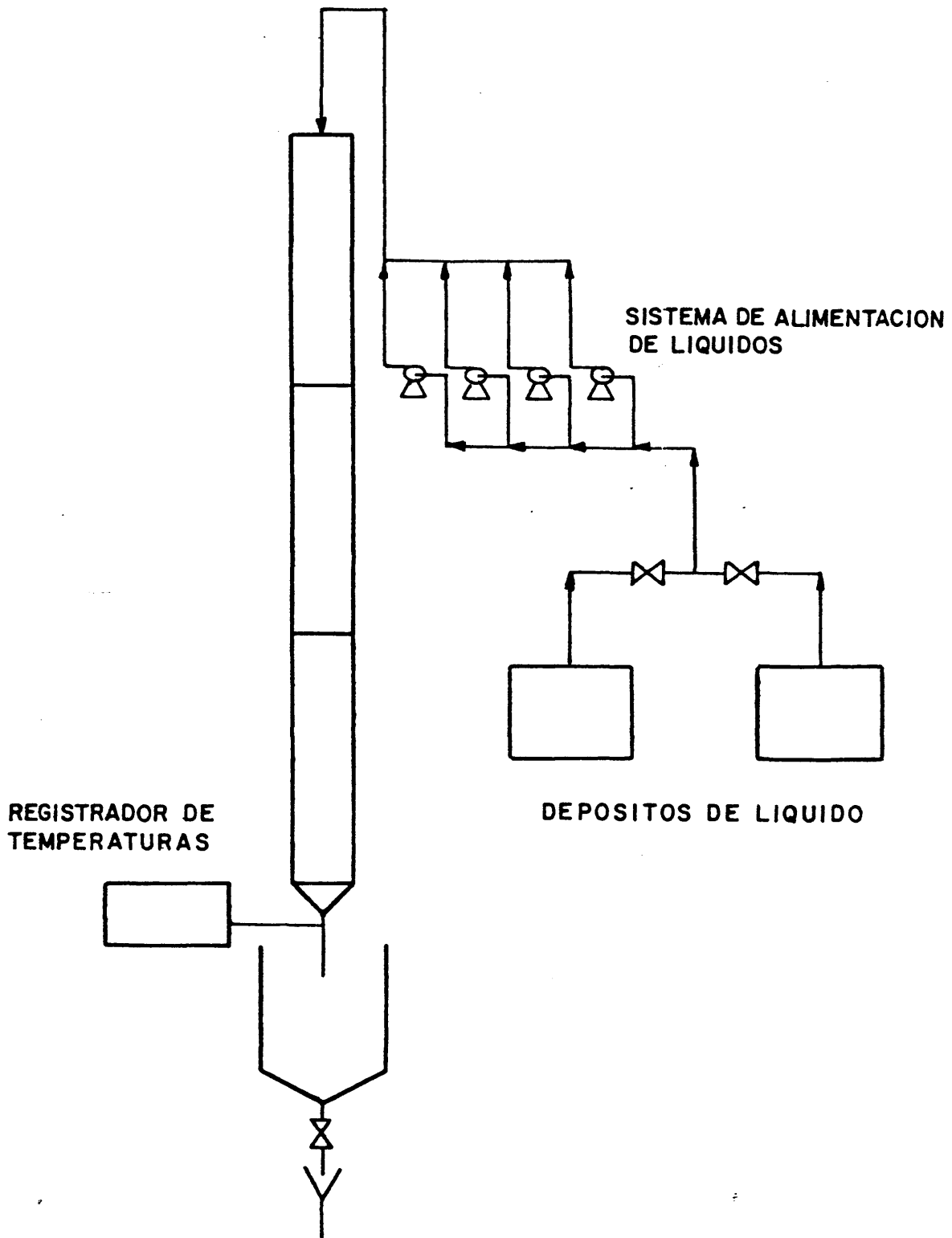


FIG (3-2) - INSTALACION PARA OPERACION SEMICONTINUA
(LECHOS DE 3 M)

rio el empleo de depósitos de diámetro elevado, para que los efectos de pared fueran mínimos y no influyeran en los resultados de las experiencias.

3.3.2.1 Lechos de 10 cm. de diámetro

Se utilizó una columna constituida por carretes de dos metros de longitud y cuatro pulgadas de diámetro nominal, llegando a montarse como columna básica de la experimentación cinco de estos carretes, figura (3-3). Esta instalación se efectuó en la torre de la Planta Piloto, cuya altura permite montajes de estas dimensiones. En un nivel intermedio de la nave se instalaron tres depósitos de 250 l. cada uno, dos de ellos destinados a fluido caliente y el otro a fluido frío. El que se emplearan dos depósitos de fluido caliente se debe a que al no conocerse los consumos de agua necesarios, se consideró necesario el disponer de exceso de fluido caliente. Por otra parte este exceso permitió la realización sucesiva de las experiencias por progresivo enfriamiento del fluido caliente. Los depósitos se encontraban suficientemente aislados con lana mineral.

Se empleó como sistema calefactor vapor de agua saturado a una presión de 4 Kg/cm^2 generado en la caldera existente en la Planta Piloto. El sistema de medida y registro de temperaturas fue el mismo que se utilizó en las etapas anteriores. La alimentación de fluidos a la columna se efectuó por medio de una bomba centrífuga y de un depósito de nivel constante que permitió el aporte de fluido con un caudal fijo. El citado recipiente estaba dividido en dos cámaras por medio de una placa. Cada cámara poseía un orificio de descarga. La cámara de nivel constante tenía un orificio calibrado y la cámara de recogida y reenvío a los de-

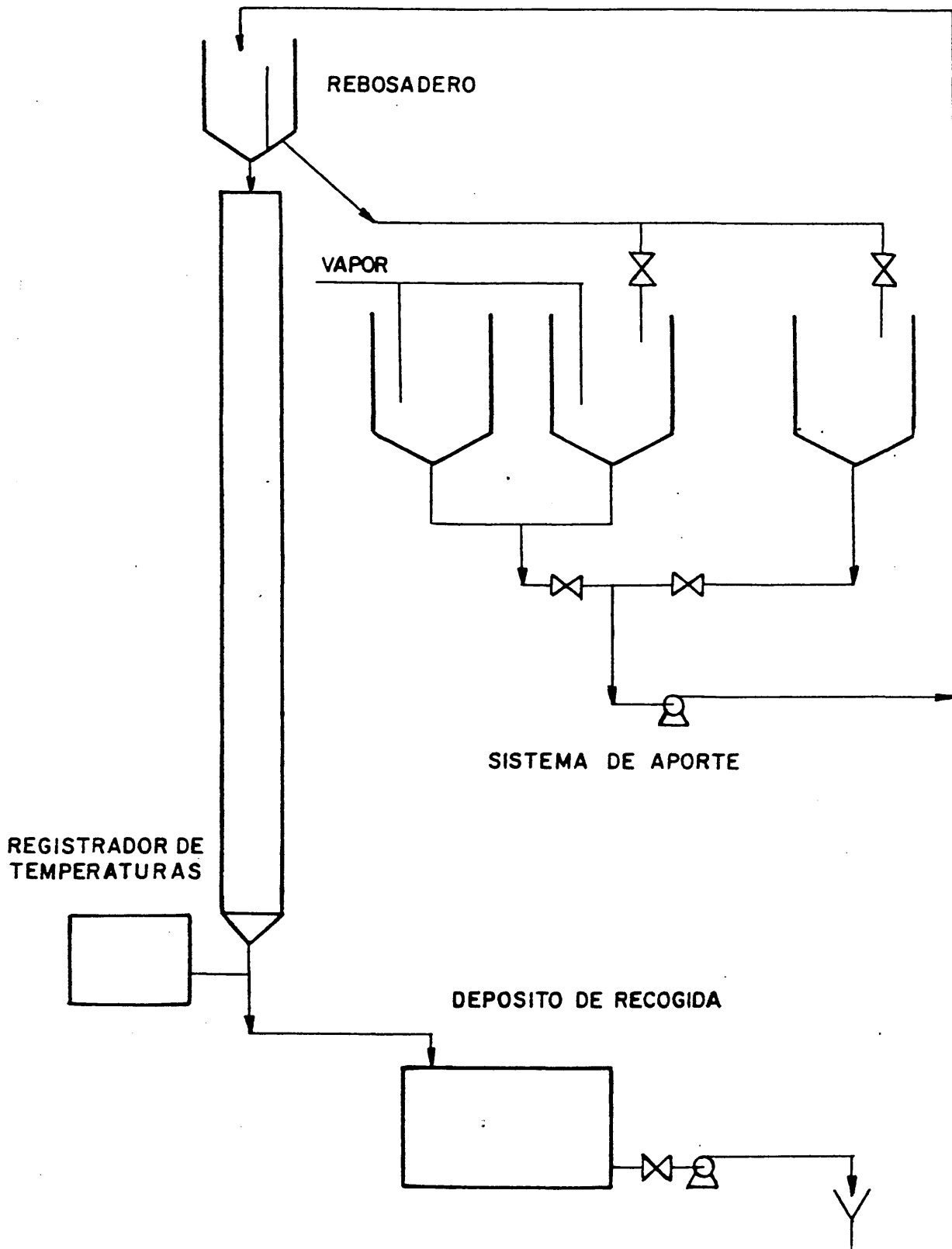


FIG (3-3)-INSTALACION PARA OPERACION SEMICONTINUA
(LECHOS DE 10M)

pósitos de carga tenía un orificio de diámetro suficiente para evitar la acumulación de líquido en ella.

El fluido en exceso se alimentaba a la cámara de nivel constante por medio de una bomba centrífuga, rebosando el exceso por encima de la placa separadora a la cámara de recogida, volviendo a los depósitos de carga por gravedad.

Para conseguir los distintos caudales ensayados se dispuso de orificios de diámetros diferentes y de placas de distintas alturas. Todo este sistema se encontraba aislado convenientemente.

Los lechos se soportaban sobre guijarro de 3 cm. de diámetro aproximado, que se colocaban en el cono de desagüe, con el fin de evitar los posibles anegamientos en la zona inferior de la columna.

En los lechos se colocaron redistribuidores de flujo cada 0'5 m. Estos redistribuidores de flujo se construyeron con tubo de PVC cuyo diámetro se aumentó mediante moldeo hasta que alcanzó el diámetro interno de la columna, figura (3-4).

La distribución se hacía por medio de una placa de orificios de diámetro adecuado para que no se produjeran anegamientos. Con objeto de que los sólidos que formaban el lecho no obturasen los orificios de esta placa se colocó otra placa perforada encima y separada de la anterior. Los orificios de esta segunda placa eran de diámetro suficiente para que las partículas no los obturasen. La placa inferior estaba separada del lecho por el mismo motivo. Los orificios se perforaron en distribución triangular.

Durante los ensayos con disminución de alturas, dada la imposibilidad de efectuar la alimentación mediante el rebosadero, colocándolo en cada punto de aporte, se mantuvo éste en la posición inicial y se efec-

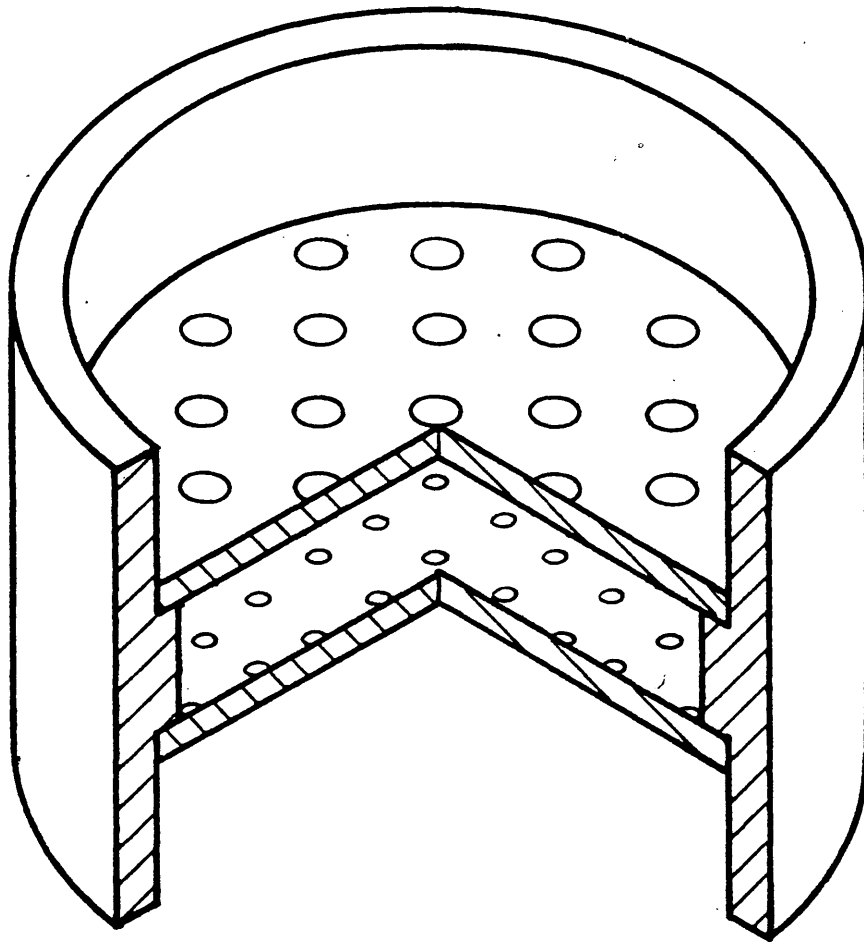


FIG (3-4) - REDISTRIBUIDOR

tuó ésta mediante tubo de 1/2 pulgada de diámetro nominal montado en carretes de 1 m. Con el fin de reducir las pérdidas de calor por la pared se montó por el interior de los tubos un tubo de goma por el que circu-
laba el fluido y se aisló exteriormente el sistema.

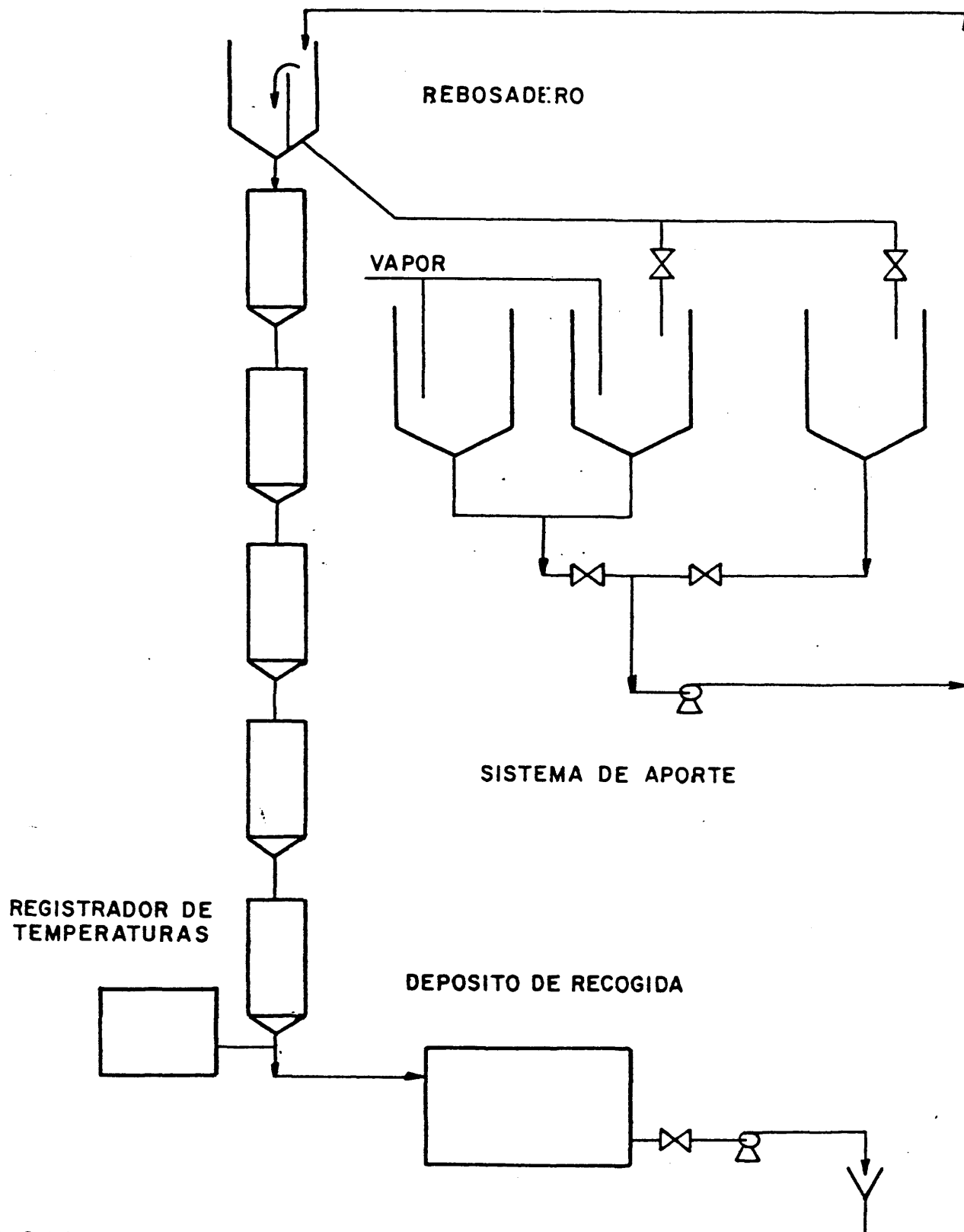
3.3.2.2 Lechos de 20 cm. de diámetro

Para la realización de los ensayos con rellenos cuyo diámetro no permitía el empleo de la instalación anterior, se utilizó la instala-
ción ya empleada en trabajos anteriores sobre transferencia de calor a
guijarros. Dicha instalación, figura (3-5), estaba constituida por cin-
co lechos de 1'5 m. de altura cada uno y de 20 cm. de diámetro, coloca-
dos uno sobre otro en posición vertical. Cada lecho posee a la salida
un distribuidor de fluido con objeto de que los lechos sucesivos fueran
adecuadamente mojados. Todos los lechos se encontraban suficientemente
aislados con lana mineral, así como los espacios intermedios entre le-
cho y lecho. Del mismo modo que en la instalación de 10 cm. de diámetro
los ensayos de disminución de alturas se efectuaron manteniendo los
equipos de alimentación fijos y se alimentó a cada lecho mediante tubos
de 1'3 cm. de diámetro nominal, cortado en carretes de 1/2 y 1 metros.

El sistema de aporte de fluido fue el mismo que se utilizó para la
inatalación de 10 cm. de diámetro. Unicamente se modificó el orificio
del depósito rebosadero.

El depósito de recogida de fluidos fue aislado convenientemente
con lana mineral y se montó sobre una báscula que permitía medir la ma-
sa de fluido utilizada y de esta forma poder efectuar los balances de
calor en el sistema.

Durante las experiencias preliminares se comprobó que se producía



FIG(3-5)-INSTALACION PARA OPERACION SEMICONTINUA
(LECHOS DE 20 cm \varnothing)

una gran estratificación de niveles térmicos de agua en el depósito. Es hizo necesario el emplear un sistema de agitación que consistió en dos tubos de acero de 5 mm. de diámetro que hacían borbotear aire en el fluido. Con el fin de que el vaciado del depósito de recogida se efectuara en el menor tiempo posible, se realizó por medio de una bomba centrífuga.

3.4 ESTUDIO DE LA OPERACION DE LAVADO

Con el fin de conocer las características del flujo del fluido en los lechos y determinar el retenido, para poder efectuar correctamente los balances de calor, se realizaron ensayos de lavado con cada material. Para ello se emplearon los mismos equipos que para los ensayos de transferencia de calor. Se prepararon disoluciones de NaOH y se operó de manera similar a como se hizo con los ensayos de transferencia de calor, en ciclos sucesivos de circulación, de disolución y de agua. La toma de muestras se efectuó en el desagüe de la columna en períodos de tiempo diferentes según el material que componía el relleno, en el depósito de alimentación, como muestra patrón, y en el depósito de recogida final, para determinar el retenido del lecho.

4. PLAN DE TRABAJO DESARROLLADO

4.1 INTRODUCCION

En el presente capítulo se describe la experimentación realizada en las instalaciones descritas en el capítulo anterior; se dan los balances de calor y materia, así como las figuras y tablas que resumen los resultados obtenidos. Se describen en primer lugar las experiencias realizadas en operación discontinua en las que se determinó el coeficiente de transferencia de calor entre el líquido y los sólidos, y a continuación la experimentación realizada en operación semicontinua que permitió el estudio de la eficacia de los lechos. Por último se dan los resultados obtenidos en el lavado de los lechos.

4.2 OPERACION DISCONTINUA

Esta experimentación se realizó para obtener las curvas de calentamiento y enfriamiento de los materiales estudiados con el fin de determinar el coeficiente de transferencia de calor entre el fluido y los sólidos.

4.2.1 MATERIALES ESTUDIADOS EN LA OPERACION DISCONTINUA

A continuación se relacionan los materiales con los que se realizó la experimentación en operación discontinua, así como los diámetros estudiados expresados en milímetros:

Mármol	5 mm.
	3 mm.
	1'5 mm.
Granza PVC	3 mm.
Esferas vidrio	6 mm.
	4 mm.

Perdigones	2 mm.
Pizarra	5 mm.
	3 mm.
	1'5 mm.
Granito	5'4 mm.
	3 mm.
	1'5 mm.
Coque metalúrgico	5 mm.

4.2.2 DESCRIPCION DE UN EXPERIMENTO

Para obtener las curvas de calentamiento de los materiales se medía el agua necesaria para ocupar el volumen libre de los sólidos en el vaso Dewar, procurando que la cantidad de agua sobrenadante fuera mínima. Este volumen de agua se colocaba en el vaso alimentador durante un tiempo suficientemente grande como para que su temperatura fuera la misma que la del agua que circulaba por el doble fondo calefactor. Una vez alcanzada esta temperatura se incorporaba el agua al vaso Dewar que contenía el material que se iba a estudiar y se registró la evolución de la temperatura del fluido mediante el equipo ya descrito.

Para obtener las curvas de enfriamiento, se hizo necesario calentar los distintos materiales previamente. Para ello se introdujeron en una estufa durante un tiempo suficientemente largo como para que la temperatura de toda la masa de sólidos fuera constante. El resto de la operación fue idéntico al de los ensayos de calentamiento.

Las figuras (4-1) y (4-2) representan las curvas de calentamiento y enfriamiento de granito.

4.2.3 OBTENCION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA

La ecuación diferencial que describe el flujo de calor entre dos puntos entre los que existe una diferencia de temperaturas a través de una superficie, puede escribirse:

$$\frac{dQ}{d\theta} = U S \Delta t \quad (4-1)$$

En todo momento debe cumplirse que el calor cedido por el medio caliente ha de ser igual al absorbido por el medio frío.

$$Q = M_c C_c (T_0 - T) = M_f C_f (t - t_0) \quad (4-2)$$

En cada instante la diferencia de temperaturas vendrá dada por

$$\Delta t = T - t \quad (4-3)$$

De acuerdo con la ecuación (4-2), la ecuación (4-1) podrá escribirse

$$\frac{dQ}{d\theta} = M_f C_f \frac{dt}{d\theta} = U S \Delta t \quad (4-4)$$

y teniendo en cuenta la ecuación de balance de calor (4-2), la temperatura del medio caliente resulta

$$T = \frac{-M_f C_f (t_0 - t) + M_c C_c T_0}{M_c C_c} \quad (4-5)$$

y la diferencia de temperaturas se podrá expresar sólo en función de la temperatura del medio frío en cada instante

$$\Delta t = \frac{M_c C_c T_0 + M_f C_f t_0}{M_c C_c} - \frac{M_c C_c + M_f C_f}{M_c C_c} t \quad (4-6)$$

La integración de la ecuación de transferencia (4-1) será inmediata

$$\int_0^\theta d\theta = \frac{M_f C_f}{U S} \int_{t_0}^t \frac{dt}{\frac{M_c C_c T_0 + M_f C_f t_0}{M_c C_c} - \frac{M_c C_c + M_f C_f}{M_c C_c} t} \quad (4-7)$$

$$\theta = \frac{M_c C_c M_f C_f}{U S (M_c C_c + M_f C_f)} \ln \left(\frac{M_c C_c T_0 + M_f C_f t_0 - (M_c C_c + M_f C_f) t}{M_c C_c T_0 + M_f C_f t_0 - (M_c C_c + M_f C_f) t} \right) \quad (4-8)$$

Cuando se alcancen las condiciones de equilibrio se cumplirá que la temperatura de los dos medios será la misma

$$T = t = k \quad (4-9)$$

y podrá determinarse mediante la ecuación de balance de calor (4-2)

$$k = \frac{M_c C_c T_0 + M_f C_f t_0}{M_c C_c + M_f C_f} \quad (4-10)$$

Teniendo en cuenta la ecuación (4-10) la expresión integrada (4-8) podrá escribirse

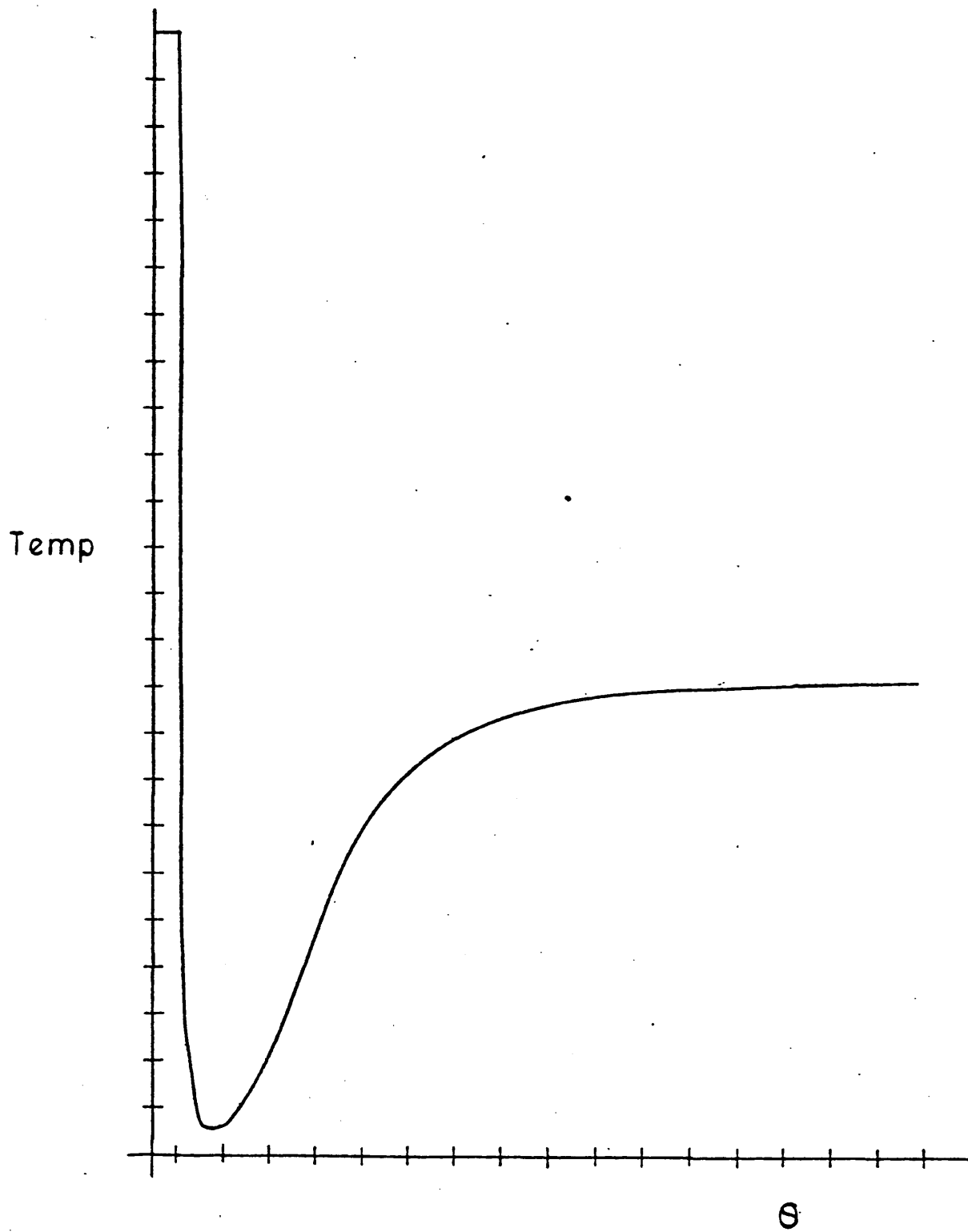
$$\theta = \frac{M_c C_c M_f C_f}{U S (M_c C_c + M_f C_f)} \ln \frac{k - t_0}{k - t} \quad (4-11)$$

$$\theta = \frac{M_c C_c M_f C_f}{U S (M_c C_c + M_f C_f)} 2,3 \log \frac{k - t_0}{k - t}$$

La representación del tiempo frente al $\log \frac{k - t_0}{k - t}$ será una recta de cuya pendiente podrá determinarse el coeficiente global de transferencia

$$m = \frac{2,3 M_c C_c M_f C_f}{U S (M_c C_c + M_f C_f)} \quad (4-12)$$

$$U = \frac{2,3 M_c C_c M_f C_f}{m S (M_c C_c + M_f C_f)} \quad (4-13)$$



FIG(4-1)- ENFRIAMIENTO DEL LECHO

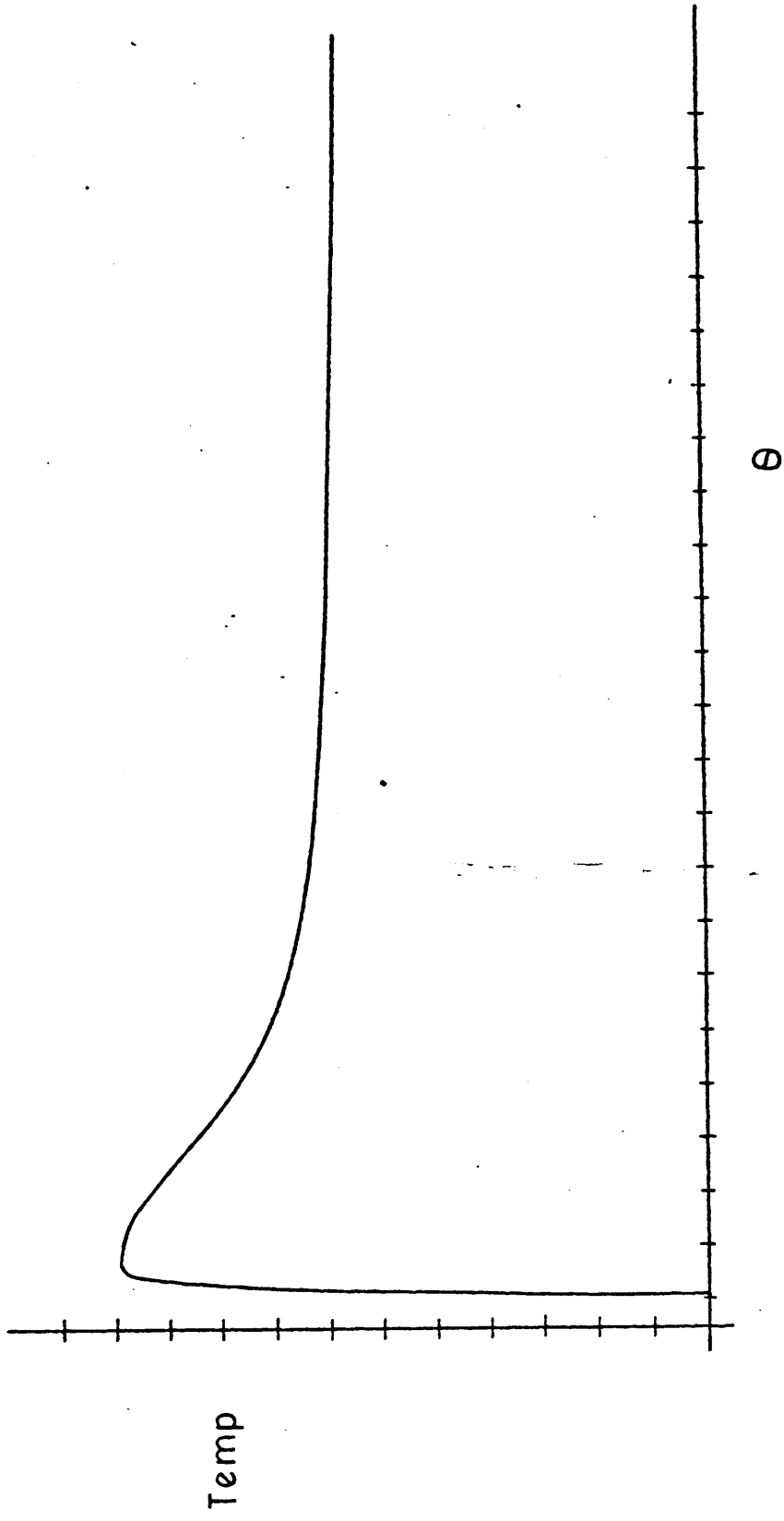


FIG (4-2)- CALENTAMIENTO DEL LECHO

Dadas las características de los materiales estudiados se estimó aceptable el considerar las partículas como esferas y así se determinó la superficie de transferencia.

De las curvas de calentamiento y enfriamiento, figura (4-1) y figura (4-2), se puede obtener en cada instante el valor de los cocientes $k - t_0 / k - t$ y $k - T_0 / k - T$ cuya representación semilogarítmica es una recta, figuras (4-3) y (4-4), de la que se puede obtener el coeficiente global U mediante la ecuación (4-13) ya que el resto de las variables es conocido.

Para determinar la superficie de transferencia se midió la densidad de los materiales ensayados y, mediante la suposición ya citada y la relación superficie/volumen de la esfera, se determinó la superficie por unidad de masa del producto estudiado.

En la tabla (4-1) se presentan los coeficientes de calentamiento y enfriamiento obtenidos con agua y en la tabla (4-2) los coeficientes calculados en los experimentos realizados con fluido viscoso.

En las figuras (4-5) y (4-6) se han representado los resultados recogidos en las tablas anteriores. Se observa que en los casos estudiados el coeficiente de transferencia de calor mejora al aumentar el tamaño del sólido empleado.

En las tablas (4-3) y (4-4) se dan los tiempos de contacto necesarios hasta alcanzar el equilibrio en operación discontinua para las dos situaciones estudiadas, y en las figuras (4-7) y (4-8) se han representado los valores anteriores. Se observa que los tiempos de contacto disminuyen al aumentar el tamaño del sólido estudiado, lo que puede justificarse por el hecho de que, al ser menores los volúmenes limitados por los sólidos en el caso de partículas pequeñas que en el caso

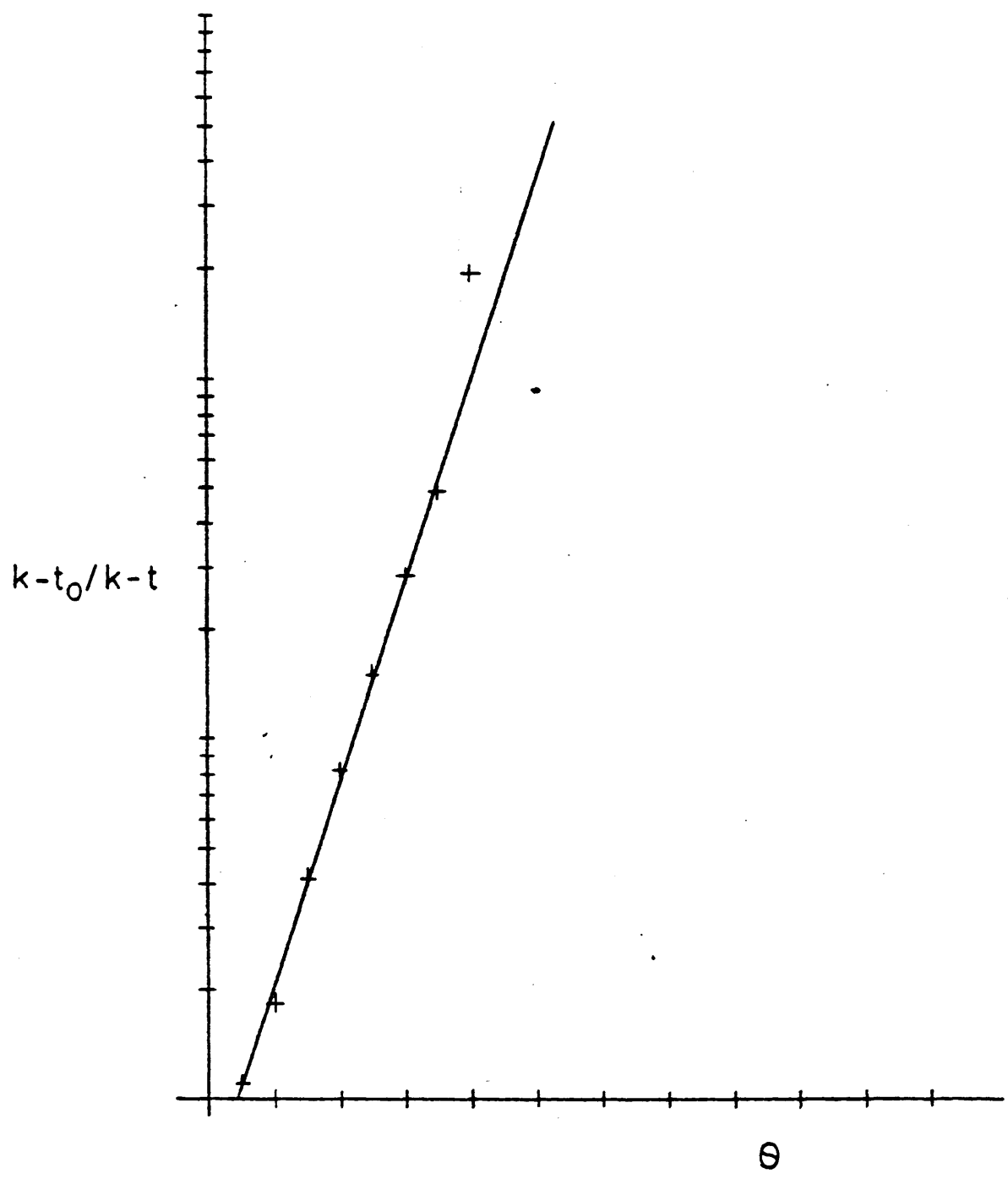
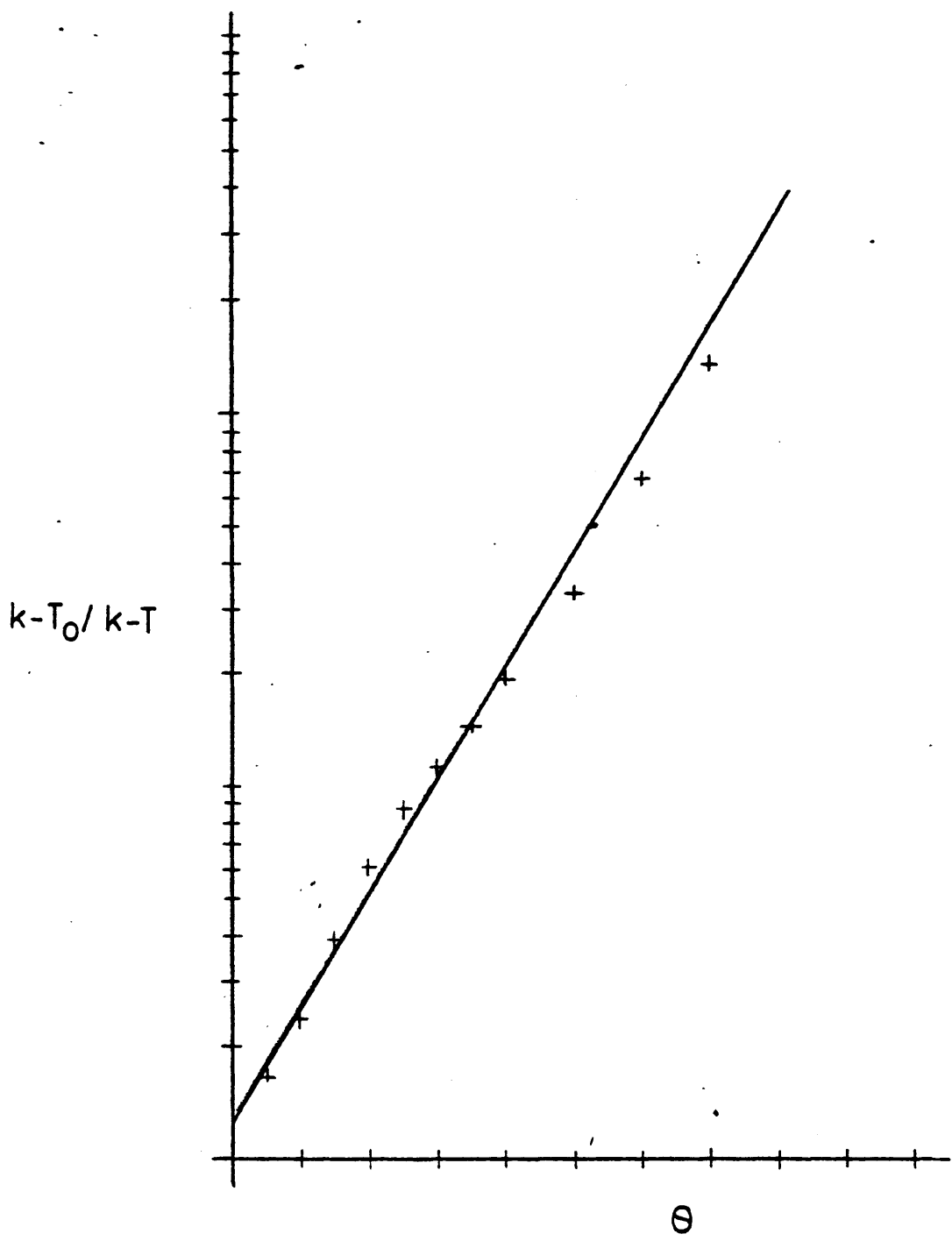


FIG (4-3)-COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA ENFRIAMIENTO DEL LECHO



FIG(4-4)-COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA
CALENTAMIENTO DEL LECHO

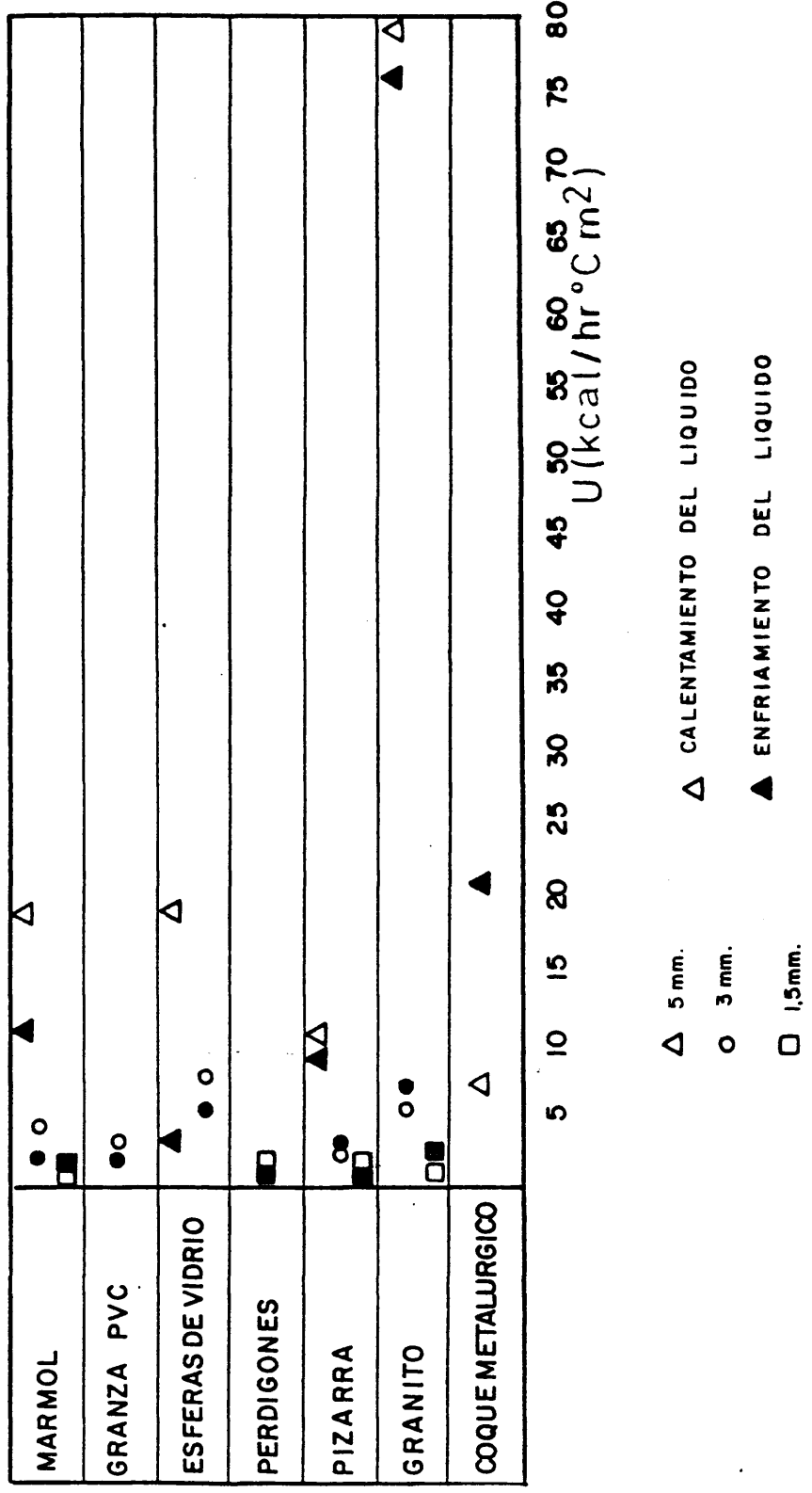
MATERIAL		CALENTAMIENTO DEL LIQUIDO	ENFRIAMIENTO DEL LIQUIDO
Mármol	5 mm.	18'9	10'9
	3 mm.	4'4	2'1
	1'5 mm.	1'3	1'3
Granza PVC	3 mm.	3'1	2'1
Esferas vidrio	6 mm.	18'9	3'1
	4 mm.	7'6	5'4
Perdigones	2 mm.	1'4	1'2
Pizarra	5 mm.	10'5	9'2
	3 mm.	2'9	3'3
	1'5 mm.	1'7	1'4
Granito	5'4 mm.	79'4	76'3
	3 mm.	5'4	7'0
	1'5 mm.	1'6	2'2
Coque metalúrgico	5 mm.	7'4	21'0

TABLA (4-1)

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN OPERACION DISCONTINUA

LIQUIDO:AGUA

COEFICIENTE-Kcal/hr C m



FIG(4-5)-COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN OPERACION DISCONTINUA
LIQUIDO EMPLEADO AGUA

MATERIAL		CALENTAMIENTO DEL LIQUIDO	ENFRIAMIENTO DEL LIQUIDO
Mármol	5 mm.	4'8	4'7
	3 mm.	2'9	2'9
	1'5 mm.	1'9	1'5
Granza PVC	3 mm.	1'0	0'8
Esferas vidrio	6 mm.	3'4	5'9
	4 mm.	1'5	1'9
Perdigones	2 mm.	2'3	1'9
Pizarra	5 mm.	4'1	3'4
	3 mm.	2'7	2'2
	1'5 mm.	1'5	1'1
Granito	5'4 mm.	17'1	15'1
	3 mm.	2'2	2'0
	1'5 mm.	1'4	1'1
Coque metalúrgico	5 mm.	4'5	3'5

TABLA (4-2)

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN OPERACION DISCONTINUA

LIQUIDO: SOLUCION DE GLICERINA COEFICIENTE-Kcal/hr C m

MARMOL	▲ ○ □
GRANZA PVC	○
ESFERAS DE VIDRIO	△ ○
PERDIGONES	■ □
PIZARRA	▲ ○ □
GRANITO	○ □ ▲ △
COQUE METALURGICO	▲ △

U (kcal/hr °Cm²)

5 10 15 20 25 30 35 40 45 50 55 60 65 70 75 80

- △ 5 mm. ▲ CALENTAMIENTO DEL LIQUIDO
- 3 mm. ▲ ENFRIAMIENTO DEL LIQUIDO
- 1.5 mm.

FIG (4-6) - COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN OPERACION DISCONTINUA.
LIQUIDO EMPLEADO : DISOLUCION DE GLICERINA.

MATERIAL		CALENTAMIENTO DEL LIQUIDO	ENFRIAMIENTO DEL LIQUIDO
Mármol	5 mm.	6	6
	3 mm.	11'3	10
	1'5 mm.	13'7	13'7
Granza PVC	3 mm.	10'3	11'5
Esferas vidrio	6 mm.	6	24
	4 mm.	7	7
Perdigones	2 mm.	12	14
Pizarra	5 mm.	8'3	8
	3 mm.	14'7	11
	1'5 mm.	14'3	12'7
Granito	5'4 mm.	4	3
	3 mm.	7	8'6
	1'5 mm.	10'3	12'3
Coque metalúrgico	5 mm.	6	11'7

TABLA (4-3)

TIEMPO DE CONTACTO HASTA ALCANZAR EL EQUILIBRIO EN OPERACION DISCONTINUA

LIQUIDO:AGUA

TIEMPO-MINUTOS

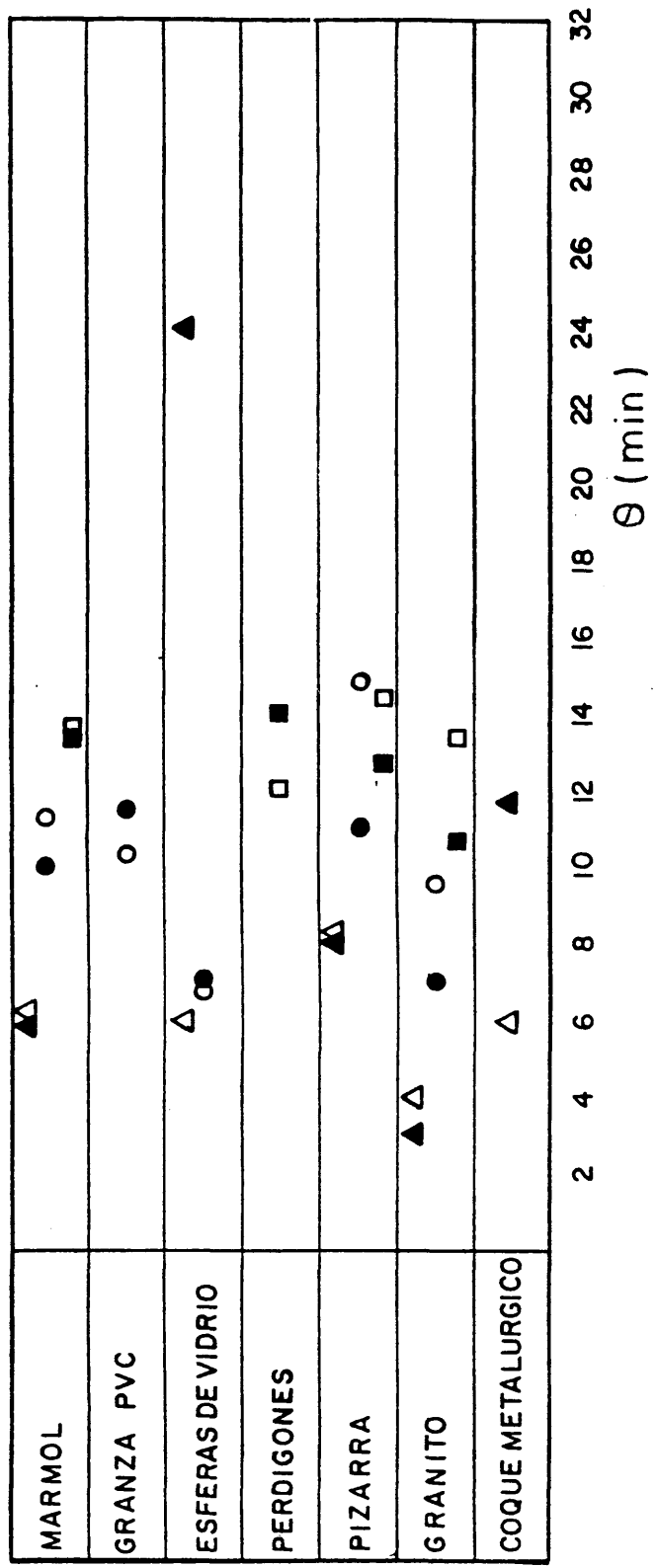
MATERIAL		CALENTAMIENTO DEL LIQUIDO	ENFRIAMIENTO DEL LIQUIDO
Mármol	5 mm.	11'3	12
	3 mm.	14	12
	1'5 mm.	11	13
Granza PVC	3 mm.	24	28
Esferas vidrio	6 mm.	15'3	11
	4 mm.	19'7	20'5
Perdigones	2 mm.	8	14'5
Pizarra	5 mm.	16	16'3
	3 mm.	14	16'3
	1'5 mm.	16	17'3
Granito	5'4 mm.	9'3	13'3
	3 mm.	14'7	15
	1'5 mm.	15	13
Coque metalúrgico	5 mm.	13	20'3

TABLA (4 - 4)

TIEMPO DE CONTACTO HASTA ALCANZAR EL EQUILIBRIO EN OPERACION DISCONTINUA

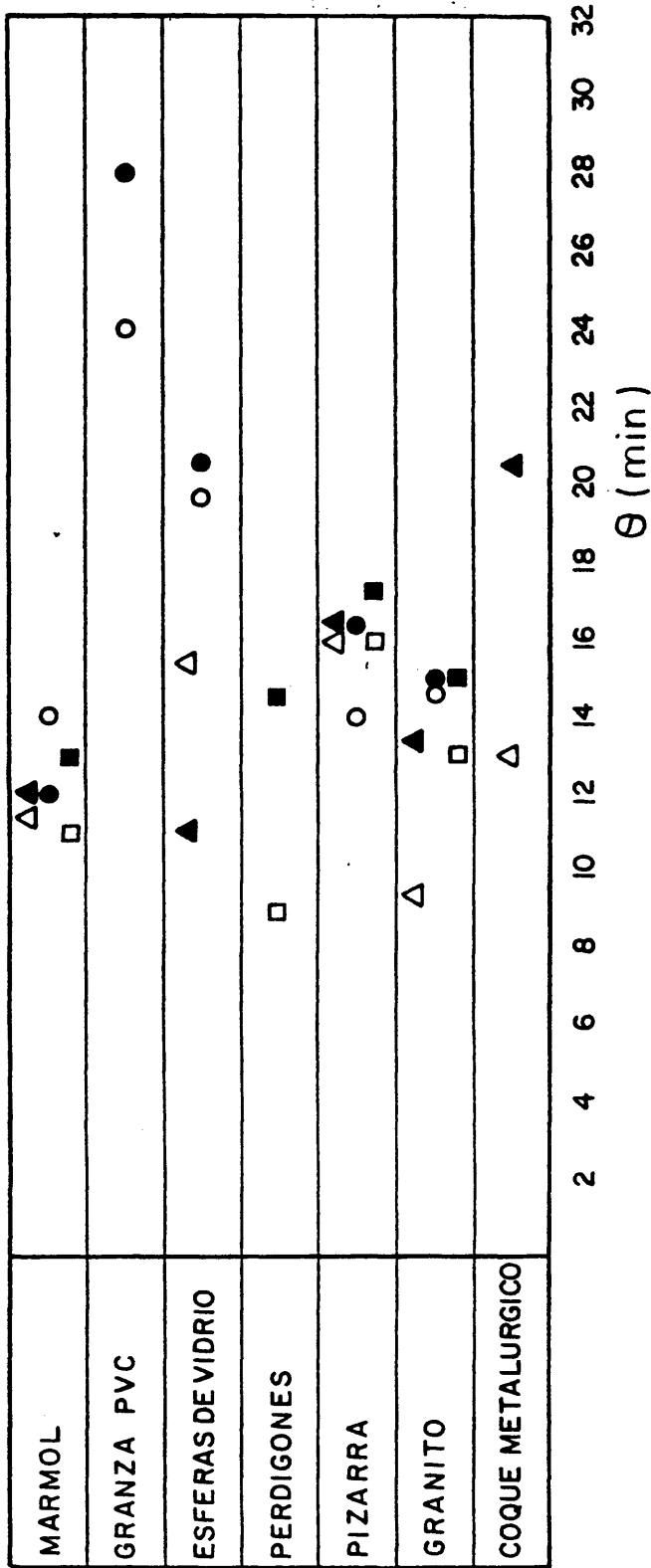
LIQUIDO: SOLUCION DE GLICERINA

TIEMPO-MINUTOS



Δ 5 mm. Δ CALENTAMIENTO DEL LIQUIDO
 ○ 3 mm. ▲ ENFRIAMIENTO DEL LIQUIDO
 □ 1.5 mm.

FIG (4 -7) - TIEMPOS DE CONTACTO HASTA ALCANZAR EL EQUILIBRIO EN OPERACION DISCONTINUA LIQUIDO EMPLEADO AGUA



Δ 6 mm. Δ CALENTAMIENTO DEL LIQUIDO
 ○ 3 mm. ▲ ENFRIAMIENTO DEL LIQUIDO
 ◻ 1.5mm.

FIG (4-8) - TIEMPOS DE CONTACTO HASTA ALCANZAR EL EQUILIBRIO EN OPERACION DISCONTINUA LIQUIDO EMPLEADO - SOLUCION ACUOSA GLICERINA

de partículas grandes, el transporte de calor debido a la convección na
tural se ve impedido; en estas circunstancias el transporte de calor en
el líquido se efectúa casi exclusivamente por conducción a través de la
película líquida en estado de reposo que rodea a los sólidos. Por este
mismo motivo en los experimentos realizados con sólidos de tamaño redu-
cido la calidad de la medida no es la misma que en los experimentos rea-
lizados con sólidos con tamaño de partículas mayor, debido a que el
transporte de fluido a través de la vaina con orificios que contenía el
elemento de medida también se vería dificultado.

4.3 OPERACION SEMICONTINUA

4.3.1 MATERIALES Y COLUMNAS ENSAYADOS

La experimentación se llevó a cabo en dos columnas. En la columna
de diez cm. de diámetro se estudiaron los siguientes materiales:

Granito

Guijarros pequeños

Coque metalúrgico

Anillos Raschig

Rejas

Con todos ellos se montaron lechos de 10 m. de altura, excepto con
las rejas que se montó un lecho de 8 m. de altura.

En la columna de 20 cm. de diámetro se efectuaron las medidas de
los lechos formados por:

Guijarros grandes

Grafito

4.3.2 EXPERIMENTACION PREVIA

Durante la realización de la experimentación se pretendió conocer las características operativas de la instalación montada, así como tener idea de cuales serían las modificaciones que habría que introducir en la instalación inicial para que la reproducibilidad de las experiencias fuera aceptable.

Se comprobó que la estratificación térmica en el depósito final ha ría necesaria la agitación de éste; igualmente se vió que los efectos de canales en el lecho eran importantes, poniéndose de manifiesto la ne cesidad de la utilización de los redistribuidores ya descritos. Se comprobó también que la altura sobre el orificio en el rebosadero de alimentación era insuficiente para mantener un caudal constante.

4.3.3 DESCRIPCION GENERAL DE UNA EXPERIENCIA

La realización de una experiencia se efectúa en forma idéntica en los dos tipos de columnas utilizadas. Cada tanda de experiencias se ini ciaba poniendo en marcha la caldera de vapor con el fin de que se generara el vapor para poder calentar el fluido. Durante necesario para que la caldera de vapor alcanzara la presión de consigna, se llenaban los depósitos de aporte y se comenzaba a pasar fluido frío por el lecho, du rante un tiempo aproximadamente igual al que se empleaba en los periodos de calentamiento y enfriamiento, con el fin de que la temperatura del lecho fuera lo más homogénea posible y la misma del fluido frío. A continuación se dejaba escurrir el lecho y se vaciaba el depósito de recogida de fluido. Operando adecuadamente las válvulas, se vaciaba el agua existente en la línea de alimentación y se iniciaba el aporte de fluido caliente. El aporte de fluido se interrumpía en el momento en el

que la temperatura de salida del fluido del lecho se mantenía constante. A continuación se dejaba escurrir un tiempo suficientemente grande, para que prácticamente pudiera considerarse nulo el flujo de agua, se agitaba el fluido contenido en el depósito de recogida y se determinaba su temperatura; una vez medida ésta, se vaciaba el depósito y se iniciaba la operación de aporte de fluido frío. Los períodos de escurrido se determinaron mediante una mirilla existente en el desagüe de la columna. En esta existía una deformación que permitía ver la cantidad de agua que escurría del lecho. Cuando al final de un período de operación ésta era prácticamente nula, se iniciaba el período siguiente.

4.3.4 OBTENCION DE LA EFICACIA

El balance de calor se realizó determinando la cantidad de calor cedida al lecho por el fluido caliente y la cantidad de calor cedida por el lecho al fluido frío. En ambos casos se tuvo en cuenta la incidencia del retenido para calcular la cantidad de calor real absorbida y cedida por el lecho.

Etapa de calentamiento

El calor que se aporta al sistema en esta etapa debe ser igual al calor que cede el fluido al lecho más el calor que queda en el lecho con el retenido más el calor que sale del sistema.

$$\text{calor cedido} = Q_C$$

$$\text{calor aportado} = M C \Delta t$$

$$\text{calor debido al retenido} = R C \Delta t$$

$$\text{calor no cedido} = M C \Delta t'_C$$

$$Q_c = M C \Delta t - R C \Delta t - M C \Delta t_c \quad (4-14)$$

$$\Delta t = T - t \quad (4-15)$$

$$\Delta t'_c = t_F - t \quad (4-16)$$

Etapa de enfriamiento

El calor que se extrae del lecho en esta etapa ha de ser igual al calor que cede el lecho más el calor debido al retenido.

$$\text{calor cedido} = Q_e$$

$$\text{calor extraído} = M C \Delta t'_e$$

$$\text{calor debido al retenido} = R C \Delta t$$

$$Q_e = M C \Delta t'_e - R C \Delta t \quad (4-17)$$

$$\Delta t = T - t \quad (4-18)$$

$$\Delta t'_e = t'_F - t \quad (4-19)$$

La eficacia de las dos etapas anteriores se obtendrá refiriendo el calor cedido al lecho y extraído del lecho respectivamente al calor total aportado al sistema.

$$\eta_c = \frac{Q_c}{M C \Delta t} \quad (4-20)$$

$$\eta_e = \frac{Q_e}{M C \Delta t} \quad (4-21)$$

Nótese la influencia siempre negativa que tiene el retenido en la eficacia de los lechos.

4.3.5 DETERMINACION DE LA ALTURA MINIMA EFECTIVA

Para todos los materiales ensayados se determinó la altura mínima efectiva de lecho. Para ello se efectuaron experimentos idénticos a los descritos para toda la columna alimentando el fluido a distintas alturas. En la columna de diámetro pequeño se efectuó simultáneamente a la operación de desmontaje. En la columna de diámetro grande no fue necesario efectuarlo así ya que entre lecho y lecho existía espacio suficiente para efectuar la alimentación de forma adecuada.

4.3.6 LAVADO. DETERMINACION DEL RETENIDO

Para todos los materiales estudiados se efectuaron ensayos de lavado operando la instalación de forma idéntica a como se realizaron los ensayos de transferencia de calor.

Se hizo circular agua en una primera etapa con el fin de que el mojado del sistema fuera completo y a continuación se dejaba escurrir el mismo tiempo que en los ensayos de transferencia de calor con el fin de que la cantidad de agua retenida por el lecho fuera prácticamente la misma.

A continuación se alimentaba una disolución de NaOH, tomando muestras de la corriente de salida del lecho durante espacios de tiempo iguales, con el fin de determinar la evolución de la concentración de salida del lecho. La alimentación de disolución se suprimía al cabo de un tiempo suficientemente largo como para que la concentración de la disolución de salida fuera la misma que la de la disolución aportada. Se

dejaba escurrir y tras la agitación conveniente del depósito colector se tomaban muestras de la disolución final existente. De idéntica forma se operaba cuando se cambió el aporte de disolución por agua.

La determinación del retenido se efectuó midiendo la dilución de la disolución de sosa alimentada y midiendo la concentración de la disolución que se generaba al diluirse la disolución de NaOH patrón retenida, en el agua aportada en el segundo ciclo de los ensayos anteriores, y comparándolas con la concentración de la disolución patrón aportada al sistema.

La valoración de las muestras de disolución patrón se efectuó con soluciones de ClH cuya concentración no se determinó ya que las ecuaciones de cálculo del retenido, así como las curvas de evolución de la concentración en el desagüe de la columna, permiten operar con volúmenes de disolución.

El retenido puede expresarse en función de los volúmenes de disolución de valoración de ClH de las disoluciones patrón y final de la siguiente forma:

$$R = \frac{V_{cp} - V_{cf}}{V_{cp}} V \quad (4-22)$$

- V_{cp} = volumen consumido en la valoración de la disolución patrón
- V_{cf} = volumen consumido en la valoración de la disolución final
- V = volumen circulado a través del lecho en cada periodo

Para el caso de la segunda etapa del ensayo de lavado, el retenido se expresa en función del volumen de disolución de valoración consumido por la disolución final generada:

$$R = \frac{V_{cf}}{V'_{cp}} \quad (4-23)$$

V'_{cp} = volumen de disolución de valoración consumido por la disolución final

4.3.7 EXPERIMENTACION COMPLEMENTARIA

Los resultados obtenidos sugirieron la posibilidad de comprobar que los rendimientos alcanzados no se mejoraban con mayores caudales ni con una mejor redistribución del flujo en el lecho.

Para comprobar la redistribución en el lecho se efectuaron ensayos de disminución de alturas con una columna de 4m. de altura y 4 pulgadas de diámetro nominal constituida por carretes de 2m. y 1m. de longitud. Se colocaron en su interior distribuidores cada 0'25 m. y se utilizó como relleno guijarros de río pequeños por ser el material que había mostrado una mayor eficacia.

Para estudiar la influencia de caudales grandes se operó con la columna de diámetro mayor, empleando lechos de guijarros grandes y se alimentó directamente con la bomba de aporte. La regulación del caudal se efectuó mediante la válvula existente en la descarga de la bomba. Con el fin de que las zonas inferiores de los lechos no estuvieran anegadas y dado que la limitación de caudal en la columna venía impuesta por los redistribuidores de cada lecho se colocó justo encima del redistribuidor del lecho superior un tubo de vidrio y se reguló el caudal de la bomba de manera que la altura alcanzada sobre el redistribuidor no anegara la zona inferior del lecho.

4.3.8 RESULTADOS EXPERIMENTALES; TABLAS Y FIGURAS

A continuación se presentan las tablas de resultados de la experimentación así como su representación gráfica.

Con el fin de conocer la influencia del caudal de fluido y de la diferencia de temperaturas existente entre éste y el lecho, en la eficacia de éste último se efectuaron, con todos los materiales señalados, experiencias a tres caudales diferentes y con tres diferencias de temperaturas entre el lecho y el fluido caliente, realizándose dos medidas en cada una de las posibles situaciones.

Se presentan en primer lugar los resultados obtenidos en la columna de 10 cm. de diámetro.

En la tabla(4-5) se dan la masa de los rellenos empleados, los diámetros de estos y sus equivalentes térmicos y de los materiales empleados como soporte de los rellenos (columna, redistribuidores) representados por Eq. aux. Se han tabulado también los caudales empleados en la experimentación en la columna de 10 cm. de diámetro, Q_1, Q_2, Q_3 .

En las tablas(4-6) a(4-10) se presentan los resultados obtenidos. Se ha tabulado el número de experiencia dentro de cada tanda, n^o , la diferencia de temperaturas existente en cada ensayo entre el lecho y el fluido caliente, $\Delta t/2,4$, las eficacias obtenidas en calentamiento y enfriamiento, η_{cal}, η_{enf} , la eficacia media, $\bar{\eta}$, los equivalentes calculados con las eficacias anteriores para las dos situaciones de calentamiento y enfriamiento así como el equivalente medio, $Eq_{cal}, Eq_{enf}, \bar{Eq}$.

En las figuras (4-9) a (4-13) se han representado las eficacias medias obtenidas, frente a la diferencia de temperatura existente en cada ensayo para los tres caudales. En las tablas(4-11) a(4-15) se dan los resultados obtenidos en la experimentación realizada para conocer la al

MATERIAL	MASA (Kg)	Eq	Eq _{aux}	Eq _{total}	D (cm)
Granito	97'5	17'5	17	34'6	0'5
Garbancillo	125	25'8	17	42'8	1'3
Coque	41'2	10'7	17	27'7	0'5
A. Raschig	76'8	17'8	17	34'8	1'3
Rejas	48	10	13'6	23'6	1'3

Caudales ensayados $Q_1=121'2$ L/hr $Q_2=103'7$ L/hr $Q_3=95'2$ L/hr

TABLA (4-5) MATERIALES Y CAUDALES ENSAYADOS EN LA COLUMNA DE 10 cm. DE DIAMETRO

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}
5	5'2	0'22	0'51	0'36	18'5	43'1	30'8
6	8'8	0'31	0'37	0'34	27'3	32'3	29'8
3	10'5	0'23	0'37	0'30	20'0	32'3	26'2
Q ₁ 1	11'0	0'32	0'33	0'33	27'6	28'3	27'9
2	14'6	0'32	0'31	0'32	28'4	27'2	27'8
4	15'0	0'36	0'34	0'35	30'9	30'5	30'7
7	6'4	0'35	0'43	0'39	28'0	35'0	31'5
8	7'6	0'26	0'41	0'33	21'8	35'5	28'6
3	12'2	0'33	0'34	0'33	28'5	29'1	28'8
Q ₂ 4	10'5	0'31	0'30	0'30	25'8	25'0	25'4
5	17'8	0'27	0'42	0'34	24'4	39'1	31'8
6	15'4	0'33	0'37	0'35	30'8	35'3	33'0
3	6'7	0'36	0'38	0'37	32'0	33'9	33'0
6	9'0	0'30	0'41	0'36	29'7	40'2	34'9
1	10'5	0'32	0'31	0'32	29'1	29'0	29'0
Q ₃ 4	11'5	0'31	0'30	0'31	29'2	29'0	29'0
2	15'6	0'33	0'27	0'30	31'3	26'5	28'9
5	14'5	0'32	0'26	0'29	30'2	25'9	28'0

TABLA (4-6) RESULTADOS OBTENIDOS EN EL LECHO DE GRANITO

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}	
	1	17'1	0'53	0'39	0'46	39'9	29'8	34'8
	4	16'8	0'53	0'41	0'47	40'5	30'7	35'6
Q ₁	2	12'9	0'46	0'42	0'44	34'2	31'9	33'1
	5	12'9	0'50	0'40	0'45	37'3	30'5	33'9
	3	9'9	0'48	0'37	0'42	34'8	27'8	31'3
	6	10'5	0'52	0'43	0'48	38'8	32'4	35'6
	1	16'2	0'56	0'43	0'49	42'0	32'4	37'2
	3	17'0	0'49	0'43	0'46	38'5	33'8	36'2
Q ₂	2	10'6	0'48	0'51	0'49	34'3	38'5	36'6
	4	13'2	0'47	0'42	0'44	36'8	32'4	34'6
	5	9'4	0'55	0'44	0'50	39'9	31'8	35'8
	7	9'3	0'58	0'36	0'47	42'1	26'5	34'3
	1	16'3	0'47	0'39	0'43	39'4	32'4	35'9
	4	17'2	0'51	0'39	0'45	44'1	35'1	39'6
Q ₃	2	12'1	0'47	0'37	0'42	40'1	31'6	35'9
	6	14'6	0'49	0'42	0'45	42'3	36'0	39'1
	3	9'4	0'51	0'36	0'44	40'0	29'2	34'6
	5	10'3	0'45	0'43	0'44	36'1	36'8	36'5

TABLA (4-7) RESULTADOS OBTENIDOS EN EL LECHO DE GUIJARROS PEQUEÑOS

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}
1	15'4	0'37	0'16	0'26	27'5	11'4	19'5
4	15'5	0'38	0'16	0'27	29'0	11'6	20'3
2	12'4	0'34	0'17	0'26	26'1	13'2	19'7
5	10'5	0'39	0'18	0'29	29'2	13'5	21'4
3	8'4	0'36	0'20	0'28	28'3	14'7	21'5
6	9'4	0'36	0'17	0'27	26'9	12'9	19'9
4	14'0	0'29	0'21	0'25	22'0	15'7	18'8
1	16'6	0'28	0'17	0'22	21'8	12'6	17'2
6	13'1	0'28	0'21	0'25	21'2	15'5	18'4
2	11'3	0'26	0'23	0'25	19'6	17'5	18'6
8	9'1	0'34	0'23	0'28	26'2	17'1	21'7
5	9'3	0'29	0'22	0'25	21'0	16'3	18'7
3	15'2	0'32	0'19	0'25	27'8	16'0	21'9
5	15'8	0'32	0'13	0'22	28'8	11'6	20'2
2	10'2	0'32	0'21	0'27	27'4	17'8	22'6
4	11'6	0'25	0'23	0'24	21'4	19'9	20'6
6	8'8	0'32	0'24	0'28	26'9	21'2	24'1
7	7'1	0'30	0'23	0'26	25'1	20'2	22'7

TABLA (4-8) RESULTADOS OBTENIDOS EN EL LECHO DE COQUE

nº	t/2'4	ρ_{cal}	ρ_{enf}	$\bar{\rho}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}
2	13'2	0'45	0'33	0'39	28'9	20'3	24'6
5	13'0	0'37	0'32	0'35	24'3	20'2	22'2
1	10'5	0'40	0'41	0'40	25'0	25'7	25'4
^q ₁ 6	9'4	0'43	0'37	0'40	27'5	23'8	25'6
3	7'8	0'36	0'35	0'36	23'0	22'2	22'6
4	7'7	0'37	0'29	0'33	23'4	18'4	20'9
3	15'4	0'47	0'32	0'40	30'1	20'0	25'1
4	14'8	0'48	0'33	0'41	31'3	20'3	25'8
1	12'4	0'45	0'37	0'41	28'6	22'5	25'6
^q ₂ 2	11'4	0'47	0'33	0'40	30'1	20'5	25'3
5	8'3	0'45	0'34	0'40	28'8	20'4	24'6
6	8'2	0'45	0'38	0'41	26'7	22'2	24'6
1	15'7	0'42	0'31	0'36	30'6	21'6	26'1
4	15'5	0'44	0'29	0'36	32'1	20'3	26'2
2	13'0	0'38	0'33	0'35	27'6	22'9	25'2
^q ₃ 5	11'0	0'40	0'35	0'38	29'1	24'5	26'8
3	8'1	0'37	0'36	0'36	26'3	25'1	25'7
6	8'8	0'43	0'31	0'37	30'8	21'9	26'4

TABLA (4-9) RESULTADOS OBTENIDOS EN EL LECHO DE ANILLOS RASCHIG

nº	t/2'4	Q_{cal}	Q_{enf}	\bar{Q}	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}
1	13'9	0'37	0'28	0'33	22'3	16'2	19'2
3	13'8	0'37	0'31	0'34	22'3	17'8	20'0
2	9'7	0'38	0'30	0'34	22'8	17'5	20'2
4	9'2	0'36	0'32	0'34	21'2	18'7	20'0
5	7'4	0'38	0'33	0'36	22'7	19'1	20'9
6	6'0	0'40	0'35	0'38	23'5	20'3	21'9
2	15'0	0'34	0'27	0'30	18'3	14'2	16'3
4	13'9	0'46	0'31	0'38	25'3	16'3	20'8
1	12'8	0'35	0'29	0'32	19'4	15'3	17'3
3	10'2	0'34	0'38	0'36	18'6	20'4	19'5
5	6'7	0'38	0'30	0'34	20'6	16'2	18'4
6	7'3	0'48	0'33	0'40	26'1	17'4	21'8
3	13'4	0'46	0'31	0'39	24'2	15'8	18'6
5	13'2	0'41	0'31	0'36	21'4	15'9	18'7
6	8'9	0'39	0'35	0'37	20'3	17'9	19'1
1	12'0	0'38	0'36	0'37	19'5	18'2	18'9
2	7'6	0'35	0'44	0'40	17'9	22'3	20'1
4	7'7	0'36	0'44	0'40	18'6	22'1	20'3

TABLA (4-10) RESULTADOS OBTENIDOS EN EL LECHO DE REJAS

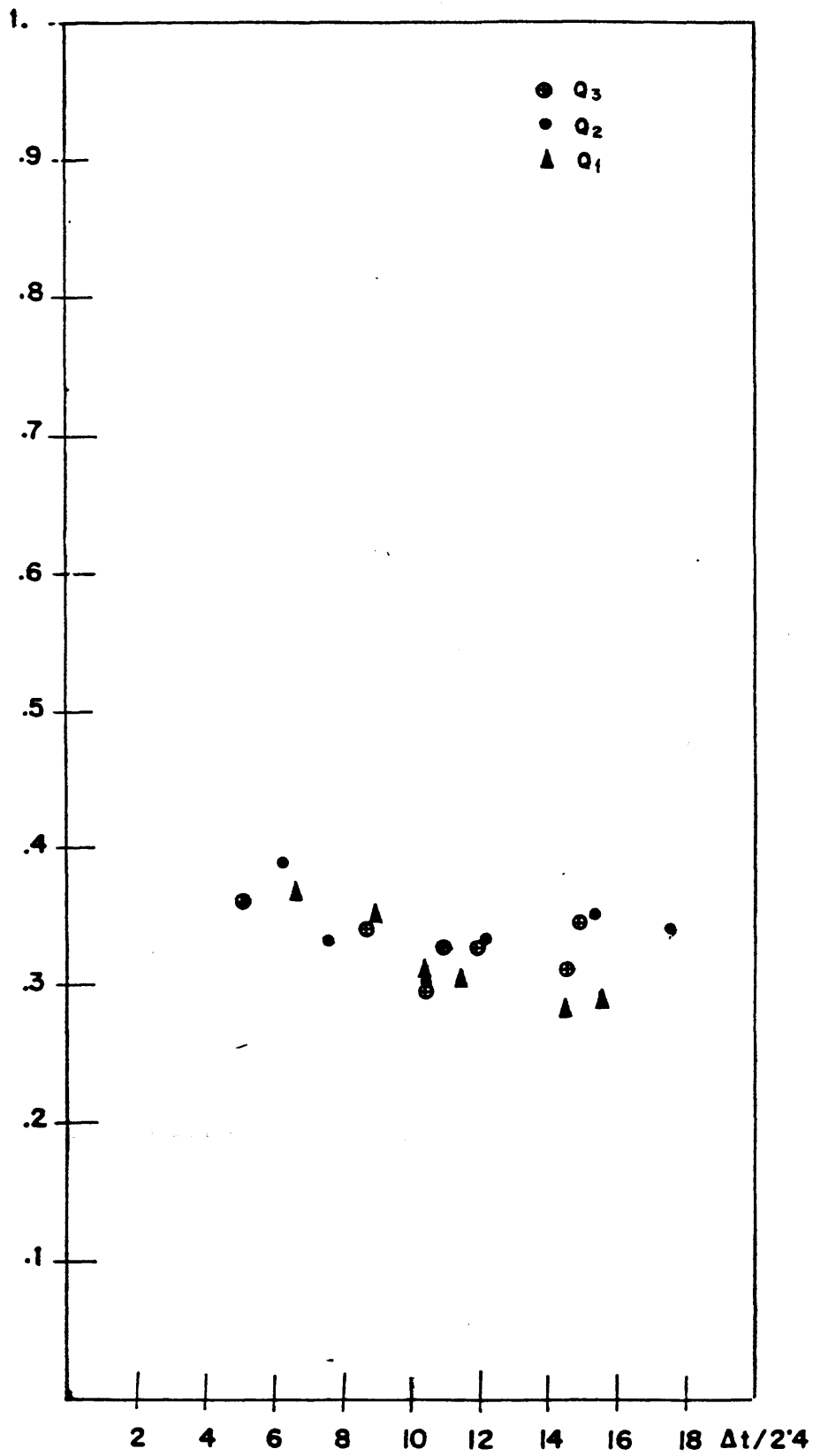


FIG (4-9)-EFICACIA DEL LECHO DE GRANITO

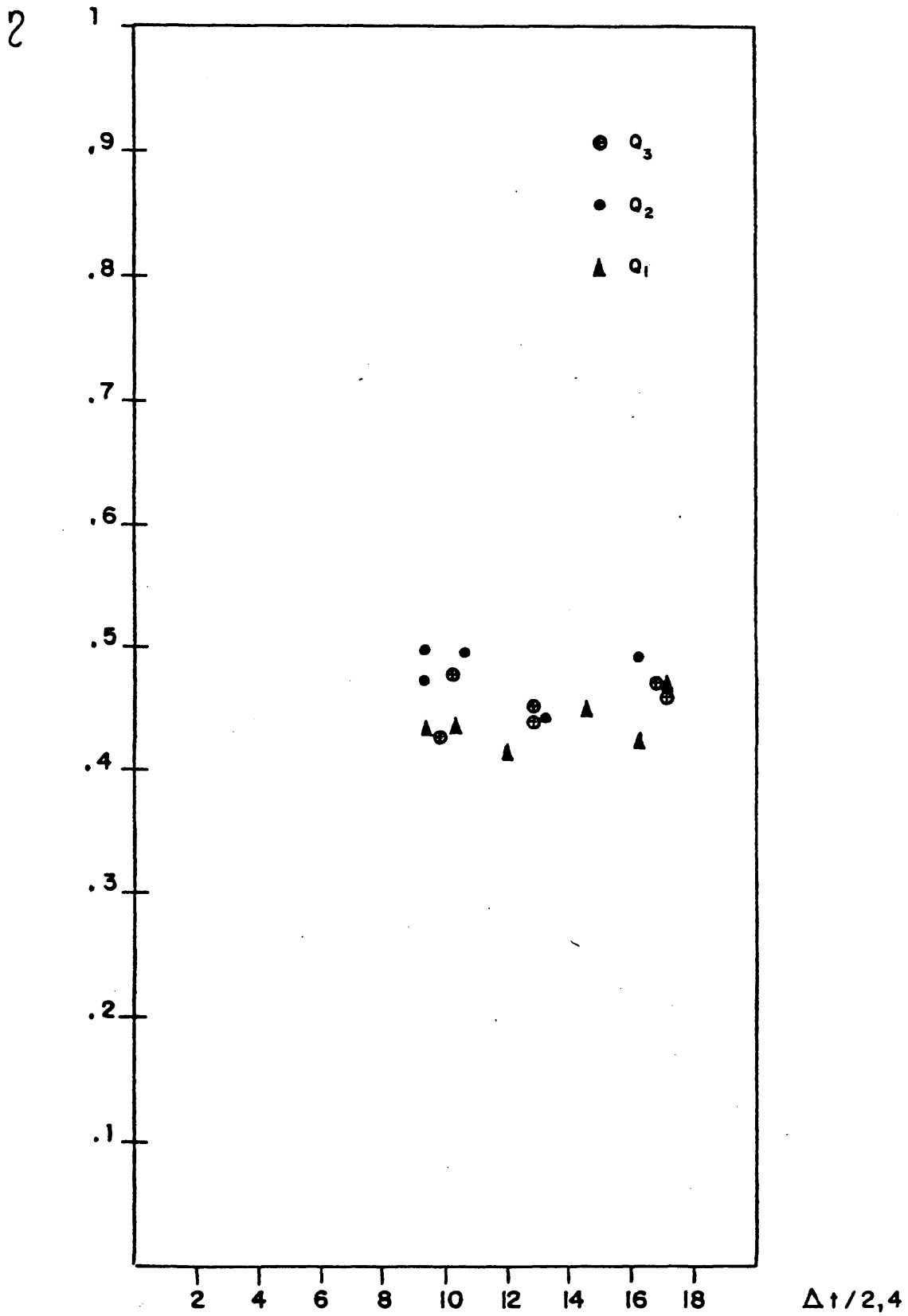


FIG (4-10) - EFICACIA DEL LECHO DE GUIJARROS PEQUEÑOS

2

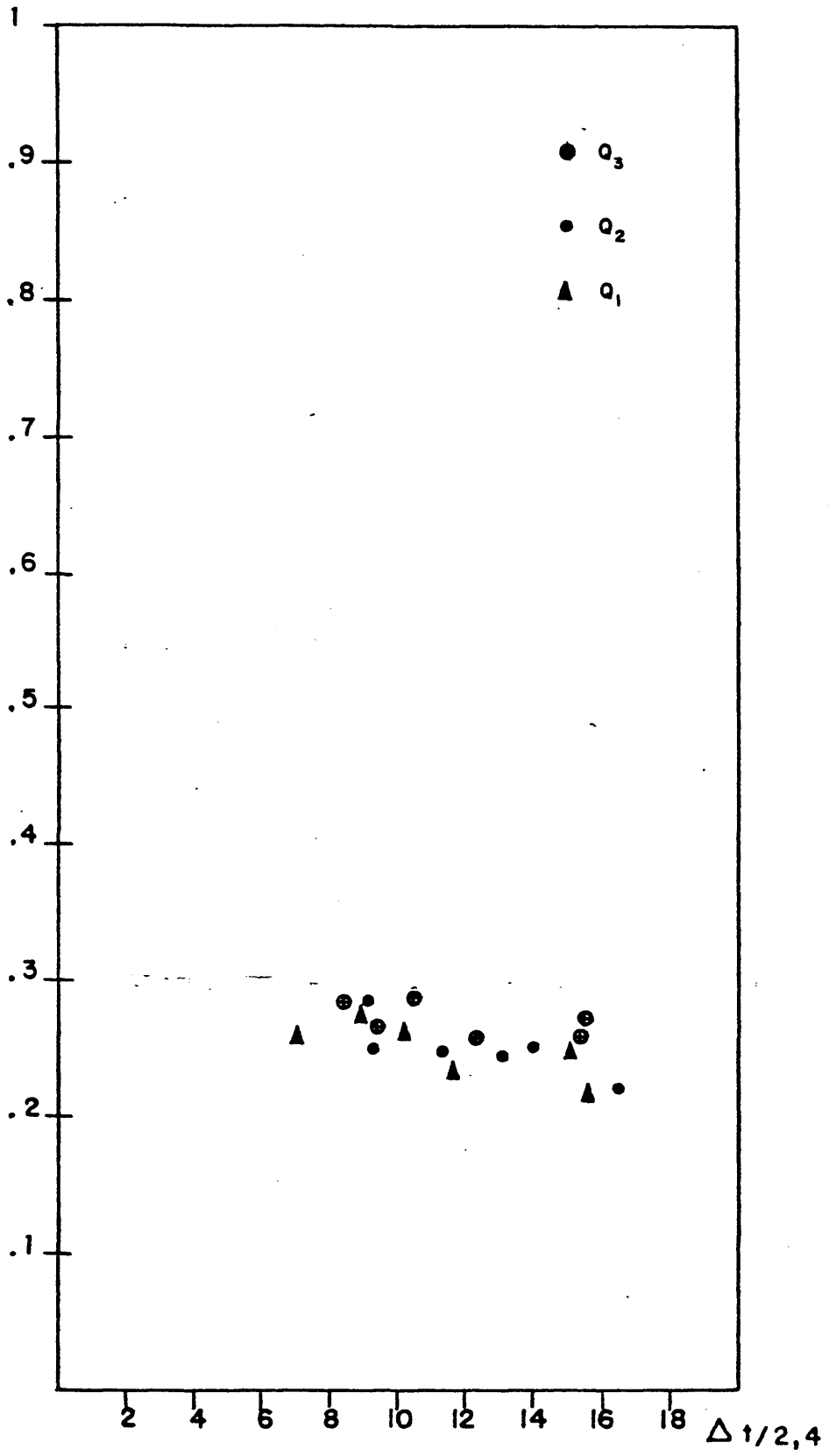


FIG (4-11)-EFICACIA DEL LECHO DE COQUE

2

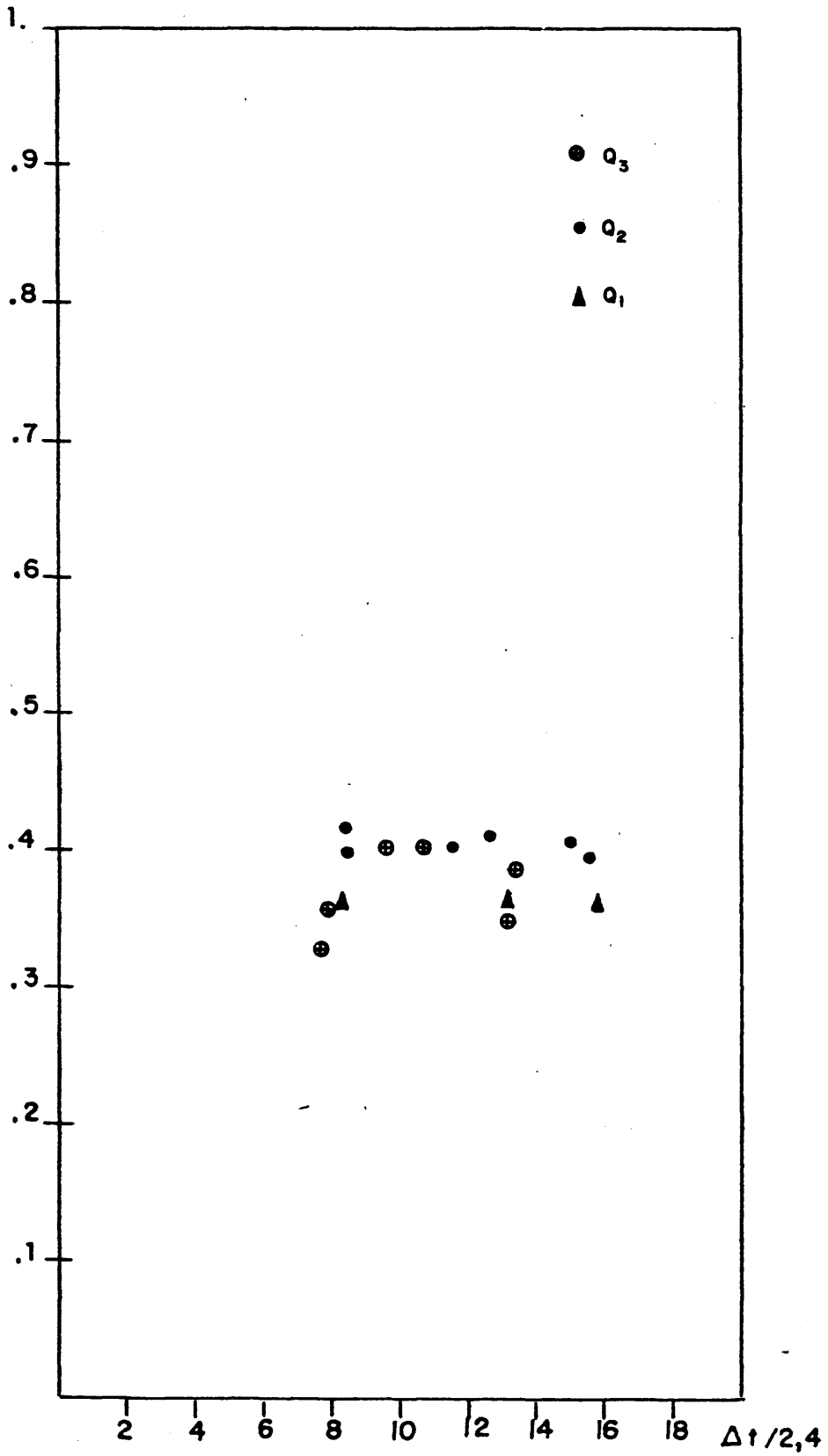


FIG (4-12) - EFICACIA DEL LECHO DE ANILLOS RASCHIG

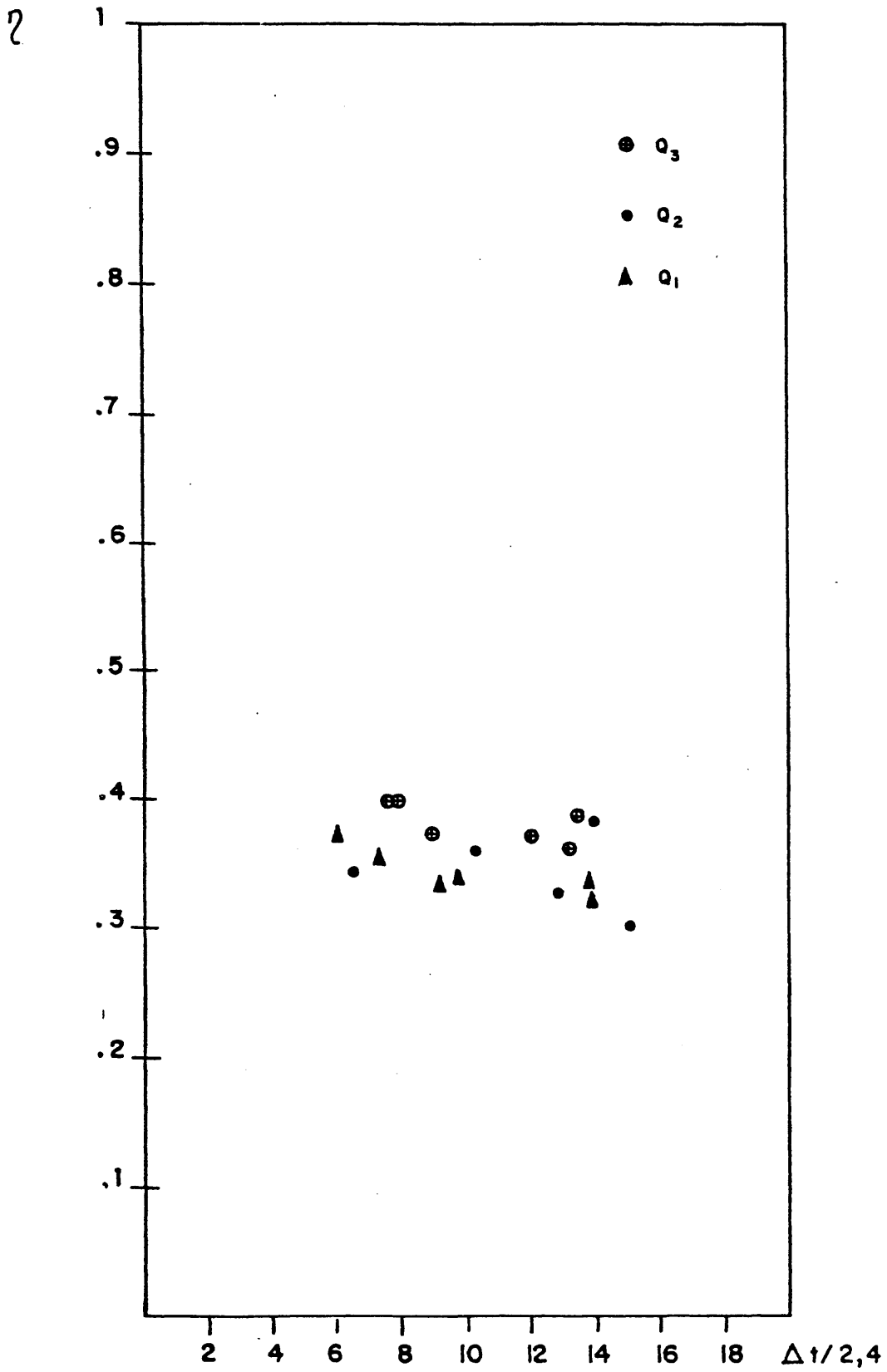


FIG (4-13) - EFICACIA DEL LECHO DE REJAS

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}	%
10/1	12'2	0'33	0'34	0'33	28'5	29'1	28'8	99'7
10/2	10'5	0'31	0'30	0'30	25'8	25'0	25'4	91'2
8/1	13'2	0'31	0'43	0'37	22'4	31'8	27'1	111'5
8/2	11'9	0'29	0'35	0'32	21'1	26'4	23'8	95'5
6/1	11'6	0'29	0'31	0'30	17'4	19'4	18'4	89'5
6/2	12'2	0'33	0'30	0'31	20'9	18'7	19'8	94'2
4/1	11'1	0'33	0'25	0'29	16'1	13'0	14'5	88'1
4/2	11'3	0'32	0'23	0'27	14'7	11'8	13'2	82'7
2/1	12'1	0'32	0'24	0'28	10'4	8'5	9'4	84'8
2/2	10'2	0'34	0'24	0'29	12'5	8'1	10'3	87'1

TABLA (4-11) DETERMINACION DE LA ALTURA MINIMA DE LECHO DE GRANITO

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}	%
10/1	10'6	0'48	0'51	0'50	34'3	38'5	36'6	108'4
10/2	13'2	0'47	0'42	0'44	36'8	32'4	34'6	97'4
8/1	15'4	0'56	0'38	0'47	34'6	33'8	29'2	102'6
8/2	18'1	0'51	0'40	0'46	32'0	25'5	28'8	100'1
6/1	15'6	0'45	0'37	0'41	24'3	19'9	22'1	90'5
6/2	12'6	0'40	0'45	0'42	20'9	24'6	22'7	93'0
4/1	12'2	0'52	0'43	0'48	17'3	14'4	15'9	104'7
4/2	9'4	0'40	0'45	0'43	13'6	15'6	14'6	93'6
2/1	13'4	0'35	0'24	0'29	9'0	6'2	7'6	63'8
2/2	12'1	0'35	0'34	0'35	8'4	8'5	8'5	76'0

TABLA (4-12) DETERMINACION DE LA ALTURA MINIMA DE LECHO DE GUIJARROS PEQUEÑOS

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}	%
10/1	13'1	0'28	0'21	0'25	21'3	15'5	18'4	95'0
10/2	11'3	0'26	0'23	0'25	19'6	17'5	18'6	95'6
-8/1	11'2	0'33	0'22	0'27	22'8	15'0	18'9	106'0
8/2	11'7	0'31	0'22	0'26	21'4	15'4	18'4	101'2
6/1	11'6	0'30	0'21	0'26	17'1	12'4	14'7	99'3
6/2	8'5	0'32	0'20	0'26	18'0	11'7	14'9	100'0
4/1	12'2	0'28	0'18	0'23	13'6	9'0	11'3	90'3
4/2	10'7	0'28	0'23	0'26	12'4	10'8	11'6	99'3
2/1	12'8	0'27	0'16	0'21	7'1	4'5	5'8	82'7
2/2	10'9	0'28	0'18	0'23	8'2	5'1	6'6	82'2

TABLA (4-13) DETERMINACION DE LA ALTURA MINIMA DE LECHO DE COQUE

nº	t/2'4	ζ_{cal}	ζ_{enf}	$\bar{\zeta}$	Eq_{cal}	Eq_{enf}	\bar{Eq}	%
10/1	12'4	0'45	0'37	0'41	28'6	22'5	25'6	108'1
10/2	11'4	0'47	0'33	0'40	30'1	20'5	25'3	105'9
8/1	10'3	0'41	0'37	0'39	23'0	20'6	21'8	103'0
8/2	10'0	0'46	0'30	0'38	26'8	18'0	22'4	100'4
6/1	10'5	0'45	0'36	0'41	20'5	16'8	18'6	107'9
6/2	11'2	0'41	0'28	0'34	18'6	12'4	15'5	90'9
4/1	10'4	0'42	0'25	0'33	15'6	9'1	12'4	87'8
4/2	10'6	0'39	0'27	0'33	15'0	9'9	12'5	87'4
2/1	10'8	0'34	0'20	0'27	9'0	4'9	7'0	70'2
2/2	9'1	0'33	0'25	0'29	8'5	6'2	7'3	75'8

TABLA (4-14) DETERMINACION DE LA ALTURA MINIMA DE LECHO DE ANILLOS

RASCHIG

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}	%
10/1								
10/2								
8/1	12'8	0'35	0'29	0'32	19'4	15'3	17'3	88'6
8/2	10'2	0'34	0'38	0'36	18'6	20'4	19'5	100'2
6/1	10'5	0'43	0'29	0'36	18'5	12'7	15'6	99'6
6/2	8'4	0'38	0'38	0'38	16'0	16'7	16'3	105'6
4/1	9'0	0'31	0'31	0'31	10'0	10'3	10'2	85'6
4/2	11'1	0'36	0'27	0'31	11'6	9'0	10'3	87'2
2/1	10'4	0'31	0'23	0'27	7'7	5'8	6'8	76'0
2/2	7'1	0'43	0'16	0'30	11'1	3'9	7'5	82'0

TABLA (4-15) DETERMINACION DE LA ALTURA MINIMA DE LECHO DE REJAS

2

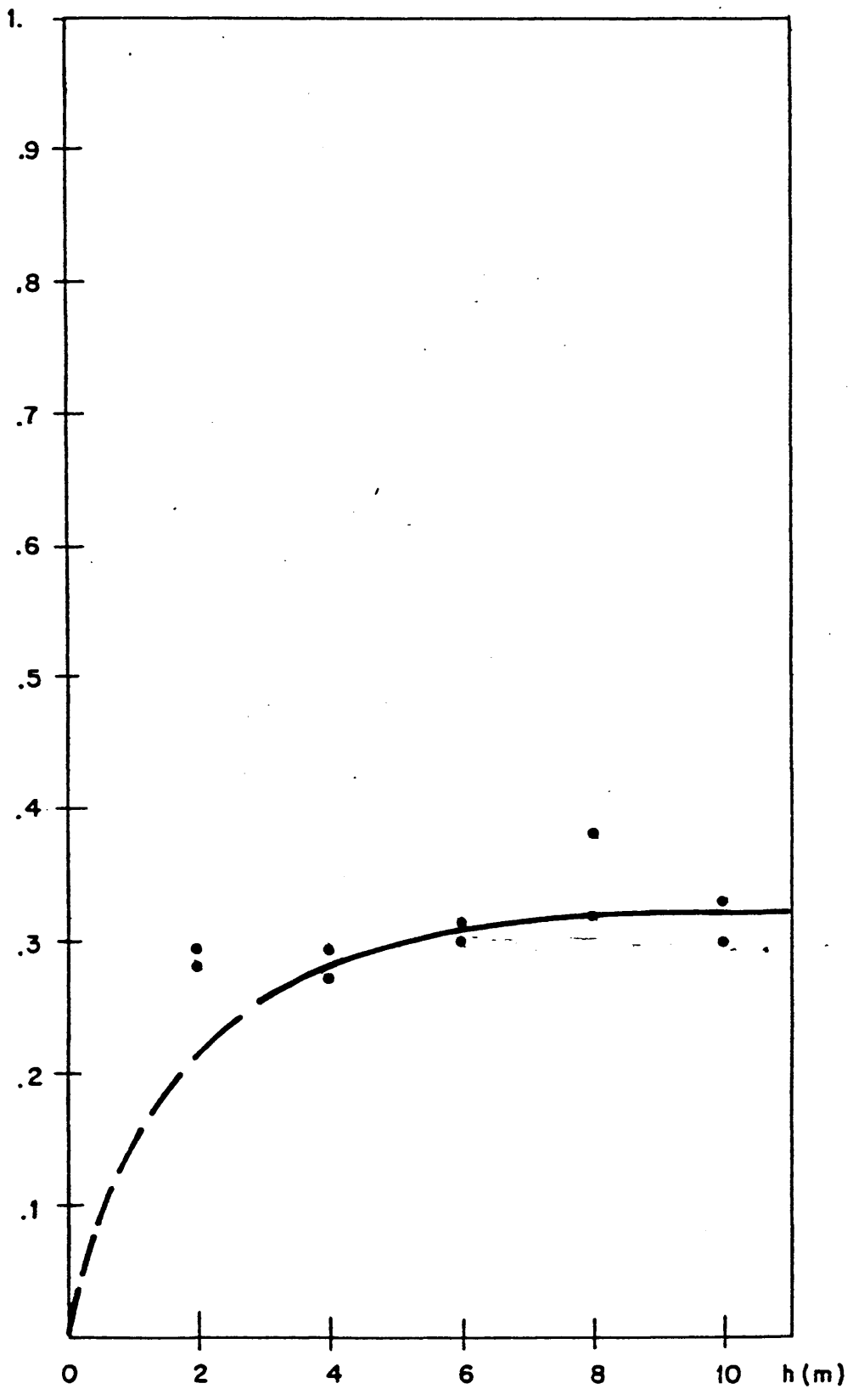


FIG (4-14) - ALTURA MINIMA EFICAZ DE LECHOS DE GRANITO

2

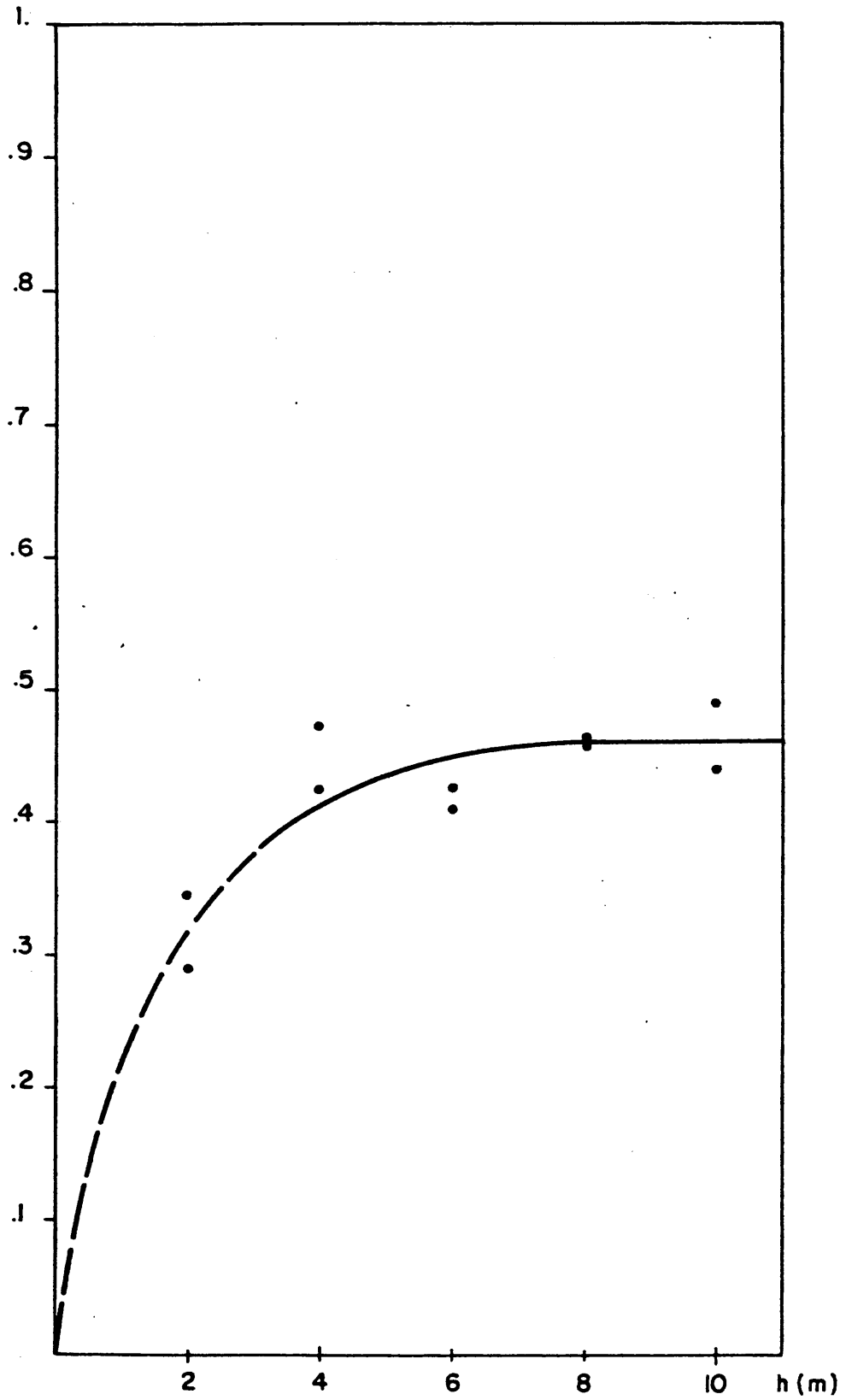
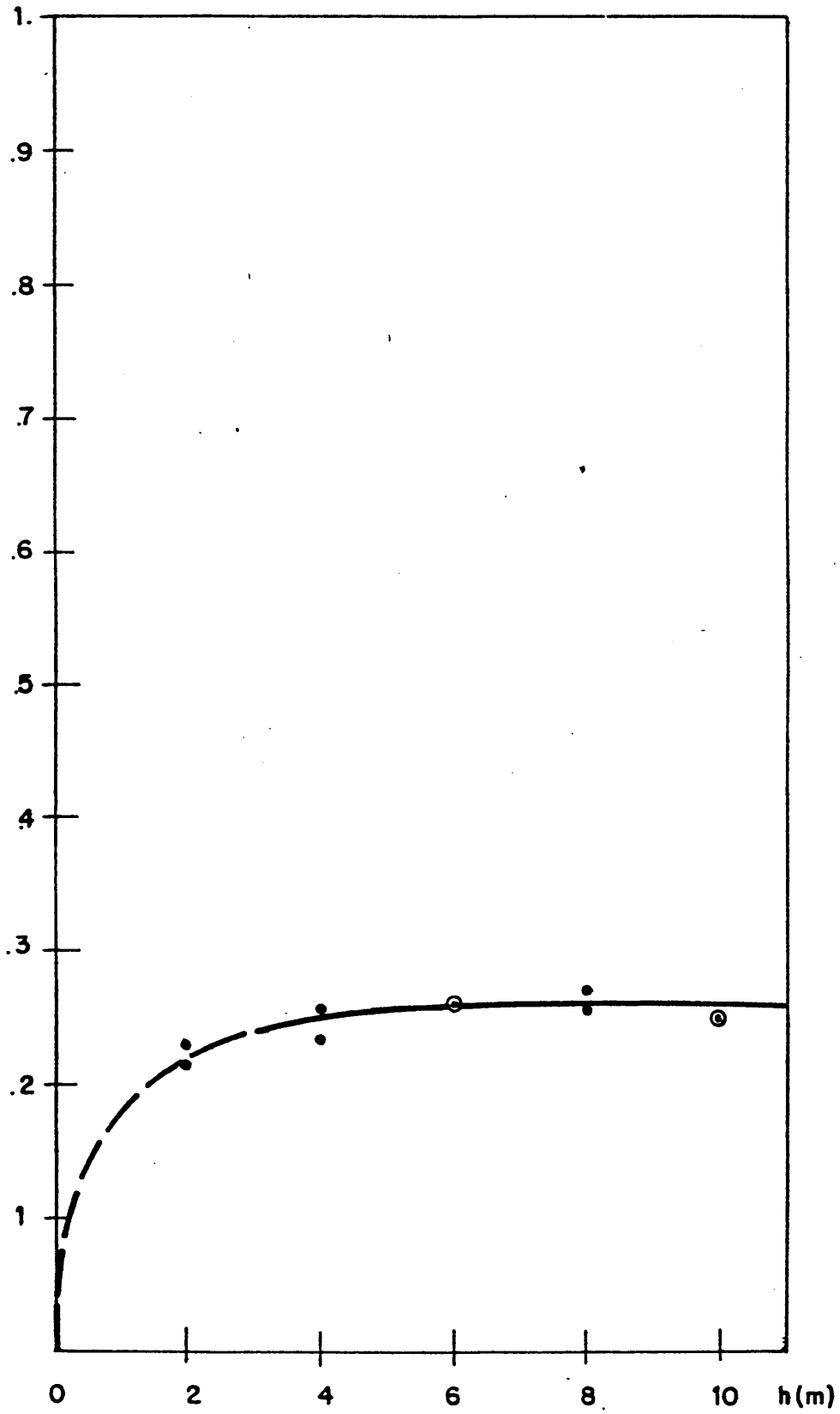


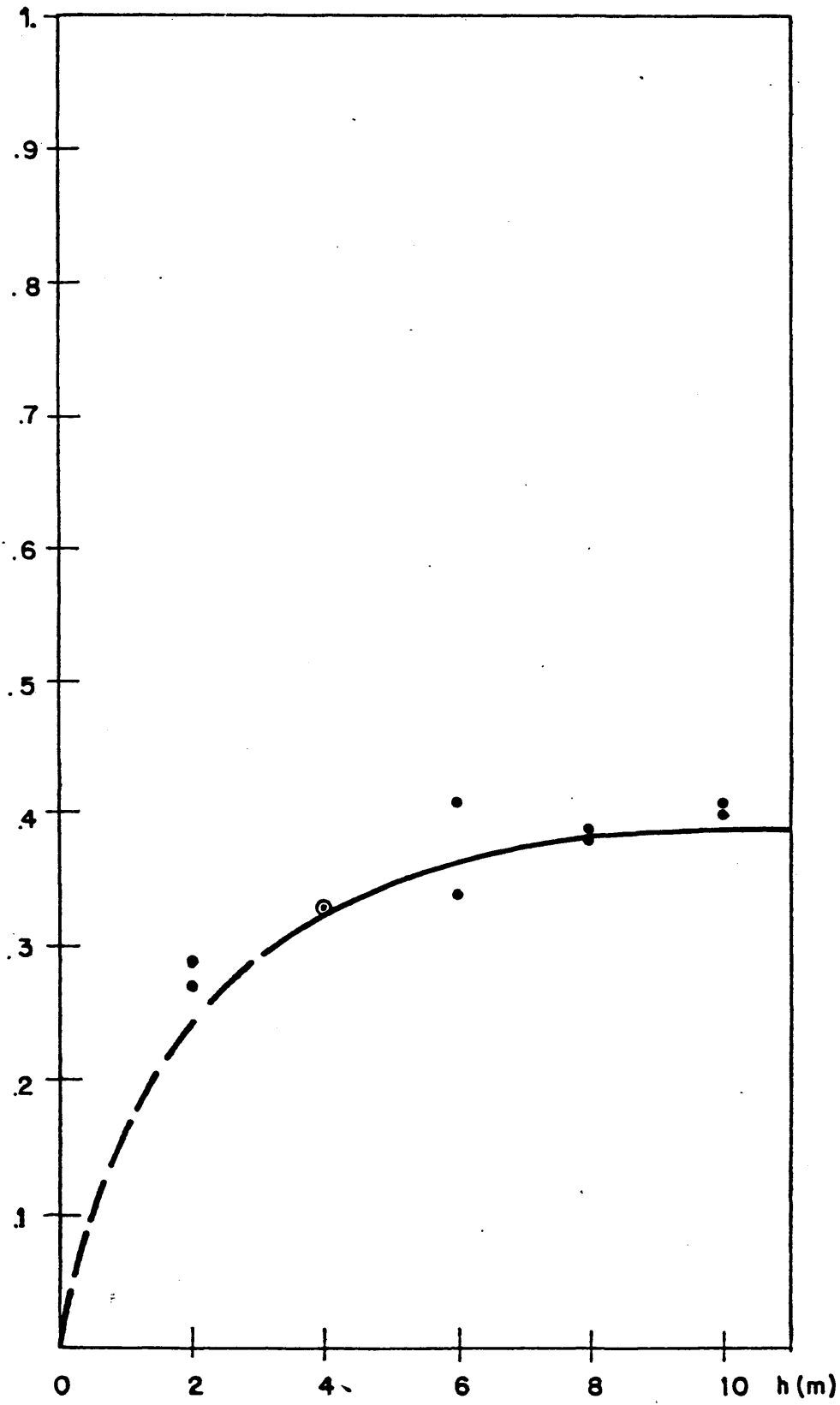
FIG (4-15) - ALTURA MINIMA EFICAZ DE LECHOS DE GUIJARROS PEQUEÑOS

2



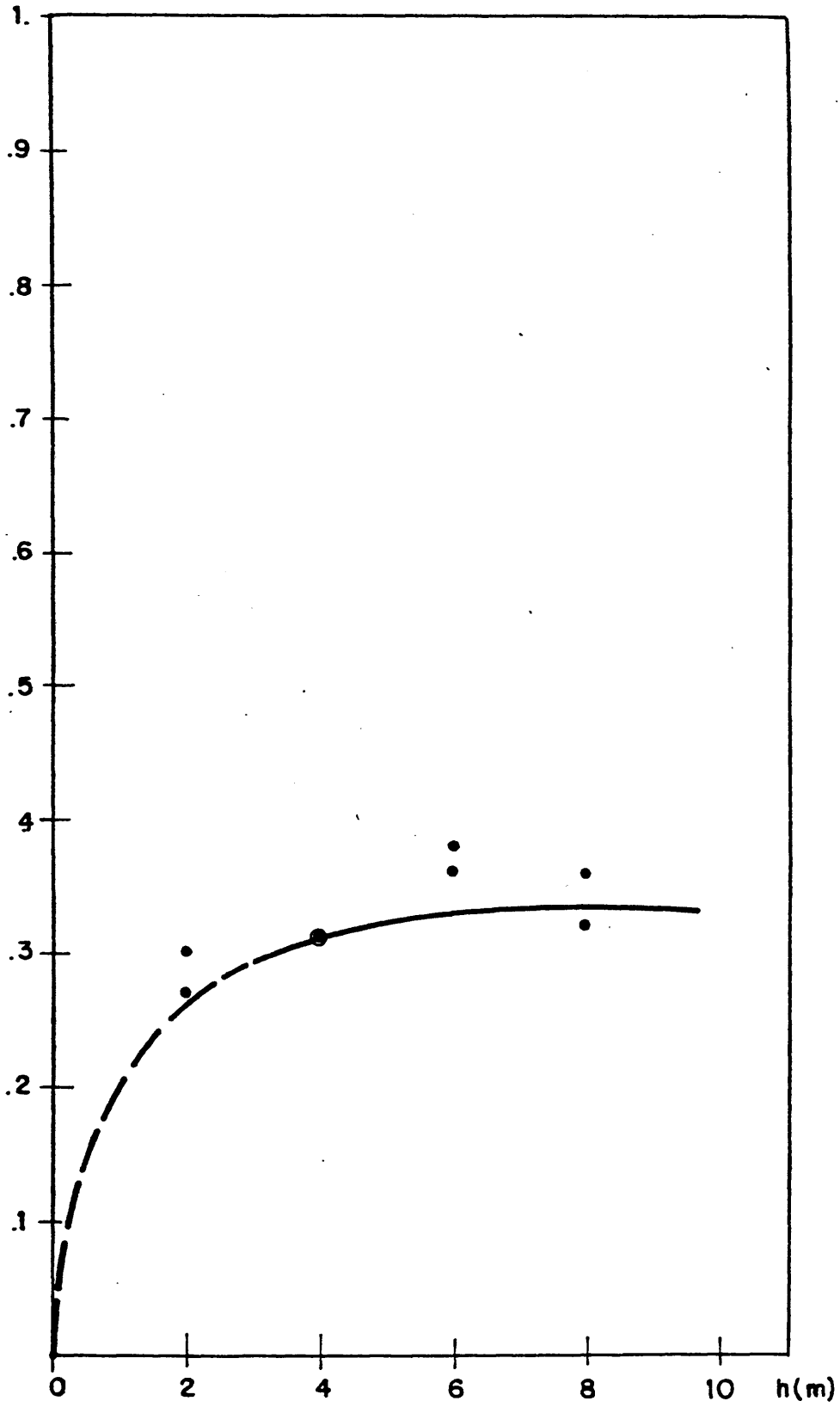
FIG(4-16) - ALTURA MINIMA EFICAZ DE LECHOS DE COQUE

2



FIG(4-17)-ALTURA MINIMA EFICAZ DE LECHOS DE ANILLOS RASCHIG

2



FIG(4-18)-ALTURA MINIMA EFICAZ DE LECHOS DE REJAS

2

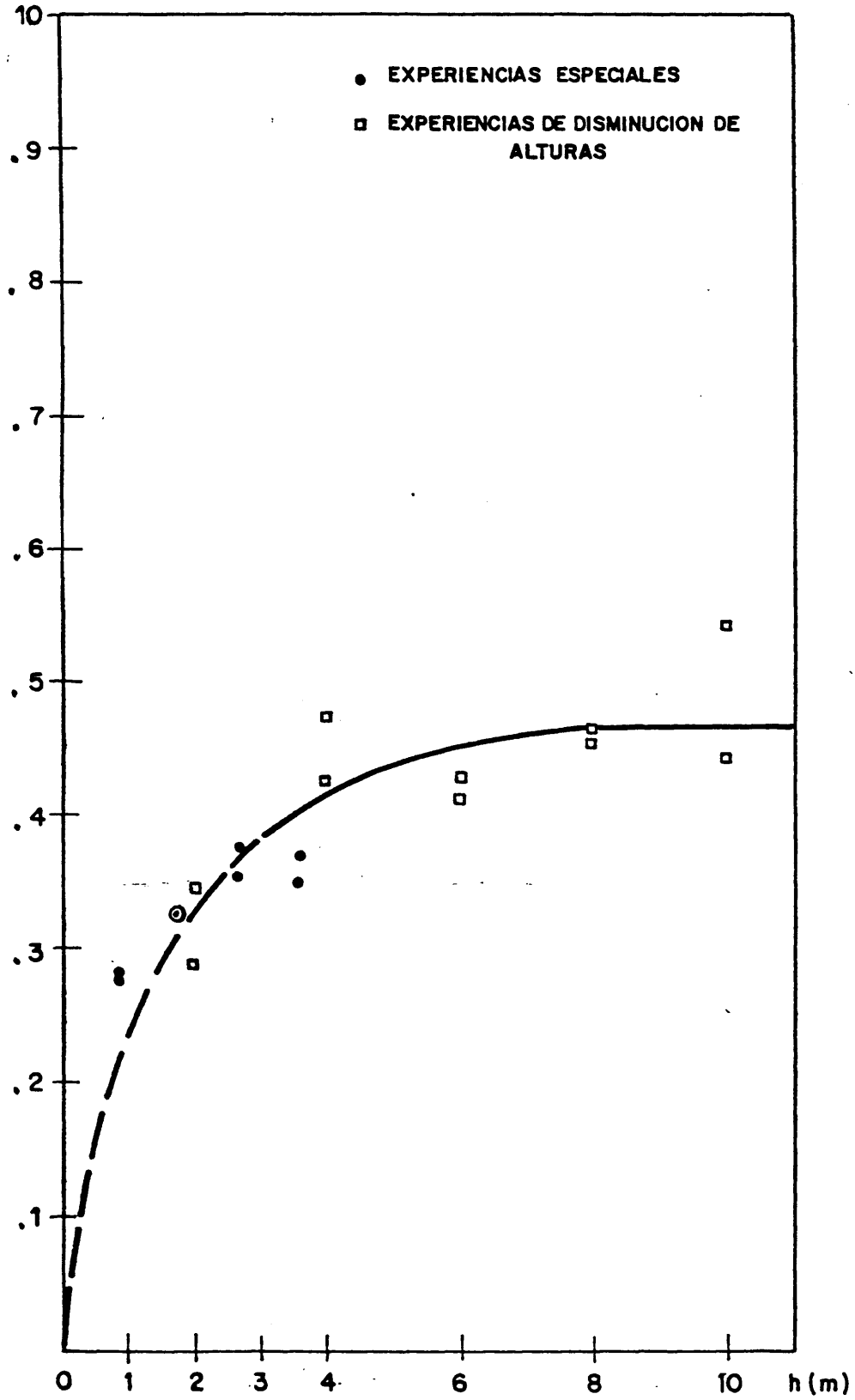


FIG (4-19) - EXPERIENCIAS ESPECIALES EN LECHOS DE GUIJARROS PEQUEÑOS

tura mínima eficaz de los distintos lechos. Las distintas columnas tienen los mismos significados que en las tablas (4-6) a (4-10); únicamente se ha omitido la indicación relativa a los caudales, ya que estas experiencias se efectuaron únicamente con el caudal Q_2 y se ha modificado la columna correspondiente al número de orden del experimento: se reemplazó éste por una fracción en la que el número superior corresponde a la altura de lecho y el número inferior al número de orden de la experiencia. Se ha introducido una nueva columna en la que se ha tabulado el valor porcentual de la eficacia obtenida frente al valor medio resultado de la experimentación con la altura máxima.

$$\% = \frac{\bar{\eta}_{\text{ensayo}}}{\bar{\eta}_{\text{max}}} \quad (4-24)$$

En las figuras (4-14) a (4-18) se representan las eficacias obtenidas en los ensayos de determinación de la altura mínima eficaz de los distintos lechos frente a la altura del lecho.

En la figura (4-19) se exponen conjuntamente los resultados obtenidos en la experimentación especial realizada con el lecho de guijarros pequeños y los obtenidos en la realizada para la determinación de la altura mínima eficaz de lecho.

En las figuras (4-20) a (4-24) se han representado los resultados obtenidos en lavado: en ordenadas el cociente de los volúmenes de disolución de valoración consumidos en las determinaciones de cada muestra y la muestra patrón y en abcisas un tiempo reducido definido por la expresión:

$$T_r = \frac{\theta}{(R/Q_2) 60} \quad (4-25)$$

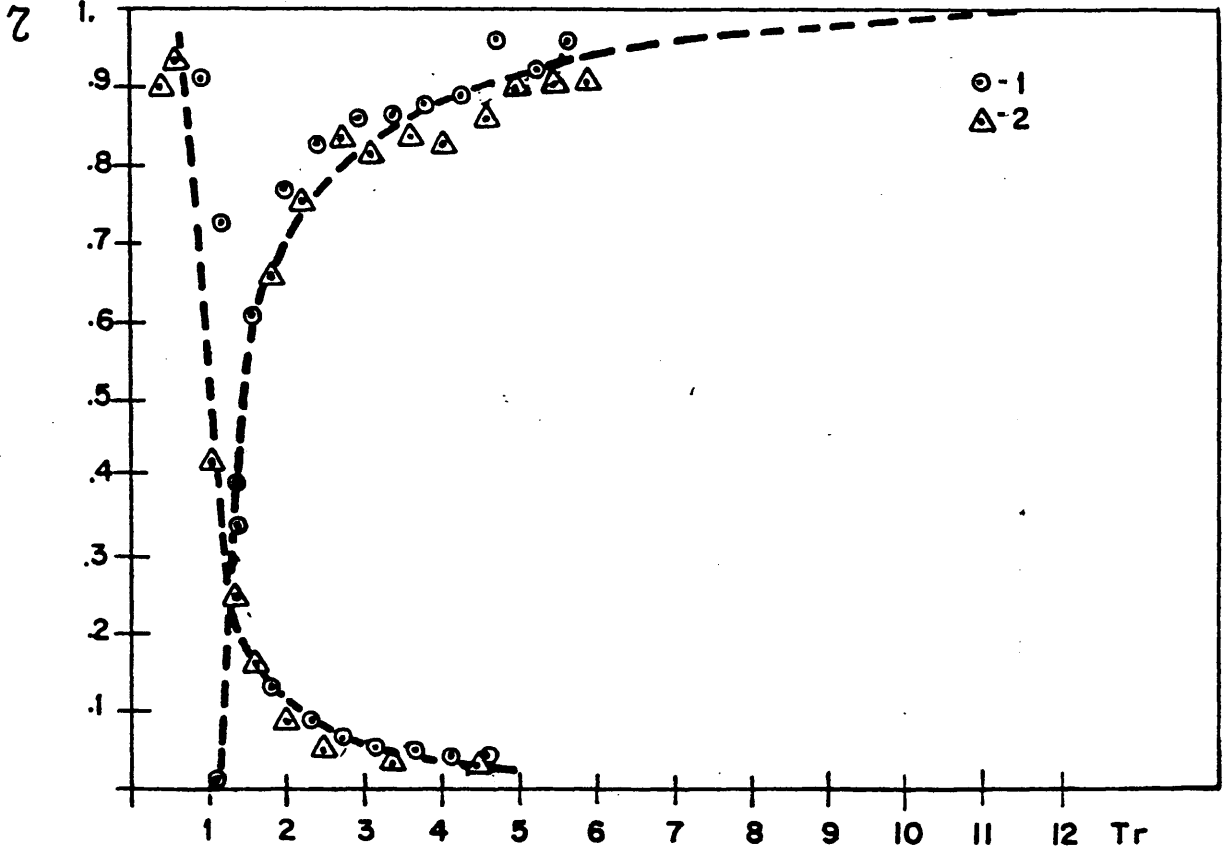
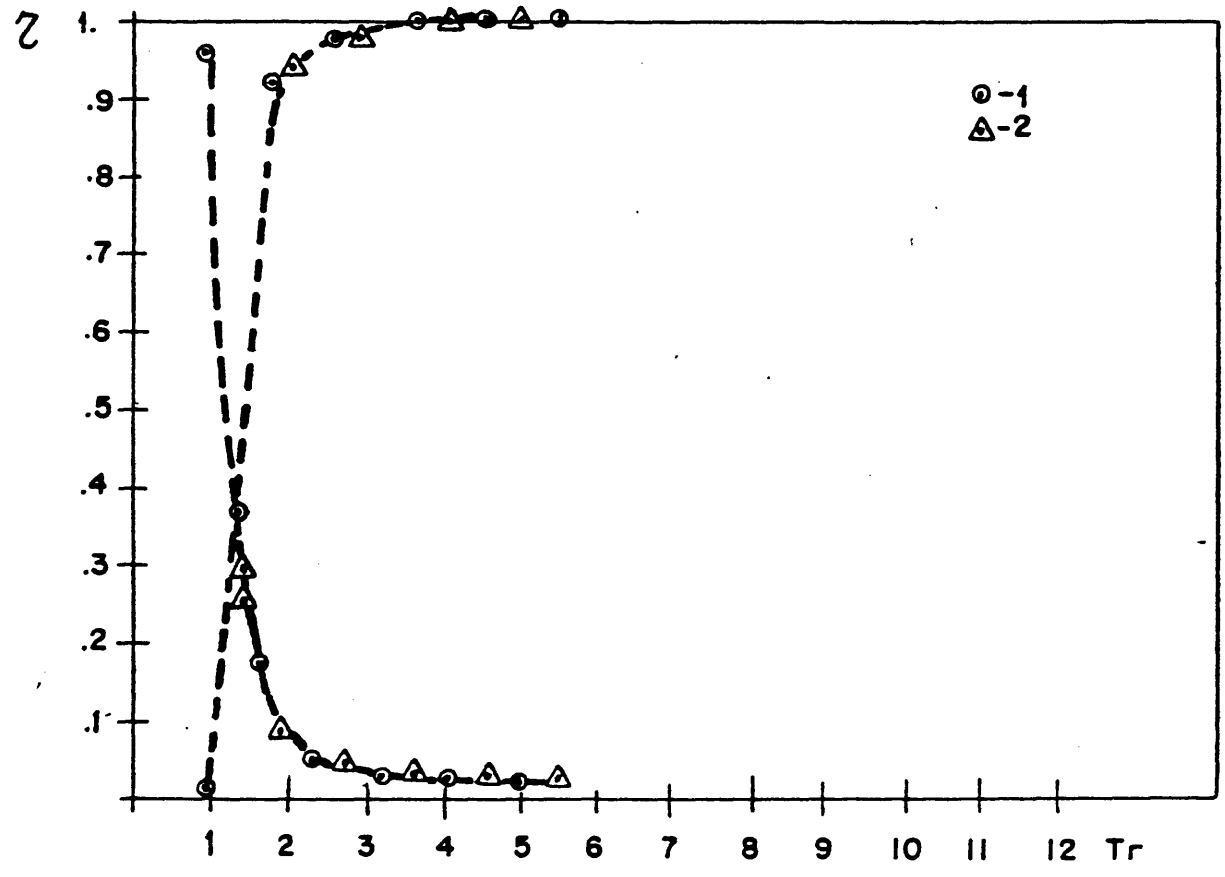


FIG (4-20)- ENSAYOS DE LAVADO DEL LECHO DE GRANITO



IG (4-21)- ENSAYOS DE LAVADO DEL LECHO DE GUIJARROS PEQUEÑOS

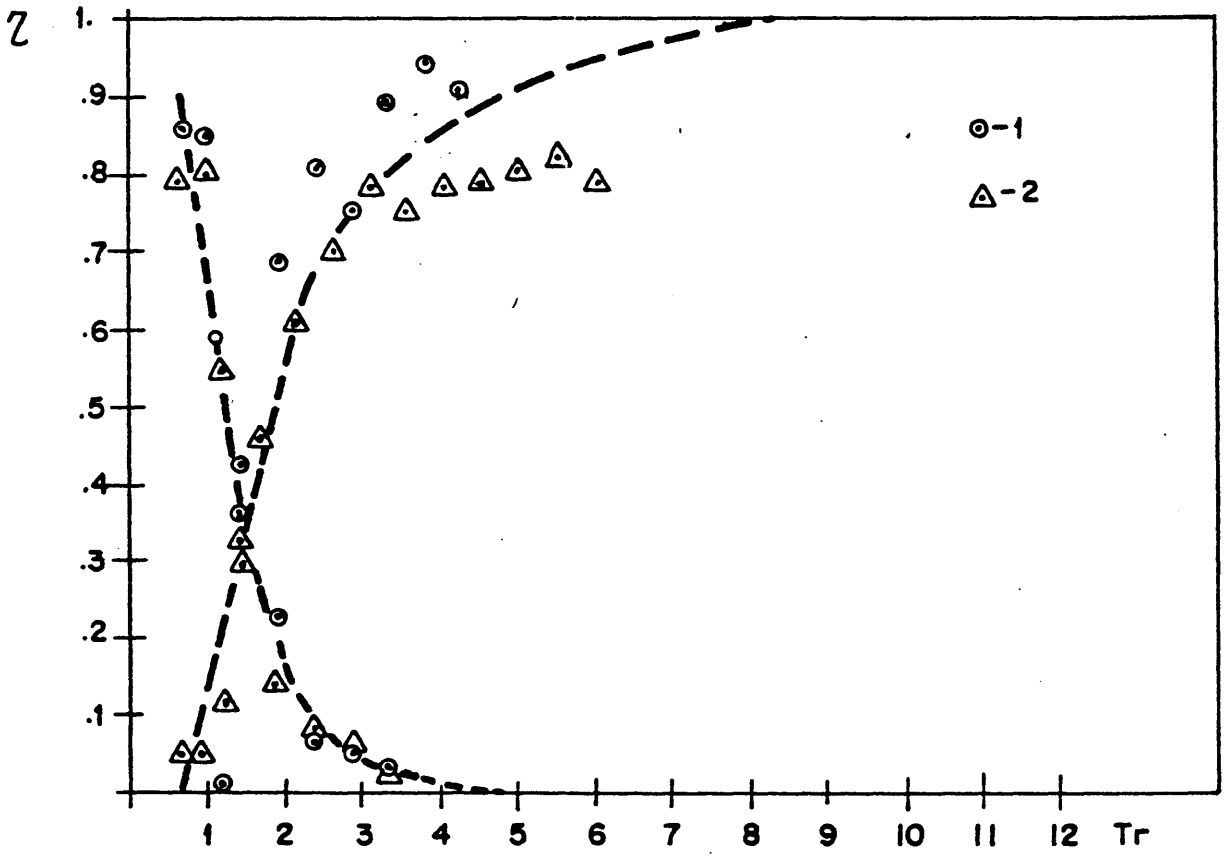
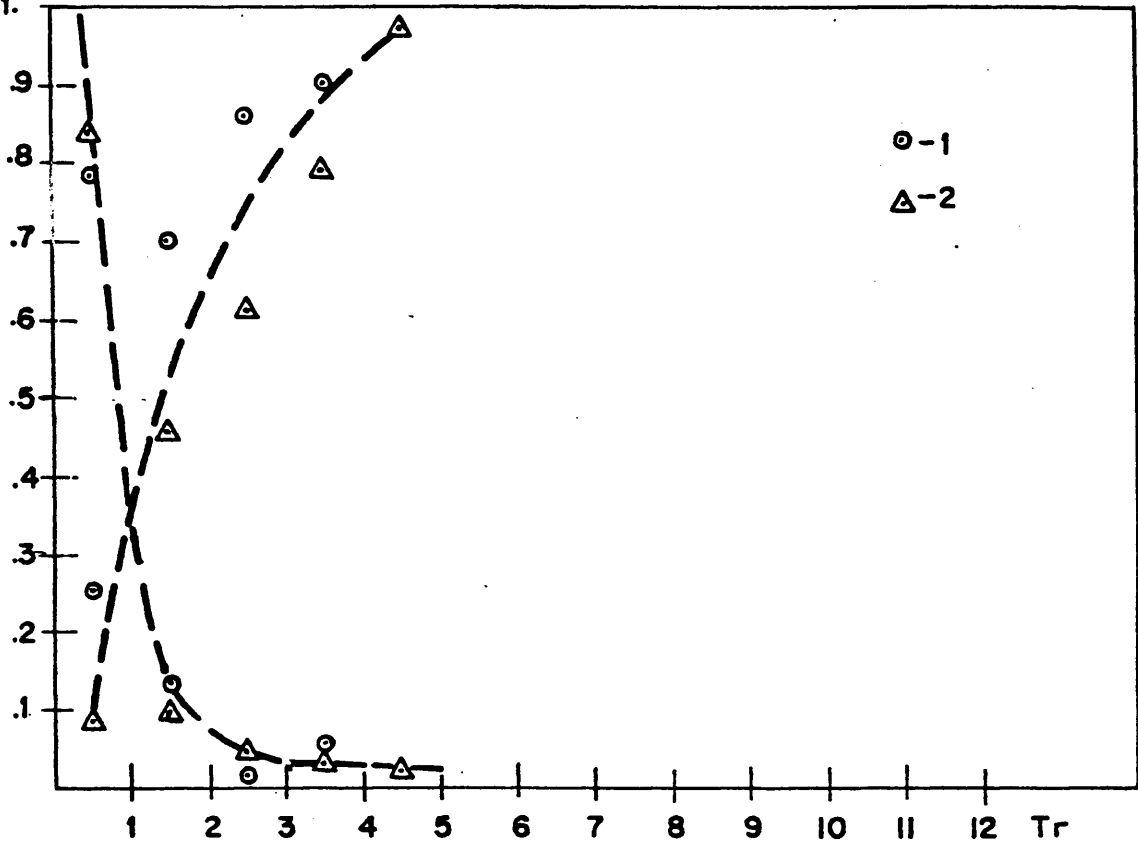
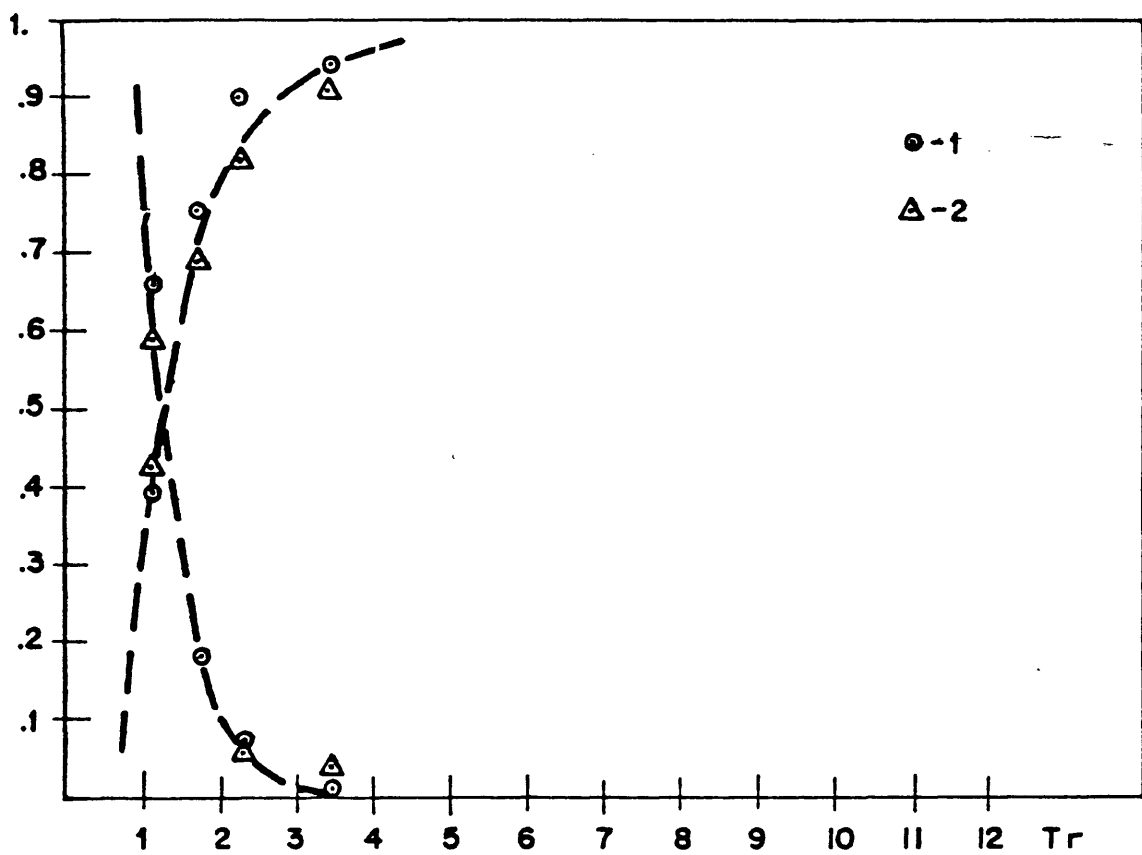


FIG (4-22)-ENSAYOS DE LAVADO DEL LECHO DE COQUE

2



FIG(4-23)-ENSAYOS DE LAVADO DEL LECHO DE ANILLOS RASCHIG



FIG(4-24)-ENSAYOS DE LAVADO DEL LECHO DE REJAS

en la que R es el volumen retenido y Q_2 es el caudal aportado al lecho

En la tabla(4-16)se presentan los materiales y caudales estudiados en la columna de 20 cm. de forma análoga a como se hizo en la tabla(4-5)para los rellenos de la columna de 10 cm. de diámetro. En las tablas (4-17)y(4-18)se recogen los resultados obtenidos en las experiencias con lechos de 20 cm de diámetro de la misma forma que se presentaron los resultados obtenidos con lechos de 10 cm. de diámetro.

En la figura (4-25) se han representado las eficacias obtenidas en el lecho de guijarros grandes, así como las obtenidas en las experiencias especiales realizadas con caudal máximo.

En la figura (4-26) se representan las eficacias obtenidas con lechos de grafito frente a la diferencia de temperatura existente entre el lecho y el fluido caliente.

En las tablas(4-19)y(4-20)se recogen los resultados obtenidos en los ensayos de determinación de la altura mínima eficaz en lechos de 20 cm. de diámetro de manera similar a como se hizo con la experimentación realizada con lechos de 10 cm. de diámetro.

Análogamente a como se hizo en las figuras (4-14) a (4-18) se presentan las eficacias frente a la altura del lecho para los materiales estudiados en la columna de 20 cm. de diámetro en las figuras (4-27) y (4-28).

Los ensayos de lavado realizados con estos lechos se dan en las figuras (4-29) y (4-30) de manera similar a como se hizo en el caso de la columna de 10 cm. de diámetro.

MATERIAL	MASA (Kg)	Eq	Eq _{aux}	Eq _{total}	D (cm)
Guijarros	346'5	72'8	9'6	82'4	3
Grafito	185	31'5	9'6	40'1	1'8

Caudales ensayados $Q_1 = 397$ L/hr $Q_2 = 335$ L/hr $Q_3 = 313$ L/hr

TABLA (4-16) MATERIALES Y CAUDALES ENSAYADOS EN LA COLUMNA DE 20 cm. DE DIAMETRO

nº	t/2'4	ζ_{cal}	ζ_{enf}	$\bar{\zeta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}
1	17'4	0'41	0'31	0'36	72'3	54'2	63'3
4	17'1	0'42	0'33	0'37	73'5	56'8	65'2
2	12'8	0'35	0'41	0'38	61'7	70'7	66'2
Q ₁ 5	13'3	0'37	0'31	0'34	65'9	54'9	60'4
3	9'7	0'32	0'35	0'33	55'9	61'2	58'6
6	9'9	0'30	0'41	0'35	52'8	72'0	62'4
2	17'5	0'42	0'33	0'37	76'8	60'2	68'5
5	17'3	0'42	0'33	0'37	74'4	59'5	67'0
4	13'9	0'39	0'37	0'38	72'2	66'7	69'5
Q ₂ 6	12'2	0'37	0'33	0'35	68'8	60'9	64'8
3	10'5	0'38	0'36	0'37	70'4	66'1	68'3
7	9'3	0'38	0'32	0'35	70'1	58'8	64'5
1	17'5	0'40	0'31	0'36	76'6	59'3	69'0
3	17'3	0'41	0'33	0'37	78'3	61'7	70'0
2	13'9	0'35	0'32	0'33	65'6	60'5	63'0
Q ₃ 4	12'2	0'32	0'33	0'32	60'9	61'7	61'3
5	10'5	0'26	0'36	0'31	51'0	69'2	60'4
6	9'3	0'37	0'33	0'35	71'4	61'2	66'5

TABLA (4-17) RESULTADOS OBTENIDOS CON GUIJARROS GRANDES

n ^o	t/2'4	ζ_{cal}	ζ_{enf}	$\bar{\zeta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}
2	7'2	0'16	0'34	0'25	21'4	46'9	34'2
1	8'8	0'20	0'39	0'30	27'3	50'4	38'9
6	11'6	0'26	0'28	0'27	35'5	37'1	36'3
q ₁ 4	9'5	0'17	0'36	0'27	23'1	47'8	35'5
5	14'8	0'30	0'29	0'30	40'1	39'4	39'8
3	14'7	0'30	0'27	0'29	40'9	35'9	38'4
6	7'1	0'23	0'44	0'34	29'8	57'3	43'6
5	8'0	0'24	0'29	0'27	31'4	37'2	34'3
2	11'1	0'28	0'20	0'24	36'3	26'5	31'4
q ₂ 1	12'3	0'33	0'25	0'29	44'9	32'8	38'9
4	12'3	0'28	0'32	0'30	37'8	42'0	39'9
3	16'8	0'35	0'23	0'29	46'4	29'7	38'1
5	6'7	0'28	0'48	0'38	36'0	61'8	48'9
4	8'9	0'24	0'35	0'30	30'5	44'1	37'3
3	10'8	0'27	0'35	0'31	32'3	44'8	38'6
q ₃ 1	11'9	0'29	0'32	0'31	37'5	37'4	37'5
6	14'1	0'35	0'36	0'36	44'9	45'2	45'1
2	14'4	0'30	0'31	0'31	39'2	39'6	39'4

TABLA (4-18) RESULTADOS OBTENIDOS CON GRAFITO

2

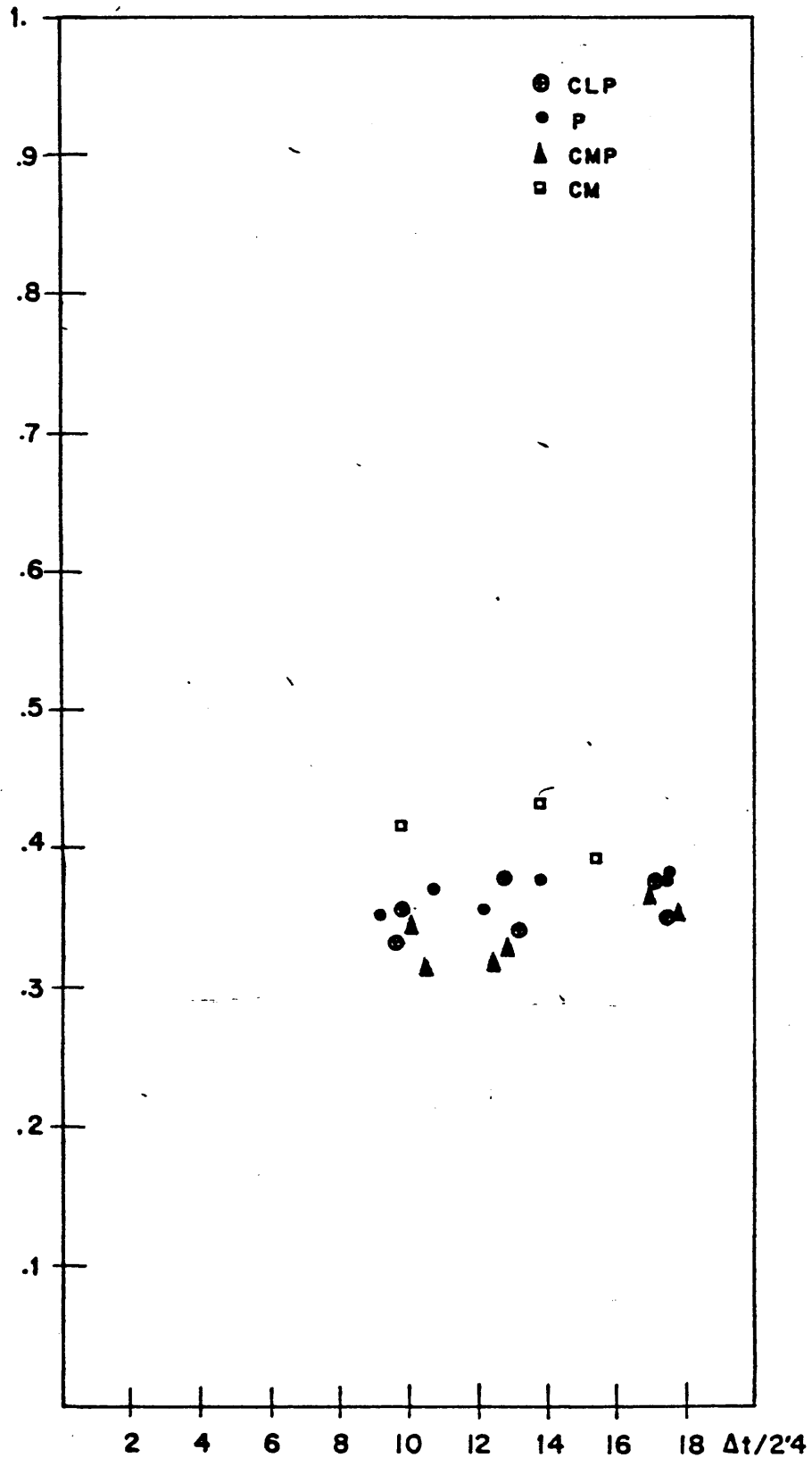
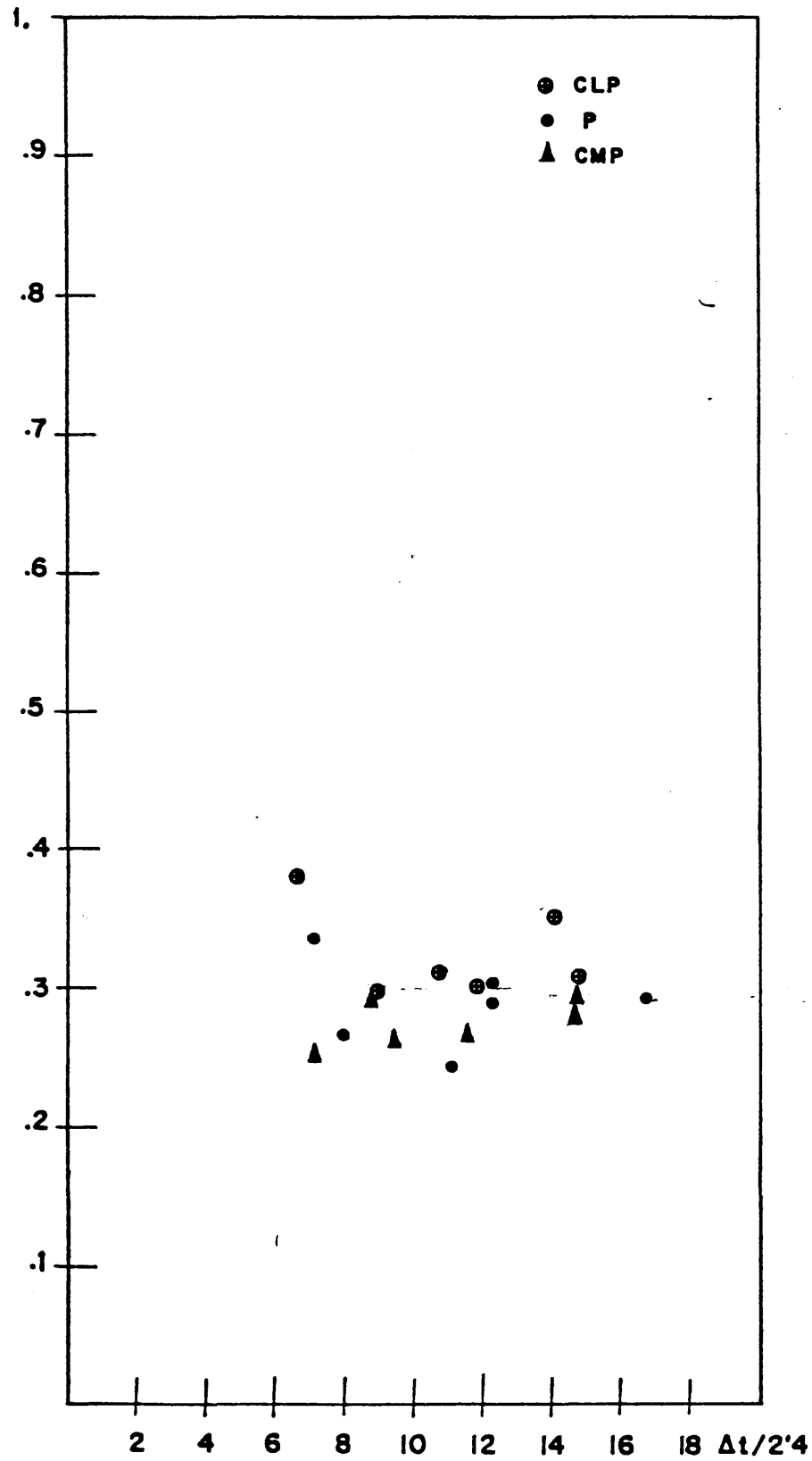


FIG (4-25) - EFICACIA DEL LECHO DE GUIJARROS GRANDES

2



FIG(4-26)-EFICACIA DEL LECHO DE GRAFITO

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}	%
7'5/1	13'9	0'39	0'37	0'38	72'2	66'7	69'5	106'8
7'5/2	12'2	0'37	0'33	0'35	68'8	60'9	64'8	99'7
6/1	13'1	0'42	0'31	0'37	62'7	45'6	54'2	102'9
6/2	13'2	0'39	0'34	0'37	58'5	49'6	54'0	103'0
4'5/1	13'4	0'37	0'39	0'38	47'1	49'3	48'2	108'1
4'5/2	12'8	0'39	0'33	0'36	47'6	40'3	43'9	100'3
3/1	13'3	0'36	0'29	0'33	30'2	24'3	27'3	91'7
3/2	11'6	0'34	0'31	0'33	28'9	26'3	27'6	92'4
1'5/1	12'7	0'31	0'24	0'27	19'4	14'7	17'0	77'3
1'5/2	11'6	0'31	0'25	0'28	19'5	15'0	17'3	72'3

TABLA (4-19) DETERMINACION DE LA ALTURA MINIMA DE LECHO DE GUIJARROS
GRANDES

nº	t/2'4	η_{cal}	η_{enf}	$\bar{\eta}$	Eq _{cal}	Eq _{enf}	\bar{Eq}	%
7'5/1	12'3	0'33	0'25	0'29	44'9	32'8	38'9	96
7'5/2	11'1	0'28	0'20	0'24	32'2	26'5	31'4	82
6/1	12'6	0'30	0'30	0'30	35'1	34'8	35'0	102
6/2	10'4	0'27	0'36	0'32	31'8	41'8	36'8	107
4'5/1	11'4	0'27	0'32	0'30	25'3	29'5	27'4	99
4'5/2	12'2	0'21	0'32	0'27	20'0	30'0	25'0	91
3/1	12'3	0'24	0'34	0'29	18'5	24'7	21'6	100
3/2	10'6	0'24	0'36	0'30	17'3	26'6	21'9	101
1'5/1	12'7	0'16	0'31	0'24	9'4	17'4	13'4	80
1'5/2	11'3	0'16	0'31	0'24	9'4	17'7	13'6	84

TABLA (4-20) DETERMINACION DE LA ALTURA MINIMA DE LECHO DE GRAFITO

2

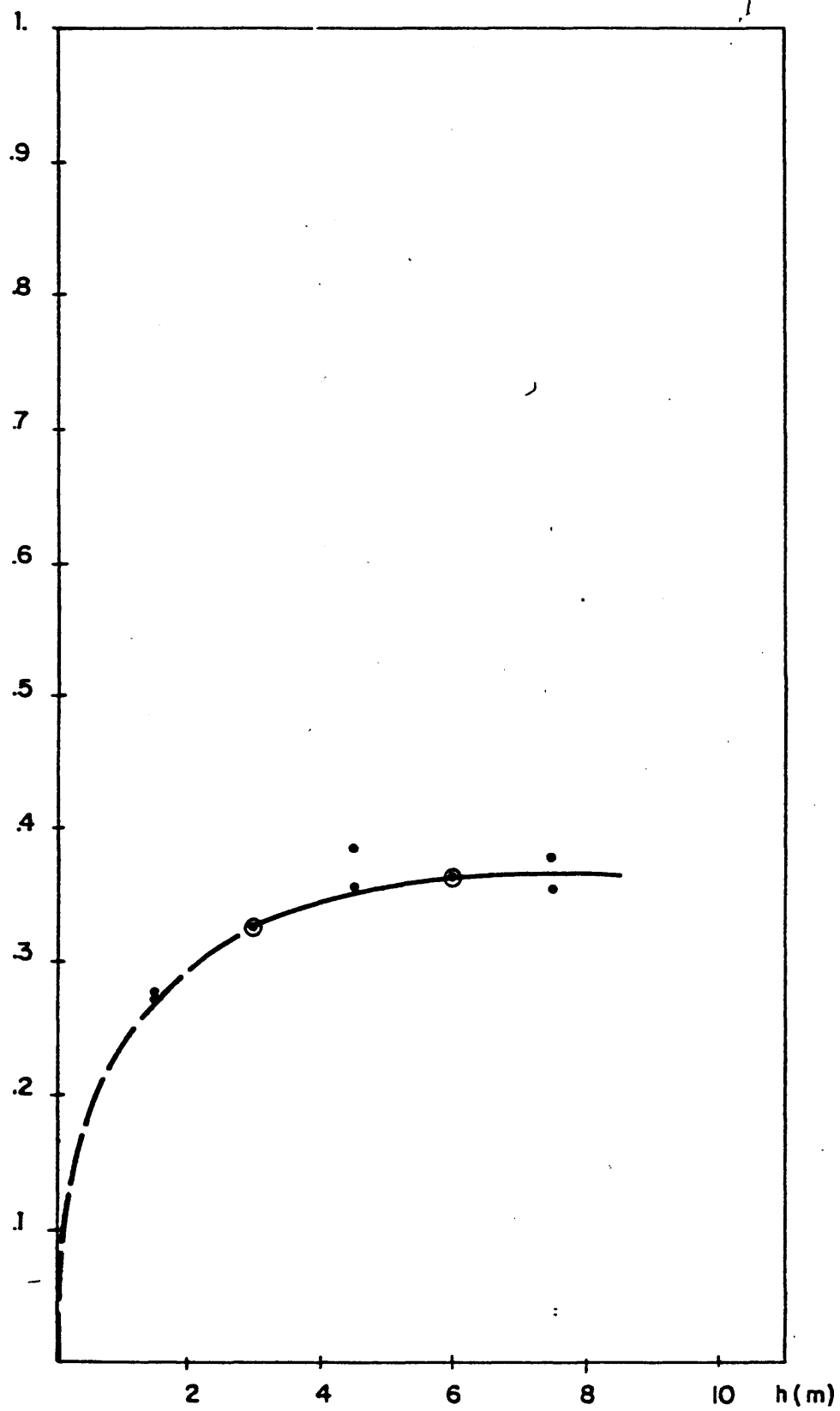


FIG (4-27) - ALTURA MINIMA EFICAZ DE LECHOS DE GUIJARROS GRANDES

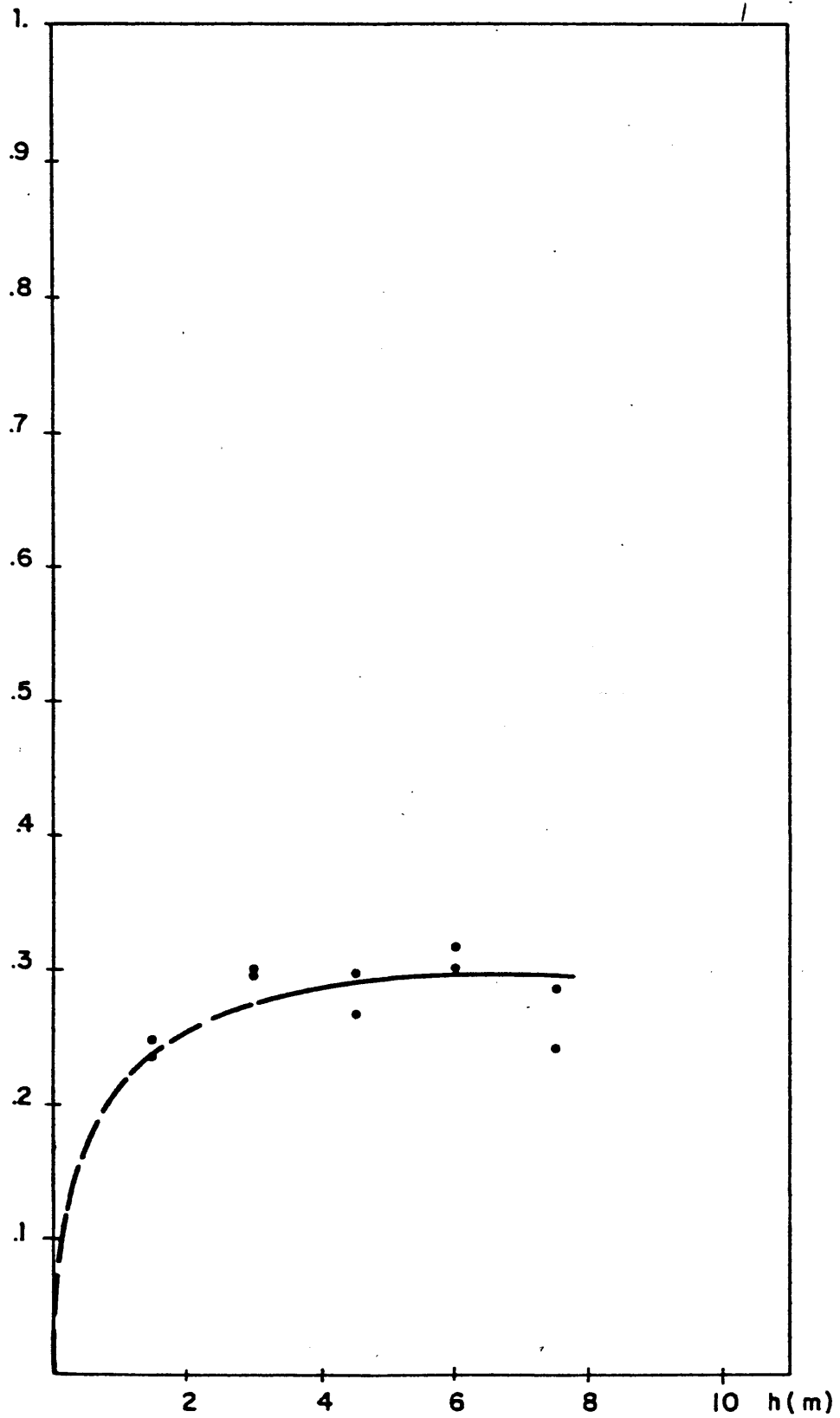


FIG (4-28) - ALTURA MINIMA EFICAZ DE LECHOS DE GRAFITO

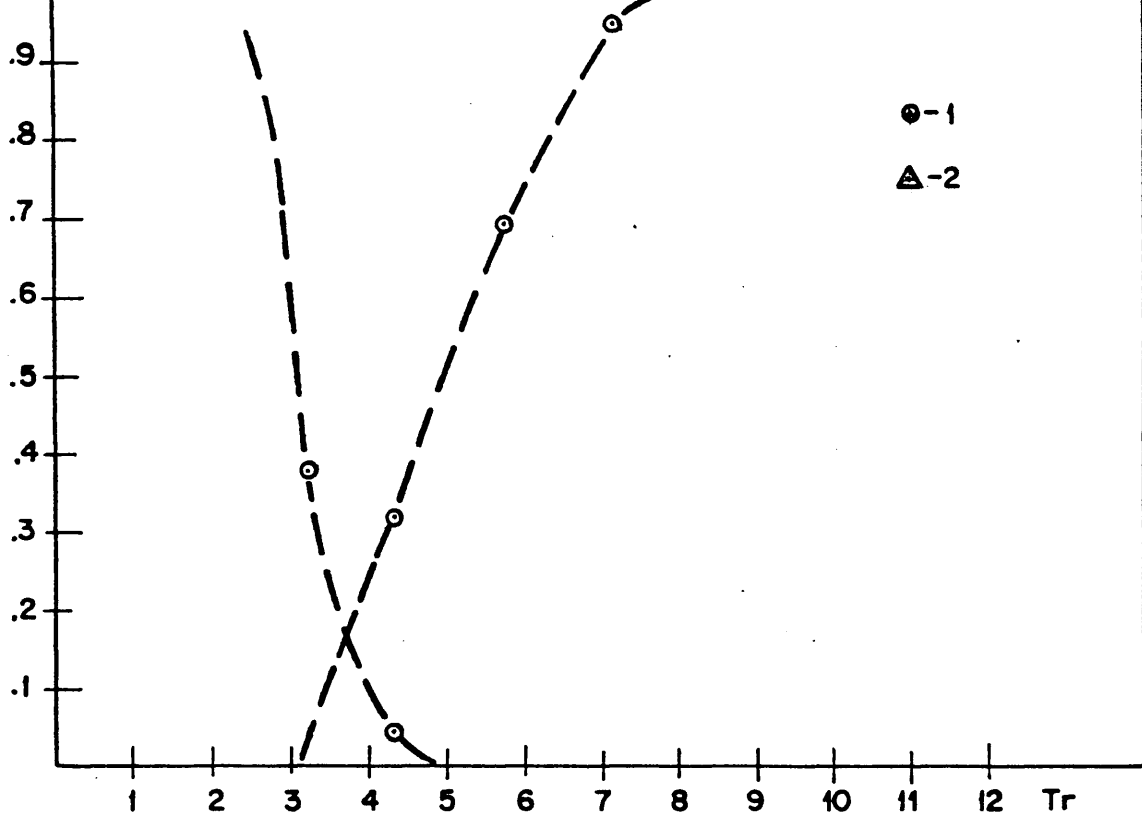


FIG (4-29)- ENSAYOS DE LAVADO DEL LECHO DE GUIJARROS GRANDES

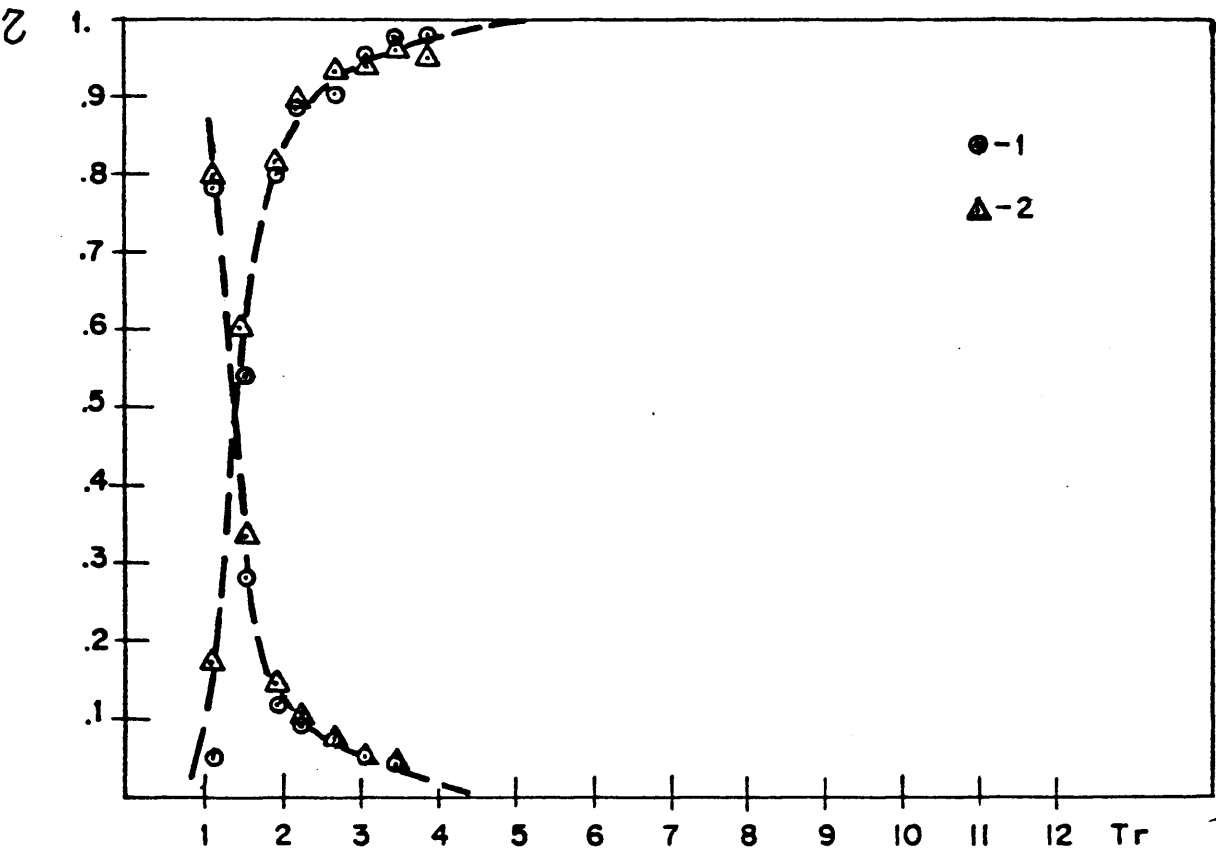
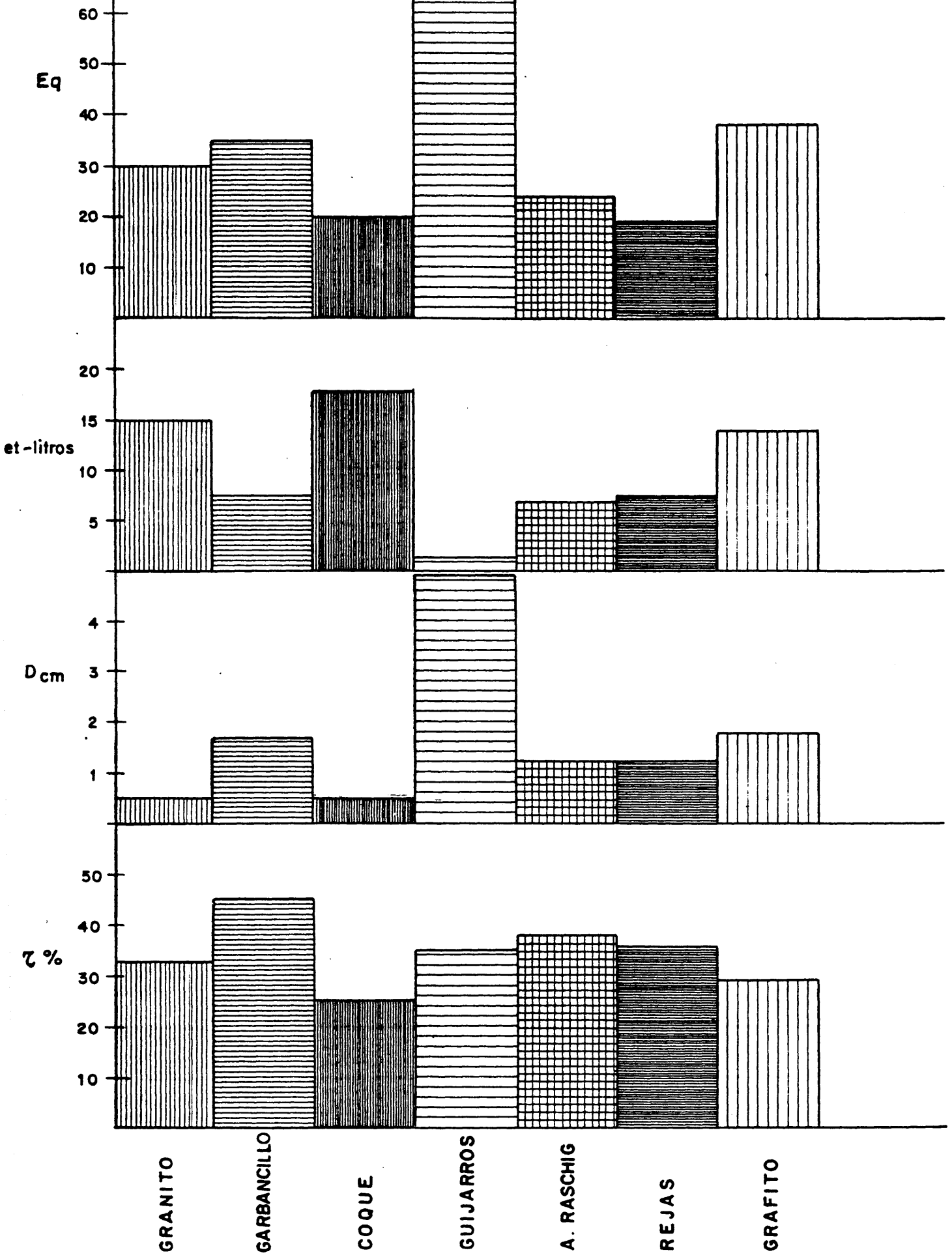


FIG (4-30)- ENSAYOS DE LAVADO DEL LECHO DE GRAFITO



RESUMEN DE LA EXPERIMENTACION REALIZADA

4.3.9 COMPARACION DE LAS FORMAS DE OPERACION ESTUDIADAS

Se consideró como criterio válido para la comparación de las dos formas de operación estudiadas, el análisis de la relación de los volúmenes de lecho necesarios para alcanzar la misma recuperación de calor.

Puede considerarse que en cada caso el volumen de equipo que se ha de utilizar es proporcional al número de etapas de contacto, a una función del diámetro del lecho, y al tiempo empleado en la operación.

4.3.9.1 Relación de volúmenes y número de etapas

El volumen de equipo necesario para alcanzar una determinada recuperación de calor ha de ser proporcional al número de etapas de contacto

$$\frac{V_s}{V_d} \propto \frac{n_s}{n_d} \quad (4-26)$$

La relación del número de etapas necesarias en cada caso puede determinarse a partir de la hipótesis de que el rendimiento global de ambas operaciones debe ser el mismo

$$\eta_{Ts} = \eta_{Td} \quad (4-27)$$

Teniendo en cuenta la expresión que permite el cálculo de η_T , ecuación(4-19), se podrá escribir

$$\eta = \frac{n_s \eta_{ps}}{1 + (n-1)\eta_{ps}} = \frac{n_d \eta_{pd}}{1 + (n-1)\eta_{pd}} \quad (4-28)$$

expresión en la que los subíndices S y d representan las operaciones semicontinua y por cargas respectivamente.

Operando adecuadamente la ecuación(4-28) y eliminando los términos comunes que resultan se obtiene la relación de número de etapas siguiente:

$$\frac{n_s}{n_d} = \frac{\eta_{pd}(1-\eta_{ps})}{\eta_{ps}(1-\eta_{pd})} \quad (4-29)$$

4.3.9.2 Relación de volúmenes y tiempo de operación

Se entiende por tiempo de operación el tiempo empleado en realizar todas las etapas del proceso; en él se incluyen los tiempos necesarios para la transferencia de calor, el escurrido y lavado del lecho

$$\frac{V_s}{V_d} \propto \frac{\theta_s}{\theta_d} \quad (4-30)$$

Para que la ecuación de proporcionalidad de tiempos de operación y volúmenes de equipo sea correcta(4-30) deberán diseñarse los equipos de forma que los volúmenes sean tales que los tiempos de escurrido y lavado sean los mismos en las dos formas de operación lo que impone que las alturas de los lechos sean iguales.

4.3.9.3 Relación de volúmenes y geometría de los lechos

Dado que las alturas de los lechos están determinadas por las condiciones de operación de los lechos, las relaciones de volúmenes serán proporcionales a las relaciones de los cuadrados de los diámetros de aquellos.

$$\frac{V_s}{V_d} \propto \frac{D_s^2}{D_d^2} \quad (4-31)$$

De las relaciones anteriores podrá escribirse:

$$\frac{V_s}{V_d} = \frac{n_s}{n_d} \cdot \frac{D_s^2}{D_d^2} \cdot \frac{\theta_s}{\theta_d} \quad (4-32)$$

En la tabla(4-21) se dan las relaciones de volumen en operación semicontinua y discontinua de los materiales estudiados referidos al granito y al mármol.

	V_s / V_d	
	GRANITO	MARMOL
REJAS	0.63	0.87
ANILLOS RASCHIG	0.72	1.01
GARBANCILLOS	1.1	1.42
GUIJARROS	1.26	1.67
GRAFITO	0.50	0.68

TABLA (4 - 21) - RESUMEN DEL COCIENTE DE VOLUMENES DE EQUIPO EN OPERACION SEMICONTINUA Y POR CARGAS EN LAS SITUACIONES QUE SE INDICAN

4.3.9.4 Esquemas de operación de las variantes estudiadas

En las figuras (4-31), (4-32), (4-33), (4-34), (4-35) y (4-36) se presentan los esquemas de operación estudiados en el presente trabajo, así como la variante de operación analizada en (11) y (12).

En las figuras (4-31) y (4-32) se ha representado el esquema de operación en continuo para el caso en el que las dos zonas de calentamiento y enfriamiento estuvieran constituidas por tres lechos cada una y una sola etapa de lavado para recuperar el retenido de la zona de calefacción en la que se calienta la carga que se envía a proceso.

En el esquema de una etapa se puede apreciar que está formada por un lecho, un depósito y una bomba de carga a la unidad siguiente. El depósito ha de ser de volumen mínimo ya que su existencia sólo se justifica por el hecho de que la bomba de trasiego debe trabajar siempre en carga, y volúmenes grandes aumentarían la importancia del retenido.

La alimentación de líquido frío, caliente, o lavador, se realiza mediante un distribuidor giratorio esquematizado en la figura (4-32).

En las figuras (4-33) y (4-34), se presenta el esquema de operación para el caso de una instalación semicontinua. En esta forma de operación los volúmenes de los depósitos intermedios han de ser suficientemente grandes como para que la temperatura del líquido contenido en ellos prácticamente no se modifique, ya que en esta variante de operación cada depósito sólo recibe una clase de líquido y, por tanto, la importancia que el retenido de los depósitos intermedios tiene en el caso de la operación continua es nula.

Las figuras (4-35) y (4-36), representan los esquemas de operación de un regenerador de etapas múltiples que operase por cargas. En el centro se ha representado el sistema de distribución de líquidos.

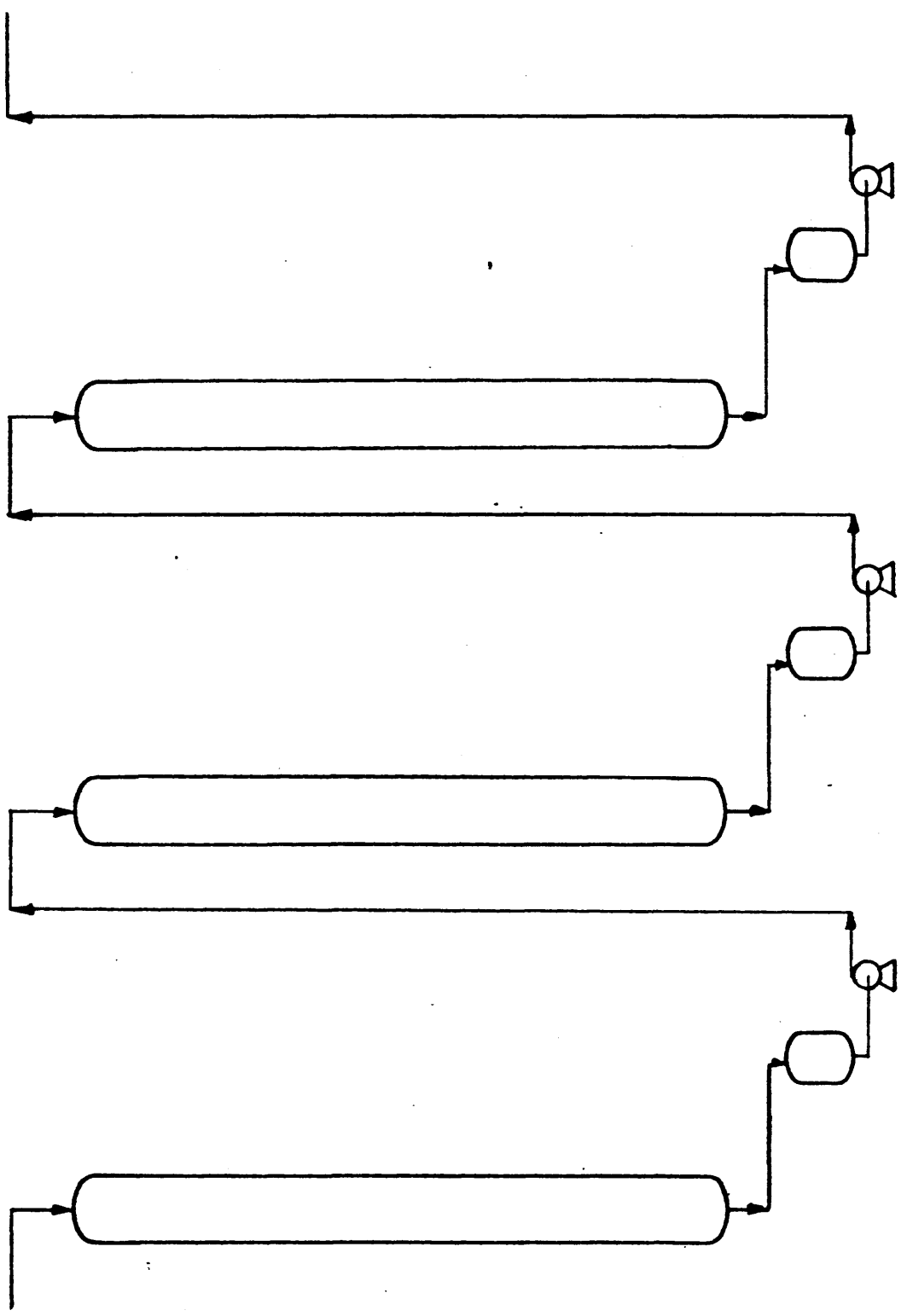


FIG (4-31) ESQUEMA DE OPERACION CONTINUA

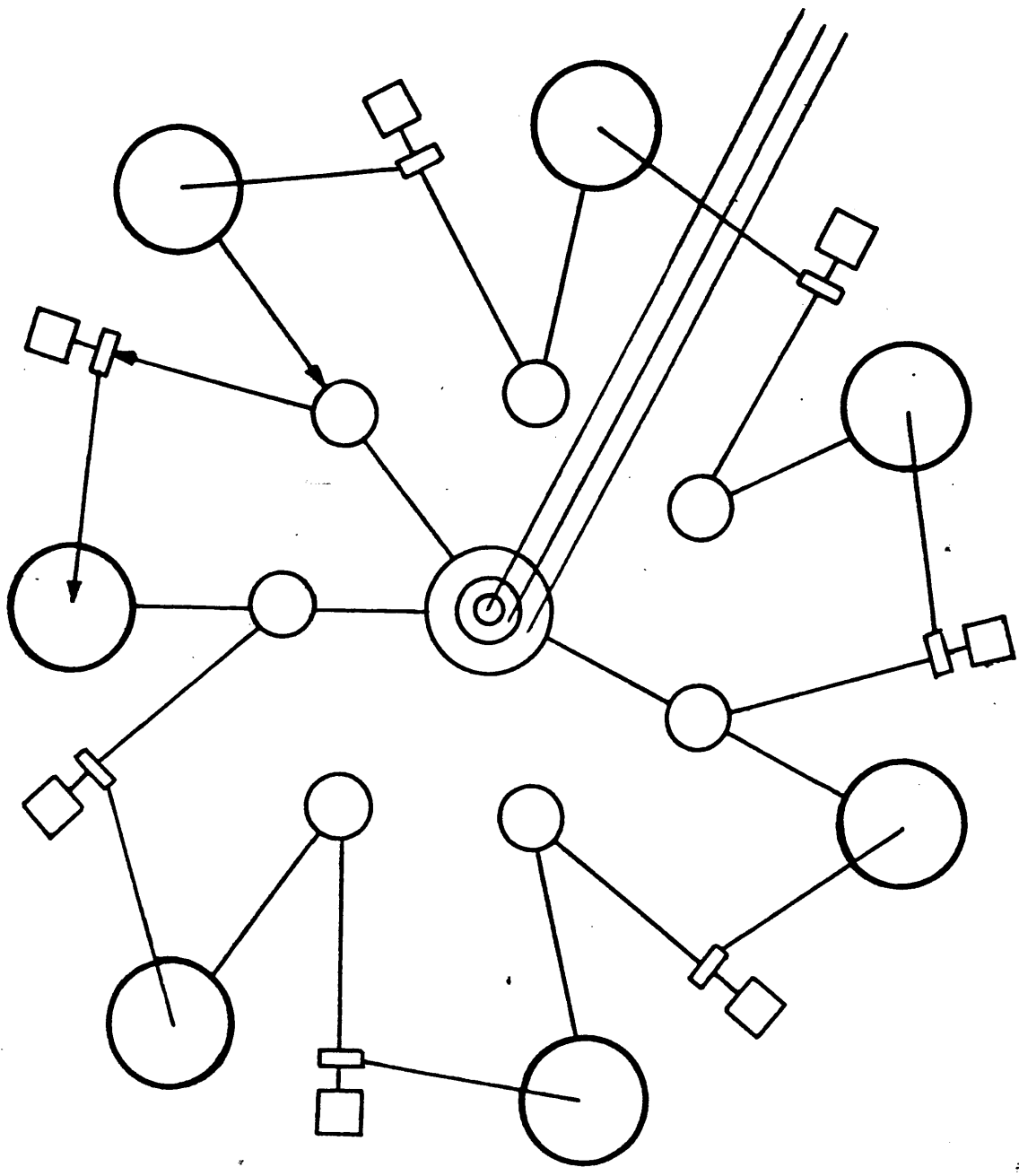


FIG (4-32) ESQUEMA DE OPERACION CONTINUA

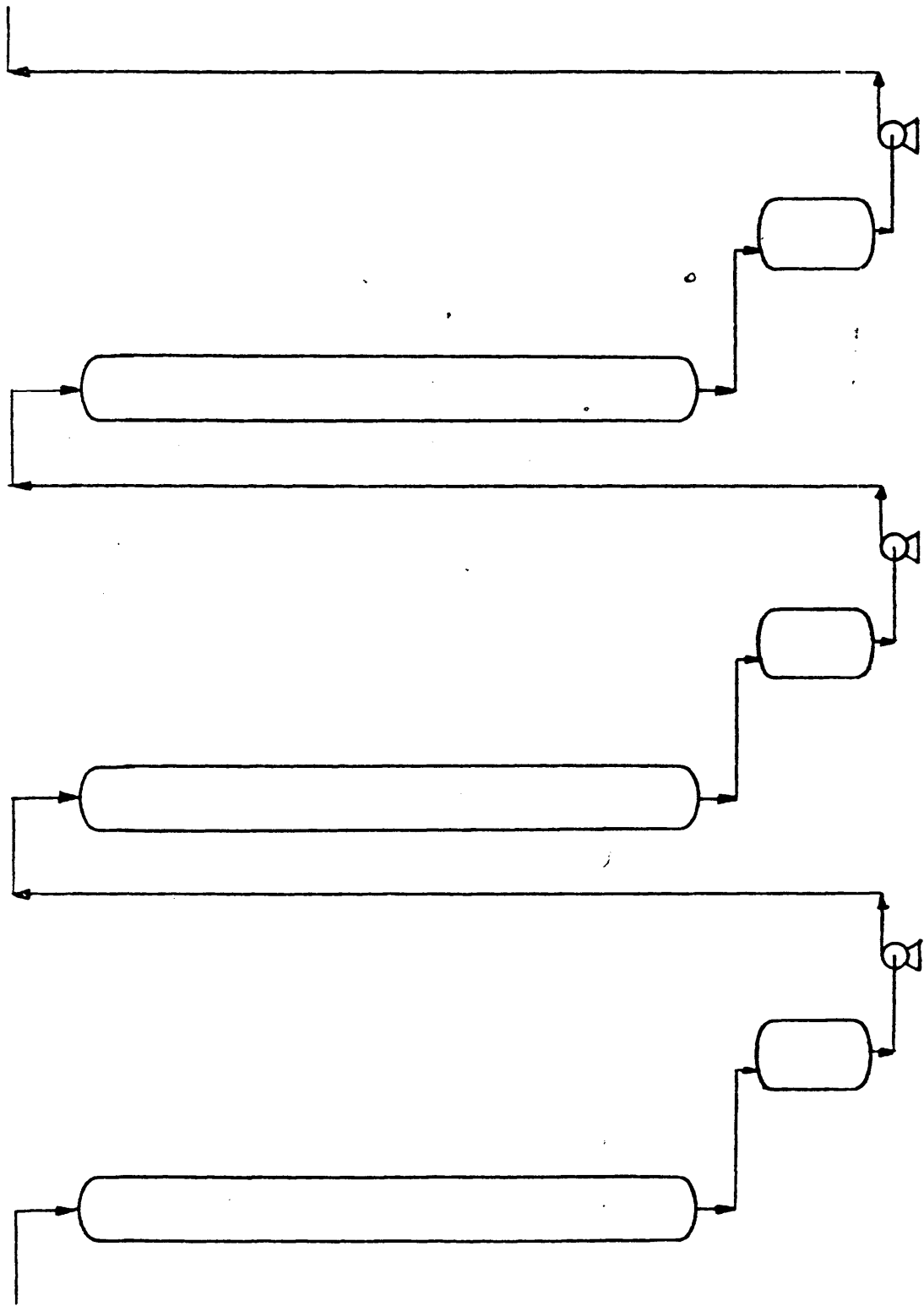


FIG (4-33) ESQUEMA DE OPERACION SEMICONTINUA

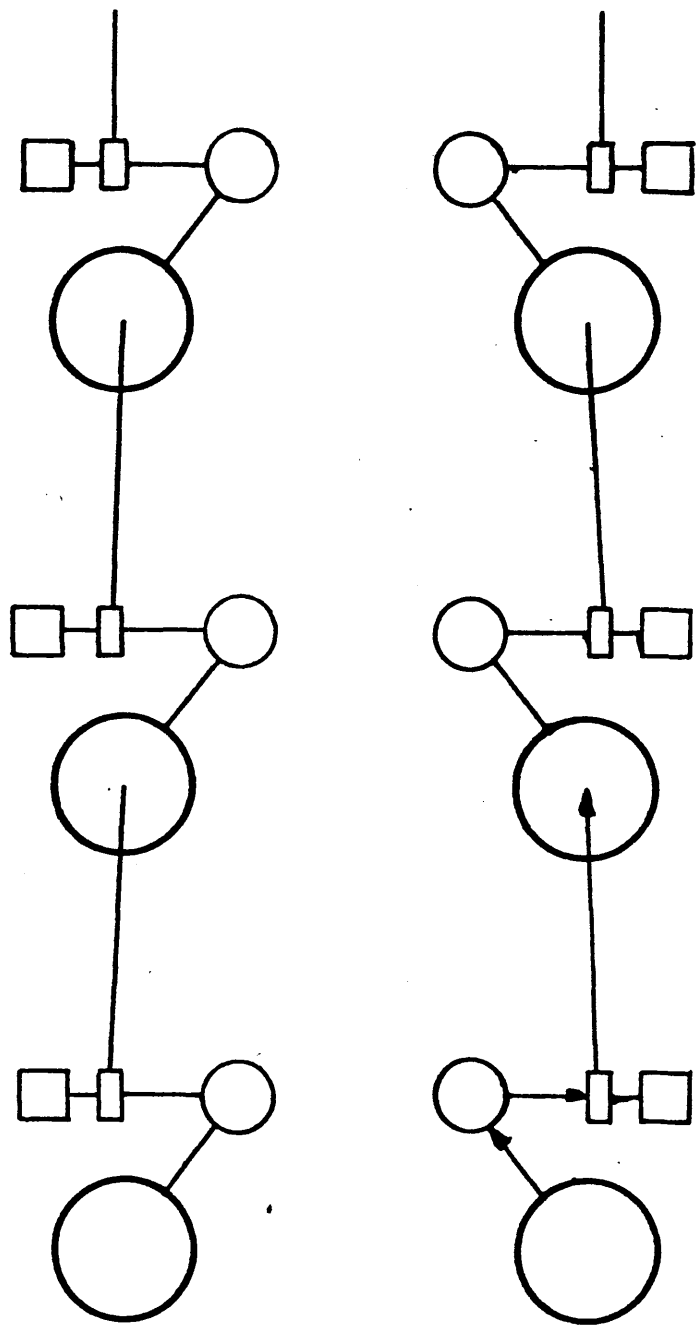


FIG (4-34) ESQUEMA DE OPERACION SEMICONTINUA

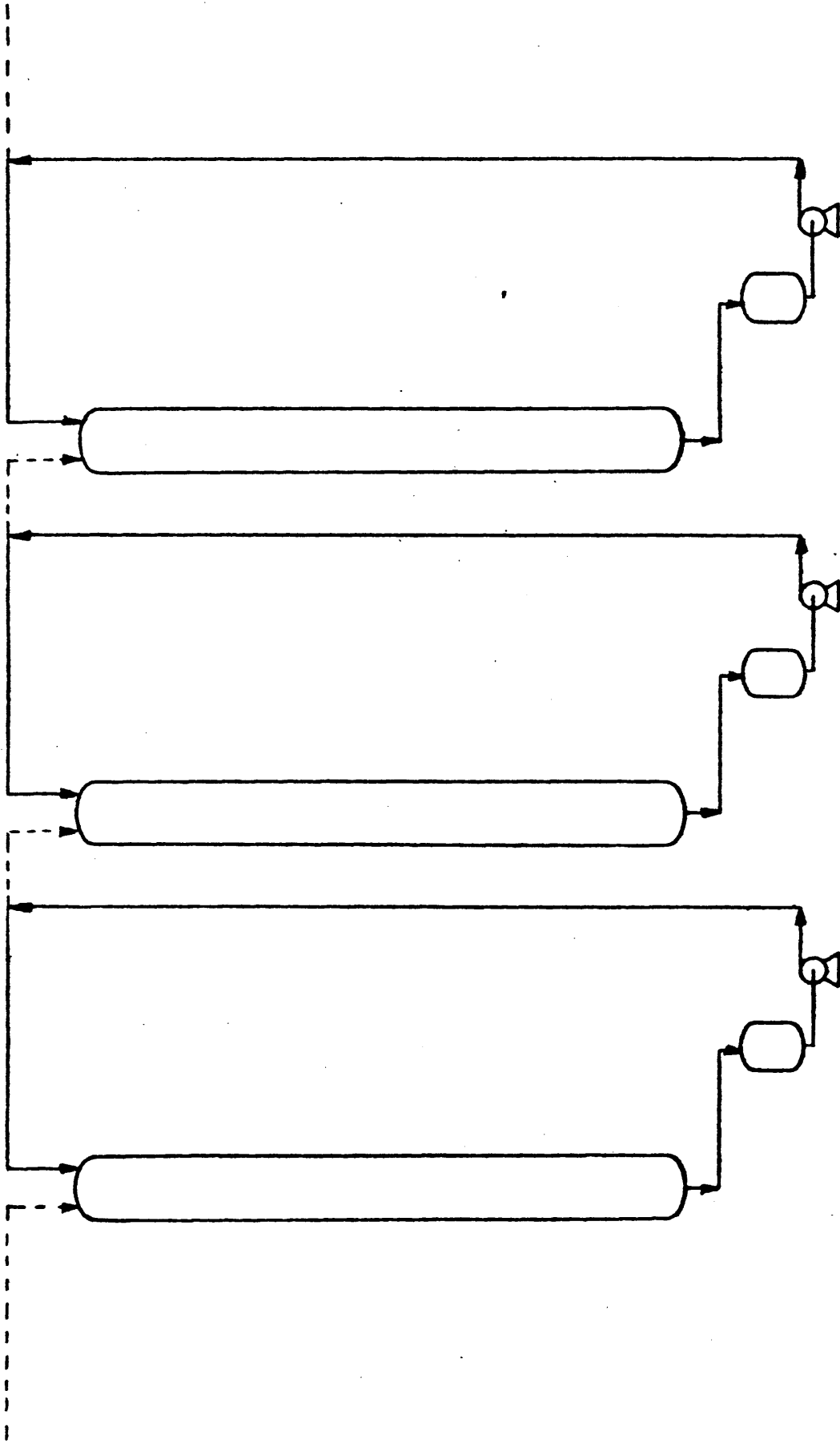


FIG (4-35) ESQUEMA DE OPERACION DE OPERACION DISCONTINUA

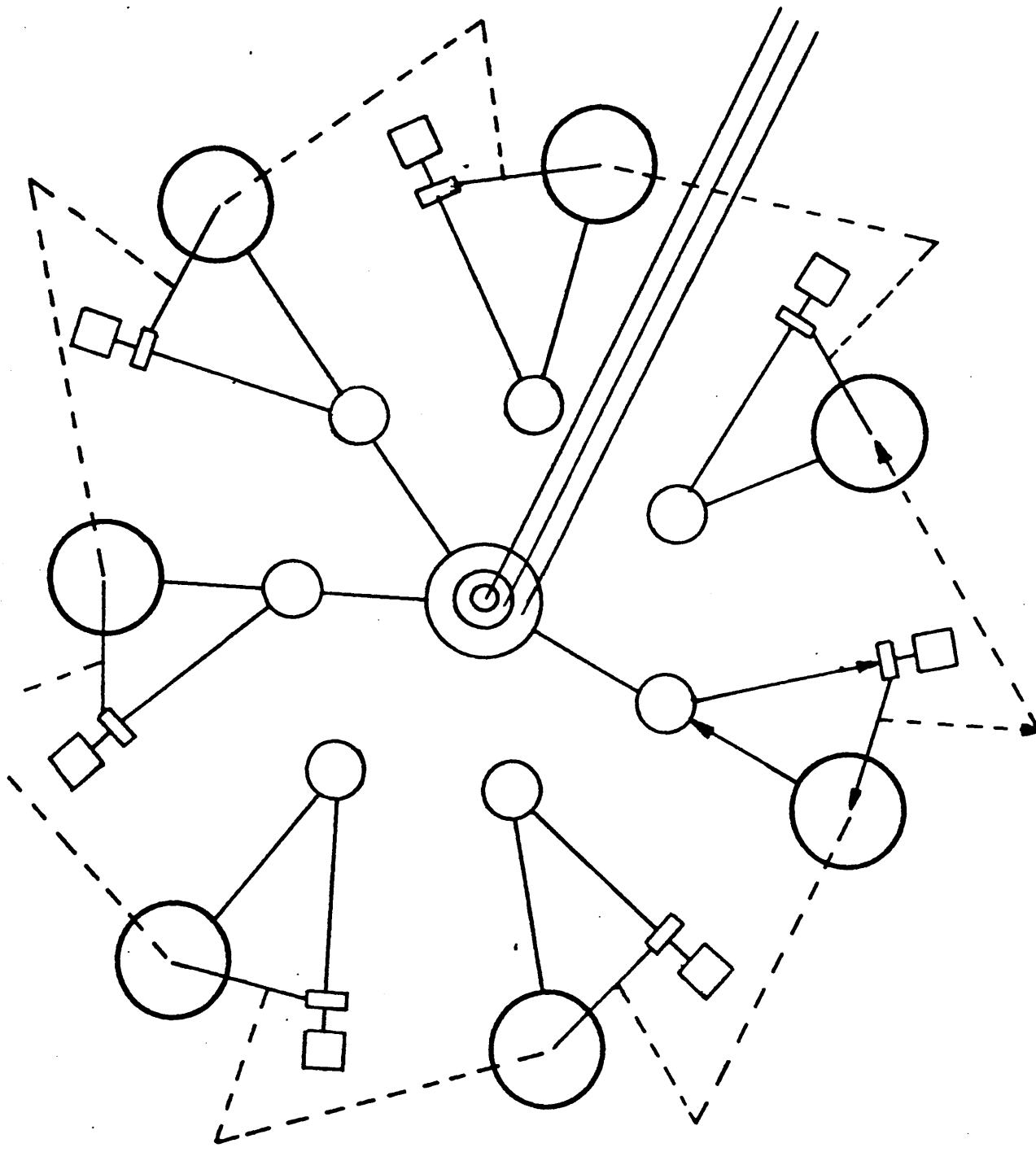


FIG (4-36) ESQUEMA DE OPERACION SEMICONTINUA

Los depósitos de cada etapa han de permitir que el lecho, una vez alcanzado el equilibrio, esté en condiciones de admitir alimentación de la etapa anterior, mientras la bomba alimenta el lecho de la etapa siguiente.

4.3.9.5 Estudio crítico

Del estudio de los valores presentados en la tabla (4-21), se desprende que los materiales que por su bajo precio pueden tener un gran interés práctico, garbancillo y guijarros, presentan unos volúmenes de equipo en operación semicontinua superiores a los necesarios para alcanzar la misma recuperación operando por cargas. Esta variación no es totalmente significativa para decidir que la operación por cargas con estos materiales es más ventajosa que la operación semicontinua, como tampoco se puede hacer una afirmación en sentido opuesto en relación con los materiales que presentan un cociente de volúmenes de equipo en operación semicontinua a operación por cargas inferior a la unidad. Para decidir en un caso concreto es evidente que el balance económico tendrá que ser la base fundamental. No obstante, hay un aspecto que puede simplificar la elección, al hacer aparecer un argumento que en forma cualitativa tiene un gran peso, al estar relacionado con el tiempo preciso para las operaciones de escurrido y lavado. Si estas operaciones se efectúan en la etapa final de las dos zonas del regenerador, el cociente de los volúmenes de equipo para las operaciones semicontinua y por cargas, señalará como mucho más favorable la operación por cargas, aunque el efecto de mezcla del retenido en cada etapa con su alimentación, pueda hacer aumentar el número de etapas necesarias para una recuperación fija, o reducir la recuperación teórica prevista para un número de

etapas fijo. Esta corrección no se considera muy importante, inferior a una etapa en recuperaciones próximas al 70% o inferior a un 10% en el rendimiento en un número de etapas comprendido entre 5 y 6. En relación con la variante de operación estudiada en (11) y (12), si bien se considera mejor que la operación semicontinua, los efectos de mezcla son más importantes que en el caso de la operación por cargas y por lo tanto se estima que esta última puede ser mejor.

De acuerdo con lo expuesto se considera que el regenerador de etapas múltiples, para que pueda tener posibilidad de aplicación práctica en la recuperación de calor operando con líquidos, debería reunir las condiciones ideales de un retenido nulo. Ante la imposibilidad de cumplir esta condición y teniendo en cuenta los resultados experimentales obtenidos se considera que el material sólido que constituya el relleno en el que probablemente el retenido sea muy bajo, podría estar formado por esferas cerámicas provistas de picos que impiden el contacto tangencial de las superficies de las esferas. De esta forma el líquido retenido entre ellas sería mínimo. La importancia del diámetro de las bolas desde el punto de vista de la transferencia de calor y de la reducción del retenido, tendría que estudiarse experimentalmente. En cualquier caso, se estima que el valor óptimo de las bolas estará comprendido entre 1.5 y 3 cm. de diámetro. Desarrollada esta experimentación sería aconsejable la operación en planta piloto para valorar experimentalmente la importancia del efecto de mezcla de alimentaciones y retenidos, así como el lavado en las etapas finales de cada una de las zonas del regenerador.

4.4 NOMENCLATURA

C	= Calor específico del fluido caloportador
C_c	= Calor específico del medio caliente
C_f	= Calor específico del medio frío
dt	= Diferencial de temperaturas
D	= Diámetro del relleno
D_d	= Diámetro del lecho en operación discontinua
D_s	= Diámetro del lecho en operación semicontinua
Eq	= Equivalente del relleno
Eq_{aux}	= Equivalente térmico del equipo auxiliar
Eq_{cal}	= Equivalente del sistema del período de calentamiento
Eq_{enf}	= Equivalente del sistema del período de enfriamiento
\overline{Eq}	= Equivalente medio
Eq_{total}	= Equivalente total del sistema
K	= Constante
m	= Pendiente de la recta de determinación del coeficiente de <u>trans</u> ferencia
M	= Masa de fluido caloportador
M_c	= Flujo de fluido caliente
M_f	= Flujo de fluido frío
n	= Número de etapas
n_d	= Número de etapas en operación discontinua
n_s	= Número de etapas en operación semicontinua
Q	= Calor transmitido
Q_c	= Calor transmitido en calentamiento del lecho
Q_e	= Calor transferido en enfriamiento del lecho
Q_l	= Caudal del líquido

- Q_2 = Caudal del líquido
 Q_3 = Caudal del líquido
 R = Masa de fluido retenido
 S = Superficie de transferencia
 t = Temperatura del medio frío
 t_F = Temperatura final del fluido en calentamiento del lecho
 t'_F = Temperatura final del fluido en enfriamiento del lecho
 t_o = Temperatura inicial del fluido frío
 T = Temperatura del medio caliente
 T_o = Temperatura inicial del medio caliente
 T_r = Tiempo reducido
 U = Coeficiente global de transferencia de calor
 v_{cp} = Volumen consumido en la valoración de la disolución patrón
 \bar{v}_{cf} = Volumen consumido en la valoración de la disolución final
 V = Volumen circulado a través del lecho en cada período
 V_d = Volumen de equipo en operación discontinua
 V_s = Volumen de equipo en operación semicontinua
 v'_{cp} = Volumen consumido en la valoración de la disolución final de la segunda etapa
 t = Diferencia de temperaturas del medio caliente y frío
 t'_c = Diferencia de temperaturas en las condiciones finales de la etapa de calentamiento
 t'_e = Diferencia de temperaturas en las condiciones finales de la etapa de enfriamiento
 η_c = Rendimiento del período de calentamiento
 η_e = Rendimiento del período
 η_{cal} = Rendimiento del período de calentamiento

η_{enf} = Rendimiento del período de enfriamiento

η_{pd} = Rendimiento de etapa en operación discontinua

η_{ps} = Rendimiento de etapa en operación semicontinua

η_{Td} = Rendimiento total en operación discontinua

η_{Ts} = Rendimiento total en operación semicontinua

$\bar{\eta}$ = Rendimiento medio

θ = Tiempo

θ_{d} = Tiempo de operación discontinua

θ_{s} = Tiempo de operación semicontinua

5. RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES

5.1 RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES

Al considerar el problema de la utilización de regeneradores de calor que operen con líquidos, y en la línea de investigación que se inició con otros trabajos (11), (12), se planteó el presente tratando de obtener nueva información que permitiera optimar sus condiciones de operación. La bibliografía existente sobre el tema es muy limitada ya que solamente aborda la transferencia de calor desde flúidos o a flúidos en contacto con lechos granulares, sin estudiar los problemas de operación del regenerador que exigen el cambio alternado de flujo entre los dos sistemas de intercambio de calor en paralelo. En los trabajos a los que se ha hecho referencia más arriba se abordó el estudio del regenerador de etapas múltiples operando cada etapa en evolución semicontinua con saturación térmica y el conjunto de etapas de cada zona en contracorriente.

En el presente trabajo se consideran dos formas de operación de un sistema de etapas múltiples: saturación térmica del lecho operando por cargas, y de forma semicontinua. Las etapas pueden operar en un sistema convencional alternado o en contracorriente.

Desde el punto de vista teórico se estudió la determinación analítica del número de etapas, llegándose a un tratamiento del problema que permite utilizar el método de cálculo en las dos variantes estudiadas. Definido el concepto de etapa teórica en el regenerador y mediante el establecimiento de los balances de calor, se llega a la definición del concepto de etapa real y del rendimiento de la etapa real. El rendimiento total del regenerador se puede expresar en función del rendimiento de etapa lo que permite el cálculo del número de etapas necesarias para alcanzar una determinada recuperación. El balance económico puede reali-

zarse facilmente utilizando el tratamiento teorico desarrollado. La optimación puede efectuarse en forma simple a partir del coste de etapa y coste de la energia definiendo los costes reducidos tomando como coste de referencia tanto el de la etapa como el de la energia.

En el estudio teórico se ha abordado también la variante del regenerador con cambio de fase, para lo que se consideró en primer lugar una sola etapa y posteriormente el caso de etapas múltiples. La experimentación se llevó a cabo con dos tipos de equipo, que corresponden a las dos posibilidades de operación señaladas: operación discontinua y semicontinua. Como información complementaria se estudió la operación de lavado que necesariamente ha de efectuarse antes de invertir el flujo entre los lechos que constituyen el regenerador, para evitar la pérdida de fluido calentado o enfriado o con el fin de reducirla a un valor aceptable.

Se estudiaron diferentes materiales de relleno determinándose el coeficiente de transferencia de calor para operación discontinua, y eficiencias y altura mínima de lecho para operación semicontinua. Como conclusiones del trabajo realizado se enumeran las siguientes:

- 1) En operación discontinua los tiempos que se precisan para alcanzar el equilibrio térmico oscilan entre 4 y 24 minutos, dependiendo del material empleado y del tamaño de la partícula.
- 2) Desde el punto de vista práctico la exigencia de reducir el retenido de líquido en el lecho indica la conveniencia de operar con un relleno no poroso y con un tamaño de partícula grande. Con estas consideraciones es posible esperar que para materiales de tipo cerámico o guijarros, los tiempos de contacto necesarios estén comprendidos entre 8 y 16 minutos para partículas de 5 mm. de diámetro

- 3) El rendimiento de etapa para la operación semicontinua en los materiales estudiados varía entre el 30 y el 50% .
- 4) La altura mínima efectiva en todos los casos estudiados es del orden de 4 metros para alcanzar el rendimiento máximo del lecho. El empleo de alturas superiores a este valor mínimo habrá de justificarse en cada caso al estudiar la operación de lavado que recupere el retenido al invertir el flujo entre lechos.
- 5) La operación de lavado para la recuperación del retenido debe efectuarse después de un tiempo de escurrido. Para los materiales ensayados se precisan tiempos de escurrido próximos a 14 minutos.
- 6) La comparación de los casos que se estimaron de más interés en las dos variantes de operación estudiadas, pone de manifiesto que la discontinua es mejor que la semicontinua. La aparente ventaja de eficacias superiores en operación semicontinua no compensa los problemas superpuestos de escurrido y lavado al compararla con la operación discontinua.
- 7) Desde el punto de vista práctico la elección de una de las tres variantes posibles exigiría la operación de una planta piloto que funcionase en continuo para de esta forma definir la importancia relativa de los flujos de mezcla que tienen lugar en ellas, tanto en los lechos en los que se transmite calor como en los depósitos intermedios. Desde el punto de vista teórico es difícil abordar el problema ya que, si bien es posible plantear diferentes modelos de flujo, la confirmación de estos modelos exige la operación en planta piloto.
- 8) El desarrollo de un material cerámico en forma de esferas con

picos que permitiera reducir el retenido de fase acuosa en los lechos, se presenta como un objetivo claro para reducir tanto los efectos perjudiciales del flujo de mezcla como los tiempos precisos para efectuar el lavado de los lechos.

6. BIBLIOGRAFIA

6.1 BIBLIOGRAFIA

- (1) J.L. OTERO DE LA GANDARA. Rev. Metal. CENIM. 4.(1968).477
- (2) G. MORALES, J.L. OTERO DE LA GANDARA. Rev. Metal. CENIM. 14.(1978).
204
- (3) G. MORALES, J.L. OTERO DE LA GANDARA. Rev. Metal. CENIM. 14.(1978).
261
- (4) G. CORDERO, G. MORALES, J.L. OTERO DE LA GANDARA. Congreso Medite-
rráneo de Ingeniería Química (1978).204
- (5) F. CERISOLA, J. TRILLEROS, J.L. OTERO DE LA GANDARA. Rev. Metal.
CENIM. 15.(1979).305
- (6) F. CERISOLA, J. TRILLEROS, J.L. OTERO DE LA GANDARA. Rev. Metal.
CENIM. 16.(1980).15
- (7) J. TRILLEROS, J.L. OTERO DE LA GANDARA. Rev. Metal. CENIM. 16.(1981)
319
- (8) F. OLTRA, F. TROYANO. "La desalación y su situación en España" Publi-
caciones científicas de la J.E.N. Madrid(1972).
- (9) J. OTERO BECERRA. Tesis en realización.
- (10)M. RUHEMANN. "The Separation of Gases" pag. 84. Oxford University
Press. (1949).
- (11)A. CABANILLAS, J.L. OTERO DE LA GANDARA. Rev. Metal. CENIM. 15.
(1979).235
- (12)A. CABANILLAS, J.L. OTERO DE LA GANDARA. Rev. Metal. CENIM. 15.
(1979).275
- (13)A. SCHACK. "La Transmisione Industriale del Calore" Editore Ulrico
Hoepli. Milán (1943).
- (14)V.V. GHIA. "Recuperateurs et Regenerateurs de Chaleur" Editions Ey-
ralles. Paris (1970).

- (15) T.E.W. SCHUMANN. J. Franklin Inst. 208.(1929).405
- (16) G.O.G. LOFF, R.W. HAWLEY. Ind. Eng. Chem. 40.(1948).1061
- (17) E. SINGER, R. WILHELM. Chem. Eng. Prog. 46.(1950).343
- (18) W. MUNRO, N.R. AMUNDSON. Ind. Eng. Chem. 42.(1950).1481
- (19) B.W. GAMSON. Chem. Eng. Prog. 47.(1951).19
- (20) N.R. AMUNDSON. Ind. Eng. Chem. 48.(1956).26
- (21) P.H. CALDERBANK, L.A. POGORSKI. Trans. Inst. Chem. Engrs. 35.
(1957).196
- (22) A.D. HOLT. Chem. Eng. 8.(1962).107
- (23) E.U. SCHLUNDER. "Transport phenomena in packed bed reactors" Chemical Reaction Engineering Reviews. Houston (1978).110
- (24) N. WAKAO, S. KAGUEI, T. FUNAZURI. Chem. Eng. Sci. 29.(1974).485
- (25) D.J. GUNN, J.F.C. DE SOUZA. Chem. Eng. Sci. 29(1974).1363
- (26) D. VORTMEYER, R.J. SCHAEFFER. Chem. Eng. Sci. 34. (1979).325
- (27) M.S. BRINN, S.J. FRIEDMAN, F.A. GLUCKERT, R.L. FIGFORD. Ind. Eng. Chem. 49.(1948).1050
- (28) A.G. KASATKIN, V.M. CEKAE, L.N. ELKIN. Inst. Chem. Eng. 4.(1964).85
- (29) U.W. UHL, W.L. ROOT. Chem. Eng. Prog. 63.(1967).63
- (30) J. GARSIDE, J.C. FRANCIS, T.E. POWELL. Brit. Chem. Eng. 14.(1969).
191
- (31) J. SLATER. Brit. Chem. Eng. 14.(1969).41
- (32) A. HOLT. Chem. Eng. 23.(1967).145
- (33) J.J. BARKER. Ind. Eng. Chem. 57.(1965).43