

**INSTITUTO TECNOLOGICO Y DE ESTUDIOS  
SUPERIORES DE MONTERREY**

Escuela de Ingeniería

**CONSTRUCCION DE UN EVAPORADOR DE  
CIRCULACION FORZADA Y ESTUDIO DE SUS  
COEFICIENTES TOTALES DE TRANSMISION  
DE CALOR**

Tesis Profesional      Ingeniero Químico

**FERNANDO ABAROA BRAVO**

**1957**

207

TL  
TJ515  
.A23  
1957  
c.1



1080110920

INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE  
ESTUDIOS SUPERIORES DE MONTERREY

I.T.E.S.M.  
BIBLIOTECA

DONATIVO DE Jerrumb  
Abasco B. S.  
e' de Junio 1952

INSTITUTO TECNOLOGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE MONTERREY.

"CONSTRUCCION DE UN EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA  
Y ESTUDIO DE SUS COEFICIENTES TOTALES DE TRANS  
MISION DE CALOR".



TESIS PROFESIONAL

INGENIERO QUIMICO

FERNANDO ABAROA BRAVO.

Monterrey, N.L.

Junio de 1957.



ESTE TRABAJO FUE REALIZADO EN  
EL LABORATORIO DE INGENIERIA  
QUIMICA DEL I. T. E. S. M. BA  
JO LA DIRECCION DEL SR. ING.  
HECTOR LOPEZ RAMOS.

INDICE.

	Pág.
Nomenclatura. . . . .	I
Resumen. . . . .	1
Introducción. . . . .	2
Teoría. . . . .	4
Fotografías . . . . .	7
Plano . . . . .	8
Descripción del Equipo. . . . .	10
Método empleado para la Experimentación .	13
Datos experimentales y resultados.. . . .	16
Discusión . . . . .	33
Conclusiones. . . . .	34
Bibliografía. . . . .	35

## NOMENCLATURA.

- $m_1$  = Condensado de la Trampa en Kg/hora.
- $m_2$  = Condensado en el condensador en Kg/hora.
- $t_1$  = Temp. del líquido a la entrada de la calandria °C
- $t_2$  = Temp. del líquido a la salida de la calandria °C.
- $h$  = Lectura del manómetro en cm. de Hg.
- $q_T$  = Cantidad de calor total en Kg Cal/hora.
- $q_R$  = Cantidad de calor real en Kg Cal/hora.
- $\Delta T_m$  = Diferencia de temp. media en °C.
- $U$  = Coeficiente de transmisión de calor total en Kg Cal/hr  $mt^2$  °C.
- $q_p$  = Cantidad de calor perdido en Kg Cal/hr.
- $\lambda_{tv}$  = Calor latente de vaporización en Kg Cal/Kg a la temperatura del vapor.
- $R_e$  = Número de Reynolds.

## RESUMEN.

El trabajo desarrollado consistió en la construcción de un evaporador de circulación forzada con el fin de estudiar sus coeficientes totales de transmisión de calor - "U" y ver las variaciones de estos coeficientes con la velocidad de circulación, y con la diferencia de temperaturas entre el líquido y vapor condensado.

El aparato consta de una unidad de calentamiento, un cuerpo de evaporación, un sistema de bombeo, un separador de vapor y un medidor de flujo.

El procedimiento consistió en llenar el evaporador - manteniendo el nivel de la solución constante durante la operación, suministrar vapor a la calandria y hacer circular el fluido.

De la cantidad de vapor condensado se determinó la cantidad de calor, conociendo las condiciones de vapor.

Se leyeron las temperaturas del líquido y el vapor y de ahí se sacó  $\Delta T_m$ . El área de transmisión de calor se conoce por construcción y con los datos anteriores se calculó "U" de la fórmula

$$q = U A \Delta T_m$$

Se construyeron varias gráficas de "U" vs. No. de Reynolds para un  $\Delta T_m$  cte.

En general los valores de "U" que se obtuvieron fueron satisfactorios.

## INTRODUCCION.

El objeto de este trabajo es determinar los coeficientes de transmisión de calor y estudiar su comportamiento - con la variación de temperaturas y velocidad de circulación.

Los coeficientes de transmisión de calor tienen gran importancia en la construcción de evaporadores, puesto que en ellos se basa el diseño del equipo. En los evaporadores de circulación forzada los coeficientes de transmisión de calor son más altos que en los demás evaporadores y por lo tanto la transmisión de calor es más efectiva.

Se utilizan cuando se quiere evaporar soluciones muy viscosas o soluciones conteniendo sólidos en suspensión. Sin embargo, la gran desventaja que tienen, es que el costo inicial, debido al sistema de bombeo, es muy alto y solamente se justifica su uso cuando se trate de evaporar -- las soluciones antes mencionadas.

Antecedentes.

En la literatura se encuentran varios trabajos sobre evaporadores de circulación forzada.

Badger. et. al. (1): Trabajando con un evaporador vertical de tubos de níquel, reportan coeficientes totales y de película para soluciones concentradas de sosa.

Coates. et. al. (8): presentan un estudio sobre el -- efecto de la viscosidad, en los coeficientes de transmisión de calor y proponen una ecuación para calcular los coefi--

cientes totales, afirmando que si la viscosidad es mayor a 5 centipoises, el coeficiente de transmisión de calor total aparente es igual al coeficiente de la película líquida.

Loan et. al. (14) presentan un trabajo de interés sobre el estudio de las propiedades físicas que afectan los coeficientes.

Datos sobre costos de evaporadores, así como del equipo auxiliar, son presentados por Bliss (5).

Fragen, et. al. (11) presentan una fórmula para calcular el coeficiente de transmisión de calor en función de la velocidad del fluido, viscosidad a la entrada de los tubos y la caída de temperaturas total aparente, corregida por elevación del punto de ebullición.

Garber. et. al. (12) presentan un nomograma para calcular el coeficiente de transmisión de calor total.

Un estudio detallado de la caída de temperatura, aparente y verdadera es presentado por Boartz. et. al. (4).

## TEORIA.

(6), (7), (9), (13), (15), (16), (18).

Coefficiente de Película.

Cuando se efectúa el paso de calor de un fluido a otro por intermedio de una pared sólida, el calor se transmite -- por conducción del fluido a la pared o viceversa a través -- de una película móvil delgada de fluido pegada a la pared sólida, sin embargo, cuando el calor ha penetrado la película las porciones calientes son arrastradas por el movimiento -- turbulento del resto del fluido transmitiéndose el calor por convección. La cantidad de calor transmitida a través de la película, será proporcional a la diferencia de temperaturas, entre la pared y el fluido y a la magnitud del área de transmisión de calor.

Con el fin de establecer la igualdad, es necesario interponer un factor de proporcionalidad, que de acuerdo con la nomenclatura empleada en transmisión de calor, se denomina coeficiente de película.

Coefficiente total.

El coeficiente total "U" se define, como la cantidad de calor transmitida, por unidad de tiempo, por unidad de área de transmisión de calor y por la diferencia de temperaturas entre los dos fluidos.

$$q = U A \Delta T_m$$

Debido a que en la mayoría de los casos no se conoce -- la temperatura de la pared, la cantidad de calor transmiti--

do no puede calcularse a partir de los coeficientes individuales e película.

Entonces el diseño lógico de un evaporador se hace a partir de los coeficientes totales de transmisión de calor.

Si no ocurre una ebullición apreciable en los tubos, el coeficiente de la película líquida puede ser predicho -- por la ecuación de Dittus y Boelter (14), (4).

#### Mecanismo de la Transmisión de Calor.

La transmisión de calor de un evaporador de circulación forzada se efectúa en tres pasos:

1) Transmisión de calor a través de una película líquida.

2) La formación de burbujas incipientes de vapor, que son reabsorbidas en el líquido más frío.

3) La formación de burbujas estables por evaporación -- flash, del líquido sobrecalentado.

El calor es transferido a través de la pared del tubo, sobrecalentando el líquido arriba de la temperatura de equilibrio en el cuerpo del evaporador. Debe pasar por conducción a través de la película viscosa, y por convección a través del volumen del líquido.

En el exterior del tubo, el calor pasa del vapor que se está condensando al tubo por dos mecanismos:

Condensación en forma de película (ya sea viscosa o -- turbulenta) o condensación en forma de gotas. Fatica et. al. (10) mostraron que la condensación en forma de gotas, --

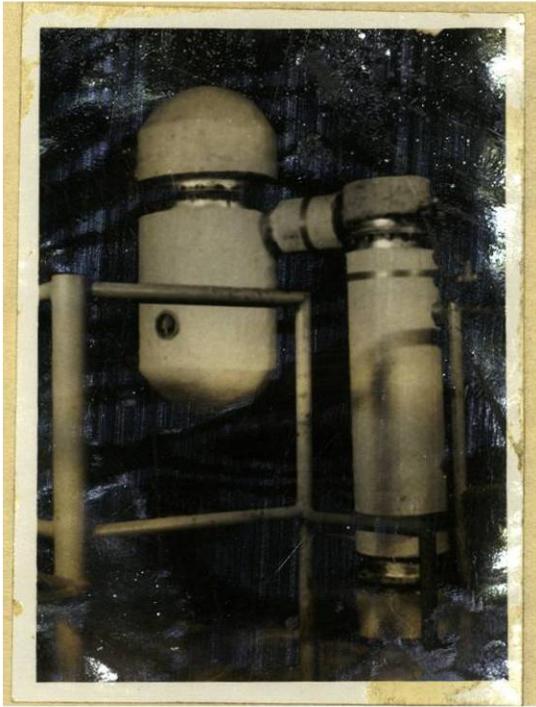
puede producir coeficientes 4 a 8 veces mayores que los coeficientes en forma de películas.

Es posible que al producirse una burbuja de vapor en el interior de tubo, la transmisión de calor sea más efectiva que a través de una película viscosa. La pequeña burbuja así formada es removida inmediatamente, por las corrientes de convección y reabsorbida en el líquido más frío.

La temperatura del líquido entrando a los tubos es - - prácticamente la misma que la del líquido saliendo de los tubos. Sin embargo, al pasar el líquido a través del tubo se calenta más aún, evitándose la vaporización debido a la altura hidrostática y a la fricción existente al paso del fluido. (2), (1+). El aumento de temperatura del líquido sobrecalentado al pasar por el tubo, tiene el efecto de aumentar el no. de Prandtl y el no. de Reynolds, y por consiguiente el calor transferido a través de la película viscosa. (14).

En la parte superior del tubo, debido a una disminución de presión, el calor que entra y el calor que ha sido almacenado por el líquido como calor sensible, es dado para que se efectúe la evaporación, y rápidamente se disminuye la temperatura en la Cámara de Vaporización.- Boartz, R.M. et. al. (3) muestran que el punto al cual la vaporización empieza es una función de la velocidad y sugieren una ecuación para calcular la temperatura media verdadera del líquido en los tubos.

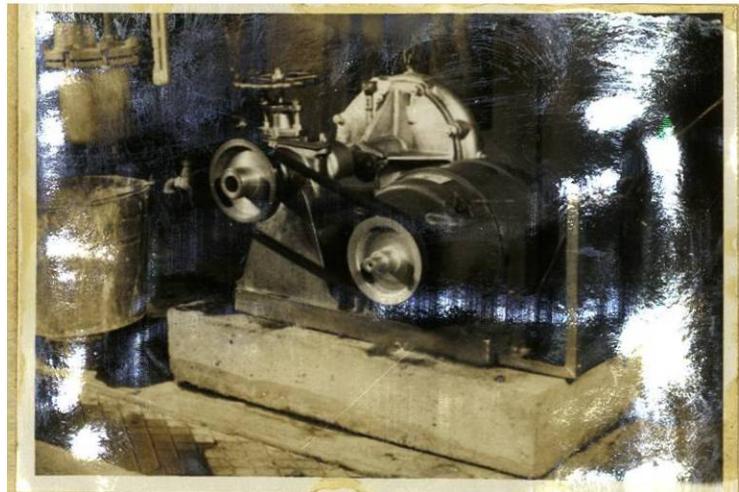
En el punto del tubo donde ocurre una ebullición muy -



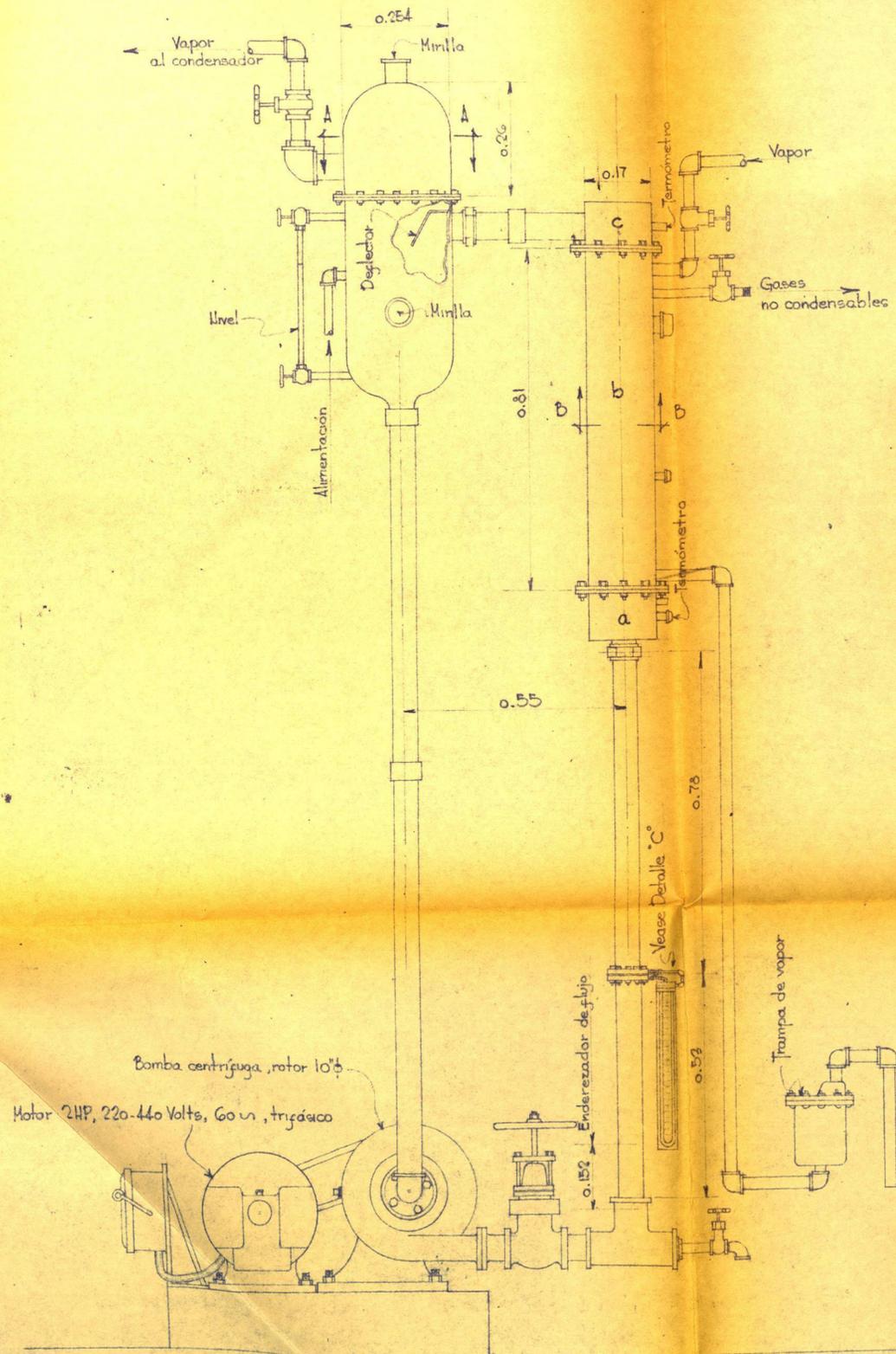
Calandria y  
Cuerpo Evaporador



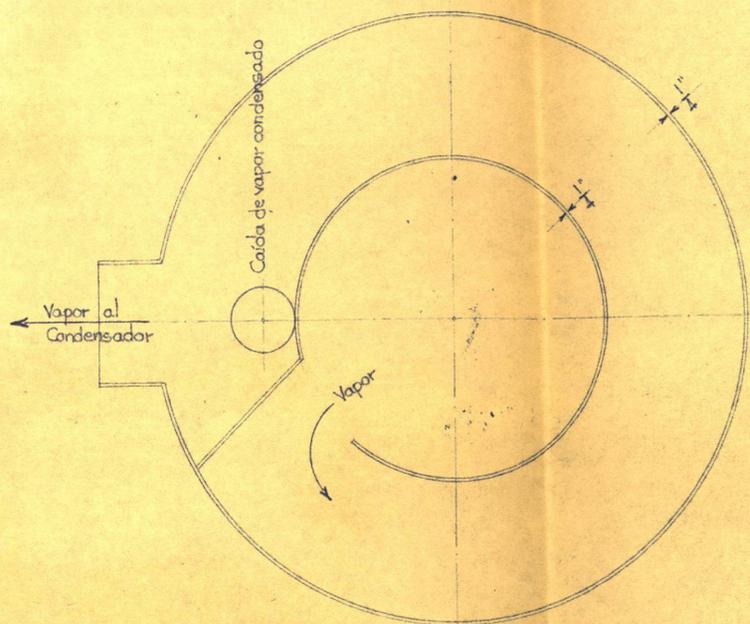
Vista General.



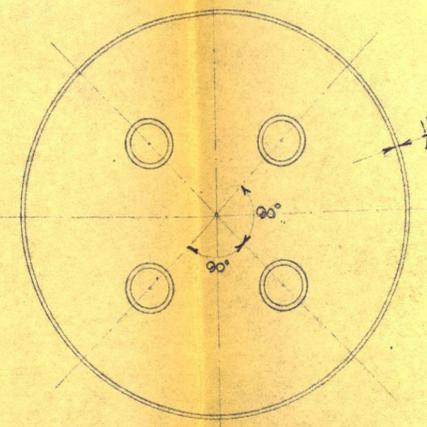
Sistema de Bombeo.



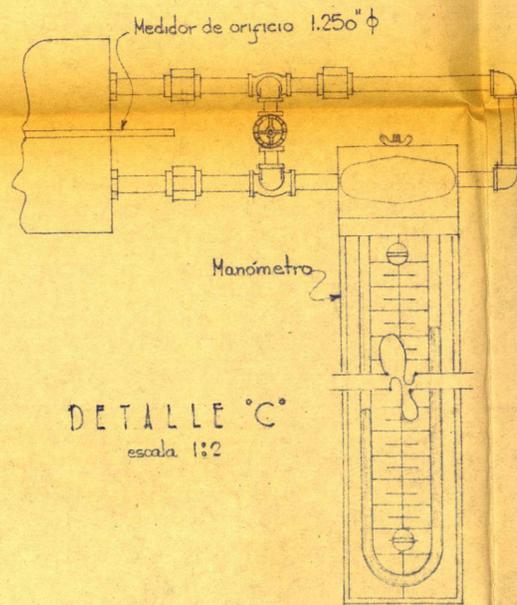
ARREGLO GENERAL.  
escala 1:10  
Anotaciones en metros



SECCION A-A  
escala 1:2



SECCION B-B  
escala 1:2



DETALLE C-C  
escala 1:2

I. T. E. S. M.

EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA

FERNANDO A. BARROA BRAVO

JUNIO DE 1957

marcaca la altura hidrostática y de fricción no son suficientes para evitar la vaporización del líquido, ocurriendo una evolución de burbujas estables que aumentan grandemente el volumen del líquido mezclado con el vapor.

Esto induce una alta velocidad del fluido, la cual reduce la resistencia térmica, debido a que disminuye el espesor de la película y por consiguiente aumenta la transmisión de calor. Logan. et. al. (14) reportan que el coeficiente de película líquida en la sección de ebullición es aproximadamente el doble que el coeficiente de película cuando no ocurre ebullición.

## DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El evaporador construido reúne un número de características que lo hacen muy apropiado para equipo experimental.

a) Se leja un evaporador industrial en todos sus detalles esenciales.

b) Es fácilmente desmontable para su limpieza.

c) Está perfectamente aislado para evitar las pérdidas de calor.

Las partes principales del evaporador son las siguientes:

- 1) Unidad de calentamiento.
- 2) Cuerpo del Evaporador.
- 3) Separador de Vapor.
- 4) sistema de bombeo.
- 5) Medidor de flujo.

Unidad de Calentamiento.

La unidad de calentamiento está formada de tres secciones:

Sección (a). Un tubo de 15.24 cm. (6") de diámetro por 11.43 cm. (4.5") de longitud y en uno de sus extremos, lleva soldada una placa de lámina de acero de 0.635 cm. (1/4") de espesor, con un niple de 5.08 cm. (2") de diámetro soldada en el centro de la placa. En el otro extremo lleva soldado una brida de 0.635 cm. (1/4") de espesor, para ser unida con la sección (b).

Además en la cara lateral lleva soldados dos niples, -

uno para dar entrada a un termómetro y el otro para dar salida a la solución ya concentrada.

Sección (b). Un tubo de acero de 15.24 cm. (6") de diámetro por 81 cm. (31.8") de longitud, en cuyos extremos van soldadas dos tapas de acero de 0.635 cm. (1/4").

Estas tapas tienen cuatro perforaciones, para que se puedan colocar soldados por sus extremos, cuatro tubos estándar de fierro de 1.270 cm. (1/2") de diámetro, formando una superficie de calentamiento de 0.1607 mts.<sup>2</sup>

Además tiene otras perforaciones, donde van soldados unos niples para:

Entrada del vapor.

Salida de gases no condensables.

Salida del vapor condensado en la trampa.

En esta sección de tubo es donde se efectúa la transmisión de calor, y va unida a la sección a y c por medio de unas bridas, soldadas en sus extremos, de 1/4" de espesor.

Sección (c). Un tubo de 1.524 cm. (6") de diámetro por 11.55 cm. (4.55") de longitud y en uno de sus extremos lleva soldada una placa de lámina de acero de 0.635 cm. (1/4") de espesor y en el extremo opuesto una brida de 0.635 cm. (1/4") de espesor para ser unido con la sección (b).

Además en la parte lateral lleva soldados dos niples diametralmente opuestos, uno de 2" de diámetro que sirve de unión en el cuerpo del evaporador, y otro de 1/2" de diámetro para poder colocar un termómetro.

Cuerpo del Evaporador.

Está formado por una sección de tubo de 25.4 cm. (10") de diámetro por 56 cm. de longitud, teniendo en uno de sus extremos un tubo de 5.08 cm. (2") de diámetro como succión de la bomba.

En el otro extremo tiene una brida de 0.635 cm. (1/4") de espesor, que sirve para unir este cuerpo con el separador de vapor.

Además tiene cuatro perforaciones donde van soldados -- unos niples para:

- a) Nivel de la alimentación de 1.270 cm. (1/2").
- b).Alimentación de la solución de 1.270 cm. (1/2")
- c) Mirilla del Evaporador de 5.08 cm. (2").
- d) Unión con la unidad de calentamiento de 5.08 cm. (2").

Separador de Vapor.

Está formado por una sección de tubo del mismo diámetro que el cuerpo del evaporador, por 30 cm. de longitud y con un tubo concéntrico de 15.24 cm. (6" de diámetro.

Además, en la curva lateral tiene un niple de 5.08 cm. (2") de diámetro para dar salida al vapor ya separado.

Ver el corte A.A.

Sistema e bombeo.

Se efectúa por medio de una bomba centrifuga, movida -- por un motor eléctrico trifásico de 2 H.P., 60 ciclos, 1,750 R.P.M., y 220-440 volts.

Las características de la bomba son las siguientes:

- a) Impulsor cerrado de 25.4 cm. (10") de diámetro.
- b) Succión y descarga de 5.08 (2") de diámetro.

#### Medidor de Flujo.

La medición del flujo se obtiene por un medidor de orificio, instalado en una tubería vertical de 5.08 cm. (2").

Las características del medidor son las siguientes:

- a) Placa de acero inoxidable de 0.635 cm. (1/4") de espesor.
- b) Orificio de 1.25" de diámetro.
- c) Constante del orificio = 337.3 (17).  

$$G.P.H. = 337.3 \sqrt{\text{pulg } H_2O}$$
- d) Bridas sin rosca, con un espesor de 2.54 cm. (1") y para tubería de 5.08 cm. (2") de diámetro, con 4 tomas de presión de 1.270 cm. (1/2")

Se usó un manómetro en "U" para medir la diferencia de presiones.

#### Equipo Auxiliar.

Para hacer el vacío se utilizó un eyector de vapor de 18 mm. utilizando vapor de la caldera central.

#### Método en leado para la experimentación.

Para poder calcular los coeficientes de transmisión de calor se requiere conocer:

- a) La cantidad de calor transmitida.
- b) La diferencia de temperaturas entre líquida y vapor.
- c) El área de transmisión de calor.

Siendo el área de transmisión de calor constante por construcción, la secuencia para obtener los demás datos es la siguiente. Se llena el evaporador hasta la altura de la mirilla, el cual se ha de mantener constante durante todo el tiempo de la experimentación.

A continuación se abre la válvula, que suministra el vapor a la calandria a una presión ya fija controlada por una válvula reguladora de presión.

Manteniendo cerrada la válvula que permite el paso del líquido a la calandria, se pone a funcionar la bomba, y dicha válvula se va abriendo poco a poco hasta que se tenga en el manómetro del medidor de orificio, la diferencia de altura deseada en cm. de mercurio.

Inmediatamente después de abre la válvula colocada a la salida del separador de vapor, y que permite el paso hacia el condensador del vapor producido en el evaporador. Se abre la válvula que suministra agua fría al condensador y la válvula de retorno.

Después se abre durante un corto tiempo, aproximadamente 30 segundos, la válvula que permite la salida de gases no condensables instalada en la parte superior de la sección (b) de la calandria.

Esta misma operación se efectúa al principiar cada corrida. Se deja que el sistema trabaje durante cierto tiempo (aproximadamente 30 minutos) hasta alcanzar régimen.

Se tomaron las siguientes lecturas:

- a) Diferencia de alturas en el manómetro en cm. de mercurio.

- b) Presión del vapor en  $\text{Kg/cm}^2$  (manométricos).
- c) Temperatura del líquido a la entrada de la calandria.
- d) Temperatura del líquido a la salida de la calandria.
- e) Peso del vapor condensado después de la trampa de vapor.
- f) Peso del vapor condensado en el condensador.

En otra serie de corridas que se efectuaron, se eliminaron tres tubos de la calandria tapándolos en sus extremos y de esta manera se trabajó con un solo tubo, con el fin de -- ver la variación del coeficiente de transmisión de calor, con valores altos de velocidad.

## DATOS EXPERIMENTALES Y RESULTADOS.

Los datos experimentales aparecen en las tablas. Así mismo los resultados se reportan en forma de gráficas.

A partir de los datos reportados en las tablas 2 - 3, se construyó la gráfica 1, de la 4 la 2, de la 5 la 3, de la 1 la 4, y de la 6 la 6.

## EJEMPLO DE CALCULOS.

Los siguientes datos experimentales corresponden a la primera corrida de la tabla No. 2.

Presión de vapor = 2.8 Kg/cm<sup>2</sup>

Temperatura del vapor = 141.5°C.

$\lambda_{tv}$  = 512.5 K Cal/Kg.

$q_{perdidas}$  = 2460 K Cal/hora.

$m_1$  = 33.8 Kg/hora.

$t_1$  = 99.5°C.

$t_2$  = 98°C.

$\Delta T_m$  = 43.5°C

Area de transmisión  
de calor =

0.1607 mt<sup>2</sup>

Cálculo de "U".

$q_{total} = m_1 \lambda_{tv} = 33.8 \times 512.5 = 17,322.5$  K Cal/hora.

$q_{real} = q_{total} - q_{perdidas} = 17,322.5 - 2460 =$   
 $= 14,862.5$  K Cal/hora.

$U = \frac{q_{real}}{A \Delta T_m} = \frac{14,862.5}{0.1607 \times 43.5} = 2130$  K Cal/hr mt<sup>2</sup> °C.

TABLA No. 1.

Pr ión del Va or en kg/cm <sup>2</sup>	Te . del Vapor. oC	Condensa o de la tra pa Kg/hr.	$\lambda$ K cal/kg.	Pérdidas K Cal/hr.
2.8	141.5	4.73	512.5	
2.8	141.5	4.8	512.5	
2.8	141.5	4.8	512.5	2460
2.0	133.2	3.0	516	
2.0	133.2	2.4	516	
2.0	133.2	3.0	516	1548
1.5	126.8	2.6	521	
1.5	126.8	2.8	521	
1.5	126.8	2.6	521	1354.6
1.0	120.1	2.2	526	
1.0	120.1	2.4	526	
1.0	120.1	2.4	526	1262.4
0.5	111.5	1.8	532	
0.5	111.5	1.6	532	
0.5	111.5	1.8	532	957.6

## TA LA o. 2.

## Experimento No. 1.

Pre ión del Va or.- 2. Kg/cm<sup>2</sup> $\lambda_{tv} = 512.5$  K Cal/kg.

Tem eratura del Va or.- 141.5°C

 $q_{perdidas} = 2460$  K Cal/hr.

$m_1$	$m_2$	$t_1$	$t_2$	$h$	$q_T$	$q_R$	$\Delta T_m$	$U$	$Re \times 10^5$
34.1	27.2	99.5	98	23					
33.7	27.3	99.5	"	"					
33.8	28.4	"	"	"	17,322.5	14,862.5	43.5	2130	2.61
32.8	27.8	99.5	98	20	16,810	14,350	43.5	2058	2.44
31.8	24.8	"	"	"					
33.0	29.10	"	"	"					
32.2	27.80	"	"	"					
33.3	27.85	99.5	98.5	17					
32.7	29.6	"	"	"					
33.0	28.1	"	"	"					
32.98	29.6	"	"	"	16,902.25	14,442	43.5	2070	2.22
33.8	26.1	99.5	98	14					
33.1	28.2	99.8	98.5	"					
33.2	27.9	"	"	"					
33.2	27.9	"	"	"					
33.2	27.6	"	"	"	17,015	14,555	43.5	201	2.02
33.5	27.1	99.5	98	11	17,168.7	14,70	43.5	2105	1.82
33.0	27.1	"	"	"					
33.5	27.5	"	"	"					

TABLA No. 2.  
(Continuación).

Presión del Vapor. = 2.8 Kg/cm<sup>2</sup>

$\lambda_{tv} = 512.5$  K Cal/hr.

Temperatura del Vapor. = 141.5°C

$q_{perdidas} = 2460$  K Cal/hr.

$m_1$	$m_2$	$t_1$	$t_2$	$h$	$q_T$	$q_R$	$\Delta T_m$	$U$	$Re \times 10^5$
32.3	25.8	99	98	9					
32.7	26.2	"	"	9					
31.4	29.3	"	"	9					
32.7	27.19	"	"	9	16,758.7	14,298.7	43.5	2041	1.65
31.7	26.3	99	98	6					
32.0	27.5	"	"	6					
32.0	27.5	"	"	6	16,400	13,940	43.5	1997	1.32
31	26	98.5	97.7	3	15,87	13,427	43.5	1923	0.94
31.5	25.9	"	"	3					
30.8	25.6	"	"	3					
31.3	25.6	"	"	3					
30.8	20	9	96	0					
31.0	20.5	"	"	0					
30.0	20.2	"	"	0	15,375	12,915	43.5	1849	

TABLA No. 3.

Presión del V or. = 1 K/cm<sup>2</sup>       $\lambda_{tv} = 526$  K Cal/kg.  
Temp. del V r = 120.1°C       $q_{perdidas} = 1262.4$  K Cal/hora.

$m_1$	$m_2$	$t_1$	$t_2$	$h$	$q_T$	$q_R$	$\Delta T_m$	$U$	$Re \times 10^5$
10.68	6.4	98.2	98	23					
11.15	7.55	"	"	23					
11.15	7.55	"	"	23	5864.9	4602.5	22	1302	2.61
9.78	7.11	98.1	9	20					
10.8	5.6	"	"	20					
10.75	6.3	"	"	20	5654.5	4392.1	22	1242	2.44
10.35	6.4	98.2	98	17					
10.1	7.2	"	"	17					
10.4	7.2	"	"	17	5470.4	4208	22	1100	2.22
11	7.34	98.2	98	14					
9.76	6.36	"	"	"					
9.70	6.38	"	"	"	5092.2	3899.8	22	1085	2.02

TABLA No. 3.

(Continuación).

Presión del Vapor = 1 Kg/cm<sup>2</sup> $\lambda_{tv} = 526$  K Cal/kg.

Temperatura del Vapor = 120.1°C

 $q_{perdidas} = 1262.4$  K Cal/hora.

$m_1$	$m_2$	$t_1$	$t_2$	$h$	$q_T$	$q_R$	$\Delta T_m$	$U$	$Re \times 10^5$
10.4	7.44	98.2	9	11					
10.5	7.12	"	"	"					
10.5	7.12	"	"	"	5523	4260.6	22	1205	1.82
10.5	7.37	98.2	98	9					
10.25	6.75	"	"	9					
10.15	6.64	"	"	9	533.9	4076.5	22	1152	1.65
10.7	6.87	98.4	98	6					
10.49	7.06	"	"	6	5517.7	4255.3	21.9	1212	1.32
11.0	6.77	"	"						
11.25	7.5	98	98	3	6101.6	4839.2	22.1	1361	0.94
12.10	8.2	"	"	3					
11.6	7.5	"	"	3					
9.5	4.8	98	97	0	511.1	3018.7	22.6	1108	
9.81	4.8	"	97	0	"	"	"	1108	

TABLA No. 4.

Presión del vapor = 2.8 Kg/cm<sup>2</sup> $\lambda_{tv} = 512.5$  K Cal/Kg.

Temp. del Vapor = 141.5°C

 $q_{perdidas} = 2460$  K Cal/hora.

Vacío 1 " de Hg.

$m_1$	$t_1$	$t_2$	h	$q_T$	$q_R$	$\Delta T_m$	U	Re x 10 <sup>5</sup>
19.4	88	87.5	17					
17.63	"	"	17					
17.63	"	"	17	9035.4	6575.4	53.75	762	2.22
16.1	87.5	87.2	15					
16.4	87.5	87.2	15					
16.4	87.5	87.2	15	8105	5945	54.15	63	2.10
17.2	87.2	8.8	13					
16.4	87.2	8.8	13					
17.2	87.2	6.8	13	15	6355	54.5	728	2.05
13.6	87.5	7.0	11					
15.2	87.5	7.0	11					
15.2	87.5	87.0	11	7790	5330	54.25	61	1.82
16.8	87.	8.	9					
16.0	"	"	9					
16.0	"	"	9	8200	5740	54.5	656	1.65
16.8	87.2	6.	7					
16.8	"	86.8	7					
1.8	"	86.8	7	8618	6150	54.5	703	1.44

TABLA No. 4.

(Continuación).

Presión del Vapor = 2. Kg/cm<sup>2</sup> $\lambda_{tv} = 512.5 \text{ K Cal/hr.}$ 

Tem. del Vapor = 141.5°C

 $q_{perdidas} = 260 \text{ K Cal/hr.}$ V cfo 10<sup>m</sup> de hg.

$m_1$	$t_1$	$t_2$	h	$q_T$	$q_R$	$\Delta T_m$	U	Re x 10 <sup>5</sup>
14.8	87.2	86.8	5	7585	5125	54.5	587	1.24
14.8	"	"	"					
14.8	"	"	"					
15.2	8	87.6	3	7790	5330	53.7	618	0.94
15.2	"	"	"					
14.8	"	"	"					
13.45	7.3	8.8	0	6893	4433.1	54.5	506	
13.45	"	"	0					
12.65	"	"	0					

TABLA No. 5.

Presión del Vapor = 2.0 kg/cm<sup>2</sup> $\lambda_{tv} = 516.0$  K Cal/Kg.

Temp. del Vapor = 133.2°C

 $q_{perdidas} = 1540$  K Cal/hora.Vacío 10<sup>m</sup> de Hg.

$m_1$	$t_1$	$t_2$	h	$q_T$	$q_R$	$\Delta T_m$	U	$Re \times 10^5$
13.05	87	86.	17	6733.8	5185.	46.3	698	2.22
13.05	87	86.8	17					
12.8	87	86.8	17					
13.2	88	87.6	15	7017.6	5469.8	45.4	752	2.10
13.6	88	87.6	15					
13.6	88	87.6	15					
13.6	87.5	87.2	13	7017.6	5469.8	45.85	745	2.05
13.6	"	"						
14.25	87.1	86.8	11					
13.6	87.1	86.	11					
13.6	87.1	86.	11	7017.6	5469.8	46.25	738	1.82
14.8	86.8	86.5	9					
14.4	86.8	86.5	9					
14.8	86.8	86.5	9	7636.8	6088.8	46.5	814.	1.65

ABLA No. 5.  
(C nti uaci6 ).

Presi6 del Vapor = 2.0 Kg/cm<sup>2</sup>

$\lambda_{tv}$  = 516.0 K Cal/hr.

Temp. del Vapor = 133.2°C.

$q_p$  = 1548 K Cal/hr.

Vacfo 10<sup>m</sup> de Hg.

$m_1$	$t_1$	$t_2$	h	$q_T$	$q_R$	$\Delta T_m$	U	Re x 10 <sup>5</sup>
13.2	87	86.8	7	6811.2	5263.2	46.3	708	1.44
13.5	87	86.8	7					
13.2	87	86.8	7					
13.2	88.5	88	5	6811.2	5263.2	45	730	1.24
13.2	88.5	88	5					
13.2	88.5	88	5					
13.6	86.5	86.3	3	7017.6	5469.6	46.8	729	0.94
13.6	86.5	86.3	3					
13.6	86.5	86.3	3					
12.8	88	88	0	6604.8	5056.8	45.2	698	
12.8	88	88	0					

TABLA No. 6.

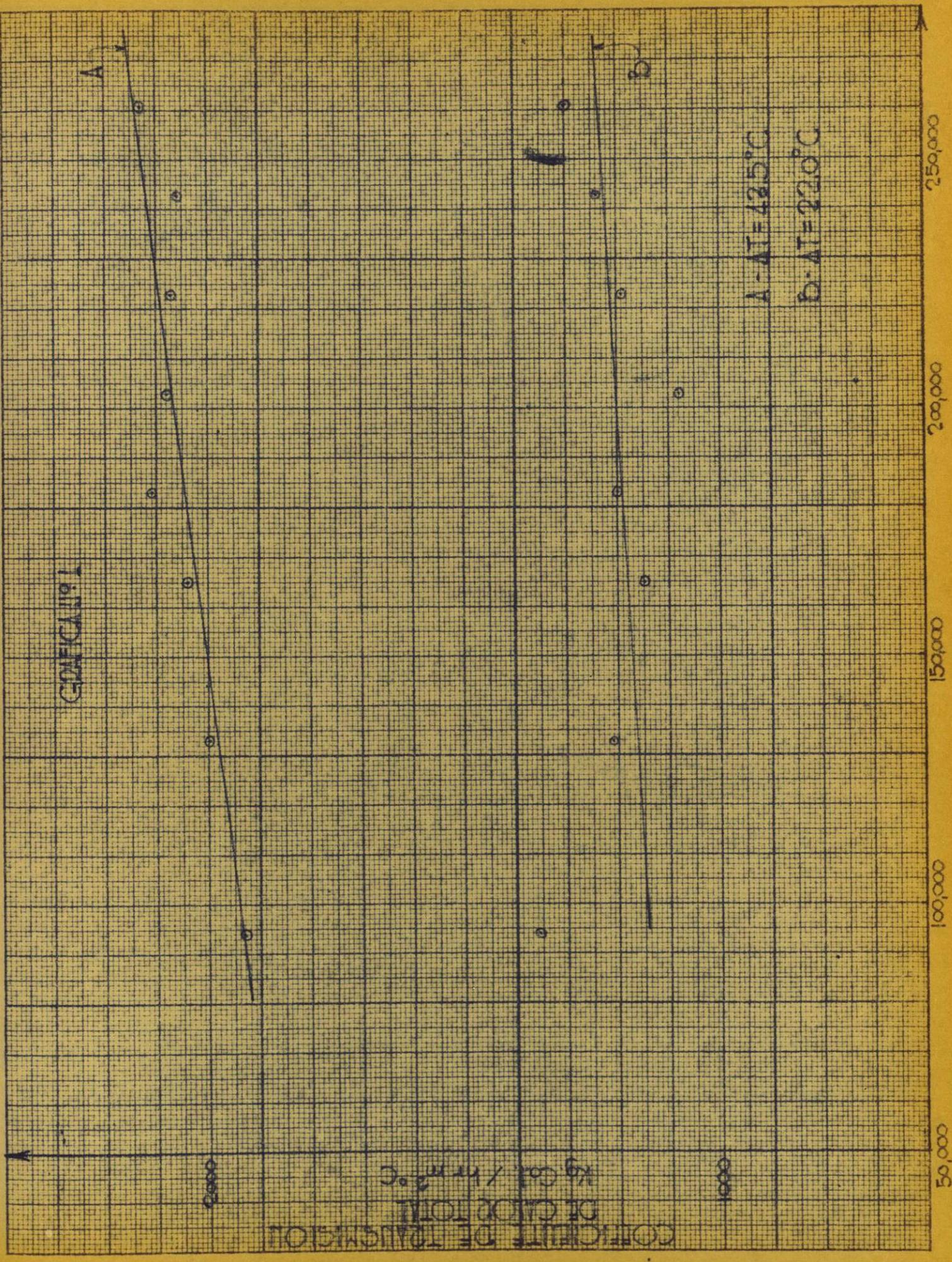
Presión del V por = 2.8 Kg/cm<sup>2</sup> $\lambda_{tv} = 512.5 \text{ K Cal/Kg.}$ 

Temp. del Vapor = 141.5°C

 $q_p = 2460.$ TRABAJANDO CON UN  
TUBO.

$m_1$	$m_2$	$t_2$	$t_1$	$h$	$\Delta T_m$	$q_T$	$q_R$	$U$	$Re \times 10^5$
23.2	16.8	99	98.2	8.0					
24.0	16.4	99	98.2	8.0					
23.2	16.4	99	98.2	8.0	43	11900	9440	5450	6.00
23.2	17.6	99	98.2	5.0					
24.8	17.6	99	98.2	5.0					
24.8	18.8	99	98.2	5.0	43	11250	8790	5080	4.99
22.4	16.8	99	98	3.0					
23.2	16.4	99	98	3.0					
22.4	16.4	99	98	3.0	43	11450	8990	5190	3.75
21.2	17.3	98.5	98	2.0	42.75	10450	7990	4640	3.00
21.6	17.2	"	98	2.0					
20.4	16.0	"	98	2.0					

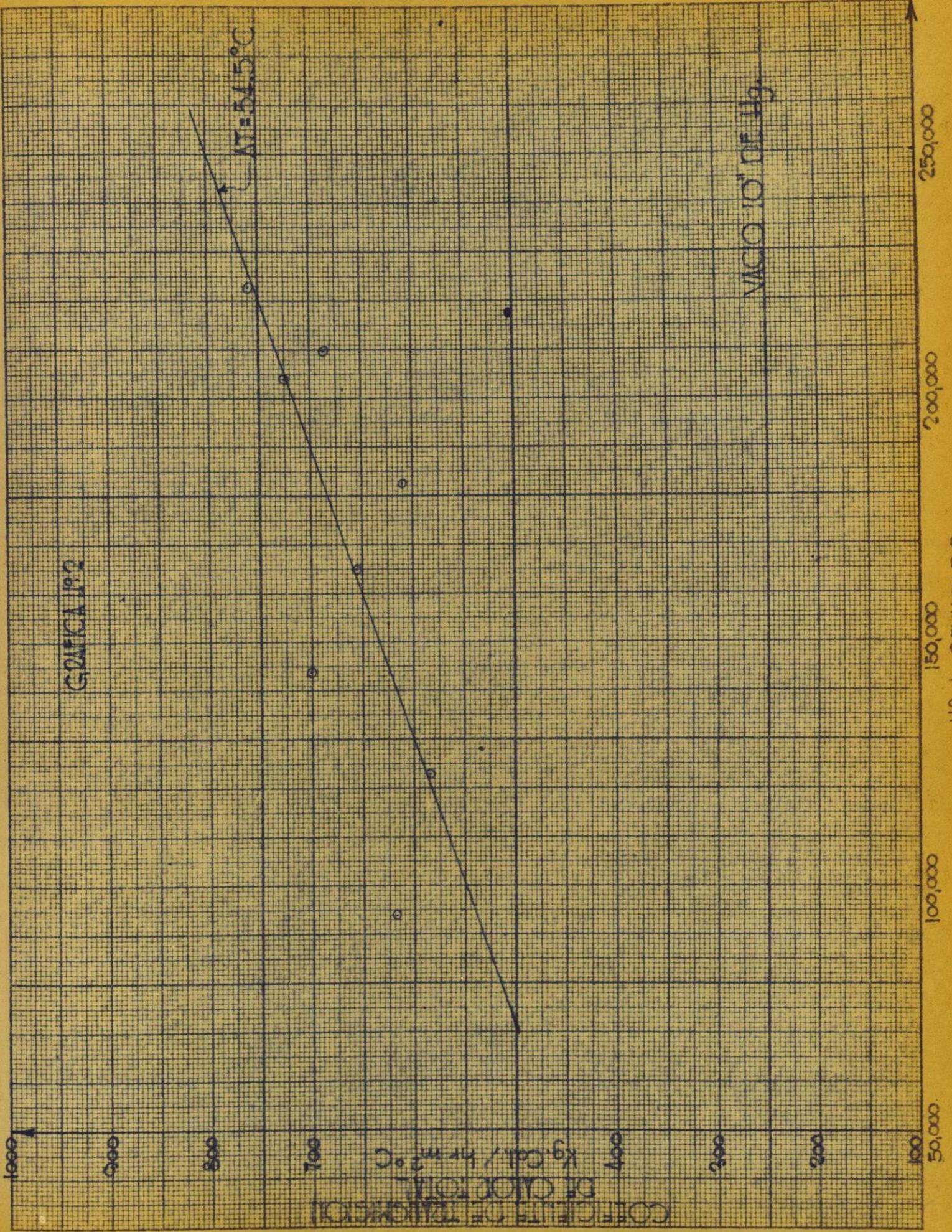
GRÁFICO N.º 1



COCIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR TOTAL  
kg Cal./hr m<sup>2</sup> °C

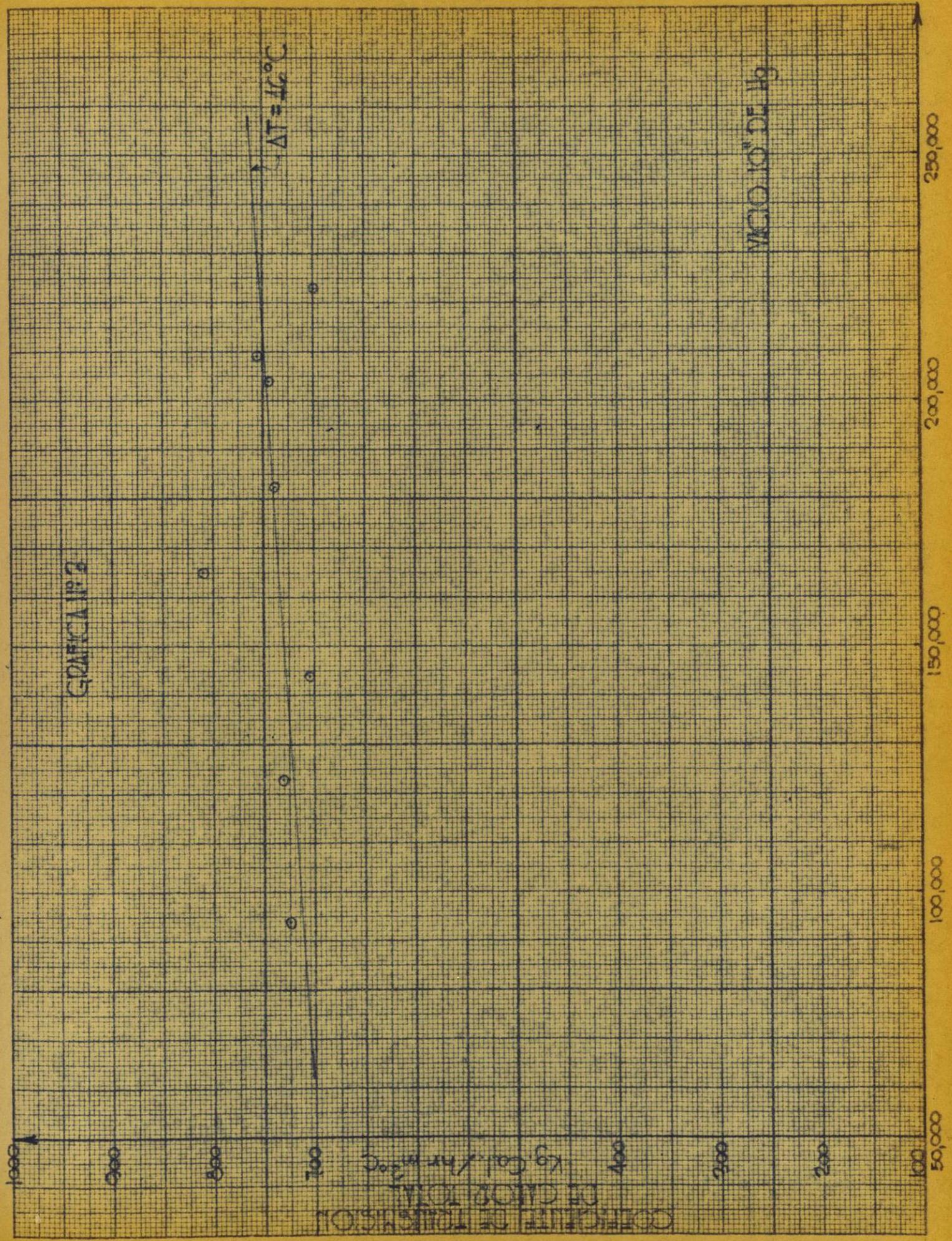
A - ΔT = 42.5°C  
B - ΔT = 22.0°C

Nº de REYNOLDS



GRÁFICA Nº 2

VICIO 10" DE Hg.



Nº de REYNOLDS

250,000

200,000

150,000

100,000

50,000

WALTON DE 16

GRÁFICA Nº 7

2000

PERDIDAS DE CALOR EN kg cal/hr

1000

0

0.5

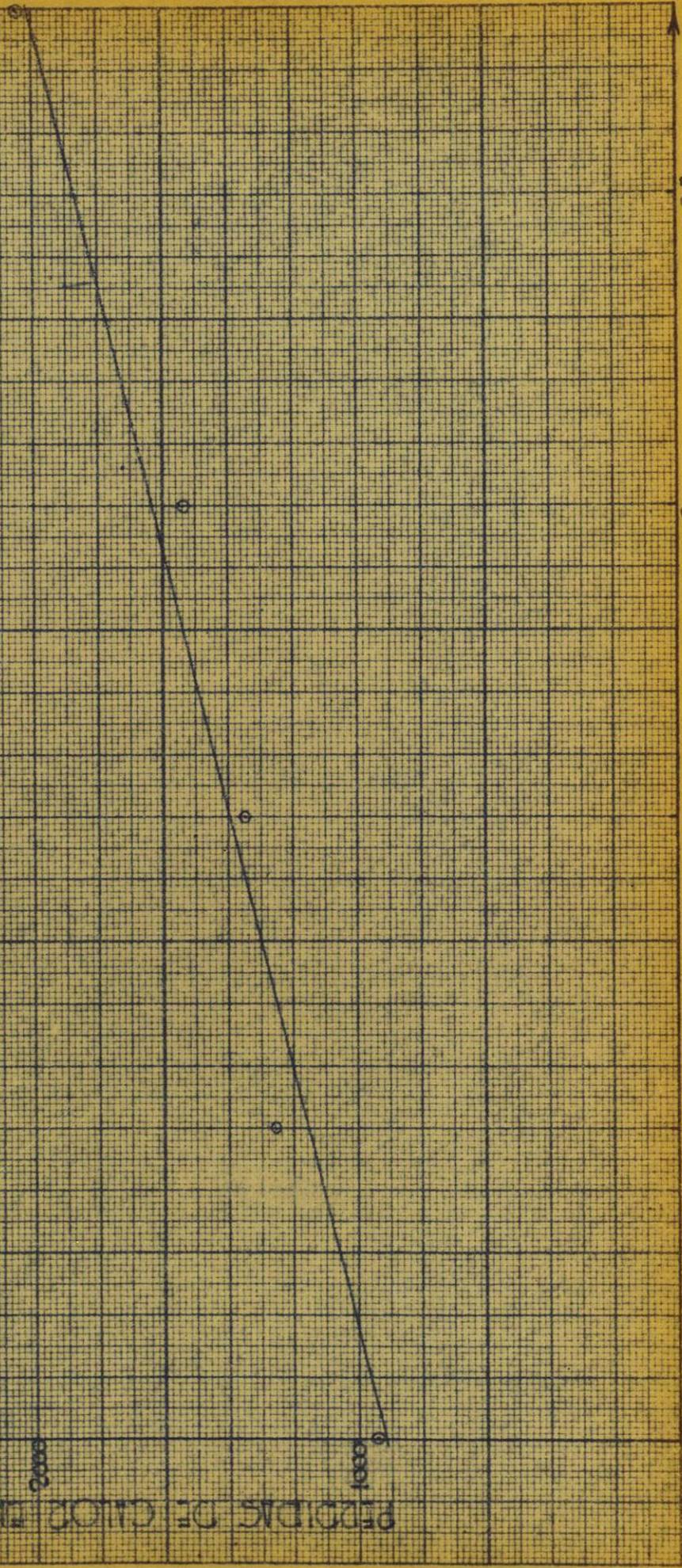
1.0

1.5

2.0

2.5

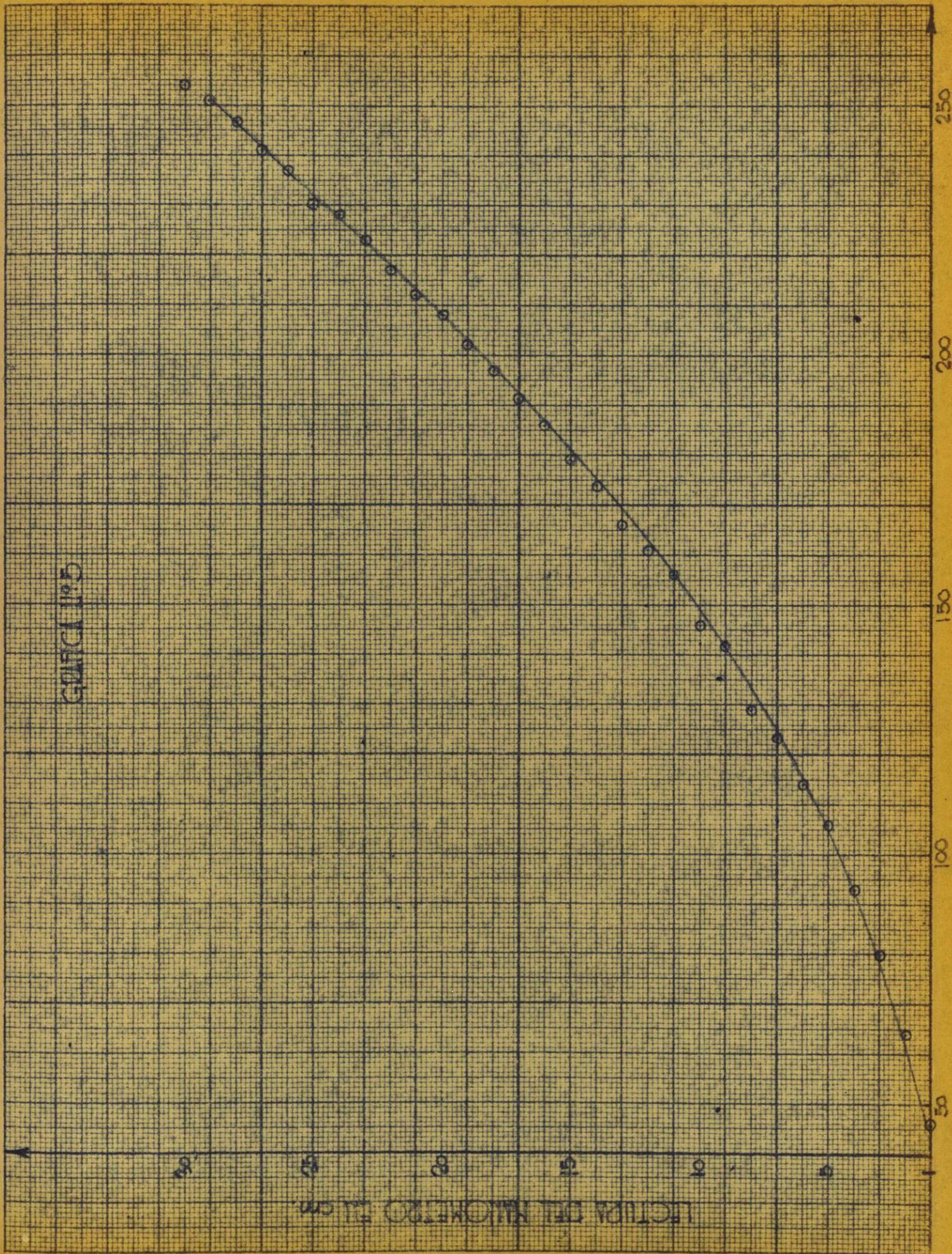
PRESIÓN DEL VAPOR EN  $\text{kg/cm}^2$  (manométricas)



GASOLINA Nº 5

LECTURA DEL MANOMETRO EN CM.

GASTO EN LITROS/MIN.

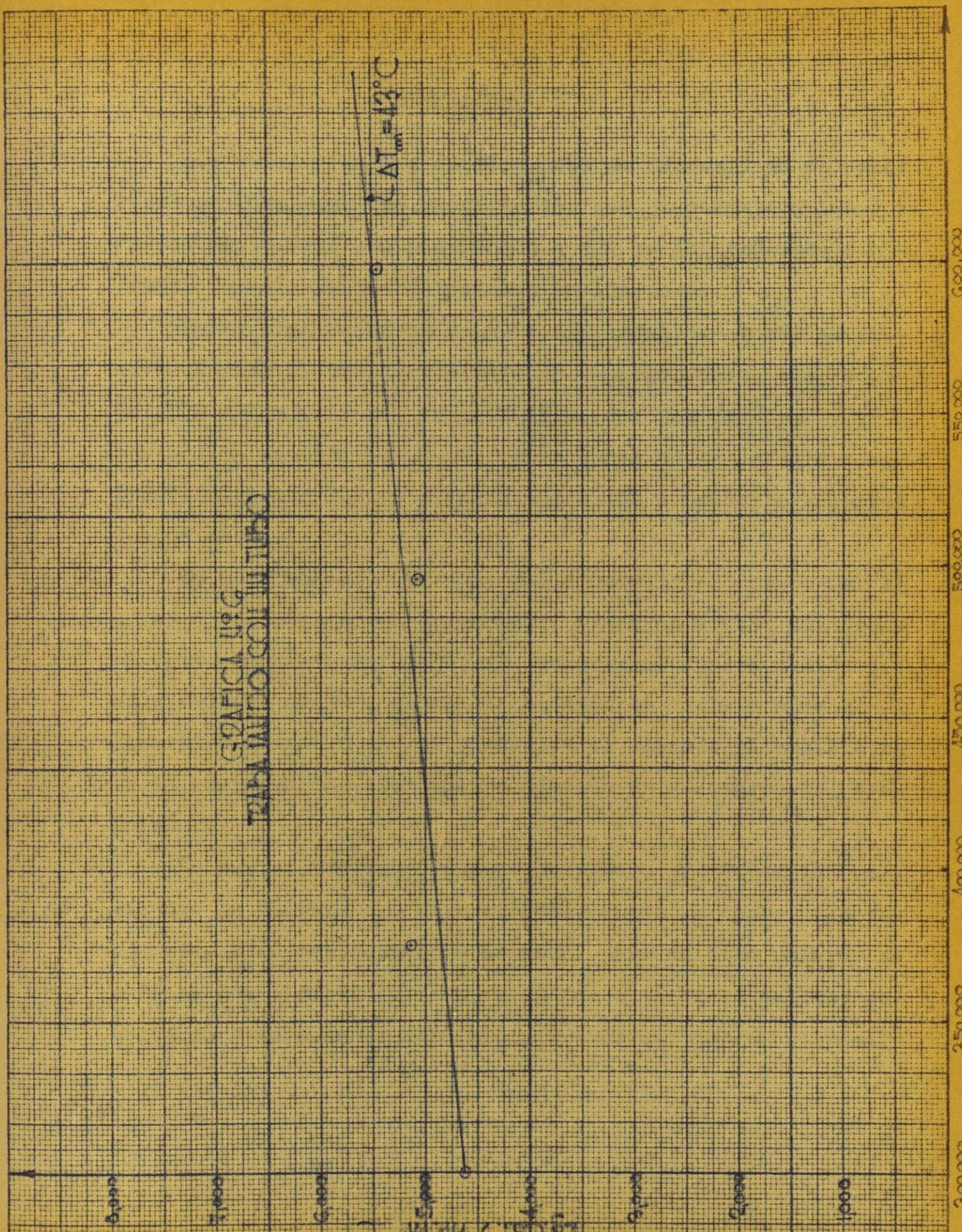


COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR TOTAL

$\text{Kcal/hrm}^2\text{C}$

GRAFICA N° 9  
TRABAJITO COL III TURBO

$\Delta T_{\text{med}} = 13^{\circ}\text{C}$



N° de REYNOLDS

300,000 350,000 400,000 450,000 500,000 550,000 600,000

1000 2000 3000 4000 5000 6000 7000 8000

## DISCUSION.

Los valores de los coeficientes de transmisión de calor resultaron un poco más bajos de los que se pensaba obtener y posiblemente ésto sea ocasionado a que se utilizó agua sin tratar formándose incrustaciones en los tubos.

No se pudo hacer un estudio más detallado donde se pudiera variar el vacío existente en el evaporador, pues como se dijo anteriormente, se utilizó un eyector de vapor y si variaba la presión del vapor proveniente de la caldera, era imposible poder controlar esta operación a un vacío superior de 10" de Hg.

Se notó que en el evaporador construido el nivel del líquido en el cuerpo del evaporador, tiene un efecto muy grande sobre la cantidad de líquido evaporado, pues a medida que el nivel del líquido sube, la cantidad de vapor producido disminuye debido a que se disminuye el espacio disponible para la evaporación flash que se efectúa en el cuerpo del evaporador.

Es muy conveniente, cuando se pone a funcionar la bomba, que la válvula que está colocada entre la bomba y la calandria, esté perfectamente cerrada, pues de otra manera, se origina una diferencia de presión muy alta en el medidor de orificio y se pasa el mercurio a través de todo el sistema.

## CONCLUSIONES.

Se trató de hacer un estudio de los coeficientes individuales de película a partir de los valores obtenidos de los coeficientes de transmisión de calor y después poder correlacionar los coeficientes individuales con la ecuación de Dittus y Boelter.

Al hacer la gráfica de  $\frac{1}{U}$  vs.  $\frac{1}{v^{0.8}}$  los valores del coeficiente de película del lado del vapor resultaron alrededor de 3000 BTU/hr ft<sup>2</sup> °F (14600 K Cal/hr mt<sup>2</sup> °C) y al sustituir dicho valor en la ecuación que relaciona el coeficiente de transmisión de calor total con los coeficientes individuales de película, el valor resultante del coeficiente de película líquida dió muy alto. Esto se debe a que ocurre un cambio de fase dentro de los tubos, o sea que hay evaporación y entonces el exponente al cual está elevada la velocidad no es 0.8.

El valor máximo de "U" = 5450 K Cal/hr mt<sup>2</sup> °C, se obtuvo trabajando con un solo tubo, con una presión del vapor suministrado a la calandria igual a 2.9 Kg/cm<sup>2</sup> (manométricos), y con una velocidad de circulación de 12.65 mts/seg.

De los resultados se ve que la capacidad máxima de evaporación fué de 28.4 Kg/hora, trabajando con 4 tubos, con una presión del vapor suministrado a la calandria de 2.8 kg/cm<sup>2</sup> y con una velocidad de circulación de 4.11 mts/seg.

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Badger, W. L. y C. C. Monrad. Ind. Eng. Chem., 22, 700 (1930).
- 2.- Badger, W. L. y G. M. Seavoy. "Heat Transfer and Crystallization", Sens n Evaporat r Co. (1945).
- 3.- Boartz, R. M., W. L. Badger y S. J. Meisenburg. Ind. - Eng. Ch ., 29, No. 8, 916, (1937).
- 4.- Boartz, R. M., W. L. Badger y S. J. Meisenbourg. Ind. - Eng. Chem., 29, No. 8, 916 a 917 (1937).
- 5.- Bliss, H. Chem. Eng., 54, 126 (1947).
- 6.- Brow , G. . et. al. "Unit Operations", 3 Ed. John - - Wiley & Sons, Inc., New York, 474-477 (1950).
- 7.- Céspedes, P. Tesis. Instituto Tecnológico y de Estu-- dios Sup riores de Monterrey. Enero de 1954.
- 8.- Coates, J. y W. L. Badger. C. A. 31, 6057<sup>6</sup> (1937).  
Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 32, 49-61 (1936).
- 9.- Coulson, J. M. y J. F. Richardson, "Chemical Engineering" Vol. II, Mc Graw-Hill Book Co., New York, 785 (1955).
- 10.- Fatica, N. y D. L. Katz. Chem. En . Process, 45, 661-74 (1949).
- 11.- Fragen, N. y W. L. Badger. Ind. Eng. Che ., 28, 534 - - (1934).
- 12.- G rber, F. J. y W. Licht. Ind. Eng. Chem., 3, 757 - - (1946).
- 13.- Kern, D. Q. "Pr cess e t Transfer" 1 Ed., Mc Graw-Hill Book C ., N w York, 4 5-407 (1950).

- 14.- Logan, L. A., Fring n y W. L. adger, In . Eng. Che ., 26, No. 10, 1044-1047 (1934).
- 15.- Mc Ada s, W. . "Heat Trans ission" 2 Ed., Mc Graw-Hill Book Co., New York, (1942).
- 16.- Perry, S. H. "Che ic l Engineers Ha dbook". 3 d., Mc raw-Hill Book Comp ny, Inc., ew York, (1950).
- 17.- Spink, L. I. "Principles nd Pr ctice of Flow M ter En- gi eering". 6 E ., The Foxb ro Comp ny, Mass., 67, -- (1943).
- 18.- Walker, W. H., W. Lewis, Mc Adams y E. Qilliland. "Prin ci les of Che ical Engi e rin ". 3 d., Mc Graw-Hill - Book Co. In ., New York, 379-3 1. (1937).

