

Tesis de Posgrado

Transferencia de materia en bancos de tubos

Nieva, Isabel Amalia

1980

Tesis presentada para obtener el grado de Doctor en Ciencias Químicas de la Universidad de Buenos Aires

Este documento forma parte de la colección de tesis doctorales y de maestría de la Biblioteca Central Dr. Luis Federico Leloir, disponible en digital.bl.fcen.uba.ar. Su utilización debe ser acompañada por la cita bibliográfica con reconocimiento de la fuente.

This document is part of the doctoral theses collection of the Central Library Dr. Luis Federico Leloir, available in digital.bl.fcen.uba.ar. It should be used accompanied by the corresponding citation acknowledging the source.

Cita tipo APA:

Nieva, Isabel Amalia. (1980). Transferencia de materia en bancos de tubos. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires.
http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1637_Nieva.pdf

Cita tipo Chicago:

Nieva, Isabel Amalia. "Transferencia de materia en bancos de tubos". Tesis de Doctor. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. 1980.
http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1637_Nieva.pdf

EXACTAS UBA

Facultad de Ciencias Exactas y Naturales



UBA

Universidad de Buenos Aires

UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES
FACULTAD DE CIENCIAS EXACTAS Y NATURALES
DEPARTAMENTO DE INDUSTRIAS

TRANSFERENCIA DE MATERIA EN BANCOS DE TUBOS

Tesis presentada por
ISABEL AMALIA NIEVA

PARA OPTAR AL TITULO DE DOCTOR EN QUIMICA
ORIENTACION QUIMICA INDUSTRIAL

Directora de tesis: Dra. URSULA BOHM

1980

1637
Ej: 2

A mi madre

A la memoria de mi padre

AGRADECIMIENTOS

A la Dra. Ursula Böhm por la dirección de este trabajo y el constante apoyo brindado sin el cual su realización no se hubiera concretado.

Al Lic. Mauricio Remorino, al Dr. Ruben Tonini y a la Lic. Liliana Coppola por su importante colaboración durante la construcción del equipo y el desarrollo experimental.

A la Universidad de Buenos Aires por brindar el lugar de trabajo.

A la Secretaría de Estado de Ciencia y Técnica por proveer parte de los fondos empleados en la realización del mismo.

Isabel Amalia Nieva.-

I N D I C E

	Pág
1.- OBJETO DEL TRABAJO	4
2.- PARTE EXPERIMENTAL	
2.1. Descripción de la técnica de medición.	6
2.2. Descripción del equipo.	8
2.3. Circuito eléctrico .	16
2.4. Mediciones realizadas con el tubo activo .	16
3.- TRANSFERENCIA DE MATERIA EN CILINDROS UNICOS	
3.1. Introducción .	19
3.2. Parte experimental.	
3.2.1. Curvas de polarización	21
3.2.2. Resultados	23
3.3. Comparación con otros trabajos.	27
3.4. Conclusiones.	32
4.- TRANSFERENCIA DE MATERIA EN SISTEMAS DE DOS CILINDROS NORMALES AL FLUJO ORDENADOS EN TANDEM	
4.1. Introducción.	33
4.2. Resultados experimentales.	34
4.3. Comparación con el tubo único.	34
4.4. Conclusiones.	42
5.- TRANSFERENCIA DE MATERIA EN CILINDROS ORDENADOS VERTICALMENTE	
5.1. Introducción.	43
5.2. Resultados experimentales	44

5.3. Conclusiones	Pág. 54
6.- TRANSFERENCIA DE MATERIA EN CILINDROS ORDENADOS HORIZONTALMENTE	
6.1. Introducción.	55
6.2. Resultados experimentales.	56
6.3. Conclusiones.	63
7.- TRANSFERENCIA DE MATERIA EN BANCOS DE TUBOS	
7.1. Introducción.	64
7.2. Resultados experimentales.	65
7.2.1. Transferencia de materia global.	66
7.2.2. Transferencia de materia local.	71
7.3. Comparación con un modelo teórico.	83
7.4. Comparación con geometrías más sencillas.	87
7.4.1. Igual velocidad superficial.	87
7.4.2. Igual velocidad intersticial.	95
8.- CONCLUSIONES	99
9.- APENDICE	101
10.- BIBLIOGRAFIA	142
11.- NOMENCLATURA	144

1. OBJETO DEL TRABAJO

La finalidad de este trabajo es la determinación de los coeficientes de transferencia de materia local y global en bancos de tubos, formados por cilindros alineados normales al flujo, en régimen de transición.

Para proveer las bases para un mejor entendimiento del fenómeno de transferencia en un banco de tubos, que es un sistema de geometría compleja, previamente se estudió el comportamiento de los siguientes sistemas, relativamente más simples:

- tubo único,
- sistema formado por dos cilindros ordenados en tándem,
- sistemas de cilindros en línea,
- sistema de cilindros ordenados horizontalmente.

El interés de obtener abundante información experimental reside en que, debido a la complejidad geométrica presentada por el banco de tubos, no resulta sencillo plantear un modelo matemático que prediga su comportamiento, especialmente en lo que se refiere a perfiles de transferencia local.

Además, dada la analogía existente entre los fenómenos de transferencia de materia y de calor, y teniendo en cuenta que los sistemas de intercambio calórico más comunes son de tipo casco y tubos, y que los mismos operan frecuentemente en régimen de transición, la determinación de los coeficientes de transferencia de materia resulta útil para conocer el comportamiento de los intercambiadores y poder lograr diseños adecuados.

2. PARTE EXPERIMENTAL

2.1. DESCRIPCIÓN DE LA TÉCNICA DE MEDICIÓN.

Se empleó la técnica electroquímica para la medición del flujo de materia.

El electrolito es una solución diluida aproximadamente equimolar de ferri-ferrocianuro de potasio (de 0,5 a $1,5 \cdot 10^{-3} M$) en un electrolito fuerte (0,5 N en hidróxido de sodio), que actúa como un vehículo de baja resistencia para el flujo de corriente.

En la tabla I se dan las propiedades físicas de la solución empleada.

Las mediciones se hicieron en la región de las curvas corriente-potencial donde se verifica que

$$\frac{\partial i}{\partial E} = 0$$

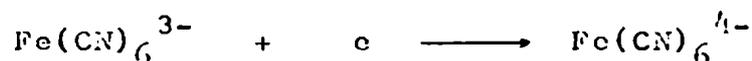
La intensidad de corriente que circula en estas condiciones se denomina "intensidad límite".

En este caso, la velocidad global de transferencia de materia está limitada por la velocidad con que los iones difunden al electrodo. Se puede considerar que la velocidad de reacción es prácticamente infinita, por lo tanto la concentración de los iones sobre el electrodo será aproximadamente igual a cero, y se dice que el electrodo está polarizado.

=====
TABLA 1. Propiedades de la solución electrolítica empleada.

Concentración de ferricianuro	0,0005-0,0015 N
Concentración de ferrocianuro	aprox. 0,0015 N
Concentración de hidróxido de sodio	0,5 N
Densidad a 20°C	1,025 gr/cm ³
Densidad a 25°C	1,023 gr/cm ³
Densidad a 30°C	1,022 gr/cm ³
Viscosidad a 20°C	1,089 cP
Viscosidad a 25°C	0,965 cP
Viscosidad a 30°C	0,868 cP
Difusividad del ión ferricianuro a 20°C	6,35.10 ⁻⁶ cm ² /s
Difusividad del ión ferricianuro a 25°C	7,72.10 ⁻⁶ cm ² /s
Difusividad del ión ferricianuro a 30°C	8,73.10 ⁻⁶ cm ² /s

=====
La reacción llevada a cabo sobre la superficie catódica es la reducción del ión ferricianuro:



Sobre el área anódica ocurre la reacción inversa, manteniéndose constante la concentración del ión ferricianuro en el seno de la solución.

En el presente trabajo se emplearon electrodos de níquel, presentando el ánodo un área varias veces superior a

la del cátodo, de tal forma que se produce polarización catódica.

La velocidad de transferencia de materia controlada por el proceso difusivo está dada por:

$$N = \frac{I}{n F} (1 - t) = k (C_o - C_i)$$

Debido a la presencia del electrolito soporte, el flujo por migración de los iones que intervienen en la reacción es despreciable y t resulta mucho menor que 1; por lo tanto, trabajando en condiciones de corriente límite, o sea C_i aproximadamente igual a cero, el coeficiente de transferencia de materia puede ser calculado a partir de la siguiente expresión:

$$k = \frac{I}{n F C_o}$$

Para evitar posibles interferencias en la medición, debido a la presencia de oxígeno disuelto, la solución electrolítica se satura con nitrógeno.

La concentración de la solución se determina en cada corrida por titulación amperométrica.

2.2. DESCRIPCION DEL EQUIPO

La figura 1 muestra el equipo empleado. Consta sustancialmente de una columna (A), un sistema termostático (E) y el sistema de circulación de fluidos.

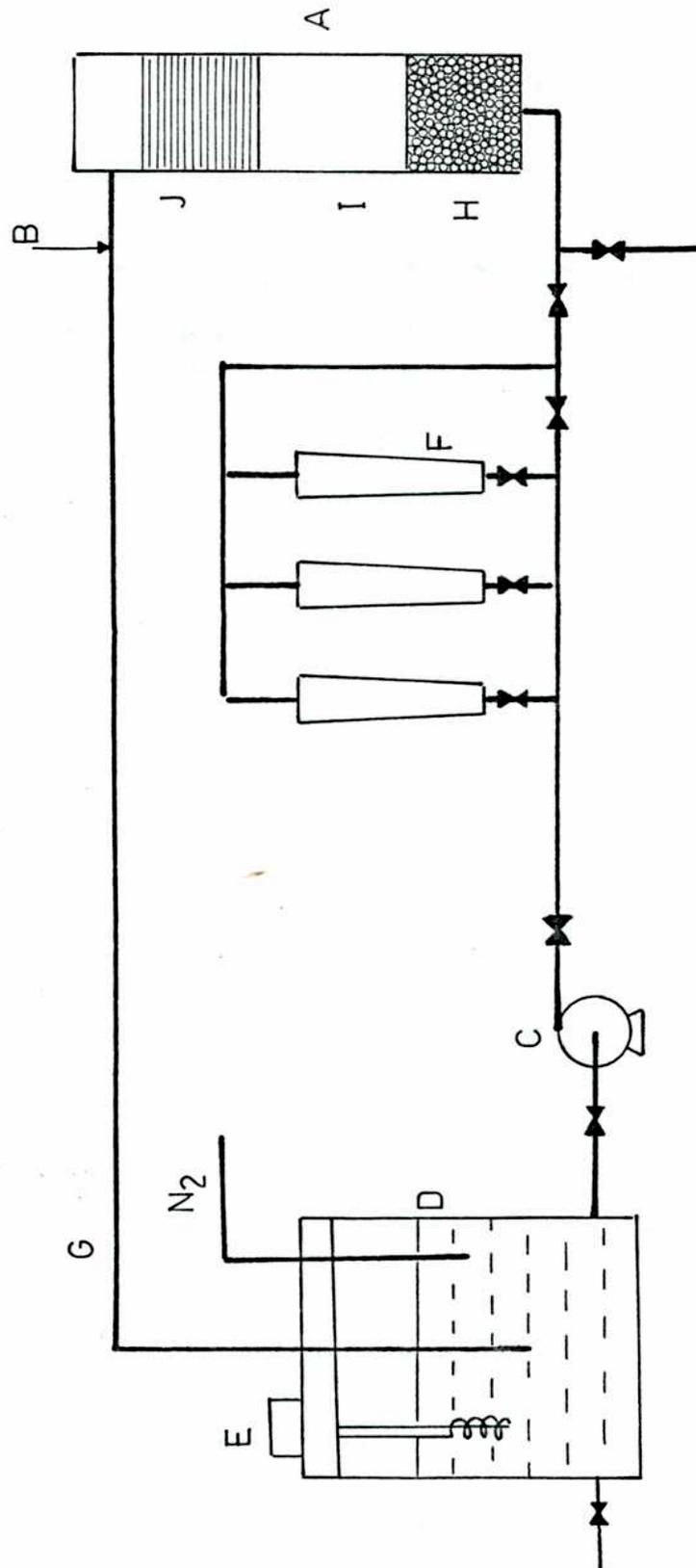


Figura 1. Esquema del equipo experimental.-

2.2.1. El sistema de circulación consta de:

- Un sistema de cañerías (G) de 19 mm de diámetro interno. Los caños y accesorios (válvulas, codos, uniones, etc.) son de PVC.
- Un recipiente de polietileno (D) de 30 litros de capacidad que se emplea como tanque de almacenamiento. Posee una entrada para burbujeo de nitrógeno y un sistema termostático que mantiene la temperatura dentro de un rango de $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$.
- Un sistema para impulsar el fluido (C) a través del equipo que alternativamente puede ser: (i) una bomba centrífuga marca EGIA, construida en PVC, con motor de 1 HP, capaz de impulsar 5500 litros por hora, o (ii) una bomba plástica SALCO Flexiliner, con un motor de 1/3 HP, que da un caudal de 600 litros por hora.
- Tres rotámetros (B), dos marca Bruno Schillig, modelos S/40 y 1075 L respectivamente, y el tercero marca Fischer & Porter modelo 10 A 1027; las partes que se encuentran en contacto con la solución son de vidrio y acero inoxidable.

2.2.2. La columna (A), de sección rectangular, donde se realiza el estudio de transferencia de materia, fue construida en acrílico de 1,5 cm de espesor y actúa como soporte de las distintas partes que se colocan dentro de ella. Las dimensiones de la misma se detallan en la Tabla 2.

Dentro de la columna se colocan las siguientes partes:

- Bolitas de vidrio de 0,5 cm de diámetro, que constituyen la zona de estabilización y calma de flujo (II).
- Un banco de tubos, uno de los cuales contiene el cátodo, ubicado en la región (I).
- El ánodo que ocupa el sector (J) de la columna. El mismo está formado por mallas de bronce níquelado de una superficie aproximada de 570 cm^2 , que asegura un gran exceso de área anódica respecto a la del cátodo. La conexión al circuito externo sale por la parte superior de la columna.

=====

TABLA 2. Dimensiones de la columna.

altura total	62,5 cm
ancho	15,15cm
largo	10,3 cm
sección transversal	$156,04 \text{ cm}^2$
altura de la zona de calma	22 cm
altura de la zona de prueba	20 cm

=====

2.2.3. El banco de tubos se muestra en la figura 2. Está formado por:

- Dos placas de acrílico de 1 cm de espesor (A) que permiten el montaje de los tubos.
- Tubos construidos de acrílico (B), de sección circular, que pueden distribuirse en distintos arreglos.
- Un tubo activo, elemento de medición, ubicado en la región (C).

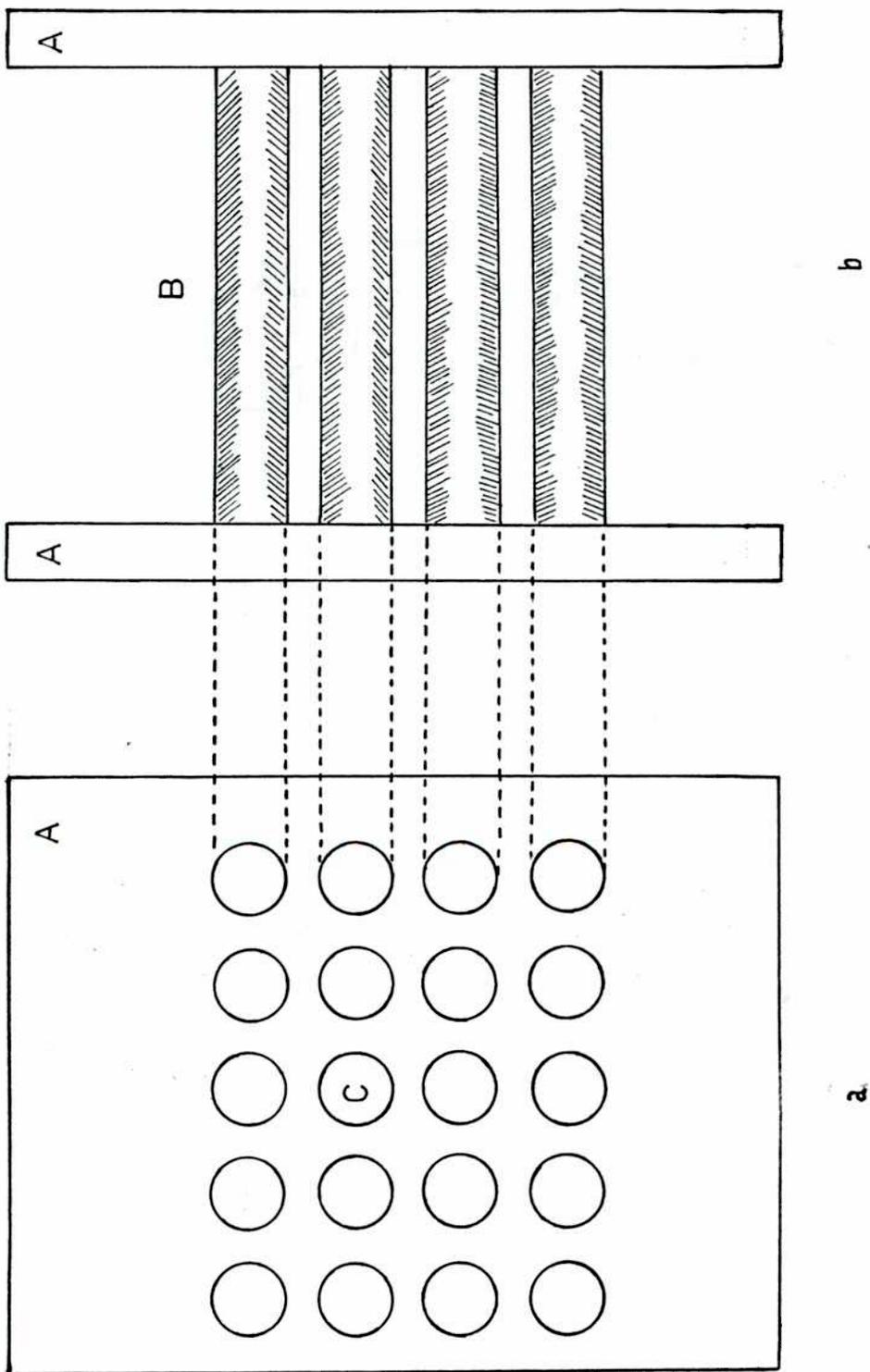


Figura 2. Esquema del banco de tubos. (a) Vistá frontal. (b) Vista lateral.-

El sistema de montaje permitió el estudio de los siguientes ordenamientos:

- Tubo único, activo.
- Sistema de dos tubos en tándem, uno inerte y otro activo, a distintos espaciados.
- Sistema de más de dos tubos ordenados verticalmente, hasta un máximo de ocho cilindros.
- Sistemas de varios tubos ordenados horizontalmente, con distinto espaciado; tubo central activo.
- Banco de tubos, dispuestos en arreglos cuadrados según se detalla en la Tabla 3.

En todos los casos el flujo de fluido es normal al eje de los cilindros.

2.2.4. Los detalles constructivos así como las dimensiones del elemento de medición, (en adelante también llamado "tubo activo"), se muestran en la figura 3. Tiene las mismas características geométricas que los tubos inertes del banco, pero atraviesa la placa sostén y cara anterior de la columna, lo que permite la rotación sobre su eje desde el exterior. La parte central, un cilindro hueco de bronce niquelado, actúa como cátodo de la celda electroquímica y sirve para determinar velocidades globales de transferencia de materia.

Para realizar mediciones locales, se ha insertado a lo largo de la generatriz del cilindro, una delgada lámina, aislada eléctricamente del resto del electrodo. Un fiel solidario con el cilindro señala la posición angular de la laminita y permite la medición de la misma so-

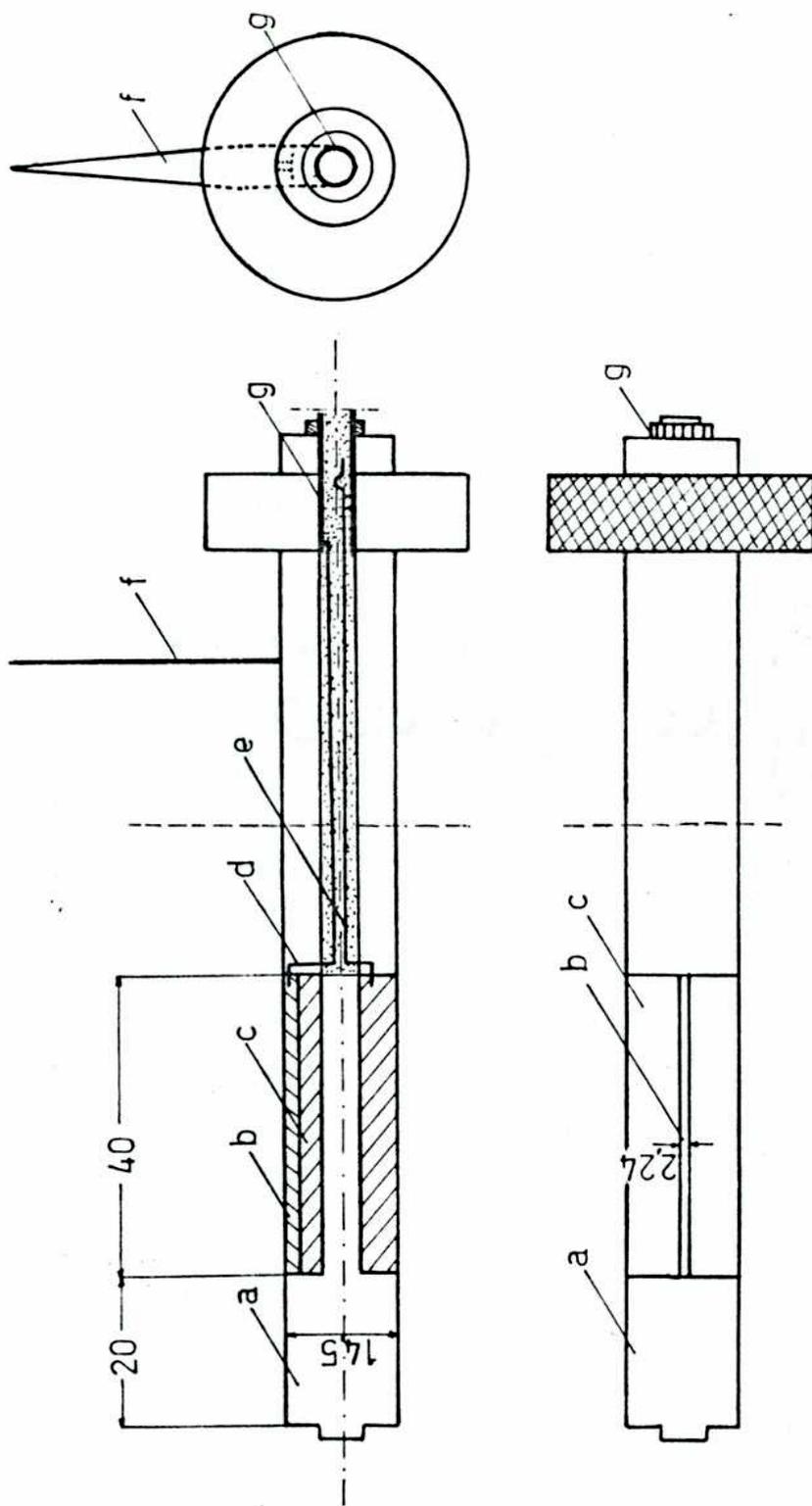


Figura 3. Cilindro activo. (a) Terminal de acrílico. (b) Banda longitudinalmente eléctricamente aislada. (c) Cilindro hueco de bronce níquelado. (d) Conexión eléctrica de (b). (e) Conexión eléctrica de (c). (f) Fil^o (g) Sistema jack.

$A = 0,8910 \text{ cm}^2$ $A_t = 10,21 \text{ cm}^2$

bre un transportador colocado en la cara anterior de la columna.

Los cables que conectan ambas partes del cátodo al circuito eléctrico, salen por el conducto axial del cilindro.

=====

TABLA 3. Dimensiones del banco de tubos.

Ancho (cm)	15,15	15,15	15,15	10,75
Largo (cm)	8,0	8,0	8,0	8,0
Número total de tubos	72	49	20	12
Número de tubos por hilera	9	7	4	4
Número de tubos por fila	8	7	5	3
Paso (cm) ⁺	1,7	2,2	3,4	4,4
Sección libre máxima (cm ²)	116,8	116,8	116,8	81,6
Sección libre mínima (cm ²)	15,6	35,6	58,8	46,8
Porosidad	0,389	0,634	0,847	0,908

=====

+ Paso = Separación entre los centros de dos cilindros consecutivos.

=====

2.3. CIRCUITO ELECTRICO.

La figura 4 muestra el esquema del circuito eléctrico empleado; consta de las siguientes partes:

- (A) Fuente de corriente continua estabilizada, marca FARNELL L30C, que permite aplicar una diferencia de potencial constante.
- (B) Registrador marca BAUSCH & LOMB, modelo VOM 6 E, que permite determinar si el proceso alcanzó el estado estacionario y observar las fluctuaciones que sufre la intensidad de corriente.
- (C) Voltímetro a válvula, marca FARNELL, tipo TM 39 para medir el potencial aplicado.
- (D) Miliamperímetro a válvula, marca KIPP & ZONEN con rangos de 0 a $5 \cdot 10^4$ Amperes.

Se midieron intensidades catódicas. Un sistema de conectores "plug y jack" permite medir la intensidad de corriente en ambas partes del cátodo simultáneamente o en cualquiera de ellos individualmente.

2.4. MEDICIONES REALIZADAS CON EL TUBO ACTIVO.

La construcción del tubo activo permite realizar las siguientes mediciones:

- a) Medición de la intensidad límite correspondiente al manto total, que permite calcular el coeficiente de transferencia global, para cada caudal de solución electrolítica.

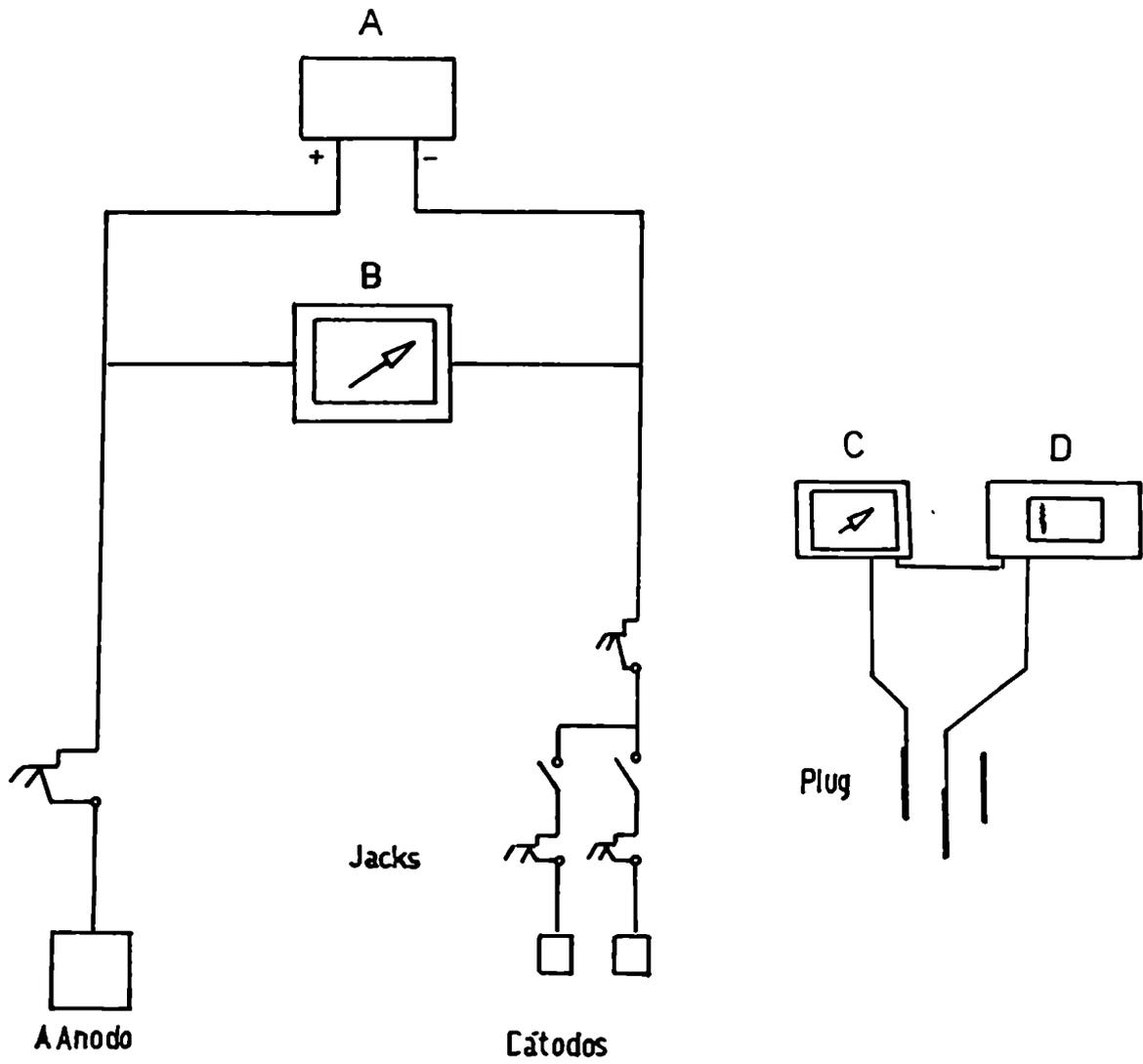


Figura 4. Circuito eléctrico.-

- b) Determinación de la intensidad límite correspondiente a la sonda cuando el resto del manto también transfiere. Para un determinado valor de caudal de solución y diferentes posiciones angulares, se puede evaluar la distribución de transferencia local.

3. TRANSFERENCIA DE MATERIA EN CILINDROS UNICOS

3.1. INTRODUCCION.

Con el propósito de probar el funcionamiento del equipo experimental por comparación con resultados teóricos y experimentales de otros autores, así como también obtener resultados en un rango de trabajo poco estudiado experimentalmente, se determinaron la distribución de transferencia de materia local y la transferencia global en un cilindro único a números de Reynolds intermedios.

De los numerosos trabajos teóricos encontrados en la bibliografía, la mayoría corresponde a la región de flujo reptante, siendo escasos los estudios que buscaron solución de las ecuaciones de balance de materia en la zona aquí investigada.

LeClair y Hamielec (1) resolvieron la ecuación para estado estacionario, flujo viscoso e incompresible, y suponiendo capa límite delgada; llegaron a una expresión que da el número de Sherwood local en función de la vorticidad. Llama la atención que según esta expresión el número de Sherwood se anula para una determinada posición angular; esto se debe a que los perfiles de vorticidad se obtuvieron por resolución numérica de las ecuaciones de Navier-Stokes. Como en la región de flujo invertido la vorticidad resultaba negativa, aparecían términos imaginarios en las ecuaciones correspondientes a Sherwood global y local. Para evitarlo los autores tratan esta región como de

Flujo directa, suponiendo que "líquido fresco" llega al cilindro por el punto de estancamiento posterior y la posición angular se mide desde allí. Como consecuencia resulta una posición en que la transferencia es nula.

Sucker y Drauer (2) integran la ecuación de balance de materia numéricamente, utilizando los perfiles de velocidad que surgen de la integración de la ecuación de Navier-Stokes. Obtienen así resultados que difieren considerablemente de los calculados por LeClair y Hamielec para la zona de desprendimiento y zona posterior del cilindro.

Eckert y Soehngen (3) investigaron experimentalmente la distribución de la transferencia de calor alrededor de cilindros normales al flujo a $20 < Re < 500$, mediante técnicas interferométricas. A partir de perfiles de temperatura alrededor de cilindros sólidos de cobre calentados en una corriente de aire, obtuvieron la distribución de coeficientes de transferencia de calor, los cuales ajustan bien con los resultados teóricos obtenidos por los investigadores antes mencionados.

Grassmann et al. (4) emplearon la técnica electroquímica en la obtención de los coeficientes de transferencia de masa en cilindros únicos, para números de Reynolds desde 500 hasta 12000. El sistema electroquímico utilizado tiene características similares a las del presente trabajo.

Cano y Böhm (5), Dobry y Finn (6) y Vogtländer y Bakker (7) obtuvieron resultados experimentales de transferencia de materia global mediante el empleo de técnicas electroquímicas pero fuera del rango de números de Reynolds aquí investigado (los resultados corresponden a $Re < 100$) .

Finalmente McAdams (8) resumió gran número de trabajos experimentales, que habían medido coeficientes de transferencia calórica a un solo cilindro calentado eléctricamente o con vapor en flujo normal de aire.

3.2. PARTE EXPERIMENTAL.

3.2.1. Curvas de polarización.

Para asegurar que se trabaja en condiciones de intensidad límite se determinaron las curvas de polarización correspondientes.

En las figuras 5 y 6 se muestran las curvas de intensidad de corriente versus potencial para el manto total y la sonda respectivamente, a distintos caudales que cubren el rango de trabajo. A partir de las mismas se determinó el potencial a aplicar en las sucesivas experiencias.

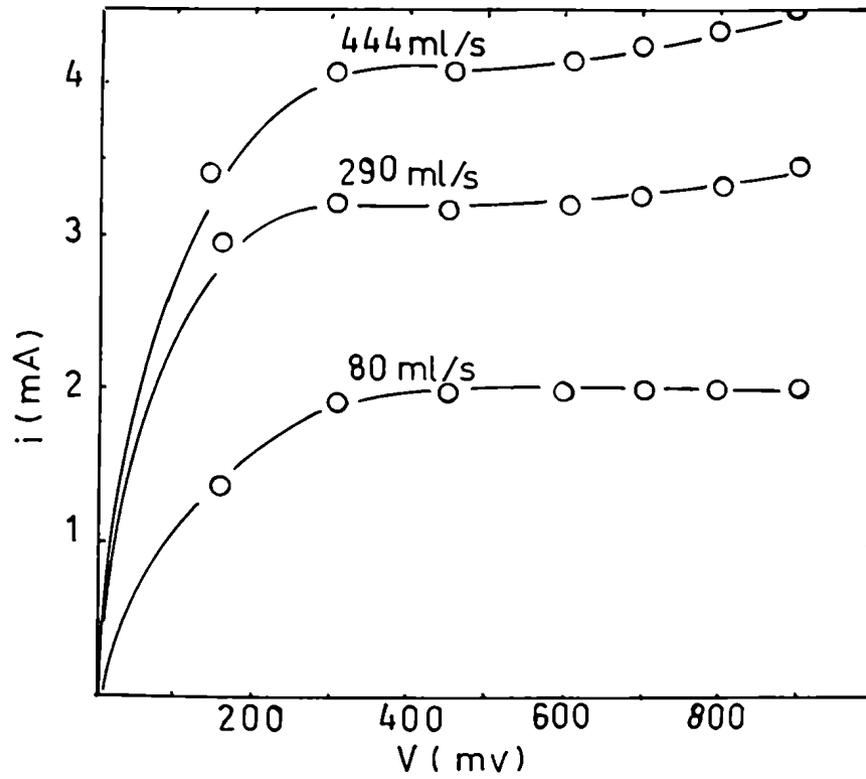


Figura 5. Curvas de polarización (manto total)

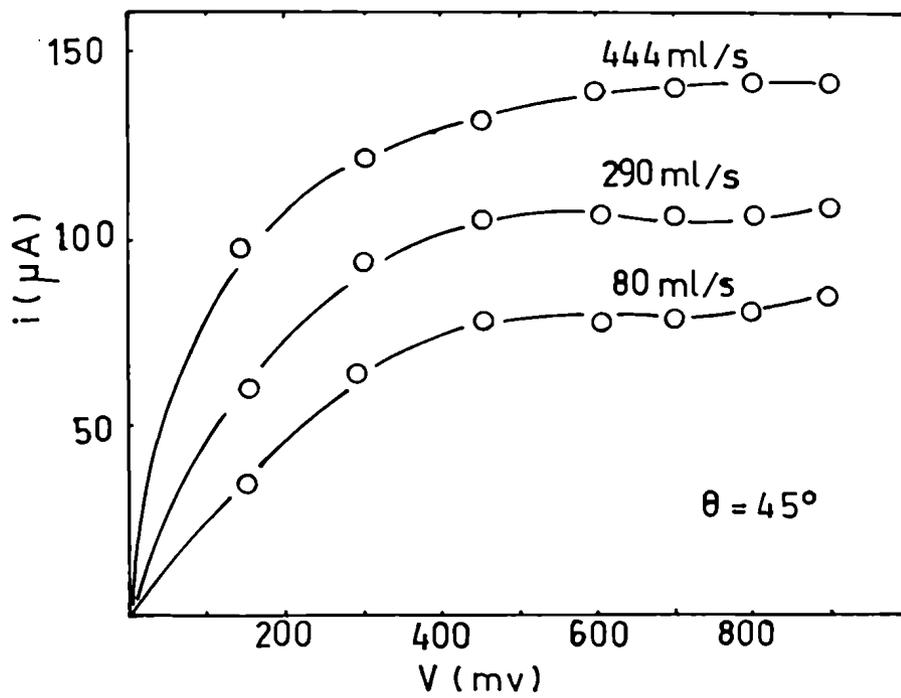


Figura 6. Curvas de polarización (sonda elemental, $\theta = 45^\circ$).-

3.2.5 Resultados

Los resultados de transferencia de materia global desde un cilindro fúneo, obtenidos a partir de las densidades de corriente límite medidas para los distintos caudales de fluido que cubren un rango de 52 a 50% cm^3/s , fueron correlacionados en términos del factor j versus el número de Reynolds, y se muestran en la figura 7.

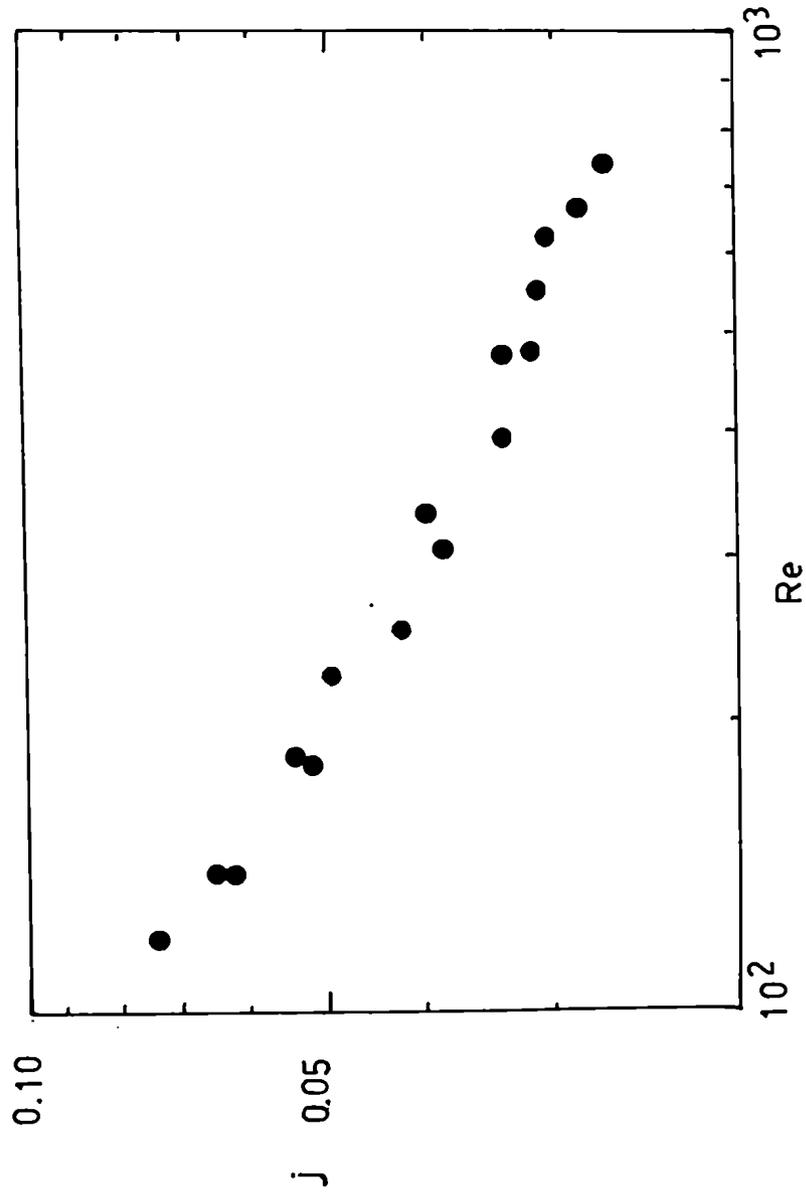


Figura 7. transferencia de materia global en un cilindro circular con flujo normal a su eje.

La figura 6 presenta la distribución del número de Sherwood local a varios números de Reynolds. Como era de esperar, la velocidad de transferencia de materia es máxima en el punto de estancamiento anterior. La transferencia local disminuye debido a la formación de la capa límite y alcanza un mínimo en la zona en que se produce la separación del flujo. Esta zona se desplaza hacia la parte anterior cuando el número de Reynolds aumenta, en coincidencia con lo encontrado por otros autores (Dennis y Chang (9), Takami y Keller (10), Son y Hanratty (11)). Después del punto de separación los vórtices que alternativamente se separan del cilindro mejoran la transferencia de materia nuevamente.

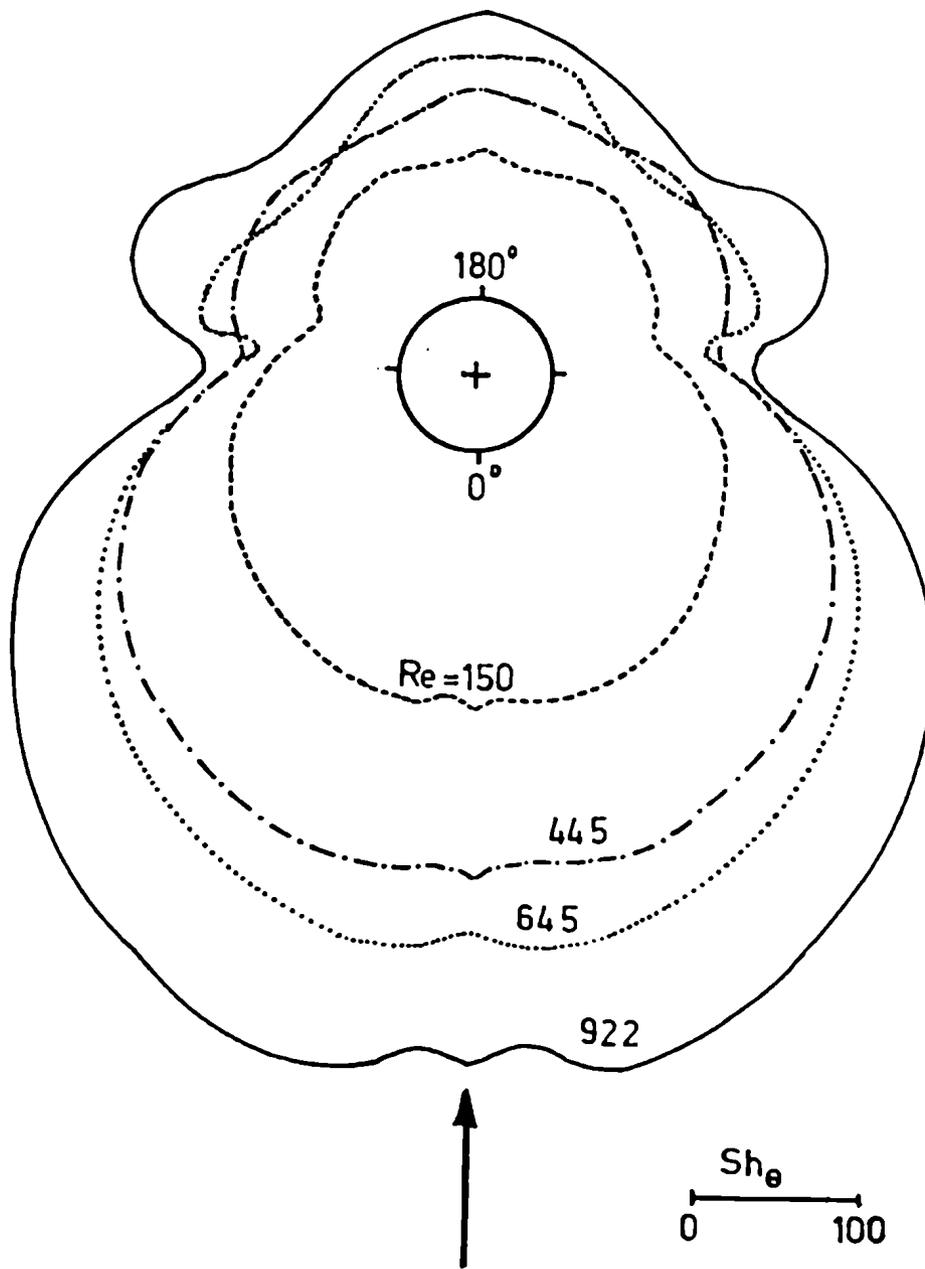


Figura 8. Número de Sherwood local alrededor de un cilindro a diferentes números de Reynolds.

3.3. COMPARACION CON OTROS TRABAJOS.

Como se ha mencionado, estas determinaciones tenían por finalidad verificar el funcionamiento del equipo. A tal efecto se compararon, en las figuras 9, 10, 11 y 12 los resultados obtenidos con los hallados por otros autores.

En la figura 9 se comparan los resultados de la transferencia de materia global con los resultados teóricos obtenidos por LeClair y Hamielec (1) y por Sucker y Brauer (2), y con la correlación empírica encontrada por Grassmann et al. (4), obteniéndose un ajuste satisfactorio.

Los perfiles de transferencia de masa local, graficados como $Sh_{\theta}/Sc^{1/3}$ versus el ángulo θ medido desde el punto de estancamiento anterior, están representados en las figuras 10 y 11 para $Re = 100$ y $Re = 500$ respectivamente. Como era de esperar en ningún caso la transferencia se anula. Se encontraron diferencias apreciables con los resultados de los modelos teóricos a número de Reynolds menor, mientras que presentan un ajuste satisfactorio a $Re = 500$ tanto con el modelo teórico como con los resultados experimentales de Grassmann et al.

En la figura 12 se muestra la variación de la transferencia de materia local en el punto de estancamiento anterior con el número de Reynolds. Como se puede observar los valores experimentales se ubican sobre la recta que corresponde a la correlación dada por Goldstein (12). En la misma se han incluido los resultados obtenidos por los autores anteriormente mencionados.

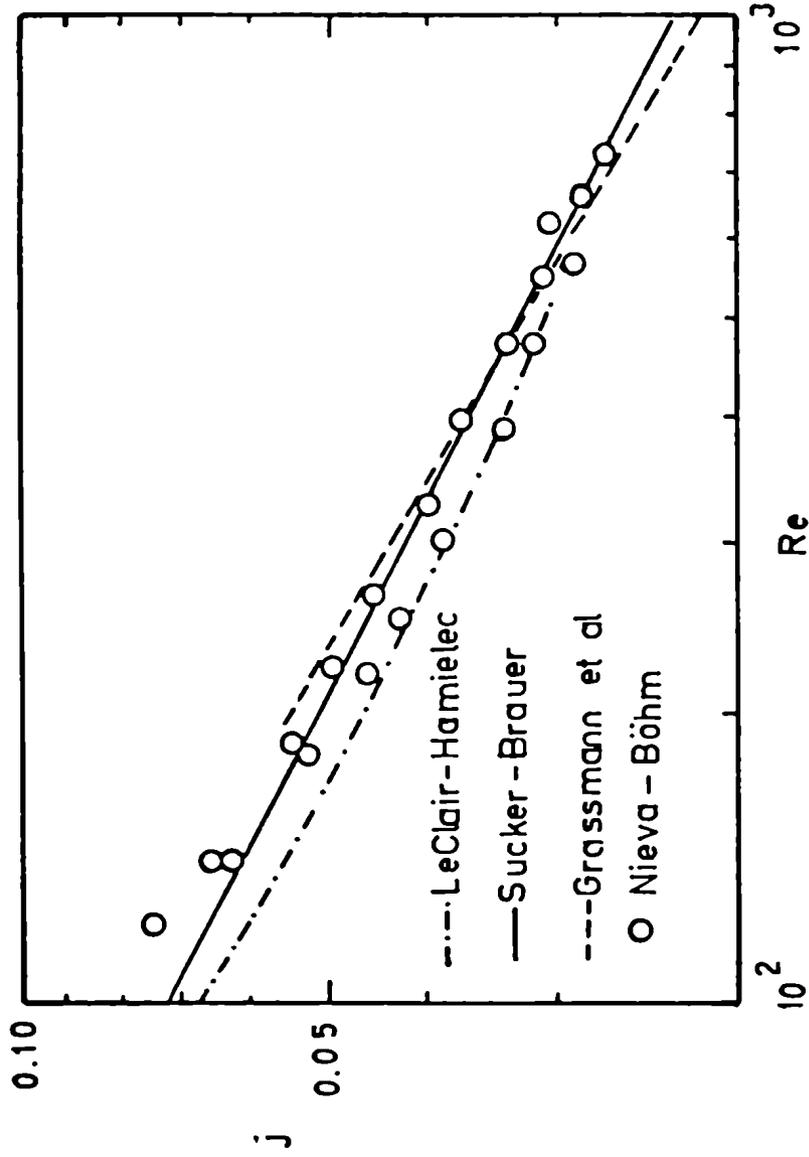


Figura 9. Transferencia de materia global hacia un cilindro circular con flujo normal a su eje. Comparación con otros trabajos.

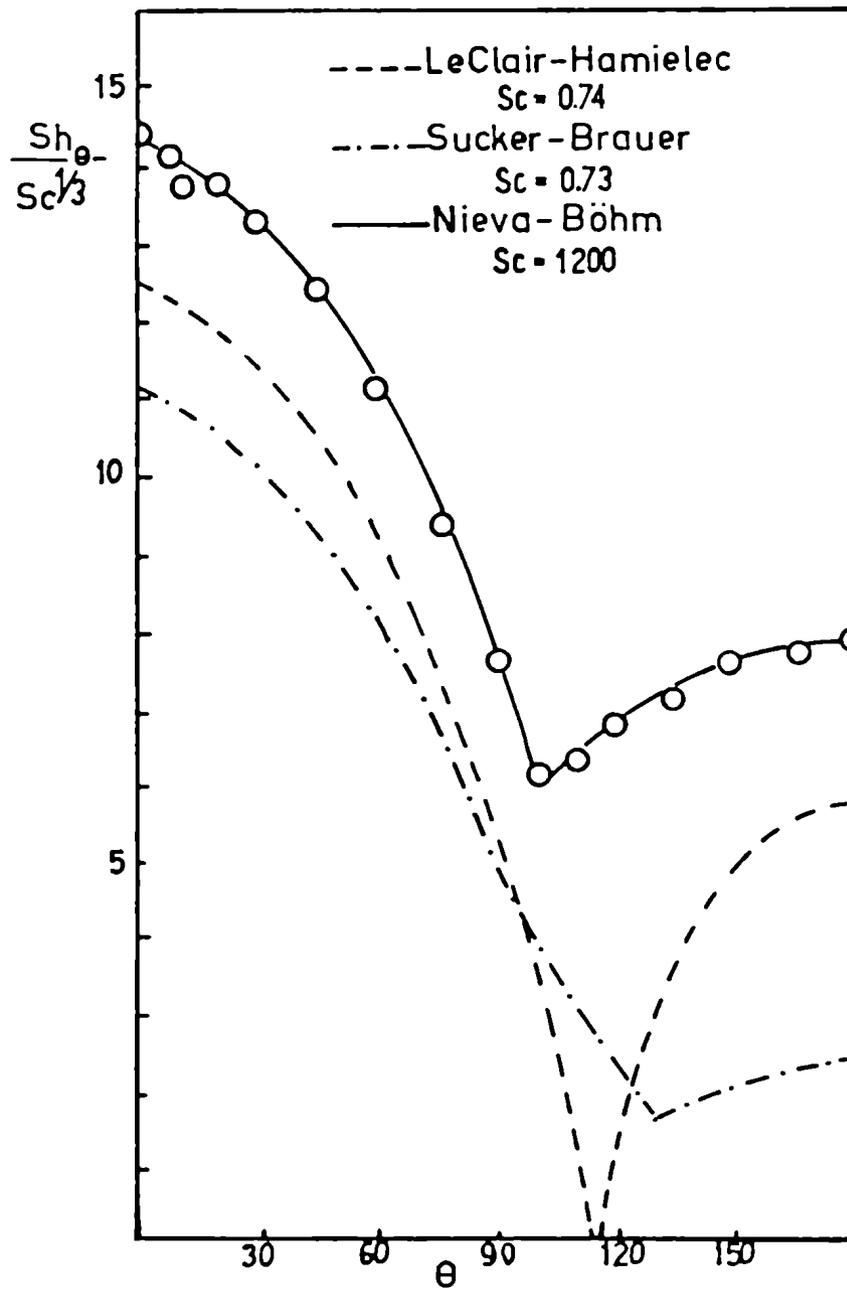


Figura 10. Transferencia de masa alrededor de un cilindro. Comparación con resultados teóricos. $Re = 100$.-

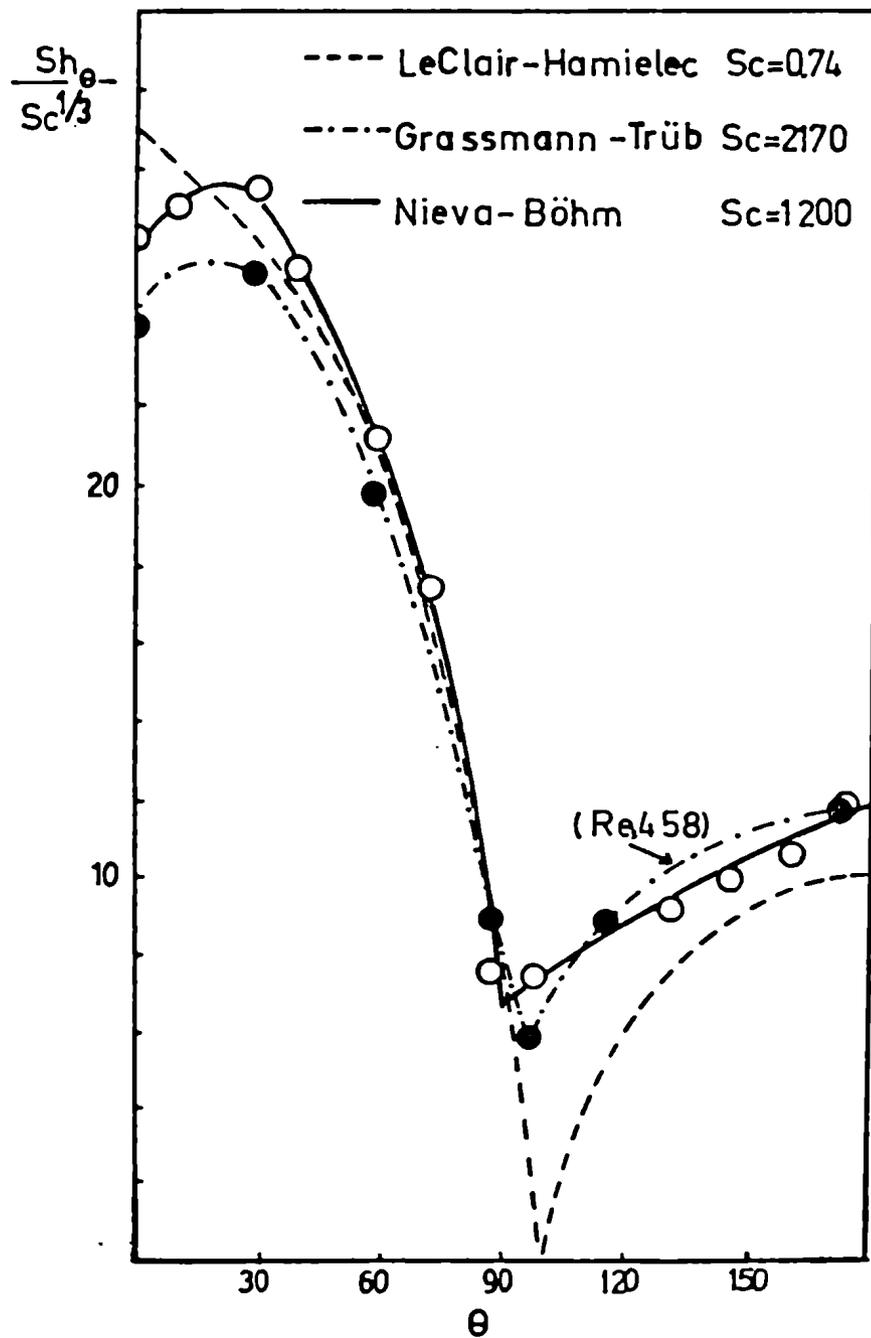


Figura 11. Transferencia de masa alrededor de un cilindro. Comparación con resultados teóricos. $Re = 500$.-

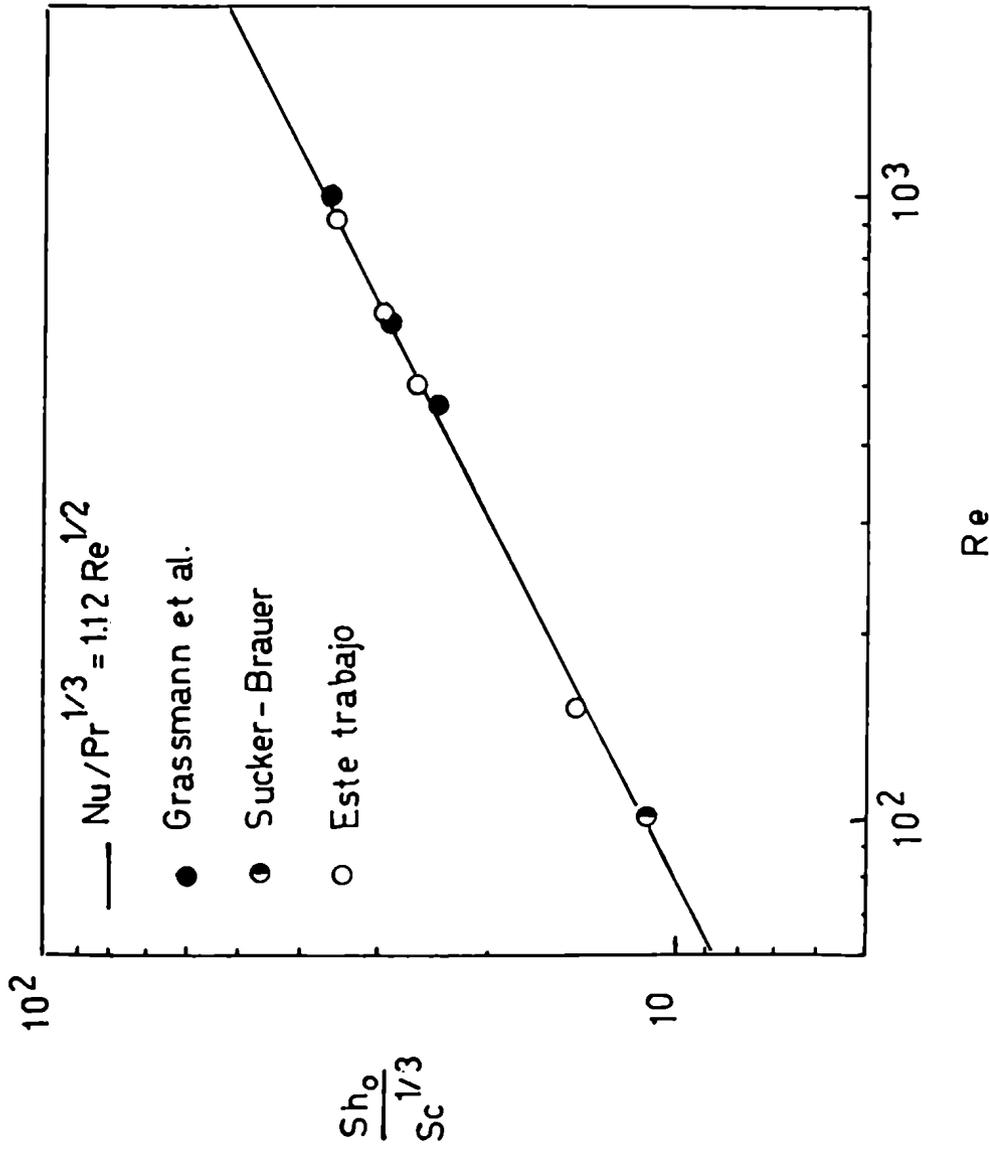


Figura 12. Transferencia de materia en el punto de estancamiento anterior. Correlación de Goldstein.

3.4. CONCLUSIONES.

En términos generales se puede concluir que existe buena concordancia con los resultados encontrados en bibliografía. Por lo tanto queda garantizado un correcto funcionamiento del sistema de medición y la aplicabilidad de la técnica electroquímica.

Los datos obtenidos para el cilindro único servirán de base para las mediciones en ordenamientos más complejos, al quedar verificada la posibilidad de determinar coeficientes locales con el electrodo diseñado, queda abierto el campo para el estudio de las modificaciones que sufre la distribución de la transferencia de materia en los diferentes arreglos que se considerarán.

4. TRANSFERENCIA DE MATERIA EN SISTEMAS DE DOS CILINDROS ORDENADOS AL FLUJO ORDENADOS EN TÁNDEM

4.1. INTRODUCCION.

Se estudió la modificación que produce en la distribución de transferencia de materia alrededor de un cilindro activo, el agregado de un segundo cilindro (inerte), ordenado en tándem con el anterior. Suponer que los dos cilindros se comportan en forma similar a un único tubo solamente se justifica cuando los dos cilindros están suficientemente alejados. Si se encuentran próximos, la interferencia entre ambos cambia el flujo alrededor de los mismos y produce una distribución de materia que difiere de la observada para un tubo único.

Todos los trabajos previos al respecto encontrados en la bibliografía corresponden a estudios fluidodinámicos, que se han desarrollado ampliamente en los últimos años para resolver problemas prácticos en Ingeniería, especialmente en la rama aeronáutica.

Zdravkovich (13) ha efectuado una revisión exhaustiva de la bibliografía referente a la interferencia de flujo entre dos cilindros. En ella reunió trabajos experimentales sobre distribución de presión, perfiles de velocidad, formación de vértices, y fuerzas de rozamiento. En base a estos trabajos establece la existencia de una separación

crítica entre cilindros, que según la mayoría de los trabajos está alrededor de los cuatro diámetros, en la cual se producen cambios discontinuos en los modelos de flujo, en la distribución de presión y en los esfuerzos de rozamiento.

4.2. RESULTADOS EXPERIMENTALES.

Se han efectuado mediciones de la distribución de transferencia de materia, ubicando el tubo activo, alternativamente, aguas arriba y aguas abajo del inerte, para números de Reynolds distintos y varios espaciados. Las figuras 13 y 14 ilustran los resultados obtenidos.

En la figura 15 se pueden observar las fluctuaciones que sufre la corriente límite en las diferentes posiciones angulares.

Se midió también la transferencia de masa global, y se graficó bajo la forma de factor j versus el número de Reynolds (figura 16).

4.3. COMPARACION CON EL TUBO UNICO.

Cuando el cilindro activo está ubicado aguas abajo la distribución de transferencia de materia cambia drásticamente comparada con la del tubo único. Como puede verse en la figura 13, la velocidad de transferencia se reduce apreciablemente en la parte anterior

por efecto del bloqueo del cilindro inerte. Esto está en concordancia con los trabajos revisados por Zdravkovich (13), quien concluyó que no hay desprendimiento de vórtices detrás del cilindro anterior (respecto al flujo) para espaciados de hasta cuatro diámetros aproximadamente. El flujo en el espacio entre ambos cilindros sufre una apreciable reducción que causa una disminución de la transferencia de masa.

El aspecto de la distribución en la región posterior, con separación de flujo, es similar a la que se obtiene para un cilindro único. Esto se debe a que siempre se forma una calle de vórtices detrás del cilindro posterior, igual que detrás del cilindro sólo, y contrario a lo que ocurre detrás del cilindro ubicado aguas arriba. A altos valores del número de Reynolds hay un marcado aumento en el número de Sherwood local entre 50 y 80° medidos desde el punto de estancamiento anterior. Hori (14) midió los coeficientes de presión alrededor de dos cilindros ordenados en tándem y también encontró máximos en la distribución de presiones en esta región infiriendo que ellos corresponden a la zona en que el flujo separado del cilindro ubicado aguas arriba se adhiere al siguiente. En la región de la estela, la transferencia de masa local no muestra mayores alteraciones, solamente que las curvas no exhiben el segundo máximo relativo, observado a 110° para el cilindro único.

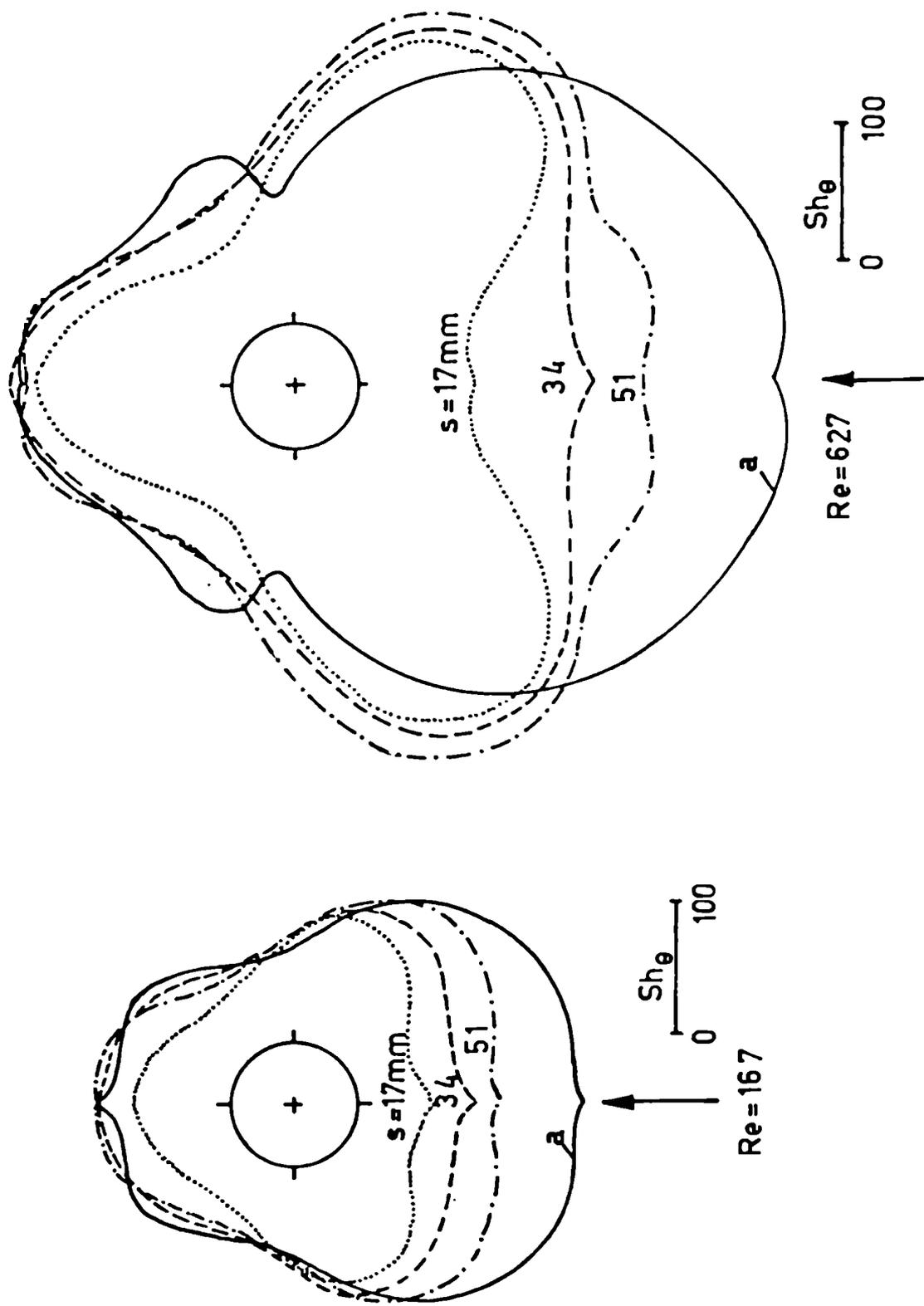


Figura 13. Distribución de la transferencia de masa local en sistemas de dos tubos normales al flujo ordenados en tándem (posterior activo). Curva a = Tubo único.-

Cuando el cilindro activo está ubicado aguas arriba la distribución de transferencia de masa muestra que solamente la parte posterior se ve ligeramente afectada por la presencia del segundo cilindro (la figura 14 es un ejemplo para el menor espaciado y dos números de Reynolds). El mismo comportamiento fue detectado en la investigación sobre la distribución de presión efectuada por Hori (14).

La figura 15 presenta ejemplos de los trazos obtenidos cuando se grafica la intensidad de corriente instantánea de la sonda colocada en diferentes posiciones angulares para el cilindro único y para un ordenamiento de dos tubos en tándem con el cilindro activo ubicado aguas abajo. También se graficó la distribución de velocidad promedio de transferencia de materia, junto con los valores máximos y mínimos observados. Como era de esperar las fluctuaciones son mayores para coeficientes de transferencia mayores, indicando una mayor contribución del mecanismo turbulento. Este hecho ya fue señalado por Son y Hanratty (11) quienes mostraron que la presencia de torbellinos se refleja como fluctuaciones en la corriente límite. Las bajas velocidades en la región comprendida entre los cilindros se confirma por la escasa fluctuación observada en el punto de estancamiento anterior (figura 15 (a)), comparando con el punto homólogo para el tubo único (figura 15(b)), donde resulta una fluctuación máxima.

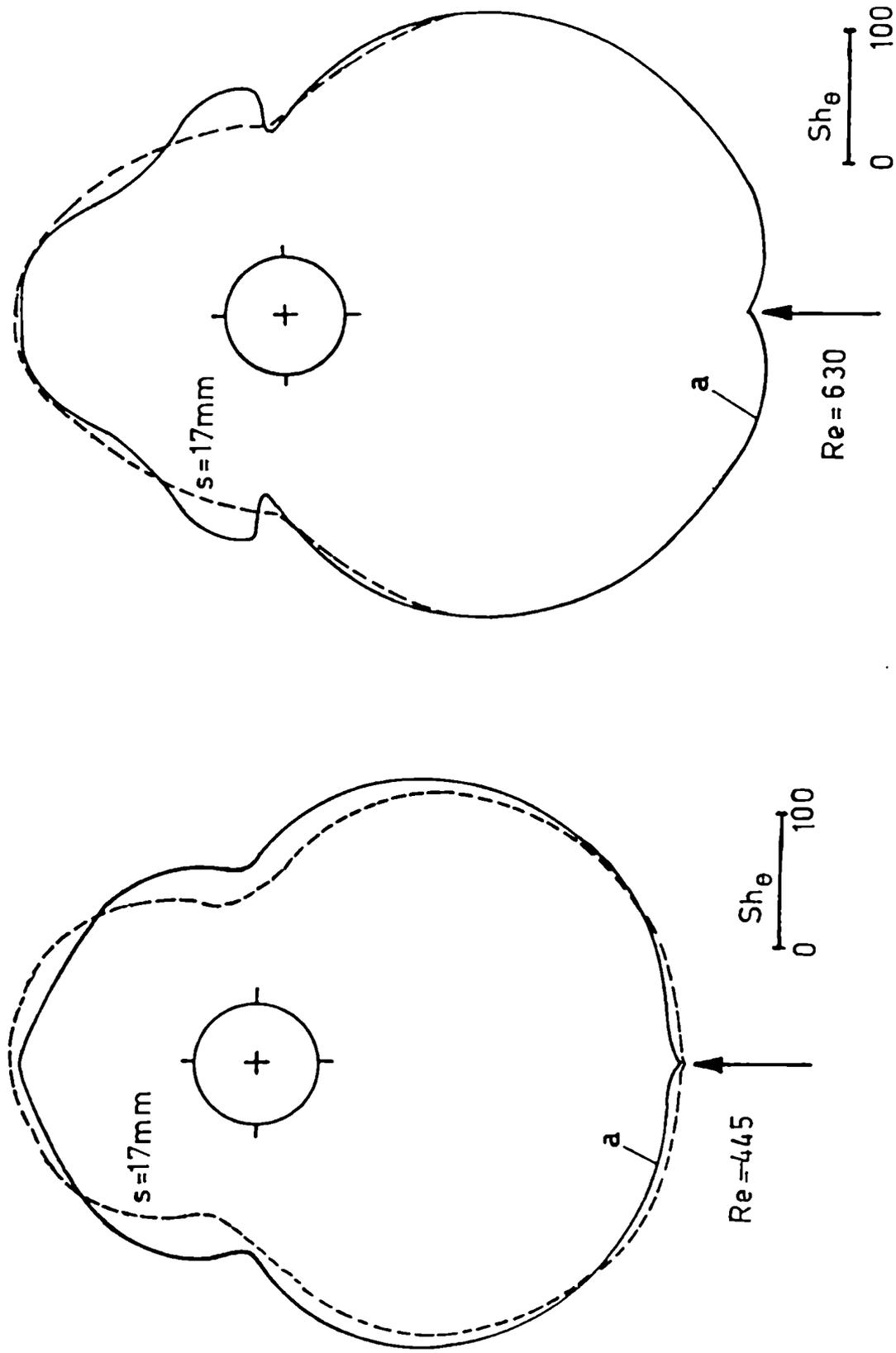


Figura 14. Comparación de la transferencia de masa local en sistemas de dos cilindros ordenados en tándem (anterior activo).
a = Tubo único.-

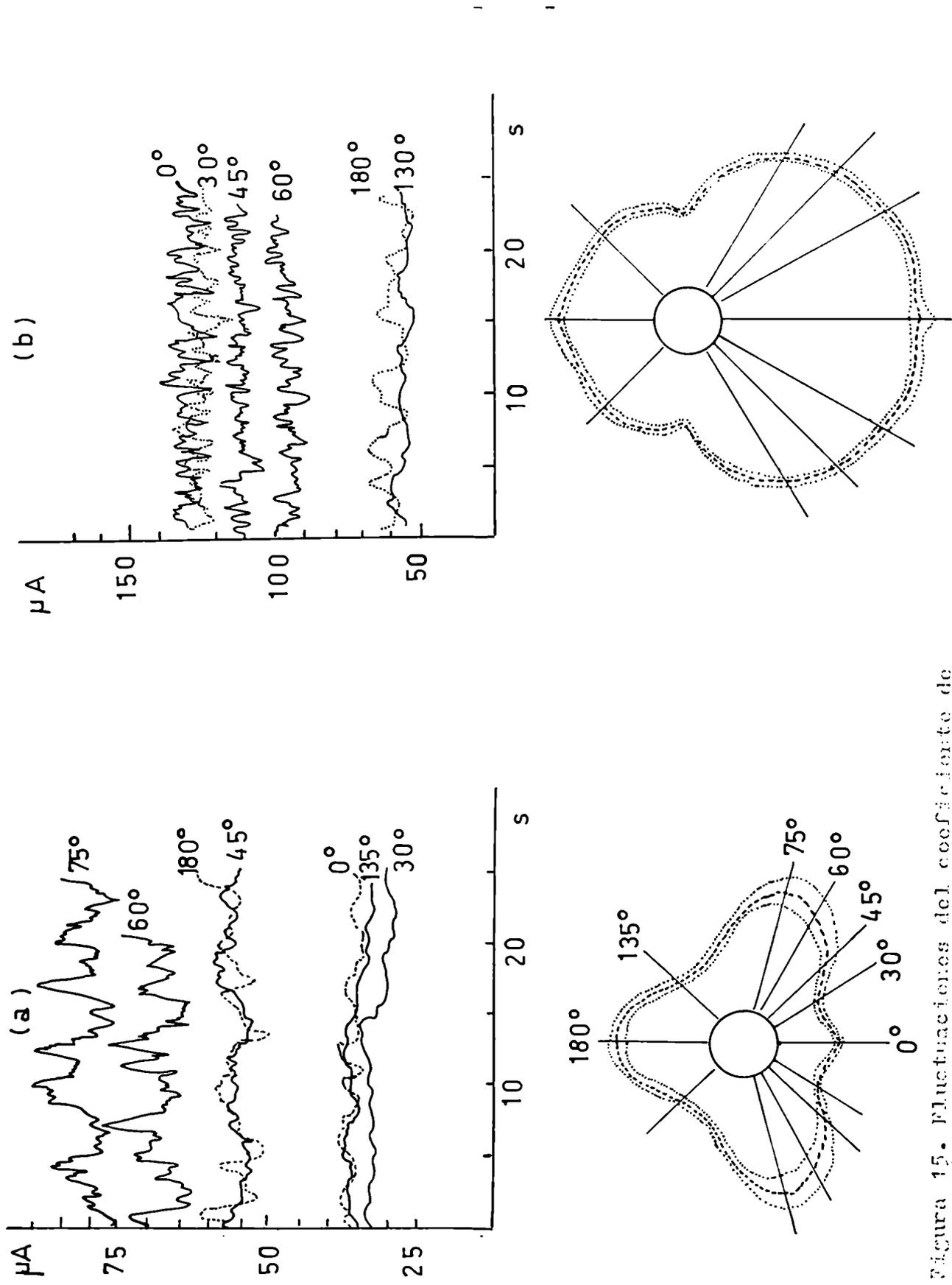


Figura 15. Fluctuaciones del coeficiente de transferencia local. (a) Sistema de dos tubos ordenados en tandem (pasivo) $Re=1700$. (b) tubo único, $Re=445$.

El gráfico de las curvas de transferencia de masa global para cilindros ordenados en tándem y para un cilindro único (figura 16) muestra que para todos los espaciados investigados la transferencia de materia disminuye por la presencia de un segundo cilindro.

Para el caso en que el cilindro activo esté ubicado aguas abajo, al menor espaciado le corresponde la menor velocidad de transferencia, aumentando regular y gradualmente con la distancia entre cilindros.

A un espaciado de 68 mm el tubo activo todavía se encuentra dentro de la estela del cilindro anterior, por ello presenta velocidades de transferencia de materia inferiores a las observadas para el tubo único.

Para mayores espaciados y para el caso en que el cilindro activo esté ubicado aguas arriba, las velocidades de transferencia de masa tienden a los valores encontrados para tubos únicos.

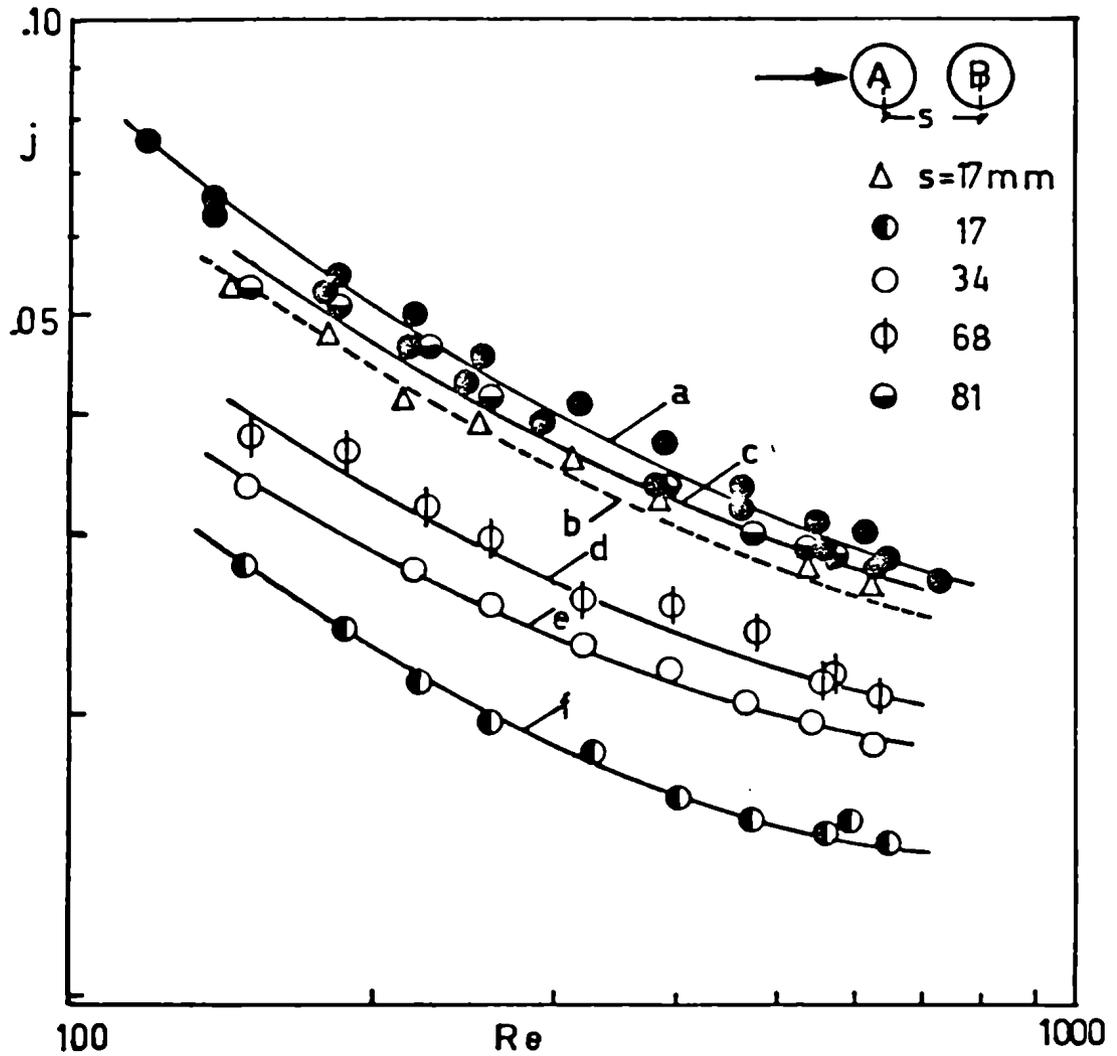


Figura 16. Transferencia de masa global en sistemas de dos tubos normales al flujo ordenados en tándem. (a) Tubo único. (b) A - cilindro activo. (c), (d), (e) y (f) B - cilindro activo.

4.4. CONCLUSIONES.

- 1) Se puede afirmar que en la región comprendida entre ambos cilindros, la velocidad del fluido es considerablemente baja, provocando una marcada disminución de la transferencia de materia local respecto del valor medio.
- 2) Alrededor de los $50-80^{\circ}$, el flujo que procede del cilindro ubicado aguas arriba, se adhiere sobre el colocado aguas abajo, obteniéndose una zona de máxima velocidad de transferencia de materia.
- 3) La transferencia de materia en la parte posterior del cilindro ubicado aguas abajo es similar a la del tubo único.
- 4) La velocidad de transferencia de materia sobre el cilindro ubicado aguas arriba es similar a la del cilindro único, con ligeras modificaciones en la región posterior.

5. TRANSFERENCIA DE MATERIA EN CILINDROS ORDENADOS VERTICALMENTE

5.1. INTRODUCCION.

Debido a la falta de información bibliográfica sobre transferencia de masa en cilindros ordenados verticalmente, se ha considerado conveniente estudiar, si bien someramente, la modificación que sufre la transferencia de masa hacia el cilindro activo al agregar tubos inertes en número creciente, aguas arriba y aguas abajo del primero. Además estos resultados serán útiles para una mejor interpretación del comportamiento del cilindro activo ubicado en un banco de tubos.

Se ha trabajado con un máximo de cinco tubos agregados aguas arriba del activo y un máximo de dos cilindros agregados aguas abajo, en todos los casos con una separación entre centros de 17 mm. La fila de tubos se encuentra centrada en la zona de prueba de la columna (Capítulo 2), y el flujo es normal a la misma.

Como ya ha sido evidenciado en los distintos sistemas de dos cilindros ordenados en tándem (Capítulo 4), el agregado de cilindros aguas arriba del tubo activo provoca una disminución considerable en la transferencia de materia respecto a la correspondiente al tubo único. Por el contrario, al agregar cilindros aguas abajo, la transfe-

rencia de materia sufre sólo ligeras modificaciones, ya que la región anterior del cilindro, donde está localizada la mayor velocidad de transferencia, se ve escasamente afectada. Para analizar el efecto combinado, también se estudió la transferencia de materia sobre el tubo activo agregándose cinco cilindros inertes aguas arriba y dos aguas abajo.

5.2. RESULTADOS EXPERIMENTALES.

Se determinó la velocidad de transferencia de masa global para filas de dos a seis cilindros (agregando los tubos inertes aguas arriba del tubo activo), variándose la velocidad del fluido entre 0,84 y 4,45 cm/s. En la figura 17 se graficaron los resultados obtenidos en forma de factor j versus el número de Reynolds, agregándose para la comparación la curva correspondiente al cilindro único. Se observan los valores más bajos para $n = 2$ y $n = 3$, aumentando para $n = 4$ y coincidiendo los correspondientes a $n = 5$ y $n = 6$; o sea que a partir de $n = 4$, la velocidad de transferencia global no varía apreciablemente con el agregado de más tubos.

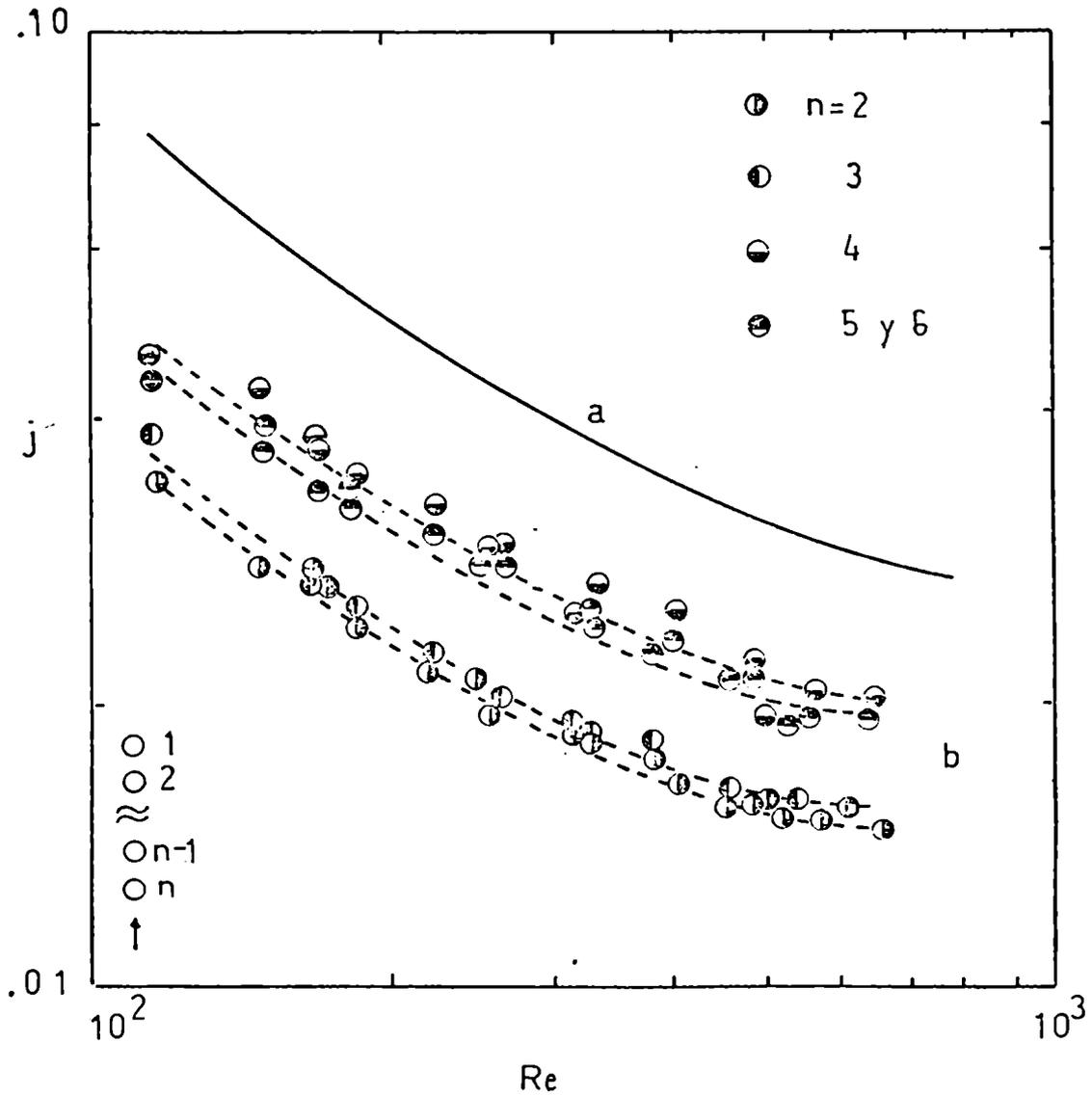
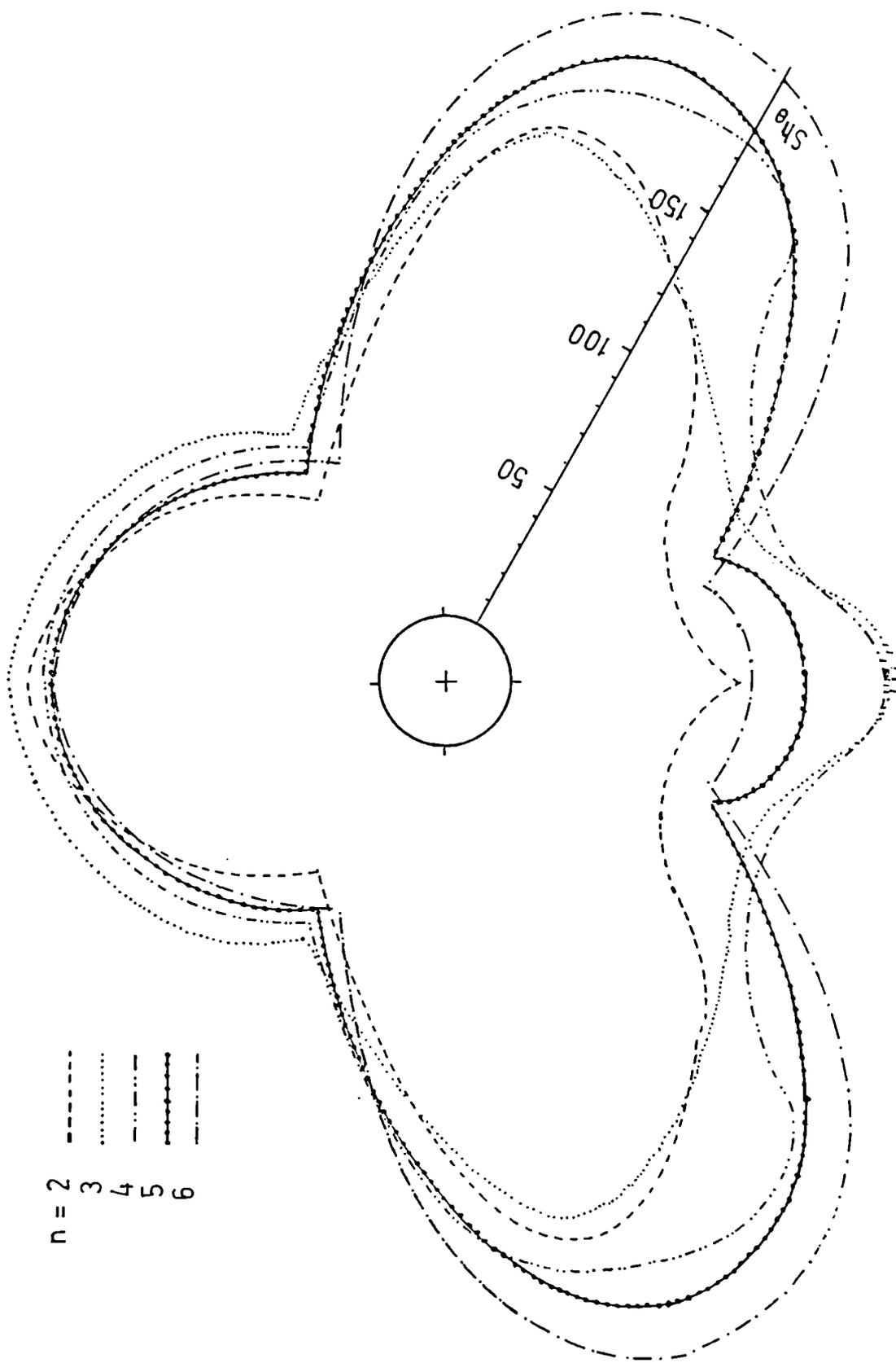


Figura 17. Transferencia de materia global. (a) Tubo único. (b) Sistemas de cilindros ordenados verticalmente.

En la figura 18 se puede observar la variación de la transferencia alrededor de la circunferencia del cilindro, para $Re = 500$. A medida que el número de tubos agregados aumenta, se produce un aumento de la transferencia local en la región comprendida entre los $30-90^\circ$, debido aparentemente a la formación de la calle de vórtices que favorece la turbulencia en las proximidades de los mismos. El valor de Sherwood local máximo se alcanza en todos los casos entre los $70-80^\circ$. A partir de la zona de desprendimiento ($120-130^\circ$) sólo se observan ligeras modificaciones, sin tendencias definidas. Aparentemente las líneas de corriente en la zona posterior no cambian apreciablemente por el agregado sucesivo de cilindros inertes aguas arriba del activo. Lo mismo ocurre en las regiones próximas a los puntos de estancamiento, observándose para estas zonas una escasa reproducibilidad de los resultados. Aparentemente el flujo en estas regiones es muy sensible a la intensidad de turbulencia. La figura 19 muestra por ejemplo la distribución de la transferencia de materia alrededor del cilindro activo ubicado en una columna de $n = 6$ cilindros, obtenida en experiencias distintas, donde pueden observarse las discrepancias mencionadas.



$Re' = 500$

Figura 13.- Distribución de la transferencia de materia local en sistemas de cilindros ordenados verticalmente (superior activo).-

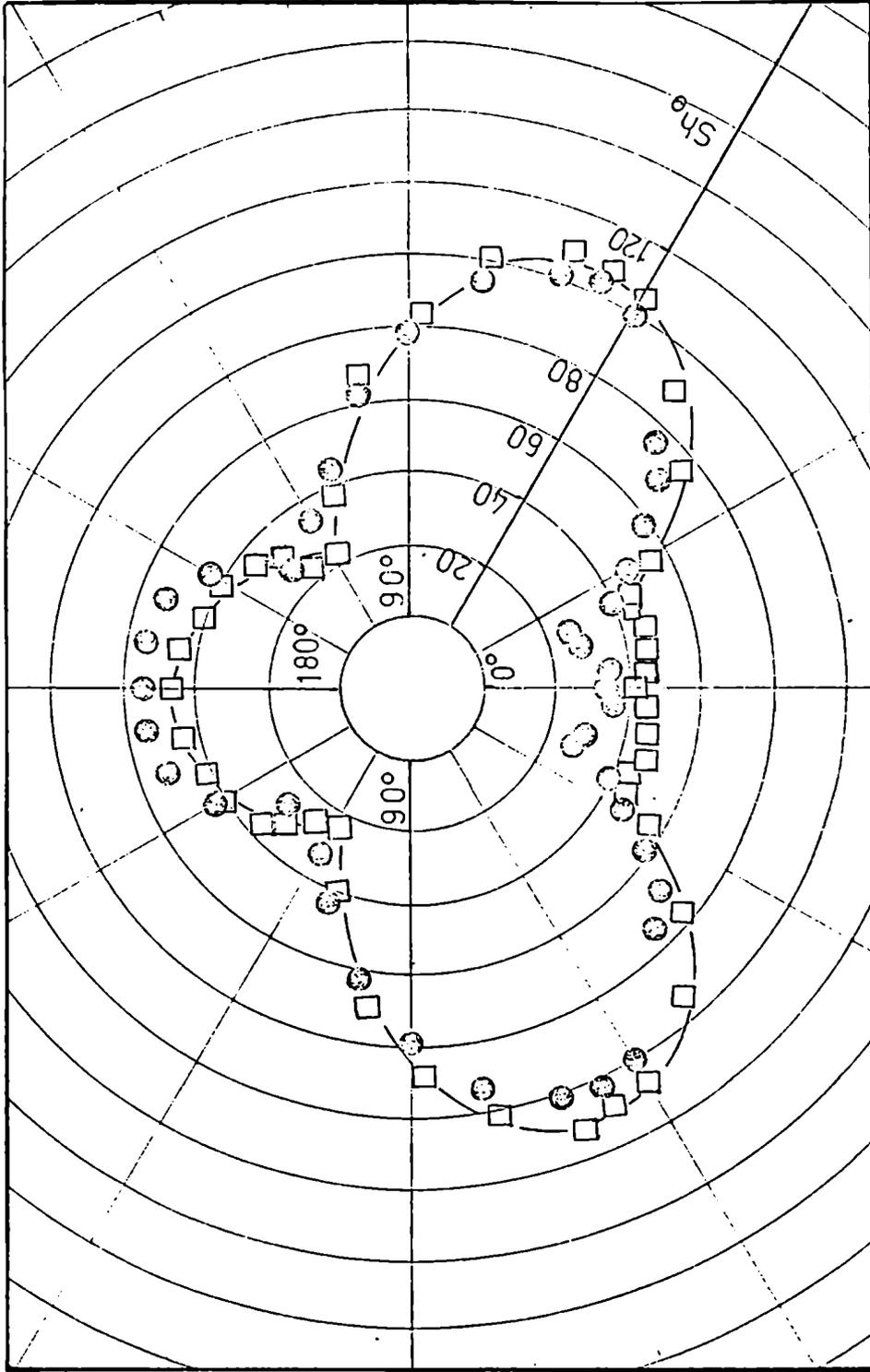


Figura 19. Distribución de la transferencia de masa local en un sistema formado por seis tubos ordenados verticalmente (superior activo), $s =$

17 mm, $Re = 169$.

Cuando se agregan tubos inertes aguas abajo del cilindro activo se observa una ligera disminución de la transferencia de materia global respecto de la obtenida para un tubo único (figura 20, curvas d y a respectivamente). Como ya se señaló en el Capítulo 4, con el agregado de cilindros inertes aguas abajo, la distribución sólo se ve levemente afectada en la parte posterior del cilindro y resulta independiente del número de tubos agregados.

Con el propósito de analizar ambos efectos combinados, se estudió un sistema formado por el tubo activo, cinco cilindros agregados aguas arriba y dos aguas abajo (5+1+2). La curva b de la figura 20 corresponde a los resultados de transferencia global obtenidos. Comparándolos con los valores del sistema de seis tubos (curva c), se observa nuevamente la reducción de la transferencia de materia provocada por la presencia de los tubos aguas abajo.

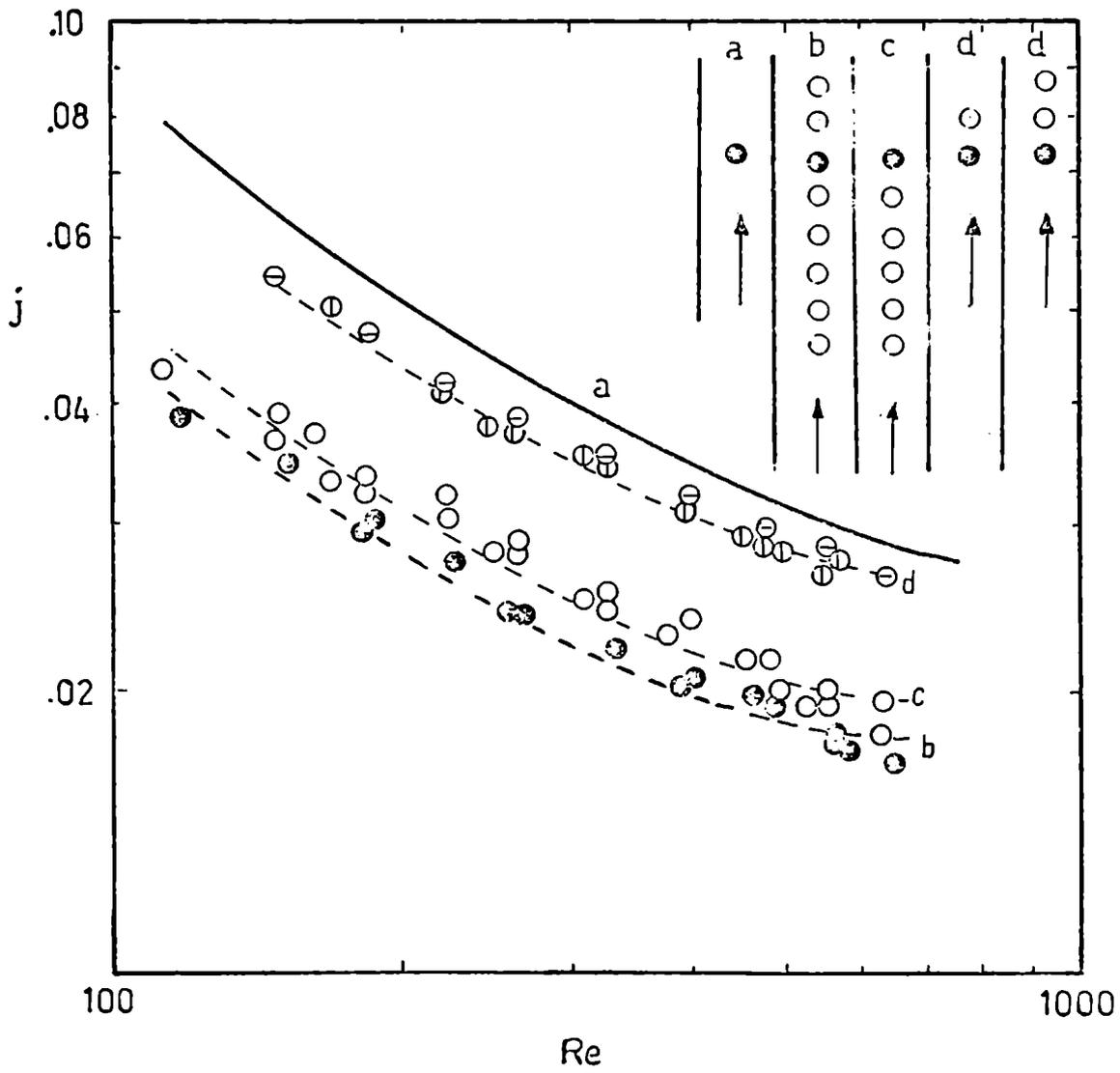


Figura 20. Transferencia de materia global en sistemas de tubos ordenados verticalmente.

La figura 21 que presenta la distribución de la transferencia de materia del sistema (5+1+2) tubos en comparación con la del tubo único, refleja la sustancial modificación que produce el agregado simultáneo de tubos inertes aguas arriba y aguas abajo del cilindro activo. Sin embargo, cabe aclarar que los efectos no son simplemente aditivos. Así la figura 22, que compara la distribución de la transferencia de materia en la parte posterior para el cilindro único y los sistemas de (5+1), (5+1+2) y (1+2) cilindros, muestra que la distribución de la transferencia de materia se modifica en forma diferente cuando no hay tubos inertes aguas arriba, (1+2), que cuando los hay, (5+1+2).

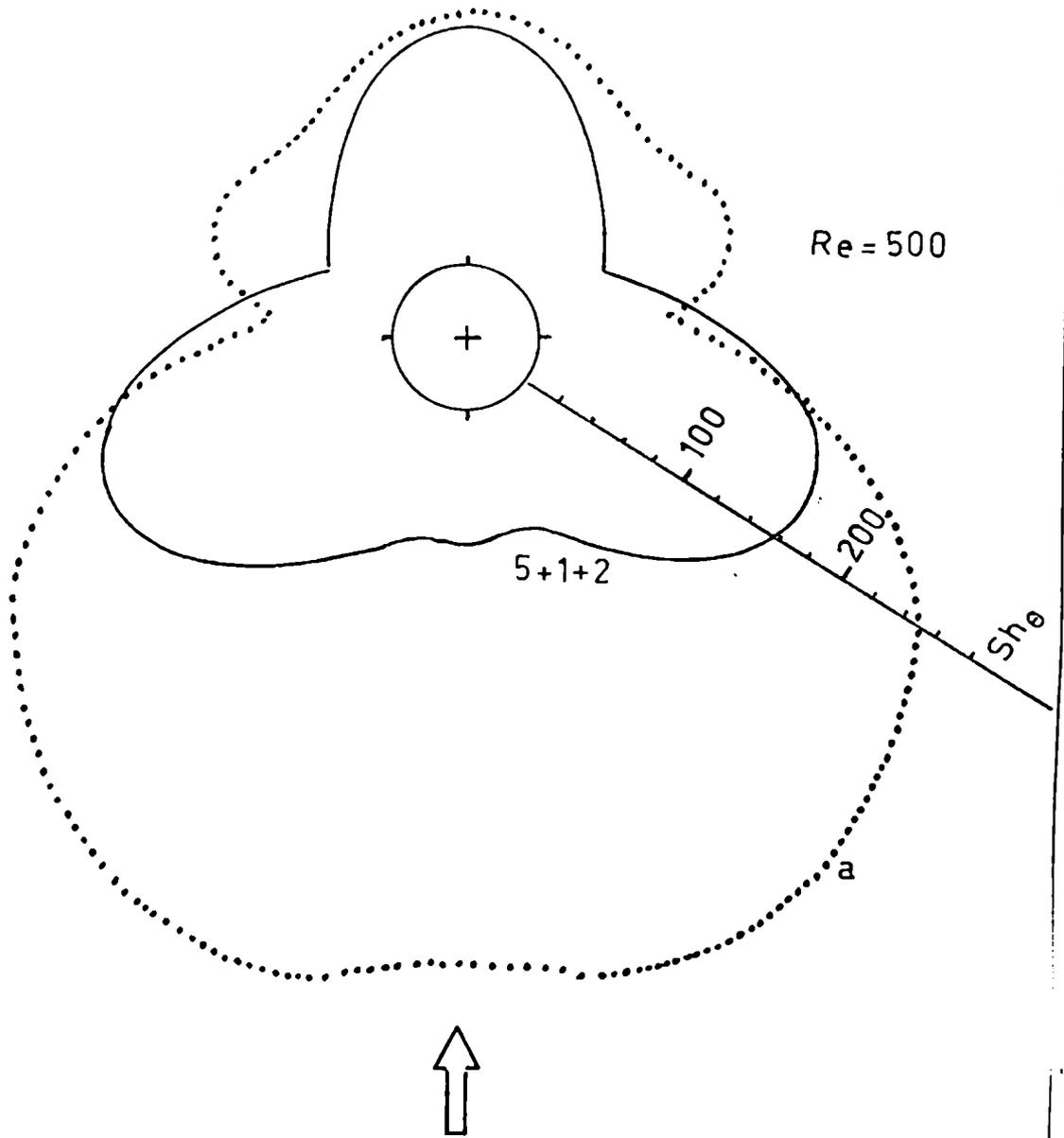


Figura 21. Transferencia de masa en sistemas verticales de (5+1+2) cilindros. Comparación con los valores correspondientes al tubo único.-

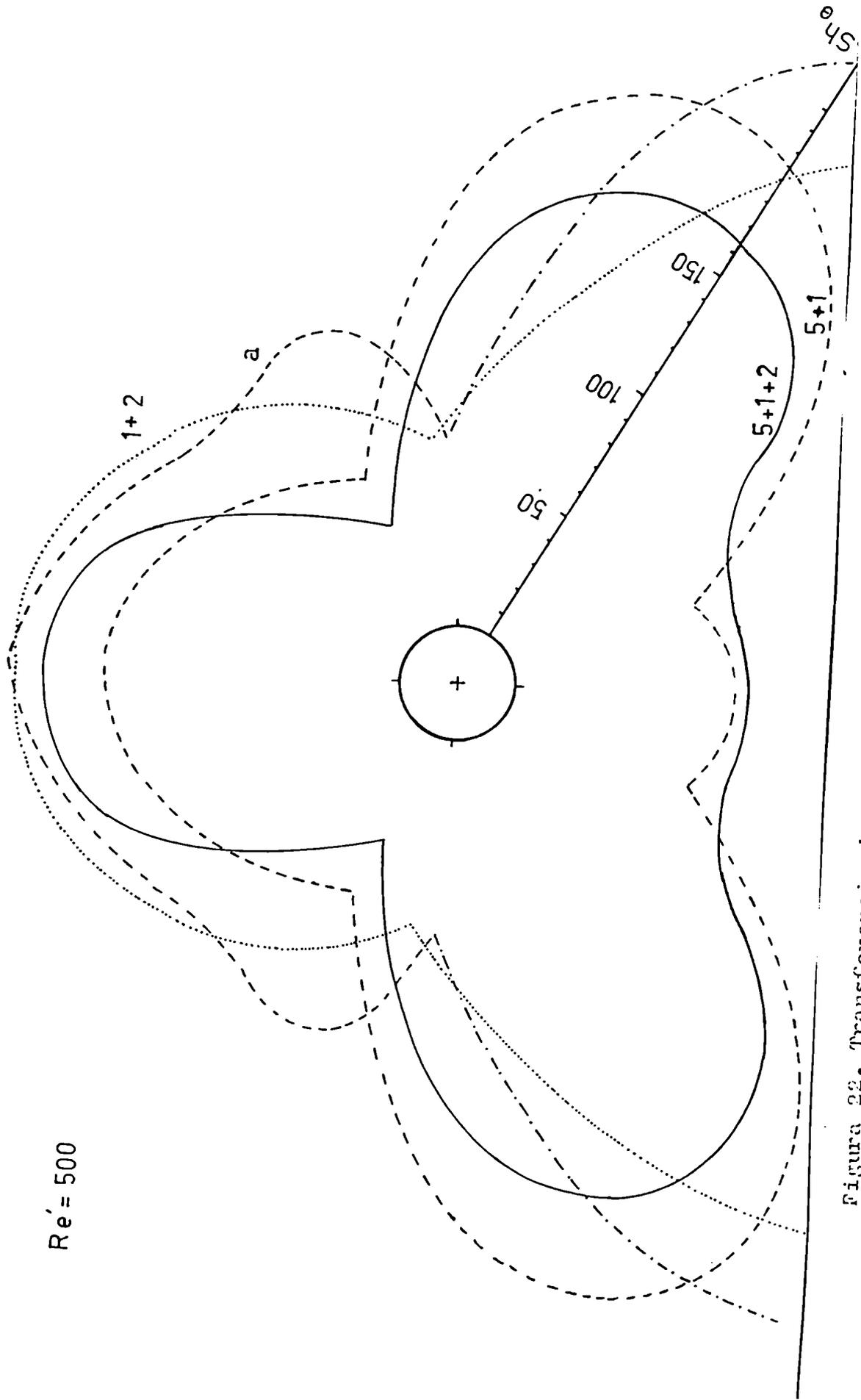


Figura 22. Transferencia de materia local en sistemas de (5+1+2) cilindros ordenados verticalmente. Comparación con sistemas de (5+1) tubos, (1+2) tubos y tubo único (curva a).-

5.3. CONCLUSIONES.

- 1) El agregado sucesivo de cilindros inertes aguas arriba del activo provoca una disminución en la velocidad de transferencia de materia respecto del tubo único; la misma crece con n , hasta un valor máximo para $n = 4$.
- 2) La transferencia de materia sobre el cilindro activo ubicado aguas arriba de una fila de cilindros inertes se ve ligeramente afectada y no se modifica en forma apreciable con el agregado de tubos inertes.
- 3) El agregado de cilindros inertes al tubo activo, tanto aguas arriba como aguas abajo, provoca la acción de efectos combinados que modifica sustancialmente la distribución de transferencia de materia local.

6. TRANSFERENCIA DE MATERIA EN CILINDROS ORDENADOS HORIZONTALMENTE

6.1. INTRODUCCION.

En este capítulo se analizará la modificación que sufre la velocidad de transferencia de materia hacia el tubo activo, cuando éste está ubicado en el centro de una fila de cilindros ordenados horizontalmente.

Las características de los distintos ordenamientos horizontales estudiados se han resumido en la tabla 4.

Se determinó la velocidad de transferencia global del cilindro activo en el rango de números de Reynolds: $10 < Re < 300$ y $10 < Re' < 5 \cdot 10^3$. Las mediciones experimentales de la velocidad de transferencia de materia local fueron efectuadas para los distintos pasos a un único número de Reynolds ($Re' = 500$). Como la fila de menor espaciado presentaba una distribución de características diferentes se midieron también coeficientes de transferencia local a otras velocidades.

=====

TABLA 4. Ordenamientos horizontales.

Sección libre mínima cm ²	Paso (s) cm	Número de tubos
15,6	1,7	9
58,8	3,4	5
82,0	6,8	3

=====

$$\text{SECCION LIBRE} = 116,8 \text{ cm}^2$$

=====

6.2. RESULTADOS EXPERIMENTALES.

Las experiencias realizadas permitieron evaluar la velocidad de transferencia de materia global dentro de un rango de caudales de 5 a 568 cm³/s.

En la figura 23 se ha graficado el número de Sherwood local versus la posición angular para $Re' = 500$. Puede observarse que la distribución de la transferencia de materia para los dos espaciados mayores sólo difiere levemente de la correspondiente al tubo único.

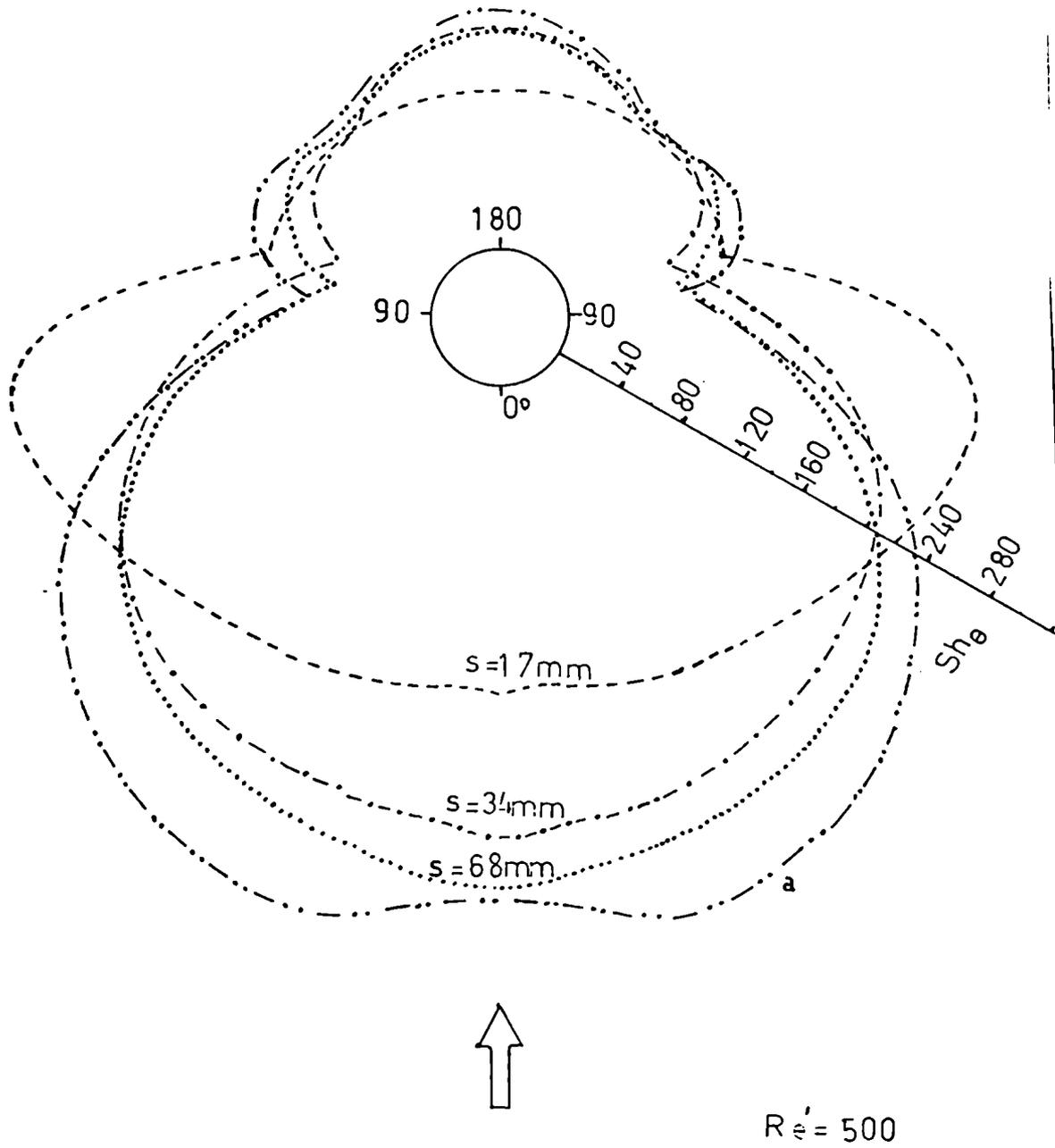


Figura 23. Transferencia de masa local en sistemas de cilindros ordenados horizontalmente (a = Tubo único).-

Para $s = 34$ mm y $s = 68$ mm se observan máximos en los puntos de estancamiento y una disminución gradual hasta alcanzar un mínimo en la zona de desprendimiento, en forma análoga a lo que ocurre con el tubo único. En cambio, para el menor espaciado se observan importantes modificaciones: el coeficiente de transferencia presenta mínimos relativos en los puntos de estancamiento y valores máximos alrededor de los 30° . Este comportamiento diferente se debe a la importante aceleración que sufre el fluido al pasar desde la sección libre máxima (en el punto de estancamiento) hasta la sección mínima ($\theta = 90^\circ$); la misma se reduce en un factor 7,5. El incremento de la velocidad y la acción de la turbulencia provocada por la proximidad de los cilindros vecinos lleva a la aparición del máximo, que también se repite para otros valores del número de Reynolds, según puede apreciarse en la figura 24.

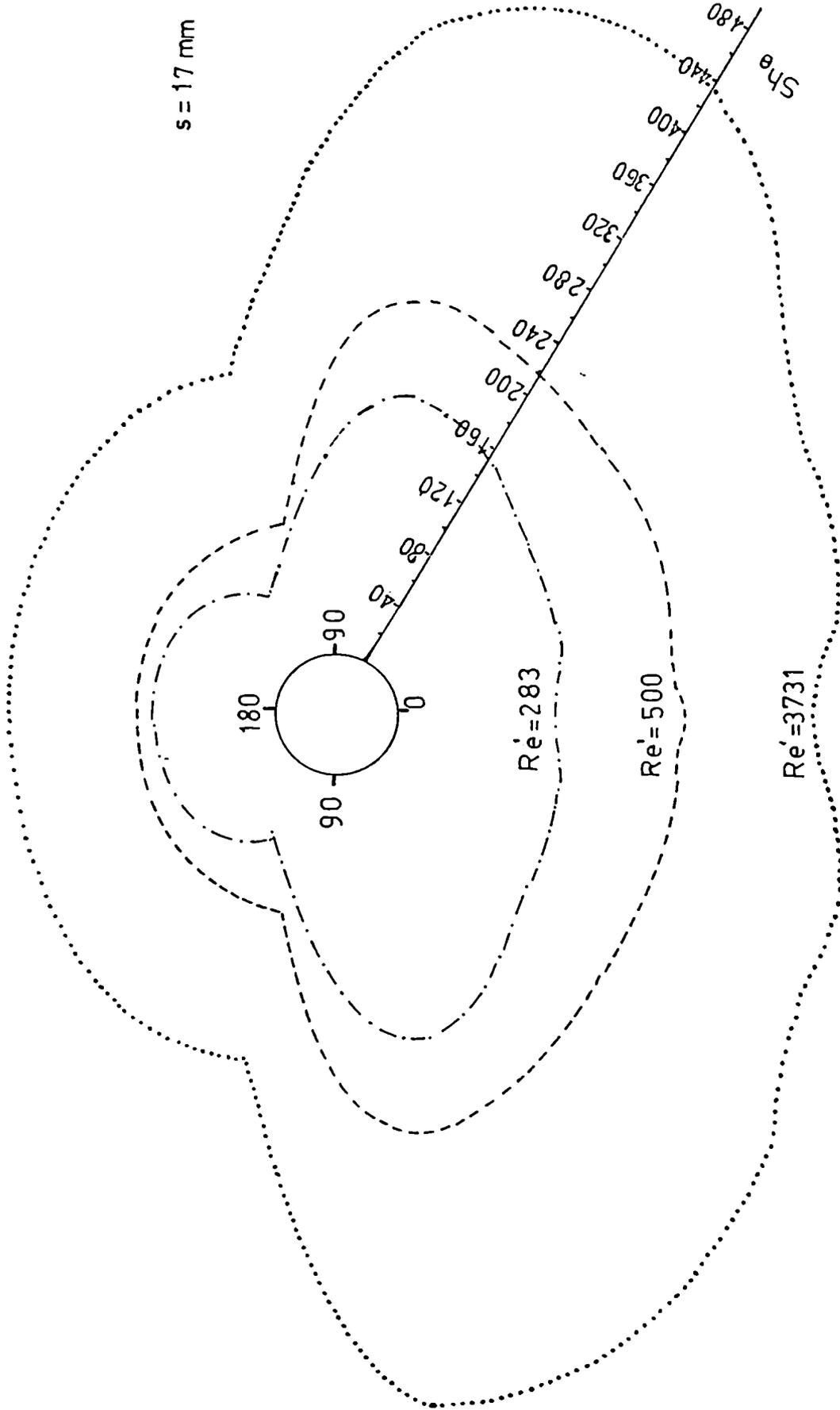


Figura 24. Distribución de la transferencia de materia local en sistemas de cilindros ordenados horizontalmente, $s = 17 \text{ mm}$.

En la figura 25 se correlacionaron los resultados de la velocidad de transferencia de materia global obtenidos para distintas velocidades del fluido, como j y Re formados con la velocidad superficial del fluido (correspondiente a la sección libre máxima). Los datos se separan de acuerdo al espaciado, aumentando j a medida que el espaciado disminuye, ya que a igual velocidad de incidencia del fluido corresponde una mayor aceleración.

En cambio en la figura 26 se ha graficado j' versus Re' , ambos formados con la velocidad máxima del fluido (correspondiente a la sección libre mínima entre tubos), y todos los resultados se distribuyen sobre una curva única, mejorando de esta manera la correlación de los resultados.

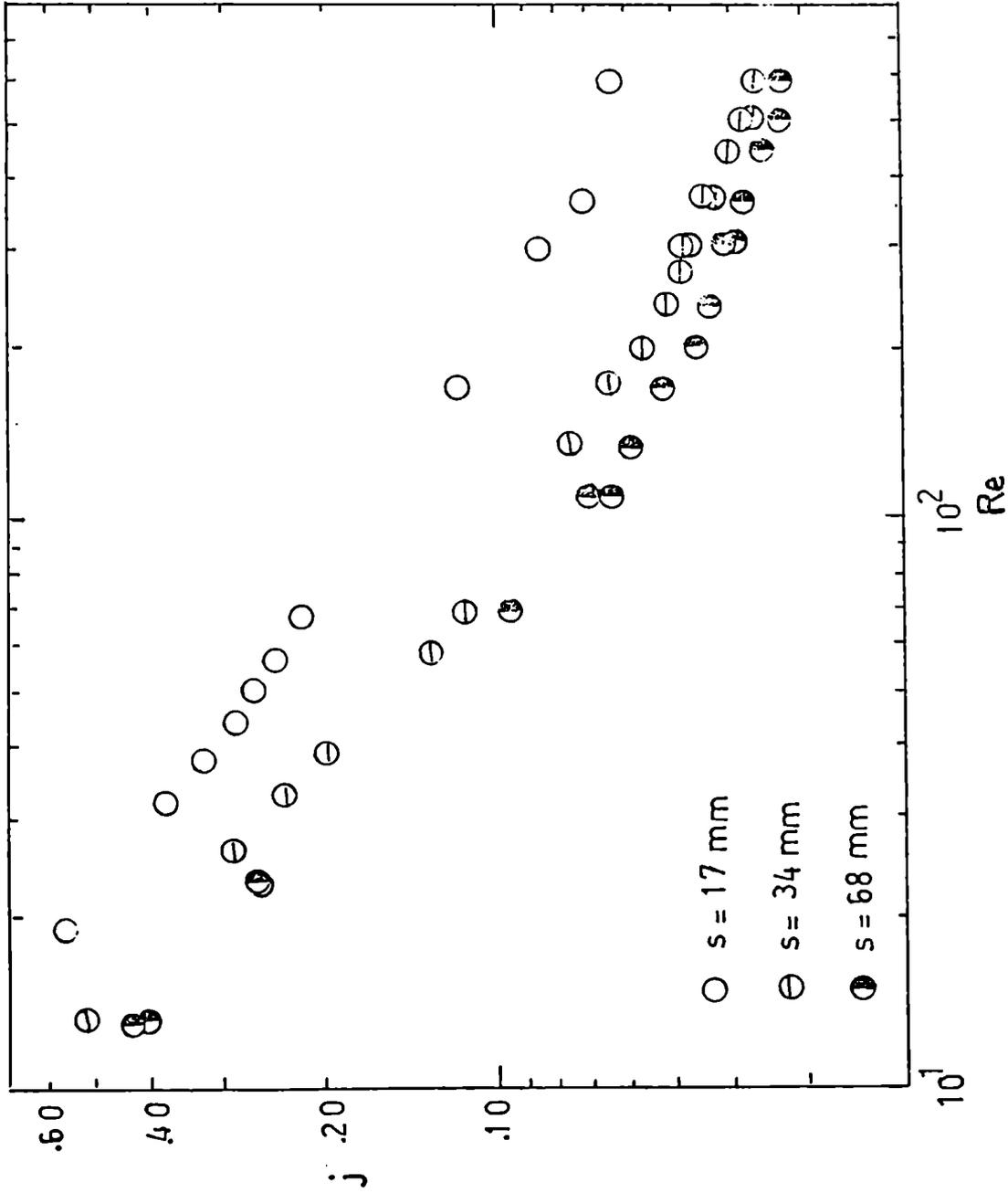


Figura 25. Transferencia de materia Global (j vs. Re) en ordenamientos horizontales.-

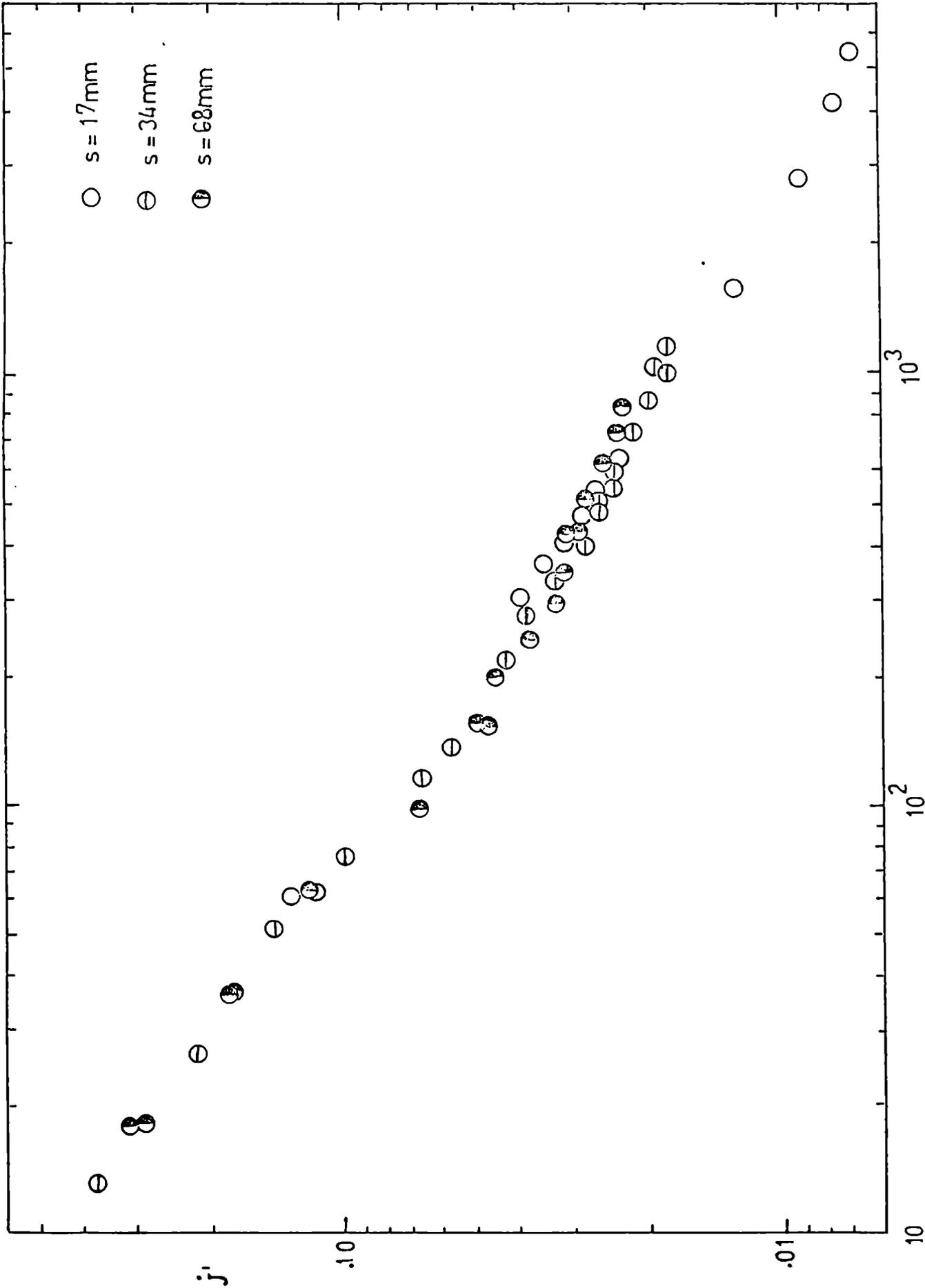


Figura 26. Transferencia de materia global (j' vs. Re') en ordenamientos horizontales.-

6.3. CONCLUSIONES.

- 1) Correlacionando la transferencia de materia global como j' vs. Re' se obtiene una curva única independiente del espaciado.
- 2) Para relaciones $s/d \geq 2,26$, la distribución de transferencia de materia local es análoga a la del tubo único.
- 3) Para una relación $s/d = 1,13$, la distribución de transferencia local presenta mínimos en los puntos de estancamiento y un máximo en $\theta = 80^\circ$, para valores de Re' comprendidos entre 283-3731.

7. TRANSFERENCIA DE MATERIA EN BANCOS DE TUBOS

7.1. INTRODUCCION.

A pesar de que los equipos de intercambio calórico operan frecuentemente en la zona de transición entre flujo laminar y turbulento, escasos trabajos experimentales y teóricos se ocuparon de estudiar el fenómeno en dicha región. Prácticamente no se consiguen datos de pérdida de carga, transferencia de calor y materia, y dado el comportamiento peculiar que muestran los fenómenos de transferencia en esta región, no es recomendable hacer extrapolaciones desde la zona laminar, ni desde la región turbulenta.

Como en el presente trabajo se ha estudiado la zona de transición en bancos de tubos, se comentarán brevemente las investigaciones relacionadas, efectuadas por otros autores.

Bergelin et al. (15) estudiaron experimentalmente la pérdida de carga y la transferencia de calor para flujo de aceites livianos en bancos de tubos de sección rectangular, cubriendo un rango del número de Reynolds de 25 a 10000; estos autores delimitaron perfecta-

mente la zona de transición.

Welch y Fairchild (16) realizaron también un trabajo experimental sobre transferencia de calor en bancos de tubos donde se cubre sólo la parte final de la zona de transición.

Zhukauskas et al. (17) efectuaron una revisión sobre transferencia de calor en bancos de tubos, en base a una recopilación de los resultados experimentales existentes en la literatura, dentro de una amplia zona de números de Reynolds que incluye la región de transición.

Finalmente LeClair y Hamielec (1) propusieron un modelo teórico para la región de números de Reynolds intermedios.

7.2. RESULTADOS EXPERIMENTALES.

En la tabla 3 se detallan las características geométricas de los cuatro arreglos de bancos de tubos estudiados; los mismos están formados por cilindros de igual diámetro que difieren en el paso entre dos cilindros consecutivos, y, dado que la sección transversal es constante, en el número de tubos.

El caudal del fluido, normal al banco, se varió desde 5,2 a 468 cm³/s.

En las figuras 27 a 29 se muestran los resultados experimentales obtenidos para el factor j de transferencia de materia para el cilindro activo ubicado en el banco de tubos, en la sexta fila para $s = 17$ mm, en la quinta fila para $s = 22$ mm y en la tercer fila para $s = 34$ y 44 mm.

En las figuras 30 a 35 se pueden observar los resultados obtenidos para la distribución de la transferencia local alrededor de la circunferencia del cilindro.

7.2.1. TRANSFERENCIA DE MATERIA GLOBAL.

En la figura 27 se correlacionaron los resultados según lo sugieren LeClair y Hamielec (1) en su trabajo teórico, con los valores de j y número de Reynolds formados con la velocidad superficial del fluido (correspondiente a la sección libre máxima del banco); los datos se agrupan de acuerdo a la porosidad, y para las más elevadas se ajustan muy bien con las distintas curvas teóricas en la región de números de Reynolds mayores.

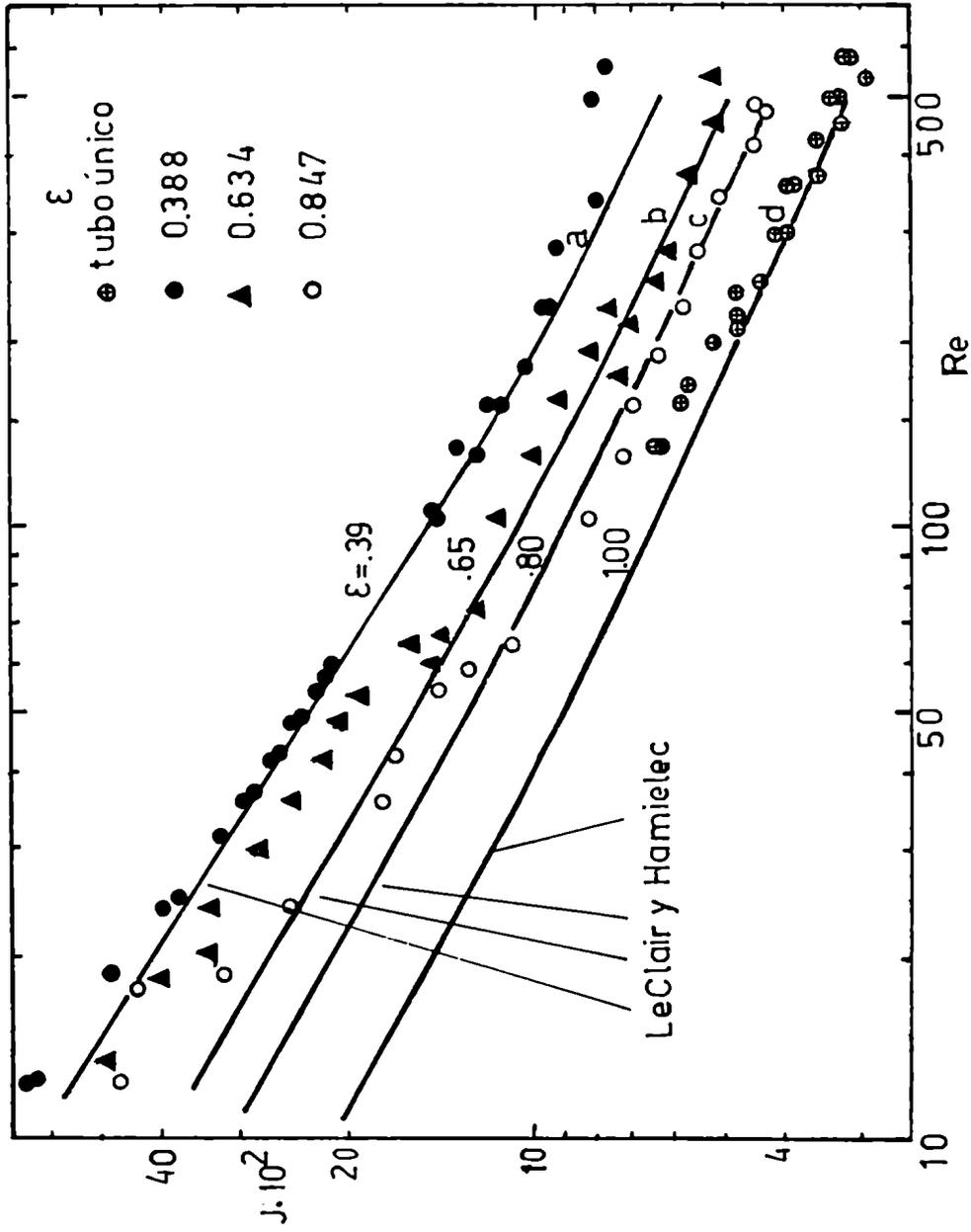


Figura 27. Transferencia de materia en bancos de tubos. Comparación con el modelo teórico de LeClair y Hamielec.-

En la figura 28 se presentan los datos experimentales bajo la forma clásica j' versus Re' , formados con la velocidad máxima del fluido (correspondiente a la sección libre mínima entre tubos). Todos los resultados se distribuyen sobre una curva única coincidiendo, también esta vez, en la zona de números de Reynolds mayores, con la correlación recomendada por Zhukauskas et al. (17).

Para comparar los resultados experimentales con los de Bergelin et al. (15), se graficó, en la figura 29, j' versus Re' para las relaciones $s/d = 1,13$ ($s = 17$ mm) y $s/d = 1,46$ ($s = 22$ mm), representando en la misma las correlaciones obtenidas por Bergelin et al., para el fenómeno de transferencia de calor donde un aceite que fluye a través de un banco ($s/d = 1,25$) es calentado con agua que circula por los tubos. Se observa buena concordancia entre ambos trabajos, aunque en la región comprendida entre $200 < Re' < 4000$ no se encontró en el caso de la transferencia de materia el cambio brusco de la curva j' versus Re' obtenida por Bergelin et al.

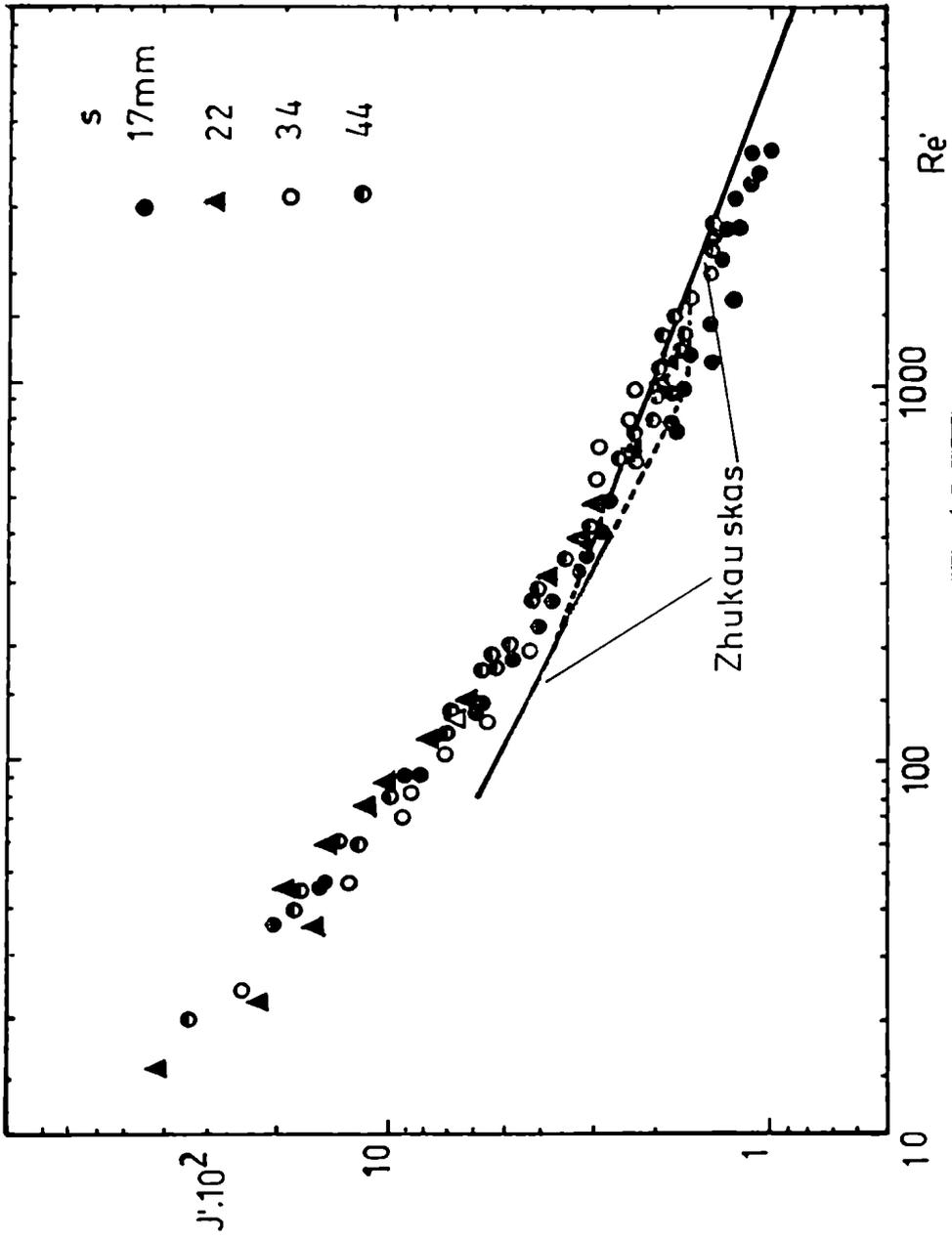


Figura 28. Transferencia de materia en bancos de tubos.-

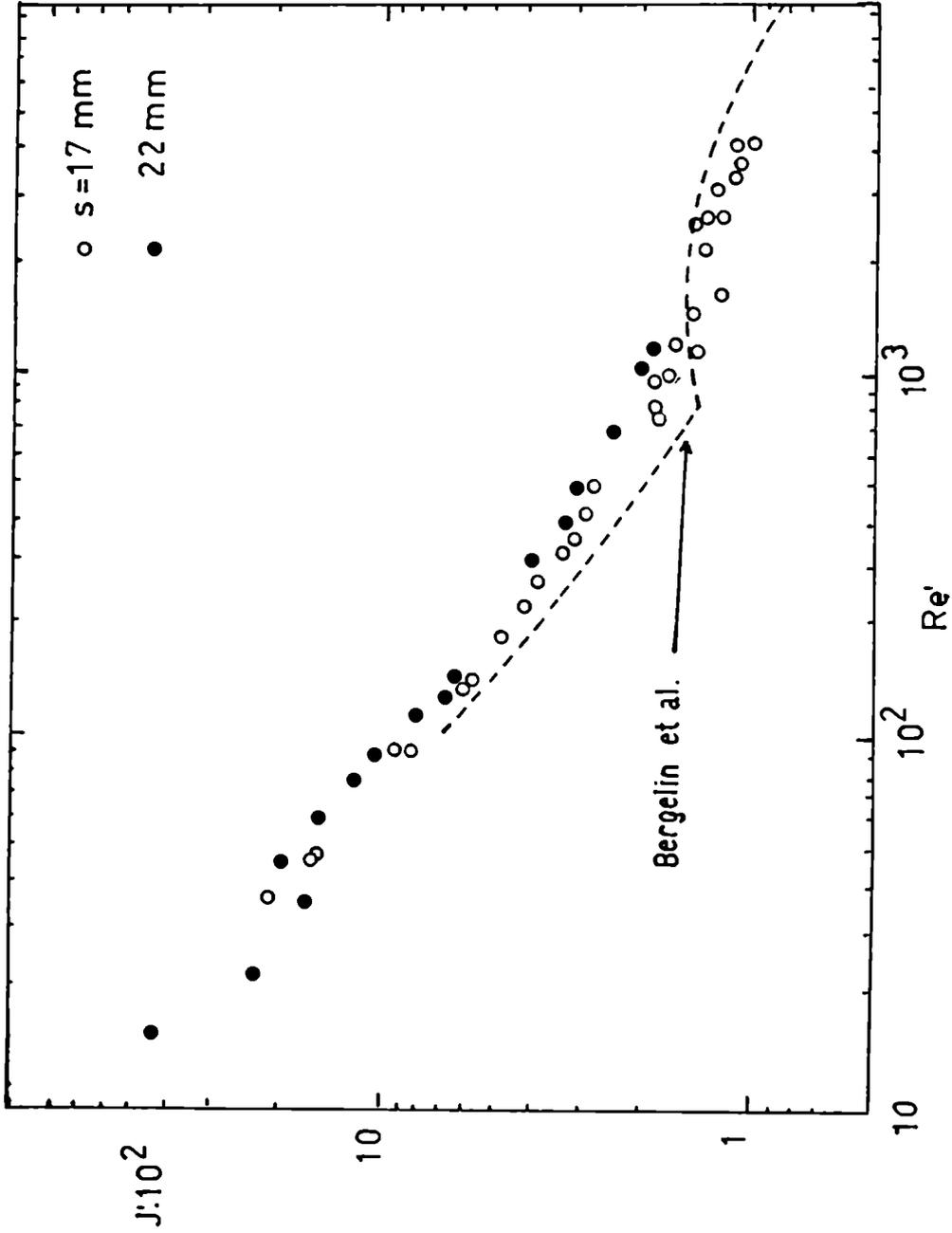


Figura 29. Transferencia de materia global en bancos de tubos ($s/d = 1,16$ y $1,46$). Comparación con la correlación obtenida por Bergelin y colaboradores ($s/d = 1,25$).-

7.2.2. TRANSFERENCIA DE MATERIA LOCAL.

En la figura 30 se graficaron las distribuciones del coeficiente local de transferencia para distintos espaciados y a números de Reynolds constante ($Re' = 500$). En todos los casos, excepto para el menor paso ($s = 17$ mm), se observan condiciones extremas, mínimo y máximo relativos del coeficiente de transferencia de materia en los puntos de estancamiento anterior y posterior respectivamente.

A partir del punto de estancamiento anterior, la velocidad de transferencia aumenta hasta alcanzar un valor máximo (alrededor de $\theta = 60^\circ$) debido a la aceleración que sufre el fluido; a partir de ese punto el número de Sherwood disminuye gradualmente, alcanza un mínimo en la región correspondiente al desprendimiento de la capa; luego crece nuevamente debido a la formación de vórtices en la parte posterior del tubo.

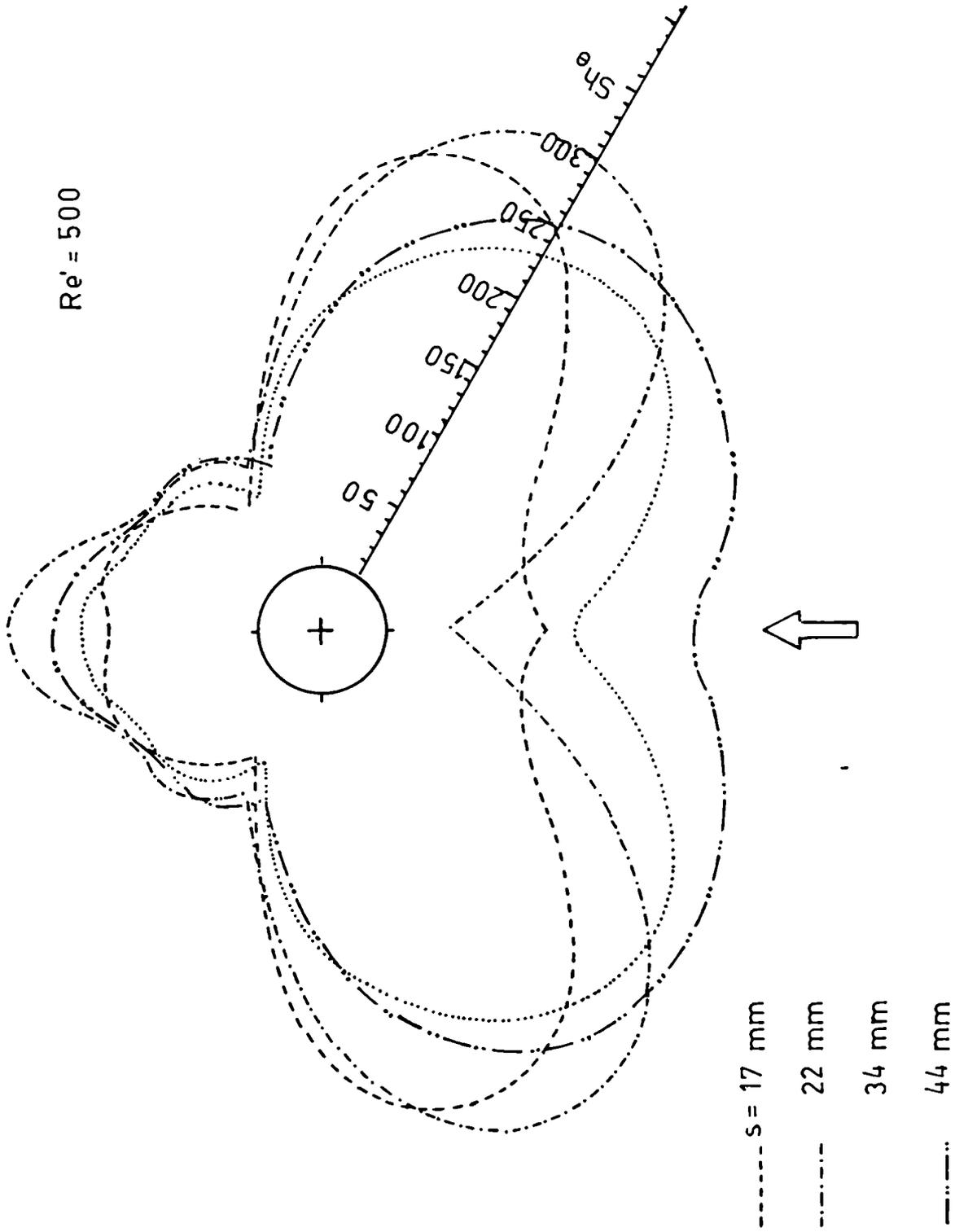


Figura 30. Transferencia de materia local en bancos de tubos para dis-
tintos espaciados, $Re' = 500$.

La distribución del coeficiente de transferencia para $s = 17$ mm muestra un comportamiento marcadamente diferente en los puntos de estancamiento. En la figura 31, puede observarse que el máximo en la parte posterior se detecta recién a un $Re' = 811$, mientras que para $s = 22$ mm, lo presenta aún para números de Reynolds muy bajos. Por ejemplo, de la figura 32 se deduce que dicho máximo ya existe a $Re' = 43$. Comportamiento análogo se observa para $s = 34$ mm (figura 33) y para $s = 44$ mm (figura 34).

También cabe hacer notar que para el mayor espaciado estudiado (figura 34), y $Re' = 47$, la distribución de la transferencia de materia se asemeja a la del tubo único; no se produce una disminución tan drástica en la velocidad de transferencia en el punto de estancamiento anterior, debido a que el efecto de bloqueo provocado por la fila anterior se hace menos importante a medida que el número de Reynolds disminuye. En cambio a un espaciado menor, por ejemplo $s = 22$ mm, aún para números de Reynolds bajos, $Re' = 43$ (figura 32), el efecto de bloqueo se mantiene. La figura 35 ilustra estos resultados.

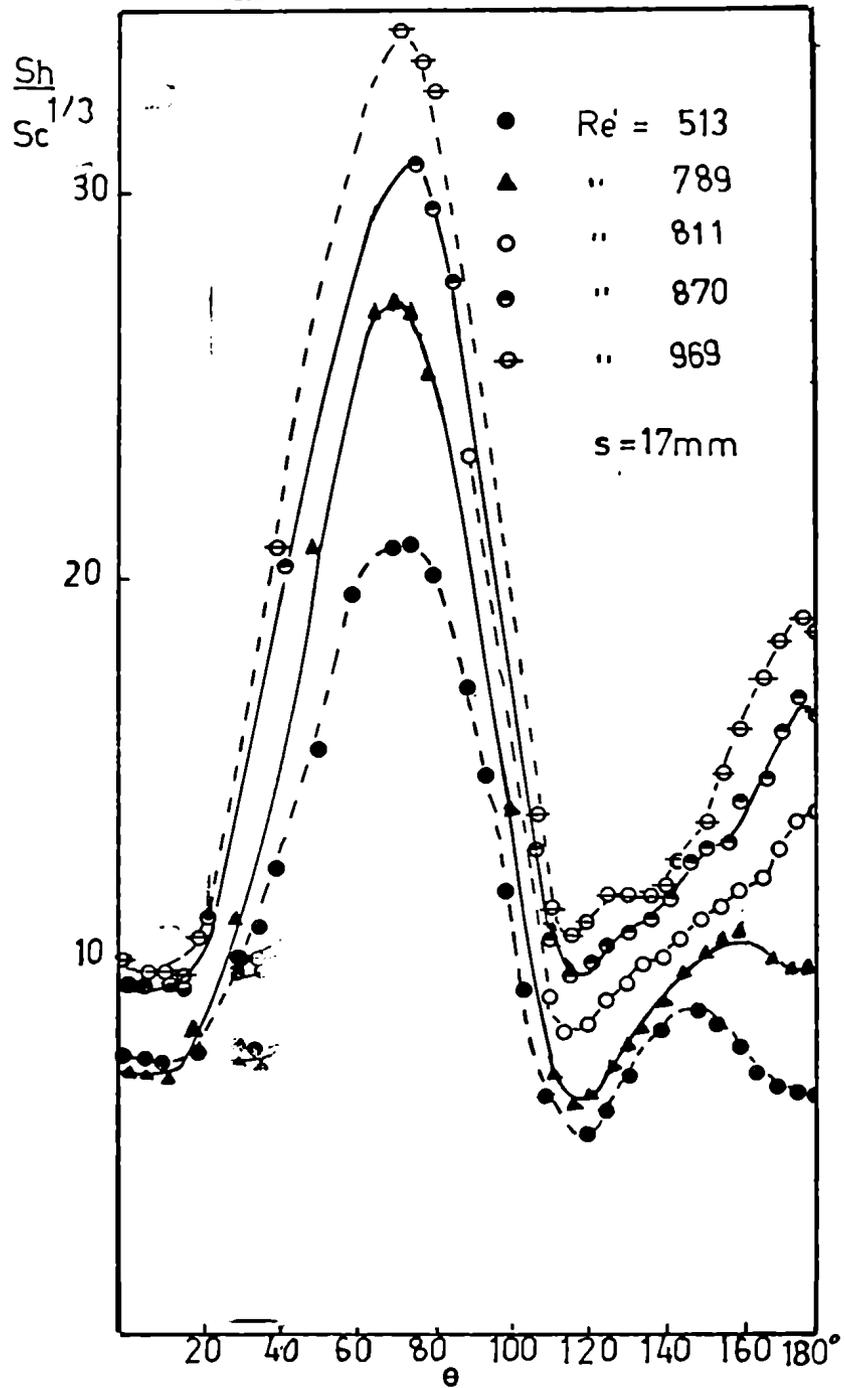


Figura 31. Distribución de la transferencia de materia local alrededor de un cilindro ubicado en un banco de tubos de 17 mm de paso.-

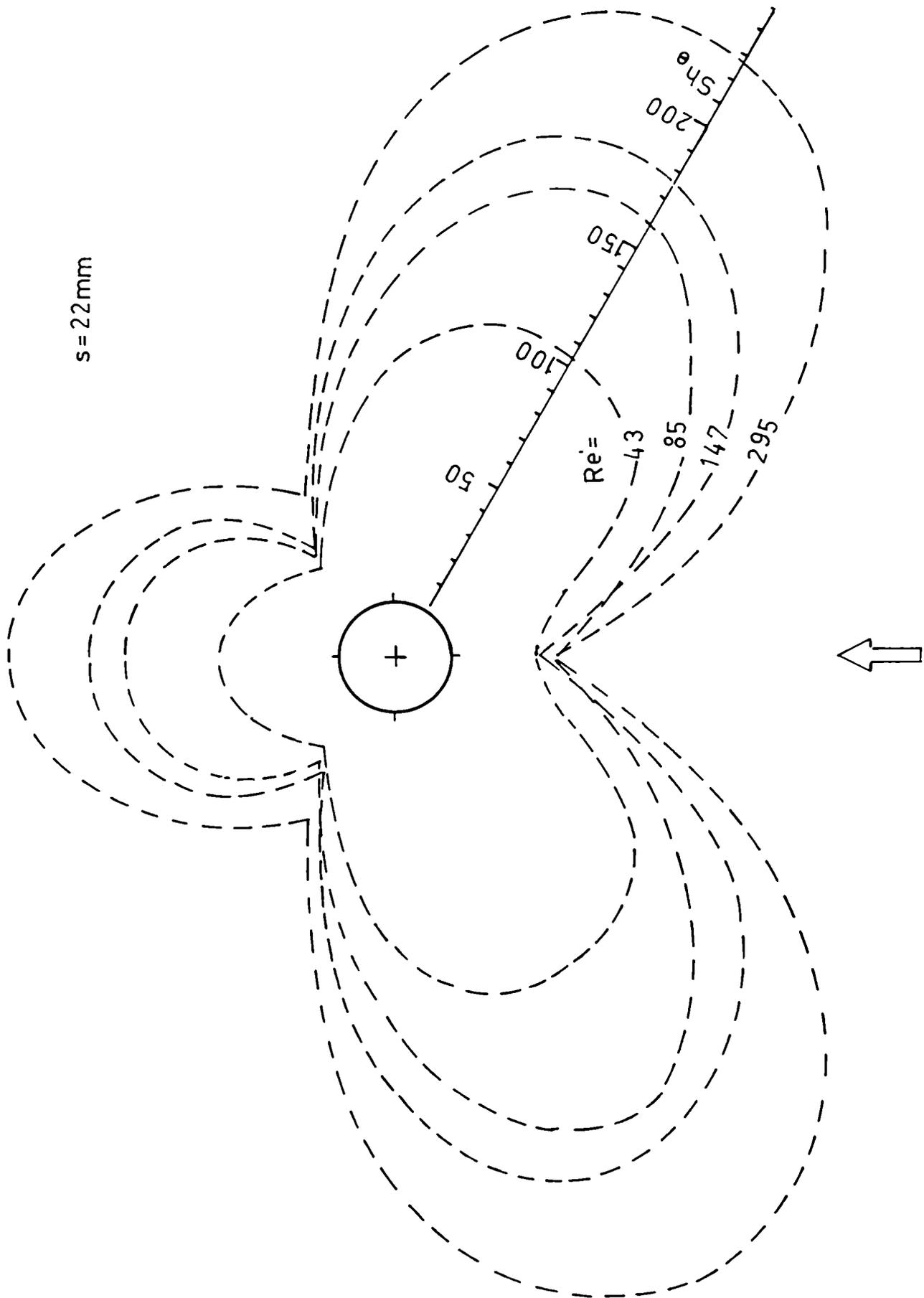


Figura 32. Distribución de la transferencia de materia alrededor de un cilindro ubicado en un banco de tubos de 22 mm de paso.

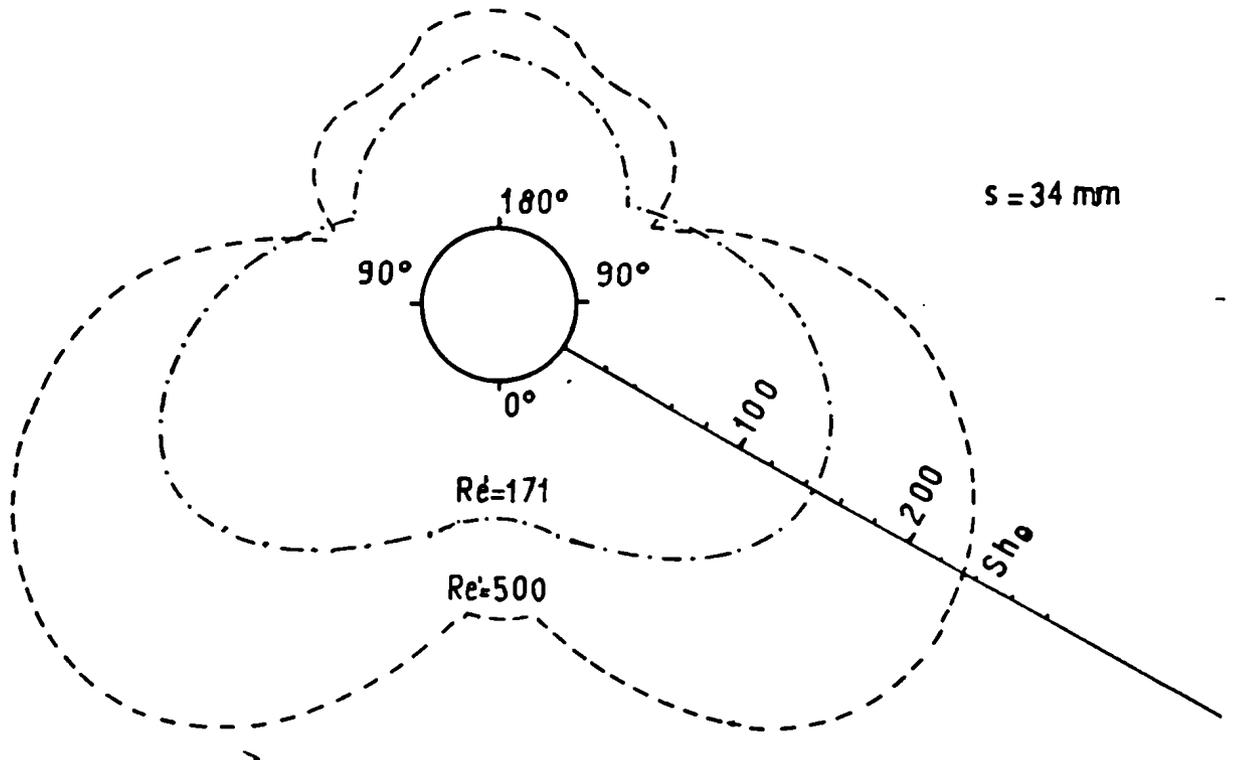


Figura 33. Distribución de la transferencia de materia local alrededor de un cilindro ubicado en un banco de tubos de $3\frac{1}{4}$ mm de paso.-

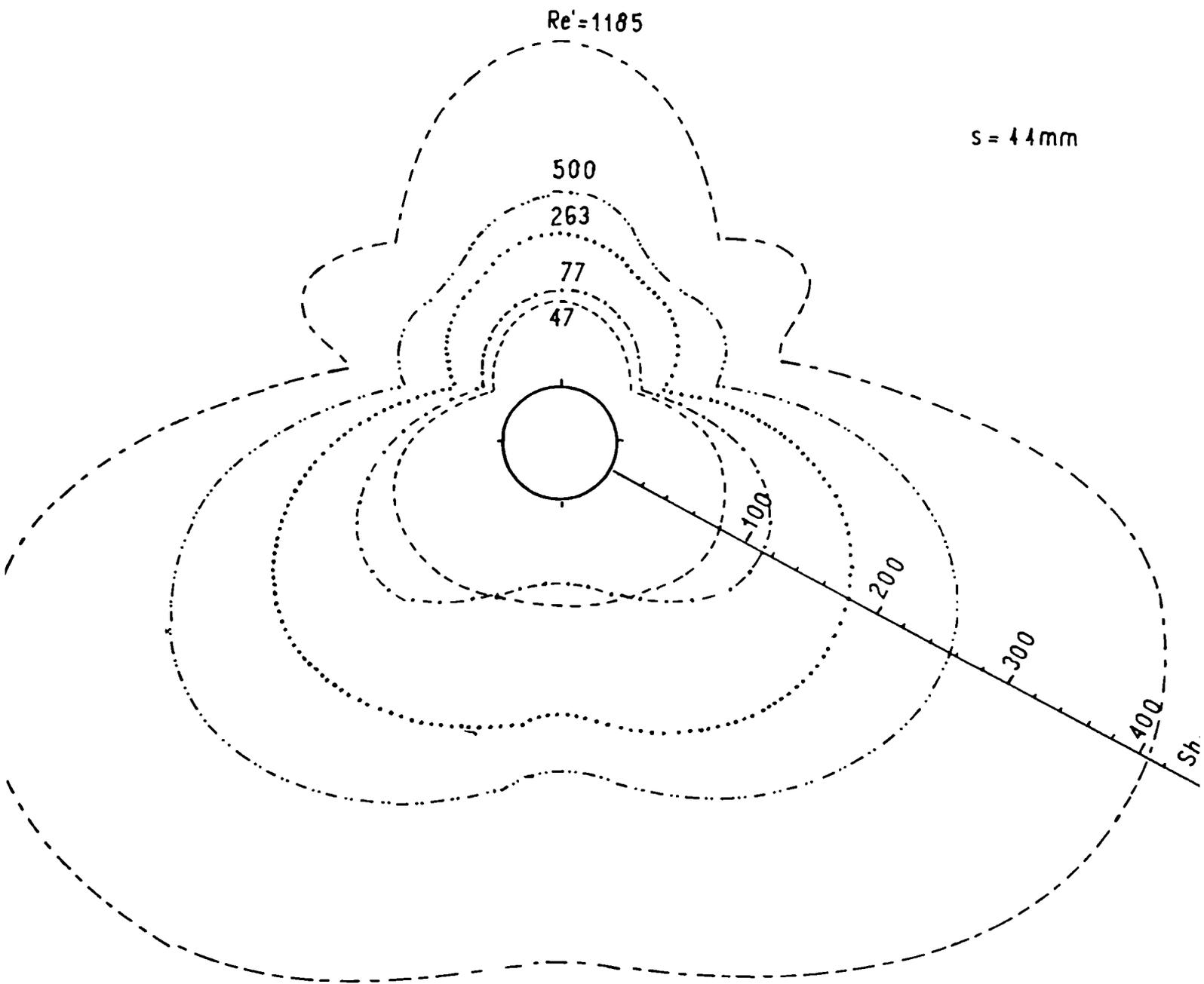


Figura 34. Distribución de la transferencia de materia alrededor de un cilindro ubicado en un banco de tubos de 44 mm de paso.-

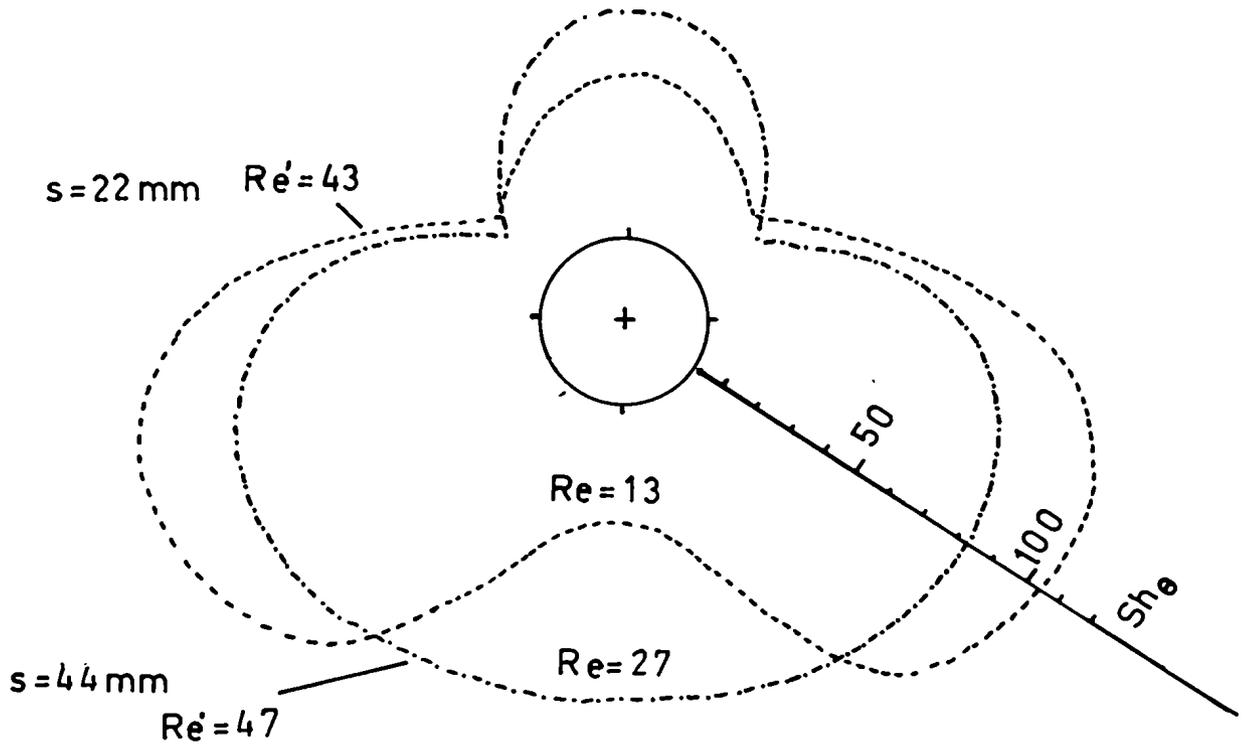


Figura 35. Transferencia de materia local para arreglos de cilindros de 22 y 44 mm de paso, a bajos números de Reynolds.-

Las figuras 36, 37 y 38 presentan las fluctuaciones de la intensidad de corriente en función del tiempo, las mismas dan un fiel reflejo de la existencia de torbellinos en determinadas zonas según lo comentado anteriormente.

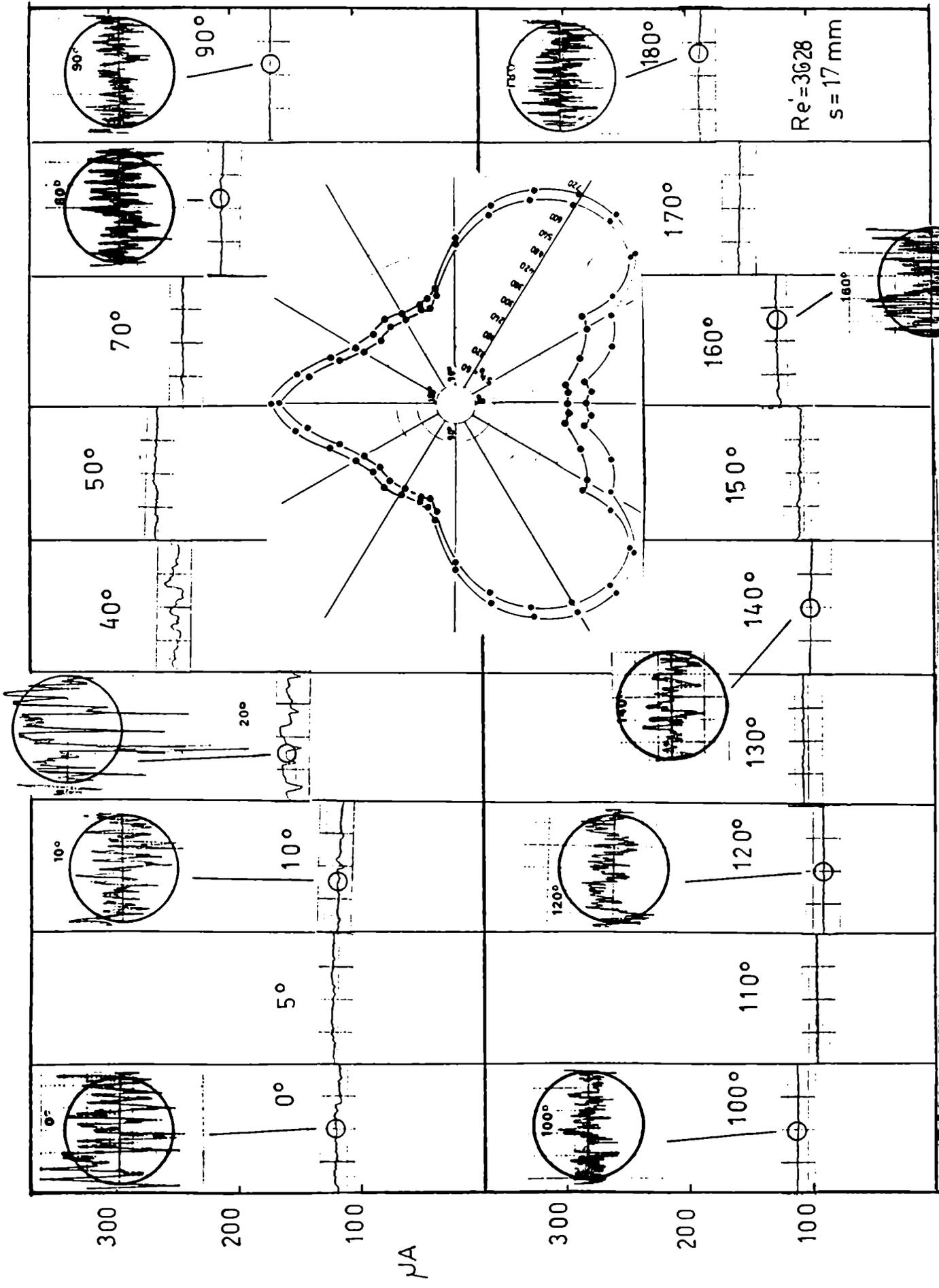


Figura 36.-

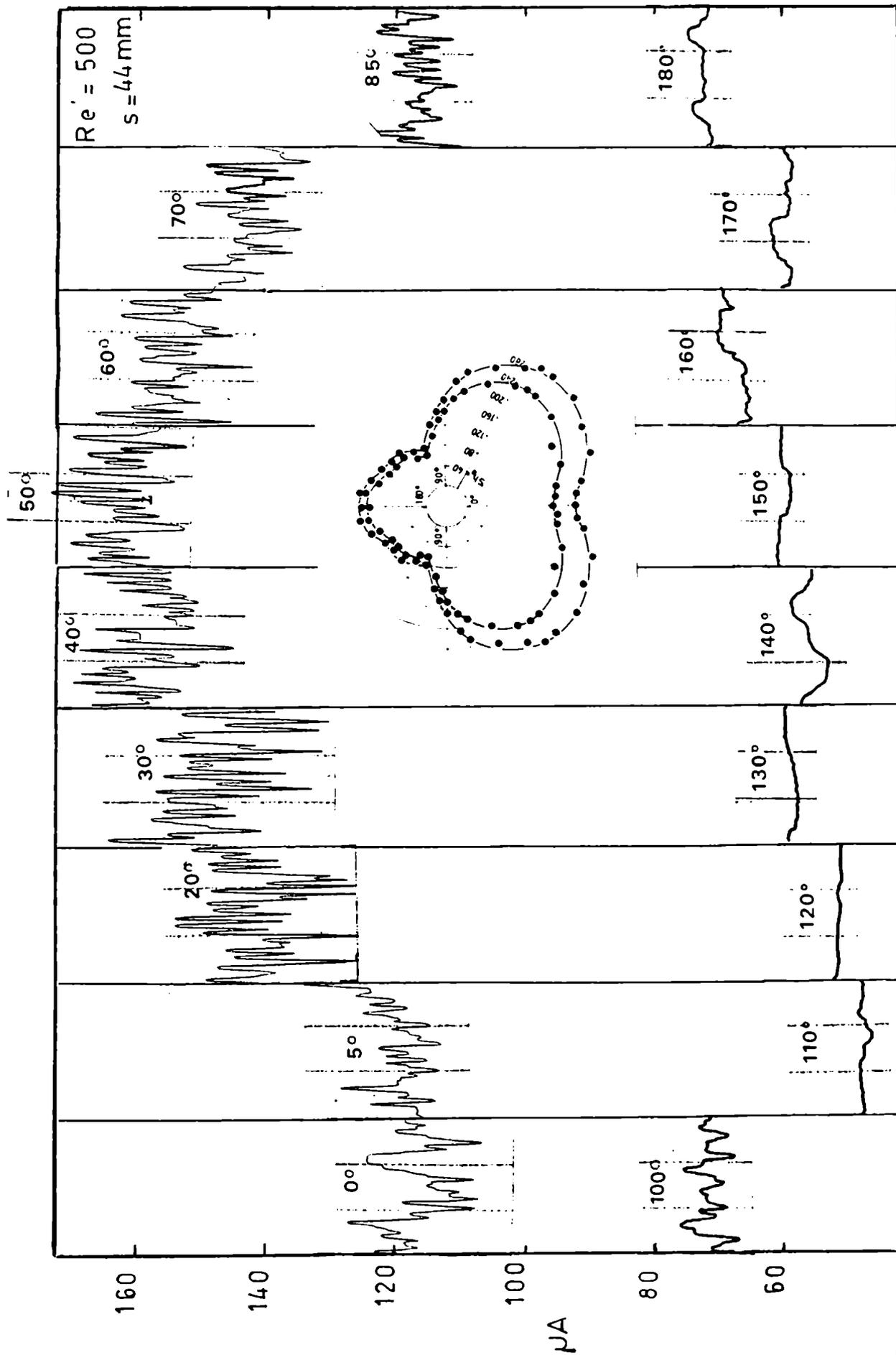


Figura 37.-

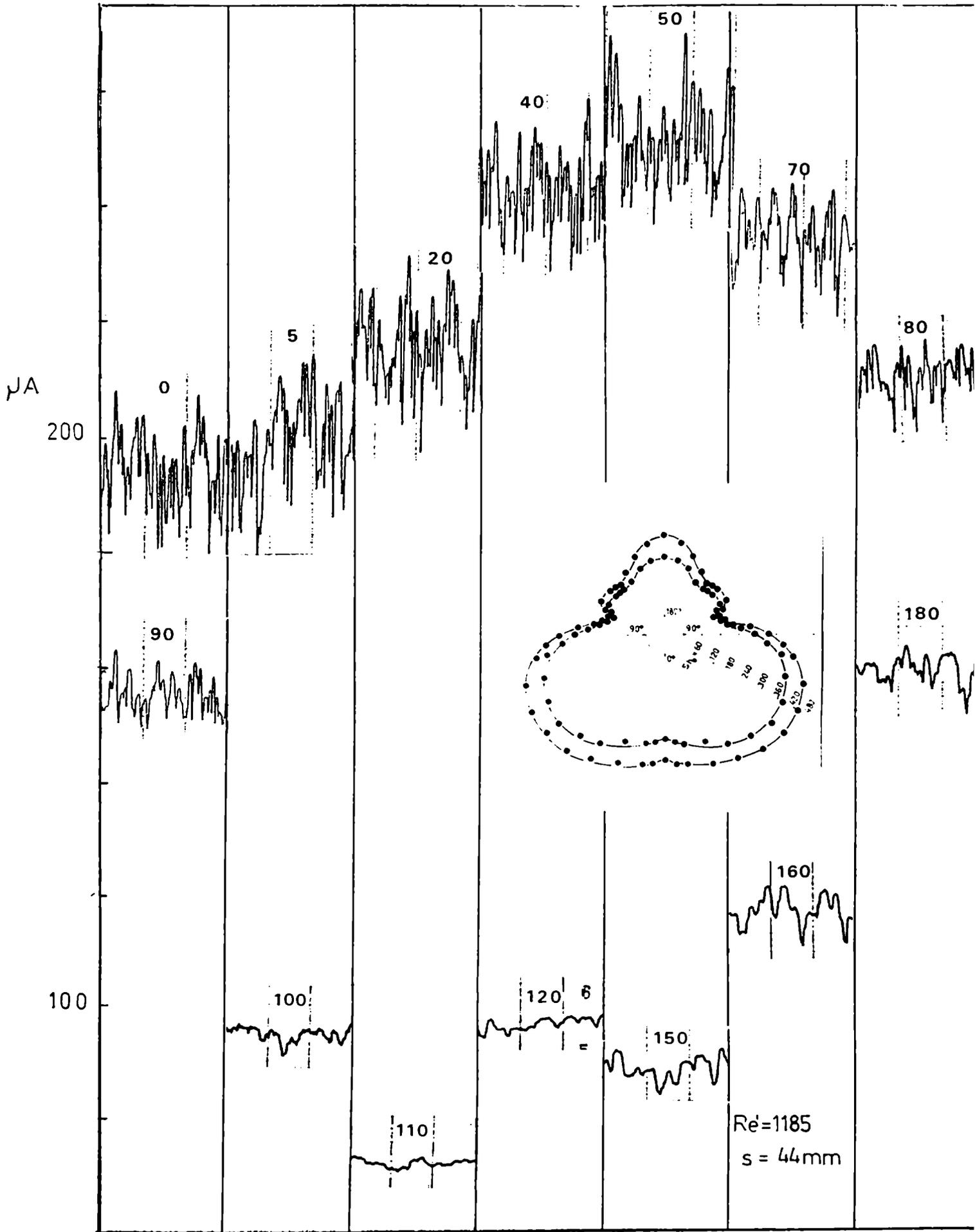


Figura 38.-

7.4. COMPARACION CON UN MODELO TEORICO.

LeClair y Hamielec (1) propusieron un modelo teórico, según el cual el banco de tubos está formado por una serie de celdas que no interaccionan entre sí. Cada celda contiene un cilindro y su entorno de fluido, de manera tal que la porosidad de la misma sea igual a la del banco de tubos. Estas suposiciones simplifican la resolución de las ecuaciones de Navier - Stokes, pero no reflejan la realidad de lo que ocurre en el banco.

En la figura 39 puede observarse que los perfiles predichos por este modelo difieren de las distribuciones obtenidas experimentalmente.

Así por ejemplo, el modelo no considera el efecto de bloqueo provocado por las filas anteriores, que producen una marcada disminución del coeficiente de transferencia en el punto de estancamiento anterior. Puede observarse que a mayor porosidad, la concordancia en la región posterior es mejor (Figura 39.a). En cambio a porosidades relativamente bajas (Figura 39.c), las diferencias son más notables, porque el efecto es más importante.

A pesar de las diferencias observadas en los perfiles, los valores medios no difieren en más del 4 %, probablemente debido a efectos compensatorios.

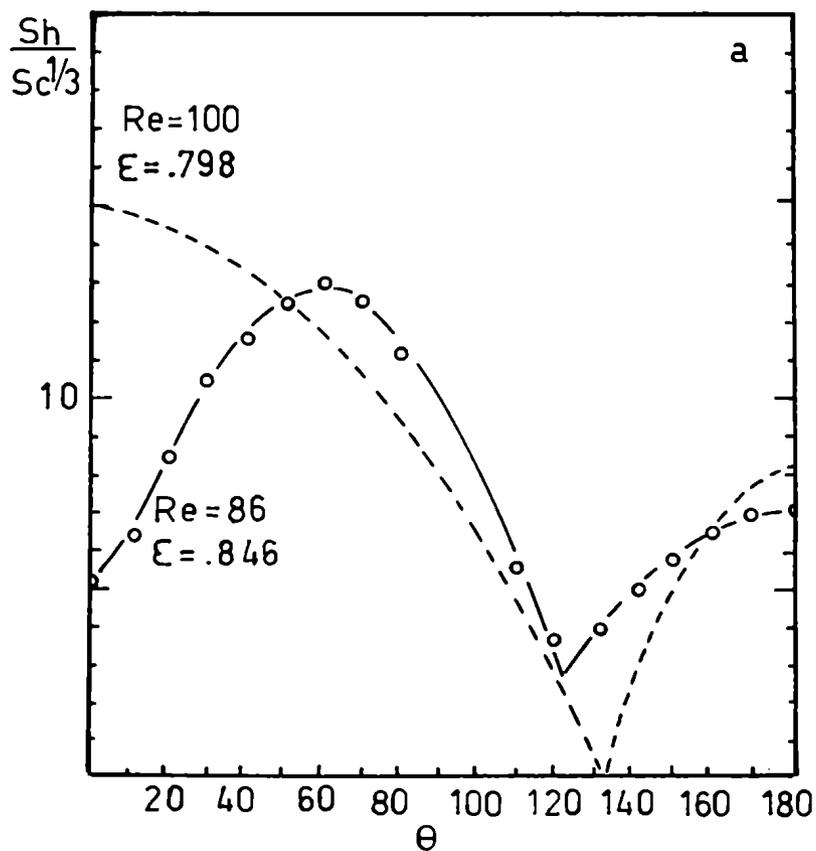


Figura 39. Comparación de los resultados experimentales, con los valores teóricos obtenidos por LeClair y Hamielec.-

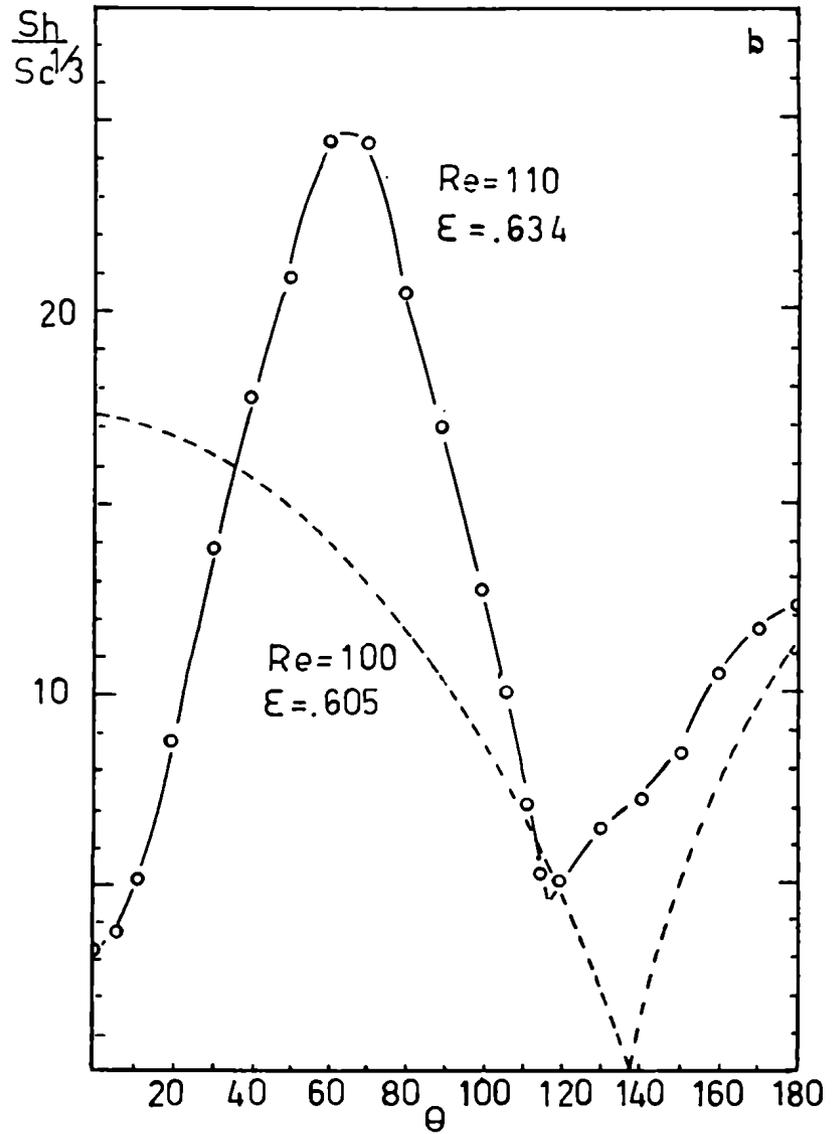


Figura 39. Comparación de los resultados experimentales con los valores teóricos obtenidos por LeClair y Hamielec.-

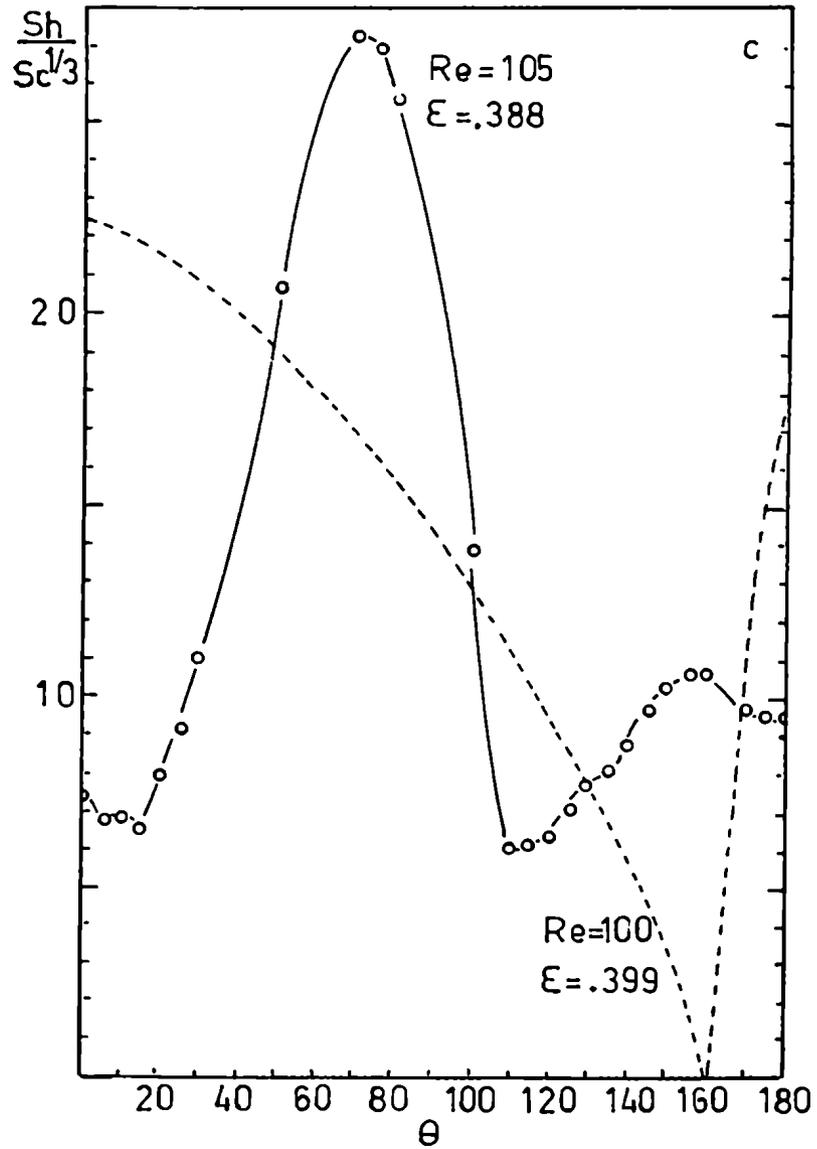


Figura 39. Comparación de los resultados experimentales, con los valores teóricos obtenidos por LeClair y Hamielec.-

COMPARACION CON GEOMETRIAS MAS SENCILLAS.

La comparación de los resultados experimentales obtenidos para bancos de tubos con los correspondientes a geometrías más sencillas, ya descritas en los capítulos anteriores, puede enfocarse de dos formas diferentes, ya sea que se considere igual velocidad superficial o igual velocidad intersticial máxima.

7.5.1. IGUAL VELOCIDAD SUPERFICIAL.

Las figuras 40, 41 y 42 comparan los perfiles correspondientes a la transferencia de materia local para el cilindro ubicado en el banco de tubos con el tubo único, para distintos números de Reynolds y tres espaciamientos diferentes.

En líneas generales se puede destacar que a igual número de Reynolds, basado en la velocidad superficial, corresponde una mayor velocidad de transferencia de materia para el cilindro ubicado en el banco, siendo este aumento de magnitud considerable; por ejemplo para un paso igual a 17 mm y $Re = 500$, el coeficiente de transferencia global llega a ser 2,4 veces mayor que para el tubo único; el mayor incremento se halla localizado en la zona frontal donde el perfil presenta un máximo, debido a la turbulencia allí reinante, provocada por la reducción de la sección libre y por la presencia de los tubos vecinos. Este flujo es también el responsable de

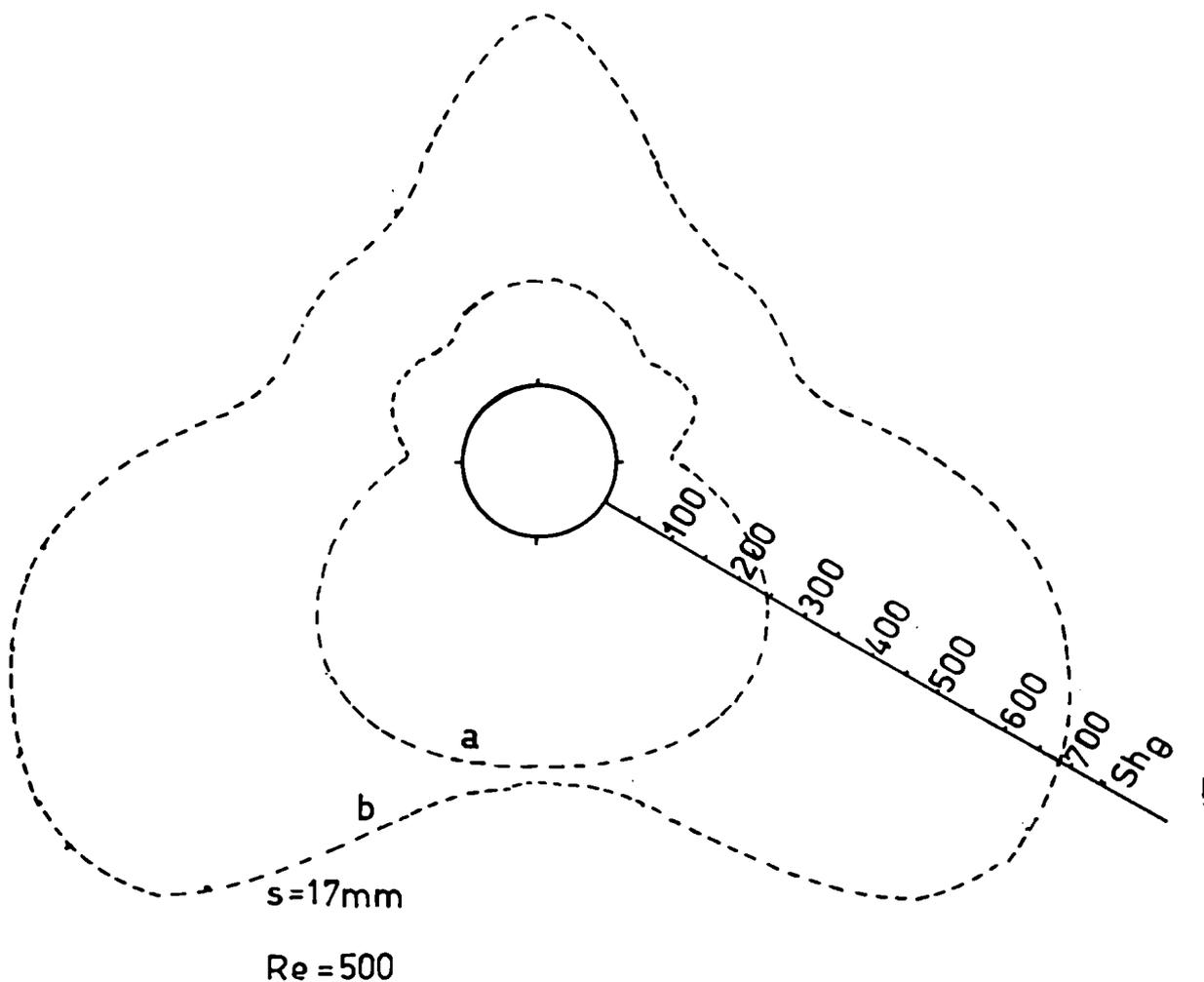


Figura 40. Distribución del número de Sherwood alrededor de un cilindro ubicado en un banco de tubos de 17 mm de paso. Comparación con los correspondientes a un tubo único (curva a).-

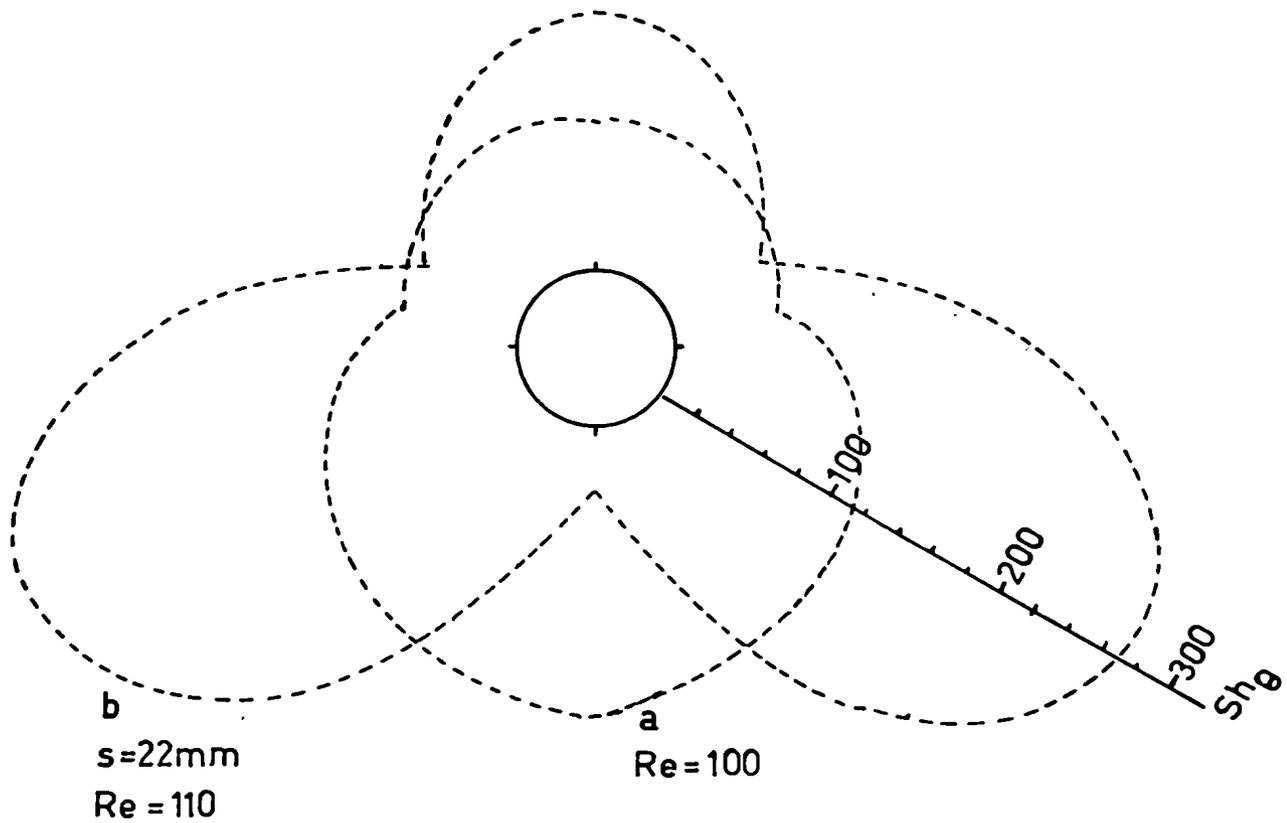


Figura 41. Distribución del número de Sherwood alrededor de un cilindro ubicado en un banco de tubos de 22 mm de paso. Comparación con la correspondiente al tubo único (curva a).-

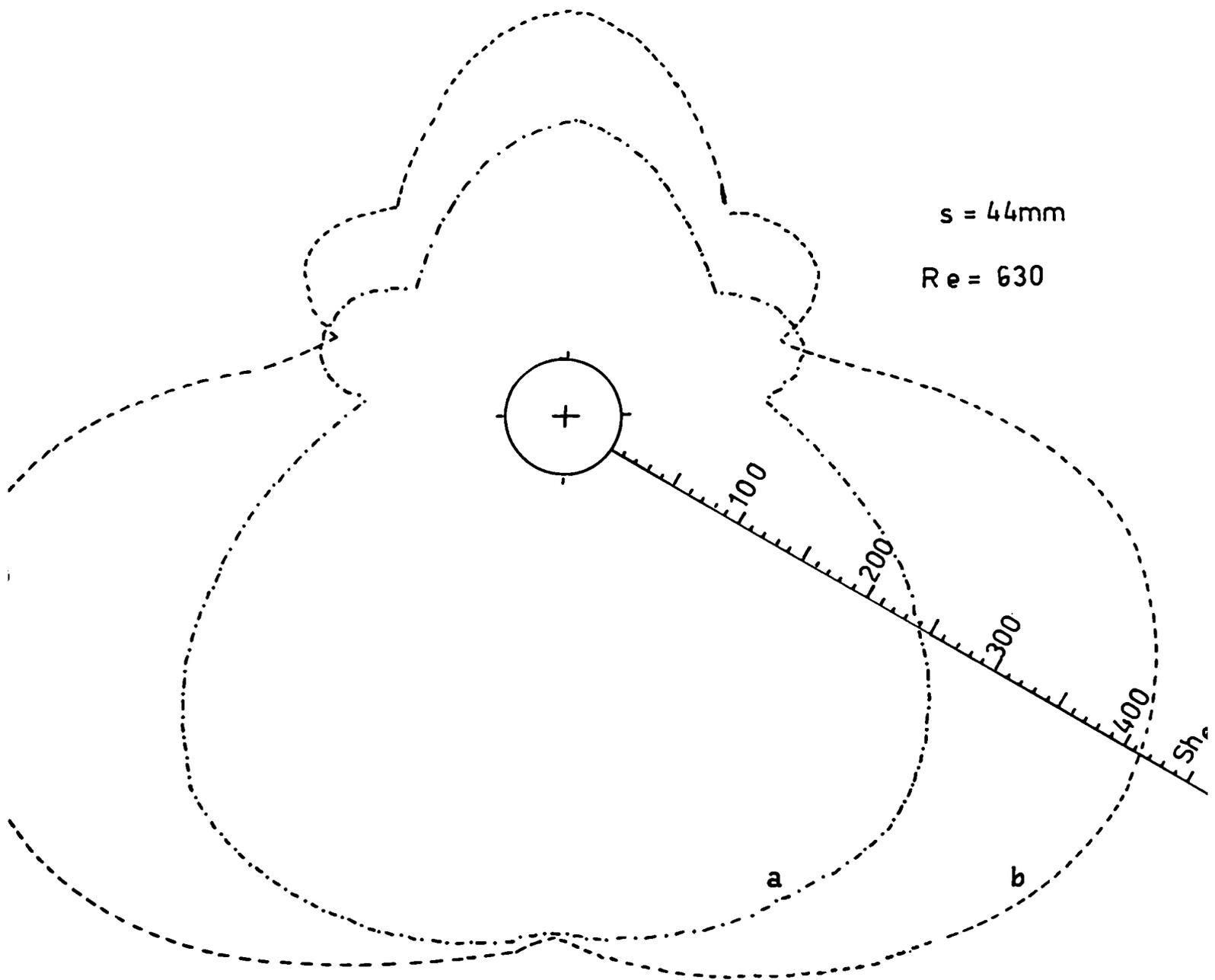


Figura 42. Distribución del número de Sherwood alrededor de un cilindro ubicado en un banco de tubos de 44 mm de paso. Comparación con la correspondiente al tubo único (curva a).-

que el punto de desprendimiento se desplace hacia atrás, ya que probablemente la capa laminar se vuelve turbulenta, y ésta puede permanecer adherida al cilindro mucho más allá, a pesar del gradiente de presión adverso.

En las figuras 43 y 44 se comparan las distribuciones de transferencia local para el cilindro ubicado en el banco de tubos y en el centro de un arreglo horizontal, para $s = 17$ mm y $3\frac{1}{4}$ mm respectivamente. En ambos ordenamientos, al coincidir las velocidades superficiales y los espaciados, también resultan iguales las velocidades intersticiales. En el punto de estancamiento anterior, se observa un coeficiente de transferencia menor para el banco de tubos, lo que puede atribuirse al bloqueo que producen las filas anteriores. A partir de este punto, en ambos sistemas, la velocidad de transferencia aumenta por la aceleración que sufre el fluido al reducirse la sección de flujo, siendo mayor la correspondiente al banco, debido a la mayor turbulencia que provocan los tubos de las otras filas vecinas. Esta a su vez provoca un desplazamiento aguas abajo del punto de desprendimiento.

Todos estos efectos se manifiestan en el comportamiento de la transferencia de materia global. La figura 45 resume por ejemplo para $s = 17$ mm las curvas de j versus Re para las distintas geometrías. Dada la importancia práctica que observan los arreglos de tan baja relación paso a diámetro, dicha figura será comentada en el ítem correspondiente a las conclusiones.

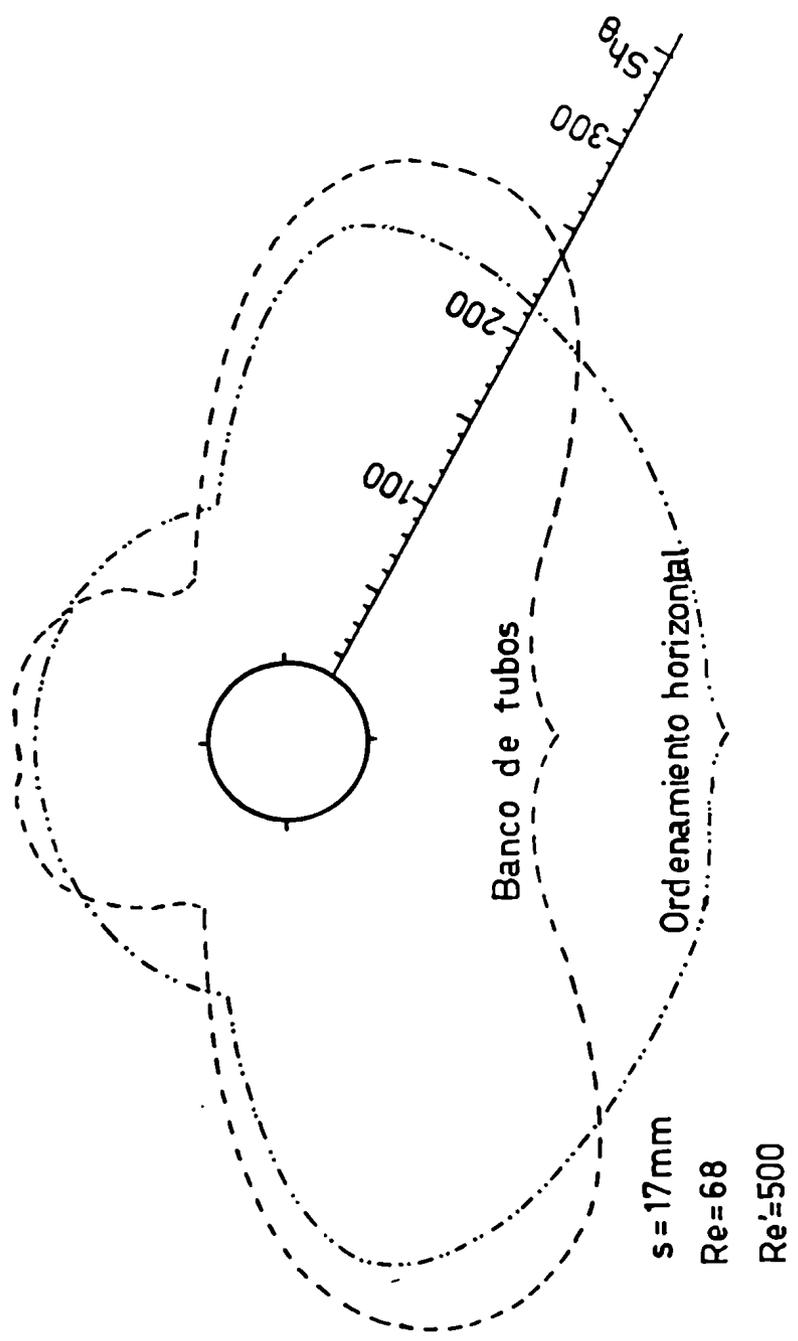


Figura 43. Distribución de la transferencia de materia local.-

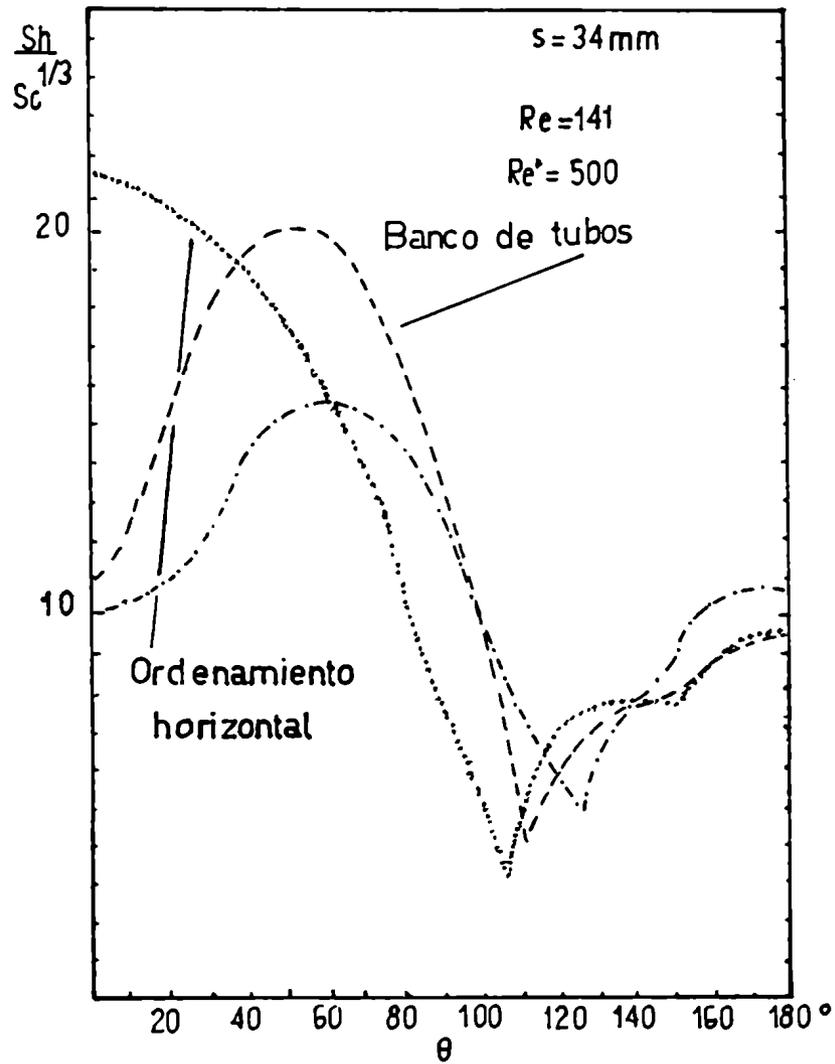


Figura 44. Distribución de la transferencia de materia local.-

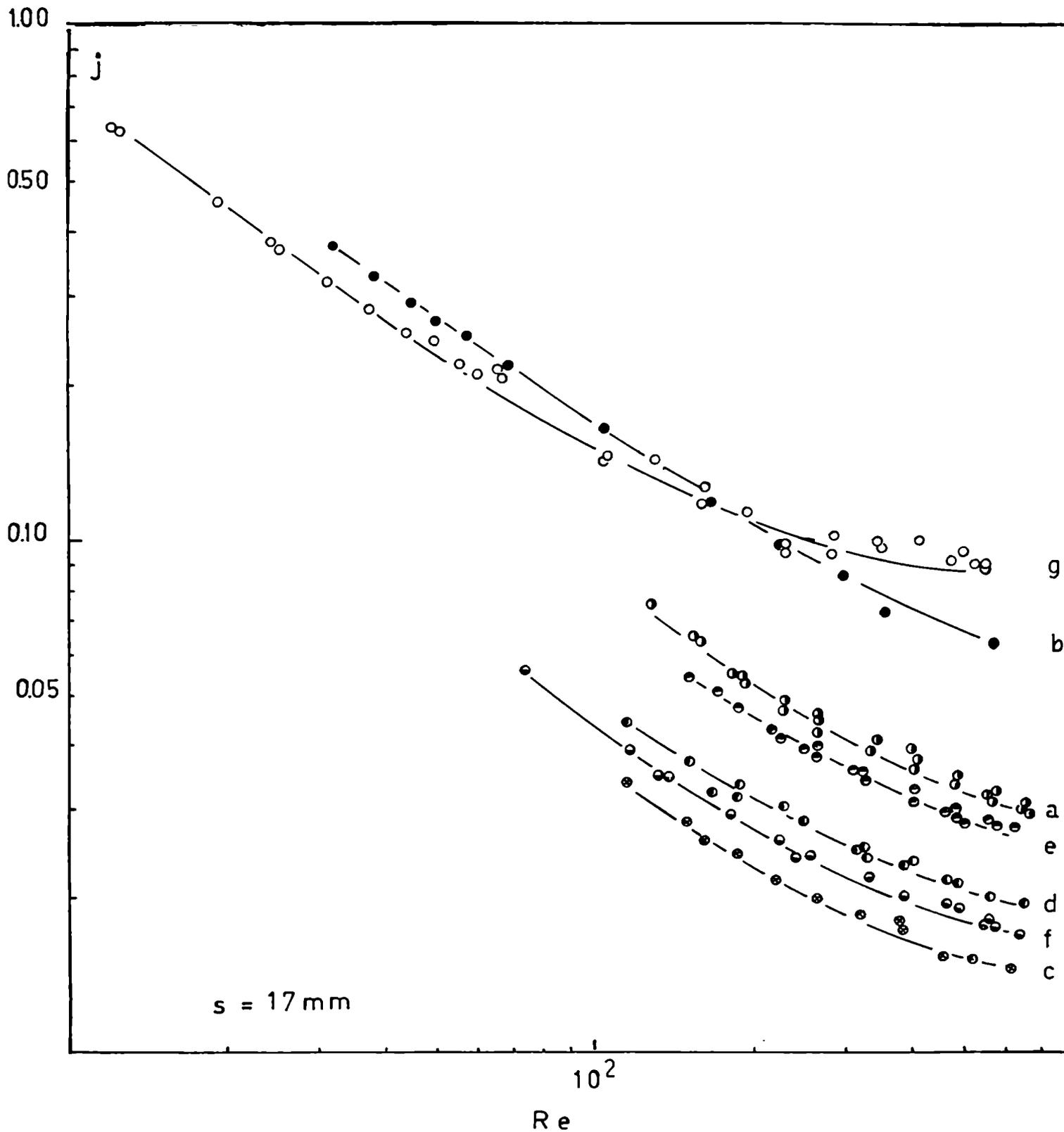


Figura 45. Transferencia de materia global. (a) Tubo único. (b) Ordenamiento horizontal. (c) Sistema de dos tubos en tándem, superior activo. (d) Sistema de 5 y 6 tubos ordenados verticalmente, superior activo. (e) dos y tres tubos ordenados verticalmente inferior activo. (f) (5+1+2) cilindros ordenados verticalmente. (g) Banco de tubos.-

7.5.2. IGUAL VELOCIDAD INTERSTICIAL.

En las figuras 46 y 47 se comparan las distribuciones correspondientes a los distintos arreglos estudiados para igual número de Reynolds basado en la velocidad intersticial, a dos espaciados diferentes ($s = 17$ y $3\frac{1}{4}$ mm respectivamente).

En las mismas puede observarse que las variaciones preponderantes se producen en la región anterior. Es notable la variación que sufre el coeficiente de transferencia en el punto de estancamiento, por ejemplo para $Re' = 500$, el coeficiente para el cilindro ubicado en el banco es un 50 % menor que si estuviera ubicado en un ordenamiento horizontal, por acción del bloqueo que producen las filas anteriores; y resulta de 30 a 40 % menor que para el tubo único, ya que al efecto de bloqueo se agrega para el banco una desaceleración en el punto de estancamiento, que es despreciable en el caso del tubo único. Por último el coeficiente de transferencia en el punto de estancamiento anterior puede llegar a ser un 10 % superior al observado en un ordenamiento vertical. Aunque en este caso existe en ambos arreglos el efecto de bloqueo, el aumento observado en el banco se debe a la acción de la turbulencia provocada por los tubos vecinos.

Con respecto a la ubicación del mínimo de número de Sherwood local, en el caso del tubo único se encuentra

desplazado aguas arriba respecto del resto de los ordenamientos donde la presencia de los cilindros inertes actúan como promotores de turbulencia que corren el punto de desprendimiento aguas abajo.

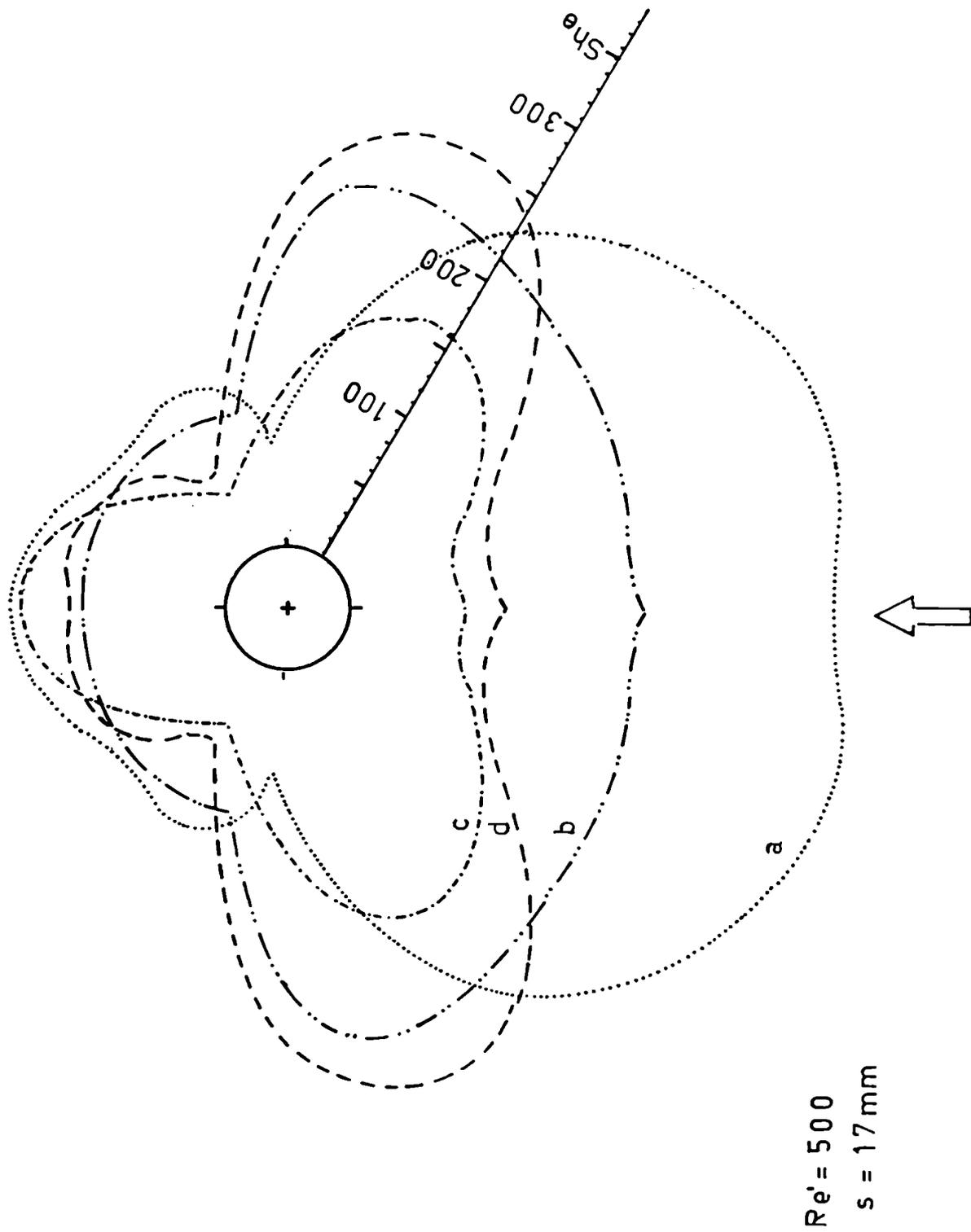


Figura 46. Distribución de la transferencia de materia local. (a) Tubo único. (b) Tubos ordenados horizontalmente. (c) (6+2) tubos ordenados verticalmente. (d) Banco de tubos.

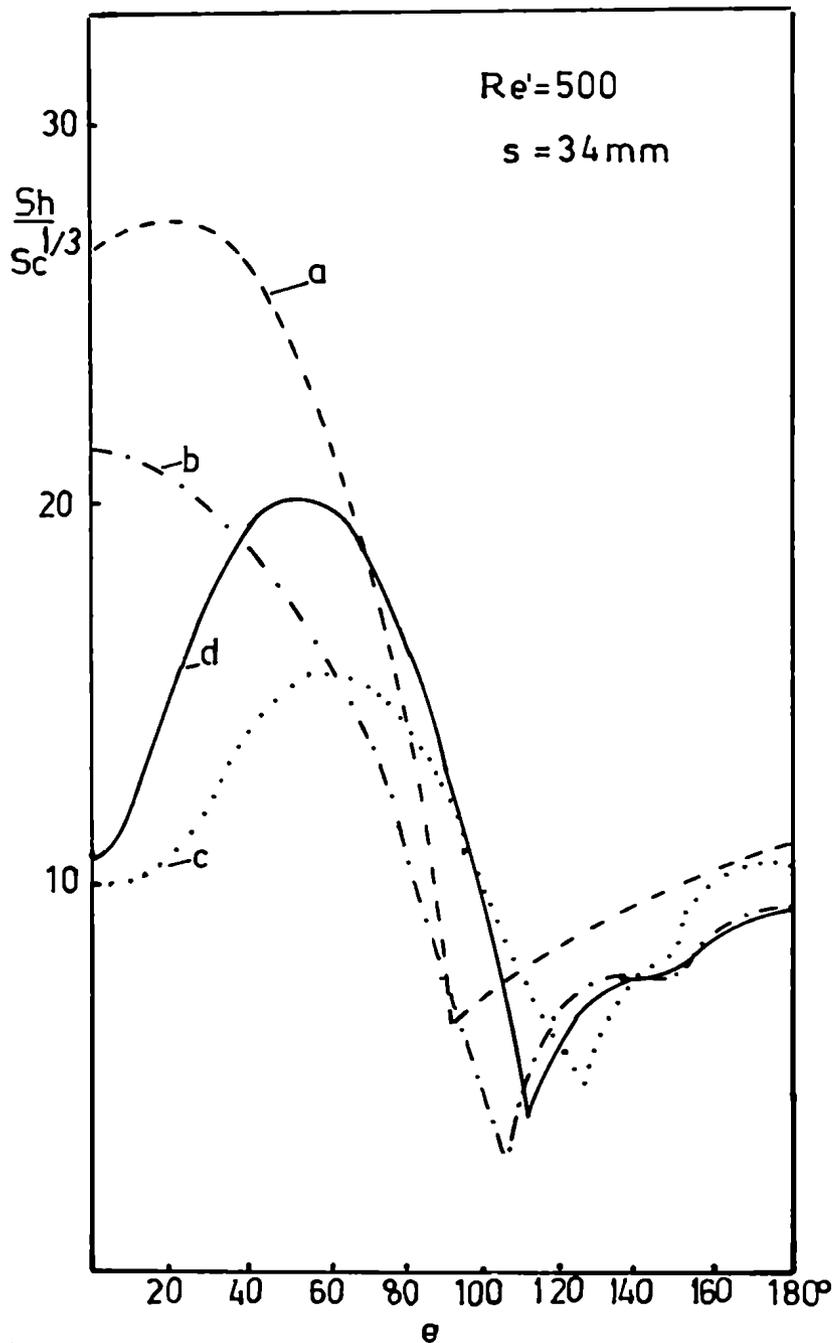


Figura 47. Transferencia de materia local. (a) Tubo único. (b) Tubos ordenados horizontalmente. (c) Sistema de dos tubos ordenados en tándem, superior activo. (d) Banco de tubos.-

3. CONCLUSIONES.

La experiencia indica que se obtienen mejores velocidades de transferencia en arreglos de menores espaciados; esto lleva a que los intercambiadores del tipo casco y tubo más frecuentemente usados mantienen una relación paso a diámetro cercano a 1,2; además se hace cada vez más frecuente el empleo de los intercambiadores compactos. Es por ello que en el presente trabajo se da una mayor información experimental para arreglos de $s = 17 \text{ mm}$ ($s/d = 1,13$), y se presenta a manera de conclusión la figura 45, que muestra las distintas curvas j versus Re para las geometrías estudiadas, todas con $s = 17 \text{ mm}$.

En la misma se observa que en la región comprendida entre $150 \leq Re \leq 600$, la mayor transferencia se logra con el banco de tubos (curva g); le sigue en orden de magnitud decreciente el arreglo horizontal (curva b). Esta disminución se debe a la ausencia de filas anteriores que son promotoras de torbellinos.

Siempre en orden decreciente se encuentra la curva correspondiente al tubo único (curva a), debido a que, comparado con el anterior, carece del efecto de aceleración por disminución de la sección libre.

Luego se obtiene una disminución adicional al agregar uno o más cilindros inertes aguas abajo del tubo activo (curva e) ya que ellos provocan modificaciones en las líneas de corriente de la zona posterior.

La adición de un tubo inerte aguas arriba (curva c) produce una reducción aún mayor en la velocidad de transferencia porque bloquea la zona anterior, que es la que proporciona la mayor contribución a la transferencia global.

Aumentando el número de tubos agregados (curva d) mejora nuevamente la transferencia por la formación de una calle de vórtices a los lados de los tubos.

A su vez, si se agregan cilindros inertes aguas abajo la transferencia disminuye respecto del caso anterior (curva f).

Para $Re \leq 150$, sólo se tienen datos para bancos de tubos y arreglos horizontales. Presentan un comportamiento opuesto al mostrado a números de Reynolds mayores, dado que en este rango se puede suponer mínima o nula la presencia de torbellinos, predominando el efecto de bloqueo que hace disminuir la transferencia para el banco de tubos.

M. Bot

J. Schir

9. APENDICE

Datos experimentales correspondientes a:

- a) Arreglos verticales (Gráficos 1 a 10)
- b) Arreglos horizontales (Gráficos 11 a 15)
- c) Bancos de tubos (Gráficos 16 a 33).

GRAFICO 1.-
 $n = 2$ $s = 17\text{mm}$
Superior activo
 $Re = 169$ $t = 21^\circ\text{C}$
 $C_o = 2,0 \cdot 10^{-3}\text{M}$

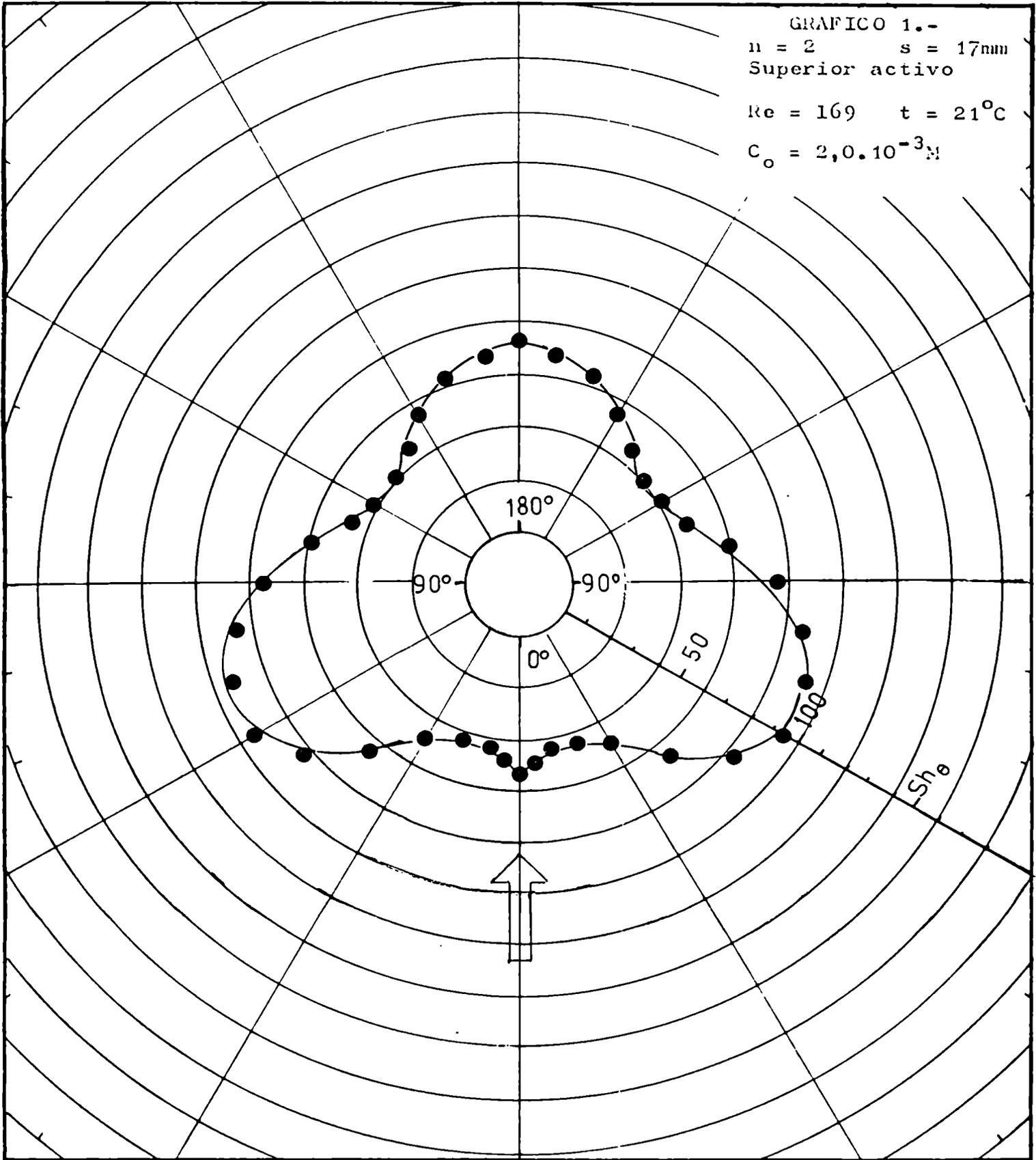


GRAFICO 2.-
n = 2 s = 17mm
Superior activo
Re = 500 t = 21°C
C_o = 2,0 · 10⁻³M

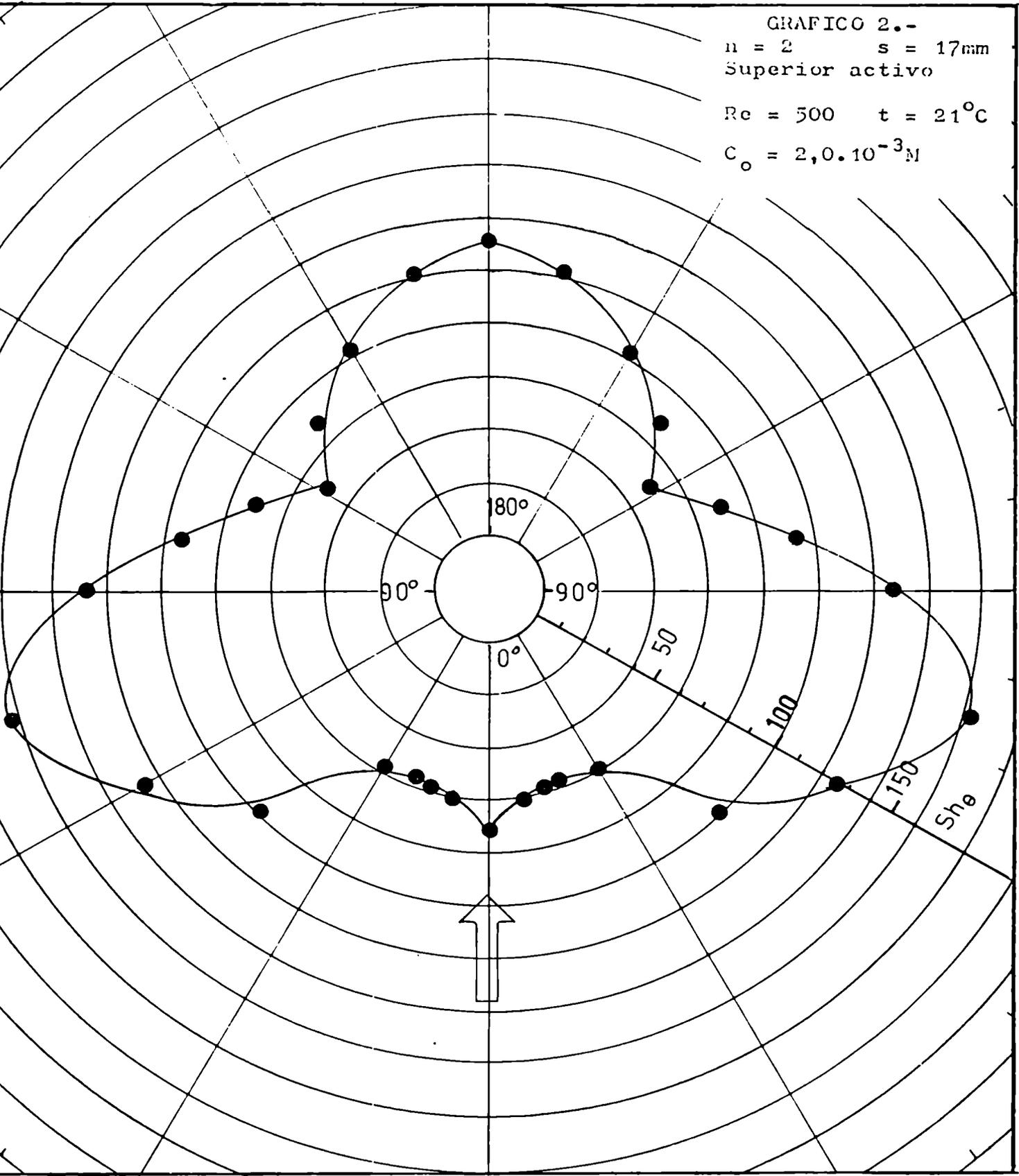


GRAFICO 3.-
n = 3 s = 17mm
Superior activo
Re = 500 t = 21°C
C_o = 2,0 · 10⁻³M

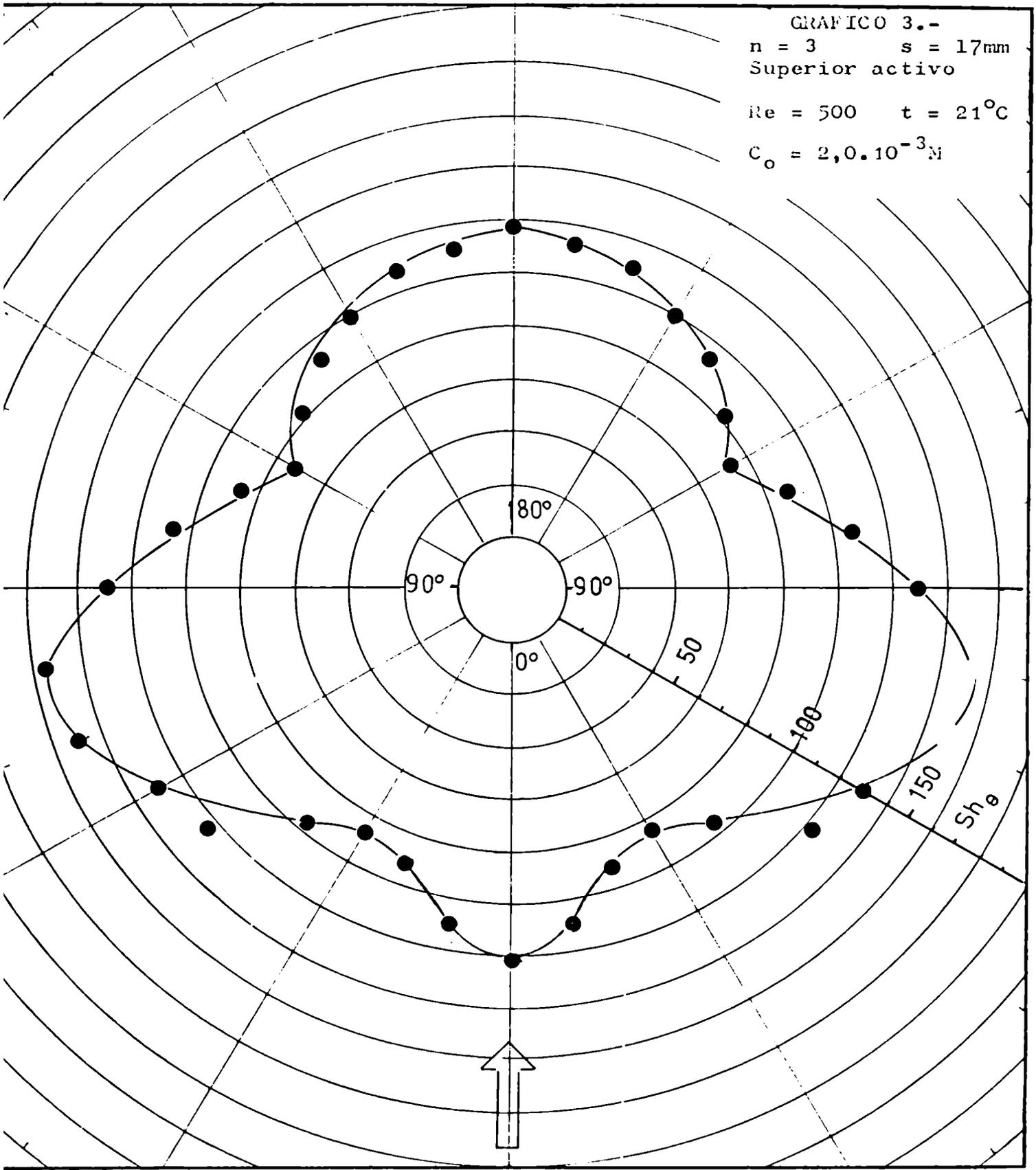


GRAFICO 4.-
n = 4 s = 17mm
Superior activo
Re = 500 t = 21°C
C₀ = 2,0 · 10⁻³M

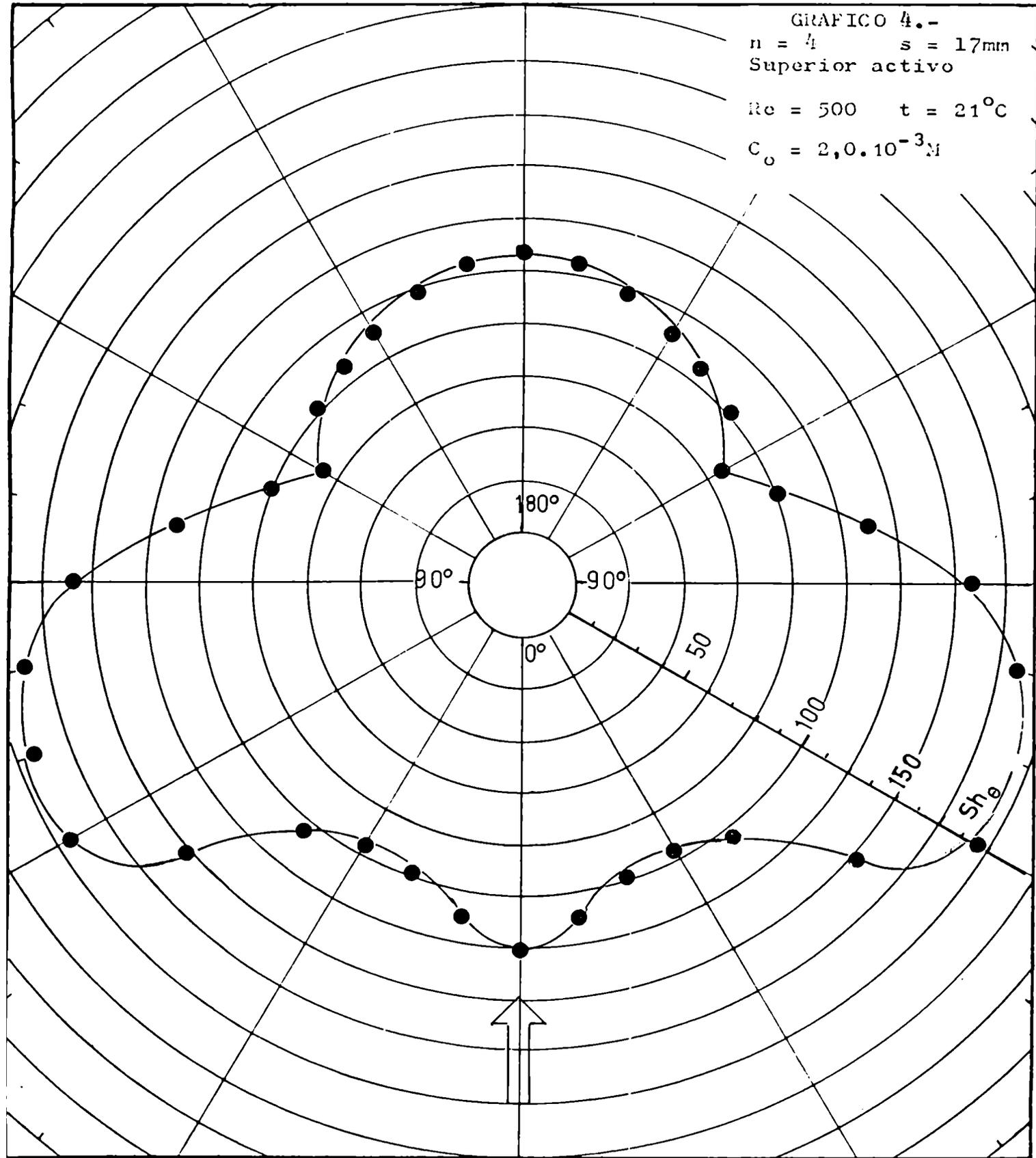


Gráfico 5.-
n = 5 s = 17min
Superior activo
Re = 500 t = 21°C
C₀ = 2,0 · 10⁻³M

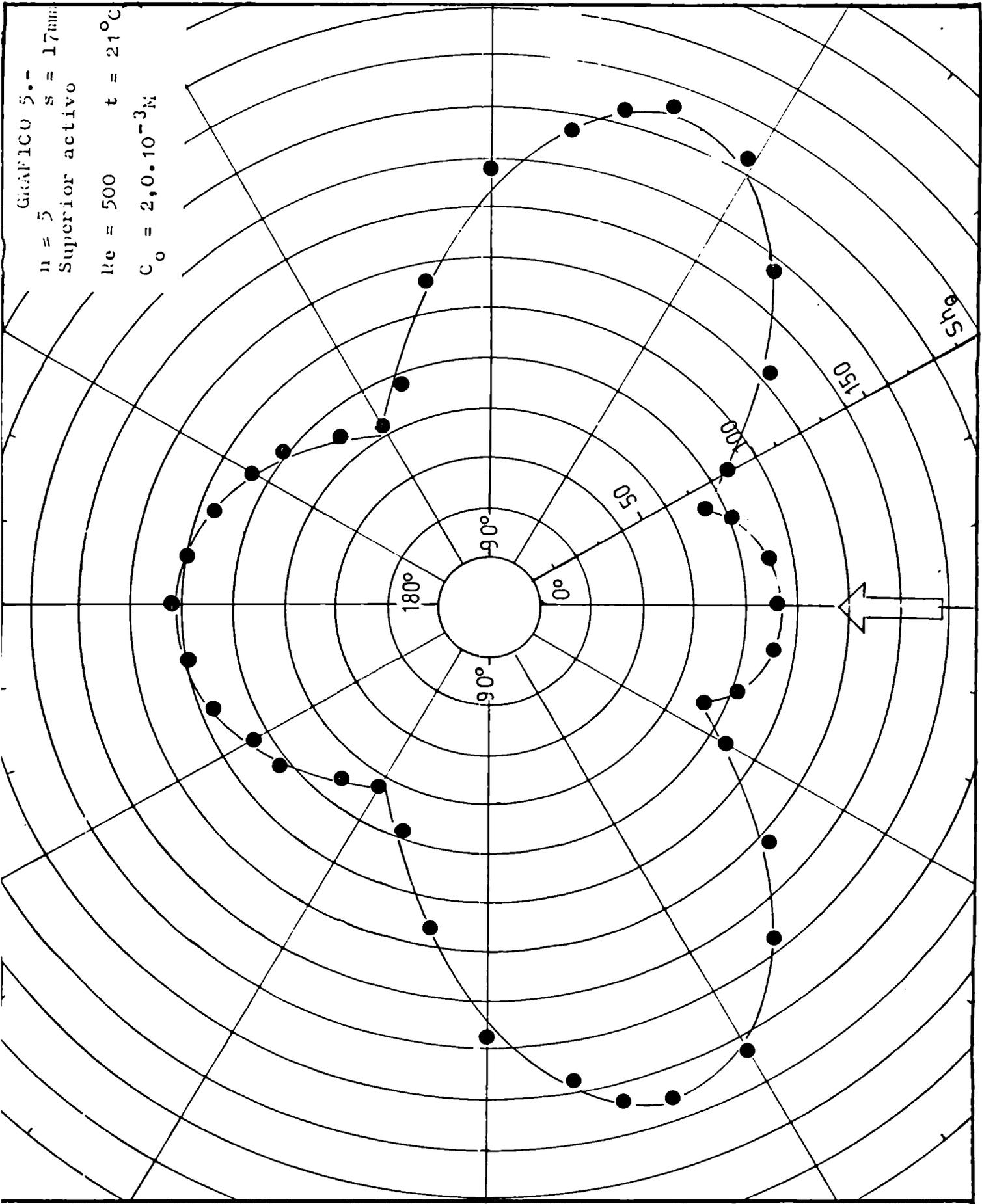


GRAFICO 6.-
n = 6 s = 17mm
Superior activo
Re = 169 t = 21°C
C_o = 2,0 · 10⁻³M

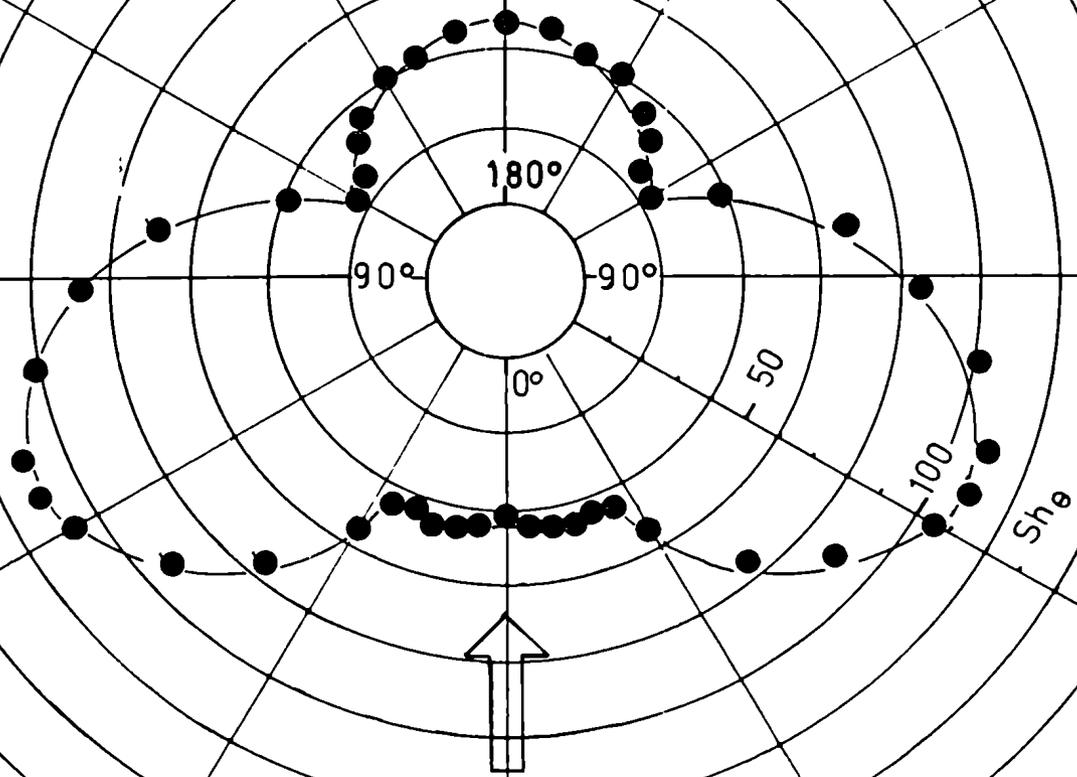


GRAFICO 7.-

n = 6 s = 17mm

Superior activo

Re = 500 t = 21°C

C_o = 2,0 · 10⁻³M

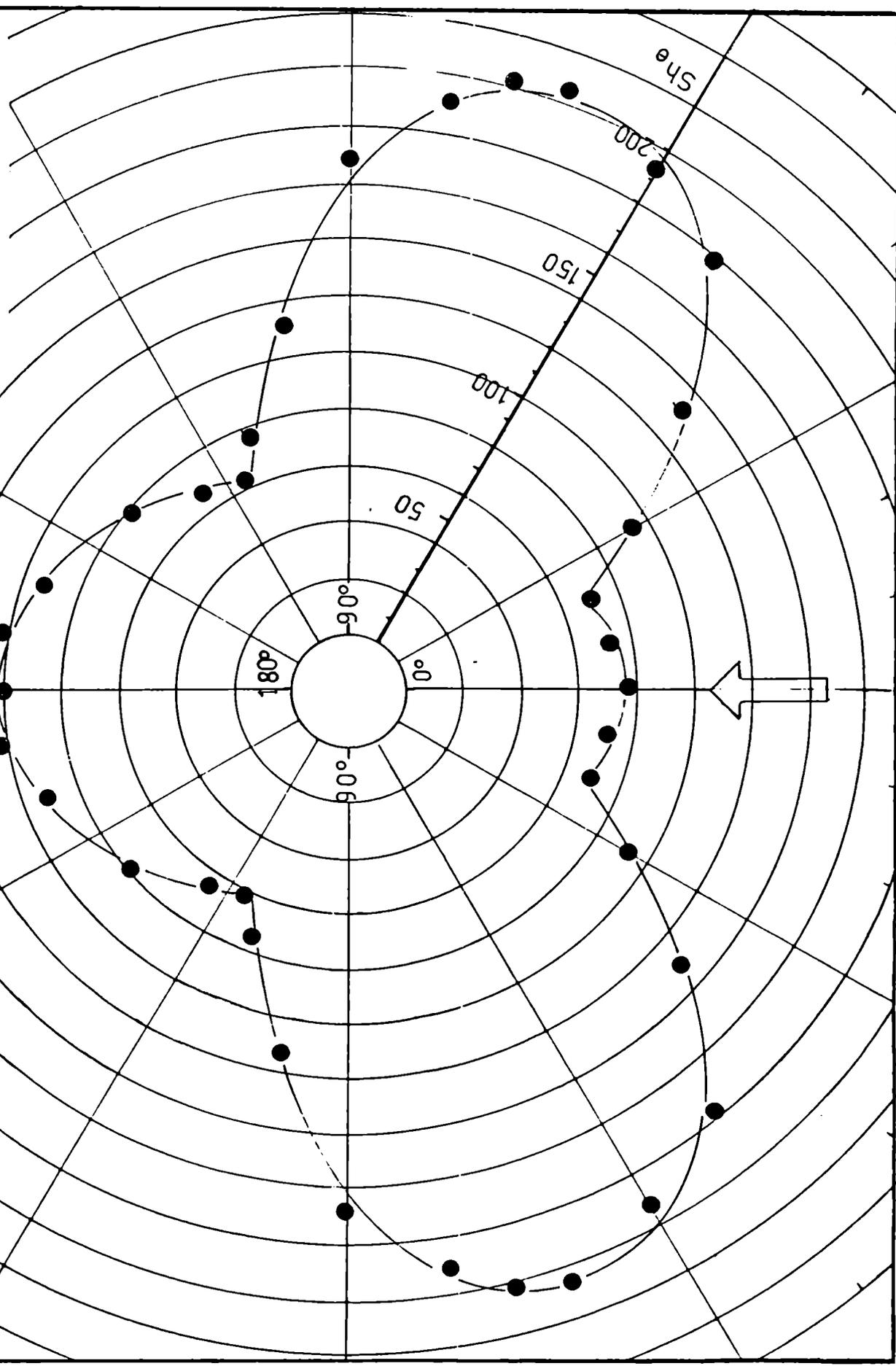


GRAFICO 8.-

$n = 6+2$ $s = 17\text{mm}$

$Re = 169$ $t = 22^\circ\text{C}$

$C_o = 2,0 \cdot 10^{-3}\text{M}$

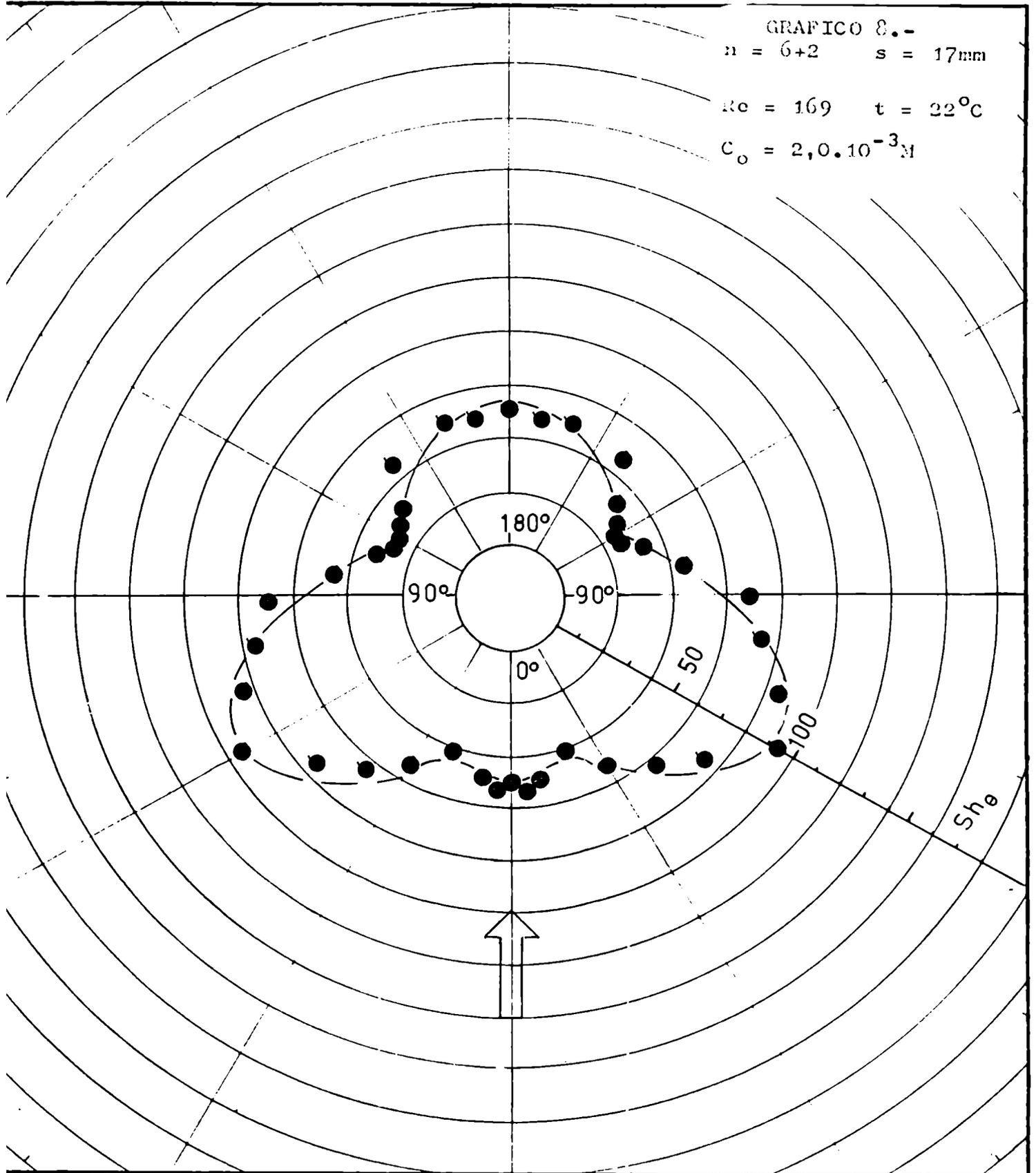


GRAFICO 9.-
n = 6+2 s = 17mm
Re = 500 t = 22°C
C_o = 2,0 · 10⁻³M

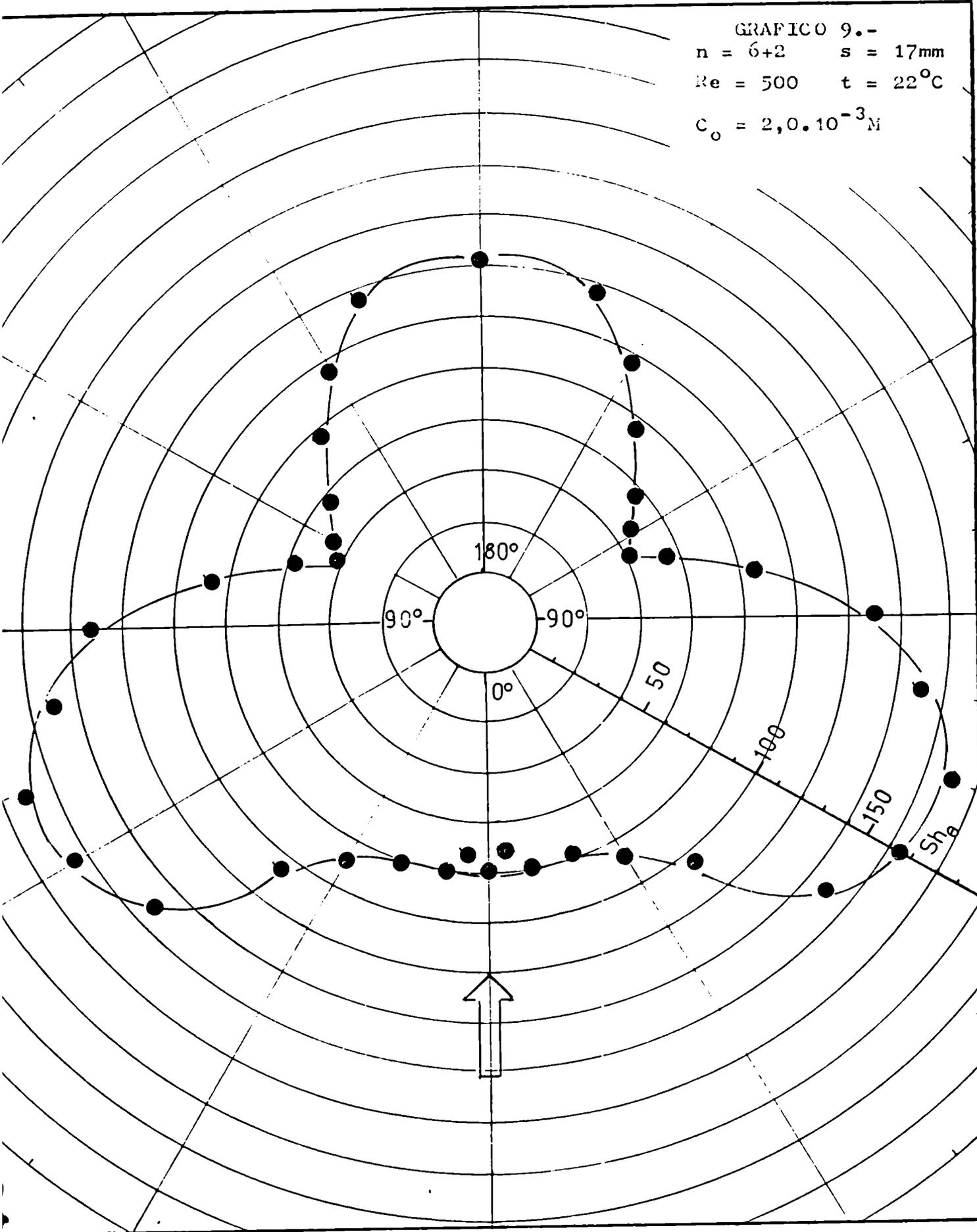


GRAFICO 10.-
n = 2 s = 17mm
Inferior activo
Re = 477 t = 21°C
C_o = 1,1.10⁻³M

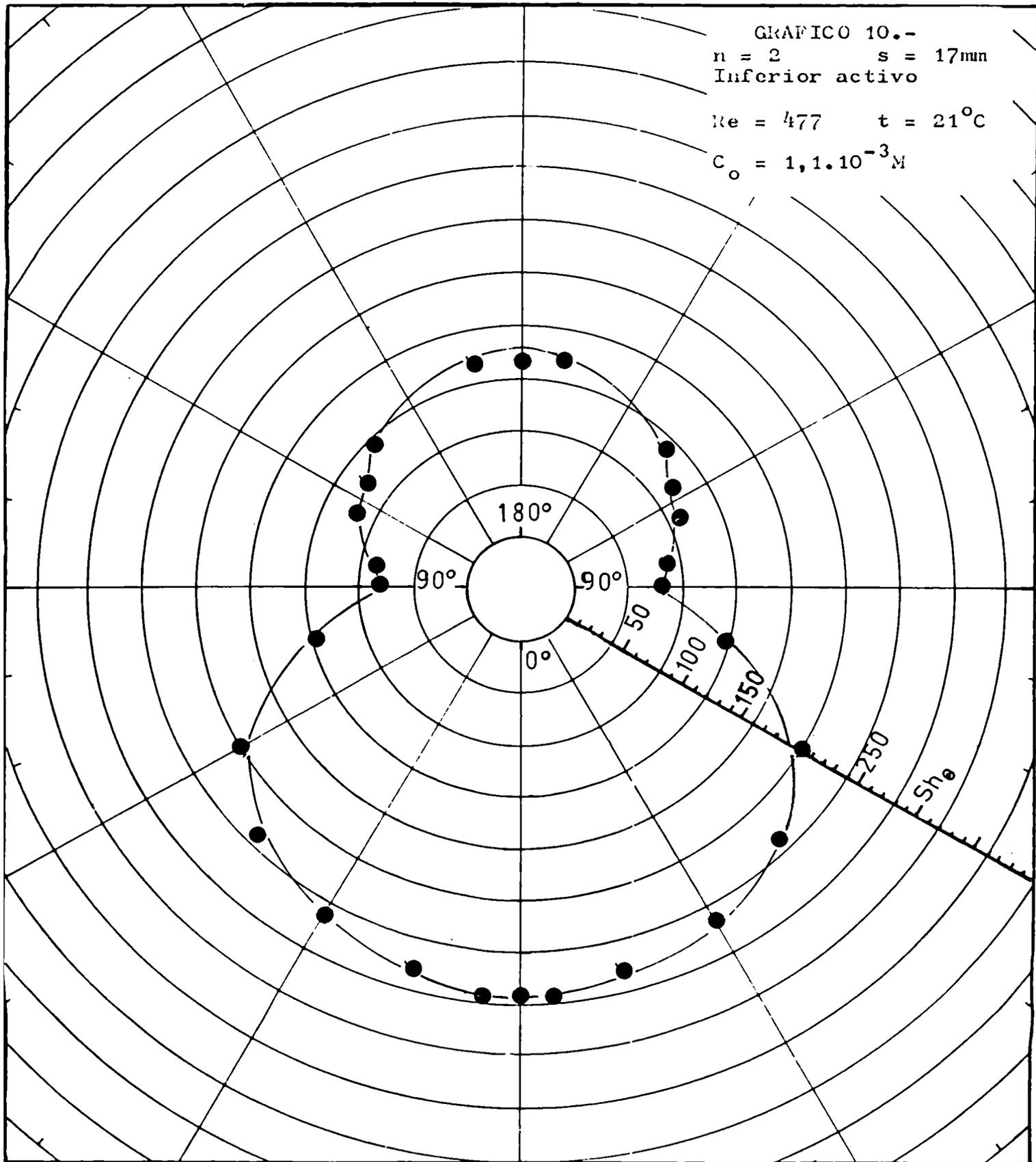


GRAFICO 11.-

$s = 17\text{mm}$

$Re = 38 \quad Re' = 283$

$t = 25^\circ\text{C}$

$C_o = 1,77 \cdot 10^{-3} M$

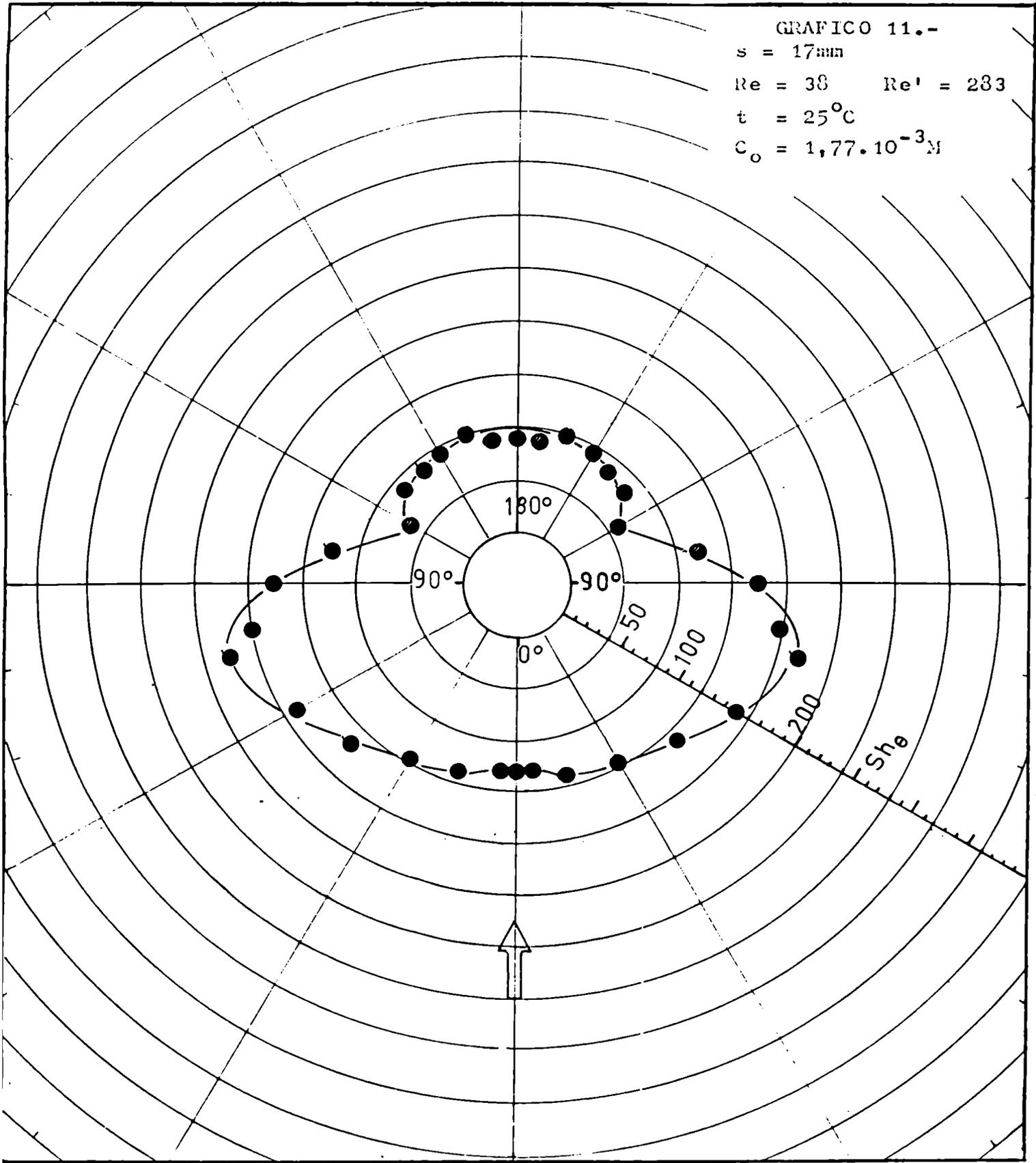


GRAFICO 12.-

$s = 17 \text{ mm}$

$Re = 67 \quad Re' = 500$

$t = 25^\circ\text{C}$

$C_o = 1,77 \cdot 10^{-3} M$

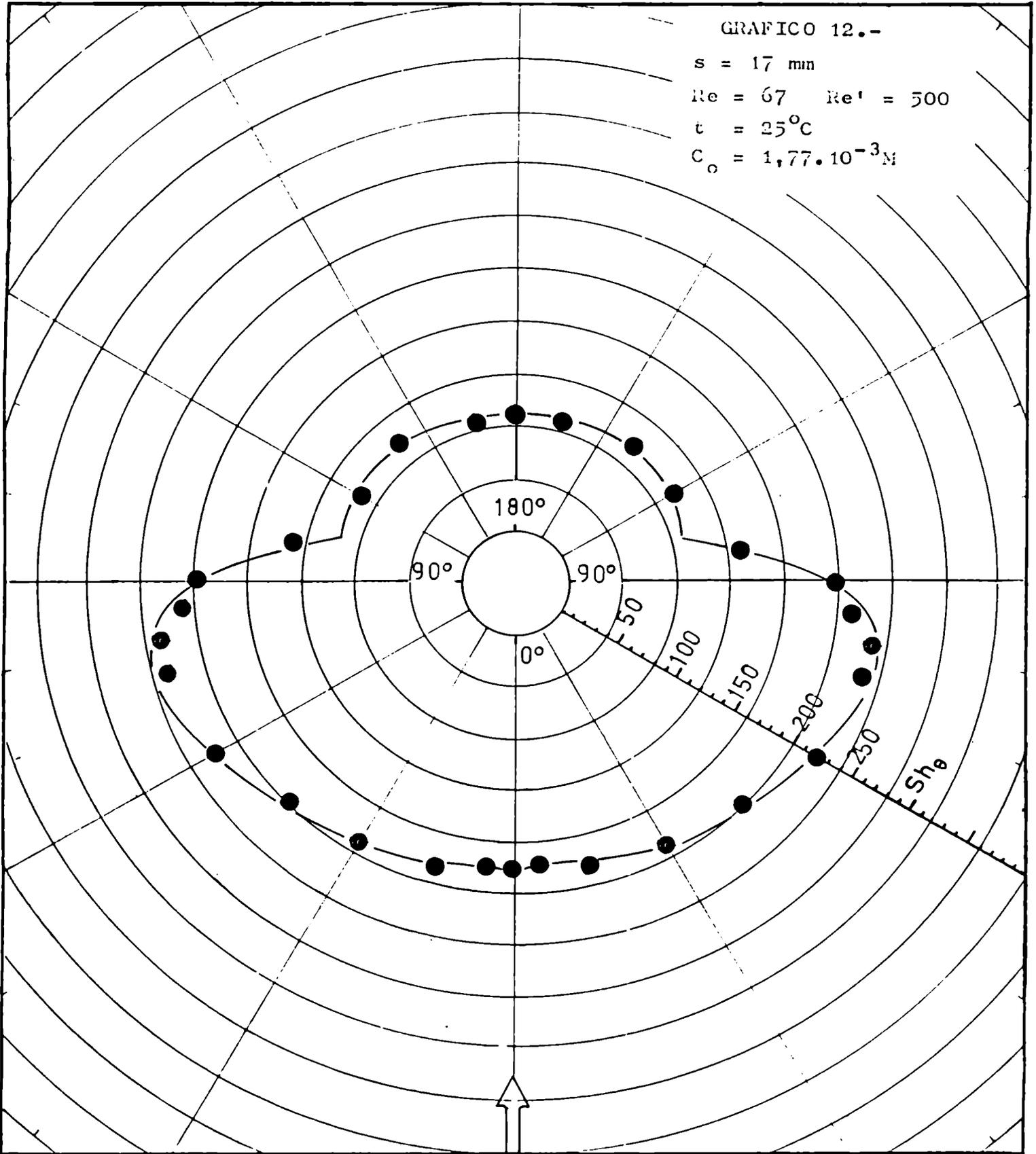


GRAFICO 13.-

$s = 17 \text{ mm}$

$k_{te} = 500 \quad k_{te}' = 3731$

$t = 25^\circ\text{C}$

$C_o = 1,77 \cdot 10^{-3} \text{ N}$

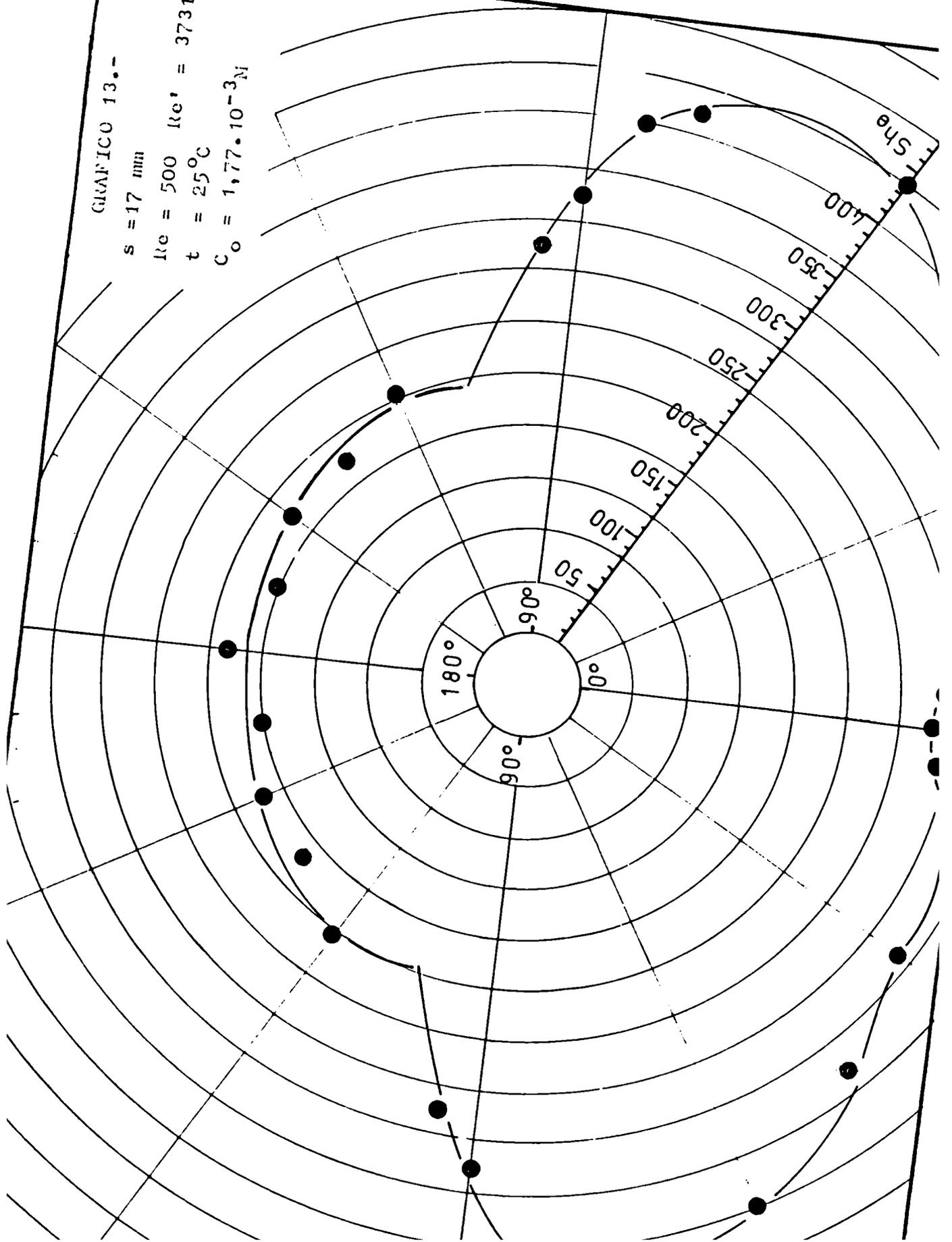


GRAFICO 14.-

$s = 34 \text{ mm}$
 $Re = 253 \quad Re' = 500$
 $t = 20^\circ\text{C}$
 $C_o = 1,09 \cdot 10^{-3} M$

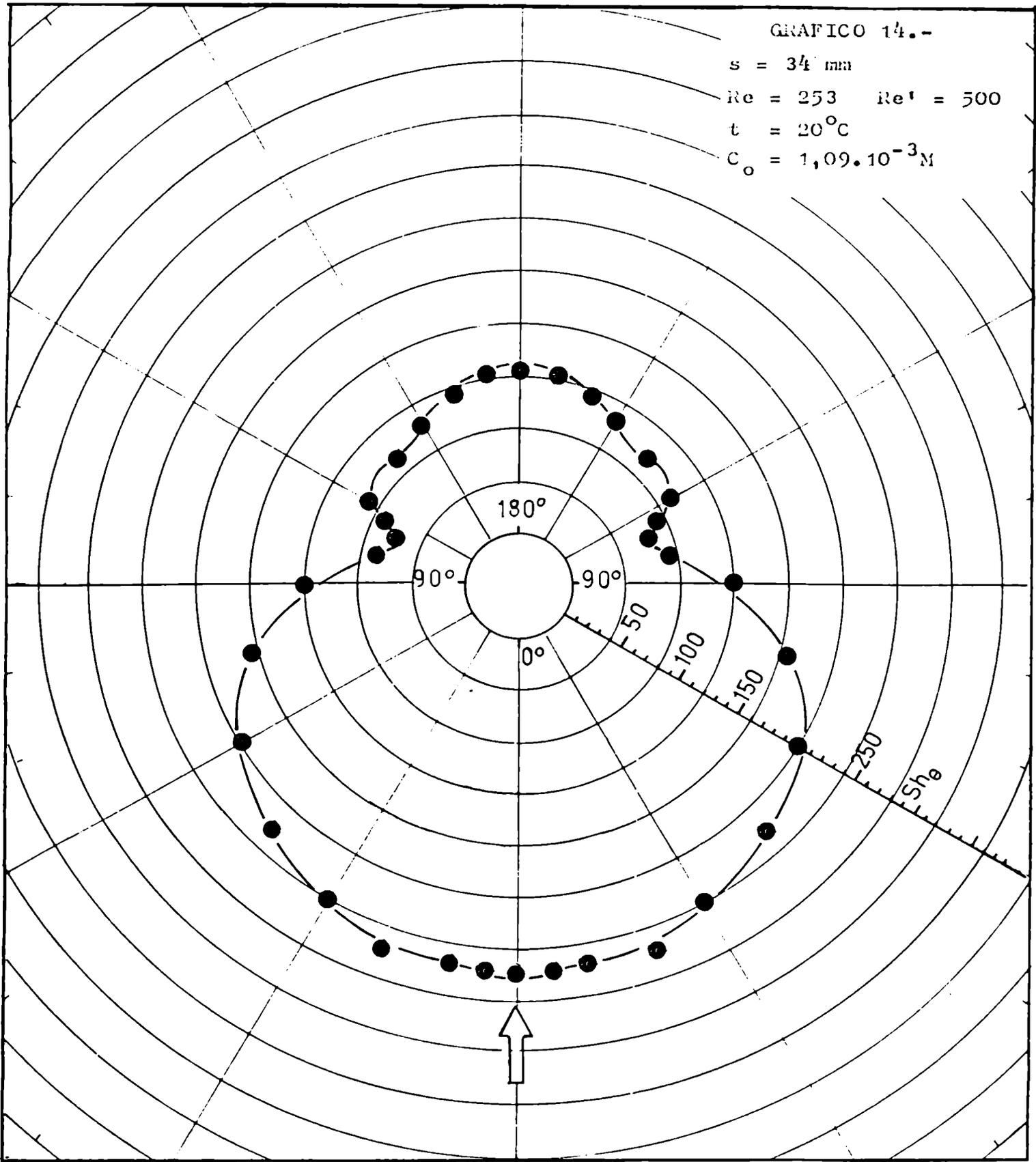


GRAFICO 15.-

$s = 68 \text{ mm}$

$Re = 341 \quad Re' = 500$

$t = 20^\circ\text{C}$

$C_o = 1,09 \cdot 10^{-3} M$

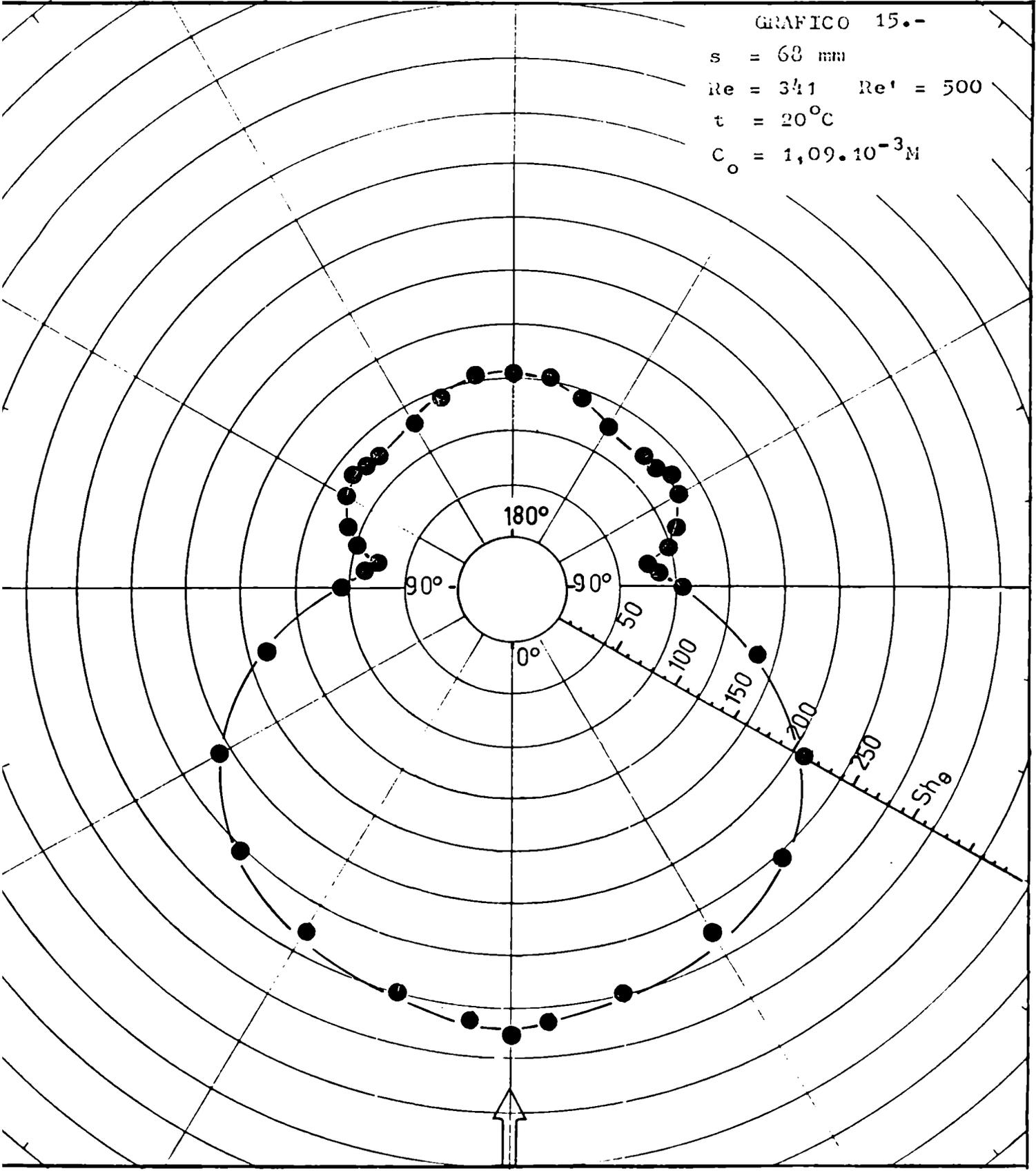


GRAFICO 16.-
Banco de tubos $s=17\text{mm}$
 $Re = 51$ $Re' = 379$
 $t = 20^\circ\text{C}$
 $C_o = 1,36 \cdot 10^{-3} M$

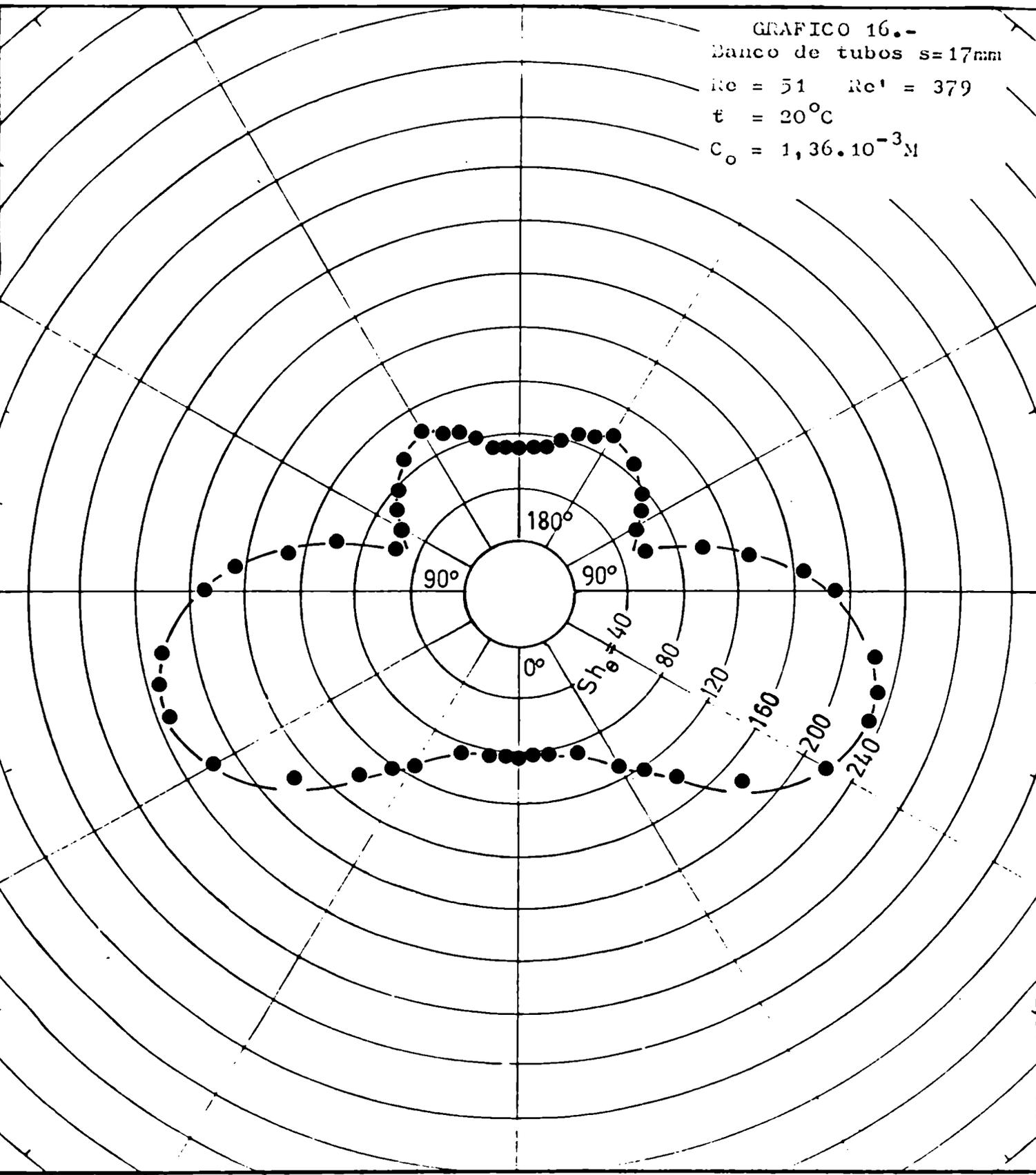


GRAFICO 17.-
 Banco de tubos s=17mm
 $Re = 60$ $Re' = 513$
 $t = 25^{\circ}C$
 $C_o = 1,61 \cdot 10^{-3}$

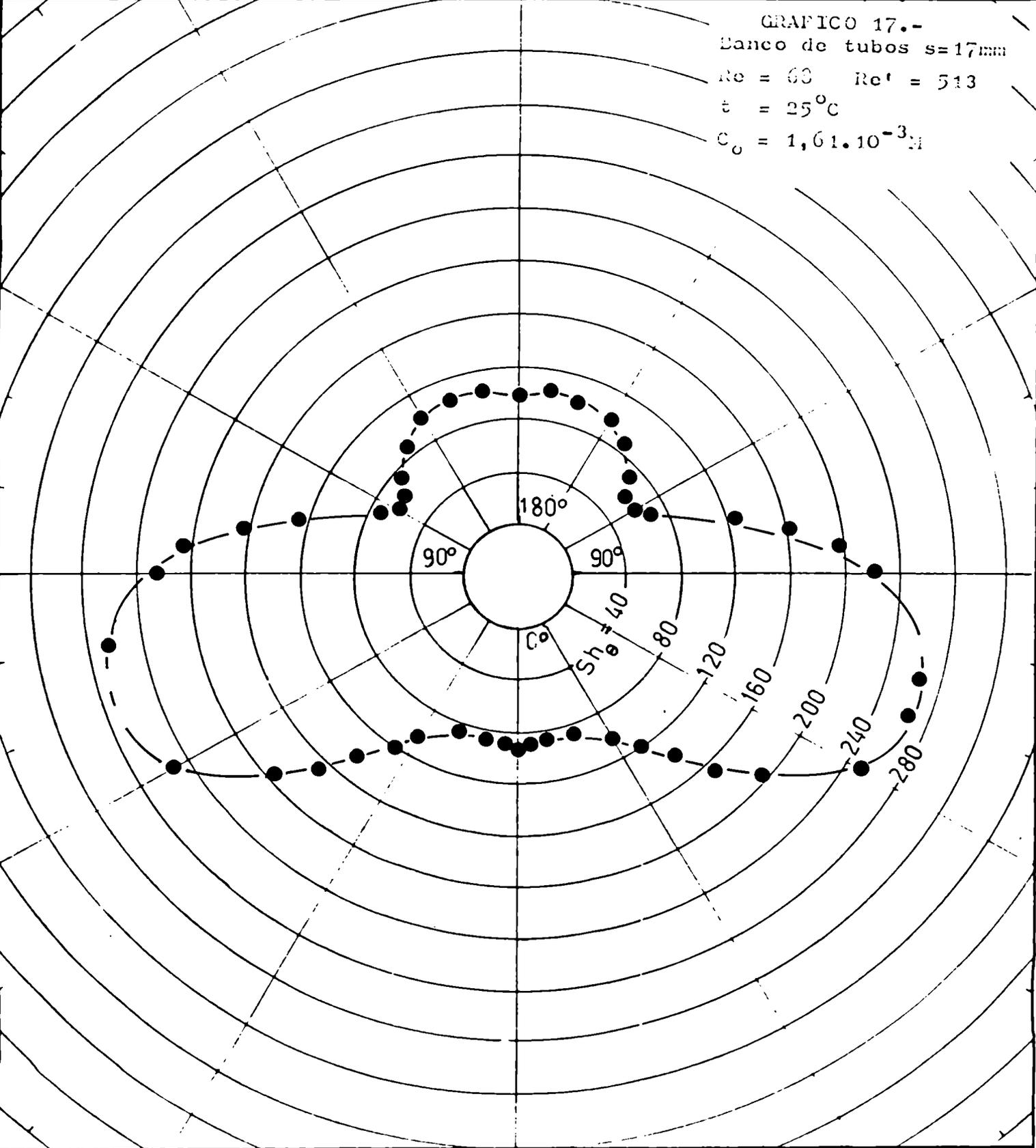


GRAFICO 13.-
Banco de tubos $s=17\text{mm}$
 $Re = 105$ $Re' = 739$
 $t = 22^\circ\text{C}$
 $C_o = 1,60 \cdot 10^{-3}\text{H}$

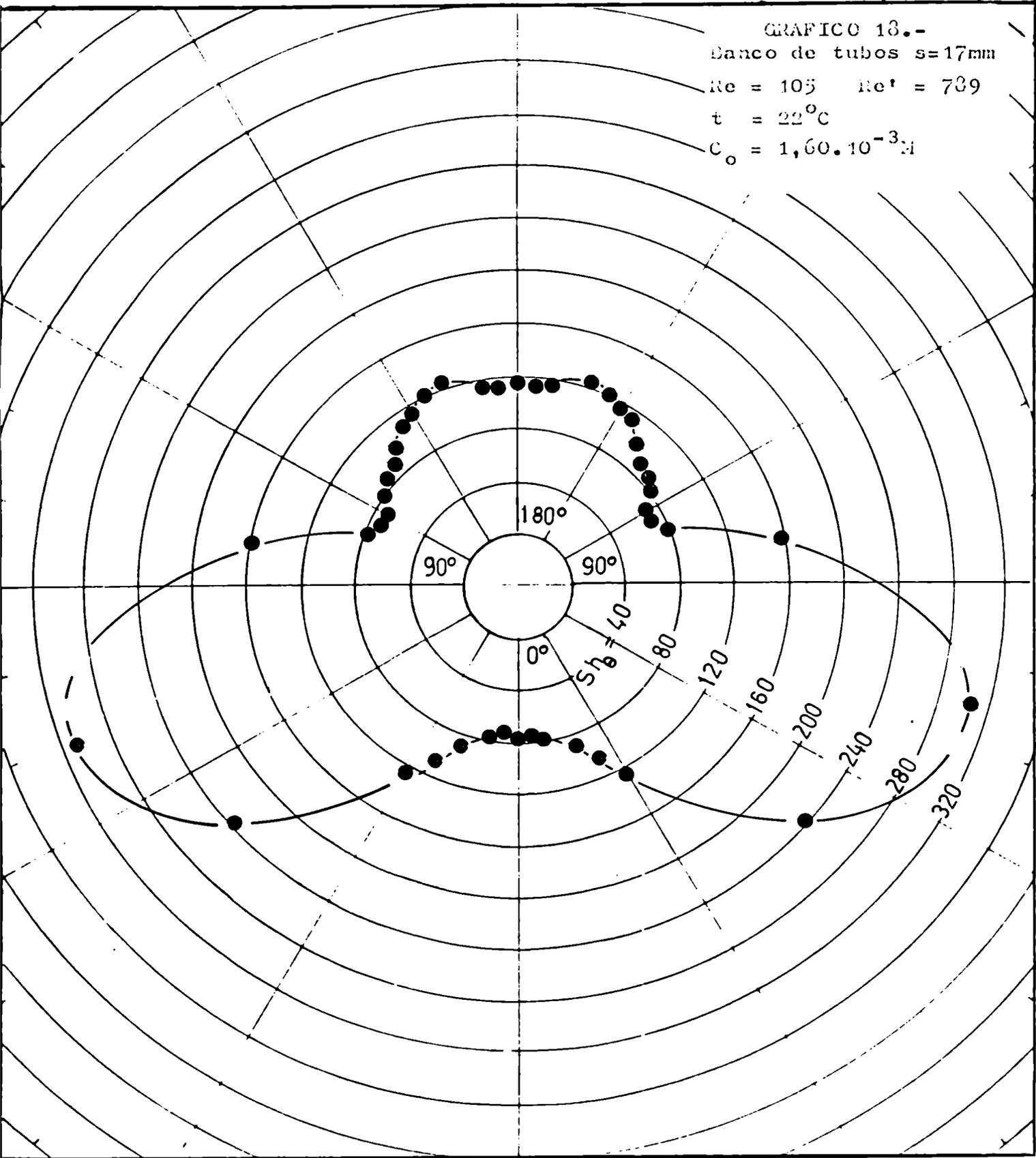


GRAFICO 19.-
Banco de tubos $s=17\text{mm}$
 $Re = 109$ $Re' = 812$
 $t = 20^{\circ}\text{C}$
 $C_o = 1,60 \cdot 10^{-3} M$

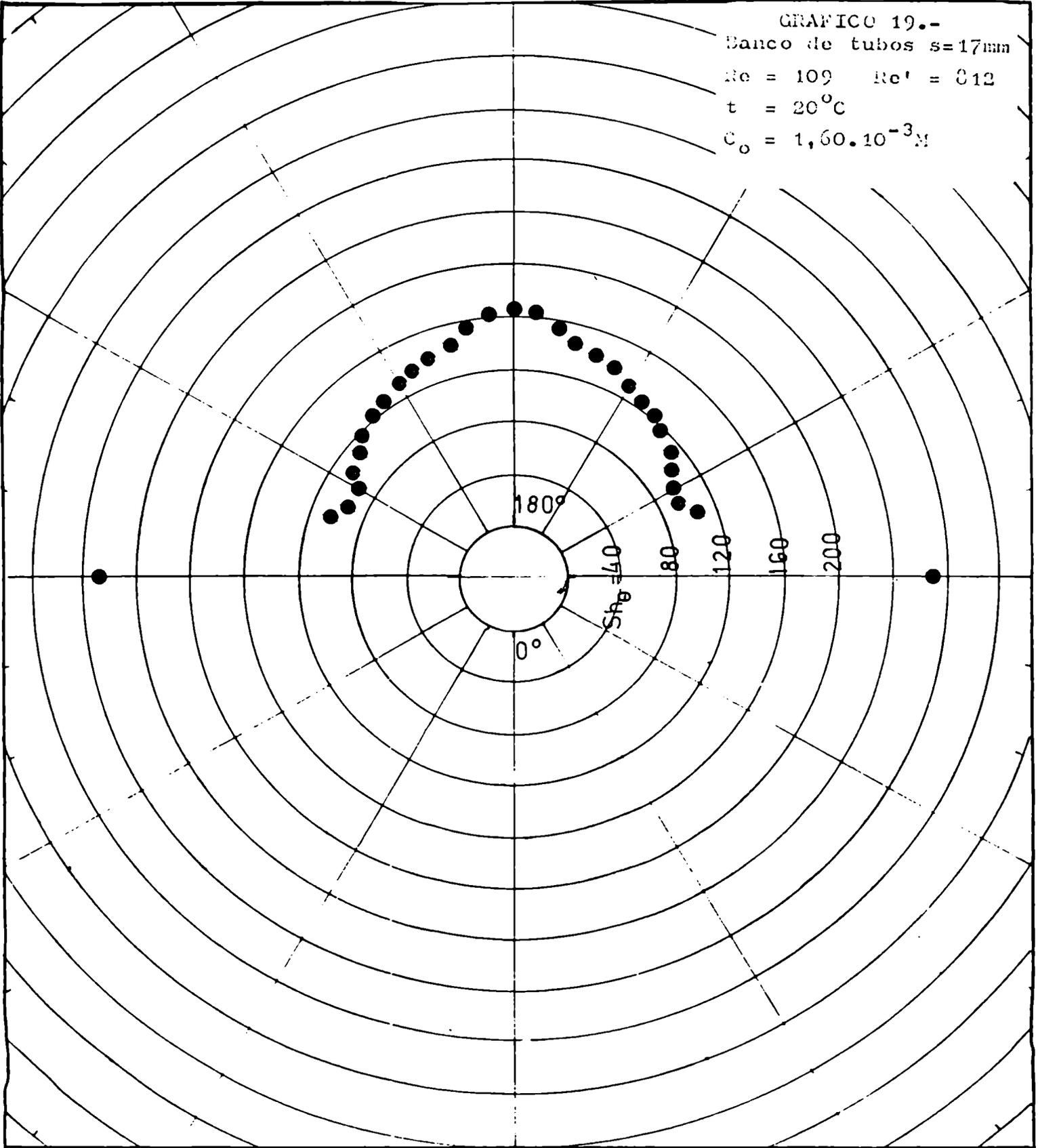
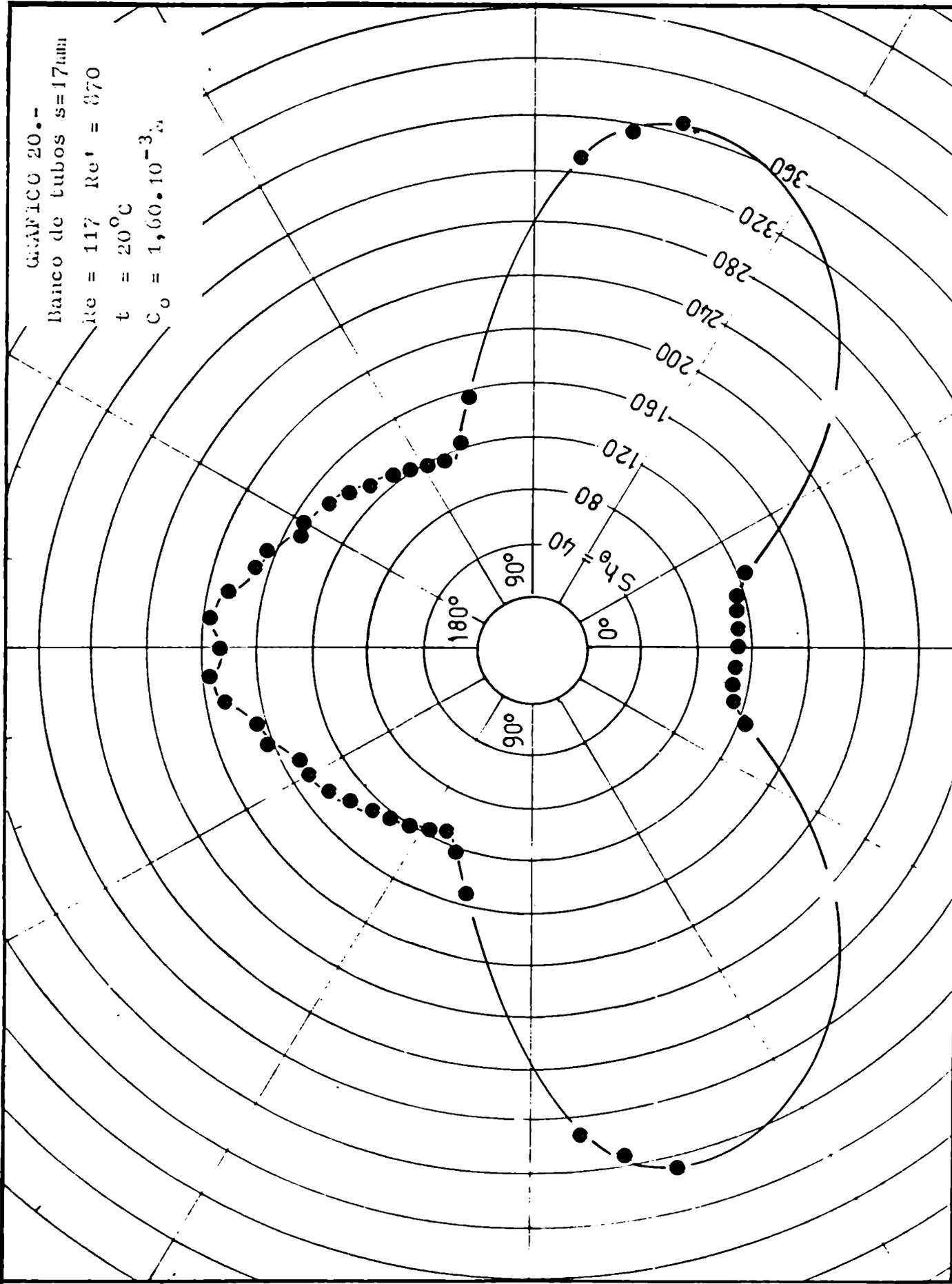
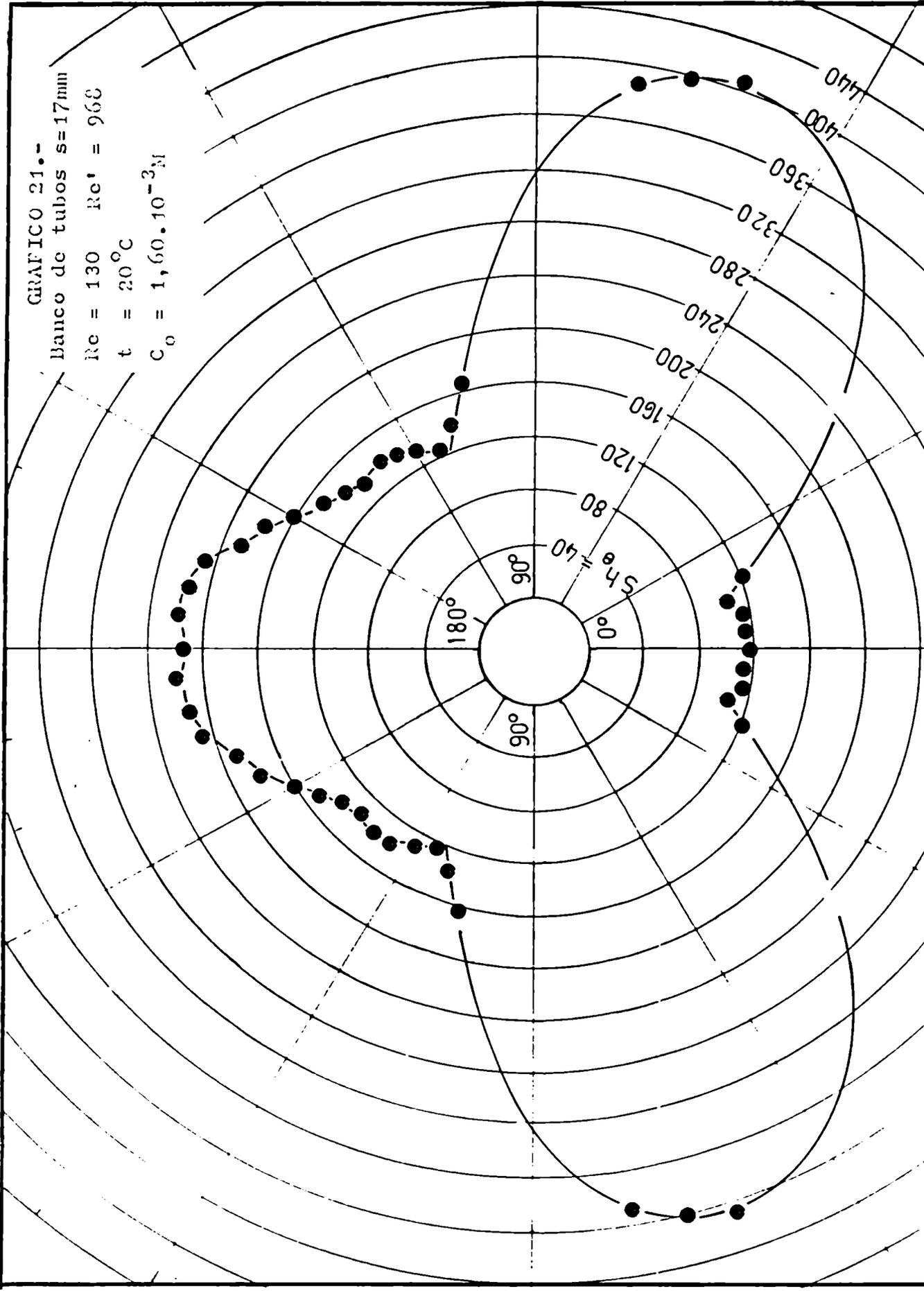


GRÁFICO 20.-
Banco de tubos $s=17\text{mm}$
 $Re = 117$ $Re' = 870$
 $t = 20^\circ\text{C}$
 $C_0 = 1,60 \cdot 10^{-3}$





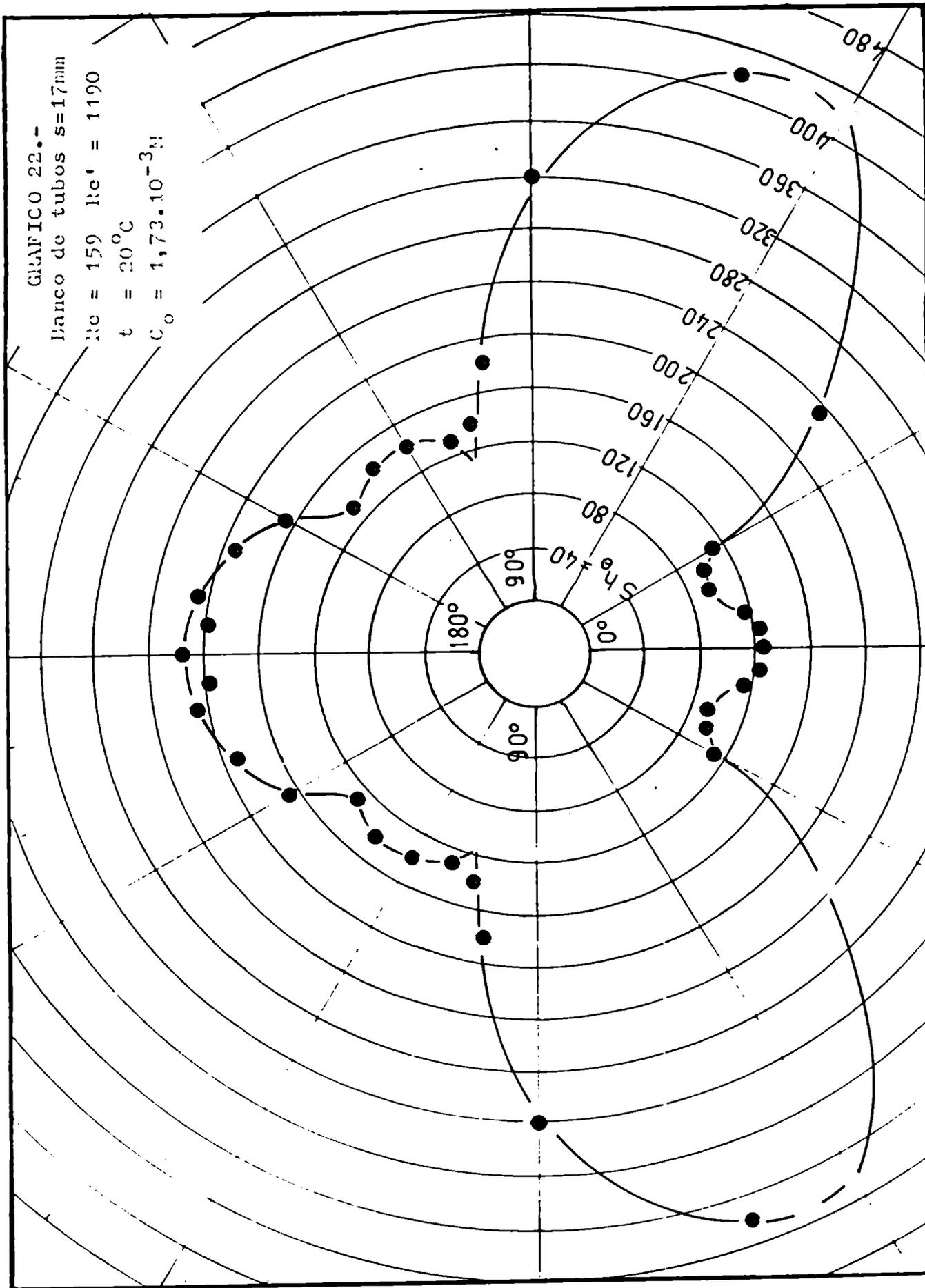


GRÁFICO 23.-
Banco de tubos s=17mm
Re = 474 Re' = 3530
t = 20°C
C₀ = 1,35 · 10⁻³N

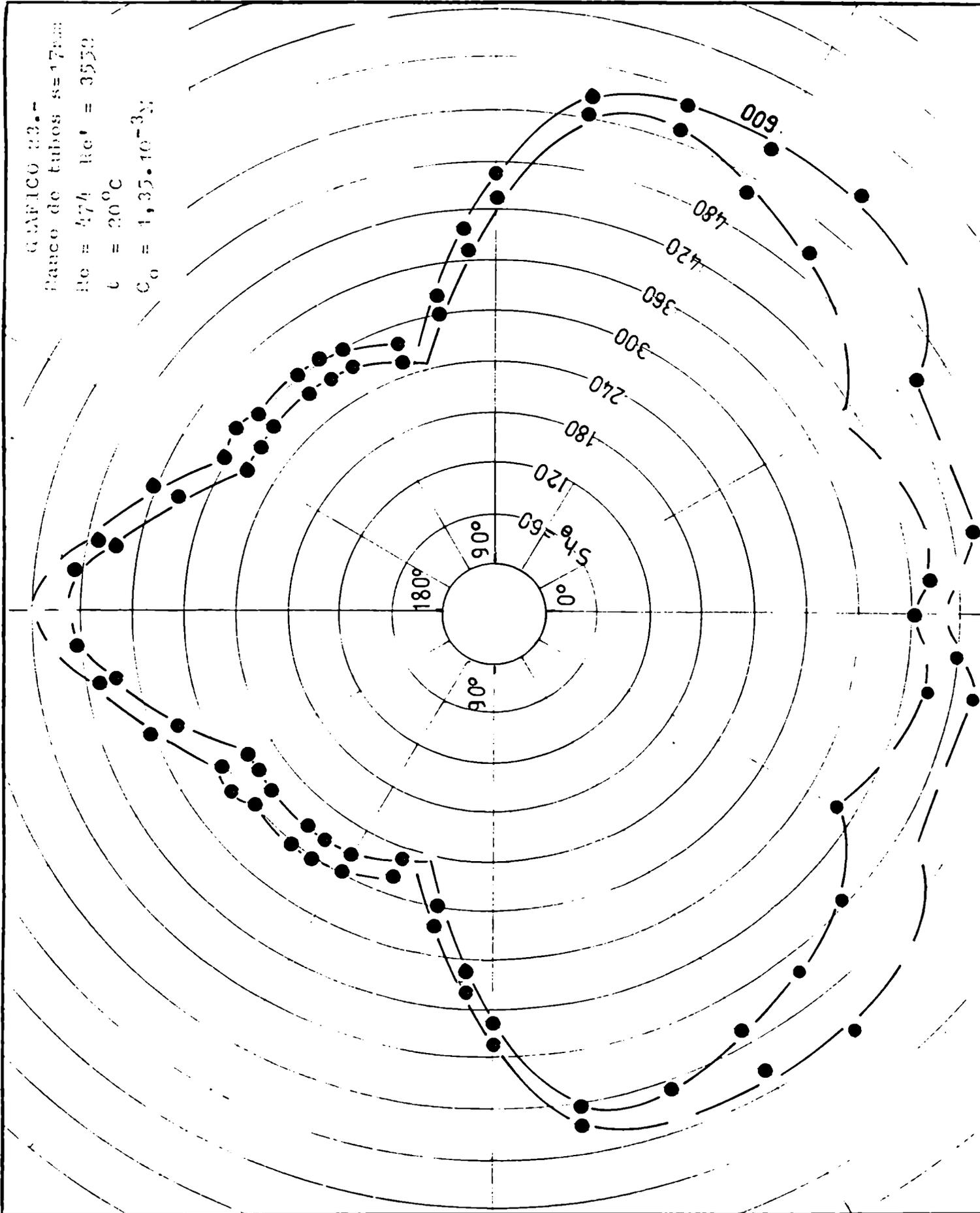


GRAFICO 24.-

Banco de tubos s=17mm

Re = 485 Re' = 3628

t = 22°C

C₀ = 1,61 · 10⁻³ W

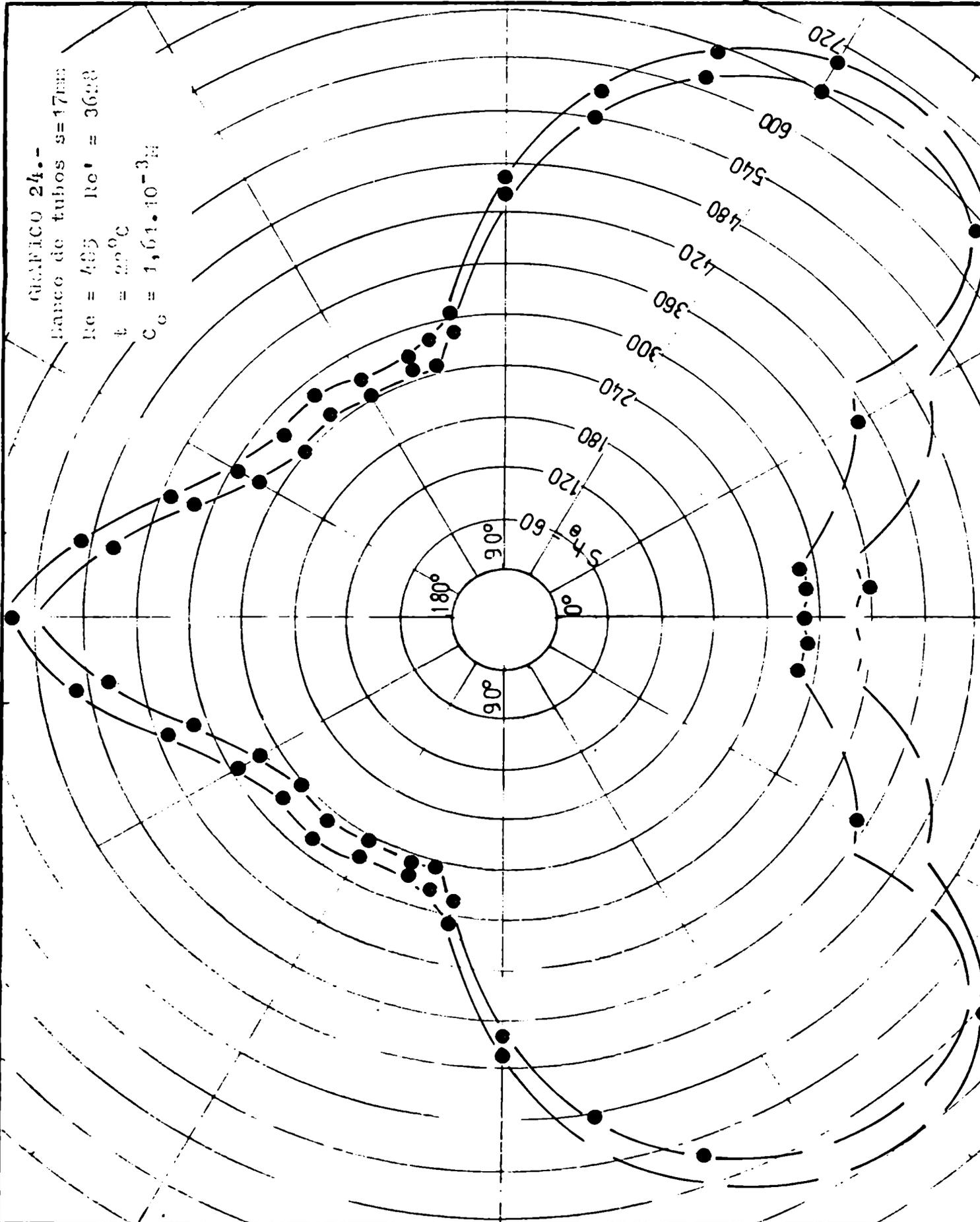


GRAFICO 25.-
Banco de tubos s=22mm
Re = 13 Re' = 43
= 24°C
1,50 · 10⁻³ s

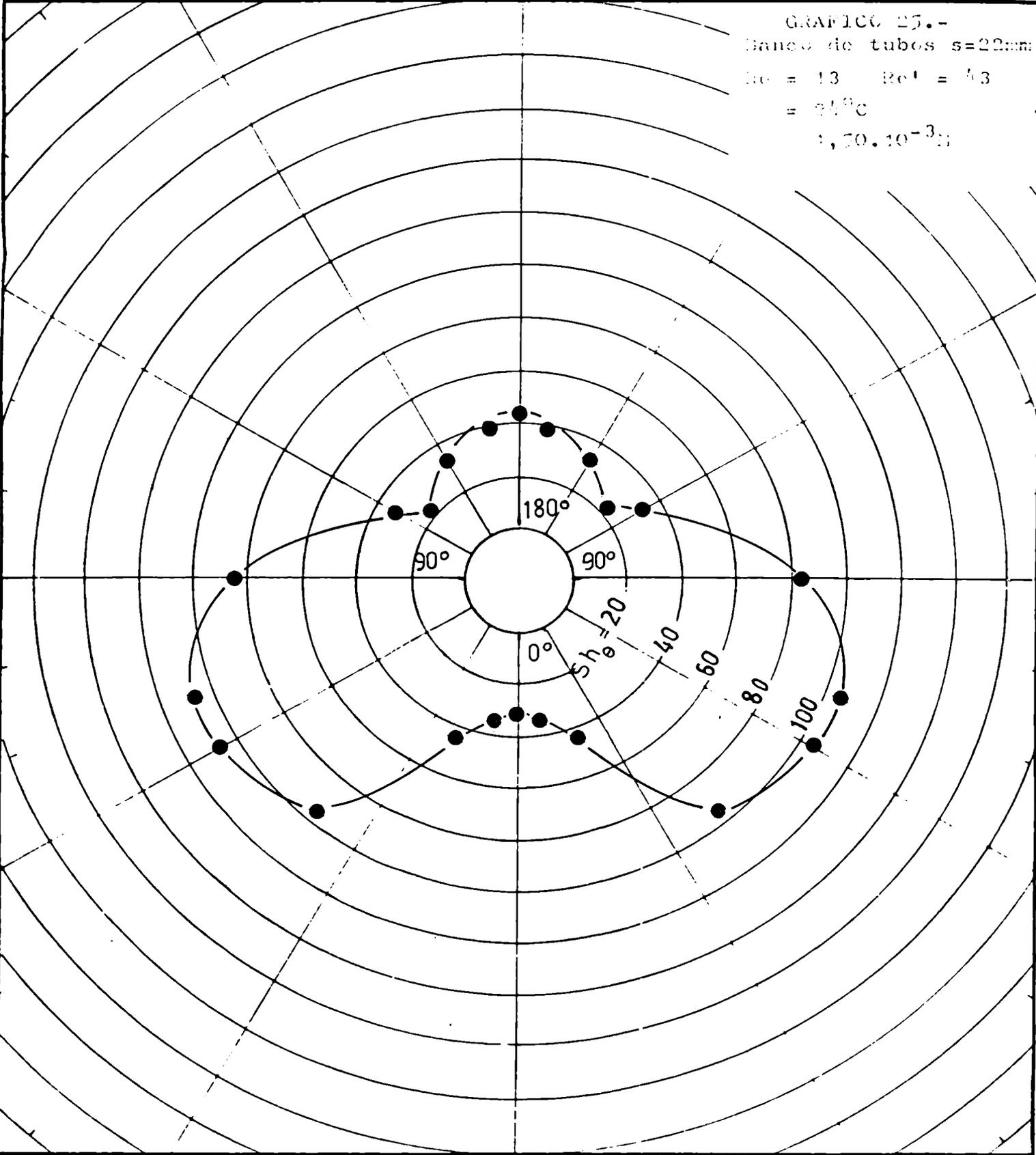


GRAFICO 26.-
Banco de tubos s=22mm
 $Re = 26$ $Re' = 35$
 $t = 24^{\circ}C$
 $\rho_{20} = 1,20 \cdot 10^{-3}H$

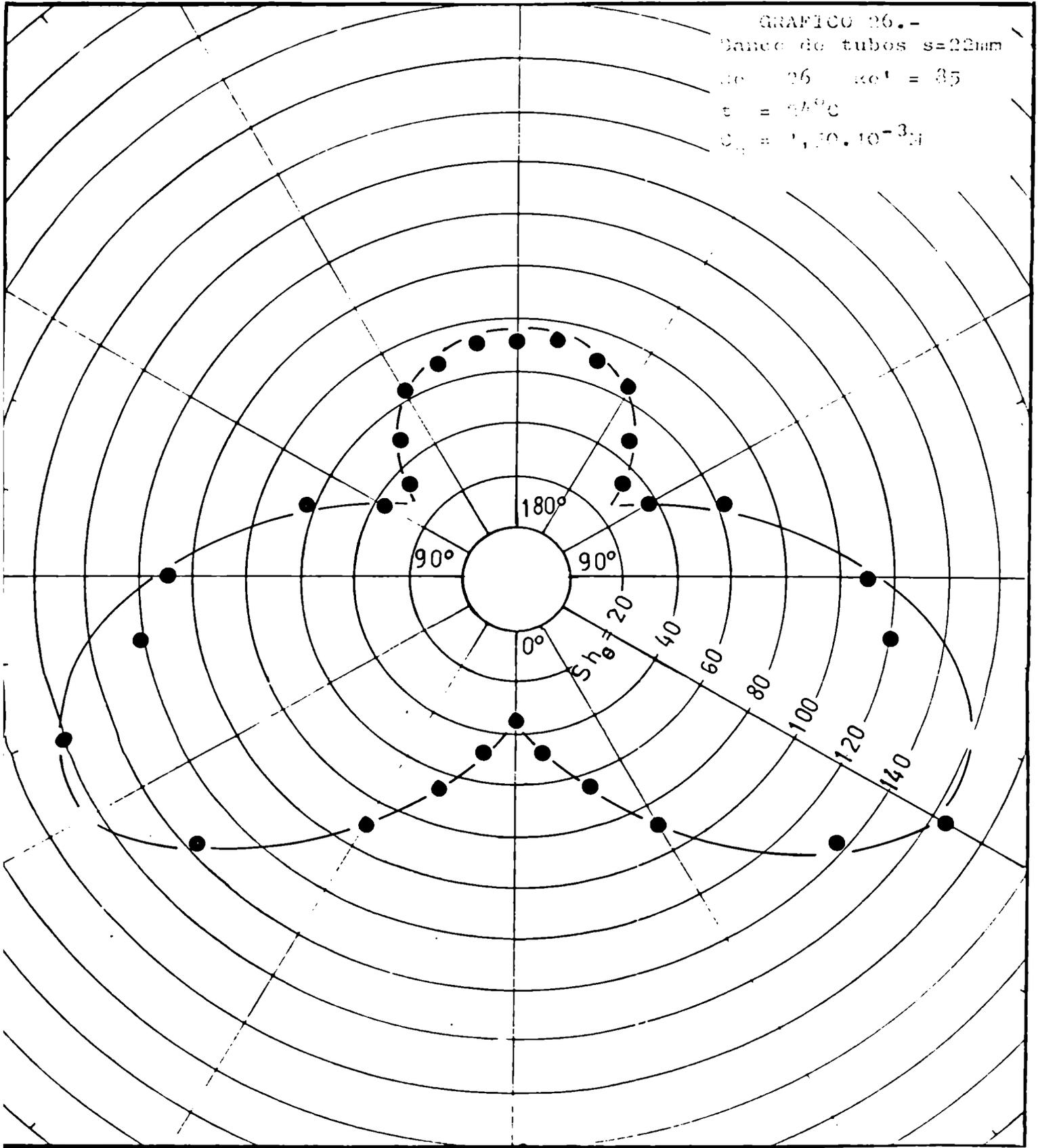


GRAFICO 27.-
Banco de tubos $s=22\text{mm}$
 $Re = 45$ $Re' = 147$
 $t = 24^\circ\text{C}$
 $C_o = 1,50 \cdot 10^{-3}\text{N}$

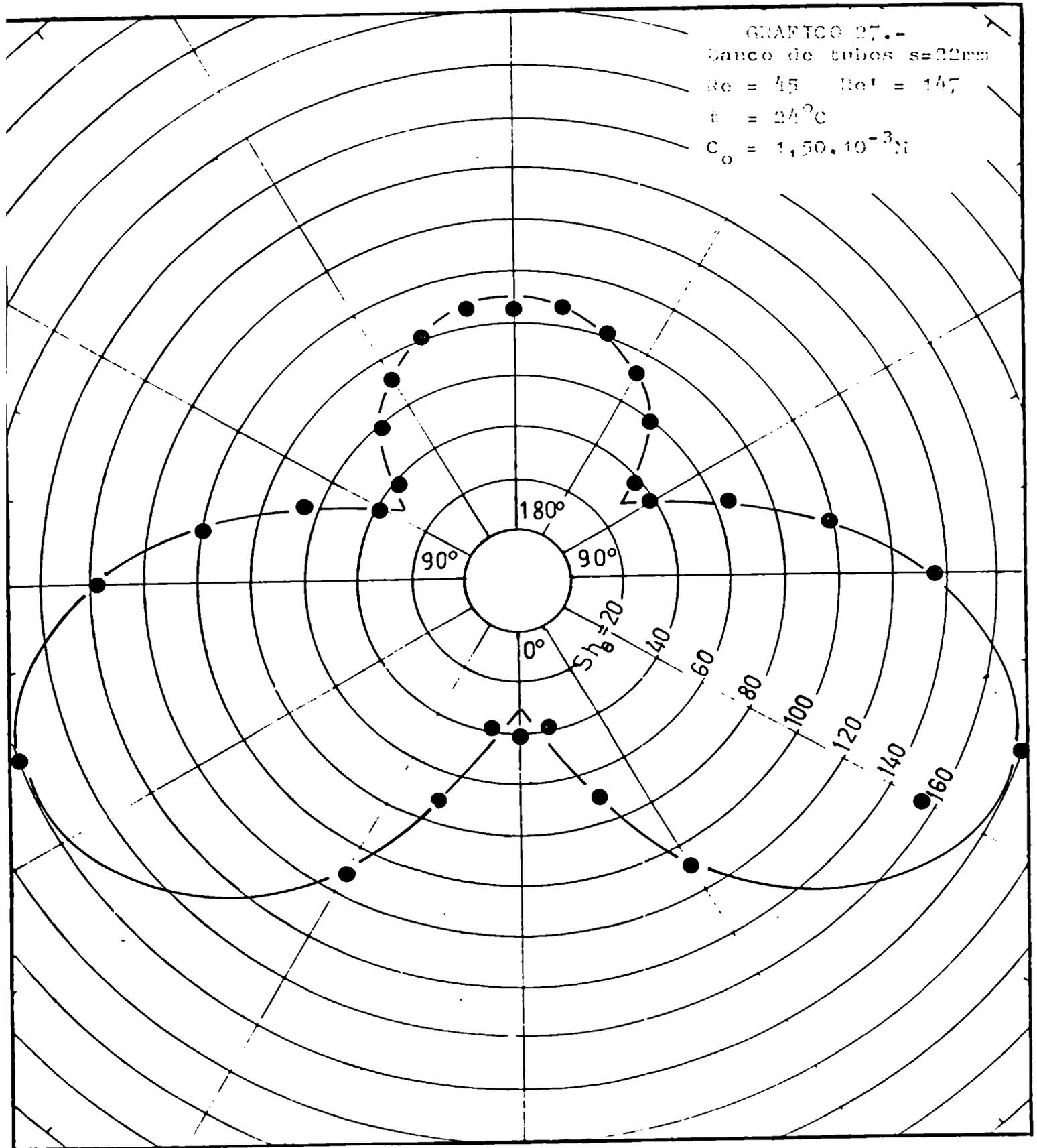


GRÁFICO 22.-

Banco de tubos s=0,2mm

$Re = 70$ $Re' = 230$

$t = 94^{\circ}C$

$C_p = 1,50 \cdot 10^{-3}$

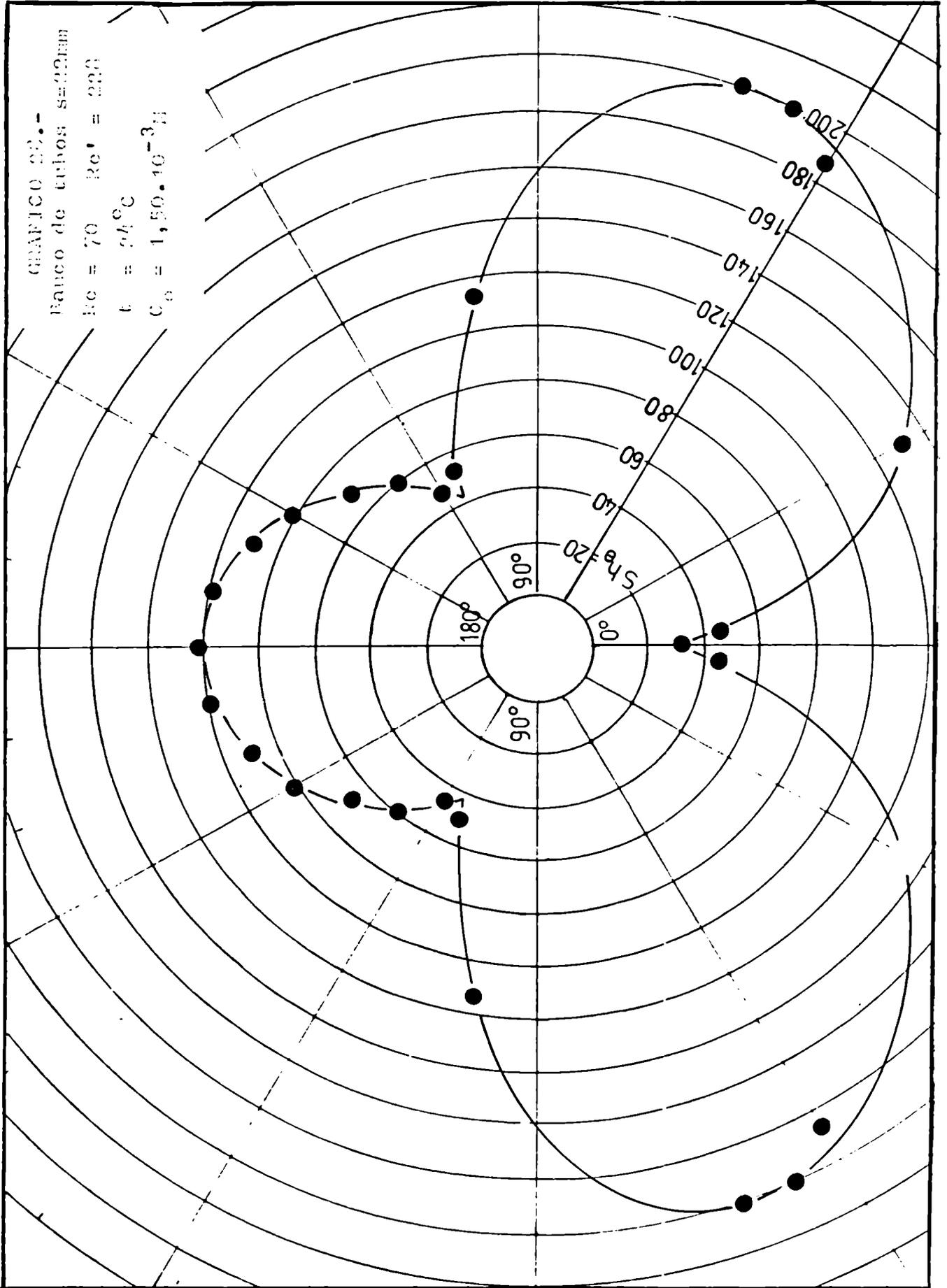


GRAFICO 29.-

Banco de tubos s=22mm

Re = 90 Re' = 295

t = 24°C

C_o = 1,50 · 10⁻³

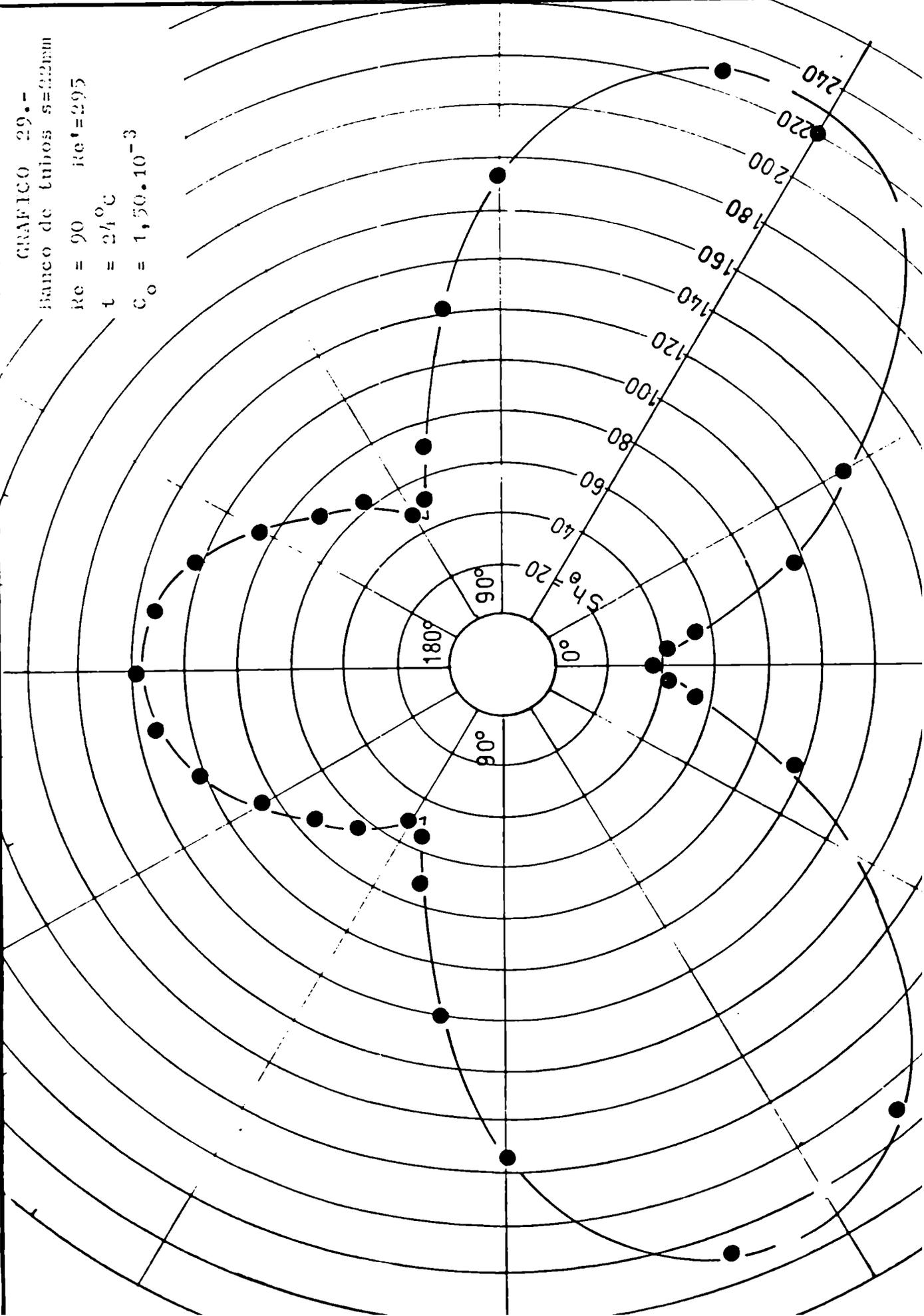


GRAFICO 30.-
Banco de tubos $s=22\text{mm}$
 $Re = 110$ $Re' = 362$
 $t = 34^{\circ}\text{C}$
 $C_p = 1,70 \cdot 10^{-3}$

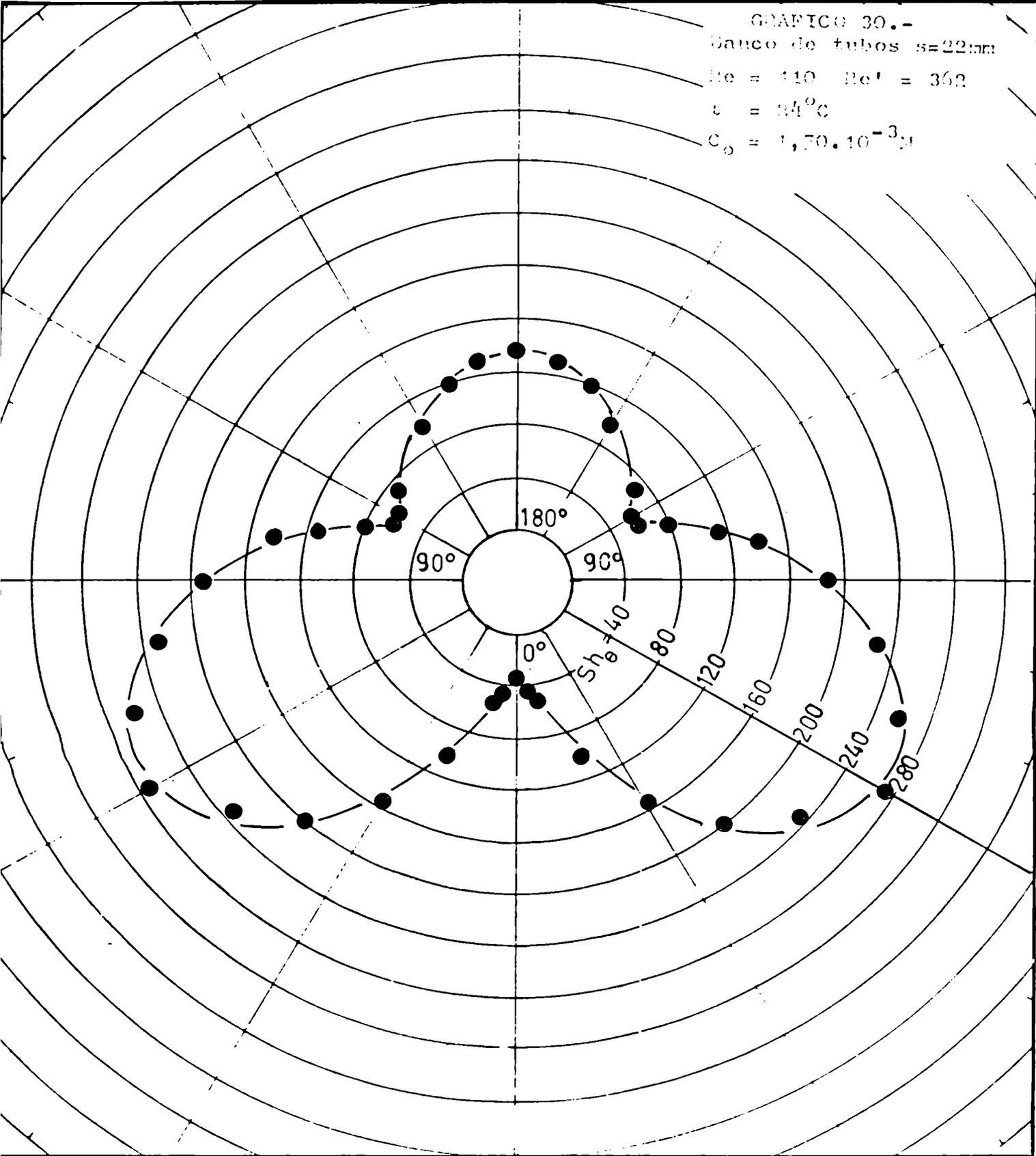


GRAFICO 31.-
Banco de tubos $s=22\text{mm}$
 $\lambda_e = 141$ $Re' = 500$
 $t = 20^\circ\text{C}$
 $C_o = 1,35 \cdot 10^{-3}$

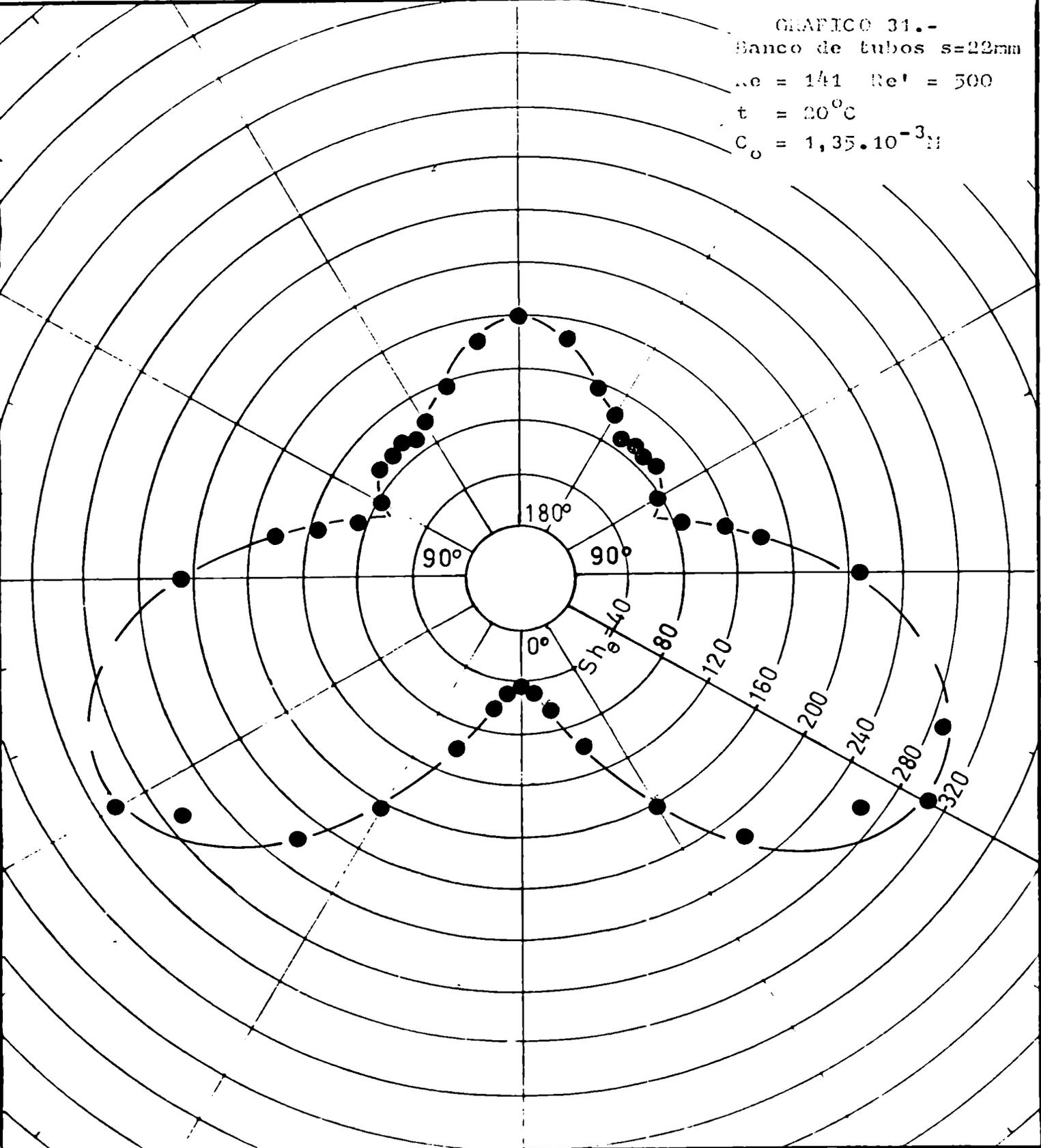


GRAFICO 32.-

Banco de tubos $s=3/4$ in:

$Re = 36$ $Re' = 171$

$t = 22^{\circ}C$

$C_o = 1,36 \cdot 10^{-3} M$

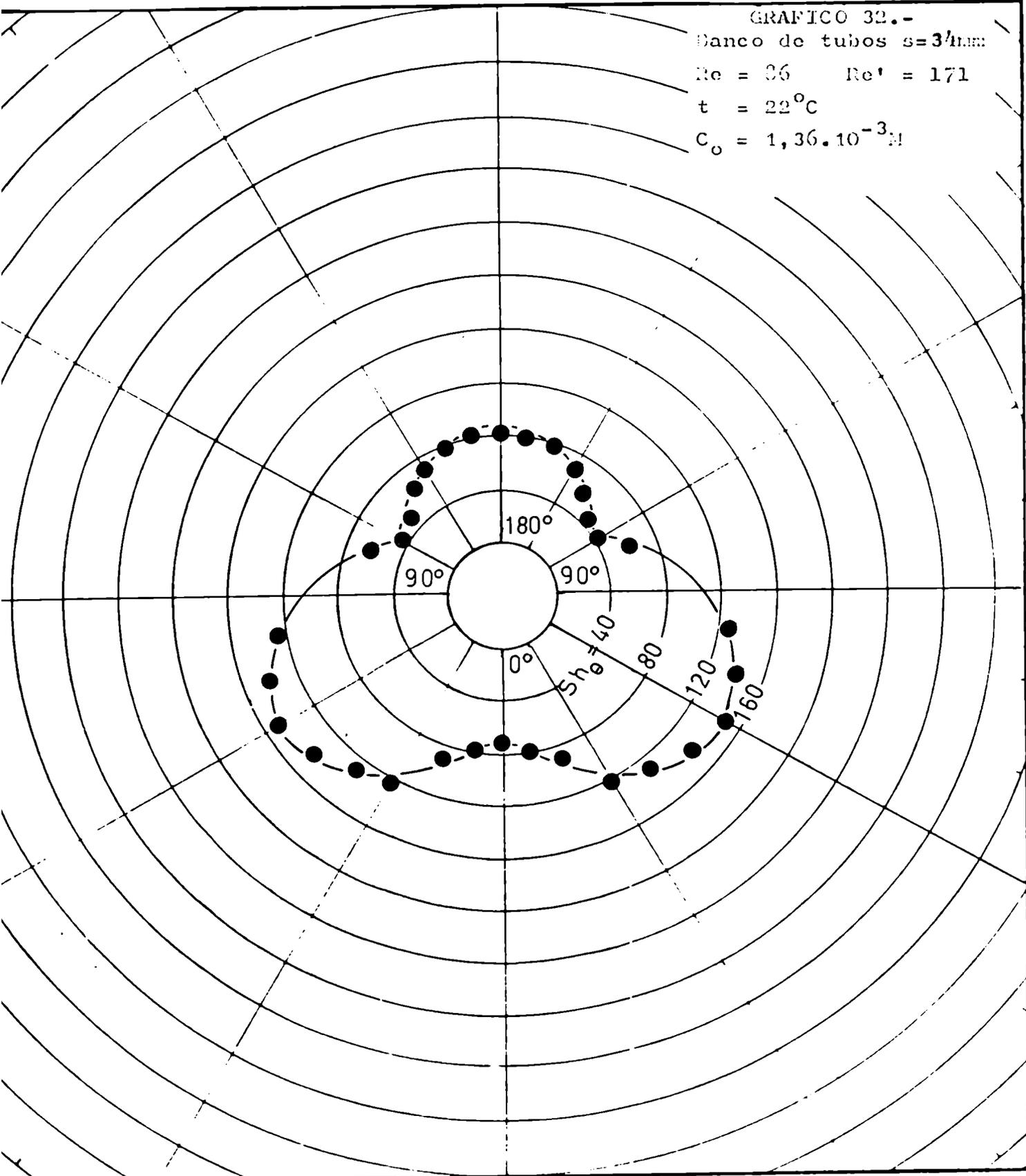


GRAFICO 33.-
Banco de tubos $s=3/4$ mm
 $Re = 254$ $Re' = 500$
 $t = 20^{\circ}C$
 $C_o = 1,36 \cdot 10^{-3}M$

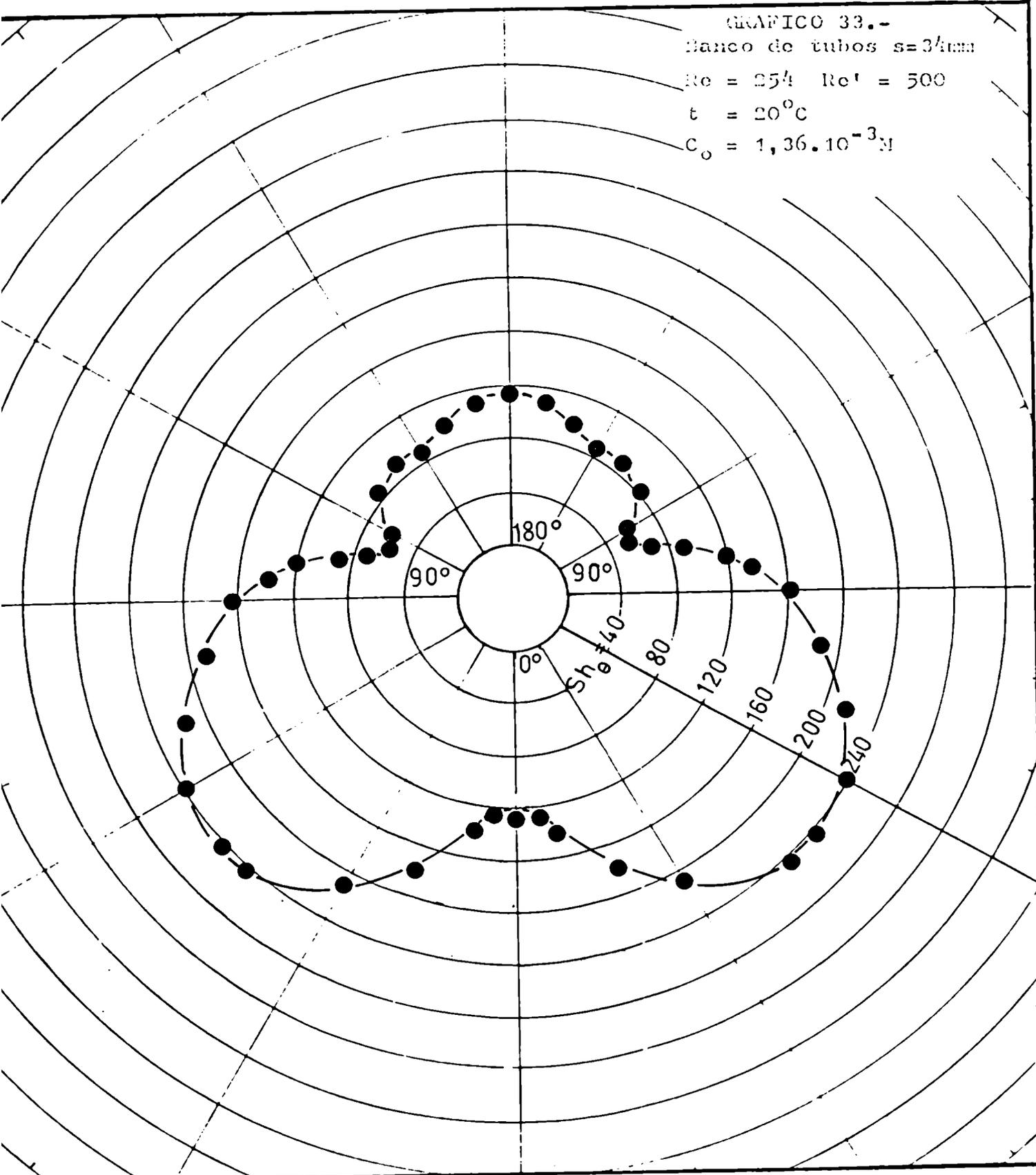


GRAFICO 34.-
Banco de tubos $s=44\text{mm}$
 $Re = 27$ $Re' = 47$
 $t = 22^\circ\text{C}$
 $C_o = 1,35 \cdot 10^{-3} \text{M}$

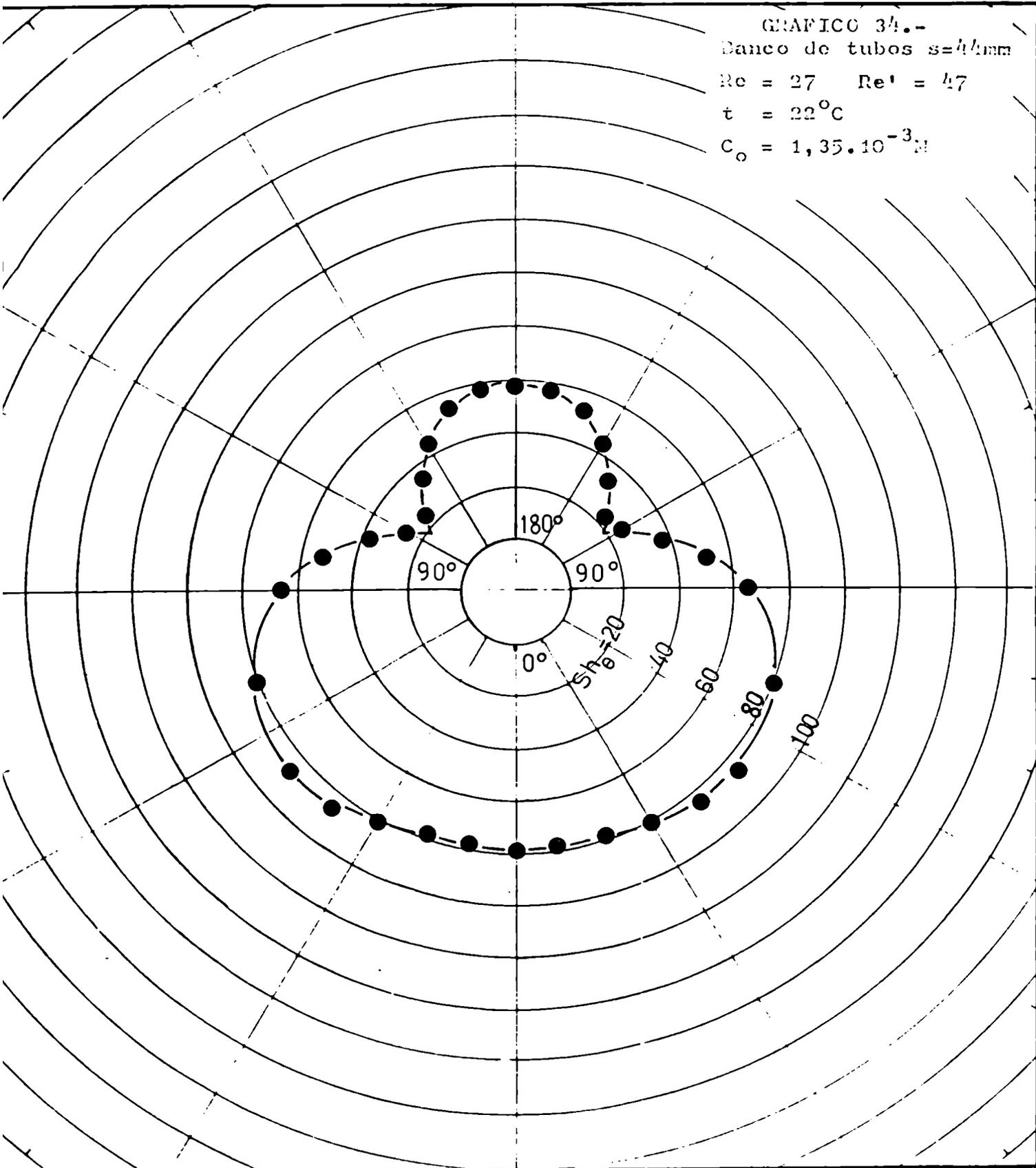


GRAFICO 35.-
Banco de tubos $s=44\text{mm}$
 $Re = 44$ $Re' = 77$
 $t = 22^\circ\text{C}$
 $C_o = 1,35 \cdot 10^{-3}\text{M}$

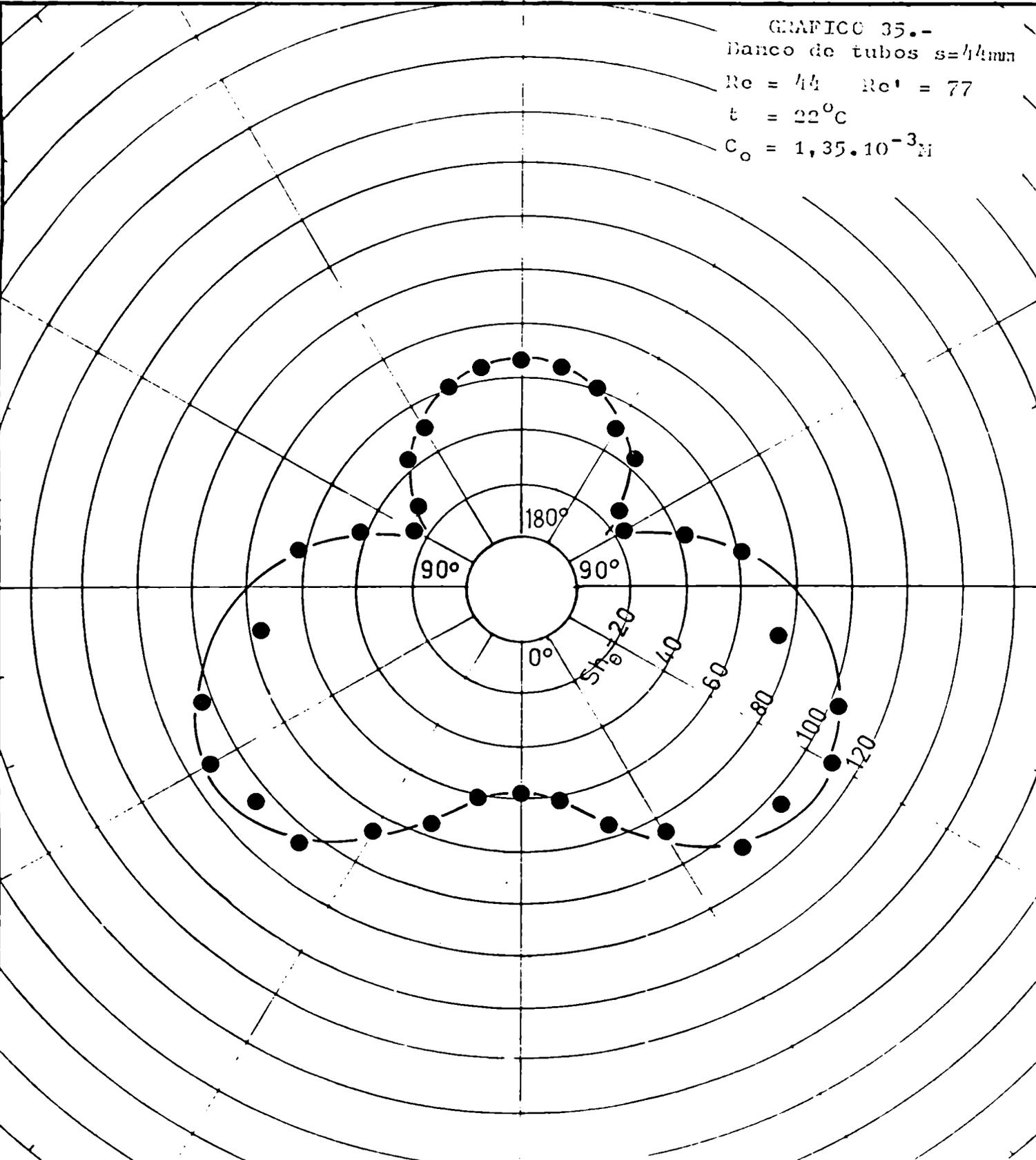


GRAFICO 36.-
Banco de tubos $s=44\text{mm}$
 $Re = 151$ $Re' = 263$
 $t = 22^{\circ}\text{C}$
 $C_o = 1,35 \cdot 10^{-3} M$

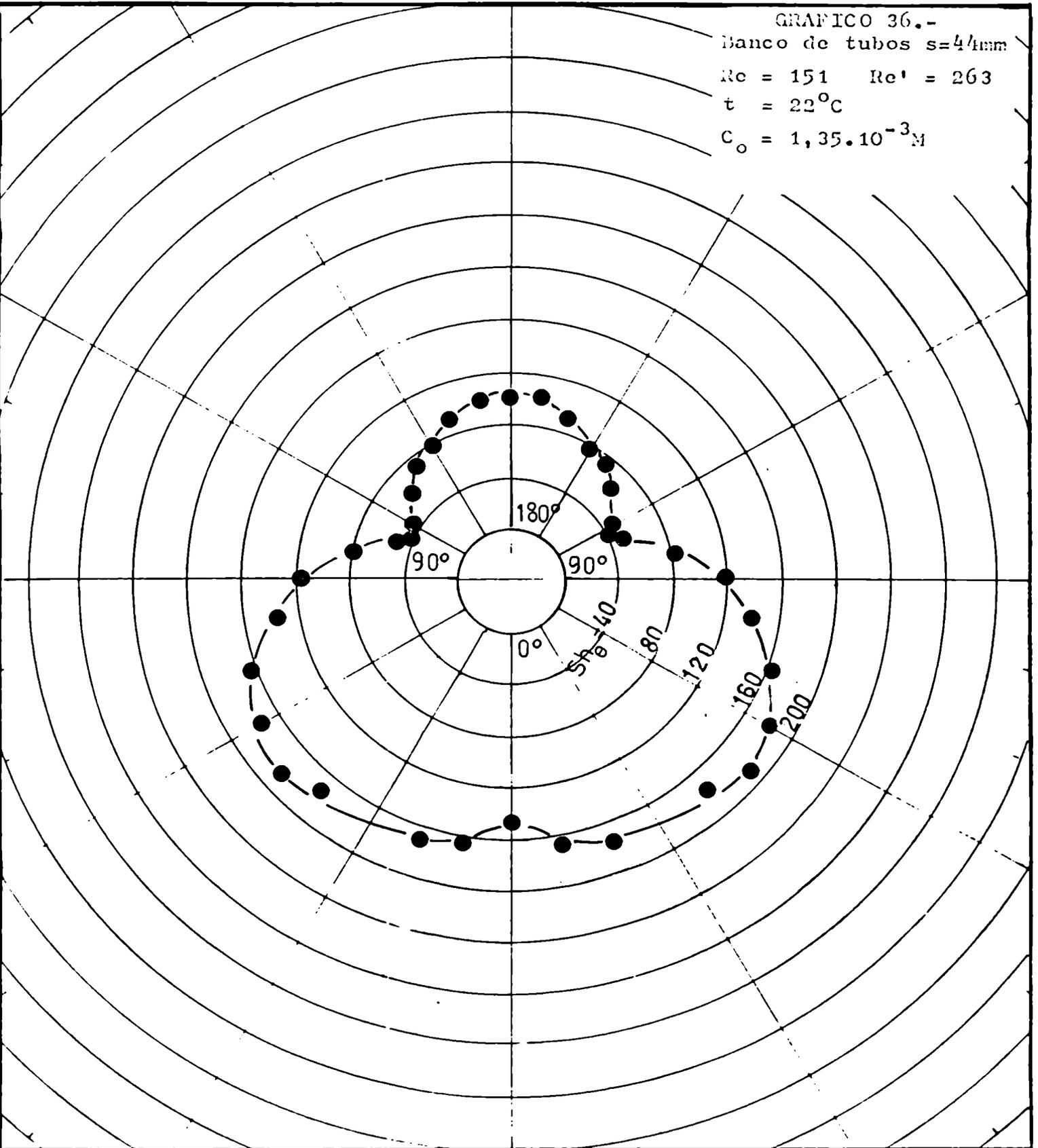


GRAFICO 37.-
Banco de tubos $s=4\text{mm}$
 $Re = 275$ $Re' = 479$
 $t = 23^{\circ}\text{C}$
 $C_o = 1,50 \cdot 10^{-3}$

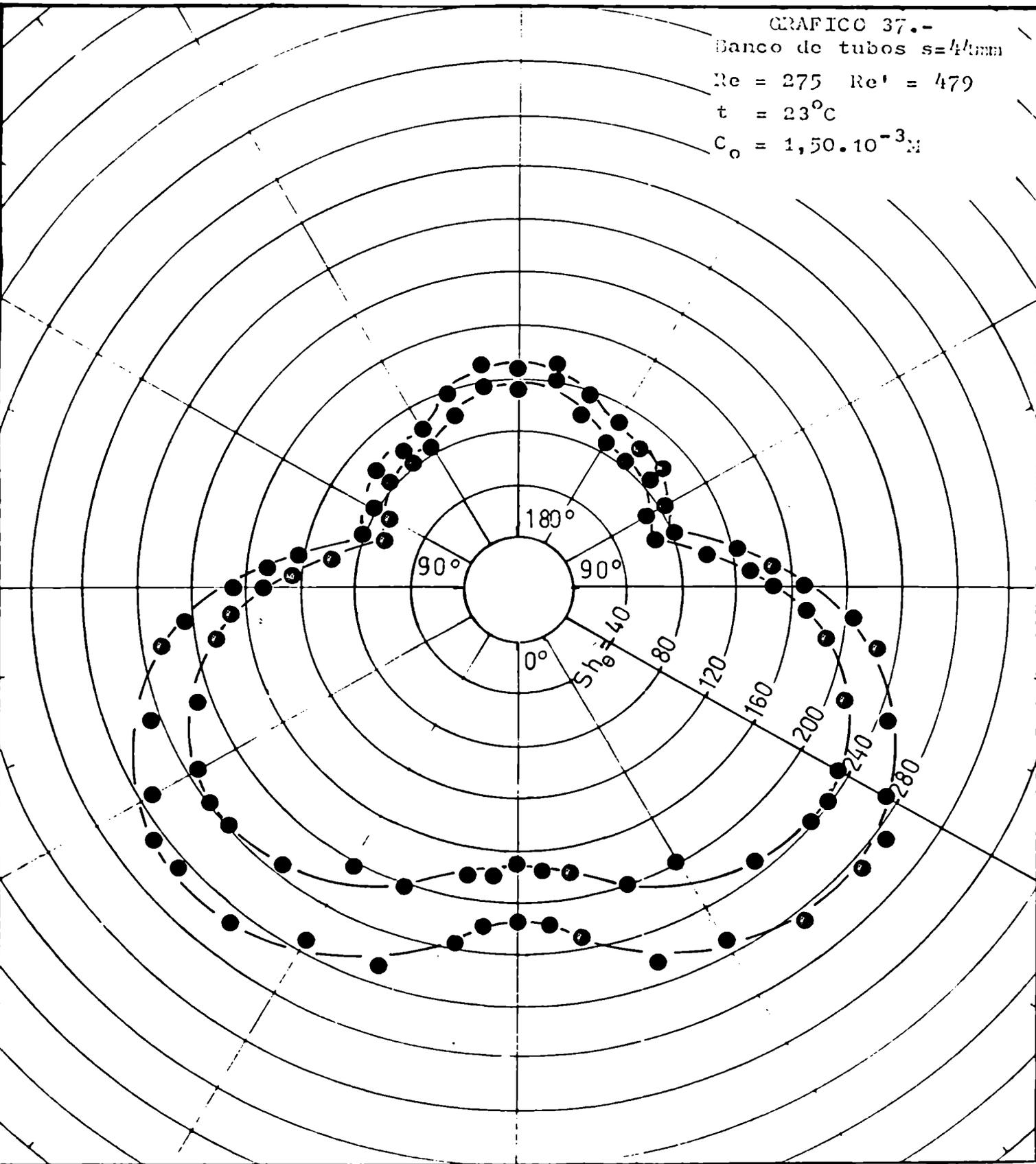


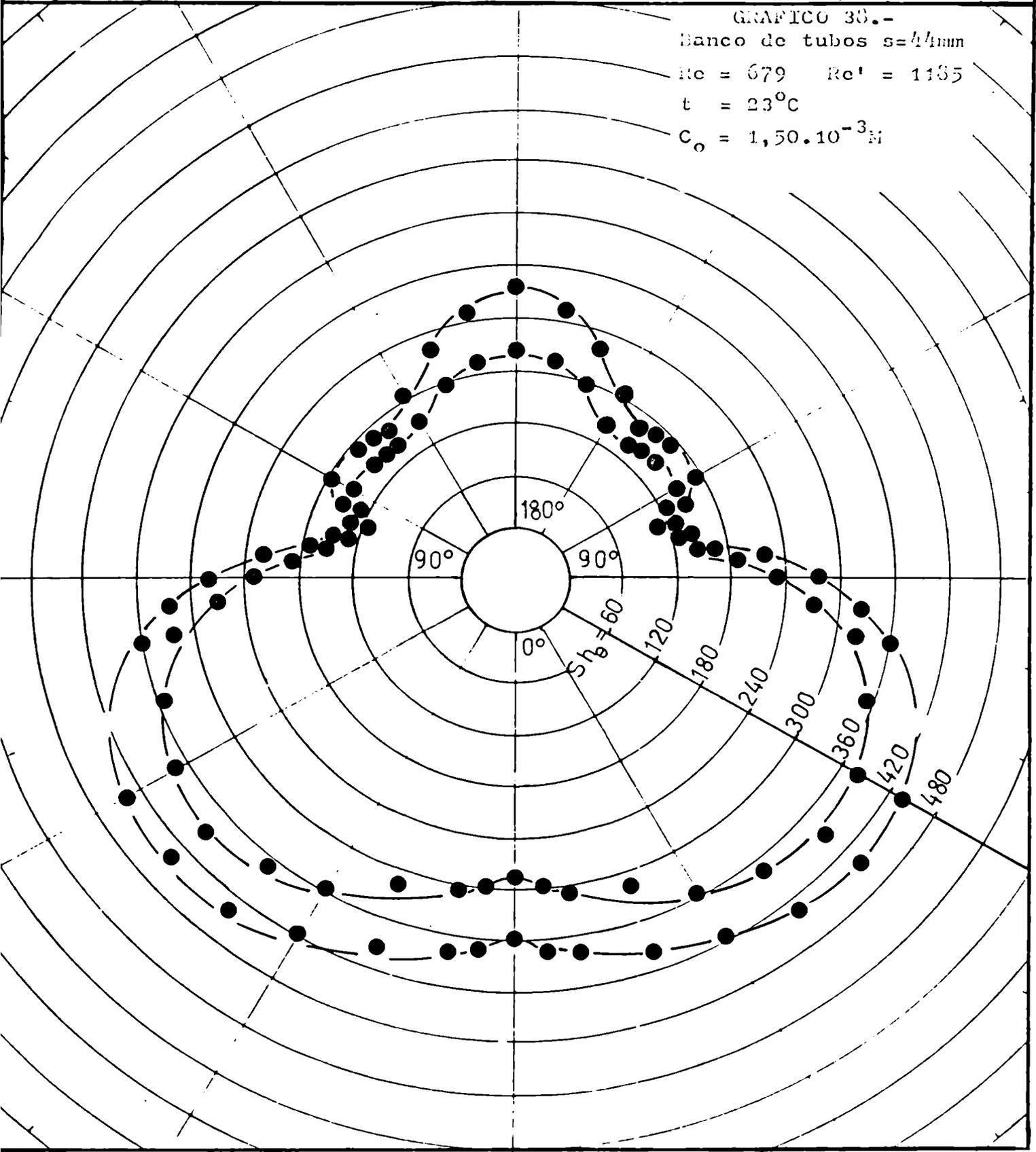
GRAFICO 38.-

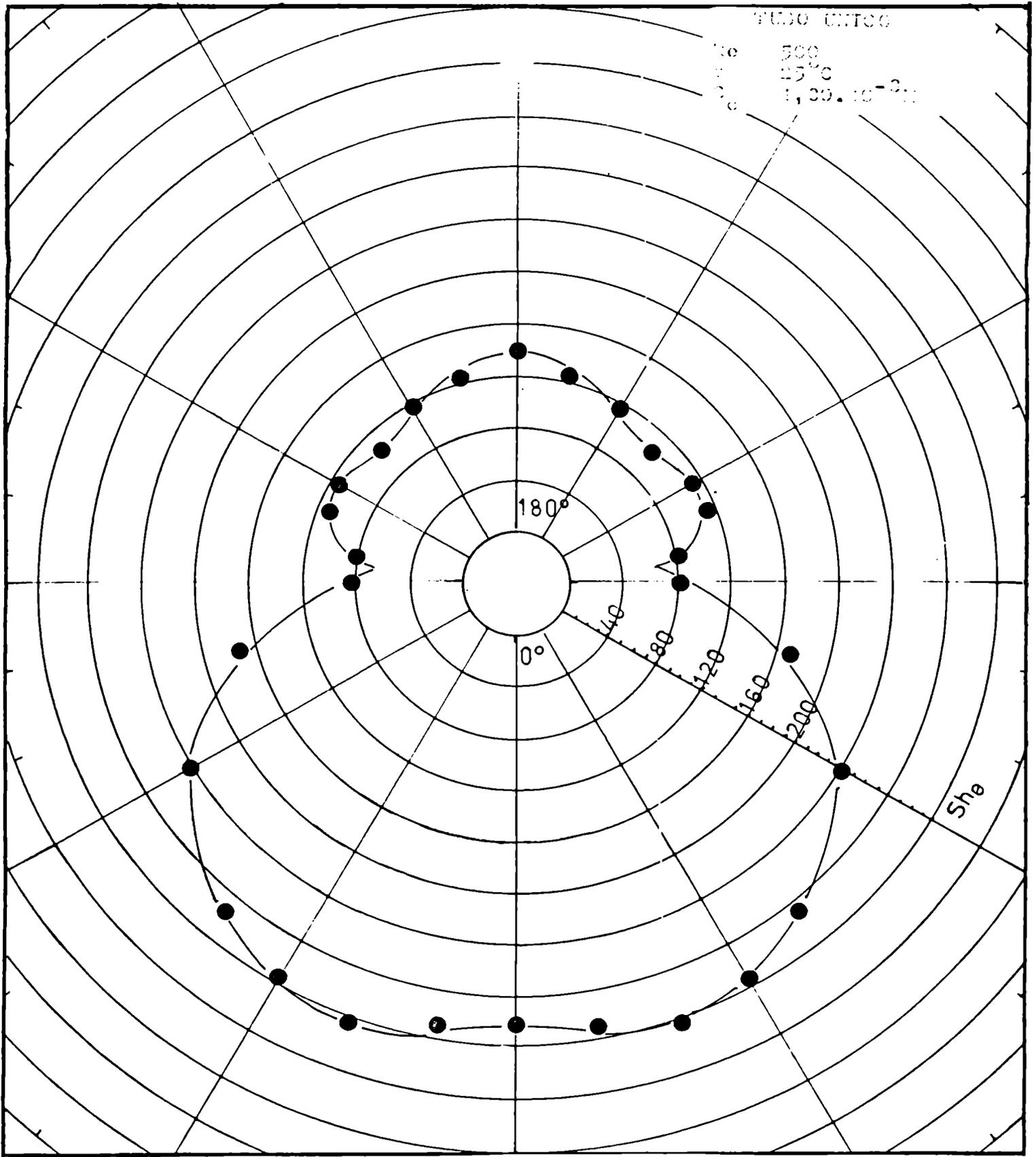
Banco de tubos $s=44\text{mm}$

$Re = 679$ $Re' = 1135$

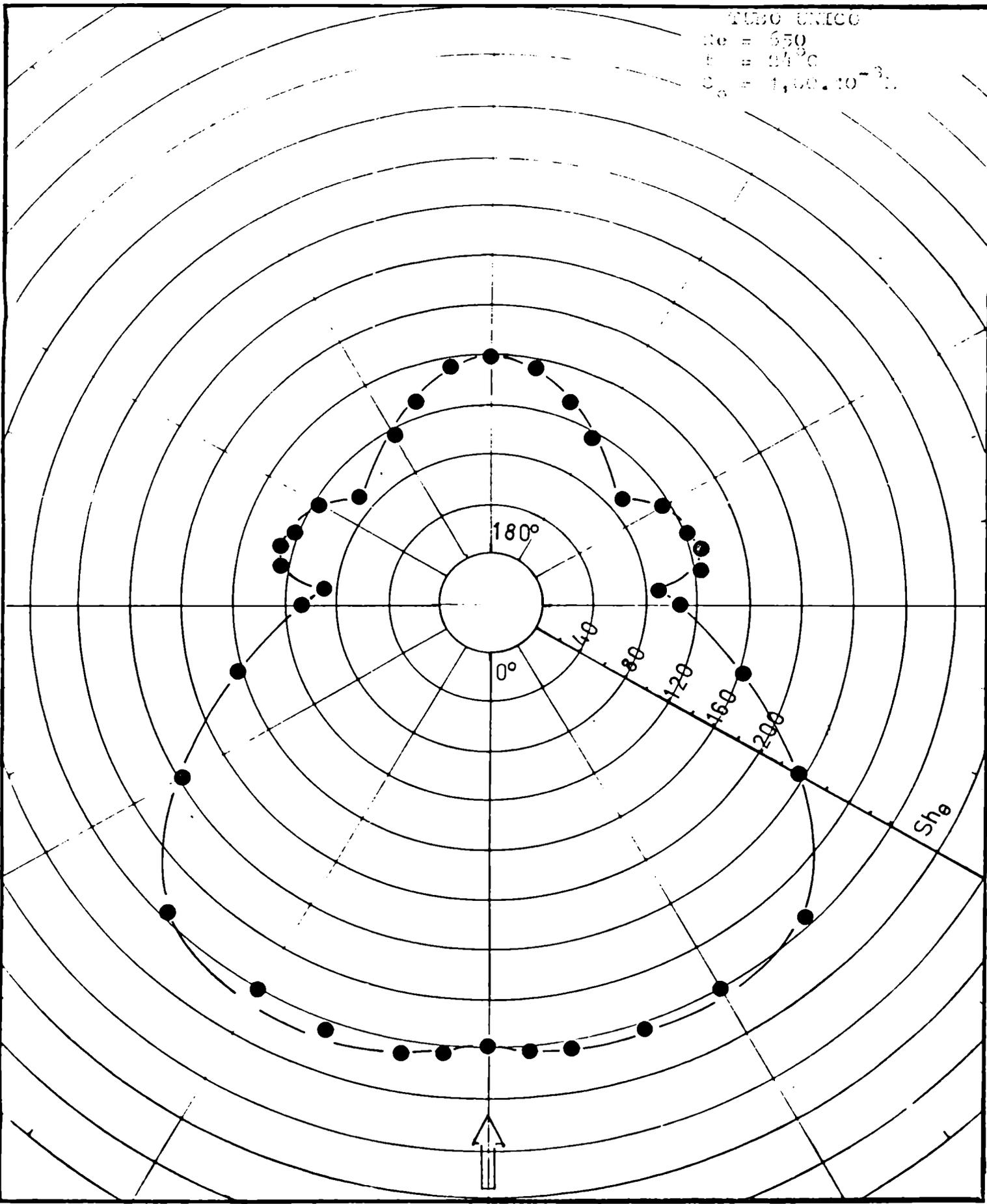
$t = 23^{\circ}\text{C}$

$C_o = 1,50 \cdot 10^{-3} M$





TUBO UNICO
Re = 650
T = 21°C
C₀ = 1,00 · 10⁻³



10. BIBLIOGRAFIA

- (1) LeClair, R.P. y Hamielec, A.D. "viscous flow through particle assemblages at intermediate Reynolds numbers: Heat or mass transport". I.Chem.E. SYMPOSIUM SERIES, N° 30 (1968), 197-206.
- (2) Sucker, B. y Brauer, H. "Stationärer Stoff- und Wärmeübergang an stationär quer angeströmten Zylinder", Wärme- und Stoffübertragung, 9(1976), 1-12.
- (3) Eckert, E.R.G. y Soehngen, E. "Distribution of heat transfer coefficients around circular cylinders in crossflow at Reynolds numbers from 20 to 500", Trans.ASME, 74(1952) 343-347.
- (4) Grasseann, P.; Ebl, N. y Trüb, J. "Elektrochemische Messung von Stoffübergangszahlen", Chemie Ing.Tech. 33(1961), N°3, 529-533.
- (5) Cano, J.A. y Böhm, U. "Transferencia de materia desde cilindros horizontales", Rev.latinam.ing.quím. quím.apl., 6(1975), 73-74.
- (6) Dobry, R. y Finn, R.K. "Mass transfer to a cylinder at low Reynolds numbers", Indust.Engn.Chem, 48(1956), 1540.
- (7) Vogtländer, P.H. y Bakker, C.A.P. "An experimental study of transfer from a liquid flow to wires and gauzes", Chem. Engn.Sci., 18(1963) 583.

- (8) Mc.Adams, W.H. "Heat Transmission", 3a.ed., 1954, McGraw Hill, Nueva York.
- (9) Dennis, C.C.R. y Chang, Chan-Zu, "Numerical solutions for steady flow past a circular cylinder at Reynolds numbers up to 100". J.Fluid. Mech., 42(1976), 471-489.
- (10) Takami, H. y Keller, H.B. "Steady two-dimensional viscous flow of an incompressible fluid past a circular cylinder". Phys.Fluid Suppl.II, 12, 4 (1969).
- (11) Son, H. y Hanratty, T.J. "Numerical solution for the flow around a cylinder at Reynolds number of 40, 200 and 500", J.Fluid Mech. 35(1969), parte 2, 369-386.
- (12) Goldstein, S. "Modern Developments in fluid Mechanics", 1938, Vol 1, (London:Oxford University Press).
- (13) Zdravkovich, M.M. "Review of flow interference between two circular cylinders in various arrangements". J.Fluid Eng., Trans ASME, 99 (1977), 618-633.
- (14) Hori, S. "Experiments on flow around a pair of parallel circular cylinders", Proc. 9th. Japan National Congress for Applied Mech., 1959, 231-234.

- (15) Bergelin, C.P.; Brown, G.A. y Doberstein, S.C. "Heat Transfer and fluid friction during flow across banks of tubes. IV - A study of the transition zone between viscous and turbulente flow", Trans.ASME, 74(1952), 953-959.
- (16) Welch, C.P. y Fairchild, H.N. "Individual row heat transfer in crossflow in-line tube bank", J.Heat Transfer. Trans.ASME, 86(1964), 143-149.
- (17) Zhukauskas, A.A. "Heat transfer in banks of tubes" Mintis, Vilnius, Lithuania, 1968.

11. NOMENCLATURA

- A_t : Area total de transferencia de materia, cm^2
- A : Area de la sonda de medición, cm^2
- C_o : Concentración de la especie que se transfiere, en el seno de la solución, mol/cm^3
- C_i : Concentración de la especie que se transfiere, en la interfase de transferencia, mol/cm^3
- d : Diámetro del cilindro, cm
- D : Difusividad del ión ferricianuro, cm^2/s
- F : Constante de Faraday, A s/equiv gr
- E : Potencial, V
- i : Intensidad de corriente límite, A
- I : Densidad de corriente límite, A/cm^2
- k : Coeficiente de transferencia de materia global, cm/s
- k_o : Coeficiente de transferencia de materia local, cm/s

- n : Número de electrones intercambiados por el ión
- N : Flujo másico, mol/cm²s
- s : Paso, distancia entre los centros de dos cilindros adyacente, cm
- t : Número de transporte
- U : Velocidad superficial, cm/s
- U' : Velocidad intersticial máxima, cm/s

LETRAS GRIEGAS

- ε : Porosidad
- ν : Viscosidad cinemática, stokes
- θ : Coordenada angular, grados

NUMEROS ADIMENSIONALES

- Re = $U d / \nu$ Número de Reynolds basado en la velocidad superficial

$Re' = U' d / \nu$ Número de Reynolds basado en
la velocidad intersticial

$j = Sh/Sc^{1/3} Re$ Factor j para transferencia de
materia

$j' = Sh/Sc^{1/3} Re'$ Factor j para transferencia de
materia

$Sc = \nu / D$ Número de Schmidt

$Sh = k d / D$ Número de Sherwood global

$Sh = k_{\theta} d / D$ Número de Sherwood local