

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE NUEVO LEON

FACULTAD DE INGENIERIA CIVIL
DIVISION DE ESTUDIOS SUPERIORES



"CINETICA DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE
AGUAS RESIDUALES PARA REUSO EN
IRRIGACION DE AREAS VERDES DE LA CIUDAD
UNIVERSITARIA".

TESIS PRESENTADA
EN OPCION AL GRADO DE
MAESTRO EN CIENCIAS
CON ESPECIALIDAD EN
INGENIERIA AMBIENTAL
POR
ING. GERARDO MENDEZ CASTRO

MONTERREY, N. L.

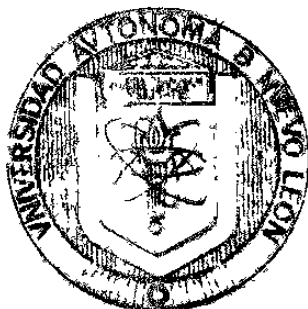
NOVIEMBRE 1985



1020072398

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE NUEVO LEON

FACULTAD DE INGENIERIA CIVIL
DIVISION DE ESTUDIOS SUPERIORES



“CINETICA DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE
AGUAS RESIDUALES PARA REUSO EN
IRRIGACION DE AREAS VERDES DE LA CIUDAD
UNIVERSITARIA”.

TESIS PRESENTADA
EN OPCION AL GRADO DE
MAESTRO EN CIENCIAS
CON ESPECIALIDAD EN
INGENIERIA-AMBIENTAL
POR
ING. GERARDO MENDEZ CASTRO



MONTERREY, N. L.

NOVIEMBRE 1985

TM
Z 6834
.C5
FIC
1985
M4



137700

MI MAS SINCERO AGRADECIMIENTO

- Al DR. ALEJANDRO RAMIREZ A., Maestro de la Maestría en -
INGENIERIA AMBIENTAL, División de Estudios Superiores --
FIC-UANL; por su valiosa ayuda, asesoramiento y consejos
durante la carrera y en el desarrollo de este estudio.

- A todos los Maestros de la División de Estudios
Superiores de la FIC-UANL; por la aportación --
desinteresada de sus conocimientos.

- A mis compañeros de las Maestría en INGENIERIA
AMBIENTAL y SALUD PUBLICA; por su gran colabo-
ración y amistad mostrada durante toda la ca-
rrera.

- Al ING. ANASTACIO VAZQUEZ ., Jefe de la Divi--
sión de Estudios de Postgrado, FIC-UANL; por -
su colaboración durante mi estancia en Monte--
rrey, en el transcurso de la carrera y sobre -
todo por su inapreciable amistad.

- A la Sra. Maricela Cantú de Ramos; por su gran
ayuda en la elaboración del trabajo mecanográ-
fico.

- A todos aquellas personas que de alguna manera
hicieron posible el desarrollo y terminación -
de este trabajo.

DEDICATORIA;

A MIS PADRES;

Teodoro Méndez Herrera
Erlinda Castro Jiménez

Con mucho cariño y gratitud, por sus sacrificios y dirección a lo largo de mi carrera académica.

- A MIS ABUELOS

Con respeto y gratitud

- A MIS HERMANOS

Por el apoyo brindado

- A MIS FAMILIARES Y AMIGOS

Con mucho aprecio

- A JULIO, ORQUIDEA Y CINDY

A quienes considero como de mi propia familia.

I N D I C E ;

	Pág.
1.- RESUMEN - - - - -	1
2.- GENERALIDADES - - - - -	3
2.1 Introducción - - - - -	3
2.2 Objetivo - - - - -	6
3.- ANTECEDENTES - - - - -	8
3.1 Tratamiento Biológico - - - - -	8
3.2 Cinética del Crecimiento Biológico - - - - -	11
4.- MATERIALES Y METODOS - - - - -	18
4.1 Materiales - - - - -	18
4.2 Métodos y Técnicas - - - - -	20
4.3 Análisis de Parámetros Controlados en el Proyecto	21
5.- RESULTADOS - - - - -	26
5.1 Resultados Primera Etapa - - - - -	28
5.2 Resultados Segunda Etapa - - - - -	31
6.- DESARROLLO Y DISCUSION DE RESULTADOS - - - - -	38
6.1 Desarrollo Primera Etapa - - - - -	38
6.2 Desarrollo Segunda Etapa - - - - -	40
6.3 Discusión de Resultados - - - - -	55
7.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES - - - - -	57
8.- LITERATURA CONSULTADA - - - - -	61
APENDICE A - - - - -	64
APENDICE B - - - - -	84
APENDICE C - - - - -	90
APENDICE D - - - - -	105

1.- RESUMEN

Para elaborar este estudio, se seleccionó el agua residual del colector Topo Chico, que pasa por los terrenos de la U.A.N.L. la que se caracterizó y se encontró que la composición media, entre otros valores tiene una DBO_5 media de 380 mg/lt, con valores extremos de 237 y 470 mg/lt.; una DQO media de 645 mg/lt, con valores extremos de 425 y 787 mg/lt. y; nitrógeno, fósforo y otros nutrientes, en cantidad suficiente para el crecimiento biológico.

Para determinar los coeficientes de la cinética del crecimiento biológico, se pusieron en marcha 5 reactores a escala de laboratorio (10 lts.), con flujo semibatch (Semi-continuo), completamente mezclados y, con tiempos de retención hidráulico - igual al tiempo de retención celular de: 3, 6, 10, 15 y 20 días. Al sistema se le proporcionó, condiciones óptimas para el crecimiento bacteriano: pH entre 6.2 y 8.3; temperatura de $25 \pm 1^\circ C$ y oxígeno suficiente. Además, se controló la existencia de nutrientes, de microorganismos vivos y, se midieron parámetros como: DBO, DQO, SST, SSV, N. P, oxígeno disuélto y observaciones microscópicas que garantizaron el buen funcionamiento del sistema. También se llevo a cabo una evaluación del grado de estabilización alcanzado, en los reactores.

Cuando los reactores, se consideraron debidamente estabilizados, se realizaron los análisis requeridos para obtener los coeficientes: Y , K_d , K , K_s , a' , b' y, se realizaron los ensayos de sedimentabilidad de los lodos.

Además de los parámetros medidos en la etapa previa a la estabilización, se realizaron mediciones en el agua residual y sobrenadante de los contenidos de los reactores de: dureza cálcica y magnésica, alcalinidad, sodio, sustancias activas al azul de metileno, nitritos, nitratos, cloruros, grasas y aceites y conduc

tividad y de sólidos suspendidos totales en el sobrenadante,

Mediante los modelos presentados por Metcalf y Eddy (6), se obtuvo: $K_d = 0.001 \text{ días}^{-1}$ y $K_d = 0.003 \text{ días}^{-1}$; $Y = 0.79$ y $Y = 0.55$, basados en la DBO_5 y la DQO respectivamente. K y K_s , se reportan, pero no se recomienda el uso de éstos, por dar valores extraños (negativos).

Utilizando el modelo desarrollado por Eckenfelder y Ford (4), para la demanda de oxígeno, se obtuvo: $a' = 0.79 \text{ gr } O_2/\text{gr SSV}$ y $b' = 0.12 \text{ gr. } O_2/\text{gr. SSV-día}$.

Por el método desarrollado por Talmadge y Fitch (7), para sedimentación zonal y por comprensión, se hizo un análisis de las características de sedimentabilidad a diferentes concentraciones de sólidos en el contenido de los reactores.

Los valores de los coeficientes mencionados, son comparados con los valores típicos reportados en la literatura. Los coeficientes a' y b' , se encuentran dentro del rango reportado; mientras que, Y esta en el límite superior y K_d se sale del límite inferior. Las comparaciones, se realizaron con el valor de los coeficientes obtenidos, sin ser ajustados por factores de seguridad.

Para efectuar el diseño de la planta prototipo; los coeficientes y resultados obtenidos en este trabajo, deben ser ajustados con factores de seguridad que varían en cada caso, como se indica en el reporte.

2.- G E N E R A L I D A D E S

2.1 INTRODUCCION.-

El agua es un elemento esencial para los seres vivos, el uso de ésta en diversas actividades creadas por el hombre, dá como resultado grandes cantidades de aguas residuales o de desecho que, al ser dispuestos directamente sobre los cuerpos de agua, los va tornando progresivamente inadecuados, hasta hacerlos inutilizables para los propósitos que el hombre requiere. Es así como se hace inevitable el tratamiento de las aguas residuales, mediante sistemas y procesos eficientes que permiten controlar la contaminación de los cuerpos de agua.

PRONAES (Programas Nacionales de Apoyo a la Educación Superior), dio el patrocinio para que la Universidad Autónoma de Nuevo León, en conjunto con la Secretaría de Educación Pública, realicen los estudios necesarios para proyectar una planta para tratamiento de aguas residuales, para la Ciudad Universitaria, con el objeto de utilizar el agua tratada para la irrigación de jardines y zonas verdes; además de proporcionar a la División de Estudios Superiores (Postgrado) una fuente de investigación, realizando estudios de eficiencia y analizando problemas de operación y mantenimiento.

Es importante hacer notar que de realizarse la construcción de dicha planta de tratamiento, traería como consecuencia algunas ventajas a la ciudad de Monterrey, como:

1. Liberar agua de primer uso y potable para un número mayor de personas, al consumir el agua que en la actualidad se usa para el riego de áreas verdes y jardines.

2. Ganancias económicas: considerando que el costo del agua tratada, basado en la operación y mantenimiento - en plantas para tratamiento de aguas residuales con -- oxidación biológica, en Monterrey oscila entre 3 y 11 pesos/m³ con un promedio de 7 pesos/m³ (1985) y el costo del agua distribuida por servicios de agua y drena-
je de Monterrey es de aproximadamente de 18.5 pesos/m³ (Agosto '85).

La dotación de agua potable en la Ciudad Universitaria, proviene una parte de la compra a "Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey", y otra de pozos ubicados en la Ciudad Universitaria, esta última con un costo infe-
rior a los mencionados; pero por ser agua de buena ca-
lidad, se debe dejar para satisfacer necesidades de --
primer orden (uso doméstico), y no en usos secundarios donde se puede usar agua de menor calidad (Ejem. riego de zonas verdes y jardines).

Para proporcionar la mejor alternativa del agua residual a ser reutilizada, se realizaron estudios de calidad y cantidad - del agua de los colectores cercanos a la Ciudad Universitaria. Los colectores potenciales estudiados fueron los siguientes:

1. Colector de aguas residuales producidas en la Ciudad -
Universitaria: se consideró inconveniente el uso de es
te colector, debido a que las descargas de aguas resi-
duales generadas en la Ciudad Universitaria no son con
tínuas (durante la época de vacaciones y los días fes-
tivos, no hay generación de aguas residuales), y que -
las descargas de los diversos laboratorios (Ciencias -
Químicas, Ciencias Biológicas, Ingeniería Civil, etc.)
pueden presentar altas cargas tóxicas que son substan-
cias inhibitoras al tratamiento biológico de las aguas
residuales.

2. Colector de la ciudad de Monterrey que pasa por la Colonia Hidalgo.
3. Colector de la ciudad de Monterrey que pasa por los terrenos de la Ciudad Universitaria denominado "Topo Chico".

En los colectores Hidalgo y Topo Chico, se realizaron estudios de calidad y cantidad del agua, tomando muestras cada dos horas; en el primero, del 11 al 14 de diciembre de 1984 y, en el segundo del 14 al 18 de diciembre de 1984. Entre los análisis realizados se incluyen: Demanda Bioquímica de Oxígeno, Demanda Química de Oxígeno, Fosfatos, Nitrógeno, Sólidos Totales y Suspendidos, PH, Alcalinidad, Dureza, Grasas y Aceites, sustancias activas al azul de Metileno y Conductividad.

En base a la caracterización de las aguas residuales de ambos colectores y, considerando que el colector Hidalgo no garantiza el gasto continuo para los requerimientos fijados al principio del estudio (50 l.p.s.) se seleccionó al colector Topo Chico como el indicado para efectuar los estudios de tratabilidad y desviar el agua del mismo para alimentar la Planta Prototipo.

El tratamiento de aguas residuales, consiste basicamente en oxidarlas, o sea transformar sus componentes en compuestos simples, en sales minerales, dióxido de carbono, agua y microorganismos. La oxidación puede realizarse a través de reacciones enzimáticas promovidas por microorganismos que se desarrollan y proliferan en el agua residual rica en sustancias orgánicas que le sirven de alimento; este método es conocido como proceso biológico.

El sistema de tratamiento más empleado, de acuerdo con la literatura y que ha dado mejores resultados para el propósito en la Ciudad Universitaria (irrigación de áreas verdes y jardí-

nes); es el sistema de lodos activados.

Debido a los factores que se deben tener en cuenta en el diseño de un proceso de lodos activados, se hace necesario realizar estudios de tratabilidad a nivel de laboratorio, utilizando rectores a pequeña escala, a los que se les debe proporcionar características hidráulicas similares a las que se van a tener en la planta prototipo.

2.2. OBJETIVO.-

El propósito de este trabajo, es determinar los coeficientes de la cinética del crecimiento biológico en las aguas residuales tomadas del colector Topo Chico que pasa por los terrenos de la Universidad Autónoma de Nuevo León. Dichos coeficientes son necesarios para el diseño de la planta de tratamiento de aguas residuales que se proyecta construir en la Universidad, para irrigación de áreas verdes y jardines. Los coeficientes por determinar incluyen:

1. K = Tasa máxima de utilización de substrato por unidad de masa de microorganismos.
2. K_s = Concentración de substrato para la cual la tasa de utilización de substrato por unidad de peso de microorganismos, es la mitad de la tasa máxima, masa/volumen.
3. Y = Coeficiente de producción crecimiento, masa de células formadas por masa de substrato consumido.
4. K_d = Coeficiente de decaimiento endógeno, tiempo⁻¹.
5. a' = Fracción de substrato removido, (DBO_5).
6. b' = Taza de respiración endógena, y
7. Estudios de sedimentabilidad

Los análisis requeridos para cumplir dicho objetivo, se -
realizaron en el laboratorio de Ingeniería Ambiental (F.I.C. -
U.A.N.L.). El proyecto inició en abril de 1985 y terminó en -
julio de 1985.

3.- ANTECEDENTES

3.1 TRATAMIENTO BIOLÓGICO.-

Históricamente los sistemas de tratamiento biológico, han sido diseñados en base a parámetros hidráulicos como la tasa de flujo. La composición de las aguas residuales se ha considerado de poca importancia en la determinación del diseño; probablemente porque se conocía poco acerca de las reacciones bioquímicas que ocurren en el proceso de tratamiento. El diseño eventual de sistemas de tratamiento biológico, basado estrictamente en condiciones hidráulicas, no es adecuado y no asegura una eficiente operación del sistema.

Debido a la incapacidad mencionada del diseño de sistemas de tratamiento biológico en base a condiciones hidráulicas, se han realizado numerosos intentos para definir la cinética del tratamiento biológico, y en base a ésta determinar los parámetros de diseño físico.

En los últimos años se han realizado muchos intentos (experimentos) para mejorar la eficiencia en las plantas de tratamiento de aguas residuales. Se han desarrollado varios tipos de enzimas, cultivos bacteriales, productos de la fermentación bacteriana, aditivos biocatalíticos y la combinación de células microbiológicas con sus productos de la fermentación. Muchas de estas sustancias se venden en el comercio bajo diferentes nombres para aplicaciones especializadas, (solubilización de grasas, rompimiento de espumas, etc.).

El proceso de lodos activados es muy efectivo, por lo general este método de tratamiento biológico es aplicado en aguas residuales industriales y municipales, por lo que han sido objeto de consideración teórica y estudio experimental.

El proceso de lodos activados, involucra la conversión de materia orgánica coloidal y disuelta a lodo microbial que puede ser removido por los sistemas de sedimentación física. Se han desarrollado gran cantidad de modelos matemáticos para describir la cinética de este proceso. Estos modelos por lo general definen la cinética del crecimiento bacterial y específicamente la relación entre la tasa de crecimiento y la concentración del sustrato. En muchas publicaciones se tiene implícito que el crecimiento es exponencial o logarítmico solamente para la tasa máxima de crecimiento que, a su vez es estabilizada sobre una cierta concentración crítica de sustrato. (Eckenfelder(1); -- Mckinney(2)). Esto demuestra, sin embargo, que la existencia de un estado estable bajo condiciones de flujo continuo denota por sí misma que el crecimiento es exponencial a cualquier concentración de sustrato, sobre o bajo el nivel crítico. Esto ha sido mencionado tanto por Garret y Sawyer(3), como por McCabe y Eckenfelder quienes usaron dos funciones diferentes para describir la relación entre la tasa de crecimiento y la concentración de sustrato.

Estos autores asumen que bajo cierto nivel crítico de concentración de sustrato, la tasa de crecimiento específica es aumentada linealmente con la concentración de sustrato, mientras que sobre el nivel crítico la tasa de crecimiento se asume que es independiente de la concentración de sustrato. Schulze (3) demostró que la aplicación de una función continua, especialmente la ecuación de Teissier, provee consentimiento con los resultados experimentales, mientras que la aplicación de la ecuación de Michaelis Menten produce resultados erróneos.

Desafortunadamente la composición de las aguas residuales industriales y municipales de diferente localización geográfica pueden variar significativamente. Además también son experimentadas variaciones en la composición del agua, dependiendo de la localización en particular, la estación, el día y la hora.

La caracterización de las aguas residuales es un dato de entrada esencial en el proceso de diseño para asegurar que las condiciones de salida sean satisfechas. Además de ser necesarias para la determinación de los coeficientes cinéticos que describen el desarrollo metabólico de los microorganismos dependiendo del substrato y otros componentes de las aguas residuales caracterizadas.

Idealmente, los coeficientes cinéticos pueden ser determinados teóricamente, basados en la concentración de los componentes químicos presentes en el desecho y otras características físicas, como la temperatura. Debido a la ausencia de herramienta teórica disponible, se han desarrollado técnicas experimentales que logran dar un grupo de parámetros de diseño reales para un agua residual específica.

En la determinación de los parámetros de diseño en sistemas de lodos activados, es necesario experimentar en condiciones similares a las que van a prevalecer en el sistema de tratamiento de aguas residuales, ha de ser construído. Muchas veces se ignora que los sistemas de tratamiento están sujetos a sobrecargas eventuales de varios componentes de las aguas residuales. Debido a que todos los modelos cinéticos de lodos activados disponibles se basan en condiciones de estado estable, las consideraciones iniciales de diseño deben incluir niveles aceptables de sobrecargas eventuales.

Desafortunadamente, los procesos requeridos para la determinación de los coeficientes cinéticos son tediosas y aumentan el costo de proyecto del sistema de tratamiento de aguas residuales. Los procedimientos experimentales toman varios meses para su ejecución y requieren de mucha dedicación y personal calificado. Debido a los costos y a las dificultades involucradas, la determinación experimental de los coeficientes cinéticos para los propósitos de diseño son pocas veces realizados en

estudios de tratamiento de aguas residuales municipales; en estudios de aguas residuales industriales se realizan con mayor frecuencia.

En el proceso de lodos activados, para determinar el coeficiente de crecimiento "Y", el coeficiente de descomposición "Kd", la tasa máxima de utilización de sustrato "K" y la concentración de sustrato para la cual la tasa de utilización del sustrato del mismo por unidad de peso de microorganismos es la mitad de la tasa máxima "Ks"; necesarios para el diseño del proceso, suelen utilizarse las instalaciones de tratamiento de lodos activados de tipo experimental. Para la realización de dicho estudio, se puede utilizar un reactor experimental de flujo continuo o discontinuo (semi-contínuo).

3.2 CINÉTICA DEL CRECIMIENTO BIOLÓGICO.-

El proceso de lodos activados, fue desarrollado en Inglaterra por Ardern y Lockett en 1914. En los 30 años siguientes se le dio mucho énfasis al conocimiento de la composición del agua residual cruda influente y del efluente purificado de los procesos, pero se conocía muy poco sobre la cinética microbial que gobierna el proceso.

Investigaciones conducidas por Monod, utilizando cultivos bacteriales puros condujeron al desarrollo del primer modelo matemático que describe la cinética del crecimiento de la bacteria. Monod, experimentalmente encontró que el efecto que produce la existencia de un nutriente limitante, puede ser definido adecuadamente mediante la siguiente expresión, que relaciona la concentración de un nutriente limitante y la tasa de crecimiento de los microorganismos:

$$(1) \quad \mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S}$$

- μ = tasa de crecimiento específico, (tiempo⁻¹)
- μ_m = tasa máxima específica de crecimiento celular (tiempo⁻¹)
- S = concentración de substrato limitante que rodea los microorganismos (masa/volumen).
- K_s = concentración del substrato para la cual la tasa de utilización del mismo por unidad de peso de microorganismos es la mitad de la tasa máxima (masa/volumen).

Debido a que Monod trabajó con cultivos bacteriales puros bajo ciertas condiciones para los microorganismos, como una alta relación alimento-microorganismos (F/M), y extrapoló resultados dentro de la zona limitante de substrato; se hace difícil justificar la aplicación de la ecuación (1) para la cinética de crecimiento de lodos activados.

Como es bien conocido, el licor mezclado de lodos activados contiene una amplia variedad de microorganismos. Como resultado de los cambios en la composición de las aguas residuales pueden ocurrir varias cosas:

1. Que una especie de bacterias comience a predominar sobre las otras.
2. Que una especie específica de bacterias altere su forma (ejem. transformación de distintas colonias a formas filamentosas), o
3. Que otras especies de microorganismos comiencen a predominar sobre las bacterias.

Todos esos factores pueden causar relaciones cinéticas en el proceso de lodos activados y variar significativamente la relación de Monod.

Se han desarrollado varias modificaciones a la ecuación de Monod que forman las bases para el desarrollo teórico de las relaciones cinéticas del proceso de lodos activados.

Eckenfelder(1), propone una relación para la remoción de -
substrato que puede ser derivada de la ecuación de Monod,

$$(2) \quad \frac{S_o - S_e}{X_a \theta_h} = K S_e$$

S_o = concentración de substrato influente (masa/volumen).

S_e = concentración de substrato efluente (masa/volumen).

X_a = masa activa (SSVLM) (masa/volumen).

θ_h = tiempo de detención hidráulico

K = tasa de utilización del substrato.

Mc Kinney(2), establece que en la fase de crecimiento de--
creciente, la tasa de remoción de substrato es función solamen--
te de la concentración de substrato remanente y propone la ecua--
ción siguiente:

$$(3) \quad \frac{S_o - S_e}{\theta_h} = K_m S_e$$

K_m = tasa constante de utilización de substrato (masa de -
substrato removido/masa de substrato remanente/día.

Como se puede ver, la K_m de Mc Kinney es equivalente al --
producto ($X_a \cdot K$) de la ecuación de Eckenfelder; y de hecho es--
to fue demostrado por Goodman y Englande.

Se ha demostrado que los requerimientos totales de oxígeno
en sistemas biológicos, están relacionados con el oxígeno consu--
mido para suministrar energía para la síntesis celular y el re--
querido por la respiración endógena. Se asume que el oxígeno -
puede ser sumiistrado al sistema en el siguiente orden:

1. Proveer oxígeno para remoción orgánica biológica.
2. Proveer oxígeno para respiración endógena donde por lí--
sis de células, se liberan compuestos orgánicos solu--
bles oxidables, y
3. Proveer oxígeno requerido para oxidación química.

Eckenfelder y Ford(4), proponen el siguiente modelo para la determinación de los parámetros de utilización de oxígeno.

$$(4) \quad V R_r = a' (S_o - S_e) Q + b' X_a V , \text{ de donde:}$$

$$(5) \quad \frac{R_r}{X_a} = a' \frac{S_o - S_e}{X_a \theta_h} + b'$$

a' = coeficiente de demanda de oxígeno (masa de oxígeno requerido/masa de substrato removido).

b' = tasa de demanda de oxígeno para respiración endógena (masa de oxígeno/masa activa removida/día).

R_r = tasa de consumo de oxígeno (oxígeno utilizado/volumen/día).

X_a = masa activa (concentración de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado)

V = Volumen del tanque de aereación

El modelo de Mc Kinney(2), para la utilización de oxígeno es idéntico al de Eckenfelder (1,4,5).

Es importante hacer notar que cuando ocurre la nitrificación se hace necesario incluir los requerimientos de oxígeno para ello. Se ha demostrado que las plantas de tratamiento tienen capacidad de conseguir la completa nitrificación cuando tienen tiempos medios de retención celular altos. Adicionando el oxígeno necesario para nitrificación se tiene:

$$(6) \quad R_r = a' \frac{S_o - S_e}{\theta_h} + b' X_a + \frac{4.57 N}{\theta_h}$$

N = masa de nitrato producido por el proceso de nitrificación.

Para determinar los coeficientes cinéticos (K , K_s , K_d , Y) se usa el modelo propuesto por Metcalf y Eddy, inc.(6) para reactores biológicos completamente mezclados. Se basa en ecuacio-

nes empíricas que generalmente son usadas para expresar el crecimiento biológico y la tasa de utilización del substrato.

Ecuaciones usadas para determinar los coeficientes cinéticos:

$$(7) \quad \frac{dX/dt}{X} = \frac{K S}{K_s + S} - K_d$$

$$(8) \quad dX = X_0 - X$$

$$(9) \quad \frac{dF/dt}{K_s + S} = \frac{K S}{K_s + S} = \frac{Q (S_0 - S_e)}{V}$$

$$(10) \quad U = \frac{dF/dt}{X} = \frac{S_0 - S}{X\theta}$$

$$(11) \quad \theta_c = \frac{X}{dX/dt}$$

$$(12) \quad \frac{1}{\theta_c} = YU - K_d = Y \left(\frac{S_0 - S}{X\theta} \right) - K_d \quad (\text{Sistema de tanque completamente mezclado sin reciclo})$$

$$(13) \quad \frac{1}{U} = \frac{K_s}{K} \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{1}{K}$$

La tabla 3.1 muestra los coeficientes cinéticos tipos, propuestos por Metcalf y Eddy inc. (6), para procesos de lodos activados.

Tabla 3.1 Coeficiente Cinéticos Típicos para Procesos de Lodos Activados, *

Coeficiente	Base	Rango	Típico
K	días ⁻¹	2-10	5.0
Ks	mg DBO ₅ /lt	25-100	60
	mg DQO/lt	15-70	40
Y	mg SSV/mg DBO ₅	0.4-0.8	0.6
	mg SSV/mg DQO	0.25-0.4	0.4
Kd	días ⁻¹	0.04-0.075	0.06

* temperatura = 20°C

Para el cálculo de los parámetros de utilización de oxígeno (a' y b'), se usa el modelo propuesto por Eckenfelder y Ford (4), ya que es el más usado y coincide con el modelo de McKinney.

La Tabla 3.2 muestra valores típicos de a' para diferentes tipos de desecho, propuestos por Eckenfelder (1).

Tabla 3.2 Valores Típicos de a'*

Desecho	a'
Agua Residual Doméstica	0.52
Farmacéutico	0.35
Papel y Pulpa mezclado	0.65-0.8
Refinerías	0.56
Fibra Sintética	0.55

* temperatura - 25 a 30°C

En el presente estudio de Sedimentabilidad, se usa el modelo propuesto por Talmadge y Fitch (7), debido a que la sedimentación en procesos biológicos es de Clase III (Sedimentación interferida o por Zonas) y no existen fórmulas matemáticas que expliquen el comportamiento; por lo que es necesario realizarlo experimentalmente (Pruebas de Laboratorio).

Los ensayos de sedimentación son necesarios para determinar las características del contenido del reactor, cuando importa conocer bien los aspectos de sedimentación zonal y por comprensión.

En los sistemas que contienen elevadas concentraciones de sólidos suspendidos, además de la sedimentación libre, se produce la sedimentación zonal y la sedimentación por comprensión.

Los ensayos de sedimentación en columnas, pueden usarse para determinar el área necesaria para la región de sedimentación libre; sin embargo, la velocidad de sedimentación por zonas (VSZ) es generalmente menor que la anterior, que raramente es el factor que controla el proceso. Para determinar el área necesaria para la sedimentación zonal, se usa el método desarrollado por Talmadge y Fitch (7). Una columna (probeta), de altura H_0 , se llena con el contenido de los reactores de concentración uniforme C_0 . Se controla el descenso de la interfase con respecto al tiempo y se grafica la altura de interfase contra el tiempo. La velocidad a la que la interfase va descendiendo es igual a la pendiente de la curva respecto al tiempo en cada punto. El área crítica para el espesado esta dada por:

$$A = \frac{Q \cdot Tu}{H_0}$$

A = Area requerida para el espesado de los lodos
Q = Gasto entrante en el tanque
H₀ = Altura inicial de la interfase en la columna
Tu = Tiempo para lograr la concentración deseada de lodos en el fondo del tanque.

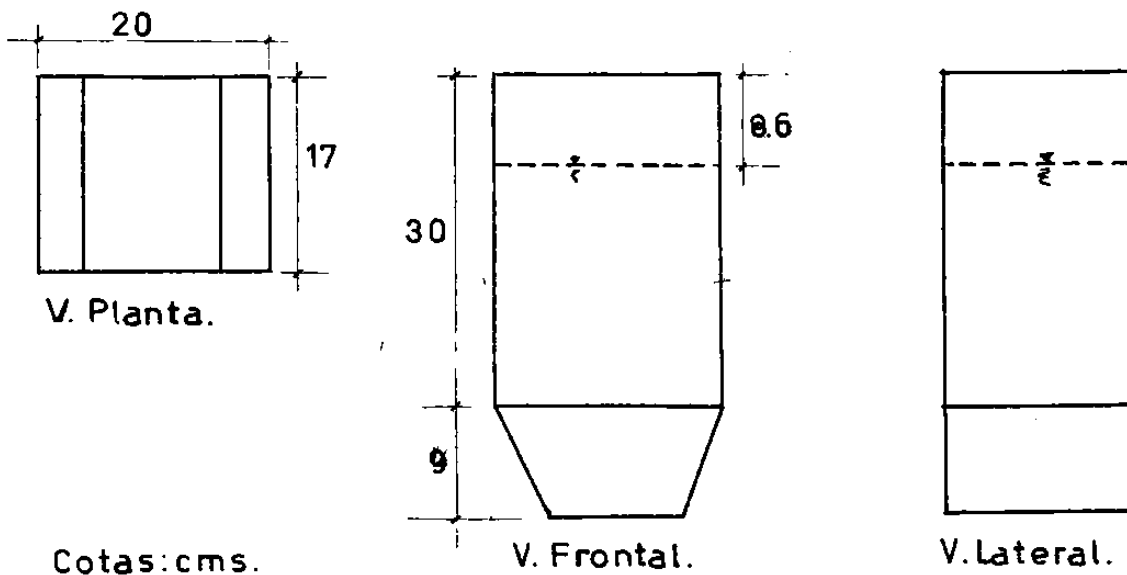
Para determinar la concentración crítica que controla la capacidad de manipulación del lodo; se prolongan los tangentes a las regiones de compresión y de sedimentación libre de la curva de descenso de la interfase hasta el punto de intersección y se biseca el ángulo así formado. (Gráficas 5.16 a 5.30, apéndice C).

4.- MATERIALES Y METODOS

4.1 MATERIALES.-

Para la evaluación de la cinética del crecimiento biológico, se construyeron cinco (5) reactores escala de laboratorio -- con capacidad de 10 litros cada uno, operados mediante el sistema de lagunas aeradas con flujo semicontinuo. (Fig. 4.1)

FIG. 1. Vistas del reactor a escala.

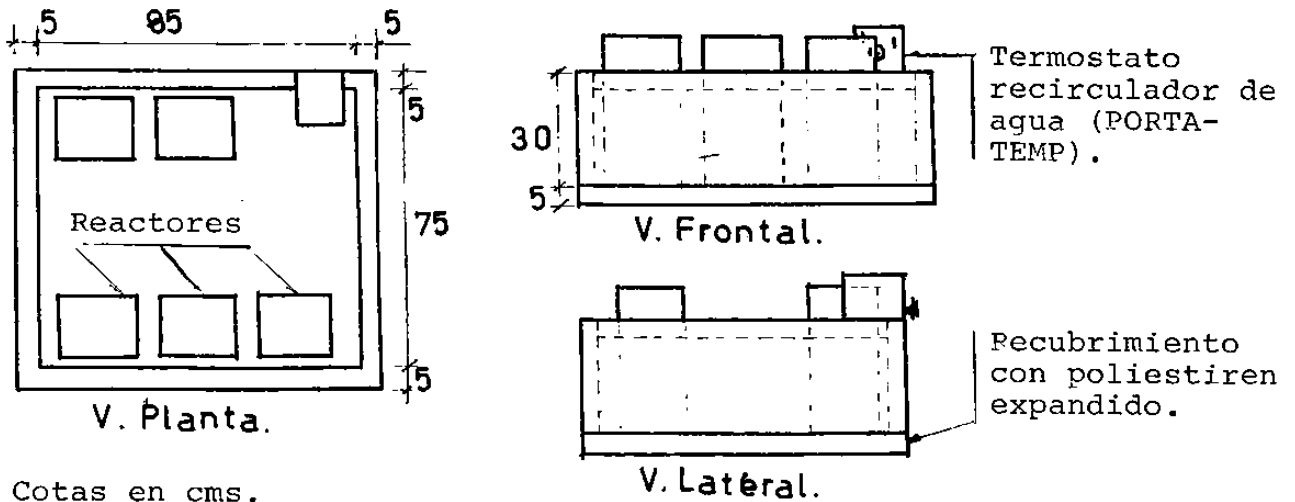


Para asegurar que los microorganismos encontraran un medio adecuado para desarrollarse, fue necesario controlar las condiciones ambientales mediante la regulación del pH, temperatura y la adición del aire comprimido para suministro de oxígeno y mantener el sistema completamente mezclado. La adición de nutrientes no fue necesaria, ya que el agua residual usada dispone de -

los suficientes para el desarrollo de los microorganismos.

Durante el ensayo, la temperatura se mantuvo constante - - ($25 \pm 1^\circ\text{C}$), ésto se logró, haciendo uso de un baño con agua, que consiste de una caja de fibra de vidrio recubierta con un ais-- lante de poliestireno expandido (hielo seco), para independizar el sistema del medio ambiente. La caja se mantuvo parcialmente llena con agua y la temperatura se controló por medio de un termostato circulador de agua "PORTA TEMP" (Fig. 4.2).

FIG. 4.2.
Baño con agua.



Mediante el uso de un compresor se proporcionó aire suficiente a través de difusores que suministraron oxígeno en exceso para los requerimientos de las reacciones bioquímicas y mantuvieron el sistema completamente mezclado (Fig. 4.2)

Además de los materiales antes mencionados, se empleó el - equipo necesario y disponible con que cuenta el laboratorio de Ingeniería Ambiental de la Facultad de Ingeniería Civil, UANL.

4.2 METODOS Y TECNICAS.-

Se realizó un programa para la medición de los principales parámetros necesarios en el control del estado de crecimiento - de los microorganismos: Temperatura, pH, Sólidos suspendidos - (totales, fijos y volátiles), Demanda Bioquímica de Oxígeno, Demanda Química de Oxígeno, Nitrógeno, Fósforo y Oxígeno Disuelto.

Los métodos y técnicas empleados, son los usuales detallados en los "Standard Methods for the Examination of water and Wastewater, 15th Edition, (1980); APHA-AWWA-WPCF". Los análisis se llevaron a cabo en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental de la Facultad de Ingeniería Civil.

Las unidades se hicieron funcionar a diferentes tiempos de retención hidráulico (θ_h): 3, 6, 10, 15 y 20 días respectivamente.

Cada unidad fue alimentada con una frecuencia de una vez - por día, dicha operación se realizó manualmente bajo el siguiente orden establecido:

1. Reposición del agua perdida por evaporación en cada reactor (con agua destilada).
2. Extracción del contenido del reactor; se extrae un volumen diferente en cada reactor para mantener el tiempo de retención hidráulico o celular requerido ($\theta_h = \theta_C$).
3. Reposición del volumen extraído en el paso 2, con agua residual cruda. (alimentación).

4.3 ANALISIS DE PARAMETROS CONTROLADOS EN EL PROYECTO.-

A continuación se hace un breve análisis de los parámetros controlados en el desarrollo del proyecto:

1. Temperatura,- Es un factor que afecta la velocidad de las reacciones tanto químicas como biológicas; ésta influye en las actividades metabólicas de la población - microbiológica y altera factores como la transferencia de gases y características de sedimentación de sólidos biológicos.

En base a la ecuación propuesta por Van't Hoff-Arrhenius para la variación en la tasa de reacción, se han - desarrollado ecuaciones que relacionan el efecto de la temperatura con la velocidad de reacción biológica:

$$K_T = K_{20} \theta^{(T-20)} \quad \text{Phelps (1944)}$$

K_T = Velocidad de reacción a temperatura T (grados centígrados),

K_{20} = Velocidad de reacción a 20°C

θ = El coeficiente de actividad de temperatura - (para lodos activados θ varía entre 1.0 y - - 1.03), en función al θ_c .

T = Temperatura en grados centígrados

Debido a lo anterior la realización de este ensayo, se fijó y se mantuvo una temperatura constante ($25 \pm 1^\circ\text{C}$).

2. pH.- Es un indicador de la intensidad de los ácidos o alcalis; está normalmente asociado con procesos específicos enzimáticos. La actividad enzimática se acerca a un máximo para cierto rango de pH, bajo o por encima de éste dicha actividad decae.

Keeter y Meisel (1951), encontraron que el rango óptimo para el tratamiento de aguas residuales domésticas varía entre 7,0 y 7.5, además que el proceso es efectivo dentro del rango de 6.0 a 9.0. En este estudio, el pH se mantuvo en un rango que varió del 6.1 a 8.3.

3. Sólidos Suspendidos.- Los sólidos totales, se clasifican en sólidos suspendidos y sólidos filtrantes, haciendo pasar un volumen conocido de líquido por un filtro de modo que el diámetro mínimo de los sólidos suspendidos sea aproximadamente de una micra. Los sólidos suspendidos volátiles, refiriéndose al contenido orgánico y, sólidos suspendidos fijos, refiriéndose al contenido inorgánico.

El parámetro más usado como medida de la masa activa en los reactores (sólidos biológicos), es la concentración de sólidos suspendidos volátiles, aún cuando no sea del todo satisfactorio ya que, no toda la materia orgánica (sólidos suspendidos volátiles) presente en el contenido del reactor está constituida por material celular activo (Ej. material celular inerte). - En los reactores, se tuvieron concentraciones de S.S.V que variaron entre 150 y 450 mg/lt.

4. Materia Orgánica.- Esta compuesta generalmente por una combinación de carbono, hidrógeno y oxígeno, junto con nitrógeno y fósforo en algunos casos y otros elementos importantes tales como azufre y hierro.

Los principales grupos de sustancias orgánicas presentes en el agua residual son: proteínas, carbohidratos, grasas y aceites y la urea; además de pequeñas cantidades de un gran número de moléculas orgánicas sintéticas cuya estructura puede variar desde muy simple hasta sumamente compleja.

Los métodos de laboratorio más usuales para la medición del contenido orgánico de las aguas residuales son la Demanda Bioquímica de Oxígeno, la Demanda Química de Oxígeno, y el Carbono Orgánico Total. Por falta de equipo en este trabajo la medición de materia orgánica, sólo se realizó mediante las dos primeras.

5. Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO_5).- Es la medida que se usa para determinar la cantidad aproximada de oxígeno necesario para estabilizar biologicamente la materia orgánica presente. Supone la medida del oxígeno disuelto utilizado por los microorganismos en la oxidación bioquímica de la materia orgánica, bajo ciertas condiciones estándar (período de incubación de 5 días a $20^{\circ}C$). Es importante hacer notar que la DBO_5 generalmente se desdobra en dos etapas: Una primera etapa, en la que se oxida principalmente los carbohidratos y, una segunda etapa en la que las sustancias nitrogenadas son atacadas y tiene lugar la nitrificación. Si la temperatura se mantiene a $20^{\circ}C$, la primera etapa se extiende aproximadamente hasta el décimo día.

Los valores típicos reportados para la DBO_5 en aguas residuales domésticas (U.S.A.), varían entre 100 y 300 mg/lt; el agua residual cruda, usada en este proyecto, tuvo una variación de la DBO_5 entre 237 y 470 mg/lt, con una media de 381.3 mg/lt.

6. Demanda Química de Oxígeno (DQO).- Se basa en el hecho de que todos los compuestos orgánicos, con raras excepciones pueden ser oxidados a bióxido de carbono (CO_2) y agua (H_2O), mediante la acción de un fuerte agente químico oxidante (Dicromato de Potasio), en un medio ácido.

Los valores típicos reportados para la DQO , en aguas -

residuales domésticas (U.S.A.), varían entre 250 y -- 1000 mg/lt, con una media de 500 mg/lt. El agua residual cruda, utilizada en este proyecto, varió entre - 425 y 787 mg/lt; con una media de 645.6 mg/lt.

La DQO, es por lo general mayor que la DBO₅, debido a que es mayor el número de compuesto que pueden oxidarse por vía química que biológica.

7. Nutrientes.- Los nutrientes básicos para la síntesis de proteínas son el Nitrógeno (N) y el Fósforo (P), - por lo que se debe conocer el contenido de éstos en el agua residual.

La composición media del tejido celular es C₅H₇NO₂, - por lo que se requerirá de aproximadamente 12.4% en - peso de Nitrógeno. La necesidad de Fósforo se encuentra alrededor de la quinta parte de los requerimientos de Nitrógeno.

Por lo general el agua residual doméstica contiene todos los nutrientes requeridos para el adecuado crecimiento celular.

Estudios realizados por Helmers y otros (1951), revelaron que los requerimientos máximos de Nitrógeno van de 5 a 6 Kg. de N por cada 100 Kg. de DBO removido y, que los requerimientos máximos de Fósforo son de 1 Kg. de P por cada 100 kg. de DBO removido. La relación - DBO:N:P, de 100:5:1 usualmente y, dependiendo del - - tiempo de retención celular, asegura los requerimientos nutricionales para el desarrollo celular.

El Nitrógeno presente en el agua residual básicamente se encuentra en forma de urea y materia protéica, las bacterias por descomposición cambian facilmente estas formas a Nitrógeno Amoniacal. En un ambiente aerobio, las bacterias pueden oxidar el Nitrógeno Amoniacal a

Nitrógeno en forma de Nitritos y Nitratos. El predominio de Nitrógeno en forma de Nitratos, indica que el agua residual se ha estabilizado con respecto a la demanda de oxígeno.

Las formas más frecuentes de encontrar el Fósforo en soluciones acuosas son: Ortofosfatos, Polifosfatos y Fosfatos orgánicos. Los Ortofosfatos, a diferencia de las otras formas, se hallan disponibles para el metabolismo biológico sin precisar de posterior desdoblamiento de su estructura.

En el agua residual cruda, usada en este estudio, se obtuvieron valores de fósforo que variaron entre 15 y 25 mg/lt, con una media de 20.4 mg/lt; y valores de Nitrógeno que variaron entre 18.5 y 55.6 mg/lt, con una media de 34.1 mg/lt; obteniendo una relación media, DBO:N:P de 100:8,95:5.35. (ver tabla 5.7' en el capítulo siguiente).

5.- R E S U L T A D O S

5.1 ESTUDIO,-

Para la elaboración de los análisis, debido a la cantidad y a la frecuencia de estos, se realizó un programa de trabajo que especifica en qué fecha y con qué frecuencia se deben realizar los ensayos.

El estudio se dividió en dos etapas; la primera etapa incluye el tiempo necesario para que los reactores logren su completa estabilización; la segunda etapa, se refiere al período después de lograda la estabilización de los reactores, necesario para obtener los datos que se usaron en la determinación de los coeficientes de la cinética del tratamiento biológico de las aguas residuales.

TABLA 5.1 PROGRAMA PRIMERA ETAPA

Análisis	Frecuencia Semana	Observaciones
DQO	2	Los análisis, se efectuaron con la misma frecuencia en cada uno de los reactores.
DBO	1	
SST	1	
SSF	1	
SSV	1	
O.D.	1	
T.C.O.	1	
TEMP.	7	
p.H.	7	
OBS. MIC.	1	
N.T.	-	
N. ORG.	-	
N. AMON.	-	
P.	-	

NOTA: Al agua residual cruda, se le efectuaron todos los análisis mencionados en la tabla 5.1 para su adecuada caracterización.

S I M B O L O G I A:

DQO	= Demanda Química de Oxígeno,
DBO	= Demanada Bioquímica de Oxígeno, a los 5 días.
SST	= Sólidos Suspendidos Totales.
SSF	= Sólidos Suspendidos Fijos
SSV	= Sólidos Suspendidos Volátiles.
O.D.	= Oxígeno Disuelto.
T.C.O.	= Tasa de Consumo de Oxígeno,
Temp.	= Temperatura.
N.T.	= Nitrógeno Total.
N. ORG.	= Nitrógeno Orgánico
N.AMON.	= Nitrógeno Amoniacal.
P.	= Fosfatos totales.

La información adquirida en la literatura, recomienda usar tiempos de retención hidráulico que varían entre tres y 20 días en estudios de laboratorio de la cinética del tratamiento biológico. En este proyecto se usaron tiempos de retención hidráulico de 3, 6, 10, 15 y 20 días. El volumen útil de cada uno de los reactores a escala fue de 10 lts. y se alimentaron una vez por día (Semi-batch). El volumen de alimentación y de extracción por día (flujo semi-continuo) se calculó como se muestra:

- Reactor R20; tiempo de retención hidráulico $\theta_h = 20$ días

$$q = \frac{V}{\theta_h} = \frac{10 \text{ lts.}}{20 \text{ días}} = 0.5 \text{ lts/día.}$$

- Reactor R15; $\theta_h = 15$ días

$$q = \frac{10 \text{ lts.}}{15 \text{ días}} = 0.667 \text{ lts/día.}$$

- Reactor R10; $\theta_h = 10$ días

$$q = \frac{10 \text{ lts.}}{10 \text{ días}} = 1.0 \text{ lts/día}$$

- Reactor R6; $\theta_h = 6$ días

$$q = \frac{10 \text{ lts.}}{6 \text{ días}} = 1.667 \text{ lts/día.}$$

- Reactor R3; $\theta_h = 3$ días

$$q = \frac{10 \text{ lts.}}{3 \text{ días}} = 3.33 \text{ lts/día.}$$

Por lo general, el período necesario para alcanzar la completa estabilización en sistemas de lodos activados, es dependiente del tiempo de retención hidráulico. Se estima que la completa estabilización se logra al cabo de tres a cuatro veces el tiempo de retención hidráulico. Teniendo en cuenta esta situación, los reactores fueron puestos en marcha desfasados, de tal forma que todos estuvieran estabilizados para la misma fecha.

El reactor R20, fue puesto en marcha el 1 de abril de 1985; progresivamente fueron entrando en operación los reactores siguientes. Los reactores: R15, R10, R6 y R3, entraron en operación el 17 de abril, 2 de mayo, 11 de mayo y 18 de mayo de 1985 respectivamente.

Por otra parte cabe mencionar que, para llenar los reactores que entraban en acción, se hizo uso del contenido de los reactores que estaban en operación. De manera que al reactor R15, se le pusieron 3 lts. del contenido del reactor R20 y, en forma similar a los reactores R10, R6 y R3 se les adicionó 6.5 lts. del contenido de los reactores que se encontraban operando.

5.1 RESULTADOS PRIMERA ETAPA

Las tablas 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 y 5.6 (Apéndice A) muestran en resumen los resultados obtenidos en la etapa previa a la es-

tabilización de los reactores y se respresentan en las tablas - 5.1 a 5.10 (Apéndice A), La tabla 5.7, muestra los análisis - efectuados al agua residual cruda, cada vez que ésta era tomada del colector. Después era almacenada y conservada en refrigera- ción ($4\bar{+}^{\circ}\text{C}$), para mantener en lo posible invariable su caracteriza- ción. El agua cruda se muestreó cada 15 días aproximadamente - como se muestrea en la tabla 5.7 (Apéndice A).

Además de los análisis indicados en las tablas menciona- das, se realizaron medidas de temperatura, pH, tasa de consumo de oxígeno y observaciones microscópicas al líquido contenido - en los reactores.

Los resultados obtenidos de temperatura y pH, se resumen en la tabla 5.1', en la que se describe la media (\bar{X}), la desvia- ción estándar (σ), número de datos (N), y el rango máximo.

5.1' MEDIA, DESVIACION ESTANDARD, Y RANGO DE VALORES DE TEMPE- RATURA Y PH MEDIDOS EN CADA REACTOR.

REACTOR	N	TEMPERATURA			pH (a)		
		\bar{X}	σ	RANGO	\bar{X}	σ	RANGO
R 20	79	25.1	0.47	24.0 - 26.2	7.59	0.42	6.6 - 8.3
R 15	62	25.06	0.40	24.2 - 26.2	7.80	0.24	6.10- 8.18
R 10	47	25.09	0.39	24.2 - 26.2	7.80	0.23	6.53- 8.25
R 6	38	25.13	0.41	24.2 - 26.2	7.87	0.16	7.00- 8.25
R 3	31	25.1	0.44	24.2 - 25.7	7.76	0.19	7.08- 8.25

(a) El pH tendió a incrementarse en todos los reactores, sobre to- do en los primeros días de operación. Cuando el pH se aproxima- ba a 8.3, era neutralizado con adiciones de ácido sulfúrico - - (H_2SO_4) diluido.

La medición de la tasa de consumo de oxígeno, como se mues- tra en las tablas 5.1 a 5.6 (Apéndice A), se realizó una vez por semana para asegurar el consumo de oxígeno por los microorganis-

mos en cada reactor y las variaciones que pudieran producirse, como un indicativo del crecimiento bacteriano, Como las mediciones se realizaron a diferentes tiempos, no fue posible realizar una comparación significativa de datos en esta primera etapa.

Además se realizaron observaciones al microscopio una vez por semana, para verificar la existencia de microorganismos vivos y la forma en que éstos se desarrollan.

En los primeros días de puesto en marcha el reactor (R20) se observaron: protozoarios en gran cantidad, ciliados móviles y pocos ciliados fijos. En las siguientes observaciones, aparecieron además de los protozoarios, ciliados y flagelados; los rotíferos en gran abundancia.

La población biológica, observada en todos los reactores fue similar, debido al uso del contenido de los reactores de mayor tiempo de retención hidráulico para llenar e iniciar la operación de los nuevos reactores.

Las observaciones microscópicas, se realizaron con aumento del ocular de 7X, y del objetivo de: 10X, 40X y 100X.

TABLA 5.7' MEDIA, DESVIACION ESTANDARD Y RANGO DE LOS ANALISIS EFECTUADOS EN EL AGUA RESIDUAL CRUDA

	DQO mg/lt	DBO mg/lt	SST mg/lt	SSV mg/lt	Temp °C	pH	N.Org* mg/lt	N.Amon* mg/lt	P mg/lt
\bar{X}	645.6	381.3	410	287	26	7.43	13.4	20.7	20.4
σ	137.2	86.5	142.8	24.7	2.10	0.20	11.07	3.4	5.7
RANGO	425 a 787	237 a 470	180 a 720	248 a 310	23 a 29	7.12 a 7.68	2.5 a 31	16 a 24.6	15 a 27

* N. Org. y N. Amon. expresados en (N).

5.2 RESULTADOS SEGUNDA ETAPA

Como se mencionó antes, la segunda etapa consistió en la toma de datos, una vez que cada uno de los reactores había alcanzado la estabilización. Para esto, se realizó un programa de trabajo dividiendo esta etapa en tres fases.

La primera fase se basó en la toma de datos necesarios para el cálculo de la tasa de consumo de oxígeno. Como los reactores eran de flujo semi-continuo, fue necesario calcular el consumo promedio de oxígeno por día y con ello obtener el consumo medio horario de cada reactor. Esto se logró efectuando siete ensayos en el transcurso de las 24 horas, comenzando la cuenta al momento de la alimentación de los reactores. Cada ensayo consistió en la medida del oxígeno consumido durante 15 o 20 minutos, dicha medida fue transformada a miligramos de oxígeno consumido por hora. Paralelamente, se calculó la masa de microorganismos medida como sólidos suspendidos volátiles, en gramos por litro; para obtener la relación mg de oxígeno consumido por gr de sólidos suspendidos volátiles (SSV).

La tabla 5.8 (Apéndice B), muestra los resultados obtenidos y se representan en las gráficas 5.11 a 5.15.

En la segunda fase se realizaron todos los análisis efectuados en la etapa uno y se agregaron determinaciones de dureza cálcica, dureza magnésica, alcalinidad, sodio, sustancias activas al azul de metileno, nitratos, nitritos, grasas y aceites, cloruros y conductividad. Todos estos análisis se efectuaron del 20 de junio al 2 de julio de 1985; cada uno se realizó tres veces (1 vez cada 4 días). Los resultados se muestran en la tabla 5.9 (Apéndice B).

En la determinación de estos resultados, se contó con la colaboración de los Ingenieros: Marcos Huerta y Juan Limón, am-

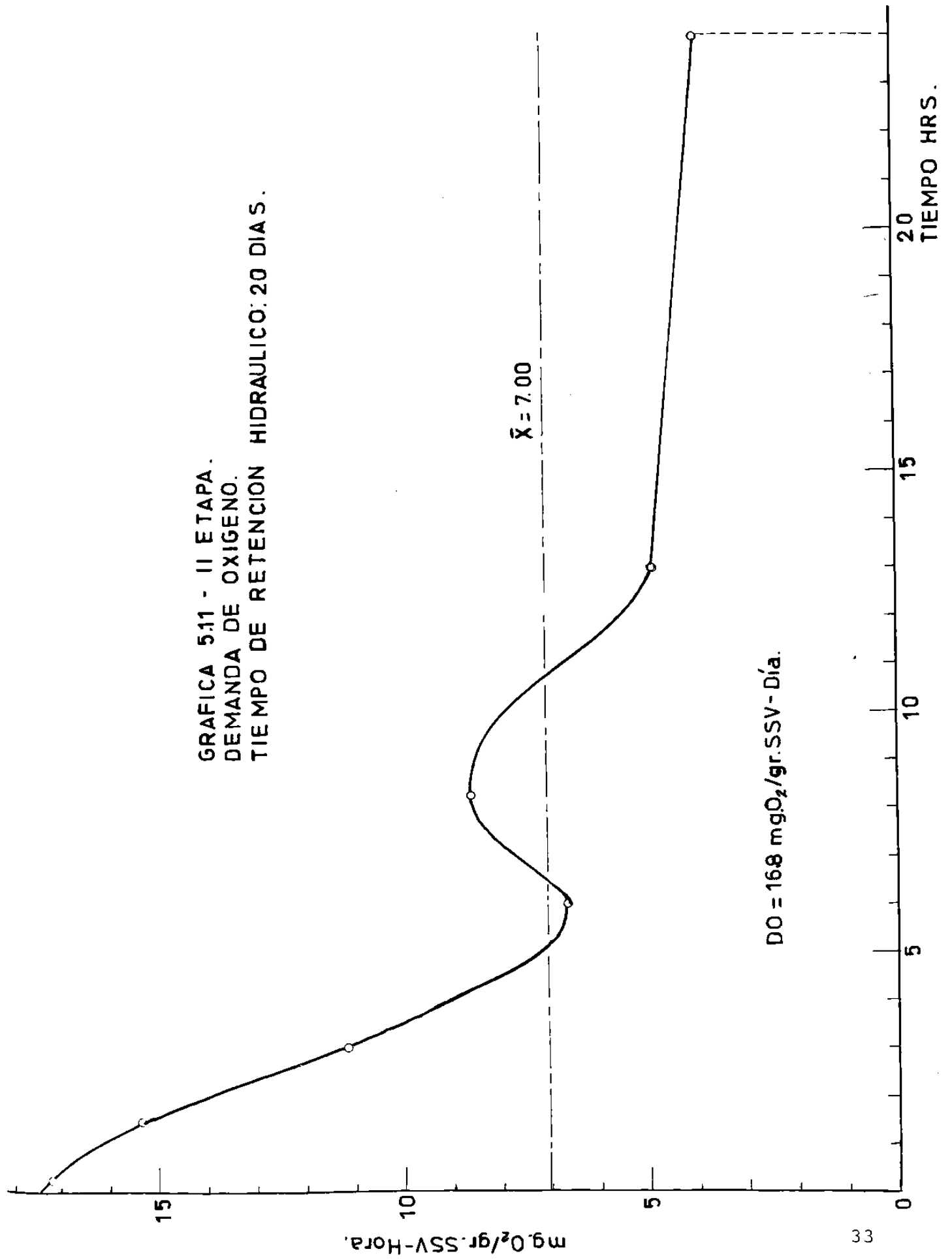
bos forman parte del personal del laboratorio de Ingeniería Sanitaria de la Facultad de Ingeniería Civil.

La tercera fase consistió en las pruebas de sedimentabilidad. Para que estas pruebas sean confiables, se requiere que el contenido de los reactores contengan una concentración de sólidos suspendidos totales mayor de 2000 mg/lt., lo que hizo necesario espesar el contenido de los reactores cuya concentración oscilaba entre 450 y 700 mg. de SST/lt.

Se realizaron pruebas de sedimentabilidad para cinco concentraciones diferentes en cada reactor, variando desde 1700 mg SST/lt. hasta 4400 mg de SST/lt. aproximadamente, a excepción del reactor R3 en el que sólo se realizaron pruebas a tres diferentes concentraciones.

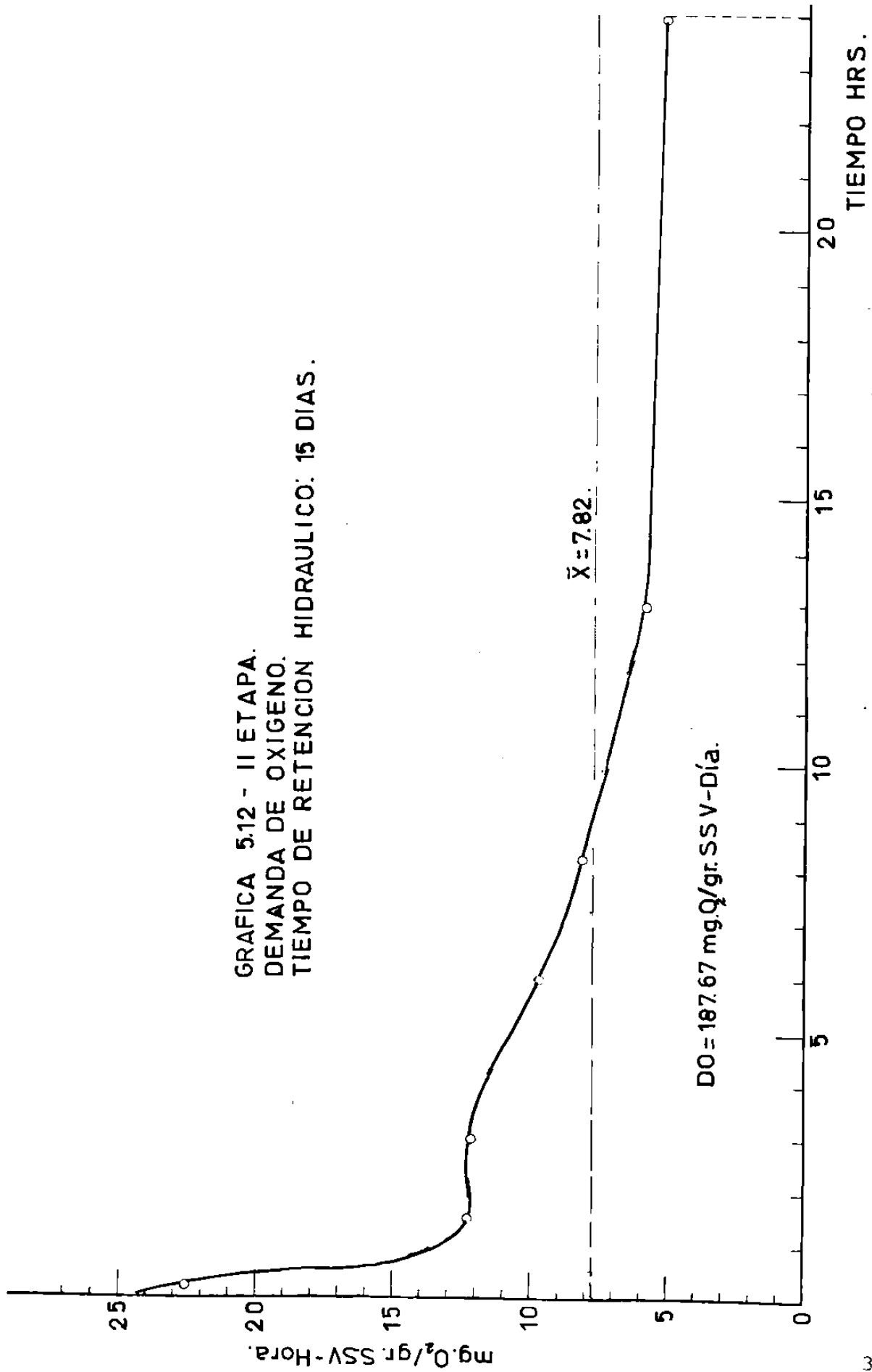
Los resultados se muestran en las tablas 5.14, 5.15, 5.16, 5.17, 5.18 y 5.19 (Apéndice C) y se presentan en las gráficas 5.16 a 5.30 (Apéndice C).

GRAFICA 5.11 - II ETAPA.
DEMANDA DE OXIGENO.
TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO: 20 DIAS S.

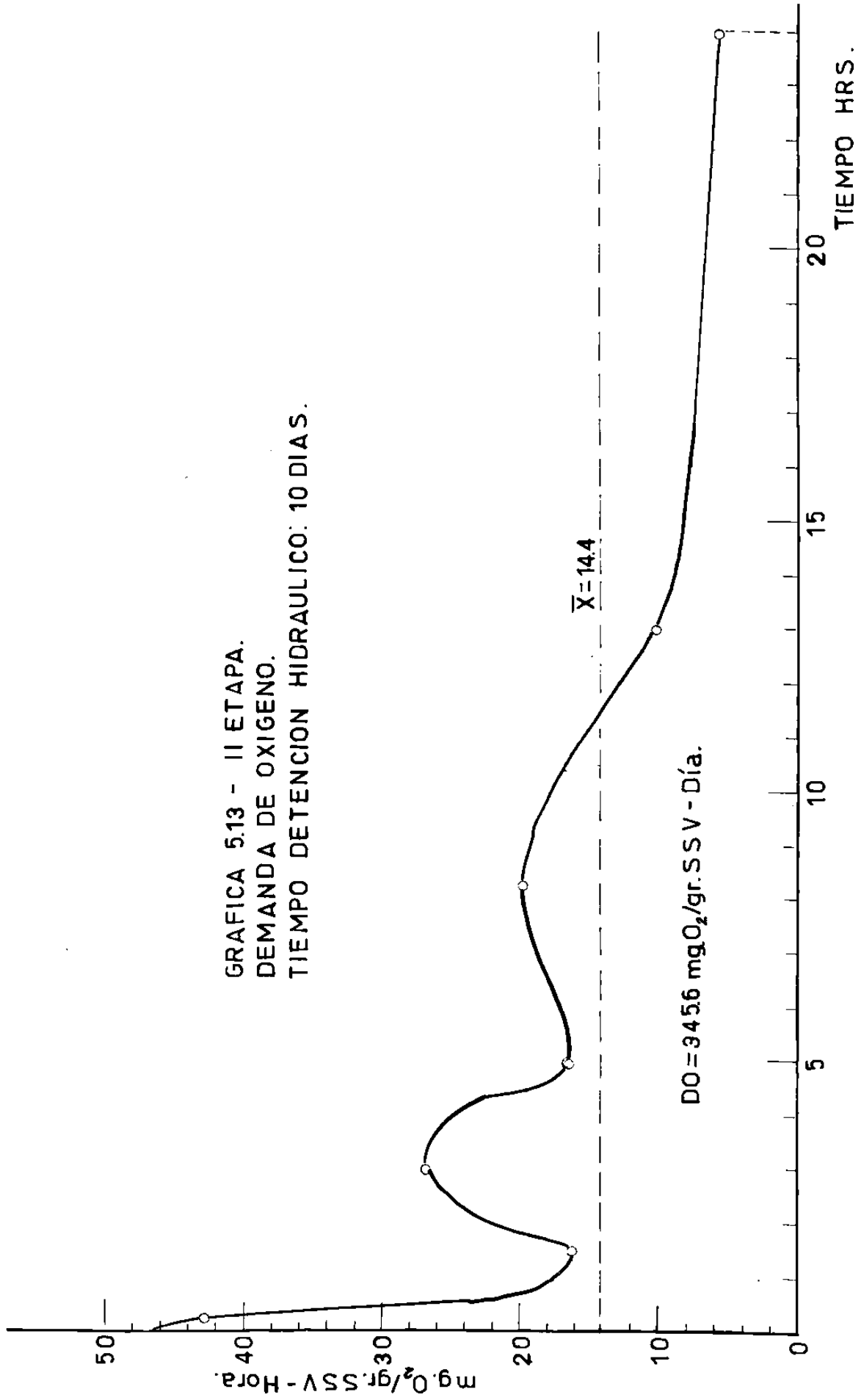


DO = 168 mgO₂/gr.SSV - Día.

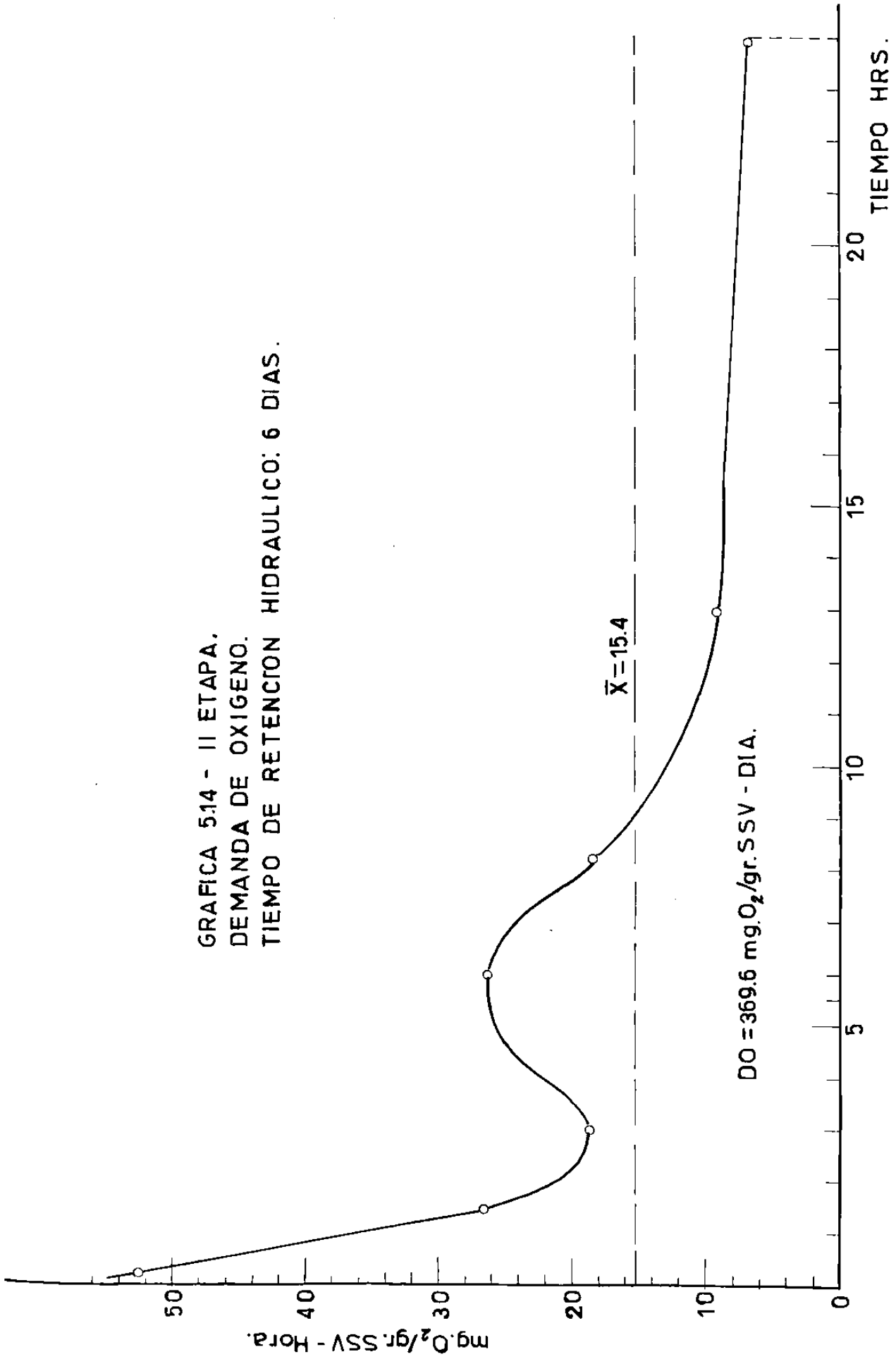
GRAFICA 5.12 - II ETAPA.
DEMANDA DE OXIGENO.
TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO: 15 DIAS.



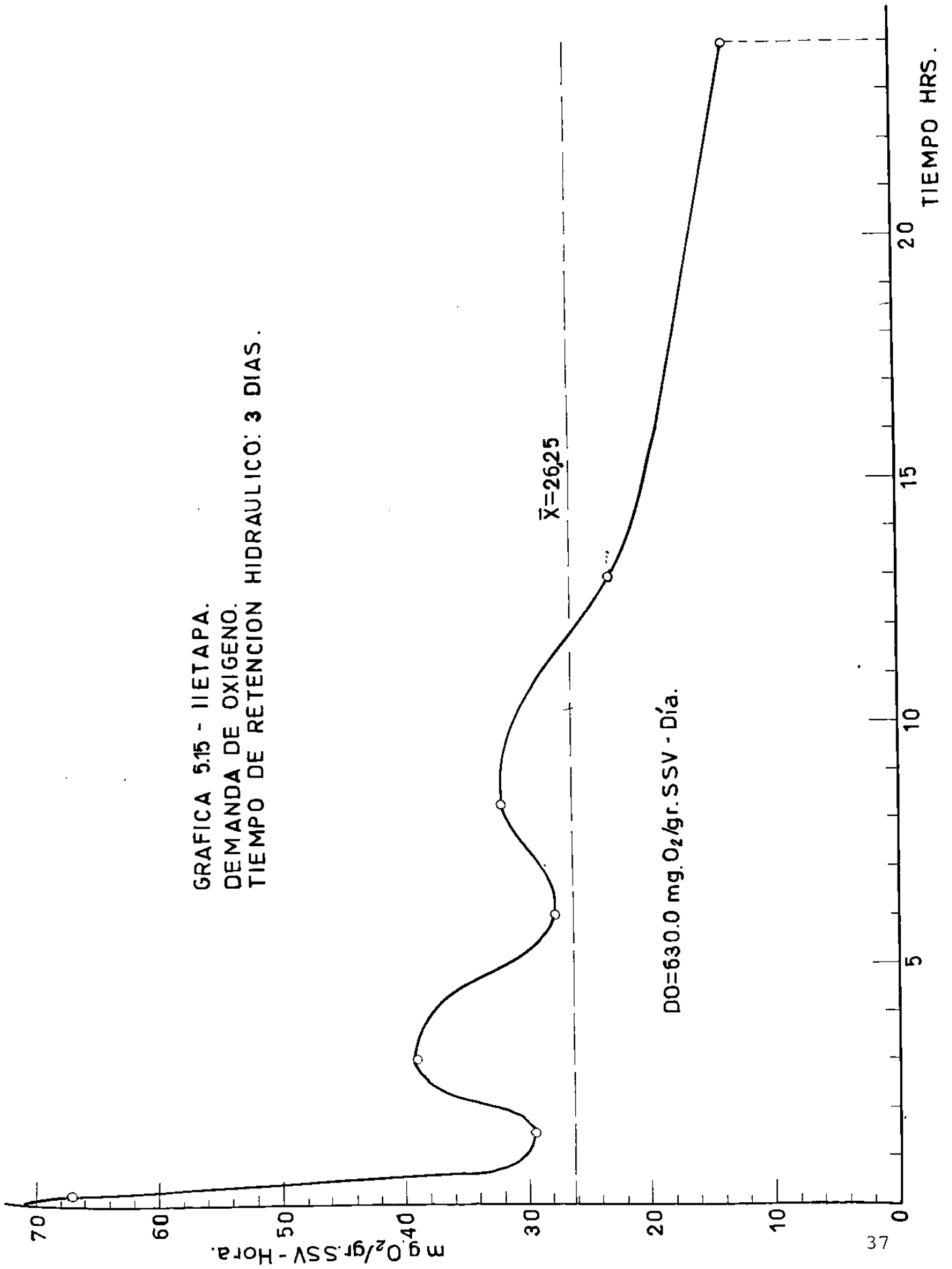
GRAFICA 5.13 - II ETAPA.
DEMANDA DE OXIGENO.
TIEMPO DETENCION HIDRAULICO: 10 DIAS.



GRAFICA 5.14 - II ETAPA,
DEMANDA DE OXIGENO.
TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO: 6 DIAS.



GRAFICA 5.15 - II ETAPA.
DEMANDA DE OXIGENO.
TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO: 3 DIAS.



6.- DESARROLLO Y DISCUSION DE RESULTADOS

6.1 DESARROLLO PRIMERA ETAPA.-

El análisis de resultados de la primera etapa, es importante para verificar si realmente los reactores alcanzaron la estabilización, y en caso de que así sea, cuanto tiempo fue necesario.

Al observar la gráfica 5.1 (Apéndice A), nos damos cuenta que la DQO y la DBO_5 medida en el efluente del reactor R-20 ($\theta_h=20$ días), al cabo de 3 períodos de retención hidráulica, se considera debidamente estabilizado. De la gráfica 5.6 (Apéndice A) se concluye que también la concentración de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles en el contenido del reactor R-20, después de tres períodos de retención hidráulica, se considera estabilizado.

En las gráficas 5.2 y 5.7 (Apéndice A) se nota claramente como la DBO_5 y la DQO, medidas en el efluente y la concentración de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles en el contenido del reactor R-15, con tiempo de retención hidráulica de 15 días, a partir de 3 períodos de retención hidráulica, ya se consideran debidamente estabilizados.

La gráfica 5.3 (Apéndice A) muestra como la DBO_5 y la DQO medidas en el efluente del reactor R-10 ($\theta_h=10$ días), a partir de 2 períodos de retención hidráulica ya está estabilizado; aunque parece ser poco tiempo, se considera normal debido al uso del contenido de los reactores R-20 y R-15, para iniciar el proceso de este reactor (R-10). La gráfica 5.8 (Apéndice A) muestra como la concentración de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles en el contenido del reactor R-10, necesitó de 3 períodos de retención hidráulica para alcanzar la

estabilización,

De acuerdo con la gráfica 5.4 (Apéndice A) fueron necesarios 3.5 tiempos de retención hidráulica, para lograr la estabilización de la DBO_5 y la DQO medidos en el efluente del reactor R-6 ($\theta_h=6$ días). También la concentración de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles en el contenido del reactor R-6, necesitó de 3.5 períodos de retención hidráulica para su debida estabilización.

El reactor R-3 ($\theta_h=3$ días), necesitó casi de 6 períodos de retención hidráulica para lograr la estabilización de la DBO_5 y la DQO medida en el efluente, y casi 5 períodos de retención hidráulica para lograr una no muy aceptable estabilización de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles. De acuerdo con la descripción anterior, se concluye que los reactores necesitaron entre 3 y 4 períodos de retención hidráulica para considerarse debidamente estabilizados, lo cual concuerda con la información obtenida en la literatura. A excepción del reactor R-3. que necesitó entre 5 y 6 tiempos de retención hidráulica para lograr un cierto grado de estabilización; lo que hace pensar que este reactor no es confiable, a consecuencia del bajo tiempo de retención hidráulico y del sistema de flujo Batch (semi-continuo) empleado en la operación del mismo. Es importante recalcar este análisis, ya que, debido a éste, el reactor R-3 no se tomó en cuenta en el cálculo de los coeficientes de la cinética de crecimiento biológico.

De la observación de las tablas 5.1 a la 5.7 (Apéndice A), se determina que:

- 1.- El propósito de mantener la temperatura constante (25°C) fue alcanzado dentro de los rangos permisibles (Tabla 5.1' capítulo 5), con una desviación estándar máxima de 0.47°C .
- 2.- El pH se mantuvo muy cerca del rango óptimo para el trata-

miento de aguas residuales domésticas (7 a 7.5) y siempre dentro del rango en el cual el proceso es efectivo (6.0 a 9.0). (Tabla 5.1', capítulo 5).

- 3.- Las concentraciones de nutrientes básicos, nitrógeno y fósforo, siempre se encontraron en cantidades suficientes en el agua residual, para garantizar el adecuado desarrollo celular, según la relación propuesta por Helmer y otros (1951) para DBO:N:P de 100:5:1 (Tabla 5.7 Apéndice A). En este caso tenemos una relación media de; $381.3:34.1:20.4=100:8.94:5.35$.
- 4.- La cantidad de oxígeno disuelto en el contenido de los reactores es suficiente para los requerimientos de las reacciones bioquímicas, las que requieren entre 1 y 2 mg de oxígeno disuelto por litro. El exceso (7.0 mg/lt), se debió a la necesidad de mantener el sistema completamente mezclado. (Tablas 5.2 a 5.7, Apéndice A).
- 5.- El crecimiento bacterial, se desarrolló conforme a lo esperado, esto se verificó por medio de las observaciones microscópicas. (Capítulo 5. Resultados primera etapa).

6.2 DESARROLLO SEGUNDA ETAPA.-

6.2.1 Primera Fase - Demanda de Oxígeno.-

De la gráfica 5.11 a 5.15 (mostrados en el Cap. 5), se muestra la variación de la demanda de oxígeno por gramo de sólidos suspendidos volátiles con respecto al tiempo que transcurre desde el momento en que se alimentan los reactores con agua residual cruda, hasta la nueva alimentación (24 hs.; proceso Batch). El área bajo las curvas mostradas, nos dan la demanda de oxígeno, en mg de oxígeno por gramo de sólidos suspendidos volátiles por

día. Este valor se indica en cada una de las gráficas mencionadas.

Los cálculos, de acuerdo con el modelo de Eckenfelder y Ford (4), se muestran en la Tabla 6.1 (Apéndice D). Los valores de los coeficientes de demanda de oxígeno para proveer energía de crecimiento y de demanda de oxígeno para respiración endógena: a' y b' respectivamente, se obtienen de la gráfica 6.1; ajustada por el método de mínimos cuadrados.

La gráfica 6.2, muestra la variación del consumo de oxígeno en ppm/hr con respecto al tiempo en cada reactor.

6.2.2 Segunda Fase.-

Los resultados de la segunda fase, se utilizaron, para determinar los coeficientes K , K_s , Y y K_d y, además se hace un breve análisis sobre la eficiencia de remoción de los reactores en diversos parámetros.

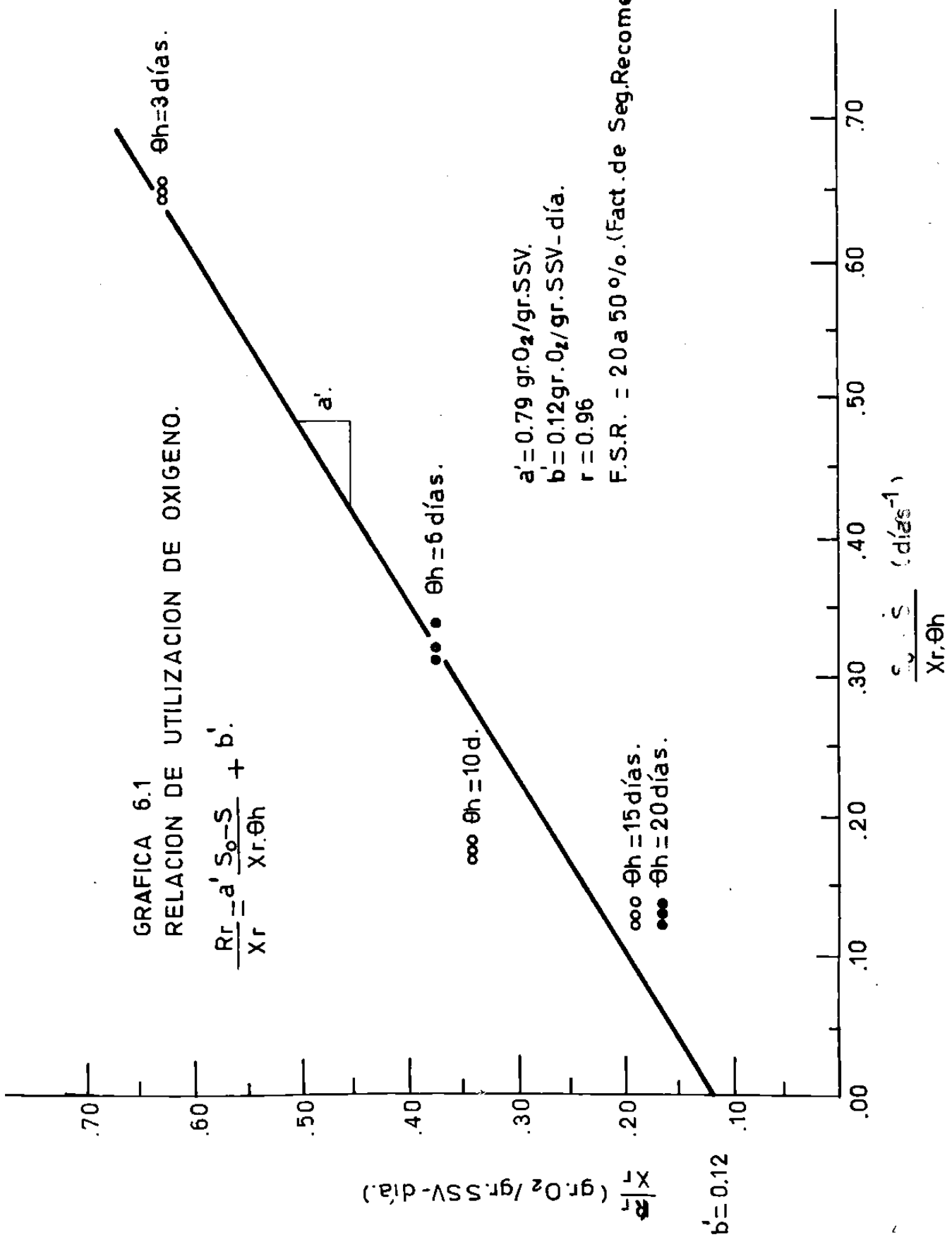
De acuerdo con los modelos matemáticos indicados por Metcalf y Eddy (6), se hace un análisis para determinar los coeficientes mencionados, como se muestra en la Tabla 6.2 y 6.3 (Apéndice D), que toman la DBO_5 y la DQO del filtrado como sustrato respectivamente.

La obtención de dichos coeficientes, se muestran en las gráficas 6.3, 6.4, 6.5 y 6.6, en las cuales la recta es ajustada por el método de mínimos cuadrados.

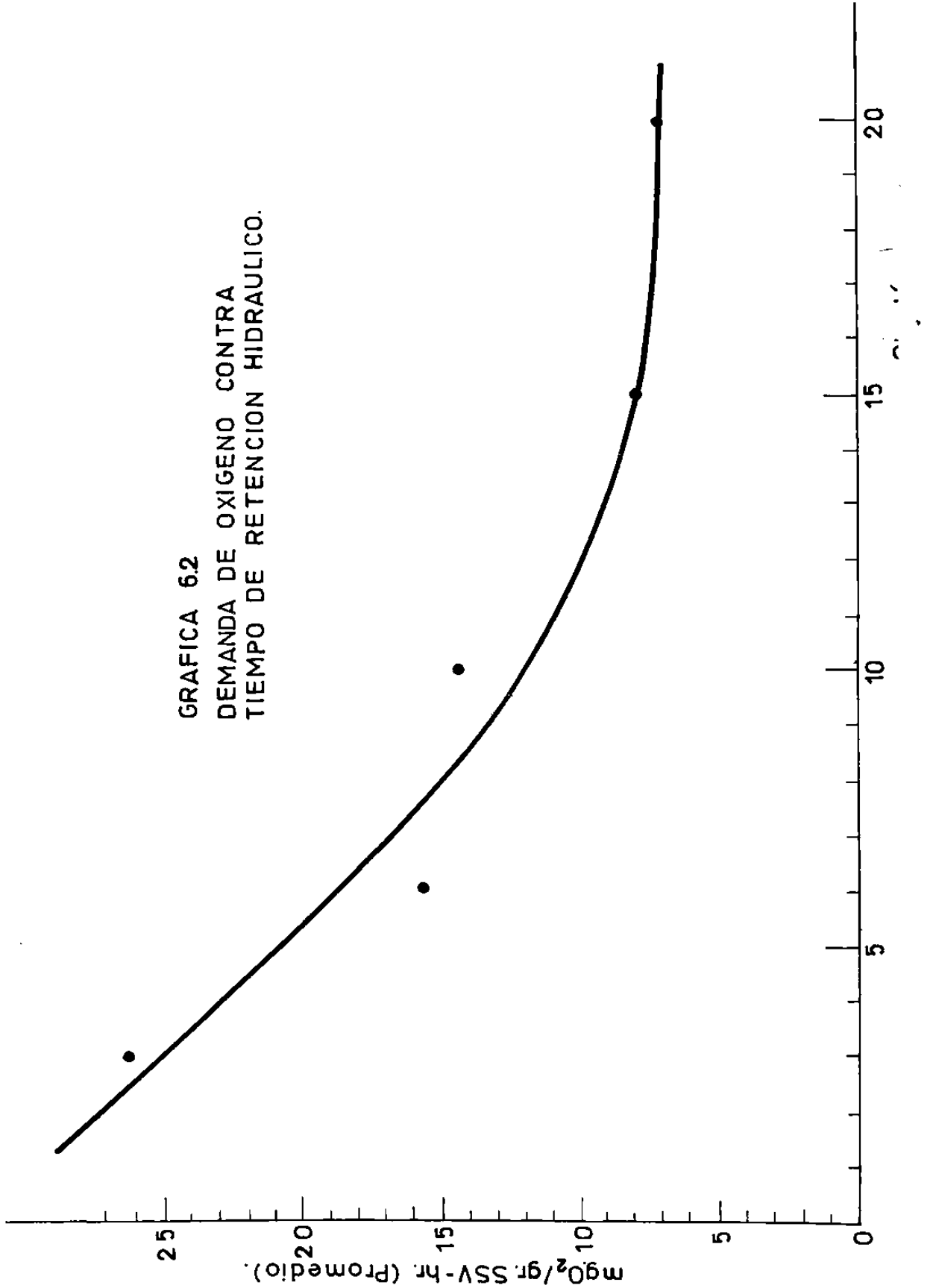
Para determinar, la relación entre la DBO_5 y los sólidos suspendidos totales en el sobrenadante (después de 60 minutos de sedimentación), en cada uno de los reactores; se desarrolló la tabla 6.3A (Apéndice D).

GRAFICA 6.1
RELACION DE UTILIZACION DE OXIGENO.

$$\frac{Rr}{Xr} = \frac{a' S_0 - S}{Xr \cdot \theta h} + b'$$

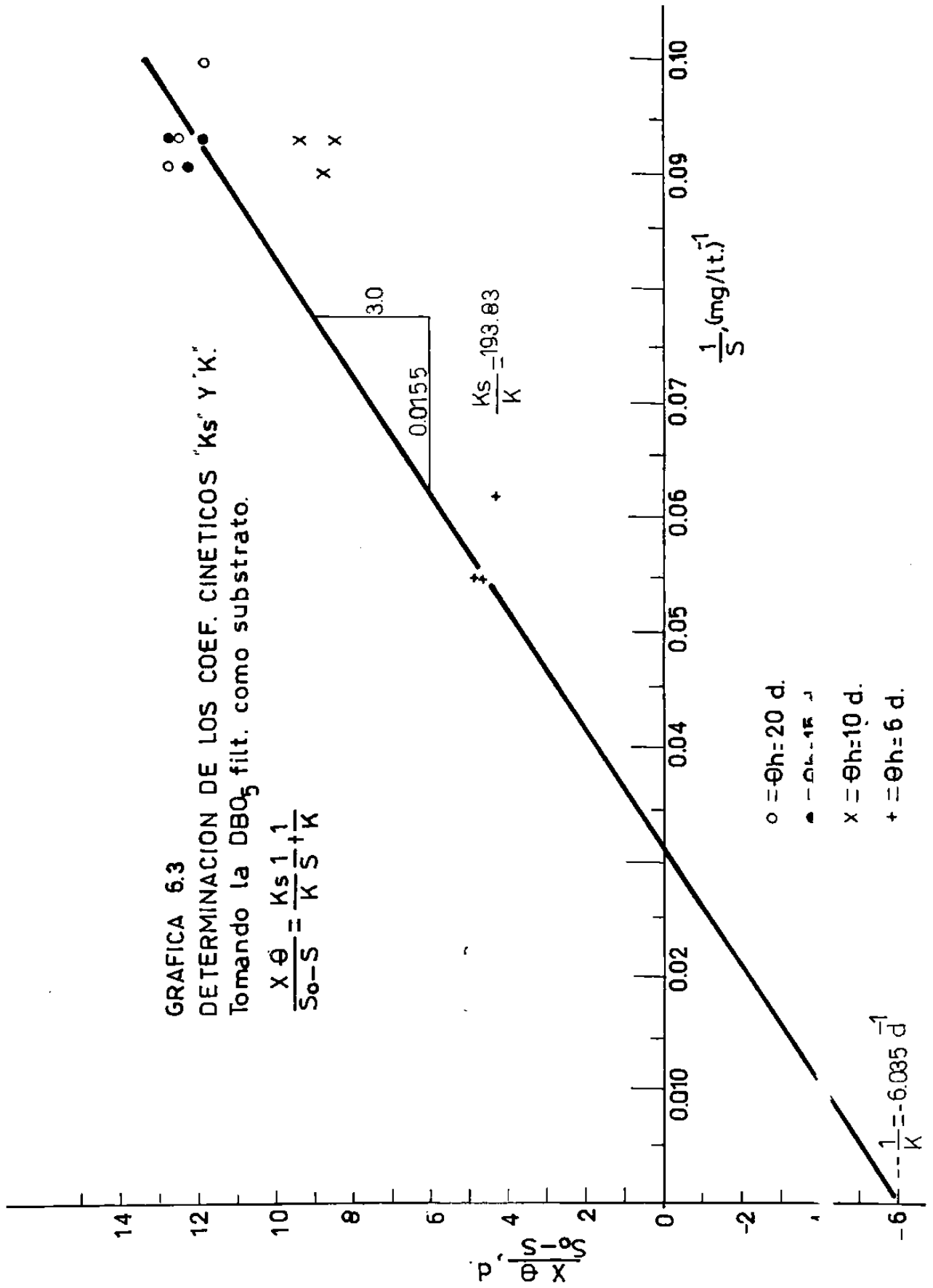


GRAFICA 62
DEMANDA DE OXIGENO CONTRA
TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO.



GRAFICA 6.3
 DETERMINACION DE LOS COEF. CINETICOS "Ks" Y "K".
 Tomando la DBO₅ filt. como sustrato.

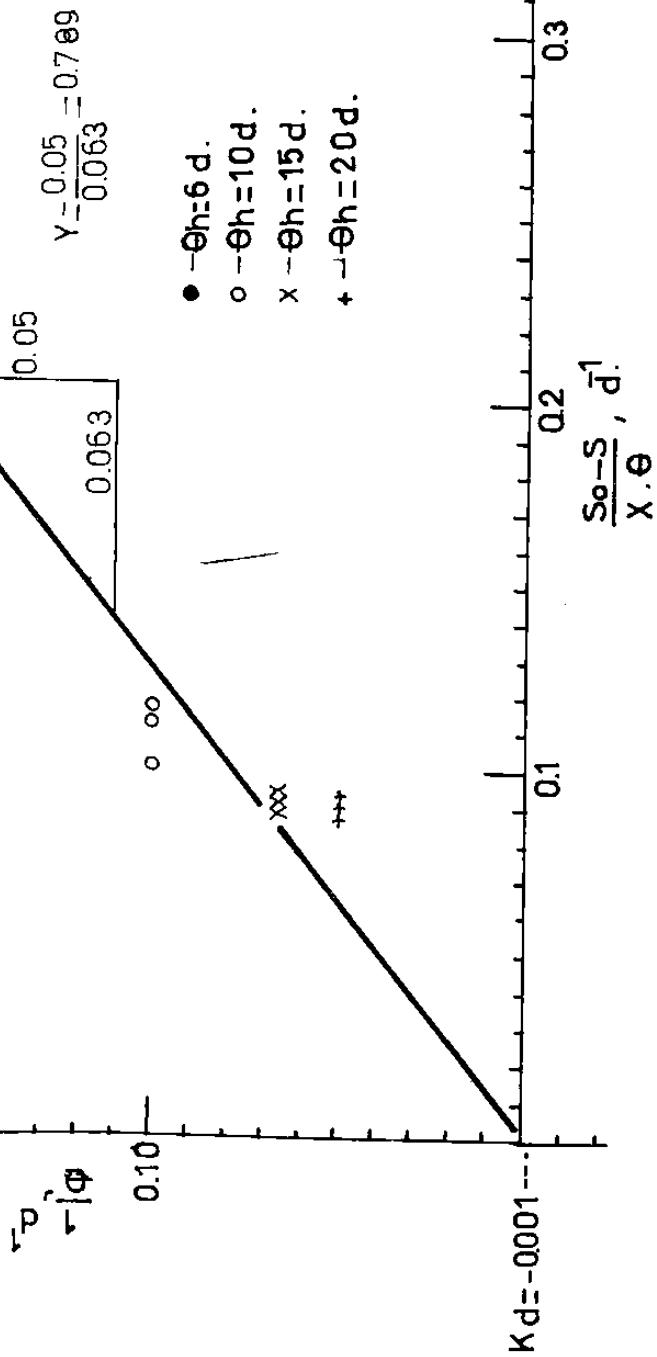
$$\frac{X \theta}{S_0 - S} = \frac{K_s}{K} \frac{1}{S} + \frac{1}{K}$$



GRAFICA 6.4
 DETERMINACION DE LOS COEF. CINETICOS "Y" y "Kd"
 Tomando la DBQ₅ filt. como sustrato.

$$\frac{1}{\theta} = Y \frac{S_0 - S}{X \cdot \theta} - K_d$$

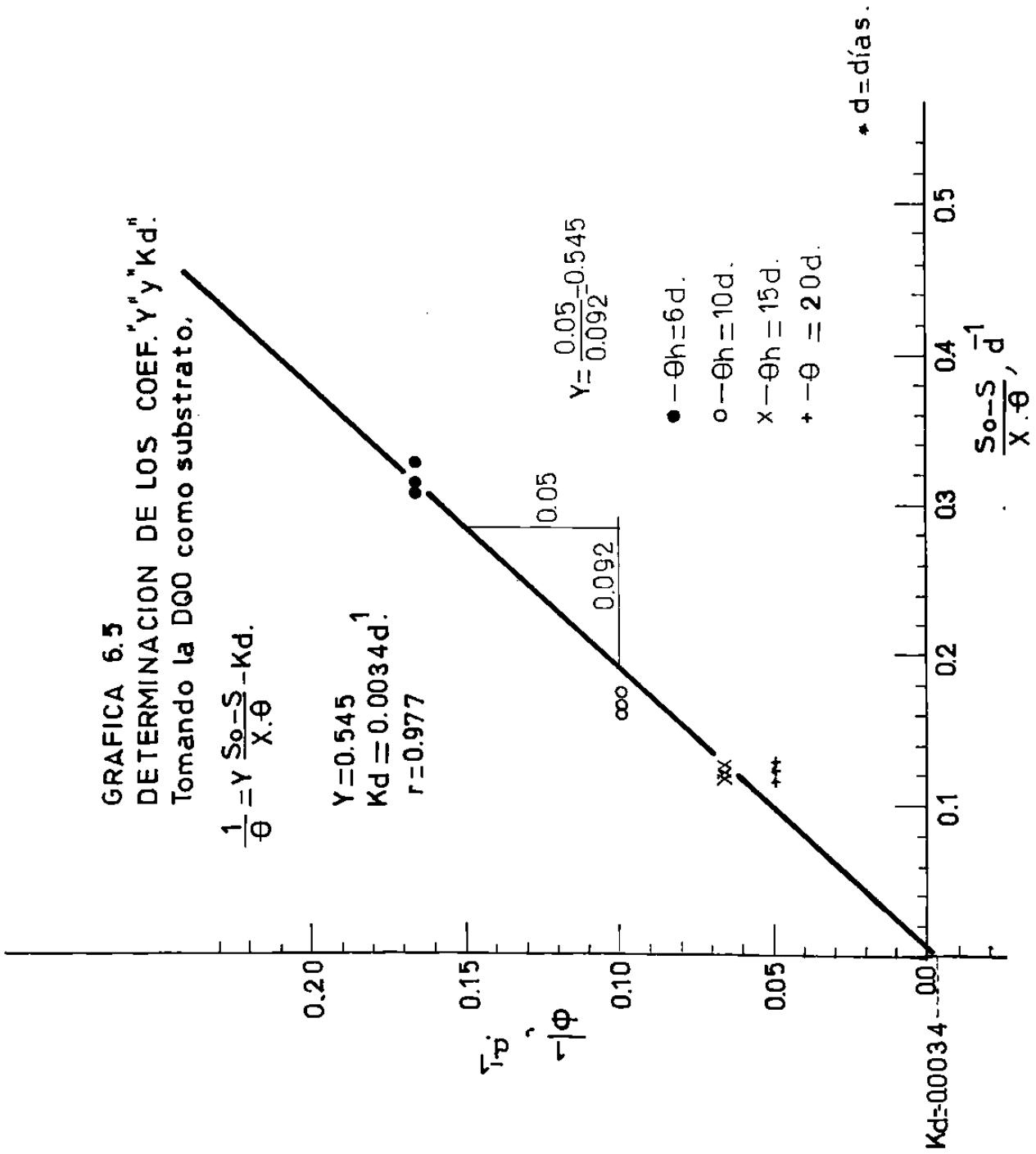
$Y = 0.789$
 $K_d = 0.001 \text{ d}^{-1}$
 $r = 0.975$



GRAFICA 6.5
 DETERMINACION DE LOS COEF. "Y" y "Kd".
 Tomando la DQO como sustrato.

$$\frac{1}{\theta} = Y \frac{S_0 - S}{X \cdot \theta} - K_d$$

$Y = 0.545$
 $K_d = 0.0034 \text{ d}^{-1}$
 $r = 0.977$



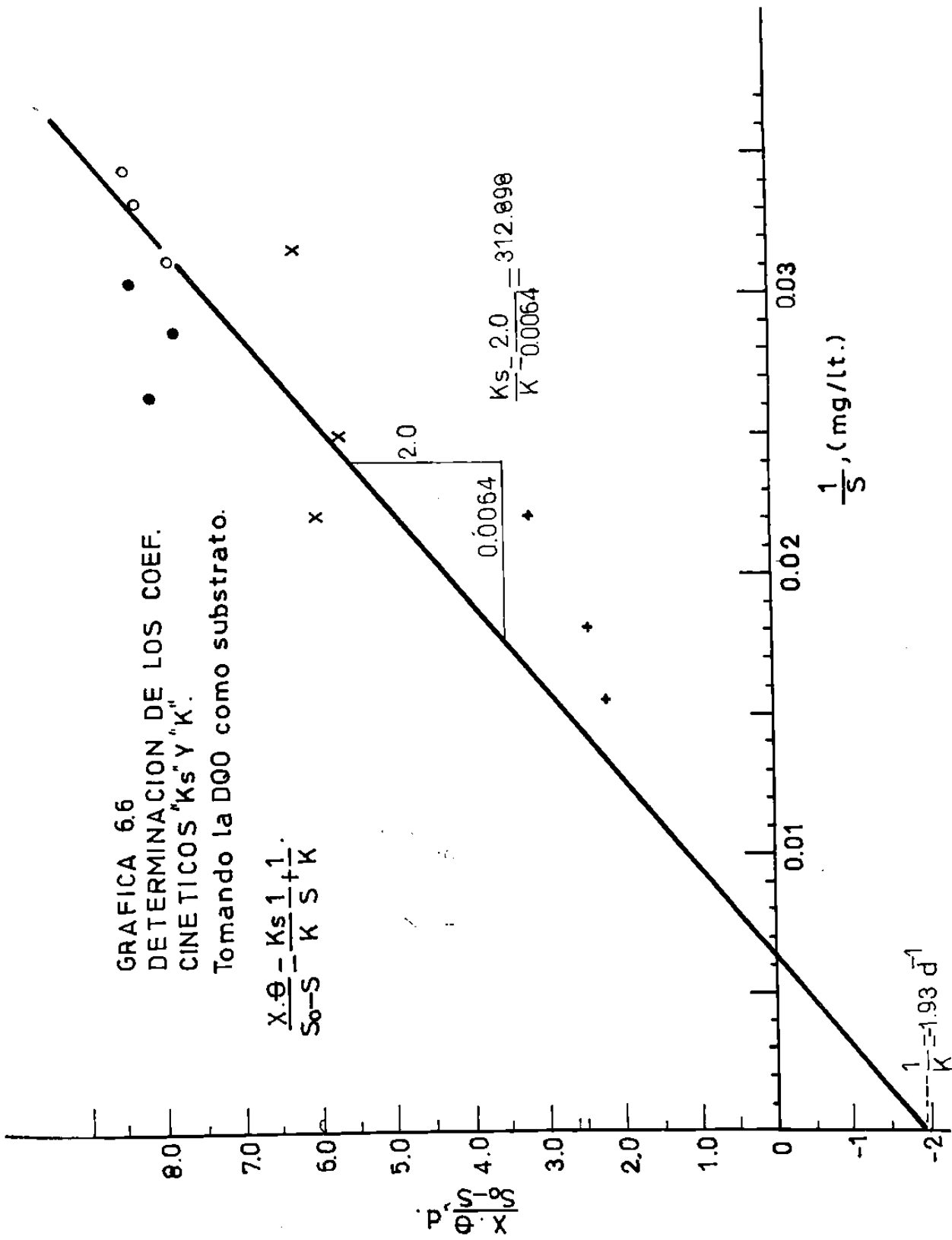
GRAFICA 6.6
 DETERMINACION DE LOS COEF.
 CINETICOS "Ks" Y "K".

Tomando la DQO como sustrato.

$$\frac{X \cdot \theta}{S_0 - S} = \frac{K_s}{K} + \frac{1}{S}$$

$$\frac{K_s}{K} = \frac{2.0}{0.0064} = 312.898$$

$$\frac{1}{K} = -1.93 \text{ d}^{-1}$$



6.2.3. Tercera Fase.-

Utilizando las pruebas de sedimentabilidad (curvas de sedimentabilidad, gráficas 5.16 a 5.30, apéndice C), se realizó el cálculo para determinar el tiempo último (T_u), necesario para obtener la concentración última (C_u) establecida en el fondo del tanque sedimentador. Los cálculos se basaron en el modelo desarrollado por Talmadge y Fitch (7), para sedimentación clase III (Sedimentación por zonas o interferida). Se efectuaron análisis para cuatro diferentes concentraciones (C_u), en el fondo del tanque sedimentador: 10000, 12000, 14000 y 16000 mg.SST/lt.

- Análisis matemático

$C_o H_o = C_u H_u$. despejándolo tenemos:

$$H_u = (C_o / C_u) H_o.$$

H_o y C_o , se obtienen de la prueba de sedimentabilidad (Laboratorio). En este caso: $H_o = 36$ cms. y $C_o =$ variable.

- Ejemplo para procedimiento de cálculo.

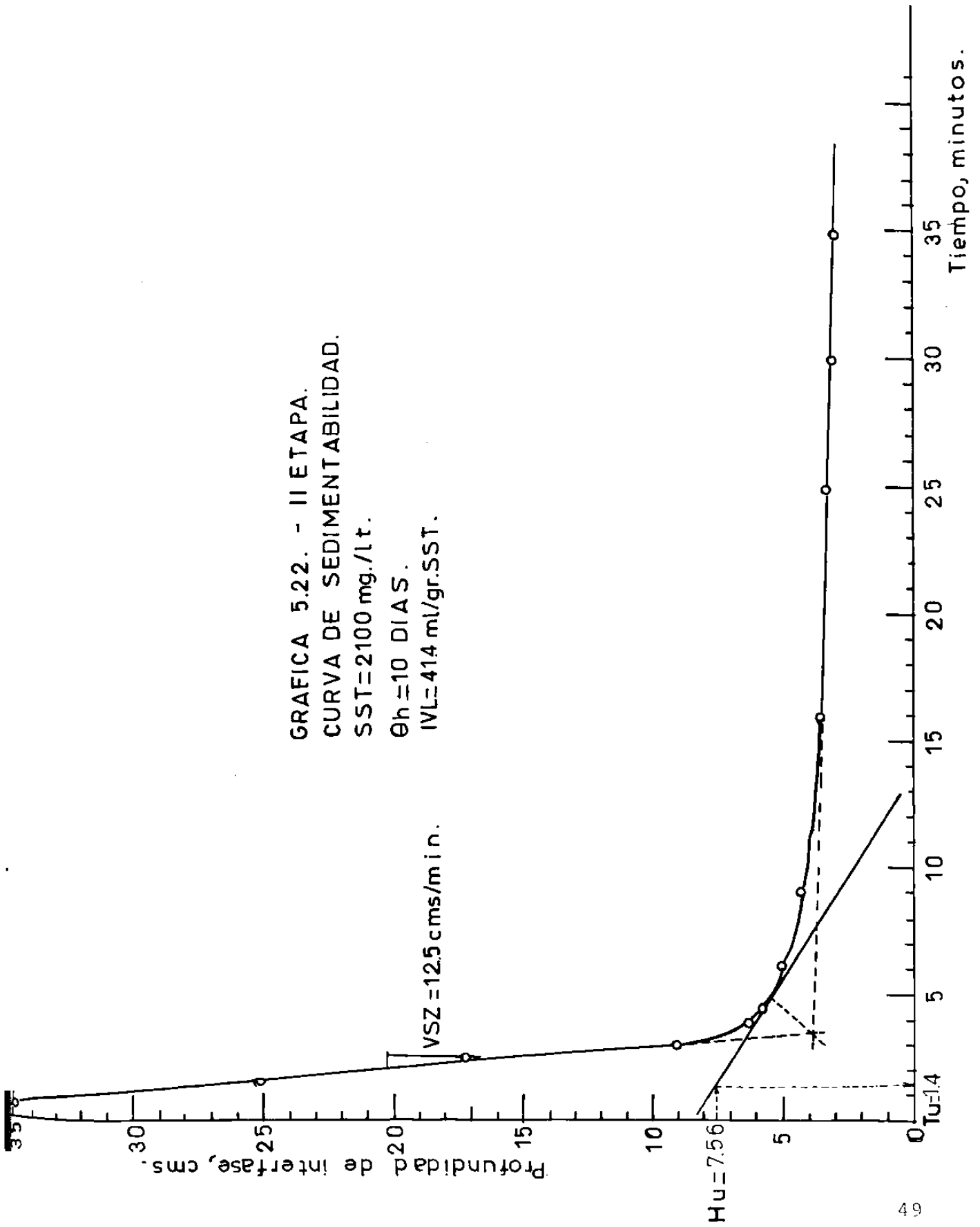
Calcular el tiempo (T_u), necesario para obtener una concentración (C_u), en el fondo del tanque sedimentador de 10000 mg. - SST/lt., para un tiempo de retención hidráulico de 10 días y una concentración inicial de 2100 mg.SST/lt.

$$H_u = (C_o / C_u) H_o.$$

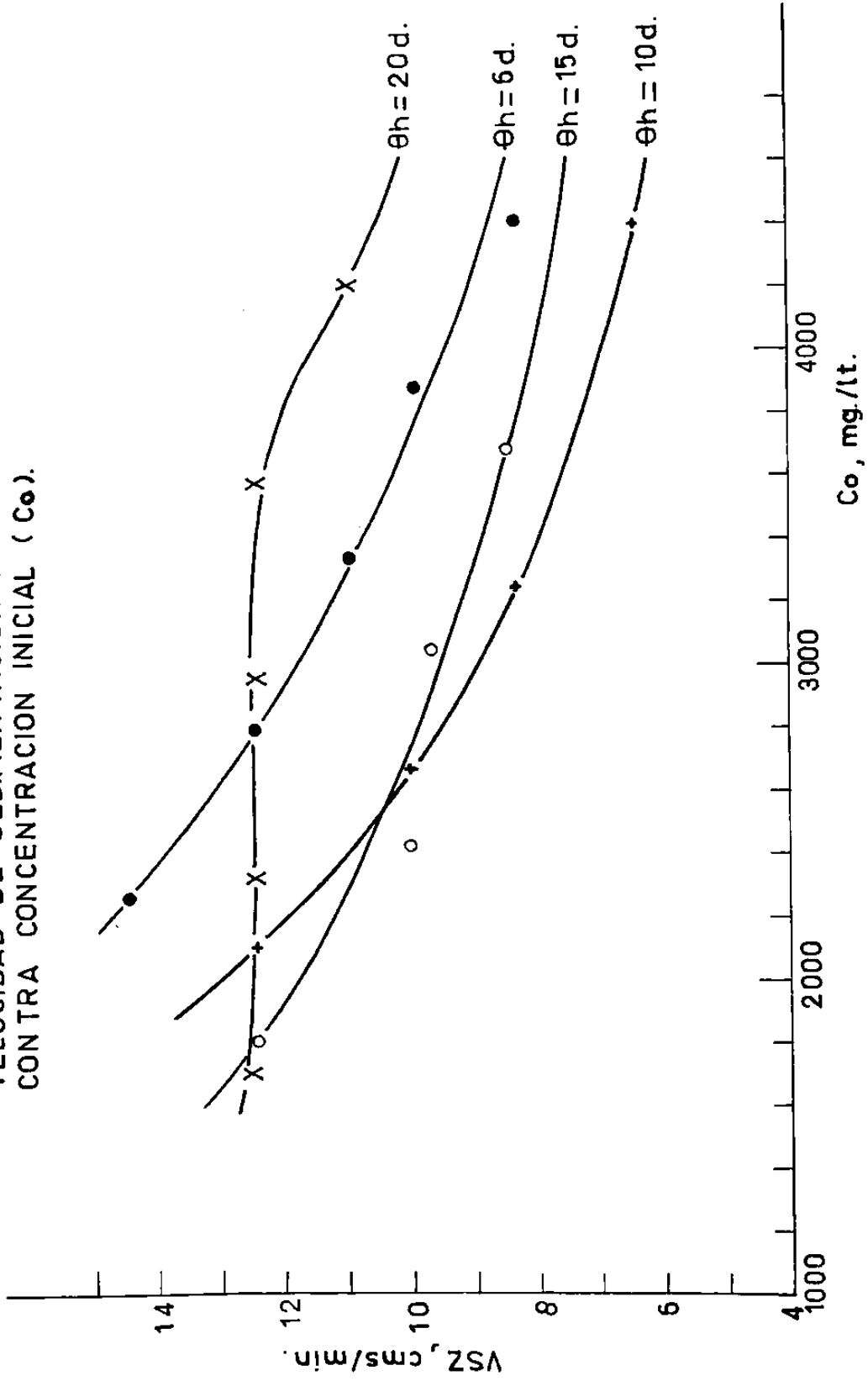
$$H_u = (2100/10000)36 = 7.56 \text{ cms.}$$

De la gráfica 5.22, para $H_u = 7.56$ cms., tenemos: $T_u = 2.1$ min.

Los resultados obtenidos, se resumen en las gráficas 6.8, 6.9, 6.10 y 6.11. Además, la gráfica 6.7 muestra la variación de la velocidad de sedimentación por zonas (VSZ), con respecto a la concentración inicial (C_o), para los reactores de 6, 10, 15 y 20 días de tiempo de retención hidráulico.

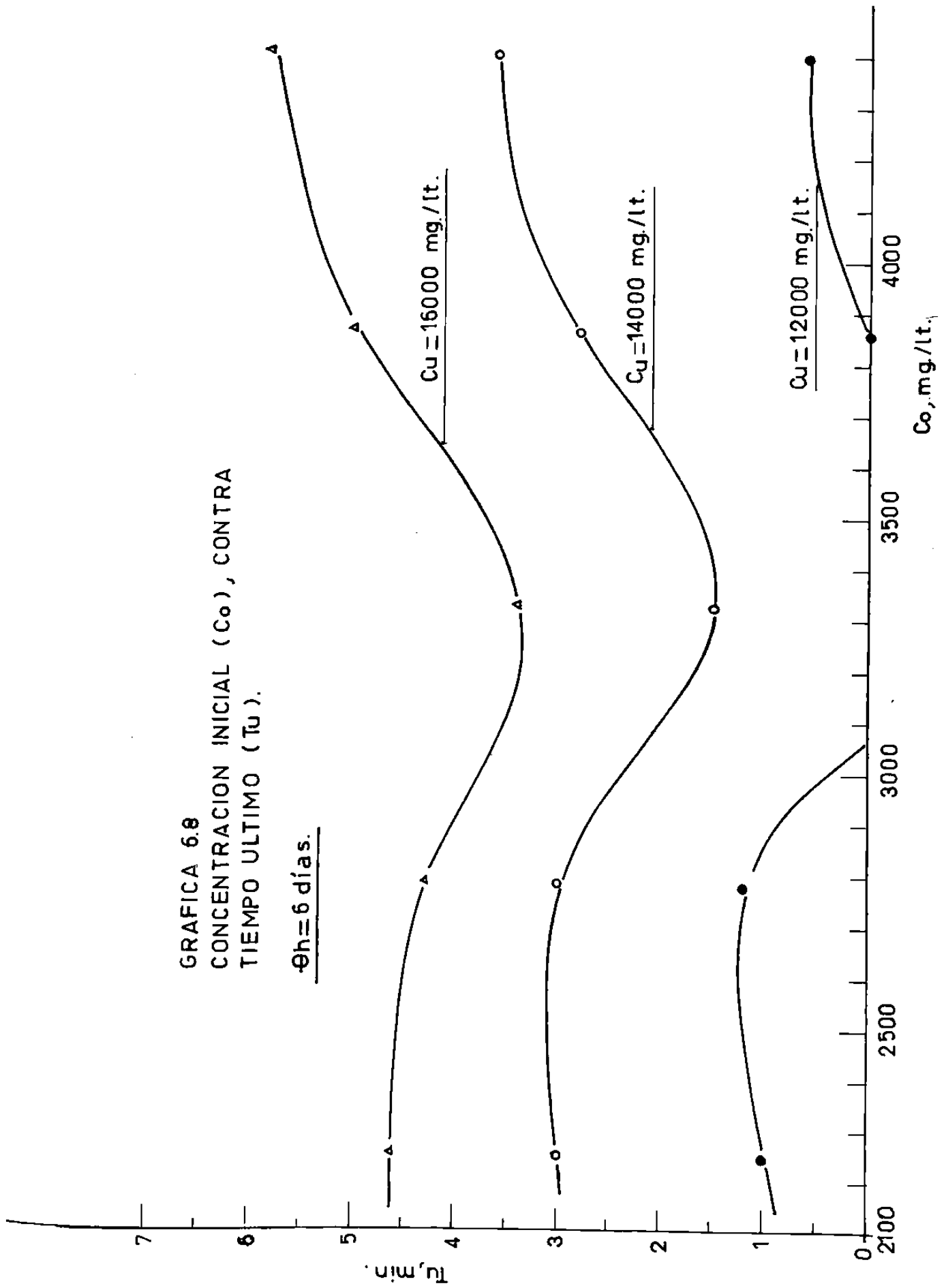


GRAFICA 6.7
 VELOCIDAD DE SEDIMENTACION POR ZONAS (VSZ).
 CONTRA CONCENTRACION INICIAL (Co).



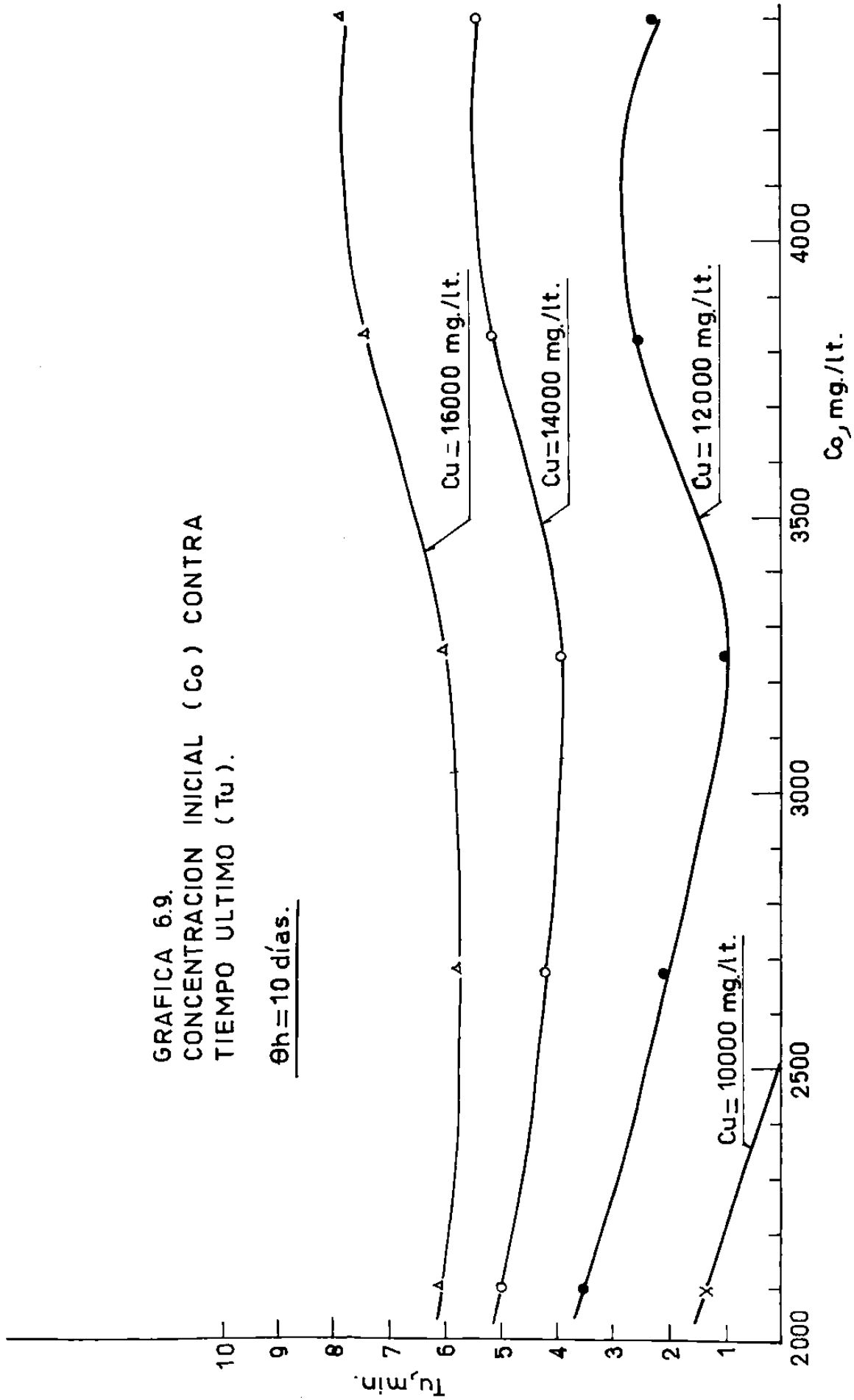
GRAFICA 6.8
 CONCENTRACION INICIAL (C_0), CONTRA
 TIEMPO ULTIMO (T_u).

$\theta h = 6$ días.



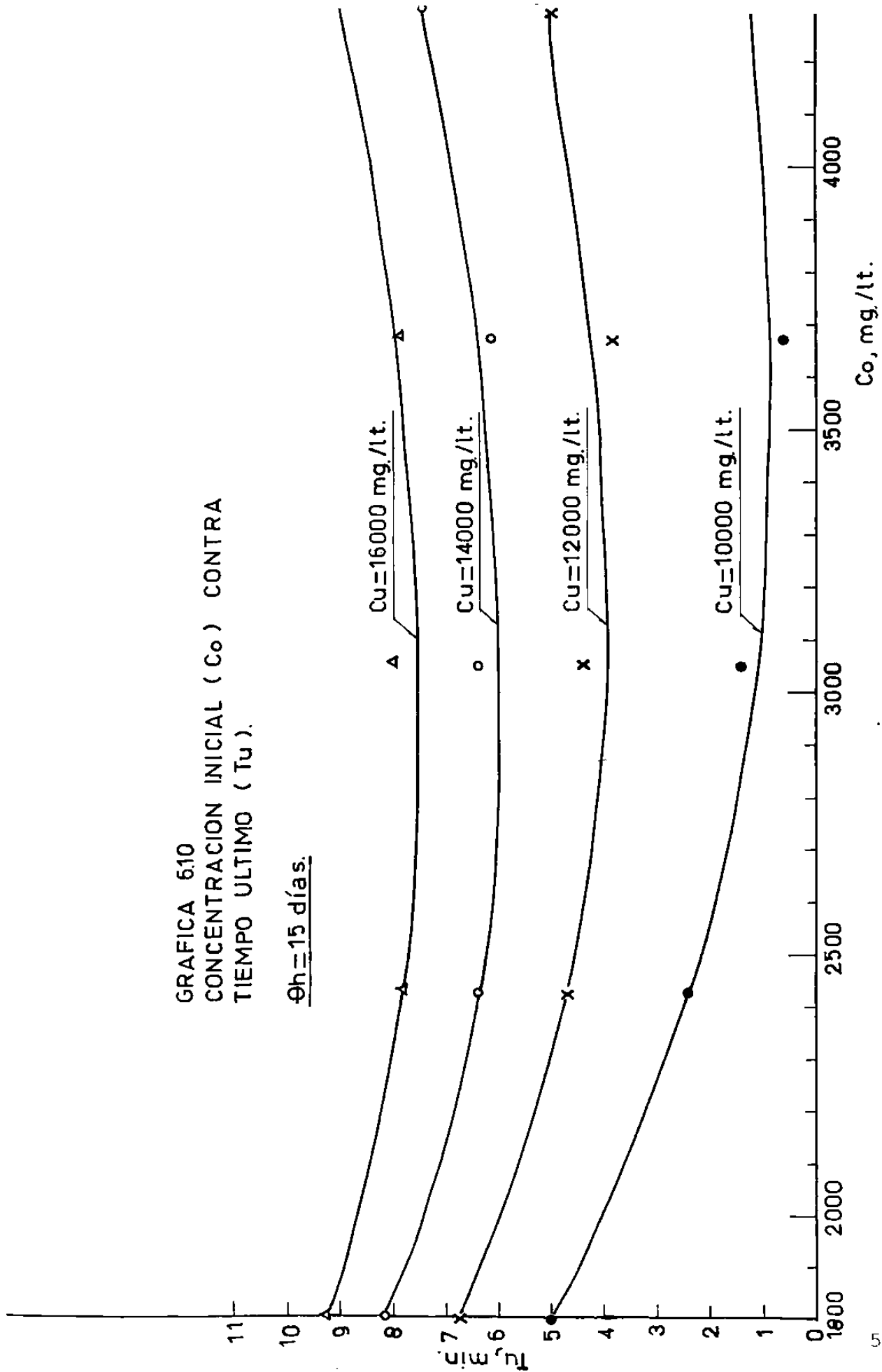
GRAFICA 6.9.
 CONCENTRACION INICIAL (C_0) CONTRA
 TIEMPO ULTIMO (T_u).

$\theta h = 10$ días.



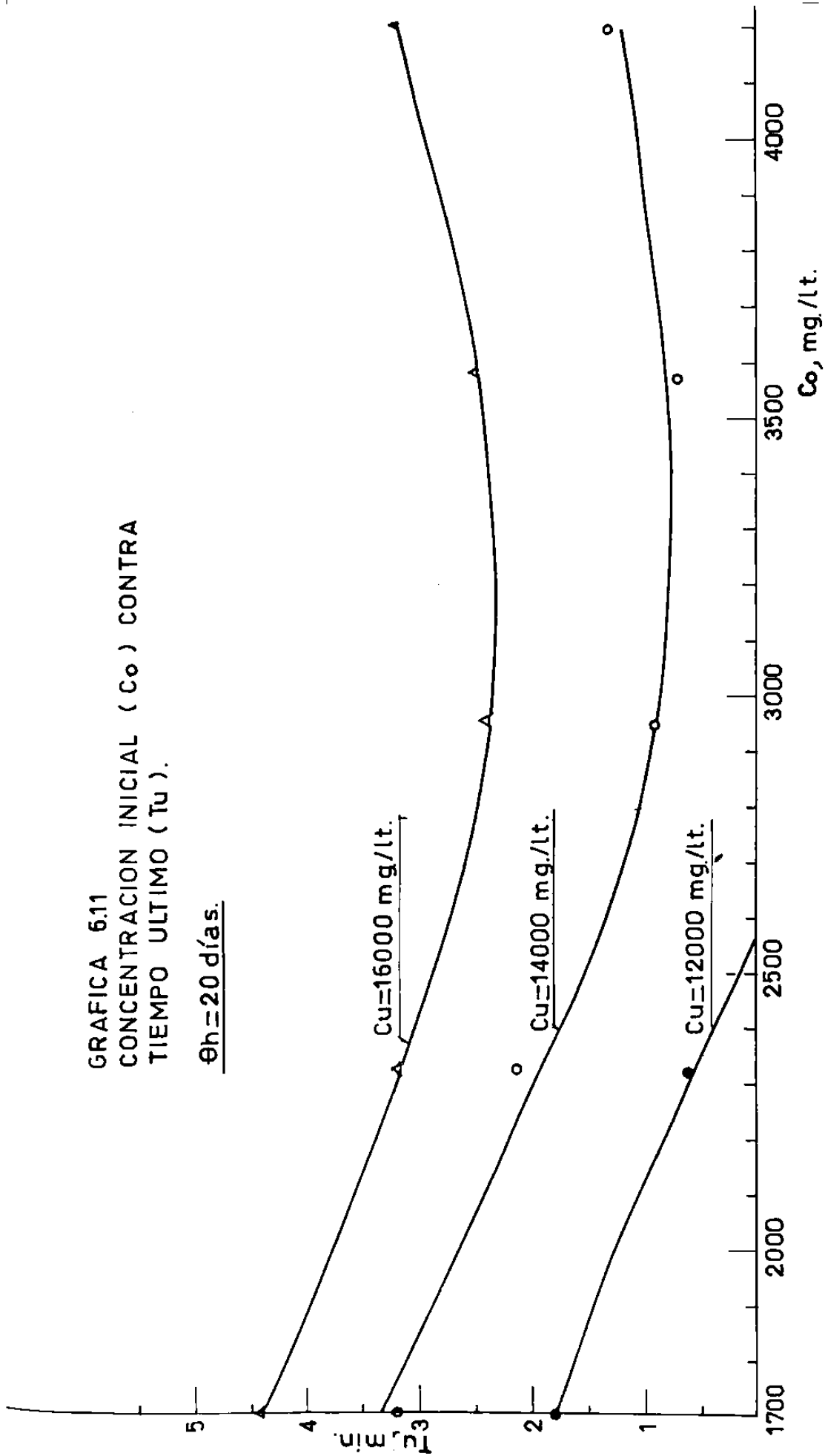
GRAFICA 6.10
 CONCENTRACION INICIAL (Co) CONTRA
 TIEMPO ULTIMO (Tu).

$\theta h = 15$ días.



GRAFICA 6.11
 CONCENTRACION INICIAL (Co) CONTRA
 TIEMPO ULTIMO (Tu).

th=20 días.



6.3 DISCUSION DE RESULTADOS,-

Los coeficientes de demanda de oxígeno ($a' = 0.79 \text{ kg O}_2/\text{Kg DBO}_5$ y, $b' = 0.12 \text{ kg O}_2/\text{Kg SSV - día}$), obtenidos en este trabajo, se encuentran dentro del rango reportado por Reynolds T.D. (8), en el que a' varía entre 0.3 y 0.8 Kg $\text{O}_2/\text{kg DBO}_5$ removido y, b' entre 0.05 y 0.35 Kg $\text{O}_2/\text{Kg SSV - día}$; en aguas residuales.

De acuerdo con el valor de a' , se deduce que la demanda de oxígeno, necesaria para dotar de energía para crecimiento celular, es alta; mientras que el valor de b' , indica que la demanda de oxígeno para respiración endógena es relativamente baja.

El coeficiente de producción obtenido ($Y = 0.55 \text{ kg SSV/Kg DQO}$ y $Y = 0.79 \text{ Kg SSV/Kg DBO}_5$), es alto comparado con los valores típicos reportados por Metcalf y Eddy (6) ($Y = 0.25$ a $0.4 - \text{Kg SSV/Kg DQO}$ y, $Y = 0.4$ a $0.8 \text{ Kg SSV/Kg DBO}_5$).

Es probable que el alto valor de Y obtenido, se deba a la alta concentración de sólidos, ya que el agua residual, no fue sedimentada previamente porque la planta de tratamiento que se proyecta construir, no contará con tanque sedimentador primario.

El coeficiente, $K_d = 0.001 \text{ días}^{-1}$ y $K_d = 0.003 \text{ días}^{-1}$, usando la DBO_5 y la DQO como sustrato respectivamente, obtenido en este estudio, es bajo comparado con el rango de valores reportados por Metcalf y Eddy (6) ($K_d = 0.04$ a 0.075 días^{-1}).

El valor bajo de K_d obtenido, hace pensar en la posibilidad de que el sistema se encontrara en una fase de crecimiento, en la que hay poca depredación o aniquilamiento de los microorganismos entre sí, para utilizar sus productos como fuente de energía. Otro factor que pudo haber influido, es el alto contenido de sólidos, que se tuvo al usar agua residual sin sedimentación previa.

Los coeficientes de utilización de substrato (K y K_s), no se reportan, ya que son valores extraños (negativos); que no dan información que pueda ser utilizada en el diseño de procesos unitarios.

De acuerdo con los análisis reportados en la tabla 5.9 -- (Apéndice B), la DBO_5 promedio en el sobrenadante (después de 60 minutos de sedimentación) de los reactores R-20, R-15, R-10, R-6 y R-3 fue de: 12, 16, 20, 29 y 49 mg/lt respectivamente. Y de los análisis reportados en la tabla 6.3A (Apéndice D), la concentración de SST en el sobrenadante de los reactores R-20, R-15, R-10, R-6 y R-3, fue de: 10, 9, 8, 11 y 21 mg SST/lt respectivamente.

Los valores obtenidos, de DBO_5 y de SST en el sobrenadante, son razonables, dadas las características del agua residual.

En las gráficas 6.7 a 6.11 (Apéndice C), se observa que el contenido de los reactores R-20, R-15, R-10 y R-6 tiene propiedades excelentes de sedimentación. Las velocidades de sedimentación por zonas (VSZ), varían entre 7 y 14 cm/min y, el valor del índice volumétrico de lodos (IVL), es menor de 70 ml/g. SST en todos los casos; dependiendo de la concentración de SST en el contenido del reactor.

El el contenido de los reactores, se tuvo una relación media de SSV/SST de: 0.68 en R-20, 0.72 en R-15, 0.75 en R-10, 0.81 en R-6, 0.74 en R-3 y, en el agua residual cruda de 0.81. (Tabla 5.9 Apéndice B).

La DBO_5 del material suspendido efluente, fue de: 1, 4, 8, 12 y 24 mg/lt, con una relación de DBO_5 susp. efluente/SST de: 0.1, 0.44, 1.00, 1.10 y 1.14, en los reactores: R-20, R-15, R-10, R-6 y R-3 respectivamente. (Tabla 6.3 A Apéndice D).

7.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Con la experiencia adquirida, en el desarrollo de este estudio y, en base a los análisis experimentales y resultados obtenidos, se pueden formular ciertas conclusiones y recomendaciones que pueden ser de utilidad y dignos de tomarse en cuenta en futuros proyectos relacionados con la cinética de tratamiento biológico.

- 1.- El estudio para determinar los coeficientes cinéticos, basado en un sistema de reactores a escala, con flujo semibatch (Semi-continuo) y completamente mezclado, es sencillo y de los más económicos. Además los resultados obtenidos son -- confiables; teniendo en cuenta que para el diseño, los coeficientes deben ser afectados por un factor de seguridad, -- dado que los mismos se obtuvieron en base a pruebas de laboratorio, usando reactores a pequeña escala, en condiciones óptimas para el crecimiento de microorganismos y con sistemas que difieren al que se empleará en la planta prototipo.
- 2.- El valor obtenido de los coeficientes, $Y = 0.55 \text{ kg SSV/kg DQO}$ y $Y = 0.79 \text{ Kg SSV/kg DBO}_5$, se encuentra en el límite superior del rango reportado por Metcalf y Eddy (6) y; $K_d = 0.001 \text{ días}^{-1}$, usando la DBO_5 como sustrato y, $K_d = 0.003 \text{ días}^{-1}$, usando la DQO como sustrato, se sale del límite inferior; lo que permite concluir que la materia orgánica es degradable biológicamente con facilidad y presumir que la concentración de compuestos de difícil estabilización o tóxicos es baja y, que la alta concentración de sólidos, debido a que el agua residual no fue previamente sedimentada, -- influyó sobre dichos coeficientes.
- 3.- Los valores obtenidos para los coeficientes K y K_s , son extraños por dar negativos, y no se deben usar para diseñar.-- Se concluye que es necesario usar un modelo diferente para

determinar estos coeficientes, Se recomienda el modelo empleado en los sistemas de lagunas aireadas debido a la gran similitud de éstas, con el sistema empleado en este proyecto.

- 4.- Los coeficientes, $a' = 0.79 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}_5$ y, $b' = 0.12 \text{ kg O}_2/\text{Kg SSV-día}$, determinados para el cálculo de la demanda de oxígeno, están dentro del rango reportado por Reynolds T.D. (8). En el uso de estos valores para el cálculo de los requerimientos de oxígeno, se recomienda usar un factor de seguridad entre 1.2 y 1.5.
- 5.- Se considera conveniente, utilizar una concentración de SST en el tanque aereador, que oscile alrededor de 3500 mg/lt y, una concentración de SST, en el fondo del tanque sedimentador entre el rango de 10000 a 14000 mg/lt.
- 6.- En consecuencia con los resultados obtenidos, es conveniente usar para el diseño del tanque aereador, un tiempo de retención celular (θ_c), entre 10 y 15 días. Un θ_c menor al indicado, implica valores mayores en la DBO_5 y DQO del efluente; mientras que un θ_c mayor, conduce a valores superiores en la concentración de SST en el efluente y por consiguiente una DBO_5 de sólidos biológicos mayor. Lo anterior teniendo en cuenta que los valores de DBO, DQO y SST en el efluente, deben cumplir con las normas establecidas y, con los requisitos que exige el uso futuro del agua tratada.
- 7.- De acuerdo con las gráficas, 6.9 y 6.10 (Cap. 6), se aconseja usar un tiempo último (T_u), para alcanzar la concentración deseada en el fondo del tanque sedimentador, que varíe entre 4 y 6 minutos y, según la gráfica 6.7 (Cap. 6), una VSZ en el rango de 7.5 a 9.0 cms/min., para determinar el área del tanque sedimentador.

De lo anterior, se obtiene que la carga hidráulica superficial (CHS), varía entre 97,0 y 65 m^3/m^2 - día, para conseguir la concentración de SST deseada en el fondo del tanque sedimentador y, entre 110 y 130 m^3/m^2 - día, para clarificación por sedimentación por zonas.

Como los ensayos de sedimentabilidad, difieren bastante del sistema de sedimentación dado en los tanques clarificadores se recomienda usar un factor de seguridad, no menor de 2.

Por lo antes mencionado, se recomienda usar para el diseño del tanque clarificador, una CHS entre el rango de 30 a 50 m^3/m^2 -día.

- 8.- Se recomienda en estudios futuros el uso de un reactor adicional, para determinar la materia orgánica inerte, ya que ésta tiene influencia en el coeficiente de producción "Y".
- 9.- De acuerdo con los análisis efectuados al agua residual, -- que se mantenía en refrigeración ($\pm 4^\circ \text{C}$), no es conveniente almacenarla por más de 10 días, ya que cambia su caracterización.
- 10.- Entre los principales problemas encontrados en el desarrollo de este estudio, fue la interrupción en el sistema eléctrico y, por consiguiente el paro del compresor encargado de mantener el sistema completamente mezclado y, con oxígeno suficiente para la demanda biológica; por lo que se recomienda -- usar en futuros estudios un sistema de corriente eléctrica de emergencia.
- 11.- Se recomienda el uso de agitadores mecánicos, para evitar el exceso de aireación, necesaria para mantener el sistema completamente mezclado, la cual por arrastre de productos químicos como el nitrógeno amoniacal, produce alteraciones en el pH.

- 12.- A pesar de considerarse eficiente, la determinación de los coeficientes cinéticos, usando el sistema batch; es aconsejable el uso del empleo de un sistema continuo, por ser -- más representativo con el sistema de operación de la planta prototipo, sin dejar de mencionar su dificultad de operación y mayor coste.
- 13.- Es conveniente, en programas de trabajo para estudios de - cinética de tratamiento biológico, variar la frecuencia de análisis con respecto al tiempo de retención hidráulico y, no usar la misma frecuencia en todos los reactores.
- 14.- En sistemas de flujo batch (Semi-continuo), es necesario, realizar los ensayos a la misma hora; tomando el momento - de alimentación como la hora cero, ya que los parámetros - como la demanda de oxígeno, sólidos suspendidos volátiles y otros, varían con respecto al tiempo, como se observa en algunas gráficas mostradas en el capítulo 6.

8.- LITERATURA CONSULTADA

- 1.- Eckenfelder, W.W., 1966. "Industrial Waste Pollution Control" McGraw-Hill Book Co., New York.
- 2.- McKinney R., 1956. "Biological Flocculation, in Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes". Vol. I, Reinhold Pub., Col. New York, N. L.
- 3.- Schulze, K.L., 1965. "The Activated Sludge Process as a Continuous Culture Product on Biological Kinetics", JWPCF, Vol. 112, #3, pp. 255-260.
- 4.- Eckenfelder, W.W., 1970. "Water Pollution Control", The Pemberton Press".
- 5.- Eckenfelder y O' Connor, 1961. "Biological Waste Treatment", Manhattan College, Civil Engineering Department, New York.
- 6.- Metcalf and Eddy, Inc., 1979. "Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse", McGraw-Hill Book Co., Inc., New York.
- 7.- Talmadge, Fitch, E.B., 1955. "Determining Thickener Unit Areas", Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 47, # 1.
- 8.- Reynolds, Tom D., 1981. "Unit Operations and Processes in Environmental Engineering", Wadsworth, Inc., Belmont, California.
- 9.- Curso: "Hidrobiología Aplicada a la Ingeniería Sanitaria", - 1973. UANL-OSP. Fac. Ing. Civil, C.U., Monterrey, N.L. Méx.
- 10.- López, Rogelio P., 1978. "Proyecto de una Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Domésticas para Uso Industrial del Sec-

tor Poniente de Monterrey, N.L.", Tesis, UANL, FIC, División de Estudios Superiores, Monterrey, N.L., México.

- 11.- Irvine R.L., 1979. "Sequencing Batch Biological Reactor an Overview", JWPCF, Vol. 51, #2, pp. 235-243.
- 12.- Goronszy, M.C., 1979, "Intermittent operation of the extended aeration process for small systems", JWPCF, Vol. 51 #2 pp. 274-278.
- 13.- Ketchum, L.H., et. al., 1979. "First Cost Analysis of Sequencing Batch Biological Reactors". Journal WPCF, Vol. 51 #2, pp. 288-297.
- 14.- Vasicek, Patrick R., 1982. "Use of a Kinetic Study to Optimize the activated Sludge Process", Journal WPCF, Vol. 54 #8 pp. 1176-1184.
- 15.- Emerson, Shari L., Joseph H. Sherrard, 1983. "Aerobic Biological Treatment of nitrogen-deficient organic Wastewater", - Journal WPCF, Vol. 55, #5, pp. 467-471.
- 16.- Stinehelfer, Michael L., 1982. "Effect of a Bacterial Culture product on Biological Kinetics", Journal WPCF, Vol. 54, #3, pp. 255-260.
- 17.- Gloyna, Earnest F., 1973. "Estanques de Estabilización de Aguas Residuales", University of Texas Press, Austin, Texas.
- 18.- XII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria, 1970. - "Lagunas de Estabilización, su Eficiencia en la Remoción de Materia Orgánica y Microorganismos en las Condiciones del Trópico", Universidad del Valle, Caracas, Venezuela.

- 19.- Fair, Geyer y Okun, 1976. "Purificación de Aguas y Tratamiento y Remoción de Aguas Residuales", Editorial Limusa, Vol. II México.
- 20.- Tsuan Hua Feng, (1962), "Phosphorus and the Activated Sludge Process", Journal Water & Sewage Work, Vol. 109, #11, P. 431-434.
- 21.- Dick, Richard I. y Vesilind, Aarne, (1969), "The Sludge Volume Index-What is it?". Journal WPCF, Vol. 41 #8, P.1285-1291.
- 22.- Metcalf y Eddy, (1977), "Tratamiento y Depuración de las - - Aguas Residuales", Primera Edición, Ed. Labor, S.A., México.

APENDICE A

Tablas: 5.2, 5.3, 5.4, 5.5, 5.6; análisis realizados al efluente, licor mezclado y lodos, de los reactores: R-20, R-15, R-6, y R-3.

DQO, DBO, Sólidos Suspendidos Totales, Sólidos Suspendidos Volátiles, Nitrógeno Orgánico, Nitrógeno Amoniacal y Fósforo, medidos en el efluente. Oxígeno Disuelto y Tasa de Consumo de Oxígeno, medido en el licor mezclado y, observaciones microscópicas realizadas a los lodos.

Gráficas: 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5; representan la variación del sustrato (DBO_5 y DQO) con el tiempo, para analizar el grado de estabilización. DBO_5 y DQO, medidos en el efluente.

Gráficas: 5.6, 5.7, 5.8, 5.9, 5.10; representan la variación de los sólidos suspendidos totales (SST) y los sólidos suspendidos volátiles (SSV) con el tiempo, para analizar el grado de estabilización. SST y SSV medidos en el licor mezclado.

TABLA 5.2 ANALISIS REALIZADOS AL REACTOR R 20
 TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 20 DIAS
 PRIMERA ETAPA / PERIODO PRE-ESTABILIZACION

DQO, DBO, N. orgánico, N. amoniacal y P., se efectuaron en el sobrenadante. Los otros análisis, se efectuaron al contenido de los reactores.

DIA	DQO mg/l	DBO mg/l	SST mg/l	SSF mg/l	SSV mg/l	N.OR. mg/l	N.AM. mg/l	P mg/l	O.D. ppm	TCO -	OB.M. -	DHS.
0						3.4	24.6	16				
2			296	78	214							
3	440	30										
4									8.0	"	"	
7	100											
8			260	63	197				7.3			
9	124	39										
11						3.4	16.8	17	7.6	"	"	
14	148	50										
15			500	200	300							
17	300											
18									7.7	"	"	
21	132											
22			380	84	296					"		
23		54										
24	120											FSE ^a
25									7.8		"	FSE ^b
28	59											
29			430	140	290					"		
31	68	12										

" = Se efectuó el análisis.

FSE^a = Falla en el sistema eléctrico (3 hrs.); FSE^b = (4 hrs.). 65

ANÁLISIS EFECTUADOS AL SOBRENADANTE
 Y CONTENIDO DEL REACTOR R-20.
 PRIMERA ETAPA. PERIODO PRE-ESTABILIZACION.

DIA	DQO mg/l	DBO mg/l	SST mg/l	SSF mg/l	SSV mg/l	N.OR mg/l	N.AM mg/l	P mg/l	O.D. ppm	TCO -	OB.MI -	OBS
32									7.2		"	
35		30										
36			330	95	235	3.4	1.4	15		"		
37		60										
38	105											
39									7.0			
42	51											
43			500	225	275					"		
44		16										
45	64.8											
46									7.2		"	
49	50											
50			528	200	328							
51		23										
52	38.5											
53									7.3			
56	51		560	224	336					"		
58		13										
60	43		530	175	355				7.3		"	
64			515	240	275							FSE ^C

" = Análisis efectuados.

FSE^C = Falla en el sistema eléctrico (22 hrs)

ANALISIS EFECTUADOS AL SOBRENADAN
 TE Y CONTENIDO DEL REACTOR R-20.
 PRIMERA ETAPA. PERIODO PRE--ESTABI
 LIZACION.

TABLA 5.2 CONTINUACION: LIZACION.

DIA	DCO mg/l	DBO mg/l	SST mg/l	SSF mg/l	SSV mg/l	N.OR mg/l	N.AM mg/l	P mg/l	O.D. ppm	TCO. -	OB.MI -	OBS
65	41	33										
66			500	170	330							
67									7.2		"	
71						3.6	<1.0	15.5		"		
72	35	26	485	150	335							
74									7.0		"	

TABLA 5.3 ANALISIS REALIZADOS AL REACTOR R 15
 TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 15 DIAS
 PRIMERA ETAPA - PERIODO PRE-ESTABILIZACION

DIA	DQO mg/l	DBO mg/l	SST mg/l	SSF mg/l	SSV mg/l	N.OR. mg/l	N.AM. mg/l	P mg/l	O.D. ppm	TCO -	OB.MI. -	OBS.
0						5.6	23.5	15				
1									7.0		"	
4	75									"		
5			190	35	155							
6		40										
7	108											
8									7.8		"	FSE ^a
9												FSE ^b
11	110									"		
12			380	165	215							
14	85	15										
15									7.1		"	
18		33								"		
19			260	70	190							
20	140	30										
22									7.0		"	
25	58											
26			320	70	250					"		
27	90	28										
29									7.2		"	

Se realizó el análisis.

ANALISIS EFECTUADOS AL SOBRENADANTE
Y CONTENIDO DEL REACTOR R-15.

PRIMERA ETAPA PERIODO PRE-ESTABILIZACION

TABLA 5.3 CONTINUACION:

DIA	DQO mg/l	DBO mg/l	SST mg/l	SSF mg/l	SSV mg/l	N.OR. mg/l	N.AM. mg/l	P mg/l	O.D. pH	TCO -	DB.MI. -	OBS.
32	61											
33			510	150	360					"		
34	48	28										
35			700	270	430							
36									7.0	"	"	
39	70	7	540	184	356					"		
41		21										
43	54		514	174	340				7.2		"	
45												FSE ^c
47			562	250	312					"		
48	42	32										
49			600	224	376							
50						3.40	<1.0	8.5	7.1		"	
54	40	30	590	228	362					"		
57									7.0		"	
60						4.0	<1.0	12.5				

TABLA 5.4 ANALISIS EFECTUADOS AL REACTAR R 10
 TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 10 DIAS
 PRIMERA ETAPA - PERIODO PRE-ESTABILIZACION

DIA #	DQO mg/l	DBO mg/l	SST mg/l	SSF mg/l	SSV mg/l	N.OR mg/l	N.AM mg/l	P mg/l	O.D. ppm	TCO -	OB.N -	OBS.
0						2.5	16	28	6.9		"	
3		24										
4			110	10	100					"		
5	115	30										
7									7.1		"	
10	83											
11			365	100	265					"		
12	112	24										
14									7.2		"	
17	67											
18			422	110	312					"		
20	46	29										
21									7.0		"	
24	68		580	176	404							
26		17								"		
28	46		482	162	329				7.0		"	FSE ^c
32			715	275	440					"		
33	40	34				4.0	<1.	10				
35									7.2		"	
40	40	31	640	260	380	4.5	<1.	12.5		"		

= Día, acumulado a partir de la fecha de entrada en operación el reactor.

FSE^c = Falla en el sistema eléctrico (22 hrs.).

TABLA 5.5 ANALISIS EFECTUADOS AL REACTOR R 6
 TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 6DIAS
 PRIMERA ETAPA - PERIODO PRE-ESTABILIZACION

DIA	DQO mg/l	DBO mg/l	SST mg/l	SSF mg/l	SSV mg/l	N.OR mg/l	N.AM mg/l	P mg/l	O.D. ppm	TCO	OB.M	OBS.
0						2.5	16	28				
4	105	31								"		
6									7.2		"	
9	60.5											
10			430	160	270					"		
11	48	30										
13									6.8		"	
16	67		440	110	330							
18		28								"		
20	66		472	160	312				7.0		"	
22												FSE ^C
24			610	210	400					"		
25	52	38.5										
26			620	240	380							
27						5.0	1.0	7.8	7.0		"	
31										"		
32		43	572	246	326							
34									7.2		"	
38						5.2	<1.0	9.5				

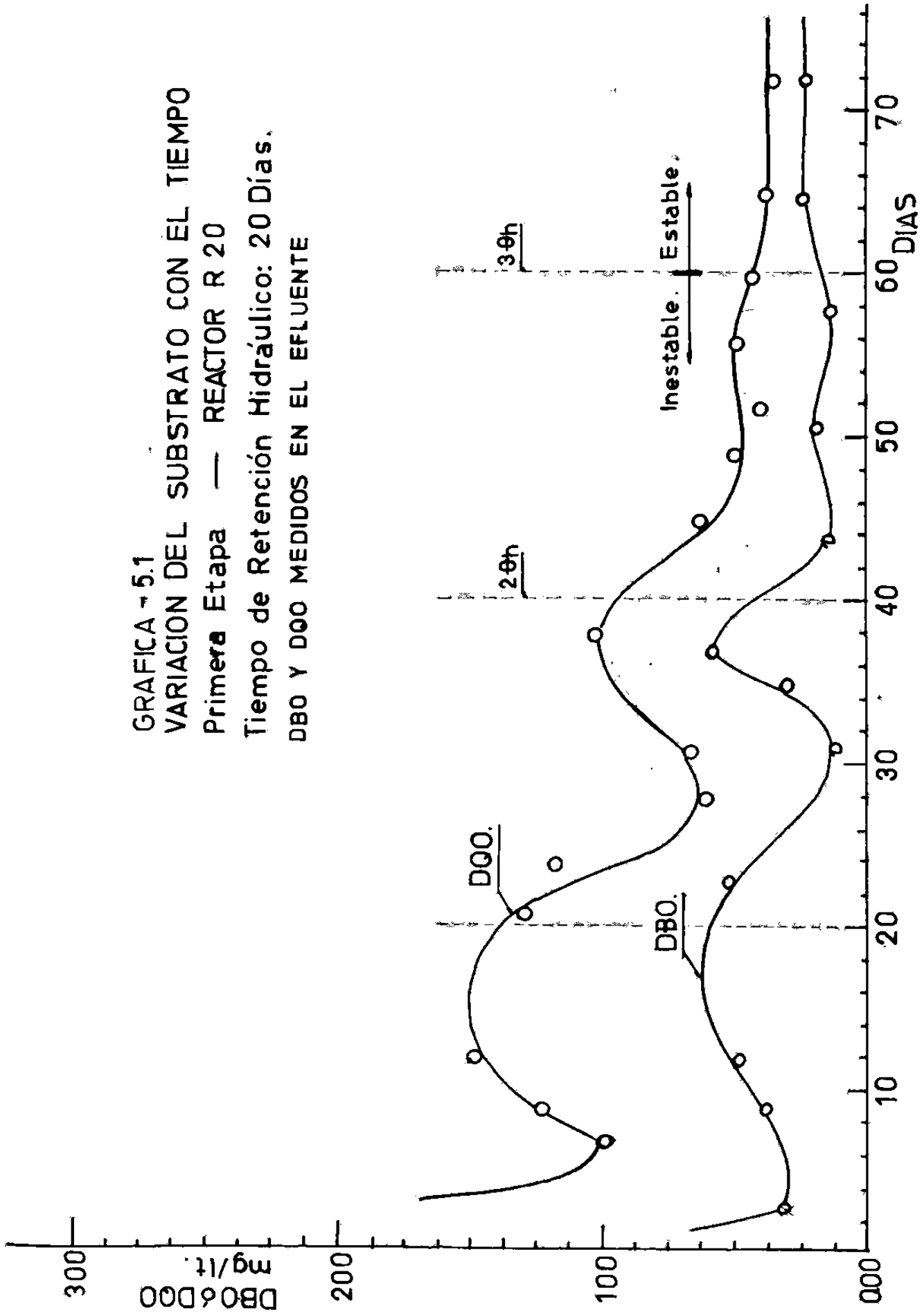
TABLA 5.6 ANALISIS EFECTUADOS AL REACTOR R 3
 TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 3 DIAS
 PRIMERA ETAPA - PERIODO PRE-ESTABILIZACION

DIA	DQO mg/l	DBO mg/l	SST mg/l	SSF mg/l	SSV Mg/l	N.OR mg/l	N.AM mg/l	P mg/l	O.D. ppm	TCO	OB.NI	OBS.
0						6.0	18	15				
1	112											
2			400	100	300					"		
4	45	90										
5									7.1		"	
8	88		382	96	286							
10		83								"		
12	107		500	160	340				7.2		"	
14												FSE ^C
16			545	205	340					"		
17	105	80										
18			530	190	340							
19						6.5	<1.0	10	7.2		"	
23										"		
24	89		510	200	310							
26									7.1		"	
30						5.2	<1.0	9.5				

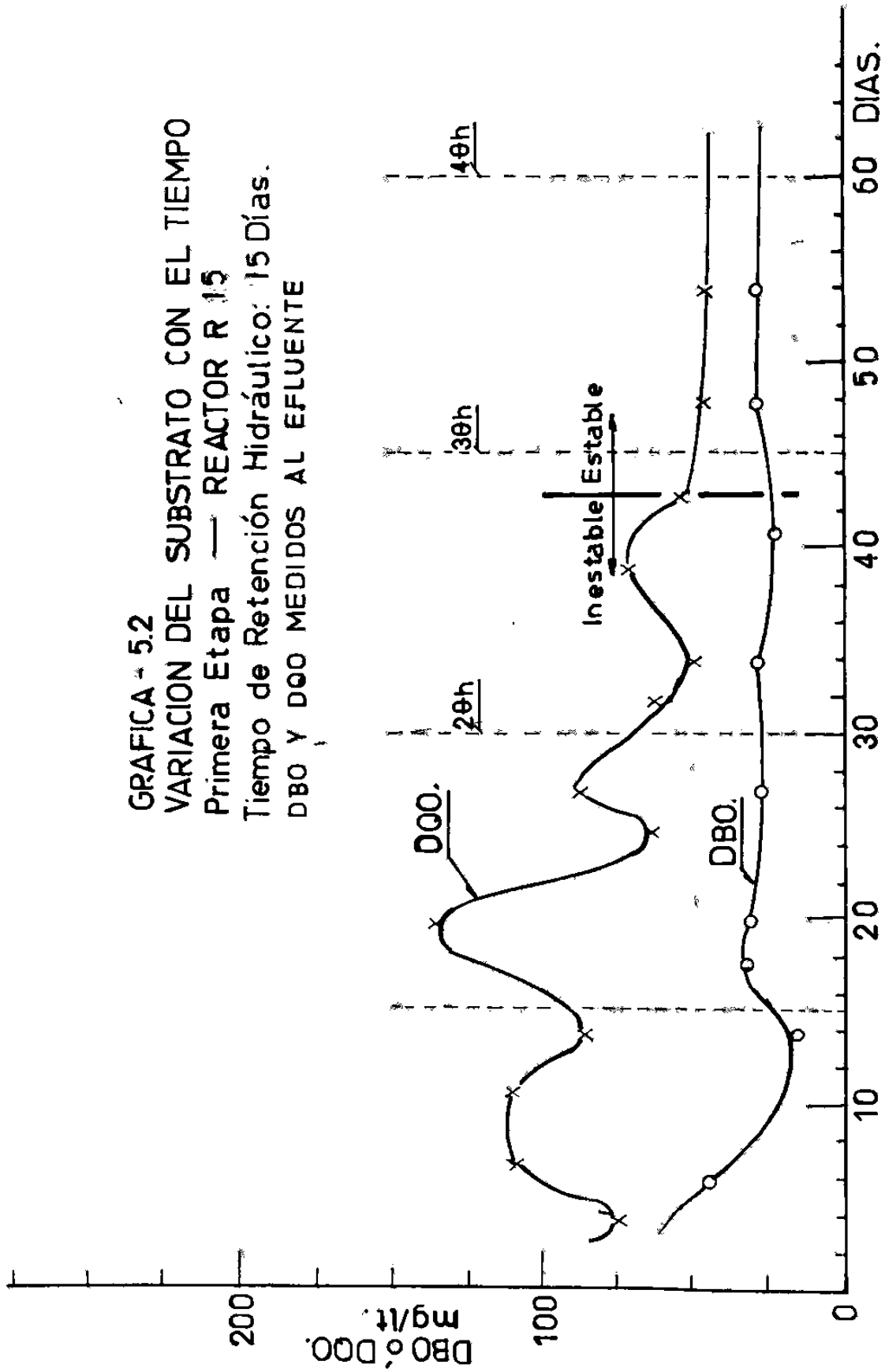
TABLA 5.7 CARACTERIZACION DEL AGUA RESIDUAL CRUDA
PRIMERA ETAPA - PERIODO PRE-ESTABILIZACION

FECHA	29-3-85	17-4-85	03-5-85	19-5-85	03-6-85	12-6-85	24-6-85
DQO mg/l	682	484	670	425	741	787	730
DBO mg/l	342	314	420	237	420	470	466
mg/l	420	720	350	280	360	370	370
SSV mg/l	284	300	300	248	260	310	310
TEMP. C	28.8	25.9	26.5	23.0	24.0	29.0	28.0
H	7.5	7.68	7.35	7.12	7.65	7.32	7.40
N.ORG. mg/l	3.4	5.6	2.5	6.0	24.6	21.0	31.0
N.AMON mg/l	24.6	23.5	16.0	18.0	23.5	21.0	18.0
P mg/l	16	15	28	15	18	27	24
O D. ppm	0	0	0	0	0	0	0

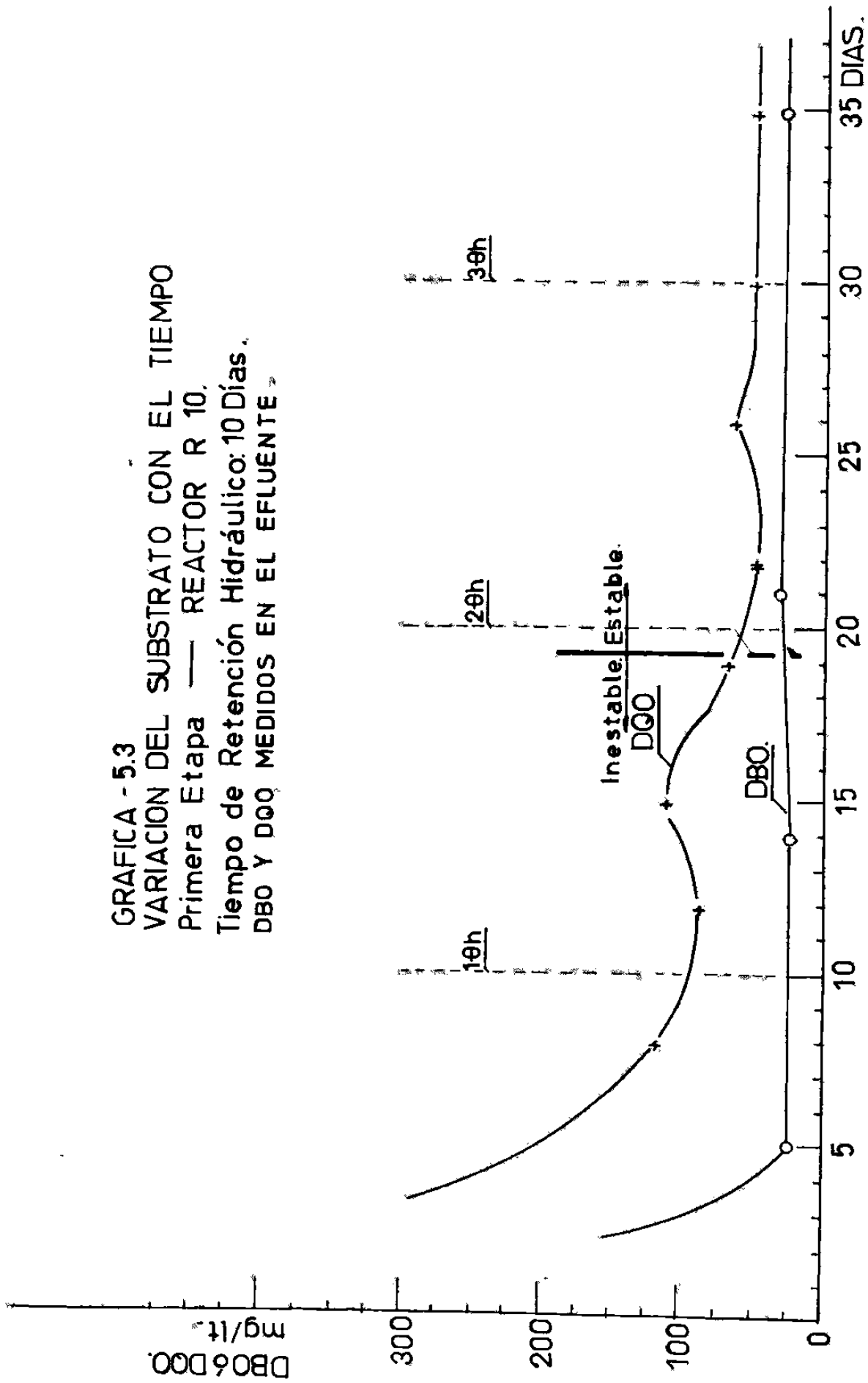
GRAFICA - 5.1
 VARIACION DEL SUBSTRATO CON EL TIEMPO
 Primera Etapa — REACTOR R 20
 Tiempo de Retención Hidráulico: 20 Días.
 DBO Y DDO MEDIDOS EN EL EFLUENTE



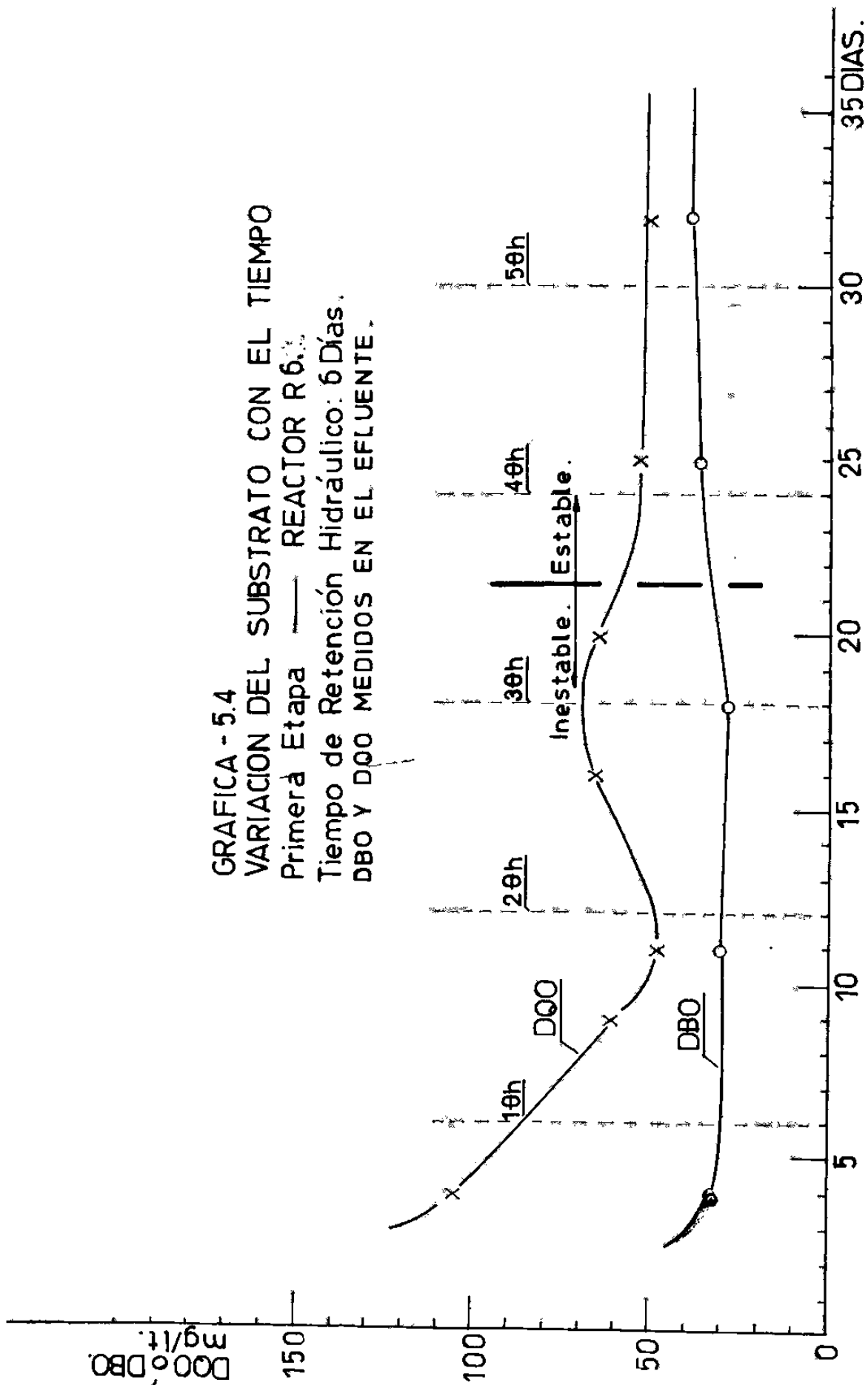
GRAFICA - 5.2
VARIACION DEL SUBSTRATO CON EL TIEMPO
Primera Etapa — REACTOR R 15
Tiempo de Retención Hidráulico: 15 Días.
DBO Y DDO MEDIDOS AL EFLUENTE



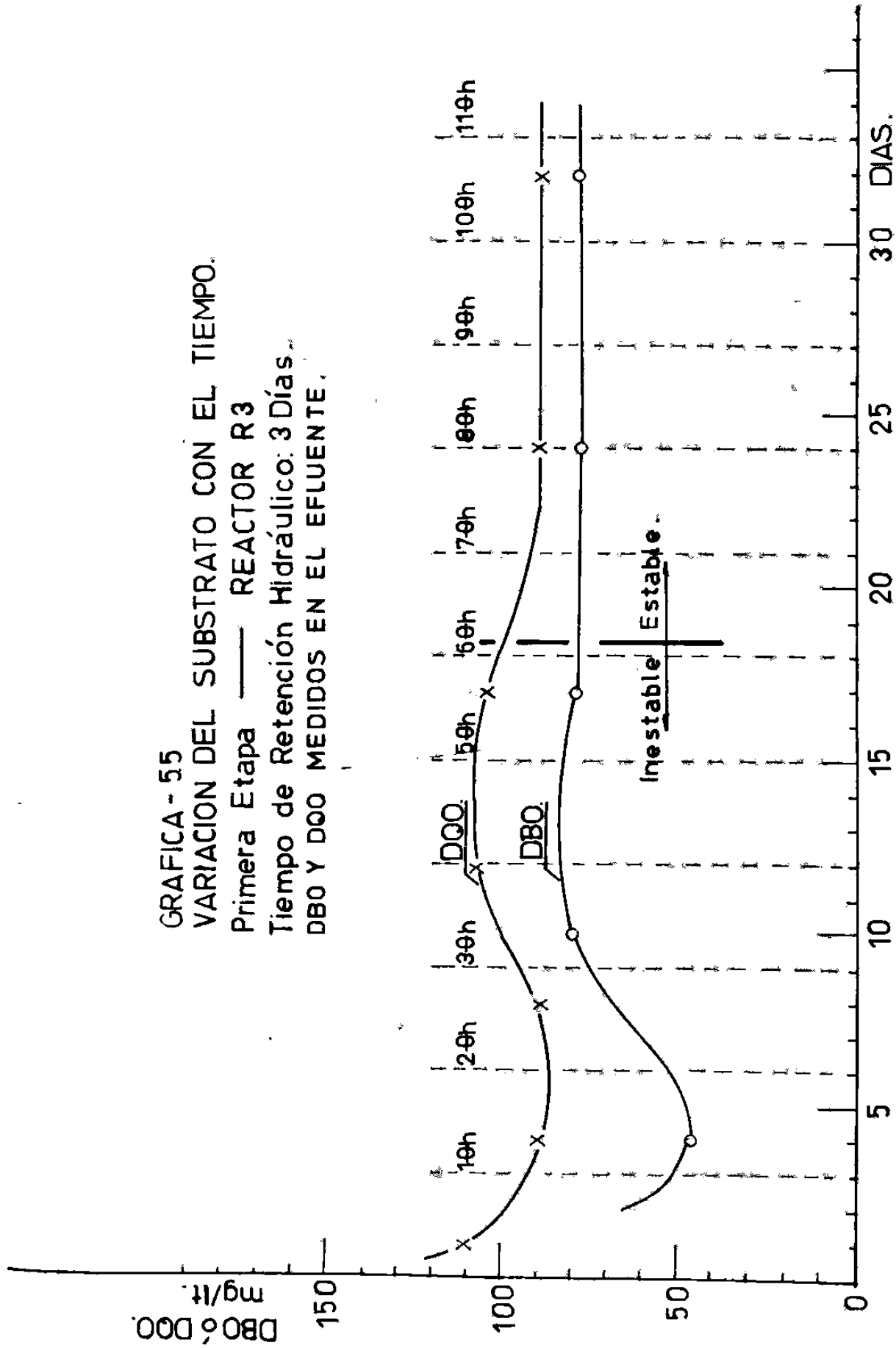
GRAFICA - 5.3
VARIACION DEL SUBSTRATO CON EL TIEMPO
Primera Etapa — REACTOR R 10,
Tiempo de Retención Hidráulico: 10 Días,
DBO Y DQO MEDIDOS EN EL EFLUENTE.



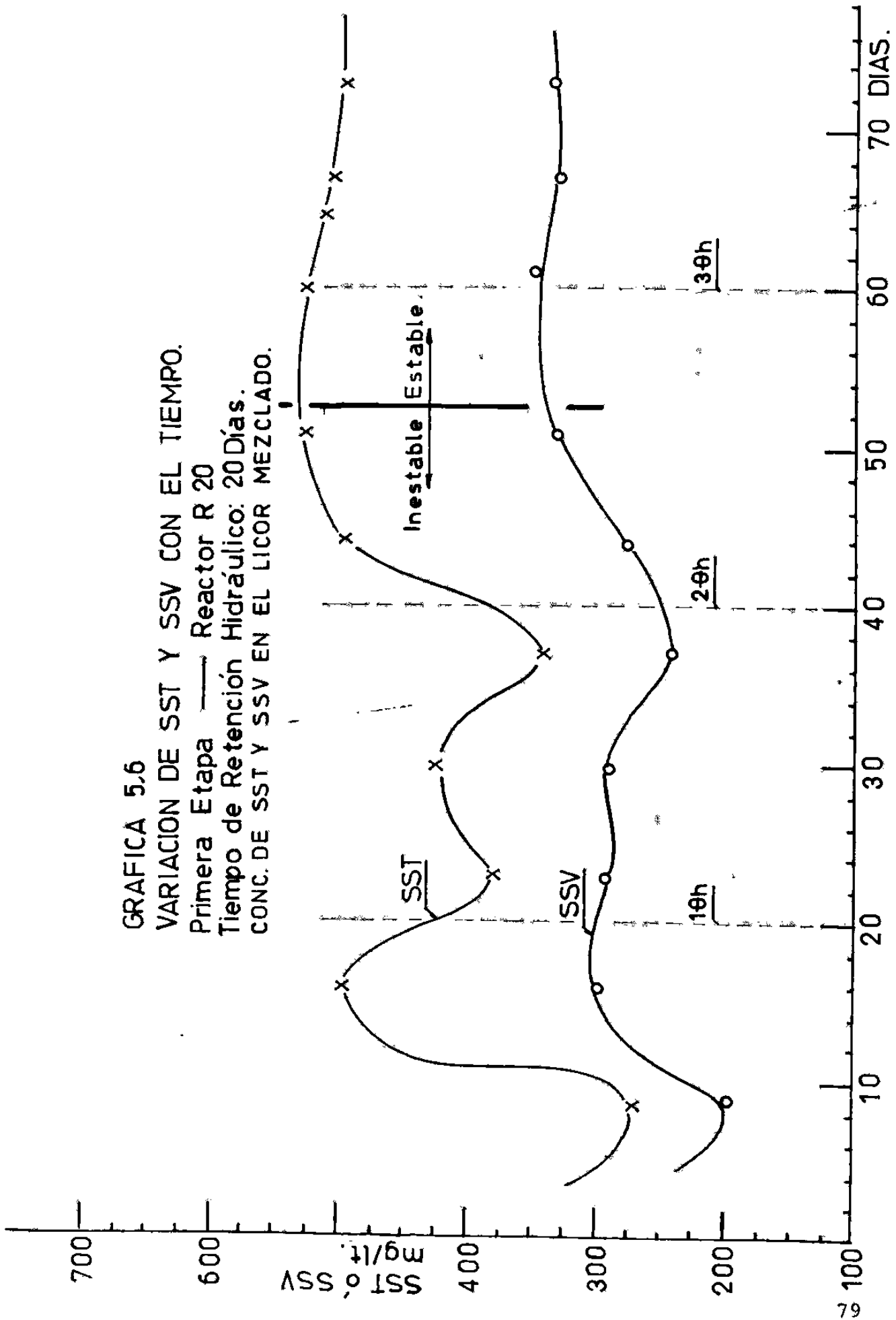
GRAFICA - 5.4
 VARIACION DEL SUBSTRATO CON EL TIEMPO
 Primera Etapa — REACTOR R6
 Tiempo de Retención Hidráulico: 6 Días.
 DBO Y DQO MEDIDOS EN EL EFLUENTE.



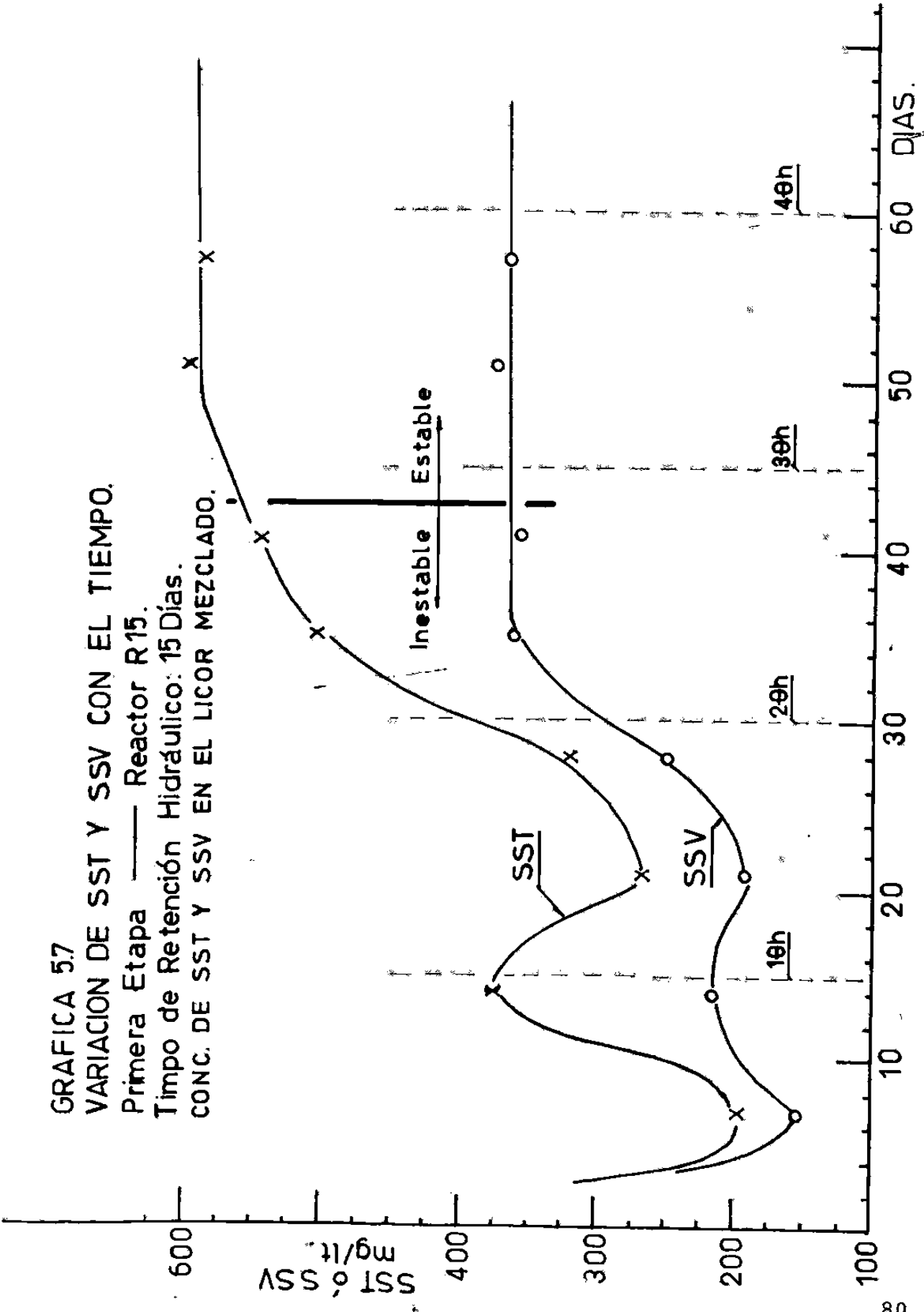
GRAFICA - 55
 VARIACION DEL SUBSTRATO CON EL TIEMPO.
 Primera Etapa — REACTOR R3
 Tiempo de Retención Hidráulico: 3 Días.
 DBO Y DCO MEDIDOS EN EL EFLENTE.



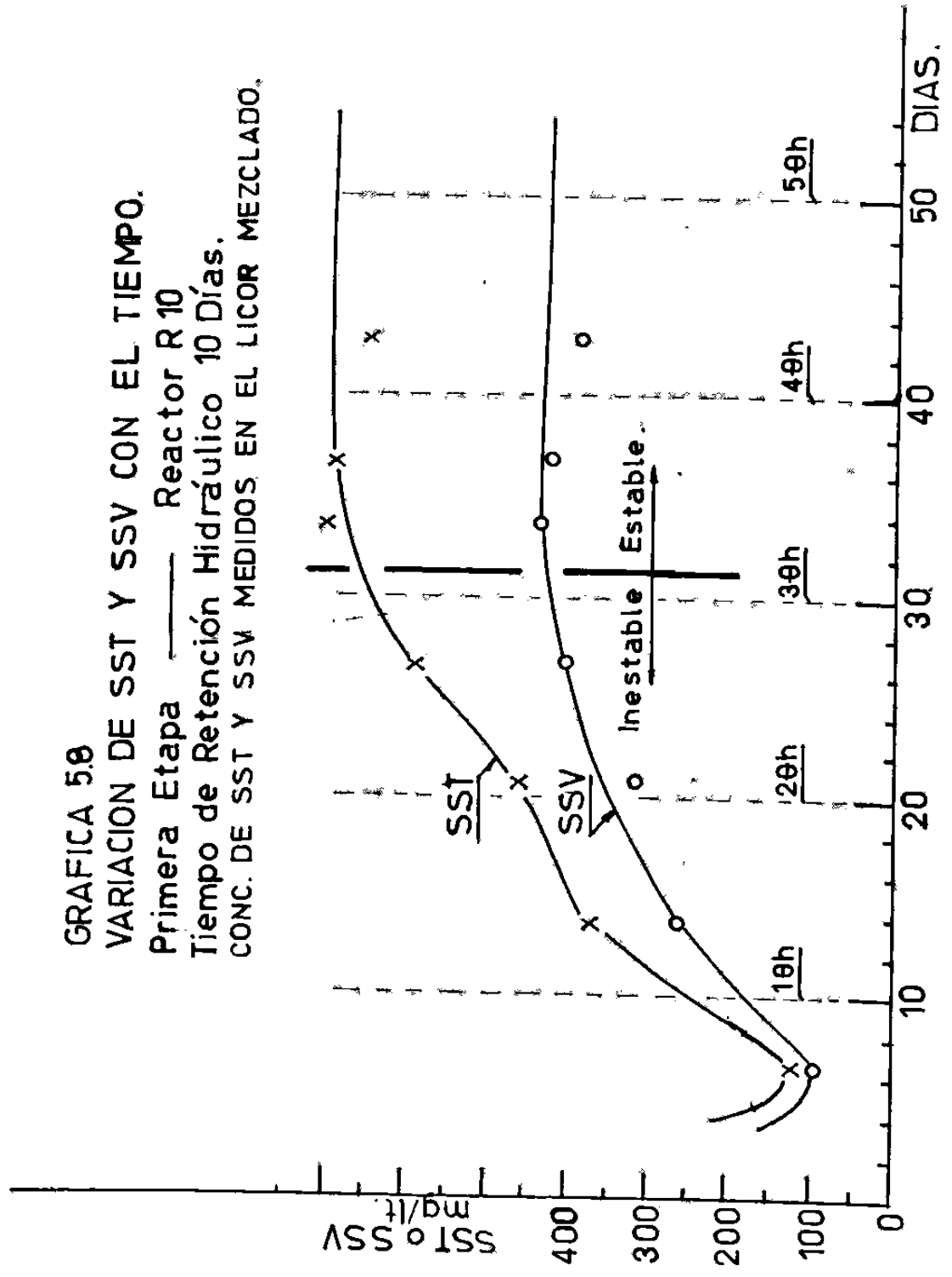
GRAFICA 5.6
VARIACION DE SST Y SSV CON EL TIEMPO.
 Primera Etapa — Reactor R 20
 Tiempo de Retención Hidráulico: 20 Días.
 CONC. DE SST Y SSV EN EL LICOR MEZCLADO.



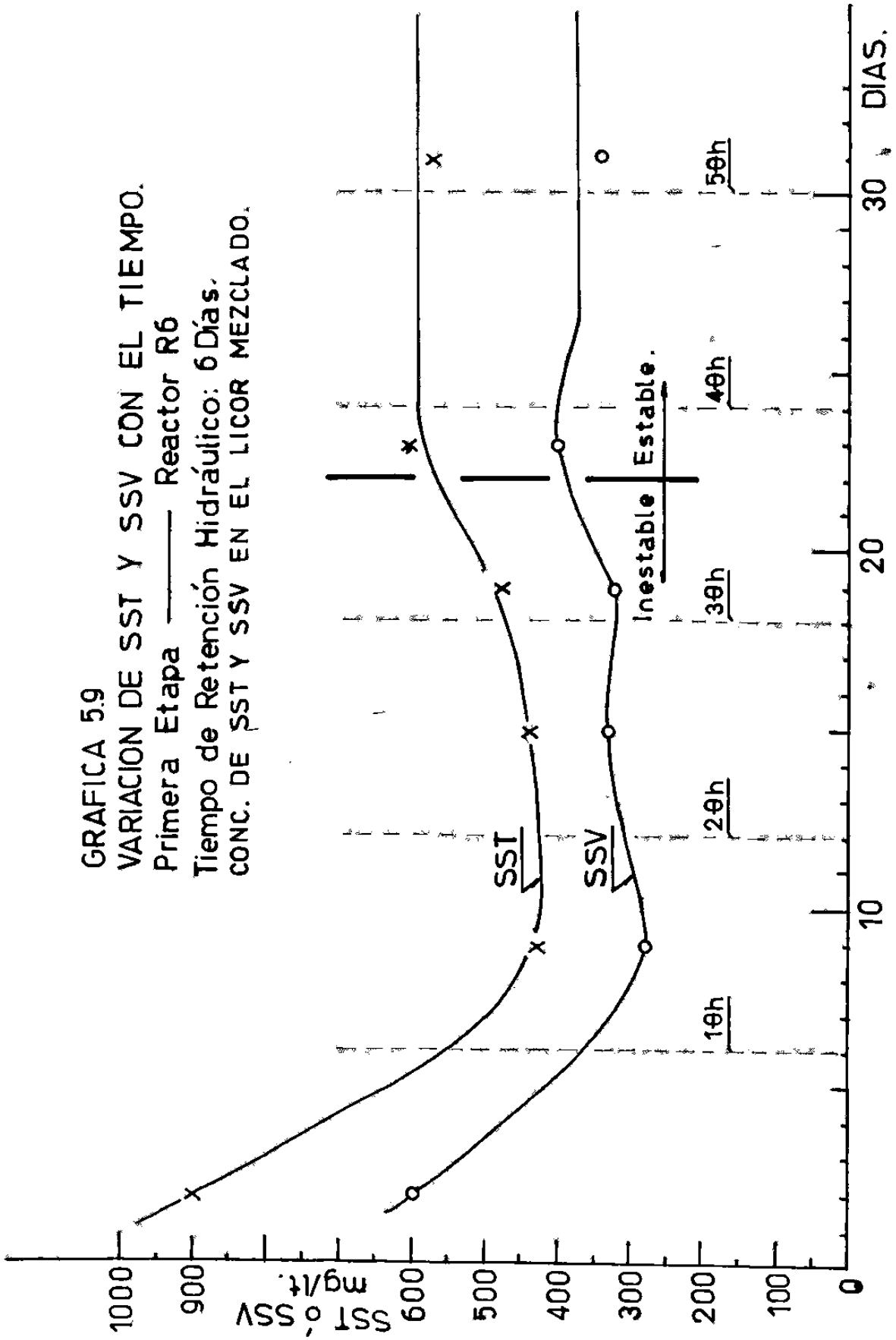
GRAFICA 57
VARIACION DE SST Y SSV CON EL TIEMPO.
 Primera Etapa — Reactor R15.
 Tiempo de Retención Hidráulico: 15 Días.
 CONC. DE SST Y SSV EN EL LICOR MEZCLADO.



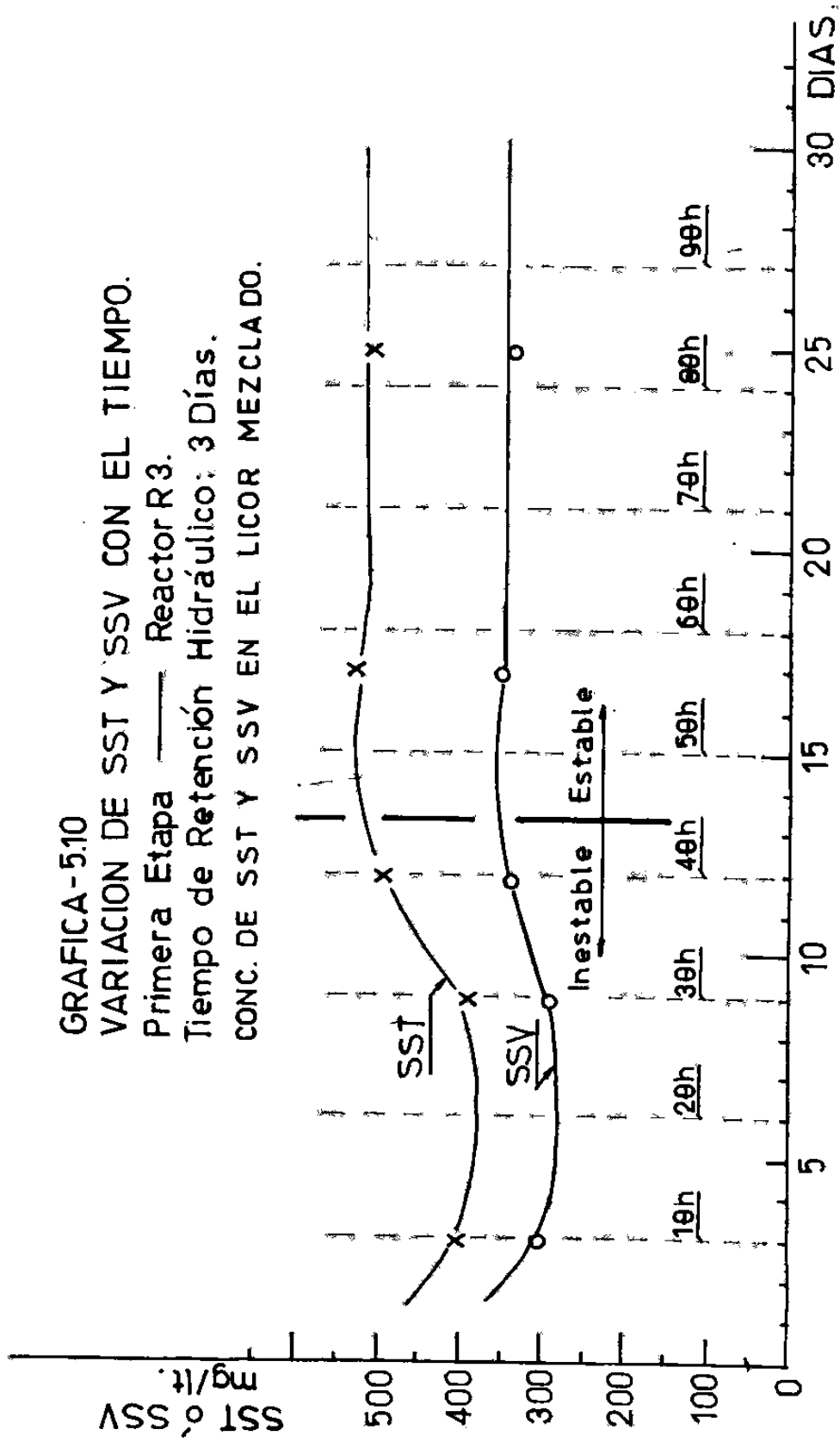
GRAFICA 5.8
VARIACION DE SST Y SSV CON EL TIEMPO.
 Primera Etapa — Reactor R10
 Tiempo de Retención Hidráulico 10 Días.
 CONC. DE SST Y SSV MEDIDOS EN EL LICOR MEZCLADO.



GRAFICA 5.9
VARIACION DE SST Y SSV CON EL TIEMPO.
 Primera Etapa — Reactor R6
 Tiempo de Retención Hidráulico: 6 Días.
 CONC. DE SST Y SSV EN EL LICOR MEZCLADO.



GRAFICA-510
VARIACION DE SST Y SSV CON EL TIEMPO.
 Primera Etapa — Reactor R3.
 Tiempo de Retención Hidráulico: 3 Días.
 CONC. DE SST Y SSV EN EL LICOR MEZCLADO.



APENDICE B

Tabla: 5.8; muestra el Oxígeno consumido por Gramo de Sólidos Suspendidos Volátiles por Hora, en el transcurso de 1 día (24 hs.), en cada Reactor.

Tabla: 5.9; muestra los análisis efectuados en el filtrado, sobre nadante, en el contenido del Reactor, y en el Agua Residual Cruda. - Una vez que se consideró el proceso estabilizado. Cada análisis se - efectuó por triplicado.

TABLA 5.8 OXIGENO CONSUMIDO POR GRAMO DE SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES POR HORA EN CADA REACTOR.

TIEMPO	REACT.R20	REACT.R15	REACT.R10	REACT.R6	REACT.R3
0.25	17.23	22.74	43.10	52.82	67.57
1.50	15.42	12.33	16.43	25.79	29.64
3.00	11.19	12.23	26.92	18.75	39.25
6.00	6.63	9.70	16.56	25.23	26.97
8.25	8.67	8.17	19.90	18.62	32.50
13.0	4.92	5.81	10.34	9.19	23.44
24.0	4.00	5.26	5.890	6.88	13.40
\bar{X}	7.00	7.82	14.4	15.4	26.25

\bar{X} = Promedio ponderado (diario). Tomado de gráficas.
 Unidad: mg.O₂/gr.SSV-hr.

TABLA 5.9 II ETAPA. - PROCESO ESTABILIZADO
ANÁLISIS EFECTUADOS EN EL FILTRADO; SOBRENADANTE Y LICOR MEZCLADO; Y EN EL AGUA RESIDUAL CRUDA.

REACTOR	DBO Filtrado	DBO Sobrenadante	DQO Filtrado	DQO Sobrenadante	SST Cont. Reac.
R-20	12	12	30	35	430
R-15	12	15	35	40	485
R-10	12	20	40	60	490
R-6	18	25	55	75	440
R-3	28	50	75	110	470
Ag. Cruda	460"	460"	705"	705"	370"
R-20	10	12	32	36	390
R-15	11	15	28	41	500
R-10	11	20	45	64	530
R-6	16	28	64	70	400
R-3	23	50	83	110	400
Ag. Cruda	466"	466"	714"	714"	370"
R-20	11	13	29	33	400
R-15	12	17	33	45	510
R-10	12	19	32	56	570
R-6	18	30	45	70	420
R-3	22	45	65	100	420
Ag. Cruda	450"	450"	705"	705"	340"

- DBO, DQO, SST, = mg/lt.

- " = Análisis efectuados con muestra de agua cruda.

TABLA 5.9 II ETAPA. - PROCESO ESTABILIZADO
 ANALISIS EFECTUADOS: EN EL CONTENIDO , EN EL
 EL EFLUENTE DE LOS REACTORES Y EN EL AGUA RE_
 SIDUAL CRUDA.

REACTOR	SSV	Nit. Amen. Efluente	Nit. Orgán. Efluente	Fosfatos Efluente	Nitratos Efluente
R-20	280	3.6	0.3	12	1.46
R-15	350	4.0	0.3	12	1.48
R-10	380	4.5	0.3	10	1.48
R-6	350	5.2	0.3	10	1.50
R-3	320	7.4	0.3	10	1.40
Ag. Cruda	280	21"	21"	24"	0.74
R-20	270	3.6	1.0	13	1.26
R-15	370	3.6	1.0	12	1.30
R-10	400	4.7	1.0	12	1.36
R-6	330	5.8	0.5	10	1.40
R-3	330	7.5	0.5	10	1.28
Ag. Cruda	310	21"	18"	23"	0.68
R-20	280	3.7	0.6	12	1.20
R-15	370	3.8	0.7	10	1.34
R-10	410	4.5	0.7	11	1.36
R-6	345	4.6	0.4	12	1.48
R-3	320	7.2	0.4	12.5	1.40
Ag. Cruda	280	19"	23"	19"	0.60"

- Todos en: mg/lt.

- Análisis efectuados con muestra de agua cruda.

TABLA 5.9 II - ETAPA. PROCESO ESTABILIZADO.
 RESULTADOS DE EFLUENTES TRATADOS Y AGUA RESIDUAL CRUDA

REACTOR	Nitritos	Cloruros	Gras.yAcid.	Conductiv.	Dureza Cálctica
R-20	0.035	130	40	1200	215
R-15	0.004	100	32	1150	220
R-10	0.010	105	36	1150	205
R-6	0.040	110	30	1200	190
R-3	0.040	115	28	1200	185
Ag. Cruda	0.035"	105"	120"	1200"	165"
R-20	0.040	110	28	1150	220
R-15	0.003	115	30	1100	220
R-10	0.010	95	30	1100	200
R-6	0.050	95	26	1150	195
R-3	0.030	90	32	1100	190
Ag. Cruda	0.040	90"	104"	1200"	170"
R-20	0.030	95	24	1050	215
R-15	0.004	90	28	1050	215
R-10	0.010	90	28	1000	205
R-6	0.040	95	26	1000	210
R-3	0.040	90	32	950	200
Ag. Cruda	0.035"	90"	116"	1100"	170"

* Todos en: ppm (partes por millón)

* " = Análisis efectuados en el agua cruda,

TABLA 5.9 II ETAPA - PROCESO ESTABILIZADO.
 RESULTADOS DE EFLUENTES TRATADOS Y AGUA
 RESIDUAL CRUDA.

REACTOR	Dureza Magnésica	Alcalinidad.	Sodio	S.A.A.N.	
R-20	120	30	135	4.0	
R-15	100	35	134	4.5	
R-10	90	40	135	3.8	
R-6	95	65	129	4.5	
R-3	90	75	126	6.8	
Ag. Cruda	110"	400"	126"	29.0"	
R-20	100	50	120	3.5	
R-15	110	60	130	4.0	
R-10	105	60	130	4.5	
R-6	95	60	130	6.5	
R-3	95	70	130	8.0	
Ag. Cruda	100"	400"	130"	25.0"	
R-20	120	45	125	3.5	
R-15	100	40	130	4.5	
R-10	110	50	130	4.0	
R-6	100	55	125	4.5	
R-3	90	70	130	6.5	
Ag. Cruda	110"	380"	130"	29.0"	

- Todos en mm.

- " = Análisis efectuados en el agua cruda.

APENDICE C

Tablas: 5.10, 5.11, 5.12, 5.13, 5.14; representan la profundidad de interfase y el tiempo, obtenidos de la prueba de Sedimentabilidad, para diferentes concentraciones de SST en el contenido del Reactor.

Gráficas: 5.16, 5.18, 5.19, 5.21, 5.22, 5.24, 5.25, 5.27, 5.28 y- 5.30; representan la variación de la profundidad de interfase contra el tiempo, para diferentes concentraciones en los Reactores. Además se indican la Velocidad de Sedimentación por Zonas (VSZ) y el Índice Volumétrico de Lodos (IVL).

TABLA 5.10 PRUEBA DE SEDIMENTABILIDAD
 REACTOR R 20
 TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 20 DIAS

SST= 1700		SST= 2325		SST= 2950		SST= 3575		SST= 4200	
h (cms)	t (min)	h (cms)	t (min)	h (cms)	t (min)	h (cms)	t (min)	h (cms)	t (min)
36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00
32.3	0.50	32.4	0.50	32.4	0.50	34.2	0.50	33.1	0.50
28.8	1.00	27.0	1.00	25.9	1.00	27.0	1.00	28.8	1.00
25.2	1.30	21.6	1.50	20.5	1.50	21.6	1.50	23.4	1.50
23.4	1.50	14.4	2.00	14.4	2.00	16.2	2.00	18.0	2.00
18.0	1.75	7.20	2.50	7.56	2.50	9.40	2.50	12.6	2.50
16.2	2.00	5.40	3.00	6.48	3.20	8.3	3.00	10.8	3.00
10.8	2.30	4.68	3.90	5.76	4.15	7.60	3.50	9.70	3.60
7.20	2.60	4.32	4.70	5.04	5.50	6.80	4.30	9.00	4.20
4.68	3.00	3.96	5.90	4.68	6.75	6.40	5.00	8.60	4.50
4.32	3.50	3.60	7.25	4.14	10.0	6.10	5.70	8.30	5.00
3.96	4.20	3.38	10.0	3.70	15.0	5.80	6.50	7.90	5.50
3.60	5.50	3.24	12.3	3.60	17.0	5.40	7.70	7.60	6.00
3.24	7.80	3.06	16.0	3.53	20.0	4.90	10.0	7.20	6.90
2.88	12.0	2.95	25.0	3.49	25.0	4.40	15.0	6.80	7.90
2.59	25.0	2.92	30.0	3.42	30.0	4.20	20.0	6.20	10.0
2.52	30.0			3.38	35.0	4.00	26.7	5.80	12.0
2.52	35.0					3.90	30.0	4.8	30.0
						3.90	35.0	4.7	35.0
IVL	41.2		34.8		32.2		30.5		31.4

SST = (mg/lit.) IVL = (ml/gr de SST.); $n = t = 30$ min.
 t = tiempo (minutos) h = altura (centimetros)

Note: 100 ml = 3.6 gms.

TABLA 5, 11 PRUEBA DE SEDIMENTABILIDAD
REACTOR R-19.

TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 15 DIAS.

SST= 1800		SST= 2425		SST= 3050		SST= 3675		SST= 4300	
h (cms)	t (min)	h (cms)	t (min)	h (cms)	t (min)	h (cms)	t (min)	h (cms)	t (min)
36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00
34.2	0.67	34.2	0.50	31.3	1.00	30.6	1.00	34.2	1.00
32.4	1.00	30.6	1.00	27.0	1.50	27.0	1.50	28.8	1.50
22.7	2.00	25.2	1.50	21.6	2.00	21.6	2.00	24.5	2.00
19.8	2.25	19.8	2.00	16.2	2.50	17.3	2.50	18.0	3.00
16.2	2.50	13.7	2.50	11.9	3.00	13.3	3.00	14.4	4.20
9.00	3.00	9.40	3.00	9.40	4.25	12.2	3.50	13.7	4.60
7.20	4.00	8.30	3.75	8.50	5.00	11.5	4.00	12.6	5.50
6.50	4.90	7.60	4.50	8.30	6.00	10.8	4.50	12.2	6.00
5.80	6.50	6.80	5.75	7.50	7.00	10.1	5.25	11.5	7.10
5.40	7.75	6.10	7.75	7.20	7.75	9.70	5.75	10.8	8.50
5.00	8.90	5.80	9.00	6.80	9.00	9.00	7.00	10.4	9.00
4.70	11.5	5.40	11.0	6.10	12.1	8.60	7.80	10.1	10.0
4.30	15.0	4.90	16.5	5.80	14.8	7.90	10.0	9.40	12.0
4.00	20.0	4.50	20.0	5.40	18.7	6.70	15.0	8.80	15.0
3.80	25.0	4.30	25.0	5.20	21.0	6.30	20.0	8.20	20.0
3.70	30.0	4.10	30.0	5.00	25.0	5.90	25.0	7.60	25.0
3.60	35.0	4.10	35.0	4.70	30.0	5.70	30.0	7.20	30.0
				4.70	35.0	5.50	35.0	6.80	35.0
IVL	56.7		47.4		43.0		42.7		46.5

SST = (mg/lt.) ----- IVL = (ml/gr de SST.)

t = tiempo (minutos); --- h = altura (centimetros).

Nota: 100 ml = 3.60 cms.

TABLA 5.12. PRUEBA DE SEDIMENTABILIDAD
 REACTOR R-10
 TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 10 DIAS.

SST= 2100		SST= 2675		SST= 3250		SST=4400		SST= 3825	
h cms	t min	h cms	t min	h cms	t min	h cms	t min	h cms	t min
36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00
34.9	0.50	34.2	0.50	34.2	0.50	34.2	0.67	34.2	0.67
30.2	1.00	30.6	1.00	30.6	1.00	32.4	1.00	31.7	1.00
25.2	1.50	25.9	1.50	27.0	1.50	28.8	1.50	27.0	1.60
20.7	2.00	21.6	2.00	21.6	2.00	21.6	2.50	23.4	2.00
16.2	2.50	16.2	2.50	16.2	2.50	18.0	3.00	19.8	2.50
9.00	3.00	10.1	3.00	12.1	3.00	16.2	3.30	14.4	3.00
6.10	4.00	8.30	3.50	9.00	4.00	13.3	4.00	12.6	3.50
5.80	4.50	7.20	4.30	8.10	5.00	12.6	4.75	10.8	4.30
5.40	5.17	6.80	5.00	7.20	6.60	11.2	6.00	10.1	5.00
5.00	6.17	6.10	6.00	6.80	7.40	10.4	7.00	9.00	6.50
4.70	7.50	5.80	7.00	6.50	8.50	10.1	7.75	8.30	7.75
4.30	9.17	5.40	8.30	6.10	9.75	9.00	10.0	7.50	10.0
4.00	11.7	5.00	10.0	5.20	15.0	8.30	12.7	6.40	15.0
3.60	16.0	4.70	12.0	4.70	20.0	7.80	15.0	5.80	20.0
3.20	25.0	4.30	15.0	4.40	25.0	7.20	19.0	5.40	25.0
3.10	30.0	3.80	25.0	4.30	30.0	6.50	26.0	5.20	30.0
3.10	35.0	3.60	30.0	4.20	35.0	6.20	30.0	5.00	35.0
		3.60	35.0			6.10	35.0	5.00	40.0
IVL	41.4		37.4		36.6		39.3		37.6

SST = mg/lt. IVL = ml/gr. de SSV. t = Tiempo, minutos.
 h = altura, centimetros.
 Nota: 100 ml = 3.60 cms.

TABLA 5.13

PRUEBA DE SEDIMENTABILIDAD

REACTOR R-6

TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 6 DIAS.

SST= 2250		SST= 2780		SST= 3325		SST= 3860		SST= 4400	
h cms	t min	h cms	t min	h cms	t min	h cms	t min	h cms	t min
36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00
31.3	1.00	30.2	1.00	34.2	0.50	34.2	0.50	34.2	0.50
23.4	1.50	25.2	1.50	30.2	1.00	28.8	1.00	30.6	1.00
18.0	2.00	18.0	2.00	25.2	1.50	23.4	1.50	27.0	1.50
9.00	2.50	10.8	2.50	19.1	2.00	19.1	2.00	21.6	2.00
6.12	3.00	7.60	3.00	12.6	2.50	14.4	2.50	18.0	2.50
5.60	3.50	6.80	3.50	8.60	3.00	11.0	3.00	14.4	3.00
5.00	4.50	6.40	4.00	7.20	4.00	10.1	3.50	12.6	3.50
4.70	5.70	5.80	5.00	6.70	5.00	9.40	4.00	11.5	4.25
4.30	7.50	5.20	6.75	6.10	6.00	9.00	4.50	10.8	5.00
4.10	8.50	5.00	7.75	5.80	7.00	8.30	5.50	10.1	5.75
3.96	10.5	4.90	8.75	5.40	8.75	7.60	7.00	9.00	7.75
3.80	12.2	4.70	10.5	5.00	11.0	7.20	8.00	8.30	9.75
3.60	17.0	4.30	15.0	4.70	15.0	6.80	9.00	7.60	12.2
3.40	20.0	4.20	17.0	4.40	25.0	6.30	12.0	7.10	16.0
3.30	24.0	4.10	20.0	4.40	30.0	6.10	13.5	6.50	23.0
3.20	28.0	4.07	22.0			5.80	17.3	6.40	25.0
3.20	30.0	4.00	26.0			5.40	26.0	6.30	30.0
3.20	35.0	4.00	30.0			5.30	30.0	6.30	35.0
IVL	40.0		40.3		36.7		38.3		39.8

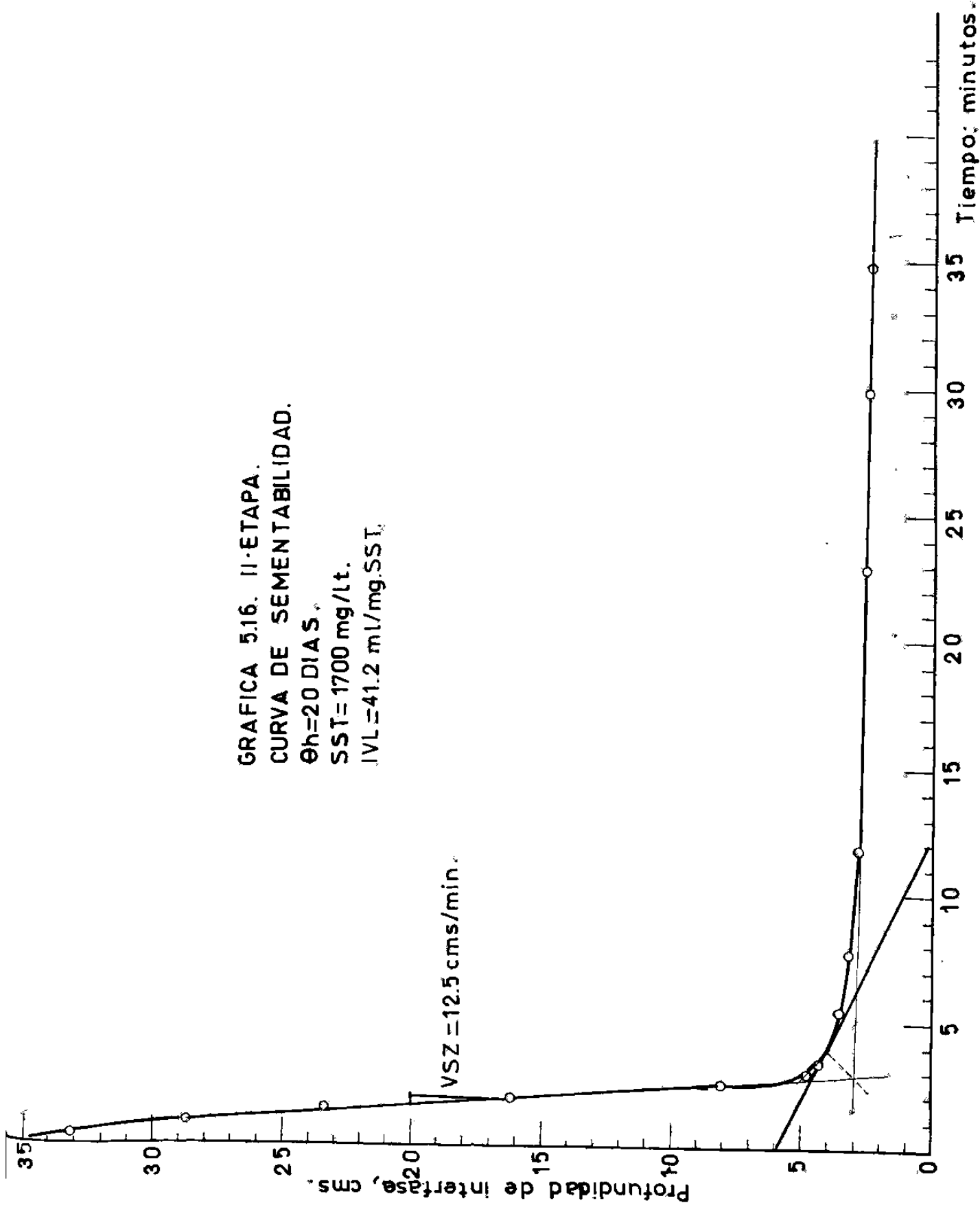
TABLA 5.14

PRUEBA DE SEDIMENTABILIDAD

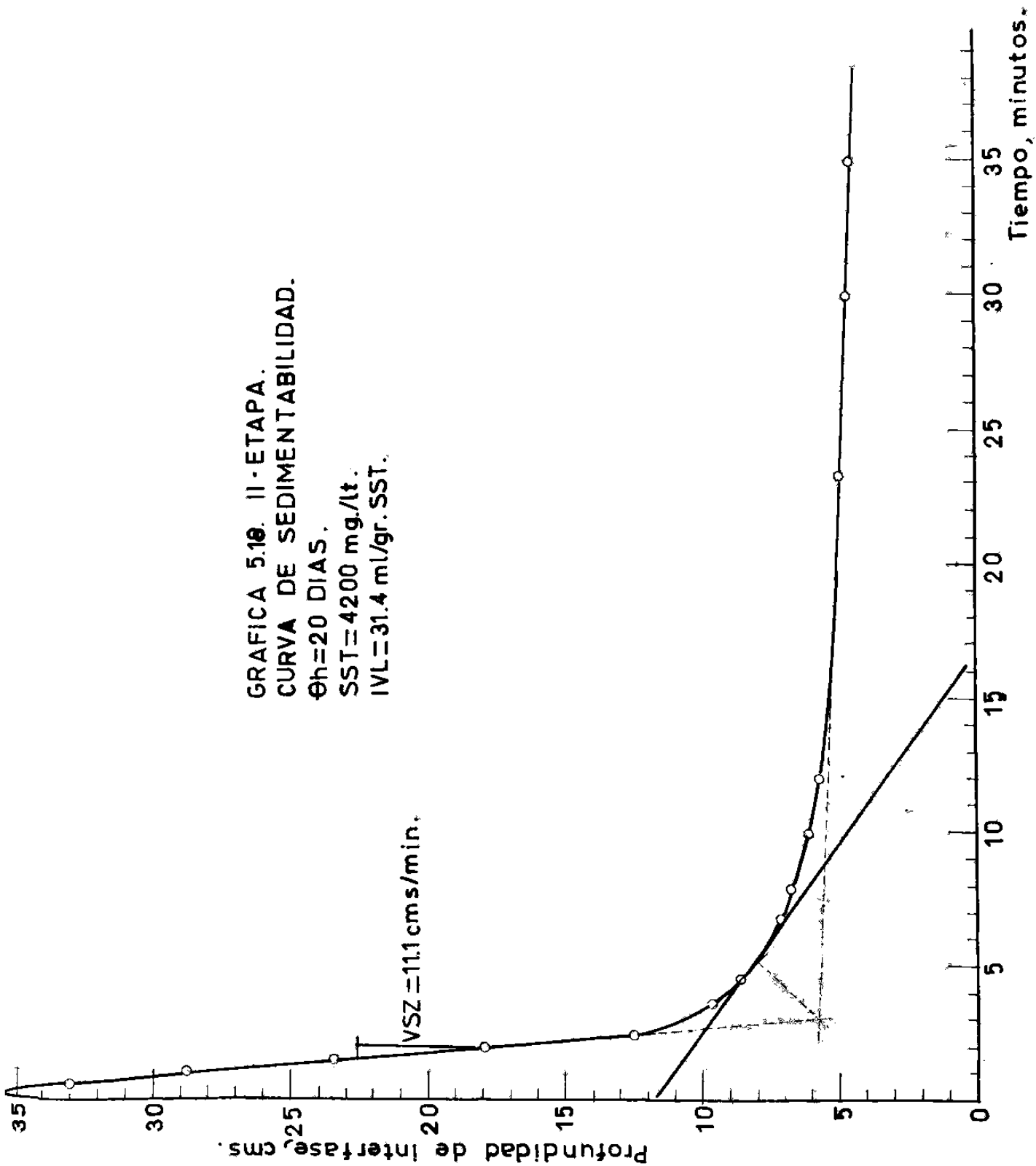
REACTOR R-3.

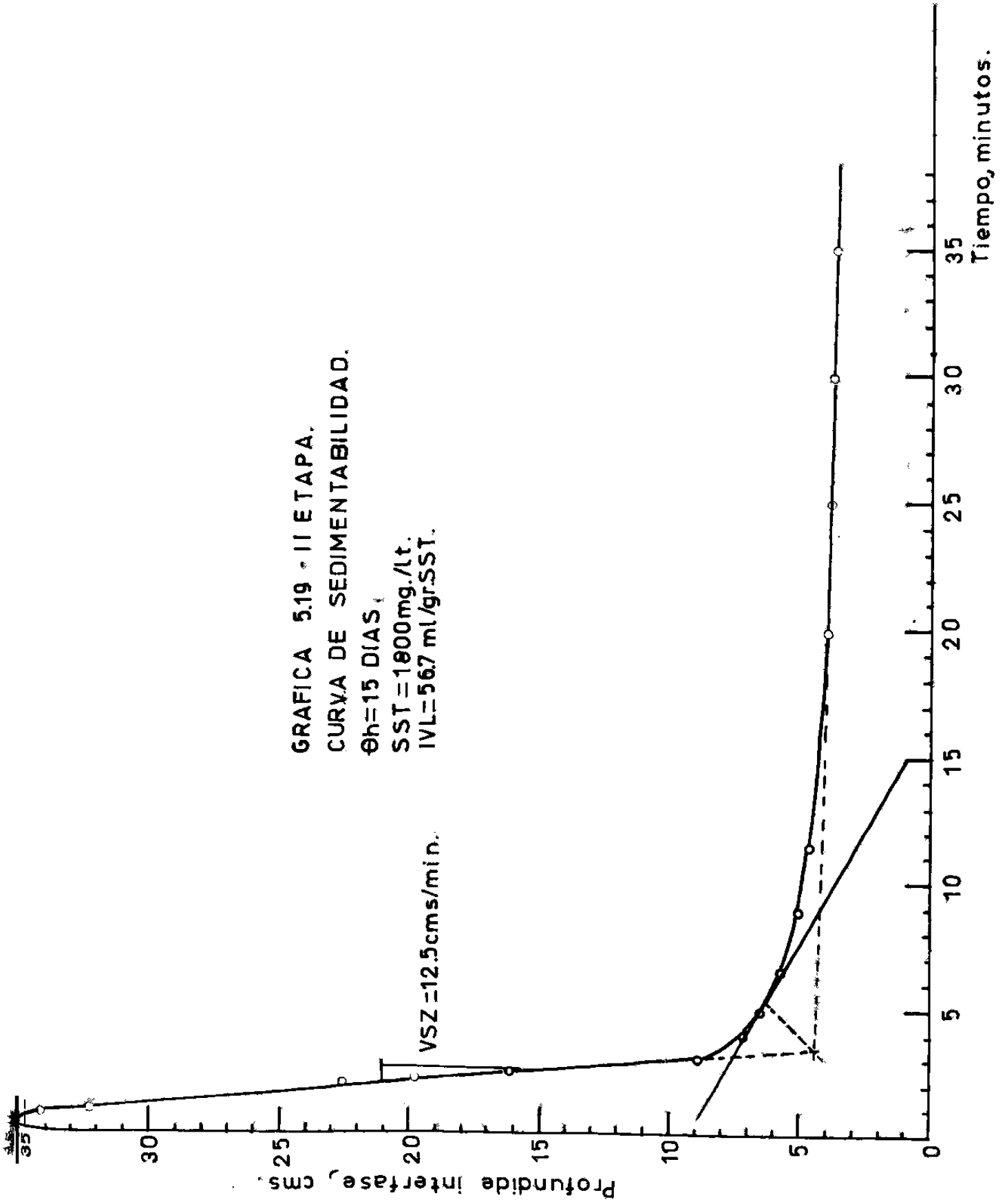
TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO = 3 DIAS.

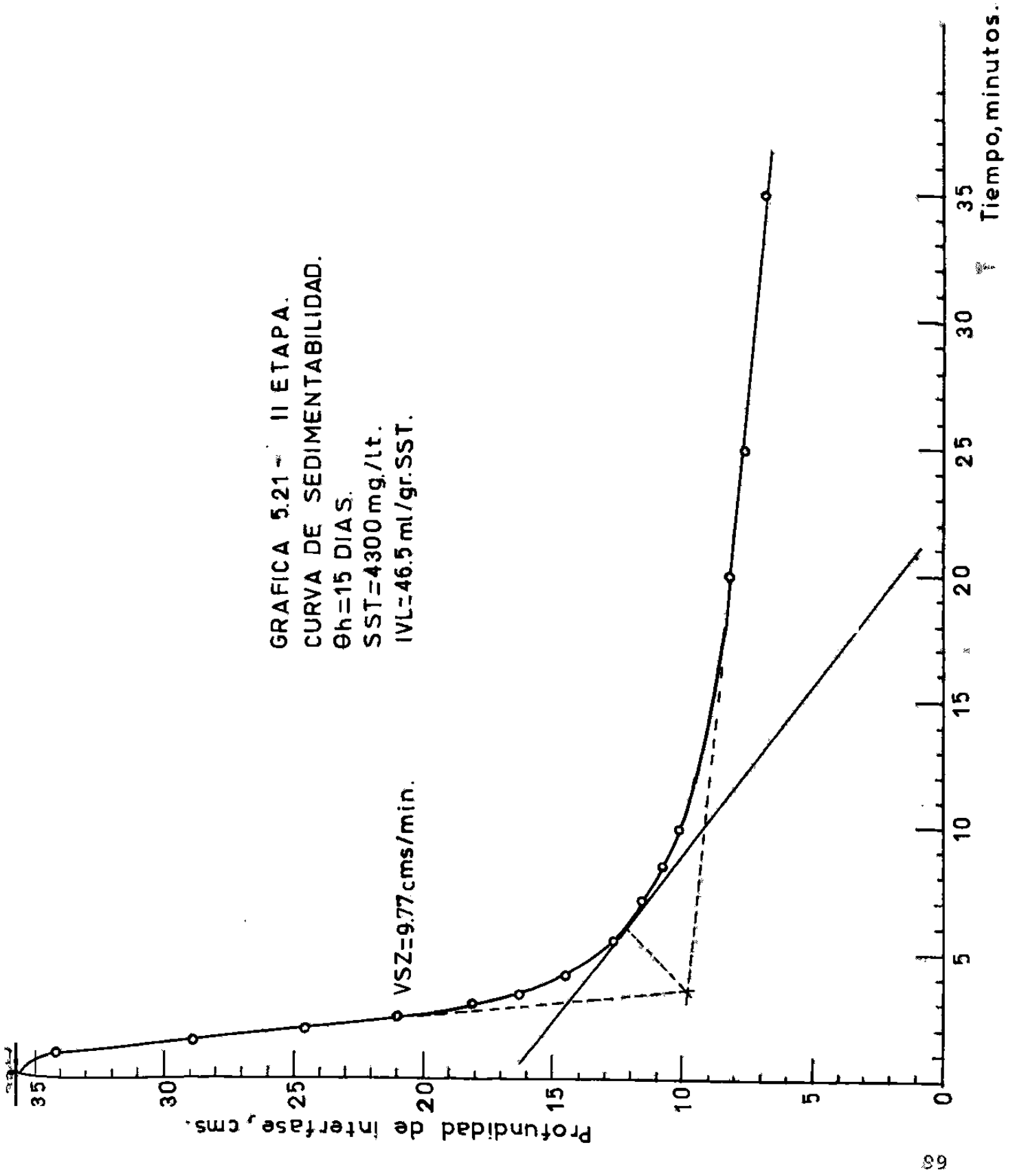
SST= 3400		SST= 3800		SST= 4200					
h cms.	t min.	h cms.	t min.	h cms.	t min.				
36.0	0.00	36.0	0.00	36.0	0.00				
35.3	1.00	35.3	0.30	35.3	0.30				
27.0	2.00	28.8	1.00	32.4	1.00				
19.8	3.00	21.6	2.00	25.2	2.00				
6.50	5.00	12.6	3.00	18.0	3.00				
4.00	10.0	9.54	4.00	12.6	4.00				
3.40	15.0	8.50	5.00	11.2	5.00				
3.20	20.0	7.74	6.00	10.0	6.00				
3.20	30.0	7.40	7.00	9.00	8.00				
3.20	35.0	6.30	10.0	8.28	10.0				
		5.76	13.0	8.00	13.0				
		5.50	15.0	7.20	15.0				
		5.00	20.0	6.60	20.0				
		4.70	30.0	6.20	25.0				
		4.50	36.0	6.00	30.0				
		4.50	40.0	5.70	40.0				
IVL	26.5		34.2		39.8				

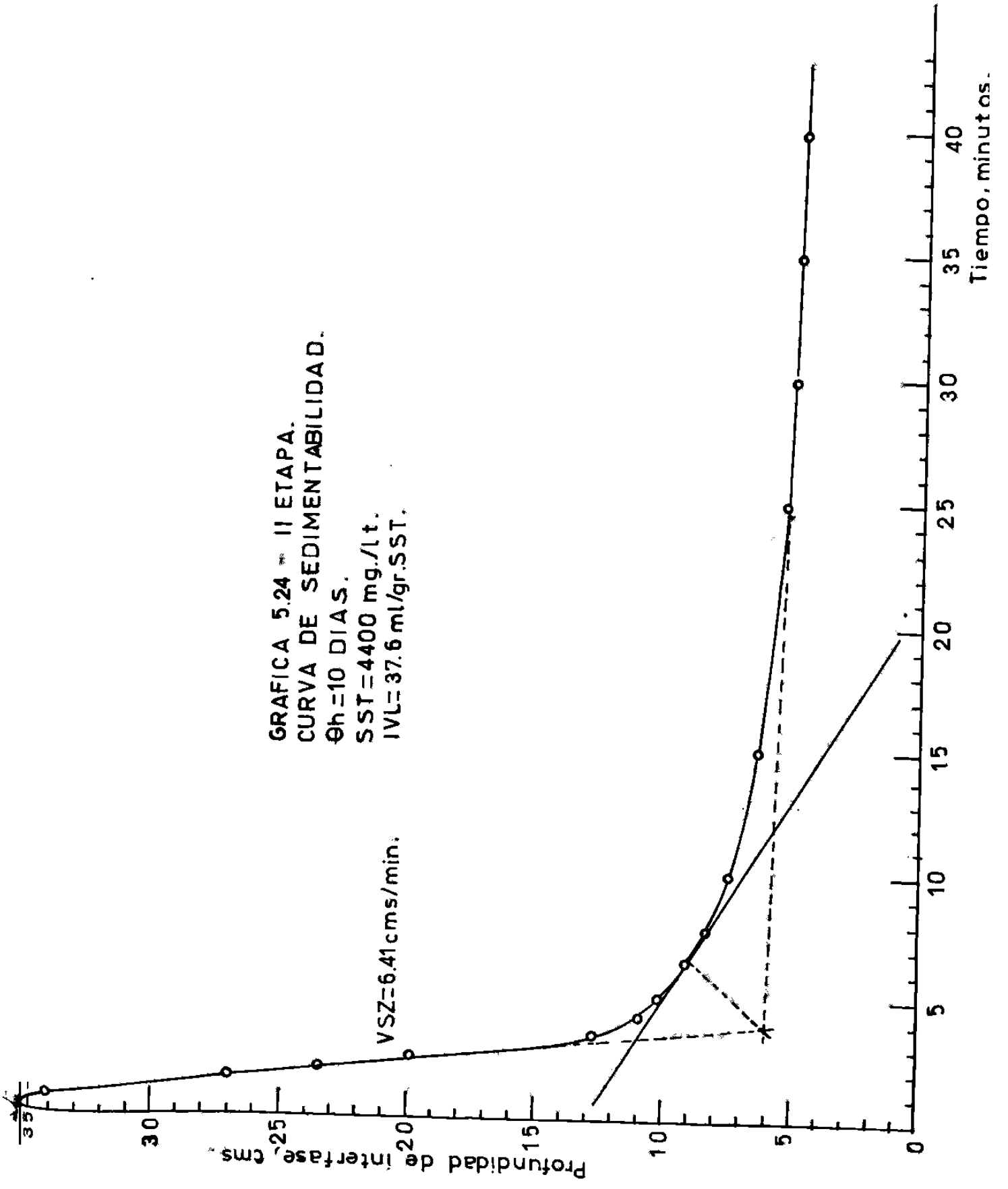


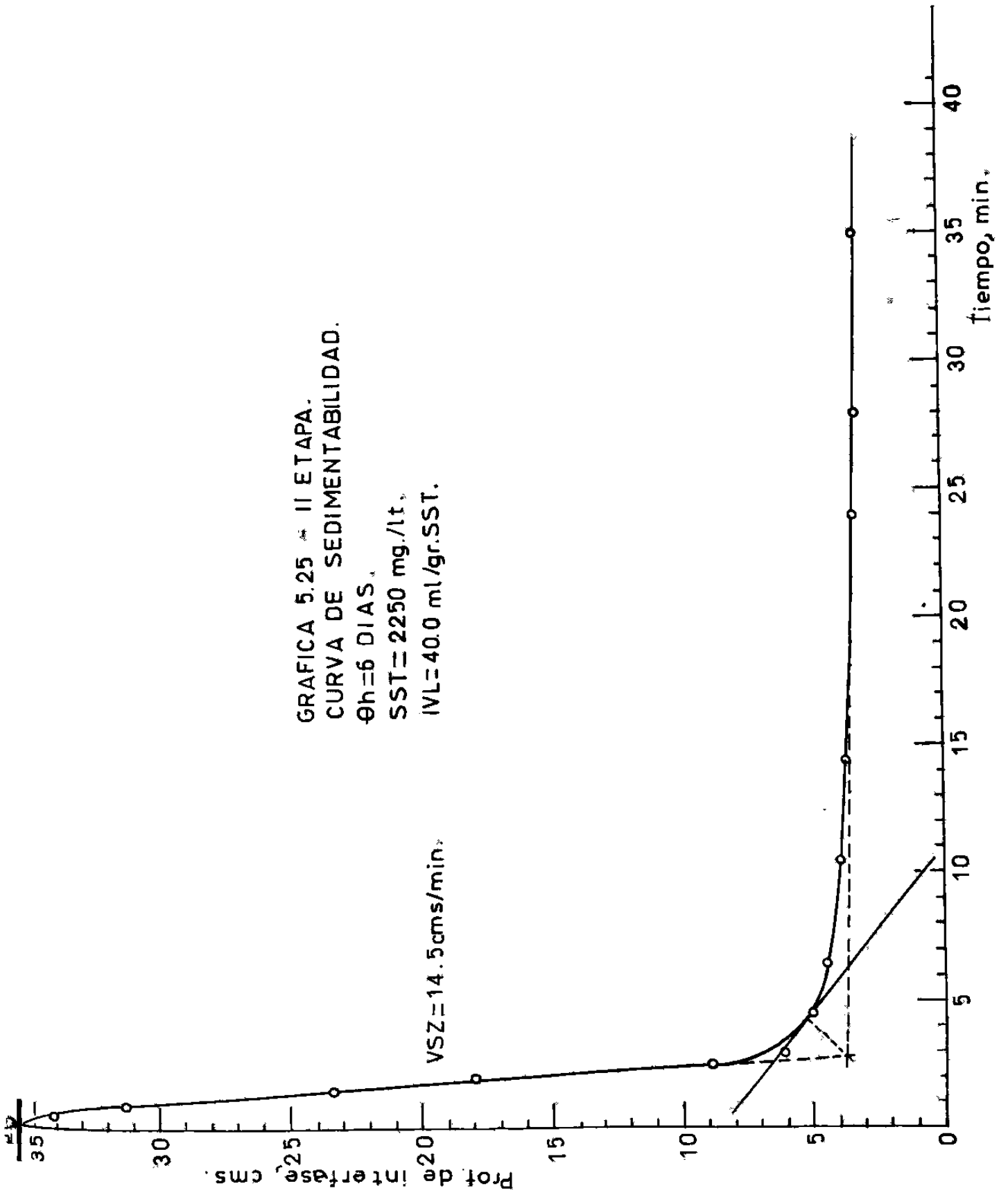
GRAFICA 5.16. II-ETAPA.
 CURVA DE SEMENTABILIDAD.
 $\theta_h = 20$ DIAS.
 SST = 1700 mg/lit.
 JVL = 41.2 ml/mg.SST.

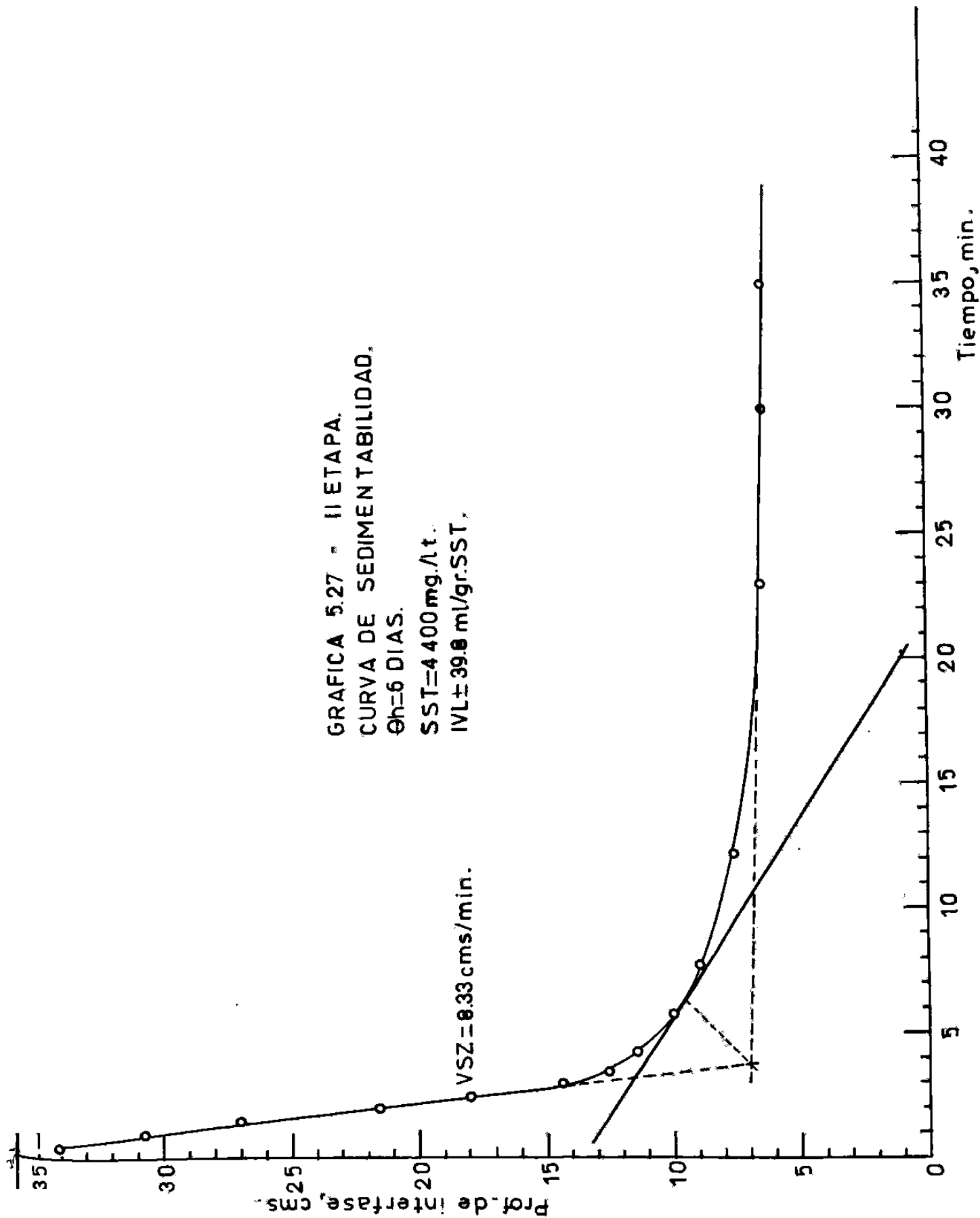


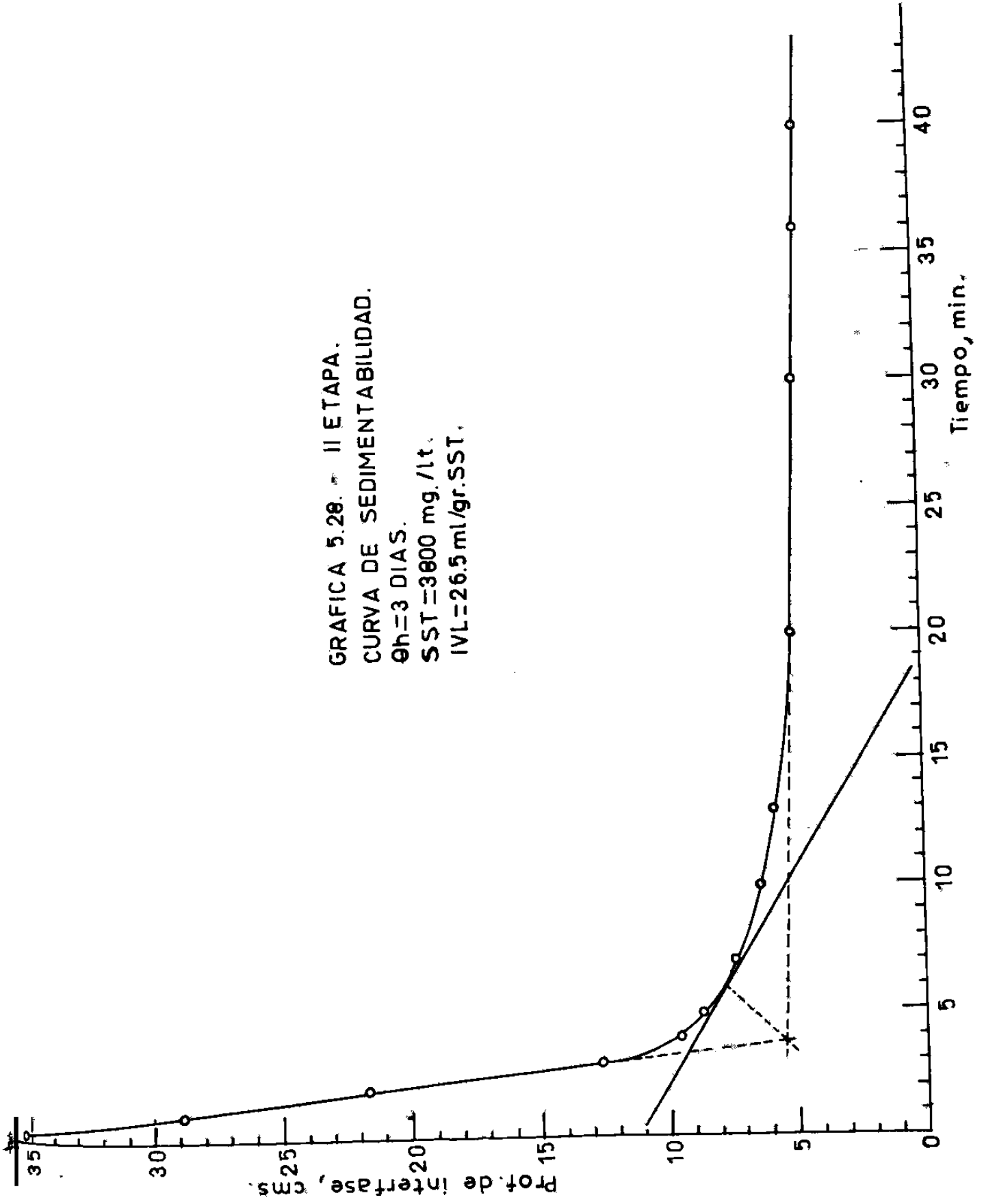






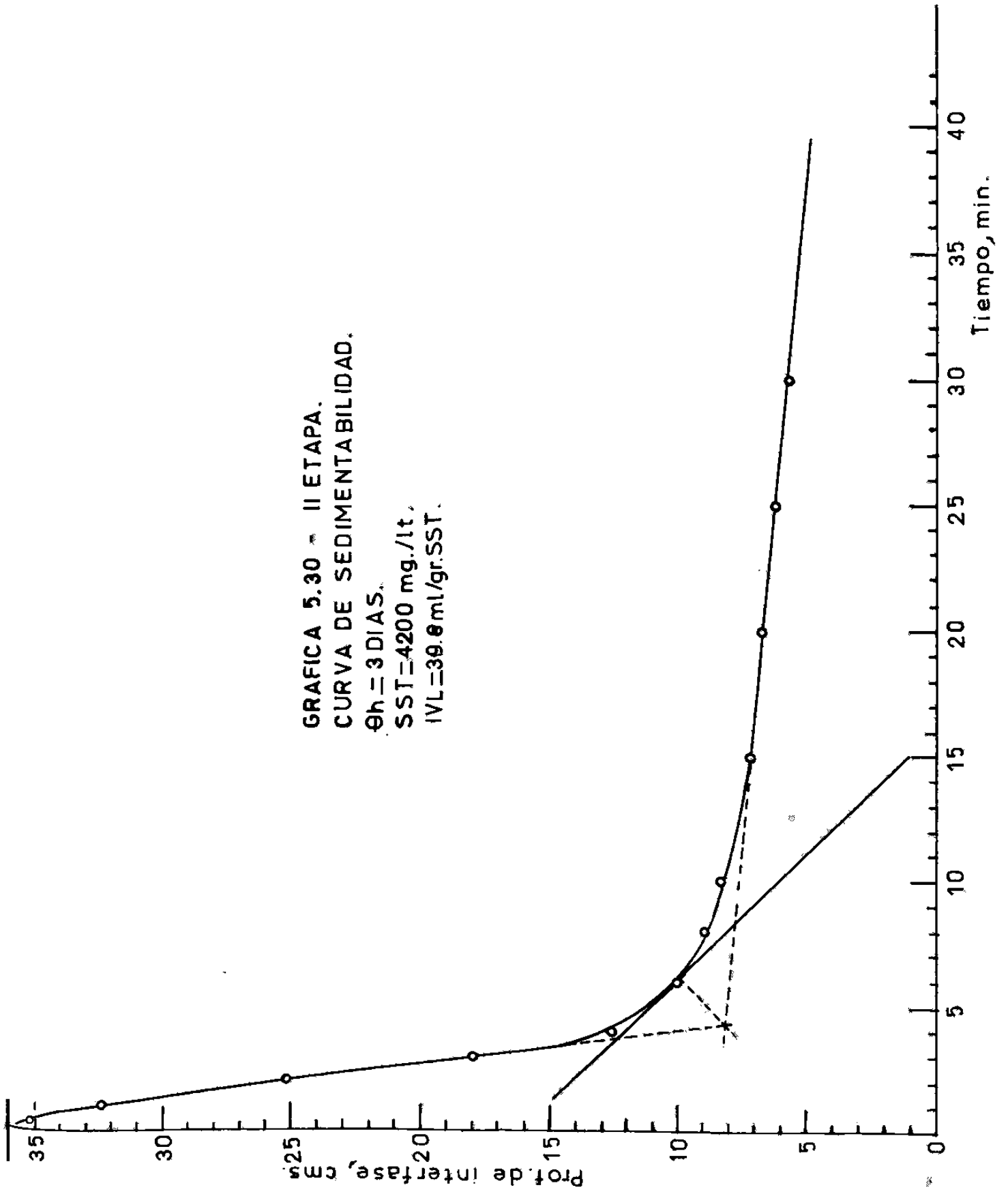






GRAFICA 5.28. II ETAPA.
 CURVA DE SEDIMENTABILIDAD.
 $\theta_h = 3$ DIAS.
 $SST = 3000$ mg./lt.
 $IVL = 26.5$ ml/gr.SST.

GRAFICA 5.30 - II ETAPA.
 CURVA DE SEDIMENTABILIDAD.
 $\theta_h = 3$ DIAS.
 SST=4200 mg./lt.
 IVL=39.6 ml/gr.SST.



APENDICE D

Tabla: 6.1; muestra los datos requeridos para el cálculo de los - coeficientes a' y b' , necesarios para determinar las necesidades totales de oxígeno.

Tabla: 6.2, 6.3; desarrollan el cálculo para determinar los coefi- cientes cinéticos (K , K_s , , K_d), tomando la DBO_5 y la DQO del filtra- do como sustrato respectivamente.

Tabla: 6.3 A; Indica el desarrollo para determinar la relación en- tre la DBO_5 y los SST biológicos, en el sobrenadante.

Tabla: 6.4; es el desarrollo para calcular el tiempo último (T_u),- para una determinada concentración última (C_u) en el fondo del Tanque Sedimentador. Se realizó para cuatro diferentes C_u : 10000, 12000, -- 14000 y 16000 mg . SST/ lt.; y para cinco concentraciones iniciales(C_0), variando en cada reactor entre 1800 y 4400 mg . SST/ lt.

TABLA 6.1 - DATOS PARA EL CALCULO DE LOS COEFICIENTES a' y b' , NECESARIOS PARA DETERMINAR LOS REQUERIMIENTOS TOTALES DE OXIGENO.

REACTOR	S_0 mg/lt.	S mg/lt.	θ_h d.	X_r mg/lt.	$\frac{S_0 - S}{\theta_h \cdot X_r}$	$\frac{\text{mg. O}_2}{\text{mg. SSV-d.}}$
R-20	705	30	20	280	0.12	0.168
R-15	705	35	15	350	0.128	0.188
R-10	705	40	10	380	0.175	0.346
R-6	705	55	6	350	0.31	0.370
R-3	705	75	3	320	0.656	0.630
R-20	714	32	20	270	0.126	0.168
R-15	714	28	15	370	0.124	0.188
R-10	714	45	10	400	0.167	0.346
R-6	714	64	6	330	0.328	0.370
R-3	714	83	3	330	0.637	0.630
R-20	705	29	20	280	0.121	0.168
R-15	705	33	15	370	0.121	0.188
R-10	705	32	10	410	0.164	0.346
R-6	705	45	6	345	0.319	0.370
R-3	705	65	3	320	0.667	0.630

TABLA 6.2 DATOS PARA LA DETERMINACION DE COEFICIENTES
 GINETICOS, TOMANDO LA DBO₅ DEL FILTRADO CO-
 MO SUBSTRATO.

REACTOR	S mg/lt.	S ₀ mg/lt.	$\theta = \theta_c$ días	X (SSV) mg/lt.	
R-20	12	460	20	280	
R-15	12	460	15	350	
R-10	12	460	10	380	
R-6	18	460	6	350	
	-	-	-	-	
R-20	10	466	20	270	
R-15	11	466	15	370	
R-10	11	466	10	400	
R-6	16	466	6	330	
	-	-	-	-	
R-20	11	450	20	280	
R-15	12	450	15	370	
R-10	12	450	10	410	
R-6	18	450	6	345	

CONTINUACION TABLA 5.2

DATOS PARA LA DETERMINACION DE COEFICIENTES CINETICOS,
TOMANDO LA DBO_5 DEL FILTRADO COMO SUBSTRATO.

$S_0 - S$ mg/lt.	$1/S$ mg/lt ⁻¹	$1/\theta$ días ⁻¹	$X\theta$ mg/lt/d.	$\frac{X\theta}{S_0 - S}$	$\frac{S_0 - S}{X\theta}$
448	0.0833	0.050	5600	12.50	0.080
448	0.0833	0.0667	5250	11.72	0.085
448	0.0833	0.100	3800	8.482	0.1179
442	0.0556	0.1667	2100	4.751	0.210
-	-	-	-	-	-
456	0.100	0.050	5400	11.842	0.0844
455	0.091	0.0667	5550	12.198	0.0820
455	0.091	0.100	4000	8.791	0.1138
450	0.0625	0.1667	1980	4.40	0.2273
-	-	-	-	-	-
439	0.0909	0.050	5600	12.756	0.0784
438	0.0833	0.0667	5550	12.671	0.0789
438	0.0833	0.100	4100	9.361	0.1068
432	0.0556	0.1667	2070	4.792	0.209

TABLA 6.3 DATOS PARA LA DETERMINACION DE COEFICIENTES CINETICOS, TOMANDO LA DCO DEL FILTRADO COMO SUBSTRATO.

REACTOR	S_0 mg/lt.	S mg/lt.	$\theta_h = \theta_c$ días	$X(SSV)$ mg/lt.	
R-20	705	30	20	280	
R-15	705	35	15	350	
R-10	705	40	10	380	
R-6	705	55	6	350	
-	-	-	-	-	
R-20	714	32	20	270	
R-15	714	38	15	370	
R-10	714	45	10	400	
R-6	714	64	6	330	
-	-	-	-	-	
R-20	690	29	20	280	
R-15	690	33	15	370	
R-10	690	45	10	410	
R-6	690	65	6	345	

CONTINUACION TABLA 6.3

DATOS PARA LA DETERMINACION DE COEFICIENTES CINETICOS.
TOMANDO LA DQO DEL FILTRADO COMO SUBSTRATO

$S_0 - S$ mg/lt.	$1/S$ mg/lt ⁻¹	$1/\theta$ días ⁻¹	$X\theta$ mg/lt/d.	$\frac{X\theta}{S_0 - S}$	$\frac{S_0 - S}{X\theta}$
675	0.0333	0.050	5600	8.296	0.120
670	0.0286	0.0667	5250	7.836	0.128
665	0.0250	0.100	3800	5.714	0.175
660	0.0182	0.1666	2100	3.231	0.310
-	-	-	-	-	-
680	0.0313	0.050	5400	7.918	0.126
676	0.0263	0.0667	5550	8.210	0.122
669	0.0222	0.100	4000	5.979	0.167
650	0.0156	0.1667	1980	3.046	0.328
-	-	-	-	-	-
661	0.0345	0.050	5600	8.472	0.118
657	0.0303	0.0667	5550	8.447	0.118
658	0.0313	0.100	4100	6.231	0.160
645	0.0222	0.1667	2070	3.209	0.312

TABLA 6.3A DESARROLLO PARA DETERMINAR LA RELACION
 ENTRE LA DPO₅ Y LOS SST EN EL SOBRENADAN
TE.

REACTOR	SST (mg/lt) sobrenadan.	DBO ₅ (mg/lt) filtrado	DBO ₅ (mg/lt) sobrenadan.	DBO ₅ (mg/lt) mat. suspen.	gr DBO ₅ gr SST
R-20	10	11	12	1	0.10
R-15	9	12	16	4	0.44
R-10	8	12	20	8	1.00
R-6	11	17	29	12	1.10
R-3	21	24	48	24	1.14

NOTA: Sobrenadante; tomado después de 60 minutos de
 sedimentación.

TABLA 6.4 CALCULO DEL T_u PARA UNA DETERMINADA C_u EN EL FONDO DEL TANQUE SEDIMENTADOR.

$$H_u = C_e / C_u \cdot H_e.$$

Q_h , días	20	20	20	20	20
C_e , mg/lt.	1700	2325	2950	3575	4200
VSZ, cm/min.	12.50	12.50	12.50	12.50	11.10
$C_u = 10000$ mg.SST/lt.					
H_u , cms.	6.12	8.37	10.62	12.87	15.12
T_u , min.	-0.3	-1.20	-2.90	-4.90	-4.9
$C_u = 12000$ mg.SST/lt.					
H_u , cms.	5.10	6.98	8.85	10.73	12.60
T_u , min.	1.80	0.60	-1.10	-1.60	-1.30
$C_u = 14000$ mg.SST/lt.					
H_u , cms.	4.37	5.98	7.59	9.19	10.80
T_u , min.	3.20	2.10	0.90	0.70	1.30
$C_u = 16000$ mg.SST/lt.					
H_u , cms.	3.83	5.23	6.64	8.04	9.45
T_u , min.	4.40	3.20	2.40	2.50	3.20

T_u , se obtiene de las gráficas de sedimentabilidad correspondientes.

TABLA 6.4 CALCULO DEL T_u PARA UNA DETERMINADA C_u en el FONDO DEL TANQUE SEDIMENTADOR.

$$H_u = C_o / C_u \cdot H_o$$

Θ_h , días	15	15	15	15	15
C_o , mg/lt.	1800	2425	3050	3675	4300
VSZ, cm/min.	12.50	10.00	9.78	8.55	9.77
$C_u = 10000$ mg.SST/lt.					
H_u , cms.	6.48	8.73	10.92	13.23	15.48
T_u , min.	5.00	2.40	1.40	0.60	1.6
$C_u = 12000$ mg.SST/lt.					
H_u , cms.	5.40	7.28	9.15	11.03	12.90
T_u , min.	6.80	4.70	4.40	3.80	5.00
$C_u = 14000$ mg.SST/lt.					
H_u , cms.	4.63	6.24	7.84	9.45	11.06
T_u , min.	8.20	6.40	6.40	6.10	7.40
$C_u = 16000$ mg.SST/lt.					
H_u , cms.	4.05	5.46	6.86	8.27	9.68
T_u , min.	9.30	7.80	8.00	7.80	9.30

T_u , se obtiene de la gráfica de sedimentabilidad correspondiente.

TABLA 6.4 CALCULO DEL T_u PARA UNA DETERMINADA C_u EN EL FONDO DEL TANQUE SEDIMENTADOR.

$$H_u = C_o / C_u \cdot H_o \quad H_o = 36 \text{ cms.}$$

Q_h , días	10	10	10	10	10
C_o , mg/lt.	2100	2675	3250	3825	4400
VSZ, cm/min.	12.50	10.0	8.33	8.33	6.41
$C_u = 10000 \text{ mg.SST/lt.}$					
H_u , cms.	7.56	9.63	11.70	13.77	15.87
T_u , min.	1.40	-0.6	-3.00	-1.30	-2.1
$C_u = 12000 \text{ mg.SST/lt.}$					
H_u , cms.	6.30	8.03	9.75	11.48	13.20
T_u , min.	3.50	2.10	1.00	2.50	2.30
$C_u = 14000 \text{ mg.SST/lt.}$					
H_u , cms.	5.40	6.88	8.36	9.84	11.31
T_u , min.	5.00	4.20	3.90	5.10	5.50
$C_u = 16000 \text{ mg.SST/lt.}$					
H_u , cms.	4.73	6.02	7.31	8.61	9.90
T_u , min.	6.10	5.80	6.00	7.40	7.90

Nota: T_u , se obtiene de la gráfica de sedimentabilidad correspondiente.

TABLA 5.4 CALCULO DEL T_u PARA UNA DETERMINADA C_u EN EL FONDO DEL TANQUE SEDIMENTADOR.

$$H_u = C_o / C_u \cdot H_o$$

$$H_o = 36 \text{ cms.}$$

θ , días	6	6	6	6	6
C_o , mg/lt.	2250	2780	3325	3860	4400
VSZ, cm/min	14.5	12.5	11.00	10.0	8.33
$C_u = 10000 \text{ mg.SST/lt.}$					
H_u , cms.	8.10	10.01	11.97	13.90	15.84
T_u , min.	-1.6	-5.2	-5.0	-4.0	-3.6
$C_u = 12000 \text{ mg.SST/lt.}$					
H_u , cms.	6.75	8.34	9.98	11.58	13.20
T_u , min.	1.00	1.20	-1.20	0.0	0.60
$C_u = 14000 \text{ mg.SST/lt.}$					
H_u , cms.	5.79	7.15	8.55	9.93	11.31
T_u , min.	3.0	3.0	1.50	2.80	3.60
$C_u = 16000 \text{ mg.SST/lt.}$					
H_u , cms.	5.06	6.26	7.48	8.69	9.90
T_u , min.	4.60	4.300	3.40	5.00	5.80

NOTA:

El valor, T_u se obtiene de la gráfica de sedimenta**u** bilidad correspondiente.

