

500847

OBTENCION DE LAS CONSTANTES CINETICAS PARA
UN PROCESO DE LODOS ACTIVADOS, DE UN AGUA
RESIDUAL COMBINADA

JOSE LUIS TORRESCANO ESPAÑA

T R A B A J O

Presentado a la División de Estudios de
Posgrado de la
FACULTAD DE INGENIERIA
de la
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
como requisito para obtener
el grado de
MAESTRO EN INGENIERIA
(AMBIENTAL)

CIUDAD UNIVERSITARIA, D.F. JULIO DE 1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

APROBADO POR EL JURADO:

Presidente M EN I. FRANCISCO MONTEJANO URANGA

Vocal DR. PEDRO MARTINEZ PEREDA

Secretario M EN I. GEORGINA FERNANDEZ VILLAGOMEZ

Suplente M EN I. EDGAR SIGLER ANDRADE

Suplente M EN C. EDMUNDO IZURIETA RUIZ

OBTENCION DE LAS CONSTANTES CINETICAS PARA
UN PROCESO DE LODOS ACTIVADOS, DE UN AGUA
RESIDUAL COMBINADA

R E S U M E N.

Debido a que aproximadamente el 75% del agua residual, en estudio, es de origen industrial se hace una caracterización y se comprueba que no contiene concentraciones de metales pesados que puedan inhibir el proceso biológico.

El estudio de tratabilidad y obtención de las constantes cinéticas se realiza al efluente del sedimentador primario de una planta de tratamiento que cuenta con un proceso biológico de lodos activados, para tal efecto se montan 4 reactores, a escala laboratorio, tipo celda Eckenfelder y se mantienen las condiciones adecuadas de alimentación de sustrato, de aire y manejo de lodos; para obtener diferentes tiempos de retención y concentraciones de sólidos en cada uno de los reactores. A partir de los resultados obtenidos se calculan las constantes cinéticas particulares del agua en estudio y se determina el volumen del reactor a partir de estas, sin encontrar una marcada diferencia entre los dos modelos utilizados.

Con los estudios realizados al licor mezclado de los reactores se calcula la carga superficial y la tasa de carga de sólidos y volumen de la unidad de sedimentación secundaria para ciertas condiciones de diseño.

I N D I C E

	Pag.
1.- INTRODUCCION.	1
2.- OBJETIVOS.	2
3.- CARACTERISTICAS DEL AGUA RESIDUAL COMBINADA	3
4.- REVISION AL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.	14
4.1.- Generalidades.	14
4.2.- Proceso de Lodos Activados.	16
4.3.- Consideraciones Biocinéticas.	18
4.4.- Análisis del Sistema y Derivación de las- Ecuaciones para Ajuste del Modelo.	23
5.- TRABAJO EXPERIMENTAL.	29
5.1.- Estudio Batch, para selección de cinética.	29
5.2.- Descripción del experimento, flujo continuo- completamente mezclado.	37
5.3.- Obtención de las Constantes Cinéticas.	41
5.3.1.-Modelo I Base DBO_5 .	41
5.3.2.-Modelo II Base DBO_5 .	42
5.3.3.-Análisis de variancia para las ecuaciones- de regresión obtenidas.	55
6.- VOLUMENES DE UNIDADES Y REQUERIMIENTOS DE OXIGENO- A PARTIR DE RESULTADOS OBTENIDOS.	59
7.- REQUERIMIENTOS DE NEUTRALIZACION, NITROGENO Y FOS- FORO.	76
8.- CONCLUSIONES.	78
REFERENCIAS.	80

1.- INTRODUCCION:

El grado alarmante de contaminación en los cuerpos receptores - que reciben el agua residual de industrias y zonas habitacionales y la creciente necesidad de reusar el agua son dos problemas, bien identificados, que, de alguna manera deben afrontar - los polos de desarrollo industrial y urbano.

Una de las alternativas para atacar lo referente a la contaminación del agua, se encuentra en la creación de sistemas integrales de colección, conducción y tratamiento de residuos líquidos generados en ciertas zonas bien delimitadas.

Sin embargo por tratarse de una agua combinada, generalmente -- efluente de industrias de diversos giros así como de zonas habitacionales, es necesario poner énfasis a los estudios tendientes a la caracterización del agua una vez combinada, y que en - lo posible sean representativos.

Uno de los estudios que no debe omitirse es el de la tratabilidad de los residuos, ya que generalmente este tipo de investigación sirve de base para el diseño de las unidades y equipo -- utilizados en el proceso de tratamiento.

El presente trabajo pone de manifiesto la importancia de determinar en base a estudios a nivel laboratorio las constantes cinéticas para el proceso de lodos activados, de un agua residual en particular, y en base a los resultados obtenidos determinar las dimensiones de unidades y requerimientos de equipo de aeración.

2.- O B J E T I V O S:

El objeto principal es obtener, mediante trabajo experimental a escala laboratorio, las Constantes Cinéticas para un proceso de lodos activados, del agua efluente del sedimentador primario, para una planta de tratamiento que recibe agua residual Combinada de origen industrial y doméstico.

Como objetivos secundarios se tienen:

Caracterizar el agua residual que recibe la planta de tratamiento y comprobar que puede ser tratada biológicamente.

Presentar un plano general de la teoría y ecuaciones que describen el proceso de Lodos Activados.

Con base a los resultados obtenidos del trabajo experimental se presenta un ejemplo de aplicación, al agua residual en estudio, para estimar el volumen del reactor, generación de lodos y el equipo necesario para satisfacer los requerimientos de oxígeno.

Ya que los requerimientos de la sedimentación secundaria, se guía del proceso de lodos activados, se determina con base a las características de los sólidos a manejar; se realizan pruebas de sedimentación, a escala laboratorio, para obtener los principales parámetros de diseño de esta unidad.

Realizando una regresión ln DBO contra ln DQO se obtiene:

$$\ln \text{DBO}_5 = (0.6756) \ln \text{DQO} + 1.758 - - - 3.2$$

$$O \text{ DBO}_5 = (\text{DQO}^{0.6756}) (5.96) - - - - - 3.3$$

con $r = 0.60$; que confirma lo recomendado en la ref. citada

Una característica importante del agua afluente son las bajas --
concentraciones de metales pesados, que a ciertas concentracion-
nes son inhibitorias para el proceso biológico. La tabla 3.4 --
presenta una comparación de las concetraciones encontradas en el
afluente de la planta y los máximos permisibles para un proceso
biológico ref. (4).

T A B L A 3.1

RELACION DE USUARIOS (INDUSTRIAS CONECTADAS AL SISTEMA DE TRATAMIENTO) CON SUS PRINCIPALES CARACTERISTICAS. (a)

U S U A R I O.	G I R O	VOL. m ³ /año	DQO. Kg/año. (mg/l)	SST Kg/año. (mg/l)	GyA Kg/año. mg/l)
1.- TRAVENOL, S.A. de C.V.	Elaboración y acondicionamiento de productos farmacéuticos y biológicos.	120,170	12,959 (108)	4,648 (39)	7,933 (66)
2.- ALUPLAST, S.A. de C.V.	Fabricación de productos de plástico para la Ind. farmacéutica.	9,666	3,441 (356)	667 (69)	1,005 (104)
3.- AVIOS PARA TELARES, S.A.	Fabricación de refacciones para la Ind. textil.	5,044	2,048 (409)	741 (148)	560 (112)
4.- BANCO NAL. DE MEXICO, S.N.C.	Sucursal bancaria.	918	77 (84)	54 (58)	17 (19)
5.- CABLES AUTOMOTRICES, S.A. de C.V.	Fabricación de cables para frenos, velocímetros, etc.	16,478	5,405 (328)	1,681 (102)	1,682 (102)
6.- CEMENTOS PORTLAND MOC-TEZUMA, S.A. de C.V.	Fabricación de cemento Portland.	11,669	3,384 (290)	1,651 (141)	1,209 (104)
7.- PORCELANA DE CUERNAVACA, S.A. de C.V.	Elaboración de artículos de cerámica.	7,977	1,243 (156)	1,127 (141)	405 (51)
8.- CERILLERA MORELENSE, S.A.	Fábrica de cerillos.	3,641	3,291 (904)	1,584 (435)	601 (165)
9.- CHRISTIANSON, S.A. de C.V.	Fabricación de productos químicos y petroquímicos.	41,630	1'062,442 (25,521)	5,134 (123)	9,101 (219)
10.- COLOIDE MEXICANA S.A. de C.V.	Manufactura de partes de fricción para balatas.	5,400	2,587 (479)	832 (154)	567 (105)
11.- DOMINICIS S.A. de C.V.	Fabricación y reparación de equipo electromecánico.	8,550	1,821 (213)	419 (49)	1,308 (153)
12.- EUIPOS IEM S.A. de C.V.	Fabricación y reparación de equipo eléctrico.	11,614	4,611 (397)	964 (83)	1,626 (140)
13.- ESQUIM S.a. de C.V.	Elaboración de productos químicos intermedios.	135,533	1'621,831 (11,966)	15,548 (115)	26,501 (196)

continúa tabla 3.1

14.-	GRAFICA IND. MEXICANA S.A. DE C.V.	Productos para la ind. de las artes gráficas.	7,535	1,240 (164)	2,572 (341)	1,160 (154)
15.-	COOP. SIMON BLUMENTAL.	Elaboración de productos - balanceados para aves.	1,440	50,990 (35,410)	1,421 (987)	936 (650)
16.-	ACABADORA DE GASA S.A. de C.V.	Fabricación y distribución e todo tipo de hilos	84,209	156,292 (1,856)	3,958 (47)	12,126 (144)
17.-	MAYEKAWA DE MEXICO S.A.	Fabricación de partes para bombas. (fundición).	10,394	1,746 (168)	1,060 (102)	1,029 (99)
18.-	JUNTAS DE EXPANSION S.A.	Fabricación de mangueras -- flexibles de acero y hule.	8,376	4,456 (532)	1,843 (220)	611 (73)
19.-	INDUSTRIAS PARRMAL S.A.	Elaboración de productos químicos auxiliares (grasos).	7,285	37,765 (5,184)	3,963 (544)	3,184 (437)
20.-	KS DE MORELOS S.A. DE C.V.	Fabricación de artículos de plástico para la Ind.	9,642	1,822 (189)	521 (54)	983 (102)
21.-	LABORATORIOS IMPERIALES, S.A. de C.V.	Elaboración de productos -- farmacéuticos.	1,680	3,244 (1,931)	1,001 (596)	185 (110)
22.-	LAB. JULIAN DE MEXICO S.A.	Fabricación de productos farmacéuticos y químicos en general.	151,904	1'487,161 (9,790)	11,292 (74)	26,392 (174)
23.-	LAB. LEPETIT de MEX. S.A.	Elaboración de productos farmacéuticos.	12,292	6,404 (521)	1,389 (113)	1,278 (104)
24.-	NEC DE MEXICO, S.A.	Fabricación de partes electrónicas.	11,520	2,800 (243)	1,083 (94)	795 (69)
25.-	NISSAN MEXICANA S.A. de C.V.	Fábrica de automóviles.	377,386	184,277 (488)	63,529 (168)	64,341 (170)
26.-	NOBILIS LEES, S.A. de C.V.	Fábrica de alfombras y tapetes.	127,706	14,017 (110)	1,638 (13)	7,152 (56)
27.-	ORSABE, S.A. de C.V.	Fabricación de productos farmacéuticos.	35,052	535,068 (15,265)	1,731 (49)	4,100 (117)
28.-	PHARMATAP, S.A.	Fabricación de artículos de plástico.	8,669	3,832 (442)	737 (85)	1,066 (123)
29.-	POLYGAL MEXICANA S.A. de C.V.	Fabricación de toda clase de hilos de fibra sintética.	49,968	85,901 (1,719)	11,868 (238)	10,114 (202)

continúa tabla 3.1

30.-	PONDS DE MEXICO,S.A. de C.V.	Fabricación de productos y Artículos de tocador.	37,403	62,262 (1,665)	13,235 (354)	5,841 (156)
31.-	QUIMICA MEXAMA, S.A.	Fabricación de productos químicos y medicinales. (ácido cítrico)	2'521,290	2'820,843 (1,119)	271,956 (108)	37,754 (15)
32.-	RAFFIA,S.A. de C.V.	Fabricación de productos plásticos.	7,104	1,321 (186)	675 (95)	675 (95)
33.-	SELEMEX, S.A.	Fábrica de lámina de poli--vinilo-butírol.	7,346	3,269 (445)	1,175 (160)	874 (119)
34.-	SISTEMAS Y COMPONENTES S.A.	Desorrollo y fabricación de equipo electrónico.	21,540	5,083 (236)	2,456 (114)	1,572 (73)
35.-	SYNTEX ,S.A. de C.V.	Fabricación de productos -- hormonales sintéticos.	128,242	927,141 (7,230)	12,826 (100)	13,232 (103)
36.-	TAMACANI,S.A de C.V.	Fabricación de tapetes .	6,420	2,112 (329)	462 (72)	854 (133)
37.-	TELEGABINETES DE MEX, S.A. DE C.V.	Fábrica de muebles de ma--dera.	1,561	784 (502)	326 (209)	219 (140)
38.-	TEXTILES MORELOS, S.A.	Fabricación de toda clase--de telas de algodón y fibras sintéticas.	82,822	28,242 (341)	1,574 (19)	6,791 (82)
39.-	UP JOHN, S.A. de C.V.	Fabricación de materias pri--mas para la elaboración de mé--dicamentos.	161,200	1'031,894 (6401)	172,700 (1,071)	50,048 (310)
40.-	VECO, S.A. DE C.V.	Fabricación de filtros para --control ambiental.	1,000	220 (220)	175 (175)	81 (81)
41.-	OSTIONERIA EL CRUCERO.	Restaurante.	2,163	3,297 (1,524)	932 (431)	488 (226)
42.-	MOTEL LA HERRADURA.	Hotel.	720	244 (339)	93 (129)	15 (21)
43.-	COLORANTES XOCHI, S.A.	Fábrica de colorantes para --telas.	4,310	23,446 (5,440)	1,914 (444)	310 (72)

continúa tabla 3.1

44.- METALKEM, S.A.	Fabricación de moldes para plástico.	2,304	852 (370)	129 (56)	237 (103)
45.- BEECHAM DE MEXICO, S.A. de C.V.	Fábrica de productos para tocador y perfumes.	18,285	104,431 (5,711)	4,126 (1,791)	2,040 (885)
46.- ELAB. de MATERIAS PRIMAS, S.A.	Elaboración de productos químicos.	1,950	13,917 (7,137)	170 (87)	250 (128)
47.- DOS OSOS, S.A.	Elaboración de pegamentos y derivados.	350	859 (2,454)	71 (203)	68 (194)
48.- GIVAUDAN DE MEXICO, S.A. de C.V.	Materia prima para la Ind. de perfumes.	20,715	61,171 (2,953)	6,955 (336)	4,597 (222)
49.- INDUSTRIAS PAL, S.A.	Fundición de metal.	3,231	2,452 (759)	342 (101)	291 (90)
50.- INVESTIGACION FARMACEUTICA, S.A.	Elaboración de productos farmacéuticos.	1,691	725 (429)	358 (212)	200 (118)
51.- PROCESADORA DE AVES DE MORELOS, SPR.	Rastro de aves.	7,500	7,560 (1,008)	1,913 (255)	1,269 (169)
52.- MANUFACTURERA DE PRECISION, S.A.	Taller mecánico industrial.	972	165 (170)	25 (26)	61 (63)
53.- HAZEL AZTECA, S.A de C.V.	Fábrica de artículos de vinilo	2,500	2,115 (846)	255 (102)	453 (181)
54.- WESTFALIA SEPARATOR DE MEXICO, S.A.	Fabricación de centrífugas.	1,521	1,644 (1,081)	392 (258)	236 (155)
55.- PLASTOVIN, S.A.	Fabricación de pisos de vinilo.	1,710	1,079 (631)	146 (85)	96 (56)
56.- COLORANTES ORION, S.A.	Elaboración de pinturas para telas.	1,920	9,780 (5,094)	1,513 (788)	127 (66)
57.- HILADOS MORELOS, S.A.	Fabricación de hilados y tejidos de fibras sintéticas y naturales.	320,337	256,921 (804)	27,743 (86)	40,585 (128)
58.- PRODUCTOS ALIMENTICIOS EL SUPREMO.	Empacadora de prod. aliment.	300	214 (713)	105 (350)	40 (133)
59.- REQUIMEX, S.A. de C.V.	Elaboración de productos químicos.	4,860	14,531 (2,990)	1,507 (310)	583 (120)

continúa tabla 3.1

60.- PENWALT, S.A. de C.V.	Almacén y distribución de productos químicos.	413	888 (2,150)	718 (148)	55 (11)
61.- HERRAMIENTAS EXILITE, S.A. de C.V.	Fabricación de herramientas.	1,517	866 (571)	31 (20)	79 (52)
62.- ALUCAPS MEXICANA, S.A de C.V.	Artículos de Plástico y aluminio.	13,713	3,113 (227)	453 (33)	1,179 (86)
63.- ACERO COBRE SOLDADO, S.A. DE C.V.	Productos Metálicos (sol. y fundición).	300	135 (450)	54 (180)	24 (80)
64.- REF. IND. CASA SALINAS S.A.	Venta de refacciones Industriales.	180	81 (450)	32 (107)	14 (47)
65.- VALVULAS JET, S.A.	Fábrica de válvulas.	4,787	708 (148)	68 (14)	359 (75)
S U M A .		4'677,525	10'695,520 (2,286)	672,261 (144)	359,563 (77)

NOTAS:

a.- Estos datos se utilizaron en la asignación de cuotas para el año de 1986, por lo que el muestreo y medición se realizó aleatoriamente durante el año de 1985, con una frecuencia para cada usuario que varía según las características y variabilidad en su -- descarga.

CARACTERISTICAS DEL AGUA CRUDA

PARAMETROS	No. de Muestras n	Promedio \bar{X}	Desviación Estandar	C. V.
*Sólidos Totales	60	2169.0	385.73	0.1778
*Totales Volátiles	60	825.0	241.87	0.2931
*Totales Fijos.	60	1344.0	252.31	0.1870
*Sólidos Disueltos Totales	60	1933.0	357.97	0.1851
*Disueltos Volátiles	60	663.0	210.03	0.3168
*Disueltos Fijos	60	1270.00	255.89	0.2013
*Sólidos Suspendidos Totales.	60	235.0	86.28	0.3665
*Suspendidos Volátiles.	60	168.00	76.10	0.4518
*Suspendidos Fijos.	60	67.00	32.78	0.4892
*Sólidos sedimentables.	59	5.60	4.9	0.8542
*Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO ₅ , 20 °C)	58	1077	339	0.3147
*Demanda Química de Oxígeno (DQO)	60	2182	700	0.3239
***Nitrógeno (total como N)	6	136	40	0.296
***Fósforo (total como P)	10	23.1	15.1	0.6536
*Grasas y Aceite	29	243	98.16	0.4030
Alcalinidad como CaCO ₃	1	128	-	-
*pH	1,456	5.32	1.2525	0.2353
**Pb	19	0.104	0.0796	0.76
**Cu	17	0.16	0.167	1.04
**Fe	19	3.735	1.0859	0.2906
**Mn	19	0.2416	0.1386	0.5738
**Ni	19	0.1547	0.1165	0.7528
**Zn	18	0.9844	0.5895	0.5988
**Al	15	4.8667	1.0465	0.215
**Cr total	15	0.2653	0.1178	0.4441

PARAMETROS	No. de Muestras n	Promedio \bar{X}	Desviación Estandar	C.V.
**Cr ⁺⁶	15	0.0149	0.008	0.549
**As	14	0.0806	0.1242	1.5419
**Hg	16	0.0105	0.0198	1.8779
**Cd	17	0.0183	0.0104	0.547

-* Datos de los meses de Septiembre y Octubre-85 tomados de los registros de operación de la planta de tratamiento.

-**Datos tomados de ref. (5)

-Todos los resultados en mg/l, excepto: sólidos sedimentables como ml/l, y pH

*** Concentraciones a la entrada del proceso biológico. Análisis realizados en fecha 7, 8, 9, 12, 13, 15, mayo-86, muestras compuestas de 24 horas con muestreo a intervalos de dos horas.

TABLA 3.3

COMPARACION DEL AGUA AFLUENTE A LA PLANTA Y AGUA
RESIDUAL DOMESTICA SIN TRATAR.

PARAMETROS	Afluyente*	Agua doméstica**		
		Fuerte	Media	Débil
Sólidos Totales	2169.0	1200	720	350
Disueltos Totales	1933.00	850	500	250
- Disueltos Fijos	1270.0	525	300	145
- Disueltos Volátiles.	663.0	325	200	105
Suspendidos Totales	235.00	350	220	100
Suspendidos Fijos	67.00	75	55	20
Suspendidos Volátiles	168.00	275	165	80
Sólidos Sedimentables	6.00	20	10	5
DBO ₅ (20°C)	1077	400	220	110
DQO	2182	1000	500	250
Nitrógeno Total (como N)	136	85	40	20
Fósforo total (como P)	23.1	15	8	4
Alcalinidad como CaCO ₃	128	200	100	50
Grasa y aceite	243	150	100	50

* Datos de tabla 3.2

** Datos de ref. 1

Valores límites que pueden causar efectos inhibitorios en un proceso de lodos activados.

Contaminante tóxico	**Valor Límite mg/l.	*Afluente a la - Planta mg/l.
Aluminio	15-26	4.8667
Arsénico	0.1 mg/l	0.0806
Benzeno	100-500	-
Bencidina	500	-
Cadmio	1-10	0.0105
Cianuros	0.1-5	-
Cinc	0.3-5	0.9844
2-Clorofenol	20-200	-
Cobre	1.0-5.0	0.16
Cromo (+6)	1-10	0.015
Cromo (+3)	15-50	0.2504
2-4 Diclorofenol	64	-
2-4 Dimetilfenol	40-200	-
Etilbenzeno	200	-
Fenol	50-200	-
Mercurio	0.1-1.0	0.0105
Naptaleno	500	-
Niquel	1-2.5	0.1547
Nitrobenceno	30-500	-
Pentaclorofenol	50	-
Plata	0.25-5	-
Plomo	1.0-5.0	0.104
Tolueno	200	-

*Datos de ref. A 5

**Datos de ref. B 4

4.- REVISION AL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.

4.1.- Generalidades ref. (6, 7, 8)

Los objetivos del tratamiento biológico, aplicado al agua residual, son coagular y remover los sólidos coloidales y disueltos no sedimentables y estabilizar la materia orgánica.

Los principales microorganismos responsables de remover grandes cantidades de materia orgánica en los procesos biológicos aeróbicos son las bacterias, en su mayoría aerobias y facultativas heterótrofas. Pruebas realizadas sobre un número diferente de bacterias indican que están constituidas por aproximadamente 80 por ciento de agua y 20 por ciento de material seco, del cual 90 por ciento es orgánico y 10 por ciento inorgánico, una fórmula aceptada para la fracción orgánica es $C_5 H_7 O_2 N$, del cual 53 por ciento de peso seco es carbono.

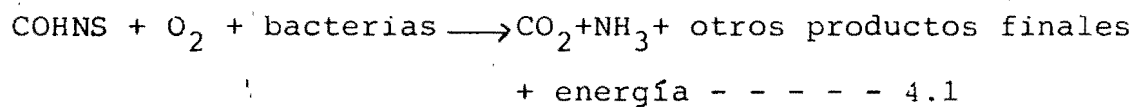
Además de la fuente de carbono orgánico y la presencia de oxígeno, principales abastecedores de carbono y energía para la síntesis y mantenimiento de funciones, debe haber elementos inorgánicos como nitrógeno y fósforo, y trazas de elementos como azufre, potasio, calcio y magnesio, que son vitales para la síntesis celular.

En presencia de oxígeno, la oxidación aeróbica toma lugar; parte de la materia orgánica es sintetizada a nuevos microorganismos, otra parte es oxidada a productos finales relativamente estables como CO_2 , H_2O y NH_3 , y en ausencia de materia orgánica las mismas células entran en una etapa endógena para obtener energía necesaria para el mantenimiento de sus funciones. En la mayoría de los sistemas de tratamiento biológico estos tres procesos ocurren simultáneamente,

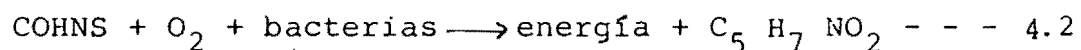
Para un proceso aerobio y considerando a las bacterias como la

población dominante los tres procesos anteriores pueden representarse de la siguiente manera:

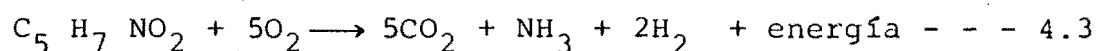
Oxidación:



Síntesis:



Respiración endógena:



Donde: COHNS representa la materia orgánica contenida en el agua residual.

$\text{C}_5 \text{H}_7 \text{NO}_2$ representa la materia celular bacteriana.

4.2 Proceso de lodos activados.

El tratamiento biológico de agua residual, por el proceso de lodos activados, para un sistema de flujo continuo con recirculación de lodos, se puede representar por el siguiente esquema - - fig. 4.1.

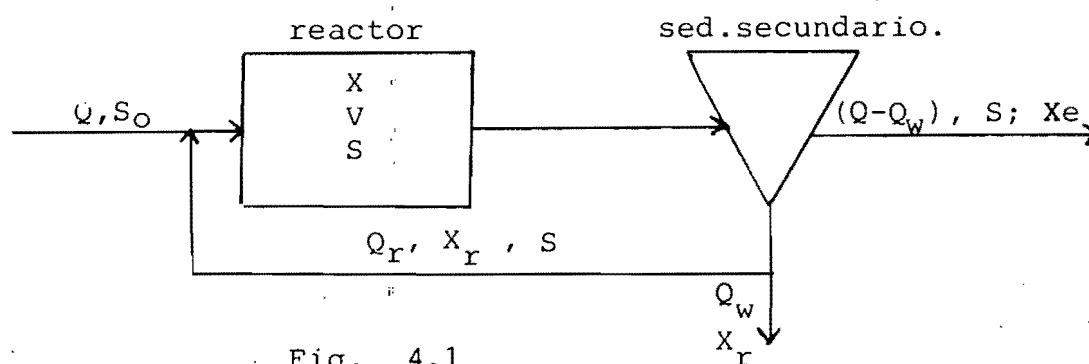


Fig. 4.1

Diagrama de flujo para proceso de lodos activados con flujo continuo y recirculación de lodos.

Para la fig. 4.1.

Q = flujo afluente (vol/tiempo).

S_0 = Concentración de materia orgánica expresada como DBO_5 , DQO o COT (masa/vol).

X = Concentración de Sólidos Suspendidos Volátiles en el reactor, o tanque de aereación. SSVLM (masa/vol).

V = Volumen del reactor (vol).

S = Concentración en el efluente medida como DBO_5 o DQO, soluble (masa/vol).

Q_r = Flujo de recirculación (vol/tiempo).

X_e = Concentración de SSV en el efluente (masa/vol).

x_r = Concentración de sólidos suspendidos en la recirculación (masa/volumen).

Q_w = Flujo retirado del sistema (vol/tiempo).

$Q - Q_w$ = Flujo efluente (vol/tiempo).

El residuo orgánico entra al reactor en el que se encuentra un cultivo de organismos, en condiciones de medio ambiente adecuado, en su mayoría bacterias en suspensión. Al contenido de este se le llama licor mezclado. En el reactor los microorganismos llevan a cabo las tres reacciones de oxidación, síntesis, y fase endógena. El medio ambiente aerobio y la mezcla del sustrato y microorganismos se mantiene mediante el uso de difusores o aeración mecánica. Después de un determinado tiempo, el contenido pasa a un tanque de sedimentación donde se lleva a cabo la separación de microorganismos (flóculos) del agua. Una parte de la biomasa sedimentada es retornada al tanque de aeración para mantener la concentración deseada, medida como sólidos suspendidos volátiles (SSVLM) y otra parte es retirada como desecho. El nivel al cual la masa biológica en el reactor debe mantenerse depende de la eficiencia deseada del tratamiento y otras consideraciones relacionadas con la cinética de crecimiento y utilización de sustrato.

4.3.- Consideraciones Biocinéticas. (9) (10)

Tasa de crecimiento: Cuando se proporcionan las condiciones adecuadas para el crecimiento, el incremento de la biomasa es proporcional a la concentración de la misma, en la fase de crecimiento continuo.

$$\left(\frac{dx}{dt}\right)_g = \mu x \quad \text{--- --- --- --- ---} \quad 4.4$$

$\left(\frac{dx}{dt}\right)_g$ = Tasa de crecimiento de biomasa, masa/vol. Tiempo.

x = concentración de biomasa, masa/vol.

μ = tasa específica de crecimiento, tiempo⁻¹

De estudios experimentales se ha observado que la tasa de crecimiento, no es sólo función de la concentración de microorganismos sino también de la concentración de algún nutriente limitante, ref.10 describe la relación entre la concentración del nutriente limitante del crecimiento y la tasa específica de crecimiento de biomasa por la ecuación:

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad \text{--- --- --- --- ---} \quad 4.5$$

μ_m = valor máximo de μ a concentraciones de saturación del sustrato limitante de crecimiento, tiempo⁻¹.

S = concentración residual del sustrato limitante de crecimiento, masa/volumen.

K_s = constante de saturación, numéricamente igual a la concentración de sustrato en el cual $\mu = \mu_m/2$, masa/volumen.

Utilización de sustrato: El cambio en la concentración de sustrato es proporcional a la concentración de biomasa.

$$\left(\frac{ds}{dt}\right)_u = qx \quad \text{--- --- --- --- ---} \quad 4.6$$

$\left(\frac{ds}{dt}\right)_s$ = tasa de utilización de sustrato, masa/vol. tiempo.

X = concentración de biomasa, masa/volumen.

q = tasa específica de utilización de sustrato, tiempo⁻¹.

Respiración endógena. En la ecuación 4.4 no todas las células se encuentran en crecimiento, ya que debe haber una fuente para obtener la energía para mantenimiento la cual se obtiene a través del metabolismo endógeno, es decir los componentes celulares son oxidados para satisfacer los requerimientos de la energía para mantenimiento, en lugar de la oxidación de una parte de sustrato externo.

Por lo que la ecuación 4.4 puede expresarse como:

$$\left(\frac{dx}{dt}\right)_g = \left(\frac{dx}{dt}\right)_t - \left(\frac{dx}{dt}\right)_E \quad \text{--- 4.7}$$

$\left(\frac{dx}{dt}\right)_t$ = tasa total de crecimiento de biomasa, masa/vol. tiempo.

$\left(\frac{dx}{dt}\right)_E$ = tasa de decrecimiento de la biomasa debido a respiración endógena, masa/vol. tiempo.

La tasa a la cual la biomasa decrece es proporcional a la concentración de biomasa.

$$\left(\frac{dx}{dt}\right)_E = K_d X \quad \text{--- 4.8}$$

K_d = Coeficiente de decaimiento microbiano, coeficiente de decrecimiento endógeno, tiempo⁻¹.

La siguiente relación se ha desarrollado entre la tasa de ---

utilización de sustrato y la tasa de crecimiento.

$$\left(\frac{dx}{dt}\right)_g = Y \left(\frac{ds}{dt}\right)_u - \left(\frac{dx}{dt}\right)_E \quad \text{--- 4.9}$$

Y = Coeficiente de producción máximo, relación de biomasa formada a concentración de sustrato consumido, masa/masa.

$$\left(\frac{dx}{dt}\right)_g = Y \left(\frac{ds}{dt}\right)_u - k_d X \quad \text{--- 4.10}$$

Dividiendo ambos miembros de la ecuación 4.10 por X, y de las ec: 4.4 y 4.6

$$\mu = Yq - K_d \quad \text{--- 4.11}$$

Lawrence y Mc Carty (11) relacionan la tasa de utilización de sustrato a la concentración de microorganismos en el reactor y a la concentración de sustrato alrededor de la biomasa esta relación tiene la forma.

$$\left(\frac{ds}{dt}\right)_u = \frac{kXS}{K_s + S} \quad \text{--- 4.12}$$

$\left(\frac{ds}{dt}\right)_u$ = tasa de utilización de sustrato, masa/volumen.Tiempo.

k = máxima tasa específica de utilización de sustrato, - la máxima tasa de utilización de sustrato por unidad de biomasa, Tiempo⁻¹.

S = concentración de sustrato alrededor de la biomasa, - masa/volumen.

K_s = constante de saturación la cual tiene un valor igual a la concentración cuando $(ds/dt)_u/X = \frac{1}{2} k$, masa/vol.

X = concentración de biomasa, masa/volumen.

Respecto a la ecuación 4.12 existen dos casos extremos cuando

$S \gg K_S$, K_S puede anularse, en este caso la ecuación se reduce a una expresión de orden cero con respecto a la concentración de sustrato.

$$\left(\frac{ds}{dt}\right)_u = kX \text{ --- --- --- --- --- 4.13}$$

El segundo caso, cuando $S \ll K_S$, S puede desaparecer en el denominador, así la ec. 4.12 se reduce a una expresión de primer orden con respecto a la concentración de sustrato es decir la tasa de remoción de sustrato es directamente proporcional a la concentración

$$\left(\frac{ds}{dt}\right)_u = KXS \text{ --- --- --- --- --- 4.14}$$

donde $K = \frac{k}{K_S}$ = tasa específica constante de utilización de sustrato, volumen/masa.tiempo.

En la ref. (12) recomienda usar la expresión 4.14 cuando los valores de la DBO en S son menores de 500 mg/l. Igualmente la ref. (13) proponen que la tasa de utilización de sustrato en la mayoría de los procesos biológicos de tratamiento de agua residual se ajustan a la ecuación 4.14. en adelante -- modelo I.

Por otra parte Adams y Eckenfelder (14) sugieren que ni la ecuación 4.12 o 4.14 describen adecuadamente el efecto de la variación en la concentración del afluente sobre la tasa de utilización de sustrato. En tales situaciones, la relación propuesta por Grau ref. (15) describe más adecuadamente la tasa de utilización de sustrato, en adelante modelo II.

$$\left(\frac{ds}{dt}\right)_u = K_1 \times \left(\frac{S}{S_0}\right)^n \text{ --- --- --- --- --- 4.15}$$

Variación
→ función
con la concentración

donde;

n = orden de la reacción, generalmente tiene valor de 1.

S_0 = Concentración de sustrato alrededor de la biomasa en cualquier tiempo t , masa/volumen.

K_1 = Tasa constante específica de utilización de sustrato - - -
tiempo⁻¹

$$\text{quedando } \left(\frac{ds}{dt}\right)_u = K_1 X \frac{S}{S_0} \text{ - - - - - 4.16}$$

4.4.- Análisis del sistema y derivación de las ecuaciones para ajuste del modelo.

El diseño de las ecuaciones para los diferentes tipos de procesos de tratamiento biológico se desarrollan aplicando el balance de materia al sistema en particular tanto para la masa biológica como para el sustrato en este caso basadas en la fig. 4.1, - que es un sistema completamente mezclado con recirculación de sólidos.

En el desarrollo de las ecuaciones que definen la tasa de utilización de sustrato, se consideran dos casos, tomando en cuenta las características del afluente:

Primera: Se asume que la tasa de utilización de sustrato sigue una cinética de primer orden en base al estudio "batch", además la concentración en el efluente es menor de 500 mg/l en DBO_5 por lo que se aplicará la ecuación 4.14 ref. (12, 13) y segundo caso dada la variabilidad en la concentración de DBO_5 en el afluente la constante específica de utilización de sustrato, K , es significativamente afectada por la concentración de sustrato ref. (16) de aquí que la ecuación 4.16 ref. (15) define más adecuadamente la tasa de utilización de sustrato que una cinética de primer orden. Con base a estos dos casos se obtiene la constante específica de utilización de sustrato para cada modelo, que posteriormente se usarán para el cálculo del volumen necesario del reactor.

Además de la consideración anterior se toman en cuenta las siguientes suposiciones, Benfield y Randall (8) PP 132-133.

- 1.- Una mezcla completa se lleva a cabo en el reactor.

- 2.- El contenido de sólidos biológicos; (SSV) del afluente al reactor se considera despreciable (88 mg/l) comparado con las concentraciones que se manejan en los SSVLM.
- 3.- No hay actividad microbiana en el sedimentador secundario.
- 4.- No se acumulan lodos en el sedimentador secundario y se lleva a cabo una razonable eficiencia en la separación - sólido - líquido.
- 5.- Todo el sustrato biodegradable está en forma soluble. Para determinar los coeficientes cinéticos que describen las -- tasas de crecimiento y de utilización de sustrato, se asume que el sustrato removido por el proceso de lodos activados está dado por la diferencia entre la DBO₅ total del afluente y la DBO₅ soluble del efluente.
- 6.- Condiciones de estado estacionario prevalecen en el sistema.

Balance de materia para el sustrato; de la figura 4.1.

$$\frac{ds}{dt} V = Q S_0 + Q_r S - \left(\frac{ds}{dt}\right)_u V - (Q+Q_r) S \quad \text{--- 4.17}$$

$\frac{ds}{dt} V$ = Tasa neta de cambio de la concentración de sustrato en el aereador, masa/tiempo.

Bajo condiciones de estado estacionario.

$$\frac{ds}{dt} V = 0 \quad \text{--- 4.18}$$

Por lo que la ecuación 4.17 se reduce a:

$$\left(\frac{ds}{dt}\right)_u = \frac{Q(S_0-S)}{V} \quad \text{--- 4.19}$$

Multiplicando ambos miembros por $1/X$

$$\frac{\left(\frac{ds}{dt}\right)_u}{X} = \frac{Q(S_0-S)}{XV} \quad \text{--- 4.20}$$

de la ecuación 4.6 y tomando al tiempo de retención hidráulico $\theta = \frac{V}{Q}$, tiempo.

$$\frac{(S_0-S)}{X \theta} = q \quad \text{--- 4.21}$$

Para los dos casos en consideración ec. 4.14 y 4.15

se tienen:

$$\frac{(S_0-S)}{X \theta} = KS \quad \text{--- 4.22}$$

$$\frac{(S_0-S)}{X \theta} = K_1 \left(\frac{S}{S_0}\right)^n \quad \text{--- 4.23}$$

Las ecuaciones 4.22 y 4.23 se usan para obtener las respectivas tasas constantes específicas de utilización de sustrato de los dos modelos;

graficando $\frac{(S_0-S)}{X \theta}$ contra S para la ec. 4.22 se obtiene una línea recta con pendiente = K , volumen/masa.tiempo

para la ec. 4.23 se grafica $\frac{(S_0-S)}{X \theta}$ contra

$\frac{S}{S_0}$ y la pendiente es K_1 , tiempo⁻¹

Ecuaciones de balance de materia de la biomasa para la - -
figura 4.1.

$$\left(\frac{dx}{dt}\right)_v = \left(\frac{dx}{dt}\right)_g - (Q_w X_r + (Q - Q_w) X_e) \quad \text{--- 4.24}$$

sustituyendo $\left(\frac{dx}{dt}\right)_g$ de la ec. 4.16 y si consideramos que
para un proceso completamente mezclado con recirculación -
de sólidos el tiempo de retención celular se define por --
Lawrence y Mc Carty(11).

$$\theta_c = \frac{X V}{Q_w X_r + (Q - Q_w) X_e} \quad \text{--- 4.25}$$

$$\frac{dx}{dt} V = Y \left(\frac{ds}{dt}\right)_u - k_d X V - \frac{XV}{\theta_c} \quad \text{--- 4.26}$$

Bajo estado estacionario

$$\frac{dx}{dt} V = 0 \quad \text{--- 4.27}$$

$$0 = \left(Y \left(\frac{ds}{dt}\right)_u - k_d X \right) V - \frac{XV}{\theta_c} \quad \text{--- 4.28}$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{(ds/dt)_u}{X} - k_d \quad \text{--- 4.29}$$

La ec. 4.29 se utiliza para obtener las constantes Y y k_d ,
definidas anteriormente.

Para la ec. 4.29 se grafica $\frac{1}{\theta_c}$ contra $\frac{S_0 - S}{X \theta}$

La pendiente de la línea recta que pasa a través de los -
datos obtenidos experimentalmente es igual a "Y" y la inter
sección a la ordenada es " k_d "

Determinación de los parámetros de utilización de oxígeno "a" y "b"

En el proceso de lodos activados el oxígeno se requiere para - dos propósitos: 1) para oxidar el sustrato con objeto de proveer los requerimientos de energía para las células y 2) para el - - proceso de respiración endógena.

Oxígeno requerido para la oxidación de sustrato.

$$K_g O_2 / \text{día} = a (S_o - S) Q_o \text{ --- 4.30}$$

donde:

$$a = K_g O_2 / \text{día} / K_g \text{ DBO removida.}$$

Oxígeno requerido para respiración endogena

$$K_g O_2 / \text{día} = b XV \text{ --- 4.31}$$

$$b = K_g O_2 / \text{día} / K_g \text{ SSVLM en el reactor}$$

El total de oxígeno requerido será:

$$K_g O_2 / \text{día} = a (S_o - S) Q_o + b XV \text{ --- 4.32}$$

Con base a la ecuación 3.32 el lado izquierdo puede escribirse como (TCO)V. ref. (17)

$$(TCO) (V) = a (S_o - S) Q_o + b XV \text{ --- 4.33.}$$

TCO = tasa de consumo de oxígeno, oxígeno utilizado por día -- por unidad de volumen del reactor, masa/tiempo.volumen

V = Volumen del reactor.

Dividiendo la ecuación 3.33 por XV y tomando a $\theta = \frac{V}{Q}$.

$$TCO/X = a (S_o - S) / X\theta + b \text{ --- 4.34}$$

o en forma general.

$$TCO/X = a \left(\frac{ds}{dt} \right)_u + b \text{ - - - - - } 4.35$$

TCO/X En una medida de utilización de oxígeno por día y por k_g de biomasa en el reactor.

De la ecuación 3.34 una gráfica de TCO/X contra $(S_0-S)/X\theta$ producirá una línea recta con pendiente e intercepción a la ordenada son "a" y "b" respectivamente.

5.- TRABAJO EXPERIMENTAL.

5.1.- Estudio "intermitente" (Batch)

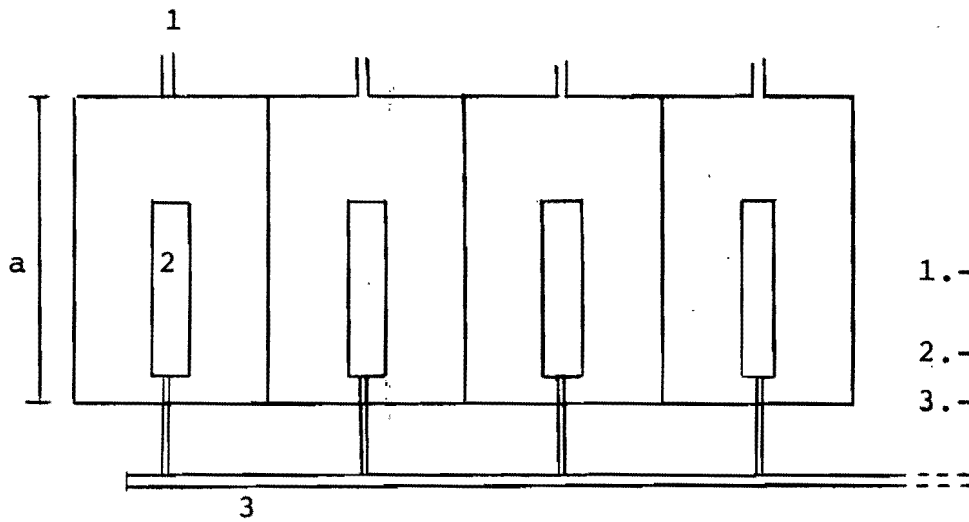
El objetivo de este experimento es determinar la cinética de -remoción de sustrato que mejor se ajusta a los resultados obtenidos del estudio batch.

Descripción:

El experimento se llevó a cabo en celdas de dimensiones y características mostradas en la fig. 5.1, y consistió en agregar agua residual, del efluente del sedimentador primario, a un cultivo de microorganismos aclimatados, tomados del licor mezclado del tanque de aeración, proporcionando un medio aerobio y completamente mezclado por medio de aire. Los volúmenes de agua residual y licor mezclado y sus concentraciones se presentan en la tabla 5.1. Los resultados se presentan en la tabla 5.2.

TABLA 5.1 Volúmenes y concentraciones para experimento - - Batch.

Experimento	Volumen, ml		Concentración.	
	Licor Mezclado	Agua Residual	Licor Mezclado SSV, mg/l	Agua Residual DBO ₅ mg/l
1	1000	800	4800	843
2	900	700	4300	737
3	900	700	4600	1013
4	900	700	5100	1100

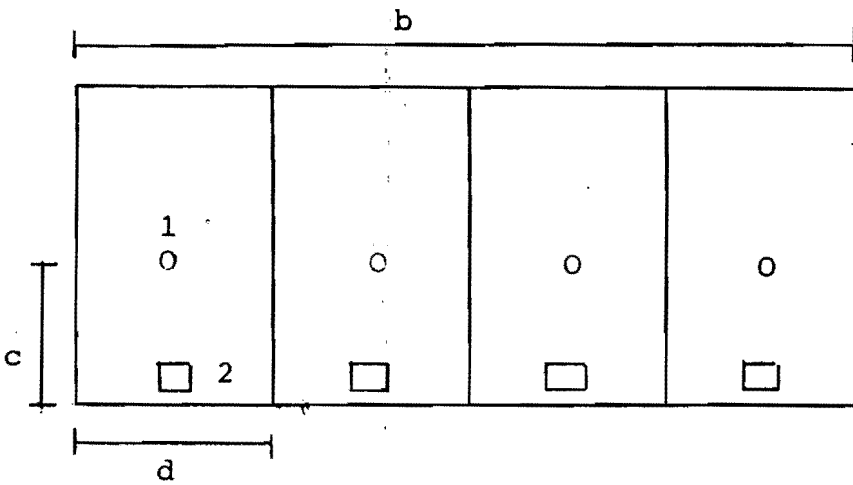


- 1.- Manguera para efluente.
- 2.- Piedra difusora.
- 3.- Cabezal de aire.

Dimensiones: (interiores)

- a.- 0.13 m.
- b.- 0.22 m.
- c.- 0.09 m.
- d.- 0.05 m.

P L A N T A



E L E V A C I O N

Fig. 5.1 Características y dimensiones de las celdas utilizadas en el experimento "Batch".

La ecuación que describe una cinética de primer orden está dada por:

$$\frac{dC}{dt} = -KC \text{ - - - - - 5.1}$$

donde $\frac{dC}{dt}$ = tasa de cambio en la concentración, masa/vol.tiempo

C = Concentración en el tiempo t, masa/vol.

K = Tasa constante de reacción, tiempo⁻¹

Integrando la ecuación 5.1 y tomando a C= C₀ en el tiempo, t= 0

$$\ln \frac{C}{C_0} = -Kt \text{ - - - - - 5.2}$$

Graficando ln C versus tiempo para una reacción de primer orden, dará una línea recta.

Las figuras 5.2, 5.3, 5.4 y 5.5 presentan las gráficas obtenidas para los cuatro experimentos realizados, mostrando que la remoción de sustrato sigue una cinética de primer orden.

Resultado del experimento intermitente.

Tiempo horas	Concentración DBO_5 , soluble, mg/l			
	Experimento			
	1	2	3	4
2	337	380	450	245
4	118	108	142	154
8	100	117	135	185
12	122	-	130	137
16	89	99	107	130
24	76	70	87	90

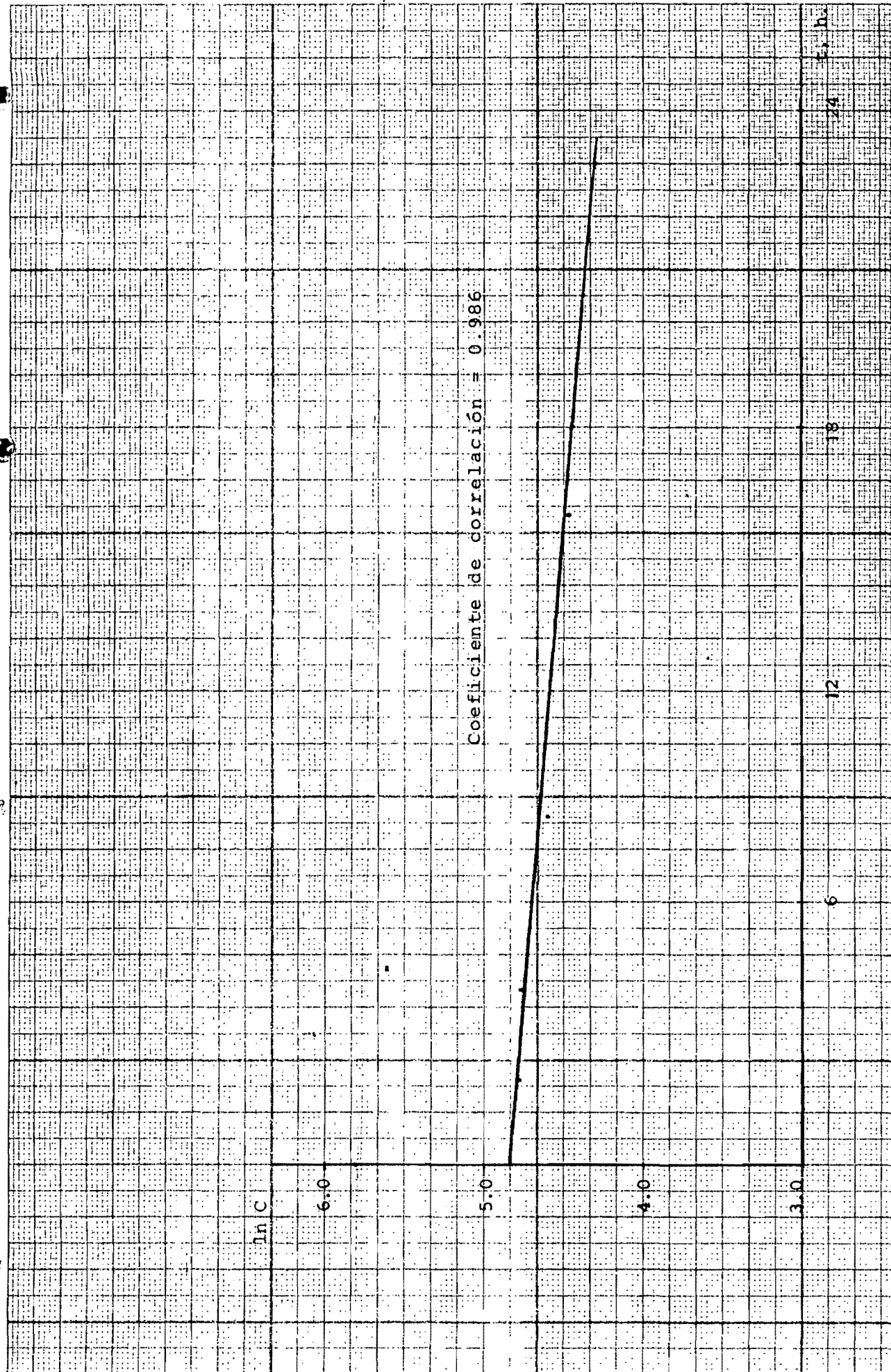


Fig. 5.2. Gráfica ln C vs t, para el experimento 1 "Batch". Ajuste por mínimo cuadrados

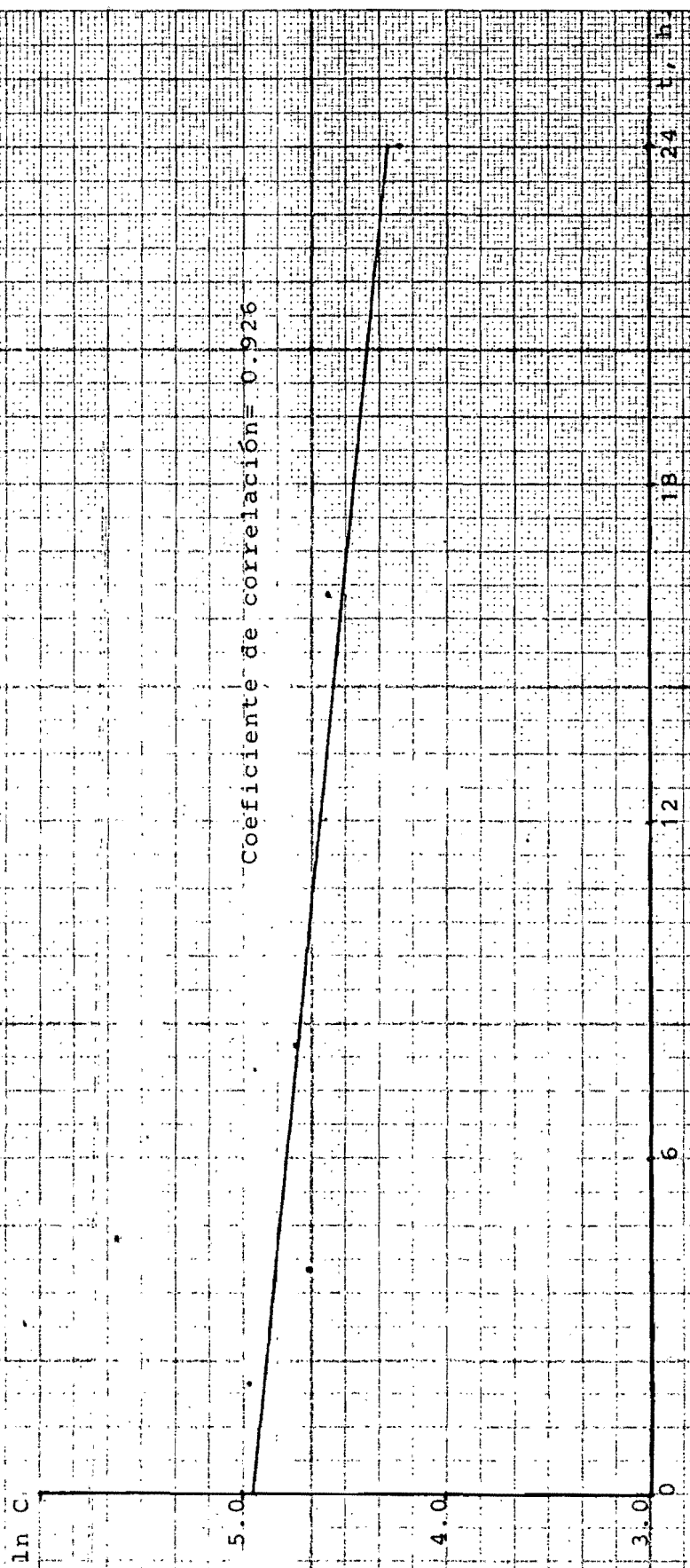


Fig. 5.3. Gráfica ln C vs. t, para el experimento 2 "Batch". Ajuste por mínimo cuadrados.

ln C

Coefficiente de correlación = 0.938

5.0

4.0

3.0

0

6

12

18

24

30

Fig. 5.4. Gráfica ln C vs t para el experimento 3 "Batch". Ajuste por mínimo cuadrados

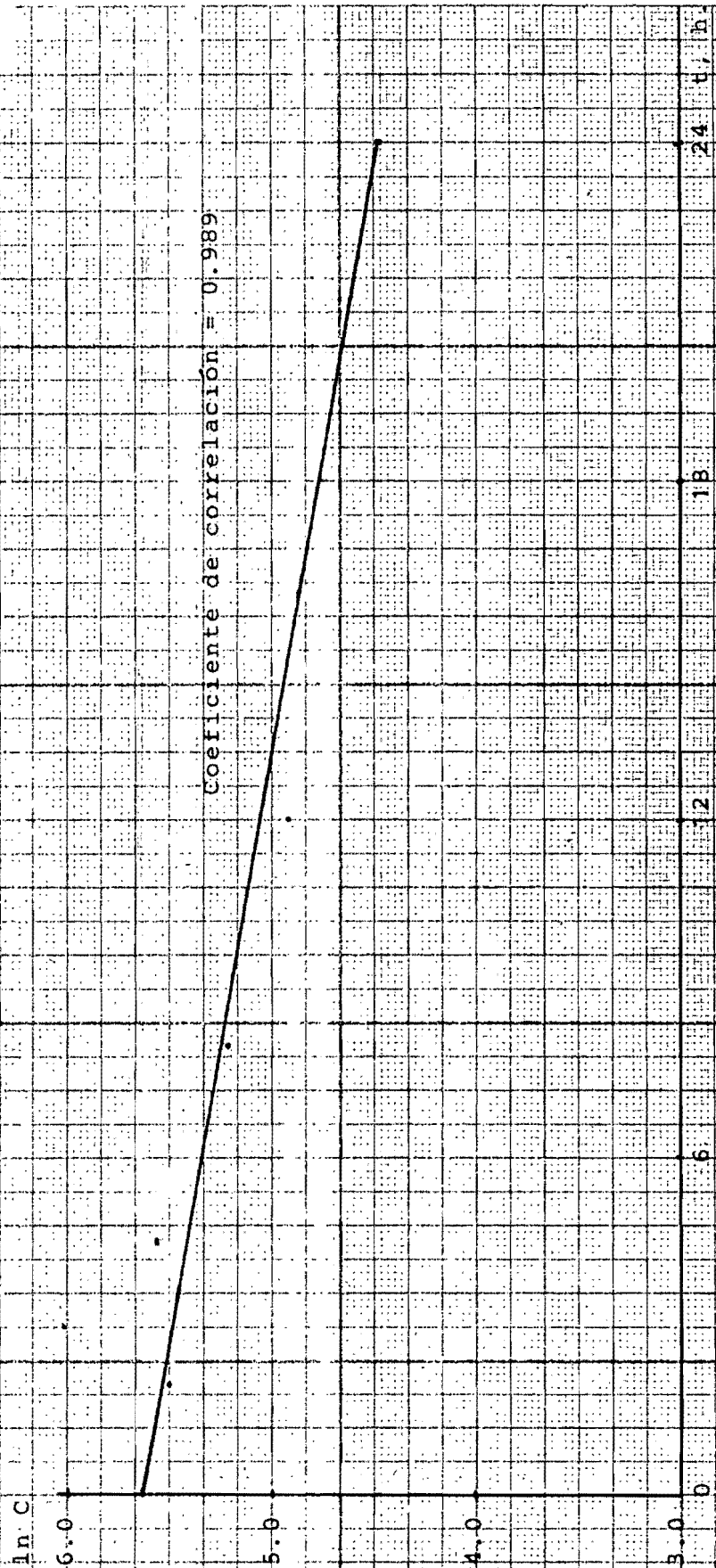


Fig. 5.5. Gráfica $\ln C$ vs t , para el experimento 4 "Batch". Ajuste por mínimo cuadrados.

5.2.- Experimento flujo continuo reactor completamente mezclado.

Objetivos:

Obtención de los coeficientes necesarios para establecer los -- criterios básicos de diseño, a partir de reactores a escala laboratorio de flujo continuo completamente mezclado. Esto incluye una evaluación de remoción de sustrato, producción de lodo y requerimientos de oxígeno.

Descripción:

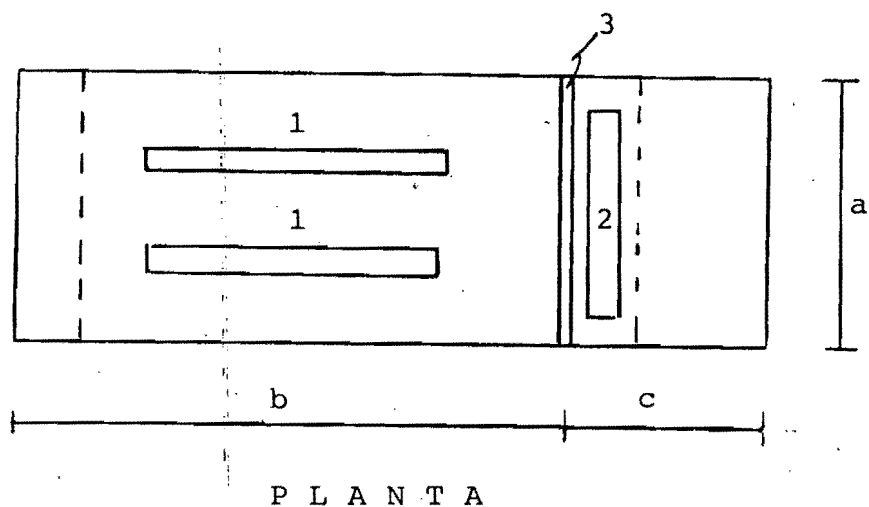
Para la determinación de estas constantes se montaron cuatro -- reactores tipo celda Eckenfelder y alimentadas con un flujo continuo del efluente del sedimentador primario. La capacidad de los reactores es de 23 litros y la cámara de sedimentación de 2.3 litros. Mediante el suministro de aire se proporciona el medio para mantener el contenido del reactor completamente mezclado y la condición aerobia. Las características principales del dispositivo montado se presente en la fig. 5.6

Las operaciones realizadas se resumen a continuación.

Aclimatación del lodo: El lodo utilizado se tomó del tanque de aeración alimentado con el sustrato en estudio, por lo que no fue necesario la aclimatación previa, que en otras circunstancias es indispensable, en tales casos se recomienda la ref. -- (18) cap. 3.

Operaciones y análisis para alcanzar el estado estacionario:

Durante 15 días se operaron las celdas controlando parámetros, para alcanzar el estado estacionario. Estos son flujo, suministro de aire, pH, concentración de sólidos suspendidos totales y volátiles, relación alimento microorganismos (F/M), e índice -- volumétrico de lodo (IVL). Los resultados durante este período no se tomaron en cuenta para la obtención de las constantes. A esta fase del experimento se le llamará 1ra. etapa.



- 1.- Piedra difusora.
- 2.- Vertedor para efluente.
- 3.- Mampara deslizable

Dimensiones (interiores):

- a.- 0.20 m.
- b.- 0.54 m.
- c.- 0.12 m.
- d.- 0.34 m.
- e.- 0.19 m.
- f.- 0.15 m.

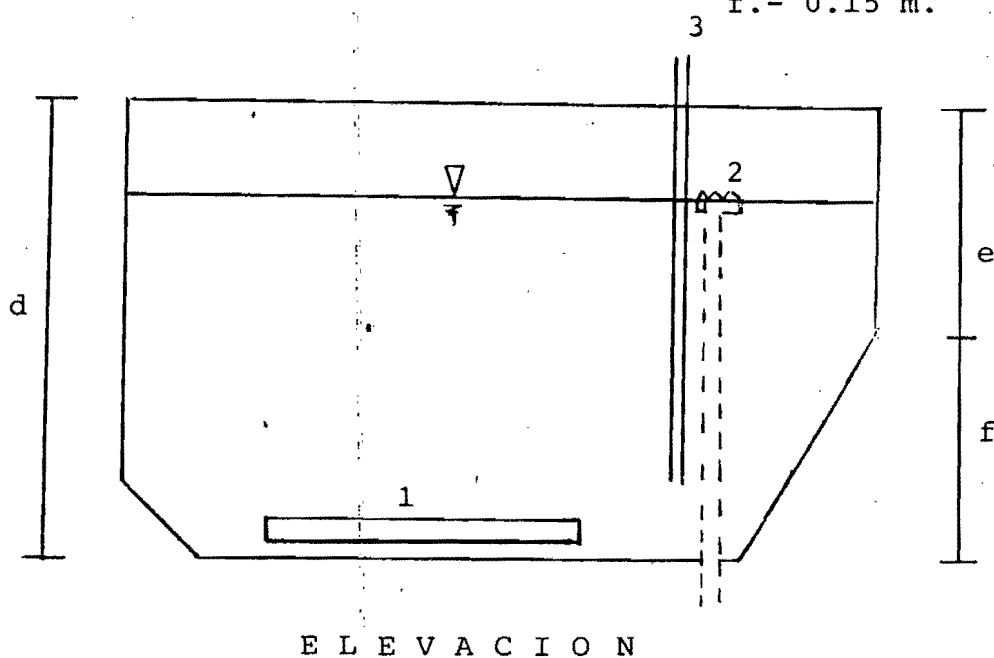


Fig. 5.6. Características y dimensiones de las celdas utilizadas en el experimento de flujo continuo completamente mezclado.

Se recomienda que el estado estacionario se alcanza, ref. (19) - cuando:

- a) La tasa de consumo de oxígeno del contenido del reactor permanece sin cambios y
- b) La concentración de DBO_5 del efluente es estable.

Una vez alcanzado el estado estacionario se continuó con el - - programa de muestreo y análisis presentado en la tabla 5.3, ref. (20), durante 40 días (1 sép. al 10 oct-85), operando los reactores a una misma carga orgánica con diferentes tiempos retención y concentración de SSVLM. En adelante a esta fase del experimento se le llamará 2da. etapa.

Los resultados obtenidos que sirvieron de base para la obtención de las constantes cinéticas se presentan en la tabla 5.4. Los análisis de muestras se realizaron conforme a los siguientes métodos analíticos:

- DBO_5 20 °C se utilizó la técnica 507, de Métodos Estadañr ref. 21. La determinación de oxígeno disuelto se realizó por el método Winkler modificado (Alsbergh) de acuerdo al procedimiento 421 "B" de la ref. (21).
- SSV; Técnica # 209 de ref. (21)
- Índice volumétrico de lodo; (IVL) técnica # 213 C ref. (21).
- Consumo de oxígeno: Técnica # 421-F ref. (21) utilizando un medidor marca YSI modelo 54 ABP, con probador mod. 5750.
- Temperatura: Se utilizaron termómetros marca Taylor de rango -20 a + 110 °C.
- pH: Se utilizó papel marca MERK rango 0-14 art. 9535
- Velocidad de sedimentación zonal ref. (20) P. 67

El flujo de alimentación se realizó por medio de una bomba del tipo peristáltico Master Flex de 10 canales, modelo R-7568.

Suministro de aire mediante compresor de 1/2 H.P. con capacidad de 3.46 P.C.M. , además de contar con una bomba de aire - para pecera de una capacidad de $2.7 \text{ cm}^3/\text{min}$. para cada reactor.

La prueba de velocidad de sedimentación zonal VSZ se realizó - en probetas de 1000 sin el dispositivo de agitación por no contar con el equipo necesario.

Para la determinación de las concentraciones de carga orgánica en el afluente y efluente de los reactores, se realizaron las pruebas de DBO_5 , habiendo obtenido las constantes cinéticas en base DBO_5 .

En los resultados de DBO_5 del efluente de los reactores se observan variaciones, a pesar de tener un flujo de alimentación constante, ver coeficientes de variación, esto debido a los -- cambios en la concentración del afluente.

5.3.- Obtención de las constantes cinéticas.

5.3.1.- Modelo I; base DBO₅

Tasa constante de remoción de sustrato K, 1/mg. d.

Los datos para la obtención de esta constante se presentan en la tabla 5.5.

De la ecuación 4.22 se grafica $\frac{S_0-S}{X\theta}$ contra S de donde la pendiente es K

$$q = \frac{S_0-S}{X\theta} = KS \quad \text{--- 4.22}$$

Utilizando Mínimo cuadrados el resultado es:

$$q = 0.00103(S) + 0.1479 \text{ con } r = 0.95$$

donde r= coeficiente de correlación.

Observación: El valor de 0.1479; intersección positiva a la ordenada es físicamente imposible ref. 22 por lo tanto se usa como punto fijo el origen y de ahí la recta que mejor se ajusta -- fig. 5.7, dando por resultado.

$$q = 0.00207(S) \text{ siendo } K = 0.00207 \text{ 1/mg. día.}$$

Obtención de Y; coeficiente de producción de biomasa, y kd, tiempo⁻¹ coeficiente de decrecimiento endógeno.

Los datos utilizados se presentan en la tabla 5.5.

De la ecuación 4.29 se grafica $\frac{1}{\theta_c}$ contra $\frac{S_0-S}{X\theta}$ la pendiente es el valor de Y, y la intersección con la ordenada es el valor de kd, fig.5.8

El ajuste de la recta por mínimos cuadrados da la ecuación.

$$\frac{1}{\theta_c} = 0.448 q + 0.054 \text{ con } r = 0.99$$

donde: pendiente= Y= 0.448 kg SSVLM/Kg DBO₅ removido

Intersección= kd= 0.054 d⁻¹.

r = coeficiente de correlación.

Obtención de las constantes "a" y "b" para el cálculo de los requerimientos de oxígeno.

De la ecuación 4.34, una gráfica de la TCO/X contra $\frac{S_0-S}{X\theta}$ cuya pendiente es "a" y la intersección con la ordenada es la constante "b". Los datos para esta gráfica se presentan en la tabla 5.5.

La gráfica obtenida se presenta en la figura 5.9 y la ecuación obtenida es:

$$\text{TECO} = 1.04 (q) - 0.079 \text{ con } r = 0.95$$

donde:

$$\text{Pendiente } a = 1.04 \text{ Kg } O_2/\text{Kg } DBO_r$$

$$\text{Intersección } b = 0.079 \text{ d}^{-1}$$

r = coeficiente de correlación.

El resumen de las constantes cinéticas para el modelo I base DBO_5 y los típicos para diferentes aguas residuales se presentan en la tabla 5.6.

5.3.2.- Modelo II, base DBO_5

Utilizando este modelo y la ec. 5.23 la constante que varía es la tasa constante de utilización de sustrato. Los valores de Y , k_d , a y b son los mismos del modelo I.

La tabla 5.7 presenta los datos utilizados para graficar q contra $\frac{S}{S_0}$, el resultado obtenido está en la fig. 5.10 y la ecuación resultante es:

$$q = 1.718 \frac{S}{S_0} \text{ con } r = 0.95$$

$$\text{donde: } K_1 = 1.718 \text{ d}^{-1}$$

r = coeficiente de correlación.

TABLA 5.3

PROGRAMA DE PRUEBAS Y ANALISIS FLUJO CONTINUO
COMPLETAMENTE MEZCLADO

ANALISIS	ALIMENTACION	LICOR MEZCLADO	EFLUENTE
DBO ₅	*5/semana	-	4/semana
pH	diario	diario	diario
SST, SSV.	5/semana	5/semana	-
Tasa de consumo de oxígeno, TCO	-	1/semana	-
Oxígeno disuelto	-	2/semana	-
Sólidos sedimentables	-	3/semana	-
Indice Volumétrico de lodo IVL.	-	3/semana	-
Velocidad de Sedimenta- ción zonal. VSZ	-	3/semana	-
Flujo	diario		

*frecuencia.

TABLA 5.4

Datos y resultados obtenidos durante la 2da. etapa del experimento.

	R E A C T O R			
	1	2	3	4
<u>Volumen, V, l .</u>	23	23	23	23
<u>Flujo, Q, l/h .</u>				
No. de aforos n	39	38	39	39
Promedio,	2.09	1.46	1.03	0.50
Desviación estandar,	0.108	0.088	0.0528	0.011
Coeficiente de variación.	0.0517	0.060	0.0512	0.0219
<u>Tiempo de retención</u>				
<u>Hidráulico; θ, h.</u>	11.00	15.75	22.33	46.00
<u>Sólidos suspendidos totales</u>				
<u>licor mezclado SSLM, X_T, mg/l</u>				
No. de muestras.	26	26	26	26
Promedio	5405	4595	4170	3077
Desviación estandar.	512	596	554	425
Coeficiente de Variación.	0.0947	0.1297	0.1328	0.1381
<u>Sólidos suspendidos Volátiles del licor mezclado,</u>				
<u>SSVLM, X, mg/l.</u>				
No. de muestras.	26	26	26	26
Promedio.	4107	3504	3063	2180
Desviación estandar.	456	410	438	386
Coeficiente de Variación.	0.1110	0.1170	0.1429	0.1770

Demanda Bioquímica deOxígeno DBO₅, 20°Calimentación, S₀, mg/l.

No. de muestras.	23	23	23	23
Promedio.	827	827	827	827
Desviación estandar.	159	159	159	159
Coefficiente de Variación.	0.1922	0.1922	0.1922	0.1922

* DBO₅ efluente, S, mg/l.

No. de muestras.	20	20	20	20
Promedio.	196	130	94	54
Desviación estandar.	67.8	45.5	44.0	25.1
Coefficiente de variación.	0.3459	0.350	0.4680	0.4648

Relación alimento/Microor-
ganismos.

F/M, base DBO, d ⁻¹ .	0.44	0.36	0.29	0.198
----------------------------------	------	------	------	-------

Sólidos sedimentables ml/l, (30 min).

No. de muestras.	27	28	27	27
Promedio.	448	377	301	239
Desviación estandar.	40.55	39.15	49.39	30.74
Coefficiente de Variación.	0.0905	0.1038	0.1639	0.1288

Indice Volumétrico de IodoIVI., I₂/I⁻

No. de muestras.	26	26	26	26
Promedio.	86.6	83.5	75.9	80.01
Desviación estandar	14.83	6.08	15.39	11.80
Coefficiente de variación	0.1712	0.0728	0.2027	0.1475

Producción de biomasa. ΔX , g/d.Tiempo de residenciaCelular, θ_C , d.

Producción de biomasa.	9.35	6.51	3.88	1.58
Tiempo de residencia Celular, θ_C , d.	10.10	12.34	18.58	31.73

continúa tabla 5.4

Tasa de consumo de oxígenoTCO, mg/l. h,

No. de muestras.	6	5	6	11
Promedio.	75.15	61.44	40.8	25.49
Desviación estandar.	26.4	19.37	5.84	7.53
Coefficiente de variación.	0.3659	0.3152	0.1445	0.2956

Velocidad de Sedimentaciónzonal VSZ m/h.

No. de muestras.	14	16	16	16
Promedio.	0.53	0.79	1.23	2.14

** pH afluyente.

No. de muestras.	35	35	35	35
Promedio.	6.1	6.1	6.1	6.1
Desviación estandar.	1.168	1.168	1.168	1.168
Coefficiente de variación.	0.1928	0.1928	0.1928	0.1928

** pH efluente.

No. de muestras.	32	32	32	32
Promedio.	6.6	6.6	6.8	6.9
Desviación estandar.	0.3235	0.6639	1.100	1.167
Coefficiente de variación.	0.0857	0.100	0.1546	0.17

** pH licor mezclado.

No. de muestras.	30	29	29	29
Promedio.	6.54	6.4	6.4	6.5
Desviación estandar.	0.4722	0.2873	0.52	0.52
Coefficiente de variación.	0.0722	0.0835	0.0823	0.0804

Temperatura ambiente, °C.

No. de lecturas.	34
Promedio.	22.9
Desviación estandar.	3.08
Coefficiente de variación.	0.1344

continúa tabla 5.4

Temperatura licor mezclado °C.				
No. de lectura.	37	37	37	37
Promedio.	24.5	22.9	22.8	22.3
Desviación estandar.	2.54	2.65	2.76	3.19
Coficiente de variación.	0.1037	0.1157	0.1210	0.1430

* DBO_5 , soluble.

** pH medido con papel indicador marca MERCK rango 0-14, Art. 9535

Tabla 5.5 Valores para obtención de constantes Modelo I base DBO

REACTOR	S_o mg/l	S mg/l	X mg/l	θ día	$q = \frac{S_o - S}{X\theta}$ d^{-1}	ΔX g/d	θ_c día	$\frac{1}{\theta_c}$ d^{-1}	TCO $mg^O_2/1.d$	TECO $mg^O_2/d.mg$ SSVLM
1	827	196	4107	0.458	0.3355	9.35	10.1	0.099	1731.6	0.4216
2	827	130	3504	0.656	0.3032	6.51	12.3797	0.0808	1474.5	0.4208
3	827	94	3063	0.93	0.2573	3.88	18.157	0.0551	979.2	0.3179
4	827	54	2180	1.917	0.1850	1.58	31.7342	0.0315	611.76	0.2808

S_o = DBO₅ alimentación.

S = DBO₅ efluente.

X = SSVLM

θ = Tiempo de retención hidráulico.

q = Tasa específica de remoción de sustrato.

ΔX = Producción de lodo

θ_c = Tiempo de residencia celular.

TCO = Tasa de consumo de oxígeno.

TECO = Tasa específica de consumo de oxígeno.

Comparación de constantes cinéticas reportadas, (ref. 23-24) y las obtenidas en el presente trabajo, para modelo I.

	K l/mg.d	Y Kg SSVLM/ Kg DBO _r	K _d d ⁻¹	a Kg O ₂ /Kg DBO _r
Agua residual.				
(a) Doméstica.	0.017-0.03	0.73	0.075	0.052
(a) Refinería.	0.074	0.49-0.62	0.10-0.16	0.40-0.77
(a) Química y Petro- química.	0.0029-0.018	1.31-0.72	0.05-0.18	0.31-0.76
(a) Cervecería.	-	0.56	0.10	0.48
(a) Farmacéutica.	0.018	0.72-0.77	-	0.46
(a) Papelera.	-	0.5	0.08	0.65-0.8
(b) Cervecera.	0.0053	-	-	-
(b) Industria Química.	0.00336	-	-	-
(b) Residuo Doméstico.	0.032	-	-	-
(b) Química Orgánica.	0.00175	-	-	-
(b) Química Orgánica.	0.0012	-	-	-
(b) Petroquímica.	0.00576	-	-	-
(b) Petroquímica.	0.00672	-	-	-
(b) Farmacéutica.	0.00504	-	-	-
(b) Farmacéutica.	0.01368	-	-	-
(b) Papelera.	0.010	0.47	0.0083	-
(b) Refinería.	0.0084	-	-	-
(b) Refinería.	0.024	0.53	0.0104	-
(b) Aceite vegetal.	0.00747	-	-	-
(b) Fenol.	0.002208	-	-	-
(c) Textilera, nylon acabado y tinte.	0.0036	0.25	0.0014	-
(c) Agua combinada.	0.00207	0.448	0.054	1.04

"b" no se reporta el valor obtenido es de 0.079 d⁻¹
(Kg O₂ requerido para respiración endógena, Kg O₂/día. Kg SSVLM en el reactor.)

a) ref. 23

b) ref. 24

c) Valores obtenidos a partir del trabajo experimental.

TABLA 5.7

Datos para encontrar K_1 Modelo II base DBO.

Reactor	$\frac{S}{S_0}$	$\frac{q}{d^{-1}}$
1	0.2370	0.3355
2	0.1572	0.3032
3	0.1137	0.2573
4	0.0653	0.1850

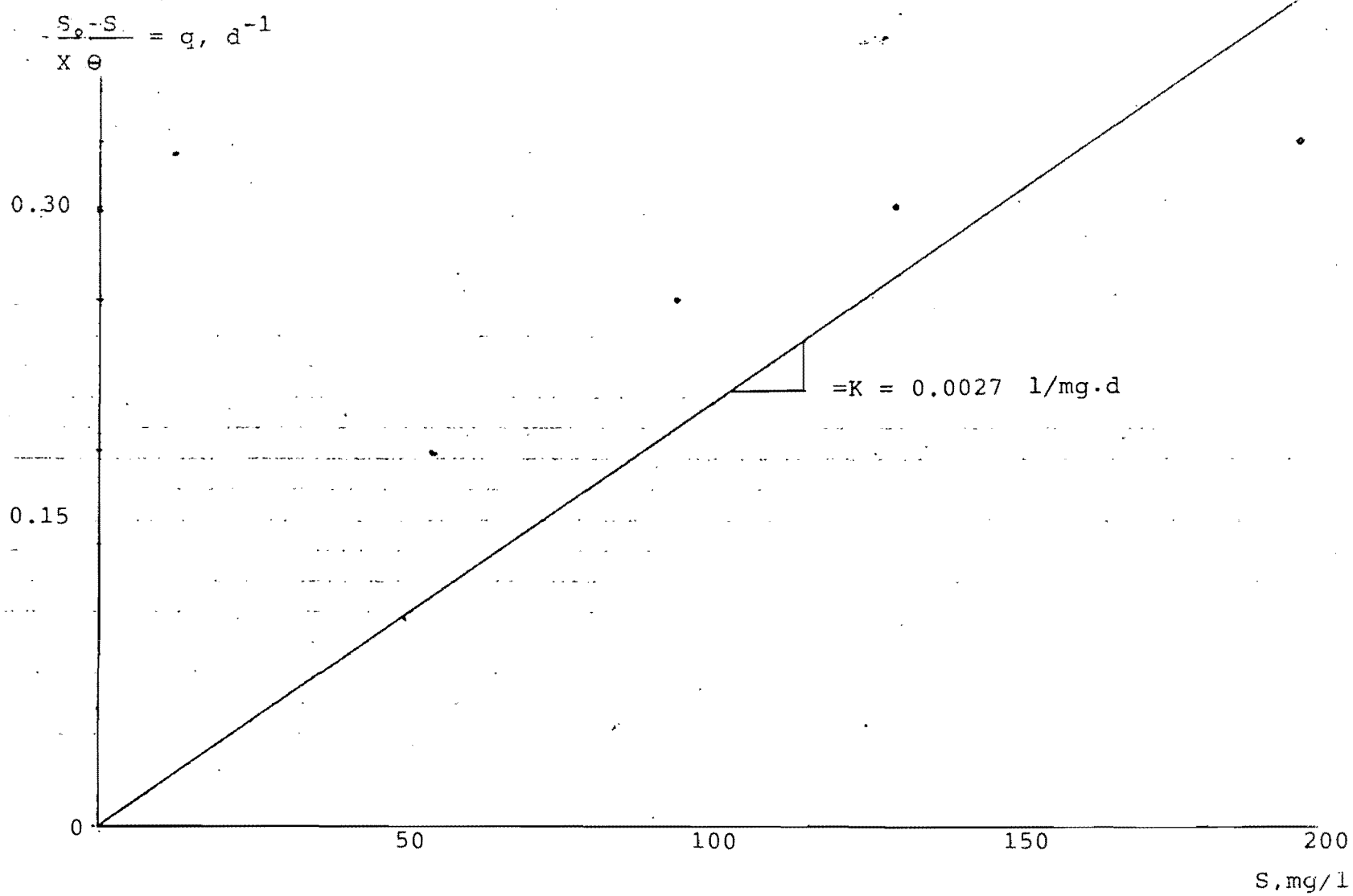


Figura 5.7 ajuste por Minimo cuadrados ec. 4.22
 (se considera como punto fijo el origen).

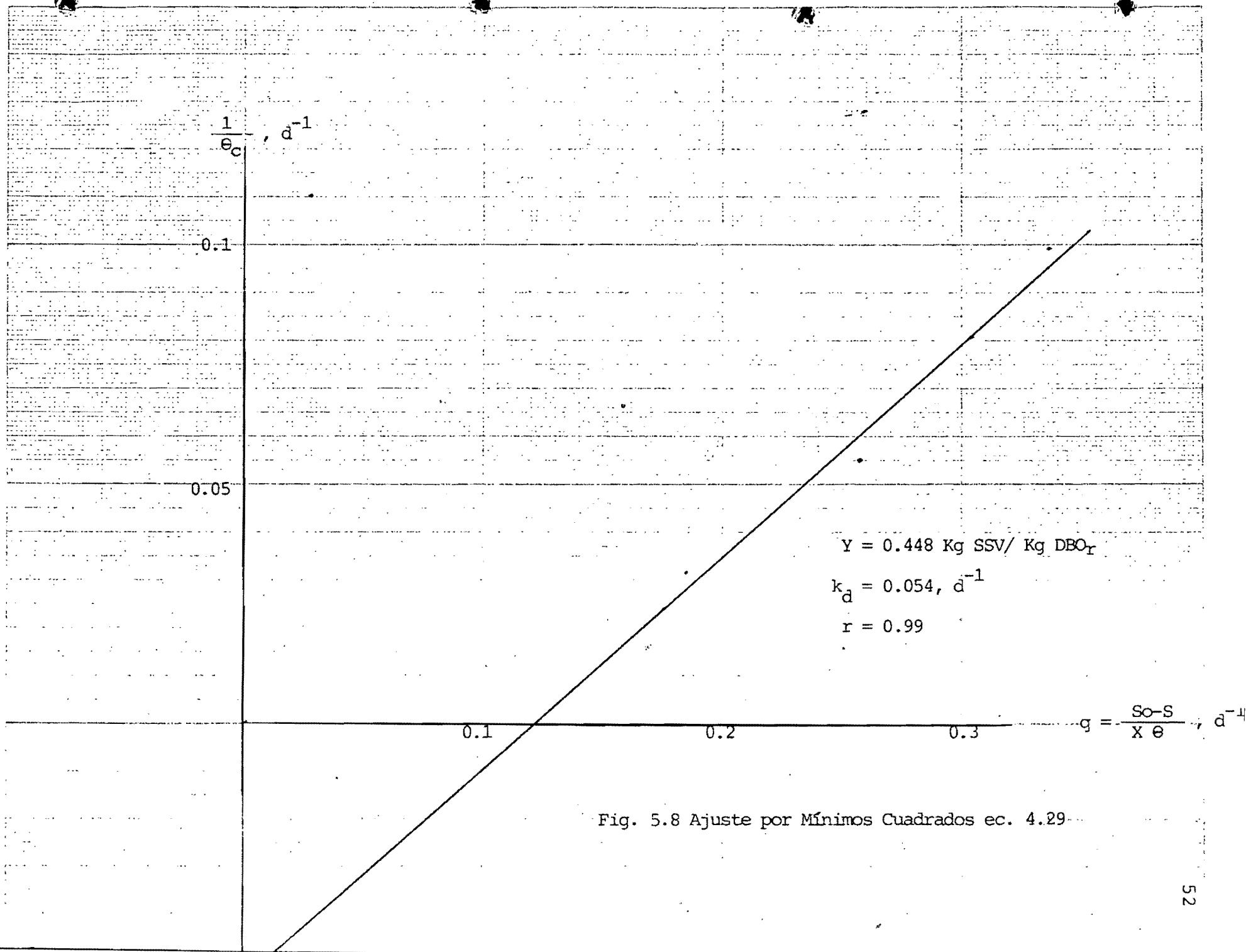


Fig. 5.8 Ajuste por Míminos Cuadrados ec. 4.29

TECO = mg O₂/g·mg SSVLX

0.4

0.2

0.1

0.2

0.2

$\sigma = \frac{SO-S}{X \cdot \theta} ; \sigma$

$a = 1.04 \text{ Kg O}_2/\text{Kg DBO}_T$

$b = 0.079, \text{ d}^{-1}$

$r = 0.95$

Fig. 5.9 Ajuste por Mínimos Cuadrados ec. 4.34

$$q = \frac{S_c - S}{X \theta}, d^{-1}$$

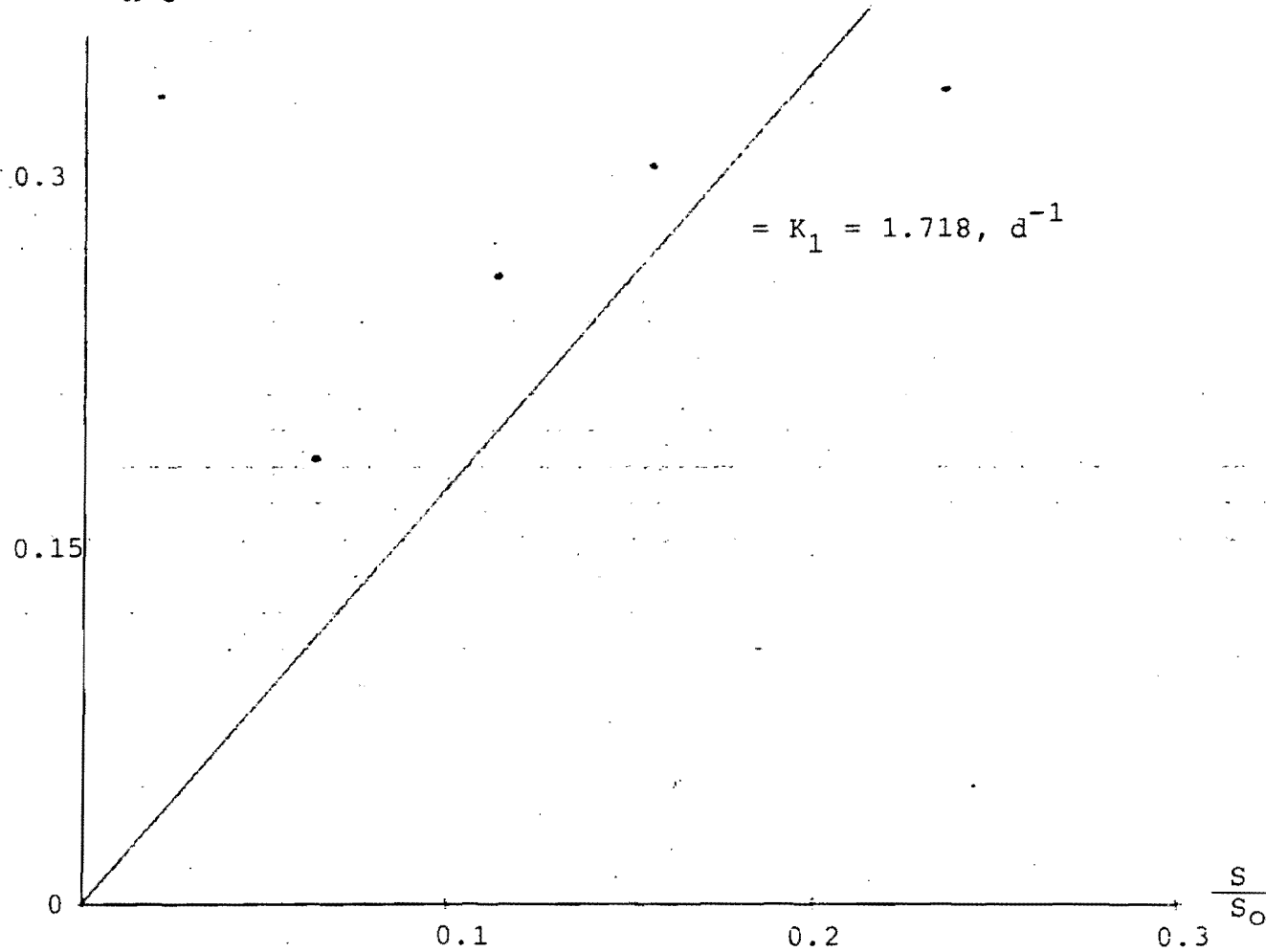


Fig. 5.10 Ajuste por mínimo: Cuadrados ec. 4.23
(se considera como punto fijo el origen).

5.3.3.- Análisis de variancia para las regresiones realizadas (25)

El objeto de este análisis es probar que las ecuaciones de regresión, con las cuales se obtuvieron los coeficientes cinéticos, son significativas a niveles de significancia $\alpha = 0.10$ y $\alpha = 0.05$

5.3.3.1.- Análisis de variancia para la ecuación 4.22, obtención de K, l/mg.d. nota: no se toma como punto de fijo el origen.

	Suma de cuadrados	GL	Media de Cuadrados.
Regresión (variación)	0.01162	1	MSR= 0.01162
Alrededor de la regresión (variación)	0.00116	2	$S^2 = 0.00058$
Alrededor de la media (variación)	0.01278	3	

$$F = MSR/S^2 = 20.03$$

Prueba de Hipótesis:

$$\beta_1 = 0 \text{ contra Hipótesis alternativa } \beta_1 \neq 0$$

$$H_0: \beta_1 = 0 \quad ; \quad H_1: \beta_1 \neq 0$$

Nivel de significancia $\alpha = 0.10$

$$F_C (1, 2, 0.9) = 8.53$$

Como $F > F_C$; $20.03 > 8.53$ se rechaza la hipótesis nula y la ecuación de regresión es significativa al nivel de 10%

Prueba de hipótesis para nivel de significancia $\alpha = 0.05$

$$F_C (1, 2, 0.95) = 18.5$$

$F > F_C$ se rechaza la hipótesis nula y ecuación de regresión es significativa al nivel de 5%

5.3.3.2.- Análisis de variancia para la ecuación 4.23; obtención de K_1, d^{-1}

Fuente	Suma de cuadrados	GL	Media de Cuadrados.
Regresión (variación)	0.01161	1	MSR = 0.01161
Alrededor de la regresión (variación)	0.00116	2	$S^2 = 0.00058$
Alrededor de la media (variación)	0.01277	3	-

$$F = \text{MSR}/S^2 = 20.01$$

Prueba de Hipótesis.

$\beta_1 = 0$ contra Hipótesis Alternativa $\beta_1 \neq 0$

$$H_0: \beta_1 = 0 ; H_1 : \beta_1 \neq 0$$

Nivel de significancia $\alpha = 0.10$

$$F_C (1, 2, 0.90) = 8.53$$

Como $F > F_C$; $20.01 > 8.53$ se rechaza la hipótesis nula y -- la ecuación de regresión es significativa al nivel de 10%

Prueba de hipótesis para nivel de significancia $\alpha = 0.05$

$$F_C (1, 2, 0.95) = 18.5$$

$F > F_C$ Se rechaza la hipótesis nula y la ecuación de regresión también es significativa al nivel de 5%.

5.3.3.3.- Análisis de variancia para la ecuación 4.29; obtención de Y KgSSVLM/KgDBO₅ removida; k_d , día⁻¹

Fuente	Suma de Cuadrados	GL	Medida de Cuadrados
Regresión (variación)	0.002563	1	MSR= 0.002563
Alrededor de la regresión (variación).	0.000052	2	$S^2 = 0.000026$
Alrededor de la media (variación)	0.002615	3	-

$$F = MSR/S^2 = 98.57$$

Prueba de hipótesis $H_0 : \beta_1 = 0 ; H_1 \beta_1 \neq 0$

Nivel de significancia $\alpha = 0.10$

$$F_c (1, 2, 0.90) = 8.53$$

$F > F_c$ ∴ La ecuación de regresión es significativa al nivel de 10%.

Para nivel de significancia $\alpha = 0.05$

$$F_c (1, 2, 0.95) = 18.5 < F$$

La ecuación de regresión también es significativa al nivel de 5%.

5.3.3.4.- Análisis de variancia para la ecuación 4.34 ; obtención de a , - Kg O₂/Kg DBO_r .d y b , d⁻¹

Fuente	Suma de Cuadrados	GL	Media de Cuadrados.
Regresión (variación)	0.01388	1	MSR = 0.01388
Alrededor de la regresión (variación)	0.001655	2	$s^2 = 0.000827$
Alrededor de la media (variación)	0.01554	3	-

$$F = \text{MSR}/s^2 = 16.77$$

Prueba de hipótesis $H_0: \beta_1 = 0$; $H_1: \beta_1 \neq 0$

Nivel de significancia $\alpha = 0.10$

$$F_c (1, 2, 0.90) = 8.53$$

$F > F_c$ Por lo tanto la ecuación de regresión es significativa al nivel de 10%.

Para nivel de significancia $\alpha = 0.05$

$$F_c (1, 2, 0.95) = 18.5 > F$$

Por lo que la ecuación de regresión no es significativa al nivel de 5%.

6.- VOLUMENES DE UNIDADES Y REQUERIMIENTOS DE OXIGENO.

El cálculo del volumen del reactor se realiza en base DBO_5 con una remoción de 90% y los siguientes criterios de diseño.

- $S_o = 858 \text{ mg/l}$
- $S = 86 \text{ mg/l}$
- $Q = 200 \text{ l/s}$
- Concentración SSVLM 4000 mg/l
- Concentración de SSV en recirculación y lodo de retorno = 17000 mg/l
- K para modelo I = 0.00207 l/mg.d
- K_1 para modelo II = 1.718 d^{-1}
- $Y = 0.448$
- $k_d = 0.054 \text{ d}^{-1}$
- $a = 1.04 \text{ Kg O}_2/\text{Kg DBO}_r$
- $b = 0.079 \text{ d}^{-1}$

Volumen del reactor de la ec. 4.21.

	Modelo I	Modelo II
Volumen, m^3 .	18,734	19,367

Del resultado anterior en adelante para el cálculo de producción de lodo se utilizará el Modelo II.

Tiempo mínimo de retención celular: de la ecuación 4.29 considerando que la concentración S_o es igual al efluente.

$$\frac{1}{\theta_c^m} = Y \frac{ds}{dt}/X - k_d \quad ; \quad \frac{ds}{dt}/X = K_1 \frac{S_o}{S_o}$$

$$\frac{1}{\theta_c^m} = (0.448)(1.718) - 0.054$$

$$\theta_c^m = 1.4 \text{ d. (tiempo mínimo de retención celular)}$$

Se recomienda operar el sistema con un θ_c^d (tiempo de retención celular de diseño) con un valor 2-20 veces el valor θ_c^m en - el presente trabajo $\theta_c^d = (15) (\theta_c^m)$ por lo que $\theta_c^d = 21 \text{ d.}$

El coeficiente de producción de biomasa observado

$$\text{Se define como } Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + \theta_c^d k_d} = \frac{0.448}{1 + (21)(0.054)} = 0.21$$

La producción de biomasa será;

$$\Delta x = Y_{\text{obs}} Q (S_0 - S)$$

$$\Delta x = 2800 \text{ kg/día.}$$

La masa de lodo producida en base a sólidos suspendidos totales será:

$$\Delta x_r = \frac{2800 \text{ Kg/d}}{0.76} = 3680 \text{ kg/día}$$

0.76 = SSVLM/SSTLM ; De la tabla 5.4

El flujo de lodos retirado del sistema de ec. 4.23 es:

$$Q_w = \frac{V X}{\theta_c^d X_r} = \frac{(19367)(4000)}{(21)(17000)}$$

$$Q_w = 217 \text{ m}^3/\text{día}$$

La relación de recirculación; por un balance de masa en el - - reactor:

$$4000 (Q + Q_r) = 17000 (Q_r)$$

$$\frac{Q_r}{Q} = 0.31$$

Requerimiento de oxígeno de la ec. 4.32

$$\text{Kg } Q_2/\text{día} = a (S_0 - S) Q + b X V$$

$$K_g \text{ O}_2/\text{día} = 20,000$$

Cálculo de aeración:

La eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones reales se calcula con la ecuación 6.1 (ref. 26)

$$(ET)_r = (ET)_s \left(\alpha_{20^\circ\text{C}} \times 1.024^{T-20} \times \frac{C_{sw}-C_L}{9.2} \right) \text{ --- 6.1}$$

donde:

$(ET)_r$ = eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones reales.

$(ET)_s$ = eficiencia de transferencia de oxígeno en condiciones estandar.

T = temperatura = 24°C .

α = 0.8 (supuesto) factor de corrección entre coeficientes de transferencia de masa de oxígeno definido por K_{La} (agua residual)/(K_{La} (agua limpia). ref. (27).

C_{sw} = Concentración de oxígeno disuelto en agua residual en condiciones de saturación.

β = 0.92 (supuesto) razón entre la concentración de oxígeno disuelto a saturación en el agua residual y la correspondiente en el agua limpia. ref. (28).

C_L = 1 mg/l ; concentración de oxígeno disuelto en el licor mezclado del aereador.

$$C_{sw} = (C_s) \frac{p}{760} = 6.76$$

C_s = 8.4 = concentración de oxígeno disuelto de agua limpia en condiciones de saturación a 25°C .

P = 65 mmHg presión atmosférica en Cuernavaca, Mor.

Para el cálculo del equipo de aereación se toman las características de la ref. 7 p. 200

$$(ET)_s = 2.96 \text{ lb O}_2/\text{hp.h}$$

$$(ET)_r = (2.96)(0.55) = 1.918 \text{ lb O}_2/\text{hp.h}$$

Potencia requerida.

62

$$PR = \frac{O_2 \text{ requerido lb } O_2/h}{(ET)_r \text{ lb } O_2/HP.h}$$

$$PR = \frac{1836}{1.918} = 957 \text{ HP.}$$

Revisando el nivel de agitación supuesto.

$$P_V = \frac{957}{5.12 \times 10^4 \text{ gal}} = 0.186 \text{ HP/1000 gal.}$$

Calculando nuevamente con $P_V = 0.2$

$$(ET)_s = 2.75$$

$$(ET)_r = 1.51$$

$$PR = 1215 \text{ HP (12 equipos de 100 H.P. cada uno)}$$

Revisando el nivel de agitación

$$P_V = 0.23 \text{ HP/1000 gal}$$

La ref. (29) recomienda un valor de nivel de agitación de $0.2 < P_V < 0.3$ para lodos activados por lo que se da por concluido el cálculo para el nivel de agitación.

Consideraciones de mezclado.

Un buen mezclado se requiere para dos objetivos: mantener la biomasa en suspensión, así como para distribuir el oxígeno a través del líquido. El mezclado puede relacionarse con la capacidad de bombeo del equipo de aeración. Considerando una capacidad de bombeo de 41,000 gpm (30) para aeradores de superficie de baja velocidad de 100 HP cada uno, este valor puede usarse para calcular el tiempo teórico de circulación para un

volumen dado. Para que el sistema tenga una mezcla completa se recomienda (30) que el tiempo teórico de circulación, TTC, debe ser menor de 7.5 min.

$$TTC = \frac{V}{nq} = 450 \text{ seg.}$$

donde

TTC = Tiempo teórico de circulación, tiempo.

V = Volumen del reactor, Vol.

n = Número de equipos.

q = Capacidad de bombeo, volumen/tiempo.

Para el caso en particular.

$$TTC = \frac{19370 \text{ m}^3}{(12)(2.58) \frac{\text{m}^3}{\text{S}}} = 625.6 \text{ seg.} = 10.42 \text{ min.}$$

Por lo que el mezclado no es aceptable por lo tanto se considera un equipo de aereación de 16 unidades de 100 HP c.a.

$$TTC = 469 \text{ seg.} = 7.3 \text{ min}$$

Por lo tanto el mezclado es aceptable y los requerimientos de -- oxígeno cubiertos en 1.33 veces

A manera de resumen se tiene lo siguiente:

Volumen requerido del tanque de aereación: $19,370 \text{ m}^3$

Equipo de aereación 16 unidades de 100 HP c. u.

Cálculo de Sedimentación Secundaria ref. (31-32).

La tabla 6.1. presente los datos, obtenidos de pruebas de laboratorio, utilizados para la estimación de las dimensiones del sedimentador secundario.

Tabla 6.1 Datos de sedimentación.

Tiempo min	X ₁ mg/l	X ₂ mg/l	X ₃ mg/l	X ₄ mg/l
0	1000	1000	1000	1000
5	950	816	623	508
10	777	580	436	354
15	609	475	375	303
20	522	430	338	273
25	479	396	314	254
30	448	373	293	237

$$X_1 = \text{SST}$$

La velocidad de sedimentación zonal será: la pendiente de la -- región comprendida entre la sedimentación retardada y el punto de compresión X₁ 5530 mg/l ; VSZ = 0.53 m/h, fig. 6.1

$$X_2 \text{ 4570 mg/l ; VSZ = 0.79 m/h, fig. 6.2}$$

$$X_3 \text{ 4050 mg/l ; VSZ = 1.23 m/h, fig. 6.3}$$

$$X_4 \text{ 3150 mg/l ; VSZ = 2.14 m/h, fig. 6.4}$$

Cálculo de la altura H_u a la concentración de SST deseada, para este caso en particular; X_u = 21250, mg/l = 17000, SSVLM /0.8

$$X_o = 5530 \text{ mg/l, } H_o = 1000 \text{ ml, } X_u = 21250 \text{ mg/l.}$$

$$X_o H_o = X_u H_u ; H_u = 260$$

de la fig. 6.1 t_u = Tiempo requerido para alcanzar la concentración deseada ; $t_u = 38$ min.

Para $X_0 = 4570$ mg/l.

$H_u = 215$ ml.

$t_u = 29$ min. , fig. 6.2

Para $X_0 = 4050$ mg/l.

$H_u = 190$ ml.

$t_u = 20.4$ min. , fig. 6.3

Para $X_0 = 3150$ mg/l.

$H_u = 148$ ml.

$t_u = 17$ min. , fig. 6.4

De la fig. 6.5 para una concentración inicial X_0 . de 5000 mg/l

Se tiene una VSZ = 0.6 m/S y de la fig. 6.6 $T_u = 33.5$ min

Concentraciones.

Concentración inicial de sólidos $X_0 = 5000$ mg/l (SSTLM)

Concentración de lodo en el dren $X_u = 21250$ mg/l (SST)

De la figura 6.7 se obtiene una altura $H_u = 0.083$ para una concentración inicial de 5000 mg/l SSTLM.

El área requerida es:

$$A = \frac{Q_T t_u}{H_o} = \frac{(15.60 \frac{m^3}{min}) (33.5 \text{ min})}{0.363 \text{ m}}$$

$$A = 1439 \text{ m}^2 \approx 1440 \text{ m}^2$$

$$Q_T = Q (1+R) = 200 (1+0.31) = 260 \text{ l/seg.}$$

Cálculo del área partiendo de la velocidad de sedimentación zonal:

De la carga superficial que es proporcional al volumen por encima de la zona del lodo se obtiene:

$$Q = 0.260 \frac{m^3}{s} \left(\frac{0.363 - 0.083}{0.363} \right) = 0.200 \text{ m}^3/s$$

Por lo que el área es:

$$A = \frac{Q}{VSZ} = \frac{0.2 \text{ m}^3/s}{0.000167 \text{ m/s}} = 1198 \text{ m}^2$$

De los cálculos anteriores el área que rige es 1440 m^2 .

La carga superficial para esta área será:

$$CS = 12.03 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

La tasa de carga de sólidos, TCS, $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$; para $X_0 = 5000 \text{ mg/l}$.

$$TCS = \frac{112320.0 \text{ kg/día}}{1440 \text{ m}^2} = 78 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{día.}$$

$$Q = 260 \text{ l/s.}$$

Considerando dos tanques circulares el diámetro de cada tanque es:

$$D = \left(\frac{720}{0.785} \right)^{1/2} = 30 \text{ m.}$$

La tabla 6.2 presenta los valores típicos de diseño ref.31 y los obtenidos para la sedimentación secundaria seguida del proceso de lodos activados.

Valores típicos de diseño para sedimentación secundaria seguida del proceso de lodos activados

Carga superficial		Tasa de carga de sólidos		profundidad
$m^3/m^2 \cdot d$		$kg/m^2 \cdot d$		
Valores medios pico		Valores medio pico		Valor medio
16-32	40-48	72-144	216	3.5-5
*12		*78		

* Valores obtenidos.

** Ref. (31)

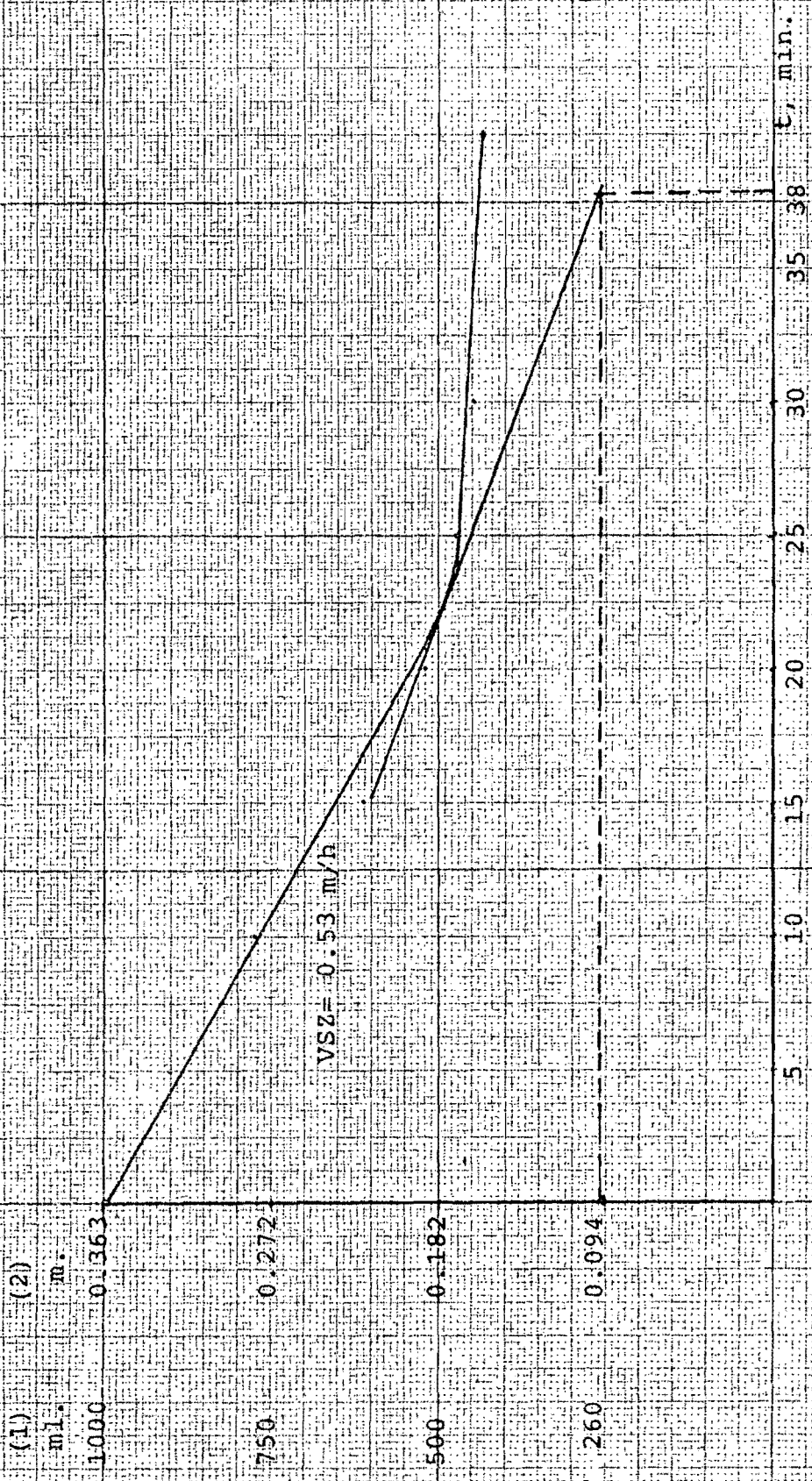


Fig. 6.1. Gráfica para determinar la VSZ y t_u para una concentración inicial de 5530 mg/l. de SSTLM.

- (1) ml. de la probrta
- (2) Altura de la interfase, en m.

(1) ml.
1000

(2)

m.

0.363

750 0.272

500 0.182

215 0.078

$VSZ = 0.79 \text{ m/h.}$

5 10 15 20 25 29 35 t. min.

Fig. 6.2. Gráfica para determinar la VSZ y t_u para una concentración inicial de 4570 mg/l. de SSFM.

(1) ml de la probeta.

(2) Altura de la interfase.

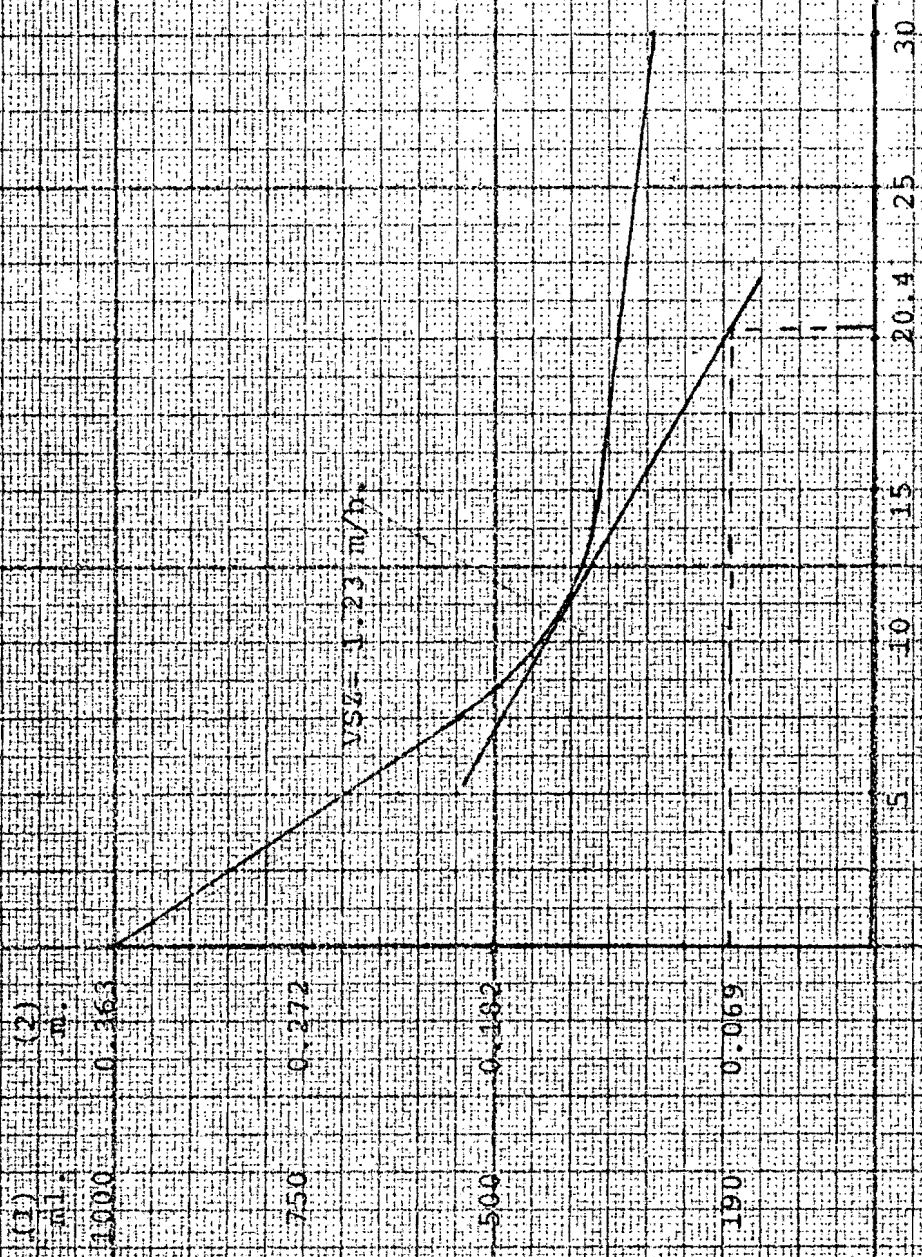


Fig. 6.3: Gráfica para determinar la VSZ y tu para una concentración inicial de 4050 mg/l. de SSTLM.

(1) ml. de la probeta
 (2) Altura de la interfase.

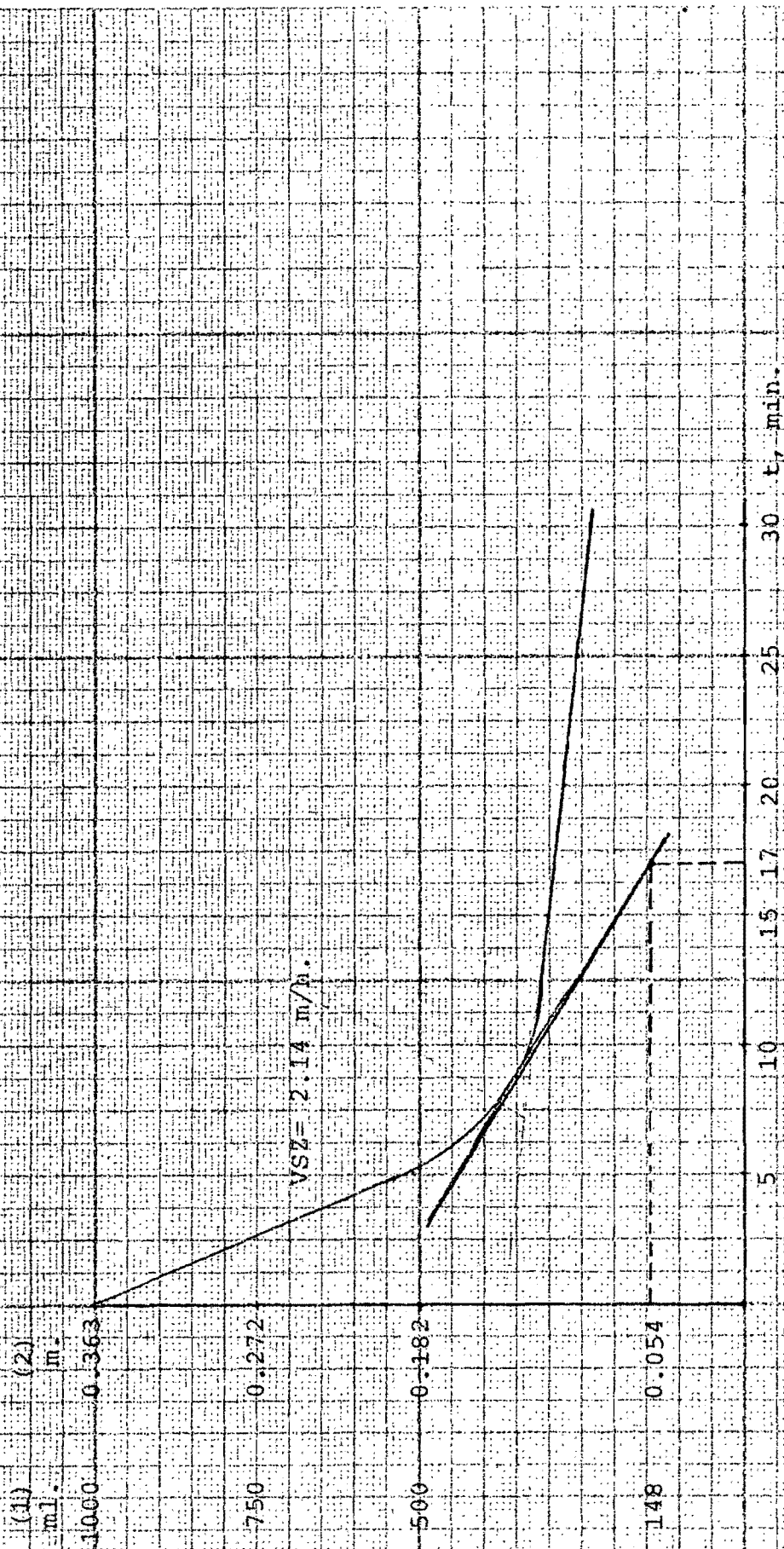


Fig. 6.4. Gráfica para determinar la VSZ y t_u para una concentración inicial de 3150 mg/l. de SSTLM.

(1) ml. de la probeta.

(2) Altura de la interfase.

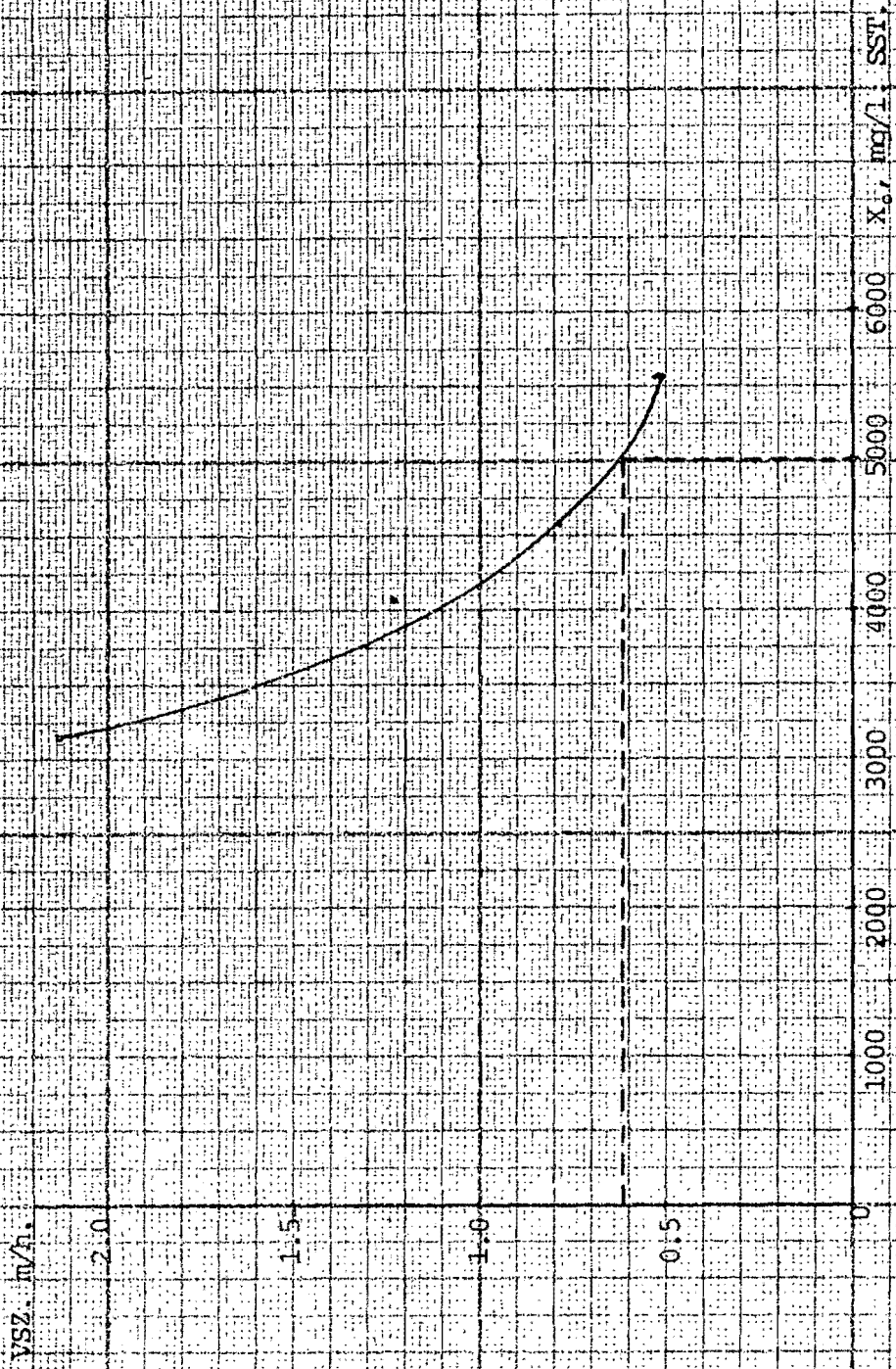


Fig. 6.5 Gráfica para determinar la velocidad de sedimentación zonal considerando una concentración inicial de 5000 mg/l. SSTLM.

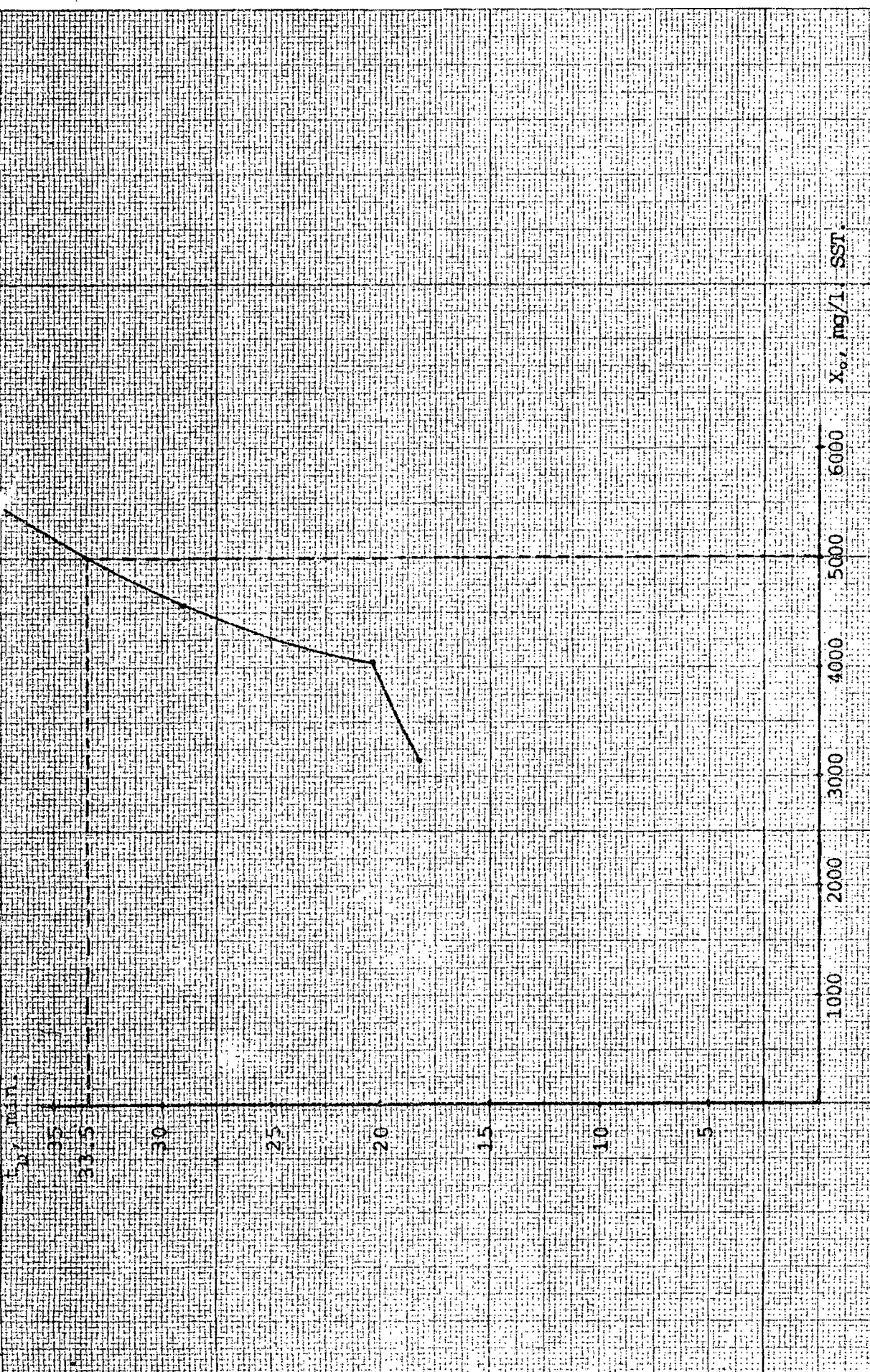


Fig. 6.6. Gráfica para la determinación de t_u , considerando una concentración inicial de 5000 mg/l de SSTIM.

H_u , m.
0.363

0.272

0.182

0.083

1000 2000 3000 4000 5000 6000 X_o , mg/l. SSTLM

Fig. 6.7. Gráfica para obtener la altura H_u , para una concentración inicial de 5000 mg/l de SSTLM.

7. REQUERIMIENTOS DE NEUTRALIZACION.

La actividad óptima para las bacterias ocurre a valores de pH de 6 a 8. Lo cual se debe revisar para en caso necesario "neutralizar el agua residual, antes del tratamiento biológico. Como se muestra en la tabla 5.4 el pH del afluente es de 6.1, con desviación estandar de 1.16 por lo que se considera aceptable, sin embargo es conveniente realizar un estudio tendiendo a una posible neutralización.

Requerimientos de nutrientes:

Como se mencionó anteriormente los nutrientes requeridos para la mayoría de los microorganismos, incluyendo bacterias, son principalmente nitrógeno, fósforo, calcio, magnesio y vitaminas. Que la mayoría están contenidos en el agua residual. Sin embargo algunas aguas industriales son deficientes en nitrógeno y fósforo.

Una estimación de los requerimientos de nitrógeno y fósforo se basa en el hecho de que los SSVLM retirados (X, Kg/d) contienen aproximadamente 12% de su peso seco como nitrógeno y 2% de fósforo, y la concentración de nitrógeno y fósforo soluble en el influente se estima en 1.0 y 0.5 mg/l respectivamente, Ramalho, (7). PP 272-273.

Por lo que los requerimientos totales de nitrógeno y fósforo será.

$$\text{Nitrógeno: } (0.12) (X) + Q(1) (10^{-3}) \text{ kg/día}$$

$$\text{Fósforo: } (0.02) (X) + Q(0.5) (10^{-3}) \text{ Kg/día}$$

Para los datos obtenidos del trabajo experimental los requerimientos son:

$$\text{N: } (0.12) (2800) + (17280) (1) (10^{-3}) = 508.8 \text{ Kg/día}$$

$$P; (0.02)(2800) + (17280)(0.5)(10^{-3}) = 64.6 \text{ Kg/día}$$

El nitrógeno disponible que entra al proceso biológico es de:
(considerando la concentración de la tabla 3.2).

$$(17280 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}) (0.136 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}) = 2350 \text{ Kg/día.}$$

Para un flujo de 200 l/s. y una concentración de 136 mg/l

El fósforo disponible es de:

$$(17280 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}) (0.023 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}) = 399 \text{ Kg/día}$$

Para un flujo de 200 l/s. y una concentración de 23.1 mg/l.

8.- CONCLUSIONES :

1.- El valor de la constante de remoción de sustrato K , $l/mg \cdot d$; obtenido a partir del trabajo experimental comparado con los valores reportados en la ref. 23 y 24, tabla 5.6 del presente -- trabajo, se encuentra entre los de un industria química orgánica y una petroquímica. Sin embargo, analizando la misma tabla 5.6, se puede concluir que para la mezcla de un agua residual de industrias de diferentes giros combinada con agua de origen doméstico, el valor de las constantes obtenidas tanto para la producción de biomasa como para los requerimientos de oxígeno, tienen valores específicos que no se pueden igualar a los de un agua residual en especial.

2.- El agua residual sometida a estudio se puede considerar, con base a sus características, en la categoría de industrial , tabla 3.2, sin que contenga cantidades considerables de metales pesados que pudieran inhibir el proceso de lodos activados, tabla 3.4; por lo que esta agua residual, bajo determinadas condiciones de diseño, es tratable biológicamente.

3.- En la obtención del volumen del reactor, bajo los dos modelos considerados Eckenfelder y Grau, conducen a valores muy similares cuya variación es de 3.2% ; por lo que prácticamente y para este caso en particular es indistinto el modelo a utilizar.

4.- La carga volumétrica, $Kg DBO_5/m^3 \cdot d$, obtenida para el ejemplo, es de 1.03 ; la cual comparada con lo que reporta la literatura, ref. (1) p.485 de 0.8-2.00 $Kg DBO_5/m^3 \cdot d$, se considera aceptable.

5.- Comparando la constante "a" $Kg O_2$ día/ $Kg DBO_r$ de la tabla 5.6 se observa que el valor obtenido es mayor a los reportados en la ref. 7 p 262, por lo que es conveniente realizar un estudio más profundo en lo que se refiere a los requerimientos de oxígeno

6.- Para el cálculo de la unidad de sedimentación secundaria, y comparando la tabla 6.2; se puede concluir que los parámetros de diseño, para este tipo de unidades, se encuentran dentro de lo recomendado.

7.- Las concentraciones de nitrógeno y fósforo encontradas en el agua residual en estudio, son aceptables para los requerimientos del proceso de lodos activados, bajo las condiciones de diseño consideradas.



DEPFI

REFERENCIAS :

- 1 Metcalf L. and H.P. Eddy; "Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse"; Mc Graw-Hill, 2 nd. Edition, 1980, tabla 3.5 p. 64.
- 2 J. A. Azid and T.H.Y. Tebbut; " Significance of COD, BOD and TOC, Correlations in Kinetics Models, of Biological Oxidation"; Water Research. Vol. 53 p. 319-324, Jul. 1979.
- 3 Salar Niku and Edward D. Schoeder; " Stability of Activated Sludge Processes Based on Statistical Measures"; JWPCF --- Vol. 53 p. 457-470, 1970.
- 4 Anthony Richard M. and Breimhurst Lawrence H.; " Determining maximum influent concentrations of priority pollutants for treatment plants" ; JWPCF p. 1457-1468, oct. 1981.
- 5 Salazar Salazar Carlos; " Estudio experimental Sobre Remoción de Metales Pesados en una Planta de Tratamiento Convencional de Lodos Activados" ; Trabajo presentado como requisito para obtener el grado de Maestro en Ingeniería Sanitaria. p. 37-50, UNAM 1981.
- 6 Ref. 1 p. 393-398.
- 7 Ramalho, R.S.; " Introduction to Wastewater Treatment Proces" Academic Press, Second Edition, 1983. p. 211-243.
- 8 Benfield, L.D. and C.W. Randall; " Biological Process Design for Wastewater Treatment"; Prentice-Hall, New Jersey, 1980. p. 43-45.
- 9 Ref. 1 p. 414-429.
- 10 Ref. 8 p. 45-56.

- 11 Alonso W. Lawrance and Perry L. Mc. Carty; " Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation"; Journal of the Sanitary Engineering Division"; June 1970.
- 12 Ref. 7 p. 220.
- 13 Ref. 8 p. 56.
- 14 Adams C.E. and W.W. Eckenfelder ;" A Kinetic Model for Design of Completely Mixed Activated Sludge Treating Variable Strength Industrial Wastewaters" ; Water Research, Vol. 9 - P. 37-42, 1975.
- 15 P. Grau, M. Dohanyos and Chodoba; " Kineties of Multicomponent Substrate Removal by Activated Sludge" ; Water Research. Vol. 9 p. 637-692, 1975.
- 16 Grady C. P L. and Williams D.R.; " Efects of Efluent Substrate Concentration on the Kineties of Natural Microbial - Populations in Continuous Culture"; Water Research, Vol 9 p. 171-180, 1975.
- 17 Ref 7 p. 240.
- 18 Adams Clar E. , Ford D.L. Eckenfelder W.W.; " Development of Design and Operational Criteria of Wastewater Treatment" Enviro Press Inc. p. 45-56. 1981.
- 19 Ref. 7 p. 252.
- 20 Eckenfelder W.W. and Ford D.L.; " Water Pollution Control Experimental Procedures for Process Design"; Pemberton Press p. 138, 1970.
- 21 Apha-Awwa-Wpcf;" Standar Methods for the Examination of Water and Wastewater" ; Ed. Apha, 15 th Edition, 1980.

- 22 Benfield Lary D. and Randall Clifford W.; " Evaluation of a Comprehensive Kinetic Model for the Activated Sludge Process", JWPCF p. 1636-1641, July, 1977.
- 23 Ref. 7 p. 262.
- 24 Ref. 8 p. 216.
- 25 Draper N.R. and Smith H.; " Applied Regression Analysis " Ed. Wiley-Interscience. 1976. p. 5-20.
- 26 Ref. 7 p. 200.
- 27 Ibid p. 180.
- 28 Ibid p. 168.
- 29 Ibid p. 201.
- 30 Ref. 8 p. 317.
- 31 Ref. 1 p. 514.
- 32 Ref. 18p. 67-73