

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS E AGRÍCOLA

PARECER

Este exemplar corresponde a redação final da tese defendida por Carlos Osamu Hokka e aprovada pela Comissão Julgadora em 31.08.84.
Campinas, 31 de agosto de 1984.

S. Moraes

Presidente da Banca

" ESTUDO CINÉTICO DE TRATAMENTO DE
ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE ABATEDOURO AVÍ
COLA POR PROCESSO DE LODO ATIVADO"

CARLOS OSAMU HOKKA

Eng. Químico, UFRJ, 1970

Mestre em Engenharia ,

Osaka University, 1976

Orientador

PROFA. DRA. IRACEMA DE OLIVEIRA MORAES

TESE DE DOUTORADO

CAMPINAS, SP, 1984

A Akemi

AGRADECIMENTOS

À Prof.^a Dr.^a Iracema de Oliveira Moraes pela sua valiosa orientação durante o desenvolvimento deste trabalho.

Ao Eng. Fernando José Von Zuben e à técnica Maria Iza-
bel Rodrigues pela colaboração nos trabalhos experimentais.

Aos amigos Antonio de Pádua Blanco e Raimundo Garbelotti
Filho pela confecção gráfica.

Ao Prof. N. Kosaric pelas sugestões e discussão deste
trabalho.

Ao Eng. Luiz Carlos Pinotti pelo fornecimento de água
residuária e material de análise.

Ao pessoal técnico e administrativo do Departamento de
Engenharia de Alimentos pelo apoio prestado.

Ao corpo docente da Faculdade de Engenharia de Alimen-
tos e Agrícola pela cooperação e amizade.

A todos os membros do Departamento de Engenharia Quími-
ca da UFSCar pelo incentivo e cooperação.

À Associação Brasileira das Indústrias de Alimentação,
ABIA, pelas cópias.

INDICE

	PÁG.
RESUMO	i
SUMMARY	iv
1. INTRODUÇÃO	01
2. OBJETIVOS	04
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	05
3.1. Características das águas residuárias de abatedou ro avícola	05
3.2. Redução de carga poluidora de abatedouros aví- colas	07
3.3. Cinética de crescimento e consumo de poluente no tratamento de águas residuárias	12
3.4. Processo de lodo ativado	17
4. MATERIAL B MÉTODOS	25
4.1. Material	25
4.1.1. Microorganismos	25
4.1.2. Água residuária	25
4.1.3. Equipamentos de cultivo e tratamento	25
4.1.4. Equipamentos para determinação de taxa de respiração	26
4.1.5. Material e equipamentos auxiliares	27
4.2. Metodologia	27
4.2.1. Preparo de inóculo	27
4.2.2. Determinação das constantes (k_d , Y_G , $\mu_{m\acute{a}x}$, k_s) do modelo cinético de crescimento e degradação de poluente	28
4.2.3. Determinação do efeito da concentração de substrato na taxa de respiração	33
4.2.4. Determinação da velocidade de sedimenta- ção de lodo	34

	PÁG.
4.3. Métodos analíticos	34
4.3.1. Demanda Química de Oxigênio (D.Q.O.)	34
4.3.2. Sólidos em Suspensão Totais (S.S.T.)	35
4.3.3. pH	35
4.3.4. Oxigênio dissolvido no tanque de aeração.	35
4.3.5. Índice de Mohlman ou Índice Volumétrico de Lodo (S.V.I.)	35
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	36
5.1. Determinação das constantes cinéticas	36
5.1.1. Constante de morte celular, k_d	36
5.1.2. Velocidade específica máxima de crescimen to, $\mu_{m\acute{a}x}$, e constante de saturação, k_s ..	36
5.1.3. Coeficiente de rendimento em relação ao crescimento, y_G e constante de manutenção m	36
5.2. Comparação de dados experimentais e calculados em processo de lodo ativado com retirada de ex- cesso de lodo, diretamente do tanque de aeração.	39
5.3. Efeito da concentração de substrato (DQO) na ta- xa de respiração	42
5.4. Sedimentação de lodo proveniente de processo de lodo ativado	44
5.5. Aplicação do modelo cinético ao dimensionamento de processo de lodo ativado	45
5.5.1. Tanque de aeração tipo reator de mistura com retirada de excesso de lodo da linha de reciclo	45
5.5.2. Tanque de aeração tipo reator tubular com retirada de lodo da linha de reciclo	50
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	57
7. NOMENCLATURA	87
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	91

ÍNDICE DE QUADROS

	PAG.
QUADRO 3.1 - Características de águas residuárias de <u>abate</u> <u>douro</u> <u>avícola</u>	59
QUADRO 5.1 - Concentração de S.S.T. em sistema descontínuo a várias concentrações iniciais de células	60
QUADRO 5.2 - Influência do tempo de residência na eficiência do tratamento do efluente em sistema contínuo sem reciclo de lodo	61
QUADRO 5.3 - Influência do tempo de residência na eficiência do tratamento do efluente em sistema contínuo com reciclo de lodo. Volume do <u>tanque</u> <u>de</u> <u>aeração</u> = 5,8ℓ	62
QUADRO 5.4 - Influência da concentração de substrato(DQO) na taxa de respiração	63
QUADRO 5.5 - Influência da carga orgânica (F/M) no índice de Mohlman	64
QUADRO 5.6 - Influência da concentração do lodo na velocidade inicial de submergência da interface e no fluxo de sólidos	65

ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁG.
FIGURA 4.1 - Sistema aerado descontínuo	66
FIGURA 4.2 - Sistema aerado contínuo	66
FIGURA 4.3 - Sistema contínuo com reciclo	67
FIGURA 4.4 - Sistema para determinação da taxa de respi- ração	68
FIGURA 5.1 - Decréscimo de concentração de SSTA em siste- ma descontínuo (a) e determinação do coefie- ciente de morte celular (b)	69
FIGURA 5.2 - Relação entre inverso da taxa específica de crescimento $1/\mu$ e inverso da concentração de substrato $1/S$ para cálculo de μ_{\max} e k_s ..	70
FIGURA 5.3 - Correlação entre $1/y_{\text{obs}}$ e θ para determina- ção das constantes y_G e m	71
FIGURA 5.4 - Comparação entre dados experimentais e cal- culados de sistema aerado contínuo sem reci- clo	72
FIGURA 5.5 - Comparação entre dados experimentais e cal- culados obtidos em sistema contínuo com re- ciclo de lodo e tempo de residência $\theta_h=1,16$ dias	73
FIGURA 5.6 - Comparação entre dados experimentais e cal- culados obtidos em sistema contínuo com re- ciclo de lodo e tempo de residência $\theta_h=2,20$ dias	74

- FIGURA 5.7 - Comparação entre dados experimentais e calculados obtidos em sistema contínuo com reciclo de lodo e tempo de residência $\theta_h = 0,63$ dias 75
- FIGURA 5.8 - Variação de concentração de oxigênio dissolvido com o tempo para concentrações de DQO de 0, 5, 10, 25mg/l e concentração celular $X = 2,408\text{mg/l}$ SST 76
- FIGURA 5.9 - Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo à concentração de DQO de 50, 75, 100 e 150mg/l e concentração celular $X = 2,408\text{mg/l}$ SST 77
- FIGURA 5.10- Influência da concentração de DQO na taxa de respiração de lodo ativado 78
- FIGURA 5.11- Correlação entre $1/(R-R_0)$ e $1/S$ para determinação de constantes da expressão de velocidade de respiração 79
- FIGURA 5.12- Influência da razão substrato/microorganismo na sedimentabilidade do lodo 80
- FIGURA 5.13- Velocidade de sedimentação da interface v_i , em função da concentração de sólidos em suspensão 81
- FIGURA 5.14- Fluxo de sólidos (G) em função da concentração de sólidos 82
- FIGURA 5.15- Esquema simplificado de processo de lodo ativado com tanque de aeração segundo modelo de a) reator de mistura; b) reator tubular. 83

FIGURA 5.16- Concentração de substrato adimensional em função de tempo de residência adimensional para baixos valores de α	84
FIGURA 5.17- Concentração de substrato adimensional em função de tempo de residência adimensional para altos valores de α	85
FIGURA 5.18- Tempo de residência hidráulico adimensional em função da eficiência de remoção e <u>con</u> centração celular	86

RESUMO

"ESTUDO CINÉTICO DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS
DE ABATEDOURO AVÍCOLA POR PROCESSO DE LODO ATIVADO"

O dimensionamento racional de sistemas de tratamento por processo de lodo ativado de efluentes líquidos provenientes de indústria de alimentos exige o conhecimento de expressões descrevendo a cinética de crescimento de microrganismos e degradação de material poluente.

Neste trabalho, utilizando-se água residuária de abatedouro avícola determinou-se as constantes das expressões cinéticas derivadas da equação de Monod, levando-se em consideração morte celular e coeficiente de manutenção. Estas constantes foram determinadas em processos em descontínuo e contínuo sem reciclo. As expressões propostas relacionam a velocidade de crescimento celular e velocidade de consumo de substrato com as concentrações X e S , onde X , concentração celular, foi avaliada como concentração de sólidos em suspensão totais (S.S.T.) e S , concentração de substrato limitante, foi avaliada como concentração de Demanda Química de Oxigênio (D.Q.O.). Os valores das constantes determinadas foram:

$$\mu_{\text{máx}} = 0,85 \text{ dia}^{-1};$$

$$k_s = 42 \text{ mg}/\ell \text{ DQO};$$

$$y_G = 0,50 \text{ mg S.S.T./mg D.Q.O.};$$

$$k_d = 0,072 \text{ dia}^{-1};$$

$$m = 0,079 \text{ mg D.Q.O./mg S.S.T. dia.}$$

Resultados experimentais em sistemas contínuo com reciclo de lodo foram comparados aos resultados calculados através do modelo proposto, mostrando que o modelo explica satisfatoriamente este processo.

O efeito da concentração de substrato, em D.Q.O., na taxa específica de respiração, R, foi também examinado obtendo-se expressão relacionando velocidade de consumo de oxigênio com concentração de substrato limitante, S.

Os valores das constantes determinadas foram:

$$R_{\text{máx}} = 10,4 \text{ mg O}_2/\text{mg S.S.T. dia}$$

$$k_2 = 444 \text{ mg}/\ell \text{ D.Q.O.}$$

Determinou-se ainda a velocidade de sedimentação de lodo a diferentes concentrações do mesmo, bem como a influência da razão substrato microrganismos (F/M) no índice volumétrico de lodo (I.M.). A relação F/M ótima encontra-se em torno de 0,60 - 0,80 mg D.Q.O./mg S.S.T. dia.

A aplicação do modelo cinético no dimensionamento de processo de lodo ativado para sistemas utilizando-se tanque de

aeração tipo reator de mistura e tipo reator tubular foi examinada e neste último caso é proposto um método para cálculo de tempo de residência celular e tempo de resistência hidráulico através de gráficos similares aos utilizados para tanque de aeração tipo reator de mistura.

SUMMARY

"KINETIC STUDIES ON POULTRY ABATTOIR WASTEWATER
TREATMENT BY ACTIVATED SLUDGE PROCESS"

Rational design of food industry liquid effluent treatment system by activated sludge process requires the knowledge of expressions describing the kinetics of microorganism growth and pollutant material degradation.

In this work, utilizing a poultry processing industry wastewater, the constants of the kinetic expressions derived from Monod's equation were determined, considering cell death and maintenance coefficient. These constants were determined in batch process and continuous process without recycle. The proposed expressions relate the growth and the substrate consumption rate with the concentrations, X and S , where X , cellular concentration, was evaluated as total suspended solids (T.S.S.) and S , limiting substrate concentration, was evaluated as chemical oxygen demand (C.O.D.).

The values of the constants were determined as:

$$\mu_{\max} = 0,85 \text{ day}^{-1}$$

$$k_s = 42 \text{ mg/l C.O.D.}$$

$$Y_G = 0,50 \text{ mg T.S.S./mg C.O.D.}$$

$$k_d = 0,072 \text{ day}^{-1}$$

$$m = 0,079 \text{ mg C.O.D./mg T.S.S. day}$$

Experimental results in a continuous system with cell recycle were compared with those calculated by the model. The comparison showed that the model explains quite well this process.

The effect of substrate concentration on the specific respiration rate, R , was also examined, and the expression obtained relates oxygen consumption rate with limiting substrate concentration, S .

The value of the constants were determined as:

$$R_{\text{m}\bar{\text{a}}\text{x}} = 10,4 \text{ mg O}_2/\text{mg T.S.S. day}$$

$$k_2 = 444 \text{ mg}/\ell \text{ C.O.D.}$$

Furthermore, sludge sedimentation velocities, at different sludge concentrations, were determined, as well as the influence of the food to microorganism ratio (F/M) on the sludge volume index ($S.V.I.$). The optimum F/M ratio lies between 0,6 and 0,80 mg D.Q.O./mg T.S.S. day.

The use of the kinetic model in the design of the activated sludge process for systems utilizing perfectly mixed reactor and plug-flow reactor type aeration tank was examined. In the latter case, a method for calculation of the cellular and hydraulic retention times through graphic plots, similar to those utilized for perfectly mixed reactor, was proposed.

1. INTRODUÇÃO

A avicultura vem se constituindo em uma das mais importantes atividades para suprimento de alimentos proteicos não só no contexto mundial, como no Brasil. Segundo dados da "Food and Agricultural Organization"^(3,2) foram abatidas 25,3; 27,6 e 29,2 milhões de toneladas de aves nos anos de 1978, 1979 e 1980 respectivamente.

No Brasil, o abate de frangos de corte se apresenta em grande expansão, tendo sido produzidas 587.394, 713.105 e 914.452 T de carne de aves em 1978, 1979 e 1980 respectivamente segundo dados do I.B.G.E.⁽⁶⁾, sendo que aproximadamente 95% desses totais correspondem a frangos. Contribuem ainda com uma significativa fonte de divisas através de exportação, principalmente a países do Oriente Médio e segundo dados recentes⁽¹⁰⁾ foram exportados 18.075 toneladas de carne de frango nos dois primeiros meses de 1980 representando US\$ 20.608.658, em divisas.

O desenvolvimento deste setor se deve graças a pesquisas nas áreas de genética, nutrição, controle de doenças e tecnologia de abate, o que tornou possível a instalação de abatedouros de grande capacidade, chegando os maiores a abaterem 150.000 aves por dia.

Por outro lado, durante o processamento das aves, as operações de escaldagem, evisceração, preparação da carcaça,

lavagem de piso e equipamentos exigem volumes consideráveis de água produzindo efluente líquido com alta carga poluidora. Segundo estudos de Porges e Struzeski⁽⁷⁸⁾, 16 a 35 litros de água são utilizados por frango abatido, resultando em efluente cuja concentração em Demanda Bioquímica de Oxigênio ($DBO_5^{20^{\circ}C}$) varia de 150 a 2400 mg/l.

Devido à grande quantidade e alta carga poluidora desses efluentes em termos de $DBO_5^{20^{\circ}C}$, lançamento deles em corpos d'água acarreta graves problemas de manutenção do equilíbrio ecológico. Mesmo seu lançamento em rede de esgotos provoca grandes problemas nas estações públicas de tratamento devido à sobrecarga acarretada pelo efluente a ser tratado.

A preocupação quanto a preservação do meio ambiente levou numerosos pesquisadores a estudarem métodos de tratamento bem como alterações no fluxograma do processamento de aves para diminuir a quantidade de água consumida e teor de DBO. Estes estudos conduziram ao trabalho efetuado por Carawan et al⁽¹⁸⁾ para a "Environmental Protection Agency", dos E.U.A. (E.P.A.) em 1974 e as recomendações dele emanadas visam a minimização da quantidade de carga poluidora e do volume de água utilizada por modificações e controle das diferentes fases de processamento, reduzindo com isto, os custos de tratamento dos efluentes.

Acredita-se que os modernos abatedouros de aves caminhem no sentido de seguirem as medidas recomendadas no relatório da E.P.A. dentro das normas exigidas por autoridades sanitárias.

No entanto apesar de tais medidas permitirem considerável diminuição na carga poluidora dos efluentes, ainda assim apresentam um alto valor de DBO, sendo desaconselhável seu lançamento a corpos d'água ou mesmo diretamente à rede de esgotos.

Jones⁽⁴⁷⁾ e Litchfield⁽⁵³⁾, realizaram uma revisão dos métodos empregados e dos que estão sendo estudados para seu tratamento; eles tem em comum o fato de incluírem sempre tratamento biológico (secundário), por processo anaeróbio e/ou aeróbio. Vale citar ainda a possibilidade de aproveitamento de metano quando de tratamento anaeróbio através de digestor anaeróbio com reciclo, conforme mencionado por Dart⁽²⁴⁾, porém o efluente produzido normalmente não é adequado a lançamento em corpos d'água, segundo o mesmo autor.

Um dos tipos de tratamento biológico mais usado, quer em efluentes domésticos como industriais é o processo de lodo ativado. Neste processo uma população de microrganismos é responsável pela degradação aeróbia de material orgânico em tanque aerado e a concentração desta população é mantida alta por reciclo do lodo formado.

No presente trabalho procurou-se estudar a cinética do crescimento dos microrganismos e degradação de material orgânico em água residuária de abatedouro avícola de modo a estabelecer parâmetros de projeto e condições operacionais de sistemas de tratamento utilizando processo de lodo ativado.

2. OBJETIVOS

- 2.1. Determinação da cinética de crescimento dos microrganismos e degradação de poluente em águas residuárias de abatedouro avícola.
- 2.2. Estudo da influência da concentração da Demanda Química de Oxigênio (DQO), na taxa de respiração de microrganismos utilizados no tratamento, por processo de lodo ativado, de águas residuárias de abatedouro avícola.
- 2.3. Estabelecimento de parâmetros de projeto e condições operacionais de sistema de tratamento de águas residuárias de abatedouro avícola por processo de lodo ativado.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Características das águas residuárias de abatedouro avícola

Nos abatedouros avícolas as operações de escaldagem, preparação de produto, resfriamento de carcaças, limpeza de vísceras exigem quantidades apreciáveis de água que adicionadas às águas de lavagem de equipamento, piso e túneis de sangria e eventualmente, sangue nos abatedouros onde não há sua recuperação, originam efluentes líquidos com alta carga poluidora.

Os primeiros trabalhos de caracterização desses efluentes foram realizados por, Porges e Struzeski⁽⁷⁸⁾ e Miller⁽⁶¹⁾ os quais descrevem as operações de abate e suas contribuições na carga poluidora do efluente. Segundo estes autores o sangue e as fezes contribuem com a maior parte da carga poluidora e recomendam sua prévia separação dos efluentes.

Numerosos outros trabalhos de caracterização desses efluentes^(13, 15, 18, 48, 90, 115, 116) aparecem na literatura a partir de então.

Bolton⁽¹³⁾ estudando as características das águas residuárias de cincodiferentes abatedouros verificou a diversidade de concentrações dos efluentes bem como do consumo de água. Em abatedouros, onde havia recuperação de sangue encontrou dados

consistentes quanto à quantidade total de DBO por ave abatida, em torno de 12g de DBO/ave abatida. Em abatedouros sem recuperação de sangue encontrou valores de até 18g de DBO/ave abatida.

Porges e Struzeski⁽⁷⁸⁾ realizaram um intenso trabalho de coleta de dados em numerosos abatedouros nos E.U.A. com capacidade média de abate de 50.000 aves/dia. A quantidade de água utilizada variou de 16 a 35ℓ por ave dependendo da tecnologia de abate e as características dos efluentes estão sumarizadas na primeira coluna do quadro 3.1.

Carawan et al⁽¹⁹⁾ prepararam para a E.P.A. um extenso e detalhado trabalho visando a diminuição de carga poluidora de efluentes líquidos de abatedouros avícolas. Neste trabalho iniciado em 1969 e concluído em 1974, um típico abatedouro de frangos situado em Durhan, N.C., E.U.A. com capacidade para abate de 70.000 frangos por dia foi usado para avaliar mudanças em técnicas e equipamentos de processamento para reduzir o consumo de água e carga poluidora. Os autores verificaram que eram utilizados 46ℓ de água por ave, produzindo 25,7g de $DBO_5^{20^{\circ}C}$ por ave abatida. As características das águas residuárias, segundo esses autores, estão resumidas na segunda coluna do Quadro 3.1.

No Brasil, Foresti et al⁽³³⁾ realizaram um estudo de caracterização e tratamento de efluentes de abatedouro situado em Guapiaçu-SP. Na coluna 3 do quadro 3.1 estão assinalados os resultados obtidos por esses autores.

As variações que ocorrem nas características dos despejos são devidas a diferentes quantidades de água utilizada, maior ou menor eficiência na recuperação de subprodutos do efluente e diferenças nas técnicas utilizadas nas operações de processamento das aves e resíduos. Porém, vale lembrar que uma consistência de dados se verifica na literatura citada quanto a relação $DBO_5^{20^{\circ}C}/DQO$ (em torno de 0,75) que indica a boa biodegradabilidade desses resíduos.

3.2. Redução da carga poluidora de abatedouros avícolas

A redução da carga poluidora de abatedouros avícolas deve ser efetivada através de dois enfoques distintos: melhoria e modificações nas operações de abate e processamento das aves e o tratamento propriamente dito das águas residuárias.

Quanto ao primeiro aspecto, Bolton⁽¹³⁾ verificou que um eficiente sistema de recuperação de sangue pode reduzir 37% da $DBO_5^{20^{\circ}C}$ das águas residuárias.

Dart⁽²⁴⁾ sugere o transporte pneumático de penas e vísceras ao invés de transporte hidráulico.

Carawan et al⁽¹⁸⁾ conseguiram reduzir 66% da $DBO_5^{20^{\circ}C}$ e 32% do consumo de água por alterações na linha de processamento.

Jones⁽⁴⁷⁾ resumiu estimativas feitas pela Federal Water Pollution Control Administration dos E.U.A. (F.W.P.C.A.) quanto a redução de DBO por modificações na linha de processamento. Tais estimativas chegam a redução de até 38% da carga poluidora.

Whiterow et al.⁽⁴⁸⁾ estudaram o efeito do reuso da água nas operações de lavagem, pré-resfriamento, resfriamento e escaldagem. Os autores concluíram que tal medida aumentava os contaminantes químicos e microbiológicos no produto final, recomendando renovação contínua de parte da água com vistas ao atendimento de normas de higiene e saúde.

Porém, mesmo com a possibilidade de considerável redução de carga poluidora por modificações e melhoria das operações de abate e uso racional de água, os autores acima citados concordam em que os efluentes ainda são produzidos em grandes quantidades e com alta carga poluidora, necessitando tratamento propriamente dito, antes de seu lançamento final.

Miller⁽⁶¹⁾ descreveu um sistema de tratamento projetado antes da entrada em operação da planta e verificou uma redução de 92% da DBO através de operações físicas (tratamento primário), seguido de tratamento biológico em lagoas aeradas.

Anderson e Kaplovsky⁽⁹⁾ apresentaram dados coletados para a "Water Pollution Commission" do Estado de Delaware, EUA visando o estudo da efetividade de lagoas de oxidação no tratamento de águas residuárias de abatedouro avícola. Segundo esses

autores, 70 a 96% de redução em DBO foi conseguida em lagoas de oxidação com profundidade de 45cm e tempo de residência de 2,89 dias.

Camp e Willoughby⁽¹⁷⁾ descreveram um sistema para tratamento de águas residuárias por processo de lodo ativado por aeração prolongada, em um abatedouro avícola situado em Ellaville, Fla, EUA, no qual é obtida redução de 98% da DBO.

Dart⁽²⁴⁾ descreveu métodos de tratamento de águas residuárias de abatedouros e plantas de processamento de carne de aves e de outros animais e constatou a semelhança das características dos efluentes nessas indústrias. O autor descreve as operações físicas e processos químicos de tratamento, nos quais é possível obter uma redução média, de aproximadamente 60% da DBO e recomendou posterior tratamento biológico para adequação desses efluentes. Os tratamentos biológicos descritos pelo autor são: digestores anaeróbios com produção de metano, lagoas anaeróbias, lagoas aeróbias, filtros biológicos e processo de lodo ativado. Segundo o autor, digestores anaeróbios tem o inconveniente de produzir efluentes inadequados ao lançamento em corpos d'água; as lagoas anaeróbias, segundo o autor, eram bastante usadas nos EUA mas apresentavam problemas de mau cheiro, tempo de residência bastante longo, além de baixa eficiência quanto a redução de DBO (aproximadamente 80%). Para lagoas aeróbias, aeradas mecanicamente ou não, o autor recomendou serem usadas somente em localidades onde o custo do terreno fosse baixo. O uso de filtros biológicos, até 1974, era o método padrão na Inglaterra, mas devido ao alto custo inicial requerido ao lado de menor eficiência, seu uso vem se tornando menos frequente;

finalmente tem-se o processo de lodo ativado que segundo o autor vem sendo usado com sucesso no tratamento de águas residuárias de abatedouros e indústria de processamento de carnes com eficiência de redução de 95 a 99% da DBO.

Jones⁽⁴⁷⁾ descreve o levantamento feito pela F.W.P.C.A. (Federal Water Pollution Control Administration) em 95 plantas de processamento de aves nos EUA, afirmando que em 1972, 50% das plantas realizavam tratamento biológico através de lagoas anaeróbias e/ou aeróbias. O autor fez ainda uma descrição das recomendações da E.P.A. no sentido de melhorar o tratamento através de alterações nas lagoas visando transformá-las em sistemas de lodo ativado.

Marson e Pos⁽⁵⁸⁾ realizaram um estudo sobre os custos do tratamento de águas residuárias de abatedouro avícola. Os autores calcularam a economia obtida ao realizar tratamento de efluentes por métodos físicos e químicos seguido de processo por lodo ativado. A economia em gastos foi calculada pela diferença entre a taxa cobrada por autoridades sanitárias quando o efluente é lançado sem tratamento e os custos de tratamento. Para abatedouros de frangos com capacidade de abate de 70.000 aves por dia, uma economia de f 33,926 por ano e f 41910 por ano é alcançada, segundo padrões do ano de 1976 para Holanda e Inglaterra respectivamente. Vale lembrar que nestes países a taxa incide sobre o equivalente populacional do resíduo em questão e sofre aumentos substanciais a cada ano.

Whitehead^(117, 118) trabalhou com processo de lodo ativado em escala de laboratório e escala piloto para tratamento de águas residuárias de abatedouro avícola. Constatou ser possível uma redução de 93% de D.Q.O. com tempo de residência hidráulico de 6 horas e idade do lodo de 2 a 3,5 dias.

Newsgranger et al.⁽⁷⁰⁾ descreveram um sistema de tratamento que segundo eles era o único desse tipo utilizado na indústria de processamento de frangos, permitindo o lançamento do efluente em corpos d'água dentro dos padrões legais estabelecidos. O sistema consistia em um tratamento primário para remoção de sólidos e gorduras seguido de tratamento químico com Sulfato de Alumínio(Alumen). A seguir era realizado tratamento secundário através do processo de lodo ativado, cujo efluente passava através de micropeneiras e finalmente sofria cloração para ser lançado a um corpo d'água. Esse tratamento permitia uma redução de 98 a 99% da $DBO_5^{20^{\circ}C}$ inicial situada entre 1142 e 1320 mg/ℓ. Menciona ainda que encontra-se em construção um tanque de equalização para permitir vazão constante de entrada no processo de lodo ativado, evitando assim eventuais instabilidades do processo.

Heddle⁽⁴³⁾ estudou a viabilidade da aplicação do sistema de lodo ativado no tratamento de efluentes de abatedouros, em geral, com aproveitamento do lodo para complementação de ração animal. Nesse estudo, em escala de laboratório, concluiu que o lodo produzido podia ser adicionado a rações de suínos e que um sistema com processo de lodo ativado em larga escala

podia ser operado economicamente com a comercialização de produto (lodo) recuperado.

Gruette e Westphal⁽⁴⁰⁾ estudaram o uso de tubo de retirada (draft tube) na aeração de processo de tratamento de água residuária de abatedouro, recomendando seu uso devido à baixa potência requerida. No Brasil, Foresti et al.⁽³³⁾ estudaram o tratamento biológico através de lagoas de oxidação anaeróbia e facultativa, constatando redução de 60% na $DBO_5^{20^{\circ}C}$.

Existem ainda diversos trabalhos relativos à recuperação de subprodutos nas operações de abate com conseqüente redução de carga poluidora^(35,41,46,90,115) e aplicação no solo como método de tratamento de efluentes de abatedouro avícola⁽⁷⁴⁾. Tais métodos, porém, tem limitações econômicas além de requererem posterior tratamento, no caso de recuperação de subproduto, ou disponibilidade de vastas áreas de terreno, no caso de aplicação ao solo.

3.3. Cinética de crescimento microbiano e consumo de poluente no tratamento de águas residuárias

A função dos processos biológicos de tratamento de resíduos é remover a matéria orgânica biodegradável das águas residuárias através de reações metabólicas de oxidação e síntese celular. Apesar de vários métodos físicos, químicos e físico-

químicos propostos como substitutivos, o tratamento biológico é ainda, segundo afirma a maioria dos estudiosos do assunto^(23,59,96), o único meio comprovado de resolver economicamente o problema de redução do teor de oxigênio dissolvido em corpos d'água causado pelo despejo de águas residuárias contaminadas com uma mistura de compostos orgânicos a baixa concentração. A maioria dos sistemas biológicos de tratamento, como lagoa ativado, lagoas aeradas, lagoas de estabilização, são sistemas contínuos onde ocorre crescimento de uma população de microrganismos e consumo de poluente em condições controladas. Na análise desses sistemas, necessário se faz conhecer a cinética do processo biológico.

Os primeiros trabalhos de quantificação desses processos foram realizados por Monod⁽⁶⁶⁾, Novick e Szilard⁽⁷²⁾ e Herbert et al.⁽⁴⁵⁾ em cultivo contínuo de cultura pura de bactérias em meio líquido aerado contendo um substrato limitante. As expressões propostas são:

taxa de crescimento de microorganismos, (X)

$$\frac{dX}{dt} \text{ cresc.} = \mu X \quad (3.1)$$

taxa de consumo de substrato limitante, (S)

$$\frac{dS}{dt} \text{ consumo} = - \frac{\mu X}{Y} \quad (3.2)$$

sendo que μ é expresso como:

$$\mu = \frac{\mu_{\text{m\acute{a}x.}} S}{k_S + S} \quad (3.3)$$

onde

μ = velocidade específica de crescimento;

$\mu_{\text{m\acute{a}x}}$ = velocidade específica máxima de crescimento

S = concentração de substrato limitante

X = concentração microbiana

k_S = constante de saturação

y = coeficiente de rendimento global

t = tempo

Apesar de numerosos modelos de crescimento de microrganismos terem sido propostos deste então, as expressões acima e suas modificações são as mais largamente usadas na análise de processos microbiológicos (2, 11, 55, 101).

Uma modificação importante surgiu da verificação experimental, por numerosos pesquisadores (4, 5, 36, 45, 76), de variações do coeficiente de rendimento, y , considerado constante na expressão (3.2).

Pirt (76) postulou que microrganismos requerem energia para crescimento e manutenção.

Aiba et al. (4, 5) determinaram experimentalmente o coeficiente de manutenção para cultivo contínuo de *Azotobacter*

vinelandii e a partir daí outros pesquisadores^(38, 60, 71, 95) incorporaram este coeficiente nas expressões de consumo de substrato na forma:

$$\frac{dS}{dt} \text{ manutenção} = - m X \quad (3.4)$$

onde m é o coeficiente de manutenção.

Por outro lado, Pirt⁽⁷⁶⁾, Aiba e Nagai⁽⁹⁾ e diversos outros pesquisadores na área de tratamento de resíduos^(23, 31, 59, 96), consideram ainda uma taxa de morte celular expressa por:

$$\frac{dX}{dt} \text{ morte} = - k_d X \quad (3.5)$$

onde k_d é o coeficiente de morte celular,

para explicar a fase de declínio da curva de crescimento microbiano.

Como esses dois fenômenos, de manutenção e de morte celular influem na variação do coeficiente de rendimento, y , houve alguma confusão quanto a nomenclatura utilizada, tendo alguns autores^(21, 103, 114) chamado de coeficiente de manutenção ou coeficiente de metabolismo endógeno ao coeficiente de morte celular, como verificado por Moletta⁽⁶⁴⁾.

Atualmente combinações das cinco equações, (3.1) a (3.5), descritas, com ou sem modificações tem sido utilizadas na

análise de processos fermentativos descontínuos e contínuos.

O tratamento biológico de resíduos é a mais antiga e relativamente maior aplicação da chamada fermentação contínua e foi desenvolvido e utilizado, segundo Wuhrman⁽¹²⁰⁾, por quase um século em bases totalmente empíricas. Os trabalhos de Harlow e Powers⁽⁴²⁾, Adams e Hungate⁽¹⁾ e Eckenfelder e Moore⁽³⁰⁾ ilustram bem esta situação.

Downing e Wheatland⁽²⁷⁾ em 1962 foram os primeiros pesquisadores a utilizarem bases teóricas na análise de processos biológicos de tratamento de resíduos. Os autores analisaram o comportamento de um processo de lodo ativado utilizando-se das expressões propostas por Monod, para cultura pura. Apesar de tratar-se de uma população mista, os autores justificam esta aproximação argumentando que a maior parte dos microrganismos é constituída de bactérias, principais responsáveis pela assimilação da matéria orgânica, fato esse corroborado em diferentes publicações^(59, 77, 93, 96).

Lawrence e McCarty⁽⁵¹⁾ desenvolveram em 1970 uma base unificada para operação e projeto de sistemas biológicos de tratamento, fundamentada nas equações de Monod acrescida da expressão de morte celular. Introduziram ainda o conceito de tempo de residência celular, θ_c , e tempo de residência celular mínimo, θ_c^M , que, em terminologia utilizada em fermentação contínua em um estágio, sem reciclo, corresponde ao inverso da taxa de diluição e ao inverso do valor do ponto de lavagem (wash-out) respectivamente.

Peil e Gaudy⁽⁷⁵⁾ estudaram o comportamento de uma população mista obtida de estação de tratamento de esgoto, em diversos substratos e concluíram que as equações de Monod são aplicáveis ao tratamento biológico de resíduos; determinaram ainda as constantes cinéticas para diferentes substratos incluindo esgoto doméstico.

Chiu et al.⁽²⁰⁾ em cultivo contínuo de população microbiana mista, compararam diversos modelos cinéticos, com os dados obtidos, concluindo que o modelo de Monod, adicionado do termo de morte celular, se aplica satisfatoriamente a populações mistas.

Desde então vários trabalhos de determinação dos parâmetros cinéticos de processos biológicos de tratamento de diferentes águas residuárias apareceram na literatura, e foram resumizados por Mynhier e Grady⁽⁶⁷⁾, encontrando-se também em vários livros textos básicos de tratamento de resíduos^(23,59,96).

3.4. Processo de lodo ativado

O processo de lodo ativado foi, segundo Metcalf e Eddy⁽⁵⁹⁾, pela primeira vez desenvolvido por Ardern e Lockett em 1914 na Inglaterra e assim chamado por envolver a produção de uma massa ativa de microrganismos capazes de estabilizar aeróbiamente um resíduo. É basicamente um cultivo contínuo de

população de microrganismos em um tanque de aeração, com reciclo de parte dos microrganismos formados, onde o substrato é a matéria orgânica causadora de poluição. Os microrganismos oxidam a matéria orgânica em presença de oxigênio, transformando-a basicamente em CO₂, água e novos microrganismos. É um dos processos mais empregados no tratamento biológico de águas residuárias domésticas, de indústrias químicas e de alimentos^(39,44,50,52).

Segundo Conway e Ross⁽²³⁾ o processo de lodo ativado, em comparação aos filtros biológicos oferece inúmeras vantagens: melhor eficiência de remoção da matéria orgânica, pouca susceptibilidade a mudanças de temperatura, projeto e operação baseados em modelos racionais, ausência de problemas de mau cheiro e insetos e menor investimento inicial. Entre as desvantagens estariam, a estabilidade, que, depende da sedimentabilidade da biomassa, a operação que é menos simples e o custo operacional maior. Com base nessas considerações, recomendam o uso de filtro biológico apenas como pré-tratamento ou quando os volumes a serem tratados são pequenos.

Os trabalhos de análise de processos de lodo ativado visando projeto, operação e otimização aparecem em grande número na literatura especializada envolvendo basicamente dois modelos cinéticos: o chamado modelo de Eckenfelder e o modelo de Lawrence e McCarty.

O modelo de Eckenfelder é baseado em observações empíricas e foi descrito por Eckenfelder e Moore⁽³⁰⁾, Eckenfelder

e O'Connor⁽³¹⁾, Eckenfelder⁽²⁸⁾, mais recentemente por Ramalho^(79,80,81,82) além de Sabei e Eckenfelder⁽⁸⁸⁾. Neste modelo considera-se que a velocidade de variação da concentração de microrganismos, X, e de consumo de substrato S, obedecem às equações:

$$\frac{dX}{dt} = - y \frac{dS}{dt} - k_d X \quad (3.6)$$

$$\frac{dS}{dt} = - k S X \quad \text{para baixos valores de S} \quad (3.7)$$

$$\frac{dS}{dt} = - k X \quad \text{para altos valores de S} \quad (3.7')$$

Por outro lado Lawrence e McCarty⁽⁵¹⁾ propuseram um modelo, baseado nas equações de Monod acrescidas da expressão de morte celular [equação (3.5)]. Neste modelo as expressões de velocidade de variação de concentração de microrganismos e substrato são:

$$\frac{dX}{dt} = (\mu - k_d) X \quad (3.8)$$

$$\frac{dS}{dt} = - \frac{1}{y_G} \mu X \quad (3.9)$$

onde μ é expresso pela equação (3.3) $\mu = \frac{\mu_{\max} S}{k_S + S}$

y_G = coeficiente de rendimento relativo ao crescimento celular

Os autores ainda compararam-no com o modelo de Eckenfelder indicando que as equações (3.8) e (3.9) se aproximam das equações (3.6) e (3.7), respectivamente, quando a concentração de substrato S é bem menor que k_S . Quando S é bem maior que k_S as equações (3.8) e (3.9) aproximam-se de (3.6) e (3.7) respectivamente.

Este modelo permite uma comparação de dados obtidos em processos biológicos de tratamento com os processos obtidos em cultivo contínuo, bem como explica o comportamento desses processos em amplas faixas de concentração de substrato, evitando ainda a descontinuidade do modelo de Eckenfelder. Numerosos trabalhos aparecem posteriormente, baseados no modelo de Lawrence e McCarty⁽⁵¹⁾. Ramanathan e Gaudy⁽⁸³⁾ simularam o comportamento do processo de lodo ativado para diferentes variáveis de operação. Sundstron et al.⁽⁹⁷⁾ introduziram grupos adimensionais para auxiliar o projeto de reatores de lodo ativado. Sherrard e Lawrence⁽⁸⁷⁾ e Saunders e Dick⁽⁸⁵⁾ enfatizaram a importância do parâmetro tempo de residência celular, θ_c , no projeto e operação de processos de lodo ativado e estabeleceram correlações entre θ_c e parâmetros cinéticos. Mishra et al^(62,63) realizaram um estudo comparativo de custos de sistemas biológicos de tratamento de resíduos, também baseado no modelo de

Lawrence e McCarty, concluindo ser o processo de lodo ativado o mais econômico. Gaudy e Srinivasaraghaven^(37,92) compararam resultados experimentais obtidos em laboratório de processo de lodo ativado trabalhando com meio definido, confirmando a aplicabilidade do modelo citado. Middleton e Lawrence⁽⁶⁰⁾ estudaram a otimização de processo de lodo ativado utilizando o parâmetro θ_c como variável de projeto. Este parâmetro foi também utilizado por Burchett e Tchobanoglous⁽¹⁶⁾ no estudo de sistemas de controle desse processo e por Stenstrom e Andrews⁽⁹⁴⁾ na análise de custos de processo de lodo ativado. Turian et al.⁽¹⁰⁶⁾ estudaram o comportamento deste modelo para fluxo não ideal. Alam e Angelbeck⁽⁶⁾ e Yeung et al.⁽¹²¹⁾ estudaram sistemas de controle de processos de lodo ativado em escala de laboratório. Christensen e McCarty⁽²²⁾ desenvolveram um modelo de tratamento biológico computarizado para simulação e projeto de sistema de tratamento, onde a principal variável de controle é o tempo de residência celular θ_c . Wang et al.⁽¹¹³⁾, Chase⁽¹⁹⁾ Lo et alii⁽⁵⁴⁾, Del Borghi⁽²⁵⁾, Orhon e Tunay⁽⁷³⁾, Suchka⁽⁹⁸⁾ e Nelson e Lawrence⁽⁶⁹⁾ estudaram basicamente a cinética do processo de lodo ativado para diferentes substratos e esgoto doméstico, utilizando o modelo de Lawrence e McCarty. Da mesma maneira Keinath et al.⁽⁴⁹⁾, Bliss e Barnes⁽¹²⁾, Tyteca e Nyns⁽¹⁰⁷⁾ e Spritel Jr. e Hughes⁽⁹¹⁾ descrevem métodos para o dimensionamento e operação de sistemas com processo de lodo ativado. Manickan e Gaudy^(56,57), Mona et al.⁽⁶⁵⁾ analisaram a resposta de processos de lodo ativado a variações de concentração e vazão de alimentação em escala de laboratório. Vale mencionar que todos estes trabalhos sobre lodo ativado, citados

a partir da referência ao trabalho de Lawrence e McCarty⁽⁵¹⁾ baseiam-se no modelo desenvolvido por estes autores.

Mynhier e Grady⁽⁶⁷⁾ elaboraram gráficos relacionados as variáveis de operação em processos de lodo ativado para projeto desses processos baseados nos dois modelos anteriormente citados. Vandevenne e Eckenfelder⁽¹⁰⁸⁾ compararam ainda os dois modelos com resultados experimentais e concluíram que para determinada faixa de concentração de substrato os dois modelos se superpõem.

Vavilin^(109,110,111) e Vavilin e Vasiliev⁽¹¹²⁾ após discutirem e analisarem diversos modelos cinéticos, propõem um modelo generalizado onde basicamente o modelo de Monod é modificado com introdução de expoentes na variável concentração de substrato.

Constata-se porém que a tendência atual é mais pela utilização do modelo de Lawrence e McCarty, como demonstram os livros textos básicos^(2,23,59,76,96) e a literatura citada.

Outro aspecto bastante importante nos processos de lodo ativado se refere ao cálculo da quantidade de oxigênio requerida. Eckenfelder e O'Connors⁽³¹⁾ propuseram uma expressão para cálculo da quantidade de oxigênio requerido baseando-se em estequiometria empírica. Segundo os autores a quantidade de oxigênio a ser fornecida, Q_{O_2} , é calculada pela expressão:

$$Q_{O_2} = A Q (S_0 - S) + B X \quad (3.10)$$

onde o primeiro termo do segundo membro da equação corresponde à demanda de oxigênio para oxidação do substrato e o segundo termo corresponde à demanda de oxigênio para respiração endógena. As concentrações de substrato, S_0 e S , devem ser expressos como medidas de concentração de demanda de oxigênio (DBO_{final} ou DQO). Metcalf e Eddy⁽⁵⁹⁾ propõem uma outra expressão para cálculo de oxigênio requerido, qual seja:

$$Q_{O_2} = Q (S_0 - S) - 1,42 P_x \quad (3.11)$$

onde o primeiro termo corresponde à quantidade de oxigênio necessária à oxidação de substrato (expresso em concentração de DBO_{final} ou DQO) e o segundo termo à demanda de oxigênio necessária para oxidação do lodo. O fator 1,42 corresponde à quantidade de oxigênio necessária para oxidar o lodo. Vale notar que as duas expressões produzem resultados semelhantes, porém são expressões derivadas de estequiometria empírica.

O advento dos medidores de oxigênio dissolvido tornou possível estimar a taxa de respiração, R , de microrganismos, diretamente nas condições reais de trabalho, quer em fermentação industrial, quer em processo biológico de tratamento. Numerosos trabalhos aparecem na literatura^(14, 26, 68, 71, 84, 89, 99, 105, 122) onde são determinados valores da taxa de respiração para diferentes microrganismos e substratos, bem como é estudada a influência da concentração de oxigênio dissolvido na cinética de crescimento. Quando a concentração de oxigênio dissolvido, C_L , é o reagente limitante, considera-se que a taxa de respira

ção, R, pode ser basicamente expressa por:

$$R = \frac{R_{\text{máx}} C_L}{k'_s + C_L} \quad (3.12)$$

Outro aspecto importante no processo de lodo ativado se refere à sedimentação de lodo no clarificador secundário. Verificou-se que^(23,31,59,96) a sedimentabilidade do lodo é influenciada pela razão F/M (carga orgânica) que é a relação entre a quantidade de matéria orgânica, expressa em demanda de oxigênio, fornecida ao tanque de aeração e a quantidade de microorganismos presentes. A sedimentabilidade do lodo é verificada comumente pelo índice de Mohlman, I.M. também chamado índice volumétrico de lodo, S.V.I. Normalmente considera-se que o lodo tenha boa sedimentabilidade quando o índice de Mohlman está entre 35-100mℓ/g, segundo Sundstron e Klei⁽⁹⁶⁾.

Por outro lado para o projeto de decantadores contínuos o parâmetro a ser calculado refere-se a área mínima de sedimentação. Talmadge e Fitch⁽¹⁰⁰⁾, Eckenfelder e Melbinger⁽²⁹⁾, Foust et al.⁽³⁴⁾, Metcalf e Eddy⁽⁵⁹⁾, Tobinaga et al.⁽¹⁰²⁾ analisam e discutem o problema de sedimentação e exteto pelo último trabalho, descrevem métodos de cálculo da área de clarificadores contínuos.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Material

4.1.1. Microrganismos:

Foi utilizada população mista proveniente de lodo de estação de tratamento de esgoto da Sanasa, Campinas-SP.

4.1.2. Água Residuária

Água residuária foi obtida da Sociedade Avícola Louveira Ltda, Louveira-SP, após passar por sedimentador primário e caixa de retenção de gorduras.

4.1.3. Equipamentos de Cultivo e Tratamento

a) Para processo descontínuo foram utilizados frascos erlenmeyers de 2 litros (1,8ℓ de volume útil) com aerador de pedra porosa e agitador magnético aos quais foram adaptados os controles de agitação, aeração e temperatura dos fermentadores de bancada modelo Mini-ferm da Fermentation Design. O sistema empregado encontra-se esquematizado na figura 4.1.

b) Para processo contínuo sem reciclo foram utilizados frascos erlenmeyers de 2 litros com aerador de pedra porosa, agitador magnético de orifício para retirada de líquido a altura

correspondente a 1,8ℓ adaptando-se os controles de temperatura, agitação e aeração dos fermentadores de bancada modelo Mini-ferm da "Fermentation Design". A alimentação era controlada por bombas peristálticas da Metering Pump Ltd., London modelo Hiloflow ligada a temporizador eletrônico tal como ilustrado na figura 4.2. A saída do líquido se processava por sobrevazão.

c) Para processo contínuo com reciclo (lodo ativado), foi construído um tanque de aeração em chapa de acrílico com capacidade útil para 5,8ℓ dotado de câmara de sedimentação e dois aeradores de pedra porosa. A aeração foi controlada através de rotâmetro com ar fornecido por compressor alternativo de pistão. O controle de temperatura era efetuado mantendo-se o tanque em banho de água com controle de temperatura através de termômetro de contacto elétrico marca Precision Scientific. A alimentação e retirada de excesso de lodo se dava através de bombas peristálticas da Metering Pumps Ltd. London modelo Hiloflow acopladas a temporizador eletrônico. O sistema utilizado encontra-se esquematizado na figura 4.3.

4.1.4. Equipamentos para determinação de taxa de respiração

Adaptou-se erlenmeyer de 500 ml com tampas de borracha provida de orifícios onde eram introduzidos o sensor de temperatura, tubo de aço inoxidável em forma de "U" para circulação de água quente ou fria. Eletrodo para determinação de oxigênio dissolvido foi introduzido por orifício na parede do frasco junto ao agitador magnético. O controlador de temperatura

utilizado foi o controlador Honeywell modelo Electronik III o qual acionava válvulas solenóides de alimentatação de água fria ou quente ao tubo de aço inoxidável. O medidor de oxigênio dissolvido utilizado foi o modelo 777 tipo polarográfico da Beckman ligado a registrador Hewlett-Packard modelo 7100 B19 para monitorar a variação de concentração de oxigênio dissolvido. A figura 4.4 mostra esquematicamente o sistema utilizado.

4.1.5. Material e Equipamentos Auxiliares

- Estufa Fanem modelo 320-SE com controle de temperatura entre temperatura ambiental e 250°C
- Balanças de precisão Mettler P160N e P1000N
- Aquecedores de resistência elétrica
- Medidor de pH Metrohm Herisau, modelo E516
- Bomba de vácuo
- Medidor de oxigênio dissolvido Hidrocean, modelo Eltan S/01
- Coluna de vidro de 1m de altura e 5cm de diâmetro interno
- Vidraria diversa comum de laboratório
- Reagentes analíticos

4.2. Metodologia

4.2.1. Preparo de inóculo

1 litro de lodo proveniente de estação de tratamento

de esgoto foi adicionado a 9 litros de água residuária de abatedouro avícola e aerado por ar difuso com vazão de 15 litros por minuto. Após 10 dias adicionava-se diariamente 2 litros de água residuária e retirava-se quantidade correspondente de suspensão. O lodo assim obtido foi utilizado como inóculo para os experimentos realizados. A concentração de oxigênio dissolvido variou de 35 a 75% do valor de saturação.

4.2.2. Determinação das constantes (k_d , Y_G , $\mu_{m\acute{a}x}$, k_s) do modelo cinético de crescimento e degradação de poluente

O coeficiente de morte, k_d , da expressão (3.5) foi determinado em sistema descontínuo montado segundo descrito em 4.1.3.(a). Aos frascos contendo água residuária foram inoculados 180ml da suspensão de microorganismos proveniente de lodo do sistema descrito em 4.2.1., aerados a uma taxa de 1,2 vvm, agitados a 200 rpm e mantidos a temperatura de 28°C. Após a concentração de DQO tornar-se praticamente constante, determinou-se diariamente a concentração de microorganismos expressa como sólidos em suspensão total (SST).

Como nestes experimentos não era adicionado substrato, podemos supor não haver crescimento e portanto a variação de concentração celular corresponde à taxa de morte celular. Equação (3.5) pode ser integrada com a condição inicial $X=X_0$ quando $t=0$, obtendo-se

$$\ln \frac{X}{X_0} = - k_d t \quad (4.1)$$

O coeficiente k_d foi obtido determinando-se o coeficiente angular da reta obtida graficando-se $\ln X_0/X$ contra tempo pelo método dos mínimos quadrados passando pela origem⁽¹⁰⁴⁾.

Para determinação das outras constantes de expressão cinéticas foram realizados experimentos em sistema contínuo sem reciclo tal como descrito em 4.1.3.(b). Iniciou-se o processo em descontínuo inoculando-se à água residuária população de microrganismos adaptada e após 72 horas iniciou-se a alimentação com água residuária a uma concentração de DQO correspondente a 750 mg/ℓ. Para cada vazão ensaiada considerou-se processo em estado estacionário quando três amostras sucessivas a intervalos de 8 a 15 horas apresentavam concentração de substrato como demanda química de oxigênio praticamente constante.

Após atingido o estado estacionário determinou-se o valor de concentração de microrganismos como sólidos em suspensão totais. A temperatura foi controlada em $28^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$, a velocidade de rotação foi de 200 rpm e a taxa de aeração correspondeu a 1,2 vvm, sendo que a concentração de oxigênio dissolvido manteve-se sempre maior que 40% do valor de saturação.

Na análise deste processo, foi considerado como se passando em reator de mistura, homogêneo. Utilizando-se da terminologia adotada na figura 4.2 o balanço material para células fornece:

$$QX_0 + (v_x)V = QX + (-v_d)V + V \left(\frac{dX}{dt} \right)_{\text{acumulação}} \quad (4.2)$$

onde v_x é a velocidade de crescimento celular, $(-v_d)$ velocidade de morte celular, Q a vazão de alimentação e V volume do líquido no reator.

Em estado estacionário o termo de acumulação é nulo e considerando-se desprezível a concentração de microorganismos na entrada obtêm-se:

$$\theta = \frac{X}{(v_x + v_d)} \quad (4.3)$$

onde $\theta = V/Q$ é o tempo de residência.

Por outro lado o balanço material para o substrato fornece:

$$QS_0 = QS + (-v_s)V + V \left(\frac{dS}{dt} \right)_{\text{acumulação}} \quad (4.4)$$

onde $(-v_s)$ é a velocidade de consumo de substrato.

Em estado estacionário, quando o termo de acumulação se anula, temos

$$\theta = \frac{S_0 - S}{-v_s} \quad (4.5)$$

Segundo Lawrence e McCarty⁽⁵¹⁾ as expressões de velocidade de crescimento celular e a velocidade de morte celular são:

$$v_x \equiv \frac{dX}{dt} \text{ crescimento} = \mu X \quad (4.6)$$

$$(-v_d) \equiv \frac{-dX}{dt} \text{ morte} = k_d X \quad (4.7)$$

$$\text{onde } \mu = \frac{\mu_{\text{máx}} S}{k_s + S}$$

Substituindo-se equações (4.6) e (4.7) na equação (4.3) e rearranjando-se obtém-se

$$\frac{1}{\theta} = \mu - k_d \quad (4.8)$$

Rearranjando-se as variáveis, obtém-se

$$1/\mu \equiv \frac{1}{\frac{1}{\theta} + k_d} = \frac{k_s}{\mu_{\text{máx}}} \frac{1}{S} + \frac{1}{\mu_{\text{máx}}} \quad (4.9)$$

Para se avaliar a aplicabilidade desse modelo cinético e obtenção das constantes cinéticas realizaram-se experimentos a diversos valores de tempo de residência variando-se a vazão de alimentação e mantendo constante o volume de líquido. Determinada a concentração de substrato, S, em estado estacionário para cada tempo de residência pode-se obter uma reta, segundo a equação (4.9) graficando-se $(1/(\frac{1}{\theta} + k_d))$ contra $1/S$. O coeficiente angular desta reta é $k_s/\mu_{\text{máx}}$ e o coeficiente linear $1/\mu_{\text{máx}}$. Os valores destes coeficientes foram obtidos por regressão linear pelo método dos mínimos quadrados.

Por outro lado a velocidade de consumo de substrato segundo modelo de Lawrence e McCarty⁽⁵¹⁾ pode ser expressa como:

$$(-v_s) \equiv \frac{-dS}{dt} \text{ consumo} = \frac{1}{y_G} \mu X \quad (4.10)$$

que substituída em (4.5), fornece:

$$\frac{S_0 - S}{X} = \frac{\mu \theta}{y_G} \quad (4.11)$$

Substituindo-se μ da equação (4.8) em (4.11) obtém-se:

$$\frac{S_0 - S}{X} = \frac{k_d \theta}{y_G} + \frac{1}{y_G}$$

Chamando-se $y_{obs} = \frac{X}{S_0 - S}$ de coeficiente de rendimento observado, tem-se

$$\frac{1}{y_{obs}} = \frac{k_d \theta}{y_G} + \frac{1}{y_G} \quad (4.12)$$

Por outro lado trabalhos de Aiba et al. ^(4,5), Pirt ⁽⁷⁶⁾ e outros pesquisadores ^(38,68,71,95) indicam que a velocidade de consumo de substrato pode ser expressa levando-se em conta o termo de manutenção celular tal como:

$$(-v_s) \equiv \frac{-dS}{dt} \text{ consumo} = \left(\frac{1}{y_G} \mu + m \right) X \quad (4.13)$$

que substituindo na equação (4.5), fornece:

$$\frac{S_0 - S}{X} = \frac{\theta}{y_G} (\mu + m y_G)$$

Substituindo μ da expressão (4.8) e procedendo-se analogamente à obtenção da equação (4.12) chega-se a

$$\frac{1}{y_{obs}} = \left(\frac{k_d}{y_G} + m \right) \theta + \frac{1}{y_G} \quad (4.14)$$

Para obtenção das constantes, determinou-se a concentração celular para cada tempo de residência possibilitando, com os valores de concentração inicial ($S_0=750\text{mg}/\ell$ DQO) e final de substrato o cálculo de y_{obs} . Graficou-se $1/y_{obs}$ contra tempo de residência determinando-se assim os coeficientes angulares e lineares por regressão linear pelo método dos mínimos quadrados.

4.2.3. Determinação do efeito da concentração de substrato na taxa de respiração

A taxa de respiração ou taxa de consumo de oxigênio, foi determinada através de sistema descrito em 4.1.4. colocando-se uma suspensão de microrganismos proveniente de sistema contínuo, com oxigênio dissolvido do ar atmosférico, com o cuidado de não se introduzir bolhas de ar, sendo a variação da quantidade de oxigênio dissolvido registrada com o decorrer do tempo até aproximar-se de zero. A temperatura foi controlada em 28°C e a concentração celular utilizada foi de $2.408\text{mg}/\ell$ em sólidos em suspensão total (S.S.T.).

Efetuarão-se várias medidas nas mesmas condições variando-se apenas a concentração de substrato (DQO).

A taxa de respiração foi determinada pelo coeficiente angular da reta obtida (concentração de oxigênio dissolvido contra tempo). Correlacionou-se assim a taxa de respiração com a concentração de DQO.

4.2.4. Determinação da velocidade de sedimentação de lodo

Em um tubo de vidro de 1m de altura e 5cm de diâmetro ao qual se adaptou uma tira de papel milimetrado, colocaram-se alternadamente suspensões de microorganismos a várias concentrações até uma altura pré-fixada, acionava-se o cronômetro e anotava-se a altura da interface de tempos em tempos até a mesma atingir a zona de compressão. A velocidade de sedimentação foi calculada como a velocidade inicial de sedimentação da interface, v_i .

4.3. Métodos analíticos

4.3.1. Demanda Química de Oxigênio (D.Q.O).

O agente oxidante utilizado foi o Dicromato de Potássio em ácido sulfúrico, tendo como catalisador sal de Prata e a determinação foi realizada segundo método descrito no "Standard Methods for the Examination of Water and Waste Water" (6).

4.3.2. Sólidos em Suspensão Totais (S.S.T.)

Foi determinado gravimetricamente pela massa seca de lodo retirado em filtro de fibra de vidro Whatman GF/C segundo método descrito no "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater" (*).

4.3.3. pH

Determinado em medidor de pH milivoltimétrico.

4.3.4. Oxigênio dissolvido no tanque de aeração

Determinado através de medidor de oxigênio dissolvido Hydrocean

4.3.5. Índice de Mohlman ou Índice Volumétrico de Lodo (S.V.I.)

Foi determinado como o volume em ml ocupado pelo lodo, por grama de lodo, após sedimentação por 30 minutos em cilindro volumétrico de 1 litro segundo descrito no "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater" (*).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Determinação das Constantes Cinéticas

5.1.1. Constante de morte celular, k_d

Os resultados obtidos em sistema descontínuo (Quadro 5.1) permitiram obter os gráficos da figura 5.1. Como se pode notar, no gráfico da figura 5.1(a) ocorre uma queda de concentração de células expressa em S.S.T. com o tempo a diferentes concentrações celulares iniciais. Quando se relaciona $\ln(X/X_0)$ com tempo se obtém uma reta de acordo com a equação (4.1) e pelo coeficiente angular se pode calcular o valor de k_d , obtendo-se $k_d=0,072 \text{ dia}^{-1}$. O coeficiente de correlação obtido foi de $r^2=0,975$ (figura 5.1(b)). Vale notar que o valor de k_d obtido está dentro da faixa citada na literatura^(23,59,96).

5.1.2. Velocidade específica máxima de crescimento, $\mu_{\text{máx}}$, e constante de saturação k_s

Em experimentos realizados em sistema contínuo, sem reciclo a diferentes tempos de residência foram obtidos os resultados mostrados no Quadro 5.2. A eficiência, E, foi calculada como sendo a conversão do substrato, isto é

$$E = \frac{S_0 - S}{S_0} \quad (5.1)$$

onde S_0 é a concentração de DQO na alimentação.

Vale notar ainda que o pH teve uma pequena variação, mantendo-se dentro de limites compatíveis com o crescimento celular, não necessitando de controle por adição de ácido ou base.

Com o valor de k_d obtido nos experimentos descritos no ítem anterior graficaram-se os valores de $(1/(\frac{d}{\theta} + k_d))$ contra $1/S$ obtendo-se uma reta segundo a equação (4.9). Com efeito, pelo gráfico da figura 5.2, pode-se calcular as constantes k_s e $\mu_{m\acute{a}x}$, obtendo-se: $k_s=42$ mg/ℓ DQO e $\mu_{m\acute{a}x}=0,85$ dia⁻¹. A reta ajustada pelo método dos mínimos quadrados apresentou coeficiente de correlação $r^2=0,938$.

5.1.3. Coefficiente de rendimento em relação ao crescimento, y_G , e constante de manutenção, m

Os resultados apresentados no Quadro 5.2 para sistema contínuo sem reciclo de lodo permitiram a elaboração do gráfico $1/y_{obs} = (S_0 - S)/X$ contra θ , mostrado na figura 5.3. Considerando-se que não existe o coeficiente de manutenção, m , expresso na equação (3.4) pode-se considerar a velocidade de consumo de substrato como sendo expressa pela equação (3.9), levando a admitir que a reta obtida é a expressa pela equação (4.12). Pelos valores do coeficiente linear e angular pode-se calcular o coeficiente de rendimento y_G e a constante de morte celular, obtendo-se $y_G = 0,50$ mg SST/mg DQO e $k_d = 0,11$ dia⁻¹.

Porém o valor de k_d assim calculado é bastante diferente daquele obtido em sistema descontínuo. Além disso, segundo Metcalf e Eddy⁽⁵⁹⁾ os valores de k_d variam entre 0,040 e 0,075 dia⁻¹, valores esses comprovados, por dados obtidos em sistemas empregando processo de lodo ativado por aeração prolongada.

Considerou-se portanto que o valor de k_d correto é aquele obtido em experimento em sistema descontínuo e que na expressão de velocidade de consumo de substrato o termo de manutenção deve ser considerado tal como expresso pela equação (3.4). Temos então que $(-v_s)$ é dado pela equação (4.13):

$$(-v_s) = -\frac{dS}{dt} \text{ consumo} = \frac{1}{y_G} \left(\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} + m \right) X$$

Considerou-se então que a reta obtida no gráfico da figura 5.3 expressa a equação (4.14) onde o coeficiente angular corresponde ao valor de $\left(\frac{k_d}{y_G} + m\right)$ e o coeficiente linear $1/y_G$. Isto, permitiu, adotando-se o valor de $k_d=0,072$ dia⁻¹, calcular os valores de y_G e m como sendo:

$$y_G = 0,50 \frac{\text{mg SST}}{\text{mg DQO}} \quad \text{e} \quad m = 0,079 \frac{\text{mg DQO}}{\text{mg SST}} \text{ dia}^{-1}$$

A equação (4.9) fornece então, para este sistema:

$$S = \frac{k_s(1+k_d\theta)}{\theta(\mu_{\max} - k_d) - 1} \quad (5.2)$$

e de (4.14) obtém-se:

$$X = \frac{y_G (S_0 - S)}{1 + (k_d + m y_G) \theta} \quad (5.3)$$

A comparação dos dados experimentais e calculados pelas expressões (5.1), (5.2) e (5.3) são mostrados na figura 5.4.

O valor do tempo de residência mínimo, θ_c^M , é calculado pela equação (4.9) substituindo-se S por S_0

$$\therefore \theta_c^M = \left(\frac{\mu_{\max} S_0}{k_s + S_0} - k_d \right)^{-1} = 1,36 \text{ dia}$$

5.2. Comparação de dados experimentais e calculados em processo de lodo ativado com retirada de excesso de lodo, diretamente do tanque de aeração

Com vistas à verificação da validade das expressões e constantes cinéticas obtidas em sistema sem reciclo realizaram-se experimentos com processo de lodo ativado, sendo que a retirada do excesso de lodo foi feita diretamente do tanque de aeração, de acordo com esquema da figura 4.3.

Na análise desse processo procedeu-se, tal como sugerido por Metcalf e Eddy⁽⁵⁹⁾. Considerou-se que o tanque de aeração apresenta o comportamento de um reator de mistura homogêneo, sem variação de densidade.

O Balanço Material para células fornece:

$$QX_0 + v_X V = Q_w X + (Q - Q_w) X_e + (-v_d) V + V \frac{dX}{dt} \quad \text{Ac.}$$

onde

Q = vazão de alimentação

V = volume de líquido no tanque de aeração

X = concentração celular no tanque de aeração

X_e = concentração de células na saída

Q_w = vazão de retirada de excesso de lodo.

Em estado estacionário, considerando-se X_0 desprezível, aplicando-se as equações (4.6) e (4.7) e dividindo-se ambos os membros por VX obtêm-se:

$$\frac{(Q - Q_w) X_e + Q_w X}{VX} = \mu - k_d \quad (5.5)$$

Mas, idade das células, ou tempo de residência celular, θ_c , é definido como^(23, 59, 96):

$$\theta_c = \frac{\text{quantidade total de células no reator}}{\text{taxa de retirada de células}} \quad (5.6)$$

$$\therefore \theta_c = \frac{XV}{(Q - Q_w) X_e + Q_w X} \quad (5.7)$$

Substituindo-se (5.7) em (5.5) obtêm-se:

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu - k_d \quad (5.8)$$

onde $\mu = \frac{\mu_{\max} S}{k_s + S}$

De (5.8) obtêm-se a expressão para S.

$$S = \frac{k_s (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (\mu_{\max} - k_d) - 1} \quad (5.9)$$

Nota-se que para sistema sem reciclo o tempo de residência celular, θ_c , é igual ao tempo de residência θ .

Por outro lado procedendo ao balanço para o substrato em estado estacionário e aplicando-se a equação (4.13) obtêm-se:

$$\frac{Q}{V} (S_0 - S) = \left(\frac{1}{y_G} \mu + m \right) X \quad (5.10)$$

Chamando V/Q de tempo de residência hidráulico, θ_h , substituindo-se μ pela expressão (5.8) e rearranjando-se, obtêm-se:

$$X = \frac{\theta_c}{\theta_h} \frac{y_G (S_0 - S)}{1 + (k_d + m y_G) \theta_c} \quad (5.11)$$

Nestes experimentos, considerou-se que a concentração celular na saída, X_e , era desprezível face a concentração no reator, X , e que portanto a equação (5.7) reduz-se a $\theta_c = V/Q_w$.

Portanto, para cada experimento ajustava-se o valor de Q_w para obtenção de θ_c conveniente. Os resultados experimentais obtidos a 3 diferentes tempos de residência hidráulica, $\theta_h = 0,63$; 1,16 e 2,20 dias são mostrados no quadro 5.3.

O pH também neste caso manteve-se dentro de limites razoáveis não necessitando de controle e a concentração de oxigênio dissolvido manteve-se sempre maior que 40% do valor de saturação.

Os gráficos das figuras 5.5, 5.6 e 5.7 mostram a comparação entre os resultados experimentais e calculados pelas expressões (5.1), (5.9) e (5.11).

Nota-se que o modelo cinético, cujas constantes foram calculadas em sistema sem reciclo explica satisfatoriamente o comportamento do processo de lodo ativado.

5.3. Efeito da concentração de substrato (DQO) na taxa de respiração

A determinação da taxa de respiração do lodo foi realizada em sistema conforme ilustrado na figura 4.3. A concentração de lodo utilizada foi de 2.408 mg/l SST, a temperatura controlada em 28°C e o procedimento está descrito em 4.2.3.

Os resultados obtidos são mostrados no quadro 5.4 e figuras 5.8 e 5.9. Observa-se que mesmo para concentração nula

de DQO, existe uma demanda de oxigênio que pode ser devida ao reciclo de material intracelular.

Ainda pelas figuras 5.8 e 5.9 verificamos que a taxa de respiração é de ordem zero em relação ao oxigênio dissolvido quando a concentração do mesmo é maior que 2% da concentração de saturação, C_L^* . Isto está de acordo com numerosos experimentos sobre a demanda de oxigênio, de cultura pura como verificado por vários autores^(14, 26, 84, 89, 99, 105, 122). Pode-se então considerar que para o presente trabalho, em que se trabalhou com concentração de oxigênio suficientemente alta, a taxa de respiração é independente da concentração de O_2 dissolvida, dependendo apenas da concentração de substrato, no caso, concentração de DQO.

Com efeito, os resultados obtidos a várias concentrações de DQO fornecem o gráfico da figura 5.10 que fazem supor uma cinética semelhante à de Michaelis-Menten, ou seja:

$$R - R_0 = \frac{R_{\max} S}{k_2 + S} \quad (5.12)$$

onde R_0 é a taxa de respiração específica quando a concentração de DQO é nula, R_{\max} é a taxa de respiração específica máxima e k_2 a constante de saturação. Portanto um gráfico $1/R - R_0$ contra $1/S$ deve fornecer uma linha reta cujo coeficiente angular é k_2/R_{\max} e coeficiente linear é $1/R_{\max}$. De fato o gráfico da figura 5.11 nos mostra esta correlação obtendo-se então, $k_2=444$ mg/l DQO e $R_{\max}=10,4$ mg O_2 /mg SST.dia. O coeficiente de correlação

obtido foi de $r^2=0,99$. A concentração de saturação do oxigênio dissolvido foi considerado como sendo 7,8 mg/ℓ.

5.4. Sedimentação de lodo proveniente de processo de lodo ativado

Primeiramente determinou-se o I.M. para vários valores de F/M, cujos resultados (Quadro 5.5) estão plotados na figura 5.12. Verifica-se que o valor do I.M. mínimo corresponde a uma razão F/M de aproximadamente 0,7 mg DQO/mg SST dia. Verificamos ainda que a sedimentabilidade do lodo é compatível com este processo para faixa de F/M, entre 0,60 e 0,80 mg DQO/mg SST dia.

Por outro lado, para o projeto de decantadores contínuos necessitamos calcular a área mínima de sedimentação.

Para tanto necessário se faz conhecer-se a velocidade de submergência da interface entre a zona clarificada e a zona de sedimentação influenciada a várias concentrações de lodo. Vários testes foram realizados utilizando-se várias concentrações de lodo obtido do tanque de aeração. Os resultados obtidos estão expostos no quadro 5.6 e figura 5.13, onde a velocidade de sedimentação v_i é a velocidade inicial de submergência da interface.

Destes resultados foi possível elaborar um gráfico do fluxo de sólidos, G, contra concentração de lodo, X, como mostrado na figura 5.14, onde G foi obtido de $G=v_i \times X$.

Esté gráfico, utilizado para dimensionamento, exhibe um comportamento bastante semelhante a suspensões de lodo ativado de sistema de tratamento de esgoto doméstico.

5.5. Aplicação do modelo cinético ao dimensionamento de processo de lodo ativado

O processo de lodo ativado em escala real foi analisado para dois casos extremos. O primeiro em que se considera o tanque de aeração como um reator de mistura, chamado comumente de processo de lodo ativado perfeitamente agitado, e o segundo em que se considera o tanque de aeração um reator tubular, chamado comumente de processo de lodo ativado convencional. O primeiro caso é mais aplicado em efluentes industriais cujas vazões e concentrações são muito variáveis, para evitar-se o chamado choque de carga. O segundo que se aplica a efluentes municipais ou industriais cujas vazões e concentrações se mantêm constante por suas próprias características ou através de tanque de equalização. Vale notar que apesar dos casos reais se situarem entre um e outro modelo, normalmente é possível aproximarmos o processo a um dos dois casos para efeito de dimensionamento, podendo se levar em conta ainda parâmetros de desvio da idealidade.

5.5.1. Tanque de aeração tipo reator de mistura com retirada de excesso de lodo da linha de reciclo

O balanço material para células em torno do reator

fornece, segundo o esquema da figura 5.15

$$QX_o + rQX_x + v_x V = Q(1+r)X + (-v_d)V \quad (5.13)$$

Balço no separador fornece:

$$Q(1+r)X = (Q-Q_w)X_e + rQX_x + Q_wX_x \quad (5.14)$$

onde,

r é a razão de reciclo

X_x é a concentração de células na zona de compressão

X_e é a concentração de células na zona clarificada

Q é a vazão de alimentação

Q_w é a vazão de retirada de excesso de lodo.

Lembrando que o tempo de residência celular é:

$$\theta_c = \frac{\text{massa de microrganismos no reator}}{\text{taxa de retirada de microrganismos do sistema}}$$

temos para este caso:

$$\theta_c = \frac{VX}{(Q-Q_w)X_e + Q_wX_x} \quad (5.15)$$

ou

$$\frac{VX}{\theta_c} = (Q-Q_w)X_e + Q_wX_x$$

Substituindo-se (5.15) em (5.14) e a equação resultante em (5.13) e substituindo-se as expressões de velocidade por (4.6) e (4.7) obtêm-se:

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu - k_d \quad (5.16)$$

onde

$$\mu = \frac{\mu_{m\acute{a}x} S}{k_s + S}$$

que é idêntica à equação (5.8) para o caso de retirada de excesso de lodo diretamente do tanque de aeração.

Adotando-se notação adimensional tal como utilizada por Sundstron et alii⁽⁹⁷⁾ e Mynhier e Grady⁽⁶⁷⁾, obtém-se:

$$\frac{1}{\tau_c} = \frac{\alpha}{1+\alpha} - b \quad (5.17)$$

onde

$$\tau_c = \theta_c \mu_{m\acute{a}x}$$

$$\alpha = S/k_s$$

$$b = k_d/\mu_{m\acute{a}x}$$

A solução desta expressão está mostrada nos gráficos das figuras 5.16 e 5.17, tal como apresentado por Mynhier e Grady⁽²⁰⁾, que nos permite determinação do tempo de residência celular para determinada concentração de poluente na saída do processo. Neste gráfico b' corresponde a b, α' a α e τ_c' a τ_c .

Por outro lado balanço material para substrato em torno do reator nos fornece:

$$QS_0 + rQS = Q(1+r)S + (-v_s) V \quad (5.18)$$

Aplicando-se a equação (4.13) e (5.16) em (5.18) e rearranjando-se, obtém-se:

$$x = \frac{\theta_c}{\theta_h} \frac{y_G (S_0 - S)}{(1 + (k_d + m y_G) \theta_c)} \quad (5.19)$$

onde θ_h definido como V/Q é o tempo de residência hidráulico.

Adotando-se notação adimensional temos:

$$x = \frac{\tau_c}{\tau_h} \frac{(\alpha_0 - \alpha)}{1 + (b+c)\tau_c} \quad \text{ou} \quad \frac{\tau_h}{\tau_c} = \frac{1}{x} \frac{(\alpha_0 - \alpha)}{1 + (b+c)\tau_c} \quad (5.20)$$

onde,

$$x = X/y_G k_s$$

$$\alpha_0 = S_0/k_s$$

$$\tau_h = \theta_h \times \mu_{m\acute{a}x}$$

$$c = m y_G / \mu_{m\acute{a}x}$$

A solução desta equação encontra-se no gráfico da figura(5.18) que nos permite o cálculo do tempo de residência hidráulico para uma determinada concentração celular no reator. Neste gráfico o parâmetro x' corresponde a concentração celular adimensional no reator.

Para cálculo da razão de reciclo r procedemos ao balanço material para componente celular em torno do separador obtendo-se:

$$Q(1+r)X = (Q-Q_w)X_e + Q_w X_x + rQX_x \quad (5.21)$$

Dividindo-se ambos os membros por VX, aplicando-se a equação (5.15) e rearranjando-se, obtemos:

$$r = \frac{1 - \theta_h/\theta_c}{\beta - 1}$$

ou em termos de variáveis adimensionais:

$$r = \frac{1 - \tau_h/\tau_c}{\beta - 1} \quad (5.22)$$

onde β é a razão de sedimentação definida como:

$$\beta = \frac{X_x}{X}$$

Analogamente para o cálculo da vazão de retirada de excesso de lodo, Q_w procedemos a balanço material e dividindo-se ambos os membros da equação (5.21) por QX e aplicando-se a equação (5.22), obtemos:

$$\gamma = \frac{\theta_h/\theta_c - \delta}{\beta - \delta} \quad \text{ou}$$

em termos de variáveis adimensionais

$$\gamma = \frac{\tau_h/\tau_c - \delta}{\beta - \delta} \quad (5.23)$$

onde

$$\gamma = \frac{Q_w}{Q}$$

$$\delta = \frac{X_e}{X}$$

No caso em que $X_e = 0$ temos

$$\gamma = \frac{\tau_h}{\tau_c \beta} \quad (5.24)$$

Portanto com as constantes do modelo cinético e o valor de projeto da concentração de saída de carga poluidora, no caso DQO pode-se calcular o tempo de residência celular através da equação (5.16) ou (5.17) ou dos gráficos das figuras (5.16) e (5.17). De posse de τ_c calcula-se o tempo de residência hidráulico, pela equação (5.20) ou gráfico da figura (5.18), admitindo-se determinado valor de concentração celular. Esta é escolhida dentro de faixas recomendadas por estudos práticos e pela razão substrato/microrganismos (F/M) adequada.

Com os dados de sedimentação pode-se admitir determinação do valor de β tornando possível cálculo de r através da equação (5.22), bem como o cálculo de γ através da equação (5.23) ou (5.24). O fornecimento de oxigênio é calculado pela equação (5.12)

5.5.2. Tanque de aeração tipo reator tubular com retirada de lodo da linha de reciclo

A análise deste caso envolve balanço material para elemento de volume infinitesimal e as expressões obtidas devem ser integradas para obtenção das relações entre as variáveis.

Pelo esquema da figura 5.15(b) obtemos através de

balanço material em torno de elemento de volume no reator para componente celular:

$$\frac{Q(1+r)}{A'} \frac{dX}{d\ell} = (\mu - k_d) X \quad (5.25)$$

onde A' é a área da seção reta do reator e ℓ é o comprimento do reator.

O balanço material para substrato fornece analogamente:

$$\frac{Q(1+r)}{A'} \frac{dS}{d\ell} = - \left(\frac{\mu}{Y_G} + m \right) X \quad (5.26)$$

Segundo Metcalf e Eddy⁽⁵⁹⁾ e Sundstron e Klei⁽⁹⁶⁾ para obtenção de tempo de residência hidráulico é necessária a integração numérica das equações (5.25) e (5.26) tomando como condições iniciais $X = X_1$; $S = S_1$ quando $\ell = 0$.

Ainda, segundo alguns autores^(51,87) para sistemas onde a relação entre tempo de residência celular e tempo de residência hidráulico em reator tubular seja maior que 5 ($\theta_c / \theta_h > 5$) pode-se considerar a concentração celular constante e realizar-se a integração das expressões (5.25) e (5.26) sem o coeficiente de manutenção, m .

Porém definindo-se tempo de residência celular analogamente a (5.15), tem-se:

$$\theta_{cT} = \frac{\int_0^{V_R} X dV}{(Q-Q_w)X_e + Q_w X_x} \quad (5.27)$$

onde

V_R = volume de líquido no reator tubular

θ_{CT} = tempo de residência celular no reator tubular

Ao se efetuar balanço material para componente celular no sedimentador obtêm-se

$$(Q-Q_w)X_e + Q_w X_x + rQX_x = Q(1+r) X_f \quad (5.28)$$

onde X_f é a concentração celular na saída do reator.

Mas balanço material no ponto de junção 1 fornece:

$$rQX_x = Q(1+r) X_1 \quad (5.29)$$

onde X_1 é a concentração de entrada de células no reator.

Aplicando-se (5.29) em (5.28) e substituindo-se a equação resultante em (5.27) obtêm-se:

$$\theta_{CT} = \frac{\int_0^{V_R} X dv}{Q(1+r) (X_f - X_1)} \quad (5.30)$$

Por outro lado das equações (5.25) e (5.26) obtêm-se:

$$dX = \frac{(\mu - k_d)X}{-(\frac{\mu}{Y_G} + m) X} dS \quad (5.31)$$

que integrada com as condições $S = S_1$; $X = X_1$

$S = S_f$; $X = X_f$

fornece em termos de variáveis adimensionais definidas anteriormente:

$$(X_f - X_1) = -y_G k_s \left[\frac{1-b}{1+c} (\alpha_f - \alpha_1) - \frac{(b+c)}{(1+c)^2} \ln \frac{(1+c)\alpha_f + c}{(1+c)\alpha_1 + c} \right] \quad (5.32)$$

onde

$$\alpha_f = \frac{S_f}{k_s}$$

$$\alpha_1 = \frac{S_1}{k_s}$$

O termo $\int_0^{V_R} X dV$ pode ser calculado em termos da variável S através da equação (5.26) como

$$\int_0^{V_R} X dV = A \int_0^L X dl = Q(1+r) \int_{S_1}^{S_f} \frac{dS}{-(\mu/y_G) + m} \quad (5.33)$$

que nos fornece em termos das variáveis adimensionais definidas anteriormente:

$$\int_0^{V_R} X dV = \frac{Q(1+r)}{\mu_{\max}} (-y_G) k_s \left[\frac{1}{1+c} (\alpha_f - \alpha_1) + \frac{1}{(1+c)^2} \ln \frac{(1+c)\alpha_f + c}{(1+c)\alpha_1 + c} \right] \quad (5.34)$$

Substituindo (5.32) e (5.34) em (5.30) e utilizando mé dia logarítmica, M_L de $\left[(1+c)\alpha_f + c \right]$ e $\left[(1+c)\alpha_1 + c \right]$ obtém-se:

$$\frac{1}{\tau_{CT}(1+c)} = \frac{M_L}{M_L + 1} - \frac{c+b}{1+c} \quad (5.35)$$

onde $\tau_{CT} = \theta_{CT} \mu_{\max}$ é o tempo de residência celular adimensional em reator tubular.

Convém notar que a expressão (5.35) é similar a expressão (5.17) e que portanto a solução desta equação pode ser dada pelos gráficos das figuras 5.16 e 5.17, onde $\alpha' = M_L$, $\tau'_c = \tau_{cT}(1+c)$ e $b' = \frac{b+c}{1+c}$.

Esta expressão permite calcular o tempo de residência celular de processo de lodo ativado com reator tubular, conhecidas as constantes cinéticas e admitidos valores de concentrações de entrada e saída de substrato no tanque de aeração.

Por outro lado definindo-se concentração celular média no reator \bar{X} como:

$$\bar{X} = \frac{\int_0^{V_R} X dV}{\int_0^{V_R} dV} \quad (5.36)$$

e substituindo-se em (5.30) obtém-se:

$$\theta_{cT} = \frac{\bar{X} V_R}{Q(1+r)(X_f - X_1)}$$

Chamando-se $\frac{V_R}{Q} = \theta_{hT}$, tempo de residência hidráulico no reator tubular, obtém-se

$$\frac{\theta_{hT}}{\theta_{cT}} = \frac{(1+r)(X_f - X_1)}{\bar{X}} \quad (5.37)$$

Por outro lado o balanço material para substrato no ponto de junção 1 da figura 5.5(b) fornece

$$\alpha_1 = \frac{\alpha_0 + r\alpha_f}{1+r} \quad (5.38)$$

Substituindo (5.32) e (5.38) em (5.37) obtemos em termos de variáveis adimensionais:

$$\frac{\tau_{hT}}{\tau_{cT}} = \frac{1}{\bar{x}} \frac{(\alpha_o - \alpha_f)}{(1 + (b+c)\tau_{cT})} \quad (5.39)$$

onde $\tau_{hT} = \theta_{hT} \times \mu_{m\bar{x}}$ e $\bar{x} = \frac{\bar{X}}{Y_G k_s}$

A expressão (5.39) é similar à equação (5.20) e portanto sua solução pode ser apresentada na forma do gráfico da figura 5.18 onde x' é o valor de concentração celular media adimensional \bar{x} .

A razão de reciclo r pode ser calculada pela expressão (5.38) e a vazão de retirada de excesso de lodo através da expressão (5.27) obtendo-se

$$\gamma = \frac{(\tau_{hT}/\tau_{cT}) - \delta'}{\beta' - \delta'} \quad (5.40)$$

onde

$$\gamma = Q_w/Q$$

$$\delta' = X_e/\bar{X}$$

$$\beta' = X_x/\bar{X}$$

Quando a concentração $X_e = 0$ a equação (5.40) se reduz

a

$$\gamma = \frac{\tau_{hT}}{\tau_{cT} \times \beta'} \quad (5.41)$$

Portanto para fins de cálculo das variáveis de operação, pode-se aplicar as equações (5.35), (5.38), (5.39), (5.40), analogamente ao caso de reator de mistura para obtenção dos parâmetros de dimensionamento.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

1. O modelo de Lawrence e McCarty derivado das expressões propostas por Monod acrescida da expressão de manutenção explicam satisfatoriamente o comportamento deste processo de tratamento para águas residuárias de abatedouro avícola.
2. As expressões e constantes cinéticas determinadas através de processo contínuo sem reciclo explicam satisfatoriamente o comportamento de processo contínuo com reciclo nas faixas de trabalho estudadas.
3. É possível o tratamento deste resíduo por processo de lodo ativado obtendo-se sensível redução de volume quando comparado a processo em lagoas aeradas.
4. O método de cálculo de variáveis de operação e parâmetros de projeto de sistemas empregando tanque de aeração tipo reator tubular proposto é bastante similar a de sistemas empregando tanque de aeração tipo reator de mistura, podendo ser aplicado a qualquer caso desde que conhecidas as expressões e constantes cinéticas de crescimento e degradação do substrato.
5. O presente trabalho poderá servir de base para estudo em processo de lodo ativado com tanque de aeração tipo reator de mistura ou tubular com retirada de excesso de lodo pela linha de reciclo, em escala maior, possibilitando-nos confirmar a aplicabilidade deste sistema.

6. A correlação entre as expressões cinéticas de crescimento e degradação de material orgânico e a expressão da velocidade de consumo de oxigênio deve ser examinada em sistemas de maior escala em condições diversificadas com vistas a um melhor entendimento do mecanismo de consumo de oxigênio e material orgânico.

QUADRO 3.1 - Características de Águas Residuárias de Abatedou
ro Avícola

	A	B	C
DBO ₅ ^{20°C} (mg/ℓ)	150 - 2400	559	810
DQO (mg/ℓ)	200 - 3200	722	1085
Sólidos em suspensão (mg/ℓ)	100 - 1500	375	-
Sólidos Totais (mg/ℓ)	250 - 3200	697	96,88
Sólidos sedimentáveis (mg/ℓ)	1 - 20	-	4,6
Alcalinidade Total (mg/ℓ)	40 - 350	-	-
Nitrogênio Total (mg/ℓ)	15 - 300	-	-
pH	6,5 - 9,0	-	6,7
Óleos e Graxas	-	149	748
Relação DBO ₅ ^{20°C} /DQO	0,75	0,776	0,75

A - Porges & Struzesky⁽⁷⁸⁾

B - Carawan et al⁽¹⁸⁾

C - Foresti et al⁽³³⁾

QUADRO 5.1 - Concentrações de S.S.T. em sistema descontínuo a várias concentrações iniciais de células

t (dia)	$X_0 = 2150 \text{mg}/\ell$ S.S.T.			$X_0 = 3090 \text{mg}/\ell$ S.S.T.			$X_0 = 4070 \text{mg}/\ell$ S.S.T.		
	X (mg/ℓ)	S.S.T		X (mg/ℓ)	S.S.T		X (mg/ℓ)	S.S.T	
1	2.020			2.900			3.690		
2	1.810			2.590			3.600		
3	1.790			2.590			3.310		
4	1.600			2.280			3.100		
5	1.510			2.160			2.770		

QUADRO 5.2 - Influência do tempo de residência na eficiência do tratamento do efluente em sistema contínuo sem reciclo

$\theta = \theta_c$ (dia)	S (mg/l DQO)	X (mg/l S.S.T.)	E (%)	pH
1,44	192	245	74,4	6,5
1,72	93	278	87,6	6,6
1,88	109	265	85,5	6,5
1,93	85	273	88,7	6,5
1,97	102	265	86,4	6,7
2,21	68	271	90,9	6,6
2,50	55	266	92,7	6,9
3,26	45	265	94,0	6,7
4,48	21	243	97,2	6,4

QUADRO 5.3 - Influência do tempo de residência na eficiência de tratamento do efluente em sistema contínuo com re ciclo de lodo. Volume do tanque de aeração=5,8ℓ

θ (dia)	θ_c (dia)	S (mg/ℓ DQO)	X (mg/ℓ SST)	E(%)	pH
0,63	1,91	96	790	87,2	5,9
0,63	2,64	51	1100	93,2	-
0,63	3,44	30	1510	96,0	6,1
0,63	3,70	33	1620	95,6	6,5
0,63	3,93	32	1610	95,7	-
0,63	4,48	31	1780	95,9	-
1,16	2,61	44	630	94,1	-
1,16	3,08	38	620	94,9	6,4
1,16	4,12	38	950	94,9	5,5
1,16	5,10	33	1140	95,6	6,0
2,20	2,81	36	410	95,2	5,4
2,20	3,78	33	460	95,6	5,3
2,20	4,27	28	490	96,3	6,1
2,20	4,59	31	470	95,9	-
2,20	4,82	28	580	96,3	5,7

QUADRO 5.4 - Influência da concentração de substrato (DQO) na taxa de respiração

S (mg/l DQO)	RX/C _t [*] (min ⁻¹)	RX(p/C _t [*] =7,8ppm) (mg O ₂ /l min)	R ($\frac{\text{mg O}_2}{\text{mg S.S.T. dia}}$)
0	0,05039	0,39304	0,23504
5	0,07468	0,58250	0,34834
10	0,10648	0,83054	0,49667
25	0,15038	1,17296	0,70144
50	0,30303	2,36363	1,41347
75	0,39845	3,10791	1,85855
100	0,45760	3,56928	2,13445
150	0,47321	3,69104	2,20727

QUADRO 5.5 - Influência da carga orgânica (F/M) no Índice de
Mohlman

θ_c (dia)	S_o (mg/ℓ DQO)	X (mg/ℓ SST)	F/M (kg DQO/kg SST dia)	I.M. (ml/g)
1,91	750	790	1,51	227
2,64	750	1100	1,08	159
3,44	750	1510	0,79	119
3,70	750	1620	0,73	92
3,93	750	1610	0,74	93
4,48	750	1780	0,67	89

QUADRO 5.6 - Influência da concentração do lodo na velocidade inicial de submergência da interface e no fluxo de sólidos

X (mg/ℓ)	v_i (m/h)	G (kg/m ² .h)
11.120	0,352	3,91
7.410	0,963	7,14
5.560	2,101	11,68
4.120	3,470	14,30
3.710	4,080	15,14
3,780	4,880	13,57

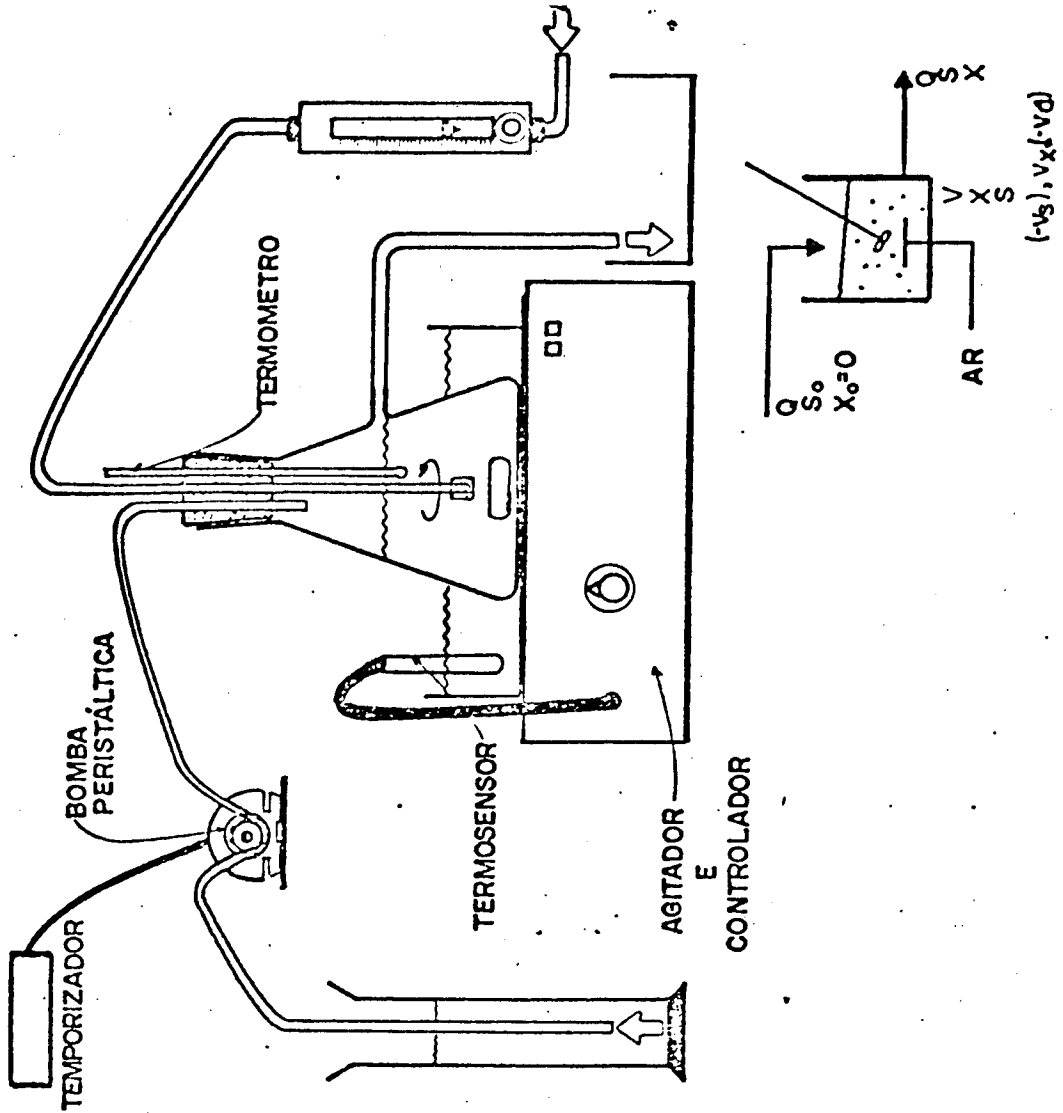


FIG.42- SISTEMA AERADO CONTÍNUO.

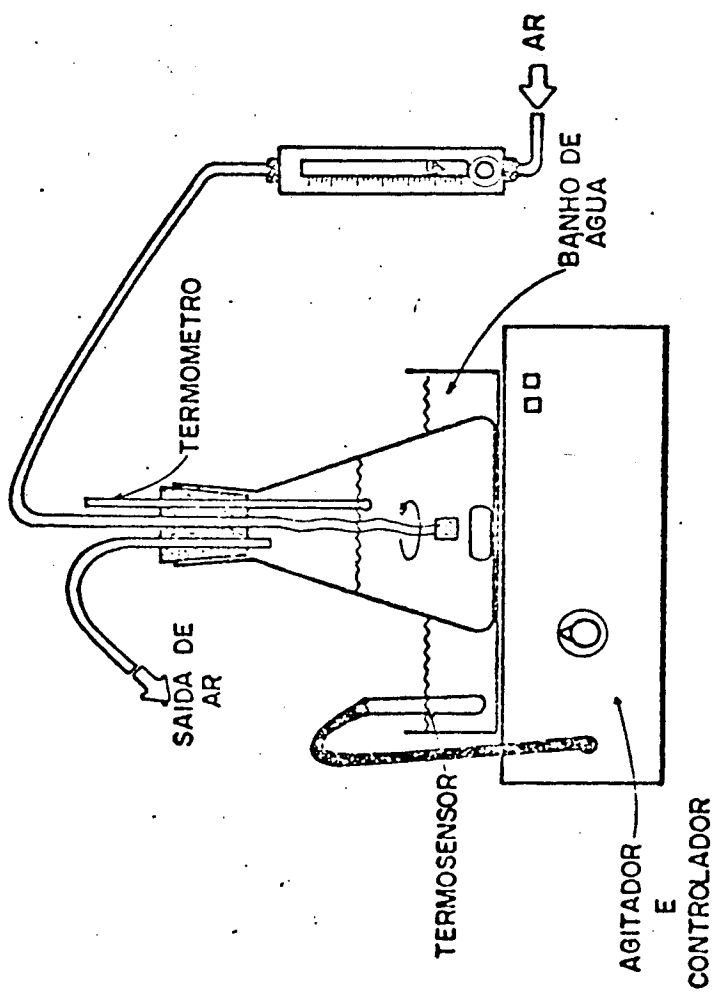


FIG.41- SISTEMA AERADO DESCONTÍNUO.

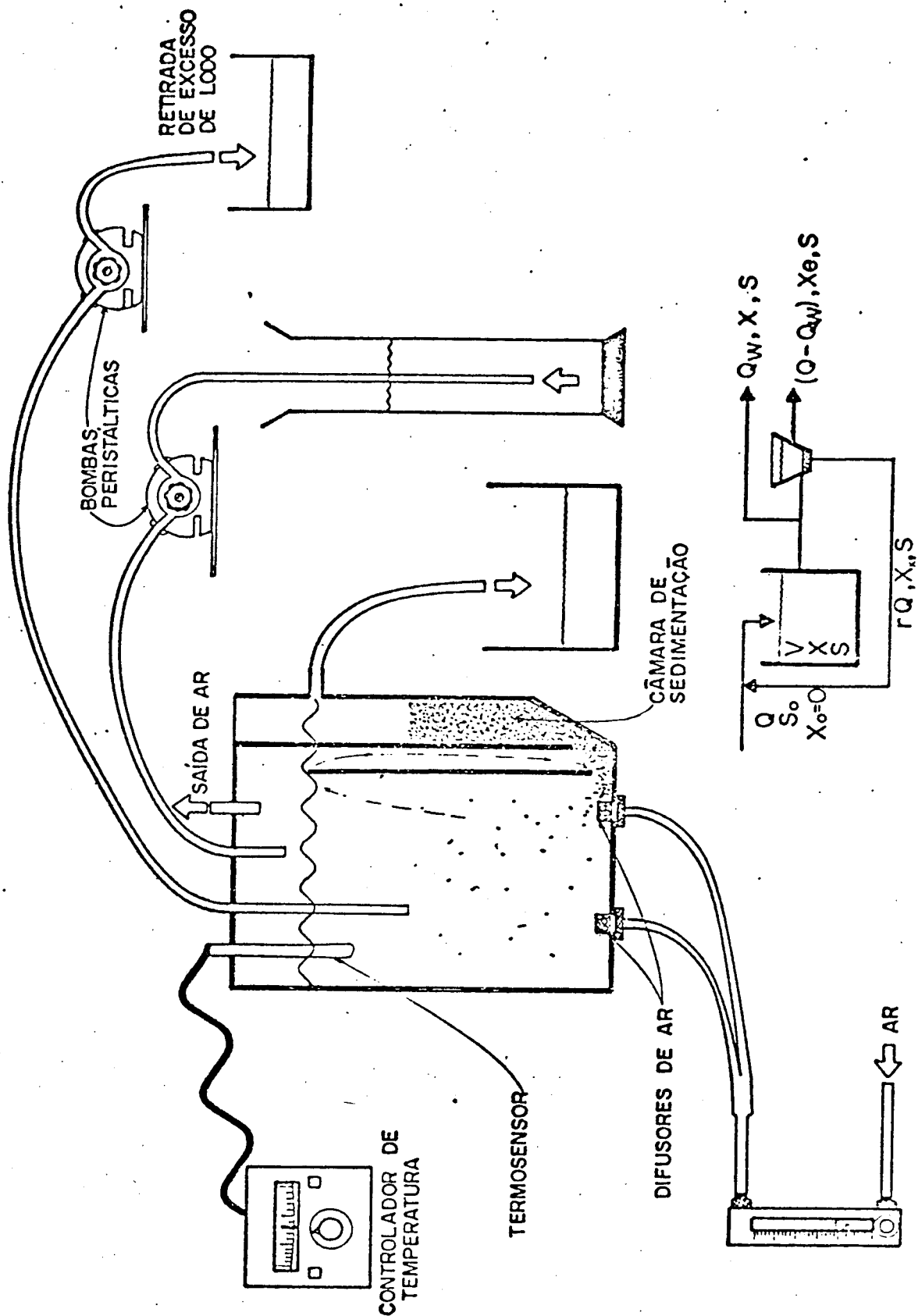


FIG.4.3- SISTEMA CONTÍNUO COM RECICLO.

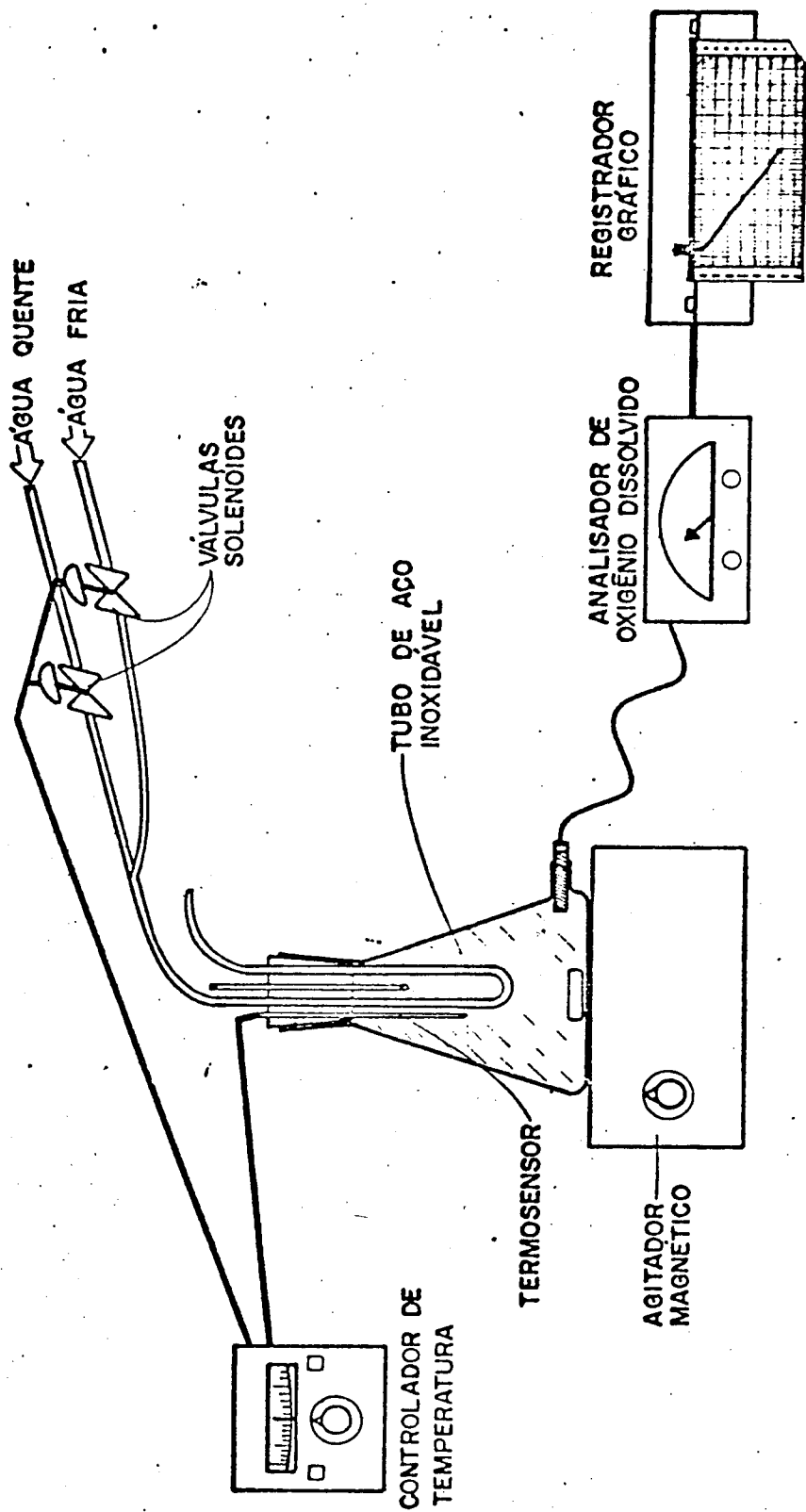


FIG. 4.4 - SISTEMA PARA DETERMINAÇÃO DA TAXA DE RESPIRAÇÃO.

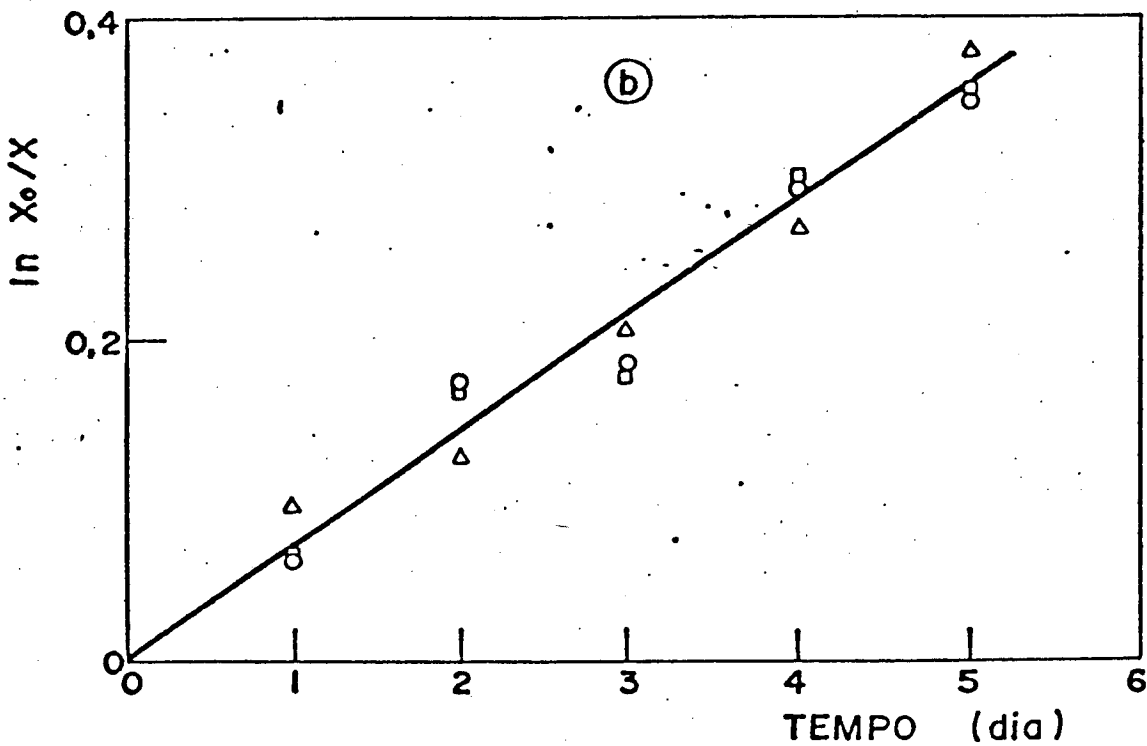
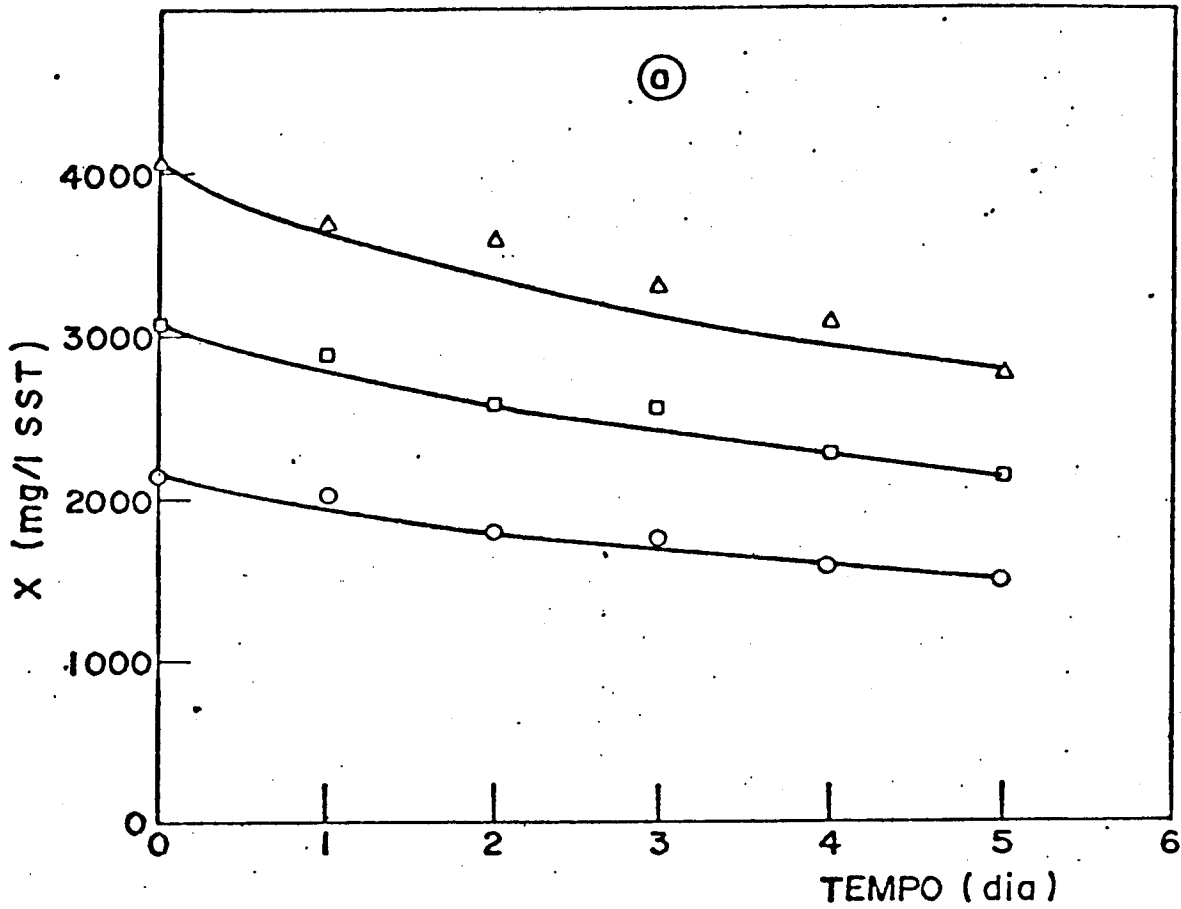


FIGURA 5.1.- Decréscimo de concentração de SSTA em sistema des_ contínuo (a) e determinação do coeficiente de mor_ te celular (b)

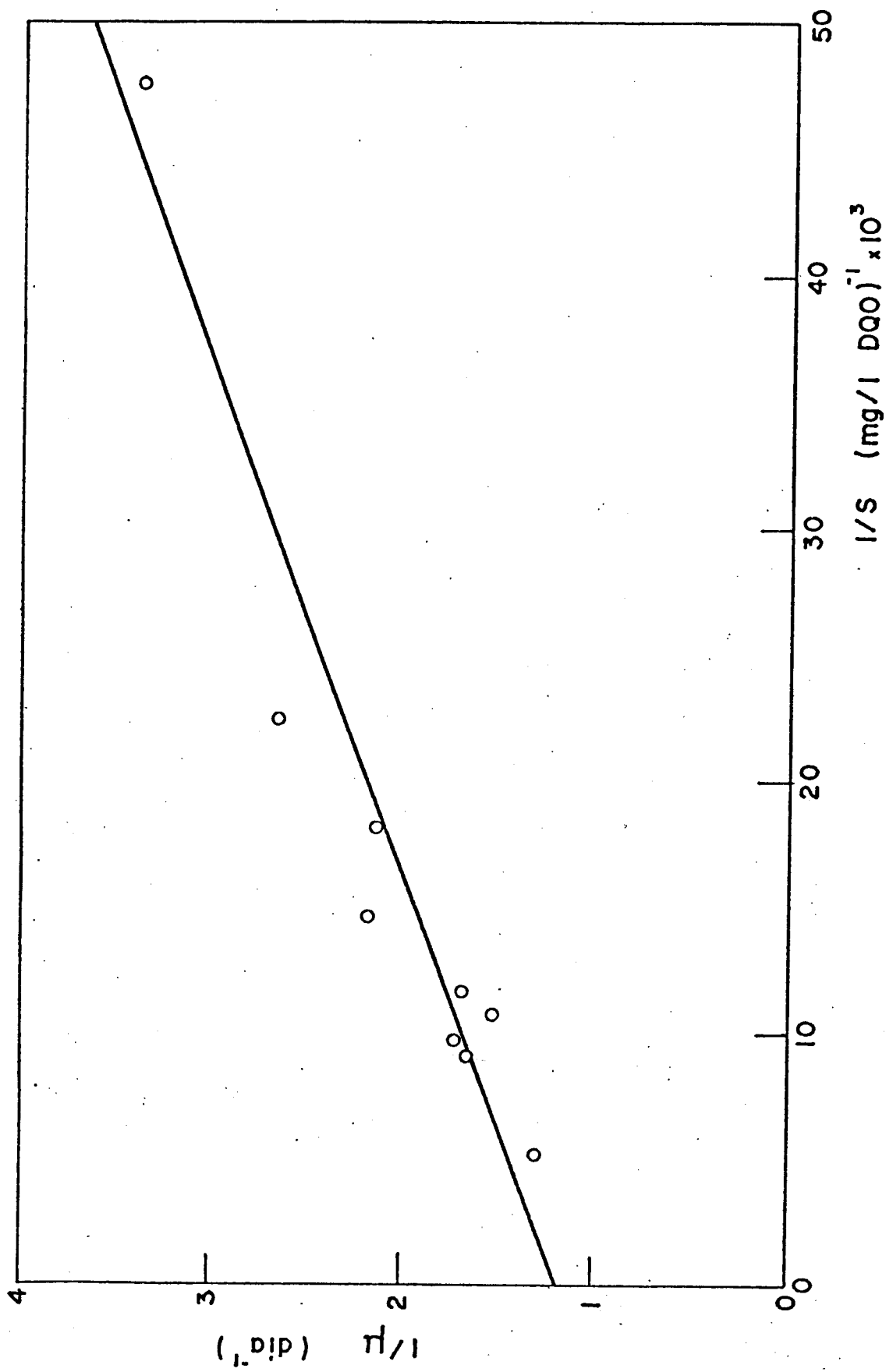


FIGURA 5.2 - Relação entre inverso da taxa específica de crescimento $1/\mu$ e inverso da concentração de substrato $1/S$ para cálculo de $\mu_{\text{máx}}$ e k_s

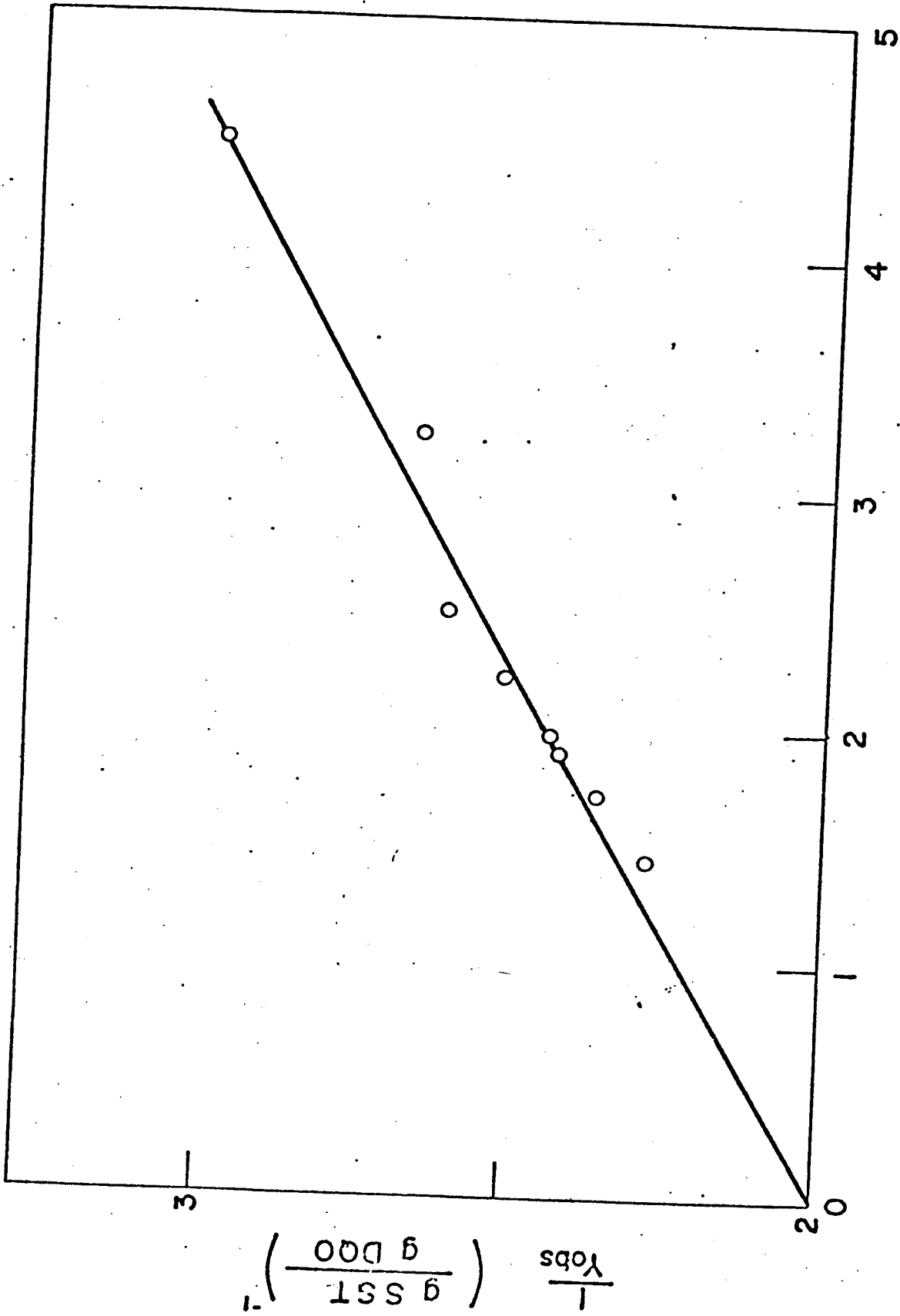


FIGURA 5.3 - Correlação entre $1/Y_{obs}$ e θ para determinação das constantes Y_G e m

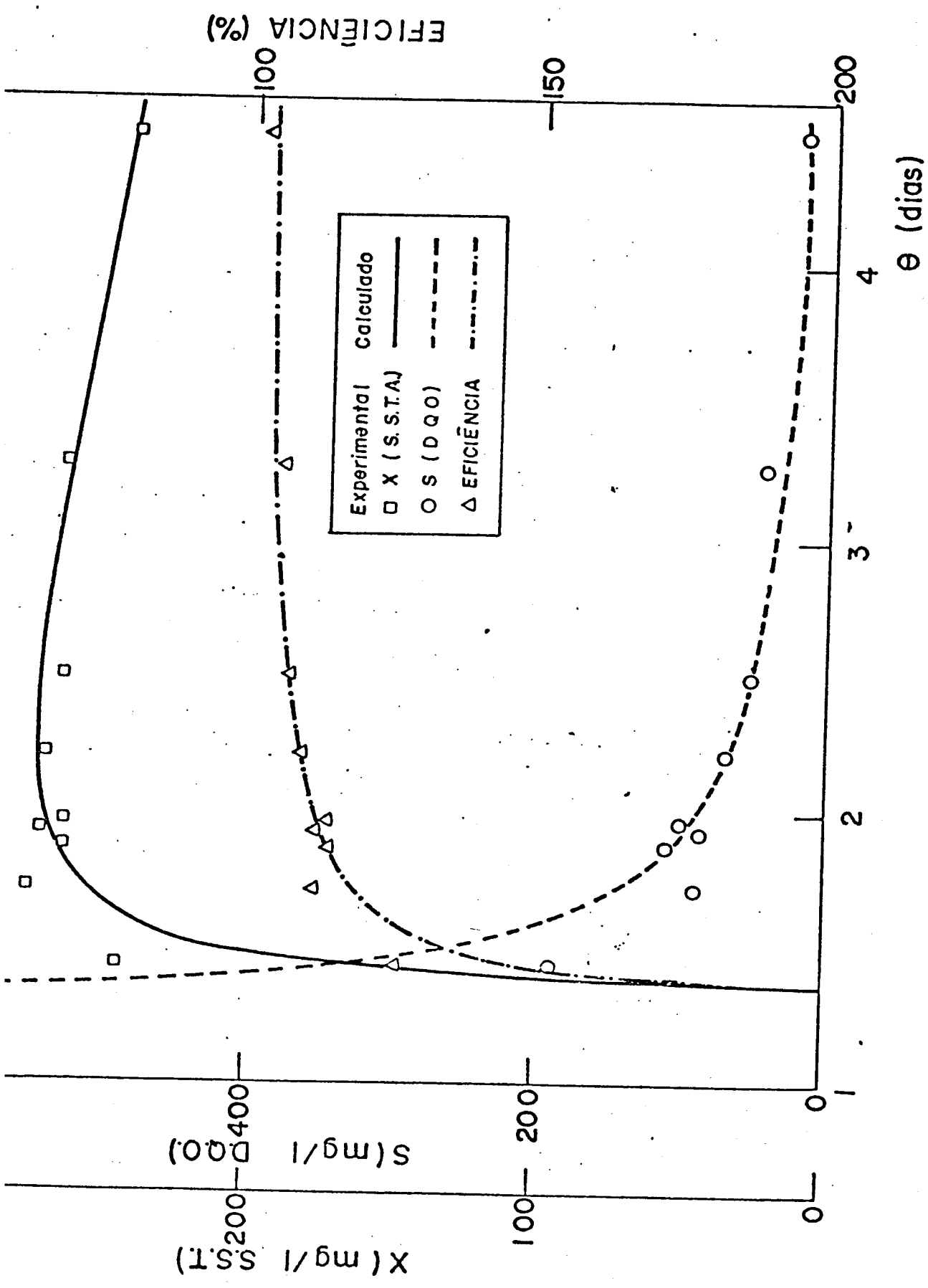


FIGURA 5.4 - Comparação entre dados experimentais e calculados de sistema aerado contínuo sem reciclo

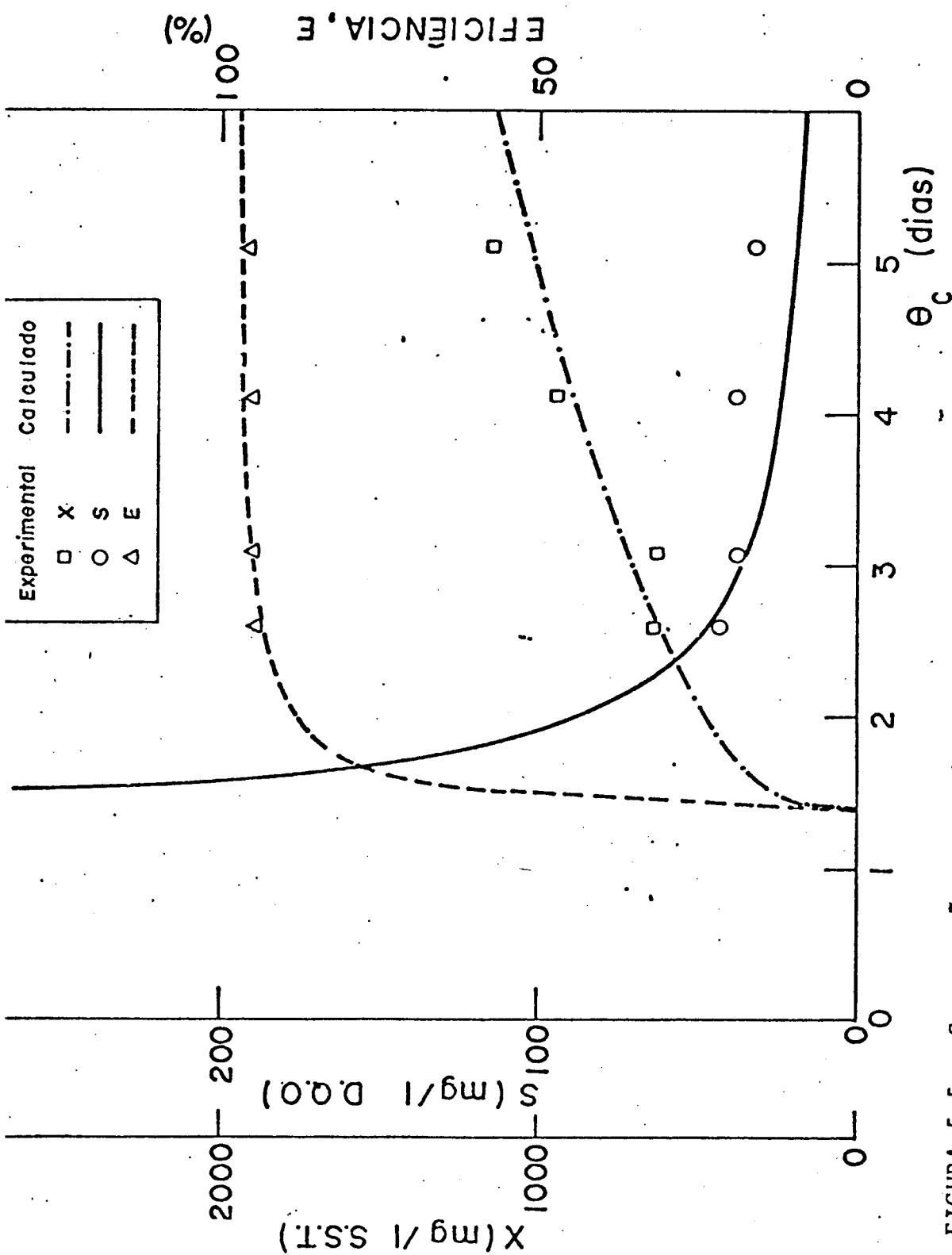


FIGURA 5.5 - Comparação entre dados experimentais e calculados obtidos em sistema contínuo com reciclo de lodo e tempo de residência $\theta_h = 1,16$ dias

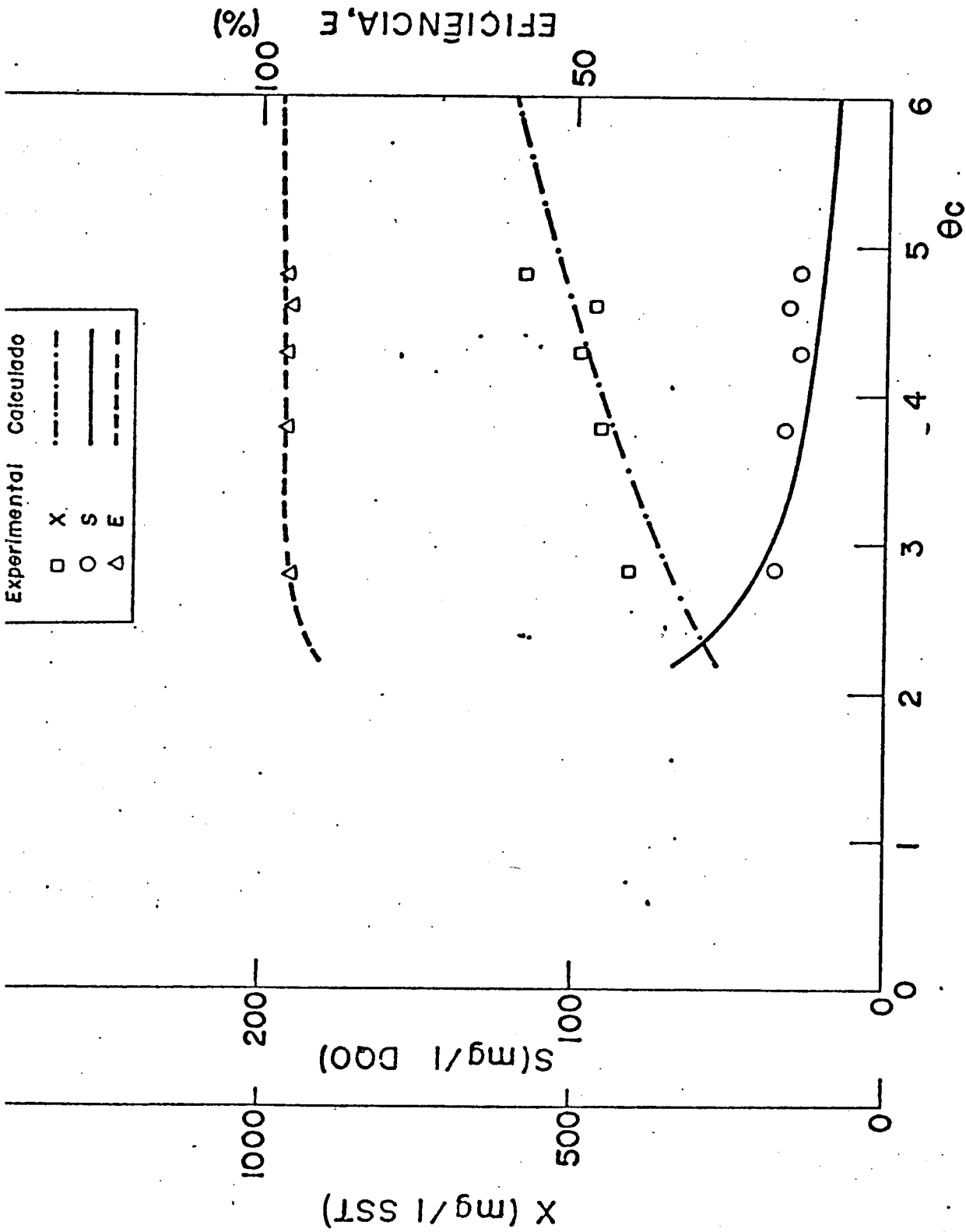


FIGURA 5.6 - Comparação entre dados experimentais e calculados obtidos em sistema contínuo com reciclo de lodo e tempo de residência $\theta_h = 2,20$ dias

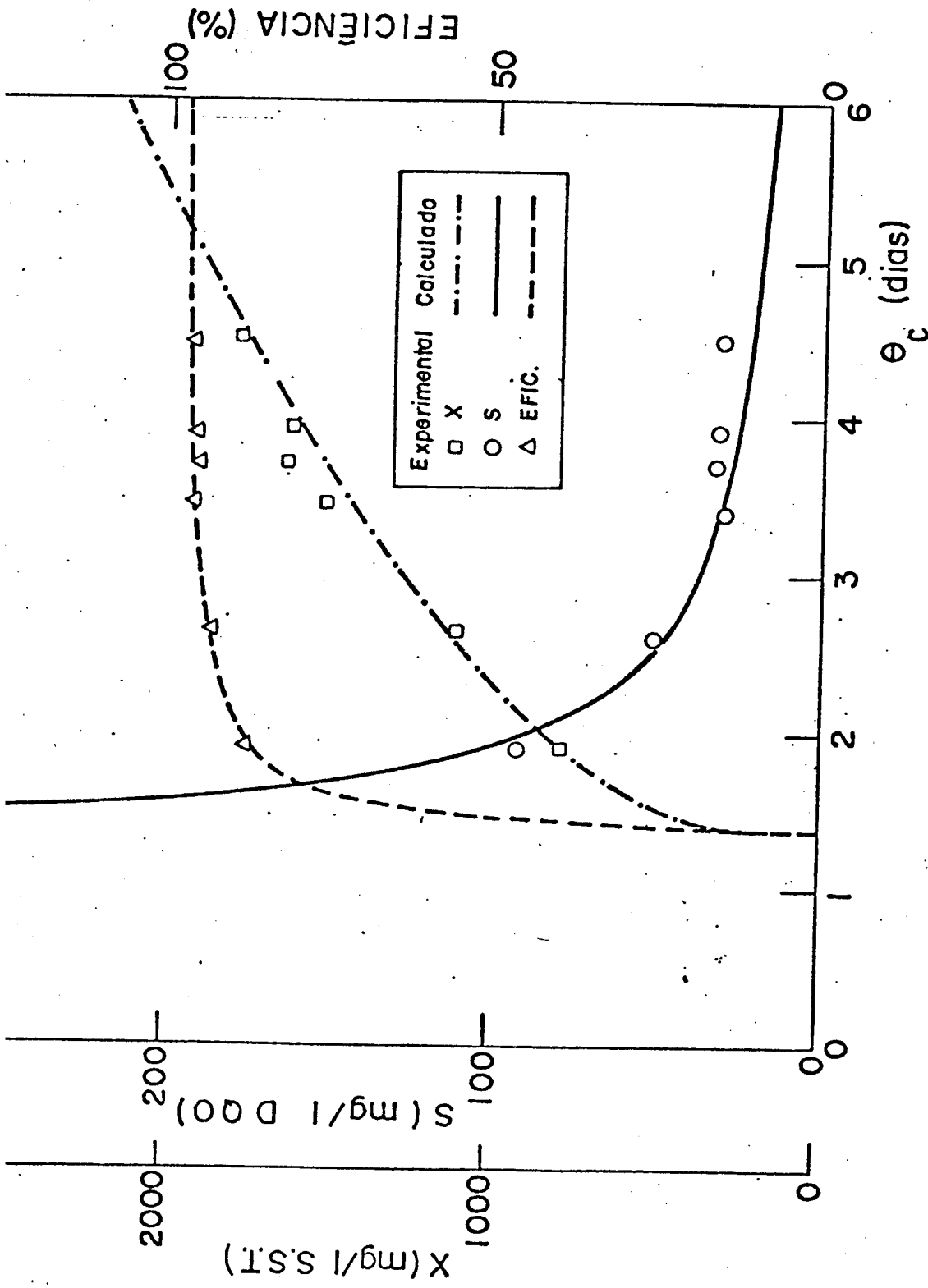


FIGURA 5.7 - Comparação entre dados experimentais e calculados obtidos em sistema contínuo com reciclo de lodo e tempo de residência $\theta_h = 0,63$ dias

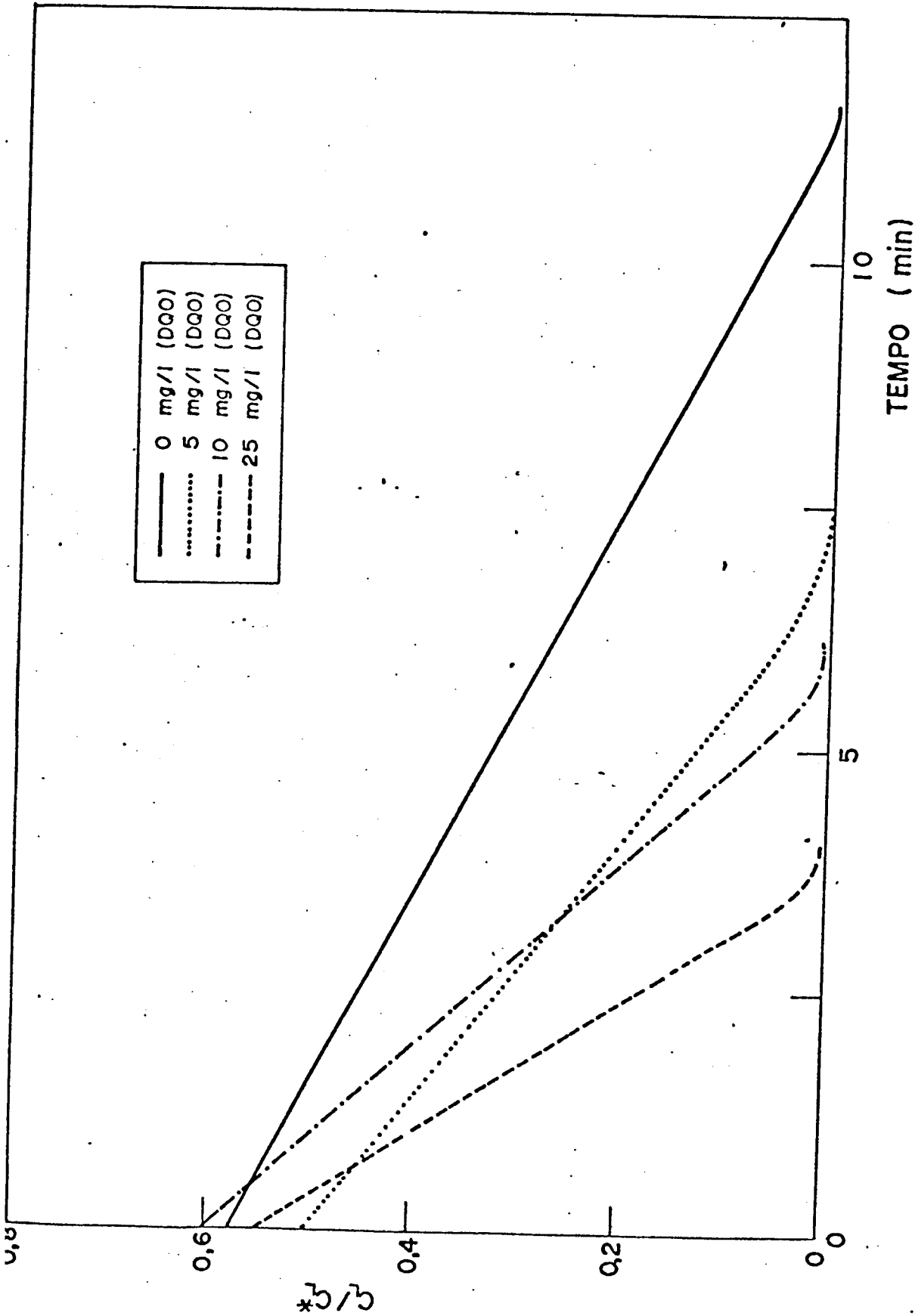


FIGURA 5.8 - Variação de concentração de oxigênio dissolvido com o tempo para concentrações de DQO de 0, 5, 10, 25 mg/l e concentração celular $X=2.408$ mg/l SST

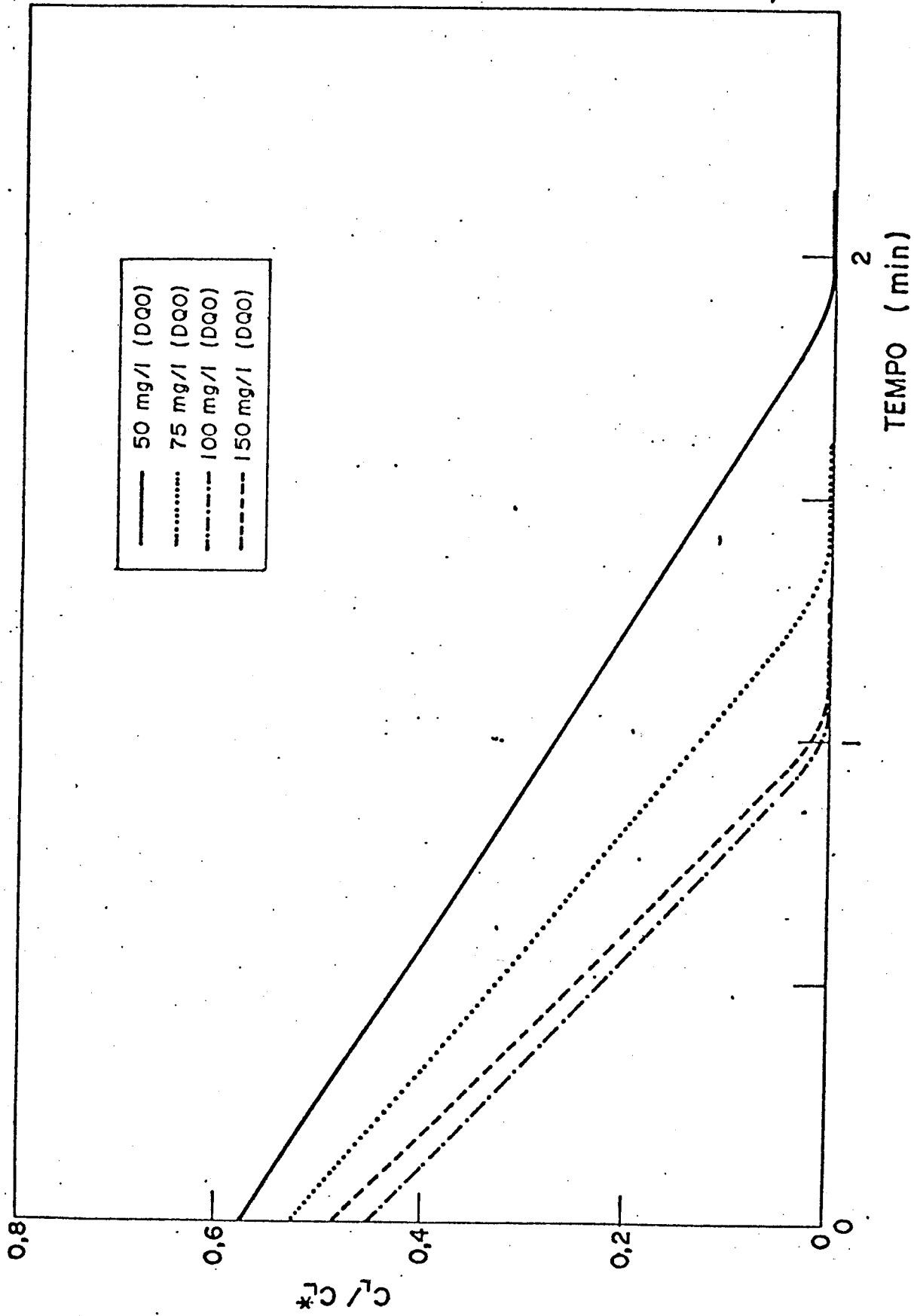


FIGURA 5.9 - Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo à concentração de DQO de 50, 75, 100 e 150 mg/l e concentração celular $X=2.408$ mg/l SST

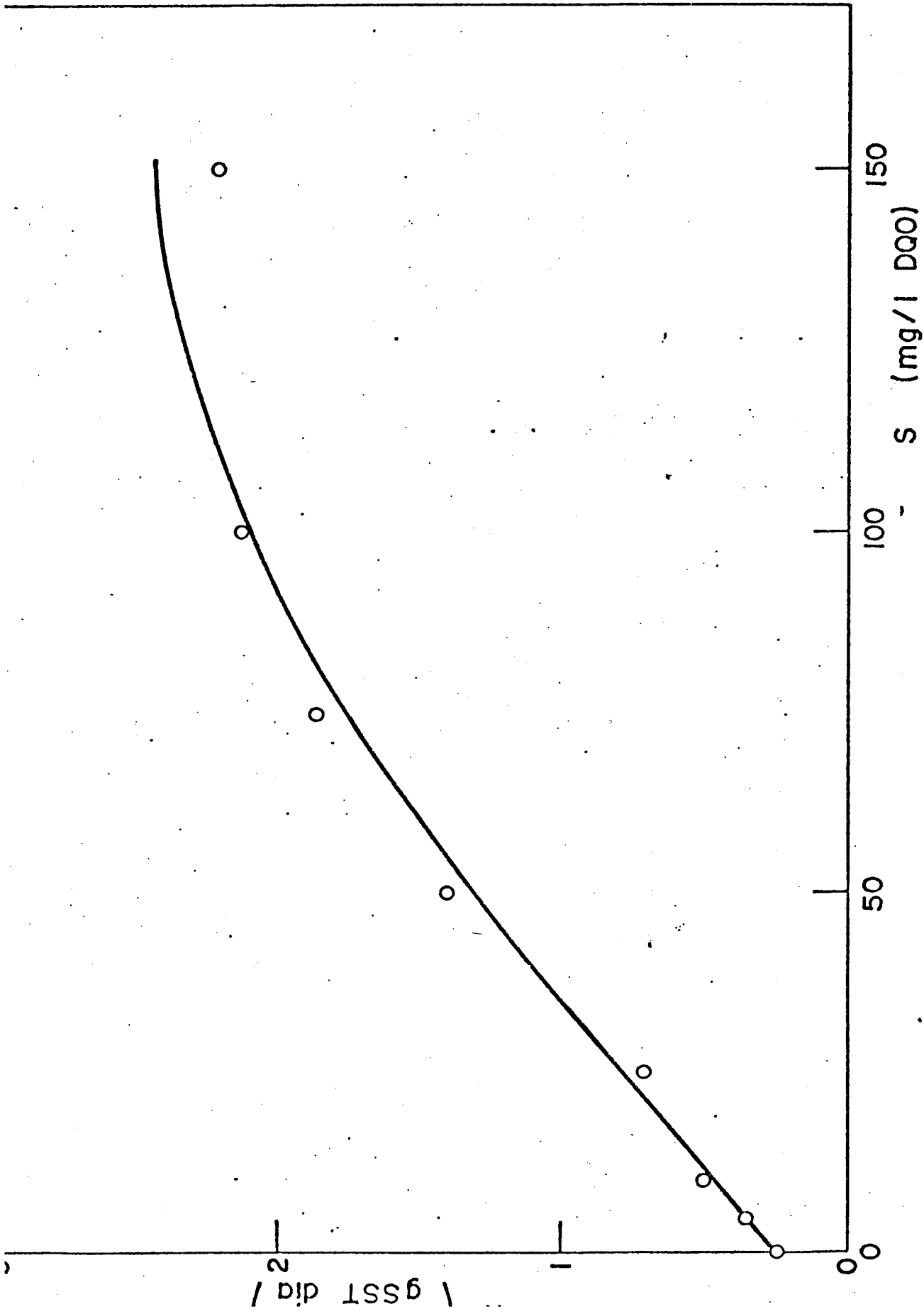


FIGURA 5.10 - Influência da concentração de DQO na taxa de respiração do lodo ativado

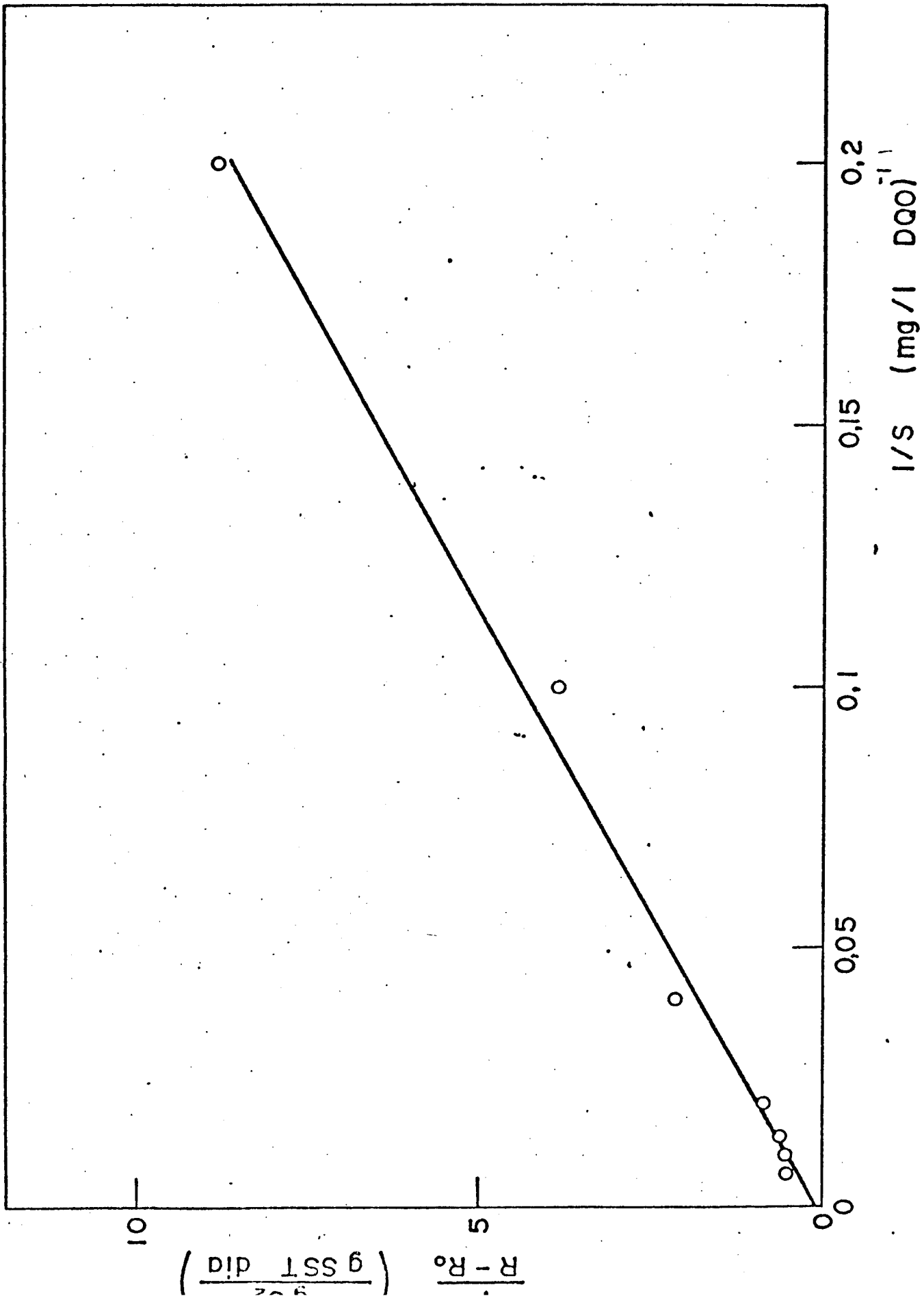


FIGURA 5.11 - Correlação entre $\frac{1}{R-R_0}$ e $\frac{1}{S}$ para determinação de constantes da expressão de velocidade de respiração .

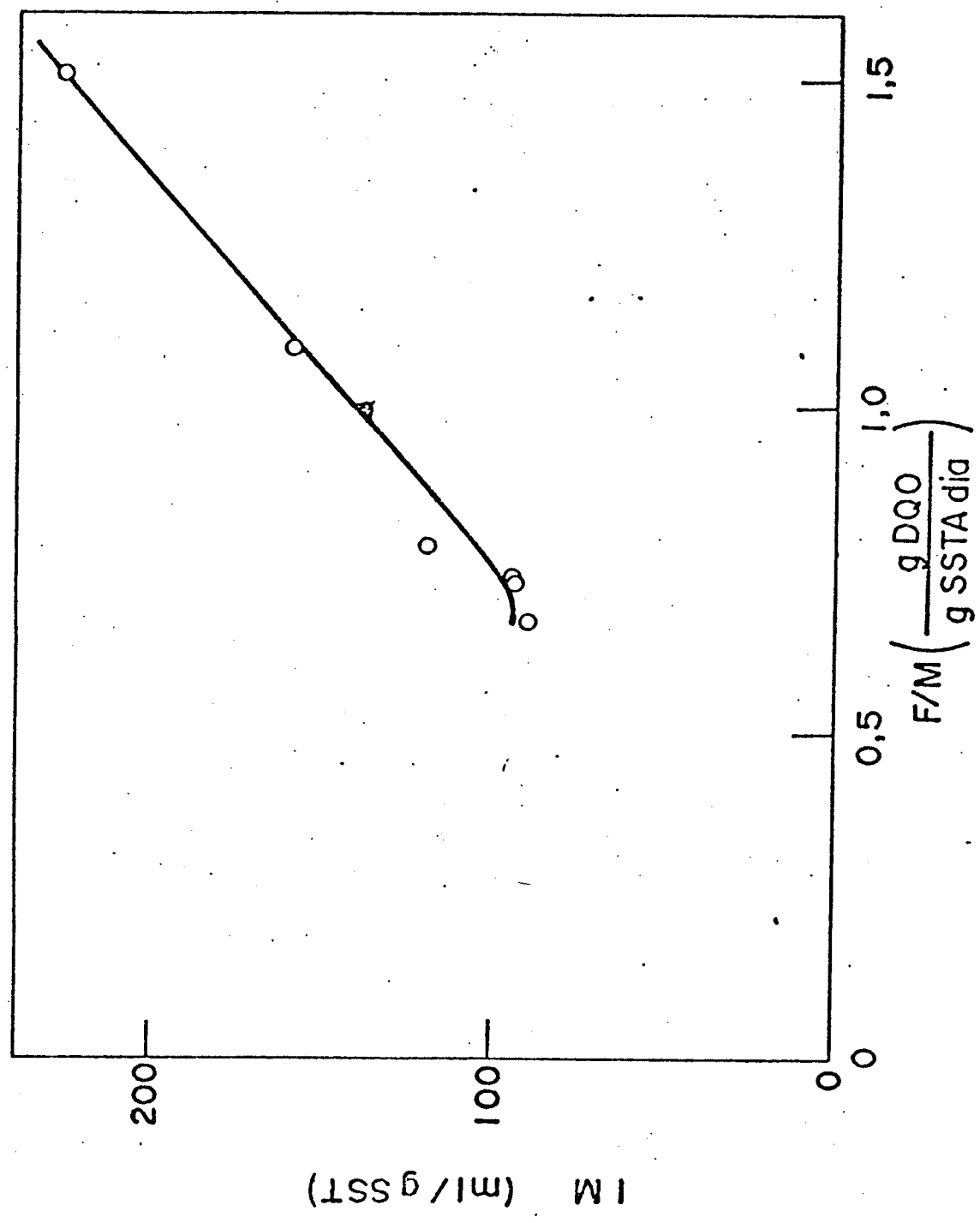


FIGURA 5.12 - Influência da razão substrato/microorganismo na sedimentabilidade do lodo

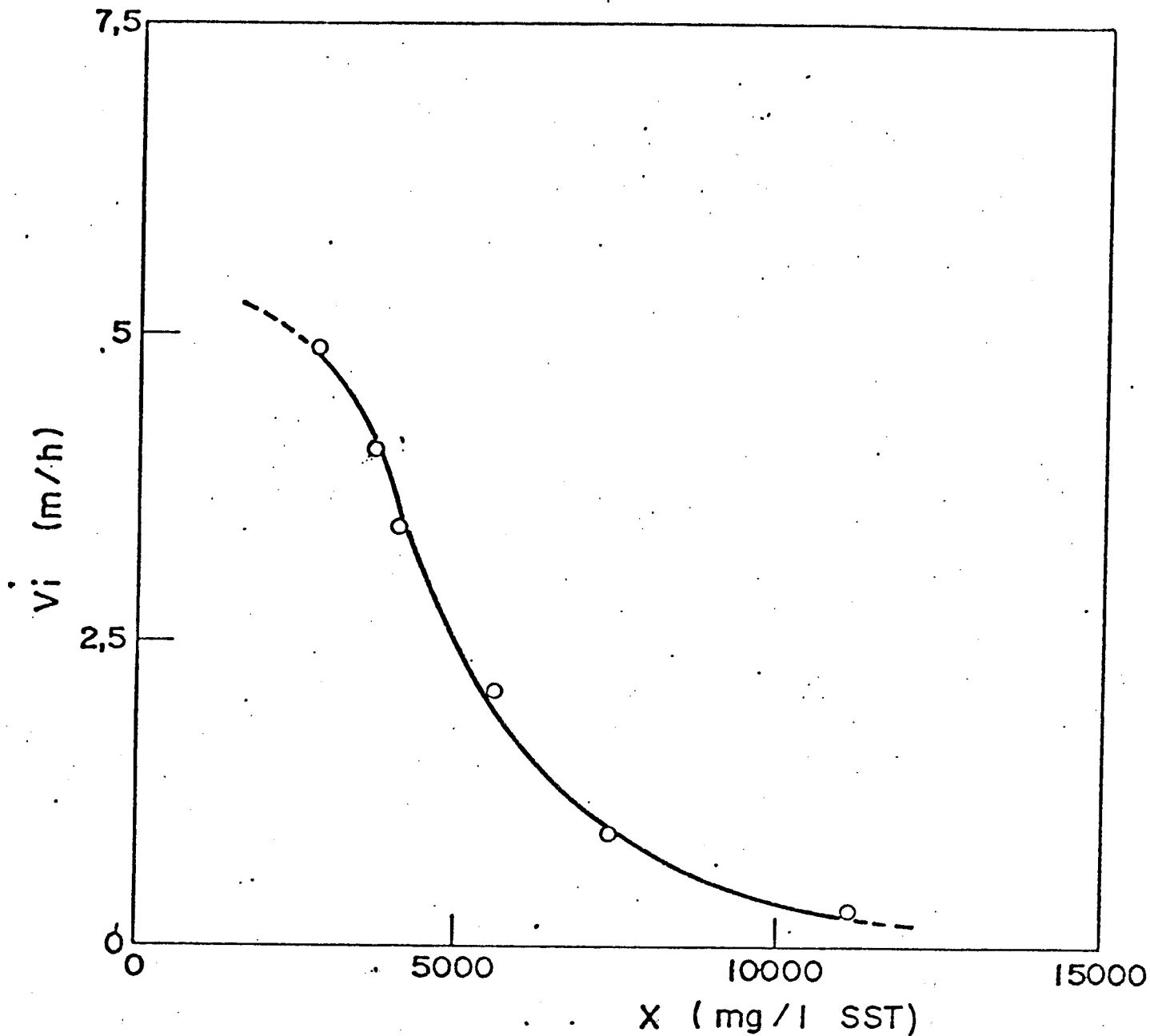


FIGURA 5.13 - Velocidade de sedimentação da interface, v_i , em função da concentração de sólidos em suspensão.

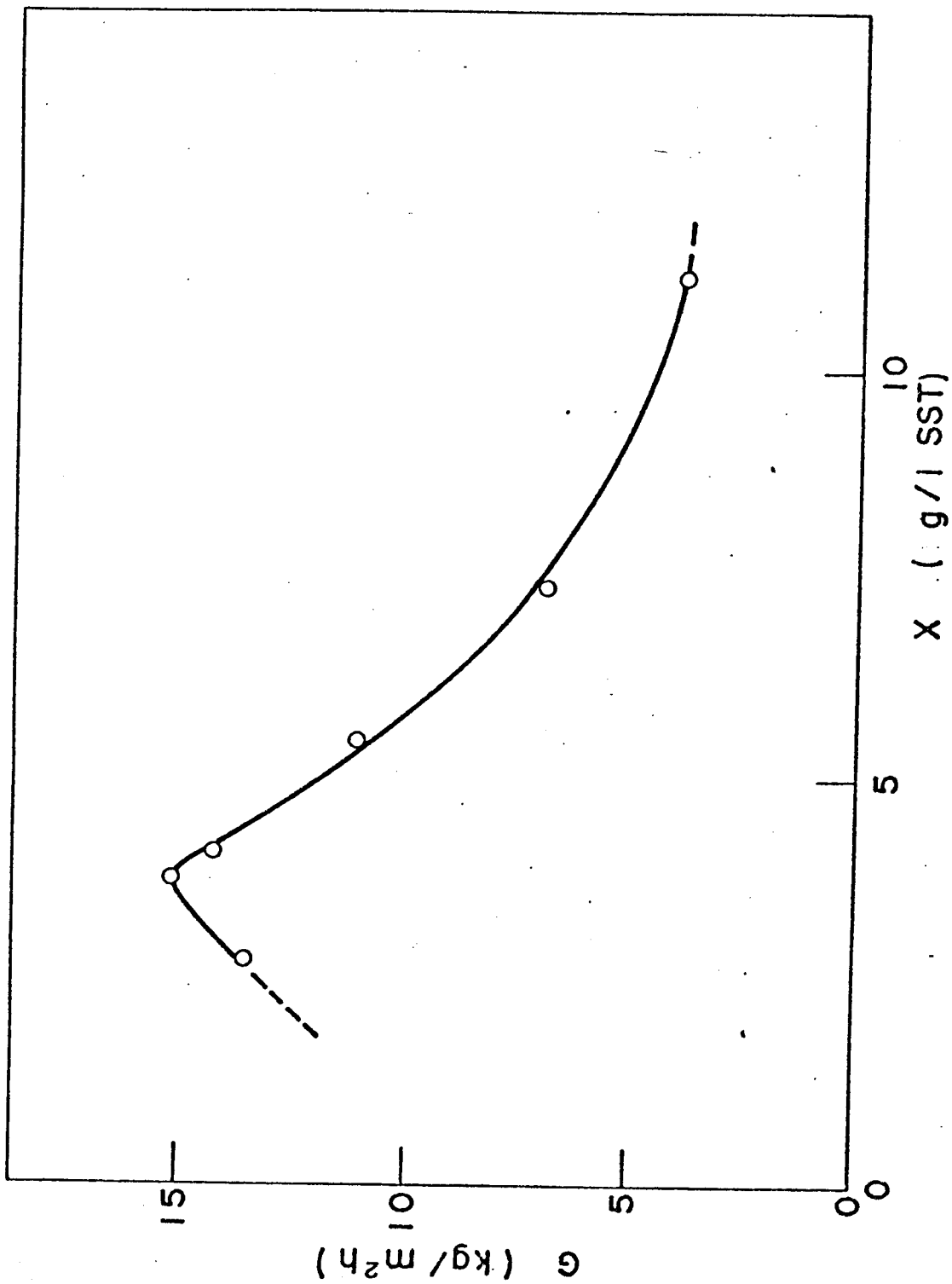


FIGURA 5.14 - Fluxo de sólidos (G) em função da concentração de sólidos.

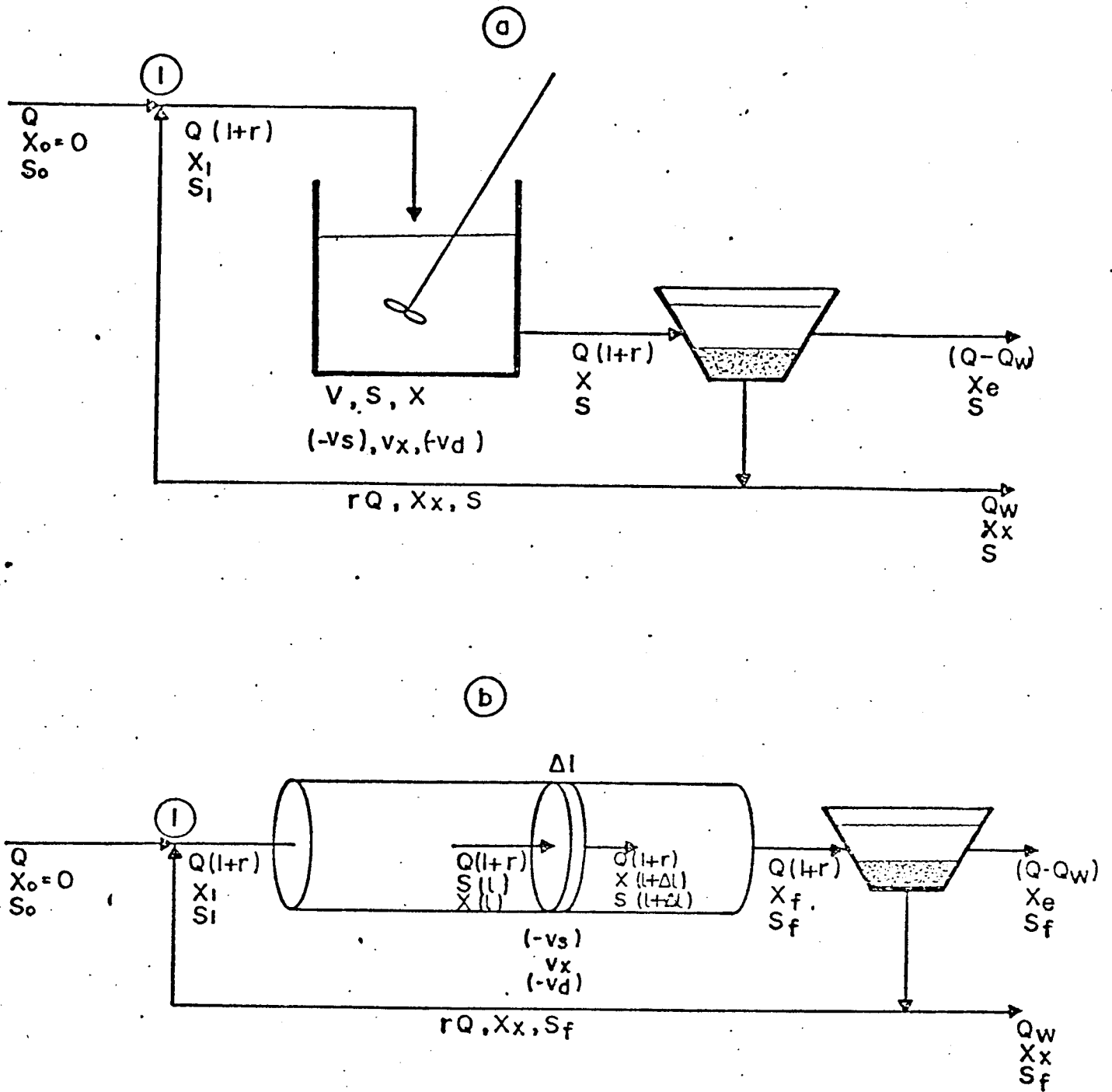


FIG.5.15- ESQUEMA SIMPLIFICADO DE PROCESSO DE LODO ATIVADO COM TANQUE DE AERAÇÃO SEGUNDO MODELO DE:

- (a) - REATOR DE MISTURA
- (b) - REATOR TUBULAR

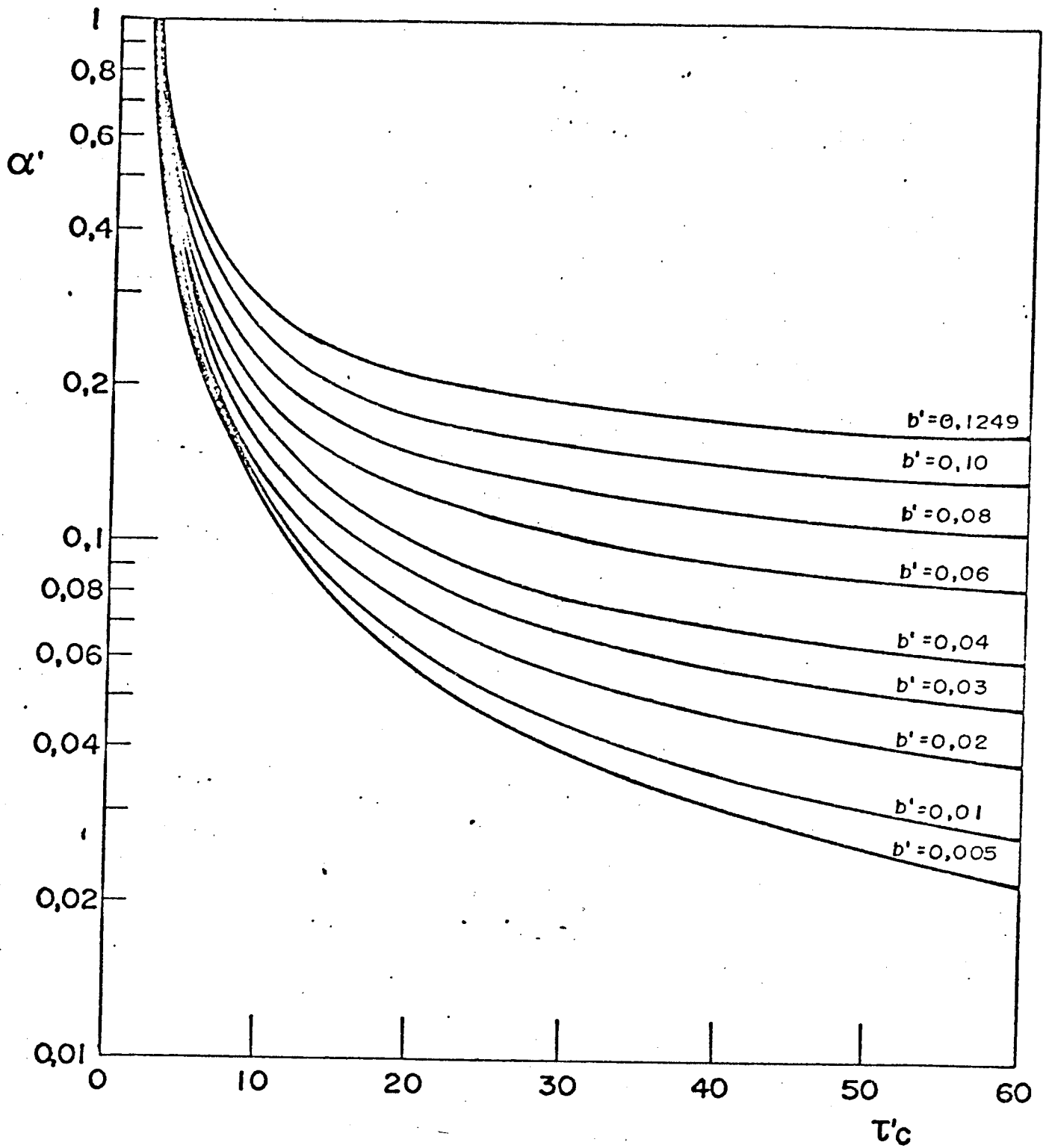


FIGURA 5.16 - Concentração de substrato adimensional em função de tempo de residência adimensional para baixos valores de α

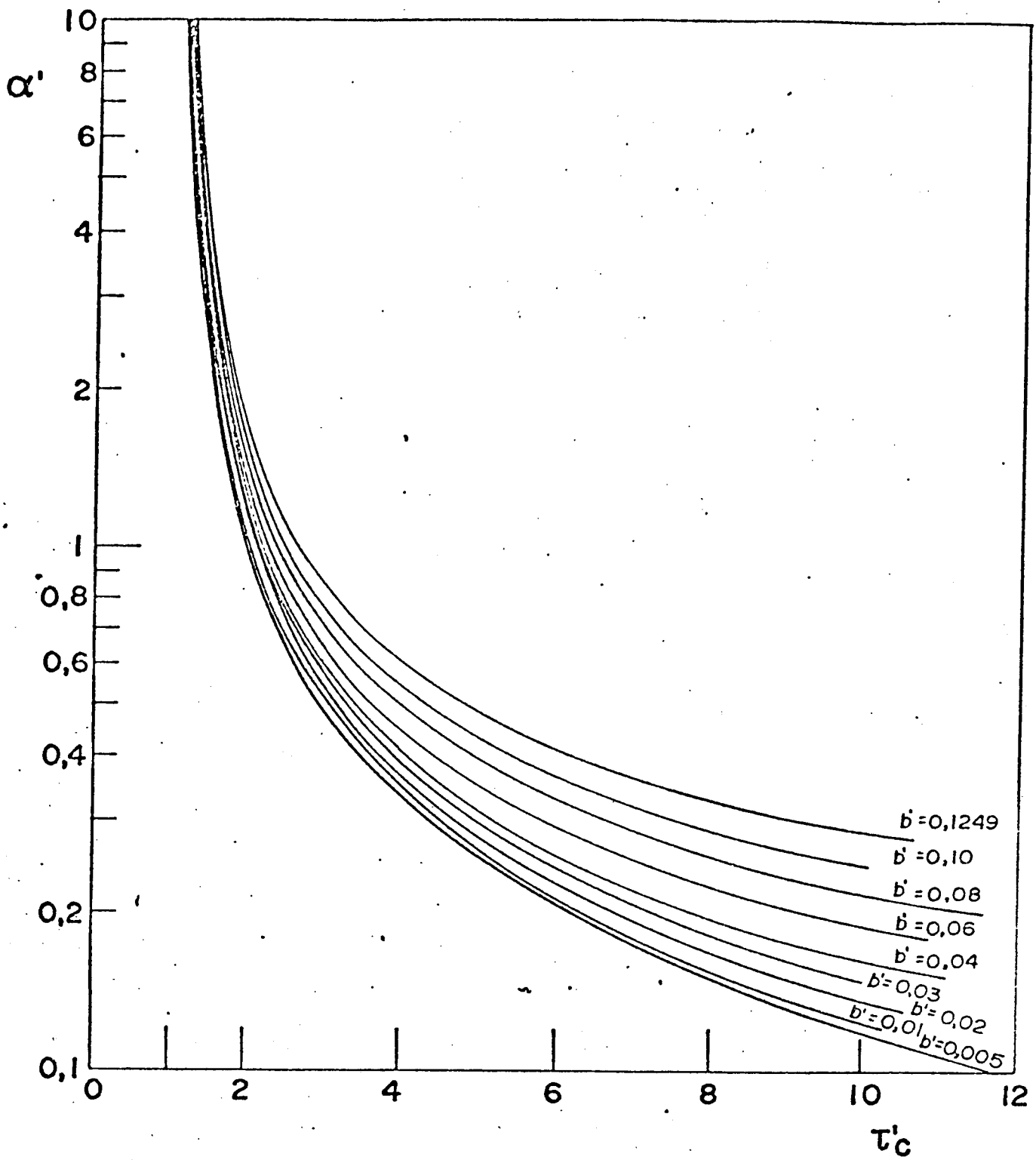


FIGURA 5.17 - Concentração de substrato adimensional em função de tempo de residência adimensional para altos valores de α

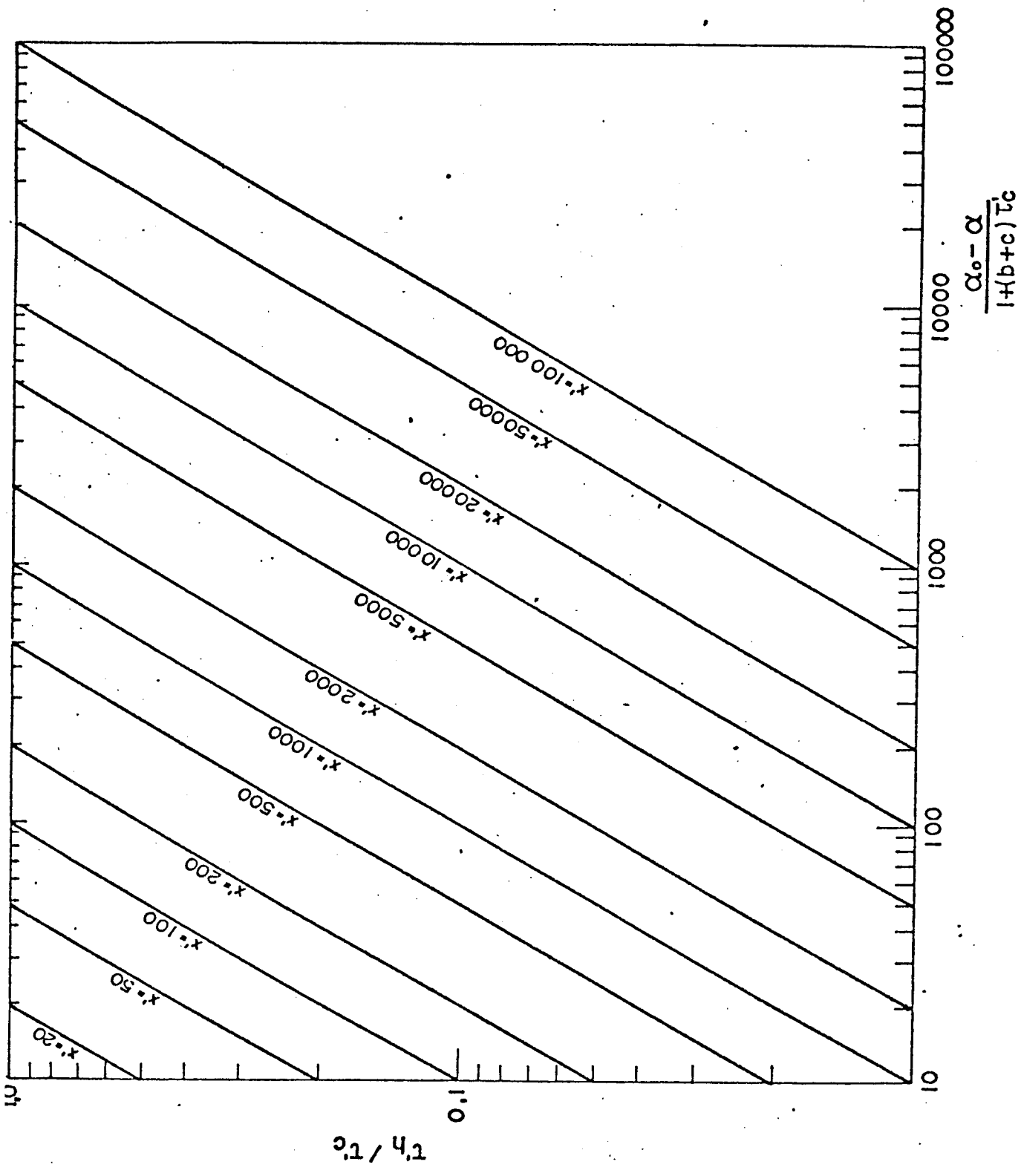


FIGURA 5.18 - Tempo de residência hidráulico adimensional em função da eficiência de remoção e concentração celular

7. NOMENCLATURA

- A' - área da seção reta de reator tubular (L^2)
 b - coeficiente de morte celular adimensionalizado (-)
 c - coeficiente de manutenção adimensionalizado (-)
 C_L^* - concentração de saturação de oxigênio (ML^{-3})
 C_L - concentração de oxigênio dissolvido (ML^{-3})
 $DBO_5^{20^\circ C}$ - demanda bioquímica de oxigênio, 5 dias a $20^\circ C$ (M)
 DQO - demanda química de oxigênio (M)
 E - eficiência de tratamento (%)
 F/M - carga orgânica ou razão substrato/microorganismo (T^{-1})
 G - fluxo de sólidos ($ML^{-2} T^{-1}$)
 k - constante cinética ($M^{-1} L^3 T^{-1}$)
 k' - constante cinética (T^{-1})
 k_2 - constante de saturação ($M L^{-3}$)
 k_d - coeficiente de morte celular (T^{-1})
 k_s - constante de saturação (ML^{-3})
 k'_s - constante de saturação (ML^{-3})
 l - comprimento do reator tubular (L)
 m - coeficiente de manutenção (T^{-1})
 M_L - média logarítmica (-)
 P_x - taxa de retirada de lodo (MT^{-1})

- Q - vazão volumétrica de alimentação ($L^3 T^{-1}$)
 Q_{O_2} - taxa de consumo de oxigênio (MT^{-1})
 Q_w - vazão volumétrica de retirada de excesso de lodo ($L^3 T^{-1}$)
 r - razão de reciclo (-)
 R - taxa de respiração específica (T^{-1})
 R_0 - taxa de respiração específica a concentração nula de substrato (T^{-1})
 $R_{m\acute{a}x}$ - taxa de respiração específica máxima (T^{-1})
 S - concentração de substrato (ML^{-3})
 S_0 - concentração de substrato na alimentação (ML^{-3})
 S_1 - concentração de substrato na entrada do reator tubular (ML^{-3})
 S_f - concentração de substrato na saída do reator tubular (ML^{-3})
 $S.S.T$ - sólidos em suspensão total (M)
 $S.S.T.A$ - sólidos em suspensão total no tanque de aeração (M)
 t - tempo (T)
 v_d - velocidade de morte celular ($ML^{-3} T^{-1}$)
 v_i - velocidade inicial de sedimentação (LT^{-1})
 v_s - velocidade de consumo de substrato ($ML^{-3} T^{-1}$)
 v_x - velocidade de crescimento celular ($ML^{-3} T^{-1}$)
 V - volume de líquido no reator de mistura (L^3)
 V_R - volume de líquido no reator tubular (L^3)

- x - concentração celular adimensionalizada (-)
- \bar{x} - concentração celular média adimensionalizada (-)
- X - concentração celular (ML^{-3})
- \bar{X} - concentração celular média (ML^{-3})
- X_0 - concentração celular na alimentação (ML^{-3})
- X_1 - concentração celular na entrada do reator tubular (ML^{-3})
- X_e - concentração celular no líquido clarificado do sedimentador (ML^{-3})
- X_f - concentração celular na saída do reator tubular (ML^{-3})
- X_x - concentração celular no fundo do sedimentador (ML^{-3})
- y - coeficiente de rendimento global (-)
- y_G - coeficiente de rendimento devido ao crescimento (-)
- y_{obs} - coeficiente de rendimento observado (-)

LETRAS GREGAS

- α - concentração de substrato adimensionalizada (-)
- α_0 - concentração de substrato adimensionalizada na alimentação (-)
- α_1 - concentração de substrato adimensionalizada na entrada do reator (-)
- α_f - concentração de substrato adimensionalizada na saída do reator (-)

- β - razão de sedimentação (-)
- β' - razão de sedimentação em relação à concentração média de células (-)
- γ - vazão adimensionalizada de retirada de excesso de lodo
- δ - razão de clarificação (-)
- δ' - razão de clarificação em relação à concentração média de células (-)
- θ - tempo de residência (T)
- θ_c - tempo de residência celular (T)
- θ_{cT} - tempo de residência celular no reator tubular (T)
- θ_c^M - tempo de residência celular mínimo (T)
- θ_h - tempo de residência hidráulico (T)
- θ_{h7} - tempo de residência hidráulico no reator tubular (T)
- μ - velocidade específica de crescimento (T^{-1})
- $\mu_{m\acute{a}x}$ - velocidade específica máxima de crescimento (T^{-1})
- τ - tempo de residência adimensionalizada (-)
- τ_c - tempo de residência celular adimensionalizado (-)
- τ_{cT} - tempo de residência celular adimensionalizado no reator tubular (-)
- τ_h - tempo de residência hidráulico adimensionalizado (-)
- τ_{hT} - tempo de residência hidráulico adimensionalizado no reator tubular

8.REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ADAMS, S.L. & HUNGATE, R.E. Continuous fermentation cycle times. *Industrial and Engineering Chemistry*, 42 (9): 1815-1816, 1950.
- 2) AIBA, S.; HUMPHREY, A.E.; MILLIS, N.F. *Biochemical Engineering*. 2nd edition, Tokyo, University of Tokyo Press, 1973. 434p.
- 3) AIBA, S. & NAGAI, S. *Bisseibutsu Kagaku Kogaku*. Tokyo, Maruzen Co., 1975. 324p.
- 4) AIBA, S.; NAGAI, S.; NISHIZAWA, Y.; ONODERA, M. Energetic and nucleic analyses of a chemostatic culture of *Azotobacter vinelandii*. *Journal of General and Applied Microbiology*, 13 (1): 73-83, 1967.
- 5) AIBA, S.; NAGAI, S.; NISHIZAWA, Y.; ONODERA, M. Nucleic approach to some response of chemostatic culture of *Azotobacter vinelandii*. *Journal of General and Applied Microbiology*, 13 (1): 85-101, 1967.
- 6) ALAM, A.B.S. & ANGELBECK, D.I. Optimal control of activated sludge system: laboratory model study. Proceedings of the 31st Industrial Waste Conference. Purdue University, Lafayette, Indiana, p. 713-732, 1976.
- 7) ALÉM SOBRINHO, P. Estudo dos fatores que influem no desempenho do processo de lodos ativados - determinação de pa-

- râmetros de projeto para esgotos predominantemente domésticos. Revista DAE nº 132, p. 49-85, 1983.
- 8) American Public Health Association. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 13 ed. Washington, APHA, AWWA, APCF, 1971. 874p.
 - 9) ANDERSON, J.S. & KAPLOVSKY, A.J. Oxidation pond studies on evisceration wastes from poultry establishments. Proceedings of the 16th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana. 8-21, 1961.
 - 10) Anônimo, A Granja Avícola nº 15, p. 23, 1980.
 - 11) BAILEY, J.E. & OLLIS, D.F. Biochemical Engineering Fundamental. New York, McGraw Hill Book Co., 1977. 753p.
 - 12) BLISS, P.J. & BARNES, D. Design basis for carbonaceous oxidation and nitrification in the activated sludge process. Process Biochemistry, 14 (12): 22-33, 1979.
 - 13) BOLTON, J.M. Wastes from poultry processing plants. Proceedings of the 13th Industrial Waste Conference. Purdue University, Lafayette, Indiana, 109-125, 1958.
 - 14) BROWN, D.E. In: Methods in Microbiology. J.R. Ribbons, Ed.- Academic Press, London, 1970, vol. 2, cap. V, p. 125.
 - 15) BUDD, E.A. Pollution abatement of poultry processing and by-products wastes. Proceedings of the 16th Industrial Waste Conference. Purdue University, Lafayette, Indiana, 64-66, 1961.

- 16) BURCHETT, M.E. & TCHOBANOGLOVIS, G. Facilities for controlling the activated sludge process by mean cell residence time. Journal of the Water Pollution Control Federation 46 (5): 973-979, 1974.
- 17) CAMP, W.J. & WILLOUGHBY, E. Extended aeration purifies effluent. Food Engineering 40 (8): 72-74, 1968.
- 18) CARAWAN, R.E.; CROSSWHITE, W.M.; MASON, J.A.; HAWKINS, B.K. Water and Waste Management in Poultry Processing. EPA Report EPA-660/2-74-031, 1974.
- 19) CHASE, L.M. A dynamic kinetic model of the activated sludge process. Biotechnology and Bioengineering 19 (10): 1431-1447, 1977.
- 20) CHIU, S.Y.; ERICKSON, L.E.; FAN, L.T.; KAO, I.C. Kinetic model identification in mixed populations using continuous culture data. Biotechnology and Bioengineering 14 (2): 207-231, 1972.
- 21) CHIU, S.Y.; FAN, L.T.; KAO, I.C.; ERICKSON, L.E. Kinetic behavior of mixed populations of activated sludge. Biotechnology and Bioengineering 14 (2): 179-199, 1972.
- 22) CHRISTENSEN, D.R. & McCARTY, P.L. Multi-process biological treatment model. Journal of the Water Pollution Control Federation 47 (11): 2652-2664, 1975.
- 23) CONWAY, R.A. & ROSS, R.D. Handbook of Industrial Waste Disposal. New York. Van Nostrand Reinhold Company, 1980, 565p.

- 24) DART, M.C. Treatment of waste waters from the meat industry. *Process Biochemistry* 9 (6): 11-14, 1974.
- 25) DEL BORGHI, M.; MIGLIORINI, G.; ISOLA, G.; FERRAILOLO, G. Kinetics for activated sludge process design: experimental application to straw paper wastewater treatment. *Biotechnology and Bioengineering* 20 (2): 203-215, 1978.
- 26) DOWNING, A.L. & BAYLEY, R.W. Aeration processes for the biological oxidation of waste waters. *The Chemical Engineer - Transactions of the Institution of Chemical Engineers* 39 (5): A53-A61, 1961.
- 27) DOWNING, A.L. & WHEATLAND, A.B. Fundamental considerations in biological treatment of effluents. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers* 40 (1): 91-103, 1962.
- 28) ECKENFELDER JR., W.W. Comparative biological waste treatment design. *Journal of the Sanitary Engineering Division* 93 (SA6): 157-170, 1967.
- 29) ECKENFELDER JR., W.W.; MELBINGER, N. Settling and compaction characteristics of biological sludges. *Sewage and Industrial Wastes* 29 (10): 1114-1122, 1957.
- 30) ECKENFELDER JR.; W.W. & MOORE, T.L. Bio-oxidation. *Chemical Engineering* 62 (9): 189-202, 1955.
- 31) ECKENFELDER JR.; W.W. & O'CONNOR, D.J. *Biological Waste Treatment*. New York, Pergamon Press, 1966. 299p.
- 32) Food and Agricultural Organization of the United Nations.

FAO Statistics Series nº 34. Statistics Division - FAO, Roma, Itália, 1981.

- 33) FORESTI, E.; CAMPOS, J.R.; DI BERNARDO, L. Águas residuárias de abatedouro de aves: origem, caracterização e tratamento. 9º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária. Belo Horizonte, MG. 1977.
- 34) FOUST, A.S.; WENZEL, L.A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L.B. Principles of Unit Operations. 2 ed., London, John Wiley and Sons, Inc., 1960. 578p.
- 35) GARRISON, K.M. & GEPPERT, R.J. Packing house waste processing applied improvement of conventional methods. Proceedings of the 15th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana, 207-218, 1960.
- 36) GAUDY JR., A.F. & SRINIVASARAGHAVAN, R. Effect of specific growth rate on biomass yield. Biotechnology and Bioengineering 16 (3): 423-427, 1974.
- 37) GAUDY JR., A.F. & SRINIVASARAGHAVAN, R. Experimental studies on a kinetic model for design and operation of activated sludge process. Biotechnology and Bioengineering 16 (5): 807-826, 1974.
- 38) GOMA, G.; MOLETTA, R.; MAUGERI, F. Importance and usefulness of the concept of maintenance in S.C.P. production. 6th International Fermentation Symposium, July 20-25. London, Canadá, 1980.

- 39) GORONSZY, M.C. & BARNES, D. Continuous single vessel activatec sludge treatment of dairy wastes. AICHE-Symposium Series - Water 76 (197): 271-277, 1979.
- 40) GRUETTE, J.L. & WESTPHAL, G.M. Draft tube channel approach to poultry processing wastewater treatment. Proceedings of the 35th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana, 577-585, 1980.
- 41) GUZMÁN, E.C. Potencial de uso dos sub-produtos dos abatedouros avícolas. Apostila do curso de atualização em Tecnologia e Utilidades em Abatedouro Avícola. Campinas, F.T.P.T. 1979.
- 42) HARLOW, I.F. & POWERS, T.J. Pollution control at large chemical works. Industrial and Engineering Chemistry 39 (5): 572-577, 1947.
- 43) HEDDLE, J.F. Activated sludge treatment of slaughter house wastes with protein recovery. Water Research 13 (7): 581-584, 1979.
- 44) HEMPHILL, B.W. An Energy efficient system for treating food wastes. Food Technology 33 (6): 44-48, 1979.
- 45) HERBERT, D.; ELSWORTH, R.; TELLING, R.C. The continuous culture of bacteria, a theoretical and experimental study. Journal of General Microbiology 14 601-622, 1956.
- 46) HOPWOOD, A.P. & ROSEN, G.D. Protein and fat recovery from effluents. Process Biochemistry 7 (3): 15-17, 1972.

- 47) JONES, H.R. Pollution Control in Meat, Poultry and Seafood Processing. London, Noyes Data Corporation, 1974. 263p.
- 48) KAPLOVSKY, J.A. Problems in handling poultry wastes. Food Technology 12 (4): 180-182, 1958.
- 49) KEINATH, T.M. A unified approach to the design and operation of the activated sludge system. Proceeding of the 31st Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana p.914-939, 1976.
- 50) KNOWLES JR., C.L. Improving biological processes. Chemical Engineering 77 (9): 103-109, 1970.
- 51) LAWRENCE, A.E. & McCARTY, P.L. Unified basis for biological treatment design and operation. Journal of the Sanitary Engineering Division 96 (SA3): 757-775, 1970.
- 52) LESPERANCE, T.W. Biological Treatment. Chemical Engineering 75 (22): 89-94, 1968.
- 53) LITCHFIELD, J.H. Meat, fish, and poultry processing wastes, Journal of the Water Pollution Control Federation 53 (6): 787-791, 1981.
- 54) LO, S.N.; MARCHILDON, L.; LAKSHMANAN; GARCEAU, J.J. A kinetic model for continuous flow stirred biological reactor. The Canadian Journal of Chemical Engineering 56 (8): 496-503, 1978.
- 55) MALEK, I. & FENCL, Z. Theoretical and Methodological Basis of Continuous Culture of Microorganisms. New York, Academic Press Inc., 1966.

- 56) MANICKAM, T.S. & GAUDY JR., A.F. Response to qualitative - quantitative shock of activated sludge operated at constant sludge concentration. Proceedings of the 33rd Industrial Waste Conference. Purdue University, Lafayette, Indiana, p. 244-254, 1978.
- 57) MANICKAM, T.S. & GAUDY JR., A.F. Studies on the relationship between feed COD and effluent COD during treatment by activated sludge processes. Proceedings of the 34th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana, p. 854-867, 1979.
- 58) MARSON, H.W. & POS, J. The treatment and costs of effluents from poultry and pig abattoirs. Process Biochemistry 13 (10): 18-24, 1978.
- 59) METCALF & EDDY. Wastewater Engineering. 2 ed., New York, McGraw Hill Ind., 1980. 920p.
- 60) MIDDLETON, A.C. & LAWRENCE, A.W. Cost optimization of activated sludge systems. Biotechnology and Bioengineering 16 (5): 807-826, 1974.
- 61) MILLER, P.E. Poultry dressing waste. Proceedings of the 6th International Waste Conference. Purdue University, Lafayette, Indiana, 176-180, 1951.
- 62) MISHRA, P.N.; FAN, L.T.; ERICKSON, L.E. Biological wastewater treatment systems design. Part I. Optimal synthesis. The Canadian Journal of Chemical Engineering 51 (6): 694-701, 1973.

- 63) MISHRA, P.N.; FAN, L.T.; ERICKSON, L.E. Biological waste-water treatment systems design. Part II. Effect of parameter variations on optimal process system structure and design. The Canadian Journal of Chemical Engineering 51 (6): 702-708, 1973.
- 64) MOLETTA, R. Contribution a l'optimization des rendements in fermentation par l'utilisation du concept de maintenance. These de Docteur Ingenieur. Institut National de Science Appliquees de Toulouse, Franca, n° 17, 1979.
- 65) MONA, R.; DUNN, I.J.; BOURNE, J.R. Activated sludge process dynamics with continuous total organic carbon and oxygen uptake measurements. Biotechnology and Bioengineering 21 (9): 1561-1577, 1979.
- 66) MONOD, J. The growth of bacterial cultures. Annual Review of Microbiology 3, 371-394, 1949.
- 67) MYNHIER, M.D. & GRADY JR., C.P.L. Design graphs for activated sludge process. Journal of the Environmental Engineering Division 101 (EE5): 829-846, 1975.
- 68) NAGAI, S. & AIBA, S. Reassessment of maintenance and energy uncoupling in the growth of *Azotobacter vinelandii*. Journal of General Microbiology 73, 531-538, 1972.
- 69) NELSON, P.O. & LAWRENCE, A.W. Microbial viability measurements and activated sludge kinetics. Water Research 14 (3): 217-225, 1980.

- 70) NEWSGRANGER, L.; ZUERN, H.E.; LASDA, S.E. Effective wastewater treatment in poultry processing operation. Proceedings of the 34th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana. 403-405, 1979.
- 71) NISHIZAWA, Y.; NAGAI, S.; AIBA, S. Growth yields of *Rhodospseudomonas spheroides* S in dark and aerobic chemostat cultures. Journal of Fermentation Technology 52 (8): 526-535, 1974.
- 72) NOVICK, A. & SZILARD, L. Experiments with the chemostat on spontaneous mutations of bacteria. Proceedings of the National Academy of Science 36, 708-719, 1950.
- 73) ORHON, D. & TUNAY, O. Mathematical models of biological waste treatment processes for the design of aeration tanks - discussion. Water Research 13 (6): 553-556, 1979.
- 74) OVERCASH, M.R.; TAYLOR, G.; NUTTER, W.L. Land treatment systems for poultry processing plants. Proceedings of the 34th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana, 385-393, 1979.
- 75) PEIL, K.M. & GAUDY JR., A.F. Kinetic constants for aerobic growth of microbial populations. Applied Microbiology 21 (2): 253-256, 1971.
- 76) PIRT, S.J. Principles of Microbe and Cell Cultivation. Oxford, Blackwell Scientific Publications, 1975. 274p.
- 77) PORGES, N. Newer aspects of waste treatment. Advances in Applied Microbiology 2, 1-30, 1960.

- 78) PORGES, R. & STRUZESKI, E.J. Waste from the poultry processing Industry. In Poultry Products Technology
- 79) RAMALHO, R.S. Principles of activated sludge treatment Part 1. Hydrocarbon Processing 57 (10): 112-118, 1978.
- 80) RAMALHO, R.S. Principles of activated sludge treatment Part 2. Hydrocarbon Processing 57 (11): 275-280, 1978.
- 81) RAMALHO, R.S. Principles of activated sludge treatment Part 3. Hydrocarbon Processing 57 (12): 147-152, 1978.
- 82) RAMALHO, R.S. Design of aerobic treatment units. Hydrocarbon Processing 58 (10): 99-106, 1979.
- 83) RAMANATHAN, M. & GAUDY JR., A.F. Steady-state model for activated sludge with constant recycle sludge concentration. Biotechnology and Bioengineering 13 (1): 125-145, 1971.
- 84) SANTANA, M.H. Estudo de aeração e agitação na fermentação com o *Bacillus thuringiensis*. Tese de Mestrado, FEA-UNICAMP, 1980.
- 85) SAUNDERS, F.M. & DICK, R.I. Effect of mean-cell residence time on organic composition of activated sludge effluents. Journal of Water Pollution Control Federation 53 (2):201-215, 1981.
- 86) Secretaria de Planejamento da Presidência da República. Fundação IBGE-Anuário Estatístico do Brasil 1982, p. 385.

- 87) SHERRARD, J.H. & LAWRENCE, A.W. Design and operation model of activated sludge 99 (EE6): 773-784, 1973.
- 88) SIBER, S. & ECKENFELDER JR., W.W. Effluent quality variation from multicomponent substrates in the activated sludge process. Water Research 14 (5): 471-476, 1980.
- 89) SINCLAIR, C.G. & RYDER, D.N. Models for the continuous culture of microorganisms under both oxygen and carbon limiting conditions. Biotechnology and Bioengineering 17 (3), 1974.
- 90) SINGH, S.P.; WESLEY, R.L.; BUDD, E.A. Characteristics of poultry processing effluent. Poultry Science 52 (4):1478-1481, 1973.
- 91) SPEITEL JR., G.E. & HUGHES, M.M. Considerations in modeling activated sludge process. Journal of the Environmental Engineering Division 108 (EE5): 990-1002, 1982.
- 92) SRINIVASARAGHAVAN, R. & GAUDY JR., A.F. Operational performance of an activated sludge process with constant sludge feedback. Journal of the Water Pollution Control Federation 47 (7): 1946-1960, 1975.
- 93) STANIER, R.Y.; DOUDOROFF, M.; ADELBERG, F.A. The Microbial World - 3 ed. Englewood Cliffs. Prentice Hall Inc., 1970. 873p.
- 94) STENSTROM, M.K. & ANDREWS, J.F. Cost interactions in activated sludge systems. Journal of the Environmental Engineering Division 106 (EE4): 787-796, 1980.

- 95) STOUTHAMER, A.H. & BETTENHAUSSEN, C. Utilization of energy for growth and maintenance in continuous and batch cultures of microorganisms. *Biochimica et Biophysica Acta* 301, 53-70, 1973.
- 96) SUNDSTRON, D.W. & KLEI, H.E. *Wastewater Treatment*. Englewood Cliffs, USA, Prentice Hall Inc., 1979. 444p.
- 97) SUNDSTRON, D.W.; KLEI, H.E.; MOLVAR, A.E. The use of dimensionless groups in the design of activated sludge reactors. *Water Research* 7 (12): 1905-1913, 1973.
- 98) SUSCHKA, J. Bio-oxidation in a continuous activated sludge process. *Water Research* 14 (3): 197-205, 1980.
- 99) TAGUCHI, H. & HUMPHREY, A.E. Dynamics measurement of the volumetric oxygen transfer coefficient in fermentation systems. *Journal of Fermentation Technology Japan* 44 (6): 881-893, 1966.
- 100) TALMADGE, W.P. & FITCH, E.B. Determining thickener unit areas I.E.C. - Engineering, Design and Process Development 47 (1): 38-41, 1955.
- 101) TERUI, G. Aspects of fermentation processes. In *Outline of lectures - Group training course in fermentation technology*, Osaka University, 1972. 235p.
- 102) TOBINAGA, S.; FREIRE, J.T.; GASPARETTO, C.A. Método variacional na análise de sedimentação. *Anais do 8º Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos*, vol. 1, p. 131-142, 1980.

103) TOPIWALA, H. Temperature relationship in continuous culture. *Biotechnology and Bioengineering* 13 (6): 795-813, 1971.

104) TOSELLO, Y. Algumas aplicações da estatística em tecnologia de alimentos. Campinas-SP, F.T.P.T., 1980. 157p.

105) TSAO, G.T. Oxygen absorption in microbiological systems of zero order reaction rate. *Biotechnology and Bioengineering* 12 (1): 51-61, 1970.

106) TURIAN, R.M.; FOX, G.E.; RICE, P.A. The dispersed flow model for a biological reactor as applied to the activated sludge process. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 53 (4): 431-437, 1975.

107) TYTECA, D. & NYNS, E.J. Design and operational charts for complete mixing activated sludge systems. *Water Research* 13 (10): 929-948, 1979.

108) VANDEVENNE, L. & ECKENFELDER JR., W.W. A comparison of models for completely mixed activated sludge treatment design and operation. *Water Research* 14 (6): 561-566, 1980.

109) VAVILIN, V.A. The theory and design of aerobic biological treatment. *Biotechnology and Bioengineering* 24 (8): 1721-1747, 1982.

110) VAVILIN, V.A. The effect of temperature, inlet pollutant concentration and microorganism concentration on the rate of aerobic biological treatment. *Biotechnology and Bioengineering* 24 (12): 2609-2625, 1982.

- 111) VAVILIN, V.A. Dependence of biological treatment rate on species composition in activated sludge or biofilm II. From models to theory. *Biotechnology and Bioengineering* 25 (6): 1539-1570, 1983.
- 112) VAVILIN, V.A. & VASILIEV, V.B. A biological treatment model with ecosystem adaptation. *Biotechnology and Bioengineering* 25 (6): 1521-1538, 1983.
- 113) WANG, L.K.; POON, C.C.; WANG, M.H. Control tests and kinetics of activated sludge process. Proceedings of the 31st Industrial Waste Conference. Purdue University, Lafayette, Indiana, p. 501-524, 1976.
- 114) WASE, D.A.J. & HOUGH, J.S. Continuous culture of yeast on phenol. *Journal of General Microbiology* 42, 13-23, 1966.
- 115) WHITEHEAD, W.K. Analysis of some physical properties of poultry processing chiller effluent. *Poultry Science* 53 (2): 571-574, 1974.
- 116) WHITEHEAD, W.K. Monitoring poultry processing waste water with total organic carbon. *Poultry Science* 55 (2): 679-684, 1976.
- 117) WHITEHEAD, W.K. Activated sludge treatment of poultry processing wastewater. *Poultry Science* 57 (2): 433-438, 1978.
- 118) WHITEHEAD, W.K. Activated sludge - an alternate pretreatment. *Poultry Processing & Marketing* 29 (4): 25-26, 1978.
- 119) WHITEROW, J.; HAMZA, A.; SAAD, S. Water reuse in poultry processing. Proceedings of the 33th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana, 823-834, 1978.

- 120) WUHRMANN, K. Microbial aspects of water pollution control. Advances in Applied Microbiology 6, 119-151, 1964.
- 121) YEUNG, S.Y.S.; SINCIC, D.; BAILEY, J.E. Optimal periodic control of activated sludge process: II. Comparison with conventional control for structured sludge kinetics. Water Research 14 (1): 77-83, 1980.
- 122) YOSHIDA, T.; TANDOM, G.D.; HOKKA, C.O.; TAGUCHI, H. Optimal policies of agitation and aeration in the bacterial α -amylase production. Proceedings of the First International Congress of IAMS 6, 65-81, 1974.