

TRATAMENTO DO EFLUENTE LÍQUIDO DA INDÚSTRIA CÍTRICA PELO
PROCESSO DE LODO ATIVADO POR BATELADA (LAB) COM APLICAÇÃO DE
OXIGÊNIO PURO

JÚLIO CÉZAR DORNELLAS

Dissertação apresentada à Fa-
culdade de Engenharia Civil da
Universidade Estadual de Campi-
nas como requisito para obten-
ção do Título de Mestre em En-
genharia Civil, Área de Concen-
tração Recursos Hídricos e Sa-
neamento.

*Atesto que esta é a
versão definitiva.*

[Assinatura] 06/12/94

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL
Campinas, outubro de 1994.

TRATAMENTO DO EFLUENTE LÍQUIDO DA INDÚSTRIA CÍTRICA PELO
PROCESSO DE LODO ATIVADO POR BATELADA (LAB) COM APLICAÇÃO DE
OXIGÊNIO PURO

JÚLIO CÉZAR DORNELLAS *nº 736*
Engenheiro Sanitarista

Orientador:

Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo *t*

DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO
FACULDADE DE ENGENHARIA CÍVIL
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

Campinas, outubro de 1994.



BANCA EXAMINADORA

TITULARES:

Prof. Dr. Durval de Paula

Faculdade de Engenharia Agrícola - UNICAMP

Prof. Dr. Bruno Coraucci Filho

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP

Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP

SUPLENTE:

Prof. Dr. José Euclides Stipp Paterniani

Faculdade de Engenharia Agrícola - UNICAMP

Prof. Dr. Rubens Brezaola Junior

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP

DEDICO

a todos que, direta ou
indiretamente, colaboraram para
a realização deste trabalho.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo pela orientação, apoio, compreensão, estímulo e amizade no desenvolvimento deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Bruno Coraucci Filho e ao Prof. Dr. Ruben Bresaola Junior da FEC - UNICAMP, pelas sugestões e participação na banca do exame de qualificação.

Aos Engs. Régis Nieto, Milton Norio Sogabe e Pedro Penteado da Divisão de Apoio Técnico da Diretoria de Controle da Região Metropolitana da CETESB, pelas sugestões e colaborações.

Ao Departamento de Hidráulica e Saneamento da FEC pelo apoio durante o programa de pós-graduação.

À White Martins Gases Industriais S/A pelo fornecimento do oxigênio puro, bem como dos instrumentos de medição de vazão utilizados no experimento.

À Cítricosuco Paulista S/A, de Limeira, pelo acesso às suas instalações e possibilitar que este trabalho fosse realizado com efluente do processamento de frutas cítricas.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP) pelo apoio financeiro, através do processo nº 90/3792-1.

Aos funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento, Setor Gráfico e da Biblioteca da FEC, e aos funcionários do Centro Superior de Educação Tecnológica da UNICAMP de Limeira, pela atenção e préstimos durante os anos de convivência.

Aos amigos da UNICAMP: Alejandra, Antônio Roberto, Prof. Edson, Profª Emília, Geraldo Dragoni, Geraldo Tadeu, Glacir, Luiz, Luiz Fernando, Lupe, Mاتيoli, Mauro, Pedro, Rinaldo, Rogério, Ronaldo (Sargento) e Waltinho, pelo estímulo e ajuda nos momentos difíceis.

Aos amigos da CETESB: Alberto, Carmenlúcia, Carlos, Cacau, Cristina, Elaine Ruby, Elaine Kistemann, Lúcia, Hiroshi, Marcia, Martha, Paulo, Sacha, Viva e Viviane, pelo apoio e companheirismo.

Agradeço especialmente aos meus pais, irmãs e irmão, pela compreensão e paciência durante todos esses anos e à minha amiga e companheira Vanice, que além disto muito me ajudou na realização deste trabalho.

ÍNDICE

	Página
ÍNDICE DE TABELAS	viii
ÍNDICE DE FIGURAS	xii
LISTA DE SÍMBOLOS	xvii
RESUMO	xix
ABSTRACT	xx
1. INTRODUÇÃO	01
1.1. Objetivos	04
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	05
2.1. Introdução	05
2.2. O Sistema de Lodos Ativados por Batelada	07
2.2.1. Definições e Funcionamento	07
2.2.2. Vantagens Oferecidas pelo Sistema	16
2.3. A Aplicação de Oxigênio	18
2.4. O Sistema LAB e o Despejo Cítrico	20
3. MATERIAIS E MÉTODOS	22
3.1. Montagem do Sistema	22
3.2. Operação do Sistema	31
3.3. Dosagem de Nutrientes	38
3.4. Correção de pH	39
3.5. Adaptação do Lodo	39
3.6. Amostragem	42

3.6.1. Coleta, Acondicionamento e Conservação	
do Efluente	42
3.6.2. Análises Realizadas	43
3.7. Determinação dos Coeficientes Cinéticos	45
3.8. Determinação das Equações Representativas dos	
Sistemas	48
3.9. Exemplo de Aplicação	49
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	50
4.1. Características do despejo cítrico	50
4.2. Adaptação do Lodo	51
4.3. Comportamento do Lodo durante o Experimento	52
4.4. Dosagem de Nutrientes	53
4.5. Comportamento do pH	54
4.6. Controle da Concentração de Oxigênio Dis-	
solvido nos Reatores	55
4.7. Sólidos Sedimentáveis	56
4.8. Sólidos Suspensos	57
4.9. Demanda Química de Oxigênio (DQO)	58
4.10. Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)	59
4.11. Efeito da Relação Tempo de Reação/Tempo de	
Enchimento (TR/TE) no Desempenho do Sistema	60
4.12. Determinação dos coeficientes cinéticos	60
4.13. Determinação das equações representativas	
dos sistemas	67

4.14. Exemplo de aplicação utilizando os coefi- cientes	71
5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	72
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	75
ANEXO A	82
ANEXO B	98
ANEXO C	131
ANEXO D	138

ÍNDICE DE TABELAS

	Página
Tabela 2.1. Operação do sistema de tanques múltiplos da cidade de Culver (duração dos períodos em horas)	09
Tabela 2.2. Porcentagens de remoção alcançadas no experimento de IRVINE, quando realizadas variações de tempo de reação	13
Tabela 2.3. Resultados de remoção de DBO, SS e N_{total} obtidos por IRVINE, após adoção do menor período de aeração	14
Tabela 3.1. Tempo de duração de cada ciclo durante os diversos experimentos	35
Tabela 4.1. Valores médios de alguns parâmetros obtidos na caracterização do despejo cítrico bruto, após adição de nutrientes	50
Tabela 4.2. Resultados das determinações dos coeficientes cinéticos	61
Tabela 4.3. Resultados das determinações de μ , μ_m , U e $\theta_{c\text{ médio}}$	62
Tabela 4.4. Modelos de regressão para o sistema de aplicação de oxigênio puro	68
Tabela 4.5. Modelos de regressão para o sistema de aplicação de ar	69

Tabela A.1.	Comportamento das concentrações de Sólidos Suspensos no lodo durante o período de adaptação.....	83
Tabela A.2.	Concentrações de Sólidos Suspensos no lodo após realização da operação com volumes de efluente proporcionais a concentração de SSV no lodo	83
Tabela A.3.	Concentração de Sólidos Suspensos no lodo durante a execução do experimento	84
Tabela A.4.	Concentrações de Sólidos Suspensos no lodo durante o período de readaptação após paralização da safra	85
Tabela A.5.	Valores dos descartes de lodo por operação	86
Tabela A.6.	DBO e concentrações de fósforo no efluente bruto e concentrações necessárias para obedecer a relação DBO:N:P adotada	87
Tabela A.7.	Valores de pH durante a realização do experimento	88
Tabela A.8.	Concentrações de OD nos reatores no final do período de enchimento	89
Tabela A.9.	Sólidos Sedimentáveis	90
Tabela A.10.	Remoção de Sólidos Suspensos Totais com aplicação de ar	91

Tabela A.11. Remoção de Sólidos Suspensos Totais com aplicação de oxigênio puro	91
Tabela A.12. Remoção de Sólidos Suspensos Fixos com aplicação de ar	92
Tabela A.13. Remoção de Sólidos Suspensos Fixos com aplicação de oxigênio puro	92
Tabela A.14. Remoção de Sólidos Suspensos Voláteis com aplicação de ar	93
Tabela A.15. Remoção de Sólidos Suspensos Voláteis com aplicação de oxigênio puro	93
Tabela A.16. Remoção de DQO com aplicação de ar	94
Tabela A.17. Remoção de DQO com aplicação de oxigênio puro	94
Tabela A.18. Remoção de DBO com aplicação de ar	95
Tabela A.19. Remoção de DBO com aplicação de oxigênio puro	95
Tabela A.20. Remoção de DQO com aplicação de ar em função das relações TR/TE testadas	96
Tabela A.21. Remoção de DQO com aplicação de oxigênio puro em função das relações TR/TE testadas	96
Tabela A.22. Remoção de DBO com aplicação de ar em função das relações TR/TE testadas	97

Tabela A.23. Remoção de DBO com aplicação de oxigênio puro em função das relações TR/TE testadas	97
Tabela C.1. Resumo da determinação dos coeficientes cinéticos do sistema com aplicação de ar	132
Tabela C.2. Resumo da determinação dos coeficientes cinéticos do sistema com aplicação de oxigênio puro	135

ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
Figura 2.1. Comportamento dos materiais sólido e líquido durante os períodos de operação	10
Figura 2.2. Comportamento da concentração de carbono durante o período de enchimento	12
Figura 2.3. Comportamento da concentração de carbono durante o período de reação	12
Figura 3.1. Sistema difusor de gás	24
Figura 3.2. Distribuição do gás na seção transversal do reator	25
Figura 3.3. Distribuição do gás na seção longitudinal do reator	26
Figura 3.4. Campânula utilizada para aumentar o tempo de contato gás/líquido e mistura nos reatores	28
Figura 3.5. Esquema de montagem do experimento	29
Figura 3.6. Disposição final do experimento após montagem	30
Figura 3.7. Reator A (à direita) durante o período de sedimentação e Reator B (à esquerda) durante o período de reação	34
Figura 3.8. Reator A (à direita) durante o período de drenagem e Reator B (à esquerda) durante o período de reação	36

Figura 3.9.	Reator A (à direita) durante o período de descanso e Reator B (à esquerda) durante o período de reação	37
Figura 3.10.	Fluxograma da metodologia adotada para adaptação do lodo	41
Figura 3.11.	Fluxômetros utilizados para monitoramento da vazão de gás	44
Figura 4.1.	Perfis de crescimento - Taxa de crescimento em função da concentração de substrato	65
Figura B.1.	Concentração de SST no lodo durante o período de adaptação	99
Figura B.2.	Concentração de SSF no lodo durante o período de adaptação	100
Figura B.3.	Concentração de SSV no lodo durante o período de adaptação	101
Figura B.4.	Concentrações de SST no lodo durante a execução do experimento	102
Figura B.5.	Concentrações de SSF no lodo durante a execução do experimento	103
Figura B.6.	Concentrações de SSV no lodo durante a execução do experimento	104

Figura B.7.	Concentrações de fósforo necessárias para atender a relação DBO:N:P e concentrações de fósforo existentes no resíduo bruto	105
Figura B.8.	pH do resíduo bruto corrigido e pH no reator A logo após o período de enchimento	106
Figura B.9.	pH do resíduo bruto corrigido e pH no reator B logo após o período de enchimento	107
Figura B.10.	pH do bruto corrigido e pH do efluente tratado no reator A	108
Figura B.11.	pH do bruto corrigido e pH do efluente tratado no reator B	109
Figura B.12.	Sólidos Sedimentáveis no resíduo bruto nas operações realizadas	110
Figura B.13.	Remoção de SST com aplicação de ar	111
Figura B.14.	Remoção de SST com aplicação de oxigênio puro	112
Figura B.15.	Remoção de SSF com aplicação de ar	113
Figura B.16.	Remoção de SSF com aplicação de oxigênio puro	114
Figura B.17.	Remoção de SSV com aplicação de ar	115
Figura B.18.	Remoção de SSV com aplicação de oxigênio puro	116
Figura B.19.	Remoção de DQO com aplicação de ar	117

Figura B.20. Remoção de DQO com aplicação de oxigênio puro	118
Figura B.21. Remoção de DBO com aplicação de ar	119
Figura B.22. Remoção de DBO com aplicação de oxigênio puro	120
Figura B.23. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 2.500 mg/l e aplicação de ar	121
Figura B.24. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 3.000 mg/l e aplicação de ar	122
Figura B.25. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 2.000 mg/l e aplicação de ar	123
Figura B.26. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 2.500 mg/l e aplicação de oxigênio puro	124
Figura B.27. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 3.000 mg/l e aplicação de oxigênio puro	125
Figura B.28. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 2.000 mg/l e aplicação de oxigênio puro	126
Figura B.29. Remoções de DQO com aplicação de ar para as relações TR/TE testadas	127
Figura B.30. Remoções de DQO com aplicação de oxigênio puro para as relações TR/TE testadas	128

Figura B.31. Remoções de DBO com aplicação de ar para as relações TR/TE testadas	129
Figura B.32. Remoções de DBO com aplicação de oxigênio puro para as relações TR/TE testadas	130
Figura C.1. Gráfico da regressão para determinação de k e K_s - Aplicação de Ar	134
Figura C.2. Gráfico da regressão para determinação de k_d e Y - Aplicação de Ar	134
Figura C.3. Gráfico da regressão para determinação de k e K_s - Aplicação de Oxigênio Puro	137
Figura C.4. Gráfico da regressão para determinação de k_d e Y - Aplicação de Oxigênio Puro	137

LISTA DE SÍMBOLOS

DBO	- Demanda Bioquímica de Oxigênio
DBO_{total}	- Demanda Bioquímica de Oxigênio Total
DQO	- Demanda Química de Oxigênio
F/M	- Relação alimento/microrganismo
h	- Horas
IVL	- Índice de Volume de Lodo
k	- Coeficiente constante da reação de transformação de substrato
k_d	- Coeficiente de decaimento endógeno
K_s	- Constante de meia velocidade, ou concentração de substrato que corresponde a metade da taxa máxima de crescimento específico
LAB	- Lodo Ativado por Batelada
N	- Nitrogênio
N_{total}	- Nitrogênio total
OD	- Oxigênio Dissolvido
P	- fósforo
Q	- Vazão
$Q_{afl.}$	- Vazão Afluente
$Q_{efl.}$	- Vazão Efluente
Q_v	- Vazão de descarte de lodo
SBR	- <i>Sequencing Batch Reactor</i>
SS	- Sólidos Suspensos
SSed.	- Sólidos Sedimentáveis
SST	- Sólidos Suspensos Totais

SSF	- Sólidos Suspensos Fixos
SSV	- Sólidos Suspensos Voláteis
SSVR	- Sólidos Suspensos Voláteis no Reator
S_0	- Concentração inicial de substrato
S	- Concentração de substrato
TR/TE	- Relação Tempo de Reação/Tempo de Enchimento
U	- Taxa específica de utilização de substrato
V	- Volume
X	- Concentração de microrganismos
X_0	- Concentração inicial de microrganismos no reator após o período de enchimento
Y	- Razão de massa de células formadas por massa de substrato consumido
θ_c	- Tempo de detenção celular ou Idade do lodo
θ_h	- Tempo de detenção Hidráulico
μ	- Taxa de crescimento específico
μ_m	- Taxa de crescimento específico máximo

RESUMO

Este estudo, em escala piloto de laboratório, visou verificar a aplicabilidade do processo de Lodos Ativados por Batelada (LAB) no tratamento das águas residuárias do processamento de frutas cítricas, bem como determinar os coeficientes cinéticos e obter equações representativas do reator para este tipo de efluente.

Para o desenvolvimento do experimento foram utilizados dois reatores construídos em acrílico aos quais foram aplicados oxigênio puro e ar comprimido, separadamente. Os coeficientes cinéticos foram obtidos através de modelos lineares, que relacionam DQO inicial e final, tempos de detenção hidráulico e celular, e concentração de microrganismos no reator. As equações representativas dos sistemas com aplicação de oxigênio puro e ar comprimido, que relacionam porcentagem de remoção de DQO, sólidos suspensos voláteis no reator (SSVR) e tempos de reação (período de reação + período de enchimento) foram obtidas através de uma regressão não-linear usando uma função polinomial.

Os resultados indicaram boa remoção de matéria orgânica se mostrando melhor com oxigênio puro, a qual foi maior com o aumento do período de reação. As porcentagens máximas de remoção para DQO alcançaram 83 e 96 por cento e para DBO 87 e 97 por cento, respectivamente para ar e oxigênio puro. O processo LAB demonstrou ser uma alternativa viável para o tratamento do despejo cítrico.

ABSTRACT

This bench scale study was aimed to verify the applicability of the Sequencing Batch Reactor (SBR) in the treatment of wastewater from citric fruit processing plants, as well as to determine the kinetic coefficients and to determine representative equations to the reactor and the type of effluent.

In the development of the experiment two acrylic reactors were used, and pure oxygen and compressed air were applied separately in each one of them. The kinetic coefficients were obtained through mathematical linear modeling, that generated the relationship among the initial and final COD, hydraulic and cellular retention time, and the concentration of microorganisms in the reactor. The system representative equations, applying pure oxygen and compressed air, that describe the relationship among COD removal efficiency, Mixed-Liquor Volatile Suspended Solids (MLVSS), and the various reaction time (react period plus fill period), were obtained through a polynomial regression.

The results indicated that there is a good removal efficiency for organic matter, and also they showed a better performance when pure oxygen was applied. An improvement was obtained with the increment of the react period. The maximum removal efficiencies for COD were 83 and 96% and for BOD 87 and 97%, with compressed air and high pure oxygen, respectively. The SBR process demonstrated to be a viable alternative for wastewater from citric fruit processing plants.

1. INTRODUÇÃO

O processo de tratamento de águas residuária por lodos ativados tem sido utilizado por muitos anos e pode ser chamado até de um processo de tratamento convencional. Ele consiste de várias etapas, incluindo um tratamento preliminar com gradeamento e caixa de areia, decantação primária, tratamento biológico, decantação secundária, adensador de lodo, digestão anaeróbia do lodo e um sistema de desinfecção final do efluente tratado. A este sistema deu-se o nome de tratamento secundário, sendo que, com adição de outras unidades, chegar-se-ia ao tratamento terciário, quaternário, etc. O processo por lodo ativado, quando bem operado, pode apresentar excelentes valores de remoção de matéria orgânica, sólidos e outros componentes, o que é atestado pelos resultados favoráveis encontrados em vasta bibliografia existente. No tocante ao tratamento biológico, este é feito em reatores onde ocorrem as reações de síntese celular e oxidação da matéria orgânica principalmente na forma dissolvida. Na maior parte dos siste-

mas existentes, o processo biológico é feito em reatores do tipo de fluxo contínuo, completamente misturado, ou reatores do tipo fluxo contínuo de pistão, embora alguns sistemas utilizem reatores do tipo de batelada. É importante no processo biológico que haja uma boa mistura do líquido e, para isso, utiliza-se o próprio sistema de aeração para este propósito e, logicamente, para a introdução de oxigênio proveniente do ar atmosférico. O processo de tratamento por lodo ativado tem sido utilizado com sucesso no tratamento de esgoto sanitário e de águas residuárias industriais, sendo que a sua escolha deve depender de estudo prévio, onde deverá ser definida sua aplicação.

Dentre os sistemas para lodos ativados, o mais utilizado, e que é enfocado quase que na totalidade dos trabalhos encontrados, é o de fluxo contínuo, seja com reatores completamente misturados ou de fluxo de pistão. Porém, as aplicações desenvolvidas até hoje, dentro do processo contínuo, têm como pressuposto a continuidade das características do esgoto afluente. Sendo assim, não é de se estranhar que em situações onde ocorram grandes variações destas características, e onde foi adotado o sistema de fluxo contínuo, pode-se ter eficiência inferior à prevista em projeto. Os sistemas de fluxo contínuo também apresentam algumas desvantagens como alto consumo de energia elétrica, devido ao funcionamento constante dos equipamentos, e também utiliza para sua implan-

tação uma área considerável, devido a cada etapa ocorrer em unidades diferentes.

Devido a esses fatores, há a necessidade de se estudar e esclarecer os princípios básicos de um sistema que pode oferecer condições de solucionar estes problemas, oferecendo boa eficiência e melhorias quanto a operacionalidade e economia; o sistema de Lodos Ativados por Batelada (LAB) ou *Sequencing Batch Reactor* (SBR).

Com relação ao sistema de aeração, tem sido utilizado com mais frequência os aeradores mecânicos de superfície e também os sistemas de injeção de ar comprimido, para o qual existem diversos modelos disponíveis no mercado. Uma alternativa para esses sistemas de aeração é a aplicação de oxigênio puro.

Optou-se por trabalhar com o efluente líquido da indústria cítrica porque o mesmo possui elevada carga orgânica e também porque os volumes de despejos gerados pelo processamento industrial de frutas cítricas são elevados, geralmente exigindo grandes áreas para tratamento.

1.1. OBJETIVOS

Os principais objetivos deste trabalho são avaliar o desempenho do reator tipo batelada com aplicação de oxigênio puro no tratamento do efluente líquido cítrico, e fazer a comparação com um reator semelhante, com aplicação de ar comprimido. A partir dos resultados obtidos determinar os coeficientes cinéticos e obter equações representativas do reator para este tipo de efluente.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. INTRODUÇÃO

IRVINE *et. al.* (1979), ao fazer um breve histórico sobre os reatores tipo *batch*, descreve que em 1914 e 1915 Ardern e Locket foram os primeiros a discutir as noções fundamentais do processo de lodos ativados até aquele momento. Surpreendentemente o processo de lodos ativados original usado foi o de sistema *fill-and-draw* (enche e esvazia), ou seja, um reator do tipo batelada (*batch*) com fluxo intermitente. O sistema de fluxo contínuo foi desenvolvido logo depois disso, substituindo o sistema *fill-and-draw*, devido às dificuldades operacionais com relação a este sistema na época, principalmente, quanto aos problemas de enchimento. Contudo, observou-se que o sistema *batch* proporcionava um melhor grau de tratamento que o sistema de fluxo contínuo. O primeiro ressurgimento de interesse pelo sistema *batch* nos EUA ocorreu na década de 50 com os pesquisadores Hoover e Porges do *Eastern Regional*

Research Laboratory. Porém, este ressurgimento teve pouca duração e estava direcionado principalmente para a indústria de laticínios, principalmente voltado para os entrepostos de recebimento de leite.

O segundo ressurgimento ocorreu na década de 70 com Robert L. Irvine da Universidade de Notre Dame, Indiana, EUA. Estes estudos foram direcionados na investigação do uso do reator *batch* pelo processo biológico ou químico, como alternativa para o tratamento com o sistema de fluxo contínuo convencional. Isto delineou uma maior área no mercado para o tratamento biológico com reatores *batch*.

A partir daí, observa-se que a utilização de reatores do tipo batelada tem aumentado cada vez mais em diversos países. Com um considerável aumento no número de trabalhos sobre o uso destes reatores no tratamento de efluentes líquidos, desde as pesquisas realizadas por Robert L. Irvine e colaboradores nos EUA e Mervyn C. Goronszy na Austrália, no final da década de 70 e início da década de 80, até trabalhos como o de Hissashi Kamiyama, descrevendo a experiência da SABESP com a utilização do Sistema de Lodos Ativados por Batelada no final da década de 80 e início da década de 90, até trabalhos como o de Brenner e colaboradores verificando a tratabilidade de uma mistura de resíduos fenólicos, com alta concentração orgânica em um SBR em 1992.

2.2. O SISTEMA DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA

2.2.1. DEFINIÇÕES E FUNCIONAMENTO

METCALF & EDDY (1991), descrevem os reatores *batch*, como um tipo de reator onde não há fluxo de entrada nem de saída, como por exemplo um frasco de DBO, ou seja, para se estabelecer um balanço de massa considera-se:

$$Q_{afl.} = Q_{efl.} = 0 \quad 2.1.$$

Para a aplicação prática dos reatores *batch* no tratamento biológico de efluentes líquidos, desenvolveu-se um sistema denominado *Sequencing Batch Reactor* (SBR), no Brasil chamado de Lodos Ativados por Batelada (LAB). IRVINE e BUSH (1979), descrevem este tratamento como um sistema composto por um ou mais tanques, cada tanque possuindo ciclos distintos compostos basicamente de cinco períodos de operação, denominados de acordo com sua função primária. Estes períodos são:

- período de enchimento: intervalo de tempo necessário para o recebimento do efluente bruto, podendo-se iniciar a mistura e/ou aplicação de ar, conforme o que se deseja remover no despejo a ser tratado;
- período de reação: tempo necessário para ocorrerem as reações desejadas no tratamento, como por exemplo a oxidação da matéria orgânica e síntese celular;

- período de sedimentação: tempo necessário para que ocorra a separação física sólido/líquido;
- período de drenagem: intervalo de tempo necessário para a descarga do efluente tratado; e
- período de repouso: tempo após a descarga e antes do novo enchimento. Neste período geralmente são feitas operações de descarga do lodo.

No caso de um sistema de tanque único, o ciclo de funcionamento é considerado a partir do início do período de enchimento até o final do período de repouso. Já no caso do sistema de tanques múltiplos, a consideração passa a ser do início do período de enchimento do primeiro reator até o final do período de repouso do último reator da sequência.

O sistema de tanque único é aplicado em situações de fluxo não contínuo, como ocorre em indústrias de processamento de alimentos ou em comunidades rurais. Este sistema requer operação mínima. O sistema de tanque único pode ser usado para fluxo contínuo como foi usado por GORONSZY (1979) na Austrália (sistema *semi-batch*), mas nos EUA usa-se um sistema com dois ou três tanques conforme requerido pelo efluente. A operação do sistema de tanques múltiplos pode ser simples ou complexa, sendo função direta das variações de vazão e carga orgânica e do grau de tratamento desejado. Um exemplo da operação do sistema de tanques múltiplos é o da cidade de Culver,

Indiana, que é apresentado por KAMIYAMA (1989), cuja operação é mostrada na Tabela 2.1.

Tabela 2.1. Operação do sistema de tanques múltiplos da cidade de Culver.

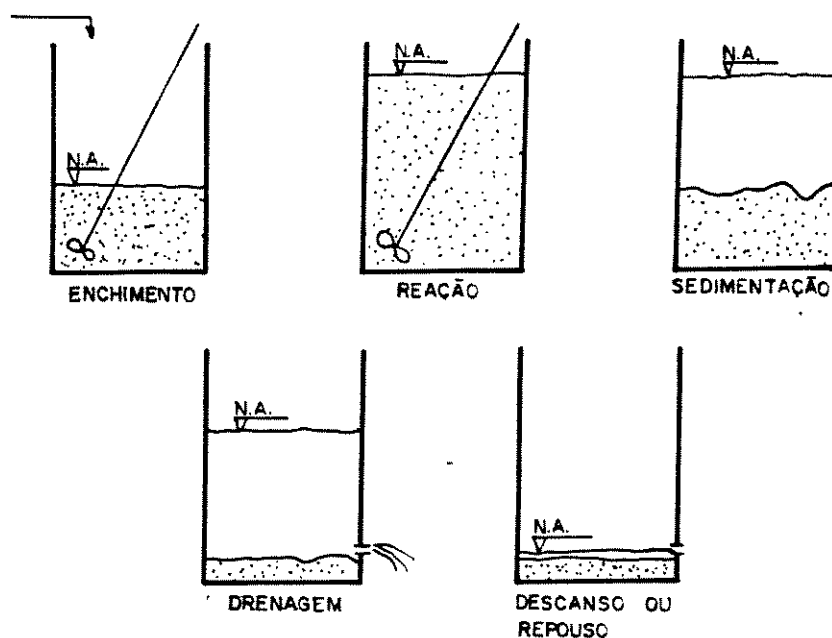
UNIDADES	DURAÇÃO DO PERÍODO (horas)	
	REATOR NORTE	REATOR SUL
PERÍODOS		
ENCHIMENTO	2,9	3,1
REAÇÃO	0,7	0,4
DECANTAÇÃO	0,7	0,7
DRENAGEM	0,7	0,7
REPOUSO	1,0	1,1
TOTAL/CICLO	6,0	6,0

Fonte: KAMIYAMA (1989).

IRVINE e BUSH (1979) fazem ainda a consideração que o lodo permanece em cada reator até a necessidade de descarte. Este descarte pode ser bimestral para um sistema de tanque único com baixa produção, ou até mesmo a cada ciclo como num sistema de tanques múltiplos com alta produção. O descarte de sólidos pode ser efetuado após o período de sedimentação ou durante o período de reação.

O comportamento dos materiais sólidos e líquidos durante os períodos de operação está mostrado na Figura 2.1.. Nesta observa-se que a mistura e a aeração regulam a

distribuição dos sólidos no reator. Isto confere ao sistema a vantagem de cada tanque funcionar tanto como um reator biológico como um clarificador.

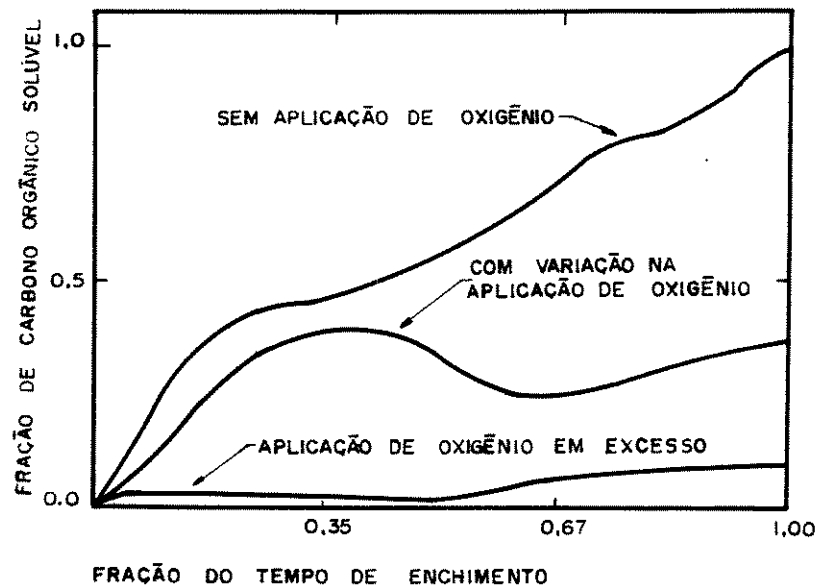


Fonte: KAMIYAMA, 1979.

Figura 2.1. Comportamento dos materiais sólido e líquido durante os períodos de operação.

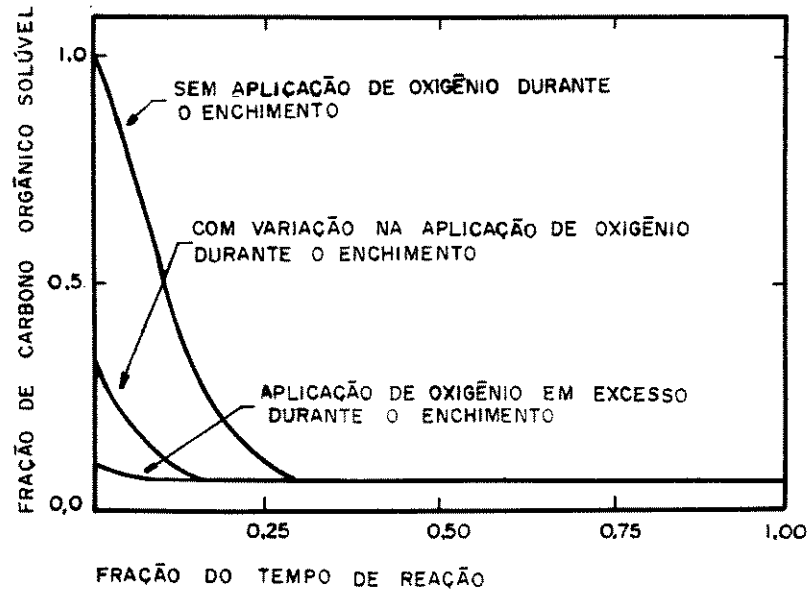
Segundo IRVINE e BUSH (1979) cada tanque no sistema SBR pode ser operado como um reator *plug-flow* de fluxo contínuo ou um de mistura completa conforme a operação programada. A remoção de resíduos durante o período de reação proce-

de em tempo de forma idêntica a um *plug-flow* ideal em condições de equilíbrio. Assim, o grau de acumulação de substrato solúvel no líquido durante o enchimento e o tempo de reação determinam o quanto o sistema SBR simula o *plug-flow* ideal. Por outro lado, um sistema SBR com um período de enchimento extenso e pequena acumulação de substrato solúvel misturado no líquido assemelha-se a um sistema de fluxo contínuo de mistura completa. O SBR pode prover equalização interna, absorvendo variações de carga orgânica e hidráulica tanto em curto prazo como sazonais, podendo os reatores serem parcialmente cheios ou descarregados em diferentes níveis mínimos. Esta flexibilidade do sistema no entanto não está somente na mudança de mecanismo, mas também no sistema de aeração. Os autores colocam ainda que, para atender as limitações do efluente, várias estratégias de controle podem ser implementadas ajustando o suprimento de oxigênio maior ou menor do que é requerido para as reações biológicas. Desta forma o suprimento de oxigênio influencia diretamente na concentração de carbono orgânico durante os períodos de enchimento e reação, sendo isto apresentado nas Figuras 2.2. e 2.3.. Nestas Figuras são mostrados três perfis de comportamento da concentração de substrato solúvel no líquido, para três aplicações diferentes de aeração, durante os períodos de enchimento e excesso de oxigênio durante o período de reação.



Fonte: IRVINE e BUSH, 1979.

Figura 2.2. Comportamento da concentração de carbono durante o período de enchimento.



Fonte: IRVINE e BUSH, 1979.

Figura 2.3. Comportamento da concentração de carbono durante o período de reação.

IRVINE et al. (1979), com o intuito de demonstrarem a melhor eficiência deste tipo de tratamento para as pequenas comunidades, promovendo além da remoção de carga orgânica a remoção de nutrientes, realizaram um experimento em escala de laboratório. Foram montados três reatores dotados de misturadores e aeradores, sendo aplicadas diferentes estratégias de operação nos reatores, procurando variar o tempo de aplicação de ar e mistura e a temperatura. A princípio trabalhou-se apenas com um reator com a variação do tempo de aplicação de ar e mistura, sendo observados os seguintes resultados:

Tabela 2.2. Porcentagens de remoção alcançadas no experimento de IRVINE, quando realizadas variações de tempo de reação.

Período de reação (h)	Remoção (%)		
	DBO _{total}	N _{total}	SS
15	97,5	38	90
6	87,2	33	92
3	95,0	70	88

Fonte: IRVINE et. al. (1979).

As porcentagens de remoção de DBO e SS foram consideradas satisfatórias, porém a remoção de N_{total} só se apresentou satisfatória para o período de 3 h, onde foi aplicado menor período de aeração. Em seguida foram utilizados

três reatores variando-se o tempo de detenção e a temperatura, obtendo-se os seguintes resultados:

Tabela 2.3. Resultados de remoção de DBO, SS e N_{total} obtidos por IRVINE, após a adoção do menor período de aeração.

Reator	θ_H (h)	Temp. (°C)	Remoção (%)		
			DBO _{total}	N _{total}	SS
A	3,5	24 - 28	96,2	64	95
B	1,6	24 - 28	93,9	73	92
C	3,5	14	94,7	65	95

Fonte: IRVINE et. al. (1979).

Verificou-se a não existência de diferença significativa nos valores de remoção quando se variou a temperatura (reatores A e C), e o mesmo quanto a variação do tempo de detenção (reatores A e B). Concluiu-se que o processo por reatores *batch* pode ser usado para tratamento de águas residuárias em pequenas comunidades e indústrias, e que pequenas alterações no projeto podem:

- eliminar problemas de crescimento de algas, que são comuns nos sistemas de lagoas de estabilização;
- promover excelente remoção de DBO e sólidos suspensos;
- permitir prévia nitrificação; e
- prover desnitrificação.

DENIS e IRVINE (1979), trabalharam com um sistema *batch* também em escala de laboratório, onde foram aplicados ar e oxigênio, comandados por uma válvula solenóide, com uma vazão de oxigênio e ar mantida a 9,44 l/min. Durante todo o tempo nos períodos de enchimento e reação, a concentração de Oxigênio Dissolvido foi mantida a 2,0 mg/l. Foram aplicados ar e oxigênio durante o enchimento e, interrompida a aplicação de oxigênio num tempo pré-determinado, mantendo-se a aplicação de ar até o final do período de reação. Avaliando os resultados chegaram a conclusão que a importância da relação enchimento/reação pode ser mitigada controlando-se a aplicação de oxigênio, e que as elevadas concentrações de substrato resultantes no período de enchimento ocorrem devido às baixas concentrações de oxigênio ou baixo tempo de enchimento.

HOEPKER e SCHROEDER (1979), estudaram o sistema com o objetivo de determinar se uma relação entre a qualidade do efluente e a taxa de crescimento de microrganismos poderia ser estabelecida. O trabalho mostrou que esta relação não poderia ser estabelecida, no entanto, algumas relações qualitativas podem ser apontadas. Primeiro: baixa intensidade de alimentação em reatores *batch* ou *semibatch*, resultam numa melhor qualidade do efluente; segundo: os sistemas *semibatch* são consideravelmente mais estáveis em termos de crescimento disperso, mesmo sabendo que uma relação com a taxa de crescimento não pôde ser estabelecida; e terceiro: ocorre realmente melho-

ramento no índice de volume de lodo (IVL) nos reatores *semibatch*, com maior carga e crescimento de microrganismos. Recomendam então que nos projetos deve-se ter como principal objetivo combinar a mínima concentração de sólidos suspensos com a máxima compactabilidade do lodo, sendo estes dois fatores aparentemente inversamente relacionáveis. IRVINE *et al.* (1979) usaram período anaeróbio na operação de um sistema semelhante para minimizar a taxa de consumo de oxigênio durante o enchimento, encontrando que a qualidade do efluente e a compactabilidade do lodo aumentavam. Neste período anaeróbio era de se esperar uma redução na população de organismos filamentosos, devido a anaerobióse e a maior concentração orgânica, quando a aeração era iniciada. Deste modo dois fenômenos poderiam ser facilmente acoplados.

2.2.2. VANTAGENS OFERECIDAS PELO SISTEMA

KAMIYAMA (1989) faz uma comparação entre o processo *batch* e o de fluxo contínuo, utilizando-se de dados de uma ETE de fluxo contínuo em funcionamento, comparando-os com a hipótese de adoção do sistema *batch*. Conclui que se tivesse sido adotado o sistema *batch* ocorreria uma economia de 56% em termos de volume dos reatores e, apesar da redução do tempo de detenção total, o processo manteria as características do lodo ativado com aeração prolongada, desde que se mantenha a mesma idade do lodo. Com a ausência dos decantadores, surgiriam vá-

rias vantagens, tanto construtivas quanto operacionais. O sistema *batch* eliminaria a necessidade de recirculação do lodo, com isso as bombas e a linha de recirculação. Os aeradores teriam que ser projetados com flutuadores, evitando a construção de plataformas. Para a utilização de fluxo contínuo os aeradores seriam projetados para as cargas de pico, tendo em consequência potência maior. No sistema *batch* as amplitudes de carga e vazão são bastante amenizadas, permitindo o dimensionamento de equipamentos para demandas de oxigênio mais uniformizadas, com redução da potência instalada, e instalação de misturadores submersíveis, os quais permitem reduzir ainda mais o número de aeradores instalados. O sistema *batch* assimila com facilidade variações súbitas de vazão e carga orgânica, que são os fatores que mais perturbam o sistema de fluxo contínuo, além de eliminar alguns acompanhamentos laboratoriais no controle do processo biológico como IVL e taxa de recirculação. O processo *batch* se caracteriza pela sua adaptabilidade à automação. Isto se deve a simplicidade operacional do processo, pois a automação do mesmo se resume basicamente em controlar o fechamento de válvulas de tubulações ou comportas de canais, alternando-se o fluxo para um ou outro tanque quando é atingido o nível de operação desejado. Outra operação que ocorre no processo, que é de fácil automação, é a mistura e a aeração, onde após um tempo pré-estabelecido, de acordo com a vazão e operação desejada, faz-se o desligamento do aerador e do misturador, permitindo a ocorrência da sedimentação e em

seguida o esvaziamento, durante o qual é acionada a válvula da tubulação de descarga. Uma vantagem peculiar do processo é o fácil aproveitamento direto de instalações já existentes, mesmo as de tratamento primário podem ser convertidas diretamente em instalações de tratamento de esgoto de nível secundário, sendo que, conforme as estratégias de operação utilizadas, podem atingir tratamento de nível terciário.

GORONSY (1979), ao estudar o sistema conclui que o mesmo se mostrou simples e versátil e manteve bom desempenho sem requerer muita manutenção. Os problemas de instabilidade com relação a sedimentação e retorno de lodo, frequentes em lodos ativados de pequena escala, não são evidentes neste tipo de tratamento. A simplicidade de operação efetiva em condições de flutuações da carga orgânica parcial e hidráulica, é uma vantagem do tanque único. O sistema é também facilmente acoplado a outros módulos, o que pode ser vantajoso no caso de incertezas na previsão da população e da taxa de crescimento.

2.3. A APLICAÇÃO DE OXIGÊNIO

Segundo SCHROEDER (1977), o uso de oxigênio puro foi inicialmente investigado por D. A. Okun, em 1948, mas sua aplicação prática só ocorreu em 1969, na cidade de Batavia, N.Y., EUA. Nos primeiros projetos o oxigênio era a-

plicado diretamente no fundo do reator, sendo que havia muita perda do gás para a atmosfera. Posteriormente, no final da década de 60, foi projetado um sistema de tanques cobertos em série onde o gás oxigênio era aplicado no primeiro tanque, através de turbinas submersas de alta velocidade, com o intuito de transferir o gás e promover a mistura. O sistema mais conhecido para aplicação de oxigênio puro é o Unox da Union Carbide Corporation. Segundo GRADY e LIM (1980), com esse sistema pode-se aumentar a taxa de transferência de oxigênio em até cinco vezes, se comparado com o sistema convencional, obtendo-se um lodo compacto que é facilmente separado por decantação. Mais recentemente foi desenvolvido pela Companhia White Martins um sistema denominado MIXFLO, onde o oxigênio é aplicado em uma linha de recirculação, sendo então introduzido no reator através de bicos ejetores. Segundo o fabricante, este sistema assegura uma melhor eficiência na transferência de oxigênio para o líquido. METCALF & EDDY (1979) sugerem que a aplicação do processo de lodo ativado com oxigênio se dê quando: (a) houver limitação quanto ao espaço, (b) houver variação muito grande na carga orgânica do efluente a ser tratado e (c) forem tratados efluentes municipais concentrados ou águas residuárias industriais.

Entre outras estações de tratamento de esgotos municipais por lodo ativado e oxigênio puro, encontra-se a de Sacramento, na Califórnia, EUA, que entrou em operação em no-

vembro de 1982, segundo STENSTROM, M. k. *et al.* (1989). A cidade de Sacramento tem uma população estimada de 750.000 habitantes, com uma vazão média de 650.000 m³/dia e segundo informações colhidas no local em 1988, a porcentagem média de remoção de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e sólidos suspensos totais (SST) era de 94%. Em Los Angeles, California, EUA, encontra-se outra planta de tratamento de esgotos a nível secundário e aplicação de oxigênio puro, a qual segundo WUNDERLICH, R. *et al.* (1985), apresentou no efluente tratado os seguintes valores finais: DBO = 10 mg/l, SST = 6 mg/l e sólidos sedimentáveis < 0,1, isto para uma vazão de cerca de 240.000 m³/dia.

2.4. O SISTEMA LAB E O DESPEJO CÍTRICO

No período em que foi feito o levantamento bibliográfico não foram encontrados artigos que relacionassem o processo LAB com o efluente cítrico. No sentido de esclarecer o funcionamento e a operação do processo LAB, foram utilizados artigos onde o mesmo foi empregado ou testado para o tratamento de outros tipos de efluentes. No tocante ao efluente cítrico, as principais referências foram os trabalhos de NOUR (1990) e FIGUEIREDO (1977), onde são apresentados fluxogramas do processamento industrial e levantados os pontos de geração de efluentes.

NOUR (1990), estudou o tratamento do efluente da indústria cítrica pelo processo de escoamento superficial no solo, verificando a remoção de matéria orgânica, bem como fósforo e nitrogênio.

FIGUEIREDO, R. F. (1977), desenvolveu estudos com o efluente líquido cítrico em um reator tipo batelada, porém utilizando ar comprimido como forma de aeração e mistura. O estudo trouxe resultados muito bons, sendo que foi verificada a necessidade de adição de nutrientes na forma de nitrogênio e fósforo, devido a deficiência destes no efluente bruto. Como resultado, obteve-se um floco com boas características de sedimentabilidade e boa remoção de matéria orgânica e sólidos.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

Foram utilizados, para efeito de comparação, dois reatores do tipo batelada, em escala de laboratório. Em um reator foi aplicado ar comprimido fornecido por uma bomba de aquário e no outro foi utilizado oxigênio puro. Ambos foram alimentados com o mesmo efluente líquido final proveniente da indústria cítrica Citrosuco Paulista S.A., localizada no município de Limeira, SP.

3.1. MONTAGEM DO SISTEMA

Os reatores instalados em dependências do Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil da UNICAMP, foram fabricados em acrílico, com a preocupação de terem tamanhos e formas idênticas. Para ocorrer um maior tempo de contato entre o gás e o líquido, os reatores foram projetados de maneira a possuir uma pequena área transversal em relação à altura, com o fundo em forma de tronco de pirâmide in-

vertido, o que auxiliou na sedimentação, na operação de descarte de lodo e distribuição do oxigênio.

Cada reator possuía capacidade para tratar 10,0 l de efluente por batelada, mais 2,0 l de lodo que permanecia no reator para a partida em cada ciclo, totalizando um volume útil de 12,0 l.

Para se fazer a drenagem do efluente tratado e a manutenção do nível do lodo para a realização do ciclo posterior, cada reator foi dotado de dois orifícios, um em uma das laterais e outro no fundo, respectivamente. No orifício do fundo do reator foi adaptada uma rolha contendo duas tubulações, uma para o descarte de lodo e a outra para a aplicação de gás.

Para se obter uma distribuição uniforme do gás no reator, a sua aplicação foi feita através de um sistema difusor composto por quatro pedras porosas, do tipo comercial normalmente utilizado em aquários. Na Figura 3.1. é mostrado o sistema difusor na sua forma final e nas Figuras 3.2. e 3.3. é vista a distribuição do gás nas seções transversal e longitudinal do reator.

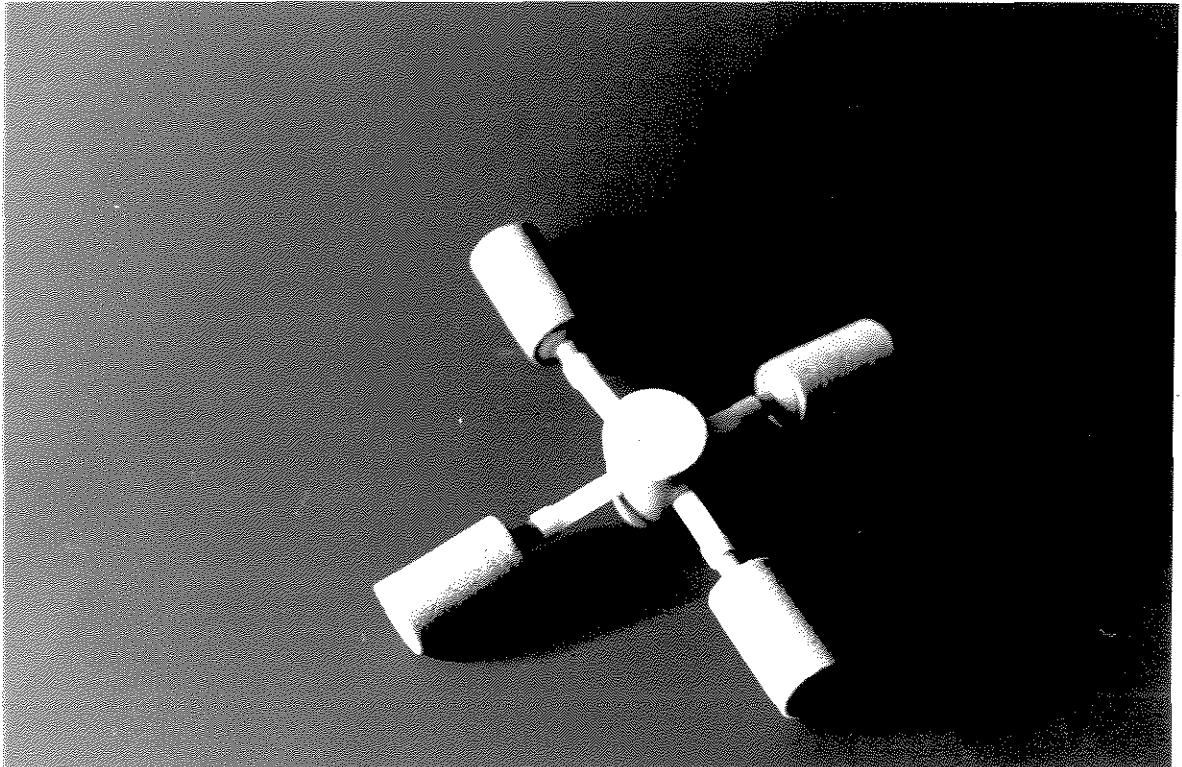


Figura 3.1. Sistema difusor de gás.

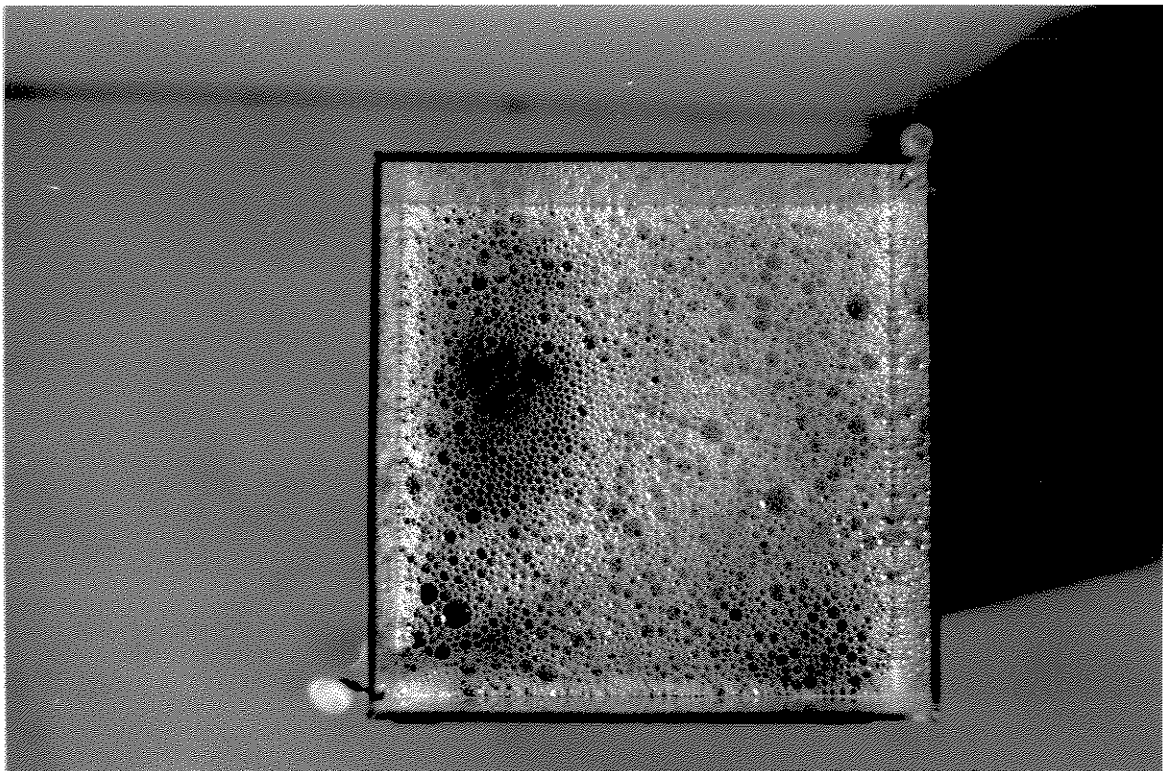


Figura 3.2. Distribuição do gás na seção transversal do reator.

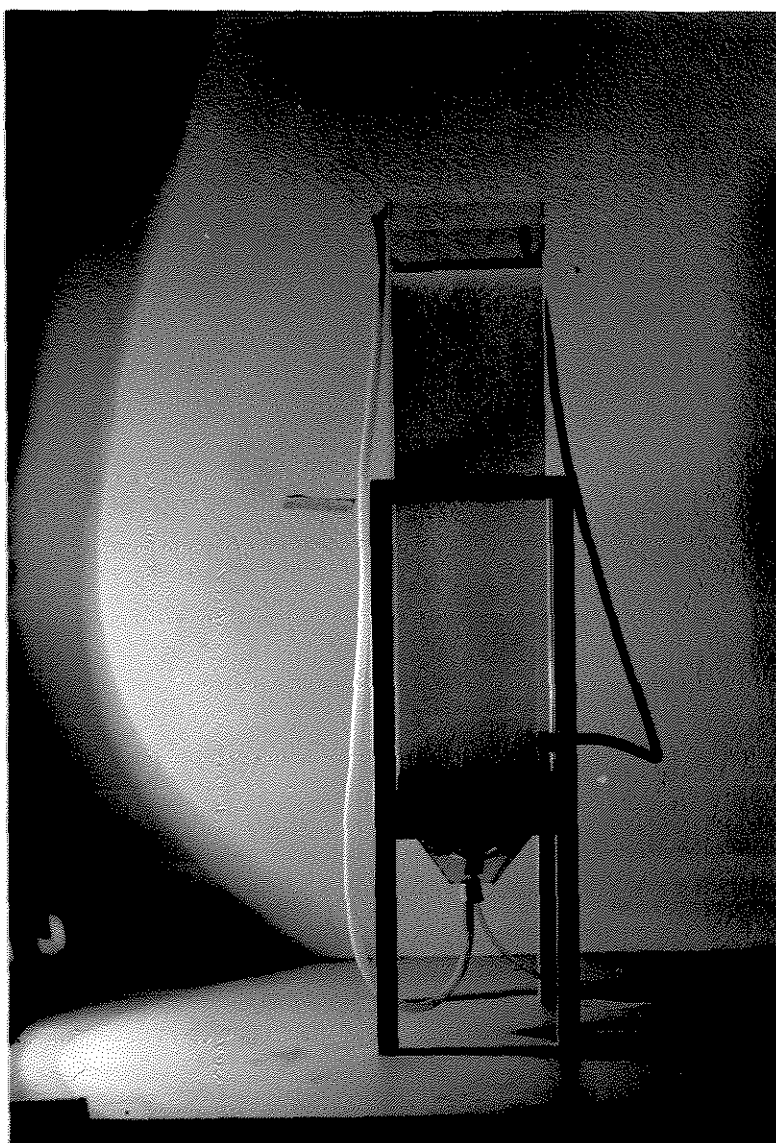


Figura 3.3. Distribuição do gás na seção longitudinal do reator.

O oxigênio puro utilizado em um dos reatores era proveniente de um cilindro metálico, contendo 10 m³ do gás sob pressão, provido de válvula reguladora de pressão e fluxômetro para determinação do consumo de oxigênio puro no experimento. Este material foi fornecido pela Companhia White Martins Gases Industriais.

O ar comprimido, aplicado no segundo reator, era produzido por um pequeno compressor de ar, do tipo comercial usado em aquário, o qual mostrou ser suficiente para o processo biológico de tratamento. A vazão do ar comprimido encaminhado ao reator era monitorada por um fluxômetro.

O resíduo a ser tratado era agitado permanentemente em um recipiente com capacidade para 24,0 l, por meio de um agitador constituído por motor, eixo e hélice, sendo então bombeado durante os períodos de enchimento para a parte superior dos reatores através de uma bomba peristáltica, o que pode ser observado na Figura 3.6.

Para aumentar o tempo de contato entre o gás e o líquido nos reatores, foram projetadas campânulas dotadas de eixo e hélice, nas quais era adaptado um motor elétrico, este conjunto proporcionava a criação de um refluxo do gás e do líquido, melhorando a mistura no reator. Na Figura 3.4. é apresentado um esquema da campânula utilizada. Esta era coloca-

da em funcionamento quase no final do período de enchimento, quando o líquido alcançava o nível que permitia a atuação do misturador.

Na Figura 3.5. está mostrado o esquema de montagem do experimento e na Figura 3.4. a disposição final após a montagem.

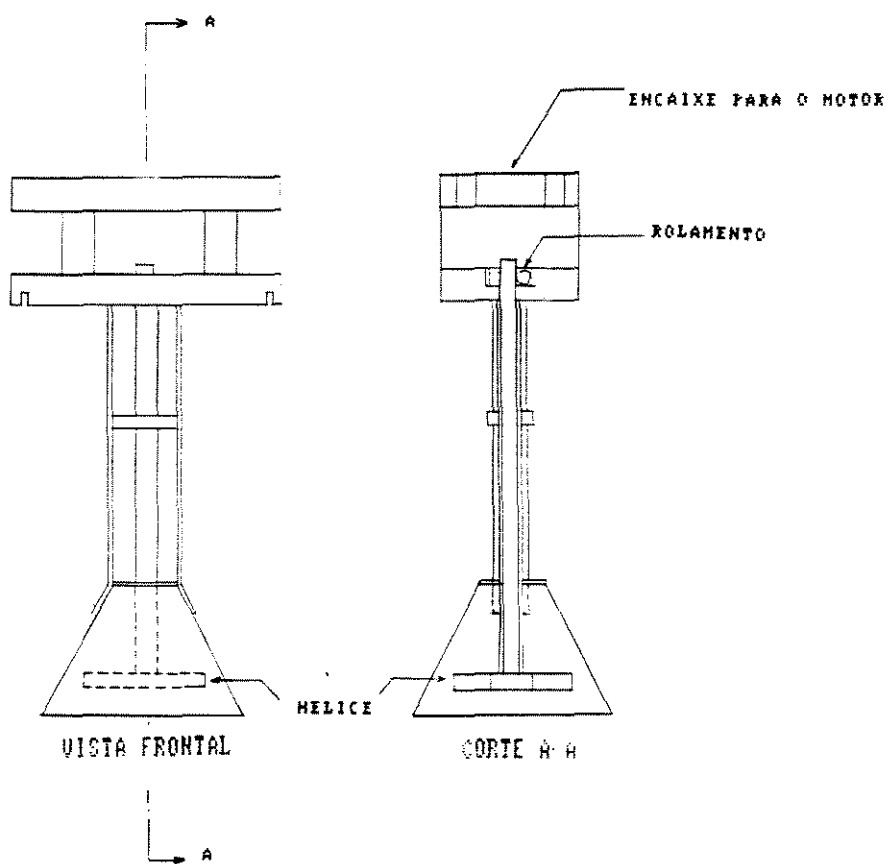


Figura 3.4. Campânula utilizada para aumentar o tempo de contato gás/líquido e mistura nos reatores.

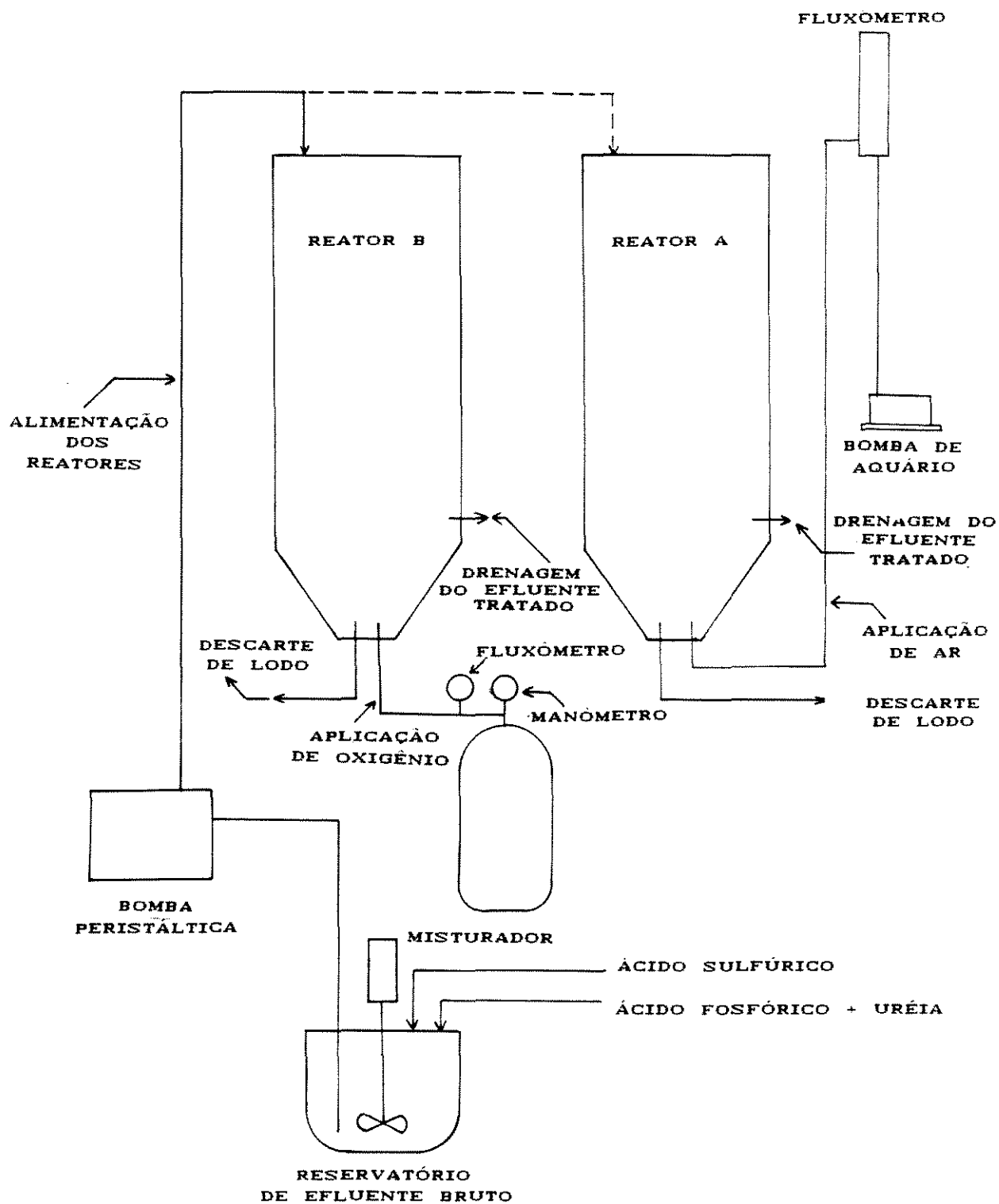


Figura 3.5. Esquema de montagem do experimento.

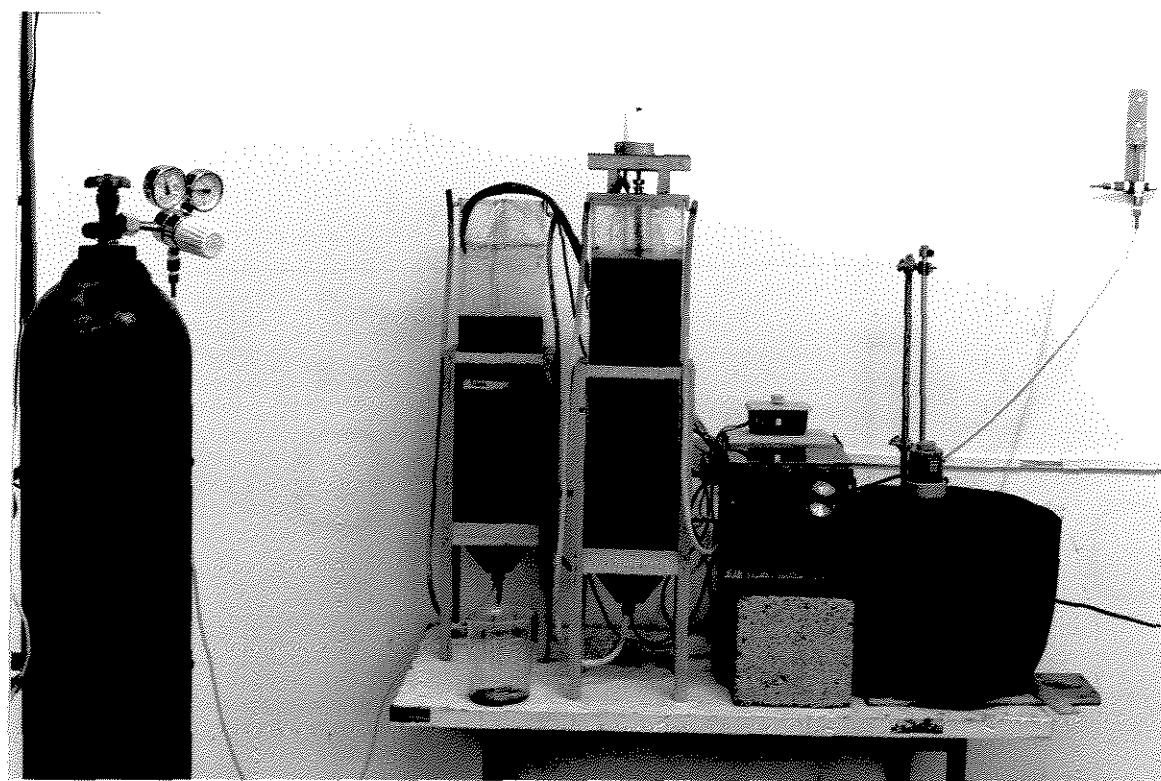


Figura 3.6. Disposição final do experimento após montagem.

3.2. OPERAÇÃO DO SISTEMA

Para a verificação da eficiência do sistema, bem como para se obterem dados para a determinação dos coeficientes cinéticos, programou-se a realização do experimento em três fases:

- 1ª Fase: manteve-se a concentração de sólidos suspensos voláteis no reator (SSVR) após o de enchimento igual a 2.500 mg/l;
- 2ª Fase: SSVR = 3.000 mg/l; e
- 3ª Fase: SSVR = 2.000 mg/l.

Nas três fases os períodos de enchimento, sedimentação, drenagem e repouso, foram mantidos fixos, sendo realizada uma variação do período de reação. Estes procedimentos adotados com relação aos períodos dos ciclos de funcionamento serão descritos posteriormente.

Segundo IRVINE e BUSH (1979), entre outros, a operação dos reatores deve ser feita em cinco períodos distintos, com os tempos estipulados de forma a proporcionar a melhor eficiência do sistema ao final do ciclo. Foram adotados então períodos de operação com duração semelhante aos da bibliografia, apesar das dimensões diferentes dos reatores apresentados nas referências pesquisadas. Deste modo, foram adotados os períodos de enchimento, reação, sedimentação, drenagem e repouso, conforme vistos a seguir:

Período de Enchimento

Em cada ciclo o período de enchimento, realizado por uma bomba peristáltica, teve duração de 2,0 h, no qual era provida aeração. A aeração durante o período de enchimento teve o intuito de se obter uma redução inicial da concentração de carbono orgânico pois, durante este período, os valores na relação alimento/microrganismo (F/M) variam, sendo baixos no início e com valores crescendo até o final do período de enchimento.

Período de Reação

Para os períodos de reação foram adotados valores de 0,0; 0,5; 1,0; 1,5; 3,0 e 4,0 h. Este período ocorria logo após o período de enchimento e, durante o mesmo, também era provida aeração e mistura no reator. No período de reação processa-se a remoção adicional de matéria orgânica, já iniciada no período de enchimento.

Na Figura 3.6. são apresentados o reator A (à direita) durante o período de reação e o reator B (à esquerda) durante o período de enchimento.

Período de Sedimentação

Interrompida a aeração e mistura após transcorridos os períodos de enchimento e reação, o efluente permanecia no reator por mais 0,5 h, propiciando assim a sedimentação do material sólido no fundo do reator. Na Figura 3.7. são apresentados o reator A durante o período de sedimentação e o reator B durante o período de reação.

Período de drenagem

Após a sedimentação era realizada a drenagem do líquido decantado, utilizando-se para isso um período de 0,5 h. Este tempo foi obtido através de testes realizados no laboratório, variando-se o diâmetro da tubulação e cronometrando-se o tempo de esvaziamento. Na Figura 3.8. são apresentados o reator A (à direita) durante a drenagem e o reator B (à esquerda) durante o período de reação.

Período de Repouso

O período de descanso, ou repouso, adotado foi de 1,0 h, onde permanecia no reator apenas o lodo sem provimento de aeração e mistura.

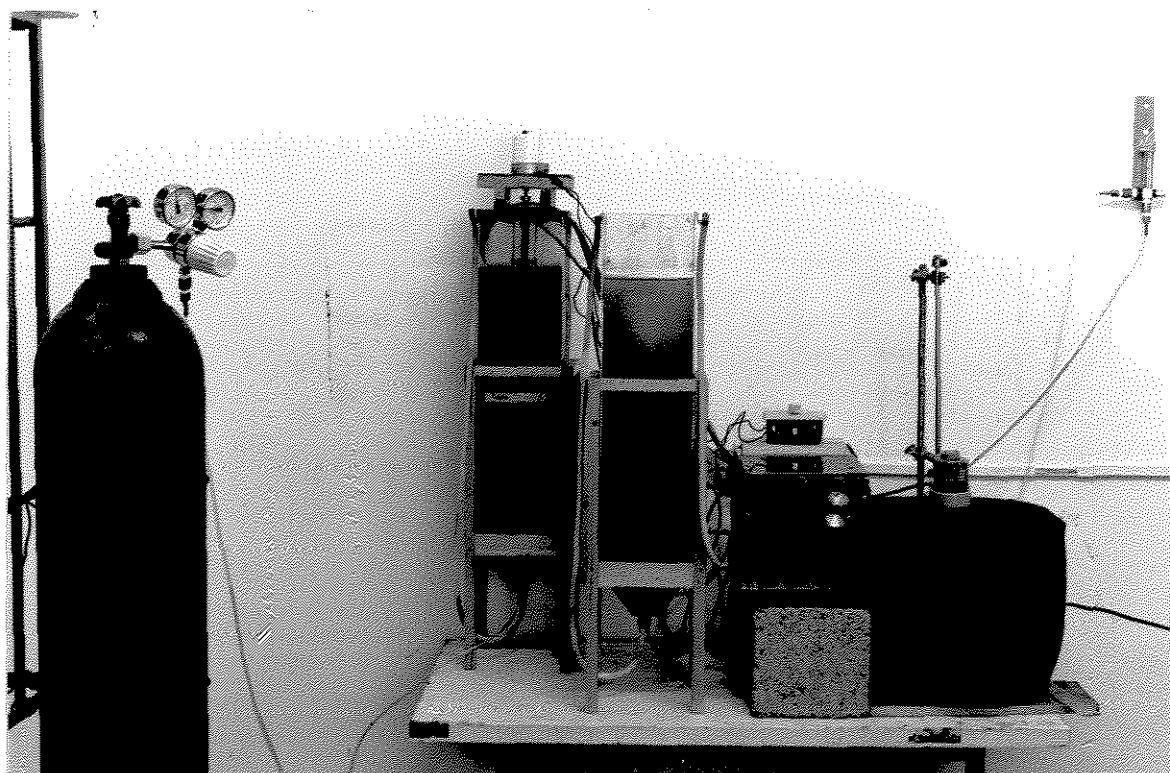


Figura 3.7. Reator A (à direita) durante o período de sedimentação e Reator B (à esquerda) durante o período de reação.

A operação de descarte de lodo sempre era feita antes de se iniciar a próxima operação. Na Figura 3.9. são apresentados o reator A durante o período de repouso e o reator B durante o período de reação.

Na Tabela 3.1. estão descritos, de forma resumida, os tempos de duração dos períodos de operação do sistema durante os experimentos.

Tabela 3.1. Tempo de duração de cada ciclo durante os diversos experimentos.

PERÍODOS	Tempo (h)	
	Reator A	Reator B
ENCHIMENTO	2,0	2,0
REAÇÃO	0,0; 0,5; 1,0; 1,5; 3,0 e 4,0	
SEDIMENTAÇÃO	0,5	0,5
DRENAGEM	0,5	0,5
REPOUSO	1,0	1,0
TOTAL	4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 7,0 e 8,0	

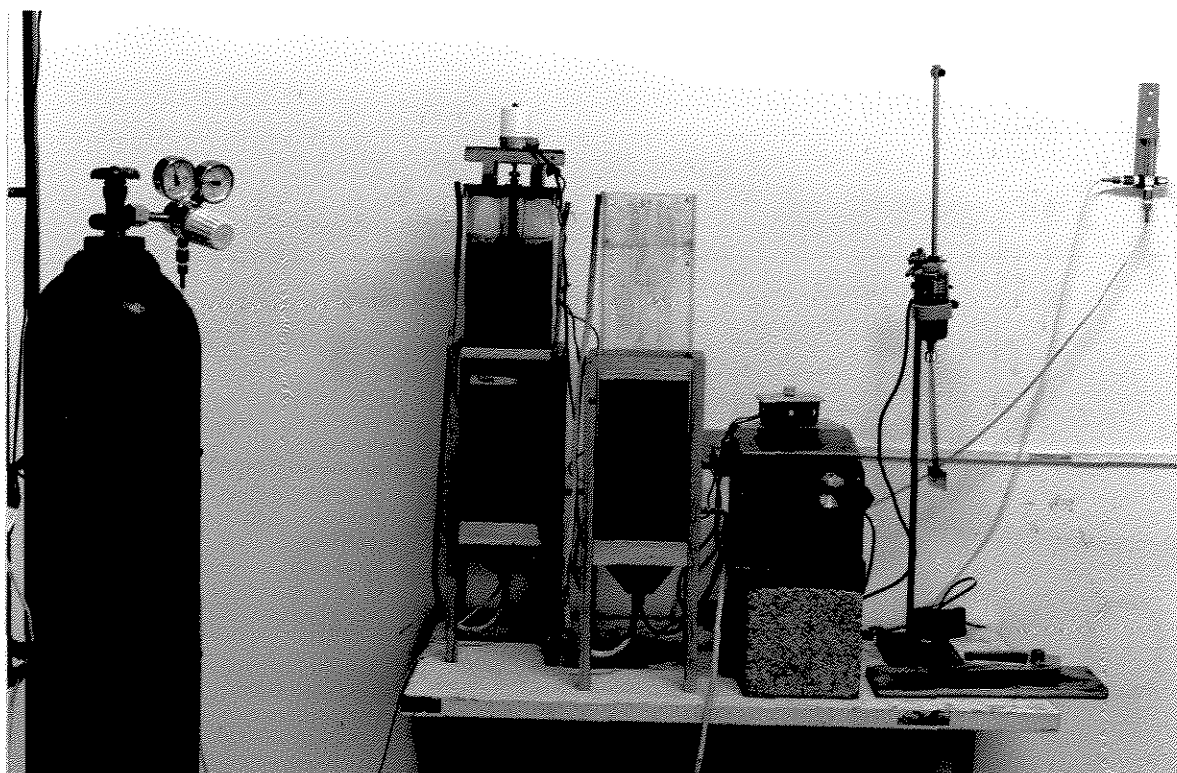


Figura 3.8. Reator A (à direita) durante o período de drenagem e Reator B (à esquerda) durante o período de reação.

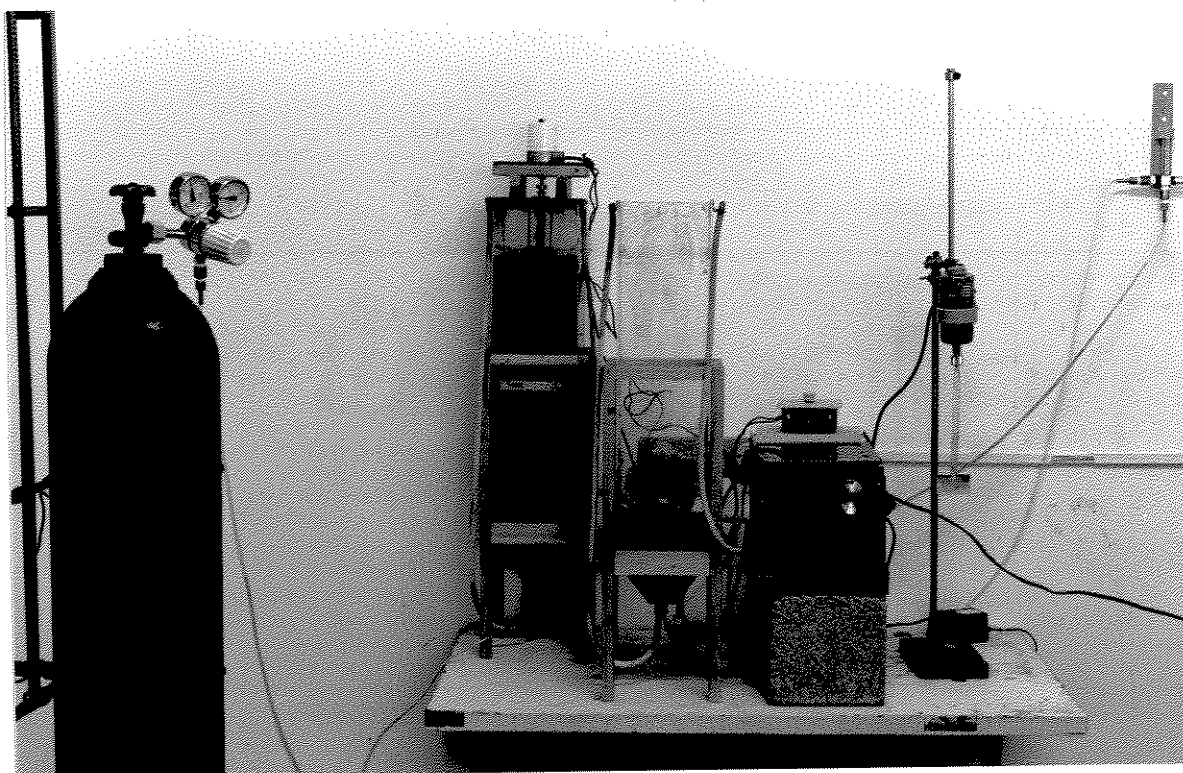


Figura 3.9. Reator A (à direita) durante o período de descanso e Reator B (à esquerda) durante o período de reação.

Foram realizadas 8 bateladas por semana, sendo que 4 eram repetições. Às segundas-feiras faziam-se 2 bateladas, uma para o reator A, ar comprimido, e outra para o reator B, com oxigênio puro. Às terças repetia-se a mesma operação. No dia seguinte era feita a análise das amostras coletadas naqueles dias. Às quintas e sextas-feiras repetia-se o mesmo procedimento de segunda e terça, porém com novos parâmetros de operação. Nos sábados as amostras então coletadas eram analisadas.

3.3. DOSAGEM DE NUTRIENTES

Segundo METCALF & EDDY (1991), a relação em massa de DBO:N:P tem que ser ajustada para viabilizar-se o tratamento biológico. Neste trabalho adotou-se a relação 100:5:2, utilizada por NOUR (1990) em pesquisa onde testou a tratabilidade do mesmo efluente através de escoamento superficial no solo.

A dosagem de nutrientes foi realizada diretamente no recipiente onde o efluente permanecia em mistura para bombeamento. Como fontes de nutrientes foram utilizados uréia, com 45 % de nitrogênio (dados do fabricante), e ácido fosfórico concentrado comercial, com aproximadamente 24% de fósforo, valor este determinado em laboratório por NOUR (1990).

3.4. CORREÇÃO DE pH

O efluente cítrico líquido apresentou sempre valores elevados de pH, sendo usado para a sua correção e neutralização o ácido sulfúrico, H_2SO_4 , 7,2 N. Usou-se como critério a correção do pH após a adição de nutrientes, sendo o mesmo levado a valores próximos a 7,0.

3.5. ADAPTAÇÃO DO LODO

Tentou-se a princípio dar partida no reator utilizando lodo coletado na linha de recirculação da ETE da própria indústria. Este lodo apresentava boas características microbiológicas, com a presença de ciliados fixos e livres-natantes, de rotíferos e bactérias coloniais (zoogléia), porém o processo de adaptação foi infrutífero.

Decidiu-se então fazer uma adaptação e produção do lodo em laboratório, utilizando metodologia semelhante a descrita por POVINELLI *et al.* (1989), que se baseia na adaptação de microrganismos partindo de esgoto doméstico, através da substituição gradativa do mesmo pelo efluente a que se deseja adaptar os microrganismos.

Os reatores foram carregados em sua capacidade máxima com esgoto doméstico e foi aplicada aeração contínua

através de bombas de aquário. Diariamente as bombas eram desligadas para sedimentação do material sólido, quando o líquido era então drenado e eram coletadas amostras do lodo remanescente no reator para análise de SSV (sólidos suspensos voláteis) e observação microscópica. O material líquido drenado retornava após ao reator, sendo a princípio retirado 1,0 l e posteriormente 2,0 l do mesmo, o qual era substituído pelo mesmo volume de resíduo cítrico com dosagem de nutrientes e correção de pH, em um processo de substituição contínua até serem obtidas características consideradas suficientes para o início das fases de estudo. Estes procedimentos podem ser observados na Figura 3.10. onde é apresentado um fluxograma da metodologia adotada para adaptação do lodo.

Este procedimento foi repetido por um mês quando o lodo atingiu boas características microbiológicas e concentração de SSV igual a 15.000 mg/l, o que proporcionava SSVR igual a 2.500 mg/l. Considerou-se a concentração de SSV no resíduo bruto igual a 0 (zero), devido a improvável existência de vida no efluente causada pelos elevados valores de pH, já que a concentração de SSV foi utilizada como medida indireta da concentração de microrganismos no meio líquido.

Os resultados da adaptação bem como o comportamento do lodo durante a operação do sistema serão apresentados posteriormente no Capítulo 4.

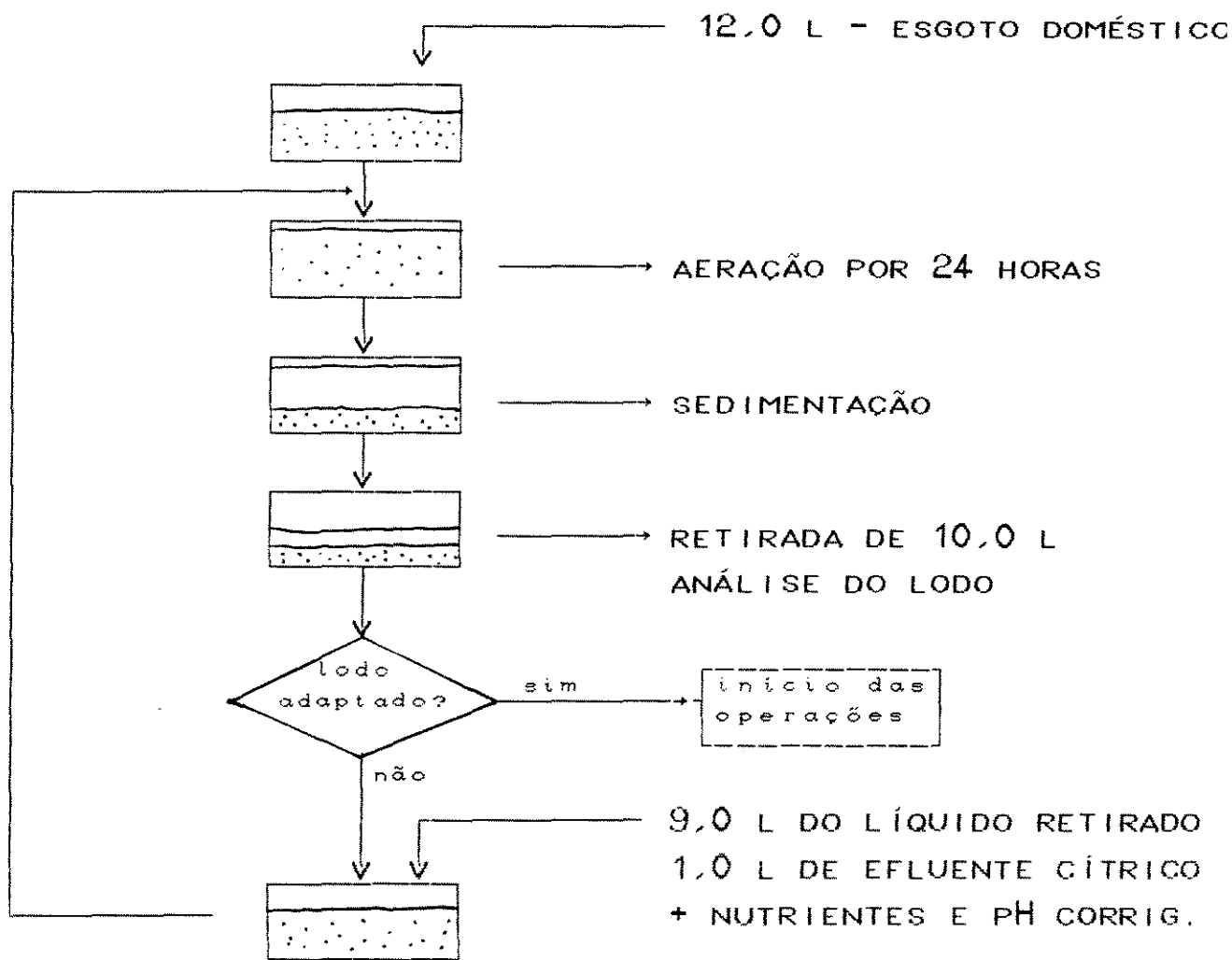


Figura 3.10. Fluxograma da metodologia adotada para a adaptação do lodo.

3.6. AMOSTRAGEM

A amostragem foi realizada de forma a atender as necessidades no tocante à consistência dos dados, procurando-se obter uma quantidade satisfatória para se obterem resultados representativos. Foi também observada a limitação de tempo para a realização da pesquisa e a disponibilidade de laboratório.

3.6.1. COLETA, ACONDICIONAMENTO E CONSERVAÇÃO DO EFLUENTE BRUTO DA INDÚSTRIA.

O resíduo cítrico era coletado uma vez por semana sempre nas terças-feiras, no intuito de se obter um efluente líquido com características semelhantes em todas coletas.

A coleta do efluente líquido era realizada na entrada do sistema de tratamento da indústria, sendo feita com recipientes plásticos de 20,0 e 50,0 l, a montante da calha Parshall.

Eram coletados 110,0 l de efluente por semana, os quais eram acondicionados em recipientes plásticos menores com capacidade de 12,0 l cada, assim que chegavam ao laboratório. Logo em seguida eram armazenados em geladeira apropriada, mantendo-se a temperatura em torno de 4°C.

3.6.2. ANÁLISES REALIZADAS

No efluente bruto da indústria foram feitas análises de Demanda Química de Oxigênio (DQO), Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), pH e Fósforo, o que possibilitou a realização das correções de pH e dosagem de nutrientes. A concentração de nitrogênio total foi estimada com base em trabalhos anteriores realizados com efluente da mesma indústria, em época semelhante em que eram utilizados os mesmos processos industriais. Foi feita esta consideração com relação a concentração de nitrogênio no efluente bruto da indústria devido à impossibilidade de realizar a análise desse parâmetro no laboratório devido a problemas com equipamentos, na ocasião.

Após a dosagem de nutrientes e correção de pH o resíduo era analisado quanto a DQO, DBO, pH, Sólidos Suspensos Totais (SST), Sólidos Suspensos Fixos (SSF), Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) e Sólidos Sedimentáveis (SS). Os efluentes tratados provenientes dos dois reatores foram submetidos às mesmas análises.

Oxigênio Dissolvido (OD) e pH eram controlados nos reatores após o enchimento, sendo também medido o pH do lodo antes e após os ciclos, bem como a concentração de SSV após cada operação.

Foi realizado também um monitoramento da vazão de gás através dos fluxômetros que são apresentados na Figura 3.10. Este monitoramento, no entanto, foi realizado apenas para se manter um controle aproximado na aplicação dos gases, já que eles não eram muito precisos. Tentou-se fabricar ou adquirir fluxômetros de alta precisão porém o seu alto custo frustrou a iniciativa.



Figura 3.11. Fluxômetros utilizados para monitoramento da vazão de gás.

Todas as análises foram realizadas no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil da UNICAMP, segundo técnicas estabelecidas pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1989) e pela CETESB (1978).

3.7. DETERMINAÇÃO DOS COEFICIENTES CINÉTICOS

Os coeficientes cinéticos foram determinados conforme metodologia descrita por METCALF & EDDY (1991), onde são determinados em laboratório os valores da concentração inicial de substrato (S_0), concentração final de substrato (S) (ambas em termos de DQO), e concentração de microrganismos (X) (em termos de sólidos suspensos voláteis), sendo o tempo de detenção celular (θ_c), determinado pela equação 3.1. que segundo estes autores, descreve a operação de descarte de lodo.

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{Q_v \cdot X_r} \quad (3.1)$$

onde:

θ_c = tempo de detenção celular (d);

V = volume do tanque (l);

Q_v = vazão de descarte de lodo (l/d);

X = concentração de sólidos suspensos voláteis no reator (mg/l), e

X_r = concentração de sólidos suspensos voláteis na linha de recirculação, no nosso caso concentração de SSV no lodo a ser descartado (mg/l).

O tempo de detenção hidráulico (θ_H) foi determinado conforme equação apresentada em exemplo de cálculo para dimensionamento de um SBR por METCALF & EDDY (1991), onde é considerado o percentual do volume do reator que será decantado diariamente.

$$V = \frac{Q \cdot \theta_H}{\% \text{ decant.}} \quad (3.2)$$

onde:

% decant. = porcentagem do volume do reator que será decaanta-da por dia.

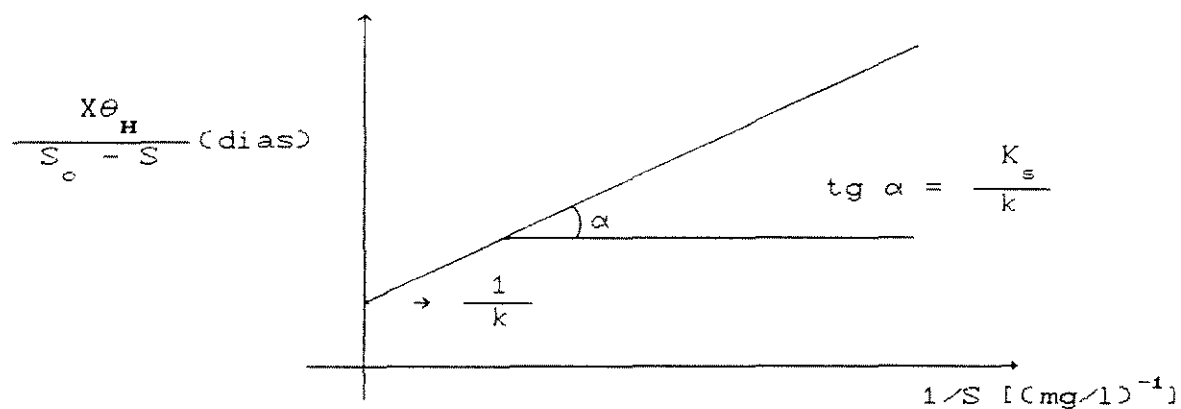
$$Q = \frac{V}{TR + TE}$$

O coeficiente constante de meia velocidade na primeira metade do crescimento máximo (K_s), o coeficiente constante da reação (k), a taxa de massa de células formadas por massa de substrato consumido (Y) e o coeficiente de decaimento endógeno (k_d) foram determinados graficamente.

A determinação de K_s e k foi feita através do modelo visto a seguir, que representa a equação de uma reta:

$$\frac{X\theta_H}{S_o - S} = \frac{K_s}{k} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{k} \quad (3.3)$$

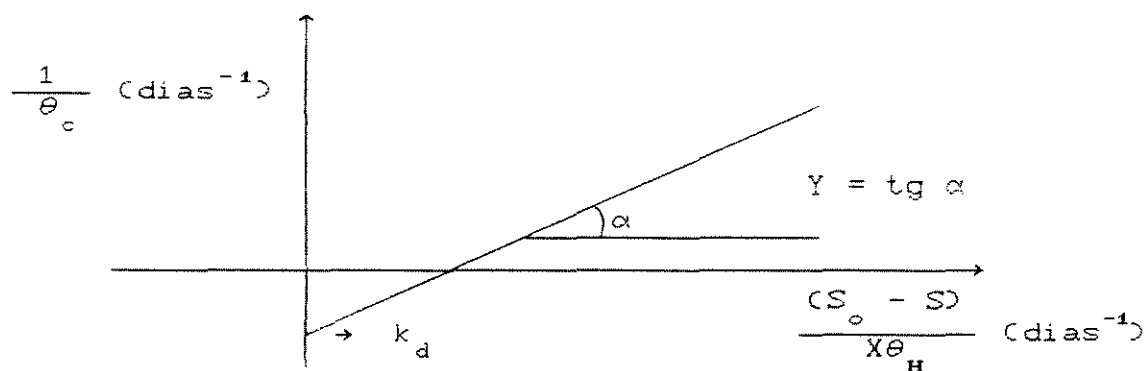
sendo:



Os coeficientes Y e k_d foram determinados através do modelo:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{S_o - S}{X\theta_H} - k_d \quad (3.4)$$

sendo:



Através destes resultados foi então determinada a taxa máxima de crescimento específico (μ_m) através da equação (3.4.):

$$\mu_m = k \cdot Y \quad (3.5)$$

onde:

k = coeficiente constante da reação (d^{-1}); e

Y = taxa de massa de células formada por massa de substrato consumido ($\frac{mg}{l}$ SSV / $\frac{mg}{l}$ DQO).

A taxa específica de utilização de substrato (U) foi determinada através da equação:

$$U = \frac{S_o - S}{\theta_H \cdot X} \quad (3.6)$$

Determinados os valores de (U) foi então calculada a taxa de crescimento específico (μ) :

$$\mu = Y \cdot U \quad (3.7)$$

3.8. DETERMINAÇÃO DAS EQUAÇÕES REPRESENTATIVAS DO SISTEMA

Para a determinação das equações que exprimissem a relação entre os valores de porcentagem de remoção de DQO em função das concentrações de SSV e tempo de reação (pe-

riodo de enchimento + período de reação), para aplicação de ar e de oxigênio puro separadamente, foram investigados vários modelos estatísticos de regressão buscando aqueles que melhor se ajustassem aos dados experimentais.

Os parâmetros das equações foram estimados utilizando o método dos mínimos quadrados, sendo verificada a representatividade das equações obtidas como explicação do sistema através do teste F para um nível de significância de 5%.

Os procedimentos de cálculo foram executados pelo programa estatístico *Statistical Analysis System* - SAS, *software* voltado para problemas estatísticos com diversas aplicações.

3.9. EXEMPLO DE APLICAÇÃO

Com o objetivo de comparar o processo LAB utilizando aplicação de ar com o mesmo utilizando aplicação de oxigênio puro, foi elaborado um exemplo de cálculo utilizando, dados obtidos através deste trabalho.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. CARACTERÍSTICAS DO DESPEJO CÍTRICO

Na Tabela 4.1. são apresentados os valores médios obtidos para caracterizar o efluente bruto. Observe-se nesta tabela que os valores dos desvios padrão são altos em relação às médias, o que provavelmente ocorreu devido à armazenagem do despejo, já que o mesmo era coletado uma vez por semana, além disso o despejo foi coletado em dias diferentes o que acarreta variações naturais nas características.

Tabela 4.1. Valores médios de alguns parâmetros obtidos na caracterização do despejo cítrico bruto, após a adição de nutrientes.

Parâmetro	Valor
Demanda Química de Oxigênio (mg/l)	2.921 $\pm$ 671
Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg/l)	1.550 $\pm$ 417
Sólidos Suspensos Totais (mg/l)	575 $\pm$ 321
Sólidos Suspensos Fixos (mg/l)	223 $\pm$ 171
Sólidos Suspensos Voláteis (mg/l)	352 $\pm$ 178
pH*	8,7 $\pm$ 2,9
Sólidos Sedimentáveis (ml/l)	51 $\pm$ 57
Fósforo* (mg P/l)	4,2 $\pm$ 1,5

* análises realizadas antes da adição de nutrientes e correção de pH.

4.2. ADAPTAÇÃO DO LODO

POVINELLI, *et al.* (1989) conseguiram em seu trabalho uma adaptação dos microrganismos ao resíduo que utilizaram num prazo de oito dias, o que se comprovou neste trabalho, através de observações microscópicas, onde o lodo apresentou boas características microbiológicas, com a presença de ciliados fixos e livres-natantes, rotíferos e bactérias coloniais (zoogléia).

Contudo, para a partida dos reatores, assegurando uma concentração inicial de SSVR = 2.500 mg/l, necessitava-se uma concentração de SSV no lodo igual a 15.000 mg/l. Como foi realizada a troca de 1,0 l do resíduo, que permanecia no reator, por 1,0 l de efluente cítrico (após dosagem de nutrientes e correção de pH), concluiu-se a adaptação em 12 dias. Como ao final deste período a concentração de SSV no lodo estava ainda muito abaixo da necessária, aumentou-se então o volume de troca para 2,0 l e, conseqüentemente, a carga aplicada com o intuito de elevar-se a concentração de SSV.

Esta operação foi realizada por mais 16 dias com acompanhamento da concentração de SSV no lodo, sendo que no final deste período foi realizado um teste em cada reator, com aplicação de volumes de despejo proporcionais às concentrações de SSV no lodo, para resultar uma SSVR = 2.500 mg/l. Após esta operação o lodo apresentou concentração satisfatória

para início do experimento. Na Tabela A.1. (Anexo A), estão apresentados os resultados do monitoramento da concentração de sólidos suspensos no lodo durante a adaptação e na Tabela A.2. (Anexo A) os valores destas concentrações após a operação com volumes proporcionais.

Nas Figuras B.1.a B.3. (Anexo B) apresentam-se os gráficos com o comportamento das concentrações de sólidos suspensos no lodo durante o período de adaptação.

4.3. COMPORTAMENTO DO LODO DURANTE O EXPERIMENTO

O experimento foi dividido em três etapas com concentrações de SSVR diferentes. Após o período de adaptação iniciou-se a 1ª fase com concentração de SSVR = 2.500 mg/l, a 2ª fase com SSVR = 3.000 mg/l, sendo esta interrompida por 17 dias devido a paralisação da safra de laranjas no final do ano, quando o lodo foi mantido a uma temperatura em torno de 4°C com aeração e adição de substrato. Após este período houve a necessidade de readaptação do lodo, pois o mesmo apresentava pequenas concentrações de microrganismos. Para esta readaptação foi necessário um período de 10 dias, seguido pelo restante das operações da 2ª fase e a 3ª fase com SSVR = 2.000 mg/l. Foram realizados descartes de lodo antes do início de cada operação, mesmo assim observou-se um certo aumento na concentração de SSV no lodo no decorrer dos experimentos e, um certo decréscimo na 3ª fase (2.000 mg/l), devido ao aumento do volume de lodo que era descartado.

Na Tabela A.3. (Anexo A) são mostrados os valores das concentrações de sólidos suspensos durante as operações e na Tabela A.4. são mostradas estas concentrações durante o período de readaptação do lodo. Na Tabela A.5. são apresentados os valores dos descartes realizados para se manter as concentrações desejadas de SSVR, bem como as concentrações de SSV no lodo antes do descarte. Nas Figuras B.4. a B.6., do Anexo B, são apresentadas as concentrações de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no lodo durante a execução do experimento.

4.4. DOSAGEM DE NUTRIENTES

FIGUEIREDO (1977) e NOUR (1990) verificaram que o efluente da indústria cítrica apresenta baixos valores na concentração de nutrientes, assim considerou-se estas concentrações iguais a zero para efeito de dosagem neste experimento.

Devido às limitações do laboratório não foi possível realizar análises da concentração de nitrogênio, porém foi monitorada a concentração de fósforo total do efluente, na forma de fosfato (método do ácido ascórbico).

As análises de fósforo foram realizadas semanalmente, os resultados obtidos são apresentados na Tabela A.6. (Anexo A), bem como os valores de DBO do resíduo bruto e

as concentrações de fósforo necessárias para atender a relação DBO:N:P adotada segundo NOUR (1990). Na Figura B.7. (Anexo B) é mostrado o gráfico da concentração de DBO em função da concentração existente de fósforo no efluente e a concentração necessária para atender a relação DBO:N:P. Neste gráfico pode-se observar que a dosagem de fósforo é justificada, pois esta concentração no resíduo é aproximadamente 13% da necessária, porém na prática poder-se-ia trabalhar com relação 100:5:1 e considerar a concentração de fósforo existente no efluente bruto.

4.5. COMPORTAMENTO DO pH

O resíduo bruto apresentou durante o experimento uma predominância de valores de pH elevados, na faixa de 9,0 a 12,0, o que é justificado pela utilização de hidróxido de sódio para a limpeza de equipamentos na indústria. Outras vezes o pH do resíduo bruto era baixo e era feita uma correção antes da chegada do efluente na ETE da indústria com cal micropulverizada. Para a realização do experimento o pH era corrigido como descrito na metodologia. Ocasionalmente o efluente bruto apresentou valores menores de pH, sendo então utilizado diretamente nos reatores.

Observou-se que mesmo quando o pH do efluente apresentava valores baixos (em torno de 5,0), o pH no interior dos reatores, após o enchimento, estava na faixa de 6,0 a 8,0.

Esses valores de vazão de ar e de oxigênio mostraram-se suficientes para o processo biológico de tratamento, pois resultaram em concentrações de OD $\geq 3,0$ mg/l no reator, logo após o final do período de enchimento. Não foi possível o estabelecimento de um balanço de massa de oxigênio nos reatores devido à imprecisão nas determinações de vazão dos gases aplicados.

O pequeno compressor que fornecia ar para o reator A proporcionou durante o experimento concentrações de OD na faixa de 3,0 a 7,0 mg/l, sendo que quando as concentrações chegaram próximas ou iguais a 3,0 mg/l era realizada limpeza nas pedras do difusor. Devido a impossibilidade do controle mais efetivo da vazão de aplicação de oxigênio puro, o reator B apresentava após o enchimento concentrações de OD $> 20,0$ mg/l, portanto em excesso.

Na Tabela A.8. , do Anexo A, são mostrados os valores das concentrações de oxigênio dissolvido nos Reatores A e B durante o experimento.

4.7. SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS

Durante a realização do experimento observou-se que, no tempo determinado para o período de sedimentação (0,5 h), esta operação se realizava com facilidade, pois ocorria a formação de flocos grandes e com alta velocidade de se-

dimentação. Em algumas operações, antes mesmo do transcorrer deste tempo, todo o material sólido já se encontrava depositado abaixo do nível de drenagem do efluente tratado, o que resultava numa excelente remoção destes componentes.

Essas observações foram confirmadas nas análises laboratoriais, onde foram constatadas porcentagens de remoção com valores próximos de 100 %, ou seja, sólidos sedimentáveis praticamente inexistentes no efluente tratado (Tabela A.9 do Anexo A), apesar da grande variação deste parâmetro no efluente bruto, o que pode ser observado na Figura B.12.(Anexo B).

4.8. SÓLIDOS SUSPENSOS

A remoção de sólidos suspensos nos reatores foi bastante variada no decorrer dos experimentos, ocorrendo maiores variações nas operações com menores períodos de reação, ou seja, de 0,0 a 1,5 h, principalmente nas primeiras operações com SSVR = 2.500 mg/l, o que pode ser justificado por uma provável instabilidade no lodo. Para os períodos de 3,0 e 4,0 h estas se mantiveram mais estáveis.

Nas operações da 2ª e 3ª fases observou-se menor variação nas porcentagens de remoção de sólidos suspensos, obtendo-se valores na faixa de 84 a 99% para aplicação de oxigênio puro e 88 a 98% para aplicação de ar.

Observou-se também que nas operações onde o resíduo bruto se apresentava com concentrações mais elevadas ocorriam melhores porcentagens de remoção. Isto pode ser observado nas Tabelas A.10. a A.15. (Anexo A) onde são apresentadas essas porcentagens de remoção, nas Figuras B.13. a B.18. (Anexo B), são apresentados gráficos das porcentagens de remoção de sólidos suspensos em função dos períodos de reação.

4.9. DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO)

Os valores de remoção de DQO mostraram-se crescentes conforme se aumentava o período de reação, ou seja, nas operações onde, além de permanecer no período de enchimento sob aeração por 2,0 h, o resíduo permanecia no período de reação por um intervalo de tempo maior sob aeração e mistura (períodos de reação de 3,0 e 4,0 h), o sistema apresentava melhor eficiência na remoção de DQO.

Não ocorreu boa correlação entre a variação nas concentrações de SSVR e os valores de remoção de DQO, sendo observados menores valores de remoção quando usavam-se menores períodos de reação para SSVR = 3.000 mg/l sob aplicação de ar, não ocorrendo o mesmo com aplicação de oxigênio puro.

A aplicação de oxigênio puro apresentou durante todo o experimento melhor eficiência na remoção de DQO, com um máximo de 96% (SSVR = 3.000 mg/l e período de reação = 4,0 h),

enquanto a aplicação de ar apresentou sua remoção máxima de 83% (SSVR = 2.500 mg/l e período de reação = 4,0 h). Nas Tabelas A.16 e A.17. (Anexo A) são apresentados os valores das porcentagens de remoção de DQO para cada período de reação, durante as três etapas do experimento, para aplicação de ar e de oxigênio puro. Nas Figuras B.19. a B.20. estes valores estão graficamente relacionados.

4.10. DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO)

Pelas Figuras B.21. e B.22. (Anexo B) e Tabelas A.18. e A.19. (Anexo A) pode-se verificar que o comportamento das porcentagens de remoção de DBO é semelhante ao ocorrido para a DQO, apresentando apenas valores um pouco superiores. Isto pode ser verificado nas Figuras B.23. a B.28. (Anexo B) onde são mostrados os gráficos de remoção de DQO e DBO, por período de reação, para as 3 etapas do experimento e aplicações de ar e oxigênio puro. A superioridade dos valores de remoção de DBO sobre os de DQO, evidenciam a adaptabilidade microbiológica na degradação da fração orgânica do resíduo.

A maior remoção de DBO ocorreu com aplicação de oxigênio puro, SSVR = 3.000 mg/l e período de reação = 4,0 h, atingindo 97%, já com aplicação de ar o valor máximo foi de 87% (SSVR = 2.500 mg/l e período de reação = 4,0 h).

4.11. EFEITO DA RELAÇÃO TEMPO DE REAÇÃO/TEMPO DE ENCHIMENTO (TR/TE) NO DESEMPENHO DO SISTEMA.

As operações realizadas nos experimentos proporcionaram relações $TR/TE = 0,0$ a $2,0$, o que é mostrado nas Tabelas A.20. a A.23. (Anexo A). Nessas tabelas pode ser observada a influência desta relação no desempenho do sistema, verificando-se que nas três fases do trabalho a eficiência do sistema, em termos de remoção de DQO e DBO, mostrou-se crescente com o aumento desta relação.

Nas Figuras B.29. a B.32. (Anexo B), são apresentados gráficos de remoção de DQO e DBO, em função da relação TR/TE , para as três etapas do experimento e aplicações de ar e oxigênio puro.

O que se observou foi a importância do tempo de reação na remoção de matéria orgânica, o qual mostrou-se mais importante que a concentração inicial de sólidos suspensos voláteis no reator. Este fato dá uma indicação de que a frequência de retirada de lodo entre os ciclos pode ser diminuída, desde que mantidos os tempos de enchimento e reação.

4.12. DETERMINAÇÃO DOS COEFICIENTES CINÉTICOS

Os coeficientes cinéticos foram determinados conforme a metodologia descrita no capítulo 3. Na Tabela C.1., no Anexo C, é apresentado um resumo da determinação dos coefi-

cientes cinéticos para aplicação de ar. O mesmo é apresentado na Tabela C.2. para aplicação de oxigênio puro. Os resultados finais da determinação são apresentados na tabela 4.2.

Tabela 4.1. Resultados das determinações dos coeficientes cinéticos

Coeficientes	Aeração	
	Aplicação de ar	Aplicação de Oz
$k \text{ (d}^{-1}\text{)}$	0,78	0,62
$K_s \text{ (mg/l DQO)}$	958,35	162,48
$k_d \text{ (d}^{-1}\text{)}$	0,26	0,21
$Y \text{ (} \frac{\text{mg}}{1} \text{SSV} / \frac{\text{mg}}{1} \text{DQO)}$	0,31	0,82

De posse destes dados foram determinados μ , μ_m e U . O valor de $\theta_{c_{\text{médio}}}$ foi obtido através das médias dos θ_c determinados através da equação 3.1. para cada operação, os quais estão apresentados nas tabelas resumo das determinações (Anexo C). Na Tabela 4.3. são apresentados os resultados finais das determinações destes parâmetros.

No Anexo C são apresentados os resultados das análises de regressão linear realizadas para a determinação dos coeficientes cinéticos, bem como os gráficos onde foram plotados os pontos e as retas resultantes.

Tabela 4.3. Resultados das determinações de μ , μ_m , U e $\theta_{c \text{ médio}}$

Coeficientes	Aeração	
	Aplicação de ar	Aplicação de O_2
μ (d^{-1})	0,13	0,44
μ_m (d^{-1})	0,24	0,51
U ($\frac{mg}{l} DQO / \frac{mg}{l} SSV \cdot d$)	0,42	0,54
$\theta_{c \text{ médio}}$ (d)	3,25	2,35

Os resultados das análises de regressão apresentaram coeficientes de correlação muito baixos, mostrados no Anexo C, porém esta baixa correlação pode ser justificada pela grande variação na concentração inicial de substrato. Esta grande variação ocorreu porque se trabalhou com o efluente líquido industrial, o qual teve que ser armazenado para a realização dos experimentos. Além disso, como se coletou o despejo cítrico em dias diferentes, houve também a natural variação das características do líquido. Em outros trabalhos ocorreu justamente o contrário, como por exemplo o trabalho de ORHON, *et. al.* (1986), onde é utilizado um efluente sintético que garantia uma DQO afluente praticamente constante de $380 \text{ mg/l} \pm 5,0$. O mesmo observou-se em METCALF & EDDY (1991), que quando apresentam o exemplo de determinação dos coeficiente cinéticos utilizam dados cuja concentração inicial de substrato é constante ($DBO = 300 \text{ mg/l}$). Neste estudo foram utilizadas as con-

centrações de DQO para cada operação realizada no sistema e não o valor médio. A caracterização do efluente bruto, já apresentada neste capítulo, mostra as médias dos resultados de todas as análises realizadas no efluente bruto e seus respectivos desvios padrão.

Os resultados obtidos nas determinações dos coeficientes cinéticos permitem estabelecer algumas discussões:

- o coeficiente Y apresentado na aplicação de oxigênio puro é maior que na aplicação de ar, o que vai ao encontro com as melhores eficiências apresentadas pela aplicação de oxigênio puro. Este resultado indica uma maior quantidade de células geradas para uma mesma quantidade de substrato aplicado, evidenciando uma maior transformação da matéria orgânica solúvel em matéria orgânica insolúvel;
- o coeficiente de decaimento endógeno (k_d) apresentou-se um pouco inferior para a utilização de oxigênio puro que para utilização de ar, o que implica que o decaimento endógeno é maior para o sistema onde foi utilizada a aplicação de ar comprimido; e
- o coeficiente constante específico de reação (k) apresentou um valor maior para aplicação de ar que para oxigênio puro, isto nos dá um indicativo que a taxa de reação seja maior para aplicação de ar, pois a concentração inicial de substrato média e a temperatura no resíduo eram as mesmas para as duas situações. Por outro lado, deve-se também analisar

os resultados para μ , que é a taxa de crescimento específico.

Os coeficientes K_s e os valores de μ_m , foram determinados graficamente e utilizados para a confecção da Figura 4.1. Para tanto foi utilizada a equação 4.1., sendo atribuídos valores a "S" na equação proposta por Monod, descrita em METCALF & EDDY (1991).

$$\mu = \frac{\mu_m \cdot S}{K_s + S} \quad (4.1)$$

onde:

μ = taxa específica de crescimento (d^{-1});

μ_m = taxa específica de crescimento máxima (d^{-1});

K_s = constante de meia velocidade, concentração de substrato à primeira metade da taxa de crescimento máximo (mg/l); e

S = concentração de substrato limitante do crescimento em solução (mg/l).

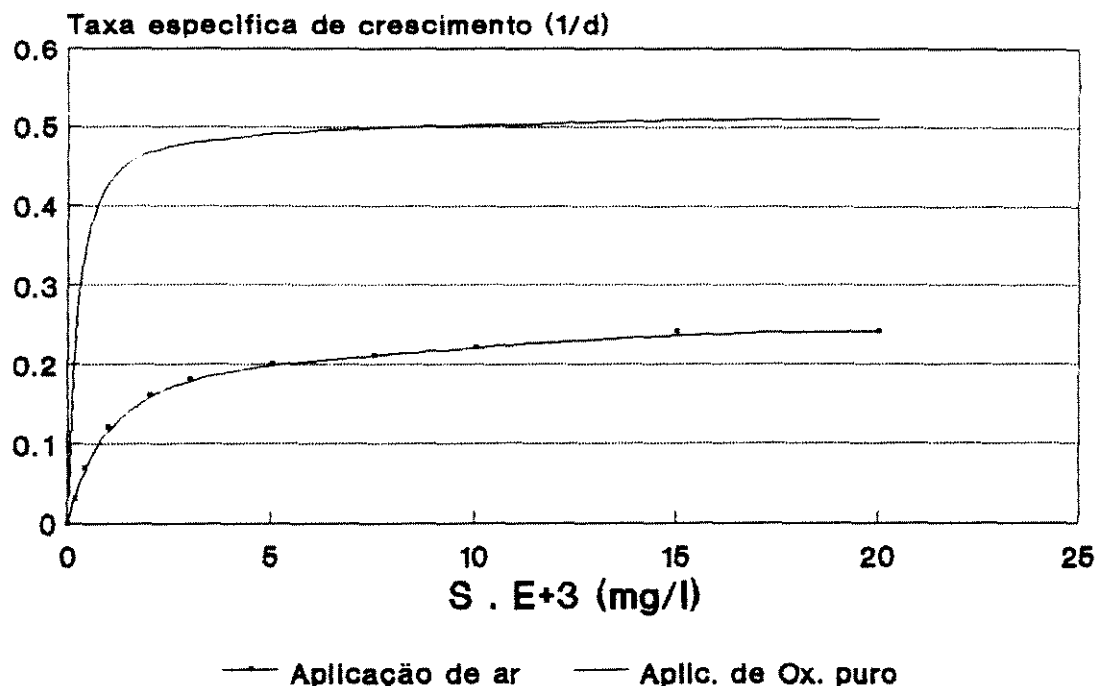


Figura 4.1. Perfis de crescimento - taxa de crescimento específico em função da concentração substrato.

O que se observa na Figura 4.1. é que o perfil da aplicação de oxigênio puro apresenta um aumento rápido na taxa específica de crescimento ao se aumentar a concentração de substrato, atingindo a taxa específica máxima a concentrações de substrato menores que na aplicação de ar. Por outro lado na aplicação de ar o perfil é menos agudo, o que indica um crescimento menor com o aumento da concentração de substrato. Outro aspecto que se pode observar são as constantes de meia velocidade (K_s), com um valor bem maior para aplicação de ar ($K_s = 958 \text{ mg/l DQO}$), que para aplicação de oxigênio puro ($K_s = 162 \text{ mg/l DQO}$), ou seja, por esta constante representar a

4.13. DETERMINAÇÃO DE EQUAÇÕES REPRESENTATIVAS DOS SISTEMAS

Pelo fato de não se saber de antemão os modelos de equações representativos dos sistemas, foram testados vários modelos de regressão de funções linearizáveis para o conjunto de 18 dados experimentais (Tabelas A.16. e A.17.).

As variáveis independentes, SSVR e Tempo de Reação (período de enchimento + período de reação), foram incluídas sucessivamente nos modelos de modo a obter aquelas que contribuem mais significativamente para a explicação da variação da eficiência (porcentagem de remoção de DQO), estando os resultados apresentados nas Tabelas 4.3 e 4.4 para os sistemas com aplicação de oxigênio puro e com aplicação de ar, respectivamente.

Com base nos resultados das Tabelas 4.3. e 4.4., observa-se que a variável independente SSVR fracamente se correlaciona com a variável dependente explicando somente em torno de 1% da variação da remoção de DQO ao passo que a variável Tempo de Reação responde por 96% da variabilidade, para os sistemas com aplicação de oxigênio puro e ar.

Tabela 4.3. Modelos de regressão para o sistema com aplicação de oxigênio puro.

VARIÁVEL DEPENDENTE: PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO		
ORDEM	COEF. DETERMINAÇÃO (r^2)	VARIÁVEL INDEPENDENTE
1	0,86392812	TR
1	0,81072348	TR ²
1	0,01379209	SSVR ²
1	0,01084434	SSVR
2	0,89104242	TR, TR ²
2	0,87772021	TR, SSVR ²
2	0,87477247	SSVR, TR
2	0,82451557	SSVR ² , TR ²
2	0,82156782	SSVR, TR ²
2	0,06551232	SSVR, SSVR ²
3	0,92944044	SSVR, TR, SSVR ²
3	0,90483451	TR, SSVR ² , TR ²
3	0,90188676	SSVR, TR, TR ²
3	0,87623579	SSVR, SSVR ² , TR ²
4	0,95655474	SSVR, TR, SSVR ² , TR ²
VARIÁVEL DEPENDENTE: log DA PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO		
1	0,82498303	TR
1	0,01282220	SSVR
2	0,83780523	SSVR, TR
1	0,87144278	log TR
1	0,00985997	log SSVR
2	0,88130275	log SSVR, log TR
VARIÁVEL DEPENDENTE: ln DA PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO		
1	0,82496974	TR
1	0,01282197	SSVR
2	0,83779171	SSVR, TR
1	0,87143401	ln TR
1	0,00985918	ln SSVR
2	0,88129321	ln SSVR, ln TR

Tabela 4.4. Modelos de regressão para o sistema com aplicação de ar.

VARIÁVEL DEPENDENTE: PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO		
ORDEN	COEF. DETERMINAÇÃO (r^2)	VARIÁVEL INDEPENDENTE
1	0,86332085	TR
1	0,82765436	TR ²
1	0,00708858	SSVR
1	0,00508227	SSVR ²
2	0,87138204	TR, TR ²
2	0,87040943	TR, SSVR
2	0,86840312	SSVR, TR
2	0,83474294	SSVR, TR ²
2	0,83273663	SSVR ² , TR ²
2	0,05612520	SSVR, SSVR ²
3	0,91944605	SSVR, TR, SSVR ²
3	0,88377957	SSVR, SSVR ² , TR ²
3	0,87847062	SSVR, TR, TR ²
3	0,87646430	TR, SSVR ² , TR ²
4	0,92750724	SSVR, TR, SSVR ² , TR ²
VARIÁVEL DEPENDENTE: log DA PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO		
1	0,80191519	TR
1	0,01042212	SSVR
2	0,82233731	SSVR, TR
1	0,82646270	log TR
1	0,01358447	log SSVR
2	0,84004717	log SSVR, log TR
VARIÁVEL DEPENDENTE: ln DA PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO		
1	0,80191953	TR
1	0,01042208	SSVR
2	0,81234161	SSVR, TR
1	0,82646705	ln TR
1	0,01358498	ln SSVR
2	0,84005203	ln SSVR, ln TR

Quando foram incluídas 4 variáveis, ou seja, SSVR, Tempo de Reação, $SSVR^2$ e TR^2 , obteve-se valores de correlação (r) de 0,978 para aplicação de oxigênio puro e 0,963 para aplicação de ar, ou seja, coeficientes de determinação (r^2) de 0,957 e 0,928, respectivamente, significando que as equações de regressão com estas variáveis explicam 95,7% e 92,89% da variação da porcentagem de remoção de DQO.

Assim as equações que representam os sistemas são:

- aplicação de ar

$$\hat{EFI} = 164,24 - 0,11SSVR + 0,000023SSVR^2 + 18,37TR - 1,31TR^2$$

- aplicação de oxigênio puro

$$\hat{EFI} = -159,63 + 0,14SSVR - 0,000027SSVR^2 + 16,76TR - 0,89TR^2$$

- onde:

$\hat{EFI}$ = estimativa da porcentagem de remoção de DQO;

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator; e

TR = Tempo de Reação (período de enchimento + período de reação).

Com o objetivo de assegurar que as equações obtidas eram representativas do fenômeno foi aplicado o teste F obtendo-se valor de $F = 71,56$ para aplicação de oxigênio e

41,58 para aplicação de ar. Comparando com o Feritico, ficou provada estatisticamente a existencia de regressão ao nível de significância de 5%.

4.14. EXEMPLO DE APLICAÇÃO UTILIZANDO OS COEFICIENTES CINÉTICOS OBTIDOS

O exemplo utilizado para comparação entre os dois tipos de aplicação de aeração, está apresentado no Anexo D. Observou-se que os resultados para o mesmo efluente, considerando para os dois casos valores iguais de SSVR, concentração inicial de substrato (DQO) e condições ambientais (pH, nutrientes e temperatura), a aplicação de oxigênio puro apresentou volume de reator necessário para tratamento 1,29 vezes menor que para aplicação de ar.

5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Através dos resultados obtidos para as condições do trabalho, pôde-se chegar às seguintes principais conclusões:

- o sistema permite ótimas porcentagens remoção de DQO e DBO tanto para aplicação de ar como de oxigênio puro, sendo obtidos para DQO valores de 83 e 96%, respectivamente, e para DBO 87 e 96%, respectivamente;
- não foi verificada nenhuma correlação entre porcentagem de remoção de DQO e DBO e concentração de sólidos suspensos voláteis no reator, pelo menos nas concentrações utilizadas, o que indica que pode-se utilizar uma frequência de descarte de lodo do reator menor;
- observou-se um aumento na remoção de matéria orgânica quando foram utilizados maiores tempos de reação, como 3 e 4 horas, tonando o tempo de reação um importante parâmetro de projeto;- os tempos estipulados para os períodos de reação são de grande importância no desempenho do sistema, nas condições em que foram operados os reatores;

- notou-se um aumento na eficiência do sistema quando maiores valores da relação Tempo de Reação/Tempo de Enchimento foram utilizadas
- o sistema assimila com facilidade baixos valores de pH (em torno de 5,0), proporcionando valores de pH no reator, após o enchimento, na faixa de 6,0 a 8,0, valores estes toleráveis pelos microrganismos;
- a remoção de sólidos suspensos esteve nas faixas de 84 a 99% e 88 a 98% para oxigênio puro e ar, respectivamente;
- os valores de remoção de sólidos sedimentáveis foram altos e próximos a 100%.
- no período de enchimento devido a ocorrência de baixos valores da relação F/M, observou-se que o sistema pôde prover porcentagens de remoção de DBO com valores de 76 por cento e 56 por cento para oxigênio puro e ar, respectivamente, mesmo este período sendo apenas de 2 horas;
- os valores apresentados para os coeficientes cinéticos Y e K_s na aplicação de oxigênio k_{puro} representam menores tempos de detenção hidráulico e por conseguinte menores volumes de reatores, o que foi confirmado no exemplo de aplicação;
- a análise de regressão mostrou que a equação polinomial de segundo grau se ajustou adequadamente aos dados experimentais, sendo explicativa de 95,7% ($r = 0,987$) para a aplicação de oxigênio e 92,8% ($r = 0,963$) para a aplicação de ar; e
- o sistema de lodo ativado por batelada (LAB) mostrou ser uma opção para o tratamento do despejo cítrico.

Para a realização de trabalhos futuros recomenda-se:

- analisar a eficiência de tratamento durante o período de enchimento, o qual foi mantido fixo durante este trabalho. Observou-se durante o experimento que já havia uma remoção inicial naquele período;
- utilizar medidores de vazão de gás (fluxômetros) de precisão. Para que se possa também através dos resultados obtidos, verificar o consumo de oxigênio e de energia elétrica para provimento de ar comprimido, estabelecendo uma comparação de custos;
- realizar comparações deste sistema com os sistemas atualmente empregados para que se possa confirmar a aplicabilidade prática do processo; e
- verificar a eficiência do sistema para remoção de nutrientes utilizando períodos de anoxia durante os períodos de enchimento e de reação.

6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

01. ABUFAYED, A. A. e SCHROEDER, E. D. Kinetics and stoichiometry of SBR/denitrification with a primary sludge carbon source. Journal WPCF, 58(5):398-405, 1986.
02. ABUFAYED, A. A. Performance of SBR/denitrification with a primary sludge carbon source. Journal WPCF, 58(5):387-397, 1986.
03. APHA, AWWA e WPCF Standard methods for examination of water and wastewater, American Public Health Association, 17ª edição, Washington, D.C., 1985.
04. BAILLOD, C. R.; PAULSON, W. L.; McKEOWN, J. J. e CAMPBELL Jr, H. J. Accuracy and precision of plant scale end shop clean water oxygen transfer test. Journal WPCF, 58(4):290-299, 1986.

05. BRENNER, A. ; CHOZICK, R. e IRVINE, R. L. Treatment of a high-strength, mixed phenolics waste in an SBR. Water Environment Research. 64(2):128-133, 1992.
06. CETESB Normatização Técnica, Saneamento Ambiental - NT - 07 Análises Fisico-químicas de água, 1978.
07. DENNIS, R. W. e IRVINE, R. L. Effect of fill:react ratio on sequencing batch biological reactors. Journal WPCF, 51(2):255-263, 1979.
08. FIGUEIREDO, R. J. Tratamento biológico de águas residuárias da industrialização de frutas cítricas. Dissertação de Mestrado. Escola Engenharia de São Carlos da USP, junho de 1977.
09. GORONSY, M. C. Intermittent operation of the extended aeration process for small systems. Journal WPCF, 51(2):274-287, 1979.
10. GORONSY, M. C. Design consideration for cyclically operated activated sludge systems treating domestic wastewater. In: 41st INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE, Purdue University West Lafayette, Indiana, 13-15/may/1986 - Proceedings, 1986. p. 73-89.

11. GORONSZY, M. C. e WHITE, J. Activated sludge treatment of high DOC processing waste. In: FOODPROCESSING WASTE CONFERENCE, Atlanta, Georgia, 31 oct.-02 nov/1988 - Proceedings, 1988. p. 1-19.
12. GORONSZY, M. C.; SANGSTER, I.; BIAN, Y. e HATFIELD, K. High rate nitrogen removal from a nitroguanidine wastewater. In: WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION CONFERENCE, Washington, D. C., 07-11 oct./1990 - Proceedings, 1990. p. 1-21.
13. GRADY, Jr., C. P. L. e LIM, H. C. Biological wastewater treatment, Marcel Dekker, Inc., New York, 1980.
14. HARTZ, K. E.; ZANE, A. T. e BHAGAT, S. K. The effect of selected metal and water hardness on the oxygen uptake of activated sludge. Journal WPCF, 57(9):942-947, 1979.
15. HOEPCKER, E. C. & SCHROEDER, E. D. The effect of loading rate on batch-activated sludge effluent quality. Journal WPCF, 51(2):264-273, 1979.
16. IRVINE, R. L. e BUSH, A. W. Sequencing batch biological reactors - an overview. Journal WPCF, 51(2):235-243, 1979.

17. IRVINE, R. L.; MILLER, G. e BHARAH, A. S. Sequencing batch treatment of wastewaters in rural area. Journal WPCF, 51(2):244-254, 1979.
18. IRVINE, R. L.; MURTHY, D. V. S.; ARORA, M. L.; COPEMAN, J. L. e HEIDMAN, J. A. Analysis of full-scale SBR operation at Grundy Center, Iowa. Journal WPCF, 59(3):132-138, 1987.
19. JONES, W. L. e SCHROEDER, E. D. Use of cell-free extracts for the enhancement of biological wastewater treatment. Journal WPCF, 61(1):60-65, 1989.
20. JONES, W. L., WILDERER, P. A. e SCHROEDER, E. D. Operation of a three-stage SBR system for nitrogen removal from wastewater. Journal WPCF, 62(3):268-274, 1990.
21. KAMIYAMA, H. Lodo ativado por batelada (LAB): Suas vantagens no tratamento de esgotos das comunidades de pequeno e médio porte (parte I). Revista DAE, 49(157):218-221, 1989.
22. KAMIYAMA, H. Lodo ativado por batelada (LAB): Suas vantagens no tratamento de esgotos das comunidades de pequeno e médio porte. Revista DAE, 50(159):1-4, 1989.

23. KETCHUM, Jr., L. H.; IRVINE, R. L. e LIAO, P. C. First cost analysis of sequencing batch biological reactors. Journal WPCF, 51(2):288-297, 1979.
24. KETCHUM, Jr., L. H. e LIAO, P. C. Tertiary chemical treatment for phosphorus reduction using sequencing batch reactors. Journal WPCF, 51(2):298-304, 1979.
25. LO, K. V. e LIAO, P. H. Treatment of poultry processing wastewater using sequencing batch reactors. Canadian Agricultural Engineering, 32(2):299-302, 1990.
26. McCLINTOCK, S. A.; SHERRARD, J. H.; NOVAK, J. T. e RANDAL, C. W. Nitrate versus oxygen respiration in the activated sludge process. Journal WPCF, 60(3):342-350, 1988.
27. METCALF & EDDY, Inc. Wastewater engineering treatment, disposal and reuse, McGraw-Hill Book Co., New York, 1991.
28. MULLER, J. A. e BOYLE Oxygen transfer under process conditions. Journal WPCF, 60(3):332-341, 1988.
29. NOUR, E. A. A. Tratamento de efluente de uma indústria cítrica pelo processo de escoamento superficial no solo. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia Civil da UNICAMP, junho de 1990.

30. OKADA, M. e SUDO, R. Performance of sequencing batch reactors activated sludge processes for simultaneous removal of nitrogen, phosphorus and BOD as applied to small community sewage treatment. Water Science and Technology, 18(7/8):363-370, 1986.
31. ORHON, D.; CIMSIR, Y. e TUNAY, O. Substrate removal mechanism for sequencing batch reactors. Water Science and Technology, 18(6):21-33, 1986.
32. PALIS, J. C., e IRVINE, R. L. Nitrogen removal in a low-loaded single tank sequencing batch reactor. Journal WPCF, 57(1):82-86, 1985.
33. POVINELLI, J., MATHEUS, C. E. e FRAGIACOMO, P. Aclimação de um resíduo industrial. Revista DAE, 49(154):24-28, 1989.
34. QUINLAN, A. V. Optimum temperature shift for *Nitrobacter winogradski* - Effect of dissolved oxygen and nitrate concentration. Water Research, 20(5):611-617, 1986.
35. SCHROEDER, E. D. Water and wastewater treatment, McGraw-Hill Book Co., New York, 1977.

36. SILVERSTEIN, S. E. e SCHROEDER, E. D. Performance of SBR activated sludge processes with nitrification / denitrification. Journal WPCF, 55(4):377-384, 1983.
37. STENSTROM, M. K.; KIDO, W.; SHANKS, R. F. e MULKERIN, M. Estimating oxygen transfer capacity of full-scale pure oxygen activated sludge plant. Journal WPCF, 61(2):208-220, 1989.
38. STRAND, S. E.; McDONELL, A. J. e UNZ, R. F. Concurrent denitrification and oxygen uptake in microbial films. Water Research, 19(3):335-344, 1985.
39. WILMOT, P. D.; CADEE, K., KATINIC J. J. e KAVANAGH, B. V. Kinetics of sulfide oxidation by dissolved oxygen. Journal WPCF, 60(7):1264-1270, 1988.
40. WONG, S. H. e CHOI, C. C. Pilot scale aerobic sequencing batch reactor for pig waste treatment. Journal IWEM, 3(1):75-81, 1989.
41. WUNDERLICH, R.; BARRY, J.; GREENWOOD, D. e CARRY, C. Start-up a high-purity oxygen-activated sludge system at the Los Angeles County Sanitation Districts Joint Water Pollution Control Plant. Journal WPCF, 57(10):1012-1018, 1985.

ANEXO A

Tabela A.1. Comportamento das concentrações de sólidos Suspensos no lodo durante o período de adaptação.

Período (d)	Reator A			Reator B		
	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
7	1661	594	1067	2267	578	1689
12	2207	862	1345	3025	948	2077
14	3957	1355	2602	3753	1226	2527
16	4810	1530	3280	5346	1439	3907
19	6123	1716	4407	5570	1580	3990
21	7857	2209	5648	8801	2469	6332
26	8970	2370	6600	10394	2957	7437
28	13840	3775	10065	11818	3226	8592

Tabela A.2. Concentrações de Sólidos Suspensos no lodo após a realização da operação com volumes de efluente proporcionais a concentração de SSV no lodo.

Período (d)	Reator	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
29	A	21172	5260	15912
	B	25264	7458	17806

Tabela A.3. Concentração de Sólidos Suspensos no lodo durante a execução do experimento.

SSVR (mg/l)	Período de Reação (h)	Período (d)	Reator A			Reator B		
			SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
1ª Fase 2500	0.5	1	21170	6070	15100	34970	11676	23294
	0.5	2	22890	5850	17040	23052	5506	17546
	1.5	3	26622	6622	20000	31350	7516	23834
	1.5	4	28630	8024	20606	27688	8270	19418
	0.0	5	35418	11480	23938	39892	10286	29606
	0.0	7	27766	8006	19760	26898	8110	18788
	1.0	8	23451	4707	18744	28447	7612	20835
	1.0	9	29726	7104	22622	20951	5681	15270
	3.0	10	29752	8510	21242	29646	8290	21356
	3.0	12	27366	9046	18320	34212	10946	23266
	4.0	14	28072	9972	18100	25830	8890	16940
	4.0	15	31110	10770	20340	27910	9694	18216
	4.0	16	36186	12656	23530	25570	7002	18568
	4.0	17	34100	12212	21888	36486	13452	23034
	3.0	20	41814	16120	25694	38040	14330	23710
2ª Fase 3000	3.0	21	46686	17864	28822	42314	14546	27768
	0.0	22	36558	13968	22590	41518	15074	26444
	0.0	23	31620	9102	22518	28264	9610	18654
	0.5	51	33046	14366	18680	45290	21372	23918
	0.5	52	37528	17254	20274	32612	12646	19966
	1.0	55	38648	17448	21200	58924	27738	31186
	1.5	56	43048	19960	23088	47932	18524	29408
	1.5	57	46310	19606	26704	57002	22682	34320
	1.0	58	55076	25882	29194	59006	28276	30730
	4.0	62	38250	17652	20598	47450	29978	17472
	4.0	63	34606	16204	18402	33828	12232	21596
	3.0	65	30084	13638	16446	49118	21756	27362
3ª Fase 2000	3.0	66	35090	15538	19552	44114	17160	26954
	1.5	69	36328	16296	20032	31016	11312	19704
	1.5	70	41950	18562	23388	31932	10720	21212
	1.0	72	27800	10692	17108	38558	13088	25470
	1.0	73	28208	10066	18142	38350	11434	26916
	0.5	77	21826	7694	14132	32566	9270	23296
	0.5	78	25060	7914	17146	38398	10398	28000
	0.0	80	23036	7786	15250	27676	7294	20382
	0.0	81	22659	7175	15484	27862	6317	21545

Tabela A.4. Concentrações de Sólidos Suspensos no lodo durante o período de readaptação após paralização da safra.

Período (d)	Reator A			Reator B		
	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
1	36600	16061	20539	32236	15722	16514
2	35817	15256	20561	32397	14166	18231
4	39082	17748	21334	49606	27330	22276
5	38036	16456	21580	49110	26090	23020
8	38164	17856	20308	49378	27018	22360
9	43394	23304	20090	43532	21696	21836
10	47110	25440	21670	45722	26274	19448

Tabela A.5. Valores dos descartes de lodo por operação.

SSVR (mg/l)	Operação	Período de Reação (h)	Reator A		Reator B	
			SSV (mg/l)	Descarte (ml)	SSV (mg/l)	Descarte (ml)
1ª Fase 2500	1	0.5	15100	13	23294	712
	2	0.5	17040	239	17546	290
	3	1.5	20000	500	23834	741
	4	1.5	20606	544	19418	455
	5	0.0	25938	843	29606	987
	6	0.0	19760	480	18788	403
	7	1.0	18744	399	30835	560
	8	1.0	22622	674	15270	35
	9	3.0	21242	589	21356	598
	10	3.0	18318	362	23268	710
	11	4.0	18100	343	16940	226
	12	4.0	20340	525	18216	353
2ª Fase 3000	13	4.0	23530	470	18568	61
	14	4.0	21888	355	20034	471
	15	3.0	25694	560	23710	484
	16	3.0	28822	751	27768	704
	17	0.0	22590	406	26444	638
	18	0.0	22518	401	18654	70
	19	0.5	18680	73	23918	634
	20	0.5	20274	224	19970	197
	21	1.0	21200	302	31168	846
	22	1.5	23358	459	29408	776
	23	1.5	26704	652	34320	951
	24	1.0	29194	767	30730	829
3ª Fase 2000	25	4.0	20598	835	22472	932
	26	4.0	19402	730	21596	989
	27	3.0	16448	541	27362	1123
	28	3.0	19552	772	29654	1110
	29	1.5	20032	802	19708	782
	30	1.5	23388	974	21212	869
	31	1.0	17108	597	23470	1058
	32	1.0	18142	677	29916	1108
	33	0.5	14132	302	23296	970
	34	0.5	17146	600	28000	1143
	35	0.0	15250	426	20382	822
	36	0.0	15484	450	18545	706

Tabela A.6. DBO e concentrações de fósforo no efluente bruto, e concentrações necessárias para obedecer a relação DBO:N:P adotada.

Data	DBO (mg/l)	Conc. de P (ppm)	Conc. nec. de P (ppm)
07/12	1114	8	22
09/12	1276	3	26
13/12	1575	3	32
16/12	2291	5	46
19/12	1541	3	30
16/01	1476	3	30
21/01	1847	3	37
23/01	2041	6	40
28/01	1253	3	25
30/01	1183	3	24
03/02	1816	4	36
05/02	1581	4	32
14/02	1350	6	27
09/02	1839	5	37
media	1583	4	32

Tabela A.7. Valores de pH durante a realização do experimento.

Operação	pH br.	pH cor.	Reator A				Reator B			
			Lodo		pH reat.	pH ef.	Lodo		pH reat.	pH ef.
			pH inicial	pH final			pH inicial	pH final		
1	5.0	---	---	---	6.5	---	---	---	6.8	---
2	5.0	---	---	---	6.0	---	---	---	6.6	---
3	5.4	---	---	---	6.3	---	---	---	6.5	---
4	5.2	---	---	---	6.1	---	---	---	6.5	---
5	9.0	6.0	---	---	6.8	---	---	---	7.1	---
6	9.5	6.8	---	---	7.2	---	---	---	7.4	---
7	10.0	6.6	---	---	6.8	---	---	---	7.2	---
8	9.5	6.5	---	---	7.2	7.0	---	---	7.0	6.8
9	10.5	6.8	---	---	7.4	---	---	---	7.2	---
10	7.2	---	---	---	7.7	---	---	---	7.2	---
11	11.0	7.0	---	---	7.7	---	---	---	7.5	---
12	11.3	6.8	---	---	7.5	---	---	---	7.3	---
13	9.5	5.5	7.2	---	7.6	---	7.3	---	7.8	---
14	10.5	7.3	7.8	---	7.4	---	7.6	---	7.3	---
15	6.8	---	6.7	---	7.7	---	7.8	---	8.0	---
16	11.2	7.0	---	---	7.5	---	---	---	7.8	---
17	12.0	7.4	---	---	7.7	---	---	---	8.0	---
18	11.5	6.5	---	---	7.5	---	---	---	7.7	---
19	4.7	---	8.0	---	7.0	6.9	7.9	---	7.4	7.0
20	5.2	---	7.5	---	6.9	---	7.4	---	7.3	---
21	5.6	---	7.5	7.0	7.0	6.7	7.0	6.9	7.2	6.8
22	5.0	---	7.0	6.9	6.7	---	7.1	6.9	7.0	---
23	11.4	5.7	7.1	7.1	7.0	---	7.1	7.0	7.0	---
24	11.7	7.1	7.1	7.1	7.5	---	7.0	7.0	7.5	---
25	11.7	5.8	7.6	7.1	7.5	7.5	7.6	6.9	7.5	7.7
26	11.5	6.8	7.3	7.4	7.2	6.9	7.4	7.4	7.3	7.0
27	11.5	7.2	7.5	7.3	7.4	---	7.7	7.2	7.3	---
28	11.5	7.1	7.5	7.7	7.5	7.3	7.2	7.4	7.2	7.0
29	11.1	6.1	7.6	7.2	7.0	---	7.4	7.0	7.1	---
30	10.4	6.9	7.3	7.0	7.1	6.9	7.4	7.2	7.2	7.0
31	4.7	---	7.5	6.4	6.5	6.5	7.4	6.4	6.8	6.8
32	4.5	---	7.4	7.0	6.2	6.3	7.0	6.8	6.9	7.0
33	4.5	---	7.5	7.0	7.1	7.0	7.3	6.9	7.1	6.9
34	4.5	---	7.0	6.3	6.3	6.3	7.0	6.5	6.5	6.5
35	11.0	4.7	7.3	7.0	7.1	7.1	7.4	7.0	7.0	7.1
36	11.1	5.5	7.2	6.9	6.6	6.6	7.0	6.9	6.9	6.9

Nota:

pH br. = pH do efluente bruto

pH cor. = pH corrigido

pH reat. = pH no reator após o enchimento

pH ef. = pH do efluente tratado

Tabela A.8. Concentrações de OD nos reatores no final do período de enchimento.

SSVR (mg/l)	Operação	Período de Reação (h)	Concentração de OD Reator A (mg/l)	Concentração de OD Reator B (mg/l)
2500	1	0.5	---	---
	2	0.5	---	---
	3	1.5	---	---
	4	1.5	---	---
	5	0.0	---	---
	6	0.0	7.0	>20
	7	1.0	7.2	>20
	8	1.0	4.6	>20
	9	3.0	7.0	>20
	10	3.0	6.5	13
	11	4.0	5.0	>20
	12	4.0	6.0	>20
3000	13	4.0	3.3	>20
	14	4.0	4.0	>20
	15	3.0	3.4	>20
	16	3.0	3.0	>20
	17	0.0	3.5	>20
	18	0.0	4.0	>20
	19	0.5	5.5	>20
	20	0.5	6.0	>20
	21	1.0	5.8	>20
	22	1.5	5.9	>20
	23	1.5	5.7	>20
	24	1.0	5.7	>20
2000	25	4.0	3.8	>20
	26	4.0	4.8	>20
	27	3.0	4.8	>20
	28	3.0	4.5	>20
	29	1.5	4.5	>20
	30	1.5	6.3	>20
	31	1.0	5.0	>20
	32	1.0	5.5	>20
	33	0.5	5.1	>20
	34	0.5	5.5	>20
	35	0.0	5.5	>20
	36	0.0	5.0	>20

Nota:

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator.

Tabela A.9. Sólidos Sedimentáveis.

Fases	SSVR (mg/l)	Sólidos Sed. no Ef. Bruto (ml/l)	Sólidos Sed. Ef. Reator A (ml/l)	Sólidos Sed. Ef. Reator B (ml/l)
I	2500	13.0	ND	ND
		14.0	0.3	ND
		4.0	1.0	0.7
		92.0	0.8	0.5
		4.5	0.6	0.3
		14.0	ND	ND
		25.0	ND	ND
		2.0	0.2	ND
		44.0	ND	ND
		13.0	ND	ND
		40.0	ND	ND
		55.0	ND	ND
II	3000	120.0	ND	ND
		124.0	ND	ND
		60.0	0.1	ND
		24.0	ND	ND
		26.0	ND	ND
		180.0	ND	ND
		36.0	ND	ND
		26.0	ND	ND
		15.0	ND	ND
		55.0	ND	0.2
		50.0	ND	ND
		20.0	ND	ND
III	2000	5.0	ND	ND
		5.0	ND	ND
		15.0	ND	ND
		4.0	ND	ND
		12.0	ND	ND
		30.0	ND	ND
		20.0	ND	ND
		140.0	ND	ND
		180.0	ND	ND
		>200.0	ND	ND
		20.0	ND	ND
		140.0	ND	ND

Nota:

ND = não detectado em análise.

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator.

Tabela A.10. Remoção de Sólidos Suspensos Totais com aplicação de ar.

Fase	SSVR (mg/l)	Período de Reação (h)	SST no Ef. Bruto (mg/l)	SST no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	303	65	79
		0.5	508	138	73
		1.0	342	77	77
		1.5	245	148	40
		3.0	398	32	92
		4.0	485	20	96
II	3000	0.0	774	20	97
		0.5	626	53	92
		1.0	729	26	96
		1.5	476	18	96
		3.0	1219	19	98
		4.0	506	16	97
III	2000	0.0	250	41	84
		0.5	418	35	92
		1.0	541	47	91
		1.5	502	22	96
		3.0	1489	20	99
		4.0	536	14	97

Tabela A.11. Remoção de Sólidos Suspensos Totais com aplicação de oxigênio puro.

Fases	SSVR (mg/l)	Período de Reação (h)	SST no Ef. Bruto (mg/l)	SST no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	303	31	90
		0.5	508	109	79
		1.0	342	60	82
		1.5	245	128	48
		3.0	398	38	90
		4.0	485	15	97
II	3000	0.0	774	19	98
		0.5	626	74	88
		1.0	729	17	98
		1.5	476	15	97
		3.0	1219	42	97
		4.0	506	21	96
III	2000	0.0	250	22	91
		0.5	418	25	94
		1.0	541	58	89
		1.5	502	20	96
		3.0	1489	23	98
		4.0	536	14	97

Nota:

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator.

Tabela A.12. Remoção de Sólidos Suspensos Fixos com aplicação de ar.

Fases	SSVR (mg/l)	Periodo de Reação (h)	SSF no Ef. Bruto (mg/l)	SSF no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	109	18	83
		0.5	251	27	89
		1.0	83	15	82
		1.5	84	31	63
		3.0	156	5	97
		4.0	235	7	97
II	3000	0.0	456	5	99
		0.5	121	8	93
		1.0	294	6	98
		1.5	132	4	97
		3.0	436	4	99
		4.0	147	2	99
III	2000	0.0	106	10	91
		0.5	67	5	93
		1.0	116	7	94
		1.5	239	8	97
		3.0	736	8	99
		4.0	245	5	98

Tabela A.13. Remoção de Sólidos Suspensos Fixos com aplicação de oxigênio puro.

Fases	SSVR (mg/l)	Periodo de Reação (h)	SSF no Ef. Bruto (mg/l)	SSF no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	109	4	96
		0.5	251	17	93
		1.0	83	7	92
		1.5	84	22	74
		3.0	156	24	85
		4.0	235	3	99
II	3000	0.0	456	6	99
		0.5	121	16	87
		1.0	294	3	99
		1.5	132	2	98
		3.0	436	8	98
		4.0	147	5	97
III	2000	0.0	106	6	94
		0.5	67	2	97
		1.0	116	11	91
		1.5	239	6	97
		3.0	736	8	99
		4.0	245	6	98

Nota:

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator.

Tabela A.14. Remoção de Sólidos Suspensos Voláteis com aplicação de ar.

Fase	SSVR (mg/l)	Período de Reação (h)	SSV no Ef. Bruto (mg/l)	SSV no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	194	47	75
		0.5	257	111	57
		1.0	259	62	76
		1.5	161	117	27
		3.0	242	27	89
		4.0	250	13	95
II	3000	0.0	318	13	96
		0.5	505	44	91
		1.0	435	19	96
		1.5	344	14	96
		3.0	783	15	98
		4.0	359	14	96
III	2000	0.0	144	31	78
		0.5	351	31	91
		1.0	425	40	91
		1.5	263	14	95
		3.0	753	13	98
		4.0	291	10	97

Tabela A.15. Remoção de Sólidos Suspensos Voláteis com aplicação de oxigênio puro.

Fase	SSVR (mg/l)	Período de Reação (h)	SSV no Ef. Bruto (mg/l)	SSV no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	194	27	86
		0.5	257	92	64
		1.0	259	53	80
		1.5	161	106	34
		3.0	242	14	94
		4.0	250	12	95
II	3000	0.0	318	13	96
		0.5	505	58	89
		1.0	435	13	97
		1.5	344	13	96
		3.0	783	15	98
		4.0	359	14	96
III	2000	0.0	144	31	78
		0.5	351	31	91
		1.0	425	40	91
		1.5	263	14	95
		3.0	753	13	98
		4.0	291	10	97

Nota:

SSVR = Sólidos Suspenso Voláteis no Reator.

Tabela A.16. Remoção de DQO com aplicação de ar.

Fases	SSVR (mg/l)	Periodo de Reação (h)	DQO no Ef. Bruto (mg/l)	DQO no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	2986	1488	50
		0.5	1467	558	62
		1.0	3283	1226	63
		1.5	1535	539	65
		3.0	2295	547	76
		4.0	2304	403	83
II	3000	0.0	2721	1459	46
		0.5	3947	2107	47
		1.0	3331	1697	49
		1.5	3115	1116	64
		3.0	3356	714	79
		4.0	3474	639	82
III	2000	0.0	2760	1803	35
		0.5	3226	1628	50
		1.0	3340	1637	51
		1.5	3149	1445	54
		3.0	3629	788	78
		4.0	2667	519	81

Tabela A.17. Remoção de DQO com aplicação de oxigênio puro.

Fases	SSVR (mg/l)	Periodo de Reação (h)	DQO no Ef. Bruto (mg/l)	DQO no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	2986	1356	55
		0.5	1467	471	68
		1.0	3283	1003	69
		1.5	1535	447	71
		3.0	2295	322	86
		4.0	2304	262	89
II	3000	0.0	2721	952	65
		0.5	3947	930	76
		1.0	3331	750	77
		1.5	3115	678	78
		3.0	3356	344	90
		4.0	3474	156	96
III	2000	0.0	2760	1164	58
		0.5	3226	1020	68
		1.0	3340	814	76
		1.5	3149	725	77
		3.0	3629	284	92
		4.0	2667	183	93

Nota:

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator.

Tabela A.18. Remoção de DBO com aplicação de ar.

Fases	SSVR (mg/l)	Periodo de Reação (h)	DBO no Ef. Bruto (mg/l)	DBO no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	1377	607	56
		0.5	1502	525	65
		1.0	1706	568	67
		1.5	1175	357	70
		3.0	1264	265	79
		4.0	1129	143	87
II	3000	0.0	1486	743	50
		0.5	1682	657	61
		1.0	1713	658	62
		1.5	1497	438	71
		3.0	2279	403	82
		4.0	2841	465	84
III	2000	0.0	1250	635	49
		0.5	1554	770	50
		1.0	1458	698	52
		1.5	1336	478	64
		3.0	1288	256	80
		4.0	1361	222	84

Tabela A.19. Remoção de DBO com aplicação de oxigênio puro.

Fases	SSVR (mg/l)	Periodo de Reação (h)	DBO no Ef. Bruto (mg/l)	DBO no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.0	1377	585	58
		0.5	1502	430	71
		1.0	1706	464	73
		1.5	1175	292	75
		3.0	1264	79	94
		4.0	1129	47	96
II	3000	0.0	1486	361	76
		0.5	1682	383	77
		1.0	1713	369	78
		1.5	1605	331	79
		3.0	2279	116	95
		4.0	2841	78	97
III	2000	0.0	1250	321	74
		0.5	1554	378	76
		1.0	1458	297	80
		1.5	1336	219	84
		3.0	1288	93	93
		4.0	1361	84	94

Nota:

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator.

Tabela A.20. Remoção de DQO com aplicação de ar em função das relações TR/TE testadas.

Fases	SSVR (mg/l)	TR/TE	DQO no Ef. Bruto (mg/l)	DQO no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.00	2986	1488	50
		0.25	1467	558	62
		0.50	3283	1226	63
		0.75	1535	539	65
		1.50	2295	547	76
		2.00	2304	403	83
II	3000	0.00	2721	1459	46
		0.25	3947	2107	47
		0.50	3331	1697	49
		0.75	3115	1116	64
		1.50	3356	714	79
		2.00	3474	639	82
III	2000	0.00	2760	1803	35
		0.25	3226	1628	50
		0.50	3340	1637	51
		0.75	3149	1445	54
		1.50	3629	788	78
		2.00	2667	519	81

Tabela A.21. Remoção de DQO com aplicação de oxigênio puro em função das relações TR/TE testadas.

Fases	SSVR (mg/l)	TR/TE	DQO no Ef. Bruto (mg/l)	DQO no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.00	2986	1356	55
		0.25	1467	471	68
		0.50	3283	1003	69
		0.75	1535	447	71
		1.50	2295	322	86
		2.00	2304	262	89
II	3000	0.00	2721	952	65
		0.25	3947	930	76
		0.50	3331	750	77
		0.75	3115	678	78
		1.50	3356	344	90
		2.00	3474	156	96
III	2000	0.00	2760	1164	58
		0.25	3226	1020	68
		0.50	3340	814	76
		0.75	3149	725	77
		1.50	3629	284	92
		2.00	2667	183	93

Nota:

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator.

TR/TE = Tempo de Reação/ Tempo de Enchimento.

Tabela A.22. Remoção de DBO com aplicação de ar em função das relações TR/TE testadas.

Fases	SSVR (mg/l)	TR/TE	DBO no Ef. Bruto (mg/l)	DBO no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.00	1377	607	56
		0.25	1502	525	65
		0.50	1706	568	67
		0.75	1175	357	70
		1.50	1264	265	79
		2.00	1129	143	87
II	3000	0.00	1486	743	50
		0.25	1682	657	61
		0.50	1713	658	62
		0.75	1497	438	71
		1.50	2279	403	82
		2.00	2841	465	84
III	2000	0.00	1250	635	49
		0.25	1554	770	50
		0.50	1458	698	52
		0.75	1336	478	64
		1.50	1288	256	80
		2.00	1361	222	84

Tabela A.23. Remoção de DBO com aplicação de oxigênio puro em função das relações TR/TE testadas.

Fases	SSVR (mg/l)	TR/TE	DBO no Ef. Bruto (mg/l)	DBO no Ef. Tratado (mg/l)	Eficiência (%)
I	2500	0.00	1377	585	58
		0.25	1502	430	71
		0.50	1706	464	73
		0.75	1175	292	75
		1.50	1264	79	94
		2.00	1129	47	96
II	3000	0.00	1486	361	76
		0.25	1682	383	77
		0.50	1713	369	78
		0.75	1605	331	79
		1.50	2279	116	95
		2.00	2841	78	97
III	2000	0.00	1250	321	74
		0.25	1554	378	76
		0.50	1458	297	80
		0.75	1336	219	84
		1.50	1288	93	93
		2.00	1361	84	94

Nota:

SSVR = Sólidos Suspensos Voláteis no Reator.

TR/TE = Tempo de Reação/Tempo de Enchimento.

ANEXO B

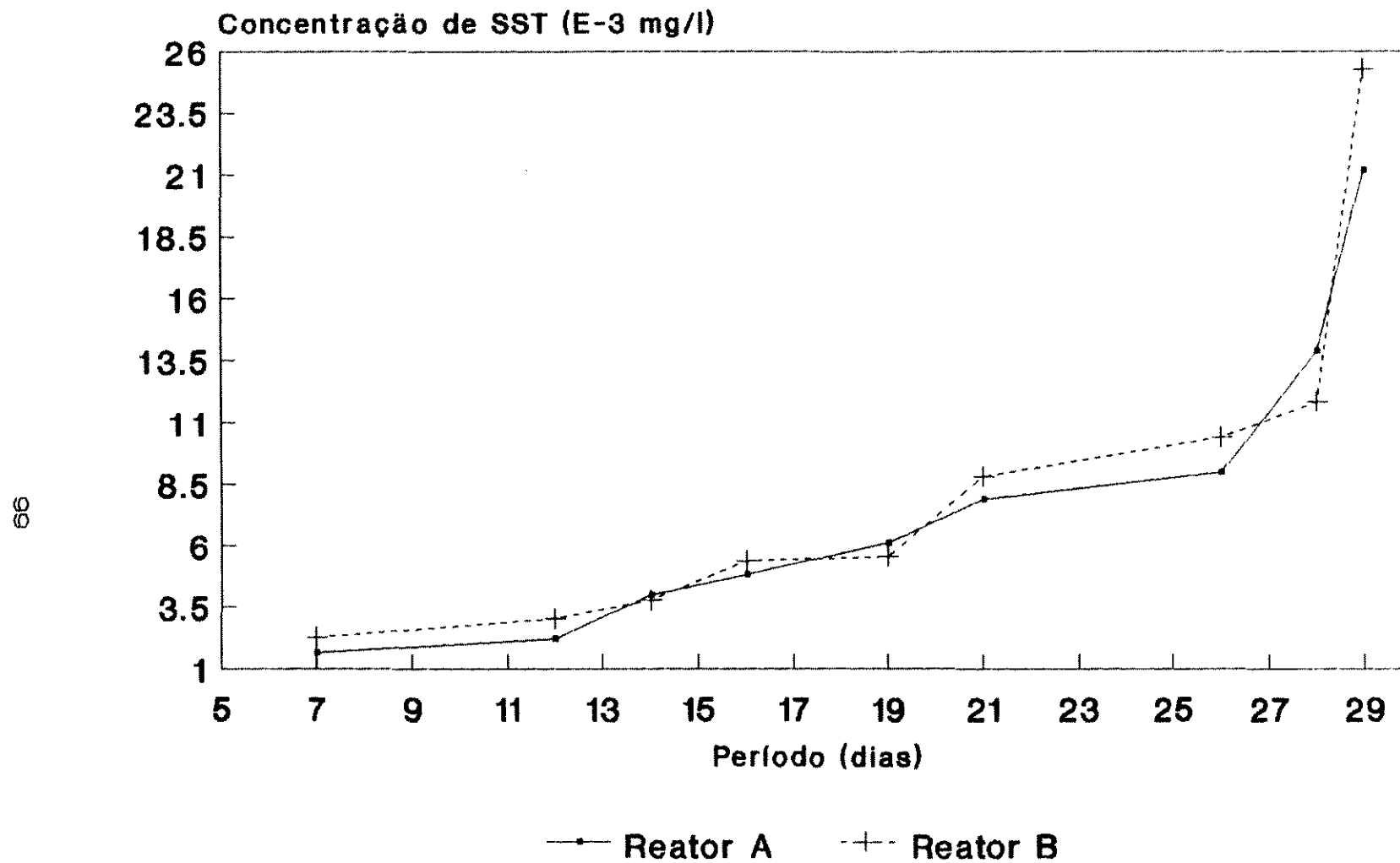


Figura B.1. Concentração de SST no lodo durante o período de adaptação.

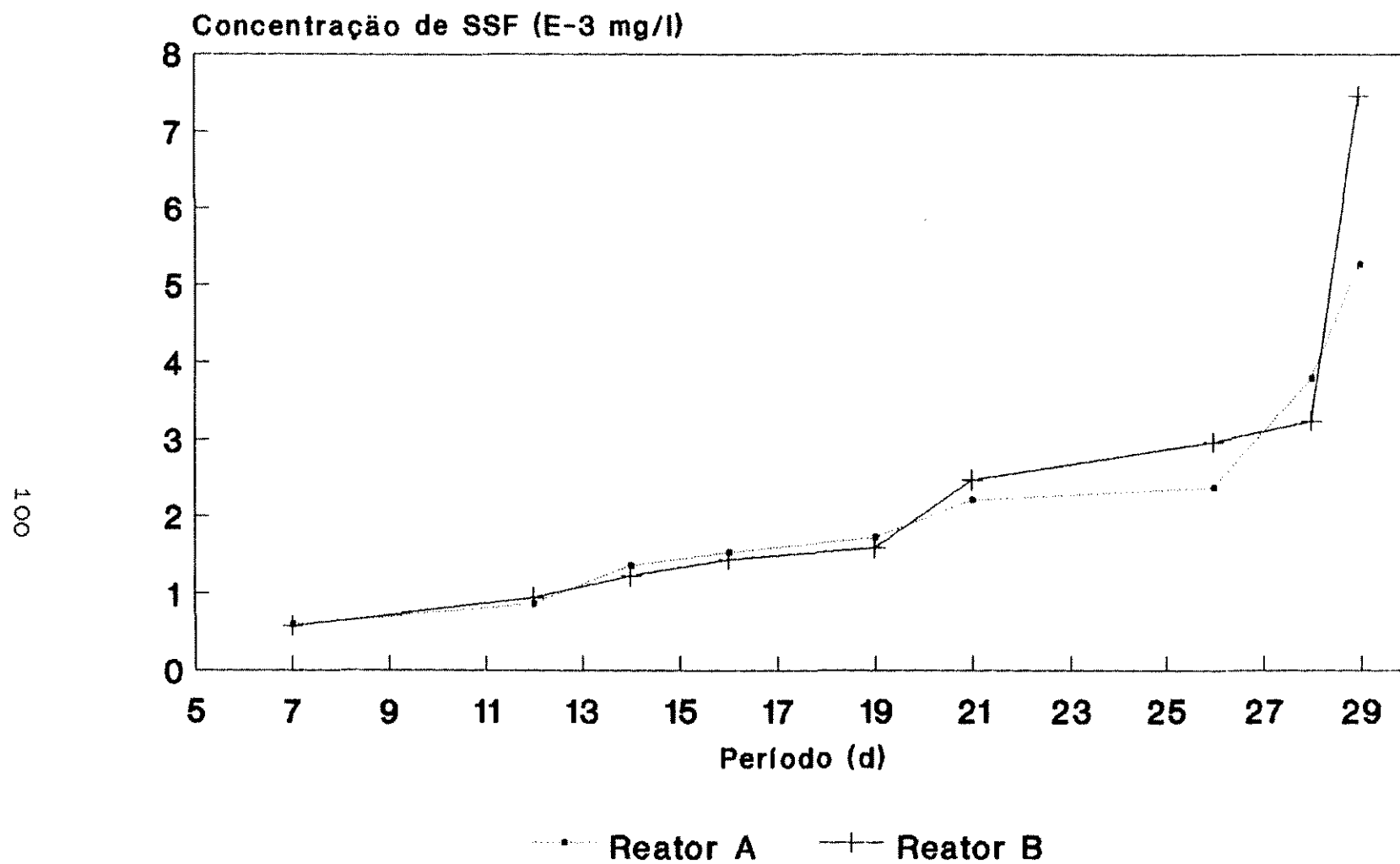


Figura B.2. Concentração de SSF no lodo durante o período de adaptação.

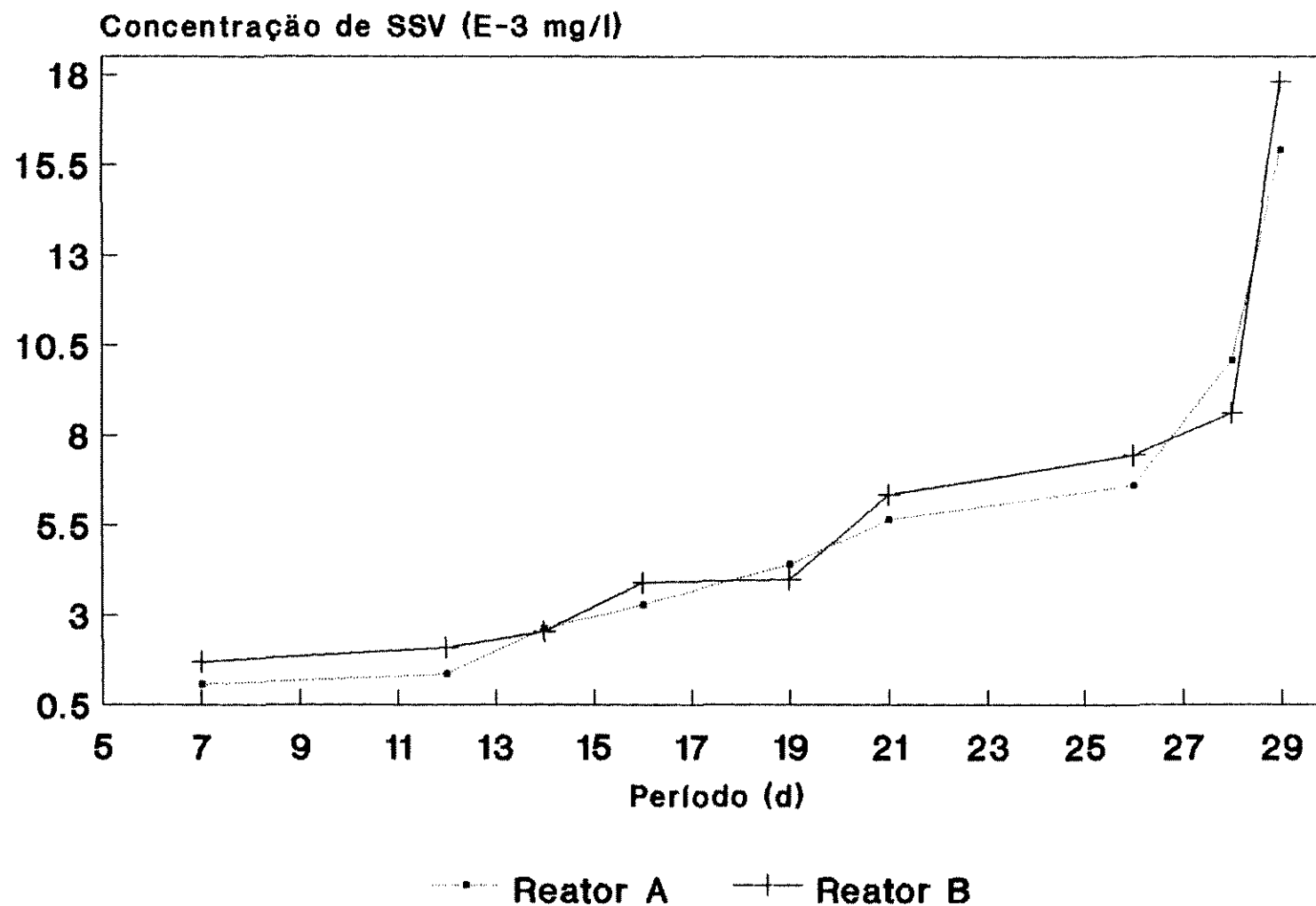


Figura B.3. Concentração de SSV no lodo durante o período de adaptação.

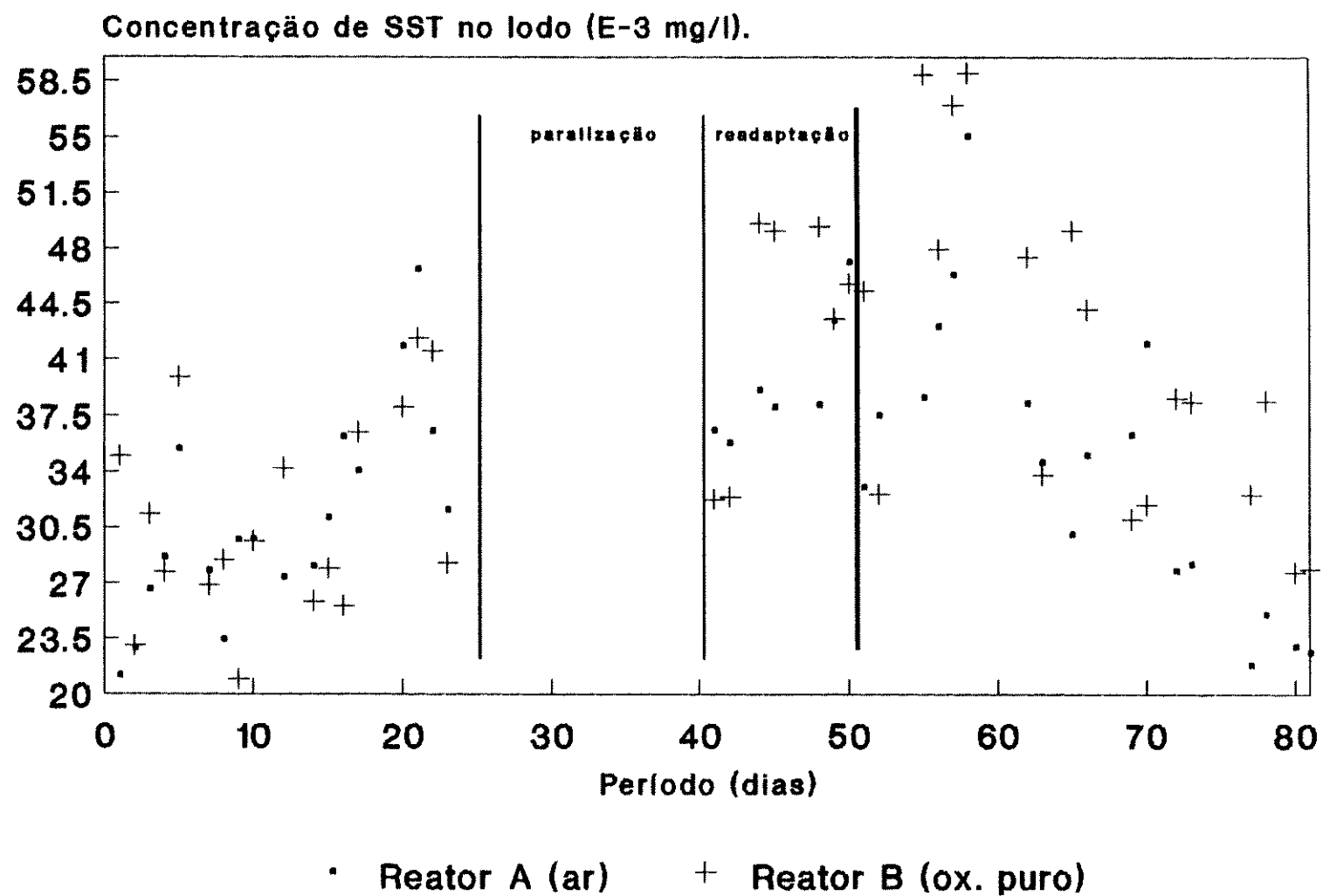
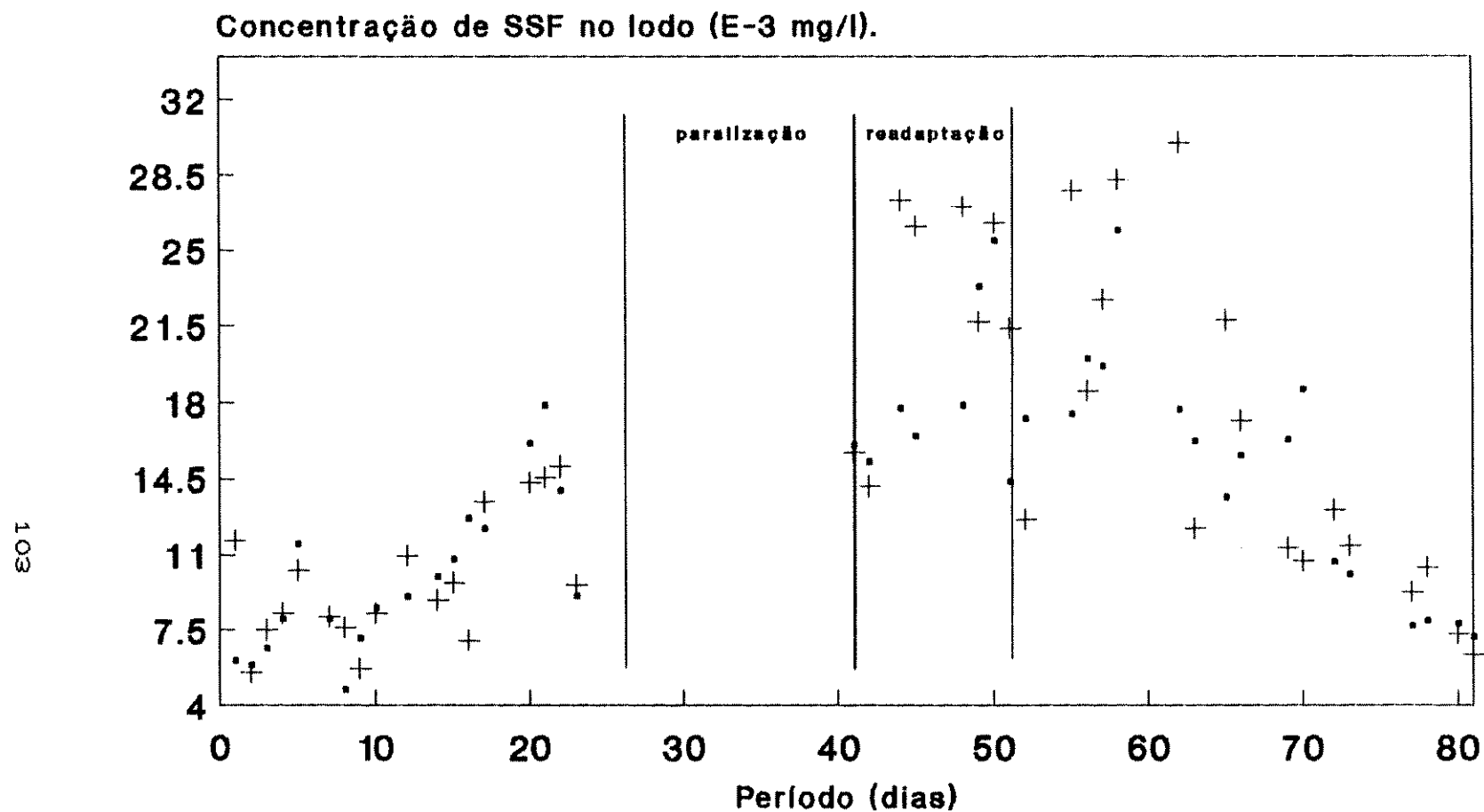


Figura B.4. Concentrações de SST no lodo durante a execução do experimento.



• Reator A (ar) + Reator B (ox. puro)

Figura B.5. Concentrações de SSF no lodo durante a execução do experimento.

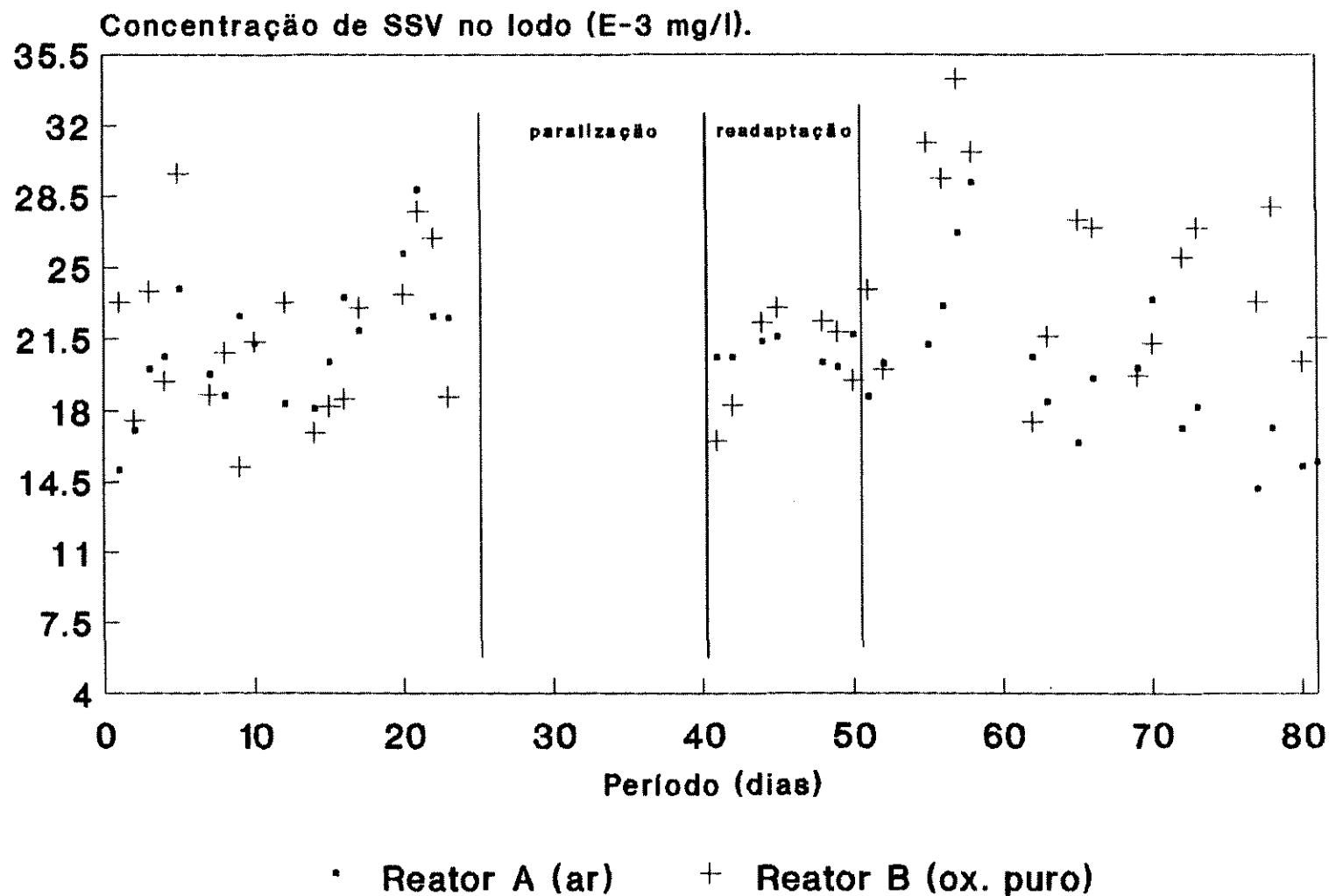


Figura B.6. Concentrações de SSV no lodo durante a execução do experimento.

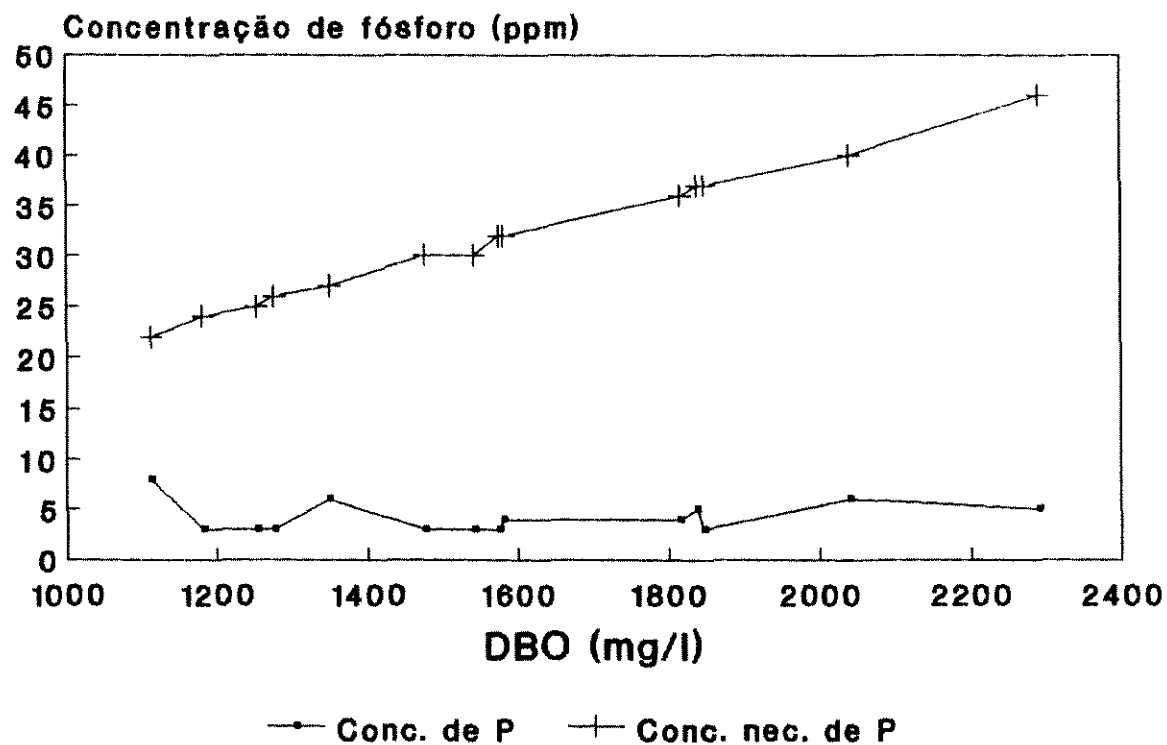
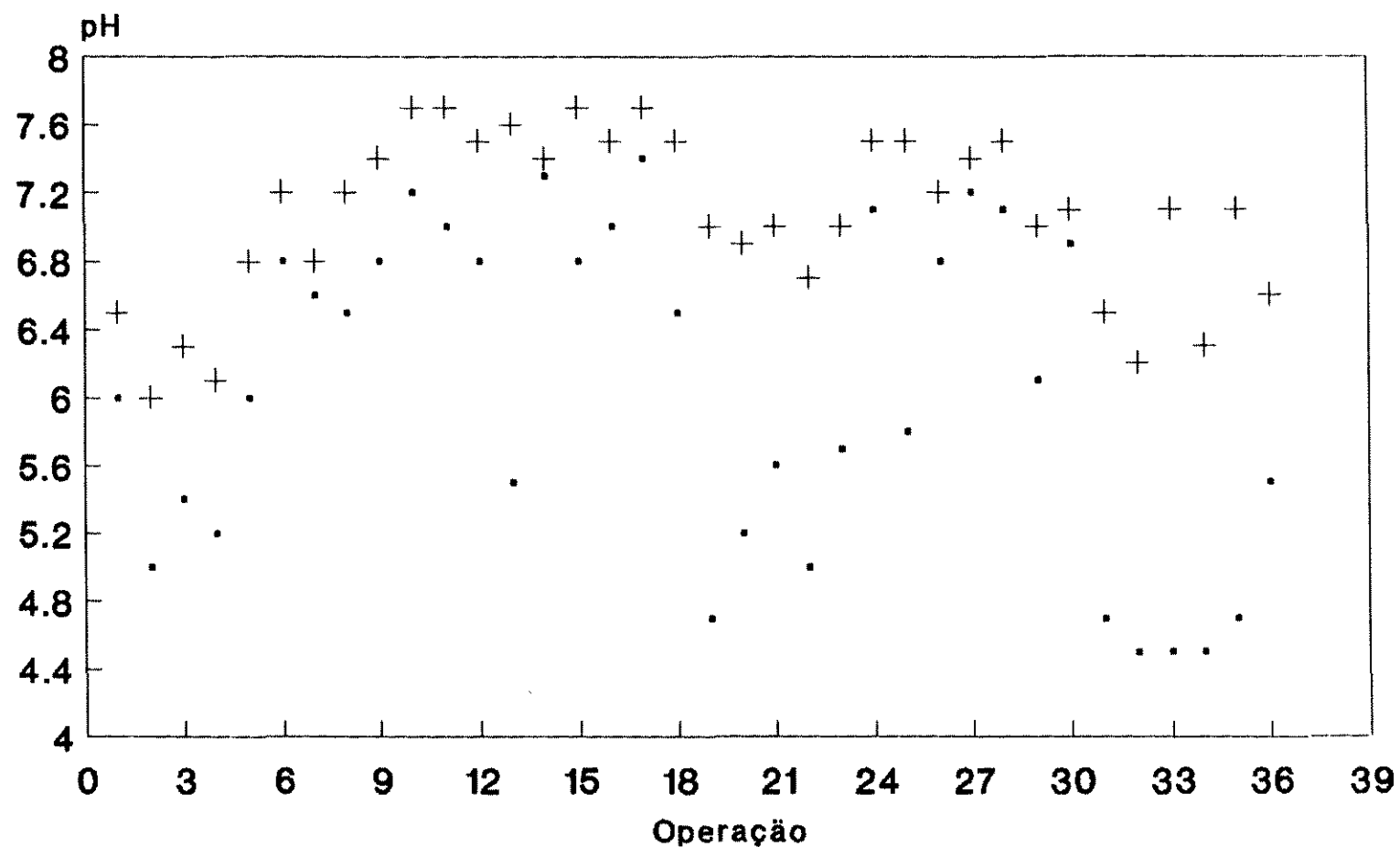


Figura B.7. Concentrações de fósforo necessárias para atender a relação DBO:N:P e concentrações de fósforo existentes no resíduo bruto.



• pH do Br. corrigido + pH no Reator "A"

Figura B.8. pH no resíduo bruto corrigido e pH no reator A logo após o período de enchimento.

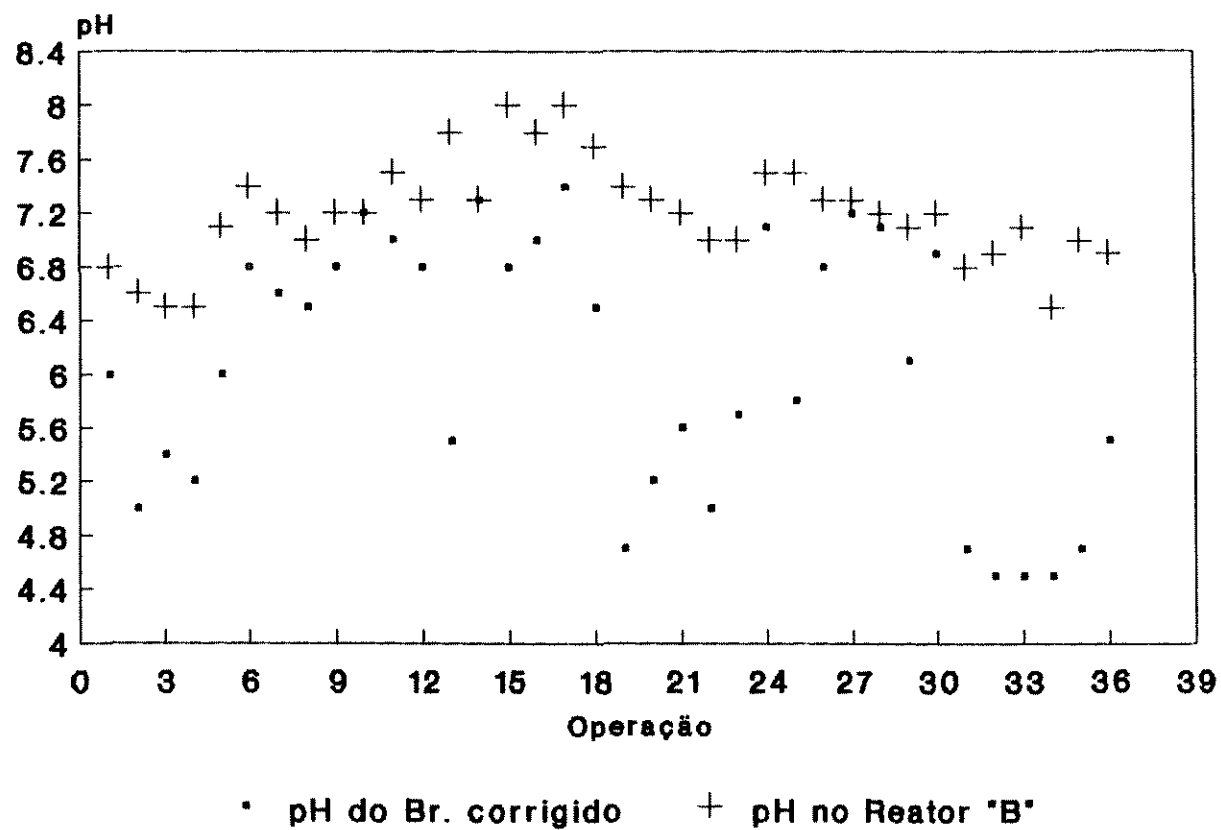


Figura B.9. pH do resíduo bruto corrigido e pH no reator B logo após o período de enchimento.

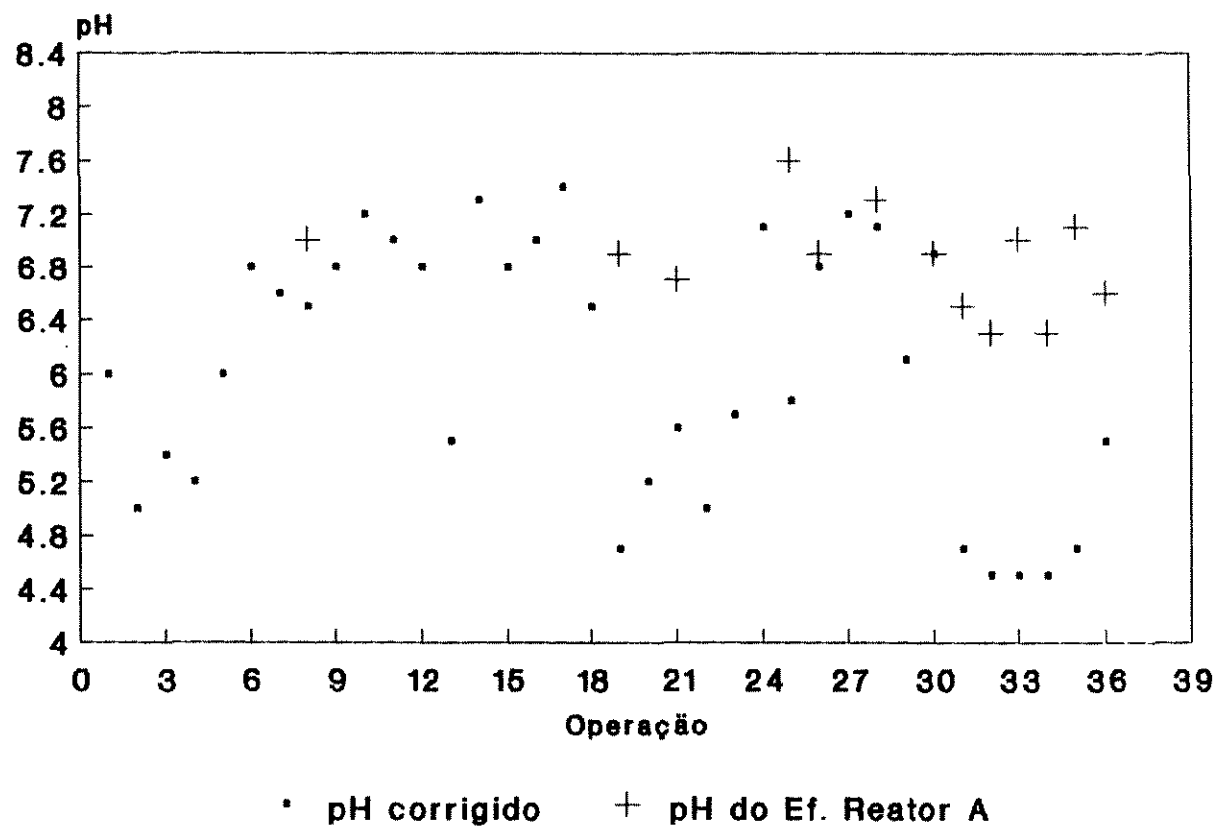


Figura B.10. pH do bruto corrigido e pH do efluente tratado no reator A.

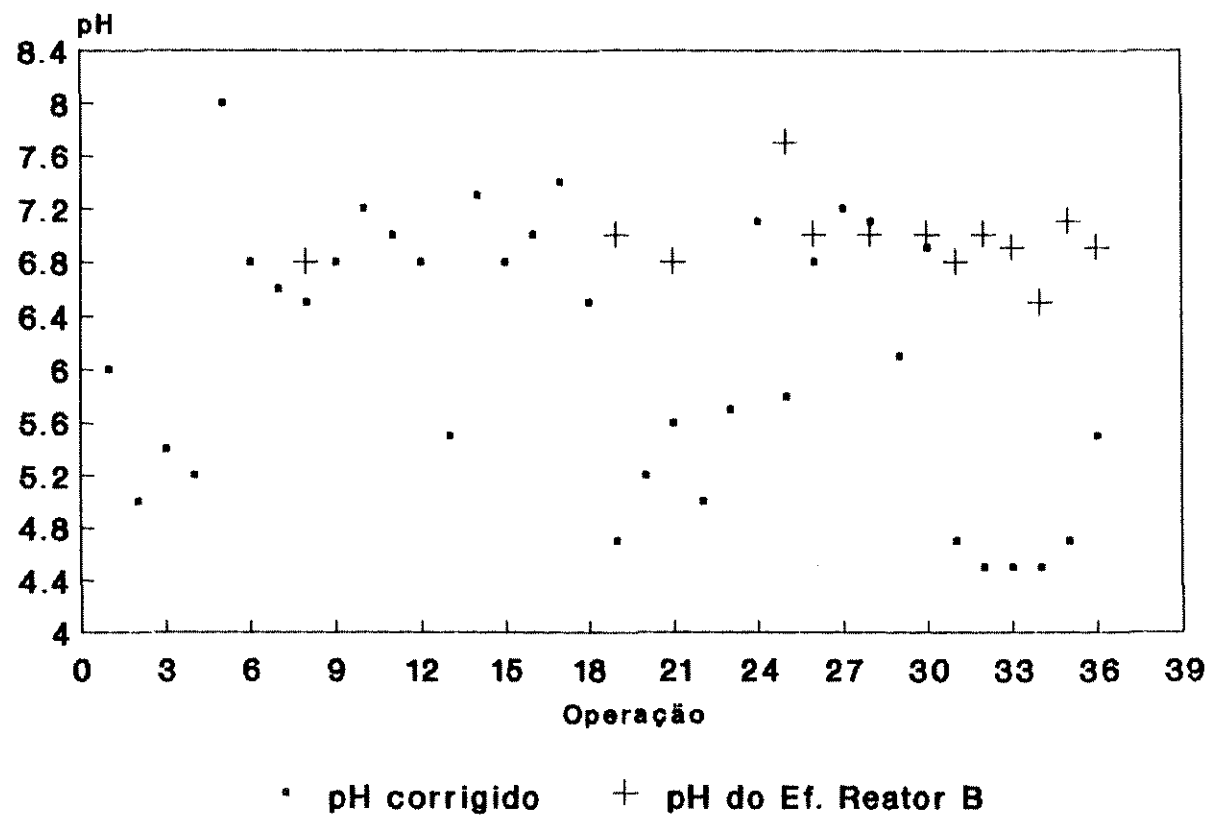


Figura B.11. pH do bruto corrigido e pH do efluente tratado no reator B.

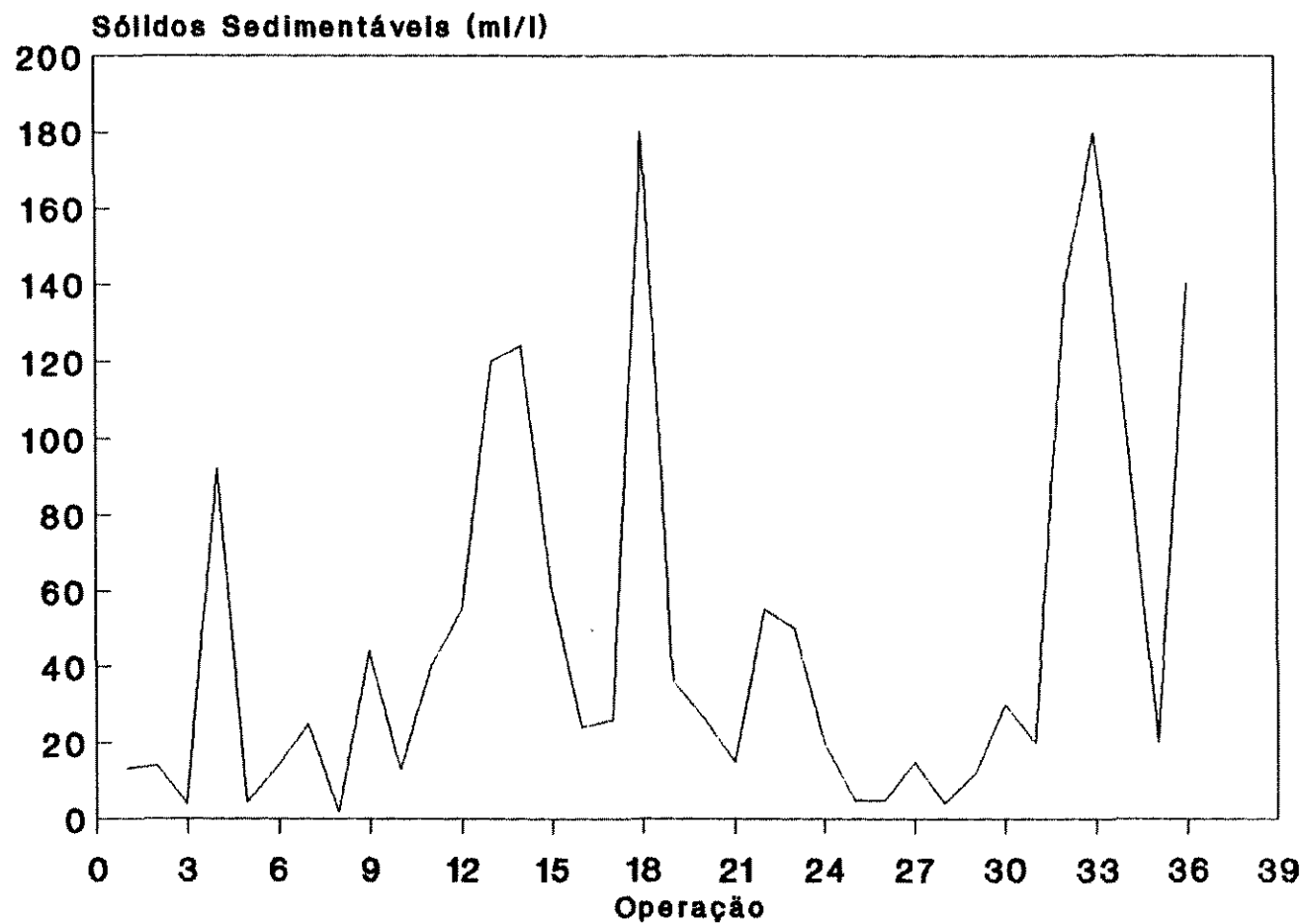


Figura B.12. Sólido Sedimentáveis no resíduo bruto nas operações realizadas.

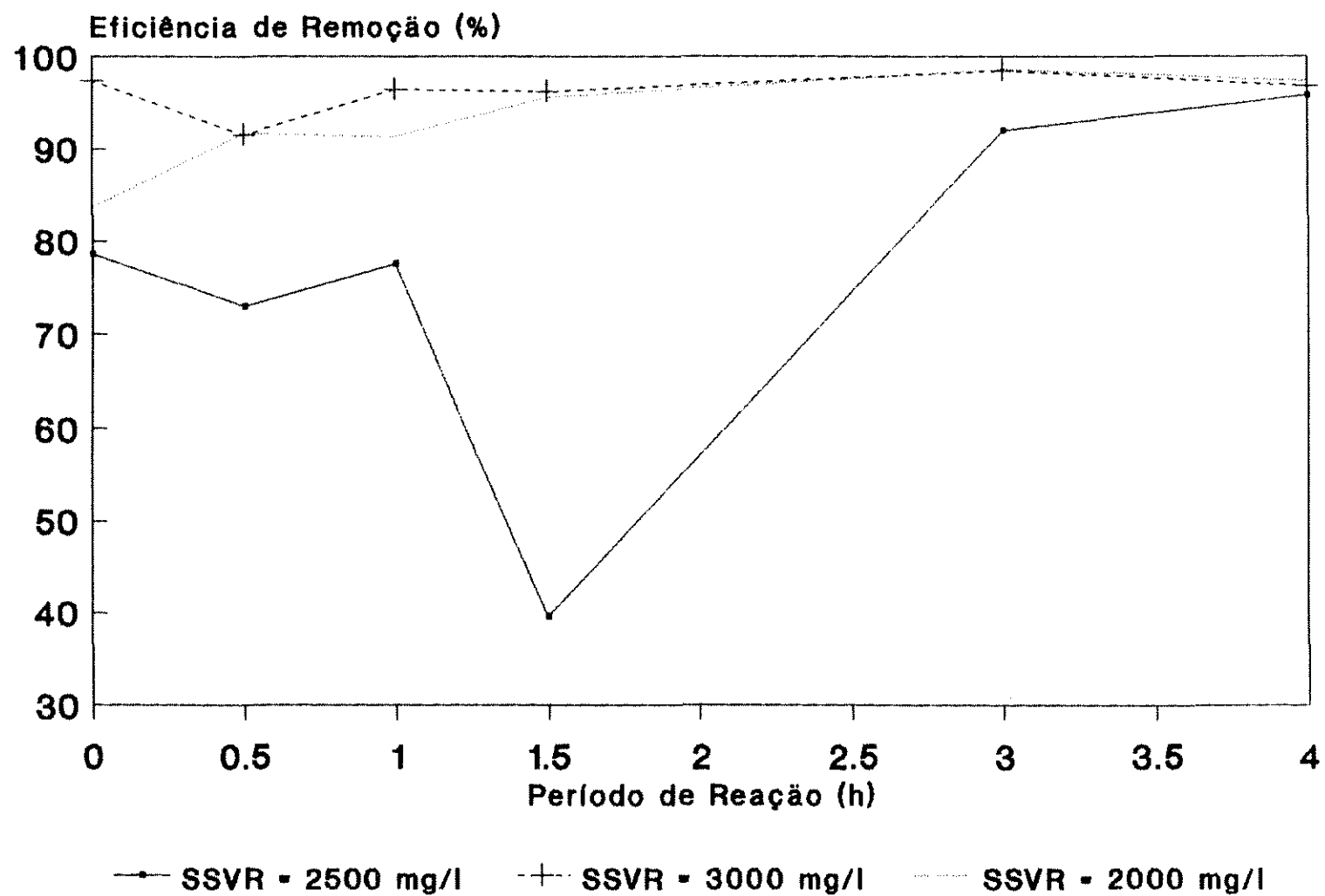


Figura B.13. Remoção de SST com aplicação de ar.

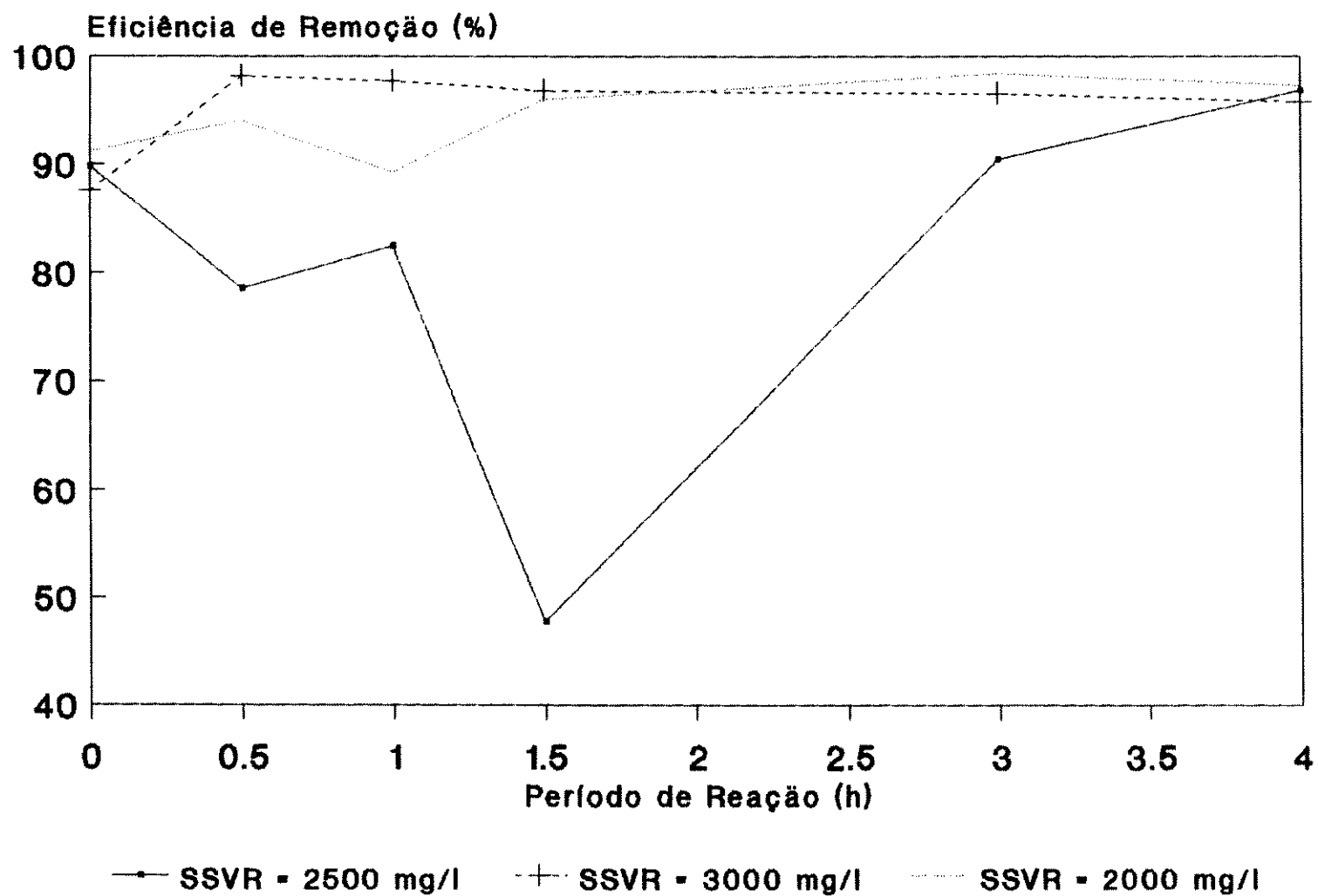


Figura B.14. Remoção de SST com aplicação de oxigênio puro.

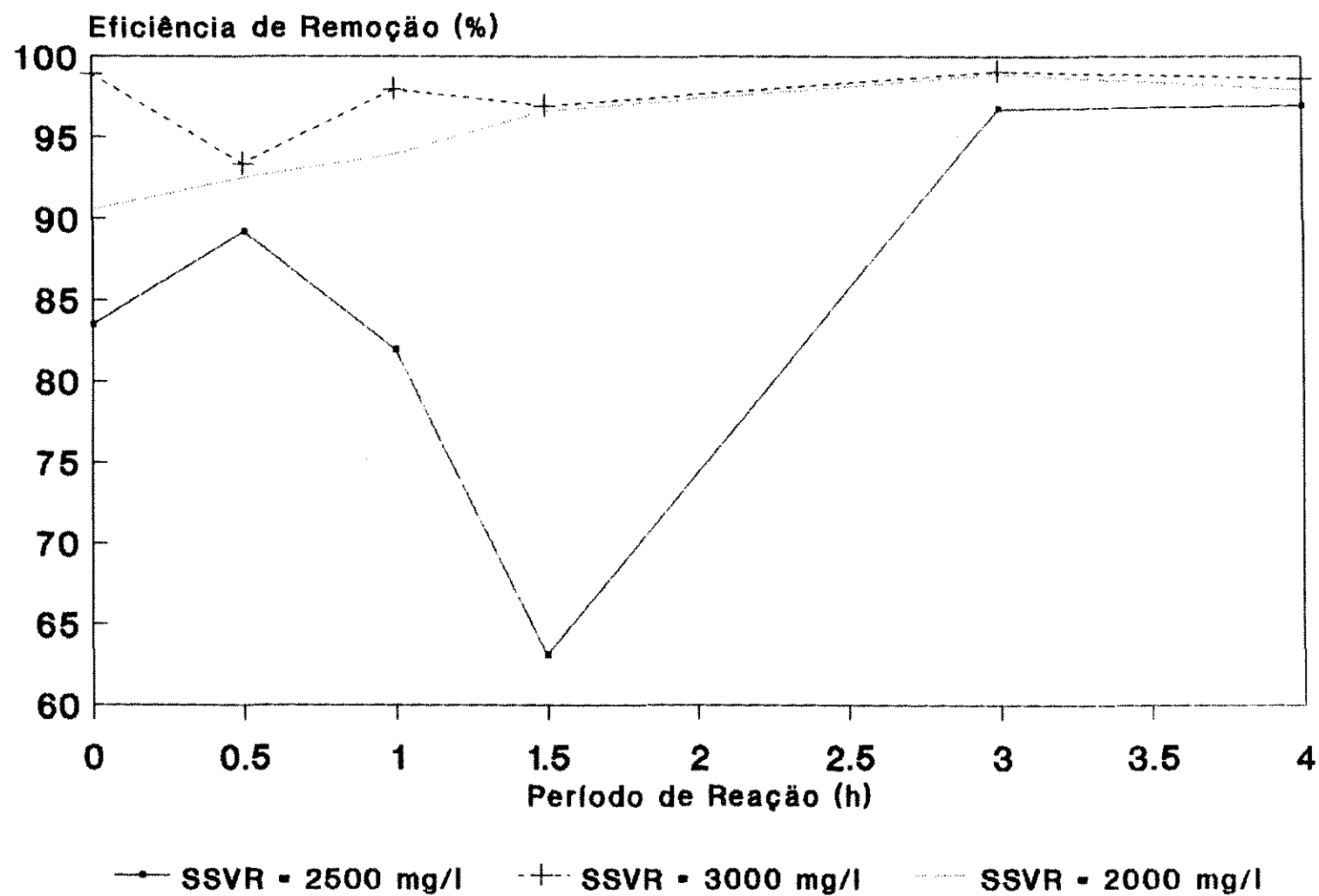


Figura B.15. Remoção de SSF com aplicação de ar.

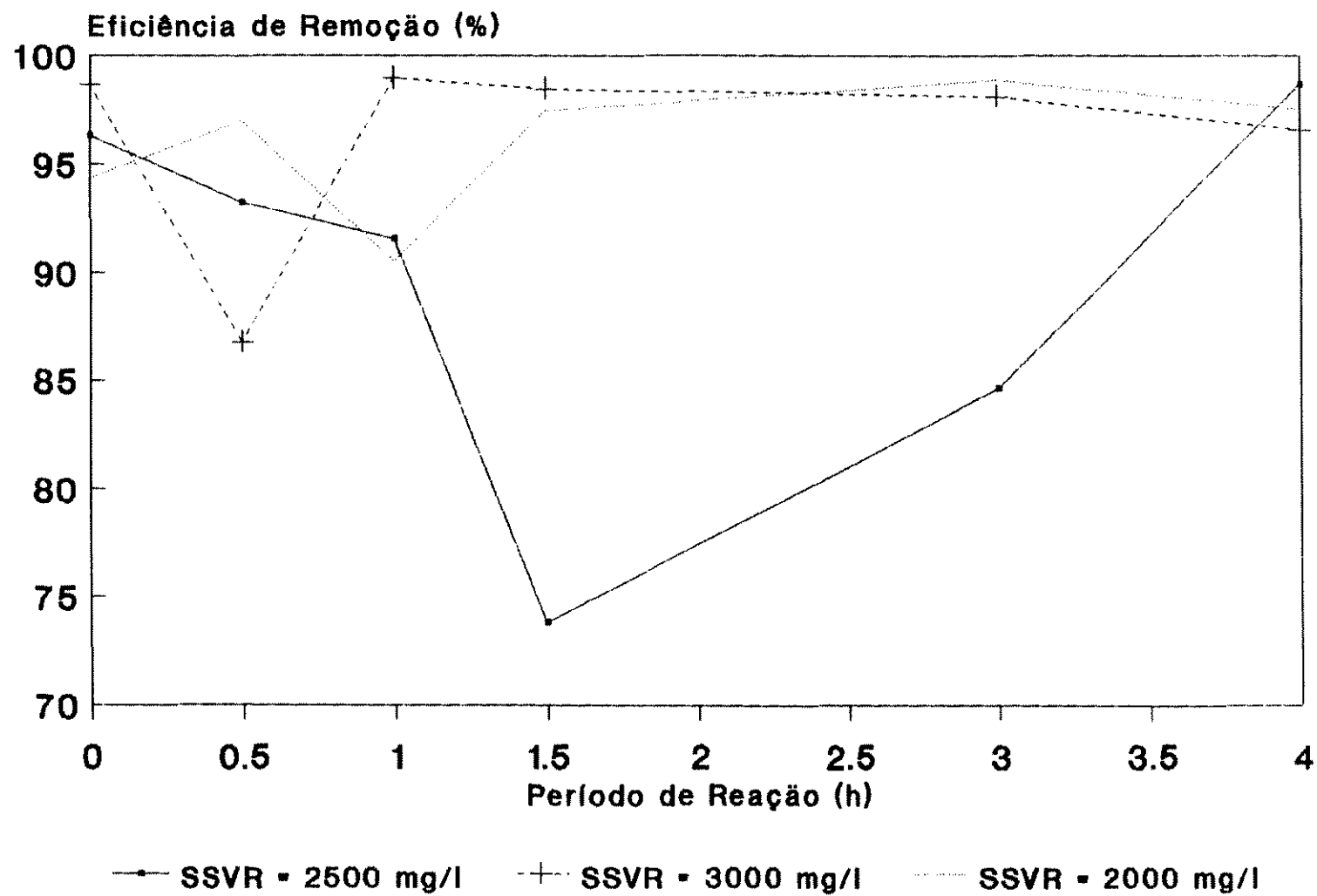


Figura B.16. Remoção de SSF com aplicação de oxigênio puro.

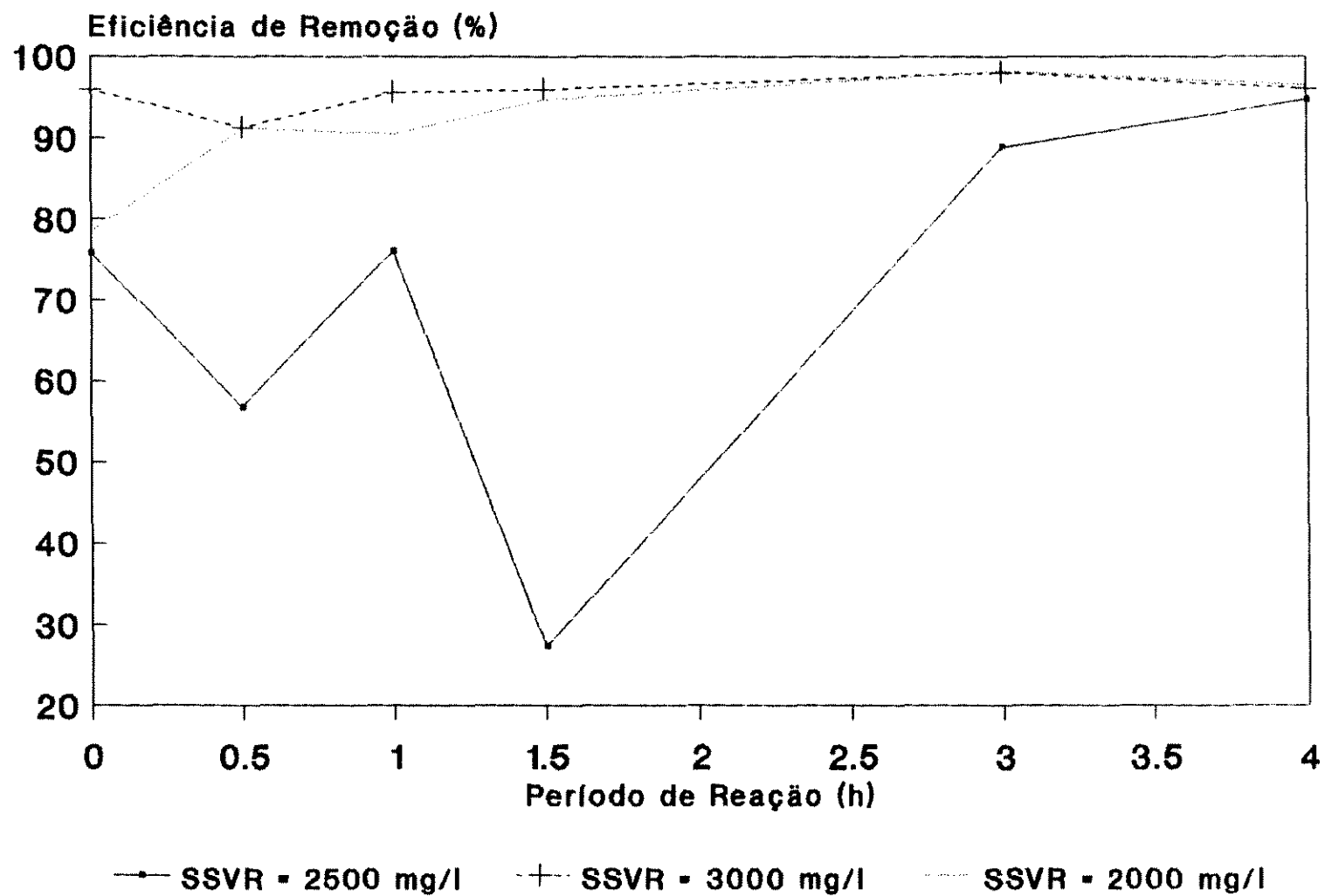


Figura B.17. Remoção de SSV com aplicação de ar.

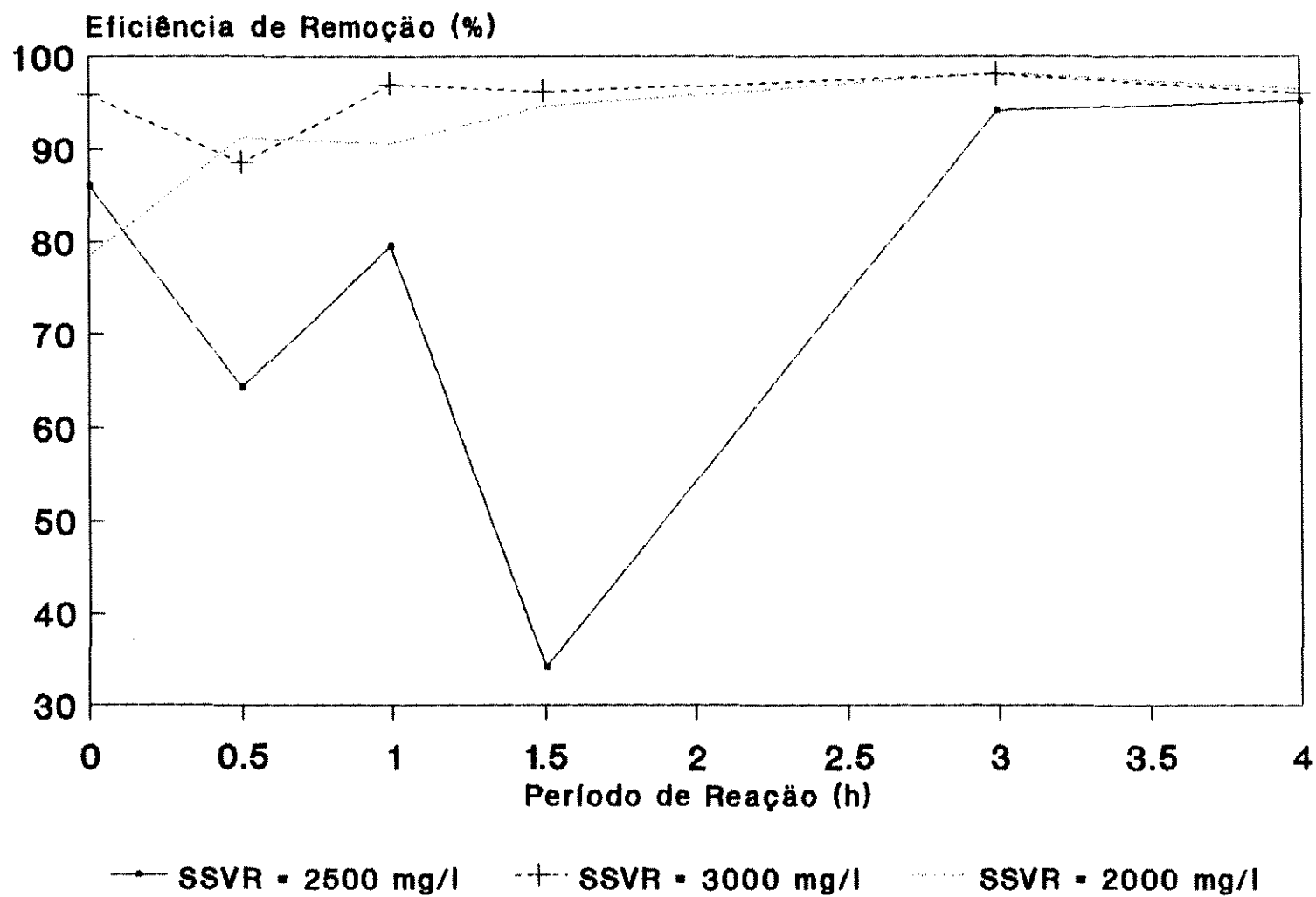


Figura B.18. Remoção de SSV com aplicação de oxigênio puro.

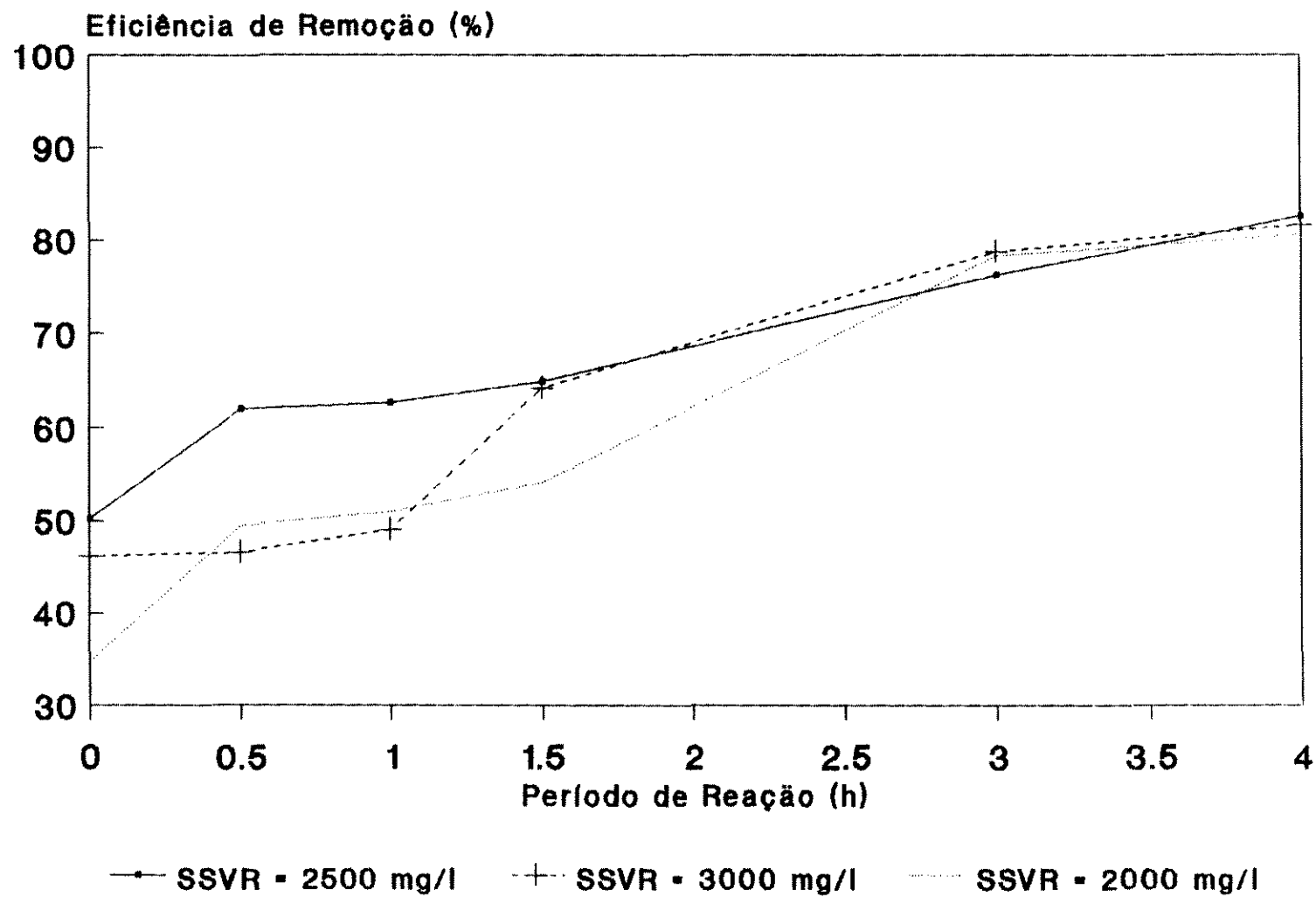


Figura B.19. Remoção de DQO com aplicação de ar.

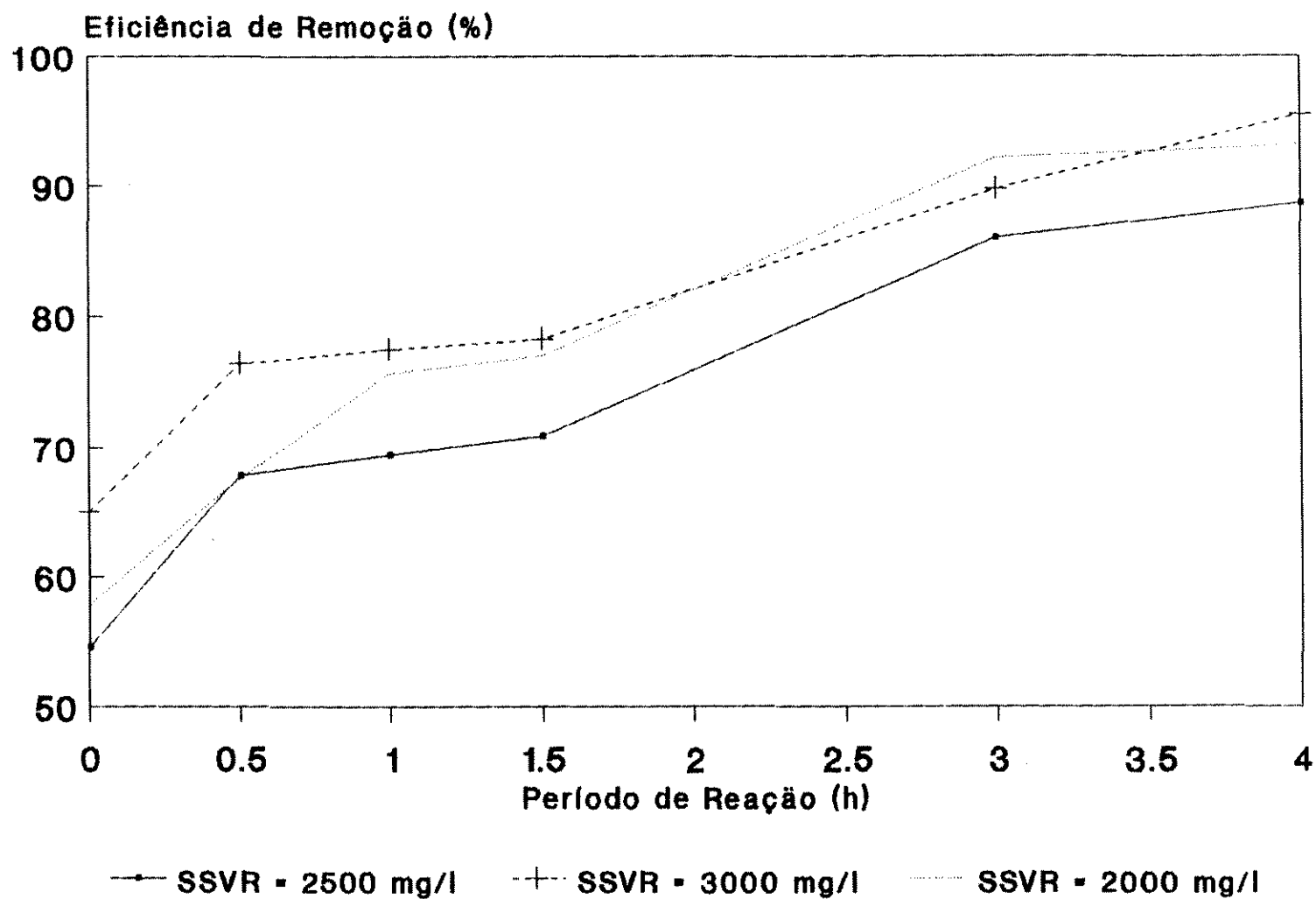


Figura B.20. Remoção de DQO com aplicação de oxigênio puro.

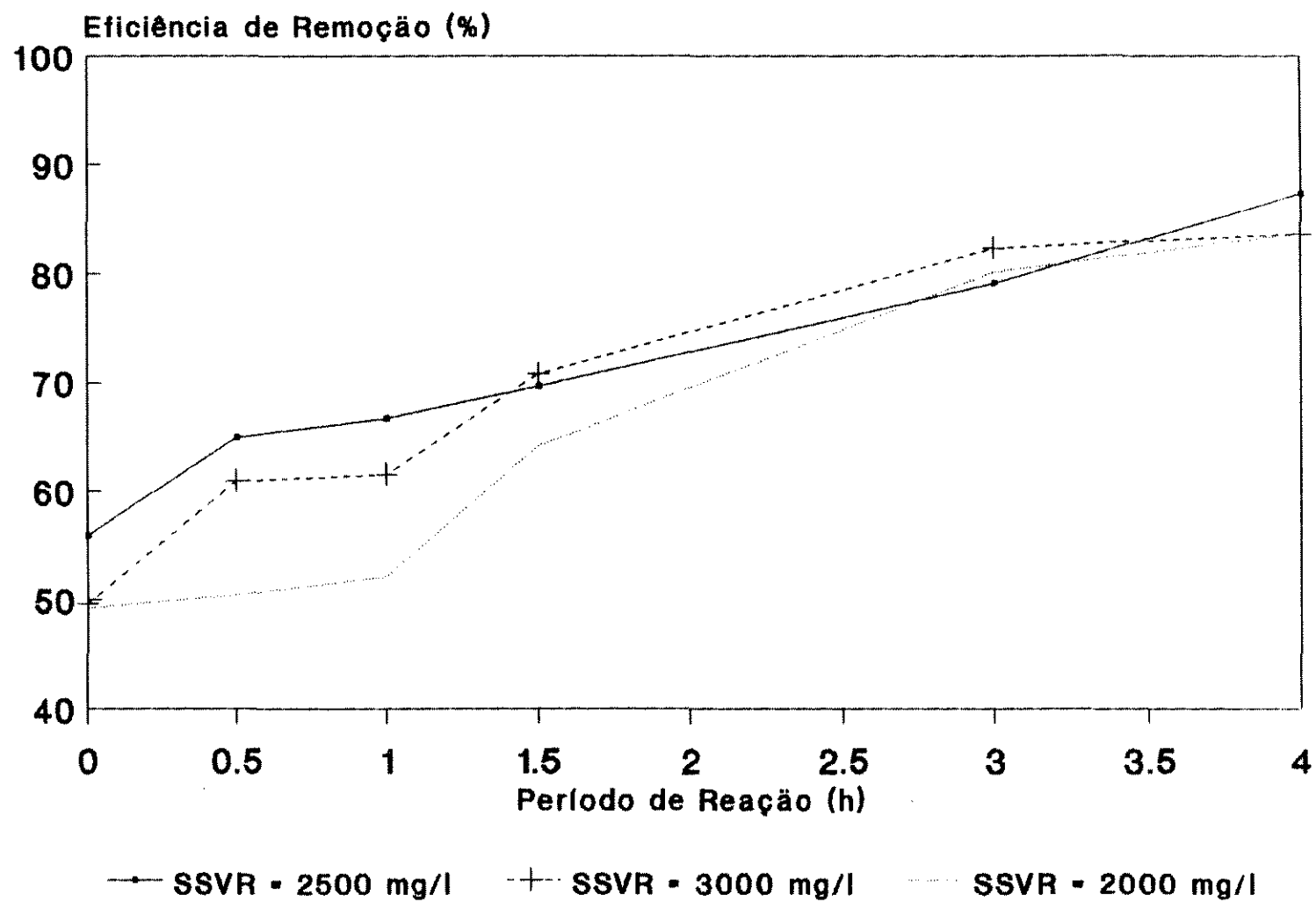


Figura B.21. Remoção de DBO com aplicação de ar.

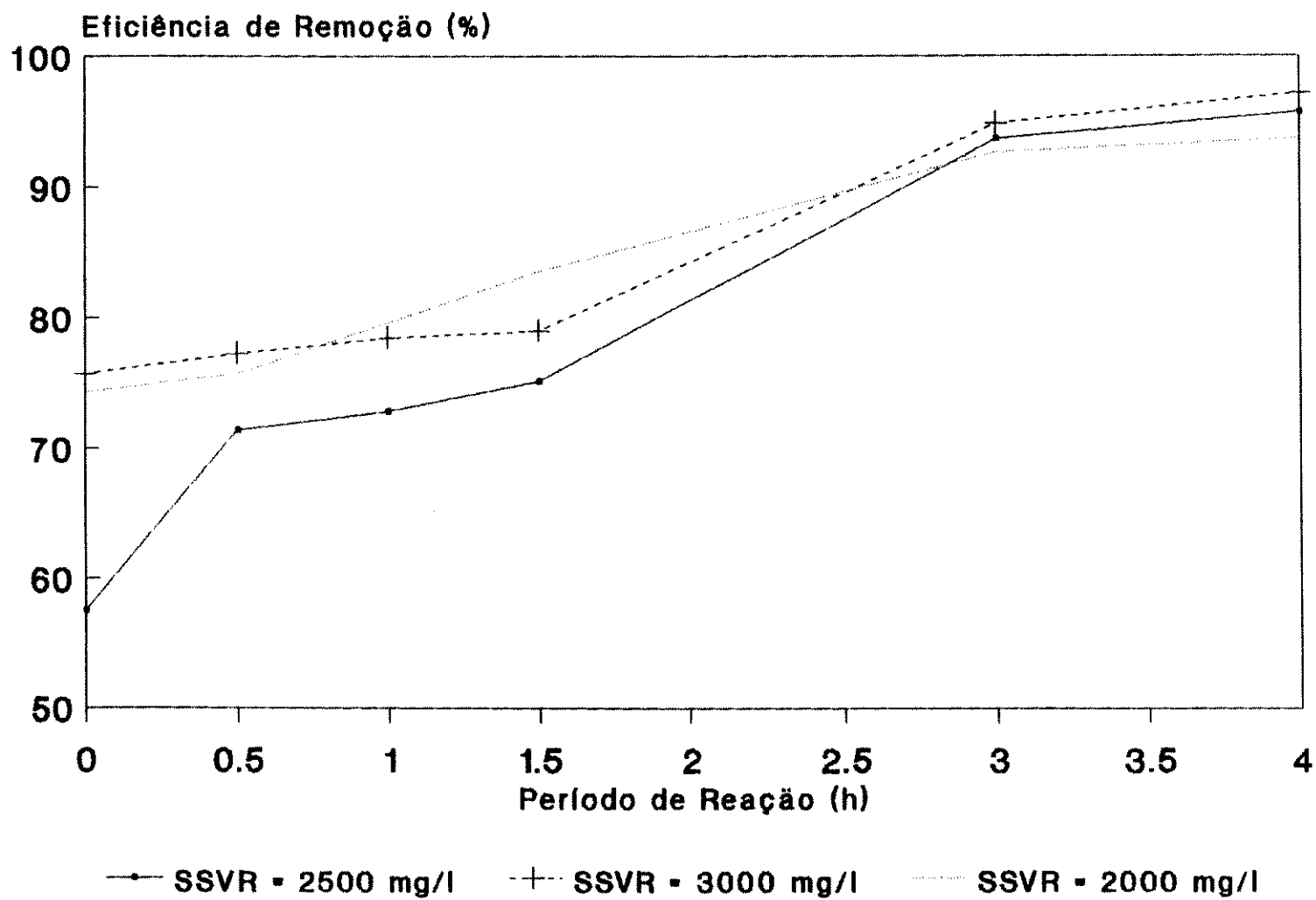


Figura B.22. Remoção de DBO com aplicação de oxigênio puro.

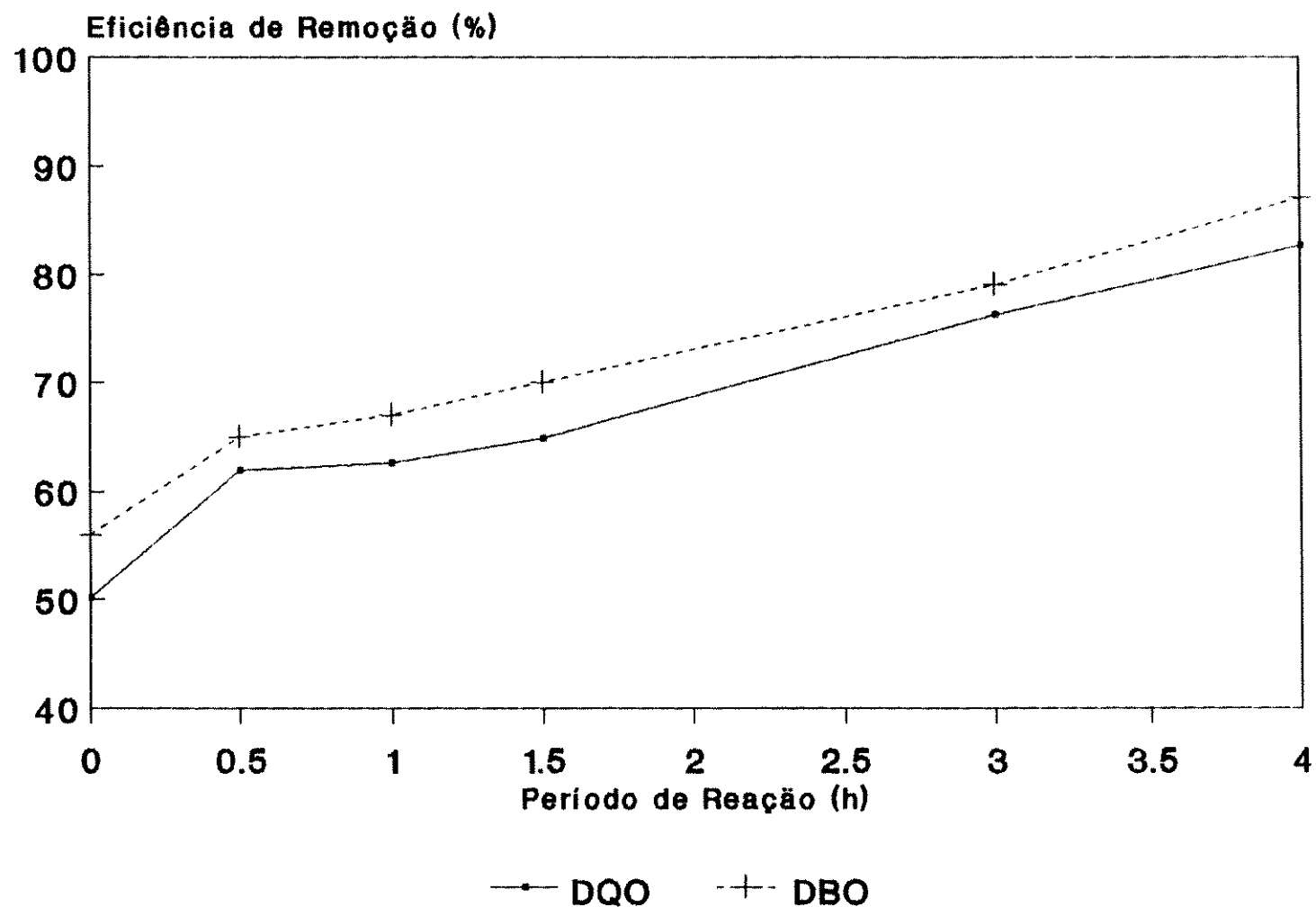


Figura B.23. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 2.500 mg/l e aplicação de ar.

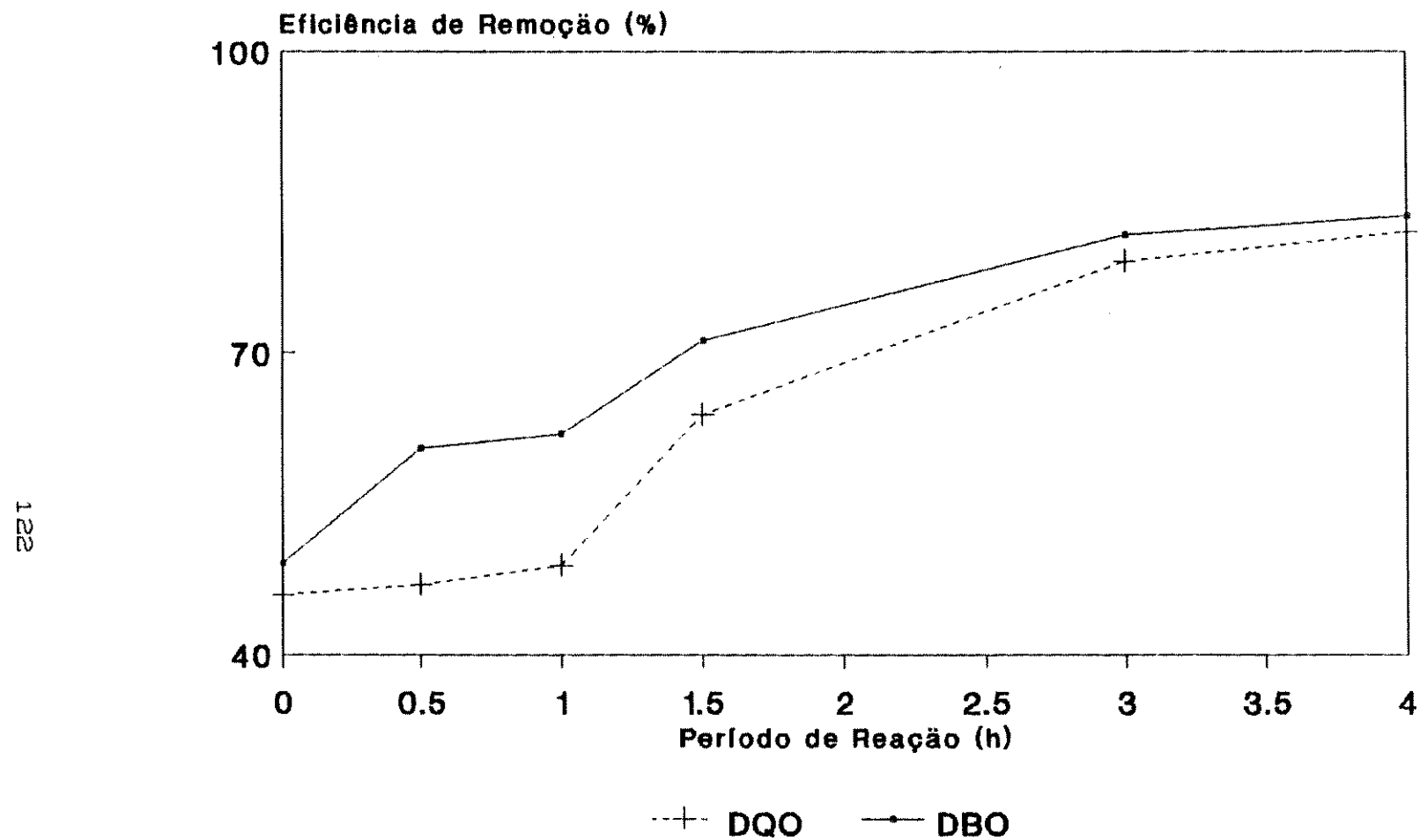


Figura B.24. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 3.000 mg/l e aplicação de ar.

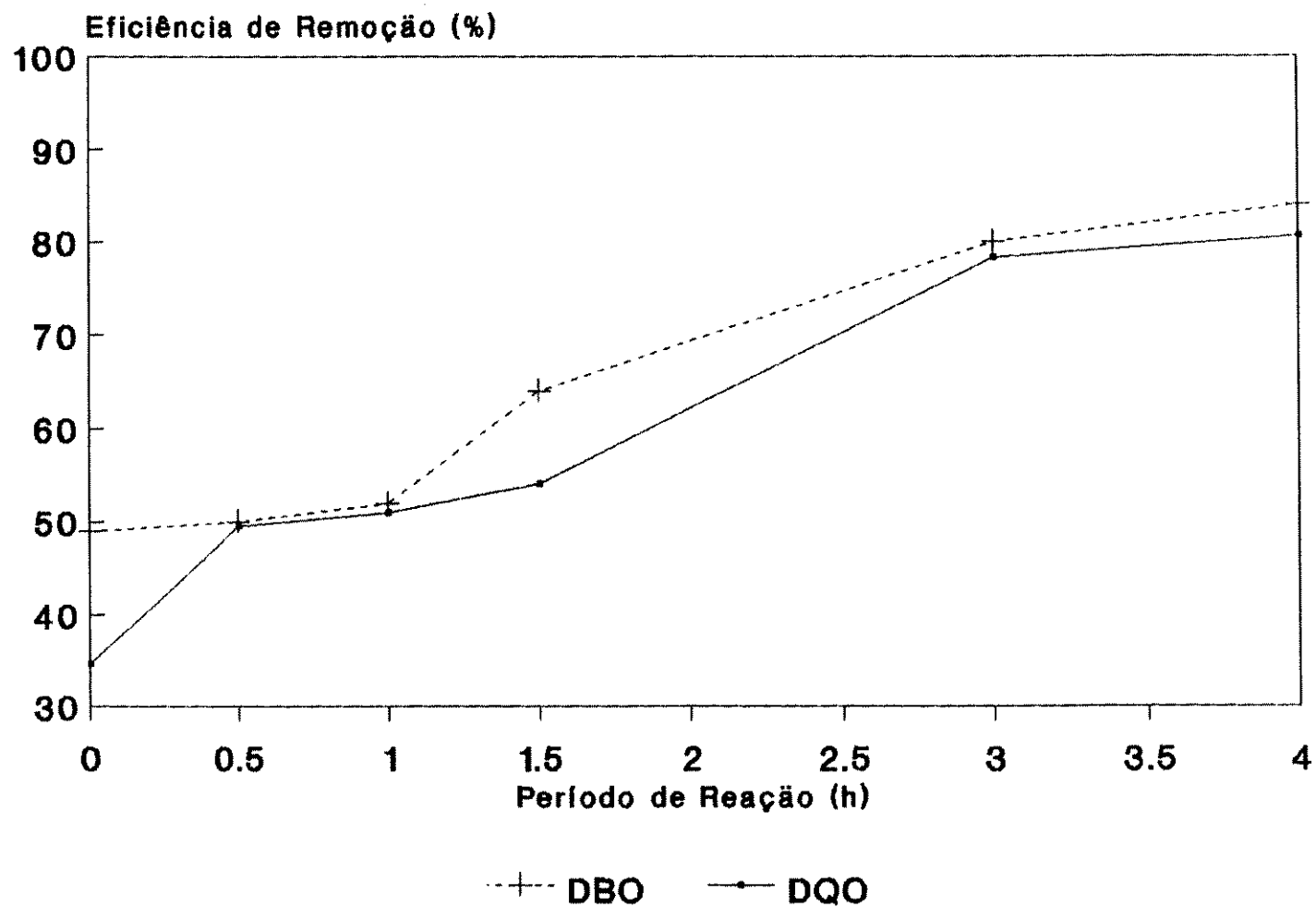


Figura B.25. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 2.000 mg/l e aplicação de ar.

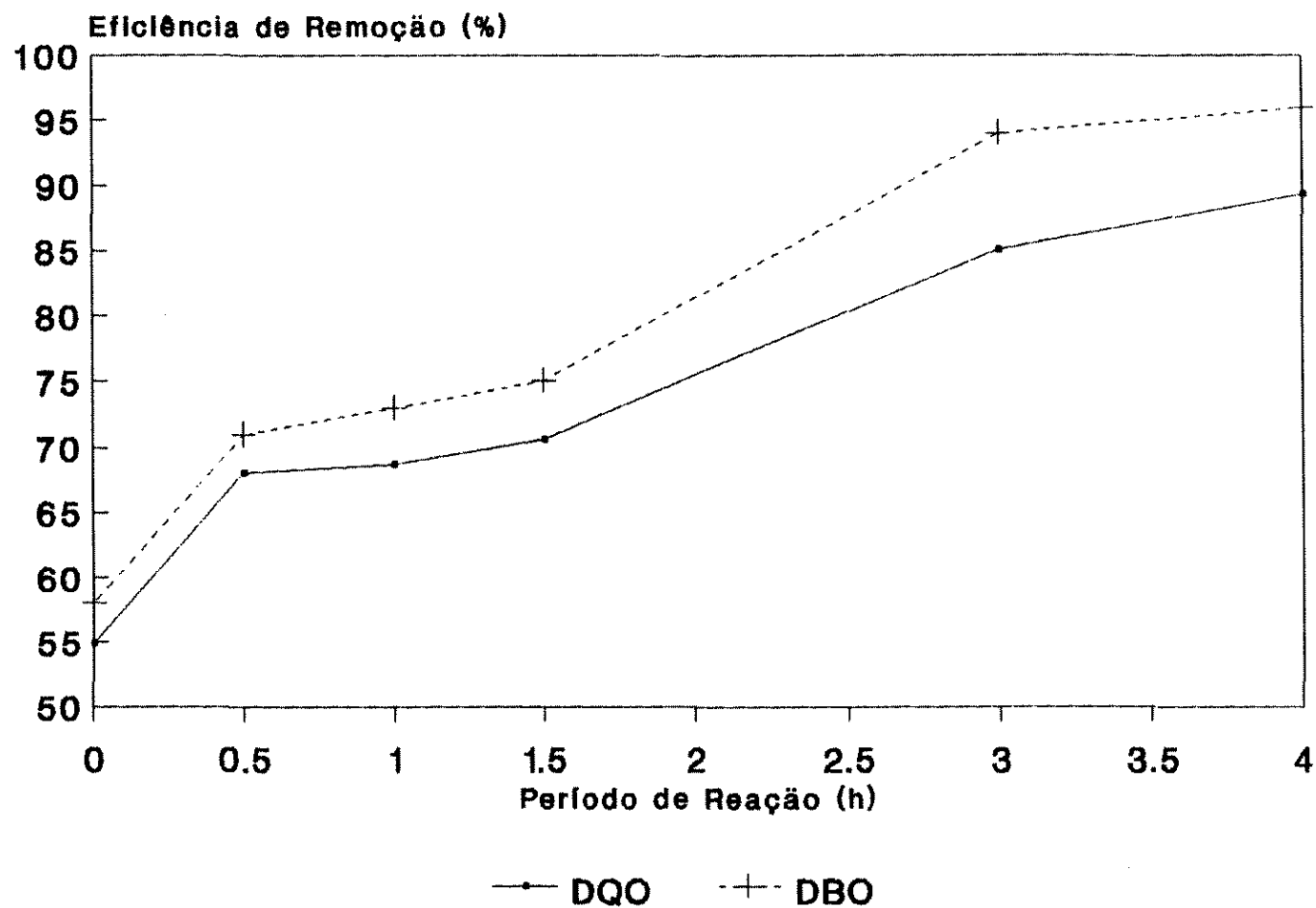


Figura B.26. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 2.500 mg/l e aplicação de oxigênio puro.

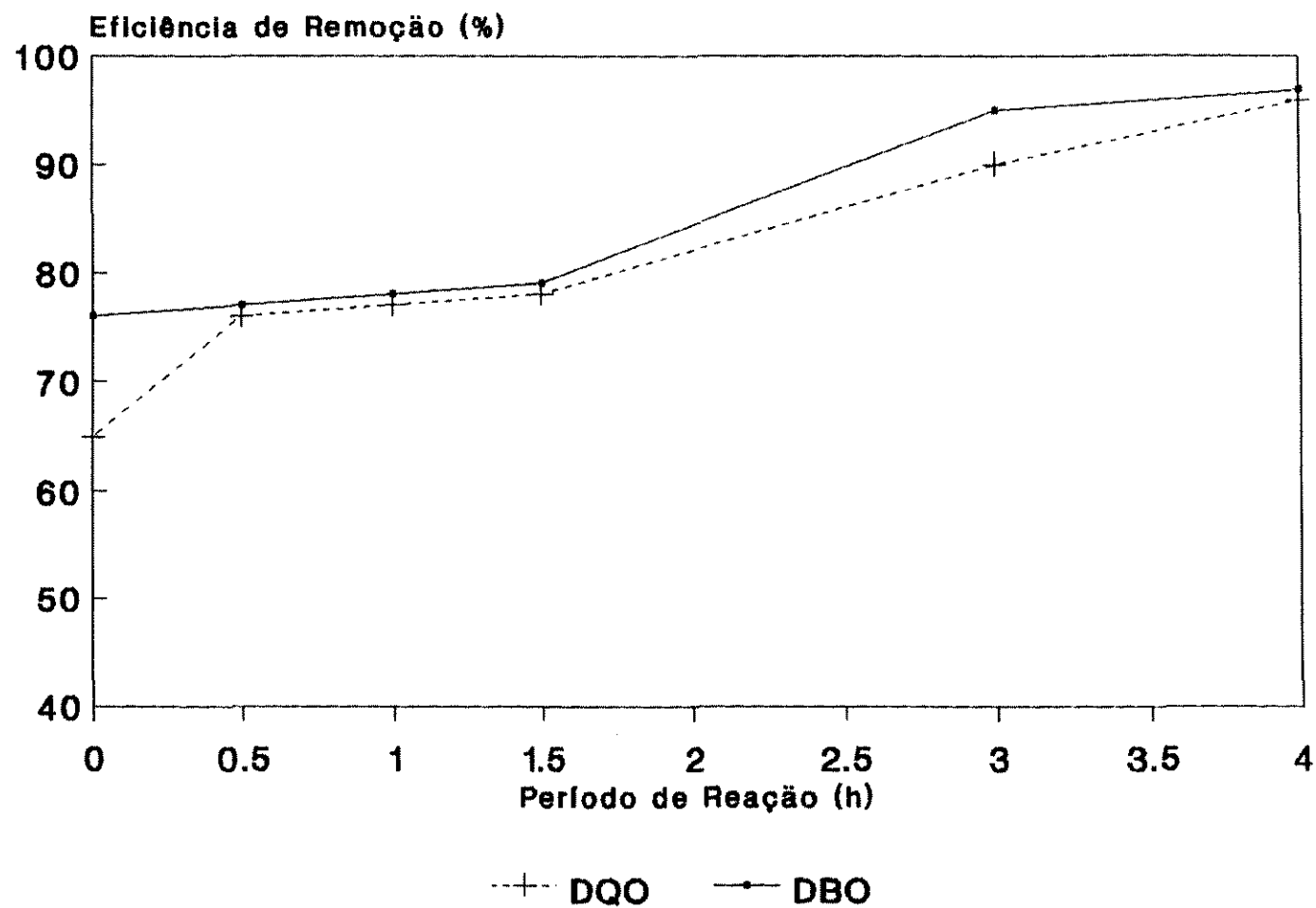


Figura B.27. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 3.000 mg/l e aplicação de oxigênio puro.

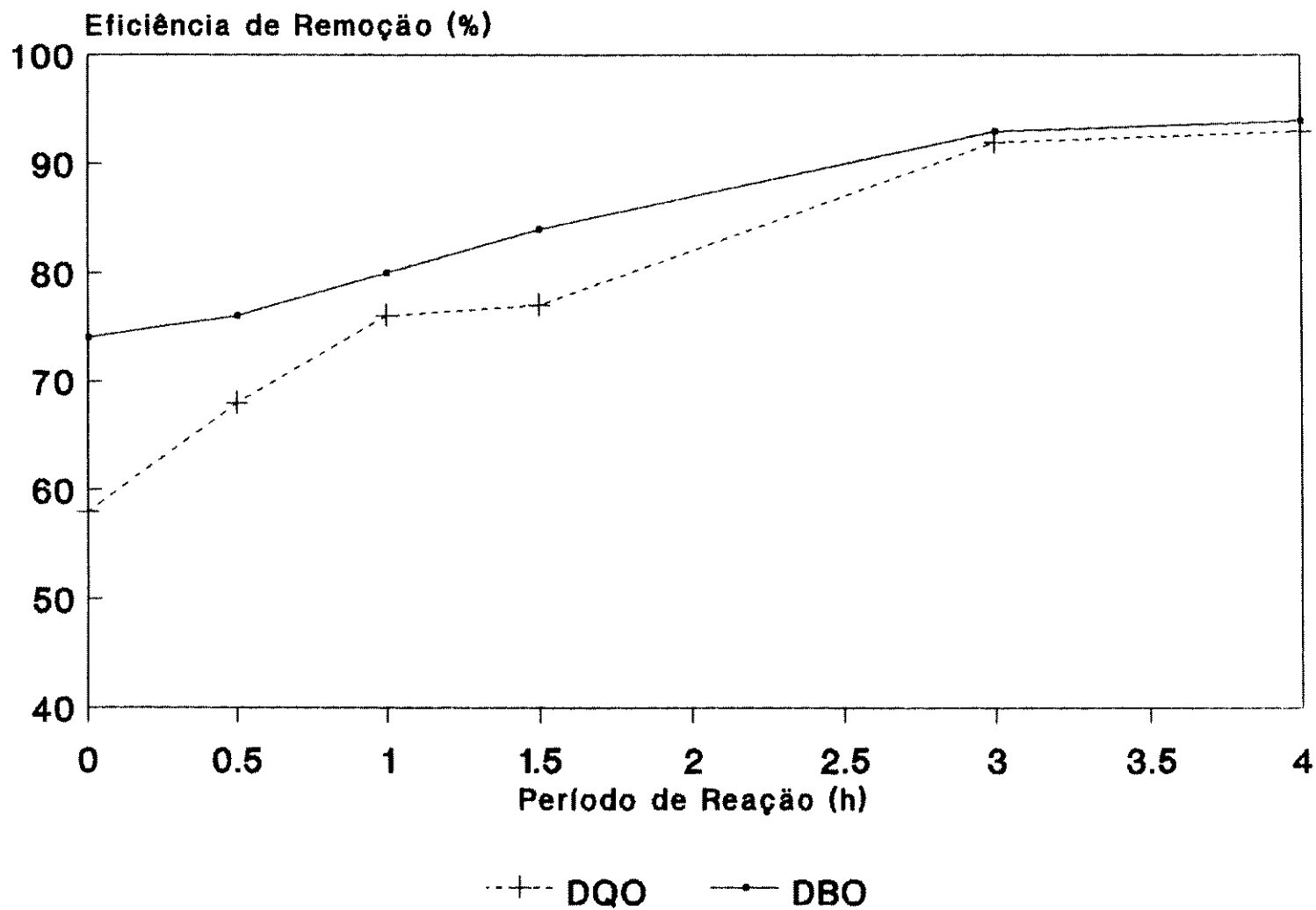


Figura B.28. Comparação das remoções de DQO e DBO com SSVR = 2.000 mg/l e aplicação de oxigênio puro.

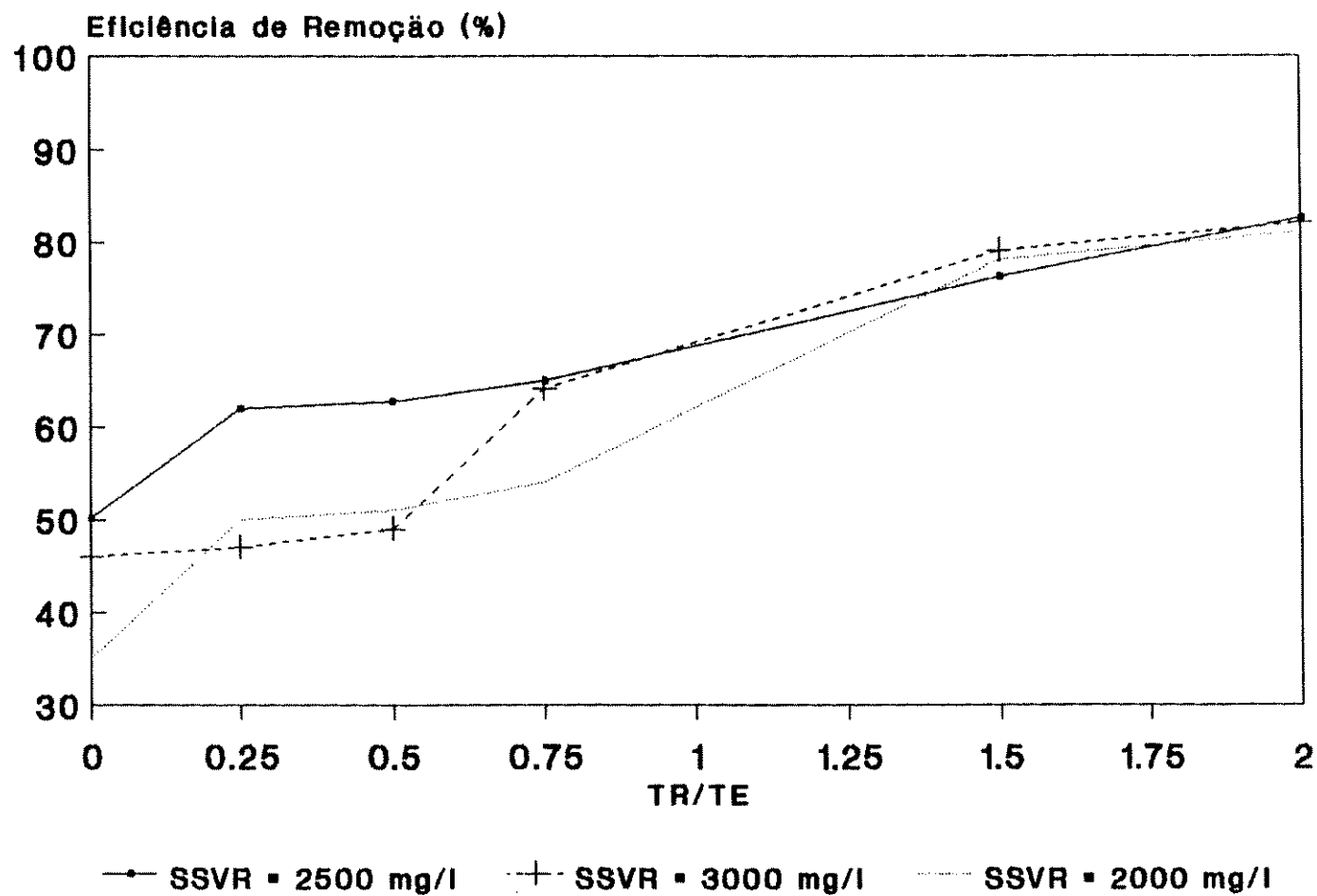


Figura B.29. Remoções de DQO com aplicação de ar para as relações TR/TE testadas.

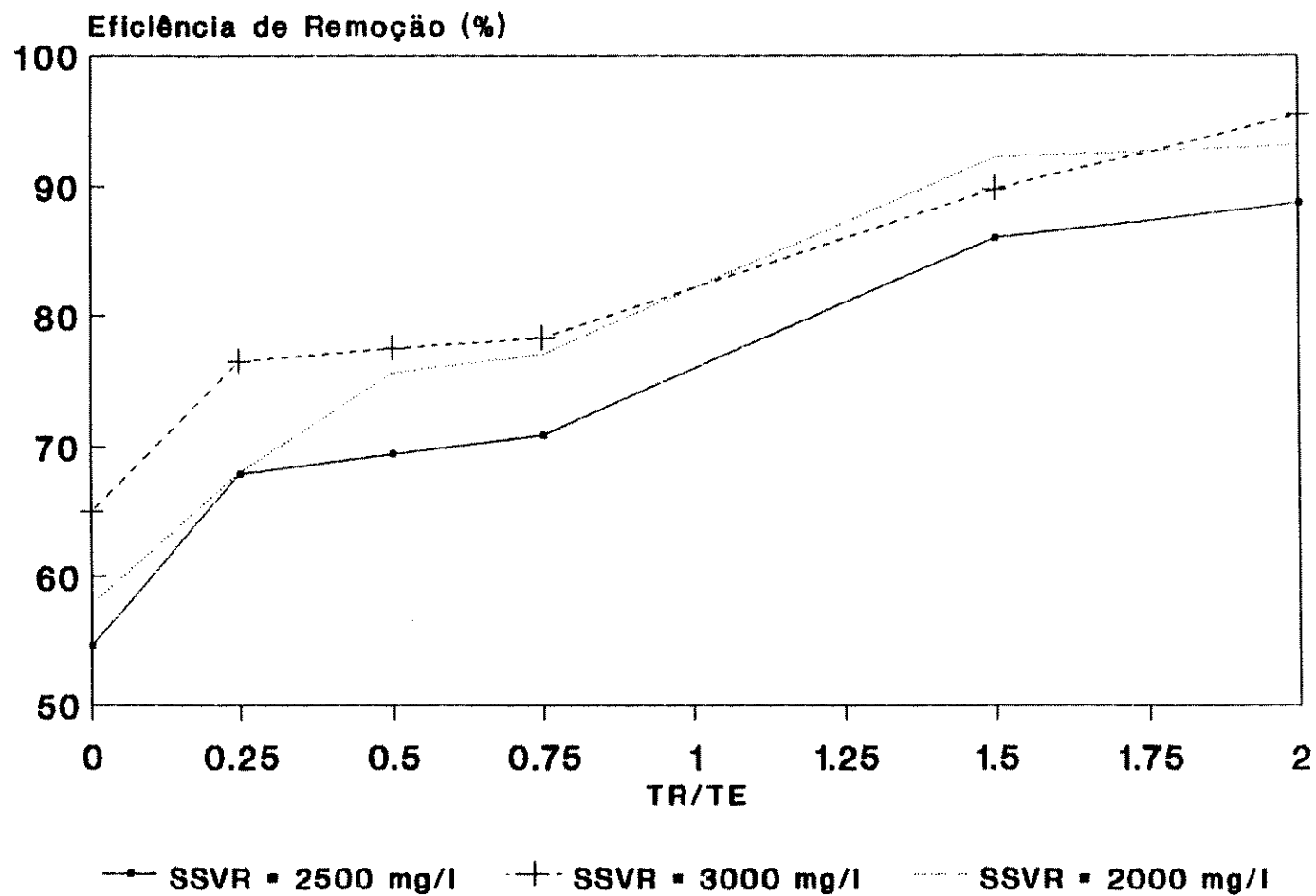


Figura B.30. Remoções de DQO com aplicação de oxigênio puro para as relações TR/TE testadas.

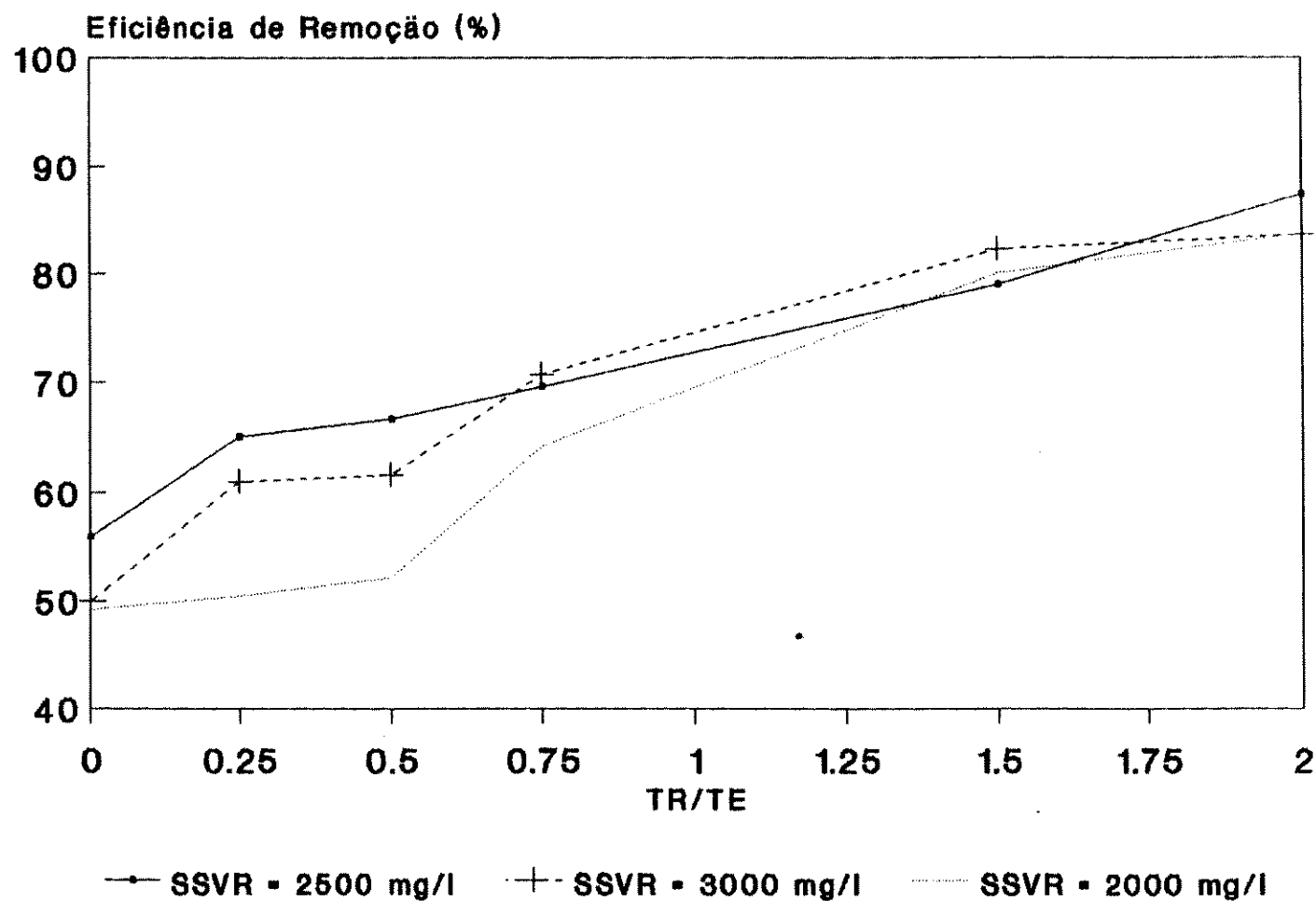


Figura B.31. Remoções de DBO com aplicação de ar para as relações TR/TE testadas.

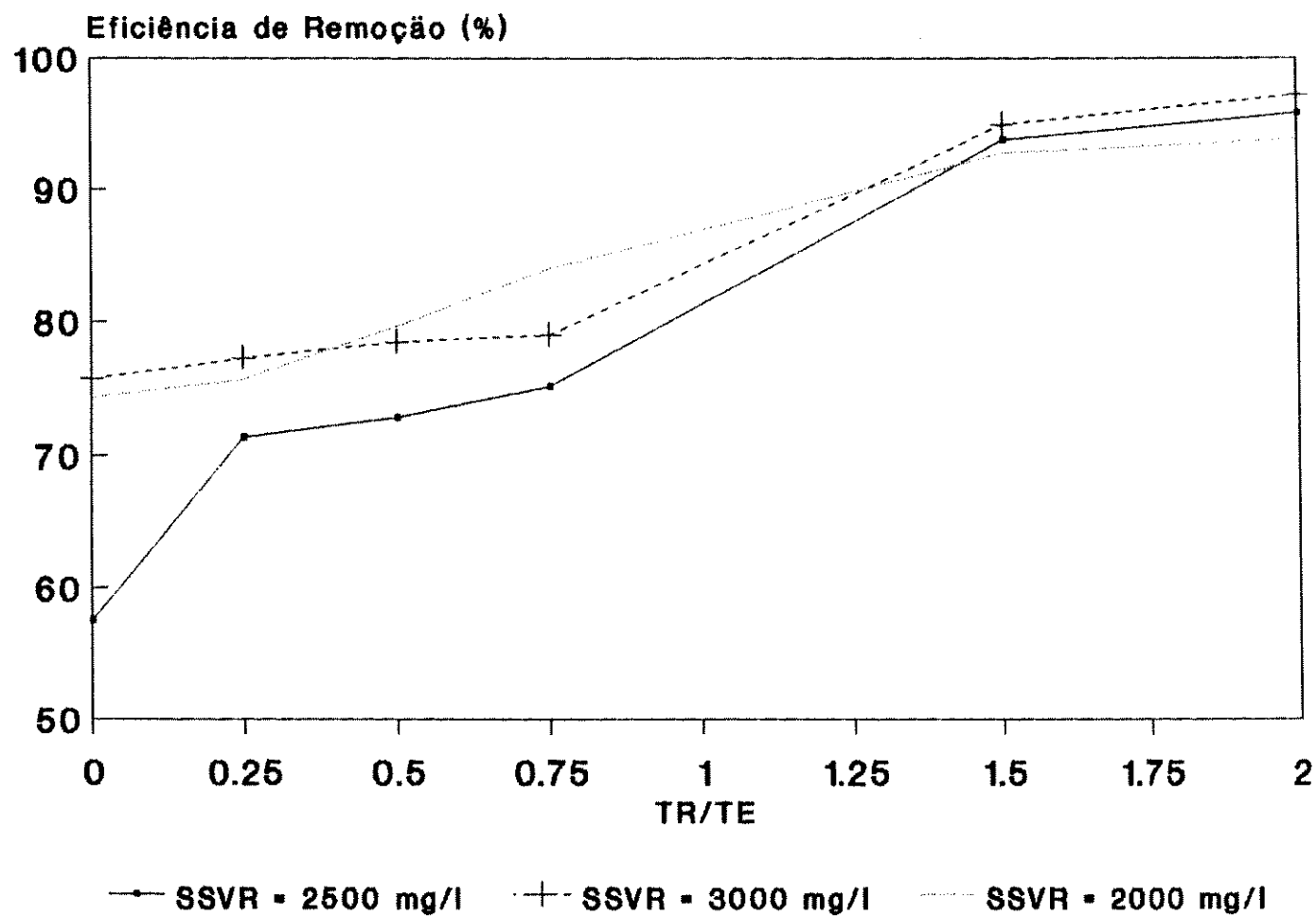


Figura B.32. Remoções de DBO com aplicação de oxigênio puro para as relações TR/TE testadas.

ANEXO C

Tabela C.1. Resumo da determinação dos coeficientes cinéticos do sistema com aplicação de ar.

Temperatura (°C)	So (mg DQO/l)	S (mg DQO/l)	Th (dias)	Tc (dias)	X (mg SSVR/l)	(X.Th)/(So-S) (dias)	1/S (l/mg)	1/Th (dias ** -1)	(So-S)/(X.Th) (dias ** -1)	1/Tc (dias ** -1)	F/M
15	2576	1720	1.00	3.69	2000	2.34	5.814E-04	1.00	0.43	0.27	1.29
20	2944	1886	1.00	3.44	2000	1.89	5.302E-04	1.00	0.53	0.29	1.47
18	3379	1488	1.25	5.62	2000	1.32	6.720E-04	0.80	0.76	0.18	1.69
17	3072	1761	1.25	2.33	2000	1.91	5.679E-04	0.80	0.52	0.43	1.54
25	3146	1748	1.50	2.35	2000	2.15	5.721E-04	0.67	0.47	0.43	1.57
21	3533	1526	1.50	1.95	2000	1.49	6.553E-04	0.67	0.67	0.51	1.77
20	2861	1459	1.75	3.76	2000	2.50	6.854E-04	0.57	0.40	0.27	1.43
20	3437	1430	1.75	1.05	2000	1.74	6.993E-04	0.57	0.57	0.95	1.72
23	2496	634	2.50	2.70	2000	2.69	1.577E-03	0.40	0.37	0.37	1.25
23	4762	941	2.50	1.59	2000	1.31	1.063E-03	0.40	0.76	0.63	2.38
22	2499	490	3.00	1.40	2000	2.99	2.041E-03	0.33	0.33	0.71	1.25
18	2834	574	3.00	1.62	2000	2.65	1.742E-03	0.33	0.38	0.62	1.42
25	3091	1526	1.00	1.37	2500	1.60	6.553E-04	1.00	0.63	0.73	1.24
18	2880	1450	1.00	3.16	2500	1.75	6.897E-04	1.00	0.57	0.32	1.15
20	1697	581	1.25	7.37	2500	2.80	1.721E-03	0.80	0.36	0.14	0.68
18	3398	1223	1.50	4.01	2500	1.72	8.177E-04	0.67	0.58	0.25	1.36
20	3168	1229	1.50	1.97	2500	1.93	8.137E-04	0.67	0.52	0.51	1.27
20	1678	602	1.75	3.00	2500	4.07	1.661E-03	0.57	0.25	0.33	0.67
20	1397	475	1.75	2.68	2500	4.75	2.105E-03	0.57	0.21	0.37	0.56
18	2592	672	2.50	2.40	2500	3.26	1.488E-03	0.40	0.31	0.42	1.04
17	1997	422	2.50	4.52	2500	3.97	2.370E-03	0.40	0.25	0.22	0.80
17	2438	576	3.00	4.83	2500	4.03	1.736E-03	0.33	0.25	0.21	0.98
18	2548	1383	1.00	3.93	3000	2.58	7.231E-04	1.00	0.39	0.25	0.85
15	2893	1609	1.00	3.99	3000	2.34	6.215E-04	1.00	0.43	0.25	0.96
15	3956	2061	1.25	7.93	3000	1.98	4.852E-04	0.80	0.51	0.13	1.32
15	3459	1803	1.50	5.62	3000	2.72	5.546E-04	0.67	0.37	0.18	1.15
20	3202	1492	1.50	1.61	3000	2.63	6.702E-04	0.67	0.38	0.62	1.07
24	3291	1566	1.75	3.36	3000	3.04	6.386E-04	0.57	0.33	0.30	1.10
15	2869	942	1.75	2.07	3000	2.72	1.062E-03	0.57	0.37	0.48	0.96
15	3352	578	2.50	2.50	3000	2.70	1.730E-03	0.40	0.37	0.40	1.12
19	2920	784	2.50	1.66	3000	3.51	1.276E-03	0.40	0.28	0.60	0.97
15	2630	586	3.00	3.26	3000	4.40	1.706E-03	0.33	0.23	0.31	0.88
18	2707	557	3.00	4.63	3000	4.19	1.795E-03	0.33	0.24	0.22	0.90

RESULTADOS DAS REGRESSÕES PARA DETERMINAÇÃO DOS COEFICIENTES CINÉTICOS NO SISTEMA COM APLICAÇÃO DE AR.

Regressão para a obtenção dos coeficientes "k" e "Ks".

Regression Output:		
Constant	1.29	$k = 1/\text{constant} = 0.78$
Std Err of Y Est	0.62	
R Squared	0.57	
No. of Observations	33.00	
Degrees of Freedom	31.00	
X Coefficient(s)	1228.66	$Ks = k \cdot X \text{ Coefficient} = 958.3$
Std Err of Coef.	192.30	

Regressão para a obtenção dos coeficientes "Y" e "kd".

Regression Output:		
Constant	0.26	$kd = 0.26$
Std Err of Y Est	0.19	
R Squared	0.06	
No. of Observations	33.00	
Degrees of Freedom	31.00	
X Coefficient(s)	0.31	$Y = 0.31$
Std Err of Coef.	0.23	

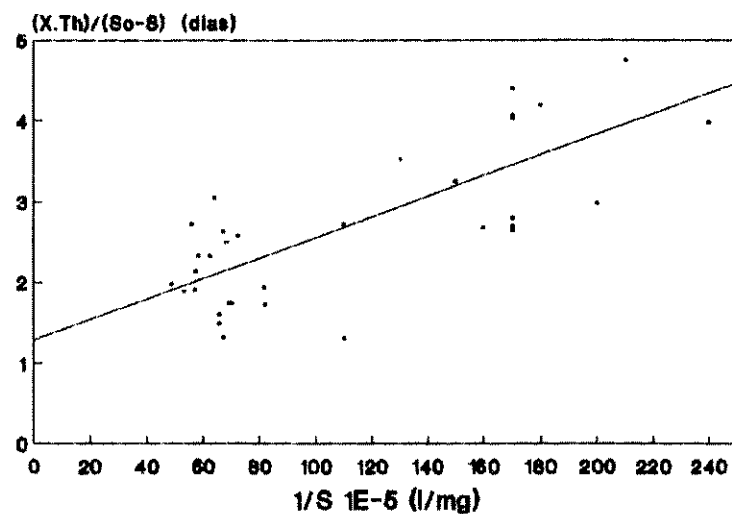


Figura C.1. Gráfico da regressão para a determinação k e K_s .

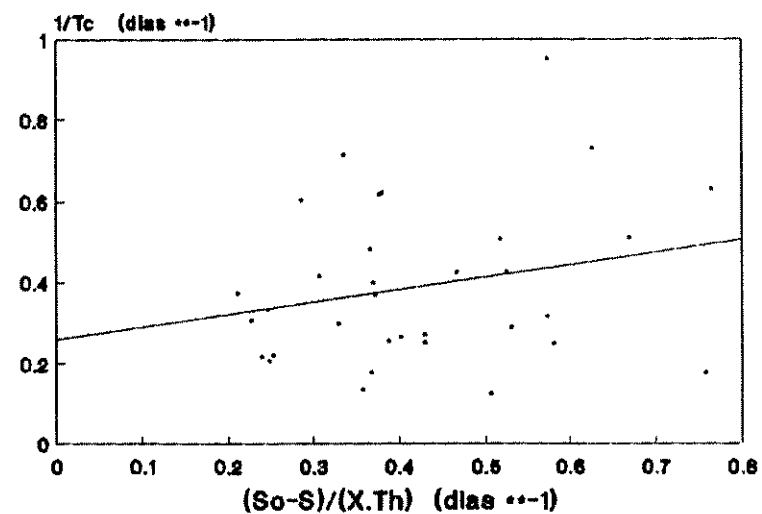


Figura C.2. Gráfico da regressão para determinação de k_d e Y .

Aplicação de ar.

Tabela C.2. Resumo da determinação dos coeficientes cinéticos do sistema com aplicação de oxigênio puro.

Temperatura (°C)	So (mg DQO/l)	S (mg DQO/l)	Th (dias)	Tc (dias)	X (mg SSVR/l)	(X.Th)/(So-S) (dias)	1/S (l/mg)	1/Th (dias ** -1)	(So-S)/(X.Th) (dias ** -1)	1/Tc (dias ** -1)	F/M
15	2576	1159	1.00	1.43	2000	1.41	8.628E-04	1.00	0.71	0.70	1.29
20	2944	1168	1.00	1.83	2000	1.13	8.562E-04	1.00	0.89	0.55	1.47
18	3379	1277	1.25	1.06	2000	1.19	7.831E-04	0.80	0.84	0.94	1.69
17	3072	787	1.25	0.75	2000	1.09	1.271E-03	0.80	0.91	1.33	1.54
25	3146	791	1.50	0.97	2000	1.27	1.264E-03	0.67	0.79	1.03	1.57
21	3533	837	1.50	0.72	2000	1.11	1.195E-03	0.67	0.90	1.39	1.77
20	2861	874	1.75	1.56	2000	1.76	1.144E-03	0.57	0.57	0.64	1.43
20	3437	576	1.75	1.30	2000	1.22	1.736E-03	0.57	0.82	0.77	1.72
23	2496	317	2.50	0.78	2000	2.29	3.155E-03	0.40	0.44	1.28	1.25
23	4762	250	2.50	0.73	2000	1.11	4.000E-03	0.40	0.90	1.37	2.38
22	2499	163	3.00	1.15	2000	2.57	6.135E-03	0.33	0.39	0.87	1.25
18	2834	202	3.00	1.25	2000	2.28	4.950E-03	0.33	0.44	0.80	1.42
25	3091	1351	1.00	1.03	2500	1.44	7.402E-04	1.00	0.70	0.97	1.24
18	2880	1361	1.00	3.96	2500	1.65	7.348E-04	1.00	0.61	0.25	1.15
20	1236	498	1.25	1.81	2500	4.23	2.008E-03	0.80	0.24	0.55	0.49
20	1697	443	1.25	5.90	2500	2.49	2.257E-03	0.80	0.40	0.17	0.68
18	3398	1497	1.50	1.74	2500	1.97	6.680E-04	0.67	0.51	0.57	1.36
20	1678	502	1.75	1.70	2500	3.72	1.992E-03	0.57	0.27	0.59	0.67
20	1397	391	1.75	3.40	2500	4.35	2.558E-03	0.57	0.23	0.29	0.56
18	2592	326	2.50	2.34	2500	2.76	3.067E-03	0.40	0.36	0.43	1.04
17	1997	317	2.50	1.82	2500	3.72	3.155E-03	0.40	0.27	0.55	0.80
17	2438	293	3.00	7.84	2500	3.50	3.413E-03	0.33	0.29	0.13	0.98
15	2170	230	3.00	4.67	2500	3.87	4.348E-03	0.33	0.26	0.21	0.87
18	2548	1291	1.00	2.13	3000	2.39	7.746E-04	1.00	0.42	0.47	0.85
17	3938	957	1.25	2.37	3000	1.26	1.045E-03	0.80	0.79	0.42	1.31
15	3956	902	1.25	9.15	3000	1.23	1.109E-03	0.80	0.81	0.11	1.32
15	3459	819	1.50	1.37	3000	1.70	1.221E-03	0.67	0.59	0.73	1.15
20	3202	681	1.50	1.41	3000	1.79	1.468E-03	0.67	0.56	0.71	1.07
24	3291	651	1.75	1.58	3000	1.99	1.536E-03	0.57	0.50	0.63	1.10
15	2869	704	1.75	1.10	3000	2.42	1.420E-03	0.57	0.41	0.91	0.96
15	3352	382	2.50	3.13	3000	2.53	2.618E-03	0.40	0.40	0.32	1.12
19	2920	127	2.50	1.84	3000	2.69	7.874E-03	0.40	0.37	0.54	0.97
18	2707	163	3.00	3.82	3000	3.54	6.135E-03	0.33	0.28	0.26	0.90

RESULTADOS DAS REGRESSOES PARA DETERMINACAO DOS COEFICIENTES CINETICOS DO SISTEMA COM APLICACAO DE OXIGENIO PURO.

Regressão para obtenção dos coeficientes "k" e "Ks"

Regression Output:		
Constant	1.62	$k = 1/\text{Constant} = 0.62$
Std Err of Y Est	0.90	
R Squared	0.23	
No. of Observations	33.00	
Degrees of Freedom	31.00	
X Coefficient(s)	262.07	$Ks = k \cdot X \text{ Coefficient} = 162.$
Std Err of Coef.	87.25	

Regressão para obtenção dos coeficientes "Y" e "kd".

Regression Output:		
Constant	0.21	$kd = 0.21$
Std Err of Y Est	0.31	
R Squared	0.27	
No. of Observations	33.00	
Degrees of Freedom	31.00	
X Coefficient(s)	0.82	$Y = 0.82$
Std Err of Coef.	0.24	

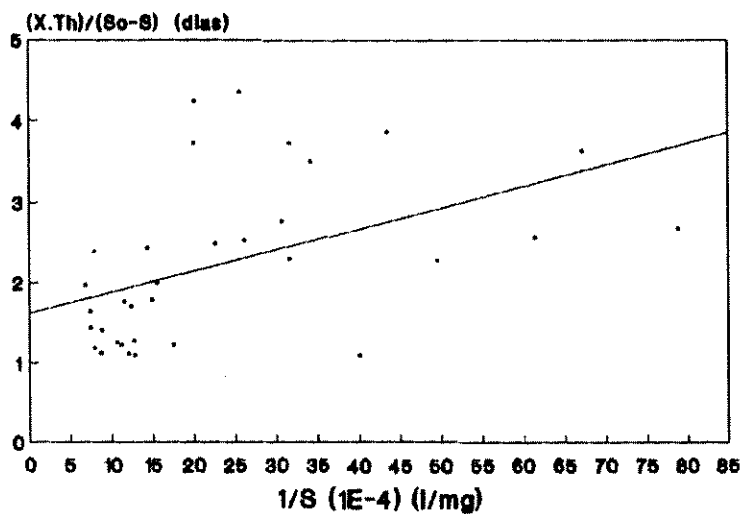


Figura C.3. Gráfico da regressão para determinação de k e K_s

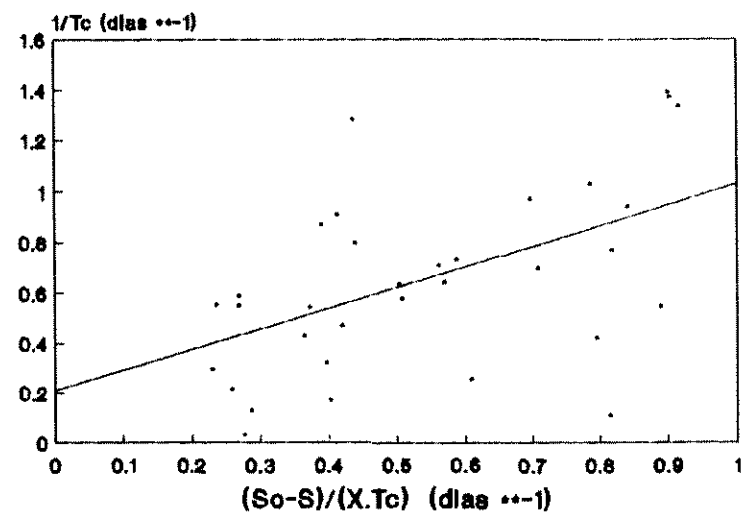


Figura C.4. Gráfico da regressão para determinação de k_d e Y

Aplicação de oxigênio puro.

ANEXO D

EXEMPLO DE APLICAÇÃO

Deseja-se tratar por meio de um sistema LAB o efluente líquido de uma indústria cítrica, sendo exigido para lançamento $DBO_{\text{efl.}} = 30 \text{ mg/l}$. Existe a possibilidade de aplicar aeração através de ar comprimido ou de oxigênio puro. Na ETE serão realizadas a correção de pH e dosagem de nutrientes, e a concentração de OD no reator deverá ser mantida superior a $3,0 \text{ mg/l}$. Verifique qual tipo de aeração deve ser adotado para que sejam obtidos reatores de menor volume. Dados:

$$Q = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$DQO = 3.000 \text{ mg/l}$$

$$SSVR = 3.000 \text{ mg/l}$$

$$U_{\text{ar}} = 0,42 \text{ d}^{-1}$$

$$U_{\text{ox}} = 0,54 \text{ d}^{-1}$$

80 % do volume do reator será decantado.

SOLUÇÃO:

A) Aplicação de ar

A.1) Determinação de F/M

$$E = \frac{DQO_{\text{afl.}} - DQO_{\text{efl.}}}{DQO_{\text{afl.}}} \times 100$$

$$E = \frac{(3.000 - 30)\text{mg/l}}{3.000 \text{ mg/l}} \times 100 \%$$

$$E = 99\%$$

$$F/M = \frac{U \cdot 100}{E}$$

$$F/M = \frac{0,42 \text{ d}^{-1} \cdot 100 \%}{99 \%}$$

$$F/M = 0,424 \text{ d}^{-1}$$

A.2) Cálculo do volume

$$V = \frac{Q \cdot S_o}{X \cdot (F/M)}$$

$$V = \frac{3.000 \cdot 10^3 \text{ l/d} \cdot 3.000 \text{ mg/l}}{3.000 \text{ mg/l} \cdot 0,424 \text{ d}^{-1}}$$

$$V = 7.075.472 \text{ l}$$

$$V \approx 7.080 \text{ m}^3$$

Adotam-se dois reatores com $V = 3.540 \text{ m}^3$, sendo:

$$V_{\text{tratamento}} = 2.832 \text{ m}^3; \text{ e}$$

$$V_{\text{lodo}} = 708 \text{ m}^3$$

B) Aplicação de oxigênio puro

B.1) Determinação de F/M

$$F/M = \frac{0,54 \text{ d}^{-1} \cdot 100 \%}{99 \%}$$

$$F/M = 0,545 \text{ d}^{-1}$$

B.2) Cálculo do volume

$$V = \frac{3.000 \cdot 10^3 \text{ l/d} \cdot 3.000 \text{ mg/l}}{3.000 \text{ mg/l} \cdot 0,545 \text{ d}^{-1}}$$

$$V = 5.504.587 \text{ l}$$

$$V \approx 5.510 \text{ m}^3$$

adotam-se dois reatores com $V = 2.755 \text{ m}^3$, sendo:

$$V_{\text{tratamento}} = 2.204 \text{ m}^3; \text{ e}$$

$$V_{\text{lodo}} = 551 \text{ m}^3$$

C) Tempo de detenção hidráulica

$$\theta_H = \frac{\% \text{ decantado} \cdot V}{Q}$$

$$\theta_{H_{\text{ar}}} = \frac{0,80 \cdot 7080 \text{ m}^3}{3.000 \text{ m}^3/\text{d}}$$

$$\theta_{H_{\text{ar}}} = 1,89 \text{ d}$$

$$\theta_{H_{\text{ox}}} = \frac{0,80 \cdot 5.510 \text{ m}^3}{3.000 \text{ m}^3/\text{d}}$$

$$\theta_{H_{\text{ox}}} = 1,47 \text{ d}$$

Deverá ser adotada a aplicação de oxigênio puro, pois apresenta volume de reator 1,29 vezes menor do que seria utilizado para aplicação de ar, o que também pode ser observado nos tempos de detenção hidráulicos.

É importante salientar que este tempo de detenção corresponde aos períodos de enchimento e de reação, o que implica na possibilidade de serem necessários volumes maiores

para operacionalização, considerando os períodos de sedimentação, drenagem e repouso.