

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

INSTITUTO DE PESQUISAS HIDRÁULICAS

**COMPORTAMENTO DO REATOR SEQÜENCIAL EM BATELADA (RSB) SOB
ESTADO ESTACIONÁRIO DINÂMICO UTILIZANDO IDADE DO LODO COMO
PARÂMETRO DE CONTROLE OPERACIONAL**

ALTEMAR VILAR DOS SANTOS

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental da Universidade Federal do Rio Grande do Sul como requisito parcial para a obtenção do título de Doutor.

Orientador: Prof. Dr. Luiz Fernando de Abreu Cybis
Co-orientador: Prof. Dr. Gino Roberto Gehling

Banca Examinadora

Prof. Dr. Adrianus Cornelius van Haandel	AESA/UFCG
Prof. Dr. Carlos Ernando da Silva	UFSM
Prof. Dr. Luiz Olinto Monteggia	IPH/UFRGS

Porto Alegre, fevereiro de 2005

APRESENTAÇÃO

Este trabalho foi desenvolvido no Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental do Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, sob a orientação do Professor Luiz Fernando de Abreu Cybis e co-orientação do Professor Gino Roberto Gehling da Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

AGRADECIMENTOS

A Deus pela vida, saúde, paz e condições de realizar o sonho de concluir o doutorado.

A minha esposa Rossana por todo companheirismo ao longo desta caminhada em Porto Alegre, incentivo nos momentos de tribulação, ajuda no laboratório e tempo que lhe foi negado.

Aos meus pais Afonso e Alba pelo exemplo de perseverança e de vida para os filhos.

Ao Professor Cybis pela orientação e por todo esforço para obter recursos destinados à pesquisa.

Ao Professor Gino pela co-orientação e por acreditar na minha capacidade para conduzir a pesquisa.

Aos amigos nordestinos Jean Ricardo e Emília por todo companheirismo, acolhida e ajuda ao longo do doutorado.

A Daniel Medeiros por toda ajuda no laboratório durante a pesquisa.

Aos técnicos do laboratório de saneamento por toda ajuda nas análises e descontração criada no ambiente de trabalho.

A Vice-Direção do IPH, especialmente a Janete e Rodrigo, por todo empenho para realização das minhas coletas de esgoto e manutenção dos equipamentos dos meus experimentos.

Ao amigo Gilson Arima pelo treinamento para trabalhar com o sistema de automação do RSB e toda ajuda para resolver os problemas dos equipamentos eletrônicos.

A família De Rosa pela acolhida e incentivo durante os momentos de solidão e tribulação em Porto Alegre e, especialmente, ao Felipe por todo companheirismo.

A professora de português Dulcinéia Alves de Andrade pela correção do texto.

A todos os funcionários da biblioteca do IPH pela ajuda para encontrar minhas referências bibliográficas.

Ao Departamento Municipal de Água e Esgotos – DMAE de Porto Alegre pela liberação do espaço na ETE Vila Esmeralda para instalação do experimento em escala piloto.

Ao CNPq pela concessão da bolsa de estudo.

Ao Centro Federal de Educação Tecnológica da Bahia pela minha liberação para realizar o doutorado.

RESUMO

O reator seqüencial em batelada (RSB) é uma variante de lodos ativados capaz de promover a remoção da matéria orgânica, a remoção dos nutrientes e a separação da fase sólida da líquida em uma unidade. A valorização das áreas urbanas, a carência de tratamento terciário e a crescente necessidade de redução nas dimensões de estações de tratamento de esgoto devem impulsionar o desenvolvimento de pesquisas sobre RSB em curto espaço de tempo. A partir deste cenário, o presente trabalho teve como objetivo modelar o comportamento do reator seqüencial em batelada a partir da teoria desenvolvida por Marais e colaboradores. Dentro deste contexto, a cinética de oxidação dos compostos orgânicos e do nitrogênio na forma amoniacal foi descrita e modelada. O trabalho experimental foi realizado em duas escalas: bancada e piloto. O experimento em escala de bancada foi dividido em duas fases. Foram utilizados dois RSBs e um sistema de fluxo contínuo. Um reator seqüencial em batelada (RSB1) foi operado com idade de lodo. O outro reator em batelada (RSB2) foi operado em função da relação F/M e o sistema de fluxo contínuo (FC1) por idade de lodo. Estes reatores foram utilizados como controle no monitoramento do RSB1. Na primeira fase, os três sistemas removeram apenas matéria orgânica. Na fase seguinte, removeram matéria orgânica e nitrogênio. A partir dos resultados obtidos em escala de bancada, foi possível concluir que o modelo desenvolvido pode ser aplicado ao reator seqüencial em batelada operando com idade de lodo, permitindo determinar a qualidade do efluente, a produção de lodo e o consumo de oxidante. Além disso, foi possível descrever o comportamento da taxa de consumo de oxigênio em função da oxidação da matéria orgânica biodegradável e da oxidação do nitrogênio na forma amoniacal. O reator seqüencial em batelada operado com idade de lodo (RSB1) alcançou remoção média de matéria orgânica de 90 % nas idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias. A remoção média de nitrogênio mais elevada foi obtida na idade de lodo de 20 dias e atingiu 87 %. Nas demais idades de lodo a remoção média de nitrogênio variou entre 79 e 42 %. A modelagem do comportamento do reator seqüencial em batelada resultou numa proposta de metodologia para o dimensionamento que tem como finalidade abolir critérios obsoletos e inadequados para o dimensionamento de lodos ativados em batelada.

No experimento em escala piloto, foram utilizados um reator seqüencial em batelada, denominado RSB, e um sistema de fluxo contínuo com a configuração Bardenpho, denominado FC. Os sistemas de lodos ativados sob investigação foram monitorados em duas idades de lodo: 30 e 10 dias. Os dados do experimento em escala piloto mostraram que os processos físico-químicos e biológicos envolvidos na remoção de matéria orgânica e

nitrogênio no RSB foram mais eficientes do que no Bardenpho quando trataram o mesmo esgoto doméstico e foram submetidos às mesmas condições operacionais. No RSB, obteve-se 88 e 89 % de remoção de matéria orgânica nas idades de lodo de 10 e 30 dias, respectivamente. Nesta seqüência das idades de lodo, a eficiência do Bardenpho caiu de 87 para 76 %. O sistema de fluxo contínuo removeu 66 e 52 % do nitrogênio total afluyente nas idades de lodo de 10 e 30 dias, respectivamente. A eficiência do RSB na remoção de nitrogênio foi determinada apenas na idade de lodo de 10 dias e alcançou 69 %.

A partir dos resultados obtidos em escala de bancada e piloto, constata-se que o reator seqüencial em batelada operando com idade de lodo pode ser utilizado no tratamento de esgoto doméstico e obter eficiência na remoção de matéria orgânica e nitrogênio igual ou superior ao sistema de fluxo contínuo.

ABSTRACT

The sequential batch reactor (SBR) is a variant of activated sludge that can promote the removal of organic matter, the removal of nutrients and the separation of the solid phase from the liquid one in a unit. The increased value of urban areas, the lack of tertiary treatment and the growing need to reduce the size of sewage treatment plants should drive the development of research on SBRs in a short time period. According to this scenario, the present study aimed at modeling the behavior of the sequential batch reactor based on the theory developed by Marais et cols. The kinetics of oxidation of organic compounds and nitrogen in the ammoniacal form was described and modeled in this context. The experimental work was performed on two scales: bench and pilot. The bench-scale experiment was divided into two phases. Two SBRs and a continuous flow system were used. A sequential batch reactor (SBR1) was operated with sludge age. The other batch reactor (SBR2) was operated considering the F/M relationship and the continuous flow system (FC1) by sludge age. These reactors were used as control in monitoring SBR1. During the first phase, the three systems removed only organic matter. In the next phase they removed organic matter and nitrogen. Based on the bench-scale results obtained, it could be concluded that the model developed can be applied to the sequential batch reactor operating with sludge age and determine the quality of effluent, sludge production and oxidant consumption. Furthermore, the behavior of the oxygen consumption rate as a function of biodegradable organic matter oxidation and the oxidation of nitrogen in the ammoniacal form could be described. The sequential batch reactor operated with sludge age (SBR1) achieved the mean removal of organic matter of 90% at sludge ages of 30, 20, 10 and 5 days. The highest mean removal of nitrogen was obtained at the sludge age of 20 days and reached 87%. At the other sludge ages, the mean removal of nitrogen varied from 79 to 42%. Modeling the behavior of the sequential batch reactor led to a proposal for a sizing methodology in order to eliminate obsolete criteria that are inappropriate to size batch activated sludges

In the pilot scale experiment, a sequential batch reactor called SBR and a continuous flow system with a Bardenpho configuration called FC were used. The activated sludge systems investigated were monitored with two sludge ages of 30 and 10 days. The data on the pilot scale experiment showed that the physicochemical and biological processes involved in the removal of organic matter and nitrogen in the SBR were more efficient than in the Bardenpho, when treating the same domestic sewage and submitted to the same operational conditions. In the SBR 88 and 89% removal of organic matter at the sludge ages of 10 and 30 days respectively were obtained. In this sequence of sludge ages, the efficiency of the

Bardenpho dropped from 87 to 76%. The efficiency of nitrogen removal was obtained only for the sludge age of 10 days. The SBR and Bardenpho removed 69 and 66%, respectively.

Based on the results obtained on bench and pilot scale, it is found that the sequential batch reactor operating with sludge age may be used to treat domestic sewage and achieve an efficiency of organic matter and nitrogen removal equal to or higher than the continuous flow system.

SUMÁRIO

APRESENTAÇÃO	i
AGRADECIMENTOS	i
RESUMO	iii
ABSTRACT	v
SUMÁRIO	vii
LISTA DE TABELAS	ix
LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS	xviii
1 – INTRODUÇÃO	1
2 – OBJETIVOS	2
3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	3
3.1 – Microbiologia de lodos ativados	3
3.1.1 - Metabolismo bacteriano	3
3.2 - Remoção da matéria orgânica	6
3.3 - Remoção biológica do nitrogênio	10
3.4 – Cinética	11
3.4.1 - Cinética da remoção da matéria orgânica solúvel	11
3.4.2 - Cinética da remoção da matéria orgânica particulada	15
3.4.3 - Cinética da nitrificação	18
3.4.3.1 – Fatores que interferem na nitrificação no tratamento do esgoto doméstico ...	21
3.4.4 – Cinética da desnitrificação	25
3.5 - Balanço de massa da matéria orgânica em sistema de fluxo contínuo	30
3.6 - Modelo matemático do comportamento de lodos ativados de fluxo contínuo com reator unitário completamente misturado	35
3.6.1 - Lodo inerte	37
3.6.2 - Lodo ativo	38
3.6.3 - Resíduo endógeno	41
3.7 - Dimensionamento do sistema de lodos ativados para remoção de matéria orgânica	45
3.7.1 - Fluxo contínuo	45
3.7.2 – Batelada	45
3.7.2.1 - Dimensionamento utilizando observações experimentais	46
3.7.2.2 - Dimensionamento utilizando a relação F/M	47
3.7.2.3 - Dimensionamento do RSB utilizando o modelo de fluxo contínuo	47
3.7.2.4 – Dimensionamento do lodos ativados em batelada segundo a Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT)	48
4 - MATERIAIS E MÉTODOS	50
4.1 – Descrição do experimento em escala de bancada	50
4.1.1 – Esgoto utilizado	52
4.1.2 – Procedimentos operacionais	54
4.2 – Descrição do experimento em escala piloto	55
4.2.1 - Procedimentos operacionais	58
4.3 – Procedimentos analíticos	58
4.4 – Determinação de $DQO_{cmáx}$, k e f_{up}	59
4.5 – Análise estatística	59
4.6 – Simulação	59
5 – RESULTADOS E DISCUSSÃO	60
5.1 –Desenvolvimento do balanço de massa da matéria orgânica em RSB	60
5.2 – Desenvolvimento do modelo matemático simplificado do comportamento do RSB	61

5.2.1 – Lodo ativo	62
5.2.2 – Resíduo endógeno	63
5.2.3 – Lodo inerte	63
5.2.4 – Dimensionamento do RSB a partir da idade de lodo como parâmetro de projeto	65
5.3 – Modelamento matemático da remoção da matéria orgânica no RSB	66
5.4 – Comportamento do RSB em escala de bancada removendo matéria orgânica	67
5.4.1 – Reatores de controle	82
5.5 - Comportamento do RSB em escala de bancada removendo matéria orgânica e nitrogênio	84
5.5.1 - Reatores de controle	107
5.6 – RSB e FC em escala piloto	110
5.6.1 – Esgoto bruto	110
5.6.2 – FC	112
5.6.3 – RSB	118
5.7 - Metodologia de cálculo para o dimensionamento do reator seqüencial em batelada	124
5.7.1 - Exemplo de dimensionamento de reator seqüencial em batelada	126
6 – CONCLUSÃO	133
7 – RECOMENDAÇÕES	135
8 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	136
9 – ANEXOS	147

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 -	Aceptores de elétrons típicos das reações de oxidação no tratamento de esgoto	5
Tabela 3.2 -	Distribuição entre as formas do nitrogênio amoniacal	11
Tabela 4.1 -	Procedimentos operacionais utilizados na primeira etapa da pesquisa em escala de bancada.....	55
Tabela 4.2 -	Procedimentos operacionais utilizados na segunda etapa da pesquisa em escala de bancada	55
Tabela 4.3 -	Parâmetros físico-químicos analisados e suas respectivas metodologias	59
Tabela 5.1 -	Dados obtidos para o balanço de massa do RSB1 removendo matéria orgânica com idade de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias	69
Tabela 5.2 -	Valores obtidos para os parâmetros da equação que descreve a oxidação da matéria orgânica ao longo do tempo	77
Tabela 5.3 -	Dados da DQO do efluente e sólidos suspensos voláteis dos reatores FC1 e RSB2	83
Tabela 5.4 -	Dados obtidos para o balanço de massa do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com idade de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias	85
Tabela 5.5 -	Taxas de consumo de nitrato (TCN) obtidas na reação anóxica no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com idade de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias	89
Tabela 5.6 -	Equações utilizadas na simulação da TCO do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio para idade de lodo de 30 dias	97
Tabela 5.7 -	Equações utilizadas na simulação da TCO do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio para idade de lodo de 20 dias	98
Tabela 5.8 -	Equações utilizadas na simulação da TCO do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio para idade de lodo de 10 dias	99
Tabela 5.9 -	Equações utilizadas na simulação da TCO do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio para idade de lodo de 5 dias	100
Tabela 5.10 -	Dados da alcalinidade total, pH e nitrogênio obtidos no esgoto bruto e no efluente final do RSB1 nas idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias	105
Tabela 5.11 -	Dados de DQO e nitrogênio total do efluente e sólidos suspensos voláteis dos reatores FC1 e RSB2	109
Tabela 5.12 -	Dados físico-químicos do esgoto bruto da ETE Vila Esmeralda	111
Tabela 5.13 -	Parâmetros determinados ao longo do sistema de lodos ativados de fluxo contínuo (Bardenpho) e no efluente final	114
Tabela 5.14 -	Eficiência do FC na remoção de matéria orgânica e nitrogênio	115
Tabela 5.15 -	Dados de temperatura, oxigênio dissolvido e sólidos suspensos voláteis no RSB e parâmetros físico-químicos do efluente final	120
Tabela 5.16 -	Taxa de consumo de nitrato (TCN) e dados de pH, alcalinidade total e nitrato ao longo das reações aeróbia e anóxica	121
Tabela 5.17 -	Eficiência do RSB na remoção de matéria orgânica e nitrogênio	122
Tabela 5.18 -	Parâmetros envolvidos no dimensionamento do RSB	125
Tabela 5.19 -	Procedimentos para dimensionamento do RSB	125
Tabela 5.20 -	Dados para dimensionamento de reator seqüencial em batelada	126

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 -	Representação esquemática do metabolismo das bactérias heterotróficas	4
Figura 3.2 -	Representação esquemática dos processos básicos que ocorrem no sistema de lodos ativados	8
Figura 3.3 -	Variação do número de oxidação de nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação	32
Figura 4.1 -	Reatores seqüenciais em batelada em escala de bancada	51
Figura 4.2 -	Sistema de lodos ativados com fluxo contínuo para remoção de matéria orgânica	52
Figura 4.3 -	Sistemas de lodos ativados (Bardenpho): (a) reator de pré-desnitrificação, (b) reator aeróbio, (c) reator de pós-desnitrificação e (d) decantador secundário	52
Figura 4.4 -	Ponto de coleta do esgoto da ETE Vila Esmeralda	53
Figura 4.5 -	Geladeira usada para armazenar esgoto com DQO ajustada para 300 mg/L	53
Figura 4.6 -	Representação esquemática da ETE Vila Esmeralda	56
Figura 4.7 -	Sistema de lodos ativados com fluxo contínuo em escala piloto	57
Figura 4.8 -	Sistema de lodos ativados em batelada na escala piloto	57
Figura 5.1 -	Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e operando com idade de lodo de 30 dias	71
Figura 5.2 -	Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e operando com idade de lodo de 20 dias	71
Figura 5.3 -	Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e operando com idade de lodo de 10 dias	72
Figura 5.4 -	Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e operando com idade de lodo de 5 dias	72
Figura 5.5 -	Representação esquemática do comportamento da DQO oxidada ao longo do tempo	76
Figura 5.6 -	Representação esquemática do comportamento da TCO ao longo do tempo em função da oxidação da matéria orgânica biodegradável	80
Figura 5.7 -	Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio durante a idade de lodo de 30 dias	90
Figura 5.8 -	Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio durante a idade de lodo de 20 dias	92
Figura 5.9 -	Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio durante a idade de lodo de 10 dias	92
Figura 5.10 -	Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio durante a idade de lodo de 5 dias	92
Figura 5.11 -	Valores teóricos e experimentais das frações MS'_{XV}/MS'_{ta} em função da idade de lodo	93
Figura 5.12 -	Valores teóricos e experimentais das frações MS'_{O}/MS'_{ta} em função da idade de lodo	94
Figura 5.13 -	Representação esquemática da curva da TCO para nitrificação	96
Figura 5.14 -	Barragem para captação do esgoto	112
Figura 5.15 -	Vista da entrada da ETE Esmeralda e presença de residências construídas ilegalmente	118
Figura 9.1 -	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 17/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	147
Figura 9.2 -	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 18/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	147

Figura 9.29 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 10/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	161
Figura 9.30 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 11/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	161
Figura 9.31 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 04/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	162
Figura 9.32 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 05/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	162
Figura 9.33 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 06/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	163
Figura 9.34 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 07/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	163
Figura 9.35 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 08/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	164
Figura 9.36 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 09/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	164
Figura 9.37 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 10/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	165
Figura 9.38 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 11/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	165
Figura 9.39 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 12/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	166
Figura 9.40 –	Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 13/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	166
Figura 9.41 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 17/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	167
Figura 9.42 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 18/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	167
Figura 9.43 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 19/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	168
Figura 9.44 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 20/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	168
Figura 9.45 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 22/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	169
Figura 9.46 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 24/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	169
Figura 9.47 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 25/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	170
Figura 9.48 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 26/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	170
Figura 9.49 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 27/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	171
Figura 9.50 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da	

	batelada em 28/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	171
Figura 9.51 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 28/04/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	172
Figura 9.52 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 29/04/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	172
Figura 9.53 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 30/04/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	173
Figura 9.54 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 01/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	173
Figura 9.55 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 02/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	174
Figura 9.56 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 03/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	174
Figura 9.57 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 04/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	175
Figura 9.58 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 05/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	175
Figura 9.59 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 06/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	176
Figura 9.60 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 07/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	176
Figura 9.61 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 02/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	177
Figura 9.62 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 03/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	177
Figura 9.63 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 04/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	178
Figura 9.64 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 05/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	178
Figura 9.65 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 06/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	179
Figura 9.66 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 07/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	179
Figura 9.67 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 08/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	

	dias de idade de lodo	180
Figura 9.68 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 09/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	180
Figura 9.69 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 10/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	181
Figura 9.70 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 11/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	181
Figura 9.71 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 04/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	182
Figura 9.72 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 05/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	182
Figura 9.73 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 06/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	183
Figura 8.74 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 07/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	183
Figura 9.75 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 08/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	184
Figura 9.76 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 09/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	184
Figura 9.77 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 10/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	185
Figura 9.78 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 11/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	185
Figura 9.79 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 12/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	186
Figura 9.80 –	Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 13/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	186
Figura 9.81 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 22/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	187
Figura 9.82 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 23/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	187
Figura 9.83 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 24/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	188
Figura 9.84 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 25/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	188

Figura 9.85 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 26/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	189
Figura 9.86 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 27/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	189
Figura 9.87 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 28/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	190
Figura 9.88 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 29/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	190
Figura 9.89 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 30/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	191
Figura 9.90 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 01/10/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo	191
Figura 9.91 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 05/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	192
Figura 9.92 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 06/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	192
Figura 9.93 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 07/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	193
Figura 9.94 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 08/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	193
Figura 9.95 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 09/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	194
Figura 9.96 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 10/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	194
Figura 9.97 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 11/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	195
Figura 9.98 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 12/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	195
Figura 9.99 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 13/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	196
Figura 9.100 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 14/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo	196
Figura 9.101 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 13/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	197
Figura 9.102 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de	

	oxigênio (TCO) em 14/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	197
Figura 9.103 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 15/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	198
Figura 9.104 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 16/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	198
Figura 9.105 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 17/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	199
Figura 9.106 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 18/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	199
Figura 9.107 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 19/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	200
Figura 9.108 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 20/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	200
Figura 9.109 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 21/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	201
Figura 9.110 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 22/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo	201
Figura 9.111 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 15/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	202
Figura 9.112 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 16/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	202
Figura 9.113 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 17/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	203
Figura 9.114 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 18/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	203
Figura 9.115 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 19/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	204
Figura 9.116 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 20/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	204
Figura 9.117 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 21/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	205
Figura 9.118 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 22/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	205
Figura 9.119 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 23/01/2004 no RSB1 removendo matéria	

	orgânica com 5 dias de idade de lodo	206
Figura 9.120 –	Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 24/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo	206

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

- φ - coeficiente de Arrhenius
 α - constante de proporcionalidade entre a remoção de nitrato e a concentração de matéria orgânica facilmente biodegradável
 θ - idade de lodo
 μ - taxa de crescimento específico
 $\mu_{\text{máx}}$ - taxa de crescimento específico máximo
 $\mu_{\text{máxpH}}$ - taxa de crescimento específico máximo para pH
 μ_n - taxa de crescimento específico de bactérias nitrificantes
 $\mu_{n\text{máxpH}}$ - taxa de crescimento específico máximo das bactérias nitrificantes para pH<7,2
 $\mu_{n\text{máx}}$ - taxa de crescimento específico máximo de bactérias nitrificantes
 $\mu_{n\text{máx}20}$ - taxa de crescimento específico máximo de bactérias nitrificantes a 20°C
 $\mu_{n\text{máx}7,2}$ - taxa de crescimento específico máximo de bactérias nitrificantes para pH=7,2
 ΔN_n - remoção de nitrogênio na primeira fase da desnitrificação em reator pré-D devido à oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável
 $\Delta N_{N\text{pós}}$ - remoção de nitrogênio na forma de nitrato em reator pós-D ou RSB
 $\Delta N_{n\text{PRÉ}}$ - remoção de nitrogênio na forma de nitrato em reator pré-D
 $\Delta N_{n\text{TOTAL}}$ - remoção total de nitrato em sistemas de lodos ativados com dois reatores anóxicos
 η_{NO_3} - razão entre a concentração de bactérias heterotróficas desnitrificantes e a concentração total de bactérias heterotróficas
[E] - concentração de enzima
[E-S] - concentração de enzima-substrato
[P] - concentração do produto
[S] - concentração do substrato
 b_h - coeficiente de decaimento endógeno
 B_o - coeficiente de retorno
 C_r - massa de lodo ativo presente no sistema por unidade de massa de DQO biodegradável aplicada por dia
 c_n - constante
DBO - demanda bioquímica de oxigênio
DQO - demanda química de oxigênio
 $DQO_{\text{cmáx}}$ - DQO máxima catabolisada
DP - desvio padrão
 f - fração de lodo ativo decaído que se torna resíduo endógeno
FC - fluxo contínuo
F/M - razão alimento/microrganismo
 f_{cor} - fator de correção de volume
 f_{cv} - razão entre DQO e concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo
 f_{ma} - fração máxima de substrato incorporada ao lodo
 f_o - fator de conversão de nitrato para oxigênio
 f_{RSB} - fração do RSB ocupada por esgoto
 f_{sb} - fração da DQO afluyente biodegradável e solúvel
 f_{up} - fração da DQO afluyente não-biodegradável e particulada
 f_{us} - fração da DQO afluyente não-biodegradável e solúvel
I - concentração do inibidor
K - constante de desnitrificação
 K_1 - constante de desnitrificação para material orgânico rapidamente biodegradável
 K_2 - constante de desnitrificação para material orgânico lentamente biodegradável
 K_3 - constante de desnitrificação para reator pós-D ou RSB

K_a - taxa de adsorção de substrato
 K_i - constante de inibição
 K_{mpt} - taxa específica máxima de hidrólise
 K_n - constante de meia saturação de Monod para taxa de crescimento de bactérias nitrificantes
 K_O - constante de meia saturação de Monod para oxigênio como fator limitante na nitrificação
 K_s - constante de meia saturação de Monod para remoção de matéria orgânica
 K_{spt} - constante de meia saturação de Monod para hidrólise de matéria orgânica particulada
 k' - taxa de reação (base 10)
 k - taxa de reação (base e)
 k_1 - taxa de reação da nitrificação
 ME_t - fluxo de lodo de excesso
 MS'_O - massa de matéria orgânica oxidada
 mS'_O - razão entre massa de matéria orgânica oxidada e massa de matéria orgânica no afluente de uma batelada
 MS'_{ta} - massa de matéria orgânica no afluente de uma batelada
 MS'_{td} - somatório das massas de matéria orgânica no efluente, oxidada e convertida em lodo numa batelada
 MS'_{te} - massa de matéria orgânica no efluente
 mS'_{te} - razão entre massa de matéria orgânica no efluente e massa de matéria orgânica no afluente de uma batelada
 MS'_{Xv} - massa de matéria orgânica no lodo de excesso
 mS'_{Xv} - razão entre massa de matéria orgânica no lodo de excesso e massa de matéria orgânica no afluente de uma batelada
 MS_o - fluxo de matéria orgânica oxidada
 mS_o - razão entre fluxo de matéria orgânica oxidada e fluxo de matéria orgânica no afluente
 MS_{ta} - fluxo de matéria orgânica no afluente
 MS_{td} - fluxo total de matéria orgânica lançado no sistema
 MS_{te} - fluxo de matéria orgânica no efluente
 mS_{te} - razão entre fluxo de matéria orgânica no efluente e fluxo de matéria orgânica no afluente
 MS_{Xv} - fluxo de matéria orgânica no lodo de excesso
 mS_{Xv} - razão entre fluxo de matéria orgânica no lodo de excesso e fluxo de matéria orgânica no afluente
 MX'_{ia} - massa de sólidos não-biodegradáveis no afluente
 MX'_{ie} - massa de lodo não-biodegradável descartada no lodo de excesso
 MX_i - fluxo de sólidos orgânicos inertes no lodo de excesso
 MX_{ia} - fluxo de sólidos orgânicos inertes afluentes
 MX_t - massa de lodo no sistema
 N_a - nitrogênio amoniacal no licor misto
 N_n - concentração de nitrato
 OD - oxigênio dissolvido
 Q - vazão afluente
 q - vazão de descarte de lodo de excesso
 r_{D1} - taxa de desnitrificação associada à utilização do material rapidamente biodegradável
 r_{D2} - taxa de desnitrificação associada à utilização do material lentamente biodegradável
 $r_{Dinicial}$ - taxa de desnitrificação na primeira fase da desnitrificação em reator pré-D
 r_{DII} - taxa de desnitrificação na segunda fase da desnitrificação em reator pré-D
 r_h - taxa de hidrólise de material estocado
 R_h - tempo de detenção hidráulica

RSB - reator seqüencial em batelada
 S - substrato
 S_{ba} - DQO biodegradável afluente
 S_{bc} - DQO biodegradável afluente disponível para catabolismo
 S_{bp} - DQO biodegradável particulada
 S_{bpa} - DQO biodegradável particulada afluente
 S_{bs} - DQO biodegradável solúvel
 S_{bsa} - DQO biodegradável solúvel afluente
 S_o - DBO afluente
 S_{ta} - DQO total afluente
 S_{te} - DQO total efluente
 S_{ua} - DQO não-biodegradável afluente
 S_{upa} - DQO não-biodegradável particulada afluente
 S_{usa} - DQO não-biodegradável solúvel afluente
 S_{Xt} - DQO do licor misto
 T - temperatura em Celsius
 t - tempo
 t_1 - tempo de detenção nominal do reator anóxico pré-D em sistema de fluxo contínuo
 $T1$ - tempo de reação aeróbia
 t_2 - tempo de detenção nominal do reator anóxico pós-D ou tempo de reação na pós-desnitrificação em RSB
 t_{aer} - intervalo de tempo que o reator fica sob aeração
 t_{anox} - intervalo de tempo que o reator fica sob condições anóxicas
 T_c - tempo de cálculo
 TCN - taxa de consumo de nitrato
 TCO - taxa de consumo de oxigênio
 TCO_{end} - taxa de consumo de oxigênio devido o decaimento endógeno
 TCO_{ex} - taxa de consumo de oxigênio gasto estritamente na oxidação da matéria orgânica afluente
 TCO_k - taxa de consumo de oxigênio no reator k
 TCO_{total} - taxa de consumo de oxigênio total
 $TCO_{Nmáx}$ - taxa de consumo de oxigênio máxima da nitrificação
 t_f - tempo de enchimento
 t_p - tempo necessário para remoção de matéria orgânica rapidamente biodegradável na desnitrificação
 T_r - tempo de reação total
 t_i - duração de um ciclo
 $T1$ = tempo de reação aeróbia
 V - volume de uma batelada
 v_n - taxa de reação
 V_o - volume de recirculação do RSB
 $V_{pré-D}$ - volume do reator de pré-desnitrificação
 V_r - volume do reator
 V_{rk} - volume do reator k
 V_b - volume do lodo de excesso removido numa batelada
 X_a - concentração de lodo ativo
 X_e - concentração de resíduo endógeno no lodo
 X_i - concentração de lodo inerte
 X_I - concentração de sólidos inibidores
 X_{ia} - concentração de sólidos orgânicos inertes no afluente
 X_{in} - concentração de lodo inorgânico
 X_n - concentração de bactérias nitrificantes

X_s - concentração de matéria orgânica adsorvida
 X_t - concentração total de lodo
 X_v - concentração de sólidos suspensos voláteis
 X_{ef} - concentração de sólidos suspensos voláteis no efluente
 Y - coeficiente de crescimento celular

1 - INTRODUÇÃO

O avanço tecnológico associado às mudanças econômicas e sociais ocorridas nas últimas décadas tem contribuído para o aprimoramento e racionalização dos sistemas de lodos ativados. A remoção de nutrientes vem exercendo uma função alavancadora para o dimensionamento de sistemas cada vez mais compactos e eficientes. A versão original do sistema de lodos ativados funcionava em batelada. Apesar da simplicidade conceitual do processo em batelada, este foi logo substituído pelo processo contínuo. Os sistemas de fluxo contínuo se proliferaram e passaram a ser o sistema mais adotado no tratamento de esgoto. A partir da década de 80 do século passado, os reatores seqüenciais em batelada (RSB) se tornaram mais difundidos e aplicados ao tratamento de esgoto doméstico e industrial. O aumento do número de lodos ativados em batelada se deve ao avanço tecnológico nos equipamentos eletromecânicos para controle do processo, ao aumento da preocupação com o lançamento de nutrientes no meio ambiente e ao melhor conhecimento do sistema. Em função da automação, essa variante de lodos ativados demonstra que não são necessários técnicos especializados na operação para obter eficiência elevada na remoção de matéria orgânica e nutrientes.

O sistema de lodos ativados em batelada se apresenta como uma alternativa viável para os casos de indústrias e comunidades que produzem esgoto de forma descontínua. As vantagens intrínsecas ao processo em batelada proporcionam também sua indicação para o tratamento de esgoto gerado de forma contínua em função da possibilidade de operação de vários reatores em paralelo. Além disso, o RSB é capaz de promover a oxidação da matéria orgânica, a separação sólido-líquido e a remoção de nutrientes em uma unidade. Contudo, é necessário ainda estudar melhor a cinética dos processos biológicos para maximizar a remoção da matéria orgânica e dos nutrientes e minimizar o tempo de cada ciclo operacional. A partir deste cenário, o presente trabalho foi desenvolvido com intuito de modelar o comportamento do RSB, propor uma metodologia de dimensionamento, utilizar a idade de lodo como parâmetro de controle operacional e descrever a cinética dos processos biológicos de oxidação da matéria orgânica e do nitrogênio amoniacal.

2 - OBJETIVOS

Este trabalho teve como objetivo principal descrever a cinética de oxidação de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal no reator seqüencial em batelada. Os objetivos específicos foram modelar o comportamento do RSB a partir da teoria de lodos ativados desenvolvida por Marais e colaboradores, desenvolver uma proposta de dimensionamento e comparar a eficiência entre um Bardenpho e um RSB em escala piloto.

3 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo estão apresentados os principais tópicos sobre remoção de matéria orgânica, nitrificação, desnitrificação, o modelo matemático proposto por Marais e colaboradores para lodos ativados e as principais metodologias de dimensionamento para RSB.

3.1 – Microbiologia de lodos ativados

Os principais organismos presentes em sistemas de tratamento de esgoto são as bactérias, protozoários, fungos, algas e vermes. Destes, as bactérias preenchem o lugar de maior destaque na remoção da matéria orgânica. O desempenho elevado das bactérias como decompositores está ligado a maior velocidade de crescimento e capacidade para utilizar a grande parte dos compostos orgânicos encontrados nas águas residuárias. No tratamento biológico do esgoto, as bactérias possuem uma outra característica importante que é a capacidade de flocular.

As bactérias podem ser classificadas em relação à fonte de carbono em heterotróficas e autotróficas. As heterotróficas usam a matéria orgânica como fonte de carbono para síntese de novas células. As autotróficas utilizam gás carbônico como fonte de carbono. Em relação à fonte de energia, as bactérias são classificadas em fototróficas quando utilizam energia solar e em quimiotróficas quando utilizam energia liberada de reação química. Nos processos de tratamento de esgoto, as bactérias quimioautotróficas e as quimioheterotróficas são os microrganismos de maior importância na remoção de nutrientes e matéria orgânica. As autotróficas necessitam de mais energia do que as heterotróficas para síntese, resultando numa taxa de crescimento menor (Metcalf e Eddy, 1991).

3.1.1 - Metabolismo bacteriano

Em sistemas de lodos ativados, o mecanismo principal para remoção da matéria orgânica é o metabolismo bacteriano. As quimioheterotróficas são as principais bactérias envolvidas no processo. A remoção da matéria orgânica ocorre a partir da utilização dos compostos orgânicos como fonte de energia e de carbono para síntese de novas células (Figura 3.1).

Quando a matéria orgânica é utilizada como fonte de carbono ocorre anabolismo. A biomassa heterotrófica de qualquer sistema de tratamento depende do substrato afluente para

conservação e/ou aumento de sua massa. Segundo Marzzoco e Torres (1999), a utilização de compostos químicos para conservação da biomassa ocorre porque os compostos orgânicos presentes num organismo sofrem degradação contínua. Para manterem-se vivos e desempenharem suas funções biológicas, os microrganismos precisam de energia continuamente. A utilização dos compostos orgânicos como fonte de energia é denominada catabolismo. Ao mesmo tempo em que ocorre liberação de energia a partir da matéria orgânica, ela é transformada em produtos estáveis. A energia derivada do catabolismo é essencial para o desenvolvimento do anabolismo. Paralelamente, o catabolismo só ocorre por intermédio de microrganismos vivos. O catabolismo divide-se em oxidativo e fermentativo. Considerando-se inicialmente o catabolismo oxidativo, a energia armazenada nos compostos orgânicos é liberada através da oxidação. Quando existem vários agentes oxidativos presentes no meio, os microrganismos utilizam primeiro aquele que proporciona maior liberação de energia (von Sperling, 1996). Os aceptores de elétrons mais importantes na oxidação da matéria orgânica em tratamento biológico de esgoto estão apresentados na tabela 3.1 em ordem decrescente de liberação de energia.

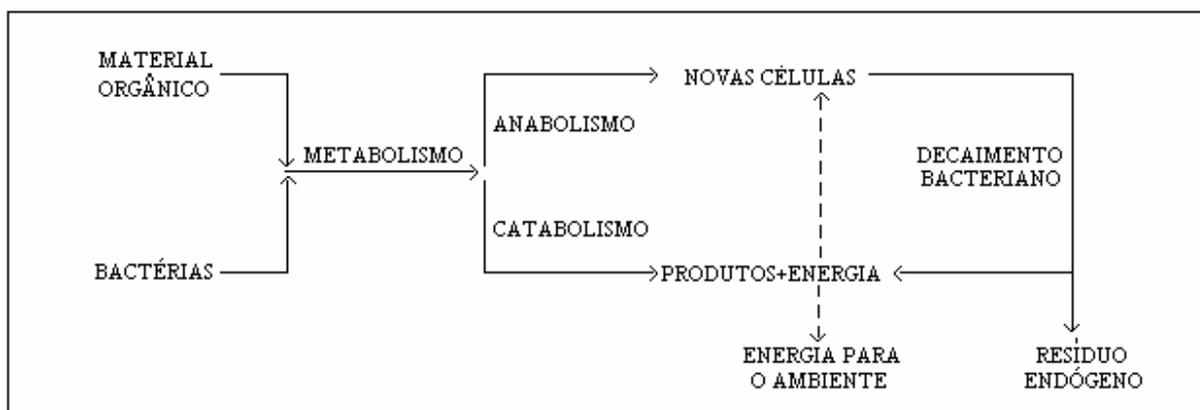


Figura 3.1 - Representação esquemática do metabolismo das bactérias heterotróficas (Fonte: von Sperling, 1996; van Haandel e Lettinga, 1994)

Na fermentação, não há presença de oxidante. Logo, não ocorre destruição de compostos orgânicos. Portanto, apenas uma parte reduzida da energia contida na matéria orgânica é liberada. O remanescente dessa energia permanece como energia química no metano, o qual é um dos produtos da fermentação. Como ocorre maior liberação de energia no catabolismo oxidativo, observa-se taxas mais rápidas de remoção de matéria orgânica e maior produção de lodo do que no catabolismo fermentativo. Na fermentação, 97% do material orgânico metabolizado é transformado em metano e somente 3% é sintetizado como massa bacteriana; enquanto no metabolismo oxidativo existe anabolismo de 67% e catabolismo de 33% do material orgânico metabolizado (van Haandel e Lettinga, 1994).

Tabela 3.1 - Aceptores de elétrons típicos das reações de oxidação no tratamento de esgoto

Condições	Aceptor de elétrons	Forma do aceptor após a reação
Aeróbias	Oxigênio(O ₂)	Água (H ₂ O)
Anóxicas	Nitrato(NO ₃ ⁻)	Nitrogênio gasoso(N ₂)
Anaeróbias	Sulfato(SO ₄ ²⁻)	Sulfeto(H ₂ S)
	Dióxido de carbono(CO ₂)	Metano(CH ₄)

A matéria orgânica chega às estações de tratamento de esgoto na forma dissolvida, coloidal e particulada. Os sólidos suspensos são formados pelas duas últimas formas. Uma fração desses sólidos pode ser separada da fase líquida através da sedimentação simples. A matéria orgânica biodegradável pode ser dividida em facilmente biodegradável e de degradação lenta. A utilização dos compostos orgânicos facilmente biodegradáveis na forma solúvel pelas bactérias pode ser descrita em três etapas (Povinelli e Petrucelli, 1993): (1) a molécula de substrato entra em contato com a parede celular; (2) a molécula do substrato é transportada para o interior da célula e (3) a molécula do substrato é metabolizada pela célula. A utilização da matéria orgânica na forma particulada e na forma solúvel de degradação lenta envolve três fases (Wentzel et al., 1992): (1) o substrato é adsorvido à superfície celular; (2) o substrato adsorvido sofre a ação de exoenzimas para ser quebrado em compostos simples e (3) metabolismo dos compostos assimiláveis obtidos da ação das exoenzimas. A conversão de moléculas complexas para uma forma assimilável é lenta, mas não envolve consumo de energia pelas bactérias (Grady e Lim, 1980). Segundo Guellil et al. (2001), as substâncias lentamente hidrolisadas (exemplo: celulose, ácidos nucleicos e lipopolissacarídeos) são importantes na estrutura dos flocos biológicos para garantir resistência física.

A manutenção da vida e reprodução das bactérias dependem da ocorrência contínua de um conjunto de reações químicas que precisam gerar produtos que irão constituir a estrutura celular e fornecer a energia necessária para síntese (Marzzoco e Torres, 1999). Essas reações são complexas, considerando-se a elevada variedade de substâncias utilizadas como substratos e a diversidade de compostos sintetizados como constituintes celulares. A presença de enzimas permite que essas reações ocorram a velocidades adequadas ao metabolismo celular. Além disso, as enzimas são altamente específicas: uma enzima age em um único tipo de reação. Segundo Ramalho (1983) e Grady e Lim (1980), a atuação das enzimas pode ser representada da seguinte forma:



onde:

v_n =taxa da reação;

[S]=concentração do substrato;

[E]=concentração da enzima;

[E-S]=concentração da enzima-substrato;

[P]=concentração do produto.

Uma molécula de enzima pode catalisar a transformação de cerca de 10.000 a 1.000.000 de moléculas de substrato por minuto (Pelczar et al., 1985). De acordo com Ramalho (1983) e Grady e Lim (1980), pode-se considerar que a reação de formação do composto E-S é irreversível. Logo, a equação 3.1 pode ser reescrita da seguinte forma:



A exposição contínua das bactérias as condições ambientais torna as enzimas dependentes das características do pH e da temperatura. A maior parte das enzimas tem um pH característico para o qual a atividade enzimática é máxima. Com frequência, as enzimas apresentam atividade máxima com pH próximo ao neutro (Lehninger et al., 1993). Com relação à temperatura, várias enzimas dobram sua atividade enzimática a cada aumento de 10°C na temperatura do meio (Singleton e Sainsbury, 1982). Entretanto, a maioria das enzimas é desnaturada em temperaturas acima de 50-55 °C (Marzzoco e Torres, 1999). Nos esgotos de origem doméstica, dificilmente esses valores serão alcançados, salvo quando houver influência de esgoto industrial. É importante observar que o desempenho das bactérias no tratamento de esgoto é fortemente influenciado pelas características do meio.

3.2 - Remoção da matéria orgânica

A ação de microrganismos sobre o esgoto inicia durante a coleta do mesmo e atinge o ápice na estação de tratamento de esgoto. Para descrever a ação dos microrganismos sobre a

matéria orgânica em sistema de lodos ativados, é preciso modelar o processo de remoção do material carbonáceo. Os principais processos de remoção de matéria orgânica que se desenvolvem em lodos ativados encontram-se apresentados de forma simplificada na figura 3.2.

Neste trabalho, a DQO será utilizada como parâmetro para expressar o material orgânico. A partir desse parâmetro é possível fechar o balanço de massa de material orgânico, uma vez que a transformação de material biodegradável do afluente para material não biodegradável (resíduo endógeno) não interfere no balanço de massa do material orgânico quando se usa DQO (Marais e Ekama, 1976; van Haandel, 1981; Dias, 1982; Catunda e van Haandel, 1983; van Haandel e Marais, 1999). Argaman (1995) e Argaman e Papkov (1995) afirmam que também é possível fazer balanço de massa do material orgânico em sistema de lodos ativados utilizando DBO. A metodologia utilizada por esses autores envolve um número elevado de coeficientes de difícil determinação. Portanto, é preferível o uso da DQO em função da praticidade, tendo em vista que a teoria da cinética de lodos ativados envolve um número excessivo de parâmetros.

A concentração e a composição da matéria orgânica do esgoto é função dos costumes sócio-econômicos da população contribuinte. O esgoto de origem doméstica é composto basicamente de água, fezes, urina, restos de alimentos, sabão, partículas epidérmicas, partículas minerais e, eventualmente, microrganismos patogênicos. Os compostos orgânicos estão presentes nas formas solúvel e particulada. A matéria orgânica ainda pode ser biodegradável e não biodegradável. Devido à constituição complexa do esgoto, é preciso introduzir simplificações na forma de representação da matéria orgânica. Portanto, a DQO do afluente (S_{ta}) será dividida em:

S_{ba} =DQO biodegradável do afluente;

S_{ua} =DQO não biodegradável do afluente;

S_{bsa} =DQO biodegradável solúvel do afluente;

S_{bpa} =DQO biodegradável particulada do afluente;

S_{usa} =DQO não biodegradável solúvel do afluente;

S_{upa} =DQO não biodegradável particulada do afluente.

Segundo Orhon e Karahan (1999), o fracionamento da DQO afluente possibilita a determinação da produção de lodo de excesso e da quantidade de agente oxidante necessária à remoção da matéria orgânica.

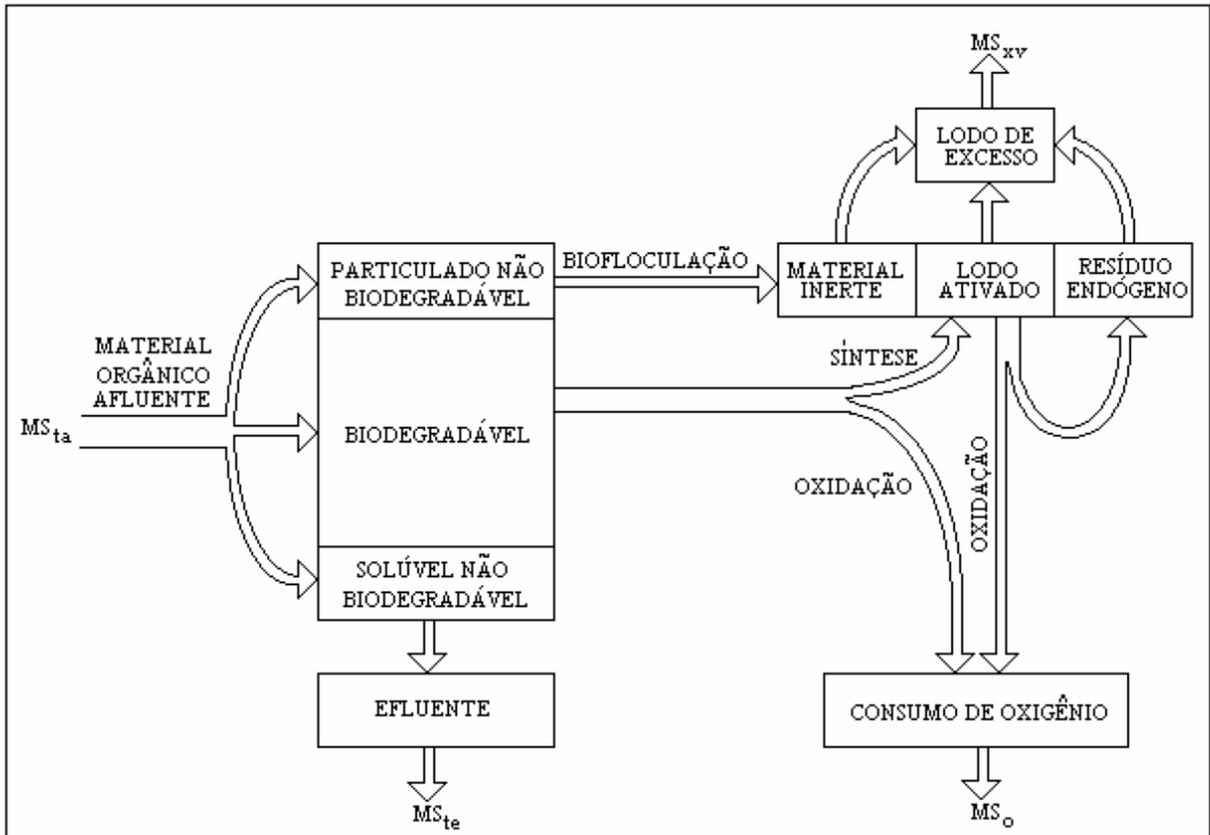


Figura 3.2 - Representação esquemática dos processos básicos que ocorrem no sistema de lodos ativados (Fonte: Dias, 1982; van Haandel, 1981)

Para modelar a remoção da matéria orgânica no sistema de lodos ativados de acordo com a teoria desenvolvida por Marais e Ekama (1976) é necessário introduzir os seguintes conceitos:

$$f_{us} = \frac{S_{usa}}{S_{ta}} \quad (3.3)$$

onde:

f_{us} = fração da DQO afluente não biodegradável e solúvel,
 S_{ta} = DQO total afluente.

$$f_{up} = \frac{S_{upa}}{S_{ta}} \quad (3.4)$$

onde:

f_{up} = fração da DQO afluente não biodegradável e particulada.

$$f_{sb} = \frac{S_{bsa}}{S_{ta}} \quad (3.5)$$

onde:

f_{sb} =fração da DQO afluente biodegradável e solúvel.

A partir dessas frações, tem-se:

$$S_{ua}=(f_{us}+f_{up}).S_{ta} \quad (3.6)$$

$$S_{ba}=(1-f_{us}-f_{up}).S_{ta} \quad (3.7)$$

Para van Haandel e Marais (1999), uma divisão mais refinada da DQO não seria prática para descrever o comportamento do sistema de lodos ativados.

Em lodos ativados, o lodo orgânico gerado a partir da matéria orgânica biodegradável não consiste de uma massa exclusiva de microrganismos vivos. Ao descrever o comportamento do sistema de lodos ativados, Marais e Ekama (1976) propuseram a divisão do lodo em três partes:

- (1) lodo ativo - microrganismos;
- (2) resíduo endógeno - matéria orgânica não biodegradável remanescente do decaimento dos microrganismos;
- (3) lodo inerte - matéria orgânica não biodegradável particulada.

A divisão do lodo orgânico é teórica. Entretanto, van Haandel (1981) e Dias (1982) afirmam que essa divisão possibilitou Marais e seus colaboradores desenvolverem um modelo consistente que descreve o comportamento do processo de lodos ativados para uma faixa ampla de condições operacionais.

Além da fração orgânica no lodo, existe uma fração inorgânica. Esta parcela é composta basicamente por partículas de argila e silte que chegam juntas com a matéria orgânica do esgoto. No reator biológico, essas partículas são floculadas e deixam o sistema através do lodo de excesso. Depois do exposto, observa-se que a concentração de lodo de um reator pode ser dividida em:

X_a =concentração de lodo ativo;

X_e =concentração de resíduo endógeno;

X_i =concentração de lodo inerte;

X_v =concentração de lodo orgânico (lodo ativo, inerte e endógeno);

X_{in} =concentração de lodo inorgânico.

Segundo van Haandel et al. (1981), esta divisão está fundamentada em observações consistentes feitas em diversas condições de operação do sistema de lodos ativados.

3.3 - Remoção biológica do nitrogênio

O nitrogênio presente no esgoto doméstico resulta, basicamente, de excreções humanas. As proteínas e a uréia são os principais compostos nitrogenados expelidos pelo corpo humano. Segundo Hammer (1979), em média, 60 % do nitrogênio no esgoto bruto está na forma orgânica e 40% na forma amoniacal. As concentrações de nitrito e nitrato podem ser consideradas desprezíveis durante os processos de geração do esgoto doméstico e transporte até a estação de tratamento.

A matéria orgânica nitrogenada presente no esgoto é dividida em biodegradável e não-biodegradável; estas por sua vez são divididas em solúvel e particulada (Henze et al., 1987a e Henze et al., 1987b). Este grupo de pesquisadores considerou que a fração particulada não-biodegradável está incluída na matéria orgânica não-biodegradável particulada total; portanto, terá o mesmo destino que esta. A fração solúvel não-biodegradável é considerada desprezível. A matéria orgânica nitrogenada biodegradável e particulada é hidrolisada de forma semelhante à hidrólise da matéria orgânica não-nitrogenada (Henze et al., 1987 a e Henze et al., 1987b).

O nitrogênio amoniacal pode ser encontrado como íon amônio (NH_4^+) ou amônia livre (NH_3) (Tabela 3.2) de acordo com o seguinte equilíbrio dinâmico:



Estudos desenvolvidos por Nielsen (1996) mostram que o íon amônio é adsorvido aos flocos de lodo ativado. Observa-se que processos físicos também contribuem para remoção de amônia. A concentração do íon amônio trocável corresponde a 18-30 % da concentração do composto dissolvido (Nielsen, 1996).

Tabela 3.2 - Distribuição entre as formas do nitrogênio amoniacal

pH	Forma do nitrogênio amoniacal
<8	Praticamente todo nitrogênio amoniacal na forma de NH_4^+
=9,5	Aproximadamente 50 % NH_3 e 50 % NH_4^+
>11	Praticamente todo nitrogênio amoniacal na forma de NH_3

(Fonte: von Sperling, 1997)

No sistema de lodos ativados, os compostos nitrogenados orgânicos e inorgânicos podem sofrer a ação de vários processos biológicos. A mudança da forma do material nitrogenado requer a mediação de bactérias heterotróficas ou autotróficas. A conversão de nitrogênio orgânico para amoniacal, processo denominado amonificação, é feito por intermédio de bactérias heterotróficas. As reações de amonificação podem ocorrer em reatores anaeróbios, aeróbios ou anóxicos. A oxidação do nitrogênio amoniacal, processo denominado nitrificação, ocorre em duas etapas. Na primeira, o nitrogênio na forma amoniacal é oxidado para nitrito por bactérias do gênero *Nitrosomonas*. Na segunda, o nitrito é oxidado para nitrato por bactérias do gênero *Nitrobacter*. Na ausência de oxigênio, as bactérias facultativas reduzem o nitrato para nitrogênio gasoso, processo denominado desnitrificação, utilizando compostos orgânicos como agente redutor.

Na literatura, são frequentes os relatos de microrganismos autotróficos que realizam a nitrificação. Segundo Sharma e Ahlert (1977), as bactérias dos gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* representam parcialmente os microrganismos capazes de nitrificar em sistemas de tratamento de esgoto. Pesquisa desenvolvida por Burrell et al. (2001) mostra que os gêneros *Nitrosospira*, *Nitrosococcus* e *Nitrosospira* também são capazes de oxidar nitrogênio amoniacal para nitrito. Bartosch et al. (1999) observaram que *Nitrospira*, *Nitrococcus* e *Nitrospina* são capazes de oxidar o nitrito. Em função deste cenário, os gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* serão tratados no presente trabalho como as bactérias que realizam a nitrificação, uma vez que a contribuição significativa dos outros gêneros neste processo ainda é muito questionada em sistemas de lodos ativados.

Em sistemas de lodos ativados, o nitrogênio é removido através da nitrificação seguida da desnitrificação e através da descarga do lodo de excesso. O material nitrogenado particulado e o nitrogênio assimilado pela biomassa são incorporados no lodo e deixam o sistema através do lodo de excesso.

3.4 - Cinética

Este item apresenta a cinética dos processos biológicos mais relevantes no sistema de lodos ativados.

3.4.1 - Cinética da remoção da matéria orgânica solúvel

O crescimento da massa bacteriana resulta de reações metabólicas complexas em função da heterogeneidade do substrato e de microrganismos envolvidos na remoção de matéria orgânica. O modelamento matemático do crescimento do lodo ativo é uma simplificação de um processo bioquímico que ainda precisa de mais esclarecimento para integrar os conhecimentos da microbiologia e da engenharia (Cronje et al., 2002).

A conversão da matéria orgânica biodegradável em massa bacteriana pode ser expressa em função da própria concentração de bactérias num dado instante de acordo com a equação de Monod. A taxa de crescimento do lodo ativo é definida empiricamente como uma equação diferencial de primeira ordem:

$$\frac{dX_a}{dt} = \mu \cdot X_a \quad (3.9)$$

onde:

μ =taxa de crescimento específico.

Monod também estabeleceu uma relação empírica para definir a taxa de crescimento específica em função da concentração do substrato. Segundo o mesmo pesquisador, a dependência de μ em relação ao substrato é expressa da seguinte forma:

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (3.10)$$

onde:

$\mu_{\text{máx}}$ =taxa específica de crescimento máximo;

S=substrato;

K_s =constante de meia saturação de Monod.

No processo de lodos ativados, a matéria orgânica biodegradável é considerada o fator limitante do crescimento bacteriano. Partindo deste princípio, Dold et al. (1980) definem S como a concentração de DQO biodegradável solúvel (S_{bs}). Com isso, a equação 3.10 pode ser escrita da seguinte forma:

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S_{bs}}{K_s + S_{bs}} \quad (3.11)$$

onde:

S_{bs} =DQO biodegradável solúvel.

A equação 3.11 pode assumir valores entre dois extremos:

(1) quando $K_s \gg S_{bs}$

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S_{bs}}{K_s} \quad (3.12)$$

(2) quando $K_s \ll S_{bs}$

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \quad (3.13)$$

Segundo Alvarenga e Além Sobrinho (1977), quando o lodo ativo alcança a taxa específica de crescimento máxima, ocorre limitação na quantidade do substrato que pode ser removida. Para esses autores, este cenário impõe restrições à carga orgânica que o lodo ativo pode metabolizar.

Para Ramalho (1983), a taxa de crescimento específica é definida pela equação de Michaelis-Menten. Segundo Grady e Lim (1980), o modelo de Monod tem mais aceitação para descrever essa taxa, uma vez que a equação de Michaelis-Menten foi obtida a partir de reações catalisadas por enzimas e pode ser demonstrada. Além disso, essa equação é limitada também em função da presença da diversidade do substrato no esgoto que exige muitas enzimas complexas (Suschka, 1980).

Em lodos ativados com mistura completa e fluxo contínuo, a aplicação do modelo de Monod está restrita a cenários onde a concentração do substrato no reator permanece constante (Marais e Ekama, 1976; Dold et al., 1980; Suschka, 1980). Gaudy et al. (1971) apud

Marais e Ekama (1976) e Dold et al. (1980) mostraram que o modelo de Monod não parece ser válido quando a concentração do substrato varia em função de alterações da carga orgânica aplicada. Eles afirmam que após um aumento na concentração do substrato a taxa de crescimento celular muda depois de um tempo de adaptação à concentração nova do substrato. Sob condições estacionárias, a literatura apresenta vários exemplos que mostram correlações boas entre o modelo de Monod e os resultados obtidos em experimentos. Apesar dos resultados obtidos a partir do modelo de Monod, Artan e Orhon (1989) consideram que o modelo não tem fundamentação teórica para entendimento e interpretação do processo de crescimento bacteriano, uma vez que está fundamentado na utilização do substrato na forma original que entra no reator e que o efluente possui a mesma composição química do substrato. Este último argumento faz sentido. A concentração de matéria orgânica solúvel do efluente de um tratamento secundário em lodos ativados é composta por uma fração biodegradável e uma não-biodegradável. Estas frações são compostas por substâncias que não sofreram a ação dos microrganismos e por subprodutos da atividade metabólica destes (Chudoba, 1985a). A produção de compostos orgânicos não-biodegradáveis por bactérias heterotróficas foi estudada por Gaudy e Blachly (1985). Eles observaram que a utilização de um substrato biodegradável como glicose ao ser metabolizado pelo lodo ativo também gera produtos solúveis considerados não-biodegradáveis. É possível que uma fração elevada desses compostos seja degradada no meio ambiente, entretanto a taxa de degradação deve ser lenta (Chudoba, 1985b). Gaudy e Blachly (1985) mostraram que os compostos refratários produzidos por microrganismos heterotróficos podem ser reduzidos em até 90% nos sistemas de lodos ativados operando com idade de lodo e tempo de detenção hidráulica elevados. Os compostos refratários produzidos pelo lodo ativo podem ser classificados em três classes (Chudoba, 1985b):

- (1) compostos excretados para o controle da pressão osmótica;
- (2) compostos produzidos como resultado do metabolismo e crescimento bacteriano;
- (3) compostos liberados como resultado do decaimento endógeno.

A quantidade de compostos não-biodegradáveis produzidos depende da idade de lodo, do substrato afluente e da relação substrato afluente/concentração inicial de sólidos suspensos voláteis (Chudoba, 1985b). Experimentos conduzidos por este autor indicam que os sistemas de lodos ativados com biomassa na fase logarítmica de crescimento produzem maior quantidade de compostos não-biodegradáveis do que sistemas em estado estacionário. Logo, é esperado que sistemas com fluxo contínuo produzam menos compostos solúveis refratários do

que sistemas em batelada, uma vez que este não atinge estado estacionário. A liberação de compostos orgânicos é maior à medida que aumenta a idade de lodo em função da lise bacteriana e decaimento endógeno. Chudoba (1985a) afirma que ainda não é conhecido o efeito desses compostos sobre a atividade do lodo.

A taxa de crescimento celular é proporcional à taxa de remoção do substrato. O fator de proporcionalidade é o coeficiente de produção celular Y . Logo,

$$\begin{aligned} \frac{dX_a}{dt} &= Y \cdot \frac{dS_{bs}}{dt} \\ \frac{dS_{bs}}{dt} &= \frac{\frac{dX_a}{dt}}{Y} \\ \frac{dS_{bs}}{dt} &= \frac{\mu_{\text{máx}}}{Y} \cdot \frac{S_{bs}}{K_s + S_{bs}} \cdot X_a \end{aligned} \quad (3.14)$$

Segundo Grady e Lim (1980), van Haandel e Lettinga (1994) e Chernicharo (1997), quanto maior a liberação de energia no processo catabólico, maior será o coeficiente de produção celular. Chernicharo (1997) acrescenta que o valor de Y também depende da quantidade e da natureza do substrato presente no esgoto. A utilização alternada de nitrato e oxigênio como agente oxidante, num mesmo reator com aeração intermitente, provoca alteração química no licor misto. Segundo Daigger e Grady (1982), os microrganismos submetidos às mudanças das características do ambiente ou se adaptam de forma eficiente às condições novas ou são substituídos por outros mais adaptados à situação imposta. Do exposto, observa-se que o coeficiente de produção celular depende da liberação de energia na oxidação e da capacidade dos microrganismos se adaptarem a alternância do agente oxidante no meio líquido. Portanto, é esperado que sistemas de lodos ativados que utilizam nitrato como aceptor final de elétrons apresentem valores dos coeficientes de produção celular inferiores a média. Neste contexto, a produção de lodo de excesso será menor para os sistemas que fazem remoção de nitrogênio. Grau e Wanner (1992) afirmam que, na teoria, o coeficiente de produção celular obtido em condições anóxicas é menor do que aquele obtido em condições aeróbias; na prática, a diferença é desprezível. Paralelamente, é possível encontrar autores que apresentam valores para Y que contradizem a teoria. Lishman et al. (2000) obtiveram valores maiores para o coeficiente de produção celular em reatores sob condições anóxicas do que os valores obtidos com o reator aerado. Para esses autores, o valor de Y obtido em condições anóxicas pode ser maior do que obtido em condições aeróbias devido à falta de predadores para as bactérias adaptadas à presença de nitrato.

3.4.2 - Cinética da remoção da matéria orgânica particulada

No sistema de lodos ativados, a remoção da matéria orgânica biodegradável particulada consiste dos seguintes processos (Dold et al., 1980):

- (1) adsorção de partículas biodegradáveis à massa de lodo ativo;
- (2) ação de exoenzimas sobre a matéria orgânica;
- (3) absorção dos compostos orgânicos liberados na hidrólise;
- (4) síntese de novas células.

A velocidade de remoção da matéria orgânica particulada é limitada pelo processo de hidrólise (Novák et al., 1995). Dold et al. (1980) e Ekama e Marais (1984) consideram que os compostos produzidos durante a hidrólise são diretamente utilizados pelos microrganismos pertencentes ao floco onde ocorreu a adsorção. Henze et al. (1987) não restringem os processos de hidrólise, absorção e síntese a esses microrganismos. Estas considerações proporcionam diferenças pequenas entre os resultados simulados pelos modelos e os valores observados, portanto explicam de forma diferente a remoção da matéria orgânica particulada. Logo, observa-se que existem posições extremas entre os dois modelos que descrevem o mesmo processo em relação à hidrólise, absorção e síntese de novas células considerando a matéria orgânica particulada como substrato. É possível que não ocorra um processo perfeito de difusão dos produtos da hidrólise na massa líquida como propõem Henze et al. (1987) e nem tão pouco um processo de restrição à utilização dessas substâncias hidrolisadas apenas pelos microrganismos do floco onde ocorreu inicialmente a hidrólise como propõem Dold et al. (1980). Esses dois grupos de pesquisadores concordam apenas com a suposição de que produtos intermediários da hidrólise ficam aderidos ao floco. Segundo Henze et al. (1995), a quebra de compostos orgânicos lentamente biodegradáveis é considerada uma reação restrita a área de contato entre microrganismo e substrato. Para Novák et al. (1995), os produtos da hidrólise sofrem o processo de difusão, mas a maior parte dessas substâncias fica retida no interior do floco. A taxa de difusão de moléculas orgânicas complexas é lenta como resultado da hidratação e assimetria molecular (Ekama e Marais, 1979).

A operação do sistema de lodos ativados tem como objetivo assegurar a menor concentração do substrato no efluente final. Esse objetivo é alcançado através da utilização da matéria orgânica solúvel e particulada como fonte de carbono e energia pelo lodo ativo. Ekama e Marais (1979), com a finalidade de aproximar a teoria e a prática, alteraram o modelo matemático para lodos ativados descrito em Marais e Ekama (1976) para incorporar a

cinética de remoção da matéria orgânica particulada. Eles modificaram o modelo proposto por Blackwell trocando a concentração de sólidos suspensos voláteis pela concentração de lodo ativo, uma vez que para idade de lodo elevada a fração de lodo inerte também é elevada e não degrada a matéria orgânica.

$$\frac{dS_{bp}}{dt} = -K_a \cdot S_{bp} \cdot X_a \left(f_{ma} - \frac{X_s}{X_a} \right) \quad (3.15)$$

onde:

K_a =taxa de adsorção do substrato;

f_{ma} =fração máxima do substrato incorporada ao lodo;

X_s =concentração da matéria orgânica adsorvida.

Este modelo matemático foi desenvolvido a partir dos conceitos de transferência de massa (van Haandel, 1981). Nesta equação não há distinção entre substrato solúvel e particulado adsorvido. Dold et al. (1980) afirmam que as aplicações dessas modificações no modelo matemático proposto por Marais e Ekama (1976) proporcionaram a descrição do processo para uma faixa extensa de idade de lodo e temperatura em sistemas de fluxo contínuo e mistura completa. Ekama e Marais (1979) aceitaram a hipótese que adsorção consome energia. Eles utilizaram a mudança na taxa de consumo de oxigênio que ocorre na interrupção da alimentação de um sistema contínuo para determinar a quantidade de energia gasta nos processos de adsorção e estocagem. Esta suposição ainda é contestada na literatura. Para van Haandel (1981), van Haandel et al. (1981) e Kappeler e Gujer (1992), esta mudança na taxa de consumo de oxigênio é proporcionada pelo fim da remoção de matéria orgânica facilmente biodegradável e início da remoção da matéria orgânica lentamente biodegradável. Considerar consumo de energia durante o processo de adsorção de partículas sólidas aos flocos de lodo não tem sustentação teórica do ponto de vista físico. A adsorção ocorre em função da colisão inelástica entre biomassa e substrato sólido. Depois da colisão os dois corpos deslocam-se juntos com a mesma velocidade. Neste fenômeno físico ocorre perda de energia durante a colisão (Tipler, 1985). Logo, percebe-se que a variação da taxa de consumo de oxigênio não está ligada ao processo de adsorção.

A síntese celular a partir da matéria orgânica particulada é um processo posterior a adsorção, estocagem e hidrólise. A reação completa é lenta e se desenvolve a uma velocidade com uma ordem de grandeza menor do que a síntese a partir da matéria orgânica solúvel (Dold et al., 1980). Sendo a hidrólise fator limitante desse processo, a taxa de hidrólise será

definida a partir do modelo de Monod considerando a relação material estocado por massa de lodo ativo (van Haandel, 1981):

$$r_h = \frac{K_{mpt} \cdot f_{cv} \cdot \left(\frac{X_s}{X_a} \right)}{\left(K_{spt} + f_{cv} \cdot \frac{X_s}{X_a} \right)} \cdot X_a \quad (3.16)$$

onde:

r_h =taxa de hidrólise do material estocado;

K_{mpt} =taxa específica máxima de hidrólise;

K_{spt} =coeficiente de meia saturação de Monod ;

f_{cv} =relação $\frac{DQO}{SSV}$ em lodo orgânico.

A relação $\frac{X_s}{X_a}$ é um parâmetro mais racional para modelar o processo de hidrólise,

mas torna a velocidade deste processo completamente empírica (Dold et al., 1980). Concluída a hidrólise, os compostos orgânicos liberados são metabolizados de forma tão rápida quanto a matéria orgânica facilmente biodegradável afluente.

3.4.3 - Cinética da nitrificação

A literatura mostra que é possível simplificar o modelo matemático da cinética da nitrificação admitindo uma etapa única neste processo, oxidação do nitrogênio amoniacal para nitrato, ao invés de duas etapas, oxidação do nitrogênio amoniacal para nitrito e oxidação deste para nitrato. Metcalf e Eddy (1991), van Haandel (1981), von Sperling (1997), Ekama e Marais (1984), van Haandel e Marais (1999) afirmam que a taxa de oxidação do nitrito para nitrato é tão alta que para efeitos práticos pode ser considerada instantânea. De acordo com esta consideração, o crescimento das bactérias autotróficas nitrificantes se processa em função da oxidação do nitrogênio na forma amoniacal para nitrito. Segundo van Haandel (1981), Halling-Sorensen e Jorgensen (1993), os pesquisadores Knowles, Downing e Barrett foram os pioneiros em mostrar que a taxa do crescimento das bactérias nitrificantes é determinada com base na fórmula de Monod (Equação 3.17).

$$\left(\frac{dX_n}{dt}\right)_c = \mu_n \cdot X_n = \mu_{n_{\text{máx}}} \cdot \frac{N_a}{K_n + N_a} \cdot X_n \quad (3.17)$$

onde:

$$\left(\frac{dX_n}{dt}\right)_c = \text{taxa de crescimento bruto das bactérias nitrificantes;}$$

μ_n =taxa específica de crescimento de bactérias nitrificantes;

X_n =concentração das bactérias nitrificantes;

$\mu_{n_{\text{máx}}}$ =taxa específica máxima do crescimento das bactérias nitrificantes;

K_n =constante de meia saturação de Monod para taxa do crescimento das bactérias nitrificantes;

N_a =concentração de nitrogênio amoniacal no licor misto.

O modelo de Monod usado para descrever a cinética do crescimento de *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* é a expressão padrão usada na formulação da taxa do crescimento específico dessas bactérias (Halling-Sorensen e Jorgensen, 1993). Sob condições ideais de crescimento, essas bactérias são obrigatoriamente aeróbias; entretanto, as *Nitrobacter* são capazes de reduzir o nitrato na ausência de oxigênio (Sharma e Ahlert, 1977):



Segundo Alleman (1984), as *Nitrobacter* são mais sensíveis às concentrações de oxigênio e temperaturas baixas do que as *Nitrosomonas*. Paralelamente, em condições de nitrificação incompleta, o nitrito produzido pelas *Nitrosomonas* passa a exercer a função de inibidor do processo da nitrificação. O nitrito inibe as *Nitrobacter* em função da reação deste composto com as enzimas envolvidas no processo de sua oxidação (Wild et al., 1995). Concentrações de nitrito acima de 20 mgNO₂⁻-N/L são tóxicas e conseqüentemente afetam a taxa de consumo de oxigênio das *Nitrobacter* (Charley et al., 1980). A acumulação do nitrito em lodos ativados com zona anóxica pode ser causada por diferentes mecanismos (Martienssen e Schöps, 1999):

- (1) desequilíbrio na atividade enzimática de nitrato e nitrito redutase;
- (2) inibição de nitrito ou nitrato redutase por oxigênio;

(3) condições favoráveis ao desenvolvimento de microrganismos que só reduzem nitrato para nitrito.

Em situações onde a concentração da amônia é elevada, as *Nitrobacter* também são inibidas (Alleman, 1984). Observa-se que os próprios compostos nitrogenados proporcionam efeitos tóxicos sobre a oxidação do nitrogênio amoniacal para nitrato.

O grau de inibição do processo da nitrificação é função de (Sharma e Ahlert, 1977):

- (1) presença de microrganismos que competem com as bactérias nitrificantes;
- (2) concentração da substância inibidora;
- (3) duração da exposição da biomassa ao inibidor;
- (4) tipo de alimentação do sistema de lodos ativados, batelada ou contínua;
- (5) presença de mais de um inibidor.

Nowak et al. (1995) definem três tipos de inibição do processo de nitrificação e seus respectivos modelos matemáticos:

(1) inibição por competição

$$\mu n = \mu n_{\text{máx}} \cdot \frac{N_a}{K_n \cdot \left(1 + \frac{I}{K_I}\right) + N_a} \quad (3.19)$$

onde:

I=concentração do inibidor;

K_I =constante de inibição.

(2) inibição por uma substância solúvel não-biodegradável

$$\mu n = \mu n_{\text{máx}} \cdot \frac{N_a}{K_n + N_a} \cdot \frac{K_I}{K_I + I} \quad (3.20)$$

(3) inibição por uma substância sólida biodegradável que pode ser adsorvida

$$\mu_n = \mu_{n_{\text{máx}}} \cdot \frac{N_a}{K_n + N_a} \cdot \frac{K_I}{K_I + \frac{X_I}{X_n}} \quad (3.21)$$

onde:

X_I =concentração de sólidos inibidores.

3.4.3.1 – Fatores que interferem na nitrificação no tratamento do esgoto doméstico

Van Haandel (1981), analisando o efeito das constantes cinéticas sobre a nitrificação, concluiu que a influência da taxa específica máxima do crescimento é maior do que a constante de meia saturação de Monod e do que a constante de decaimento das bactérias nitrificantes. Para esse pesquisador, os valores numéricos das constantes b_n e K_n não têm muita importância prática.

Segundo Ekama e Marais (1984), van Haandel (1981) e van Haandel e Marais (1999), os seguintes fatores interferem na nitrificação no tratamento de esgoto doméstico:

- * fonte do esgoto;
- * temperatura;
- * pH;
- * oxigênio dissolvido.

a) Fonte do esgoto

A relação entre nitrificação e fonte do esgoto não tem uma definição clara; entretanto, algumas pesquisas indicam que a composição do esgoto possibilita a competição entre bactérias heterotróficas e nitrificantes (Sharma e Ahlert, 1977). De acordo com estes pesquisadores, a competição entre estas bactérias leva a inibição da nitrificação devido à redução na concentração de oxigênio.

Vários pesquisadores têm proposto fórmulas matemáticas para determinar a taxa específica máxima de crescimento das nitrificantes em função da temperatura. Stensel et al. (1992), analisando algumas dessas equações, observaram variações elevadas entre os resultados obtidos para a mesma temperatura e concluíram que este comportamento é influenciado por outros fatores além da temperatura. Segundo Ekama e Marais (1984), a taxa específica máxima de crescimento das nitrificantes é diferente para cada esgoto e varia ao

longo do tempo entre bateladas diferentes para o mesmo esgoto. Van Haandel e Marais (1999), analisando dados de Wilson e Marais (1976), concluíram que as variações de $\mu_{n_{\text{máx}}}$ mostram que esse parâmetro não é uma constante cinética pura, e sim uma constante que depende das características da água residuária. Van Haandel (1981) afirma que uma possível explicação da dependência de $\mu_{n_{\text{máx}}}$ em relação à origem do esgoto é que a nitrificação é intermediada por dois gêneros de bactérias. Esse pesquisador afirma que as bactérias nitrificantes possuem diferentes níveis de tolerância em relação às substâncias presentes no esgoto. Segundo von Sperling (1997), as *Nitrosomonas* são mais sensíveis às substâncias tóxicas. Este fato proporciona redução na velocidade das reações de nitrificação, uma vez que a oxidação do nitrogênio na forma amoniacal depende da atividade das bactérias *Nitrosomonas*. Do exposto, observa-se que tomar valores de $\mu_{n_{\text{máx}}}$ a partir de fórmulas empíricas ou adotar valores disponíveis na literatura não é prudente. Ekama e Marais (1984) afirmam que a melhor alternativa para o caso é determinar a taxa específica máxima de crescimento de nitrificantes a partir de experimento para cada situação.

b) Temperatura

Em relação a taxa específica máxima de crescimento das nitrificantes, o efeito da temperatura está concentrado no intervalo 5-35 °C e a maior influência ocorre em 30 °C (Halling-Sorensen e Jorgensen, 1993). Quando a temperatura assume valores próximos de zero grau Celsius, a produção do nitrito excede a taxa de oxidação das *Nitrobacter* e agrava a inibição do processo de nitrificação em temperatura baixa (Alleman, 1984; Oleszkiewiez e Berquist, 1988). Pesquisa desenvolvida por Oleszkiewiez e Berquist (1988) mostra que é possível nitrificar em temperaturas próximas de zero grau Celsius, desde que ocorra uma aclimatação prévia do lodo.

Na literatura, são freqüentes os casos em que os pesquisadores recorrem ao modelo de Arrhenius para quantificar a influência da temperatura sobre $\mu_{n_{\text{máx}}}$ (Equação 3.97). Segundo Leenen et al. (1997), o modelo de Arrhenius é utilizado porque é capaz de determinar o efeito da temperatura sobre todos os parâmetros cinéticos da nitrificação.

$$\mu_{n_{\text{máx}}} = \mu_{n_{\text{máx}20}} \cdot \varphi^{(T-20)} \quad (3.22)$$

onde:

$\mu_{n_{\text{máx}20}}$ = taxa de crescimento específico máximo de bactérias nitrificantes a 20°C;

ϕ =coeficiente de Arrhenius;

T=temperatura em Celsius.

Em média, o coeficiente de dependência de Arrhenius assume valores próximos a 1,10. Desta observação constata-se que a taxa específica máxima de crescimento das bactérias nitrificantes ($\mu_{m\acute{a}x}$) dobra a cada aumento de 7°C. Na prática, o efeito da temperatura reduz a idade de lodo mínima para nitrificação em regiões de clima quente. O resultado é o excesso de nitrato no licor misto e os problemas da desnitrificação indesejada constatados por Dias (1982) e Barbosa (1998). A velocidade do processo de nitrificação é bem mais elevada em clima quente. Por este motivo, o dimensionamento dos sistemas de lodos ativados com nitrificação é proposto para atender as temperaturas mais baixas (Sharma e Ahlert, 1977).

c) pH

A ação das bactérias nitrificantes depende da manutenção de condições ambientais adequadas à reprodução e atividade metabólica destes microrganismos. Em sistema de tratamento de esgoto, a taxa específica de crescimento máxima das bactérias nitrificantes alcança os maiores valores no intervalo de pH entre 7,2 e 9,0 (Metcalf e Eddy, 1991). Em culturas de *Nitrosomonas*, os maiores valores de $\mu_{m\acute{a}x}$ são observados no intervalo de pH entre 7,0 e 8,2 (Painter e Loveless, 1983). Para estes pesquisadores, os valores da taxa de crescimento máxima de bactérias nitrificantes também é influenciada pela presença de elementos traços no meio.

Nas condições climáticas do Brasil, a inibição da nitrificação em lodos ativados de fluxo contínuo com mistura completa está mais ligada a valores baixos de pH. Os processos de oxidação da matéria orgânica e do nitrogênio amoniacal produzem CO_2 e H^+ , respectivamente. Desse modo, observa-se, no processo de remoção da matéria orgânica e nitrificação em lodos ativados, uma tendência natural para redução do pH. Em função desse cenário, van Haandel e Marais (1999) afirmaram que apenas valores de $\text{pH} \leq 7,2$ possuem interesse prático em clima tropical. Durante os primeiros dias de funcionamento de sistema de lodos ativados em batelada e de fluxo pistão, é possível obter valores de pH que proporcionam a presença de amônia livre no licor misto (Alleman, 1984). O aumento da fração não ionizada do nitrogênio amoniacal tem como consequência a inibição das *Nitrobacter* e do processo de nitrificação. Superados os possíveis problemas de pH durante a partida dos reatores em bateladas, o pH do licor misto pode atingir valores menores do que 6,0 no final da fase de aeração com nitrificação (Cybis, 1992). Segundo este pesquisador,

essas flutuações do pH em RSB estão ligadas à dinâmica do sistema. Logo, percebe-se que, após a partida de um reator seqüencial em batelada, os valores de pH mais importante serão semelhantes aos que ocorrem num sistema de lodos ativados com fluxo contínuo.

Em função da inibição das reações de nitrificação para valores baixos de pH, Ekama e Marais (1984) sugere o seguinte modelo matemático para a taxa específica máxima de crescimento de bactérias nitrificantes em função do pH:

$$\mu_{n\text{máxpH}} = \mu_{n\text{máx7,2}} \cdot \varphi^{(\text{pH}-7,2)} \quad (3.23)$$

onde:

$\mu_{n\text{máxpH}}$ = taxa de crescimento específico máximo das bactérias nitrificantes para $\text{pH} < 7,2$;

$\mu_{n\text{máx7,2}}$ = taxa de crescimento específico máximo das bactérias nitrificantes para $\text{pH} = 7,2$;

$\varphi = 1$ para $7,2 \leq \text{pH} \leq 8,5$;

$\varphi = 2,35$ para $5,0 \leq \text{pH} \leq 7,2$.

von Sperling (1997) propõe o seguinte modelo:

$$\mu_{n\text{máxpH}} = \mu_{n\text{máx7,2}} \cdot [1 - 0,833 \cdot (7,2 - \text{pH})] \quad 6,0 \leq \text{pH} \leq 7,2 \quad (3.24)$$

Esses modelos são limitados para pequenas faixas de pH. Para inibir o efeito do pH sobre a velocidade de nitrificação, é importante manter a alcalinidade elevada para permitir valores de pH estáveis no sistema de lodos ativados.

d) Oxigênio dissolvido

As bactérias nitrificantes são muito sensíveis às variações da concentração de oxigênio dissolvido no licor misto (von Sperling, 1997). Este pesquisador afirma que uma redução de OD, para valores abaixo da faixa de concentração ideal para nitrificação, provoca redução na taxa de oxidação da amônia e aumento na concentração deste composto no reator. Sedlak (1991) comenta que alguns estudos mostraram que concentrações de oxigênio entre 3 e 6 mg/L não inibem o processo de nitrificação. Charley et al. (1980) afirmam que as concentrações elevadas de OD não inibem a nitrificação desde que a biomassa esteja

aclimatada. EPA (1983), Metcalf e Eddy (1991) recomendam uma concentração de oxigênio dissolvido mínima de 2 mg/L para evitar redução na taxa de nitrificação. Wuhrman (1963) constatou que concentração de OD igual a 1 mg/L reduz a velocidade da nitrificação em 10 % em relação à velocidade de concentrações mais elevadas. Para quantificar esse efeito, Henze et al. (1987) e Henze et al. (1995) expressaram a influência da concentração de oxigênio dissolvido sobre a oxidação da amônia através do modelo de Monod da seguinte forma:

$$\mu_n = \mu_{n_{\text{máx}}} \cdot \frac{\text{OD}}{K_o + \text{OD}} \quad (3.25)$$

onde:

K_o =constante de meia saturação de Monod para oxigênio como fator limitante na nitrificação.

Na literatura é possível encontrar valores para a constante de Monod que variam de 0,5 a 2 mg/L (Grady e Lim, 1980). A variabilidade dessa constante pode estar ligada à diferença da concentração do OD entre a massa líquida do licor misto e o interior do floco de lodo ativado (Ekama e Marais, 1984; Eckenfelder e Grau, 1992; van Haandel, 1981; van Haandel e Marais, 1999). Segundo Stensel et al. (1992), quanto maior a depleção do oxigênio dissolvido na direção do centro do floco, menor será a taxa específica de crescimento das bactérias nitrificantes.

3.4.4 – Cinética da desnitrificação

A desnitrificação corresponde à redução do nitrato a nitrogênio gasoso. Segundo Halling-Sorensen e Jorgensen (1993) e Metcalf e Eddy (1991), a desnitrificação ocorre em dois passos:

- (1) primeiro passo - conversão do nitrato para nitrito;
- (2) segundo passo - conversão do nitrito para nitrogênio gasoso.

Na conversão de nitrato para nitrogênio gasoso é possível que o óxido de nitrogênio (NO) e óxido de dinitrogênio (N₂O) formados sejam liberados antes da formação de nitrogênio gasoso (Grady e Lim, 1980). Para esses pesquisadores, é preferível que a liberação

do nitrogênio da massa líquida ocorra na forma de nitrogênio gasoso para minimizar os danos ambientais.

A diferença entre oxidação da matéria orgânica utilizando oxigênio ou nitrato como acceptor final de elétrons é a enzima que catalisa a transferência de elétrons dos compostos orgânicos para o agente oxidante. Segundo Pelczar et al. (1985), as enzimas utilizadas na oxidação do material orgânico em condições aeróbias e anóxicas são redutase e nitrato redutase, respectivamente. Como a desnitrificação é um processo biológico conduzido por bactérias heterotróficas, a circulação do lodo de um ambiente aeróbio para outro anóxico provoca a produção da enzima nitrato redutase (Halling-Sorensen e Jorgensen, 1993). Segundo Ekama e Marais (1984), um lodo gerado sob condições aeróbias terá capacidade de desnitrificar imediatamente ao ser exposto a condições anóxicas sem mudança na reatividade do lodo ao longo do tempo.

No tratamento de esgoto, o objetivo principal da desnitrificação é assegurar a máxima remoção do nitrogênio não assimilado pelo lodo. Logo, faz-se necessário garantir as seguintes condições:

- (1) presença de nitrato;
- (2) ausência de oxigênio;
- (3) presença de bactérias heterotróficas;
- (4) presença de matéria orgânica biodegradável.

Marais e sua equipe de pesquisadores investigaram a remoção do nitrato em reatores com fluxo em pistão e concluíram que a taxa da desnitrificação é proporcional à concentração do lodo (van Haandel, 1981, van Haandel et al., 1981, Ekama e Marais, 1984):

$$\frac{dN_n}{dt} = -K \cdot X_a \quad (3.26)$$

onde:

$$\frac{dN_n}{dt} = \text{taxa da desnitrificação};$$

K=constante de desnitrificação.

Observa-se que a desnitrificação é uma reação de ordem zero com relação ao nitrato e, conseqüentemente, esse modelo matemático poderá ser aplicado para qualquer reator independente se o modelo hidráulico é fluxo pistão ou mistura completa.

Aplicando vazão e carga orgânica constante em sistemas experimentais com pré e/ou pós-desnitrificação, van Haandel et al (1981) observaram que os perfis típicos da concentração do nitrato em função do tempo diferiam dos reatores de pré-desnitrificação para os reatores de pós-desnitrificação. No sistema com pré-desnitrificação, eles observaram duas fases no processo de desnitrificação no gráfico da concentração do nitrato versus tempo. Análises respirométricas feitas por Bortone et al. (1994) mostram a existência de duas taxas de desnitrificação distintas no processo de desnitrificação. Segundo van Haandel et al. (1981) e Bortone et al. (1994), a maior inclinação da curva de desnitrificação na primeira fase é atribuída à oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável e a menor inclinação da curva na segunda fase é atribuída à oxidação da matéria orgânica lentamente biodegradável. Para van Haandel e Marais (1999), a primeira fase da curva de desnitrificação para reatores pré-D também sofre a influência da oxidação do material orgânico lentamente biodegradável. Pesquisas desenvolvidas com esgoto doméstico por Kujawa e Klapwijk (1999) mostram a existência de três taxas no processo de desnitrificação. Eles atribuíram a primeira taxa para remoção da matéria orgânica facilmente biodegradável, a segunda taxa para matéria orgânica solubilizada a partir da matéria orgânica particulada e a terceira taxa para respiração endógena. Kujawa e Klapwijk (1999) observaram apenas duas taxas no processo de desnitrificação quando utilizaram acetato como substrato. A maior taxa de desnitrificação foi atribuída ao acetato e a menor a respiração endógena. A terceira taxa de desnitrificação encontrada por Kujawa e Klapwijk (1999), possivelmente, está ligada a um tempo excessivo de exposição do substrato à biomassa (tempo > 250 min.) que leva a sua completa remoção do meio seguido da utilização apenas de compostos do decaimento bacteriano. Na prática, não se utiliza tempo de detenção hidráulica em reatores anóxicos de sistema de fluxo contínuo e nem tempo de reação anóxica em RSB tão elevado quanto 250 minutos. Portanto, neste trabalho não será levada em consideração a terceira taxa de desnitrificação encontrada por Kujawa e Klapwijk (1999). A partir desta observação, a taxa de desnitrificação pode ser modelada matematicamente da seguinte forma (van Haandel et al., 1981, van Haandel, 1981 e van Haandel e Marais, 1999):

$$r_{DI} = \frac{dN_n}{dt} = r_{DI1} + r_{DI2} = -(K_1 \cdot X_a + K_2 \cdot X_a) \text{ para } t < t_p \quad (3.27)$$

onde:

r_{DI} = taxa de desnitrificação na primeira fase da desnitrificação em reator pré-D;

r_{D1} =taxa de desnitrificação associada à utilização do material rapidamente biodegradável;

r_{D2} =taxa de desnitrificação associada à utilização do material lentamente biodegradável;

K_1 =constante de desnitrificação para material orgânico rapidamente biodegradável;

K_2 =constante de desnitrificação para material orgânico lentamente biodegradável;

t =tempo;

t_p =tempo necessário para remoção de matéria orgânica rapidamente biodegradável na desnitrificação.

$$r_{DII} = \frac{dN_n}{dt} = r_{D2} = -K_2 \cdot X_a \text{ para } t > t_p \quad (3.28)$$

onde:

r_{DII} =taxa de desnitrificação na segunda fase da desnitrificação em reator pré-D

Embora o modelo matemático da cinética da desnitrificação descrito tenha sido desenvolvido para sistema de lodos ativados com fluxo contínuo, Bernardes et al. (1999) mostraram que este modelo pode ser usado para descrever a desnitrificação em RSB. Entretanto, é preciso utilizar o tempo de reação anóxica em vez de tempo de detenção hidráulica.

Analisando a desnitrificação devido à oxidação do material orgânico facilmente biodegradável em reator pré-D, van Haandel (1981) e van Haandel et al. (1981) demonstraram, a partir do modelo formulado por Marais para remoção da matéria orgânica, que a remoção do nitrogênio é proporcional a concentração desse tipo de matéria orgânica (Equação 3.29).

$$\Delta N_n = \alpha \cdot S_{ba} = 0,028 \cdot S_{ba} \quad (3.29)$$

onde:

ΔN_n =remoção do nitrogênio na primeira fase da desnitrificação em reator pré-D devido à oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável;

α =constante de proporcionalidade entre a remoção do nitrato e a concentração da matéria orgânica facilmente biodegradável.

Van Haandel et al. (1981) também obteve o mesmo valor para α através de dados obtidos em experimentos. Segundo Ekama e Marais (1984), o valor desta constante observado em experimento demonstra ser independente da temperatura.

Do exposto, obtém-se a remoção do nitrogênio na forma de nitrato em reator pré-D da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \Delta N_{nPRÉ} &= 0,028 \cdot S_{ba} + K_2 \cdot X_a \cdot t_p + K_2 \cdot X_a \cdot (t_1 - t_p) \\ \Delta N_{nPRÉ} &= 0,028 \cdot S_{ba} + K_2 \cdot X_a \cdot t_1 \end{aligned} \quad (3.30)$$

onde:

$\Delta N_{nPRÉ}$ = remoção do nitrogênio na forma de nitrato em reator pré-D;

$t_1 = V_{pré-D} / Q$ = tempo de detenção nominal do reator anóxico pré-D em sistema de fluxo contínuo;

t_p = tempo necessário para remoção de matéria orgânica rapidamente biodegradável na desnitrificação

Marais e sua equipe de pesquisadores observaram uma única reta que também obedece à equação 3.26 nos gráficos de concentração do nitrato versus tempo para reatores pós-D. Portanto, para esses reatores, tem-se:

$$\frac{dN_n}{dt} = -K_3 \cdot X_a \quad (3.31)$$

onde:

K_3 = constante de desnitrificação para reator pós-D ou RSB.

Como não há matéria orgânica facilmente biodegradável em reatores pós-D ou na pós-desnitrificação em RSB, a taxa de desnitrificação nestes tipos de reatores será baixa comparada aos valores obtidos para reatores pré-D.

Da equação 3.31, obtém-se a remoção do nitrogênio na forma de nitrato da seguinte maneira:

$$\Delta N_{nP\acute{O}S} = K_3 \cdot X_a \cdot t_2$$

(3.32)

onde:

$\Delta N_{nP\acute{O}S}$ = remoção do nitrogênio na forma de nitrato em reator pós-D ou RSB;

$$t_2 = \frac{V_{p\acute{o}s-D}}{Q} = \text{tempo de detenção nominal do reator anóxico pós-D.}$$

A soma das equações 3.30 e 3.32 resulta na remoção total de nitrogênio num sistema de lodos ativados de fluxo contínuo com reatores anóxicos para pré e pós-desnitrificação (Equação 3.33).

$$\Delta N_{nTOTAL} = 0,028 \cdot S_{ba} + K_2 \cdot X_a \cdot t_1 + K_3 \cdot X_a \cdot t_2 \quad (3.33)$$

onde:

ΔN_{nTOTAL} = remoção total do nitrato em sistemas de lodos ativados com dois reatores anóxicos.

Segundo van Haandel (1981) e van Haandel et al. (1981), o modelo da desnitrificação proposto por Marais e sua equipe é válido somente se a concentração de nitrato não for reduzida a zero nos reatores anóxicos.

3.5 - Balanço de massa da matéria orgânica em sistema de fluxo contínuo

Quando um sistema de lodos ativados recebe vazão e concentração de matéria orgânica constante, estabelece-se uma situação de equilíbrio no sistema (estado estacionário) onde não haverá mais acúmulo de nenhum dos materiais do afluente (Catunda e van Haandel, 1983; von Sperling, 1996). Observa-se que a matéria orgânica afluente de um sistema de lodos ativados em estado estacionário é oxidada no reator biológico ou deixa o sistema através do lodo de excesso ou do efluente final. O balanço de massa do material orgânico leva em consideração os termos de transporte (entrada e saída) e reação (produção e consumo). Como o balanço de massa é estruturado na lei da conservação da massa, tem-se:

$$MS_{td}=MS_{te}+MS_{xv}+MS_o \quad (3.34)$$

onde:

MS_{td} =fluxo total de matéria orgânica removida no sistema;

MS_{te} =fluxo de matéria orgânica no efluente;

MS_{xv} =fluxo de matéria orgânica no lodo de excesso;

MS_o =fluxo de matéria orgânica oxidada.

Segundo Grady e Lim (1980), é mais conveniente utilizar a concentração molar no balanço de massa. Para esses autores, se a concentração molar das substâncias que entram e saem do sistema é desconhecida, a utilização da concentração comum é satisfatória. Para que seja possível determinar o balanço de massa experimentalmente, é preciso que todos os fluxos sejam expressos em termos de parâmetros mensuráveis. Portanto, os fluxos de matéria orgânica que deixam o sistema através do efluente, do lodo de excesso e da oxidação são determinados através das equações 3.35, 3.36 e 3.37, respectivamente.

$$MS_{te}=(Q-q).S_{te} \quad (3.35)$$

onde:

Q =vazão afluyente;

q =vazão de descarga do lodo de excesso;

S_{te} =DQO total do efluente.

$$MS_{xv}=q.S_{xt}=q.(f_{cv}.X_v+S_{te}) \quad (3.36)$$

onde:

q =vazão de descarte do lodo de excesso;

S_{xt} =DQO do licor misto;

f_{cv} =razão entre DQO e concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo;

X_v =concentração de sólidos suspensos voláteis;

S_{te} =DQO total do efluente.

$$MS_o = TCO \cdot V_r \quad (3.37)$$

onde:

TCO=taxa de consumo de oxigênio;

V_r =volume do reator.

Se um sistema de lodos ativados com fluxo contínuo for submetido à aeração intermitente, o nitrato produzido na nitrificação será utilizado como agente oxidante na ausência de oxigênio. Nesta situação, a taxa de consumo de oxidante será a média ponderada entre as taxas de consumo dos dois oxidantes após a conversão do nitrato para a forma de oxigênio equivalente (Equação 3.40). O valor do fator de conversão do nitrato para oxigênio difere entre vários autores. Segundo van Haandel (1981), Kristensen et al. (1992), Argaman (1995) e van Haandel e Marais (1999), o fator de conversão do nitrato para oxigênio é 2,86 mgO_2/mgN . Para esses autores são gastos 8 elétrons por átomo de nitrogênio no processo de nitrificação (Figura 3.3).

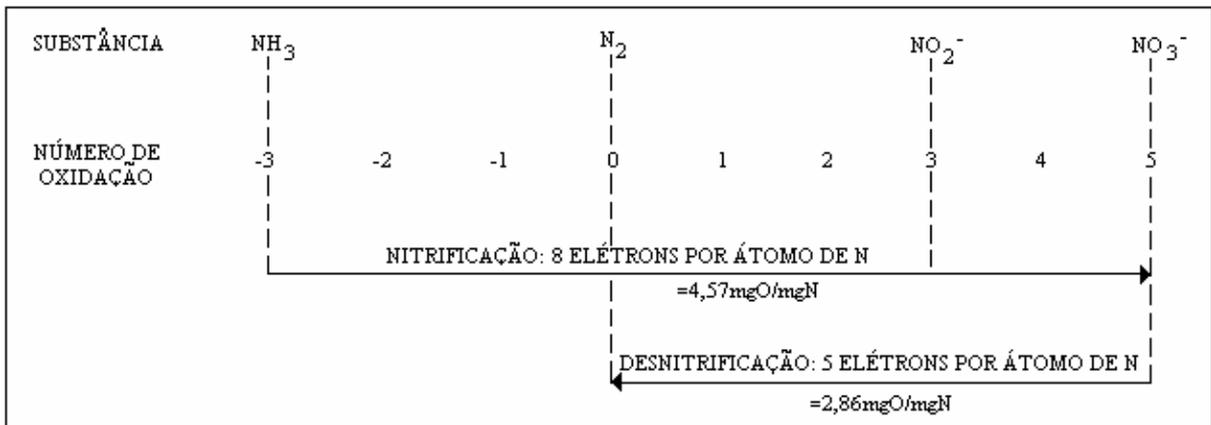
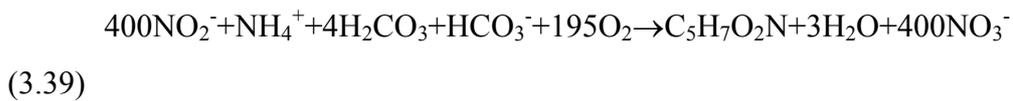


Figura 3.3 - Variação do número de oxidação do nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação (Fonte: van Haandel, 1981; van Haandel e Marais, 1999)

Na nitrificação de 1 mol de amônia será preciso utilizar 2 moles de oxigênio. Assim, o consumo de oxigênio é $64/14=4,57\text{mgO}_2/\text{mgN}$. Na desnitrificação, ocorre transferência de 5 elétrons para o nitrogênio. Observa-se que 5 elétrons são recuperados. Na desnitrificação, o nitrato tem capacidade de recuperar uma fração de 5/8 do consumo de oxigênio utilizado na nitrificação. O fator de conversão 2,86 é obtido do produto $4,57 \times 5/8$.

De acordo com as reações da nitrificação (Equações 3.38 e 3.39) são gastos 4,3 mgO₂/mgN para oxidar a amônia para nitrato (Metcalf e Eddy, 1991). Considerando-se que 5 elétrons são recuperados na desnitrificação, o fator de conversão será 4,3x5/8=2,68 mgO₂/mgN.



A partir de cálculos estequiométricos, Grau e Wanner (1992) determinaram para o fator de conversão de nitrato para oxigênio um valor igual a 2,86 mgO₂/mgN. Esses autores afirmam que a média desse parâmetro é 2,7 mgO₂/mgN para valores obtidos em experimento. Grady e Lim (1980) afirmam que valores do fator de conversão de nitrato para oxigênio entre 2,68 e 2,86 mgO₂/mgN podem ser utilizados sem restrição. A relação oxigênio/nitrato-N igual a 2,86 só é válida se todo nitrato é convertido para nitrogênio gasoso e não há liberação de compostos intermediários (NO₂⁻, NO, N₂O) (Copp e Dold, 1998). Se houver liberação destes compostos o fator de conversão de nitrato para oxigênio será menor do que 2,86.

$$\text{TCO} = \frac{t_{\text{aer}} \cdot \text{TCO} + t_{\text{anóx}} \cdot f_o \cdot \text{TCN}}{t_1 + t_2} \quad (3.40)$$

onde:

t_{aer} =intervalo de tempo que o reator fica sob aeração;

$t_{\text{anóx}}$ =intervalo de tempo que o reator fica sob condições anóxicas;

TCO=taxa de consumo de oxigênio;

TCN=taxa de consumo de nitrato;

f_o =fator de conversão de nitrato para oxigênio.

Se o sistema é composto por mais de um reator, cada um com determinada taxa de consumo de oxidante, o fluxo de matéria orgânica oxidada será determinado da seguinte forma:

$$\text{MS}_o = \sum_1^k V_{r_k} \cdot \text{TCO}_k \quad (3.41)$$

onde:

k =número de reatores;

V_{r_k} =volume do reator k ;

TCO_k =taxa de consumo de oxigênio no reator k .

Substituindo-se as equações 3.35, 3.36 e 3.37 na equação 3.34, tem-se:

$$\begin{aligned}MS_{td} &= (Q-q) \cdot S_{te} + q \cdot (f_{cv} \cdot X_v + S_{te}) + TCO \cdot V_r \\MS_{td} &= Q \cdot S_{te} + q \cdot f_{cv} \cdot X_v + TCO \cdot V_r\end{aligned}\quad (3.42)$$

Como não há acúmulo de material orgânico no sistema, tem-se:

$$MS_{ta} = MS_{td} = Q \cdot S_{te} + q \cdot f_{cv} \cdot X_v + TCO \cdot V_r \quad (3.43)$$

onde:

MS_{ta} =fluxo de matéria orgânica no afluente.

Expressando-se MS_{ta} através de parâmetros mensuráveis experimentalmente, tem-se:

$$MS_{ta} = Q \cdot S_{ta} \quad (3.44)$$

onde:

Q =vazão afluente,

S_{ta} =DQO total afluente.

Do exposto, observa-se que MS_{td} (Equação 3.42) e MS_{ta} (Equação 3.44) podem ser determinados experimentalmente. Logo, é possível comparar os valores obtidos dividindo a equação 3.42 pela equação 3.44.

$$B_o = \frac{MS_{td}}{MS_{ta}} = \frac{Q \cdot S_{te} + q \cdot f_{cv} \cdot X_v + TCO \cdot V_r}{Q \cdot S_{ta}}$$

$$B_o = \frac{S_{te} + \frac{q}{Q} \cdot f_{cv} \cdot X_v + TCO \cdot R_h}{S_{ta}} \quad (3.45)$$

onde:

B_o =coeficiente de retorno;

R_h =tempo de detenção hidráulica.

O valor teórico do coeficiente de retorno é igual a 1 (um). Em função dos erros experimentais na determinação dos parâmetros da equação 3.42, das flutuações espontâneas da atividade dos microrganismos e da composição do material orgânico no afluente, obtêm-se valores de B_o próximos de 1 (um) (Catunda e van Haandel, 1983). Segundo Ekama et al. (1986), Wentzel et al. (1998) e van Haandel e Marais (1999), um sistema de lodos ativados, recebendo vazão e DQO afluente constantes, estará em estado estacionário se B_o assumir valores entre 0,90 e 1,10. Dias (1982), Catunda e van Haandel (1983) são mais flexíveis, uma vez que admitem que o sistema de lodos ativados está em estado estacionário para valores de B_o entre 0,80 e 1,20. É importante ressaltar que considerar estabelecido o estado estacionário admitindo um coeficiente de retorno mais afastados de 1 (um), pode-se tornar impossível perceber erros na determinação de uma ou mais variáveis do processo através do balanço de massa.

3.6 - Modelo matemático do comportamento de lodos ativados de fluxo contínuo com reator unitário completamente misturado

Marais e Ekama (1976) para desenvolverem o modelo matemático do comportamento do sistema de lodos ativados fizeram as seguintes considerações:

- (1) o metabolismo bacteriano se processa apenas no reator;
- (2) despreza-se o lodo presente no decantador e na linha de recirculação;
- (3) o sistema é operado em estado estacionário;
- (4) não considera os sólidos afluentes como lodo biológico;
- (5) não se considera a síntese dos microrganismos autótrofos.

Observa-se que essas considerações são comuns a vários modelos matemáticos de comportamento do sistema de lodos ativados e da cinética dos processos biológicos. As

considerações citadas têm como finalidade simplificar o modelo e torná-lo prático. Nesse modelo matemático, a idade de lodo é o principal parâmetro operacional. A idade de lodo indica o tempo de permanência do lodo biológico no reator. Esse parâmetro é obtido a partir da seguinte equação:

$$\theta = \frac{MX_t}{ME_t} = \frac{V_r \cdot X_t}{q \cdot X_t} = \frac{V_r}{q} \quad (3.46)$$

onde:

θ =idade do lodo;

X_t =concentração total de lodo;

MX_t =massa de lodo no sistema;

ME_t =fluxo de lodo de excesso;

V_r =volume do reator;

q =vazão de descarga do lodo de excesso.

A idade do lodo difere do tempo de detenção hidráulica, uma vez que este parâmetro indica o tempo de permanência do esgoto afluyente no reator biológico. O tempo de detenção hidráulica é obtido através da razão entre volume do reator e vazão do esgoto afluyente ao sistema (Equação 3.47).

$$R_h = \frac{V_r}{Q} \quad (3.47)$$

onde:

R_h =tempo de detenção hidráulica;

V_r =volume do reator;

Q =vazão afluyente.

Definidos θ e R_h , obtêm-se mS_{te} , mS_{Xv} e mS_o a partir de parâmetros que sejam determinados experimentalmente.

Ao considerar que o sistema opera em estado estacionário, toda matéria orgânica biodegradável é metabolizada e o material particulado é removido através da floculação.

Portanto, a DQO do efluente corresponde a concentração da matéria orgânica solúvel não biodegradável. Do exposto, obtém-se:

$$mS_{te} = \frac{S_{te}}{S_{ta}} \quad (3.48)$$

onde:

mS_{te} =razão entre DQO efluente e DQO afluente;

Para determinar a fração da DQO afluente descarregada no lodo de excesso, é preciso estabelecer as concentrações dos constituintes do lodo orgânico: lodo inerte, lodo ativo e resíduo endógeno.

3.6.1 - Lodo inerte

A concentração de sólidos orgânicos inertes é obtida a partir de um balanço de massa da concentração desse parâmetro. Como o sistema opera em estado estacionário, o fluxo de sólidos orgânicos inertes afluentes é igual ao fluxo efluente. Neste balanço de massa, são levados em consideração termos de transporte (entrada e saída), uma vez que não existe formação, destruição e acúmulo de sólidos inertes no sistema. Logo,

$$MX_{ia}=MX_i \quad (3.49)$$

onde:

MX_{ia} =fluxo de sólidos orgânicos inertes afluentes;

MX_i =fluxo de sólidos orgânicos inertes no lodo de excesso.

Os valores de MX_{ia} e MX_i são obtidos através das equações 3.50 e 3.51, respectivamente.

$$MX_{ia}=Q.X_{ia} \quad (3.50)$$

onde:

Q =vazão afluyente;

X_{ia} =concentração de sólidos orgânicos inertes no afluyente.

$$MX_i = q \cdot X_i \quad (3.51)$$

onde:

q =vazão de descarga do lodo de excesso;

X_i =concentração do lodo inerte.

Substituindo-se as equações 3.50 e 3.51 na equação 3.49, tem-se:

$$\begin{aligned} Q \cdot X_{ia} &= q \cdot X_i \\ X_i &= \frac{Q}{q} \cdot X_{ia} \end{aligned} \quad (3.52)$$

A concentração de X_{ia} pode ser expressa em função de parâmetros mensuráveis.

Assim,

$$X_{ia} = \frac{S_{upa}}{f_{cv}} = \frac{f_{up}}{f_{cv}} \cdot S_{ta} \quad (3.53)$$

onde:

f_{up} =fração da DQO afluyente não biodegradável e particulada;

f_{cv} =razão entre DQO e concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo;

S_{ta} =DQO afluyente.

Substituindo-se a equação 3.53 na equação 3.52, tem-se:

$$\begin{aligned} X_i &= \frac{Q}{q} \cdot \frac{f_{up}}{f_{cv}} \cdot S_{ta} \\ X_i &= \frac{\theta \cdot f_{up} \cdot S_{ta}}{R_h \cdot f_{cv}} \end{aligned} \quad (3.54)$$

3.6.2 - Lodo ativo

A concentração do lodo ativo no sistema de lodos ativados é função do anabolismo, do decaimento endógeno e da descarga do lodo de excesso. Portanto, a taxa de crescimento de lodo ativo é igual à soma das taxas de crescimento, decaimento e descarga. No estado estacionário, não há acúmulo de matéria orgânica no reator e, conseqüentemente, a taxa de variação de lodo ativo é nula. Com isso,

$$\frac{dX_a}{dt} = \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c + \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d + \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e = 0 \quad (3.55)$$

onde:

X_a = concentração de lodo ativo;

t = tempo;

$\frac{dX_a}{dt}$ = taxa de variação da concentração do lodo ativo;

$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c$ = taxa de crescimento do lodo ativo;

$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d$ = taxa de decaimento do lodo ativo;

$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e$ = taxa de descarga do lodo ativo no lodo de excesso.

A taxa de crescimento do lodo ativo é proporcional a taxa de utilização do material orgânico biodegradável. A constante de proporcionalidade é o coeficiente de produção celular.

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c = Y \cdot \left(\frac{dS_{ba}}{dt}\right)_u \quad (3.56)$$

onde:

Y = coeficiente de crescimento celular;

$\left(\frac{dS_{ba}}{dt}\right)_u$ = taxa de utilização do material biodegradável aflúente.

Como todo material orgânico biodegradável é utilizado no reator, o produto entre a taxa de utilização do material biodegradável do afluente e o volume do reator será igual ao fluxo do material orgânico biodegradável afluente. Com isso,

$$\begin{aligned} \left(\frac{dS_{ba}}{dt}\right)_u \cdot V &= Q \cdot S_{ba} \\ \left(\frac{dS_{ba}}{dt}\right)_u &= \frac{Q}{V_r} \cdot S_{ba} \\ \left(\frac{dS_{ba}}{dt}\right)_u &= \frac{S_{ba}}{R_h} \end{aligned} \quad (3.57)$$

Substituindo-se a equação 3.57 na equação 3.56, tem-se:

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c = Y \cdot \frac{S_{ba}}{R_h} \quad (3.58)$$

Como a taxa de decaimento do lodo ativo pode ser expressa por uma equação diferencial de primeira ordem, tem-se:

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d = -b_h \cdot X_a \quad (3.59)$$

onde:

b_h =coeficiente de decaimento endógeno.

No estado estacionário, o produto entre a taxa de descarga de lodo ativo e o volume do reator é igual ao fluxo de lodo ativo descarregado no lodo de excesso. Portanto,

$$\begin{aligned} \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e \cdot V_r &= -q \cdot X_a \\ \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e &= -\frac{q}{V_r} \cdot X_a \\ \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e &= -\frac{X_a}{\theta} \end{aligned} \quad (3.60)$$

Substituindo-se as equações 3.58, 3.59 e 3.60 na equação 3.55, tem-se:

$$\begin{aligned}
Y \cdot \frac{S_{ba}}{R_h} - b_h \cdot X_a - \frac{X_a}{\theta} &= 0 \\
Y \cdot \frac{S_{ba}}{R_h} &= b_h \cdot X_a + \frac{X_a}{\theta} \\
Y \cdot \frac{S_{ba}}{R_h} &= \left(b_h + \frac{1}{\theta} \right) X_a \\
X_a &= \frac{Y \cdot \theta \cdot S_{ba}}{(1 + \theta \cdot b_h) \cdot R_h}
\end{aligned} \tag{3.61}$$

Substituindo-se a equação 3.7 na equação 3.61, tem-se:

$$X_a = \frac{(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Y \cdot \theta \cdot S_{ta}}{(1 + \theta \cdot b_h) \cdot R_h} \tag{3.62}$$

3.6.3 - Resíduo endógeno

A concentração de resíduo endógeno no sistema de lodos ativados é função do decaimento do lodo ativo e da descarga de lodo. Portanto, a taxa de variação do resíduo endógeno é função das taxas de variação do crescimento do resíduo endógeno e da descarga no lodo de excesso. No estado estacionário, não há acúmulo de resíduo endógeno no reator e, conseqüentemente, a taxa de variação desse parâmetro é nula.

$$\frac{dX_e}{dt} = \left(\frac{dX_e}{dt} \right)_c + \left(\frac{dX_e}{dt} \right)_e = 0 \tag{3.63}$$

onde:

$\frac{dX_e}{dt}$ = taxa de variação do lodo endógeno;

$\left(\frac{dX_e}{dt} \right)_c$ = taxa de crescimento do lodo endógeno;

$\left(\frac{dX_e}{dt} \right)_e$ = taxa de descarga do lodo endógeno através do lodo de excesso.

A taxa de crescimento do resíduo endógeno é proporcional a taxa de decaimento endógeno do lodo ativo. O fator proporcionalidade é a fração de lodo ativo decaído que se torna resíduo endógeno.

$$\left(\frac{dX_e}{dt}\right)_c = f \cdot \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d \quad (3.64)$$

onde:

f=fração de lodo ativo decaído que se torna resíduo endógeno.

Substituindo-se a equação 3.59 sem o sinal negativo na equação 3.64, uma vez que $\left(\frac{dX_e}{dt}\right)_c$ é uma taxa de crescimento e não de decaimento, tem-se:

$$\left(\frac{dX_e}{dt}\right)_c = f \cdot b_h \cdot X_a \quad (3.65)$$

No estado estacionário, o produto entre a taxa de descarga do resíduo endógeno e o volume do reator é igual ao fluxo de resíduo endógeno descarregado no lodo de excesso. Portanto,

$$\begin{aligned} \left(\frac{dX_e}{dt}\right)_e \cdot V &= -q \cdot X_e \\ \left(\frac{dX_e}{dt}\right)_e &= -\frac{q}{V_r} \cdot X_e \\ \left(\frac{dX_e}{dt}\right)_e &= -\frac{X_e}{\theta} \end{aligned} \quad (3.66)$$

Substituindo-se as equações 3.65 e 3.66 na equação 3.63, tem-se:

$$\begin{aligned} f \cdot b_h \cdot X_a - \frac{X_e}{\theta} &= 0 \\ X_e &= f \cdot b_h \cdot \theta \cdot X_a \end{aligned} \quad (3.67)$$

Com o somatório das equações 3.54, 3.62 e 3.67, tem-se a concentração do lodo orgânico. Portanto,

$$X_v = \frac{\theta \cdot f_{up} \cdot S_{ta}}{R_h \cdot f_{cv}} + \frac{(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Y \cdot \theta \cdot S_{ta}}{(1 + \theta \cdot b_h) \cdot R_h} + f \cdot b_h \cdot \theta \cdot X_a \quad (3.68)$$

Substituindo-se a equação 3.62 na equação 3.68, tem-se:

$$X_v = \frac{\theta \cdot f_{up} \cdot S_{ta}}{R_h \cdot f_{cv}} + \frac{(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Y \cdot \theta \cdot S_{ta}}{(1 + \theta \cdot b_h) \cdot R_h} + f \cdot b_h \cdot \theta \cdot \frac{(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Y \cdot \theta \cdot S_{ta}}{(1 + \theta \cdot b_h) \cdot R_h}$$

$$X_v = \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Cr \cdot (1 + f \cdot \theta \cdot b_h) + \frac{\theta \cdot f_{up}}{f_{cv}} \right] \cdot \frac{S_{ta}}{R_h} \quad (3.69)$$

onde:

$$Cr = \frac{Y \cdot \theta}{(1 + \theta \cdot b_h)} \quad (3.70)$$

onde:

Cr=massa de lodo ativo presente no sistema por unidade de massa de DQO biodegradável aplicada por dia.

Multiplicando-se a equação 3.69 por q e f_{cv} , tem-se:

$$MS_{X_v} = q \cdot f_{cv} \cdot \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Cr \cdot (1 + f \cdot \theta \cdot b_h) + \frac{\theta \cdot f_{up}}{f_{cv}} \right] \cdot \frac{S_{ta}}{R_h}$$

$$MS_{X_v} = f_{cv} \cdot \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Cr \cdot (1 + f \cdot \theta \cdot b_h) + \frac{\theta \cdot f_{up}}{f_{cv}} \right] \cdot \frac{MS_{ta}}{\theta}$$

$$MS_{X_v} = f_{cv} \cdot \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (1 + \theta \cdot b_H) \cdot \frac{Cr}{\theta} + \frac{f_{up}}{f_{cv}} \right] \cdot MS_{ta} \quad (3.71)$$

Dividindo-se a equação 3.71 por MS_{ta} , tem-se:

$$mS_{X_v} = f_{cv} \cdot \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (1 + f \cdot \theta \cdot b_H) \cdot \frac{Cr}{\theta} + \frac{f_{up}}{f_{cv}} \right] \quad (3.72)$$

No sistema de lodos ativados, o consumo de oxidante se deve à respiração exógena e ao decaimento endógeno. Cada unidade de DQO que entra no reator gera uma massa de lodo com $f_{cv} \cdot Y$ unidades de DQO. Portanto, $1 - f_{cv} \cdot Y$ será oxidado. Como a taxa de consumo de oxidante na forma de oxigênio é proporcional a taxa de utilização de material biodegradável do afluente, a constante de proporcionalidade é a diferença $1 - f_{cv} \cdot Y$. Do exposto, tem-se:

$$\text{TCO}_{\text{ex}} = (1 - f_{\text{cv}} \cdot Y) \left(\frac{dS_{\text{ba}}}{dt} \right)_u = \frac{(1 - f_{\text{cv}} \cdot Y) S_{\text{ba}}}{R_h} \quad (3.73)$$

onde:

TCO_{ex} = taxa de consumo de oxigênio gasto estritamente na oxidação da matéria orgânica afluyente.

A TCO da respiração endógena é proporcional a diferença entre a taxa de decaimento endógeno do lodo ativo e a taxa de crescimento de resíduo endógeno. A constante de proporcionalidade é f_{cv} .

$$\text{TCO}_{\text{end}} = f_{\text{cv}} \cdot \left[\left(\frac{dX_a}{dt} \right)_d - \left(\frac{dX_e}{dt} \right)_c \right] = f_{\text{cv}} \cdot (b_h \cdot X_a - f \cdot b_h \cdot X_a) \quad (3.74)$$

onde:

TCO_{end} = taxa de consumo de oxigênio devido o decaimento endógeno.

A taxa de consumo de oxidante total na forma de oxigênio é igual a soma das equações 3.73 e 3.74.

$$\begin{aligned} \text{TCO}_{\text{total}} &= \frac{(1 - f_{\text{cv}} \cdot Y) S_{\text{ba}}}{R_h} + f_{\text{cv}} \cdot (b_h \cdot X_a - f \cdot b_h \cdot X_a) \\ \text{TCO}_{\text{total}} &= \frac{(1 - f_{\text{cv}} \cdot Y) S_{\text{ba}}}{R_h} + f_{\text{cv}} \cdot b_h \cdot X_a (1 - f) \end{aligned} \quad (3.75)$$

onde:

$\text{TCO}_{\text{total}}$ = taxa de consumo de oxigênio total

Substituindo-se as equações 3.7 e 3.62 na equação 3.75, tem-se:

$$\text{TCO}_{\text{total}} = \frac{(1 - f_{\text{cv}} \cdot Y)(1 - f_{\text{us}} - f_{\text{up}}) S_{\text{ta}}}{R_h} + \frac{(1 - f_{\text{us}} - f_{\text{up}}) f_{\text{cv}} \cdot b_h \cdot \text{Cr} \cdot S_{\text{ta}} (1 - f)}{R_h}$$

$$TCO_{total} = \frac{(1 - f_{us} - f_{up})S_{ta}}{R_h} \cdot [1 - f_{cv} \cdot Y + f_{cv} \cdot b_h \cdot Cr \cdot (1 - f)] \quad (3.76)$$

Multiplicando-se a equação 3.76 por V_r , tem-se:

$$MS_o = V_r \cdot \frac{(1 - f_{us} - f_{up})S_{ta}}{R_h} \cdot [1 - f_{cv} \cdot Y + f_{cv} \cdot b_h \cdot Cr \cdot (1 - f)]$$

$$MS_o = (1 - f_{us} - f_{up})MS_{ta} \cdot [1 - f_{cv} \cdot Y + f_{cv} \cdot b_h \cdot Cr \cdot (1 - f)] \quad (3.77)$$

Dividindo-se a equação 3.77 por MS_{ta} , tem-se:

$$mS_o = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot [(1 - f_{cv} \cdot Y) + f_{cv} \cdot b_h \cdot Cr \cdot (1 - f)] \quad (3.78)$$

3.7 - Dimensionamento do sistema de lodos ativados para remoção de matéria orgânica

Este item contém as principais metodologias de dimensionamento de lodos ativados com fluxo contínuo e em batelada.

3.7.1 - Fluxo contínuo

O dimensionamento do sistema de lodos ativados é feito a partir do princípio do estado estacionário. Neste cenário não há variação da concentração de lodo ao longo do tempo no reator. Portanto, a massa do lodo é constante e possibilita a determinação do volume do reator. De acordo com o modelo matemático desenvolvido por Marais e Ekama (1976), tem-se:

$$X_v \cdot V_r = MX_v$$

$$V_r = \frac{MX_v}{X_v}$$

$$V_r = \left[(1 - f_{us} - f_{up})(1 + f \cdot b_h \cdot \theta) \cdot C_r + \frac{\theta \cdot f_{up}}{f_{cv}} \right] \cdot \frac{Q \cdot S_{ta}}{X_v} \quad (3.79)$$

3.7.2 - Batelada

A maior parte dos critérios e parâmetros usados para dimensionamento é fundamentada em resultados já obtidos em pesquisa ou com base no modelo de fluxo

contínuo. A adoção de variável de processo para o controle e o dimensionamento de lodos ativados em batelada, ainda, merece atenção especial. Paralelamente, a influência da utilização de parâmetros como F/M para dimensionamento e operação sobre a qualidade do efluente do RSB não está ainda devidamente esclarecida no nível cinético (De Luca e Faccin, 1991).

3.7.2.1 - Dimensionamento utilizando observações experimentais

Ketchum (1996) define o volume do RSB de acordo com a equação 3.80.

$$V_r = V_o + V \quad (3.80)$$

onde:

V_r = volume total do RSB;

V_o = volume de recirculação do RSB;

V = volume de uma batelada.

O volume do esgoto tratado é definido da seguinte forma:

$$V = Q \cdot t_f \quad (3.81)$$

onde:

Q = vazão de enchimento;

t_f = tempo de enchimento.

Os intervalos de tempo das etapas de enchimento, reação, sedimentação, esvaziamento e repouso são definidos em função da experiência do projetista ou dos valores disponíveis na literatura.

Metcalf e Eddy (1991) define o volume para o sistema de lodos ativados em batelada como se segue:

$$V_r = \frac{Q \cdot t_t}{f_{RSB}} \quad (3.82)$$

onde:

Q=vazão do afluente;

t_r =duração de um ciclo;

f_{RSB} =fração do RSB ocupada por esgoto.

Observa-se que esse tipo de dimensionamento está fundamentado apenas em observações experimentais, ainda bastante limitadas para o tratamento de esgoto em escala real.

3.7.2.2 - Dimensionamento utilizando a relação F/M

A relação F/M é o principal critério de dimensionamento e variável de controle de processo utilizada para o sistema de lodos ativados em batelada (Chernicharo e von Sperling, 1993). A utilização desse parâmetro está fundamentada no conceito de que a eficiência do reator na remoção da matéria orgânica é função da quantidade do substrato disponível por unidade de massa de microrganismos por dia. Para van Haandel e Marais (1999), F/M é um parâmetro ambíguo no processo de lodos ativados, uma vez que ele varia quando as frações não biodegradável solúvel e particulada variam no esgoto bruto. O dimensionamento do RSB a partir da relação F/M é obtido da seguinte forma:

$$V_r = \frac{Q \cdot S_o}{X_v \cdot \frac{F}{M}} \quad (3.83)$$

onde:

Q=vazão afluente;

S_o =DBO afluente;

$\frac{F}{M}$ = razão $\frac{\text{alimento}}{\text{microrganismo}}$;

X_v =concentração de sólidos voláteis.

Dimensionar o RSB a partir de F/M não tem significado físico. O cálculo do volume do reator depende do fluxo de matéria orgânica, enquanto o RSB funciona em batelada.

Segundo Metcalf e Eddy (1991), a validade da utilização da equação 3.83 é comprometida em função da concentração de X_v não ser representativa da concentração de microrganismos responsáveis pela degradação da matéria orgânica.

3.7.2.3 - Dimensionamento do RSB utilizando o modelo de fluxo contínuo

O dimensionamento do RSB pode ser feito a partir de critérios e parâmetros básicos utilizados para sistemas de lodos ativados com fluxo contínuo (von Sperling, 1997). Para este pesquisador, basta levar em consideração os aspectos hidráulicos e de carga orgânica convertendo os tempos de detenção hidráulica nos reatores aeróbio e anóxicos em tempos de reação para cada ciclo operacional. No sistema em batelada, o tempo de reação corresponde ao tempo real de exposição do esgoto ao lodo. No sistema de fluxo contínuo, nem todo volume de esgoto afluente permanece no sistema por tempo igual ao tempo de detenção hidráulica. Analisando-se a diferença entre fluxo contínuo e batelada, observa-se que a utilização do tempo de detenção hidráulica de fluxo contínuo como tempo de reação para sistema em batelada não possui nenhuma fundamentação teórica e se afasta da realidade de operação do RSB.

3.7.2.4 – Dimensionamento de lodos ativados segundo a Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT)

A NBR 12209 que regulamenta o projeto de estações de tratamento de esgoto só trata do dimensionamento de lodos ativados de fluxo contínuo. Além disso, ela só estabelece critérios de dimensionamento para o tratamento destinado a remoção de matéria orgânica. Não há citação no texto da existência de sistemas em batelada. A NBR 13969 que se refere ao tratamento e disposição dos efluentes de tanques sépticos é a única norma que fala sobre sistema de lodos ativados em batelada. O desconhecimento sobre reator seqüencial em batelada é tão grande que ele é definido nesta norma equivocadamente. De acordo com o item 3.19 da NBR 13969, o sistema de lodos ativados em batelada é essencialmente aeróbio. Os equívocos desta norma são maiores ao estabelecer que uma batelada deve ter duração de 24 horas. Ainda segundo esta norma, o dimensionamento do RSB é definido da seguinte forma:

$$V_r = 2.Q \quad (3.84)$$

onde:

V_r =volume útil do reator;

Q =vazão diária.

A NBR 13969 é uma norma sem qualquer fundamento científico e obsoleta para o conhecimento sobre RSB disponível na literatura. A impossibilidade de sua aplicação passa pela imposição de um ciclo operacional extremamente longo. Além disso, o ciclo possui apenas fase aeróbia. Dados de Cybis e seu grupo de pesquisa mostram que o tratamento de esgoto doméstico em RSB já está consolidado até em nível terciário com ciclos operacionais com o máximo de oito horas de duração. Este grupo de pesquisadores mostrou que a remoção de nitrogênio de 86 % é possível no RSB em escala piloto tratando esgoto doméstico (Cybis et al, 2004). Dados de Pickbrenner (2002) mostrou que o RSB tratando efluente de UASB pode alcançar remoção completa de fósforo. Arima et al (2004a) demonstraram que é possível fazer a automação do ciclo operacional e o monitoramento on line das condições físico-químicas que auxiliam na definição de ciclos operacionais mais curtos. Neste contexto, observa-se a necessidade de aperfeiçoamento da norma para o dimensionamento e a operação de lodos ativados em batelada. Segundo a ABNT, o RSB fica relegado apenas ao tratamento do efluente de tanque séptico.

A partir deste trabalho, busca-se levantar um questionamento sobre o dimensionamento e o comportamento do RSB no tratamento de esgoto doméstico e gerar conhecimento técnico para uma revisão por parte da ABNT das normas de dimensionamento e operação de lodos ativados em batelada.

4 - MATERIAIS E MÉTODOS

A pesquisa foi desenvolvida em duas escalas: bancada e piloto. Na escala de bancada foram utilizados dois RSBs, denominados RSB1 e RSB2, e um sistema de fluxo contínuo denominado FC1. A descrição da cinética da oxidação da matéria orgânica, da nitrificação e da desnitrificação e a descrição do comportamento do reator seqüencial em batelada foram desenvolvidas a partir dos dados obtidos no reator RSB1. O controle deste reator foi realizado a partir do RSB2 operado em função de F/M e do FC1 operado por idade do lodo. Na escala piloto, o experimento montado era constituído por um RSB e um sistema de fluxo contínuo de configuração Bardenpho, denominado FC. Nestes reatores foram determinadas as eficiências na remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

4.1 – Descrição do experimento em escala de bancada

O experimento em escala de bancada foi montado no laboratório de saneamento ambiental do IPH/UFRGS. A sala utilizada na pesquisa tinha temperatura controlada. O resfriamento do ambiente era feito por um condicionador de ar Consul modelo Split 6th Sense de 12000 BTU/h. O aquecimento ficava por conta de um condicionador de ar Fedders de 15000 BTU/h. A temperatura média da sala era 21 °C para garantir 20 °C no interior dos reatores, uma vez que eles recebiam esgoto gelado.

Os dois reatores seqüenciais em batelada foram confeccionados em forma de cilindro com chapas de acrílico (Figura 4.1). A altura e o diâmetro eram 20 e 36 cm, respectivamente. A alimentação com esgoto, a retirada do efluente final e o descarte do lodo de excesso eram realizadas por bombas dosadoras do tipo peristálticas Masterflex modelo 7518-10. As bombas de alimentação e de retirada do efluente final estavam ligadas em mangueiras tipo cristal com diâmetro interno de 10 mm. O lodo de excesso do RSB1 era bombeado por mangueira de diâmetro interno de 2 mm. O descarte de lodo ocorria em cada batelada antes do início da fase de sedimentação. No RSB2, o descarte de lodo de excesso era manual e ocorria através de uma torneira de filtro instalada no reator. O fornecimento de ar para cada RSB era feito através de quatro pedras porosas ligadas a uma bomba de aquário marca Big Air modelo A420 com ajuste manual da vazão de ar. Para evitar zonas mortas e garantir uma mistura homogênea, os RSBs estavam equipados com sistemas de agitação constituídos por um eixo com hélice acoplado a um agitador da marca Motron modelo MR910-60. A velocidade de agitação era 30 rpm. Os dois reatores em batelada foram monitorados por um sistema de aquisição de dados ligado a eletrodos de oxigênio dissolvido e temperatura. Este sistema de

aquisição de dados e o acionamento das bombas peristálticas, das bombas de aeração e dos motores de agitação eram gerenciados por um microcomputador através do programa RSB desenvolvido por Arima et al (2004b).



Figura 4.1 – Reatores seqüenciais em batelada em escala de bancada

Ao longo da pesquisa, os volumes de trabalho e descarga de efluente foram 9 e 4 L por ciclo, respectivamente. Realizavam-se três ciclos operacionais por dia com duração de oito horas. A vazão diária era 12 L/d.

No decorrer da pesquisa foram utilizadas duas configurações de lodos ativados com fluxo contínuo. A primeira configuração era constituída por um reator aeróbio seguido por um decantador secundário (Figura 4.2). O reator, o sistema de aeração, o sistema de agitação, a bomba de alimentação, a bomba de recirculação de lodo e a bomba de descarte do lodo de excesso eram idênticas às utilizadas nos RSBs. O volume de licor misto no reator foi de 8 L. O decantador feito a partir de chapas de acrílico tinha forma cilíndrica com altura e diâmetro de 47 e 15 cm, respectivamente. A montagem dele obedecia a um ângulo de 60° em relação a horizontal. Na tampa do decantador, foi instalado um sistema de polias ligado a um agitador da marca Motron modelo MR910-60 e a um raspador de lodo. O volume útil do decantador foi 4,5 L. A vazão de alimentação e de recirculação do lodo foram 12 e 30 L/d, respectivamente.

A segunda configuração do lodos ativados com fluxo contínuo foi um Bardenpho (Figura 4.3). Os reatores anóxicos funcionavam com fluxo pistão. Eles foram montados em mangueiras tipo cristal de diâmetro de 10 mm. Os reatores de pré e pós desnitrificação tinham 38 e 19 m, respectivamente. O reator aeróbio de acrílico foi fabricado no formato de cilindro e tinha diâmetro e altura de 25 cm. O decantador secundário, o sistema de aeração e agitação foram mantidos da configuração anterior. Os volumes dos reatores de pré-desnitrificação, aeróbio e de pós-desnitrificação foram 3, 4,5 e 1,5 L, respectivamente. As bombas

peristálticas de alimentação, de recirculação de lodo e de descarte do lodo de excesso foram as mesmas do sistema montado para remover matéria orgânica. A retirada do lodo de excesso ocorria três vezes ao dia. A bomba era acionada pelo microcomputador que gerenciava os RSBs. A recirculação interna do lodo era feita por uma bomba dosadora Masterflex modelo 7518-10 que operava com vazão de 3 L/h. A alimentação do reator da pós-desnitrificação era realizada através de uma bomba dosadora peristáltica semelhante as demais, porém com controle digital da vazão. Esta foi a única alternativa para garantir fluxo pistão no segundo reator anóxico.



Figura 4.2 – Sistema de lodos ativados com fluxo contínuo para remoção de matéria orgânica



Figura 4.3 – Sistema de lodos ativados Bardenpho: (a) reator de pré-desnitrificação, (b) reator aeróbio, (c) reator de pós-desnitrificação e (d) decantador secundário.

Nas duas configurações de lodos ativados de fluxo contínuo utilizadas na pesquisa, os bombeamentos do esgoto bruto, do lodo de recirculação e do lodo de excesso ocorriam em mangueiras tipo cristal de diâmetro interno de 1,5 mm.

4.1.1 – Esgoto utilizado

O esgoto utilizado para alimentar os reatores era coletado na Estação de Tratamento de Esgoto - ETE Vila Esmeralda, pertencente ao Departamento Municipal de Água e Esgotos –

DMAE de Porto Alegre. Todas as segundas-feiras no horário entre 9:00 e 10:00 horas, eram coletados 280 L de esgoto bruto no poço úmido da estação (Figura 4.4). O volume coletado passava por uma peneira com malha de 1 mm e em seguida era armazenado em bombonas de 20 L. Após o transporte até o laboratório de saneamento ambiental do IPH, o esgoto era armazenado em freezer. Diariamente, retirava-se 40 L de esgoto do freezer para análise da DQO antes de ser utilizado como substrato. Em função do resultado obtido era feita a correção da DQO para 300 mg/L, quando necessário. Se a concentração da matéria orgânica fosse maior, realizava-se a diluição do esgoto com água potável sem cloro para atingir a concentração pré-estabelecida. Caso contrário, adicionava-se etanol de concentração 150000 mg/L no esgoto para alcançar a DQO de 300 mg/L. Depois do ajuste da concentração de matéria orgânica, o esgoto era armazenado num balde com tampa e colocado numa geladeira (Figura 4.5). Este balde era lavado todos os dias antes de receber esgoto novo para inibir o crescimento de biofilme. Na tampa do balde foi instalado um agitador Motron modelo MR910-60 acoplado num eixo com hélice.



Figura 4.4 – Ponto de coleta do esgoto da ETE Vila Esmeralda



Figura 4.5 – Geladeira usada para armazenar esgoto com DQO ajustada para 300 mg/L

4.1.2 – Procedimentos operacionais

A pesquisa desenvolvida nos sistemas em escala de bancada foi dividida em duas etapas. A primeira consistiu em operar dois RSBs e um sistema de fluxo contínuo (Figura 4.2) para remoção de matéria orgânica. A inibição das bactérias nitrificantes ocorreu através da aplicação diária em cada reator de 10 mL de tiouréia de concentração 2000 mg/L. Nesta etapa da pesquisa, o ciclo operacional dos bateladas era composto das seguintes fases: enchimento (uma hora), reação aeróbia (quatro horas), sedimentação (uma hora), descarga de efluente (15 minutos) e descanso (uma hora e 45 minutos).

Na segunda etapa da investigação experimental, funcionaram os dois RSBs e um sistema Bardenpho (Figura 4.3) para remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Os reatores seqüenciais em batelada funcionaram com o ciclo operacional composto das seguintes fases: enchimento (uma hora), reação aeróbia (duas horas), reação anóxica (três horas), sedimentação (uma hora), descarga do efluente (15 minutos) e descanso (45 minutos).

Os parâmetros de controle operacional adotados nas duas etapas da pesquisa, as datas de inoculação dos reatores, os períodos de aclimatação do lodo e os intervalos de coleta de dados estão apresentados nas tabelas 4.1 e 4.2. Neste trabalho, a idade do lodo foi definida a partir do descarte intencional do lodo. As coletas de dados tiveram início quando os coeficientes de retorno do balanço de massa no RSB1 alcançaram valores entre 0,80 e 1,20.

Na primeira etapa da pesquisa, os reatores foram inoculados com lodo do RSB em escala piloto da ETE Esmeralda. Em 05/08/2002, este reator foi inoculado com lodo da ETE Arvoredo do DMAE e colocado em operação. Este procedimento teve como finalidade utilizar um lodo já adaptado ao esgoto da Vila Esmeralda. Na segunda etapa, os RSBs e o Bardenpho foram inoculados com esse lodo para a coleta de dados da idade de lodo de 30 dias e da relação F/M igual a $0,1187 \text{ mgDQO} \cdot \text{mgSSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. Em 15/08/2003, O RSB em escala piloto da Vila Esmeralda foi desativado em função da falta de esgoto bruto decorrente de entupimentos constantes na rede coletora. As demais inoculações ocorreram com lodo de sistemas de lodos ativados em escala real com funcionamento em batelada. Na segunda idade de lodo e na segunda relação F/M, a inoculação dos reatores foi realizada com lodo da ETE Arvoredo do DMAE. Os problemas operacionais desta estação impossibilitaram a utilização de lodo para fazer as demais inoculações. As duas últimas inoculações dos reatores ocorreram com lodo da ETE Sapucaia do Sul pertencente à Companhia Riograndense de Saneamento-CORSAN.

No decorrer da pesquisa, o lado interno das paredes, as tampas e os fundos dos reatores eram limpos uma vez por semana. Eram utilizadas escovas de limpeza de aquário para remover biofilme. As bombas dosadoras eram calibradas com frequência semanal. As mangueiras de cristal usadas no bombeamento do esgoto e do licor misto eram trocadas a cada quinze dias para evitar entupimentos e a formação de biofilme nas paredes. O microcomputador utilizado para aquisição de dados era reiniciado uma vez por semana para evitar bugs no sistema operacional. Os eletrodos do sistema de aquisição de dados eram calibrados às sextas-feiras. Antes da calibração do eletrodo de oxigênio dissolvido, a membrana e a solução eletrolítica eram trocadas.

Tabela 4.1 – Procedimentos operacionais utilizados na primeira etapa da pesquisa em escala de bancada.

REATOR	IDADE DE LODO (d)	F/M (mgDQO/mgSSV.d)	INOCULAÇÃO	PERÍODO DE ACLIMATAÇÃO	COLETA DE DADOS (início-fim)
RSB1	30	-	04/02/2003	55	17/03-06/04/2003
	20	-	07/04/2003	21	28/04-16/05/2003
	10	-	17/04/2003	16	02/06-19/06/2003
	5	-	21/06/2003	15	04/07-22/07/2003
RSB2	-	0,1460	04/02/2003	55	17/03-06/04/2003
	-	0,1569	07/04/2003	21	28/04-16/05/2003
	-	0,3404	17/04/2003	16	02/06-19/06/2003
	-	0,5128	21/06/2003	15	04/07-22/07/2003
FC1	30	-	04/02/2003	55	17/03-06/04/2003
	20	-	07/04/2003	21	28/04-16/05/2003
	10	-	17/04/2003	16	02/06-19/06/2003
	5	-	21/06/2003	15	04/07-22/07/2003

Tabela 4.2 – Procedimentos operacionais utilizados na segunda etapa da pesquisa em escala de bancada.

REATOR	IDADE DE LODO (d)	F/M (mgDQO/mgSSV.d)	INOCULAÇÃO	PERÍODO DE ACLIMATAÇÃO	COLETA DE DADOS (início-fim)
RSB1	30	-	01/08/2003	53	22/09-09/10/03
	20	-	10/10/2003	21	05/11-22/11/03
	10	-	24/11/2003	19	13/12-30/12/03
	5	-	02/01/2004	13	15/01-01/02/04
RSB2	-	0,1187	01/08/2003	53	22/09-09/10/03
	-	0,1865	10/10/2003	21	05/11-22/11/03
	-	0,2914	24/11/2003	19	13/12-30/12/03
	-	0,6182	02/01/2004	13	15/01-01/02/04
FC1	30	-	01/08/2003	53	22/09-09/10/03
	20	-	10/10/2003	21	05/11-22/11/03
	10	-	24/11/2003	19	13/12-30/12/03
	5	-	02/01/2004	13	15/01-01/02/04

4.2 - Descrição do experimento em escala piloto

O experimento em escala piloto foi montado no interior da estação de tratamento de esgoto da Vila Esmeralda (Figura 4.6). O esgoto utilizado para alimentar os reatores foi captado no poço úmido da estação elevatória da ETE (Figura 4.4).

O sistema de lodos ativados com fluxo contínuo utilizado foi um Bardenpho (Figura 4.7). O reator aeróbio era de chapa de ferro e de forma cilíndrica com altura de 1,5 m e

diâmetro de 0,80 m. O volume útil foi 400 L. Na base do reator aeróbio foi instalado um difusor de membrana, marca Nopol, alimentado por um compressor de ar com capacidade para 257 L/h, marca Douat. Os reatores para pré e pós-desnitrificação foram montados em bombonas plásticas com volumes úteis de 200 e 100 L, respectivamente. Os reatores pré-D e pós-D possuíam diâmetro de 1,20 m e altura de 0,50 m. O decantador secundário utilizado foi montado numa bombona plástica semelhante àquelas utilizadas para os reatores anóxicos. O volume útil era 200 L. Em cada reator estava instalado um motorreductor de 100 rpm ligado a um eixo vertical com hélice para promover a mistura do licor misto. O reductor tinha relação de 1/15, marca Geremia, e o motor elétrico trifásico era de 1700 rpm, marca Weg. O decantador secundário tinha um raspador de lodo. Na parte superior do decantador, foi instalado um sistema de polias ligado a um agitador da marca Motron modelo MR910-60 e do raspador de lodo.

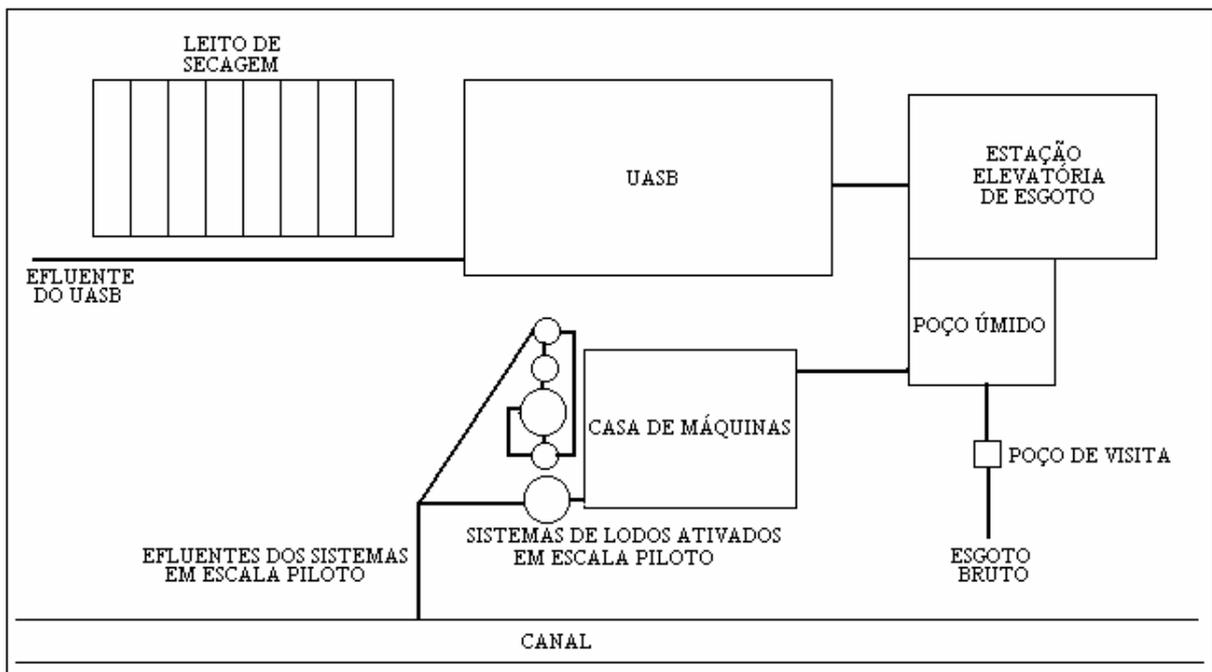


Figura 4.6- Representação esquemática da ETE Vila Esmeralda

O Bardenpho era alimentado por um conjunto elevatório instalado na casa de máquinas do experimento. O conjunto elevatório era composto por uma bomba de deslocamento positivo, marca Netzsch modelo 2NP11, e um motor trifásico marca Weg. O reator recebia 50 L/h de esgoto bruto transportado por tubos de PVC de 25 mm. Para recirculação do lodo do fundo do decantador e a recirculação interna, foram instalados dois conjuntos elevatórios constituídos por bombas de deslocamento positivo, marca Netzsch modelo 2NP15A, acopladas a motores Weg. Estes motores-bombas recalavam 100 L/h de lodo do decantador e 300 L/h de licor misto do reator aeróbio para o reator de pré-

desnitrificação. As tubulações utilizadas nestes bombeamentos foram de PVC de 25 mm. As ligações entre as unidades que formavam o Bardenpho foram feitas por intermédio de tubos de PVC de 40 mm furados na geratriz superior para garantir escoamento livre.

O reator do sistema de lodos ativados em batelada (Figura 4.8) foi fabricado com chapa de ferro e tinha altura de 1,50 m e diâmetro de 0,80 m. A alimentação e a descarga do efluente foram feitas através de conjuntos elevatórios semelhantes aos utilizados nas recirculações do sistema com fluxo contínuo. No interior do reator foram instaladas chaves-bóia para desligar os conjuntos elevatórios. A agitação e a aeração do licor misto eram feitas utilizando equipamentos semelhantes aos empregados no sistema com fluxo contínuo. Nas instalações de fornecimento de ar para o RSB foi instalada uma válvula solenóide. O controle do tempo de cada fase dos ciclos era realizado por um painel de comandos elétricos com timers analógicos ligados aos conjuntos elevatórios, a válvula solenóide e ao sistema de agitação. Os volumes de trabalho, alimentação e descarga do efluente foram 600, 400 e 400 L por ciclo, respectivamente. O RSB realizava três ciclos diários.



Figura 4.7 - Sistema de lodos ativados com fluxo contínuo em escala piloto.



Figura 4.8 - Sistema de lodos ativados em batelada na escala piloto

4.2.1 – Procedimentos operacionais

Nesta parte da pesquisa, foram utilizadas as idades de lodo de 30 e 10 dias, respectivamente. Todos os dias, o controle da idade de lodo era feito através da descarga intencional de licor misto dos sistemas de lodos ativados. O ciclo operacional do RSB possuía duração de 8 horas e era composto das seguintes fases: enchimento (uma hora), reação aeróbia (duas horas), reação anóxica (três horas), sedimentação (uma hora) e esvaziamento (uma hora). A inoculação dos sistemas ocorreu em 12/02/2004. O lodo utilizado foi coletado na ETE Sapucaia do SUL da CORSAN. As concentrações iniciais de sólidos suspensos voláteis foram 1120 e 1440 mg/L no RSB e no FC, respectivamente. A primeira idade de lodo foi 10 dias. Para este valor, a aclimação do lodo durou 30 dias. Após esta fase, ocorreu a coleta de dados por dez dias. Depois deste período, não houve esvaziamento dos reatores. A operação dos reatores com idade de lodo de 30 dias ocorreu com a alteração do descarte de lodo diário que passou para 3,33 % do volume dos reatores. O período de aclimação ocorreu entre 03/04 e 22/05/04. A partir desta data teve início a coleta de amostras por dez dias. O início das duas coletas de dados ocorreu após o monitoramento realizado por Medeiros (2005) indicar a estabilização na diversidade da microfauna presente no FC e no RSB. Neste experimento, todas as amostras coletadas foram congeladas e conduzidas ao laboratório de saneamento ambiental do IPH.

A calibração das bombas e o ajuste dos timers eram realizados com frequência semanal. A limpeza da tubulação de sucção localizada no poço úmido ocorria todos os dias. O purgamento da água de condensação nos compressores aconteceu antes de iniciar a operação dos sistemas.

4.3 - Procedimentos analíticos

Para avaliar o comportamento dos sistemas de lodos ativados, foram coletadas amostras do esgoto afluente, licor misto e efluente final. Todas as amostras coletadas foram analisadas segundo o Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995 e 1985). Os parâmetros analisados e as metodologias estão descritas na tabela 4.3. Nos RSBs em escala de bancada, o sistema de aquisição de dados on line coletou dados de oxigênio dissolvido e temperatura. A concentração de oxigênio dissolvido foi determinada através do método potenciométrico (Standard Methods, 1995). A temperatura foi obtida através de medição indireta por intermédio de sensor. A determinação das taxas de consumo de oxigênio (TCO) obedeceu aos procedimentos sugeridos por van Haandel e Marais (1999).

Tabela 4.3 – Parâmetros físico-químicos analisados e suas respectivas metodologias.

PARÂMETRO	METODOLOGIA	REFERÊNCIA
Temperatura	Medição direta	Standard Methods (1995)
pH	Potenciômetro	Standard Methods (1995)
Alcalinidade total	Titulométrico	Standard Methods (1995)
Sólidos Suspensos Totais	Gravimétrico	Standard Methods (1995)
DQO	Titulométrico	Standard Methods (1995)
Nitrogênio amoniacal	Nessler	Standard Methods (1985)
Nitrogênio Kjeldahl	Macro-Kjeldahl seguido de Nessler	Standard Methods (1985)
Nitrato	Cromatografia iônica	Standard Methods (1995)
Oxigênio dissolvido	Winkler modificação azida	Standard Methods (1985)

4.4 – Determinação de $DQO_{cmáx}$, k e f_{up} .

Os valores de $DQO_{cmáx}$ e k foram determinados pelo método gráfico Fujimoto de acordo com Metcalf e Eddy (1991) utilizado na cinética da DBO.

A determinação de f_{up} foi obtida por metodologia descrita em van Haandel e Marais (1999).

4.5 – Análise estatística

O tratamento estatístico dos dados foi realizado através de média, desvio padrão, análise de variância e menor diferença significativa de acordo com metodologia descrita por Costa (1992). Tal metodologia utiliza tabelas que podem ser utilizadas em planilha eletrônica para facilitar os cálculos.

4.6 - Simulação

As simulações da taxa de consumo de oxigênio para nitrificação foram realizadas no Microsoft Excel 2002.

5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

O estudo do comportamento do reator seqüencial em batelada está fundamentado no balanço de massa da matéria orgânica e no modelo simplificado propostos a seguir.

5.1 – Desenvolvimento do balanço de massa da matéria orgânica em RSB

O balanço de massa da matéria orgânica no RSB em pseudo-estado estacionário consiste em aplicar a lei da conservação de massa para uma batelada. Estabelecido o equilíbrio no sistema em batelada, o balanço de massa é definido melhor através da quantificação dos termos de entrada, saída, produção e consumo de matéria orgânica em unidade de massa. Logo,

$$MS'_{ta}=MS'_{td} \quad (5.1)$$

onde:

MS'_{ta} =massa de matéria orgânica no afluente de uma batelada;

MS'_{td} =somatório das massas de matéria orgânica no efluente, oxidada e convertida em lodo numa batelada.

A soma das massas de matéria orgânica no efluente (MS'_{te}), no lodo descartado (MS'_{Xv}) e oxidada (MS'_{O}) é definida da seguinte forma:

$$MS'_{td}=MS'_{te}+MS'_{Xv}+MS'_{O}$$

$$MS'_{td}=S_{te} \cdot (V-V_b) + (f_{cv} \cdot X_v + S_{te}) \cdot V_b + \int_0^{Tr} V(t) \cdot TCO(t) \cdot dt$$

$$MS'_{td}=S_{te} \cdot V + f_{cv} \cdot X_v \cdot V_b + \int_0^{Tr} V(t) \cdot TCO(t) \cdot dt \quad (5.2)$$

onde:

V=volume de uma batelada;

V_b =volume do lodo de excesso removido numa batelada;

$TCO(t)$ =função taxa de consumo de oxigênio;

Tr=tempo de reação total;

V(t)=função volume do reator.

Dividindo MS'_{td} por MS'_{ta} , tem-se:

$$B_o = \frac{S_{te}}{S_{ta}} + \frac{f_{cv} \cdot X_v \cdot V_b}{S_{ta} \cdot V} + \frac{\int_0^{Tr} V(t) \cdot TCO(t) \cdot dt}{S_{ta} \cdot V} \quad (5.3)$$

Se o RSB remove nitrogênio, a equação 5.3 assume a seguinte forma:

$$B_o = \frac{S_{te}}{S_{ta}} + \frac{f_{cv} \cdot X_v \cdot V_b}{S_{ta} \cdot V} + \frac{\int_0^{T1} V(t) \cdot TCO(t) \cdot dt + \int_{T1}^{Tr} V(t) \cdot 2,86 \cdot TCN(t) \cdot dt}{S_{ta} \cdot V} \quad (5.4)$$

onde:

T1=tempo de reação aeróbia.

5.2 – Desenvolvimento do modelo matemático simplificado do comportamento do RSB

O modelo que será apresentado parte dos conceitos de modelagem fenomenológica. Esta maneira de modelagem está fundamentada no equacionamento dos fenômenos em estudo. As equações que governam os fenômenos envolvidos no tratamento de esgoto em RSB foram propostas por Marais e Ekama (1976) para sistemas de lodos ativados de fluxo contínuo. A modelagem do comportamento do reator seqüencial em batelada proposta parte das seguintes considerações:

- (1) o metabolismo bacteriano se processa apenas na fase de enchimento com reação e/ou na fase de reação;
- (2) o sistema é operado em pseudo-estado estacionário;
- (3) não se consideram os sólidos afluentes como lodo biológico;
- (4) não se considera a síntese dos microrganismos autótrofos;
- (5) a idade de lodo é quantificada em relação ao tempo em que o lodo permanece no reator;

(6) a perda de matéria orgânica biodegradável solúvel afluyente que ocorre na descarga do lodo é desprezível;

(7) durante o tempo de reação, toda matéria orgânica biodegradável é removida da fase líquida.

5.2.1 – Lodo ativo

A partir das considerações acima, obtém-se:

$$\frac{dX_a}{dt} = \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c + \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d + \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e = 0 \quad (5.5)$$

A taxa de crescimento do lodo ativo é proporcional à taxa de utilização da matéria orgânica biodegradável presente no reator. O fator de proporcionalidade entre essas taxas é o coeficiente de crescimento celular. Considerando a diluição do esgoto ao entrar no RSB, tem-se:

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c = Y \cdot \left(\frac{dS_{ba}}{dt}\right)_u = Y \cdot \frac{S_{ba} \cdot V}{V_r \cdot T_r} = \frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) S_{ta} \cdot V}{V_r \cdot T_r} \quad (5.6)$$

onde:

V=volume de uma batelada;

V_r=volume do reator;

T_r=tempo de reação total.

As taxas de decaimento endógeno e de descarga do lodo de excesso são definidas da mesma forma do modelo proposto por Marais e Ekama (1976) para reator de fluxo contínuo.

Substituindo-se as equações 5.6, 3.59 e 3.60 na equação 5.5, tem-se:

$$\frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) S_{ta} \cdot V}{V_r \cdot T_r} - b_h \cdot X_a - \frac{X_a}{\theta} = 0$$

$$X_a = \frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) S_{ta} \cdot \theta \cdot V}{(b_h \cdot \theta + 1) T_r \cdot V_r} \quad (5.7)$$

5.2.2 – Resíduo endógeno

O RSB, em condições ideais, opera sob pseudo-estado estacionário com variação da concentração do lodo endógeno nula. Logo,

$$\frac{dX_e}{dt} = \left(\frac{dX_e}{dt} \right)_c + \left(\frac{dX_e}{dt} \right)_e = 0 \quad (5.8)$$

Desenvolvendo-se a equação 5.8 de forma semelhante a equação 3.63, tem-se:

$$f \cdot b_h \cdot X_a - \frac{X_e}{\theta} = 0$$
$$X_e = f \cdot b_h \cdot \theta \cdot X_a \quad (5.9)$$

Substituindo-se a equação 5.7 na equação 5.9, tem-se:

$$X_e = \frac{f \cdot b_h \cdot \theta^2 \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) S_{ta}}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} \cdot \frac{V}{V_r} \quad (5.10)$$

5.2.3 – Lodo inerte

A concentração do lodo inerte no reator é gerada pela floculação do material orgânico não biodegradável particulado afluente ao sistema. Esta fração da DQO afluente gera uma massa de lodo inerte por batelada igual a:

$$MX'_{ia} = \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot V}{f_{cv}} \quad (5.11)$$

onde:

MX'_{ia} = massa de sólidos não-biodegradáveis no afluente.

Ao longo de uma batelada será removida uma massa de lodo inerte igual a:

$$MX'_{ie} = \left(\frac{dX_i}{dt} \right)_e \cdot V_r \cdot T_r = \left(\frac{X_i}{\theta} \right) \cdot V_r \cdot T_r = \frac{X_i \cdot V_r \cdot T_r}{\theta} \quad (5.12)$$

onde:

MX'_{ie} = massa de lodo não-biodegradável descartada no lodo de excesso.

Como não existe formação, destruição e acúmulo de sólidos inertes em reatores sequenciais em batelada sob condições ideais, a massa removida deste parâmetro será igual à massa de sólidos orgânicos não biodegradáveis que é gerada no reator durante a fase de reação. Logo,

$$\begin{aligned} \frac{X_i \cdot V_r \cdot T_r}{\theta} &= \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot V}{f_{cv}} \\ X_i &= \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot \theta}{f_{cv} \cdot T_r} \cdot \frac{V}{V_r} \end{aligned} \quad (5.13)$$

A soma das equações 5.7, 5.10 e 5.13 leva à concentração de lodo orgânico. Portanto,

$$\begin{aligned} X_v &= X_a + X_e + X_i \\ X_v &= \left[\frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \cdot \theta}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f \cdot b_h \cdot \theta^2 \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta}}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot \theta}{f_{cv} \cdot T_r} \right] \cdot \frac{V}{V_r} \end{aligned} \quad (5.14)$$

Multiplicando-se a equação 5.14 por V_b e f_{cv} , tem-se:

$$MS'_{Xv} = V_b \cdot f_{cv} \cdot \left[\frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \cdot \theta}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f \cdot b_h \cdot \theta^2 \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta}}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot \theta}{f_{cv} \cdot T_r} \right] \cdot \frac{V}{V_r} \quad (5.15)$$

Dividindo-se a equação 4.15 por MS'_{ta} , tem-se:

$$mS'_{Xv} = f_{cv} \cdot \left[\frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot \theta}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f \cdot b_h \cdot \theta^2 \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up})}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f_{up} \cdot \theta}{f_{cv} \cdot T_r} \right] \cdot \frac{V_b}{V_r} \quad (5.16)$$

onde:

mS'_{Xv} = fração da matéria orgânica afluyente convertida em lodo numa batelada.

Multiplicando-se f_{us} por MS'_{ta} , tem-se:

$$MS'_{te} = f_{us} \cdot V \cdot S_{ta} \quad (5.17)$$

Dividindo-se a equação 5.17 por MS'_{ta} , tem-se:

$$mS'_{te} = f_{us} \quad (5.18)$$

onde:

mS'_{te} = fração da matéria orgânica afluyente que sai do reator no efluente de uma batelada.

Sendo a soma de mS'_{Xv} , mS'_{te} e da fração de matéria orgânica oxidada numa batelada (mS'_{o}) igual a 1 (um), tem-se:

$$\begin{aligned} mS'_{te} + mS'_{Xv} + mS'_{o} &= 1 \\ mS'_{o} &= 1 - (mS'_{te} + mS'_{Xv}) \end{aligned} \quad (5.19)$$

Substituindo-se as equações 5.16 e 5.18 na equação 5.19, tem-se

$$mS'_{o} = 1 - f_{us} - f_{cv} \left[\frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot \theta}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f \cdot b_h \cdot \theta^2 \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up})}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f_{up} \cdot \theta}{f_{cv} \cdot T_r} \right] \cdot \frac{V_b}{V_r} \quad (5.20)$$

5.2.4 – Dimensionamento do RSB a partir da idade do lodo como parâmetro de projeto.

Considerando o pseudo-estado estacionário e o comportamento hidráulico do RSB, o volume do reator é definido a partir da equação 5.14. Com isso,

$$X_v = \left[\frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \cdot \theta}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f \cdot b_h \cdot \theta^2 \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta}}{(b_h \cdot \theta + 1) \cdot T_r} + \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot \theta}{f_{cv} \cdot T_r} \right] \cdot \frac{V}{V_r}$$

$$\begin{aligned}
V_r &= \left[\frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) S_{ta} \cdot \theta}{(b_h \cdot \theta + 1) T_r} + \frac{f \cdot b_h \cdot \theta^2 \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) S_{ta}}{(b_h \cdot \theta + 1) T_r} + \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot \theta}{f_{cv} \cdot T_r} \right] \cdot \frac{V}{X_v} \\
V_r &= \left[\frac{(1 - f_{us} - f_{up}) C_r \cdot S_{ta}}{T_r} + \frac{f \cdot b_h \cdot \theta \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) C_r \cdot S_{ta}}{T_r} + \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot \theta}{f_{cv} \cdot T_r} \right] \cdot \frac{V}{X_v} \\
V_r &= \left[(1 - f_{us} - f_{up}) C_r + f \cdot b_h \cdot \theta \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) C_r + \frac{f_{up} \cdot \theta}{f_{cv}} \right] \cdot \frac{S_{ta}}{X_v \cdot T_r} \cdot V \\
V_r &= f_{cor} \cdot V
\end{aligned} \tag{5.21}$$

onde:

$$f_{cor} = \left[(1 - f_{us} - f_{up}) C_r + f \cdot b_h \cdot \theta \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) C_r + \frac{f_{up} \cdot \theta}{f_{cv}} \right] \cdot \frac{S_{ta}}{X_v \cdot T_r} \tag{5.22}$$

onde:

f_{cor} = fator de correção de volume.

Os critérios de projeto se baseiam no estabelecimento do volume de uma batelada, DQO do esgoto bruto, tempo de reação, concentração de sólidos suspensos voláteis e idade de lodo ideal à operação do RSB. Percebe-se que o dimensionamento do volume do RSB parte de um conjunto de parâmetros.

5.3 – Modelamento matemático da remoção da matéria orgânica no RSB

A taxa de oxidação da matéria orgânica afluyente diluída no reator seqüencial em batelada é proporcional a concentração da matéria orgânica biodegradável no instante t. O controle da taxa de oxidação a partir da quantidade de matéria orgânica biodegradável presente no reator possibilita aplicar o seguinte modelo matemático:

$$-\frac{dS_{bc}}{dt} = k' \cdot S_{bc} \tag{5.23}$$

onde:

S_{bc} =DQO afluente biodegradável disponível para o catabolismo;

t=tempo;

k' =taxa da reação (base 10).

Resolvendo a equação diferencial para o intervalo de tempo entre o (zero) e t e o respectivo intervalo de DQO entre a DQO máxima disponível para o catabolismo e a DQO num tempo t qualquer, tem-se:

$$DQO(t)=DQO_{cmáx} \cdot e^{-k \cdot t} \quad (5.24)$$

onde:

$DQO(t)$ =DQO afluente biodegradável disponível para o catabolismo remanescente no tempo t numa batelada;

$DQO_{cmáx}$ = DQO máxima catabolizada;

k =taxa da reação (base e);

t=tempo.

O maior interesse neste modelo é obter a quantidade de matéria orgânica biodegradável oxidada numa batelada. Este valor é obtido a partir da seguinte equação:

$$DQO_{oxidada}=DQO_{cmáx}-DQO(t) \quad (5.25)$$

Substituindo-se a equação 5.24 na 5.25, tem-se:

$$DQO_{oxidada}=DQO_{cmáx} \cdot (1-e^{-k \cdot t}) \quad (5.26)$$

5.4 – Comportamento do RSB em escala de bancada removendo matéria orgânica

Nesta fase da pesquisa, observou-se o balanço de massa, a produção de lodo, o consumo de oxidante e a qualidade do efluente produzido no RSB1. Além disso, determinou-se a fração não biodegradável particulada do esgoto e as constantes envolvidas na cinética da oxidação da matéria orgânica.

Partindo da operação do RSB1 em pseudo-estado estacionário, a verificação do balanço de massa foi estabelecida a partir da determinação da DQO do esgoto afluente, da

DQO do esgoto tratado, da concentração de SSV no licor misto e massa de oxigênio dissolvido consumida. Os resultados experimentais destes parâmetros estão apresentados na tabela 5.1. O coeficiente de retorno e as frações das formas que a matéria orgânica deixa o reator estão plotadas nas figuras 5.1, 5.2, 5.3 e 5.4.

O controle da quantidade de matéria orgânica fornecida ao RSB1 se reflete nos dados apresentados na tabela 5.1. As médias das DQOs foram 291,7, 302, 296,4 e 305,7 mg/L para as idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias, respectivamente. A análise de variância da DQO afluente indica que não existe diferença significativa entre os esgotos utilizados nas quatro idades de lodo para um nível de significância de 5%. As variações observadas nas DQOs podem ser atribuídas ao acaso. Neste caso, o RSB1 foi submetido à mesma carga orgânica ao longo da pesquisa.

Os dados da demanda química de oxigênio do efluente do RSB1 foram submetidos à análise de variância com nível de significância de 5%. Constatou-se que não houve diferença significativa entre os dados analisados. As DQOs obtidas nas quatro idades de lodos podem ser consideradas da mesma população. As médias das amostras obtidas nas idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias foram 32, 29,5, 28,8 e 27,1 mg/L, respectivamente. Observa-se que as idades de lodo testadas exercem baixa influência sobre a quantidade de matéria orgânica no efluente do RSB1 quando operado para remover apenas matéria orgânica. A partir destas constatações é possível admitir que a DQO do efluente é a fração não-biodegradável solúvel do esgoto. Os indícios fornecidos pela estatística para esta consideração são fortes, uma vez que a variação na quantidade de microrganismos heterotróficos no reator não foi capaz de alterar a quantidade de matéria orgânica no efluente. Partindo destas observações, tem-se $f_{us}=0,10$.

As concentrações de sólidos suspensos voláteis no licor misto do RSB1 definem bem a influência da idade de lodo sobre este parâmetro. A concentração de lodo decresceu à medida que o tempo de residência celular foi reduzido. As médias obtidas foram 3098, 2792, 1260 e 985 mg/L para as idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias, respectivamente. A variabilidade dos dados amostrais indica que não há estabilidade nos dados de uma mesma idade de lodo. Sempre haverá este tipo de comportamento em amostras de lodo que tratam esgoto doméstico real. As variações das frações de matéria orgânica biodegradável e não-biodegradáveis e as flutuações no metabolismo do lodo ativo geram variações impossíveis de serem evitadas na concentração de sólidos suspensos voláteis. Além disso, se fosse possível manter este parâmetro sem variação no tempo não existiria nenhuma garantia que o RSB estivesse em pseudo-estado estacionário, mas certamente implicaria num comportamento uniforme do lodo ao longo do tempo. Esta situação é impossível. A dinâmica dos processos

biológicos em RSB dentro de uma mesma idade de lodo é real, mas não é relevante quando comparada com as modificações que ocorrem no lodo com a variação no tempo de residência celular. Este é o tipo de variação de interesse no presente trabalho. Partindo deste princípio, observou-se através da análise de variância das concentrações de sólidos suspensos voláteis que as idades de lodo geram resultados diferentes considerando 5 % como nível de significância. A concentração de sólidos suspensos voláteis no reator seqüencial em batelada apresenta comportamento dinâmico à medida que se altera a idade de lodo de forma semelhante ao sistema de fluxo contínuo, guardando as devidas especificidades do RSB.

Tabela 5.1 – Dados obtidos para o balanço de massa do RSB1 removendo matéria orgânica com idade de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias.

Idade de lodo (dia)	Data	S _{ta} (mg/L)	S _{te} (mg/L)	X _v (mgSSV/L)	MS' o (mgOD)
30	17/03/03	272	35	3000	460,44
	18/03/03	314	44	3220	357,48
	19/03/03	284	35	3100	432,18
	20/03/03	301	33	3100	367,92
	22/03/03	281	42	3000	398,88
	24/03/03	296	28	3100	451,53
	25/03/03	270	29	3040	583,47
	26/03/03	296	21	2900	477,90
	27/03/03	299	28	3300	537,39
	28/03/03	304	25	3220	472,68
	Média	291,7	32,0	3098	453,99
20	28/04/03	315	16	3080	685,17
	29/04/03	273	28	3040	503,73
	30/04/03	290	30	2980	450,18
	01/05/03	274	28	2760	543,51
	02/05/03	317	29	2580	441,99
	03/05/03	343	34	2680	442,71
	04/05/03	299	24	2920	420,75
	05/05/03	308	40	2580	525,78
	06/05/03	297	35	2460	409,86
	07/05/03	305	30	2840	447,21
	Média	302,0	29,5	2792	487,09
10	02/06/2003	300	24	1280	391,32
	03/06/2003	281	21	1340	300,78
	04/06/2003	296	29	1320	233,55
	05/06/2003	286	16	1260	296,46
	06/06/2003	291	39	1300	293,58
	07/06/2003	300	29	1280	299,16
	08/06/2003	300	36	1160	295,38
	09/06/2003	309	41	1320	376,02
	10/06/2003	292	31	1200	312,84
	11/06/2003	307	22	1140	424,71
	Média	296,4	28,8	1260	322,38

Continuação da tabela 5.1 – Dados obtidos para o balanço de massa do RSB1 removendo matéria orgânica com idade de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias.

Idade de lodo (dia)	Data	S _{ta} (mg/L)	S _{te} (mg/L)	X _v (mgSSV/L)	MS' o (mgOD)
5	04/07/2003	335	25	1020	532,98
	05/07/2003	340	22	1170	405,99
	06/07/2003	331	25	1150	416,70
	07/07/2003	303	11	1120	358,29
	08/07/2003	268	40	700	287,82
	09/07/2003	281	34	780	354,60
	10/07/2003	291	27	1020	332,55
	11/07/2003	310	30	1010	328,59
	12/07/2003	295	29	940	339,39
	13/07/2003	303	28	940	416,25
	Média		305,7	27,1	985

Convenções: S_{ta}=DQO afluente;
S_{te}=DQO efluente;
X_v=concentração de sólidos suspensos voláteis;
MS' o=massa de oxigênio dissolvido consumida durante a batelada.

As médias das massas de oxigênio dissolvido consumidas durante as bateladas foram 453,99, 487,09, 322,38 e 377,32 mg/L para as idades de lodo 30, 20, 10 e 5 dias, respectivamente. O cálculo da quantidade de oxigênio consumido por batelada foi realizado a partir dos gráficos da taxa de consumo de oxigênio apresentados nas figuras de 9.1 a 9.40 (Anexos). A dispersão dos dados está ligada as variações na composição do esgoto doméstico e na concentração de lodo ativo. A análise de variância dos resultados indica que há diferença significativa entre as massas de oxigênio consumida nas quatro idades de lodo considerando 5 % como nível de significância. Observou-se que as médias das idades de lodo de 30 e 20 dias e as médias de 10 e 5 dias apresentaram valores próximos. A partir desta observação, foi determinada a menor diferença significativa entre as médias. Esta análise estatística mostrou que não existe diferença significativa entre as amostras das idades de lodo de 30 e 20 dias e também não existe diferença entre as médias das idades de lodo de 10 e 5 dias. As demais combinações apresentam diferenças significativas considerando 5 % como nível de significância. Levando-se em consideração que a quantidade de matéria orgânica fornecida em todas idades de lodo foram iguais, é possível admitir que os processos de catabolismo ocorreram na mesma intensidade nas idades de lodo consideradas iguais de acordo com a análise estatística. Entretanto, os processos catabólicos ocorrem em velocidades diferentes em função das variações na composição do esgoto. A ocorrência de mesma intensidade neste processo metabólico para tempos de residência celular diferentes pode estar ligada ao fornecimento de substrato abaixo da capacidade metabólica do lodo ativo.

A partir do balanço de massa da matéria orgânica, determinou-se as frações da DQO afluente que foram oxidada (MS' o/MS' ta), convertida em lodo (MS' x_v/MS' ta) e não sofreram

ação do tratamento (MS`te/MS`ta). A soma destas frações resulta no coeficiente de retorno (Bo). Estes valores estão plotados nas figuras 5.1, 5.2, 5.3 e 5.4.

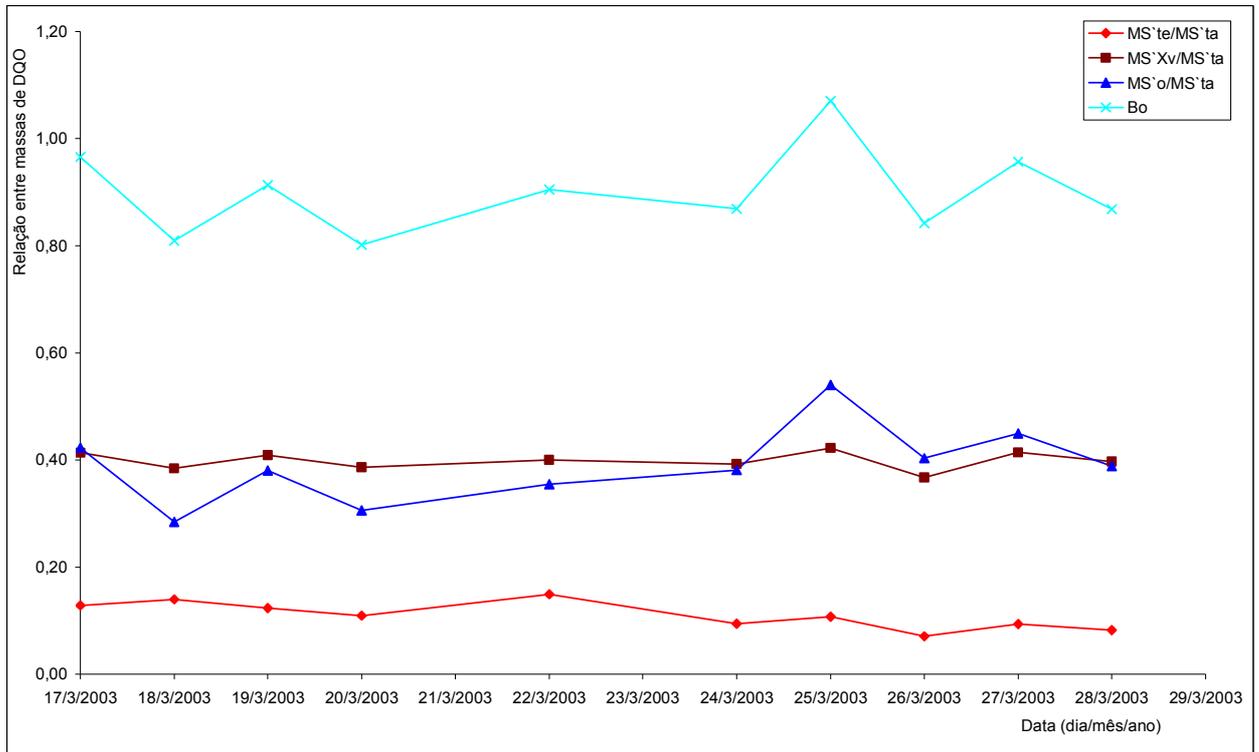


Figura 5.1 – Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e operando com idade de lodo de 30 dias.

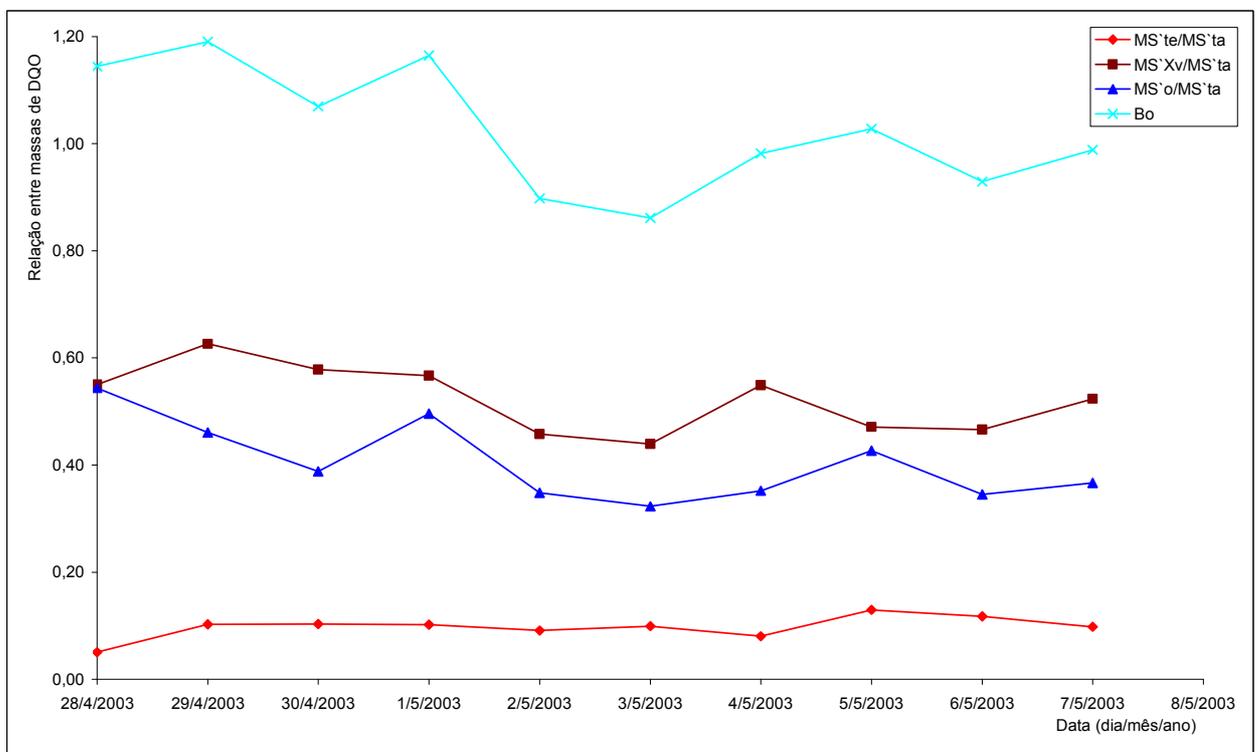


Figura 5.2 – Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e operando com idade de lodo de 20 dias.

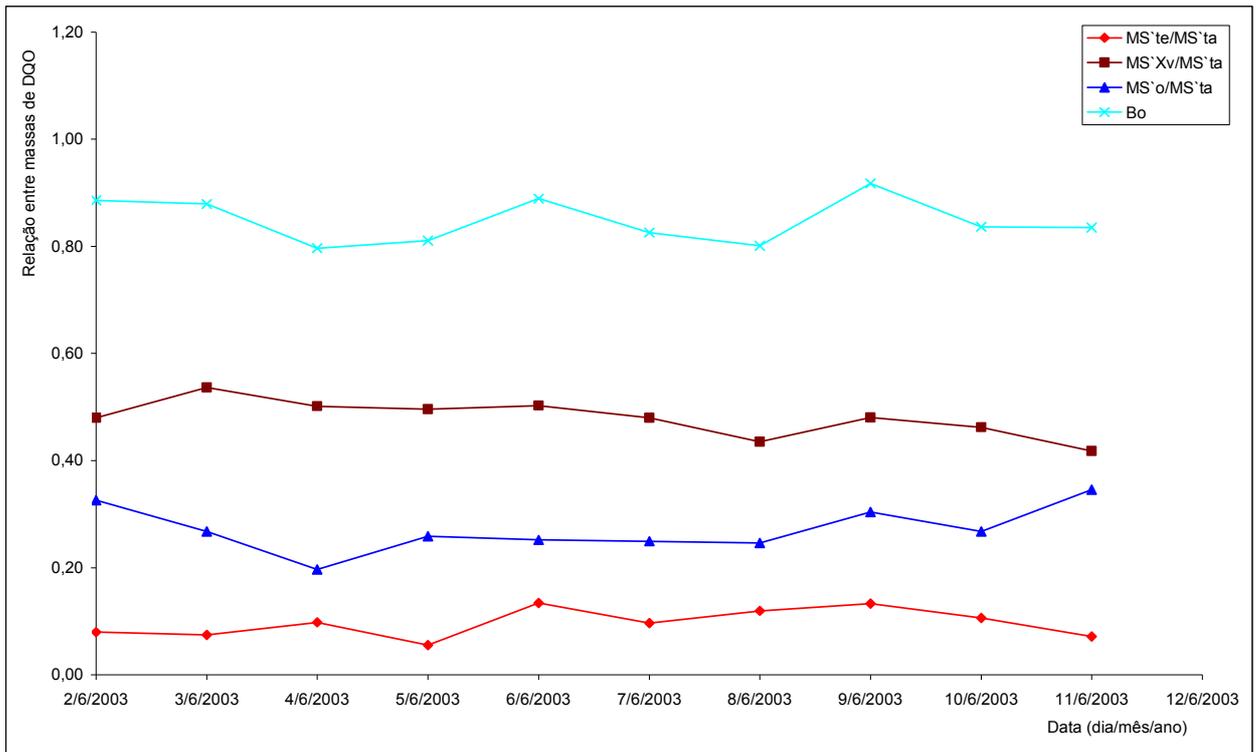


Figura 5.3 – Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e operando com idade de lodo de 10 dias.

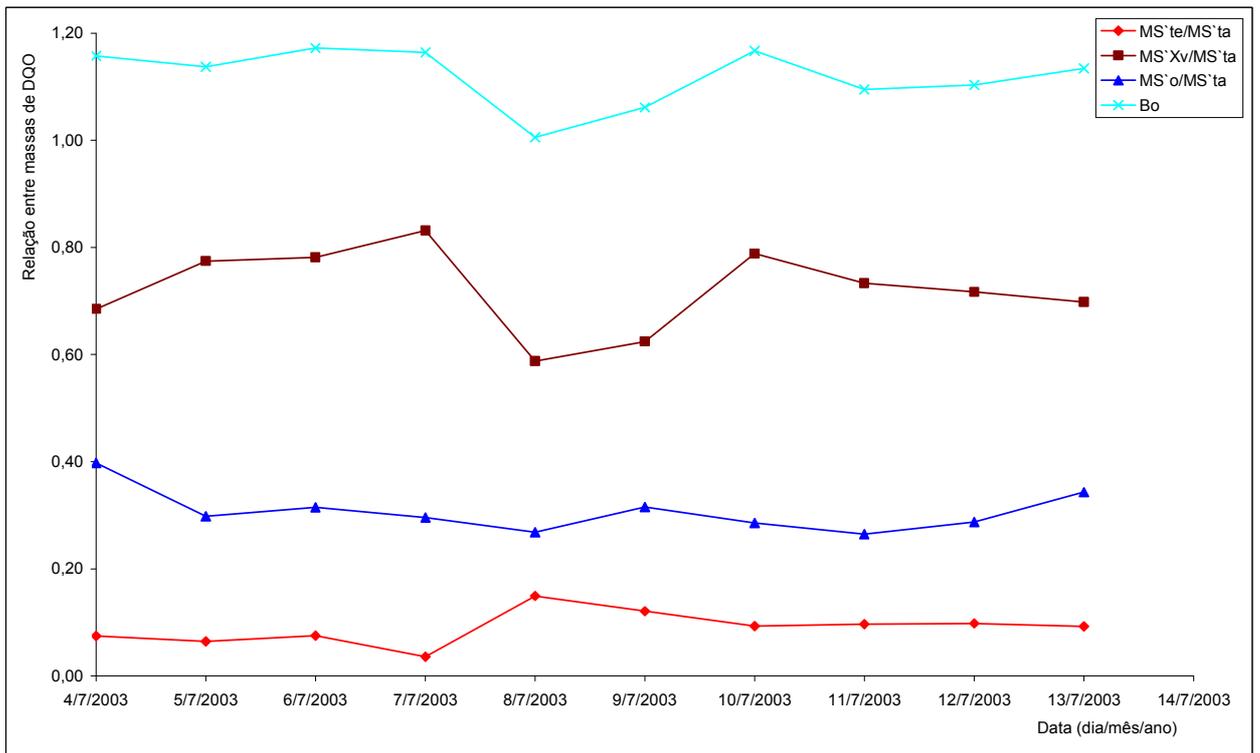


Figura 5.4 – Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e operando com idade de lodo de 5 dias.

Nas idades de lodo de 30 (Figura 5.1) e 20 dias (Figura 5.2), observa-se que em média 40% da DQO afluyente foi oxidada, 10 % saiu no efluente e o restante foi convertido em lodo de excesso. Este comportamento das frações do balanço de massa era previsto, uma vez que

em idades de lodo mais elevadas ocorre predominância do processo de oxidação da matéria orgânica em relação à produção de lodo. Nas duas últimas idades de lodo, ocorreu uma tendência de maior produção de lodo em detrimento da oxidação. Tal comportamento do sistema de lodos ativados é esperado em função de estudos já realizados em sistemas de fluxo contínuo por Dias (1982).

Comparando as frações da DQO afluente oxidada no RSB1 nas quatro idades de lodo com dados obtidos por Dias (1982) num sistema de fluxo contínuo removendo apenas matéria orgânica, constata-se que o reator seqüencial em batelada oxida menos matéria orgânica do que o sistema de fluxo contínuo. Paralelamente, a fração de DQO no efluente do RSB1 se mostrou inferior aos dados obtidos pelo pesquisador citado anteriormente. A superioridade na qualidade do efluente do reator seqüencial em batelada em comparação com o efluente de sistemas de fluxo contínuo se deve a sedimentação que ocorre em condições próximas às ideais. A produção de lodo mais elevada nos reatores seqüenciais em batelada está ligada a um conjunto de fatores. É importante ressaltar que no RSB todos os microrganismos envolvidos no tratamento entram em contato com o substrato no mesmo instante e nas mesmas condições de competição para metabolizá-lo. De acordo com Gujer (2002), as bactérias heterotróficas em sistemas de fluxo contínuo entram em contato com o substrato com diferentes níveis de degradabilidade em intervalos de tempos e condições físico-químicas diferentes. Para este pesquisador, a divisão do sistema de fluxo contínuo em várias unidades é o fator responsável pelo crescimento baixo das bactérias heterotróficas. No RSB, o comportamento hidráulico proporciona igualdade de condições para o metabolismo dos microrganismos envolvidos no tratamento e melhores condições de sedimentabilidade. Loosdrecht e Heijnen (2002) afirmam que as bactérias heterotróficas em contato com substrato podem utilizá-lo para crescimento ou armazenamento. Segundo estes pesquisadores, a competição entre os microrganismos leva a maximização do crescimento em detrimento do armazenamento. É provável que o aumento repentino da concentração de matéria orgânica no início do ciclo operacional do RSB favoreça a competição entre os microrganismos heterotróficos. Medeiros (2005), estudando as diferenças entre o lodo de um RSB e um Bardenpho, citou a perda de lodo através do efluente do sistema contínuo como um dos fatores que contribui para menor concentração do lodo no reator. Ele associa esta observação a quebra dos flocos através da recirculação do lodo e as condições de sedimentação no decantador secundário. Todos os fatores que levam a maior concentração de lodo nos reatores seqüenciais em batelada tem como origem o comportamento hidráulico do reator. Esta característica define a diferença entre os sistemas que vão desde o funcionamento até o dimensionamento.

Os resultados dos balanços de massa (Figuras 5.1, 5.2, 5.3 e 5.4) indicam flutuações no coeficiente de retorno entre 0,80 e 1,19. As menores variações deste parâmetro ocorrem nas idades de lodo de 10 e 5 dias. É possível que a presença de microrganismos heterotróficos em menor quantidade no reator proporcione resultados mais homogêneos para o coeficiente de retorno. A maior contribuição para as variações no balanço de massa no RSB pode estar associada às variações na composição do esgoto bruto utilizado no experimento. Os resultados obtidos nesta pesquisa contrariam vários trabalhos sobre reatores seqüenciais em batelada operados com idade de lodo. Shroeder (1982) afirma que a idade de lodo é um parâmetro inconsistente para este tipo de lodos ativados. Este tipo relato na literatura, possivelmente, está ligado ao descarte de lodo de forma pontual e sem nenhuma periodicidade. Nesta pesquisa, os descartes foram realizados em todas as bateladas. A operação de lodos ativados em batelada carece de controle rigoroso e constante do descarte de lodo a cada batelada para estabelecer a idade do lodo como parâmetro operacional. A partir deste tipo de procedimento aplicado no RSB, é possível que o reator alcance condições operacionais próximas as ideais. O estabelecimento do estado estacionário é impossível em função das características do reator, mas um pseudo-estado estacionário é possível. Esta situação pode ser definida como estado estacionário dinâmico, uma vez que as concentrações de matéria orgânica, lodo e nutrientes sofrem variações ao longo da batelada sem desestabilizar o balanço de massa. A partir das observações do comportamento do reator seqüencial em batelada, o pseudo-estado estacionário será definido como estado estacionário dinâmico. Fato semelhante ocorre na física quando um corpo em movimento retilíneo e uniforme fica em equilíbrio dinâmico, uma vez que o somatório das forças que atuam sobre ele é zero.

Observando-se os coeficientes de retorno obtidos nas quatro idades de lodo no RSB1, foi possível constatar que o balanço de massa não se afasta mais de 20% do equilíbrio teórico. Dias (1982) estudando o comportamento do sistema de lodos ativados de fluxo contínuo sob condições estacionárias também chegou a esta conclusão. De acordo com Catunda e van Haandel (1983), sistemas de lodos ativados de fluxo contínuo em estado estacionário podem apresentar coeficiente de retorno entre 0,80 e 1,20 %. Estes pesquisadores atribuem as variações no coeficiente de retorno as alterações da atividade dos microrganismos e as modificações das características físico-químicas do esgoto. Partindo destas considerações, é possível afirmar que o RSB1 esteve em estado estacionário dinâmico ao longo da coleta de dados para o balanço de massa nas quatro idades de lodo pesquisadas. Este é um fato imprescindível para avaliação do modelo matemático proposto neste trabalho. A partir deste modelo é possível prever o comportamento do RSB e definir seu dimensionamento fundamentado no comportamento do lodo.

Uma vez desenvolvido o balanço de massa, é possível determinar a fração não biodegradável particulada (f_{up}). Para determinação desta fração, foram utilizados f_{us} igual a 0,10 (S_{te}/S_{ta}) e as constantes cinéticas e estequiométricas definidas por Marais e Ekama (1976):

$$f_{cv}=1,50 \text{ mgDQO/mgSSV};$$

$$b_h=0,24d^{-1};$$

$$Y=0,45 \text{ mgSSV/mgDQO};$$

$$f=0,20.$$

Seguindo metodologia descrita por van Haandel e Marais (1999), $f_{up}=0,08$ é o valor que melhor relaciona os dados teóricos aos experimentais. O parâmetro f_{up} obtido em pesquisas no Brasil assume valores considerados baixos comparados com a literatura em função dos hábitos culturais. Nas cozinhas das residências brasileiras não existem trituradores para resíduos sólidos gerados no preparo dos alimentos. A segregação entre resíduos líquidos e sólidos gerados no preparo dos alimentos é comum no Brasil. Além disso, o esgoto utilizado como substrato passava por uma peneira com malha de 1 mm para remover sólidos grosseiros e evitar entupimento na alimentação do reator. A rigor, a soma destes dois fatores foram preponderantes no estabelecimento do valor assumido por f_{up} .

Utilizando-se da equivalência entre taxa de consumo de oxigênio e taxa de oxidação de matéria orgânica biodegradável, é possível determinar as constantes da equação 5.26 ($DQO_{oxidada}=DQO_{cmáx} \cdot (1-e^{-k \cdot t})$). O comportamento da DQO oxidada ao longo do tempo no RSB1 está representado na figura 5.5. Os gráficos traçados a partir da equação 5.26 estão plotados nas figuras 9.41 a 9.80. Os dados obtidos na respirometria mostram que o modelo proposto a partir de uma equação diferencial de primeira ordem descreve quantitativamente o catabolismo das bactérias heterotróficas. Além disso, o modelo estabelece uma ferramenta capaz de quantificar o consumo de oxidante para remoção da matéria orgânica. Os dados da DQO catabolizada máxima, da taxa de reação na base e e suas respectivas médias estão apresentados na tabela 5.2.

Para a idade de lodo de 30 dias, os dados da amostra da taxa da reação variaram entre 0,0000631 e 0,0001070 com desvio padrão de 0,0000149. Em função da escassez de dados na literatura que possibilite uma aferição sobre o significado físico destes valores, é possível que estes valores estejam ligados a compostos de degradação lenta. O desvio padrão obtido para um esgoto de origem doméstica pode ser considerado pequeno em função da variação das características físico-químicas na composição deste tipo de água residuária. A ETE Vila

Esmeralda opera de forma intermitente. O esgoto afluyente é acumulado num poço úmido por várias horas antes de ser bombeado para o reator. Este fato possibilita a remoção de quantidade elevada da matéria orgânica de fácil degradação por digestão anaeróbia. Como o esgoto utilizado na alimentação do RSB1 era retirado do poço úmido da ETE, a amostra da taxa de reação deve pertencer a um esgoto com uma fração elevada de matéria orgânica de degradação lenta. A média da DQO máxima catabolizada foi 71,94 mg/L e desvio padrão de 9,67 mg/L. Os valores de máximo e mínimo foram 87,85 e 60,12 mg/L, respectivamente. O desvio padrão e o intervalo dos dados não indicam variações extremas no comportamento do reator em função das alterações nas características do esgoto doméstico. É possível constatar algumas particularidades nos dados da TCO em função das variações da $DQO_{cmáx}$. Analisando os gráficos apresentados nas figuras de 9.1 a 9.10, observa-se que os valores maiores da $DQO_{cmáx}$ estão associados às bateladas com TCO elevada no final da reação. Este cenário revela o efeito armazenamento de matéria orgânica descrito por Ekama e Marais (1979). Nas condições de operação do reator seqüencial em batelada, o armazenamento de matéria orgânica de degradação lenta é seguido por taxa de hidrólise elevada que culmina no aumento da TCO no fim da batelada. Este comportamento do RSB garante a disponibilidade de doadores de elétrons para processos de desnitrificação que venham ocorrer após a fase aeróbia. Segundo Cybis et al (2004), a fração da DQO afluyente que apresenta degradação lenta é fundamental no processo da desnitrificação. Desde que a capacidade de armazenamento do lodo não seja saturada, este processo funciona no amortecimento de choques de carga orgânica e maximiza a desnitrificação.

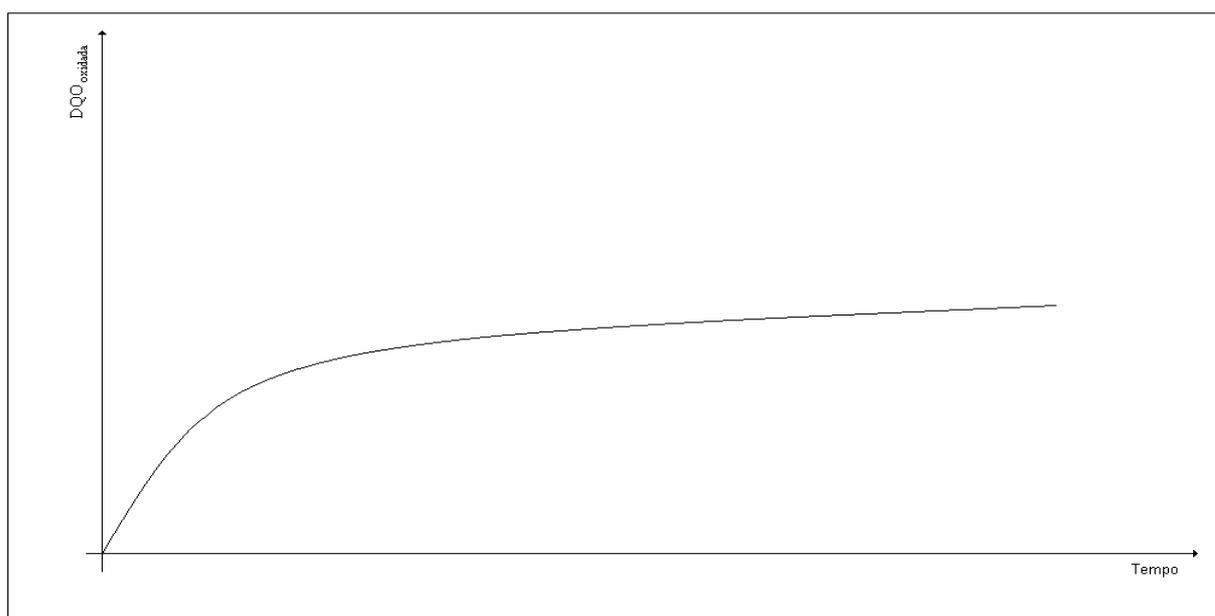


Figura 5.5 – Representação esquemática do comportamento da DQO oxidada ao longo do tempo.

Tabela 5.2 – Valores obtidos para os parâmetros da equação que descreve a oxidação da matéria orgânica ao longo do tempo.

IDADE DE LODO											
30 dias			20 dias			10 dias			5 dias		
Data	DQO _{cmáx}	k (base e)	Data	DQO _{cmáx}	k (base e)	Data	DQO _{cmáx}	k (base e)	Data	DQO _{cmáx}	k (base e)
17/03/03	72,84	0,0000841	28/04/03	103,69	0,0000834	02/06/03	41,57	0,0001412	04/07/03	80,51	0,0000801
18/03/03	64,97	0,0000631	29/04/03	75,83	0,0000765	03/06/03	33,16	0,0001321	05/07/03	59,72	0,0000823
19/03/03	75,23	0,0000685	30/04/03	82,43	0,0000542	04/06/03	23,70	0,0001580	06/07/03	58,36	0,0000925
20/03/03	61,64	0,0000666	01/05/03	66,00	0,0001442	05/06/03	32,12	0,0001620	07/07/03	52,63	0,0000799
22/03/03	65,81	0,0000751	02/05/03	58,75	0,0000889	06/06/03	31,32	0,0001609	08/07/03	52,84	0,0000501
24/03/03	60,12	0,0001070	03/05/03	69,48	0,0000639	07/03/03	32,12	0,0001553	09/07/03	55,22	0,0000754
25/03/03	84,12	0,0000887	04/05/03	69,57	0,0000562	08/06/03	49,02	0,0000615	10/07/03	51,90	0,0000686
26/03/03	80,22	0,0000670	05/05/03	72,62	0,0000823	09/06/03	55,01	0,0000770	11/07/03	50,55	0,0000671
27/03/03	87,85	0,0000671	06/05/03	65,34	0,0000600	10/06/03	41,80	0,0001162	12/07/03	55,51	0,0000591
28/03/03	66,59	0,0000955	07/05/03	71,77	0,0000597	11/06/03	57,93	0,0000931	13/07/03	68,89	0,0000701
Média	71,94	0,0000783	Média	73,55	0,0000769	Média	39,78	0,0001257	Média	58,61	0,0000725

Convenções: DQO_{cmáx}=DQO máxima catabolizada;
k=taxa de reação na base e

Os dados da taxa de reação da idade de lodo de 20 dias apresentam desvio padrão, valor máximo e mínimo de 0,0000267, 0,0001442 e 0,0000542, respectivamente. Estes resultados revelam variações maiores nas características físico-químicas do esgoto doméstico utilizado nos dias de coleta de amostras. O aumento da dispersão dos dados cinético revela a capacidade do RSB em oxidar matéria orgânica com diferentes velocidades sem comprometer o estado estacionário dinâmico. Os valores extremos dos dados da DQO máxima catabolizada foram 103,69 e 58,75 mg/L. O desvio padrão obtido na amostra foi 12,35 mg/L. As estatísticas apresentadas para os dados da idade de lodo de 20 dias revelam que a variabilidade dos dados associada com redução de tempo de residência celular não compromete o funcionamento do reator. Analisando os dados das idades de lodo de 30 e 20 dias, observa-se que a redução na concentração de lodo não interferiu na ocorrência dos processos envolvidos na remoção de matéria orgânica biodegradável. As formas do reator em interagir com as variações do substrato foram mantidas em relação à idade de lodo de 30 dias. O consumo de oxidante e o efluente reafirmam a capacidade do RSB1 em se manter no estado estacionário dinâmico. É importante ressaltar que a concentração de sólidos suspensos voláteis foi menor no tempo de residência celular de 20 dias. Isso resulta em menor quantidade de microrganismos heterotróficos para metabolizar a matéria orgânica. O cenário obtido a partir dos dados coletados revela que a composição do esgoto é preponderante na definição da velocidade do catabolismo e na exploração do efeito armazenamento do lodo.

Na idade de lodo de 10 dias, observa-se a maior dispersão nos dados da taxa de reação. A amostra deste parâmetro teve como máximo e mínimo 0,0001620 e 0,0000615, respectivamente. O resultado do aumento do intervalo de ocorrência dos dados é o crescimento do desvio padrão. Esta estatística alcançou o valor de 0,0000371. Observa-se que as maiores velocidades de reação desta fase da pesquisa ocorreram nesta idade de lodo. Valores elevados para taxa de reação indicam presença de compostos de fácil degradação no esgoto. É importante ressaltar que durante o período de coleta destes dados não houve ajuste da DQO com etanol. Os dados da $DQO_{cmáx}$ refletem a influência da idade do lodo sobre a quantidade de matéria orgânica metabolizada. A redução na quantidade de matéria orgânica oxidada com a redução da idade do lodo pode ser observada, também, nos valores de MS'_{o}/MS'_{ta} plotados nas figuras 5.1 a 5.4. O decréscimo da $DQO_{cmáx}$ é seguido por aumento da produção de lodo de excesso. Tal aumento na produção de lodo faz o anabolismo preponderar sobre o catabolismo no balanço de massa. Em função do comportamento do RSB em idade de lodo baixa, observou-se para a $DQO_{cmáx}$ valores de 11,28, 57,93 e 23,70 mg/L para desvio padrão, máximo e mínimo, respectivamente. Comparando-se estes valores com aqueles obtidos nas duas idades de lodo iniciais, observa-se que o funcionamento do RSB não

foi capaz de alterar a tendência de aumento na produção de lodo no sistema de lodos ativados com a redução do tempo de residência celular. O anabolismo também recebeu influência forte da presença de compostos de fácil degradação no esgoto, uma vez que a taxa de reação alcançou valores elevados. Na idade de lodo de 10 dias, o aumento na taxa de reação foi perceptível em comparação com os dados dos outros tempos de residência celular. Este aumento aproximou a quantidade de substrato oxidado na batelada do valor máximo que pode ser alcançado. Em consequência, o processo de armazenamento de substrato ocorreu em menor proporção tendo em vista que as TCOs assumiram valores pequenos no final das bateladas. É possível que a concentração de lodo interfira no efeito armazenamento em função da área de contato entre lodo e substrato. Estes resultados indicaram que o efeito armazenamento é um processo físico de estocagem de substrato de degradação lenta no floco do lodo.

O esgoto utilizado na idade de lodo de 5 dias tem características de esgoto de degradação lenta. A média da taxa de reação foi 0,0000725 com desvio padrão de 0,0000122. Os dados amostrais variaram entre 0,0000925 e 0,0000501. Tais resultados estão próximos daqueles obtidos para 30 e 20 dias de idade do lodo. A média da DQO máxima catabolizada foi 58,41 mg/L para 5 dias como tempo de residência celular. Os dados obtidos estão dentro do intervalo de 80,51 a 50,55 mg/L. O desvio padrão atingiu 9,34 mg/L. A redução no tempo de residência celular proporciona decréscimo na média da DQO máxima catabolizada. Nesta idade de lodo, os dados da taxa de reação e $DQO_{cmáx}$ estão mais agrupados. Os valores da taxa de reação revelam que houve pouca variação na composição do esgoto utilizado para alimentar o RSB1. Ao mesmo tempo, o efeito armazenamento não exerce aumento da taxa de consumo de oxigênio no final da batelada em comparação com as outras idades de lodo em que o efeito armazenamento era seguido pela oxidação de substrato com degradação lenta. O decréscimo na quantidade de matéria orgânica catabolizada é constatado na média de $DQO_{cmáx}$ para 5 dias como tempo de residência celular em comparação com os valores de 30 e 20 dias. Assim como na idade de lodo de 10 dias, o processo de anabolismo prepondera sobre o catabolismo no balanço de massa. Além disso, constata-se que valores de $DQO_{cmáx}$ com a mesma ordem de grandeza dos valores obtidos para as duas primeiras idades de lodo não proporcionaram consumo de oxigênio elevado no reator operando com 5 dias de idade de lodo. No RSB1, observa-se que a magnitude do consumo de oxigênio está relacionada com a concentração de sólidos suspensos voláteis no reator à medida que decresce a idade do lodo.

O comportamento da taxa de consumo de oxigênio ao longo do tempo no RSB1 está representado na figura 5.6. Os gráficos da TCO (Figuras 9.1 a 9.40) fornecem indícios que a taxa de hidrólise da matéria orgânica armazenada no lodo se comporta como uma constante

no fim da batelada. As curvas plotadas possuem assíntotas horizontais. As retas que definem estas assíntotas não coincidem com o eixo das abscissas. A taxa de decaimento endógeno é o fator principal que explica a passagem desta assíntota por uma ordenada diferente de zero. Como a taxa de decaimento endógeno é uma constante, a soma desta taxa com a taxa de hidrólise leva a assíntota dos gráficos. Tendo em vista a variabilidade na composição do esgoto, é impossível que a taxa de hidrólise seja constante ao longo de toda batelada. No RSB, as variações na taxa de hidrólise estão limitadas ao início da batelada em função da presença de compostos orgânicos diferentes daqueles presentes na batelada anterior e do tempo necessário para produção de exoenzimas. Modelos empíricos da taxa de hidrólise apresentados por Henze et al (1995) e Marais e Ekama (1976) mostram que a quebra dos compostos orgânicos não é uma constante. Os gráficos da TCO para idade de lodo de 10 dias (Figuras 9.21-9.30) mostram que a oxidação de matéria orgânica de degradação mais fácil reduz a taxa de consumo de oxigênio no fim da batelada. As assíntotas definidas desta forma recebem influência preponderante da taxa de decaimento endógeno já que a TCO dos compostos hidrolisados é minimizada em função da redução do efeito armazenamento.

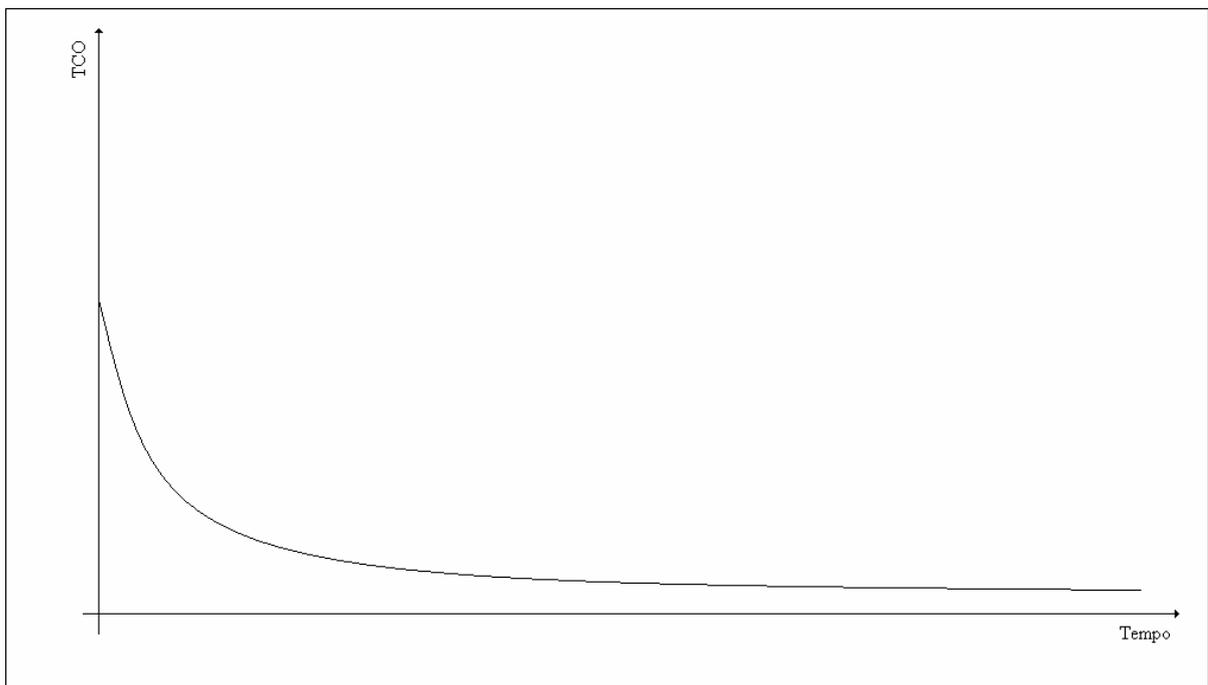


Figura 5.6 – Representação esquemática do comportamento da TCO ao longo do tempo.

A variação dos valores da taxa de reação ao longo dos dez dias indica flutuações na composição da DQO biodegradável. Segundo Sawyer et al (2003) a taxa de hidrólise e difusão da matéria orgânica biodegradável são os fatores que podem influenciar no controle da taxa de oxidação da matéria orgânica. De acordo com Metcalf & Eddy (1991) o valor da

taxa de reação (k) no teste da DBO é função das características do esgoto. É importante ressaltar que o modelo matemático que define o comportamento do consumo de oxigênio na DBO é idêntico ao modelo que descreve o comportamento da oxidação da matéria orgânica no RSB. Analisando os dados da tabela 5.2, observa-se valores para a taxa de reação na idade de lodo de 5 dias que estão dentro da faixa de variação dos valores obtidos na idade de lodo de 30 dias. Este fato se repete nas demais idades de lodo. Isto é um forte indício que a afirmação feita para taxa de reação no teste de DBO também é válida para taxa de reação que ocorre no RSB. Na presente pesquisa, não existem indícios que a concentração de sólidos suspensos voláteis exerça influência na taxa de reação. Em relação a $DQO_{cmáx}$, foi possível observar a redução deste parâmetro com o decréscimo na idade de lodo.

Os gráficos da TCO para as quatro idades de lodo (Figuras 9.1-9.40) que apresentaram os maiores picos da taxa de consumo de oxigênio obtiveram as maiores taxas de reação. As curvas da taxa de consumo de oxigênio para idade de lodo de 10 dias mostram bem esta relação. Observa-se que a divisão da matéria orgânica em função da degradabilidade feita por Marais e Ekama (1976) é um fato real. Nas quatro idades de lodo, os respirogramas (Figuras 9.1 a 9.40) obtidos indicam que a TCO alcançou valor mínimo antes da metade do tempo de reação estabelecido. A partir desta observação é possível estabelecer o tempo de reação aeróbia em função de objetivos mais nobres como a remoção de nitrogênio, uma vez que a matéria orgânica biodegradável sendo oxidada não justifica prolongar a aeração. Os gráficos de TCO no RSB1 não apresentaram nenhuma particularidade que aponte a definição da quantidade de matéria orgânica facilmente biodegradável. Uma sugestão momentânea pode ser o estabelecimento de faixas de TCO para classificar e quantificar a DQO facilmente biodegradável. É notório observar que a quantificação das frações de matéria orgânica biodegradável é fundamental para redução no tamanho dos reatores e no tempo de reação nos RSBs.

O comportamento da velocidade de produção do lodo deve seguir o mesmo comportamento da cinética da oxidação da matéria orgânica biodegradável. Dados de Santos et al (2003) mostram que o comportamento do lodo ao longo da batelada é semelhante às curvas plotadas nas figuras 9.41 a 9.80. É possível que a taxa de reação seja a mesma para os processos de catabolismo e anabolismo. Nos dados de Santos et al (2003), constata-se que as taxas de crescimento de lodo são mais elevadas no início da batelada. Neste período, existe disponibilidade de compostos orgânicos de degradação rápida e ocorre maior liberação de energia.

5.4.1 – Reatores de controle

Os dados experimentais da DQO do efluente, da concentração de sólidos suspensos voláteis e os parâmetros de controle operacional dos reatores de controle FC1 e RSB2 estão apresentados na tabela 5.3. Observa-se que a demanda química de oxigênio do efluente do sistema de fluxo contínuo supera os dados obtidos para os dois reatores em batelada. A análise de variância dos valores da DQO do efluente do RSB1, RSB2 e FC1 indicaram diferenças significativas entre estes reatores para os valores da idade do lodo e da relação F/M utilizados paralelamente. Para esta estatística foi considerado 5 % como nível de significância. Aplicando-se a menor diferença significativa entre os dados dos três reatores para 5 % de significância foi possível constatar que o FC1 diferiu significativamente dos reatores em batelada. Estes apresentaram dados que pertencem à mesma população, embora tenham recebido controles operacionais distintos. Os desvios padrões dos dados do FC1 para as idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias foram 14,1, 11,2, 14,2 e 14,9 mg/L, respectivamente. Seguindo a mesma ordem cronológica de idades de lodo para o RSB2, obteve-se valores para os desvios padrões da DQO efluente de 8,9, 7,7, 8,6 e 14,1, mg/L. A superioridade do RSB1 sobre o FC1 vai desde a média de matéria orgânica no efluente do reator até a variabilidade dos dados. Esta diferença entre os dois sistemas pode ser atribuída às condições de sedimentabilidade que prevalecem no reator seqüencial em batelada que tende a condições ideais. No sistema de fluxo contínuo é inevitável a perda da biomassa através do efluente em função das características hidráulicas do decantador secundário. É importante também levar em consideração que toda massa líquida de esgoto no RSB é submetida às mesmas condições de tratamento pelo mesmo período de tempo. Esta característica não se repete em sistemas de fluxo contínuo. É possível encontrar substâncias que ficaram no reator de fluxo contínuo por período inferior ao tempo de detenção hidráulica em função da existência de caminhos preferenciais ou zonas mortas. A combinação destes fatores leva ao desempenho baixo do FC em comparação aos reatores em batelada. A perda de matéria orgânica através do efluente se reflete na concentração de biomassa no FC1 inferior aos demais reatores em todas idades de lodo (Tabela 5.3). A análise de variância indica diferenças significativas entre os reatores RSB1, RSB2 e FC1 para os quatro períodos de coleta de dados das amostras de sólidos suspensos voláteis, considerando 5 % como nível de significância. O interesse em saber quais dos reatores responde pela quebra da igualdade das médias levou a aplicação da estatística da menor diferença significativa com 5 % de significância. Constatou-se que o reator FC1 difere significativamente dos reatores em batelada. A mesma carga orgânica, DQO afluente e vazão diária são incapazes de reproduzir o mesmo efeito nos três reatores. As diferenças entre o

reator de fluxo contínuo e o RSB1 refletem a influência do comportamento hidráulico sobre a concentração do lodo. A diferença no funcionamento hidráulico dessas variantes de lodos ativados é o fator preponderante na produção e retenção de lodo no reator. A rigor, existem duas concepções de funcionamento distintas para o sistema de lodos ativados. O funcionamento em batelada proporciona o surgimento de condições mais favoráveis ao desenvolvimento dos processos biológicos e físico-químicos envolvidos na remoção da matéria orgânica.

A adoção de parâmetros operacionais diferentes para os RSBs estabelece diferenças significativas entre os reatores para amostras de sólidos suspensos voláteis com exceção dos dados obtidos, paralelamente, na idade de lodo de 10 dias no RSB1 e na relação F/M de 0,3404 mgDQO/mgSSV.d no RSB2. A estatística utilizada foi a menor diferença significativa, considerando 5 % como nível de significância. Estas diferenças entre os reatores em batelada estão fundamentadas nos parâmetros de controle operacional.

Tabela 5.3 – Dados da DQO do efluente e sólidos suspensos voláteis dos reatores FC1 e RSB2.

Data	FC			RSB2		
	Idade de lodo (dia)	S _{te} (mg/L)	X _v (mg/L)	F/M (mgDQO/mgSSV.d)	S _{te} (mg/L)	X _v (mg/L)
17/03/03	30	82	2240	0,1460	38	2500
18/03/03		53	1900		46	3020
19/03/03		47	2080		44	3300
20/03/03		39	2060		27	3060
22/03/03		69	2100		51	2720
24/03/03		44	2040		38	2760
25/03/03		40	1940		28	2520
26/03/03		39	1900		24	2500
27/03/03		52	1960		34	2720
28/03/03		47	2060		31	2760
Média		51,2	2028	Média	36,1	2786
28/04/03	20	43	1840	0,1569	24	3000
29/04/03		46	1860		26	2900
30/04/03		33	1940		28	2740
01/05/03		35	1740		32	2560
02/05/03		31	1600		29	2180
03/05/03		35	1720		25	2500
04/05/03		22	1940		32	2620
05/05/03		63	1700		51	2160
06/05/03		46	1620		27	2220
07/05/03		44	1680		32	2540
Média		39,8	1764	Média	30,6	2542
02/06/2003	10	39	1375	0,3404	20	1190
03/06/2003		37	1230		23	1310
04/06/2003		42	1110		26	1290
05/06/2003		43	1010		40	1160
06/06/2003		39	1030		15	1520
07/06/2003		46	1030		27	1080
08/06/2003		63	950		44	1060
09/06/2003		71	960		31	1230
10/06/2003		70	950		29	1050
11/06/2003		67	980		28	1010
Média		51,7	1063	Média	28,3	1190

Continuação da tabela 5.3 – Dados da DQO do efluente e sólidos suspensos voláteis dos reatores FC1 e RSB2.

Data	FC			RSB2		
	Idade de lodo (dia)	S _{te} (mg/L)	X _v (mg/L)	F/M (mgDQO/mgSSV.d)	S _{te} (mg/L)	X _v (mg/L)
04/07/2003	5	44	700	0,5128	51	940
05/07/2003		76	520		25	940
06/07/2003		87	600		27	1000
07/07/2003		58	570		24	870
08/07/2003		57	510		48	760
09/07/2003		40	560		60	780
10/07/2003		46	470		33	780
11/07/2003		49	510		32	590
12/07/2003		52	540		21	710
13/07/2003		65	545		19	640
Média			57,4		553	Média

Convenções: S_{te}=DQO efluente;
X_v=concentração de sólidos suspensos voláteis;
F/M=relação entre substrato e microrganismos;

A manutenção da relação F/M é um processo empírico que exige descartes de lodo de excesso aleatório. Este tipo de procedimento é simples, mas pode provocar retiradas excessivas de lodo sem necessidade à medida que varia a composição do esgoto. Para van Haandel e Marais (1999), a relação F/M é um parâmetro operacional ambíguo que não garante a mesma idade de lodo para reatores diferentes operando com o mesmo fator de carga do lodo. Foi dentro deste contexto que o RSB2 foi operado. É possível que os descartes de lodo no RSB2 para garantir constante a relação F/M tenham removido uma fração maior do lodo ativo do que o RSB1. Paralelamente, esta relação se constitui numa forma arcaica de operar o sistema de lodos ativados sem levar em consideração as variações na composição do esgoto e da biomassa do reator. Além disso, é importante observar que operar o RSB por carga diária não tem nenhuma sustentação teórica, uma vez que ele opera por batelada e não por fluxo.

A superioridade da eficiência dos RSBs na remoção de matéria orgânica sobre o sistema de fluxo contínuo é incontestável. Entretanto, ainda existe carência no aperfeiçoamento das qualidades do batelada que podem ser exploradas para reduzir os custos com o tratamento de esgoto doméstico em sistemas de lodos ativados. É a partir da pesquisa sobre o comportamento da cinética dos processos biológicos que ocorrem no batelada que a aplicação desta variante de lodos ativados terá maior aplicação prática. O resultado será obtido com redução nos custos do tratamento.

5.5 – Comportamento do RSB em escala de bancada removendo matéria orgânica e nitrogênio

Nesta fase da pesquisa, determinou-se o balanço de massa da matéria orgânica e verificou-se a aplicação do modelo matemático proposto para reator seqüencial em batelada

no RSB1. Paralelamente, desenvolveu-se um modelo matemático para descrever o comportamento da taxa de consumo de oxigênio em função da nitrificação.

Após a aclimação do lodo no RSB1, foi determinado o balanço de massa. Os dados obtidos no experimento estão apresentados na tabela 5.4. O coeficiente de retorno e as frações das formas que a matéria orgânica deixa o reator estão plotadas nas figuras 5.7, 5.8, 5.9 e 5.10.

O controle da DQO do esgoto tratado nesta fase da pesquisa seguiu os mesmos critérios adotados na operação do RSB1 removendo apenas matéria orgânica. As médias obtidas para demanda química de oxigênio (Tabela 5.4) apresentaram valores próximos aos 300 mg/L estabelecido para controle da matéria orgânica fornecida ao reator. A análise de variância constatou que não há diferença significativa entre os dados de DQO do esgoto utilizado para alimentar o RSB1 nas quatro idades de lodo, considerando 5 % como nível de significância. Mais uma vez as diferenças entre os dados são atribuídas ao acaso. O ajuste diário da DQO do esgoto foi fundamental para garantir o fornecimento homogêneo de matéria orgânica aos reatores ao longo da pesquisa. A introdução da fase anóxica no ciclo operacional do RSB1 proporcionou maior variação entre as médias da DQO do efluente do reator. Os piores resultados foram observados na idade de lodo de 5 dias com a DQO no efluente assumindo valores entre 58 e 33 mg/L. Apesar da variação da quantidade de matéria orgânica no efluente ao longo dos quatro tempos de residência celular, a fração média não-biodegradável solúvel foi próxima dos 10 % esperado.

Tabela 5.4 – Dados obtidos para o balanço de massa do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com idade de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias.

Idade de lodo	Data	Sta (mg/L)	Ste (mg/L)	Xv (mgSSV/L)	MS'o1 (mgOD)	MS'o2 (mgOD)	MS'o3 (mgOD)	MS'o4 (mgOD)	MS'o (mgOD)
30	22/09/03	304	38	3720	651,06	138,41	-578,70	218,27	429,48
	23/09/03	279	30	3620	768,24	113,49	-512,91	207,45	576,27
	24/09/03	275	27	3340	711,36	239,04	-555,21	108,36	503,55
	25/09/03	291	33	3480	753,66	109,35	-577,44	251,91	537,48
	26/09/03	320	24	3440	810,27	267,21	-273,51	0,00	803,97
	27/09/03	292	25	3340	871,56	368,46	-585,27	0,18	654,93
	28/09/03	324	30	3760	942,21	125,10	-389,52	118,62	796,41
	29/09/03	302	28	3120	838,26	109,35	-471,78	185,85	661,68
	30/09/03	316	26	3220	843,39	212,58	-424,80	53,28	684,45
	01/10/03	290	19	3400	679,50	344,61	-593,91	27,00	457,20
	Média	299,3	28,0	3444	786,95	202,76	-496,30	117,09	610,63
20	05/11/03	288	31	2100	739,89	21,60	-34,56	0,00	726,93
	06/11/03	262	12	2160	667,17	25,74	-34,56	0,00	658,35
	07/11/03	290	28	2090	649,53	43,47	-69,48	0,00	623,52
	08/11/03	290	23	2080	661,05	78,75	-125,82	0,00	613,98
	09/11/03	309	16	2050	616,77	45,81	-73,17	0,00	589,32
	10/11/03	328	28	2080	685,08	140,76	-183,78	0,00	642,15
	11/11/03	286	41	2160	610,11	139,50	-273,06	31,86	508,41
	12/11/03	287	51	2000	413,46	100,89	-153,81	0,00	360,54
	13/11/03	277	40	1880	522,47	68,67	-213,48	0,00	377,73
	14/11/03	322	56	1820	561,51	76,41	-175,59	33,48	495,81
	Média	293,9	32,6	2042	612,70	74,16	-133,73	6,53	559,67

Continuação da tabela 5.4 – Dados obtidos para o balanço de massa do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com idade de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias.

Idade de lodo	Data	Sta (mg/L)	Ste (mg/L)	Xv (mgSSV/L)	MS'o1 (mgOD)	MS'o2 (mgOD)	MS'o3 (mgOD)	MS'o4 (mgOD)	MS'o (mgOD)
10	13/12/03	351	20	1830	533,97	89,55	-535,50	245,52	333,54
	14/12/03	309	28	1820	390,33	118,44	-310,14	75,69	274,32
	15/12/03	314	40	1680	352,80	118,44	-310,14	75,69	236,79
	16/12/03	292	13	1590	469,53	148,77	-396,90	99,63	321,12
	17/12/03	290	13	1565	435,96	102,15	-317,88	96,75	316,98
	18/12/03	306	21	1610	442,53	86,76	-315,00	110,43	324,72
	19/12/03	289	25	1615	402,75	173,97	-338,13	37,62	276,21
	20/12/03	283	6	1485	640,62	80,55	-204,03	47,07	564,21
	21/12/03	307	28	1530	392,31	84,42	-422,01	179,64	234,45
	22/12/03	280	33	1380	307,98	56,61	-402,21	195,12	157,50
	Média	302,1	22,7	1610	436,87	105,97	-355,19	116,32	303,98
5	15/01/04	309	36	713	291,69	59,22	-220,41	78,75	209,16
	16/01/04	338	58	708	273,78	97,29	-135,27	0,00	235,80
	17/01/04	302	41	680	285,30	84,87	-121,77	0,00	248,40
	18/01/04	295	35	653	269,82	60,75	-122,58	15,93	223,92
	19/01/04	325	35	640	226,62	56,88	-73,98	0,00	209,52
	20/01/04	300	43	695	229,41	57,87	-108,18	9,81	188,91
	21/01/04	322	38	670	224,55	50,67	-74,07	0,00	201,24
	22/01/04	291	33	650	237,78	52,47	-117,99	0,00	172,26
	23/01/04	308	37	685	268,29	51,21	-125,46	27,27	221,31
	24/01/04	344	38	700	364,14	47,61	-124,20	30,06	317,61
	Média	313,4	39,4	679	267,14	61,88	-122,39	16,18	222,81

Convenções: MS'o1=Consumo de oxigênio dissolvido para nitrificação e oxidação de material orgânico biodegradável;
MS'o2=Quantidade de oxigênio dissolvido equivalente ao nitrato removido no processo de desnitrificação;
MS'o3=Consumo de oxigênio dissolvido no processo de nitrificação;
MS'o4=Quantidade de oxigênio dissolvido equivalente ao nitrato removido durante o processo de enchimento do reator;
S_a=DQO afluente;
S_e=DQO efluente;
Xv=concentração de sólidos suspensos voláteis.

A queda da eficiência de remoção de matéria orgânica no reator provocou a existência de diferença significativa entre os dados de DQO do efluente nas quatro idades de lodo. A análise de variância foi feita considerando 5 % como nível de significância. Verificando a menor diferença significativa entre os dados com nível de significância de 5 %, observou-se que os resultados experimentais da idade de lodo de 5 dias diferiram significativamente daqueles das idades de lodo de 30 e 10 dias. Esta análise não indicou diferença significativa entre os dados dos tempos de residência celular de 5 e 20 dias. Entre os dados das idades de lodo de 30, 20 e 10 dias não há diferença significativa. O tempo de residência celular e a introdução da fase anóxica tiveram influência direta no comportamento dos dados de DQO do efluente, uma vez que não foi observado o mesmo comportamento na primeira fase da pesquisa. Na segunda fase da pesquisa, é possível que durante a idade de lodo de 5 dias os flocos foram mais dispersos no licor misto devido a menor concentração de sólidos suspensos voláteis. Neste contexto, ocorre a sedimentação individual de um número elevado de flocos que se reflete no aumento da DQO do efluente do RSB1. A mudança na estrutura do floco em função da presença de microrganismos adaptados ao tempo baixo de residência celular é outro fator que deve ser levado em consideração. Com o acréscimo da fase anóxica no ciclo operacional, é possível que a quantidade reduzida de microrganismos para assimilar o

substrato também contribui para redução na eficiência do reator operando com idade de lodo baixa. A rigor, o aumento da DQO do efluente é atribuído a uma soma de fatores que contribuem com maior ou menor intensidade para a elevação da matéria orgânica no efluente.

As médias das concentrações de sólidos suspensos voláteis definem bem as diferenças entre as quatro idades de lodo. Este é um aspecto importante para o dimensionamento do reator seqüencial em batelada a partir da idade de lodo como parâmetro operacional. As concentrações de sólidos suspensos voláteis médias foram 3444, 2042, 1610 e 679 mg/L para as idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias, respectivamente. Os dados do experimento obtidos durante os dez dias de coleta de dados para cada idade de lodo asseguraram que o controle da carga orgânica não conferiu ao RSB1 concentrações estáticas de sólidos suspensos voláteis. As variações na composição físico-química do esgoto doméstico e no metabolismo dos microrganismos são fatores preponderantes no comportamento dinâmico da concentração de sólidos suspensos voláteis. A análise de variância indica que ocorre diferença significativa entre as amostras de sólidos suspensos voláteis coletadas nas quatro idades de lodo considerando 5 % como nível de significância. Aplicando a menor diferença significativa nos dados com 5 % de nível de significância, observou-se que as amostras são diferentes entre si. Fica caracterizado que o tempo de residência celular exerceu influência direta sobre a concentração de biomassa e estabeleceu diferenças entre idades de lodo da mesma forma que ocorre no sistema de fluxo contínuo. Tais constatações desmistificaram a idéia que o reator seqüencial em batelada só funciona quando operado em função da relação F/M.

A massa de oxidante na forma de oxigênio consumida numa batelada do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio é a soma de quatro parcelas. Elas estão definidas e apresentadas na tabela 5.4. O comportamento dos dados de tais parcelas refletiu as variações na composição da matéria orgânica, na massa de nitrogênio amoniacal nitrificado e na massa de nitrato removida em condições anóxicas. As dispersões nos dados experimentais de oxidante gasto ou restituído mostraram a capacidade do RSB1 em se manter em equilíbrio dinâmico no decorrer das coletas de dados. As somas das parcelas que compõem a massa de oxidante gasto numa batelada apresentaram média de 610,63, 559,67, 303,98 e 222,81 mg para as idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias, respectivamente. Seguindo esta mesma ordem cronológica, os desvios padrões dos dados amostrais da massa de oxidante consumida foram 130,87, 121,05, 106,43 e 39,93 mg, respectivamente. O estado estacionário dinâmico fica caracterizado quando a soma dos resultados dos processos físico-químicos e biológicos tende a se anular em relação à influência sobre a concentração de lodo, consumo de oxidante e o efluente produzido. A presença de biomassa com capacidade para metabolizar os mais variados compostos orgânicos presentes no esgoto é um dos fatores preponderantes na

manutenção do estado estacionário dinâmico. A análise de variância das massas de oxidante gasto indicou diferenças significativas entre as quatro idades de lodo considerando 5 % como nível de significância. A partir deste resultado, verificou-se a menor diferença significativa entre as idades de lodo. Observou-se que do ponto de vista estatístico não existiu igualdade entre as idades de lodo considerando 5 % como nível de significância. Mais uma vez fica estabelecida a influência do tempo de residência celular sobre o comportamento do sistema de lodos ativados em batelada. A existência da relação entre idade de lodo e a quantidade de oxidante utilizada numa batelada fica clara nos dados amostrais da tabela 5.4. O monitoramento ao longo dos dez dias da TCO (Figuras 9.81 a 9.120) e da taxa de consumo de nitrato (Tabela 5.5) permite quantificar os processos de oxidação da matéria orgânica que ocorrem em condições aeróbias e anóxicas. De acordo com dados obtidos na primeira fase da pesquisa, é possível concluir que a matéria orgânica remanescente no RSB1 após duas horas de aeração é de degradação lenta. Neste contexto, o estabelecimento do processo de desnitrificação no RSB1 sem adição de uma fonte externa de carbono fica condicionado a presença de matéria orgânica de degradação lenta no esgoto e ao decaimento endógeno (Cybis et al, 2004). Analisando-se as curvas de TCO da primeira fase da pesquisa ficou evidente a influência da composição do esgoto doméstico sobre a velocidade de oxidação da matéria orgânica. É dentro deste mesmo contexto que se processa a desnitrificação no RSB, quando não é adicionada uma fonte externa de carbono. Os gráficos da TCO do RSB1 removendo apenas matéria orgânica mostram que a velocidade de oxidação após duas horas tende a uma constante. Este comportamento do RSB1 indica que a velocidade de desnitrificação ocorre segundo a mesma tendência da velocidade de oxidação dos compostos orgânicos que se verificou na primeira fase da pesquisa depois de duas horas de aeração. A dispersão nos dados da tabela 5.5 indica influência da disponibilidade de compostos orgânicos hidrolisados sobre a velocidade de desnitrificação. É notório observar que qualquer processo de oxidação da matéria orgânica no RSB ocorrerá de acordo com o grau de degradabilidade do esgoto. O comportamento linear da desnitrificação em reator pós-anóxico definido por van Haandel (1981) se identifica com o processo de remoção de nitrogênio que ocorreu no RSB1. Como a taxa de hidrólise tem comportamento de uma constante no fim da batelada e a taxa de decaimento endógeno é uma constante, a desnitrificação ocorreu, possivelmente, na velocidade do processo mais rápido. Dados de van Haandel (1981) em sistemas de fluxo contínuo demonstram a influência da disponibilidade de matéria orgânica facilmente biodegradável sobre a velocidade de desnitrificação em reatores pré-anóxicos. Em RSB, trabalhos desenvolvidos por Çokgör et al. (1998) e Sözen et al. (1998) mostraram, também, que a taxa de desnitrificação depende da fonte de carbono utilizada como doador de elétrons.

Tabela 5.5 – Taxas de consumo de nitrato (TCN) obtidas na reação anóxica no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com idade de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias.

Idade de lodo							
30 dias		20 dias		10 dias		5 dias	
Data	TCN (mgN/L.s)	Data	TCN (mgN/L.s)	Data	TCN (mgN/L.s)	Data	TCN (mgN/L.s)
22/09/03	0,000513	05/11/03	ND	13/12/03	0,000967	15/01/04	0,000319
23/09/03	0,000356	06/11/03	ND	14/12/03	0,001278	16/01/04	0,000525
24/09/03	0,000810	07/11/03	0,000258	15/12/03	0,001278	17/01/04	0,000442
25/09/03	0,000418	08/11/03	0,000650	16/12/03	0,000803	18/01/04	0,000328
26/09/03	0,000913	09/11/03	ND	17/12/03	0,000376	19/01/04	0,000307
27/09/03	0,001175	10/11/03	0,000464	18/12/03	0,000468	20/01/04	0,000313
28/09/03	0,000474	11/11/03	0,000499	19/12/03	0,000631	21/01/04	0,000274
29/09/03	0,000396	12/11/03	0,000341	20/12/03	0,000435	22/01/04	0,000285
30/09/03	0,000779	13/11/03	0,000243	21/12/03	0,000278	23/01/04	0,000276
01/10/03	0,001121	14/11/03	0,000265	22/12/03	0,000307	24/01/01	0,000257
Média	0,000695	Média	0,0003886	Média	0,0006820	Média	0,0003326

Convenções: TCN=taxa de consumo de nitrato;
ND=não determinado.

Analisando os dados de consumo de oxidante, seja oxigênio ou nitrato, constata-se que a quantidade e a variação dos compostos orgânicos presentes no esgoto exercem influência direta na dispersão dos dados. A utilização de esgoto doméstico como substrato é um recurso capaz de fornecer indícios da estabilidade dos processos metabólicos dos microrganismos heterotróficos e autotróficos quando o RSB1 está em estado estacionário dinâmico. O resultado é a elevação nas variações do metabolismo da biomassa que tem como consequência direta o aumento da dispersão dos dados envolvidos no balanço de massa. As características hidráulicas do RSB1 confere aos processos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio um dinamismo capaz de variar entre extremos sem comprometer o equilíbrio dinâmico do reator.

As figuras 5.7, 5.8, 5.9 e 5.10 definem o comportamento do balanço de massa ao longo dos dez dias de coleta de dados para cada idade de lodo. Nestas figuras estão plotados as frações da DQO afluente oxidada ($MS'o/MS'ta$), convertida em lodo ($MS'Xv/MS'ta$) e não-biodegradável ($MS'te/MS'ta$). Os dados coletados nas idades de lodo de 30, 20 e 10 dias proporcionaram coeficientes de retorno (Bo) entre 0,80 e 1,20. De acordo com Dias (1983), este intervalo indica estado estacionário em sistemas de lodos de fluxo contínuo. Os dados da idade de lodo de 5 dias apresentaram três dias com coeficiente de retorno fora do intervalo que assegura estado estacionário para sistemas contínuos. Para Catunda e van Haandel (1983), os valores do coeficiente de retorno fora da faixa de confiança indicam ocorrência de erro sistemático na determinação das variáveis envolvidas no balanço de massa. É possível que tenha ocorrido erros no sistema de aquisição de dados de oxigênio dissolvido em função do número elevado de componentes eletrônicos que sofrem influência da umidade. Analisando-

se as quatro figuras 5.7, 5.8, 5.9 e 5.10, observou-se que a fração de DQO oxidada e a fração convertida em biomassa sofreram influência direta da redução da idade de lodo. O comportamento observado foi semelhante ao obtido na primeira fase da pesquisa. O peso das parcelas que compõem o balanço de massa variou com a idade de lodo. Nos tempos longos de residência celular, a oxidação da matéria orgânica preponderou sobre a formação da biomassa. Quando a idade de lodo diminuiu ocorreu o sentido inverso. A fração da DQO do esgoto que deixou o RSB1 no efluente possuiu comportamento mais estável do que as demais frações. Do ponto de vista teórico, esta fração é uma constante independente da idade de lodo. Desta forma, variações na DQO do efluente à medida que varia o tempo de residência celular são fortes indícios que o tempo de reação é insuficiente para remoção da matéria orgânica afluente. Neste trabalho, a elevação desta fração na idade de lodo de 5 dias está associada à limitação do sistema operado em idade de lodo baixa.

A introdução da fase anóxica no RSB1 não alterou o comportamento das relações MS^o/MS^ta , MS^x_v/MS^ta e MS^te/MS^ta à medida que variou a idade de lodo quando se compara com os dados da primeira fase da pesquisa. A introdução do processo de desnitrificação no RSB1 não forneceu indícios de redução na ordem de grandeza da concentração de sólidos suspensos voláteis em comparação com os dados da primeira fase da pesquisa. É possível que a utilização do nitrato como oxidante após a fase aeróbia não exerça influência significativa na produção de lodo, uma vez que o maior crescimento da biomassa se concentra na fase aeróbia e no início da batelada (Santos et al, 2003).

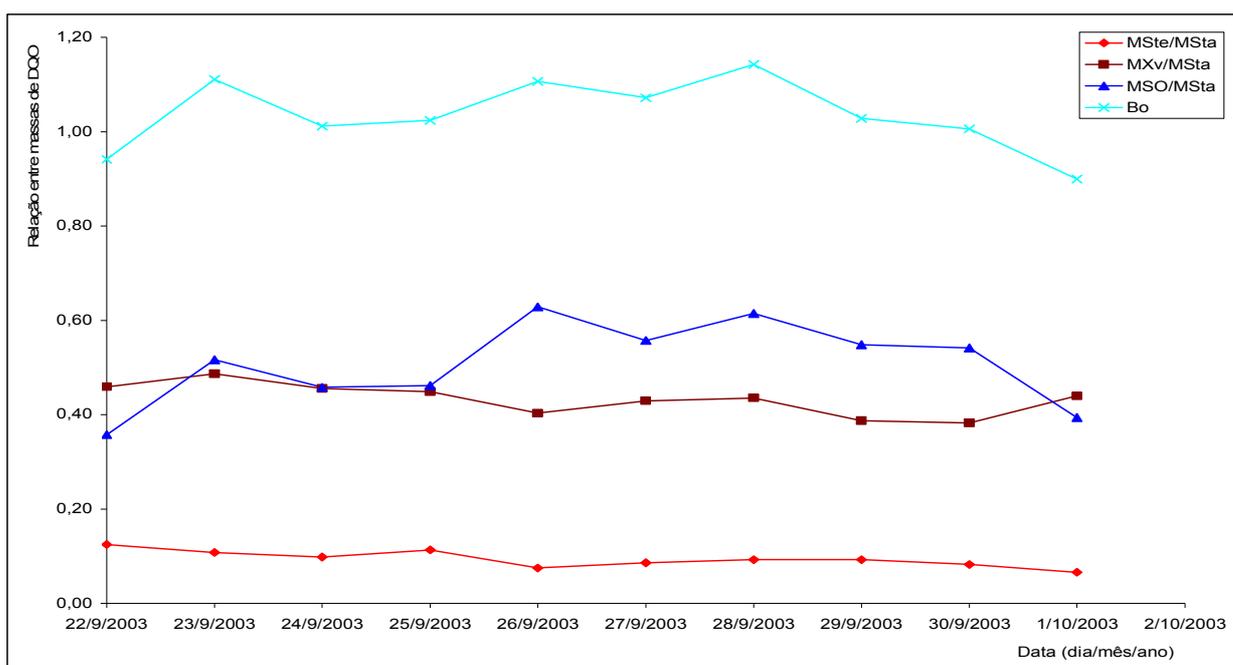


Figura 5.7 – Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio durante a idade de lodo de 30 dias.

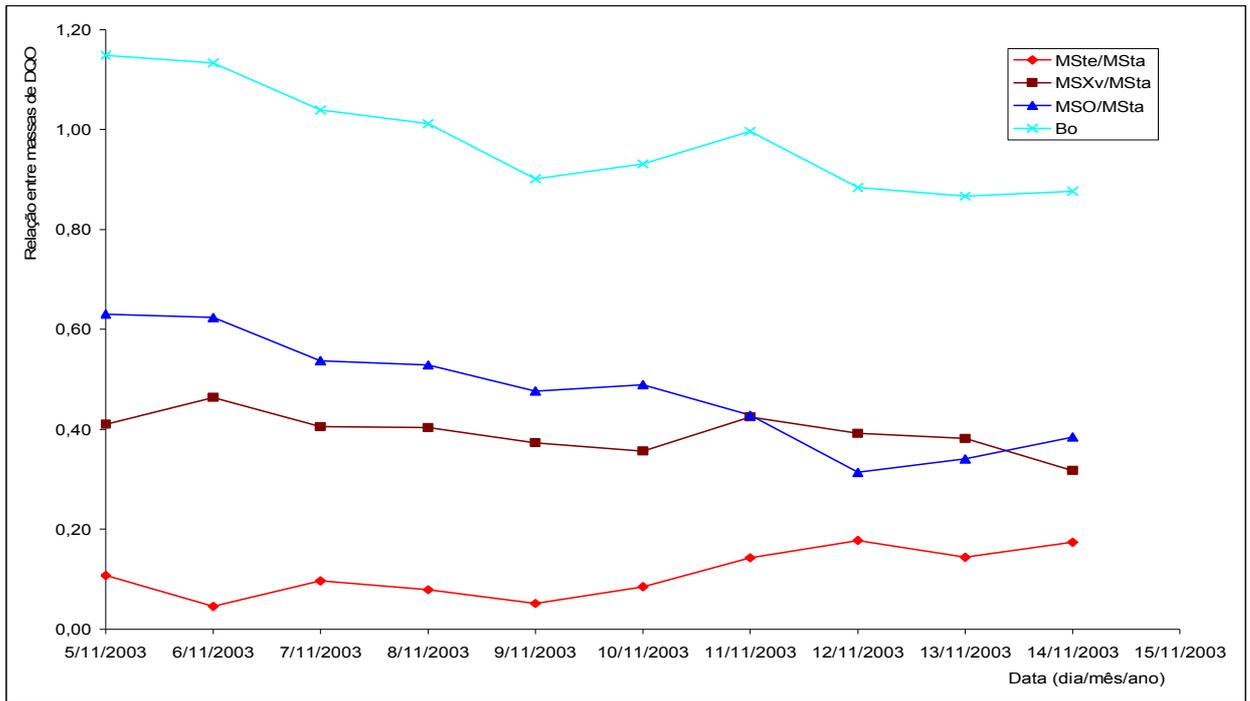


Figura 5.8 – Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio durante a idade de lodo de 20 dias.

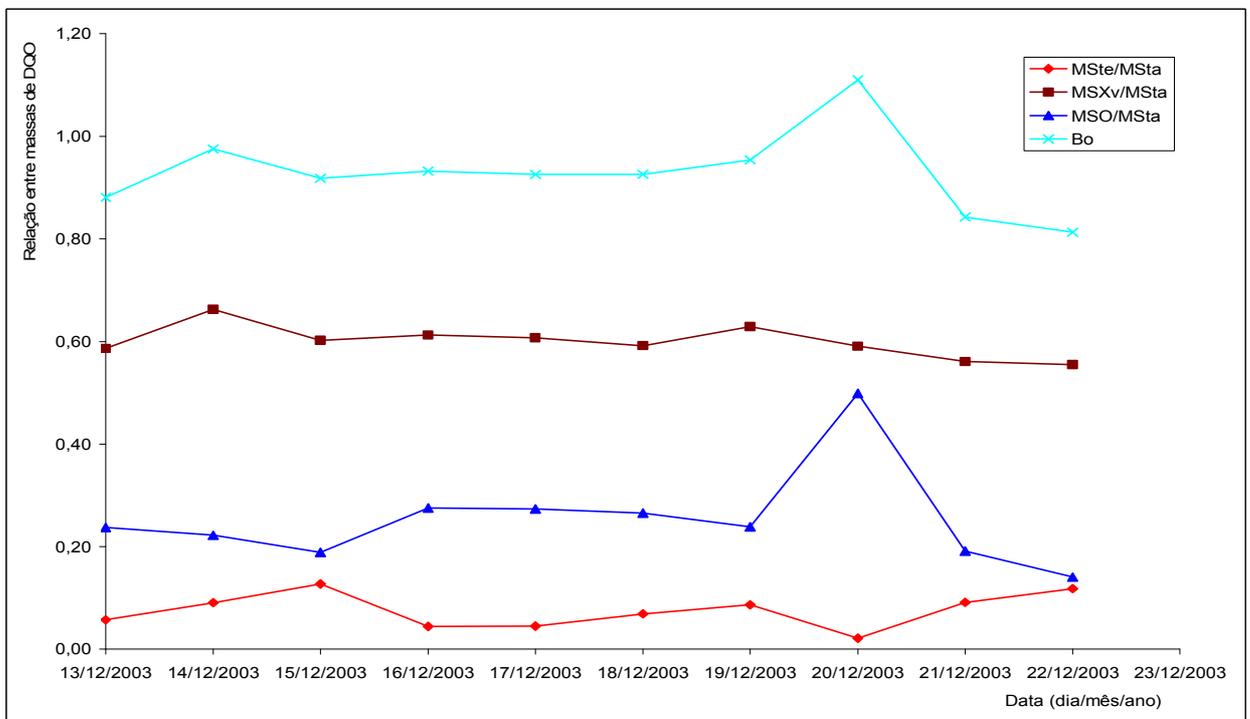


Figura 5.9 – Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio durante a idade de lodo de 10 dias.

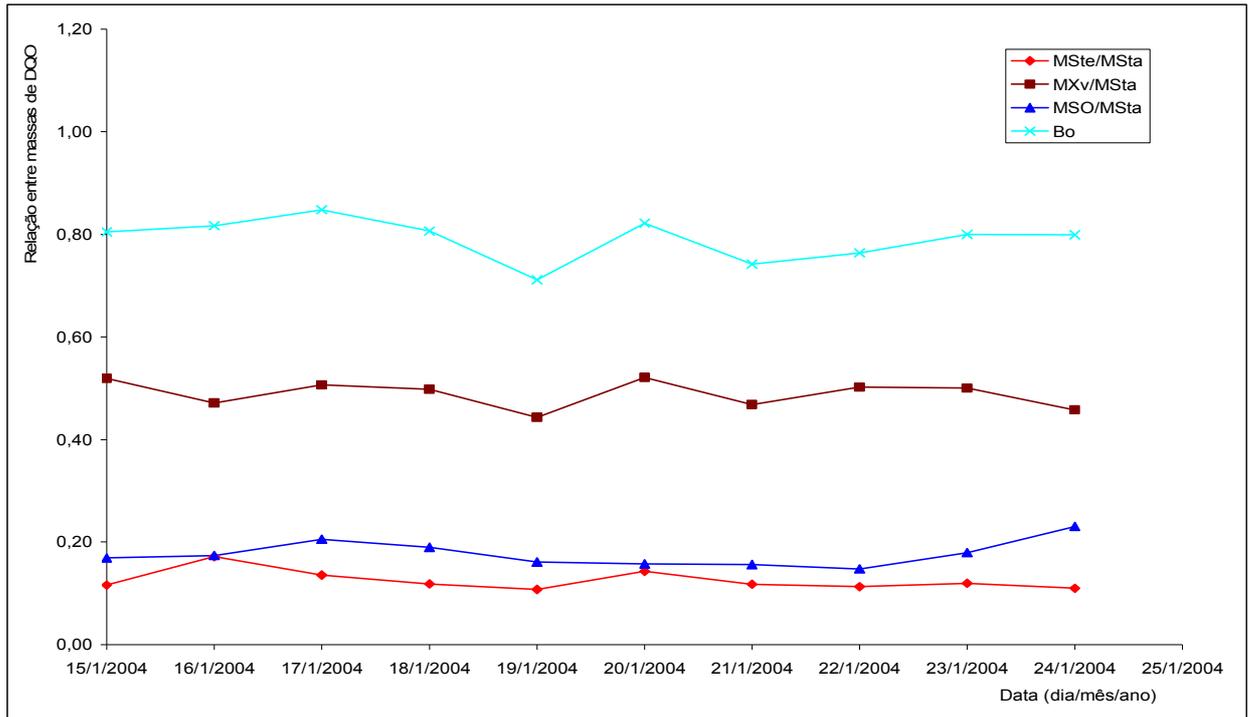


Figura 5.10 – Balanço de massa no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio durante a idade de lodo de 5 dias.

Após a determinação de $f_{up}=0,08$ e $f_{us}=0,10$ na primeira fase da pesquisa, é possível simular o comportamento de $MS'_{o}/MS'ta$, $MS'_{xv}/MS'ta$ e $MS'te/MS'ta$. As constantes cinéticas e estequiométricas e seus valores foram os mesmos utilizados na primeira fase da pesquisa. As simulações estão plotadas nas figuras 5.11 e 5.12. Observou-se que o modelo teórico apresentado neste trabalho descreveu o comportamento do RSB1 operando em quatro idades de lodo diferentes e removendo matéria orgânica e nitrogênio. É aceitável que os dados teóricos não se localizem exatamente na curva teórica, uma vez que foi utilizado esgoto doméstico como substrato. São de conhecimento comum as variações da composição do esgoto doméstico e suas influências nos resultados experimentais. Entretanto, constatou-se que os valores experimentais obtidos no decorrer da pesquisa se ajustam ao traçado da curva proposta no modelo teórico. Coelho e Coelho (2004) e Aguirre (2004) afirmam que qualquer modelo matemático é apenas uma representação aproximada de aspectos essenciais do sistema real. Desenvolver um modelo que contenha todas as características e descreva as variações mínimas do comportamento do reator está além das possibilidades do modelo simplificado proposto neste trabalho. O modelo proposto para o RSB descreve os caminhos que a matéria orgânica presente no esgoto toma quando este é tratado em lodos ativados em batelada. Uma vez estabelecidas as frações f_{us} e f_{up} do esgoto, é possível prever a qualidade do efluente, a concentração de lodo e o consumo de oxidante na forma de oxigênio.

Os gráficos da taxa de consumo de oxigênio nesta fase da pesquisa se apresentaram com curvas diferentes daquelas observadas quando o RSB1 removía apenas matéria orgânica. É importante ressaltar que esta diferença é atribuída a presença de bactérias nitrificantes. A partir deste cenário, buscou-se estabelecer a curva de consumo de oxigênio da nitrificação no RSB1. Tendo em vista que a curva da TCO para oxidação da matéria orgânica no RSB1 pode ser definida a partir da derivada da equação 5.26, é possível determinar a forma da curva da TCO para nitrificação. A equação obtida foi:

$$TCO = DQO_{cmáx} \cdot k \cdot e^{-k \cdot t} \quad (5.27)$$

A utilização desta equação é uma simplificação de um modelo mais completo, mas se aplica no modelo simplificado deste trabalho uma vez que a curva obtida se assemelha à curva da TCO devido à oxidação da matéria orgânica.

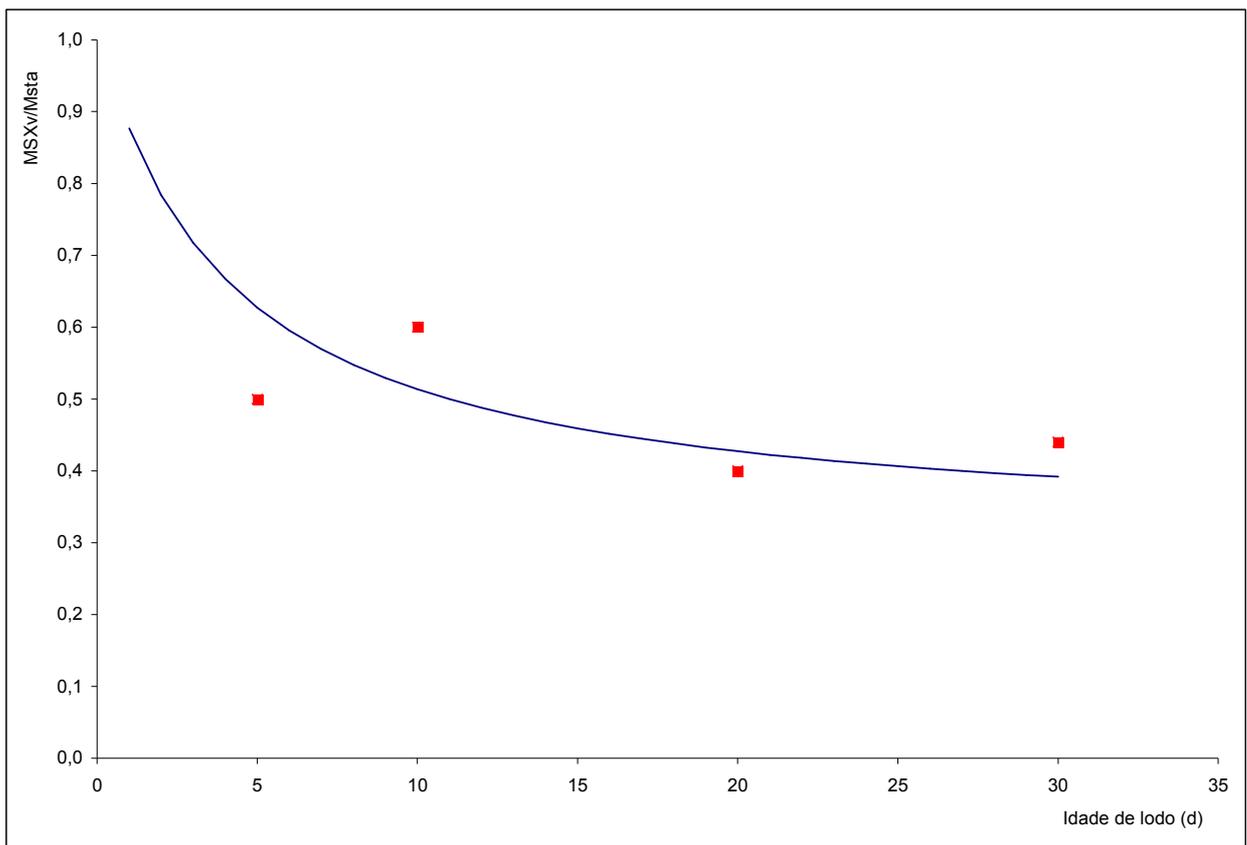


Figura 5.11 – Valores teóricos e experimentais das frações MS'_{Xv}/MS'_{ta} em função da idade de lodo.

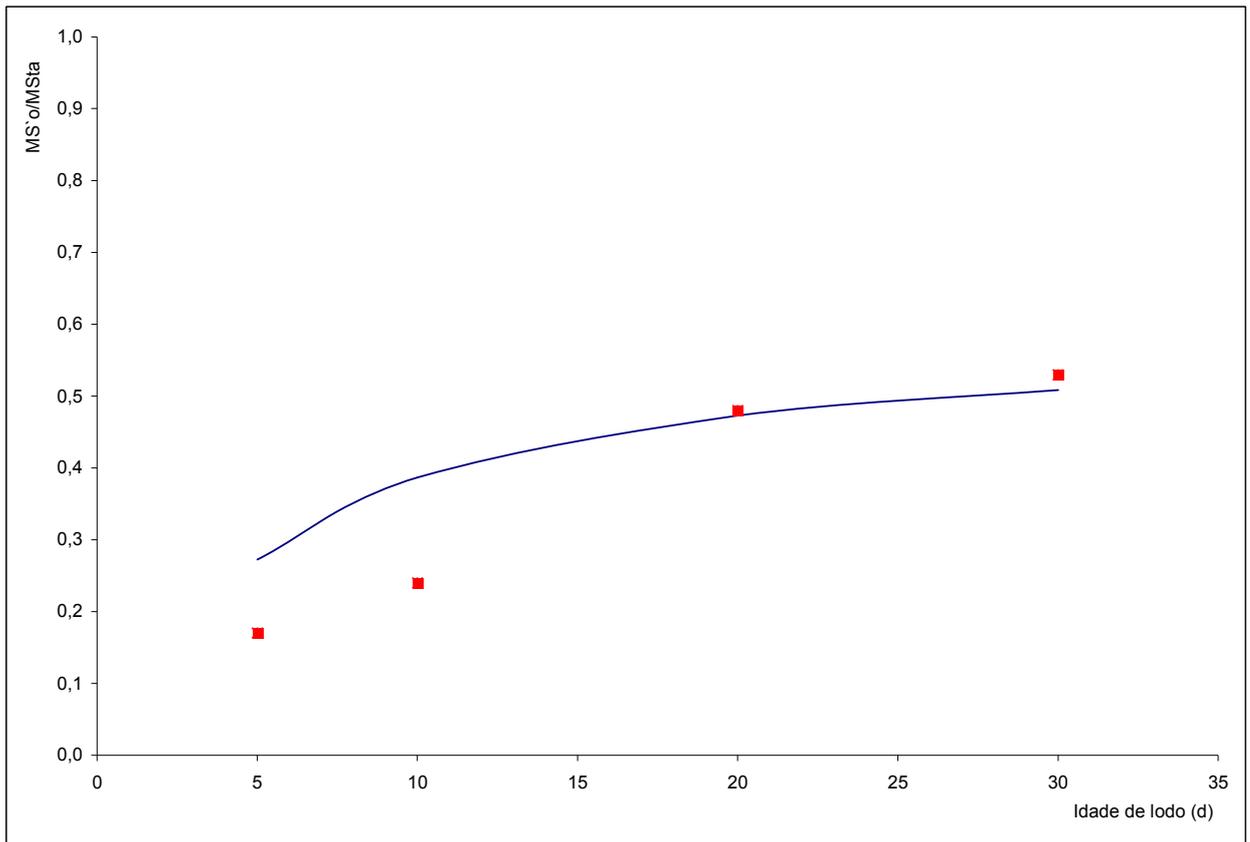


Figura 5.12 – Valores teóricos e experimentais das frações MS'o/MS'ta em função da idade de lodo.

Para k foi atribuído à média da primeira fase da pesquisa obtida dos valores da idade de lodo de 30 dias. A atribuição deste valor para k é uma medida conservadora, uma vez que a maior parte dos valores obtidos para taxa de reação alcançou valores próximos dessa média. Nos dias de ocorrência de matéria orgânica de fácil degradação o valor de k foi elevado até possibilitar a simulação da TCO compatível com os dados experimentais. Tal procedimento teve como finalidade representar o máximo possível as variações que estiveram sujeitas a composição do esgoto doméstico. O valor da $DQO_{cmáx}$ foi calculado a partir da seguinte aproximação:

$$DQO_{cmáx} = \frac{(1 - f_{us} - f_{up})S_{ta} \cdot V}{V_r} - \frac{X_a \cdot V_b \cdot f_{cv}}{V_r} \quad (5.28)$$

Nos dias de ocorrência de matéria orgânica de fácil degradação o valor da $DQO_{cmáx}$ foi ajustado para valores menores ou maiores até possibilitar a simulação da TCO compatível com os dados experimentais. Os valores adotados para k e $DQO_{cmáx}$ estão apresentados nas tabelas 5.6, 5.7, 5.8 e 5.9.

A diferença entre os valores de TCO plotados nas figuras 9.81 a 9.120 e a TCO obtida a partir da equação 5.27 resultou na taxa de consumo de oxigênio devido a nitrificação. A curva da TCO para nitrificação obtida tem a forma descrita na figura 5.13 e foi dividida em três fases. Na primeira fase da nitrificação a TCO cresceu até alcançar o valor máximo. Tal comportamento da curva pode ser justificado em função da presença excessiva de nitrogênio amoniacal no início da batelada. A taxa de consumo de oxigênio na nitrificação atingiu o valor máximo no momento exato em que a concentração do nitrogênio amoniacal foi igual a quantidade necessária para a velocidade de nitrificação ocorrer em toda sua plenitude. O momento em que ocorreu a TCO máxima no processo de nitrificação foi definido como t_1 . Esta primeira fase da nitrificação pode ser descrita pela seguinte equação:

$$\frac{dO}{dt} = TCO_{Nm\acute{a}x} \cdot (1 - e^{-k_1(t+c_1)}) \text{ para } t < t_1 \quad (5.29)$$

onde:

$$\frac{dO}{dt} = \text{taxa de consumo de oxig\^e}n\text{io};$$

$TCO_{Nm\acute{a}x}$ = taxa m\acute{a}xima de consumo de oxig\^e}n\text{io da nitrifica\c{c}\~{a}o;

k_1 = taxa de rea\c{c}\~{a}o de nitrifica\c{c}\~{a}o;

c_1 = constante;

t = tempo.

A constante c_1 assume qualquer valor pertencente ao conjunto dos n\~{u}meros reais, uma vez que a taxa de nitrifica\c{c}\~{a}o n\~{a}o come\c{c}a necessariamente com valor zero. Em reatores em escala piloto e em escala real a concentra\c{c}\~{a}o de oxig\^e}n\text{io dissolvido \^e mantida pr\~{o}ximo de 2 mg/L. Em tal cen\~{a}rio, no in\~{i}cio da batelada ocorrem as maiores TCOs para oxida\c{c}\~{a}o da m\~{a}t\^e}ria org\~{a}nica. Nestas condi\c{c}\~{o}es as bact\^e}rias heterotr\~{o}ficas s\~{a}o mais competitivas do que as autotr\~{o}ficas por oxig\^e}n\text{io dissolvido. Tal situa\c{c}\~{a}o n\~{a}o \^e favor\~{a}vel a ocorr\^e}ncia de TCO da nitrifica\c{c}\~{a}o maior do que zero no in\~{i}cio da batelada. Assim, a constante assume valor menor do que zero. No presente trabalho, a constante c_1 (Tabelas 5.6, 5.7, 5.8 e 5.9) assumiu valores maiores e menores do que zero. Os maiores do que zero foram obtidos nas idades de lodo de 30, 20 e 10 dias. Neste \~{u}ltimo tempo de resid\^e}ncia celular tamb\^e}m ocorreram valores menores do que zero. Os valores positivos de c_1 est\~{a}o relacionados com a metodologia usada para determina\c{c}\~{a}o da TCO, uma vez que o in\~{i}cio da batelada tem oxig\^e}n\text{io dissolvido entre 6 e 2

mg/L. Nesta faixa de concentração, o OD não é limitante no processo de nitrificação. Além disso, idade de lodo elevada propicia maior número de bactérias nitrificantes no reator. O resultado desta combinação é taxa de reação elevada. Observou-se que foi possível obter k_1 para nitrificação igual a 0,0013 (base e). A partir da idade de lodo de 10 dias, constata-se valores de c_1 menores do que zero. O presente cenário é função do número reduzido de bactérias nitrificantes. A redução na capacidade de nitrificação já foi esclarecida na literatura de sistemas de fluxo contínuo à medida que a idade de lodo é reduzida. Mais uma vez o RSB apresenta um comportamento semelhante ao sistema de fluxo contínuo.

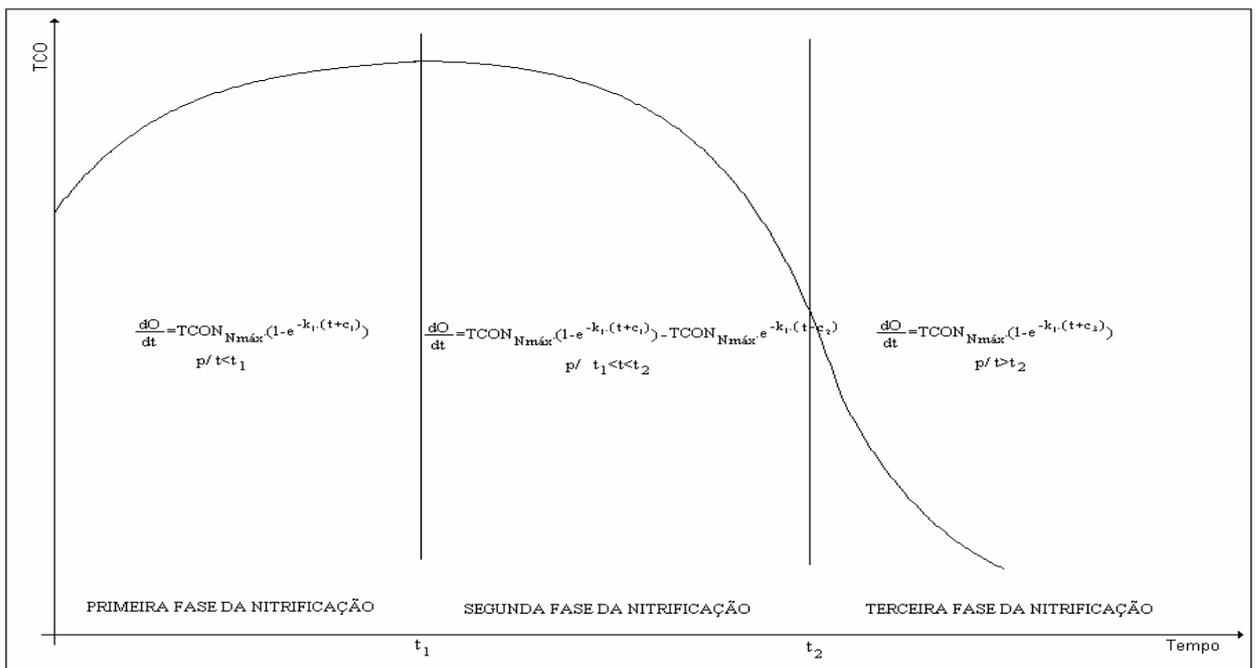


Figura 5.13 – Representação esquemática da curva da TCO para nitrificação

O ponto t_1 da curva da TCO é definido matematicamente como um ponto de inflexão. A partir dele é certo que a capacidade de oxidação da biomassa autotrófica é maior do que a concentração do nitrogênio na forma amoniacal presente no reator. Esta situação provoca uma desaceleração no processo de nitrificação de módulo igual a aceleração da primeira fase. À medida que o nitrogênio amoniacal passa a ser consumido nesta fase, a desaceleração aumenta até alcançar o valor máximo no momento t_2 . O intervalo de tempo entre t_1 e t_2 se caracteriza como uma região de transição entre a abundância e a limitação do nitrogênio na forma amoniacal para o processo da nitrificação. A velocidade de consumo de oxigênio entre t_1 e t_2 pode ser descrita pela seguinte equação:

$$\frac{dO}{dt} = TCO_{N_{m\acute{a}x}}(1 - e^{-k_1(t+c_1)}) - TCO_{N_{m\acute{a}x}}e^{-k_1(c_2-t)} \text{ para } t_1 < t < t_2 \quad (5.30)$$

Tabela 5.6 – Equações utilizadas na simulação da TCO do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio para idade de lodo de 30 dias

22/09/03			27/09/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,00563 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,00563 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00791 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 2760$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01296 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 2180$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00791 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,00791 * e^{-0,0013 * (6600-t)}$	$2760 \text{ s} < t < 5860$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01296 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,01296 * e^{-0,0013 * (6100-t)}$	$2180 \text{ s} < t < 5380$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00791 * e^{-0,0013 * (t-5500)}$	$t > 5860$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01296 * e^{-0,0013 * (t-5020)}$	$t > 5380$ s
23/09/03			28/09/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,00563 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,00803 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01045 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 2800$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01463 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 2200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01045 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,01045 * e^{-0,0013 * (6250-t)}$	$2800 \text{ s} < t < 5540$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01463 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,01463 * e^{-0,0013 * (5370-t)}$	$2200 \text{ s} < t < 4800$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01045 * e^{-0,0013 * (t-5200)}$	$t > 5540$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01463 * e^{-0,0013 * (t-4220)}$	$t > 4800$ s
24/09/03			29/09/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,00563 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,00751 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00907 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 2540$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0132 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 1900$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00907 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,00907 * e^{-0,0013 * (6580-t)}$	$2540 \text{ s} < t < 5920$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0132 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1000)}) - 0,0132 * e^{-0,0013 * (5050-t)}$	$1900 \text{ s} < t < 4480$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00907 * e^{-0,0013 * (t-5530)}$	$t > 5920$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0132 * e^{-0,0013 * (t-4000)}$	$t > 4480$ s
25/09/03			30/09/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,00563 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,00782 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0108 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 2220$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01243 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 1940$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0108 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,0108 * e^{-0,0013 * (5950-t)}$	$2220 \text{ s} < t < 5360$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01243 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,01243 * e^{-0,0013 * (5080-t)}$	$1940 \text{ s} < t < 4580$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0108 * e^{-0,0013 * (t-4900)}$	$t > 5360$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01243 * e^{-0,0013 * (t-4000)}$	$t > 4580$ s
26/09/03			01/10/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,00563 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,00563 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01219 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 2540$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00922 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 1900$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01219 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,01219 * e^{-0,0013 * (6000-t)}$	$2540 \text{ s} < t < 5300$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00922 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)}) - 0,00922 * e^{-0,0013 * (5080-t)}$	$1900 \text{ s} < t < 4540$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01219 * e^{-0,0013 * (t-4930)}$	$t > 5300$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00922 * e^{-0,0013 * (t-4000)}$	$t > 4540$ s

Tabela 5.7– Equações utilizadas na simulação da TCO do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio para idade de lodo de 20 dias

05/11/03			10/11/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,007136 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,00576 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00914 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1000)})$	$t < 3020$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00621 * (1 - e^{-0,0013 * (t+3200)})$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00914 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1000)}) - 0,00914 * e^{-0,0013 * (6100-t)}$	$3020 \text{ s} < t < 5860 \text{ s}$	-	-	-
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00914 * e^{-0,0013 * (t-5000)}$	$t > 5860$ s	-	-	-
06/11/03			11/11/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,006492 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,00563 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01249 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1500)})$	$t < 1540$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00543 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)})$	$t < 4500$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01249 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1300)}) - 0,01249 * e^{-0,0013 * (4800-t)}$	$1540 \text{ s} < t < 4340 \text{ s}$	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00543 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)}) - 0,00543 * e^{-0,0013 * (7800-t)}$	$t > 4500$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01249 * e^{-0,0013 * (t-3700)}$	$t > 4340$ s	-	-	-
07/11/03			12/11/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,007186 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,007685 * e^{-0,00016 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0135 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)})$	$t < 1820$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0035 * (1 - e^{-0,0006 * (t-2000)})$	$t > 2060$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0135 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)}) - 0,0135 * e^{-0,0013 * (5100-t)}$	$1820 \text{ s} < t < 4600 \text{ s}$	-	-	-
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0135 * e^{-0,0013 * (t-4000)}$	$t > 4600$ s	-	-	-
08/11/03			13/11/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,007186 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,01159 * e^{-0,00025 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0148 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)})$	$t < 1780$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00592 * (1 - e^{-0,0006 * (t-2300)})$	$2300 \text{ s} < t < 7200 \text{ s}$
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0148 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)}) - 0,0148 * e^{-0,0013 * (5100-t)}$	$1780 \text{ s} < t < 4700 \text{ s}$	-	-	-
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0108 * e^{-0,0013 * (t-4000)}$	$t > 4700$ s	-	-	-
09/11/03			14/11/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,00576 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,007186 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01672 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)})$	$t < 1300$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00418 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)})$	$t < 4000$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01672 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)}) - 0,01672 * e^{-0,0013 * (4550-t)}$	$1300 \text{ s} < t < 4160 \text{ s}$	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00418 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)}) - 0,00418 * e^{-0,0013 * (7500-t)}$	$4000 \text{ s} < t < 7200 \text{ s}$
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,01672 * e^{-0,0013 * (t-3400)}$	$t > 4160$ s	-	-	-

Tabela 5.8 - Equações utilizadas na simulação da TCO do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio para idade de lodo de 10 dias

13/12/03			18/12/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,003115 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,009089 * e^{-0,00025 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00633 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)})$	$t < 2780$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00434 * (1 - e^{-0,0013 * (t-2320)})$	$t > 2320$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00633 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)}) - 0,00633 * e^{-0,0013 * (6800-t)}$	$2780 \text{ s} < t < 6120$ s	-	-	-
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00633 * e^{-0,0013 * (t-5700)}$	$t > 6120$ s	-	-	-
14/12/03			19/12/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,003115 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,006234 * e^{-0,00016 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00368 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)})$	$t < 3460$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00364 * (1 - e^{-0,0006 * (t-1580)})$	$t < 1620$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00368 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)}) - 0,00368 * e^{-0,0013 * (6700-t)}$	$3460 \text{ s} < t < 6060$ s	-	-	-
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00368 * e^{-0,0013 * (t-5600)}$	$t > 6060$ s	-	-	-
15/12/03			20/12/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,001856 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,0098 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00455 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)})$	$t < 3300$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,006 * (1 - e^{-0,0013 * (t-1580)})$	$t > 1620$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00455 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1200)}) - 0,00455 * e^{-0,0013 * (7000-t)}$	$3300 < t < 7200$ s	-	-	-
-	-	-	-	-	-
16/12/03			21/12/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,003115 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,0065 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00494 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1000)})$	$t < 4520$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,005 * (1 - e^{-0,0006 * (t-1500)})$	$t < 1540$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00494 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1000)}) - 0,00494 * e^{-0,0013 * (8000-t)}$	$4520 \text{ s} < t < 7200$ s	-	-	-
-	-	-	-	-	-
17/12/03			22/12/03		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,003115 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s	CATABOLISMO	$TCO=0,001856 * e^{-0,0000783 * t}$	$0 < t < 7200$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00602 * (1 - e^{-0,0013 * (t+2000)})$	$t < 2060$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00374 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1700)})$	$t < 2620$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00602 * (1 - e^{-0,0013 * (t+2000)}) - 0,00602 * e^{-0,0013 * (5500-t)}$	$2060 \text{ s} < t < 5020$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00374 * (1 - e^{-0,0013 * (t+1700)}) - 0,00374 * e^{-0,0013 * (6600-t)}$	$2620 \text{ s} < t < 6100$ s
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00602 * e^{-0,0013 * (t-4400)}$	$t > 5020$ s	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00374 * e^{-0,0013 * (t-5500)}$	$t > 6100$ s

Tabela 5.9– Equações utilizadas na simulação da TCO do RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio para idade de lodo de 5 dias

15/01/04			20/01/04		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,006199 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$	CATABOLISMO	$TCO=0,005365 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00276 * (1 - e^{-0,0013 * (t-1980)})$	$t > 2000 \text{ s}$	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00231 * (1 - e^{-0,0006 * (t-1800)})$	$t > 1760 \text{ s}$
-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-
16/01/03			21/01/04		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,005568 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$	CATABOLISMO	$TCO=0,004902 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0025 * (1 - e^{-0,0010 * (t-2500)})$	$t > 25200 \text{ s}$	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0019 * (1 - e^{-0,0006 * (t-2500)})$	$t > 2540 \text{ s}$
-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-
17/01/04			22/01/04		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,006617 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$	CATABOLISMO	$TCO=0,005584 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0028 * (1 - e^{-0,0006 * (t-1600)})$	$t > 1640 \text{ s}$	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00243 * (1 - e^{-0,0006 * (t-2400)})$	$t > 2440 \text{ s}$
-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-
18/01/04			23/01/04		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,005734 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$	CATABOLISMO	$TCO=0,006207 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,0028 * (1 - e^{-0,0006 * (t-1600)})$	$t > 1640 \text{ s}$	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,003 * (1 - e^{-0,0006 * (t-1900)})$	$t > 1920 \text{ s}$
-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-
19/01/04			24/01/04		
FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO	FINALIDADE:	EQUAÇÃO	DOMÍNIO
CATABOLISMO	$TCO=0,00528 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$	CATABOLISMO	$TCO=0,006207 * e^{-0,00038 * t}$	$0 < t < 7200 \text{ s}$
NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,00231 * (1 - e^{-0,0006 * (t-1600)})$	$t > 1620 \text{ s}$	NITRIFICAÇÃO	$TCO=0,003 * (1 - e^{-0,0006 * (t-1900)})$	$t > 1920 \text{ s}$
-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-

onde:

$c_2 = \text{constantes}$.

A constante c_2 (Tabelas 5.6, 5.7, 5.8 e 5.9) assumiu valores maiores do que zero neste trabalho. No instante t_2 , ocorre uma mudança de concavidade nas curvas que definem a TCO da nitrificação. Este ponto não é definido como ponto de inflexão, mas tem um significado forte no processo de oxidação do nitrogênio amoniacal. A partir de t_2 , o nitrogênio amoniacal passa a ser limitante ao processo de formação do nitrato. A terceira fase do consumo de oxigênio na nitrificação se processa segundo uma cinética de primeira ordem. A taxa de consumo de oxigênio é definida através da seguinte equação:

$$\frac{dO}{dt} = TCO_{Nm\acute{a}x} \cdot e^{-k_1(t+c_2)} \text{ para } t > t_2 \quad (5.31)$$

onde:

$c_3 = \text{constante}$.

A constante c_3 (Tabelas 5.6, 5.7, 5.8 e 5.9) assumiu valores apenas menores do que zero para garantir que a curva seja contínua em t_2 . Os valores assumidos por c_2 e c_3 forneceram indícios da influência de t_2 . À medida que cresce o tempo para o nitrogênio passar a ser limitante ocorre o aumento das duas constantes. É possível que esta relação possa ser definida através de uma equação. Fato este que seria de grande valor para o entendimento do comportamento da nitrificação no RSB. Entretanto, qualquer comentário neste momento assume valor especulativo, uma vez que é preciso definir melhor a influência da composição do esgoto sobre todas as constantes envolvidas no modelo que descreve a TCO da nitrificação. Além disso, é fundamental definir quais os outros fatores que podem também intervir na oxidação do nitrogênio amoniacal.

As curvas da taxa de consumo de oxigênio para oxidação da matéria orgânica e nitrogênio amoniacal plotadas nas figuras de 9.81 a 9.120 mostram que a segunda e a terceira fase da nitrificação não ocorreram nas quatro idades de lodo. Este comportamento da nitrificação foi mais acentuado para detenção celular de 10 e 5 dias. Percebe-se que a redução na concentração de sólidos suspensos voláteis à medida que o tempo de residência celular decresce proporciona redução no número de fases da nitrificação. Quando existiu apenas a

primeira fase, observa-se que ocorreu redução na taxa de oxidação do nitrogênio amoniacal em 50 %. É possível que a queda na concentração das bactérias nitrificantes tenham influenciado a redução da velocidade de nitrificação. Ao mesmo tempo, a constante c_1 assumiu valores negativos. Isto indicou o retardo no início da nitrificação que teve como consequência menor produção de nitrato. Este cenário ocorreu em dias que o esgoto apresentou fração elevada de matéria orgânica de fácil degradação. Constatou-se que uma soma de fatores contribuiu para redução da velocidade de oxidação do nitrogênio na forma amoniacal. Paralelamente, observa-se que a taxa de reação do processo de nitrificação não foi constante.

A cinética da nitrificação no RSB é um processo que ainda carece de mais aprofundamento em relação à influência da composição do substrato sobre a TCO de oxidação do nitrogênio amoniacal. Além disso, a determinação da curva de oxidação do nitrogênio amoniacal estabelece uma ferramenta simples para determinar a concentração de nitrato produzido na fase aeróbia. A determinação da concentração do nitrato pode ser definida a partir da seguinte equação:

$$\text{NO}_3^- = \frac{1}{4,57} \cdot \int_0^t \text{TCO} \cdot dt \quad (5.32)$$

onde:

NO_3^- = concentração de nitrato;

TCO = taxa de consumo de oxigênio da nitrificação.

Fica evidente que existe diferença entre a nitrificação em lodos ativados de fluxo contínuo e RSB. É dentro deste contexto que se deve aprofundar a aplicação da respirometria como ferramenta indispensável ao monitoramento da remoção de matéria orgânica, consumo de oxigênio, nitrificação e disponibilidade de doador de elétrons para desnitrificação. A comparação entre as figuras de 9.1 a 9.40 com as figuras de 9.81 a 9.120 evidencia a diferença da TCO da matéria orgânica da TCO que envolve matéria orgânica e nitrificação. Além disso, à medida que se reduz a idade de lodo a curva da taxa de consumo de oxigênio da nitrificação revela que nem sempre ocorrem as três fases do processo de oxidação do nitrogênio amoniacal. A partir da simulação dos processos de oxidação de matéria orgânica e nitrificação, foi possível descrever o comportamento gráfico da soma destes dois processos (Figuras 9.81 a 9.120). As curvas obtidas a partir das simulações descrevem o comportamento

da velocidade de consumo de oxigênio. É importante ressaltar que o modelo apresentado neste trabalho é simplificado. Logo, percebe-se que um melhor ajuste da simulação aos dados experimentais passa pelo desenvolvimento de um modelo completo que demanda mais aprofundamento na cinética dos processos que ocorrem no RSB. Entretanto, as limitações de um modelo simplificado não impedem sua aplicação e nem compromete os resultados teóricos. As diferenças entre a simulação e os dados experimentais são atribuídas às flutuações da atividade dos microrganismos heterotróficos e autotróficos e às mudanças na composição da matéria orgânica utilizada como substrato. Além disso, um modelo simplificado representa os aspectos essenciais do comportamento da velocidade de consumo de oxigênio dissolvido ao longo do tempo através de uma equação diferencial.

Este trabalho não foi desenvolvido com o intuito de otimizar a remoção de nitrogênio. A definição do ciclo operacional foi estabelecida para proporcionar dados da cinética de oxidação de matéria orgânica e nitrificação. Entretanto, a eficiência do RSB na remoção de nitrogênio é um assunto que sempre merece atenção em função da necessidade de se buscar a maximização da desnitrificação sem fonte externa de carbono. A partir desta inquietação é que se buscou verificar a eficiência do RSB1 na remoção de nitrogênio e o comportamento da alcalinidade total e do pH no esgoto bruto e no efluente do reator. Estes dados estão apresentados na tabela 5.10.

Ao longo das quatro idades de lodo, os valores de pH do esgoto bruto foram próximos do neutro e a alcalinidade possibilitou o desenvolvimento da nitrificação sem mudanças bruscas de pH. Os dados do esgoto bruto mostram que o nitrogênio na forma amoniacal corresponde a maior fração do nitrogênio total. Esta característica do esgoto pode ter contribuído também com as taxas elevadas de consumo de oxigênio durante o processo de nitrificação.

Os dados da concentração de nitrogênio total no esgoto bruto e no efluente para idade de lodo de 30 dias proporcionaram eficiência de 79 % na remoção deste nutriente. A maior contribuição para o nitrogênio total do efluente foi o nitrato. As concentrações baixas de alcalinidade total podem ter afetado a desnitrificação. De acordo com van Haandel e Marais (1999), concentrações de alcalinidade total inferior a 30 mgCaCO₃/L podem provocar quedas bruscas de pH. É possível que tenha ocorrido valores de pH prejudiciais a biomassa do reator. A maioria dos valores de pH no efluente do RSB1 estiveram fora da faixa ideal para desnitrificação que compreende valores entre 6,5 e 7,5 (Metcalf & Eddy, 1991). Manter o pH dentro desta faixa durante o processo de desnitrificação sem repor alcalinidade através da introdução de uma substância alcalina é algo que pode ser alcançado. Os dados da idade de lodo de 20 dias refletem outra realidade no efluente do RSB1. A redução da idade de lodo

elevou a eficiência do reator na remoção de nitrogênio para 87 % sem comprometer o pH e a alcalinidade ideais para desnitrificação. Cybis et al (2004) obtiveram remoção de nitrogênio de 88 % para idade de lodo de 13 dias sem adição de fonte externa de carbono num RSB em escala piloto. Para a idade de lodo de 20 dias no RSB1, o nitrogênio na forma amoniacal foi a maior fração deste nutriente no efluente do RSB1. Esta predominância do nitrogênio amoniacal está relacionada com a oxidação de compostos orgânicos nitrogenados durante a fase anóxica. Em função do desempenho elevado do RSB na oxidação da matéria orgânica, é possível que a fração de nitrogênio orgânico no efluente tenha predominância de compostos orgânicos não biodegradáveis. Na idade de lodo de 10 dias, a eficiência alcançada no RSB1 foi 71 %. Houve predominância de nitrato sobre as outras formas de nitrogênio no efluente. A redução no número de microrganismos heterotróficos no reator tem como consequência direta a redução na capacidade de desnitrificação, uma vez que os valores de pH e alcalinidade garantiram condições ideais para remoção de nitrogênio. A idade de lodo de 5 dias revela uma queda brusca na eficiência do RSB1 na remoção desse nutriente. Foi alcançado apenas 42 % de eficiência. Os valores de nitrogênio na forma amoniacal no efluente final demonstram que o processo de nitrificação foi diretamente afetado com a redução da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator. Esta constatação também foi observada com a redução na taxa de reação da TCO para nitrificação. A redução do tempo de residência celular tem implicações diretas na eficiência de remoção do nitrogênio no RSB assim como nos sistemas de fluxo contínuo. É importante ressaltar que à medida que se reduz a idade de lodo, o perigo de queda brusca do pH em função do consumo de alcalinidade é minimizado. Neste contexto, ainda é preciso estabelecer a idade de lodo ótima para garantir maximização na remoção de nitrogênio sem riscos de inibir os processos biológicos envolvidos no tratamento do esgoto.

No presente trabalho, constatou-se que o processo de desnitrificação sofre influência da idade de lodo. Os dados da idade de lodo de 30 dias revelam que condições de alcalinidade total e pH estiveram fora do intervalo recomendado para o processo de desnitrificação. Isto pode ser constatado com a predominância de nitrato entre as formas de nitrogênio presente no efluente final. A partir destas observações, é prudente levar em consideração a escolha da idade de lodo para operar RSB destinado a remoção de nitrogênio.

Tabela 5.10 – Dados de alcalinidade total, pH e nitrogênio obtidos no esgoto bruto e no efluente final do RSB1 nas idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias.

IDADE DE LODO DE 30 DIAS												
DATA	ESGOTO BRUTO					EFLUENTE FINAL						EFICIÊNCIA MÉDIA NA REMOÇÃO DO N (%)
	pH	ALC. TOTAL (mgCaCO ₃ /L)	NH ₃ (mgN/L)	NTK (mgN/L)	N _{total} (mgN/L)	pH	ALC. TOTAL (mgCaCO ₃ /L)	NH ₃ (mgN/L)	NTK (mgN/L)	NO ₃ (mgN/L)	N _{total} (mgN/L)	
22/09/03	7,7	236	30,0	48,0	48,0	6,0	31	1,1	1,2	12,7	13,9	79
23/09/03	7,7	194	29,8	47,7	47,7	6,6	36	1,2	2,9	10,0	13,0	
24/09/03	7,7	215	31,6	50,3	50,3	6,0	24	1,2	2,7	8,4	11,1	
25/09/03	7,6	213	32,3	51,7	51,7	5,8	23	1,2	2,1	13,5	15,6	
26/09/03	7,7	226	32,4	50,9	50,9	5,9	22	1,4	2,6	6,6	9,2	
27/09/03	7,5	210	32,1	50,9	50,9	6,3	23	1,1	5,3	4,6	9,9	
28/09/03	7,7	178	29,0	51,2	51,2	5,8	22	1,4	2,0	6,7	8,7	
29/09/03	7,9	164	28,1	46,4	46,4	5,9	23	1,2	2,4	8,9	11,3	
30/09/03	7,6	183	30,8	49,1	49,1	5,6	20	1,4	3,1	4,3	7,4	
01/10/03	7,5	177	30,7	45,3	45,3	5,8	22	1,5	2,5	2,6	5,1	
IDADE DE LODO DE 20 DIAS												
DATA	ESGOTO BRUTO					EFLUENTE FINAL						EFICIÊNCIA MÉDIA NA REMOÇÃO DO N (%)
	pH	ALC. TOTAL (mgCaCO ₃ /L)	NH ₃ (mgN/L)	NTK (mgN/L)	N _{total} (mgN/L)	pH	ALC. TOTAL (mgCaCO ₃ /L)	NH ₃ (mgN/L)	NTK (mgN/L)	NO ₃ (mgN/L)	N _{total} (mgN/L)	
05/11/03	7,2	140	11,7	19,3	19,3	7,4	89	0,8	1,1	0,0	1,1	87
06/11/03	7,3	141	11,8	19,3	19,3	7,2	92	0,9	1,0	0,0	1,0	
07/11/03	7,2	138	10,8	18,7	18,7	7,2	93	0,8	0,9	0,0	0,9	
08/11/03	7,2	142	12,0	18,8	18,8	7,3	96	0,7	1,0	0,0	1,0	
09/11/03	7,2	141	11,6	20,3	20,3	7,3	98	0,7	1,2	0,0	1,2	
10/11/03	7,4	150	20,8	38,7	38,7	7,2	68	1,6	2,6	0,0	2,6	
11/11/03	7,4	154	19,4	51,2	51,2	7,3	56	0,9	2,3	1,8	4,1	
12/11/03	7,6	216	30,3	56,1	56,1	7,1	59	5,8	8,7	2,6	11,3	
13/11/03	7,6	244	34,5	58,7	58,7	7,1	58	7,5	11,7	2,5	14,2	
14/11/03	7,3	174	24,7	43,0	43,0	6,6	26	2,1	3,2	4,2	7,4	

Continuação da tabela 5.10 - Dados de alcalinidade total, pH e nitrogênio obtidos no esgoto bruto e no efluente final do RSB1 nas idades de lodo de 30, 20, 10 e 5 dias.

IDADE DE LODO DE 10 DIAS												
DATA	ESGOTO BRUTO					EFLUENTE FINAL						EFICIÊNCIA MÉDIA NA REMOÇÃO DO N (%)
	pH	ALC. TOTAL (mgCaCO ₃ /L)	NH ₃ (mgN/L)	NTK (mgN/L)	N _{total} (mgN/L)	pH	ALC. TOTAL (mgCaCO ₃ /L)	NH ₃ (mgN/L)	NTK (mgN/L)	NO ₃ (mgN/L)	N _{total} (mgN/L)	
13/12/03	7,1	155	25,0	40,8	40,8	6,3	16	1,0	1,7	13,4	15,1	71
14/12/03	7,2	187	28,7	43,3	43,3	6,5	24	2,6	2,7	6,3	9,0	
15/12/03	7,4	173	26,7	45,3	45,3	6,7	32	3,8	4,1	10,8	14,9	
16/12/03	7,1	160	23,0	37,9	37,9	6,4	19	1,3	1,5	12,5	14,0	
17/12/03	7,0	144	14,0	26,3	26,3	7,0	43	0,7	0,8	7,4	8,2	
18/12/03	7,0	157	18,1	32,8	32,8	7,0	58	0,7	1,0	5,2	6,2	
19/12/03	7,4	158	21,4	36,3	36,3	6,9	45	2,3	3,0	4,0	7,0	
20/12/03	7,1	161	21,5	38,4	38,4	6,9	53	3,9	4,7	4,3	9,0	
21/12/03	7,2	172	24,4	41,1	41,1	6,9	39	4,4	5,2	8,2	13,4	
22/12/03	7,2	160	20,8	37,6	37,6	6,9	37	2,7	3,2	11,8	15,0	
IDADE DE LODO DE 5 DIAS												
DATA	ESGOTO BRUTO					EFLUENTE FINAL						EFICIÊNCIA MÉDIA NA REMOÇÃO DO N (%)
	pH	ALC. TOTAL (mgCaCO ₃ /L)	NH ₃ (mgN/L)	NTK (mgN/L)	N _{total} (mgN/L)	pH	ALC. TOTAL (mgCaCO ₃ /L)	NH ₃ (mgN/L)	NTK (mgN/L)	NO ₃ (mgN/L)	N _{total} (mgN/L)	
15/01/04	7,1	208	32,2	53,0	53,0	7,1	136	21,6	30,0	4,2	34,2	42
16/01/04	7,3	192	29,0	51,5	51,5	7,1	146	20,9	30,4	1,9	32,4	
17/01/04	7,3	149	25,9	39,5	39,5	7,4	119	18,9	25,3	2,1	27,4	
18/01/04	7,3	140	24,2	38,2	38,2	7,2	103	14,5	20,2	1,6	21,8	
19/01/04	7,2	147	25,0	38,6	38,6	7,2	99	13,4	17,3	1,7	19,0	
20/01/04	7,2	136	25,3	36,3	36,3	7,2	96	12,8	17,1	1,8	18,9	
21/01/04	7,3	175	27,9	45,1	45,1	7,4	117	14,6	21,0	1,2	22,2	
22/01/04	7,4	186	29,6	45,5	45,5	7,5	142	19,2	23,7	1,1	24,8	
23/01/04	7,4	172	27,3	44,1	44,1	7,4	128	18,3	24,5	2,6	27,1	
24/01/04	7,4	172	25,3	41,9	41,9	7,4	129	17,1	23,7	2,2	25,9	

Convenções: NH₃=nitrogênio na forma amoniacal;
 NTK=nitrogênio Kjeldahl;
 N_{total}=nitrogênio total.

5.5.1 – Reatores de controle

Os dados de DQO e nitrogênio total dos efluentes e de sólidos suspensos voláteis dos reatores FC1 e RSB2 estão apresentados na tabela 5.11. A análise de variância dos dados de DQO dos efluentes dos reatores de controle e do RSB1 não indicam diferenças significativas entre as médias nos três primeiros períodos de coleta. Foi considerado 5 % como nível de significância. A estatística foi aplicada aos dados obtidos nos quatro períodos de coleta apresentados nas tabelas 5.4 e 5.11. No último período de coleta de dados que corresponde a idade de lodo de 5 dias e a relação F/M de 0,6362 mgDQO/mgSSV.d, houve diferença significativa entre os dados de DQO do efluente dos três reatores. O sistema de fluxo contínuo diferiu dos bateladas segundo a menor diferença significativa, considerando 5 % como nível de significância. No último período de coleta de dados, observou-se valores de DQO no efluente do FC1 inferiores aos resultados dos RSBs. Tal resultado pode estar ligado a concentração elevada de sólidos suspensos voláteis para idade de 5 dias. Ao longo desta pesquisa, a concentração de lodo no sistema de fluxo contínuo se apresentou inferior as concentrações obtidas nos bateladas. É possível que o tempo entre a inoculação e a coleta de dados tenha sido insuficiente para estabelecer uma concentração de sólidos suspensos voláteis compatível com a idade de lodo de 5 dias. A concentração de sólidos suspensos mais elevada no FC1 proporcionou melhores condições de sedimentabilidade no decantador secundário. O resultado é exposto na forma de DQO baixa no efluente compatível com uma idade de lodo superior a 5 dias. Isto fica evidente quando se compara a concentração média de sólidos suspensos voláteis deste tempo de residência celular com os demais valores. A análise de variância dos dados de sólidos suspensos voláteis dos RSBs e do FC1 para cada período de coleta de dados revela diferenças significativas. A estatística foi aplicada aos dados considerando 5 % como nível de significância. A concentração de lodo no FC1 foi inferior nos três primeiros períodos de coleta. A alimentação do FC a partir do reator pré-anóxico possibilita menor liberação de energia no catabolismo e conseqüentemente redução no anabolismo. A quantidade de matéria orgânica biodegradável que alcança o reator aeróbio é muito reduzida em relação à quantidade que chega ao sistema. A combinação destes dois fatores incide diretamente na produção de biomassa no sistema de fluxo contínuo. O resultado se reflete em concentrações de lodo inferiores àquelas encontradas no RSB1 operando nas mesmas condições.

Os dados de nitrogênio demonstram que o FC1 remove nitrogênio em proporções semelhantes ao batelada tratando esgoto com DQO baixa. É importante ressaltar que a

proporção de lodo anóxico no Bardenpho estava próxima do valor máximo recomendado que é 60 % (van Haandel e Marais, 1999). No FC1, a fração de lodo anóxico em relação ao total foi 50 %. Este deve ter sido um dos fatores que contribuiu para tal desempenho do FC1. Já os dois bateladas poderiam ter o ciclo operacional alterado para melhorar o desempenho com bastante flexibilidade sem comprometer o tratamento. Dados de Arima et al (2004a) mostram que é possível trabalhar com reação anóxica de 8 horas em RSB. É importante lembrar que o ciclo operacional dos RSBs não foi estabelecido para maximizar a remoção de nitrogênio. A partir do conhecimento de experimentos com RSB bem sucedidos, observa-se que é possível superar a eficiência do FC1 sem adicionar uma fonte externa de carbono. A análise de variância dos dados de nitrogênio total dos efluentes mostra que ocorreu diferença significativa entre os reatores no primeiro e último período de coleta de dados. Utilizou-se 5 % como nível de significância para aplicação desta estatística. Para os dados do período entre 22/09 a 01/10/03, observa-se que o sistema de fluxo contínuo removeu mais nitrogênio do que os bateladas e diferiu significativamente deles. Foi considerado 5 % como nível de significância para a análise da menor diferença significativa. O desempenho do FC1 no último período de coleta de dados está relacionado ao intervalo entre a inoculação do reator e a coleta de dados ser insuficiente para gerar dados compatíveis com idade de lodo de 5 dias.

Nos quatro períodos de coleta de dados, as médias do pH nos efluentes do RSB2 (Tabela 5.11) estiveram dentro da faixa considerada adequada para desnitrificação que compreende valores entre 6,5 e 7,5 (Metcalf & Eddy, 1991). No FC1, as médias do pH do efluente (Tabela 5.11) apresentaram valores superiores a esta faixa de valores nas idades de lodo de 20 e 10 dias. Este comportamento do FC1 indica que houve menor consumo de alcalinidade em comparação com os RSBs durante a nitrificação. No sistema de fluxo contínuo, a metade da população dos microrganismos nitrificantes estava submetida às condições aeróbias e conseqüentemente podia nitrificar em função da configuração do sistema. Nestas condições, o consumo de alcalinidade é inferior ao consumo nos RSBs, uma vez que nestes reatores todos os microrganismos capazes de nitrificar foram submetidos às condições aeróbias.

As concentrações de nitrogênio total do efluente do RSB2 diferiram dos valores obtidos para o RSB1 apenas no primeiro período de coleta de dados segundo a menor diferença significativa para 5 % como nível de significância. Segundo esta análise, as amostras consideradas de populações diferentes tiveram média de 10,5 e 8,2 para RSB1 e 2, respectivamente. Apesar da diferença estatística, são valores próximos. O comportamento do RSB1 em relação ao RSB2 mostra que o reator seqüencial em batelada funciona independente do parâmetro operacional de controle adotado sem comprometer a eficiência na remoção de

DQO e nitrogênio. Dentro deste contexto, faz-se necessário, através da pesquisa sobre RSB, aperfeiçoar a operação do reator a partir da idade de lodo como parâmetro de controle operacional. Tal medida, visa levar o conhecimento acadêmico às ETEs que funcionam com RSB. A partir da divulgação de informações ainda restritas aos profissionais da pesquisa será possível reformular conceitos e procedimentos operacionais sem nenhuma sustentação teórica.

Tabela 5.11 – Dados de DQO e nitrogênio total do efluente e sólidos suspensos voláteis dos reatores FC1 e RSB2.

Data	FC1					RSB2				
	Idade de lodo (dia)	S _{te} (mg/L)	X _v (mg/L)	N _{total} (mgN/L)	pH _{ef}	F/M (mgDQO/mgSSV.d)	S _{te} (mg/L)	X _v (mg/L)	N _{total} (mgN/L)	pH _{ef}
22/09/03	30	54	2040	2,7	7,3	0,1189	15	3740	8,0	7,2
23/09/03		32	1960	4,3	7,3		32	3600	7,5	7,2
24/09/03		26	1820	6,2	7,4		17	3320	7,4	7,1
25/09/03		22	1580	5,9	7,5		36	3400	12,0	7,0
26/09/03		44	1740	2,9	7,4		41	3340	9,4	7,0
27/09/03		23	1740	1,9	7,6		22	2980	9,1	7,1
28/09/03		36	1740	3,0	7,5		28	3460	6,8	7,0
29/09/03		29	2000	2,9	7,7		31	2780	7,4	6,8
30/09/03		26	1960	3,8	7,3		35	2660	7,9	6,9
01/10/03		17	1760	2,2	7,4		14	2620	6,3	7,0
Média		30,9	1790	3,6	7,4	Média	29,5	3330	7,7	7,0
05/11/03	20	60	420	3,6	7,8	0,1796	42	2390	2,3	7,4
06/11/03		36	263	2,2	7,8		30	2230	2,3	7,2
07/11/03		38	545	2,8	7,2		39	2120	1,8	7,2
08/11/03		47	513	2,1	7,9		37	2220	1,8	7,4
09/11/03		36	580	2,5	7,9		24	2140	2,0	7,3
10/11/03		31	560	3,9	7,9		23	2080	4,6	7,2
11/11/03		40	635	13,9	8,0		42	2150	4,1	7,2
12/11/03		34	618	16,7	7,9		39	1920	12,6	7,3
13/11/03		33	795	26,7	8,0		37	1920	17,4	7,3
14/11/03		32	760	33,6	8,0		40	2510	7,6	6,9
Média		38,7	570	10,8	7,9	Média	38,0	2145	3,2	7,2
13/12/03	10	36	580	3,3	7,5	0,2904	21	1585	3,7	6,6
14/12/03		26	555	4,0	7,5		31	1430	8,7	6,7
15/12/03		45	515	11,2	7,7		55	1475	9,5	6,7
16/12/03		36	363	16,0	7,7		23	1175	9,4	6,5
17/12/03		26	383	15,1	7,8		36	1475	4,3	7,1
18/12/03		36	395	8,6	7,7		33	1430	5,7	7,1
19/12/03		41	358	7,4	7,8		23	1315	7,5	7,1
20/12/03		24	383	11,2	7,9		12	1280	12,1	7,0
21/12/03		51	390	13,6	7,8		43	1275	14,2	7,0
22/12/03		48	445	14,8	7,7		36	1090	15,1	7,1
Média		36,9	393	10,5	7,7	Média	32,0	1373	9,0	6,9
15/01/04	5	36	1369	5,7	7,1	0,6362	57	692	36,3	7,1
16/01/04		20	1956	10,5	7,1		65	668	35,1	7,5
17/01/04		22	1531	10,0	7,1		48	700	29,3	7,4
18/01/04		21	1170	5,0	7,4		36	663	25,2	7,4
19/01/04		14	1704	4,2	7,2		28	630	22,3	7,3
20/01/04		17	926	3,2	7,2		44	608	21,8	7,4
21/01/04		31	977	2,6	7,5		40	627	25,0	7,5
22/01/04		19	1226	3,8	7,5		36	630	28,5	7,5
23/01/04		29	1255	6,0	7,5		39	580	28,8	7,5
24/01/04		26	895	6,7	7,5		47	795	28,4	7,5
Média		23,5	817	5,8	7,3	Média	42,0	647	28,5	7,4

Convenções: S_{te}=DQO efluente;
X_v=sólidos suspensos voláteis;
N_{total}=nitrogênio total;
pH_{ef}=pH efluente.

5.6 – RSB e FC em escala piloto

Na escala piloto, o RSB e o Bardenpho, denominado FC, foram submetidos à mesma carga orgânica, vazão diária e idades de lodo para avaliar a eficiência na remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Os dois sistemas operaram em paralelo e foram alimentados com o mesmo esgoto doméstico.

5.6.1 – Esgoto bruto

Algumas características físico-químicas do esgoto bruto da ETE Vila Esmeralda estão apresentadas na tabela 5.12. Observa-se que ocorreu redução em todos os parâmetros analisados da primeira idade de lodo para a segunda. As atenções se voltam para as concentrações de DQO, alcalinidade total e temperatura. À medida que a quantidade de matéria orgânica é reduzida no esgoto bruto, aumenta a dificuldade para remoção de nitrogênio em função da necessidade de um doador de elétrons para o processo de desnitrificação. A redução na alcalinidade total pode desestabilizar todos os processos biológicos que ocorrem nos sistemas de lodos ativados em função do consumo de alcalinidade durante a nitrificação. Com as mudanças climáticas na região sul, a queda da temperatura proporciona redução no metabolismo dos microrganismos envolvidos no tratamento de águas residuárias. As bactérias nitrificantes são as mais afetadas no sistema de lodos ativados com a redução da temperatura. A análise de variância das amostras coletadas nas idades de lodo de 10 e 30 dias mostrou diferenças significativas dos parâmetros apresentados na tabela 5.12, com exceção do pH. Foi considerado 5 % como nível de significância. A rigor, constata-se que foram tratados esgotos diferentes nas duas idades de lodo.

Os dados coletados descreveram a influência das condições climáticas do Rio Grande do Sul sobre a composição do esgoto. Além disso, as mudanças nos hábitos alimentares da população muda com a estação do ano e o consumo de água é alterado. Comparando as médias da DQO afluyente deste trabalho com a média obtida por Cybis et al. (2004), observa-se que ocorreu aumento na concentração da matéria orgânica no esgoto. Dados de Pickbrenner (2002) obtidos na ETE Vila Esmeralda proporcionaram DQO média de 272 mg/L para o período de janeiro a junho de 2001.

Na primeira idade de lodo, o aumento brusco da concentração de matéria orgânica no esgoto está ligado a falta de limpeza do poço úmido da ETE. Durante o desenvolvimento do presente trabalho, a limpeza deste poço era realizada em média a cada 45 dias. Isto provocava acúmulo de sólidos orgânicos e o poço funcionava como um decantador primário. Nestas

condições, as tubulações de sucção das bombas de alimentação do FC e RSB ficavam submersas em lodo. Os entupimentos e desgastes das bombas eram freqüentes. Para contornar o problema, adotou-se a utilização de chuveiros nas extremidades das tubulações de sucção para evitar o bombeamento de sólidos grosseiros. Tal procedimento só reduzia os problemas em poucas horas. A solução adotada foi trocar o chuveiro por um balde furado com broca de 3 mm de diâmetro e com uma peneira de malha de 1 mm funcionando como tampa. Este sistema de filtração reduzia o número de entupimentos na sucção e o desgaste dos estatores das bombas. A limpeza do referido sistema de filtração era feita duas vezes ao dia. Outro fator que contribuiu para o aumento da concentração de matéria orgânica foi a retirada de vazamentos da rede de abastecimento de água potável que corta a Vila Esmeralda. As ligações clandestinas de água potável proporcionavam muitos vazamentos que contribuíam para diluição do esgoto gerado. O trabalho do DMAE para coibir esta prática ilegal possibilitou o aumento da DQO do esgoto bruto.

Tabela 5.12 – Dados físico-químicos do esgoto bruto da ETE Vila Esmeralda

Idade de lodo (dia)	Data	DQO (mg/L)	Temperatura (°C)	Alcalinidade Total (mgCaCO ₃ /L)	pH	NTK (mgN/L)	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)
10	22/03/04	844	24,0	208	6,9	59,1	34,3
	23/03/04	452	23,5	196	7,5	61,9	34,6
	25/03/04	358	24,0	255	7,7	70,9	46,2
	27/03/04	510	25,0	216	7,6	55,5	34,4
	28/03/04	487	25,0	206	7,4	62,8	37,9
	29/03/04	666	24,5	212	7,4	65,6	36,7
	30/03/04	550	25,0	197	7,4	56,3	33,6
	31/03/04	517	25,0	188	7,5	51,7	33,4
	01/04/04	654	25,0	194	7,5	62,1	33,4
	02/04/04	309	26,0	131	6,7	34,1	24,3
Média		534,7	24,7	200,3	7,4	58,0	34,9
30	22/05/04	234	18,5	136	6,9	27,6	15,8
	23/05/04	365	19,5	166	7,1	64,3	30,0
	25/05/04	597	19,0	121	6,8	35,4	16,7
	26/05/04	326	18,0	121	7,3	44,1	13,9
	27/05/04	438	18,0	125	7,0	46,6	16,0
	28/05/04	322	17,0	123	7,1	43,6	17,2
	29/05/04	355	17,0	133	7,2	51,8	21,8
	30/05/04	378	17,0	144	7,4	61,4	21,9
	31/05/04	400	18,0	151	7,1	51,6	22,9
	01/06/04	307	18,0	160	7,2	64,9	29,5
Média		372,2	18,0	138,0	7,1	49,1	20,6

Convenção: NTK=Nitrogênio Kjeldahl

Na segunda idade de lodo, a redução na concentração média da DQO pode ser atribuída as precipitações pluviométricas que ocorreram durante a coleta de dados. Os moradores da Vila Esmeralda utilizam a rede coletora de esgoto doméstico para escoar as águas das chuvas. A obstrução da rede coletora de águas pluviais levava os moradores

tomarem algumas atitudes para evitar inundação nas casas localizadas nos arredores da ETE. Entre estas atitudes estava a remoção das tampas dos poços de visita da rede coletora de esgoto doméstico para receber o esgoto pluvial.

As obras de reforma da ETE coincidiram com as coletas de dados. Este foi outro fator que interferiu na composição do esgoto. Durante as reformas, o esgoto afluyente era desviado para um canal de águas pluviais que passa no interior da ETE. Nestas ocasiões, foram construídas barragens com sacos de areia (Figura 5.14) para captação do esgoto. A primeira barragem foi executada em 24/03 e a segunda em 24/05/04. As tubulações de sucção eram montadas dentro do esgoto represado e procedia normalmente o bombeamento para alimentar os dois sistemas de lodos ativados. As mudanças no local de captação provocaram alterações na composição do esgoto, uma vez que este em condições normais de operação da ETE passava no poço úmido que funcionava como decantador primário. Neste cenário, o afluyente tinha aparência de esgoto velho. O esgoto captado nas barragens tinha aspecto de esgoto fresco tendo em vista que a rede coletora da ETE Vila Esmeralda é pequena e só recebe contribuição da vila de mesmo nome da estação.

É dentro deste contexto que se buscou no experimento em escala piloto uma aproximação das condições reais de funcionamento de uma ETE em escala real. Foi neste cenário envolvido por fatores que interferem constantemente nas condições de funcionamento e operação dos sistemas de lodos ativados que se desenvolveu o experimento em escala piloto.



Figura 5.14 – Barragem para captação do esgoto

5.6.2 - FC

O sistema de lodos ativados de fluxo contínuo com a configuração Bardenpho atendeu às expectativas de funcionamento nas duas idades de lodo. Os parâmetros analisados nos três

reatores e no efluente final estão apresentados na tabela 5.13. A eficiência do sistema na remoção de matéria orgânica e nitrogênio está na tabela 5.14.

Os dados de temperatura mostram que não existiram diferenças de temperatura entre os três reatores que compõem o Bardenpho. Comparando as temperaturas dos reatores com a do efluente, observa-se um acréscimo inferior a um grau Celsius em função da estratificação no decantador secundário. Este aumento no grau de agitação molecular ocorreu nas duas idades de lodo. Tal acréscimo de temperatura pode ser desprezível em função da magnitude do valor. Além disso, o efluente do decantador secundário não é recirculado no sistema.

As influências das variações climáticas ao longo da pesquisa são perceptíveis ao comparar os dados de temperatura obtidos nas duas idades de lodo (Tabela 5.13). Percebe-se que ocorreu uma queda média de oito graus Celsius no FC entre as idades de lodo de 10 e 30 dias. Tal decréscimo de temperatura incidiu diretamente no metabolismo bacteriano. A redução no contato entre microrganismos e compostos orgânicos biodegradáveis com a queda no grau de agitação molecular é preponderante no decréscimo das taxas de crescimento da biomassa, de oxidação dos compostos orgânicos e de nitrificação. Para Ekama e Marais (1977) a influência da queda de temperatura em lodos ativados de fluxo contínuo é mínima em idades de lodo elevadas desde que ocorra aclimação adequada.

O Bardenpho utilizado neste trabalho apresentou redução na eficiência de remoção de DQO e nitrogênio com aumento da idade de lodo (Tabela 5.14). A eficiência na remoção de matéria orgânica caiu de 87 para 76 % e a remoção de nitrogênio foi reduzida de 66 para 52 %. É importante ressaltar que ocorreu diminuição nas médias de DQO e nitrogênio total no esgoto bruto entre as idades de lodo pesquisadas. Observa-se que a redução da temperatura média do licor misto é um fator que contribuiu para redução da eficiência do FC. A queda de temperatura entre as duas idades de lodo pesquisadas teve uma influência sobre o desempenho do FC na remoção de DQO. Todo este quadro foi agravado também com o intervalo de tempo curto para aclimação da biomassa. O período compreendido entre 02/03 a 22/05/05 se mostrou insuficiente para aclimatar a biomassa à idade de lodo de 30 dias e às mudanças de temperatura no sistema que ocorreram com a mudança das estações climáticas. Esta combinação de fatores resultou em perda de eficiência do sistema com o aumento da idade de lodo de 10 para 30 dias. Este comportamento do Bardenpho mostrou que o aumento da idade de lodo não implica necessariamente em aumento de eficiência se não houver um período de aclimação adequado.

Tabela 5.13 – Parâmetros determinados ao longo do sistema de lodos ativados de fluxo contínuo (configuração Bardenpho) e no efluente final

Idade de lodo (d)	Data	REATOR PRÉ-D				REATOR AERÓBIO						REATOR PÓS-D				EFLUENTE FINAL								
		AT	pH	NI	T	AT	pH	SSV	OD	NI	T	AT	pH	NI	T	AT	pH	T	NI	NK	NA	NT	DQO	X _{ef}
10	22/03/04	101	6,8	6,4	27,0	96	7,1	1335	1,5	ND	27,0	89	6,9	9,0	27,0	65	6,9	26,0	8,2	4,4	0,3	12,6	75	37
	23/03/04	93	6,8	7,5	26,0	80	7,0	1335	1,5	10,9	26,0	80	6,9	11,5	26,0	50	6,9	26,5	11,2	4,9	0,3	16,1	65	34
	25/03/04	110	7,0	3,0	27,0	90	7,1	1385	1,5	6,0	27,0	87	6,9	5,9	27,0	60	7,2	27,5	3,8	5,7	0,5	9,5	66	33
	27/03/04	79	6,8	13,5	24,5	59	6,6	1355	1,6	16,9	24,5	54	6,6	15,7	24,5	30	6,6	25,0	17,5	5,9	1,6	23,4	94	45
	28/03/04	81	6,8	14,7	25,0	51	6,5	1425	1,7	19,0	25,0	52	6,5	20,1	26,0	24	6,6	26,5	19,3	6,8	2,8	26,1	66	36
	29/03/04	78	6,7	15,1	26,0	45	6,3	1685	1,3	19,2	25,5	42	6,2	20,2	26,0	21	6,4	27,0	18,6	6,8	2,1	25,4	74	29
	30/09/04	82	6,7	12,4	26,0	46	6,4	1420	1,5	16,4	26,0	47	6,4	18,2	26,0	24	6,5	26,5	17,5	5,4	2,0	22,9	64	26
	31/09/04	79	6,8	11,7	25,0	45	6,4	1490	1,4	16,7	25,0	44	6,3	17,4	25,0	23	6,6	25,5	18,2	5,3	2,3	23,5	78	26
	01/10/04	70	7,1	10,0	25,0	48	7,3	1470	2,0	12,0	25,0	54	7,2	13,0	25,5	22	7,3	25,5	2,2	22,0	16,7	24,2	90	40
02/10/04	97	6,8	6,9	26,0	59	6,6	1565	2,0	11,5	25,5	59	6,5	12,3	26,0	40	6,8	25,5	9,1	3,5	0,7	12,6	46	25	
Média		87,0	6,8	10,1	25,8	61,9	6,7	1447	1,6	14,3	25,7	60,8	6,6	14,3	25,9	35,9	6,8	26,2	12,6	7,1	2,9	19,6	71,8	33,1
30	22/05/04	117	7,1	2,4	19,5	83	7,1	1740	1,8	6,5	20,0	71	6,9	9,6	20,5	52	7,1	20,5	5,0	11,0	5,7	16,0	97	48
	23/05/04	82	6,7	11,1	20,0	52	6,6	2050	2,0	14,6	20,0	56	6,4	15,7	20,0	22	7,0	20,5	16,7	4,8	0,3	21,5	81	40
	25/05/04	102	7,1	12,2	18,5	70	7,2	1890	1,4	13,7	18,5	68	7,0	13,9	18,0	30	7,1	18,0	14,0	5,7	0,3	19,7	100	48
	26/05/04	49	6,4	14,2	17,0	44	6,7	1800	2,6	13,5	17,0	46	6,5	14,6	17,0	21	6,7	17,0	14,6	6,2	0,2	20,8	99	54
	27/05/04	43	6,0	16,8	16,5	30	6,1	1760	1,6	15,0	16,0	28	5,9	19,1	16,0	11	6,2	16,0	19,2	3,4	0,2	22,6	79	29
	28/05/04	35	6,7	16,4	15,0	32	6,5	1780	2,0	17,3	15,0	26	6,2	18,6	14,5	13	6,3	16,0	17,7	6,3	1,1	24,0	104	47
	29/05/04	47	6,1	17,7	14,5	32	6,1	1920	1,8	19,5	14,5	28	6,1	20,7	15,0	8	5,9	17,0	20,8	5,3	0,8	26,1	82	46
	30/05/04	51	6,2	17,4	16,0	35	6,0	1910	1,8	19,5	17,0	29	5,8	20,9	18,0	8	6,0	20,5	21,1	6,6	2,1	27,7	72	45
	31/05/04	48	6,3	17,7	17,0	27	6,0	1880	1,7	20,1	17,0	30	5,9	18,9	17,5	8	6,0	18,0	20,9	5,6	0,7	26,5	81	40
01/06/04	54	6,4	17,5	18,0	30	6,1	1950	1,7	21,3	18,0	24	5,8	21,9	18,0	9	6,0	18,0	21,5	9,1	2,6	30,6	95	52	
Média		62,8	6,5	14,3	17,2	43,5	6,4	1868	1,8	16,1	17,3	40,6	6,3	17,4	17,5	18,2	6,4	18,2	17,2	6,4	1,4	23,6	89,0	44,9

Convenções: AT=Alcalinidade total em mgCaCO₃/L;
 NI=Nitrato em mgN/L;
 T=Temperatura em °C;
 SSV=Sólidos suspensos voláteis em mg/L;
 NK=Nitrogênio Kjeldahl em mgN/L;
 NA=Nitrogênio na forma amoniacal em mgN/L;
 NT=Nitrogênio total em mgN/L;
 DQO=Demanda química de oxigênio em mg/L;
 ND=Não foi determinado;
 X_{ef}=sólidos suspensos voláteis no efluente em mg/L;

Tabela 5.14 – Eficiência do FC na remoção de matéria orgânica e nitrogênio

Idade de lodo (d)	Remoção de matéria orgânica (%)	Remoção de nitrogênio (%)
10	87	66
30	76	52

O aumento na concentração média de sólidos suspensos voláteis com a elevação do tempo de residência celular foi pequeno. Neste caso, a temperatura pode ter influenciado com a redução na taxa do metabolismo do lodo ativo. O aumento pequeno de biomassa também está ligado ao desempenho do decantador secundário. A DQO elevada no efluente é outro indício da perda de lodo. As médias de sólidos suspensos voláteis no efluente do FC foram 33,1 e 44,9 mg/L para as idades de lodo de 10 e 30 dias, respectivamente. As concentrações de sólidos suspensos voláteis no esgoto tratado comprovam que houve aumento da perda de lodo através do efluente final com o aumento da idade de lodo. Estes fatores colaboraram para que a concentração média de sólidos suspensos voláteis no sistema passasse de 1447 para 1868 mg/L, quando a idade de lodo foi elevada de 10 para 30 dias. A perda de sólidos suspensos voláteis através do efluente final também foi um dos fatores que contribuiu para redução da eficiência do FC na remoção de matéria orgânica. As características hidráulicas do decantador secundário acrescentam uma parcela de contribuição na redução da eficiência do sistema de fluxo contínuo na remoção de matéria orgânica.

A perda de sólidos suspensos voláteis do FC através do efluente ocorreu de forma involuntária. Além disso, o Bardenpho não foi concebido para perder lodo através do efluente, uma vez que o decantador secundário tem como função separar a biomassa do líquido. É importante ressaltar que a perda voluntária de lodo em sistemas de lodos ativados através do efluente ocorre em lagoa aerada. Dentro deste contexto, a idade de lodo neste trabalho foi definida como a razão entre o volume do reator e a vazão de descarte voluntário de lodo. A rigor, a perda de sólidos suspensos voláteis através do efluente revelou a limitação do FC para estabelecer a idade do lodo como parâmetro operacional confiável neste trabalho. A partir deste cenário, torna-se mais prudente utilizar a idade do lodo como parâmetro operacional para comparar os dois sistemas neste trabalho e admitir a limitação do FC para reter lodo.

Ao longo das duas coletas de dados, as concentrações médias de alcalinidade total nos três reatores foram superior aos 30 mgCaCO₃/L recomendado por van Haandel e Marais (1999). Comparando os dados dos reatores com o efluente final do sistema, constata-se que a separação sólido-líquido no decantador reduz a capacidade tampão da fase líquida. Paralelamente, percebe-se que na idade de lodo de 30 dias a redução do poder tampão foi mais pronunciada. Tal fato ocorre em função do aumento da concentração de microrganismos nitrificantes e da queda da alcalinidade média do esgoto bruto. No tempo de residência celular

de 30 dias, as médias da alcalinidade total no efluente final e no reator de pós-desnitrificação foram 18,2 e 40,6 mgCaCO₃/L, respectivamente. É possível que a capacidade tampão do lodo tenha impedido queda brusca do pH no sistema. Fica evidente que o desenvolvimento do processo de nitrificação sem comprometer o pH do sistema de lodos ativados depende da capacidade tampão do esgoto e da fase sólida do licor misto. O consumo de alcalinidade no processo de oxidação do nitrogênio amoniacal é um fator que precisa ser controlado com a restituição de parte desta alcalinidade consumida através do processo de desnitrificação. No caso do FC, a otimização deste processo é fundamental para o controle do pH e aumento da eficiência do sistema na remoção de nitrogênio.

Nas duas idades de lodo pesquisadas, as médias de pH nos três reatores que formavam o Bardenpho estiveram dentro dos intervalos toleráveis pela biomassa envolvida nos processos biológicos que ocorrem no sistema de lodos ativados. A única exceção foi a média 6,3 no reator de pós-desnitrificação na idade de lodo de 30 dias. Este valor ficou fora da faixa ideal para desnitrificação que compreende o intervalo entre 6,5 e 7,5 (Metcalf e Eddy, 1991).

As concentrações médias de oxigênio dissolvido no reator aeróbio foram levemente inferiores aos 2 mg/L recomendado na literatura durante as duas idades de lodo. Isto se deve ao fato de constantes reclamações dos moradores da Vila Esmeralda em função do barulho gerado pelo compressor. A ETE está localizada entre casas e barracos. Não foi respeitada a distância mínima recomendada para residência (Figura 5.15). A única alternativa encontrada para resolver os constantes atritos com os moradores das imediações da estação foi diminuir o número de vezes de enchimento do compressor. Tal medida culminou com a redução da média de oxigênio dissolvido para 1,6 e 1,8 mg/L para as idades de lodo de 10 e 30 dias, respectivamente. Apesar destes valores serem inferiores aos recomendados, o processo da nitrificação não foi inibido. As bactérias nitrificantes são mais exigentes por oxigênio dissolvido e menos competitivas do que as heterotróficas por este oxidante. Nas condições de funcionamento do Bardenpho, a competição entre heterotróficas e autotróficas por oxigênio pode ser desprezível, uma vez que a maior fração da matéria orgânica é catabolizada no reator pré-anóxico. De acordo com Ekama e Marais (1977), a nitrificação cessa quando a concentração de oxigênio dissolvido alcança o valor crítico. Segundo Stenstrom e Poduska (1980), a concentração crítica é um valor próximo de 0,3 mg/L. Os dados de nitrato indicam que não houve inibição do processo de oxidação do nitrogênio amoniacal.

Os dados de nitrato nos reatores que compõem o Bardenpho indicam que o processo de desnitrificação ocorreu apenas no reator de pré-desnitrificação. A análise de variância dos dados de nitrato indica que não existiram diferenças significativas entre os reatores aeróbio e de pós-desnitrificação. Foi considerado 5 % como nível de significância e a estatística foi

aplicada às amostras obtidas nas duas idades de lodo pesquisadas. Na idade de lodo de 30 dias, a média do pH de 6,3 no reator de pós-desnitrificação pode ter contribuído para inibir o processo de oxidação da matéria orgânica a partir do nitrato como acceptor final de elétrons. O fracionamento do lodo em três reatores no Bardenpho com o menor volume destinado ao reator de pós-desnitrificação também dificulta a desnitrificação. O princípio de funcionamento do Bardenpho possibilita a oxidação da maior parte da matéria orgânica nos reatores de pré-desnitrificação e aeróbio. A quantidade de doadores de elétrons liberados a partir da hidrólise e da endogenia é insuficiente para proporcionar desnitrificação, uma vez que 14,3 % da biomassa do sistema está disponível no reator de pós-desnitrificação. É possível que a taxa de desnitrificação também tenha sido reduzida por escassez de enzimas que utilizam o nitrato como acceptor final de elétrons (Münch et al, 1995). O comportamento do FC proporcionou um efluente final com a concentração de nitrogênio total composta por mais de 60 % de nitrato. Tal composição ocorreu nas duas idades de lodo. As concentrações de nitrogênio orgânico no efluente final deviam ter predominância dos compostos orgânicos nitrogenados do lodo perdido de forma involuntária. Os dados das formas de nitrogênio no efluente revelam que os processos de oxidação do nitrogênio orgânico e amoniacal foram eficientes no FC. A eficiência do sistema na remoção de nitrogênio de 66 cai para 52 % com o aumento da idade de lodo de 10 para 30 dias (Tabela 5.14). O aumento da população de microrganismos heterotróficos não foi suficiente para remover o nitrato em função dos prováveis motivos descritos no início do parágrafo. Além disso, o período de aclimação da biomassa foi curto para as duas idades de lodo. A redução de doadores de elétrons na idade de lodo de 30 dias mostra o aumento da dificuldade do FC para desnitrificar com a queda da DQO média do esgoto bruto de 534,7 para 372,2 mg/L do primeiro para o segundo período de coleta de dados (Tabela 5.12). No tratamento de esgoto com DQO baixa no FC, o processo de desnitrificação fica limitado ao reator de pré-desnitrificação e surge o risco de desestabilização do pH do sistema tendo em vista que metade da alcalinidade consumida na nitrificação não é restituída. Os indícios desta provável situação podem ser observados nos dados de pH coletados na idade de lodo de 30 dias no reator pós-D.

De acordo com o comportamento do FC ao longo das coletas de dados, a remoção de nitrogênio ocorreu em maior proporção em função da incorporação ao lodo e ao processo de desnitrificação. O processo de adsorção também contribuiu para remoção do nitrogênio. Segundo Nielsen (1996), o nitrogênio amoniacal na forma de íon é adsorvido ao lodo e removido através do descarte.



Figura 5.15 – Vista da entrada da ETE Esmeralda e presença de residências construídas ilegalmente.

A possibilidade de aumento da eficiência do FC na remoção do nitrogênio está mais ligada a uma adição de doador de elétrons do que alterações na operação do sistema. O efluente do Bardenpho merece maior atenção em função da alcalinidade total, uma vez que não ocorrendo a desnitrificação completa pode ser gerado efluente com pH baixo. Observa-se que o sistema de lodos ativados de fluxo contínuo com a configuração Bardenpho ainda apresenta limitações na remoção de nitrogênio quando trata esgoto doméstico com DQO baixa. As características hidráulicas limitam a disponibilidade de compostos orgânicos na pós-desnitrificação e pode haver queda brusca de pH. A solução deste problema pode ser a utilização de uma fonte externa de carbono que implica no aumento do custo operacional do sistema. A partir deste cenário, deve-se buscar soluções alternativas para reduzir cada vez mais os custos com o funcionamento do sistema de lodos ativados e aumentar a eficiência na remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

5.6.3 - RSB

Os dados coletados no RSB em escala piloto estão apresentados nas tabelas 5.15 e 5.16. A eficiência desta variante de lodos ativados está na tabela 5.17. A remoção de matéria orgânica foi 88 e 89 % para as idades de lodo de 10 e 30 dias, respectivamente. Estes valores demonstram a capacidade do RSB em manter a eficiência diante das variações na carga orgânica (Tabela 5.12). A remoção elevada de DQO em sistema de lodos ativados em batelada está ligada às condições de sedimentação. Este processo se desenvolve num ambiente com características hidráulicas próximas às ideais para separação entre sólidos e líquido. Isto pode ser confirmado com os dados de sólidos suspensos voláteis no efluente final do sistema (Tabela 5.15). As médias deste parâmetro foram 12,8 e 5,1 mg/L para as idades de lodo de 10

e 30 dias, respectivamente. Nesta mesma seqüência de idade de lodo, as médias de DQO foram 65,8 e 41,4 mg/L. Observa-se que ocorreu redução na quantidade de matéria orgânica no efluente. É importante ressaltar que este decréscimo estava relacionado com a redução da DQO afluente. A rigor, o RSB manteve praticamente o mesmo percentual de eficiência na remoção de matéria orgânica constatada na primeira idade de lodo.

A temperatura média no RSB (Tabela 5.16) caiu da mesma forma que ocorreu com o FC (Tabela 5.13) da primeira para a segunda idade de lodo. Nesta seqüência, a temperatura média baixou de 26,5 para 18,6 °C no reator seqüencial em batelada. O comportamento dos sistemas foi semelhante em relação à temperatura do licor misto com a mudança das estações climáticas. Em linhas gerais, submeter um Bardenpho e um RSB continuamente a mesma temperatura ambiente e alimentá-los com o mesmo esgoto não faz diferença em escala piloto.

Nas duas idades de lodo utilizadas nesta fase da pesquisa, os dados de alcalinidade total (Tabela 5.16) coletados no decorrer das reações aeróbia e anóxica revelam que este parâmetro não alcançou o valor crítico de 30 mgCaCO₃/L (van Haandel e Marais, 1999). Percebe-se que após a sedimentação ocorreram quedas na alcalinidade total entre os efluentes e as amostras coletadas após quatro horas de reação. O lodo exerce poder tampão no reator para inibir quedas bruscas de pH. Este é um comportamento extremamente importante em função do consumo de alcalinidade durante o processo da nitrificação. No RSB, tal característica do lodo assume maior importância, uma vez que todo consumo de alcalinidade ocorre num intervalo de tempo pequeno e na presença de toda biomassa.

O consumo de alcalinidade nas duas idades de lodo (Tabela 5.16) durante a reação aeróbia foi promovido predominantemente pelo processo de nitrificação. Na idade de lodo de 10 dias, os dados de alcalinidade total indicam que o processo de nitrificação ocorreu com mais intensidade do que na idade de lodo de 30 dias. A redução na temperatura média do licor misto entre as duas idades de lodo exerceu influência sobre este comportamento do RSB. Além disso, o período compreendido entre 03/04 e 22/05/2004 foi insuficiente para aclimatar a biomassa à idade de lodo de 30 dias e às mudanças de temperatura no reator.

Nas idades de lodo de 10 e 30 dias, os perfis de pH indicam que em nenhum momento ocorreu desestabilização dos processos biológicos envolvidos no tratamento em função da nitrificação. Os valores de pH observados estiveram dentro dos valores tolerados pelos microrganismos heterotróficos e autotróficos presentes na biomassa de lodos ativados.

Tabela 5.15 – Dados de temperatura, oxigênio dissolvido e sólidos suspensos voláteis no RSB e parâmetros físico-químicos do efluente final.

Idade de lodo	Data	Oxigênio dissolvido (mg/L)	Temperatura no reator (°C)	Sólidos suspensos voláteis no reator (mg/L)	Nitrogênio amoniacal (mgN/L)	Nitrogênio kjeldahl (mgN/L)	Nitrato (mgN/L)	Nitrogênio total (mgN/L)	Alcalinidade total (mgCaCO ₃ /L)	pH	Temperatura no efluente (°C)	Sólidos suspensos voláteis no efluente (mg/L)	DQO (mg/L)
10	22/03/04	3,9	25,0	2460	0,7	1,3	0,0	2,6	77	7,0	26,0	6	29
	23/03/04	2,0	26,0	2400	8,2	10,1	2,7	17,5	79	7,0	26,0	8	48
	25/03/04	2,0	26,0	2030	16,8	20,1	0,0	40,2	106	7,3	26,0	18	89
	27/03/04	3,0	25,5	2200	5,9	9,7	0,0	19,4	81	7,2	27,0	22	84
	28/03/04	2,5	25,5	2100	13,9	17,7	0,0	35,4	118	7,2	26,0	22	80
	29/03/04	3,7	27,5	1520	6,7	10,7	0,0	21,4	97	7,1	28,0	18	89
	30/09/04	3,7	27,5	1105	5,1	7,8	0,0	15,6	85	7,0	27,0	9	64
	31/09/04	4,7	27,0	1490	5,8	8,1	0,0	16,2	83	7,3	27,0	13	77
	01/10/04	4,3	27,5	1855	2,4	4,1	0,0	8,2	72	6,9	28,0	4	59
	02/10/04	5,2	27,0	2090	0,3	1,7	0,0	3,4	46	7,3	28,0	8	39
Média		3,5	26,5	1925	6,6	9,1	0,3	18,0	84,4	7,1	26,9	12,8	65,8
30	22/05/04	2,2	19,5	1780	1,0	1,6	0,0	1,6	68	7,2	20,0	8	37
	23/05/04	ND	19,0	1960	17,4	17,4	0,0	17,4	125	7,6	20,0	6	40
	25/05/04	3,1	19,0	1960	0,3	2,2	0,0	2,2	82	7,6	18,0	7	54
	26/05/04	3,4	18,0	1800	6,8	7,6	0,0	7,6	88	7,1	18,0	5	43
	27/05/04	2,8	18,0	1800	6,3	7,8	0,0	7,8	87	7,0	18,0	6	57
	28/05/04	1,0	18,0	1860	7,9	8,8	0,0	8,8	90	7,1	18,0	4	30
	29/05/04	ND	18,0	1820	11,4	11,4	0,0	11,4	96	7,1	19,0	3	41
	30/05/04	3,3	19,0	2160	17,8	18,2	0,0	18,2	127	7,2	19,5	4	37
	31/05/04	4,8	18,0	2100	9,2	9,8	0,0	9,8	90	7,0	19,0	2	20
	01/06/04	5,1	19,0	2220	14,1	15,2	0,0	15,2	96	7,0	19,5	6	55
Média		3,2	18,6	1946	9,2	10,0	0,0	10,0	94,9	7,2	18,9	5,1	41,4

Tabela 5.16 – Taxa de consumo de nitrato (TCN) e dados de pH, alcalinidade total e nitrato ao longo das reações aeróbia e anóxica.

Idade de lodo (dia)	Data	pH					Alcalinidade Total (mgCaCO ₃ /L)					Nitrato (mgN/L)				TCN (mgN/L.s)
		Reação aeróbia		Reação anóxica			Reação aeróbia			Reação anóxica		Reação anóxica				
		0 h	1 h	2 h	3 h	4 h	0 h	1 h	2 h	3 h	4 h	2 h	2,5 h	3 h	4 h	
10	22/03/04	ND	6,9	6,5	6,7	7,9	ND	191	166	130	127	8,0	1,3	0,0	0,0	0,003744
	23/03/04	7,3	7,1	6,7	6,9	7,0	224	186	101	124	140	11,2	6,0	3,0	2,7	0,002894
	25/03/04	7,6	7,3	7,1	7,1	7,2	270	197	128	137	128	7,8	3,7	2,0	0,0	0,002269
	27/03/04	7,2	7,2	6,9	7,2	7,1	205	160	96	114	126	5,5	2,2	1,7	0,0	0,001819
	28/03/04	7,3	7,2	7,0	7,2	7,3	235	204	130	146	153	4,8	3,0	0,0	0,0	0,001000
	29/03/04	7,3	7,2	7,0	7,0	7,3	218	180	103	132	148	5,8	0,5	0,0	0,0	0,002939
	30/03/04	7,4	7,1	7,1	7,1	7,3	198	154	88	99	121	4,1	0,0	0,0	0,0	ND
	31/03/04	7,4	7,2	7,0	6,9	7,1	192	155	86	98	121	4,2	0,0	0,0	0,0	ND
	01/04/04	7,3	7,1	6,9	6,9	7,1	189	145	78	94	114	3,9	1,7	0,0	0,0	0,001222
02/04/04	7,0	6,7	6,7	6,9	7,1	154	94	55	95	72	4,1	2,3	1,3	0,0	0,000977	
30	22/05/04	7,0	7,0	6,8	7,1	7,1	150	122	83	94	103	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	23/05/04	7,1	7,4	7,3	7,3	7,4	178	169	136	154	173	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	25/05/04	7,0	7,4	7,2	7,4	7,7	180	141	98	110	125	1,8	0,0	0,0	0,0	ND
	26/05/04	7,0	7,3	7,1	7,0	7,2	142	133	106	111	158	3,0	0,0	0,0	0,0	ND
	27/05/04	6,9	7,2	6,7	6,8	6,9	141	134	119	119	129	1,7	0,0	0,0	0,0	ND
	28/05/04	7,0	7,2	7,1	7,0	7,0	141	137	112	115	127	2,5	0,0	0,0	0,0	ND
	29/05/04	7,0	7,2	7,2	6,9	7,1	140	140	121	128	142	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	30/05/04	7,1	7,2	7,0	7,1	7,2	162	160	135	158	157	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	31/05/04	7,0	7,1	6,8	6,8	7,0	164	149	113	124	136	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
01/06/04	7,0	7,1	6,9	6,8	7,0	163	155	116	127	139	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	

Convenções: ND=Não determinado

Tabela 5.17 – Eficiência do RSB na remoção de matéria orgânica e nitrogênio

Idade de lodo (d)	Remoção de matéria orgânica (%)	Remoção de nitrogênio (%)
10	88	69
30	89	ND

Convenções: ND=Não determinado.

Na primeira idade de lodo, as taxas de consumo de nitrato variaram ao longo dos dias de coleta de dados (Tabela 5.16). O experimento em escala de bancada mostrou que esta taxa depende da hidrólise dos compostos orgânicos presentes no esgoto e da taxa de decaimento endógeno. Esta variabilidade nos dados da TCN indicam dispersão nas características físico-químicas do esgoto bruto. Em função das evidências dos dados de alcalinidade total, nitrato, nitrogênio Kjeldahl e amoniacal é possível afirmar que a remoção de 69 % do nitrogênio afluente (Tabela 5.17) ocorreu por incorporação e adsorção à biomassa e por desnitrificação.

Os dados de nitrato coletados no tempo de residência celular de 30 dias apresentam inconsistência com os dados de alcalinidade total. É importante observar que nem todo consumo de alcalinidade total está restrito ao processo de nitrificação. Pode ter ocorrido consumo de alcalinidade em função do consumo de substâncias-tampão que contribuem para alcalinidade total como sais de ácidos fracos presentes no esgoto. Entretanto, este consumo não justifica a magnitude do decréscimo da alcalinidade total entre o início e o fim da fase aeróbia do ciclo operacional. A possível presença de alguma(s) substância(s) nas amostras coletadas no RSB mascarou os resultados, uma vez que a maior parte dos cromatogramas não detectou a presença de nitrato. Tal fato ficou restrito apenas às amostras pertencentes à idade de lodo de 30 dias. Nestas circunstâncias, fica inoportuno fazer qualquer afirmação sobre a eficiência do RSB nessa idade de lodo. Apesar deste problema, pode-se afirmar que a remoção de nitrogênio ocorreu da mesma forma da idade de lodo de 10 dias. É impossível atribuir toda remoção para incorporação e adsorção de nitrogênio ao lodo, uma vez que apenas 10 % da massa do lodo descartado é deste nutriente.

As médias de sólidos suspensos voláteis não sofreram influência do aumento da idade de lodo de 10 para 30 dias. Houveram fortes indícios de que a biomassa foi atingida pelos efeitos da queda da temperatura média do reator com a aproximação do inverno. A média deste parâmetro no reator era 26,9 °C e foi reduzida para 18,9 °C em 50 dias. Este foi o intervalo de tempo entre a primeira e a segunda coleta de dados. É interessante lembrar que após o término da coleta de dados da idade de lodo de 10 dias, não houve inoculação do reator para reduzir o tempo de aclimação da biomassa. O procedimento adotado foi realizar os descartes diários de um trinta avos do volume do RSB. É possível que o metabolismo das

bactérias heterotróficas tenha sido atenuado em função do período de aclimação curto para o experimento em escala piloto. As médias amostrais de sólidos suspensos do RSB foram 1925 e 1946 mg/L para os tempos de residência celular de 10 e 30 dias, respectivamente. Lishman et al (2000) estudando o efeito da temperatura sobre a biomassa de lodos ativados observou que a redução da temperatura de 20 para 14 °C reduziu o coeficiente de rendimento (Y) em 4 %. Estes pesquisadores alertam para a necessidade de um período de aclimação adequado para a biomassa se adaptar as mudanças de temperatura. A partir deste relato, fica mais evidente a interferência da temperatura sobre o crescimento da biomassa em função do período de aclimação do lodo de 50 dias se mostrar insuficiente para o experimento.

As concentrações de oxigênio dissolvido foram determinadas no fim da fase aeróbia. Observa-se que os dados amostrais foram superior a 2 mg/L. As médias de oxigênio dissolvido foram 3,5 e 3,2 mg/L para as idades de lodo de 10 e 30 dias, respectivamente. Diante destes valores, observa-se que houve disponibilidade de oxigênio dissolvido suficiente para o desenvolvimento dos processos biológicos que ocorrem durante a reação aeróbia. O compressor utilizado no RSB não incomodou os vizinho da ETE e com isso foi possível manter a concentração de oxigênio dissolvido acima de 2 mg/L.

Em linhas gerais, o comportamento hidráulico do RSB manteve mais estável a eficiência do reator na remoção da matéria orgânica quando foi elevada a idade de lodo. Além disso, a perda de lodo através do efluente é minimizada com o funcionamento em batelada do sistema de lodos ativados. Estas constatações não foram comuns ao Bardenpho. Com relação a remoção de nitrogênio, o funcionamento em batelada tornou mais aguçado o processo de desnitrificação no RSB do que no FC. Constatou-se que não ocorreu necessidade de utilizar uma fonte externa de carbono para remoção completa do nitrato no RSB na idade de lodo de 10 dias. Neste tempo de residência celular, as eficiências obtidas para remoção de nitrogênio foram 69 e 66 % para o batelada e o contínuo, respectivamente. Embora as eficiências tenham sido próximas, a composição do efluente foi muito diferente. O nitrogênio total do efluente do FC é composto em maior parte por nitrato em função da escassez de matéria orgânica no reator pós-anóxico para desnitrificação. No RSB, o nitrogênio total do efluente tem predominância da forma amoniacal em função da liberação deste composto durante a oxidação de compostos orgânicos nitrogenados durante a desnitrificação e a presença do nitrogênio amoniacal que não foi nitrificado durante a fase aeróbia. Em função dos problemas de detecção do nitrato nas amostras do RSB operando com idade de lodo de 30 dias, não foi possível comparar a eficiência dos dois sistemas. A composição do nitrogênio Kjeldahl dos efluentes foi diferente para as duas variantes de lodos ativados. No contínuo, houve predominância do nitrogênio orgânico que deve ser proveniente em maior parte do lodo do

sistema que foi perdido através do efluente. No RSB, a maior fração do nitrogênio Kjeldahl é a forma amoniacal em função dos motivos descritos anteriormente. O comportamento das duas variantes de lodos ativados em relação a temperatura foi semelhante. Além disso, a necessidade de um período de aclimação maior foi percebida para os dois sistemas. Dentro deste contexto da escala piloto, constata-se que o reator seqüencial em batelada se apresenta como uma alternativa de lodos ativados que pode ser explorada no tratamento de esgoto doméstico, uma vez que apresenta eficiência na remoção de matéria orgânica e nitrogênio compatível com os sistemas de fluxo contínuo.

5.7 - Metodologia de cálculo para o dimensionamento do reator seqüencial em batelada

A partir dos resultados obtidos neste trabalho, constata-se que é possível aplicar o modelo proposto no dimensionamento do reator seqüencial em batelada. Neste contexto, foi desenvolvida uma metodologia de dimensionamento para RSB apresentada a seguir.

A equação 5.21 proposta para o dimensionamento do RSB envolve um número elevado de parâmetros. A maioria destes parâmetros é composta por constantes cinéticas e estequiométricas estabelecidas por Marais e Ekama (1976). Na prática, o dimensionamento do volume do RSB depende do estabelecimento da idade de lodo, DQO afluente, volume de esgoto tratado por batelada, tempo de reação e concentração de sólidos suspensos voláteis que se deseja manter no reator. A idade de lodo e a concentração de sólidos suspensos voláteis podem ser adotadas de acordo com os critérios estabelecidos para sistemas de fluxo contínuos. O volume de esgoto tratado por batelada depende do ajuste dos ciclos operacionais do sistema à vazão afluente. A metodologia de determinação deste volume está apresentada em von Sperling (1997). O tempo de reação pode variar de 6 a 12 horas de acordo com os objetivos do tratamento (Cybis, 1992). Trabalho desenvolvido por Arima et al (2004a) mostrou que a automação do RSB pode otimizar ainda mais o tempo de reação. A determinação da DQO afluente é comum para maior parte das metodologias de dimensionamento do reator seqüencial em batelada. A partir do exposto, percebe-se que o cálculo do volume do RSB a partir da equação 5.21 não contém nenhum parâmetro que seja desconhecimento na literatura do saneamento. A determinação dos valores de f_{up} e f_{us} não requer necessariamente a realização de experimento. É possível estimar estes parâmetros em função das informações disponíveis sobre a origem e as características do esgoto bruto. No modelo proposto, a fração não biodegradável particulada assume maior importância no dimensionamento do que a fração não biodegradável solúvel. A maior contribuição para o volume do reator decorre da presença de sólidos não biodegradáveis no esgoto bruto. Neste

contexto, pode-se adotar um valor baixo de f_{us} e um valor alto de f_{up} para dimensionar o reator a favor da segurança. Para as características do esgoto doméstico produzido no Brasil, 0,05 pode ser considerado baixo para a fração não biodegradável solúvel e 0,15 pode ser considerado alto para a fração não biodegradável particulada da DQO afluente (van Haandel e Marais, 1999).

Na tabela 5.18 estão apresentados os parâmetros envolvidos na equação 5.21.

Os procedimentos para o dimensionamento do reator seqüencial em batelada estão descritos de forma ordenada na tabela 5.19.

Tabela 5.18 – Parâmetros envolvidos no dimensionamento do RSB

Parâmetro	Símbolo	Valor	Referência
Fração não biodegradável solúvel da DQO afluente	f_{us}	Variável (0,05 – 0,15)	van Haandel e Marais (1999)
Fração não biodegradável particulada da DQO afluente	f_{up}	Variável (0,05 – 0,15)	van Haandel e Marais (1999)
Idade de lodo	Θ	Variável (3 – 30)	-
Tempo de reação	T_r	Variável (6 – 12)	Cybis (1992)
Concentração de sólidos suspensos voláteis	X_v	Variável (1000 – 3500)	-
DQO do esgoto afluente	S_{ta}	Variável	-
Coefficiente de crescimento celular	Y	0,45 mgSSV/mgDQO	Marais e Ekama (1976)
Fração de lodo convertida em residuo endógeno	f	0,20	Marais e Ekama (1976)
Razão DQO/SSV em lodo orgânico	f_{cv}	1,5 mgDQO/mgSSV	Marais e Ekama (1976)
Constante de decaimento de lodo ativo	b_h	0,24/d para 20 °C	Marais e Ekama (1976)

Tabela 5.19 – Procedimentos para o dimensionamento do RSB

Seqüência	Procedimentos
1	Obter dados físico-químicos do esgoto bruto e vazão diária.
2	Na ausência de dados das frações não biodegradáveis do esgoto bruto, adotar $f_{us}=0,05$ e $f_{up}=0,15$.
3	Definir as fases que compõem o ciclo operacional e seus tempos de duração.
4	Definir o número de bateladas por dia.
5	Definir o número de reatores.
6	Definir a idade de lodo e a concentração de sólidos suspensos voláteis que deve ser mantida no reator.
7	Calcular o volume de esgoto para ser tratado por batelada.
8	Calcular o fator de correção.
9	Verificar se $1,5 < f_{cor} < 3$. Se o f_{cor} for menor do que 1,5, despreza-se o valor calculado e adota 1,5. Se for maior do 3, os cálculos de f_{cor} precisam ser refeitos com novos valores para idade de lodo, tempo de reação ou concentração de sólidos suspensos voláteis.

O valor do fator de correção da equação 5.21 inferior a 1,5 compromete o funcionamento do reator em função da perda de lodo durante o esvaziamento. Valores de f_{cor} maiores do que três elevam muito o custo de execução do reator. Se for necessário refazer os cálculos de f_{cor} , é prudente manter a concentração de sólidos suspensos voláteis menor ou igual a 4000 mg/L para evitar redução na transferência de oxigênio para biomassa. O aumento no tempo de reação não é recomendável, uma vez que eleva o custo operacional do reator. A redução da idade de lodo pode ser uma alternativa mais viável. O aumento do volume de lodo descartado pode ser contornado com a realização do descarte durante um período de repouso curto. Desta forma, o volume descartado é consideravelmente reduzido sem comprometer o controle da idade de lodo.

5.7.1 - Exemplo de dimensionamento de reator seqüencial em batelada

A partir de dados fictícios apresentados na tabela 5.20, foi realizado o dimensionamento do reator seqüencial batelada. O esgoto foi considerado de origem doméstica. Todas as metodologias apresentadas na revisão bibliográfica foram utilizadas no dimensionamento. Em função dos volumes obtidos para o RSB, foi realizada uma breve comparação entre os resultados.

Tabela 5.20 – Dados para dimensionamento de reator seqüencial em batelada.

Parâmetro	Valor
DQO	485 mg/L
DBO	340 mg/L
Temperatura	20 °C
Vazão	7.570 m ³ /d
Tempo de geração do esgoto por dia	24 h

a) Dimensionamento utilizando a metodologia proposta neste trabalho

Não foi considerado tratamento primário do esgoto bruto. Seguindo os procedimentos da tabela 5.19, tem-se

i) Procedimento 1

DQO=485 mg/L;

Temperatura=20 °C;

Q=7.570 m³/d=7.570.000 L/d.

ii) Procedimento 2

Na ausência de dados das frações não biodegradáveis do esgoto bruto, adotar $f_{us}=0,05$ e $f_{up}=0,15$.

iii) Procedimento 3

Enchimento=variável;

Reação aeróbia=2,5 h;

Reação anóxica=3,5 h;

Sedimentação=1 h;

Esvaziamento=1 h.

A soma dos tempos de reação aeróbia e anóxica proporciona o tempo de reação (T_r) igual a 6 h. O tempo para calcular o número de bateladas será definido como tempo de cálculo (T_c). Este valor é obtido da soma do tempo de reação mais os tempos de sedimentação e esvaziamento. Portanto, T_c será igual a 8 h.

iv) Procedimento 4

$$\text{Número de bateladas} = \frac{24\text{h}}{T_c} = \frac{24\text{h}}{8\text{h}} = 3 \text{ bateladas/d}$$

v) Procedimento 5

Como a produção de esgoto é contínua, faz-se necessário utilizar dois reatores para garantir o funcionamento contínuo da estação de tratamento de esgoto.

vi) Procedimento 6

A idade de lodo e a concentração de sólidos suspensos voláteis adotadas foram 20 dias e 3000 mg/L, respectivamente.

vii) Procedimento 7

$$V = T_c \cdot Q = \frac{8h}{24h} \cdot 7570000 \text{ L/d} = 2523333 \text{ L}$$

viii) Procedimento 8

$$V_r = f_{cor} \cdot V = 2,8 \cdot 2523,3 = 7100 \text{ m}^3.$$

Cada reator terá volume de 7100 m³.

ix) Procedimento 9

O valor de f_{cor} é maior do que 1,5 e menor do que 3. O dimensionamento está finalizado.

b) Dimensionamento utilizando observações experimentais

De acordo com metodologia apresentada em Metcalf e Eddy (1991 e 2003), tem-se:

$$V_r = \frac{7570 \cdot 8/24}{1/1,3} = 3280 \text{ m}^3.$$

Nesta metodologia, o volume de recirculação de lodo é considerado igual a trinta por cento do volume do esgoto tratado.

De acordo com metodologia proposta por Ketchum (1996), tem-se:

$$V_r = 7570 \cdot 8/24 + V_o = 2523,3 + V_o$$

O valor de V_o é definido a partir da experiência do engenheiro responsável pelo dimensionamento. Se for utilizado o mesmo critério adotado por Metcalf e Eddy (1991 e 2003) para estabelecer o volume de recirculação, tem-se:

$$V_r = 3280 \text{ m}^3.$$

c) Dimensionamento utilizando a relação F/M

A relação F/M foi obtida a partir da idade de lodo de 20 dias utilizando a equação 5.33 definida em von Sperling (1997).

$$\frac{1}{\theta} = Y \cdot \frac{F}{M} \cdot E - b_h \cdot f_b \quad (5.33)$$

Onde:

E=eficiência;

f_b =fração biodegradável do lodo.

Segundo von Sperling (1997), os valores das constantes da equação 5.33 são:

$Y=0,7$ mgSSV/mgDBO₅;

$b_h=0,08$ d⁻¹;

$f_b=0,72$.

Como foi adotado $f_{us}=0,05$, a eficiência será:

$E=1-0,05=0,95$.

A partir dos dados disponíveis, tem-se:

$$\frac{F}{M} = 0,162 \text{ mgDBO}_5/\text{mgSSV.d}$$

Substituído-se os dados disponíveis na equação 3.83, tem-se:

$$V_T = \frac{7570.340}{3000.0,162} = 5296 \text{ m}^3$$

d) Dimensionamento utilizando o modelo de fluxo contínuo.

Utilizando-se o modelo proposto por Marais e Ekama (1976) para dimensionamento de sistema de fluxo contínuo, tem-se:

$$V_r = \left[(1 - 0,05 - 0,15)(1 + 0,2 \cdot 0,24 \cdot 20) \cdot \frac{0,45 \cdot 20}{1 + 0,24 \cdot 20} + \frac{0,15 \cdot 20}{1,5} \right] \cdot \frac{7570 \cdot 485}{3000} = 5426 \text{ m}^3$$

e) Dimensionamento do RSB utilizando a NBR 13969.

$$V_r = 2.7570 = 15140 \text{ m}^3.$$

As metodologias utilizadas para dimensionar o RSB são diversificadas. Este é o resultado de várias tentativas de simplificar o dimensionamento para auxiliar no projeto e no entendimento da operação do reator seqüencial em batelada. Na prática, estes modelos estão fundamentados na idéia de que dimensionamento não necessita obrigatoriamente de modelos complexos. Entretanto, a validade dos resultados obtidos depende das respostas geradas com o funcionamento do reator. Este é um caminho que precisa ser evitado. O dimensionamento do RSB a partir de modelos empíricos propostos por Metcalf e Eddy (1991 e 2003), Ketchum (1996) e NBR 13969 geraram os volumes 3280, 3280 e 15140 m³, respectivamente. Entre os volumes obtidos a partir das metodologias empregadas, estes valores são os extremos. Não há nenhuma explicação física para tal discrepância entre os valores. Essas metodologias de dimensionamento são tentativas de explicar dados restritos a uma(algumas) situação(s) particular(s) de monitoramento. Apesar do conhecimento científico dos modelos que descrevem os processos envolvidos no tratamento do esgoto, o desejo antigo dos engenheiros de dimensionar usando uma fórmula prática parece inalterado. À medida que a metodologia utilizada se aproxima de um modelo baseado na física dos processos, o dimensionamento proporciona volumes para o RSB afastado dos extremos. Além disso, os valores tendem a convergir para um resultado comum. Tal comportamento é observado com a utilização de metodologias de dimensionamento de sistema de fluxo contínuo para dimensionar RSB. Os volumes obtidos a partir da relação F/M e da idade de lodo foram 5296 e 5426 m³, respectivamente. A tentativa de dimensionar um reator seqüencial em batelada desta forma esbarra num equívoco. O sistema de lodos ativados contínuo recebe a matéria orgânica na forma de fluxo; portanto, a metodologia de dimensionamento leva em consideração a vazão de esgoto afluente. É importante ressaltar que o RSB funciona em batelada. Estas são formas de funcionamento distintas que invalida qualquer tentativa de admitir igualdade entre os sistemas. Além disso, os modelos de dimensionamento de sistema de fluxo contínuo são

fundamentados em estado estacionário. No RSB, é impossível alcançar este estado. Em linhas gerais, a validade da utilização de modelos específicos para sistemas de fluxo contínuo no dimensionamento do RSB pode ser contestada em função dos aspectos teóricos. Esse fato impulsionou a apresentação da metodologia proposta neste trabalho. A partir deste modelo, o volume do RSB foi 7100 m³. Comparando este volume com os demais, percebe-se que metodologias de dimensionamento provenientes de modelagens fenomenológicas proporcionam volumes menos dispersos do que aquelas metodologias fundamentadas em fórmulas empíricas. No dimensionamento do RSB, observa-se que as metodologias de dimensionamento fundamentada na modelagem fenomenológica de sistemas de fluxo contínuo estabelecem volumes mais próximos do volume proposto neste trabalho do que aqueles obtidos a partir de Metcalf e Eddy (1991 e 2003), Ketchum (1996) e NBR 13969. É possível que esta tendência esteja ligada ao uso de técnicas de identificação e análise de sistemas para lodos ativados de fluxo contínuo que não são aplicadas na íntegra em reatores sequenciais em batelada. Entretanto, é impossível negar que esta prática está mais próxima da modelagem fenomenológica do comportamento do RSB e, por consequência, do dimensionamento correto. À medida que se aplica a modelagem matematicamente dos processos envolvidos no tratamento do esgoto no dimensionamento do RSB, o volume calculado do reator tende a proporcionar a máxima remoção de matéria orgânica e nutrientes no menor intervalo de tempo, no menor volume possível e sob condições físico-químicas controladas.

A metodologia de dimensionamento proposta neste trabalho é promissora, mas o elevado número de parâmetros empregados no dimensionamento pode ser um empecilho para sua aplicação. Entretanto, a utilização de microcomputadores torna a metodologia acessível e viabiliza o aprimoramento do dimensionamento com a utilização de processos interativos para estabelecer o volume do RSB. Este processo possibilita ao engenheiro intervir no dimensionamento, sem comprometer a atividade da biomassa, fornecendo valores novos para as variáveis da equação 5.21 (idade de lodo, concentração de sólidos suspensos no licor misto e tempo de reação) à medida que analisa os efeitos dos valores anteriores no cálculo do volume do reator. Além disso, o modelo proposto possibilita calcular a produção de lodo e o consumo de oxidante.

A utilização de modelos fenomenológicos por engenheiros projetistas representa um avanço no dimensionamento do RSB e constitui-se num procedimento seguro e eficiente para o controle dos processos envolvidos no tratamento do esgoto. Ao mesmo tempo, busca-se tirar proveito do conhecimento de cunho teórico para torná-lo acessível na vida prática de um engenheiro que projeta sistemas de tratamento de esgoto. Em linhas gerais, o modelamento do

comportamento do RSB se presta tanto para dimensionamento como também para ajudar entender os aspectos teóricos do tratamento de esgoto em sistema de lodos ativados em batelada.

6 - CONCLUSÃO

O desenvolvimento do modelo matemático simplificado para RSB fundamentado na teoria desenvolvida por Marais e colaboradores se mostrou adequado para descrever quantitativamente a qualidade do efluente, produção de lodo e consumo de oxidante. A partir da aplicação do modelo em escala de bancada se observou que foi possível operar o reator seqüencial em batelada utilizando a idade de lodo como parâmetro de controle operacional. O modelo proposto levou ao desenvolvimento de uma metodologia para dimensionamento do RSB estabelecida em bases teóricas. A aplicação da taxa de consumo de oxigênio como ferramenta de monitoramento da oxidação da matéria orgânica e nitrogênio amoniacal possibilitou descrever matematicamente estes processos ao longo do tempo. Em função da velocidade do consumo de oxigênio, constatou-se que o processo de nitrificação ocorre em três fases distintas. Na primeira fase, a nitrificação foi acelerada até alcançar um valor máximo quando o nitrogênio na forma amoniacal deixou de ser abundante no meio. A fase seguinte é intermediária entre o excesso e a limitação de nitrogênio amoniacal. Nestas condições o processo de oxidação entrou em desaceleração. A partir do momento que o nitrogênio na forma amoniacal passa a ser limitante no processo de nitrificação, a desaceleração foi atenuada. À medida que diminuiu a idade de lodo, nem sempre ocorreram as três fases do processo de nitrificação. A utilização da respirometria no monitoramento do RSB pode ser obtida a baixo custo com aplicação prática e direta na operação e na maximização do processo de nitrificação. O estudo do comportamento do RSB revelou que a taxa de consumo de nitrato assumiu valores diferentes em função das variações na composição físico-químicas do esgoto. A partir dos respirogramas, observou-se que a desnitrificação no RSB1 foi estabelecida em função da hidrólise de compostos orgânicos de degradação lenta e do decaimento endógeno. Os dados de eficiência do RSB em escala de bancada comprovaram que foi possível alcançar remoção de nitrogênio de 87 % sem adição de uma fonte externa de carbono. Além disso, a eficiência de 90 % na remoção de matéria orgânica se mostrou estável sob diferentes idades de lodo.

Na escala piloto, a remoção de matéria orgânica no RSB não apresentou mudança significativa com a variação da idade de lodo de 10 para 30 dias e com as alterações na composição do esgoto doméstico. Tal comportamento não se repetiu no sistema de fluxo contínuo, uma vez que houve redução na eficiência. No RSB, obteve-se 88 e 89 % de remoção de matéria orgânica na primeira e segunda idade de lodo, respectivamente. Nesta seqüência das idades de lodo, a eficiência do Bardenpho caiu de 87 para 76 %. Com relação à remoção de nitrogênio, o Bardenpho alcançou eficiência de 66 e 52 % nas idades de lodo de

10 e 30 dias, respectivamente. A remoção de nitrogênio no RSB foi quantificada só para 10 dias como tempo de residência celular e alcançou 69 %. A provável presença de algum interferente nas amostras coletadas na segunda idade de lodo mascarou as concentrações de nitrato. A partir dos dados de remoção de matéria orgânica nos dois sistemas de lodos ativados, percebeu-se que o reator seqüencial em batelada foi mais estável do que o sistema de fluxo contínuo quando submetidos às mesmas idades de lodo, vazão diária e carga orgânica. Em relação a remoção de nitrogênio na idade de lodo de 10 dias, o Bardenpho apresentou dificuldades para desnitrificação no segundo reator anóxico. Os dados do RSB indicam que não ocorreu escassez de doadores de elétrons na desnitrificação. A partir do comportamento dos dois sistemas, percebe-se que os processos físico-químicos e biológicos envolvidos na remoção de matéria orgânica e nitrogênio no RSB foram mais eficientes do que no Bardenpho quando trataram o mesmo esgoto doméstico e foram submetidos às mesmas condições operacionais.

Os resultados obtidos nas escalas de bancada e piloto mostram que o reator seqüencial em batelada pode ser operado com idade de lodo no tratamento de esgoto doméstico sem comprometer a eficiência na remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Além disso, o reator não depende de mão-de-obra especializada para operar de forma eficiente, possui um potencial elevado para automação do funcionamento e a possibilidade de gastos com uma fonte externa de carbono para estabelecer a desnitrificação é mais reduzida do que no sistema contínuo.

7 - RECOMENDAÇÕES

Para as próximas pesquisas sobre RSB, é necessário aprofundar o conhecimento da cinética de oxidação dos compostos orgânicos com a finalidade de quantificar a fração da matéria orgânica facilmente biodegradável e avaliar o modelo proposto neste trabalho utilizando esgoto doméstico como substrato sem ajustar a DQO. Ao mesmo tempo, é importante introduzir a reação anaeróbia ao ciclo operacional e descrever a cinética da remoção do fósforo e o respectivo comportamento do RSB levando em consideração suas características hidráulicas.

8 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AGUIRRE, L. A. Introdução à Identificação de Sistemas: técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais. Belo Horizonte: Editora da Universidade Federal de Minas Gerais, 2004. 659 p.
- ALLEMAN, J. E. Elevated nitrite occurrence in biological wastewater treatment systems. *Water Science and Technology*, v. 17, p. 409-419, 1984.
- ALVARENGA, E. C., ALÉM SOBRINHO, P. Fundamentos Teóricos dos reatores biológicos e sua aplicação ao tratamento de águas residuárias. *Revista DAE*, n. 113, p. 53-61, 1977.
- APHA – AWWA – WPCF (1995). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. American Public Health Association 19^a Edition, Washington DC.
- APHA – AWWA – WPCF (1985). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. American Public Health Association 16^a Edition, Washington DC.
- ARGAMAN, Y. A steady-state for the single sludge activated sludge system-I. Model Description. *Water Research*, v. 29, n. 1, p. 137-145, 1995.
- ARGAMAN, Y., PAPKOV, G. A steady-state for the single sludge activated sludge system-II. Model Description. *Water Research*, v. 29, n. 1, p. 147-153, 1995.
- ARIMA, G. A.; CYBIS, L. F. A.; ENGEL, P. M. Implementação de sistema especialista difuso em reator seqüencial em batelada na remoção de matéria orgânica e nitrogênio. *Anais do XI Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Natal: SILUBESA, 2004a. 1 CD
- ARIMA, G. A.; CYBIS, L. F. A.; SANTOS, A. V. Comportamento do pH, oxi-redução e oxigênio dissolvido em reator seqüencial em batelada na remoção de matéria orgânica e nitrogênio. *Anais do XI Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Natal: SILUBESA, 2004b. 1 CD.

- ARTAN, N., ORHON, D. The effect of reator hydraulics on the performance of activated sludge systems - II. The formation of microbial products. *Water Science and Technology*, v. 23, n. 12, p. 1519-1525, 1989.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, Rio de Janeiro. NBR 12209. Rio de Janeiro, 1992. 12 p.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, Rio de Janeiro. NBR 13969. Rio de Janeiro, 1997. 60 p.
- BARBOSA, C. A. C. Estudo da Sedimentabilidade do Lodo Secundário Obtido no Processo de Lodo Ativado com Remoção Biológica de Nutrientes. Departamento de Engenharia Civil da Universidade de Brasília, 1998. 171 p. (Dissertação, Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos)
- BARTOSCH, S.; WOLGAST, I.; SPIECK, E.; BOCK, E. Identification of nitrite-oxidizing bacteria with monoclonal antibodies recognizing the nitrite oxidoreductase. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 65, n. 9, p. 4126-4133, 1999.
- BERNARDES, R. S.; SPANJERS, H.; KLAPWIJK, A. Modelling respiration rate and nitrate removal in a nitrifying-denitrifying SBR treating domestic wastewater. *Bioresource Technology*, v. 67, p. 177-189, 1999.
- BORTONE, G.; CECH, J. S.; GERMILI, F.; BIANCHI, R.; TILCHE, A. Experimental approaches for the characterisation of a nitrification/denitrification process on industrial wastewater. *Water Science and Technology*, v. 29, n. 7, p. 129-136, 1994.
- BURRELL, P. C.; PHALEN, C. M.; HOVANEK, T. A. Identification of bacteria responsible for ammonia oxidation in freshwater aquaria. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 65, n. 9, p. 4126-4133, 1999.
- CATUNDA, P. F. C., VAN HAANDEL, A. C. O balanço de massa do material orgânico e nitrogenado em sistemas de tratamento de esgoto com lodo em suspensão. *Engenharia Sanitária*, v. 22, n. 4, p. 528-537, 1983.

- CHARLEY, R. C.; HOOPER, D. G.; McLEE, A. G. Nitrification kinetics in activated sludge at various temperatures and dissolved oxygen concentrations. *Water Research*, v. 14, p. 1387-1396, 1980.
- CHERNICHARO, C. A. de L. *Reatores Anaeróbios*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental I- Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. 245 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, 5)
- CHERNICHARO, C. A. L.; VON SPERLING, M. Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodos ativados de fluxo intermitente (batelada). 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES: Natal, 1993, p. 119-129.
- CHUDOBA, J. Inhibitory effect of refractory organic compounds produced by activated sludge microorganisms on microbial activity and flocculation. *Water Research*, v. 19, n. 2, p. 197-200, 1985a.
- CHUDOBA, J. Quantitative estimation in COD units of refractory organic compounds produced by activated sludge microorganisms. *Water Research*, v. 19, n. 1, p. 37-43, 1985b.
- COELHO, A. A. R., COELHO, L. S. *Identificação de Sistemas Dinâmicos Lineares*. Florianópolis: Editora da Universidade Federal de Santa Catarina, 2004. 181 p.
- COPP, J. B.; DOLD, P. L. Confirming the nitrate-to-oxygen conversion factor for denitrification. *Water Research*, v. 32, n. 4, p. 1296-1304, 1998.
- COSTA, S. F. *Introdução Ilustrada à Estatística*. São Paulo: Editora Harbra Ltda, 1992. 303 p.
- CRONJE, G. L.; BEEHARRY, A. O.; WENTZEL, M. C.; EKAMA, G. A. Active biomass in activated sludge mixed liquor. *Water Research*, v. 36, p. 439-444, 2002.
- CYBIS, L. F. A.; SANTOS, A. V.; GEHLING, G. R. Eficiência do reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio de esgoto doméstico com DQO baixa. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 9, n. 3, 181-185, 2004.

- CYBIS, L. F. An Innovative Approach to the Control of Sequencing Batch Reactors Used for Nitrification and Denitrification.. Department of Civil Engineering. University of Leeds: Leeds, 1992. 240 p. (Tese de Doutorado em Engenharia Civil).
- ÇOKGÖR, E. U.; SÖZEN, S.; ORHON, D.; HENZE, M. Respiriometric analysis of activated sludge behaviour-I. Assessment of the readily biodegradable substrate, *Water Research*, v. 32, n. 2, p. 461-475, 1998.
- DAIGGER, G. T.; GRADY, C. P. L. The dynamics of microbial growth on soluble substrates; a unifying theory, *Water Research*, v. 16, p. 365-382, 1982.
- DE LUCA, S. J.; FACCIN, M. Avaliação preliminar de reator seqüencial em batelada. 16º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, ABES: Goiânia, 1991, p. 113-129.
- DIAS, M. A. C. Comportamento do Sistema de Lodo Ativado sob Condições Estacionárias em Regiões Tropicais. Campina Grande: Departamento de Engenharia Civil da Universidade Federal da Paraíba, 1982. 104 p. (Dissertação, Mestrado em Engenharia Civil)
- DOLD, P. L., EKAMA, G. A., MARAIS, G. R. A general model for the activated sludge process. *Prog. Wat. Tech.*, v. 12. P. 47-77, 1980.
- ECKENFELDER, W. W.; GRAU, P.; Activated Sludge Process Design and Control: theory and practice. Lancaster: Technomic, 1992, 286 p. (Water Quality Management Library, 1)
- EKAMA, G. A., MARAIS, G. R. Carbonaceous Material Removal. In: EKAMA, G. A., MARAIS, G. R., SIEBRITZ, I. P., PITMAN, A. R., KEAY, G. F. P., BUCHAN, L., GERBER, A., SMOLLEN, M. Theory, Design and Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes. University of Cape Town, City Council of Jhannesburg e National Institute for Water Research of the CSIR: Pretoria, 1984. 300 p.
- EKAMA, G. A.; DOLD, P. L.; MARAIS, G. R. Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in activated sludge systems. *Water Science and Technology*, v. 18, p. 91-114, 1986.

- EKAMA, G. A.; MARAIS, G. R. Dynamic behavior of the activated sludge process. *Journal WPCF*, v. 51, n. 3, p. 534-556, 1979.
- MARAIS, G. R.; EKAMA, G. A. The Activated Sludge Process Part I: Steady State Behaviour. *Water SA*, v. 2, n. 4, p. 164-200, 1976.
- EPA. Process Design Manual for Nitrogen Control. Office of Technology Transfer: Washington D. C., 1983.
- GAUDY, A. F., BLACHLY, T. R. A study of the biodegradability of residual COD. *Journal WPCF*, v. 57, n. 4, p. 332-338, 1985.
- GRADY, C. P. L., LIM, H. C. Biological Wastewater Treatment: theory and applications. New York: Marcel Dekker, 1980. 963 p. (Pollution Engineering and Technology, 12)
- GRAU, P., WANNER, J. Process Theory-Kinetics and Sludge Quality Control. In: ECKENFELDER, W. W., GRAU, P. Activated Sludge Process Design and Control: theory and practice. Lancaster: Technomic Publishing AG, 1992. 268 p. (Water Quality Management Library, 1)
- GUELLIL, A., BOUALAM, H. QUIQUAMPOIX, H., GINESTET, P., AUDIC, J. M., BLOCK, J. C. Hydrolysis of wastewater colloidal organic matter by extracellular enzymes extracted from activated sludge flocs. *Water Science and Technology*, v. 43, n. 6, p. 33-40, 2001.
- GUJER, W. Microscopic versus macroscopic biomass models in activated sludge systems. *Water Science and Technology*, v. 45, n. 4, p. 01-11, 2002.
- HAMMER, M. J. Sistemas de Abastecimento de Água e Esgoto. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos, 1979. 563 p. (Tradução de: Water and Waste water Technology)
- HALLINGEN-SORENSEN, B.; JORGENSEN, S. E. The Removal of Nitrogen Compounds from Wastewater. Elsevier Publishers B. V.: Amsterdam, 1993. 443 p.

- HENZE, M.; GUJER, W.; TAKAHASHI, M.; MATSUO, T.; WENTZEL, M. C.; MARAIS, G. V. R. Activated Sludge Model N°. 2. IAWQ: Londres, 1995.
- HENZE, M.; GRADY, C. P. L.; GUJER, W.; MARAIS, G. V. R.; MATSUO, T. Activated Sludge Model N°. 1. IAWPRC, Scient. Technol. Rep. N°1, 1987a.
- HENZE, M.; GRADY, C. P. L.; GUJER, W.; MARAIS, G. V. R.; MATSUO, T. A general model for single-sludge wastewater treatment systems. Water Research, v. 21, n. 5, p. 55-515, 1987b.
- KAPPELER, J., GUJER, W. Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludge modelling. Wat Sci. Tech., v. 25, n. 6, p. 125-139, 1992.
- KUJAWA, K.; KLAPWIJK, B. A method to estimate denitrification potential for predenitrification systems using NUR batch test. Water Research, v. 33, n. 10, p. 2291-2300, 1999.
- KETCHUM, L. H. Design and physical features of SBR reactors. Anais do First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology, Munich, 1996. p. 7-20.
- KRISTENSEN, G. H., JORGENSEN, P. E., HENZE, M. Characterization of functional microorganism groups and substrate in activated sludge and wastewater by AUR, NUR and OUR, Water Science and Technology, v. 25, n. 6, p. 43-57, 1992.
- LEENEN, E. J. T. M., VAN BOXTEL, A. M. G. A., ENGLUND, G., TRAMPER, J., WIJFFELS, R. H. Reduced temperature sensitivity of immobilized *Nitrobacter agilis* cells caused by diffusion limitation. Enzyme and Microbial Technology, v. 20, p. 573-580, 1997.
- LEHNINGER, A. L.; NELSON, D. L.; COX, M. M. Principles of Biochemistry: with an extended discussion of oxygen-binding proteins. New York: Work Publishers, 1993. 1.013 p.

- LISHMAN, L. A., LEGGE, R. L., FARQUHAR, G. J. Temperature effects on wastewater treatment under aerobic and anoxic conditions, *Water Research*, v. 34, n. 8, p. 2263-2276, 2000.
- LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Modelling of activated sludge processes with structured biomass. *Wat Sci. Tech.*, v. 45, n. 6, p. 13-23, 2002.
- MARAIS, G. R., EKAMA, G. A. The activated sludge process part I - steady state behaviour. *Water SA*, v. 2, n. 4, p. 164-200, 1976.
- MARTIENSSEN, M.; SCHÖPS, R. Population dynamics of denitrifying bacteria in a model biocommunity. *Water Research*, v. 33, n. 3, p. 639-646, 1999.
- MARZZOCO, A., TORRES, B. B. *Bioquímica Básica*. Rio de Janeiro: Editora Guanabara Koogan S.A., 1999. 360 p.
- MEDEIROS, D. R. Verificação da eficiência, sedimentabilidade e composição da microfauna em sistemas de lodos ativados de fluxo contínuo e em batelada, removendo nitrogênio. Porto Alegre, Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2005. 140 p. (Dissertação de Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental)
- METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse*. 3^a ed. McGraw-Hill, Inc.: New York, 1991. 1334 p.
- METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse*. 3^a ed. McGraw-Hill, Inc.: New York, 2003. 1534 p.
- MICROSOFT EXCEL, versão 2002: Microsoft Corporation, 2001. Office XP Professional-BR. 1 CD.
- MÜNCH, E. V.; LANT, P.; KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. *Water Research*, v. 30, n. 2, p. 277-284, 1996.

- NIELSEN, P. H. Adsorption of ammonium to activated sludge. *Water Research*, v. 30, n. 3, p. 762-764, 1996.
- NOVÁK, L., LARREA, L., WANNER, J. Mathematical model for soluble carbonaceous substrate biosorption. *Water Science and Technology*, v. 31, n. 2, p. 67-77, 1995.
- NOWAK, O.; SVARDAL, K.; SCHWEIGHOFER, P. The dynamic behaviour of nitrifying activated sludge systems influenced by inhibiting wastewater compounds. *Water Sci. Tech.*, v. 31, n. 2, p. 115-124, 1995.
- OLESZKIEWICZ, J. A.; BERQUIST, S. A. Low temperature nitrogen removal in sequencing batch reactors. *Water Research*, v. 22, n. 9, p. 1163-1171, 1988.
- ORHON, D., KARAHAN, S. The effect of residual microbial products on the experimental assessment of the particulate inert COD in wastewaters, *Water Research*, v. 33, n. 14, p. 3.191-3.203, 1999.
- PAINTER, H. A., LOVELESS, J. E. Effect of temperature and pH value on the growth-rate constant of nitrifying bacteria in the activated-sludge process. *Water Research*, v. 17, n. 3, p. 237-248, 1983.
- PELCZAR, P., REID, R., CHAN, E. C. S. *Microbiologia*. Vol. 1. São Paulo: McGraw-Hill, 1985. (Original em Inglês)
- PICKBRENNER, K. Uso de Reator Seqüencial em Batelada (RSB) para Pós-tratamento de Efluente de Reator Anaeróbio. Porto Alegre, Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2002. 194 p. (Dissertação de Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental)
- POVINELLI, J., PETRUCCELLI FILHO, G. Remoção de matéria orgânica no processo de lodos ativados: estudo das flutuações da DQO. *Anais do 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Natal: ABES, 1993. p. 95-109.
- RAMALHO, R. S. *Introduction to Wastewater Treatment Processes*. 2.ed. San Diego: Academic Press, 1983. 580 p.

- SANTOS, A. V.; CYBIS, L. F. A.; GEHLING, G. R. Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em reator seqüencial em batelada (RSB) em escala piloto ao longo de uma batelada. Anais do 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Joinville: ABES, 2003. p. 95-109.
- SAWYER, C. N.; McCARTY, P. L.; PARKIN, G. F. Chemistry for Environmental Engineering and Science. 5ª Edição. McGraw-Hill: New York, 2003. 732 p.
- SEDLAK, R. Phosphorus and Nitrogen Removal from Municipal Wastewater: principles and practice. 2nd ed. Lewis Publishers: New York, 1991. 240 p.
- SHARMA, B.; AHLERT, R. C. Nitrification and nitrogen removal. Water Research, v. 11, p. 897-925, 1977.
- SINGLETON, P., SAINSBURY, D. Introduction to Bacteria: for students in the biological sciences. Chichester: John Wiley, 1982. 167 p.
- SHROEDER, E. D. Design of sequencing batch reactor activated sludge process. Civil Engineering for Practicing and Design Engineers, v. 2, p. 33-44, 1982.
- SÖZEN, S.; ÇOKGÖR, E. U.; ORHON, D.; HENZE, M. Respirometric analysis of activated sludge behaviour-I. Assessment of the readily biodegradable substrate, Water Research, v. 32, n. 2, p. 476-488, 1998.
- STENSEL, H. D.; BARNARD, J. L.; RANDALL, C. W. Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal. Lancaster: Technomic, 1992. 420 p. (Water Quality Management Library, 5)
- STENSTROM, M. K.; PODUSKA, R. A. The effect of dissolved oxygen concentration on nitrification. Water Research, v. 14, n. 6, p. 634-649, 1980.
- SUSCHKA, J. Biooxidation in a continuous activated sludge process. Water Research, v. 14, p. 197-205, 1980.

- TIPLER, P. A. Física/1a. 2ª ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1985. 305 p.
- VAN HAANDEL, A. C. Nitrification and Denitrification Kinetics in the Activated Sludge Process. Cape Town: Departamento de Engenharia Civil da University of Cape Town, 1981. 650 p. (Tese, Doutorado em Engenharia Civil)
- VAN HAANDEL, A. C., EKAMA, G. A., MARAIS, G. v. R. The activated sludge process-3. Water Research, v. 15, p. 1.135-1.152, 1981.
- VAN HAANDEL, A. C., CATUNDA, P. F. C. Variações da alcalinidade e pH em processos de lodo ativado. Engenharia Sanitária, v. 23, n. 4, p. 409-413, 1984.
- VAN HAANDEL, A. C., LETTINGA, G. Tratamento Anaeróbio de Esgotos: uma manual para regiões de clima quente. Campina Grande: epgraf, 1994. 240 p.
- VAN HAANDEL, A. C., MARAIS, G. v. R. O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado: teoria e aplicações para projetos e operações. Campina Grande: epgraf, 1999. 472 p.
- VON SPERLING, M. Lodos Ativados. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental I- Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. 415 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, 4)
- VON SPERLING, M. Princípios Básicos do Tratamento. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental I- Universidade Federal de Minas Gerais, 1996. 211 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias,. 2)
- WENTZEL, M. C., EKAMA G. A., MARAIS, G. R. Processes and modelling of nitrification denitrification biological excess phosphorus removal systems - a review. Water Science and Technology, v. 25, n. 6, p. 59-82, 1992.
- WILD, D.; SCHULTHESS, R.; GUJER, W. Structured modelling of denitrification intermediates. Water Science and Technology, v. 31, n. 2, p. 45-54, 1995.
- WILSON, D. E.; MARAIS, G. R. Adsorption phase in biological denitrification. Res. Rept. N° 11, Dept. Civil Eng., University of Cape Town, 1976.

WUHRMAN, K. Effect of Oxygen Tension on Biochemical Reactions on Sewage Purification Plants, Proc. 3rd Manhattan Conf., Advances in Biological Waste Treatment. McMillan: New York, 1963.

9 - ANEXOS

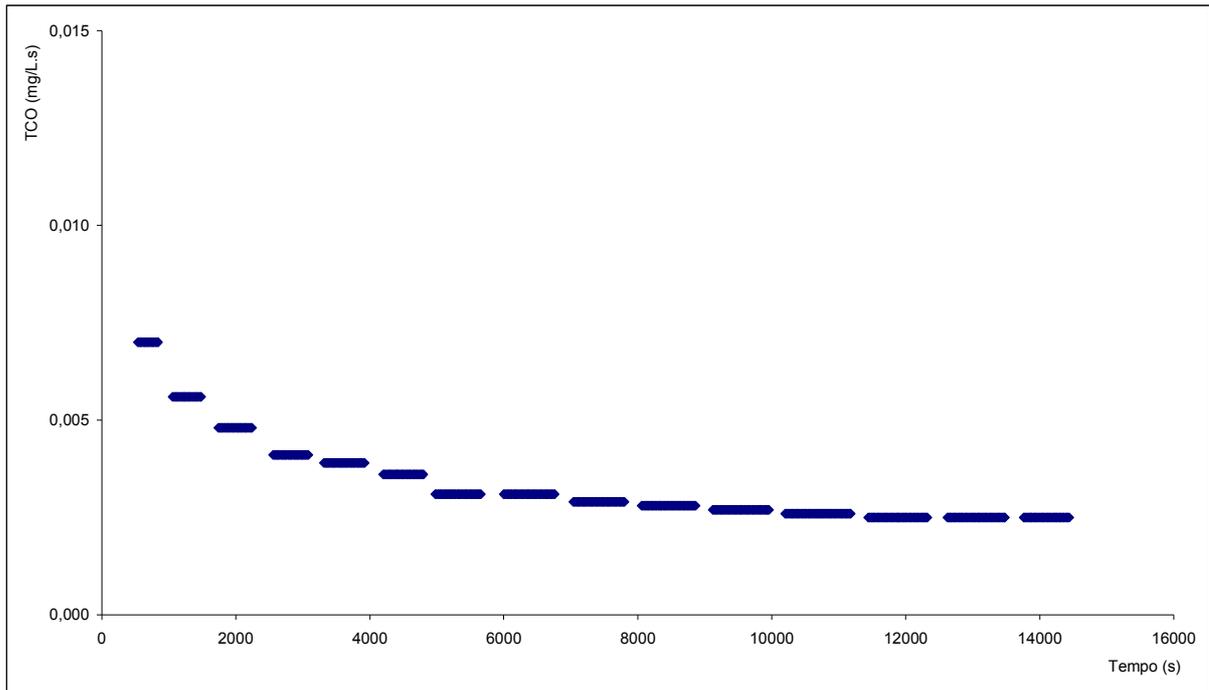


Figura 9.1 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 17/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

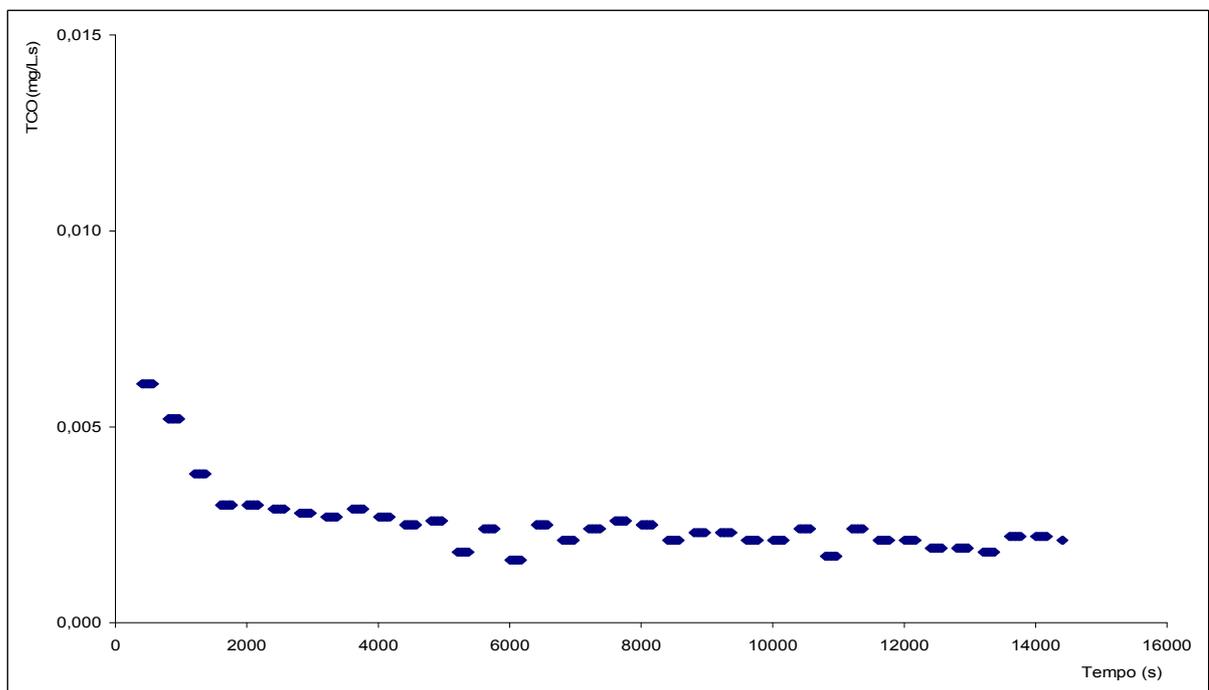


Figura 9.2 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 18/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

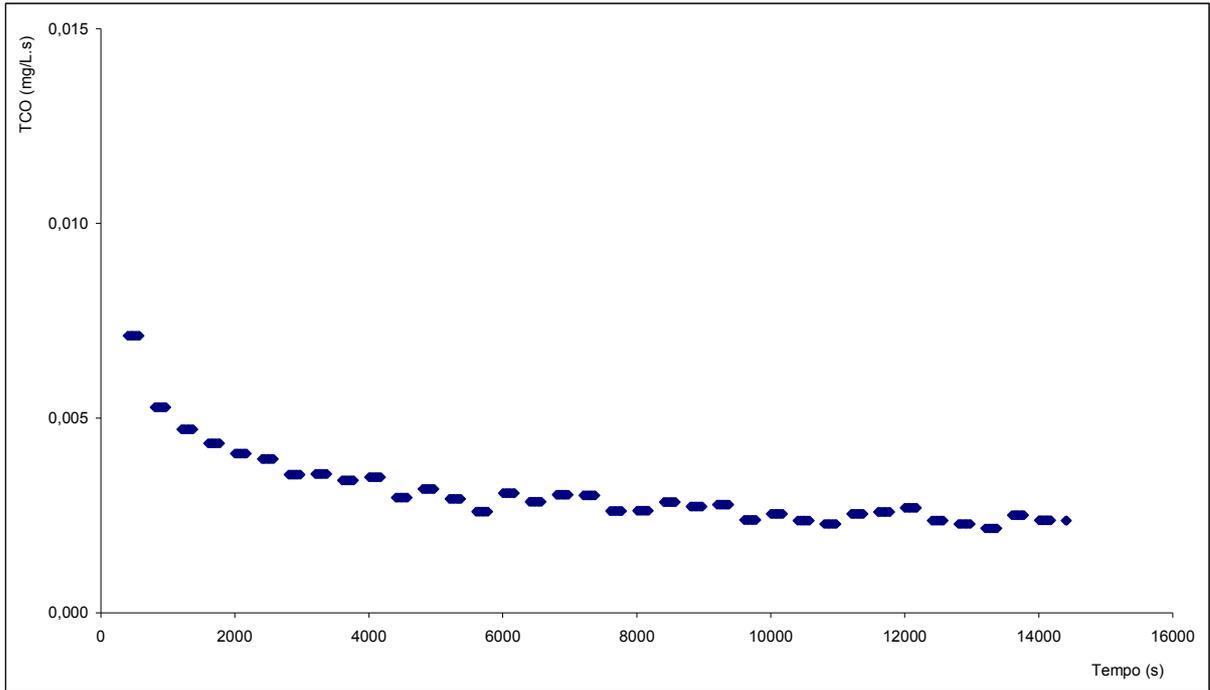


Figura 9.3 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 19/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

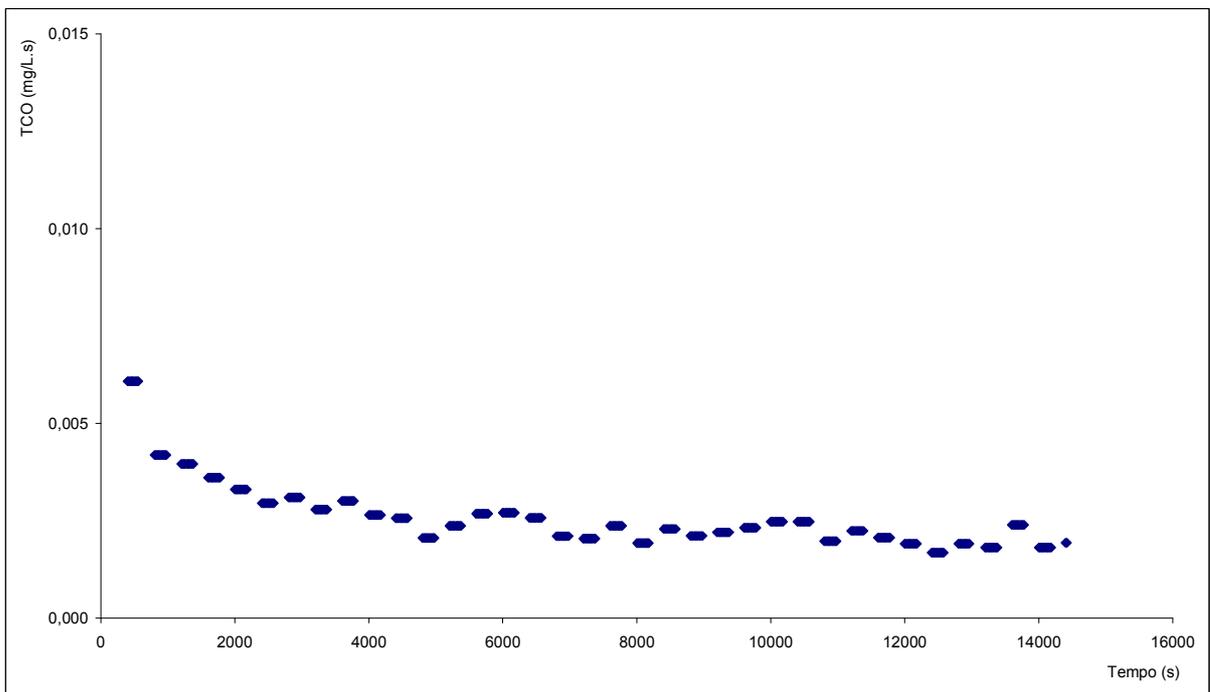


Figura 9.4 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 20/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

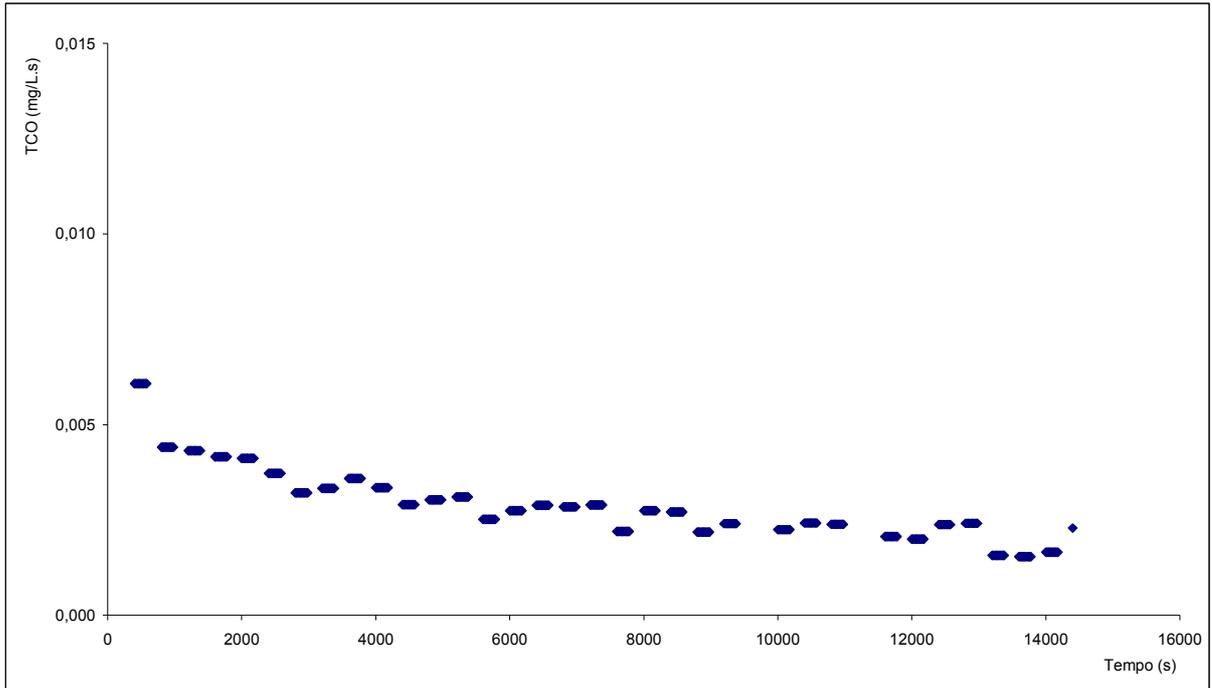


Figura 9.5 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 22/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

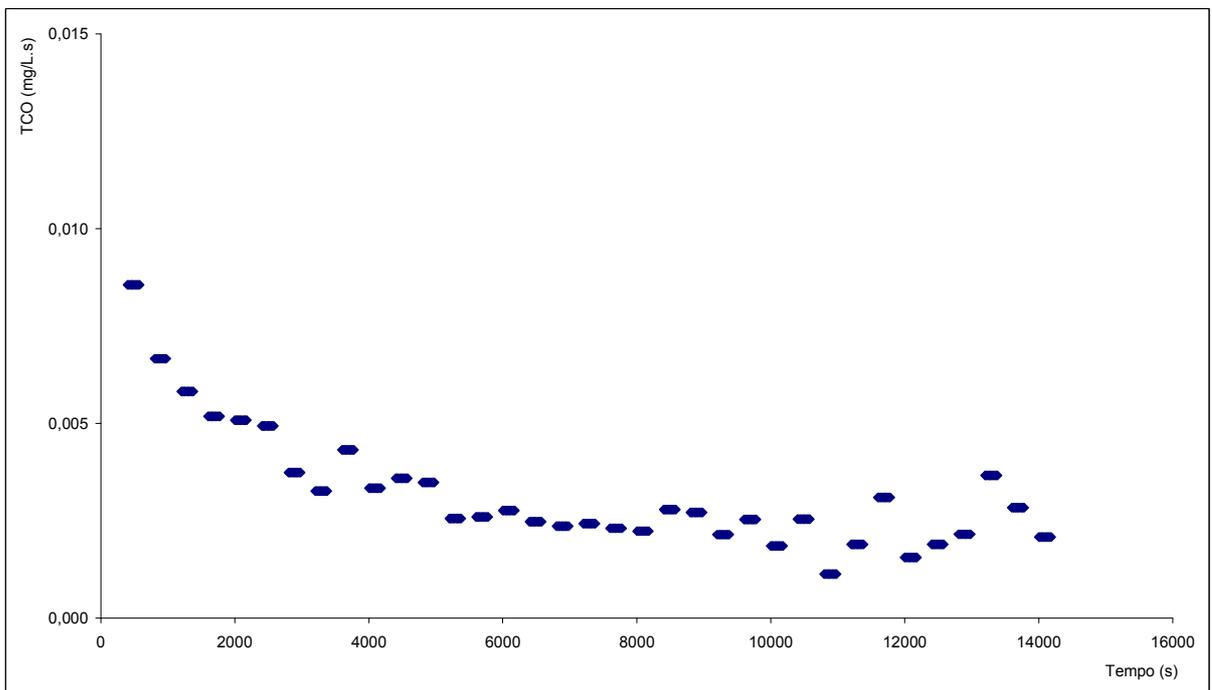


Figura 9.6 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 24/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

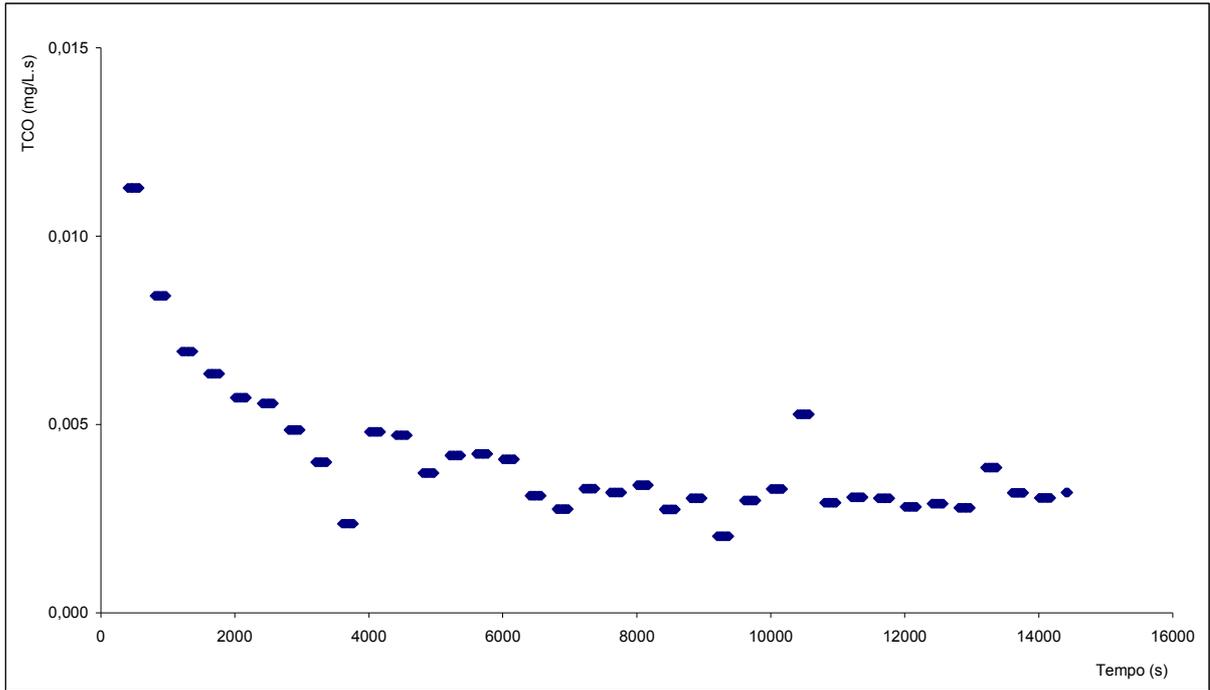


Figura 9.7 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 25/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

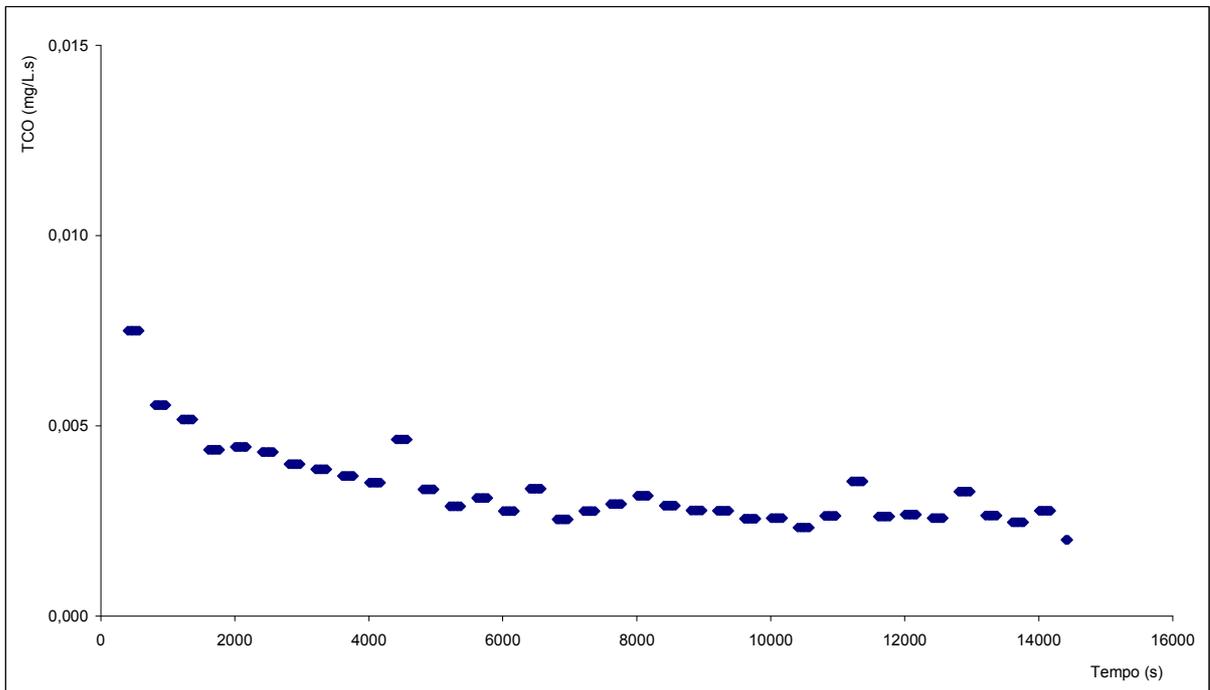


Figura 9.8 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 26/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

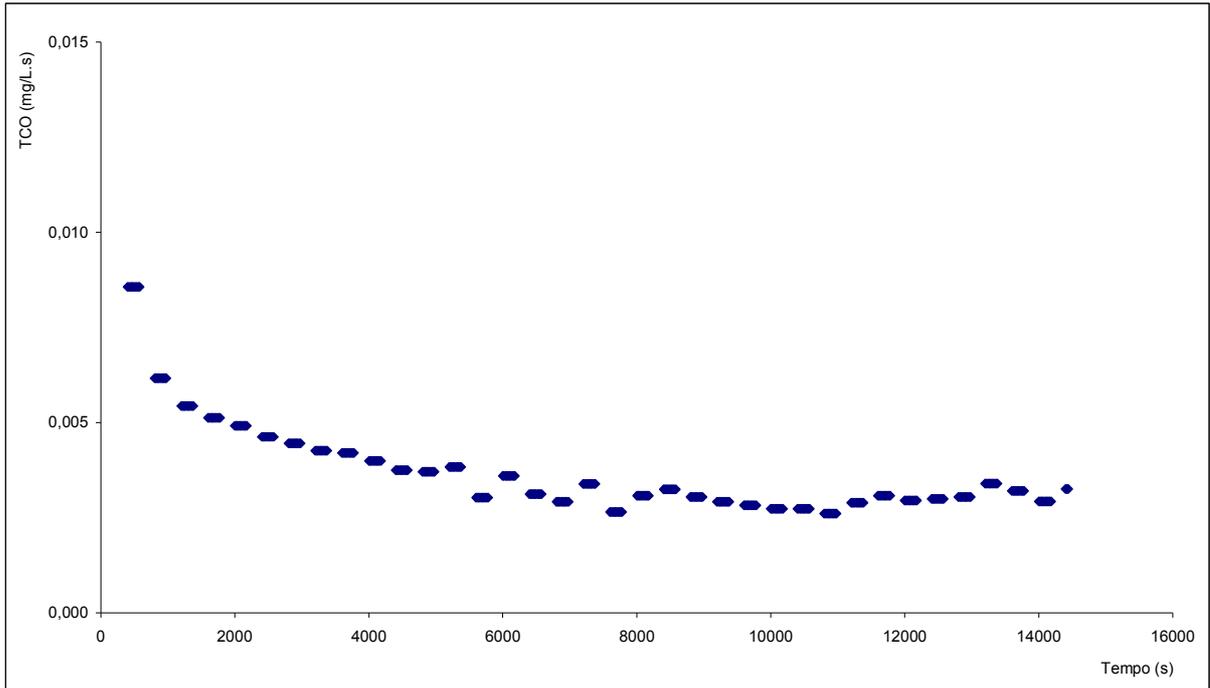


Figura 9.9 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 27/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

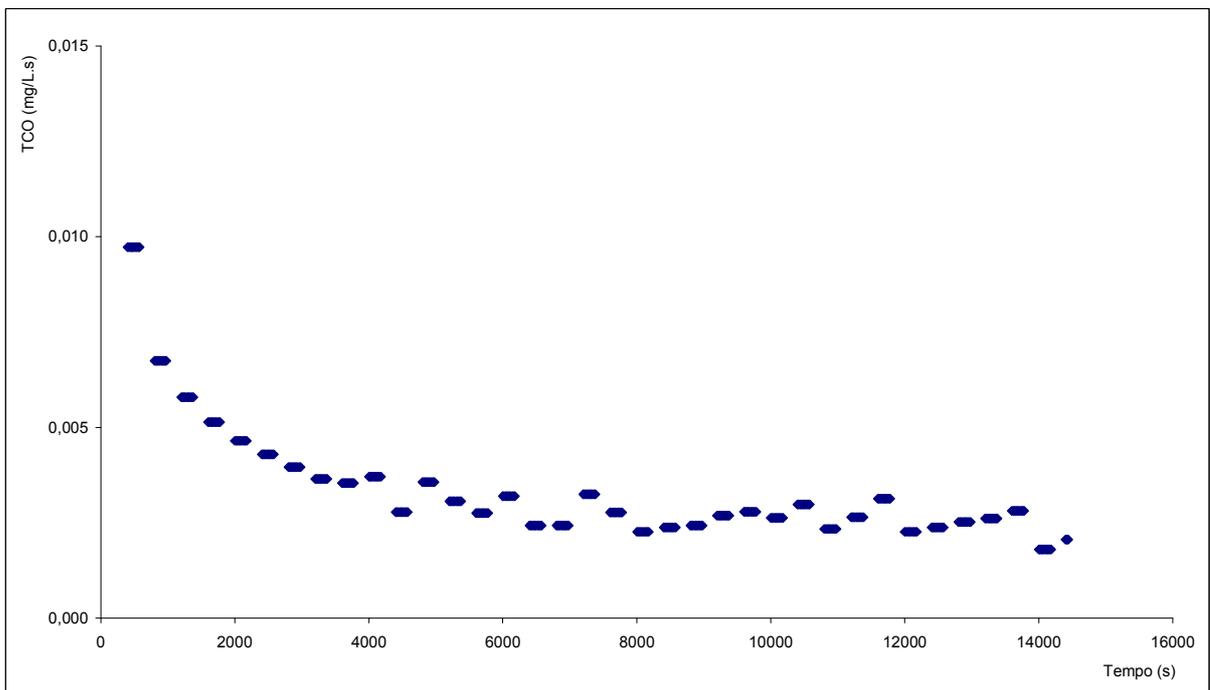


Figura 9.10 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 28/03/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

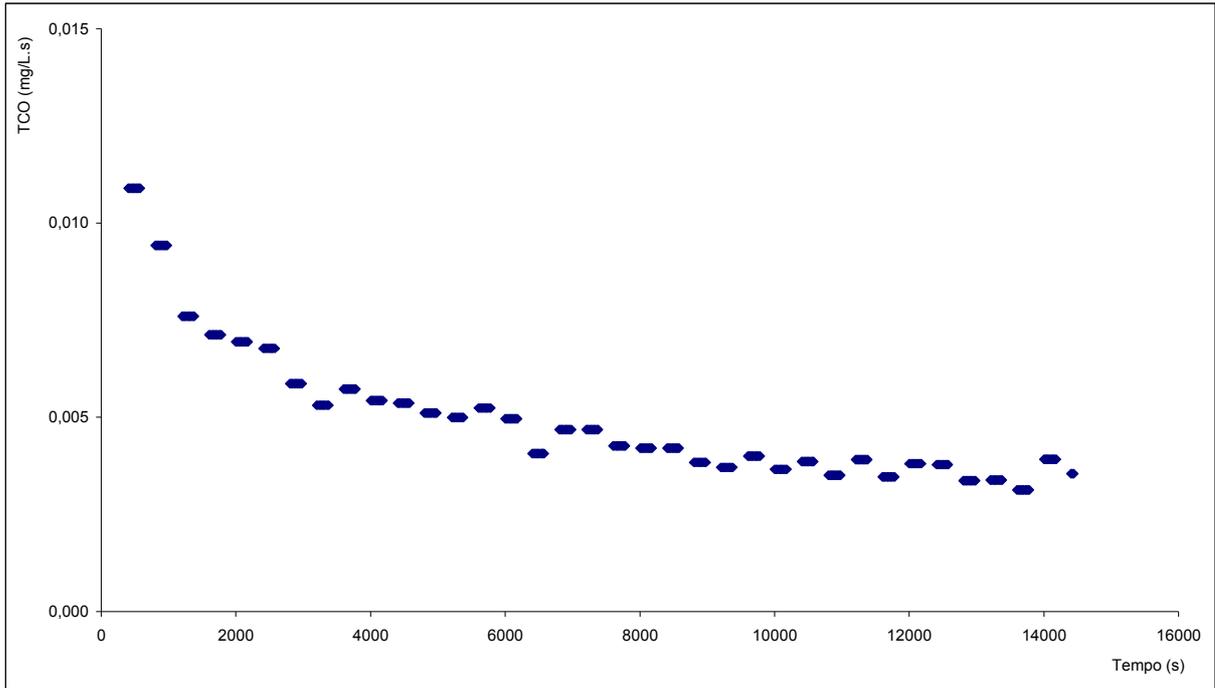


Figura 9.11 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 28/04/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

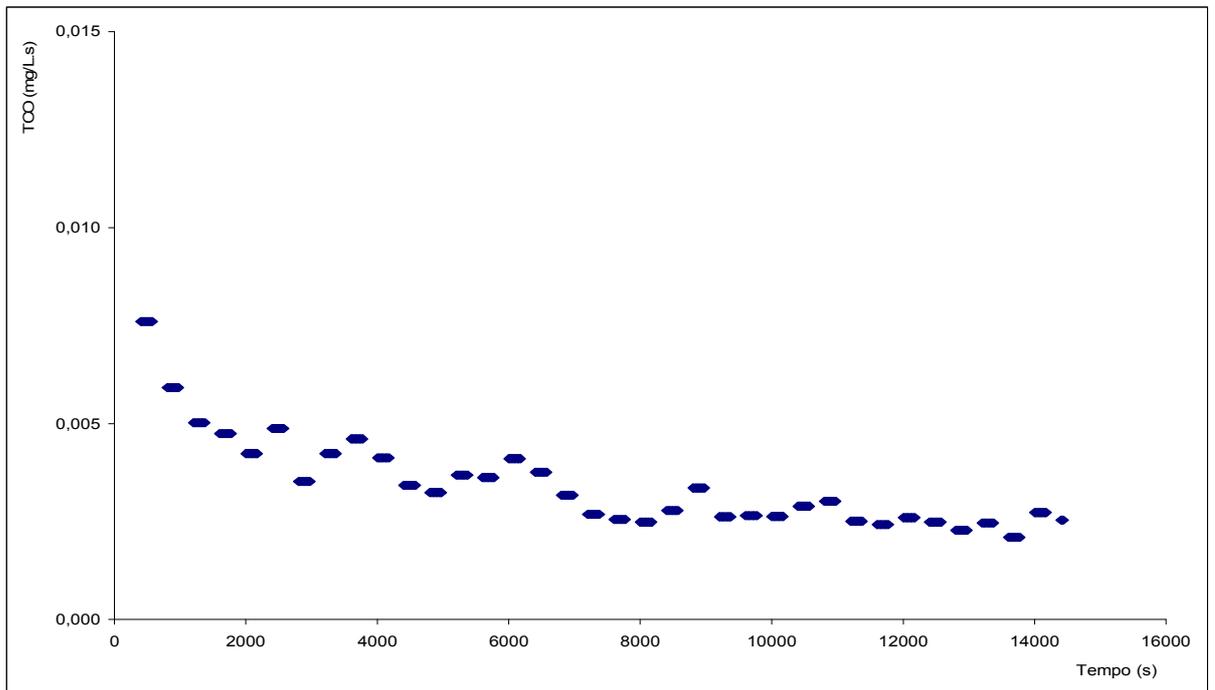


Figura 9.12 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 29/04/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

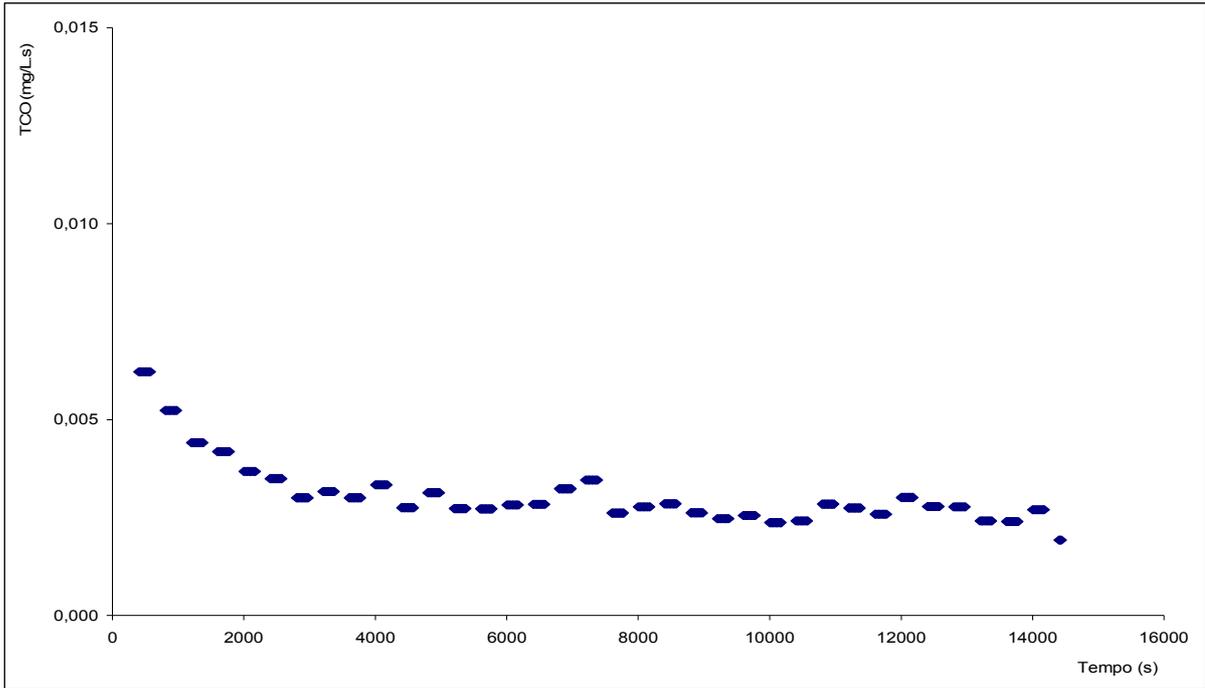


Figura 9.13 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 30/04/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

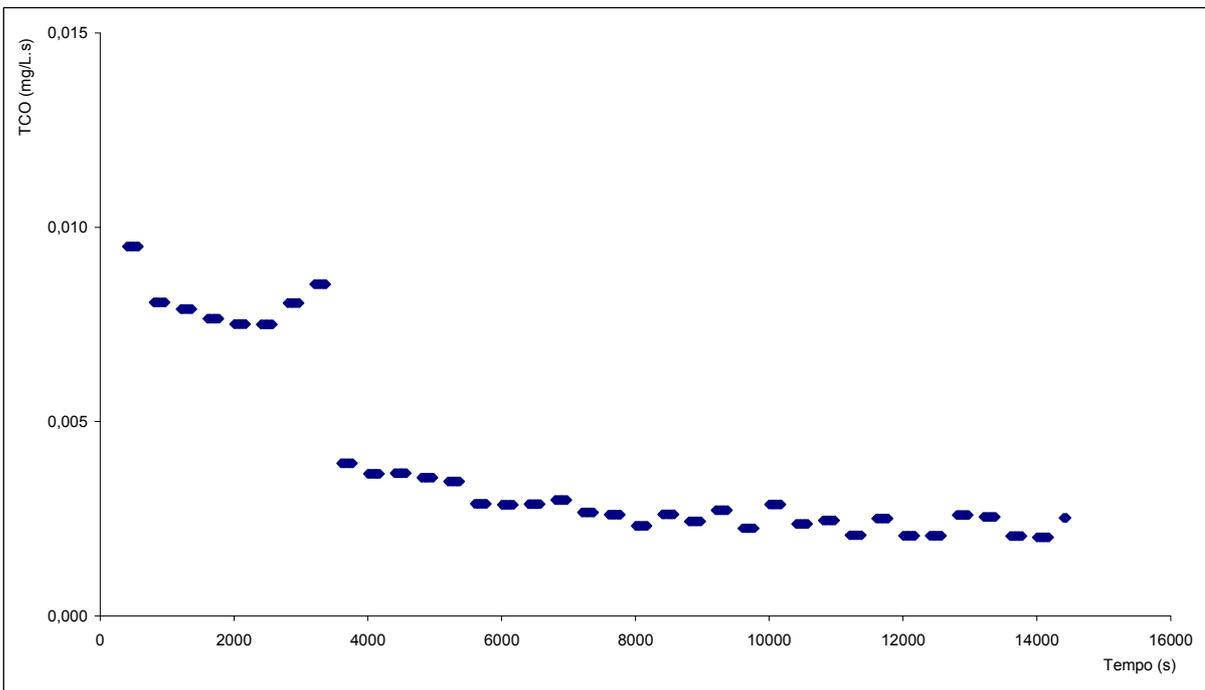


Figura 9.14 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 01/05/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

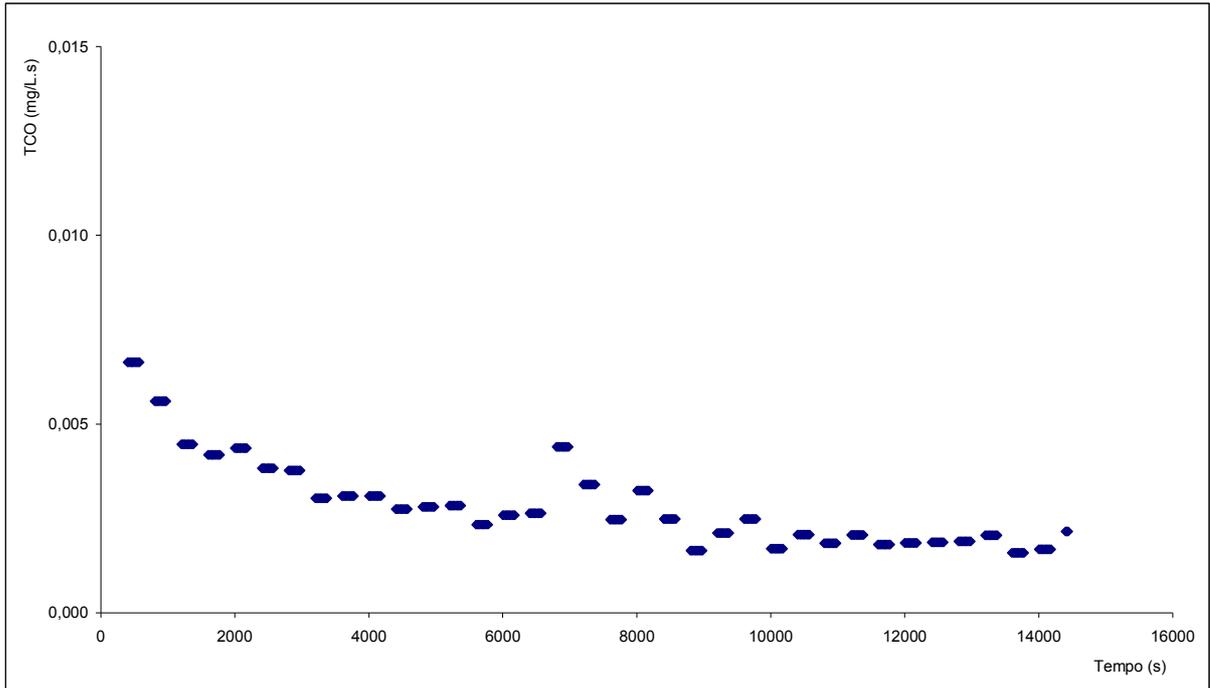


Figura 9.15 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 02/05/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

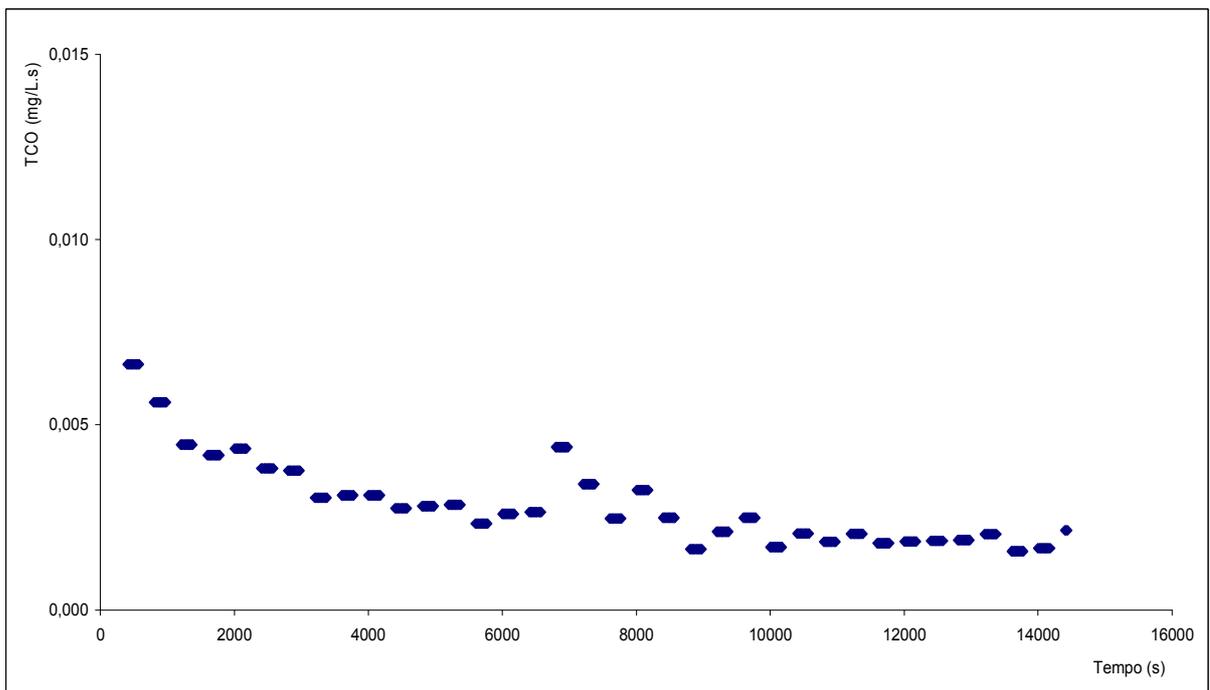


Figura 9.16 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 03/05/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

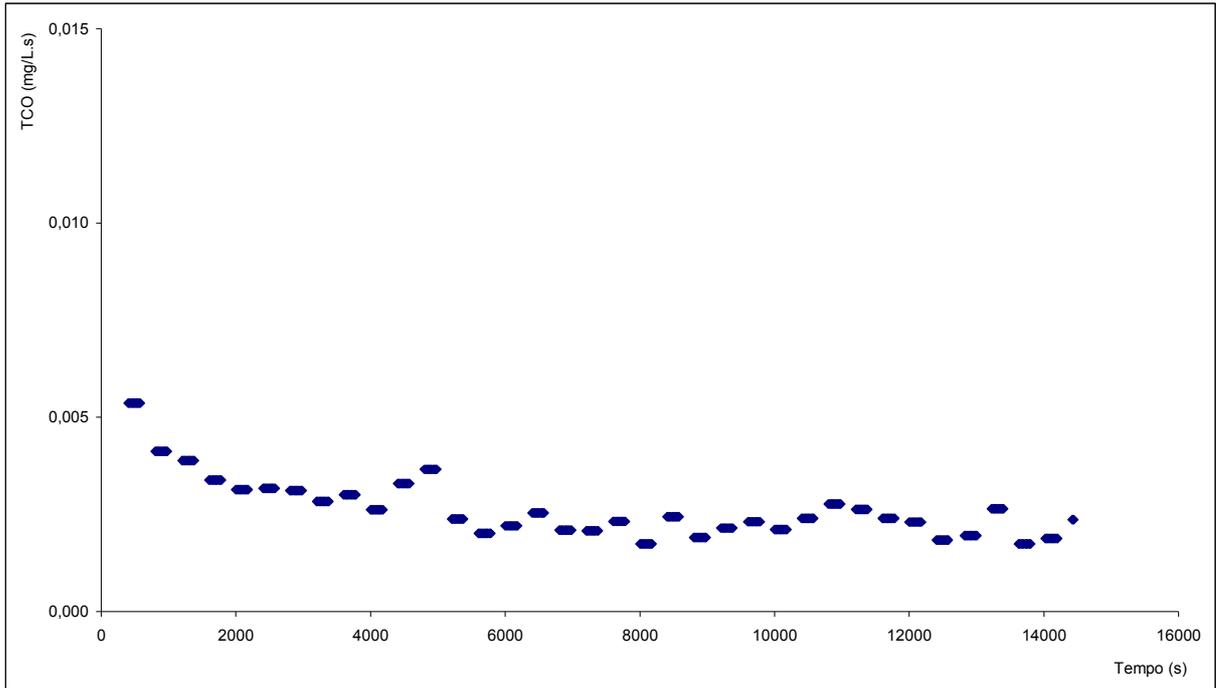


Figura 9.17 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 04/05/2003 no RSBI removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

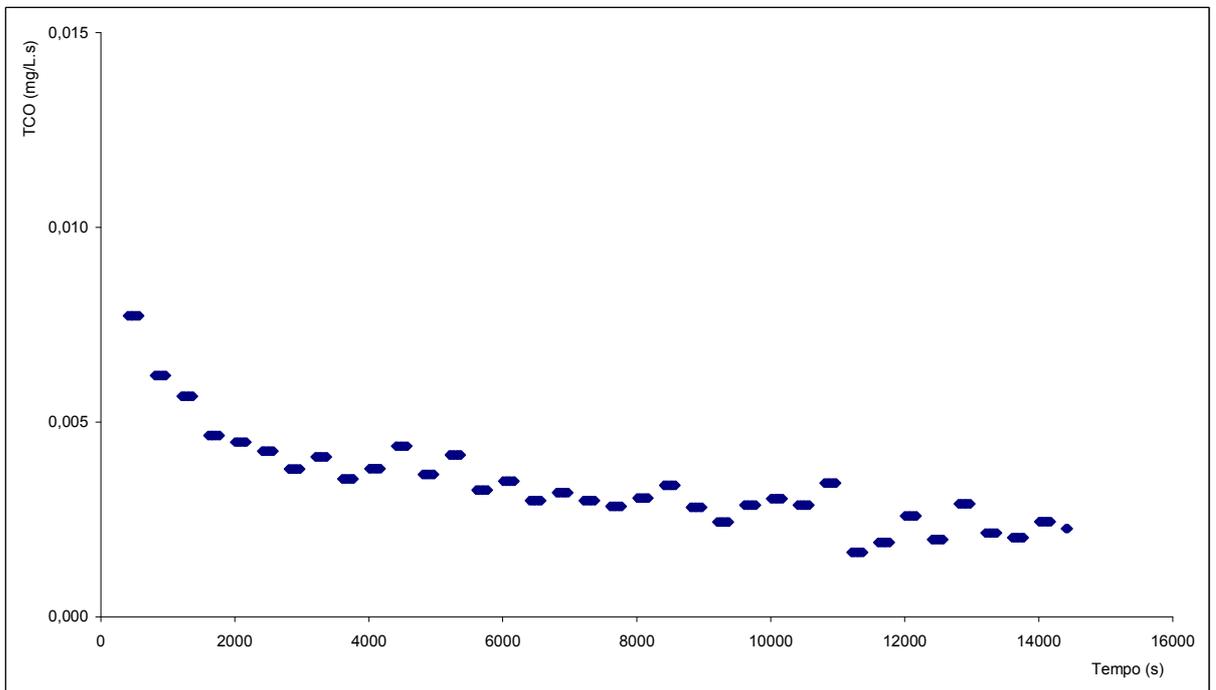


Figura 9.18 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 05/05/2003 no RSBI removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

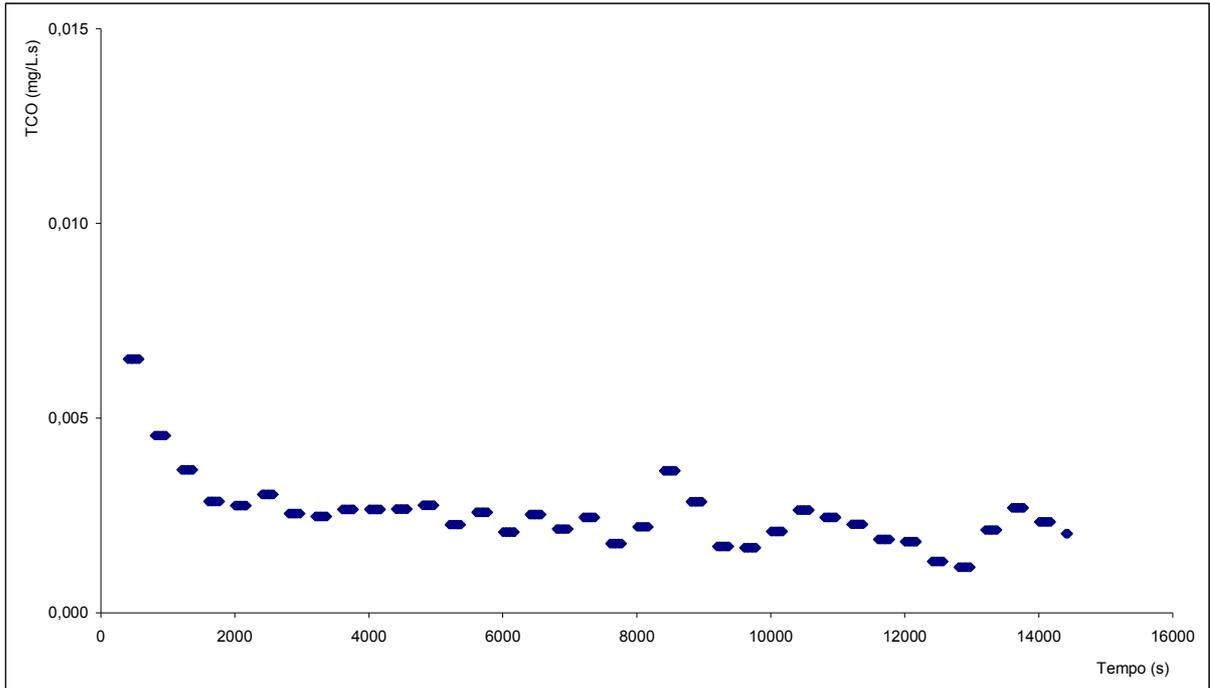


Figura 9.19 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 06/05/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

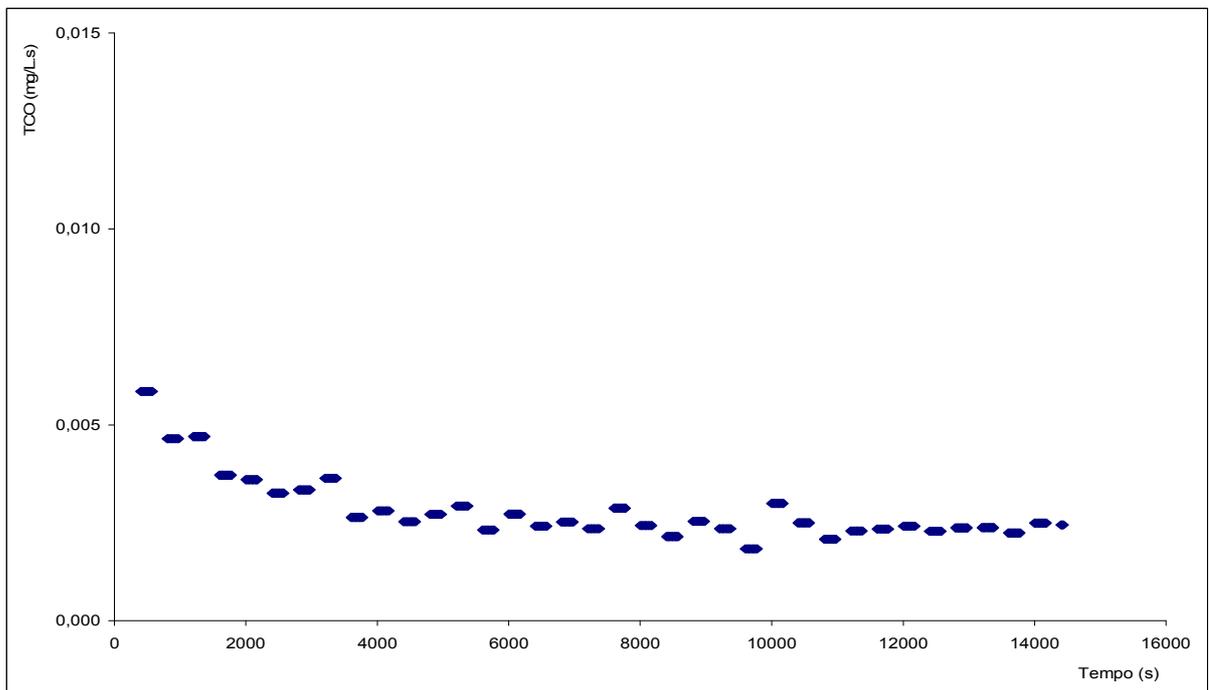


Figura 9.20 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 07/05/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

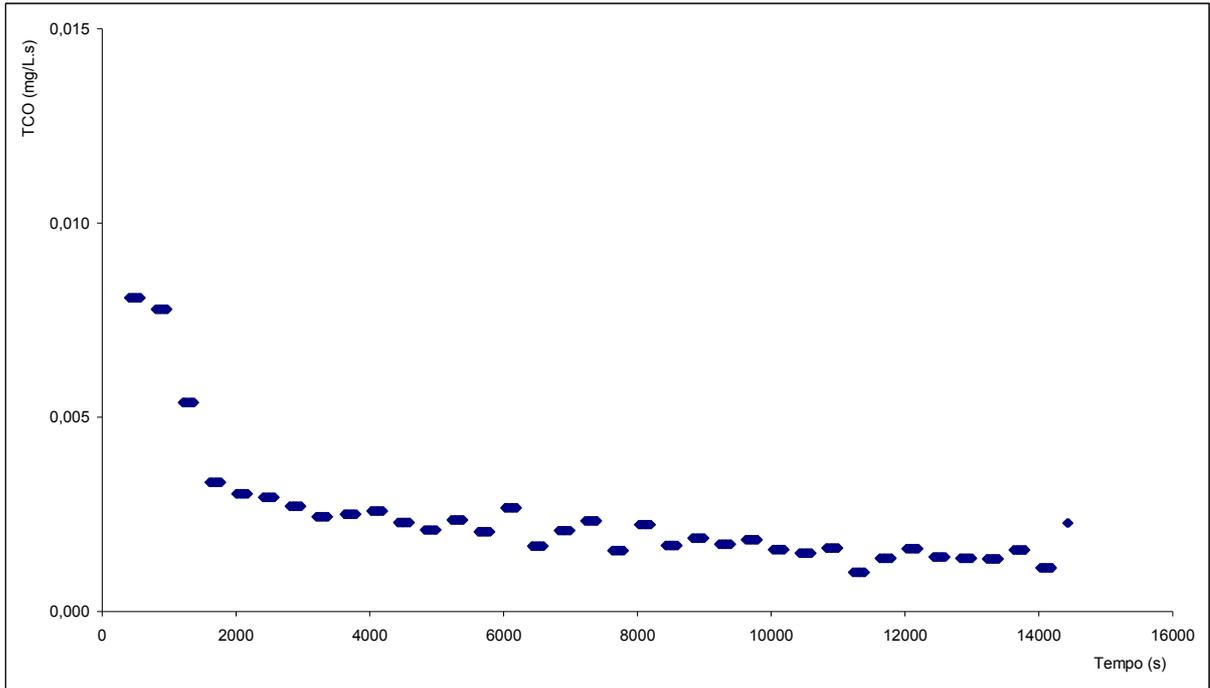


Figura 9.21 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 02/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

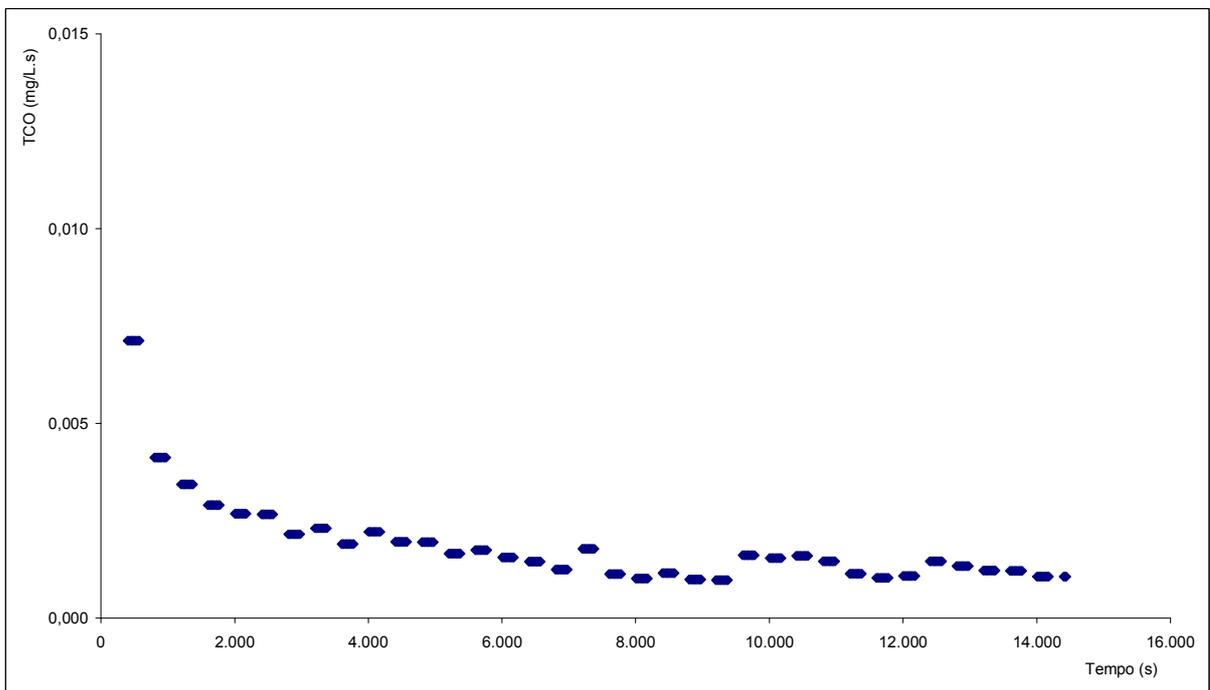


Figura 9.22 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 03/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

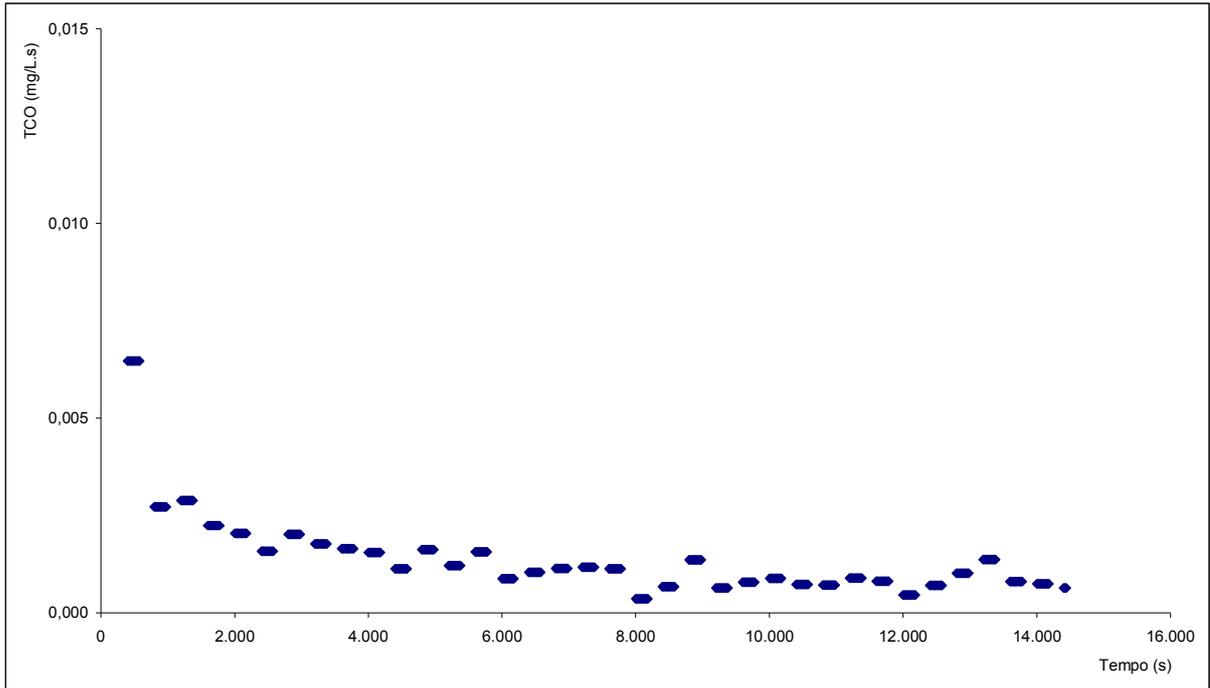


Figura 9.23 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 04/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

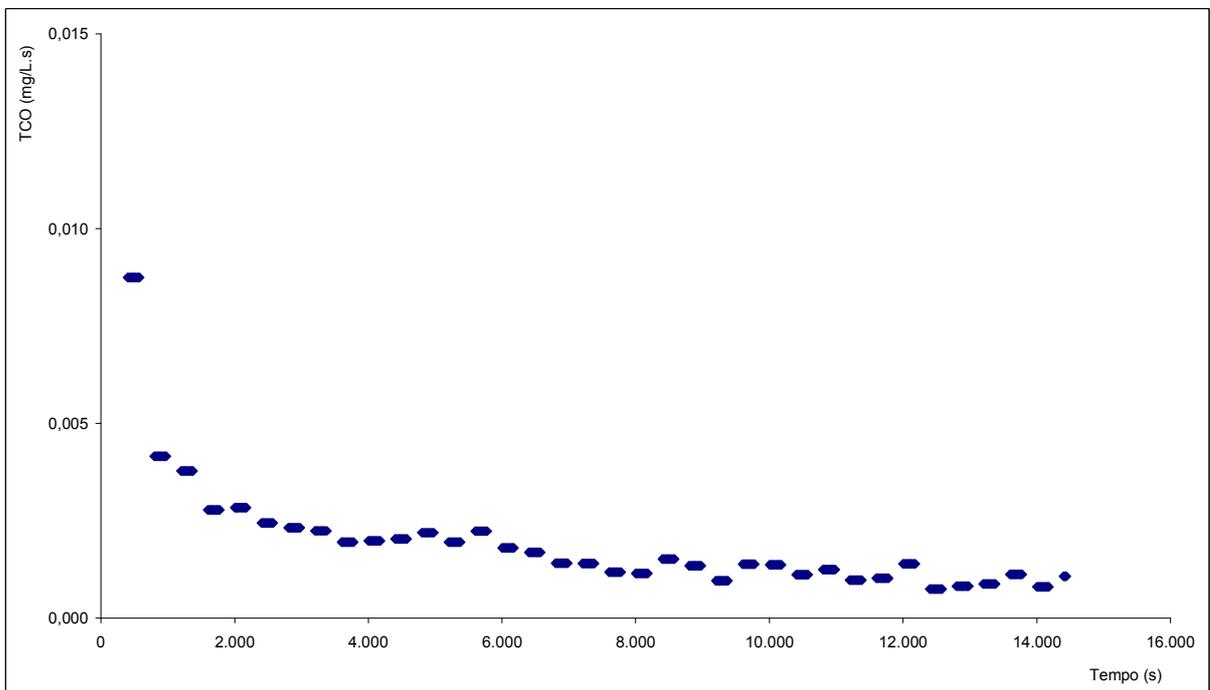


Figura 9.24 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 05/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

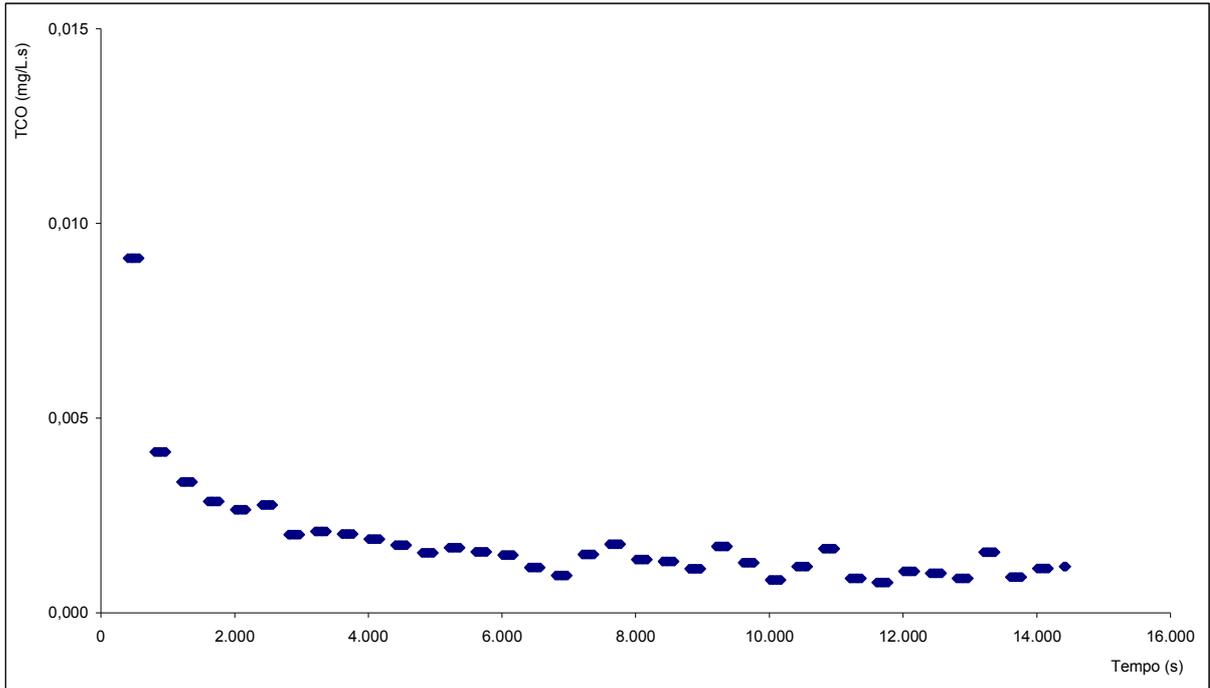


Figura 9.25 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 06/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

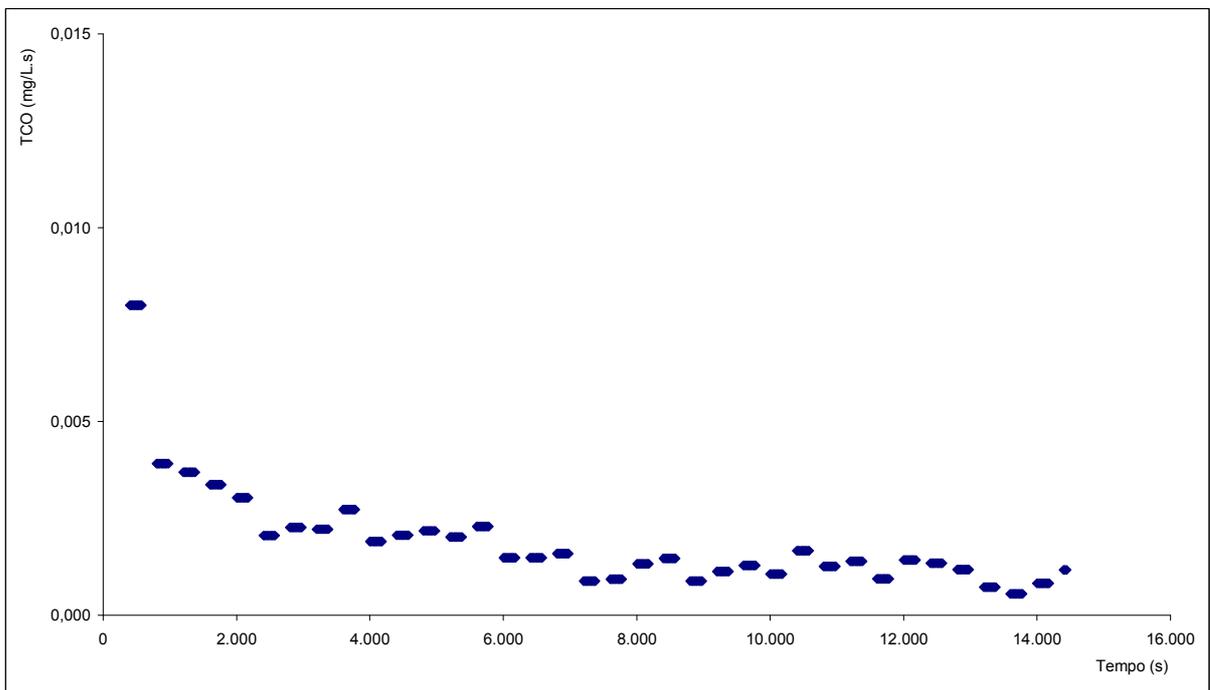


Figura 9.26 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 07/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

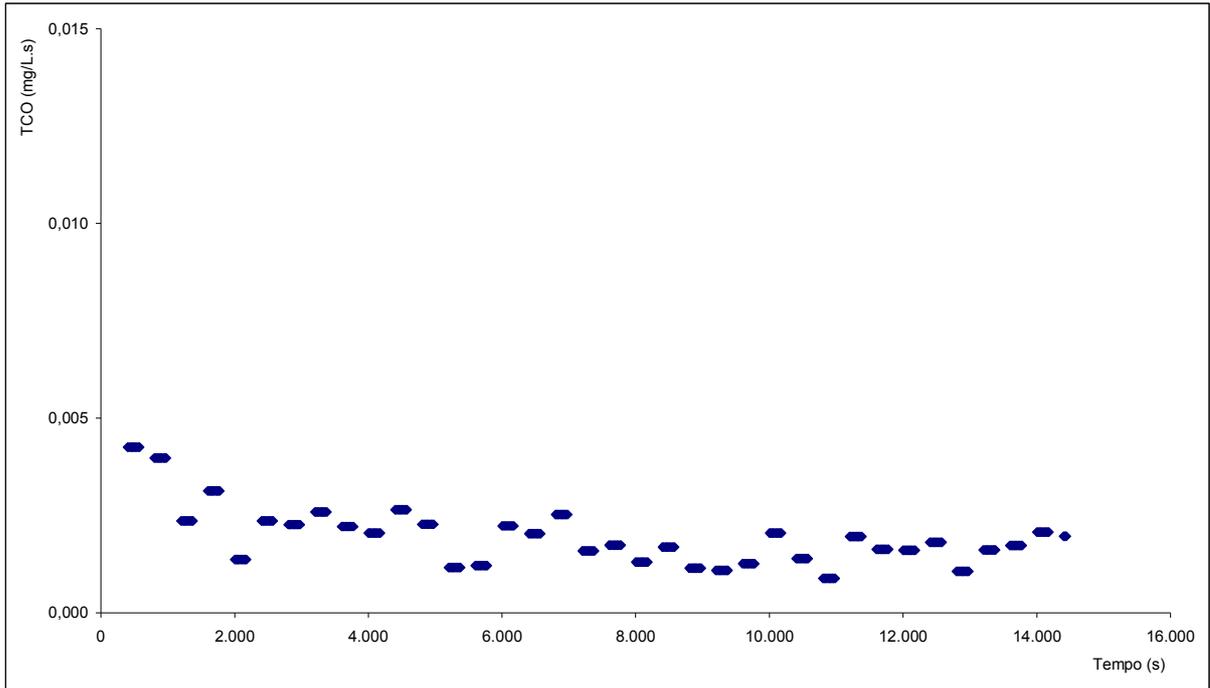


Figura 9.27 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 08/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

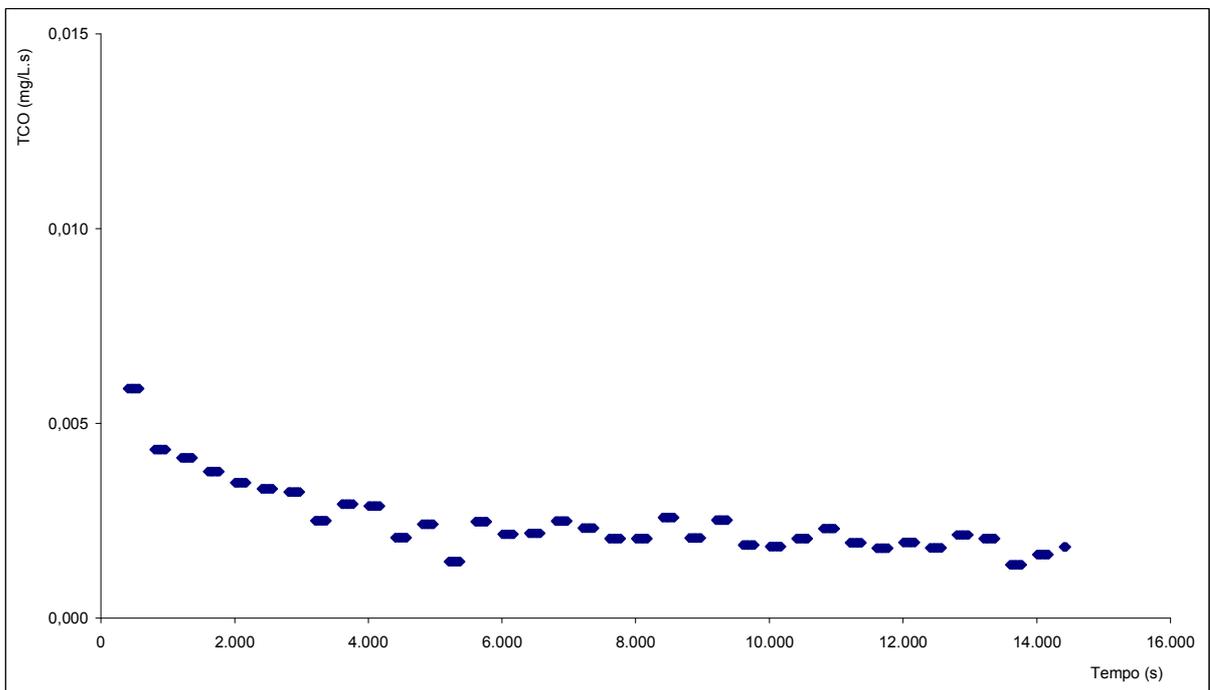


Figura 9.28 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 09/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

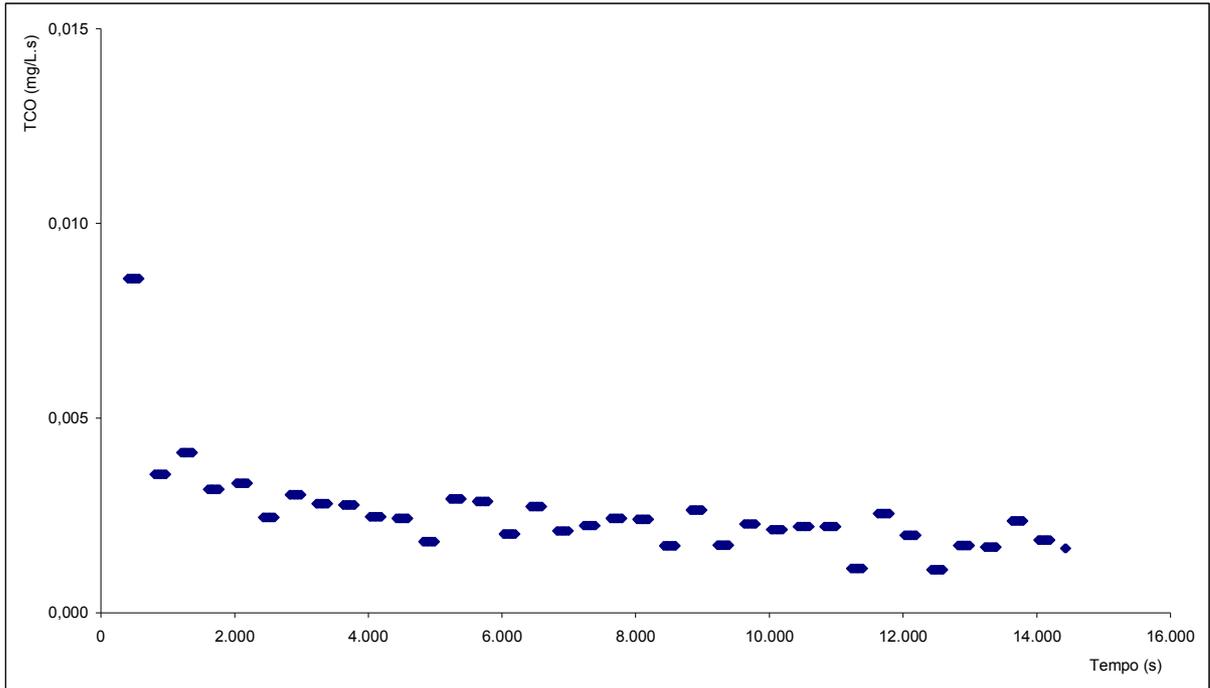


Figura 9.29 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 10/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

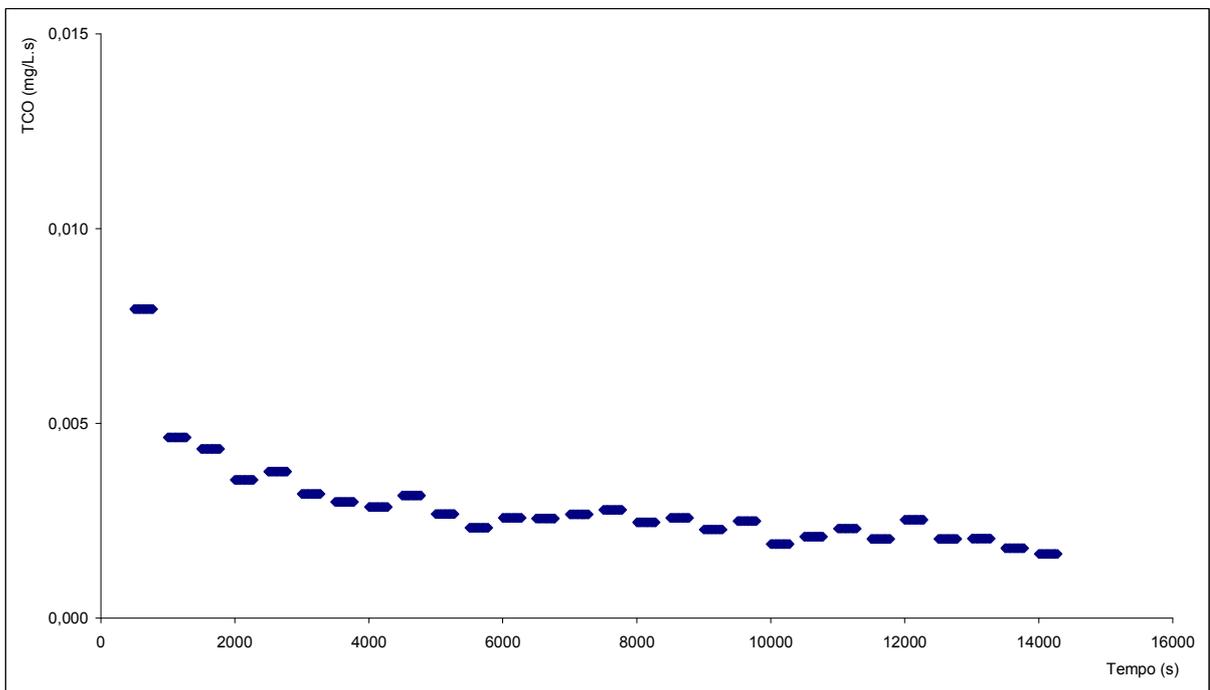


Figura 9.30 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 11/06/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

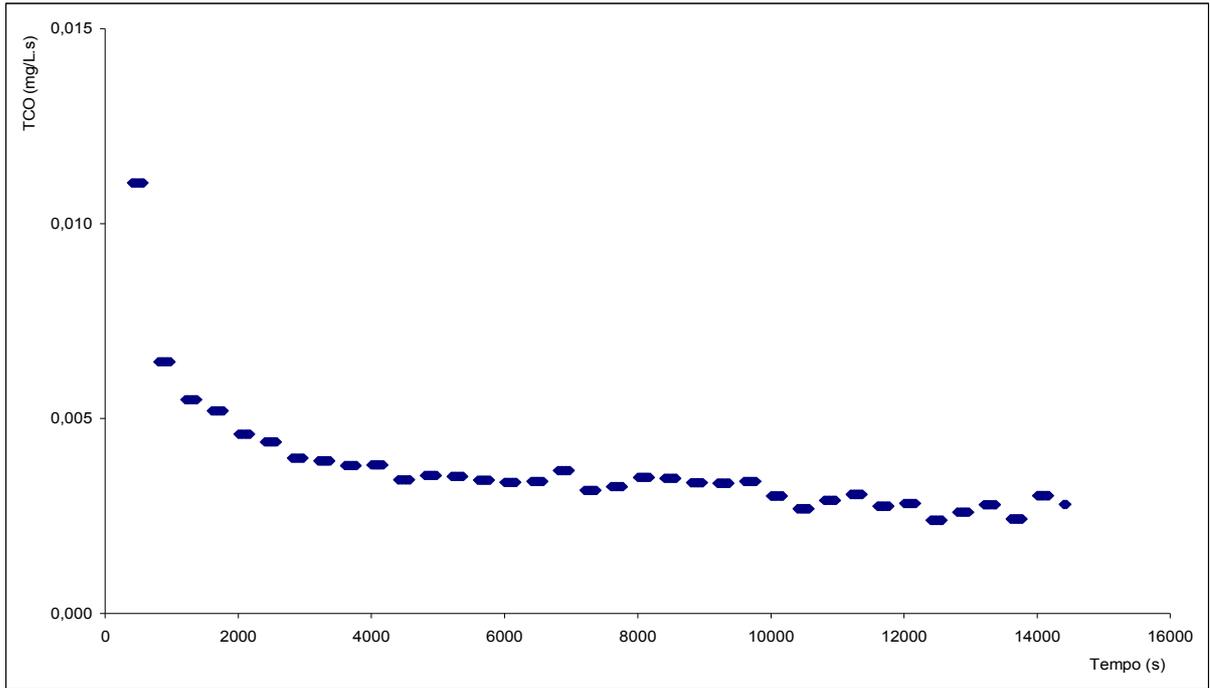


Figura 9.31 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 04/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

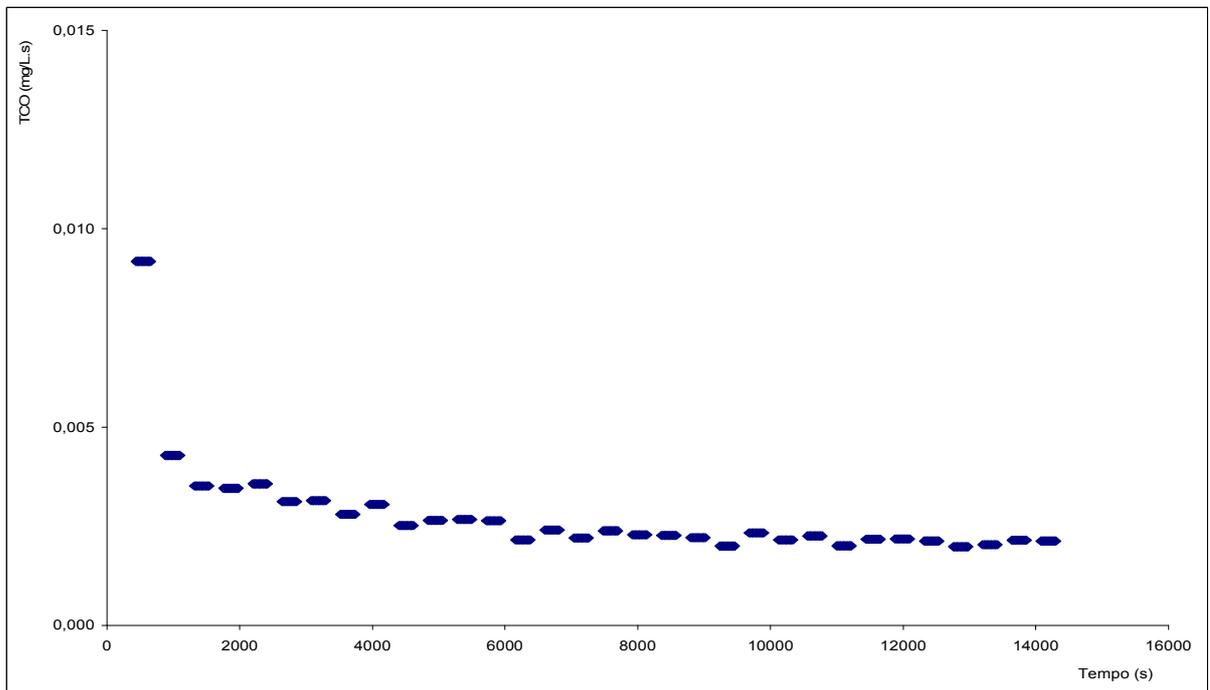


Figura 9.32 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 05/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

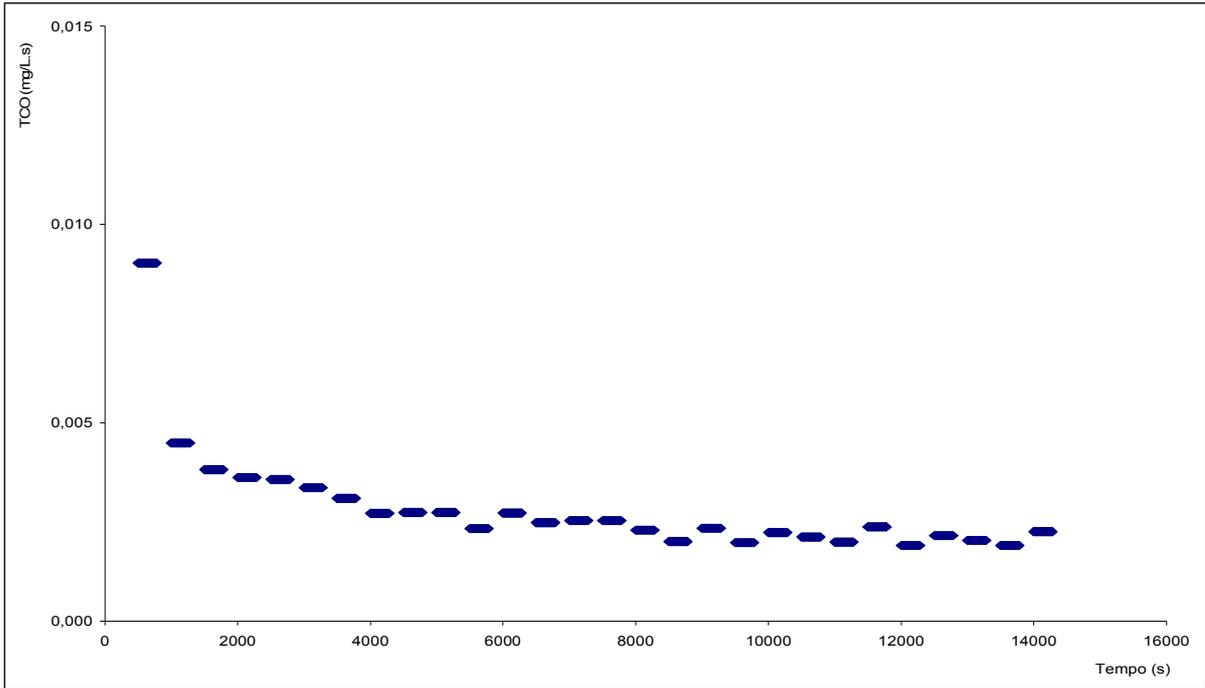


Figura 9.33 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 06/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

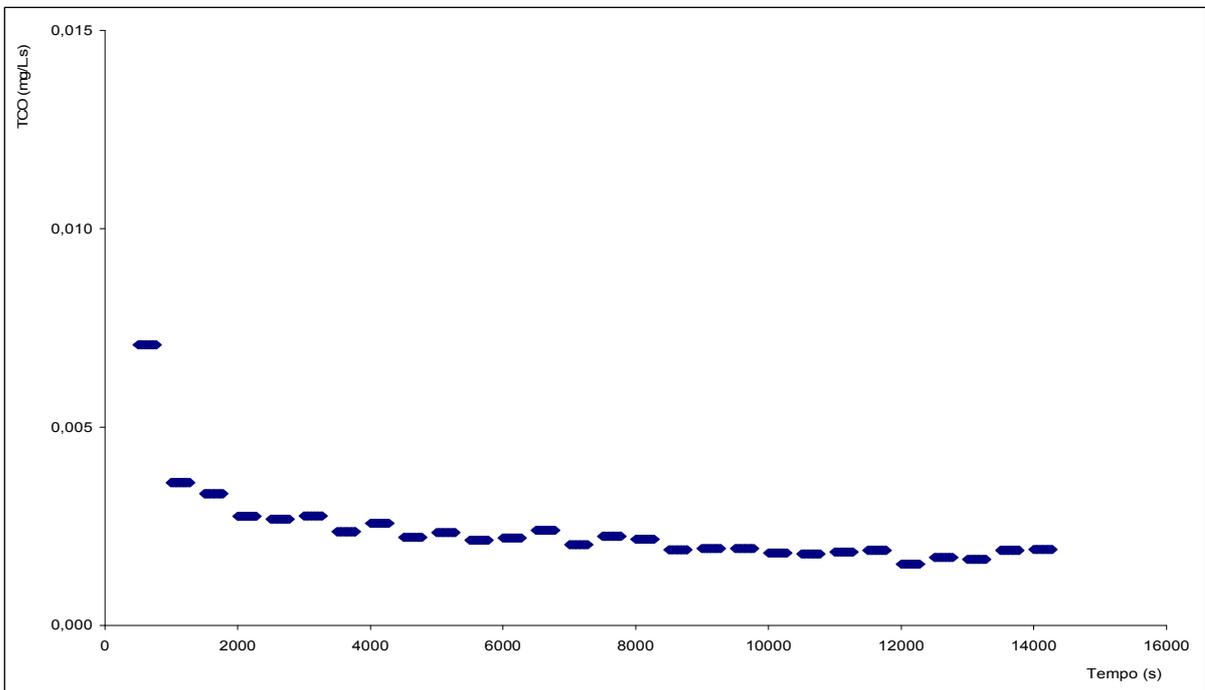


Figura 9.34 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 07/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

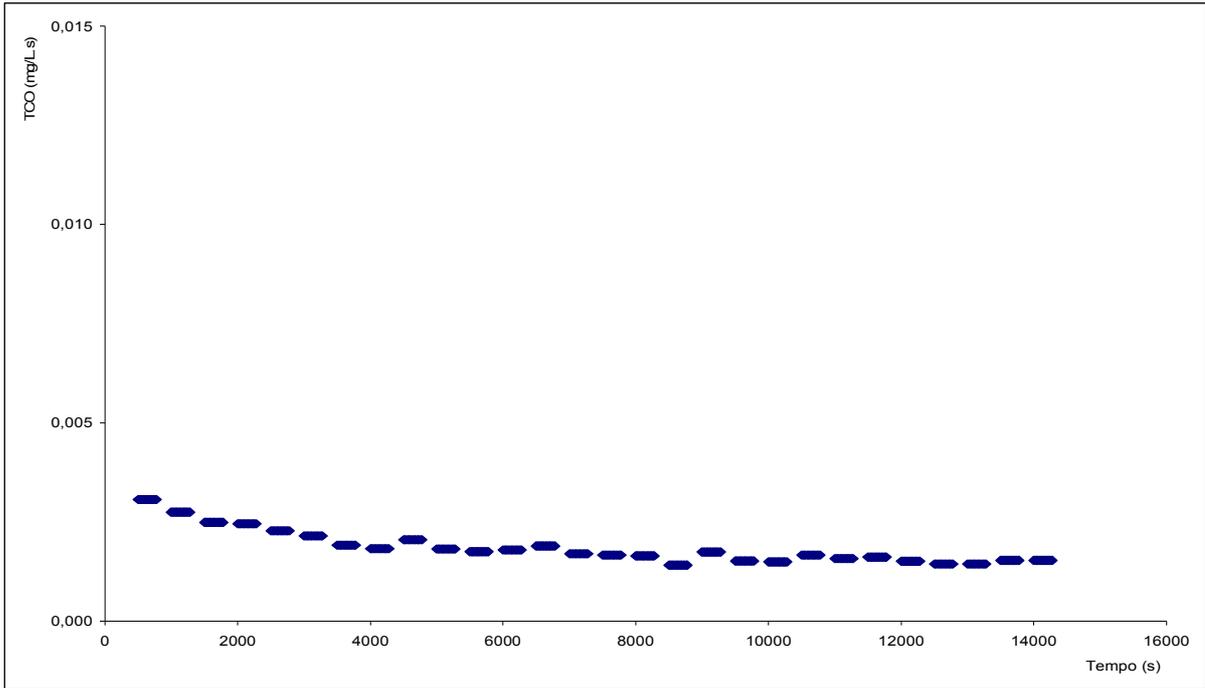


Figura 9.35 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 08/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

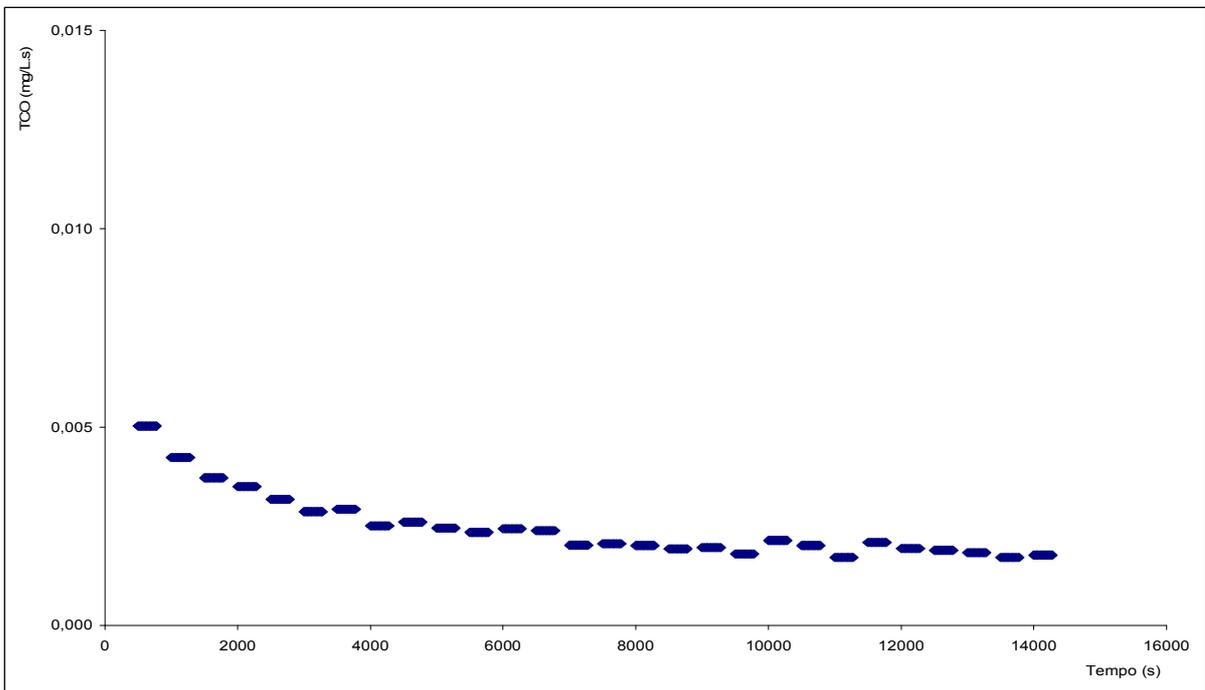


Figura 9.36 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 09/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

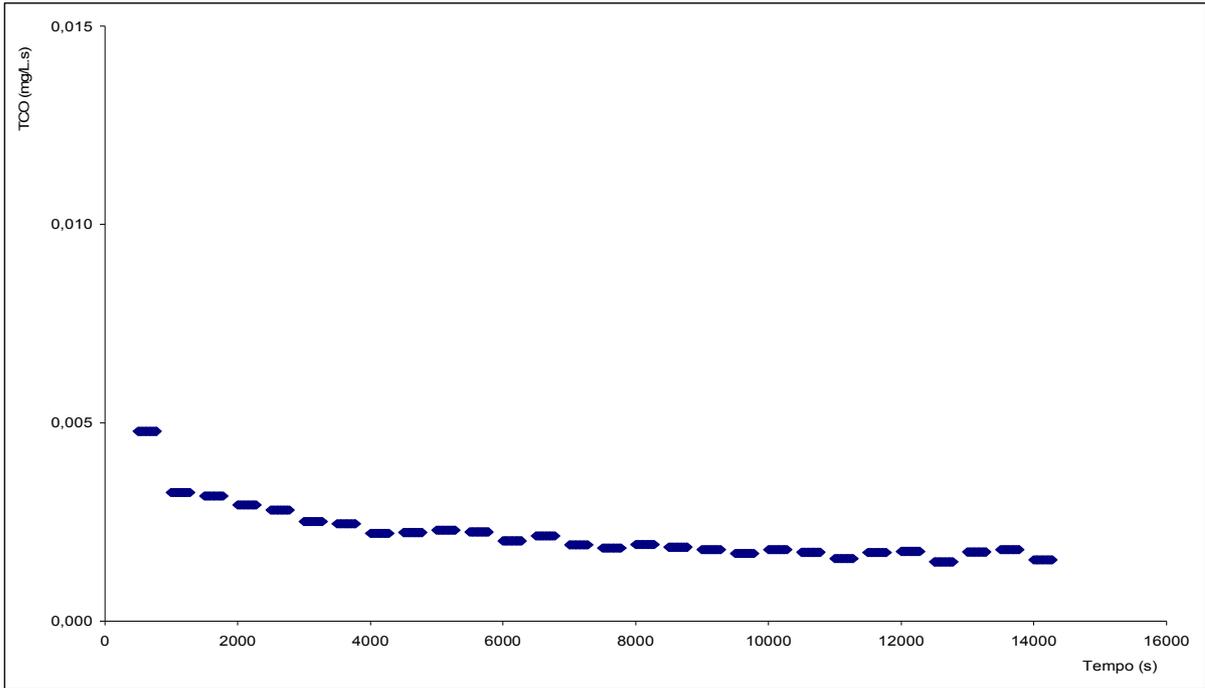


Figura 9.37 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 10/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

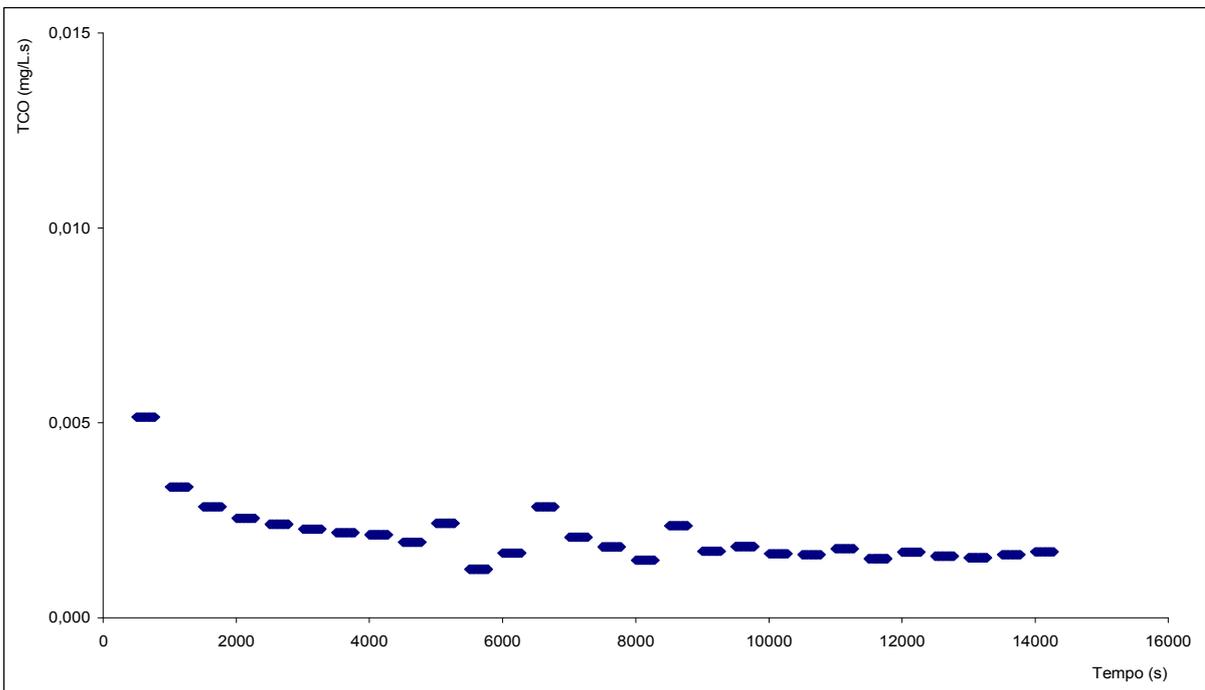


Figura 9.38 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 11/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

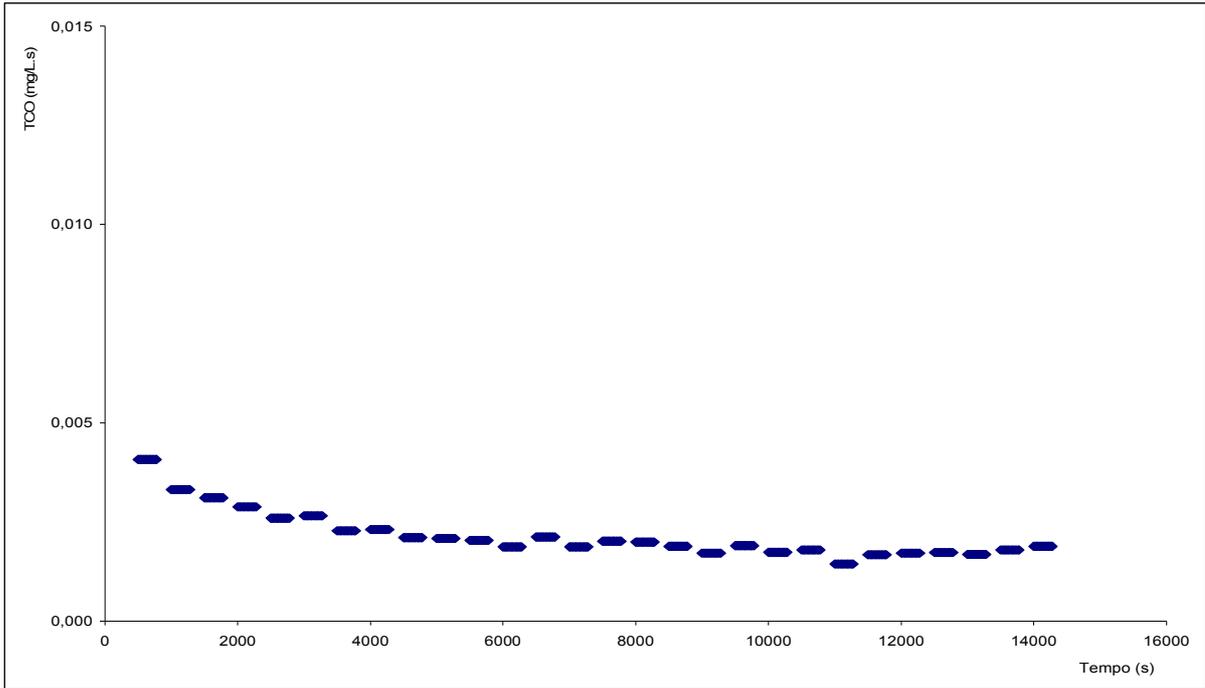


Figura 9.39 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 12/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

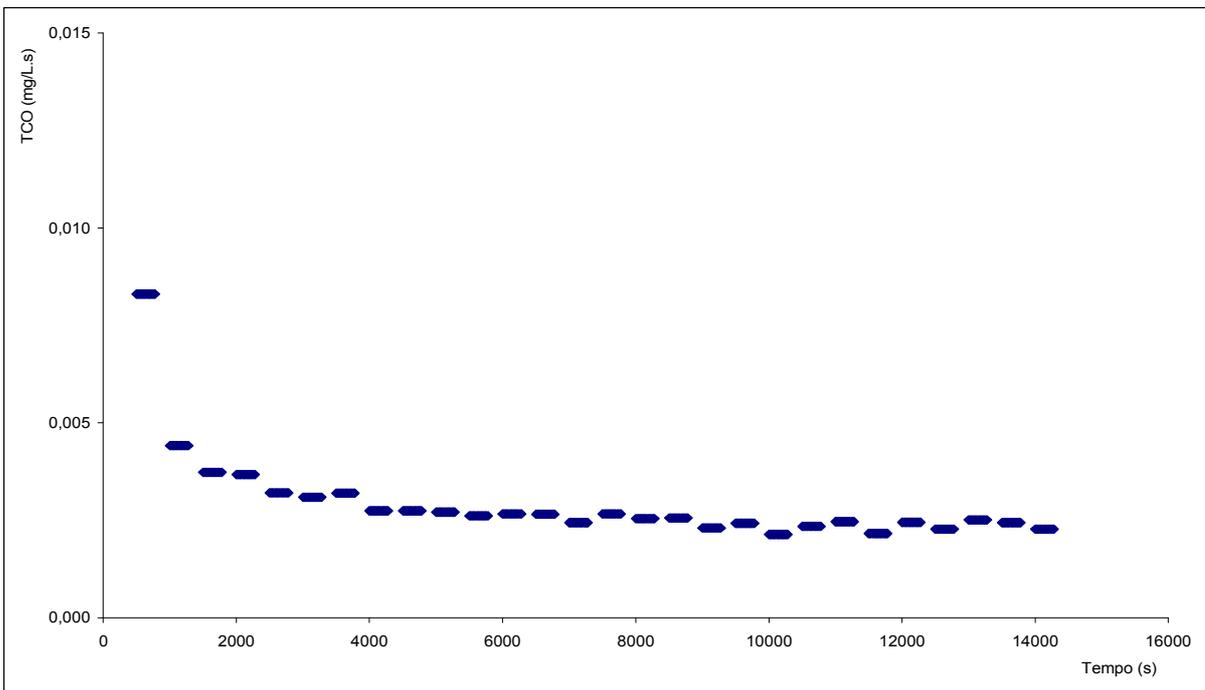


Figura 9.40 – Taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 13/07/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

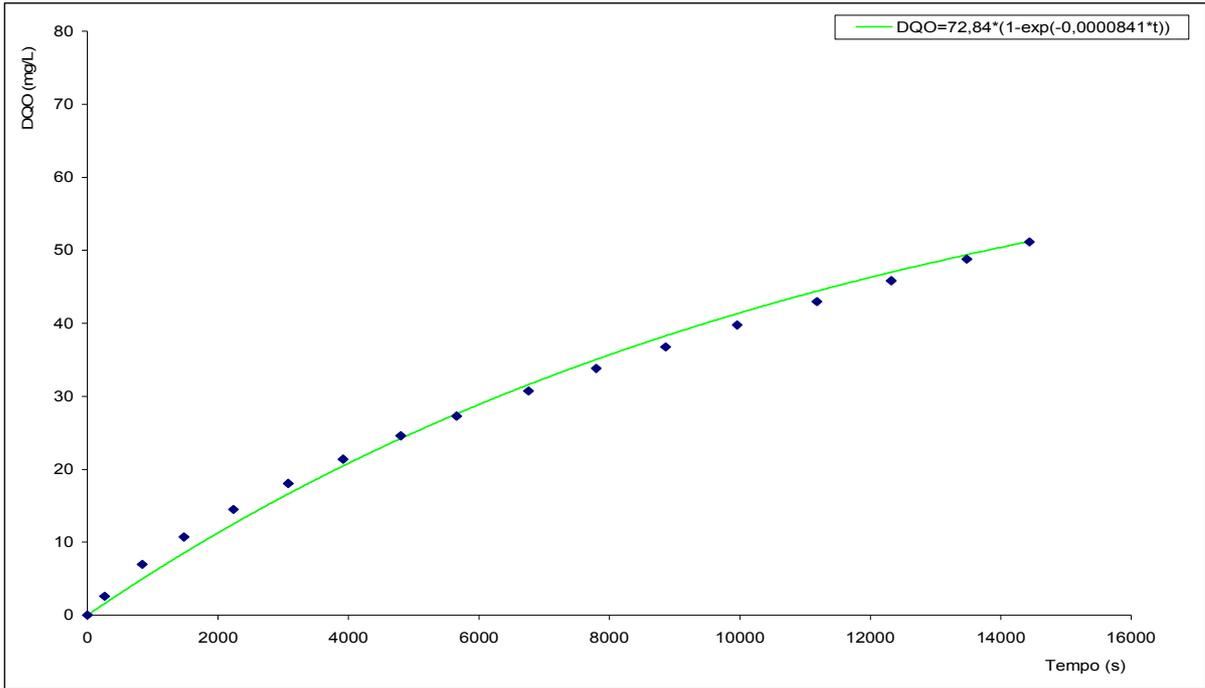


Figura 9.41 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 17/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

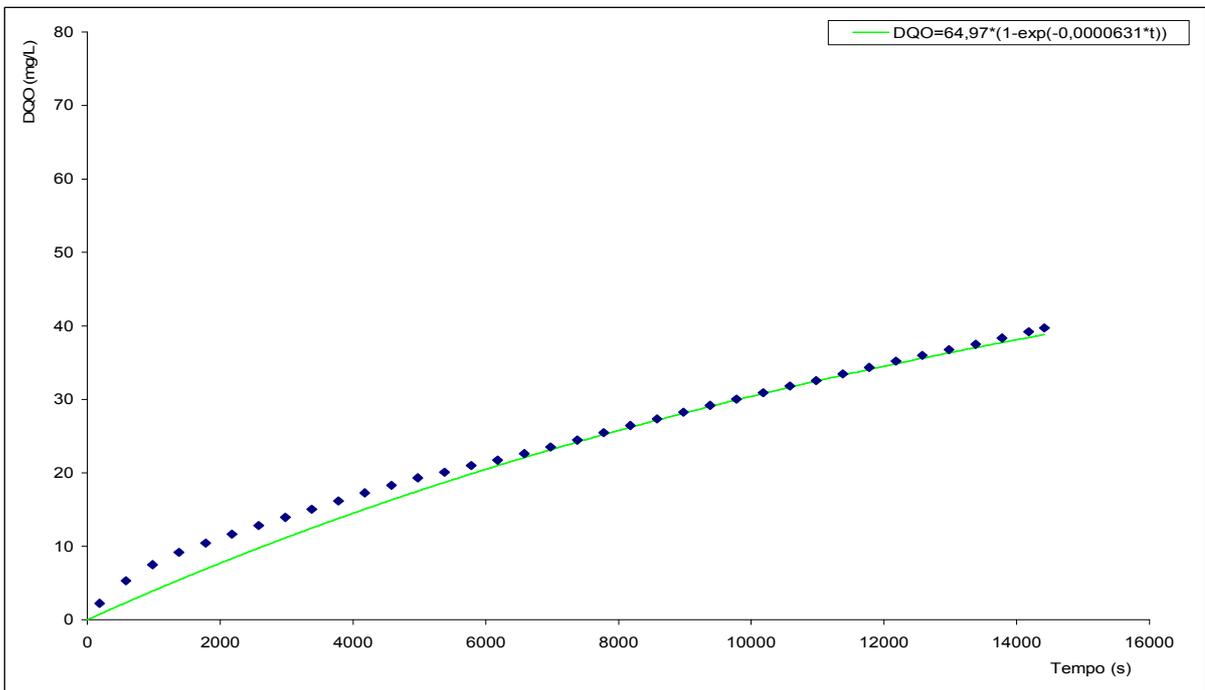


Figura 9.42 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 18/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

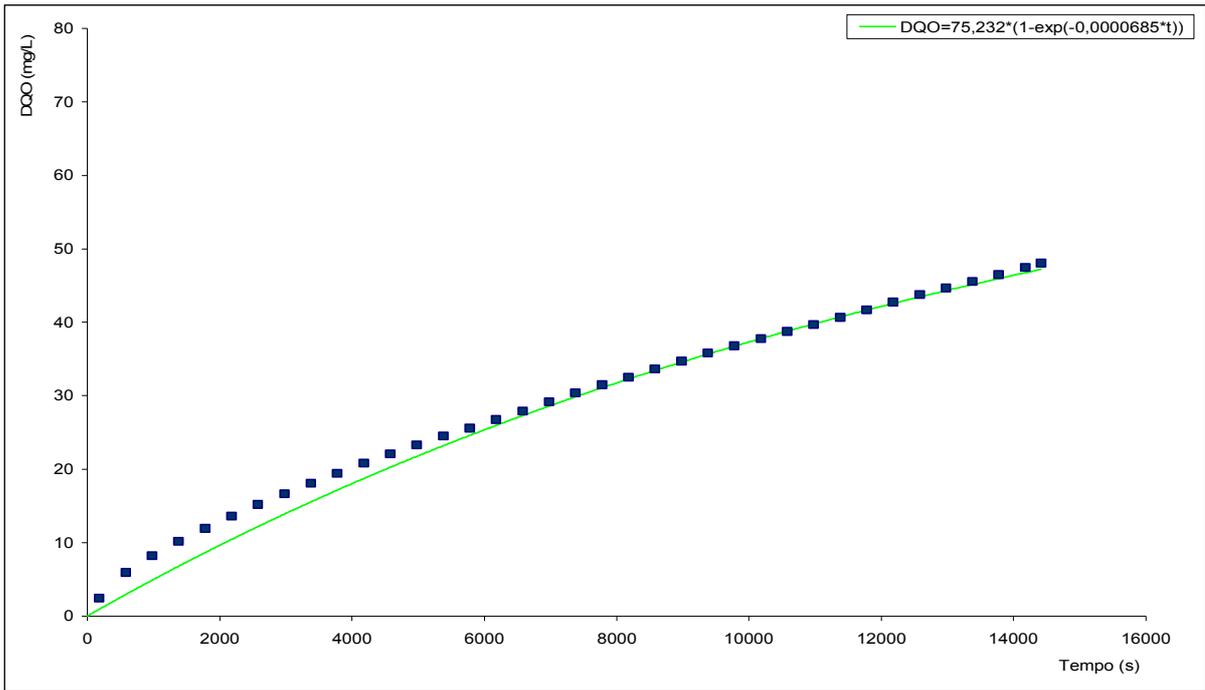


Figura 9.43 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 19/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

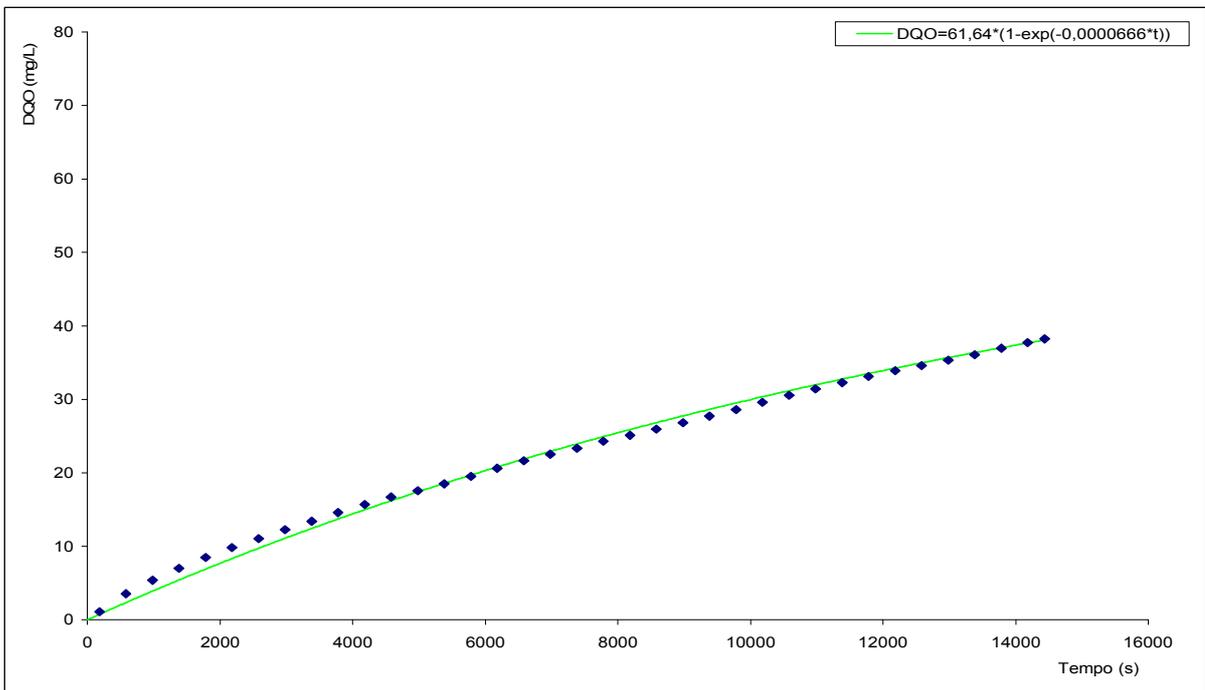


Figura 9.44 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 20/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

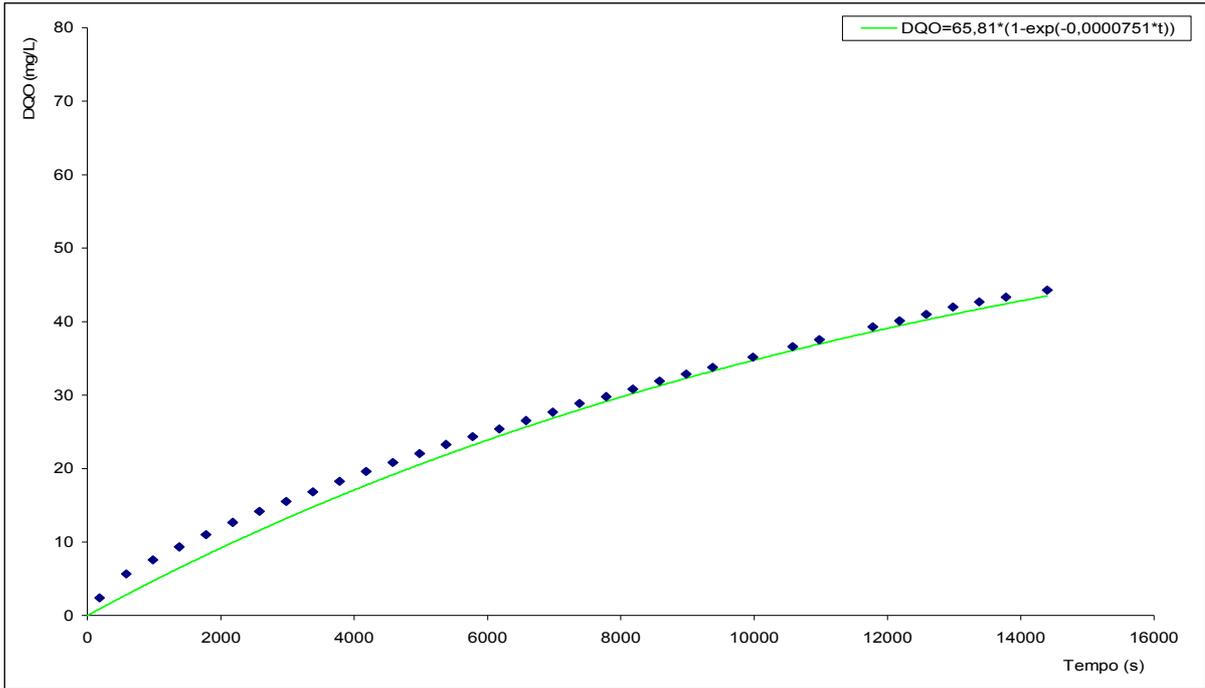


Figura 9.45 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 22/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

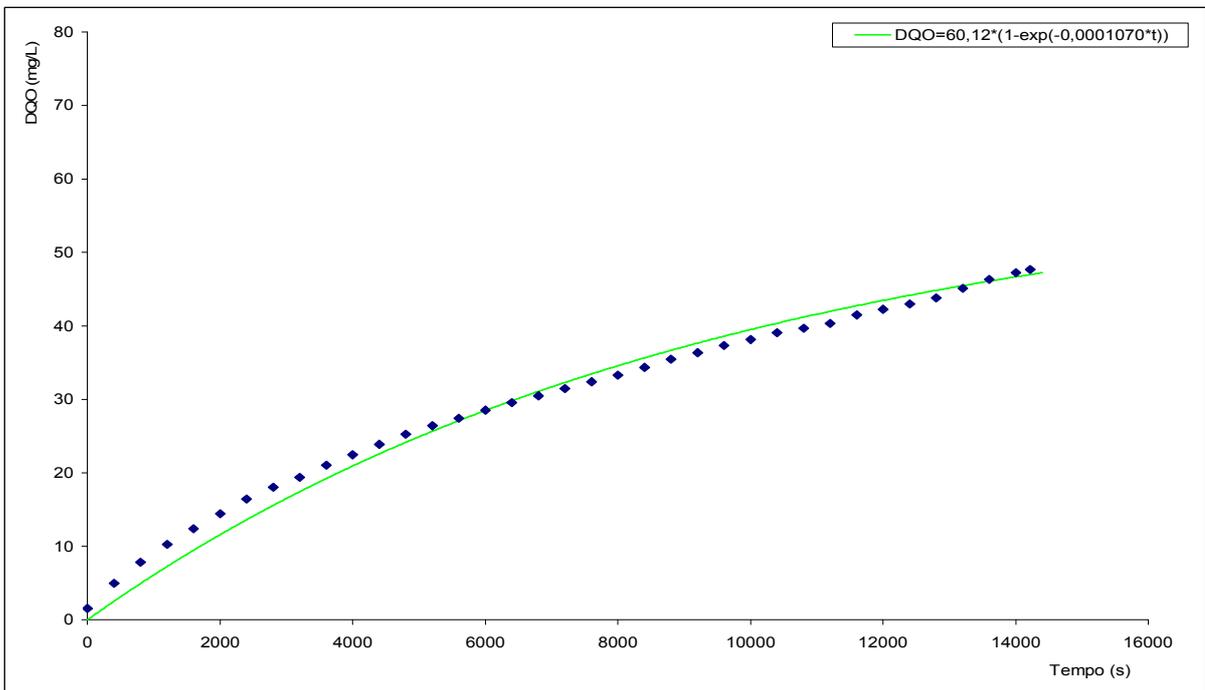


Figura 9.46 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 24/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

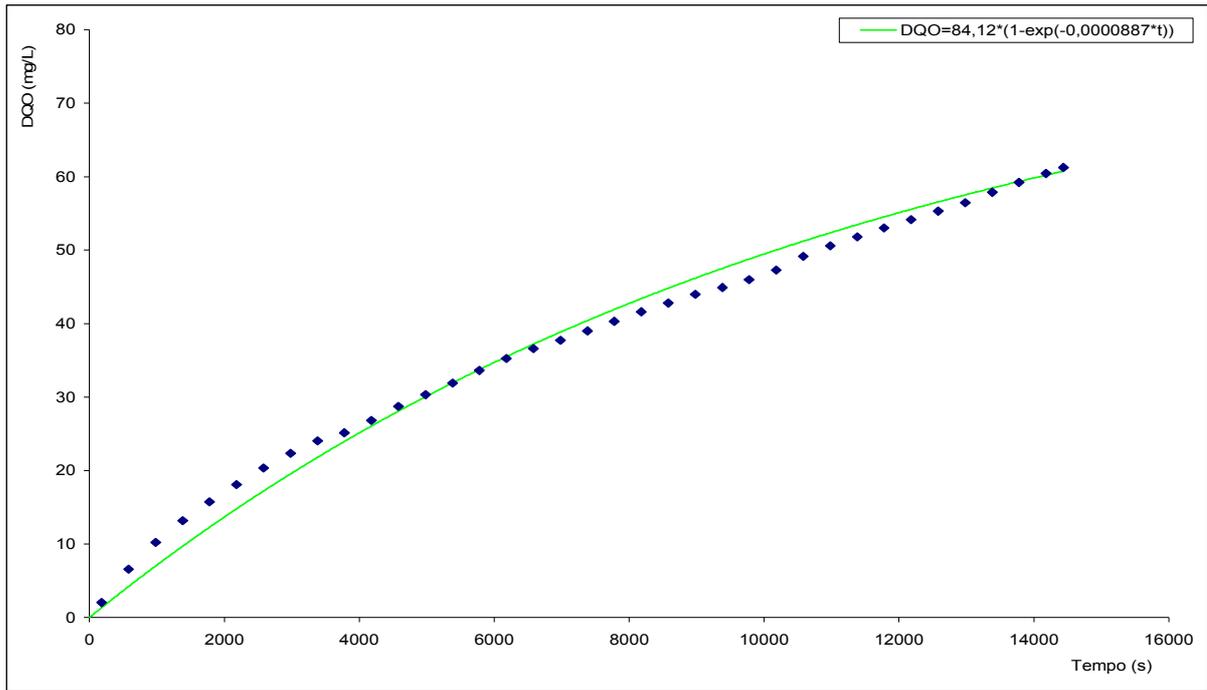


Figura 9.47 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 25/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

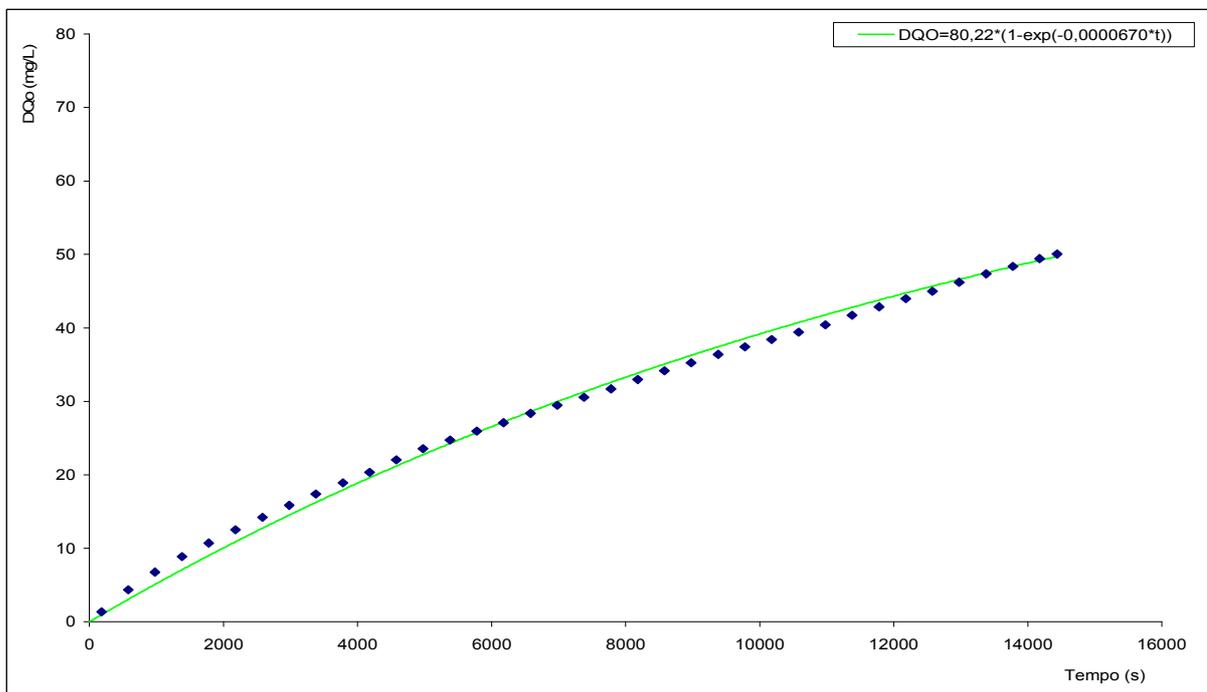


Figura 9.48 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 26/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

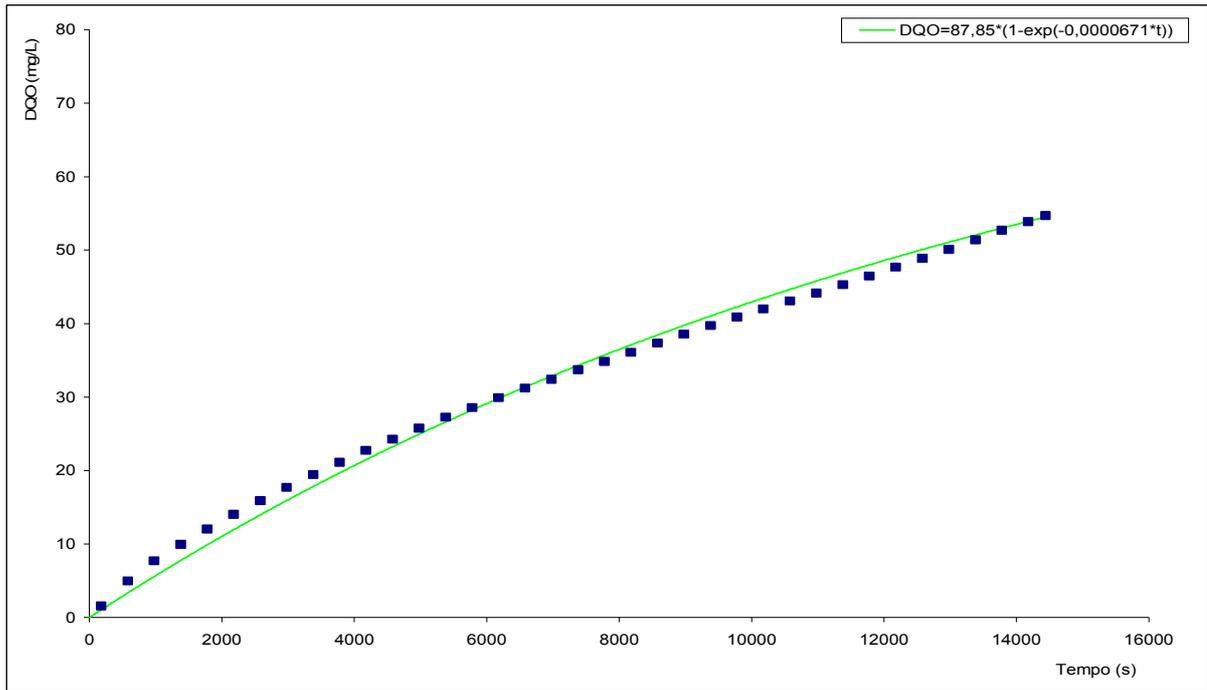


Figura 9.49 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 27/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

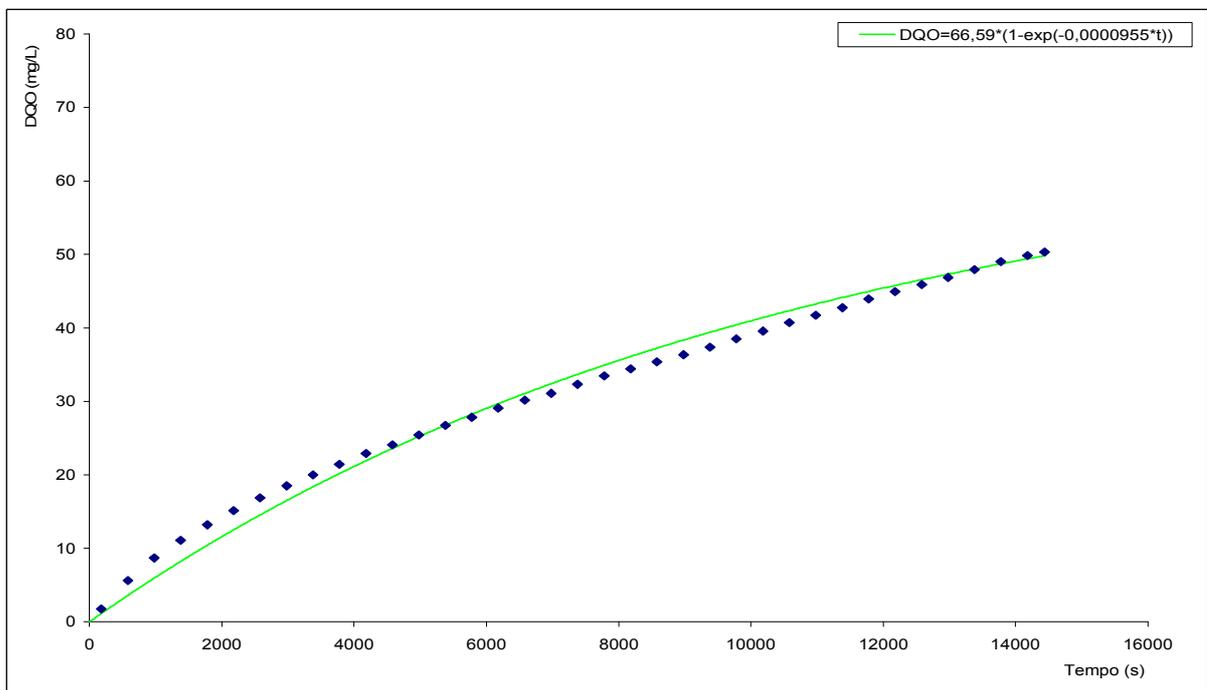


Figura 9.50 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 28/03/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 30 dias de idade de lodo.

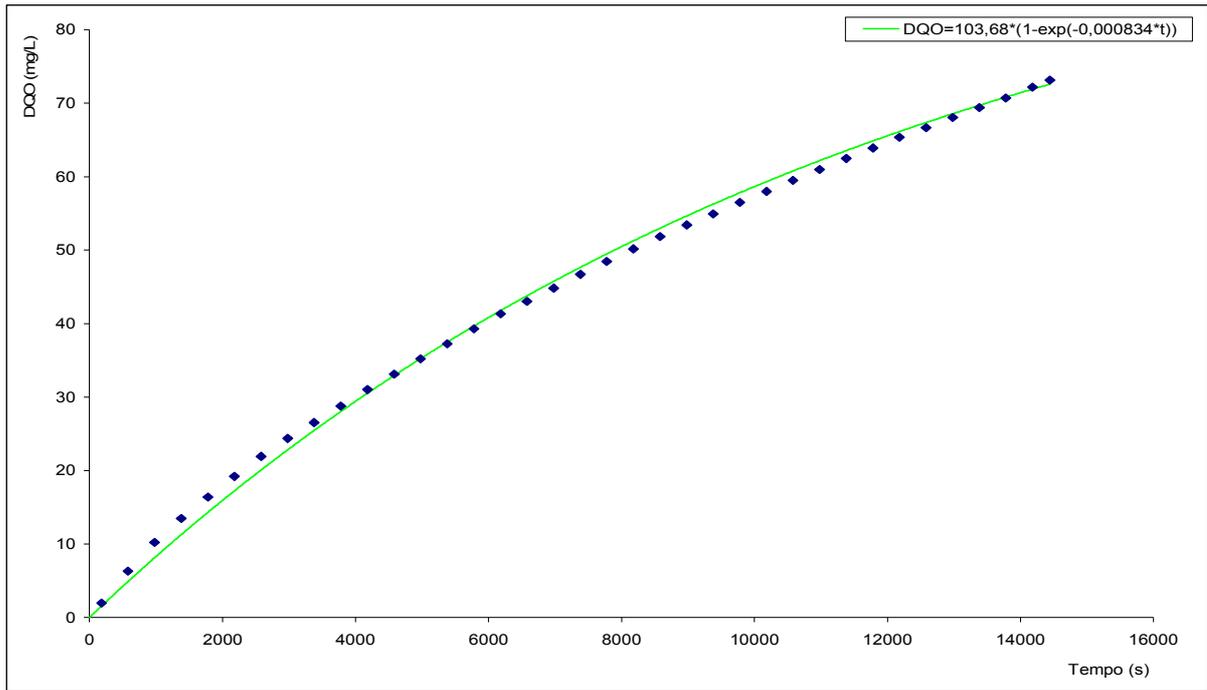


Figura 9.51 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 28/04/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

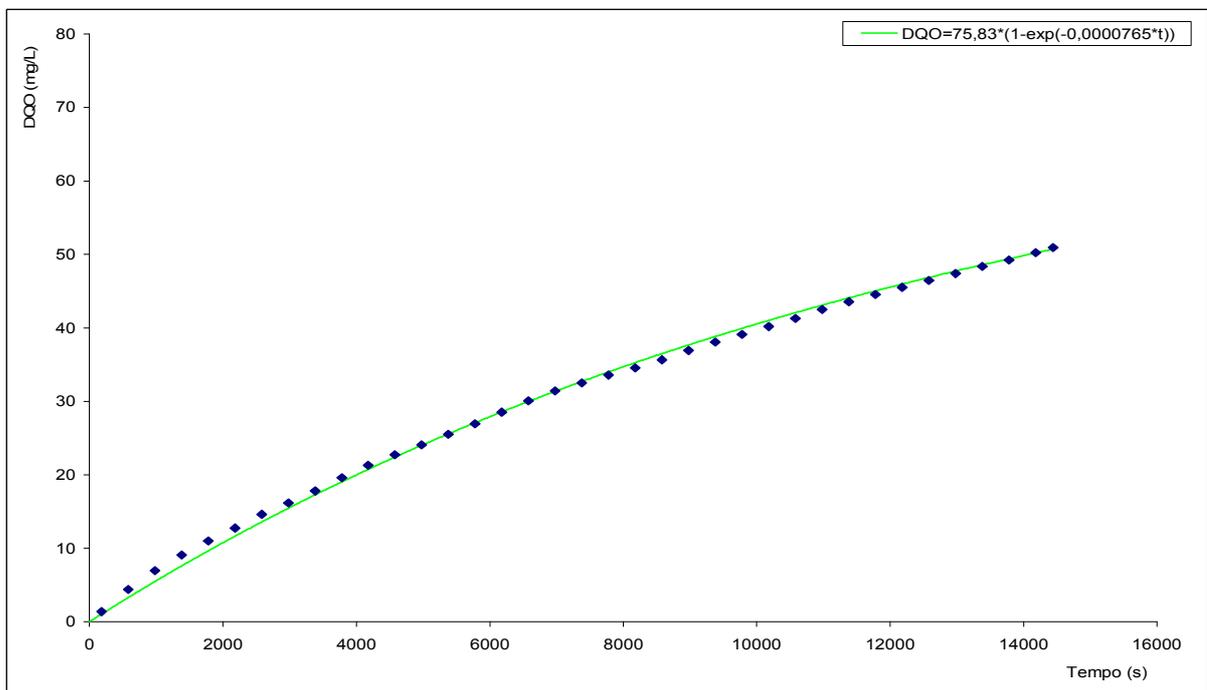


Figura 9.52 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 29/04/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

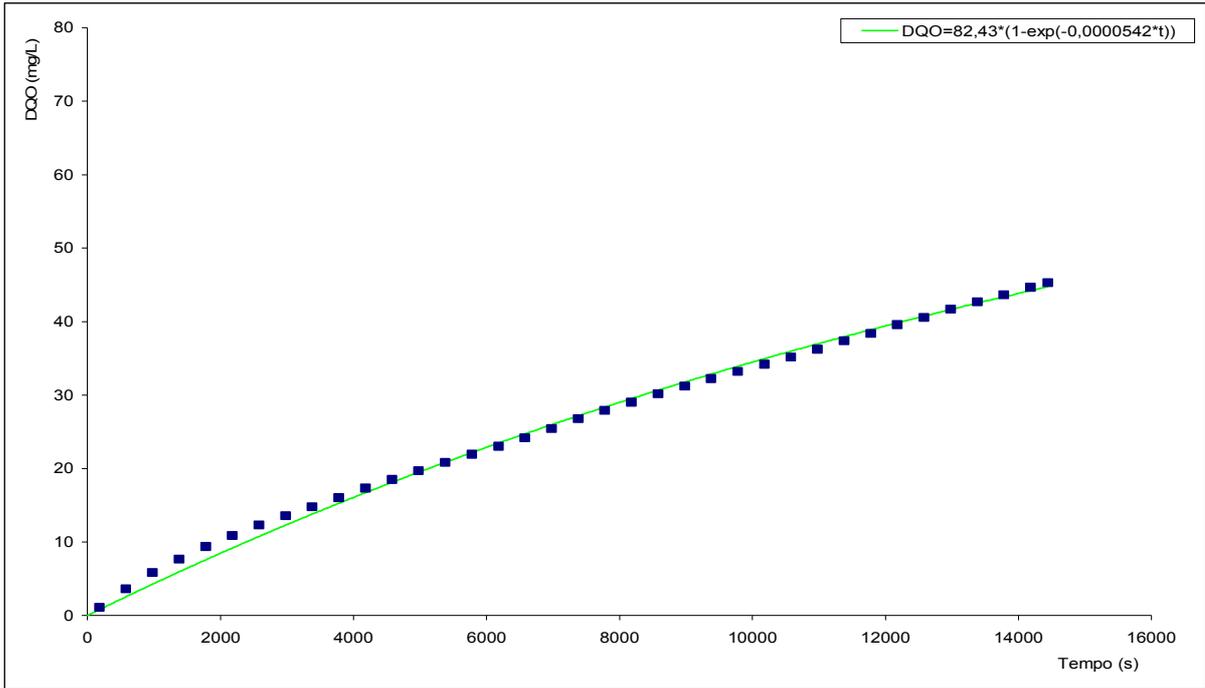


Figura 9.53 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 30/04/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

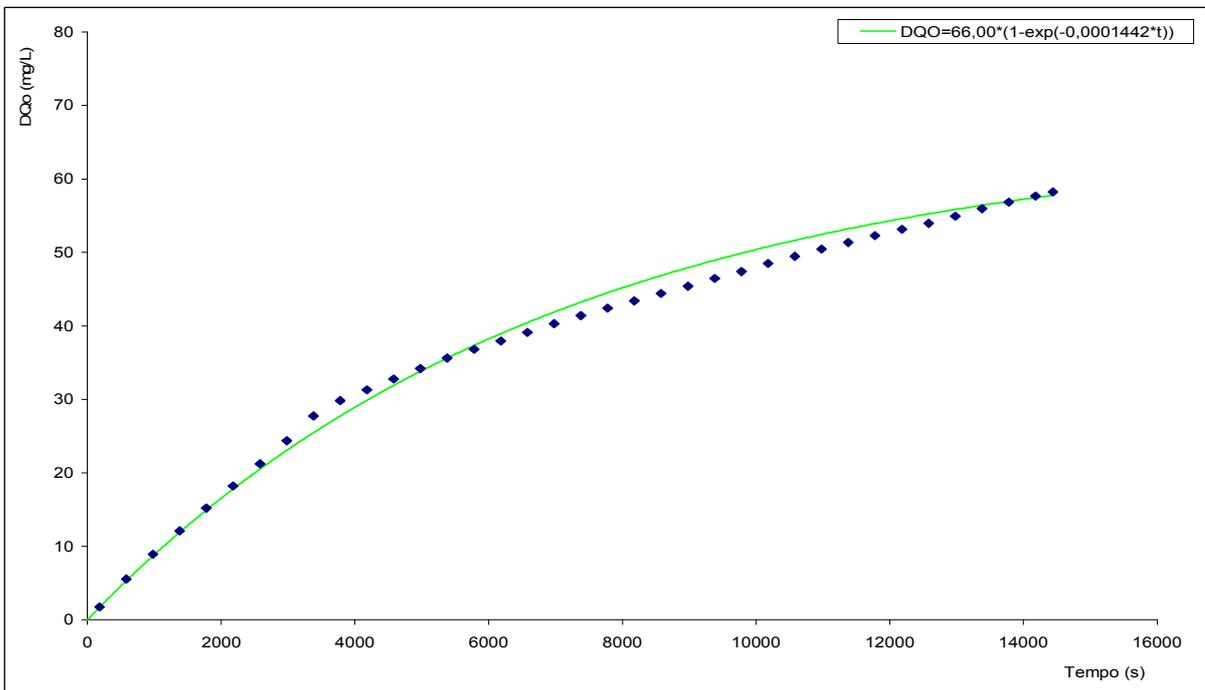


Figura 9.54 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 01/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

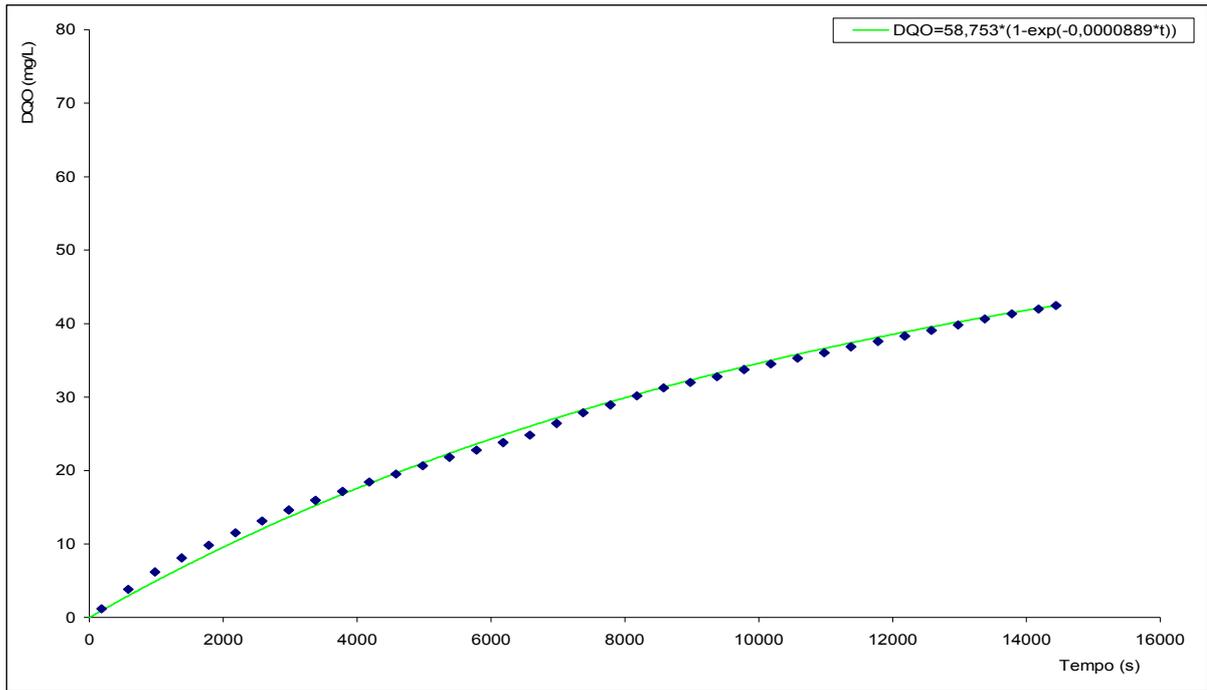


Figura 9.55 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 02/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

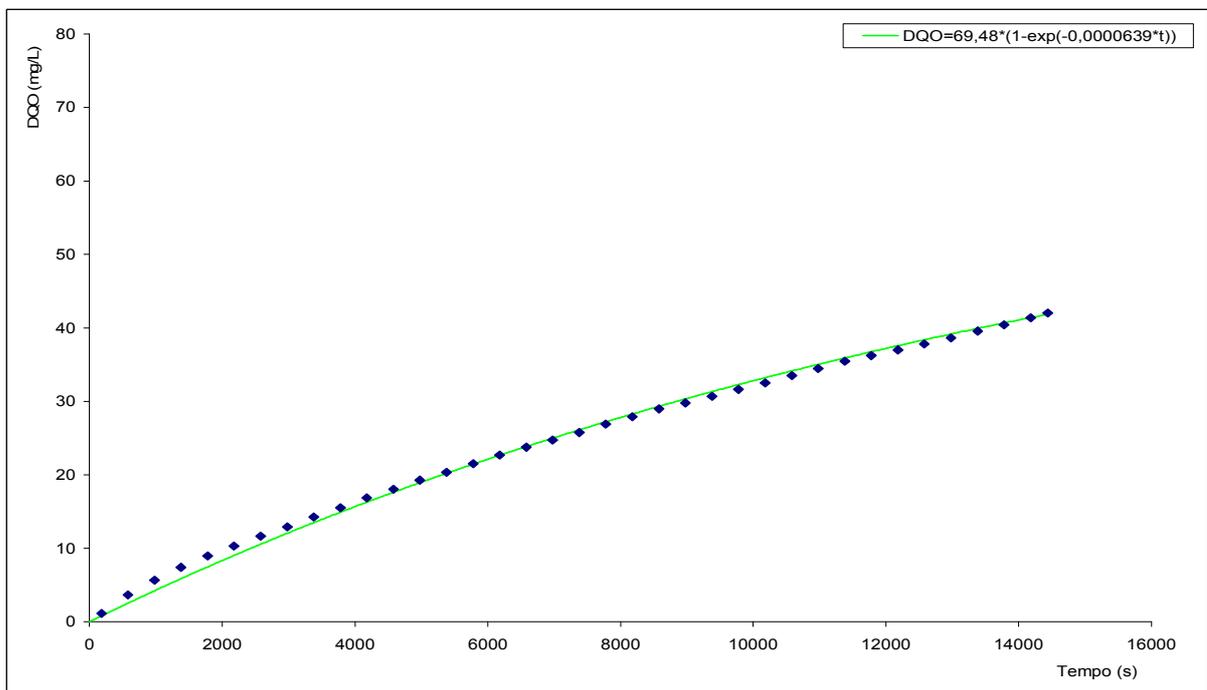


Figura 9.56 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 03/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

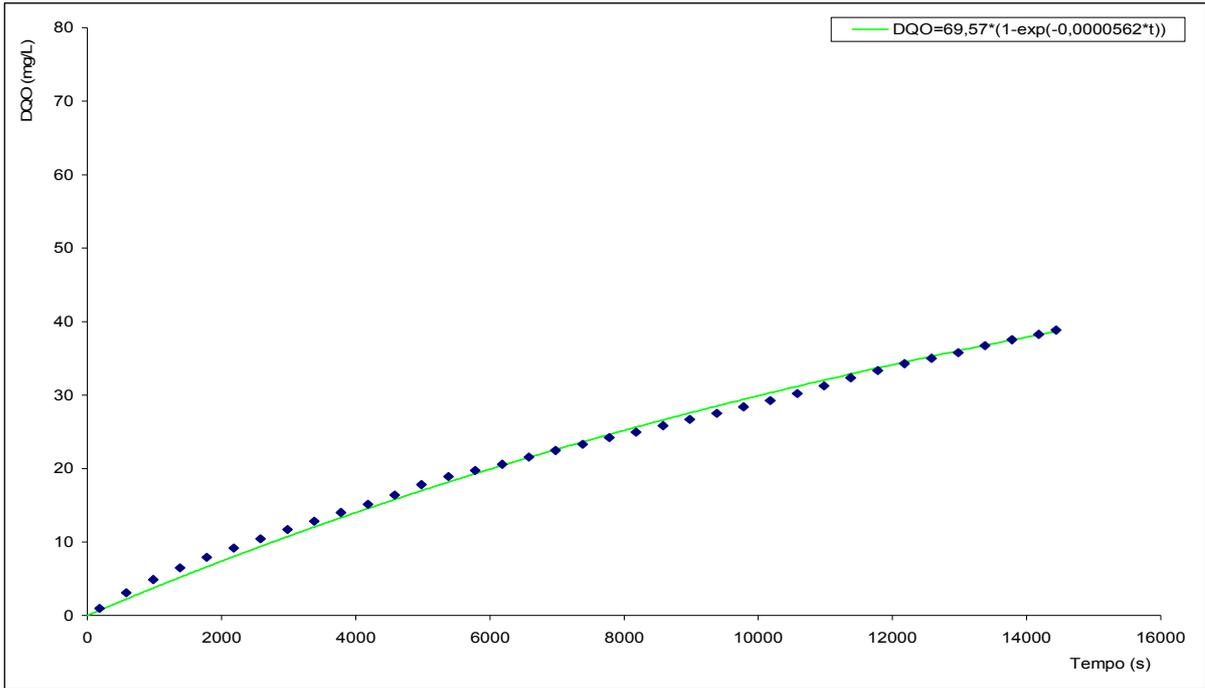


Figura 9.57 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 04/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

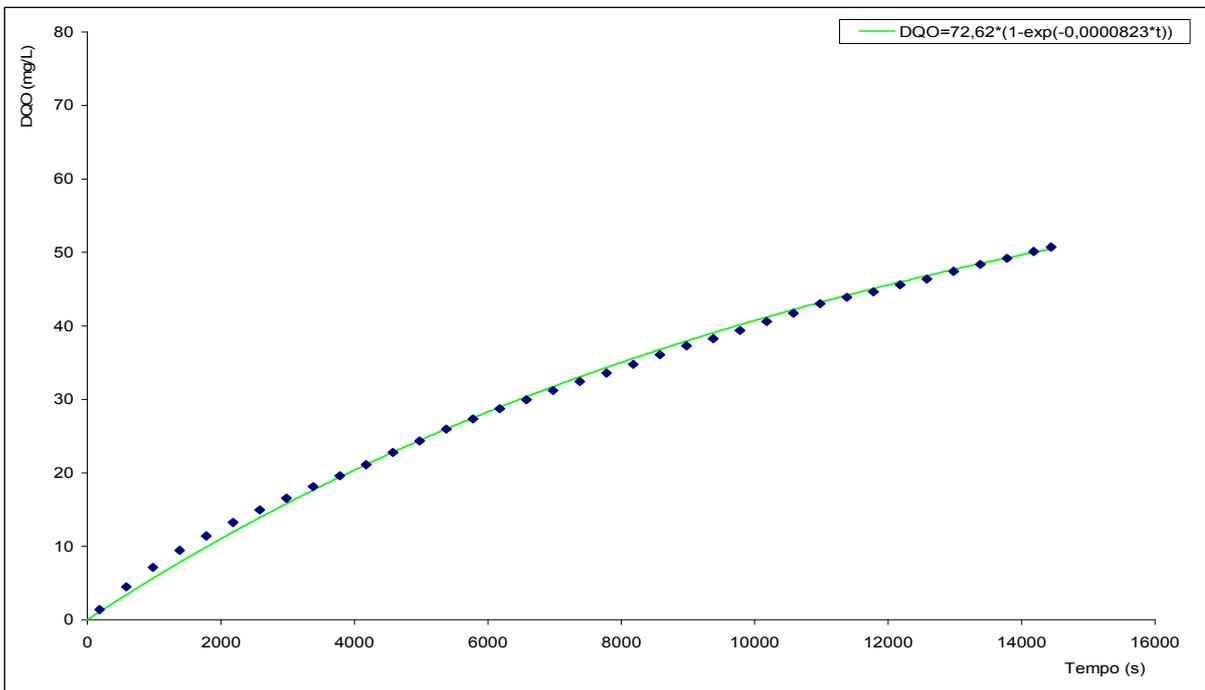


Figura 9.58 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 05/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

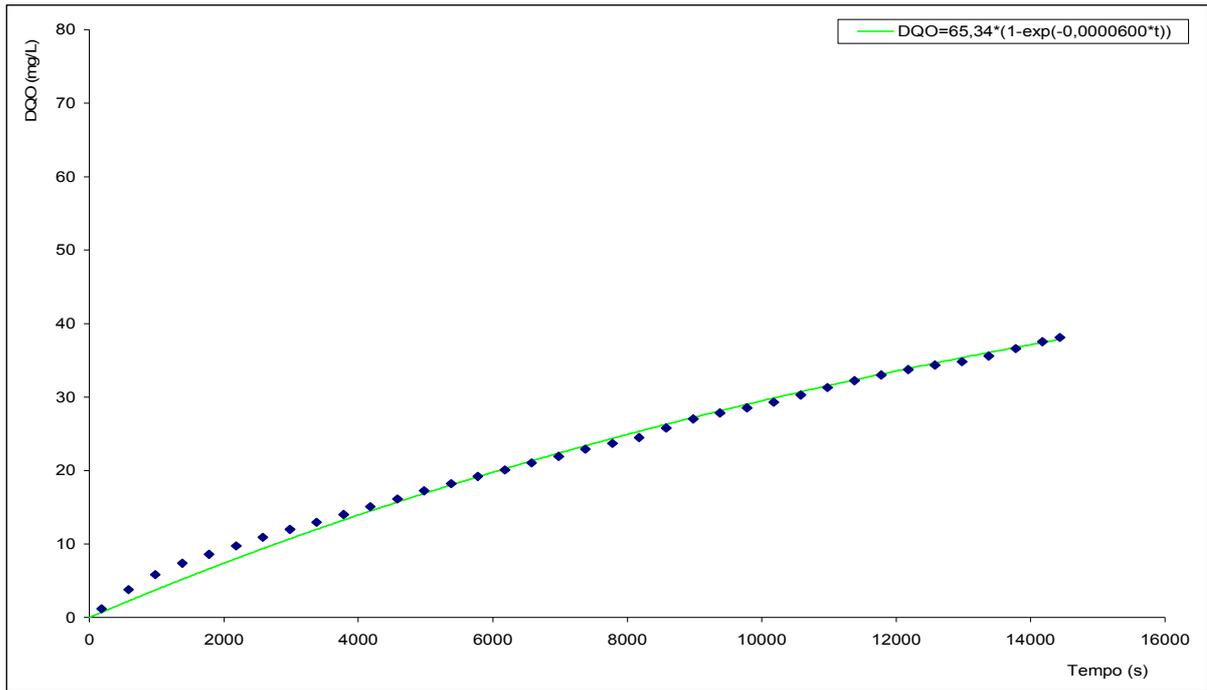


Figura 9.59 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 06/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

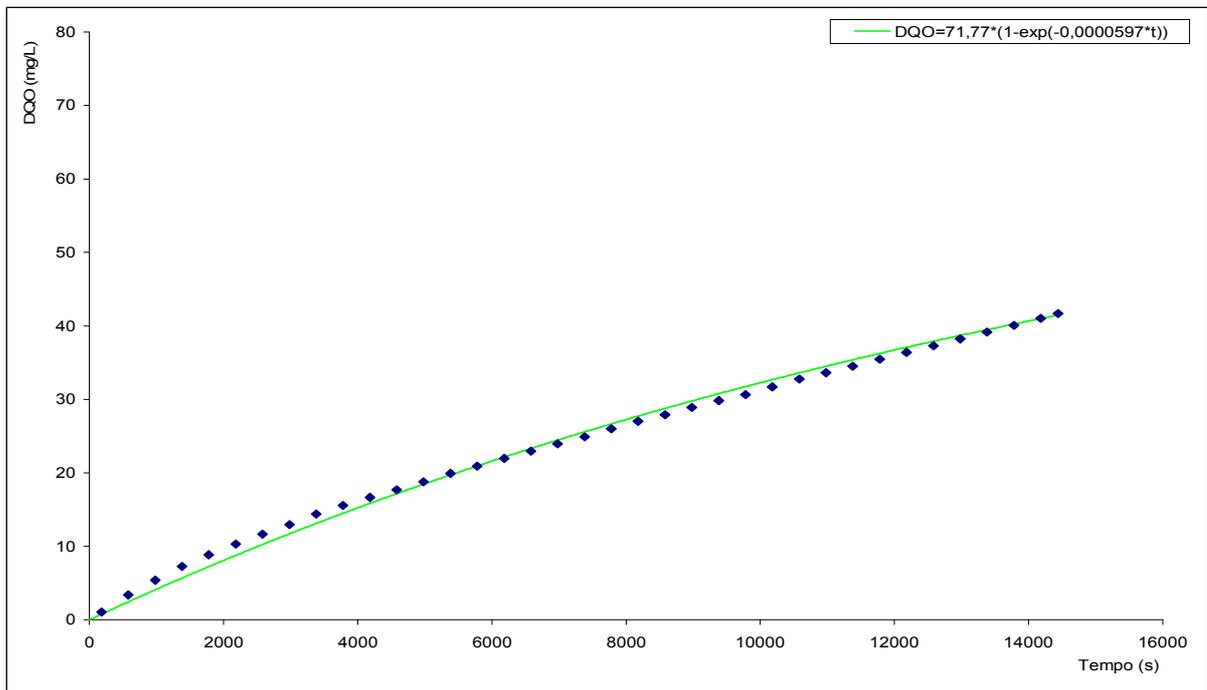


Figura 9.60 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 07/05/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 20 dias de idade de lodo.

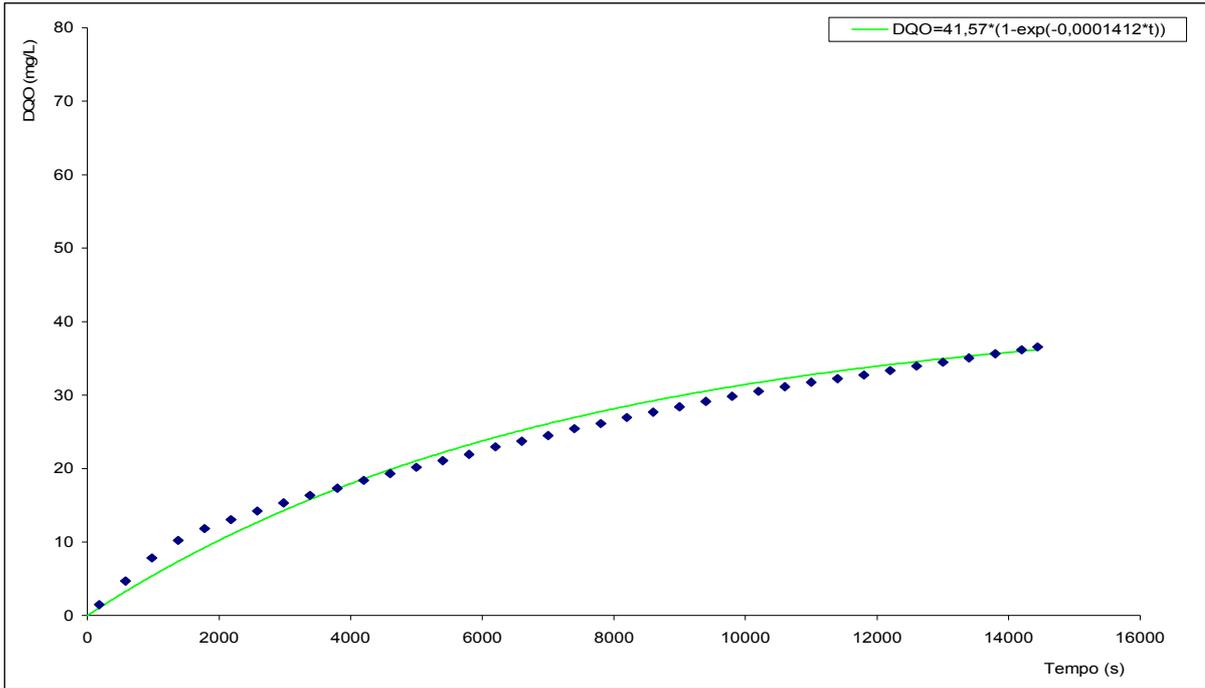


Figura 9.61 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 02/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

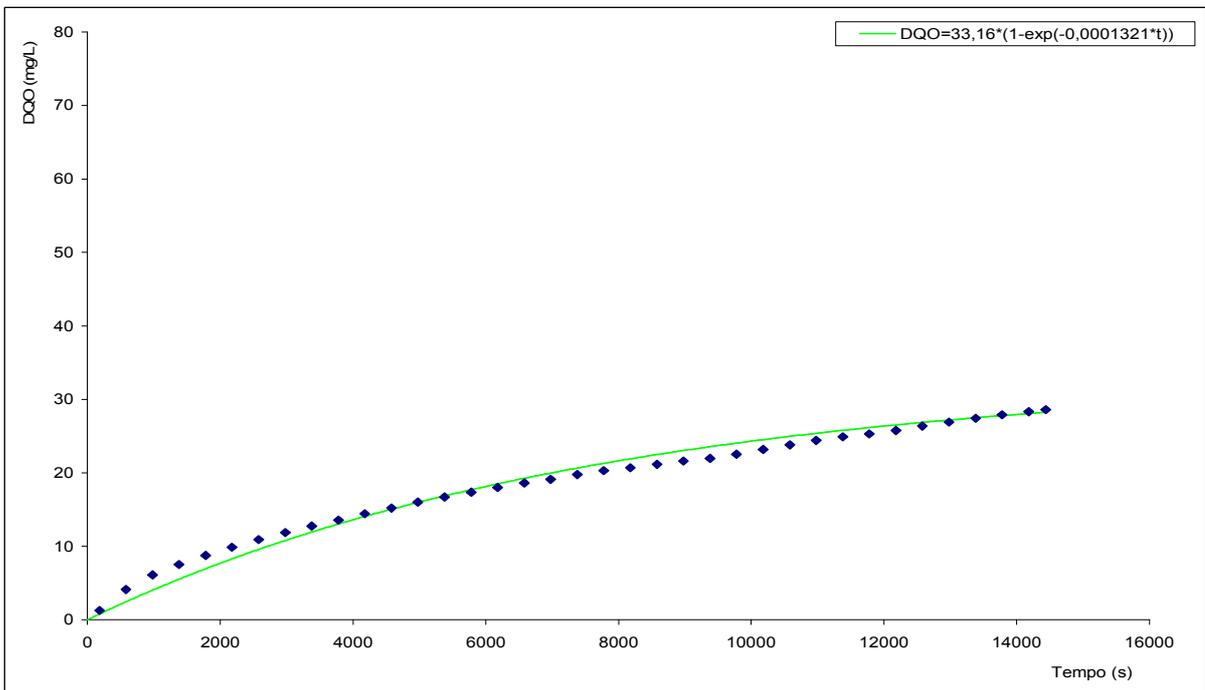


Figura 9.62 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 03/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

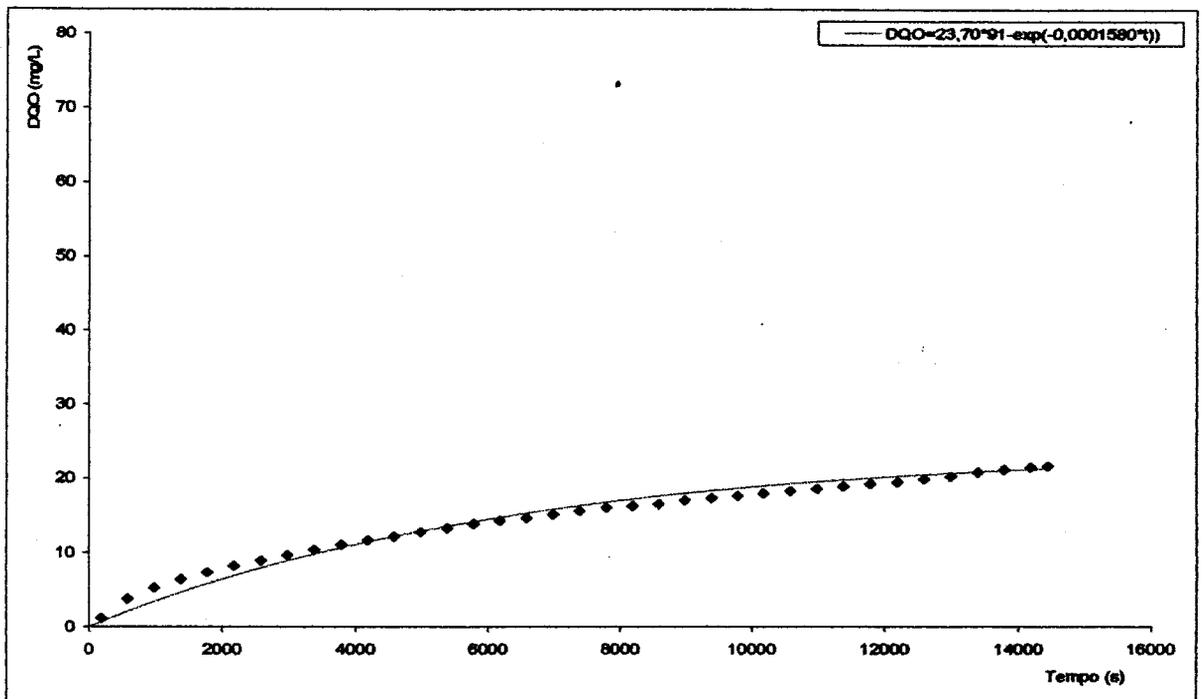


Figura 9.63 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 04/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

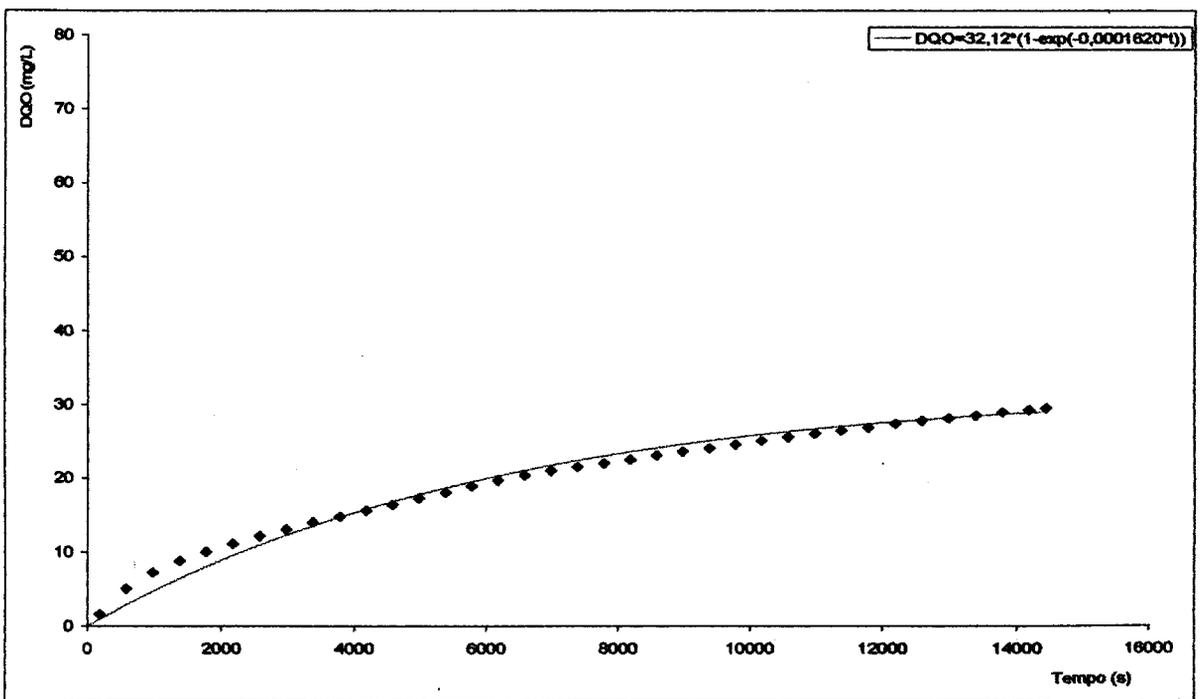


Figura 9.64 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 05/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

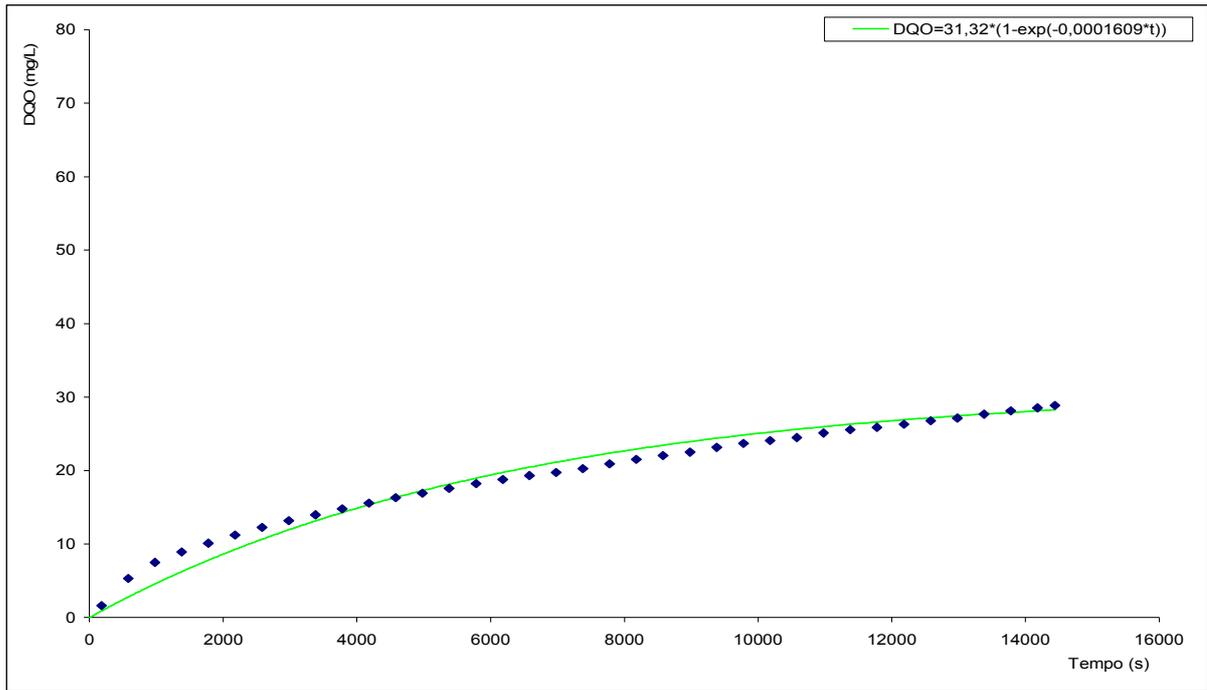


Figura 9.65 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 06/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

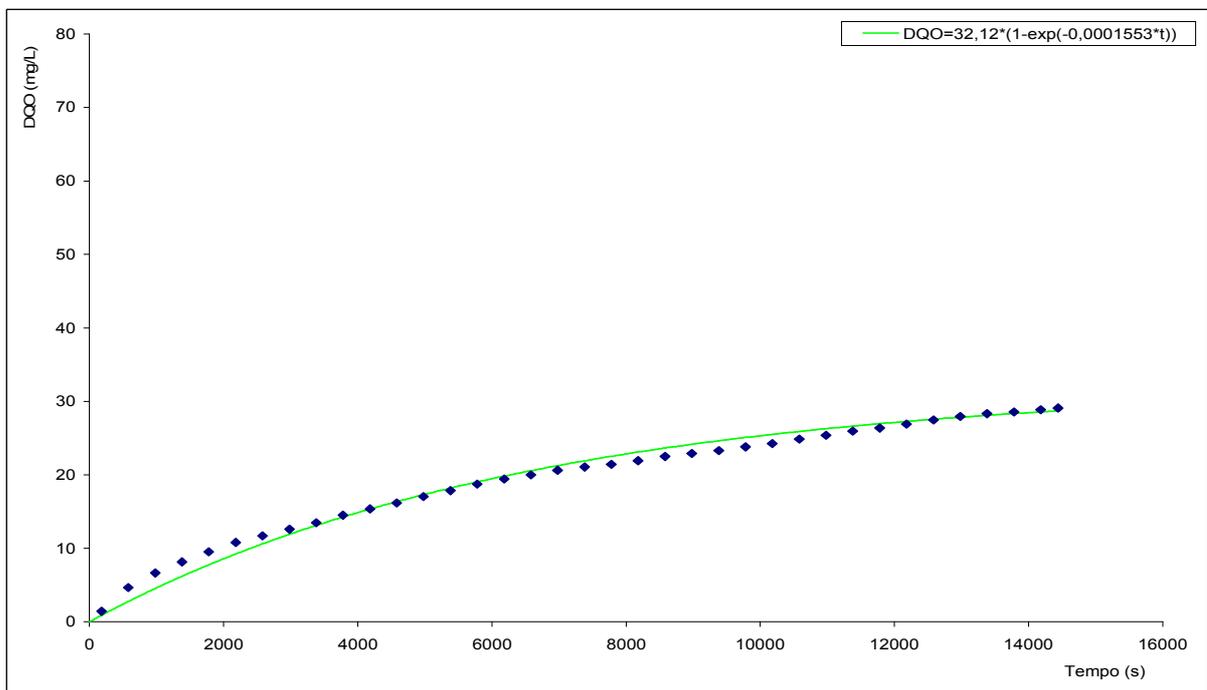


Figura 9.66 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 07/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

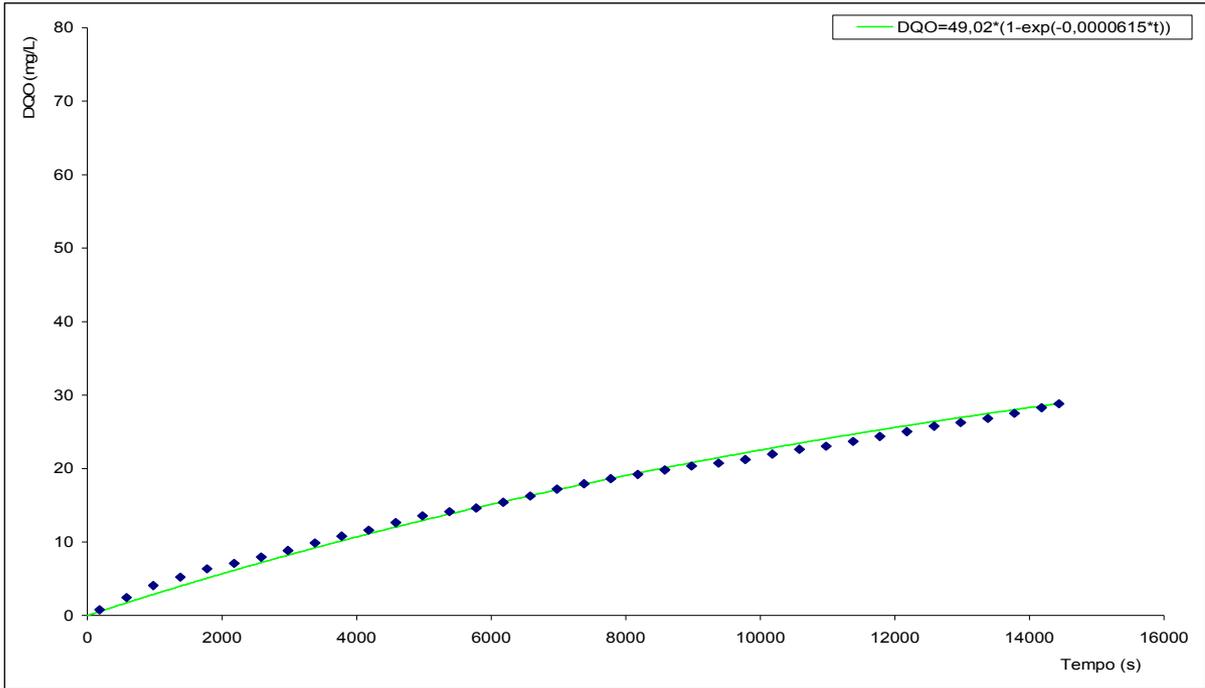


Figura 9.67 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 08/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

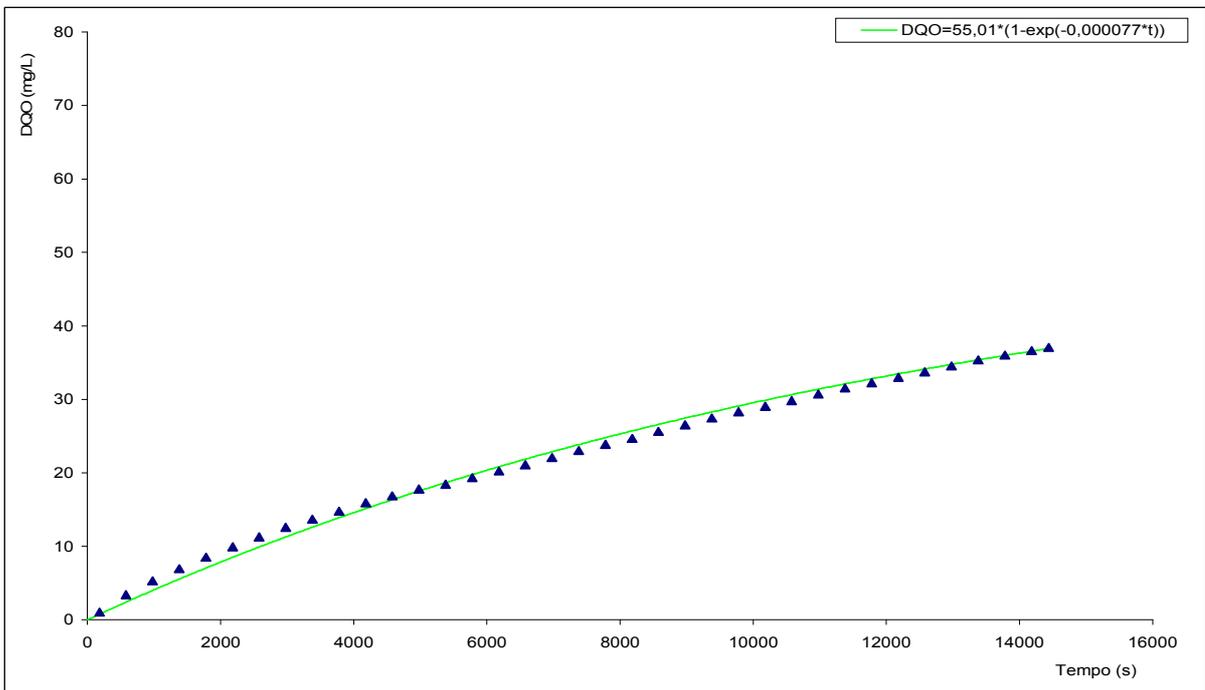


Figura 9.68 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 09/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

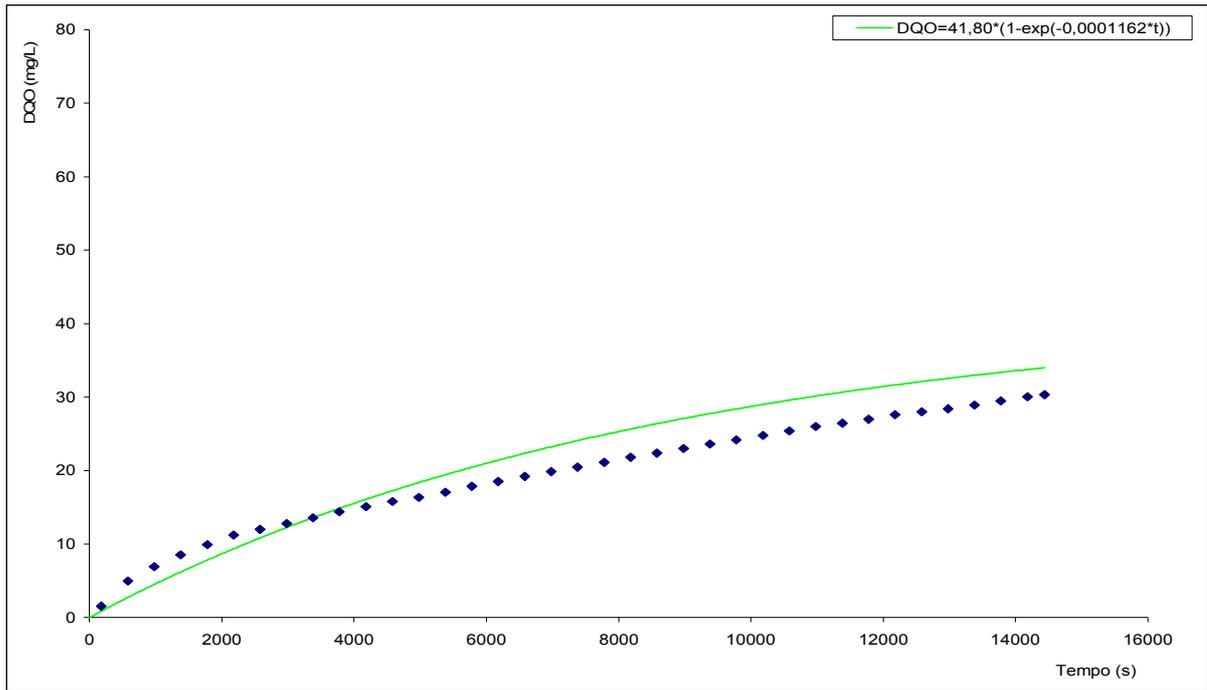


Figura 9.69 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 10/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

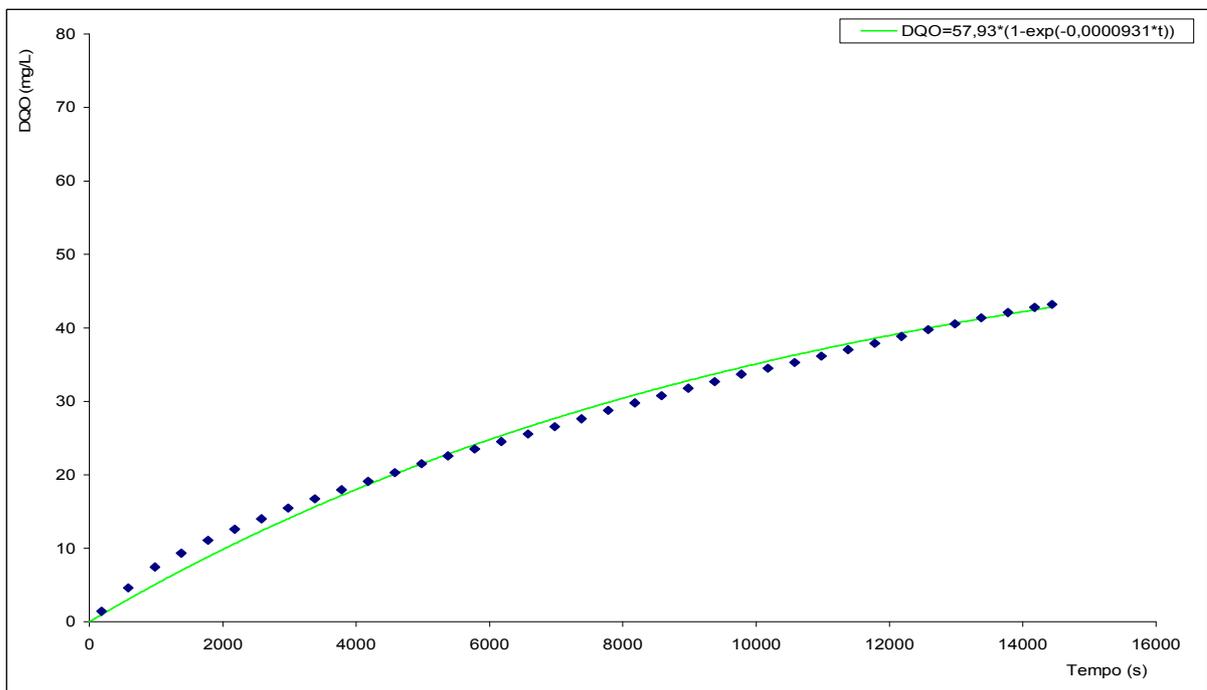


Figura 9.70 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 11/06/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 10 dias de idade de lodo.

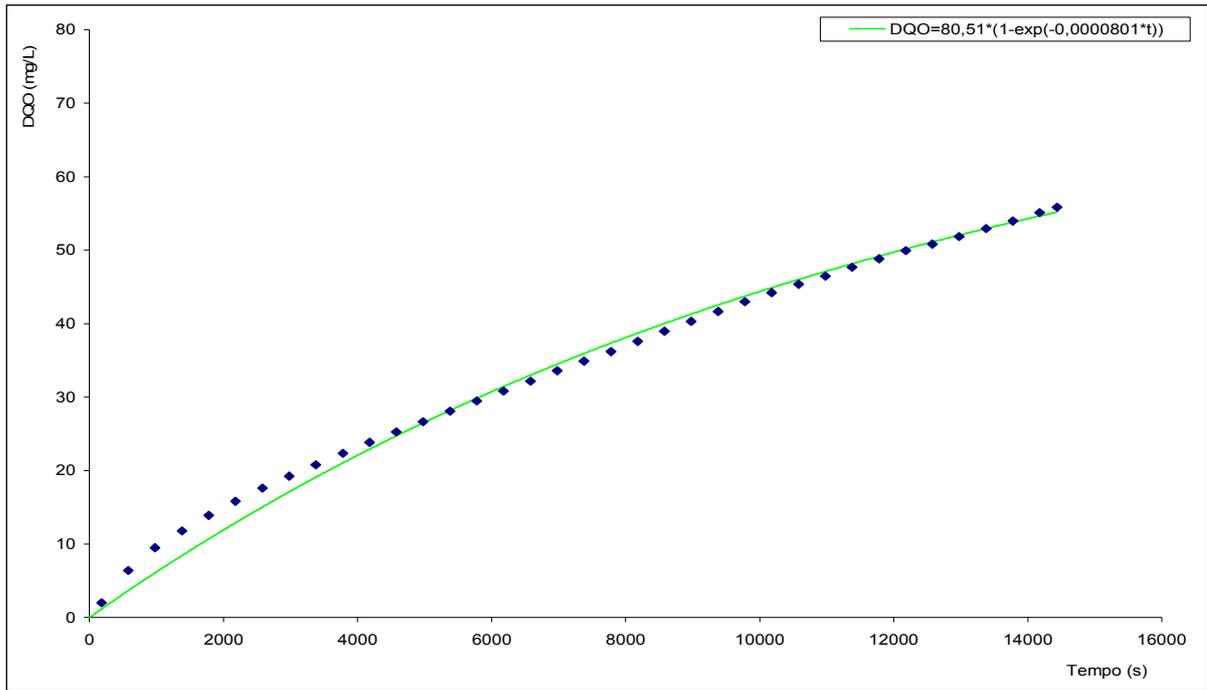


Figura 9.71 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 04/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

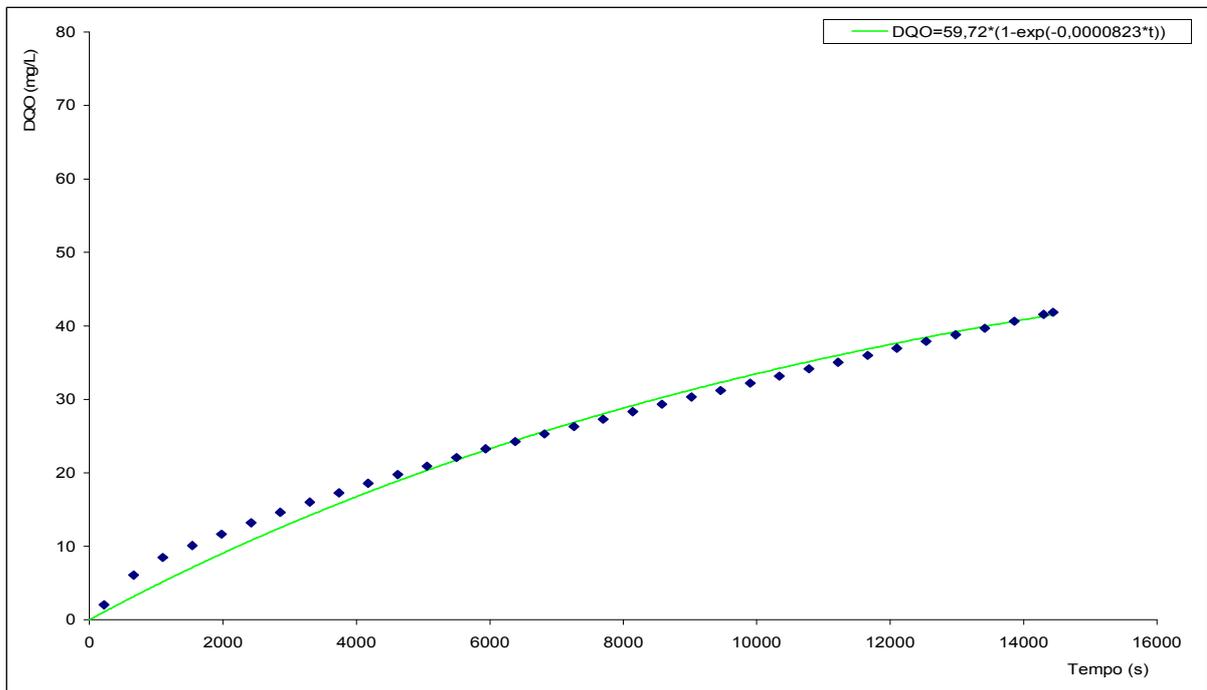


Figura 9.72 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 05/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

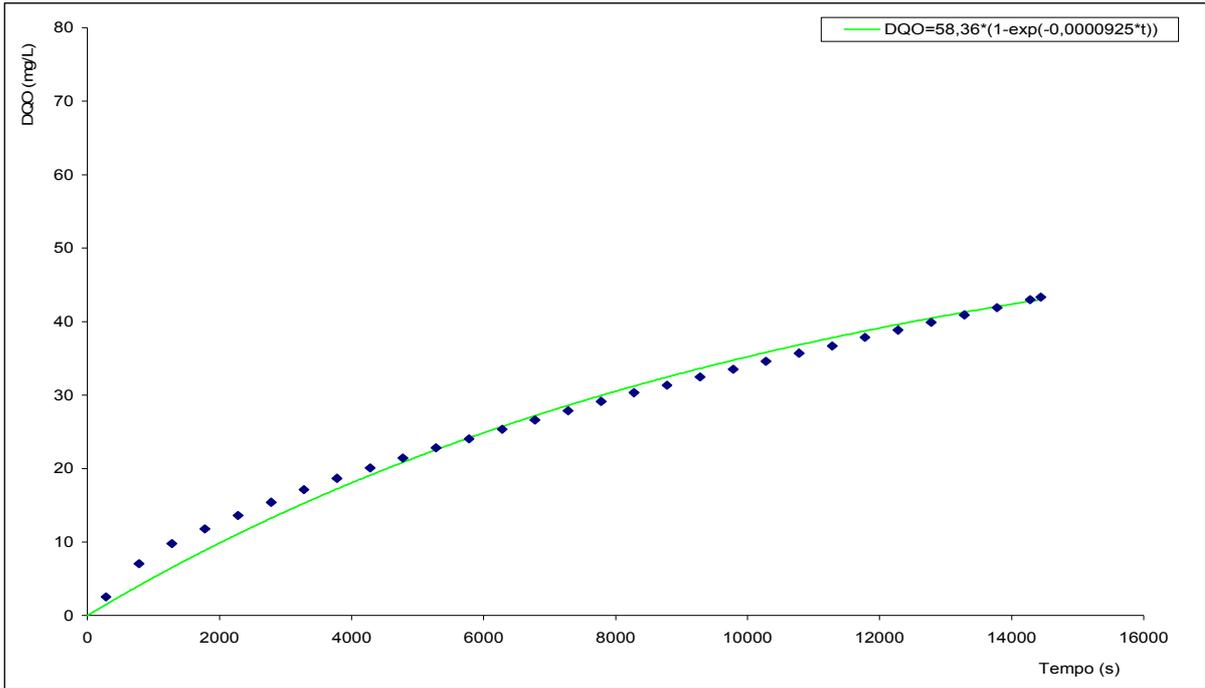


Figura 9.73 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 06/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

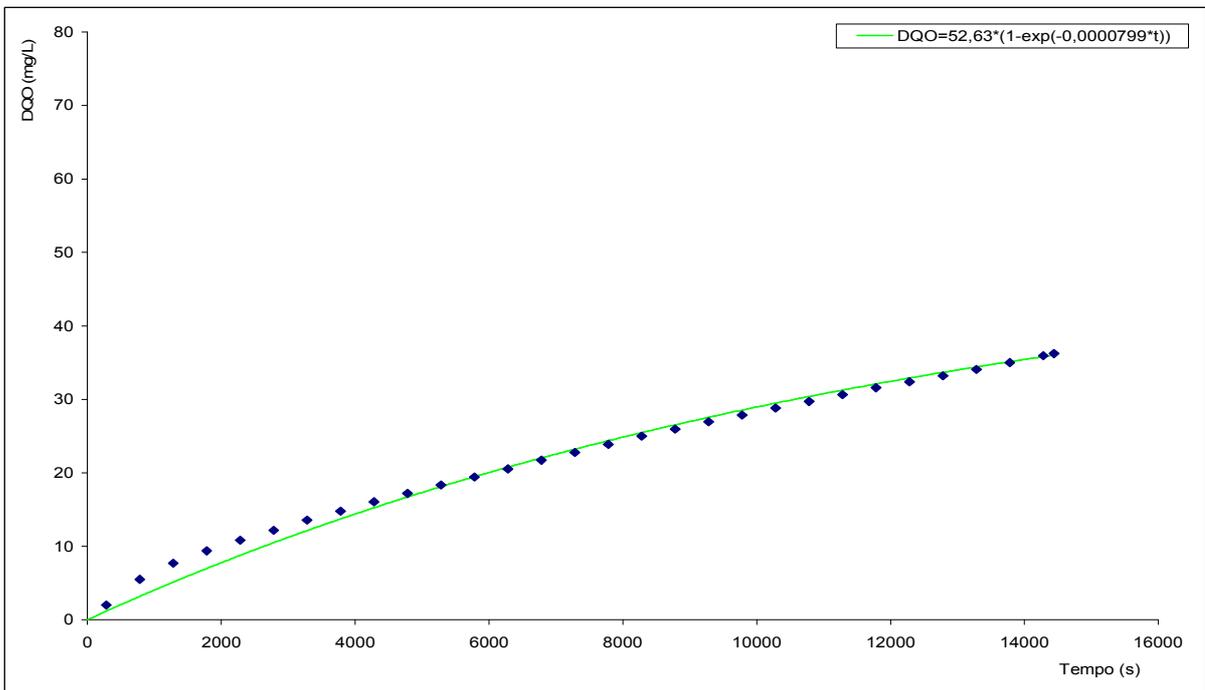


Figura 9.74 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 07/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

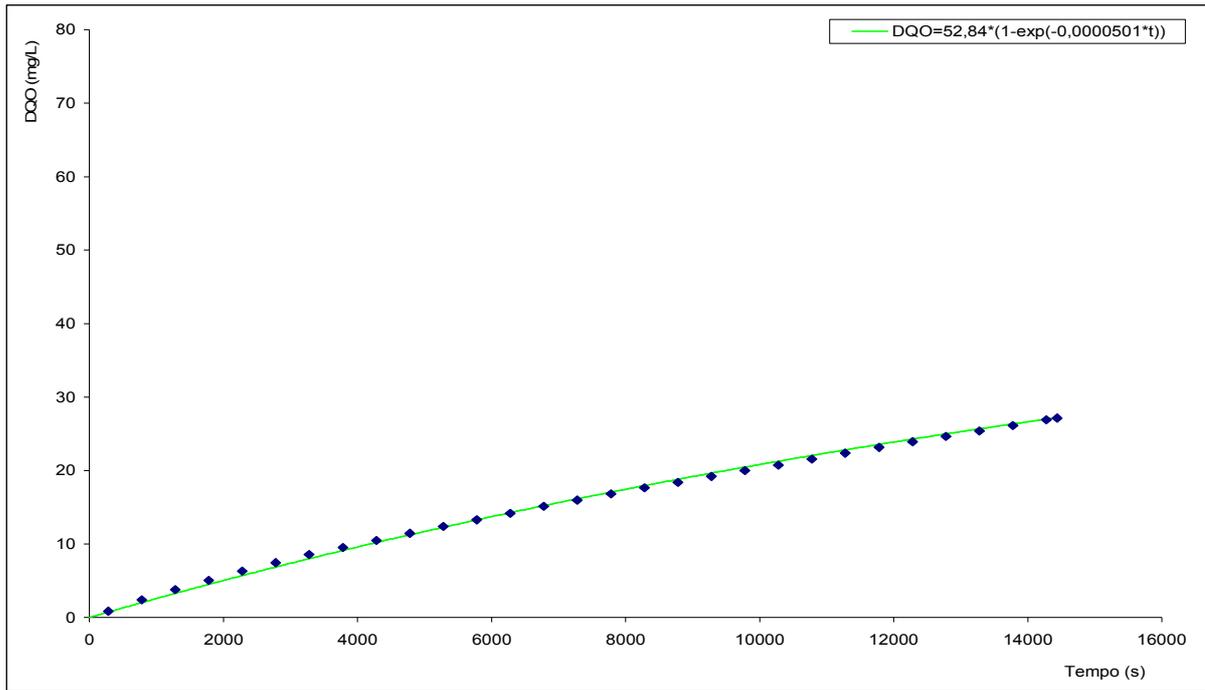


Figura 9.75 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 08/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

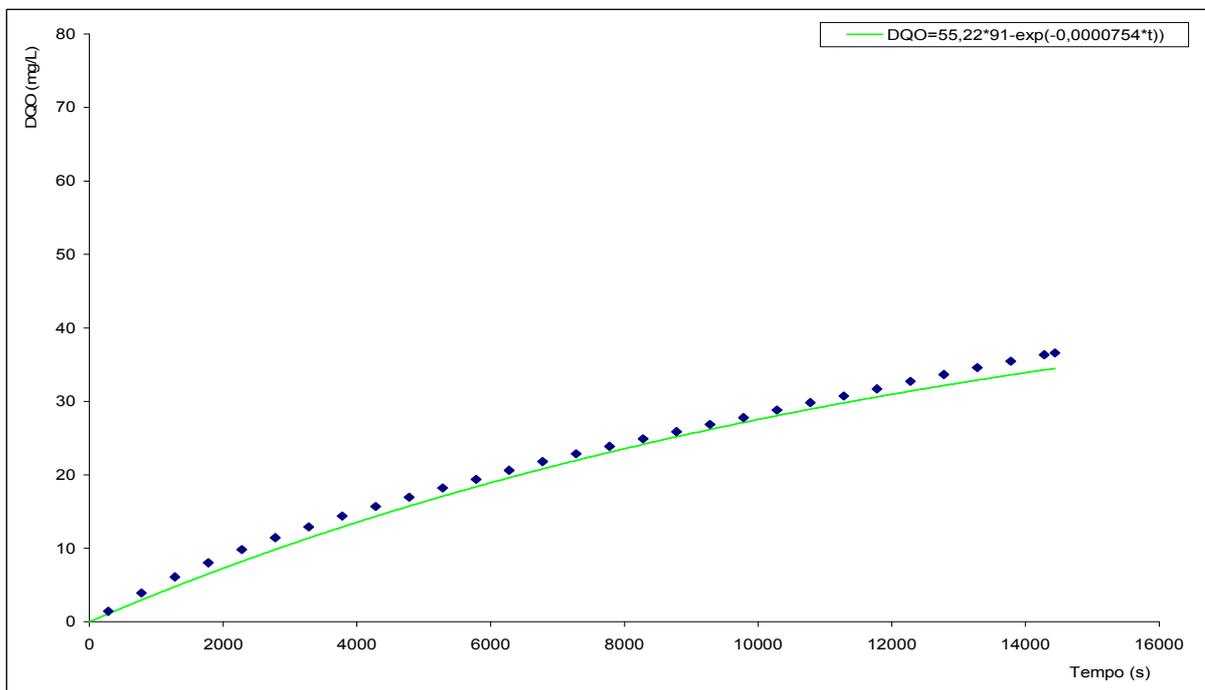


Figura 9.76 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 09/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

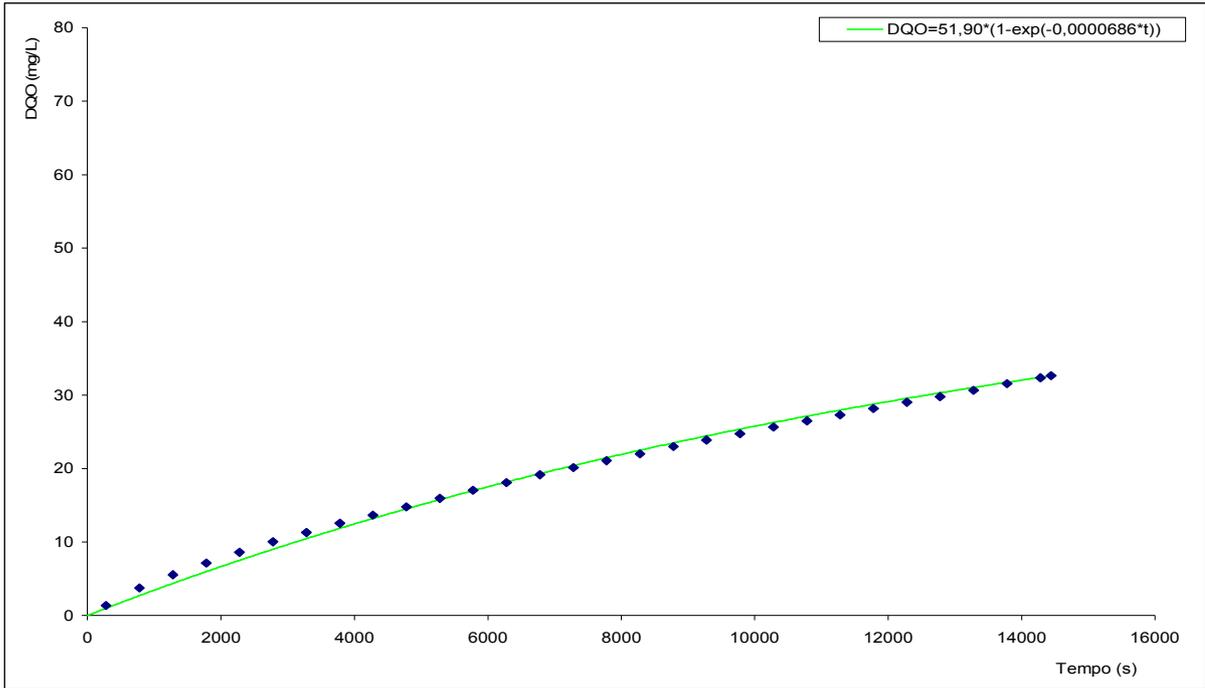


Figura 9.77 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 10/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

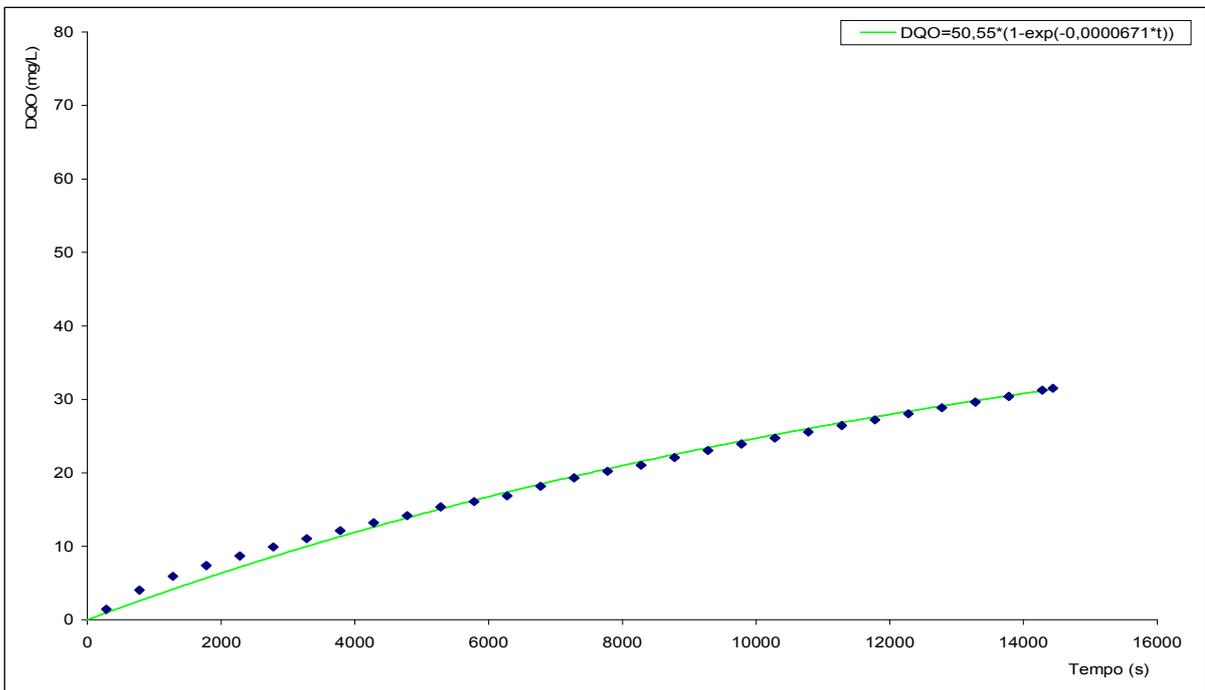


Figura 9.78 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 11/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

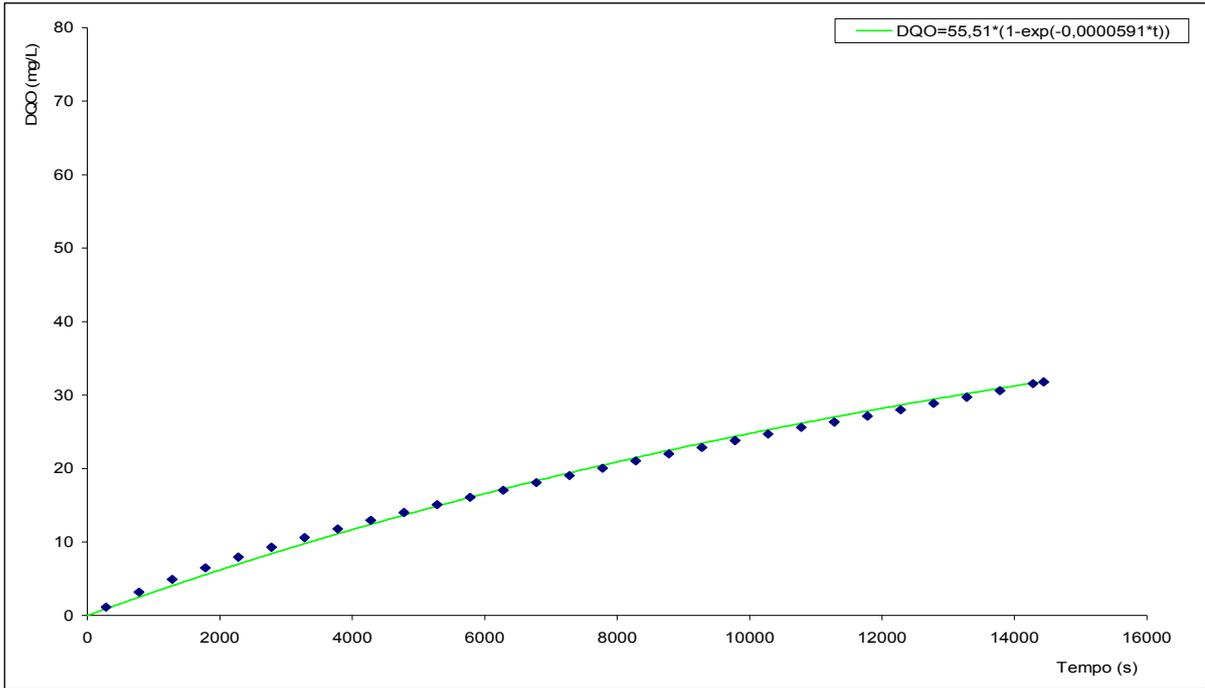


Figura 9.79 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 12/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

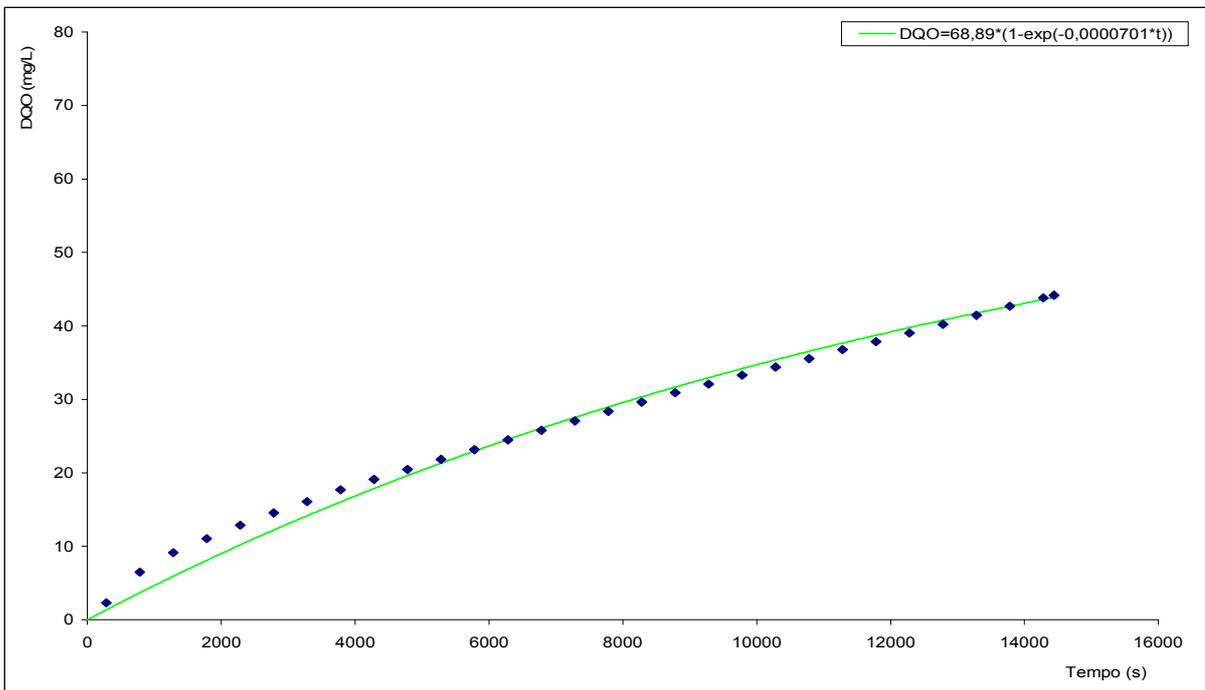


Figura 9.80 – Curva teórica e valores experimentais de DQO oxidada ao longo da batelada em 13/07/03 no RSB1 removendo matéria orgânica com 5 dias de idade de lodo.

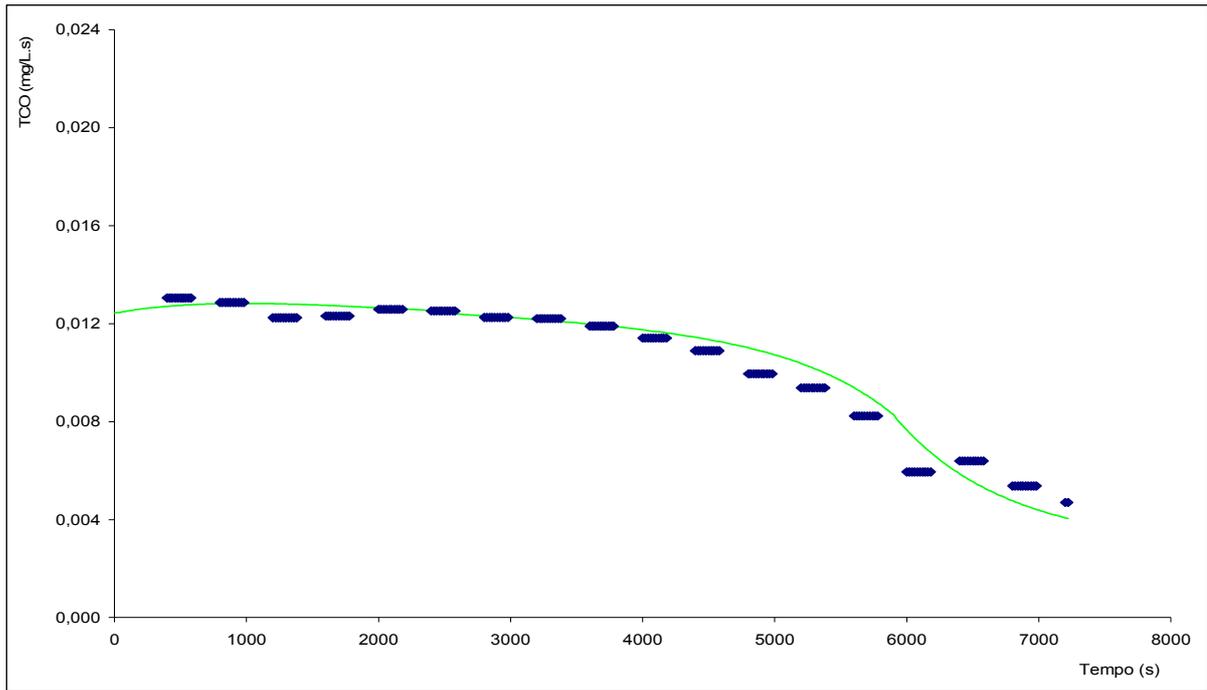


Figura 9.81 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 22/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

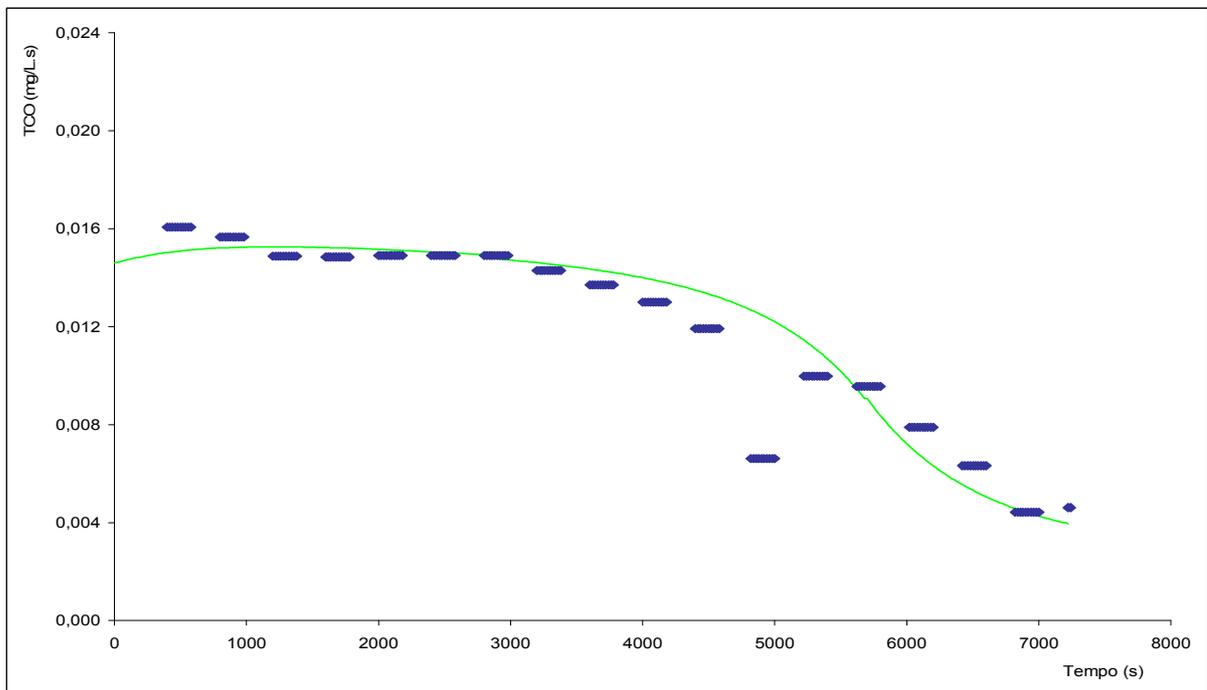


Figura 9.82 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 23/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

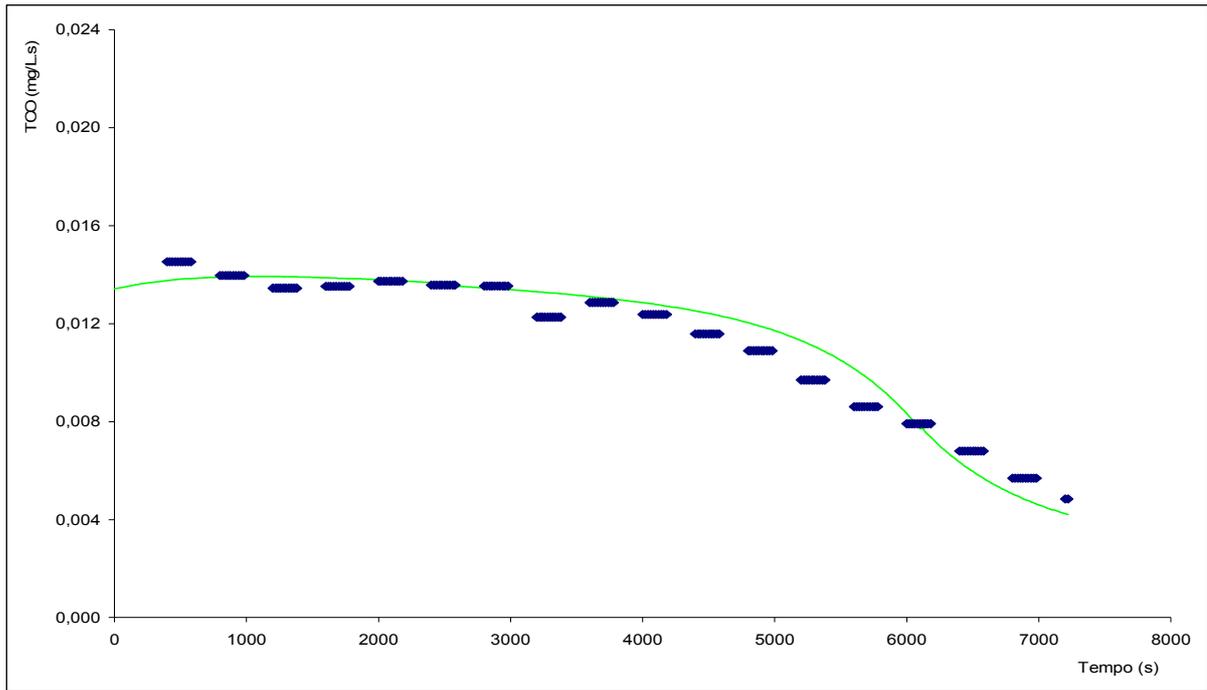


Figura 9.83 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 24/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

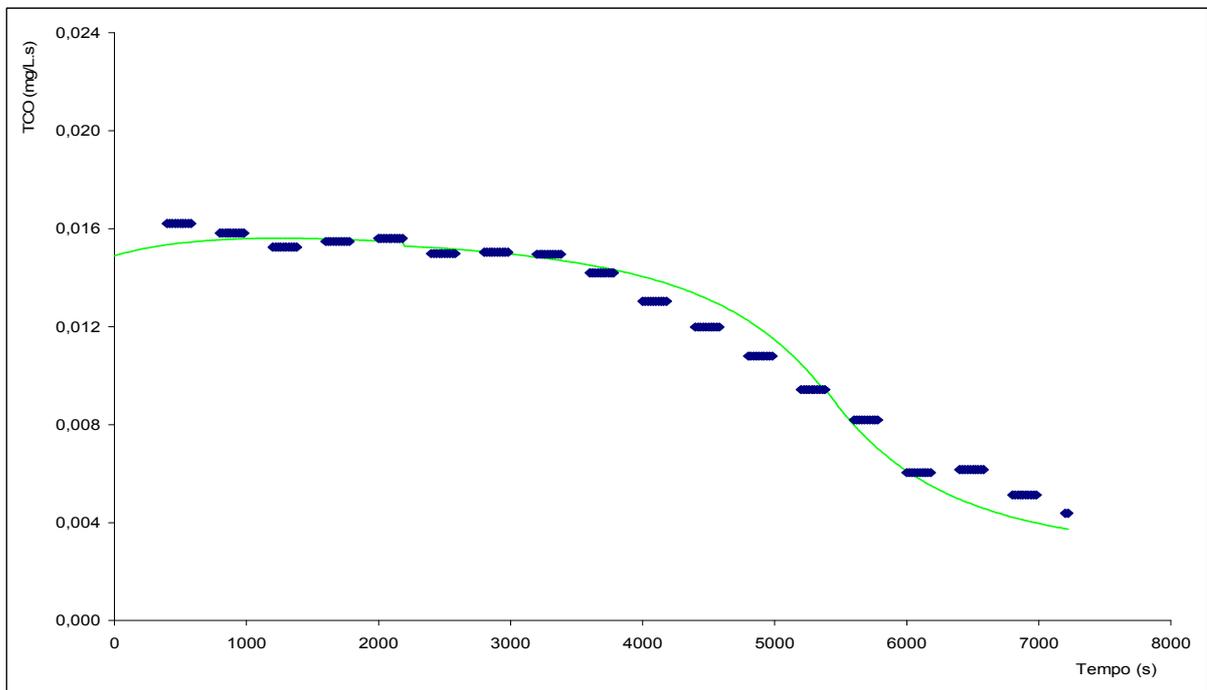


Figura 9.84 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 25/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

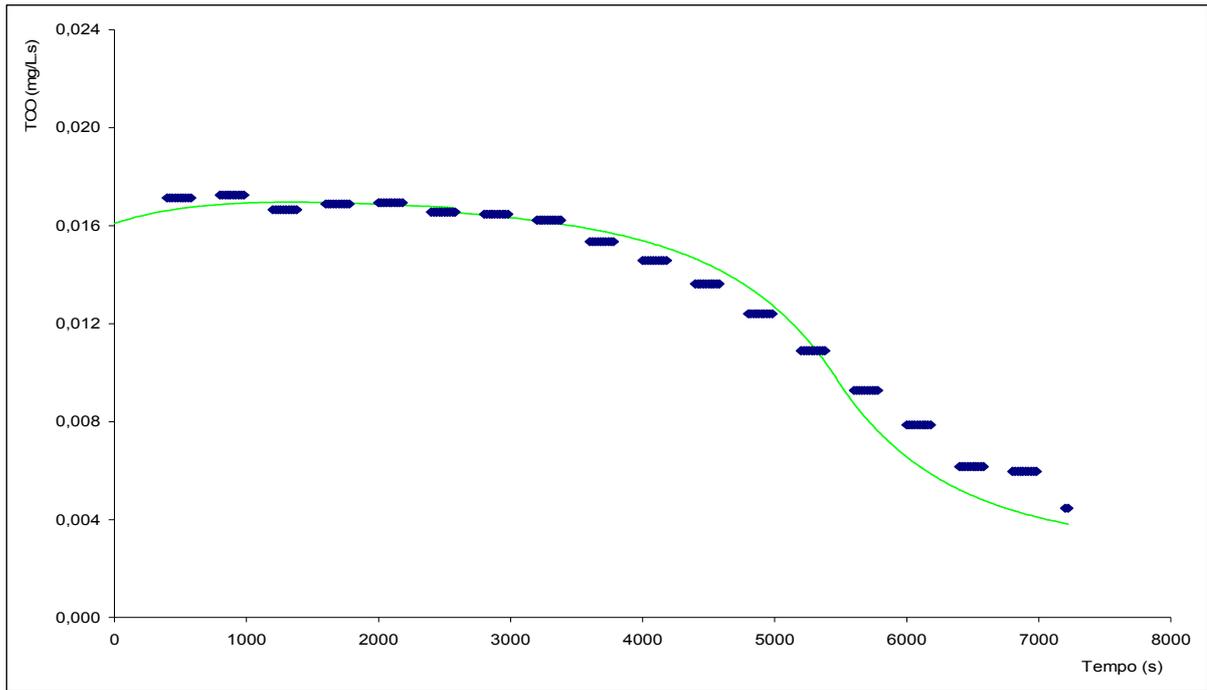


Figura 9.85 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 26/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

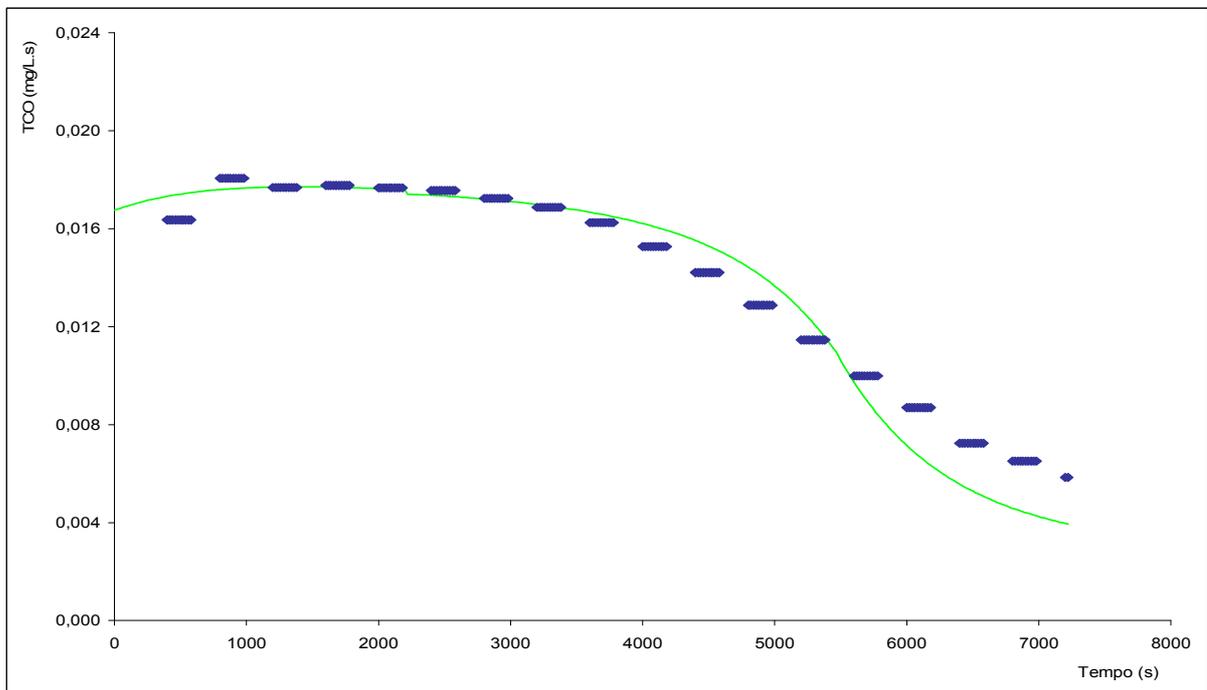


Figura 9.86 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 27/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

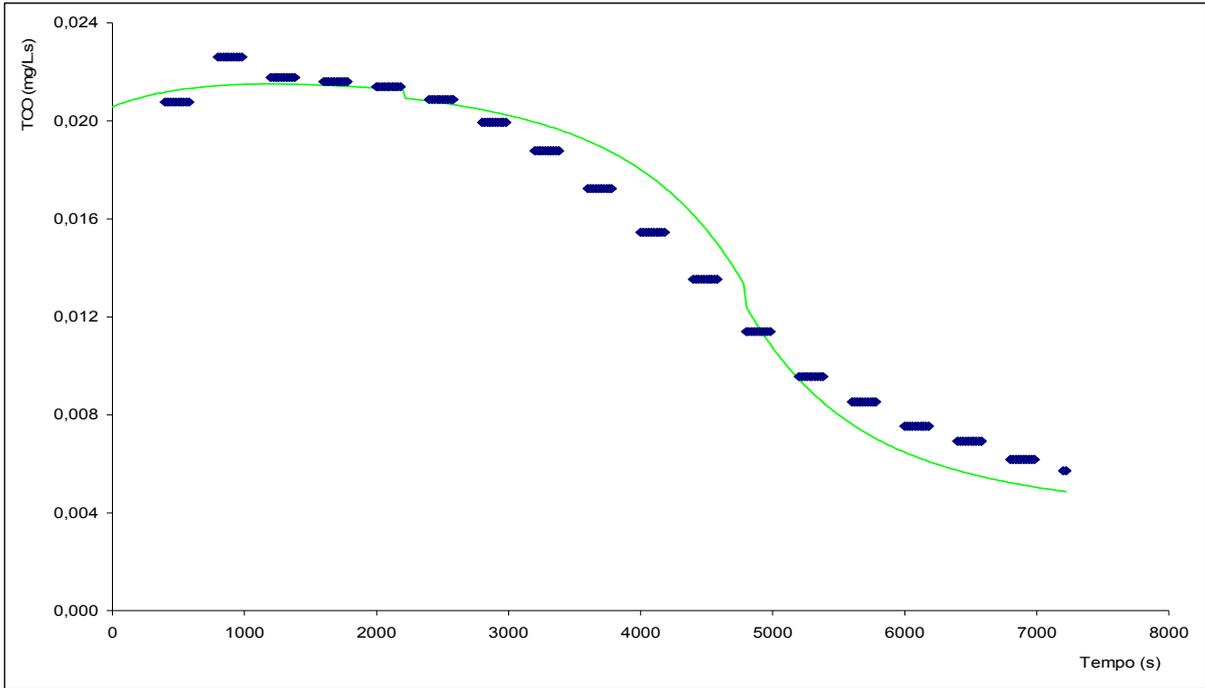


Figura 9.87 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 28/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

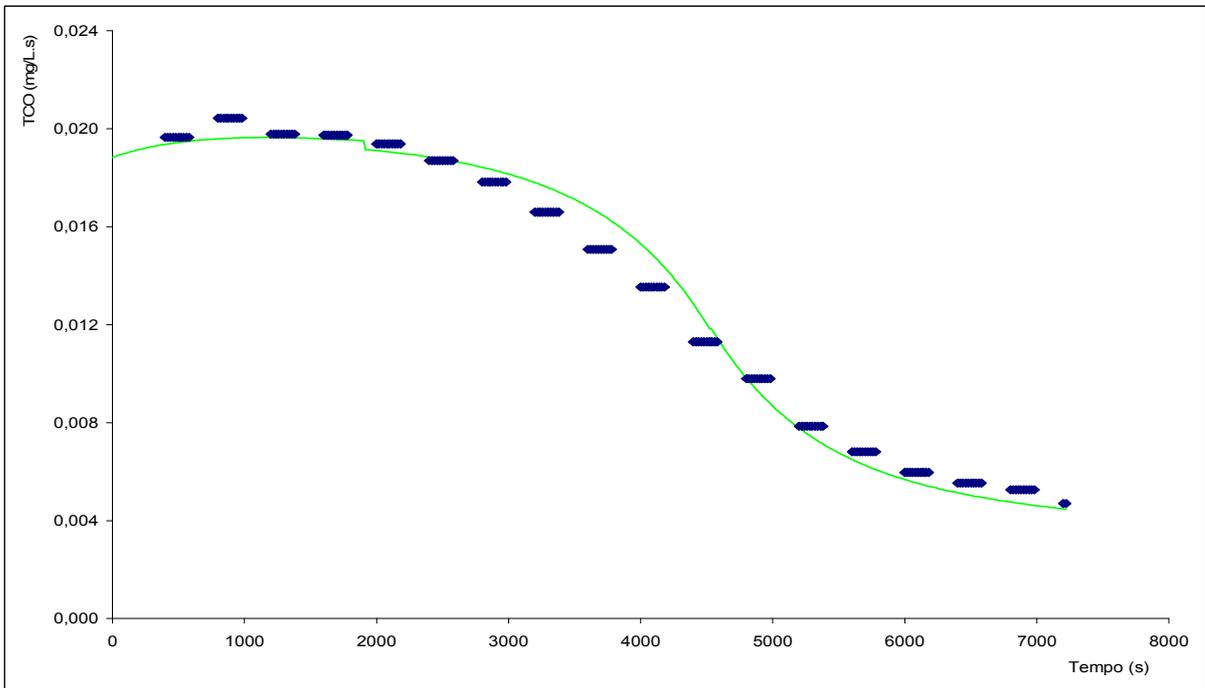


Figura 9.88 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 29/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

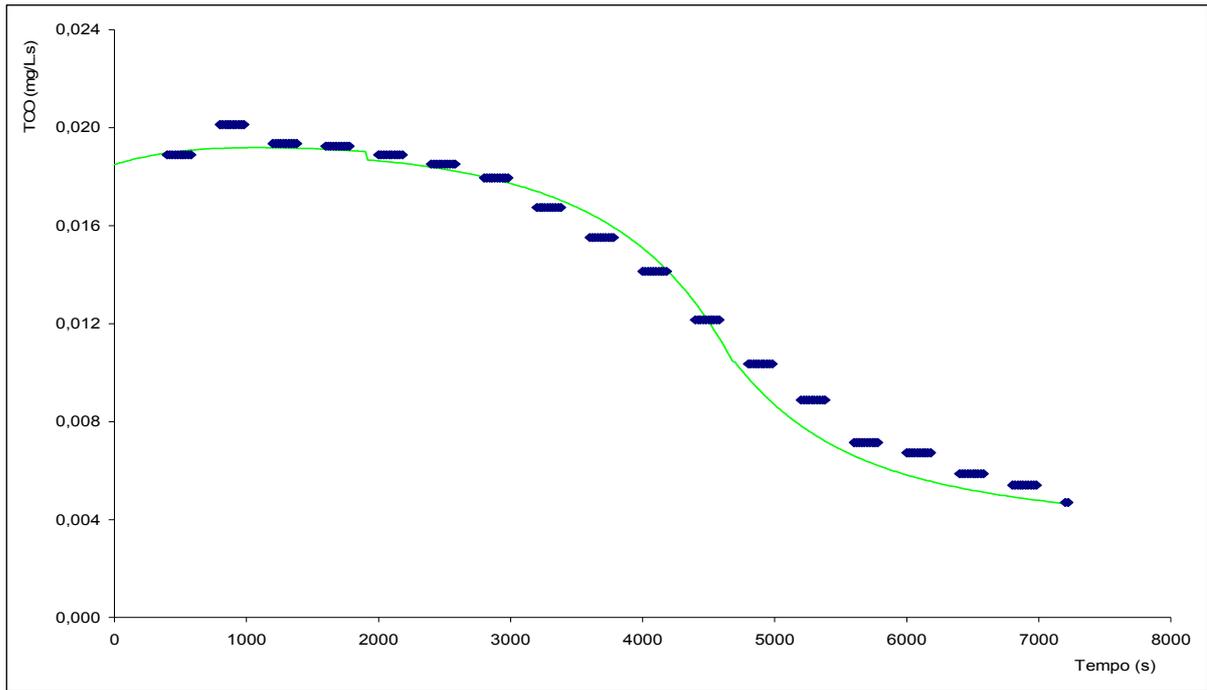


Figura 9.89 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 30/09/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

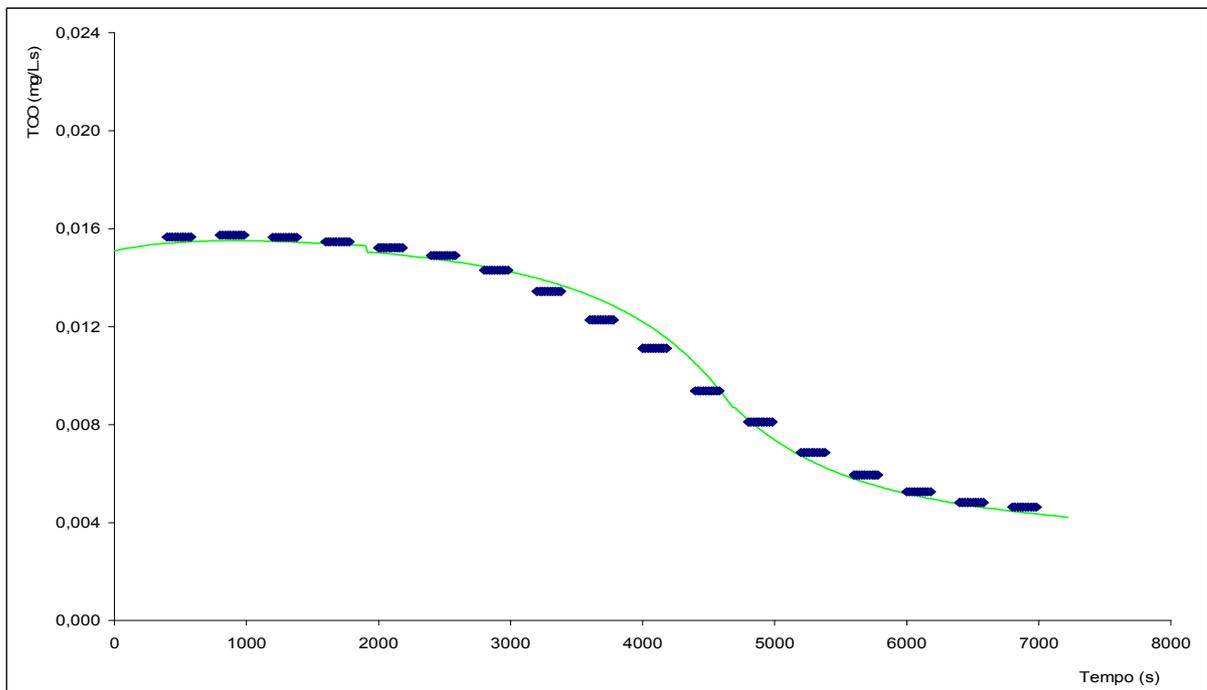


Figura 9.90 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 01/10/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 30 dias de idade de lodo.

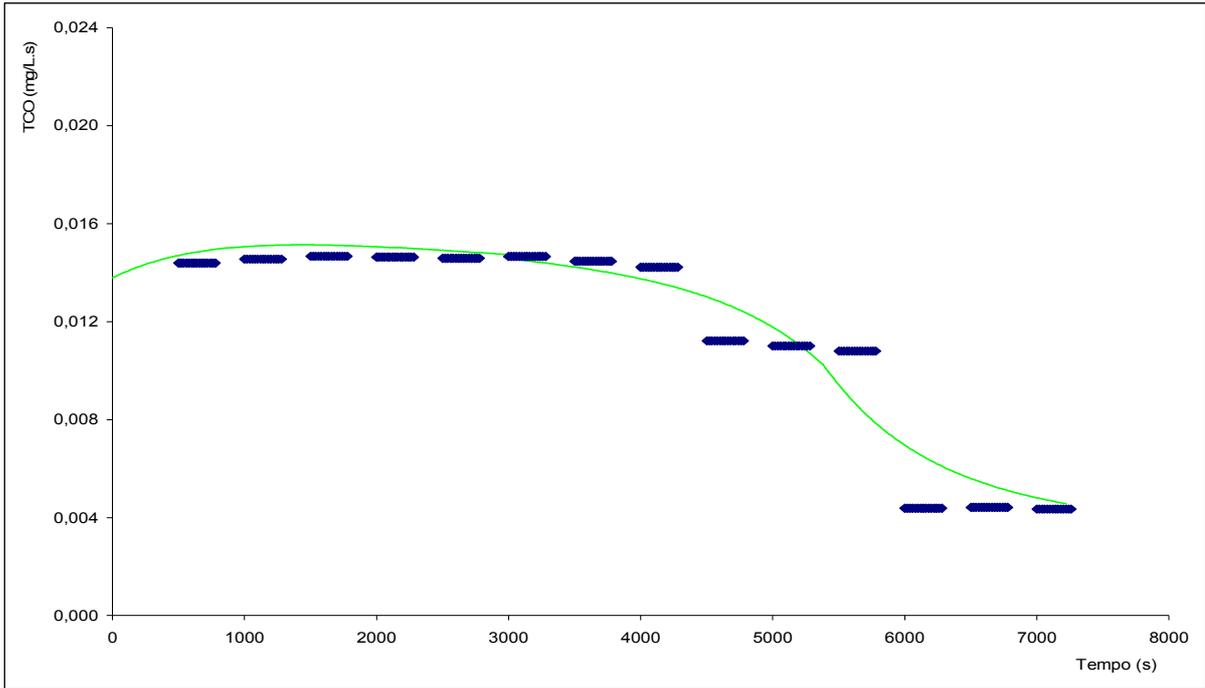


Figura 9.91 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 05/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

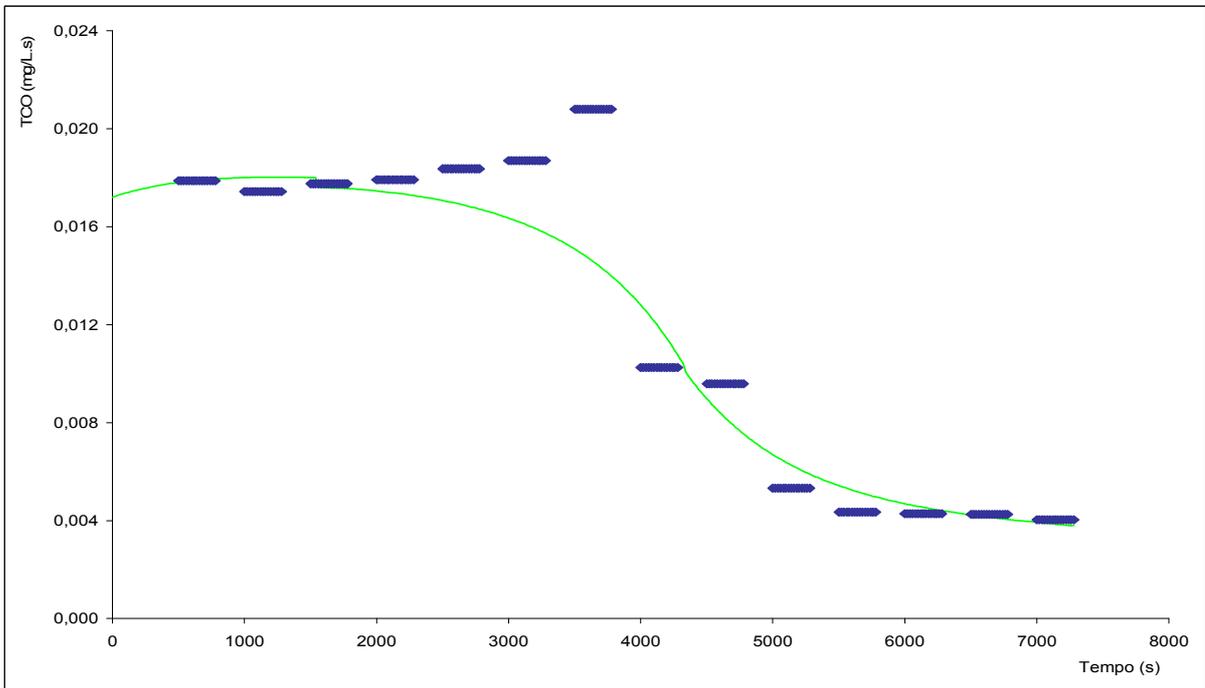


Figura 9.92 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 06/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

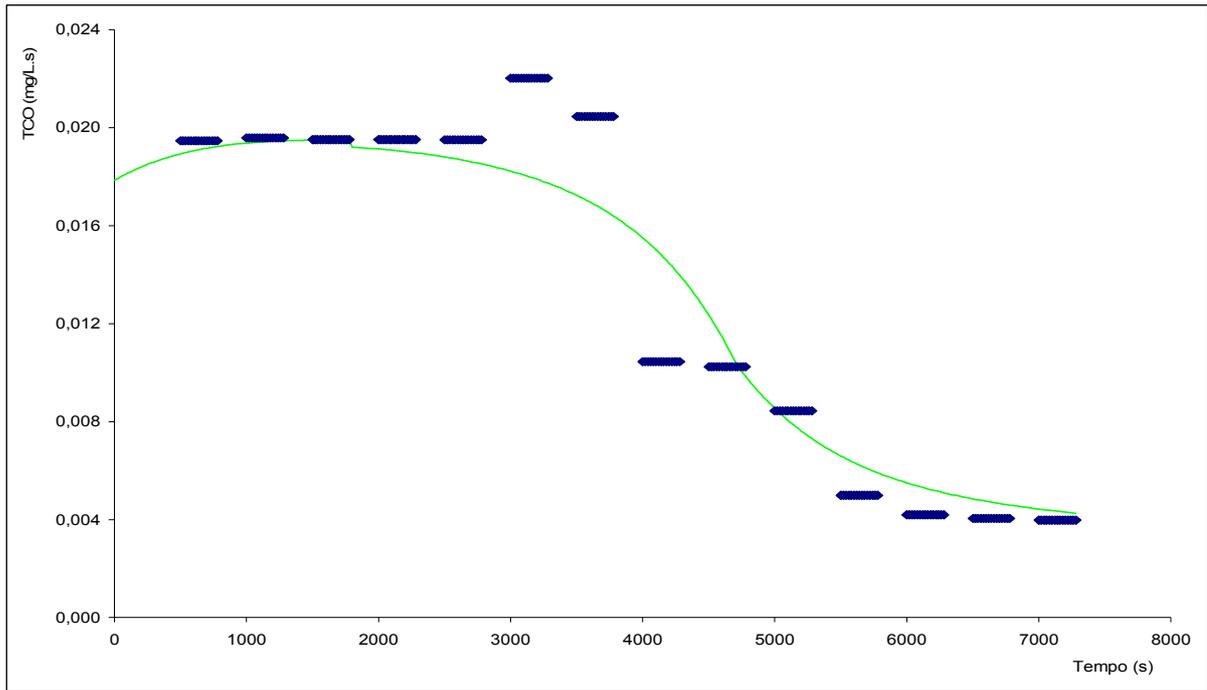


Figura 9.93 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 07/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

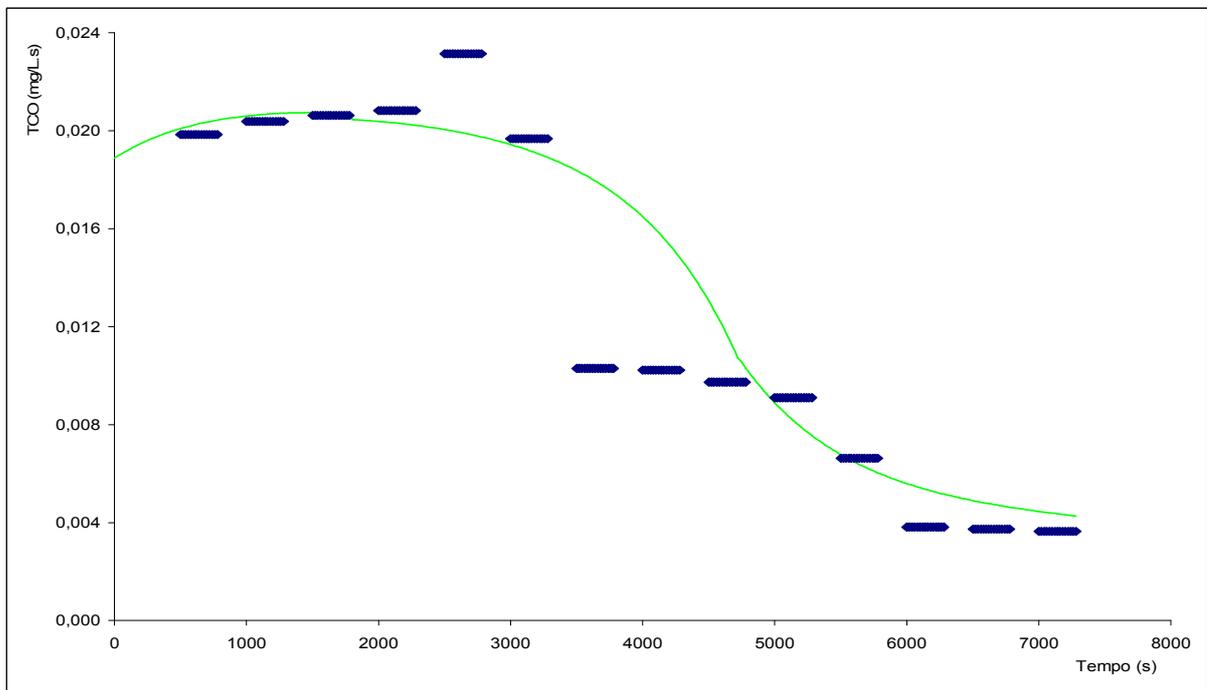


Figura 9.94 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 08/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

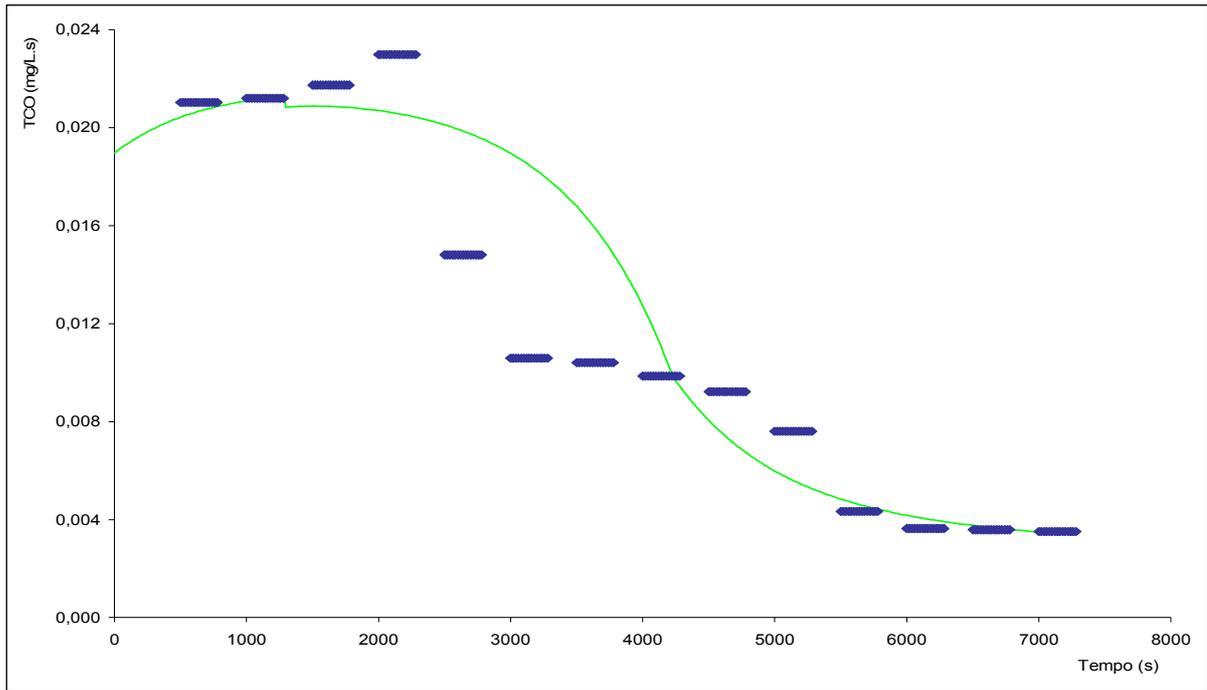


Figura 9.95 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 09/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

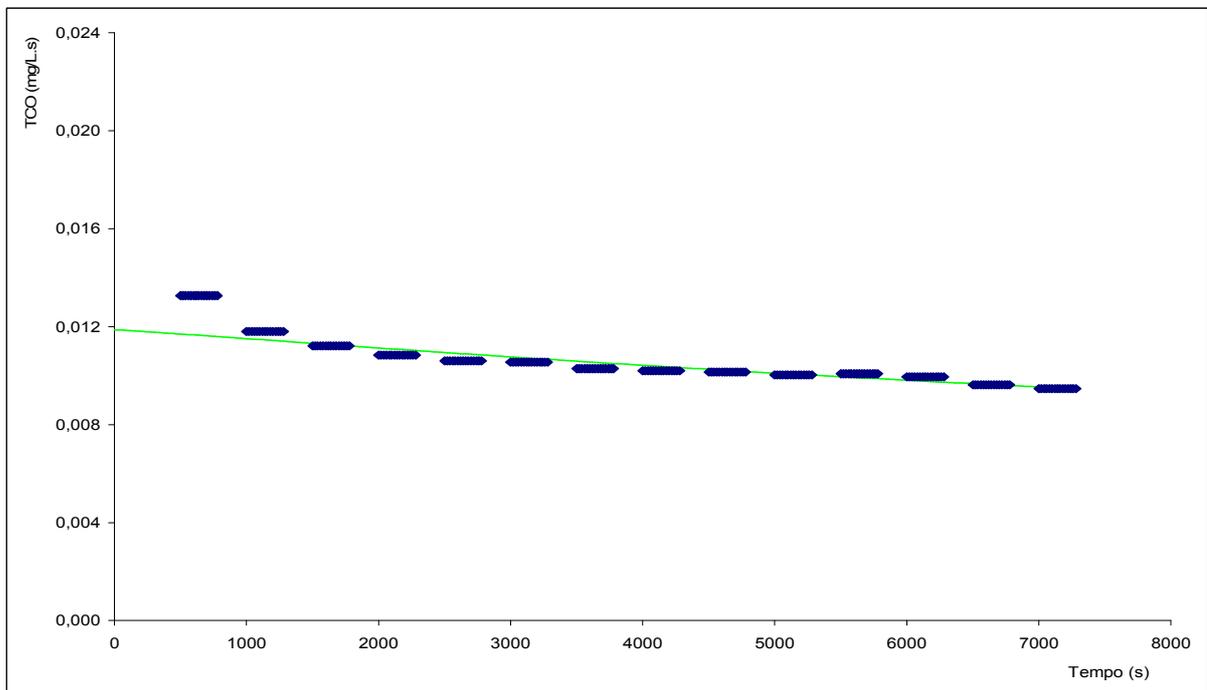


Figura 9.96 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 10/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

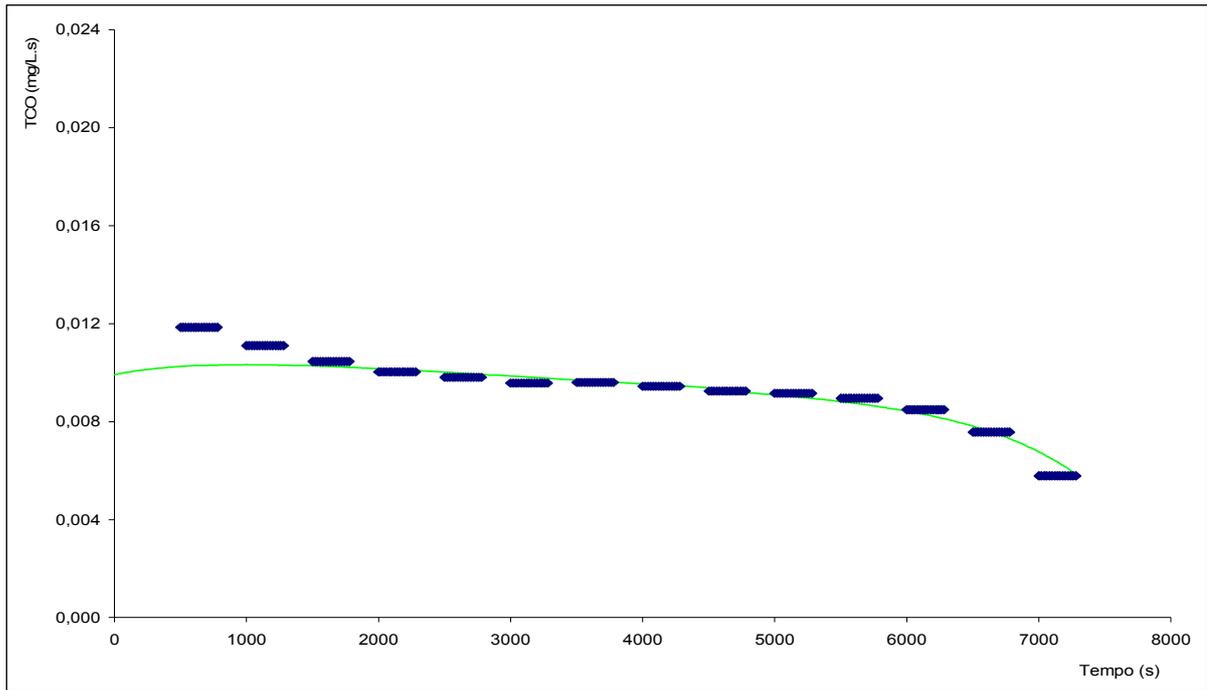


Figura 9.97 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 11/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

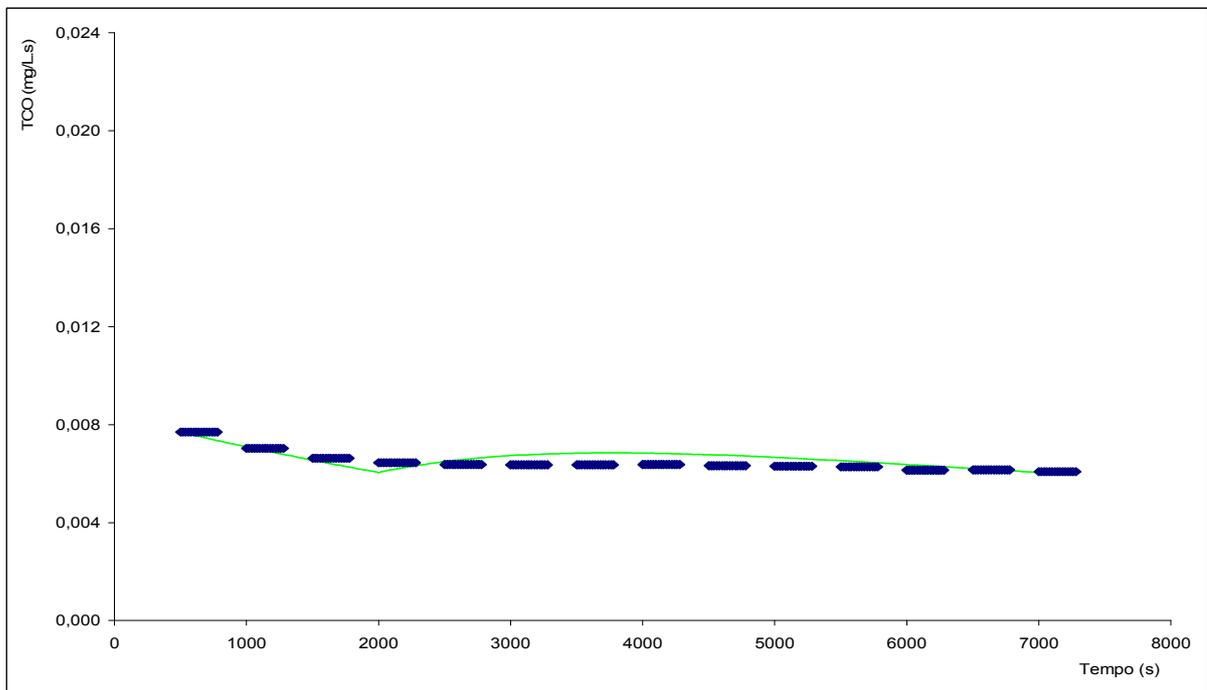


Figura 9.98 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 12/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

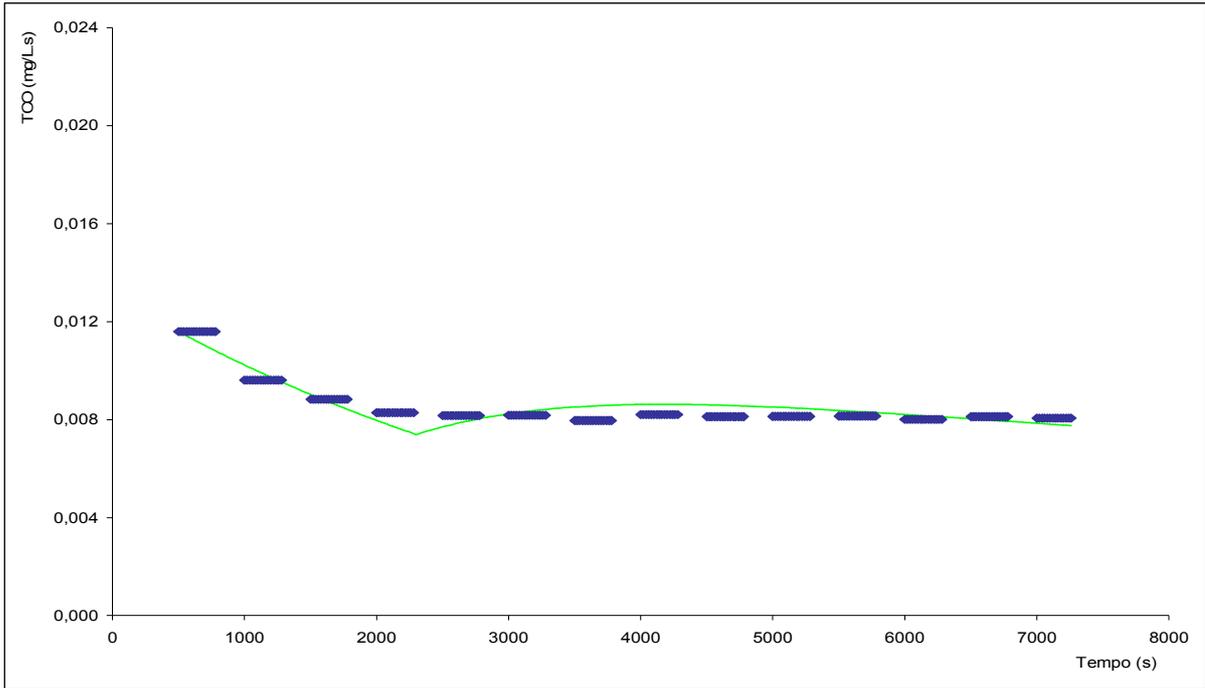


Figura 9.99 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 13/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

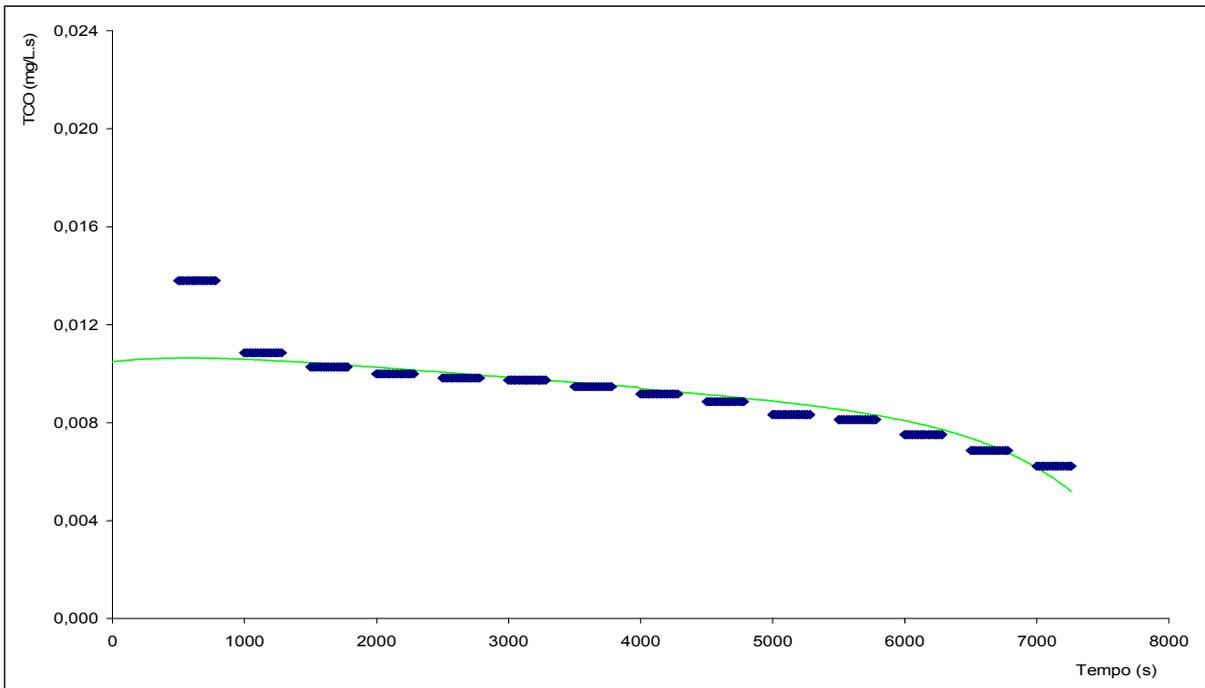


Figura 9.100 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 14/11/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 20 dias de idade de lodo.

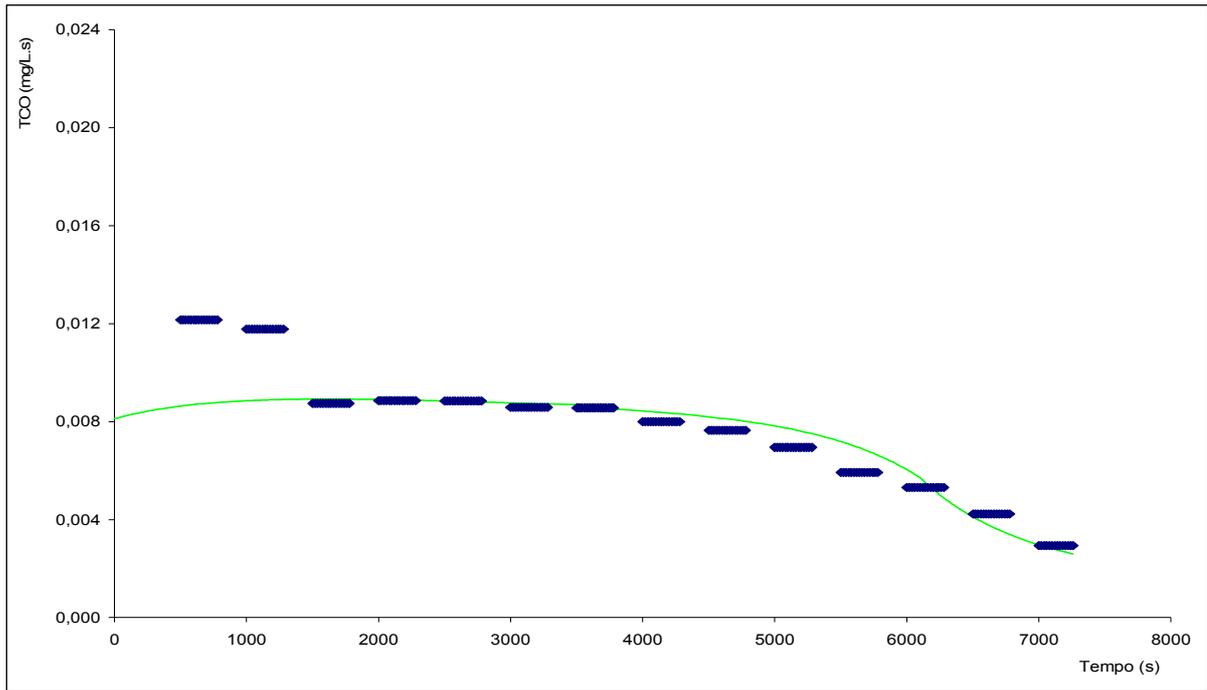


Figura 9.101 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 13/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

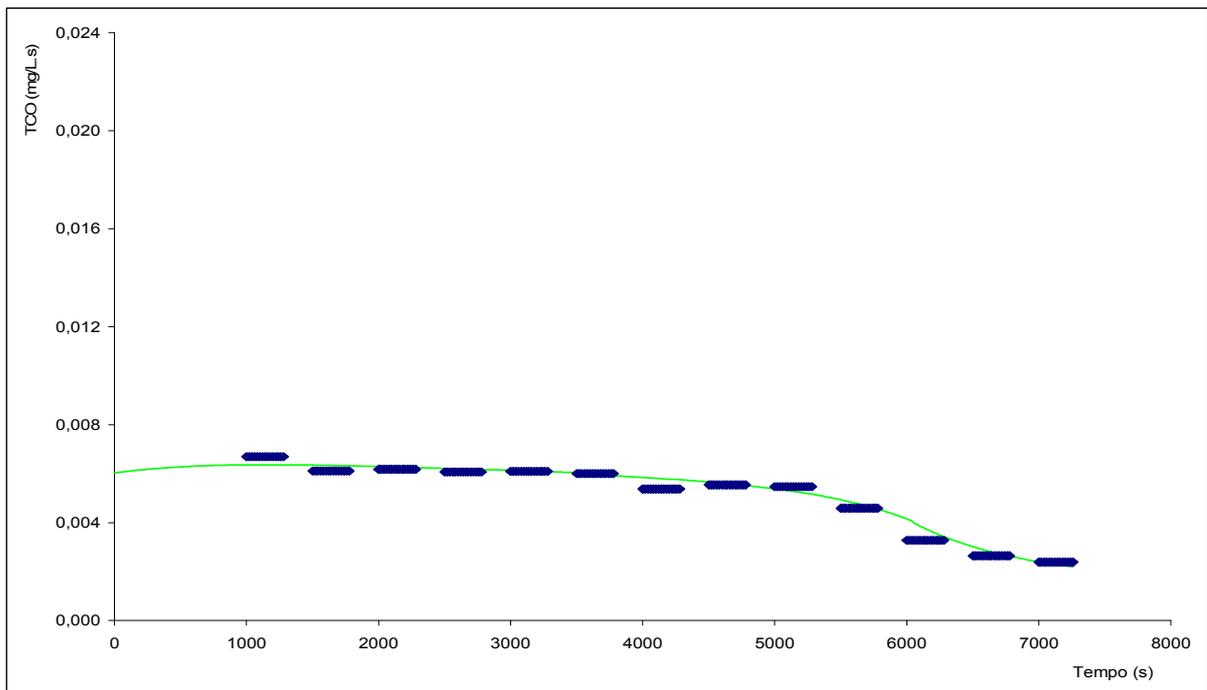


Figura 9.102 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 14/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

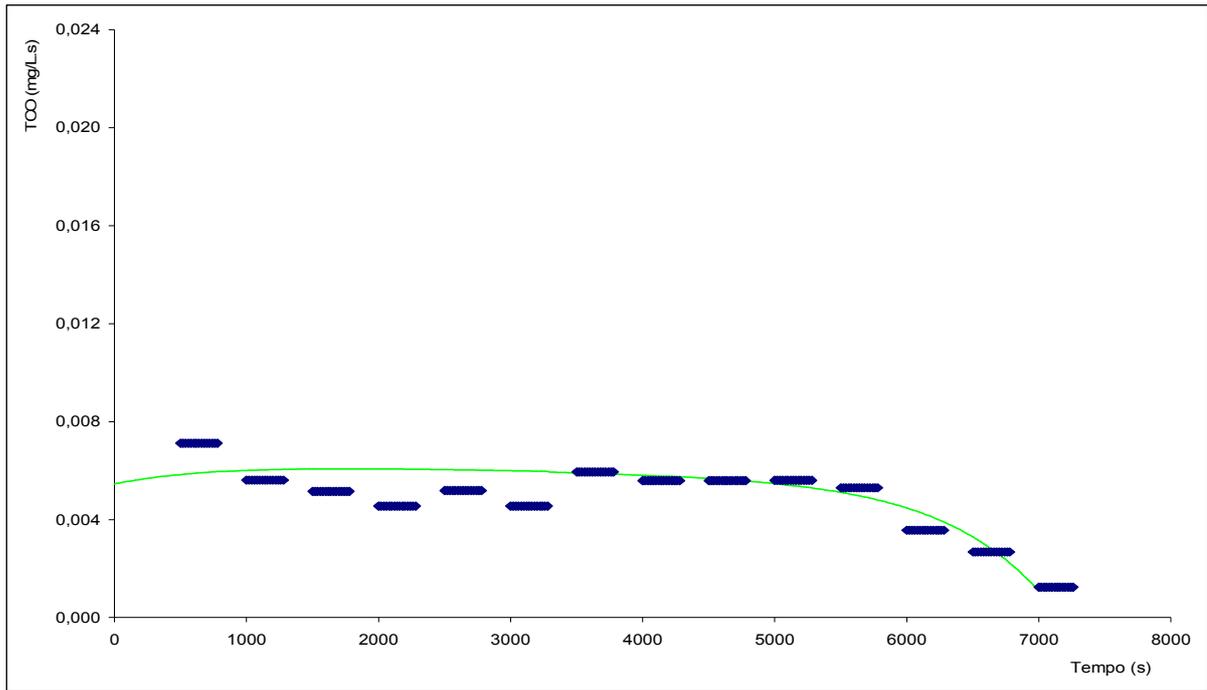


Figura 9.103 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 15/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

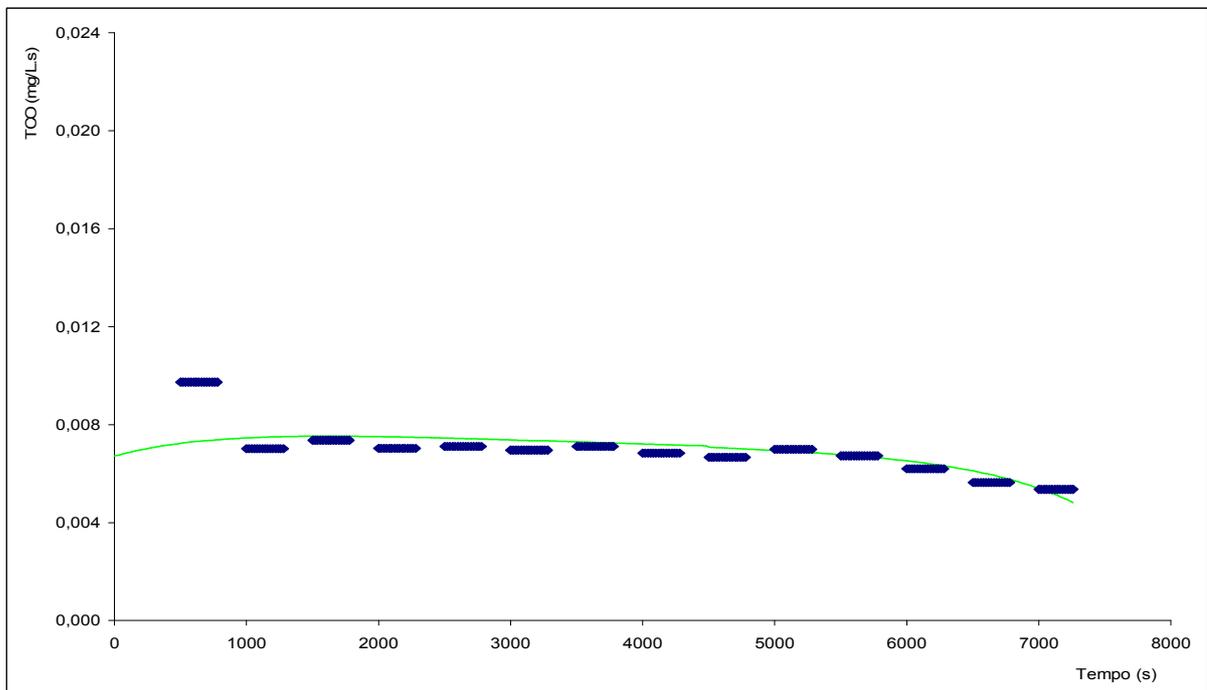


Figura 9.104 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 16/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

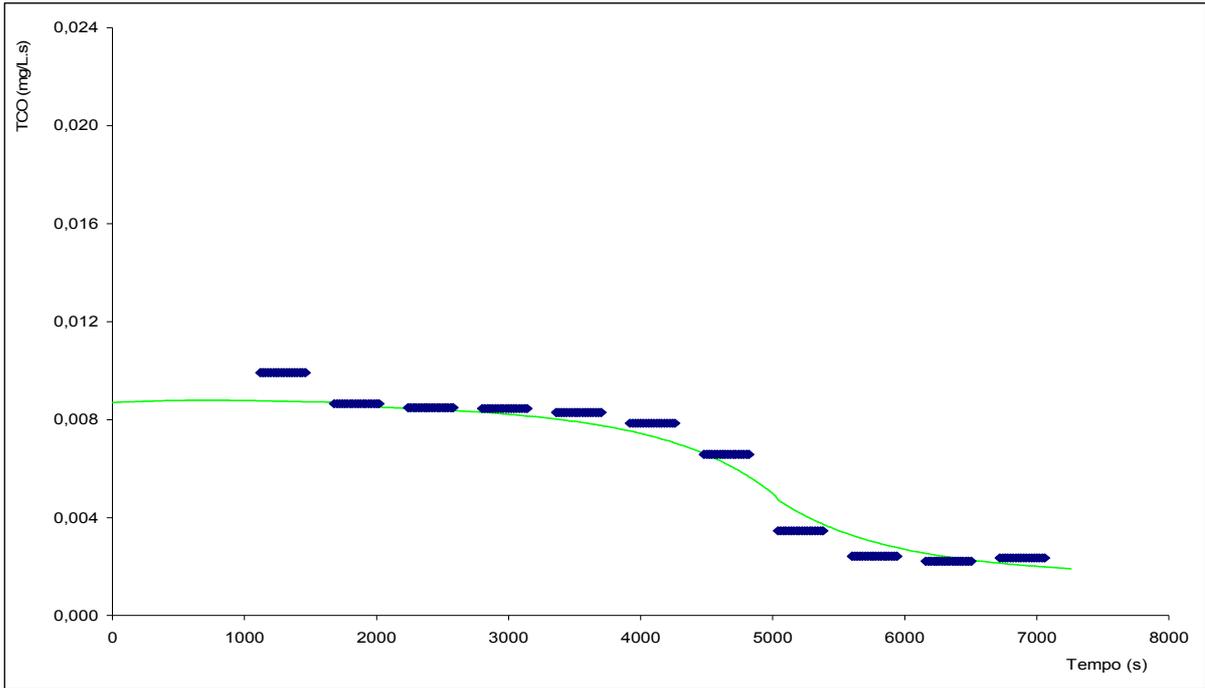


Figura 9.105 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 17/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

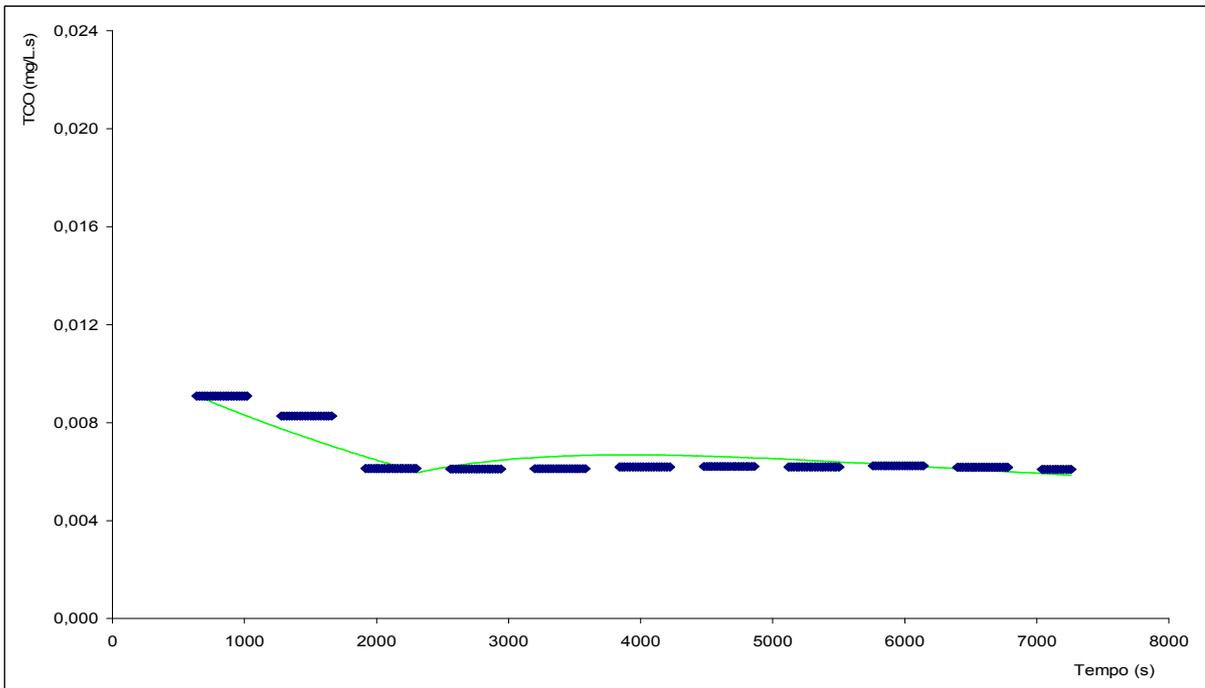


Figura 9.106 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 18/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

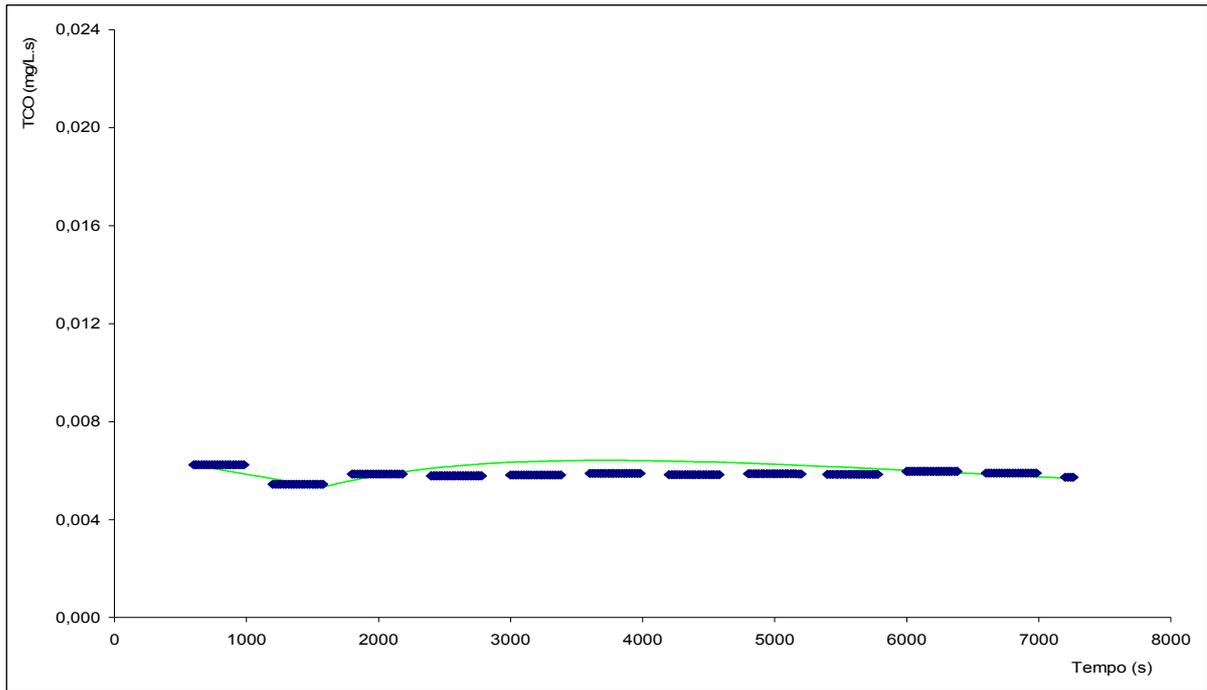


Figura 9.107 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 19/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

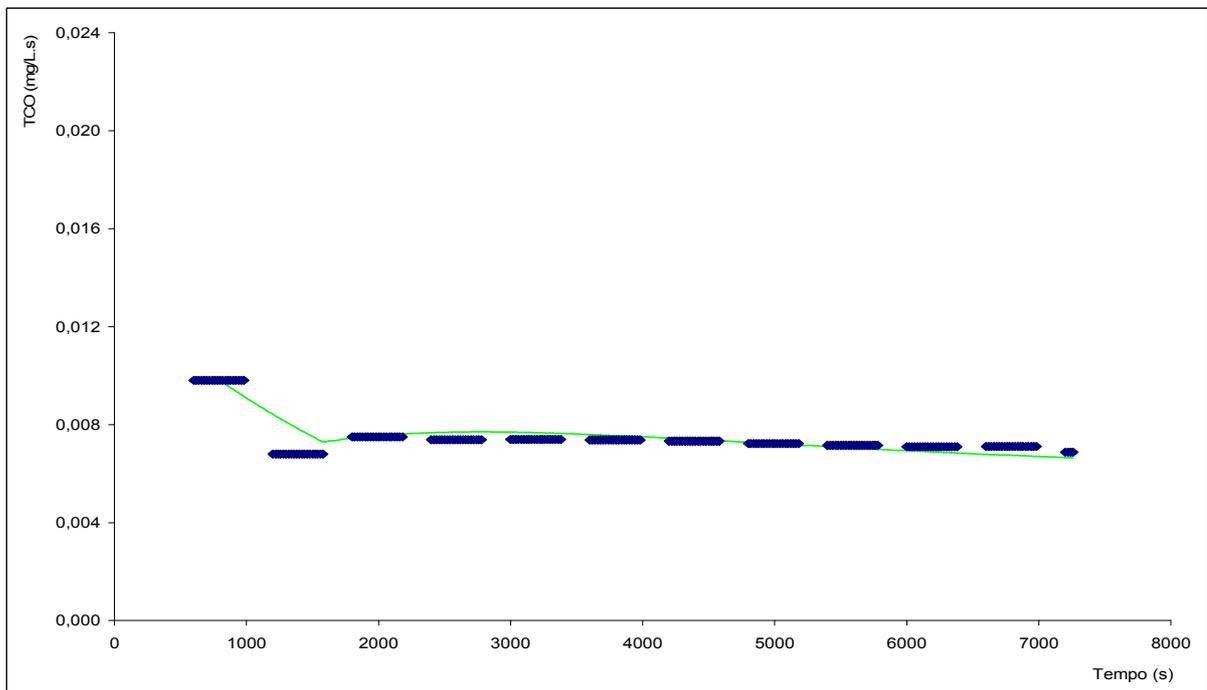


Figura 9.108 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 20/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

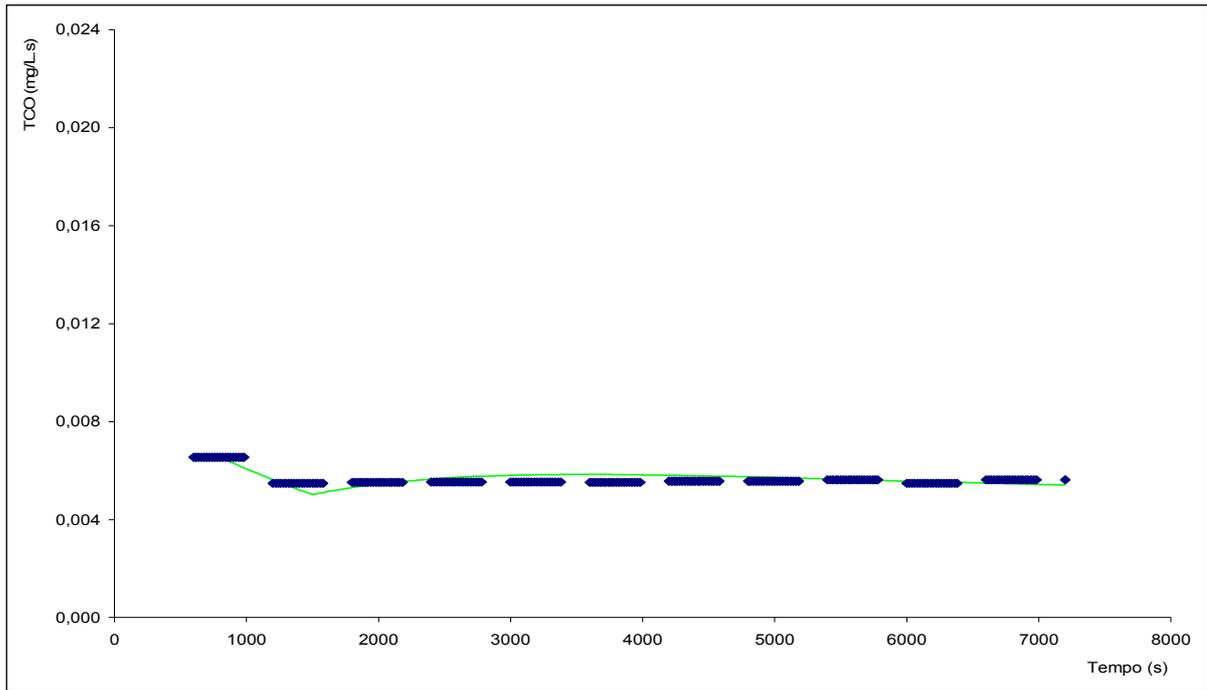


Figura 9.109 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 21/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

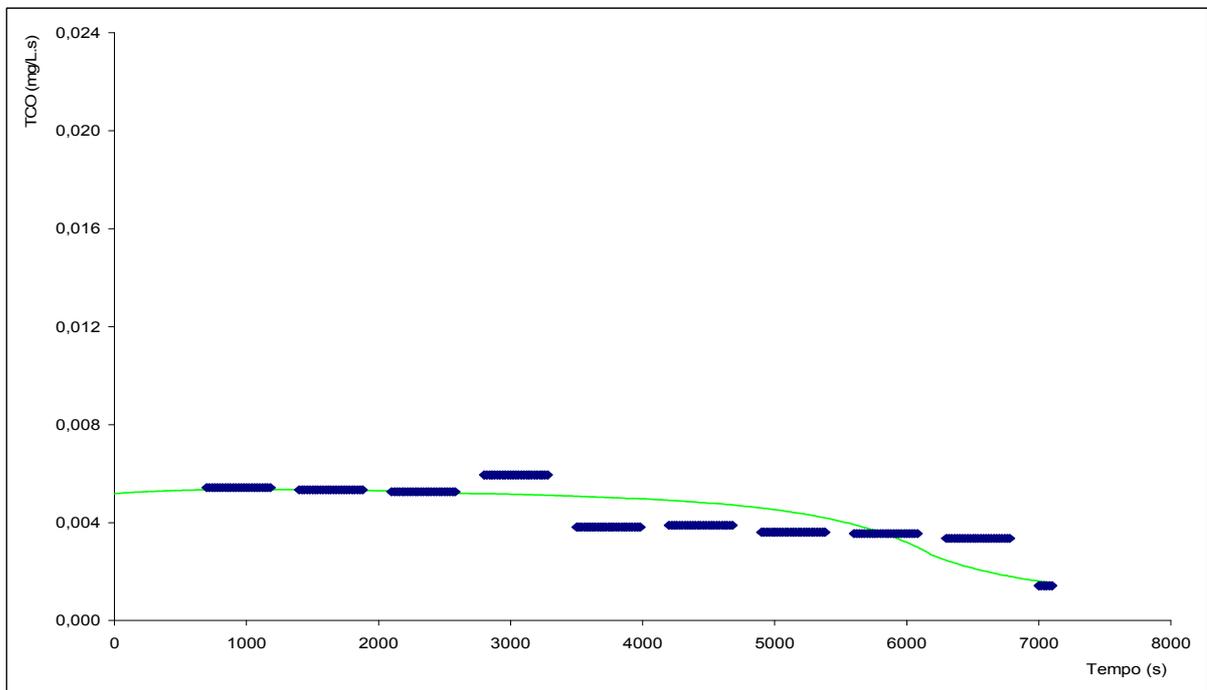


Figura 9.110 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 22/12/2003 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 10 dias de idade de lodo.

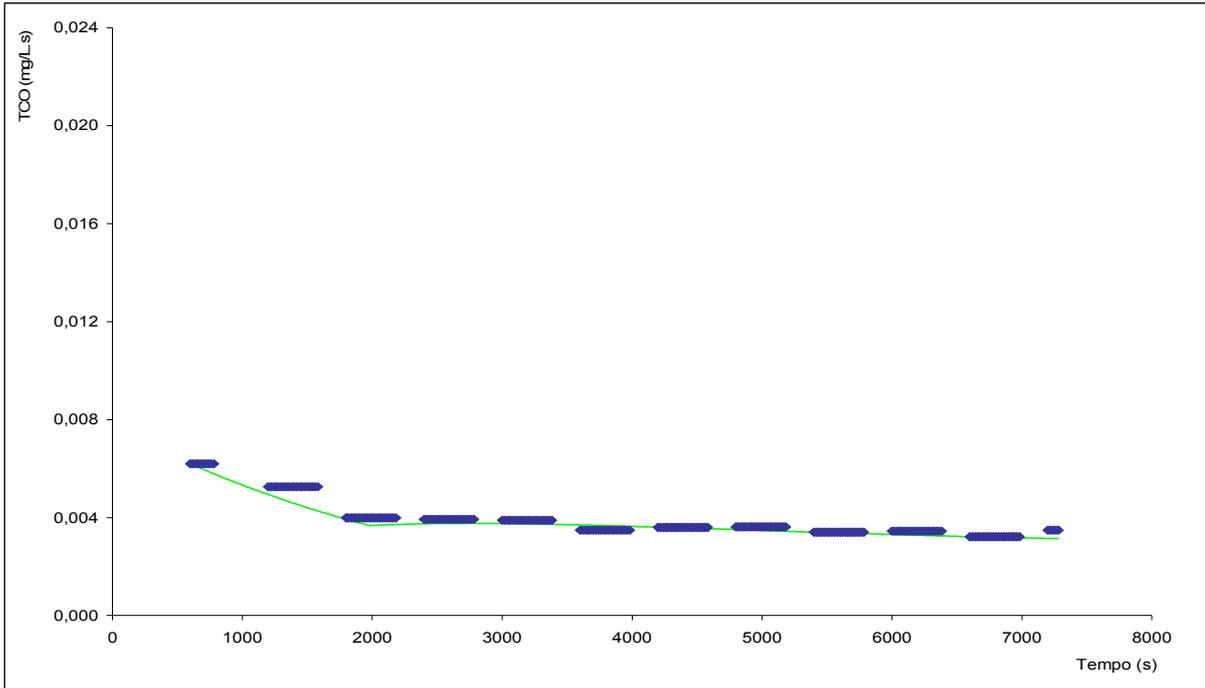


Figura 9.111 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 15/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

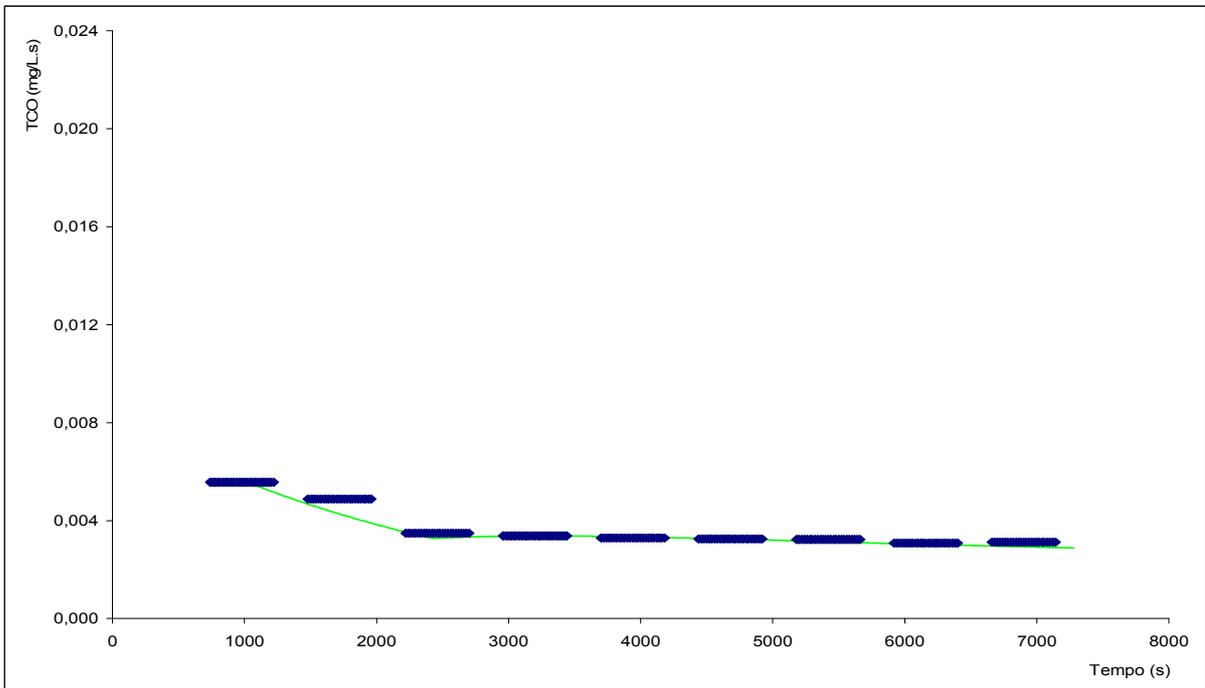


Figura 9.112 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 16/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

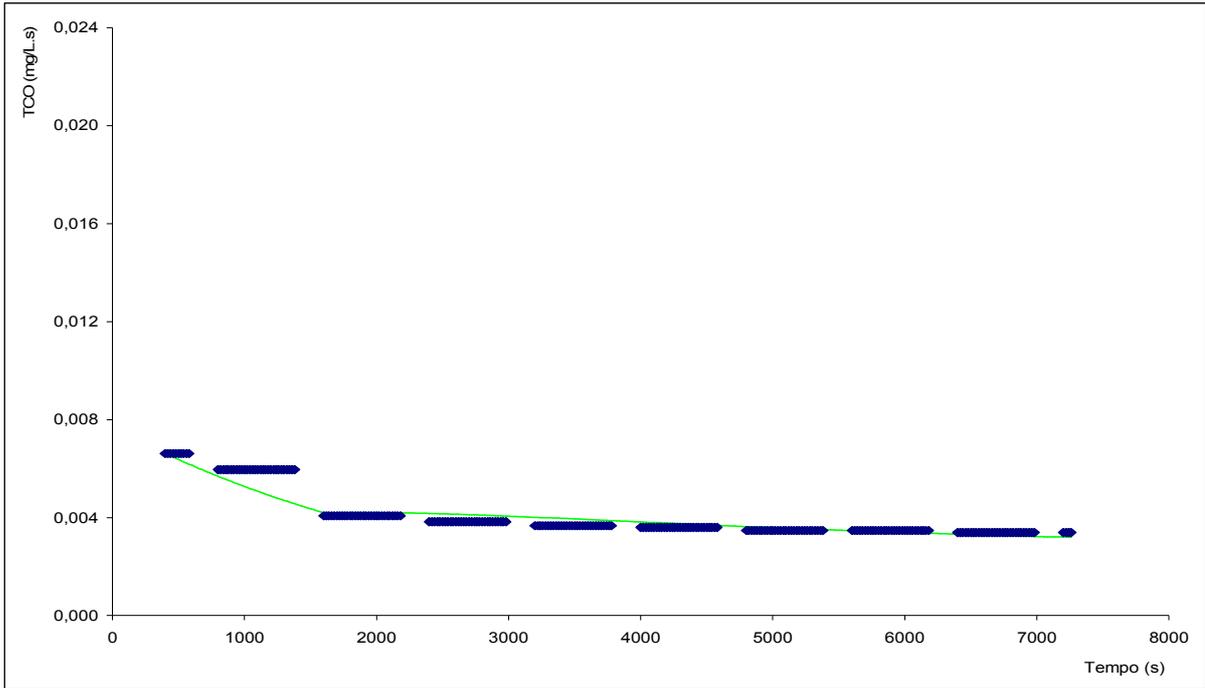


Figura 9.113 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 17/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

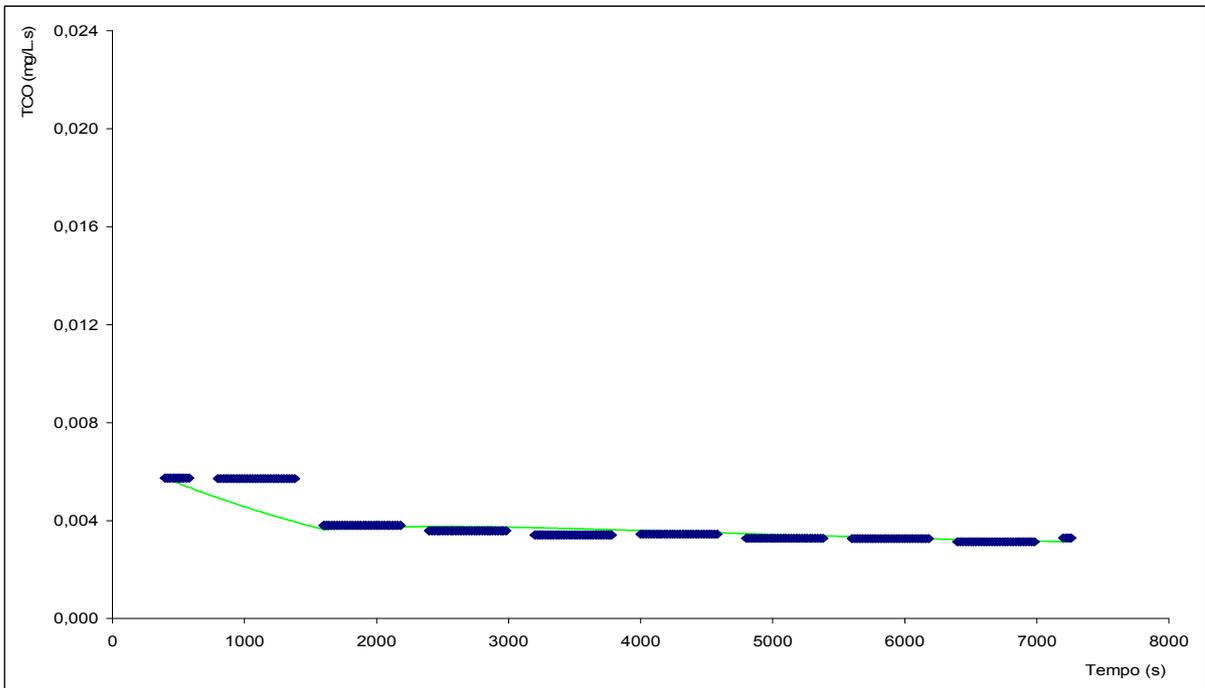


Figura 9.114 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 18/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

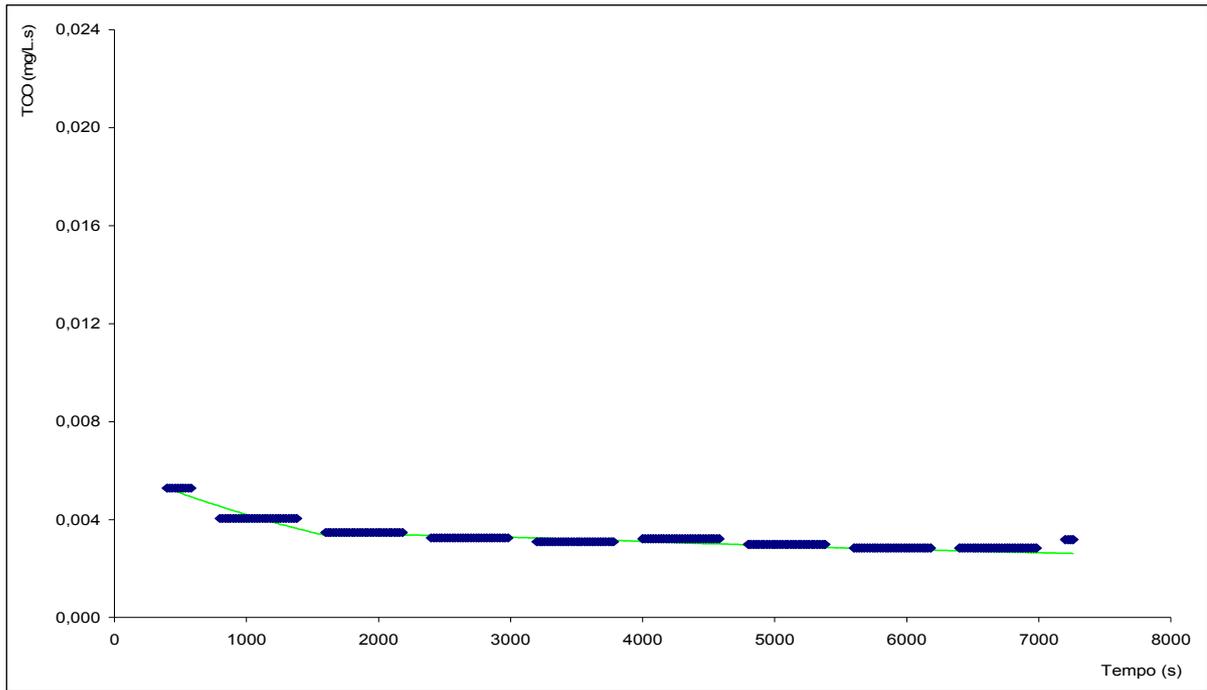


Figura 9.115 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 19/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

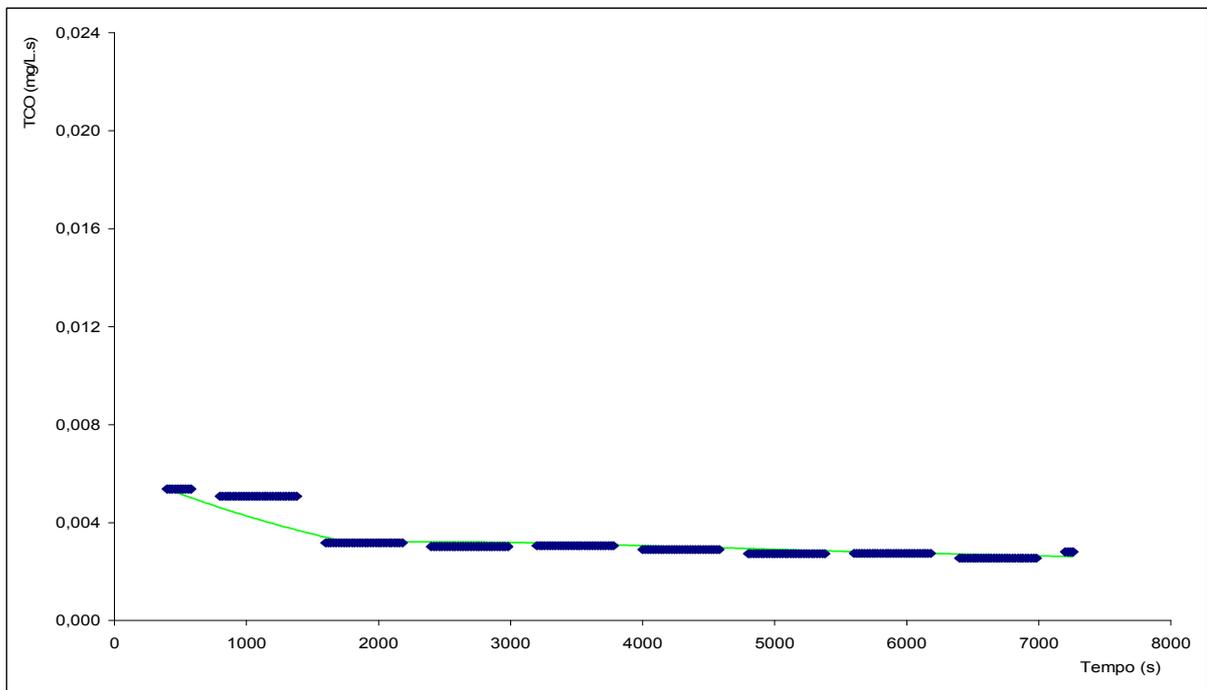


Figura 9.116 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 20/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

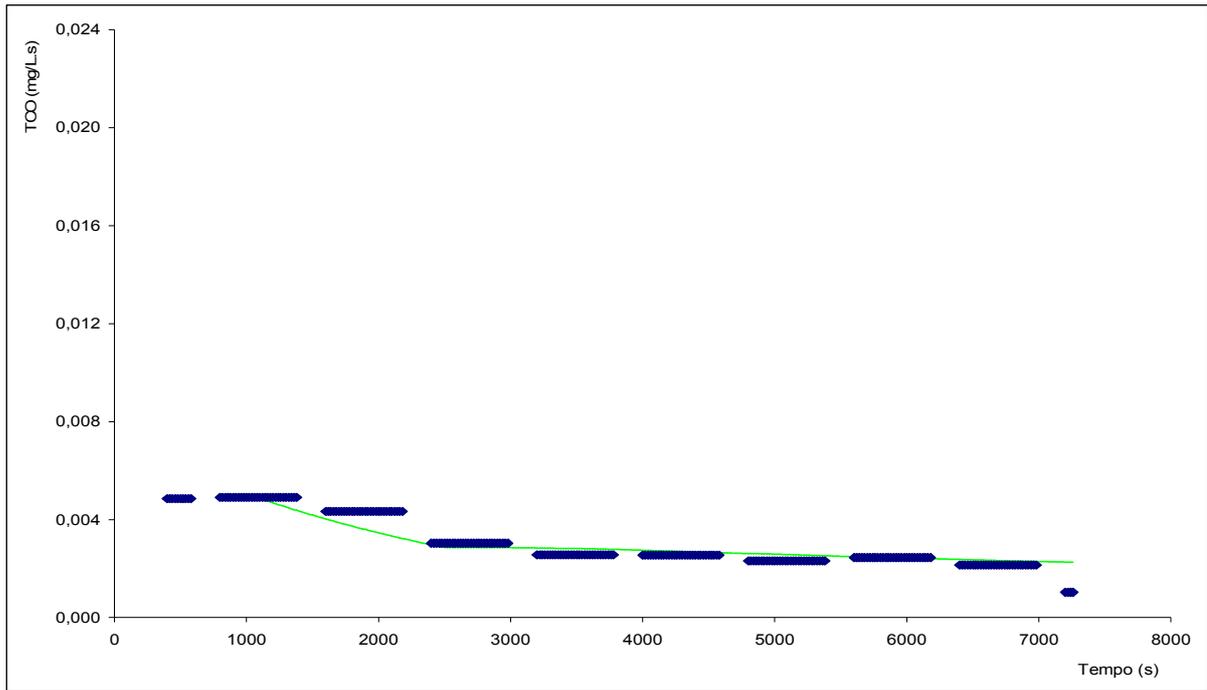


Figura 9.117 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 21/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

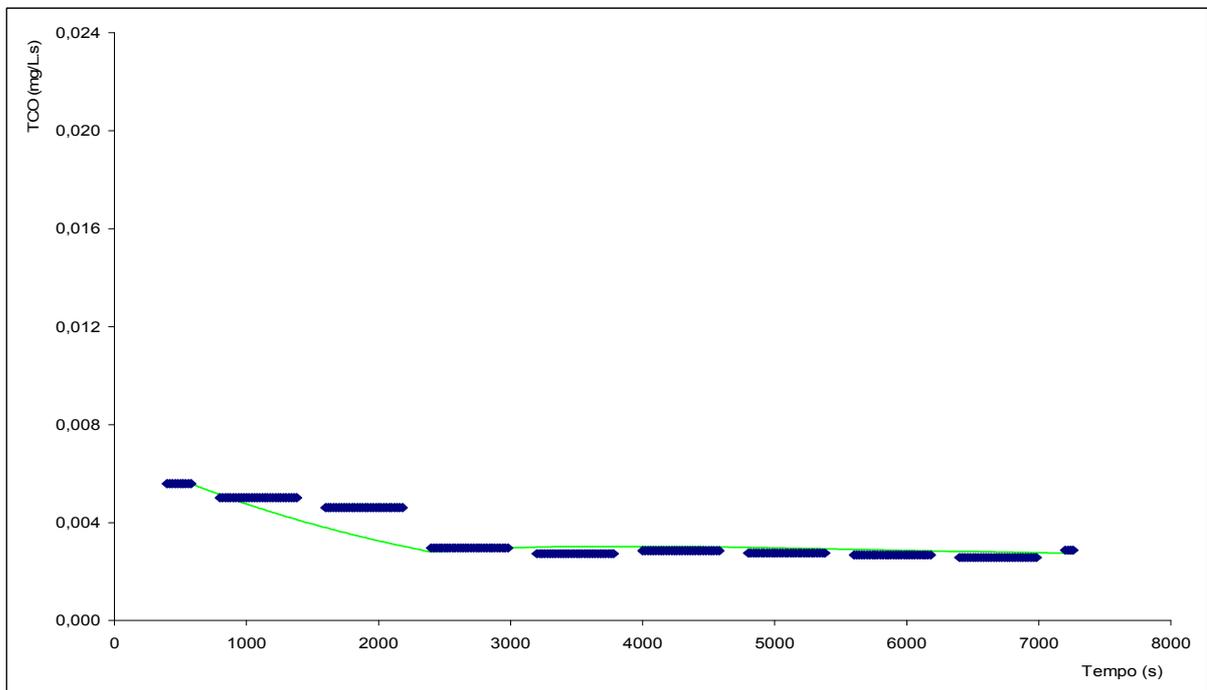


Figura 9.118 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 22/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

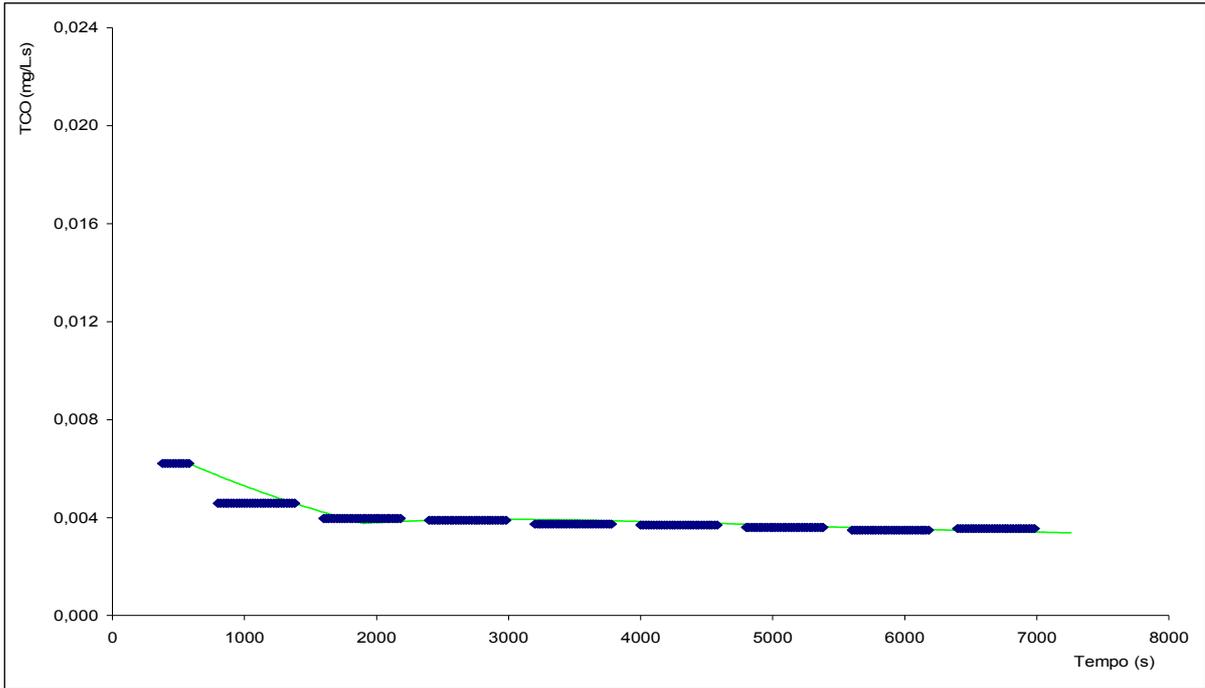


Figura 9.119 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 23/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.

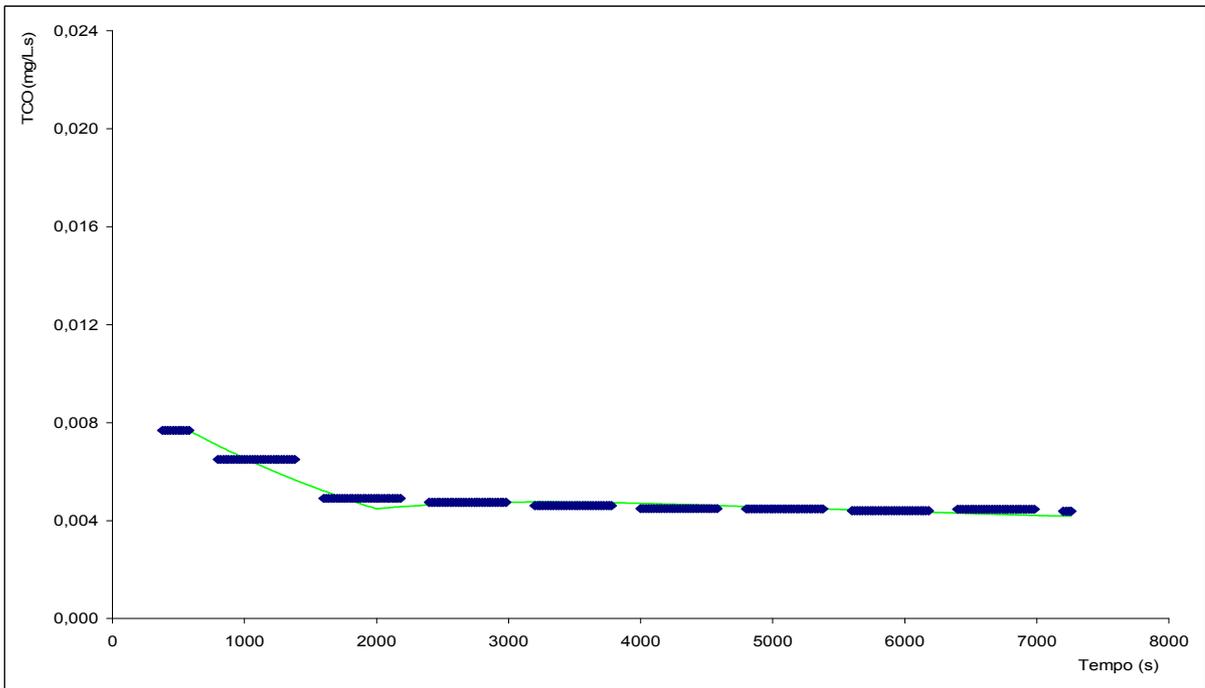


Figura 9.120 – Curva teórica e valores experimentais da taxa de consumo de oxigênio (TCO) em 24/01/2004 no RSB1 removendo matéria orgânica e nitrogênio com 5 dias de idade de lodo.