



UNIVERSIDADE ESTADUAL DA PARAÍBA
PRÓ-REITORIA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL

DANIELLE PATRÍCIO BRASIL

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE MATÉRIA ORGÂNICA E NUTRIENTES DE
ESGOTOS SANITÁRIOS UTILIZANDO REATORES EM BATELADAS
SEQUENCIAIS**

CAMPINA GRANDE
2010

DANIELLE PATRÍCIO BRASIL

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE MATÉRIA ORGÂNICA E NUTRIENTES DE
ESGOTOS SANITÁRIOS UTILIZANDO REATORES EM BATELADAS
SEQUENCIAIS**

Dissertação apresentada ao Mestrado de
Ciência e Tecnologia Ambiental da
Universidade Estadual da Paraíba, em
cumprimento às exigências para obtenção
do título de mestre.

ORIENTADOR: Dr. José Tavares de Sousa

CO-ORIENTADOR: Dr. Wilton Silva Lopes

CAMPINA GRANDE

2010

É expressamente proibida a comercialização deste documento, tanto na sua forma impressa como eletrônica. Sua reprodução total ou parcial é permitida exclusivamente para fins acadêmicos e científicos, desde que na reprodução figure a identificação do autor, título, instituição e ano da dissertação

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL-UEPB

B823r Brasil, Danielle Patrício.
Remoção biológica de matéria orgânica e nutrientes de esgotos sanitários utilizando reatores em bateladas seqüenciais [manuscrito] / Danielle Patrício Brasil. – 2010.
85 f.: il. color.

Digitado
Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia Ambiental), Centro de Ciências e Tecnologias, Universidade Estadual da Paraíba, 2010.

“Orientação: Prof. Dr. José Tavares de Sousa, Departamento de Química”.
“Co-Orientação: Prof. Dr. Wilton Silva Lopes, Departamento de Química”

1 Meio Ambiente – Poluentes. 2. Nitrificação. 3. Eutrofização. I. Título.

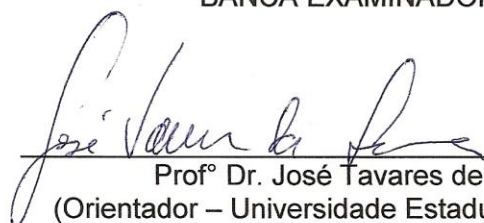
22. ed. CDD 363.738

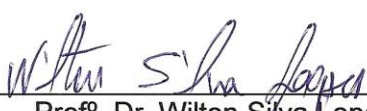
DANIELLE PATRÍCIO BRASIL

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE MATÉRIA ORGÂNICA E NUTRIENTES DE
ESGOTOS SANITÁRIOS UTILIZANDO REATORES EM BATELADAS
SEQUENCIAIS**

DISSERTAÇÃO APROVADA EM: 25/02/2010

BANCA EXAMINADORA:


Profº Dr. José Tavares de Sousa
(Orientador – Universidade Estadual da Paraíba)


Profº. Dr. Wilton Silva Lopes
(Co-orientador – Universidade Estadual da Paraíba)


Profº. Dr. Valdeir Duarte Leite
(Examinador interno - Universidade Estadual da Paraíba)


Profº. Dr. Gilson Barbosa Athayde Júnior
(Examinador externo – Universidade Federal da Paraíba)

CAMPINA GRANDE - PB

2010

Dedico a minha família em especial aos meus pais, ao meu esposo, a minha irmã Viviane, a minha tia Elza, e a minha prima Fabiana, com carinho e admiração por serem parte essencial da minha família.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a *DEUS*, força maior que rege a minha vida onde permanece comigo durante todos os momentos difíceis e felizes, dando-me força e sobretudo saúde.

Aos meus pais *Ezimar Patrício e Francisco das Chagas Brasil*, pela segurança, dedicação, carinho, incentivo e compreensão durante os meus estudos.

Ao meu esposo *William*, pelo incentivo e compreensão no decorrer do mestrado.

Ao professor *José Tavares*, pela orientação, amizade e oportunidade de desenvolver este trabalho.

Ao professor *Wilton*, pela co-orientação, amizade, sugestões, apoio e conhecimentos transmitidos.

Aos professores *Valderi e Beatriz Ceballos*, pela amizade e por partilhar seus conhecimentos e lições de vida.

A todos os *professores, funcionários e alunos* do Mestrado em ciência e tecnologia ambiental, em especial a *Rodrigo*.

Aos amigos da universidade *Carol, Celina, Danuza, Eclésio, Nalba, Patrícia, Simone, Rita, Sílvia e Vanessa*, obrigada pela amizade e apoio.

Aos amigos do laboratório, *Clélia, Eclésio, Eliana, Érica, Eudes, Fabiana, Israel, Lincoln, Luciene, Luciana, Nélia e Vanessa*, pela amizade e ajuda nas horas mais precisas.

A *Universidade Estadual da Paraíba*, por conceder a oportunidade de realizar um mestrado.

À *todos* que de alguma forma contribuíram para realização deste trabalho, meus sinceros agradecimentos.

RESUMO

Nos últimos anos tem-se observado uma acelerada deterioração da qualidade das águas devido a descarga de efluentes com grandes quantidades de nutrientes, principalmente, nitrogênio e fósforo, os quais são apontados como os principais responsáveis pelo fenômeno de eutrofização. Com a finalidade de minimizar os impactos causados com o lançamento desses nutrientes, o presente trabalho investigou o desempenho de dois reatores em bateladas seqüenciais na remoção de matéria orgânica e nutrientes presentes em esgotos sanitários. Os reatores foram construídos em vidro com volume útil de 12,6L e trataram 12,6L/ciclo de esgoto bruto em três bateladas de oito horas. O reator 1 (RBS1) foi operado com idade de lodo de 10 dias e o reator 2 (RBS2) com idade de lodo de 7 dias. A operação dos reatores foi dividida em 4 fases: as fases 1 e 3 foram caracterizadas como período de aclimatação das fases 2 e 4 respectivamente. Os parâmetros físico-químicos monitorados foram: pH, alcalinidade, as frações de sólidos, DQO total, DQO filtrada, compostos nitrogenados, fósforo total e ortofosfato. Além disso, foram realizados na fase 4 testes respirométricos associados a análises laboratoriais para avaliar a liberação do fósforo e o consumo do material orgânico em ambiente anaeróbio e a absorção do fósforo em ambiente aeróbio. Os resultados obtidos mostraram que os reatores foram eficientes na remoção de matéria orgânica em todas as fases. Quanto à remoção de NTK, os reatores apresentaram praticamente o mesmo comportamento nas fases 2 e 4, sendo suas eficiências de aproximadamente 93% e 96% para o RBS1 e de 96% e 94% para o RBS2, respectivamente. A eficiência de remoção de amônia foi semelhante nos reatores, apresentando média aproximada dos 95%, nas fases 2 e 4. A remoção biológica de fósforo apresentou eficiência média de 91% do fósforo total e 89% do ortofosfato na fase 1 do RBS1, e nas demais fases não ultrapassaram eficiências de 70%. Observou-se também nos testes respirométricos associados a análises laboratoriais que quando há presença dos OAF e de material solúvel biodegradável suficiente, é possível ocorrer simultaneamente liberação de fósforo e desnitrificação na zona anaeróbia.

PALAVRAS CHAVE: Nitrificação; desnitrificação; remoção biológica de fósforo, reator em bateladas seqüenciais.

ABSTRACT

In recent years there has been a rapid deterioration in water quality due to the disposal of large amounts of nutrients, especially nitrogen and phosphorus, which are described as the major responsible for the phenomenon of eutrophication. In order to minimize the impacts with the release of these nutrients, this study investigated the performance of two sequencing batch reactors on removal of organic matter and nutrients in sewage. The reactors were constructed of glass with a volume of 12,6 L and treated 12,6 L / day of raw sewage in three batches of eight hours. The reactor 1 (RBS1) was operated with sludge age of 10 days and the reactor 2 (RBS2) with sludge age of 7 days. The operation of the reactors was divided into 4 phases: in phases 1 and 2 it was inoculated a sludge with SSV concentrations of 2470 mg.L⁻¹ and in phases 3 and 4 it was inoculated a sludge with SSV concentrations of 1800 mg.L⁻¹, in both reactors. Phases 1 and 3 were characterized as a period of acclimatization of phases 2 and 4 respectively. The physical and chemical parameters monitored were: pH, alkalinity, the fractions of solids, total COD, filtered COD, nitrogen compounds, total phosphorus and orthophosphate. Beyond this, it were also performed in stage 4 respirometric tests associated with laboratory analysis to check the phosphorus release and the consumption of organic material in anaerobic environment and the absorption of phosphorus in aerobic environment. The results showed that the reactors were efficient in removing organic matter in all stages. Regarding to the removal of TKN, the reactors had almost the same behavior in phases 2 and 4, with its efficiencies of around 93% and 96% for rbs1 and 96% and 94% for RBS2 respectively. The removal efficiency of ammonia was similar in the reactors, with an average of approximately 95% in phases 2 and 4. The biological phosphorus removal showed an average efficiency of 91% of total phosphorus and 89% of orthophosphate in phase 1 of rbs1, and in the other phases did not exceed efficiencies of 70%. It was also observed in respirometric tests associated with laboratory analysis that it is possible to occur phosphorus release and denitrification in the anaerobic zone simultaneously, when there is presence of OAF and soluble biodegradable material.

KEY WORDS: Nitrification; denitrification; biological phosphorus removal; sequencing batch reactor.

LISTA DE TABELAS

| | |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabela 1 Relação entre a fração de organismos nitrificantes e a relação DBO/NTK | 23 |
| Tabela 2 Valores ótimos de pH, OD e temperatura para o crescimento das bactérias desnitrificantes..... | 24 |
| Tabela 3 Diferenças entre organismos poli-P e organismos convencionais no sistema de lodo ativado (20°C) | 34 |
| Tabela 4 Eficiência de remoção de fósforo em alguns sistemas..... | 41 |
| Tabela 5 Período de operação e mgSSV.L ⁻¹ do lodo das fases de monitoramento dos RBS1 e RBS2 | 44 |
| Tabela 6 Descrição das fases dos ciclos operacionais dos reatores..... | 45 |
| Tabela 7 Condições operacionais dos RBS1 e RBS2 | 46 |
| Tabela 8 Parâmetros analisados no monitoramento dos sistemas, frequência em que eram realizados e seus respectivos métodos analíticos..... | 47 |
| Tabela 9 Valores médios de pH e alcalinidade total do esgoto bruto e dos efluentes dos RBS1 e RBS2 | 50 |
| Tabela 10 Valores de sólidos no esgoto bruto e nos efluentes dos RBS1 e RBS2 | 52 |
| Tabela 11 Dados da relação do fósforo liberado e DQO absorvida e o teor de fósforo no lodo nos testes do RBS1..... | 64 |
| Tabela 12 Dados da relação do fósforo liberado e DQO absorvida e o teor de fósforo no lodo nos testes do RBS2. | 65 |
| Tabela 13 Valores médios, desvio padrão, coeficiente de variação dos parâmetros DQO, NTK, amônia, nitrito, nitrato, fósforo total, ortofosfato no esgoto bruto e nos efluentes dos RBS1 e RBS2..... | 76 |
| Tabela 14 Valores do p-valor obtidos nas fases 1, 2, 3 e 4 dos RBS1 e RBS2.... | 78 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1 Mecanismo da remoção biológica de fósforo | 31 |
| Figura 2 Sistema Phoredox A/O..... | 37 |
| Figura 3 Sistema Phoredox A ² O..... | 37 |
| Figura 4 Sistema Bardenpho 5 estágios..... | 38 |
| Figura 5 Sistema UCT..... | 39 |
| Figura 6 Sistema UCT modificado | 39 |
| Figura 7 Reator em bateladas seqüenciais | 40 |
| Figura 8 Dimensões do reator | 42 |
| Figura 9 Foto do reator em bateladas seqüenciais | 43 |
| Figura 10 Esquema dos equipamentos utilizados no teste respirométricos | 48 |
| Figura 11 Comportamento da concentração de DQO total do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores..... | 53 |
| Figura 12 Comportamento da concentração de DQO filtrada do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores..... | 53 |
| Figura 13 Comportamento da concentração de NTK do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores..... | 55 |
| Figura 14 Comportamento da concentração de Nitrogênio Amoniacal do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores..... | 55 |
| Figura 15 Comportamento da concentração de nitrito do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores..... | 56 |
| Figura 16 Comportamento da concentração de nitrato do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores..... | 57 |
| Figura 17 Comportamento da concentração de fósforo total do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores..... | 59 |
| Figura 18 Comportamento da concentração de ortofosfato do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores 1 e 2 | 59 |
| Figura 19 Respirograma obtido durante teste respirométrico com lodo do RBS1..... | 62 |
| Figura 20 Variações das concentrações de fosfato, nitrato e DQO com o lodo do RBS1..... | 63 |

| | |
|------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 21 Variações das concentrações de fosfato, nitrato e DQO com o lodo do RBS1..... | 63 |
| Figura 22 Respirograma obtido durante o primeiro teste com o lodo do RBS1..... | 78 |
| Figura 23 Respirograma obtido durante o segundo teste com o lodo do RBS1..... | 79 |
| Figura 24 Respirograma obtido durante o terceiro teste com o lodo do RBS1..... | 79 |
| Figura 25 Respirograma obtido durante o quarto teste com o lodo do RBS1..... | 80 |
| Figura 26 Respirograma obtido durante o quinto teste com o lodo do RBS1..... | 80 |
| Figura 27 Respirograma obtido durante o sexto teste com o lodo do RBS1..... | 81 |
| Figura 28 Respirograma obtido durante o sétimo teste com o lodo do RBS1..... | 81 |
| Figura 29 Respirograma obtido durante no primeiro teste com o lodo do RBS2..... | 82 |
| Figura 30 Respirograma obtido durante no segundo teste com o lodo do RBS2..... | 82 |
| Figura 31 Respirograma obtido durante no terceiro teste com o lodo do RBS2..... | 83 |
| Figura 32 Respirograma obtido durante no quarto teste com o lodo do RBS2..... | 83 |
| Figura 33 Respirograma obtido durante no quinto teste com o lodo do RBS2..... | 84 |
| Figura 34 Respirograma obtido durante no sexto teste com o lodo do RBS2..... | 84 |
| Figura 35 Respirograma obtido durante no sétimo teste com o lodo do RBS2..... | 85 |

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

| | |
|----------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| AGV: | Concentração de Ácidos Graxos Voláteis ($\text{mgHAc} \cdot \text{L}^{-1}$); |
| ANAMMOX: | Anaerobic Ammonium Oxidation; |
| ATP: | Adenosina Trifosfato; |
| b: | Constante de Decaimento de Lodo Ativo; |
| CaCO_3 : | Carbonato de Cálcio; |
| CAGEPA: | Companhia de Água e Esgotos do Estado da Paraíba; |
| CANON: | Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite; |
| CAT: | Ciclo do Ácido Tricarboxílico; |
| CPU: | Central Processing Unit; |
| CONAMA: | Conselho Nacional do Meio Ambiente; |
| DBO: | Demanda Bioquímica de Oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$); |
| DQO: | Demanda Química de Oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$); |
| EMP: | Embden-Meyerhoff-Parnas; |
| ED: | Embdner-Doudoroff; |
| ETE: | Estação de Tratamento de Esgoto; |
| EPA: | Environmental Protection Agency; |
| EXTRABES: | Estação Experimental de Tratamento Biológico de Esgotos Sanitários; |
| f: | Fração de Lodo Orgânico Decrescido como Resíduo Endógeno; |
| FISH: | Fluorescence in situ Hybridization (Hibridização in situ de Fluorescência); |
| f_{pe} : | Fração de P no Resíduo Endógeno; |
| f_{pd} : | Fração de Desnitrificação; |
| f_p : | Fração de Fósforo em Lodo Volátil ($\text{mgP} \cdot \text{g}^{-1} \text{SSV}$); |
| f_{pr} : | Constante de Proporcionalidade ($\text{mgP}_{\text{liberada}} / \text{mgDQO}_{\text{sequestrada}}$); |
| f_v : | Razão SVS/STS; |
| NADH_2 : | Nicotinamida Adenina Dinucleotídeo; |
| N- NO_3^- : | Nitrogênio como Nitrato; |
| N- NO_2^- : | Nitrogênio como Nitrito; |
| N_2 : | Gás Nitrogênio |

| | |
|----------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------|
| NO: | Óxido Nítrico |
| N ₂ O: | Óxido Nitroso |
| NTK: | Nitrogênio Total Kjeldahl (mgN.L ⁻¹); |
| OAF: | Organismos Acumuladores de Fosfato; |
| OD: | Oxigênio Dissolvido (mgO ₂ .L ⁻¹); |
| OD _{max} : | Concentração de Oxigênio Dissolvido Máxima; |
| OD _{min} : | Concentração de Oxigênio Dissolvido Mínima; |
| PHA: | Polihidridoalcalanato; |
| PHB: | Polihidroxidobutirato; |
| pH: | Potencial Hidrogeniônico; |
| P-PO ₄ ⁻ : | Concentração de Ortofosfato (mgP.L ⁻¹); |
| q: | Descarga diária (L); |
| RBEF: | Remoção Biológica de Fósforo em Excesso; |
| RBS: | Reator em Bateladas Sequenciais; |
| SHARON: | Single Reactor for High Activity Ammonium Removal Over Nitrito; |
| SST: | Concentração de Sólidos Suspensos Totais (mgSST.L ⁻¹); |
| SSV: | Concentração de Sólidos Suspensos Voláteis (mgSSV.L ⁻¹); |
| TCO: | Taxa de Consumo de Oxigênio (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹); |
| TCO _{end} : | Taxa de Consumo de Oxigênio Endógena (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹); |
| TCO _{max} : | Taxa de Consumo de Oxigênio Máximo (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹); |
| TDH: | Tempo de Detenção Hidráulica (h); |
| V _r | Volume do Reator; |
| UCT: | University of Cape Town; |
| Δt: | Variação de tempo (h); |
| Θ _c : | Idade de Lodo (dias). |

SUMÁRIO

| | |
|--------------------------------------------------------|----|
| 1 INTRODUÇÃO | 15 |
| 2 OBJETIVOS | 17 |
| 2.1 OBJETIVO GERAL | 17 |
| 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS..... | 17 |
| 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA | 18 |
| 3.1 LODOS ATIVADOS..... | 18 |
| 3.2 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO | 19 |
| 3.2.1 NITRIFICAÇÃO | 20 |
| 3.2.2 DESNITRIFICAÇÃO..... | 23 |
| 3.2.3 SHARON | 25 |
| 3.2.4 ANAMOX..... | 27 |
| 3.2.5 CANON..... | 29 |
| 3.3 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO..... | 30 |
| 3.3.1 MECANISMO DE REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO..... | 30 |
| 3.3.2 SISTEMAS DE REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO..... | 36 |
| 4 MATERIAL E MÉTODOS | 42 |
| 4.1 REATORES..... | 42 |
| 4.2 OPERAÇÃO DOS REATORES..... | 44 |
| 4.3 PARÂMETROS FÍSICOS E QUÍMICOS..... | 46 |
| 4.3.1 TESTE RESPIROMÉTRICO | 47 |
| 4.4 ANÁLISES ESTATÍSTICA | 49 |
| 5 APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS | 50 |
| 5.1 pH E ALCALINIDADE | 50 |
| 5.2 SÓLIDOS | 51 |
| 5.3 DQO TOTAL E FILTRADA | 52 |
| 5.4 COMPOSTOS NITROGENADOS | 54 |
| 5.5 FÓSFORO TOTAL E ORTOFOSFATO | 58 |
| 5.6 TESTES RESPIROMÉTRICOS | 62 |

| | |
|---------------------------|-----------|
| 6 CONCLUSÕES | 67 |
| REFERÊNCIAS | 68 |
| APÊNDICES | 75 |

1 INTRODUÇÃO

Os sistemas de tratamento biológico de águas residuárias têm sido desenvolvidos com o objetivo de reduzir a concentração de matéria orgânica de águas com altas cargas de DQO, mas a maioria desses sistemas não foram projetados para a remoção de nutrientes, inviabilizando tanto o lançamento quanto as possibilidades de reúso.

Recentemente, tem-se dado ênfase nas remoções de nitrogênio e fósforo de efluentes, principalmente porque o lançamento excessivo desses nutrientes causa a eutrofização, estimulam o crescimento de algas, cianobactérias e macrófitas, causando sérios desequilíbrios nos corpos d'água receptores, como por exemplo, aparência indesejável de águas límpidas, odor e baixos níveis de oxigênio dissolvido, afetando a respiração de peixes e demais organismos aquáticos.

Outro problema associado à presença do nitrogênio (amoniaco) na água é a possível formação de subprodutos tóxicos devido à relação com cloro ou a formação de compostos nitrogenados (nitrosaminas e nitrosamidas), que podem ter efeito carcinogênico e mutagênico. É também bastante difundido que a presença de elevadas concentrações de nitrato em corpos d'água representa risco para a saúde humana por estar associada a doenças, como, a metahemoglobinemia e o câncer de estômago (BOUCHARD, 1992).

Devido aos riscos ambientais, nas últimas décadas vem sendo realizados estudos em estações de tratamento, visando se obter formas cada vez mais eficientes e econômicas de se produzir efluentes com baixas concentrações de nitrogênio e fósforo que possam vir atender às exigências da legislação quanto aos padrões de lançamento em corpos aquáticos.

O tratamento de águas residuárias, principalmente esgotos domésticos, envolve processos biológicos para a remoção da matéria orgânica e processos biológicos e/ou físicos e químicos para remoção de nutrientes. Mas para a remoção de nutrientes, os processos biológicos tornaram-se mais atrativos em relação aos físicos e químicos, pois apresentam algumas vantagens como: custos bem menores, não ocorre o aumento das concentrações de sais nos efluentes e evita a produção de lodos oriundos de processos com precipitação química.

Comumente os processos convencionais de remoção biológica de nitrogênio ocorrem através da nitrificação, oxidação da amônia até nitrato seguida da desnitrificação, oxidação do nitrato à nitrogênio gasoso. Já o mecanismo de remoção biológica de fósforo é obtido mediante a seleção de bactérias capazes de armazenar polifosfato. Essa seleção é feita expondo as bactérias alternadamente à condições anaeróbias e aeróbias.

Uma das alternativas tecnológicas capazes de proporcionar as variações das condições necessárias para a ocorrência dos processos de remoção biológica de nitrogênio e fósforo, é a utilização dos reatores em Bateladas Seqüenciais (RBS). Esses reatores realizam todas as operações de um sistema de lodo ativado convencional (enchimento, reação, sedimentação, repouso e descarte) dentro de um único reator, como também apresentam flexibilidade das etapas de um ciclo permitindo o ajuste do tempo, assim como das vazões de alimentação ou da disponibilidade de nutrientes, favorecendo a seleção de um determinado consórcio de microrganismos capazes de satisfazer as necessidades reais do tratamento.

Essa tecnologia se tornou mais aplicada e atrativa ao tratamento de diversos efluentes a partir dos anos 80 devido à crescente facilidade de automação dos processos de tratamento, tendo em vista sua grande eficiência na remoção de poluentes, apontada por diversos estudos (SANTOS *et al.*, 2003). Dessa forma, o presente estudo investigou o desempenho do RBS como uma forma alternativa de tratamento de esgotos domésticos, sobretudo para remoção de matéria orgânica e nutrientes.

2 OBJETIVOS

2.1 GERAL

Investigar o desempenho de reatores em bateladas seqüenciais na remoção de matéria orgânica e nutrientes presentes em esgotos sanitários.

2.2 ESPECÍFICOS

- Verificar a influência da idade de lodo na eficiência de remoção de nutrientes;
- Avaliar a influência da concentração da DQO filtrada afluenta na remoção biológica de nutrientes;
- Verificar a influência da hidrólise do lodo na remoção biológica de fósforo;
- Realizar testes respirométricos para determinação da taxa de respiração celular.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 LODOS ATIVADOS

O sistema de lodos ativados é utilizado amplamente para o tratamento de esgotos domésticos e industriais, e pode ser projetado para a remoção de material orgânico e para a remoção de nutrientes, nitrogênio e fósforo (COSTA *et al.*, 2003).

Em sistema de lodos ativados, as reações bioquímicas ocorrem no tanque de aeração no qual é introduzido o afluente a ser tratado. O lodo biológico encontra-se misturado com o meio líquido formando culturas de bactérias aeróbias mantidas em suspensão, a fim de propiciar a floculação biológica. Após um período pré-determinado de tempo, a mistura é encaminhada a um decantador secundário, onde ocorre a separação dos flocos do meio líquido, e permite que o efluente saia clarificado. Uma parte do lodo decantado retorna ao tanque de aeração para se manter a desejada concentração de biomassa no tanque e a outra parte é removida (lodo em excesso), para que a massa e a concentração do lodo no reator sejam constantes (van HAANDEL; MARAIS, 1999).

A eficiência do processo depende principalmente, da capacidade de floculação da biomassa ativa e da composição dos flocos formados. Se a floculação ocorrer adequadamente, os sólidos voláteis em suspensão no tanque de aeração serão prontamente separados no decantador, não comprometendo a qualidade do efluente. Segundo Vilanova *et al.* (2005), o aumento da concentração da biomassa em suspensão no meio líquido pode reduzir o volume requerido. Geralmente, quanto mais bactérias houver em suspensão, maior será a assimilação da matéria orgânica presente no esgoto bruto.

Heylen *et al.* (2006) afirmam que a medida em que o lodo fresco passa por processo de biotransformação, seus componentes orgânicos, mais facilmente biodegradáveis, são transformados e o lodo ganha características de lodo estabilizado e apresenta odor menos desagradáveis e menor concentração de microrganismos patogênicos.

Segundo Falcioni *et al.* (2005), o lodo ativado é constituído por flocos formados por diversos tipos de bactérias, que compõem 95% da biomassa, sendo

também encontrados protozoários, fungos, leveduras e micrometazoários (rotíferos e nematóides). As bactérias são os microrganismos responsáveis pela deterioração da matéria orgânica e pela formação dos flocos. Os protozoários consomem bactérias dispersas que não sofreram floculação, enquanto que os rotíferos destroem pequenos flocos biológicos como também partículas de material orgânico dispersas no sistema, ambos promovem o polimento do efluente final. Os fungos e as algas, de forma filamentosa, são elementos indesejáveis ao tratamento, pois dificultam formação do floco.

A existência de possíveis correlações entre a qualidade do efluente final e a comunidade do lodo foi observada por Oliveira *et al.* (2009) com o objetivo de identificar algum grupo biológico que pudesse ser usado como bioindicador da ETE da Cetrel, verificaram que os principais grupos encontrados nos tanques de aeração foram ciliados (vida livre e pedunculados) e flagelados e que altas concentrações de DBO e DQO no efluente, afetam negativamente o sistema, especialmente o grupo dos ciliados, que foram os melhores indicadores da elevada eficiência.

Dessa forma, observa-se que a avaliação microbiológica do lodo é capaz de fornecer informações sobre o desempenho da ETE, mas de acordo com Bento *et al.* (2005), o uso de tal ferramenta ainda é incipiente no Brasil, e os resultados são, em geral, subutilizados.

3.2 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO

Os processos biológicos convencionais de remoção de nitrogênio empregados para águas residuárias são eficazes, com melhores custos operacionais e de fácil projeto e operação, quando comparados a métodos físicos e químicos. São realizados através da nitrificação dos compostos nitrogenados amonificados, em meio aeróbio, e posteriormente, a desnitrificação, que promove a redução do nitrato à nitrogênio gasoso, em meio anóxico. Esse processo é comumente aplicado ao tratamento de efluentes com baixa carga nitrogenada, por exemplo, esgotos domésticos, já com efluentes com alta carga de nitrogênio são observadas dificuldades no dimensionamento e operação do sistema.

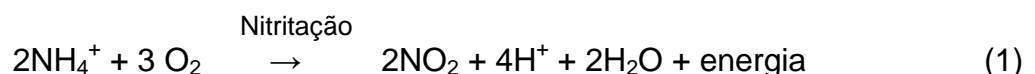
Além dos processos convencionais, nas últimas décadas tem sido reportado o desenvolvimento de novos processos capazes de realizar a remoção biológica de nitrogênio, como o SHARON, baseado no estabelecimento de um curto-circuito da nitrificação para a desnitrificação; o ANAMMOX, no qual ocorre a oxidação anaeróbia do íon amônio; e o CANON, que consiste na combinação da nitrificação parcial e do íon amônio e do processo ANAMMOX no mesmo reator aeróbio.

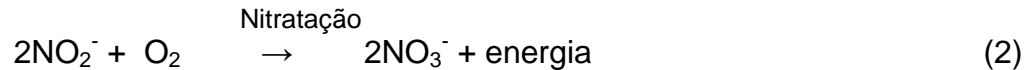
3.2.1 NITRIFICAÇÃO

A nitrificação é um processo biológico pelo qual o nitrogênio amoniacal é convertido primeiramente a nitrito e posteriormente a nitrato, utilizando o oxigênio molecular como aceptor de elétrons. Esse processo envolve duas etapas: a nitritação e a nitratação.

A nitritação é a etapa em que ocorre a oxidação do nitrogênio amoniacal até nitrito, através da ação bioquímica dos microrganismos oxidadores de nitrogênio amoniacal. As bactérias do gênero *Nitrosomonas sp.* são citadas como as principais responsáveis no processo de oxidação do nitrogênio amoniacal, embora sejam conhecidos outros gêneros capazes de realizar esse processo, como a *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus*, e *Nitrosovibrio*. Na etapa de nitratação ocorre a oxidação de nitrito a nitrato e envolve os gêneros *Nitrobacter*, *Nitrococcus*, *Nitrospira*, e *Nitrospina*.

Os organismos nitrificantes crescem lentamente, com baixo rendimento celular, logo, o rendimento energético das reações de oxidação é baixo. Para levar o nitrogênio amoniacal a nitrato é necessário que o tempo de retenção celular seja longo o suficiente para permitir o desenvolvimento dos microrganismos garantido a permanência da biomassa nitrificante no reator. As representações esquemáticas das reações bioquímicas envolvidas na nitrificação para obtenção de energia estão descritas nas Equações 1,2 e 3.





A reação global da nitrificação (3) é a soma das equações 1 e 2.



A nitrificação é um processo que consome tanto oxigênio quanto alcalinidade. Na equação 3, nota-se que 1 mol de nitrogênio amoniacal requer 2 moles de oxigênio para sua oxidação, logo a oxidação de 1g de nitrogênio amoniacal consome 4,57g de oxigênio. Observa-se também que há produção de 2 moles de H^+ , e portanto o consumo de 2 moles de alcalinidade. Desta forma, pode ser necessário adição de alcalinizantes se o esgoto afluyente não possuir uma capacidade de tamponamento.

Barnes e Bliss (1983) ressaltam que, para um bom tamponamento são necessárias cerca de 7,1g de alcalinidade (CaCO_3) para cada 1g de nitrogênio amoniacal oxidado. Além disso, Barnes e Bliss (1983) comentam que as variações de temperatura, pH, concentração de OD e DQO/NTK influenciam na atividade e na velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes.

De todos os fatores operacionais que afetam a nitrificação, a temperatura tem influência significativa sobre o crescimento de bactérias nitrificantes e, conseqüentemente, sobre a taxa de nitrificação. De acordo com Bitton (2005), temperaturas mais altas parecem favoráveis ao desenvolvimento das bactérias nitrificantes, sendo 25° a 30° C a faixa considerada ótima.

Jeyanayagan (2005) afirma que a taxa de nitrificação aumenta com a temperatura de 30 a 35°C, e estabelece que a diminuição da temperatura de 20° C para 10°C diminuirá a nitrificação em aproximadamente 30%. Kim *et al.* (2007) realizaram testes em batelada utilizando lodo proveniente de um tanque de aeração tratando despejo de coqueria de uma indústria siderúrgica coreana e concluíram que a taxa de nitrificação era maior no verão (38° C) do que na primavera ou outono(29°). Komorowska-Kaufman *et al.* (2006), examinaram a remoção de nitrogênio no esgoto na faixa de temperatura de 7,8 - 21,0 °C. Observaram que quando a temperatura era inferior a 15 °C e a idade de lodo inferior a 20 dias o

processo de nitrificação foi instável, apresentando concentração de nitrogênio amoniacal nos efluentes de $12,9 \text{ mg.L}^{-1}$ aumentou e a eficiência de remoção variou entre 61,7 e 99,3%. Quando a idade do lodo foi maior que 20 dias a influência da temperatura foi significativamente menor, o processo ficou estável, pois a concentração de nitrogênio amoniacal não excedeu 4 mg.L^{-1} e a eficiência de remoção variou na faixa de 88,0 - 99,0%.

Valores ótimos de pH para a ocorrência da nitrificação encontram-se na faixa de 7,5 e 8,5. Kim *et al.* (2005) afirmaram que em pH 7,5 a concentração de amônia livre foi mantida abaixo de $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$, diminuindo gradualmente ao longo do tempo, e em pH acima de 8,5 a concentração de amônia livre aumentou para $15,0 \text{ mg.L}^{-1}$ inibindo o crescimento do gênero *Nitrosomonas*. Silva Filho *et al.* (2008) testaram valores de pH de 4,0; 5,0; 6,0; 7,0 e 8,0 e concluíram que no intervalo entre 7,0 e 8,0 foi observado o melhor ambiente para o desenvolvimento do processo de nitrificação em sistemas de lodo ativado, podendo considerar essa faixa como ótima de operação quando se deseja a nitrificação eficiente.

No processo de nitrificação, a concentração de oxigênio dissolvido é um fator limitante. No caso de lodos ativados, o consumo de oxigênio ocorre, principalmente, dentro do floco e a concentração de OD diminui do exterior para o centro do floco. Barnes e Bliss (1983), recomendam para os sistemas de lodos ativados que o nível mínimo de OD seja estimado em $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$ no reator biológico. Por outro lado, se a concentração de OD for menor que $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$ a velocidade de nitrificação será drasticamente reduzida. Jianlong e Jing (2004) apontam uma concentração ótima de OD em torno de $1,5 \text{ mg.L}^{-1}$ para a ocorrência da nitrificação. Ruiz *et al.* (2003) verificaram que com concentração de OD menor que $0,7 \text{ mg.L}^{-1}$ ocorre acúmulo de nitrogênio amoniacal e acima de $1,7 \text{ mg.L}^{-1}$ ocorre a nitrificação completa.

Outro fator que influencia na atividade e na velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes é a relação DBO/NTK, pois a fração de organismos nitrificantes decresce à medida que essa relação cresce, como mostrado na Tabela 1. Em processos de nitrificação, para que ocorra melhor desempenho das bactérias autótrofas essa relação deve ser menor que 3 (METCALF & EDDY, 1991).

Tabela 1 Relação entre a fração de organismos nitrificantes e a relação DBO/NTK.

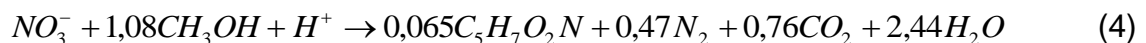
| DBO ₅ /NTK | Fração Nitrificante | DBO ₅ /NTK | Fração Nitrificante |
|-----------------------|---------------------|-----------------------|---------------------|
| 0,5 | 0,35 | 5 | 0,054 |
| 1 | 0,21 | 6 | 0,043 |
| 2 | 0,12 | 7 | 0,037 |
| 3 | 0,083 | 8 | 0,033 |
| 4 | 0,064 | 9 | 0,029 |

Fonte: METCALF & EDDY (1991)

Carvalho *et al.* (2002) testaram as relações DQO/NTK entre valores de 1 a 8, observaram que a medida que a relação DQO/NTK aumentou, a remoção de amônia variaram entre 65% e 99%. Operando numa relação DQO/NTK menor do que 3, o reator conseguiu remover 99,4% do nitrogênio amoniacal, converter 81,2% do NTK em nitrato e estabilizar os compostos orgânicos em 91,8%. Durante o trabalho de nitrificação, a relação média DQO/NTK de 1,3/1 apresentou melhor desempenho. Concluíram que a relação DQO/NTK do afluente é uma importante variável em sistemas em que acontece crescimento simultâneo das colônias nitrificantes e heterotróficas, pois uma alta relação DQO/NTK favorece o crescimento das heterotróficas, devido a sua maior taxa de crescimento específico quando comparada as nitrificantes.

3.2.2 DESNITRIFICAÇÃO

A desnitrificação ocorre em ambiente anóxico e consiste na redução do nitrato para formas gasosas de nitrogênio, como óxido nítrico (NO) e óxido nitroso (N₂O) e estes finalmente para gás nitrogênio (N₂), o qual é liberado para a atmosfera. Este processo pode ser observado na equação 4, descrita por Metcalf & Eddy (1991).



Observa-se na equação 4 que na redução do nitrato ocorre consumo de H⁺, o qual indica economia de alcalinidade e aumento da capacidade tampão do meio. Então, na desnitrificação são produzidos 3,57g de alcalinidade (CaCO₃) para cada 1g de nitrogênio amoniacal oxidado, o que significa redução de 50%.

A desnitrificação ocorre por ação das bactérias heterótrofas, dentre elas, destacam-se: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propioniacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum* e *Vibrio*, sendo as *Pseudomonas* as mais comuns (METCALF & EDDY, 2003). As bactérias heterótrofas apresentam maior taxa de crescimento celular que as bactérias autótrofas e, conseqüentemente, requerem menor tempo de retenção celular (CALLADO, 2001).

O processo de desnitrificação além de promover a recuperação da alcalinidade e do oxigênio, diminui as concentrações de nitrato lançadas no meio ambiente, pois as bactérias desnitrificantes utilizam o nitrato como receptor de elétrons, em substituição ao oxigênio (HOFFMANN *et al.*, 2004).

A velocidade de crescimento das bactérias desnitrificantes é influenciada por fatores ambientais e operacionais apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 Valores ótimos de pH, OD e temperatura para o crescimento das bactérias desnitrificantes.

| Referências | Fatores | | |
|-----------------------------|---------|-----------------------|-------------------|
| | pH | OD mg.L ⁻¹ | Temperatura (° C) |
| Van HAANDEL e MARAIS (1999) | 7 a 7,5 | ≤ 0,2 | 40 |
| HENZE et al. (1997) | 7 a 9 | - | 30 |
| SURAMPALLI et al. (1997) | 6,5 a 8 | 0,1 | 30 |
| JORDÃO e PESSOA (2005) | 6,5 a 8 | > 0,1 | - |

Para que ocorra a desnitrificação, a relação DQO/NTK adequada deve ser mantida. Segundo Metcalf & Eddy (2003), a baixa relação entre DQO/NTK do esgoto bruto limita a desnitrificação, por isso a água residuária a ser desnitrificada deve conter carbono orgânico suficiente para prover fonte de energia para conversão de nitrato a nitrogênio gasoso, a qual exige fonte interna ou externa de carbono.

Diversos compostos podem ser utilizados como fonte externa de carbono, dentre eles estão o ácido acético, glicose, metano e acetona. O uso desses compostos apresenta aumento dos custos de operação nas estações de tratamento. Segundo Sousa (1996) pode-se utilizar o efluente ou a própria biomassa como fontes internas de carbono buscando reduzir o custo e a produção de lodo.

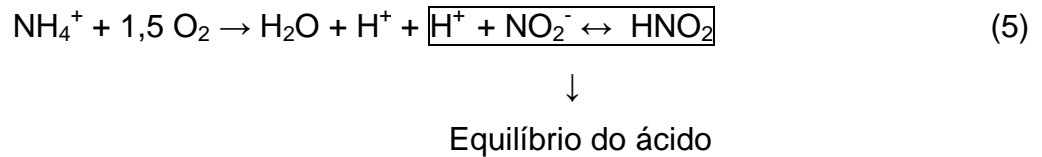
Katsogiannis *et al.* (2003) operou um reator em bateladas seqüenciais utilizando acetato como fonte externa de carbono e obteve a relação ótima de 3 g de DQO/ 1 g N-NO₃⁻. Enquanto Gee e Kim (2004), utilizando metanol em reator em bateladas seqüenciais obtiveram relação de 1,56 DQO/ 1 g N-NO₃⁻.

Independente da fonte de carbono orgânico, o aumento da relação DQO/NTK do afluente aumenta a eficiência da desnitrificação, pois estequiometricamente foi observado por Henze *et al.* (1997) que para uma fonte de elétrons complexa, são necessários aproximadamente 2 moles de carbono oxidados para cada mol de oxigênio reduzido. Logo, a relação em termos máximos fica em torno de 4,5 g de DQO/ 1 g N-NO₃⁻.

Apesar de ser mais comum a realização do processo de desnitrificação a partir do nitrato, alguns estudos estão direcionados na utilização do nitrito para a remoção do nitrogênio, conforme os processos SHARON, ANAMMOX E CANON, descritos a seguir.

3.2.3 SHARON (Single Reactor for High Activity Ammonium Removal Over Nitrito)

O processo SHARON ou nitrificação parcial, baseia-se na oxidação parcial do nitrogênio amoniacal à nitrito. É uma técnica empregada para o pré-tratamento de efluentes com altas cargas de nitrogênio amoniacal através da eliminação do nitrogênio em um único reator via nitrito. Esse processo economiza energia e doadores de elétrons, pois elimina a etapa de oxidação do nitrito à nitrato (VAN DONGEN *et al.*, 2001).. A reação simplificada da nitrificação é apresentada pela equação 5.



Observa-se na Equação 5 que quando ocorre a oxidação de nitrogênio amoniacal há liberação de íons H^+ que diminuem o pH, dependendo da capacidade tampão do sistema. O nitrito formado se manterá em equilíbrio com ácido nitroso livre: quando o pH diminui, a concentração de ácido nitroso livre aumentará, ocasionando inibição das bactérias oxidadoras de nitrito. Essa inibição pode ser atingida em baixas concentrações de oxigênio dissolvido ($< 0,4 \text{ mg.L}^{-1}$) e excesso de nitrogênio amoniacal, pois as bactérias oxidadoras de nitrito são incapazes de crescer e o nitrito se torna um produto final estável da nitrificação (SCHIMIDT *et al.*, 2003).

Segundo Verstraete e Philips (1998) e Zdradek (2005), este processo é realizado em temperaturas de 35 a 40° C e pH entre 7 e 8. Estas condições permitem a seleção das bactérias oxidadoras de amônia, pois quando as bactérias oxidadoras de nitrito são submetidas a temperaturas relativamente altas apresentam velocidade de crescimento inferior.

Daniel (2005) estudou a remoção de nitrogênio via nitrito em reator operado em bateladas sequenciais contendo biomassa imobilizada. Testou diferentes concentrações de nitrogênio amoniacal (40, 125, 250, 500 mg.L^{-1}) e obteve como produto final do processo nitrificante o nitrito e na etapa anóxica a desnitrificação. Ao longo do período operacional, o nitrogênio na forma de nitrito tornou-se a forma oxidada predominante, mantendo esta condição em todas as etapas de operação do reator, mesmo alterando a concentração de oxigênio dissolvido, prolongando o período de aeração e reduzindo a concentração de amônia livre. Constatou-se em seu estudo a possibilidade de obtenção estável de nitrificação parcial de nitrito e desnitrificação em reator operado em bateladas sequenciais e aeração intermitente.

Katsogiannis *et al.* (2003), operaram um reator em bateladas sequenciais para remoção de nitrogênio via nitrito, tratando água residuária sintética com concentrações nitrogênio amoniacal e de acetato como fonte de carbono de 50 e 150 mg.L^{-1} respectivamente. Obtiveram com a utilização de estratégia operacional com duração de 6h com três ciclos aeróbios/anóxicos numa relação de 1/3

(20 min/ 60 min), uma eficiência de 98% de remoção de nitrogênio. Os autores atribuíram a supressão da atividade das bactérias oxidantes de nitrito à duração curta da fase de aeração.

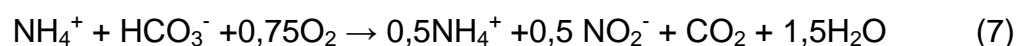
O processo de nitrificação parcial ainda não é aplicado em escala real, devido alguns parâmetros envolvidos no processo, tais como, OD, temperatura, TDH, serem difíceis de controlar.

3.2.4 ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation)

Segundo Van Dongen *et al.* (2001) o processo ANAMMOX ocorre através oxidação anaeróbia do amônio, diretamente a nitrogênio gasoso, sendo o nitrito o aceptor de elétrons (Equação 6). É um processo autotrófico e permite que mais de 50% do oxigênio seja preservado, além de dispensar a adição de fonte externa de carbono para o processo de desnitrificação, por isso o rendimento da biomassa é muito pequeno, e conseqüentemente pouco lodo é produzido (JIANLONG; JING, 2005).



O ANAMMOX necessita de amônio e nitrito em uma razão de 1:1. Quando a metade da quantidade de amônia é convertida, a alcalinidade do meio decresce originando uma queda do pH inibindo uma possível pós-nitrificação (Equação 7).



As bactérias que realizam esse processo são as do grupo *Plactinomicetos*, como por exemplo, a espécie *Candidatus brocadia* e *Candidatus kueningenia* (STROUS

et al., 1999), *Candidatus Kueneria stuttgartensis*, *Candidatus Scalindua Wagneri* e *Candidatus Scalindua brodae* (KUYPERS *et al.*, 2003). Essas bactérias são reversivelmente inibidas por oxigênio dissolvido e irreversivelmente por nitrito e fosfato (SCHMIDT *et al.*, 2003).

Reginatto *et al.* (2005), operaram um sistema composto de um reator de desnitrificação acoplado a um reator de nitrificação para a remoção de nitrogênio em águas residuárias de matadouro. Observaram que durante o funcionamento do reator de desnitrificação houve considerável remoção do nitrogênio amoniacal (95%). Durante o período de enriquecimento do lodo, proporcionando ótimas condições para o processo ANAMMOX, foi verificada o consumo de nitritos e de nitrogênio amoniacal com formação de N₂. Nos estudos realizados com a técnica de hibridização “in situ” de fluorescência (FISH) concluíram que os microrganismos pertencentes ao filo *Plactinomicetos* estavam presentes no lodo enriquecido. Estes resultados confirmaram que a remoção de nitrogênio no reator de desnitrificação foi por ANAMMOX.

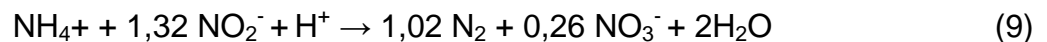
DAPENA-MORA *et al.* (2004), empregaram um RBS com objetivo de isolar e produzir biomassa Anammox a partir de lodos de algumas ETE municipais. Após 60 dias observaram que foi alcançado uma eficiente retenção da biomassa, e as concentrações na biomassa efluente foram sempre muito baixas. Obtiveram eficiência de remoção de nitrogênio de 82% e concluíram que o RBS permitiu uma distribuição homogênea de substratos, produtos e biomassa, evitando a formação de locais de acumulação de nitrito que poderiam inibir o processo Anammox.

Apesar de algumas vantagens já citadas do processo ANAMMOX, segundo Egli *et al.* (2001), o processo Anammox, requer uma melhor compreensão das faixas de permissibilidade para nitrito e amônio, das cargas de carbono orgânico e níveis de oxigênio admissíveis e do pH do meio.

3.2.5 CANON (Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite)

CANON é um processo baseado na combinação da nitrificação parcial e do processo ANAMMOX em um único reator aerado. Nesse processo os microrganismos nitrificantes oxidam a amônia a nitrito, consomem oxigênio e assim

criam condições anóxicas necessárias para que as bactérias ANAMMOX convertam o nitrito produzido com parte do amônio remanescente a nitrogênio gasoso, conforme as Equações 8 e 9 (KIELING, 2004; SCHMIDT *et al.*, 2003).



Neste processo condições de limitação de oxigênio são impostas para que estes dois processos oxidativos de amônia aconteçam ao mesmo tempo. A oxidação de nitrito a nitrato é prevenida pela operação sob elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal no sistema. A carga volumétrica aplicada é mais baixa do que a aplicada ao ANAMMOX. Contudo, como somente um reator é requerido, a economia pode ser vantajosa quando a carga diária de amônio é baixa (SCHMIDT *et al.*, 2003).

Vázquez-Padín *et al.*, (2009), operaram um RBS que inicialmente funcionou como um reator de nitrificação com baixas concentrações de oxigênio dissolvido até alcançar a nitrificação parcial. Posteriormente, realizaram inoculação com lodos contendo biomassa Anammox e após 35 dias foram medidas significativas taxas de remoção de nitrogênio ($0,25 \text{ g.L}^{-1} \text{ dia}^{-1}$), embora o inóculo constituía apenas 8% da biomassa presente no reator. Obtiveram uma taxa máxima de remoção de nitrogênio de $0.45 \text{ g.L}^{-1} \text{ dia}^{-1}$ tratando efluentes de deságüe de lodo. Observaram também que ao trabalhar com uma concentração de oxigênio dissolvido de 0.5 mg.L^{-1} no meio, foram alcançadas porcentagens de remoção de nitrogênio de até 85%. O reator apresentou boa capacidade de retenção de biomassa permitindo a acumulação de $4,5 \text{ g.L}^{-1}$.

3.3 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO

Segundo Randall (2004), a remoção biológica do fósforo ficou desacreditada até meados da década de 50 do século passado, entretanto ao fim desse período já havia sido detectado que unidades de tratamento biológico submetidas a condições anaeróbias e aeróbias alternadas poderiam remover fósforo do afluente líquido em níveis acima dos normalmente aceitos pelos requerimentos de crescimento microbiano.

A possibilidade da remoção do fósforo no tratamento biológico teve maior desenvolvimento após os trabalhos de Levin e Shapiro em 1965, os quais apresentaram o conceito de que os flocos de lodos ativados têm a capacidade de absorver do meio uma quantidade de fósforo superior à necessária apenas para o desenvolvimento das células ou para satisfazer as necessidades naturais de seu metabolismo (JORDÃO e PESSÔA, 2005). Segundo Barnard (2006) através do tratamento biológico é possível obter baixa concentração de fósforo entre 0,1 a 0,15 mg/L e a concentração de AGV (ácidos graxos voláteis) é a chave para assegurar os baixos níveis de fósforo no efluente (< 0,1 mg/L).

3.3.1. MECANISMO DE REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO

O mecanismo de remoção biológica de fósforo é realizado aumentando-se o percentual de fósforo na fração ativa de lodo e é baseado em duas etapas: a fermentação e estocagem de ácidos graxos voláteis na fase anaeróbia e absorção de fósforo para produção de novas células e manutenção na fase aeróbia (SEDLAK, 1991). Na Figura 1 observa-se os eventos que ocorrem durante a fase anaeróbia e aeróbia num sistema de remoção biológica de fósforo.

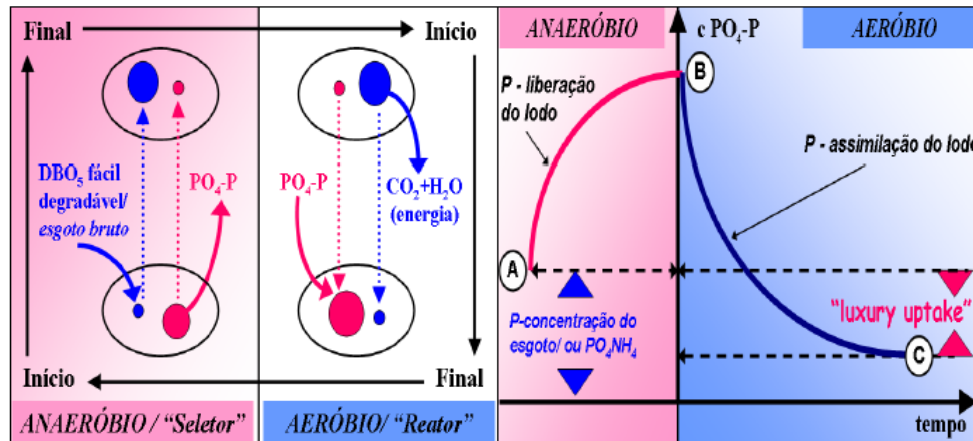


Figura 1 Mecanismo da remoção biológica de fósforo.
Fonte: Hoffmam, 2004.

De acordo com a Figura 1 verifica-se que os organismos acumuladores de fosfato (OAF) possuem no interior de suas células polifosfato e material orgânico facilmente biodegradável. Sob condições anaeróbicas, OAF liberam fosfato armazenado como poli-P de forma a obter energia para o transporte de substrato e para a formação e armazenamento de produtos metabólicos orgânicos, como polihidroxicarbonatos (PHA) e polihidroxibutirato (PHB). A utilização do fosfato é feita através da quebra das ligações de ATP para então ocorrer a absorção de ácidos graxos voláteis (AGV). Como resultado, a concentração de fósforo solúvel no meio líquido aumenta e a concentração de material carbonáceo diminui no ambiente anaeróbico. O substrato adsorvido é armazenado no interior das células bacterianas até que possa ser utilizado nas condições aeróbicas (CHEN *et al.*, 2005). Em condições aeróbicas, o PHB armazenado será oxidado, liberando energia na forma de NADH₂ que será usada para recuperar o fosfato liberado mais um adicional que está presente no meio e o ATP para o crescimento dos microrganismos. O fator mais importante na fase aeróbica é que as bactérias armazenam mais fosfato do que liberam na fase anaeróbica, utilizam todo o fosfato liberado mais um adicional que está presente no esgoto bruto. Essa capacidade das bactérias de adquirir mais fosfato do que liberam constitui a "luxury uptake" (WENTZEL *et al.*, 1986). Dessa forma se estabelece um lodo rico em fósforo, podendo chegar até a concentração máxima de 38%, e é eliminado do sistema através do descarte do lodo de excesso (Van Haandel e Marais, 1999).

A etapa anaeróbia funciona como um seletor biológico para os OAF, pois oferece vantagem competitiva aos mesmos, visto que esses organismos são capazes de sequestrar uma fração do material orgânico nesta etapa antes dos organismos não acumuladores de fosfatos, permitindo, dessa forma, a seleção de uma grande população de OAF, os quais absorvem apreciáveis quantidades de fosfato do meio líquido, sendo removidos do sistema como lodo excedente (WENTZEL *et al.*, 1986).

Segundo Wentzel *et al.* (1986), o acetato, em condições anaeróbias representa uma fonte de carbono que promove a remoção de fósforo e ao ser é convertido em PHA e PHB. A energia necessária para estes processos é fornecida pela hidrólise de ATP, levando à liberação de cátions (K^+ , Mg_2^+ ou Ca_2^+) e de ânion (fosfato). Em termos de carga, uma carga positiva de cátion é liberada com cada fosfato. O PHB é um polímero reduzido e sua síntese requer a redução de energia.

Os modelos metabólicos desenvolvidos para explicar o mecanismo de remoção biológica de fósforo foram propostos por diversos autores e basearam-se em dois modelos: o modelo de Comeau/Wentzel e o modelo de Mino. Segundo Wentzel (1991) esses modelos diferenciam-se somente na fonte de poder redutor ($NADH_2$) necessário para converter os ácidos graxos em PHB.

O modelo proposto por Comeau *et al.* (1986) e Wentzel *et al.* (1986) prediz que a energia reduzida para degradação de PHB é gerada pela oxidação acetato através do ciclo do ácido tricarboxílico (CAT), em condições anaeróbias. Do acetato acumulado, 11% entra no CAT, enquanto o acetato restante é convertido em PHA (OEHMEN, 2007). No modelo de Mino, carboidratos são consumidos em condições anaeróbias pela via metabólica Embden- Meyerhof-Panas (EMP), também chamada de glicólise, para produzir o poder redutor necessário ao desenvolvimento do processo. Já no modelo de Mino adaptado, carboidratos também são consumidos em condições anaeróbias para a produção de $NADH_2$, no entanto, o caminho metabólico Entner-Doudoroff (ED) é proposto como uma alternativa ao caminho EMP. Tanto no modelo de Mino, como em sua versão adaptada, a formação de carboidratos em condições aeróbias é essencial para a formação de PHB na fase anaeróbia subsequente (Wentzel, 1991).

Apesar dos modelos propostos alguns autores afirmam que o mecanismo exato de remoção biológica de fósforo ainda é bastante complexo, devido ao fato da maioria dos processos ocorrerem nos OAF intracelularmente, além de serem

afetados por vários fatores ambientais e operacionais e a característica do efluente a ser tratado.

❖ MICRORGANISMOS ENVOLVIDOS NO PROCESSO

O grupo de microrganismos responsáveis pela remoção biológica de fósforo em excesso (RBFÉ) são conhecidos como organismos acumuladores de fosfato, esses organismos são capazes de armazenar fosfato como polifosfato intracelular. Diferentemente da maioria dos outros microrganismos, os OAF sob condições anaeróbias podem armazenar intracelularmente os ácidos graxos, como polímeros de carbono, sobretudo, como PHA e PBH.

Há 30 anos, as primeiras tentativas de identificar os microrganismos envolvidos na RBFÉ, eram baseadas nas técnicas de culturas dependentes. Através destas técnicas, Fuhs e Chen (1975), observaram que *Acinetobacter* era o principal organismo responsável pela remoção do polifosfato, e foi acreditado por muito tempo ser o único presente em sistemas de RBFÉ. No entanto, o uso de técnicas como hibridização “in situ” de fluorescência (FISH), mostrou que uma alta diversidade de grupos filogenéticos estão presentes nos sistemas de RBFÉ (SEVIOUR *et al.*, 2003). Foi com o uso de determinadas sondas de FISH que a *Acinetobacter* mostrou ter pouco significado em sistemas de larga escala, quando comparada a outros grupos filogenéticos, como *Betaproteobacteria* e *Actinobacteria* (OEHMEN *et al.*, 2004)

Dessa forma um grupo de bactérias como *Acinetobacter*, *Pseudomonas* (Lin *et al.*, 2003), *Candidatus accumulibacter* (Ahn *et al.* 2007; Cai *et al.*, 2007) é considerado representante dos OAF, essas espécies são predominantes do conjunto de bactérias da população do lodo ativado para remoção de polifosfato.

A fração dos organismos acumuladores de fosfato é determinada pela fração de substrato obtida na fase anaeróbia, a qual será determinada pelo que é limitante substrato ou fósforo disponível. Os compostos orgânicos na fase anaeróbia devem ser solúveis como os ácidos graxos voláteis totais de cadeia curta, os quais os organismos acumuladores de fosfato podem absorver para dentro da célula e polimerizar. Os compostos orgânicos disponíveis não são completamente removidos

no estágio anaeróbio e passarão ao estágio aeróbio se o fósforo é limitante. Logo a remoção de fósforo é limitada se a DQO disponível é limitante. A eficiência do processo poderá ser aumentada pela pré-fermentação ou pela adição de compostos orgânicos a fim de aumentar a DQO disponível, ou precipitação química do fósforo excedente (REDDY, 1998).

Segundo Van Haandel e Van der Lubbe (2007), o teor de fósforo no lodo poli-P é bem maior do que no lodo convencional. A taxa de decaimento dos organismos acumuladores de fosfato é muito menor do que as bactérias aeróbias heterotróficas comuns em tratamento de efluentes. A constante de decaimento organismos acumuladores de fosfato é de $0,04 \text{ dia}^{-1}$ a 20°C contra $0,24 \text{ dia}^{-1}$ dos microrganismos normais. Então, devido ao lento decaimento dos organismos acumuladores de fosfato em comparação com os sistemas convencionais, somente 25% das bactérias permanecem no sistema como resíduo endógeno, com um teor de fósforo de 2,5 % igual ao dos sistemas convencionais.

Dessa forma, a baixa razão SSV/SST é devida à grande fração de material inorgânico na forma de polifosfato nesses organismos, o que proporciona maior produção de lodo e que deverá ser levado em consideração quando se projeta sistema com remoção de fósforo em excesso. Essas diferenças podem ser observadas na Tabela 3.

Tabela 3 Diferenças entre organismos poli-P e organismos convencionais no sistema de lodo ativado (20°C)

| Parâmetros | Símbolo | Organismo | Organismo |
|-------------------------------------------------------------------------------------------|----------|-----------|--------------|
| | | Poli-P | Convencional |
| Teor de fósforo ($\text{mgP} \cdot \text{mg}^{-1} \text{SSV}$) | f_p | 0,38 | 0,025 |
| Constante de decaimento (dia^{-1}) | b | 0,04 | 0,24 |
| Resíduo endógeno (-) | f | 0,25 | 0,20 |
| Fração de P no resíduo endógeno ($\text{mgP} \cdot \text{mg}^{-1} X_e$) | f_{pe} | 0,025 | 0,025 |
| Razão SSV/SST, $\text{mgN} (\text{mgSST})^{-1}$ | f_v | 0,46 | 0,80 |
| Fração de desnitrificação (-) | f_{pd} | 0,6-1,0 | 1,0 |
| Desnitrificação [$\text{mgN} \cdot \text{N} (\text{mg}^{-1} X_a)^{-1} \text{dia}^{-1}$] | K_2 | 0,10/0,08 | 0,10/0,08 |
| Liberção de fosfato na zona anaeróbia ($\text{mgP} \cdot \text{mg DQO})^{-1}$ | f_{pr} | 0,5 | 0,0 |

Fonte: Van Haandel e Van Der Lubbe, 2007

❖ FATORES QUE INFLUENCIAM NO PROCESSO

Nos sistemas que incluem a remoção biológica de fósforo em excesso há vários fatores que podem afetar a eficiência dos processos, sendo eles: temperatura, pH, OD e entrada de nitrato na zona anaeróbia.

Em sistemas RBFE, foi relatado que o pH desempenha um papel importante. Liu *et al.* (2007) observaram que com o aumento do pH inicial de 6,4 para 8,0, a eficiência de remoção do fósforo solúvel diminuiu. Um modelo de mecanismo anaeróbio foi proposto para explicar a natureza do pH intra e extracelular dos OAF, além de abordar as razões para o aumento da degradação de polifosfato e diminuição de síntese e de PHA e degradação do glicogênio em pH elevado. Dessa forma chegaram a conclusão que de acordo com o dados experimentais, quanto maior o pH do efluente inicial, menor a eficiência de remoção do fósforo, e o pH inicial deve ser ajustado para pH 6,4 - 7,2 para um desempenho ideal da RBFE.

Obaja *et al.* (2003) verificaram que a remoção do fosfato pode ser afetada negativamente por temperaturas baixas, especialmente em um sistema combinado de remoção de nutrientes, uma vez que as baixas temperaturas podem levar à maiores concentrações de nitrato no lodo de retorno, ocorrendo assim um impacto na remoção. Panswad *et al.* (2003) observaram que os OAF são capazes de tolerar temperaturas na faixa de 20 a 30°C, no entanto são incapazes de manter suas atividades na faixa de 30 - 35 ° C. Segundo Erdal *et al.* (2003), isso se deve ao fato de que em temperaturas mais altas (20°C) ocorre uma maior diversidade de microrganismos competindo pelo substrato, reduzindo assim a eficiência do processo de RBFE, enquanto que em temperaturas mais baixa (5°C) a competição pelo substrato é reduzida, resultando numa população maior de OAF. Erdal *et al.* (2003), também sugeriram que os OAF são capazes de utilizarem outros caminhos metabólicos em baixas temperaturas.

Outro fator que exerce influência na RBFE é a concentração de OD, pois de acordo com Shehab *et al.* (1996) a zona anaeróbia deve ser mantida para que as atividades metabólicas ocorram sem interrupção, porque os organismos acumuladores de fosfato são aeróbios facultativos, então podem utilizar todo o oxigênio presente na zona anaeróbia para metabolizar anaerobicamente os ácidos

graxos. Von Sperling (2002) afirma que valores muito baixos de OD podem limitar a nitrificação, enquanto que, para concentrações de OD muito altas, pode haver introdução de oxigênio na zona anóxica, diminuindo a eficiência de desnitrificação e, ocorrendo dessa forma a introdução de nitrato na zona anaeróbia, prejudicando o desempenho dos sistemas com remoção biológica de fósforo.

A presença de nitrato na zona anaeróbia também tem sido relatada em alguns trabalhos como responsável pela baixa eficiência da RBF, pois as bactérias passam a utilizar o nitrato como aceptor de elétrons, não precisando efetuar a liberação de fosfato para assimilar o substrato disponível, o que indica que as bactérias que realizam a biodesfosfatação são as mesmas que realizam a desnitrificação. Como consequência a eficiência da RBF diminui, segundo Vaboliléné *et al.* (2005) quando a concentração de nitrato na zona anaeróbia ultrapassa 1 mg. L^{-1} , a concentração de fosfato diminui.

Akin e Ugurlu (2004) obtiveram eficiência de remoção de fósforo inorgânico de 80% somente quando houve redução das concentrações de nitrato do efluente. A explicação dada pelos autores foi que a disponibilidade de acetato na fase anóxica favoreceu a ocorrência do processo de desnitrificação. Assim, fica evidente que a liberação de fósforo na fase sem aeração inicial e a posterior acumulação na fase aeróbica seguinte, do presente estudo, foi limitada já que os níveis de nitrato mantiveram-se elevados devido a deficiência de carbono prontamente disponível para a ação redutora das bactérias desnitrificantes.

3.3.3 SISTEMAS DE REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO

Dentre vários sistemas que têm sido usados para promover a remoção biológica de fósforo, destacam-se: Phoredox (A^2O), Bardenpho de 3 e 5 estágios, UCT, UCT modificado e reatores em bateladas seqüenciais. Esses sistemas diferenciam-se através das condições operacionais, principalmente na maneira como a zona anaeróbia é mantida e protegida contra a entrada de nitrato.

❖ PHOREDOX

O sistema Phoredox (A/O) proposto por Barnard (1976) é um sistema simples que consiste em um reator anaeróbio seguido de um reator aeróbio, conforme pode ser visto na Figura 2. O lodo de retorno é recirculado do decantador final para o reator anaeróbio. Nesse sistema não há necessidade de uma idade de lodo muito longa nem de zonas anóxicas, uma vez que não ocorre remoção de nitrogênio. Um problema para a operação deste sistema é o retorno de nitrato para a zona anaeróbia, pois pode inibir a liberação do fosfato pelos OAF. Para reduzir esse efeito, esse sistema sofreu uma modificação, onde a zona anaeróbia foi dividida em uma câmara anóxica, a qual promove a desnitrificação, evitando, dessa forma a entrada de nitrato no reator anaeróbio. Esse sistema passou a ser chamado Phoredox (A²O), representado na Figura 3.

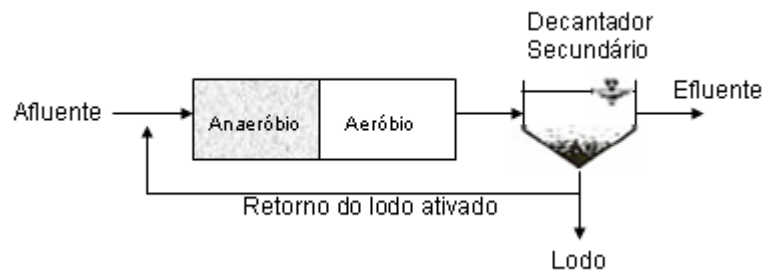


Figura 2 Sistema Phoredox A/O
Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

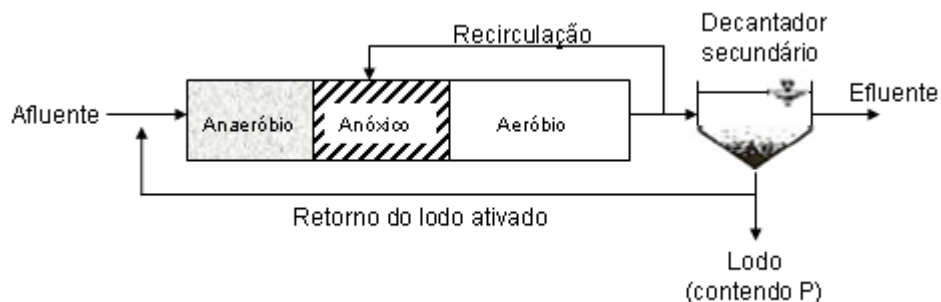


Figura 3 Sistema Phoredox A²O
Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

❖ BARDENPHO

O Bardenpho de 3 e 5 estágios, também proposto por Barnard (1976), consiste na introdução de um reator anaeróbio no sistema convencional, o qual recebe o afluente e o lodo de retorno. Para que não haja comprometimento da concentração de fósforo que pode ser removida devido à redução do material orgânico facilmente biodegradável no reator anaeróbio, é necessário a remoção completa do nitrato. O esquema do Bardenpho 5 estágio é representado na Figura 4.

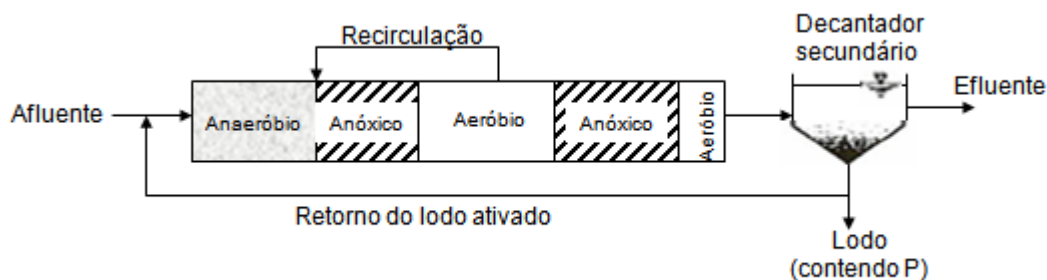


Figura 4 Sistema Bardenpho 5 estágios
Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

❖ UCT E UCT MODIFICADO

O sistema UCT (Figura 5) surgiu após modificações adicionais feitas ao sistema Phoredox por um grupo de pesquisa da Universidade de Cape Town, África do Sul. Esse sistema é similar ao processo A^2/O , com recirculação da zona anóxica para a zona anaeróbia, evitando-se assim a introdução de nitrato na zona anaeróbia pela introdução do lodo da zona anóxica para a zona anaeróbia. Na zona anóxica a concentração de nitrato é mantida baixa através do controle da taxa de recirculação

do reator aeróbio para o anóxico “a”, de tal maneira que o nitrato disponível para a desnitrificação da zona anóxica se iguale à capacidade de desnitrificação nesta. No sistema UCT modificado (Figura 6) a zona anóxica é dividida em duas partes, na qual a primeira parte recebe o lodo de retorno e a remoção de nitrato será completa, proporcionando a recirculação dessa zona para a zona anaeróbia. Já a segunda parte recebe o lodo nitrificado do reator aeróbio e conseqüentemente terá maior desnitrificação.

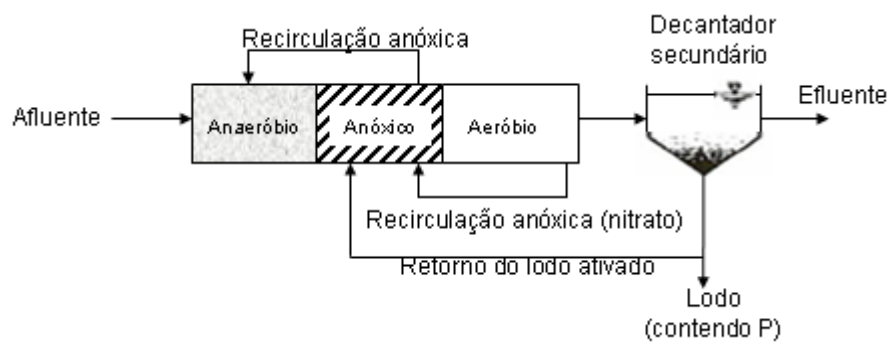


Figura 5 Sistema UCT
Fonte: Metcalf & Eddy(2003)

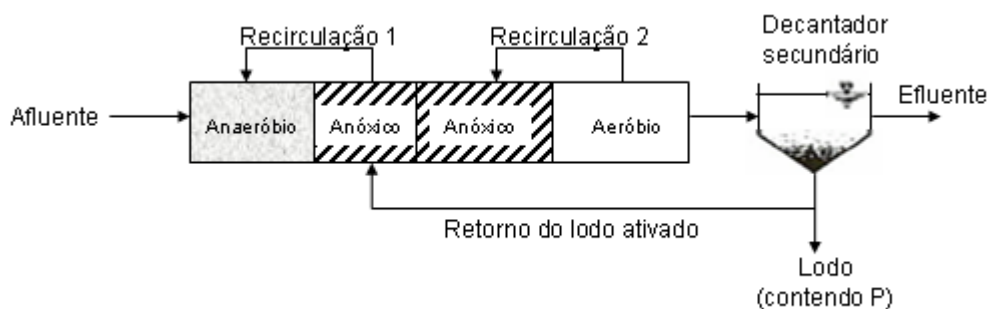


Figura 6 Sistema UCT modificado
Fonte: Metcalf & Eddy(2003)

❖ REATOR EM BATELADAS SEQUENCIAIS

O reator em bateladas seqüenciais (Figura 7) é um sistema biológico de tratamento de águas residuárias, constituído por um ou mais reatores, onde se realiza em uma mesma unidade, a remoção de nutrientes e a separação sólido-líquido através da sedimentação, sendo necessário apenas determinar os tempos de funcionamento das distintas etapas envolvidas no processo, bem como ajuste dos tempos de operação em função do tipo de esgoto a tratar (SOUSA e FORESTI, 2001). Este sistema é operado nas etapas seqüenciais de enchimento, reação, sedimentação, descarga e repouso.

Para que ocorra a remoção biológica de fósforo, é necessário a implantação de uma fase anaeróbia e alternância entre as fases aeróbia e anóxica antes da sedimentação, de modo que uma concentração mínima de nitrato esteja disponível para o ciclo seguinte.

O RBS é um sistema que oferece várias vantagens incluindo: área reduzida para sua implantação, fácil operação e possibilidade de modificações durante as fases, através de controle on-line das estratégias de tratamento (ANDREOTOLLA *et al.*, 2001).

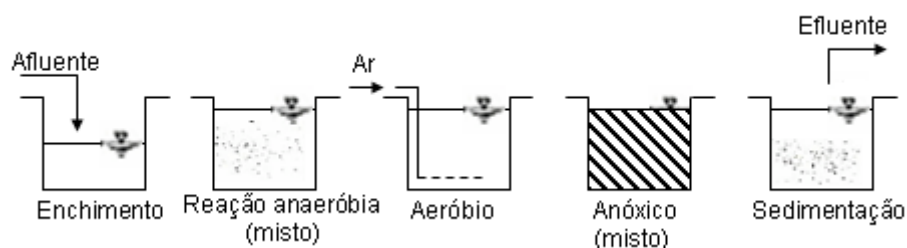


Figura 7 Reator em bateladas sequenciais
Fonte: Metcalf & Eddy(2003)

A Tabela 4 apresenta alguns estudos realizados nos sistemas utilizados para a remoção de fósforo.

Tabela 4 Eficiência de remoção de fósforo em alguns sistemas.

| Referência | Processos | Substrato utilizado | Idade de lodo (dias) | Eficiência de remoção (%) |
|-----------------------------|------------------------|----------------------------|-----------------------------|-------------------------------------------|
| Santos <i>et al.</i> (2009) | Bardenpho | Esgoto bruto | 20 | Fósforo total- 65%; Ortofosfato- 64%. |
| Nóbrega (2009) | Bardenpho convencional | Esgoto bruto | 5 | Fósforo total – 49%; Ortofosfato – 36% |
| Nóbrega (2009) | UCT | Esgoto bruto | 15 | Fósforo total- 39%; Ortofosfato- 17% |
| Santos <i>et al.</i> (2009) | UCT | Esgoto bruto | 20 | Fósforo total- 74%; Ortofosfato- 66% |
| Wang <i>et al.</i> (2008) | RBS | Esgoto sintético | | Fósforo – acima dos 90% |
| Akin e Urgulu (2004) | RBS | Glicose e acetato | 25 | Fósforo – 80% |

4 MATERIAL E MÉTODOS

O trabalho foi realizado na Estação Experimental de Tratamento Biológico de Esgoto Sanitário (EXTRABES) no bairro do Tambor, numa área pertencente à Universidade Estadual da Paraíba e a Universidade Federal de Campina Grande, na cidade de Campina Grande – PB, com coordenadas geográficas de 07° 14' 22''S e 35° 53'05''W e altitude de 550 m.

4.1 REATORES

Os reatores em bateladas sequenciais, RBS1 e RBS2, foram operados de forma independente e com idades de lodo de 10 e 7 dias respectivamente. Ambos os reatores foram construídos em vidro na forma de paralelepípedo, com 20 cm de comprimento, 20 cm de largura e 60 cm de altura. O volume útil de cada reator foi de 12,6 litros, desse volume, em torno de 4,2 litros correspondia ao volume do efluente tratado por batelada. Os reatores apresentavam dois pontos de coleta de amostras localizados a 10,5 e 21 cm, partindo da base, conforme Figura 8.

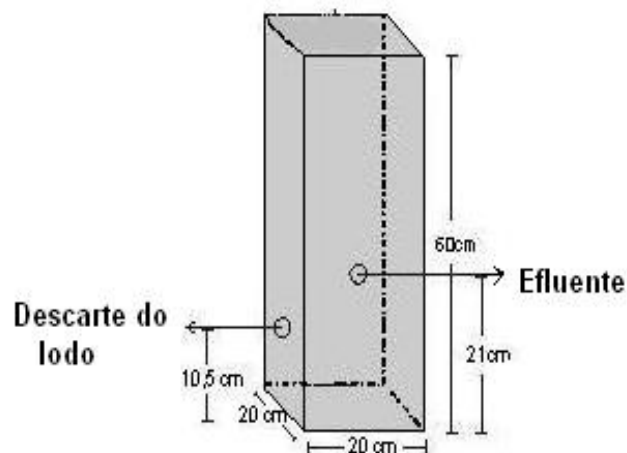


Figura 8 Dimensões do reator

A agitação foi realizada através de misturadores de baixa rotação e a aeração através de bomba conectada a pedras porosas, localizadas na base inferior dos reatores. A concentração de oxigênio foi mantida entre 1,5 e 2,0 mg.L⁻¹. Os ciclos de enchimento, aeração, sedimentação e esgotamento do sobrenadante foram controlados através de temporizadores analógicos. Observa-se na Figura 9 a foto dos reatores em bateladas sequenciais.

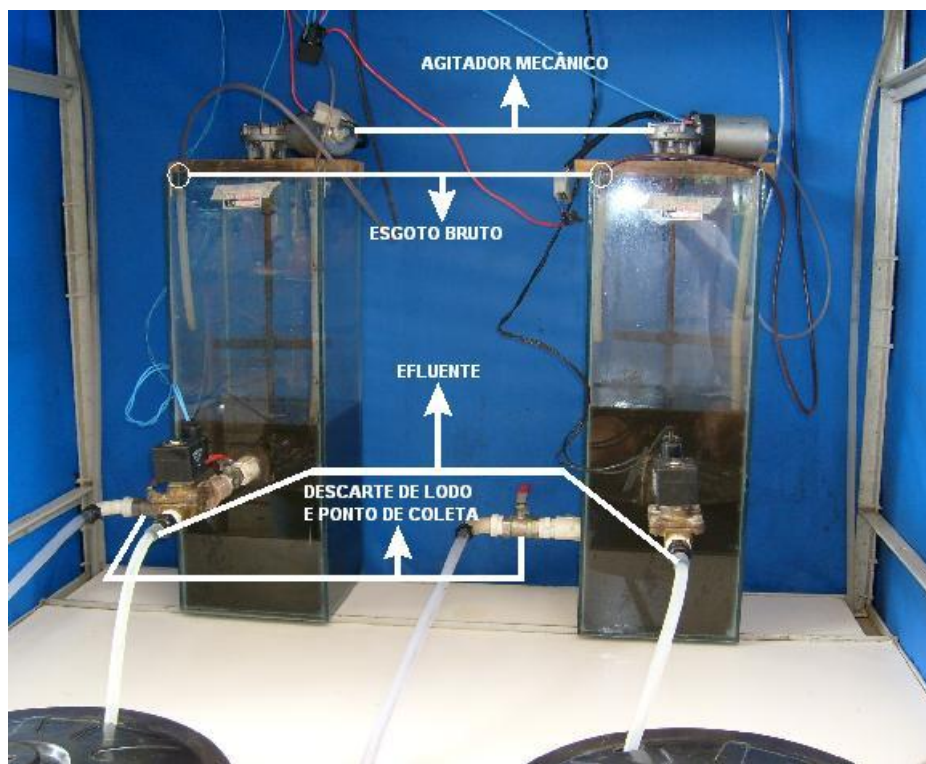


Figura 9 Foto dos reatores em bateladas sequenciais.

Os reatores foram alimentados com esgoto sanitário bombeado de um poço de visita do interceptor da CAGEPA e transportados até o tanque de armazenamento, com capacidade de 1000 litros. Este possui uma bóia controladora de nível que regula o funcionamento da bomba de recalque. O esgoto escoa por gravidade através de mangueiras de plástico de 12 mm de diâmetro até um tanque de equalização de 100 litros. Desse tanque o esgoto era bombeado para os

sistemas através de bombas dosadoras do tipo peristálticas com vazão preestabelecida.

4.2 OPERAÇÃO DOS REATORES

Os reatores foram operados e monitorados durante o período de setembro de 2008 a março de 2009. A operação foi dividida em quatro fases, conforme podem ser observadas na Tabela 5.

Tabela 5 Período de operação e mgSSV.L^{-1} do lodo das fases de monitoramento dos reatores 1 e 2.

| Fases | Período de operação | mgSSV.L^{-1} (lodo) |
|-------|---------------------|------------------------------|
| 1 | 16/09/08 a 24/10/08 | 2470 |
| 2 | 25/10/08 a 02/12/08 | 1792 |
| 3 | 03/12/08 a 26/01/09 | 1800 |
| 4 | 27/01/09 a 19/03/09 | 2066 |

As fases 1 e 3 foram caracterizadas como um período de aclimatação, principalmente para permitir o desenvolvimento de bactérias removedoras de fósforo. As fases 2 e 4 foram consideradas como de melhor adaptação do lodo, onde ocorreram o processo de nitrificação e remoção de fósforo.

Os reatores funcionaram em bateladas sequenciais em regime de três ciclos diários com duração de 8 horas. As operações seqüenciais de cada ciclo foram feitas por controle temporal que envolvia abertura/ fechamento de válvulas na alimentação, descarte do efluente e ainda a atuação da agitação e aeração.

Conforme apresentado na Tabela 6, cada ciclo operacional era composto das seguintes fases: (1) enchimento – nesta fase o reator era alimentado com esgoto bruto proveniente do tanque de equalização; (2) fase anaeróbia - era iniciada após cada enchimento, a fim de promover a desnitrificação e a liberação do fosfato pelas

bactérias; (3) fase aeróbia - após a fase anaeróbia era acionado o aerador, a fim de promover a nitrificação e a assimilação do fósforo pelas bactérias; (4) fase de sedimentação - o compressor de ar era desligado e ocorria a sedimentação dos sólidos em suspensão, resultando em um sobrenadante clarificado; e a (5) fase de descarga - o efluente clarificado (tratado) era descartado através de válvulas solenóides, e era iniciado um novo ciclo.

Tabela 6 Descrição das fases dos ciclos operacionais dos reatores.

| Item | Fases | Tempo (h) | Misturador | Aeração |
|-----------------------------|-------------------------|-----------|------------|-----------|
| 1 | Enchimento ¹ | 0,25 | Ligada | Desligada |
| 2 | Anaeróbia | 1,5 | Ligada | Desligada |
| 3 | Aeróbia | 1,75 | Ligada | Ligada |
| 4 | Enchimento ² | 0,25 | Ligada | Desligada |
| 5 | Anaeróbia | 1,5 | Ligada | Desligada |
| 6 | Aeróbia | 1,75 | Ligada | Ligada |
| 7 | Sedimentação | 0,5 | Desligada | Desligada |
| 8 e 9 | Descarga e repouso | 0,5 | Desligada | Desligada |
| Tempo total do ciclo | | 8 | | |

¹ Nesse momento apenas metade da alimentação é fornecida (2,1L)

² É fornecida a segunda parte da alimentação (2,1L)

A finalidade de apresentar duas etapas de alimentação nos RBS1 e RBS2 foi promover a desnitrificação das formas oxidadas de nitrogênio produzido na primeira etapa de alimentação, com a DQO fornecida pela segunda etapa de alimentação.

A descarga diária do lodo de excesso de cada reator era realizada manualmente, no instante correspondente a 15 minutos antes da última fase aeróbia, para manter a idade de lodo dos sistemas operados. A descarga do lodo de excesso foi calculada pela Equação 8, descrita em Van Haandel e Marais (1999).

$$q = V_r / \theta_c \quad (8)$$

Onde:

q: descarga diária e lodo de excesso (L.dia⁻¹);

V_r: volume do reator (L);

θ_c: idade de lodo (dia).

Na Tabela 7 estão apresentadas as condições operacionais dos RBS1 e RBS2.

Tabela 7 Condições operacionais dos RBS1 e RBS2.

| Condições operacionais | RBS1 | RBS2 |
|---------------------------------------|------|------|
| Volume do reator (L) | 12,6 | 12,6 |
| Idade de lodo (dias) | 10 | 7 |
| Volume diário de descarte de lodo (L) | 1,26 | 1,80 |
| Vazão (L/d) | 12,6 | 12,6 |
| TDH (h) | 8 | 8 |

4.3 PARÂMETROS FÍSICOS E QUÍMICOS

A determinação dos parâmetros físicos e químicos foi realizada com amostras do esgoto bruto, do licor misto e dos efluentes dos reatores. Os testes respirométricos foram realizados com amostras do lodo de descarte.

Os parâmetros analisados, frequência e seus respectivos métodos analíticos estão apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 Parâmetros analisados no monitoramento dos sistemas, frequência em que eram realizados e seus respectivos métodos analíticos.

| Parâmetros | Frequências | Métodos analíticos | Referência |
|-----------------------------------------------------------|-------------|---------------------|---------------------------------|
| pH (unidade) | Diária | Potenciométrico | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| Alcalinidade (mg.L ⁻¹) | Diária | KAPP | BUCHAUER <i>et al.</i> (1998) |
| DQO (mg.L ⁻¹) | 2/ semana | Refluxação fechada | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| N-NTK (mg.L ⁻¹) | 2/semana | Micro Kjeldhal | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹) | 2/semana | Micro Kjeldhal | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹) | 2/semana | Salicilato de Sódio | RODIER, J. <i>et al.</i> (1975) |
| N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹) | 2/semana | Colorimétrico | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| P (mg.L ⁻¹) | 2/semana | Espectrofométrico | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| P-PO ₄ (mg.L ⁻¹) | 2/semana | Espectrofométrico | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| SSV (mg.L ⁻¹) | 2/semana | Gravimétrico | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| SST (mg.L ⁻¹) | 2/semana | Gravimétrico | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| OD (mg.L ⁻¹) | Diário | Medidor de OD | APHA <i>et al.</i> (1998) |
| TCO (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹) | Diária | Semicontínuo | Respirometria |

4.3.1 TESTE RESPIROMÉTRICO

Na fase 4 foram realizados testes respirométricos com o objetivo determinar a taxa de respiração celular, que é um importante indicador da velocidade com que os processos metabólicos se desenvolvem nos sistemas de lodos ativados. Para execução desses testes foram utilizados um respirômetro Beluga, CPU (Central Processing Unit) com o software S32c instalado e aerador de aquário com pedra porosa, eletrodo de oxigênio, recipiente com 2 litros de capacidade e um agitador magnético e bastão, para manter o lodo em suspensão. A Figura 10 apresenta um esquema dos experimentos utilizados.

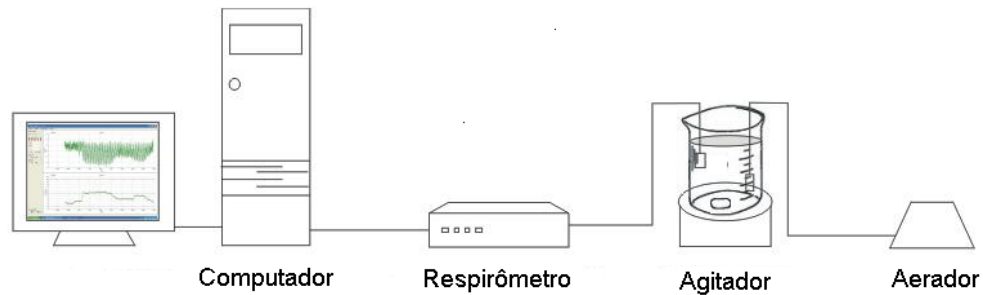


Figura 10 Esquema dos equipamentos utilizados no teste respirométricos.

O software controla a aeração do lodo, registra os valores de oxigênio e da temperatura e calcula a taxa de consumo de oxigênio (TCO). Essa taxa é calculada através da Equação 9:

$$\text{TCO} = (\text{OD}_{\text{max}} - \text{OD}_{\text{min}})/\Delta t \quad (9)$$

TCO: taxa de consumo de oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$);

OD_{max} : concentração de oxigênio dissolvido máxima ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$);

OD_{min} : concentração de oxigênio mínima (previamente estabelecidas) ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$);

Δt : tempo decorrido entre o registro da concentração máxima e mínima de OD (horas).

❖ PROCEDIMENTOS DO ENSAIO

- (1) Inicialmente, foram coletadas amostras de 1L do lodo de descarte dos reatores;
- (2) Aplicou-se à agitação e aeração controlada pelo respirômetro até que toda a matéria orgânica e nitrogenada presente fosse consumida pelas bactérias, estabelecendo TCO mínima correspondente à respiração endógena;
- (3) Interrompeu-se a aeração e quando a TCO mantinha-se próxima de zero (fase anaeróbia), adicionava-se uma concentração de $230 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de acetato de sódio, um substrato solúvel de fácil degradação pelas bactérias heterotróficas, e $18,0 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de

ácido fosfórico. A partir desse momento eram coletadas amostras em intervalos de 30 minutos;

(4) Ligava-se a aeração controlada pelo respirômetro após a última coleta das amostras na fase anaeróbia, para verificar o consumo de oxigênio e através de análises laboratoriais se quantificava o fosfato presente. O teste foi finalizado ao se completar a utilização de todo material orgânico, pois era estabelecido TCO mínima correspondente à respiração endógena. Nesta fase também eram coletadas as amostras no mesmo intervalo de tempo da fase anaeróbia.

Em cada coleta as amostras foram filtradas para análises de DQO total, ortofosfato e nitrato. A partir desses resultados foi possível estimar a quantidade de fósforo liberado, do material orgânico (acetato) que foi seqüestrado na zona anaeróbia e a utilização desse material para captação de fósforo durante o período aeróbio.

4.4 ANÁLISES ESTADÍSTICAS

A análise estatística dos resultados obtidos nos RBS1 e RBS2 foi realizada através de análises descritivas e inferencial (ANOVA), utilizando o programa Microsoft EXCEL (2007).

A análise descritiva tem a função de descrever e conhecer os dados coletados, para levantar hipóteses que poderão ser comprovados pela análise inferencial. Consistiu em determinar a média aritmética, desvio padrão, valor mínimo e o valor máximo. Após a realização da análise descritiva, foi feita a análise de variância ANOVA (fator único) a um nível de significância de 5% ($\alpha = 0,05$) com o intuito de verificar se existem diferenças estatisticamente significativas entre as médias dos parâmetros analisados.

5 APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Neste capítulo serão apresentados e discutidos os dados do desempenho dos RBS1 e RBS2 operados em bateladas seqüenciais, tratando esgoto sanitário. Os sistemas foram operados com valores médios de OD de 1,5 a 2,0 mg.L⁻¹ e temperatura média de 29°C, valores estes considerados dentro da faixa ideal para o processo de nitrificação e desnitrificação. Os sistemas operacionais diferenciaram-se pela idade de lodo adotada como parâmetro operacional e para cada um deles foram discutidos as concentrações e os comportamentos dos principais parâmetros físicos e químicos. Foram realizadas para cada parâmetro 10 determinações em cada fase experimental.

5.1 pH e ALCALINIDADE

A Tabela 9 apresenta os valores médios de pH e alcalinidade total do esgoto bruto e efluentes dos RBS1 e RBS2 obtidos durante o período experimental.

Tabela 9 Valores médios de pH e alcalinidade total do esgoto bruto e dos efluentes dos RBS1 e RBS2.

| PARÂMETROS | 1ª FASE | | | 2ª FASE | | | 3ª FASE | | | 4ª FASE | | | |
|---------------------------------------------------------|---------|------|------|---------|------|------|---------|------|------|---------|------|------|-----|
| | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | |
| pH | Mínimo | 6,8 | 7,0 | 7,0 | 6,7 | 7,0 | 7,0 | 6,7 | 7,1 | 6,1 | 6,7 | 7,0 | 7,1 |
| | Máximo | 7,2 | 7,7 | 7,5 | 7,4 | 8,0 | 7,6 | 7,4 | 7,6 | 7,6 | 7,6 | 7,6 | 7,9 |
| | Média | 7,0 | 7,5 | 7,3 | 7,0 | 7,5 | 7,2 | 7,0 | 7,2 | 7,3 | 7,0 | 7,4 | 7,5 |
| Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹) | Mínimo | 408 | 329 | 124 | 352 | 184 | 204 | 368 | 170 | 273 | 370 | 107 | 187 |
| | Máximo | 461 | 395 | 249 | 457 | 240 | 244 | 451 | 285 | 375 | 393 | 316 | 395 |
| | Média | 422 | 362 | 209 | 380 | 185 | 116 | 400 | 226 | 266 | 409 | 197 | 211 |

Observa-se na Tabela 9 que os valores médios de pH dos efluentes dos RBS1 e RBS2 estão variando de 7,2 - 7,5 em todas as fases. Esses valores encontram-se dentro da faixa desejada para nitrificação, desnitrificação e remoção

de fósforo. Silva Filho *et al.* (2008) afirmaram que a atividade metabólica das bactérias nitrificantes aumentou quando estas foram submetidas a um pH entre 7,0 e 8,0, conservando em parte essa maior atividade mesmo quando restabelecido o pH neutro.

A alcalinidade total presente no esgoto bruto, apresentou concentração média que variou de $380 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ a $422 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, considerando-se que o esgoto bruto manteve-se numa faixa ideal a ocorrência de nitrificação, uma vez que este processo é responsável por um consumo teórico de 7,1g de alcalinidade, expressa como CaCO_3 por grama de N- NH_4^+ oxidado. Conforme os valores apresentados na Tabela 9 houve decréscimo nas concentrações da alcalinidade dos efluentes em todas as fases do monitoramento, indicando uma possível estabilização do sistema e ocorrência do processo de nitrificação. Os valores de alcalinidade efluente de ambos os reatores nas fases 2 e 4 foram menores comparadas às demais. Isto pode ter ocorrido devido à maior quantidade de nitrogênio amoniacal oxidado nestas fases, pois segundo Henze (1997), a nitrificação consome alcalinidade e a desnitrificação produz alcalinidade na proporção de 1 equivalente grama por mol de nitrogênio. Mas, mesmo havendo um decréscimo os efluentes dos reatores não apresentaram valores abaixo de $70 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, valor este considerado como importante para manter a biomassa estável em reator de lodo ativado (Von SPERLING, 2002).

5.2 SÓLIDOS

Na Tabela 10 estão expostos os valores médios de sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) do esgoto bruto e dos efluentes dos RBS1 e RBS2 durante as fases experimentais. Verifica-se que as médias de eficiência de remoção de ST nos RBS1 e RBS2 foram baixas em todas as fases, levando em consideração que os sistemas trabalharam com uma carga relativamente alta de sólidos, já que não houve tratamento preliminar.

As análises das concentrações de sólidos suspensos voláteis nos efluentes dos reatores revelaram concentrações médias abaixo de $8,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, mostrando-se

bastante clarificado. Isso pode ser confirmado através dos valores do índice volumétrico do lodo (IVL), os quais ficaram em torno dos 100 mL.g em cada fase dos reatores, considerando-se que os lodos apresentaram boa sedimentabilidade, segundo os valores estimados por Metcalf & Eddy (2003). Independente da idade de lodo, as eficiências de remoções de SST e SSV mostraram-se superiores as remoções de sólidos totais e sólidos totais voláteis tanto no RBS1 quanto no RBS2, ficando acima dos dados esperados (90%), conforme referenciado por Metcalf & Eddy (2003). Valores próximos aos encontrados neste experimento foram citados por Medeiros *et al.* (2005) que comparou um sistema RBS com um sistema de fluxo contínuo, e observou que o efluente do RBS mostrou-se mais clarificado nas duas etapas do experimento, apresentando concentrações médias de SSV abaixo dos 8 mg.L⁻¹.

Tabela 10 Valores médios de sólidos no esgoto bruto e nos efluentes dos RBS1 e RBS2.

| PARÂMETROS | 1ª FASE | | | 2ª FASE | | | 3ª FASE | | | 4ª FASE | | | |
|------------|-----------------------------|--------|-------|---------|-------|-------|---------|-------|-------|---------|--------|-------|-------|
| | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | |
| ST | Média (mg.L ⁻¹) | 1001,9 | 779,4 | 759,3 | 817,5 | 660,3 | 694,0 | 721,4 | 618,0 | 604,9 | 1038,5 | 806,4 | 806,8 |
| | Remoção (%) | - | 22 | 24 | - | 19 | 15 | - | 14 | 16 | - | 22 | 22 |
| STV | Média (mg.L ⁻¹) | 336,7 | 127,8 | 135,1 | 275,1 | 101,2 | 172,3 | 289,0 | 139,2 | 138,2 | 222,6 | 119,4 | 173,4 |
| | Remoção | - | 62 | 59 | - | 63 | 37 | - | 51 | 52 | - | 46 | 22 |
| SST | Média (mg.L ⁻¹) | 155,1 | 9,9 | 8,3 | 216,7 | 6,5 | 6,4 | 186,8 | 8,9 | 7,7 | 105,3 | 8,5 | 9,0 |
| | Remoção | - | 93 | 95 | - | 97 | 97 | - | 95 | 95 | - | 91 | 91 |
| SSV | Média (mg.L ⁻¹) | 123,8 | 8,2 | 7,3 | 156,4 | 5,4 | 5,8 | 141,8 | 7,3 | 7,4 | 76,7 | 6,2 | 7,2 |
| | Remoção | - | 93 | 94 | - | 96 | 96 | - | 94 | 94 | - | 91 | 91 |

5.3 DQO TOTAL E FILTRADA

O comportamento da concentração média da DQO total e filtrada ao longo do período experimental é apresentado nas Figuras 11 e 12.

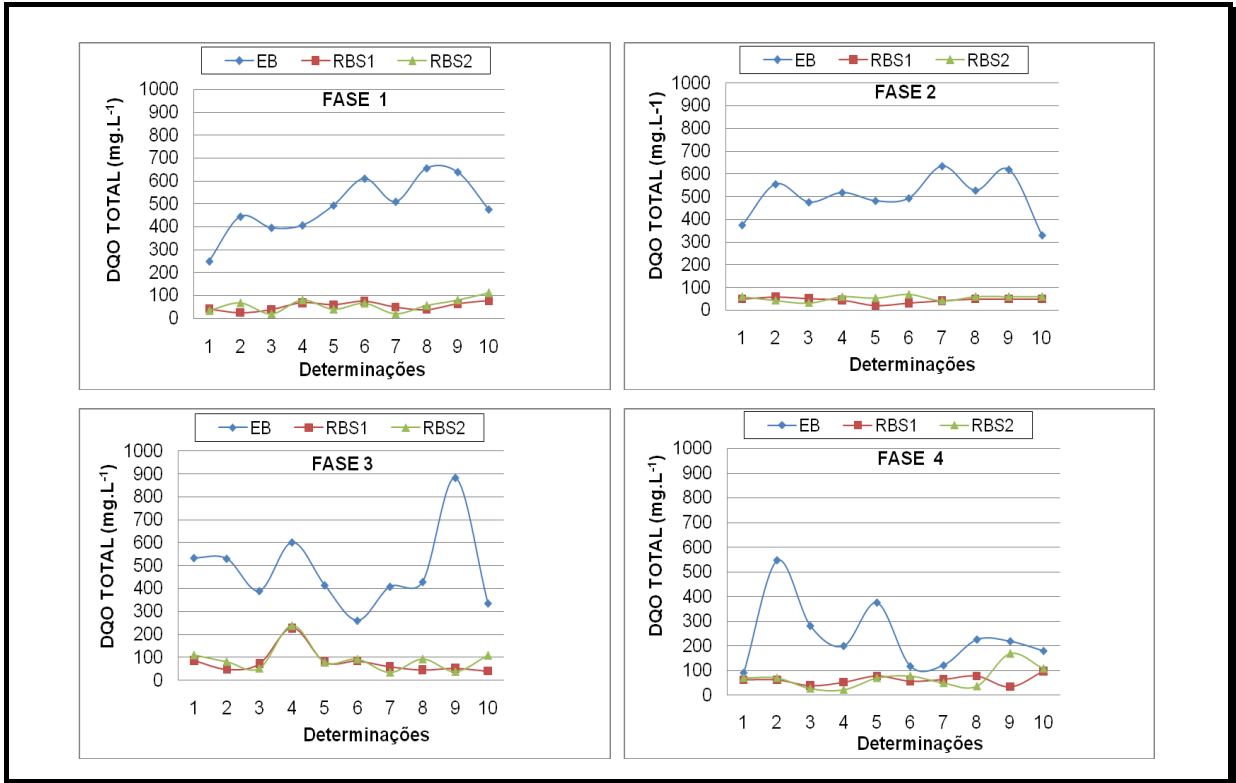


Figura 11 Comportamento da concentração de DQO total do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores.

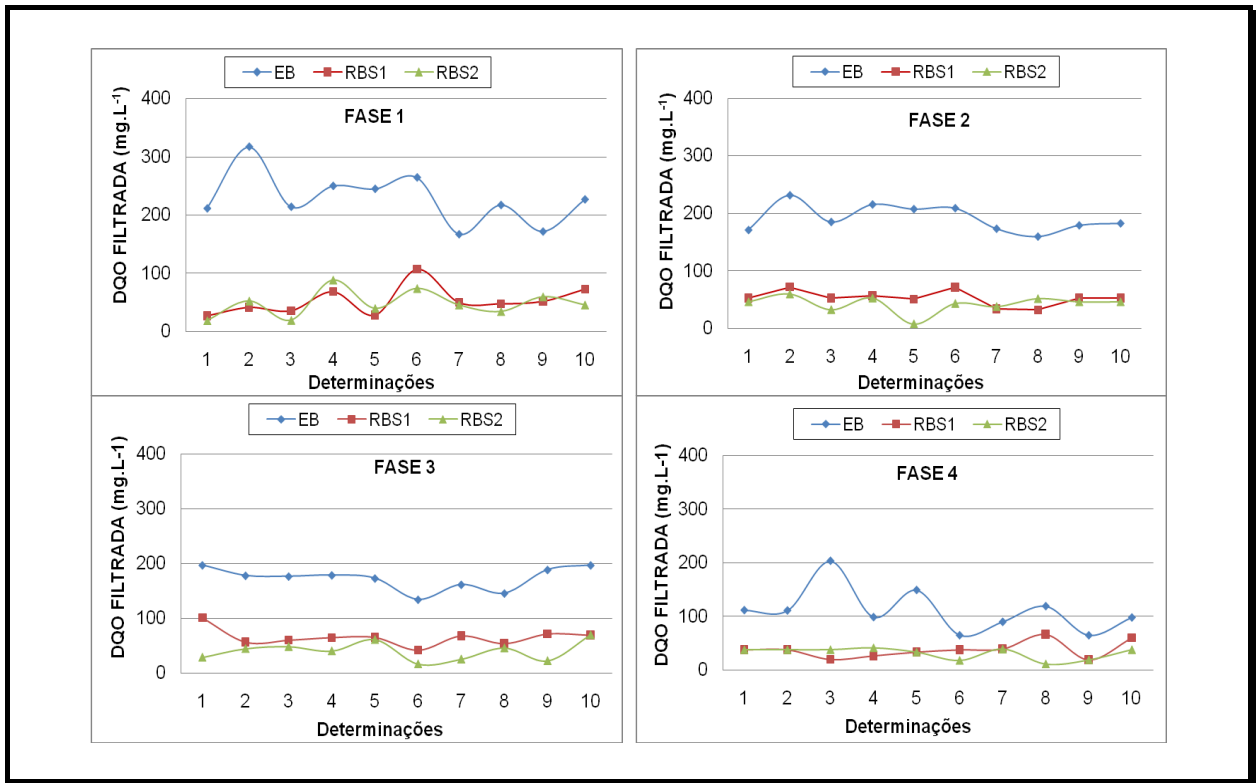


Figura 12 Comportamento da concentração de DQO filtrada do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores.

Conforme pode-se observar nas Figuras 11 e 12, o comportamento das concentrações de DQO total e filtrada do esgoto bruto apresentou flutuações em todas as fases do experimento nos RBS1 e RBS2, evidenciando mudanças nas características do esgoto utilizado para alimentação do sistema. Mas percebe-se que as concentrações de DQO total e filtrada efluente mantiveram uma regularidade, apresentando respectivamente eficiência média de remoção de matéria orgânica de 84% e 82%, respectivamente, em todas as fases de monitoramento. Isto mostra a capacidade dos reatores em trabalhar com essas flutuações do esgoto bruto, como também uma estabilidade no sistema quanto à remoção de matéria orgânica. Segundo Marais e Ekama (1976) a remoção da DQO em sistemas de lodos ativados está ligada ao metabolismo bacteriano, uma vez que um terço da matéria orgânica é oxidada e dois terços são incorporadas ao lodo.

Os valores de eficiência encontrados neste trabalho estão próximos aos de Nóbrega *et al.* (2009), que operando um reator em bateladas seqüenciais alcançaram eficiências médias de remoção de matéria orgânica de 80 e 83 %, para RBS1 e RBS2, respectivamente.

Cabe ressaltar, que na fase 4 observou-se uma concentração média da DQO total e filtrada do esgoto bruto de 236 mg.L⁻¹ e 111 mg.L⁻¹ respectivamente, pois as intensas chuvas produziram um grande efeito de diluição no afluente. A presença de concentrações tão baixas de DQO filtrada incorreu em uma redução do processo de desnitrificação e remoção biológica de fósforo nesta fase.

Os dados da DQO total e filtrada foram submetidos à análise de variância (Tabela 14 do Apêndice) a um nível de significância de 5%. Constatou-se que apenas na fase 3 houve diferença significativa entre os valores da DQO filtrada. Dessa forma, verificou-se que nas demais fases do experimento, as idades de lodos testadas não exerceram influência significativa sobre a remoção de matéria orgânica nos reatores.

5.4 COMPOSTOS NITROGENADOS

Nas Figuras 13, 14, 15 e 16 estão apresentados as concentrações do NTK, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato, respectivamente dos reatores 1 e 2.

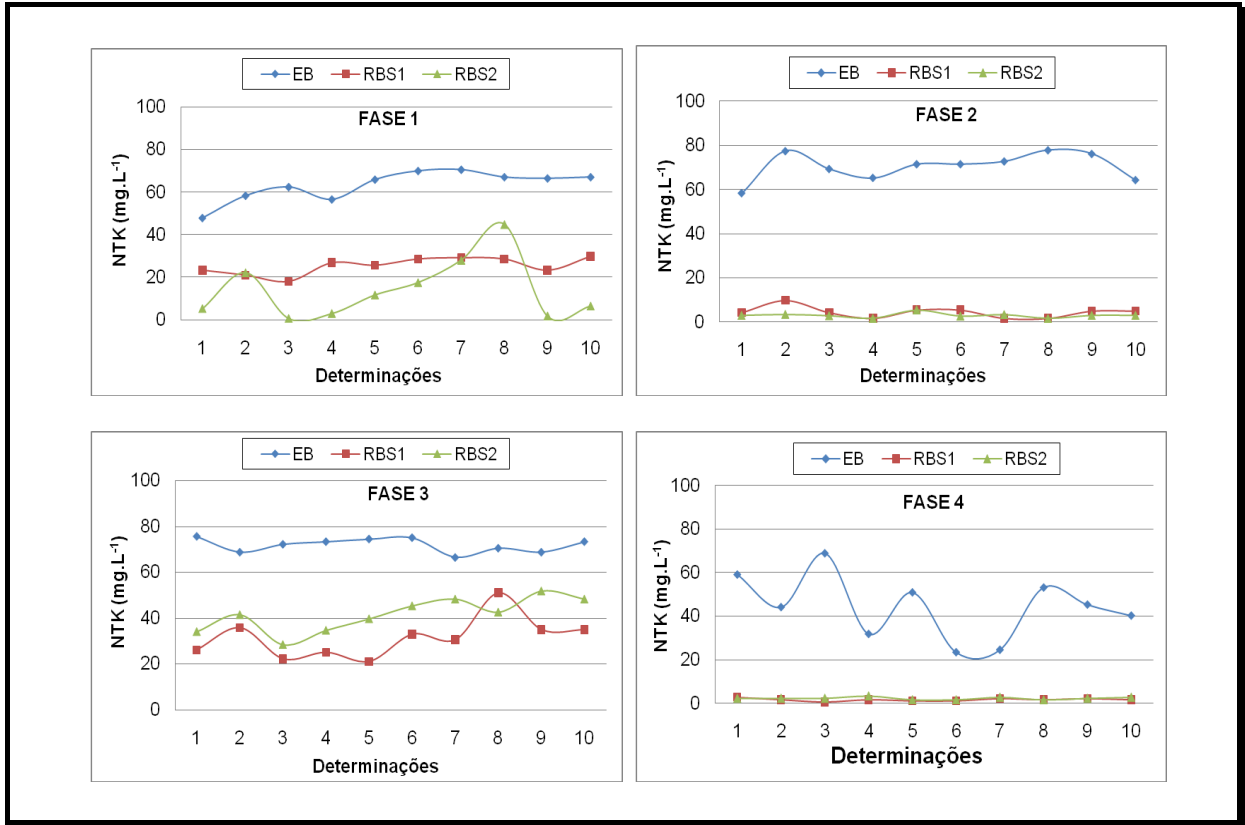


Figura 13 Comportamento da concentração de NTK do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores.

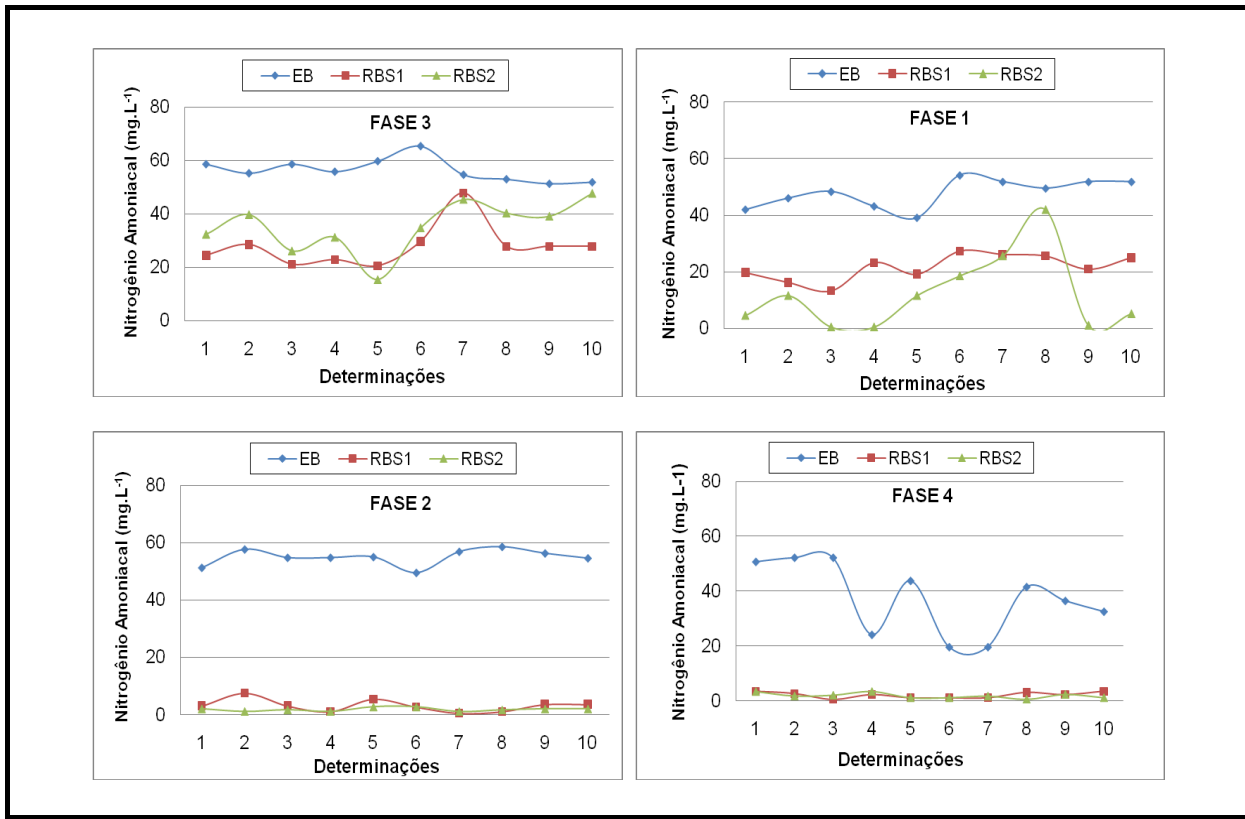


Figura 14 Comportamento da concentração de nitrogênio amoniacal do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores.

Observa-se nas Figuras 13 e 14 que houve oscilação nas concentrações de saída das formas de NTK e do nitrogênio amoniacal nas fases 1 e 3, respectivamente. Isto é justificado pelo fato das populações microbianas estarem em um período de seleção e de readequação do metabolismo microbiano às novas condições impostas, uma vez que o lodo inoculado nos sistemas eram provenientes de um reator de lodos ativados, o qual apresentava microbiota que tratava esgoto doméstico não com o objetivo de remover fósforo.

A Tabela 13 no Apêndice apresenta as eficiências médias de NTK e do nitrogênio amoniacal dos RBS1 e RBS2 durante as fases 1, 2, 3 e 4. Percebe-se que as eficiências médias de remoção tanto do NTK quanto do nitrogênio amoniacal ficaram em torno de 90% nas fases 2 e 4 de ambos os reatores, indicando alta eficiência do processo de nitrificação, podendo ser comprovado pelo consumo de alcalinidade nas fases mencionadas. Na Figura 14 observa-se que a baixa concentração de nitrogênio amoniacal nessas fases indicou estabilidade do sistema de tratamento no processo de nitrificação.

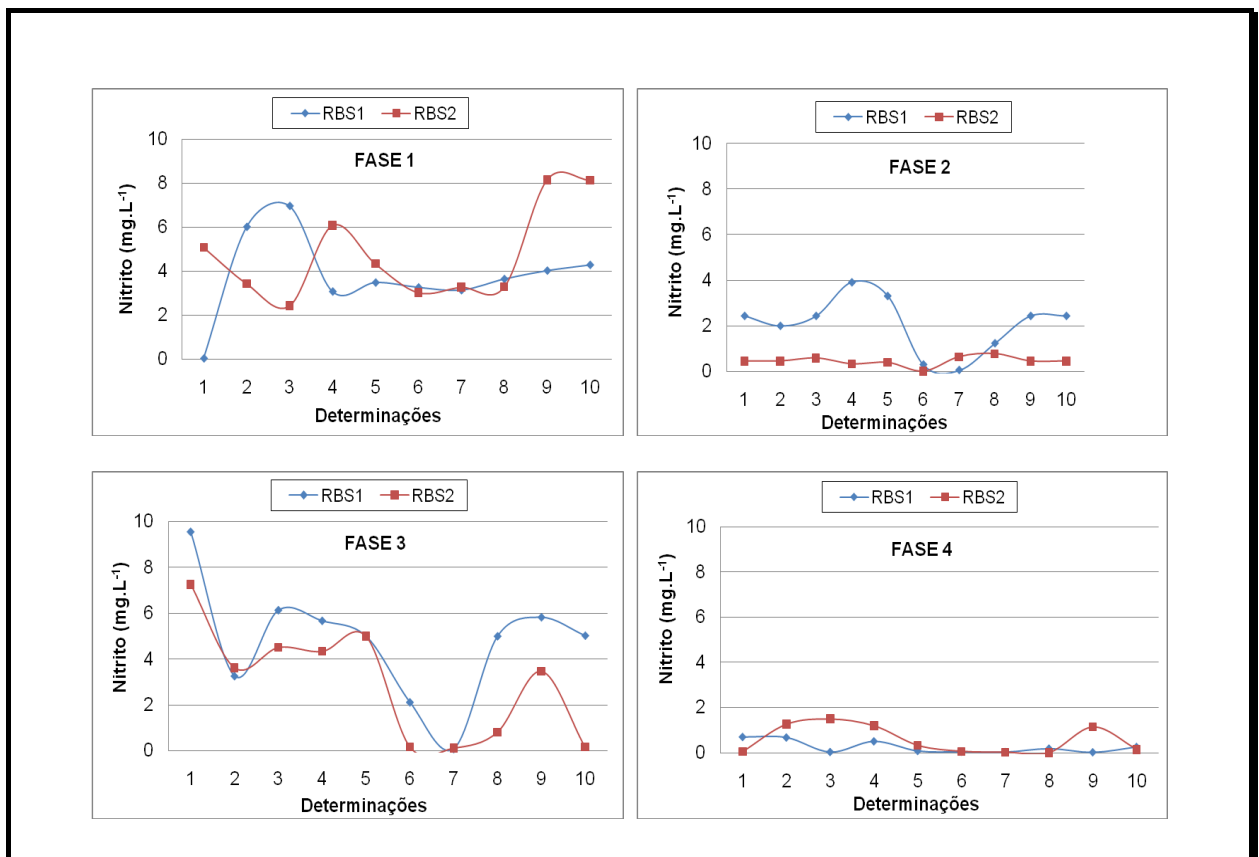


Figura 15 Comportamento da concentração de nitrito do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores.

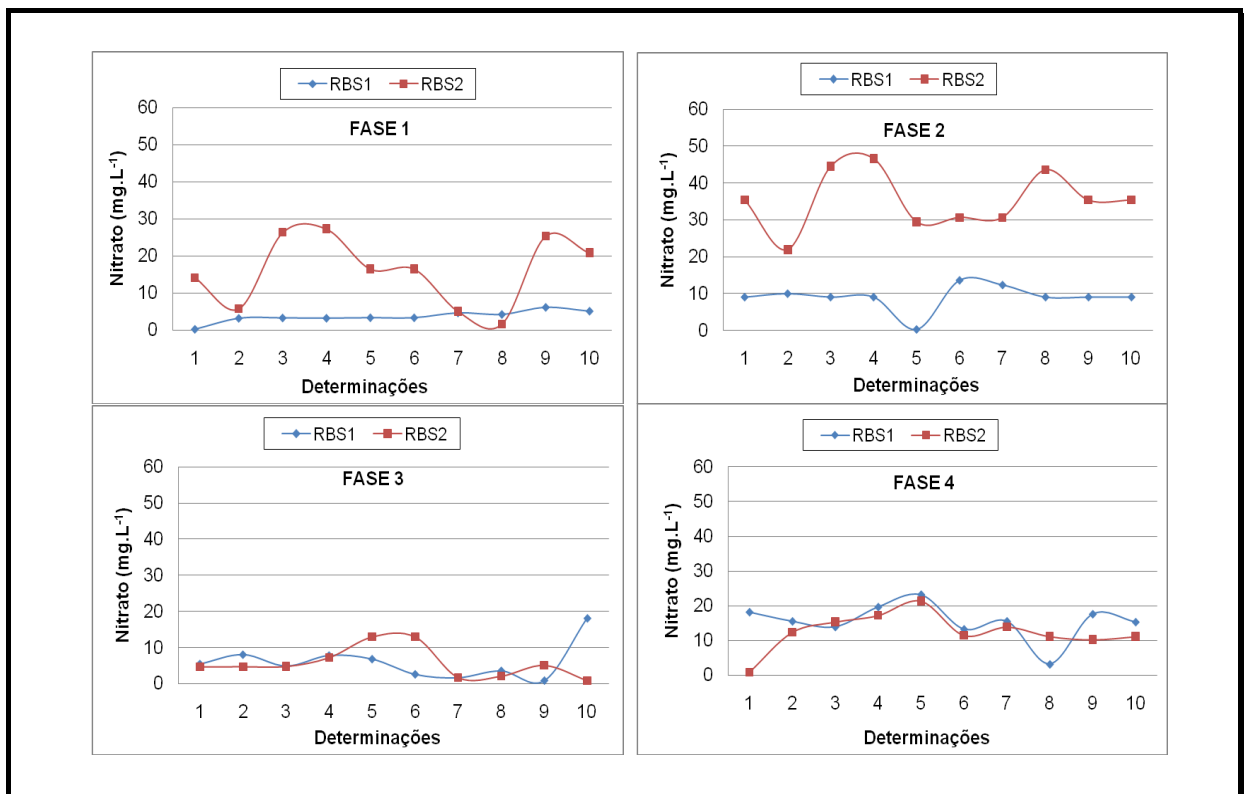


Figura 16 Comportamento da concentração de nitrato do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores.

Observa-se nas Figuras 15 e 16 que houve variações no comportamento das concentrações de nitrito e nitratos efluentes em todas as fases de monitoramento. A fase 4 do RBS1, e as fases 2 e 4 do RBS2 apresentaram concentrações de nitrito reduzidas. Nestas fases, os efluentes produzidos atenderam a Resolução 357/2005 do CONAMA que estabelecem o limite de $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$. Nas demais fases os nitratos passaram a representar a forma de nitrogênio oxidado predominantemente no efluente.

Segundo Barnes e Bliss (1983) o acúmulo de nitrito é prejudicial para o processo de nitrificação, uma vez que as bactérias oxidadoras de nitrito são sensíveis a concentrações elevadas do seu próprio substrato. Segundo Yamamoto (2006), o acúmulo de nitrito ocorre devido à insuficiência de OD e a baixa afinidade por oxigênio das bactérias oxidadoras de nitrito comparadas às oxidadoras de nitrogênio amoniacal, além da possível inibição pela amônia livre.

Mas apesar da concentração de oxigênio dissolvido ser um dos parâmetros de importância a ser considerado no processo de nitrificação, neste experimento, a concentração de OD variou entre $1,5$ e $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$, sendo apontada por Jianlong e Ning (2004) como uma ótima concentração para a ocorrência da nitrificação.

Um fato que pode está relacionado com o acúmulo de nitrito nos RBS1 e RBS2 é que a partir de 28°C as bactérias *Nitrosomonas* crescem mais rápido e a possibilidade de altas concentrações de nitrito aumenta, uma característica empregada, por exemplo, no processo SHARON (JETTEN *et al.* 1997) para realizar a remoção de nitrogênio de esgoto com altas concentrações de amônia num caminho reduzido sobre nitrito, que exige retirar continuamente a biomassa, para impedir a fixação de *Nitrobacter*.

Na Figura 16 verifica-se que o RBS1 apresentou as menores concentrações médias de nitrato nas fases 1, 2 e 3, enquanto que o RBS2 apresentou menor concentração média apenas na fase 3. Mas estes resultados não significam que os reatores apresentaram boa capacidade de desnitrificação, visto que a redução de nitrato nessas fases não se deu sempre até nitrogênio gasoso, pois como já foi relatado os reatores apresentaram acúmulo de nitrito nas fases 1 e 3.

A análise de variância ANOVA indica que houve diferenças significativas entre RBS1 e o RBS2 nas amostras do NTK efluente nas fases 1, 3 e 4. O RBS1 apresentou melhor desempenho na fase 1 que nas fases 3 e 4, enquanto na fase 2 não houve diferença significativa entre os reatores. As concentrações de nitrogênio amoniacal efluente do RBS1 diferiram dos valores obtidos para o RBS2 apenas na fase 1, nas demais fases não foram encontradas diferenças significativas entre os reatores. As amostras da fase 1 consideradas de populações diferentes apresentaram concentrações médias de 21,8 mg.L⁻¹ para idade de lodo de 10 dias e 12,1 mg.L⁻¹ para 7 dias. A análise de variância mostra que a idade de lodo influenciou nas concentrações de nitrito na fase 2 e nas concentrações de nitrato nas fases 1 e 2.

5.5 FÓSFORO TOTAL E ORTOFOSFATO

As Figuras 17 e 18 apresentam as concentrações médias de fósforo total e ortofosfato do esgoto bruto e dos efluentes dos RBS1 e RBS2.

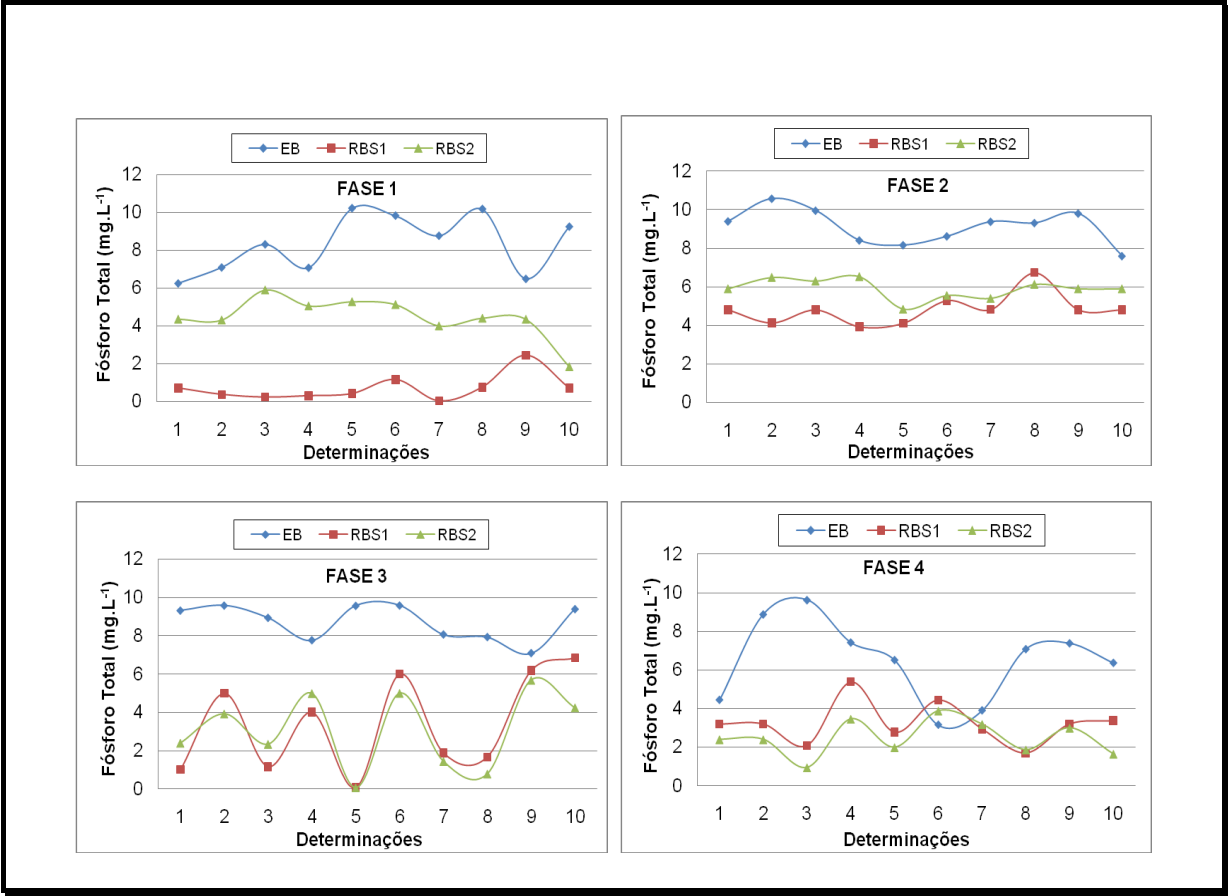


Figura 17 Comportamento da concentração de fósforo total do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores.

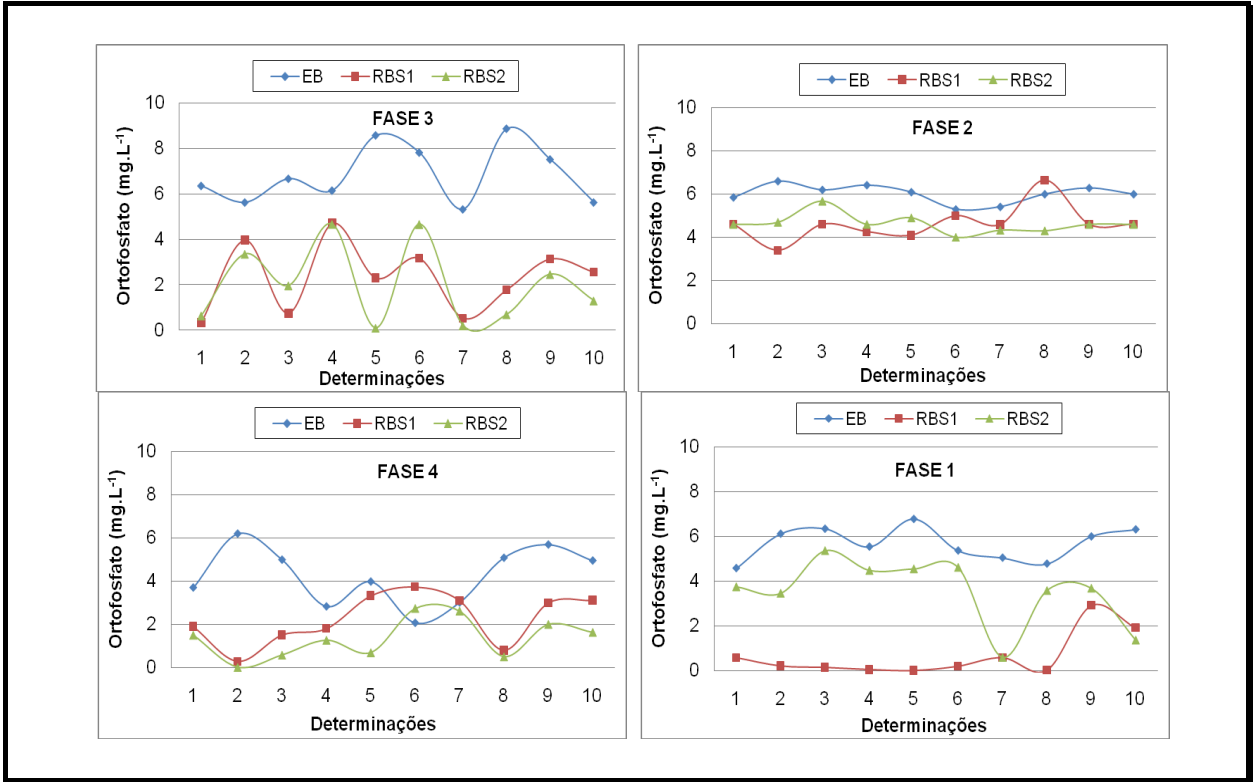


Figura 18 Comportamento da concentração de ortofosfato do esgoto bruto e nos efluentes dos reatores.

Observa-se respectivamente, nas Figuras 17 e 18 que ocorreram flutuações nas concentrações de fósforo total e ortofosfato de ambos os reatores em todas as fases. Os valores das concentrações médias de fósforo total e ortofosfato variaram no esgoto bruto de 6,4 mg.L⁻¹ a 9,1 mg.L⁻¹ e 4,2 mg.L⁻¹ a 6,8 mg.L⁻¹, respectivamente. Diante dessa variação na concentração do esgoto bruto, apenas na fase 1 o afluente do RBS1 apresentou concentração de fósforo total e ortofosfato de 0,7 mg.L⁻¹ e 0,6 mg.L⁻¹, o que corresponde a uma percentagem de 91% e 89% respectivamente, comprovando, portanto que houve maior eficiência de remoção biológica de fósforo. Comparando as Figuras 12, 16, 17 e 18 na fase 1 do RBS1, pode-se supor que a redução do fosfato esta relacionada com a menor concentração média de nitrato e com a maior concentração de DQO filtrada no esgoto bruto, o que favorece a ocorrência do processo de remoção de fósforo.

As demais fases de ambos os reatores apresentaram concentrações médias acima dos 2,0 mg.L⁻¹ para fósforo total e 1,0 mg.L⁻¹ para ortofosfato, o que representa uma percentagem de remoção de 70%, indicando que os organismos acumuladores de fósforo não conseguiram crescer suficientemente no sistema. Este fato pode ser explicado, pois nestas fases altas concentrações de nitrato permaneciam nos reatores, comprovado através dos dados das concentrações dos nitratos efluentes. Segundo Vabolilené *et al.* (2005) quando a concentração de nitrato na zona anaeróbia ultrapassa 1mg. L⁻¹, a concentração de fosfato diminui, pois permite uma maior competição entre as bactérias heterotróficas normais (não-poli-p) e os OAF pelo material solúvel, diminuindo, assim, a remoção de fósforo.

Outro fator que também seria levado em consideração para as altas concentrações de fosfato nos efluentes dos RBS1 e RBS2 nas fases 2, 3 e 4 seria a composição atípica do esgoto da cidade de Campina Grande que de acordo com Van Haandel e Marais (1999), a concentração de acetato é menor que 40 mg.L⁻¹, a concentração de lodo biodegradável solúvel é somente 9% da DQO total e a fração solúvel e biodegradável em esgoto normalmente é em torno de 25%. Portanto, como o crescimento dos organismos poli-p depende da concentração de acetato presente no esgoto, a baixa concentração de acetato implica numa menor concentração de OAF e a fração baixa de fósforo se explica pela composição desfavorável do afluente.

Hoffmann *et al.* (2004) realizou ensaios em bateladas com lodos de um RBS para verificação da capacidade de assimilação de fósforo em excesso pelo lodo, e

observou que o processo ocorreu de forma significativa quando o reator recebeu concentrações elevadas de material orgânico e nos períodos em que a nitrificação não se desenvolveu de forma eficiente. Mas quando ocorreu a nitrificação, verificaram que o lodo perdeu sua capacidade de armazenar e liberar fosfato.

Segundo a Environmental Protection Agency-EPA (2008), na ausência do material orgânico rapidamente biodegradável no afluente é necessário se adicionar uma fonte externa de carbono ou promover a fermentação do lodo para o bom desempenho dos processos de remoção biológica de fósforo.

Nóbrega *et al.* (2009), concluiu que a taxa de utilização do material armazenado pelas bactérias acumuladoras de fósforo é muito elevada, pois em sistemas de tratamento com uma fase anaeróbia se não houver acetato, a remoção biológica em excesso de fósforo não é possível, porque as bactérias acumuladoras de fósforo não podem se desenvolver por falta de substrato específico no afluente. Quando o material biodegradável e solúvel entra no sistema de tratamento em ambiente anóxico ou aeróbio, as bactérias oxidativas heterotróficas não poli-P, que são muito mais numerosas que as poli-p, utilizam o material antes que sejam consumido pelas bactérias acumuladoras de fósforo.

Callado (2001), operando reatores em bateladas sequenciais aeróbios para o tratamento de substrato sintético, com ciclos de 12 horas, observou que a remoção biológica de fósforo só foi conseguida quando o reator aeróbio foi submetido a condições alternadas anaeróbia/aeróbia e recebeu acetato de sódio como fonte externa de carbono, no início da fase anaeróbia.

Obaja *et al.* (2003) operaram um reator em bateladas sequenciais (anaeróbios, aeróbios e anóxicos), com ciclos de 3 dias e idade de lodo de 1 dia para o tratamento de águas residuárias contendo 1500 mg.L^{-1} de amônio e 144 mg.L^{-1} de fosfato e verificaram eficiência de remoção de fósforo de 97,3% .

As concentrações de fósforo total do efluente do RBS1 diferiram dos valores obtidos para o RBS2 apenas nas fases 1 e 2, segundo o nível de significância de 5%. Com relação as análises de ortofosfato, as amostras dos RBS1 e RBS2 diferiram apenas na fase 1. Nestas fases o RBS1 apresentou melhor desempenho quanto a remoção biológica de fósforo que o RBS2, de acordo com os dados apresentados na Tabela 13 do Apêndice, considerando-se que nestas fases as idades de lodos adotadas influenciaram no processo.

5.5.1 TESTES RESPIROMÉTRICOS

Na fase 4, foram realizados 7 testes respirométricos nos RBS1 e RBS2. A Figura 19 apresenta um respirograma obtido no terceiro teste com o lodo do RBS1. No respirograma pode-se observar: (1) um período de aeração, sem adição do substrato, estabelecendo uma TCO mínima correspondente a respiração endógena; (2) período sem aeração, com adição do substrato, onde ocorre a liberação de fosfato; e (3) período do reinício da aeração, onde ocorre a absorção do fosfato e registro da TCO. Os demais respirogramas obtidos durante o experimento encontram-se no Apêndice.

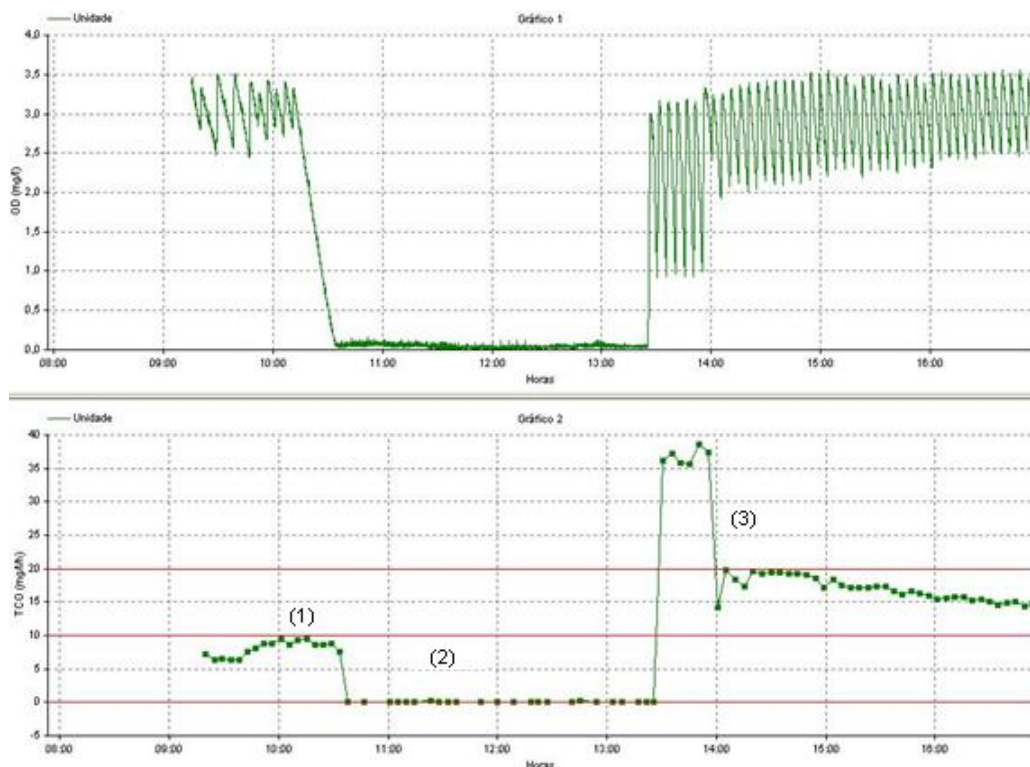


Figura 19 Respirograma obtido no terceiro teste com lodo do RBS1.

Com base no respirograma da Figura 19, verifica-se que a TCO endógena foi de aproximadamente $10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ e, após o reinício da aeração, atingiu o valor

médio de aproximadamente $40 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ (TCO máxima) resultando numa DQO remanescente no período aeróbio, conforme pode ser observado na Figura 21, que mesmo a taxa de liberação de fosfato atingindo um valor máximo nem toda DQO tinha sido removida da fase líquida. Depois a TCO caiu rapidamente para $20 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ e logo após foi diminuindo lentamente até atingir um valor constante, próximo da respiração endógena. Devido ao crescimento da massa bacteriana ao metabolizar o substrato, a segunda TCO fica acima do nível endógeno.

A quantidade de DQO consumida foi estimada a partir da diminuição da DQO solúvel no ambiente anaeróbio, observada na Figura 20 que está associada ao respirograma da Figura 19. Verifica-se na Figura 20 que na fase anaeróbia a DQO solúvel diminuiu de $256 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ para $148 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, o que corresponde a um armazenamento de $108 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A parte não armazenada ficou em torno de $148 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, mas desta concentração $96 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ era biodegradável mas não-consumida e $52 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ não era biodegradável e permanecia no meio até quando a TCO atingiu o valor próximo da respiração endógena (ver Figura 19).

As Figuras 20 e 21 apresentam os gráficos obtidos através dos dados analíticos das amostras coletadas durante os terceiro teste do RBS1 e o segundo teste do RBS2. Pode-se constatar nos lodos gerados pelos reatores os fenômenos de liberação de fósforo e absorção de substrato na fase anaeróbia, e absorção de fósforo e utilização do substrato na fase aeróbia, além das variações das concentrações de DQO e nitrato.

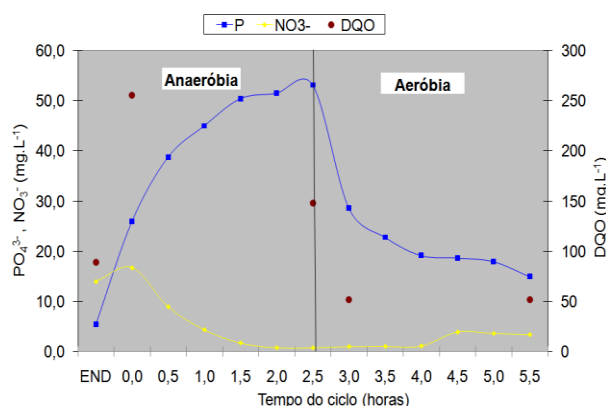


Figura 20 Variações das concentrações de fosfato, nitrato e DQO com o lodo RBS1.

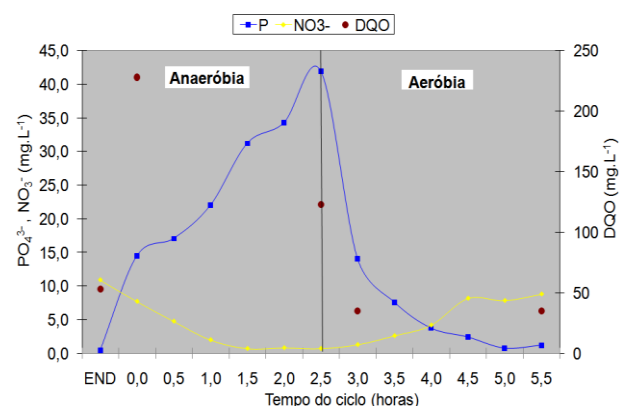


Figura 21 Variações das concentrações de fosfato, nitrato e DQO com o lodo RBS2.

Nas Figuras 20 e 21, verifica-se que os lodos dos RBS1 e RBS2 apresentaram na fase anaeróbia respectivamente, $27,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $27,4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de

liberação máxima de fósforo e a absorção de 108 mg.L⁻¹ e 105 mg.L⁻¹ de acetato adicionado. Verifica-se que a DQO adicionada foi suficiente para a ocorrência da simultânea liberação de fósforo e desnitrificação, pois resultou numa DQO remanescente na fase aeróbia.

Na fase aeróbia observa-se que houve uma absorção de fósforo de 38,2 mg.L⁻¹ e 40,7 mg.L⁻¹, considerando que a absorção em excesso foi de 3,0 mg.L⁻¹ e 16,8 mg.L⁻¹ nos RBS1 e RBS2 respectivamente, o que indica que o lodo do RBS2 possuía melhor capacidade de remoção biológica de fósforo, visto que a concentração final de fosfato no meio líquido foi de 1,1 mg.L⁻¹.

As Tabelas 11 e 12 apresentam os resultados obtidos da concentração de fósforo liberado pelo lodo, a concentração de DQO absorvida pelo lodo, a proporção entre a liberação do fósforo e a DQO seqüestrada, o fósforo do lodo, SSV e a relação fósforo do lodo e SSV dos 7 testes realizados nos reatores.

Tabela 11 Dados da relação do fósforo liberado e DQO absorvida e o teor de fósforo no lodo nos testes do RBS1.

| Testes | P _{máx,lib} (mgP/L) | Acetato absorv. (mgDQO/L) | mgP _{lib} /mgDQO _{seq} | P _{lodo} (mgP/L) | SSV (mgSSV/L) | P _{lodo} /mgSSV |
|--------------|---------------------------------|------------------------------|------------------------------------------|------------------------------|------------------|--------------------------|
| 1 | 12,7 | 48 | 0,25 | 287,0 | 4040 | 0,07 |
| 2 | 14,4 | 105 | 0,13 | 281,5 | 3290 | 0,08 |
| 3 | 27,2 | 108 | 0,25 | 169,7 | 1480 | 0,11 |
| 4 | 10,8 | 67 | 0,16 | 186,4 | 1790 | 0,10 |
| 5 | 24,0 | 150 | 0,16 | 187,4 | 1310 | 0,14 |
| 6 | 24,1 | 55 | 0,38 | 163,2 | 1090 | 0,14 |
| 7 | 17,1 | 36 | 0,47 | 159,8 | 690 | 0,23 |
| MÉDIA | 18,6 | 81,3 | 0,26 | 205 | 1955,7 | 0,12 |
| MIN | 10,8 | 36 | 0,13 | 159,8 | 690 | 0,07 |
| MAX | 27,2 | 150 | 0,47 | 287 | 4040 | 0,23 |

Tabela 12 Dados da relação do fósforo liberado e DQO absorvida e o teor de fósforo no lodo nos testes do RBS2.

| Testes | P _{máx,lib} (mgP/L) | Acetato absorv. (mgDQO/L) | mgP _{lib} /mgDQO _{seq} | P _{lodo} (mgP/L) | SSV (mgSSV/L) | P _{lodo} /mgSSV |
|--------------|---------------------------------|------------------------------|------------------------------------------|------------------------------|------------------|--------------------------|
| 1 | 34,2 | 64 | 0,25 | 284,8 | 4600 | 0,06 |
| 2 | 27,4 | 105 | 0,25 | 253,5 | 2720 | 0,09 |
| 3 | 8,1 | 167 | 0,04 | 298,21 | 4680 | 0,06 |
| 4 | 8,6 | 74 | 0,12 | 186,4 | 1350 | 0,13 |
| 5 | 21,6 | 103 | 0,21 | 158,92 | 2750 | 0,06 |
| 6 | 12,4 | 93 | 0,12 | 93,9 | 1350 | 0,06 |
| 7 | 16,9 | 184 | 0,09 | 126,9 | 3980 | 0,03 |
| MÉDIA | 18,5 | 112,9 | 0,15 | 200,4 | 3061,4 | 0,07 |
| MIN | 8,1 | 64 | 0,04 | 93,9 | 1350 | 0,03 |
| MAX | 34,2 | 184 | 0,25 | 298,21 | 4680 | 0,13 |

Observa-se nas Tabelas 11 e 12 que na fase anaeróbia foi liberado em média 18 mgP/L de fosfato em ambos os reatores e que 33% e 47% da DQO adicionada foi consumida, respectivamente nos RBS1 e RBS2, com provável acumulação de PHB pelos OAF. Segundo Metcalf e Eddy (2003) quando os sistemas são expostos a períodos alternados anaeróbios/aeróbios e há presença de material solúvel biodegradável é possível obter concentração de ortofosfato na fase anaeróbia acima de 40 mg.L⁻¹ contra 5 a 8 mg.L⁻¹ do afluente, indicando dessa forma presença dos OAF.

Akin e Ugurlu (2004) também observaram que a disponibilidade de acetato promoveu a liberação de fósforo durante período anaeróbio. De acordo com WENTZEL *et al.* (1990), a constante de proporcionalidade entre a concentração de fósforo liberado e a concentração da DQO (acetato) absorvida é de 0,5 mgP/mgDQO para culturas puras de organismos poli-P. Dessa forma observa-se que os valores médios encontrados neste experimento de 0,26 mgP/mgDQO para o RBS1 e 0,19 mgP/mgDQO para o RBS2, ficaram bem abaixo dos valores encontrados por Wentzel *et al.* (1990). Este fato era esperado, pois os RBS1 e RBS2 apresentavam culturas mistas de microrganismos.

A fração de fósforo nos sólidos do lodo excedente, conforme as Tabelas 11 e 12 foi em média de 12% no RBS1 e 7% no RBS2, considerando-se que nos reatores desenvolveu-se um lodo com teor de fósforo mais elevado que os 2,5 por cento normalmente encontrados nos sistemas convencionais de lodo ativado. Nóbrega *et*

al. (2009) afirmam que a baixa relação (mgP/mgSSV) influencia no desempenhos dos sistemas de remoção biológica de fósforo, uma vez que, o principal caminho de remoção de fósforo no sistema é através de sua incorporação, em excesso, no lodo biológico excedente.

6 CONCLUSÕES

- Os reatores em bateladas sequenciais apresentaram eficiência média de remoção de matéria orgânica variando de 82 a 84%, respectivamente, apesar das grandes flutuações nas concentrações de DQO no esgoto bruto. Constatou-se que nas quatro fases dos reatores não houve diferença significativa na remoção de matéria orgânica com relação às idades de lodos utilizadas.

- Quanto à remoção de NTK, os reatores apresentaram as maiores eficiências nas fases 2 e 4, com valores médios de 93% e 96% para o RBS1 e de 96% e 94% para o RBS2, respectivamente. Com relação à concentração de NTK, de acordo com a ANOVA, o RBS1 apresentou melhor desempenho na fase 1 que nas fases 3 e 4, enquanto na fase 2 não houve diferença significativa entre os efluentes dos reatores.

- A eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal nas fases 2 e 4 foi de 95%, enquanto nas fases 1 e 3 a eficiência foi bem inferior, variando de 37 a 75% .

- Durante as quatro fases experimentais dos reatores em bateladas sequenciais a eficiência média de remoção biológica de fósforo total variou de 35 a 91%.

- Baseado nos dados da análise de variância, a idade de lodo influenciou nas fases 1 e 2 com relação as concentrações de fósforo total e na fase 1 com relação a ortofosfato.

- A maior eficiência de remoção biológica de fósforo ocorreu no reator que foi operado com idade de lodo de 10 dias, a maior presença dos organismos acumuladores de fósforo foi assegurada durante a fase em que o reator foi alimentado com maior concentração de DQO filtrada.

REFERÊNCIAS

- ANDREOTTOLA, G.; FOLADORI, P.; RAGAZZI, M. **On-line control of a SBR system for nitrogen removal from industrial wastewater.** *Water Science and Technology*, v. 43, n. 3, p. 93-100, 2001.
- AKIN, B. S.; UGURLU, A. **The effect of an anoxic zone on biological phosphorus removal by a sequential batch reactor.** *Bioresource Technology*, v. 94, n.1, p-1 -7, Aug. 2004.
- AHN, J.; SCHROEDER, S.; BEER, M.; MCILROY, S.; BAYLY, R.C.; MAY, J.W.; VASILADIS, G.; SEVIOUR, R.J. **Ecology of the microbial community removing phosphate from wastewater under continuously aerobic conditions in a sequencing batch reactor.** *Appl. Environ. Microbiology*, v.73, n.7, p. 2257-2270, 2007.
- APHA. AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.** 20. Ed. Washington: American Public Health Association. 1998.
- BARNARD, J. L. **Biological Nutrient Removal: where we have been, where we are going?** In Proceedings the Water Environment Federation's 79th Annual Technical and Educational Conference. Dallas, TX, USA, p. 21-25, 2006.
- BARNARD, J.L. **A review of biological phosphorus removal in the activated sludge process.** *Water S.A.*, v.2, n.3, p. 136-144, 1976.
- BARNES, D.; BLISS, P. **Biological control of nitrogen in wastewater treatment.** London. E. & F. N. Spon, 1983.
- BENTO, A.P.; SEZERINO, P. H.; PHILIPPI, L.S.; REGINATTO, V.; LAPOLLI, F. R. **Caracterização da microfauna em estação de tratamento de esgotos do tipo lodos ativados: um instrumento de avaliação e controle do processo.** *ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL*, v. 10, n. 4, p. 329-338, oct/dec., 2005.
- BITTON, G. **Wastewater Microbiology, Wiley Liss Pub.** New York, 746p. 2005.
- BOUCHARD, D. C.; WILLIAMS, M. D.; SURAMPALLI, R. Y. **Nitrate contamination of ground water sources and potential health effects.** *Journal of the American Water Works Association*, v. 89, n.9, p 85-90, sep.,1992.
- CAI, T.M.; GUAN, L.B.; CHEN, L.W.; CAI, S.; LI, X.D.; CUI, Z.L.; LI, S.P. **Enhanced biological phosphorus removal with *Pseudomonas putida* GM6 from activated sludge.** *Pedosphere*, v. 17, n. 5, p. 624-629, oct, 2007.
- CALLADO, N. H. **Reatores sequenciais em batelada em sistema anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário sintético com remoção de nutrientes.** Tese de Doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2001.

CARVALLO , L.; POIRREIER, P.; CHAMY, R. **Nitrifying activity monitoring and kinetic parameters determination in a biofilm airlift reactor by respirometry.** *Biotechnology Letters*, Toronto, v. 24, n. 24, p. 2063-2066, 2002.

CHEN, Y. G.; CHEN, Y. S.; XU, Q.; ZHOU, Q.; GU, G. W. **Comparison between acclimated and unacclimated biomass affecting anaerobic– aerobic transformations in the biological removal of phosphorus.** *Process Biochemistry*, v. 40, p. 723-732, feb, 2005.

COMEAU, Y.; HALL, K. J.; HANCOCK, R. E. W.; OLDHAM, W.K.. **Biochemical-model for enhanced biological phosphorus removal.** *Water Resource*, v. 20, n. 12, p. 1511-1521, 1986.

COSTA, F. C.; RODRIGUES, F. A. M.; FONTOURA, G. A. T.; CAMPOS, J. C.; JR. SANT'ANNA, L. G.; DEZOTTI, M. **Tratamento do efluente de uma indústria química pelo processo de lodos ativados convencional e combinado com carvão ativado.** *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 8, n. 4, p. 274-284, 2003.

CYBIS, L. F.; PICKBRENNER, K. **Uso de RBS em escala piloto para pós tratamento de efluente de tratamento anaeróbio.** *Coletânea de Trabalhos Técnicos*. Belo Horizonte, v. 2, p. 193-202, 2003.

DANIEL, C. L. M. **Remoção de nitrogênio via nitrito em reator operado em bateladas seqüenciais contendo biomassa imobilizada e aeração intermitente.** 106p. Tese de Doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos. 2005.

DAPENA-MORA, A.; HULLE, S. W. VAN.; CAMPOS , J L.; MÉNDEZ RAMÓN, VANROLLEGHEM P. A.; JETTEN, M. **Enrichment of Anammox biomass from municipal activated sludge: experimental and modelling results.** *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v.79, p. 1421-1428, dec., 2004.

EGLI, K.; FANGER, U.; ALVAREZ, P.J.J.; SIEGRIST, H.; VAN DER MEER, J. R.; ZEHNDER, A. J. B.. **Enrichment and characterization of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium-rich leachate.** *Archives of Microbiology*, v. 175, p. 198-207, 2001.

ERDAL, U.G.; ERDAL, Z.K.; RANDALL, C.W. **The competition between PAOs (phosphorus accumulating organisms) and GAOs (glycogen accumulating organisms) in EBPR (enhanced biological phosphorus removal) systems at different temperatures and the effects on system performance.** *Water Science. Technology*, v.47, n.11, p. 1-8, 2003.

EPA, United States Environmental Protection Agency. **Municipal Nutrient Removal Technologies Reference Document.** Vol. 1 Technical Report. EPA 832 – R – 08 – 006, 2008.

FALCIONI, T.; MANTI, A.; BOI, P.; CANONICO, B.; BALSAMO, M.; PAPA, S. **Enumeration of activated sludge bacteria in a wastewater treatment plant.**

Journal of Biological Regulators and Homeostatic Agents, v. 19, n. 3-4, p. 176-179, 2005.

FUHS, G. W.; CHEN, M. **Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater.** Microbiology Ecology, v. 2, n. 2, p. 119-138, 1975.

GEE, C.S.; KIM, J.S. **Nitrite accumulation followed by denitrification using sequencing batch reactor.** Water Science Technology, v.49, n.5-6, p. 47-51, 2004.

HENZE, M.; HARREMOES, P.; JANSEN, J.C.; ARVIN, E. **Wastewater Treatment. Biological and Chemical Processes.** 2nd. ed. German: Springer, 1997.

HOFFMANN, H; WOLFF; D.B.; COSTA; T.B.; WEITZ J.; PLATZER, C.; COSTA, R. H. R: **Avaliação de Reatores Seqüenciais por batelada do tipo lodo ativado.** In: IV SIMPÓSIO INTERNACIONAL DE QUALIDADE AMBIENTAL. Anais da Associação Brasileira de Engenharia sanitária e Ambiental, Porto Alegre, 2004.

IAMAMOTO, C. Y. **Remoção de nitrogênio em reator em batelada sequencial com biomassa dispersa tratando águas residuárias com elevada concentração de nitrogênio amoniacal.** São Carlos, 2006. 119p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2006.

JEYANAYAGAM, S. **True confessions of the biological nutrient removal process.** Water Resources Journal, p. 37-46, 2005.

JETTEN, M.S.M.; HORN, S.J.; LOOSDRECHT; M.C.M. **Towards a more sustainable municipal Wastewater Treatment Systems,** Water Science Technology, v. 35, n. 9, p. 171-180, 1997.

JIANLONG W.; JING K. **The characteristics of anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) by granular sludge from an EGSB reactor.** Process Biochemistry v. 40, n. 5, p. 1973-1978, 2005.

JIANLONG, W.; NING, Y. **Partial nitrification under limited oxygen conditions.** Process Biochemistry, v. 39, p. 1223-1229, 2004.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos.** 4ª Ed. Rio de Janeiro: 932 p, 2005.

KATSOGIANNIS, A. N.; KORNAROS, M.; LYBERATOS, G. **Enhanced nitrogen removal in SBRS bypassing nitrate generation accomplished by multiple aerobic/ anoxic phase pairs.** Water Science Technology, Oxford, v.47, n.11, p. 53-59, 2003.

KIELING, D. D. **Estudo da Remoção Biológica de Nitrogênio a Partir de Lodo Nitrificante Cultivado em Meio Autotrófico Sob Condições Anóxicas.** Tese de mestrado - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico, Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos, Pós-graduação em Engenharia Química. 2004.

KIM, D. J.; AHN, D. H.; LEE, D. I. **Effects of Free Ammonia and Dissolved Oxygen on Nitrification and Nitrite Accumulation in a Biofilm Airlift Reactor.** Korean J. Chem. Eng., v.22, n.1, p. 85-90, 2005.

KIM, Y. M.; PARK, D.; LEE, D. S.; PARK, J. M. **Instability of biological nitrogen removal in a cokes wastewater treatment facility during Summer.** Journal of Hazardous Materials, v. 141, p. 27-32, 2007.

KUYPERS, M. A.; SLIEKERS, O.; LAVIK, G.; SCHMID, M.; JORGENSEN, B.B.; KUENEN, J. G.; DAMSTÉ, J. S. S.; STROUS, M.; JETTEN, M. S. M. **Anaerobic Ammonium Oxidation by Anammox Bacteria in the Black Sea.** Nature, n. 422, p. 608-611, feb., 2003.

KOMOROWSKA-KAUFMAN, M.; MAJCHEREK, H.; KLACZYŃSKI, E. **Factors affecting the biological nitrogen removal from wastewater.** Process Biochemistry, v. 41, p. 1015-1021, 2006.

LEVIN, G. V.; SHAPIRO, J. **Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organisms.** J. Water Pollut. Con. F., v.37, n.6, p. 800-821, 1965.

LIN, C.K.; KATAYAMA, Y.; HOSOMI, M., MURAKAMI, A.; OKADA, M. **The characteristics of the bacterial community structure and population dynamics for phosphorus removal in SBR activated sludge processes.** Water Res. V. 37, n. 12, p. 2944-2952, July, 2003.

LIU Y.; CHEN Y.; ZHOU Q. **Effect of initial pH control on enhanced biological phosphorus removal from wastewater containing acetic and propionic acids.** Chemosphere, v. 66, n. 1, p.123-129, jan., 2007.

MEDEIROS, D.; CYBIS, L. F.; SANTOS, A. V. **Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em sistemas de lodos ativados de fluxo contínuo e em batelada: Comparação entre eficiência, sedimentabilidade e composição da microfauna.** In: XXIII Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais da Associação Brasileira de Engenharia sanitária e Ambiental, Campo Grande, 2005. CD ROM

METCALF & EDDY. **Waste engineering: Treatment and reuse.** 4.ed. Boston: McGraw-Hill. 2003.

METCALF & EDDY. **Waste Engineering: treatment, disposal and reuse.** 3^a ed. McGRAW-HILL, 1991.

NÓBREGA, E. O.; MOREIRA, E. A.; RAPOSO, E. F.; CAVALCANTI, P. F. F.; VAN HAANDEL, A. C. **Uso da respirometria para avaliação do mecanismo de remoção de fósforo em reatores de bateladas sequenciais.** In: XXIV Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Anais da Associação Brasileira de Engenharia sanitária e Ambiental, Recife, 2009. CD ROM

OBAJA, D.; MACÉ, S.; COSTA, J.; SANS, C.; MATA-ALVAREZ, J. **Nitrification, denitrification and biological phosphorus removal in piggery wastewater using**

a sequencing batch reactor. *Bioresource Technology*, v.87, n. 1, p. 103-111, mar., 2003.

OEHMEN, A.; YUAN, Z.; BLACKALL, L. L.; KELLER, J. **Short-term effects of carbon source on the competition of polyphosphate accumulating organisms and glycogen accumulating organisms.** *Water Science Technology*, v. 50, p. 139-144, 2004.

OEHMEN, A.; LEMOS, P. C.; CARVALHO, G.; YUAN, Z.; KELLER, J.; BLACKALL, L. L.; REIS, M. A. M. **Advances in enhanced biological phosphorus removal: From micro to macro scale.** *Water Research*, v. 41, p. 2271-2300, 2007.

OLIVEIRA, G. S. S.; ARAÚJO, C. V. M.; FERNANDES, J. G. S. **Microbiologia de sistema de lodos ativados e sua relação com o tratamento de efluentes industriais: a experiência da Cetrel.** *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v.14, n.2, p. 183-191, abr-jun,2009.

PANSWAD, T.; DOUNGCHAI, A.; ANOTAI, J. **Temperature effect on microbial community of enhanced biological phosphorus removal system.** *Water Resource*, v. 37, n. 2, p. 409-415, jan., 2003.

RANDALL, C. W. **The environmental, economics and societal consequences of inadequate nitrogen pollution controls.** *Water science e Technology*, v. 49, n. 5-6, p.23-33, 2004.

REDDY, M. (Chair). **Biological and chemical systems for nutrient removal: a special publication.** Alexandria: WEF, 1998, 399 p. ISBN 1-57278-123-8.

REGINATTO, V.; TEIXEIRA, R. M.; PEREIRA, F.; SCHMIDELL, W.; FURIGO JR., A.; MENES, R.; ETCHEBEHERE, C.; SOARES, H. M. **Anaerobic Ammonium Oxidation in a Bioreactor Treating Slaughterhouse Wastewater.** *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 22, n. 4, 2005.

RUIZ, G., JEISON, D., CHAMY, R. **Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration.** *Water Resource*, v. 37, p. 1371-1377, 2003.

SANTOS, E. V. M.; NÓBREGA, E. O.; MONTEIRO, P. S.; CAVALCANTI, P. F. F.; VAN HAANDEL, A. C. **Eficiência na remoção de material carbonáceo e macronutrientes de duas configurações de sistemas de lodo ativado.** In: 25º Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2009.

SANTOS, A. V.; CYBIS, L. F.; GEHLING, G. R. **Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em Reator Sequencial em Batelada (RSB) em escala piloto ao longo de uma batelada.** In: XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais...ABES, Joinville, SC, p. 14-19, set., 2003.

SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST, J.; KUENEN, J.G.L.; JETTEN, M.S.M.; STROUS, M. **New concepts of microbial treatment**

processes for the nitrogen removal in wastewater. FEMS Microbiology Reviews, Amsterdam, v.27, n. 4, p. 481-492, 2003.

SEDLAK, R. **Phosphorus and nitrogen from municipal wastewater: principles and practice.** Chelsea: Lewis Publisher, 1991.

SEVIOUR R.J.; MINO T.; ONUKI M. **The microbiology of biological phosphorus removal in activated sludge systems.** FEMS Microbiology Reviews, v.27, 2003.

SHEHAB O.; DEININGER R.; PORTA F.; WOJEWSKI T. **Optimizing phosphorus removal at the Ann Arbor wastewater treatment plant.** Water Science Technology, v.34, n. 1-2, p. 493-499, 1996.

SILVA FILHO, H. A.; DERKS, Y. M.; PORTO, A. L.; CAVALCANTI, P. F. F.; VAN HAANDEL, A. C. **Comportamento da atividade metabólica das bactérias nitrificantes de sistemas de Lodos Ativados sob diferentes valores de pH.** In: XIII SILUBESA - Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2008.

SOUSA, J. T. **Pós tratamento de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação.** Tese de Doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos. 1996

SOUSA, J. T.; FORESTI, E. **Avaliação de reator seqüencial em batelada (SBR) no pós-tratamento de efluentes de reator UASB.** Revista Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES – RJ, v.6, n. 1-2, p. 9-16, 2001.

STROUS, M.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M.. **“Key Physiology of Anaerobic Ammonium Oxidation”.** Applied and Environmental Microbiology, v. 50, p. 3248-3250, 1999.

SURAMPALLI, R.Y., TYAGI, R.D., SCHLEIBE, O.K., HEIDMAN, J. A. **Nitrification, denitrification and phosphorus removal in a sequential batch reactors.** Bioresource Technology, v. 61, p. 151–157, 1997.

VABOLIENÉ G.; MATUZEVICIUS, A. **Investigation into biological nutrient removal from wastewater.** Journal of Environmental Engineering and Landscape Management, v. 13, n. 4, p. 177-181, 2005.

VAN DONGEN, L.G.J.M, JETTEN, M.S.M, VAN LOOSDRECHT, M.C.M. **The Combined Sharon/Anammox Process.** Foundation for Applied Water Research. IWA Publishing, London,v. 44, n.1, p. 153-160, 2001.

Van HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado.** Campina Grande: Epgraf, 1999.

Van HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. **Handbook Biological Waste Water Treatment.** Quist Publishing – Leidschendam - The Netherlands, 2007.

VAZQUEZ-PADIN, J.R.; POZO, M.J.; JARPA M.; FIGUEROA, M.; FRANCO, A., MOSQUERA-CORRAL, A. CAMPOS, J. L., MENDEZ, R. **Treatment of anaerobic**

sludge digester effluents by the canon process in an air pulsing SBR. Journal of Hazardous Materials, v.166, n. 1, p.336-341, july, 2009.

VERSTRAETE, W.; PHILIPS, S. **Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts.** Environmental Pollution, Barking, v.102, p. 717-726, 1998.

VILLANOVA, X; BLANCH, A. R. **Distribution and persistence of fecal bacterial populations in liquid and dewatered sludge from a biological treatment plant.**The journal of General and Applied Microbiology, v. 51, n.6, p. 361-368, 2005.

VON SPERLING, M. 2002 **Princípio de tratamento biológico de águas Residuárias. Volume 3, lagoa de estabilização.** 2ª ed. Departamento de Eng. Sanitária e Ambiental – UFMG. 196p, 2002

ZDRADECK, C. P. **Seleção de linhagens oxidadoras de amônio e remoção de nitrogênio via nitrito em reator descontínuo alimentado (SBR), sob condições de limitação de oxigênio.** Tese de doutorado. Departamento de Engenharia Química e Engenharia de alimentos. Universidade federal de Santa catarina. 2005.

WANG, D.; LI, X.; YANG, Q.; ZENG, G.; LIAO, D.; ZHANG, J. **Biological phosphorus removal in sequencing batch reactor with single-stage oxic process.** Bioresource Technology, v. 99 , p.5466–5473, 2008.

WENTZEL, M. C. **Evaluation of models for biological excess phosphorus removal.** Water Science & Technology, v. 23, Kyoto, p. 567-576, 1991.

WENTZEL, M.C.; EKAMA, G.A. DOLD P.L.; MARAIS, G.V.R - " **Biological excess phosphorus removal - Steady state process design**". Water S.A, v.16, n.1, p. 29-48, 1990.

WENTZEL, M. C. LOTTER, L. H.; LOEWENTHAL, R. E.; MARAIS, G.V.R., **Metabolic behaviour of Acinetobacter spp. in enhanced biological phosphorus removal — a biochemical model.** Water S.A, v. 12, 1986.

APÊNDICE

Tabela 13 Valores médios, desvio padrão, coeficiente de variação dos parâmetros DQO, NTK, amônia, nitrito, nitrato, fósforo total, ortofosfato no esgoto bruto e nos efluentes dos RBS1 e RBS2.

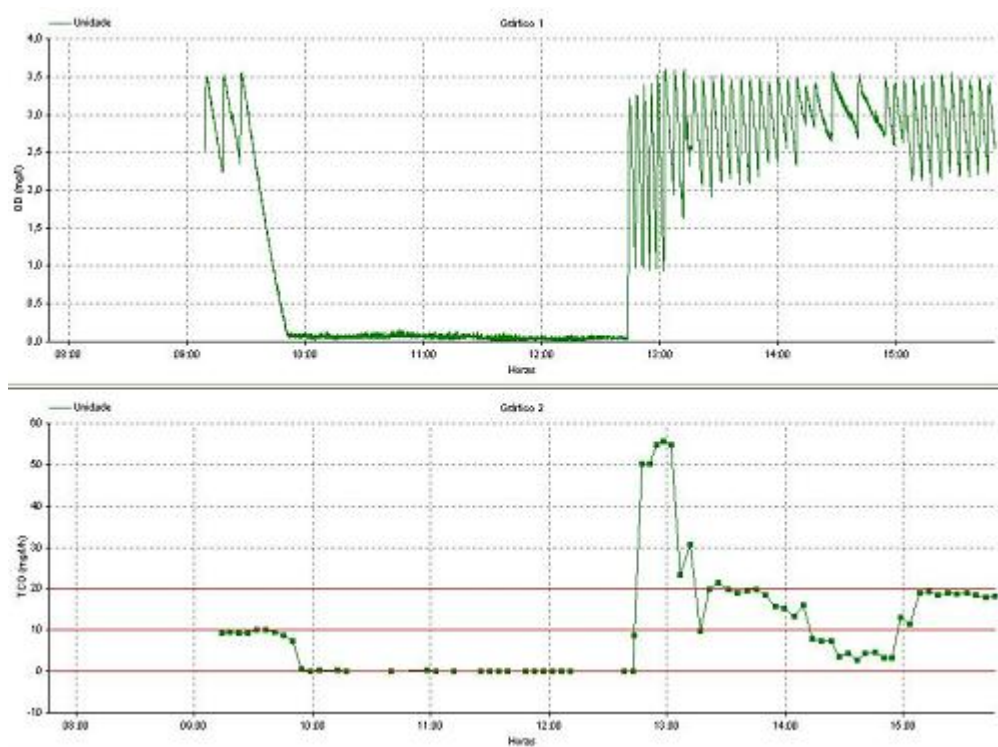
| PARÂMETROS | | 1ª FASE | | | 2ª FASE | | | 3ª FASE | | | 4ª FASE | | |
|---------------------|--------------|---------|------|------|---------|------|------|---------|------|------|---------|------|------|
| | | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 |
| DQO TOTAL | Média | 489 | 54 | 58 | 502 | 45 | 55 | 479 | 80 | 93 | 236 | 63 | 71 |
| | DP | 125 | 17 | 29 | 96 | 12 | 12 | 174 | 55 | 58 | 138 | 19 | 44 |
| | CV | 26 | 32 | 51 | 19 | 26 | 21 | 36 | 69 | 63 | 58 | 30 | 62 |
| | Rem. | - | 88 | 88 | - | 91 | 89 | - | 83 | 80 | - | 73 | 69 |
| DQO Filtrada | Média | 229 | 53 | 48 | 192 | 53 | 43 | 173 | 65 | 40 | 111 | 38 | 31 |
| | DP | 44 | 24 | 22 | 23 | 13 | 14 | 21 | 15 | 16 | 41 | 15 | 11 |
| | CV | 19 | 46 | 46 | 12 | 25 | 34 | 12 | 23 | 42 | 37 | 41 | 35 |
| | Rem. | - | 76 | 79 | - | 72 | 77 | - | 62 | 76 | - | 65 | 72 |
| NTK | Média | 63,1 | 25,3 | 14,1 | 70,4 | 4,5 | 3,1 | 71,8 | 31,5 | 41,5 | 44,2 | 1,7 | 2,3 |
| | DP | 70 | 3,9 | 14,2 | 6,3 | 2,5 | 1,1 | 3,1 | 8,8 | 7,4 | 14,7 | 0,6 | 0,6 |
| | CV | 11 | 15 | 100 | 9 | 55 | 34 | 4 | 28 | 18 | 33 | 39 | 24 |
| | Rem. | - | 60 | 78 | - | 93 | 96 | - | 56 | 42 | - | 96 | 94 |

Continuação da Tabela 13 Valores médios, desvio padrão, coeficiente de variação dos parâmetros DQO, NTK, amônia, nitrito, nitrato, fósforo total, ortofosfato no esgoto bruto e nos efluentes dos RBS1 e RBS2.

| PARÂMETROS | | 1ª FASE | | | 2ª FASE | | | 3ª FASE | | | 4ª FASE | | |
|---------------------------------|--------------|---------|------|------|---------|------|------|---------|------|-----------|---------|------|------|
| | | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 | EB | RBS1 | RBS2 |
| Nitrogênio Amoniacal | Média | 47,8 | 21,8 | 12,1 | 55,0 | 3,2 | 1,9 | 56,3 | 27,8 | 35,2 | 37,2 | 2,1 | 1,8 |
| | DP | 5 | 5 | 13 | 3 | 2 | 1 | 4 | 8 | 10 | 13 | 1 | 1 |
| | CV | 11 | 21 | 109 | 5 | 65 | 32 | 8 | 28 | 27 | 34 | 50 | 51 |
| | Rem. | - | 54 | 75 | - | 94 | 97 | - | 50 | 37 | - | 94 | 95 |
| Nitrito | Média | - | 3,8 | 4,8 | - | 2,0 | 0,4 | - | 4,8 | 3,0 | - | 0,2 | 0,6 |
| | DP | - | 2 | 2 | - | 1 | 0,2 | - | 3 | 2 | - | 0 | 1 |
| | CV | - | 49 | 44 | - | 59 | 44 | - | 53 | 85 | - | 111 | 108 |
| Nitrato | Média | - | 3,6 | 15,9 | - | 9,0 | 35,3 | - | 5,9 | 5,7 | - | 15,5 | 12,5 |
| | DP | - | 2 | 10 | - | 4 | 8 | - | 5 | 4 | - | 5 | 5 |
| | CV | - | 42 | 59 | - | 39 | 22 | - | 83 | 75 | - | 34 | 43 |
| Fósforo Total | Média | 8,3 | 0,7 | 4,5 | 9,1 | 4,8 | 5,9 | 8,7 | 3,4 | 3,0 | 6,4 | 3,2 | 2,4 |
| | DP | 2 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 3 | 2 | 2 | 1 | 1 |
| | CV | 18 | 96 | 24 | 10 | 16 | 9 | 11 | 74 | 63 | 32 | 33 | 38 |
| | Rem. | - | 91 | 46 | - | 47 | 35 | - | 60 | 65 | - | 50 | 62 |
| Ortofosfato | Média | 5,7 | 0,6 | 3,5 | 6,0 | 4,6 | 4,6 | 6,8 | 2,3 | 2,0 | 4,2 | 2,3 | 1,4 |
| | DP | 8 | 1 | 2 | 0 | 1 | 1 | 1 | 2 | 2 | 1 | 1 | 1 |
| | CV | 13 | 146 | 42 | 7 | 18 | 10 | 19 | 64 | 87 | 32 | 52 | 68 |
| | Rem. | - | 89 | 38 | - | 23 | 23 | - | 66 | 70 | - | 45 | 66 |

Tabela 14 Valores do p-valor obtidos nas fases 1, 2, 3, e 4 dos RBS1 e RBS2.

| Parâmetros | Fases | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|
| | 1 | 2 | 3 | 4 |
| pH | 0,0055 | 0,0639 | 0,7669 | 0,2139 |
| Alcalinidade | 0,0000 | 0,0479 | 0,1956 | 0,6497 |
| DQO Total | 0,7379 | 0,0733 | 0,6061 | 0,5995 |
| DQO Filtrada | 0,6419 | 0,1172 | 0,0027 | 0,3125 |
| NTK | 0,0360 | 0,1135 | 0,0132 | 0,0284 |
| Nitrogênio Amoniacal | 0,0463 | 0,0669 | 0,0706 | 0,5765 |
| Nitrito | 0,3057 | 0,0006 | 0,1231 | 0,1508 |
| Nitrato | 0,0006 | 0,0000 | 0,8973 | 0,2200 |
| Fósforo Total | 0,0000 | 0,0021 | 0,7716 | 0,1051 |
| Ortofosfato | 0,0000 | 0,9872 | 0,6590 | 0,0690 |
| ST | 0,0725 | 0,1421 | 0,7749 | 0,2192 |
| STV | 0,7407 | 0,0001 | 0,9787 | 0,7300 |
| SST | 0,3411 | 0,9531 | 0,3981 | 0,7552 |
| SSV | 0,4913 | 0,7000 | 0,9488 | 0,4185 |

**Figura 22** Respirograma obtido no primeiro teste com lodo do RBS1.

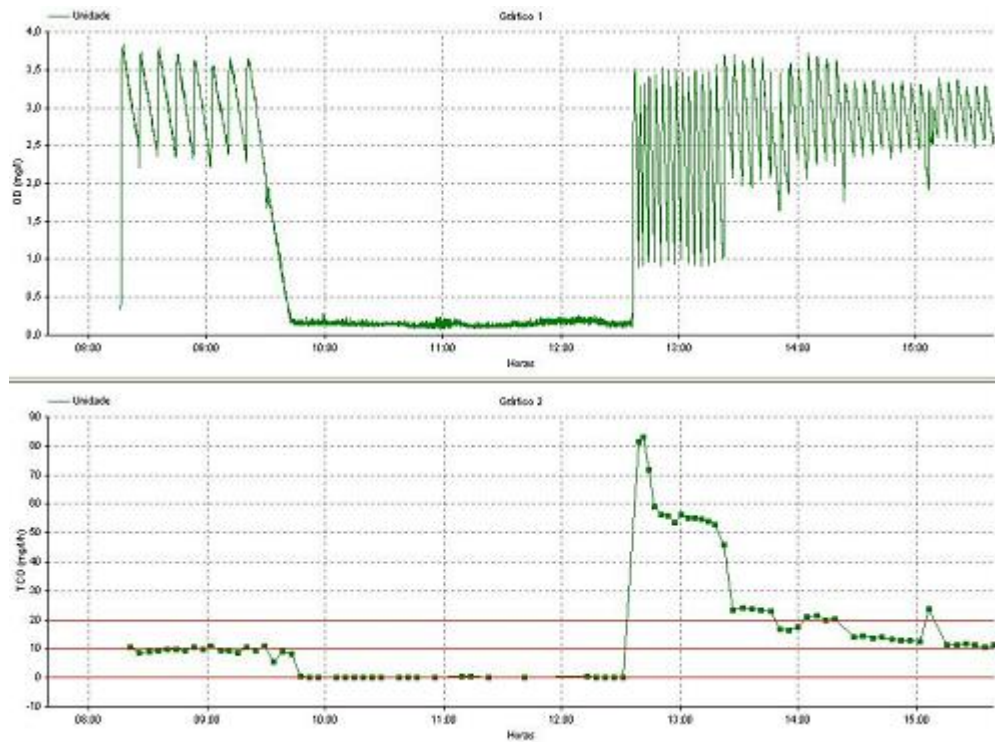


Figura 23 Respirograma obtido no segundo teste com lodo do RBS1.

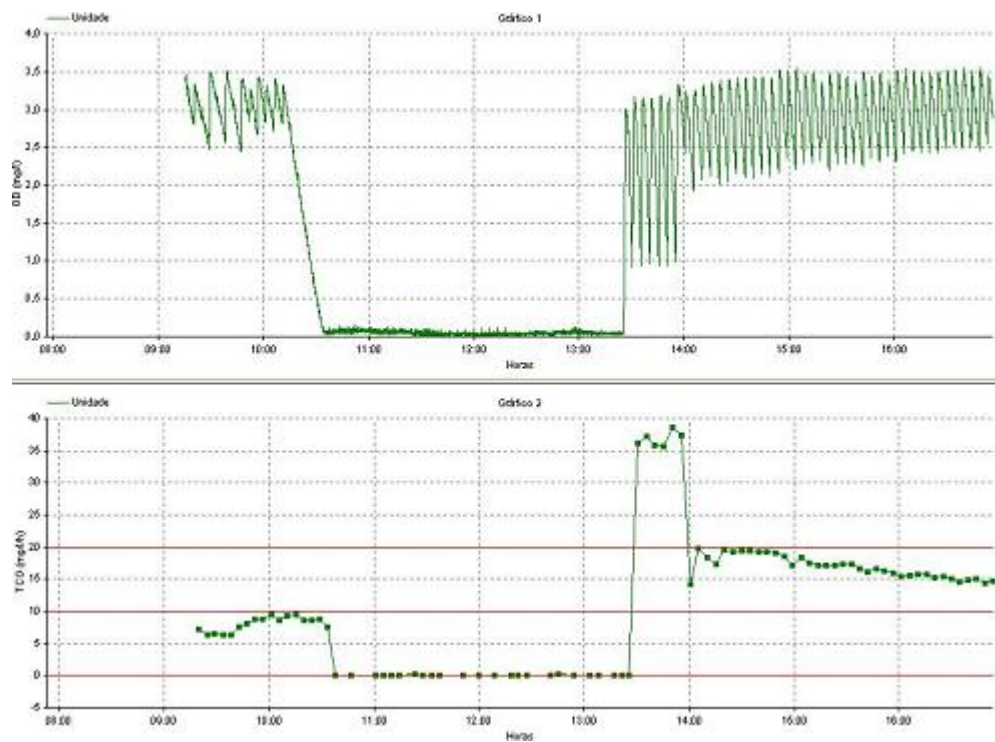


Figura 24 Respirograma obtido no terceiro teste com lodo do RBS1.

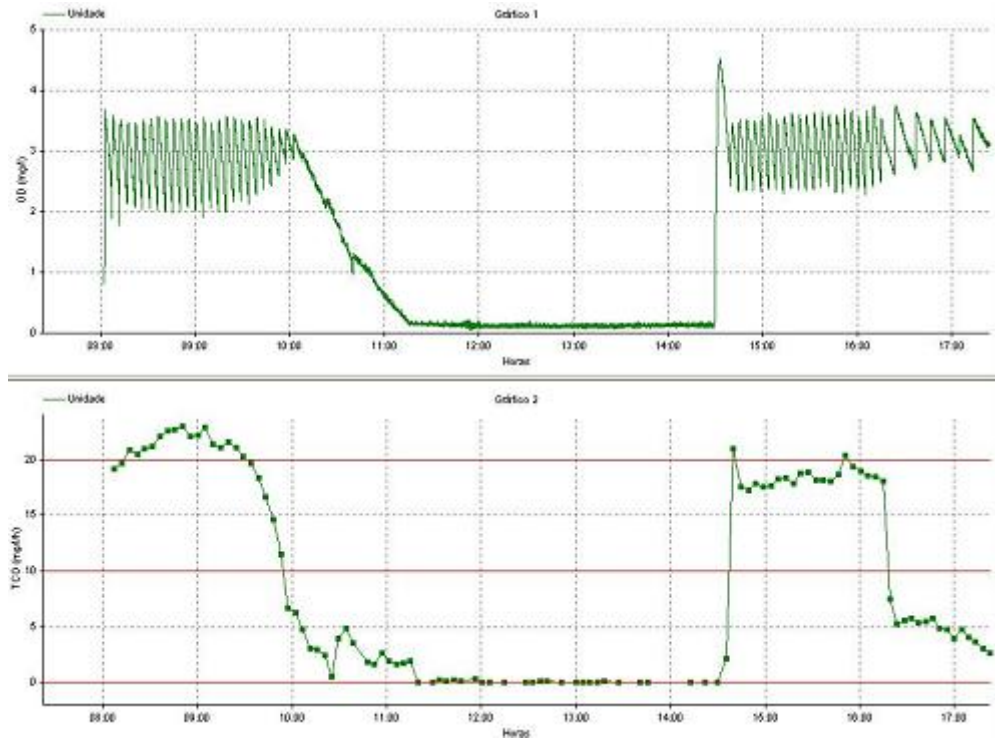


Figura 25 Respirograma obtido no quarto teste com lodo do RBS1.

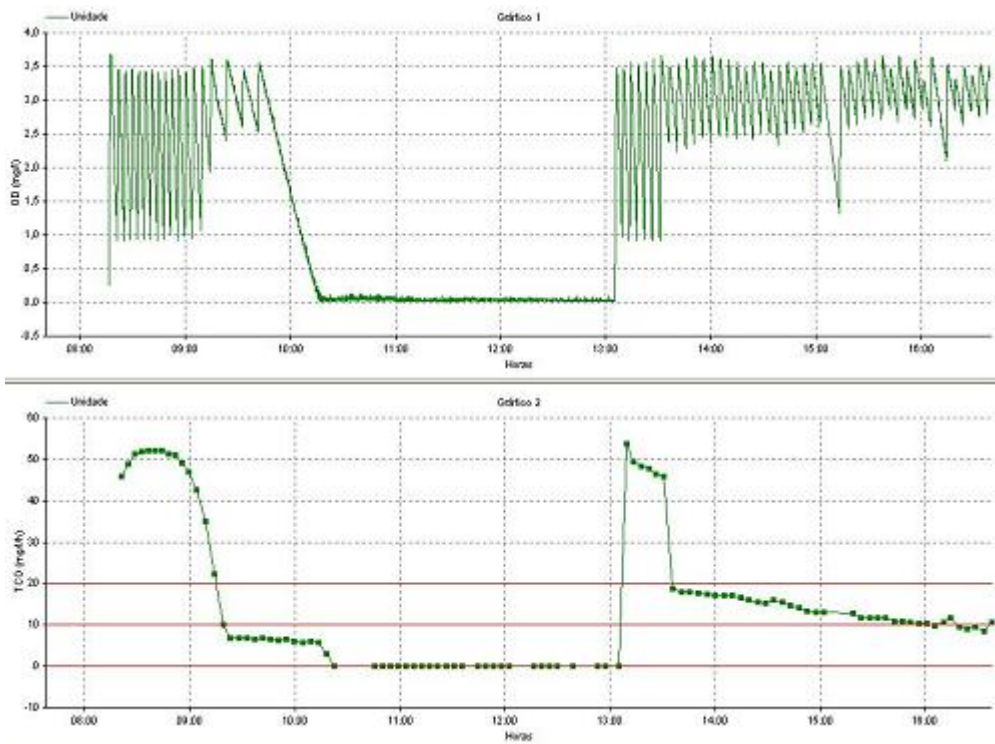


Figura 26 Respirograma obtido no quinto teste com lodo do RBS1.