



## II-258 - CONTROLE OPERACIONAL DE REATOR EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS): AJUSTES NA CONCENTRAÇÃO DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO VISANDO A REMOÇÃO DE NUTRIENTES

**Felipe Castellani Thans<sup>(1)</sup>**

Engenheiro Sanitarista e Ambiental pela UFSC, mestre em Engenharia Ambiental pela UFSC. Engenheiro da Rotária do Brasil Ltda.

**Rejane Helena Ribeiro da Costa**

Engenheira civil pela UFPB, Mestre em Hidráulica e Saneamento EESC-USP São Carlos, SP, Doutora pelo INSA-Toulouse, França. Pós-doutorado na Université Montpellier I, França. Professora Titular do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental do Centro Tecnológico/UFSC.

**Heike Hoffmann**

Microbióloga pela Universidade Greifswald/ Alemanha, Doutora em Ecologia pela Universidade Rostock/Alemanha, Pós-doutorado na UFSC (DAAD), Professora e Pesquisadora Visitante do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental do Centro Tecnológico/UFSC, bolsista CNPq. Bióloga da Rotária do Brasil Ltda.

**Christoph Platzer**

Engenheiro Civil pelas Universidades Técnicas de Hannover e Munique (Alemanha), Doutor em Saneamento pela Universidade Técnica de Berlim, Alemanha; Engenheiro da Rotária do Brasil Ltda., Florianópolis, SC, Brasil.

**Endereço<sup>(1)</sup>:** Rod. SC 401 - Km 9, nº 9680 – Santo Antônio de Lisboa - Florianópolis - SC - CEP: 88050-000 - Brasil – Tel./Fax: +55 (48) 3234-3164 - e-mail [felipe@rotaria.net](mailto:felipe@rotaria.net).

### RESUMO

Os sistemas de tratamento de efluentes por lodos ativados ao mesmo tempo em que atingem altos índices de eficiência de remoção de nutrientes, importante na adequação às exigências da legislação ambiental, empregam uma grande quantidade de energia. Com o objetivo de otimização deste processo de tratamento, procurando implementar a nitrificação-desnitrificação simultânea (NDS), foram realizados estudos sobre a operação de um reator em bateladas sequenciais (RBS) em escala real. Para isto foram executadas duas etapas, em condições diferentes de concentração de OD. Na Etapa I, onde foi mantida a concentração de OD abaixo de 0,6 mg/L, a relação A/M, em média, manteve-se em 0,04 kg/kg.d e a carga aplicada média foi de 0,10 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. Nesta etapa, obteve-se as melhores condições operacionais com pH acima de 7,0 e boa sedimentabilidade do lodo. A eficiência de desnitrificação foi satisfatória variando entre 37% e 79%. A remoção de carga orgânica manteve-se entre 86% e 94% e de amônia-N entre 80% e 92% (exceto para um ponto discrepante de 22%). Na Etapa II, onde foi mantida a concentração de OD acima de 0,6 mg/L, a relação A/M em média manteve-se em 0,07 kg/kg.d e a carga aplicada média foi de 0,20 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. Nesta etapa, obteve-se oxidação de amônia-N com eficiências entre 95% e 100%, porém com quantidades de nitrato-N no efluente do RBS variando entre 17 e 41 mg/L. A eficiência de desnitrificação caiu em relação à Etapa I, ficando abaixo de 27%. Houveram problemas como consumo elevado de alcalinidade, levando a baixos valores de pH, prejudicando a decantabilidade do lodo. Da Etapa I para a Etapa II, a velocidade de consumo de oxigênio reduziu-se em torno de 50%, o consumo de alcalinizante dobrou e o consumo de energia aumentou, em média, 6.000 kWh por mês de operação. O controle operacional, com objetivo de atingir a simultaneidade das reações de nitrificação e desnitrificação, se mostrou uma alternativa eficiente na redução dos custos operacionais do reator.

**PALAVRAS-CHAVE:** Reator em bateladas sequenciais, nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS), aeração, controle operacional.

### INTRODUÇÃO

Na utilização dos reatores operados em bateladas sequenciais (RBS) para remoção eficiente de nutrientes como nitrogênio e fósforo, os processos de nitrificação e desnitrificação são fundamentais. Atualmente, esses processos são concebidos em fases diferentes (anóxicas e aeróbias) em cada ciclo dos RBS. Por outro lado, estudos têm revelado que os processos de nitrificação-desnitrificação podem ocorrer simultaneamente



(*Nitrificação-Desnitrificação Simultâneas, NDS*) em um único reator (JU et al., 2007), seja devido a ocorrência de micro zonas anóxicas/aeróbias dentro do floco de lodo biológico, presença de macro zonas anóxicas/aeróbias dentro do reator biológico, ou ainda, devido a presença de novos tipos de microrganismos. Alguns grupos de bactérias, como por exemplo *Pseudomonas aeruginosa*, e nitrificantes como *Nitrosomonas europea* e *N. eutropha*, conseguem também realizar desnitrificação aeróbia, sob condições de baixas concentrações de oxigênio dissolvido (DAVIES et al., 1989; CHEN et al., 2003; ZART et al., 1996 citados por JU et al., 2007).

O processo NDS apresenta vantagens pelo fato de não necessitar de fases alternadas de reações anóxicas/aeróbias, simplificando a operação do reator. Por ocorrer em concentrações mais baixas de oxigênio dissolvido, há menor necessidade de aeração relativamente à carga aplicada. Para Münch et al. (1996), a concentração de OD em que é possível que a taxa de nitrificação seja próxima da taxa de desnitrificação, caracterizando eficiente NDS, deve ficar em torno de 0,5 mg/L. Ju et al. (2007), estudando NDS em um sistema contínuo de lodos ativados em bancada, acompanharam a eficiência de remoção de nitrogênio aplicando-se aeração de forma cíclica em dois níveis de concentrações de oxigênio dissolvido (OD), sendo concentrações ao redor de 0,8 mg/L e concentrações abaixo de 0,2 mg/L. Nas concentrações menores que 0,2 mg/L, houve desnitrificação diretamente de nitrito a nitrogênio gasoso.

O processo auxilia na manutenção de um pH relativamente neutro no reator, sem a adição de uma fonte externa alcalinizante. A alcalinidade consumida durante a nitrificação é parcialmente recuperada pela desnitrificação. Embora tenha muitas vantagens, a aplicação do processo NDS ainda encontra muitos desafios quanto ao dimensionamento, controle e operação do reator.

Dentro desse contexto, objetivou-se efetuar o controle operacional de um Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) em escala real, em função da concentração de oxigênio na massa líquida, visando uma maior eficiência no processo de remoção de nutrientes, promovendo a nitrificação-desnitrificação simultâneas (NDS), com menores custos de operação, incluindo-se consumo reduzido de energia.

## MATERIAIS E MÉTODOS

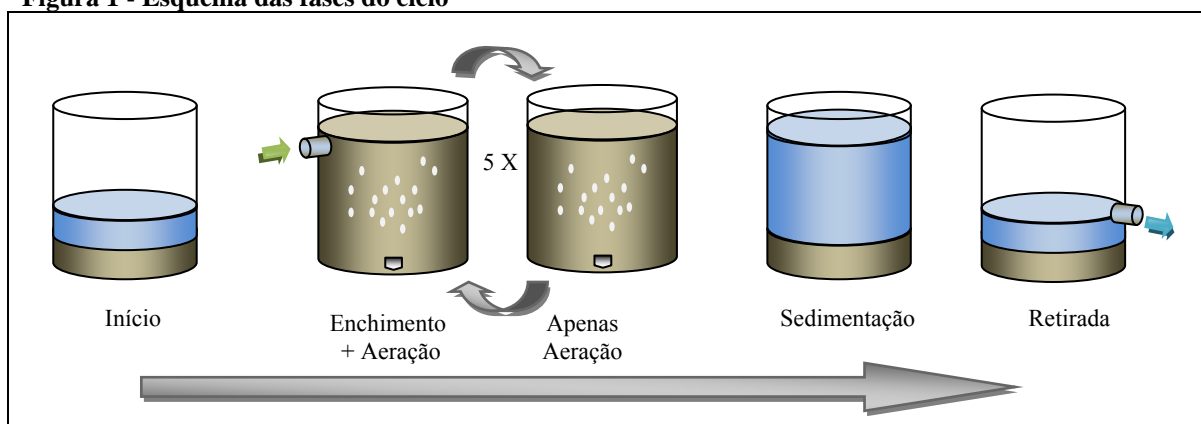
A Estação de Tratamento de Efluentes do Loteamento Parque Madri (ETE Madri), alvo deste estudo, é composta por dois reatores em Bateladas Sequenciais (RBS), quatro canteiros de mineralização do lodo e um tanque de contato para desinfecção. Segundo o projeto, a capacidade de fim de plano da ETE é para o tratamento do esgoto de 6.800 habitantes. Atualmente, conforme dados de vazão, o atendimento é para aproximadamente 4.630 habitantes, cada um contribuindo diariamente com 150L, o que resulta em 28,9 m³/h, ou seja, 694 m³/d de esgotos.

As residências atendidas pelo sistema de coleta possuem seus próprios tanques anaeróbios, que servem como pré-tratamento. Por este fato, acredita-se que praticamente a carga de nitrogênio que chega até a estação está na forma de amônia-N. Em sequência, o efluente dos tanques anaeróbios é coletado em uma rede tipo condominial, onde existem ainda quatro elevatórias que funcionam automaticamente e enviam o esgoto bruto à estação.

Os reatores em bateladas sequenciais da ETE Madri foram dimensionados como sendo de lodos ativados do tipo aeração prolongada com idade de lodo de 20 dias. Eles possuem volume máximo de enchimento de 840 m³ e mínimo de 590 m³, o que significa que por ciclo podem ser tratados, no máximo, 250 m³ de esgoto por reator. Operam em ciclos de 12 horas, em esquema de enchimento escalonado, sendo: 5 horas de enchimento e aeração simultâneos, 5 horas apenas com aeração, 1 hora para a sedimentação e finalmente 1 hora para a retirada do efluente tratado, conforme esquema apresentado na Figura 1.



Figura 1 - Esquema das fases do ciclo



A alimentação foi feita intermitente, de forma que na primeira fase do ciclo a entrada de efluente era encaminhada para o reator 1 (objeto do estudo). Após uma hora, a alimentação era passada para o reator 2, ficando o reator 1 apenas com aeração. Isso acontecia sucessivamente até o final das 12 horas de ciclo.

Os dados da concentração de oxigênio foram obtidos com sonda de marca NIVUS, com precisão 0,01 mgO<sub>2</sub>/L, instalada no interior do reator. A sonda foi fixada no trapiche do reator 1 a uma altura de 1,50 m do fundo e os dados registrados através do display instalado no interior da casa de operação.

Através da Central Lógica Programável – CLP, instalada no painel de comandos da estação, eram controlados os tempos de cada etapa dos ciclos, níveis máximos e mínimos, retiradas de lodo em excesso e a intermitência do funcionamento dos aeradores.

O estudo foi dividido em duas etapas cujos períodos e condições estão detalhados na Tabela 1.

Tabela 1 - Organização do Estudo

ETAPA	INÍCIO	FIM	DURAÇÃO	TEMPO DE CICLO	CONCENTRAÇÃO DE OXIGÊNIO
Etapa I	04/05/07	27/06/07	54 dias	12h	0,00 – 0,60 mg/L
Etapa II	28/06/07	30/09/07	94 dias	12h	Acima de 0,6 mg/L

A concentração de oxigênio limite entre as duas etapas foi escolhida em função de resultados positivos encontrados por Hoffmann et al. (2007) em estudo realizado no mesmo sistema RBS. Nele, os melhores resultados foram alcançados quando a concentração de OD estava entre 0,6 e 1,0 mg/L, com boa decantabilidade do lodo e presença de protozoários indicadores de boas condições operacionais.

Foram realizadas três coletas ao longo de cada ciclo estudado, de forma que a primeira era feita após uma hora de ciclo, a segunda coleta após cinco horas e a última no final da decantação. Além disso, eram feitas coletas do esgoto bruto na entrada da estação após o gradeamento.

Foram registrados também valores de concentração de OD, temperatura, pH, volume de lodo e pluviosidade, diariamente. Os parâmetros de controle foram determinados segundo procedimentos do Standard Methods (APHA, AWWA, WEF, 2005).

## RESULTADOS

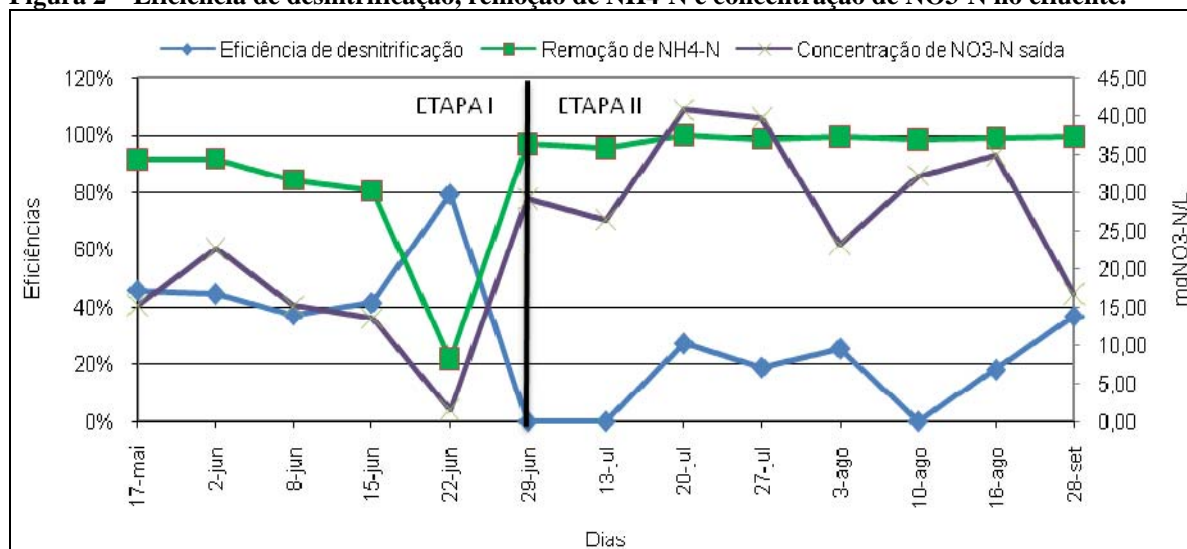
O esgoto afluente à ETE Madri é proveniente do loteamento residencial de mesmo nome e por isso predominantemente doméstico. A Tabela 2 resume as características médias do efluente bruto nas duas etapas do estudo.

Tabela 2 – Características médias do esgoto bruto durante o estudo

	ETAPA I		ETAPA II	
	Média	Desvio Padrão	Média	Desvio Padrão
NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	37	10	37	21
DQO <sub>T</sub> (mg/L)	547	150	373	98
DQO <sub>S</sub> (mg/L)	285	47	199	70
PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	15	5	25	13
SST (mg/L)	107	71	210	150
T (°C)	22	1,3	20	1,3
pH	7,44	0,36	7,16	0,23
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	240	20	195	19

Para melhor interpretação, os resultados são apresentados através de um paralelo entre as duas etapas, demonstrando eficiências de nitrificação e desnitrificação; e alterações no volume de lodo, na alcalinidade no interior do reator e na velocidade de consumo de oxigênio (QO<sub>2</sub>X).

A análise comparativa das eficiências durante as duas etapas está ilustrada na Figura 2. As eficiências no processo de desnitrificação durante as duas etapas não passaram de 50%, com exceção apenas do dia 22/06; foi necessária a adição de alcalinizante durante o processo para que o pH não caísse a níveis extremos. Segundo Hoffmann et al. (2004), o esgoto com alcalinidade média de 243 mgCaCO<sub>3</sub>/L e concentração média de 38 mgNH<sub>4</sub>-N/L precisaria, no mínimo, de 80% de eficiência na desnitrificação para recuperar alcalinidade suficiente para manter o pH acima de 7,0.

Figura 2 – Eficiência de desnitrificação, remoção de NH<sub>4</sub>-N e concentração de NO<sub>3</sub>-N no efluente.


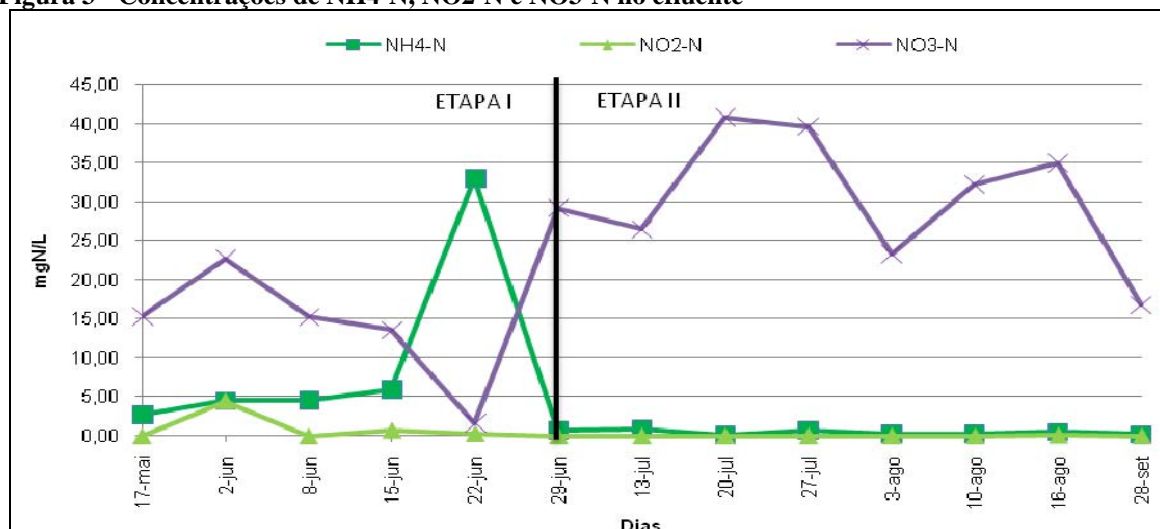
Na Figura 2 observa-se que a remoção de amônia-N não variou consideravelmente entre as etapas, ficando em torno de 90% na Etapa I (exceto para o dia 22/06), e próximo de 100% de remoção na Etapa II. Diferentemente, observa-se a concentração de saída de nitrato-N, a qual na Etapa I variou entre próximo de zero e 27 mgNO<sub>3</sub>-N/L, e na Etapa II foi superior, variando entre 15 e 45 mgNO<sub>3</sub>-N/L.

A forma em que se apresenta a porcentagem de desnitrificação e a grande produção de nitrato-N na Etapa II demonstram que houve inibição do processo de desnitrificação pelas altas concentrações de oxigênio dissolvido nessa etapa. A Figura 3 confirma as observações anteriores, onde se observa que a concentração de amônia-N no efluente não teve grandes variações entre as etapas ficando em média 4,40 mgNH<sub>4</sub>-N/L na primeira e 0,42 mgNH<sub>4</sub>-N/L na segunda etapa. Apenas com a exceção do dia 22/06, em que a concentração de OD ficou muito próxima a zero e, conseqüentemente, a oxidação da amônia-N ficou prejudicada. A concentração de nitrito-N não foi expressiva nas duas etapas.



Na Etapa I, a menor produção de nitrato-N aliada à oxidação satisfatória da amônia-N, leva a concluir que ocorreu alguma forma de simultaneidade entre nitrificação e desnitrificação. A formação de microzonas anóxicas e aeróbias no interior do floco é uma das formas de ocorrência desse processo (JU et al., 2007). Entretanto, a presença de bactérias nitrificantes heterótrofas que oxidam a amônia-N diretamente a nitrogênio gasoso ou mesmo alguns tipos de microrganismos que são capazes de realizar NDS sob condições de baixas concentrações de OD (ROBERTSON et al., 1988), são possibilidades de explicar porque a velocidade de consumo de oxigênio foi maior na Etapa I.

**Figura 3 - Concentrações de NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>2</sub>-N e NO<sub>3</sub>-N no efluente**



A grande presença de nitrato-N no reator na Etapa II representa a não ocorrência do processo de desnitrificação. Isto porque para concentrações de OD entre 0,6 e 2,5 mg/L, ou até mais, dependendo do tamanho do floco a difusão do oxigênio no interior deste é completa, eliminando a possibilidade de ocorrência de microzonas anóxicas. Desta forma, o fenômeno de nitrificação-desnitrificação simultâneas (NDS) não ocorreu e conseqüentemente a concentração de nitrato-N no efluente foi alta ( $30,4 \pm 8,20$  mg/L).

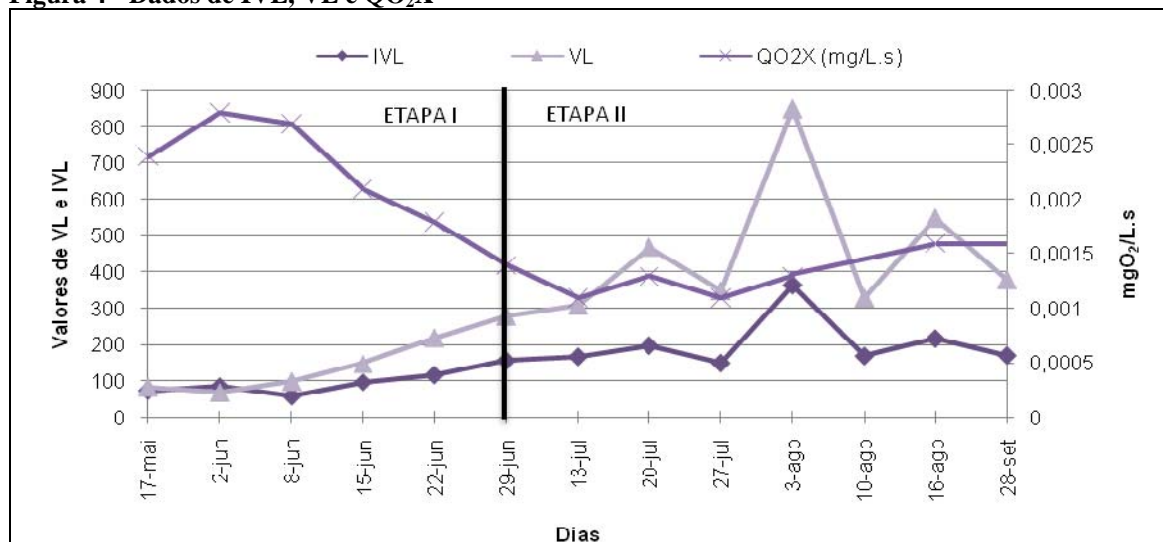
Novamente observando-se a Figura 2, verifica-se o efeito negativo da concentração de OD a níveis muito baixos ( $<0,1$  mg/L). Nota-se, no dia 22/06, uma deficiência na remoção de amônia-N e produção de nitrato-N, quando a concentração de oxigênio manteve-se na faixa de 0,08 mg/L. Em geral, a remoção de nitrogênio total não foi suficiente para o atendimento à legislação, porém verificou-se que no efluente da estação, na Etapa I, a concentração deste foi menor do que na Etapa II. Excluindo-se os resultados do dia 22/06, considerando-os discrepantes, a diferença da concentração de nitrogênio total entre as etapas foi, em geral, de 10 mg/L, sendo mais baixa na Etapa I.

Na Tabela 3 estão apresentados os resultados obtidos para pH e alcalinidade durante as etapas do estudo. E na Figura 4 podem ser visualizados os dados de IVL, VL e QO<sub>2</sub>X.

**Tabela 3 - Dados de pH e Alcalinidade ao longo das Etapas I e II**

Data	ETAPA I					ETAPA II							
	17/5	02/6	08/6	15/6	22/6	29/6	13/7	20/7	27/7	03/8	10/8	16/8	28/9
pH	6,8	7,2	7,1	7,6	7,1	6,3	6,5	6,2	6,4	6,5	5,8	6,5	6,15
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	120	80	105	130	160	45	28	38	24	31	37	45	-



**Figura 4 - Dados de IVL, VL e QO<sub>2</sub>X**


Verificou-se o acréscimo do volume de lodo na Etapa II, provavelmente causado pela queda do pH, observado na Tabela 3, que ficou entre 6,0 e 6,5, com mínimo de 5,8 (dia 10/08), prejudicando a formação do floco e consequentemente na sedimentabilidade do lodo, podendo levar ao processo de intumescimento ou *bulking*. Fato confirmado pelos valores de IVL, também superiores na Etapa II em relação aos da Etapa I. Uma quantidade maior de escumas na superfície do reator também foi observada na Etapa II.

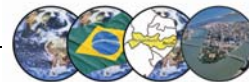
Os dados de velocidade de consumo de oxigênio (QO<sub>2</sub>X) ilustrados na Figura 4, demonstraram haver em ambas as etapas certa estabilidade na operação, principalmente ao se observar o pequeno desvio padrão encontrado. Na Etapa I a média de QO<sub>2</sub>X foi de  $0,0024 \pm 0,0004$  mgO<sub>2</sub>/L.s, enquanto que na Etapa II baixou para em média  $0,0013 \pm 0,0002$  mgO<sub>2</sub>/L.s. Este acréscimo do valor na Etapa I, acredita-se que tenha ocorrido em razão de que, com menos oferta de oxigênio no meio, os microrganismos tenham ampliado, em momentos de escassez, a sua capacidade de assimilação de oxigênio. Outra explicação para o fato seria de que as bactérias presentes na Etapa I seriam nitrificantes heterótrofas, caracterizadas por possuir uma velocidade de crescimento maior, e por isso uma cinética de consumo de oxigênio também maior, conforme demonstrado por Robertson et al. (1998).

Quanto à remoção de fósforo o estudo resultou em dados satisfatórios de eficiência. Além de se manter praticamente constante durante as duas etapas, teve sua eficiência situada entre 80 e 100%. As concentrações do efluente final variaram em torno de 1,03 e 1,34 mg/L, nas Etapas I e II, respectivamente. Ju et al. (2007) obtiveram também resultados que representam remoção de fósforo em baixas concentrações de OD (abaixo de 0,8 mg/L).

Em relação ao consumo de energia, durante a Etapa I, este foi em média de 12.575,94 kWh/mês. Como o valor por kW cobrado pela concessionária distribuidora de energia (CELESC) é de R\$ 0,346465 (valor em abril/2008), o custo mensal médio foi de R\$ 4.357,12. Com rotina semelhante de operação da Etapa I, durante a segunda etapa, o consumo de energia total foi, em média para o período, 18.001,88 kWh/mês. Utilizando-se o mesmo valor em reais do kWh, o custo mensal médio durante a Etapa II foi de R\$ 6.237,02. Resultando a Etapa I, durante os meses do estudo, em economia de aproximadamente 2 mil reais e 6 MWh por mês de funcionamento.

## CONCLUSÕES

Durante a Etapa I foi observado o processo NDS, pois mesmo com baixas concentração de OD no reator, este conseguiu remover a amônia-N, produzindo um efluente com baixas concentrações de NO<sub>x</sub>-N. Enquanto que na Etapa II, quando as concentrações de OD excederam 2 mgO<sub>2</sub>/L, praticamente toda a amônia-N presente no afluente foi convertida a nitrato-N.



Embora a concentração de nitrogênio total na saída tenha sido praticamente a mesma nas duas etapas, a eficiência de remoção de nitrogênio total foi melhor na Etapa I com 50% em média, enquanto a Etapa II teve apenas 19%. Da mesma forma, em nenhuma das etapas, o efluente ficou com concentração acima do limite exigido pela legislação ambiental de Santa Catarina ( $N_T \leq 10$  mg/L) para lançamento em ambientes lênticos.

O processo de remoção da carga orgânica, em termos de DQO, não sofreu prejuízo em nenhum dos regimes de OD. Tanto a eficiência de remoção quanto as concentrações de saída de DQO não se alteraram significativamente entre as duas etapas, ficando em 91% e 19 mg/L na Etapa I e 83% e 33 mg/L na Etapa II.

A eficiência de remoção de fósforo permaneceu inalterada durante as Etapas I e II, ficando na faixa entre 80 e 100%. O efluente final apresentou concentrações médias de 1,2 mg/L, estando de acordo com as exigências para lançamento, segundo a legislação ambiental de Santa Catarina ( $P_T \leq 1$  mg/L) para lançamento em ambientes lênticos.

O consumo de energia empregada na aeração do reator RBS em estudo foi inferior na Etapa I quando era utilizado apenas um aerador. A diferença de consumo de energia entre as etapas ficou em média 6 MWh/mês.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. APHA, AWWA, WEF. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 21 Ed., Washington, 2005.
2. HOFFMANN, H.; THANS, F. C.; RAE, M. J. PLATZER, C.; COSTA, R. H. R. Controle da nitrificação e desnitrificação em paralelo via concentração de oxigênio em reator operado em bateladas sequenciais (RBS) em escala real para tratamento de esgotos sanitários. 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. CD-ROM. Belo Horizonte/MG. Rio de Janeiro: ABES, 2007.
3. HOFFMANN, H; WOLFF, D.B.; COSTA, T.B.; WEITZ J.; PLATZER, C. e COSTA, R.H.R. A importância da desnitrificação para a estabilidade do processo de tratamento de esgoto com baixa alcalinidade natural. In: ICTR. CD ROM. Anais... ICTR. Florianópolis/SC, 2004.
4. JU L.-K.; HUANG, L.; TRIVERDI, H. Simultaneous Nitrification, Denitrification, and Phosphorus Removal in Single-Tank Low-Dissolved-Oxygen Systems Under Cyclic Aeration. Water Environment Research. v. 79, n. 8. 2007. pp. 912-920.
5. MUNCH, E. V.; LANT, P.; KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. Water Research. v. 30, n. 2, pp. 277-284, 1996.
6. ROBERTSON, L. A.; VAN NIEL, E. W. J.; TORREMANS, R. A. M.; KUENEN, J. G. Simultaneous Nitrification and Denitrification in Aerobic Chemostat Cultures of *Thiosphaera pantotropha*. Appl. Environmental Microbiology. v. 54, pp. 2812-2818. 1988.