

# INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DA TEMPERATURA NA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO DE ESGOTO SANITÁRIO UTILIZANDO REATOR EM BATELADA SEQUENCIAL (RBS) COM BIOMASSA IMOBILIZADA



OLAM – Ciência & Tecnologia, Rio Claro, SP, Brasil – ISSN: 1982-7784 – está licenciada sob [Licença Creative Commons](#)

Helisson Henrique Borsato de Andrade [1]

Eudes José Arantes [2]

Karina Querne de Carvalho [3]

Fernando Hermes Passig [4]

Cristiane Kreutz [5]

## INTRODUÇÃO

A matéria nitrogenada presente em esgotos sanitários está diretamente envolvida nos processos de degradação dos corpos hídricos. Sistemas convencionais de tratamento de esgotos reduzem consideravelmente as concentrações de poluentes, porém, a maioria desses sistemas apresenta dificuldades na redução de nutrientes presentes nestes lançamentos, principalmente nitrogênio e fósforo, que podem causar sérios danos ao ambiente e a saúde pública.

Fósforo e nitrogênio são os principais nutrientes encontrados nos despejos domésticos, sendo os compostos nitrogenados, um dos principais responsáveis pelos processos de eutrofização. Amônia ( $N-NH_3$ ) e o íon amônio ( $N-NH_4^+$ ) podem apresentar efeito tóxico às comunidades aquáticas, assim como nitrito ( $NO_2^-$ ) e nitrato ( $NO_3^-$ ), que podem causar doenças no homem, tais como metahemoglobinemia e câncer (USEPA, 1993).

Segundo Sperling (1996), a matéria nitrogenada presente nos esgotos domésticos pode ser classificada em relação ao seu estado orgânico em orgânica e inorgânica. A matéria nitrogenada inorgânica é representada pela amônia, tanto na

forma livre ( $\text{NH}_3$ ) quanto na forma ionizada ( $\text{NH}_4^+$ ). A amônia é encontrada no esgoto bruto devido à ocorrência das reações de hidrólise e amonificação de proteínas, aminoácidos e uréia na rede coletora. A matéria nitrogenada orgânica é classificada quanto à biodegradabilidade em duas frações, inerte e biodegradável. A fração inerte, encontrada na forma solúvel e particulada, não pode ser degradada biologicamente. A fração biodegradável pode ser decomposta rapidamente da forma solúvel por bactérias heterotróficas em amônia (amonificação); e lentamente convertida da forma particulada para solúvel por bactérias hidrolíticas (hidrólise).

A remoção biológica de nitrogênio pode ser obtida por meio dos processos de nitrificação e desnitrificação, sendo o nitrogênio amoniacal (amônio + amônia) oxidado a nitrito por bactérias do gênero *Nitrossomonas* em condições aeróbias (nitritação), e posteriormente a nitrato (nitratção) por bactérias do gênero *Nitrobacter*. O nitrato é, subseqüentemente, reduzido a gás nitrogênio ( $\text{N}_2$ ) em condições anóxicas (desnitrificação). As condições operacionais de sistemas de tratamento podem ser realizadas de forma espacial (sistemas de dois estágios) ou temporal das fases anaeróbia, anóxica e aeróbia, sendo esta última obtida em sistemas com operação em bateladas seqüenciais (SPERLING, 1997; IAMAMOTO, 2006).

A nitrificação biológica pode ser afetada ou mesmo inibida por condições ambientais desfavoráveis. Para favorecimento deste processo, é importante manter temperatura variável na faixa de 28°C a 36°C, pH de 7,0 a 9,0 (valores ótimos para as bactérias do gênero *Nitrossomonas* e *Nitrobacter*) e concentração de oxigênio dissolvido (OD) superior a 2,0 mg/L (TCHOBANOGLIOUS; BURTON, 1991; COSTA, 2005).

Apesar das bactérias desnitrificantes serem menos sensíveis às condições ambientais do que as bactérias nitrificantes, diversos fatores influenciam na taxa de desnitrificação (SPERLING, 1997). Para que ocorra a desnitrificação, é necessário

manter a concentração de oxigênio dissolvido igual e inferior a 1,0 mg/L, pois concentrações elevadas inibem a utilização do  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$ , pelo fato do oxigênio ser o aceptor preferencial de elétrons e a reação com oxigênio ser termodinamicamente favorável (GARBOSSA, 2003). A temperatura deve ser mantida na faixa de 35°C a 50°C (SPERLING, 1997), pois interfere diretamente na taxa de crescimento das bactérias desnitrificantes. O pH deve ser mantido na faixa de 7,0 a 9,0, e devem ser evitados valores de pH inferiores a 6,0 e superiores a 9,0 (HENZE et al., 1997; SPERLING, 1997). A relação carbono/nitrogênio deve ser mantida de 3,0 - 3,5 kgDBO/kgN a 4,0 - 5,0 kgDQO/kgN para favorecimento da desnitrificação. Esta relação é de grande relevância, pois o carbono é consumido no processo de desnitrificação (HENZE et al., 1997).

Os sistemas com operação intermitente (batelada) podem ser utilizados no pós-tratamento de efluentes sanitários para remoção de nitrogênio. Sperling (1997) define reatores em bateladas seqüenciais (RBS) como a incorporação de todas as unidades, processos e operações normalmente associadas aos sistemas de tratamento de lodos ativados convencional em um único sistema. Estes processos e operações passam a ser seqüenciais no tempo. De maneira simplista, pode-se afirmar que todo processo consiste em um reator de mistura completa no qual ocorrem todas as etapas de tratamento, estabelecidas em ciclos de funcionamento com duração definida.

As etapas componentes do processo de funcionamento dos reatores em batelada seqüencial correspondem a *enchimento*, na qual ocorre entrada do esgoto afluente no sistema; *reação* que compreende o tempo de aeração ou somente de mistura da massa líquida interna; *sedimentação* para que ocorra separação física dos sólidos em suspensão do esgoto tratado e *descarte*, na qual é feita a retirada do esgoto tratado do reator (SPERLING, 1997).

O reator em batelada seqüencial (RBS) apresenta uma série de vantagens em relação aos sistemas de lodos ativados convencional, por promover flexibilidade no ajuste do tempo de ciclo e nas condições operacionais; ocorrência das reações em um único tanque, o que acarreta em economia de infra-estrutura e redução com custos operacionais; eliminação de reciclo do lodo, evitando uso de bombas de reciclo e de energia; e inexistência de arraste da biomassa microbiana presente no reator, pois o descarte do efluente só ocorre após a etapa de sedimentação (HENZE et al. 1997; CYBIS; PICKBRENER, 2001).

Os reatores RBS podem ser otimizados se complementados com meio suporte para imobilização de biomassa. Para Pontes (2008), a eficiência de reatores RBS contendo células imobilizadas está diretamente relacionada com os fluxos de massa entre as fases líquida e sólida, que podem ser limitantes no processo de conversão do nitrogênio e causar considerável decréscimo da velocidade global das reações. De acordo com o autor, a escolha do material adequado a ser utilizado como meio suporte é de fundamental importância, sendo recomendado o uso de materiais de textura rugosa ou materiais porosos.

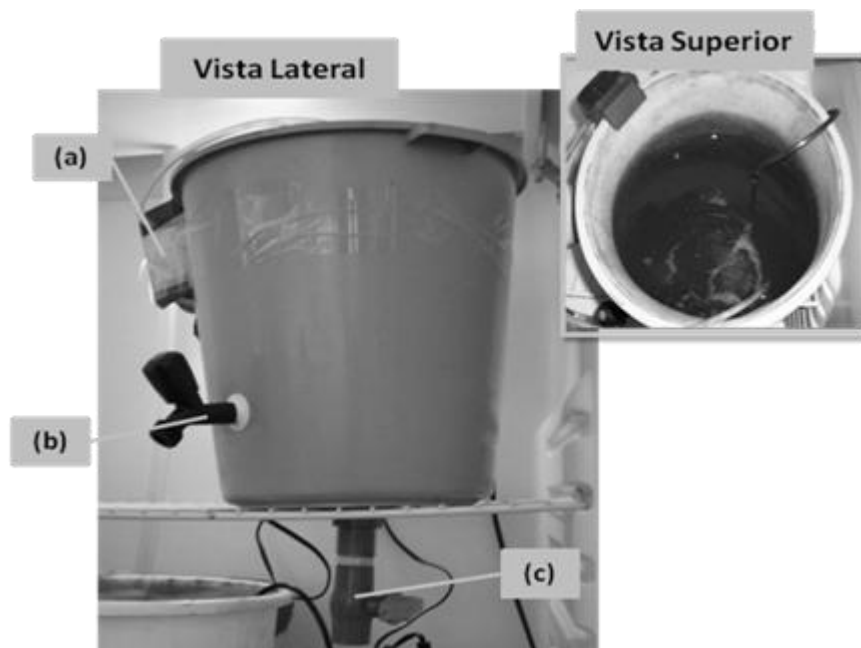
Diversos trabalhos têm sido reportados na literatura técnica sobre o uso de reatores RBS na remoção de nitrogênio e matéria orgânica de esgoto sanitário. Costa (2005) obteve 78% de eficiência média na remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta e 86% de eficiência na desnitrificação ao operar RBS em escala piloto com volume total de 1,4 m<sup>3</sup> e tempo de ciclo variável de 4 h a 12 h. Cybis et al. (2004) observaram remoção média de nitrogênio total de 88% para RBS com tempo de ciclo de 8 h e volume útil de 400 L e 600 L. Iamamoto (2006) verificou remoção média de nitrogênio total de 87% com tempo de ciclo de 4 h, trabalhando com RBS em escala de bancada com volume total de 6,5 L. Vela (2006) notou remoção média de matéria orgânica de 61% ao operar um reator anaeróbio/aeróbio em bateladas seqüenciais e volume total de 1,2 m<sup>3</sup>. Pickbrenner (2002) verificou remoção média de DQO bruta de 93% e de nitrogênio total de 99% em um reator

RBS em escala de bancada com volume total de 15 L. Callado e Foresti (2000) avaliaram o comportamento de um RBS em escala de bancada com volume total de 16,5 L e tempo de ciclo de 12 h que apresentou eficiência média remoção de DQO de 70% e conversão média de nitrogênio total de 70%.

Neste contexto, o presente trabalho pretende avaliar o desempenho de um reator em batelada seqüencial (RBS) com biomassa imobilizada em escala de bancada (10 L) na remoção de nitrogênio do efluente de um reator anaeróbico de leito fluidificado (RALF) que trata esgoto doméstico da cidade de Campo Mourão, estado do Paraná (PR). O reator RBS foi operado com ciclo de 5,5 h e mantido em temperatura controlada de 25 °C e 35 °C durante 55 d e 15 d, respectivamente.

## **MATERIAL E MÉTODOS**

A avaliação da remoção de nitrogênio no esgoto doméstico foi realizada em um reator em batelada seqüencial com biomassa imobilizada (RBS) em escala de bancada, confeccionado com um recipiente plástico de 0,26 m de altura, 0,26 m de diâmetro, volume total de 10 L e volume útil de 6 L. Um registro foi afixado no fundo do reator com a finalidade de efetuar o descarte do lodo excedente e outro registro foi acoplado na lateral do reator para retirada do efluente tratado. Foi utilizada espuma de poliuretano com 0,5 cm de espessura na parte interna do reator como meio suporte para imobilização da biomassa, como pode ser observado na Figura 1.



**Figura - 1.** Vista lateral e superior do reator:  
(a) aerador; (b) registro lateral; (c) registro de fundo.  
Fonte: adaptado de Andrade (2008).

Para manutenção da agitação interna do reator e conseqüentemente mistura da fração líquida, foi utilizado um agitador do tipo aquário com capacidade de 180 L/h para promover maior contato do líquido com a biomassa suspensa. O agitador era desligado na etapa de sedimentação.

A alimentação do reator RBS foi realizada manualmente 3 vezes por semana. A aeração do reator foi feita por um aerador do tipo aquário modelo *Master Junior*, com capacidade para 50 L/h e 5 W de potência em intervalos de tempo de duas horas, controlados por um temporizador. O aerador era ligado a uma pedra porosa por uma mangueira para promover a difusão do ar no líquido.

O esgoto sanitário utilizado na alimentação do reator era proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) Rio km 119 de Campo Mourão (PR). O esgoto sanitário era coletado na saída do reator RALF e encaminhado ao laboratório de Saneamento do *campus* Campo Mourão da UTFPR, onde foram efetuadas

análises físico-químicas para caracterização do esgoto afluyente e para acompanhamento do comportamento do reator em cada fase do ciclo de operação – Enchimento, Reação, Sedimentação e Descarte.

Para promover o estabelecimento da biomassa microbiana, o reator foi alimentado com esgoto doméstico tratado de um reator anaeróbio de leito fluidificado (RALF) e mantido em aeração constante a temperatura de 25°C. Primeiramente, o reator foi alimentado em batelada com o esgoto sanitário durante 3 d. Após esse período, o aerador foi desligado por uma hora para que ocorresse sedimentação do lodo formado durante o processo, e em seguida foi realizado descarte do efluente. Este processo teve duração de 38 dias.

Após o período de estabelecimento da biomassa, o reator foi operado em batelada seqüencial com ciclos de 5,5 h. As etapas componentes do ciclo de operação do reator corresponderam a enchimento, reação (aeróbia/anaeróbia), sedimentação e descarte do efluente. Os períodos de tempo de cada etapa estão descritos no Quadro 1.

O reator RBS foi instalado no interior de uma incubadora MARCONI, Modelo BOD MA415, para que a temperatura fosse mantida constante durante a realização do experimento. Na etapa I de operação do reator RBS, a temperatura foi mantida em aproximadamente 25°C durante 55 d. Para otimizar o processo de remoção biológica do nitrogênio, a temperatura foi elevada para 35°C na etapa II durante 15 d, pois a faixa de temperatura de 28°C a 36°C é recomendada como ideal para otimização dos processos de nitrificação/desnitrificação (TCHOBANOGLIOUS; BURTON, 1991).

**Quadro - 1.** Condições operacionais do reator RBS em cada etapa

Etapa		Duração (min.)	Aeração	Mistura
Enchimento		10	Não	Não
Reação	Aeróbia	120	Sim	Sim
	Anaeróbia	120	Não	Sim
Sedimentação		60	Não	Não
Descarte		20	Não	Não

Fonte: adaptado de Andrade (2008).

O monitoramento do reator RBS foi realizado uma vez por semana por meio de coletas pontuais de amostras do afluente e do efluente no final de cada fase do ciclo de operação para avaliar a remoção de nitrogênio em cada uma das etapas de operação.

Os parâmetros determinados, os métodos utilizados e suas respectivas referências estão apresentados no Quadro 2.

**Quadro - 2.** Parâmetros analisados, seus respectivos métodos e bibliografia utilizada

Parâmetro	Método	Método N°	Referência
pH	Potenciométrico	4500_H <sup>+</sup>	Clesceri et al.(1998)
Alcalinidade a Total	Titulométrico	-	Ripley et al. (1986)
Ácidos Voláteis	Titulométrico	-	Dilallo e Albertson (1961)
Demanda Química de Oxigênio	Espectrofotométrico	5220_D	Clesceri et al.(1998)
Sólidos Totais	Gravimétrico	2540_E	Clesceri et al.(1998)
Sólidos Totais Voláteis	Gravimétrico	2540_E	Clesceri et al.(1998)
Sólidos Totais Fixos	Gravimétrico	2540_E	Clesceri et al.(1998)
Sólidos Suspensos Totais	Gravimétrico	2540_G	Clesceri et al.(1998)
Sólidos Suspensos Voláteis	Gravimétrico	2540_G	Clesceri et al.(1998)
Sólidos Suspensos Fixos	Gravimétrico	2540_G	Clesceri et al.(1998)
Nitrogênio amoniacal	Titulométrico	4500_NO <sub>3</sub>	Clesceri et al.(1998)
Nitrito	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>3</sub>	Clesceri et al.(1998)
Nitrato	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>2</sub>	Clesceri et al.(1998)

Fonte: adaptado de Andrade (2008).



A concentração de oxigênio dissolvido foi determinada em amostras do afluente e do efluente de cada etapa do ciclo de operação do reator RBS utilizando oxímetro HOMIS, Modelo 189.

## RESULTADOS E DISCUSSÃO

### Caracterização do Esgoto Sanitário Afluente ao Reator Rbs

A Tabela 1 apresenta um resumo dos resultados experimentais obtidos na caracterização do esgoto sanitário durante a operação do reator RBS.

**Tabela - 1.** Valores médios, desvio padrão, número de amostras, valores máximo e mínimo relativos à caracterização do afluente.

Parâmetros	Esgoto Afluente				
	N	M	DP	MAX.	MIN.
pH	14	-	-	7,2	6,6
Temperatura (C°)	14	21	3	27	18
Alcalinidade Total (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	14	137	68	199	98
Ácidos Voláteis (mg/L)	14	43	9	57	33
DQO Bruta (mg/L)	14	125	57	213	69
DQO Filtrada (mg/L)	14	27	7	35	18
Sólidos Totais (mg/L)	10	340	113	491	237
Sólidos Totais Voláteis (mg/L)	10	168	50	241	131
Sólidos Totais Fixos (mg/L)	10	172	143	346	32
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	10	113	64	200	52
Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)	10	86	44	140	37
Sólidos Suspensos Fixos (mg/L)	10	27	22	59	12
Oxigênio Dissolvido (mg/L)	14	3	1	4	1
Nitrogênio amoniacal (mg/L)	14	22	15	37	4
Nitrito (mg/L)	14	-	-	-	-
Nitrato (mg/L)	14	-	-	-	-

N: número de amostras; M: média aritmética; DP: desvio padrão; MAX.: valor máximo; MIN.: valor mínimo.  
Fonte: adaptado de Andrade (2008).

Pela Tabela 1 é possível observar que os valores de pH variaram de 6,6 a 7,2 no afluente, não sendo necessária adição de qualquer produto químico para sua correção, uma vez que os mesmos estão em faixa recomendada para o processo de desnitrificação (TCHOBANOGLIOUS; BURTON, 1991). O valor médio obtido para a temperatura do afluente foi de  $21\pm 3^{\circ}\text{C}$ , inferior a faixa de  $30^{\circ}\text{C}$  a  $35^{\circ}\text{C}$  recomendada por Henze et al. (1997) para bactérias nitrificantes.

A alcalinidade total média nas amostras do afluente resultou de  $137\pm 68$  mg/L. Comparando com a concentração média de nitrogênio amoniacal de  $22\pm 15$  mg/L, a concentração média de alcalinidade total pode ser considerado satisfatória, pois Ferreira (2000) afirma que são necessários concentrações até dez vezes maiores de alcalinidade em relação à quantidade de amônia a ser nitrificada, porém, a taxa teórica de consumo de alcalinidade é igual a  $7,1$  mgCaCO<sub>3</sub> por mg de amônia oxidada e o consumo de alcalinidade observado é muitas vezes menor que a teórica.

A concentração média de ácidos voláteis nas amostras do afluente foi de  $43\pm 9$  mg/L. Esta concentração pode estar relacionada ao tratamento anaeróbio prévio realizado na ETE, pois ácidos de cadeias curtas são produzidos durante o processo de digestão anaeróbia (ANDRADE et al., 2001). Essas concentrações de ácidos voláteis não causaram decréscimo no pH, e conseqüentemente não foram fator limitante para o processo desnitrificação.

A concentração média de matéria orgânica (em termos de DQO bruta) obtida na caracterização do esgoto afluente resultou em  $125\pm 57$  mg/L, ou seja, inferior a concentração de 250 mg/L considerada como esgoto “fraco” por Tchobanoglous e Burton (1991).

A DQO filtrada média obtida na caracterização foi de  $27\pm 7$  mg/L, o que corresponde a relação DQOfiltrada/DQObruta de 0,2, ou seja, inferior a faixa de 0,4

a 0,7 comumente encontrada em efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB), descritos por Andrade et al. (2001).

As concentrações médias de sólidos totais, sólidos totais fixos e voláteis no afluente foram de  $340 \pm 113$  mg/L,  $172 \pm 143$  mg/L e  $168 \pm 50$  mg/L, respectivamente. As concentrações médias de sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos e voláteis resultaram em  $113 \pm 64$  mg/L,  $27 \pm 22$  mg/L e  $86 \pm 44$  mg/L, respectivamente. Esses resultados caracterizam o esgoto como “fraco” de acordo com a classificação de Tchobanoglous e Burton (1991). Esse fato pode ser atribuído ao tratamento do esgoto sanitário efetuado pelo reator RALF na Estação de Tratamento de Esgoto. As relações STV/ST e SSV/SST resultaram de 0,48 e 0,80, respectivamente, indicando que 48% dos sólidos totais são voláteis e 80% dos sólidos suspensos são voláteis, representando as parcelas biodegradáveis dos sólidos afluentes.

Não foram detectadas concentrações de nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) nas amostras do afluente, visto que baixas concentrações de OD podem inibir o processo de oxidação da amônia a nitrito como reportado por Tchobanoglous e Burton (1991). A concentração média de nitrogênio amoniacal foi de  $22 \pm 15$  mg/L e está na faixa de concentração “média” na classificação dos autores previamente citados.

### **Monitoramento do Comportamento do Reator Rbs**

Os resultados experimentais foram obtidos em 4 perfis de amostragem temporal de análises realizadas no período de 25/08/2008 a 19/09/2008, após o estabelecimento da biomassa. Dois perfis foram realizados em cada etapa, ou seja, na etapa I em temperatura de 25°C e na etapa II em temperatura de 35°C.

A Tabela 2 apresenta um resumo dos resultados experimentais obtidos nas etapas I e II de operação do reator RBS, ou seja, submetido à temperatura de 25°C e 35°C, respectivamente.

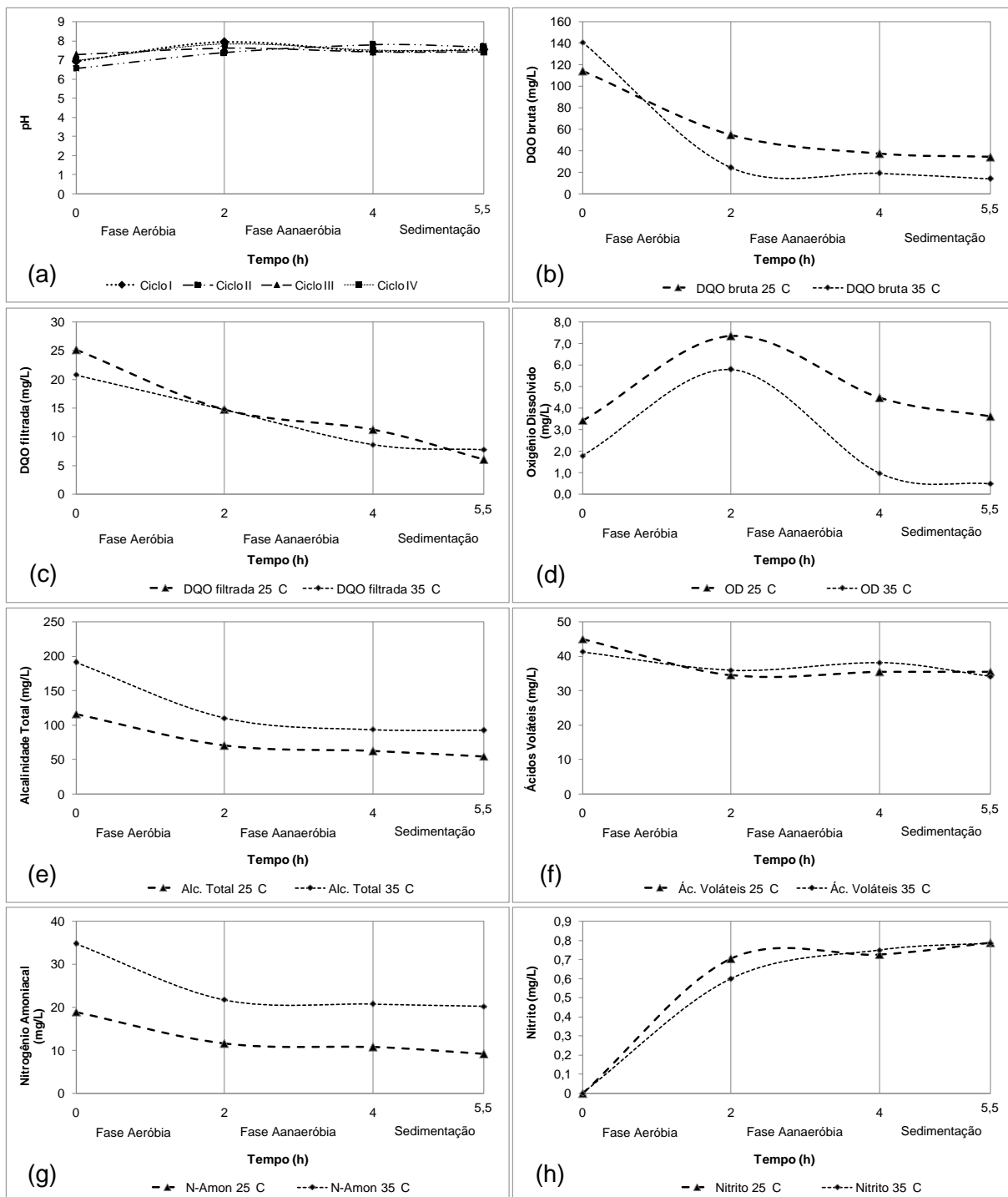
**Tabela 2** - Resumo dos resultados experimentais obtidos nas etapas I e II.

Parâmetros	ETAPA I (25°C)					ETAPA II (35°C)				
	N	M	DP	MAX.	MIN.	N	M	DP	MAX.	MIN.
pH	16	-	-	7,9	6,5	16	-	-	7,8	7,0
Temperatura (C°)	16	24	2	25	20	16	33	5	35	23
Alc.Total (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	16	76	51	175	24	16	122	46	199	78
Ácidos Voláteis (mg/L)	16	38	9	57	28	16	37	5	44	28
DQO Bruta (mg/L)	16	61	41	142	12	16	50	69	213	11
DQO Filtrada (mg/L)	16	147	8	25	6	16	13	6	23	6
ST (mg/L)	4	278	113	358	199	8	347	101	491	273
STV (mg/L)	4	130	2	131	129	8	194	44	241	145
STF (mg/L)	4	148	111	227	70	8	152	143	346	32
SST (mg/L)	4	77	5	80	74	8	69	41	120	25
SSV (mg/L)	4	64	6	69	60	8	54	37	97	13
SSF (mg/L)	4	13	1	14	12	8	16	5	23	12
OD (mg/L)	16	5	2	7	2	16	2	2	0,4	6
N-amoniaco (mg/L)	16	13	8	29	5	16	24	8	37	16
Nitrito (mg/L)	16	0,5	0,4	0,8	-	16	0,5	0,3	0,8	-
Nitrato (mg/L)	16	-	-	-	-	16	-	-	-	-

N: número de amostras; M: média aritmética; DP: desvio padrão; MAX.: valor máximo; MIN.: valor mínimo.

Fonte: adaptado de Andrade (2008).

A Figura 2 apresenta as variações temporais de pH, DQO de amostras brutas, DQO de amostras filtradas, concentração de oxigênio dissolvido, concentração de ácidos voláteis, alcalinidade total, concentração nitrogênio amoniaco e concentração de nitrito.



**Figura - 2.** Resultados dos perfis temporais de 5,5 h do reator RBS: a) pH de todos os ciclos; b) concentrações médias de DQO bruta nas etapas I e II; c) concentrações médias de DQO filtrada nas etapas I e II; d) concentrações médias de oxigênio dissolvido nas etapas I e II; e) concentrações médias de alcalinidade total nas etapas I e II; f) concentrações médias de ácidos voláteis nas etapas I e II; g) concentrações médias de nitrogênio amoniacal nas etapas I e II; h) concentrações médias de nitrito nas etapas I e II.

Fonte: adaptado de Andrade (2008).

É possível observar na Figura 2a que os valores de pH das amostras do afluente e efluente de cada etapa do ciclo de operação do reator RBS variaram de 6,5 a 7,9, ou seja, permaneceram na faixa ideal de 6,0 a 9,0 para nitrificação e desnitrificação (SPERLING, 1996; TCHOBANOGLIOUS; BURTON, 1991).

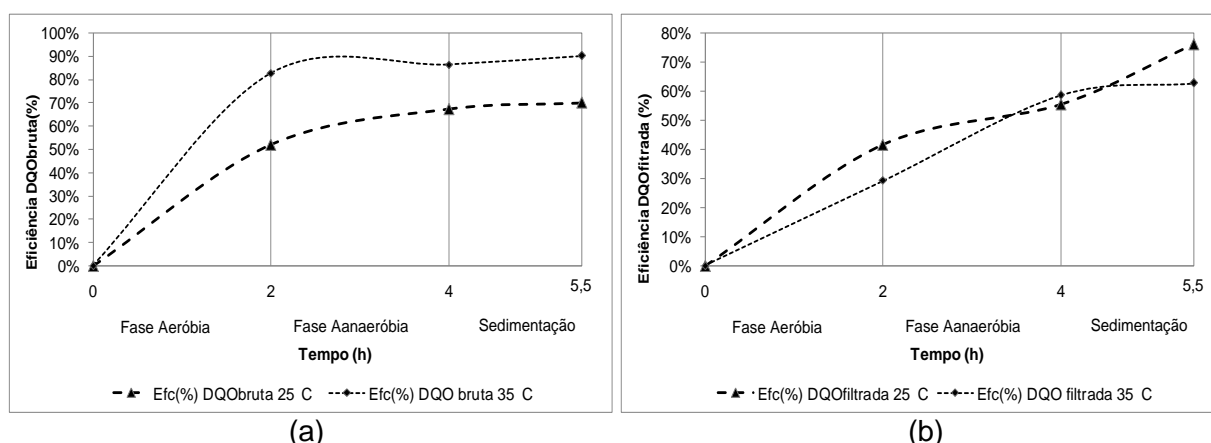
No processo de remoção de nitrogênio amoniacal, é importante que o pH seja mantido superior a 6,5 para que a desnitrificação seja mais eficiente (IAMAMOTO, 2006). É possível notar na Figura 2a que o pH foi superior a 7,0 durante a maior parte do período de operação do reator, não representando fator limitante para a desnitrificação. Não houve modificações significativas nos valores de pH nas etapas I e II, ou seja, com temperatura de 25°C e 35°C, respectivamente.

Em relação à concentração de matéria orgânica em termos de DQO bruta das amostras do afluente e efluente (Figura 2b), notou-se diminuição de 114±22 mg/L para 55±30 mg/L na etapa I e de 141±102 mg/L para 24±4mg/L na etapa II. Foi observada maior remoção na fase aeróbia dos ciclos, provavelmente devido a maior disponibilidade de oxigênio dissolvido no sistema. De acordo com Vela (2006), processos aeróbios promovem maior remoção de matéria orgânica, mesmo para substrato com baixas concentrações.

A eficiência global na remoção de DQO bruta foi de 70% para etapa I e de 90% para etapa II. A etapa II apresentou maiores eficiências na remoção de DQO bruta em todas as fases do ciclo em relação à etapa I (Figura 3a), provavelmente devido à maior temperatura que contribuiu para o aumento da atividade microbiana no reator. Costa (2005) verificou eficiência média de 78% em um reator RBS em escala piloto (volume total de 1,4 m<sup>3</sup>) no tratamento de esgoto sanitário com tempo de ciclo variável de 4 h a 12 h.

As concentrações de matéria orgânica em termos de DQO filtrada das amostras do efluente das etapas I e II (Figura 2c) resultaram de  $6\pm 4$  mg/L e  $8\pm 2$  mg/L, respectivamente.

Os perfis temporais das eficiências médias na remoção de DQO bruta e filtrada nas etapas I e II são apresentados na Figura 3.



**Figura - 3.** Perfil temporal das eficiências médias na remoção de DQO: a) DQO bruta; b) DQO filtrada. Fonte: adaptado de Andrade (2008).

Foi possível verificar eficiências de 42% e 29% na remoção de DQO filtrada na fase aeróbia das etapas I e II; na fase anaeróbia e no descarte das etapas I e II, as eficiências foram de 55%, 59%, 76% e 63% (Figura 3b), respectivamente. As concentrações de DQO filtrada apresentaram decaimento contínuo durante os ciclos, pois a fração orgânica dos sólidos em suspensão é hidrolisada e convertida em sólidos solúveis ao mesmo tempo em que é consumida (SPERLING, 1996).

A concentração de oxigênio dissolvido resultou de  $3,4\pm 1,2$  mgO<sub>2</sub>/L na etapa I e de  $1,8\pm 1,0$  mgO<sub>2</sub>/L na etapa II. As baixas concentrações de oxigênio dissolvido no início do ciclo estão relacionadas à origem anaeróbia do esgoto sanitário utilizado na alimentação do reator RBS. Com a aeração do reator, os picos de concentração de oxigênio dissolvido no final da fase aeróbia resultaram de  $7,4\pm 0,3$  mgO<sub>2</sub>/L na etapa I

e de  $5,8 \pm 1,1$  mgO<sub>2</sub>/L na etapa II. Com o desligamento do aerador nas fases anaeróbias e de sedimentação, as concentrações médias de oxigênio dissolvido resultaram de  $3,6 \pm 0,6$  mgO<sub>2</sub>/L na etapa I e de  $0,5 \pm 0,2$  mgO<sub>2</sub>/L na etapa II (Figura 2.d). Estas concentrações são favoráveis aos processos de nitrificação e desnitrificação descritas pela literatura.

Nota-se na Figura 2e, houve decréscimo nas concentrações médias de alcalinidade total nas fases aeróbias dos ciclos de 40% na etapa I e de 42% na etapa II. Não houve diferença significativa nesta redução entre as etapas com temperatura de 25°C e 35°C, provavelmente devido à atuação das bactérias nitrificantes no sistema. De acordo com Tchobanoglous e Burton (1991) e Ferreira (2000), aproximadamente 7,1 mg/L de alcalinidade total é consumida para oxidação de 1 mg/L de nitrogênio amoniacal. O consumo de alcalinidade total prossegue durante as outras fases do ciclo (anaeróbia e sedimentação), demonstrando a ausência do processo de desnitrificação, que devolve a alcalinidade ao sistema (GARBOSSA, 2003).

Ao observar o perfil temporal da concentração de ácidos voláteis nas amostras do afluente e do efluente (Figura 2f), notou-se que não houve diferença significativa entre as temperaturas de 25°C e 35°C. Foi possível verificar redução nas concentrações de ácidos voláteis, na fase aeróbia, de 23% na etapa I e de 13% na etapa II, provavelmente devido à capacidade dos microrganismos aeróbios de consumir ácidos orgânicos presentes no sistema (SANTOS, 2004).

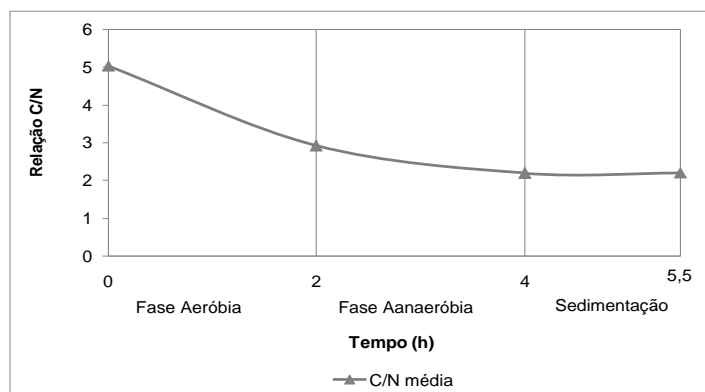
Os valores médios de alcalinidade total e de ácidos voláteis reduziram nas amostras do afluente e do efluente de  $116 \pm 83$  mg/L para  $55 \pm 38$  mg/L e de  $45 \pm 17$  mg/L para  $36 \pm 3$  mg/L na etapa I, de  $191 \pm 11$  mg/L para  $92 \pm 11$  mg/L e de  $41 \pm 4$  mg/L para  $34 \pm$  mg/L na etapa II, respectivamente.



Os perfis temporais das concentrações médias de nitrogênio amoniacal resultaram similares nas etapas, com reduções mais acentuadas nas concentrações nas fases aeróbias da etapa I com 39% e na etapa II com 38% (Figura 2g), pois nestas condições ocorre a conversão do nitrogênio amoniacal a nitrito. As eficiências globais de remoção de nitrogênio amoniacal para as etapas I e II foram respectivamente de 52% e 42%. Esses valores foram inferiores à eficiência global de 88% obtida por Cybis et al. (2004) trabalhando com RBS em escala piloto (400 L) no tratamento de esgoto doméstico, sem adição de fonte externa de carbono e tempo total de ciclo igual a 8 h.

Paralelamente ao consumo de nitrogênio amoniacal, há aumento da concentração de nitrito de 0 mg/L para  $0,79 \pm 0,07$  mg/L na etapa I, de 0 mg/L a  $0,78 \pm 0,06$  mg/L na etapa II. Esse fato pode ser atribuído a desnitrificação parcial, ou seja, a conversão de amônia a nitrito (nitritação). O processo de nitratação (conversão de nitrito a nitrato) aparentemente não ocorreu, pois o nitrato não foi detectado em qualquer uma das etapas.

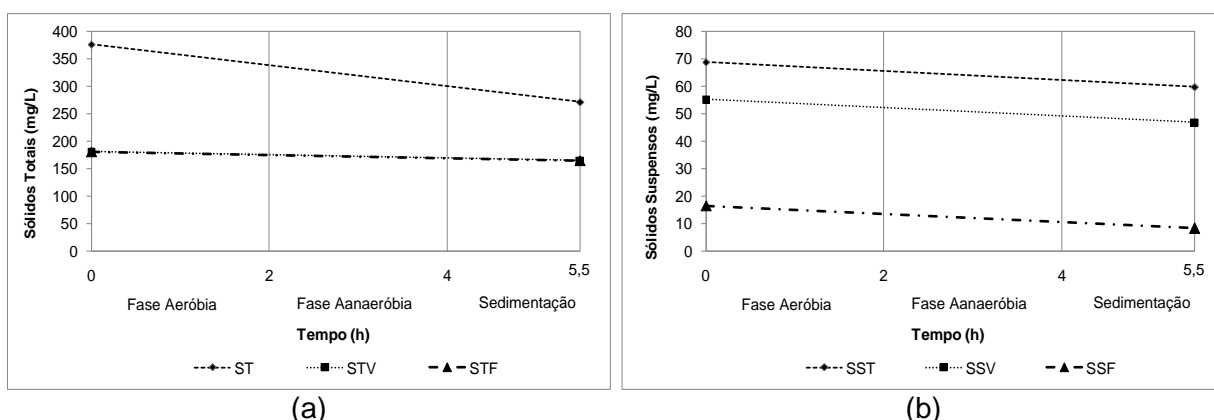
Foi possível verificar que como a concentração de matéria orgânica foi removida na fase aeróbia dos ciclos, a desnitrificação pode ter sido prejudicada devido à ausência de fonte externa de carbono, conforme verificado por Santos (2004). A relação carbono/nitrogênio (C/N) atua como fator limitante para a desnitrificação (HER; HUANG, 1995 *apud* GARBOSSA, 2003). Henze et al. (1997) recomendaram relação C/N de 4 a 5 (em termos de DQO). No experimento foi obtida relação C/N média de 2,2 na fase anaeróbia dos ciclos (Figura 4), ou seja, inferior ao valor recomendado pela literatura.



**Figura - 4.** Relação carbono/nitrogênio média em cada fase do ciclo. Fonte: adaptado de Andrade (2008).

Garbossa (2003) relacionou baixas eficiências ou mesmo inibição total na desnitrificação, a três fatores principais: baixa concentração de carbono, pouca biomassa presente no início da reação e lento crescimento dos microrganismos. O acúmulo de nitrito no RBS estudado pode ser atribuído as baixas concentrações de carbono nas etapas anaeróbias dos ciclos, limitando o estabelecimento da população microbiana responsável pela desnitrificação.

As concentrações médias de sólidos totais, fixos e voláteis, sólidos suspensos totais fixos e voláteis no afluente e efluente são apresentadas na Figura 5.



**Figura - 5.** Concentrações médias de sólidos afluente e efluente ao reato RBS: a) sólidos totais, fixos e voláteis; b) sólidos suspensos, fixos e voláteis. Fonte: adaptado de Andrade (2008).

Nas amostras do afluente, as concentrações médias de sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos foram de  $376\pm 107$  mg/L,  $181\pm 56$  mg/L,  $211\pm 144$  mg/L, respectivamente (Figura 5a). As concentrações médias de sólidos suspensos totais, sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos fixos foram de  $69\pm 15$  mg/L,  $55\pm 16$  mg/L e  $16\pm 5$  mg/L, respectivamente.

Nas amostras do efluente, as concentrações de sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos foram de  $271\pm 72$  mg/L,  $165\pm 49$  mg/L e  $91\pm 73$  mg/L, respectivamente (Figura 5b). As concentrações médias de sólidos suspensos totais, sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos fixos resultaram em  $60\pm 30$  mg/L,  $47\pm 3$  mg/L e  $8\pm 6$  mg/L, respectivamente. Estes valores indicaram eficiência média de remoção de 28% de sólidos totais, 57% dos sólidos totais fixos, 9% dos sólidos totais voláteis, 13% dos sólidos suspensos totais, 15% dos sólidos suspensos voláteis e 49% dos sólidos suspensos fixos ao final do ciclo de operação. Além do processo de digestão da matéria orgânica particulada no reator, a eficiência de remoção da concentração de sólidos no efluente do reator RBS foi favorecida pela etapa de sedimentação (separação sólido-líquido) do RBS (CYBIS et al., 2004).

## CONCLUSÃO

Ao avaliar o desempenho do reator em batelada seqüencial (RBS) com biomassa imobilizada na remoção de nitrogênio de esgoto doméstico tratado por RALF, foi possível concluir que os resultados obtidos na caracterização do esgoto sanitário utilizado na alimentação do reator RBS indicaram que a maioria dos parâmetros pode ser classificada como “fraco” de acordo com Tchobanoglous e Burton (1991).

Além disso, foi possível verificar a necessidade de inclusão de unidade de pós-tratamento deste esgoto devido principalmente a concentração média de

nitrogênio amoniacal afluente acima dos 20 mg/L, estabelecido pelos padrões de lançamento da Resolução do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) nº 357 de 17 de março de 2005 (BRASIL, 2005).

As condições operacionais do reator foram mantidas de acordo com o a literatura técnica, ou seja, manutenção de temperatura controlada em faixa de 28°C a 36°C, pH perto da neutralidade e concentração de OD característico para fase aeróbia superior e/ou igual a 5 mgO<sub>2</sub>/L e para fase anaeróbia inferior e/ou igual a 1 mgO<sub>2</sub>/L.

A eficiência média na remoção de DQO bruta nas etapas I e II foi de 70% e 90%, respectivamente, demonstrado a influência da maior temperatura (35°C) na obtenção de maior eficiência na remoção de matéria orgânica (em termos de DQO bruta). Houve redução de 28% na concentração de sólidos totais e de 14% na concentração de sólidos suspensos totais.

O reator RBS apresentou eficiências médias de remoção de nitrogênio amoniacal de 52% na etapa I e de 42% na etapa II. No entanto, notou-se acúmulo de nitrito nas etapas finais do ciclo, fato que pode estar relacionado à baixa relação C/N verificada na fase de desnitrificação. Assim, sugere-se adição de fonte externa de carbono (etanol, metanol) para favorecimento da desnitrificação do reator RBS tratando esgoto sanitário em estudos futuros.

Não foi verificada concentração de nitrato em nenhuma etapa durante o monitoramento do reator, o que indica a nitrificação parcial do sistema.

## REFERÊNCIAS

ANDRADE, H. H. B. **Desempenho de um reator em batelada seqüencial (RBS) com biomassa imobilizada com ciclo de 5,5 horas na remoção de nitrogênio de esgoto sanitário**. 2008. 36 p. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em

Tecnologia em Gerenciamento Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campo Mourão, 2008.

ANDRADE, T.; SILVA, H. P. M.; GONÇALVES, R. F. Uso simultâneo de um Biofiltro Aerado Submerso para Tratamento Secundário de Esgoto Sanitário e para Biodesodorização de Ar Atmosférico Contendo Gás Sulfídrico (H<sub>2</sub>S). In: CHERNICHARO, C. A. L. (Org.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios** 1 ed. Belo Horizonte: FINEP, 2001, v. 2, p. 141-152 (Coletânea de trabalhos técnicos).

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. **Resolução 357**: classificação dos corpos de água. Brasília, DF: Ministério do Meio Ambiente, 2005. 23 p.

CALLADO, N. H.; FORESTI, E. Tratamento de esgoto doméstico com remoção de nitrogênio e fósforo em reatores seqüenciais em batelada. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2000, Porto Alegre, **Anais...** Porto Alegre: Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, 2000. v.1, p.1-8.

CLESCERI, L. S.; GREENBERG, A. E.; EATON, A.D.; FRANSON, M.A. (Ed.). **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20<sup>th</sup> ed. Washington: American Public Health Association; American Water Works Association; Water Pollution Control Federation, 1998.

COSTA, T. B. **Desempenho de reator em bateladas seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico**. 2005. 160 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

CYBIS, L. F.; PICKBRENNER, K. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos**. 1. ed. Belo Horizonte: PROSAB, 2001. v. 2. 193 p.

CYBIS, L. F. A.; SANTOS, A. V.; GEHLING, G. R. Eficiência de reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa. **Revista Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 9, n. 3, p. 260-264, jul./set., 2004.

DILLALO, R.; ALBERTSON, O. E. Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, New York, v. 33, n. 4, p. 356-365, apr. 1961.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA

SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2000, Porto Alegre, **Anais...** Porto Alegre: Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, 2000. CD-ROM.

GARBOSSA, L. H. P. **Desenvolvimento e avaliação de sistemas de leito fixo – reator misto radial e seguido de reator anóxico horizontal – para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário.** 2003. 100 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

GONÇALVES, R. F.; CHERNICHARO, C. A. L.; ANDRADE NETO, C. O.; SOBRINHO, P. A.; KATO, M. T.; COSTA, R. H. R.; AISSE, M. M.; ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Org.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios** 1 ed. Belo Horizonte: FINEP, 2001, v. 2, p. 171-278. (Coletânea de trabalhos técnicos).

HENZE, M.; HARREMOËS, P.; JANSEN, J. L. C.; ARVIN, E. **Wastewater treatment: biological and chemical processes.** 2. ed. Berlin: Springer, 1997. v. 1.

HER, J.; HUANG, J. Influences of carbon source and C/N ratio on nitrate/nitrite denitrification and carbon breakthrough. **Bioresource Technology**, London, v. 54, p. 45-51, 1995.

IAMAMOTO, C. Y. **Remoção de nitrogênio de águas residuárias com elevada concentração de nitrogênio amoniacal em reator contendo biomassa em suspensão operado em bateladas sequenciais e sob aeração intermitente.** 2006. 157 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

PICKBRENNER, K. **Uso de reator sequencial em bateladas (RBS) para pós-tratamento de efluentes de reator anaeróbio.** 2002. 194 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2002.

PONTES, A. F. V. **Avaliação de desempenho de reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida no tratamento de água residuária proveniente de abatedouro de aves.** 2008. 190 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal of Water Pollution Control Federation**, New York, v. 58, n. 5, p. 406-411, 1986.

SANTOS, P. I. A. **Remoção de DQO e de nitrogênio, e estudo dos consórcios**

**microbianos em sistema com três reatores sobrepostos, em série, alimentado com esgoto sanitário.** 2004. 176 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

SPERLING, M. Von **Princípios básicos do tratamento de esgotos: princípios do tratamento biológico de águas residuárias.** 2 ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 1996. v. 2.

SPERLING, M. Von **Lodos Ativados: princípios do tratamento biológico de águas residuárias.** 1 ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 1997. v. 4.

TCHOBANOGLIOUS, G.; BURTON, F. L. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse.** 3 ed. London: McGraw-Hill Inc., 1991. v. 1.

UNITED STATES. Environmental Protection Agency - USEPA. **Manual of nitrogen control.** 1 ed. Washington: Technomic Publishing, 1993.

VELA, F. J. **Tratamento de esgotos sanitários em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais e periodicamente aerado.** 2006. 159 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

---

## RESUMO

Sistemas convencionais de tratamento removem a maior parte dos poluentes presentes nos esgotos sanitários, porém, a maioria desses sistemas apresenta dificuldades na redução das concentrações de nitrogênio e fósforo que podem causar sérios danos ao ambiente e a saúde pública. A remoção biológica de nitrogênio pode ser obtida pelo processo de nitrificação seguido de desnitrificação em sistemas com operação em bateladas seqüenciais. Dessa forma, esse artigo procurou avaliar o desempenho de um reator em batelada seqüencial (RBS) com biomassa imobilizada em escala de bancada (10 L) na remoção de nitrogênio do efluente de um reator anaeróbio de leito fluidificado (RALF) tratando esgoto doméstico de Campo Mourão, Paraná. O reator RBS foi operado com ciclo de 5,5 h e mantido em temperatura controlada de 25 °C (etapa I) e 35 °C (etapa II) durante 55 d e 15 d, respectivamente. Com o monitoramento do reator foi possível concluir que a eficiência média na remoção de DQO bruta nas etapas I e II foi de 70% e 90%, respectivamente, demonstrado a influência da temperatura na obtenção de maior eficiência na remoção de matéria orgânica. Houve redução de 28% na concentração média de sólidos totais e de 14% na concentração média de sólidos suspensos totais. O reator RBS apresentou eficiências médias de remoção de nitrogênio amoniacal de 52% na etapa I e de 42% na etapa II. No entanto, notou-se acúmulo de nitrito nas etapas finais do ciclo, que pode estar relacionado a relação C/N de 2,2 verificada na fase de desnitrificação. Não foi verificada concentração de nitrato em qualquer etapa do ciclo durante o monitoramento, indicando a nitrificação parcial no reator.

**Palavras-chave:** RBS. Esgoto Sanitário. Nitrificação. Desnitrificação. Biomassa Imobilizada. Pós-tratamento.

#### **ABSTRACT**

Conventional treatment systems remove the highest part of pollutants present in the sanitary sewage, however, the most part of these systems present difficulties in the reduction of nitrogen and phosphorus concentrations that can cause hazardous damages to the environment and public health. Biological removal of nitrogen can be obtained by nitrification process followed by denitrification in systems with sequenced batch operation. Thus, this paper sought to evaluate the behaviour of a sequenced batch reactor (SBR) with immobilized biomass in bench scale (10 L) in the removal of nitrogen from the effluent of an anaerobic fluidized bed reactor (AFBR) treating domestic sewage of Campo Mourão, State of Paraná. SBR reactor was operated with cycle of 5.5 h and kept at controlled temperature of 25 °C (phase I) and 35 °C (phase II) during 55 d and 15 d, respectively. With the monitoring of the reactor, it was possible to conclude that the mean efficiency in the removal of raw COD in the phases I and II was 70% and 90%, respectively, showing the influence of the temperature in the achieving of higher efficiency in the removal of organic matter. There was reduction of 28% in the concentration of total solids and of 14% in the mean concentration of total suspended solids. SBR reactor presented mean efficiencies of ammoniacal nitrogen removal of 52% in the phase I and of 42% in the phase II. However, it was noted an accumulation of nitrite in the final steps of the cycle that can be related to the C/N ratio of 2.2 verified in the denitrification phase. It was not verified nitrate concentration in any step of the cycle during the monitoring, indicating the partial nitrification in the reactor.

**Key words:** SBR. Sanitary Sewage. Nitrification. Denitrification. Immobilized Biomass. Post-treatment.

---

#### **Informações sobre os autores:**

[1] Helisson Henrique Borsato de Andrade – <http://lattes.cnpq.br/2158478848112597>  
Graduado em Tecnologia em Gestão Ambiental na Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná.  
Contato: [helissonborsato@gmail.com](mailto:helissonborsato@gmail.com)

[2] Eudes José Arantes – <http://lattes.cnpq.br/5368039952110556>  
Docente nos cursos de Tecnologia em Gestão Ambiental e Engenharia Ambiental na Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná.  
Contato: [eudesarantes@utfpr.edu.br](mailto:eudesarantes@utfpr.edu.br)

[3] Karina Querne de Carvalho – <http://lattes.cnpq.br/8055585859691419>  
Docente nos cursos de Tecnologia em Gestão Ambiental e Engenharia Ambiental na Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná; coordenadora do III Curso de Especialização em Gerenciamento e Auditoria Ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná.  
Contato: [kaquerne@gmail.com](mailto:kaquerne@gmail.com)



[4] Fernando Hermes Passig – <http://lattes.cnpq.br/0839069076248628>

Docente nos cursos de Tecnologia em Gestão Ambiental e Engenharia Ambiental na Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná; Gerente de Ensino, Pesquisa e Pós-graduação na Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná; Membro do Conselho de Ensino, Pesquisa e Pós-graduação da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná.

Contato: [fpassig@gmail.com](mailto:fpassig@gmail.com)

[5] Cristiane Kreutz – <http://lattes.cnpq.br/5168151879842104>

Docente nos cursos de Tecnologia em Gestão Ambiental e Engenharia Ambiental na Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná; Gerente de Relações Empresariais e Comunitárias na Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Campo Mourão, Paraná.

Contato: [ckreutz@utfpr.edu.br](mailto:ckreutz@utfpr.edu.br)