

Alexandre Colzi Lopes

REATOR HÍBRIDO ASSOCIANDO REATOR UASB E REATOR
RADIAL DE LEITO FIXO (RRLF), EM ESCALA PILOTO, NO
TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP

EXEMPLAR REVISADO

Data de entrada no Serviço.....13...../.....12...../.....05.....

Ass.:.....*lesan*.....

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia (Hidráulica e Saneamento).

ORIENTADOR: Prof. Titular Eugenio Foresti

São Carlos
2005



DEDALUS - Acervo - EESC



31100053623

ass.	TESE-EEESC
uff.	133361
ombo	T 316/05
ysno	148 8688

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

L864r

Lopes, Alexandre Colzi

Reator híbrido associando reator UASB e reator radial de leito fixo (RRLF), em escala piloto, no tratamento de esgoto sanitário / Alexandre Colzi Lopes. -- São Carlos, 2005.

Dissertação(Mestrado) -- Escola de Engenharia de São Carlos-Universidade de São Paulo, 2005.

Área: Hidráulica e Saneamento.

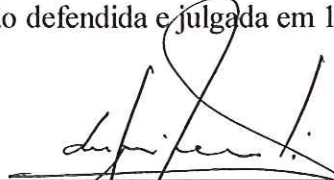
Orientador: Prof. Tit. Eugenio Foresti.

1. Reator UASB. 2. Reator radial. 3. Esgoto sanitário. 4. Nitrificação. 5. Desnitrificação. 6. Escala piloto. I. Título

FOLHA DE JULGAMENTO


Candidato: Engenheiro **ALEXANDRE COLZI LOPES**

Dissertação defendida e julgada em 10-06-2005 perante a Comissão Julgadora:




Prof. Titular **EUGENIO FORESTI (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADO



Prof. Associado **MARCELO ZAIAT**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Aprovado



Prof. Doutor **ROQUE PASSOS PIVELI**
(Escola Politécnica/USP)

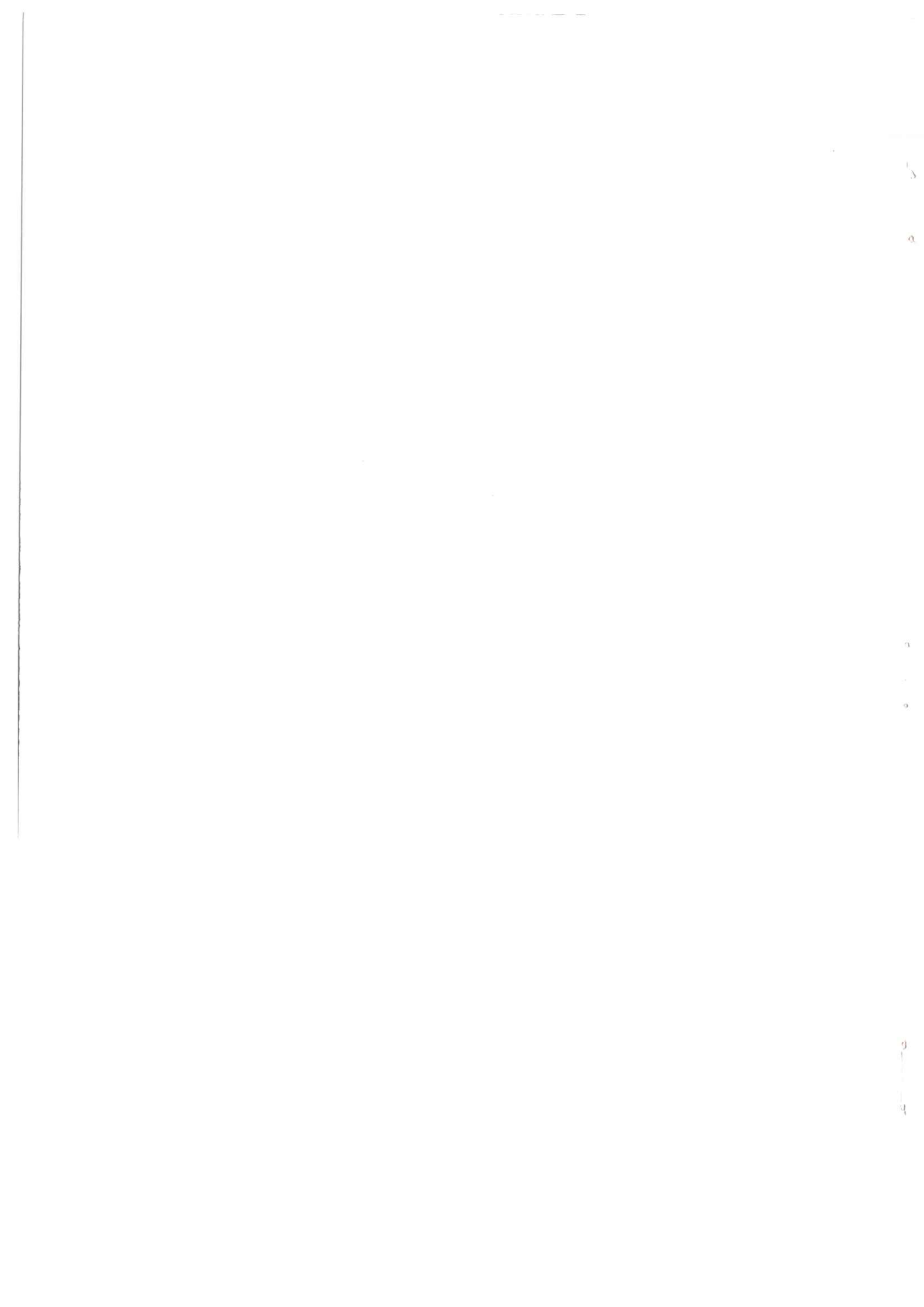
APROVADO



Prof. Titular **MARIA DO CARMO CALJURI**
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em
Engenharia (Hidráulica e Saneamento) e
Presidente da Comissão de Pós-Graduação



*Aos meus pais, Alexandre e Annette, que
sempre estiveram do meu lado e ao meu
irmão, Felipe pelas horas de convívio.*



AGRADECIMENTOS

Ao meu pai, Eng. Alexandre Gonçalves Lopes, pelo exemplo de pessoa e profissional que é, que com certeza me levou a seguir a sua profissão e principalmente a trilhar os caminhos do saneamento, pelas oportunidades dadas, onde aprendi e cresci muito tanto como pessoa como profissional, e por ter a certeza de ter escolhido a profissão certa, devo tudo que sou, a você. Obrigado pai.

À minha mãe, Annette Colzi Lopes, pela educação dada, pelo seu carinho, pelo seu amor incondicional e pela preocupação constante, pelos ensinamentos da vida, pela formação do meu caráter e tudo mais. Te amo. Obrigado por serem os meus pais.

Ao meu irmão, Felipe Colzi Lopes, pela amizade que temos e com certeza pela que amizade que sempre teremos, independente da distância que nos separa, sempre você poderá contar comigo, obrigado por fazer parte da minha vida. Sempre te amarei.

Ao meu orientador e professor Eugênio Foresti, pela orientação, amizade, dedicação e incentivo dispensados durante a realização deste trabalho.

Aos meus amigos da Estação de Tratamento de Esgoto: Renato Siman, Fernando Passig, Katt Regina Lapa.

Ao Luis Hamilton Garbossa, pelo auxílio na montagem do meu reator, pelos ensinamentos ao longo da pesquisa, pelo exemplo de profissional, obrigado.

À minha nova “família” de São Carlos, por toda convivência, amizade, diversão, trabalho, estudo, com certeza vocês sempre estarão no meu coração: Pedro Henrique Carneiro, pela convivência nestes anos que dividimos o ap., pela amizade criada, pela facilidade de convívio, obrigado por tudo, Gabriel D’Arrigo de Brito Souto (“Robin”), pela paciência de explicar e ensinar assuntos desconhecidos, que só você poderia saber, além disso pela amizade que criamos, principalmente nas festas e estudos, Glauce Guimarães Pereira, pela amizade, pela sua simpatia e por deixar sempre o nosso ambiente mais alegre, Thiago Augusto Maziero (“Xaby”), por quem tive oportunidade de aprender um

pouco sobre água subterrânea e por ser o companheiro de festas, Eugênio Cunha de Oliveira, pela eterna amizade e pelos ensinamentos laboratoriais, Luiz Sérgio Nascimento por fazer o ambiente mais animado e por ser “Zé Graça”. Rodrigo Leitão pela amizade e pela ajuda na conclusão da dissertação.

Ao pessoal da República Rapadura, minha “quase” casa, pela amizade e pelo convívio quase que diário: Ronaldo Maia, Danilo (“Piauí”), Ricardo Parente, Anderson.

Aos meus amigos de Fortaleza, que ao longo dos anos estabelecemos uma amizade mais forte e tivemos grandes momentos de alegria: a Turma do Craudim (não vou citar nomes porque posso esquecer de alguns). À Geórgia Triandopolis pela grande e eterna amizade, pelos ótimos conselhos dados, à Adriana Dantas pela nova amizade conseguida e pela certeza que seremos grandes amigos, ao Carlos Henrique Melo pelas farras vividas, ao Afrânio Fernandes por sempre animar a festa com suas músicas, ao José Cláudio Fernandes por ter a casa em Majorlandia. A todos os meus amigos da Eng. Civil – UFC, pelos anos de convívio.

À professora Sandra Teddê Santaella e Renato Carrhá Leitão, pelo exemplo de pessoas e profissionais, pela orientação e o incentivo na iniciação científica, que com certeza só estou aqui por toda ajuda e paciência que tiveram comigo.

Aos companheiros de trabalho do Laboratório de Saneamento (LABOSAN) da Universidade Federal do Ceará.

Aos colegas do Programa de Pós-Graduação em Hidráulica e Saneamento da EESC-USP, pelo convívio durante estes anos.

Aos professores: Marcelo Zaiat pela colaboração, auxílio e sugestões durante a fase experimental e na avaliação do plano de qualificação, Luiz Daniel, pelas sugestões na primeira qualificação; ao Dr. Marcus Vallero e à Dra. Marcia Damianovic pela avaliação do relatório de pesquisa e pelas sugestões.

Às funcionárias do Laboratório de Processos Biológicos, Beth, Janja e Eloísa pela permanente disposição em atender meus pedidos de ajuda durante a fase experimental deste trabalho.

Às funcionárias do Departamento de Hidráulica e Saneamento, Sá, Pavi, Rose, Vanessa, Flávia e Fernanda.

À Universidade de São Paulo, por fornecer infra-estrutura para o desenvolvimento de pesquisas.

A todos aqueles que, de alguma forma, contribuíram para a realização deste trabalho.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP), pelo apoio financeiro através do Projeto Temático processo nº 2001-05489-0.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pela concessão da bolsa de mestrado (processo 130339/2003-2).

SUMÁRIO

Lista de Tabelas	i
Lista de Figuras.....	ii
Lista de Abreviaturas e Símbolos	iv
Resumo	vi
Abstract	viii
1. Introdução	1
2. Objetivos.....	5
2.1. Geral.....	5
2.2. Específicos.....	5
3. Revisão bibliográfica.....	6
3.1. Biotecnologia Anaeróbia.....	6
3.1.1. Utilização de reator <i>UASB</i> para tratamento de esgoto sanitário.....	9
3.1.2. Sistemas de polimento de efluentes de reatores anaeróbios	11
3.2. Remoção biológica de nitrogênio	12
3.2.1. Nitrificação biológica	15
3.2.2. Desnitrificação biológica	20
3.2.3. Processos não-convencionais para a remoção de nitrogênio	23
3.3. Tecnologia de sistemas mistos.....	26
4. Material e procedimentos experimentais	30
4.1. Concepção do sistema	30
4.1.1. Reator <i>UASB</i> em escala piloto	32
4.1.2. RRLF em escala piloto	34
4.2. Água residuária	37
4.3. Material suporte para imobilização da biomassa.....	37
4.4. Lodo de inóculo	38
4.5. Determinação analítica	38
4.5.1. Temperatura	39
4.6. Procedimento experimental.....	39
4.6.1. Partida e inoculação.....	39

4.6.2. Operação do reator <i>UASB</i> e do RRLF	40
5. Resultados e discussões	41
5.1. Características do afluente e efluente.....	41
5.2. Avaliação do desempenho.....	43
5.2.1. Tempo de detenção hidráulica e vazão	43
5.2.2. Temperatura	45
5.2.3. Oxigênio dissolvido	46
5.2.4. Demanda química de oxigênio	46
5.2.5. Sólidos	53
5.2.6. Potencial hidrogeniônico	61
5.2.7. Alcalinidade	62
5.2.8. Ácidos voláteis totais	63
5.2.9. Nitrogênio	64
5.3. Interações entre parâmetros físico-químicos	68
6. Conclusões e recomendações.....	72
7. Referências bibliográficas.....	75
Anexo 1.	78
Índice.....	85

LISTA DE TABELAS

Tabela 3-1: Aceptores de elétrons.....	6
Tabela 3-2: Dados experimentais obtidos em diferentes concepções de reatores para o polimento (remoção de sólidos) de efluentes de reatores anaeróbios.....	11
Tabela 3-3: Padrões de qualidade para corpos receptores (Água doce, classes 1, 2 e 3)	13
Tabela 3-4: Formas e estados de oxidação do nitrogênio	14
Tabela 3-5: Constantes cinéticas do processo de nitrificação.	20
Tabela 4-1: Parâmetros analisados, métodos empregados e locais de realização.	39
Tabela 5-1: Resumo dos valores médios obtidos para os parâmetros do item 4.5, durante a etapa 1 do sistema.	42
Tabela 5-2: Resumo dos valores médios obtidos para os parâmetros do item 4.5, durante a etapa 2.....	43
Tabela 6-1: Valores médios obtidos de vazão do sistema.....	79
Tabela 6-2: Valores médios obtidos de temperatura do sistema	79
Tabela 6-3: Valores médios obtidos de DQO _t , DQO _r do sistema	80
Tabela 6-4: Valores médios obtidos de eficiência do reator <i>UASB</i> , do RRLF e do sistema.....	80
Tabela 6-5: Valores médios obtidos de pH, AVT e AB do sistema	81
Tabela 6-6: Valores médios obtidos de sólidos do afluente.....	81
Tabela 6-7: Valores médios obtidos de sólidos do efluente do reator <i>UASB</i>	81
Tabela 6-8: Valores médios obtidos de sólidos do efluente do RRLF.....	82
Tabela 6-9: Valores médios obtidos de nitrogênio do afluente.....	82
Tabela 6-10: Valores médios obtidos de nitrogênio do efluente do reator <i>UASB</i>	83
Tabela 6-11: Valores médios obtidos de nitrogênio do efluente do RRLF.....	83
Tabela 6-12: Valores médios obtidos de OD do sistema	84

LISTA DE FIGURAS

Figura 3-1 Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia (com redução de sulfato).	8
Figura 3-2: Conversão biológica nos sistemas aeróbios e anaeróbios.	9
Figura 3-3: Transformação do nitrogênio nos processos de tratamento biológicos.	15
Figura 4-1: Localização da instalação do sistema demarcado como E.T.E.	31
Figura 4-2: Vista da estação de tratamento de esgoto da USP - São Carlos.	32
Figura 4-3: Representação esquemática do sistema reator <i>UASB</i> seguido do RRLF: Tanque Pulmão (1); Bomba de recalque do esgoto afluyente ao reator <i>UASB</i> (2); reator <i>UASB</i> (3); Reator radial de leito fixo (RRLF) (4).	32
Figura 4-4: Foto do sistema de tratamento.	33
Figura 4-5: Vista superior do reator <i>UASB</i> e do RRLF mostrando as principais características e componentes.	35
Figura 4-6: Corte do reator <i>UASB</i> e do RRLF mostrando as principais características e componentes.	36
Figura 4-7: Foto ilustrativa do RRLF.	37
Figura 4-8: Coleta do lodo.	38
Figura 5-1: Variação do tempo de detenção hidráulica e da vazão durante o experimento.	44
Figura 5-2: Variação da temperatura relacionada com a eficiência do sistema durante o experimento.	45
Figura 5-3: Variação do oxigênio dissolvido e da vazão de ar durante o experimento. .	46
Figura 5-4: Variação da DQO_t durante o experimento.	48
Figura 5-5: Variação da DQO_f durante o experimento.	49
Figura 5-6: Variação da eficiência relacionada com o carregamento orgânico volumétrico (COV) durante o experimento.	50
Figura 5-7: Variação da relação entre DQO_t e DQO_f durante o experimento.	51
Figura 5-8: Distribuição de freqüência dos resultados de DQO_t na primeira etapa.	52
Figura 5-9: Distribuição de freqüência dos resultados de DQO_t na segunda etapa.	53
Figura 5-10: Variação dos sólidos totais durante o experimento.	54
Figura 5-11: Variação dos sólidos suspensos totais durante o experimento.	56
Figura 5-12: Variação dos sólidos suspensos voláteis durante o experimento.	57
Figura 5-13: Variação dos sólidos suspensos fixos durante o experimento.	58

Figura 5-14: Distribuição de frequência dos resultados de SST na primeira etapa.	59
Figura 5-15: Distribuição de frequência dos resultados de SST na segunda etapa.	59
Figura 5-16: Variação do pH durante o experimento.	61
Figura 5-17: Variação da alcalinidade a bicarbonato durante o experimento.	63
Figura 5-18: Variação de AVT durante o experimento	64
Figura 5-19: Variação de NTK durante o experimento.	65
Figura 5-20: Variação de N-amon durante o experimento.....	66
Figura 5-21: Balanço de massa das diversas formas de nitrogênio.	67
Figura 5-22: Relação entre carga orgânica volumétrica e eficiência do <i>UASB</i> na remoção de matéria orgânica, na segunda etapa do experimento.....	69
Figura 5-23: Relação entre carga orgânica volumétrica e eficiência do <i>UASB</i> na remoção de matéria orgânica, na primeira etapa do experimento.	70
Figura 5-24: Relação entre sólidos suspensos totais e eficiência do RRLF na remoção de matéria orgânica, na segunda etapa do experimento.....	71

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

- $\mu_{\text{máx}}$: velocidade máxima de crescimento específico;
- AB: Alcalinidade a bicarbonato;
- AVT: Ácidos Voláteis Totais;
- ANAMMOX*: *anaerobic ammonium oxidation*;
- BRS: bactérias redutoras de sulfato;
- C/N : relação carbono/nitrogênio;
- CNPq: Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico;
- CONAMA: Conselho Nacional do Meio Ambiente;
- COV: Carga Orgânica Volumétrica;
- DQO: Demanda Química de Oxigênio;
- DQO_f : demanda química de oxigênio de amostra filtrada em membrana de 1,2 μm ;
- EESC: Escola de Engenharia de São Carlos;
- ETE: estação de tratamento de esgoto;
- FAPESP: Fundação de Amparo a Pesquisa de São Paulo;
- NTK: Nitrogênio Total Kjeldahl;
- N-org: Nitrogênio na forma orgânica.
- N-NH₃: Nitrogênio na forma de gás amoníaco;
- N-NH₄⁺: Nitrogênio na forma de íon amônio;
- N-NO₂⁻: Nitrogênio na forma de nitrito;
- N-NO₃⁻: Nitrogênio na forma de nitrato;
- N₂: Nitrogênio molecular;
- N₂O: Óxido nitroso;
- NO: Óxido nítrico;
- OD: Oxigênio Dissolvido;
- OLAND*: *oxygen limited autotrophic nitrification denitrification*;
- pH : potencial hidrogeniônico;
- RAHLF: Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo;
- RAHLFa : Reator Anóxico Horizontal de Leito Fixo;
- RDNA: redução dissimilatória do nitrato a nitrogênio amoniacal;

RRLF: Reator Radial de Leito Fixo;
RARLF: Reator Aerado Radial de Leito Fixo;
RMRLF: Reator Misto Radial de Leito Fixo;
SBR: Sequencing Batch Reactor;
SDT: Sólidos Dissolvidos Totais;
SDF: Sólidos Dissolvidos Fixos;
SDV: Sólidos Dissolvidos Voláteis;
SST: Sólidos Suspensos Totais;
SSF: Sólidos Suspensos Fixos;
SSV: Sólidos Suspensos Voláteis;
ST: Sólidos Totais;
STF: Sólidos Totais Fixos;
STV: Sólidos Totais Voláteis;
SHARON: single reactor high activity ammonia removal over nitrite;
SND: simultaneous nitrification/denitrification;
TDH: tempo de detenção hidráulica;
TRC: tempo de retenção celular;
UASB: upflow anaerobic sludge blanket;
USP: Universidade de São Paulo;
 $Y_{máx}$: coeficiente máximo de produção de biomassa.

RESUMO

Os sistemas combinados anaeróbio/aeróbio para tratamento de esgotos sanitários têm sido considerados alternativas viáveis do ponto de vista técnico-econômico em relação aos sistemas tradicionais. Este trabalho apresenta os resultados obtidos com uma nova configuração de reator, composto por uma unidade central - um reator anaeróbio de manta de lodo (*UASB*) modificado de 286 L, associado a um reator radial aerado de leito fixo (*RRLF*) de 215 L, disposto de maneira a circundar a zona de separação sólido/líquido/gás do reator *UASB*. A principal modificação no reator *UASB* foi, portanto, a incorporação, junto à sua parede externa, do *RRLF*. A alimentação do *RRLF* com o efluente do *UASB* dá-se através de abertura laterais na parede do *UASB*, o que permitiu eliminar as calhas de coleta e sistemas de alimentação do segundo reator.

Esse sistema foi alimentado com esgoto sanitário obtido da rede coletora de esgotos do Campus da USP de São Carlos. Esperava-se obter remoção considerável de matéria orgânica solúvel e particulada, bem como a remoção parcial de nitrogênio.

Foram obtidas eficiências médias de remoção de matéria orgânica (expressa como demanda química de oxigênio - DQO) e de sólidos suspensos voláteis (SSV), de 80 % e 89 %, respectivamente. Em condições de operação estável, os valores de DQO e SSV no efluente atingiram $110 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $16 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Observou-se, também, que o sistema apresentou grande estabilidade operacional, tendo a taxa de carregamento orgânico volumétrica atingido valores da ordem de $4,0 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Nessas condições, o sistema atingiu eficiências de remoção de DQO e SSV da ordem de 90 %.

O sistema misto ensaiado mostrou ser uma configuração promissora, pois promoveu a remoção eficiente de matéria orgânica e de sólidos suspensos. Considera-se, no entanto, a necessidade de se introduzirem modificações no projeto do *RRLF* que permitam o estabelecimento dos processos de nitrificação e desnitrificação nesse reator, uma vez que foi obtida baixa eficiência de nitrificação e, conseqüentemente, a remoção de nitrogênio foi prejudicada.

Palavras-chave: reator UASB; reator radial; esgoto sanitário; nitrificação; desnitrificação; escala piloto.

ABSTRACT

Integrated anaerobic/aerobic systems have been considered feasible alternatives concerning technical and economic aspects for treating domestic wastewaters.

This paper presents the results obtained from the operation of this new reactor configuration, made up of a central unit – an upflow anaerobic sludge blanket reactor (*UASB*), with a working volume of 286 L, associated to a radial-flow aerobic immobilized-biomass (*RAIB*), with a working volume of 215 L. The *RAIB* reactor circles the solid/liquid/gas separation zone.

The main modification in the *UASB* reactor concerns this association with the *RAIB*. The *UASB* effluent was distributed through openings along its side walls to the *RAIB*, allowing the elimination of collecting channels and feeding devices from the latter reactor.

The objective of this work was to promote organic matter (raw and soluble) and nitrogen removal from domestic sewage.

Organic matter (as COD) and volatile suspended solids removal achieved efficiencies of 80 % and 89 %, respectively. Under stable operational conditions, the system effluent presented COD and volatile suspended solids values of 110 mg·L⁻¹ and 16 mg·L⁻¹, respectively. Efficiencies of 90 % for COD and volatile suspended solids removal were achieved with a organic loading rate of 4,0 kg COD·m⁻³·d⁻¹.

This integrated system has shown to be a valid configuration, efficiently removing organic matter and suspended solids from the domestic wastewater. However, contrarily to expectations based on the previous studies with *RAIB*, nitrification was poor. Therefore, modifications to the *RAIB* design must be considered for the establishment of nitrogen removing processes.

Keywords: *UASB*, radial reactor, domestic sewage, nitrification, denitrification, pilot scale.

1. INTRODUÇÃO

Uma coisa que não devemos esquecer é de dar sempre um passo à frente... um passo, por menor que seja.

J. Steinbeck (1902-1968)

A situação sanitária brasileira revela um enorme déficit quanto ao tratamento dos esgotos sanitários, principalmente os gerados nas áreas urbanas. Do ponto de vista tecnológico, a busca de soluções sustentáveis, sob o aspecto social, ambiental e econômico, deve ser a premissa básica para atendimento dessas necessidades.

O crescente desenvolvimento do processo anaeróbio, nas últimas décadas, vem provocando mudanças profundas na concepção dos sistemas de tratamento de águas residuárias.

A busca por tecnologias eficientes e de baixo custo é devida ao fato de as normas legais apresentarem a tendência de, no decorrer do tempo, tornarem-se mais restritivas. Ademais, quando se trata da saúde da população, é importante mais que seguir leis, promover o estado de bem estar a que todos têm direito. Compreende-se assim, a importância do desenvolvimento de sistemas para remoção de matéria orgânica e compostos nitrogenados de águas residuárias, que permitam congregiar processos eficazes e economicamente viáveis. Para que isso ocorra, é necessário o desenvolvimento continuado de propostas que possibilitem a obtenção desses efluentes e a melhor compreensão dos sistemas.

Os reatores *UASB* têm sido amplamente aplicados como principal unidade de tratamento biológico de águas residuárias. Em muitos países onde o clima é favorável, como

o Brasil e outros países da América Latina, África e Ásia, esse tipo de reator tem sido empregado, também, no tratamento de esgotos sanitários. A desvantagem que apresenta é própria aos processos anaeróbios, a produção de efluente que contém fração remanescente relativamente elevada de matéria orgânica, expressa como DQO, compostos reduzidos, como os íons amônio e sulfeto, além de fosfatos. Por este motivo, muitos dos sistemas de tratamento que utilizam reatores anaeróbios como unidade principal para a remoção da fração orgânica presente nos esgotos sanitários requerem unidades de pós-tratamento. Além disso, o sulfeto presente nos efluentes tem sido considerado responsável pela baixa aceitação do processo, principalmente pela população adjacente aos reatores, devido ao odor característico que é sentido mesmo se presente, na atmosfera, em concentrações muito baixas. Por esses motivos, a aplicação da tecnologia anaeróbia, apesar das vantagens significativas que apresenta, está condicionada à presença de unidades de pós-tratamento nos sistemas, as quais são responsáveis pela adequação ambiental e estética dos efluentes.

O principal objetivo do pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios é o de completar a remoção da matéria orgânica, bem como proporcionar a remoção de constituintes pouco afetados no tratamento anaeróbio (nutrientes e patogênicos).

Em relação a remoção do excesso de nitrogênio das águas residuárias é necessária tanto porque as formas reduzidas de nitrogênio consomem o oxigênio dissolvido dos corpos d'água, como porque a presença de concentrações elevadas de nitrogênio, em algumas de suas formas, favorece o crescimento excessivo de algas e pode causar eutrofização de lagos e represas (BERNARDES & KLAPWIJK, 1996¹ *apud* GARBOSSA, 2003). Além desses aspectos, em pH básico e concentrações acima de $0,25 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, a amônia pode afetar o crescimento de diversas espécies de peixes. No que se refere à saúde pública, a presença de nitratos em elevadas concentrações nas águas de abastecimento pode causar a metahemoglobinemia, doença conhecida como a Síndrome do Bebê Azul. Dessa forma, é importante reduzir a emissão de compostos nitrogenados nos corpos receptores.

¹ BERNARDES, R.S. & KLAPWIJK, A. (1996). Biological nutrient removal in a sequential batch reactor treating domestic wastewater. *Water Science and Technology*, v.33, n.3, p.29-38.

O processo convencional de remoção de nitrogênio pode ser descrito em duas etapas principais, nitrificação e desnitrificação. Consiste na remoção de nitrogênio da água residuária através de processos biológicos que levam à formação de N_2 como produto final.

Segundo Verstraete & Philips (1998) existem outros métodos não convencionais para promover a remoção do nitrogênio, entre eles o *SHARON* (*single reactor high activity ammonia removal over nitrite*), que consiste no estabelecimento de um curto-circuito da nitrificação para a desnitrificação. Outro exemplo é o processo denominado *ANAMMOX* (*anaerobic ammonium oxidation*), que consiste na oxidação anaeróbia do íon amônio. Há ainda, o *SND* (*simultaneous nitrification/denitrification*), pelo qual ocorre o processo de nitrificação e desnitrificação no mesmo reator (MÜNCH *et al.*, 1996).

Recentemente, vários pesquisadores têm proposto sistemas biológicos combinando os reatores anaeróbios, numa primeira etapa, seguidos de unidades de pós-tratamento, com bons resultados no polimento de efluentes e remoção de nutrientes. No âmbito do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico (PROSAB), várias alternativas de pós-tratamento foram desenvolvidas, entre elas, reatores aeróbios, disposição no solo, tratamento físico-químico e lagoas de estabilização. Quando se deseja a remoção de nutrientes, especialmente o nitrogênio, os sistemas combinados anaeróbio-aeróbios têm sido os mais empregados.

Garbossa (2003) desenvolveu uma nova configuração de sistema misto anaeróbio/aeróbio de leito fixo, com matrizes cúbicas de espuma de poliuretano, para tratamento de esgoto sanitário doméstico, para remoção de matéria orgânica, sólidos e macro-nutrientes. O sistema, composto por dois reatores operados seqüencialmente, dispunha de um reator misto radial de leito fixo para tratamento e nitrificação de esgoto sanitário e reator anóxico horizontal de leito fixo para a desnitrificação da água residuária. O RRLF e o RAHLFa foram operados com um tempo de detenção hidráulica de 6,3 h e 3,2 h e apresentou uma eficiência na remoção de DQO de 81 % e na remoção de SSV foi de 62 %. Com o TDH de 18 h para o RRLF e o TDH de 7 h para o RAHLFa, o sistema apresentou eficiência de remoção de DQO de 88 % e redução de 86 % para SSV. A eficiência de remoção do N-amon foi de 99 %. Além da boa remoção de N-amon, as condições operacionais favoreceram o processo de nitrificação e desnitrificação simul-

tânea no RRLF. Esse processo foi responsável pela desnitrificação parcial do N-NO_3^- , que atingiu remoção máxima de 70 %.

Devido aos bons resultados obtidos por Garbossa (2003) no sistema apresentado, a linha de pesquisa ganhou amplitude para serem investigadas novas possibilidades dessa configuração. Dessa forma, a proposta desta pesquisa de mestrado foi estudar o reator radial de leito fixo modificando-o e substituindo compartimento anaeróbio por um reator mais robusto, um reator *UASB*, para a remoção de matéria orgânica. O sistema, portanto, objetivou o tratamento e o pós-tratamento de esgoto sanitário, utilizando-se um reator *UASB* seguido de um reator radial de leito fixo para remoção de nitrogênio. Assim a proposta é avaliar a viabilidade técnica dessa nova configuração de sistema, unindo suas vantagens e contribuindo para a busca de sistemas compactos e eficientes no tratamento de águas residuárias.

2. OBJETIVOS

*Se há dias amargos, há-los também tão suaves!
Qual o mel que nunca enjoou? Qual o mar que não
conhece tempestade?*

André Chénier (1762-1794)

2.1. GERAL

O objetivo geral desta pesquisa foi avaliar o desempenho de nova concepção de sistema anaeróbio/ aeróbio/ anóxico, composto por um reator *UASB* (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo) e *RRLF* (Reator Radial de Leito Fixo), em escala piloto, operados em seqüência, destinados ao tratamento de esgoto sanitário.

2.2. ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos do trabalho foram:

- (a) Verificar o desempenho do sistema (*UASB* + *RRLF*) na remoção de matéria orgânica;
- (b) Verificar o desempenho do sistema (*UASB* + *RRLF*) na retenção de sólidos suspensos;
- (c) Verificar o desempenho do sistema (*UASB* + *RRLF*) em realizar a nitrificação.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Há duas formas de conhecimento: ou dominamos o assunto ou sabemos onde encontrá-lo.

Samuel Johnson (1709-1784)

3.1. BIOTECNOLOGIA ANAERÓBIA

O principal objetivo do tratamento biológico de esgoto sanitário é a remoção de matéria orgânica carbonácea e macro-nutrientes, como nitrogênio e fósforo. Os processos biológicos envolvidos na transformação desses elementos são o aeróbio, pelo qual os microrganismos utilizam o oxigênio como acceptor final de elétrons para realizar a decomposição da matéria orgânica e o anaeróbio, em que a remoção da matéria orgânica pode ocorrer por catabolismo fermentativo, na ausência de um acceptor de elétrons, consistindo em uma transferência intramolecular de elétrons, ou seja, em um rearranjo dos elétrons dentro de uma molécula, e o catabolismo oxidativo (respiração), em que a oxidação da matéria orgânica ocorre com o uso de um acceptor final de elétrons presente na fase líquida (nitrato, sulfato). Na Tabela 3-1 são apresentados alguns dos aceptores de elétrons das reações de oxidação que ocorrem no tratamento de esgotos.

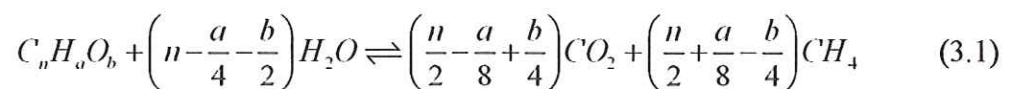
Tabela 3-1: Aceptores de elétrons.

Condições	Aceptor de eletrons
Aeróbias	Oxigênio (O ₂)
Anaeróbias	Sulfato (SO ₄ ²⁻)
	Nitrato (NO ₃ ⁻)

São tecnologias simples e de baixo custo, com algumas vantagens em relação ao tratamento aeróbio de águas residuárias, entre elas, baixa produção de sólidos (cerca de 5 a 10 vezes inferior), baixo consumo de energia, baixa demanda por área, baixo custo de implantação e tolerância a elevadas cargas orgânicas.

Entretanto, como toda tecnologia, também possui algumas desvantagens. Entre elas, a necessidade de pós-tratamento para o efluente, a possibilidade de geração de maus odores e a necessidade de remoção de nitrogênio, fósforo e organismos patogênicos. Contudo deve-se considerar que poucas unidades de tratamento biológico conseguem promover a remoção eficiente de nutrientes e de microrganismos patogênicos.

A digestão anaeróbia é caracterizada pela produção de metano e dióxido de carbono, apresentada na eq. (3.1). (BUSWELL & MUELLER, 1952¹ *apud* SPEECE, 1996).



Na conversão biológica anaeróbia de esgoto sanitário para metano, é necessário simbiose entre microrganismos. Uma representação esquemática dos grupos bacterianos e fases da digestão anaeróbia é mostrada na Figura 3-1.

¹ BUSWELL, A.M. & MUELLER, H.F. (1952), Mechanisms of methane fermentation, **Ind. Eng. Chem.**, v. 44, p. 550.

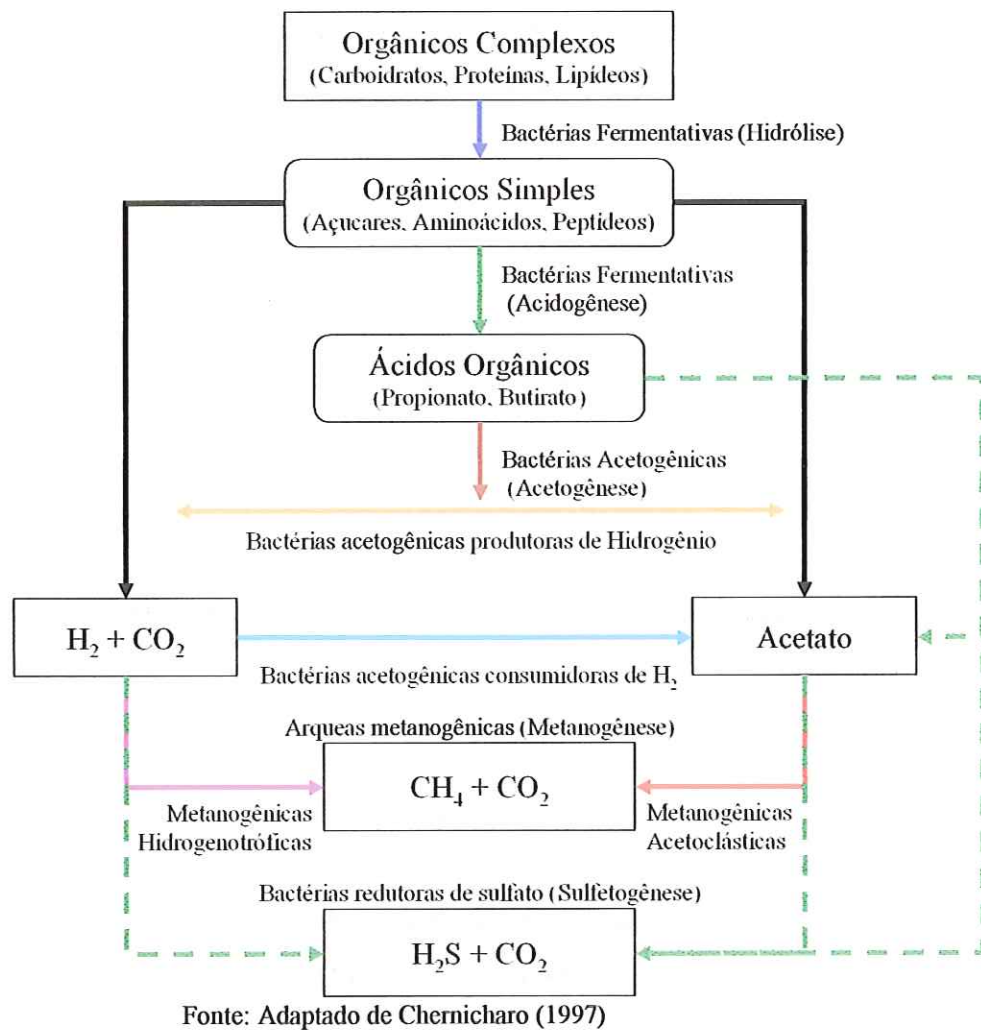


Figura 3-1 Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia (com redução de sulfato).

A disposição final do lodo descartado de sistema anaeróbio é tão problemática quanto a do sistema aeróbio. Entretanto, o excesso de lodo descartado de sistemas anaeróbios apresenta-se, em geral, mais estabilizado e necessita menor tempo de secagem a céu aberto, quando comparado com o lodo proveniente dos processos aeróbios. Porém, a principal vantagem é que a produção de lodo em excesso, em sistemas anaeróbios, é significativamente menor, correspondendo à cerca de 5 – 20 % da produzida em sistemas aeróbios. Além disso, sob condições anaeróbias, aproximadamente 70 a 90 % da DQO da água residuária é convertida a gás metano, como se pode observar na Figura 3-2. (SPEECE, 1996). Entretanto, deve-se ressaltar que para tratamento de águas residuárias de baixa concentração de matéria orgânica (esgoto sanitário), a eficiência tem sido no máximo 70 %. Dessa maneira, além da produção de lodo, o consumo de energia

também é inferior, devido à não utilização de aeradores, havendo ainda, em alguns casos, a possibilidade de uso do gás metano como fonte de energia.

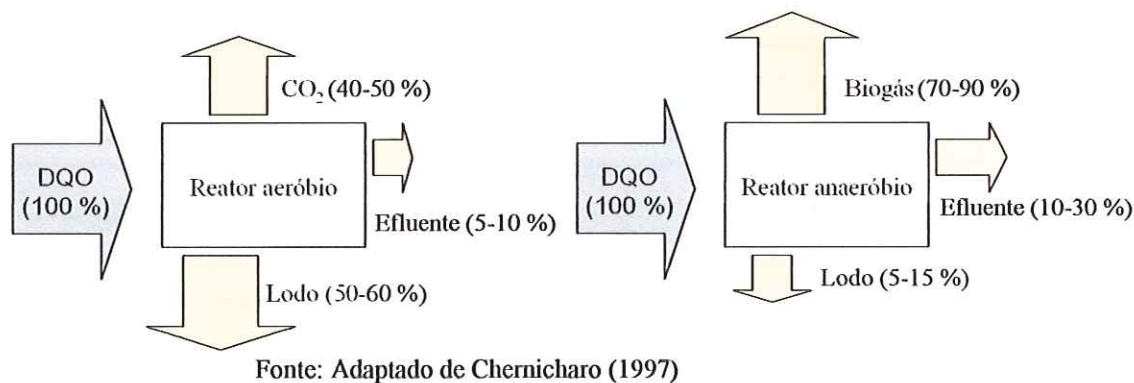


Figura 3-2: Conversão biológica nos sistemas aeróbios e anaeróbios.

3.1.1. Utilização de reator *UASB* para tratamento de esgoto sanitário

Segundo Campos (1996) a proposição e a difusão do reator *UASB* é atribuída a Lettinga e colaboradores, que, em 1973, efetuaram montagem de unidade em escala de laboratório, na Universidade de Wageningen – Holanda. Logo em seguida foram construídas unidades piloto com volume de 6 m³ e 300 m³, recebendo como afluente águas residuárias de indústrias produtoras de açúcar de beterraba. Esses reatores apresentavam as condições que caracterizam o reator de manta de lodo, tal como ora é conhecido.

Segundo van Haandel & Lettinga (1994) o dispositivo característico mais importante deste tipo de reator é o separador de fases – separador do gás (biogás), líquido (efluente) e sólido (lodo) – distinguindo-se quatro funções diferentes: (1) coleta do biogás produzido na zona de digestão abaixo do separador; (2) sedimentação de sólidos em suspensão na parte superior do reator; (3) manutenção de concentração baixa de baixa sólidos sedimentáveis no efluente e (4) armazenamento de lodo no espaço acima do separador durante períodos de sobrecarga hidráulica.

A utilização de reatores de manta de lodo para o tratamento de esgotos domésticos já é uma realidade no Brasil. As experiências bem-sucedidas em diversas localidades são um forte indicativo do potencial dos reatores de manta de lodo para o tratamento dos esgotos domésticos. (CHERNICHARO, 1997).

Embora com várias denominações no Brasil, este reator se consagrou no mundo todo como *UASB* (*upflow anaerobic sludge blanket*). Há certa semelhança com o filtro anaeróbio ascendente, tendo este inclusive servido como modelo inicial do desenvolvimento que se seguiu. A diferença primária é que o *UASB* não possui qualquer material de enchimento para servir de suporte para a biomassa. A imobilização dos microrganismos ocorre por meio de auto-adesão, formando flocos ou grânulos densos suspensos, que se dispõem em camadas de lodo a partir do fundo do reator. Como qualquer reator biológico, ele tem vantagens e desvantagens. No entanto, sua utilização tem demonstrado ser ele o de maior sucesso entre os reatores anaeróbios até o momento. (KATO *et al.*, 1999).

Draaijer *et al.* (1991)¹ *apud* Sousa & Foresti (1996) discutem o comportamento do tratamento anaeróbio de esgoto de Kampur, Índia. Esses autores confirmam que foi construído um reator *UASB* de 1 200 m³ de volume em três compartimentos paralelos. Durante o período de doze meses a remoção média de DQO foi de 74 % e 75 % de SST operando com um TDH de 6 horas.

Sousa & Foresti (1996) operaram um reator *UASB*, utilizando esgoto sintético, com temperatura média de 30 ± 1 °C, com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 4 horas e um tempo de retenção celular (TRC) de 130 dias, apresentando eficiência na remoção de matéria orgânica, como DQO, de 86 % e em relação ao nitrogênio (NTK) apresentou eficiência de 26%, e ainda 87% de sólidos suspensos voláteis (SSV) e 44% de fósforo.

Torres & Foresti (2001) operaram um reator *UASB* seguido de um reator operado em bateladas seqüenciais (SBR) com a temperatura ambiente média de 21 ± 2 °C em escala piloto. Segundo os autores, grandes parcelas da DQO e dos SS foram removidas no reator anaeróbio *UASB*, o que é muito favorável do ponto de vista de custos operacionais, pois a redução da carga orgânica a ser tratada posteriormente no reator aeróbio implica em diminuição significativa dos custos.

De acordo com Torres & Foresti (2001) quando o reator *UASB* foi operado com tempo de detenção hidráulica de 6 h, atingiram-se eficiências de remoção de DQO e de SS da ordem de 71 % e 62%, respectivamente. Em relação à remoção dos nutrientes, ocor-

reu a quase completa amonificação das formas de nitrogênio presentes no efluente (98%), e a remoção de fósforo de 14%.

Agrawal *et al.* (1997) operaram um reator *UASB* com esgoto sintético com DQO média de $300 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ durante 700 dias. Pôde-se observar que ocorreu a granulação após 9 meses de operação. Com um tempo de detenção hidráulica de 9 h os resultados obtidos foram: DQO solúvel e total, $81 \% \pm 5 \%$ e $73 \% \pm 7 \%$, respectivamente.

3.1.2. Sistemas de polimento de efluentes de reatores anaeróbios

Apesar das vantagens dos reatores anaeróbios para o tratamento de esgotos nos países de clima tropical, eles apresentam dificuldades de enquadrar seus efluentes nos padrões de lançamentos nos corpos receptores. Então, o pós-tratamento é de grande importância para a remoção da matéria orgânica residual. Às vezes, este não se faz necessário ou, devido ao alto custo de implementação das unidades de remoção dos macronutrientes (fósforo e nitrogênio), aplica-se um outro sistema anaeróbio.

Existem diversas configurações possíveis para sistemas de tratamento águas residuárias destinados ao polimento dos efluentes dos reatores anaeróbios. Alguns trabalhos são apresentados na Tabela 3-2.

Tabela 3-2: Dados experimentais obtidos em diferentes concepções de reatores para o polimento (remoção de sólidos) de efluentes de reatores anaeróbios.

1 DRAAIJER, H.; MAAS, J.A.W; SCHAAPMAN, J.E.; KHAN, A. (1991). Performance of the 5MLD *UASB* reactor for sewage treatment at Kanpur, Índia. In: **International symposium of anaerobic digestion**. São Paulo, Paper preprints. IWAPRC. p.115-124.

Autores	Reatores	Fases	Taxa de aplicação ($m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$)	TDE (l)	Concentração de SST do efluente ($mg \cdot L^{-1}$)	Eficiência de Retenção (%)	Temperatura ($^{\circ}C$)	
Eodík <i>et al.</i> (2003)	Reator Compartimentado (RC) com reator aeróbio (RA)	Partida	-	RC	5,4-12,7	87-94	12,0-20,0	
		Inverno	-	15,2	3,8	91-93	4,5-12,5	
		Verão	-	13,7-16,0	3,5-4,2	11,0-12,4	81-82	12,0-23,0
Chernicharo e Nascimento (2001)	UASE com Filtro Percolador (FE)	1	3,4 (FP)	13,5-14,8	3,4-4,0	39,3-41,2	88	
		2	6,8 (FP)		15	89		
		3	10,3 (FP)		11	80		
		4	13,7 (FP)	4,0 (UASEB)	18	86	Não Informado	
		5	13,7 (FP)		14	87		
		6	17,1 (FP)		26	79		
		7	20,4 (FP)		36	73		
		8	30,6 (FP)		29	79		
Chernicharo e Machado (1998)	UASE com 2 filtros anaeróbios (FAa)	1	-	UASE	14-15	97-97		
		2	-	6	24	90-94		
		3	-	6	12	10-21	84-92	
		4	-	4	5	9-20	84-93	Não Informado
		5	-	4	3	9-16	84-93	
		6	-	4	2	18-51	64-87	
		7	-	4	1,5	21-32	78-86	
Chernicharo <i>et al.</i> (2001)	UASE com disposição al. no solo (DS)	1	4,80-14,40 (DS)	-	17-21	-	Não Informado	
		2	11,52 (DS)	-	57	-		
Sousa <i>et al.</i> (2000)	UASE com 4 wetlands (WL)	WL 1	2,30 $cm \cdot d^{-1}$ (WL)	UASE	WL			
		WL 2	4,5 $cm \cdot d^{-1}$ (WL)	10 d				
		WL 3	3,30 $cm \cdot d^{-1}$ (WL)	3 e 6		48-71	Não Informado	
		WL 4	2,30 $cm \cdot d^{-1}$ (WL)	10 d				
Aisse <i>et al.</i> (2000)	UASE com FB ¹ e FEAS ²	FB	21,22	-	-	64,3	Não Informado	
		FEAS	16,67	-	-	75,9		
Cavalcanti <i>et al.</i> (2000)	UASE com lagoa de polimento (LP)	1	-	UASE	LP	84	26±1	
		2	-	3	5 d	96		
Torres e Foresti (2001)	UASE com SER	1	-	UASE	SER ³	18	86	
		2	-	6	12	18	86	
		3	-	6	6	20	85	
		4	-	4	4	20	85	

1 Filtro Biológico

2 Filtro Biológico Atorado Submerso

3.2. REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO

Em reatores biológicos que tratam esgoto sanitário, as principais fontes de nitrogênio são o orgânico e o amoniacal. São essas as principais formas de nitrogênio que chegam às estações de tratamento de águas residuárias, provenientes de residências, atividades agrícolas e industriais.

A matéria nitrogenada inorgânica afluenta é representada pelo N-Amon (nitrogênio amoniacal), nas formas livre (NH_3) e ionizada (NH_4^+), sendo que a predominância de

uma forma ou de outra dessas espécies químicas de nitrogênio depende do pH. Em esgotos sanitários, raramente estão presentes as formas oxidadas (nitrito e nitrato).

Metcalf & Eddy (1991) reportam que a concentração de nitrogênio, em esgoto tipicamente doméstico, varia entre 20 e 85 mgN·L⁻¹, e cerca de 60 % se encontra na forma amoniacal e 40 % na forma de nitrogênio orgânico.

A concentração de Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK), que inclui as frações de nitrogênio orgânico e amoniacal, situa-se, geralmente, na faixa de 40 a 60 mg·L⁻¹, ou seja, corresponde a, aproximadamente, 6 % a 12 % da DQO afluente. Da concentração total, cerca de 75 % é nitrogênio amoniacal e 25 % nitrogênio orgânico (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

A legislação brasileira classifica as águas em doces, salobras e salinas, com base nos seus usos preponderantes. Além disso, dependendo do nível de qualidade a ser alcançado e/ou mantido no corpo receptor, elas são enquadradas em classes: águas doces (classe especial, 1, 2, 3 e 4); águas salinas (classe 5 e 6) e águas salobras (classe 7 e 8). Na Tabela 3-3 são apresentados alguns dos padrões de qualidade previstos na Resolução CONAMA nº 357/2005 relacionados com as águas doces. Atualmente, grande parcela dos cursos d'água existentes no território nacional é enquadrada como classe 2.

Tabela 3-3: Padrões de qualidade para corpos receptores (Água doce, classes 1, 2 e 3)

Parâmetro	Unidade	Classe		
		1	2	3
pH	-	6 a 9	6 a 9	6 a 9
DBO ₅	mg·L ⁻¹	≤ 3	≤ 5	≤ 10
OD	mg·L ⁻¹	≥ 6	≥ 5	≥ 4
Coliformes fecais	org·100 mL ⁻¹	200	1000	4000
Nitrogênio Amoniacal Total	mg N·L ⁻¹	3,7 (pH ≤ 7,5)	3,7 (pH ≤ 7,5)	13,3 (pH ≤ 7,5)
		2,0 (7,5 ≤ pH ≤ 8,0)	2,0 (7,5 ≤ pH ≤ 8,0)	5,6 (7,5 ≤ pH ≤ 8,0)
		1,0 (8,0 ≤ pH ≤ 8,5)	1,0 (8,0 ≤ pH ≤ 8,5)	2,2 (8,0 ≤ pH ≤ 8,5)
		0,5 (pH > 8,5)	0,5 (pH > 8,5)	1,0 (pH > 8,5)
Fosfato total	mg P·L ⁻¹	≤ 0,025	≤ 0,025	≤ 0,075
Nitrato	mg N·L ⁻¹	≤ 10	≤ 10	≤ 10
Nitrito	mg N·L ⁻¹	≤ 1	≤ 1	≤ 1
Sulfeto	mg S·L ⁻¹	≤ 0,002	≤ 0,002	≤ 0,3

Fonte: Resolução CONAMA nº 357/2005

Adicionalmente, a Portaria nº 518/2004, Brasil (2001), que estabelece os padrões de potabilidade para consumo humano, determina os valores máximos permitidos de 10,0 mg·L⁻¹ e 1,0 mg·L⁻¹ para nitrato e nitrito, respectivamente.

O nitrogênio inorgânico está presente, no meio, em várias formas e estados de oxidação, conforme apresentado na Tabela 3-4.

Tabela 3-4: Formas e estados de oxidação do nitrogênio

Forma	Fórmula	Estado de Oxidação do nitrogênio
Amônia	NH ₃	-3
Íon amônio	NH ₄ ⁺	-3
Nitrogênio gasoso	N ₂	0
Íon nitrito	NO ₂ ⁻	+3
Íon nitrato	NO ₃ ⁻	+5

Fonte: Adaptado de van Haandel & Marais (1999).

A matéria nitrogenada orgânica pode ser composta por uréia, aminoácidos e outras substâncias orgânicas. O estado de oxidação do nitrogênio pode ser modificado por ação de microrganismos. As possíveis transformações nos processos de tratamento biológico são simplifadamente mostradas na Figura 3-3. No decorrer da transformação biológica do nitrogênio, da forma orgânica para a forma molecular, ocorrem reações de amonificação, assimilação, nitrificação e desnitrificação.

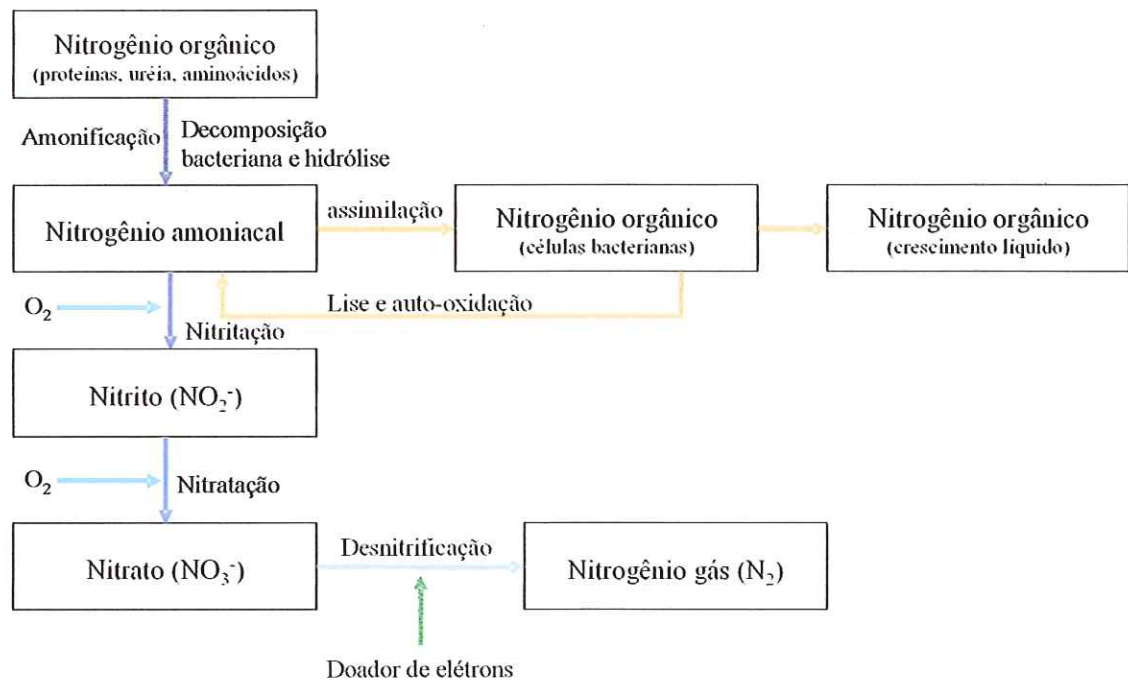


Figura 3-3: Transformação do nitrogênio nos processos de tratamento biológicos.

Algumas rotas de transformação do nitrogênio não são interessantes para os processos de tratamento, pelo fato de converterem nitrito e nitrato para óxido nitroso (N_2O), pois a influência deste composto sobre o efeito estufa é 320 vezes mais significativa que a do dióxido de carbono, além de promover destruição da camada de ozônio (SPECTOR, 1998).

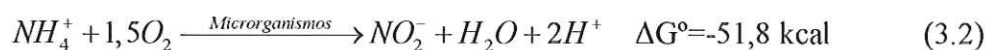
Por isso, é importante dispor de sistemas que conseguem promover a amonificação (etapa anaeróbia) e na segunda etapa promover a nitrificação (etapa aeróbia), resultando em efluentes com baixas concentrações de nitrogênio amoniacal. Entretanto deve-se lembrar que é importante a realização da etapa de desnitrificação para que consiga baixas concentrações de compostos nitrogenados no efluente.

3.2.1. Nitrificação biológica

Nos últimos anos, o ciclo do nitrogênio tem recebido muita atenção por causa do seu significado ambiental no efeito estufa, na chuva ácida e na eutrofização das águas (WIJFFELS & TRAMPER, 1995). Dentro desse processo, a nitrificação destaca-se como o fenômeno da oxidação do nitrogênio amoniacal para nitrato (NO_3^-) com a forma-

ção intermediária de nitrito (NO_2^-). As bactérias nitrificantes, que participam da remoção biológica do nitrogênio, constituem um grupo homogêneo de microrganismos estritamente aeróbios e quimioautotróficos. Esses organismos obtêm energia a partir da oxidação do nitrogênio amoniacal e nitrito, e utilizam como fonte de carbono, quase exclusivamente, o gás carbônico.

A nitrificação pode ser dividida em duas etapas intermediárias: a primeira é a conversão do nitrogênio amoniacal em nitrito que se denomina de nitrificação e a outra etapa, que consiste na transformação do nitrito para nitrato, chama-se nitratação, estas duas etapas podem ser descritas pelas equações estequiométricas (3.2) e (3.3).



Dois gêneros de bactérias são apontados como responsáveis pela nitrificação: a oxidação do nitrogênio amoniacal a nitrito é realizada pelo gênero *Nitrosomonas*, enquanto que o gênero *Nitrobacter* oxida o nitrito até nitrato. Além desses, têm sido descritos outros gêneros de bactérias oxidadoras de íon amônio em ambientes naturais, tais como *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio*, *Nitrosolobus*, *Nitrosocystis*, *Nitrospiroplea* (BOTHE *et al.*, 2000) enquanto que os gêneros *Nitrobacter*, *Nitrocystis*, *Nitrospira*, e *Nitrococcus*, *Bactoderma* e *Microderma* oxidam o nitrito até nitrato. Não foi descrito, até o momento, um organismo que possa oxidar diretamente o N-amoniacal a nitrato.

Rittman *et al.* (1994) reportaram que, apesar de haver competição entre bactérias autotróficas e heterotróficas, também existem interações benéficas a ambas: as bactérias heterotróficas produzem compostos orgânicos que estimulam as autotróficas; biodegradam compostos orgânicos inibitórios para as autotróficas; produzem polímeros extracelulares que melhoram a agregação de ambas no meio suporte (essencial para boa retenção celular); as bactérias autotróficas produzem e liberam produtos solúveis, que aumentam o fornecimento de substrato às heterotróficas.

A temperatura ótima para o crescimento das bactérias nitrificantes, segundo Barnes & Bliss (1983), está entre 25 e 36 °C, porém a nitrificação pode ocorrer em faixas bem mais amplas. Entretanto, estudos realizados por Leenen *et al.* (1997) sugerem que orga-

nismos imobilizados são menos sensíveis a mudanças de temperatura do que células em suspensão. A velocidade de consumo de oxigênio de células imobilizadas de *Nitrobacter agilis* a 10 °C foi cerca de 70 % da velocidade a 30 °C, enquanto que dos organismos em suspensão, o percentual foi de apenas 15 %.

De acordo com Ford *et al.* (1980) e Henze *et al.* (1997), o pH ótimo para a formação do nitrito e de nitrato é superior a 7. No entanto, esse valor não está bem definido. O pH ótimo encontra-se na faixa de valores entre 7 e 9, sendo 5,8 o valor mínimo. É possível que a dependência do pH esteja ligada a formação de produtos inibidores, tais como amônia livre e ácido nítrico (HNO₂). Grady *et al.* (1999) sugerem que as relações entre o nitrogênio amoniacal, nitrito, pH e a atividade dos grupos de bactérias nitrificantes são muito complexas, especialmente quando as concentrações de nitrogênio são altas. Sabe-se que o pH tem influência no equilíbrio do nitrogênio amoniacal, sendo que em valores mais elevados, há aumento da fração tóxica (NH₃). Entretanto, o pH pode ser reduzido no meio pelo consumo de alcalinidade que ocorre nesta fase. Deve-se tomar cuidado com reatores de filme fixo, pois Henze *et al.* (1997) afirmaram que, para esses sistemas, os valores de pH observados na fase líquida podem ser diferentes dos valores reais no biofilme.

As bactérias nitrificantes são mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio que as bactérias heterotróficas, conforme valores de K_s apresentados por Henze *et al.* (1997) e Grady *et al.* (1999). Entretanto, os teores mínimos a serem mantidos nos tanques de aeração dependem do sistema, tamanho dos flocos, entre outros, sendo geralmente considerados em torno de 0,2 mg·L⁻¹. Em baixas concentrações de oxigênio dissolvido, pode haver o acúmulo de nitrito e a diminuição da velocidade de crescimento das *Nitrosomonas*.

Abreu (1994)¹ *apud* Callado & Foresti (2001) citam que, em sistemas exclusivamente nitrificantes operados com baixa concentração de oxigênio dissolvido ($\cong 0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$), ocorre acumulação de nitrito e aumenta a velocidade de crescimento das bactérias da nitrificação (gênero *Nitrossomonas*), indicando que as bactérias responsáveis pela nitrata-

¹ ABREU, L.M. (1994). Aspectos microbiológicos de los procesos de nitrificación-desnitrificación. In: Taller y seminário latino-americano de tratamento anaeróbico de águas residuales. Montevideú, *Anais Montevideú*, p.55-63

ção (gênero *Nitrobacter*) são mais sensíveis às baixas concentrações de oxigênio dissolvido. Segundo Surampalli *et al.* (1997)¹ *apud* Callado & Foresti (2001) a velocidade máxima de nitrificação ocorre em concentrações de OD maiores que 2 mg·L⁻¹. No entanto, se a concentração de OD for menor que 0,5 mg·L⁻¹, o oxigênio passa a ser limitante, diminuindo ou até interrompendo a nitrificação.

O efeito da nitrificação sobre a alcalinidade, produção celular e consumo de oxigênio pode ser descrito por simples relações estequiométricas, como a eq. (3.4) global apresentada por Henze *et al.* (1997), na qual a fórmula C₅H₇NO₂ representa a composição das células.



Na nitrificação observa-se a produção de íons hidrogênio, eq. (3.2) e (3.3), há produção de 2 mols de H⁺ por mol de nitrato formado. Segundo van Haandel & Marais (1999), há consumo de 100 g de alcalinidade, na forma de CaCO₃, para cada mol de nitrogênio nitrificado, equivalente a 14 g de nitrogênio. Assim, se não fornecida alcalinidade suficiente, tem início a queda do pH, que causa inibição do processo, levando à interrupção da nitrificação. De acordo com Haandel & Marais (1999) o consumo teórico de oxigênio é igual a 4,57 mgO₂·mgN⁻¹ na nitrificação.

Devido ao baixo rendimento energético das reações de oxidação, os organismos nitrificantes crescem lentamente, com baixo rendimento celular. Para levar N-amon a NO₃⁻, faz-se necessário que o tempo de retenção celular seja suficientemente alto para permitir o desenvolvimento dos microrganismos e garantir a permanência da biomassa nitrificante no reator.

O próprio substrato pode se tornar inibidor para as bactérias, dependendo da concentração e do meio (FORD *et al.*, 1980). Geralmente, as *Nitrossomonas* sp. são consideradas mais sensíveis que as *Nitrobacter* sp., sendo que muitas substâncias orgânicas e inorgânicas podem inibir o processo de nitrificação (BARNES & BLISS, 1983). Compostos de enxofre, fenóis e cianetos têm efeito inibitório relativamente forte (HENZE *et al.*, 1997).

1 SURAMPALLI, R.; TYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J.A (1997). Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. *Bioresource Technology*, v.61,p. 151-57

Segundo Callado & Foresti (2001), com relação à disponibilidade de carbono orgânico, para baixas relações de C/N, as bactérias heterótrofas, limitadas pelo carbono, deixam amônia em excesso disponível para a nitrificação. Para altas relações de C/N, o processo de nitrificação se inibe, conseqüentemente há um aumento da concentração de amônia no efluente. Por isto, existe uma vantagem aparente em se separar a nitrificação da remoção de matéria carbonácea.

Barnes & Bliss (1983), apontaram que o modelo de Monod, mostrado na eq. (3.5), é o que melhor representa a cinética de crescimento das bactérias nitrificantes para o esgoto doméstico. Para águas residuárias com altas concentrações de nitrogênio amoniacal, a cinética pode ser descrita como de ordem zero. (HENZE *et al.*, 1997).

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{N-NH_4^+}{K_S + N-NH_4^+} \quad (3.5)$$

A Tabela 3-5 apresenta os valores das constantes cinéticas da nitrificação obtidos por Barnes & Bliss (1983) e Henze *et al.* (1997). Ao analisar a Tabela 3-5 percebe-se que os primeiros autores encontraram faixas de valores mais abrangentes, o que dificulta a utilização desses parâmetros para projetos de reatores nitrificantes. Ainda, outros autores (DINÇER & KARGI, 2000; VIEIRA *et al.*, 2000; CALLADO & FORESTI, 2001) encontraram diferentes valores para os parâmetros cinéticos, o que também dificulta a aplicação de modelos conceituais no projeto dos reatores nitrificantes.

Tabela 3-5: Constantes cinéticas do processo de nitrificação.

	Coefficiente	Unidade	Nitrificação	Nitratação	Resultante no Processo
Barnes & Bliss	$\mu_{\text{máx}}$	dia^{-1}	0,46 - 2,2	0,28 - 1,44	0,28 - 1,44
	K_S	$\text{mg N-amon}\cdot\text{L}^{-1}$	0,06 - 5,6	0,06 - 8,4	0,06 - 5,6
	$K_{S\text{O}_2}$	$\text{mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$	0,3 - 1,3	0,25 - 1,3	0,25 - 1,3
	$Y_{\text{máx}}$	$\text{mg SSV}\cdot\text{mg}^{-1}\text{ N}$	0,03 - 0,13	0,02 - 0,08	0,05 - 0,21
Henze <i>et al.</i>	$\mu_{\text{máx}}$	dia^{-1}	0,6 - 0,8	0,6 - 1,0	0,6 - 1,0
	K_S	$\text{mg N-amon}\cdot\text{L}^{-1}$	0,3 - 0,7	0,8 - 1,2	0,3 - 0,7
	$K_{S\text{O}_2}$	$\text{mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$	0,5 - 1,0	0,5 - 1,5	0,5 - 1,0
	$Y_{\text{máx}}$	$\text{mg SSV}\cdot\text{mg}^{-1}\text{ N}$	0,10 - 0,12	0,05 - 0,07	0,15 - 0,20

$\mu_{\text{máx}}$: velocidade máxima de crescimento específico; K_S : constante de saturação do N-amon; $K_{S\text{O}_2}$: Constante de saturação do O_2 ; $Y_{\text{máx}}$: Coeficiente máximo de produção de biomassa.

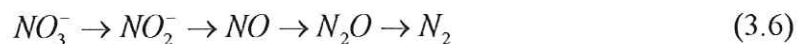
Fonte: Garbossa (2003)

3.2.2. Desnitrificação biológica

As duas vias de redução microbiológica do nitrato são a assimilatória e a dissimilatória. A primeira resulta na formação de nitrogênio amoniacal, que é utilizado na biossíntese celular e ocorre sob condições aeróbias e anaeróbias. A quantidade de nitrogênio reduzido é proporcional aos requerimentos celulares para a produção de biomassa. Já a redução dissimilatória pode ser processada de duas maneiras: a redução do nitrato para nitrogênio amoniacal e a desnitrificação (TIEDJE, 1988).

É na etapa de desnitrificação que ocorre a remoção biológica efetiva de nitrogênio, em ambiente anóxico, caracterizado pela utilização do nitrogênio inorgânico nas formas de nitrito e nitrato e sua conversão para as formas mais reduzidas, como N_2O , NO e N_2 . O processo é desenvolvido por uma variedade de microrganismos heterótrofos facultativos, os quais podem utilizar nitrato ao invés de oxigênio com acceptor final de elétrons. Entretanto, a redução dissimilatória do nitrato a nitrogênio amoniacal, na forma do íon amônio (NH_4^+), pode ocorrer no mesmo habitat no qual ocorre a desnitrificação e, até mesmo, gerar competição pelo NO_3^- .

A desnitrificação ocorre em duas etapas: na primeira o nitrato é reduzido para nitrito e, na segunda ocorre à redução do nitrito a nitrogênio gasoso, reações apresentadas na eq. (3.6).



A redução dissimilativa do nitrato amoniacal, conhecida como RDNA (redução dissimilatória do nitrato a amônia), passa pelas seguintes etapas, conforme ilustrado na eq. (3.7).



As bactérias anaeróbias facultativas autótrofas e heterótrofas são responsáveis pela desnitrificação e utilizam matéria orgânica como fonte de carbono e energia. Nos esgotos sanitários, a desnitrificação ocorre principalmente com gêneros de organismos heterotróficos, como *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum*. Em ambiente anóxico, esses organismos promovem a desnitrificação produzindo N_2 (METCALF & EDDY, 1991).

De acordo com Tiedje (1988), o desenvolvimento da população de microrganismos responsáveis pela RDNA ocorre como resultado da competição entre os metabolismos fermentativo e respiratório. O principal fator que afeta a competição entre bactérias desnitrificantes e produtoras de amônia é a proporção entre doador e acceptor de elétrons disponível.

As eqs. (3.8) e (3.9) mostram que, para que ocorra a redução de nitrato à N_2 (desnitrificação), são necessários 5 elétrons para promover o processo, enquanto que a RDNA utiliza 8 elétrons:



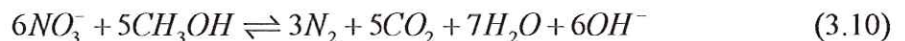
Em sistemas que apresentam baixa relação C/N, as bactérias desnitrificantes provavelmente devem ser favorecidas durante a competição, enquanto quando o doador de elétrons encontrar-se em excesso (C/N elevado), a RDNA deve ser preferida, pois o metabolismo dos microrganismos é um processo altamente regulado e a RDNA não será preferencialmente realizada quando o doador de elétrons não estiver em excesso.

A desnitrificação aumenta com a temperatura até o valor ótimo próximo a 40 °C (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). Contudo, Surampalli *et al.* (1997) relataram que a faixa se encontra no intervalo de 10 a 30 °C. Entretanto, na maioria dos estudos de desnitrificação desenvolvidos, a temperatura é mantida na faixa de 20°C a 30°C.

Henze *et al.* (1997) relataram que a faixa ótima de pH fica entre 7 e 9; para Surampalli *et al.* (1997), o pH ideal encontra-se entre 6,5 a 8,0; van Haandel & Marais (1999) indicaram que a faixa ótima, observada por diversos autores, está no intervalo de 7,0 a 7,5 e que, para pH menor que 6,0 e maior que 8,5, há grande redução de atividade de desnitrificação.

A desnitrificação recupera aproximadamente metade da capacidade de tamponamento do pH, ao produzir alcalinidade a bicarbonato. De acordo com a eq. (3.10), há a produção de 50 g d alcalinidade como CaCO₃ para cada 14 g de nitrogênio reduzido.

O metanol é, usualmente, a fonte de carbono escolhida para representar a reação de redução do nitrato a nitrito e a nitrogênio (N₂), eq. (3.10) (METCALF & EDDY, 1991).



Como o efluente de tratamento secundário apresenta baixa concentração de carbono orgânico, é necessário o fornecimento de fonte de carbono para ocorrer a desnitrificação. A seleção da fonte de carbono depende da reação com o consumo de nitrato, disponibilidade e custos. Henze *et al.* (1997) citaram alguns compostos que podem ser usados: ácido acético, glicose, metano, metanol. Pode-se, também, utilizar fontes internas de carbono; parte do afluente ou a própria biomassa são usados para redução do nitrato (SOUSA & FORESTI, 1996). Existe a tendência de utilizar-se fonte interna de carbono devido à busca de redução de custos.

Alguns autores relatam que a melhor relação C/N encontra-se próxima a 1 e explicam que o uso de uma relação C/N abaixo do ideal, leva ao acúmulo de nitrito, devido à falta de doador de elétrons implicar em impedimento da completa desnitrificação (HER & HUANG, 1995; SANTOS *et al.*, 2002)

Altas concentrações de substâncias tóxicas podem causar a inibição do processo. No entanto, como as bactérias nitrificantes são mais sensíveis a substâncias tóxicas que as

desnitrificantes, se ocorrer a nitrificação, provavelmente não haverá problema com a desnitrificação (GARBOSSA, 2003).

Altas concentrações de OD não são tóxicas às bactérias desnitrificantes. Entretanto, não haverá utilização dos íons NO_2^- e NO_3^- , pelo fato do oxigênio ser o aceptor preferencial de elétrons, pois a reação com o oxigênio é energeticamente mais favorável. Assim, é necessário manter-se baixa concentração de oxigênio no reator, preferencialmente próxima a zero, para ocorrer a desnitrificação.

Diversos autores afirmam que a cinética de desnitrificação segue o modelo de Monod. Entretanto, como na maioria dos casos a concentração de nitrato é muito maior que a sua constante de saturação, a velocidade de desnitrificação independe da concentração de substrato. Por esse motivo, de acordo com alguns autores, a reação será de ordem zero (BARNES & BLISS, 1983; HENZE *et al.*, 1997).

3.2.3. Processos não-convencionais para a remoção de nitrogênio

O processo biológico mais conhecido de remoção de nitrogênio é a nitrificação, seguida da desnitrificação, em etapas separadas. Esse é o modo pelo qual o nitrogênio é transformado em uma forma ambientalmente inofensiva, ou seja, o nitrogênio gasoso (N_2). A desvantagem deste processo reside nos altos custos envolvidos na oxidação das formas reduzidas de nitrogênio a nitrato. Adicionalmente, um segundo biorreator anóxico deve ser concebido para promover a redução do nitrato a nitrogênio gasoso, que requer a adição de doadores de elétrons exógenos (conseqüentemente aumento dos custos operacionais), já que, normalmente, a fração orgânica da água residuária prontamente utilizável para a desnitrificação é consumida nas unidades de tratamento anteriores.

Portanto, grande atenção tem sido despendida em processos alternativos para a promoção da nitrificação e desnitrificação em um único biorreator. Segundo Verstraete & Philips (1998) existem outros métodos não convencionais para promover a remoção do nitrogênio, entre eles:

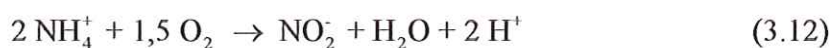
SHARON: O processo *SHARON* (single reactor high activity ammonia removal over nitri-te) consiste no estabelecimento de um curto-circuito da nitrificação para a desnitrificação. Neste processo, a nitrificação é interrompida na etapa de formação de nitrito,

impedindo-se o desenvolvimento de bactérias oxidadoras desse composto, seguindo-se a desnitrificação, levada a efeito por bactérias que promovem a redução do nitrito a nitrogênio gasoso. Portanto, economiza-se tanto no processo de aeração (já que não há necessidade de se promover a oxidação total até nitrato), quanto nos custos associados à adição do doador de elétrons (já que menos elétrons são necessários para reduzir o nitrito a nitrogênio gasoso em comparação ao nitrato). No processo *SHARON*, a manutenção de temperaturas maiores que 26 °C é fundamental, já que, a esta temperatura, as bactérias oxidadoras de nitrito (*Nitrobacter* sp., por exemplo) crescem a velocidades específicas menores que as oxidadoras do íon amônio a nitrato (*Nitrosomonas* sp., por exemplo). Portanto, com a utilização de reatores de mistura completa, operados a taxas de diluição controladas e a temperaturas maiores que 26 °C, é possível promover o arraste seletivo de bactérias oxidadoras de nitrito para fora do biorreator. Este processo já está sendo aplicado para águas de processamento de lodo de uma estação de tratamento de esgoto em Rotterdam, em um reator *SHARON* com volume de 1 500 m³, em operação há 2 anos e tratando 1 000 kg N·d⁻¹ (SCHMIDT *et al.*, 2003).

ANAMMOX: O processo *ANAMMOX* (anaerobic ammonium oxidation) consiste na ação de microrganismos (ex. *Kuenenia stuttgartiensis*) capazes de promover o metabolismo único da redução do nitrito a partir do íon amônio, segundo a eq. (3.11):



Portanto, o processo envolve bactérias autotróficas, não havendo a necessidade de adição de fonte externa de carbono para a desnitrificação. O processo também necessita a nitrificação parcial a nitrito, conforme a eq. (3.12).



Experiências de laboratório têm mostrado que estes reatores são extremamente compactos e toleram cargas volumétricas de amônia maior do que 15 kg N·m⁻³·d⁻¹ (SCHMIDT *et al.*, 2003). Um dos desafios do processo *ANAMMOX* é o longo tempo de partida do reator, devido ao baixo rendimento celular dos microrganismos responsáveis pelo processo, sendo este tempo por volta de 100 dias, com o reator inoculado com lodo ativo (SCHMIDT *et al.*, 2003). Outro problema que tem se observado, é a competição das bactérias *ANAMMOX* com as bactérias desnitrificantes heterotróficas, na presença

de matéria orgânica (SCHMIDT *et al.*, 2003). Portanto, este processo só se aplica para altas concentrações de amônia e baixas concentrações de carbono orgânico (razão C/N menores que 0,15).

Um processo, mais recentemente relatado, foi denominado *OLAND* (*oxygen limited autotrophic nitrification denitrification*) por Verstraete & Philips. (1998). Consiste no enriquecimento de uma cultura autótrofa nitrificante, na qual o lodo autótrofo nitrificante é usado para tratar água residuária rica em N-amon. A chave desse processo é fornecer oxigênio em concentração que leve o nitrogênio até nitrito. Então, com baixa concentração de aceptores de elétrons, as bactérias consomem o próprio nitrito para oxidar a amônia restante. De acordo com estudos de Verstraete & Philips (1998), é possível economizar aproximadamente 62% de oxigênio com uso do processo *OLAND* em relação aos sistemas convencionais, sem gastos com alcalinização do sistema.

3.2.3.1. Nitrificação e Desnitrificação simultânea em biorreatores inovadores

O fenômeno de *SND* (*simultaneous nitrification/denitrification*) foi relatado por diversos autores. A ocorrência do *SND* pode ter origem física ou biológica. A explicação física, e convencional, é a ocorrência de formação no reator de micro-sítios anóxicos. As bactérias nitrificantes estariam em regiões com altas concentrações de OD e as desnitrificantes em zonas com baixas concentrações de OD. Segundo microbiologistas, o fato se deve à existência de bactérias desnitrificantes aeróbias, bem como de bactérias nitrificantes heterótrofas, responsáveis pela ocorrência simultânea dos processos de nitrificação e desnitrificação (MÜNCH *et al.*, 1996).

Garbossa (2003) reportou a ocorrência de nitrificação e desnitrificação simultânea (*SND*) em um reator radial de leito fixo de duas câmaras (anaeróbio – câmara externa e aeróbio – câmara interna do reator) tratando esgoto doméstico. O processo de desnitrificação não era esperado na segunda câmara, já que a concentração de oxigênio dissolvido (OD) de $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ fornecida levaria, teoricamente, à nitrificação da água residuária. A princípio, Garbossa (2003) acreditava que ocorria o curto-circuito do processo de nitrificação a nitrito (processo *SHARON*). No entanto, não houve acúmulo de nitrito no efluente. O processo ANAMMOX também foi descartado, devido às altas concentrações de oxigênio fornecidas ao reator, à não detecção de nitrito e à alta taxa C/N, resultante da

presença de carbono orgânico no efluente da câmara anaeróbia (SCHMIDT *et al.*, 2003).

Garbossa (2003) supõe que a formação de biofilme no material inerte deveria garantir gradientes de oxigênio ao longo da espessura do biofilme. Portanto, o autor acredita que condições ambientais únicas foram estabelecidas para a ocorrência do processo de nitrificação e desnitrificação simultânea.

3.3. TECNOLOGIA DE SISTEMAS MISTOS

Os sistemas mistos visam combinar tratamentos físico-químicos e/ou biológicos, dentro do tratamento biológico de águas residuárias, pode-se utilizar processos anaeróbios, aeróbio e anóxico, de acordo com condições exigidas em relação à remoção de matéria orgânica e macro-nutrientes.

Para a remoção de matéria orgânica, pode-se aplicar tanto biotecnologia anaeróbia como aeróbia. Entretanto, para obtenção de efluente que atenda aos padrões de lançamento, no que concerne à remoção de matéria orgânica e de sólidos, com remoção concomitante de macro-nutrientes, há grande vantagem em combinar processos de tratamento biológico anaeróbios com aeróbios (GARBOSSA, 2003).

Nos sistemas combinados anaeróbio/aeróbio, grande parte da matéria orgânica biodegradável afluente é degradada na etapa anaeróbia, resultando assim um efluente com menores concentrações de matéria orgânica e sólidos suspensos; conseqüentemente, na etapa aeróbia, o efluente necessitará menos aeração para ocorrer sua oxidação completa que os efluentes sem pré-tratamento. A redução da aeração leva a grande economia no consumo de energia elétrica.

Adicionalmente, o menor rendimento energético das reações anaeróbias resulta em menor quantidade de lodo produzido, com menor quantidade de matéria orgânica biodegradável para a etapa aeróbia. Na etapa aeróbia, apesar do alto rendimento energético, resta pouca matéria orgânica biodegradável. Portanto, a produção de lodo também é menor. Conseqüentemente, há necessidade de área menor para acondicionamento e destino final do excesso de lodo.

Existem diversas configurações possíveis para sistemas de tratamento águas residuárias destinados à remoção de matéria orgânica e macro-nutrientes. A literatura reporta várias pesquisas utilizando esses sistemas.

Com o objetivo de remover macro-nutrientes, Bernardes & Klapwijk (1996) estudaram um SBR (reator em batelada seqüencial) para tratar esgoto pré-sedimentado de uma ETE (estação de tratamento de esgoto), em escala real. O sistema experimental, em escala piloto, foi operado durante cinco meses com cultura mista, capaz de remover matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. Faziam parte do sistema dois reatores: o primeiro com volume de 350 L e o segundo com volume de 1 300 L. As etapas de reação anaeróbia e aeróbia eram intercaladas, com etapas aeradas e etapas sem aeração. Os autores conseguiram boa remoção de macro-nutrientes, obtendo efluente com concentração de fósforo e nitrogênio como nitrato menor que $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $12 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente, e concluíram que o fornecimento de substrato prontamente biodegradável é importante.

Segundo MÜNCH *et al.* (1996) o processo de SND tem se mostrado interessante do ponto de vista operacional e econômico. Os autores operaram dois SBR em escala de bancada, com volume total de 12 L cada. Em cada ciclo, eram descartados 4 L do reator e alimentados 4 L de afluente, compondo, assim, o total de 18 h para cada ciclo completo. O afluente era água residuária de uma ETE que, após passar por gradeamento, alimentava o sistema, o qual foi operado durante quatro meses. Durante a etapa aeróbia, o ar foi fornecido com vazão que oscilou entre 1,5 e 2,5 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$; a concentração de OD foi controlada com ajuda de sonda, para ser mantida em valor próximo a $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. O sistema era operado em ciclos. A fase anaeróbia tinha duração de 150 minutos, seguida pela aeróbia, cuja duração era de 170 minutos, para que a SND fosse completa.

AISSE *et al.* (2000) operaram sistema combinado composto por *UASB*, seguido de *FBAS* (filtro biológico aerado submerso), em escala piloto, para tratar esgoto sanitário proveniente da cidade de Curitiba, no Paraná. Obtiveram bons resultados de desempenho, com eficiências de remoção de DQO superiores a 78%, atingindo concentrações, no efluente, de aproximadamente 70 $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ e eficiência de remoção de SST (sólidos suspensos totais) maior que 75%.

Sousa & Foresti (1996) estudaram um sistema para tratamento de esgoto sanitário, composto de um reator *UASB* seguido por dois reatores de bateladas seqüenciais (SBR).

O reator *UASB* foi operado com um tempo de detenção hidráulica de 4 horas, enquanto os SBR tinham um ciclo de 4 horas, e obtiveram os seguintes resultados: eficiência de 95 % para remoção de DQO, 96 % para sólidos suspensos totais e 85 % para N-NTK. Outro resultado obtido foi que a produção de lodo em excesso foi de apenas 4 % em relação a DQO do afluente, valor baixo em relação às expectativas para a maioria dos sistemas anaeróbios e aeróbios.

Lopes & Campos (2000) operaram reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série, para tratamento de esgoto sanitário proveniente da rede coletora pública da cidade de São Carlos-SP. O sistema era composto por reator compartimentado anaeróbio seguido de reator compartimentado aeróbio. Os reatores tinham volume útil de 10 L e possuíam quatro câmaras cada. Eles foram operados à temperatura controlada de $30 \pm 2^\circ\text{C}$. O sistema combinado apresentou eficiência média de remoção de DQO de 89 e 85%, para TDH de 8 e 6 h, respectivamente.

Vieira *et al.* (2000) desenvolveram uma nova configuração de sistema misto aeróbio/anaeróbio de leito fixo, com matrizes cúbicas de espuma de poliuretano, para tratamento de efluente de RAHLF (reator anaeróbio horizontal de leito fixo) tratando esgoto sanitário, com objetivo de remoção de matéria orgânica, sólidos e macro-nutrientes. O sistema, composto por dois reatores de leito fixo, dispunha de um RARLF (reator anaeróbio radial de leito fixo) e um RAHLFa (reator anóxico horizontal de leito fixo), construído em escala piloto. O sistema apresentou bons resultados e produziu efluentes com concentrações de DQO menores que $40 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e eficiência de 95 % no processo de nitrificação e de 96 % no processo de desnitrificação.

Torres & Foresti (2001) operaram um reator *UASB* seguido de SBR, em escala piloto, no tratamento de esgoto sanitário. O *UASB* foi operado com o tempo de detenção hidráulica de 6 h. O SBR foi operado com ciclos de duração de 4, 6, 12 e 24 h. O sistema combinado apresentou eficiências de remoção de DQO e SST superiores a 84 % e eficiência de remoção de N-NTK acima de 79 %, para o tempo de aeração mínimo de 4 h no SBR.

Callado & Foresti (2001) avaliaram o desempenho de sistema composto por 2 reatores SBR, em escala de bancada. O sistema era operado em série formando, assim um sistema anaeróbio/aeróbio. O sistema era operado com ciclos de 12 h, com fornecimento

de 8 L por batelada. O sistema mostrou-se eficiente, desde que operado adequadamente para remoção biológica de matéria orgânica medida como DQO, nitrogênio e fósforo, com eficiências de 90, 85, 68 %, respectivamente.

Garbossa (2003) desenvolveu uma nova configuração de sistema misto anaeróbio/aeróbio de leito fixo, com matrizes cúbicas de espuma de poliuretano, para tratamento de esgoto sanitário doméstico, para remoção de matéria orgânica, sólidos e macro-nutrientes. O sistema, composto por dois reatores operados seqüencialmente, dispunha de um reator misto radial de leito fixo para tratamento e nitrificação de esgoto sanitário e reator anóxico horizontal de leito fixo para a desnitrificação da água residuária. O RRLF e o RAHLFa foram operados com um tempo de detenção hidráulica de 6,3 h e 3,2 h e apresentou uma eficiência na remoção de DQO de 81 % e na remoção de SSV foi de 62 %. Com o TDH de 18 h para o RRLF e o TDH de 7 h para o RAHLFa, o sistema apresentou eficiência de remoção de DQO de 88 % e redução de 86 % para SSV. A eficiência de remoção do N-amon foi de 99 %. Além da boa remoção de N-amon, as condições operacionais favoreceram o processo de nitrificação e desnitrificação simultânea no RRLF. Esse processo foi responsável pela desnitrificação parcial do $N-NO_3^-$, que atingiu remoção máxima de 70 %.

Os sistemas biológicos combinados anaeróbio/aeróbio são promissores no tratamento de águas residuárias municipais, o mesmo podendo ser afirmado quanto aos reatores de filme fixo, pois permitem altos tempos de retenção celular. As configurações aqui apresentadas mostram qualidades e defeitos inerentes a cada sistema, sendo importante que se desenvolvam pesquisas no sentido de otimizar os sistemas existentes. O sistema composto pelo reator *UASB* seguido do RRLF apresenta-se promissor na remoção de matéria carbonácea, sólidos e nitrogênio, entretanto, são necessários estudos a respeito desse sistema para confirmar essa premissa.

4. MATERIAL E PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

Se vi mais longe foi porque subi nos ombros de gigantes.

Isaac Newton (1642-1727)

Neste capítulo, estão descritos o material e os métodos utilizados, assim como os procedimentos para acompanhamento e avaliação do sistema anaeróbio/aeróbio, composto por Reator *UASB* modificado e um Reator Radial de Leito Fixo.

Esta pesquisa envolveu as seguintes etapas:

- Dimensionamento do sistema (*UASB*+*RRLF*) em função dos dados obtidos por Garbossa (2003) e do conhecimento adquirido sobre biotecnologia anaeróbia.
- Operação do sistema, construído em escala de piloto, no tratamento de esgoto sanitário.
- Análise dos dados obtidos durante a operação, para tomada de decisões solução de problemas operacionais, com proposta de melhorar o funcionamento e o desempenho do sistema.
- Avaliação do desempenho do sistema combinado anaeróbio/aeróbio para remoção de matéria orgânica carbonácea, sólidos e compostos nitrogenados.

4.1. CONCEPÇÃO DO SISTEMA

O sistema utilizado neste estudo está instalado próximo à ETE do *Campus* da USP em São Carlos. (Figura 4-1 e Figura 4-2).

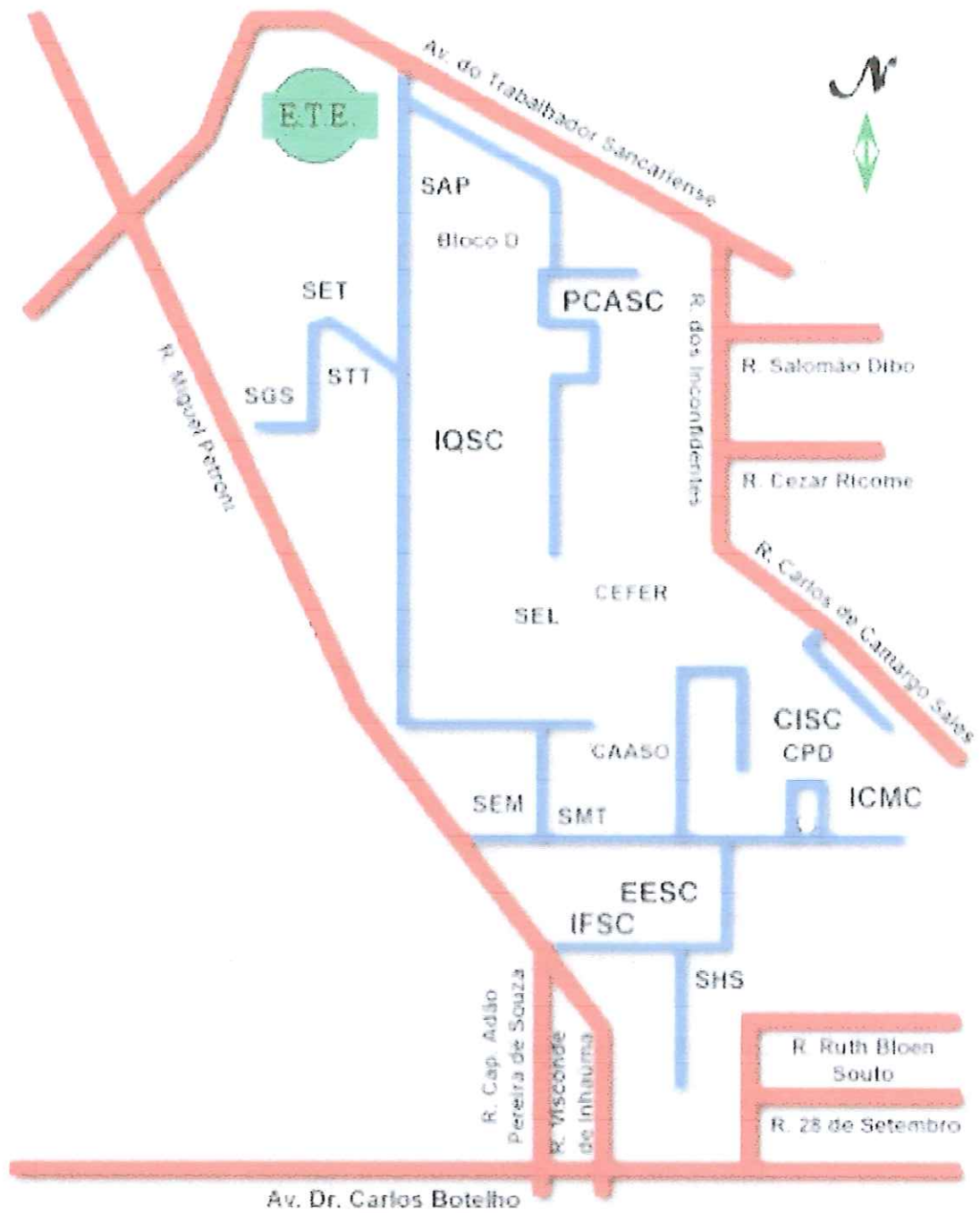


Figura 4-1: Localização da instalação do sistema demarcado como E.T.E.



Figura 4-2: Vista da estação de tratamento de esgoto da USP - São Carlos.

O sistema experimental, construído em escala piloto, era composto de Reator *UASB*, utilizado para remoção de fração significativa da matéria orgânica e para promover a amonificação do afluente. O efluente do reator *UASB* serviu de afluente para o Reator Radial de Leito Fixo utilizado para promover a nitrificação e desnitrificação. O sistema era alimentado com esgoto sanitário armazenado em dois reservatórios de 750 L e 500 L. Na Figura 4-3, está apresentado o desenho esquemático do sistema.

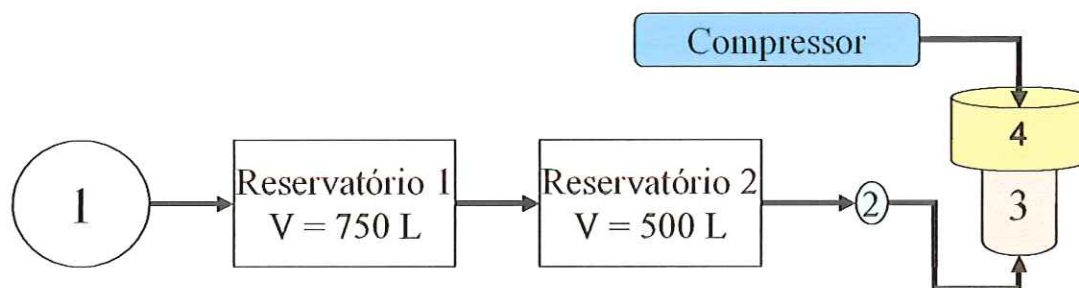


Figura 4-3: Representação esquemática do sistema reator *UASB* seguido do RRLF: Tanque Pulmão (1); Bomba de recalque do esgoto afluente ao reator *UASB* (2); reator *UASB* (3); Reator radial de leito fixo (RRLF) (4).

4.1.1. Reator *UASB* em escala piloto

O reator *UASB* foi construído em PRFV (Plástico Reforçado com Fibras de Vidro) com 2,0 m de altura útil e diâmetro de 450 mm, totalizando um volume de 286 L. O

esquema do sistema encontra-se nas Figura 4-4 (p. 33), Figura 4-5 (p. 35) e Figura 4-6 (p. 36).

Em sua base, foi construído um tronco de cone, com o intuito de provocar um gradiente de velocidade ao longo da altura do reator para verificar se esse fator tem influência na granulação do lodo. A saída do efluente foi feita através de 12 furos com diâmetros de 3 cm localizados a 1,48 m da base do reator. Também foram colocados 5 pontos de coleta de amostra ao longo do reator *UASB*. Conforme Figura 4-4 (p. 33) e Figura 4-5 (p. 35).

A água residuária bruta era armazenada em um tanque de 500 L, visando a equalização de cargas e vazão afluente ao reator *UASB* e também para redução da pressão na rede coletora de esgoto. O esgoto era recalcado para o reator, por meio de uma bomba. Após a estabilização da eficiência de remoção de matéria orgânica do reator *UASB*, a vazão foi aumentada gradualmente até atingir a vazão de projeto ($36 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$, TDH = 8 h).



Figura 4-4: Foto do sistema de tratamento.

4.1.2. RRLF em escala piloto

O projeto do RRLF foi baseado nos resultados obtidos por Garbossa (2003), operando um sistema misto anaeróbio/aeróbio para o tratamento de esgoto sanitário. Em sua pesquisa, a água residuária bruta peneirada, ou afluyente, era recalçada para o reator, conduzida por tubulação e distribuída através de sistema composto por tubo perfurado, localizado na base do reator, disposto ao longo da circunferência próxima à parede externa, no interior da câmara 1. A descarga do efluente era feita por sistema instalado na câmara central do reator, câmara 5. A canalização de descarga controlava, também, o nível de líquido no interior do reator.

O RRLF foi acoplado à parte superior do reator *UASB*. O RRLF foi construído em PRFV (Plástico Reforçado com Fibras de Vidro) com 57 cm de altura útil e diâmetro de 980 mm, totalizando um volume de 215 L. Os desenhos do sistema encontram-se na Figura 4-5, Figura 4-6 e Figura 4-7.

O reator foi separado em duas câmaras concêntricas por telas de aço inox 316 com diâmetro de 580 mm. Na câmara interna, com volume igual a 47 L, foram distribuídas uniformemente 12 pedras porosas, ligadas a um compressor que forneceu aeração e agitação contínua na etapa aeróbia. A câmara externa, com volume igual a 168 L, foi preenchida com material suporte para a imobilização da biomassa e mantida sem aeração. A porosidade média do leito foi de 60 %.

A água residuária bruta peneirada, ou afluyente, era recalçada para o reator *UASB*. O efluente do reator *UASB*, coletado em 12 pontos, passava para a câmara interna do RRLF, mantida sob aeração para nitrificação, e posteriormente para a câmara externa, contendo biomassa imobilizada, visando a desnitrificação. O efluente do sistema era coletado em 4 pontos da câmara externa do RRLF. As Figura 4-5 e Figura 4-6 ilustram a concepção do sistema.

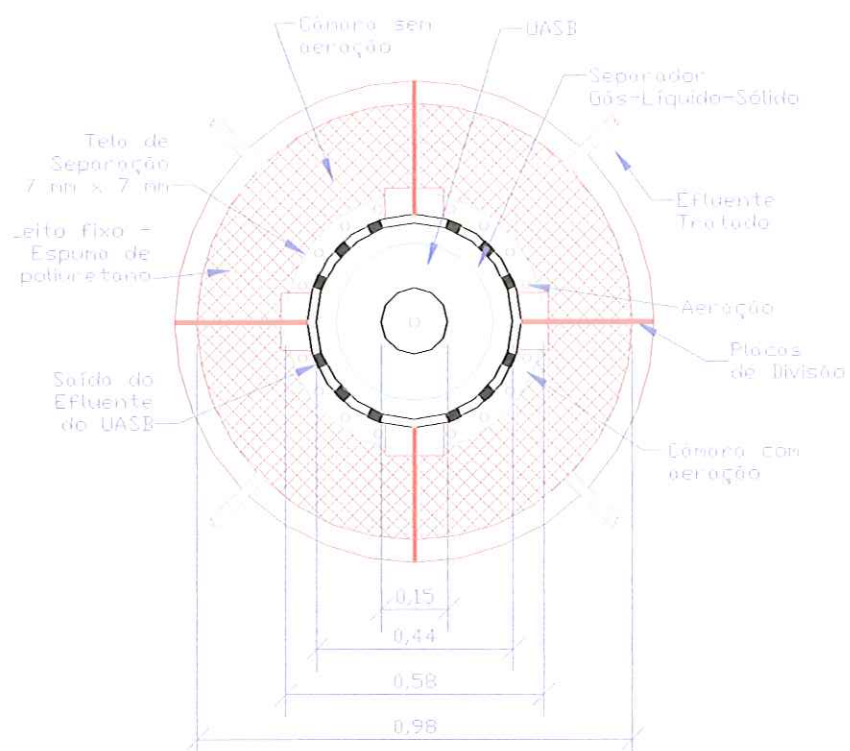


Figura 4-5: Vista superior do reator *UASB* e do RRLF mostrando as principais características e componentes.

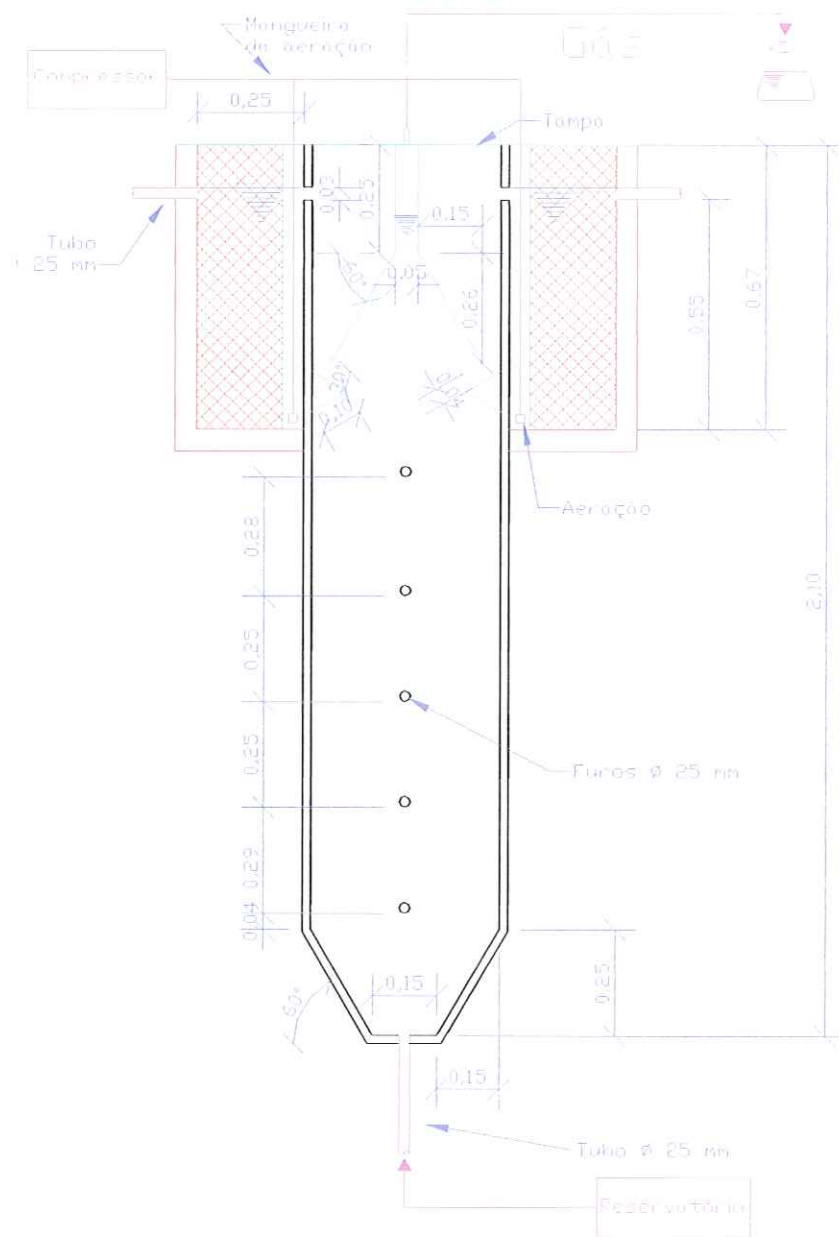


Figura 4-6: Corte do reator *UASB* e do RRLF mostrando as principais características e componentes.



Figura 4-7: Foto ilustrativa do RRLF.

4.2. ÁGUA RESIDUÁRIA

Foi utilizado esgoto proveniente da rede coletora que passa pelo Campus da USP. Essa rede atende a USP – São Carlos e dois bairros do município, Vila São José e Vila Pureza.

O esgoto, depois de passar pelo tratamento primário, era bombeado para o tanque pulmão, sendo depois armazenado em um reservatório de 750 L. No interior deste reservatório foi instalada tela de malha de 1 cm, para retirada de fração de sólidos em suspensão de dimensões inconvenientes para o tamanho das unidades experimentais. Depois desse primeiro reservatório, o esgoto era armazenado em outro reservatório com 500 L. O primeiro tanque é o mesmo que abastece algumas pesquisas realizadas na ETE que utilizam esgoto bruto. No segundo reservatório, devido ao seu alto consumo, o tempo de detenção no tanque é baixo, não ocorrendo acidificação do efluente.

4.3. MATERIAL SUPORTE PARA IMOBILIZAÇÃO DA BIOMASSA

O leito fixo para imobilização da biomassa era constituído por matrizes cúbicas de espuma de poliuretano, com arestas de 20 mm, densidade aparente de 23 kg.m^{-3} e porosidade próxima a 95 %, confeccionadas sem corantes e aditivos, fornecidas pela empresa EDMIL Indústria e Comércio Ltda.

4.4. LODO DE INÓCULO

O lodo utilizado como inóculo do reator *UASB* foi coletado em um reator *UASB* em escala real. O reator é uma unidade de tratamento da ETE USP-São Carlos. Devido à facilidade de obtenção e da utilização de água residuária similar, utilizou-se tal inóculo. O lodo anaeróbico foi coletado nas válvulas de descarga do lodo (Figura 4-8) e imediatamente colocado no reator *UASB*. Coletou-se aproximadamente 40 L. O lodo, depois de transferido, permaneceu em contato com esgoto bruto por período de 24 h, após este período, começou-se a operação do sistema misto.

O reator RRLF não foi inoculado, pois, de acordo com a literatura, a colonização por microrganismos aeróbios ocorre rapidamente, sem necessidade de inóculo. Entretanto, após um longo período de operação do sistema, constatou-se que não ocorria a nitrificação e como solução o RRLF foi inoculado com um lodo proveniente da ETE de Franca (lodos ativados).



Figura 4-8: Coleta do lodo

4.5. DETERMINAÇÃO ANALÍTICA

O monitoramento do sistema foi feito através de análises de amostras coletadas em três pontos distintos: afluente bruto, efluente do reator *UASB* (que coincidia com o afluente do RRLF), efluente do RRLF. As análises eram usualmente feitas no período da manhã, próximo às 9:00 h, duas vezes por semana. Maiores detalhes sobre os métodos utilizados são apresentados na Tabela 4-1.

Tabela 4-1: Parâmetros analisados, métodos empregados e locais de realização.

Análise / Parâmetro	Sigla	Unidade	Método	Local
Demanda química de oxigênio	DQO _t	mg O ₂ ·L ⁻¹	APHA (1998, 5220 D)	ETE
Demanda química de oxigênio da matéria dissolvida	DQO _f	mg O ₂ ·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 D e 5220 D)	ETE
Nitrogênio total Kjeldahl	NTK	mg N·L ⁻¹	APHA (1998, 4500-N _{org} B)	LPB
Nitrogênio amoniacal	N-NH ₃	mg N·L ⁻¹	APHA (1998, 4500-NH ₃ B e C)	LPB
Nitrogênio orgânico	N _{org}	mg N·L ⁻¹	APHA (1998, 4500-N _{org} B, e NH ₃ B e C)	LPB
Nitrito	NO ₂ ⁻	mg NO ₂ ⁻ ·L ⁻¹	APHA (1998, 4500)	LATAR
Nitrato	NO ₃ ⁻	mg NO ₃ ⁻ ·L ⁻¹	APHA (1998, 4500-NO ₃ ⁻ I)	LATAR
Potencial hidrogeniônico	pH	-	APHA (1998, 4500-H ⁺ B)	ETE
Ácidos voláteis totais	AVT	mg HAc _{eq} ·L ⁻¹	DiLallo & Albertson (1961)	ETE
Alcalinidade total	Alc _t	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	Ripley <i>et al.</i> (1986)	ETE
Sólidos totais	ST	mg ST·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 B)	ETE
Sólidos totais voláteis	STV	mg STV·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 B e E)	ETE
Sólidos totais fixos	STF	mg STF·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 B e E)	ETE
Sólidos suspensos totais	SST	mg SST·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 D)	ETE
Sólidos suspensos voláteis	SSV	mg SSV·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 D e E)	ETE
Sólidos suspensos fixos	SSF	mg SSF·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 D e E)	ETE
Sólidos dissolvidos totais	SDT	mg SDT·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 B e D)	ETE
Sólidos dissolvidos voláteis	SDV	mg SDV·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 B, D e E)	ETE
Sólidos dissolvidos fixos	SDF	mg SDF·L ⁻¹	APHA (1998, 2540 B, D e E)	ETE

4.5.1. Temperatura

A medida da temperatura do líquido no reator foi feita com termômetro de mercúrio e termômetro digital do aparelho de medição de OD. A temperatura ambiente foi monitorada com termômetro de mercúrio de máximo e mínimo.

4.6. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

4.6.1. Partida e inoculação

O reator *UASB* foi inoculado com 40 L de lodo, proveniente da ETE USP-São Carlos e o RRLF não recebeu inóculo, conforme justificado anteriormente. No início da operação os reatores receberam a vazão de 6 L·h⁻¹ (TDH = 48 h) mantida até o 20º dia. A vazão foi incrementada progressivamente até atingir a vazão de projeto 36 L·h⁻¹ (TDH = 8 h) no 74º dia, baseada no desempenho do sistema (eficiência de remoção de matéria orgânica e retenção de sólidos).

4.6.2. Operação do reator *UASB* e do RRLF

A operação do sistema durou 130 dias, aproximadamente, e o reator *UASB* visava a degradação anaeróbia da matéria orgânica do afluyente. Com base no valor usualmente empregado em reatores anaeróbios (*UASB*), adotou-se o TDH de aproximadamente 8 h. Conforme relatado por Vieira *et al.* (2000), o TDH de 4 h foi suficiente para promover a nitrificação no RRLF. Por esse motivo, foi adotado um TDH de 6 h, resultando assim no TDH total de 14 h.

Como as vazões do reator *UASB* e do RRLF eram agregadas, ou seja, um aumento de vazão no reator *UASB* poderia prejudicar a adesão dos microrganismos nitrificantes no RRLF. Logo, com a preocupação do desagregamento do lodo, devido a baixa velocidade ascensional aplicada no reator *UASB*, aumentou-se à vazão para, aproximadamente, $30 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$.

Devido à necessidade de manutenção de um baixo TDH para o desenvolvimento da população de bactérias nitrificantes, não observada em 64 dias de operação, optou-se pela dissociação das vazões dos reatores *UASB* e RRLF. Parte da vazão efluente do reator *UASB* era encaminhada para a tubulação de descarte, sem passar pelo RRLF.

O reator foi operado à temperatura ambiente e as medidas de temperatura eram feitas nos pontos de amostragem descritos no item 4.5. A temperatura ambiente no local que o sistema estava instalado também era acompanhada.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Não há nada que atrapalhe mais o desenvolvimento científico do que o desejo de que ele aconteça rápido demais.

Georg Lichtenberg (1742-1799)

5.1. CARACTERÍSTICAS DO AFLUENTE E EFLUENTE

Na Tabela 5-1 são mostrados os valores médios do afluente, efluente do reator *UASB* e do RRLF na etapa 1 do sistema, obtidos para cada parâmetro citado no item 4.5. E na Tabela 5-2, estão mostrados os valores médios do afluente, efluente do reator *UASB* e do RRLF, obtidos para cada parâmetro citado no item 4.5, na etapa 2, a partir do 64º dia de operação.

O monitoramento do reator foi feito através das análises apresentadas no item 4.5 (p. 38). As amostras do afluente e efluente foram coletadas de forma pontual; devido a não ser significativa a variação temporal da concentração do afluente de entrada, ao sistema possuir dois tanques de equalização e o reator ter sido projetado para operar com vazão constante.

As análises foram realizadas com frequência média de duas vezes por semana. As tabelas contendo todos os dados obtidos estão apresentadas no Anexo 1.

Tabela 5-1 Resumo dos valores médios obtidos para os parâmetros do item 4.5, durante a etapa 1 do sistema.

Parâmetro	Unidade	n° Análises	Afluente Bruto	Efluente UASB	Efluente RRLF
Alcal.	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	9	24 ± 14	56 ± 15	62 ± 21
AVT	mgHAc.L ⁻¹	9	55 ± 23	30 ± 14	33 ± 13
DQO	mg.L ⁻¹	8	459 ± 181	167 ± 64	114 ± 49
DQOf	mg.L ⁻¹	8	205 ± 66	97 ± 47	83 ± 47
NTK	mgNH ₄ ⁺ .L ⁻¹	6	37,9 ± 10,9	37,7 ± 11,3	36,0 ± 8,8
N-amon	mgNH ₄ ⁺ .L ⁻¹	6	26,1 ± 5,5	31,8 ± 8,4	32,3 ± 7,8
N-org	mgNH ₄ ⁺ .L ⁻¹	6	11,8 ± 7,4	5,9 ± 3,4	3,6 ± 1,4
Nitrito	mgNO ₂ ⁻ .L ⁻¹	6	0,0 ± 0,0	0,0 ± 0,0	0,0 ± 0,0
Nitrato	mgNO ₃ ⁻ .L ⁻¹	6	0,0 ± 0,0	0,0 ± 0,0	0,0 ± 0,0
pH	---	9	6,8 ± 0,2	7,2 ± 0,2	7,3 ± 0,2
ST	mg.L ⁻¹	6	468 ± 96	339 ± 61	334 ± 44
SST	mg.L ⁻¹	6	133 ± 88	38 ± 20	15 ± 3
SSV	mg.L ⁻¹	6	114 ± 61	34 ± 17	14 ± 30
SSF	mg.L ⁻¹	6	19 ± 20	4 ± 5	2 ± 2
SDT	mg.L ⁻¹	6	335 ± 12	302 ± 58	319 ± 44
SDV	mg.L ⁻¹	6	205 ± 47	156 ± 49	175 ± 54
SDF	mg.L ⁻¹	6	129 ± 25	146 ± 45	144 ± 39

Tabela 5-2: Resumo dos valores médios obtidos para os parâmetros do item 4.5, durante a etapa 2.

Parâmetro	Unidade	n° Análises	Afluente Bruto	Efluente UASB	Efluente RRLF
Alcal.	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	9	60 ± 51	110 ± 47	116 ± 56
AVT	mgHAc.L ⁻¹	9	49 ± 15	28 ± 14	26 ± 11
DQO	mg.L ⁻¹	7	685 ± 298	198 ± 37	106 ± 36
DQOf	mg.L ⁻¹	7	206 ± 78	120 ± 30	87 ± 34
NTK	mgNH ₄ ⁺ .L ⁻¹	8	44,9 ± 10,7	37,3 ± 6,8	35,4 ± 6,2
N-amon	mgNH ₄ ⁺ .L ⁻¹	8	28,3 ± 6,9	32,0 ± 7,2	32,9 ± 6,3
N-org	mgNH ₄ ⁺ .L ⁻¹	8	16,5 ± 6,5	5,3 ± 1,5	2,5 ± 1,6
Nitrito	mgNO ₂ ⁻ .L ⁻¹	8	0,0 ± 0,0	0,0 ± 0,0	0,0 ± 0,0
Nitrato	mgNO ₃ ⁻ .L ⁻¹	8	0,0 ± 0,0	0,0 ± 0,0	0,1 ± 0,4
pH	---	9	6,8 ± 0,3	7,1 ± 0,2	7,4 ± 0,2
ST	mg.L ⁻¹	5	614 ± 182	374 ± 97	324 ± 84
SST	mg.L ⁻¹	5	237 ± 108	48 ± 17	7 ± 4
SSV	mg.L ⁻¹	5	199 ± 94	35 ± 12	5 ± 5
SSF	mg.L ⁻¹	5	38 ± 25	13 ± 13	2 ± 4
SDT	mg.L ⁻¹	5	377 ± 90	326 ± 83	317 ± 80
SDV	mg.L ⁻¹	5	250 ± 87	151 ± 36	169 ± 71
SDF	mg.L ⁻¹	5	128 ± 42	174 ± 50	148 ± 35

5.2. AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO

5.2.1. Tempo de detenção hidráulica e vazão

Os resultados apresentados, neste item, são analisados em duas condições diferentes. A primeira, contém os dados de 64 dias de operação do sistema com vazão média de 17 L·h⁻¹, correspondente a TDH de 17 h, para o reator *UASB* e 13 h para o RRLF, na qual foi possível obter boa retenção de sólidos e remoção de matéria carbonácea. A segunda condição de operação, após o 64º dia de operação, com vazão média de 37 L·h⁻¹, correspondente a TDH de aproximadamente 7,8 h, para o reator *UASB*. Após este dia, como não foi observado o processo de nitrificação, optou-se pela dissociação da vazão dos reatores *UASB* e RRLF, como foi explicado no item 4.6.2. (p. 40), sendo o RRLF operado com vazão média de 14,6

$L \cdot h^{-1}$, correspondente a TDH de 15 h e conseguindo-se boas taxas de remoção de matéria orgânica e elevadas taxas de retenção de sólidos.

Durante a operação do sistema, utilizou-se bomba Ecosan BDN2, que se mostrou precisa para manter as vazões médias estabelecidas, como pode ser observado, na Figura 5-1. Percebe-se pela Figura 5-1, que após o 64º dia, colocou-se em funcionamento o segundo canal da bomba, com o objetivo de dissociar a vazão do reator *UASB* do reator RRLF.

Durante a etapa 1 do sistema, com o objetivo de promover a adesão das bactérias nitrificantes no material suporte do RRLF, trabalhou-se com altos TDH. Percebe-se pela Figura 5-1 que no 17º dia de operação houve uma grande alteração da vazão. Foi aumentada a vazão, no entanto não houve comprovação do início do processo de nitrificação, então se baixou a vazão para evitar o arraste das bactérias nitrificantes.

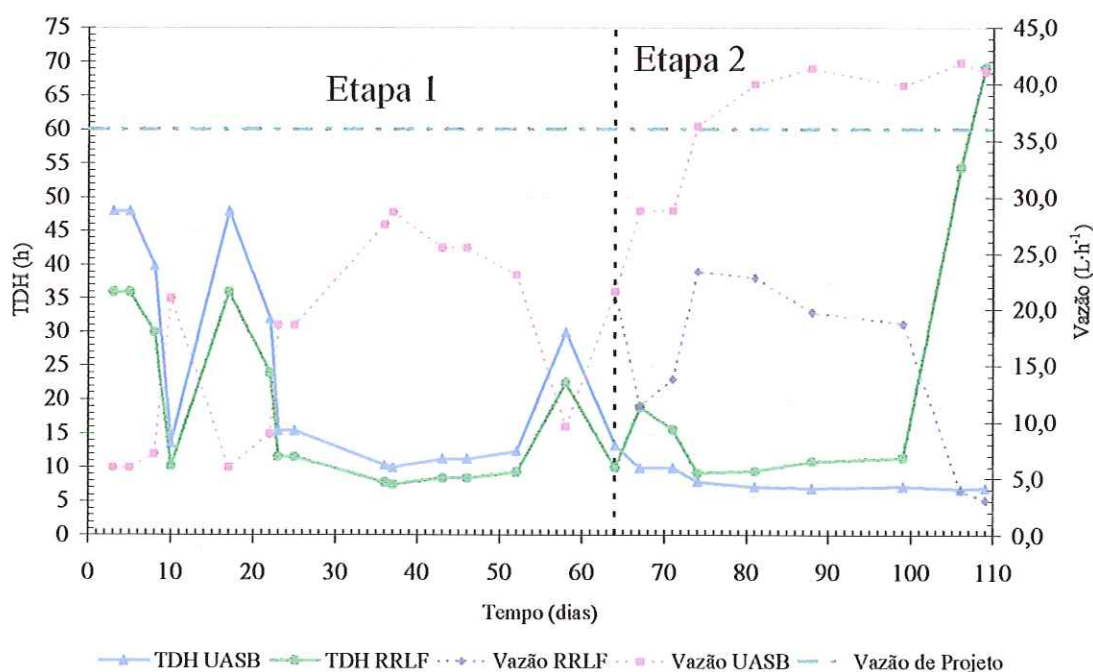


Figura 5-1: Variação do tempo de detenção hidráulica e da vazão durante o experimento.

5.2.2. Temperatura

Como o sistema foi instalado ao ar livre, ficou sujeito a variação ambiente da temperatura, com valor mínimo de 12 °C e máximo de 37 °C, com valor médio de 19,5 °C. O valor médio de temperatura do esgoto afluyente de 21,4 °C \pm 3,0 °C, do efluente do reator *UASB* e do RRLF foi de 20,6 °C \pm 3,3 °C.

Pela Figura 5-2, percebe-se que ocorreu grande variação da temperatura do liquido (mínimo de 15,5 °C e máximo de 27,3 °C). Isso se deve ao fato que o sistema se encontra ao ar livre, não possuindo sistema de controle de temperatura. Entretanto, relacionando-se a variação da temperatura e a eficiência do sistema, percebe-se que esta variação teve pouca influência na eficiência do sistema.

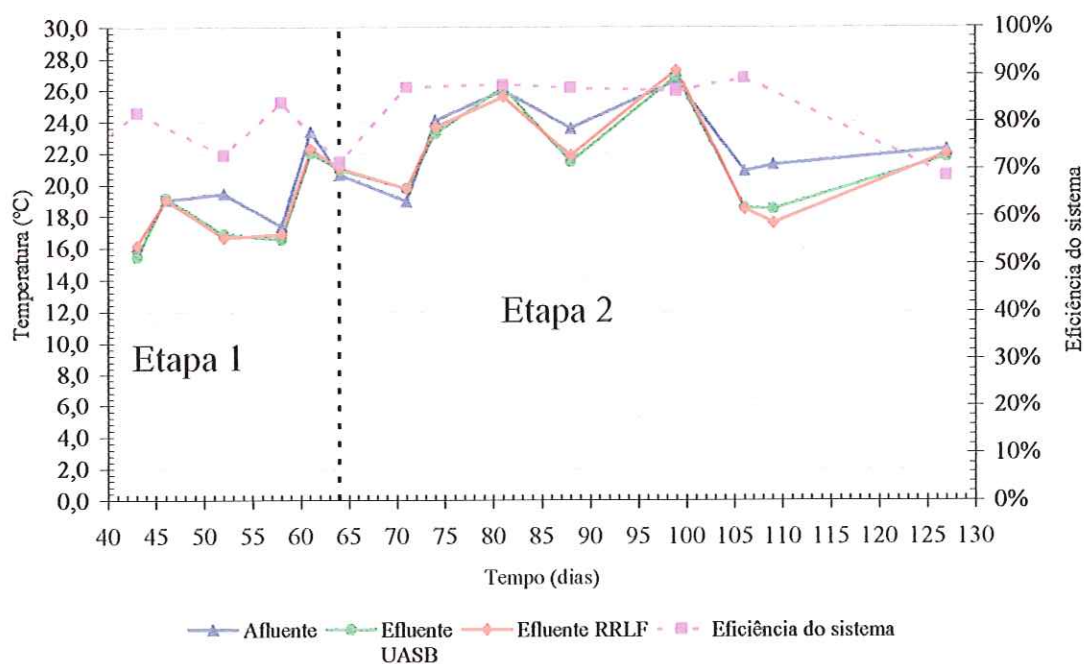


Figura 5-2: Variação da temperatura relacionada com a eficiência do sistema durante o experimento.

5.2.3. Oxigênio dissolvido

Na Figura 5-3, podem ser observados os valores de OD do afluente, do efluente do reator *UASB* e do efluente do RRLF, obtidos durante os 130 dias de operação do reator.

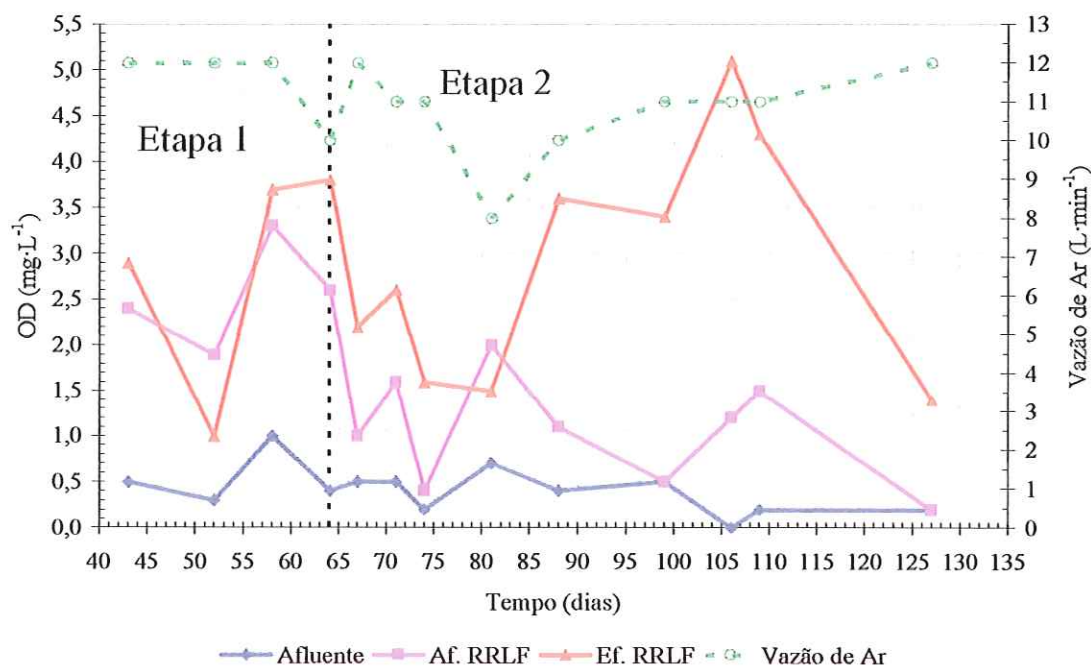


Figura 5-3: Variação do oxigênio dissolvido e da vazão de ar durante o experimento.

O valor de médio de OD no efluente do RRLF foi de $2,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 1,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, a vazão de ar manteve-se próximo a $11,0 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, os valores de OD na câmara aerada mantiveram-se próximos a $3,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

5.2.4. Demanda química de oxigênio

Na Figura 5-4, podem ser observados os valores de DQO_t do afluente, do efluente do reator *UASB* e do efluente do RRLF, obtidos durante os 130 dias de operação do reator. A estabilidade do reator quanto à remoção de matéria orgânica carbonácea foi atingida rapidamente.

Na primeira etapa, no afluente, observou-se variação de DQO_t , de $292 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ até $739 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, com média de $491 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e desvio padrão de $168 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Apesar da grande variabilidade do afluente, em termos de DQO_t , percebe-se pela Figura 5-4, que tanto o efluente do reator *UASB* como o efluente do RRLF, tiveram um comportamento estável. O efluente do reator *UASB* teve uma variação de $64 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ até $272 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, com média de $169 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e desvio padrão de $64 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. No efluente do RRLF, observou-se variação de DQO_t , de $50 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ até $176 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, com média de $108 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e desvio padrão de $49 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A alta remoção de DQO_t , no início da operação, pode ser atribuída à rápida partida do reator *UASB* e também a retenção de sólidos no sistema.

Na segunda etapa, o valor médio de DQO_t afluente foi de $685 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 298 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. O efluente do reator *UASB* apresentou valor médio de $167 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 64 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e o valor médio do efluente do RRLF foi de $114 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 49 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Nos estudos de Sousa & Foresti (1996), a eficiência de remoção de DQO_t do reator *UASB* foi de 86 %. Já nos estudos de Torres & Foresti (2001), o efluente do reator *UASB* variou entre $103\text{-}205 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e o efluente do SBR variou entre $45\text{-}50 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Agrawal *et al.* (1997) encontraram eficiências médias de 81 %, em termos de remoção de DQO_t . Comparado aos valores obtidos nesta pesquisa, observa-se um desempenho parecido dos reatores *UASB*, em relação à eficiência. Já em relação à concentração de DQO_t no efluente, observa-se um desempenho inferior do sistema aplicado nesta pesquisa.

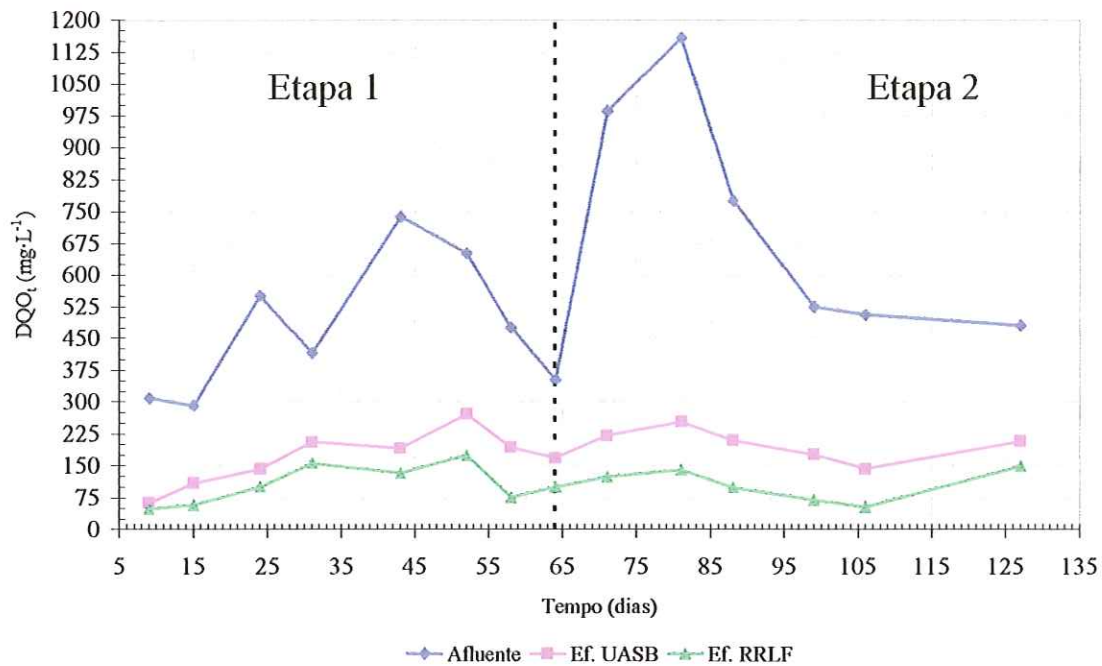


Figura 5-4: Variação da DQO₅ durante o experimento.

Na primeira etapa, em termos de DQO₅, percebe-se pela Figura 5-5 que o afluente apresentou menor variação que a DQO₅, com valor médio de $222 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 49 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Os valores obtidos para os efluentes do reator *UASB* e *RRLF* foram estáveis, apesar da variação da vazão, com valores médios de $99 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 51 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $76 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 47 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

Os valores médios obtidos para o afluente e para os efluentes do reator *UASB* e *RRLF*, na segunda etapa, foram de $205 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 66 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, $120 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 30 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $87 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 34 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Comparando estes resultados com os valores da primeira etapa, nota-se um pequeno acréscimo no valor da DQO₅ nos efluentes do reator *UASB* e *RRLF*.

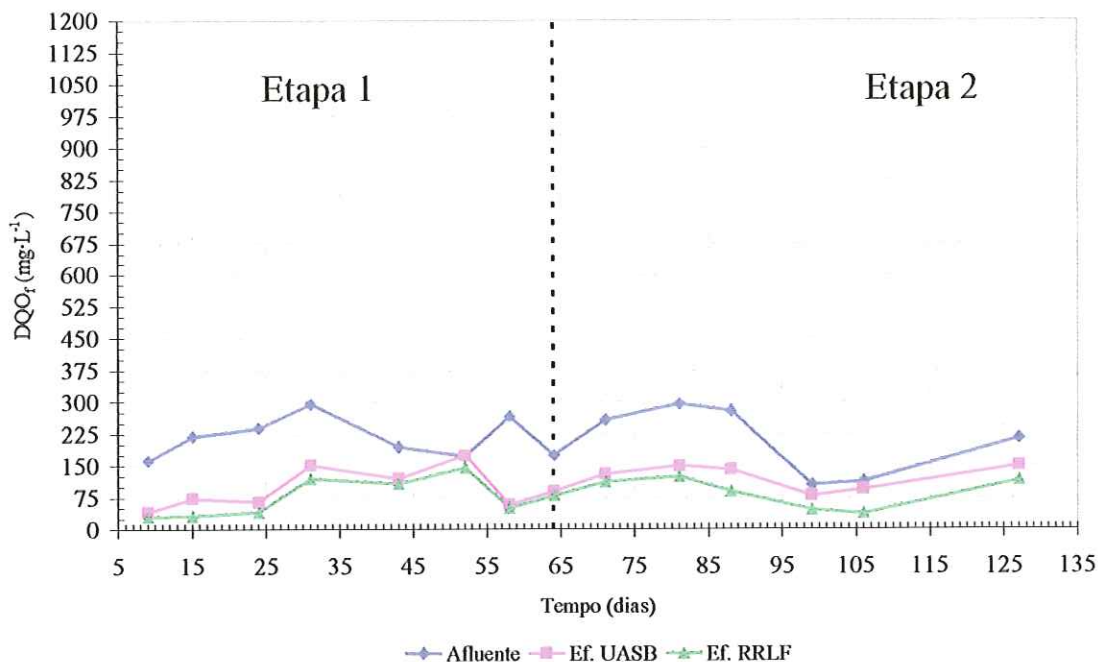


Figura 5-5: Variação da DQO_x durante o experimento.

Os valores de eficiência de remoção de DQO_t e DQO_f, durante os 130 dias de operação, para as duas condições estão apresentados na Figura 5-6. Apesar da grande variabilidade da DQO_t afluente, a eficiência do reator foi mantida relativamente constante. A instabilidade apresentada, em alguns pontos, na primeira etapa, pode ser justificada pelas eventuais variações nos valores de DQO_t afluente. Deve ser observado que as eficiências calculadas para remoção de DQO_f no efluente do reator são feitas em relação a DQO_t de amostra não filtrada do afluente ao sistema.

Os valores de eficiência de remoção de DQO_t e DQO_f para a primeira etapa, que compreendeu o início da operação até 64º dia, estabilizaram-se em torno de 78 % e 84 %, respectivamente. Para a segunda etapa, a partir do 64º dia a eficiência média de remoção de DQO_t e DQO_f foi 85 % e 87 %, respectivamente.

Nos experimentos de Aisse *et al.* (2000) usando um sistema anaeróbio/aeróbio (reator UASB com filtro biológico e reator UASB com filtro biológico aerado submerso) com TDH de aproximadamente 12 h, obteve-se resultados semelhantes aos desta pesquisa. Os autores

obtiveram efluente com valor médio de DQO_t de $105 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 58 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ correspondendo à eficiência de 78 %.

Vieira *et al.* (2000) tratando efluente anaeróbio de RAHLF, utilizando RARLF obteve concentração no efluente de $36 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ para TDH de 4 h em relação ao volume útil do reator, esse valor, bem inferior aos obtidos na primeira e segunda etapa de operação do RRLF.

A taxa de carregamento (referente a DQO_t) aplicada no reator *UASB* variou entre $0,1\text{-}1,6 \text{ kg } DQO_t \text{ m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, na primeira etapa e $0,6\text{-}3,9 \text{ kg } DQO_t \text{ m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, na segunda etapa (Figura 5-6). Nos experimentos de Torres & Foresti (2001), as taxas aplicadas variaram entre $1,6\text{-}3,4 \text{ kg } DQO_t \cdot \text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Diante dos dados obtidos por esta pesquisa e dos registrados por Torres & Foresti (2001), nota-se um bom desempenho do reator *UASB*, já que as taxas aplicadas foram similares e a eficiência do reator *UASB* foi superior.

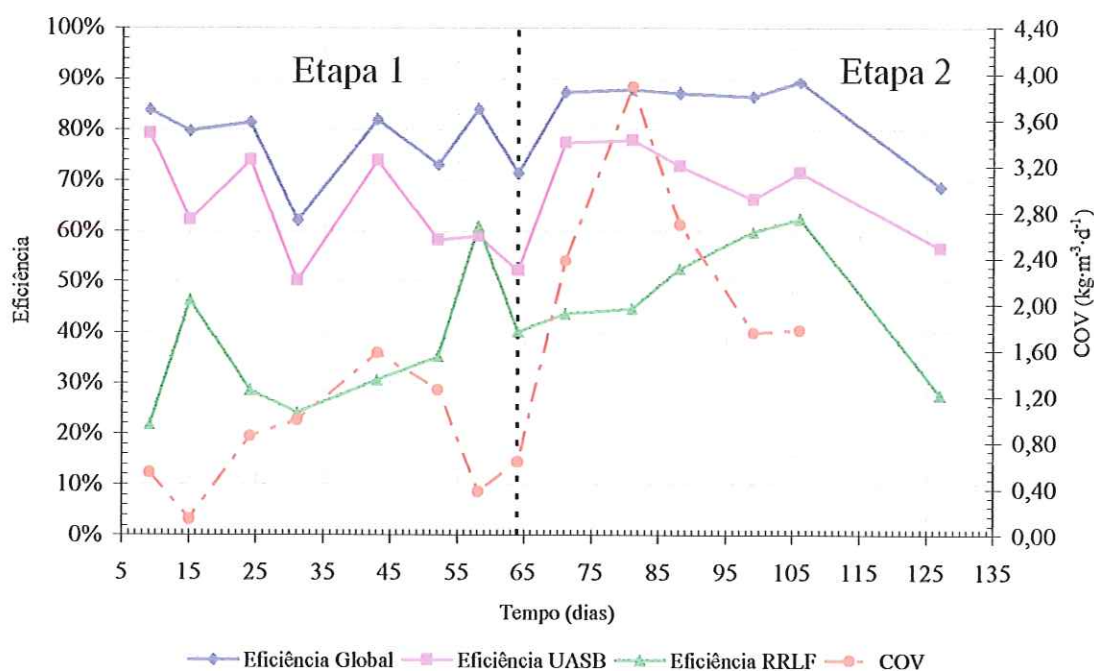


Figura 5-6: Variação da eficiência relacionada com o carregamento orgânico volumétrico (COV) durante o experimento.



A relação DQO_f/DQO_t está apresentada na Figura 5-7. O afluente apresenta uma baixa relação, com média de 0,5, durante a primeira etapa e média de 0,3 na segunda etapa, após a estabilização do reator. O que demonstra alta concentração de sólidos em suspensão. Já os efluentes do reator *UASB* e do *RRLF* apresentam uma relação em torno de 0,6 e 0,7, respectivamente, o que comprava a alta eficiência na retenção dos sólidos suspensos do sistema.

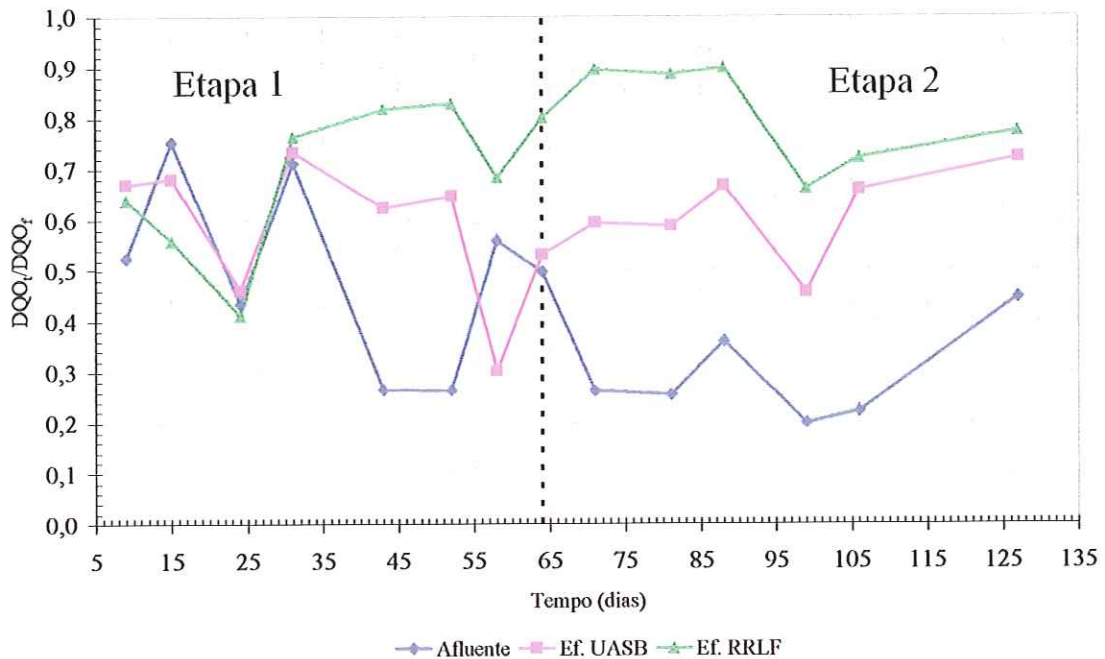


Figura 5-7: Variação da relação entre DQO_t e DQO_f durante o experimento.

Os resultados de DQO_t , para a primeira e segunda etapa, são apresentados na Figura 5-8 e Figura 5-9, como gráficos de distribuição de frequência. Pode-se verificar pela Figura 5-8 que somente 13 % dos resultados do efluente do reator *UASB* encontram-se abaixo de $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, indicando claramente a necessidade de sistema de pós-tratamento (baseada na Lei Ambiental do estado de Minas Gerais). Em relação, ao efluente do *RRLF*, somente 38 % dos resultados obtidos encontram-se abaixo de $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Pode-se concluir, pelos resultados obtidos, que o sistema de pós-tratamento não apresentou grandes eficiências na remoção de matéria orgânica.

Após a estabilização do sistema, pode-se verificar pela Figura 5-9 que não houve amostras do efluente do reator *UASB* com concentração abaixo de $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, indicando a necessidade de sistema de pós-tratamento. Em relação, ao efluente do RRLF, somente 43 % dos resultados obtidos encontram-se abaixo de $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, comparando-se com a primeira etapa, percebe-se uma pequena melhora na qualidade do efluente, após a estabilização do sistema.

Nos experimentos de Chernicharo *et al.* (2001), a porcentagem dos resultados de DQO_t que se encontram abaixo de $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ foi de 20 % no efluente do reator *UASB*. Em relação ao efluente do sistema de pós-tratamento, a porcentagem dos resultados de DQO_t que se encontram abaixo de $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ foi de 70 %. Diante dos dados obtidos por esta pesquisa, e dos registrados por Chernicharo *et al.* (2001), pode-se concluir que os reatores *UASB* apresentaram resultados semelhantes, entretanto o sistema de pós-tratamento desta pesquisa apresentou resultados piores que os resultados mostrados por Chernicharo *et al.* (2001), mostrando uma ineficiência na remoção de matéria orgânica complementar.

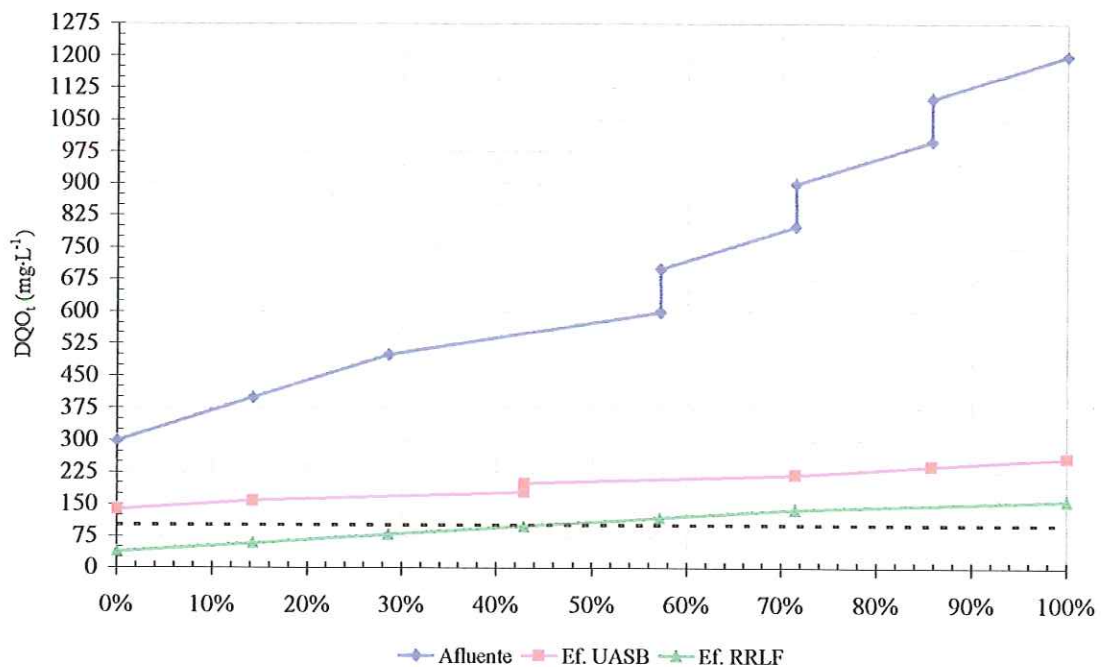


Figura 5-8: Distribuição de frequência dos resultados de DQO_t na primeira etapa.

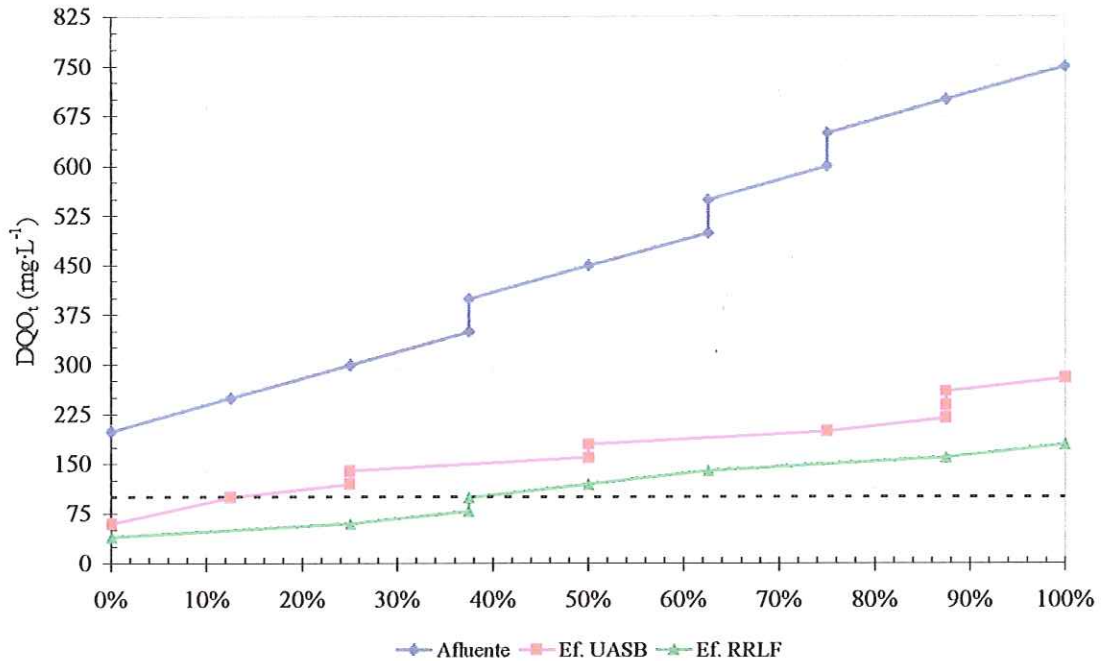


Figura 5-9: Distribuição de frequência dos resultados de DQO_1 na segunda etapa.

5.2.5. Sólidos

As variações de ST, SST, SSV e SSF para os reatores *UASB* e *RRLF* ao longo do experimento são ilustradas nas Figura 5-10, Figura 5-11, Figura 5-12 e Figura 5-13.

Percebe-se pela Figura 5-10, que os valores de ST para o afluente, para primeira e segunda etapa, foram significativos, $468 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 96 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $614 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 182 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Os valores obtidos no efluente do reator *UASB* foram constantes, variando de $339 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 61 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ na primeira etapa e $374 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 97 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ na segunda etapa, esta diferença se deve ao aumento de vazão, que causa um maior arraste de sólidos do sistema. E pode-se dizer, que os valores dos ST obtidos no efluente do *RRLF*, também foram constantes, variando de $334 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 44 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $324 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 84 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ na segunda etapa.

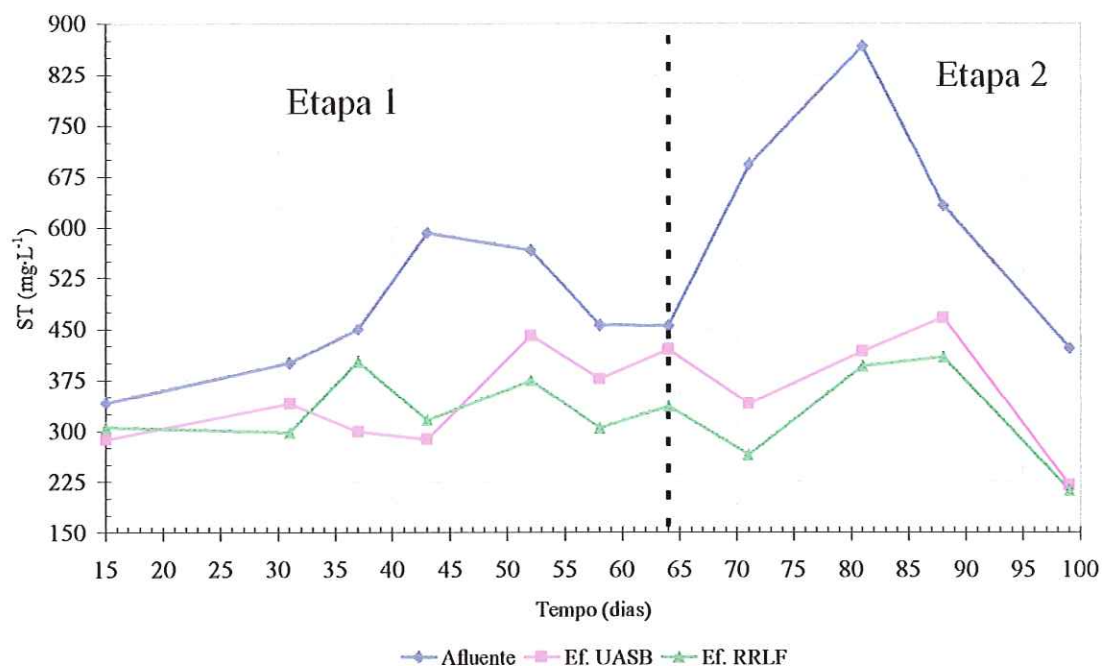


Figura 5-10: Variação dos sólidos totais durante o experimento.

Pela Figura 5-11, percebe-se que, o afluente teve uma grande variação, em relação a SST na primeira e segunda etapa, com valores médios, respectivamente, de $133 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 88 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $237 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 108 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Como citado anteriormente, esta diferença pode ser causada pelo arraste de sólidos na segunda etapa, pois houve um aumento da vazão. Em relação aos efluentes dos reatores *UASB* e *RRLF*, percebe-se que se mantiveram praticamente constantes ao longo do experimento, com valores para a primeira etapa, respectivamente, de $38 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 20 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $15 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e para a segunda etapa, respectivamente, $48 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 17 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Observa-se uma eficiência de retenção de sólidos do sistema, em torno de 89 % e 97 %, na primeira e segunda etapa, respectivamente.

Bodik *et al.* (2003), operaram um sistema de tratamento de águas residuárias, que consistia de um reator anaeróbio compartimentado e um reator aeróbio, atingindo eficiência de retenção de SST entre 81 % e 94 %, com concentração de SST variando de 5,4 a 41,2 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Chernicharo & Machado (1998), utilizaram um reator *UASB* seguido de dois filtros anaeróbios, os autores aplicaram diferentes TDH's nos filtros e conseguiram altas taxas de retenção de SST (64 % a 97 %) e baixas concentrações de SST no efluente (9 a 51 mg·L⁻¹).

Aisse *et al.* (2000), conseguiram eficiências de retenção de SST, variando de 64 a 76 %, operando dois sistemas de tratamento, sendo um reator *UASB* seguido de um filtro biológico e o outro um *UASB* seguido de um filtro biológico aerado submerso.

Torres & Foresti (2001) operaram reator *UASB* seguido de um SBR, conseguindo altas taxas de retenção de SST (85 % a 86 %) e com concentração de SST variando de 18 a 20 mg·L⁻¹.

Comparando aos valores obtidos nesta pesquisa, observa-se um desempenho parecido com alguns trabalhos citados anteriormente [Tabela 3-2 (p. 11)], em termos de eficiência. Comparando-se as concentrações de SST no efluente dos sistemas, percebe-se um bom desempenho do sistema proposto nesta pesquisa, já que as concentrações de SST no efluente foram menores do que as encontradas em outros estudos.

Esta alta taxa de remoção pode ser justificada pela capacidade de retenção de sólidos do RRLEF, já que possuía como meio suporte, espuma de poliuretano, o qual funcionou como um filtro e decantador secundário. Analisando os resultados do efluente do reator *UASB* percebe-se que grande parcela do SST ficou retido neste reator, mostrando grande eficiência do decantador do reator *UASB*.

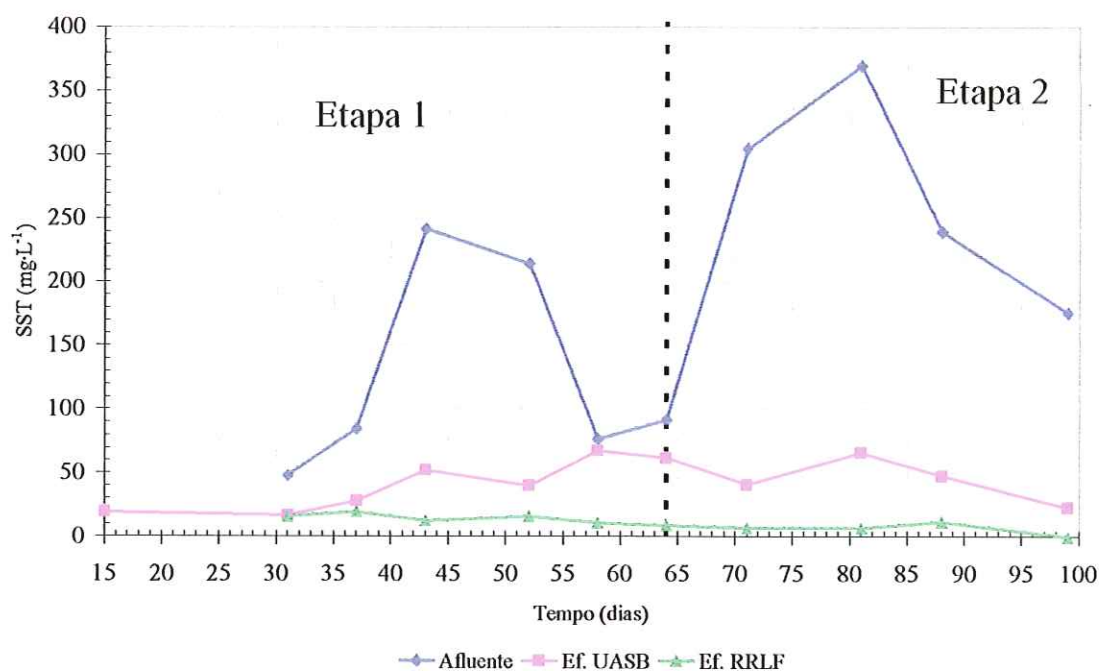


Figura 5-11: Variação dos sólidos suspensos totais durante o experimento.

Pela Figura 5-12, pode-se concluir o mesmo do que SST, o afluente apresentou grande variação ao longo do experimento, enquanto os efluentes dos reatores *UASB* e *RRLF* mantiveram-se praticamente constantes. Os valores médios obtidos para o afluente e os efluentes do reator *UASB* e do *RRLF* foram, respectivamente, $114 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 61 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, $34 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 17 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $14 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, para a primeira etapa e $199 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 94 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, $35 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 12 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, para a segunda etapa.

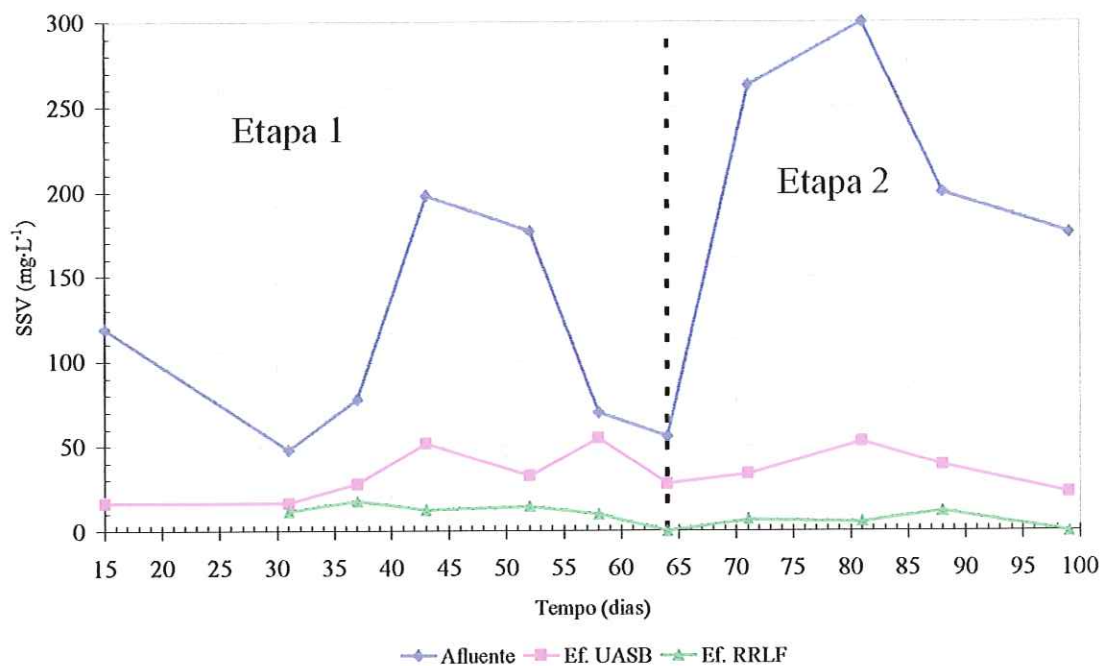


Figura 5-12: Variação dos sólidos suspensos voláteis durante o experimento.

Os sólidos suspensos fixos estão associados à quantidade de sólidos inertes que entram no sistema. Percebe-se Figura 5-13 que a concentração de SSF não foi superior a $70 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ no afluente, com média de $19 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 20 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (primeira etapa) e $38 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 25 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (segunda etapa) que indica uma relação SSF e SST de 0,14 (primeira etapa) e 0,16 (segunda etapa), enquanto o efluente do RRLF obteve média de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (primeira etapa) e $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (segunda etapa). Isto demonstra a retenção desses sólidos no sistema.

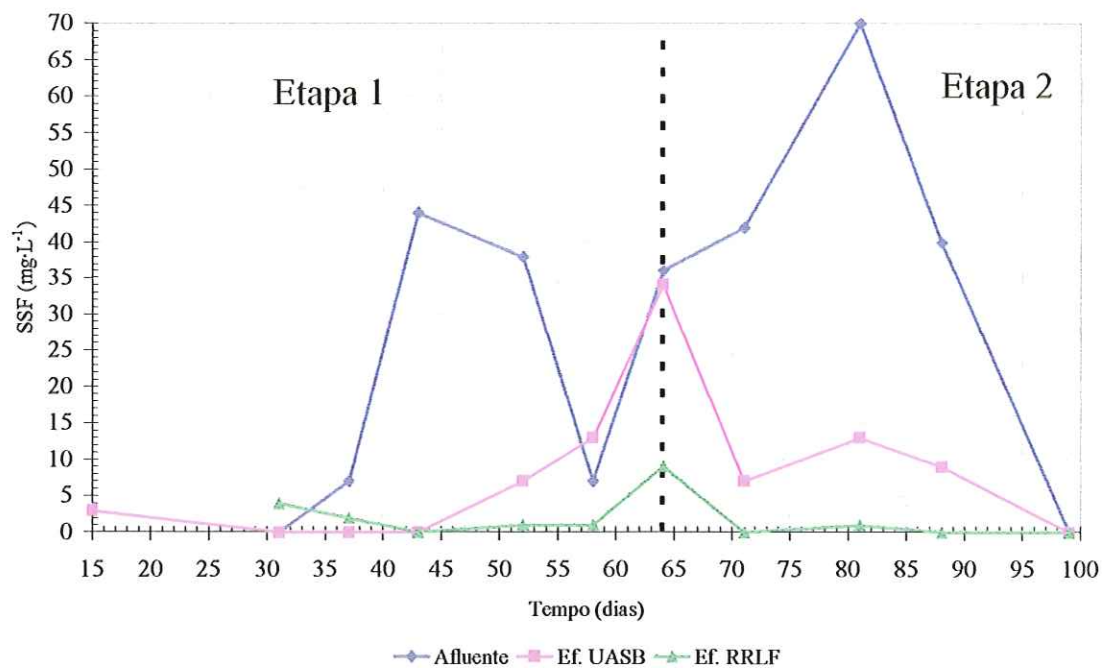


Figura 5-13: Variação dos sólidos suspensos fixos durante o experimento.

Os resultados de SST, para a primeira e segunda etapa, são apresentados na Figura 5-14 e Figura 5-15, como gráficos de distribuição de frequência.

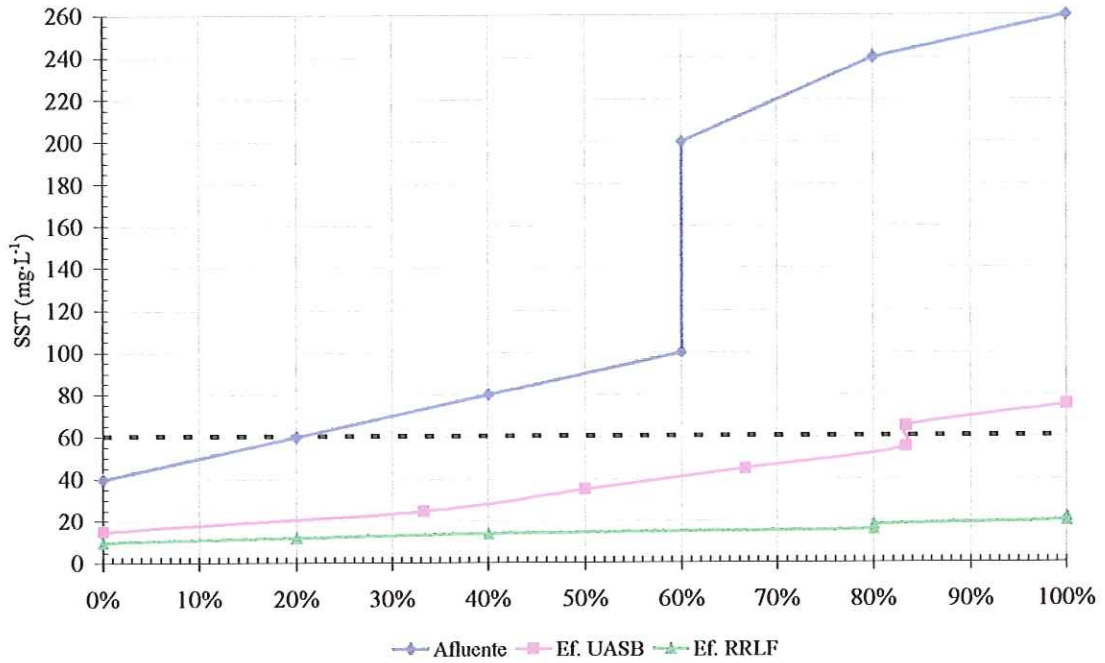


Figura 5-14: Distribuição de freqüência dos resultados de SST na primeira etapa.

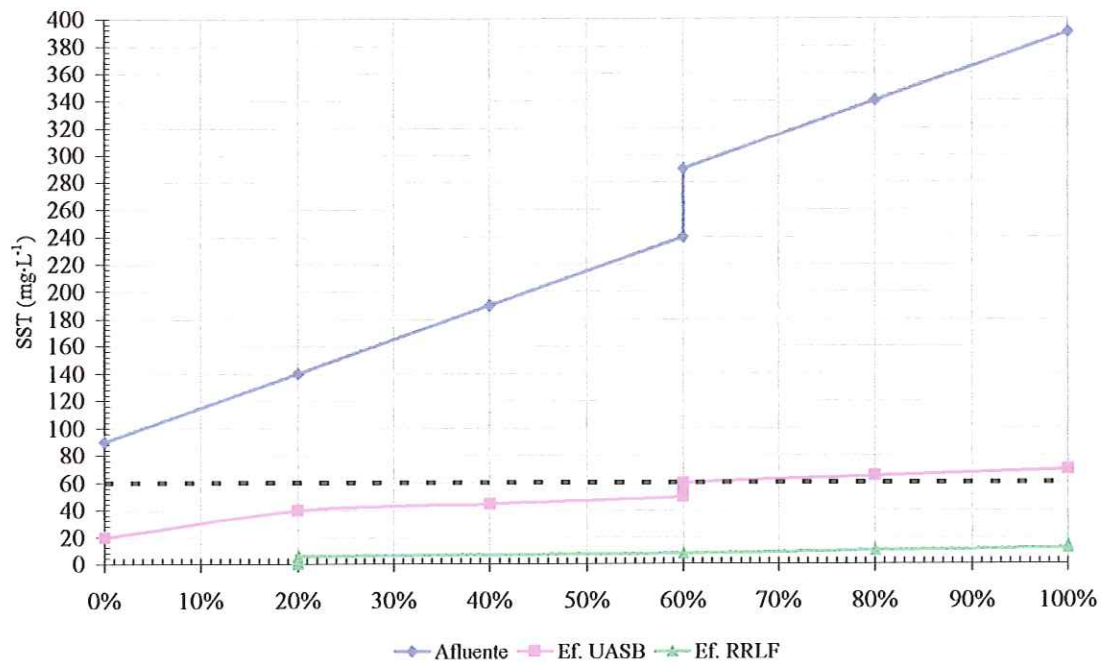


Figura 5-15: Distribuição de freqüência dos resultados de SST na segunda etapa.

Pode-se verificar pela Figura 5-14 que 83 % dos resultados do efluente do reator *UASB* encontram-se abaixo de $60 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, o qual é o descarte padrão das agências ambientais do Brasil (CHERNICHARO *et al.*, 2001). Percebe-se por este resultado a grande eficiência de retenção de SST do reator *UASB*. Em relação, ao efluente do RRLF, 100 % dos resultados obtidos encontram-se abaixo de $60 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Pela Figura 5-14, percebe-se que 100 % das amostras encontram-se abaixo de $20 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, concentração bem abaixo do limite estabelecido. Pode-se concluir, pelos resultados obtidos, que reator e o RRLF apresentaram grande eficiência na retenção de sólidos suspensos totais, enquadrando o efluente final nos padrões de lançamento estabelecido.

Após a estabilização do sistema, pode-se verificar pela Figura 5-15 que 60 % das amostras do efluente do reator *UASB* encontram-se abaixo de $60 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A unidade de pós-tratamento foi capaz de complementar a retenção de sólidos do sistema, aumentando a porcentagem dos resultados que cumprem os padrões de lançamento para 100 %. Pela Figura 5-15, percebe-se que 100 % das amostras encontram-se abaixo de $15 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Pode-se concluir, pelos resultados obtidos, que reator e o RRLF apresentaram grande eficiência na retenção de sólidos suspensos totais, enquadrando o efluente final nos padrões de lançamento estabelecido. Comparando-se com a primeira etapa, percebe-se uma pequena piora na qualidade do efluente do reator *UASB*, isso se deve ao fato de que a vazão na segunda etapa é maior, provocando um aumento no arraste de sólidos.

Nos experimentos de Chernicharo *et al.* (2001), a porcentagem dos resultados de SST que se encontram abaixo de $60 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ foi de 50 % no efluente do reator *UASB*. Em relação ao efluente do sistema de pós-tratamento, a porcentagem dos resultados de SST que se encontram abaixo de $60 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ foi de 90 %. Diante dos dados obtidos por esta pesquisa, e dos registrados por Chernicharo *et al.* (2001), pode-se concluir que o sistema de tratamento de águas residuárias desta pesquisa apresentou resultados melhores que os resultados mostrados por Chernicharo *et al.* (2001), mostrando grande eficiência na retenção de sólidos suspensos totais.

5.2.6. Potencial hidrogeniônico

A variação de pH para os reatores *UASB* e *RRLF* ao longo do experimento é ilustrada na Figura 5-16. Avaliando-se o comportamento do pH nos reatores, observa-se que o pH manteve-se superior a 6,5. O pH do afluente variou de 6,4 a 7,1, possivelmente em função do período de armazenamento, que pode ter causado acidificação do afluente. Entretanto, os efluentes dos reatores *UASB* e *RRLF* sempre apresentaram pH próximos a 7,0, o que, segundo os autores Ford *et al.* (1980) e Henze *et al.* (1997) está dentro da faixa de pH ótimo para formação de nitrito e nitrato.

Observa-se que o pH do efluente do *RRLF* manteve-se acima do efluente do reator *UASB*, o que corrobora a não ocorrência de nitrificação, já que não era suplementada alcalinidade.

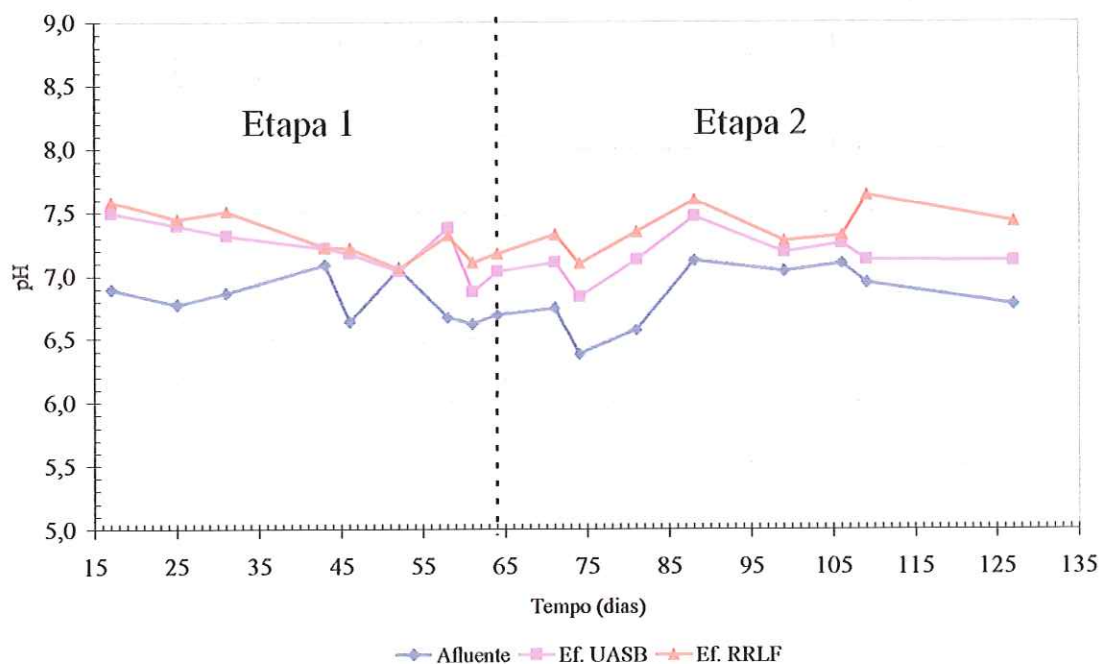


Figura 5-16: Variação do pH durante o experimento.

5.2.7. Alcalinidade

Na digestão anaeróbia, alcalinidade (HCO_3^-) é produzida na fermentação, na acetogênese e na redução do sulfato, e é consumida na acetogênese. Ela é usada, também para tamponar o sistema, equilibrando o pH para as condições ideais de digestão.

A variação de AB para os reatores *UASB* e *RRLF* ao longo do experimento está ilustrada na Figura 5-17. A variação da AB está associada às cargas orgânicas aplicadas e à geração e ao consumo dos ácidos voláteis.

Na primeira etapa e na segunda etapa, a AB determinada no afluente foi, em média, $23,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 14,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $60,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 51,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente, enquanto do efluente do reator *UASB* foi de $55,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 15,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $109,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 47,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente; pode-se notar que houve uma produção de AB e confirma-se o equilíbrio entre os microrganismos produtores de ácidos orgânicos, H_2 e CO_2 e os microrganismos metanogênicos, no processo anaeróbio. Não foi detectado consumo de alcalinidade no *RRLF*, comprovando a hipótese de que o processo de nitrificação não estava ocorrendo, uma vez que esta reação envolve o consumo de alcalinidade.

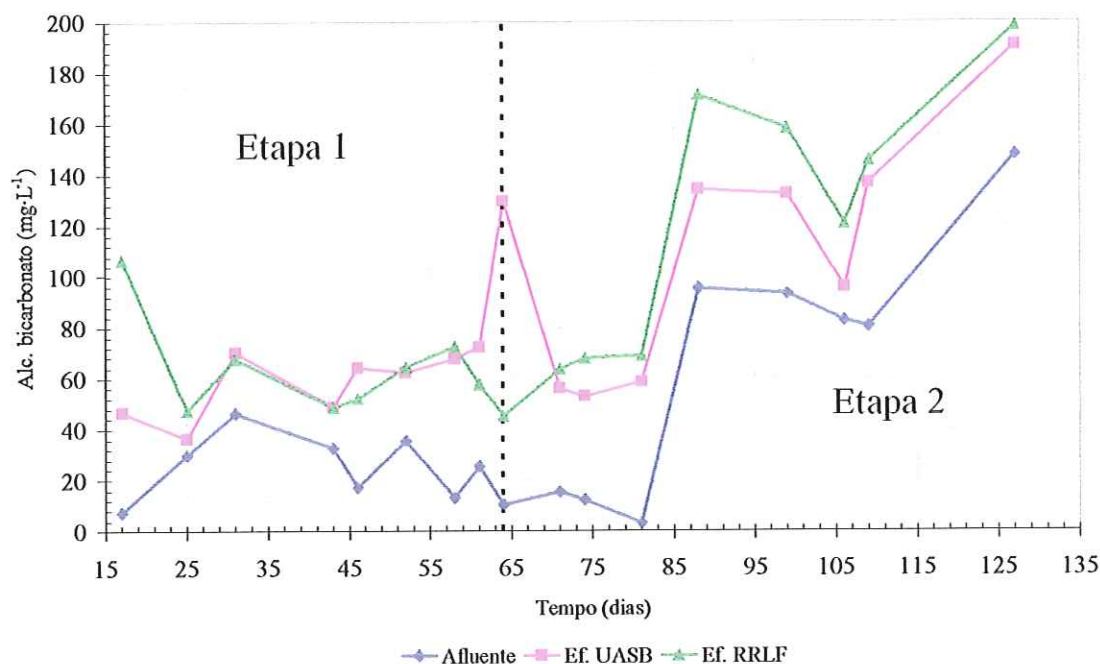


Figura 5-17: Variação da alcalinidade a bicarbonato durante o experimento.

5.2.8. Ácidos voláteis totais

A variação de AVT para os reatores *UASB* e *RRLF* ao longo do experimento é ilustrada na Figura 5-18.

A concentração de AVT no efluente dos reatores foi inferior a $60 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, e a concentração no efluente do *RRLF*, na primeira e na segunda etapa, foi $33,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 12,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $26,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 10,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente (Figura 5-18). Os valores mais baixos de AVT observados no efluente indicaram equilíbrio entre a etapa acidogênica e metanogênica de degradação do substrato. Isso indica, também, a rápida partida do reator.

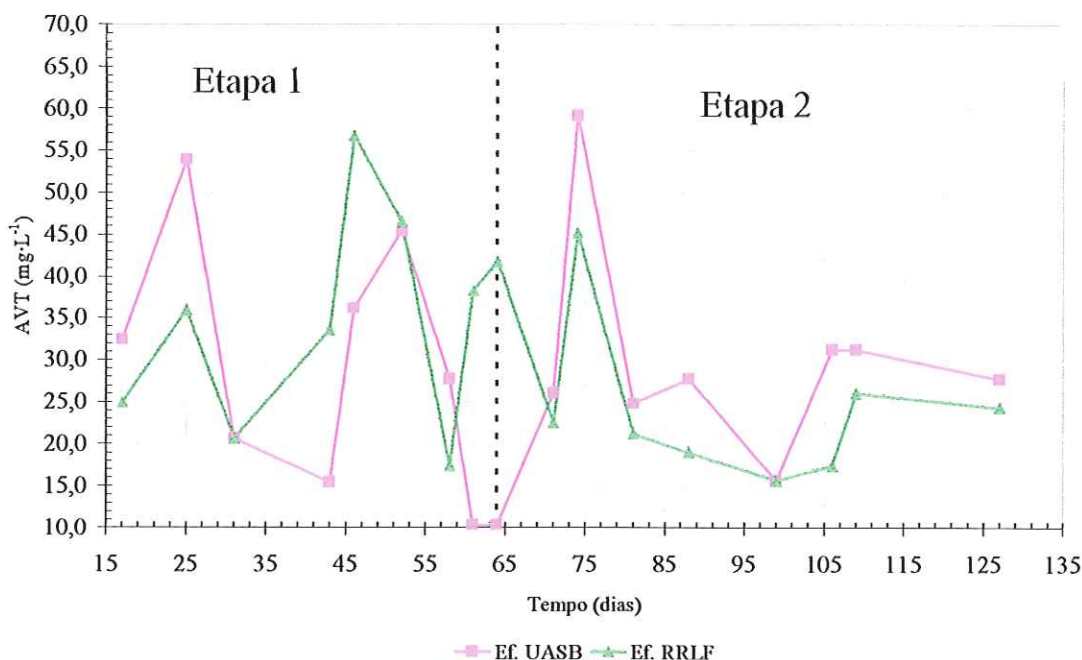


Figura 5-18: Variação de AVT durante o experimento

5.2.9. Nitrogênio

Nas Figura 5-19 e Figura 5-20 estão apresentados, respectivamente, os valores obtidos de N-NTK e de N-amon.

O nitrogênio afluente ao sistema apresentava-se, em grande parte, como N-amon, o que pode ser observado comparando-se os valores médios de N-NTK, (primeira etapa igual a $37,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 10,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e segunda etapa igual $44,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 10,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) com os valores médios de N-amon, na primeira e segunda etapa, iguais a $26,1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 5,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $28,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 6,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. A diferença entre esses valores, de $11,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (primeira etapa) e $16,6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (segunda etapa) corresponde à fração de N-org. A proximidade entre as concentrações de N-NTK e N-amon observada se deve, provavelmente, ao processo de amonificação nos reservatórios.

Percebe-se pela Figura 5-19, a grande variação da concentração de NTK do afluente e dos efluentes do reator *UASB* e *RRLF*. Nota-se também, que não ocorreu o processo de nitrificação, pois a concentração de NTK do efluente do *RRLF* foi próxima aos valores do afluente. Isso pode ser confirmado tanto pelas análises de nitrato como pela análise de alcalinidade. Os valores obtidos para os efluentes do reator *UASB* e *RRLF*, foram

para a primeira etapa de $37,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 11,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $36,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 8,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Na segunda etapa os valores médios foram $37,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 6,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $35,4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 6,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

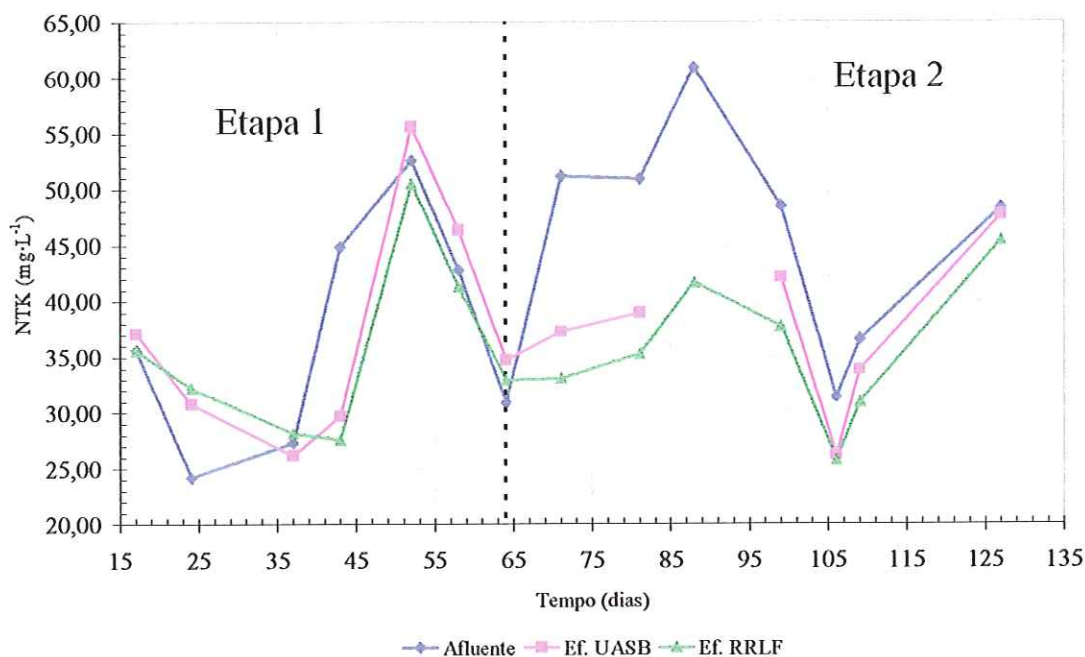


Figura 5-19: Variação de NTK durante o experimento.

Pela Figura 5-20, comprava-se que o processo de nitrificação não ocorreu, entretanto percebe-se que o reator *UASB* permaneceu estável, já que a concentração de N-amon no seu efluente foi superior a do afluente, o que indica a transformação do N-org em N-amon, confirmado pela literatura, em ambiente anaeróbio. As concentrações médias do efluente do *UASB* e do RRLF para a primeira etapa foram, respectivamente, $31,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 8,4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $32,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 7,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Na segunda etapa os valores médios foram $32,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 7,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $32,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 6,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

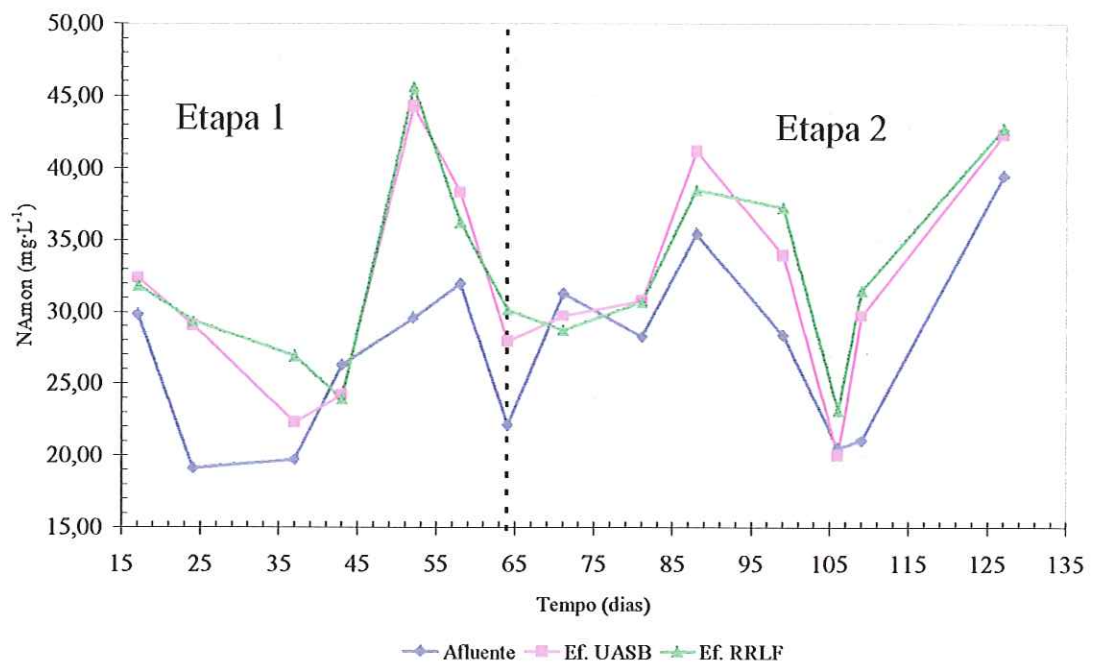


Figura 5-20: Variação de N-amon durante o experimento.

Foi realizado balanço de massa (Figura 5-21) para o nitrogênio presente no sistema, conforme apresentado na eq (5.1). Para que o nitrogênio presente no sistema esteja balanceado, a somatória de nitrogênio afluente deve ser igual à somatória do nitrogênio efluente mais uma parcela que será assimilada pelas bactérias nas diversas formas.

$$(N_{\text{amon}} + N_{\text{org}} + N\text{-NO}_2^- + N\text{-NO}_3^- + N_2)_{\text{afluente}} = (N_{\text{amon}} + N_{\text{org}} + N\text{-NO}_2^- + N\text{-NO}_3^- + N_2)_{\text{efluente}} + N_{\text{as}} \quad (5.1)$$

A produção de N_2 não foi avaliada experimentalmente. No entanto, para efeito de balanceamento, foi considerado que o nitrogênio nas formas de nitrato e nitrito, eram desnitrificados, formando N_2 .

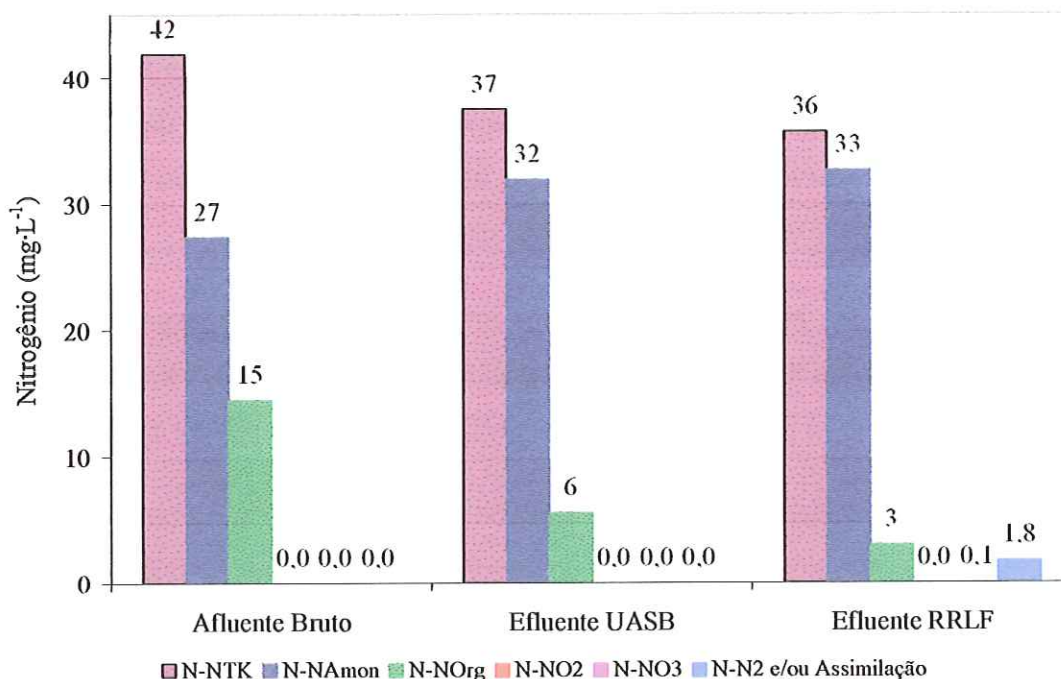


Figura 5-21: Balanço de massa das diversas formas de nitrogênio.

Um dos objetivos da pesquisa era realizar o processo de nitrificação, mas depois de 64 dias de operação, a nitrificação não foi obtida, com isso tentou-se soluções para atingir este objetivo, levantando-se hipóteses.

A primeira hipótese foi se referia à temperatura. A operação dos reatores foi iniciada no final do mês de junho, com baixas temperaturas e como o reator não tinha sido inoculado, supôs que tenha prejudicado o crescimento das bactérias nitrificantes. De acordo com Barnes & Bliss (1983) a temperatura ótima para a nitrificação encontram-se entre 25 e 36 °C, pela Figura 5-2 (p. 45) observa-se que a temperatura mínima foi de 16 °C do efluente do RRLF. Com o aumento da temperatura e não iniciando-se a nitrificação, esta hipótese foi descartada.

Outra hipótese verificada foi à baixa concentração de OD no meio. Pela Figura 5-3 (p. 46) a concentração de OD no efluente do RRLF não foi menor do que 1,0 mg·L⁻¹. De acordo com Surampalli *et al.* (1997) a concentração de OD passa a ser limitante abaixo de 0,5 mg·L⁻¹, conseqüentemente esta hipótese foi descartada.

Mais uma hipótese verificada foi à baixa quantidade de microrganismos nitrificantes no reator, para corrigir este problema, inoculou-se o RRLF, em um primeiro momento, com o lodo do tanque de aeração da ETE de Franca, porém o processo de nitrificação não se estabeleceu. Como não se obteve resultado com o lodo da ETE de Franca, inoculou-se o RRLF com o lodo do tanque de aeração da ETE de Rio Claro, também a nitrificação não se estabeleceu, sendo descartada esta hipótese.

A última hipótese verificada foi em relação na hidrodinâmica do RRLF. Durante a operação do RRLF, percebeu-se caminhos preferenciais na coleta do efluente do RRLF, modificou-se os pontos de coletas, porém a nitrificação não foi estabelecida.

Após verificar todas as hipóteses citadas, acredita-se que a nitrificação não se estabeleceu, devido a hidrodinâmica do reator. Após, analisando-se o projeto do RRLF, notou-se uma diferença de 10 cm na altura do RRLF, provocando uma diminuição de 18 % do volume do reator e conseqüentemente uma diminuição de 18 % no TDH. De acordo com Vieira *et al.* (2000), o TDH de 4 h foi suficiente para promover a nitrificação, calculando-se o TDH para um quinto do volume do RRLF, tem-se TDH de 5 h, o que seria suficiente para realizar a nitrificação. Sendo o efluente coletado em 4 pontos, favorece caminhos preferenciais e curto-circuito no RRLF, resultando em um TDH menor do que o projetado, e conseqüentemente prejudicando a nitrificação.

5.3. INTERAÇÕES ENTRE PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS

A título de ilustração são apresentadas, em forma de gráficos, as interações entre a eficiência de remoção de matéria orgânica dos reatores *UASB* e RRLF, a carga orgânica volumétrica e os parâmetros físico-químicos (DQO_t , NTK, $N-NH_3$, N_{org} , AVT, AB, OD, COV, STV, SST, SSV, SDV e Eficiência dos reatores) encontrados nos reatores *UASB* e RRLF, tanto na primeira e como na segunda etapa do experimento.

Um dos intuitos ao realizar este estudo de interação foi verificar se havia alguma relação entre as eficiências de remoção de matéria orgânica dos reatores *UASB* e RRLF com algum outro parâmetro físico-químico. Com a eficiência do reator *UASB*, só foram observadas interações com a COV, na segunda etapa do experimento. Pela Figura 5-22, observa-se que o coeficiente de correlação de foi 0,95, ou seja, com aumento da COV, a eficiência do reator *UASB* tende a aumentar, porém como a relação entre os parâmetros

é logarítmica, estabilizará. Porém, na primeira etapa não se pode concluir se existe correlação entre estes parâmetros (Figura 5-23).

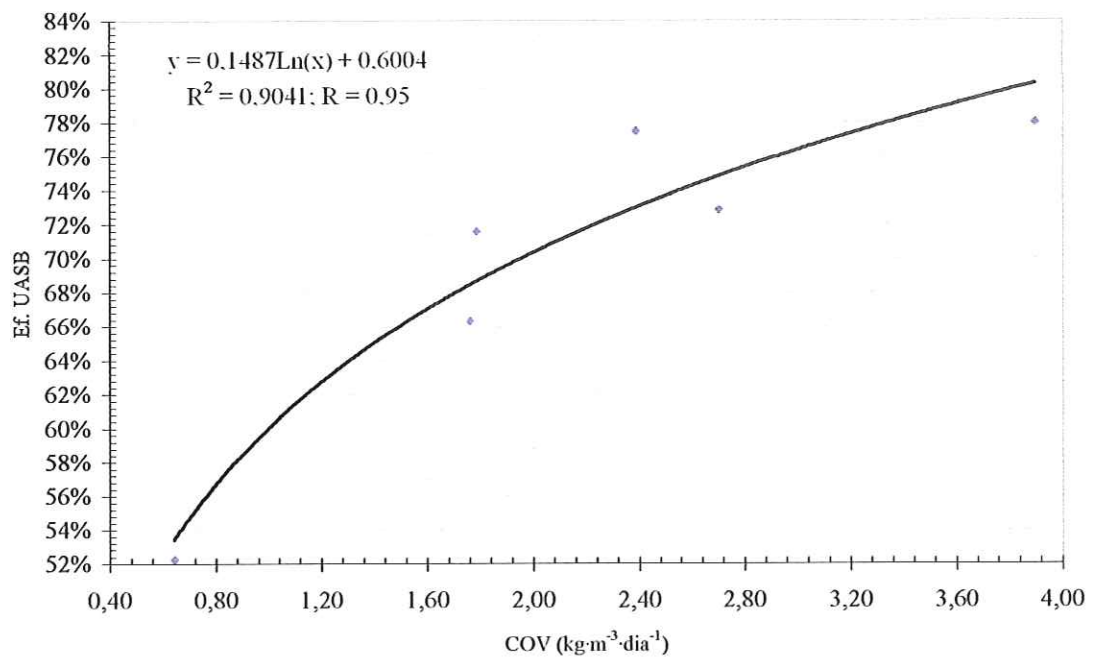


Figura 5-22: Relação entre carga orgânica volumétrica e eficiência do *UASB* na remoção de matéria orgânica, na segunda etapa do experimento.

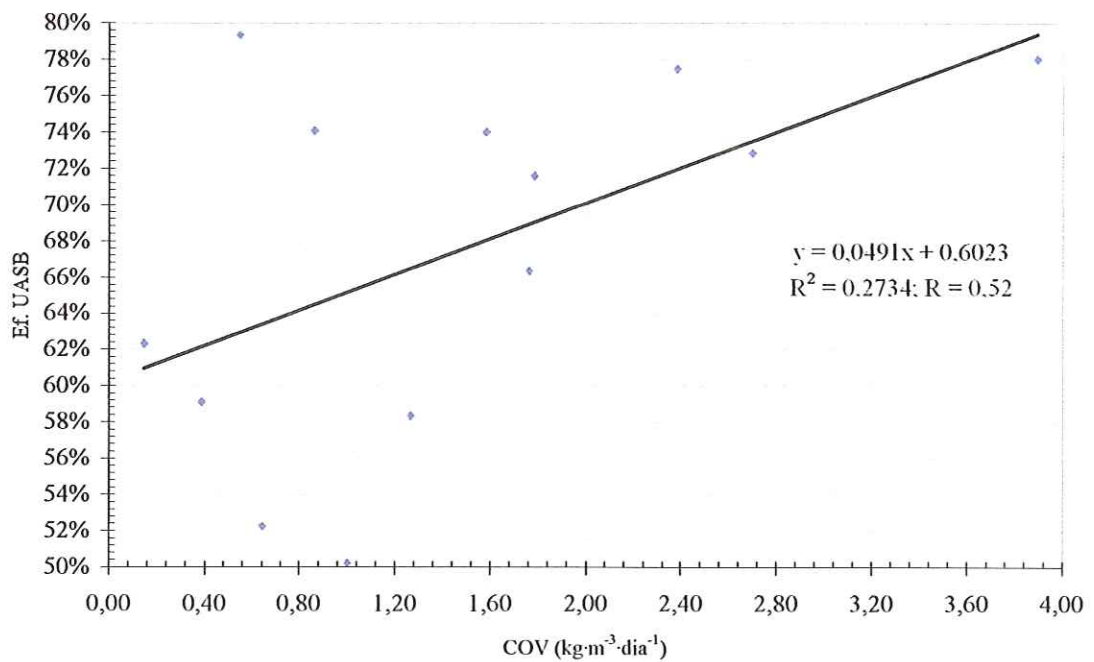


Figura 5-23: Relação entre carga orgânica volumétrica e eficiência do *UASB* na remoção de matéria orgânica, na primeira etapa do experimento.

Com a eficiência do reator RRLF, só foram observadas interações com SST e SSF, na segunda etapa do experimento. Pela Figura 5-24, observa-se que o coeficiente de correlação de foi 0,79, com aumento da concentração de SST, a eficiência do RRLF tende a diminuir.

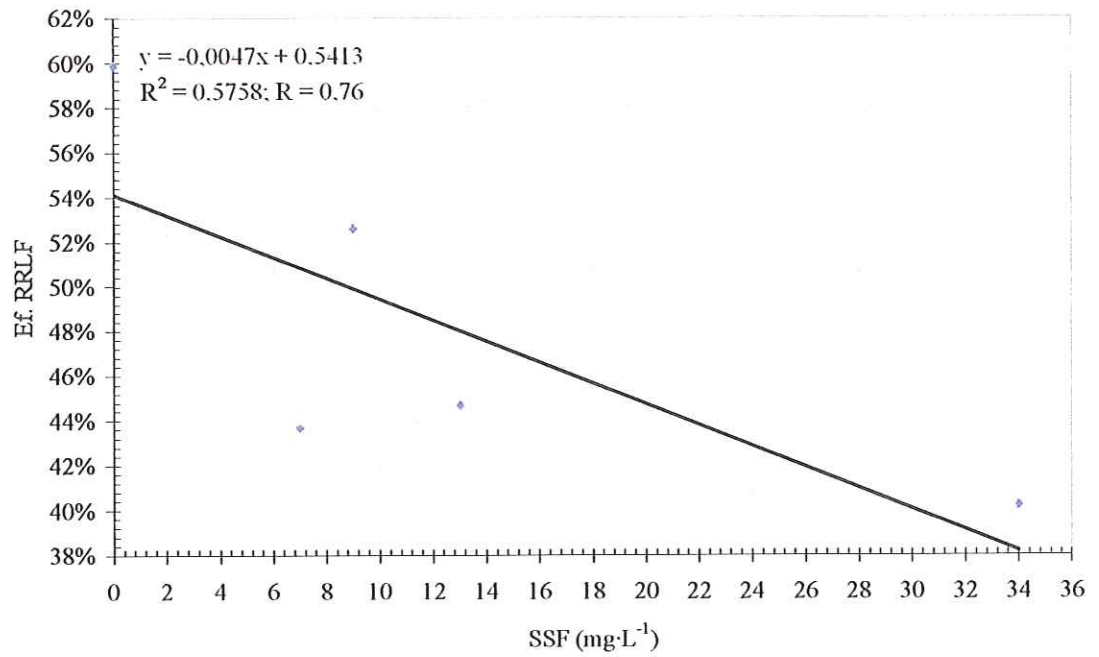


Figura 5-24: Relação entre sólidos suspensos totais e eficiência do RRLF na remoção de matéria orgânica, na segunda etapa do experimento.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Duas coisas ensinam o homem sobre a sua natureza: o instinto e a experiência.

Blaise Pascal (1623-1662)

O trabalho realizado, utilizando sistema composto por reator *UASB* seguido de reator radial de leito fixo (RRLF) para tratamento de esgoto sanitário, permite concluir que:

✚ O sistema apresentou bom desempenho na remoção de DQO. A eficiência na remoção de DQO, na primeira etapa, apresentou valor médio final de 78 %, com concentração efluente do sistema igual a $108 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 49 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A segunda etapa, após atingir a vazão de projeto, a eficiência média foi de 85 %, com concentração efluente final de $106 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 36 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

✚ O sistema apresentou bom desempenho na retenção de SST. A eficiência na retenção de SST, na primeira etapa, apresentou valor médio final de 89 %, com concentração efluente do sistema igual a $15 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A segunda etapa, após atingir a vazão de projeto, a eficiência média foi de 97 %, com concentração efluente final de $7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

✚ O sistema apresentou bom desempenho na retenção de SSV. A eficiência na retenção de SSV, na primeira etapa, apresentou valor médio final de 88 %, com concentração efluente do sistema igual a $14 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A segunda etapa, após atingir a vazão de projeto, a eficiência média foi de 97 %, com concentração efluente final de $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1} \pm 5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

- ✚ Os resultados apresentados demonstram que a maior parte dos sólidos suspensos totais (SST) era constituída de sólidos suspensos voláteis (SSV).
- ✚ O valor de pH manteve-se relativamente constante, com valores médios afluente de $6,8 \pm 0,2$ (para a primeira e segunda etapa) e efluente de $7,3 \pm 0,2$ (para a primeira e segunda etapa).
- ✚ Os reatores *UASB* e RRLF foram capaz de operar durante 130 dias sem apresentar sinais de produção de lodo em excesso ou de colmatação do leito.
- ✚ No RRLF não ocorreu o processo de nitrificação, depois de verificar todas as hipóteses citadas [item 5.2.9 (p. 64)], acredita-se que a nitrificação não se estabeleceu, devido a hidrodinâmica do reator. Analisando-se o projeto do RRLF, notou-se uma diferença de 10 cm na altura do RRLF, provocando uma diminuição de 18 % do volume do reator e conseqüentemente uma diminuição de 18 % no TDH. Calculando-se o TDH para um quinto do volume do RRLF, tem-se TDH de 5 h, o que seria suficiente para realizar a nitrificação, fato que não ocorreu.
- ✚ Como o efluente foi coletado em 4 pontos, houve favorecimento de caminhos preferenciais e curto-circuito no RRLF, resultando em um TDH menor do que o projetado, e conseqüentemente prejudicando a nitrificação.
- ✚ O sistema é de fácil operação e controle simples, quando são utilizadas bombas de dimensões adequadas para as vazões pretendidas.

De acordo com os resultados obtidos durante o desenvolvimento e operação do sistema reator *UASB* seguido de RRLF, são feitas as seguintes sugestões para pesquisas futuras:

- ✚ Otimização do sistema reator *UASB* seguido de RRLF, enfocando as variáveis operacionais com objetivo de possibilitar menores TDH e possibilitar a ocorrência do processo de nitrificação.
- ✚ Avaliação do processo de nitrificação/desnitrificação simultânea, para confirmar sua ocorrência no RRLF e verificar se sua origem é física ou biológica.
- ✚ Avaliação do sistema na remoção biológica de fósforo.

- + Desenvolver estudo hidrodinâmico no RRLF para verificar os TDH's reais e comprovar a não ocorrência da nitrificação.
- + Modelagem matemática da cinética microbiana de degradação de matéria orgânica e conversão do nitrogênio no RRLF.
- + Operação do sistema por longo período de tempo para verificar os efeitos da acumulação de lodo no sistema.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AGRAWAL, L.K.; HARADA, H.; OKUI, H. (1997). Treatment of dilute wastewater in a *UASB* reactor at a moderate temperature: Performance Aspects. *Journal of fermentation and bio-engineering*. v.83, n.02, p179-184.
- AISSE, M.M.; LOBATO, M.B.; BONA, A.; GARBOSSA, L.H.P.; SOBRINHO, P.A. (2000). Avaliação do sistema reator *UASB* e filtro biológico aerado submerso para o tratamento de esgoto sanitário. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 27, Porto Alegre, 2000. *Anais*. Porto Alegre, AIDIS. CD-ROM.
- AISSE, M.M.; NOLASCO, M. A.; ANDREOLI, F. D. N.; LOBATO, M. B.; SAVELLI, C. S.; JURGENSEN, D.; ALÉM SOBRINHO, P. (2000). Pós-tratamento de efluentes provenientes de reatores anaeróbios tipo *UASB*. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 6, Recife, 2000. *Anais*. Pernambuco, v.1, p.321-7.
- APHA, AWWA, WPCF, (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 20^a ed., Washington, D. C., 1268 p.
- BARNES, D. & BLISS, P.J. (1983). *Biological control nitrogen in wastewater treatment*. E. & F.N. Spon, Cambridge, Great Britain, 146p.
- BODÍK, I.; KRATOCHVÍL, K.; GAŠPARIKOVÁ, E.; HUTŇAN, M. (2003). Nitrogen removal in an anaerobic baffled filter reactor with aerobic post-treatment. *Bioresource Technology*, v. 86, p. 79-84.
- BOTHE, H.; JOST, G.; SCHLOTTER, M.; WARD, B.B.; WITZEL, K.P. (2000). Molecular analysis of ammonia oxidation and denitrification in natural environments. *FEMS Microbiology Reviews*. v.24, p. 673-690.
- BRASIL, Leis, etc. (2004). Portaria nº. 518 de 25 de março de 2004. Estabelece os procedimentos e responsabilidades relativos ao controle e vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade, e dá outras providências. Ministério da Saúde. *Diário Oficial da União*, Brasília, DF, 25 março. Seção I, p. 266.
- BRASIL. Leis, etc. (2005). Resolução nº. 357 de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Conselho Nacional de Meio Ambiente. *Diário Oficial da União*, Brasília, DF, 17 março.
- CALLADO, N.H. & FORESTI, E. (2001). Removal of organic carbon, nitrogen and phosphorus in sequential batch reactors integrating the aerobic/anaerobic processes. *Water Science and Technology*, v. 44, n. 04 p. 263-270.
- CAMPOS, J.R. (1996). A ETE Piracicamirim, capítulo do livro "Bacia do Rio Piracicaba".

- CAVALCANTI, P. F. F.; VAN HAANDEL, A.; LETTINGA, G. (2000) Polishing ponds for post treatment of digested sewage. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 6, Recife, 2000. *Anais*. Pernambuco, v.1, p.352-68.
- CHERNICHARO, C.A.L. (1997). **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais. 245 p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, 5).
- CHERNICHARO, C.A.L.; COTA, R.S.; ZERBINI, A.M.; von SPERLING, M.; BRITO, N.C. (2001). Post-treatment of anaerobic effluents in an overland flow system. *Water Science and Technology*, v. 44, n. 04, p. 229-236.
- CHERNICHARO, C.A.L. & MACHADO, R.M.G. (1998). Feasibility of the *UASB/AF* system for domestic sewage treatment in developing countries. *Water Science and Technology*, v. 38, n. 08-09, p. 325-332.
- CHERNICHARO, C.A.L. & NASCIMENTO, M.C.P. (2001). Feasibility of a pilot-scale *UASB/trickling filter* system for domestic sewage. *Water Science and Technology*, v. 44, n. 04, p. 221-228.
- DiLallo, Rosemarie; Albertson, Orris E. Volatile acids by direct titration. *Journal of Water Pollution Control Federation*, v. 33, n. 4, p. 356-365.
- DINÇER, A.R. & KARGI, F. (2000). Cinética dos processos seqüenciais de nitrificação e desnitrificação. *Enzyme and Microbial Technology*, v.27, p. 37-42.
- FORD, D. L.; CHURCHWELL, R. L.; KACHTICK, J. W. (1980). Comprehensive analysis of nitrification of chemical processing wastewaters. *Journal Water Pollution Control Federation*, v.52, n.11, p.2726-46.
- GARBOSSA, L.H.P. (2003). **Desenvolvimento e avaliação de sistema de leito fixo – reator radial seguido de reator anóxico horizontal – para a remoção de matéria orgânica e de nitrogênio de esgoto sanitário**. 111 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- GRADY, C.P.L., DAIGGER, G.T., LIM, H.C.(1999). **Biological wastewater treatment** 2ed. New York, EUA. Marcel Dekker.
- HENZE, M.; HARREMOËS, P.; JANSEN, J.L.C.; ARVIN, E. (1997). **Wastewater treatment**, 2nd ed. Germany. Springer.
- HER, J.; HUANG, J. (1995). Influences of carbon source and C/N ratio on nitrate/nitrite denitrification and carbon breakthrough. *Bioresource Technology*, v.54, p.45-51.
- KATO, M.T.; NETO, C.O.A.; CHERNICHARO, C.A.L.; FORESTI, E.; CYBIS, L.F. (1999). Configurações de Reatores Anaeróbios. In. CAMPOS, J.R. (coordenador). **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro. ABES. Cap. 03.
- LEENEN, E.J.T.M.; van BOXTEL, A.M.G.A.; ENGLUND, G.; TRAMPER, J.; WIJFFELS, R.H.(1997). Reduced temperature sensitivity of immobilized *Nitrobacter agilis* cells caused by diffusion limitation. *Enzyme and Microbial Technology*. n.20. p. 573-580.
- LOPES, D.D.; CAMPOS, J.R. (2000). Tratamento de esgoto sanitário em reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 4, Recife, 2000. *Anais*. Pernambuco, v.2, p.203-6.
- METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: Treatment, Disposal and Reuse**. 3rd ed. New York: McGraw-Hill, 1991. 1336 p. (McGraw-Hill series in water resources and environmental engineering).

- MÜNCH, E.V.; LANT, P.; KELLER, J. (1996). Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. *Water Research*, v.30, n.2, p.277-84.
- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal WPCF*, v.58, n.5, p.406-411.
- RITTMAN, B.E.; REGAN, J.M.; STAHL, D.A. (1994). Nitrification as a source of soluble organic substrate in biological treatment. *Water Science and Technology*, v.30, n.06, p.1-8.
- SANTOS, S.G.; ONO, A.F.; FORESTI, E. (2002). Estudo comparativo entre três doadores de elétrons (metanol, etanol e metano) no processo de desnitrificação. In: SEMINÁRIO DO PROJETO TEMÁTICO, 1, São Carlos, 2002. *Anais*. São Paulo, EESC-USP. p.245-54.
- SCHMIDT, I; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST, J.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M.; STROUS, M. (2003). New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. *FEMS Microbiology Reviews*, v.27, p.481-492.
- SEDLAK, R. I. (1991). **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater: principles and practice**. 2.ed. The soap and detergent association.
- SPECTOR, M. (1998). Wastewater treatment and nutrient removal in the combined reactor. *Water Science and Technology*, v.38, n.01, p.87-95.
- SPEECE, R.E. (1996). **Anaerobic biotechnology for industrial wastewater**. Tennessee, Archae Press.
- SOUSA, J.T. & FORESTI, E. (1996). Domestic sewage treatment in an upflow anaerobic sludge blanket - sequencing batch reactor system. *Water Science and Technology*, v. 33, n. 03, p. 73-84.
- SOUSA, J. T.; VAN HAANDEL, A. C.; GUIMARÃES, A. A. V. (2000). Post treatment of anaerobic effluents in constructed wetland systems. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 6, Recife, 2000. *Anais*. Pernambuco, v.1, p.314-20.
- SURAMPALLI, R.; TYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J.A (1997). Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. *Bioresource Technology*, v.61, p. 151-157.
- TIEDJE, J.M.(1988). Ecology of denitrification and dissimilatory nitrate reduction to ammonium. In: ZEHNDER, A.J.B.; **Biology of Anaerobic Microorganisms**. New York, John Wiley & Sons, Inc. cap. 4, p. 179-245.
- TORRES, P. & FORESTI, E. (2001). Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactor. *Water Science and Technology*. v. 44, n. 4, p. 247-253.
- VAN HAANDEL, A. & LETTINGA, G. (1994). **Tratamento Anaeróbio de Esgotos – Um manual para regiões de clima quente**. Eppgraf, 255 p., Campina Grande, PB.
- VAN HAANDEL, A. & MARAIS, G. (1999). **O comportamento do sistema de lodo ativado**. Eppgraf, 488 p. Campina Grande.
- VERSTRAETE, W. & PHILIPS, S. (1998). Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts. *Environmental Pollution*, v.102, p.717-726.
- VIEIRA, L.G.T.; FAZOLO, A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. (2000). Desenvolvimento de reator aeróbio radial de leito fixo para a remoção de nitrogênio de esgoto sanitário pré-tratado em reator anaeróbio. In. CHERNICHARO, C.A.L. (coordenador). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios: coletânea de trabalhos técnicos**. Belo Horizonte. p. 135-42.
- WIJFFELS, R.H.; TRAMPER, J.(1995). Review: nitrification by immobilized cells. *Enzyme and Microbial Thechnology*, v.17, p. 482-492.

ANEXO 1.

Tabelas com os resultados das análises obtidos durante a operação do sistema.

Tabela 7-1: Valores médios obtidos de vazão do sistema

Data	Dias de operação	Semana	Vazão (L·h ⁻¹)			TDH (h)	
			Descartada	RRLF	UASB	UASB	RRLF
23-jun-04	3	0	0,0	6,0	6,0	48	36
25-jun-04	5	0	0,0	6,0	6,0	48	36
28-jun-04	8	1	0,0	7,2	7,2	40	30
30-jun-04	10	1	0,0	21,0	21,0	14	10
7-jul-04	17	2	0,0	6,0	6,0	48	36
12-jul-04	22	3	0,0	9,0	9,0	32	24
13-jul-04	23	3	0,0	18,6	18,6	15	12
15-jul-04	25	3	0,0	18,6	18,6	15	12
26-jul-04	36	5	0,0	27,6	27,6	10	8
27-jul-04	37	5	0,0	28,7	28,7	10	8
2-ago-04	43	6	0,0	25,5	25,5	11	8
5-ago-04	46	6	0,0	25,5	25,5	11	8
11-ago-04	52	7	0,0	23,1	23,1	12	9
17-ago-04	58	8	0,0	9,6	9,6	30	23
23-ago-04	64	9	0,0	21,6	21,6	13	10
26-ago-04	67	9	17,4	11,4	28,8	10	19
30-ago-04	71	10	15,0	13,8	28,8	10	16
2-set-04	74	10	12,9	23,4	36,3	8	9
9-set-04	81	11	17,2	22,8	40,0	7	9
16-set-04	88	12	21,6	19,8	41,4	7	11
27-set-04	99	14	21,2	18,7	39,9	7	12
4-out-04	106	15	38,0	4,0	41,9	7	55
7-out-04	109	15	38,0	3,1	41,1	7	69

Tabela 7-2: Valores médios obtidos de temperatura do sistema

Data	Dias de operação	Semana	Situação	Temperatura			Data	Dias de operação	Semana	Temperatura Ambiente		
				Afluente	Effluente UASB	Effluente RRLF				Mínima	Média	Máxima
2-ago-04	43	6	Sol	16,2	15,5	16,2	28-jun-04	8	1	16	18	29
5-ago-04	46	6	Sol	19,1	19,2	19,1	7-jul-04	17	2	17	22	26
11-ago-04	52	7	Sol	19,5	16,9	16,7	15-jul-04	25	3	14	18	26
17-ago-04	58	8	Sol	17,4	16,6	16,9	21-jul-04	31	4	12	16	29
20-ago-04	61	8	Sol	23,4	22	22,3	27-jul-04	37	5	11	16	28
23-ago-04	64	9	Sol	20,7	21	21,1	2-ago-04	43	6	12	15	26
30-ago-04	71	10	Sol	19,0	19,8	19,8	5-ago-04	46	6	16	20	29
2-set-04	74	10	Sol	24,1	23,3	23,7	11-ago-04	52	7	13	18	25
9-set-04	81	11	Sol	26,0	26,2	25,6	17-ago-04	58	8	12	16	26
16-set-04	88	12	Nublado	23,6	21,5	21,9	23-ago-04	64	9	17	21	33
27-set-04	99	14	Sol	26,6	26,9	27,3	26-ago-04	67	9			
4-out-04	106	15	Sol	20,9	18,6	18,5	30-ago-04	71	10	16	18	33
7-out-04	109	15	Sol	21,3	18,5	17,6	2-set-04	74	10	18	23	33
25-out-04	127	18	Sol	22,3	21,8	22	9-set-04	81	11	17	22	34
			Media	21,4	20,6	20,6	16-set-04	88	12	17	22	31
			Desvio	3,0	3,3	3,3	27-set-04	99	14	21	28	37
			Mínimo	16,2	15,5	16,2	4-out-04	106	15	17	19	24
			Maximo	26,6	26,9	27,3						

Tabela 7-3: Valores médios obtidos de DQO_t, DQO_f do sistema

23-jun-04 Data	Dias de operaçã	Semana	Afluente		Ef. UASB		Ef. RRLF	
			DQO	DQOf (1,2mm)	DQO	DQOf (1,2mm)	DQO	DQOf (1,2mm)
29-jun-04	9	1	310	163	64	43	50	32
5-jul-04	15	2	292	220	110	75	59	33
14-jul-04	24	3	552	240	143	66	102	42
21-jul-04	31	4	416	296	207	152	157	120
2-ago-04	43	6	739	196	192	120	133	109
11-ago-04	52	7	653	173	272	176	176	146
17-ago-04	58	8	477	267	195	59	76	52
23-ago-04	64	9	354	176	169	90	101	81
30-ago-04	71	10	987	259	222	132	125	112
9-set-04	81	11	1160	296	255	150	141	125
16-set-04	88	12	777	280	211	141	100	90
27-set-04	99	14	526	105	177	81	71	47
4-out-04	106	15	507	113	144	95	54	39
25-out-04	127	18	483	216	209	151	151	117

Tabela 7-4: Valores médios obtidos de eficiência do reator *UASB*, do RRLF e do sistema

23-jun-04 Data	Dias de operaçã	Semana	Eficiência UASB		Eficiência RRLF		Eficiência Global	
			DQO	DQOf (1,2mm)	DQO	DQOf (1,2mm)	DQO	DQOf (1,2mm)
29-jun-04	9	1	79%	86%	22%	50%	84%	90%
5-jul-04	15	2	62%	74%	46%	70%	80%	89%
14-jul-04	24	3	74%	88%	29%	71%	82%	92%
21-jul-04	31	4	50%	63%	24%	42%	62%	71%
2-ago-04	43	6	74%	84%	31%	43%	82%	85%
11-ago-04	52	7	58%	73%	35%	46%	73%	78%
17-ago-04	58	8	59%	88%	61%	73%	84%	89%
23-ago-04	64	9	52%	75%	40%	52%	71%	77%
30-ago-04	71	10	78%	87%	44%	50%	87%	89%
9-set-04	81	11	78%	87%	45%	51%	88%	89%
16-set-04	88	12	73%	82%	53%	57%	87%	88%
27-set-04	99	14	66%	85%	60%	73%	87%	91%
4-out-04	106	15	72%	81%	63%	73%	89%	92%
25-out-04	127	18	57%	69%	28%	44%	69%	76%

Tabela 7-8: Valores médios obtidos de sólidos do efluente do RRLF

Data	Dias de operação	Semana	Efluente RRLF								
			ST mg/L	STF mg/L	STV mg/L	SST mg/L	SSF mg/L	SSV mg/L	SDT mg/L	SDF mg/L	SDV mg/L
21-jun-04											
5-jul-04	15	2	306	79	227						
21-jul-04	31	4	298	140	158	16	4	12	282	136	146
27-jul-04	37	5	403	139	264	20	2	18	383	137	246
2-ago-04	43	6	317	117	200	13	0	13	304	117	187
11-ago-04	52	7	375	189	186	16	1	15	359	188	171
17-ago-04	58	8	305	211	94	11	1	10	294	210	84
23-ago-04	64	9	337	161	176	9	9	0	328	152	176
30-ago-04	71	10	266	182	84	7	0	7	259	182	77
9-set-04	81	11	396	141	255	7	1	6	389	140	249
16-set-04	88	12	409	175	234	12	0	12	397	175	222
27-set-04	99	14	213	93	120	0	0	0	213	93	120
4-out-04	106	15									
25-out-04	127	18									

Tabela 7-9: Valores médios obtidos de nitrogênio do afluente

Data	Dias de operação	Semana	Afluente Bruto				
			N _{total} mgN-NH ₄ /L	N _{amoniacoal} mgN-NH ₄ /L	N _{org} mgN-NH ₄ /L	Nitrito mgNO ₂ /L	Nitrato mgNO ₂ /L
7-jul-04	17	2	35,68	29,88	5,80	0,00	0,00
14-jul-04	24	3	24,20	19,16	5,04	0,00	0,00
27-jul-04	37	5	27,37	19,74	7,63	0,00	0,00
2-ago-04	43	6	44,90	26,32	18,58	0,00	0,00
11-ago-04	52	7	52,63	29,59	23,04	0,00	0,00
17-ago-04	58	8	42,82	31,97	10,85	0,00	0,00
23-ago-04	64	9	30,93	22,15	8,78	0,00	0,00
30-ago-04	71	10	51,19	31,32	19,87	0,00	0,00
9-set-04	81	11	50,95	28,28	22,67	0,00	0,00
16-set-04	88	12	60,94	35,47	25,47	0,00	0,00
27-set-04	99	14	48,51	28,40	20,11	0,00	0,00
4-out-04	106	15	31,41	20,56	10,85	0,00	0,00
7-out-04	109	15	36,58	21,08	15,50	0,00	0,00
25-out-04	127	18	48,35	39,47	8,88	0,00	0,00

Tabela 7-10: Valores médios obtidos de nitrogênio do efluente do reator *UASB*

Data	Dias de operação	Semana	Efluente UASB				
			N _{total}	N _{amoniacoal}	N _{org}	Nitrito	Nitrato
			mgN-NH ₄ /L	mgN-NH ₄ /L	mgN-NH ₄ /L	mgNO ₂ /L	mgNO ₂ /L
7-jul-04	17	2	37,17	32,41	4,76	0,00	0,00
14-jul-04	24	3	30,83	29,10	1,73	0,00	0,00
27-jul-04	37	5	26,22	22,33	3,89	0,00	0,00
2-ago-04	43	6	29,74	24,23	5,51	0,00	0,00
11-ago-04	52	7	55,61	44,31	11,30	0,00	0,00
17-ago-04	58	8	46,39	38,36	8,03	0,00	0,00
23-ago-04	64	9	34,79	27,95	6,84	0,00	0,00
30-ago-04	71	10	37,30	29,74	7,56	0,00	0,00
9-set-04	81	11	39,00	30,84	8,16	0,00	0,00
16-set-04	88	12		41,20		0,00	0,00
27-set-04	99	14	42,17	34,01	8,16	0,00	0,00
4-out-04	106	15	26,24	20,04	6,20	0,00	0,00
7-out-04	109	15	33,89	29,76	4,13	0,00	0,00
25-out-04	127	18	47,73	42,36	5,37	0,00	0,00

Tabela 7-11: Valores médios obtidos de nitrogênio do efluente do RRLF

Data	Dias de operação	Semana	Efluente RRLF					
			N _{total}	N _{amoniacoal}	N _{org}	Nitrito	Nitrato	N ₂
			mgN-NH ₄ /L	mgN-NH ₄ /L	mgN-NH ₄ /L	mgNO ₂ /L	mgNO ₂ /L	mgN ₂ /L
7-jul-04	17	2	35,68	31,86	3,82	0,00	0,00	1,49
14-jul-04	24	3	32,27	29,39	2,88	0,00	0,00	0,00
27-jul-04	37	5	28,24	26,94	1,30	0,00	0,00	0,00
2-ago-04	43	6	27,65	23,94	3,71	0,00	0,00	2,09
11-ago-04	52	7	50,55	45,64	4,91	0,00	0,00	5,06
17-ago-04	58	8	41,33	36,28	5,06	0,00	0,00	5,06
23-ago-04	64	9	33,01	30,18	2,83	0,00	0,00	1,78
30-ago-04	71	10	33,15	28,76	4,39	0,00	0,00	4,15
9-set-04	81	11	35,35	30,71	4,64	0,00	0,00	3,65
16-set-04	88	12	41,68	38,52	3,16	0,00	0,00	0,00
27-set-04	99	14	37,78	37,30	0,48	0,00	0,00	4,39
4-out-04	106	15	25,83	23,14	2,69	0,00	1,00	0,00
7-out-04	109	15	31,00	31,51	0,00	0,00	0,00	2,89
25-out-04	127	18	45,46	42,77	2,69	0,00	0,00	2,27

Tabela 7-12: Valores médios obtidos de OD do sistema

20-jun-04 Data	Dias de operação	Semana	OD (mg·L ⁻¹)			Vazão de ar compr. (L·min ⁻¹)
			Afluente	Efluente UASB	Efluente RRLF	
2-ago-04	43	6	0,5	2,4	2,9	12
11-ago-04	52	7	0,3	1,9	1,0	12
17-ago-04	58	8	1,0	3,3	3,7	12
23-ago-04	64	9	0,4	2,6	3,8	10
26-ago-04	67	9	0,5	1,0	2,2	12
30-ago-04	71	10	0,5	1,6	2,6	11
2-set-04	74	10	0,2	0,4	1,6	11
9-set-04	81	11	0,7	2,0	1,5	8
16-set-04	88	12	0,4	1,1	3,6	10
27-set-04	99	14	0,5	0,5	3,4	11
4-out-04	106	15	0,0	1,2	5,1	11
7-out-04	109	15	0,2	1,5	4,3	11
25-out-04	127	18	0,2	0,2	1,4	12

ÍNDICE

- desnitrificação, vi, vii,
3, 5, 14, 15, 20, 21,
22, 23, 24, 25, 26, 28,
29, 32, 34, 73, 76, 77,
86
- Desnitrificação, 20, 25
- DQO, iv, vi, 2, 3, 8, 10,
11, 13, 27, 28, 29, 41,
72
- Eficiência, 68
- ETE, iv, 27, 30, 37, 38,
39, 68, 75
- N-amon, iii, 3, 16, 18,
25, 29, 64, 65, 66
- nitrificação, i, vi, vii, 3,
5, 14, 15, 16, 18, 19,
20, 23, 24, 25, 26, 28,
29, 32, 34, 38, 40, 43,
44, 61, 62, 64, 65, 67,
68, 73, 74, 76, 86
- Nitrificação, 15, 25
- NTK, iii, iv, 10, 13, 28,
64, 65, 68
- reator radial, vi, vii, 4,
25, 72, 76, 86
- reator *UASB*, iv, v, i, ii,
vi, vii, 4, 5, 9, 10, 11,
27, 28, 29, 32, 33, 34,
35, 36, 38, 39, 40, 41,
43, 44, 45, 46, 47, 48,
50, 51, 52, 53, 55, 56,
60, 61, 62, 64, 65, 68,
72, 73, 75, 80, 81, 83,
86
- remoção de DQO, vi, 3,
10, 27, 28, 29, 47, 49,
72
- retenção de SST, 54, 55,
60, 72
- RRLF, iv, v, i, ii, iii, v,
vi, 3, 5, 29, 30, 32,
34, 35, 36, 37, 38, 39,
40, 41, 43, 44, 45, 46,
47, 48, 50, 51, 53, 54,
55, 56, 57, 60, 61, 62,
63, 64, 65, 67, 68, 70,
71, 72, 73, 74, 80, 82,
83
- SND, v, 3, 25, 27
- SSF, v, 53, 57, 70
- SST, iii, v, 10, 27, 28,
53, 54, 55, 56, 57, 58,
59, 60, 68, 70, 72, 73
- SSV, v, vi, 3, 10, 29,
53, 68, 72, 73
- tratamento aeróbio, 7
- tratamento anaeróbio, 2,
10, 18

INFORMAÇÕES SOBRE O DOCUMENTO

Título: Reator Híbrido Associando Reator UASB e Reator Radial de Leito Fixo (RRLF), em escala piloto, no Tratamento de Esgoto Sanitário

Subtítulo:

Sobrenome do autor: Lopes

Nome do autor: Alexandre Colzi

Orientador: Eugenio Foresti

Universidade: Universidade de São Paulo

Faculdade: Escola de Engenharia de São Carlos

Departamento: Departamento de Hidráulica e Saneamento

Curso: Mestrado em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)

Local: São Carlos

Ano da publicação: 2005

Ano de defesa: 2005

Tipo de documento: Dissertação

Grau obtido: Mestre em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)

Palavras-chave: reator UASB; reator radial; esgoto sanitário; nitrificação; desnitrificação; escala piloto

Código: CDD 389