

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO

**PÓS - TRATAMENTO DE EFLUENTE DE
REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO
ASCENDENTE EM REATOR AERÓBIO
SEQÜENCIAL EM BATELADA E COLUNA DE
LODO ANAERÓBIO PARA DESNITRIFICAÇÃO.**

JOSÉ TAVARES DE SOUSA

DEDALUS - Acervo - EESC



31100016411

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Doutor em Hidráulica e Saneamento.

ORIENTADOR: PROF. DR. EUGÊNIO FORESTI

São Carlos
Março, 1996



Class.	Tese - EESC
Cutt.	5743
Tombo	063/96

Hidráulica e Saneamento

st 0744709

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

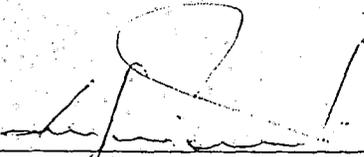
S725p Sousa, José Tavares de
Pós - tratamento de efluente de reator anaeróbio de
fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em
batelada e coluna de lodo anaeróbio para
desnitrificação / José Tavares de Sousa. -- São Carlos,
1996.
258p.

Tese (Doutorado) -- Escola de Engenharia de
São Carlos-Universidade de São Paulo, 1996.
Orientador: Prof. Dr. Eugênio Foresti

1. Pós - tratamento. 2. Reator seqüencial em
batelada. 3. Reator de manta de lodo. 4. Coluna de
desnitrificação. I. Título

FOLHA DE APROVAÇÃO

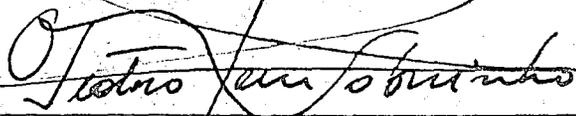
Tese defendida e aprovada em 01-04-1996
pela Comissão Julgadora:



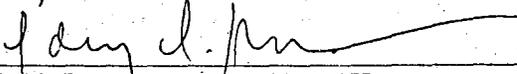
Prof. Doutor EUGENIO FORESTI - Orientador
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



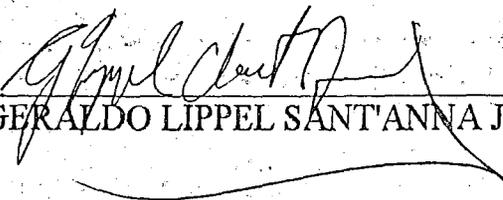
Prof. Doutor EDUARDO CLETO PIRES
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



Prof. Doutor PEDRO ALEM SOBRINHO
(Escola Politécnica - Universidade de São Paulo)



Prof. Doutor. CARLOS OSAMU HOKKA
(Universidade Federal de São Carlos)



Prof. Doutor. GERALDO LIPPEL SANT'ANNA JUNIOR
(COPPE-UFRJ)



Prof. Dr. EDUARDO CLETO PIRES
Presidente da Comissão de Pós-Graduação



Coordenador da área - Hidráulica e Saneamento
Prof. Dr. EDUARDO CLETO PIRES

DEDICO

*A Maria Auxiliadora, minha esposa,
a Milena, Tales e Tiago, meus filhos
de quem me separei durante a realização deste
trabalho, a José de Sousa e Corinta, meus pais, aos
meus doze irmãos.*

Por que o grande capital,
Traz indústrias, mais projetos . . .
E trata os trabalhadores
como se fossem objetos,
Trata bem suas indústrias
Só não trata seus dejetos?

AGRADECIMENTOS

Ao Programa Institucional de Capacitação de Docentes (PICD), pela bolsa concedida, como também, à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP), pelo financiamento da pesquisa, e à Universidade Estadual da Paraíba (UEPB), por acreditar na necessidade de qualificar docentes.

Ao Prof. Dr. Eugênio Foresti pela constante orientação e o efetivo ensinamento durante o desenvolvimento deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Adrianus C. Van Haandel pelo estímulo, apoio e incentivos para a realização do curso.

A bióloga e Doutora Eloisa Pozzi pela ajuda irrestrita nos exames de microscopia óptica e técnica de Números Mais Prováveis (NMP) para estimar números de bactérias desnitrificantes.

A bióloga Juliana C. Araújo pelo apoio e colaboração nos exames de microscopia eletrônica de varredura.

Ao Prof. Dr. Eduardo Cleto Pires, pelo apoio e empréstimo da "cabine" instrumentalizada e pronta para realização da pesquisa.

Aos professores e Doutores, Fazal Hussain Chaudrhry, José Roberto Campos, Jurandyr Povinelli e Rosana Vazollér pelos ensinamentos e apoio logístico.

Aos funcionários do laboratório de saneamento da EESC, sobretudo, ao Ecólogo José Miguel Dirigi e ao químico Júlio Cesar Trofini, pelo apoio e colaboração nos trabalhos de laboratório.

Aos colegas, Roberto Oliveira, Edson Abdul e Marcelo Zaiat, companheiros do dia-a-dia no laboratório de Processos Anaeróbios, pelo árduo trabalho, pela aprendizagem e reciclagem conjunta.



A colega e amiga, Márcia Damianovic pelo apoio e colaboração, sobretudo, na montagem do reator seqüencial em batelada.

Aos companheiros Chico Vella e Mário Alexandre, pela colaboração e ajuda na operação do sistema e trabalho de digitação, respectivamente.

Aos colegas Francisco Teran, Flávia, Bernadete, Ariuska e Valdite pelo convívio e pela troca de experiência.

Aos companheiros de residência: pensador Valderi Duarte Leite e ao filósofo Luciano de Azevedo Soares Neto.

Finalmente, agradeço aos funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento pelo carinho e atendimento de qualidade.

3.5 - Tratamento de efluente pré-tratado anaerobiamente	36
3.6 - Remoção de nitrogênio	40
3.6.1 - Nitrificação	43
3.6.1.1 - Cinética da nitrificação	52
3.6.1.2 - Fatores que influenciam o processo de nitrificação	53
3.6.2 - Desnitrificação	56
3.6.2.1 - Microrganismos presentes no processo de desnitrificação	57
3.6.2.2 - Fonte de elétrons para bactérias heterótrofas	59
3.6.2.3 - Fatores controladores do processo de desnitrificação	61
3.7 - Remoção de fósforo	63
3.7.1 - Observações iniciais de remoção de fósforo em excesso	64
3.7.2 - Remoção de fósforo por adição de produtos químicos	66
3.7.2.1 - Remoção química de fósforo em processos anaeróbios	68
3.7.3 - Remoção biológica de fósforo	71

4- METODOLOGIA	76
4.1 - Instalação do sistema experimental	76
4.1.1 - Descrição do sistema anaeróbio	78
4.1.2 - Descrição do sistema aeróbio	79
4.1.3 - Descrição do sistema de desnitrificação	81
4.2 - Substrato	82
4.3 - Caracterização do esgoto sanitário sintético	83
4.4 - Lodo de inóculo	85
4.5 - Temperatura de operação	85
4.6 - Procedimento e operação das unidades de tratamento	86
4.6.1 - Considerações gerais	86
4.6.1.1 - UASB	86
4.6.1.2 - SBR	87
4.6.1.3 - Coluna de desnitrificação	88
4.7 - Acompanhamento e controle de operação do sistema de tratamento	89
4.7.1 - Métodos Analíticos	90
4.7.2 - Produção e composição do gás	91
4.7.3 - Determinação dos Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) do lodo de excesso	91
4.7.4 - Determinação da taxa de consumo de oxigênio	92
4.8 - Acompanhamento dos sistemas para fins específicos	94

- 4.8.1 - Generalidades 94
 - 4.8.1.1- Difração de Raio - X (Equipamento: Rigaku Grigerflex) 95
 - 4.8.1.2- Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV) 95
 - 4.8.1.3 - Análise de microscopia óptica 96
 - 4.8.1.4 - Estimativa do número de bactérias desnitrificantes 96
- 4.9 - Balanço de massa do sistema combinado 97
 - 4.9.1 - Balanço de massa do material orgânico. 97
 - 4.9.1.1 - Descrição dos parâmetros utilizados no balanço de massa 99
 - 4.9.2 - Balanço de massa do material nitrogenado 104
- 4.10 - Considerações Gerais 105
- 5 - RESULTADOS 106
 - 5.1 - Reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) 106
 - 5.1.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica 111
 - 5.1.2 - Remoção de nitrogênio e fósforo 116
 - 5.1.3 - Características microscópicas do lodo 119
 - 5.2 - Reator sequencial em batelada (SBRs) 124
 - 5.2.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica 128
 - 5.2.2 - Remoção de NTK - Nitrificação 133
 - 5.2.3 - Remoção de fósforo 135
 - 5.2.4 - Características microscópicas do lodo 136
 - 5.3 - Coluna de desnitrificação 138
 - 5.3.1 - Remoção de nitrato 138
 - 5.3.2 - Remoção de fósforo 143

6 - DISCUSSÃO	145
6.1 - Reator anaeróbio de manta de lodo (UASB)	145
6.1.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica	145
6.1.2 - Parâmetros de estabilidade do processo	147
6.1.3 - Remoção de NTK	148
6.1.4 - Remoção de fósforo	152
6.2 - reatores seqüenciais em batelada (SBRs)	157
6.2.1 - Parâmetros de controle	158
6.2.2 - Remoção de NTK - Nitrificação	163
6.2.3 - Remoção de fósforo	169
6.3 - Coluna de desnitrificação	170
6.3.1 - Desempenho do lodo na coluna	170
6.3.2 - Lodo anaeróbio como fonte de carbono	172
6.3.3 - Remoção de nitrato	173
6.3.4 - Estimativa do número de bactérias desnitrificantes	176
6.3.5 - Remoção de fósforo	177
6.4 - Desempenho de UASB - SBRs	178
6.4.1 - Remoção de matéria carbonácea	178
6.4.2 - Balanço global de DQO	180
6.4.3 - Remoção de nutrientes	188
7 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	193
8 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	199
ANEXOS A	216
ANEXOS B	230
ANEXOS C	243
ANEXOS D	250

LISTA DE FIGURAS

- Figura 3.1 - Períodos de um ciclo operacional de um reator seqüencial em batelada (SBR) na Estação de Tratamento de Culver (USA) (IRVINE, 1983). 27
- Figura 3.2 - Transformação do nitrogênio em processo de tratamento biológico (METCALF & EDDY, 1991). 43
- Figura 3.3 - Mecanismo de remoção biológica de fósforo em excesso (WEF / ASCE, 1992). 74
- Figura 3.4 - Configuração do reator seqüencial em Batelada para oxidação de matéria carbonácea, remoção de nitrogênio e fósforo (WEF / ASCE, 1992). 75
- Figura 4.1 - Esquema geral do sistema composto por reatores UASB e SBRs seguidos de coluna de desnitrificação. 77
- Figura 4.2 - Esquema do reator UASB utilizado durante o experimento. 78
- Figura 4.3 - Esquema dos SBRs utilizado durante o experimento. 80
- Figura 4.4 - Esquema da coluna de desnitrificação. 81
- Figura 4.5 - Características do esgoto sanitário sintético utilizado durante o período experimental. 84

- Figura 4.6 - Sistema utilizado no teste da taxa de consumo de oxigênio. 93
- Figura 4.7 - Esquema do balanço de massa do material orgânico no sistema combinado. 99
- Figura 5.1.1 - Valores da DQO bruta e filtrada afluente e efluente do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 112
- Figura 5.1.2 - Eficiência de remoção da DQO bruta e filtrada do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 113
- Figura 5.1.3 - Comportamento da eficiência de remoção de SSV do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 114
- Figura 5.1.4 - Valores da concentração de ácidos voláteis afluente e efluente e eficiência de remoção no reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 114

- Figura 5.1.5 - Valores da concentração da alcalinidade total e a bicarbonato afluyente e efluente do reator UASB, durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 115
- Figura 5.1.6 - Valores da concentração de pH afluyente e efluente do reator UASB durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 116
- Figura 5.1.7 - Valores da concentração de nitrogênio amoniacal, orgânico e total afluyente e efluente do reator UASB durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 117
- Figura 5.1.8 - Valores da concentração de fósforo afluyente e efluente e eficiência de remoção no UASB durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 118
- Figura 5.1.9 - Micrografia eletrônica de varredura de um grânulo de lodo aneróbico. Aumento: 94x. 119

- Figura 5.1.10 - Micrografia eletrônica de varredura do precipitado de fosfato. Aumento:10000x. 120
- Figura 5.1.11 - Espectro da análise de EDX correspondente às formas de cristais apresentadas na Figura 5.1.10. 120
- Figura 5.1.12 - Análise de difração de Raio - X registrando predominância de cristais de vivianita. 121
- Figura 5.1.13- Micrografia eletrônica de varredura de material biológico associado a polímeros. Aumento: 5000x. 121
- Figura 5.1.14 -Micrografia eletrônica de varredura obtida do interior do grânulo (FIGURA 5.1.9). Aumento: 20000x. 122
- Figura 5.1.15 - Micrografia eletrônica de varredura de um corte longitudinal de grânulo de lodo anaeróbio. Aumento: 200x. 122
- Figura 5.1.16 - Micrografia eletrônica de varredura de variadas formas de cristais. Aumento: 3000x. 123
- Figura 5.1.17- Espectro de análise de EDX correspondente às formas de cristais apresentadas na Figura 5.1.16. 123
- Figura 5.1.18 - Micrografia eletrônica de varredura de um grânulo típico de lodo anaeróbio. Aumento: 66x. 127
- Figura 5.2.1 - Valores da DQO bruta e filtrada afluyente e efluente do reator SBRs durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 129

- Figura 5.2.2 - Eficiência de remoção da DQO bruta e filtrada do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 130
- Figura 5.2.3 - Comportamento da eficiência de remoção do SSV do reator SBRs durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 130
- Figura 5.2.4 - Valores da concentração de ácidos voláteis afluente e efluente do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 131
- Figura 5.2.5 - Valores da Alcalinidade Total e a Bicarbonato afluente e efluente do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 132
- Figura 5.2.6 - Valores de pH afluente e efluente do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 132
- Figura 5.2.7 - Valores da concentração do Nitrogênio Total afluente no reator SBR e efluente das formas de nitrogênio (N - NH_4^+ , N - Org., N - NO_2^- e N - NO_3^-), durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 133
- Figura 5.2.8 - Valores da concentração do nitrogênio amoniacal, orgânico e total afluente e efluente, e a eficiência de remoção do SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 134

- Figura 5.2.9 - Valores da concentração de Fósforo afluente e efluente do SBR durante as quatro fases de operação, à temperatura de 30°C. 136
- Figura 5.2.10 - Fotografia registrada em microscopia óptica binocular. Aumento: 200x. 136
- Figura 5.2.11 - Fotografia registrada em microscopia óptica binocular. Aumento: 200x. 137
- Figura 5.2.12 - Fotografia registrada em microscopia óptica binocular de uma visão global do floco. Aumento: 40x. 137
- Figura 5.2.13 - Micrografia eletrônica de varredura de um floco de lodo aeróbio. Aumento: 155x. 138
- Figura 5.3.1 - Valores da concentração de nitrogênio como nitrato ($N-NO_3^-$) afluente e efluente durante as cinco fases de operação da coluna de desnitrificação. 142
- Figura 5.3.2 - Valores da concentração de Nitrato ($N-NO_3^-$) afluente e efluente e Eficiência de Remoção na coluna de desnitrificação, durante as cinco fases de operação, à temperatura de 30°C. 143
- Figura 5.3.3 - Valores da concentração afluente e efluente e eficiência de remoção de fósforo na coluna de desnitrificação durante dez semanas de operação, à temperatura de 30°C. 144
- Figura 6.1.1 - Balanço de massa do material nitrogenado durante a segunda fase de operação do reator UASB, à temperatura de 30°C. 150
- Figura 6.2.1 - Índice volumétrico de lodo (IVL) do SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 159

- Figura 6.2.2 - Relação Alimento / Microrganismos (F/M) versus Índice Volumétrico de Lodo (IVL) durante a segunda fase de operação do SBRs, à temperatura de 30°C. 160
- Figura 6.2.3 - Correlação entre a relação Alimento / Microrganismos (F/M) e a Taxa específica de utilização da DQO bruta, durante o segundo período de operação do SBR, à temperatura de 30°C. 160
- Figura 6.2.4 - Correlação entre a relação Alimento / Microrganismos (F/M) e a Taxa específica de utilização do NTK, durante o segundo período de operação do SBR, à temperatura de 30°C. 161
- Figura 6.2.5 - Taxa de consumo de oxigênio da biomassa presente nos SBRs. 162
- Figura 6.2.6 - Balanço de nitrogênio total, durante a segunda fase de operação, do SBR, à temperatura de 30°C. 164
- Figura 6.2.7 - Comportamento da relação DQO/N-amoniaca e Eficiência de Remoção amoniaca durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 167
- Figura 6.2.8 - Efeito da relação DQO / NTK e eficiência de remoção do NTK durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 167
- Figura 6.3.1 - Correlação entre Carga aplicada e eficiência de remoção. 175

- Figura 6.3.2- Correlação entre a Carga nitrogenada aplicada e Taxa de desnitrificação. 175
- Figura 6.4.1- Correlação entre SSV e SST do efluente dos reatores UASB e SBR durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 179
- Figura 6.4.2- Balanço de massa do sistema combinado considerando DQO Bruto, SSV e DQO Filtrada, durante a segunda fase de operação, à temperatura de 30°C. 181
- Figura 6.4.3- Variação da concentração de nitrogênio total afluente e efluente como também, da eficiência de remoção do sistema combinado (UASB - SBRs) durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 189
- Figura 6.4.4- Valores da concentração afluente e efluente e eficiência de remoção de fósforo do sistema combinado (UASB - SBRs) durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C. 194

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Principais doadores e receptores de elétrons em ambiente aeróbio e anaeróbio.	11
Tabela 3.2 - Parâmetros cinéticos usados nos processos anaeróbios.	15
Tabela 3.3 - Principais gêneros de bactérias encontradas no processo de lodos ativados.	22
Tabela 3.4 - Agrupamento de organismos de diversos gêneros presentes em sistemas de lodos ativados.	23
Tabela 3.5 - Microrganismos indicadores das condições de depuração em sistemas de lodos ativados.	24
Tabela 3.6 - Ciclo típico de um SBR padrão para nitrificação (USEPA, 1992).	29
Tabela 3.7 - Ciclo típico de um SBR padrão para remoção de nutrientes (USEPA, 1992).	30
Tabela 3.8 - Coeficientes cinéticos do processo de lodos ativados utilizando esgoto sanitário com substrato e de digestão anaeróbia utilizando lodo sanitário (METCALF & EDDY, 1991).	35
Tabela 3.9 - Principais alternativas para o tratamento de efluente pré-tratado anaerobiamente (Adaptado de ΦDEGARD, 1988).	38

- Tabela 3.10- Listagem de nitrificantes quimiautotróficos de acordo com o manual de BERGEY de determinação biológica, 8th ed., Watson, 1974 (SCHMIDT, 1982). 47
- Tabela 3.11 - Relação entre a fração de organismos nitrificantes e a relação DBO_5 / NTK (METCALF & EDDY, 1991). 51
- Tabela 3.12 - Formas de fósforo de importância no sistema aquático (Water Chemistry, 1980). 64
- Tabela 4.1 - Composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário (TORRES, 1992). 82
- Tabela 4.2 - Concentração das soluções de sais minerais usadas na composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário. 82
- Tabela 4.3 - Concentrações médias de metais presentes no esgoto sanitário sintético utilizado durante o experimento. 84
- Tabela 4.4 - Tempo de duração do ciclo operacional do SBR 88
- Tabela 4.5 - Condições operacionais da coluna de lodo anaeróbio de fluxo ascendente para desnitrificação durante cinco fases operando à temperatura de 30°C. 89

Tabela 4.6 - Parâmetros analisados, métodos e frequência das análises.	90
Tabela 5.1.1- Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão e coeficiente de variação dos resultados obtidos na caracterização do afluente do reator UASB, durante a primeira fase de operação.	107
Tabela 5.1.2 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão e coeficiente de variação dos resultados obtidos na caracterização do afluente do reator UASB, durante a primeira fase de operação.	108
Tabela 5.1.3 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão e coeficiente de variação dos resultados obtidos na caracterização do afluente do reator UASB, durante a segunda fase de operação.	108
Tabela 5.1.4 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão e coeficiente de variação dos resultados do efluente do reator UASB, obtidos durante a segunda fase de operação.	109
Tabela 5.1.5 - Lodo de excesso do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.	110

Tabela 5.1.6 - Produção e composição do biogás no reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.	111
Tabela 5.2.1 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão e coeficiente de variação dos resultados do efluente do reator SBR obtidos durante a primeira fase de operação, à temperatura de 30°C.	125
Tabela 5.2.2 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão e coeficiente de variação dos resultados do efluente do reator SBR obtidos durante a segunda fase de operação, à temperatura de 30°C.	126
Tabela 5.2.3 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão e coeficiente de variação de trinta e quatro determinações da taxa de consumo de oxigênio do lodo aeróbio dos reatores SBRs.	126
Tabela 5.2.4 - TCO, SSV, MS _{ox} e TECO no SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.	127

Tabela 5.3.1 - Efeito dos sólidos suspensos voláteis (SSV) com relação à taxa de desnitrificação durante as cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.	139
Tabela 5.3.2 - Valores afluentes e efluente do Nitrato e formas oxidadas ($\text{NO}_3^- + \text{NO}_2^-$) de nitrogênio e a eficiência de remoção, durante as cinco fases de operação.	140
Tabela 5.3.3 - Valores médios, desvio padrão dos parâmetros da coluna de desnitrificação durante as cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.	140
Tabela 6.1.1 -Valores afluentes e efluentes de nitrogênio para o balanço de massa do reator UASB.	150
Tabela 6.2.1- Valores afluentes e efluentes de nitrogênio para o balanço de massa do reator SBR.	165
Tabela 6.4.1- Valores médios, mínimos e máximos, desvio padrão (S) e coeficiente de variação (CV) dos parâmetros obtidos no balanço de massa.	182
Tabela 6.4.2-Concentração afluente de cloreto férrico e eficiência de remoção de fósforo durante as 1 ^a , 2 ^a , 3 ^a e 4 ^a fases de operação do sistema combinado.	191

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

<i>ASCE</i> :	American Society of Civil Engineers
<i>CASAN</i> :	Companhia Catarinense de Águas e Saneamentos
<i>CETESB</i> :	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
<i>CD</i> :	Coluna de Desnitrificação
<i>DRX</i> :	"X-ray diffraction", difração de raio - X
<i>EDS</i> :	"energy dispersive spectrometer", espectrômetro por energia dispersiva
<i>EDX</i> :	"energy dispersive X-ray", energia dispersiva de raio - X
<i>MEV</i> :	microscopia eletrônica de varredura
<i>SBR</i> :	reator seqüencial em batelada
<i>UASB</i> :	reator de fluxo ascendente com manta de lodo
<i>MCA</i> :	Analisador multicanal computadorizado
<i>NMP</i> :	Número Mais Provável
<i>PHB</i> :	Poli - β - hidroxibutirato
<i>Poli-P</i> :	fósforo como polifosfato acumulado por bactérias <u><i>acinetobacter ssp</i></u>
<i>RBC</i> :	reator biológico de contato
<i>SANEPAR</i> :	Companhia de Saneamento do Paraná
<i>SEWPCP</i> :	Southeast Water Pollution Control Plant

<i>USA</i> :	United States of America
<i>USEPA</i> :	United States Environment Protection Agency
<i>WEF</i> :	Water Environment Federation
<i>WPCF</i> :	Water Pollution Control Federation

LISTA DE SÍMBOLOS

AB :	alcalinidade a bicarbonato, $M \cdot L^{-3}$
AT :	alcalinidade total, $M \cdot L^{-3}$
AV :	ácidos voláteis, $M \cdot L^{-3}$
b :	coeficiente de respiração endógena, T^{-1}
CN_a :	carga nitrogenada aplicada por unidade de volume de lodo no reator em $kg \text{ N-NO}_x^- \cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$, $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
COV :	carga orgânica volumétrica aplicada em termos de $kg \text{ DQO} \cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$, $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
CV :	coeficiente de variação, %
CV_{NTK} :	carga volumétrica de nitrogênio total, $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
$CV_{N-NO_3^-}$:	carga volumétrica de nitrogênio na forma de nitrato, $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
$CV_{N-NH_4^+}$:	carga volumétrica de nitrogênio na forma de íon amônio, $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
DBO_{20C} :	demanda bioquímica de oxigênio determinada com cinco dias de incubação a $20^\circ C$, $M \cdot L^{-3}$
DQO :	demanda química de oxigênio, $M \cdot L^{-3}$
$\frac{dS}{dt}$:	taxa de utilização do substrato, $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
$\frac{dX}{dt}$:	taxa de crescimento de microrganismos, $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$

E :	eficiência de um sistema na remoção de um determinado parâmetro, adimensional
F/M :	relação alimento e microrganismo, T^{-1}
f_n :	fração de nitrogênio no lodo de excesso, $0,1 \text{ mg N.}(\text{mg SSV})^{-1}$
HAc :	ácido acético
IVL :	índice volumétrico de lodo, $L^{-3} \cdot M^{-1}$
k_a :	constante de ionização
k :	taxa máxima de utilização do substrato por unidade de massa de microrganismo expresso geralmente em massa de sólidos suspensos voláteis (SSV), T^{-1}
k_i :	coeficiente de inibição, $M.L^{-3}$
K_s :	coeficiente de velocidade média, numericamente igual à concentração de substrato quando a taxa de crescimento específico é igual a $0,5 \mu_{\text{máx.}}$, $M.L^{-3}$
k_n :	constante de meia saturação de amônia, $M.L^{-3}$
k_{OD} :	constante de meia saturação de oxigênio, $M.L^{-3}$
L :	litro
$M_{a,f}$:	concentração da DQO afluyente filtrada, $M.L^{-3}$
$MS_{a,f}$:	vazão mássica do material orgânico afluyente filtrado, $M.T^{-1}$
$MN_{NTK,a}$:	vazão mássica do material nitrogenado afluyente, $M.T^{-1}$

MN_L :	vazão mássica de nitrogênio presentes na fase líquida, $M.T^{-1}$
MN_W :	vazão mássica do nitrogênio no lodo de excesso, $M.T^{-1}$
$MN_{W,T}$:	vazão mássica do nitrogênio total no lodo de excesso, $M. T^{-1}$
MS_a :	vazão mássica do material orgânico afluente, $M.T^{-1}$
MS_{ana} :	vazão mássica do material orgânico removido pelo processo anaeróbio, $M.T^{-1}$
MS'_{ana} :	vazão mássica do material orgânico removido pelo processo anaeróbio como DQO filtrada e DQO dos SSV, $M.T^{-1}$
MS_{aer} :	vazão mássica do material orgânico removido pelo processo aeróbio, $M.T^{-1}$
MS'_{aer} :	vazão mássica do material orgânico removido pelo processo aeróbio como DQO filtrada e DQO de SSV, $M.T^{-1}$
MS_e :	vazão mássica do material orgânico efluente, $M.T^{-1}$
MS_g :	massa de DQO convertida em CH_4 , $M.T^{-1}$
$MS_{SSV,a}$:	vazão mássica do material orgânico de sólidos suspensos voláteis afluente, $M. T^{-1}$
MS_{ox} :	massa de DQO removida no SBR determinada a partir do consumo de oxigênio, $M.T^{-1}$
MS_x :	vazão mássica do material descarregado no lodo de excesso, $M.T^{-1}$
MO_N :	vazão mássica de oxigênio consumido na nitrificação em $g O_2 .dia^{-1}$, $M. T^{-1}$

n :	número de determinações de um determinado parâmetro
N :	símbolo químico do elemento Nitrogênio
$N\text{-amonical}$:	concentração de nitrogênio como NH_3 e NH_4^+ , M.L^{-3}
$N\text{-NH}_4^+$:	concentração de nitrogênio como íon amônio, M.L^{-3}
$N\text{-NH}_3$:	concentração de nitrogênio como gás amoníaco, M.L^{-3}
N_{NTKa} :	NTK afluente, $\text{L}^{-3} \cdot \text{T}^{-1}$
$N\text{-NO}_X^-$:	termos oxidados de oxigênio ($\text{N-NO}_2^- + \text{N-NO}_3^-$), M.L^{-3}
$N\text{-NO}_2^-$:	concentração de nitrogênio como nitrito, M.L^{-3}
$N\text{-NO}_3^-$:	concentração de nitrogênio como nitrato, M.L^{-3}
$N\text{-orgânico}$:	concentração de nitrogênio orgânico, M.L^{-3}
NTK :	concentração de nitrogênio total determinado pelo método Kjeldahl (compreende N-orgânico + N-amonical), M.L^{-3}
OD :	oxigênio dissolvido, M.L^{-3}
pH :	potencial hidrogeniônico
P :	símbolo químico do elemento fósforo
p, f_{cv} :	razão $\text{mg DQO. (mg SSV)}^{-1}$ igual a $1,48 \text{ mg DQO. (mg SSV)}^{-1}$

PO_4^{3-} :	fosfato
P_{XN} :	massa de SSV produzida por dia, $M.T^{-1}$
P_X :	massa celular de excesso de lodo produzido por dia, $M.T^{-1}$
q :	vazão do lodo de excesso do UASB, $L^3.T^{-1}$
q' :	vazão do lodo de excesso do SBR, $L^3.T^{-1}$
Q :	vazão, $L^3.T^{-1}$
Q_a :	vazão afluyente, $L^3.T^{-1}$
Q'_a :	vazão afluyente do SBR, $L^3.T^{-1}$
Q_e :	vazão efluente, $L^3.T^{-1}$
Q'_e :	vazão efluente do SBR, $L^3.T^{-1}$
S :	concentração de substrato no meio, $M.L^{-3}$
S_e :	concentração de substrato no efluente, $M.L^{-3}$
S_{SSV} :	concentração de SSV expresso na forma de DQO, $M.L^{-3}$
SI' :	fator de segurança, adimensional
SS_{in} :	massa de sólidos suspensos inertes, $M.T^{-1}$
SST :	Sólidos Suspensos Totais, $M.L^{-3}$
SSV :	Sólidos Suspensos Voláteis, $M.L^{-3}$
SSV_a :	concentração de sólidos suspensos voláteis afluyente, $M.L^{-3}$
SSV'_a :	concentração de sólidos suspensos voláteis afluyente do SBR, $M.L^{-3}$

SSV_e :	concentração de sólidos suspensos voláteis efluente, $M.L^{-3}$
S_o :	concentração de substrato no afluente, $M.L^{-3}$
T :	tempo de ciclo, T
TCO :	taxa de consumo de oxigênio, $M.T^{-1}$
TCO_T :	taxa total do consumo de oxigênio, $M.T^{-1}$
$TECO$:	taxa específica do consumo de oxigênio em $mg O_2 (mg SSV .h)^{-1}$, T^{-1}
U :	taxa específica de utilização de substrato em termos de $kg DQO (kg SS. dia)^{-1}$, T^{-1}
U_{ND} :	taxa específica de desnitrificação, T^{-1}
U_{NTK} :	taxa específica de utilização do substrato em termos de $kg NTK (kg SSV. dia)^{-1}$, T^{-1}
V :	volume do reator, L^3
VLS :	volumê de lodo sedimentado, $L^3 .L^{-3}$
V_T :	volume total do reator SBR, L^3
V_I :	volume do afluente por ciclo, L^3
X :	concentração de microrganismos, expressos geralmente em termos de SSV, $M.L^{-3}$
X_{SBR} :	concentração de SSV no lodo de excesso do SBR, $M. L^{-3}$
X_{UASB} :	concentração de SSV no lodo de excesso do UASB, $M.T^{-3}$

\bar{x} :	média aritmética de n valores de um determinado parâmetro
X_n :	massa de sólidos presente no SBR em cada dia, M.T ⁻¹
X_o :	concentração de sólidos suspensos totais inicialmente presente no decantador, M.L ⁻³
X_{n-1} :	massa de SSV presente inicialmente no SBR, M.L ⁻³
Y :	coeficiente de produção celular
μ :	taxa de crescimento de microrganismos, T ⁻¹
$\mu_{máx.}$:	taxa máxima de crescimento específico de microrganismos, T ⁻¹
δ :	desvio padrão
θ, TDH :	tempo de detenção hidráulico, T
θ_c, TRC :	tempo de retenção celular, T
θ_c^{min} :	tempo de retenção celular mínimo, T

RESUMO

Um sistema composto de um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) com volume de 4 litros, seguido de dois reatores seqüenciais em batelada aeróbios (SBRs) e paralelos de 3,6 litros cada, foi continuamente alimentado com substrato sintético, durante o período de cinquenta e quatro (54) semanas, com o objetivo de verificar o desempenho da remoção da demanda química de oxigênio (DQO), de nitrogênio Kjeldahl total (NTK), de sólidos suspensos voláteis (SSV), de nitrogênio na forma amoniacal e de fósforo. Durante o período de trinta e oito semanas, foi também alimentada com efluente do sistema (UASB - SBRs) uma coluna de 0,8 litros de volume preenchida com lodo anaeróbio com o objetivo de testar sua capacidade de desnitrificação.

O sistema (UASB - SBRs) apresentou eficiência média na remoção de N-amoniaco e SSV, cerca de 90% e 96%, respectivamente, produzindo assim, efluente bastante nitrificado. A fração de SSV do lodo de excesso, expresso como DQO, correspondeu a cerca de 4% da DQO afluente. O sistema se mostrou eficiente na remoção de fósforo dependendo da concentração de cloreto férrico adicionado ao afluente.

Os resultados indicam que o sistema UASB-SBRs se apresenta como alternativa de baixo custo para o tratamento de esgoto sanitário, competindo favoravelmente com o sistema aeróbio convencional sob três fatores essenciais: menor consumo de oxigênio e portanto, menor consumo de energia, menor produção de lodo de excesso e considerável remoção de nutrientes.

Palavras-chaves: Pós-tratamento, reator seqüencial em batelada, reator de manta de lodo, coluna de desnitrificação.

ABSTRACT

A system composed of a 4.0 L upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor followed by two parallel 3.6 L each aerobic sequencing batch reactors (SBRs) was fed continuously with synthetic substrate during 54 weeks aiming to verify its performance in removing chemical oxygen demand (COD), total Kjeldahl nitrogen (TKN), volatile suspended solids (VSS), ammonium nitrogen (N-NH_4^+) and phosphorus. During 38 weeks a 0.8 L column filled with anaerobic sludge was also fed with the system effluent for evaluating its capability of denitrification.

The system as a whole presented also $\text{NH}_4^+\text{-N}$ and TSS removals of 96% and 90%, respectively, exhibiting a high nitrified effluent. The excess sludge was found to be 4% of the influent COD. Although the system has show impressive results of phosphorus removal, this process was found to be dependent on the FeCl_3 influent concentrations.

The expressive results obtained lead to the conclusion that the UASB - SBRs system is a possible low cost alternative for the treatment of domestic sewage, since it auto-compete conventional aerobic systems in three essential factors: oxygen consumption and, consequently, energy consumption, excess sludge production, and nutrient removal.

Key-words : Post - treatment, sequencing batch reactor, upflow anaerobic sludge blanket, denitrification column.

1 - INTRODUÇÃO

Os esgotos submetidos a tratamento secundário ou mesmo dispostos em ambientes aquáticos naturais como lagos, rios e oceanos contribuem para a ocorrência de concentrações elevadas de nitratos e fosfatos no ambiente. Na presença de oxigênio, o carbono é oxidado a CO_2 e H_2O , enquanto que nitrogênio, fósforo e enxofre são oxidados a NO_3^- , PO_4^{3-} e SO_4^{2-} , respectivamente.

Obviamente, o aumento da concentração de nutrientes, sobretudo, fósforo e nitrogênio, nos ecossistemas aquáticos, tem como consequência a transformação de um ambiente oligotrófico em eutrófico.

Isto significa que não basta apenas reduzir matéria carbonácea, material em suspensão e patógenos no tratamento de esgotos sanitários. Faz-se necessário, também, remover nutrientes.

Os processos mais amplamente utilizados para tratamento de esgotos sanitários são os biológicos, sendo as lagoas de estabilização e os sistemas de lodos ativados as alternativas mais empregadas no momento. Recentemente, os reatores anaeróbios têm sido propostos como alternativas de baixo custo.

No caso de lagoas de estabilização, há a produção de efluente de boa qualidade, notadamente com relação à remoção de patógenos, embora apresentem limitações significativas no que diz

respeito à exigência de grandes áreas, inviabilizando sua aplicação em muitas localidades.

Com relação ao sistema de lodos ativados, apesar de sua eficiência comprovada, tanto o custo de implantação (obras civis e equipamentos), quanto o grande consumo de energia, o tornam um sistema bastante oneroso.

Reatores anaeróbios tais como o reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo - Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) - combinam baixo custo de implantação e operação com compactidade. No entanto, produzem efluente com residual Demanda Química de Oxigênio (DQO), Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), Sólidos Suspensos Totais (SST), relativamente elevada, além de apresentarem baixa remoção de nutrientes e patógenos.

O efluente proveniente de um reator anaeróbio apresenta nitrogênio predominantemente na forma de íon amônio (NH_4^+). Esse tipo de efluente, quando lançado em rios e lagos, produz efeito adverso ao meio ambiente, visto que o nitrogênio amoniacal promove uma redução do oxigênio dissolvido, além de trazer efeito tóxico a muitos organismos aquáticos (CRUMPTON & ISENHART, 1987).

Segundo MOREUAD & GILLES (1979) e METCALF & EDDY (1991), concentrações de N-NH_4^+ de $0,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, quando associada a N-NO_3^- e P-PO_4^{3-} com concentrações de $0,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e $0,01 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ respectivamente, são suficientes para promover eutrofização das águas de superfície.

Por outro lado, o nitrogênio na forma de nitrato, quando lançado em rios ou lagos utilizados para abastecimento de água, pode causar problemas de saúde pública à população (WORLD HEALTH ORGANIZATION, 1984).

A portaria nº 36/GM de 19 de janeiro de 1990 recomenda o nível máximo de $10 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$ como limite tolerado nas águas de abastecimento.

A resolução CONAMA nº 20, de 18 de junho de 1986, publicada no Diário Oficial da União de 30/07/86, admite como valor máximo $5 \text{ mg N-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, para o nitrogênio.

[Efluentes com essas características geralmente necessitam de tratamento complementar (pós-tratamento), para transformá-los em efluentes de qualidade adequada aos padrões de exigência ambientais. Por esse motivo, é importante investigarem-se sistemas de tratamento que incorporem, além da remoção da matéria orgânica carbonácea, a remoção de nutrientes.]

Os sistemas combinados, compostos por unidades anaeróbias e aeróbias apresentam-se como alternativas a serem investigadas. Dentre as inúmeras alternativas possíveis, o sistema composto por reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), seguido de reator seqüencial em batelada (SBR) apresenta as seguintes vantagens aparentes:

- o reator anaeróbio (UASB) dispensa a utilização de um decantador primário, bem como de uma unidade de estabilização de lodo, visto que o reator UASB recebe o esgoto bruto oriundo da caixa de areia e o lodo de excesso do reator seqüencial em batelada (SBR) promovendo sua digestão e possível adensamento.
- a produção de lodo por unidade de massa da matéria carbonácea afluyente é menor do que em sistemas convencionais, implicando numa menor quantidade de lodo estabilizado com maior concentração, o que facilitará o seu manuseio e destino final.
- para o tratamento se faz necessário construir apenas dois tipos de reatores (UASB + SBR), dispensando as estruturas complexas

normalmente utilizadas em processos convencionais, tais como: decantadores, elevatórias para recirculação de lodo, etc.

- equipamentos tais como : bomba para recirculação de lodo, raspador de lodo e medidor de vazão de recirculação são dispensáveis, necessitando, apenas, de uma bomba para conduzir o lodo de excesso do SBR para o UASB.
- o sistema convencional de lodos ativados apresenta algumas perturbações devidas às variações da concentração do material orgânico e às variações bruscas de vazão de esgoto afluente, comprometendo, desta forma, o efluente final. O reator UASB, funcionando ao menos parcialmente como tanque de equalização, deverá solucionar ou, pelo menos, atenuar esse problema.
- geralmente, reatores UASB com controles operacionais adequados promovem remoção de DQO e DBO_5 superior a 70 e 80% respectivamente. Essa redução substancial de DBO e DQO representa uma diminuição significativa na necessidade de oxigênio a ser fornecida no reator SBR.

Um outro aspecto que contribui para a redução do consumo de energia é que os aeradores não precisam ser dimensionados para atender à demanda máxima, uma vez que tanto o reator UASB como o reator SBR funcionam como tanque de equalização.

O sistema combinado (UASB - SBRs) deve permitir, portanto, que se atinjam valores elevados de remoção de matéria carbonácea e sólidos em suspensão, além de promover à nitrificação dos efluentes. Em alguns casos, esse sistema permite também a desnitrificação.

Esta tese apresenta resultados de um sistema UASB - SBRs, alimentado com substrato sintético simulando esgotos sanitários, operado de maneira a se obter remoção da matéria

orgânica e nutrientes e produzir efluente nitrificado. Apresenta, também, resultados sobre o desempenho de uma coluna de desnitrificação alimentada com o efluente do sistema UASB - SBRs. A partir dos dados de desempenho na remoção de matéria orgânica e nutrientes, discutem-se as vantagens da aplicação desse sistema no tratamento de esgotos sanitários.

2 - OBJETIVOS

Objetivo geral

Verificar o desempenho de sistema composto por reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) seguido de reatores seqüenciais em batelada (SBRs) aeróbios no tratamento de esgoto sintético simulando esgoto sanitário, no que se refere à remoção de matéria orgânica carbonácea e de nutrientes.

Objetivos específicos

- Verificar experimentalmente a taxa de produção de lodo de excesso do sistema de tratamento proposto, comparando os resultados com os da literatura para sistema de lodos ativados convencional.

- Investigar o comportamento da DQO afluente, submetida ao tratamento nos reatores (UASB e SBR) através do balanço de massa levando-se em conta as quatro frações resultantes da decomposição biológica: oxidada, digerida, no excesso de lodo e nos efluentes.

- Avaliar o comportamento do reator seqüencial de batelada (SBR) com relação à : oxidação de matéria carbonácea, nitrificação e separação sólido-líquido.

- Verificar, através do balanço de massa, a remoção da matéria orgânica no interior de cada reator.
- Verificar a eficiência de cada reator na remoção de fósforo.
- Verificar o potencial de desnitrificação de reator preenchido com lodo anaeróbio sem o uso de outra fonte externa de carbono.

3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O assunto objeto deste trabalho envolve processos anaeróbios e aeróbios, perpassando por remoção de matéria carbonácea, nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo. Diante do exposto, percebe-se a complexidade da matéria em estudo.

A presente revisão aborda aspectos referentes a estudos e evolução do desenvolvimento do reator UASB no tratamento de esgoto sanitário, como também discute e analisa o desempenho do reator SBR. Serão tratados aspectos referentes ao metabolismo bacteriano, cinética dos processos biológicos, tratamento de efluentes pré-tratados anaerobiamente, remoção de nitrogênio (nitrificação e desnitrificação), remoção de fósforo por precipitação química e remoção biológica de fósforo.

3.1 - Fundamentos dos processos biológicos

O tratamento de águas residuárias através do processo biológico resulta na transformação de seus constituintes em moléculas mais simples e estáveis. Trata-se da oxidação do material orgânico presente, transformando-o em substâncias de estrutura molecular simples e de baixo conteúdo energético (BRANCO, 1986). Como se vê, torna-se necessário fazer a avaliação do conteúdo energético da água residuária a ser tratada, pois é importante que se apliquem

conceitos termodinâmicos de energia livre (energia que se torna disponível quando ocorre uma reação). Numa reação bioquímica, quando as bactérias proporcionam a oxidação da matéria orgânica, a maior parte da energia livre é conservada na forma da molécula transportadora de energia ATP (adenosina trifosfato). Outra parte pode ser mantida na forma de átomos de hidrogênio ricos em energia, transportados pela coenzima NADPH (nicotinamida adenina dinucleotídeo fosfato) em sua forma reduzida. Essa energia livre liberada durante o catabolismo é usada no processo anabólico (LEHNINGER, 1976).

Na oxidação biológica, tem-se duas vias de processo: aeróbia e anaeróbia. A via aeróbia ocorre por meio de bactérias que respiram oxigênio do ar, enquanto que a anaeróbia ocorre por intermédio de bactérias que utilizam outro tipo de receptor de elétrons (BRANCO, 1986). Entretanto, em ambas as vias, o mecanismo preponderante para a remoção da matéria orgânica é o metabolismo bacteriano, que se encarrega das transformações enzimáticas da matéria e da energia, partindo de substâncias simples e chegando à síntese de material celular (LEHNINGER, 1976). Na atividade metabólica, cada enzima catalisa uma reação química específica, de forma que se pode ter várias enzimas de uma certa via metabólica, onde o produto de primeira enzima torna-se o substrato da segunda e assim sucessivamente (seqüência multienzimática). Logo, esses intermediários metabólicos (sucessivos produtos dessas transformações) apresentam mudanças químicas específicas tais como : adição, remoção e transferência de átomos, moléculas ou grupo funcional do substrato submetido ao processo metabólico (LEHNINGER, 1976).

que utiliza o material orgânico como fonte de energia, em que ocorre a degradação do material orgânico (nutrientes, carboidratos, proteínas e lipídios) ou mesmo, a transformação de nutrientes da própria célula em produtos finais oxidados. Dessa forma, ocorre a liberação da energia livre, que geralmente é utilizada na síntese do material celular.

No processo denominado anabolismo ocorre a biossíntese, sendo o material orgânico incorporado à própria célula. Nesse sentido, trata-se de um processo que requer energia suficiente para realizar a síntese do material celular.

Van HAANDEL & LETTINGA (1994) mostram que no metabolismo bacteriano a fração catabólica subdivide-se em dois processos : catabolismo oxidativo e catabolismo fermentativo.

a) Catabolismo oxidativo (respiração) : Significa a oxidação da matéria orgânica através de um oxidante presente também na fase líquida, o qual poderá ser oxigênio molecular ; nesse caso, a respiração é denominada aeróbia. Porém, quando o receptor de elétron é nitrato ou sulfato, ocorre a respiração anaeróbia.

b) Catabolismo fermentativo : O catabolismo fermentativo é compreendido como um processo na ausência de oxidante, consistindo em uma transferência "intramolecular" de elétrons, ou seja, em um rearranjo dos elétrons dentro de uma molécula. O processo se caracteriza pela ocorrência de fermentações sucessivas, que poderá resultar, no final, na formação de, no mínimo, dois produtos. Como exemplo, pode-se apresentar a digestão anaeróbia, que apresenta o metano (composto orgânico mais reduzido) e o dióxido de carbono (composto mais oxidado) como produtos finais.

Tabela 3.1 - Principais doadores e receptores de elétrons em ambiente aeróbio e anaeróbio adaptado de METCALF & EDDY (1991).

<i>Ambiente</i>	<i>Doador de elétrons</i>	<i>Receptor de elétrons</i>	<i>Processo</i>
<i>Aeróbio</i>	<i>composto orgânico</i>	<i>oxigênio</i>	<i>oxidação aeróbia metabolismo aeróbio</i>
	NH_4^+	<i>oxigênio</i>	<i>nitrificação</i>
<i>Anaeróbio</i>	<i>composto orgânico</i>	NO_3^-	<i>desnitrificação</i>
	H_2 e <i>Acetato</i>	SO_4^{2-}	<i>redução de sulfato</i>
	H_2	CO_2	<i>metanogênico</i>

Com a finalidade de melhor compreender o catabolismo oxidativo mostra-se, através da Tabela 3.1, os principais doadores e receptores de elétrons em reações mediadas por microrganismos aeróbios e anaeróbios.

Observando-se a Tabela 3.1, entende-se que além do nitrato e do sulfato, considerados no catabolismo oxidativo como receptores de elétrons, deve-se incluir também o dióxido de carbono

(CO₂), que é levado a metano através de reação mediada pelas bactérias metanogênicas hidrogenotróficas que utilizam substrato inorgânico como fonte de energia (doador de elétrons). Dessa forma, segundo GRADY, Jr. & LIM (1980) durante o metabolismo, as bactérias metanogênicas utilizam dióxido de carbono como receptor terminal de elétrons, conforme a reação:



Nos processos biológicos, durante a oxidação do material orgânico afluyente (respiração exógena), há o crescimento de lodo ativo que se deve à síntese do material biodegradável. Por outro lado, há também o decaimento da massa de microrganismos vivos (oxidação), fenômeno denominado de respiração endógena, que gera o resíduo endógeno e a energia necessária para a formação de novas células.

LAWRENCE & McCARTY (1970) apresentaram modelos cinéticos considerando a respiração endógena e admitiram cinética de primeira ordem com relação à concentração de lodo em termos de sólidos suspensos voláteis (SSV). Na verdade, compreende-se que nem todo o lodo (massa de microrganismo) presente no processo biológico é oxidado. Logo, surgiram novos modelos, considerando uma cinética de primeira ordem, porém com relação à concentração de lodo biodegradável.

WASHINGTON & SYMONS¹ apud WASHINGTON & HETLING (1965) como também McCARTY & BRODERSEN (1962), alimentando um sistema de lodo ativado com acumulação de material volátil (sem retorno de lodo de excesso) e usando um substrato solúvel, concluíram, que o lodo ativo que sofre decaimento (respiração

¹ WASHINGTON, D. R. ; SYMONS, J. M. "Volatile sludge accumulation in activated sludge systems." Journal WPCF, v. 34, n. 8, Aug. 1962.

endógena) não é totalmente oxidado, havendo uma pequena fração, não biodegradável ou parcialmente biodegradável, chamada de resíduo endógeno.

Há possibilidade de se medir o metabolismo ocorrido no sistema desde que se conheça a concentração do material orgânico afluente removido. No caso do catabolismo, a mensuração pode ser feita através do consumo de oxidante, quando o processo é aeróbio (processo oxidativo), ou através da produção de metano nos processos anaeróbios metanogênicos. Por sua vez, o anabolismo é mensurável através da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV). O coeficiente de produção de lodo depende do processo catabólico. No caso de lodo ativado (catabolismo oxidativo), a produção de energia livre é bem maior que na digestão anaeróbia (catabolismo fermentativo). Assim sendo, em lodos ativados, as bactérias deverão catabolizar pouco material orgânico, devido à grande quantidade de energia disponível para o anabolismo, enquanto que na digestão anaeróbia, as bactérias deverão catabolizar maior quantidade de material orgânico, para garantir a energia necessária ao anabolismo. Dessa forma, o coeficiente de produção de lodo (Y) na digestão anaeróbia deverá ser bem menor quando comparado com o coeficiente de produção de lodo (Y) aeróbio (Van HAANDEL & LETTINGA, 1994).

HENZEN & HARRAMÖES (1983) mostraram resultados experimentais em cultura anaeróbia (bactérias acidogênicas e metanogênicas) nos quais o coeficiente de produção de lodo (Y) era $0,18 \text{ mg SSV} \cdot (\text{mg DQO})^{-1}$ enquanto que MARAIS & EKAMA (1976) determinaram um $Y = 0,45 \text{ mg SSV} \cdot (\text{mg DQO})^{-1}$ para lodo ativado. Assim, faz-se necessário conhecer a relação entre DQO e SSV para que se possa determinar a fração sintetizada como material celular. A produção de lodo (massa celular sintetizada) é proporcional à DQO

afluente removida (material orgânico metabolizado). Portanto, o coeficiente de produção celular é definido como segue:

$$Y = -\left(\frac{dX}{dS}\right) \dots \dots \dots (3.2)$$

onde:

Y : coeficiente de produção celular, mg SSV.(mg DQO)⁻¹ ;

X : concentração de sólidos suspensos voláteis, mg SSV.L⁻¹ ;

S : concentração do material orgânico, mg DQO.L⁻¹.

3.1.1 - Parâmetros cinéticos dos processos biológicos

A degradação do material orgânico no processo biológico baseia-se fundamentalmente no metabolismo bacteriano. Assim, a cinética do crescimento da biomassa é fundamentada no anabolismo e no catabolismo.

Segundo PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ (1991), o efeito da concentração do substrato sobre a taxa de crescimento de microrganismos tem sido estudado por vários pesquisadores, tais como: CONTOIS (1959) ; GRAU et al. (1975) ; MONOD (1949) ; MOSER (1958) ; RICH (1963), embora o estudo do modelo cinético, geralmente, se baseie na expressão de MONOD (1949). LAWRENCE & McCARTY (1970), como também McCARTY & MOSEY (1991) estudaram a relação existente entre o crescimento de microrganismos e a utilização de substrato com base na cinética de MONOD (1949).

Tabela 3.2 - Expressões usadas nos processos biológicos
LAWRENCE & McCARTY (1970) e METCALF & EDDY (1991).

Taxa de crescimento específico, T^{-1}

$$\mu = \frac{\mu_{MAX} S}{K_s + S} \dots \dots \dots (3.3)$$

Taxa de utilização do substrato pelos microrganismos, T^{-1}

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{k \cdot S \cdot X}{K_s + S} \dots \dots \dots (3.4)$$

Concentração efluente, $M.L^{-3}$

$$S_e = \frac{K_s(1 + b\theta_c)}{\theta_c(Yk - b) - 1} \dots \dots \dots (3.5)$$

Taxa específica de utilização de substrato, T^{-1}

$$\frac{dS/dt}{X} = U = \frac{k \cdot S}{K_s + S} \dots \dots \dots (3.6)$$

Taxa específica máxima de utilização de substrato, T^{-1}

$$\frac{\mu_{MAX}}{Y} = k \dots \dots \dots (3.7)$$

Tempo de retenção celular, T

$$\frac{1}{\theta_c} = YU - b \dots \dots \dots (3.8)$$

Tempo de retenção celular mínimo, T

$$\frac{1}{\theta_c^{min}} \cong k \cdot Y - b \dots \dots \dots (3.9)$$

Concentração de microrganismos no reator, $M.L^{-3}$

$$X = \frac{\theta_c Y(S_0 - S_e)}{\theta(1 + b\theta_c)} \dots \dots \dots (3.10)$$

Fator de segurança

$$SF = \frac{\theta_c}{\theta_c^{min}} \dots \dots \dots (3.11)$$

Os modelos cinéticos para reatores no processo de lodos ativados como por exemplo: a cinética postulada por MCKINNEY em 1962, as investigações de ECKENFELDER em 1967, os estudos teóricos de MARAIS & EKAMA em 1976 foram também fundamentados em MONOD (1949).

Resumidamente, a Tabela 3.2 apresenta as principais equações que mostram os parâmetros cinéticos utilizados nos processos biológicos.

onde:

μ : Taxa específica de crescimento de microrganismos, T^{-1}

$\mu_{m\acute{a}x}$: Taxa máxima de crescimento específico de microragnismos, T^{-1}

k_s : coeficiente de velocidade média, numericamente igual à concentração de substrato quando a taxa de crescimento específico é igual à $0,5 \mu_{m\acute{a}x}$, $mg \cdot L^{-1}$

$\frac{dS}{dt}$: taxa de utilização de substrato, $mg \text{ SSV} \cdot L^{-1} \cdot dia^{-1}$

k : taxa máxima de utilização do substrato, T^{-1}

θ_c : tempo de retenção celular, T

θ_c^{min} : tempo de retenção celular mínimo, T

θ : tempo de detenção hidráulico, T

b : coeficiente de respeiração endógena, T^{-1}

S_o : concentração de substrato no afluente, $mg \cdot L^{-1}$

S_e : concentração de substrato no efluente, $mg \cdot L^{-1}$

S : concentração de substrato no meio, $mg \cdot L^{-1}$

3.2 - Tratamento Biológico Anaeróbio

3.2.1 - UASB tratando esgoto sanitário

No tratamento biológico de esgotos sanitários, tradicionalmente, tem-se usado sistemas de lagoas de estabilização ou sistemas aeróbios de tratamento, particularmente o sistema de lodos ativados e suas variantes (lagoa aerada, valo de oxidação). Nesses sistemas, quando bem projetados e operados, a eficiência de remoção da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) geralmente se mantém superior a 90%. Com relação aos sistemas anaeróbios, a única unidade amplamente utilizada, excluindo-se os digestores de lodo, é o tanque Imhoff, no qual somente a fração sedimentável da DBO do esgoto recebe tratamento, obtendo-se conseqüentemente uma baixa eficiência de remoção de DBO total (30 a 50%).

Tem-se observado, ultimamente, uma diversificação de substratos submetidos à digestão anaeróbia. Não somente lodo de esgoto sanitário, mas uma grande variedade de águas residuárias industriais vem sendo tratada por digestão anaeróbia. Muitas águas residuárias se caracterizam por terem alta concentração de material biodegradável e baixa concentração de sólidos em suspensão. Os reatores modernos diferem do reator clássico, num ponto fundamental: têm dispositivo que retém o lodo com a massa bacteriana ativa que promove a digestão anaeróbia. Desse modo, o tempo de permanência de sólidos (lodo) torna-se maior que o tempo de permanência de líquido, resultando numa acumulação do lodo dentro do reator. Isso, por sua vez, aumenta a atividade do reator, ou seja, a massa de material orgânico que pode ser digerida por unidade de volume do reator e por unidade de tempo aumenta. Como conseqüência, o tempo de permanência do líquido pode ser reduzido, resultando numa

diminuição do volume do reator. Atualmente, estão em operação vários tipos de reatores que diferem entre si, quanto ao mecanismo de retenção de lodo (SOUSA, 1986).

VIEIRA (1994) esclarece que os estudos e o desenvolvimento de reatores UASB foram iniciados no Brasil, por "volta" de 1980. Esclarece ainda que, Instituições de Pesquisas, Companhias de Saneamento e Universidades têm desenvolvido e divulgado com segurança esta tecnologia.

LETTINGA (1983), na Universidade de Wageningen, Holanda, realizou as primeiras experiências com reator de fluxo ascendente com manta de lodo tratando esgoto sanitário. A Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB), em 1984, desenvolveu estudos em reator anaeróbio em escala de laboratório, à temperatura média de 35°C, com remoção média de 65% de DQO (VIEIRA & SOUZA, 1986). Em Florianópolis - SC, a Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN) operou um reator num período de nove meses, obtendo remoção de DQO em torno de 79%, com tempo de detenção hidráulico (TDH) de quatro horas (BARBOSA et al., 1987).

A Companhia de Saneamento do Paraná (SANEPAR) tem instalado um considerável número de reatores anaeróbios com o objetivo de tratar esgoto sanitário. VIEIRA (1994) confirma que a SANEPAR, além de novos reatores projetados e instalados (100 a 2000 m³) com tempo de detenção hidráulico (TDH) de 8 horas, mantém cerca de 105 reatores anaeróbios com volume de 30 a 100 m³ em núcleos habitacionais, dos quais 88 estão localizados em Curitiba. A SANEPAR mantém instalado ainda, um sistema com volume de 16.000 m³ para atender uma população de 115 mil habitantes.

SCHELLINKHOUT² apud BARBOSA & SANT'ANNA Jr. (1989) operaram à temperatura de 23 a 24^oC um reator UASB de 35 m³, tratando esgoto sanitário em Bucaramanga, Colômbia, com TDH de 5,2 horas e obtiveram remoção de 66% DQO e 69% SST.

DRAAIJER et al. (1991) discutem o comportamento do tratamento anaeróbio de esgoto sanitário de Kampur, Índia. Esses autores confirmam que foi construído um reator UASB de 1.200 m³ de volume em três compartimentos paralelos : 600 m³, 300 m³ e 300 m³. Durante o período de doze meses a remoção média de DQO foi 74% e 75% de SST operando com um TDH de 6 horas.

Van HAANDEL & LETTINGA (1994), comentando a influência do tempo de detenção hidráulica no comportamento de reator UASB, afirmam que foi operado e monitorado por um período de tempo de dois anos em Campina Grande - Paraíba, um reator UASB de 160 m³ de volume tratando esgoto sanitário forte com DQO variando de 695 mg. L⁻¹ a 863 mg. L⁻¹.

Confirmaram ainda, que esse reator foi operado com TDH de 17 ; 7,2 e 5,7 horas com remoção de DQO de 75% ; 67% e 60% e remoção de SST de 72% ; 52% e 41%, respectivamente.

Esses resultados experimentais indicam que a sobrecarga hidráulica aplicada durante a operação do UASB reduziu consideravelmente a eficiência de remoção da DQO e SST.

SCHELLINKHOUT & COLLAZOS (1991) relatam resultados da operação de um reator UASB em Cali, Colômbia. Segundo esses autores, no período de 1983 a 1984 um reator UASB de 64 m³ foi alimentado com esgoto sanitário e após a sua partida a remoção da DQO foi de 72% e 70% de SST quando o TDH era 5 horas.

² SCHELLINKHOUT, A. ; JAKMA, F. F. G. M. ; FORERO, G. E. Sewage treatment: the anaerobic way is advancing in Colombia. Proc. Fifth International Symposium on anaerobic Digestion, Bologna, Italy, 1988, p. 767-770.

Resumidamente, segundo a literatura, são estes os principais reatores UASB operando em escala natural no tratamento de esgoto sanitário.

3.3 - Tratamento Biológico Aeróbio

3.3.1 - Lodos Ativados

O processo de lodos ativados foi desenvolvido na Inglaterra em 1914 conforme ARDERN & LUKETT³ apud METCALF & EDDY (1991). Esse processo, tanto em sua forma original como em suas diversas formas modificadas, vem sendo bastante utilizado para o tratamento de esgotos sanitários e águas residuárias industriais.

A eficiência do processo de lodos ativados depende, principalmente, do fenômeno de floculação biológica e da subsequente fase de separação sólida líquida. Dessa forma, quando a floculação ocorre adequadamente os sólidos voláteis em suspensão, no tanque de aeração, são prontamente separados no decantador.

Os flocos (elementos ativos) têm função de agente físico-químico na depuração da matéria orgânica: apresentam natureza coloidal, absorvendo partículas e desempenhando, em seguida, função biológica que consiste na assimilação das substâncias orgânicas, transformando-as em energia e em novos organismos, através do processo de síntese (BRANCO, 1982).

O mecanismo da floculação biológica dos lodos ativados tem sido motivo de largas discussões, resultando em diversas teorias na tentativa de explicar o fenômeno da formação dos flocos.

³ ARDERN, E. ; LUKETT, W. T. "Experiments on the oxidation of Sewage without the aid of filters." J. Soc. Chem., Ind., v. 33, p 525-1122, 1914.

Os organismos mais importantes que participam do processo de lodos ativados são as bactérias, por serem as responsáveis pela decomposição da matéria orgânica afluyente. As bactérias aeróbias facultativas no tanque de aeração usam a matéria orgânica para obter a energia necessária para o crescimento e manutenção da nova massa celular. Uma fração do material orgânico é oxidada a produtos de baixa energia como por exemplo: NO_3^- , CO_2 e SO_4^{2-} enquanto a outra fração restante é sintetizada como material celular (METCALF & EDDY, 1991).

As principais bactérias envolvidas no processo de lodos ativados e suas respectivas funções segundo HORAN (1990), se encontram na Tabela 3.3. Além dessas, podem estar presentes também várias formas de bactérias filamentosas como por exemplo: Sphaerotilus, Beggiatoa, Thiothrix, Lecicothrix, e Geotriculum (METCALF & EDDY, 1991).

Não somente as bactérias participam significativamente dos ecossistemas aeróbios do tratamento biológico. Tem-se, também, protozoários, fungos, leveduras e microrganismos multicelulares como, por exemplo, nematoides e rotíferos. As atividades metabólicas desses outros microrganismos são também importantes no sistema de lodos ativados. Por exemplo, protozoários e rotíferos têm a função de promover o polimento do efluente final. Os protozoários consomem bactérias dispersas que não sofreram floculação, enquanto os rotíferos destroem pequenos flocos biológicos como também partículas de material orgânico dispersas no sistema (METCALF & EDDY, 1991).

Tabela 3.3 - Principais gêneros de bactérias encontradas no processo de lodos ativados e suas respectivas funções (HORAN, 1990).

GÊNEROS	FUNÇÕES
<u><i>Pseudomonas</i></u>	<i>Remove carboidratos e promove desnitrificação.</i>
<u><i>Zooglea</i></u>	<i>Formação de flocos</i>
<u><i>Bacillus</i></u>	<i>Degradação de Proteínas.</i>
<u><i>Athrobacter</i></u>	<i>Degradação de Carboidratos.</i>
<u><i>Microthrix</i></u>	<i>Degradação de Gorduras, crescimento filamentoso.</i>
<u><i>Nocardia</i></u>	<i>Crescimento filamentoso, formação de espuma e escuma.</i>
<u><i>Acinetobacter</i></u>	<i>Remoção de Fósforo.</i>
<u><i>Nitrosomonas</i></u>	<i>Nitrificação.</i>
<u><i>Nitrobacter</i></u>	<i>Nitrificação</i>
<u><i>Achromobacter</i></u>	<i>Desnitrificação.</i>

Para melhorar a compreensão da microfauna presente num sistema de lodos ativados, apresenta-se a Tabela 3.4.

BRANCO (1978) afirma que para se avaliar a eficiência do tratamento de um sistema de lodos ativados, identifica-se os grupos de microrganismos predominantes num determinado instante considerados como indicadores de estabilização do lodo.

Em sistemas operando com esgoto sanitário, algumas espécies de microrganismos presentes no lodo podem ser consideradas indicadoras das condições de depuração. Dessa forma, DRAKIDES⁴ apud VAZOLLER et al. (1989) apresentaram a Tabela 3.5 que indica os microrganismos e as características do processo.

Tabela 3.4 - Agrupamento de organismos de diversos gêneros presentes em sistemas de lodos ativados (VAZOLLÉR et al., 1989).

GRANDES GRUPOS	GÊNEROS FREQUENTES
Classe Ciliata a) ciliados livres-natantes	<i>Paramecium, Colpidium, Litonotus, Trachelophyllum, Amphileptus, Chilodonella</i>
b) ciliados pedunculados	<i>Vorticella, Operculária, Epstylis, Charchesium e as suctórias Acineta e Podophrya.</i>
c) ciliados livres, predadores do floco	<i>Aspidisca, Euplotes, Stylonychia, Oxytricha.</i>
Classe Mastigophora - flagelados	<i>Bodo, Cercobodo, Mona sp, Oicomona sp, Euglena sp, Cercomona sp, Peranema</i>
Classe Sarcodina - amebas	<i>Amoeba, Arcella, Actinophrys, Vanhikampfi, Astramoeba, Diffflugia, Cochliopodium.</i>
Classe Rotifera - rotíferos	<i>Philodina, Rotaria, Epidhanes.</i>
Classe Nematoda - nematóides	<i>Rhabditis</i>
Filo Anelida - anelídeos	<i>Aelosoma</i>

⁴ DRAKIDES, C. La microfaune des boues activées. Étude d'une méthode d'observation et application en suivi d'une pilote en phase de démarrage. *Water Research*, 14 : 1199-207, 1980.

Tabela 3.5 - Microrganismos indicadores das condições de depurações em sistemas de lodos ativados (VAZOLLÉR et al., 1989).

MICROORGANISMOS	CARACTERÍSTICAS DO PROCESSO
<i>Predominância de flagelados e rizópodes</i>	<i>Lodo jovem característico de início de operação ou TRC* baixo</i>
<i>Predominância de flagelados</i>	<i>Deficiência de aeração, má depuração e sobrecarga orgânica</i>
<i>Predominância de ciliados pedunculares e livres</i>	<i>Boas condições de depuração</i>
<i>Presença de Arcella (rizópode com teca)</i>	<i>Boa depuração</i>
<i>Presença de Aspidisca costata (ciliado livre)</i>	<i>Nitrificação</i>
<i>Presença de Trachelophyllum (ciliado livre)</i>	<i>TRC* alto</i>
<i>Presença de Vorticella microstoma (ciliado pedunculado) e baixa concentração de ciliados livres</i>	<i>Efluente de má qualidade</i>
<i>Predominância de anelídeos do Gêner. Aelosoma</i>	<i>Excesso de oxigênio dissolvido</i>
<i>Predominância de filamentos</i>	<i>Intumescimento do lodo ou bulking filamentoso **</i>

(*)Tempo de retenção celular, dia.

(**)Para caracterizar o intumescimento do lodo é necessário avaliar os flocos.

Até metade deste século, os sistemas de lodos ativados eram dimensionados e controlados através de parâmetros e relações puramente empíricas. A complexidade das reações bioquímicas como também fatores que interferem na cinética de degradação como, por exemplo, fatores ambientais e operacionais não eram considerados. Havia uma compreensão de que o tempo de detenção médio do esgoto no tanque de aeração fosse o principal parâmetro de projeto. A partir dos anos 50, com entendimento da necessidade nutricional dos microrganismos, da respiração exógena e endógena e do crescimento celular é que foram desenvolvidos modelos matemáticos da cinética dos processos biológicos, objetivando determinar parâmetros de projetos e controle de operação (FORESTI, 1982).

3.3.1.1 - Reator Seqüencial em Batelada

Quando foi iniciado na Inglaterra no começo da segunda década deste século, o processo de lodos ativados utilizava sistema em batelada. Era através do enchimento e esvaziamento do tanque de aeração que se retinha parte da biomassa já adaptada ao substrato. Em seguida, surgiram os sistemas de fluxo contínuo (continuous flow systems) que se destacaram por apresentarem menores dificuldades operacionais como, por exemplo, entupimento dos difusores de ar e descarga do efluente (IRVINE et al., 1979). Na década de setenta, iniciaram-se pesquisas com unidades de tratamento em batelada na University of Notre Dame (USA). Essas unidades, em escala de laboratório foram denominadas de "Reatores Seqüenciais em Batelada" (Sequential Batch Reactors - SBR). As pesquisas mostraram que esse sistema poderia tratar efluentes líquidos de maneira bem mais controlada do que o sistema de fluxo contínuo.

3.3.1.1.1 - Descrição do Sistema

Os SBRs são sistemas biológicos de tratamento de águas residuárias, constituídas por um ou mais reatores, onde se realizam sequencialmente, em uma mesma unidade, a oxidação da matéria carbonácea, a remoção de nutrientes e a separação sólido-líquido, através da sedimentação (MANNING & IRVINE, 1985).

Segundo IRVINE et al. (1983), no tratamento biológico através de um sistema seqüencial de reator em batelada, cada reator tem um ciclo operacional (batelada) composto de cinco períodos distintos que são: enchimento, reação, sedimentação, período de descarte do sobrenadante e período de repouso. A Figura 3.1 mostra a configuração de um reator seqüencial em batelada (SBR) na estação de tratamento de Culver (USA), ilustrando as percentagens máximas de volume e de tempo em cada período do ciclo.

No período de enchimento, ocorre a alimentação da água residuária a ser tratada no reator, gastando 25% do tempo global do ciclo de operação (batelada). O período de reação compreende uma fração de tempo de 35% do ciclo global. Com o interrompimento da aeração, não havendo, dessa forma, perturbação de fluxo afluente (condição próxima da ideal), tem-se o período de sedimentação que ocorre durante um período de tempo correspondente a 20% do ciclo global. Em seguida, tem-se o período de descarte do sobrenadante. Finalmente, o período de repouso que compreende o período de tempo entre o término do descarte do sobrenadante líquido e o início da primeira fase de enchimento (Figura 3.1). Este período tem o objetivo de permitir o ajuste dos períodos de operação quando o sistema apresenta mais de um reator. Por outro lado, dependendo da idade do lodo no período de repouso, tem-se a operação de descarte de lodo de

excesso, embora essa operação possa ser efetuada em qualquer outro período do processo.

DANNIS & IRVINE (1979) recomendam que o período inicial de operação (enchimento) deve acontecer quando o reator (tanque de aeração) apresentar concentração de biomassa ativa da ordem de $8000 \text{ mg SSV.L}^{-1}$ a $10000 \text{ mg SSV.L}^{-1}$.

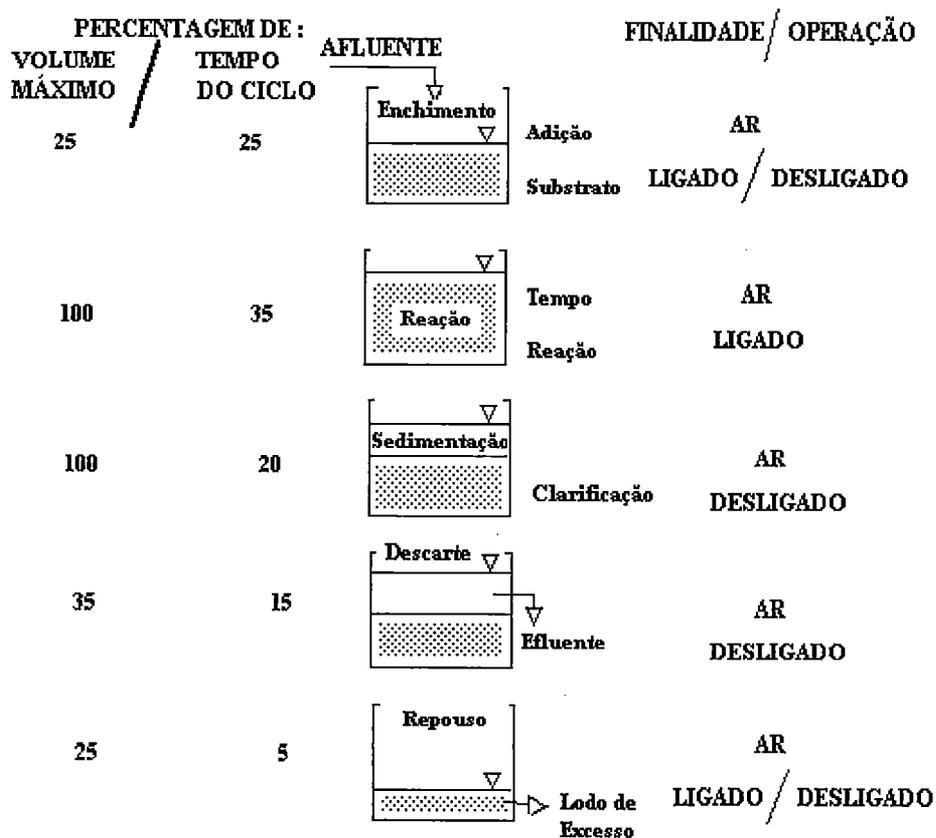


Figura 3.1 - Períodos de um ciclo operacional de um Reator Seqüencial em Batelada (SBR) na Estação de Tratamento de Culver (USA). (IRVINE, 1983)

3.3.1.1.2 - Vantagens e Desvantagens do SBR

De acordo com o tipo de efluente a ser tratado, bem como nível de exigência de lançamento, a utilização do SBR apresenta muitas vantagens quando comparado aos processos biológicos convencionais.

ARORA et al. (1985) mostram as seguintes vantagens na utilização desse sistema:

- a) O SBR pode funcionar como tanque de equalização durante o período de enchimento ;
- b) O sistema de aeração pode ou não ser ativado, dependendo da vazão do afluente a ser tratado. Essa flexibilidade admite programar um sistema de forma que venha proporcionar menor consumo de energia ;
- c) O SBR permite melhor controle de operação, possibilitando, dessa forma atenuar o crescimento de bactérias filamentosas ;
- d) O sistema de bombeamento para recirculação de lodo pode ser dispensado ;
- e) O SBR não perde biomassa, caso ocorra choque hidráulico ;
- f) Os dois períodos iniciais do ciclo operacional (enchimento e reação), controlados cuidadosamente, permitem obter nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo.

ARORA et al. (1985), estudando o comportamento dos reatores seqüenciais em batelada, apresentaram duas desvantagens básicas, que são:

a) Falta de um equacionamento bem definido para projetar esse sistema, como também, para definir procedimentos operacionais;

b) Necessidade de equipamentos como, por exemplo, misturadores, válvulas de controle e controladores de tempo e de nível.

faça tabela

Tabela 3.6 - Ciclo típico de um SBR padrão para nitrificação. (USEPA, 1992)

PERÍODOS	CONDIÇÕES	FINALIDADE
ENCHIMENTO	Entrada do afluente no SBR. Com aeração Tempo: metade do tempo de ciclo.	Fornecer água residuária bruta ao SBR
REAÇÃO	Interrupção da vazão afluente. Com aeração Tempo tipicamente: 1 a 2 horas	Remoção Biológica de DBO e Nitrificação.
SEDIMENTAÇÃO	Interrupção da vazão afluente. Interrupção da aeração Tempo: ± 1 hora	Sedimentação de sólidos suspensos promovendo a separação: sólidos e sobrenadante.
DESCARGA	Interrupção da vazão afluente Interrupção da aeração Efluente é descarregado.	Descarga do efluente do reator, 10 a 50% do volume do reator é decantado dependendo das condições hidráulicas e configurações do SBR.
REPOUSO	Interrupção da vazão afluente. Interrupção da aeração Descarte de lodo	Em Sistemas de tanques múltiplos, permite findar um ciclo e começar um outro. Descarga de lodo de excesso.
Tempo total do ciclo : 4 a 6 horas.		

escrever antes das tabelas

[Com o objetivo de melhor compreender as condições operacionais de cada período durante o ciclo de um reator SBR, apresenta-se a Tabela 3.6 para remoção carbonácea e nitrificação e a Tabela 3.7 para remoção carbonácea, de nitrogênio e fósforo.]

Tabela 3.7 - Ciclo Típico de um SBR padrão para remoção de nutrientes.(USEPA, 1992)

PERÍODOS	CONDIÇÕES	FINALIDADE
Enchimento Sem Aeração	Vazão afluyente no SBR Sem Aeração Com mistura Tempo: 1,5 horas	Adição do afluyente no SBR, continuação do ambiente anóxico ou anaeróbio permitindo a desnitrificação e o crescimento de bactérias que removem fósforo.
Enchimento Com Aeração	Vazão afluyente no SBR Aeração (OD > 2 mg .L ⁻¹) Tempo: metade do ciclo total menor o tempo de enchimento não aerado.	Adição do afluyente no SBR para remoção de DBO, nitrificação e utilização de fósforo.
REAÇÃO	Interrupção da vazão afluyente Aeração (OD > 2 mg .L ⁻¹) Pode ser descartado o lodo. Tempo : 1 a 2 horas.	Remoção biológica de DBO, nitrificação e utilização de fósforo.
SEDIMENTAÇÃO	Interrupção da vazão afluyente Interrupção da aeração Descarte de lodo. Tempo : 1 a 2 horas.	Separação de sólidos suspensos do sobrenadante. Diminui a concentração de OD permitindo a desnitrificação e o lodo de excesso sob condições aeróbia com o máximo de fósforo acumulado.
DESCARGA	Interrupção da vazão afluyente Sem a aeração, efluyente decantado Tempo : 1 a 2 horas.	Remoção do efluyente no reator diminuindo o OD, permitindo a desnitrificação ; crescimento de bactérias que removem fósforo.
REPOUSO	Interrupção da vazão afluyente Sem Aeração Tempo: 1 a 15 minutos.	Permite a coordenação do ciclo para tanques múltiplos. Baixa concentração de OD, permitindo a desnitrificação e o crescimento de bactérias que removem fósforo.
Tempo total do ciclo : 6 a 8 horas.		

3.3.1.1.3 - Crêterios e Parâmetros para dimensionamento

1 - Volume total do SBR

No tratamento de águas residuárias de baixa concentra o de matéria orgânica, como por exemplo esgoto sanitário, a carga hidráulica   um parâmetro de fundamental importância para dimensionamento do volume do reator seqüencial em batelada.

De acordo com METCALF & EDDY (1991) determina-se o volume do SBR com base na seguinte expressão :

$$V_T = \frac{Q \cdot T}{\% \cdot \text{Sobrenadante}} \dots \dots \dots (3.12)$$

onde:

V_T : volume total do SBR (L);

Q : vazão (L . h⁻¹);

T : tempo de ciclo (h);

$\%$: percentual do volume a ser descarregado (sobrenadante).

Geralmente, um terço do volume do SBR   utilizado para sedimenta o e   considerado como volume constante.

2 - Concentra o de Sólidos Suspensos Voláteis e rela o Alimento / Microrganismo (F / M)

A concentra o dos sólidos suspensos voláteis no SBR   um parâmetro de grande importância no dimensionamento do sistema.

Para estimar-se o X adota-se um fator de carga (F / M).

USEPA (1992) recomenda $0,05 < F / M < 0,50$. Por outro lado METCALF & EDDY recomendam $0,05 < F / M < 0,30$.

Fundamentalmente, a relação alimento / microrganismo é um parâmetro que mede a razão entre o alimento contido no afluente e os microrganismos presentes no reator.

BORTONE et al. (1994) confirmam que durante a remoção de nutrientes em SBR pode ocorrer "bulking" filamentososo devido a várias causas, dentre as quais destaca-se a baixa relação F/M.

Ng et al. (1993) afirmam que o parâmetro comumente usado em processo de fluxo contínuo não deve ser aplicado para SBR. Para tanto sugerem a expressão (3.13):

$$\frac{F}{M} = \frac{V_I \cdot S_o \cdot 24}{V_T \cdot X \cdot T} \dots \dots \dots (3.13)$$

onde :

V_I : volume afluente por ciclo, L

S_o : concentração da água residuária afluente, $mg \cdot L^{-1}$

V_T : volume total do reator, L

X : SSV do líquido em mistura completa, $mg \cdot L^{-1}$

T : tempo de aeração, hora

3 - Produção e Descarte de Lodo

HOECKER & SCHROEDER (1979) constataram que a idade do lodo e a produção de biomassa não devem ser determinadas para SBR da mesma forma que são determinadas para os sistemas de fluxo contínuo. Constataram, ainda, que a idade de lodo não se relaciona com o crescimento ou produção de biomassa.

IRVINE & BUSCH (1979) afirmam que o descarte de lodo tanto pode ser efetuado depois do período de decantação quanto

durante o período de reação. A frequência e a quantidade de lodo de excesso dependem fundamentalmente dos critérios adotados.

METCALF & EDDY (1991), em um exemplo numérico, adotam o descarte de lodo de uma vez por semana. Dessa forma, determinam a massa de sólidos suspensos (SS) no reator SBR através da seguinte expressão :

$$X_n = X_0 + \sum_{n=1}^{n=7} [(P_{sn}) / 0,8 + SS_{IN}] \dots \dots \dots (3.14)$$

$$P_{sn} = Y(S_0 - S)Q - b \cdot X_{n-1} \dots \dots \dots (3.15)$$

onde:

X_0 : concentração inicial de SS depois de decantado,
kg. m⁻³

P_{sn} : massa de SSV produzido por dia, kg. dia⁻¹

SS_{IN} : massa de sólidos inertes, kg. dia⁻¹

X_{n-1} : massa de SSV presente inicialmente no reator,
kg. dia⁻¹

X_n : massa de SS no reator SBR, mg SS. dia⁻¹

4 - Idade de Lodo e Concentração do Lodo Sedimentado

No dimensionamento do sistema faz-se necessária uma previsão do volume a ser ocupado pela massa de sólidos suspensos e sedimentada. A concentração de sólidos suspensos pode ser determinada através da adoção de um índice volumétrico de lodo. Valores considerados confiáveis estão na faixa de 100 a 150 ml. g⁻¹ (CHENICHARO & SPERLLING, 1993).

O tempo de retenção celular (θ_c) no sistema SBR não se apresenta tão fundamental como em lodos ativados de fluxo contínuo.

Porém, de qualquer forma, é importante ter-se uma estimativa da idade do lodo conforme a expressão (3.16):

$$\frac{I}{\theta_c} = \frac{F}{M} Y \frac{E}{100} - b \dots \dots \dots (3.16)$$

onde :

F/M : relação alimento/biomassa, kg DBO₅ / kg SSV . dia⁻¹

θ_c : tempo de detenção celular médio, dia

b coeficiente de decaimento, dia⁻¹

E eficiência na remoção de DBO₅ solúvel, %

Y : coeficiente de produção de sólidos, kg SSV.(kg DBO)⁻¹

3.4 - Produção de lodo no processo biológico

No tratamento de esgoto sanitário através de processos biológicos, há produção celular (ou de lodo). Esse lodo produzido nada mais é do que o material sólido constituído de uma fração orgânica e outra inorgânica. No que se refere à segunda fração, tratam-se de sólidos inorgânicos em suspensão, que deverão sofrer floculação; enquanto que a fração orgânica subdivide-se em outras três: uma fração de massa bacteriana viva, denominada lodo ativo; uma outra inerte, sem atividade biológica; e, finalmente, o resíduo endógeno, proveniente do decaimento bacteriano (MARAIS & EKAMA, 1976).

Os microrganismos que participam do processo de estabilização da matéria orgânica têm, em geral, tempo de geração elevado, o que torna necessário reter essa massa de microrganismos por tempo suficiente para sua multiplicação. LAWRENCE & McCARTY (1970) definiram idade de lodo (θ_c), tempo de retenção dos sólidos no sistema de tratamento, como sendo a razão entre a massa de lodo presente no reator (kg SSV) e a massa descarregada diariamente

(kg SSV .dia⁻¹). Por outro lado, os sistemas biológicos devem operar com uma concentração constante de lodo, tornando-se necessário descartar, com determinada frequência, certa quantidade desse lodo, que é denominado de lodo de excesso

{Devido à grande quantidade de lodo produzido no processo aeróbio, há necessidade de uma unidade de porte compatível para sua estabilização. O lodo de uma estação de tratamento de esgoto sanitário, é composto por grande parte de matéria orgânica, que vai desde uma fração facilmente degradável até uma não degradável. O material celular de bactérias, provenientes do tratamento aeróbio, e as gorduras são de decomposição lenta, dificultando, portanto, a estabilização e a disposição final do lodo. (SPEECE⁵ apud FORESTI, 1987)}

Tabela 3.8 - Coeficientes cinéticos do processo de lodos ativados utilizando esgoto sanitário com substrato e de digestão anaeróbia utilizando lodo sanitário (METCALF & EDDY, 1991).

PARÂMETROS	UNIDADE	VARIAÇÃO	
		AERÓBIA	ANAERÓBIA
k	dia ⁻¹	2 - 10	-----
K _s	mg . L ⁻¹	25 - 100	-----
Y	mg.SSV.(mg DBO ₅) ⁻¹	0,4 - 0,8	0,04 - 0,10
b	dia ⁻¹	0,025 - 0,075	0,02 - 0,04

Conforme observa-se na Tabela 3.8 o coeficiente de produção celular e a taxa de decaimento das bactérias anaeróbias são bem menores quando comparados aos coeficientes cinéticos do processo aeróbio.

⁵ SPEECE, R. E. Review - Environmental requirements for anaerobic digestion of biomass. Environmental Studies Institute, Drexel University, Philadelphia, 1982, 70p.

Na prática, é fundamental conhecer-se a quantidade de lodo produzido por dia num processo de tratamento biológico. Para quantificar o lodo em sistemas agitados que deve ser descartado diariamente, METCALF & EDDY (1991) apresentam a seguinte expressão :

$$P_X = QY \frac{(S_0 - S)}{1 + b\theta_c} \dots \dots \dots (3.17)$$

onde :

P_X : massa celular de excesso de lodo produzido por dia,
kg SSV .dia⁻¹

Y : coeficiente de produção de lodo, kg SSV (kg DQO)⁻¹

θ_c : tempo de retenção celular, dia

b : coeficiente de decaimento endógeno, dia⁻¹

Q : vazão afluyente, m³ .dia⁻¹

3.5 - Tratamento de Efluente pré-tratado anaerobiamente

A digestão anaeróbia da matéria orgânica é um processo significativamente complexo. Os microrganismos envolvidos no processo utilizam tanto a condição metabólica fermentativa, quanto a respiração anaeróbia, de forma que o efluente final apresenta composição diversificada de constituintes. Geralmente, o efluente proveniente do tratamento anaeróbio apresenta certa concentração residual de matéria orgânica, sólidos suspensos, nutrientes (Fósforo e Nitrogênio), cor e odor.

ΦDEGARD (1988) apresenta as principais alternativas para o tratamento de efluentes pré-tratados anaerobiamente, conforme Tabela 3.9, e aponta dois fatores que podem ter influência na biodegradabilidade aeróbia de águas residuárias pré-tratadas anaerobiamente. O primeiro é que durante o processo anaeróbio ocorre remoção de DBO_5 e DQO bem superior à de outros componentes como, por exemplo, nitrogênio e fósforo, resultando, dessa forma, em um desbalanceamento dos componentes constituintes do efluente, sobretudo da relação DQO : N. O segundo é que o processo anaeróbio ocorre em etapas. Em cada etapa há formação de produtos intermediários que sofrerão tratamentos aeróbios. É pouco provável que produtos intermediários da hidrólise, formadores de ácidos e formadores de metano apresentem efeitos inibitórios sobre a biodegradação aeróbia. O que não se pode excluir totalmente é que as condições redutivas durante o processo anaeróbio possam ter influência negativa sobre a etapa aeróbia.

No tratamento de efluentes pré-tratados anaerobiamente tem-se poucas experiências citadas na literatura. VICTORIA (1993) experimentou em escala de laboratório um filtro aeróbio de baixa taxa para nitrificação de efluente do reator UASB, tratando esgoto sanitário sintético. Os resultados obtidos foram animadores. A eficiência da nitrificação alcançada durante o período de dezesseis semanas de operação variou de 22% a 83%.

GARUTI et al. (1991) afirmam que no tratamento de esgoto sanitário pré-tratado anaerobiamente, 92% do N-amoniaco foi oxidado no processo de nitrificação enquanto a eficiência da desnitrificação foi apenas cerca de 63,5%. O processo de desnitrificação não foi limitado pela disponibilidade de fonte de carbono. Os autores entenderam que o processo de desnitrificação foi afetado por parâmetros tais como: temperatura, Tempo de Detenção Hidráulico e compostos inibidores.

Tabela 3.9 - Principais alternativas para o tratamento de efluente pré-tratado anaerobiamente (Adaptado de ØDEGARD, 1988).

<i>Métodos de Tratamento</i>	<i>Remoção</i>	<i>Unidades de Processo</i>
<i>Separação Sólido / Líquido</i>	<i>SST</i>	<i>Sedimentação, flotação membrana de filtração e lagoa de estabilização.</i>
<i>Tratamento Biológico Aeróbio</i>	<i>DBO / DQO</i>	<i>Lodos ativados, filtro biológico, RBC, leito fluidizado e lagoa de estabilização.</i>
<i>Tratamento Biológico Aeróbio</i>	<i>N-NH₄⁺</i>	<i>Nitrificação em lodos ativados, filtro biológico, leito fluidizado, RBC e lagoa de estabilização.</i>
<i>Físico / Químico Tratamento aeróbio/anóxico</i>	<i>N-NTK</i>	<i>Stripping gás, desnitrificação em biofiltro, lodos ativados, leito fluidificado e SBR.</i>
<i>Físico / Químico Tratamento anaeróbio/aeróbio</i>	<i>Fósforo</i>	<i>Precipitação e lodos ativados.</i>
<i>Oxidação Biológica Oxidação Química</i>	<i>odor</i>	<i>Oxidação sulfídrica e ozonização /cloração.</i>
<i>Tratamento Físico / Químico oxidação química</i>	<i>cor</i>	<i>Coagulação e membrana de filtração.</i>
<i>Irradiação Química</i>	<i>patógenos</i>	<i>Lagoa de Estabilização, luz UV e desnitrificação com Cl₂ ou O₃</i>

Até agora, pouco se conhece a respeito dos efeitos de águas residuárias pré-tratadas anaerobiamente submetida a processos de nitrificação e desnitrificação (EILERSEN et al., 1995).

EILERSEN et al. (1995), usando experimentos em batelada, estudaram os efeitos dos ácidos graxos voláteis e da trimetilamina no processo de desnitrificação em lodos ativados. Sumariamente, concluíram que águas residuárias pré-tratadas anaerobiamente estimulam a redução de nitrato mais do que a redução de nitrito no processo de desnitrificação. Concluíram, ainda, que o acetato apresenta o maior efeito estimulante sobre a taxa de desnitrificação, seguido de butirato e depois da trimetilamina, embora esses compostos estimulem mais a redução do nitrito do que a redução do nitrato. [Concluíram ainda, que o ácido propiônico, iso-butírico, n-valérico, iso-valérico e ácido capróico inibem o processo de desnitrificação de forma que a redução do nitrato é mais inibida do que a redução do nitrito, e, que o ácido fórmico não apresenta nenhum efeito no processo de desnitrificação.

ABELING & SEYFREID (1992) constataram que o butirato presente no processo de desnitrificação tem influência inibidora. Já EILERSEN et al. (1995) asseguram que o butirato estimula o processo de desnitrificação, enquanto que o propionato inibe.

Diante da revisão apresentada pode-se concluir que as controvérsias citadas com relação a inibição/estimulação no processo de desnitrificação precisam ser melhor esclarecidas. Entende-se que essas questões específicas têm que considerar dois fatores fundamentais. O primeiro é a adaptação do lodo a cada espécie de ácido submetido ao experimento e a segunda é a concentração de ácido utilizado durante o experimento.

3.6 - Remoção de Nitrogênio

Além da fixação de nitrogênio através de microrganismos e da precipitação atmosférica de NH_4^+ e NO_3^- , as principais fontes naturais de nitrogênio no meio aquático são os esgotos sanitários e as águas residuárias de origem industrial e agropecuária.]

Há várias formas presentes de nitrogênio no meio aquático como por exemplo, amônia (NH_3), íon amônio (NH_4^+), nitrato (NO_3^-), nitrito (NO_2^-), óxido nitroso (N_2O), nitrogênio molecular (N_2) e nitrogênio orgânico na forma de aminoácidos, peptídeos, purinas, aminas, etc., como também o material resultante da endogenia dos microrganismos.]

BARNES & BLISS (1983), estudando o comportamento do ciclo do nitrogênio, entenderam que ocorrem diversas transformações com os compostos de nitrogênio, como os seguintes processos básicos: fixação, assimilação, amonificação, nitrificação e desnitrificação.]

Vários mecanismos têm sido propostos para o entendimento do ciclo do nitrogênio. A adição natural de nitrogênio ao solo ocorre através de dois mecanismos considerados importantes: a fixação de nitrogênio molecular (N_2) por microrganismos e a precipitação atmosférica de NH_4^+ e NO_3^- .>

O processo de amonificação consiste na transformação de nitrogênio orgânico por intermédio de enzimas catalisadoras, produzindo, no final da reação, o íon NH_4^+ . A fonte de nitrogênio orgânico é o material produzido após a hidrólise química: aminoácidos, açúcares aminados, aminas, amidas e peptídeos, como também o material proveniente da endogenia dos microrganismos, conforme a seqüência:]

bds

Proteína (N-orgânico) + microrganismos → N-amoniacal

onde:

N-amoniacal : $[N-NH_4^+ + N-NH_3]$

A primeira etapa do processo de degradação do nitrogênio orgânico (Composto com grupo amina, R - NH₂) é provavelmente a hidrólise. MANAHAN (1991) de maneira elementar, apresenta a amonificação através da reação:



O Nitrogênio amoniacal (N-NH₃ + N - NH₄⁺) se mantém em equilíbrio em função do pH do meio, conforme a reação (3.19).



BARNES & BLISS (1983) apresentam a equação (3.20) que descreve a percentagem de íon amônio (NH₄⁺) presente no meio em função do pH e da temperatura.

$$\% NH_4^+ = \frac{100}{1 + Ka / [H^+]} \dots \dots \dots (3.20)$$

Ka : constante de ionização = 5,68 x 10⁻¹⁰ (25°C).

⟨Efluentes provenientes de digestão anaeróbia, geralmente, mantém pH próximo de 7,0. De acordo com a equação (3.20) tem-se cerca de 99% do nitrogênio amonificado na forma de $N - NH_4^+$ ⟩

⟨Conforme a reação (3.18) estequiometricamente cada mol (14g) de nitrogênio orgânico hidrolizado consome um mol de prótons hidrogênio (H^+). Assim sendo, há uma produção de alcalinidade de 50 g $CaCO_3$ por mol de N (14g) amonificado. Portanto, no processo de amonificação, tem-se um aumento de alcalinidade de 3,57 (50/14) mg de alcalinidade na forma de $CaCO_3$ por mg de Nitrogênio amonificado (Van HAANDEL & MARAIS, 1981).⟩

METCALF & EDDY (1991) apresentam a Figura 3.4 onde mostram a transformação do nitrogênio em processo de tratamento biológico de águas residuárias. De acordo com a Figura 3.4, pode-se observar que, durante a transformação do nitrogênio da forma orgânica até a forma molecular (N_2), todo o processo é biológico e participam microrganismos heterotróficos e autotróficos anaeróbios e aeróbios ocorrendo amonificação, nitrificação, assimilação e desnitrificação, de forma que a remoção de nitrogênio ocorre sob três mecanismos básicos: assimilação, nitrificação e desnitrificação.

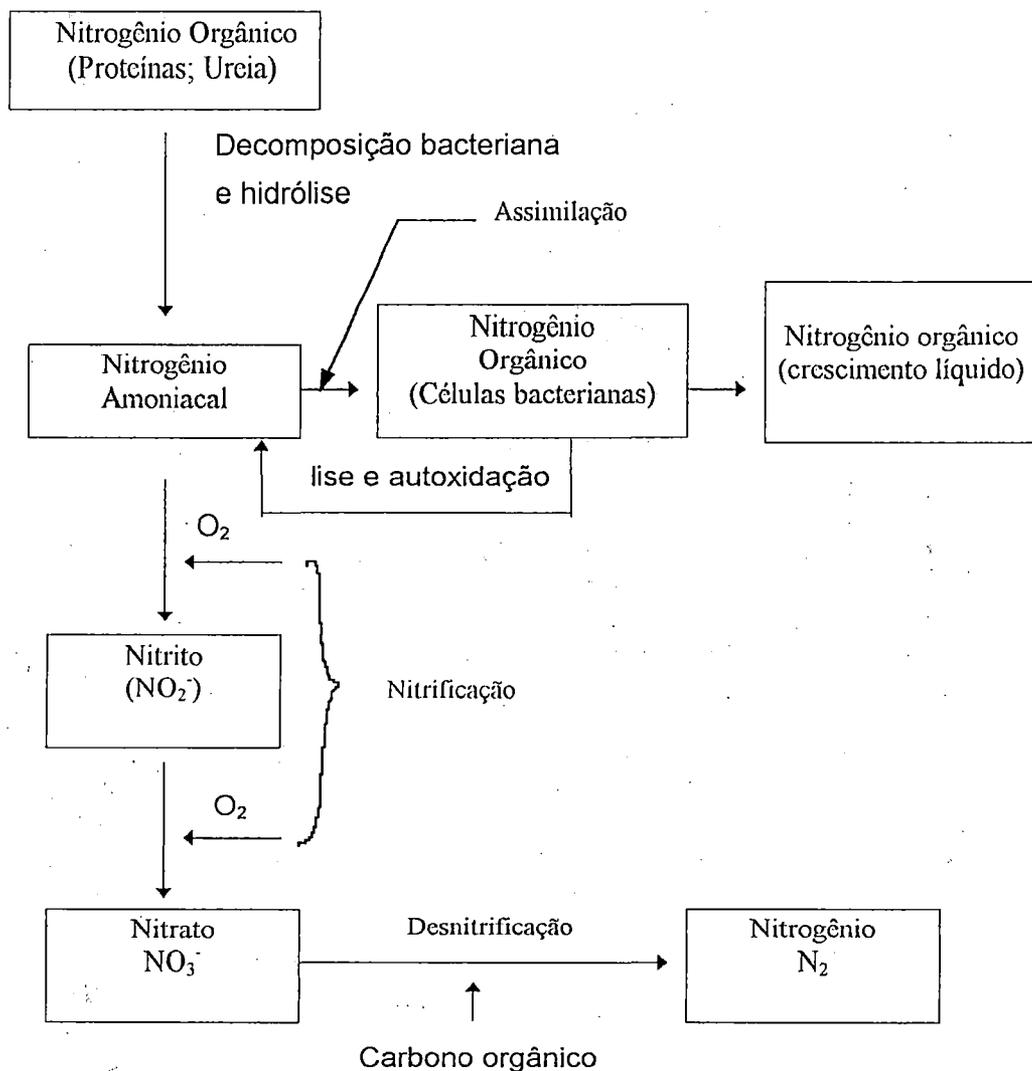


Figura 3.2 - Transformação do nitrogênio em processo de tratamento biológico (METCALF & EDDY, 1991).

3.6.1 - Nitrificação

A nitrificação biológica é um processo em que ocorre oxidação de compostos nitrogenados reduzidos como, por exemplo, íon amônio (NH_4^+) a nitrato (NO_3^-).

PAINTER⁶ apud GRADY Jr. & LIM (1980) define nitrificação como a conversão de nitrogênio amônio ($N-NH_4^+$) em nitrogênio nitrato ($N-NO_3^-$) e que a nitrificação pode ser realizada por bactérias heterotróficas ou autotróficas.

[Os organismos heterotróficos capazes de realizar a nitrificação são os fungos (que além de numerosos também são eficientes), as bactérias e actinomicetos (KILLHAM, 1986).]

Segundo STEVENSON (1982), as primeiras informações da formação de nitrato por organismos heterótrofos foram relatadas em 1954 por SCHMIDT, quando isolou o fungo Aspergillus flavus.

[QUASTEL & SCHOLEFIELD⁷ apud SCHMIDT (1982) identificaram bactérias heterotróficas do gênero Achromobacter e Corynebacterium como capazes de formar nitrito. Por outro lado, JENSEN⁸ apud SCHMIDT (1982) isolou entre outros, três grupos de bactérias heterotróficas formadoras de nitrito, compreendendo vinte e quatro linhagens de Nocardia Corallina uma da Agrobacterium sp e três de linhagens de Alcaligenes sp.]

[VERSTRAETE & ALEXANDER⁹ apud PAINTER (1986) estudaram amostras de esgoto sanitário com sais de amônio e acetato e detectaram a presença de Arthrobacter sp que realizava a nitrificação heterotrófica.]

Tem-se postulado diferentes vias bioquímicas de nitrificação heterotróficas. Há evidência da via inorgânica envolvendo

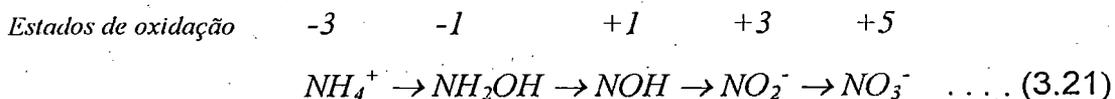
⁶ PAINTER, H. A. "Microbial transformation of inorganic nitrogen", Process in Water Technology, 8, p. 3 - 29, 1977.

⁷ QUASTEL, J. H. ; SCHOLEFIELD, P. G. Influence of organic nitrogen compounds on nitrification in soil Nature (London) n. 164, p. 1068 - 1072, 1954.

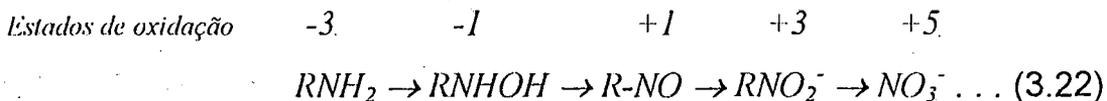
⁸ JENSEN, H. L. Nitrification of oxime compounds by heterotrophic bacteria. J. Gen. Microbial, n. 5, p. 360 - 368, 1951.

⁹ VERSTRAETE, W. ; ALEXANDER, M. Heterotrophic nitrification in samples of natural ecosystems. Environ. Sci. Technol., v. 5, p. 39-42, 1973.

hidroxilamina e nitrito como intermediários notáveis, segundo ALEEM¹⁰ apud KILLHAM (1986) tem-se:



DOXTADER¹¹ apud KILLHAM (1986) apresenta a seguinte via orgânica de nitrificação heterotrófica, envolvendo oxidação de amina para substituir a hidroxilamina, conforme a seqüência (3.22):



[A nitrificação autotrófica tem sido considerada mais significativa quando comparada à heterotrófica. Os microrganismos autotróficos nitrificantes são encontrados com freqüência nos processos de tratamento biológico aeróbio. São bactérias estritamente aeróbias, quimioautotróficas obrigatórias, que utilizam como fonte de energia química os compostos reduzidos de nitrogênio, notadamente NH_4^+ , além de CO_2 como fonte de carbono. Esses organismos têm a capacidade de crescer utilizando doadores inorgânicos simples de elétrons, na ausência de luz. Assim sendo, essas são também denominadas como quimiolitotróficos (LEHNINGER, 1976).]

[PAINTER⁶ apud BARNES & BLISS (1983) considera que a oxidação do nitrogênio amoniacal a nitrito ocorre principalmente por organismos do gênero Nitrosomonas (N. europaea e N. monocella) e

¹⁰ ALEEM, M. I. H. Biochemical reaction mechanisms in sulphur oxidation by chemosynthetic bacteria. *Plant and Soil*, n. 43, p. 587-607, 1975.

¹¹ DOXTADER, K. G.; ALEXANDER, M. Nitrification by heterotrophic soil micro-organisms. *Proc. Soil Sci. Soc. Am.* n. 30, p. 351-355, 1966.

Nitrosococcus, embora outras espécies tenham sido isoladas no solo como por exemplo, Nitrosolobulus multiformis e Nitrosospira briensis. As bactérias Nitrosomonas e notadamente N. europaea têm sido encontradas com freqüência nos sistemas de tratamento de águas residuárias.]

[Por outro lado, a oxidação do nitrito é realizada principalmente por bactérias do gênero Nitrobacter (N. agilis e N. winogradskyi) e Nitrosocystis, embora tenham sido isoladas também duas espécies de bactérias marinhas que oxidam nitrito (Nitrosococcus mobilis e Nitrosospira gracilis). As bactérias Nitrobacter são as mais estudadas, sobretudo a N. agilis, encontradas comumente em tratamento de águas residuárias (BARNES & BLISS, 1983).]

[As bactérias nitrificantes apresentam crescimento lento e baixo rendimento, dificultando, assim, estudos bioquímicos, em virtude de susceptíveis contaminações das populações em estudo (SCHMIDT, 1982).]

[A Tabela 3.10 apresenta espécies isoladas no solo, água e esgoto. Observa-se que a oxidação do íon NH_4^+ ocorre mediada por vários gêneros de bactérias, com destaque para as que foram isoladas no solo.]

[A grande maioria dos microrganismos estudados no processo de oxidação biológica de íon amônio (NH_4^+) para nitrato, compreende bactérias estritamente aeróbias gram negativas, quimiolitotróficas, que utilizam compostos reduzidos como por exemplo: íon amônio e nitrito. As bactérias que realizam a nitrificação pertencem à família Nitrobacteraceae e utilizam CO_2 como fonte de carbono.]

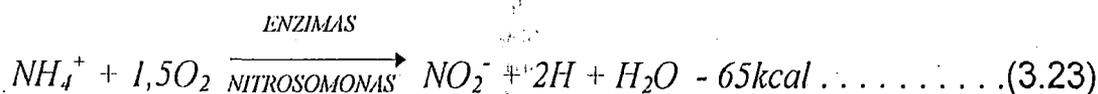
Tabela 3.10 - Listagem de nitrificantes quimiautotróficos de acordo com Manual de BERGEY de determinação bacteriológica, 8th ed., Watson, 1974 (SCHMIDT, 1982).

GÊNEROS	ESPÉCIES	HABITAT
	Oxida NH ₄ ⁺ a NO ₂ ⁻	
NITROSOMONAS NITROSPIRA NITROSOCOCCUS	europaea briensis nitrosus oceanus mobilis	solo, água e esgoto solo marinho, solo marinho marinho
NITROSOLOBUS NITROSOVIBRIO	multiformis tenuis	solo solo
	Oxida NO ₂ ⁻ a NO ₃ ⁻	
NITROBACTER NITROSPIRA NITROCOCOCCUS	winogradskyi agilis gracilus mobilis	solo solo e água marinho marinho

WINKLER (1984), admitindo que o NH₄⁺ oxidado a NO₃⁻ ocorra em duas etapas seqüências com relação à obtenção de energia, apresenta a seguinte estequiometria no processo de nitrificação:

Primeira etapa:

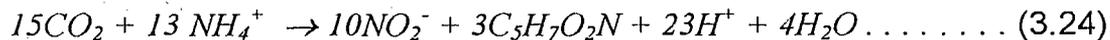
a) obtenção de energia:



Com o objetivo de estimar o crescimento da biomassa nos processos biológicos, assume-se neste trabalho que a composição da massa bacteriana é representada pela fórmula empírica C₅H₇O₂N. Assim sendo, tem-se a seguinte equação de crescimento de biomassa.

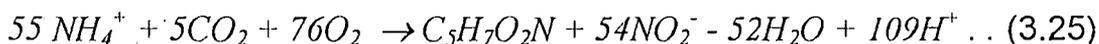
Tudo

b) síntese (assimilação autotrófica):



NITROSOMONAS

A equação total de energia e síntese (assimilação autotrófica) da primeira etapa (conversão do NH_4^+ para NO_2^-) da nitrificação será:



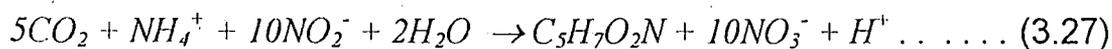
NITROSOMONAS

Segunda etapa da nitrificação.

a) obtenção de energia:

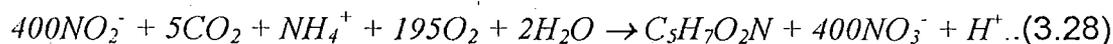


b) síntese (assimilação autotrófica):



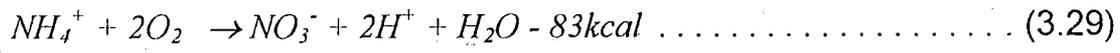
NITROBACTER

Equação total e síntese da segunda etapa (conversão de NO_2^- a NO_3^-) da nitrificação será :

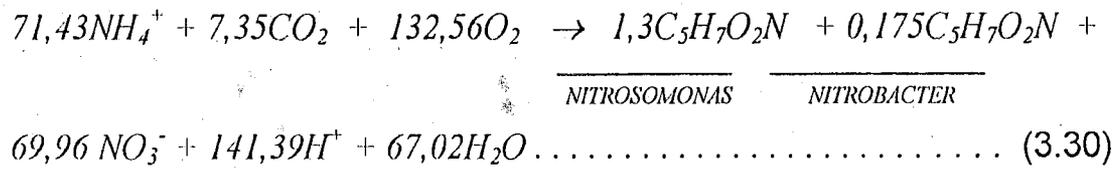


NITROBACTER

Finalmente a equação geral da nitrificação será:
a) obtenção de energia:



b) síntese (assimilação autotrófica):



A estequiometria do processo de nitrificação é fundamental para se estimar determinados parâmetros, como por exemplo: consumo de oxigênio, consumo de alcalinidade e rendimento celular.

Com base na estequiometria apresentada, tem-se duas formas para estimar o consumo de oxigênio. A primeira baseia-se no catabolismo bacteriano e, de acordo com a equação (3.29), observa-se que na oxidação de um mol de nitrogênio em forma de íon amônio (14g), há o consumo de 2 moles de oxigênio (64 gO₂), portanto, 64 / 14 = 4,57 mg O₂ (mg.N)⁻¹. Dessa forma, para oxidar 1 mg de N-NH₄⁺ há o consumo de 4,57 mg O₂ (METCALF & EDDY, 1991).

A segunda forma considera a síntese celular no processo de nitrificação. Logo, observando-se a equação (3.30) verifica-se que, para oxidar 71,43 moles de nitrogênio na forma de íon amônio, há o consumo de 132,56 moles de oxigênio molecular. Portanto, para oxidar 1 mg de N-NH₄⁺ há um consumo de 4,24 mg O₂ (HORAN, 1990).

Com relação a alcalinidade, observando-se a equação (3.29), verifica-se que à medida que as bactérias nitrificantes metabolizam o íon amônio, há a produção de acidez. Pela

estequiometria, verifica-se que para cada mol de NH_4^+ oxidado tem-se uma produção de 2 moles de prótons hidrogênio (H^+). Significa, portanto, que há um consumo de 100g de alcalinidade na forma de CaCO_3 por mol N(14g) nitrificado. Dessa forma, no processo de nitrificação tem-se uma diminuição da alcalinidade de 7,14 (100 / 14) mg de alcalinidade na forma de CaCO_3 por mg N-NH_4^+ (Van HAANDEL & MARAIS, 1981).

Por outro lado, GRADY Jr. & LIM (1980) confirmam que o consumo de alcalinidade expresso em bicarbonato (HCO_3^-) corresponde a 8,64 mg HCO_3^- por mg N-NH_4^+ .

Com base na estequiometria do processo de nitrificação apresentada, pode-se estimar os coeficientes de rendimento celular das bactérias Nitrosomonas e Nitrobacter. Observando-se a equação (3.30), verifica-se que 71,43 moles de nitrogênio oxidados formam 1,3 moles de Nitrosomonas e 0,175 moles de Nitrobacter. Portanto, o rendimento total será: $(113 \times 1,3) + (113 \times 0,175) / 18 \times 71,43 = 0,13$ g de células. $(\text{g NH}_4^+)^{-1}$ oxidado. Como um g de NH_4^+ contém 0,77 (14 / 18) g de N, o coeficiente de rendimento será: 0,17 g de células produzidas por grama de N-NH_4^+ (HARON, 1990).

Geralmente, os organismos nitrificantes se encontram presentes com certa frequência em processos biológicos aeróbios, entretanto, em quantidade limitada. Compreendia-se, desde os anos 40, que a habilidade dos nitrificantes em lodos ativados era correlacionada com a relação $\text{DBO}_5 / \text{NH}_3$ (METCALF & EDDY, 1991).

Sabe-se que a relação entre a massa de bactérias nitrificantes e a de outros microrganismos em sistemas aeróbios depende da relação $\text{DBO}_5 / \text{NTK}$. Verifica-se, através da Tabela 3.11, que, em função da relação $\text{DBO}_5 / \text{NTK}$, os organismos nitrificantes podem variar de 35% a 2,9%, e que a relação $\text{DBO}_5 / \text{NTK}$ entre 1 e 3 corresponde à fração de nitrificantes para processo de estágios

separados, enquanto que a relação maior que 5 corresponde a processos combinando oxidação carbonácea e nitrificação.

Tabela 3.11 - Relação entre a fração de organismos nitrificantes e a relação DBO₅ / NTK (METCALF & EDDY, 1991).

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

Entre outros fatores, para que um sistema biológico de nitrificação funcione bem, faz-se necessária a presença de amônia, de oxigênio molecular, de nutrientes e a baixa concentração de carbono orgânico.

Os processos de nitrificação biológicos separados ou combinados podem ocorrer em sistemas de crescimento em suspensão, como também em sistemas de crescimento fixo.

[FOCHT & CHANG¹² apud ROZICH & CASTENS (1986) realizaram extensa revisão bibliográfica a respeito do processo de nitrificação em águas residuárias. Nessa revisão, verificaram que em 1916, MEYERHOF reportava que, durante a conversão da amônia para nitrito, havia inibição na cinética do substrato.]

[Existe uma compreensão no meio científico de que íon amônio (NH₄⁺) em excesso pode promover a redução da taxa de utilização do substrato, conduzindo à inibição do processo de nitrificação.]

¹² FOCHT, D. D. ; CHANG, A. C. "Nitrification and Denitrification processes related to waste water treatment" Adv. Applied Microbial, n. 19, 153p., 1975.

ROZICH & CASTENS (1986) experimentaram um sistema contínuo de dois estágios, onde o primeiro funcionava com quimiostato. O substrato utilizado não continha carbono orgânico e, dessa forma, selecionava a presença das bactérias nitrificantes. Os resultados desses experimentos mostraram que a equação de Haldane representa melhor a cinética de crescimento de organismos nitrificantes que a equação de Monod.

$$\mu = \frac{\mu_{MAX} S}{K_S + S + \frac{S^2}{K_I}} \dots \dots \dots (3.31)$$

onde:

K_I : coeficiente de inibição da expressão de Haldane,
mg .L⁻¹

S : concentração limitante do substrato, mg .L⁻¹

3.6.1.1 - Cinética da Nitrificação

Os sistemas aeróbios tratando águas residuárias, quando em condições adequadas quanto, por exemplo, ao tempo de retenção celular, à temperatura, ao pH, à relação DQO / NTK, à concentração de oxigênio e de íon amônio, podem realizar oxidação da matéria carbonácea e de nitrogênio amoniacal. Dessa forma, o sistema é conduzido para promover o crescimento e as atividades de ambas as bactérias heterotróficas e nitrificantes.

As bactérias nitrificantes consideradas no processo cinético são as Nitrosomonas e as Nitrobacter. As primeiras apresentam uma taxa de crescimento máximo ($\mu_{máx}$) menor que a das bactérias do gênero Nitrobacter. Assim, a transformação do íon amônio

(NH_4^+) a nitrito que se traduz como crescimento das Nitrosomonas é considerada o passo limitante do processo (ANTONIOU, 1990).

Verificando-se as equações (3.23) e (3.26), observa-se que a energia líquida produzida na oxidação do íon amônio é maior que a produzida na oxidação do nitrito. Conseqüentemente, a produção celular das Nitrosomonas é maior que a das Nitrobacter. Assim sendo, em sistemas onde ocorre nitrificação, as bactérias Nitrosomonas deverão estar presentes em maior concentração que as Nitrobacter (BARNES & BLISS, 1983).

STENSTROM & SONG (1991) discutem uma revisão bibliográfica e comentam que, em lodos ativados as bactérias nitrificantes são igualmente dispersas com as heterotróficas na mistura afluyente e biomassa. As atividades das nitrificantes não são afetadas pela presença das bactérias heterotróficas e vice-versa, como também não há interação entre as duas populações.

GEE et al. (1991) estudaram a interação entre as bactérias Nitrosomonas e Nitrobacter no processo de nitrificação. Concluíram que a completa oxidação da amônia a nitrato ocorria a um θ de 2,7 dias à temperatura de $23 \pm 2^\circ \text{C}$ e pH de $8 \pm 0,2$.

Por outro lado, a oxidação do nitrito na ausência da amônia resultou na instabilidade do sistema e conseqüentemente exigiu um θ de 10 dias para que ocorresse a oxidação de 99,8% de nitrito.

Entende-se assim, que a atividade das bactérias Nitrobacter depende fundamentalmente das Nitrosomonas.

3.6.1.2 - Fatores que influenciam o processo de Nitrificação

Os fatores considerados relevantes para o crescimento e atividade das bactérias heterotróficas e nitrificantes são: tempo de

retenção celular, pH, temperatura, concentração de oxigênio dissolvido (OD), concentração de substrato doador de elétrons, composição do substrato, carga orgânica e presença de substâncias tóxicas (STENSTROM & SONG, 1991).

O impacto desses fatores em cada uma das populações envolvidas é diferente. Por exemplo, as bactérias nitrificantes se apresentam em quantidade menor do que as heterotróficas exigindo, dessa forma, ambiente com condições favoráveis ao seu crescimento.

A respeito dessas condições são apresentadas certas considerações:

a) tempo de retenção celular (θ_c)

O tempo de retenção celular (θ_c) denominado também idade de lodo é um parâmetro fundamental no processo de nitrificação. As bactérias nitrificantes apresentam crescimento lento (grande tempo de geração), pois o baixo rendimento energético das reações de oxidação resultam em baixo rendimento celular. Assim sendo, esses organismos são sensíveis às condições ambientais e a elementos tóxicos (GEE et al., 1990). Portanto, faz-se necessário que o tempo de retenção celular seja muito superior ao valor mínimo, garantindo dessa forma, a permanência da biomassa nitrificante no reator.

b) pH

SHAMMAS (1986) apresenta o comportamento do percentual da taxa máxima de oxidação com relação ao pH investigado pela USEPA (1975). Conclui que o pH ótimo para nitrificação encontra-se na faixa de 8 a 9.

PAINTER (1986) confirma que os esgotos sanitários, geralmente, apresentam pH entre 7 e 8, normalmente suficiente para manter a capacidade de tamponamento durante o processo de nitrificação.

MEYERHOF¹³ apud SHAMMAS (1986) confirma que pH ótimo para Nitrosomonas varia de 8,5 a 8,8 e de 8,3 a 9,3 para as Nitrobacter.

A USEPA (1992) recomenda pH de 7,5 a 9,0. Por outro lado, esclarece que valores de pH abaixo de 7,0 e acima de 9,8 reduzem a taxa de nitrificação em cerca de 50%.

PAINTER⁶ apud SHAMMAS (1986) reporta que para pH entre 6,3 e 6,7, a taxa de nitrificação decresce e entre 5,0 e 5,5 o processo de nitrificação cessa.

c) oxigênio dissolvido

A concentração de oxigênio dissolvido continua sendo assunto que causa controvérsia, com relação a sua importância na taxa de nitrificação.

STENSTROM & SONG (1991) realizaram pesquisas objetivando elucidar incongruências apresentadas na literatura com relação à concentração de oxigênio dissolvido e outros fatores sinérgicos como, por exemplo, limitação do transporte de massa, limitação de multissubstratos e competição entre bactérias heterotróficas e nitrificantes. Resumidamente tem-se as seguintes conclusões:

No processo de lodos ativados sob estado estacionário, a concentração limitante de oxigênio dissolvido encontra-se na faixa de 0,5 mg .L⁻¹ a 2,5 mg .L⁻¹ e depende, fundamentalmente, do tempo de retenção celular médio e do grau de resistência ao transporte de massa.

d) temperatura

Entendendo que a taxa de nitrificação é função da temperatura na faixa de 5° a 35°C, SHAMMAS (1986) apresenta um

¹³ MEYERHOFF, O. "Untersuchungen über den atmungsvorgang nitrifizierenden bakterien." Pflügers arch ges physiol. 166, 2110p., 1917.

estudo, baseado em trabalhos de diversos pesquisadores, sobre o efeito tampão na nitrificação. Nessa faixa de temperatura estudada, concluiu que a taxa máxima de oxidação ocorrerá à temperatura em torno de 30°C. Verificou também que a influência da temperatura era similar em ambas as espécies: Nitrosomonas e Nitrobacter.

RANDALL & BUTH (1984) demonstraram através da formação de nitrito e nitrato, que havia forte inibição à temperaturas $\leq 10^{\circ}$ C e que o efeito da inibição ocorria de forma mais acentuada para as bactérias Nitrobacter.

3.6.2 - Desnitrificação *ndo*

A desnitrificação biológica é um processo que, na ausência de oxigênio molecular (O_2) e na presença de doadores de elétrons específicos, como por exemplo, matéria orgânica e com a participação de microrganismos, reduz o nitrato (NO_3^-) a óxido nitroso (N_2O) e a gás nitrogênio (N_2) e, eventualmente, a N-amoniacal (NH_4^+ - NH_3).

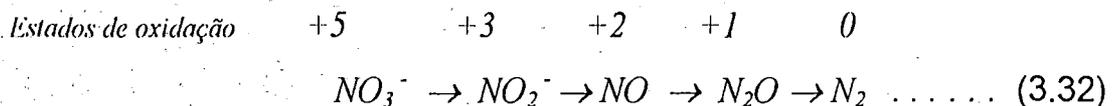
Quatro fatores devem estar simultaneamente presentes para que ocorra a desnitrificação, segundo FIRESTONE (1982).

- presença de bactérias para processar o metabolismo;
- doadores de elétrons adequados como por exemplo: compostos de carbono orgânico, compostos reduzidos de enxofre (S) ou hidrogênio molecular (H_2);
- ausência de oxigênio molecular (O_2);
- receptores terminais de elétrons como por exemplo NO_3^- , NO_2^- , NO ou N_2O .

As bactérias responsáveis pela desnitrificação são as facultativas que utilizam algumas vias bioquímicas durante o processo de respiração aeróbia e anaeróbia.

Essas bactérias têm uma capacidade alternativa de utilizar óxido de nitrogênio como receptor de elétrons quando na ausência de oxigênio molecular (O_2).

GRADY Jr. & LIM (1980) de uma forma simplificada, mostraram que a redução do nitrato ocorre em etapas seqüenciais, conforme a seqüência (3.32):



As duas etapas iniciais são bastante estudadas. A primeira é a redução de nitrato para nitrito mediada pela enzima nitrato redutase, a segunda é a redução do nitrito pela enzima nitrito redutase (FIRESTONE, 1982). Na verdade, a completa conversão de NO_3^- a nitrogênio molecular se processa através de uma microbiota desnitrificante constituída de vários grupos de microrganismos (HISCOCK et al., 1991).

3.6.2.1 - Microrganismos Presentes no Processo de Desnitrificação

A desnitrificação pode ser realizada por considerável número de gênero de bactérias. Muitas bactérias heterotróficas, que oxidam anaerobiamente matéria orgânica usando NO_3^- como receptor terminal de elétrons, funcionam como facultativas desnitrificantes.

RITTMAN & LANGELAND (1985) apresentaram os seguintes gêneros de bactérias que realizam desnitrificação: Pseudomonas, Achromobacter, Alcaligenes, Bacillus, Micrococcus, Proteus, Hiphomicrobium, Chromobacterium, Halobacterium,

Moraxella, Neisseria, Paracoccus, Azospirillum, Rhodopseudomonas, Thiobacillus, Vibrio, Xanthomonas e Klebsiella.

As bactérias responsáveis pela desnitrificação são anaeróbias facultativas. Essas, são organismos autótrofos e heterótrofos, encontrados geralmente em solos, nos sedimentos e nas águas.

STENSEL et al. (1973), asseguram que as principais bactérias facultativas heterotróficas capazes de realizar a desnitrificação pertencem aos seguintes gêneros: Pseudomonas, Micrococcus, Achromobacter, Bacillus e Spirillum.

FIRESTONE (1982) afirma que os microrganismos desnitrificantes são bactérias aeróbias capazes de crescer em ambiente anaeróbio quando o oxigênio molecular (O_2) torna-se limitante. Nesse caso, os receptores de elétrons passam a ser óxidos de nitrogênio.

As bactérias desnitrificantes utilizam, geralmente, três fontes distintas de energia: orgânica (Organotrófica), inorgânica (Litotrófica) e luz (Fototrófica).

SATHO¹⁴ apud FIRESTONE (1982), apresenta a bactéria fotossintética desnitrificante Phodopseudomonas sphaeroides, que possui a capacidade alternativa de crescer como desnitrificante quimiotrófica.

A maioria das bactérias desnitrificantes tem nutrição heterótrofa. Essa peculiaridade é importante no tratamento de águas residuárias pelo fato dessas águas apresentarem, na sua composição, carbono orgânico disponível.

¹⁴ SATHO, T. Light - activated inhibited and independent denitrification by a denitrifying phototrophic bacterium. Arch. Microbial, 115:293-298, 1977.

De qualquer forma, há bactérias desnitrificantes autótrofas quimiolitotróficas que utilizam como doador de elétrons compostos reduzidos de enxofre, hidrogênio (H_2) e dióxido de carbono (CO_2).

As bactérias do gênero Thiobacillus, Thiomicroscopira, Thiospaera e Thermothrix usam compostos reduzidos de enxofre (TIEDEJE, 1988).

BUCHANAN & GIBBONS¹⁵ apud FIRESTONE (1982) apresentam bactérias do gênero Alcaligenes que usam hidrogênio (H_2) como doador de elétrons.

E finalmente a Thiobacillus denitrificans pode também crescer como autótrofas usando, nesse caso, CO_2 como fonte de carbono.

3.6.2.2 - Fonte de Elétrons para Bactérias Heterótrofas

O processo de desnitrificação, de forma geral, reduz nitrato ($N - NO_3^-$) a gás nitrogênio (N_2). Essa redução é uma alternativa da respiração biológica que resulta na remoção de nitrogênio. Nesse processo, o oxigênio molecular (O_2), estando presente no meio, funciona como inibidor. Nesse caso, as bactérias desnitrificantes podem utilizar preferencialmente o oxigênio molecular, que compete com o nitrato na função de receptor de elétrons. Dessa forma, a desnitrificação só pode ocorrer em ambiente anóxico.

No tratamento de esgoto sanitário, a desnitrificação ocorre, geralmente, por ação de bactérias heterotróficas que, nesse caso, apresentam maior taxa de crescimento, assumindo assim um θ_c^{min} , menor quando comparadas com as bactérias autótrofas.

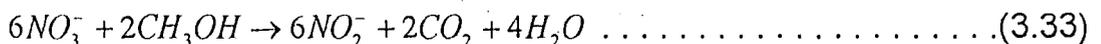
¹⁵ BUCHANAN, R. E. ; GIBBONS, N. E. Bergey's manual of determinative bacteriology. 8th ed. Williams & Wilkins, CO., Baltimore, 1974.

STENSEL et al. (1973) encontraram um tempo de retenção celular mínimo (θ_c^{\min}) de aproximadamente 0,5 dias, entre 30°C e 20°C. Verificaram, ainda, que decrescendo a temperatura para 10°C, o crescimento da biomassa diminui e o θ_c^{\min} permanecia em torno de 2 dias.

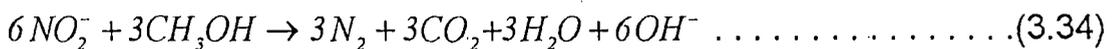
No processo de desnitrificação, as bactérias heterotróficas utilizam carbono orgânico como fonte doadora de elétrons. No caso de esgoto sanitário já tratado (tratamento secundário), como este não dispõe de carbono orgânico suficiente, exige-se uma fonte externa de carbono orgânico. O ideal é que o doador de elétrons apresente baixo rendimento celular e que seja totalmente mineralizável. A utilização de doadores de elétrons com apenas um átomo de carbono, geralmente implica em baixo rendimento celular, uma vez que a energia disponível para síntese celular é menor. Uma alternativa, de composto de apenas um carbono, é o metanol que apresenta baixo rendimento celular devido à quantidade de carbono requerida no processo. (GRADY, Jr. & LIM, 1980).

METCALTF & EDDY (1991), de uma forma simplificada, apresentam algumas equações de processo de desnitrificação utilizando metanol como fonte de carbono:

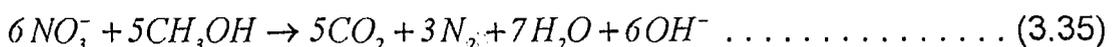
1ª Etapa do catabolismo bacteriano:



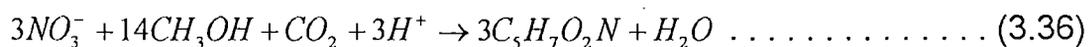
2ª Etapa do catabolismo bacteriano:



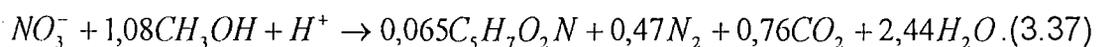
Equação geral do catabolismo bacteriano (Energia):



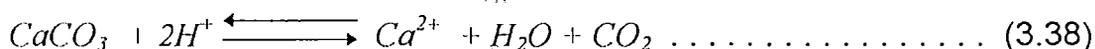
Para o processo denominado anabolismo (síntese) onde o material orgânico é incorporado à própria célula, McCARTY¹⁶ apud METCALF & EDDY (1991) apresenta a seguinte equação:



Finalmente, a equação geral da remoção do nitrato segundo McCARTY¹⁵ apud METCALF & EDDY é a seguinte:



Estequiometricamente, de acordo com a equação 3.37, cada mol de nitrato a ser reduzido consome um próton (H^+) e forma 0,47 N_2 , portanto, aproximadamente 0,5 N_2 (14 g N). Por outro lado, teoricamente, para neutralizar dois prótons (H^+) há o consumo de um mol de $CaCO_3$ (100 g), conforme a seguinte equação:



Dessa maneira, no processo de desnitrificação tem-se a produção de 3,57 g $CaCO_3$ por g de nitrogênio reduzido na forma de nitrato [50 g $CaCO_3$ (\cong 1 mol H^+) por 14 g N].

3.6.2.3 - Fatores Controladores do Processo de Desnitrificação

Os principais fatores que controlam o processo de desnitrificação são: temperatura, pH, concentração de oxigênio

¹⁶ McCARTY, P. L.; BECK, L.; AMANT, St. P. "Biological Denitrification of wastewater by addition of organic materials." Proceedings of the 24th Purdue industrial waste conference, Lafayette, In.: 1968.

dissolvido, presença de carbono orgânico, presença de bactérias facultativas, concentração de nitrato, tempo de retenção celular e presença de materiais tóxicos.

A temperatura tem influência na taxa de crescimento dos microrganismos. A desnitrificação ocorre à temperatura na faixa de 10 a 30°C. A taxa de desnitrificação é reduzida quando o pH do meio se mantém abaixo de 6 e acima de 9, sendo que o pH ótimo encontra-se na faixa de 6,5 a 8,0. A concentração de oxigênio dissolvido no meio inibe tanto a atividade, como a síntese de enzimas desnitrificantes. A concentração de oxigênio dissolvido maior que 1 mg.L⁻¹ afeta o processo de desnitrificação. (USEPA, 1992)

Os organismos heterótrofos desnitrificantes necessitam de doadores de elétrons para assim processar a redução do nitrato. Por isso, a baixa disponibilidade de elétrons em compostos orgânicos (fonte de carbono) é um fator limitante no processo de desnitrificação.

ABUFAYED & SCHROEDER (1986) estudaram o processo de desnitrificação em um reator seqüencial em batelada (SBR) utilizando lodo primário como fonte de carbono. A revisão bibliográfica desses autores confirma que:

- a adição de fonte externa de carbono poderá produzir maiores taxas de desnitrificação quando comparadas com a utilização de fontes internas de carbono;
- a taxa de desnitrificação depende do tipo de composto orgânico (fonte de carbono) como também da presença de nitrato;
- a eficiência de remoção de nitrato depende da relação carbono / nitrogênio (C:N) até um certo valor máximo.

BODE et al. (1987) operaram reatores de mistura completa e observaram que a massa de DQO removida por unidade de massa de N-NO₃⁻ removida crescia diretamente com a relação DQO / N-NO₃⁻.

ABUFAYED & SCHROEDER (1986) mostraram experimentalmente que a eficiência da desnitrificação é função da relação $DQO / N-NO_x^-$ e que a máxima eficiência ocorre quando essa relação é maior que 7.

ÇEÇEN & GÖNENÇ (1992) utilizaram melaço como fonte de carbono e concluíram experimentalmente que a maior taxa de remoção de nitrogênio oxidado ocorre quando a relação $DQO / N-NO_x^-$ é maior ou igual a 5.

TRAVERSO¹⁷ apud CAMPOS (1987) adverte que apenas a fração dissolvida da $DBO_5, 20^\circ C$ é disponível para os organismos desnitrificantes. Dessa forma, não se deve generalizar conclusões de relação ideal ($DBO_5, 20^\circ C / N-NO_3^-$). Adverte, ainda, que a fração é constante, independentemente do tempo de detenção hidráulico.

3.7 - Remoção de Fósforo

O fósforo presente nas águas residuárias, quer seja na forma iônica ou complexada, encontra-se geralmente como fosfato. As principais formas de fosfato de importância nos sistemas aquáticos estão apresentadas na Tabela 3.12.

Em esgoto sanitário, o fósforo aparece, principalmente, como: fósforo orgânico, polifosfato e ortofosfatos. O fósforo orgânico provém das excreções humanas e de animais, como também restos de alimentos. Quando sofre decomposição biológica, dá origem aos ortofosfatos. Por outro lado, os polifosfatos têm origem, geralmente, nos detergentes.

A remoção de fósforo das águas residuárias envolve a incorporação de fosfato aos sólidos suspensos e a subsequente

¹⁷ TRAVERSO, P. G.; CECHI, F. Carbon-limited Biological Denitrification by a fluidized - bed fed with industrial wastewater treatment, vol. 5. Netherlands, European Symposium on Anaerobic Treatment, 1983, 275p.

remoção desses sólidos. O fósforo pode ser incorporado em sólidos biológicos (microrganismos) ou removido por precipitação química (METCALF & EDDY, 1991).

Tabela 3.12 - Formas de Fósforo de importância no sistema aquático. (SNOEYINK & JENKINS, 1980)

<i>Grupo</i>	<i>Forma</i>	<i>Espécies</i>
Ortofosfatos	PO_4^{3-}	H_3PO_4 , $H_2PO_4^-$ HPO_4^{2-} , PO_4^{3-} HPO_4^{2-} complexados
Polifosfatos	$P_2O_7^{4-}$ pirofosfato	$H_4P_2O_7$, $H_3P_2O_7^-$ $H_2P_2O_7^{2-}$, $HP_2O_7^{3-}$, $P_2O_7^{4-}$ $HP_2O_7^{3-}$ complexados
	$P_3O_{10}^{5-}$ hipolifosfato	$H_3P_3O_{10}^{2-}$, $H_2P_3O_{10}^{3-}$ $HP_3O_{10}^{4-}$, $P_3H_{10}^{5-}$ $HP_3O_{10}^{4-}$ complexados
Metafosfatos	$P_3O_9^{3-}$	$HP_3O_9^{2-}$, $P_3O_9^{3-}$
Fosfatos Orgânicos		compostos orgânicos dissolvidos: Fosfatases, fosfolípidios e Fósforo complexado a matéria orgânica.

3.7.1 - Observações iniciais de remoção excessiva de fósforo

Segundo VACKER et al. (1967) foi observado, durante a década de 60, que alguns sistemas de tratamento de esgotos nos Estados Unidos apresentavam remoção de fósforo superior (excessiva) àquela quantidade requerida pelo metabolismo bacteriano no processo de lodos ativados.

Este fenômeno deu início a uma série de estudos e investigações com a preocupação de aplicá-lo para remoção de fósforo em lodos ativados e também compreender o mecanismo desencadeado na remoção em excesso de fósforo.

BARNARD (1983) comenta que os primeiros estudos a respeito da remoção em excesso de fósforo foram efetuados por SHAPIRO et al. (1967); MILBURY (1971) e GARBER (1972).

Segundo LEVIN & SHAPIRO (1965) quem primeiro tentou estudar o fenômeno de remoção de fósforo através de sistemas biológicos foi SRINATH e colaboradores na Índia em 1959. Posteriormente, em 1960 ALARCON, nos Estados Unidos, também estudou o mesmo fenômeno.

LEVIN & SHAPIRO (1965) confirmam que SRINATH e colaboradores, como também ALARCON concluíram, na época, que a remoção de fósforo era função da intensidade da aeração. As observações com as amostras do material do tanque de aeração mostraram que, dependendo de um certo período de aeração, as concentrações de fósforo chegavam próximo de zero, mas se continuasse a aeração, ocorria liberação de fósforo para fase líquida.

WINKLER¹⁸ apud LEVIN & SHAPIRO (1965) observou a presença do grânulo metacromático nas células bacterianas. Esse grânulo, chamado de "volutin", continha estoque de fosfato na forma de metafosfato. Esse fosfato intracelular foi encontrado em algas, fungos e em algumas bactérias.

Há controvérsias sobre os mecanismos envolvidos na remoção em excesso de fósforo. Perdurou, por décadas, a polarização entre duas compreensões divergentes sobre a remoção de fósforo. Uma proposição defendia que a remoção de fósforo ocorria por

¹⁸ WINKLER, A. "The Metacromatic Granula of Bacteria." In. "VI Inti. Congress Microbial, vol. 6, Bacteria Cytology," Rome, Italy, 1953.

precipitação química intermediada por atividades biológicas, a outra proposição assegurava que a remoção era puramente biológica.

ALÉM SOBRINHO (1993) discute a remoção de fósforo e esclarece que, em 1982 na África do Sul, foi realizado um seminário "Remoção de Fosfato em Processos de Tratamento Biológico" e, em 1984, foi realizado em Paris um segundo encontro "Remoção Biológica de Fósforo em Excesso de Águas Residuárias" e que após esses dois encontros a idéia que prevaleceu foi a de remoção biológica.

3.7.2 - Remoção de fósforo por adição de produtos químicos

A remoção de fósforo no tratamento de esgoto sanitário através da precipitação química, ocorre mais frequentemente quando se usam sais de alumínio, sais de ferro ou cal. Até os anos 70, a maior eficiência de remoção de fósforo em esgoto sanitário era obtida utilizando-se processos físico-químicos.

Certos produtos químicos insolúveis ou sais de baixa solubilidade, são utilizados para combinar-se ao fosfato, proporcionando sua remoção da fase líquida. Os principais compostos químicos utilizados são: sulfato de alumínio, aluminato de sódio, cloreto férrico, sulfato férrico e cal. Produtos como, sulfato ferroso e cloreto férrico, recuperados de subprodutos provenientes de fábricas de aço, podem também ser usados. Outros produtos eficientes são os polímeros que, juntamente com sulfato de alumínio e cal, funcionam como floculantes (METCALF & EDDY, 1991).

Os processos físico-químicos mais usados para remover fósforo de águas residuárias ocorrem pela:

a) adição de produtos químicos antes da decantação primária:

Quando sais de alumínio ou de ferro são adicionados ao esgoto sanitário, esses reagem com o ortofosfato solúvel formando precipitados. Por outro lado, reações mais complexas ocorrem entre o fósforo orgânico e o polifosfato, além da adsorção em partículas floculantes. Esse material insolúvel e certa fração de DBO e Sólidos Suspensos são removidos do sistema de tratamento como lodo primário.

Às águas de baixa alcalinidade deve-se adicionar alcalis para manter o pH entre 5 e 7 (METCALF & EDDY, 1991).

b) adição de produtos químicos em sistemas de tratamento biológico:

Sais de metais podem ser adicionados em sistemas de lodos ativados ou de filtros biológicos para se obter remoções de fósforo consideráveis. No caso de lodos ativados, os produtos químicos podem ser adicionados no próprio tanque de aeração ou no canal afluente ao decantador secundário.

A remoção de fósforo da fase líquida ocorre através da precipitação, adsorção, trocas iônicas e aglomeração. O lodo formado, primário e secundário, é descartado do sistema. Por outro lado, os principais precipitados, geralmente, presentes no lodo são: estrovita $[MgNH_4 PO_4 \cdot 6H_2O]$ e hidroxiapatita $[Ca_5 (PO_4)_3 OH]$.

Teoricamente, a solubilidade mínima do $AlPO_4$ ocorre a $pH = 6,3$ enquanto o do $FePO_4$ ocorre a $pH = 5,3$, embora, na prática tenha-se observado excelente remoção de fósforo com pH na faixa de 5,5 a 7,0.

O uso de sais ferrosos (bivalentes) é limitado porque esses sais geram efluentes com baixo teor de fósforo apenas em valores de pH elevados. Em águas com baixa alcalinidade, aluminato de sódio e sais de alumínio ou ferro III mais a cal, podem ser usados

para manter o pH superior a 5,5 (METCALF & EDDY, 1991).

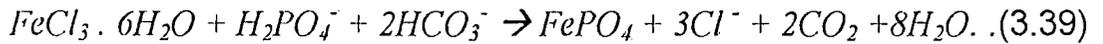
3.7.2.1 -Remoção química de Fósforo em Processos Anaeróbios

Águas residuárias contendo íons em solução como por exemplo, íon férrico, alumínio, cálcio, magnésio sulfato e ortofosfato solúvel (H_2PO_4^- , HPO_4^{2-} , PO_4^{3-}) poderão formar precipitados quando submetidos a processos de digestão anaeróbia. Dependendo da concentração dos íons em solução, do pH no meio, entre outros fatores físico-químicos, essas águas residuárias precipitam, estroviita ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), vivianita [$\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$] e hidroxiapatita [$\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$] hidróxido férrico [$\text{Fe}(\text{OH})_3$] e sulfeto ferroso [FeS], entre outros.

MAQUEDA et al. (1994) afirmam que digestores anaeróbios contendo íons em solução podem formar precipitados, desde que o produto de solubilidade desses sais sejam excedidos, sendo que os íons ortofosfatos possam formar sais duplos. Um dos sais mais característicos é a estroviita ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$).

MAMAIS et al. (1994) asseguram que altas concentrações de ânions como por exemplo: HCO_3^- , S^{2-} e PO_4^{3-} e cátions tais como: Mg^{2+} , Ca^{2+} e NH_4^+ presentes em digestão anaeróbia podem formar diversos precipitados. Dessa forma, quando se adiciona FeCl_3 em sistemas anaeróbios, segundo MAMAIS et al. (1994), possivelmente pode-se obter os seguintes precipitados: carbonato de cálcio (CaCO_3); fosfato β -tricálcio [$\beta\text{-Ca}_3(\text{PO}_4)_2$]; hidrogênio fosfato de cálcio (CaHPO_4); fosfato ferroso [$\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2$]; carbonato ferroso [FeCO_3]; sulfeto ferroso [FeS]; hidróxido ferroso [$\text{Fe}(\text{OH})_2$]; fosfato de amônio e magnésio [MgNH_4PO_4]; carbonato de magnésio [MgCO_3] e hidróxido de magnésio [$\text{Mg}(\text{OH})_2$].

WEF / ASCE (1992) mostram que o cloreto férrico precipita ortofosfato, conforme a equação (3.39):



SINGER (1972) descreve o ciclo limnológico de um lago e estuda o comportamento do ferro em interação com o fosfato. Dessa forma, o autor confirma que durante o período de recirculação, quando o oxigênio é transportado para a massa líquida, o íon ferroso é oxidado para íon férrico, que, conseqüentemente, reage com o fosfato, formando o fosfato férrico.

Por outro lado, durante o período de estagnação e em ambiente anaeróbio o fosfato férrico formado é reduzido a íon ferroso e íon fosfato e, ambos são liberados para a superfície do lago, conforme o seguinte processo:



THOMAS¹⁹ apud SINGER (1972), usando íon férrico para precipitação de ortofosfato em lagos, observou pouca liberação de fosfato durante a digestão anaeróbia do lodo. WUKASCH²⁰ apud SINGER (1972) observou também que, quando o lodo primário proveniente dos lagos era tratado por digestão anaeróbia, pouco fosfato era liberado. As análises de raio-X dos lodos comprovaram a presença de vivianita ($Fe_3(PO_4)_2 \cdot 8H_2O$), forma cristalina de fosfato ferroso.

¹⁹ THOMAS, E. A. "Phosphate Removal in the Activated Sludge Plant at Mannedorf and Phosphate fixation in lake and sewage sludge." Viertel- Jahrschrift Naturforsch. Ges. Zurich (Switz.), 110, 419 (1965).

²⁰ WUKASCH, R. F. "The dow process for phosphorus Removal." FWPCA Phosphorus Removal Symposium, Chicago, III (1968).

MAMAIS et al. (1994), comentam que em 1982 a Southeast Water Pollution Control Plant (SEWPCP) - a estação de controle da poluição do sudeste de San Francisco (U.S.A.) - realizava tratamento secundário em águas residuárias e após a digestão do lodo, observaram a presença de cristais brancos que obstruíam as tubulações. As análises realizadas revelaram que os cristais eram estrovita ($\text{Mg NH}_4 \text{ PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$). Para evitar a formação de estrovita durante o período de 1987 a 1990 foi adicionado ao digestor de lodo, cloreto férrico em uma concentração média de $7,2 \text{ mM FeCl}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ ou $46\text{kg FeCl}_3 \cdot (\text{t. SST})^{-1}$.

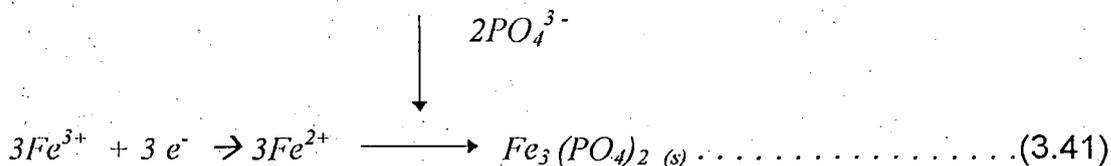
Com o objetivo de se estudar a concentração ideal de cloreto férrico para prevenir a formação de estrovita durante a digestão de lodo na SEWPCP, MAMAIS et al. (1994) experimentaram, em escala de laboratório, dois digestores anaeróbios de fluxo contínuo. Um digestor funcionava como controle, enquanto no outro eram dosadas diversas concentrações de cloreto férrico de 0 até $20,5 \text{ mM Fe.L}^{-1}$. Os autores identificaram duas regiões: uma região supersaturada, onde pode se formar vivianita ($\text{Fe}_3 (\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$) e estrovita ($\text{MgNH}_4 \text{ PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) e outra região abaixo da saturação onde apenas se forma a vivianita.

Os autores observaram que no digestor de lodo no qual foi adicionado cloreto férrico, a alcalinidade foi reduzida em aproximadamente $500 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. Entende-se que, provavelmente, tenha ocorrido precipitação de carbonato ferroso ($\text{FeCO}_{3(s)}$). Observaram também que o digestor de controle continha 100ppm de H_2S enquanto o digestor que recebia cloreto férrico apresentava menos de 1 ppm de H_2S . Provavelmente tenha ocorrido precipitação de sulfeto ferroso ($\text{FeS}_{(s)}$).

MAMAIS et al. (1994) confirmam que em ambiente altamente reduzido como digestores anaeróbios, íon férrico (Fe^{3+}) é rapidamente reduzido a íon ferroso (Fe^{2+}).

WILLIAMS et al.²¹ apud SINGER (1972) afirmam que em ambiente reduzido como, por exemplo, sedimento de lago, há evidências da capacidade do íon ferroso unir-se ao ortofosfato formando a vivianita.

SNOEYINK & JENKINS (1980) afirmaram que quando sais de Fe^{3+} como, por exemplo: $FeCl_3$ e $Fe_2(SO_4)_3$ são usados com o objetivo de remover fosfato em processo anaeróbio, ocorre o seguinte processo:



3.7.3 - Remoção Biológica de Fósforo

Tipicamente, os sólidos biológicos contém fósforo em um percentual de 1,5 a 2% do peso seco. A seqüência de uma zona anaeróbia seguida de uma aeróbia resulta em uma seleção populacional de microrganismos capazes de absorver fósforo em níveis além da estequiometria requerida para o crescimento. O lodo de excesso (sólidos suspensos) desse tipo de sistema contém 2,5 a 4 vezes mais fósforo do que aquele de sistema convencional. O organismo associado mais freqüentemente, e com mais destaque, à remoção de fósforo pertencem aos gêneros Acinetobacter (WEF / ASCE, 1992).

²¹ WILLIAMS, J.D.H. et al. "Levels of inorganic and total phosphorus in lake sediments as related of other sediment parameters", Environ. Sci. Technol., 5, 1113 (1971).

Segundo NICHOLLS & OSBORN (1979), as bactérias presentes em lodos ativados quando temporariamente privadas de um ou mais elementos essenciais tais como: nitrogênio, enxofre, fósforo ou oxigênio, têm seus processos metabólicos paralisados podendo entrar em estado de "stress". Algumas bactérias, sob estas condições podem sucumbir enquanto outras são capazes de usar vias metabólicas alternativas. Um mecanismo de sobrevivência particular de algumas bactérias é a capacidade de estocar o fósforo na forma de polifosfato (Poli-P) e o carbono na forma de poli- β -hidroxibutirato (PHB) e o glicogênio.

FUHS & CHEN²² apud BARNAD (1983) concluíram que a remoção de fósforo de algumas estações de tratamento de esgoto dos Estados Unidos se devia à presença de bactérias Acinetobacter. Estas são as principais responsáveis pela remoção de fósforo.

BRODISCH & JOYNER (1983) estudaram os microrganismos envolvidos na remoção de fósforo em processos de lodos ativados e concluíram que provavelmente não somente as Acinetobacter são capazes de remover fósforo. Esses pesquisadores encontraram dois grandes grupos de bactérias gram positivo que contribuem para remoção de fósforo que são espécies Aeromonas e Pseudomonas. Organismos filamentosos associados às espécies Microthrix e Nocardia foram também encontrados.

O gênero Acinetobacter spp é considerado o principal microrganismo responsável pela remoção de fósforo em excesso. Assim sendo, faz-se necessário estudar suas características.

JUNI²³ apud WENTZEL et al. (1992) apresenta as seguintes características principais do gênero Acinetobacter:

²² FUHS, C. N. ; CHEN, M. Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater. Microbial Ecology. v. 2, n. 2, p. 119-138, 1975.

²³ JUNI, E. Genetics and Physiology of Acinetobacter. Aun. Cev. Microbial. n. 22, p. 344-371, 1978.

- requer oxigênio como receptor de elétrons; Muito embora, LÖTTER (1985) confirme que no gênero Acinetobacter há algumas espécies que, na ausência de oxigênio dissolvido, podem utilizar nitrato como receptor de elétrons.
- cresce em meio contendo somente carbono e como fonte de energia utiliza etanol, acetato, lactato, etc. Relativamente poucas espécies utilizam glicose como fonte de carbono para o crescimento ;
- possui todas as enzimas do ciclo dos ácidos tricarboxílicos (ATC), bem como as enzimas do ciclo glioxilato.

NICHOLLS & OSBORN (1979) em seus estudos nas estações de tratamento de esgoto com as seqüências anaeróbia-aeróbia e anaeróbia-anóxica-aeróbia, apresentam modelo tentando explicar a via metabólica da remoção de fósforo em excesso através da seqüência anaeróbia-aeróbia.

Esses estudos desencadearam uma série de pesquisas e modelos conceituais tentando esclarecer o fenômeno da remoção biológica de fósforo em excesso. Como exemplo, tem-se o modelo de RENSINK (1981) ; MARAIS et al. (1983) ; COMEAU et al. (1985) ; WENTZEL et al. (1986) ; AB-GHARARAH & RANDALL (1989) e WENTZEL et al. (1990).

As bactérias Acinetobacter acumulam fósforo como polifosfato (Poli-P) e o estocam intracelularmente. Os polifosfatos apresentam cargas fortemente negativas. Nesse caso, segundo WENTZEL et al. (1986), essas cargas são estabilizadas pelos cátions metálicos como por exemplo Mg^{2+} , K^+ , Ca^{2+} .

De uma forma prática, verifica-se através da Figura (3.3) que os produtos como acetato e outros ácidos de cadeias curtas produzidos por reações fermentativas na fase anaeróbia são assimilados e estocados intracelularmente, mais comumente, como Poli- β -hidroxibutirato (PHB).

Durante a utilização de material orgânico solúvel na estocagem intracelular, os microrganismos devem liberar energia. Os microrganismos obtêm essa energia anaerobiamente através da quebra de ligações de fosfato de alta energia estocados em cadeias longas de polifosfatos inorgânicas.

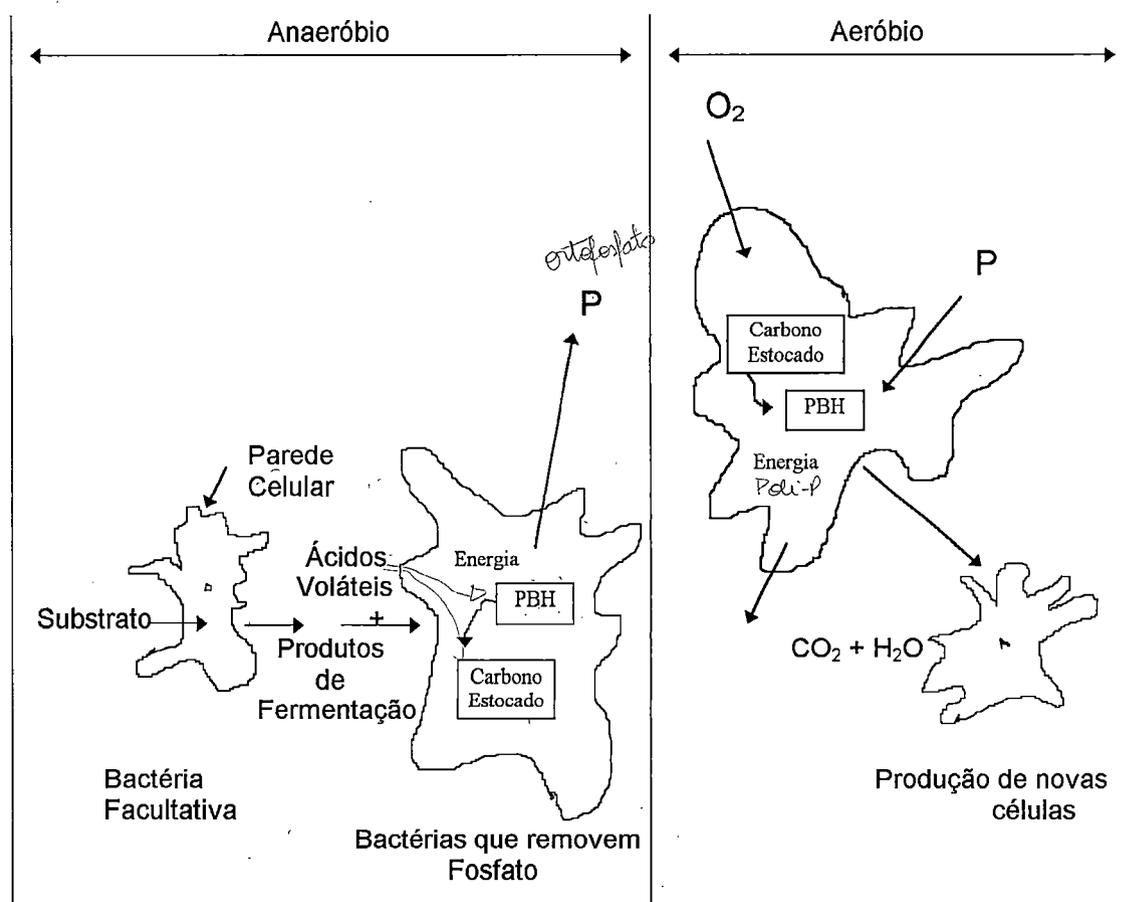


Figura 3.3 - Mecanismo de remoção biológica de fósforo em excesso. (WEF / ASCE, 1992)

Esse processo produz ortofosfato que é liberado no interior da célula. Concomitantemente, ocorre incorporação de matéria orgânica solúvel e liberação de fósforo na fase anaeróbia.

Na fase aeróbia há uma rápida utilização do ortofosfato solúvel, provindo da re-síntese do polifosfato intracelular. Acompanhando esta utilização, o PHB anteriormente estocado é

aerobiamente oxidado para dióxido de carbono, água e novas células (WEF/ASCE, 1992).

Neste contexto, entende-se que, para se obter remoção biológica de fósforo, faz-se necessária a seqüência de etapas anaeróbia - aeróbia.

Dessa forma, WEF/ASCE (1992) apresenta configuração de SBR como opção para realizar oxidação carbonácea, remoção de nitrogênio e, finalmente, remoção biológica de fósforo.

Assim sendo, conforme a Figura 3.4, no período de reação anaeróbia ocorrem incorporações de matéria orgânica e liberação de fósforo; conseqüentemente, no período aeróbio ocorrem oxidação da matéria orgânica e incorporação em excesso de fósforo.

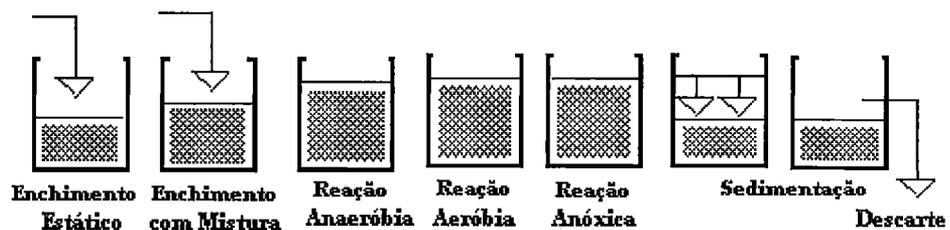
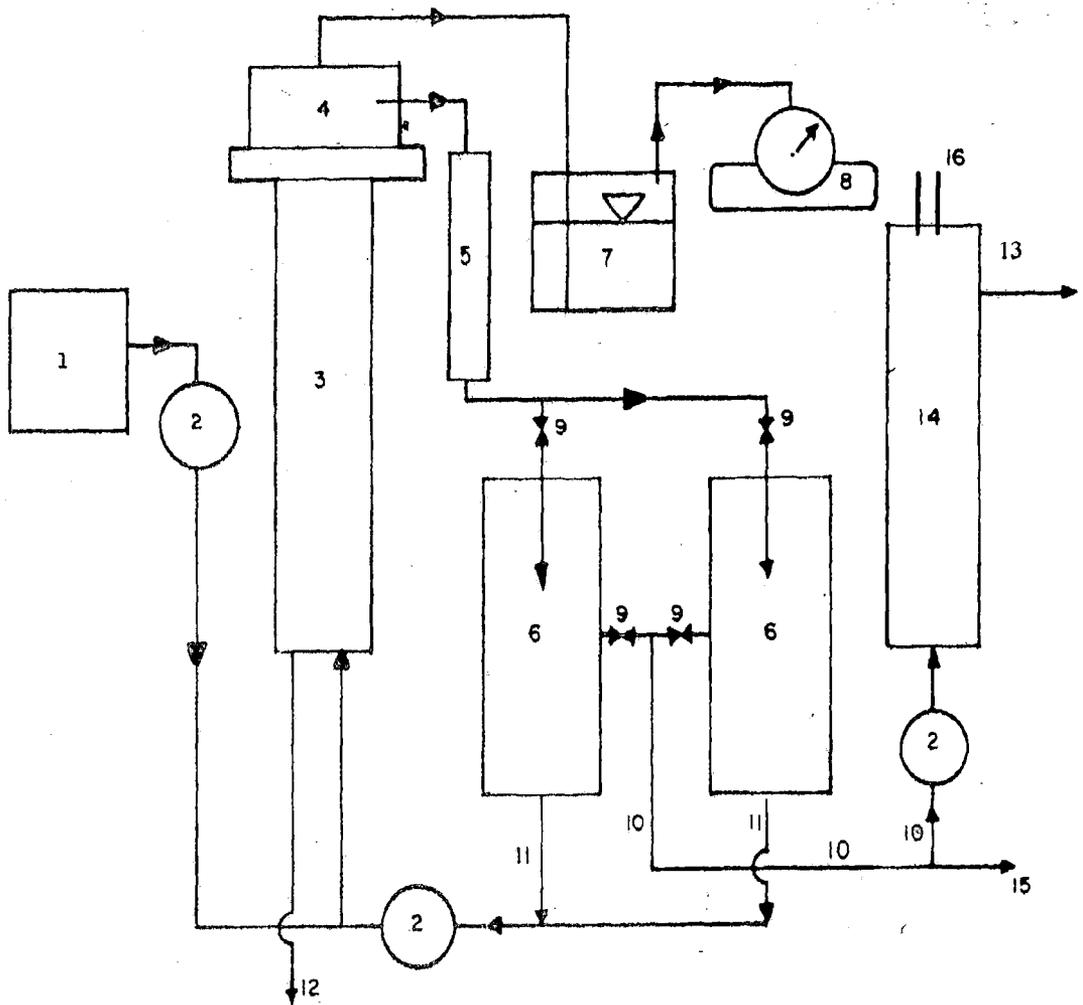


Figura 3.4 - Configuração do Reator Seqüencial em Batelada para oxidação de matéria carbonácea, remoção de nitrogênio e fósforo (WEF/ASCE, 1992).

4 - METODOLOGIA

4.1 - Instalação do sistema experimental

Foi construído e instalado no Laboratório de Processos Anaeróbios do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos - USP um sistema de tratamento de esgoto sanitário a nível de bancada, conforme Figura 4.1. Esse sistema é constituído de três unidades: a primeira consta de um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), onde ocorre o processo anaeróbio. A segunda unidade é constituída de dois reatores seqüenciais em batelada (SBRs), em paralelo, onde ocorre assim o processo aeróbio. Finalmente, a terceira unidade compreende uma coluna de desnitrificação de fluxo ascendente usando lodo anaeróbio como fonte externa de carbono.



1 - Tanque de alimentação ; 2 - Bomba dosadora ; 3 - UASB ; 4 - Coletor de gás ; 5 - Coletor de efluente do UASB ; 6 - SBR ; 7 - Selo hídrico ; 8 - Medidor de gás ; 9 - Válvula solenóide ; 10 - Descarga do efluente ; 11 - Lodo de excesso do SBR ; 12 - Lodo de excesso do UASB ; 13 - Efluente final desnitrificado ; 14 - Coluna de Desnitrificação ; 15 - Efluente Nitrificado ; 16 - Gás liberado na Desnitrificação

Figura 4.1 - Esquema geral do sistema composto por reatores UASB e SBRs seguidos de coluna de desnitrificação.

4.1.1 - Descrição do sistema anaeróbio

O reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo tem volume de 4,0 litros e é construído de acrílico transparente. Na sua parte inferior, há um tarugo de PVC perfurado, com o objetivo de distribuir uniformemente o afluente. O separador de fases,

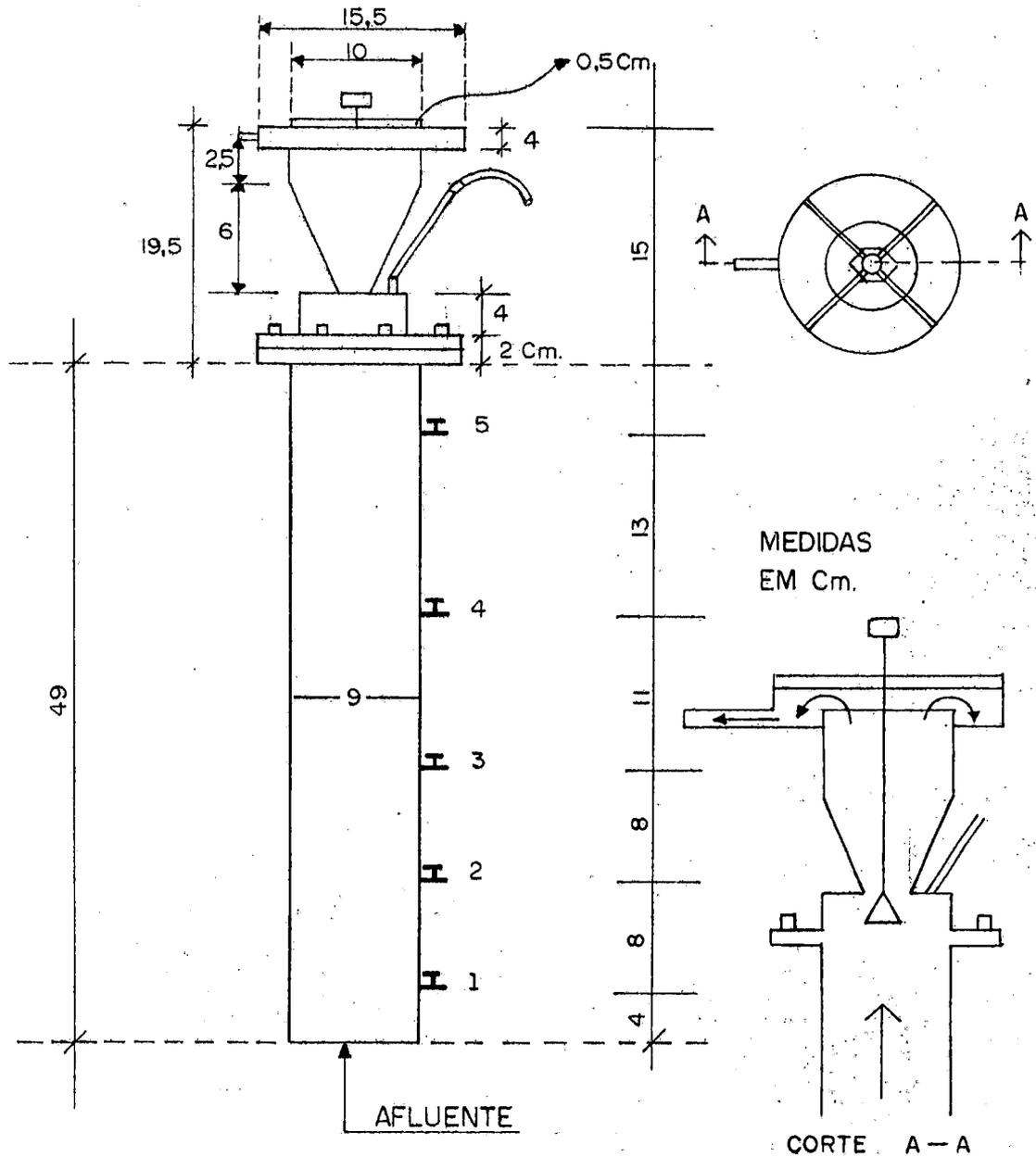


Figura 4.2 - Esquema do reator UASB utilizado durante o experimento.

construído de aço inoxidável, fica a 49 cm da base inicial (parte inferior), e tem por objetivo, permitir a separação de fases (líquida, sólida e gasosa), promovendo ainda a sedimentação dos grânulos e flocos do lodo. É mantido um selo hídrico externo para permitir uma interfase gás-líquido, garantindo o escoamento do afluente sem interferentes, tais como: sólidos, espumas e bolhas de gás. O reator é provido de cinco (5) pontos ao longo da altura, para a coleta de amostra, conforme Figura 4.2. O efluente do UASB alimenta o reator seqüencial em batelada.

4.1.2 - Descrição do sistema aeróbio

O sistema é constituída de dois reatores aeróbios seqüenciais em batelada em paralelo. Cada reator tem diâmetro de 0,085 m e altura de 0,64 m, com volume de 3,6 L, conforme Figura 4.3.

A medida que o reator enchia, paralelamente o compressor de ar era acionado e através de uma pedra porosa de 0,08m de diâmetro localizada no interior de cada reator SBR, o ar era distribuído uniformemente, mantendo dessa forma, a biomassa em contato com a massa líquida.

A operação de aeração do líquido teve seu tempo de duração determinado, experimentalmente, em função da eficiência de remoção desejada. Após essa operação, o sistema de aeração era desligado para que ocorresse a sedimentação do lodo e, portanto, a separação do efluente clarificado.

O ciclo operacional do reator SBR foi controlado através de um temporizador.

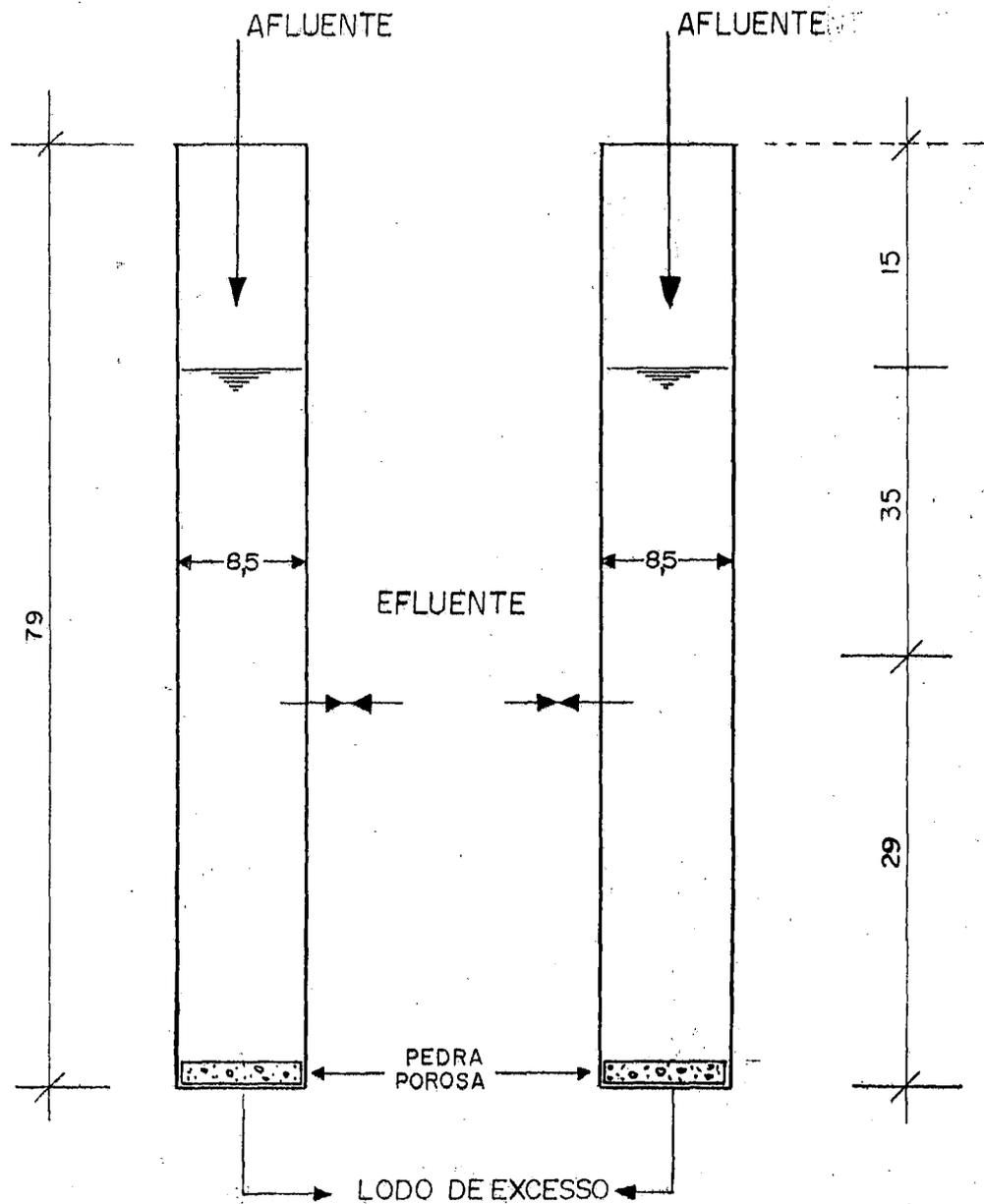


Figura 4.3 - Esquema dos SBRs utilizados durante o experimento.

4.1.3 - Descrição do sistema de desnitrificação

A terceira unidade consta de uma coluna de 0,8 L de volume construída de acrílico transparente, conforme Figura 4.4.

Essa coluna era carregada pelo topo superior com lodo anaeróbio. Por outro lado, através de bomba peristáltica o afluente nitrificado alimentava a coluna em fluxo ascendente.

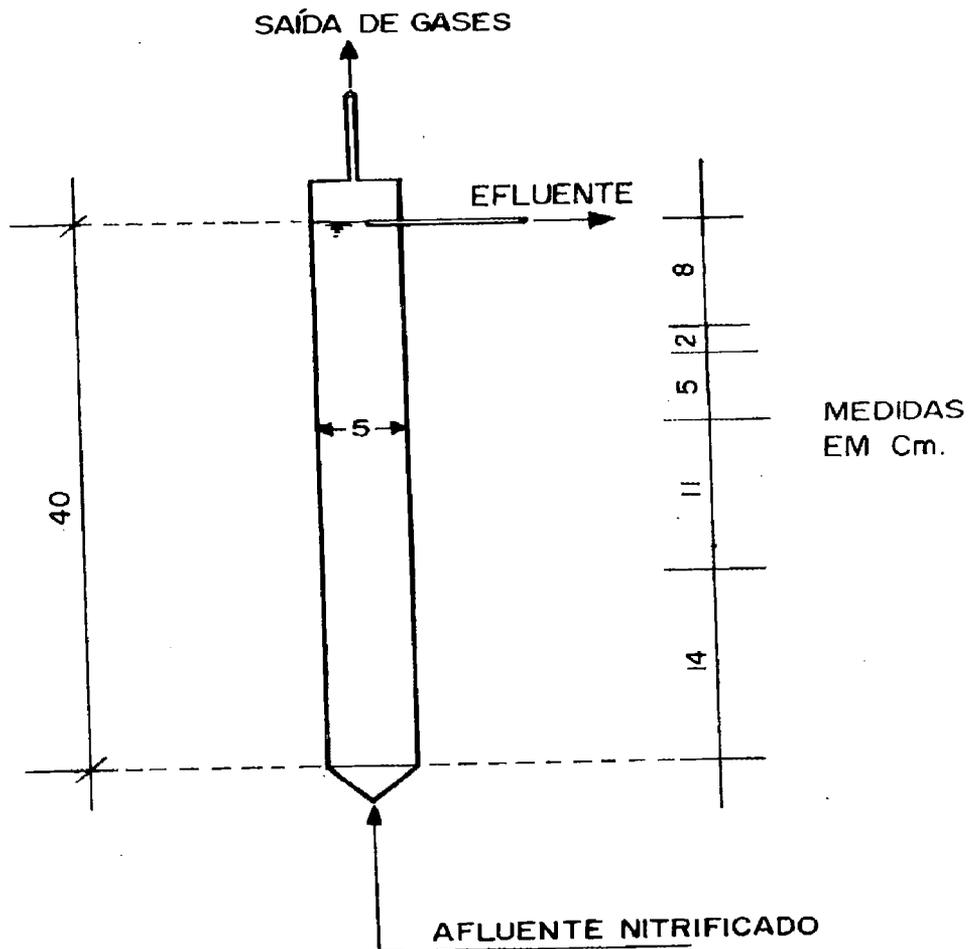


Figura 4.4 - Esquema da coluna de desnitrificação.

4.2 - Substrato

Utilizou-se substrato sintético com composição similar ao esgoto sanitário, preparado com base na composição definida por TORRES (1992), conforme Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário (TORRES, 1992).

<i>Fração Orgânica</i>	<i>Porcentagem da DQO</i>	<i>Compostos Orgânicos</i>
<i>Proteínas</i>	50%	<i>Extrato de carne (Bordon S.A.)</i>
<i>Carboidratos</i>	40%	<i>Sacarose 20% (Açúcar União) Amido Comercial 60% Celulose em pó 20%</i>
<i>Lipídios</i>	10%	<i>Óleo de soja</i>

Na composição do substrato, além dos constituintes orgânicos apresentados na Tabela 4.1, foram adicionados também soluções de sais minerais, conforme Tabelas 4.2.

Tabela 4.2 - Concentração das soluções de sais minerais usadas na composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário.

<i>Sais Minerais</i>	<i>Concentração na solução (g.L⁻¹)</i>	<i>Volume da solução por litro de esgoto (ml)</i>
NaCl	12,0	20,80
MgCl ₂ . 6H ₂ O	2,0	3,50
CaCl ₂ . 2H ₂ O	1,6	2,80
FeCl ₃ . 6H ₂ O	10,0	20,0
CaCO ₃	12,0	10,0

As soluções de sais minerais foram preparadas também de acordo com recomendações de TORRES (1992).

A presença de extrato de carne, um dos componentes em maior concentração na composição do esgoto sintético, poderia dispensar a adição de alguns sais minerais, já presentes na sua composição. De qualquer forma, durante o experimento as soluções de sais utilizadas foram as apresentadas na Tabela 4.2. A fonte de ferro, na forma de cloreto férrico, adicionada na preparação de esgoto sanitário sintético não foi constante durante todo o período experimental. Dessa forma, para melhor compreensão da utilização do cloreto férrico dividiu-se o período experimental em quatro fases: (1) a primeira fase teve duração de dez (10) semanas, quando o esgoto sintético foi preparado sem nenhuma fonte de ferro; (2) a segunda fase compreende um período de onze (11) semanas de operação quando o esgoto era preparado com fonte de ferro. Nessa fase foi adicionado $90 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de cloreto férrico; (3) a terceira fase refere-se a um período de apenas seis (6) semanas, quando o esgoto foi preparado com uma concentração de $200 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de cloreto férrico como fonte de ferro; (4) a quarta fase teve duração de vinte e sete (27) semanas quando o esgoto foi preparado, sem nenhuma fonte de ferro. Por outro lado, durante o preparo do esgoto, foi adicionado bicarbonato de sódio (NaHCO_3) com o objetivo de manter o pH próximo de 7,0 e a alcalinidade maior que $200 \text{ mg} \cdot \text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

4.3 - Caracterização do esgoto sanitário sintético

Verificou-se que o extrato de carne utilizado no preparo do substrato apresentava alto teor de Fósforo e considerável concentração de Sulfato. Dessa forma, com o auxílio de análises em espectrofotômetro de absorção atômica, foram verificadas concentrações médias de metais, conforme Tabela 4.3:

Tabela 4.3 - Concentrações médias de metais presentes no esgoto sanitário sintético utilizado durante o experimento.

Metais	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
Concentração (mg .L ⁻¹)	0,044	0,028	0,0	0,0	0,76	0,004	0,016	0,0

Para efeito de caracterização da água residuária sintética simulando esgoto sanitário foram efetuadas cinquenta e quatro (54)

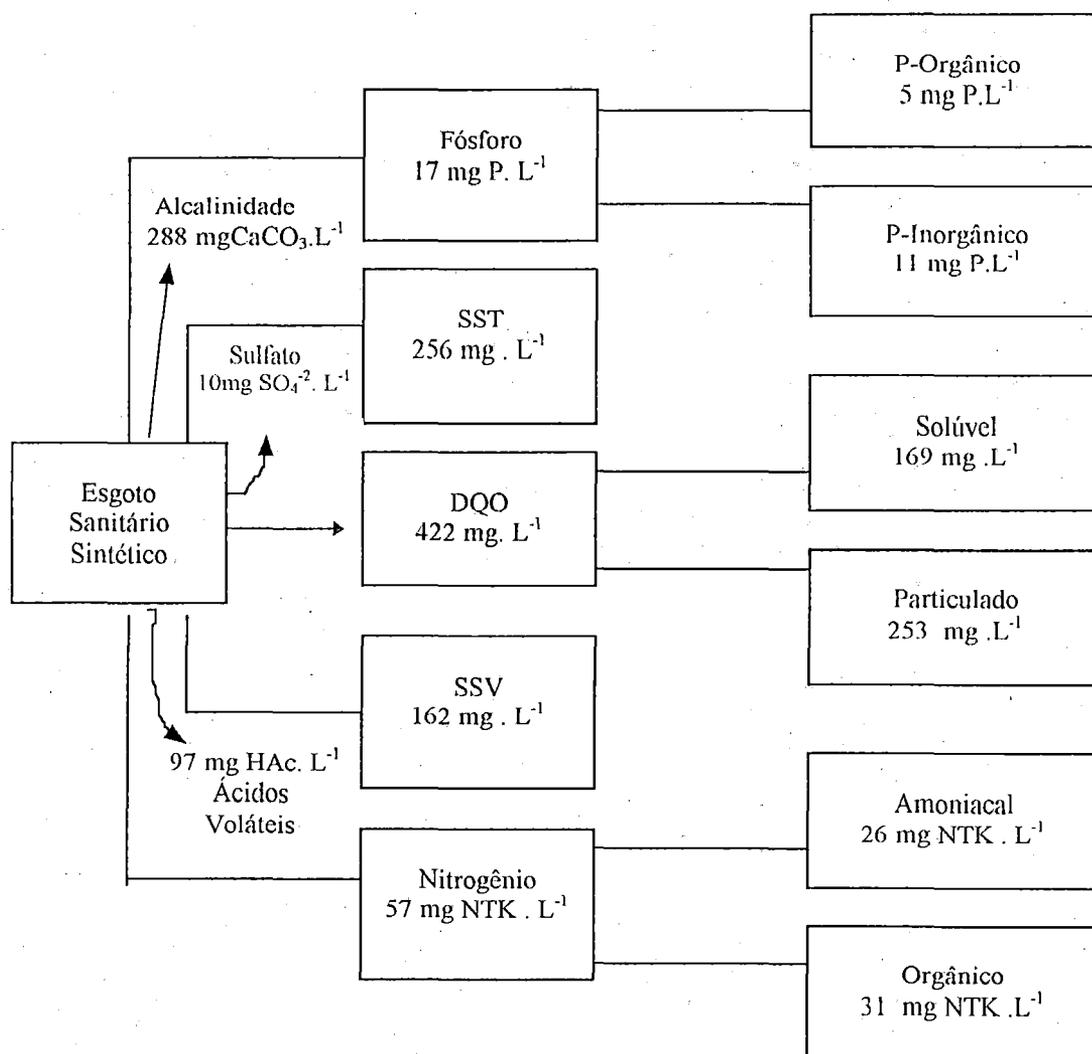


Figura 4.5 - Características do esgoto sanitário sintético utilizado durante o período experimental.

determinações para cada um dos seguintes parâmetros: DQO, fósforo, nitrogênio, sólidos, alcalinidade e ácidos, enquanto que, para o sulfato foram feitas apenas cinco (5) determinações. Dessa forma, as médias obtidas são apresentadas na Figura 4.5.

4.4 - Lodo de Inóculo

O reator de fluxo ascendente com manta de lodo foi inoculado com três litros de lodo granulado (0,155 kg SST) com 58% de sólidos suspensos voláteis (SSV) provenientes de um reator UASB, tratando esgoto sanitário sintético.

Para dar início a operação do reator seqüencial em batelada (SBR), este foi inoculado com dois litros de lodo ($6,2 \times 10^{-3}$ kg SST com 67% de SSV) proveniente de um sistema de lodos ativados tratando água residuária da Fábrica de Leite condensado da NESTLÉ de Araraquara - SP - Brasil.

Na coluna de desnitrificação foi utilizado lodo anaeróbio que funcionava como fonte externa de carbono. Em princípio, em virtude da necessidade da utilização do lodo de excesso do reator UASB pelo Laboratório de Microbiologia, foi utilizado lodo anaeróbio de um UASB tratando água residuária de pocilga e, finalmente, durante as três últimas fases de operação, a coluna foi carregada com lodo anaeróbio do próprio reator UASB, da instalação experimental utilizada nesta pesquisa.

4.5 - Temperatura de Operação

O sistema foi operado em uma "cabine" construída de madeira (10 m²), e revestida internamente com isolante térmico (isopor) e provida de sistema de aquecimento acoplado a um

termostato que mantinha a temperatura em $30^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$. No interior da “cabine” foi mantido um reservatório de cimento-amianto com 300 litros de água com o objetivo de manter a umidade ambiente. Foi utilizado, também, um circulador de ar funcionando continuamente com a finalidade de fazer manter o ar quente na parte inferior da “cabine”.

4.6 - Procedimento e Operação das unidades de tratamento

4.6.1 - Considerações gerais

O sistema experimental instalado foi operado durante cinquenta e quatro semanas divididas em duas fases distintas: (1) na primeira fase o sistema constituído de um reator UASB seguido de dois reatores seqüenciais em batelada aeróbios foi operado durante dezesseis semanas; (2) a segunda fase compreende o período de trinta e oito semanas, quando o sistema combinado (UASB + SBRs) atingiu o regime de equilíbrio dinâmico.

Nesse período, foi instalada adicionalmente ao sistema combinado uma coluna de desnitrificação.

4.6.1.1 - UASB

Conhecidas as características físico-químicas do lodo, o reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) foi inoculado. Em seguida, foi iniciada, com o auxílio de uma bomba peristáltica, a alimentação do reator de fluxo ascendente. O lodo de excesso proveniente do SBR era estabilizado no reator UASB.

O reator UASB foi operado inicialmente com vazão média de $20,4 \text{ L} \cdot \text{dia}^{-1}$ e tempo de detenção hidráulica (*TDH*) médio de 4,7

horas compreendendo uma carga orgânica volumétrica média de $2,25 \text{ (kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}\text{)}$.

Durante a segunda fase, o reator UASB foi operado com *TDH* de 4 horas e uma vazão afluyente média de $24 \text{ L} \cdot \text{dia}^{-1}$. Conseqüentemente as cargas orgânicas volumétricas permaneceram na média de $2,53 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$.

4.6.1.2 - SBR

O efluente proveniente do UASB foi coletado em um tubo de PVC (volume 2 L) por um período de tempo de duas horas, por onde alimentava por gravidade o SBR. Por outro lado, a vazão afluyente, a descarga do sobrenadante e o tempo de aeração do SBR foram controlados por um equipamento eletrônico (temporizador) programado por circuitos elétricos.

Ao iniciar o período de enchimento do primeiro SBR, era aberta a válvula de alimentação por um período de tempo de 12 minutos (0,2 hora) e concomitantemente era iniciado o período de reação com o acionamento da bomba aeradora (bomba de aquário) por um período de tempo de duas horas. Interrompida a aeração, os sólidos em suspensão (líquido e biomassa) eram separados por sedimentação no próprio reator e, posteriormente o sobrenadante era descartado.

Findado o período de tempo de aeração do primeiro SBR, automaticamente era aberta a válvula de alimentação do segundo SBR quando ocorria todo procedimento já descrito para o primeiro SBR. Dessa forma, o ciclo operacional do reator seqüencial em batelada (SBR) foi de 4 horas, conforme pode-se verificar na Tabela 4.3. Portanto, durante o dia ocorriam seis (6) ciclos em cada SBR.

Tabela 4.4 - Tempo de duração do ciclo operacional do SBR.

<i>Períodos</i>	<i>Duração do período (horas)</i>	<i>Tempo de Ciclo (%)</i>
<i>Enchimento*</i>	<i>0,20</i>	<i>5</i>
<i>Reação</i>	<i>2,00</i>	<i>50</i>
<i>Sedimentação</i>	<i>1,20</i>	<i>30</i>
<i>Descarga</i>	<i>0,40</i>	<i>10</i>
<i>Repouso</i>	<i>0,40</i>	<i>10</i>
<i>Total</i>	<i>4,00</i>	<i>100</i>

* tempo de enchimento não é somado.

4.6.1.3 - Coluna de desnitrificação

Apenas 40% do efluente ($9,6 \text{ L} \cdot \text{dia}^{-1}$) proveniente do SBR era bombeado para alimentar a coluna de lodo anaeróbio de fluxo ascendente para desnitrificação. Essa coluna foi operada durante um intervalo de tempo de 38 semanas, divididas em cinco fases distintas, conforme mostra a Tabela 4.5.

Na primeira fase de operação, a coluna de desnitrificação foi carregada com volume de lodo de 0,65 litros cuja massa correspondia a 33,93 g de SST, desses, 86% eram SSV. Esse lodo era proveniente de um reator UASB tratando água residuária de pocilga e se encontrava armazenado em "freezer" à baixa temperatura.

Na segunda fase de operação foi retirado da coluna de desnitrificação 0,3 L de lodo e seguidamente repostado com lodo de mesma procedência que o anterior, porém advindo do reator UASB em operação. A carga de lodo adicionada à coluna de desnitrificação foi de 41,77 g SST contendo 79,5% de SSV.

Finalmente, na terceira, quarta e quinta fases de operação da coluna de desnitrificação, o lodo anaeróbio utilizado era proveniente do próprio reator UASB em operação, naquele mesmo período de

tempo. A massa de lodo usada no carregamento da coluna correspondente as três fases supracitadas foram, respectivamente, 52,74 g SST (49% de SSV) ; 7,02 g SSV (52% de SSV) e 28,24 g SSV (56% de SSV).

Tabela 4.5 - Condições operacionais da coluna de lodo anaeróbio de fluxo ascendente para desnitrificação durante cinco fases operando à temperatura de 30°C.

Fases de Operação	Volume do lodo na coluna (L)	SST (g . L ⁻¹)	Massa de lodo (g SST)	SSV / SST (%)	Altura de lodo na Coluna (m)
1 ^a	0,65	52,20	33,93	86,2	0,325
2 ^a	0,65	64,26	41,77	79,50	0,325
3 ^a	0,60	87,90	52,74	48,9	0,300
4 ^a	0,28	25,06	7,02	52,2	0,140
5 ^a	0,50	56,48	28,24	55,9	0,250

4.7 - Acompanhamento e controle de operação do sistema de Tratamento

Com o objetivo de analisar, avaliar e controlar, por meio de análises e exames, o andamento do sistema de tratamento, foi feito um acompanhamento, cuja freqüência, dependendo do parâmetro

observado, poderia ser diária, semanal ou mensal, conforme Tabela 4.6.

Tabela 4.6 - Parâmetros analisados, métodos e frequência das análises.

Parâmetro Analisado	Método utilizado	Frequência da Análise
pH (unidade)	potenciométrico	diária
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	titulométrico	1 / semana
Alc. Voláteis (mg HAc .L ⁻¹)	titulométrico	1 / semana
DQO total (mg .L ⁻¹)	espectrofotométrico	2 / semana
DQO solúvel (mg .L ⁻¹)	espectrofotométrico	2 / semana
N-NTK (mgN .L ⁻¹)	titulométrico	1 / semana
N-NH ₄ ⁺ (mgN .L ⁻¹)	titulométrico	1 / semana
N-NO ₂ ⁻ (mgN .L ⁻¹)	espectrofotométrico	1 / semana
N-NO ₃ ⁻ (mgN .L ⁻¹)	espectrofotométrico	1 / semana
P (mgP .L ⁻¹)	espectrofotométrico	2 / semana
SST (mg .L ⁻¹)	gravimétrico	2 / semana
SSV (mg .L ⁻¹)	gravimétrico	2 / semana
Composição do Gás (%)	cromatografia	1 / semana
Taxa de Consumo de oxigênio do lodo aerado (mg L ⁻¹ .h ⁻¹)	potenciométrico	1 / semana
SSV do lodo de excesso anaeróbio	gravimétrico	1 / mês
SSV do lodo de excesso aeróbio	gravimétrico	2 / semana

4.7.1 - Métodos Analíticos

As concentrações de nitrogênio total (NTK), nitrogênio amoniacal (N-NH₃ + N-NH₄⁺), fosfato (PO₄³⁻), sólidos suspensos voláteis (SSV), sólidos suspensos totais (SST) e sulfatos (SO₄²⁻) foram determinadas de acordo com técnicas padrão "STANDARD

METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER" (1985).

No caso de ácidos voláteis, alcalinidade total e a bicarbonato, nitrato e nitrito seguiram métodos recomendados por DILLALO & ALBERTSON (1961), BROVKO & CHEN (1977), MACKERETH et al. (1978) e UAEPA (1975), respectivamente.

A composição de gás foi efetuada por cromatografia gasosa, enquanto que a temperatura foi mantida a 30°C através de um termostato, e o pH determinado por meio de potenciômetro marca Micronal, modelo 13278.

4.7.2 - Produção e composição do gás

A produção de gás no reator UASB foi medida através do medidor de gás úmido (fabricante - ALEXANDER WRIGHT & CO - Westimeter) instalado após o selo hídrico.

A composição do gás foi medida através de cromatografia gasosa utilizando-se o cromatógrafo Gow Mac com detector de condutividade térmica (Séries 150) ; integrador processador CG - 300 ; colunas Poroparc T e Poroparc Q, ambas com 2 metros de comprimento e 1/4" de diâmetro interno. O gás de arraste era hidrogênio super seco.

4.7.3 - Determinação dos Sólidos Suspensos

Voláteis (SSV do lodo de excesso)

a) SSV do lodo de excesso anaeróbio.

Os sólidos em suspensão foram separados dos Sólidos dissolvidos por centrifugação. Essa metodologia teve o seguinte procedimento.

- Tomou-se 20ml de amostra de lodo.
- Centrifugou-se a amostra por 20 minutos a 4000 rpm.
- Descartou-se da amostra centrifugada o sobrenadante.
- Removeu-se a porção sedimentada com água destilada.
- Secou-se em cápsula de porcelana a porção sedimentada por 12 horas a 103°C e calcinou-se a 600°C por 2 horas.

O cálculo da concentração dos SSV foi obtido por diferença de pesos: peso da amostra seca menos peso da amostra calcinada.

b) SSV do lodo de excesso aeróbio

Os Sólidos Suspensos foram separados dos Sólidos Dissolvidos por filtração em papel Whatmann CF/C de 1,2 μm .

4.7.4 - Determinação da taxa de consumo de oxigênio

A determinação da taxa de consumo de oxigênio (TCO) da biomassa presente em sistemas aeróbios é de fundamental importância, embora persistam consideráveis limitações nos aspectos metodológicos utilizados.

Na determinação da TCO pela biomassa presente no reator seqüencial em batelada, foram realizados vários ensaios. Para a realização desses ensaios, foi utilizado um frasco de um litro de volume, no qual se adicionou biomassa mais substrato e colocou-se em agitação com auxílio de agitador magnético, conforme Figura 4.6. Em seguida, o frasco foi fechado com rolha de borracha que continha no seu interior a sonda (sensor do medidor) do medidor de oxigênio dissolvido. O medidor utilizado foi da marca Horiba, modelo 12 M.

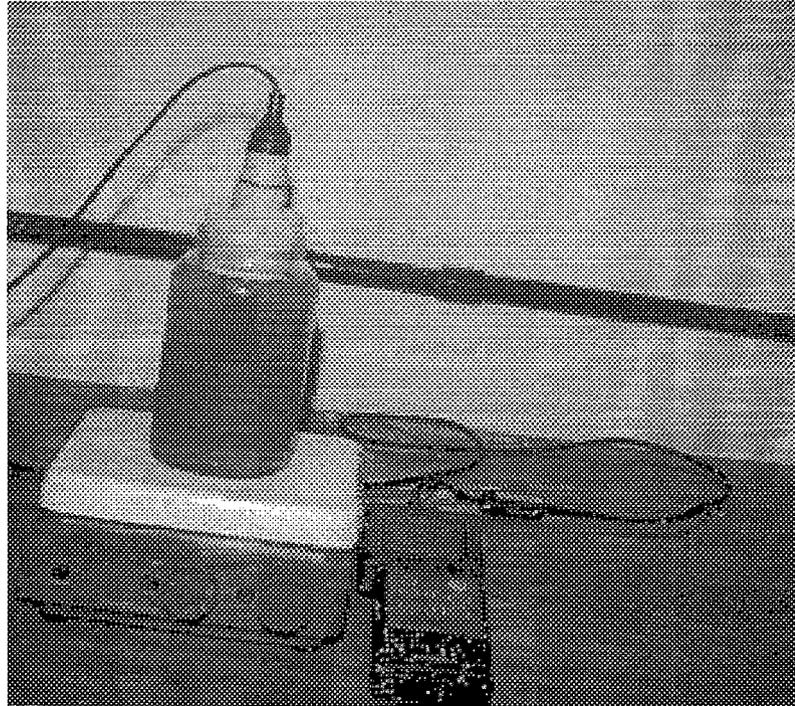


FIGURA 4.6 - Sistema utilizado no teste da Taxa de Consumo de Oxigênio.

A metodologia utilizada teve o seguinte procedimento:

- retirou-se do SBR 350 ml da massa misturada (biomassa + efluente) que foi colocada em seguida no frasco ;
- adicionou-se à massa misturada, 450 ml do substrato (afluente proveniente do UASB);
- manteve-se todo o conteúdo do frasco em constante agitação;
- adicionou-se oxigênio até alcançar a saturação;
- tampou-se o frasco com rolha de borracha, que continha a sonda (sensor) do medidor de oxigênio dissolvido, em seu interior;
- interrompeu-se a aeração por completo;
- verificou-se a redução da concentração do oxigênio, dissolvido ao longo do tempo, até serem alcançadas concentrações mínimas (próximo a zero),

Com os valores da redução da concentração do oxigênio dissolvido em função do tempo, estimou-se a taxa do consumo de oxigênio (TCO).

Por outro lado, com o objetivo de se ter informações a respeito da taxa específica do consumo de oxigênio, foram determinadas as concentrações dos sólidos totais, fixos e voláteis da biomassa submetida ao ensaio da TCO.

4.8 - Acompanhamento dos sistemas para fins específicos

4.8.1 - Generalidades

Com o objetivo de obter informações mais específicas com relação à remoção química de fósforo no processo biológico, foram feitas investigações da composição físico-química e microbiológica do lodo metanogênico e lodos ativados de duas formas distintas:

- difração de Raio X (DRX), utilizando um equipamento: Modelo Rigaku Grigerflex com tubo de cobre e filtro de níquel;
- caracterização visual por meio de microscopia Eletrônica de Varredura (MEV), utilizando equipamento Digital.

Para o acompanhamento do lodo aeróbio foram realizados exames microscópicos, usando-se, para tanto, um microscópio Olympus BH - 2. Dessa forma, foi realizada com auxílio de microscopia óptica a caracterização visual da biomassa, acompanhando e fotografando o desenvolvimento do ecossistema aeróbio.

Adicionalmente, estimou-se ainda o número de bactérias desnitrificantes presentes no lodo anaeróbio (UASB) e no lodo anóxico (lodo da coluna de desnitrificação).

O preparo das amostras da biomassa utilizadas nessas atividades específicas seguiram a seguinte metodologia.

4.8.1.1 - Difração de Raio X (Equipamento: Rigaku Grigerflex)

As amostras de lodos ativados e metanogênicos utilizadas na difração de Raio X foram expostas em lâminas de vidro e secadas à temperatura ambiente.

4.8.1.2 - Microscopia eletrônica de varredura (MEV)

De acordo com NATION (1983) e ARAÚJO et al. (1994) que prepararam amostras de tecido de insetos e biofilme respectivamente, com algumas adaptações, as amostras de lodo granular e lodos ativados foram preparadas com a seguinte metodologia:

- lavou-se a amostra com água destilada ;
- colocou-se 4 a 5 grânulos (lodo anaeróbico) ou 4 a 5 flocos (lodos ativados) em pequenos tubos de ensaio (Standard 10ml);
- cobriu-se a amostra com solução de glutaraldeído a 2,5% em tampão fosfato a 0,1 M ajustada a pH = 7,3 ;
- submeteu-se a amostra com glutaraldeído por 12 horas em temperatura de 4°C para fixação ;
- lavou-se a amostra com tampão fosfato a 0,1 M durante 10 minutos por três vezes ;
- desidratou-se a amostra em álcool etílico em solução de 50%, 70%, 80%, 90% e 100% durante 10 minutos ;

- secou-se a amostra rapidamente em hexamethyldisilazane (HMDS) durante 30 segundos por duas vezes ;
- colocou-se a amostra em suporte metálico com cola condutora ;
- cobriu-se com ouro quando submetida a MEV para micrografias e com carbono, quando a finalidade era microanálise.

4.8.1.3 - Análise de microscopia óptica

As amostras biológicas para análise em microscopia óptica foram diluídas (10^{-5}) e observadas com aumento de 400 vezes.

4.8.1.4 - Estimativa do número de bactérias desnitrificantes

A estimativa do número de bactérias desnitrificantes seguiu técnica de Número Mais Provável (NMP) recomendada por ALEXANDER (1982). A metodologia utilizada seguiu procedimentos de TIEDJE (1982) que após algumas modificações teve o seguinte procedimento:

- coletou-se 10ml de lodo anaeróbio e adicionou-se a 90ml de água de diluição (10^{-1});
- Efetuou-se diluição (10^{-1} a 10^{-11}) em uma série de tubos de ensaio, com alíquota de 1,0 ml ;
- inoculou-se numa série (5 réplicas) de tubos de ensaio (10ml de volume) contendo 4ml de meio seletivo diluições de 10^{-5} a 10^{-11} ;
- após a inoculação, os tubos de ensaio foram submetidos a uma vazão de 30ml. min^{-1} de N_2 por cerca de 2 minutos ;

- vedou-se os tubos com rolhas de borracha (garantindo atmosfera anaeróbia) e inoculou-se a $28^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$ por um período de 7 dias;
- após esse período de tempo, retirou-se 1ml de cada tubo e adicionou-se 6 gotas de reagente difimilamina.

O aparecimento de cor azul indica presença de NO_3^- ou NO_2^- , que significa a não ocorrência da desnitrificação. Por outro lado, a ausência da cor significa que ocorre desnitrificação.

4.9 - Balanço de massa do sistema combinado

4.9.1 - Balanço de massa do material orgânico

O teste de DQO expressa a concentração do material orgânico oxidado no processo, que por definição, é igual ao consumo de oxigênio usado nessa oxidação. Portanto, $1 \text{ mg DQO} \equiv 1 \text{ mg O}_2$, logo, pode-se expressar DQO na forma de concentração (massa de O_2 por litro).

Conhecendo-se a concentração da DQO quando o sistema foi operado em regime de equilíbrio dinâmico e observando a Figura 4.7, pode-se considerar que a massa de DQO afluyente que entra no sistema, provavelmente deverá sair sob quatro frações:

- 1) uma fração será removida no UASB que sairá como:
 - a) metano produzido e emigrado como efluente gasoso;
 - b) metano dissolvido no efluente líquido;
 - c) redução por sulfato a gás sulfídrico no interior do reator;
 - d) desnitrificação do nitrato advindo do lodo de excesso do SBR.
- 2) uma segunda fração deixa o sistema como efluente líquido (DQO efluente);

3) a terceira fração é destruída pela oxidação no tanque de aeração (SBR) e,

4) a última fração é o lodo descartado que deve ser constituído de massa produzida pela síntese e do material da biofloculação.

Portanto, o balanço de massa em termos de DQO foi determinado de duas maneiras:

Uma, com base na diferença entre a DQO afluyente e a efluyente, conforme a expressão (4.1)

$$MS_a = MS_e + MS_{ANA} + MS_{AER} + MS_X \dots \dots \dots (4.1)$$

A outra, foi determinada experimentalmente usando-se a produção de gás medida e a taxa de consumo de oxigênio, de acordo com a expressão (4.2)

$$MS_a = MS_g + MS_{ox} + MS_X + MS_e \dots \dots \dots (4.2)$$

onde:

MS_a : vazão mássica do material orgânico
afluyente, g DQO . dia⁻¹

MS_e : vazão mássica do material orgânico
efluyente, g DQO . dia⁻¹

MS_{ana} : vazão mássica do material orgânico removido
pelo processo anaeróbio, g DQO . dia⁻¹

$MS_{a,SBR}$: vazão mássica do material orgânico afluyente
do SBRs, g DQO . dia⁻¹

MS_{aer} : vazão mássica do material orgânico removido
pelo processo aeróbio, g DQO.dia⁻¹

MS_g : massa de DQO convertida em CH₄, g DQO . dia⁻¹

MS_{ox} : massa de DQO removida no SBR baseado no
consumo de oxigênio, g DQO . dia⁻¹

MS_x : vazão mássica do material descarregado no lodo de excesso do reator UASB, g DQO.dia⁻¹

Q_a : vazão afluyente, L . dia⁻¹

Q_e : vazão efluente, L . dia⁻¹

Q'_a : vazão afluyente do SRBs, L . dia⁻¹

S_a : DQO afluyente, g DQO . L⁻¹

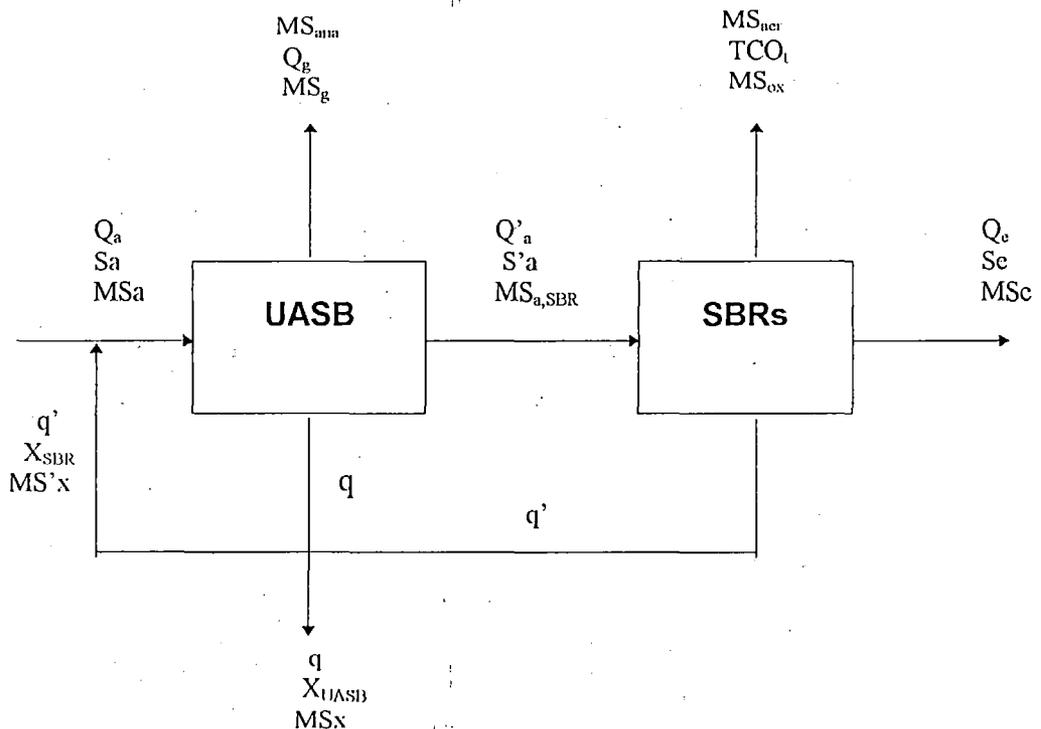


Figura 4.7 - Esquema do balanço de massas do material orgânico no sistema combinado (anaeróbico e aeróbio).

4.9.1.1 - Descrição dos parâmetros utilizados no balanço de massa

a) Vazão mássica do material orgânico afluyente:

Em um sistema de tratamento de esgoto, o fluxo do material orgânico afluyente compreende o produto da vazão afluyente pela concentração da DQO, conforme a expressão (4.3) :

$$MSa = Qa \cdot Sa \dots\dots\dots (4.3)$$

onde:

Qa : vazão afluyente, L .dia⁻¹

Sa : concentração da DQO afluyente, mg DQO .L⁻¹

b) Vazão mássica do material orgânico removido pelo processo anaeróbio

O material digerido nesse trabalho significa aquele material orgânico removido durante a digestão anaeróbia. Assim sendo, tem-se a seguinte equação :

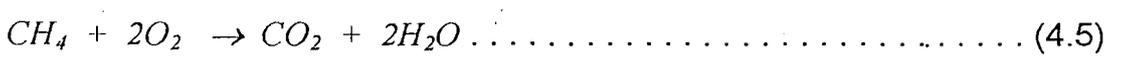
$$MS_{ana} = MSa + MS'_x - (MS_{a,SBR} + MS_x) \dots\dots\dots (4.4)$$

onde:

$MS_{a,SBR}$: vazão mássica do material orgânico afluyente do SBR, g DQO .dia⁻¹

MS'_x : vazão mássica do lodo de excesso do reator SBR, gDQO .dia⁻¹.

Teoricamente, a partir de considerações estequiométricas, a DQO de metano pode ser calculada a partir da reação de combustão desse gás:



De acordo com a equação 4.5, observa-se que 1 mol de CH₄ (16g) é oxidado por 2 moles de oxigênio (64g), portanto a DQO de metano é de 0,25 gCH₄ por grama de DQO removida. [16 gCH₄ (64gO₂)⁻¹]. Por outro lado, nas condições normais de temperatura e



pressão (C.N.T.P.), um mol de CH_4 corresponde a um volume de 22,4L. Dessa forma, a produção máxima de CH_4 por grama de DQO removida é de $0,35\text{L} [0,25 \text{ gCH}_4 (\text{gDQO})^{-1} \cdot 22,4\text{L} / 16 \text{ gCH}_4]$.

Nas condições de operação do experimento (30°C e $0,92 \text{ atm}$), 1 mol (16g) de metano terá um volume de 27 L aproximadamente. Portanto, um grama de DQO removida produzirá o volume de $0,42 \text{ L CH}_4 [0,25 \text{ gCH}_4 (\text{gDQO})^{-1} \cdot 27\text{L} / 16 \text{ gCH}_4]$. Logo, $0,42 \text{ gCH}_4 (\text{gDQO})^{-1}$ removida passará a ser o fator de conversão para a expressão (4.6).

Assim sendo, tem-se experimentalmente, a produção diária de metano (Q_g). Esse gás produzido foi convertido para DQO- CH_4 , através da expressão (4.6):

$$MS_g = \frac{1}{0,42} (Q_g) \dots\dots\dots (4.6)$$

onde:

$0,42 \text{ LCH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{ DQO}$: fator de conversão

Q_g : produção diária de metano, N. L. dia⁻¹

c) Vazão mássica do material descarregado no lodo de excesso

Determina-se o fluxo do material orgânico no lodo de excesso conhecendo-se a concentração dos sólidos suspensos voláteis presentes no lodo descarregado (lodo de excesso) e sua respectiva vazão, conforme a seguinte expressão :

$$MS_x = q \cdot p \cdot X_{UASB} \dots\dots\dots (4.7)$$

onde:

q : vazão do lodo de excesso do reator UASB, L . dia⁻¹

p : razão mg DQO .(mgSSV)⁻¹

: $1,48 \text{ mg DQO} \cdot (\text{mgSSV})^{-1}$

X_{UASB} : concentração de SSV no UASB como lodo de excesso, $mg\ SSV .L^{-1}$

A expressão (4.7) determina a massa de DQO no lodo de excesso descartado do reator UASB, enquanto $MS'_X = q' . p . X_{SBR}$ determina a produção do lodo de excesso descartado do SBR que alimenta o reator UASB.

onde:

q' : vazão do lodo de excesso do SBR, $L . dia^{-1}$

d) Vazão mássica do material orgânico no efluente

A massa do material orgânico que aparece no efluente abrange a DQO do próprio efluente mais a DQO da fase líquida presente no lodo de excesso, assim sendo, tem-se :

$$MSe = (Q_a - q) S + q . Se \dots \dots \dots (4.8)$$

onde:

S : concentração da DQO na fase líquida do lodo de excesso, $mg\ DQO .L^{-1}$

Se : concentração da DQO no efluente, $mg\ DQO .L^{-1}$

Sendo $S = Se$, tem-se a equação (4.9) reduzida como segue :

$$MSe = Q_a . Se \dots \dots \dots (4.9)$$

e) Vazão mássica do material orgânico removido pelo processo aeróbio

A vazão mássica do material orgânico oxidado no tanque de aeração é equivalente ao fluxo de oxigênio consumido ($\text{mg DQO} \cdot \text{dia}^{-1} = \text{mg O}_2 \cdot \text{dia}^{-1}$). Portanto, obtendo-se experimentalmente a taxa do consumo de oxigênio ($\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$) e considerando-se o volume do reator tem-se a taxa total com base na expressão (4.10).

$$TCO_T = V \cdot TCO \dots\dots\dots (4.10)$$

onde:

V : volume do reator, L

TCO_T : taxa total do consumo de oxigênio, $\text{mg O}_2 \cdot \text{dia}^{-1}$

A taxa total de consumo de oxigênio compreende o consumo de oxigênio para oxidação de matéria carbonácea mais o consumo de oxigênio para nitrificação. Assim sendo, tem-se a seguinte expressão :

$$MS_{OX} = TCO_T - MO_N \dots\dots\dots (4.11)$$

onde:

MO_N : vazão mássica do oxigênio consumido
na nitrificação do material nitrogenado,
 $\text{g O}_2 \cdot \text{dia}^{-1}$.

Para estimar a vazão mássica do material nitrogenado utiliza-se a expressão (4.12), segundo METCALF & EDDY (1991):

$$MO_N = 4,57 \cdot (N_o - N_e) \cdot Q \dots\dots\dots (4.12)$$

onde:

N_o : afluentes nitrogenado, $\text{mg N-NTK} \cdot \text{L}^{-1}$

N_e : efluente nitrogenado, mg N-NTK .L⁻¹

4,57 : fator de conversão da quantidade de oxigênio requerido para completa oxidação de N-NTK.

4.9.2 - Balanço de massa do material nitrogenado

Para efetuar-se o balanço de massa em termos de nitrogênio, considera-se o sistema em regime de equilíbrio dinâmico. Dessa forma a massa de nitrogênio total que entra no sistema, provavelmente sairá sob três frações:

- uma fração será o nitrogênio que sairá na fase líquida como efluente.
- uma segunda fração corresponde as formas de nitrogênio presentes no lodo de excesso.
- a terceira fração compreende o material nitrogenado que é degradado biologicamente, e geralmente sai na forma de gás.

Logo, o balanço de massa em termos de nitrogênio foi determinado, com base na diferença entre nitrogênio afluente e efluente, conforme a expressão (4.13).

$$MN_{NTK,a} = MN_{NTK,e} + MN_W + MN_L + Perdas \dots \dots \dots (4.13)$$

$$MN_{NTK,a} = N_{NTK,a} \cdot Q_a \dots \dots \dots (4.14)$$

$$MN_W = q \cdot X_{SBR} \cdot f_n \dots \dots \dots (4.15)$$

onde:

$MN_{NTK,a}$: vazão mássica do material nitrogenado afluente,
g NTK .dia⁻¹

N_{NTK} : NTK afluente, g NTK .L⁻¹

Q_a : vazão afluente, L .dia⁻¹

MN_W : vazão mássica de nitrogênio no lodo de excesso,
g N . dia⁻¹

X_{SBR} : concentração de SSV no lodo de excesso do SBR,
mg SSV . L⁻¹

f_n : 0,1 mg N . (mg SSV)⁻¹

MN_L : formas de nitrogênio presentes na fase líquida,
g N. dia⁻¹

4.10 - Considerações Gerais

As principais considerações a respeito da operação e da manutenção dos sistemas experimentais são as seguintes:

Durante o período experimental eram examinadas, no mínimo uma vez por dia, as borrachas que transportavam o afluente através da bomba peristáltica, evitando assim depósitos de materiais indesejáveis nas paredes das mesmas.

Diariamente, com o auxílio de uma proveta graduada e um cronômetro, eram verificadas as vazões afluentes dos sistemas em operação.

No decorrer do período experimental, ocorreram eventuais entupimentos no separador de fases do reator UASB dificultando, dessa forma, a leitura do medidor de gás.

A limpeza das válvulas solenóides de enchimento e de descarga do SBR eram efetuadas, no mínimo duas vezes por semana.

Semanalmente, eram descartados 0,1 litro de lodo do reator UASB, enquanto que dos reatores seqüenciais em batelada eram descartados diariamente 0,1 litro.

5 - RESULTADOS

Dada a complexidade do sistema experimental estudado, decidiu-se por apresentar, inicialmente, os resultados do desempenho de cada uma das unidades, separadamente, seguidos das caracterizações visuais dos lodos, obtidas, tanto por microscopia óptica quanto por microscopia eletrônica de varredura. Os resultados do desempenho global do sistema juntamente com os balanços de massa serão apresentados no capítulo da discussão.

5.1 - Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB)

Os resultados obtidos durante a operação do reator anaeróbio de fluxo ascendente de manta de lodo (UASB) estão apresentados nas Tabelas A.1 a A.6, em anexo, e referem-se aos seguintes parâmetros: DQO Bruta, DQO Filtrada, sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF) e sólidos suspensos voláteis (SSV), fósforo (P), nitrogênio total (NTK), orgânico (N-org.) e N-amoniacoal ($N-NH_4^+ + N-NH_3$), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), pH e ácidos voláteis (AV).

A fim de melhor se analisar esses resultados, o período de operação do reator UASB foi dividido em duas fases: a primeira corresponde ao período de dezesseis semanas, quando o reator foi submetido a uma carga orgânica volumétrica (COV) média de 2,25 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹ e tempo médio de detenção hidráulica (TDH) de 4,7

horas. A segunda fase, corresponde ao período de trinta e oito semanas quando a carga orgânica volumétrica aplicada foi de $2,53 \text{ kg.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ e o tempo médio de detenção hidráulica, de 4 horas.

Por outro lado, o tempo de retenção celular (TRC) do reator UASB foi, em média de 130 dias ao longo do período experimental.

Nas Tabelas 5.1.1 a 5.1.4 estão apresentados os valores médios, máximos, mínimos, desvio padrão e coeficiente de variação de cada um dos parâmetros estudados. As Tabelas 5.1.1 e 5.1.3 referem-se ao afluente na primeira e segunda fases, respectivamente, enquanto que as Tabelas 5.1.2 e 5.1.4 referem-se aos respectivos efluentes.

TABELA 5.1.1 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão (δ) e coeficiente de variação (CV) dos resultados obtidos na caracterização do afluente do reator UASB durante a primeira fase de operação.

PARÂMETROS	Nº DE DETERMINAÇÕES	MÉDIO	MÍNIMO	MÁXIMO	δ	CV (%)
pH	32	7,0	6,8	7,2	0,10	1,4
DQO (mg.L ⁻¹)						
Bruta	32	442	330	548	71	16
DQO (mg.L ⁻¹)						
Filtrada	32	182	140	246	30	16
SST (mg.L ⁻¹)	32	187	81	392	88	47
SSV (mg.L ⁻¹)	32	129	60	246	55	42
NTK						
(mg NTK .L ⁻¹)	16	69	35	88	14	20
N-amoniacoal						
(mg NH ₄ ⁺ .L ⁻¹)	16	36	15	52	10	27
N-orgânica						
(mg N-org .L ⁻¹)	16	33	20	42	6	18
Alcalinidade						
(mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	16	268	113	447	114	42
Ácidos Voláteis						
(mg HAc .L ⁻¹)	16	100	46	171	36	36

TABELA 5.1.2 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão (δ) e coeficiente de variação (CV) dos resultados do efluente do reator UASB durante a primeira fase de operação.

PARÂMETROS	Nº DE DETERMINAÇÕES	MÉDIO	MÍNIMO	MÁXIMO	δ	CV (%)
pH	32	7,4	7,2	7,6	0,16	2
DQO (mg.L ⁻¹) Bruta	32	108	44	212	49	45
DQO (mg.L ⁻¹) Filtrada	32	42	15	89	18	42
SST (mg.L ⁻¹)	32	71	38	122	24	33
SSV (mg.L ⁻¹)	32	42	14	78	19	45
NTK (mg NTK .L ⁻¹)	16	56	31	74	12	21
N-amoniacal (mg NH ₄ ⁺ .L ⁻¹)	16	40	19	54	9	22
N-orgânica (mg N-org .L ⁻¹)	16	16	4	23	5	31
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	16	290	198	413	80	27
Ácidos Voláteis (mg HAc .L ⁻¹)	16	39	20	60	12	30

TABELA 5.1.3 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão (δ) e coeficiente de variação (CV) dos resultados obtidos na caracterização do afluente do UASB durante a segunda fase de operação.

PARÂMETROS	Nº DE DETERMINAÇÕES	MÉDIO	MÍNIMO	MÁXIMO	δ	CV (%)
pH	76	7,0	6,0	8,0	0,39	5
DQO (mg.L ⁻¹) Bruta	76	422	355	549	56	13
DQO (mg.L ⁻¹) Filtrada	76	169	100	271	40	23
DBO ₅ (mg.L ⁻¹) Bruta	10	257	220	296	26	10
SST (mg.L ⁻¹)	76	256	150	404	64	25
SSV (mg.L ⁻¹)	76	162	112	251	32	19
NTK (mg NTK .L ⁻¹)	38	57	36	76	11	19
N-amoniacal (mg NH ₄ ⁺ .L ⁻¹)	38	26	10	41	7	26
N-orgânica (mg N-org .L ⁻¹)	38	31	15	52	9	29
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	38	288	130	454	84	29
Ácidos Voláteis (mg HAc .L ⁻¹)	38	97	42	227	47	48

TABELA 5.1.4-Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão (δ) e coeficiente de variação (CV) dos resultados do efluente do UASB obtidos durante a segunda fase de operação.

PARÂMETROS	Nº DE DETERMINAÇÕES	MÉDIO	MÍNIMO	MÁXIMO	δ	CV (%)
pH	76	7,5	6,7	8,7	0,36	4
DQO (mg.L ⁻¹)						
Bruta	76	58,1	32,0	81,0	11	18
DQO (mg.L ⁻¹)						
Filtrada	76	31	16	60	8,9	28
DBO ₅ (mg.L ⁻¹)						
Bruta	10	36	23	51	8	22
SST (mg.L ⁻¹)	76	38	20	78	14	36
SSV (mg.L ⁻¹)	76	19	8	36	6	30
NTK						
(mg NTK .L ⁻¹)	38	41,9	27,4	56,5	6,5	15
N-amoniacoal						
(mg NH ₄ ⁺ .L ⁻¹)	38	31,0	15	42	6	19
N-orgânica						
(mg N-org .L ⁻¹)	38	10,8	6	23	2	18
Alcalinidade						
(mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	38	326	162	472	80	24
Ácidos Voláteis						
(mg HAc .L ⁻¹)	38	25	10	40	7	27

Na Tabela 5.1.5, apresentam-se os dados do lodo de excesso do reator UASB, durante o período experimental. São apresentados, ainda, nesta Tabela, os dados referentes à vazão mássica do material descarregado no lodo de excesso (MS_x).

Na Tabela 5.1.6 são apresentados os dados referentes à composição de biogás e à produção de metano durante o experimento.

A composição do biogás foi analisada com sucesso, durante a primeira fase de operação do reator UASB.

Na segunda fase, com o aumento das cargas hidráulicas e orgânicas, ocorreu a maior produção de biogás e aumento da velocidade ascensional do líquido, promovendo sucessivos entupimentos no separador de fases, dificultando, portanto, a análise da composição do biogás. Dessa forma, tem-se poucos dados de análise e composição de gás, conforme pode ser verificado na Tabela 5.1.6.

TABELA 5.1.5 - Lodo de excesso do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	PONTOS DE AMOSTRAGENS	SST (g . L ⁻¹)	SSV (g . L ⁻¹)	SSV / SST	MS _x (gDQO .dia ⁻¹)
4	-----	51,98	30,39	0,585	
8	P ₁	40,07	24,64	0,615	
8	P ₂ *	33,72	18,20	0,539	0,583
10	P ₂	32,37	17,87	0,552	0,378
12	P ₁	41,13	23,81	0,579	
Média	-----	39,854	22,982	0,574	0,481
Desv. Pd.	-----	7,784	5,180	0,030	0,145
Máximo	-----	51,980	30,390	0,615	0,583
Mínimo	-----	32,370	17,870	0,539	0,378
17	P ₂	28,70	15,93	0,555	0,337
20	P ₃	18,19	8,67	0,477	0,183
24	P ₂	-----	-----	-----	-----
28	P ₂	30,10	17,00	0,565	0,359
32	P ₂	35,01	21,44	0,612	0,453
36	P ₂	36,6	18,63	0,509	0,394
40	P ₂	36,51	18,00	0,493	0,381
45	P ₂	33,29	17,22	0,517	0,364
48	P ₂	29,19	18,67	0,640	0,395
50	P ₂	29,37	18,48	0,629	0,391
52	P ₂	32,51	18,87	0,580	0,399
53	P ₂	30,24	16,40	0,542	0,347
54	P ₂	34,88	19,57	0,561	0,414
Média	-----	32,400	18,20	0,5640	0,3848
Desv. Pd.	-----	2,3268	1,168	0,0483	0,0247
Máximo	-----	34,880	19,570	0,640	0,414
Mínimo	-----	29,190	16,400	0,517	0,347

*

Ponto 2 - local de onde se retira o lodo de excesso.

Obs. : A média, desvio padrão, máximo e mínimo refere-se ao ponto 2.

TABELA 5.1.6 - Produção e composição do biogás no reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	COMPOSIÇÃO	DO	BIOGÁS	PRODUÇÃO	CH ₄
	N ₂ (%)	CO ₂ (%)	CH ₄ (%)	DO BIOGÁS (L.dia ⁻¹)	MEDIDO (L.dia ⁻¹)
3	13,30	2,20	84,5		
4	13,35	5,20	81,5		
5	16,30	4,50	79,2	2,90	2,29
6	16,4	4,0	79,6	1,92	1,53
7	22,2	5,4	72,4	2,50	1,81
8	34,0	4,0	62,0	2,80	1,73
9	20,2	4,3	75,5	2,20	1,66
10	24,9	3,1	72,0	2,80	2,01
11	15,2	4,8	80,0	2,30	1,84
12	21,6	3,0	75,4	2,8	2,10
13	23,0	3,0	74,0	2,3	1,70
14	17,5	4,5	78,0	3,00	2,34
15	16,4	3,6	80,0	2,80	2,24
16	28,0	4,0	68,0	3,24	2,20
Média	20,2	4,0	75,9	2,6	2,0
Desv. Pd.	5,9	0,9	5,9	0,4	0,3
Máximo	34,0	5,4	84,5	3,2	2,3
Mínimo	13,3	2,2	62,0	1,9	1,5
20	29,0	4,0	67,0	3,88	2,60
24	35,0	2,0	63,0	3,94	2,48
27	27,0	2,0	71,0	3,40	2,41
32	20,0	3,0	77,0	3,08	2,37
45	34,0	2,0	64,0	3,93	2,51
48	29,4	4,0	66,6	3,90	2,60
51	27,0	2,7	70,0	3,51	2,49
53	19,0	4,0	77,0	2,90	2,23
Média	27,55	2,96	69,45	3,56	2,46
Desv. Pd.	5,77	0,93	5,37	0,41	0,12
Máximo	35,00	4,00	77,00	3,99	2,60
Mínimo	19,00	2,00	63,00	2,90	2,23

5.1.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica

Para a apresentação mais objetiva dos resultados do desempenho do reator UASB com relação à remoção da matéria orgânica são apresentadas as Figuras 5.1.1 a 5.1.6. Estas foram obtidas com os dados apresentados nas Tabelas A.1 a A.4 em anexo, e representam, graficamente, o comportamento da DQO bruta e da

filtrada, afluente e efluente, bem como, a eficiência de remoção em termos de DQO e SSV do reator UASB, além do comportamento dos valores da concentração de ácidos voláteis afluentes e efluentes da alcalinidade total e a bicarbonato, afluentes e efluentes e pH afluente e efluente.

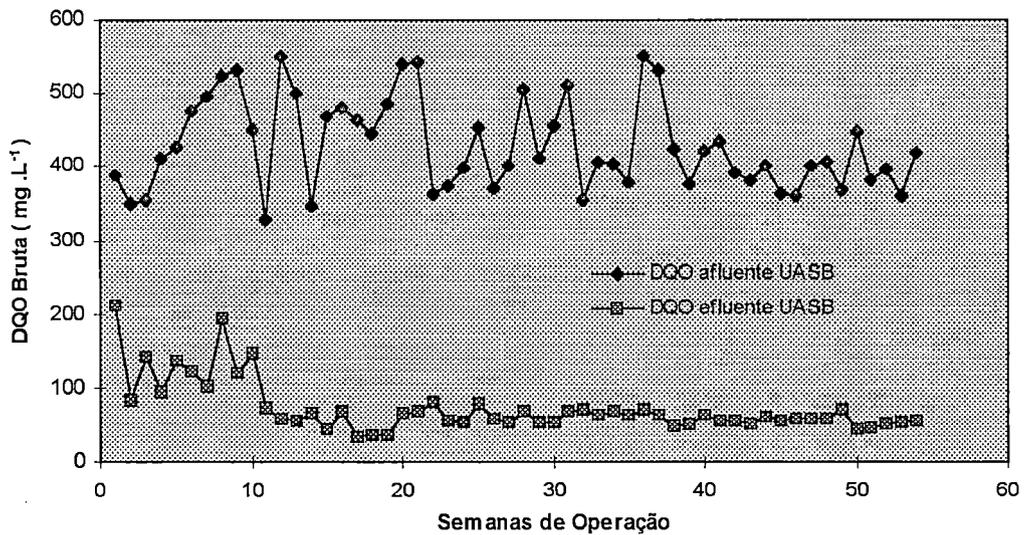


FIGURA - 5.1.1 a

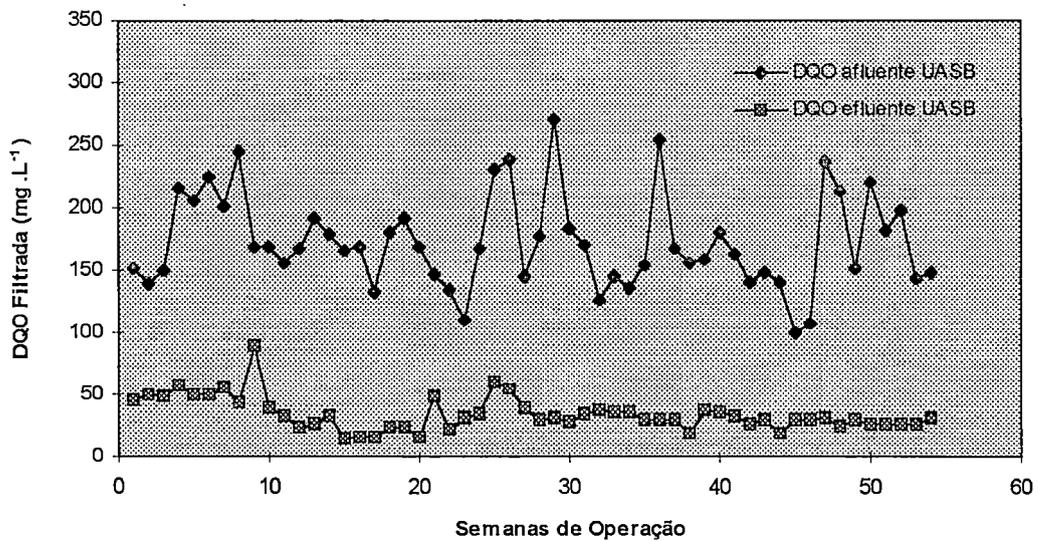


FIGURA - 5.1.1 b

FIGURA 5.1.1 - Valores da DQO bruta e filtrada afluente e efluente do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

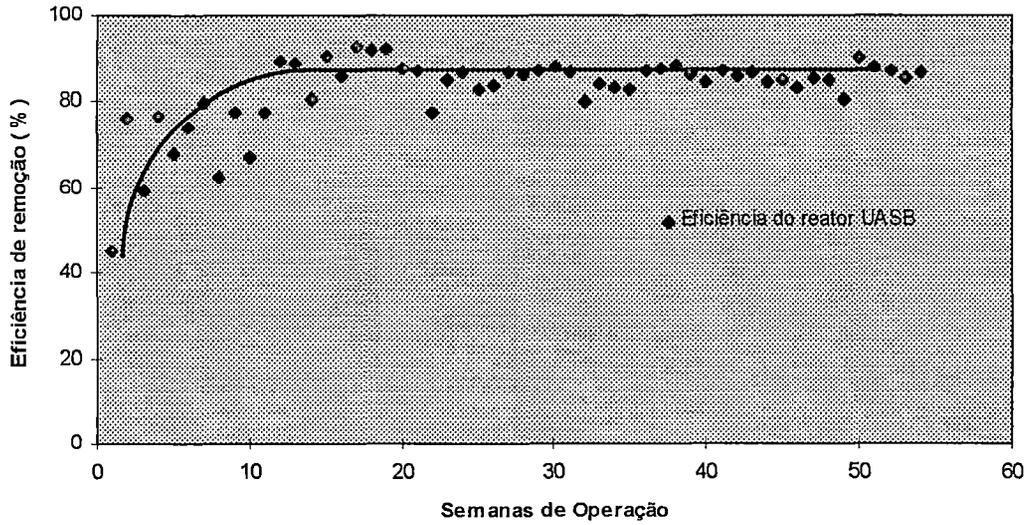


FIGURA - 5.1.2a - DQO Bruta

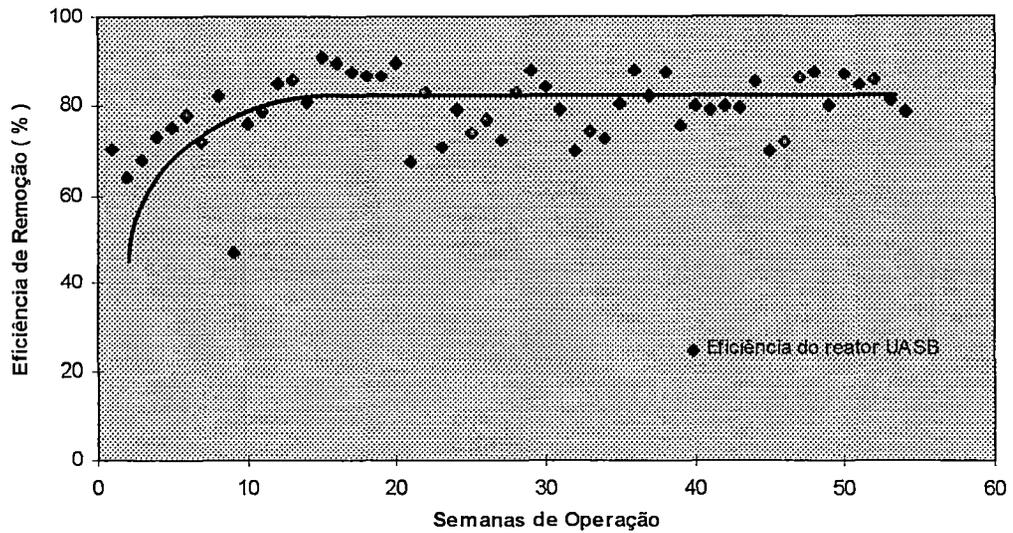


FIGURA - 5.1.2b - DQO Filtrada

FIGURA 5.1.2 - Eficiência de remoção da DQO bruta e filtrada do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

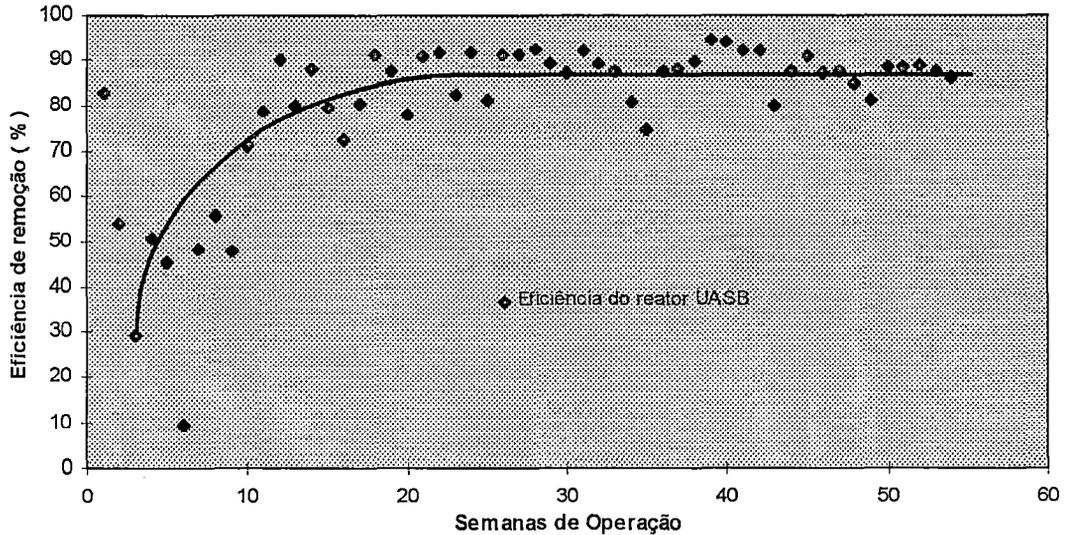


FIGURA 5.1.3 - Comportamento da eficiência de remoção de SSV do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

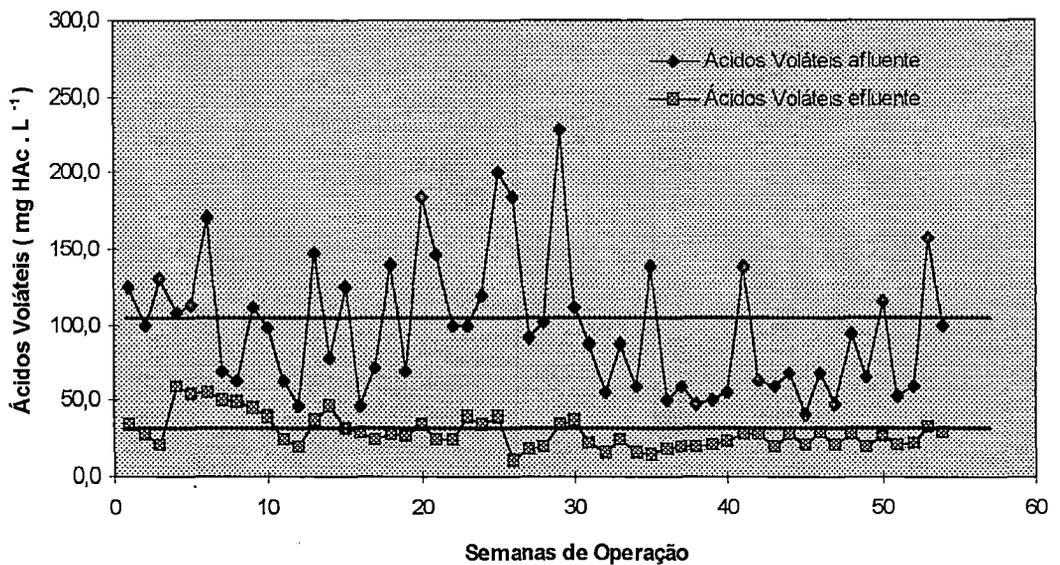


FIGURA 5.1.4 - Valores da concentração de ácidos voláteis afluente e efluente do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

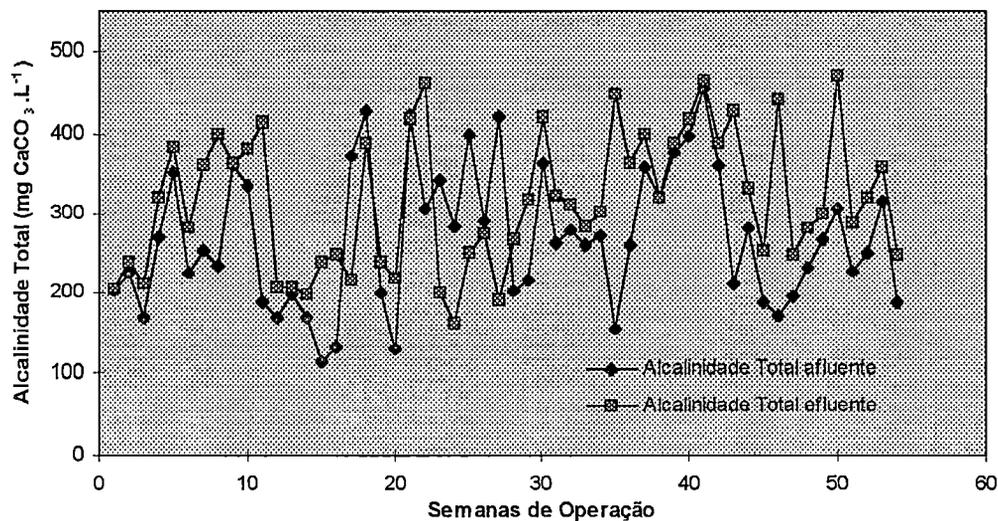


FIGURA - 5.1.5a

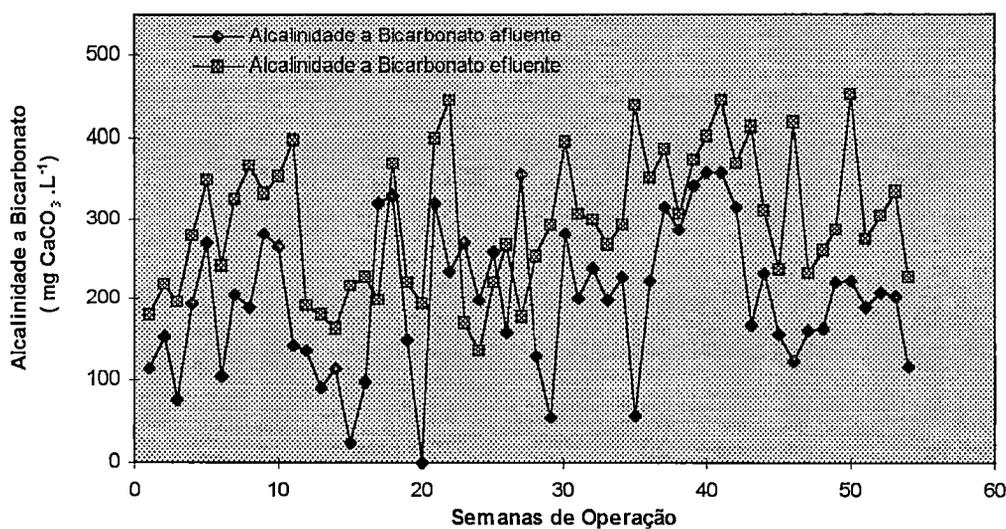


FIGURA - 5.1.5b

FIGURA 5.1.5 - Valores da alcalinidade Total e a Bicarbonato afluente e efluente do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

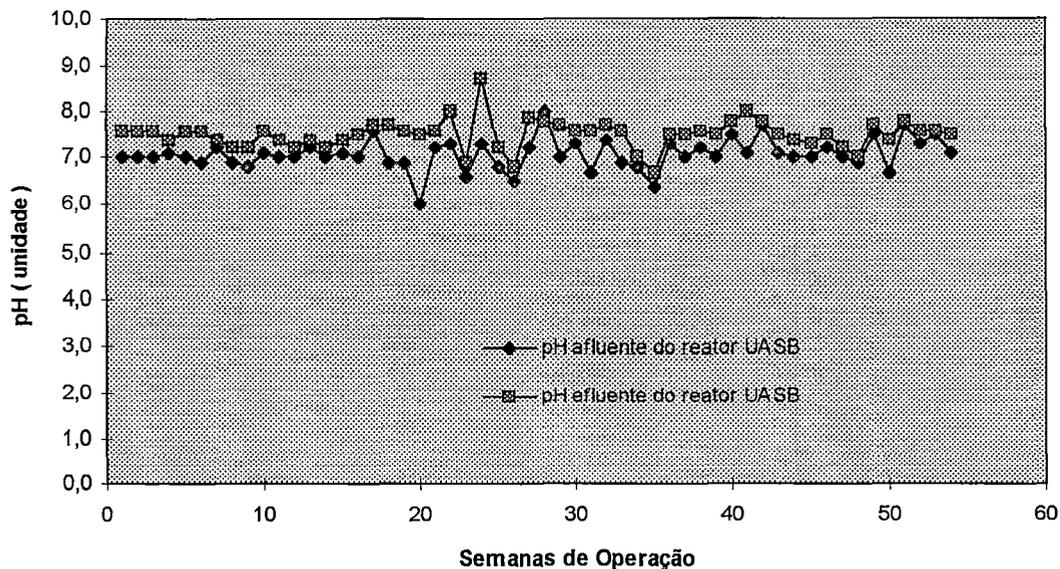


FIGURA 5.1.6 - Valores da concentração do pH afluente e efluente do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

5.1.2 - Remoção de Nitrogênio e Fósforo.

Os parâmetros obtidos durante o período experimental do reator UASB apresentados na Tabela A.5, geraram a Figura 5.1.7 que representa na sua forma gráfica, o comportamento dos valores da concentração do nitrogênio amoniacal, do orgânico e do nitrogênio total afluentes e efluentes.

Os dados sobre remoção de fósforo no reator UASB apresentados na Tabela A.6 foram analisados, separadamente, em função da concentração de cloreto férrico adicionado ao afluente.

Assim, durante as dez primeiras semanas o afluente não recebeu fonte de ferro. Por esta razão, esse período foi considerado como a primeira fase do sistema com relação à remoção de fósforo. Conforme discutido na metodologia, nas duas fases seguintes, foi adicionado cloreto férrico como fonte de ferro e, finalmente, uma última fase sem nenhuma fonte de ferro. Dessa maneira, a Figura 5.1.8

mostra, de forma gráfica, quatro fases distintas entre si, que representam os valores da concentração afluyente e efluente e a eficiência de remoção de fósforo.

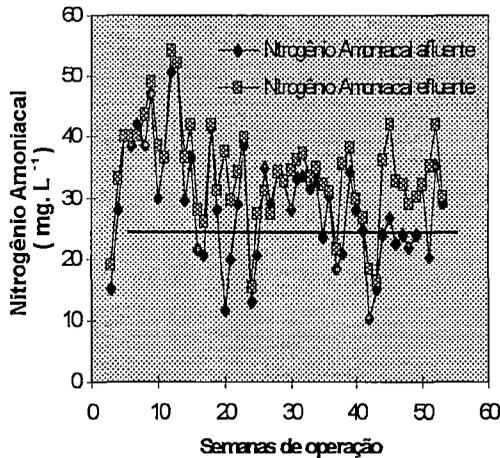


FIGURA 5.1.7 a - Variação da concentração de Nitrogênio Amoniacoal.

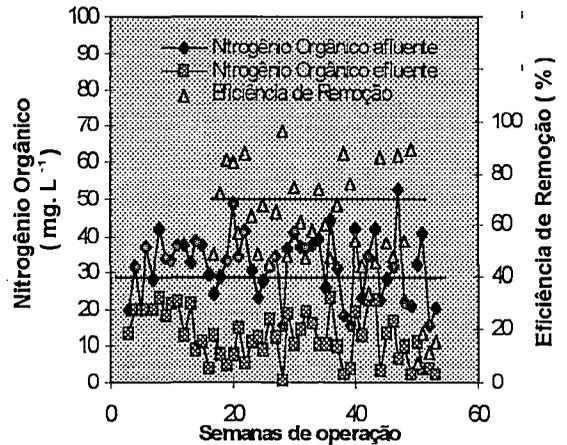


FIGURA 5.1.7 b - Variação da concentração de Nitrogênio Orgânico.

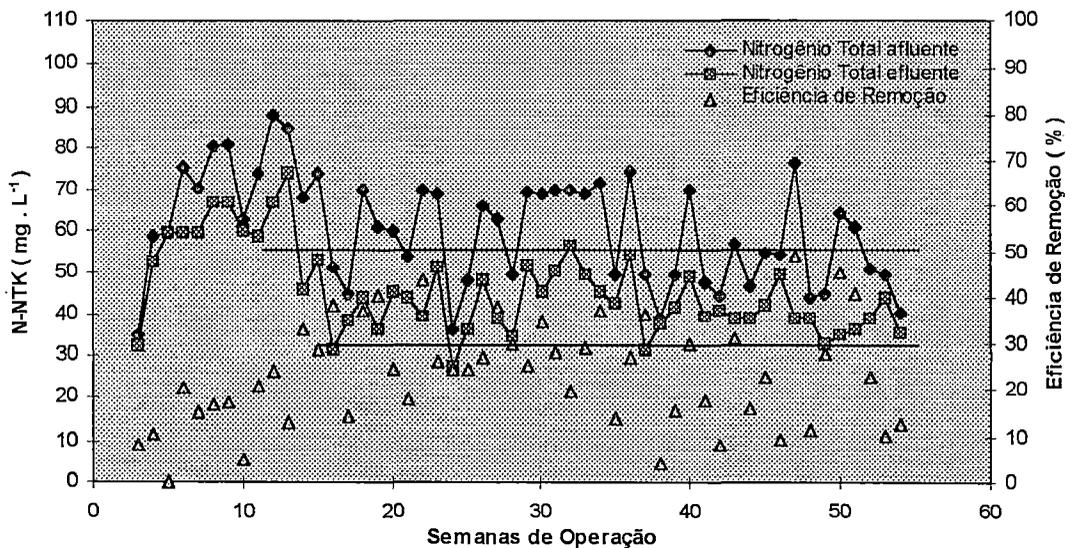


FIGURA 5.1.7c - Variação da concentração do Nitrogênio Total.

FIGURA 5.1.7 - Valores da concentração do nitrogênio amoniacoal, orgânico e total afluyente e efluente como também, a eficiência de remoção do reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

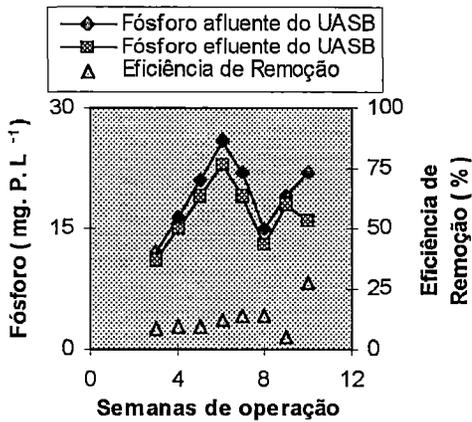


FIGURA - 5.1.8 a

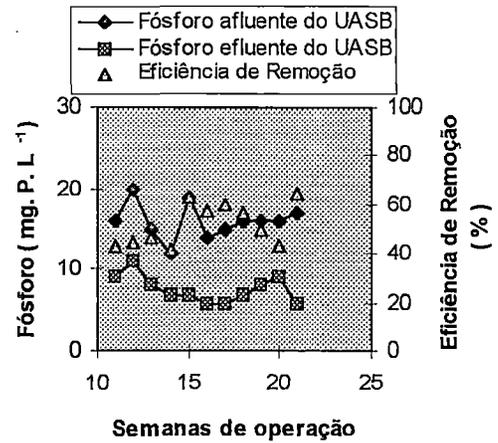


FIGURA - 5.1.8 b

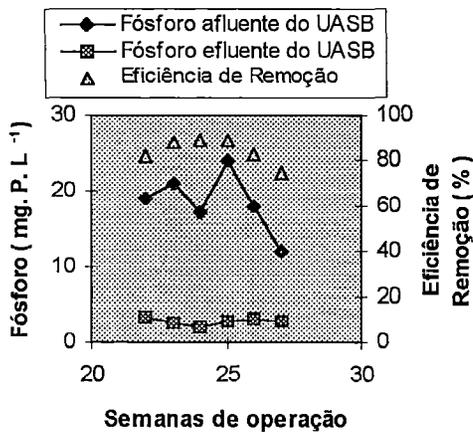


FIGURA - 5.1.8 c

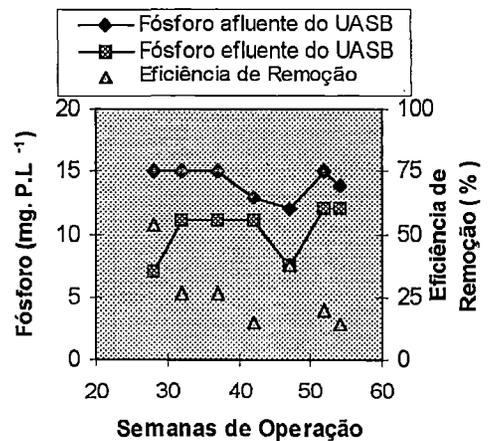


FIGURA - 5.1.8 d

FIGURA 5.1.8 - Valores da concentração de fósforo afluente e efluente e eficiência de remoção no UASB durante as quatro fases de operação à temperatura de 30°C.

5.1.3 - Características microscópicas do lodo

Com o auxílio da microscopia eletrônica de varredura (MEV), o lodo anaeróbio foi visualmente observado e micrografado. Dessa forma, as características microscópicas do lodo, as análises de dispersão de energia de raio-X (EDX), como também a análise de difração de raio-X (DRX) são apresentadas nas Figuras 5.1.9 a 5.1.18.

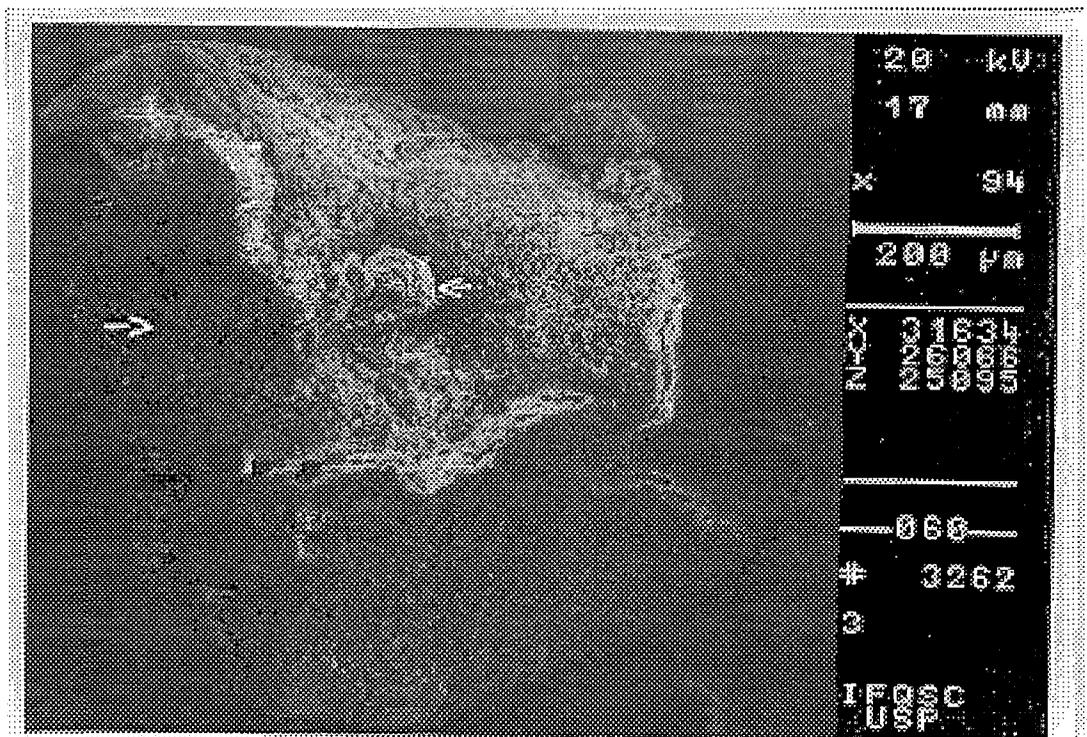


FIGURA 5.1.9 - Micrografia eletrônica de varredura de um grânulo de lodo anaeróbio. Aumento: 94x

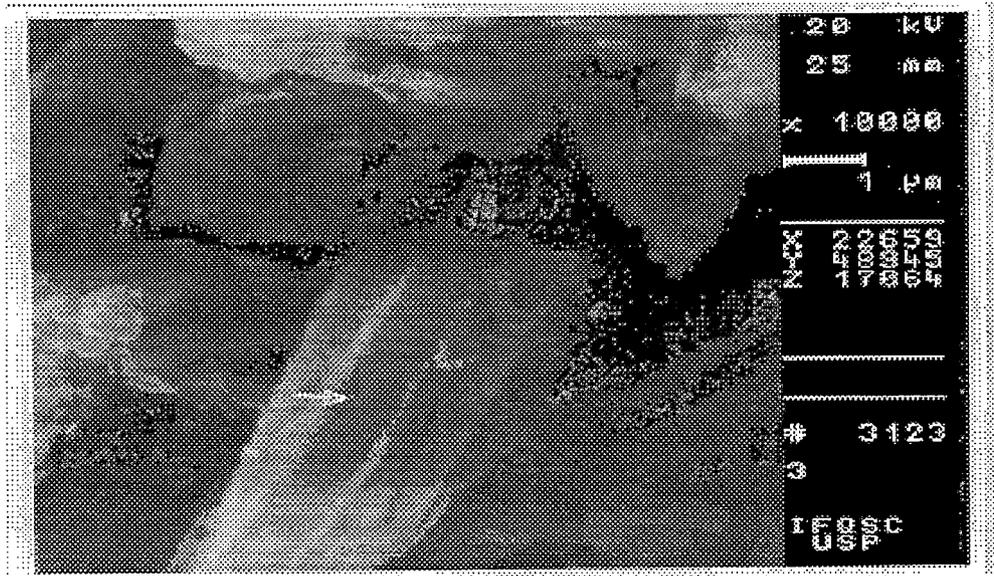


FIGURA 5.1.10 -Micrografia eletrônica de varredura de precipitado de fosfato. Aumento: 10000x

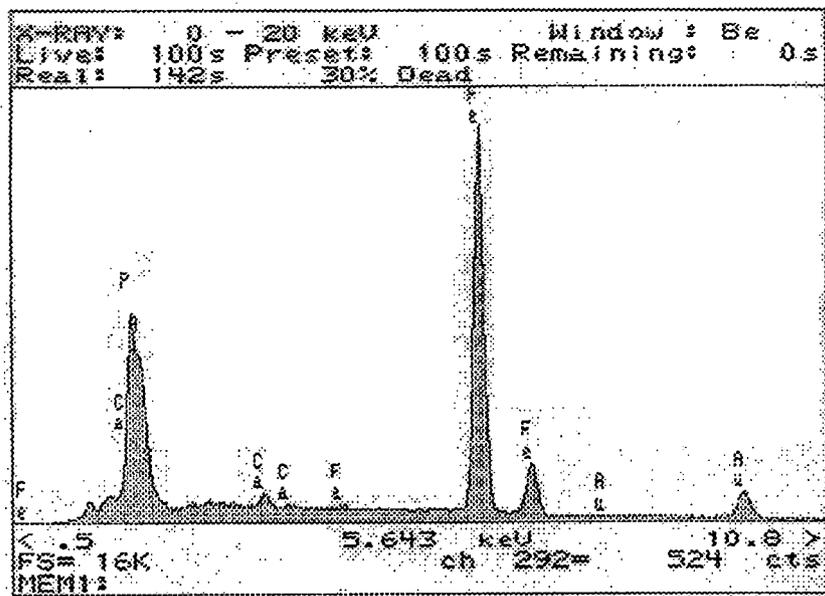


FIGURA 5.1.11 - Espectro da análise de EDX correspondente às formas de cristais apresentadas na Figura 5.1.10.

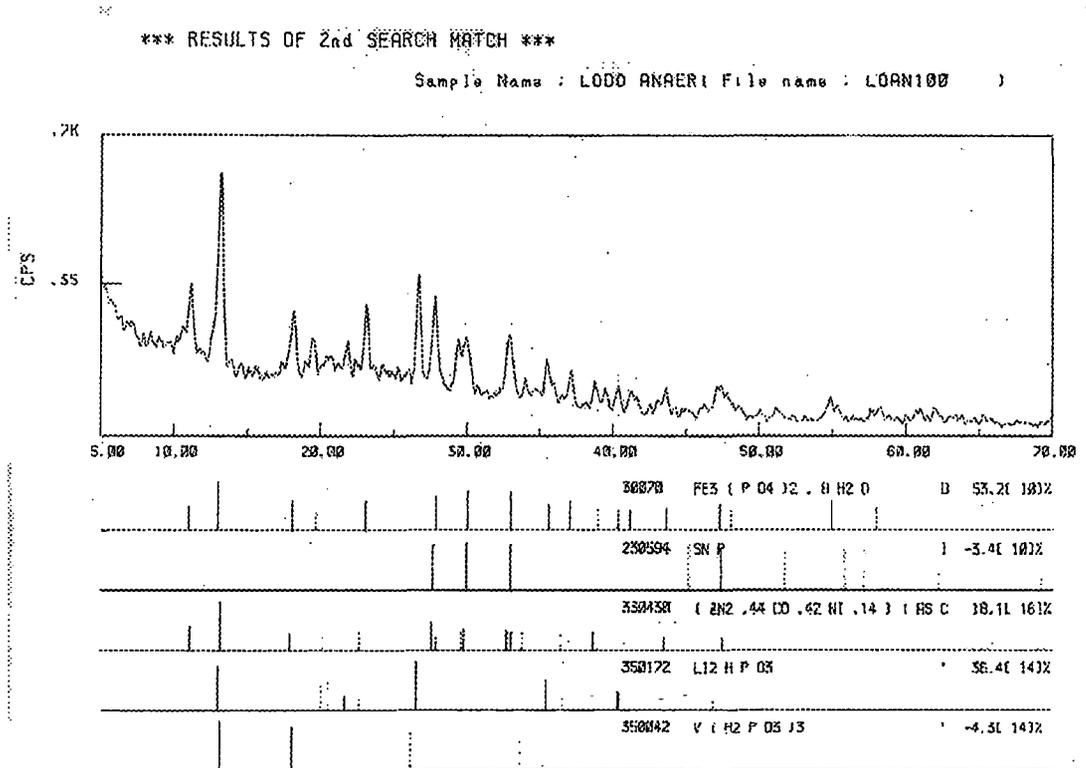


FIGURA 5.1.12 - Análise de difração de Raio - X registrando predominância de cristais de vivianita.

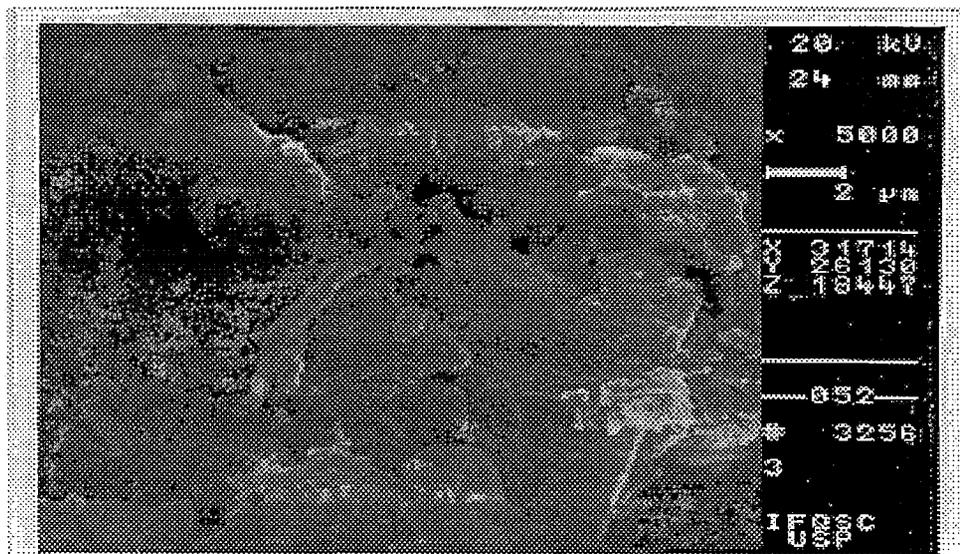


FIGURA 5.1.13-Micrografia eletrônica de varredura de material biológico associado a polímeros. Aumento: 5000x

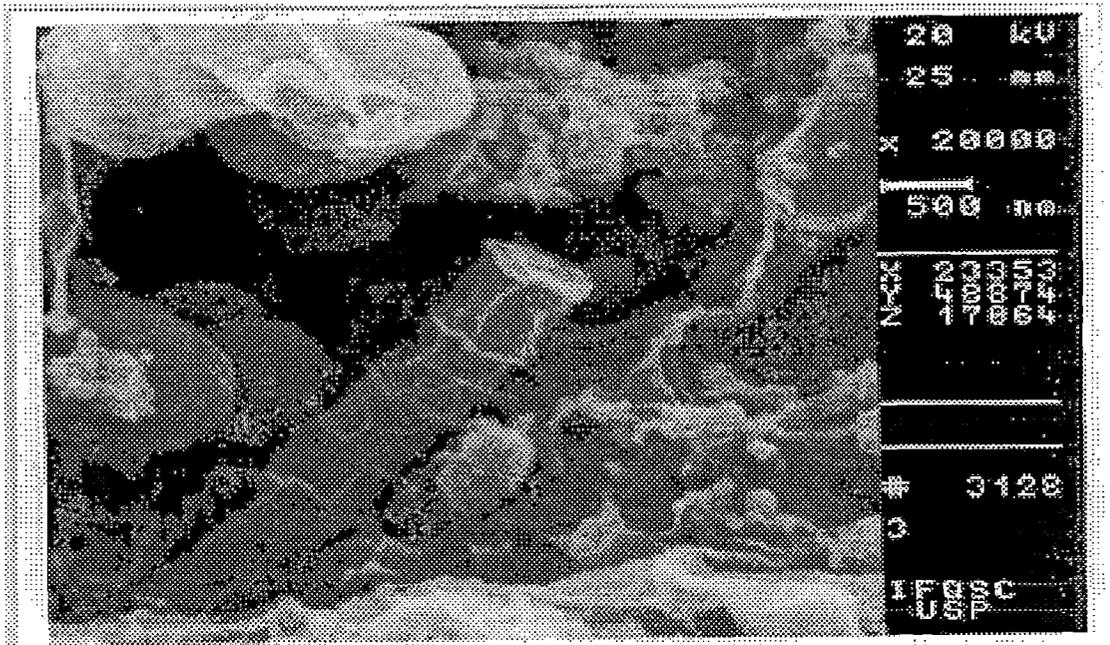


FIGURA 5.1.14 -Micrografia eletrônica de varredura obtida do interior do grânulo (FIGURA 5.1.9). Aumento: 20000x

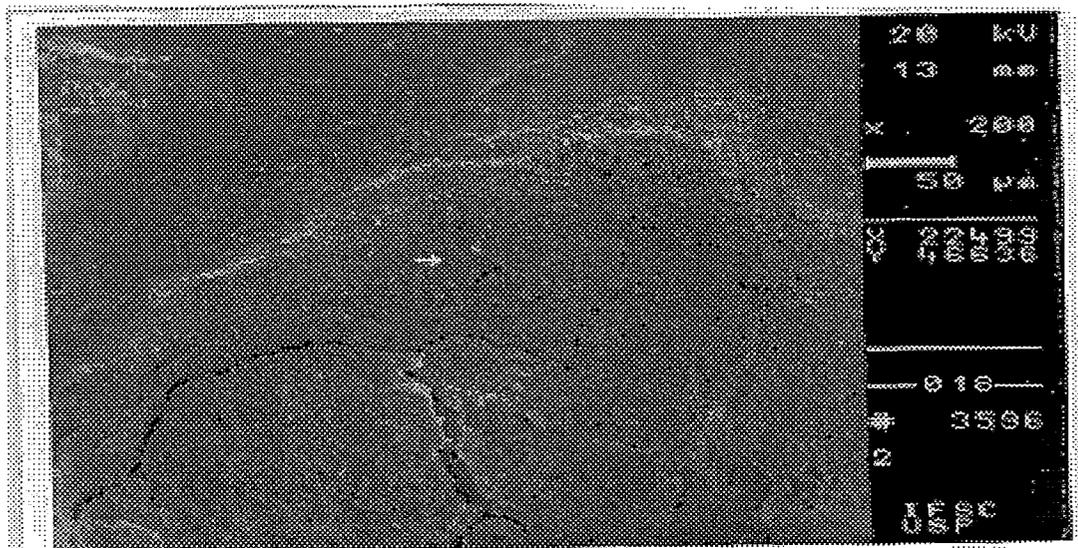


FIGURA 5.1.15 - Micrografia eletrônica de varredura de um corte longitudinal de grânulo de lodo anaeróbico. Aumento: 200x

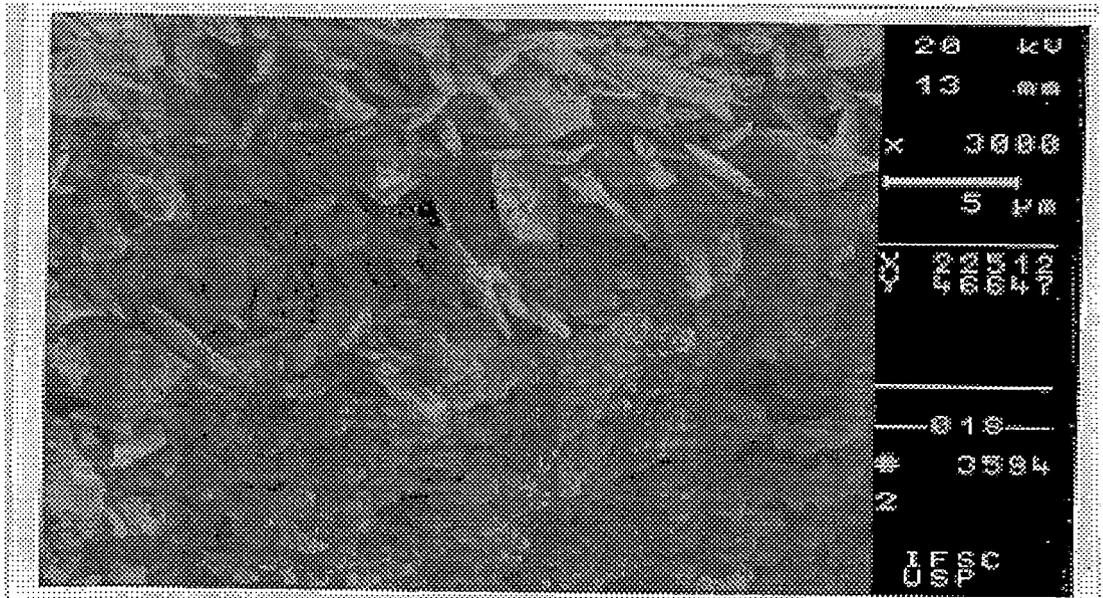


FIGURA 5.1.16 -Micrografia eletrônica de varredura de variadas formas de cristais. Aumento: 3000x

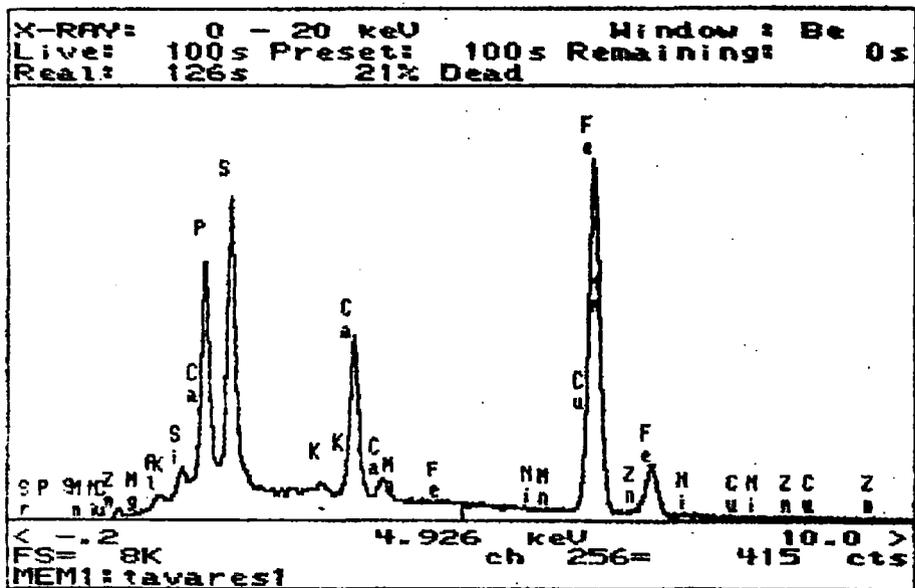


FIGURA 5.1.17- Espectro de análise de EDX correspondente às formas de cristais apresentadas na Figura 5.1.16.

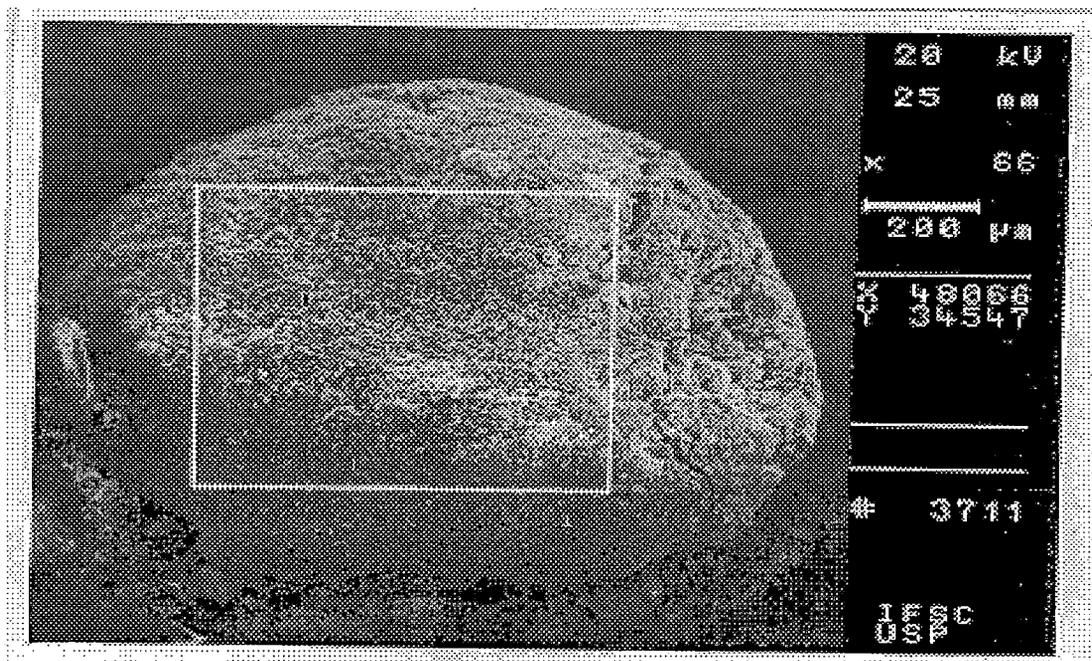


FIGURA 5.1.18 -Micrografia eletrônica de varredura de um grânulo típico de lodo anaeróbico. Aumento:66x

5.2 - Reator Seqüencial em Batelada (SBRs)

Os resultados obtidos durante a operação do reator seqüencial em batelada (SBR) estão apresentados nas Tabelas A1 a A6 e Tabelas B.1 a B.6 em anexos A e B, respectivamente. Estas referem-se aos seguintes parâmetros: DQO de amostras brutas e filtradas, sólidos suspensos totais, sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos fixos, fósforo, pH, NTK, N-orgânica, N-amoniacal, N-NO₃⁻ e N-NO₂⁻, alcalinidade total e a bicarbonato, ácidos voláteis, sólidos suspensos voláteis do lodo aeróbio de excesso, volume de lodo sedimentado, índice volumétrico de lodo, taxa de consumo de oxigênio da biomassa.

A primeira fase de operação do sistema SBRs teve duração de dezesseis semanas, período suficientemente grande para

16 1 semana = 7 dias = 112 dias

que o sistema SBR atingisse o estado de equilíbrio dinâmico caracterizado pela produção de efluente com características relativamente constantes e completamente nitrificado. Nessa fase, a carga orgânica média aplicada foi de $0,31 \text{ kg m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$.

Na segunda, fase, a duração foi de trinta e oito semanas e a carga média orgânica volumétrica aplicada foi de $0,19 \text{ kg m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$.

Vale ressaltar que o tempo de retenção celular (TRC) do sistema SBRs se manteve ao longo da segunda fase, em média, em 72 dias.

Nas Tabelas 5.2.1 e 5.2.2 estão apresentados números de determinações, valores médios, valores máximos e mínimos, desvio padrão (δ) e o coeficiente de variação (CV) dos resultados do afluente e do efluente do SBR durante a primeira e a segunda fase de operação.

TABELA 5.2.1 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão (δ) e coeficiente de variação (CV) dos resultados do efluente do reator SBRs obtidos durante a primeira fase de operação, à temperatura de 30°C .

PARÂMETROS	Nº DE DETERMINAÇÕES	MÉDIO	MÍNIMO	MÁXIMO	δ	CV (%)
pH	32	7,3	7,0	7,6	0,18	2
DQO (mg.L ⁻¹) Bruta	32	65	18	117	32	49
DQO (mg.L ⁻¹) Filtrada	32	38,6	13	89	19	49
SST (mg.L ⁻¹)	32	24,5	10	43	11	45
SSV (mg.L ⁻¹)	32	14,1	5	30	8	56
NTK (mg NTK .L ⁻¹)	16	35,1	17,2	59,8	11	31
N-amoniacoal (mg NH ₄ ⁺ .L ⁻¹)	16	24,3	10,0	40,0	9	37
N-orgânica (mg N-org .L ⁻¹)	16	10,8	2,7	21,4	5	45
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	16	209	62	423	122	58
Ácidos Voláteis (mg HAc .L ⁻¹)	16	33	10	60	16	48

$$\frac{\text{mg.L}}{\text{dia}} \cdot 0,38 \frac{\text{ms}}{\text{L.dia}} =$$

$$\frac{65}{42} = 15,48 \frac{\text{mg}}{\text{L.h}} \quad 4,30 \frac{\text{m.s}}{\text{L.h}}$$

TABELA 5.2.2- Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão (δ) e coeficiente de variação (CV) dos resultados do efluente do reator SBRs obtidos durante a segunda fase de operação, à temperatura de 30°C.

PARÂMETROS	Nº DE DETERMINAÇÕES	MÉDIO	MÍNIMO	MÁXIMO	δ	CV (%)
pH	76	7,5	6,6	8,1	0,34	4,5
DQO (mg.L ⁻¹)						
Bruta	76	19,8	10	28	4,6	23
Filtrada	76	14,1	10	20	3,3	23
DBO ₅ (mg .L ⁻¹)						
Bruta	10	6	5	7	1	16
SST (mg.L ⁻¹)	76	9,8	4,0	19	3,6	36
SSV (mg.L ⁻¹)	76	5,4	2	1,1	2,0	37
NTK						
(mg NTK .L ⁻¹)	38	8,6	3,6	24	4,6	53
N-amoniacal						
(mg NH ₄ ⁺ .L ⁻¹)	38	3,1	0,7	9,5	2,5	80
N-orgânica						
(mg N-org .L ⁻¹)	38	5,4	1,3	20,3	3,6	66
Nitrato						
(mgN-NO ₃ ⁻ .L ⁻¹)	38	31	14	43	6,0	18
Nitrito						
(mgN-NO ₂ ⁻ .L ⁻¹)	38	0,2	0,0	0,9	0,28	-----
Alcalinidade						
(mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	38	129	39	260	52	40

Na Tabela 5.2.3 apresentam-se os valores médios de trinta e quatro determinações da taxa de consumo de oxigênio (TCO) obtidos durante a segunda fase do período experimental.

TABELA 5.2.3 - Valores médios, máximos e mínimos, desvio padrão (δ) e coeficiente de variação (CV) de trinta e quatro determinações da taxa de consumo de oxigênio do lodo aeróbio do reator SBRs.

TEMPO (min)	CONCENTRAÇÃO MÉDIA (mg.L ⁻¹)	MÁXIMO	MÍNIMO	δ	CV (%)
0,0	6,15	7,2	5,3	0,53	8
1,0	5,28	5,7	4,2	0,58	11
2,0	4,52	6,4	3,1	1,01	22
3,0	3,40	5,2	2,0	0,86	25
4,0	2,60	4,0	1,2	0,96	37
5,0	1,84	3,5	0,5	0,84	46
6,0	1,33	0,8	0,2	1,47	1,10
7,0	0,77	1,0	0,1	0,47	58
10,0	0,30	1,5	0,04	0,37	1,20

$$TCO = \frac{6,15 \text{ mg}}{0,016666666 \text{ h}} =$$

$$6,15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \cdot \frac{1}{0,016666666 \text{ h}} = 369 \frac{\text{mg}}{\text{L} \cdot \text{h}} = \text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$$

1h - 60 min
x = 1/60

x = 1/60

Na Tabela 5.2.4, apresentam-se os valores da taxa de consumo de oxigênio (TCO), sólidos suspensos voláteis no SBR, consumo devido à nitrificação (MO_N), consumo de oxigênio devido à matéria carbonácea, ou seja, massa de DQO removida no SBR baseada no consumo de oxigênio (MS_{OX}).

TABELA 5.2.4 - TCO, SSV, MO_N , MS_{OX} e TECO no SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	TCO $mgO_2.L^{-1}.min^{-1}$	TCO $mgO_2.L^{-1}.h^{-1}$	X_{SBR} $(mgSSV.L^{-1})$	TECO $mg O_2. (gSSV.h)^{-1}$	TCO_T $(gO_2.dia^{-1})$	MO_N $(gO_2.dia^{-1})$	MS_{OX} $(gO_2.dia^{-1})$
20	0,88	52,8	450,0	0,117	4,562	4,23	0,332
38	0,74	44,4	421,0	0,105	3,836	3,13	0,706
39	0,89	53,4	369,0	0,145	4,614	4,13	0,480
41	0,95	57,0	676,0	0,084	4,925	3,61	1,317
42	0,925	55,5	487,0	0,114	4,795	3,41	1,385
43	0,825	49,5	619,0	0,080	4,277	3,41	0,867
44	0,77	46,2	416,0	0,111	3,992	3,871	0,121
45	0,90	54,0	490,0	0,110	4,666	3,575	1,091
46	0,975	58,5	560,0	0,104	5,054	4,34	0,711
47	0,89	53,4	547,0	0,098	4,614	3,88	0,732
48	0,887	53,25	461,0	0,116	4,601	3,597	1,004
49	0,83	49,8	625,0	0,080	4,303	3,180	1,123
50	0,84	50,4	463,0	0,109	4,355	3,47	0,890
51	0,80	48,0	476,0	0,101	4,147	3,22	0,923
52	0,825	49,5	474,0	0,104	4,277	3,60	0,680
53	0,90	54,0	589,0	0,092	4,666	3,860	0,806
54	0,86	51,6	560,0	0,092	4,458	3,40	1,058
Média	0,864	51,838	510,765	0,104	4,4788	3,6421	0,8367
Desv. Pd.	0,062	3,713	84,221	0,016	0,321	0,362	0,329
Máximo	0,98	58,50	676,00	0,14	5,05	4,34	1,39
Mínimo	0,74	44,40	369,00	0,08	3,84	3,13	0,12

$$TECO = \frac{TCO}{X_{SBR}}$$

onde:

TCO : taxa de consumo de oxigênio, $g O_2 . dia^{-1}$

X_{SBR} : sólidos suspensos voláteis presentes no reator SBR, $mg . L^{-1}$

TECO : taxa específica de consumo de oxigênio, $mg O_2 . (mg SSV . h)^{-1}$

TCO_T : taxa total de consumo de oxigênio, $g O_2 . dia^{-1}$

$$TECO = \frac{TCO (mg . O_2 . L^{-1} . h^{-1})}{X_{SBR} (mg SSV . L^{-1})} = \frac{TCO}{X_{SBR}}$$

$$TCO_T = TCO \times \text{Vol. reator (L)} \times \text{tempo de ciclo} \times \text{n}^{\circ} \text{ de ciclos por dia}$$

$$TCO_T = 51,84 \frac{mg . O_2}{L . h} \times 7,24 \times \frac{2k}{ciclo} \times \frac{6 ciclos}{dia} =$$

$$TCO_T = 4478,976 \frac{mg . O_2}{L . h} \approx 4478,9 \frac{mg . O_2}{L . h}$$

MO_N : vazão mássica de oxigênio consumida na
nitrificação, $g O_2 \cdot dia^{-1}$

MS_{OX} : consumo de oxigênio devido à matéria carbonácea
(expressa em DQO) removida no SBR, $gO_2 \cdot dia^{-1}$

5.2.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica

Os parâmetros obtidos durante o período de operação dos reatores SBRs apresentados nas Tabelas A.1 e A.4 geraram as Figuras 5.2.1 a 5.2.6 que representam, nas suas formas gráficas, o comportamento da DQO bruta e filtrada, eficiência de remoção de SSV dos reatores SBRs, bem como, o comportamento dos valores da concentração dos ácidos voláteis, afluente e efluente, da alcalinidade total e a bicarbonato, afluente e efluente e os valores do pH afluente e efluente.

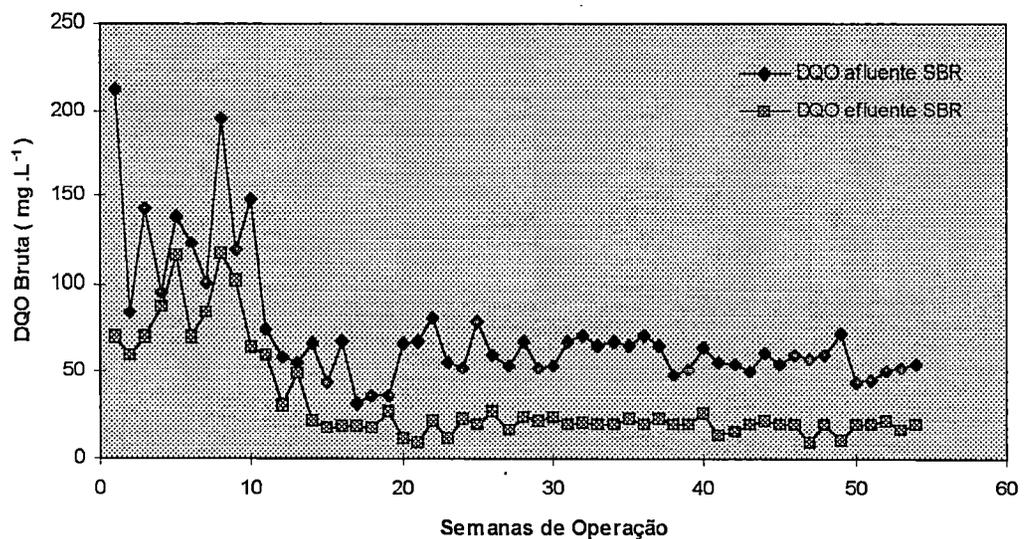


FIGURA 5.2.1a - DQO Bruta

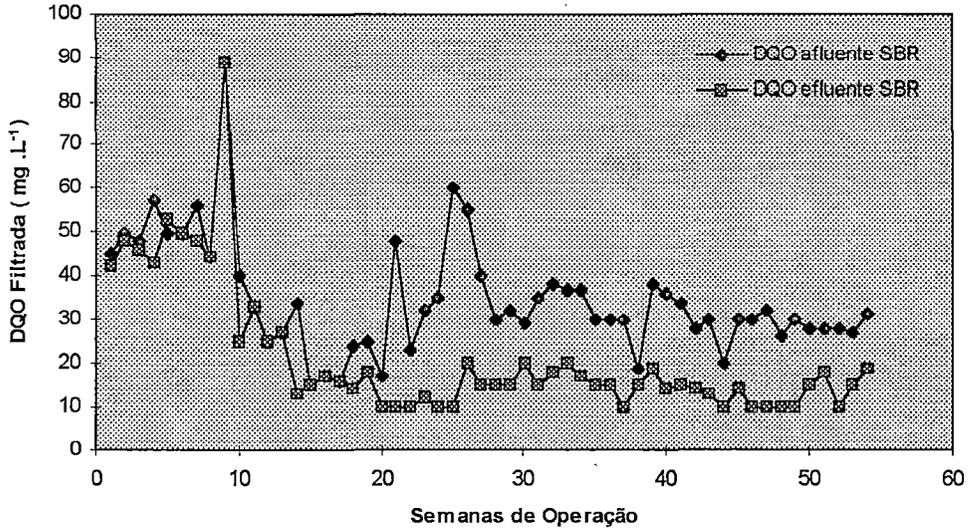


FIGURA 5.2.1b - DQO Filtrada

FIGURA 5.2.1 - Valores da DQO bruta e filtrada afluente e efluente do reator SBRs durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

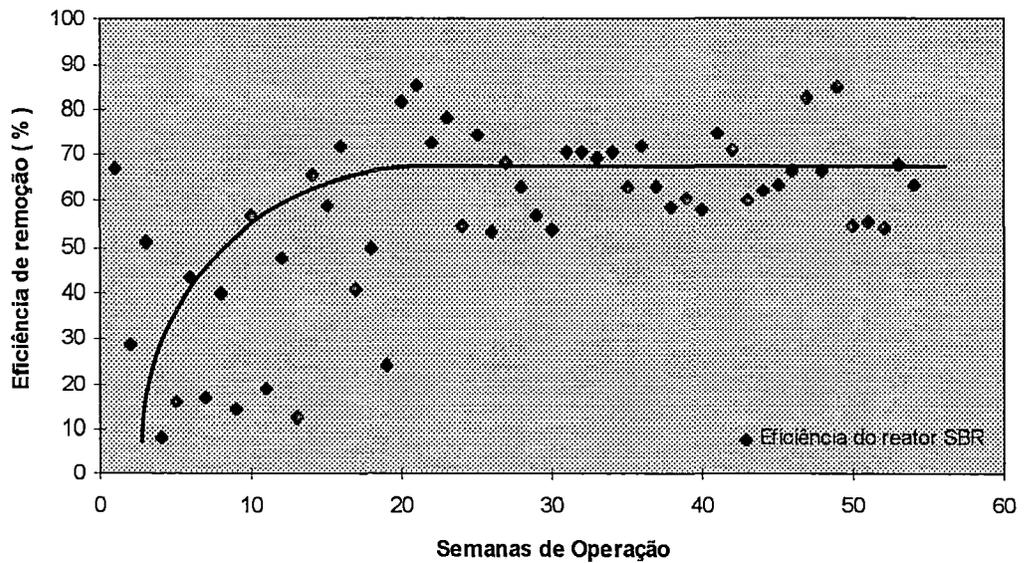


FIGURA 5.2.2a - DQO Bruta

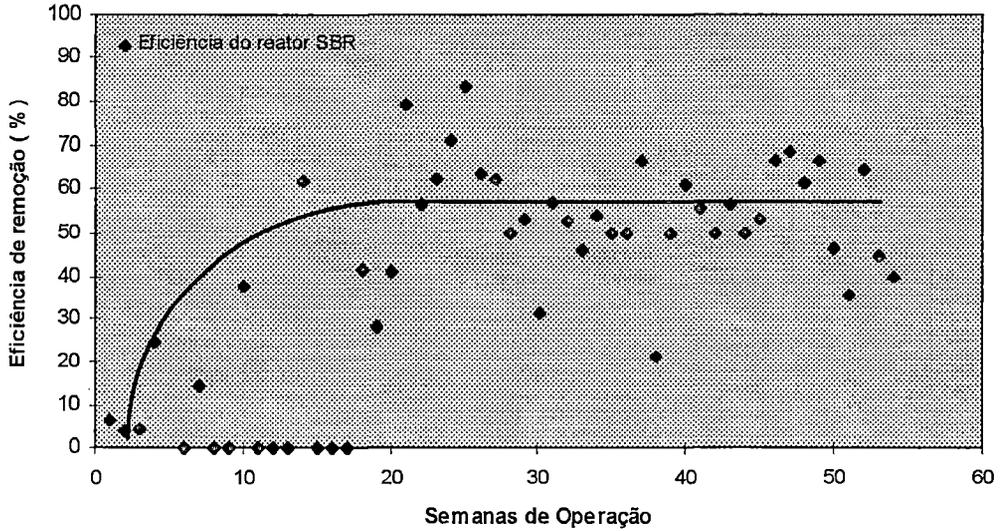


FIGURA 5.2.2b - DQO Filtrada

FIGURA 5.2.2 - Eficiência de remoção da DQO bruta e filtrada do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

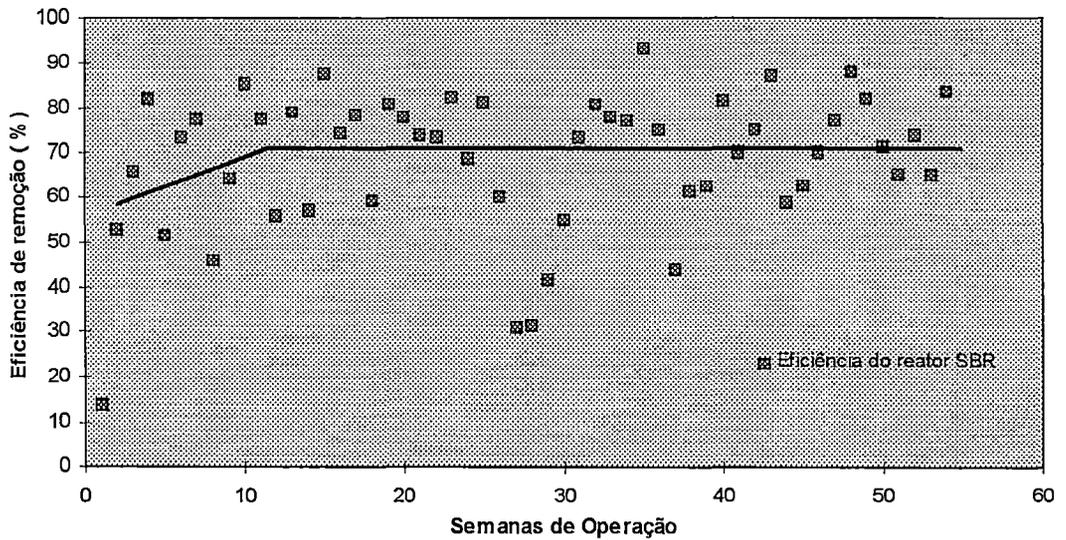


FIGURA 5.2.3 - Comportamento da eficiência de remoção do SSV do reator SBRs durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

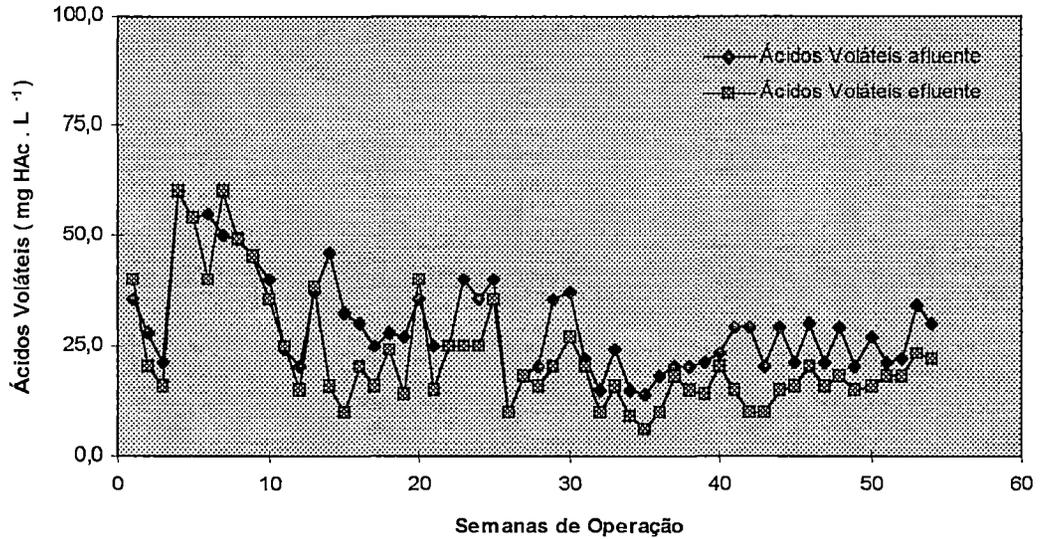


FIGURA 5.2.4 - Valores da concentração de ácidos voláteis afluente e efluente do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

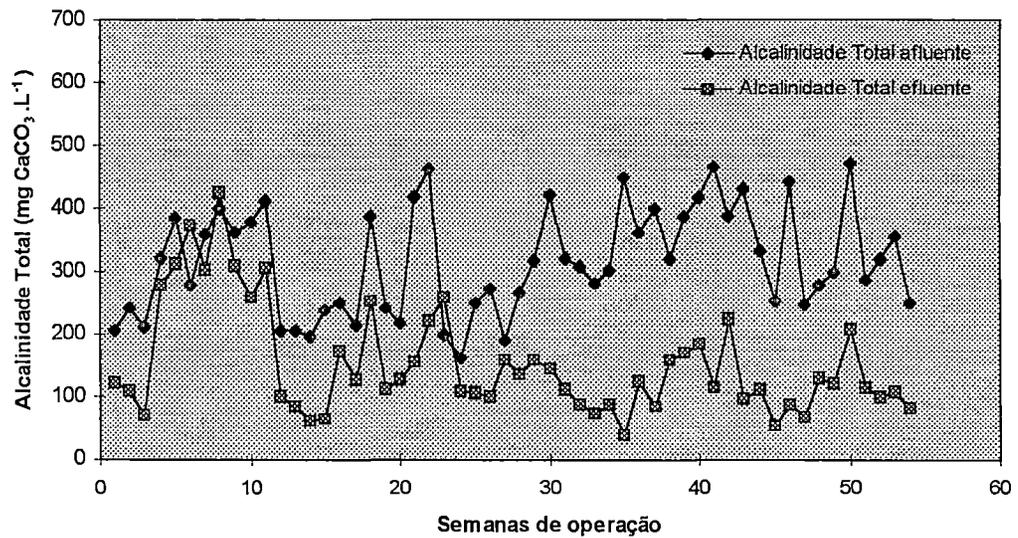


FIGURA 5.2.5a

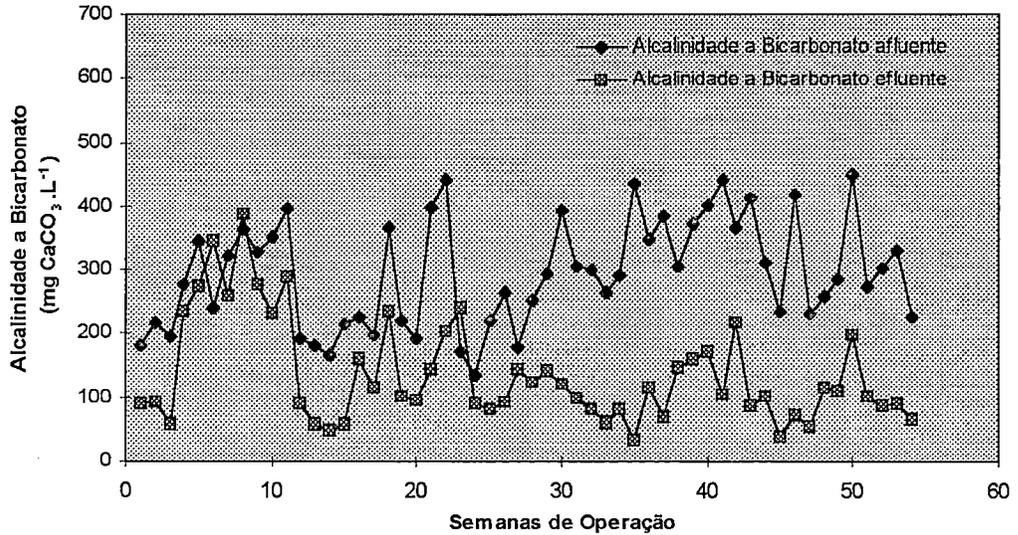


FIGURA 5.2.5b

FIGURA 5.2.5 - Valores da Alcalinidade Total e a Bicarbonato afluente e efluente do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

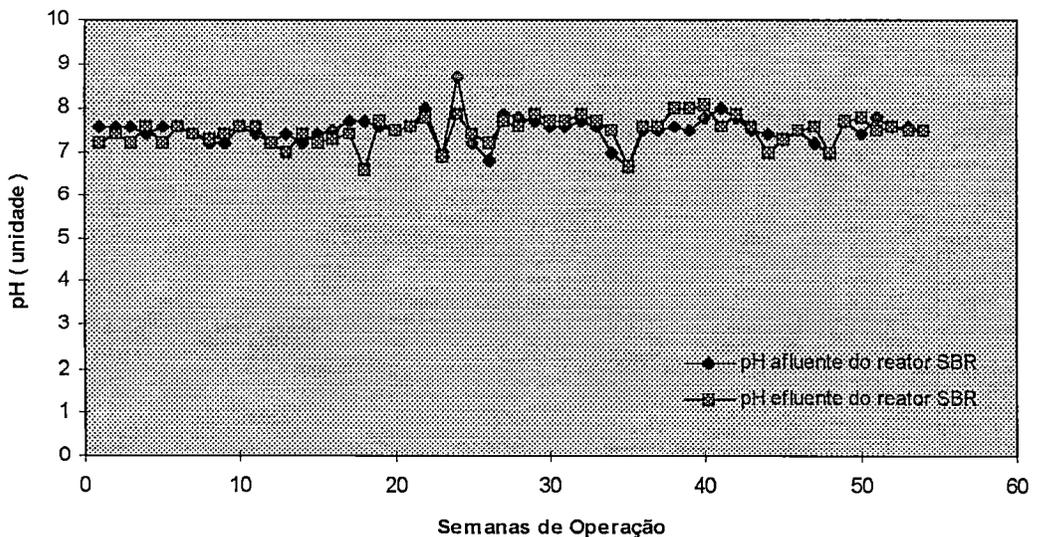


FIGURA 5.2.6 - Valores de pH afluente e efluente do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

5.2.2 - Remoção de NTK - Nitrificação

As Figuras 5.2.7 a 5.2.8, produzidas com os dados apresentados na Tabela B.4, em anexo, representam, graficamente, o comportamento dos valores do nitrogênio total e formas de nitrogênio (N-NH_4^+ , N-org. , N-NO_2^- e N-NO_3^-) afluente e efluente, bem como, os valores do nitrogênio total, N-amoniacal, N-orgânico afluente e efluente além da eficiência de remoção do nitrogênio total.

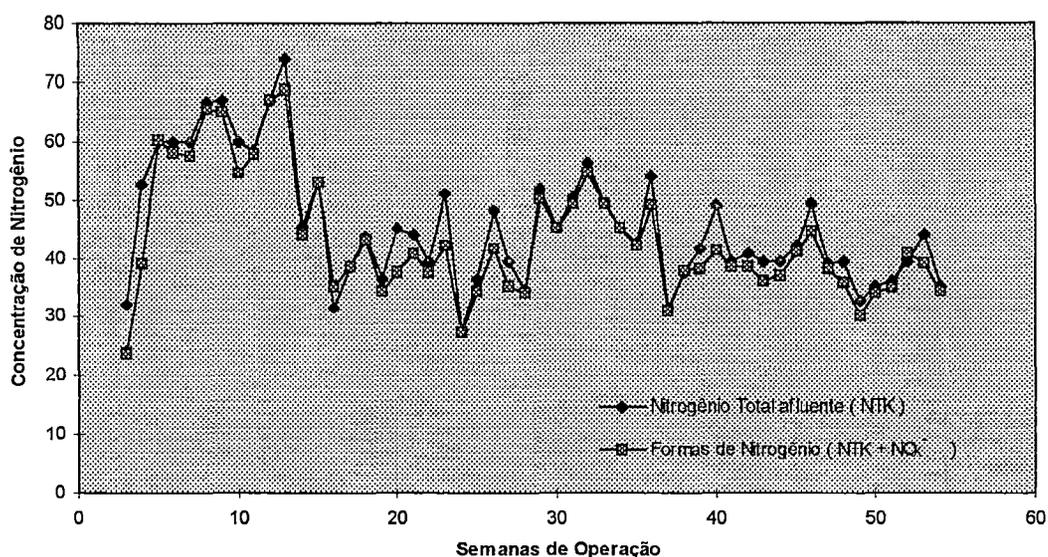


FIGURA 5.2.7 - Valores da concentração do Nitrogênio Total afluente no reator SBR e efluente das formas de nitrogênio (N-NH_4^+ , N- Org. , N-NO_2^- e N-NO_3^-), durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

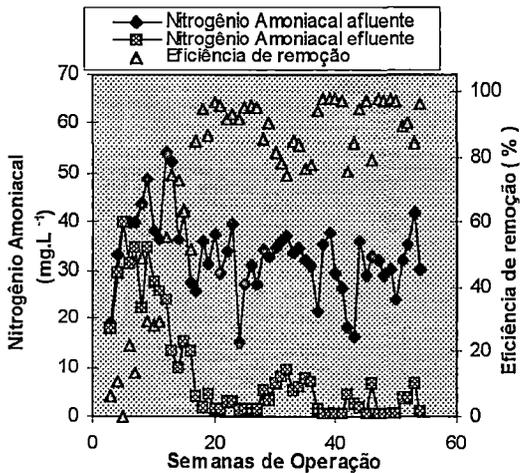


FIGURA 5.2.8a - Valores da concentração de Nitrogênio Amoniacoal.

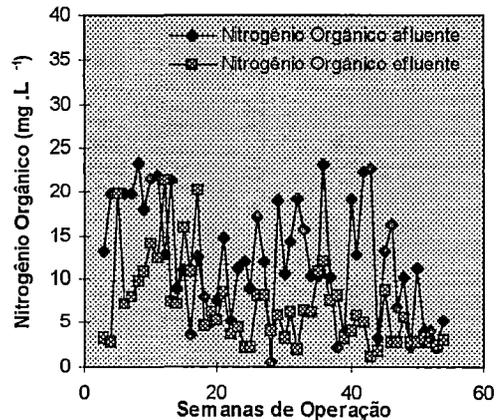


FIGURA 5.2.8b - Valores da concentração de Nitrogênio Orgânico.

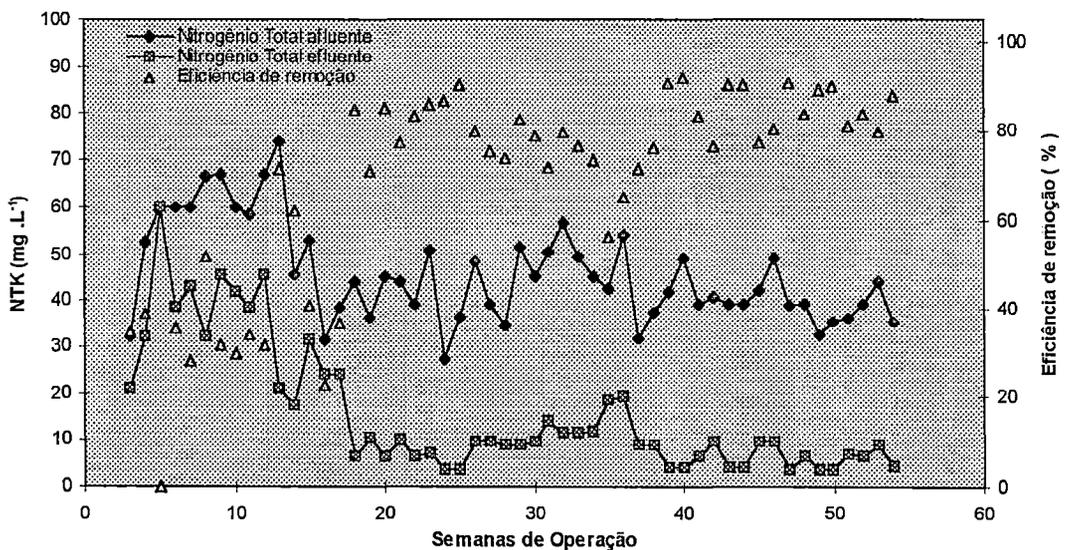


FIGURA 5.2.8c - Valores da concentração do Nitrogênio Total no reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

FIGURA 5.2.8 - Valores da concentração do nitrogênio amoniacoal, orgânico e total afluente e efluente, e a eficiência de remoção do SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

5.2.3 - Remoção de Fósforo

Com relação à remoção de fósforo no sistema SBRs, foi utilizado procedimento idêntico àquele do reator UASB. Os dados foram analisados, separadamente, durante as quatro fases de operação do sistema. Os valores médios apresentados na Tabela A.6, em anexo, representam, especificamente, a variação de eficiência de remoção de fósforo na 1^a, 2^a, 3^a e 4^a fases de operação do reator seqüencial em batelada. Por outro lado, a Figura 5.2.9 representa, graficamente, os valores da concentração afluyente e efluente, como também, a eficiência de remoção do fósforo nos mesmos períodos supracitados.

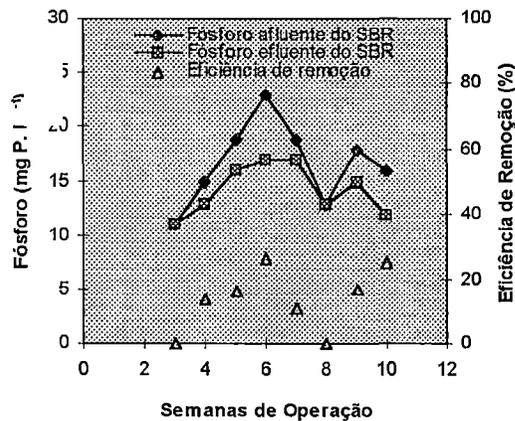


FIGURA 5.2.9a

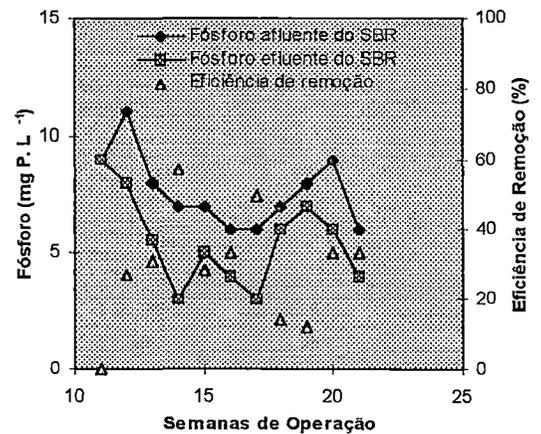


FIGURA 5.2.9b

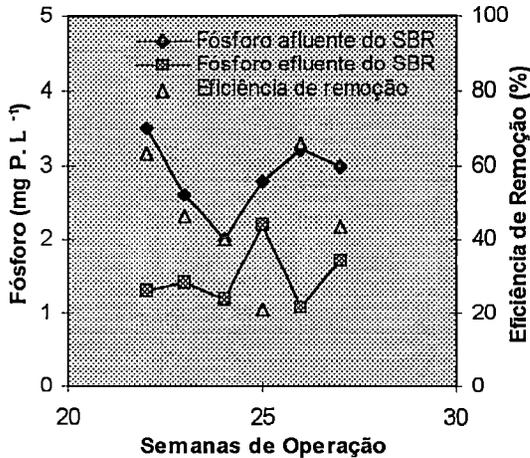


FIGURA 5.2.9c

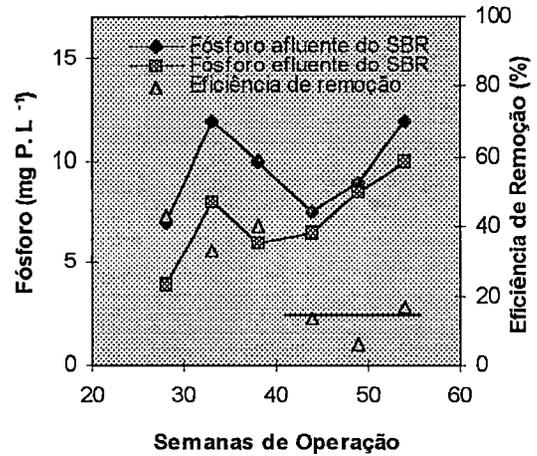


FIGURA 5.2.9d

FIGURA 5.2.9 - Valores da concentração de Fósforo afluente e efluente do SBR durante as quatro fases de operação, à temperatura de 30°C.

5.2.4 - Características microscópicas do lodo

O crescimento e o desenvolvimento da biomassa dos reatores SBRs foi acompanhado através de observações visuais em microscópio óptico e microscópio eletrônico de varredura, apresentadas nas Figuras 5.2.10 a 5.2.13.

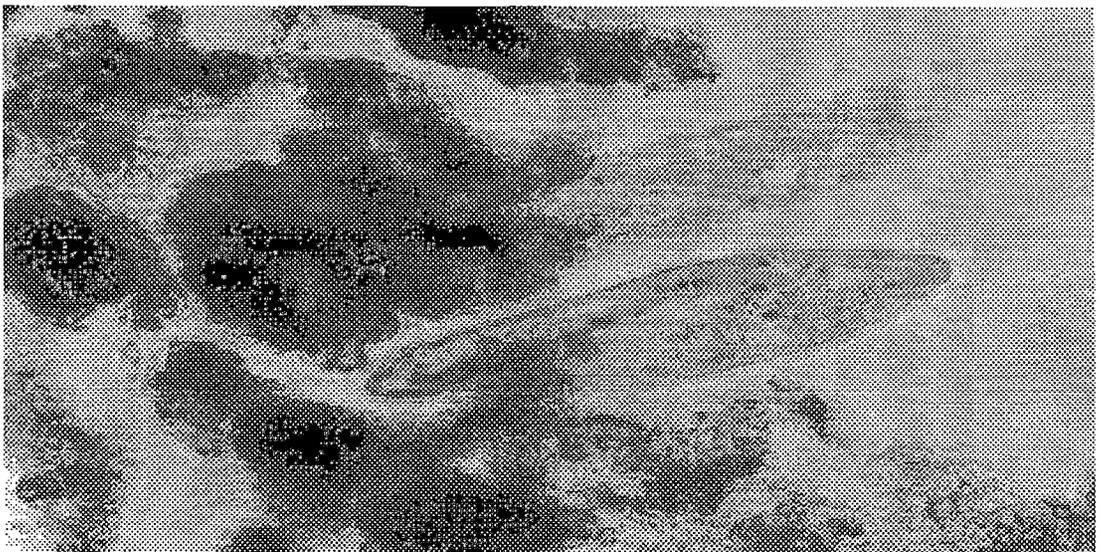


FIGURA 5.2.10 - Fotografia registrada em microscopia óptica binocular.

Aumento: 200x

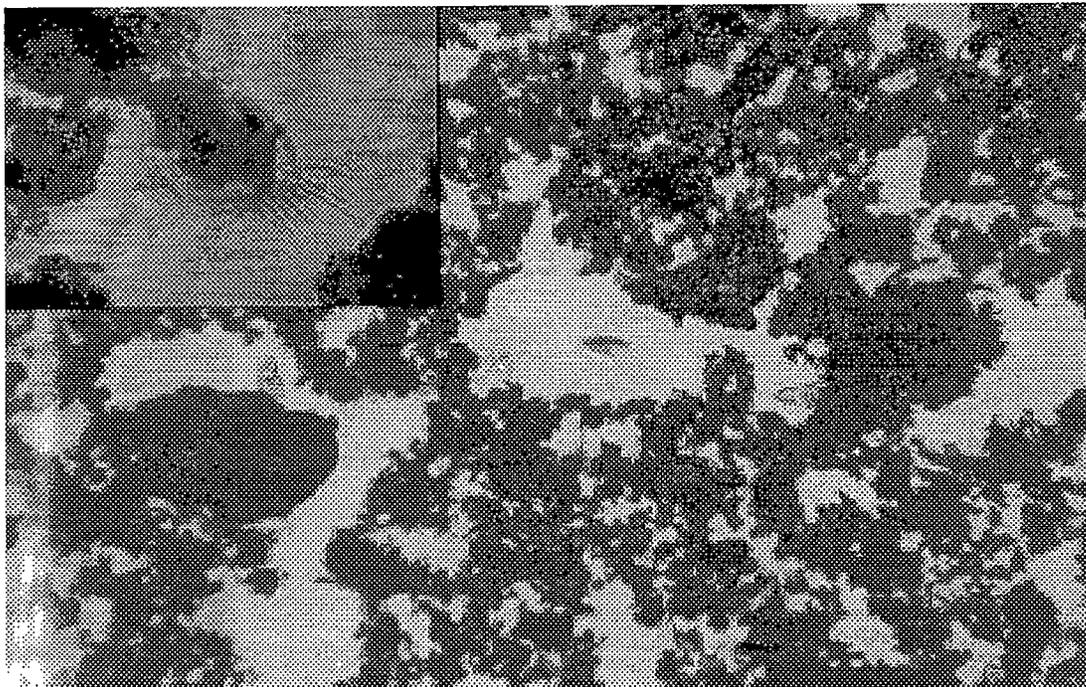


FIGURA 5.2.11 - Fotografia registrada em microscopia óptica binocular. Aumento: 40x

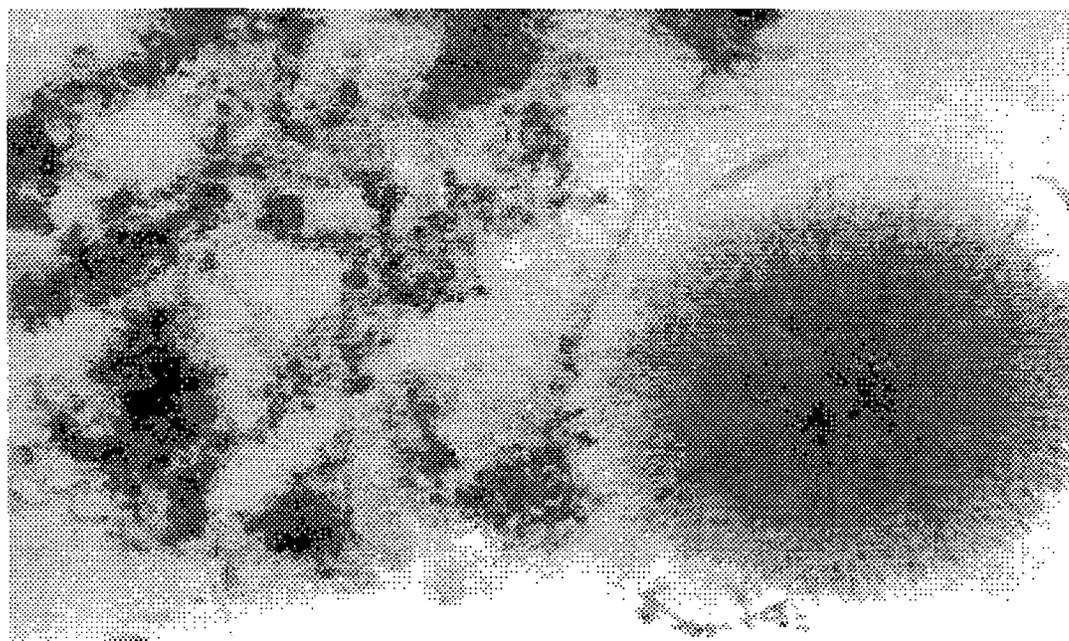


FIGURA 5.2.12 - Fotografia registrada em microscopia óptica binocular. Aumento: 40x

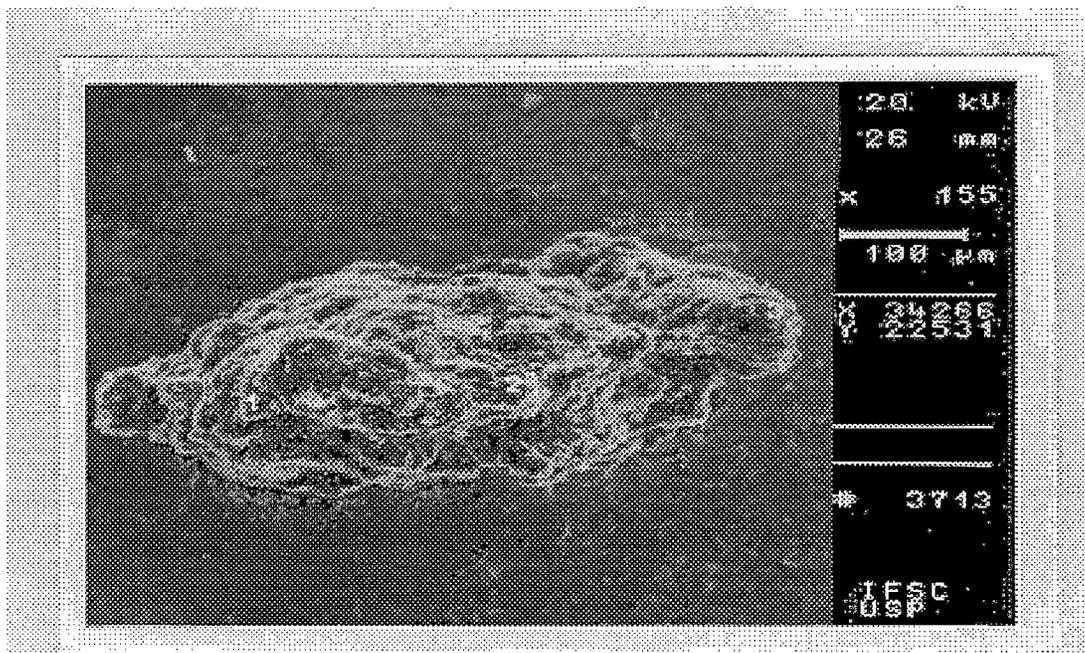


FIGURA 5.2.13 - Micrografia eletrônica de varredura de um floco de lodo aeróbio. Aumento: 155x

5.3 - Coluna de desnitrificação

5.3.1 - Remoção de Nitrato

Os resultados obtidos durante a operação da coluna de desnitrificação estão apresentados nas Tabelas C1 a C3, em anexo, e compreende os seguintes parâmetros: pH afluente e efluente, alcalinidade total e a bicarbonato afluentes e efluentes ; ácidos voláteis afluentes e efluentes ; NTK, N-amoniacal, orgânico, N-NO₂⁻, N-NO₃⁻ afluentes e efluentes.

A Tabela C.3, em anexo, apresenta os dados referentes às cinco fases de operação da coluna de desnitrificação.

Os retângulos verticais observados nas colunas das Tabelas C.3 e C.1 significam o período em que foi constatado considerável remoção de nitrato, na coluna de desnitrificação.

Na Tabela 5.3.1, apresentam-se os valores dos volumes de lodo em cada fase do experimento. Apresenta-se, ainda, a concentração dos sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis, a carga nitrogenada aplicada por unidade de volume de lodo na coluna por dia e a taxa específica de desnitrificação.

TABELA 5.3.1 - Efeito dos Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) com relação a taxa de desnitrificação durante as cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.

FASES DE OPERAÇÃO	VOLUME DO LODO NA COLUNA (L)	SST (g . L ⁻¹)	MASSA (g . SST)	SSV (g . L ⁻¹)	CN _a *	U _{DN} **
1º	0,65	52,20	33,93	44,99	0,495	0,0082
2º	0,65	64,26	41,76	51,08	0,454	0,0065
3º	0,60	87,90	52,74	42,98	0,501	0,0084
4º	0,28	25,06	7,02	13,08	0,949	0,044
5º	0,50	56,48	28,24	31,57	0,616	0,013

*

Carga nitrogenada aplicada por unidade de volume de lodo no reator, kg N-NO_x⁻ .m⁻³ .dia⁻¹

**

Taxa específica de desnitrificação, mg N-NO_x⁻ .(mg SSV .dia)⁻¹

Na Tabela 5.3.2, apresentam-se os valores afluente e efluente do nitrogênio na forma de nitrato (N-NO₃⁻) e nas formas oxidadas (NO₃⁻ + NO₂⁻), durante as cinco fases de operação da coluna.

TABELA 5.3.2 - Valores afluente e efluente do nitrato e formas oxidadas ($\text{NO}_3^- + \text{NO}_2^-$) de nitrogênio e a eficiência de remoção, durante as cinco fases de operação.

FASES DE OPERAÇÃO	mg N- NO_3^- .L ⁻¹		EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO %	mg N- NO_x^- .L ⁻¹		EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO %
	AFLUENTE	EFLUENTE		AFLUENTE	EFLUENTE	
1 ^o	32,23	7,51	76	32,44	7,79	76
2 ^o	29,42	7,72	73	29,48	7,86	73
3 ^o	31,08	8,30	73	31,36	8,38	73
4 ^o	28,33	10,70	62	28,68	10,75	62
5 ^o	31,73	9,77	69	32,03	9,77	69

Na Tabela 5.3.3, apresentam-se os valores médios e o desvio padrão das formas de nitrogênio afluente e efluente durante todas as fases do período de operação da coluna.

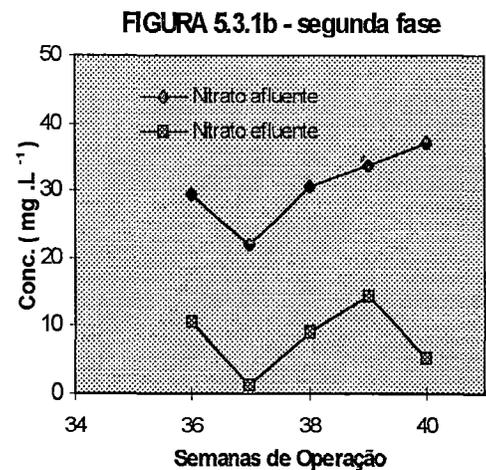
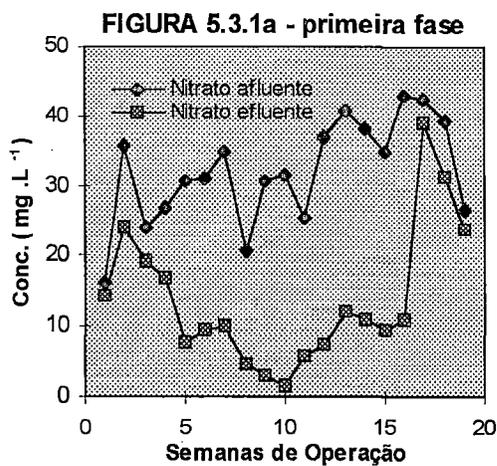
TABELA 5.3.3 - Valores médios (\bar{x}), desvio padrão (S) dos parâmetros da coluna de desnitrificação durante as cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.

PARÂMETROS AFLUENTES	FASES DE OPERAÇÃO DA COLUNA DE DESNITRIFICAÇÃO									
	1 ^a		2 ^a		3 ^a		4 ^a		5 ^a	
	\bar{x}	δ	\bar{x}	δ	\bar{x}	δ	\bar{x}	δ	\bar{x}	δ
NTK (mg. L ⁻¹)	8,63 ± 3,03		9,00 ± 6,12		6,7 ± 3,2		5,1 ± 1,7		5,63 ± 2,94	
N-NH ₄ ⁺ (mg. L ⁻¹)	3,69 ± 2,87		2,08 ± 2,76		3,95 ± 2,12		1,40 ± 1,40		3,03 ± 3,30	
N- NO_3^- (mg. L ⁻¹)	32,33 ± 6,2		29,42 ± 5,73		31,08 ± 1,95		28,33 ± 1,65		31,7 ± 3,30	
N- NO_2^- (mg. L ⁻¹)	0,21 ± 0,29		0,06 ± 0,13		0,28 ± 0,22		0,35 ± 0,37		0,30 ± 0,40	
pH	7,6 ± 0,4		7,90 ± 0,20		7,50 ± 0,30		7,50 ± 0,23		7,5 ± 0,34	
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	135,2 ± 57		140 ± 38		106 ± 61		135 ± 43		95 ± 17	
Nº DE DETERMINAÇÃO	12		6		6		5		3	

TABELA 5.3.3 - Valores médios (\bar{x}), desvio padrão (S) dos parâmetros da coluna de desnitrificação durante as cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.

PARÂMETROS EFLUENTES	FASES DE OPERAÇÃO DA COLUNA DE DESNITRIFICAÇÃO									
	1ª		2ª		3ª		4ª		5ª	
	\bar{x}	δ	\bar{x}	δ	\bar{x}	δ	\bar{x}	δ	\bar{x}	δ
NTK (mg. L ⁻¹)	10,98 ± 1,75		8,0 ± 1,37		7,03 ± 3,15		4,40 ± 1,6		4,93 ± 1,27	
N-NH ₄ ⁺ (mg. L ⁻¹)	4,93 ± 3,06		2,56 ± 2,12		4,3 ± 0,95		0,88 ± 0,35		2,43 ± 1,38	
N-NO ₃ ⁻ (mg. L ⁻¹)	7,51 ± 3,40		7,7 ± 5,18		8,3 ± 6,47		10,70 ± 2,58		9,77 ± 1,39	
N-NO ₂ ⁻ (mg. L ⁻¹)	0,28 ± 0,40		0,14 ± 0,31		0,08 ± 0,15		0,05 ± 0,1		0,0	
pH	7,5 ± 0,40		8,0 ± 0,5		7,50 ± 0,20		7,5 ± 0,20		7,6 ± 0,49	
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	172 ± 59		217 ± 59		153 ± 68		171 ± 57		122 ± 32	
Nº DE DETERMINAÇÃO	12		5		4		4		3	

Na Figura 5.3.1 gerada dos dados apresentados na Tabela C3, representa-se, graficamente, o comportamento da concentração de nitrogênio na forma de nitrato (N-NO₃⁻) afluyente e efluente durante a 1ª, 2ª, 3ª, 4ª e 5ª fases de operação da coluna de desnitrificação.



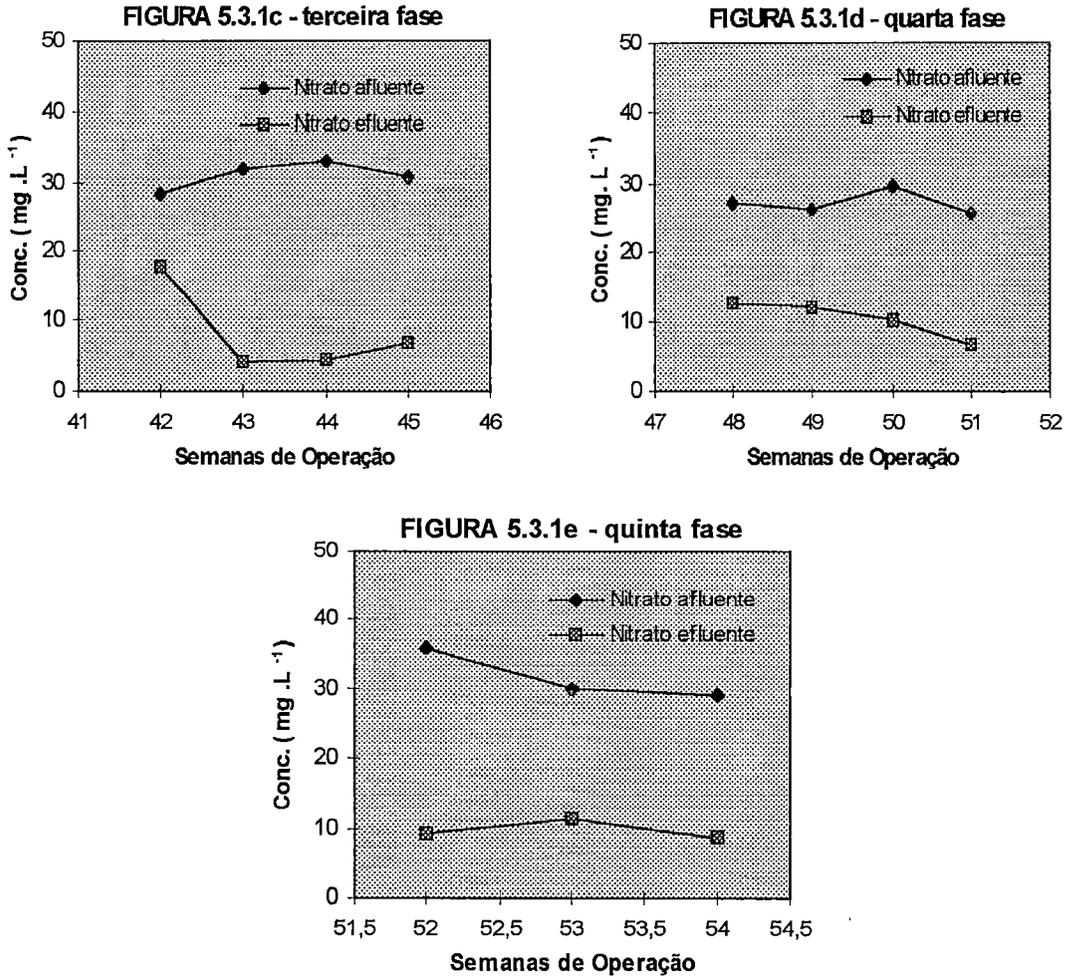


FIGURA 5.3.1 - Valores da concentração de nitrogênio como nitrato ($N-NO_3^-$) afluente e efluente durante as cinco fases de operação da coluna de desnitrificação.

A Figura 5.3.2 produzida com os dados apresentados na Tabela 5.3.2, representa, graficamente, os valores da concentração de nitrato afluente e efluente, bem como, a eficiência de remoção do nitrato.

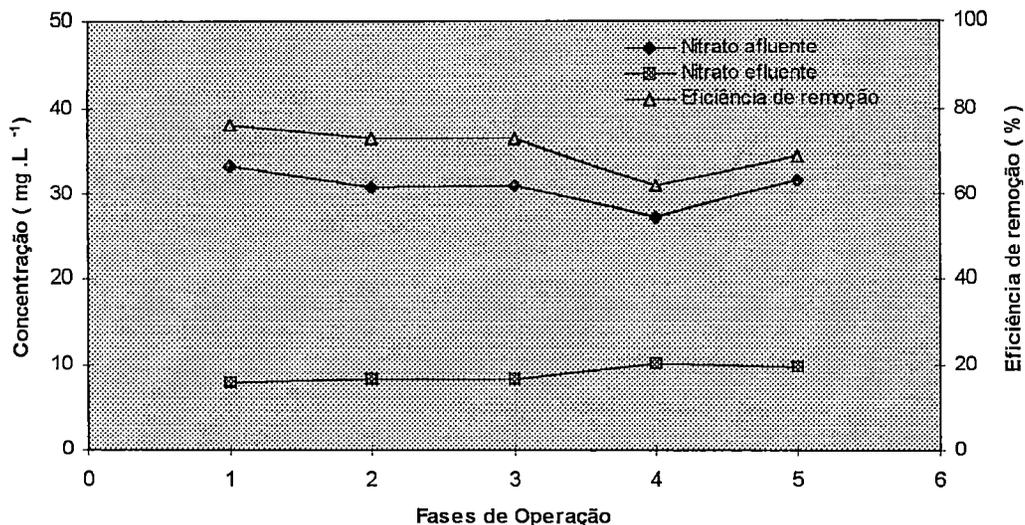


FIGURA 5.3.2 - Valores da concentração de Nitrato ($N-NO_3^-$) afluente e efluente e Eficiência de Remoção na coluna de desnitrificação, durante as cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.

5.3.2 - Remoção de Fósforo

A respeito da remoção de fósforo, os dados obtidos, foram apenas os referentes as dez semanas finais de operação da coluna de desnitrificação. Dessa forma, com base na Tabela A.6 em anexo, tem-se a Figura 5.3.3 que representa graficamente os valores das concentrações de fósforo afluente e efluente, como também sua remoção, durante as dez semanas finais de operação da coluna de desnitrificação.

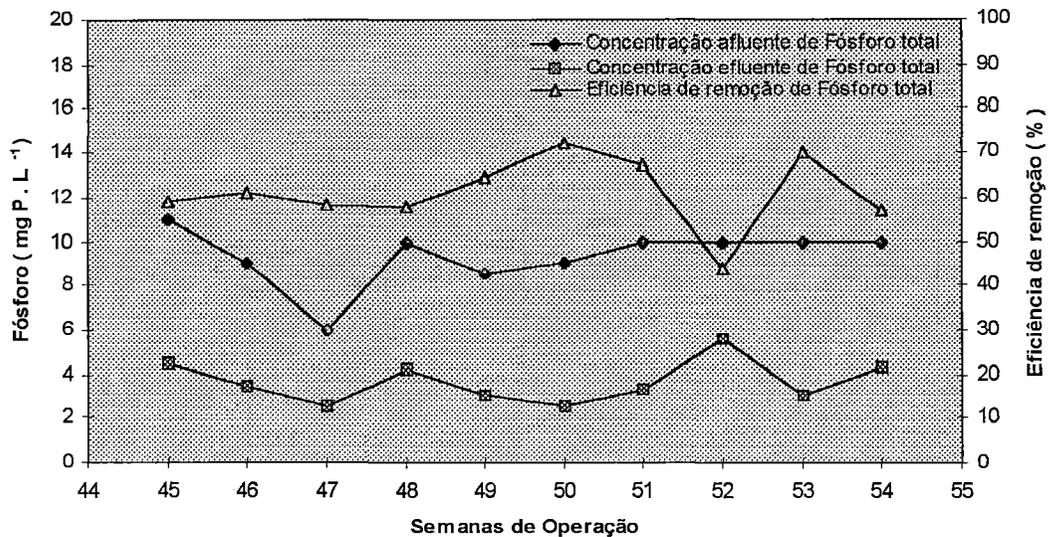


FIGURA 5.3.3 - Valores da concentração afluente e efluente e eficiência de remoção de fósforo na coluna de desnitrificação durante dez semanas de operação, à temperatura de 30°C.

6 - DISCUSSÃO

Diante do volume de informações obtidas durante o período experimental, pretende-se discutir, apenas, os aspectos fundamentais que se prendem aos objetivos propostos no presente trabalho. Portanto, para se analisar os dados experimentais obtidos nesta pesquisa, é conveniente, inicialmente, discutir os aspectos de remoção da matéria orgânica em cada unidade, separadamente, e em seguida, tratar o balanço de massa da matéria orgânica e do material nitrogenado, discutindo, por fim, o desempenho da coluna de desnitrificação e do sistema UASB - SBRs.

6.1 - Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB)

6.1.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica

A carga orgânica volumétrica (COV) aplicada no início da operação (primeira fase) do reator UASB variou entre 1,68 e 2,79 kg DQO .m⁻³ .dia⁻¹. O efluente produzido, nesse período, apresentava consideráveis variações com relação a DQO e SSV, conforme pode-se verificar observando-se o coeficiente de variação apresentado na Tabela 5.1.2. Os coeficientes de variação da DQO Bruta, DQO Filtrada e SSV do efluente se mantiveram altos: 45%, 42% e 45%, respectivamente.

Seguramente, o período de dezesseis semanas é considerado grande para que o reator UASB entre em regime de equilíbrio dinâmico. Este fato pode ser atribuído a vários fatores, entre esses destacam-se dois principais: o primeiro diz respeito ao lodo de inóculo, que se encontrava há cerca de quarenta dias sem ser alimentado. O segundo refere-se à carga orgânica aplicada ao reator UASB, que era aproximadamente 73% maior do que aquela aplicada a esse mesmo lodo, em outros experimentos.

Durante a segunda fase de operação do reator UASB a carga orgânica volumétrica aplicada variou entre 2,13 e 3,29 kg DQO .m⁻³ .dia⁻¹ mantendo-se na média de 2,54 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹.

Com relação à remoção da matéria orgânica, observa-se através das Figuras 5.1.2 e 5.1.3 que o reator UASB, apresentou um excelente desempenho durante a segunda fase de operação. A eficiência de remoção da DQO bruta e da filtrada e dos SSV foi cerca de 86%, 81% e 88%, respectivamente. Essa remoção é considerada alta quando comparada com resultados apresentados na literatura (BARBOSA et al., 1987; BARBOSA & SANT'ANA Jr., 1989; DRAAIJER et al., 1991; SCHELLINKHOUT & COLLAZOS, 1991; Van HAANDEL & LETTINGA, 1994 e VIEIRA & SOUZA, 1986).

Vale salientar que o TDH foi de apenas 4 horas, contrariando relatos de outros autores, que dizem que o tempo de detenção hidráulica afeta sobremaneira a eficiência de remoção.

Esses resultados podem ser comparados com experiências anteriores relatadas por VICTORIA (1993) quando naquela oportunidade operou reator UASB com o mesmo substrato e mesmo lodo, TDH de 9 horas, carga orgânica volumétrica média aplicada de 1,3 kg .m⁻³ .dia⁻¹ e temperatura ambiente. Nessas condições de operação a eficiência de remoção da DQO bruta e filtrada foi cerca de 90%.

Diante do exposto, entende-se que a alta eficiência de remoção da matéria orgânica do reator UASB observada na Figura 5.1.1 deva-se ao fato do reator ter sido operado à temperatura controlada de $30 \pm 1^\circ\text{C}$.

6.1.2 - Parâmetros de estabilidade do processo

A instabilidade do processo de digestão anaeróbia, que ocorre quando há a predominância da fermentação ácida sobre a fermentação metanogênica, reflete-se em variações de parâmetros como pH, concentração de ácidos voláteis e alcalinidade.

Na Figura 5.1.6, como também, nas Tabelas 5.1.1 a 5.1.4 nota-se que o pH afluente do UASB variou de 6,0 a 8,0 com coeficiente de variação de 5%, enquanto o pH efluente permaneceu na faixa de 6,7 a 8,7 com coeficiente de variação de 4%. Assim, o pH afluente e efluente se mantiveram na média de 7,0 e 7,5, respectivamente, durante o período experimental. Portanto, pode-se entender que o reator UASB não foi submetido a variação significativa de pH a ponto de comprometer seu desempenho.

A concentração média de ácidos voláteis afluentes foi de $97 \text{ mg HAc. L}^{-1}$, conforme pode ser verificado na Figura 5.1.4. Essa alta concentração de ácidos voláteis afluentes se deve ao fato de o substrato ter sido utilizado sempre após 24 horas da sua preparação. Durante esse período, é provável que tenha ocorrido a acidificação do substrato, no tanque de alimentação levando à formação de ácidos voláteis.

Quantitativamente, durante o período experimental do reator UASB, a concentração dos ácidos voláteis diminuiu de um valor médio de 97 mg HAc.L⁻¹ no afluente (substrato pré-acidificado) para 25 mg HAc. L⁻¹ no efluente, indicando uma alta eficiência do processo de digestão.

A Figura 5.1.5 apresenta a alcalinidade total e a alcalinidade devido a bicarbonato durante todo o processo de operação.

Como se sabe, durante o processo de digestão anaeróbia, ocorre geração de alcalinidade devido, basicamente, a dois processos distintos: remoção dos ácidos graxos voláteis e amonificação.

Observando-se a Figura 5.1.5, verifica-se que, durante as duas fases em que se adicionou cloreto férrico ao afluente, ocorreu variação de alcalinidade total e a bicarbonato, de forma que, em algumas semanas, observou-se a concentração de alcalinidade efluente inferior à concentração afluente.

Isto pode ser explicado pelo fato de o cloreto férrico precipitar carbonato (CO_3^{2-}) na forma de carbonato ferroso (FeCO_3) reduzindo, dessa forma, a alcalinidade. (MAMAIIS et al., 1994)

6.1.3 - Remoção de NTK

Determinar-se a eficiência de remoção, utilizando a variação da concentração afluente e efluente das diversas formas de nitrogênio pode não ser um método adequado, pois, deverão ocorrer, paralelamente, transformações bioquímicas produzindo ou consumindo essas formas de nitrogênio. Por exemplo, pode ocorrer amonificação com a reabilitação de N-amoniaco para o meio. Por outro lado, as bactérias autotróficas e heterotróficas assimilam N-amoniaco durante o crescimento celular.

O reator UASB era alimentado com esgoto sanitário sintético preparado com antecedência de 24 horas. Dessa maneira, durante o segundo período de operação do reator, o afluente continha 45% do nitrogênio na forma amoniacal e a outra fração na forma orgânica, conforme Tabela 5.A em Anexo.

Durante a segunda fase de operação do reator UASB a carga volumétrica aplicada média de nitrogênio foi de 0,34 kg NTK. $m^{-3} \cdot dia^{-1}$, variando entre 0,21 e 0,45 kg NTK. $m^{-3} \cdot dia^{-1}$ para nitrogênio total Kjeldhal e 0,06 a 0,24 kg N-amoniacal $m^{-3} \cdot dia^{-1}$ para o nitrogênio amoniacal.

Na Figura 5.1.7b, observa-se que a variação afluente e efluente das concentrações de nitrogênio orgânico foi relativamente alta; em média, 65% do nitrogênio orgânico foi removido da fase líquida.

Por sua vez, pode-se verificar que a concentração efluente de nitrogênio amoniacal foi levemente maior do que a concentração afluente, conforme mostra a Figura 5.1.7a. Na média (26 mg N-NH₄⁺ . L⁻¹ afluente e 31 mg N-NH₄⁺ .L⁻¹ efluente) o aumento de nitrogênio amoniacal foi de apenas 16%.

Na Figura 5.1.7c e Tabela A.5 em anexo, pode-se observar que a remoção de NTK, durante a segunda fase de operação do reator UASB, se manteve na média de 27%. Essa remoção é considerada alta para processos anaeróbios.

Na Figura 6.1.1, obtida dos dados da Tabela A.5 do anexo A, representa-se esquematicamente o balanço de massa do material nitrogenado durante a segunda fase de operação do reator UASB.

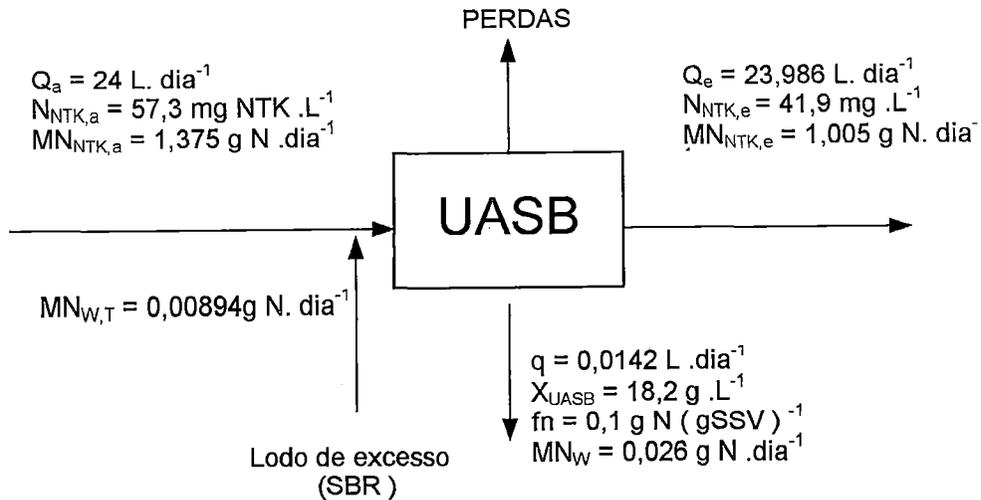


FIGURA 6.1.1 - Balanço de massa do material nitrogenado durante a segunda fase de operação do reator UASB, à temperatura de 30°C.

O balanço de massa foi realizado com base nas expressões 4.13 a 4.15. No entanto, com o objetivo de melhor compreender o balanço de massa, apresenta-se a Tabela 6.1.1.

TABELA 6.1.1 - Valores afluentes e efluentes de nitrogênio para o balanço de massa do reator UASB.

PARÂMETROS	NITROGÊNIO AFLUENTE (mg N. dia ⁻¹)	PARÂMETROS	NITROGÊNIO EFLUENTE (mg N.dia ⁻¹)
$MN_{NTK,a}$	1,375 g N . dia ⁻¹	$MN_{NTK,e}$	1,005 g N . dia ⁻¹
$MN_{W,T}$	0,00894g N . dia ⁻¹	MN_W	0,026 g N . dia ⁻¹
Total	1,383	Total	1,031
% balanço = $[N_{SAI} (N_{ENTRA})^{-1} \cdot 100] = 74,5 \%$			

onde:

$MN_{NTK,a}$: vazão mássica do material nitrogenado afluente,
g NTK . dia⁻¹

N_{NTK} : NTK afluente, g NTK . L⁻¹

Q_a : vazão afluente, L .dia⁻¹

Q_e : vazão efluente, L .dia⁻¹

MN_W : vazão mássica de nitrogênio no lodo de excesso,
g N .dia⁻¹

X_{SBR} : concentração de SSV no lodo de excesso do SBR,
mg SSV . L⁻¹

fn : 0,1 mg N .(mg SSV)⁻¹

MN_L : formas de nitrogênio presentes na fase líquida,
g N . dia⁻¹

q : vazão do lodo de excesso do reator UASB, L .dia⁻¹

q' : vazão do lodo de excesso do SBR, L .dia⁻¹

$MN_{W,T}$: vazão mássica total do lodo de excesso, g N . dia⁻¹

Ressalta-se que o lodo de excesso advindo do SBR tido como afluente do UASB, conforme apresenta a Figura 6.1.1, contém nitrogênio sob duas formas: está presente na biomassa [0,1 L .dia⁻¹ . 0,496 g SSV .L⁻¹ . 0,1 g N (g SSV)⁻¹ = 0,00496 g N .dia⁻¹] e na fase líquida [0,1 .dia⁻¹ (8,6 mg NTK + 31 mg N-NO₃⁻ + 0,2 N-NO₂⁻)] = 0,00398 g N .dia⁻¹.

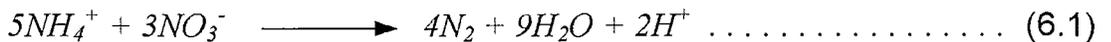
De acordo com a Figura 6.1.1, o material nitrogenado afluente (1,375 g N .dia⁻¹ da vazão afluente mais 0,00894 g .dia⁻¹ do lodo de excesso) deverá sair em três frações: uma como lodo de excesso, outra como efluente e, finalmente, na forma de gases (perdas).

Através do balanço de massa do material nitrogenado no reator UASB, observa-se que a fração medida nos efluentes corresponde apenas 74,6% do total afluente. Portanto, cerca de 25% do nitrogênio total afluente não pode ser detectado no efluente. É provável que parte tenha sido emitido como gás.

Observando-se o balanço de massa na Figura 6.1.1, verifica-se que o nitrogênio utilizado para o processo normal de crescimento da biomassa anaeróbia foi cerca de 2% ($0,026 / 1,375 = 1,89\%$). No entanto, diversos pesquisadores consideram que no processo anaeróbio, geralmente, o nitrogênio utilizado pela biomassa obedece a relação DQO : N \equiv 100 : 1,25.

Considerando essa relação, o nitrogênio utilizado pela biomassa anaeróbia no UASB será de apenas 9%.

Mediante essas considerações, entende-se que houve remoção de nitrogênio durante a digestão anaeróbia. Teoricamente, poder-se-ia atribuir o fato a possível reação anaeróbia entre íon amônio e nitrato proveniente do lodo de retorno do SBR. Conforme MERGAERT et al. (1992), esse processo bioquímico segue a seguinte reação:



Porém, a quantidade de nitrato advinda do lodo de excesso de retorno é, praticamente, insuficiente quando comparado à alta remoção de NTK constatada através da Figura 5.1.7c. Portanto, os dados disponíveis indicam a necessidade de melhor conhecimento sobre o papel do nitrogênio no sistema anaeróbio.

6.1.4 - Remoção de Fósforo

Com relação à remoção de fósforo no reator UASB, observa-se na Figura 5.1.8a, os valores da concentração afluente e efluente de fósforo durante a primeira fase. Verifica-se nessa Figura que a remoção de fósforo foi mínima, permanecendo na média de 12,5% como pode ser verificado na Tabela 6.4.2.

Na segunda fase de operação, foi adicionado ao afluente como fonte de ferro $90 \text{ mg FeCl}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. De acordo com a Figura 5.1.8b pode-se observar uma considerável remoção de fósforo, sendo que os valores da concentração média afluente e efluente de fósforo foram 16 e $7,6 \text{ mg P} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente, assegurando desse modo, uma remoção média de $52,5\%$.

Já na terceira fase, durante as seis semanas de operação do reator UASB foram adicionados ao afluente $200 \text{ mg FeCl}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. A Figura 5.1.8c apresenta os valores da concentração afluente e efluente, como também, a alta eficiência de remoção de fósforo.

Deve-se ressaltar, entretanto, que a considerável remoção de fósforo (84%) pode ser atribuída a altas concentrações de cloreto férrico ($200 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$) adicionado ao afluente. Esta afirmativa baseia-se nos resultados de microscopia eletrônica de varredura.

A Figura 5.1.9 apresenta micrografia de um corte transversal do grânulo de lodo anaeróbio, em que são mostradas duas flechas localizadas da direita para a esquerda, pontos 1 e 2 respectivamente. Verificou-se, durante a caracterização visual por meio da microscopia eletrônica de varredura (MEV), que o ponto 1 apresentava morfologia de precipitado mineral.

A Figura 5.1.10 apresenta o resultado da análise quantitativa dos principais constituintes químicos presentes na amostra assinalada, efetuada utilizando-se microanálise de energia dispersiva de raio - X (EDX). Essa análise mostra a presença acentuada de ferro e fósforo, conforme mostrado na Figura 5.1.11.

Na Figura 5.1.12 apresenta-se uma análise de difração de raio - X (DRX), efetuada com a mesma amostra micrografada por MEV. Os resultados das análises de difração de raio - X (DRX) apresentados na Figura 5.1.12 mostram acentuada presença de vivianita

[$\text{Fe}_3 (\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$]. Conclui-se que os precipitados assinalados na Figura 5.1.10 constituem-se de cristais de vivianita.

A análise do ponto 2 da Figura 5.1.9, efetuada através de microscopia eletrônica, revelou a presença de diferentes espécies de bactérias juntamente com os minerais precipitados. As micrografias apresentadas nas Figuras 5.1.13 e 5.1.14 mostram algumas dessas espécies.

Analisando-se a Figura 5.1.13, observa-se a presença de material biológico constituído por bactérias cocos e polímeros associados ao material precipitado. De acordo com PÉREZ RODRÍGUEZ, et al. (1989), o crescimento rápido de bactérias ocorre na presença de suportes minerais, como por exemplo, vermiculitas (silicatos hidratados de composições variadas). Embora nada se possa afirmar quanto à velocidade de crescimento, a ocorrência de bactérias nas proximidades dos precipitados indica que a presença destes pode favorecer o crescimento da biomassa.

A Figura 5.1.14 apresenta uma micrografia eletrônica de varredura obtida da mesma amostra anterior. No centro dessa micrografia observam-se bactérias filamentosas (filamento curto) semelhantes ao género Methanotrix. Observam-se ainda, cocos e bacilos.

Com relação à última fase de operação do reator UASB, pode-se observar na Figura 5.1.8d, que os valores afluentes da concentração de fósforo apresentados, asseguram uma remoção média de fósforo de 24%.

Deve-se ressaltar que a adição de cloreto férrico no substrato foi interrompida nessa fase. Após seis semanas (33^a semana de operação), efetuou-se a caracterização visual de amostras de lodo por meio de microscopia eletrônica de varredura (MEV) do lodo anaeróbio.

Apresenta-se na Figura 5.1.15 a micrografia de MEV de um corte longitudinal de um grânulo de lodo anaeróbico coletado na 33ª semana de operação do reator UASB. A flecha indica a região onde foram feitas observações visuais do material precipitado, conforme se apresenta na Figura 5.1.16. Pode-se observar a presença de diversos precipitados de variadas dimensões. O comprimento médio desses precipitados é de ordem de 0,005 mm.

Na Figura 5.1.17 apresenta-se uma análise qualitativa dos principais elementos químicos presentes no material precipitado, efetuada por meio de análise de energia dispersiva de raio - X (EDX). Observa-se que os principais picos referem-se aos seguintes constituintes em ordem decrescente: ferro, enxofre, fósforo e cálcio.

Diante das análises de EDX apresentadas na Figura 5.1.17 e de acordo com MAMAIIS et al. (1994) pode-se compreender que o material precipitado observado na Figura 5.1.16, poderia ser constituído por carbonato de cálcio (CaCO_3), fosfato- β -tricálcio [β - $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$], hidrogênio fosfato de cálcio (CaHPO_4), carbonato ferroso (FeCO_3), sulfeto ferroso (FeS) e hidróxido ferroso [$\text{Fe}(\text{OH})_2$].

Com relação ao lodo anaeróbico do reator UASB, que se apresentava estabilizado com concentração média de 56% de SSV, coletou-se, na 32ª semana de operação do sistema anaeróbico, uma amostra de lodo granular com o objetivo de verificar, a grosso modo, a composição química do material estabilizado.

Assim, na Figura 5.1.18, apresenta-se uma micrografia eletrônica de varredura de um grânulo típico do lodo anaeróbico.

Com o auxílio da microscopia eletrônica de varredura (MEV), usando-se o espectrômetro por energia dispersiva (EDS) acoplado a um analisador multicanal computadorizado (MCA), foi realizada a microanálise quantitativa do grânulo, apresentada na Figura 5.1.18, especificamente, na área marcada pelo quadrado, cujos

resultados percentuais médios, em ordem crescente, foram os seguintes:

Cobre (0,093%); Manganês (0,04%); Magnésio (0,15%);
Zinco (0,21%); Alumínio (0,42%); Níquel (0,25%);
Potássio (0,56%); Silício (2,52%); Enxofre (3,79%);
Cálcio (11,81%); Fósforo (24,22%); Ferro (56,12%)

Esses resultados corroboram o fato de que os elementos químicos Cálcio, Fósforo e Ferro se apresentam em maior percentual no grânulo, com relação aos outros.

Sabe-se das limitações da microanálise de EDX. A amostra, geralmente, tem dimensões tipicamente de micrômetros. Portanto, quando não se apresenta homogênea, poderá acumular espectros, vindo, nesse caso, a produzir erros relativamente grandes. No entanto, a composição apresentada pela microanálise dá a idéia dos principais constituintes presentes no lodo granular. Logo, os resultados obtidos permitem considerações definitivas, uma vez que apresentam quantidades de cálcio, fósforo e ferro superiores àquelas normalmente presentes em lodo biológico.

De maneira geral, o reator UASB apresentou excelente desempenho com relação à remoção de matéria carbonácea. Apresentou também excelente desempenho na remoção de fósforo quando foi adicionado cloreto férrico ao afluente. A produção de metano no reator UASB manteve-se entre 0,23 a 0,34 N .m³ CH₄ (kg DQO_{rem.})⁻¹ e a composição em termos percentuais de CH₄, CO₂ e N₂ no biogás produzido foi, em média, 69%, 3% e 27%, respectivamente, conforme Tabela 5.1.6.

6.2 - Reatores Seqüenciais em Batelada (SBRs)

Durante a primeira fase de operação do reator seqüencial em batelada, a carga orgânica volumétrica aplicada variou entre 0,12 e 0,6 kg DQO $\cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$ e a carga volumétrica aplicada de nitrogênio variou entre 0,08 e 0,20 kg NTK $\cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$ para nitrogênio total e 0,05 a 0,15 kg N-amoniacoal $\cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$ para o nitrogênio amoniacoal. A relação DQO / NTK, nessa fase, variou de 1,9 a 2,8 e a relação DQO / N-amoniacoal, variou entre 2,7 e 5,7.

Na segunda fase de operação, a carga orgânica volumétrica aplicada variou entre 0,11 e 0,27 kg DQO $\cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$, e a carga volumétrica aplicada de nitrogênio variou entre 0,11 e 0,16 kg NTK $\cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$ para o nitrogênio total Kjeldhal e 0,08 a 0,14 kg N-amoniacoal $\cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$ para o nitrogênio amoniacoal. As relações médias DQO / NTK e DQO / N-amoniacoal foram, 1,44 e 2,01, respectivamente.

No que se refere à remoção de matéria carbonácea, verificou-se que a fração de DQO removida da fase líquida pelo processo aeróbio era função da eficiência de remoção do reator UASB.

Conforme apresentado na revisão da literatura, tratar efluente proveniente da digestão anaeróbia por processo aeróbio pode ser um tanto complexo, devido a alguns fatores que apresentam influência na biodegradabilidade do efluente pré-tratado anaerobiamente.

Durante a primeira fase de operação do SBRs o crescimento da biomassa foi acompanhado através de observações visuais em microscópio óptico. Nessa primeira fase, o sistema atingiu o estado de equilíbrio dinâmico, caracterizado pela produção de efluente com concentração constante tanto com relação a DQO quanto com relação a SSV, conforme Figuras 5.2.2 e 5.2.3, respectivamente.

Outra característica considerada foi a alta taxa de nitrificação observada a partir da 16ª semana de operação, como se observa na Figura 5.2.8a. Na primeira fase de operação, a observação do lodo revelou unicamente a presença de bactérias; em seguida, ocorreu o surgimento de protozoários como por exemplo, livre-natantes, indicando boas condições e sedimentação e, finalmente, rotíferos e nematóides.

A Figura 5.2.10 apresenta uma fotografia de flocos de lodo aeróbio contendo ciliado livre-natantes (protozoários) do gênero Paramecium e rotífero. O primeiro é característico de sistemas de lodos ativados e se caracteriza pela ação predatória sobre bactérias livres, enquanto o segundo é um indicador de um bom nível de depuração.

6.2.1 - Parâmetros de controle

A Figura 5.2.12 apresenta uma fotografia geral do floco do lodo. Na direita (inferior), verifica-se a presença de fungo filamentososo e rotíferos na parte superior das hifas. Constatou-se que a presença desses fungos dificultava a separação sólido líquido.

Durante a primeira fase de operação, o surgimento desses fungos era bem freqüente. Por outro lado, durante a segunda fase, o sistema operando com as mesmas condições (pH, concentração de nutrientes e concentração de oxigênio) durante as trinta e oito semanas, verificou-se a presença eventual de fungos filamentosos no efluente. Sem que se tomassem medidas de controle, os fungos desapareciam após dois ou três dias.

Mesmo assim, a Figura 6.2.1 obtida a partir dos dados apresentados na Tabela B.1, em anexo, representa, graficamente, o comportamento do Índice Volumétrico de Lodo (IVL), durante o

período experimental. Verifica-se que o Índice Volumétrico de Lodo se manteve na média de $74 \text{ mL} \cdot \text{g}^{-1}$, constatando-se que o lodo apresentava boas condições de sedimentabilidade.

Um outro importante resultado, confirmado pela Figura 6.2.1, é que o lodo não apresentava características de entumescimento (“bulking”), o que facilitava sua retenção no reator.

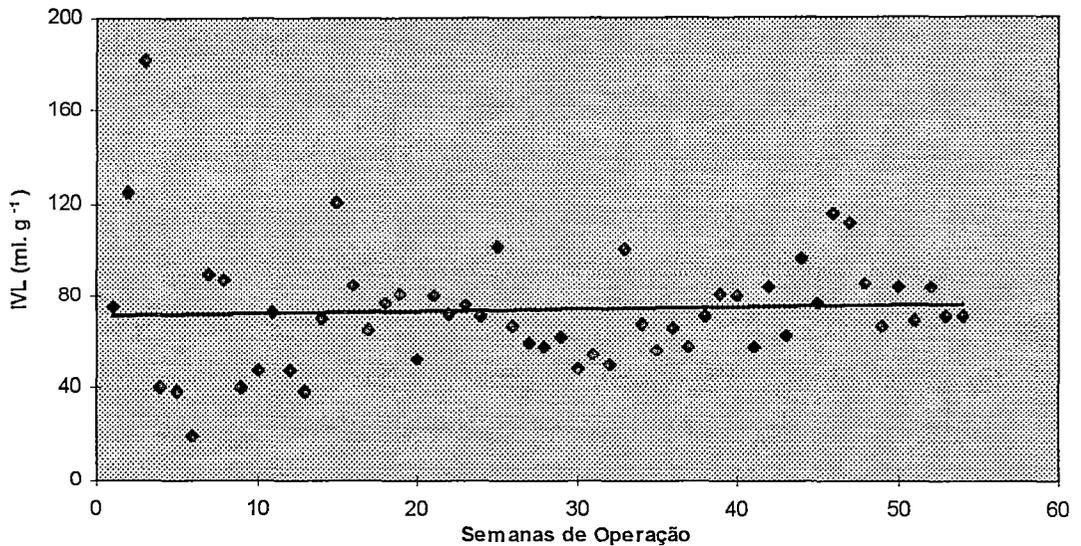


FIGURA 6.2.1 - Índice volumétrico de lodo (IVL) do SBRs durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C .

A Figura 6.2.2 apresenta a relação Alimento / Microrganismos versus Índice Volumétrico de Lodo (IVL). Verifica-se, na Figura, que há relacionamento da razão Alimento / Microrganismos com as características de sedimentabilidade do lodo em termos de IVL. Dessa forma, nas condições de operação do reator SBRs, a melhor relação F/M, de acordo com a Figura 6.2.2, parece situar-se na faixa de $0,3$ a $0,5 \text{ dia}^{-1}$.

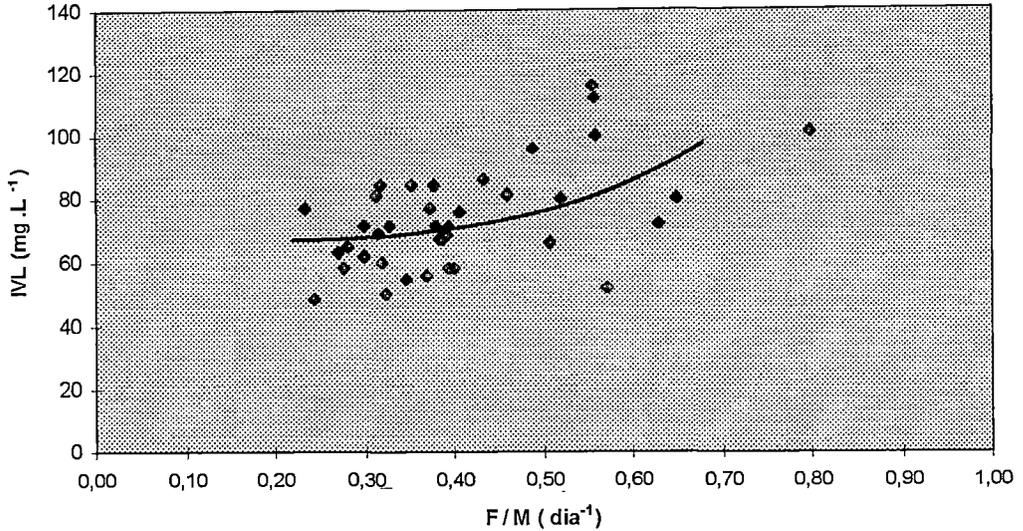


FIGURA 6.2.2 - Relação Alimento / Microrganismos (F/M) versus Índice Volumétrico de Lodo (IVL) durante a segunda fase de operação do SBRs à temperatura de 30°C.

Na Figura 6.2.3, gerada a partir da Tabela B.2 apresenta-se a correlação entre F/M e a taxa específica de utilização do substrato (U) com base nos valores de DQO bruta.

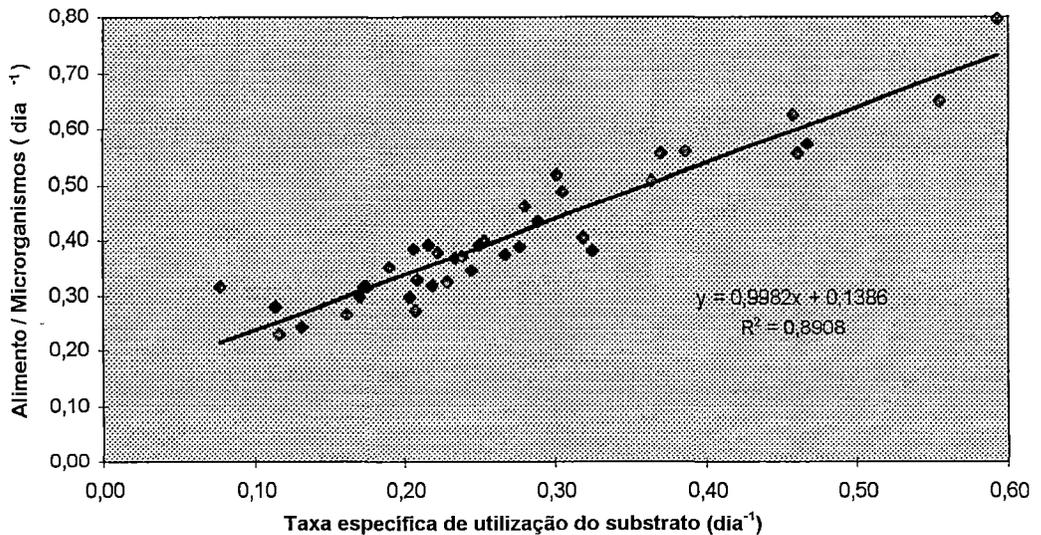


FIGURA 6.2.3 - Correlação entre a relação Alimento / Microrganismos (F/M) e a Taxa específica de utilização da DQO bruta, durante o segundo período de operação do SBR, à temperatura de 30°C.

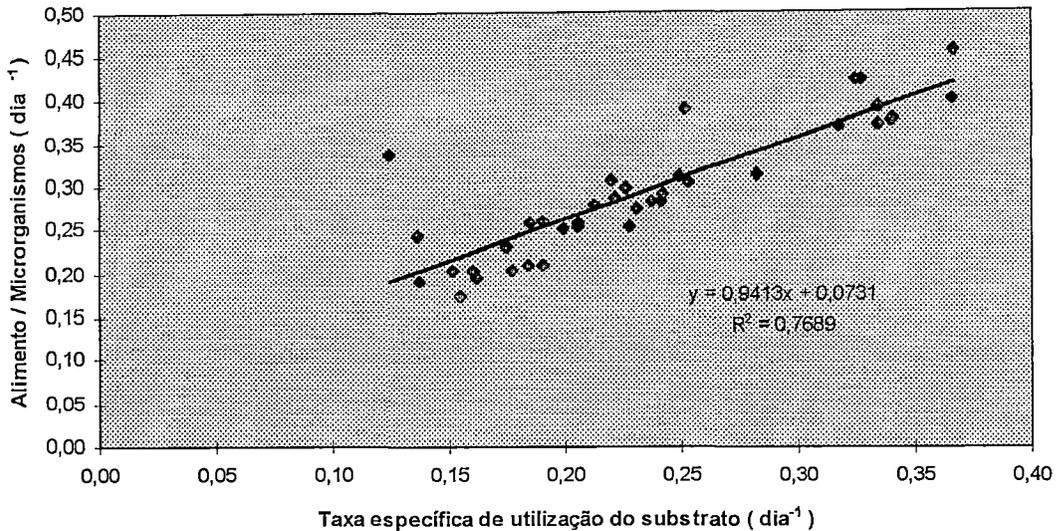


FIGURA 6.2.4 - Correlação entre a relação Alimento / Microrganismos (F / M) e a Taxa específica de utilização do NTK, durante o segundo período de operação do SBR, à temperatura de 30°C.

Da mesma forma, com os dados apresentados na Tabela B.6, em anexo, foi gerada a Figura 6.2.4 que representa, graficamente uma correlação entre F/M e U porém utilizando-se desta vez, nitrogênio total Kjelhal (NTK) como substrato.

As correlações positivas apresentadas nas Figuras 6.2.3 e 6.2.4 demonstram que a taxa de utilização do substrato DQO ou NTK cresce no mesmo sentido que a relação alimentos / microrganismos (F/M).

O valor médio da relação alimento / microrganismos (F/M) de 0,40 mg DQO (mg SSV .dia)⁻¹ situou-se na faixa recomendada pela literatura (USEPA, 1992). No entanto, a taxa específica média de utilização do substrato em termos de DQO foi relativamente baixa 0,26 mg DQO (mg SSV. dia)⁻¹. (METCALF & EDDY, 1991)

Com relação à taxa específica de utilização, considerando NTK como substrato, o valor médio foi de 0,23 kg NTK (kg SSV dia)⁻¹ variando entre 0,124 a 0,367 kg NTK (kg SSV dia)⁻¹. Estes valores são

considerados altos, quando comparados a outros encontrados na literatura (OLEZKIEWICZ & BERQUIST, 1988).

Com os valores médios da redução da concentração do oxigênio dissolvido em função do tempo, apresentados na Tabela 5.2.3, determinou-se a taxa do consumo de oxigênio ($51,84 \text{ mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$), conforme Figura 6.2.5. Dessa forma, com os valores dos SSV do reator SBRs determinou-se, também, a taxa específica do consumo de oxigênio, conforme Tabela 5.2.4.

Considerando-se o volume do reator SBRs e o tempo de aerção por ciclo ($51,84 \text{ mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1} \cdot 7,2 \text{ L} \cdot 2 \text{ h (ciclos)}^{-1} \cdot 6 \text{ ciclos} \cdot \text{dia}^{-1}$) obteve-se a taxa total do consumo de oxigênio ($4,478 \text{ g O}_2 \cdot \text{dia}^{-1}$), conforme Tabela 5.2.4. *pag 127*

Por outro lado, o valor médio da vazão mássica do oxigênio consumido devido a nitrificação ($3,642 \text{ mg O}_2 \cdot \text{dia}^{-1}$) foi estimado com base na equação (4.12). Portanto, o consumo do oxigênio devido a remoção da matéria carbonácea (expresso em DQO) foi determinado por diferença ($4,478 - 3,642$), conforme a Tabela 5.2.4, o consumo de oxigênio foi de $0,836 \text{ g O}_2 \cdot \text{dia}^{-1}$. *$\frac{2h}{ciclo} \cdot \frac{6 \text{ ciclos}}{\text{dia}}$*

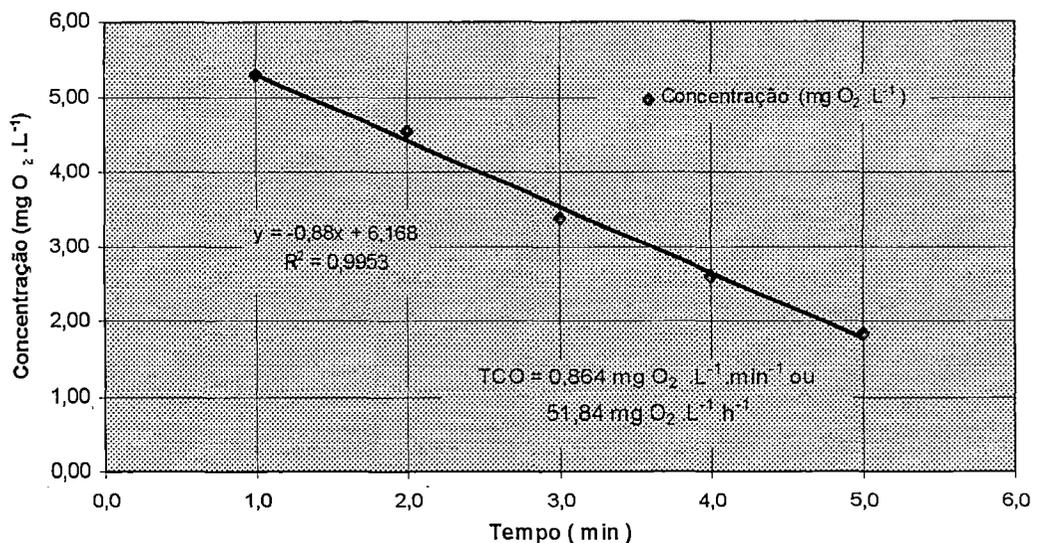


FIGURA 6.2.5 - Taxa de consumo de oxigênio da biomassa presente nos SBRs.

$$C = 0,88x + 6,168 = 7,048$$

A relação entre a vazão mássica de oxigênio consumido na nitrificação e a do material nitrogenado afluente ($3,642 \text{ mg O}_2 \cdot \text{dia}^{-1} / 0,799 \text{ g NTK} \cdot \text{dia}^{-1}$) foi de $4,55 \text{ g O}_2 (\text{g NTK})^{-1}$. Esta relação, como era de se esperar, é praticamente igual àquela teórica (para oxidar 1 mg N-NH_4^+ há um consumo de $4,57 \text{ mg O}_2$), apresentada por METCALF & EDDY (1991).

A relação entre o consumo de oxigênio, devido a matéria carbonácea removida nos SBRs e a vazão mássica do material orgânico removido ($0,836 \text{ g O}_2 \cdot \text{dia}^{-1} / 0,844 \text{ g DQO} \cdot \text{dia}^{-1}$) foi de $0,99 \text{ g O}_2 (\text{g DQO})^{-1}$. Teoricamente, deveria ser $1 \text{ g O}_2 (1 \text{ g DQO})^{-1}$. A diferença de 1% pode ser atribuída a erros na determinação de DQO, quando esta apresenta valores muito baixos ($10 \text{ a } 20 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$).

6.2.2 - Remoção de NTK - Nitrificação

O desempenho do SBR na remoção de nitrogênio amoniacal foi excelente. A Figura 5.2.8a apresenta o comportamento dos valores das concentrações afluentes e efluentes e a remoção de nitrogênio amoniacal. Verifica-se, que a partir da segunda fase de operação, ocorreu elevada eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal (90%).

A Figura 5.2.11 apresenta uma fotografia de floco de lodo aeróbio contendo uma microbiota diversificada, com a predominância de ciliados pedunculados e livres, caracterizando um lodo com boas condições de depuração. A fotografia permite, ainda, verificar a presença de Aspidisca, que, por se alimentar de bactérias nitrificantes, constitui-se em indicador de processo de nitrificação bem sucedido (VAZOLLÉR, 1989).

Conclui-se, portanto, que o sistema encontrava-se estável na 17ª semana de operação, quando a amostra do lodo da Figura 5.2.11 foi coletada.

O gráfico da Figura 5.2.8b indica que a fração orgânica de NTK afluyente foi removida durante o processo de nitrificação. No SBR a remoção média do nitrogênio orgânico foi cerca de 50%. Esse fato pode ser atribuído ao processo de amonificação ocorrido paralelamente ao de nitrificação. A decomposição da matéria orgânica nitrogenada dissolvida ou particulada pode ocorrer, mediada por organismos heterotróficos tanto anaeróbios, quanto aeróbios.

Na Figura 5.2.8c, observa-se que o efluente de NTK, a partir da segunda fase de operação, permaneceu na média de 8,6 mg NTK .L⁻¹, garantindo, nesse caso, uma remoção média de 80% NTK.

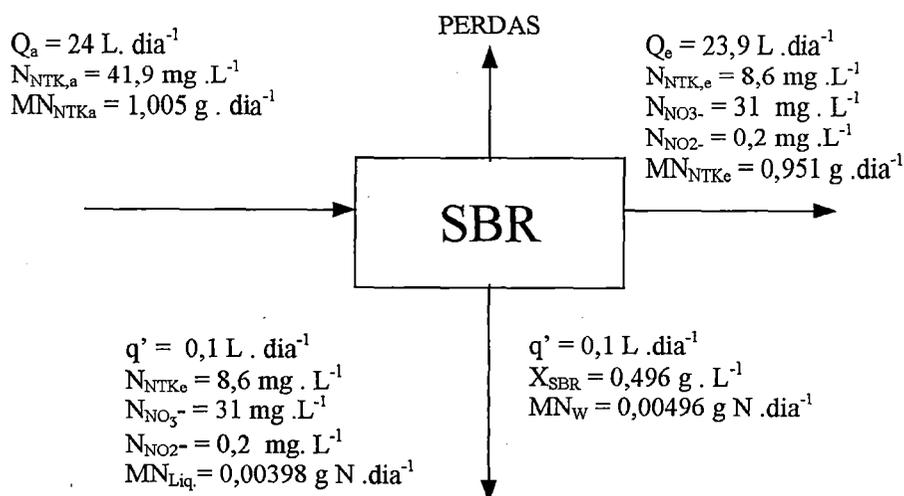


FIGURA 6.2.6 - Balanço de nitrogênio total, durante a segunda fase de operação, do SBR, à temperatura de 30°C.

Com o objetivo de melhor compreender o balanço de massa do material nitrogenado apresenta-se a Tabela 6.2.1.

TABELA 6.2.1 - Valores afluentes e efluentes de nitrogênio para o balanço de massa do reator SBR.

PARÂMETROS	NITROGÊNIO AFLUENTE (mg N. dia ⁻¹)	PARÂMETROS	NITROGÊNIO EFLUENTE (mg N.dia ⁻¹)
$MN_{NTK,a}$	1,005 g N . dia ⁻¹	$MN_{NTK,e}$	0,951 g N. dia ⁻¹
		MN_L	0,00398 g N . dia ⁻¹
		MN_W	0,00496 g N . dia ⁻¹
Total	1,005	Total	0,959
% balanço = $[N_{SAI} (N_{ENTRA})^{-1} \cdot 100] = 95,4 \%$			

onde:

$MN_{NTK,a}$: vazão mássica do material nitrogenado afluente, g NTK . dia⁻¹

$MN_{NTK,e}$: vazão mássica do material nitrogenado efluente, g NTK . dia⁻¹

N_{NTK} : NTK afluente, g NTK . L⁻¹

Q_a : vazão afluente, L . dia⁻¹

Q_e : vazão efluente, L . dia⁻¹

MN_W : vazão mássica de nitrogênio no lodo de excesso, g N . dia⁻¹

X_{SBR} : concentração de SSV no lodo de excesso do SBR, mg SSV . L⁻¹

fn : 0,1 mg N . (mg SSV)⁻¹

MN_L : formas de nitrogênio presentes na fase líquida, g N. dia⁻¹

q : vazão do lodo de excesso do reator UASB, L . dia⁻¹

q' : vazão do lodo de excesso do SBR, L . dia⁻¹

$N_{NO_3^-}$: concentração de nitrato, mg N-NO₃⁻ . L⁻¹

$N_{NO_2^-}$: concentração de nitrato, mg N-NO₂⁻ . L⁻¹

Na Figura 6.2.6, observa-se que a vazão mássica do material nitrogenado afluente foi $1,005 \text{ g N} \cdot \text{dia}^{-1}$. Por sua vez, no sistema SBRs, o material nitrogenado afluente deverá sair sob três frações: uma como nitrogênio no lodo de excesso [vazão mássica de nitrogênio do próprio lodo ($0,00496 \text{ g N} \cdot \text{dia}^{-1}$) mais as formas de nitrogênio presentes na fase líquida ($0,00398 \text{ g N} \cdot \text{dia}^{-1}$)], outra como efluente, e provavelmente a última deverá sair na forma de gases. Assim sendo, o fator de recuperação [$\% \text{ N} = N_{\text{sai}} (N_{\text{entra}})^{-1} \cdot 100$] do material nitrogenado conforme os dados apresentados na Figura 6.2.6 foi de 95%. Significa que os valores médios da vazão mássica de nitrogênio que deixa o SBRs se aproxima dos valores médios da vazão mássica afluente.

Diante do exposto, entende-se que durante a segunda fase de operação, o SBRs foi operado em regime de equilíbrio dinâmico e que os procedimentos e metodologia para as determinações, seguramente foram corretos. Portanto, confirma-se a confiabilidade nos dados obtidos.

As Figuras 6.2.7 e 6.2.8, obtidas dos dados apresentados na Tabela B.5 em anexo, representam, graficamente, o efeito da relação DQO / N-amoniaco e DQO / NTK e suas respectivas eficiências de remoção, durante todo o período experimental.

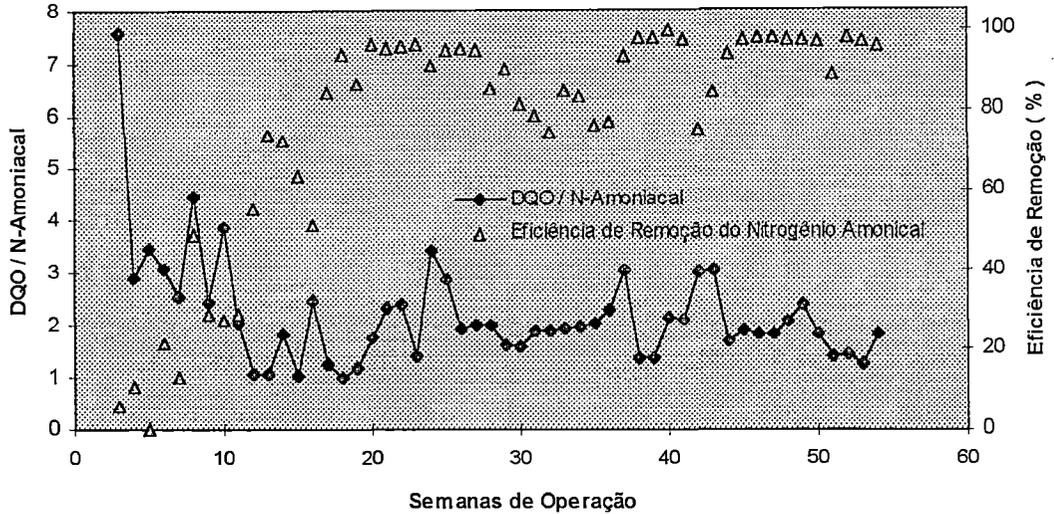


FIGURA 6.2.7 - Comportamento da relação DQO/N-amoniacaal e Eficiência de Remoção amoniacaal durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

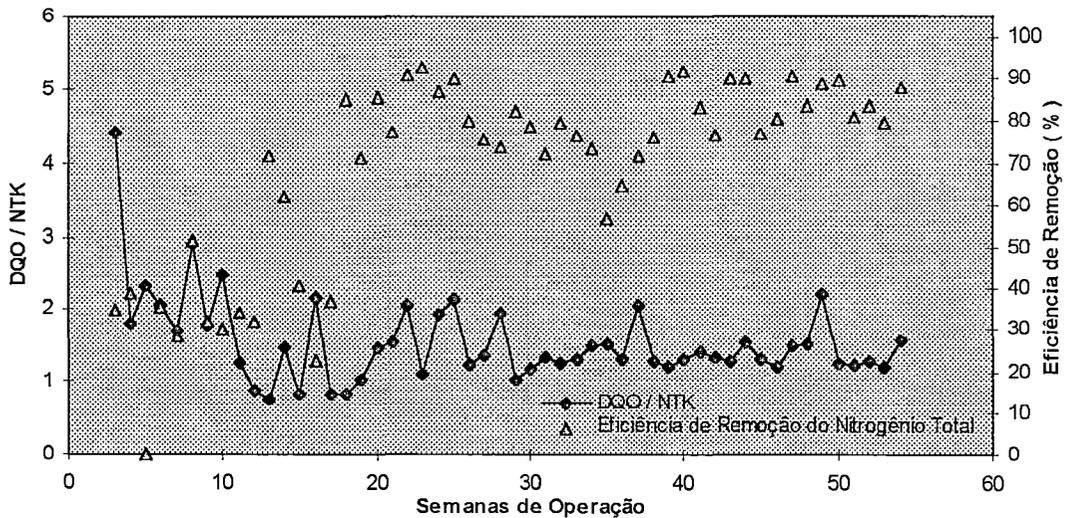


FIGURA 6.2.8 - Efeito da relação DQO / NTK e eficiência de remoção do NTK durante cinqüenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

Nas Figuras 6.2.7 e 6.2.8, verifica-se que no início da operação do SBR as relações DQO / N-amoniacaal e DQO / NTK eram altas variando de 7,57 a 1,05 e 4,44 a 0,76, respectivamente.

Verificando-se os dados apresentados nessas Figuras observa-se que à medida em que diminuía a relação DQO e Nitrogênio, aumentava a eficiência do processo de nitrificação.

De acordo com a Figura 6.2.7, a maior eficiência de remoção de N-amoniacoal (90%) ocorreu ao longo da segunda fase, quando a relação DQO / N-amoniacoal variou entre 1,26 e 2,38.

A Figura 6.2.8 apresenta dados que confirmam a maior eficiência de remoção de nitrogênio total quando a relação DQO / NTK variou entre 1,20 e 2,21, justamente ao longo da segunda fase de operação do sistema.

Conforme anteriormente apresentado, o processo de nitrificação ocorre com consumo de alcalinidade.

De acordo com Figura 5.2.5a, a alcalinidade total afluente se manteve na média de $326 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, enquanto a alcalinidade efluente permaneceu na média de $129 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. Conseqüentemente, o consumo médio de alcalinidade total foi de $197 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

Conforme os dados apresentados na Tabela 5.2.2 a concentração de N-NO_3^- durante o processo de nitrificação foi de $31 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$. Assim sendo, tem-se ($197 \text{ mg CaCO}_3 / 31 \text{ mg N-NO}_3^-$) $6,35 \text{ mg CaCO}_3$ por mg N-NO_3^- produzido. Esta relação é 10% menor do que o valor teórico apresentado na equação (3.29).

Convertendo-se os valores de alcalinidade total para a alcalinidade a bicarbonato e a concentração de N-NO_3^- produzido para N-NH_4^+ oxidado ($240 / 31$) tem-se $7,75 \text{ mg de HCO}_3^-$ por mg de N-NH_4^+ oxidado, o qual é cerca de 10% menor do que o valor teórico (8,64) apresentado por GRADY & LYM (1980).

O consumo da alcalinidade durante o processo de nitrificação não interferiu na variação do pH. Significa, portanto, que o efluente proveniente do UASB apresentava boa capacidade de

tamponamento, garantindo o consumo de alcalinidade e mantendo o pH praticamente estável, conforme representação gráfica apresentada na Figura 5.2.6.

Observa-se na Figura 5.2.4, que os valores dos ácidos voláteis não apresentaram grandes variações entre a concentração afluente e efluente, embora tenha ocorrido no reator SBRs uma remoção média de DQO de 65%.

Na Figura 5.2.6 pode-se observar que a variação entre o pH afluente e efluente foi mínima. Na Tabela 5.1.4, encontram-se os dados médios durante a segunda fase de operação do SBRs, notando-se que o pH afluente variou entre 6,7 e 8,7, mantendo-se na média de 7,5. Este valor médio de pH, segundo a literatura, apresenta boa eficiência no processo de nitrificação.

6.2.3 - Remoção de Fósforo

Constatou-se que ocorreu remoção de fósforo ao longo das quatro fases de operação dos reatores SBRs, conforme pode-se observar na Figura 5.2.9.

Na fase inicial da operação (Figura 5.2.9a), a remoção de fósforo manteve-se na média de 14,8% e na última fase (Figura 5.2.9b) a remoção foi de 26,4%.

De acordo com a Figura 5.2.9c, a maior remoção de fósforo (48,2%) ocorreu na terceira fase, seguida de 27,6% na segunda fase, conforme Figura 5.2.9d. Ressalta-se que nessas duas fases (segunda e terceira) foi adicionado cloreto férrico ao afluente do sistema UASB - SRBs.

A Figura 5.2.13 apresenta uma micrografia eletrônica de verradura de um floco de lodo aeróbio coletado do SBRs. Como pode ser observado na micrografia, tem-se três pontos seqüenciais

marcados (1, 2 e 3) da esquerda para a direita, os quais apontam os locais onde foram efetuadas as microanálises de EDX.

Os principais elementos químicos encontrados nas microanálises quantitativas em termos percentuais médios, na ordem crescente, foram os seguintes:

Manganês (0,07%); Níquel (0,08%); Magnésio (0,29%);
Zinco (0,78%); Cobre (1,04%); Potássio (1,25%);
Alumínio (1,49%); Enxofre(2,91%); Silício (6,4%);
Ferro (11,63%); Cálcio (21,88%); Fósforo (52,14%)

Esses resultados evidenciam, em termos percentuais, a presença acentuada de ferro, cálcio e fósforo. Essas constatações, são insuficientes para se ter conclusões definitivas a respeito do fenômeno.

No entanto, de acordo com WEF / ASCE (1992) e METCALF & EDDY (1991), pode-se compreender que essa acentuada concentração de fósforo, cálcio e ferro presente no lodo aeróbio pode ser atribuída a precipitados de hidroxiapatita [$\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$] e fosfato férrico [FePO_4].

6.3 - Coluna de desnitrificação

A literatura consultada, não trata a respeito da utilização de lodo anaeróbio usado, especificamente, para desnitrificação. Dessa forma, entende-se que a utilização da coluna de lodo anaeróbio como fonte externa de carbono para o processo de desnitrificação de esgoto sanitário, é de fato, um assunto inédito.

6.3.1 - Desempenho do lodo na coluna

Durante as cinco fases de operação da coluna de lodo anaeróbio de fluxo ascendente para desnitrificação a carga

nitrogenada aplicada variou entre 395 e 949 g N-NO_x⁻ .m⁻³ .dia⁻¹ conforme os dados apresentados na Tabela 5.3.1. A vazão afluyente foi de 9,6 L .dia⁻¹ e a velocidade ascensional média do líquido foi 0,20 m. h⁻¹.

Observando-se os dados da Tabela 5.3.1, pode-se verificar que na primeira fase de operação, a coluna de desnitrificação foi carregada com 33,93g de sólidos suspensos totais (SST), desses, 86,2% eram sólidos suspensos voláteis (SSV). Observando-se a Figura 5.3.1a, verifica-se que a remoção de nitrato ocorreu significativamente a partir da quarta semana de operação e se manteve durante doze semanas consecutivas com eficiência de remoção média do nitrato de 76%, decaindo, em seguida, para 13% por mais três semanas. O retardamento da eficiência de remoção verificada no início da operação se deve, provavelmente, ao fato do lodo anaeróbio se encontrar a baixa temperatura ($\pm 0^{\circ}\text{C}$) por mais de cinco meses, antes de sua utilização.

Na segunda fase de operação (Figura 5.3.1b), foi retirado da coluna de desnitrificação 0,3 L do lodo e, em seguida, repostado com lodo da mesma procedência que o anterior, porém advindo do reator UASB em operação. A carga de lodo adicionada à coluna de desnitrificação foi de 41,76 g SST contendo 79,5% de SSV. Nessa fase, a desnitrificação ocorreu imediatamente e prosseguiu durante cinco semanas consecutivas com uma eficiência média de 73% de remoção de nitrato, decaindo para 46% na sexta semana, conforme Figura 5.1.3b.

Na terceira fase de operação, a coluna de desnitrificação foi carregada com 52,74g SST (48,9% de SSV) e a eficiência de remoção do nitrato se manteve por cinco semanas na média de 73% decaindo para 38% por mais duas semanas, conforme verificado na Figura 5.3.1c.

Na quarta fase de operação a coluna de desnitrificação foi carregada apenas com 7,02g SST (52,2% de SSV). A Figura 5.3.1d apresenta a eficiência de remoção do nitrato que foi de 62% e se manteve durante quatro semanas consecutivas, decaindo, em seguida, para 24% na sexta semana.

Finalmente, na quinta fase, foi adicionada 28,24g SST (55,9% de SSV) à coluna de desnitrificação, que foi operada durante três semanas mantendo uma eficiência de remoção média de 69%, conforme pode-se verificar na Figura 5.3.1e.

6.3.2 - Lodo anaeróbio como fonte de carbono

Observando-se a Tabela 5.3.1 verifica-se que os sólidos suspensos voláteis (SSV), nas duas primeiras fases de operação, aparecem em maior concentração quando comparados com os sólidos suspensos fixos (SSF). Por outro lado, observou-se ainda que à medida que ocorre a desnitrificação, há consumo de SSV tornando assim, o lodo mais mineralizado (maior percentual de SSF). Essa observação juntamente com o comportamento da remoção verificada na Figura 5.3.1 (5.3.1a até 5.3.1e) durante os cinco períodos, mostra que os SSV presentes no lodo são fatores limitantes do processo de desnitrificação, obrigando, portanto, a se efetuar descarte total ou parcial do lodo adicionado à coluna de desnitrificação.

Entende-se, ainda, que o comportamento do lodo anaeróbio submetido ao processo de desnitrificação é complexo e que, os parâmetros de sólidos suspensos voláteis de acordo com seu próprio método de análise, não apresentam muita acuracidade. Mesmo assim, com base nessas observações e, paralelamente, comparando-as com a discussão apresentada por ABUFAYED & SCHROEDER

(1986), quando naquela oportunidade usavam lodo primário como fonte de carbono, pode-se fazer as seguintes considerações:

A fração solúvel e rapidamente biodegradável do lodo anaeróbio, quando submetida a ambiente anóxico, é oxidada através da redução do nitrato e a fração restante do material solúvel é utilizada na síntese (incorporada aos organismos desnitrificantes). Por outro lado, a fração particulada do lodo (lentamente biodegradável) sofre processo de hidrólise e, em seguida, fermentação, produzindo compostos reduzidos como por exemplo, ácidos voláteis. Esse material fermentado, em contato com o nitrato presente no sistema, realiza o processo de desnitrificação. Isto significa que no processo de desnitrificação, quando a fonte de carbono é lodo anaeróbio, o material solúvel biodegradável é progressivamente esgotado e a taxa de desnitrificação é limitada pela taxa da hidrólise do material orgânico particulado.

6.3.3 - Remoção de nitrato

De acordo com a representação gráfica apresentada na Figura 5.3.2, verifica-se que ao longo das cinco fases de operação da coluna de desnitrificação ocorreu uma considerável remoção de nitrato: 76% na primeira fase; 73% na segunda e terceira fases; 62% da quarta fase e finalmente 69% da quinta fase, conforme dados da Tabela 5.3.2.

Na Tabela 5.3.3, apresentam-se os dados referentes à variação de nitrogênio total (NTK) e nitrogênio amoniacal ($N-NH_3 + N-NH_4^+$) afluente e efluente, confirmando, dessa forma, que a remoção de nitrato observada na Figura 5.3.2 foi realmente devida ao processo de desnitrificação.

Teoricamente, durante o processo de desnitrificação ocorre consumo de acidez. Os resultados apresentados na Tabela 5.3.3 confirmam que ao longo dos cinco períodos de operação da coluna, ocorreu produção de alcalinidade, embora essa produção ($44,8 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$) seja inferior à teoricamente esperada.

Durante as cinco fases de operação, a coluna de desnitrificação reduziu em média $21,7 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de nitrato. Teoricamente, $[21,7 \text{ mg N-NO}_3^- \times 3,57 \text{ mg CaCO}_3 \cdot (\text{mg N-NO}_3^-)^{-1}]$ a alcalinidade produzida deveria ser de $77,4 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

Essa diferença observada pode ser atribuída à variação da alcalinidade devido à precipitação ou dissolução de sais contidos no próprio lodo anaeróbio de enchimento da coluna, em contato com o efluente nitrificado, como também, devido a influência de ácidos fracos como os sistemas ortofosfato ($\text{H}_3\text{PO}_4 - \text{H}_2\text{PO}_4^- - \text{HPO}_4^{2-} - \text{PO}_4^{3-}$) e sulfeto ($\text{H}_2\text{S} - \text{HS}^- - \text{S}^{2-}$).

Vale salientar que, de acordo com a Tabela 5.3.3, a produção da alcalinidade durante o processo de desnitrificação não provocou variação do pH. Portanto, o afluente nitrificado apresentava boa capacidade de tamponamento.

A carga volumétrica específica aplicada do material nitrogenado é um parâmetro que indica as cargas diárias de nitrato e nitrito (N-NO_x^-) por unidade de volume de lodo na coluna de desnitrificação.

Por exemplo, a carga de N-NO_x^- aplicada por unidade de volume de lodo presente na coluna (CN_a), durante as cinco fases de operação, variou entre $0,454$ e $0,949 \text{ kg N-NO}_x^- \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, conforme Tabela 5.3.1 e Figuras 6.3.1 e 6.3.2.

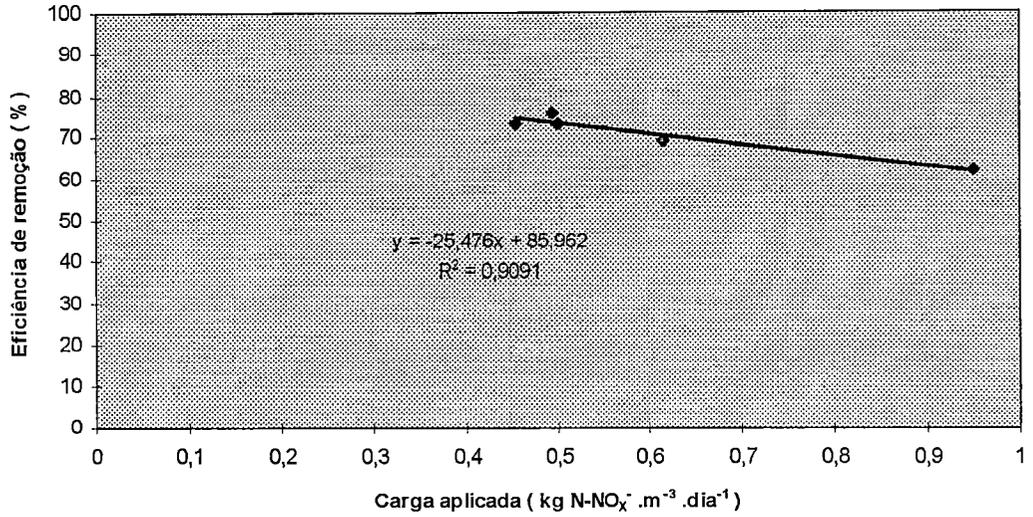


FIGURA 6.3.1 - Correlação entre Carga aplicada e eficiência de remoção.

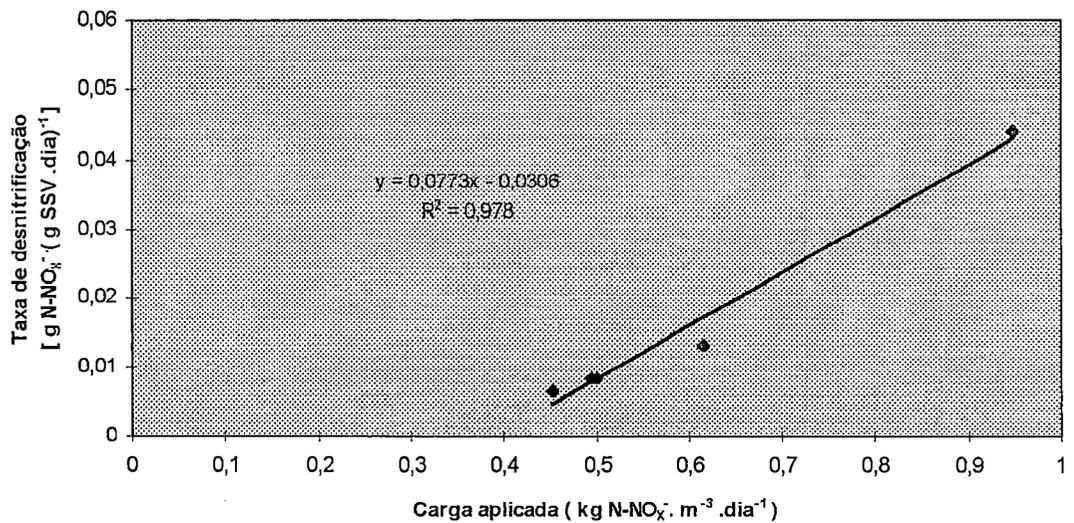


FIGURA 6.3.2 - Correlação entre a Carga nitrogenada aplicada e Taxa de desnitrificação.

Conhecendo-se a carga aplicada ($\text{kg N-NO}_x^- \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$) nas faixas explicitadas nas Figuras 6.3.1 e 6.3.2, pode-se, através de suas equações, estimar a eficiência de remoção de nitrato e a taxa de desnitrificação, respectivamente.

Um outro parâmetro de importância é a taxa de desnitrificação. Determina-se essa taxa baseado na remoção de nitrato e nitrito por massas de sólidos suspensos voláteis por dia. Conforme a Tabela 5.3.1, a taxa de desnitrificação (U_{DN}) durante as cinco fases de operação variou na faixa de 0,0065 a 0,044 $\text{mg N-NO}_x^- \cdot \text{removido} \cdot \text{mg}^{-1} \text{SSV} \cdot \text{dia}^{-1}$. Estas taxas são consideradas baixas quando comparadas as de processos de desnitrificação convencionais. (METCALF & EDDY, 1991)

6.3.4 - Estimativa do número de bactérias desnitrificantes

Não foram encontradas na literatura, informações sobre métodos de estimativa do número de bactérias desnitrificantes presentes em tratamento de águas residuárias.

A metodologia empregada foi a usada para determinações em solos e sedimentos aquáticos. Por isso, foram feitas algumas adaptações com relação ao fator de diluição da amostra. Foram submetidas a essa metodologia amostras de lodo proveniente da coluna de desnitrificação e do reator UASB.

Os resultados da estimativa de bactérias desnitrificantes foram expressos em número de bactérias por grama de sólidos suspensos voláteis ($\text{N}^\circ \text{bactérias} \cdot \text{g}^{-1} \text{SSV}$). O número de bactérias desnitrificantes presentes na coluna de desnitrificação variaram de $2,9 \times 10^6$ a $9,19 \times 10^6$ bactérias (g SSV^{-1}). Essa mesma ordem de grandeza foi constatada no lodo proveniente do UASB [$(7,9 \times 10^6$ a $5,6 \times 10^6$ bactérias (g SSV^{-1})].

Esses resultados mostram que as bactérias desnitrificantes não são específicas, pois apresentam capacidade de metabolizar carbono orgânico usando receptores de elétrons diversos. TIEDJE (1988) entende, que a predominância de populações desnitrificantes como, por exemplo, Pseudomonas no solo ou ambiente aquático se deva, principalmente à competitividade pelo carbono, não exigindo, necessariamente, a presença de nitrato.

6.3.5 - Remoção de Fósforo

A remoção de fósforo na coluna de desnitrificação só foi acompanhada nas dez últimas semanas de operação. Nesse período, o lodo anaeróbio utilizado como fonte externa de carbono era proveniente do reator UASB, o qual apresentava alta concentração de material mineralizado (relação SSV / SST desse lodo variou entre 0,49 e 0,55).

Na representação gráfica apresentada na Figura 5.3.3, observam-se os valores afluentes e efluentes e constata-se uma considerável remoção de fósforo (61%).

Certamente, essa remoção de fósforo deve ser atribuída a outros processos, além da síntese de biomassa.

Os dados obtidos, ao longo das dez últimas semanas de operação da coluna de desnitrificação são insuficientes para que se possa ter conclusões definitivas a respeito do tipo de remoção constatada na coluna de desnitrificação.

6.4 - Desempenho do UASB - SBRs

6.4.1 - Remoção de matéria carbonácea

De acordo com as Figuras 5.1.1 e 5.2.1, observa-se que a eficiência de remoção da DQO bruta e filtrada durante as dezesseis semanas iniciais foi relativamente baixa, tanto para UASB quanto para o sistema SBRs.

Essa baixa remoção constatada deve caracterizar a fase de adaptação dos lodos (anaeróbio e aeróbio). Dessa forma, observando-se os ajustes das curvas apresentadas nas Figuras 5.1.2 e 5.2.2 pode-se compreender que a fase inicial da partida dos reatores SBRs foi longa, tanto quanto para o reator UASB.

A partir da primeira fase de operação do sistema (UASB - SBRs) ocorreu forte remoção de DQO, SST e SSV além de considerável remoção de fósforo e nitrogênio.

A partir da 16^a semana de operação, verifica-se de acordo com as Figuras 5.1.2 e 5.2.2 que as eficiências de remoção da DQO bruta da fase líquida em ambas as unidades (UASB e SBRs) se mantiveram na média de 86% e 65%, respectivamente. Concomitantemente, a remoção da DQO filtrada foi de 81% e 55% para os reatores UASB e SBRs, respectivamente.

Com relação à remoção de sólidos suspensos voláteis, as curvas ajustadas e apresentadas nas Figuras 5.1.3 e 5.2.3, evidenciam que a partir da 16^a semana de operação do sistema o reator UASB removeu na média de 87% de SSV e o SBRs 73%.

No sistema combinado, a relação SSV / SST ao longo do período de operação foi, em média, de 0,51 para o reator UASB, conforme correlação apresentada na Figura 6.4.1a, enquanto que, para

os reatores SBRs a relação SSV / SST foi de 0,55, conforme Figura 6.4.1b.

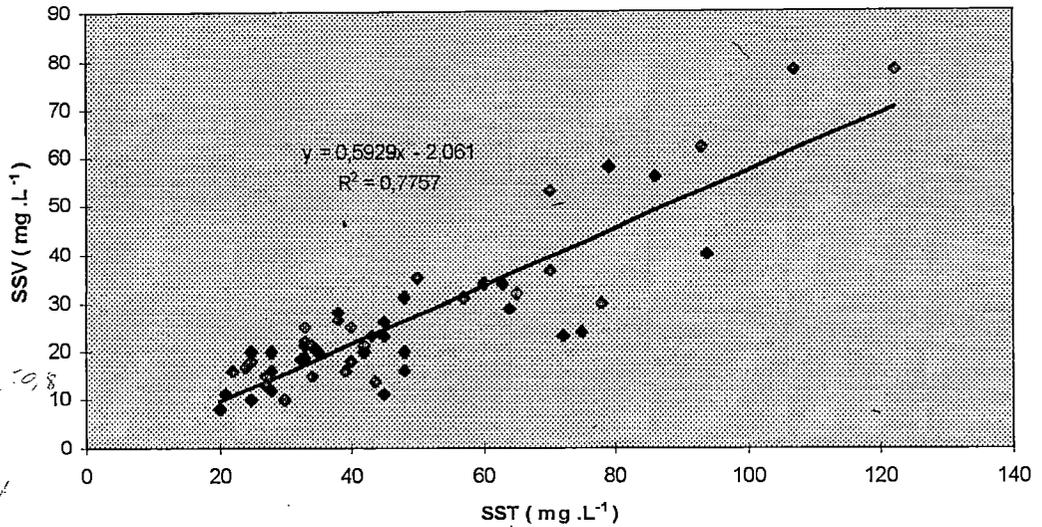


FIGURA 6.4.1a - Correlação entre SSV e SST do efluente no reator UASB.

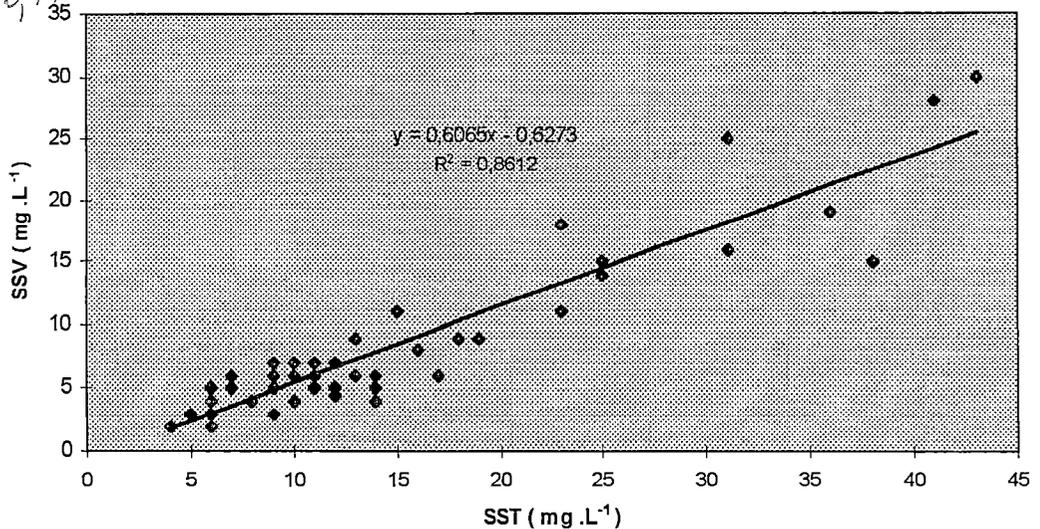


FIGURA 6.4.1b - Correlação entre SSV e SST do efluente no reator SBR.

FIGURA 6.4.1 - Correlação entre SSV e SST do efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

1.1a

6.4.2 - Balanço global de DQO

O sistema combinado (UASB - SBRs) atingiu o estado de equilíbrio dinâmico, a partir da segunda fase de operação. Subentende-se nesse caso, que não havia mais nenhuma acumulação de material orgânico no sistema. Logo, o material afluente era convertido em outros tipos de materiais ou saía no efluente ou no lodo de excesso.

Para a realização do balanço de massa foram utilizados dois fatores de conversão: o primeiro foi a conversão do metano a DQO. Nesse caso, foi usada a estequiometria da oxidação do metano, conforme discussão apresentada na metodologia.

O segundo fator de conversão foi baseado em SCHROETER²³ apud BARKER & DOLD (1995) que assume que cada grama de SSV do lodo é equivalente a 1,48g DQO [1,48 mg DQO .(mg SSV)⁻¹].

No balanço de massa apresentado na Figura 6.4.2, pode-se observar que a DQO afluente deverá sair sob quatro frações distintas: uma que é descarregada com o lodo de excesso, uma segunda que deixa o sistema como efluente líquido, uma outra removida pelo processo anaeróbico e finalmente a última fração removida pelo processo aeróbico. Portanto, para se realizar o balanço foram utilizadas as expressões 4.1 a 4.12.

²³ SCHROETER W. D. ; DOLD P. L. and MARAIS G. v. R. (1982) The COO / SVS ratio of the volatile solids in the activated sludge process. Research Report No. W45, Department of Civil Engineering, University of City Cape Town.

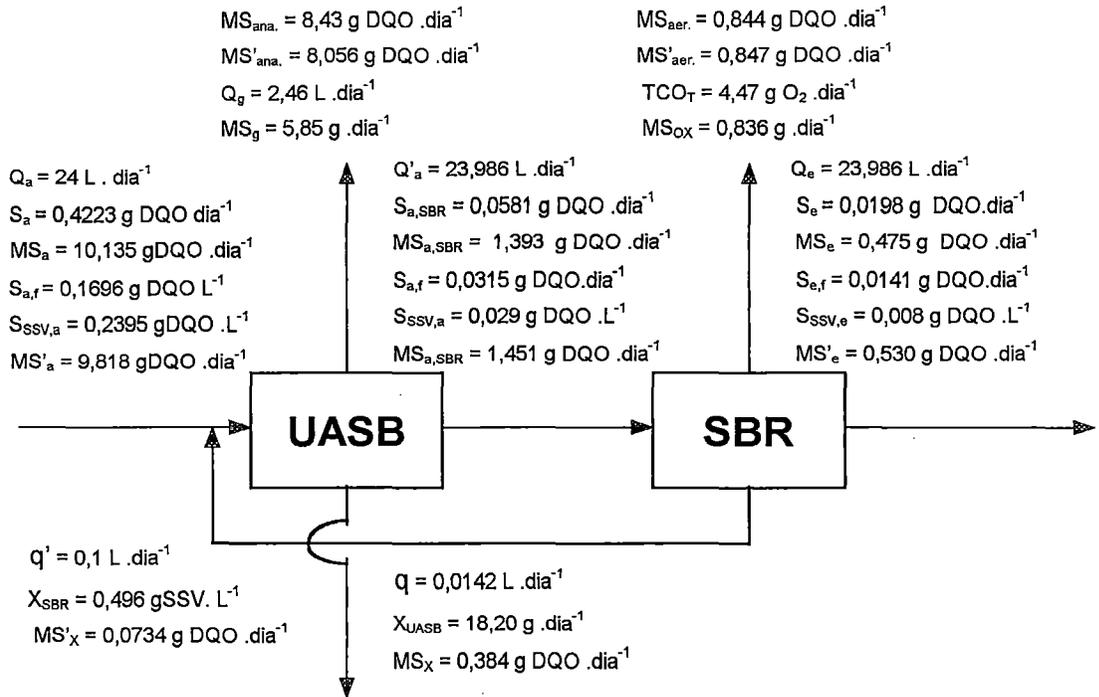


FIGURA 6.4.2 -Balanço de massa do sistema combinado considerando DQO bruta, SSV e DQO Filtrada, durante a segunda fase de operação, à temperatura de 30°C.

Com o objetivo de melhor compreender o balanço de massa do material orgânico, apresenta-se a Tabela 6.4.1.

TABELA 6.4.1-Valores médios, mínimos e máximos, desvio padrão (S) e coeficiente de variação (CV) dos parâmetros obtidos no balanço de massa.

PARÂMETROS	MÉDIA	MÍNIMO	MÁXIMO	S	CV (%)
MS_a (gDQO.dia ⁻¹)	10,135	8,50	13,20	1,35	13
$MS_{a,SBR}$ (gDQO.dia ⁻¹)	1,393	0,77	1,94	0,26	18
MS_e (gDQO.dia ⁻¹)	0,475	0,24	0,72	0,111	23
MS_X (gDQO.dia ⁻¹)	0,382	0,34	0,41	0,025	6
MS_d (gDQO.dia ⁻¹)	5,86	5,30	6,19	0,28	4
$MS_{ana.}$ (gDQO.dia ⁻¹)	8,43	6,47	11,14	1,37	16
MS_{OX} (g O ₂ .dia ⁻¹)	0,836	0,12	1,390	0,329	39
$MS_{aer.}$ (gDQO.dia ⁻¹)	0,844	0,15	1,370	0,296	35
TCO_T (g O ₂ . dia ⁻¹)	4,478	3,84	5,050	0,321	7
MO_N (g O ₂ . dia ⁻¹)	3,642	3,13	4,340	0,362	10
$S_{SSV,a}$ (gDQO.dia ⁻¹)	0,239	0,166	0,371	0,049	20
$S'_{SSV,a}$ (gDQO.dia ⁻¹)	0,029	0,012	0,054	0,010	34
$S_{SSV,e}$ (gDQO.dia ⁻¹)	0,008	0,003	0,016	0,003	37
MS'_a (gDQO.dia ⁻¹)	9,818	7,302	12,444	1,412	14
$MS'_{a,SBR}$ (gDQO.dia ⁻¹)	1,451	0,967	2,577	0,294	20
MS'_e (gDQO.dia ⁻¹)	0,530	0,347	0,800	0,105	20
$MS'_{ana.}$ (gDQO.dia ⁻¹)	8,056	5,475	10,682	1,37	17
$MS'_{aer.}$ (gDQO.dia ⁻¹)	0,847	0,394	2,075	0,326	38
MS'_{OX} (g O ₂ . dia ⁻¹)	0,836	0,120	1,390	0,329	39

onde

MS_a : vazão mássica do material orgânico afluyente como DQO bruta, g DQO.dia⁻¹

MS'_a : vazão mássica do material orgânico afluyente como DQO filtrada mais DQO de SSV, g DQO.dia⁻¹

MS_e : vazão mássica do material orgânico efluyente como DQO bruta, g DQO.dia⁻¹

MS'_e : vazão mássica do material orgânico efluyente como DQO filtrada mais DQO de SSV, g DQO.dia⁻¹

$MS_{ana.}$: vazão mássica do material orgânico removido pelo processo anaeróbio, g DQO . dia⁻¹

$MS'_{ana.}$: vazão mássica do material orgânico removido pelo processo anaeróbio como DQO filtrada e DQO dos sólidos suspensos voláteis, g DQO. dia⁻¹

MS_{aer} : vazão mássica do material orgânico removido pelo processo aeróbio, g DQO.dia⁻¹

MS'_{aer} : vazão mássica do material orgânico removido pelo processo aeróbio como DQO filtrada e DQO dos sólidos suspensos voláteis, g DQO. dia⁻¹

MS_g : massa de DQO convertida em CH₄, g DQO .dia⁻¹

MS_{ox} : massa de DQO removida no SBR baseado no consumo de oxigênio, g O₂ .dia⁻¹

MS_x : vazão mássica do material descarregado no lodo de excesso, g DQO.dia⁻¹

Q_a : vazão afluyente, L .dia⁻¹

Q'_a : vazão afluyente do SBRs, L .dia⁻¹

Q_e : vazão efluente, L .dia⁻¹

Q'_e : vazão efluente do SBRs, L .dia⁻¹

S_a : DQO afluyente, g DQO . L⁻¹

$MS_{a,SBR}$: vazão mássica do material orgânico afluyente como DQO bruta do SBR, g DQO .dia⁻¹

$MS'_{a,SBR}$: vazão mássica do material orgânico afluyente como DQO filtrada e DQO dos SSVdo SBR, g DQO .dia⁻¹

MS'_x : vazão mássica do lodo de excesso do reator SBR, g DQO .dia⁻¹

S_{SSV} : concentração de SSV expressos na forma de DQO, gDQO .L⁻¹

p : 1,48 g DQO .(g SSV)⁻¹

$MS_{a,f}$: vazão mássica da DQO filtrada, g DQO .dia⁻¹

$M_{a,f}$: concentração da DQO afluyente filtrada, g DQO .dia⁻¹

SSV_a : concentração de sólidos suspensos voláteis afluyente do reator UASB, g SSV .L⁻¹

SSV'_a : concentração de sólidos suspensos voláteis afluentes do SBR, g SSV .L⁻¹

SSV_e : concentração de sólidos suspensos voláteis efluente, g SSV .L⁻¹

Observa-se na Tabela 6.4.1 e na Figura 6.4.2 que a DQO afluente foi de 10,208 g .dia⁻¹ (10,135 g .dia⁻¹ afluente + 0,0753 g .dia⁻¹). Por outro lado, a massa de DQO removida anaerobiamente ($M_{s_{ana}}$), conforme a expressão 4.4, foi de 8,43 g .DQO .dia⁻¹.

A DQO removida no SBRs foi calculada pela diferença da DQO afluente e efluente ($M_{s_{aer}}$) que permaneceu na média de 0,844 g DQO .dia⁻¹. Finalmente, de acordo com a Tabela 6.4.1 pode-se verificar as quatro frações:

- fração do material orgânico descarregado no lodo de excesso (F_x)=3,76%.
- fração do material orgânico removida pelo processo anaeróbio (F_{ana}) = 82,58%.
- fração do material orgânico removida pelo processo aeróbio (F_{aer}) = 8,26%.
- fração do material orgânico que sai no efluente final (F_{elf}) = 4,65%.

A massa de DQO total afluente calculada a partir da DQO bruta, teoricamente, é igual à soma das duas frações: DQO filtrada e DQO dos SSV. Logo, seguindo-se o mesmo procedimento utilizado no balanço para DQO bruta, efetuou-se também, balanço de massa da DQO filtrada e DQO dos sólidos suspensos voláteis (SSV), conforme Figura 6.4.2.

Com base na expressão 4.4 a vazão mássica afluente média do reator UASB (9,818 g DQO .dia⁻¹ + 0,0734 g DQO .dia⁻¹) foi

de 9,891 g DQO .dia⁻¹ e a vazão mássica média efluente (1,451 g DQO .dia⁻¹ + 0,384 g DQO .dia⁻¹) foi de 1,835 g DQO .dia⁻¹. Portanto, a vazão mássica do material orgânico removido pelo processo anaeróbio (MS_{ana.}) foi de 8,056 g DQO .dia⁻¹. Por outro lado, o material orgânico removido pelo processo aeróbio (MS_{aer.}) foi de 0,847 g DQO .dia⁻¹, conforme a Figura 6.4.2.

Os valores dos parâmetros MS_{ana.} e MS_{aer.}, neste balanço, se mantiveram bem próximos daqueles apresentados no balanço de DQO bruta. Essa constatação assegura a confiabilidade nos dados obtidos no período experimental.

Com os parâmetros apresentados na Tabela 6.4.1 e na Figura 6.4.2 pode-se verificar as quatro frações:

- fração do material orgânico descarregado no lodo de excesso, $F_x = 3,88\%$
- fração do material orgânico removida pelo processo anaeróbio, $F_{ana.} = 81,44\%$
- fração do material orgânico removida pelo processo aeróbio, $F_{aer.} = 8,56\%$
- fração do material orgânico que sai do efluente, $F_{efl.} = 5,36\%$

Comparando as três frações iniciais, com as três frações do balanço da DQO bruta, verifica-se que estas variaram em termos percentuais de 1,4 a 3,5%, enquanto que a última fração (fração do material que sai no efluente) divergiu cerca de 13% da mesma fração do balanço de massa da DQO bruta.

Esse comportamento pode ser atribuído a erros experimentais, sobretudo, na determinação da DQO em concentrações inferiores a 20 mg .L⁻¹.

Observando-se a Tabela 6.4.1, verifica-se que os coeficientes de variação (CV) para os valores dos parâmetros de MS_a;

$MS_{a,SBR}$ e $MS_{ana.}$ são menores quando comparados aos parâmetros MS'_a ; $MS'_{a,SBR}$; $MS'_{ana.}$. Portanto, este fato indica que as medidas de DQO e, conseqüentemente, as vazões mássicas dos parâmetros citados apresentam menor variabilidade. Assim sendo, as quatro frações determinadas através do balanço de massa da DQO bruta, apresentam maior confiabilidade.

Com relação às frações estudadas, pode-se verificar através da Figura 6.4.2 que o reator UASB removeu mais de 82% da DQO afluente, enquanto o reator seqüencial em batelada (SBR) removeu cerca de 8,26% da DQO total do sistema. Pode parecer baixa essa remoção, mas seguramente, é uma fração considerável, pois a parcela rapidamente biodegradável, já havia sido consumida no reator UASB.

A fração efluente correspondendo a 4,65% da DQO afluente, provavelmente, constitui-se da fração de DQO solúvel resistente ao tratamento biológico. MARAIS & EKAMA (1976) consideram que a fração de DQO dissolvida no efluente final de sistema de lodos ativados tratando esgotos sanitários é de aproximadamente 5%, pouco superior ao encontrado nessa pesquisa.

Com os dados apresentados nas Tabelas 5.1.6 e 5.2.4, torna-se possível verificar, experimentalmente, a massa de DQO removida anaerobiamente e aerobiamente. Dessa forma, verifica-se através da Figura 6.4.2 que o gás medido, $2,46 \text{ L.dia}^{-1}$ corresponde a $5,85 \text{ g DQO. dia}^{-1}$ ($MS_g = 1 / 0,42 Q_g$). Esta constatação, evidencia que aproximadamente 70% ($5,85 \text{ g. dia}^{-1}$) da DQO removida da fase líquida foi convertida em metano (CH_4). Os 30% que faltam para fechar o balanço de massa, podem ser atribuídos à presença de sulfatos (sulfatos se reduz a sulfeto) presentes no afluente e à presença de nitratos, advindos do lodo de excesso do reator SBR.

De fato, os organismos redutores de sulfato competem com as bactérias metanogênicas por hidrogênio (H_2) e ácido acético (HAc) como doador de elétrons. (SAM - SOON et al, 1991).

A concentração de sulfato no afluente era cerca de 10 mg. L^{-1} . Efetuando-se os cálculos, tem-se um consumo de apenas 1,6% de DQO afluente.

Por outro lado, a DQO consumida devido à desnitrificação é menor que 0,1% do total da DQO de alimentação do reator. Portanto, entende-se que essa imprecisão no balanço de massa do reator UASB deva-se às perdas inevitáveis de operação do sistema como por exemplo, as perdas de metano dissolvido no efluente e no próprio separador de fases, perdas através da borracha de latex que conduzia o gás até o medidor, como também possíveis erros de medição da produção de gás.

A massa da DQO removida no SBR baseada no consumo de oxigênio (MS_{ox}) foi obtida, experimentalmente, através da taxa de consumo de oxigênio. Como era de se esperar $MS_{aer} \cong MS_{ox}$. Com esses parâmetros experimentais apresentados na Figura 6.4.2 e na Tabela 6.4.1 pode-se verificar as quatro frações.

O fator de recuperação [$\% \text{ DQO} = \text{DQO}_{\text{sai}}(\text{DQO}_{\text{entra}})^{-1} \cdot 100$] do material orgânico no balanço de massa considerando-se a massa de DQO convertida em metano (CH_4) foi de apenas 74,71%. Entende-se que essa imprecisão se deve, em grande parte, as perdas inevitáveis nas condições de operação do reator UASB já citados, como também, a demanda de matéria orgânica devido à desnitrificação (lodo de excesso do UASB) e redução de sulfato.

De acordo com os resultados obtidos com o balanço de massa, verifica-se que a fração de lodo produzida no sistema UASB - SBRs foi relativamente baixa. O coeficiente produção de lodo foi cerca de $0,03 \text{ g SSV. (gDQO)}^{-1}$.

Este valor é bem inferior ao de 0,18 g SSV. (gDQO)⁻¹ apresentado por HENZE & HARRAMÕES (1983). Por outro lado, ZEEUW (1984), apresenta em sua revisão de literatura uma ampla faixa de valores de coeficiente de produção de lodo [0,015 a 0,4 g SSV (g DQO)⁻¹].

Entende-se, que o coeficiente da produção de lodo depende fundamentalmente das populações de microrganismos predominantes no reator e do substrato utilizado por essas populações.

A baixa produção de lodo conseguida durante o experimento pode ser atribuída a dois fatores: composição do substrato e temperatura de operação.

Com relação à composição do substrato, conforme descrito na metodologia, são os seguintes constituintes: lipídios, carboidratos e proteínas com 10%, 40% e 50%, respectivamente.

Segundo METCALF & EDDY (1991) o coeficiente de produção de lodo (Y) em digestão anaeróbia à 20°C, desse substratos são respectivamente, 0,05 ; 0,024 e 0,075 dia⁻¹. Por outro lado, a alta temperatura (± 30°C) de operação do sistema, promove uma elevada atividade da biomassa aumentando, nesse caso, a sua endogenia.

De acordo com o balanço de massa, em termos de DQO, realizado no sistema combinado, constatou-se que a DQO afluente submetida ao processo, saía sob quatro frações distintas:

- aproximadamente 4% da DQO afluente era descarregada no lodo de excesso, 82,58% removida pelo processo anaeróbio, 8,26% pelo aeróbio e cerca de 5% permanece no efluente final.

6.4.3 - Remoção de nutrientes

O desempenho do sistema combinado (UASB - SBRs) mostrou-se promissor com relação à remoção de nutrientes.

Com relação à remoção de nitrogênio, verifica-se diante da representação gráfica da Figura 6.4.3 que o processo de remoção de nitrogênio ocorreu efetivamente a partir da 16ª semana de operação do sistema. A eficiência de remoção de nitrogênio total Kjeldhal (NTK) nessa fase manteve-se na média de 85%.

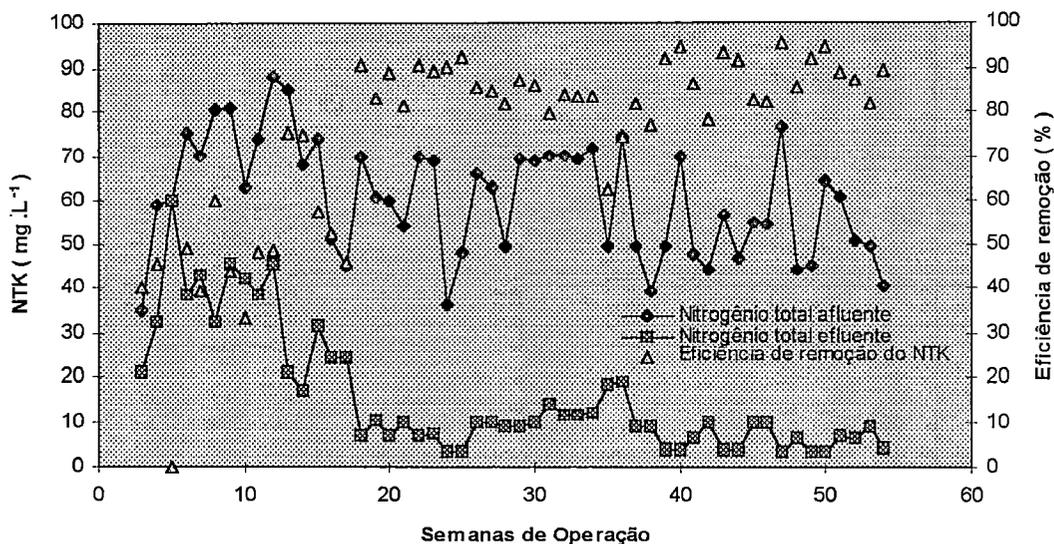


FIGURA 6.4.3 - Variação da concentração de nitrogênio total afluente e efluente como também, da eficiência de remoção do sistema combinado (UASB - SBRs) durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

A partir da 16ª semana de operação quando ocorreu completa nitrificação, foram obtidas taxas específicas de utilização considerando NTK como substrato. Conforme discussão já apresentada, a taxa específica foi de 0,23 kg NTK (kg SSV .dia)⁻¹. Entende-se que essa alta taxa específica de utilização apresentada em termos de NTK, se deva à alta concentração de microrganismos nitrificantes.

Considerando-se DBO₅ ao invés de DQO conforme os dados apresentados na Tabela 5.1.4 concluiu-se que a relação DBO₅ /

NTK ao longo da segunda fase de operação do sistema se manteve relativamente baixa, com valor médio de 0,85, variando entre 0,83 e 0,90. Essa relação segundo METCALF & EDDY (1991), assegura uma fração relativamente alta de microrganismos nitrificantes presentes na biomassa (30%).

Essas constatações dão indícios de que a eficiência dos SBRs dependem fundamentalmente do desempenho do reator UASB. À medida que ocorre alta eficiência de remoção carbonácea, a relação DQO / NTK ou DBO₅ / NTK diminui. Conseqüentemente, tem-se maior biomassa de organismos autotróficos, em detrimento dos heterotróficos.

Dada a intensa discussão já apresentada neste trabalho, com relação à remoção de fósforo, ficou evidenciado que ocorreu remoção de fósforo durante todo o período experimental através do UASB e dos SBRs.

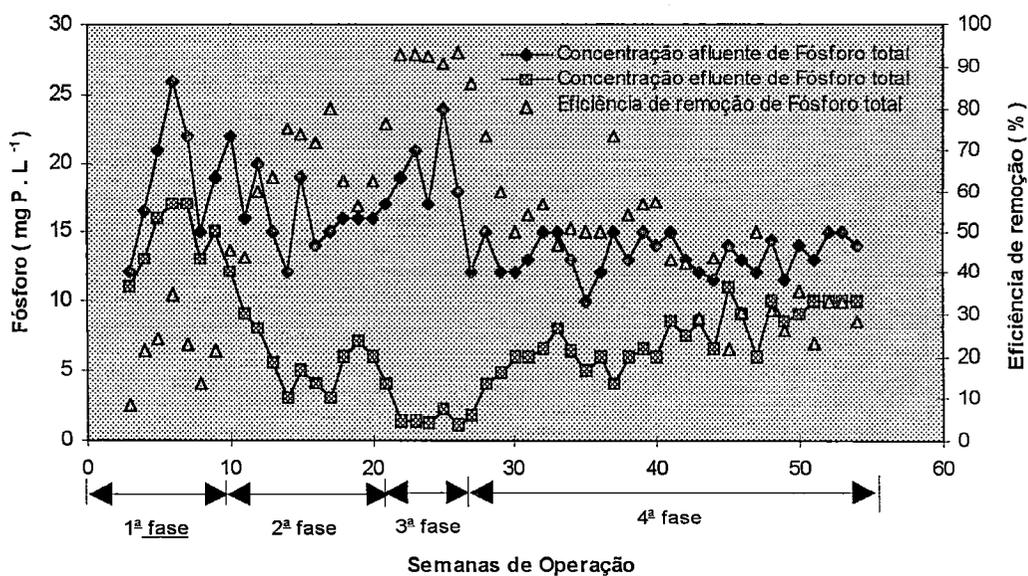


FIGURA 6.4.4 - Valores da concentração afluyente e efluente e eficiência de remoção de fósforo do sistema combinado (UASB - SBRs) durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

Durante as dez semanas iniciais de operação do sistema combinado, o afluente não continha fonte de ferro adicional, mesmo assim, a remoção de fósforo foi cerca de 25%, conforme Figura 6.4.4 e Tabela 6.4.2.

Na Figura 6.4.4, em que são representados, graficamente, os valores da concentração afluente e efluente de fósforo, como também, na Tabela 6.4.2, em que são apresentados os dados referentes à adição de cloreto férrico ao efluente e à eficiência de remoção de fósforo, nota-se a evidente remoção média de 65% e 92% de fósforo, ao longo da segunda e terceira fases, respectivamente.

Durante a quarta e última fase, ocorreu remoção de fósforo na média de 45%, mesmo sem fonte de ferro adicional.

Na Tabela 6.4.2 apresenta-se concentrações de cloreto férrico adicionadas ao afluente durante as quatro fases de operação do sistema UASB - SBRs, como também, a eficiência de remoção de fósforo em cada fase de operação do sistema.

TABELA 6.4.2 - Concentração afluente de cloreto férrico e eficiência de remoção de fósforo durante a 1^a, 2^a, 3^a e 4^a fases de operação do sistema combinado.

FASES DE OPERAÇÃO	n	CONCENTRAÇÃO AFLUENTE (mg FeCl ₃ .L ⁻¹)	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%) (UASB)	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%) (SBR)	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%) DO SISTEMA COMBINADO
1 ^a	10	-----	12,5	15,0	25,0
2 ^a	11	90	52,5	27,0	65,0
3 ^a	12	200	84,0	48,0	92,0
4 ^a	27	-----	16,0	18,0	30,0

Retomando-se a discussão anterior com relação à remoção de fósforo, os resultados das microanálises e dos EDXs evidenciaram que a remoção de fósforo constatada na segunda e na

terceira fases de operação do sistema era precipitação química, notadamente no reator UASB.

Neste contexto, os resultados observados nas micrografias mostraram a presença de material mineralizado, precipitado e incorporado à estrutura do grânulo, bem como, bactérias do gênero Methanotrix e Methanococcus aderidas a esse material. Possivelmente, esse material agregado (precipitado e biomassa) deve-se aos produtos metabólicos dos microrganismos (formação de biofilme).

7 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Os resultados obtidos através da operação do sistema experimental de bancada composto por reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), seguido de reatores aeróbios seqüenciais em batelada (SBRs) tratando substrato sintético simulando esgotos sanitários permitiram concluir que:

- O sistema UASB - SBRs apresentou excelente desempenho, removendo em média, 95% de DQO, 96% de SSV, 85% de NTK e 57% de fósforo ;
- O reator UASB, quando operado com 4 horas de tempo de detenção hidráulica (THD) e TRC de 130 dias, removeu da fase líquida em média 86% da DQO afluente e 26% de NTK ; 87% de SSV e 44% de fósforo ;
- Os reatores SBRs, quando operados com tempo de ciclo de 4 horas e TRC de 72 dias, mostraram-se eficientes para o pós-tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário. Nestas condições de operação, o SBRs removeu da fase líquida em média 65% de DQO afluente, 90% de N-amoniaco, 73% de SSV e 29% de fósforo ;

- O excesso de lodo dos reatores SBRs pode ser retornado ao UASB sem promover instabilidade ao sistema anaeróbio. Por outro lado, o excesso de lodo do reator UASB apresentou relação SSV / SST média de 0,56 indicando elevado grau de estabilização do lodo anaeróbio.
- O excesso de lodo produzido pelo sistema UASB-SBRs foi de aproximadamente 4% da DQO total afluyente. Esta fração é significativamente baixa, quando comparada a sistemas aeróbio e anaeróbio. Provavelmente essa pequena taxa de produção de lodo de excesso possa ser atribuída à composição do substrato e à temperatura de operação, além das características operacionais do sistema estudado.
- O excelente desempenho do sistema UASB - SBRs, provavelmente, deve-se a influência da temperatura controlada de 30°C durante o período experimental.
- O baixo consumo de oxigênio (portanto baixo consumo de energia), baixa taxa de produção de lodo e a alta eficiência de remoção de nutrientes credenciam o sistema UASB - SBRs como alternativa para o tratamento de esgotos sanitários em região tropical.
- O sistema mostrou-se capaz de remover fósforo a taxas superiores àquelas que ocorrem em sistemas convencionais aeróbios e anaeróbios. Eficiências elevadas de remoção de fósforo ocorreram,

principalmente, quando foi adicionado cloreto férrico ao afluente na concentração de $200 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Nesse caso, as eficiências de remoção foram de 84% no reator UASB, 48% no SBRs e 92% no sistema combinado (UASB - SBRs).

- As micrografias de microscopia eletrônica de varredura (MEV), microanálise de energia dispersiva de raio-X (EDX) e difração de raio-X (DRX) comprovaram a presença de fósforo precipitado no lodo do reator UASB incorporado à estrutura do grânulo anaeróbico. As análises do lodo no período em que o substrato recebia $200 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de cloreto férrico, revelaram a presença de vivianita $[\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}]$.
- Os elementos químicos presentes no grânulo anaeróbico, em termos percentuais e em ordem crescente, foram: cálcio, fósforo e ferro. Entretanto, os elementos químicos presentes no floco do lodo aeróbico, em termos percentuais e em ordem crescente, foram: ferro, cálcio e fósforo.

Com relação à coluna de lodo para desnitrificação, concluiu-se que:

- Durante as 38 semanas de operação, a eficiência de remoção na coluna de desnitrificação permaneceu na média de 70%.

- O lodo de excesso do reator UASB mostrou ser fonte externa de carbono adequada para o processo de desnitrificação em coluna de lodo.
- A maior eficiência de remoção de nitrato ocorreu quando a coluna de desnitrificação foi operada com maior concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), portanto, a eficiência de remoção de nitrato é função da concentração de SSV e da massa de lodo presente na coluna.

Recomendações

- Nesta pesquisa, constatou-se a presença acentuada de ferro (11,6%) ; cálcio (21,8%) e fósforo (52,1%) no floco de lodo aeróbio. Dessa forma, sugere-se a realização de pesquisas, no sentido de se esclarecer o papel do sistema biológico no processo de precipitação química de fósforo.
- Como persistem dúvidas quanto a remoção de fósforo na coluna de desnitrificação, recomenda-se a realização de pesquisa com este objetivo específico.
- Recomenda-se, também, pesquisa criteriosa, utilizando lodo anaeróbio como fonte externa de carbono, com o objetivo de quantificar (em termos de DQO) a matéria carbonácea utilizada no processo de desnitrificação.

- Diante do progressivo crescimento em busca de tecnologias adequadas e da necessidade de realizar pós-tratamento de águas residuárias, recomenda-se pesquisa com o objetivo de se obter parâmetros cinéticos para projetos.
- Como a produção de SSV expresso em DQO do sistema combinado foi cerca de 4% da DQO afluente, recomenda-se pesquisa no sentido de se verificar o coeficiente de produção de lodo e o coeficiente de respiração endógena, utilizando esgoto sanitário bruto, como substrato.
- No projeto de instalação de um sistema combinado, constituído de reatores UASB e SBRs, recomenda-se que o SBR seja programado para efetuar nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo.
- Ficou evidenciado que a adição de cloreto férrico ao afluente submetido ao sistema UASB - SBRs promove remoção de fósforo, tanto na primeira unidade (UASB) quanto na segunda (SBRs); assim sendo, recomenda-se pesquisa com o objetivo de quantificar a concentração de cloreto férrico ideal para exceder o produto de solubilidade do material que, possivelmente, precipitará fósforo.
- Com base nos resultados verificados nessa pesquisa,

propõe-se a investigação de um sistema composto de três unidades: reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), reator seqüencial em batelada (SBR) e coluna de desnitrificação (CD), com a possibilidade para a realização de tratamento a nível terciário de esgoto sanitário. Os dados obtidos na pesquisa, revelaram que o sistema UASB - SBRs - CD operado nas condições do experimento poderia apresentar remoção de DQO e SSV superior a 95%, remoção de nitrogênio amoniacal superior a 90%, remoção de fósforo superior a 80%. O consumo de energia para a remoção da matéria carbonácea seria cerca de 10% do consumo verificado em sistemas aeróbios convencionais. E a fração de lodo de excesso seria inferior a 4% da DQO afluyente e o lodo estava estabilizado, com avançado estado de mineração.

8 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABELING, U. ; SEYFRIED, C. F. Anaerobic-aerobic treatment of high-strength ammonium wastewater - nitrogen removal via nitrite. Water Science Technology, v. 26, n. 516, p. 1007-1015, 1992.

ABUFAYED, A.A.; SCHROEDER, E. D. Kinetics and stoichiometry of SBR/denitrification with a primary sludge carbon source. Journal Water Pollution Control Federation, v. 58, n. 5, p. 398-405, May 1986.

ABU-GHARARAH, Z.H. ; RANDALL, C.W. A proposed model for the anaerobic metabolism of short-chain fatty acids in enhanced biological phosphorus removal systems. Journal Water Pollution Control Federation, v. 61, n. 11 - 12, p. 1729-1730, Nov. 1989.

ALEXANDER, M. Most probable number method for microbial populations. In: A.L.; MILLER, R.H. ; KEENEY, D.R. eds. Methods of Soil Analysis . Part 2 Chemical and Microbiological Properties, 2 ed. Madison, Wisconsin : 1982, p. 815 - 821

ALÉM SOBRINHO, P.; GARCIA Jr., A. D. Estudos com sistemas de lodos ativados modificados para a remoção de fósforo: Efeitos sobre as características de sedimentação do lodo. In.: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17, Natal, 1993. Anais. Rio de Janeiro, ABES, 1993. v. 2, T. II, p. 244-266.

ANTONIOU, P.; HAMILTON, J.; KOOPMAN, B.; JAIN, R.; HOLLOWAY, G.; LYBERATOS, G.; SVORONS, S.A. Effect of temperature and pH on the effective maximum specific growth rate of nitrifying bacteria. Water Research, v. 24, n. 1, p. 97-101, 1990.

APHA;AWWA;WPCF. Standard Methods for the examination of water and Wastewater. 15th ed. Amer. Public Health Assoc., Americ. Water Works Assosiation, Water Pollution Control Federation, Washington, D.C., 1980, 1134 p.

ARAÚJO, J.C.; CUBA, F.J.T; CAMPOS, J.R.; VAZOLLÉR, R. F. Análise de biofilmes bacterianos metanogênicos por microscopia eletrônica de varredura empregando-se o método de secagem por HMDS, 1995 |no prelo|.

↙ ARORA, M.L.; BARTH, E. F. ; UMPHRES, M. B. Technology evaluation of sequencing batch reactors. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 8, p. 867-875, Aug. 1985.



- BARBOSA, R.A.; SANT'ANA JUNIOR, G.L.; RISCHBIETER, K.;
BATALHA, M.O. Estudo da tratabilidade anaeróbia de
esgoto sanitário bruto em reator de fluxo ascendente com
leito de lodo. In.: CONGRESSO BRASILEIRO DE
ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14., São Paulo,
1987. Anais, Rio de Janeiro, ABES, 1987. v. 2, T. I, p. 355-
369.
- BARBOSA, R.A. ; SANT'ANNA Jr., G. L. Treatment of raw
domestic sewage in an UASB reactor. Water Research, v.
23, n. 12, p. 1483-1490, 1989.
- BARKER, P.S. ; DOLD, P. L. COD and nitrogen mass
balances in activated sludge systems. Water Research, v. 29,
n. 2, p. 633-643, 1995.
- BARNARD, J.L. Background to biological phosphorus removal.
Water Science Technology. v. 15, p. 1-13, 1983.
- BARNES, D.; BLISS, P.J. Biological control of nitrogen in
wastewater treatment. London, E. & F. N. Spon, 1983.
146p.
- BODE, H. ; SEYFRIED, C. F. ; KRAFT, A. High Rate
Denitrification of Concentrated Mithote Eastewater. Water
Science Tecnology, v. 19, p. 163 - 174, 1987.

- BORTONE, G.; MALASPINA, F.; STANTE, L.; TILCHE, A. Biological nitrogen and phosphorus removal in an anaerobic/anoxic sequencing batch reactor with separated biofilm nitrification. Water Science Technology, v. 30, n. 6, p. 303-313, 1994.
- BRANCO, S.N. Hidrobiologia Aplicada a Engenharia Sanitária. 2. ed. São Paulo, CETESB, 1978. 620 p.
- BRASIL. Ministério da Saúde. Portaria nº 36 / GM de 19 de janeiro de 1990. Novo Padrão de Potabilidade de Água no Brasil. Diário Oficial da União, Brasília, 23 de jan. 1990.
- BRODISCH, K.E.U.; JOYNER, S.J. The role of micro-organisms other than *Acinetobacter* in biological phosphate removal in activated sludge processes. Water Science Technology, v. 15, p. 117-125, 1983.
- BROVKO, N ; CHEN, K. Y. Optimizing gas production, methane content and buffer capacity in digester operation. Water and Sewage Works. p. 54 - 58, July, 1977.
- CAMPOS, J. R. Remoção de DQO e de Nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série. São Paulo, 1989. 295p. Tese (Livre Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

↘ CHERNICHARO, C. A. de L. ; Von SPERLING, M. Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodos ativados de fluxo intermitente (batelada). In.: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17, Natal, 1993. Anais. Rio de Janeiro, ABES, 1993. v. 2, T. II, p. 119 - 129.

CRUMPTON, W.G. ; ISENHART, T. M. Nitrogen mass balance in streams receiving secondary effluent: the role of algal assimilation. Journal Water Pollution Control Federation, v. 59, n. 9, p. 821-824, Sept. 1987.

ÇEÇEN, F. ; GÖNENÇ, I. E. Nitrification-denitrification of high-strength nitrogen wastes in two up-flow submerged filters. Water Science Technology, v. 26, n. 9-11, p. 2225-2228, 1992.

↘ DENNIS, R. W. ; IRVINE, R. L. Effect of fill: react ratio on sequencing batch biological reactors. Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 2, p. 255 - 263, Feb. 1979.

DESIGN of municipal Wastewater treatment plants. Alexandria, WEF ; New York, ASCE, 1992. v. 2 (WEF manual of practice, 8; ASCE manual and Report on Engineering Practice, 76).

DILALLO, R.; ALBERTSON, O. E. Volatile acids by direct titration. Journal Water Pollution Control Federation, v. 33, n. 4, p. 356 - 365, Apr. 1961.

DRAAIJER, H.; MAAS, J.A.W.; SCHAAPMAN, J.E.; KHAN, A. Performance of the 5MLD UASB reactor for sewage treatment at Kanpur, Índia. In.: INTERNATIONAL SYMPOSIUM OF ANAEROBIC DIGESTION, 6., São Paulo, 1991. Paper preprints. São Paulo, IAWPRC, 1991. p. 115-124.

EILERSEN, A.M.; HENZE, M. ; KLØFT, L. Effect of volatile fatty acids and trimethylamine on denitrification in activated sludge. Water Research, v. 29, n. 5, p. 1259-1266, 1995.

FIRESTONE, M.K. Biological denitrification In: STEVENSON, J. J., ed. Nitrogen in Agricultural Soils. Wisconsin, American Society of Agronomy, 1982. Cap. 8, p. 289 - 326.

FORESTI, E. Efeitos da concentração do substrato no desempenho de reatores aneróbios de fluxo ascendente com manta de lodo. São Paulo, 1987. 147p. Tese (Livre Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

FORESTI, E. O comportamento singular do sistema de lodos ativados quando utilizado no tratamento de águas residuárias de uma indústria fermento biológico. São Paulo, 1982. 121p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

ΦDEGAARD, H. Treatment of anaerobically pretreated effluents. In.: HALL, E. R.; HOBSON, P. N., eds. The Norwegian Institute of Technology, Oxford, Pergamon Press, 1988. p. 225-238. (Anaerobic Digestion, Adv. Water Pollution Control, n. 5)

GARUTI, G. ; DOHANYOS, M. ; TILCHE, A. Anaerobic-aerobic combined process for the treatment of sewage with nutrient removal: the Anoxox process. In: INTERNATIONAL. p. 371 - 380.

GEE, B.C.S.; PFEFFER, J.T.; SUIDAN, M.T. *Nitrosomonas* and *nitrobacter* interactions in biological nitrification. Journal of Environment Engineering, v. 116, n. 1, p. 4-17, Jan./Feb. 1990.

GORONSZY, M.C.; RIGEL, D. Biological phosphorus removal in a fed-batch reactor without anoxic mixing sequences. Journal Water Pollution Control Federation, v. 63, n. 3, p. 248-258, May / June 1991.

GRADY Jr., C.P.L. ; LIM, H.C. Biological Waterwater Treatment. 2ed. New York, Marcel Dekker, 1980. Cap 22, p. 887-923 : Denitrification.

GRID, K. ; MARTIN, G. ; MOREAUD, H. Denitrification autotrophique sur in mélange soufre carbonates. Techniques & Sciences Municipales, v. 75, p. 39-42.

- HENZE, M.; HARREMOËS, P. Anaerobic treatment of Wastewater in fixed film reactors: a literature review. Water Science Technology, v. 15, n. 8 - 9, p. 1-101, 1983.
- HISCOCK, K.M.; LLOYD, J.W.; LERNER, D.N. Review of natural and artificial denitrification of groundwater. Water Research, v. 25, n. 9, p. 1099-1111. Mar. 1991.
- ↙ HOEPCKER, E.C.; SCHROEDER, E. D. The effect of loading rate on batch - activated sludge effluent quality. Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 2, p. 264 - 272. Feb. 1979.
- HORAN, N.J. Biological Wastewater treatment systems: Theory and operation. Canada, John Wiley & Sons, 1991, 310 p.
- ↙ IRVINE, R.L.; KETCHUM, L.H, BREYFOGLE, BARTH E.F. Municipal application of sequencing batch treatment. Journal Water Pollution Control Federation, v. 55, n. 5, p.484 -488, May 1983.
- ↙ IRVINE, R.L. ; BUSCH, A. W. "Sequencing batch reactors an overview". Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 5, p. 235-242, Feb. 1979.
- KILLHAM, K. Heterotrophic nitrification in: Prosser, J. I. nitrification, Washington, cap. 7, p. 117-126

- LAWRENCE, A. W. ; McCARTY, P. L. Unified basic for biological treatment design and operation. Journal of the Sanitary Engineering Division, v. 89, n. 5, p. 757-775, June 1970.
- LEHNINGER, A. L. Princípios da bioquímica. Trad. de W. R. Lodi e A. A. Simões. São Paulo, Sarvier, 1984. 552 p.
- LETTINGA, G.; ROERSMA, R.G.P. Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor. Biotechnology and Bioengineering, v. 25, p. 1701-1722, 1983.
- LEVIN, G.V.; SHAPIRO, J. Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organisms. Journal Water Pollution Control Federation, v. 37, n. 6, p. 800-821, June 1965.
- LÖTTER, L. H. The role of bacterial phosphorus removal from the activated sludge process. Water Science Technology, v. 17, n.11-12, p. 127-138, 1985.
- MACKERTH, F.J.H.; HERONS, J. ; TALLING ; J. F. Water analysis : some revised methods for limnologists, 1978.
- MAMAI, D.; PITT, P.A.; CHENG, Y.W.; LOIACONO, J.; JENKINS, D. Determination of ferric chloride dose to control struvite precipitation in anaerobic sludge digesters. Water Environment Reserch, v. 66, n. 7 , p. 912 - 918, 1994.

↙ MANNING, J.F.; IRVINE, R. L. The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 1, p. 87-94, Jan. 1985.

MANAHAN, S. E. Environmental chemistry, 5 ed. Chelsea, Lewis Publishers, 1991. Cap. 16, p. 381 - 400: Soil Chemistry.

MAQUEDA, C.; PÉREZ, J.L.; LABRATO, J. Study of Struvite precipitation in anaerobic digesters . Water Research, v. 28, n. 2, p. 411- 416, 1994.

↙ MARAIS, G. v. R.; EKAMA, G.A. The activated sludge process - Part. I : State Behaviour. Water S.A., v. 2, n. 4, p. 163-200, Oct. 1976.

↙ McCARTY, P.L.; BRODERSEN, C. F. Theory of extended aeration activated sludge. Journal Water Pollution Control Federation, v. 34, n. 11, p. 1095-1102. Nov. 1962.

McCARTY, P.L.; MOSEY, F.E. Modelling of anaerobic digestion processes: a discussion of concepts. Water Science Tecnology, v. 24, n.8, p. 17-33, 1991.

MERGAERT, K. ; VANDERHAEGEN, B. ; VERSTAETE, W. Applicability and trends of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater, Waste Research, v. 26, n. 28, p. 1025 - 1033, 1992.

METCALF & EDDY. INC. Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse. 3. ed. New York, McGraw-Hill Book, 1991. 1334p.

MOREAUD, H.; GILLES, P. L'élimination de l'azote dans les eaux usées. T.S.M. L'eau, v. 74, n. 4, p. 241-250, Avr. 1979.

NATION, J. L. A new method using Hexamethyldisilazone for preparation of soft insect tissues for scanning electron microscopy Stain Technology. v.58, n. 6, p 347-351, 1983.

↙ NG, W.J.; SIM, T.S.; ONG, S.L.; NG, K.Y.; RAMASAMY, M.; TAN, K.N. Efficiency of sequencing batch reactor (SBR) in the removal of selected microorganisms from domestic sewage, Water Research, v. 27, n. 10, p. 1591 - 1600, 1993.

NICHOLLS, H.A.; OSBORN, D.W. Bacterial stress: prerequisite for biological removal of phosphorus. Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 3, p. 557-569, Mar. 1979.

OLESZKIEWCZ, J. A. ; BERQUIST, S. A. Low temperature nitrogen removal in sequencing batch reactors. Water Research, v. 22, n. 9, p. 1163 - 1171, 1988.

PAINTER, H.A. Nitrification in the treatment of sewage and waste-waters. In.: PROSSER, J.I. Nitrificação, Washington, 1986. Cap. 10, p. 185-211.

↙ PALIS, J.C.; IRVINE, R.L. Nitrogen removal in a low - loaded single tank sequencing batch reactor. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 1, p. 82-86, Jan. 1985.

PALNS, S.S.; RE, L.; WENTZEL, M.C.; MARAIS, G.v.R. Effect of sulphate on pelletisation in the UASB system with glucose as substrate. Water S. A., v. 17, n. 1, p.47-56, 1991.

PAVALOSTATHIS, S.G. ; GIRALDO-GOMEZ, E. Kinetics of anaerobic treatment, Water Science Technology, v. 24, n. 8, p. 35 - 59, 1991.

PÉREZ RODRÍGUEZ, J. L. ; CARRETERO, M. I. ; MAQUEDA, C. Behaviour of sepiolite, vermiculite and montmorillonite as supports in anaerobic digesters. Applied Clay Science, v. 4, p. 69 - 82, 1989.

PITMAN, A. R. ; DEACON, S. L. ; ALEXANDRE, W. The thickening and treatment of sewage sludges to minimize phosphorus release. Water Research, v. 25, n. 10, p. 1285-1294, 1991.

RANDALL, C.W.; BUTH, D. Nitrite build-up in activated sludge resulting from temperature effects. Journal Water Pollution Control Federation, v. 56, n. 9, p. 1039-1044, Sep., 1984.

RITTIMANN, B. E. ; LANGELAND, W. E. Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 4, p. 300 - 307, Apr. 1985.

↙ ROZICH, A. F. ; CASTENS, D. J. Inhibition kinetics of nitrification continuous - flow reactors. Journal Water Pollution Control Federation, v. 58, n. 3, p. 220-226, Mar. 1986.

SAM-SOON, P. ; LOEWENTHAL, R. E. ; WENTZEL, M. C.; MARAIS, G.v.R. Effect of sulphate on pelletisation in the UASB system with glucose as substrate. Water SA, v. 17, n. 1, p. 47-56, 1991.

SCHMIDT, E.L. Nitrification in soil. In.: Nitrogen in Agricultural soils, Winsconsin; American Society of Agronomy, 1982. Cap. 7, p. 253-288.

SINGER, P. C. Anaerobic control of phosphate by ferrous iron. Journal Water Pollution Control Federation, v.44, n.4, Apr. 1972.

SHAMMAS, S. K. Interactions of temperature, pH and biomass on the nitrification process. Journal Water Pollution Control Federation, v. 58, n. 1, p. 52 - 59, Jan. 1986.

SNOEYINK, V.L.; JENKINS, D. Water Chemistry, 3. ed New York, John Wiley & Sons, 1980. Cap. 6, p. 243 - 315 : precipitation and dissolution.

- SOUSA, J. T. de Desempenho de digestores anaeróbios de fluxo ascendente no tratamento de vinhoto. Campina Grande, 1986. 115p. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal da Paraíba.
- STENSTROM, M.K. ; SONG, S.S. Effects of oxygen transport limitation on nitrification in the activated sludge process. Journal Water Pollution Control Federation, v. 63, n. 3, p. 208-219, May/June 1991.
- STENSEL, H.D. ; LOEHR, R.C. ; LAWRENCE, A.W. Biological Kinetics of Suspended - Growth denitrification. Journal Water Pollution Control Federation, v. 45, n. 2, p. 249 - 260, Feb. 1973.
- STEVENSON, S. J. Nitrogen in agricultural soils. Winsconsin; American Society of Agronomy, 1982. Cap. 1, p. 1 - 42 : Origin and distribution of nitrogen in soil.
- TAKÁCS, I.; PATRY, G.G.; NOLASCO, D.A. Dynamic model of the clarification-thickening process. Water Research, v. 25, n. 10, p. 1263-1271, Oct. 1991.
- TIEDJE, J.M. Ecology of denitrification and dissimilatory nitrate reduction to ammonium. In: ZEHNDER, A.J.B. Biology of anaerobic microorganisms. New York: John Wiley & Sons, 1988. Cap. 4, p. 179 - 243.

TIEDJE, J.M. Denitrification. In: PAGE, A.L.; MILLER, R.H. ; KENNEDY, D.R. eds. Methods of Soil Analysis. Part 2 Chemical and Microbiological Properties. 2 ed. USA, p. 1011 - 1026, 1982.

TORRES, P. Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário sob diferentes condições de operação. São Paulo, 1992. 175p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.



UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY
USEPA, 1992. Sequencing Batch Reactors for Nitrification and Nutrient Removal. (EPA 832-R-92.002)

Van HAANDEL, A.C. ; LETTINGA, G. Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente. s. n. t., 1994.

Van HAANDEL, A.C. ; MARAIS, G. v. R. Nitrification and Denitrification kinetics in the activated sludge process. Rondebosh, South Africa, University of Cape Town. Dep. of Civil Engineering, 1981. (Research Report, w. 39)

VACKER, D. ; CONNELL, C. H. ; WILLIAM, N.W. Phosphate removal through municipal wastewater treatment at San Antonio, Texas. Journal Water Pollution Control Federation, v. 30, n. 5, p. 750 - 771, May, 1967.

↙ VAZOLLER, R.F. Microbiologia de lodos ativados. São Paulo, CETESB, 1988. 25p. (Série Manuais / Secretária do Meio Ambiente)

VICTORIA, J. A. R. Nitrificação de efluente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em filtro aeróbio. São Paulo, 1993. 118p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

VIEIRA, S. M. M. Experiência e perspectivas do tratamento anaeróbio de esgoto sanitário no Brasil. In: TALLEY Y SEMINÁRIO LATINOAMERICANO "TRATAMIENTO ANAEROBIO DE ÁGUAS REDIDUALES" 3., Montevideo, 1994. Anais Montevideo, p. 293 - 301.

VIEIRA, S. M. M. ; GARCIA Jr., A. D. Sewage treatment by UASB reactor operation results and recommendations for design and utilization. In.: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, 6., São Paulo, 1991. Paper preprints. São Paulo, IAWPRC, 1991. p. 133-144.

VIEIRA, S.M.M.; SOUZA, M. E. Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment, Water Science and Technology, v. 18, n.12, p. 109-121, 1986.

WANNER, J.; CECH, J.S.; KOS, M. New process design for biological nutrient removal. Water Science Technology, v. 25, n. 4-5, p. 445-448, 1992.

WASHINGTON, D. R. ; HETLING, L. J. Volatile sludge accumulation in activated sludge plants. Journal Water Pollution Control Federation, v. 37, n. 4, p. 499-507, Apr. 1965.

WENTZEL, M.C. ; EKAMA, G.A. ; MARAIS, G.v.R. Processes and modelling of nitrification denitrification biological excess phosphorus removal systems: a review. Water Science Technology, v. 25, n. 6, p. 59-82, 1992.

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

WENTZEL, M.C.; LOTTER, L.H.; LOEWENTHAL, R.E.; MARAIS, G.v.R. Metabolic behaviour of Acinetobacter spp in enhanced biological phosphorus removal - a biochemical model." Water SA, v. 12, n. 4, p. 209-224, 1986.

WINKLER, M. Biological control of nitrogenous pollution in wastewater. In: WISEMAN, A., ed. Topics in enzyme and fermentation biotechnology, New York, 1984. Cap. 3, p. 31 - 124

ZEEW, W. J. de. Acclimatization of anaerobic sludge for UASB - reactor start - up. Netherlands : Wageningen Agricultural University, 1984. 156p. Theses (PhD) - Wageningen Agricultural University, 1984.

ANEXO A

TABELA A.1 - Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta e filtrada afluente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	DQO BRUTA (mg .L ⁻¹)			DQO FILTRADA (mg .L ⁻¹)		
	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)
1	387,0	212,0	70,0	152,0	45,0	42,0
2	351,0	84,0	60,0	140,0	50,0	48,0
3	354,0	143,0	70,0	150,0	48,0	46,0
4	410,0	95,0	87,0	216,0	57,0	43,0
5	427,0	138,0	116,0	206,0	50,0	53,0
6	474,0	123,0	70,0	226,0	50,0	50,0
7	496,0	101,0	84,0	202,0	56,0	48,0
8	523,0	195,0	117,0	246,0	44,0	44,0
9	531,0	119,0	102,0	169,0	89,0	89,0
10	450,0	148,0	64,0	170,0	40,0	25,0
11	330,0	74,0	60,0	156,0	33,0	33,0
12	548,0	59,0	31,0	168,0	25,0	25,0
13	500,0	56,0	49,0	192,0	27,0	27,0
14	346,0	67,0	23,0	181,0	34,0	13,0
15	467,0	44,0	18,0	166,0	15,0	15,0
16	480,0	68,0	19,0	170,0	17,0	17,0
Média	442,1	107,9	65,0	181,9	42,5	38,6
Des. Pd.	71,7	49,6	31,8	30,0	18,0	18,9
Máximo	548,0	212,0	117,0	246,0	89,0	89,0
Mínimo	330,0	44,0	18,0	140,0	15,0	13,0
17	462,0	32,0	19,0	133,0	16,0	16,0
18	443,0	36,0	18,0	182,0	24,0	14,0
19	484,0	37,0	28,0	193,0	25,0	18,0
20	538,0	66,0	12,0	170,0	17,0	10,0
21	541,0	68,0	10,0	147,0	48,0	10,0
22	362,0	81,0	22,0	135,0	23,0	10,0
23	372,0	56,0	12,0	110,0	32,0	12,0
24	399,0	53,0	24,0	168,0	35,0	10,0
25	451,0	78,0	20,0	232,0	60,0	10,0
26	369,0	60,0	28,0	240,0	55,0	20,0
27	402,0	54,0	17,0	145,0	40,0	15,0
28	505,0	68,0	25,0	179,0	30,0	15,0
29	410,0	53,0	23,0	271,0	32,0	15,0
30	454,0	54,0	25,0	185,0	29,0	20,0
31	510,0	68,0	20,0	171,0	35,0	15,0
32	355,0	71,0	21,0	127,0	38,0	18,0
33	406,0	65,0	20,0	145,0	37,0	20,0
34	404,0	68,0	20,0	136,0	37,0	17,0
35	378,0	65,0	24,0	154,0	30,0	15,0
36	549,0	71,0	20,0	255,0	30,0	15,0
37	531,0	65,0	24,0	168,0	30,0	10,0

Continuação

TABELA A.1 - Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta e filtrada afluente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	DQO BRUTA (mg.L ⁻¹)			DQO FILTRADA (mg.L ⁻¹)		
	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)
38	423,0	48,0	20,0	156,0	19,0	15,0
39	375,0	51,0	20,0	159,0	38,0	19,0
40	421,0	64,0	27,0	182,0	36,0	14,0
41	433,0	56,0	14,0	164,0	34,0	15,0
42	391,0	55,0	16,0	141,0	28,0	14,0
43	380,0	50,0	20,0	148,0	30,0	13,0
44	400,0	61,0	23,0	141,0	20,0	10,0
45	363,0	55,0	20,0	100,0	30,0	14,0
46	360,0	60,0	20,0	107,0	30,0	10,0
47	400,0	58,0	10,0	238,0	32,0	10,0
48	406,0	60,0	20,0	213,0	26,0	10,0
49	368,0	72,0	11,0	151,0	30,0	10,0
50	446,0	44,0	20,0	221,0	28,0	15,0
51	381,0	45,0	20,0	184,0	28,0	18,0
52	397,0	50,0	23,0	199,0	28,0	10,0
53	360,0	53,0	17,0	144,0	27,0	15,0
54	419,0	55,0	20,0	149,0	31,5	19,0
<i>Média</i>	<i>422,3</i>	<i>58,1</i>	<i>19,8</i>	<i>169,6</i>	<i>31,5</i>	<i>14,1</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>56,533</i>	<i>11,048</i>	<i>4,620</i>	<i>40,771</i>	<i>8,913</i>	<i>3,391</i>
<i>Máximo</i>	<i>549,0</i>	<i>81,0</i>	<i>28,0</i>	<i>271,0</i>	<i>60,0</i>	<i>20,0</i>
<i>Mínimo</i>	<i>355,0</i>	<i>32,0</i>	<i>10,0</i>	<i>100,0</i>	<i>16,0</i>	<i>10,0</i>

TABELA A. 2- Sólidos suspensos voláteis afluente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE (UASB) (mg.L ⁻¹)			EFLUENTE (UASB) (mg.L ⁻¹)			EFLUENTE (SBR) (mg.L ⁻¹)		
	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
1	190,0	170,0	20,0	64,0	29,0	35,0	31,0	25,0	6,0
2	138,0	74,0	64,0	60,0	34,0	26,0	31,0	16,0	15,0
3	84,0	75,0	9,0	70,0	53,0	17,0	23,0	18,0	5,0
4	223,0	159,0	64,0	107,0	78,0	29,0	25,0	14,0	11,0
5	140,0	114,0	26,0	93,0	62,0	31,0	43,0	30,0	13,0
6	85,0	62,0	23,0	86,0	56,0	30,0	25,0	15,0	10,0
7	81,0	60,0	21,0	57,0	31,0	16,0	12,0	7,0	5,0
8	119,0	79,0	40,0	50,0	35,0	15,0	36,0	19,0	17,0
9	200,0	150,0	50,0	122,0	78,0	44,0	51,0	28,0	23,0
10	168,0	119,0	49,0	63,0	34,0	30,0	12,0	5,0	7,0
11	170,0	124,0	46,0	38,0	26,5	13,0	10,0	6,0	4,0
12	392,0	246,0	146,0	40,0	25,0	15,0	23,0	11,0	12,0
13	205,0	121,0	84,0	75,0	24,0	51,0	11,0	5,0	6,0
14	198,0	114,0	84,0	43,5	14,0	35,0	17,0	6,0	11,0
15	262,0	195,0	67,0	94,0	40,0	54,0	14,0	5,0	9,0
16	345,0	210,0	135,0	79,0	58,0	21,0	38,0	15,0	23,0
<i>Média</i>	<i>187,5</i>	<i>129,5</i>	<i>58,0</i>	<i>71,3</i>	<i>42,3</i>	<i>28,9</i>	<i>25,1</i>	<i>14,1</i>	<i>11,1</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>88,2</i>	<i>55,3</i>	<i>39,4</i>	<i>24,3</i>	<i>19,4</i>	<i>12,8</i>	<i>12,4</i>	<i>8,4</i>	<i>6,0</i>
<i>Máximo</i>	<i>392,0</i>	<i>246,0</i>	<i>146,0</i>	<i>122,0</i>	<i>78,0</i>	<i>54,0</i>	<i>51,0</i>	<i>30,0</i>	<i>23,0</i>
<i>Mínimo</i>	<i>81,0</i>	<i>60,0</i>	<i>9,0</i>	<i>38,0</i>	<i>14,0</i>	<i>13,0</i>	<i>10,0</i>	<i>5,0</i>	<i>4,0</i>
17	159,0	118,0	41,0	72,0	23,0	49,0	11,0	5,0	6,0
18	255,0	124,0	131,0	45,0	11,0	34,0	12,0	4,5	7,5
19	234,0	168,0	66,0	33,0	21,0	12,0	10,0	4,0	6,0
20	179,0	166,0	44,0	69,5	36,5	33,0	16,0	8,0	8,0
21	337,0	251,0	84,0	43,0	23,0	20,0	14,0	6,0	8,0
22	265,0	178,0	87,0	34,0	15,0	19,0	8,0	4,0	4,0
23	259,0	132,0	127,0	45,0	23,0	22,0	8,0	4,0	4,0
24	347,0	196,0	151,0	48,0	16,0	32,0	9,0	5,0	4,0
25	287,0	172,0	115,0	65,0	32,0	33,0	13,0	6,0	7,0
26	185,0	117,0	68,0	30,0	10,0	20,0	10,0	4,0	6,0
27	220,0	150,0	70,0	27,0	13,0	14,0	13,0	9,0	5,0
28	344,0	219,0	125,0	22,0	16,0	6,0	15,0	11,0	4,0
29	175,0	112,0	63,0	28,0	12,0	16,0	11,0	7,0	4,0
30	288,0	154,0	134,0	48,0	20,0	28,0	19,0	9,0	10,0
31	313,0	193,0	120,0	27,0	15,0	12,0	6,0	4,0	2,0
32	402,0	194,0	208,0	42,0	21,0	21,0	14,0	4,0	10,0
33	240,0	146,0	64,0	36,0	18,0	18,0	6,0	4,0	2,0
34	248,0	136,0	112,0	45,0	26,0	19,0	10,0	6,0	4,0
35	211,0	119,0	92,0	48,0	30,0	18,0	6,0	2,0	4,0
36	216,0	159,0	57,0	42,0	20,0	22,0	12,0	5,0	7,0
37	270,0	133,0	137,0	39,0	16,0	23,0	18,0	9,0	9,0
38	369,0	170,0	199,0	25,0	18,0	7,0	9,0	7,0	2,0

Continuação

TABELA A. 2- Sólidos suspensos voláteis afluente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE (UASB) (mg.L ⁻¹)			EFLUENTE (UASB) (mg.L ⁻¹)			EFLUENTE (SBR) (mg.L ⁻¹)		
	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
39	271,0	144,0	127,0	20,0	8,0	12,0	5,0	3,0	2,0
40	404,0	187,0	217,0	21,0	11,0	10,0	4,0	2,0	2,0
41	176,0	127,0	49,0	25,0	10,0	15,0	9,0	3,0	5,0
42	348,0	250,0	98,0	25,0	20,0	5,0	6,0	5,0	1,0
43	183,0	156,0	27,0	38,0	31,0	7,0	6,0	4,0	2,0
44	150,0	138,0	12,0	24,0	17,0	7,0	9,0	7,0	2,0
45	225,0	177,0	48,0	28,0	16,0	12,0	9,0	6,0	3,0
46	228,0	153,0	75,0	28,0	20,0	8,0	7,0	6,0	1,0
47	254,0	174,0	80,0	33,0	22,0	11,0	9,0	5,0	4,0
48	257,0	169,0	88,0	33,0	25,0	8,0	6,0	3,0	3,0
49	215,0	150,0	65,0	38,0	28,0	10,0	7,0	5,0	2,0
50	246,0	181,0	65,0	34,0	21,0	13,0	11,0	6,0	5,0
51	253,0	173,0	80,0	35,0	20,0	15,0	10,0	7,0	3,0
52	254,0	171,0	83,0	33,0	19,0	14,0	9,0	5,0	4,0
53	242,0	159,0	83,0	35,0	20,0	15,0	10,0	7,0	3,0
54	223,0	134,0	89,0	32,5	18,5	14,0	5,0	3,0	2,0
<i>Média</i>	<i>256,1</i>	<i>161,8</i>	<i>94,2</i>	<i>36,7</i>	<i>19,5</i>	<i>17,2</i>	<i>9,8</i>	<i>5,4</i>	<i>4,4</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>64,356</i>	<i>32,861</i>	<i>46,68</i>	<i>12,394</i>	<i>6,4535</i>	<i>9,4673</i>	<i>3,603</i>	<i>2,051</i>	<i>2,4711</i>
<i>Máximo</i>	<i>404,0</i>	<i>251,0</i>	<i>217,0</i>	<i>72,0</i>	<i>36,5</i>	<i>49,0</i>	<i>19,0</i>	<i>11,0</i>	<i>10,0</i>
<i>Mínimo</i>	<i>150,0</i>	<i>112,0</i>	<i>12,0</i>	<i>20,0</i>	<i>8,0</i>	<i>5,0</i>	<i>4,0</i>	<i>2,0</i>	<i>1,0</i>

TABELA A. 3 -Valores de alcalinidade total, a bicarbonato dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	ALCALINIDADE TOTAL (mg. CaCO ₃ .L ⁻¹)			ALCALINIDADE A BICARBONATO (mg. CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	AFLUENTE UASB	AFLUENTE SBR	EFLUENTE SBR	AFLUENTE UASB	AFLUENTE SBR	EFLUENTE SBR
1	202,0	205,0	120,0	113,5	180,2	91,7
2	225,0	240,0	108,0	154,2	220,2	93,8
3	170,0	211,0	71,0	78,0	196,1	59,7
4	270,0	320,0	280,0	193,5	277,5	237,5
5	350,0	384,0	311,0	269,3	345,8	272,8
6	225,0	280,0	374,0	103,9	241,1	345,7
7	254,0	360,0	302,0	204,4	324,6	259,5
8	235,0	399,0	423,0	189,7	364,3	388,3
9	360,0	362,0	310,0	280,0	330,1	278,1
10	334,0	380,0	258,0	264,6	351,7	233,2
11	188,0	413,0	305,0	142,7	396,0	287,3
12	170,0	207,0	100,0	137,4	192,8	89,4
13	197,0	207,0	85,0	92,2	180,8	58,1
14	170,0	198,0	62,0	114,1	165,4	50,7
15	113,0	239,0	66,0	23,8	216,3	58,9
16	132,0	249,0	174,0	98,7	227,8	159,8
<i>Média</i>	224,7	290,9	209,3	153,8	263,2	185,3
<i>Des. Pd.</i>	73,8	80,6	122,9	74,2	77,2	114,7
<i>Máximo</i>	360,0	413,0	423,0	280,0	396,0	388,3
<i>Mínimo</i>	113,0	198,0	62,0	23,8	165,4	50,7
17	371,0	216,0	127,0	320,0	198,3	115,7
18	427,0	388,0	252,0	327,9	368,2	235,0
19	200,0	240,0	113,0	150,4	220,9	103,1
20	130,0	218,0	126,0	0,4	193,2	97,7
21	422,0	418,0	156,0	318,6	400,3	145,4
22	306,0	452,0	222,0	235,2	444,3	204,3
23	340,0	200,0	260,0	269,2	171,7	242,3
24	283,0	162,0	108,0	198,0	137,2	90,3
25	400,0	250,0	105,0	258,4	221,7	80,2
26	289,0	273,0	100,0	158,7	265,9	92,9
27	420,0	190,0	160,0	354,9	177,3	147,3
28	203,0	268,0	136,0	130,8	253,8	124,7
29	216,0	318,0	158,0	55,3	293,2	143,8
30	361,0	420,0	143,0	281,0	393,8	123,9
31	263,0	322,0	112,0	200,7	306,4	97,8
32	279,0	310,0	89,0	239,4	299,4	81,9
33	260,0	283,0	73,0	197,7	266,0	61,7
34	271,0	302,0	89,0	228,5	291,4	82,6
35	155,0	448,0	39,0	56,6	438,1	34,8
36	259,0	362,0	124,0	223,6	349,3	116,9

Continuação

TABELA A . 3 -Valores de alcalinidade total, a bicarbonato dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	ALCALINIDADE TOTAL (mg. CaCO ₃ .L ⁻¹)			ALCALINIDADE A BICARBONATO (mg. CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	AFLUENTE UASB	AFLUENTE SBR	EFLUENTE SBR	AFLUENTE UASB	AFLUENTE SBR	EFLUENTE SBR
37	357,0	399,0	84,0	314,5	384,8	71,3
38	320,0	320,0	160,0	286,0	305,8	149,4
39	376,0	388,0	170,0	339,9	373,1	160,1
40	396,0	418,0	186,0	357,1	401,7	171,8
41	454,0	465,0	116,0	356,3	444,5	105,4
42	360,0	388,0	225,0	314,7	367,5	217,9
43	212,0	428,0	96,0	169,5	413,8	88,9
44	280,0	332,0	112,0	231,9	311,5	101,4
45	188,0	252,0	52,0	158,3	237,1	40,7
46	172,0	440,0	88,0	123,1	418,8	73,8
47	196,0	248,0	68,0	162,0	233,1	56,7
48	232,0	280,0	128,0	164,7	259,5	115,3
49	268,0	300,0	120,0	221,3	285,8	109,4
50	306,0	472,0	210,0	223,9	452,9	198,7
51	228,0	288,0	116,0	190,5	273,1	103,3
52	250,0	320,0	101,0	207,5	304,4	88,3
53	316,0	357,0	108,0	204,1	332,9	91,7
54	187,0	249,0	83,0	116,2	227,8	67,4
<i>Média</i>	<i>288,2</i>	<i>326,2</i>	<i>129,3</i>	<i>219,7</i>	<i>308,4</i>	<i>116,7</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>84,393363</i>	<i>85,62474</i>	<i>52,182257</i>	<i>87,945021</i>	<i>86,393187</i>	<i>51,238437</i>
<i>Máximo</i>	<i>454,0</i>	<i>472,0</i>	<i>260,0</i>	<i>357,1</i>	<i>452,9</i>	<i>242,3</i>
<i>Mínimo</i>	<i>130,0</i>	<i>162,0</i>	<i>39,0</i>	<i>0,4</i>	<i>137,2</i>	<i>34,8</i>

TABELA A. 4 - Valores de pH e Ácidos Voláteis afluente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	pH			ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg HAC. L ⁻¹)	
	AFLUENTE UASB	AFLUENTE SBR	EFLUENTE SBR	AFLUENTE UASB	AFLUENTE SBR
1	7,0	7,6	7,2	125,0	35,0
2	7,0	7,6	7,4	100,0	28,0
3	7,0	7,6	7,2	130,0	21,0
4	7,1	7,4	7,6	108,0	60,0
5	7,0	7,6	7,2	114,0	54,0
6	6,9	7,6	7,6	171,0	55,0
7	7,2	7,4	7,4	70,0	50,0
8	6,9	7,2	7,3	64,0	49,0
9	6,8	7,2	7,4	113,0	45,0
10	7,1	7,6	7,6	98,0	40,0
11	7,0	7,4	7,6	64,0	24,0
12	7,0	7,2	7,2	46,0	20,0
13	7,2	7,4	7,0	148,0	37,0
14	7,0	7,2	7,4	79,0	46,0
15	7,1	7,4	7,2	126,0	32,0
16	7,0	7,5	7,3	47,0	30,0
Média	7,019	7,431	7,350	100,188	39,125
Des. Pd.	0,105	0,162	0,183	36,181	12,675
Máximo	7,2	7,6	7,6	171,0	60,0
Mínimo	6,8	7,2	7,0	46,0	20,0
17	7,6	7,7	7,4	72,0	25,0
18	6,9	7,7	6,6	140,0	28,0
19	6,9	7,6	7,7	70,0	27,0
20	6,0	7,5	7,5	183,0	35,0
21	7,2	7,6	7,6	146,0	25,0
22	7,3	8,0	7,8	100,0	25,0
23	6,6	6,9	6,9	100,0	40,0
24	7,3	8,7	7,9	120,0	35,0
25	6,8	7,2	7,4	200,0	40,0
26	6,5	6,8	7,2	184,0	10,0
27	7,2	7,9	7,7	92,0	18,0
28	8,0	7,8	7,6	102,0	20,0
29	7,0	7,7	7,9	227,0	35,0
30	7,3	7,6	7,7	113,0	37,0
31	6,7	7,6	7,7	88,0	22,0
32	7,4	7,7	7,9	56,0	15,0
33	6,9	7,6	7,7	88,0	24,0
34	6,8	7,0	7,5	60,0	15,0
35	6,4	6,7	6,7	139,0	14,0
36	7,3	7,5	7,6	50,0	18,0
37	7,0	7,5	7,6	60,0	20,0

Continuação

TABELA A. 4 - Valores de pH e Ácidos Voláteis afluente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	pH			ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg HAc. L ⁻¹)	
	AFLUENTE UASB	AFLUENTE SBR	EFLUENTE SBR	AFLUENTE UASB	AFLUENTE SBR
38	7,2	7,6	8,0	48,0	20,0
39	7,0	7,5	8,0	51,0	21,0
40	7,5	7,8	8,1	55,0	23,0
41	7,1	8,0	7,6	138,0	29,0
42	7,7	7,8	7,9	64,0	29,0
43	7,1	7,5	7,6	60,0	20,0
44	7,0	7,4	7,0	68,0	29,0
45	7,0	7,3	7,3	42,0	21,0
46	7,2	7,5	7,5	69,0	30,0
47	7,0	7,2	7,6	48,0	21,0
48	6,9	7,0	7,0	95,0	29,0
49	7,5	7,7	7,7	66,0	20,0
50	6,7	7,4	7,8	116,0	27,0
51	7,7	7,8	7,5	53,0	21,0
52	7,3	7,6	7,6	60,0	22,0
53	7,5	7,6	7,5	158,0	34,0
54	7,1	7,5	7,5	100,0	30,0
<i>Média</i>	<i>7,095</i>	<i>7,539</i>	<i>7,547</i>	<i>96,868</i>	<i>25,105</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>0,390</i>	<i>0,364</i>	<i>0,344</i>	<i>47,453</i>	<i>7,281</i>
<i>Máximo</i>	<i>8,0</i>	<i>8,7</i>	<i>8,1</i>	<i>227,0</i>	<i>40,0</i>
<i>Mínimo</i>	<i>6,0</i>	<i>6,7</i>	<i>6,6</i>	<i>42,0</i>	<i>10,0</i>

TABELA A.5 - Formas de nitrogênio encontradas no reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE (UASB)			EFLUENTE (UASB)		
	NTK mg.L ⁻¹	N-ORG mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ mg.L ⁻¹	NTK mg.L ⁻¹	N-ORG mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ mg.L ⁻¹
1						
2						
3	35,0	20,0	15,0	32,2	13,3	18,9
4	59,0	31,3	27,7	52,7	19,7	33,0
5	59,9	19,9	40,0	59,8	19,8	40,0
6	75,3	36,9	38,4	59,8	19,8	40,0
7	70,4	28,4	42,0	59,8	19,8	40,0
8	80,3	42,0	38,3	66,9	23,3	43,6
9	81,0	33,8	47,2	67,0	18,0	49,0
10	63,0	33,0	30,0	60,0	21,6	38,4
11	74,0	37,4	36,6	58,6	22,0	36,6
12	88,2	37,6	50,6	67,0	12,7	54,3
13	85,0	32,5	52,5	74,0	21,5	52,5
14	68,1	38,6	29,5	45,60	9,0	36,6
15	74,0	37,4	36,6	53,0	11,0	42,0
16	51,0	29,3	21,7	31,4	3,7	27,7
<i>Média</i>	<i>68,9</i>	<i>32,7</i>	<i>36,2</i>	<i>56,3</i>	<i>16,8</i>	<i>39,5</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>14,38</i>	<i>6,60</i>	<i>10,62</i>	<i>12,56</i>	<i>5,86</i>	<i>9,31</i>
<i>Máximo</i>	<i>88,2</i>	<i>42,0</i>	<i>52,5</i>	<i>74,0</i>	<i>23,3</i>	<i>54,3</i>
<i>Mínimo</i>	<i>35,0</i>	<i>19,9</i>	<i>15,0</i>	<i>31,4</i>	<i>3,7</i>	<i>18,9</i>
17	45,0	24,4	20,6	38,5	12,6	25,9
18	70,0	28,7	41,3	44,0	8,0	36,0
19	61,0	33,3	27,7	36,3	5,0	31,3
20	60,0	48,4	11,6	45,2	7,6	37,6
21	54,0	34,2	19,8	44,2	14,7	29,5
22	70,0	41,3	28,7	39,3	5,3	34,0
23	69,0	30,6	38,4	51,0	11,2	39,8
24	36,3	23,3	13,0	27,4	12,0	15,4
25	48,2	27,7	20,5	36,3	9,1	27,2
26	66,0	31,3	34,7	48,2	17,2	31,0
27	63,0	34,3	28,7	39,2	12,0	27,2
28	49,3	15,3	34,0	34,7	0,6	34,1
29	69,4	36,6	32,8	51,8	19,0	32,8
30	69,0	41,0	28,0	45,2	10,6	34,6
31	70,2	37,0	33,2	50,5	14,5	36,0
32	70,2	36,7	33,5	56,5	19,3	37,2
33	69,3	37,7	31,6	49,3	15,8	33,5
34	72,0	39,2	32,8	45,2	10,5	34,7
35	49,5	26,1	23,4	42,6	10,4	32,2
36	74,5	44,2	30,3	54,3	23,3	31,0
37	49,5	31,2	18,3	31,6	10,1	21,5
38	39,2	18,4	20,8	37,6	2,3	35,35

Continuação

TABELA A.5 - Formas de nitrogênio encontradas no reator UASB durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE (UASB)			EFLUENTE (UASB)		
	NTK mg.L ⁻¹	N-ORG mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ mg.L ⁻¹	NTK mg.L ⁻¹	N-ORG mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ mg.L ⁻¹
39	49,3	15,3	34,0	41,7	3,7	38,0
40	70,0	42,2	27,8	49,0	19,3	29,7
41	47,8	23,2	24,6	39,4	12,9	26,5
42	44,3	34,1	10,2	40,7	22,4	18,3
43	56,8	41,8	15,0	39,2	22,8	16,4
44	46,7	22,7	24,0	39,2	3,2	36,0
45	54,8	28,3	26,5	42,2	13,2	29,0
46	54,3	31,6	22,7	49,2	16,5	32,7
47	76,5	52,6	23,9	39,0	6,9	32,1
48	44,2	22,2	22,0	39,2	10,2	29,0
49	45,0	21,0	24,0	32,6	2,3	30,3
50	64,4	32,2	32,2	35,2	11,2	24,0
51	61,0	40,8	20,2	36,2	4,0	32,2
52	50,7	15,4	35,3	39,2	3,9	35,3
53	49,2	20,2	29,0	44,2	2,2	42,0
54	40,4	20,3	20,1	35,3	5,2	30,1
<i>Média</i>	<i>57,37</i>	<i>31,18</i>	<i>26,19</i>	<i>41,9</i>	<i>10,81</i>	<i>31,04</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>11,42</i>	<i>9,47</i>	<i>7,44</i>	<i>6,57</i>	<i>6,26</i>	<i>6,04</i>
<i>Máximo</i>	<i>76,5</i>	<i>52,6</i>	<i>41,3</i>	<i>56,5</i>	<i>23,3</i>	<i>42,0</i>
<i>Mínimo</i>	<i>36,3</i>	<i>15,3</i>	<i>10,2</i>	<i>27,4</i>	<i>0,6</i>	<i>15,4</i>

TABELA A. 6 - Concentração afluyente e efluente de fósforo nos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	FÓSFORO (mg. P. L ⁻¹)			
	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	EFLUENTE (CD)
1				
2				
3	12,0	11,0	11,0	
4	16,5	15,0	13,0	
5	21,0	19,0	16,0	
6	26,0	23,0	17,0	
7	22,0	19,0	17,0	
8	15,0	13,0	13,0	
9	19,0	18,0	15,0	
10	22,0	16,0	12,0	
<i>Média</i>	19,2	16,8	14,3	
<i>Des. Pd.</i>	4,50	3,81	2,31	
<i>Máximo</i>	26,0	23,0	17,0	
<i>Mínimo</i>	12,0	11,0	11,0	
11	16,0	9,0	9,0	
12	20,0	11,0	8,0	
13	15,0	8,0	5,5	
14	12,0	7,0	3,0	
15	19,0	7,0	5,0	
16	14,0	6,0	4,0	
17	15,0	6,0	3,0	
18	16,0	7,0	6,0	
19	16,0	8,0	7,0	
20	16,0	9,0	6,0	
21	17,0	6,0	4,0	
<i>Média</i>	16,0	7,6	5,5	
<i>Des. Pd.</i>	2,19	1,57	1,96	
<i>Máximo</i>	20,0	11,0	9,0	
<i>Mínimo</i>	12,0	6,0	3,0	
22	19,0	3,5	1,3	
23	21,0	2,6	1,4	
24	17,0	2,0	1,2	
25	24,0	2,8	2,2	
26	18,0	3,2	1,1	
27	12,0	3,0	1,7	
<i>Média</i>	18,5	2,9	1,5	
<i>Des. Pd.</i>	4,037	0,521	0,407	
<i>Máximo</i>	24,0	3,5	2,2	
<i>Mínimo</i>	12,0	2,0	1,1	

Continuação

TABELA A . 6 - Concentração afluyente e efluente de fósforo nos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	FÓSFORO (mg. P . L ⁻¹)			
	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	EFLUENTE (CD)
28	15,0	7,0	4,0	
29	12,0	6,5	4,8	
30	12,0	8,5	6,0	
31	13,0	8,0	6,0	
32	15,0	11,0	6,5	
33	15,0	12,0	8,0	
34	13,0	10,5	6,4	
35	10,0	6,0	5,0	
36	12,0	9,0	6,0	
37	15,0	11,0	4,0	
38	13,0	10,0	6,0	
39	15,0	9,5	6,5	
40	14,0	11,0	6,0	
41	15,0	12,5	8,5	
42	13,0	11,0	7,5	
43	12,0	10,5	8,5	
44	11,5	7,5	6,5	
45	14,0	12,5	11,0	4,5
46	13,0	12,0	9,0	3,5
47	12,0	7,5	6,0	2,5
48	14,5	13,5	10,0	4,2
49	11,5	9,0	8,5	3,0
50	14,0	12,0	9,0	2,5
51	13,0	12,0	10,0	3,3
52	15,0	12,0	10,0	5,6
53	15,0	12,0	10,0	3,0
54	14,0	12,0	10,0	4,3
Média	13,4	10,2	7,4	3,6
Des. Pd.	1,423	2,095	2,026	0,994
Máximo	15,0	13,5	11,0	5,6
Mínimo	10,0	6,0	4,0	2,5

TABELA A . 7 - Demanda Bioquímica de oxigênio (DBO₅) bruta e filtrada, afluente (UASB), efluente (UASB) e efluente (SBR) de sete amostras do sistema combinado ao longo do período experimental, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	DQO BRUTA (mg. L ⁻¹)			DBO ₅ BRUTA (mg. L ⁻¹)			DQO DBO ₅
	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	
4	410,0			270,0			1,54
25	451,0			278,0			1,66
28	505,0	68,0		296,0	51,0		1,74
30	454,0	54,0	25,0	260,0	30,0	7,0	1,66
31	510,0	68,0	20,0	228,0	23,0	5,0	1,66
48	406,0	60,0	20,0	253,0	39,0	5,0	1,60
53	360,0			220,0			1,75
Média	442,3	62,5	21,7	257,9	35,8	5,7	1,66
Desv.Pd.	54,56102	6,806859	2,886751	26,95941	12,09339	1,154701	0,07358
Máximo	510,0	68,0	25,0	296,0	51,0	7,0	1,8
Mínimo	360,0	54,0	20,0	220,0	23,0	5,0	1,5

DIAS DE OPERAÇÃO	DQO FILTRADA (mg. L ⁻¹)			DBO ₅ FILTRADA (mg. L ⁻¹)			DQO DBO ₅
	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	
4							
25	232,0			172,0			1,25
28	179,0			182,0			1,07
30	185,0			121,0			1,01
31	171,0	30,0	20,0	142,0	16,0	6,0	1,19
48	213,0	26,0	10,0	176,0	14,0	6,0	0,94
53							
Média	196,0	28,0	15,0	158,6	15,0	6,0	1,1
Desv.Pd.	25,6	2,8	7,1	26,1	1,4	0,0	0,1
Máximo	232,0	30,0	20,0	182,0	16,0	6,0	1,3
Mínimo	171,0	26,0	10,0	121,0	14,0	6,0	0,9

ANEXO B

TABELA B. 1- Sólidos suspensos voláteis e índice volumétrico do lodo de Excesso (IVL) do Reator Sequencial em Batelada (RSB) durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	LODO DE EXCESSO			VLS* (ml.L ⁻¹)	IVL (ml.g ⁻¹)
	SST (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)	SSV / SST		
1	80,0	53,0	0,66	4,0	75,0
2	39,0	32,0	0,82	4,0	125,0
3	48,0	33,0	0,68	6,0	181,0
4	166,0	100,0	0,6	4,0	40,0
5	130,0	105,0	0,8	4,0	38,0
6	316,0	212,0	0,67	4,0	19,0
7	3111,0	2110,0	0,67	190,0	90,0
8	445,0	230,0	0,51	20,0	87,0
9	677,0	403,0	0,59	16,0	40,0
10	542,0	253,0	0,46	12,0	47,0
11	582,0	218,0	0,37	16,0	73,0
12	737,0	314,0	0,42	15,0	47,0
13	1052,0	414,0	0,39	16,0	38,0
14	546,0	227,0	0,41	16,0	70,0
15	313,0	132,0	0,42	16,0	121,0
16	756,0	303,0	0,40	26,0	85,0
<i>Média</i>	<i>596,3</i>	<i>321,2</i>	<i>0,6</i>	<i>23,1</i>	<i>73,5</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>732,62</i>	<i>491,94</i>	<i>0,15</i>	<i>45,04</i>	<i>41,80</i>
<i>Máximo</i>	<i>3.111,0</i>	<i>2.110,0</i>	<i>0,8</i>	<i>190,0</i>	<i>181,0</i>
<i>Mínimo</i>	<i>39,0</i>	<i>32,0</i>	<i>0,4</i>	<i>4,0</i>	<i>19,0</i>
17	1049,0	381,0	0,36	25,0	65,0
18	1533,0	517,0	0,33	40,0	77,0
19	1118,0	393,0	0,35	32,0	81,0
20	936,0	385,0	0,41	20,0	52,0
21	910,0	349,0	0,38	28,0	80,0
22	1150,0	430,0	0,37	31,0	72,0
23	1283,0	460,0	0,35	35,0	76,0
24	1131,0	449,0	0,39	32,0	71,0
25	867,0	326,0	0,37	33,0	101,0
26	1004,0	517,0	0,51	35,0	67,0
27	972,0	565,0	0,58	34,0	60,0
28	972,0	566,0	0,58	33,0	58,0
29	978,0	590,0	0,60	37,0	62,0
30	1272,0	739,0	0,58	36,0	48,0
31	1110,0	655,0	0,59	36,0	55,0
32	1265,0	730,0	0,57	37,0	50,0
33	930,0	388,0	0,41	39,0	100,0
34	983,0	580,0	0,59	40,0	68,0
35	956,0	587,0	0,61	33,0	56,0
36	1225,0	467,0	0,38	31,0	66,0
37	1386,0	549,0	0,39	32,0	58,0
38	1014,0	421,0	0,42	30,0	71,0

Continuação

TABELA B. 1- Sólidos suspensos voláteis e índice volumétrico do lodo de Excesso (IVL) do Reator Sequencial em Batelada (RSB) durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	LODO DE EXCESSO			VLS* (ml.L ⁻¹)	IVL (ml.g ⁻¹)
	SST (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)	SSV / SST		
39	984,0	369,0	0,37	30,0	81,0
40	1114,0	410,0	0,36	33,0	80,0
41	1131,0	676,0	0,58	36,0	58,0
42	1009,0	487,0	0,48	41,0	84,0
43	1.212,0	619,0	0,51	39,0	63,0
44	825,0	416,0	0,50	40,0	96,0
45	905,0	490,0	0,54	38,0	77,0
46	1.120,0	360,0	0,50	42,0	116,0
47	1.094,0	347,0	0,31	39,0	112,0
48	863,0	461,0	0,53	40,0	86,0
49	1.248,0	625,0	0,50	42,0	67,0
50	856,0	463,0	0,54	39,0	84,0
51	753,0	476,0	0,63	33,0	69,0
52	691,0	474,0	0,68	40,0	84,0
53	857,0	589,0	0,68	42,0	71,0
54	781,0	560,0	0,71	40,0	71,0
Média	1.039,1	496,5	0,5	35,3	73,5
Des. Pd.	181,69	109,1	0,11	4,98	16,21
Máximo	1.533,0	739,0	0,7	42,0	116,0
Mínimo	691,0	326,0	0,3	20,0	48,0

*

Volume de lodo sedimentado (ml. L⁻¹).

TABELA B . 2 -Taxa específica de utilização do substrato, relação alimento/ microrganismo (F/M), do Reator Sequencial em Batelada (SBR) usando DQO Bruta durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE BRUTO (RSB) (mg.L ⁻¹)	EFLUENTE BRUTO (RSB) (mg.L ⁻¹)	X _{SBR} (mgSSV.L ⁻¹)	U* (dia ⁻¹)	F / M (dia ⁻¹)	MS' _x (gDQO dia ⁻¹)
1	212,0	70,0	53,0	7,591	11,3	0,00784
2	84,0	60,0	32,0	2,125	7,4	0,00474
3	143,0	70,0	33,0	6,268	12,3	0,00488
4	95,0	87,0	100,0	0,227	2,7	0,01480
5	138,0	116,0	105,0	0,594	3,7	0,01554
6	123,0	70,0	212,0	0,708	1,6	0,03138
7	101,0	84,0	2110,0	0,023	0,1	0,31228
8	195,0	117,0	230,0	0,961	2,4	0,03404
9	119,0	102,0	403,0	0,120	0,8	0,05964
10	148,0	64,0	253,0	0,941	1,7	0,03744
11	74,0	60,0	218,0	0,182	1,0	0,03226
12	59,0	31,0	314,0	0,253	0,5	0,04647
13	56,0	49,0	414,0	0,048	0,4	0,06127
14	67,0	23,0	227,0	0,549	0,8	0,03360
15	44,0	18,0	132,0	0,558	0,9	0,01954
16	68,0	19,0	303,0	0,458	0,6	0,04484
<i>Média</i>	<i>107,9</i>	<i>65,0</i>	<i>321,2</i>	<i>1,3503</i>	<i>3,0271</i>	<i>0,0475</i>
<i>Desv. Pd.</i>	<i>49,6</i>	<i>31,8</i>	<i>491,9</i>	<i>2,2495</i>	<i>3,8669</i>	<i>0,0728</i>
<i>Máximo</i>	<i>212,0</i>	<i>117,0</i>	<i>2110,0</i>	<i>7,5912</i>	<i>12,2778</i>	<i>0,3123</i>
<i>Mínimo</i>	<i>44,0</i>	<i>18,0</i>	<i>32,0</i>	<i>0,0228</i>	<i>0,1356</i>	<i>0,0047</i>
17	32,0	19,0	381,0	0,114	0,280	0,05639
18	36,0	18,0	517,0	0,116	0,232	0,07652
19	37,0	28,0	393,0	0,076	0,314	0,05816
20	66,0	12,0	385,0	0,468	0,571	0,05698
21	68,0	10,0	349,0	0,554	0,649	0,05165
22	81,0	22,0	430,0	0,457	0,628	0,06364
23	56,0	12,0	460,0	0,319	0,406	0,06808
24	53,0	24,0	449,0	0,215	0,393	0,06645
25	78,0	20,0	326,0	0,593	0,798	0,04825
26	60,0	28,0	517,0	0,206	0,387	0,07652
27	54,0	17,0	565,0	0,218	0,319	0,08362
28	68,0	25,0	566,0	0,253	0,400	0,08377
29	53,0	23,0	590,0	0,169	0,299	0,08732
30	54,0	25,0	739,0	0,131	0,244	0,10937
31	68,0	20,0	655,0	0,244	0,346	0,09694
32	71,0	21,0	730,0	0,228	0,324	0,10804
33	65,0	20,0	388,0	0,387	0,558	0,05742
34	68,0	20,0	580,0	0,276	0,391	0,08584
35	65,0	24,0	587,0	0,233	0,369	0,08688
36	71,0	20,0	467,0	0,364	0,507	0,06912
37	65,0	24,0	549,0	0,249	0,395	0,08125
38	48,0	20,0	421,0	0,222	0,380	0,06231

Continuação

TABELA B . 2 -Taxa específica de utilização do substrato, relação alimento/ microrganismo (F/M), do Reator Sequencial em Batelada (SBR) usando DQO Bruta durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE BRUTO (RSB) (mg.L ⁻¹)	EFLUENTE BRUTO (RSB) (mg.L ⁻¹)	X _{SBR} (mgSSV.L ⁻¹)	U* (dia ⁻¹)	F / M (dia ⁻¹)	MS _x (gDQO dia ⁻¹)
39	51,0	20,0	369,0	0,280	0,461	0,05461
40	64,0	27,0	410,0	0,301	0,520	0,06068
41	56,0	14,0	676,0	0,207	0,276	0,10005
42	55,0	16,0	487,0	0,267	0,376	0,07208
43	50,0	20,0	619,0	0,162	0,269	0,09161
44	61,0	23,0	416,0	0,304	0,489	0,06157
45	55,0	20,0	490,0	0,238	0,374	0,07252
46	60,0	20,0	360,0	0,370	0,556	0,05328
47	58,0	10,0	347,0	0,461	0,557	0,05136
48	60,0	20,0	461,0	0,289	0,434	0,06823
49	72,0	11,0	625,0	0,325	0,384	0,09250
50	44,0	20,0	463,0	0,173	0,317	0,06852
51	45,0	20,0	476,0	0,175	0,315	0,07045
52	50,0	23,0	474,0	0,190	0,352	0,07015
53	53,0	17,0	589,0	0,204	0,300	0,08717
54	55,0	20,0	560,0	0,208	0,327	0,08288
Média	58,1	19,8	496,5	0,2697	0,4078	0,0735
Desv. Pd.	11,0	4,6	109,1	0,1183	0,1251	0,0161
Máximo	81,0	28,0	739,0	0,5930	0,7975	0,1094
Mínimo	32,0	10,0	326,0	0,0763	0,2321	0,0482

* Taxa específica de utilização do Substrato.

TABELA B . 3 -Taxa específica de utilização do substrato, relação alimento/ microrganismo (F/M), do Reator Sequencial em Batelada (SBR) usando DQO Filtrada durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE FILTRADA (RSB) (mg.L ⁻¹)	EFLUENTE FILTRADA (RSB) (mg.L ⁻¹)	X _{RSB} (mgSSV.L ⁻¹)	U* (dia ⁻¹)	F / M (dia ⁻¹)
1	45,0	42,0	53,0	0,160	2,406
2	50,0	48,0	32,0	0,177	4,427
3	48,0	46,0	33,0	0,172	4,121
4	57,0	43,0	100,0	0,397	1,615
5	50,0	53,0	105,0	-0,081	1,349
6	50,0	50,0	212,0	0,000	0,668
7	56,0	48,0	2110,0	0,011	0,075
8	44,0	44,0	230,0	0,000	0,542
9	89,0	89,0	403,0	0,000	0,626
10	40,0	25,0	253,0	0,168	0,448
11	33,0	33,0	218,0	0,000	0,429
12	25,0	25,0	314,0	0,000	0,226
13	27,0	27,0	414,0	0,000	0,185
14	34,0	13,0	227,0	0,262	0,424
15	15,0	15,0	132,0	0,000	0,322
16	17,0	17,0	303,0	0,000	0,159
<i>Média</i>	<i>42,5</i>	<i>38,6</i>	<i>321,2</i>	<i>0,1</i>	<i>1,1</i>
<i>Desv. Pd.</i>	<i>18,0</i>	<i>18,9</i>	<i>491,9</i>	<i>0,1</i>	<i>1,4</i>
<i>Máximo</i>	<i>89,0</i>	<i>89,0</i>	<i>2110,0</i>	<i>0,4</i>	<i>4,4</i>
<i>Mínimo</i>	<i>15,0</i>	<i>13,0</i>	<i>32,0</i>	<i>-0,1</i>	<i>0,1</i>
17	16,0	16,0	381,0	0,000	0,140
18	24,0	24,0	517,0	0,000	0,155
19	25,0	18,0	393,0	0,059	0,212
20	17,0	17,0	385,0	0,000	0,147
21	48,0	20,0	349,0	0,267	0,458
22	23,0	10,0	430,0	0,101	0,178
23	32,0	27,0	460,0	0,036	0,232
24	35,0	30,0	449,0	0,037	0,260
25	60,0	28,0	326,0	0,327	0,613
26	55,0	30,0	517,0	0,161	0,355
27	40,0	15,0	565,0	0,147	0,236
28	30,0	20,0	566,0	0,059	0,177
29	32,0	20,0	590,0	0,068	0,181
30	29,0	20,0	739,0	0,041	0,131
31	35,0	20,0	655,0	0,076	0,178
32	38,0	18,0	730,0	0,091	0,174
33	37,0	20,0	388,0	0,146	0,318
34	37,0	17,0	580,0	0,115	0,213
35	30,0	20,0	587,0	0,057	0,170
36	30,0	22,0	467,0	0,057	0,214
37	30,0	21,0	549,0	0,055	0,182
38	19,0	19,0	421,0	0,000	0,150

Continuação

TABELA B. 3 -Taxa específica de utilização do substrato, relação alimento/ microrganismo (F/M), do Reator Sequencial em Batelada (SBR) usando DQO Filtrada durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE FILTRADA (RSB) (mg.L ⁻¹)	EFLUENTE FILTRADA (RSB) (mg.L ⁻¹)	X _{RSB} (mgSSV.L ⁻¹)	U* (dia ⁻¹)	F / M (dia ⁻¹)
39	38,0	19,0	369,0	0,172	0,343
40	36,0	24,0	410,0	0,098	0,293
41	34,0	25,0	676,0	0,044	0,168
42	28,0	17,0	487,0	0,075	0,192
43	30,0	13,0	619,0	0,092	0,162
44	20,0	10,0	416,0	0,080	0,160
45	30,0	14,0	490,0	0,109	0,204
46	30,0	20,0	360,0	0,093	0,278
47	32,0	20,0	347,0	0,115	0,307
48	26,0	17,0	461,0	0,065	0,188
49	30,0	17,0	625,0	0,069	0,160
50	28,0	25,0	463,0	0,022	0,202
51	28,0	18,0	476,0	0,070	0,196
52	28,0	20,0	474,0	0,056	0,197
53	27,0	19,0	589,0	0,045	0,153
54	31,5	19,0	560,0	0,074	0,188
<i>Média</i>	<i>31,54</i>	<i>19,71</i>	<i>496,5</i>	<i>0,084</i>	<i>0,223</i>
<i>Desv. Pd.</i>	<i>8,91</i>	<i>4,60</i>	<i>109,1</i>	<i>0,067</i>	<i>0,095</i>
<i>Máximo</i>	<i>60,00</i>	<i>30,00</i>	<i>739,0</i>	<i>0,327</i>	<i>0,613</i>
<i>Mínimo</i>	<i>16,00</i>	<i>10,00</i>	<i>326,0</i>	<i>0,000</i>	<i>0,131</i>

* Taxa específica de utilização do Substrato.

TABELA B. 4 - Formas de nitrogênio encontradas no SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE (SBR)			EFLUENTE (SBR)				
	NTK mg.L ⁻¹	N-ORG mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ mg.L ⁻¹	NTK mg.L ⁻¹	N-ORG mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ mg.L ⁻¹	N-NO ₂ ⁻ mg.L ⁻¹	N-NO ₃ ⁻ mg.L ⁻¹
1								
2								
3	32,2	13,3	18,9	21,0	3,2	17,8	0,0	2,8
4	52,7	19,7	33,0	32,2	2,7	29,5	6,0	0,9
5	59,8	19,8	40,0	59,8	19,8	40,0	0,0	0,5
6	59,8	19,8	40,0	38,5	7,2	31,3	5,5	14,2
7	59,8	19,8	40,0	42,8	8,0	34,8	1,8	13,0
8	66,9	23,3	43,6	32,2	9,8	22,4	8,0	25,4
9	67,0	18,0	49,0	45,6	10,8	34,8	6,5	13,0
10	60,0	21,6	38,4	42,0	14,3	27,7	2,2	10,5
11	58,6	22,0	36,6	38,5	12,5	26,0	3,3	16,0
12	67,0	12,7	54,3	45,6	21,4	24,2	6,4	15,0
13	74,0	21,5	52,5	21,0	7,5	13,5	17,4	30,5
14	45,60	9,0	36,6	17,20	7,2	10,0	4,0	23,0
15	53,0	11,0	42,0	31,40	16,1	15,3	6,6	15,0
16	31,4	3,7	27,7	24,3	10,8	13,5	6,6	4,5
Média	56,27	16,8	39,47	35,15	10,81	24,34	5,31	13,16
Des. Pd.	12,56	5,86	9,31	11,85	5,59	9,29	4,33	9,04
Máximo	74	23,3	54,3	59,8	21,4	40	17,4	30,5
Mínimo	31,4	3,7	18,9	17,2	2,7	10	0	0,5
17	38,5	12,6	25,9	24,3	20,3	4,0	0,0	14,0
18	44,0	8,0	36,0	6,6	4,6	2,0	0,8	36,0
19	36,3	5,0	31,3	10,4	6,2	4,2	0,0	24,0
20	45,2	7,6	37,6	6,6	5,3	1,3	0,0	30,9
21	44,2	14,7	29,5	10,0	8,7	1,3	0,0	30,8
22	39,3	5,3	34,0	6,6	3,7	2,9	0,0	31,0
23	51,0	11,2	39,8	7,2	4,3	2,9	0,0	35,0
24	27,4	12,0	15,4	3,6	2,3	1,3	0,9	22,8
25	36,3	9,1	27,2	3,6	2,3	1,3	0,0	30,8
26	48,2	17,2	31,0	9,6	8,3	1,3	0,4	31,5
27	39,2	12,0	27,2	9,6	8,3	1,3	0,0	25,7
28	34,7	0,6	34,1	9,0	4,0	5,0	0,0	25,0
29	51,8	19,0	32,8	9,0	5,8	3,2	0,4	40,7
30	45,2	10,6	34,6	9,6	3,2	6,4	0,5	35,2
31	50,5	14,5	36,0	14,2	6,3	7,9	0,0	35,1
32	56,5	19,3	37,2	11,5	2,0	9,5	0,3	43,0
33	49,3	15,8	33,5	11,5	6,4	5,1	0,0	37,8
34	45,2	10,5	34,7	12,0	6,3	5,7	0,0	33,2
35	42,6	10,4	32,2	18,5	10,9	7,6	0,0	23,6
36	54,3	23,3	31,0	19,0	12,0	7,0	0,3	29,6
37	31,6	10,1	21,5	9,0	7,7	1,3	0,0	22,0
38	37,6	2,3	35,35	9,0	8,3	0,7	0,0	28,8

Continuação

TABELA B.4 - Formas de nitrogênio encontradas no SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE (SBR)			EFLUENTE (SBR)				
	NTK mg.L ⁻¹	N-ORG mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ mg.L ⁻¹	NTK mg.L ⁻¹	N-ORG mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ mg.L ⁻¹	N-NO ₂ ⁻ mg.L ⁻¹	N-NO ₃ ⁻ mg.L ⁻¹
39	41,7	3,7	38,0	4,0	3,3	0,7	0,0	34,0
40	49,0	19,3	29,7	4,0	4,0	0,7	0,0	37,3
41	39,4	12,9	26,5	6,5	5,8	0,7	0,0	32,0
42	40,7	22,4	18,3	9,6	5,1	4,5	0,4	28,5
43	39,2	22,8	16,4	3,9	1,3	2,6	0,2	32,0
44	39,2	3,2	36,0	3,9	1,9	2,0	0,0	33,0
45	42,2	13,2	29,0	9,6	8,9	0,7	0,5	30,8
46	49,2	16,5	32,7	9,6	2,9	6,7	0,1	35,0
47	39,0	6,9	32,1	3,6	2,9	0,7	0,0	34,5
48	39,2	10,2	29,0	6,4	5,7	0,7	0,1	29,4
49	32,6	2,3	30,3	3,6	2,9	0,7	0,0	26,5
50	35,2	11,2	24,0	3,6	2,9	0,7	0,8	29,6
51	36,2	4,0	32,2	6,8	3,3	3,5	0,5	27,8
52	39,2	3,9	35,3	6,4	2,9	3,5	0,0	34,2
53	44,2	2,2	42,0	9,0	2,4	6,6	0,0	30,0
54	35,3	5,2	30,1	4,3	3,1	1,2	0,9	29,2
Média	41,9	10,8	31,0	8,6	5,4	3,1	0,2	30,8
Des. Pd.	6,57	6,26	6,04	4,61	3,61	2,52	0,28	5,49
Máximo	56,5	23,3	42,0	24,3	20,3	9,5	0,9	43,0
Mínimo	27,4	0,6	15,4	3,6	1,3	0,7	0,0	14,0

TABELA B. 5- Relação DQO / N-NTK e DQO / N-NH₄⁺, como também Carga volumétrica removida e Eficiência de Remoção do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	DQO NTK	DQO N-Amoniacal	CV * _{N-NH₄⁺}	CV ** _{N-NTK}	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO	
					N-NH ₄ ⁺ (%)	NTK (%)
1						
2						
3	4,441	7,566	0,063	0,107	5,820	34,8
4	1,803	2,879	0,110	0,176	10,606	38,9
5	2,308	3,450	0,133	0,199	0,000	0,00
6	2,057	3,075	0,133	0,199	21,750	35,6
7	1,689	2,525	0,133	0,199	13,000	28,4
8	2,915	4,472	0,145	0,223	48,624	51,9
9	1,776	2,429	0,163	0,223	28,980	31,9
10	2,467	3,854	0,128	0,200	27,865	30,0
11	1,263	2,022	0,122	0,195	28,962	34,3
12	0,881	1,087	0,181	0,223	55,433	31,9
13	0,757	1,067	0,175	0,247	74,286	71,6
14	1,469	1,831	0,122	0,152	72,678	62,3
15	0,830	1,048	0,140	0,177	63,571	40,8
16	2,166	2,455	0,092	0,105	51,264	22,6
Média	1,92	2,84	0,13	0,19	35,92	37,0
Des. Pd.	0,97	1,71	0,03	0,04	24,95	17,0
Máximo	4,44	7,57	0,18	0,25	74,29	72,0
Mínimo	0,76	1,05	0,06	0,10	0,00	0,0
17	0,831	1,236	0,086	0,128	84,556	36,9
18	0,818	1,000	0,120	0,147	94,444	85,0
19	1,019	1,182	0,104	0,121	86,581	71,3
20	1,460	1,755	0,125	0,151	96,543	85,4
21	1,538	2,305	0,098	0,147	95,593	77,4
22	2,061	2,382	0,113	0,131	96,176	90,8
23	1,098	1,407	0,133	0,170	96,734	92,9
24	1,934	3,442	0,051	0,091	91,558	86,9
25	2,149	2,868	0,091	0,121	95,221	90,1
26	1,245	1,935	0,103	0,161	95,806	80,1
27	1,378	1,985	0,091	0,131	95,221	75,5
28	1,960	1,994	0,114	0,116	85,337	74,1
29	1,023	1,616	0,109	0,173	90,244	82,6
30	1,195	1,561	0,115	0,151	81,503	78,8
31	1,347	1,889	0,120	0,168	78,889	71,9
32	1,257	1,909	0,124	0,188	74,462	79,6
33	1,318	1,940	0,112	0,164	84,776	76,7
34	1,504	1,960	0,116	0,151	83,573	73,5
35	1,526	2,019	0,107	0,142	76,398	56,6
36	1,308	2,290	0,103	0,181	77,419	65,0

Continuação

TABELA B . 5- Relação DQO / N-NTK e DQO / N-NH₄⁺, como também Carga volumétrica removida e Eficiência de Remoção do reator SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	DQO NTK	DQO N-Amoniacal	CV * _{N-NH4+}	CV ** _{N-NTK}	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO	
					N-NH ₄ ⁺ (%)	NTK (%)
37	2,057	3,023	0,072	0,105	93,953	71,5
38	1,277	1,358	0,118	0,125	98,020	76,1
39	1,223	1,342	0,127	0,139	98,158	90,4
40	1,306	2,155	0,099	0,163	100,000	91,8
41	1,421	2,113	0,088	0,131	97,358	83,5
42	1,351	3,005	0,061	0,136	75,410	76,4
43	1,276	3,049	0,055	0,131	84,146	90,1
44	1,556	1,694	0,120	0,131	94,444	90,1
45	1,303	1,897	0,097	0,141	97,586	77,3
46	1,220	1,835	0,109	0,164	97,859	80,5
47	1,487	1,807	0,107	0,130	97,819	90,8
48	1,531	2,069	0,097	0,131	97,586	83,7
49	2,209	2,376	0,101	0,109	97,690	89,0
50	1,250	1,833	0,080	0,117	97,083	89,8
51	1,243	1,398	0,107	0,121	89,130	81,2
52	1,276	1,416	0,118	0,131	98,017	83,7
53	1,199	1,262	0,140	0,147	97,143	79,6
54	1,558	1,827	0,100	0,118	96,013	87,8
Média	1,44	2,01	0,10	0,14	91,08	81,0
Des. Pd.	0,31	0,33	0,02	0,02	2,68	5,0
Máximo	2,21	2,38	0,14	0,16	98,02	91,0
Mínimo	1,20	1,26	0,08	0,11	89,13	77,0

* Carga volumétrica removida de nitrogênio na forma de Ion amônio (kg N-amoniacal . m³ . dia⁻¹).

** Carga volumétrica removida de nitrogênio total (kg NTK .m³ .dia⁻¹).

TABELA B. 6 - Taxa específica de utilização do substrato, relação alimento / microrganismos (F/M), do reator seqüencial em batelada (SBR) usando nitrogênio total Kjeldhal (NTK) como substrato, durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	SBR		X _{SBR} (mgSSV.L ⁻¹)	U _{NTK} * (dia ⁻¹)	F / M (dia ⁻¹)	REMOÇÃO (%)
	NTK (mg .L ⁻¹) AFLUENTE	NTK (mg .L ⁻¹) EFLUENTE				
1			53,0			
2			32,0			
3	32,2	21,0	33,0	0,962	2,765	34,783
4	52,7	32,2	100,0	0,581	1,493	38,899
5	59,8	59,8	105,0	0,000	1,614	0,000
6	59,8	38,5	212,0	0,285	0,799	35,619
7	59,8	42,8	2110,0	0,023	0,080	28,428
8	66,9	32,2	230,0	0,427	0,824	51,868
9	67,0	45,6	403,0	0,150	0,471	31,940
10	60,0	42,0	253,0	0,202	0,672	30,000
11	58,6	38,5	218,0	0,261	0,762	34,300
12	67,0	45,6	314,0	0,193	0,605	31,940
13	74,0	21,0	414,0	0,363	0,506	71,622
14	45,60	17,20	227,0	0,354	0,569	62,281
15	53,0	31,40	132,0	0,464	1,138	40,755
16	31,4	24,3	303,0	0,066	0,294	22,611
Média	56,27	35,15	321,2	0,309	0,899	36,789
Des. Pd.	12,56	11,85	491,9	0,253	0,683	17,186
Máximo	74	59,8	2110,0	0,962	2,765	71,622
Mínimo	31,4	17,2	32,0	0,000	0,080	0,000
17	38,5	24,3	381,0	0,124	0,337	36,883
18	44,0	6,6	517,0	0,241	0,284	85,000
19	36,3	10,4	393,0	0,220	0,308	71,350
20	45,2	6,6	385,0	0,334	0,391	85,398
21	44,2	10,0	349,0	0,327	0,422	77,376
22	39,3	6,6	430,0	0,253	0,305	83,206
23	51,0	7,2	460,0	0,317	0,370	85,882
24	27,4	3,6	449,0	0,177	0,203	86,861
25	36,3	3,6	326,0	0,334	0,371	90,083
26	48,2	9,6	517,0	0,249	0,311	80,083
27	39,2	9,6	565,0	0,175	0,231	75,510
28	34,7	9,0	566,0	0,151	0,204	74,063
29	51,8	9,0	590,0	0,242	0,293	82,625
30	45,2	9,6	739,0	0,161	0,204	78,761
31	50,5	14,2	655,0	0,185	0,257	71,881
32	56,5	11,5	730,0	0,205	0,258	79,646
33	49,3	11,5	388,0	0,325	0,424	76,673
34	45,2	12,0	580,0	0,191	0,260	73,451
35	42,6	18,5	587,0	0,137	0,242	56,573
36	54,3	19,0	467,0	0,252	0,388	65,009
37	31,6	9,0	549,0	0,137	0,192	71,519
38	37,6	9,0	421,0	0,226	0,298	76,064

Continuação

TABELA B . 6 - Taxa específica de utilização do substrato, relação alimento / microrganismos (F/M), do reator sequencial em batelada (SBR) usando nitrogênio total Kjeldhal (NTK) como substrato, durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	SBR		X_{SBR} (mgSSV.L ⁻¹)	U_{NTK}^* (dia ⁻¹)	F / M (dia ⁻¹)	REMOÇÃO (%)
	NTK (mg .L ⁻¹) AFLUENTE	NTK (mg .L ⁻¹) EFLUENTE				
39	41,7	4,0	369,0	0,341	0,377	90,408
40	49,0	4,0	410,0	0,366	0,398	91,837
41	39,4	6,5	676,0	0,162	0,194	83,503
42	40,7	9,6	487,0	0,213	0,279	76,413
43	39,2	3,9	619,0	0,190	0,211	90,051
44	39,2	3,9	416,0	0,283	0,314	90,051
45	42,2	9,6	490,0	0,222	0,287	77,251
46	49,2	9,6	360,0	0,367	0,456	80,488
47	39,0	3,6	347,0	0,340	0,375	90,769
48	39,2	6,4	461,0	0,237	0,283	83,673
49	32,6	3,6	625,0	0,155	0,174	88,957
50	35,2	3,6	463,0	0,228	0,253	89,773
51	36,2	6,8	476,0	0,206	0,254	81,215
52	39,2	6,4	474,0	0,231	0,276	83,673
53	44,2	9,0	589,0	0,199	0,250	79,638
54	35,3	4,3	560,0	0,185	0,210	87,819
Média	41,9	8,6	496,5	0,234	0,293	79,722
Des. Pd.	6,57	4,61	109,1	0,069	0,075	10,521
Máximo	56,5	24,3	739,0	0,367	0,456	91,837
Mínimo	27,4	3,6	326,0	0,124	0,174	36,883

*

Taxa específica de utilização considerando NTK como substrato.

ANEXO C

TABELA C. 1- Valores de pH de alcalinidade total e a bicarbonato e concentração de Ácidos Voláteis durante cinco Fases de operação da coluna de desnitrificação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	pH		ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		ALCALINIDADE A BICARBONATO (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	
	AFL.	EFL.	AFLUENTE	EFLUENTE	AFLUENTE	EFLUENTE
17	7,4	7,4	127,0	150,0	115,7	142,9
18	6,6	6,4	252,0	286,0	235,0	271,8
19	7,7	7,7	113,0	125,0	103,1	115,8
20	7,5	7,5	126,0	139,0	97,7	127,0
21	7,6	7,6	156,0	174,0	145,4	166,9
22	7,8	7,8	222,0	244,0	204,3	232,7
23	6,9	7,0	260,0	319,0	242,3	307,7
24	7,9	7,9	108,0	201,0	90,3	186,8
25	7,4	7,4	105,0	116,0	80,2	99,7
26	7,2	7,0	100,0	120,0	92,9	112,9
27	7,7	7,4	160,0	182,0	147,3	173,5
28	7,6	7,7	136,0	180,0	124,7	172,9
29	7,9	7,7	158,0	180,0	143,8	172,9
30	7,7	7,7	143,0	180,0	123,9	167,3
31	7,7	7,4	112,0	140,0	97,8	129,4
32	7,9	7,9	89,0	128,0	81,9	120,9
33	7,7	7,7	73,0	92,0	61,7	84,9
34	7,5	7,3	89,0	115,0	82,6	107,9
35	6,7	6,8	39,0	203,0	34,8	198,8
<i>Média</i>	7,5	7,4	135,2	172,3	121,3	162,8
<i>Desv. Pd.</i>	0,4	0,4	57,7	59,7	55,4	58,8
36	7,6	7,6	124,0	280,0	116,9	272,9
37	7,6	7,5	84,0	150,0	71,3	142,9
38	8,0	8,0	160,0	220,0	149,4	212,9
39	8,0	8,0	170,0	267,0	160,1	261,3
40	8,1	8,8	186,0	247,0	171,8	239,9
41	7,6	7,8	116,0	142,0	105,4	134,9
<i>Média</i>	7,8	8,0	140,0	217,7	129,1	210,8
<i>Desv. Pd.</i>	0,2	0,5	38,4	59,1	38,1	59,4
42	7,9	7,9	225,0	286,0	217,9	278,9
43	7,6	7,6	96,0	128,0	88,9	117,4
44	7,6	7,3	112,0	144,0	101,4	132,7
45	7,0	7,3	52,0	90,0	40,7	79,4
46	7,3	7,4	88,0	150,0	73,8	139,4
47	7,5	7,6	68,0	125,0	56,7	114,4
<i>Média</i>	7,5	7,5	106,8	153,8	96,6	143,7
<i>Desv. Pd.</i>	0,3	0,2	61,6	68,0	63,3	69,4
48	7,6	7,6	128,0	140,0	115,3	132,9
49	7,0	7,6	120,0	132,0	109,4	120,7
50	7,7	7,8	210,0	254,0	198,7	246,9
51	7,8	8,1	116,0	208,0	103,3	200,9
52	7,5	7,5	101,0	123,0	88,3	112,4
<i>Média</i>	7,5	7,7	135,0	171,4	123,0	162,8
<i>Desv. Pd.</i>	0,3	0,2	43,1	57,1	43,5	58,6

Continuação

TABELA C . 1- Valores de pH de alcalinidade total e a bicarbonato e concentração de Ácidos Voláteis durante cinco Fases de operação da coluna de desnitrificação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	pH		ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		ALCALINIDADE A BICARBONATO (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	
	AFL.	EFL.	AFLUENTE	EFLUENTE	AFLUENTE	EFLUENTE
53	7,5	7,5	108,0	145,0	91,7	133,7
54	7,5	7,8	83,0	99,0	67,4	86,3
Média	7,5	7,7	95,5	122,0	79,6	110,0
Desv. Pd.	0,0	0,2	17,7	32,5	17,2	33,5
Média	7,5	7,6	129,3	173,8	116,7	164,6
Desv. Pd.	0,34	0,40	52,18	61,12	51,24	61,60
Máximo	8,1	8,8	260,0	319,0	242,3	307,7
Mínimo	6,6	6,4	39,0	90,0	34,8	79,4

TABELA C. 2 - Forma do nitrogênio Afluente na coluna de desnitrificação durante cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE DA COLUNA DE DESNITRIFICAÇÃO				
	NTK (mg.L ⁻¹)	N-ORG (mg.L ⁻¹)	N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)
17	24,3	20,3	4,0	14,0	0,0
18	6,6	4,6	2,0	36,0	0,8
19	10,4	6,2	4,2	24,0	0,0
20	6,6	5,3	1,3	30,9	0,0
21	10,0	8,7	1,3	30,8	0,0
22	6,6	3,7	2,9	31,0	0,0
23	7,2	4,3	2,9	35,0	0,0
24	3,6	2,3	1,3	22,8	0,9
25	3,6	2,3	1,3	30,8	0,0
26	9,6	8,3	1,3	31,5	0,4
27	9,6	8,3	1,3	25,7	0,0
28	9,0	4,0	5,0	25,2	0,0
29	9,0	5,8	3,2	40,7	0,4
30	9,6	3,2	6,4	35,2	0,5
31	14,2	6,3	7,9	35,1	0,0
32	11,5	2,0	9,5	43,0	0,3
33	11,5	6,4	5,1	37,8	0,0
34	12,0	6,3	5,7	39,3	0,00
35	18,5	10,9	7,6	24,4	0,0
Média	8,63	4,93	3,69	32,23	0,21
D.P.	3,03	2,48	2,87	6,03	0,29
36	19,0	12,0	7,0	25,0	0,3
37	9,0	7,7	1,3	22,0	0,0
38	9,0	8,3	0,7	28,8	0,0
39	4,0	3,3	0,7	34,0	0,0
40	4,0	4,0	0,7	37,3	0,0
41	6,5	5,8	0,7	32,0	0,0
Média	9,00	7,06	2,08	29,42	0,06
D.P.	6,12	3,53	2,76	6,29	0,13
42	9,6	5,1	4,5	28,5	0,4
43	3,9	1,3	2,6	32,0	0,2
44	3,9	1,9	2,0	33,0	0,0
45	9,6	8,9	6,7	30,8	0,5
46	9,6	2,9	0,7	35,0	0,1
47	3,6	2,9	0,7	34,5	0,0
Média	6,75	4,30	3,95	31,08	0,28
D.P.	3,29	3,49	2,12	1,94	0,22
48	6,4	5,7	0,7	29,4	0,1
49	3,6	2,9	0,7	26,5	0,0
50	3,6	2,9	0,7	29,6	0,8
51	6,8	3,3	3,5	27,8	0,5
52	6,4	2,9	3,5	34,2	0,0
Média	5,10	3,70	1,40	28,33	0,35
D.P.	1,74	1,35	1,40	1,46	0,37

Continuação

TABELA C. 2 - Forma do nitrogênio Afluente na coluna de desnitrificação durante cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	AFLUENTE DA COLUNA DE DESNITRIFICAÇÃO				
	NTK (mg.L ⁻¹)	N-ORG (mg.L ⁻¹)	N-NH ₄ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₃ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₂ (mg.L ⁻¹)
	3,6	2,3	1,3	36,0	0,0
53	9,0	2,4	6,6	30,0	0,0
54	4,3	3,1	1,2	29,2	0,9
<i>Média</i>	<i>5,63</i>	<i>2,60</i>	<i>3,03</i>	<i>31,73</i>	<i>0,30</i>
<i>D.P.</i>	<i>2,94</i>	<i>0,44</i>	<i>3,09</i>	<i>3,72</i>	<i>0,52</i>
<i>Média</i>	<i>8,6</i>	<i>5,4</i>	<i>3,1</i>	<i>31,3</i>	<i>0,2</i>
<i>Desv. P.</i>	<i>4,6</i>	<i>3,6</i>	<i>2,5</i>	<i>5,7</i>	<i>0,3</i>
<i>Máximo</i>	<i>24,3</i>	<i>20,3</i>	<i>9,5</i>	<i>43,0</i>	<i>0,9</i>
<i>Mínimo</i>	<i>3,6</i>	<i>1,3</i>	<i>0,7</i>	<i>14,0</i>	<i>0,0</i>

TABELA C. 3 - Forma do nitrogênio Efluente e remoção de nitrato na coluna de desnitrificação durante cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	EFLUENTE DA COLUNA DE DESNITRIFICAÇÃO					REM. (%) N-NO ₃
	NTK (mg.L ⁻¹)	N-ORG (mg.L ⁻¹)	N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₃ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₂ (mg.L ⁻¹)	
17				14,4	0,0	11,7
18				24,0	0,0	33,3
19				19,2	0,0	20,0
20				19,5	0,0	27,4
21				7,7	0,0	75,0
22				9,6	0,0	69,0
23				10,0	0,3	71,4
24	12,5	3,1	9,4	4,9	0,0	76,4
25	12,5	3,1	9,4	3,0	0,0	90,3
26	12,5	6,0	6,5	1,5	0,0	95,2
27	12,5	6,0	6,5	5,8	0,5	77,4
28	9,0	7,0	2,0	5,0	0,0	86,6
29	9,0	5,8	3,2	12,0	0,8	70,5
30	9,6	6,9	2,7	10,0	1,1	73,8
31	12,2	9,5	2,7	9,6	0,7	72,6
32	9,0	7,0	2,0	11,0	0,0	74,4
33	9,0	6,4	2,6	34,7	0,0	18,16
34	14,0	11,0	3,0	31,4	0,0	20,1
35	9,0	6,4	2,6	23,8	0,0	10,9
Média	10,98	6,04	4,93	7,51	0,28	76,40
D.P.	1,75	2,00	3,06	3,38	0,40	8,37
36	9,0	3,3	5,7	9,0	0,0	69,6
37	6,5	2,7	3,8	1,1	0,0	95,0
38	9,0	7,7	1,3	8,6	0,0	72,1
39	6,5	5,8	0,7	14,6	0,0	57,1
40	9,0	7,7	1,3	5,3	0,7	85,8
41	9,0	7,6	1,4	17,0	1,6	46,9
Média	8,00	5,44	2,56	7,72	0,14	73,32
D.P.	1,37	2,37	2,12	4,99	0,31	14,76
42	6,4	1,3	5,1	17,8	0,0	37,5
43	6,4	1,3	5,1	4,0	0,3	87,5
44	3,9	0,7	3,2	4,4	0,0	86,7
45	11,4	7,6	3,8	7,0	0,0	77,3
46	9,0	7,6	1,4	18,9	0,0	46,0
47	5,0	4,3	0,7	20,2	0,0	41,4
Média	7,03	2,73	4,30	8,30	0,08	73,29
D.P.	3,15	3,26	0,96	6,47	0,15	23,59
48	3,6	2,2	1,4	13,4	0,0	51,1
49	3,6	2,9	0,7	12,0	0,2	54,7
50	3,6	2,9	0,7	10,1	0,0	65,9
51	6,8	6,1	0,7	7,3	0,0	71,7
52	3,9	3,2	0,7	26,0	0,0	24,0
Média	4,40	3,53	0,88	10,70	0,05	60,85
D.P.	1,60	1,75	0,35	2,64	0,10	9,59

Continuação

TABELA C. 3 - Forma do nitrogênio Efluente e remoção de nitrato na coluna de desnitrificação durante cinco fases de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	EFLUENTE DA COLUNA DE DESNITRIFICAÇÃO					REM. (%) N-NO ₃
	NTK (mg.L ⁻¹)	N-ORG (mg.L ⁻¹)	N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₃ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₂ (mg.L ⁻¹)	
	4,2	2,8	1,4	9,4	0,0	73,9
53	6,4	4,5	1,9	11,3	0,0	62,3
54	4,2	0,2	4,0	8,6	0,0	70,5
Média	4,93	2,50	2,43	9,77	0,00	69,11
D.P.	1,27	2,17	1,38	1,39	0,00	5,95
Média	5,7	3,8	1,9	10,0	0,029	64,793
Desv. P.	2,9	2,5	1,4	2,4	0,076	9,4
Máximo	11,4	7,6	4,0	13,4	0,200	77,3
Mínimo	3,6	0,2	0,7	7,0	0,000	51,1

ANEXO D

TABELA D. 1- Valores da Vazão mássica da DQO Bruta afluyente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	MS _a (g.dia ⁻¹) (UASB)	MS' _a (g.dia ⁻¹) (UASB)	MS _s (g.dia ⁻¹) (SBR)	MS' _x (gDQO.dia ⁻¹)	MS _x (gDQO.dia ⁻¹)	MS _{ana.} (gDQO.dia ⁻¹)	MS _{aer.} (gDQO.dia ⁻¹)
1	7,89	4,32	1,43	0,00784	0,385	3,19284	2,89
2	7,16	1,71	1,22	0,00474	0,385	5,06654	0,48
3	7,22	2,92	1,43	0,00488	0,385	3,92428	1,48
4	8,36	1,94	1,77	0,01480	0,385	6,05580	0,15
5	8,71	2,82	2,37	0,01554	0,385	5,52614	0,43
6	9,67	2,51	1,43	0,03138	0,385	6,80678	1,05
7	10,12	2,06	1,71	0,31228	0,378	7,99228	0,03
8	10,67	3,98	2,39	0,03404	0,378	6,34724	1,56
9	10,83	2,43	2,08	0,05964	0,378	8,08644	0,29
10	9,18	3,02	1,31	0,03744	0,378	5,82024	1,68
11	6,73	1,51	1,22	0,03226	0,378	4,87666	0,25
12	11,18	1,20	0,63	0,04647	0,378	9,64407	0,52
13	10,20	1,14	1,00	0,06127	0,378	8,74087	0,08
14	7,06	1,37	0,47	0,03360	0,378	5,34720	0,86
15	9,53	0,90	0,37	0,01954	0,378	8,27074	0,51
16	9,79	1,39	0,39	0,04484	0,378	8,07164	0,95
Média	9,0	2,2	1,3	0,0475	0,3806	6,4856	0,8271
Desv. Pd.	1,464	1,012	0,648	0,073	0,003	1,836	0,763
Máximo	11,18	4,325	2,387	0,312	0,385	9,644	2,889
Mínimo	6,73	0,898	0,367	0,005	0,378	3,193	0,035
17	11,09	0,77	0,46	0,05639	0,337	10,03939	0,26
18	10,63	0,86	0,43	0,07652	0,337	9,50752	0,36
19	11,62	0,89	0,67	0,05816	0,337	10,44916	0,16
20	12,91	1,58	0,29	0,05698	0,337	11,04798	1,24
21	12,98	1,63	0,24	0,05165	0,337	11,06665	1,34
22	8,69	1,94	0,53	0,06364	0,337	6,47064	1,35
23	8,93	1,34	0,29	0,06808	0,337	7,31508	0,99
24	9,58	1,27	0,58	0,06645	0,337	8,03345	0,63
25	10,82	1,87	0,48	0,04825	0,337	8,66325	1,34
26	8,86	1,44	0,67	0,07652	0,337	7,15552	0,69
27	9,65	1,30	0,41	0,08362	0,337	8,09862	0,80
28	12,12	1,63	0,60	0,08377	0,359	10,21277	0,95
29	9,84	1,27	0,55	0,08732	0,359	8,29632	0,63
30	10,90	1,30	0,60	0,10937	0,359	9,35037	0,59
31	12,24	1,63	0,48	0,09694	0,359	10,34594	1,06
32	8,52	1,70	0,50	0,10804	0,453	6,47104	1,09
33	9,74	1,56	0,48	0,05742	0,453	7,78842	1,02
34	9,70	1,63	0,48	0,08584	0,453	7,69684	1,07
35	9,07	1,56	0,58	0,08688	0,453	7,14588	0,90
36	13,18	1,70	0,48	0,06912	0,394	11,14712	1,15
37	12,74	1,56	0,58	0,08125	0,394	10,87125	0,90
38	10,15	1,15	0,48	0,06231	0,394	8,66831	0,61
39	9,00	1,22	0,48	0,05461	0,394	7,43661	0,69

Continuação

TABELA D. 1- Valores da Vazão mássica da DQO Bruta afluyente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	MS _a (g.dia ⁻¹) (UASB)	MS' _a (g.dia ⁻¹) (UASB)	MS _s (g.dia ⁻¹) (SBR)	MS' _x (gDQO.dia ⁻¹)	MS _x (gDQO.dia ⁻¹)	MS _{ana.} (gDQO.dia ⁻¹)	MS _{aer.} (gDQO.dia ⁻¹)
40	10,10	1,54	0,65	0,06068	0,381	8,24768	0,83
41	10,39	1,34	0,34	0,10005	0,381	8,76705	0,91
42	9,38	1,32	0,38	0,07208	0,381	7,75508	0,86
43	9,12	1,20	0,48	0,09161	0,381	7,63061	0,63
44	9,60	1,46	0,55	0,06157	0,381	7,81657	0,85
45	8,71	1,32	0,48	0,07252	0,364	7,10052	0,77
46	8,64	1,44	0,48	0,05328	0,364	6,88928	0,91
47	9,60	1,39	0,24	0,05136	0,364	7,89536	1,10
48	9,74	1,44	0,48	0,06823	0,395	7,97723	0,89
49	8,83	1,73	0,26	0,09250	0,395	6,80150	1,37
50	10,70	1,06	0,48	0,06852	0,391	9,32552	0,51
51	9,14	1,08	0,48	0,07045	0,391	7,74345	0,53
52	9,53	1,20	0,55	0,07015	0,399	7,99915	0,58
53	8,64	1,27	0,41	0,08717	0,347	7,10817	0,78
54	10,06	1,32	0,48	0,08288	0,414	8,40488	0,76
Média	10,136	1,39	0,476	0,07348	0,384	8,43	0,844
Desv. Pd.	1,357	0,27	0,111	0,016	0,036	1,369	0,296
Máximo	13,176	1,944	0,672	0,109	0,453	11,147	1,372
Mínimo	8,520	0,768	0,240	0,048	0,337	6,471	0,158

TABELA D. 2- Valores da Vazão mássica da DQO Filtrada afluente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	DQO FILTRADA (g . L ⁻¹)			MS _a	MS _a	MS _a	DQO(g. dia ⁻¹)	DQO(g. dia ⁻¹)
	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	(g.dia ⁻¹) (UASB)	(g.dia ⁻¹) (SBR)	(g.dia ⁻¹) (SBR)	REMOVIDA (UASB)	REMOVIDA (SBR)
1	0,152	0,045	0,042	3,1008	0,9180	0,8568	2,1828	0,0612
2	0,140	0,050	0,048	2,8560	1,0200	0,9792	1,8360	0,0408
3	0,150	0,048	0,046	3,0600	0,9792	0,9384	2,0808	0,0408
4	0,216	0,057	0,043	4,4064	1,1628	0,8772	3,2436	0,2856
5	0,206	0,050	0,053	4,2024	1,0200	1,0812	3,1824	-0,0612
6	0,226	0,050	0,050	4,6104	1,0200	1,0200	3,5904	0,0000
7	0,202	0,056	0,048	4,1208	1,1424	0,9792	2,9784	0,1632
8	0,246	0,044	0,044	5,0184	0,8976	0,8976	4,1208	0,0000
9	0,169	0,089	0,089	3,4476	1,8156	1,8156	1,6320	0,0000
10	0,170	0,040	0,025	3,4680	0,8160	0,5100	2,6520	0,3060
11	0,156	0,033	0,033	3,1824	0,6732	0,6732	2,5092	0,0000
12	0,168	0,025	0,025	3,4272	0,5100	0,5100	2,9172	0,0000
13	0,192	0,027	0,027	3,9168	0,5508	0,5508	3,3660	0,0000
14	0,181	0,034	0,013	3,6924	0,6936	0,2652	2,9988	0,4284
15	0,166	0,015	0,015	3,3864	0,3060	0,3060	3,0804	0,0000
16	0,170	0,017	0,017	3,4680	0,3468	0,3468	3,1212	0,0000
Média	0,1819	0,0425	0,0386	3,7103	0,8670	0,7880	2,8433	0,0791
Desv. Pd.	0,0300	0,0180	0,0189	0,6129	0,3681	0,3865	0,6617	0,1405
Máximo	0,2460	0,0890	0,0890	5,0184	1,8156	1,8156	4,1208	0,4284
Mínimo	0,1400	0,0150	0,0130	2,8560	0,3060	0,2652	1,6320	-0,0612
17	0,133	0,016	0,016	3,19	0,38	0,38	2,81	0,00
18	0,182	0,024	0,014	4,37	0,58	0,34	3,79	0,24
19	0,193	0,025	0,018	4,63	0,60	0,43	4,03	0,17
20	0,170	0,017	0,010	4,08	0,41	0,24	3,67	0,17
21	0,147	0,048	0,010	3,53	1,15	0,24	2,38	0,91
22	0,135	0,023	0,010	3,24	0,55	0,24	2,69	0,31
23	0,110	0,032	0,012	2,64	0,77	0,29	1,87	0,48
24	0,168	0,035	0,010	4,03	0,84	0,24	3,19	0,60
25	0,232	0,060	0,010	5,57	1,44	0,24	4,13	1,20
26	0,240	0,055	0,020	5,76	1,32	0,48	4,44	0,84
27	0,145	0,040	0,015	3,48	0,96	0,36	2,52	0,60
28	0,179	0,030	0,015	4,30	0,72	0,36	3,58	0,36
29	0,271	0,032	0,015	6,50	0,77	0,36	5,74	0,41
30	0,185	0,029	0,020	4,44	0,70	0,48	3,74	0,22
31	0,171	0,035	0,015	4,10	0,84	0,36	3,26	0,48
32	0,127	0,038	0,018	3,05	0,91	0,43	2,14	0,48
33	0,145	0,037	0,020	3,48	0,89	0,48	2,59	0,41
34	0,136	0,037	0,017	3,26	0,89	0,41	2,38	0,48
35	0,154	0,030	0,015	3,70	0,72	0,36	2,98	0,36
36	0,255	0,030	0,015	6,12	0,72	0,36	5,40	0,36
37	0,168	0,030	0,010	4,03	0,72	0,24	3,31	0,48
38	0,156	0,019	0,015	3,74	0,46	0,36	3,29	0,10
39	0,159	0,038	0,019	3,82	0,91	0,46	2,90	0,46

Continuação

TABELA D . 2- Valores da Vazão mássica da DQO Filtrada afluyente e efluente dos reatores UASB e SBR durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

DIAS DE OPERAÇÃO	DQO FILTRADA (g . L ⁻¹)			MS _a	MS' _a	MS _o	DQO(g. dia ⁻¹)	DQO(g. dia ⁻¹)
	AFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (UASB)	EFLUENTE (SBR)	(g.dia ⁻¹) (UASB)	(g.dia ⁻¹) (SBR)	(g.dia ⁻¹) (SBR)	REMOVIDA (UASB)	REMOVIDA (SBR)
40	0,182	0,036	0,014	4,37	0,86	0,34	3,50	0,53
41	0,164	0,034	0,015	3,94	0,82	0,36	3,12	0,46
42	0,141	0,028	0,014	3,38	0,67	0,34	2,71	0,34
43	0,148	0,030	0,013	3,55	0,72	0,31	2,83	0,41
44	0,141	0,020	0,010	3,38	0,48	0,24	2,90	0,24
45	0,100	0,030	0,014	2,40	0,72	0,34	1,68	0,38
46	0,107	0,030	0,010	2,57	0,72	0,24	1,85	0,48
47	0,238	0,032	0,010	5,71	0,77	0,24	4,94	0,53
48	0,213	0,026	0,010	5,11	0,62	0,24	4,49	0,38
49	0,151	0,030	0,010	3,62	0,72	0,24	2,90	0,48
50	0,221	0,028	0,015	5,30	0,67	0,36	4,63	0,31
51	0,184	0,028	0,018	4,42	0,67	0,43	3,74	0,24
52	0,199	0,028	0,010	4,78	0,67	0,24	4,10	0,43
53	0,144	0,027	0,015	3,46	0,65	0,36	2,81	0,29
54	0,149	0,032	0,019	3,58	0,76	0,46	2,82	0,30
Média	0,1696	0,0315	0,0141	4,0693	0,7569	0,3385	3,3123	0,4184
Desv. Pd.	0,0408	0,0089	0,0034	0,9785	0,2139	0,0814	0,9516	0,2185
Máximo	0,2710	0,0600	0,0200	6,5040	1,4400	0,4800	5,7360	1,2000
Mínimo	0,1000	0,0160	0,0100	2,4000	0,3840	0,2400	1,6800	0,0000

TABELA D. 3 - Concentração de sólidos suspensos voláteis expressos na forma de DQO durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	S _{ssv,a} UASB (gDQO . L ⁻¹)	S' _{ssv,a} SBR (gDQO . L ⁻¹)	S _{ssv,e} SBR (gDQO . L ⁻¹)	MS _a UASB (gDQO . dia ⁻¹)	MS' _a SBR (gDQO . dia ⁻¹)	MS _e SBR (gDQO . dia ⁻¹)
1	0,252	0,043	0,037	6,038	1,030	0,888
2	0,110	0,050	0,024	2,628	1,208	0,568
3	0,111	0,078	0,027	2,664	1,883	0,639
4	0,235	0,115	0,021	5,648	2,771	0,497
5	0,169	0,092	0,044	4,049	2,202	1,066
6	0,092	0,083	0,022	2,202	1,989	0,533
7	0,089	0,046	0,010	2,131	1,101	0,249
8	0,117	0,052	0,028	2,806	1,243	0,675
9	0,222	0,115	0,041	5,328	2,771	0,995
10	0,176	0,050	0,007	4,227	1,208	0,178
11	0,184	0,039	0,009	4,404	0,941	0,213
12	0,364	0,037	0,016	8,738	0,888	0,391
13	0,179	0,036	0,007	4,298	0,852	0,178
14	0,169	0,021	0,009	4,049	0,497	0,213
15	0,289	0,059	0,007	6,926	1,421	0,178
16	0,311	0,086	0,022	7,459	2,060	0,533
Média	0,192	0,063	0,021	4,600	1,504	0,500
Des. Pd.	0,082	0,029	0,012	1,966	0,691	0,297
Máximo	0,364	0,115	0,044	8,738	2,771	1,066
Mínimo	0,089	0,021	0,007	2,131	0,497	0,178
17	0,175	0,034	0,007	4,191	0,817	0,178
18	0,184	0,016	0,007	4,404	0,391	0,160
19	0,249	0,031	0,006	5,967	0,746	0,142
20	0,246	0,054	0,012	5,896	1,296	0,284
21	0,371	0,034	0,009	8,916	0,817	0,213
22	0,263	0,022	0,006	6,323	0,533	0,142
23	0,195	0,034	0,006	4,689	0,817	0,142
24	0,290	0,024	0,007	6,962	0,568	0,178
25	0,255	0,047	0,009	6,109	1,137	0,213
26	0,173	0,015	0,006	4,156	0,355	0,142
27	0,222	0,019	0,013	5,328	0,462	0,320
28	0,324	0,024	0,016	7,779	0,568	0,391
29	0,166	0,018	0,010	3,978	0,426	0,249
30	0,228	0,030	0,013	5,470	0,710	0,320
31	0,286	0,022	0,006	6,855	0,533	0,142
32	0,287	0,031	0,006	6,891	0,746	0,142
33	0,216	0,027	0,006	5,186	0,639	0,142
34	0,201	0,038	0,009	4,831	0,924	0,213
35	0,176	0,044	0,003	4,227	1,066	0,071
36	0,235	0,030	0,007	5,648	0,710	0,178
37	0,197	0,024	0,013	4,724	0,568	0,320
38	0,252	0,027	0,010	6,038	0,639	0,249

Continuação

TABELA D. 3 - Concentração de sólidos suspensos voláteis expressos na forma de DQO durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	$S_{SSV,n}$ UASB (gDQO . L ⁻¹)	$S'_{SSV,n}$ SBR (gDQO . L ⁻¹)	$S_{SSV,e}$ SBR (gDQO . L ⁻¹)	MS_n UASB (gDQO . dia ⁻¹)	MS'_n SBR (gDQO . dia ⁻¹)	MS_n SBR (gDQO . dia ⁻¹)
39	0,213	0,012	0,004	5,115	0,284	0,107
40	0,277	0,016	0,003	6,642	0,391	0,071
41	0,188	0,015	0,004	4,511	0,355	0,107
42	0,370	0,030	0,007	8,880	0,710	0,178
43	0,231	0,046	0,006	5,541	1,101	0,142
44	0,204	0,025	0,010	4,902	0,604	0,249
45	0,262	0,024	0,009	6,287	0,568	0,213
46	0,226	0,030	0,009	5,435	0,710	0,213
47	0,258	0,033	0,007	6,180	0,781	0,178
48	0,250	0,037	0,004	6,003	0,888	0,107
49	0,222	0,041	0,007	5,328	0,995	0,178
50	0,268	0,031	0,009	6,429	0,746	0,213
51	0,256	0,030	0,010	6,145	0,710	0,249
52	0,253	0,028	0,007	6,074	0,675	0,178
53	0,235	0,030	0,010	5,648	0,710	0,249
54	0,198	0,027	0,004	4,760	0,657	0,107
<i>Média</i>	<i>0,2395</i>	<i>0,029</i>	<i>0,008</i>	<i>5,7486</i>	<i>0,694</i>	<i>0,191</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>0,049</i>	<i>0,010</i>	<i>0,003</i>	<i>1,167</i>	<i>0,229</i>	<i>0,073</i>
<i>Máximo</i>	<i>0,371</i>	<i>0,054</i>	<i>0,016</i>	<i>8,916</i>	<i>1,296</i>	<i>0,391</i>
<i>Mínimo</i>	<i>0,166</i>	<i>0,012</i>	<i>0,003</i>	<i>3,978</i>	<i>0,284</i>	<i>0,071</i>

TABELA D. 4 - Vazão mássica de DQO Filtrada mais DQO dos sólidos suspensos voláteis, durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	MS _a (g.dia ⁻¹) (UASB)	MS' _a (g.dia ⁻¹) (SBR)	MS _o (g.dia ⁻¹) (SBR)	MS _{ana.} (gDQO.dia ⁻¹)	MS _{aer.} (gDQO.dia ⁻¹)
1	9,139	1,948	1,745	6,814	0,195
2	5,484	2,228	1,548	2,877	0,675
3	5,724	2,862	1,578	2,482	1,279
4	10,054	3,933	1,374	5,751	2,544
5	8,252	3,222	2,147	4,660	1,060
6	6,813	3,009	1,553	3,450	1,425
7	6,252	2,244	1,228	3,943	0,703
8	7,824	2,141	1,572	5,340	0,534
9	8,776	4,586	2,810	3,871	1,716
10	7,695	2,024	0,688	5,331	1,299
11	7,587	1,614	0,886	5,627	0,696
12	12,165	1,398	0,901	10,436	0,451
13	8,215	1,403	0,728	6,495	0,614
14	7,742	1,191	0,478	6,206	0,679
15	10,313	1,727	0,484	8,228	1,224
16	10,927	2,407	0,880	8,187	1,483
Média	8,310	2,371	1,287	5,606	1,036
Des. Pd.	1,867	0,944	0,634	2,132	0,590
Máximo	12,165	4,586	2,810	10,436	2,544
Mínimo	5,484	1,191	0,478	2,482	0,195
17	7,383	1,201	0,562	5,902	0,583
18	8,772	0,967	0,496	7,545	0,391
19	10,599	1,346	0,574	8,975	0,714
20	9,976	1,704	0,524	7,992	1,123
21	12,444	1,969	0,453	10,189	1,464
22	9,563	1,085	0,382	8,204	0,639
23	7,329	1,585	0,430	5,475	1,087
24	10,994	1,408	0,418	9,315	0,924
25	11,677	2,577	0,453	8,812	2,075
26	9,916	1,675	0,622	7,980	0,977
27	8,808	1,422	0,680	7,133	0,658
28	12,075	1,288	0,751	10,511	0,454
29	10,482	1,194	0,609	9,016	0,498
30	9,910	1,406	0,800	8,254	0,497
31	10,959	1,373	0,502	9,325	0,774
32	9,939	1,658	0,574	7,936	0,976
33	8,666	1,527	0,622	6,743	0,848
34	8,095	1,812	0,621	5,916	1,105
35	7,923	1,786	0,431	5,771	1,268
36	11,768	1,430	0,538	10,012	0,824
37	8,756	1,288	0,560	7,155	0,647
38	9,782	1,095	0,609	8,355	0,424
39	8,931	1,196	0,563	7,395	0,579

Continuação

TABELA D . 4 - Vazão mássica de DQO Filtrada mais DQO dos sólidos suspensos voláteis, durante cinquenta e quatro semanas de operação, à temperatura de 30°C.

SEMANAS DE OPERAÇÃO	MS _a (g.dia ⁻¹) (UASB)	MS' _a (g.dia ⁻¹) (SBR)	MS _o (g.dia ⁻¹) (SBR)	MS _{ana.} (gDQO.dia ⁻¹)	MS _{aer.} (gDQO.dia ⁻¹)
40	9,483	1,148	0,443	8,054	0,606
41	10,578	1,207	0,431	9,063	0,704
42	7,895	1,027	0,443	6,578	0,493
43	12,432	1,430	0,490	10,682	0,879
44	8,925	1,581	0,382	7,053	1,127
45	7,302	1,324	0,585	5,667	0,686
46	8,855	1,288	0,453	7,254	0,784
47	11,147	1,478	0,453	9,341	0,957
48	11,292	1,405	0,418	9,585	0,895
49	9,627	1,608	0,347	7,696	1,193
50	10,632	1,667	0,538	8,645	1,059
51	10,845	1,418	0,645	9,098	0,703
52	10,921	1,382	0,489	9,279	0,807
53	9,530	1,323	0,538	7,876	0,702
54	9,224	1,466	0,705	7,447	0,688
<i>Média</i>	<i>9,818</i>	<i>1,451</i>	<i>0,530</i>	<i>8,056</i>	<i>0,847</i>
<i>Des. Pd.</i>	<i>1,412</i>	<i>0,294</i>	<i>0,105</i>	<i>1,377</i>	<i>0,326</i>
<i>Máximo</i>	<i>12,444</i>	<i>2,577</i>	<i>0,800</i>	<i>10,682</i>	<i>2,075</i>
<i>Mínimo</i>	<i>7,302</i>	<i>0,967</i>	<i>0,347</i>	<i>5,475</i>	<i>0,394</i>