



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE TECNOLOGIA E RECURSOS NATURAIS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM RECURSOS NATURAIS



**TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS
ATRAVÉS DE SISTEMA CONJUGADO ANAERÓBIO/AERÓBIO:
ALTERNATIVA TECNOLÓGICA PARA MINIMIZAÇÃO DE
IMPACTOS AMBIENTAIS**

ISRAEL NUNES HENRIQUE

CAMPINA GRANDE/PB

Maio de 2010

ISRAEL NUNES HENRIQUE

**TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS
ATRAVÉS DE SISTEMA CONJUGADO ANAERÓBIO/AERÓBIO:
ALTERNATIVA TECNOLÓGICA PARA MINIMIZAÇÃO DE
IMPACTOS AMBIENTAIS**

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Naturais da Universidade Federal de Campina Grande, em cumprimento às exigências para obtenção do título de Doutor.

Área de Concentração:

Qualidade e Tratamento de Águas

Orientadores:

Prof^o. Dr. José Tavares de Sousa

Prof^a. Dra. Beatriz Susana Ovruski de Ceballos

CAMPINA GRANDE/PB

Maio de 2010

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

H519t Henrique, Israel Nunes.

Tratamento de águas residuárias domésticas através de sistema conjugado anaeróbio/aeróbio: alternativa tecnológica para minimização de impactos ambientais / Israel Nunes Henrique. — Campina Grande, 2010.
134 f.: il. color.

Tese (Doutorado em Recursos Naturais) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Tecnologia e Recursos Naturais.

Referências.

Orientadores: Prof. Dr. José Tavares de Sousa, Prof^a. Dr^a. Beatriz Susana Ovruski de Ceballos.

1. Tratamento de Esgotos. 2. Remoção Biológica de Nutrientes. 3. Respirometria. I. Título.


CDU 628.316(043)


ISRAEL NUNES HENRIQUE


**TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMESTICAS ATRAVÉS DE
SISTEMA CONJUGADO ANAERÓBIO/AERÓBIO: ALTERNATIVA
TECNOLÓGICA PARA MINIMIZAÇÃO DE IMPACTOS AMBIENTAIS.**

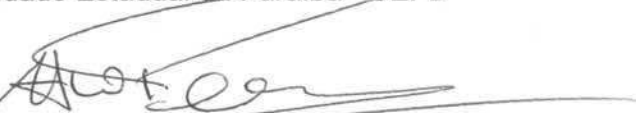
APROVADA EM: 17/05/2010

BANCA EXAMINADORA


Dr. JOSÉ TAVARES DE SOUSA
Centro de Ciências e Tecnologia - CCT
Universidade Estadual da Paraíba - UEPB


Dra. BEATRIZ SUSANA OVRUSKI DE CEBALLOS
Centro de Ciências Biológicas e da Saúde - CCBS
Universidade Estadual da Paraíba - UEPB


Dr. VALDEIR DUARTE LEITE
Centro de Ciências e Tecnologia - CCT
Universidade Estadual da Paraíba - UEPB


Dr. HOWARD WILLIAM PEARSON
Professor Visitante – DCT/CNPq/UEPB
Universidade Estadual da Paraíba - UEPB


Dr. ADRIANNUS CORNELIUS VAN HAANDEL
Centro de Tecnologia e Recursos Naturais - CTRN
Universidade Federal de Campina Grande – UFCG


Dra. VERA LÚCIA ANTUNES DE LIMA
Centro de Tecnologia e Recursos Naturais - CTRN
Universidade Federal de Campina Grande – UFCG

*As minhas conquistas são dedicadas a
todos que estão presentes em minha vida:
A Deus;
Todos meus familiares, em especial aos
meus pais, Beatriz e Luiz; irmãos, Fábria,
Francisco, Zandre e Cristiane e;
sobrinhos;
A minha companheira Alessandra e todos
seus familiares.*

AGRADECIMENTOS

A Deus, por mais esta conquista, por guiar meu caminho e iluminar minha vida;

Aos professores José Tavares de Sousa e Beatriz Susana O. de Ceballos pela amizade e orientação.

A minha mãe Beatriz, meu pai Luiz e familiares, aos amigos que tanto me apoiaram e em especial a Alessandra.

Ao grupo do EXTRABES e do PROSAB, em especial aos professores Adrianus e Paula. Aos bolsistas: Eudes, Nélia, Elizandra, André, Heraldo, Elivânia, Érica e Yanna.

A todos os professores do programa de doutorado em Recursos Naturais.

Aos colegas da turma de doutorado, Josely, Saulo, Edimar, Luciano, Lincoln, Karina e Kallianna.

Aos colegas da UEPB, Lincoln, Eliane, Andressa, Vanessa, Fabiane, Clélia, Danielle e Eclésio, pelo companheirismo e ajuda nas atividades da pesquisa.

A UFCG pela ajuda financeira dada durante a divulgação de trabalhos técnicos científicos.

A Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – CAPES, pela concessão da bolsa.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq, pelo financiamento da pesquisa.

Aos funcionários da pós-graduação e a todos que colaboraram para a realização desta pesquisa.

*O meio ambiente pede pelo fim do lixo, da poluição,
quer que o homem de hoje tenha um pouco mais de ação,
pede por socorro, ajuda, vida,
não quer mais ser tratado como jovem sofrida.*

*Mais que um pedido, uma homenagem,
peço, homens de saneamento que não tenham piedade,
criem técnicas, inventos, métodos,
produzam efluentes que deixem os homens mais saudáveis, mais espertos.*

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	v
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS	vi
RESUMO	xi
ABSTRACT	xii
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	4
2.1. Objetivo Geral	4
2.2. Objetivos Específicos	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	6
3.1. Influência do aporte de esgotos em corpos hídricos receptores	6
3.2. Esgotos domésticos	10
3.3. Metabolismo bacteriano	11
3.4. Sistemas anaeróbios	15
3.5. Sistemas aeróbios	17
3.6. Sistemas combinados anaeróbio/aeróbio no tratamento de esgotos	18
3.7. Reatores em bateladas seqüenciais	19
3.8. Remoção biológica de nitrogênio	20
3.8.1 - Processo convencional	21
3.8.1.1. Fatores que afetam a nitrificação e desnitrificação	24
3.8.2. Novos conceitos na remoção biológica de nitrogênio	27
3.8.2.1 – Processo SHARON	27
3.8.2.2 – Processo ANAMMOX	28
3.8.2.3 – Processo CANON	30
3.8.2.4 – Vantagens e desvantagens dos novos processos	31
3.9. Remoção biológica de fósforo em reatores em bateladas seqüenciais	32
3.9.1. Fatores que afetam a biodesfosfatação	36
3.10. Biomassa imobilizada em suporte inerte	39
3.11. Respirimetria	40
4. METODOLOGIA	42

4.1. Caracterização e local da pesquisa	42
4.2. Descrição geral dos sistemas	43
4.2.1. Sistema experimental 1 – Reatores em Bateladas Sequenciais (RBS) tratando efluente de Reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e biomassa aderida (RBS 2)	43
4.2.2. Sistema experimental 2 – Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) tratando esgoto bruto com diferentes ciclos operacionais	47
4.2.3. Sistema experimental 3 – Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) tratando esgoto bruto com fonte de carbono externa: acetato (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	49
4.2.4. Sistema experimental 4 – Reator Combinado Anaeróbio/Aeróbio operado em regime de bateladas com recirculação	52
4.2.5. Sistema experimental 5 – Reatores em Bateladas Sequenciais tratando esgoto bruto na remoção biológica de fósforo	56
4.3. Uso da respirometria na obtenção de dados estequiométricos e cinéticos do processo de remoção de nutrientes	59
4.3.1. Equipamentos utilizados no teste respirométrico	59
4.3.2. Testes Respirométricos	61
4.3.3. Determinação das constantes cinéticas para bactérias heterotróficas e autotróficas	61
4.3.3.1. Bactérias autotróficas	61
4.3.3.2. Bactérias heterotróficas	63
4.3.4. Procedimento dos testes respirométricos	64
4.3.4.1. Procedimento utilizado durante os testes respirométricos para avaliar o grupo de bactérias autotróficas e heterotróficas	64
4.3.4.2. Procedimento utilizado durante os testes respirométricos para avaliar o mecanismo de remoção biológica de fósforo	65
4.3.4.3. Procedimento utilizado para verificar a concentração de material biodegradável no esgoto bruto utilizando o respirômetro	66
4.4. Procedimento Analítico	68
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	70
5.1 Introdução	70
5.1. Sistema experimental 1 – Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) tratando	

efluente de Reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e biomassa aderida (RBS 2)	70
5.2. Sistema experimental 2 – Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS) tratando esgoto bruto com diferentes ciclos operacionais	79
5.3. Sistema experimental 3 – Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS) tratando esgoto bruto com fonte de carbono externa: acetato (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	84
5.4. Sistema experimental 4 – Reator Combinado Anaeróbio/Aeróbio operado em regime de batelada tratando esgoto bruto com biomassa aderida no reator aeróbio e recirculação da fase líquida no reator anaeróbio	92
5.5. Sistema experimental 5 – reatores em Bateladas Seqüenciais operados com diferentes tempos de retenção de sólidos tratando esgoto bruto na remoção biológica de fósforo	98
5.6. Atividade metabólica das bactérias autotróficas e heterotróficas	110
5.6.1. Atividade metabólica das bactérias heterotróficas	111
5.6.2. Atividade metabólica das bactérias autotróficas	113
5.7. Concentração do material biodegradável presente no esgoto bruto (EB)	116
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	119
6.1. Conclusões	119
6.2. Recomendações	121
7. REFERÊNCIAS	122

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1. Frações do material orgânico e processos de utilização (adaptado de VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007)	10
FIGURA 3.2. Consumo de energia e fonte de carbono pelo processo SHARON	28
FIGURA 3.3. Princípio da remoção biológica de fosfato (adaptado de STENSEL, 1991)	34
FIGURA 4.0. Descrição geral dos 5 sistemas experimentais de tratamento de esgoto doméstico	42
FIGURA 4.1. (A) Esquema do reator anaeróbio (UASB); (B) e (C) Esquema dos reatores em bateladas seqüenciais (RBS1 e RBS2), respectivamente	44
FIGURA 4.2. Cronograma do ciclo experimental aplicado ao tratamento de esgoto bruto usando reator UASB seguido de RBS	46
FIGURA 4.3. Material suporte (bucha vegetal – <i>Luffa cylindrica</i>) utilizado no experimento	47
FIGURA 4.4. Dimensão dos RBS: (A) Reator operado com 3 ciclos.dia ⁻¹ ; (B) Reator operado com 4 ciclos.dia ⁻¹	48
FIGURA 4.5. Cronograma de um ciclo operacional aplicado ao tratamento de esgoto bruto usando reatores em bateladas seqüenciais com variação no ciclo operacional	49
FIGURA 4.6. Dimensão dos RBS: (A) Reator operado com fonte de carbono externa: (A) acetato de sódio e; com lodo aeróbio lisado	51
FIGURA 4.7. Cronograma de um ciclo operacional aplicado ao tratamento de esgoto bruto usando fonte de carbono externa: acetato (RBS 1) e lodo aeróbio lisado (RBS 2).	52
FIGURA 4.8. Dimensão do: (A) Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo com agitação mecânica – RA; (B) Reator Aeróbio com Meio suporte Submerso Imobilizado – RAMSI.	53
FIGURA 4.9. (A) Corte da esponja sintética para utilização como meio suporte (B) Fixação da esponja sintética no interior do reator em um recipiente fechado e conectado ao agitador mecânico	54
FIGURA 4.10. Cronograma da distribuição temporal das fases operacionais do	

sistema combinado RA + RAMSI	54
FIGURA 4.11. Configuração dos 3 Reatores em Bateladas Sequenciais, utilizados na remoção biológica de fósforo	57
FIGURA 4.12. Cronograma da distribuição temporal das fases operacionais do sistema R1, R2 e R3 tratando esgoto bruto para remoção de fósforo	58
FIGURA 4.13. Equipamentos utilizados para a realização dos testes respirométricos	59
FIGURA 4.14. Representação dos perfis da concentração de OD e da TCO, obtidos pelo respirômetro Beluga, durante um dos testes realizados usando-se três diferentes substratos	60
FIGURA 4.15. Representação dos perfis da concentração de OD e da TCO, obtidos pelo respirômetro Beluga, durante um teste realizado para remoção biológica de fósforo	66
FIGURA 4.16. Respirograma obtido durante teste para avaliação das frações biodegradáveis no esgoto bruto de Campina Grande	68
FIGURA 5.1. Comportamento da alcalinidade total verificada nos reatores RBS 1 e RBS 2, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa e aderida, respectivamente	72
FIGURA 5.2. Comportamento do nitrato produzido nos reatores RBS 1 e RBS 2, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa e aderida, respectivamente	73
FIGURA 5.3. Comportamento de N-NTK do reator UASB e da oxidação de nitrogênio no RBS 1, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa	74
FIGURA 5.4. Comportamento de N-NTK do reator UASB e da oxidação de nitrogênio no RBS 2, tratando efluente do reator UASB com biomassa aderida	74
FIGURA 5.5. Comportamento da eficiência de remoção de N-NTK em ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)	75
FIGURA 5.6. Comportamento da concentração de DQOt em ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)	76
FIGURA 5.7. Comportamento de SST no licor misto de ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida	

(RBS 2)	77
FIGURA 5.8. Comportamento de SSV no licor misto de ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)	77
FIGURA 5.9. Comportamento da concentração de SST nos efluentes de ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)	78
FIGURA 5.10. Comportamento da concentração de SSV nos efluentes de ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)	79
FIGURA 5.11. Concentrações da DQO afluente (EB) e efluentes (RBS 1 e RBS 2) monitorados com diferentes tempos de ciclos operacionais	81
FIGURA 5.12. Concentrações de alcalinidade total do afluente (EB) e efluentes (RBS 1 e RBS 2) monitorados com diferentes tempos de ciclos operacionais	82
FIGURA 5.13. Concentrações de nitrato nos efluentes (RBS 1 e RBS 2) monitorados com diferentes tempos de ciclos operacionais	83
FIGURA 5.14. Concentrações de N-NTK do afluente (EB) e efluentes (RBS 1 e RBS 2) monitorados com diferentes tempos de ciclos operacionais	84
FIGURA 5.15. Comportamento de N-NTK no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	86
FIGURA 5.16. Comportamento de nitrato no efluente de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	87
FIGURA 5.17. Comportamento de fósforo total no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	88
FIGURA 5.18. Comportamento do ortofosfato no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	88
FIGURA 5.19. Comportamento da DQO total no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	89

FIGURA 5.20. Comportamento da DQO filtrada no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	90
FIGURA 5.21. Comportamento dos SST do licor misto de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	91
FIGURA 5.22. Comportamento dos SSV do licor misto de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)	92
FIGURA 5.23. Concentração das frações de nitrogênio avaliadas no tratamento de EB em reator Combinado RA + RAMSI	94
FIGURA 5.24. Perfil da concentração de $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$ das amostras coletadas durante o 1º teste experimental no efluente do sistema combinado RA + RAMSI em um ciclo operacional, e respectivo respirograma mostrando o comportamento de OD e TCO	96
FIGURA 5.25. Perfil da concentração de $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$ das amostras coletadas durante o 2º teste experimental no efluente do sistema combinado RA + RAMSI em um ciclo operacional, e respectivo respirograma mostrando o comportamento de OD e TCO	97
FIGURA 5.26. (a) Perfil da concentração de OD e TCO por meio da respirometria; (b) Perfil da concentração de $P-PO_4^{3-}$, $N-NO_3^-$ e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do 1º teste com biomassa do R1	102
FIGURA 5.27. (a) Perfil da concentração de OD e TCO por meio da respirometria; (b) Perfil da concentração de $P-PO_4^{3-}$, $N-NO_3^-$ e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do 2º teste com biomassa do R1	103
FIGURA 5.28. (a) Perfil da concentração de OD e TCO por meio da respirometria; (b) Perfil da concentração de $P-PO_4^{3-}$, $N-NO_3^-$ e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do teste com biomassa do R2	105
FIGURA 5.29. (a) Perfil da concentração de OD e TCO por meio da respirometria; (b) Perfil da concentração de $P-PO_4^{3-}$, $N-NO_3^-$ e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do teste com biomassa do R3	106
FIGURA 5.30. Perfil da concentração de $P-PO_4^{3-}$, $N-NO_3^-$ e DQO de amostras coletadas durante o monitoramento do sistema R2, tendo como substrato esgoto	

bruto	108
FIGURA 5.31. Perfil da concentração de P-PO ₄ ³⁻ , N-NO ₃ ⁻ e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do sistema R3, tendo como substrato esgoto bruto	110
FIGURA 5.32. Perfil da decomposição do esgoto bruto doméstico pelas bactérias heterotróficas para verificação da concentração de DQOrb	117

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1. Comparação dos processos biológicos de remoção de nitrogênio	31
TABELA 3.2. Diferenças entre os organismos poli-p e organismos convencionais no sistema de lodo ativado (a 20 °C).	35
TABELA 4.1. Parâmetros operacionais aplicados ao Sistema Experimental 1	45
TABELA 4.2. Distribuição temporal e operacional utilizado nos RBS para cada ciclo	45
TABELA 4.3. Distribuição temporal dos ciclos aplicados aos dois reatores em bateladas seqüenciais estudados no Sistema Experimental 2	48
TABELA 4.4. Parâmetros operacionais utilizados no Sistema Experimental 2	49
TABELA 4.5. Distribuição temporal dos ciclos aplicados aos dois reatores em bateladas seqüenciais no Sistema Experimental 3	51
TABELA 4.6. Distribuição temporal dos ciclos aplicados aos reatores combinados RA + RAMSI	55
TABELA 4.7. Parâmetros operacionais utilizados no Sistema Experimental 4	55
TABELA 4.8. Parâmetros operacionais relevantes dos reatores estudados no processo de remoção de fósforo	56
TABELA 4.9. Parâmetros analisados no monitoramento e seus respectivos métodos analíticos realizados semanalmente para avaliar os sistemas estudos	68
TABELA 5.1. Características físicas e químicas do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores RBS 1 e RBS 2 tratando efluente do UASB com biomassa dispersa e aderida	71
TABELA 5.2. Características físicas e químicas do esgoto bruto e dos efluentes	

dos reatores RBS 1 e RBS 2 com diferentes ciclos operacionais	80
TABELA 5.3. Características físicas e químicas do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores RBS 1 e RBS 2 com diferentes ciclos operacionais	85
TABELA 5.4. Características físicas e químicas do esgoto bruto e do efluente do RAMSI tratando EB com recirculação em reator anaeróbio (RA)	93
TABELA 5.5. Média dos resultados obtidos nos afluentes (EB) e efluentes dos reatores em bateladas seqüenciais estudados no processo de remoção de fósforo	99
TABELA 5.6. Resultados da liberação de fósforo e absorção da DQO observados nos testes com a biomassa dos sistemas R1, R2 e R3	107
TABELA 5.7 Características do esgoto bruto (EB) utilizado nos sistemas R2 e R3	108
TABELA 5.8 Valores médios das constantes cinéticas das bactérias heterotróficas e valores que a determinam	112
TABELA 5.9 Valores médios de X_v , X_n , N_l e N_c determinados para avaliação cinética do lodo dos sistemas experimentais	113
TABELA 5.10. Valores médios das constantes cinéticas das bactérias autotróficas nitrificantes e valores que a determinam	114
TABELA 5.11. Valores médios das constantes cinéticas das bactérias autotróficas nitrificadoras e valores que a determinam	115
TABELA 5.12. Caracterização da matéria orgânica do esgoto bruto de Campina Grande ao longo de alguns anos	117

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

μ	Taxa específica de crescimento das bactérias (dia^{-1})
μ_m	Taxa específica de crescimento máximo das bactérias (dia^{-1})
μ_{m20}	Taxa específica máxima de crescimento das bactérias na temperatura de 20°C (dia^{-1})
μ_{mT}	Taxa específica de crescimento máximo das bactérias à uma temperatura T (dia^{-1})
A	Área do respirograma
A1	Área 1 do respirograma
A2	Área 2 do respirograma
AGV	ácidos graxos voláteis

ANAMMOX	Anaerobic Ammonium Oxidation
ANOVA	Análise de variância
APHA	American Public Health Association
ATP	Adenosina-trifosfato
ATU	Allylthiourea
AVT	Ácidos voláteis totais
BAON-NH ₄	Bactérias aeróbias oxidadoras de nitrogênio amoniacal
b_h	Constante de decaimento das heterotróficas = $0,24 * 1,04^{(t-20)}$ (van Haandel e van Der Lubbe, 2007)
b_n	Constante de decaimento endógeno ($b_n = 0,04 * 1,04^{(t-20)}$) (van Haandel e Van Der Lubbe, 2007)
C ₂ H ₅ OH	Etanol
C ₅ H ₇ NO ₂	Composição típica da célula bacteriana
CAGEPA	Companhia de Água e Esgoto da Paraíba
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CPU	Central Processing Unit
d	Intervalo interquartil
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio (mgO ₂ .L ⁻¹)
DQO	Demanda Química de Oxigênio (mgO ₂ .L ⁻¹)
DQOf	Demanda Química de Oxigênio Filtrada (mgO ₂ .L ⁻¹)
DQOlb	DQO lentamente biodegradável
DQOrb	DQO rapidamente biodegradável
DQOt	Demanda Química de Oxigênio Total (mgO ₂ .L ⁻¹)
EB	Esgoto bruto
ED	Esgoto digerido
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
EXTRABES	Estação Experimental de Tratamento Biológico de Esgotos Sanitários
f	Fração de lodo ativo decaído e transformado em resíduo endógeno: 0,2 (Marais e Ekama, 1976)
f_a	Fração ativa de sólidos voláteis no reator (X_a/X_v)
f_{an}	Fração mássica do lodo anaeróbio
f_b	Frações biodegradáveis totais
f_{bs}	Fração biodegradável solúvel
f_{cv}	Razão DQO/SVS em lodo orgânico = 1,50 mgDQO/mgSVS (Marais e Ekama, 1976)
f_n	Fração de nitrogênio em lodo volátil = 10% = 0,1g.gSSV ⁻¹
f_{pp}	Massa de fósforo no lodo poli-p
f_{pr}	Constante de proporcionalidade = 0,5 mgP.mgDQO ⁻¹
f_{rb}	Fração rapidamente biodegradável da DQO afluente
f_u	Frações não biodegradáveis total
f_{up}	Fração da DQO afluente não biodegradável e particulada

f_{us}	Fração da DQO afluente não biodegradável e dissolvida
HAc	Ácido acético
HB	Hidroxibutirato
HV	Hidroxivalerato
K_0	Constante de meia saturação (mgOD.L^{-1})
K_{dn}	Coefficiente de decaimento endógeno (organismos nitrificantes) ($\text{gSSV.gSSV}^{-1}.\text{dia}^{-1}$)
K_{ms}	Constante de utilização de substrato
K_n	Constante de meia saturação de Monod
K_S	Constante de meia saturação
K_{ss}	Constante de meia saturação
MBBR	Reator de Biofilme de Leito Móvel
N/DQO	Relação nitrogênio e DQO
N_c	Concentração de amônia nitrificada (mgN.L^{-1})
NH_4^+	Íon Amônio
N_1	Concentração de NTK necessário para produção de lodo (mgN.L^{-1})
N-NH ₃	Nitrogênio Amoniacal ($\text{mgN-NH}_3.\text{L}^{-1}$)
N-NO ₂	Nitrito ($\text{mgN-NO}_2.\text{L}^{-1}$)
N-NO ₃	Nitrato ($\text{mgN-NO}_3.\text{L}^{-1}$)
N-NO _x	Formas oxidadas de nitrogênio
N-org	Nitrogênio na forma orgânica
N_{ta}	Concentração de NTK afluente (mgN.L^{-1})
N_{te}	Concentração de NTK efluente (mgN.L^{-1})
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl (mg N-NTK.L^{-1})
OAF	Organismos Acumuladores de Fosfato
OD	Oxigênio dissolvido (mg.L^{-1})
OD_{max}	Concentração de oxigênio dissolvido de referência superior ($\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$)
OD_{min}	Concentração de oxigênio dissolvido de referência inferior ($\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$)
P/DBO	Relação de fósforo removido por unidade de DBO removida
P/DQO	Relação fósforo e DQO
P/X _v	Fração de P nos SSV (mgP.mgSSV^{-1})
PAC	Plano de Aceleração do Crescimento
PET	Polietileno Tereftalato
P_f	Fator de propensão de remoção de fósforo em excesso
PHA	Polihidroxialcanoatos
PHB	Polihidroxibutirato
PHV	Polihidrovalerato
poli-P	Bactérias removedoras de fosfato
P-PO_4^{3-}	Fosfato

P_r	Concentração de fosfato liberado para a fase líquida (mgP.L^{-1} de licor misto)
PROSAB	Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
P_{total}	Fósforo total
Q1	Quartil 1
Q3	Quartil 3
R1	Reator 1
R2	Reator 2
R3	Reator 3
RA	Reator anaeróbio
RABS	Reatores Anaeróbios operados em Bateladas Sequenciais
RAMSI	Reator Aeróbio com Meio suporte Submerso Imobilizado
RBS	Reator em Batelada Sequencial
RBS1EF	Efluente do RBS1
RBS2EF	Efluente do RBS2
R_h	Tempo de detenção hidráulica (dia)
r_{max}	Taxa máxima de consumo do substrato ($\text{mgS.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$)
$r_{n,(BAN)}$	Taxa de utilização máxima da amônia e do nitrito gerado ($\text{mgNH}_4.\text{mgX}_n^{-1}.\text{dia}^{-1}$)
$r_{n,(BAn)}$	Taxa de utilização máxima do nitrito ($\text{mgNH}_4.\text{mgX}_n^{-1}.\text{dia}^{-1}$)
R_S	Idade de lodo (dia)
r_{us}	Taxa de utilização do substrato (dia^{-1})
S	Concentração do substrato (mg.L^{-1})
SSD	Sólidos Sedimentáveis (mL.L^{-1})
S_{AGV}	Concentração de ácidos graxos voláteis (mgDQO.L^{-1})
S_{ba}	DQO biodegradável do afluente (mgDQO.dia^{-1})
S_{bpa}	DQO biodegradável e particulada do afluente (mgDQO.dia^{-1})
SBREF	Sistema Biológico de Remoção em Excesso de Fósforo
S_{bs}	Concentração de material orgânico solúvel e biodegradável (mg.L^{-1})
S_{bsa}	DQO biodegradável e dissolvida do afluente (mgDQO.dia^{-1})
SHARON	Single Reactor System for High Ammonia Removal Over Nitrite
SST	Sólidos Suspensos Totais (mgSST.L^{-1})
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis (mgSSV.L^{-1})
S_{ta}	DQO total do afluente (mgDQO.dia^{-1})
S_{ua}	DQO não biodegradável do afluente (mgDQO.dia^{-1})
S_{upa}	DQO não biodegradável e particulada do afluente (mgDQO.dia^{-1})
S_{usa}	DQO não biodegradável e dissolvida do afluente (mgDQO.dia^{-1})
TCO	Taxa de Consumo de Oxigênio
TCO_{end}	TCO endógena
TCO_{exo}	TCO exógena
TCO_{max}	TCO máxima

TCO _n	TCO total devido a nitrificação ($\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$)
TDE ₂₀	Taxa de desnitrificação específica na temperatura 20°C ($\text{mgN-NO}_3.\text{mgSSV}^{-1}.\text{dia}^{-1}$)
TDE _T	Taxa de desnitrificação específica em uma temperatura T ($\text{mgN-NO}_3.\text{mgSSV}^{-1}.\text{dia}^{-1}$)
TDH	Tempo de detenção hidráulica (h)
TEq	Tanque de equalização
TRC	Tempo de Retenção Celular (dia)
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UEPB	Universidade Estadual da Paraíba
UFCEG	Universidade Federal de Campina Grande
V _S	Volume de substrato adicionado
V _T	Volume total do reator de bancada (substrato + biomassa)
X _a	Concentração das bactérias heterotróficas (lodo ativo – mg.L^{-1})
X _n	Concentração ativa das bactérias (X _N para autotróficas, mgX.L^{-1})
X _v	Concentração de sólidos suspensos voláteis no licor misto (gSSV.L^{-1})
Y	Coefficiente de síntese celular
Y _h	Coefficiente de rendimento = $0,45 \text{ mgX}_a.\text{mgDQO}^{-1}$ (Marais e Ekama, 1976)
Y _n	Coefficiente de rendimento das bactérias ($0,1 \text{ mgX}_n.\text{mgN}^{-1}$ para autotróficas)
Y _{obs}	Coefficiente de produção celular observado (varia entre $0,4-0,8\text{mgSSV}.\text{mgDBO}^{-1}$)
Δt	Variação do tempo (h)
Θ	Coefficiente de dependência da temperatura, coeficiente de Arrhenius = $1,026$ (Metcalf e Eddy, 2003)

RESUMO

O lançamento de esgotos domésticos sem tratamento ou apenas parcialmente tratados, contendo, cargas orgânicas e nutrientes promovem a eutrofização em corpos receptores, acarretando problemas sanitários, ecológicos, econômicos e sociais. Melhorar a tecnologia convencional existente e desenvolver novos sistemas de tratamento de efluente se faz necessário. Nesta pesquisa foram avaliadas diferentes configurações de reatores biológicos para o tratamento de esgoto doméstico. As combinações de reatores utilizadas que estimularam o processo de nitrificação/desnitrificação conduzindo à remoção de N, foram: 1) Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) seguido de reator seqüencial em batelada (RBS), utilizando um com biomassa dispersa e outro com biomassa aderida em meio suporte vegetal, *Luffa cylindrica*; 2) Tratamento de EB em RBS com diferentes variações de ciclo operacional; 3) Tratamento de EB em RBS com fonte de carbono externa: acetato e lodo lisado; 4) Tratamento de EB em um reator anaeróbio com biomassa dispersa seguido por um reator aeróbio com biomassa aderida em meio suporte sintético operado em regime de bateladas, e para remoção biológica de P 5) Tratamento de EB em RBS operados em ciclos anaeróbio/aeróbio com diferentes tempos de retenção de sólidos. Estudos com respirometria foram feitos para determinar: as constantes cinéticas das populações de bactérias heterotróficas e autotróficas; a assimilação de material orgânico no processo de remoção de fósforo e quantificação das frações solúveis e particuladas da DQO. O biofilme aderido ao material suporte (*Luffa cylindrica*) apresentou maiores taxas de nitrificação e remoção de DQO que o sistema RBS com biomassa dispersa. Os resultados obtidos no sistema RBS operado com 3 ciclo.dia⁻¹ não apresentaram diferença significativa (p>0,05) comparado ao RBS operado com 4 ciclo.dia⁻¹, ambos apresentaram satisfatórios resultados de remoção com DQO de 86 e 85%, para NTK de 91 e 90% e SST de 86 e 86%, respectivamente. O RBS tratando EB juntamente com lodo lisado removeu em média 23 e 40% a mais fósforo total e ortofosfato, respectivamente, que os sistemas utilizando apenas EB como substrato. O sistema combinado reator anaeróbio com biomassa dispersa seguido por um reator aeróbio com biomassa aderida com recirculação entre os reatores mostrou resultados promissores em termos de remoção de N-NH₄⁺ e N-NTK, apresentando eficiências de 91 e 94%, respectivamente, e produzindo efluente clarificado, com concentrações médias de SSV de 8 mg.L⁻¹. O RBS monitorado com idade de lodo de 5 dias apresentou melhores resultados de remoção de fósforo, com concentrações de 12,6% de P no lodo de excesso. Para a remoção de nitrogênio por processo de nitrificação/desnitrificação os sistemas operados com biomassa aderida apresentaram as melhores taxas de nitrificação do que os reatores com biomassa dispersa, contudo, a adição de uma fonte de carbono externa é essencial para uma boa desnitrificação. Foram obtidas maiores remoções de P em reatores com biomassa suspensa e a adição de uma fonte de carbono externa (lodo lisado) aumentou as taxas de remoção. Em termos de efluente clarificado (remoção de sólidos), os reatores com biomassa aderida foram melhores.

Palavras-chaves: Tratamento de esgotos; remoção biológica de nutrientes; respirometria.

ABSTRACT

The disposal of domestic sewage without or only partial treatment into receiving water bodies, causes eutrofication as a result of the high concentrations of organic material and nutrients, provoking sanitary, ecological, economical and social problems. It is therefore necessary to improve existing technologies and develop new ones to address this problem. In this research different configurations of biological reactors were evaluated for the treatment of domestic sewage. The combinations of reactors used to stimulate the nitrification/denitrification processes leading to N removal were: 1) Upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) followed by Sequential Batch Reactor systems (SBR), one with dispersed biomass and the other with adhered biomass on a support medium of *Luffa cylindrica*; 2) Raw sewage (RS) treatment in SBR with different operational cycles; 3) RS treatment in SBR with external carbon sources: acetate and lysed sludge; 4) RS treatment in a combination of an anaerobic reactor with dispersed biomass followed by an aerobic reactor operating in batch with adhered biomass on a synthetic support and for biological P removal 5) RS treatment in SBR operating in an anaerobic/aerobic cycles with different solids retention times. Respirometry studies were made to determine: the kinetic constants of the heterotrophic and autotrophic bacterial populations; the assimilation of organic material in the process of phosphorus removal and quantification of the soluble and particulate fractions of COD. The adhered biofilm on the *Luffa cylindrica* support gave higher nitrification and COD removal rates than the SBR system with disperse biomass. A SBR system operated with 3 cycles per day didn't give significantly different results ($p > 0.05$) compared to a RBS operating with 4 cycles per day, both performed well with respective removals for COD of 86 and 85%, for TKN of 91 and 90% and TSS of 86 and 86%. SBR treating RS jointly with lysed sludge removed on average 23 and 40% more total phosphorus and orthophosphate, respectively, than the systems just receiving RS as substrate. The combination of an anaerobic reactor with dispersed biomass followed by an aerobic reactor with adhered biomass with recirculation between the reactors showed promising results in terms of N-NH_4^+ and N-NTK removals with efficiencies of 91 and 94%, respectively, and producing a clarified effluent with SVS mean concentrations of 8 mg.L^{-1} . SBR with a sludge age of 5 days gave the best results for phosphorus removal with a concentration of 12.6% P in the excess sludge. For nitrogen removal via nitrification/denitrification the systems with adhered biomass gave better nitrification rates than dispersed biomass reactors, but, the addition of an external carbon source was essential for good denitrification. Better P removals were obtained in reactors with suspended biomass and again the addition of an external carbon source (lysed sludge) increased removal rates. In terms of a clarified effluent (removal of solids), the reactors with adhered biomass were better.

Keywords: Sewage treatment; biological nutrient removal; respirometry.

1. INTRODUÇÃO

A temática ambiental tem se destacado em nossa sociedade face ao alto impacto que as mais distintas atividades humanas têm causado sobre o ambiente, trazendo como consequência a exaustão de muitos recursos naturais. Dentre essas atividades impactantes, a degradação dos sistemas aquáticos vem se destacando, favorecendo a indisponibilidade de água de boa qualidade. Entre os problemas que afetam os recursos hídricos destaca-se a eutrofização antrópica.

Os problemas desencadeados com a eutrofização dos corpos hídricos pelo lançamento de nutrientes levam à proliferação e predominância de grupos algais e cianobactérias. O problema torna-se especialmente preocupante, em face da potencialidade de produção e liberação de substâncias tóxicas destes organismos ao meio, com graves consequências para o meio ambiente e à saúde pública (VOLLENWEIDER, 1981; ESTEVES, 1998; TUNDISI et al., 2006; CEBALLOS et al., 2006).

O lançamento de esgotos sem tratamento ou parcialmente tratados no meio ambiente, causa problemas sanitários, ecológicos, econômicos e sociais as populações. Portanto, o tratamento dos esgotos é necessário na diminuição das cargas poluidoras e na preservação dos ecossistemas aquáticos, favorecendo seus usos múltiplos. (STRASKRABA; TUNDISI, 2000; VON SPERLING et al., 2009).

Realizar o tratamento de esgotos sanitários visa reduzir o teor de impurezas de tal modo que os produtos e subprodutos finais possam ser reutilizados ou devolvidos de forma adequada ao meio ambiente sem caracterizar alterações negativas, mantendo o equilíbrio natural do meio. O propósito do tratamento de esgoto é ajustar suas características indesejáveis de tal maneira que o seu uso ou a sua disposição final possa ocorrer de acordo com as regras e critérios definidos pelas autoridades regulamentadoras.

Diversos sistemas de tratamento de esgotos vêm experimentando profundas transformações, buscando melhoria na remoção dos nutrientes presentes nas águas residuárias, como nitrogênio (N) e fósforo (P). Dentre os sistemas de tratamento de esgotos, os sistemas conjugados anaeróbio-aeróbio e reatores em bateladas sequenciais vêm se destacando desde a década de 80 (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007).

Os sistemas anaeróbios são destacados no tratamento de esgotos, devido à remoção de carga orgânica sem o dispêndio de energia. Entre os sistemas anaeróbios, o reator UASB representa um grande avanço no tratamento direto de esgotos sanitários, sejam esses esgotos de natureza simples, complexa, de baixa ou alta carga orgânica, solúveis ou com material particulado. Contudo, não removem satisfatoriamente microrganismos patogênicos nem nutrientes eutrofizantes.

Os sistemas aeróbios de tratamento de esgotos apresentam-se como a principal tecnologia utilizada tanto para tratamento de esgotos domésticos como industriais face à boa qualidade do efluente gerado, com baixas concentrações de DBO, DQO, sólidos em suspensão e a possibilidade de remoção de nutrientes.

Contudo, as transformações no tratamento de esgotos não dependem apenas dos tipos de sistemas empregados e suas variantes, mas os estudos avançam também no conhecimento dos processos desencadeados dentro destes reatores. O uso de processos como SHARON, ANAMMOX e CANON são atualmente estudados com a finalidade de remover nitrogênio (VAN LOOSDRECH et al., 2000; HAO et al., 2002; JETTEN et al., 2005).

Na remoção de fósforo estudos vêm sendo realizados através da utilização de ambientes anaeróbios e aeróbios com microrganismos capazes de absorver fósforo em excesso do requerido estimulando o processo de biodesfosfatação (WENTZEL et al., 1986; STENSEL, 1991; VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; METCALF; EDDY, 2003; RAMOTHOKANG et al., 2006).

O aprofundamento dos processos envolvidos, aliados às descobertas no campo da microbiologia e de novos processos, permite o desenvolvimento de tecnologias mais eficientes e econômicas. Além de se estudarem configurações de sistemas convencionais, a evolução também tem se manifestado no conhecimento e potencialidade de novas configurações de reatores.

Na melhoria do desempenho destes processos, o emprego de meio suporte para o desenvolvimento do biofilme microbiano tem sido amplamente estudado devido às diferentes vantagens oferecidas como economia de espaço, elevada área superficial com organismos pertinentes, possibilidades de obter alta capacidade de conversão e menos produção de biomassa sem reciclagem de lodo. Os suportes para crescimento do biofilme podem receber configurações de leito fixo (biomassa imobilizada) e de leito móvel (Ex: MBBR - Reator de Biofilme de Leito Móvel) (ØDEGAARD, 2006; SCHLEGEL; KOESER, 2007).

O uso de lodo excedente de sistemas aeróbios e o lodo anaeróbio como fonte de carbono, vem sendo estudados no processo de remoção nutrientes, tanto de nitrogênio quanto de fósforo (DEWIL et al, 2006; SOUSA et al, 2008).

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GERAL

Desenvolver e adaptar tecnologias para tratar esgotos domésticos em reatores anaeróbios e aeróbios em regime de bateladas seqüenciais, buscando produzir efluente com baixas concentrações de material orgânico e de nutrientes, atenuando processos de eutrofização, em águas superficiais e subterrâneas, visando minimizar impactos ambientais negativos, e preservando a qualidade de água para abastecimento público.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- ◆ Avaliar a viabilidade técnica e o potencial de reatores de bateladas seqüenciais (RBSs) no pós-tratamento de efluentes de reator UASB para tratamento de efluentes domésticos com baixo tempo de detenção hidráulica (2,6 horas) e sistema aerado com biomassa imobilizada tendo como meio suporte *Luffa cylindrica*;

- ◆ Tratar esgoto bruto com diferentes tempos de ciclo operacional; removendo nutrientes (N e P) com fonte de carbono externa; e utilizar sistema combinado anaeróbio/aeróbio com recirculação e meio suporte sintético;

- ◆ Estudar as diferentes variabilidades de processos de tratamento quanto ao desempenho da remoção de matéria orgânica e nutrientes de esgotos domésticos, de forma a produzir efluentes que atendam às exigências da Resolução CONAMA 357/2005 para lançamentos em corpos receptores;

- ◆ Verificar o desenvolvimento do biofilme aderido ao material suporte do reator de bateladas seqüenciais e estudar a viabilidade da nitrificação/desnitrificação e da remoção de fósforo no mesmo reator, buscando obter um efluente com baixas concentrações de DQO, N e P;

- ◆ Aplicar diferentes tempos de retenção de sólidos em sistemas aeróbios quanto ao desempenho da remoção biológica de fósforo;

- ◆ Aplicar métodos respirométricos para avaliar a cinética dos processos de remoção de material orgânico e nitrogênio; a fração de matéria orgânica biodegradável afluente e o comportamento do mecanismo de remoção de nitrogênio e fósforo;

- ◆ Avaliar o potencial do uso do lodo lisado como fonte de carbono na remoção biológica de nitrogênio e fósforo em RBS.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Influência do aporte de esgotos em corpos hídricos receptores

O desenvolvimento econômico e social de um país está fundamentado na disponibilidade de água de boa qualidade e na capacidade de conservação e proteção dos recursos hídricos. Em todos os continentes, os recursos hídricos superficiais e subterrâneos deterioram-se rapidamente devido as múltiplas atividades humanas que se desenvolvem com grande intensidade nas bacias hidrográficas do planeta, alterando tanto a quantidade como a qualidade das águas (TUNDISI, 2003).

O ano de 2005 marcou o início da Década Internacional - Água para a Vida, que visa reduzir até 2015, em 50% o número de pessoas sem acesso à água potável e ao saneamento básico, assim como amenizar a exploração insustentável dos recursos hídricos.

Boas condições sanitárias e acesso à água potável melhoram a saúde das crianças e da população em geral. Diminuem os riscos de doenças de veiculação hídrica, reduzem a mortalidade e morbidade infantil, geram adultos sadios com capacidade de trabalho e aprendizagem especializada, diminui despesas dos serviços de saúde com internações hospitalares e medicina curativa (PHILIPPI JÚNIOR; MALHEIROS, 2005). Do mesmo modo, o uso da água de forma consciente é vital para a sustentabilidade do meio ambiente e para o desenvolvimento sustentável. “Água para a Vida” é uma oportunidade para a cooperação internacional na administração de um recurso necessário para a humanidade. É a oportunidade dos países discutirem não só questões sobre as águas, mas saneamento, saúde e sustentabilidade (UNICRIO, 2005).

A contínua interferência das atividades humanas nos sistemas aquáticos produz impactos diretos e indiretos, com conseqüência para a qualidade da água, a biota aquática e o funcionamento de lagos, rios e represas.

O resultado de inúmeras descargas de água poluída com alta concentração de matéria orgânica e nutrientes causa o processo de eutrofização. O aporte excessivo de fósforo e nitrogênio que compõe as vias fluviais foi identificado como o primeiro culpado pela causa da eutrofização. Outros elementos como micronutrientes (elementos em traços e combinações orgânicas) pode promover esta condição adicional (VOLLENWEIDER, 1981).

A eutrofização acelera o aumento da matéria orgânica nos sistemas, produz concentrações indesejáveis de fitoplâncton e macrófitas aquáticas, a níveis tais que sejam considerados como causadores de interferências com os usos desejáveis do corpo d'água, conduzindo a deterioração da qualidade, gosto e problemas de odor na água, depleção de oxigênio, diminuição da atividade de pesca, obstrução das vias fluviais, e em alguns casos, perda excessiva de água por evapotranspiração. Por estas razões, a utilização dos corpos de água fica mais difícil, e às vezes até mesmo impossível. (VOLLENWEIDER, 1981; TUNDISI et al., 2006).

Embora a eutrofização tenha sido reconhecida como um problema desde a década de 1950, somente a partir das últimas décadas a presença de florações de cianobactérias nas águas continentais passou a ser reconhecida como um problema para a saúde humana decorrente da eutrofização. Essa constatação mostrou que vários gêneros e espécies de cianobactérias produzem toxinas muito potentes, caracterizadas por ação rápida causando morte de mamíferos por parada respiratória após poucos minutos de exposição (BRANCO et al., 2006).

O aporte de nitrogênio nos mananciais ocorre em diferentes formas e com o nitrogênio sob diferentes estados de oxidação. As formas mais comuns são o nitrogênio orgânico, o nitrogênio amoniacal (NH_3 , NH_4^+), o nitrito (NO_2^-) e o nitrato (NO_3^-) (JORDÃO; PESSOA, 2005). O nitrogênio lançado no ambiente pode ter inúmeras origens: naturais (fixação bacteriana e lixiviação em vegetações nativas), antropogênicas (interferência do homem) como a lixiviação e escoamento do excesso de nitrogênio aplicado como adubo na agricultura, drenagem pluvial urbana, esgoto doméstico e efluentes animais e industriais (ECKENFELDER; ARGAMAN, 1991; VON SPERLING, 2005).

O conhecimento dos teores de NO_3^- e NO_2^- em amostras de água tem despertado grande interesse aos especialistas, uma vez que concentrações desses íons em águas naturais têm aumentado significativamente, causando problemas ao meio ambiente e, conseqüentemente, à saúde humana (AWASTHI, 2005). Quando presente no corpo humano, o NO_3^- em excesso na água de beber é reduzido a NO_2^- , conseqüentemente, o nitrito reage com o ferro da hemoglobina do sangue para formar a metahemoglobina. A hemoglobina transporta oxigênio ao longo do nosso corpo, no entanto, a metahemoglobina é incapaz de transportar oxigênio, isso causa a morte por asfixia, a doença é conhecida como metahemoglobinemia (ATSDR, 2007). Recém-nascidos são mais sensíveis a doença por apresentarem hemoglobina que se modifica mais facilmente

para metahemoglobina. Um dos sinais é o fato que a mucosa do bebê doente apresentar-se com uma coloração azul, denominando a doença como síndrome do bebe azul “blue baby syndrome” (ATSDR, 2007). O nitrito ainda pode se combinar com aminas secundárias, formando nitrosaminas com poder mutagênico e carcinogênico (BITTON, 2005).

Unido ao aporte de nitrogênio nos mananciais, concentrações de fósforo sob a forma de ortofosfato, polifosfato e fósforo orgânico (SAWYER et al., 1994), com ortofosfato mais disponível para o metabolismo biológico é considerado o fator limitante mais significativo da eutrofização, uma vez que, a entrada natural do nitrogênio da atmosfera no corpo d’água não pode ser controlada, e algas e cianobactérias têm a capacidade natural de fixar nitrogênio gasoso (N₂). Por isso um excesso de fósforo no corpo d’água causa diretamente o crescimento de algas e cianobactérias (SVENSSON et al., 2001; VON SPERLING, 2001; METCALF; EDDY, 2003; TAMMINEN; ANDERSEN, 2007).

Esgoto não tratado é considerado como uma das principais fontes desses nutrientes. No Brasil, a Lagoa Rodrigo de Freitas na cidade do Rio de Janeiro, o Reservatório da Pampulha na cidade de Belo Horizonte, o Reservatório Paranoá no Distrito Federal de Brasília o Reservatório do Dique do Tororó e a Lagoa do Abaeté na cidade de Salvador, são exemplos de lagos e reservatórios enriquecidos nutricionalmente, principalmente em função da disposição “*in natura*” do esgoto doméstico (GIANI; LEONARDO, 1988).

Países como Alemanha, Canadá e Estados Unidos, desde a década de 60 verificaram que os processos de tratamentos de esgotos existentes eram insuficientes e ineficientes na remoção de poluentes às águas superficiais. Estabeleceu-se que a descarga de grandes quantidades de nutrientes (notadamente, nitrogênio e fósforo) junto com os efluentes de sistemas municipais de lodo ativado, causava sério desequilíbrio ecológico nos corpos d’água receptores (BRANCO, 1986).

No Brasil a legislação que se aplica ao lançamento de esgotos tratados a proteção dos corpos d’água superficiais é a Resolução CONAMA 357/05 (BRASIL, 2005). Von Sperling et al. (2009) enfatizam que os padrões de lançamento existem apenas por uma questão prática, já que é difícil se manter o controle efetivo das fontes poluidoras com base apenas na qualidade do corpo receptor. O inter-relacionamento entre os dois padrões se dá no sentido de que o atendimento aos padrões de lançamento deve garantir, simultaneamente, o atendimento aos padrões do corpo receptor. Em

termos dos constituintes relacionados às formas de nitrogênio e fósforo, não há padrões de lançamento para nitrito, nitrato e fósforo na Resolução CONAMA 357/05, existindo apenas o padrão de lançamento para nitrogênio amoniacal (20 mgN.L^{-1}).

Para proteger os corpos d'água receptores de esgotos, tornou-se necessário desenvolver sistemas terciários de tratamento de esgoto, isto é, sistemas que além de removerem sólidos sedimentáveis (tratamento primário) e material orgânico (tratamento secundário), também pudessem remover os nutrientes, nitrogênio (via os processos de nitrificação e desnitrificação) e fósforo (precipitação ou biodesfosfatação) (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

O tratamento de esgotos por processos biológicos reproduzem, em curto espaço de tempo e em dimensões reduzidas, os processos naturais que ocorrem em um corpo d'água com capacidade de autodepuração após o lançamento de despejos. No corpo d'água, a matéria orgânica carbonácea é convertida em compostos reduzidos por mecanismos naturais, caracterizando a autodepuração. Em uma estação de tratamento de esgotos, os mesmos fenômenos básicos ocorrem, com introdução de tecnologia, e sob condições controladas como temperatura, mistura e tempo de residência, resultando na estabilização da matéria orgânica e remoção de demais compostos (METCALF; EDDY, 2003).

Os avanços tecnológicos no setor de saneamento básico têm gerado alternativas para tratamento de esgotos, através de sistemas compacto, de fácil operação e de baixo custo. Dentre eles, a otimização de sistemas anaeróbios seguidos de sistemas aeróbios vem sendo um desafio para estudiosos e pesquisadores da área de saneamento básico (OUYANG et al., 1999; SILVA; NOUR, 2005).

Em regiões de clima quente, os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (tipo UASB) apresentam 70% de eficiência na remoção de matéria orgânica, embora pouca remoção de nutrientes (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994), exigindo tratamento complementar. Dentre as varias opções tecnológicas para o melhoramento desses efluentes destacam-se as lagoas de polimento, biofiltros aerados, lodos ativados e reatores de bateladas seqüenciais (IRVINE et al., 1983; GONÇALVES et al., 1998; CYBIS; PICKBRENNER, 2001; GUIMARÃES, 2003).

Atualmente, é possível tratar esgotos sanitários através de diversos tipos de combinações de reatores. Entre as propostas há reatores com etapas anaeróbias e aeróbias separadas fisicamente, sistemas em batelada, nos quais as etapas com aeração e sem aeração estão separadas temporalmente e reatores nos quais as duas etapas estão

presentes em uma única unidade. Nesses sistemas, os reatores que utilizam meio suporte se apresentam como alternativas de sistemas combinados, pois permitem altos tempos de retenção celular com possíveis melhorias no tratamento de esgotos. Além disso, sistemas com biofilme possibilitam remoção biológica de nitrogênio com vantagem pela presença de microambientes aeróbios na superfície mais externa do biofilme e microambientes anaeróbios na parte interna (HELMER; KUNST, 1998, JETTEN et al., 2005).

3.2. Esgotos domésticos

A composição dos esgotos depende dos usos das águas de abastecimento e varia com o clima, os hábitos e as condições sócio-econômicas da população e da descarga de efluentes industriais, infiltração de águas pluviais, idade das águas residuárias, entre outros (JORDÃO; PESSOA, 2005). Apesar de sua composição variar, os esgotos apresentam uma fração sólida, basicamente matéria orgânica com grande diversidade de microrganismos (bactérias, fungos, protozoários e helmintos). Segundo Foresti et al. (2006), os esgotos domésticos são caracterizados pela composição do material orgânico biodegradável que favorecem seu tratamento em sistemas baseados na ação biológica dos microrganismos.

A matéria orgânica dos esgotos domésticos é composta de material biodegradável metabolizável pelos microrganismos e material não biodegradável ou recalcitrante, de difícil degradação que perduram por mais tempo no ambiente. Esse material pode ainda ser classificado em dissolvido (rapidamente utilizado pelos microrganismos) e particulado (mais lentamente utilizado). De acordo com o apresentado na Figura 3.1, Marais e Ekama (1976) propuseram o fracionamento do material orgânico com base nos valores de DQO.

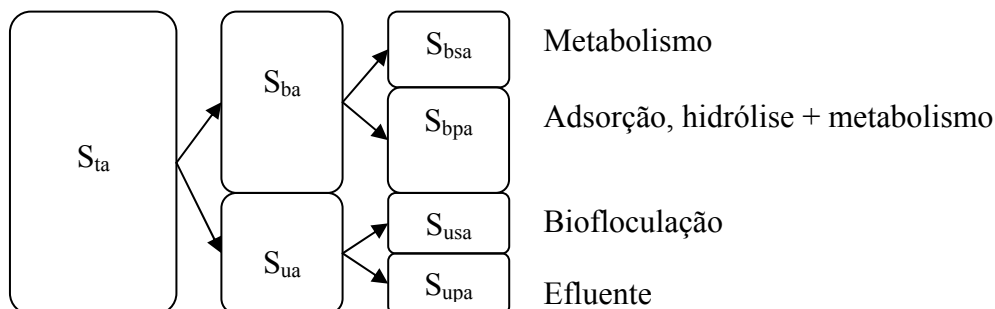


FIGURA 3.1. Frações do material orgânico e processos de utilização (adaptado de VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007)

S_{ta} = DQO total do afluente;
 S_{ba} = DQO biodegradável do afluente;
 S_{ua} = DQO não biodegradável do afluente;
 S_{bpa} = DQO biodegradável e particulada do afluente;
 S_{bsa} = DQO biodegradável e dissolvida do afluente;
 S_{upa} = DQO não biodegradável e particulada do afluente;
 S_{usa} = DQO não biodegradável e dissolvida do afluente.

De acordo com a Figura 3.2 tem-se a Equação 3.1:

$$S_{ta} = S_{ba} + S_{ua} = (S_{bsa} + S_{bpa}) + (S_{usa} + S_{upa}) \quad (3.1)$$

As frações não biodegradáveis, dissolvida e particulada, podem ser determinadas através das Equações 3.2 e 3.3:

$$f_{us} = S_{usa}/S_{ta} \quad \text{:fração da DQO afluente não biodegradável e dissolvida;} \quad (3.2)$$

$$f_{up} = S_{upa}/S_{ta} \quad \text{:fração da DQO afluente não biodegradável e particulada;} \quad (3.3)$$

3.3. Metabolismo bacteriano

O metabolismo dos microrganismos envolvidos nos processos de transformação das águas residuárias é um conjunto de reações enzimáticas, de óxido-redução, denominadas de catabolismo, que resulta na obtenção de energia (biodegradação) e anabolismo que resulta na síntese de novo material celular ou biosíntese.

Para suas atividades metabólicas, os microrganismos necessitam de fonte de carbono, fonte de energia e fonte de nutrientes. De acordo com o tipo de microrganismo, a fonte orgânica para síntese de novas células pode ser o material orgânico (microrganismos heterotróficos), ou dióxido de carbono (microrganismos autotróficos). O metabolismo dos microrganismos pode ser aeróbio, onde o oxidante é o oxigênio molecular, anóxico, onde o oxidante é oxigênio combinado como NO_3^- , NO_2^- , SO_4^{2-} ou fermentativo, sem a presença de um oxidante

Metabolismo oxidativo

O metabolismo oxidativo utiliza o material orgânico por bactérias heterotróficas em ambiente aeróbio. Parte do material orgânico metabolizado produz energia

(catabolismo). Dessa energia produzida, parte é usada para produção de novas células (anabolismo) e parte é dissipada para o meio, havendo ainda o decaimento da massa bacteriana e formação de resíduo endógeno.

A fração de matéria orgânica utilizada no catabolismo através de processos aeróbios pode ser medida pelo consumo de oxigênio dissolvido (OD). Estequiometricamente 1 grama de OD consumido equivale a 1 grama de DQO oxidada (METCALF; EDDY, 2003). Por outro lado, a síntese de material celular pode ser determinada através dos sólidos em suspensão. Van Haandel e Marais (1999) através de investigações experimentais encontraram que a produção de massa bacteriana no metabolismo oxidativo apresentou-se numa faixa de 0,35 a 0,52 gSSV.gDQO⁻¹, com valor médio (adotado) de 0,45 gSSV.gDQO⁻¹. Esse valor representa a proporção entre a massa microbiana sintetizada e a massa de DQO metabolizada, denominado de coeficiente de crescimento do lodo (Y).

Para tanto, é preciso estabelecer qual a DQO de uma unidade de massa de microrganismo (f_{cv}). Marais e Ekama, (1976) obtiveram o valor médio de 1,48mgDQO.mgSSV⁻¹.

Em posse dos valores de Y e f_{cv} calculam-se as frações do material anabolizado (equação 3.4) e catabolizado (equação 3.5)

$$(f_{cv} * Y) \tag{3.4}$$

$$(1 - f_{cv} * Y) \tag{3.5}$$

Se no metabolismo oxidativo há utilização de 1g de DQO e um crescimento de $Y = 0,45 \text{ gSSV.gDQO}^{-1}$, então a fração anabolizada é $1,48 \text{ mgDQO.mgSSV}^{-1} * 0,45 \text{ gSSV.gDQO}^{-1} = 0,67$ da massa metabolizada, enquanto que o restante ($1 - 0,67 = 0,33$) é catabolizado. Conclui-se que 1/3 do material metabolizado é oxidado e 2/3 é anabolizado.

Segundo van Haandel e Marais (1999), a fração do material decaído que resulta no resíduo endógeno (f) foi determinada experimentalmente por diversos pesquisadores, sendo adotado $f = 0,2$, conforme encontrado por Marais e Ekama (1976).

Digestão anaeróbia

No metabolismo oxidativo os microrganismos precisam de um oxidante, entretanto, há microrganismos capazes de metabolizar matéria orgânica sem que haja um oxidante presente. Esse processo é denominado de digestão anaeróbia.

A digestão anaeróbia pode ser considerada como um ecossistema no qual grupos de microrganismos trabalham interativamente na conversão da matéria orgânica complexa em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de formação de novas células bacterianas.

Diferente do catabolismo oxidativo que resulta na destruição da matéria orgânica, na fermentação grande parte da energia química permanece no metano gerado. A energia livre calculada na oxidação do metano é $2,98 \text{ kCal.gDQO}^{-1}$, enquanto que na oxidação do material orgânico em meio aeróbio a energia livre produzida é em torno de $3,3 \text{ kCal.gDQO}^{-1}$. Conclui-se que na digestão anaeróbia é liberado somente $0,3 \text{ kCal.gDQO}^{-1}$. Na prática tem-se que na digestão anaeróbia 5 a 10% do material orgânico é sintetizado como massa bacteriana e o restante é transformado em metano e demais subprodutos (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

Os sistemas biológicos de tratamento de resíduos devem atender aos seguintes requisitos: (1) – remoção da matéria orgânica (portanto, redução da Demanda Bioquímica de Oxigênio do resíduo); (2) – decomposição de compostos químicos orgânicos de difícil degradação (recalcitrantes); (3) – fornecimento de um efluente em condições que não afetem o equilíbrio do sistema receptor (rios, lagos, etc.) (VAZOLLER, 1995; RANDALL, et al., 1992; JORDÃO; PESSOA, 2005).

Embora os esgotos sanitários brutos apresentem apenas 0,1% de sólidos, a produção de lodo nas ETEs é elevada, principalmente quando o tratamento utilizado é aeróbio. Estudos realizados em vários países indicam que o volume de lodo produzido em ETE representa cerca de 1 a 2% do volume do esgoto tratado, contudo o custo do tratamento e disposição final do lodo chega a atingir entre 30 e 50% do custo operacional de uma ETE (LUDUVICE, 1998). Os custos para a estabilização, desidratação e disposição final do lodo representa, aproximadamente, um terço ou mais do investimento total de uma ETE (CAMPOS; PIRES, 2001).

Unindo o custo do tratamento do lodo, juntamente com o aumento de sua geração se faz necessário minimizar o lodo gerado. Dentre inúmeras formas, a realização da lise celular induzida que destrói a parede dos microrganismos e que

transforma o lodo em alimento para os outros microrganismos presentes no tanque de aeração pode ser uma saída, visto que diminuem a quantidade do lodo final gerado e possibilita a utilização do próprio lodo como fonte de carbono. Os meios para realizar a lise celular, são vários: cisalhamento, pressão, ultra-som, entre outros (DEWIL, 2006).

Lise celular induzida

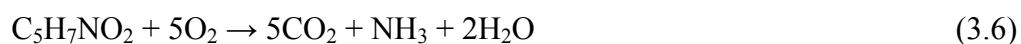
Lise celular é o processo de ruptura ou dissolução da membrana plasmática ou da parede bacteriana, que leva à morte da célula e à liberação de seu conteúdo protéico, sais, ácidos nucleicos, lipídeos, compostos fenólicos, polissacarídeos, entre outros (BOMBERG et al., 1988; KAMPAS et al., 2007).

Segundo Metcalf e Eddy (2003), a lise celular é o fenômeno que ocorre durante a fase endógena da atividade bacteriana e na qual os substratos liberados das células mortas se difundem no meio e alimentam as células vivas remanescentes.

No tratamento de esgotos, a lise celular pode ser induzida (acelerada), para disponibilizar substrato que será mais facilmente metabolizado proporcionando tratamento mais rápido.

Os principais métodos de rompimento celular são divididos em biológicos, mecânicos, não-mecânicos, químicos e enzimáticos. Onde os mecânicos são subdivididos em homogeneizador de alta pressão, moinho de bolas, prensa francesa e ultra-som. Os não-mecânicos são o choque osmótico, congelamento e descongelamento, aquecimento e secagem. Os químicos são divididos em álcalis, solventes, detergentes e ácidos. E os métodos enzimáticos possuem lise enzimática ou inibição da síntese da parede celular (DEWIL, 2006).

A concentração de fonte de carbono do material celular foi calculada com base na concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), através da relação estequiométrica da oxidação do material celular, conforme Equação 3.6 (METCALF; EDDY, 2003).



A DQO do material celular é apresentada na Equação 3.7

$$\Delta (\text{O}_2) / \Delta (\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2) = 5 (32 \text{ g/mol}) / 113 \text{ g/mol} = \underline{1.42 \text{ gO}_2 / \text{gcélula}} \quad (3.7)$$

Para cada grama de DQO oxidada usa-se 1 grama de O₂, logo 1,42 gO₂ / gcélula oxidada 1,42 gDQO / gcélula ou 1,42 gDQO / gSSV.

O material orgânico disponibilizado pode ser utilizado como fonte de carbono no processo de desnitrificação e remoção de fósforo em sistemas de tratamento de esgoto que possuem concentrações insuficientes de carbono solúvel (KAMPAS et al., 2007).

O volume de informações existentes sobre os aspectos básicos dos processos de tratamento biológico e tipos de rejeitos a serem tratados, nos campos da engenharia e microbiologia, possibilita a escolha e adoção de diferentes tipos de reatores, com elevado desempenho e eficiência na redução de material orgânico e nutriente (DAIMS et al., 2000; MAHVI, 2008). No tratamento biológico de esgotos são comumente utilizados reatores anaeróbios, reatores aeróbios e reatores combinados anaeróbios/aeróbios.

3.4. Sistemas anaeróbios

Os sistemas anaeróbios são classificados em dois grupos: os de baixa taxa que tratam efluentes com baixa carga de material orgânico e os de alta taxa, que tratam altas cargas orgânicas.

Os sistemas de alta taxa se caracterizam pela capacidade de reter grande quantidade de biomassa, pela elevada atividade, mesmo com a aplicação de baixos tempos de detenção hidráulica. Dessa forma, se consegue manter elevado tempo de detenção celular, mesmo com a aplicação de elevadas cargas hidráulicas no sistema. O resultado é reatores compactos, com volumes inferiores aos dos digestores anaeróbios convencionais, mantendo o elevado grau de estabilização da matéria orgânica (CHERNICHARO, 1997; METCALF; EDDY, 2003).

No Brasil, foi estudado o desempenho do sistema de alta taxa – reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo, conhecido por reator UASB - Upflow Anaerobic Sludge Blanket (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994), trazendo grande avanço tecnológico na aplicação de processos de digestão anaeróbia. Sua eficiência está relacionada à direção do fluxo e à configuração (apresentando um separador trifásico), que permite maior tempo retenção celular e de lodo biológico, além de proporcionar uma adequada agitação e mistura entre o esgoto e o leito de lodo (FORESTI et al., 1999). O reator UASB consiste em uma alternativa de baixo custo no tratamento de esgotos domésticos, proporcionando remoção de cerca de 70% de DBO com baixo

Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) de 5 a 8 horas (ALÉM SOBRINHO; KATO, 1999).

Segundo Van Haandel e Lettinga (1994) os sistemas utilizados no início do século passado eram Tanque Séptico e Tanque Imhoff que apresentavam eficiência máxima de remoção de matéria orgânica entre 30 e 40%.

No reator UASB o esgoto a ser digerido é distribuído pela parte inferior do reator e entra em contato com a zona de digestão promovendo a biodecomposição da matéria orgânica, gerando biogás e o crescimento do lodo. Na trajetória ascendente, as bolhas de gás encontram a interface líquido-gás no separador de fases que é mantida mediante por um selo hídrico externo. O gás fica acumulado na parte superior, e os flocos de lodo eventualmente agregados as bolhas tendem a sedimentar. No caso de acúmulo de lodo sobre os defletores de gás, estes tendem a retornar para a zona de sedimentação quando o acúmulo aumenta, por ação da gravidade. Portanto, a presença de um separador trifásico resulta em maior retenção de lodo na zona de digestão e permite que o líquido seja descarregado livre de sólidos sedimentáveis (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

Para que o tratamento seja eficiente, é necessário manter um ótimo contato entre a biomassa dos esgotos afluentes e o esgoto em tratamento. Este contato só será obtido se houver cuidado redobrado na construção do projeto de engenharia para evitar o aparecimento de curtos-circuitos hidráulicos (caminhos preferenciais que diminuem o contato), formação de zonas mortas e colmatação ou entupimento dos sistemas de distribuição se forem mal projetados. Para que estes fatores não ocorram deve-se ter cuidadosa atenção em parâmetros como, carga orgânica mássica, carga orgânica volumétrica, tempo de detenção hidráulica, velocidade de fluxo ascendente, altura do reator, sistema de distribuição de alimentação, separador trifásico sólido/líquido/gás e material de construção (LETTINGA et al., 1980 apud LA ROVERE, 2002).

O efluente do reator UASB tem características indesejáveis para seu lançamento em corpos d'água, devido à grande quantidade de nutrientes e microrganismos, estimulando a eutrofização. Basicamente, o nitrogênio e o fósforo se apresentam na forma de nitrogênio amoniacal e de ortofosfato, respectivamente. Efluente com estas características podem ser adequados para irrigação agrícola, por promover a adubação das plantas e a fertilidade do solo. Entretanto, é necessário que esse efluente esteja dentro dos padrões de qualidade sanitária para reúso na irrigação, caso contrário torna-se perigoso à saúde pela propagação de microrganismos patogênicos.

Dentre as vantagens do processo anaeróbio sobre o processo aeróbio, se destacam: baixa produção de sólidos, formação de gás metano (que pode ser utilizado), eliminação de equipamento para aeração, e conseqüentemente, menos gasto de energia. No entanto, para descarga desses efluentes em corpos d'água é necessário pós-tratamento para diminuir ou eliminar microrganismos patogênicos e reduzir a concentração dos nutrientes eutrofizantes (AISSE et al., 2001; TORRES; FORESTI, 2001; GUIMARÃES, 2003; VELA, 2006).

3.5. Sistemas aeróbios

Dentre os processos de tratamento aeróbio de esgoto, o sistema de lodo ativado é o mais conhecido e estudado. Compreende basicamente um tanque de aeração seguido de um sedimentador com recirculação de lodo (METCALF; EDDY, 2003).

No tanque de aeração ocorrem reações bioquímicas de remoção de matéria orgânica sob determinadas condições de nutrientes (nitrogênio e fósforo). No decantador ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), proporcionando um efluente final clarificado. Parte dos sólidos sedimentados é recirculado para o reator, aumentando a concentração de biomassa com conseqüente aumento da eficiência, e parte é descartada para manter uma idade de lodo favorável à renovação de microrganismos e melhoramento na eficiência do sistema.

A biomassa, na forma de flocos biológicos em suspensão, está constituída de bactérias heterotróficas aeróbias, autotróficas nitrificantes, heterotróficas desnitrificantes, filamentosas e protozoários aderidos a uma matriz de polissacarídeos. Essa biomassa é separada no tanque de sedimentação (ALÉM SOBRINHO, 1983; VON SPERLING, 2002).

Em sistemas de lodos ativados, a remoção biológica de nitrogênio ocorre através de processos seqüenciais de nitrificação e desnitrificação. Já a remoção biológica de fósforo é caracterizada pela remoção de lodo com elevadas concentrações de polifosfato (BARNARD, 1983; WENTZEL et al., 1986).

Segundo Bitton (2005), os processos de tratamento aeróbio podem ser divididos em: (a) Processos com biomassa suspensa - nos quais os microrganismos responsáveis pela conversão da matéria orgânica e outros constituintes das águas são mantidos em suspensão dentro do líquido sem estrutura de sustentação; (b) Processos com biomassa aderida - nos quais os microrganismos estão aderidos a um meio suporte que pode ser

de material sólido natural (pedras, areia, solo) ou material artificial (plástico, cerâmico). Estes processos também são conhecidos como Processos de Leito Fixo (ABREU; ZAIAT, 2008).

O sistema de lodo ativado experimentou diversas adaptações para o melhoramento de sua eficiência, como a transformação do regime de bateladas em regime contínuo, através da incorporação de um decantador de lodo após o reator biológico. Basicamente, o sistema convencional passou a ser constituído de um tanque de aeração e um tanque de decantação, onde a água residuária é estabilizada biologicamente por uma massa de microrganismos que constitui os flocos biológicos, a qual exige demanda de oxigênio.

Os sistemas aeróbios de tratamento de esgoto se destacam pela boa qualidade do efluente final, que apresenta baixos valores de DBO, DQO e sólidos em suspensão e possibilidade de remoção de nutrientes. Entretanto, as desvantagens são o alto custo de implantação e manutenção, a grande quantidade de lodo gerado e a elevada mecanização.

3.6. Sistemas combinados anaeróbio/aeróbio no tratamento de esgotos

As pesquisas mais recentes procuram associar os processos aeróbios e anaeróbios na tentativa de maximizar as vantagens que cada sistema possui e, ao mesmo tempo, minimizar seus pontos negativos. A grande maioria dessas associações utiliza reatores UASB como unidade anaeróbia de tratamento devido à alta eficiência de remoção de matéria orgânica em curto tempo de detenção hidráulica e por ser um sistema compacto de baixos custos de implantação e operação.

Reatores Anaeróbios operados em Bateladas Seqüenciais (RABS) também estão em destaque, embora ainda em desenvolvimento. Esses sistemas tem se revelado promissores, uma vez que os resultados demonstram que podem ser adequados para efluentes de baixa carga de esgotos domésticos (NDON; DAQUE, 1997; BODIK, 2002; VELA, 2006).

Os sistemas combinados anaeróbios/aeróbios mostram-se promissores, principalmente quando, além da redução da matéria orgânica, deseja-se a remoção de nutrientes, em particular nitrogênio orgânico e amoniacal. Entre as vantagens destes sistemas combinados destacam-se a baixa potência de aeração requerida na fase aeróbia,

menor produção de lodo biológico e menor custo de implantação e operação, quando comparados aos sistemas convencionais de lodos ativados.

Foresti et al. (2006) destacam que devido à significativa remoção de matéria orgânica, os efluentes dos reatores anaeróbios podem apresentar relação N/DQO e P/DQO muito alta para uma posterior remoção de nutrientes, sendo necessário a adição de compostos orgânicos na etapa de desnitrificação e de remoção de fósforo. Entretanto, essa deficiência abre a possibilidade de se utilizar doadores de elétrons alternativos, produzidos nos próprios reatores anaeróbios, tais como ácidos orgânicos, álcoois, metano, compostos reduzidos de enxofre, entre outros.

Dentre as principais opções tecnológicas pesquisadas para o pós-tratamento de efluentes de UASB no Brasil, os Reatores em Bateladas Seqüenciais (RBS) são muito empregados (ALÉM SOBRINHO, 1983; VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Nestes, ocorre remoção de grande parte do material orgânico afluente no pré-tratamento anaeróbio e, portanto, diminui a demanda por oxigênio para a remoção do material orgânico residual no sistema aeróbio. Ao mesmo tempo, o sistema anaeróbio atuará como tanque de equalização que diminuirá as oscilações na demanda de oxigênio. Isto leva à redução dos custos operacionais e diminuem a necessidade de energia elétrica. Dependendo das condições operacionais e da concentração da carga afluente, o pré-tratamento pode trazer prejuízos quanto à fonte de carbono no processo de remoção de nitrogênio e fósforo no sistema aerado.

3.7. Reatores em bateladas seqüenciais

Arden e Lockett, em 1923, desenvolveram o processo em batelada conhecido como “método de enchimento, aeração, sedimentação e esvaziamento” no mesmo tanque (IRVINE; BUSCH, 1979; ALÉM SOBRINHO, 1983; VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; JORDÃO; PESSOA, 2005).

O reator em bateladas seqüenciais é a variante mais simples do sistema de lodo ativado convencional, pois incorpora todas as unidades do processo convencional em apenas um reator. Caracteriza-se pela automação do processo, flexibilidade do tratamento, impossibilidade de ocorrência de curtos-circuitos hidráulicos e a possibilidade de retenção do líquido até que seja atingido o grau de tratamento desejado.

Os primeiros sistemas de RBS apresentaram problemas operacionais, principalmente pela necessidade de automação (WILDERER et al., 1997). Sendo assim,

os sistemas de lodo ativado de fluxo contínuo foram utilizados preferencialmente até os anos 70, quando a automação foi tecnicamente possível.

A automação é essencial no controle dos processos de enchimento, aeração, sedimentação e esvaziamento do sistema e no reinício do próximo ciclo de tratamento.

Irvine e Davis em 1971 desenvolveram um esquema operacional utilizado até os dias atuais. Irvine e Bush (1979) descreveram o RBS e sugeriram uso de terminologia uniforme, ao demonstrar que era possível adaptar sistemas contínuos em descontínuos com expressivo ganho de eficiência, economia de energia e baixos custos operacionais desde que fosse introduzido controle eletrônico nas diversas operações repetitivas. Somente a partir dos estudos de Irvine et al., na década de 80, o sistema RBS passou a ser considerado como alternativa interessante para tratar esgotos no Brasil (VON SPERLING, 2002).

As vantagens em relação aos métodos convencionais de lodos ativados referem-se a sua forma simplificada de construção, facilidade na instalação de equipamentos tecnicamente simples, grande flexibilidade frente à variação das cargas e vazões, funcionamento relativamente simplificado, e boa decantabilidade do lodo (WILDERER et al., 1997; METCALF; EDDY, 2003; LIBELLI et al., 2000; MAHVI, 2008).

A remoção de grande parte do material orgânico no pré-tratamento anaeróbio diminui a necessidade de oxigenação no sistema aeróbio pela remoção do material orgânico, levando a uma redução nos custos operacionais como baixo consumo de energia elétrica.

A junção de sistemas anaeróbios e aeróbios prevê a remoção de nutrientes como nitrogênio (N) e fósforo (P), além de remoção de sólidos sedimentáveis (tratamento primário) e de material orgânico (tratamento secundário).

3.8. Remoção biológica de nitrogênio

A remoção de nitrogênio de águas residuárias pode ser realizada por processos físico-químicos e/ou biológicos.

Os principais processos físico-químicos são cloração ao breakpoint, extração da amônia por arraste com ar (“*ammonia stripping*”) e troca iônica seletiva. Os dois principais mecanismos de remoção biológica de nitrogênio no tratamento de águas residuárias são assimilação e, nitrificação seguida de desnitrificação.

3.8.1 - Processo Convencional

O material nitrogenado em águas residuárias se compõe, predominantemente, de nitrogênio amoniacal (NH_3 e NH_4^+) e nitrogênio orgânico (uréia, aminoácidos, peptídeos e outras substâncias orgânicas com grupo amino) (BARNES; BLISS, 1983; VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007).

No sistema de lodo ativado convencional podem acontecer processos que mudam a forma química do material nitrogenado pela ocorrência de reações de: a) amonificação (ou, o inverso: assimilação da amônia) b) nitrificação, c) desnitrificação.

Na amonificação, o nitrogênio orgânico é convertido em nitrogênio amoniacal, pela ação de bactérias heterotróficas sob condições aeróbias ou anaeróbias (Equação 3.8).



A nitrificação consiste na conversão de nitrogênio na forma de íon amônio (NH_4^+) a nitrato (N-NO_3^-) via nitrito (N-NO_2^-) na presença de oxigênio molecular dissolvido e de bactérias nitrificantes quimioautotróficas que utilizam CO_2 como fonte de carbono. A oxidação dos compostos nitrogenados funciona como fonte de energia para essas bactérias (METCALF; EDDY, 2003).

As bactérias nitrificantes apresentam baixo rendimento celular e crescimento lento, exigindo alto tempo de retenção celular (BARNES; BLISS, 1983).

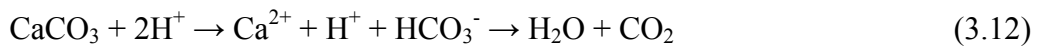
No processo de nitrificação são estudadas duas etapas separadamente: nitritação e nitratação. A nitritação é a oxidação do amônio a nitrito (Equação 3.7). Nessa etapa as bactérias do gênero *Nitrosomonas* são as mais conhecidas, no entanto, outros gêneros como *Nitrosocystis*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio*, *Nitrosogloea*, *Nitrosococcus* e *Nitrosolobus* participam do processo. A nitratação ocorre com a oxidação do nitrito a nitrato (Equação 3.9), pela ação das bactérias do gênero *Nitrobacter* que são as mais estudadas, embora, também estejam presentes os gêneros *Nitrocystis*, *Nitrospira*, *Nitrococcus*, *Bacteroides* e *Microderma* (ECKENFELDER; ARGAMAN, 1991; RITTMANN; MCCARTY, 2001; BITTON, 2005; VANPARYS, 2006).



Reação global (Equação 3.11):



Analisando a reação global da nitrificação, observa-se que 1 mol de NH_4^+ produz 2 moles de H^+ , se sabe que nos esgotos, devido à alcalinidade presente nos mesmos, o H^+ não gera acidez diretamente, sendo acionado o sistema de tamponamento bicarbonato – gás carbônico, conforme Equação 3.12:



Assim cada mol de H^+ consome 1 mol de HCO_3^- , em última análise, a oxidação de 1 mol de NH_4^+ implica no consumo de 2 moles de HCO_3^- .

A remoção de nitrogênio na forma de nitrato pela sua conversão a nitrogênio gasoso pode ser realizada biologicamente em condições anóxicas. A conversão é feita por muitas bactérias anaeróbias ou facultativas, como *Achromobacter*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum*. *Pseudomonas* são bactérias encontradas com maior frequência no processo de desnitrificação. Estas bactérias são heterótrofas capazes de reduzir o nitrato em duas etapas: na primeira ocorre a conversão de nitrato a nitrito e na segunda é a produção de óxido nítrico, óxido nitroso e gás nitrogênio (Equação 3.13). Esse processo é também chamado de redução dissimilatória ou desnitrificação (GRADY; LINN, 1980; ABUFAYED; SCHROEDER, 1986; DRTIL et al., 1995; DURÁN, 1997; METCALF; EDDY, 2003).



Os três últimos compostos (NO , N_2O , N_2) são gasosos e podem ser liberados para a atmosfera.

Cada etapa pode ser representada por uma reação onde e^- indica os elétrons transferidos do substrato orgânico, conforme as expressões a seguir:



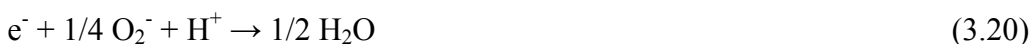
Combinando essas expressões obtêm-se a reação de desnitrificação completa:



ou



De forma similar, a reação para redução de O_2 é:



Verificadas as duas reações anteriores, conclui-se que:

1/5mol de nitrato \equiv 1/4 mol de oxigênio

14/5 g N- $\text{NO}_3^- \equiv$ 32/4 g de oxigênio

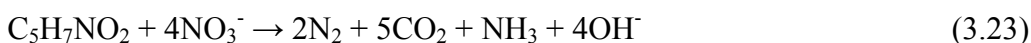
1 g N- $\text{NO}_3^- \equiv$ 2,86 g de oxigênio (3.21)

Assim, a redução de 1mgN.L^{-1} na forma de N- NO_3^- libera $2,86\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$.

Segundo van Haandel e Marais (1999), 1/3 da DQO disponível é oxidada, consumindo oxigênio na proporção de $0,33\text{g O}_2 \text{ utilizado/g DQO}_{\text{consumida}}$. Portanto, espera-se um consumo de DQO durante a desnitrificação de:

$$\text{DQO}_{\text{consumida}} / \text{N-NO}_3^- = 2,86 / (1 - f_{cv} * Y) \quad (3.22)$$

A Equação 3.23, representa a reação geral da desnitrificação por compostos orgânicos do esgoto. Nessa reação, o termo $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ corresponde à composição típica da célula bacteriana.



Os microrganismos oxidam um substrato orgânico (fonte de energia) e os equivalentes de redução produzidos são transferidos para o nitrato, que atua como receptor final de elétrons na cadeia respiratória. Em consequência, para que ocorra desnitrificação, é necessário um substrato oxidável e concentração adequada de nitrato (GIJZEN, 1997; SCHMIDT et al., 2003; VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007).

A velocidade de desnitrificação é dependente da natureza e concentração da fonte de carbono. Os doadores típicos de elétrons são: 1) matéria orgânica solúvel presente na água residuária; 2) matéria orgânica solúvel produzida durante a biodegradação endógena celular e 3) fonte externa de carbono (metanol, etanol ou ácido acético). Foresti et al. (2006) ressaltam que compostos oriundos de processos

anaeróbios como ácidos orgânicos, metano, alcoóis, compostos reduzidos de enxofre, entre outros, também podem ser utilizados como doadores de elétrons para a desnitrificação, principalmente em sistemas anaeróbios-aeróbios.

Os principais fatores ambientais que afetam o processo de remoção de nitrogênio são: concentrações de nitrogênio amoniacal, oxigênio dissolvido e matéria orgânica, pH, alcalinidade, relação carbono/nitrogênio (C/N), compostos inibidores e temperatura (BARNES; BLISS, 1983; VAN LOOSDRECHT et al., 2000).

3.8.1.1. Fatores que afetam a nitrificação e desnitrificação

1) pH e Alcalinidade

Metcalf e Eddy (2003) recomendam como pH ótimo para nitrificação valores entre 7,5 a 8,0. Fora dessa faixa o pH influencia na velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes e pode, inibir a transformação de nitrito e nitrato. SURAMPALLI et al., (1997) afirmam que abaixo de 7 e acima de 9,8 a taxa de nitrificação é 50% menor que a taxa ótima. Segundo Downing (1978) apud von Sperling (2002), abaixo de 7,2, a taxa máxima de crescimento específico decresce com o pH. A Equação 3.24 expressa essa relação:

$$\mu_{m(pH)} = \mu_m [1 - 0,83 (7,2 - pH)] \quad (3.24)$$

$\mu_{m(pH)}$: Taxa de crescimento máxima das bactérias nitrificantes para um dado pH (dia^{-1});

μ_m : Taxa de crescimento máxima das bactérias nitrificantes no pH de 7,2 (dia^{-1}).

Teoricamente, no processo de nitrificação, conforme equação (3.11) ocorre o consumo de 7,14 mgCaCO₃ para cada miligrama de amônia oxidada.

Na amonificação há produção de alcalinidade de aproximadamente 50g por mol de amônia (14g N) amonificado; no processo de nitrificação há consumo de alcalinidade de 2x50 = 100g CaCO₃ por mol de N (14g) e no processo de desnitrificação se produz 50g CaCO₃ por mol de N. As variações da alcalinidade são expressas nas equações a seguir:

$$(\Delta \text{Alc}/\Delta \text{N})_{\text{amonificado}} = 50/14 = 3,57 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{mg.N}^{-1} \quad (3.25)$$

$$(\Delta \text{Alc}/\Delta \text{N})_{\text{nitrificação}} = -100/14 = -7,14 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{mg.N}^{-1} \quad (3.26)$$

$$(\Delta \text{Alc}/\Delta \text{N})_{\text{desnitrificação}} = 50/14 = 3,57 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{mg.N}^{-1} \quad (3.27)$$

O pH ótimo para a desnitrificação situa-se na faixa de 6,5 a 7,5, com queda de 70% na taxa de desnitrificação para pH < 6,0 e pH > 8,5. Com a recuperação da alcalinidade, a desnitrificação reverte parcialmente os efeitos da nitrificação e, conseqüentemente, eleva o pH do meio.

A variação de pH tem relação direta com a alcalinidade em processos biológicos, e afeta principalmente o sistema carbônico (CO₂ - HCO₃⁻ - CO₃²⁻). Em ambientes com concentrações de alcalinidade total superior a 35 ppmCaCO₃ não ocorre variação considerável do pH. No entanto, valores de alcalinidade abaixo dessa concentração favorecem variações do pH, podendo aparecer valores extremos (ácidos ou básicos) que danificam a massa biológica responsável pelo tratamento (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

2) Oxigênio Dissolvido - OD

A nitrificação pode ser limitada pela concentração de OD; valores de 0,5 a 2,5 mg.L⁻¹, podem ter esse efeito, tanto em sistemas de crescimento disperso como nos de meio fixo. É importante destacar que a taxa de crescimento das bactérias nitrificantes não está limitada por níveis de OD superiores a 1,0 mg.L⁻¹, mas na prática, são requeridos valores maiores que 2,0 mg.L⁻¹ (FERREIRA, 2002; DERKS, 2007).

Em lodos ativados as taxas de nitrificação são afetadas pelas concentrações de OD. A influência da concentração de OD na cinética de nitrificação foi objeto de estudos ao longo dos anos (STENSTROM; PODUSKA, 1980; DERKS, 2007; SILVA FILHO, 2009). Para entender esse fenômeno foi introduzida na equação de Monod a influência da concentração de OD, conforme expresso na Equação 3.28 (METCALF; EDDY, 2003).

$$\mu = \mu_m \cdot [N/(N + K_n)] \cdot [OD/(OD + K_0)] - K_{dn} \quad (3.28)$$

μ : taxa específica de crescimento das bactérias nitrificantes (dia⁻¹);

μ_m : taxa específica máxima de crescimento das bactérias nitrificantes (dia⁻¹);

K_n : constante de meia saturação de Monod (mgN.L⁻¹);

N : concentração de nitrogênio (mgN.L⁻¹);

K_0 : constante de meia saturação (mgOD.L⁻¹);

K_{dn} : coeficiente de decaimento endógeno (organismos nitrificantes)(gSSV.gSSV⁻¹.dia⁻¹)

De forma geral, concentrações de OD superiores a 0,2 - 0,5 mg/L⁻¹ reduzem significativamente a taxa de desnitrificação. Em condições com baixa concentração de oxigênio dissolvido e presença de doadores de elétrons (matéria orgânica), a biomassa utiliza o oxigênio da estrutura molecular dos nitratos para respirar, favorecendo o processo de desnitrificação (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

3) Temperatura

A temperatura tem influência considerável na velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes por estar associada à velocidade das reações metabólicas dos microrganismos. Tais reações são catalisadas por enzimas específicas cuja produção e atividade aumenta ou diminui com a temperatura (BITTON, 2005). Em geral, considera-se a temperatura ótima para crescimento das bactérias nitrificantes na faixa de 25 a 36 °C.

O efeito da temperatura sobre o valor de μ_m é relevante em processos biológicos de tratamento de esgotos sanitários. Conforme Metcalf e Eddy (2003) na correção da constante cinética se usa a equação simplificada de Arrhenius para quantificar a influência da temperatura (Equação 3.29)

$$\mu_{mT} = \mu_{m20} \cdot \Theta^{(T-20)} \quad (3.29)$$

μ_{mT} : taxa específica de crescimento das bactérias à uma temperatura T (dia⁻¹);

Θ : coeficiente de dependência da temperatura, coeficiente de Arrhenius = 1,026 (Metcalf e Eddy, 2003);

T: temperatura (°C).

A temperatura tem efeito direto na velocidade de crescimento das bactérias em geral e nas desnitrificantes, as quais possuem valor ótimo para desnitrificação com temperatura em torno de 30 a 40 °C (JETTEN et al., 1999; METCALF; EDDY, 2003). A influência da temperatura em sistemas biológicos pode ser expressa como uma função típica de Arrhenius (Equação 3.30)

$$TDE_T = TDE_{20} \cdot \Theta^{(T-20)} \quad (3.30)$$

TDE_T: Taxa de desnitrificação específica em uma temperatura T (mgN-NO₃.mgSSV⁻¹.dia⁻¹);

TDE₂₀: Taxa de desnitrificação específica na temperatura 20°C (mgN-NO₃.mgSSV⁻¹.dia⁻¹);

Θ: coeficiente de dependência da temperatura, coeficiente de Arrhenius = 1,09 (Metcalf e Eddy, 2003);

4) Material orgânico biodegradável

A presença de doadores de elétrons no processo de remoção de nitrato é essencial para que ocorra desnitrificação. Em geral, o material orgânico biodegradável (DBO) é o doador mais utilizado no processo de desnitrificação. As bactérias desnitrificantes oxidam o material orgânico e paralelamente reduzem as formas oxidadas de nitrogênio, no caso, o nitrito e nitrato.

5) Substâncias tóxicas

A necessidade de ausência ou limitações de substâncias tóxicas deve ser exaltada, no entanto, poucas são as informações sobre a influência do material tóxico sobre as bactérias desnitrificantes, além da inibição de OD e do potencial hidrogeniônico (pH). Pode-se afirmar que as bactérias nitrificantes são mais sensíveis à presença de substâncias tóxicas do que as desnitrificantes, de modo que se houver nitrificação, a desnitrificação é possível (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

3.8.2. Novos conceitos na remoção biológica de nitrogênio

Os novos processos e tecnologias de remoção de nitrogênio em águas residuárias estão, na sua maioria em fase de desenvolvimento, limitando-se em aplicações de escalas de bancada e piloto.

3.8.2.1 – Processo SHARON

A nitrificação parcial consiste na oxidação do nitrogênio amoniacal a nitrito (nitritaço), sem a posterior oxidação a nitrato (Equação 3.31).



Esse processo pode ser combinado a remoção de nitrogênio por meio de desnitrificação convencional, através da desnitrificação heterotrófica utilizando o nitrito como acceptor final de elétrons (VAN KEMPEN et al., 2001).

A partir desse conceito, o processo SHARON (Single Reactor System for High Ammonia Removal Over Nitrite) propõe a nitrificação parcial em um reator aeróbio de fluxo contínuo, sem retenção de biomassa, operando a uma temperatura acima de 26°C. O processo SHARON se apresenta como uma excelente alternativa de nitrificação para efluentes com elevadas concentrações de amônio. Suas vantagens, comparadas ao método tradicional de nitrificação, são: demandam 25% menos energia de aeração na etapa de nitrificação, 40% menos de fonte de carbono na etapa de desnitrificação (Figura 3.2), produzindo apenas 50% de lodo, o processo é simples e de equipamentos compactos com alta estabilidade (VAN KEMPEN et al., 2001).

A Equação 3.32 representa a reação de desnitrificação com utilização de etanol (C₂H₅OH) como fonte de carbono.

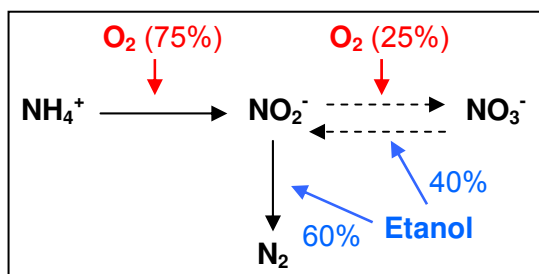
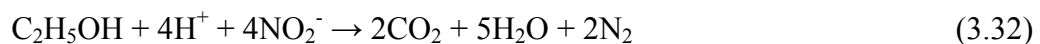


FIGURA 3.2. Consumo de energia e fonte de carbono pelo processo SHARON

3.8.2.2 – Processo ANAMMOX

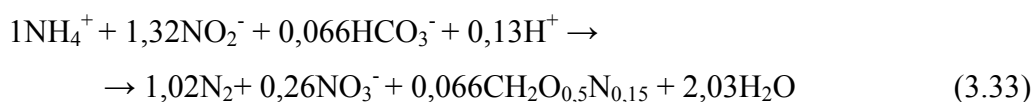
Este processo foi descoberto por acaso na década de 90 por pesquisadores que observaram a perda de amônio em um reator de desnitrificação de um sistema de tratamento de esgotos na Holanda (MULDER et al., 1995). Os microrganismos responsáveis pela transformação anaeróbia de amônio a nitrogênio gasoso eram desconhecidos, porém, Strous et al. (1999a), identificaram uma bactéria autotrófica da

ordem *Planctomycetales*. O processo foi nomeado ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation).

Segundo Jetten et al. (2005) após dez anos de experimentos, foram identificados outros três gêneros de bactérias: *Brocadia* (com espécies *B. anammoxidans* e *B. fulgida*), *Kuenenia* (*K. stuttgartiensis*) e *Scalindua* (*S. wagneri*, *S. brodae* e *S. sorokinii*). Em todos os três gêneros se observou o mesmo metabolismo e estruturas similares.

Microrganismos ANAMMOX já foram identificados em várias partes do mundo (FUJI et al., 2002; TOH et al., 2002; DEN CAMP et al., 2006; DAPENA-MORA et al., 2007), e no Brasil (KIELING, 2004; REGINATTO et al., 2005; LARA et al., 2009; ARAÚJO et al., 2009), evidenciando capacidade de crescer nos mais diversos habitats, o qual expressa grande adaptabilidade.

Segundo van de Graaf, et al. (1996), a estequiometria global de um processo ANAMMOX pode ser representada pela Equação 3.33:



Essa reação requer nitritação previa, pois há formação de nitrito (NO_2^-) que funciona como doador de elétrons. Essa situação pode gerar competição entre as bactérias autotróficas ANAMMOX e as bactérias desnitrificantes heterotróficas presentes no processo de remoção de nitrogênio.

Segundo Jetten et al. (2005), o principal produto da oxidação anaeróbia da amônia é o nitrogênio gasoso (N_2). Contudo cerca de 10% do nitrogênio afluente (nitrito e amônia) é convertido a nitrato (N-NO_3^-).

O pH ideal para o crescimento desses microrganismos está entre 7 e 8 com ótimo próximo de 8 e a temperatura de atuação está na faixa de 20 a 43°C com o ótimo em $40 \pm 3^\circ\text{C}$ (JETTEN et al., 1999; STROUS et al., 1999b; TOH et al., 2002). Esses autores observaram que na presença de concentrações de nitrito superiores a 100 mgN.L^{-1} , o processo é inibido completamente. A exposição da microbiota a elevadas concentrações de nitrito ($0,1 \text{ gN.L}^{-1}$) por um período de 12 horas causam a inibição irreversível da atividade (STROUS et al., 1999a). Entretanto, o processo não é inibido pelo íon amônio ou pelo nitrato, até concentrações da ordem de 1 gN.L^{-1} . O processo ANAMMOX ainda é fortemente inibido pela presença de oxigênio dissolvido, mesmo

em concentrações de $2\mu\text{mol/L}$ ($0,06\text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$). Porém, a inibição cessa imediatamente após a retirada do OD do meio sendo, portanto, uma inibição reversível (JETTEN, et al., 2005).

O Processo ANAMMOX é mais indicado para tratar afluentes com elevadas concentrações de amônia e baixas concentrações de matéria orgânica, sendo capaz de substituir completamente o estágio de desnitrificação, economizar metade dos custos de aeração na etapa de nitrificação e não necessitando de adição de carbono orgânico (FUJI et al, 2002; JETTEN et al, 2005).

3.8.2.3 – Processo CANON

O processo CANON (Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite) consiste na combinação dos processos de nitrificação parcial e oxidação anaeróbia do nitrogênio na forma amoniacal (ANAMMOX) em um único reator aerado.

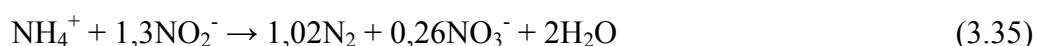
O processo ocorre sob condições limitadas de oxigênio ($5\mu\text{mol.L}^{-1}$ ou $0,15\text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$), o qual permite que bactérias nitrificantes aeróbias e bactérias ANAMMOX possam coexistir no mesmo ambiente. A oxidação do nitrito a nitrato é impedida pela baixa concentração de OD no meio e também pela manutenção de elevada concentração de N-NH_4^+ (5 mmol.L^{-1} ou 70mg.L^{-1} de N-NH_4^+). Estes dois diferentes grupos microbianos formam um consórcio que agem cooperativamente, sendo de vital importância para o processo CANON. As bactérias nitrificantes oxidam a amônia a nitrito, consomem oxigênio e então criam o ambiente anóxico que o processo ANAMMOX necessita (KHIN; ANNACHHATRE, 2004; SCHMIDT et al. 2003).

As reações estequiométricas envolvidas no processo CANON são representadas pelas Equações (3.34, 3.35 e 3.36), seguintes:

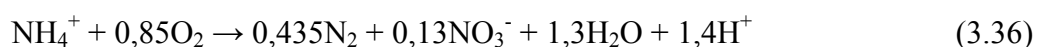
Nitrificação Parcial:



ANAMMOX:



Reação Global:



O processo CANON é um processo econômico e eficiente para o tratamento de efluentes. Pode atingir remoção de até 1,5 kgN.m⁻³.dia⁻¹, com consumo de 63% menos oxigênio que o processo de nitrificação convencional (SLIEKERS et al, 2002).

3.8.2.4 – Vantagens e desvantagens dos novos processos

Comparando os processos ANAMMOX, SHARON e CANON, é interessante observar que embora se apresentem como mais econômicos sob o aspecto construtivo; pela utilização de reatores compactos e no gasto com insumos (oxigênio e carbono orgânico), demandam maior controle operacional dos sistemas e necessitam de reatores equipados com modernos equipamentos de automação. Essa necessidade pode, eventualmente, inviabilizar economicamente sua aplicação em escala real.

Jetten et al. (2005) afirmam que o sistema ANAMMOX pode reduzir em até 90% o custo operacional quando comparado à sistemas de nitrificação/desnitrificação convencionais. Desta forma, o processo ANAMMOX é indicado para efluentes com elevadas concentrações de amônio e pouca matéria orgânica, já que é capaz de substituir completamente o estágio de desnitrificação, economizar metade dos custos de aeração na etapa de nitrificação e não necessita de adição de carbono orgânico (FUJI et al., 2002). Para fins de comparação, observam-se na Tabela 3.1 as características dos processos convencionais e não convencionais de remoção de nitrogênio.

TABELA 3.1. Comparação dos processos biológicos de remoção de nitrogênio

Sistema	Nitrificação e desnitrificação convencional	SHARON	ANAMMOX	CANON
Nº Reatores	2	1	1	1
Afluente	Água residuária	Água residuária	N-NH ₄ e N-NO ₂	Água residuária
Efluente	NO ₂ , NO ₃	NH ₄ , NO ₂	NO ₃ , N ₂	NO ₃ , N ₂
Condição	aeróbia, anaeróbia	aeróbia	anóxica	limitação O ₂
Requerimento				
O ₂	alta	baixa	não	baixa
DQO	sim	sim	não	não
Retenção de Biomassa	não	não	sim	sim
Produção de lodo	alta	baixa	baixa	baixa
Bactéria	nitrificantes e heterotróficas	BAON-NH ₄	<i>Planctomycete</i>	BAON-NH ₄ e <i>Planctomycete</i>

BAON-NH₄ = Bactérias aeróbias oxidadoras de nitrogênio amoniacal

Fonte: Adaptado de Khin; Annachhatre, 2004; Jetten et al., 2005.

3.9. Remoção biológica de fósforo em reatores em bateladas sequenciais

A evolução da remoção biológica de fósforo começou a ser estudada por Levin e Shapiro em 1965, que efetuaram investigações extensivas sobre o armazenamento e liberação do fósforo por microrganismos. Eles nomearam a alta remoção de fósforo por bactérias de “*luxury uptake*” (MARAIS et al., 1983).

Remover apenas nitrogênio dos esgotos não garante a inibição ou a diminuição do processo de eutrofização, pois o nitrogênio pode ser fixado do ar por diversos microrganismos. Portanto, na maioria dos casos o fósforo é o fator limitante da eutrofização das águas. Para diminuir ou até inibir o processo de eutrofização há necessidade de uma remoção significativa do fósforo (VAN LOOSDRECHT, 1997).

Alguns microrganismos presentes em lodos ativados podem armazenar quantidades adicionais de fósforo dentro do seu material celular. Esses microrganismos representam significativo papel na remoção de fósforo nos sistemas de tratamento e no meio ambiente. Os primeiros microrganismos isolados de um Sistema Biológico de Remoção em Excesso de Fósforo (SBREF) foram do gênero *Acinetobacter* (STENSEL, 1991; OKUNUKI, et al., 2004).

Posteriormente, inúmeros pesquisadores constataram diversidade de microrganismos com capacidade de remover fósforo. Várias nomenclaturas foram dadas: bactérias poli-P, bioP bactéria, PP bactéria e OAF (Organismos Acumuladores de Fosfato). Serrano et al. (1992) citam os gêneros e espécies identificadas: *Pseudomonas vesicularis* (Suresh et al., 1985), *Klebsiella pneumoniae* (Gerbsberg, 1985), *Micrococcus* (Ye et al., 1988), *Aeromonas hydrophila* (Brodisch e Joynes, 1983), *Arthrobacter globiformes* (Shoda et al., 1980), *Moraxella* spp e *Enterobacter* spp (Lotter e Meuphy, 1985).

Em pesquisas realizadas por Irvine et al. (1987) com RBS tratando esgoto sintético, mostraram bons resultados de remoção de fósforo quando o oxigênio dissolvido e o nitrato estavam ausentes durante a primeira etapa da operação. Isto implicou em desnitrificação completa durante o período de enchimento. Conseguiram ainda nesses estudos cerca de 50% de eficiência de remoção de fósforo total e 90% de remoção de nitrogênio. Outros autores como Goronszy e Rigel (1991), Marklund (1993), Subramaniam et al. (1994), Bortone et al. (1994), Mahvi, (2004), Lee et al. (2008) investigaram o uso de reator em bateladas e também obtiveram bons resultados na remoção de fósforo operando reatores em bateladas sequenciais.

O RBS é um sistema de carga e descarga. Os processos unitários e bioquímicos são realizados em seqüência no mesmo tanque (METCALF; EDDY, 2003). Na remoção biológica de nutrientes, os ciclos operacionais são constituídos de fases que possuem condições anaeróbias, aeróbias e anóxicas (RANDALL et al., 1992).

Um período prolongado de pré-condicionamento anaeróbio estimulará a acumulação microbiana de fósforo na fase aeróbia seguinte (ANCHENG; NDEGWA, 2002). Os sistemas biológicos estimulados para remoção de fósforo (SBERF) representam uma tecnologia eficiente (CHEN et al., 2004). O princípio básico de um SBERF é o funcionamento de uma zona anaeróbia seguida de uma zona aeróbia, de forma que a alimentação ocorrerá na zona anaeróbia. Os SBERF são largamente utilizados ao redor do mundo e tem a vantagem econômica de baixa produção de lodo e menor uso de produtos químicos (OKUNUKI et al., 2004).

Na zona anaeróbia (ausência de oxigênio e nitrato), na presença de substrato orgânico de fácil degradação, é criada condição apropriada para que algumas bactérias facultativas sejam capazes de utilizar o fosfato armazenado durante o metabolismo para sintetizar a molécula energética ATP (adenosina-trifosfato) necessária à degradação do substrato (WENTZEL, et al., 1986; VAN LOOSDRECHT, et al., 1997). A utilização do fosfato é feita através da quebra das ligações de ATP para então ocorrer à absorção do substrato (ácidos graxos voláteis, por exemplo), como resultado a concentração de fósforo solúvel no meio líquido aumenta e a concentração de DBO₅ ou de DQO diminui no tanque anaeróbio. O substrato adsorvido é armazenado no interior das células bacterianas até que possa ser utilizado nas condições aeróbias (STENSEL, 1991; SURAMPALLI et al., 1997).

Nesse mesmo ambiente anaeróbio o fósforo é liberado das bactérias removedoras de fósforo, absorvendo carbono e transformando-o em polihidroxialcanoatos (PHA), que são armazenados no interior da célula. Geralmente o PHA apresenta frações de polihidroxibutirato (PHB) e polihidrovalerato (PHV). O PHA é sintetizado em meio aeróbio na forma de energia (resintetizando o ATP) e o fosfato é absorvido pelas bactérias.

A captação do fósforo se desenvolve em condições estritamente aeróbias, sendo o oxigênio usado como aceptor de elétrons. Entretanto, estudos recentes têm mostrado que o processo pode ocorrer em condições anóxicas, utilizando nitrato e nitrito como aceptores de elétrons (PARK et al., 2009).

No metabolismo aeróbio e/ou anóxico subsequentes à zona anaeróbia o fósforo é capturado em uma quantidade superior à quantidade liberada na fase anaeróbia (*luxury uptake*), utilizando o PHA armazenado na zona anaeróbia como fonte de carbono e energia, sendo uma parte da energia usada para recuperar o polifosfato liberado na fase anaeróbia e a outra parte da energia usada para crescimento dos microrganismos. Desse modo, há a tendência de se estabelecer um lodo rico em fósforo, podendo chegar até a concentração máxima de 38% com cultura pura de organismos poli-p (WENTZEL, et al., 1986). A remoção biológica de fósforo envolve a sua incorporação na biomassa como material celular. A retirada de fósforo do sistema ocorre através do descarte da biomassa (WENTZEL et al., 1990; STENSEL, 1991). No sistema composto por uma população mista (organismos poli-p e não poli-p), a concentração de fósforo no lodo pode variar entre 0,08 a 0,1mgP.mgSSV⁻¹ (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999)

A capacidade das bactérias de adquirir mais fosfato do que liberam constitui a “*luxury uptake*”, esse é o resultado mais importante no processo de remoção de fósforo Figura 3.3 (Comeau et al., 1986; Wentzel et al., 1990; van Loosdrecht et al., 1997).

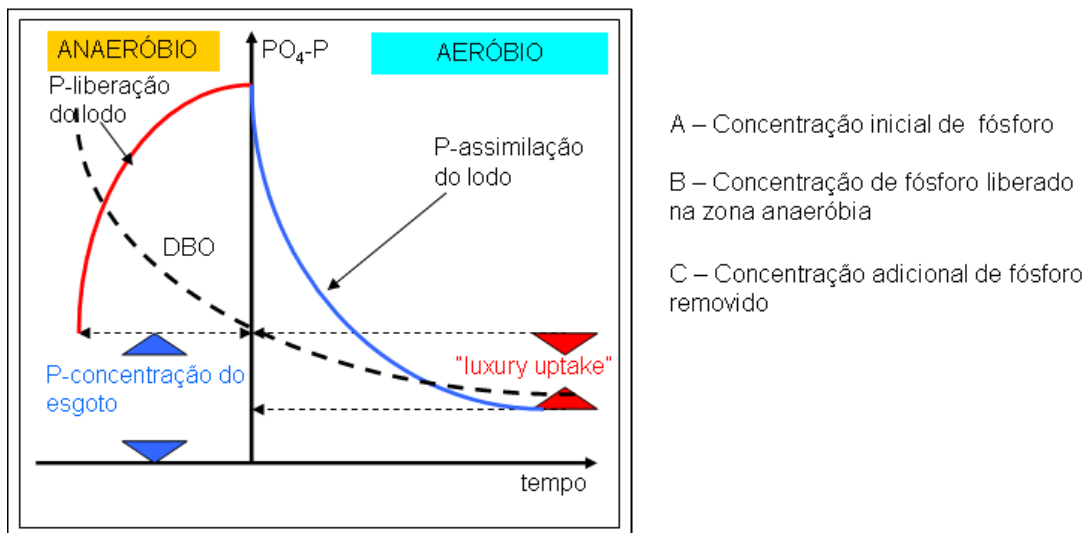


FIGURA 3.3. Princípio da remoção biológica de fosfato (adaptado de STENSEL, 1991)

O mecanismo de remoção de fósforo através do “enriquecimento” do lodo por esse nutriente só foi esclarecido satisfatoriamente nos anos 90 (WENTZEL et al., 1990).

Utilizando acetato como fonte de material orgânico, Wentzel et al. (1989 a, b) obtiveram uma cultura pura de organismos poli-p. A partir de observações experimentais puderam avaliar o seu comportamento. Encontraram uma relação de liberação de fosfato em ambiente anaeróbio de 0,5 mgP.mgDQO⁻¹. Valores maiores ou menores podem ser encontrados, visto que, essa fração depende da quantidade de

bactérias poli-p existente na biomassa. Diferenças importantes foram observadas entre os organismos poli-p e os não poli-p (organismos convencionais) presentes nos sistemas de lodo ativado. Na Tabela 3.2 observa-se que a massa de fósforo no lodo poli-p (f_{pp}) é bem maior do que no lodo convencional. Devido ao lento decaimento dos organismos poli-p, em comparação com os sistemas convencionais, somente 25% das bactérias permanecem no sistema como resíduo endógeno, com um teor de fósforo de 2,5 % igual ao dos organismos convencionais.

TABELA 3.2. Diferenças entre os organismos poli-p e organismos convencionais no sistema de lodo ativado (a 20 °C).

Parâmetro	Símbolo	Organismo Poli-p	Organismo Convencional
Teor de fósforo (mg P.mgSSV ⁻¹)	f_p	0,38	0,025
Constante de decaimento (dia ⁻¹)	b	0,04	0,24
Resíduo endógeno (-)	f	0,25	0,20
Fração de P no resíduo endógeno (mg P.mgXe ⁻¹)	f_{pe}	0,025	0,025
Razão SSV/SST (mgSSV.mgSST ⁻¹)	f_v	0,46	0,80
Fração de desnitrificação (-)	f_{pd}	0,6 – 1,0	1,0
Liberção de fosfato na zona anaeróbia (mgP.mgDQO ⁻¹)	f_{pr}	0,5	---

Fonte: Van Haandel e Van Der Lubbe (2007)

A fração de bactérias poli-P resultante é determinada pela relação entre substrato e o fósforo disponíveis na fase anaeróbia. Os tipos dos compostos orgânicos na fase anaeróbia são também importantes: devem ser solúveis como ácidos voláteis totais (AVT) de cadeia curta, que podem ser absorvidos pelas bactérias poli-P para dentro do citoplasma celular e ali serem polimerizados. Os compostos orgânicos disponíveis que não são completamente removidos no estágio anaeróbio, passarão ao estágio aeróbio se o fósforo for limitante. Em conseqüência, a remoção de fósforo é limitada se a DQO disponível é limitante. A eficiência do processo de remoção de fósforo poderá ser aumentada pela pré-fermentação ou pela adição de compostos orgânicos a fim de aumentar a DQO disponível. Em sistema biológico dominado pelas bactérias poli-p, e a DQO for limitante o percentual de P nos sólidos suspensos voláteis (SSV) será alto (WENTZEL et al., 1990; STENSEL, 1991; REDDY, 1998).

A baixa razão SSV/SST deve-se à grande fração de material inorgânico na forma de polifosfato nesses organismos, o que proporciona maior produção de lodo e que deve ser levado em consideração quando se projeta sistema com remoção de fósforo em excesso (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007).

Em SBERF há vários fatores que podem afetar a eficiência dos processos, relacionados com fatores ambientais como temperatura, pH, OD e NO_3^- . Parâmetros de projeto também são considerados como idade de lodo, sólidos em suspensão, DQO disponível e tempo de detenção na zona anaeróbia e aeróbia (VAN LOOSDRECHT, 1997).

3.9.1. Fatores que afetam a biodesfosfatação

1) pH

Estudos revelam que a maior eficiência de remoção biológica de fósforo acontece em sistemas com valores de pH entre 7,5 e 8,0. A maioria desses organismos poli-p não toleram valores de $\text{pH} > 9,5$ ou $\text{pH} < 5,2$ (STENSEL, 1991).

2) Concentração de oxigênio dissolvido e nitrato

A presença de oxigênio dissolvido e nitrato na fase anaeróbia do processo de remoção de fósforo em níveis elevados podem retardar ou cessar a liberação de fósforo. O nitrato é competidor direto por substratos orgânicos solúveis, reduzindo o processo de assimilação e armazenamento de fonte de carbono para bactérias poli-p. Os nitratos formados promovem uma fase anóxica em detrimento da fase anaeróbia necessária para o processo, dessa forma, as bactérias passam a utilizar o nitrato como acceptor de elétrons, não efetuando a liberação de fosfato para assimilar o substrato disponível.

Stensel (1991) afirma que concentrações acima de $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$ de OD é suficiente para que ocorra o processo de assimilação de fósforo com possível armazenamento em excesso de P (*luxury uptake*).

3) Condições anaeróbias

O fator mais importante para o sucesso da remoção de fósforo é criar a seqüência de zona anaeróbia e aeróbia (BARNARD, 1983; METCALF; EDDY, 2003). A presença de substrato orgânico facilmente degradável é essencial para a eficiência do processo de remoção de fósforo. Para esgotos domésticos, o tempo de detenção na zona

anaeróbia foi tradicionalmente estabelecido entre 1 e 2 horas. Recomenda-se evitar períodos muito longos na zona anaeróbia, porque se pode ocasionar liberação de fósforo sem armazenamento de AGV, acarretando insuficiente carbono dentro da célula, fonte necessária para absorção do fósforo na zona aerada (VON SPERLING, 2002).

Em condições anaeróbias e presença de substrato adequado (AGV), as bactérias poli-p transformam o polifosfato armazenado em fosfato. Esse processo libera energia necessária para a absorção dos AGV. A liberação de fosfato para a fase líquida é descrita pela Equação 3.37 (WENTZEL et al., 1986).

$$P_r = f_{pr} \cdot S_{AGV} \quad (3.37)$$

P_r : concentração de fosfato liberado para a fase líquida (mgP.L^{-1} de licor misto);

S_{AGV} : concentração de ácidos graxos voláteis (mgDQO.L^{-1});

f_{pr} : constante de proporcionalidade = $0,5 \text{ mgP.mgDQO}^{-1}$.

4) Temperatura

Baixas temperaturas diminuem a taxa de liberação de fósforo, o qual gera a necessidade de maiores tempos de detenção na zona anaeróbia para que ocorra a finalização da fermentação (hidrólise) e o consumo suficiente de substrato (SELL et al., 1981 apud STENSEL, 1991).

Segundo os autores Baetens (2000) e Erdal et al., (2003), temperaturas entre 15 e 20 °C favorecem maiores taxas de captação de fósforo pelas bactérias poli-p.

5) Idade de lodo

Nos processos aeróbios de remoção biológica de fósforo, determinar a idade de lodo é fundamental para o sucesso da remoção biológica de fósforo em sistemas de lodos ativados, visto que, o fósforo removido do meio líquido é assimilado pela biomassa de bactérias poli-p. A retirada do fósforo em sistemas de lodos ativados é feita pelo descarte do lodo de excesso que contem o fósforo (STENSEL, 1991, RANDALL, 1992; VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Sistemas operando com maior idade de lodo produzem menos lodo excedente, assim, quanto maior a idade de lodo, menor a produção de lodo, menor o volume de descarte do lodo excedente e menor a retirada de fósforo do sistema. Ekama et al., (1983) mostraram que operar um sistema com idade de

lodo mais longa causa a diminuição da eficiência da remoção de fósforo por unidade de material orgânico biodegradável removido.

6) Sólidos Suspensos Voláteis - SSV

A presença de lodo biológico com cultura pura de bactérias poli-p tem a capacidade de armazenar um percentual de até 38% de fósforo no interior das células (WENTZEL, et al., 1986). Os sistemas sem biodesfosfatação normalmente apresentam concentrações de 2,5% de fosfato, em concentrações de SSV (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007).

O fato da remoção biológica de fósforo basear-se na incorporação, em excesso, de fósforo na biomassa bacteriana, a perda de sólidos em suspensão no efluente implica em baixa remoção de fósforo do meio líquido.

A fração de P nos sólidos suspensos voláteis do lodo excedente é dada pela Equação 3.38 (METCALF; EDDY, 2003)

$$P/X_v = f_a \cdot (P/X_a) \quad (3.38)$$

P/X_v : Fração de P nos SSV ($\text{mgP} \cdot \text{mgSSV}^{-1}$)

f_a : fração ativa de sólidos voláteis no reator (X_a/X_v)

X_a : concentração de biomassa ativa ($\text{mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$)

O fator de propensão de remoção de fósforo em excesso (P_f) é um parâmetro que representa a aptidão do sistema em remover fósforo. Segundo WRC, (1984) apud von Sperling (2002) o valor pode ser estimado pela Equação 3.39.

$$P_f = (f_{rb} \cdot \text{DQO} - 25) \cdot f_{an} \quad (3.39)$$

f_{rb} : fração rapidamente biodegradável da DQO afluente

f_{an} : fração mássica do lodo anaeróbio

A relação de fósforo removido por unidade de DBO removida (mgP/mgDBO) pode ser expresso pela Equação 3.40.

$$P/\text{DBO} = Y_{\text{obs}} \cdot (P/X_v) \quad (3.40)$$

Y_{obs} : coeficiente de produção celular observado (varia entre 0,4-0,8)

3.10. Biomassa imobilizada em suporte inerte

Uma alternativa que vem sendo estudada para aprimorar a eficiência dos reatores é a utilização de biomassa imobilizada em suporte inerte. Neste caso, ocorre a formação de biofilme aderido à superfície do suporte, com predomínio desse biofilme sobre as culturas livres em suspensão. No biofilme ocorrem micro-ambientes de interação entre as espécies que o favorecem. O conjunto do sistema garante grande estabilidade das colônias. Além disso, a utilização de suportes inertes assegura a retenção da biomassa no reator e propicia a operação com tempo de retenção celular muito elevado, aumentando a eficiência do reator (ØDEGAARD, 2006).

O emprego de um suporte para imobilizar a biomassa envolve novas questões relacionadas ao desempenho do reator, uma vez que poderá surgir resistência à transferência de massa, inerentes a processos que envolvem duas fases, no caso, sólida e líquida. Desta forma, a eficiência de reatores com células imobilizadas está também diretamente relacionada com os fluxos de massa entre as fases líquida e sólida, os quais podem ser limitantes do processo de conversão e podem causar considerável decréscimo da velocidade global das reações (RATUSZNEI et al., 2000).

A escolha do suporte a ser utilizado é de fundamental importância para a formação do biofilme no interior do reator. A aderência das células bacterianas sobre esse suporte depende em grande parte, das propriedades físicas e químicas do material. De acordo com Huysman et al. (1983), as superfícies porosas e rugosas são mais propícias que as superfícies lisas e, ainda, o tamanho e o número de poros também influenciarão no resultado final. As características da água residuária devem ser consideradas, uma vez que poderá interagir com o suporte, além de interferir diretamente na adesão microbiana. Outro aspecto que deve ser considerado é a condição hidrodinâmica do sistema a qual deve propiciar a manutenção do biofilme. Em situações hidrodinâmicas críticas, o biofilme pode se desprender do suporte e conseqüentemente ser arrastado do reator (GIJZEN et al., 1988; VARESCHE et al., 1997; WIRTZ; DAGUE, 1997; ALVES, 1999; ØDEGAARD, 2006).

Segundo Bryers e Characklis (1990); Hirl e Irvine (1996); Rostron et al., (2001), entre as principais vantagens da utilização de reatores com biomassa imobilizada se

destacam: 1) aumento da concentração de biomassa no reator; 2) aumento das velocidades globais de conversão dos substratos, devido às altas concentrações de biomassa; 3) operação do reator pode ocorrer independente da velocidade de crescimento dos microrganismos; 4) redução no volume de reatores; 5) redução na susceptibilidade a choques ou transiente, e 6) a possibilidade de eliminação dos estágios de clarificação/separação. Como desvantagem, os reatores de biofilme fixo não possuem mecanismos efetivos para controle da espessura do biofilme, o que pode contribuir para limitações à transferência de massa e obstrução do leito.

A partir da observação da presença dos organismos aderidos aos materiais suporte inertes, se busca oferecer meios para facilitar sua imobilização e, com isto, evitar que eles sejam removidos junto com o efluente do sistema (KOTLAR et al., 1996). Segundo Hagopian e Riley (1998), os organismos nitrificantes tendem a liberar polímero extracelular que facilita sua fixação em uma matriz de lodo.

O biofilme pode ser exposto às condições alternadas de aeração; ele é espacialmente heterogêneo com presença de organismos aeróbios e anaeróbios, o que possibilita a ocorrência dos dois processos (GIESEKE et al. 2002). Esta propriedade do biofilme pode facilitar a nitrificação e desnitrificação no mesmo reator.

3.11. Respirometria

A respirometria é uma ferramenta que possibilita a medição da Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO) exercida pelos microrganismos aeróbios tanto heterotróficos quanto autotróficos nitrificantes. A medição da TCO é realizada através de determinações contínuas ou semi-contínuas (tipo aberto) ou do tipo fechado (manométricos ou volumétricos) para o consumo de oxigênio dissolvido.

Para a investigação experimental foi utilizado um respirômetro do tipo aberto e semi-contínuo, denominado de Beluga modelo S32c, desenvolvido no Departamento de Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Campina Grande – UFCG.

A respirometria tem aplicação crescente no controle e entendimento dos processos biológicos de tratamento de água residuária. Diversos estudos já foram realizados na UFCG com uso da respirometria, como: determinação da influência de interrupções de oxigenação sobre a atividade do lodo ativo (Coura, 2002), avaliação da atividade das bactérias heterotróficas (Rodrigues, 2005; Porto, 2007) e autotróficas nitrificantes (Ferreira, 2002, Souza, 2005; Derks, 2007, Silva Filho; 2009), composição

da matéria orgânica em águas residuárias (Silva, 2003), influência da concentração de oxigênio dissolvido sobre o desempenho de sistemas de lodo ativado tratando efluentes da indústria petroquímica (Medeiros, 2004) e caracterização do mecanismo de remoção biológica de fósforo (Nóbrega, 2009).

O respirômetro realiza o cálculo da TCO através do método clássico. Para tal, é necessário realizar duas etapas de operação no reator, uma de aeração e outra de não aeração, e definir duas referências (inferior e superior) para concentração de OD.

O monitoramento on-line (respirometria) resulta em economia de tempo e financeira, pois é possível obter respostas mais rápidas às situações anormais que possam causar danos irreversíveis aos processos biológicos (GUISASOLA et al., 2007).

As taxas de crescimento dos microrganismos e o consumo de oxigênio estão associados à oxidação do material orgânico e de compostos de nitrogênio. Através da respirometria é possível prever a velocidade com que as reações se desenvolvem frente às diferentes condições impostas aos sistemas de lodos ativados.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Caracterização e local da pesquisa

Foram construídos e monitorados durante o período da pesquisa, cinco sistemas experimentais de tratamento de esgotos sanitários, descritos conforme a Figura 4.0.

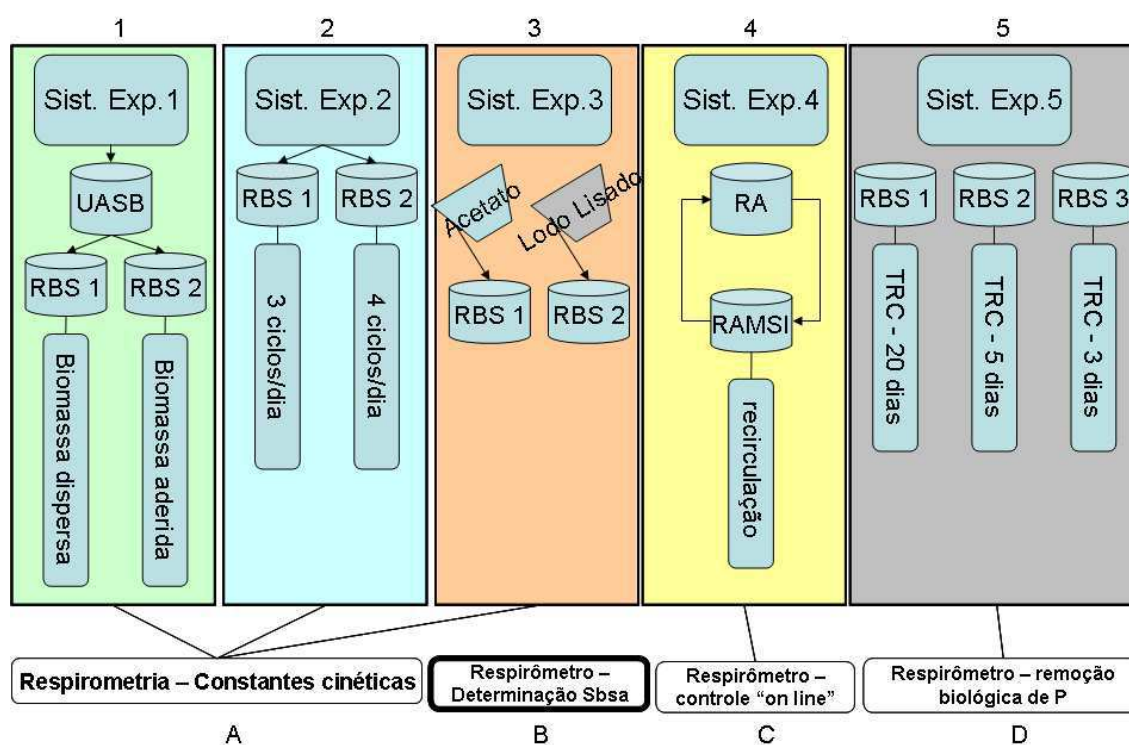


FIGURA 4.0. Descrição geral dos 5 sistemas experimentais de tratamento de esgoto doméstico

Onde:

- 1 – Sistema experimental 1 – Reatores em Bateladas Sequenciais (RBS) tratando efluente de Reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e biomassa aderida (RBS 2);
- 2 – Sistema experimental 2 – Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) tratando esgoto bruto com diferentes ciclos operacionais;
- 3 – Sistema experimental 3 – Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) tratando esgoto bruto com fonte de carbono externa: acetato (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2);
- 4 – Sistema experimental 4 – Reator Combinado Anaeróbico/Aeróbico operado em regime de bateladas com recirculação;
- 5 – Sistema experimental 5 – Reatores em Bateladas Sequenciais tratando esgoto bruto na remoção biológica de fósforo;

- A** – Respirometria aplicada nos sistemas experimentais 1, 2 e 3, na determinação das constantes cinéticas das bactérias heterotróficas e autotróficas;
- B** – Utilização da respirometria na determinação das frações orgânicas biodegradáveis do esgoto doméstico;
- C** – Uso do respirômetro no monitoramento “on line” do sistema experimental 4;
- D** – Uso do respirômetro na verificação do mecanismo de remoção biológica de fósforo do sistema experimental 5.

Os sistemas foram construídos e monitorados na Estação Experimental de Tratamento Biológico de Esgotos Sanitários (EXTRABES), localizada no bairro do Tambor em Campina Grande, numa área pertencente à Universidade Estadual da Paraíba e Universidade Federal de Campina Grande (UEPB/UFCG), com coordenadas geográficas de 07° 14' 22''S e 35° 53'05''W e altitude de 550 m, e onde está instalado o laboratório do grupo de Pesquisa do Programa em Saneamento Básico (PROSAB).

O esgoto afluyente tratado era proveniente da rede coletora de esgotos da Companhia de Água e Esgoto da Paraíba - CAGEPA. O esgoto era bombeado de um ramal do emissário que transporta os esgotos domésticos da cidade de Campina Grande e passa pelo campo experimental da EXTRABES. No bombeamento foi utilizado conjunto moto-bomba do poço de visita para um tanque de armazenamento de capacidade de 2m³. A partir deste, o esgoto era encaminhado por gravidade até um tanque de equalização próximo aos reatores que, por meio de bomba dosadora alimentava os sistemas experimentais.

4.2. Descrição geral dos sistemas

4.2.1. Sistema experimental 1 – Reatores em Bateladas Seqüenciais (RBS) tratando efluente de Reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e biomassa aderida (RBS 2)

O sistema combinado de reator UASB seguido de RBS, foi projetado para tratar esgotos sanitários com vazão diária de 100 litros.

O sistema UASB foi construído em acrílico, com capacidade volumétrica de 8,4 litros, com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 2,6 horas (Figura 4.1a).

Em vidro foram construídos dois reatores de bateladas sequenciais, com forma de paralelepípedo, com 20cm de comprimento, 20cm de largura e 60cm de altura, com volume útil de 16,8 litros (Figura 4.1b e 4.1c). O período de operação do Sistema Experimental 1 foi de aproximadamente 120 dias, compreendidos entre os meses de outubro de 2007 a Fevereiro de 2008.

O RBS 1 foi operado tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa, enquanto que o RBS 2 funcionou com biomassa aderida, utilizando como meio suporte bucha vegetal (*Luffa cylindrica*), a qual ocupou um volume de 8% do reator de batelada. Na base de cada reator foi instalado um difusor de ar para uniformizar a aeração. O desenho esquemático dos reatores UASB e RBSs, expondo os pontos de alimentação, distribuição e descarga do efluente tratado estão representadas na Figura 4.1.

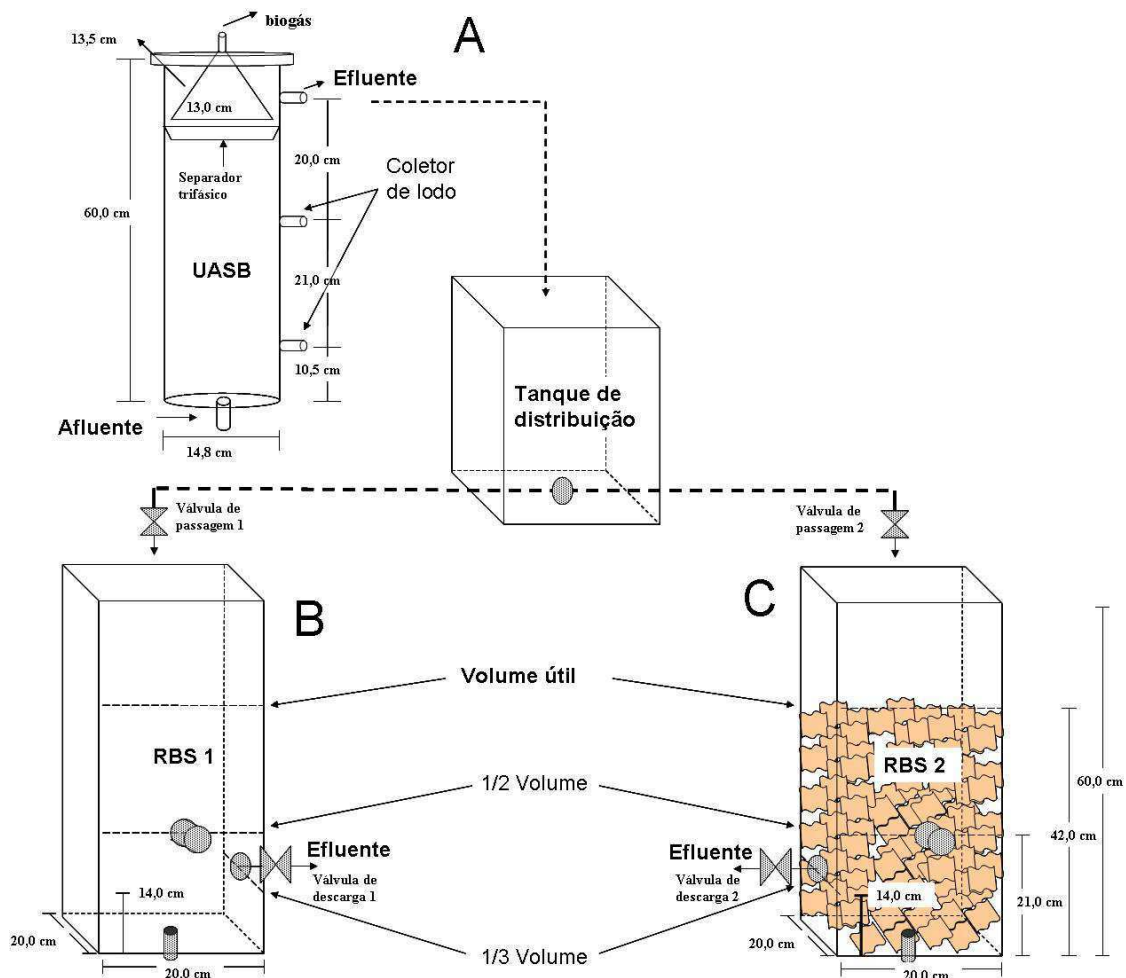


FIGURA 4.1. (A) Esquema do reator anaeróbico (UASB); (B) e (C) Esquema dos reatores em bateladas sequenciais (RBS1 e RBS2), respectivamente

Na Tabela 4.1 estão apresentados alguns parâmetros operacionais utilizados durante a fase experimental para o reator UASB e para ambos os reatores em bateladas seqüenciais.

TABELA 4.1. Parâmetros operacionais aplicados ao Sistema Experimental 1

PARÂMETROS	UASB	RBS 1	RBS 2
Regime	Contínuo	Batelada	Batelada
TRC (d)	90	10	10
Volume de EB tratado (L.dia ⁻¹)	100,8	50,4	50,4
Carga orgânica volumétrica aplicada (gDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	55	12	12
Carga nitrogenada volumétrica aplicada (gN-NTK.m ⁻³ .dia ⁻¹)	6,3	3,1	3,1
Relação (C:N) {DQO:N-NTK}	9:1	4:1	4:1
OD (mg O ₂ .L ⁻¹)	-	3,2 - 4,0	2,5 - 4,5
Temperatura (°C)	25,6	26,3	26,6

O efluente do reator UASB alimentou os sistemas de bateladas seqüenciais com volume de 12,6 litros durante 3 horas. A vazão afluente, a descarga do sobrenadante e o tempo de aeração foram controlados por equipamento eletrônico (temporizador) programados por circuito elétrico.

A Tabela 4.2 apresenta os períodos do ciclo operacional do Reator em Bateladas Seqüenciais. Cada RBS realizou quatro ciclos diários.

TABELA 4.2. Distribuição temporal e operacional utilizado nos RBS para cada ciclo

Períodos	Duração do período (hora)	Tempo de Ciclo (%)
Enchimento	0,25 ⁽¹⁾	4,17
Fase aeróbia	2,75	62,5
Fase Anaeróbia	2,00	
Sedimentação e Repouso	0,75	25,0
Descarga	0,25	4,17
Período de recuperação eletrônica ao próximo ciclo	0,25	4,17
Total	6,00	100

(1): No término do enchimento, inicia-se a aeração.

Os reatores RBS 1 e RBS 2 foram operados com distribuição do efluente do reator UASB de forma intercalada com ajuda de um tanque de equalização (TEq). Os tempos foram assim distribuídos para fornecer efluente advindo do reator UASB aos sistemas em batelada sem perder tempo durante a fase de alimentação, conforme mostrado na Figura 4.2.

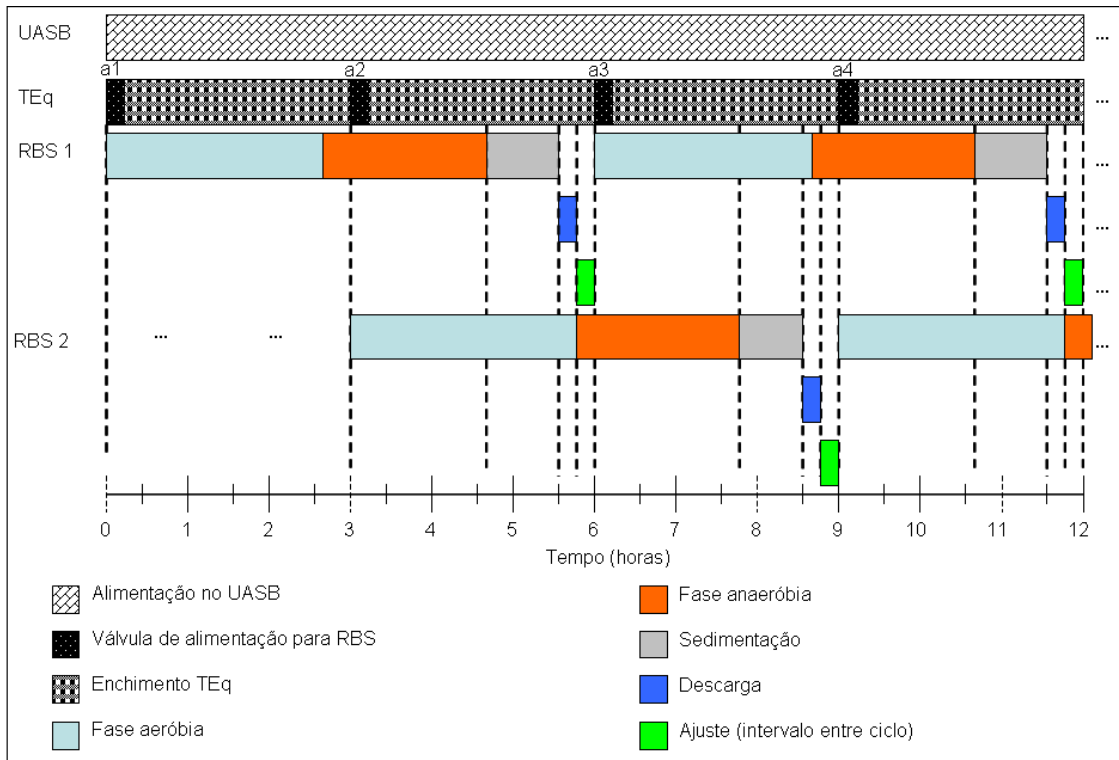


FIGURA 4.2. Cronograma do ciclo experimental aplicado ao tratamento de esgoto bruto usando reator UASB seguido de RBS.

UASB: Com alimentação contínua; **TEq:** no momento **a1** e **a3** a válvula de passagem 1 abre e libera 12,6 litros de efluente anaeróbico para o RBS 1 num intervalo de 15 minutos, e depois fecha, iniciando mais uma fase de enchimento para nova alimentação nos reatores em bateladas; no momento **a2** e **a4** a válvula de passagem 2 abre e libera 12,6 litros de efluente anaeróbico para o RBS 2 num intervalo de 15 minutos, e depois fecha para continuar armazenando efluente para o próximo RBS.

Meio Suporte *Luffa cylindrica* para Formação de Biofilme

Neste sistema experimental, inicialmente desejou-se estudar o desempenho de um meio suporte natural, a bucha vegetal *Luffa cylindrica* sem epiderme. A bucha vegetal utilizada para formação do biofilme foi cortada em fragmentos com diâmetros de 3 a 3,5 cm e 5cm de comprimento (Figura 4.3). Esse material apresenta alta área superficial em torno de 850 a 1000 m².m⁻³, com capacidade de preenchimento de 100% no reator. Esse meio suporte apresentou um volume de vazio de 92%.

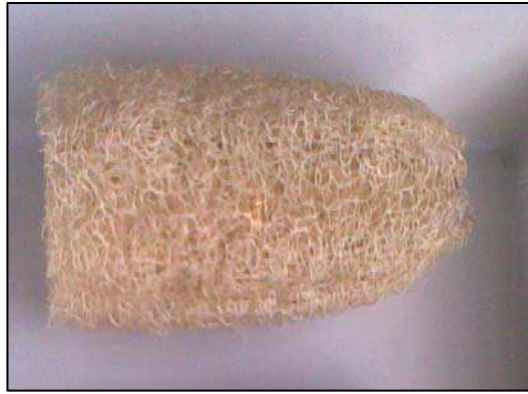


FIGURA 4.3. Material suporte (bucha vegetal – *Luffa cylindrica*) utilizado no experimento

4.2.2. Sistema experimental 2 – Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS) tratando esgoto bruto com diferentes ciclos operacionais

Foram operados dois sistemas aeróbios em escala piloto com as mesmas dimensões e com configuração em bateladas seqüenciais (RBS). Os reatores foram construídos de vidro, com volume útil de 16,8 litros (Figura 4.4).

Ambos os sistemas trataram o mesmo volume de esgoto por ciclo, correspondente a $8,4 \text{ L.ciclo}^{-1}$. O RBS 1 foi operado com $3 \text{ ciclos.dia}^{-1}$ com duração de 8 horas cada, enquanto que o RBS 2 operou com $4 \text{ ciclos.dia}^{-1}$ com duração de 6 horas cada.

A duração da fase de operação do sistema experimental 2 foi de 160 dias, compreendidos entre os meses de abril a agosto de 2008.

Ambos os reatores com configurações diferentes funcionaram com ciclos operacionais controlados por temporizadores analógicos. As configurações operacionais são apresentadas na Tabela 4.3.

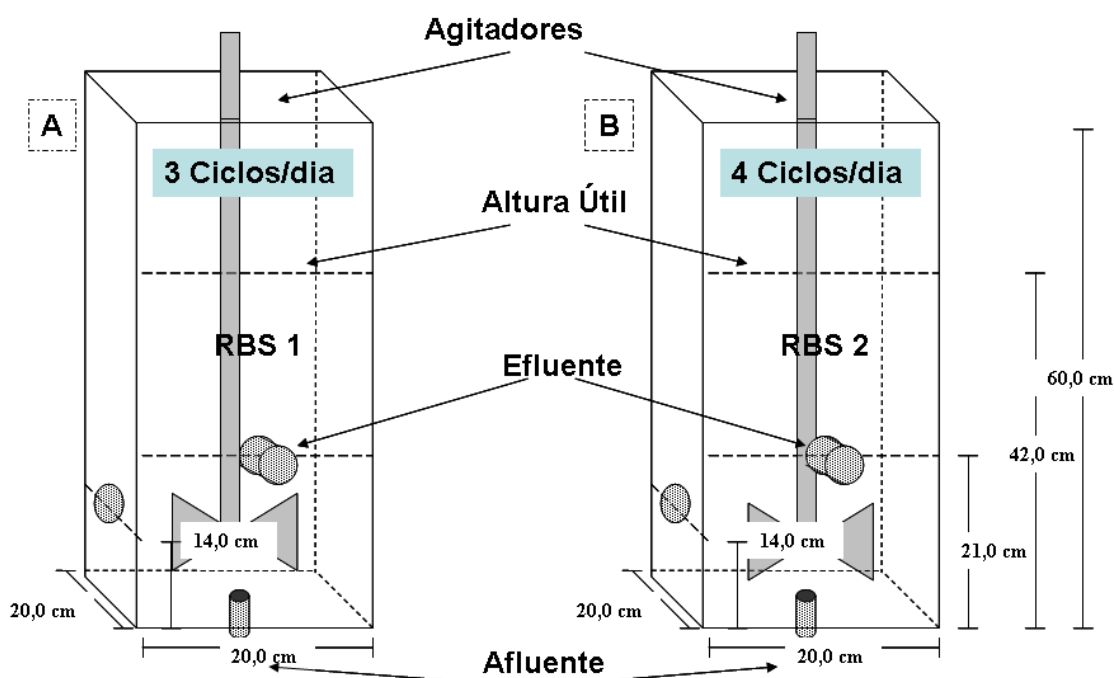


FIGURA 4.4. Dimensão dos RBS: (A) Reator operado com 3 ciclos.dia⁻¹; (B) Reator operado com 4 ciclos.dia⁻¹

TABELA 4.3. Distribuição temporal dos ciclos aplicados aos dois reatores em bateladas sequenciais estudados no Sistema Experimental 2

RBS 1		RBS 2	
Tempo (h)	Fase	Tempo (h)	Fase
0,25	Alimentação ¹	0,25	Alimentação ³
1,50	Anaeróbia (Agitação Mecânica)	2,25	Anaeróbia (Agitação Mecânica)
1,75	Aeróbia (Agitação Mecânica)	2,50	Aeróbia (Agitação Mecânica)
1,75	Anóxica/Anaeróbia (Agitação Mecânica) ²	0,50	Sedimentação
1,75	Aeração (Agitação Mecânica)	0,25	Descarga
0,50	Sedimentação	0,25	Ajuste
0,25	Descarga		
0,25	Ajuste		
8,00	Tempo total do ciclo	6,00	Tempo total do ciclo

¹Nesse momento apenas ½ da alimentação é fornecida (4,2L)

²Fornecida a segunda parte da alimentação (4,2L)

³Toda a alimentação é fornecida (8,4L)

A finalidade de atribuir duas etapas de alimentação no RBS1 foi de promover a desnitrificação das formas oxidadas de nitrogênio produzido na primeira etapa de alimentação, com a DQO fornecida pela segunda etapa de alimentação.

Na Figura 4.5 apresenta-se a configuração operacional aplicada nos diferentes ciclos atribuídos aos sistemas estudados, RBS 1 e RBS 2.

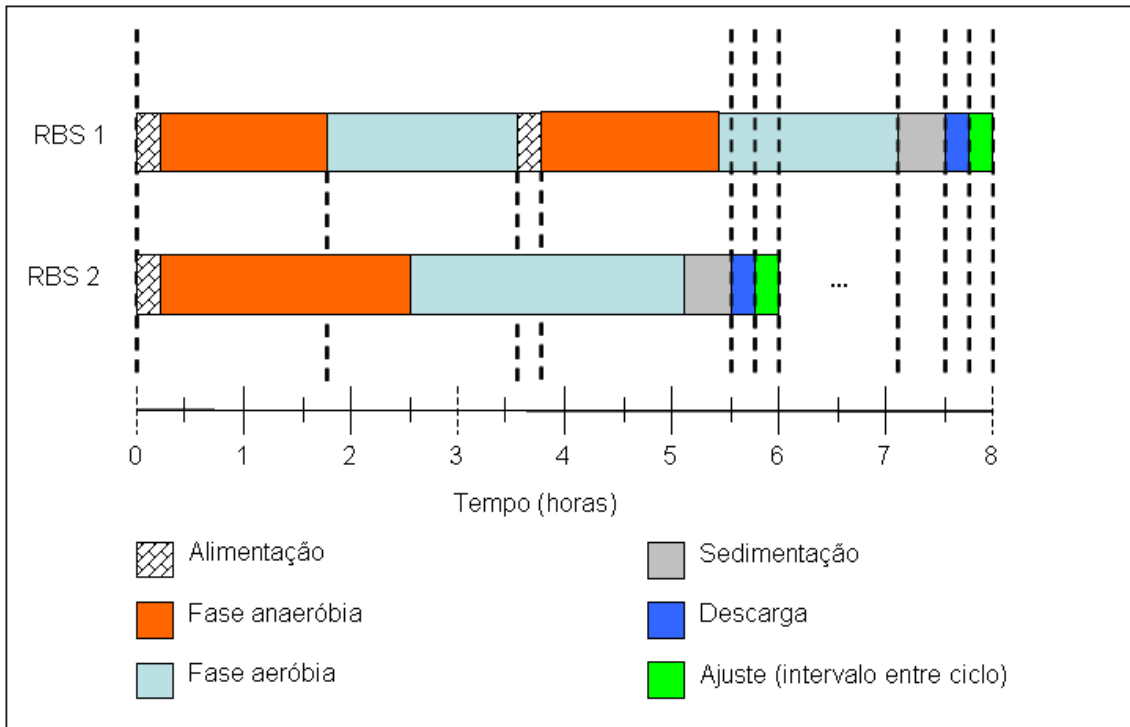


FIGURA 4.5. Cronograma de um ciclo operacional aplicado ao tratamento de esgoto bruto usando reatores em bateladas seqüenciais com variação no ciclo operacional.

A Tabela 4.4 mostra alguns parâmetros operacionais importantes aplicados durante a fase experimental, para os dois sistemas em bateladas seqüenciais.

TABELA 4.4. Parâmetros operacionais utilizados no Sistema Experimental 2

PARAMÊTROS	RBS 1	RBS 2
OD (mg O ₂ .L ⁻¹)	2,5 – 3,1	2,2 – 3,0
Temperatura (°C)	26,1	26,3
Volume de EB Tratado (L.dia ⁻¹)	25,2	33,6
Carga orgânica volumétrica aplicada (gDQO.m ⁻³ .dia ⁻¹)	11	15
Carga nitrogenada volumétrica aplicada (gN-NTK.m ⁻³ .dia ⁻¹)	1,2	1,6
Relação (C:N) {DQOt:N-NTK} (EB)		9:1
TRC (dias)		10

4.2.3. Sistema experimental 3 – Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS) tratando esgoto bruto com fonte de carbono externa: acetato (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

Foram operados dois sistemas aeróbios em escala piloto, os mesmos utilizados no Sistema Experimental 2, com configuração em bateladas seqüenciais (RBS). Os reatores foram construídos de vidro, com volume útil de 20 litros (Figura 4.6). Ambos

os sistemas trataram o mesmo volume de esgoto por ciclo, correspondente a 12,0 L.ciclo⁻¹, e foram operados com 3 ciclos.dia⁻¹ com duração de 8 horas cada.

No RBS 1 foi utilizado fonte de carbono externa equivalente a 200 mg DQO.L⁻¹, na forma de acetato de sódio, enquanto que no RBS 2 a fonte de carbono foi o lodo de descarte do próprio sistema aeróbio.

O lodo de descarte utilizado sofreu lise celular induzida (lodo lisado), por meio de reação ácido-base. Foi utilizada uma solução ácida de HCl (1N) para diminuição do pH (pH 4), até o momento em que as bactérias presentes no lodo não apresentavam consumo de oxigênio. Esse consumo foi medido pelo respirômetro, expresso pela Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO). Depois de confirmada a inativação, o pH do lodo era ajustado para valores próximo a neutralidade com solução alcalina de NaOH (1N), e depois utilizado no sistema de tratamento como fonte de carbono.

A finalidade do retorno do lodo foi proporcionar um destino final mais adequado a esse lodo e, conseqüentemente, usar o lodo lisado como fonte de carbono para os processos de desnitrificação e remoção de fósforo, buscando comparar sua eficiência frente ao uso de fonte externa de carbono. Foram utilizados cerca de 2 litros de licor misto (do dia anterior) para inativação, e esse volume era distribuído ao longo dos três ciclos diários.

Na Figura 4.6 são apresentadas as fontes de alimentação e de descarga do efluente tratado, bem como a distribuição temporal (Tabela 4.5) e o cronograma dos ciclos operacionais atribuídos aos processos de adição dos substratos (Figura 4.7).

Todos os processos como alimentação, adição de substrato, período de aeração, período de agitação, sedimentação e descarga foram controlados por temporizadores analógicos.

A duração da fase de operação do Sistema Experimental 3 foi de 40 dias, compreendidos entre os meses de setembro a novembro de 2008.

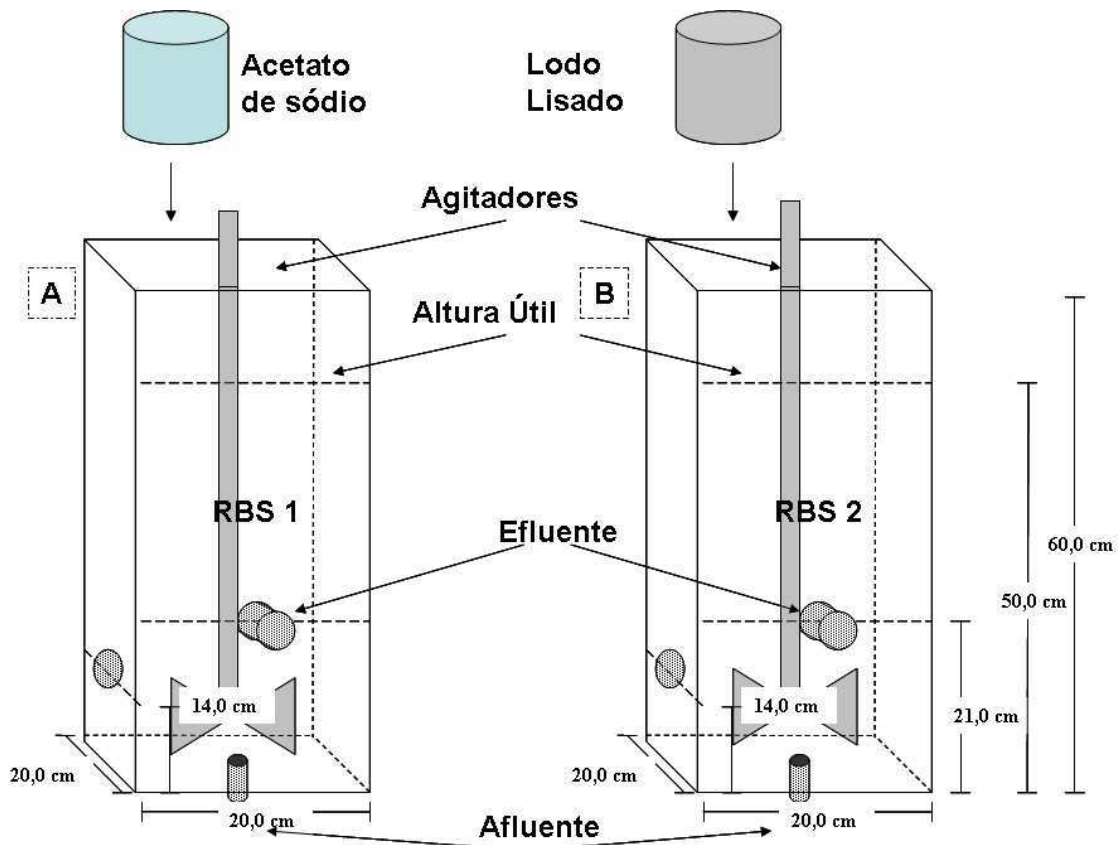


FIGURA 4.6. Dimensão dos RBS: (A) Reator operado com fonte de carbono externa: (A) acetato de sódio e; com lodo aeróbio lisado.

TABELA 4.5. Distribuição temporal dos ciclos aplicados aos dois reatores em bateladas sequenciais no Sistema Experimental 3

Períodos	Duração do período (hora)	Tempo de Ciclo (%)
Alimentação (na 1 ^ª h) e fase aeróbia (junto com a fase de alimentação)	2,0	25,00
Ajuste prévio do substrato	0,25	3,125
Alimentação com substrato	0,25	3,125
Fase anaeróbia	2,25	28,125
Fase aeróbia	2,25	28,125
Sedimentação e Repouso	0,70	8,750
Descarga	0,25	3,125
Período de recuperação eletrônica ao próximo ciclo	0,05	0,625
Total	8,00	100

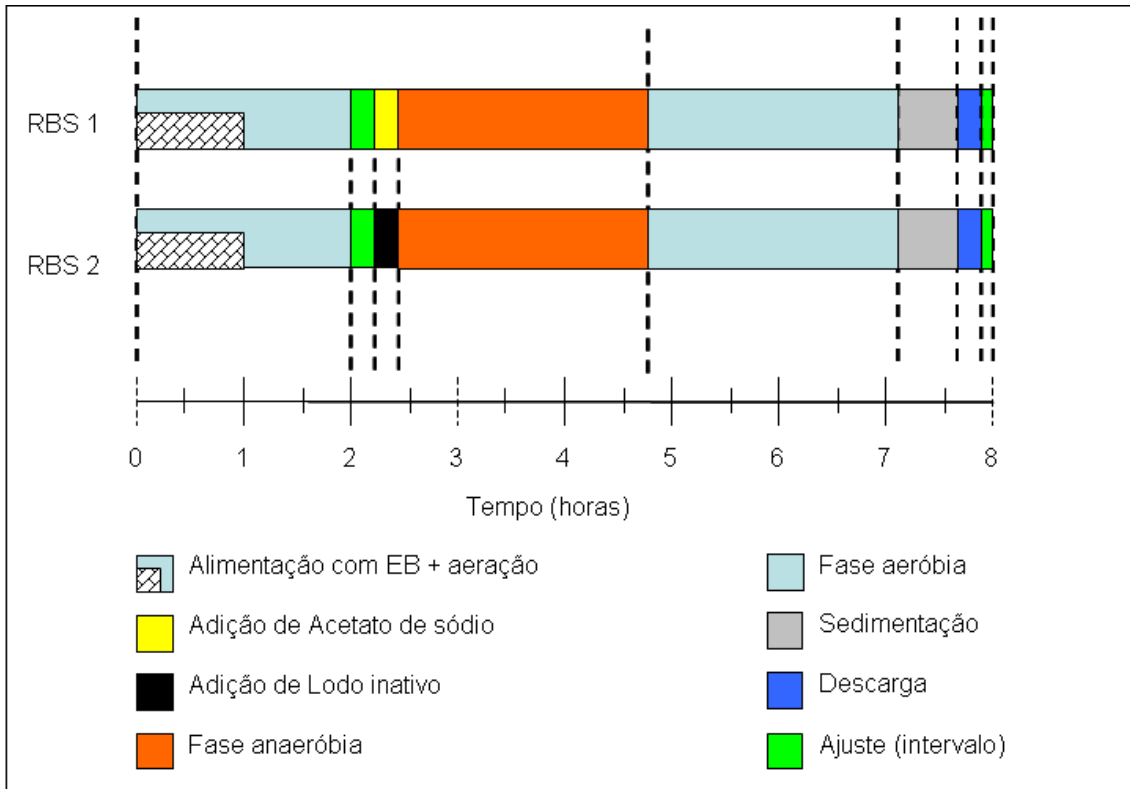


FIGURA 4.7. Cronograma de um ciclo operacional aplicado ao tratamento de esgoto bruto usando fonte de carbono externa: acetato (RBS 1) e lodo aeróbico lisado (RBS 2)

4.2.4. Sistema experimental 4 – Reator Combinado Anaeróbio/Aeróbio operado em regime de bateladas com recirculação

O sistema é composto de um reator anaeróbio (RA) de fluxo ascendente e manta de lodo com baixíssima agitação interna (3 rpm) e de um Reator Aeróbio com Meio suporte Submerso Imobilizado (RAMSI) (Figura 4.8).

O RA foi construído de PVC com formato cilíndrico e foi inoculado com 1,5 litros de lodo anaeróbio do sistema em funcionamento no local de pesquisa. O RAMSI foi construído de acrílico em na parte interna continha um recipiente que sustentava o meio suporte sintético (esponja sintética com abrasivo) para que não houvesse flutuação do mesmo e para que se mantivesse totalmente submerso em contato com o líquido (Figura 4.9).

A duração da fase de operação do Sistema Experimental 4 foi de 160 dias, compreendidos entre os meses de janeiro a junho de 2009.

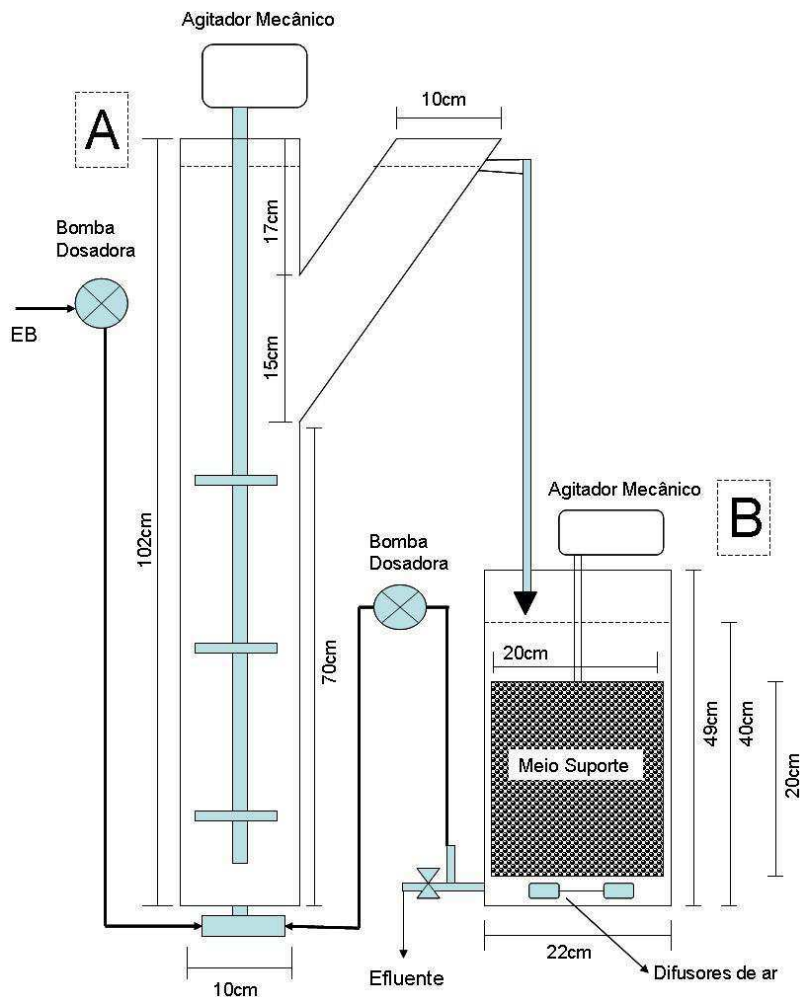


FIGURA 4.8. Dimensão do: (A) Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo com agitação mecânica – RA; (B) Reator Aeróbio com Meio suporte Submerso Imobilizado – RAMSI.

O Sistema Experimental 4 foi programado para funcionar em bateladas seqüenciais com ciclos de 12 horas cada e, portanto, 2 ciclos.dia⁻¹. A configuração operacional do sistema com o tempo de duração dos períodos expresso em horas está apresentada na Figura 4.10. No reator RAMSI foi instalado um difusor de ar em sua parte inferior que uniformizou a aeração. O meio suporte com matrizes cúbicas de bucha sintética de aproximadamente 2 cm³ ficou imobilizada numa cesta de metal cilíndrica conectada a um agitador mecânico, o qual foi responsável pela homogeneização no sistema.

As configurações operacionais são apresentadas na Tabela 4.6.

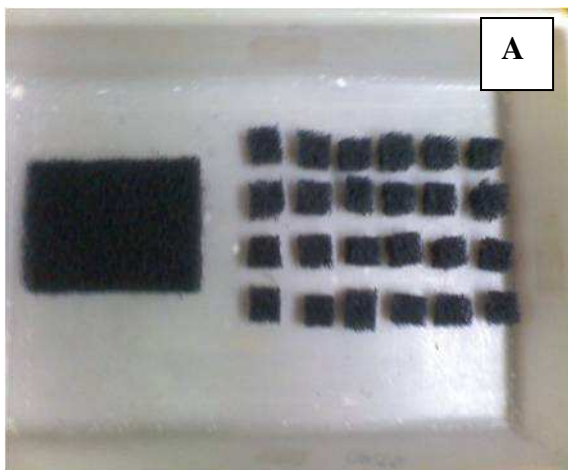


FIGURA 4.9. (A) Corte da esponja sintética para utilização como meio suporte (B) Fixação da esponja sintética no interior do reator em um recipiente fechado e conectado ao agitador mecânico.

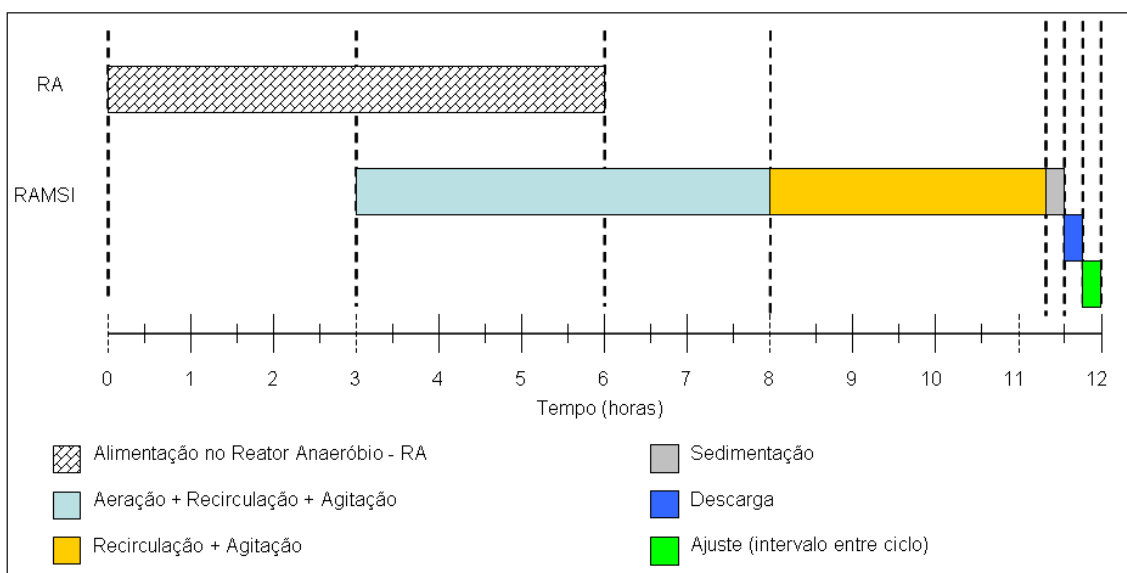


FIGURA 4.10. Cronograma da distribuição temporal das fases operacionais do sistema combinado RA + RAMSI.

Procedimento de alimentação e recirculação do sistema combinado

- (1) o reator anaeróbio (RA) foi alimentado com esgoto bruto (EB) pela parte inferior do sistema;
- (2) o efluente digerido advindo do RA alimentava o reator aerado – RAMSI (sistema com meio suporte e aerado);
- (3) o efluente contido no sistema de lodo ativado era mantido aerado e recirculando pelo RA, introduzido simultaneamente pela parte inferior;

(4) o volume recirculado foi 2 vezes o volume afluyente do RA, compreendendo *Afluyente-Recirculação 1:2*.

(5) depois de finalizado o tempo de recirculação, o efluente do RAMSI foi decantado e descartado como efluente final.

TABELA 4.6. Distribuição temporal dos ciclos aplicados aos reatores combinados RA + RAMSI

Períodos	Duração (hora)	Tempo de Ciclo (%)
Alimentação de EB no Reator Anaeróbio (RA)	3,0	25,000
Alimentação de EB no RA + Aeração e Recirculação do RAMSI para o RA + agitação em ambos os reatores	3,0	25,000
Aeração e Recirculação do RAMSI para o RA + agitação em ambos os reatores	2,0	16,667
Recirculação do RAMSI para o RA + agitação em ambos os reatores	3,25	28,750
Sedimentação e Repouso	0,25	2,083
Descarga	0,25	2,083
Período de recuperação eletrônica ao próximo ciclo	0,25	0,417
Total	12,00	100

A Tabela 4.7 mostra alguns parâmetros operacionais importantes utilizados durante o estudo realizado com os reatores combinados RA + RAMSI.

TABELA 4.7. Parâmetros operacionais utilizados no Sistema Experimental 4

Parâmetros	RA	RAMSI
TRC (dia)	90	10
TDH (h)	4,0	3,0
OD (mg O ₂ .L ⁻¹)	-	2,8 – 3,6
Temperatura (°C)	25,8	26,0
Carga orgânica volumétrica aplicada (gDQO.m ⁻³ .dia ⁻¹) (EB)		5,9
Carga nitrogenada volumétrica aplicada (gN-NTK.m ⁻³ .dia ⁻¹) (EB)		1,1
Relação (C:N) {DQO:t:N-NTK} (EB)		5:1
Volume de EB Tratado (L.dia ⁻¹)		25,2

4.2.5. Sistema experimental 5 – Reatores em Bateladas Sequenciais tratando esgoto bruto na remoção biológica de fósforo

Na pesquisa foram utilizados 3 reatores em bateladas sequenciais (RBS) construídos de PVC, com forma cilíndrica (Figura 4.11), tratando diferentes volumes de esgoto sanitário bruto, intercalando fases anaeróbias e aeróbias com baixa concentração de oxigênio dissolvido ($0,5 - 1,2 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$). Na Tabela 4.8 são apresentados os parâmetros de monitoramento utilizados durante o período experimental.

TABELA 4.8. Parâmetros operacionais relevantes dos reatores estudados no processo de remoção de fósforo.

PARÂMETROS	R1	R2	R3
TRC (dia)	20	5	3
Batelada (dia^{-1})	3	3	3
Volume útil (L)	9	28,5	28,5
Volume de EB tratado ($\text{L}\cdot\text{dia}^{-1}$)	9	35,1	35,1
Carga orgânica volumétrica aplicada ($\text{gDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$) (EB)	3,8	17	19
Carga nitrogenada volumétrica aplicada ($\text{gN-NTK}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$) (EB)	0,4	2,2	2,6
Carga de fósforo volumétrica aplicada ($\text{gPt}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$) (EB)	0,06	0,305	0,319
Relação C:N:P {DQOt:N-NTK:Pt} (EB)	65:7:1	56:7:1	61:8:1
Descarte de lodo ($\text{L}\cdot\text{dia}^{-1}$)	0,45	5,7	9,5
OD ($\text{mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$)	0,5 - 1,0	0,5 - 1,2	0,5 - 1,2
Tempo de operação (dias)	45	35	35

Onde: R1: Reator 1; R2: Reator 2; R3: Reator 3

Foram realizados testes no sistema experimental de reatores em batelada “*in loco*” utilizando como fonte de carbono esgoto bruto e testes de bancada com a utilização da respirometria, usando como substrato orgânico acetato de sódio, com a adição de fósforo em solução.

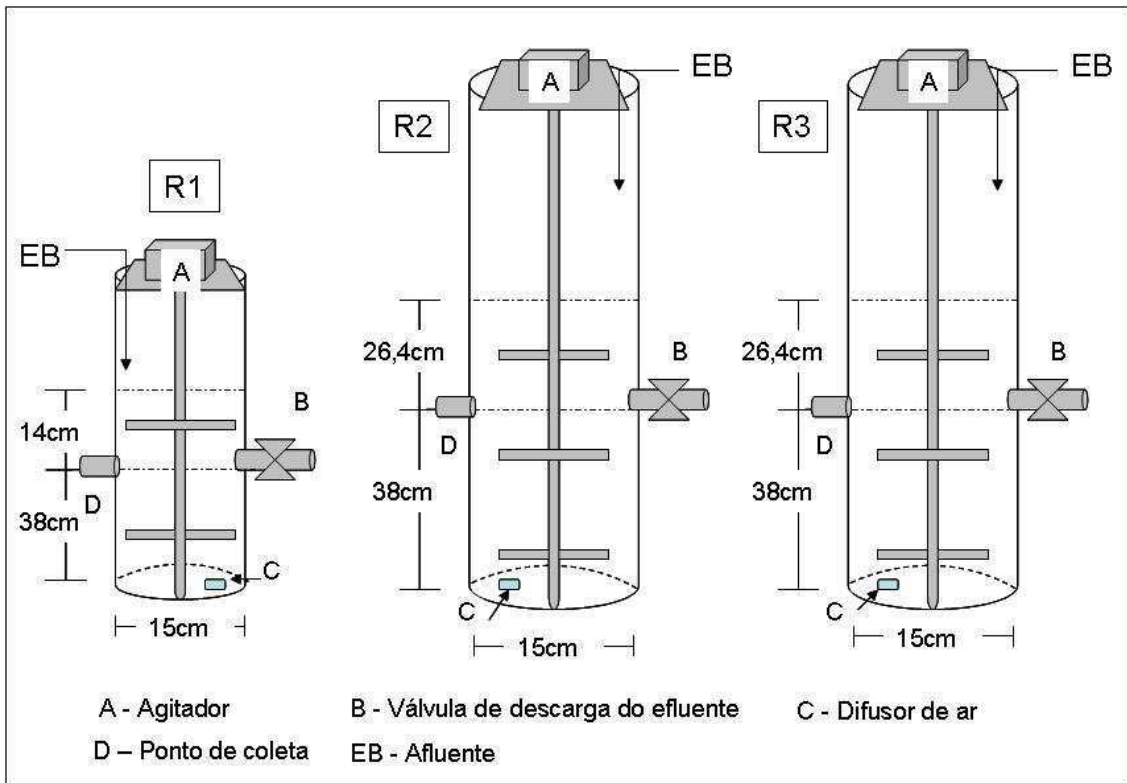


FIGURA 4.11. Configuração dos 3 Reatores em Bateladas Sequenciais, utilizados na remoção biológica de fósforo

Monitoramento “*in loco*” do teste nos reatores R1, R2 e R3

O R1 foi monitorado com distribuição de duas fases aeróbias intercaladas com uma fase anaeróbia com 15 minutos de alimentação nas Fases 1 e 2 (Figura 4.12). Os tempos foram assim distribuídos para favorecer a nitrificação na Fase 1 (fase aeróbia) e a desnitrificação com liberação de fósforo na Fase 2 (fase anaeróbia) e, para que ocorresse a assimilação do fósforo na Fase 3 (fase aeróbia).

Para cada ciclo operado nos sistemas R2 e R3 foram efetuadas duas repetições das fases anaeróbias e aeróbias denominadas respectivamente de Fases 1, 2, 3 e 4, conforme Figura 4.12. A repetição dessas fases teve o objetivo de promover melhor assimilação de fósforo, buscando melhor remoção.

Foram realizados perfis de concentrações de $P-PO_4^{3-}$, $N-NO_3^-$ e DQO com a biomassa dos 3 reatores. Esses testes serviram para avaliar o comportamento do sistema ao longo do processo, em que foram coletadas amostras do início até o final do teste, sendo divididas em quatro fases.

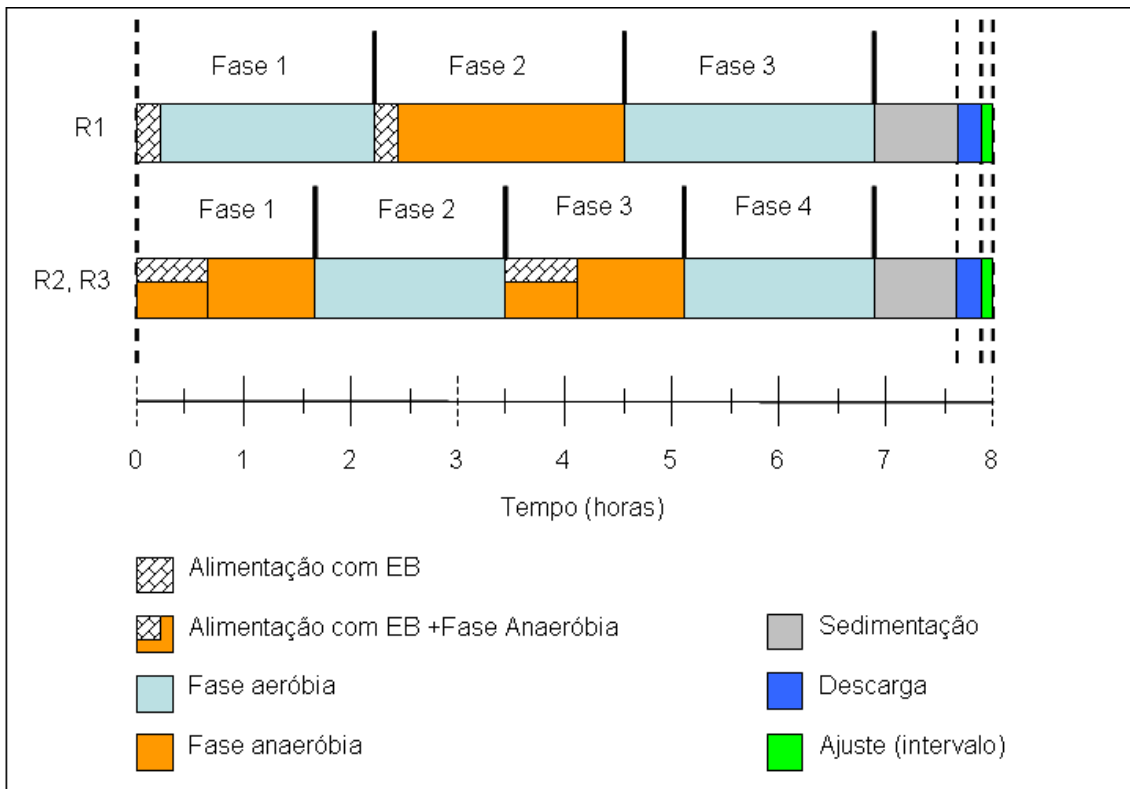


FIGURA 4.12. Cronograma da distribuição temporal das fases operacionais do sistema R1, R2 e R3 tratando esgoto bruto para remoção de fósforo.

A coleta das amostras no sistema R1 foi realizada em três fases:

- Fase endógena – considerada no início de cada ciclo, entendendo-se que a curva de crescimento bacteriano se encontrava na fase de respiração endógena. Nesta fase foi coletada a 1ª amostra;
- Fase de alimentação (1 e 2) – com duração de 15 minutos, apenas uma amostra coletada no final da alimentação;
- Fase aeróbia (Fase 1 e Fase 3) – compreendeu um período de 120 minutos, com coletas de amostras em intervalos de 30 minutos;
- Fase anaeróbia (Fase 2) – coleta de 4 amostras em intervalos de 30 minutos após a alimentação com EB.

As coletas das amostras nos sistemas R2 e R3 foram realizadas em quatro fases:

- Fase endógena – procedimento igual ao realizado no R1, em que foi coletada 1 amostra inicial;

b) Fase de alimentação (1 e 2) – com duração de 45 minutos, as coletas de amostras foram feitas regularmente a cada 15 minutos;

c) Fase anaeróbia (Fase 1 e Fase 3) – compreendeu o período de 45 minutos da fase de alimentação mais 60 minutos da fase de hidrólise. Na fase de hidrólise foram coletada 2 amostras a cada 30 minutos;

d) Fase aeróbia (Fase 2 e Fase 4) – com duração de 105 minutos, foram coletadas 2 amostras em intervalos de 30 minutos e uma amostra final após 45 minutos.

4.3. Uso da respirometria na obtenção de dados estequiométricos e cinéticos do processo de remoção de nutrientes

4.3.1. Equipamentos utilizados no teste respirométrico

As concentrações de OD de referências mínima e máxima usadas foram de 1,0 e 3,0 mg.L⁻¹. Os valores de referência foram escolhidos de acordo com a resposta metabólica do lodo, para que não houvesse erro na leitura da TCO.

O material utilizado nos testes respirométricos era: a) CPU (Central Processing Unit) contendo o software RespS32c e seus periféricos (monitor, mouse, teclado); b) respirômetro Beluga com saída para a CPU, aerador e entrada para o eletrodo de OD; c) aerador com pedra porosa; d) eletrodo de oxigênio (Mod. YSI 5718); e) recipiente com capacidade para 2 litros; f) agitador magnético com haste magnética, para manter o lodo em suspensão (Figura 4.13).



FIGURA 4.13. Equipamentos utilizados para a realização dos testes respirométricos

Na Figura 4.14 se apresenta um respirograma gerado pelo conjunto (software RespS32c – respirômetro Beluga) durante um teste respirométrico realizado com uma batelada de lodo aeróbio, no qual foram utilizados três diferentes substratos: acetato de sódio, cloreto de amônia e nitrito de sódio.

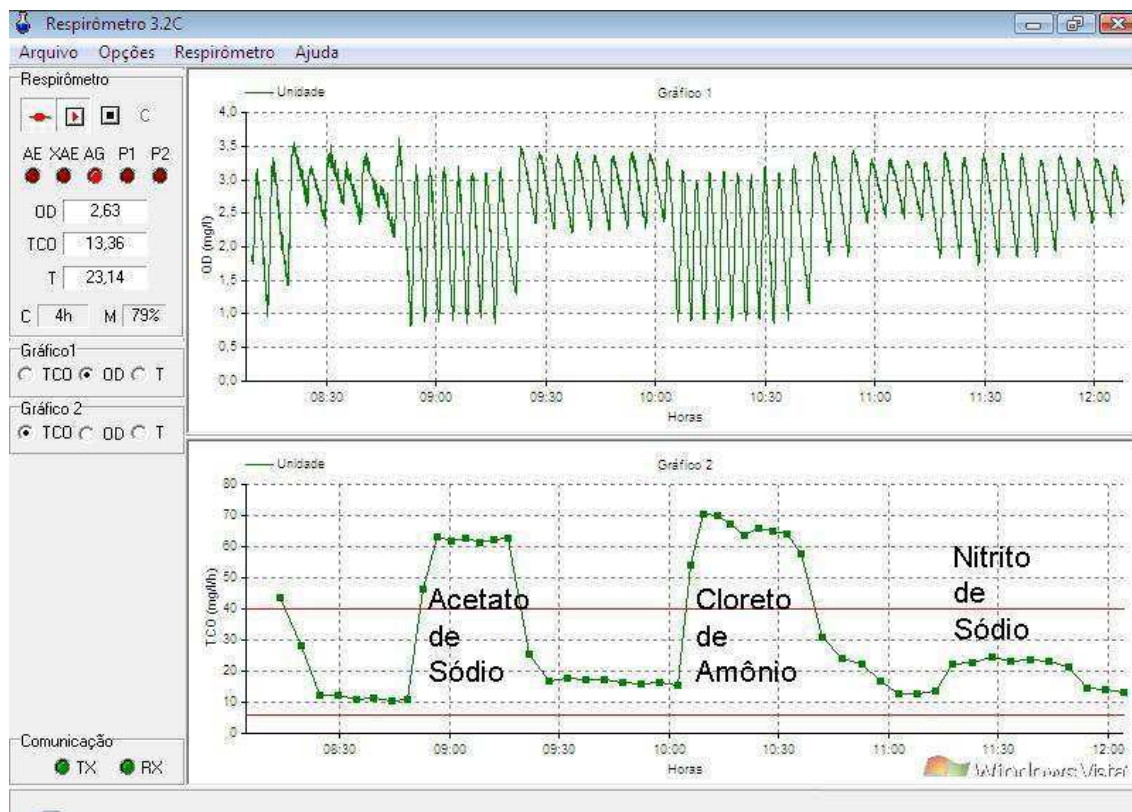


FIGURA 4.14. Representação dos perfis da concentração de OD e da TCO, obtidos pelo respirômetro Beluga, durante um dos testes realizados usando-se três diferentes substratos

A tela apresenta duas janelas. Na janela superior, vê-se o gráfico da concentração de OD, traçado a partir dos dados de OD medidos durante os períodos com aeração (quando atingida a concentração limite superior de OD) e os sem aeração (quando a concentração de OD era reduzida até atingir o limite inferior). Na janela inferior, vêem-se os valores da TCO calculados pelo software RespS32c do respirômetro Beluga.

Os dados pontuais da temperatura do licor misto, da concentração de OD e da TCO foram armazenados e executados em planilhas eletrônicas do Excel para os cálculos cinéticos.

4.3.2. Testes Respirométricos

Para avaliar o comportamento dos sistemas de lodo ativado foram realizados testes respirométricos aos quais associados a testes analíticos permitiram avaliar os processos biológicos estudados.

O RespS 3.2c armazena no microcomputador os dados de oxigênio dissolvido (OD) e temperatura (T) e calcula a Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO) através de regressão linear, expressa pela Equação (4.1):

$$TCO = (dOD/dt) = (OD_{\max} - OD_{\min})/\Delta t \quad (4.1)$$

TCO: Taxa de Consumo de Oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)

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

OD_{\min} : concentração de oxigênio dissolvido de referência inferior ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$)

Δt : variação do tempo (h)

4.3.3. Determinação das constantes cinéticas para bactérias heterotróficas e autotróficas

4.3.3.1. Bactérias autotróficas

Na determinação da taxa específica de crescimento foi utilizada a equação de Monod, Equação (4.2).

$$\mu = \mu_m [S/(S+K_s)] \quad (4.2)$$

μ : taxa de crescimento específica (dia^{-1});

μ_m : taxa de crescimento específica máxima (dia^{-1});

K_s : constante de meia saturação (K_a para as nitrificantes e K_n para as nitrificadoras);

S: concentração do substrato ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)

Se a quantidade de substrato adicionada for muito grande ($S \gg K_s$), o valor de μ é igual ao valor de μ_m , sendo μ_m determinado através da respirometria, conforme a Equação (4.3) (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007).

$$\mu_m = (Y * r_{max}) / X_n \quad (4.3)$$

Y: coeficiente de rendimento das bactérias (0,1 mgX_N.mgN⁻¹ para autotróficas);
r_{max}: taxa máxima de consumo do substrato (mgS.L⁻¹.h⁻¹), determinada através da TCO;
X_n: concentração ativa das bactérias (X_N para autotróficas, mgX.L⁻¹).

As Equações (4.4) e (4.5), expressam a taxa de utilização máxima dos substratos, segundo dados teóricos de lodo ativado expressos por VAN HAANDEL; MARAIS, (1999):

$$r_{n,(BAN)}: TCO_n / 4,57 \quad (4.4)$$

$$r_{n,(BAN)}: TCO_n / 1,14 \quad (4.5)$$

r_{n,(BAN)}: taxa de utilização máxima da amônia e do nitrito gerado (mgNH₄.mgX_n⁻¹.dia⁻¹)
r_{n,(BAN)}: taxa de utilização máxima do nitrito (mgNH₄.mgX_n⁻¹.dia⁻¹)
TCO_n: TCO total devido à nitrificação (mgO₂.L⁻¹.h⁻¹)

Os denominadores das Equações (4.4) e (4.5), representam o consumo estequiométrico de oxigênio por mol do substrato considerado (4,57 para amônia e 1,14 para nitrito).

A concentração das bactérias foi determinada pela Equação (4.6)

$$X_n = [Y_N R_S / (1 + b_N R_S)] * N_c / R_h \quad (4.6)$$

X_n: concentração das bactérias autotróficas nitrificantes (mgX_n.L⁻¹)
Y_n: coeficiente de rendimento das bactérias (0,1 mgX_n.mgN⁻¹ para autotróficas)
R_S: idade de lodo (dia)
b_n: constante de decaimento endógeno (b_n = 0,04*1,04^(t-20), onde t = temperatura de operação (dia⁻¹)) (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007)
N_c: concentração de amônia nitrificada (mgN.L⁻¹)
R_h: tempo de detenção hidráulica (dia)

Para se determinar a concentração de amônia nitrificada (N_C) se fez uso das Equações (4.7) e (4.8)

$$N_c = N_{ta} - N_{te} - N_l \quad (4.7)$$

$$N_l = (f_n X_v R_h) / R_s \quad (4.8)$$

N_{ta} : concentração de N-NTK afluyente (mgN.L^{-1})

N_{te} : concentração de N-NTK efluyente (mgN.L^{-1})

N_l : concentração de N-NTK necessário para produção de lodo (mgN.L^{-1})

f_n : fração de nitrogênio em lodo volátil = 10% = 0,1 g.gSSV^{-1}

X_v : concentração de sólidos suspensos voláteis no licor misto (gSSV.L^{-1})

4.3.3.2. Bactérias heterotróficas

Na determinação da taxa de crescimento das bactérias heterotróficas, pode-se inicialmente calcular a concentração dessas bactérias, conforme Equação (4.9):

$$X_a = [(1 - f_{us} - f_{up}) Y_h R_s / (1 + b_h R_s)] S_{ta} / R_h \quad (4.9)$$

X_a : concentração das bactérias heterotróficas (lodo ativo – mg.L^{-1})

S_{ta} : DQO do afluyente (mg.L^{-1})

f_{us} : fração não biodegradável e solúvel

f_{up} : fração não biodegradável e particulado = 0,02 (MARAIS; EKAMA, 1976)

R_s : idade de lodo (dias)

R_h : tempo de permanência (dia^{-1})

Y_h : coeficiente de rendimento = 0,45 $\text{mgX}_a.\text{mgDQO}^{-1}$ (MARAIS; EKAMA, 1976)

b_h : constante de decaimento das heterotróficas = $0.24 * 1.04^{(t-20)}$ (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2007)

A expressão da utilização de material orgânico solúvel pelas bactérias heterotróficas é dada pela equação de Monod:

$$r_{us} = K_{ms} * [S_{bs} / (S_{bs} + K_{ss})] X_a \quad (4.10)$$

r_{us} : taxa de utilização do substrato (dia^{-1})

S_{bs} : concentração de material orgânico solúvel e biodegradável (mg.L^{-1})

K_{ms} : constante de utilização de S_{bs} ($\text{mg.L}^{-1}.\text{dia}^{-1}$)

K_{ss} : constante de meia saturação (mg.L^{-1})

A constante de meia saturação indica qual a concentração da DQO quando a taxa de utilização é a metade da taxa máxima. A taxa máxima ocorre quando há muito material orgânico (Equação 4.11) e:

$$S_{bs}/(S_{bs}+K_{ss}) \approx 1 \quad (4.11)$$

Logo, a expressão de Monod se simplifica (Equação 4.12):

$$r_{us} = K_{ms}X_a \quad (4.12)$$

Marais e Ekama (1976) mostraram que na utilização do substrato orgânico, 2/3 formam nova massa de bactérias (anabolismo) e 1/3 é oxidado (catabolismo). Desse modo correlacionaram a taxa de utilização à taxa de utilização máxima (TCO_{exo}), de acordo com a Equação (4.13):

$$K_{ms} = 3*\text{TCO}_{\text{exo}}/X_a \quad (4.13)$$

Com o coeficiente de crescimento de rendimento ($Y_h = 0,45 \text{ mgDQO.mgX}_a^{-1}$) a taxa máxima de crescimento (μ_m) das bactérias é dada por (Equação 4.14):

$$\mu_m = Y_h * K_{ms} \quad (4.14)$$

4.3.4. Procedimento dos testes respirométricos

4.3.4.1. Procedimento utilizado durante os testes respirométricos para avaliar o grupo de bactérias autotróficas e heterotróficas

- 1) Inicialmente o respirômetro era ligado e após 10 minutos o equipamento passava por uma calibração do eletrodo de OD, aferindo à valor de oxigênio de saturação em função da temperatura ambiente e altitude local;
- 2) Uma amostra de licor misto (1 litro) era submetida à agitação e aeração controladas pelo respirômetro. Quando todo o substrato disponível no licor misto era consumido, estabelecia-se uma TCO contínua e mínima (TCO endógena - TCO_{end}), que correspondia à respiração endógena;
- 3) Nesse momento era adicionado o substrato específico para determinação das constantes cinéticas do grupo de bactérias testadas. Adicionava-se quantidade suficiente de substrato para que o mesmo não fosse limitante do processo.
- 4) Em seguida, os dados de OD, temperatura e TCO armazenados eram submetidos aos cálculos em planilhas eletrônicas (Excel).

4.3.4.2. Procedimento utilizado durante os testes respirométricos para avaliar o mecanismo de remoção biológica de fósforo

Seguindo a metodologia descrita nos itens 1 e 2 da **seção 4.3.4.1**, segue-se:

- 1) Quando detectada a fase endógena, era cessada a aeração permanecendo apenas em agitação. Esperava-se atingir TCO de $0,0 \text{ mg.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$, que caracterizava o início da fase anóxica e/ou anaeróbia;
- 2) Em seguida, adicionava-se a solução de acetato de sódio (concentração de substrato não limitante, para garantir desnitrificação, liberação de fosfato com absorção da DQO) e, a partir daí, eram coletadas amostras, em intervalos pré-determinados para análise de DQO, ortofosfato e nitrato;
- 3) Após a fase anaeróbia, ligava-se a aeração controlada pelo respirômetro para, através da TCO, verificar o processo de absorção de fosfato. Foram estabelecidos valores de referência (ou limites), inferior e superior da concentração de OD (oxigênio dissolvido): $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$ e $3,0 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. No valor de referência inferior a aeração era ativada sendo interrompida no valor de referência superior. O teste terminava quando todo o material orgânico era utilizado, estabelecendo-se uma TCO_{end}, valor geralmente próximo ao início do teste. Assim como na fase anaeróbia, amostras eram coletadas para análises de ortofosfato, DQO e nitrato.

A Figura 4.15 apresenta um respirograma obtido durante um teste de remoção biológica de fósforo.

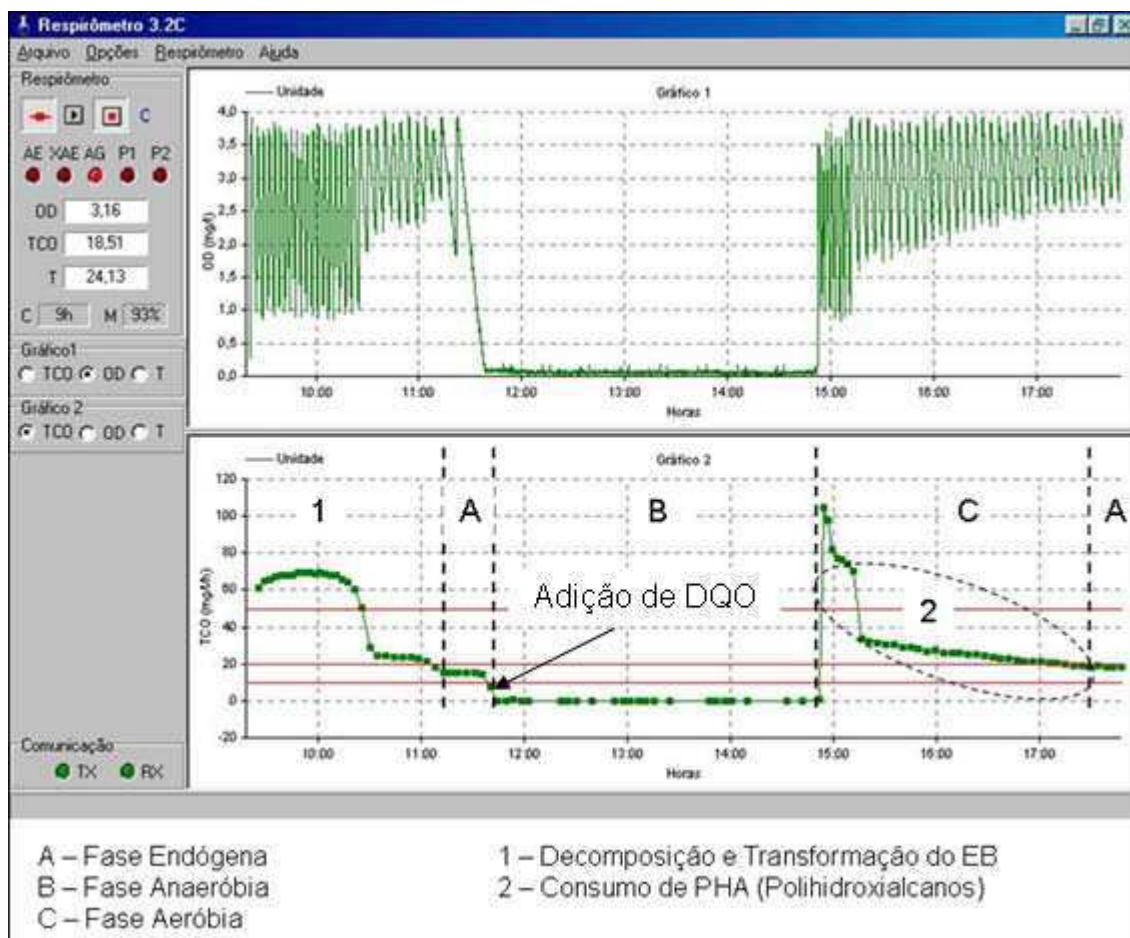


FIGURA 4.15. Representação dos perfis da concentração de OD e da TCO, obtidos pelo respirômetro Beluga, durante um teste realizado para remoção biológica de fósforo.

4.3.4.3. Procedimento utilizado para verificar a concentração de material biodegradável no esgoto bruto utilizando o respirômetro

A concentração de material biodegradável no esgoto bruto é de extrema importância no processo de acumulação de fosfato pelas bactérias poli-p. Determinou-se a concentração desse material no esgoto bruto utilizando a respirometria aliada a testes convencionais de DQO. Para quantificar as frações biodegradáveis no afluente foi utilizado o seguinte procedimento (conforme Silva, 2003 e Nóbrega, 2009):

- 1) De início era coletado 1 litro do licor misto, e submetido à agitação e aeração controlada pelo respirômetro, com a finalidade de promover a utilização de todo

- o substrato remanescente, estabelecendo uma TCO mínima correspondente à respiração endógena;
- 2) Obtido a TCO_{end} , interrompia-se completamente a aeração. Esperava-se a amostra de lodo decantar, em seguida, retirava-se o sobrenadante e esse volume retirado era substituído por esgoto bruto, levando-se, em seguida, o conjunto para o teste respirométrico. Antes de iniciar a aeração era adicionado ATU (Allylthiourea) na dosagem de 10 mg.L^{-1} , para inibição da atividade autotrófica nitrificante, que exerce uma TCO para oxidação de amônia;
 - 3) O teste terminava quando se estabelecia uma TCO constante correspondente à respiração endógena.

Com os dados de TCO obtidos durante o teste, foram determinadas por integração das áreas identificadas na Figura 4.16 as frações, biodegradável solúvel (S_{bsa}) e biodegradável particulada (S_{bpa}) correspondendo a área A_1 e A_2 , respectivamente, de acordo com a Equação 4.15, apresentado por Silva, 2003:

$$S_b = (A/(1 - (f_{cv} \cdot Y)) \cdot (V_T / V_S) \quad (4.15)$$

S_b : DQO do substrato biodegradável (mg.L^{-1});

A : área do respirograma, descontando a respiração endógena (mg.L^{-1});

f_{cv} : razão SSV/DQO ($1,48 \text{ mg SSV.mg DQO}^{-1}$);

Y : coeficiente de rendimento celular ($0,45 \text{ mg SSV.mg DQO}^{-1}$);

V_T : Volume total do reator de bancada (substrato + biomassa);

V_S : Volume de substrato adicionado.

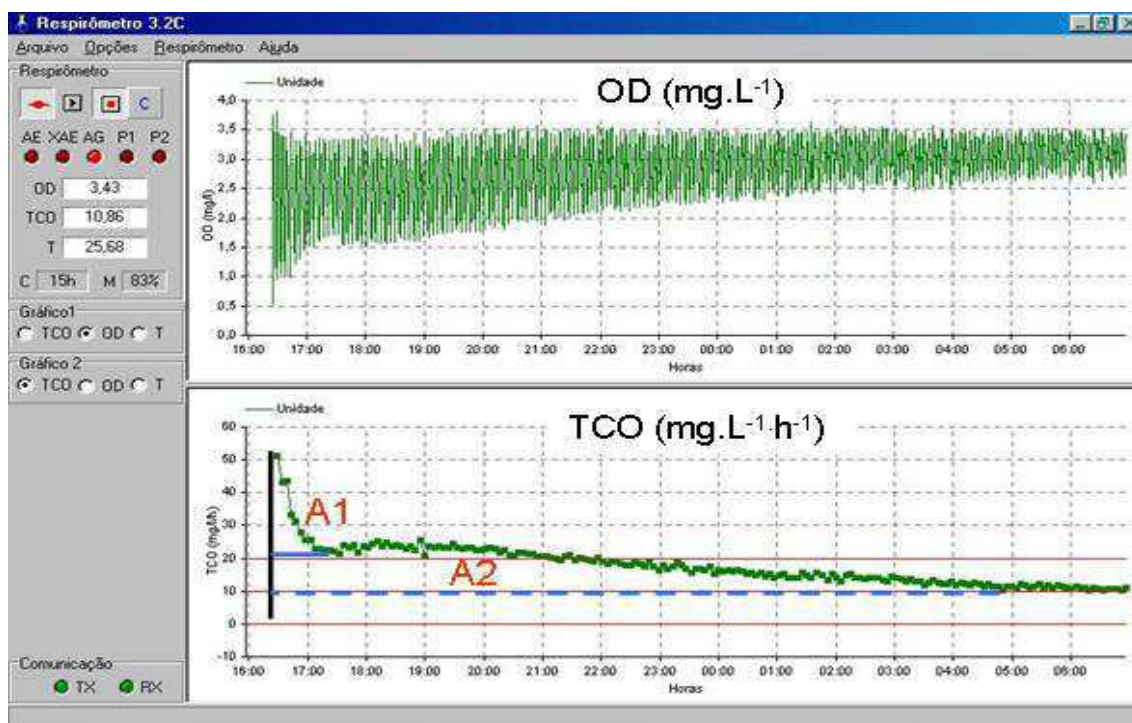


FIGURA 4.16. Respirograma obtido durante teste para avaliação das frações biodegradáveis no esgoto bruto de Campina Grande

4.4. Procedimento Analítico

O desempenho e a estabilidade dos sistemas operados foram monitorados por meio de análises físicas e químicas e testes respirométricos. Para as análises físicas e químicas foram coletadas amostras do tanque de armazenamento do esgoto bruto, dos reatores e dos efluentes dos sistemas estudados, e dos testes de bancada. A Tabela 4.9 mostra as variáveis analisadas e os métodos utilizados.

TABELA 4.9. Parâmetros analisados no monitoramento e seus respectivos métodos analíticos realizados semanalmente para avaliar os sistemas estudados.

Parâmetros	Métodos analíticos	Referência
pH	Potenciométrico	APHA <i>et al.</i> (1998)
DQO	Titulométrico/Refluxação fechada	APHA <i>et al.</i> (1998)
Alcalinidade	Kapp	BUCHAUER <i>et al.</i> (1998)
AGV	Kapp	BUCHAUER <i>et al.</i> (1998)
N-NTK	Semi-Micro Kjeldahl	APHA <i>et al.</i> (1998)
Amônia N-NH ₃	Titulométrico	APHA <i>et al.</i> (1998)

Nitrito N-NO ₂ ⁻	Colorimétrico	APHA <i>et al.</i> (1998)
Nitrato N-NO ₃ ⁻	Salicilato de sódio	RODIER, J. <i>et al.</i> (1975)
Fósforo Total Pt	Ácido Ascórbico	APHA <i>et al.</i> (1998)
Ortofosfato PO ₄ ³⁻	Ácido Ascórbico	APHA <i>et al.</i> (1998)
Sólidos e suas frações	Gravimétrico	APHA <i>et al.</i> (1998)
TCO	Semicontínuo	VAN HAANDEL e CATUNDA (1982)
OD	Eletrométrico	YSI MODEL 5817

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Introdução

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados do desempenho de diferentes configurações de sistemas de tratamento anaeróbio e aeróbio, propostos e monitorados em escala piloto, tratando esgoto doméstico. São abordados os Sistemas Experimentais 1, 2, 3, 4 e 5 de forma individual discutindo o desempenho referente à eficiência de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo.

5.1. Sistema experimental 1 – Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) tratando efluente de Reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e biomassa aderida (RBS 2)

Na Tabela 5.1 são apresentados os valores médios das análises físicas e químicas realizadas durante a fase experimental.

Os sistemas estudados não apresentaram variações de pH e temperatura que pudessem comprometer ou influenciar de forma significativa o processo de tratamento aplicado. Os valores de pH do EB e no efluente do reator UASB estiveram próximos a 7,5. O RBS 1 monitorado com biomassa dispersa e RBS 2 que trabalhou com biomassa aderida, apresentaram valores de pH em torno de 8,0 e 7,3, respectivamente. Esses valores de pH são relevantes, uma vez que o pH ótimo para *Nitrosomonas* está entre 7,8-8,0 e para *Nitrobacter* entre 7,3-7,5 (JETTEN et al., 1999; STROUS et al., 1999b). A temperatura se manteve em torno de 25°C para o esgoto bruto e no reator UASB próximo a 27°C para os efluentes do RBS 1 e RBS 2, valores compatíveis com a temperatura ótima de atuação para as bactérias nitrificantes (entre 25 – 30°C) (METCALF; EDDY, 2003).

A configuração desses reatores em bateladas tratando efluente de reator UASB não favoreceu o processo de remoção de fósforo, devido a baixa concentração de DQO, podendo ser verificada pelos resultados obtidos (Tabela 5.1). No entanto, foi possível verificar o processo de nitrificação e remoção de matéria orgânica.

TABELA 5.1. Características físicas e químicas do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores RBS 1 e RBS 2 tratando efluente do UASB com biomassa dispersa e aderida

Parâmetro		EB	UASB	RBS1EF	RBS2EF
pH	Média	7,50	7,46	8,01	7,32
	Máximo	8,14	7,91	8,44	8,4
	Mínimo	6,92	7,05	7,39	6,67
Temperatura (°C)	Média	25,9	25,6	26,5	27,1
	Máximo	30,0	27,1	28,8	30,1
	Mínimo	23,4	23,7	24,0	25,0
Pt (mgP.L ⁻¹)	Média	6,89	7,27	6,19	7,00
	Máximo	9,96	11,03	9,99	10,39
	Mínimo	4,34	2,56	3,12	3,28
P-PO ₄ ³⁻ (mgP-PO ₄ ³⁻ .L ⁻¹)	Média	5,14	6,05	5,27	6,02
	Máximo	7,84	9,14	7,98	9,68
	Mínimo	2,50	2,50	2,48	2,73
ST (mg.L ⁻¹)	Média	892	738	666	665
	Máximo	1200	950	850	838
	Mínimo	603	538	522	457
SVT (mg.L ⁻¹)	Média	333	207	152	149
	Máximo	580	350	300	249
	Mínimo	135	120	63	72
SSD (mL.L ⁻¹)	Média			27	3
	Máximo	-	-	70	15
	Mínimo			0	0

EB: esgoto bruto afluente, UASB: efluente do reator anaeróbio, RBS1EF: efluente do RBS1, RBS2EF: efluente do RBS2; SSD: sólidos sedimentáveis.

Para melhor entender o comportamento do Sistema Experimental 1, o RBS 2 que utilizou meio suporte bucha vegetal (*Luffa cylindrica*), dividiu-se a avaliação experimental em 2 fases: **Fase 1** – Fase de adaptação da biomassa no sistema aeróbio, no qual partiu com baixa inoculação (1 litro de licor misto de lodo ativado convencional), necessitando de tempo para formação de biofilme; **Fase 2** – Fase estacionária ou de equilíbrio dinâmico da biomassa, momento em que os microrganismos estão adaptados e atuando de forma mais eficiente no sistema e agregados ao meio suporte. Após a fase estacionária também foi possível verificar um período de decaimento da estrutura física do meio suporte, que evidenciou perda de biomassa no sistema.

A alcalinidade total foi determinada para estimar a concentração de nitrato produzido, através do seu consumo. Verifica-se na Figura 5.1 o comportamento da concentração da alcalinidade total ao longo das fases avaliadas. Observa-se que no início da Fase 1, ambos os sistemas RBSs apresentaram baixo consumo de alcalinidade,

por se tratar de um meio ainda não adaptado. Conseqüentemente, os sistemas apresentaram baixas concentrações de nitrato no meio que pudessem comprovar a nitrificação (Figura 5.2).

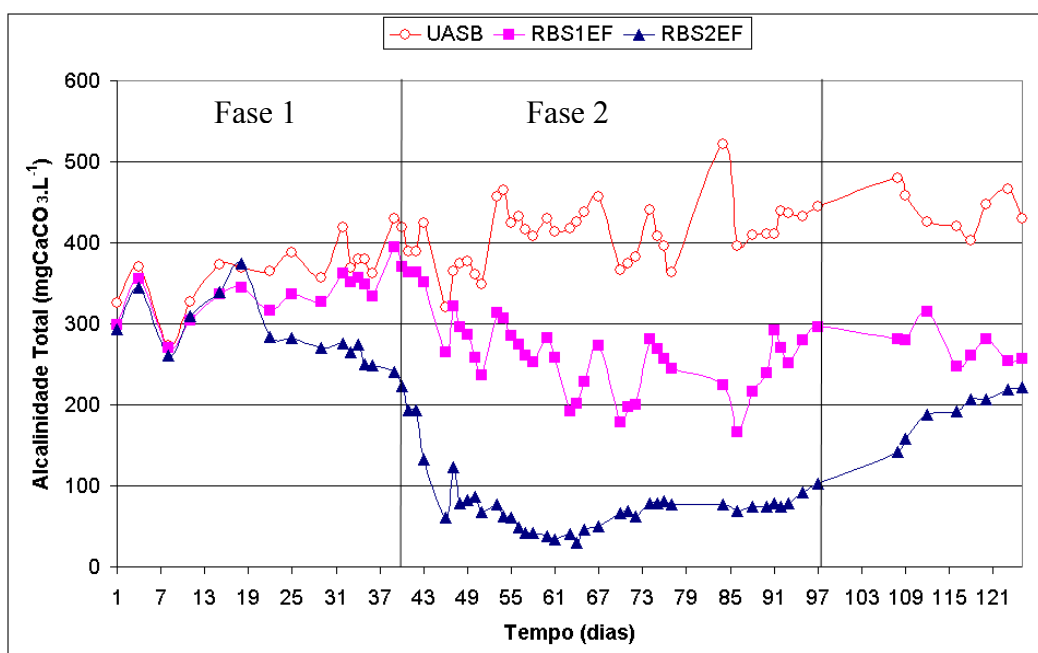


FIGURA 5.1. Comportamento da alcalinidade total verificada nos reatores RBS 1 e RBS 2, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa e aderida, respectivamente

Foi considerado o início da fase de equilíbrio da biomassa (Fase 2) a partir do 40º dia de operação. Neste período o consumo de alcalinidade aumentou de forma acentuada no RBS 2, atingindo o consumo máximo de 444 mgCaCO₃.L⁻¹ com concentração máxima de nitrato no efluente de 46 mgN-NO₃⁻.L⁻¹.

Calculando, teoricamente, a concentração de nitrato através do consumo de alcalinidade, pode-se dizer que a maior concentração de nitrato teórico produzido foi de aproximadamente 62 mgN-NO₃⁻.L⁻¹. Após 97 dias de operação, foi observado no RBS 2 diminuição da concentração de nitrato, relacionado à biodegradação microbiana da bucha vegetal usada como suporte para o biofilme, provocando o decaimento da nitrificação (Figura 5.2).

O RBS 1 (biomassa dispersa) apresentou baixo consumo de alcalinidade quando comparado ao RBS 2 na Fase 2, chegando a valores médios de nitrato próximos a 15 mgN-NO₃⁻.L⁻¹. Após 100 dias de operação o RBS 1 apresentou concentrações de nitrato em torno de 20 mgN-NO₃⁻.L⁻¹.

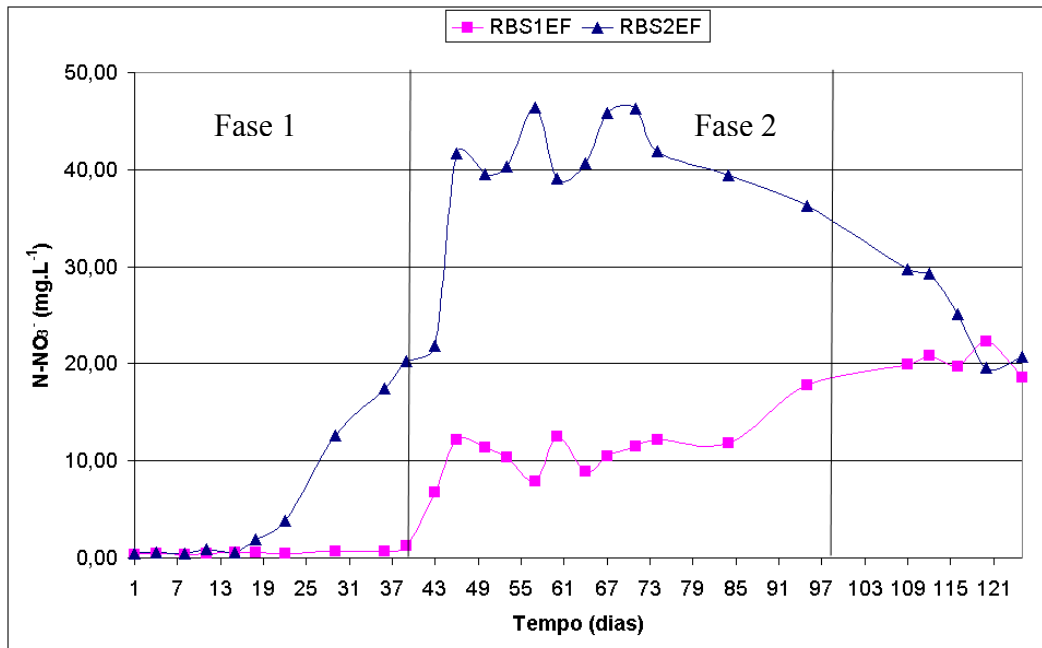


FIGURA 5.2. Comportamento do nitrato produzido nos reatores RBS 1 e RBS 2, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa e aderida, respectivamente

Verifica-se, na Figura 5.3, o comportamento da concentração de N-NTK afluente ao longo de todo período de monitoramento do sistema RBS 1. Observa-se que na Fase 2 a concentração média de N-NTK foi acima de $30 \text{ mgN-NTK.L}^{-1}$, no entanto, após 110 dias de operação foi possível obter um efluente final com concentrações abaixo de $15 \text{ mgN-NTK.L}^{-1}$. Esses valores podem ser explicados com o aumento do processo de nitrificação, conforme mostrado na Figura 5.2.

O sistema RBS 2 utilizando bucha vegetal obteve na fase estacionária seu melhor desempenho no processo de nitrificação completa, chegando a obter valores de 1 mgN-NTK.L^{-1} e $0,32 \text{ mgN-NO}_2^-.L^{-1}$ (Figura 5.4).

Comparando ambos os sistemas, verificou-se que o sistemas RBS 2 com biomassa aderida apresentou-se maior velocidade na conversão dos substratos, devido apresentar altas concentrações de biomassa no reator.

Ao final da Fase 2, o RBS 2 apresentou menores concentrações de nitrato, e aumento na concentração de N-NTK, indicando perda da biomassa com a deterioração do meio suporte (*Luffa cylindrica*), diminuindo a concentração de lodo do sistema (sendo perdido com o lodo de descarte) e contudo aumentando a relação alimento/microrganismo, desfavorecendo o processo de nitrificação.

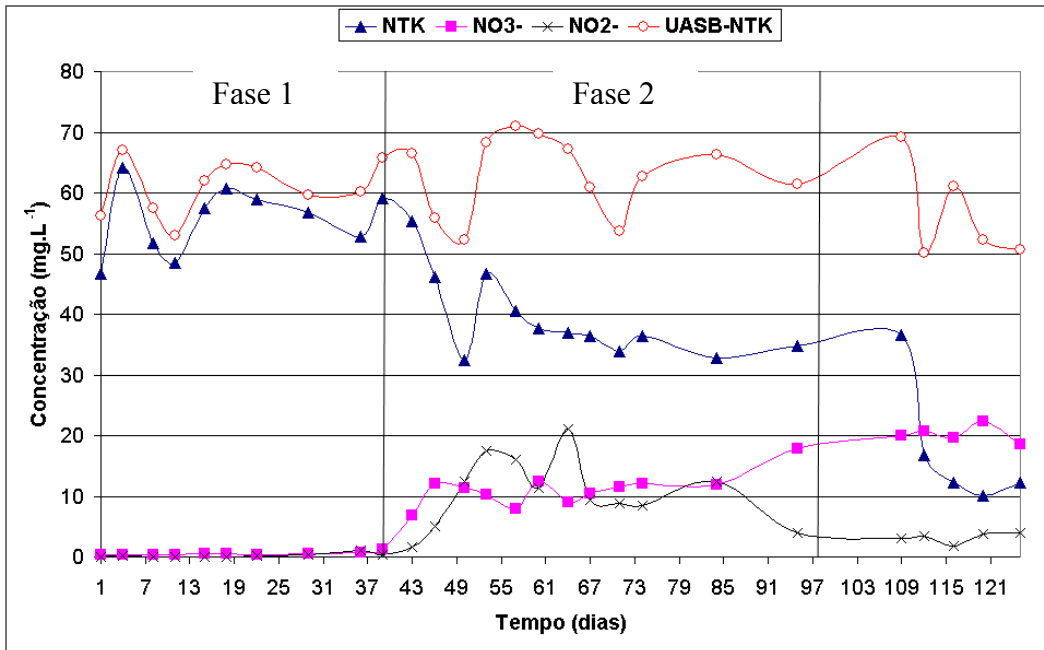


FIGURA 5.3. Comportamento de N-NTK do reator UASB e da oxidação de nitrogênio no RBS 1, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa

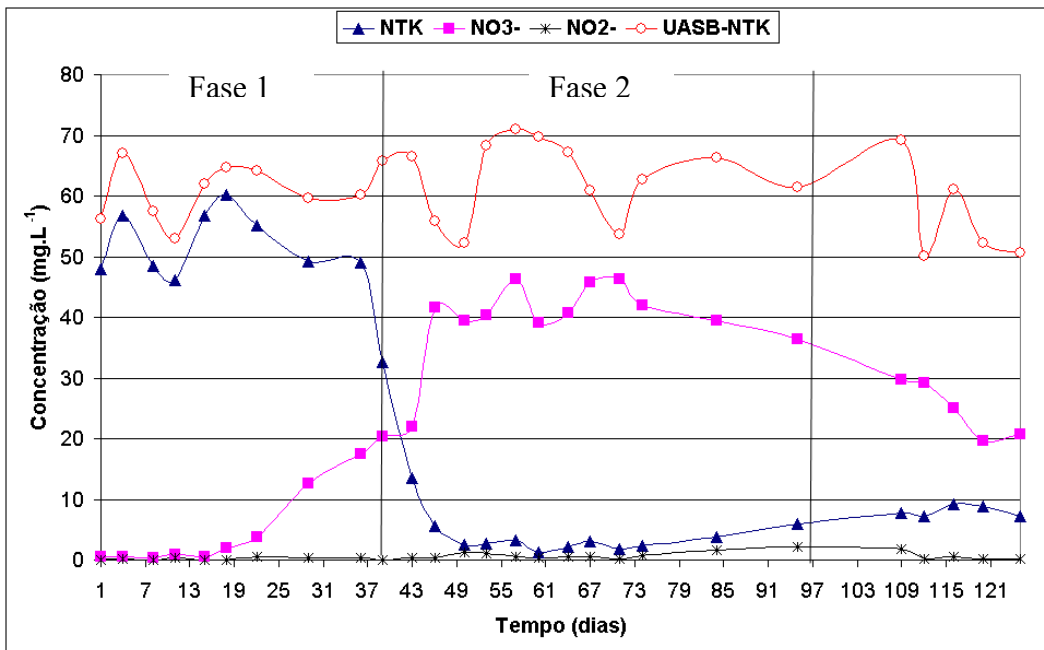


FIGURA 5.4. Comportamento de N-NTK do reator UASB e da oxidação de nitrogênio no RBS 2, tratando efluente do reator UASB com biomassa aderida

Observa-se na Figura 5.5 a eficiência de oxidação do nitrogênio nas duas fases estudadas. Na Fase 1 o RBS 1 e RBS 2 apresentaram remoção de N-NTK entre 5 e 15%, respectivamente, no entanto, na Fase 2 a eficiência média de remoção de N-NTK

no sistema com biomassa aderida foi superior a 94%, contra uma eficiência média de remoção de 38% no RBS 1 (com biomassa dispersa).

Após 97 dias de monitoramento a eficiência média de remoção de N-NTK no RBS 2 caiu para 86% e a do RBS 1 apresentou maior eficiência que nas fases anteriores chegando a remover 80% de N-NTK. Conclui-se que ambos os sistemas submetidos ao mesmo tipo de substrato apresentaram tempo de resposta distintas, mostrando que o sistema RBS 2 com biomassa aderida teve eficiência de nitrificação superior ao sistema RBS 1.

Gieseke et al. (2002) utilizaram um reator em bateladas seqüenciais com meio suporte (Kaldnes, 8x8mm²) com ciclo operacional de 8 horas, e obtiveram remoção de P com simultâneo processo de nitrificação e desnitrificação. Nesse experimento houve 95% de remoção de fosfato e 94% de amônia, com 1,5 mgN-NO₃⁻.L⁻¹ no efluente final.

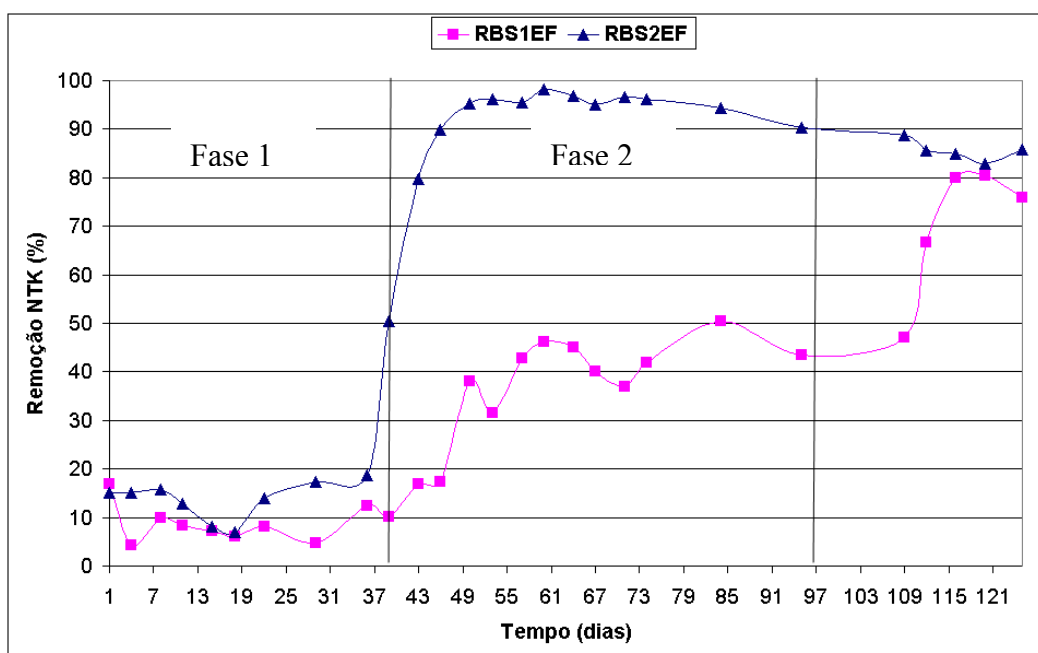


FIGURA 5.5. Comportamento da eficiência de remoção de N-NTK em ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)

Utilizar sistemas RBS para tratar efluentes de digestão anaeróbia é uma alternativa considerável para a nitrificação, exigindo fonte de carbono externa para a desnitrificação e remoção de fósforo, uma vez que, na digestão anaeróbia há bastante consumo de material orgânico. Diversos pesquisadores mencionam que depois de uma digestão anaeróbia eficiente a desnitrificação pode se tornar ineficiente, repercutindo em

altas concentrações de nitrato no efluente final. No entanto, o sistema UASB em estudo investigou o tratamento do esgoto bruto com baixo tempo de detenção hidráulica (cerca de 2,6 horas), com intuito de diminuir a produção de sulfetos que são inibidores da nitrificação e tentar utilizar produtos orgânicos da fermentação ácida do pré-tratamento antes da metanização para ser utilizado nos processos subseqüentes no reator aeróbio.

O percentual de remoção de DQO no reator UASB foi de 57%, mantendo concentrações médias, no decorrer do experimento, de 233 mgDQO.L⁻¹ (Figura 5.6). A remoção de DQO nos RBS 1 e RBS 2 ficou em torno de 58 e 65%, respectivamente, mantendo concentrações médias durante a fase experimental abaixo de 100 mgDQO.L⁻¹.

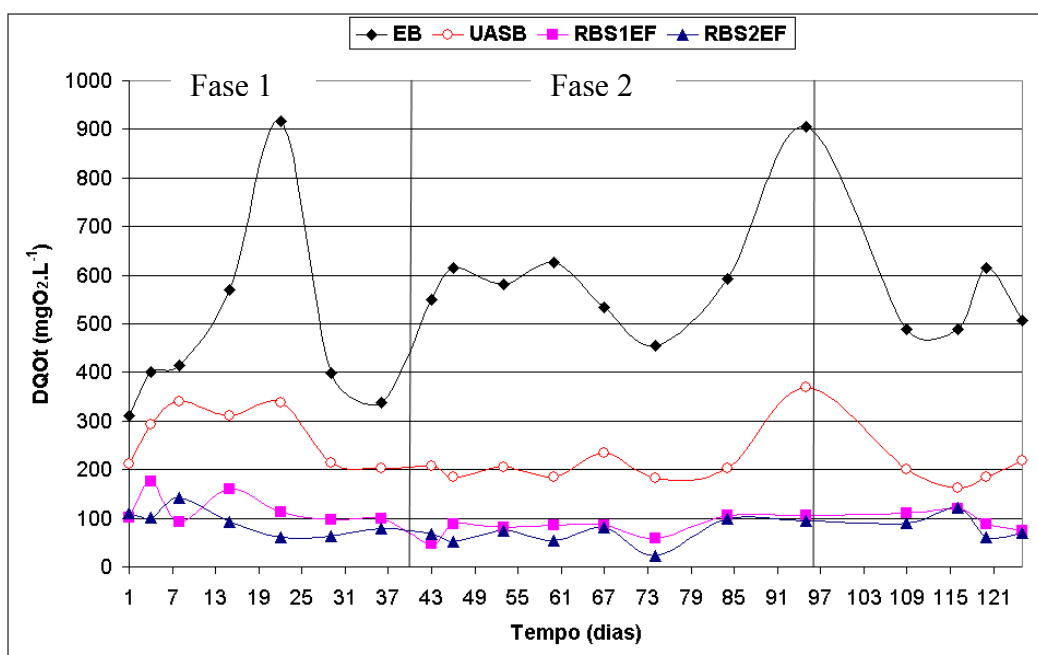


FIGURA 5.6. Comportamento da concentração de DQOt em ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)

De acordo com a Figura 5.7, a concentração de sólidos suspensos totais (SST) no licor misto do RBS 1 variou entre valores mínimos de 320 mgSST.L⁻¹ a máximo de 560 mgSST.L⁻¹, valores elevados quando comparados com o RBS 2.

Verifica-se que foram baixas as concentrações de SST e SSV no RBS 2 (Figuras 5.7 e 5.8), explicado pelo fato de que com uso de meio suporte (bucha vegetal) a biomassa ficava aderida, dificultando a retirada de sólidos para a sua quantificação. Contudo, durante o período de decomposição da bucha vegetal o material antes aderido passou a ficar disperso no sistema, aumentando então a concentração de sólidos no lodo excedente (lodo de descarte).

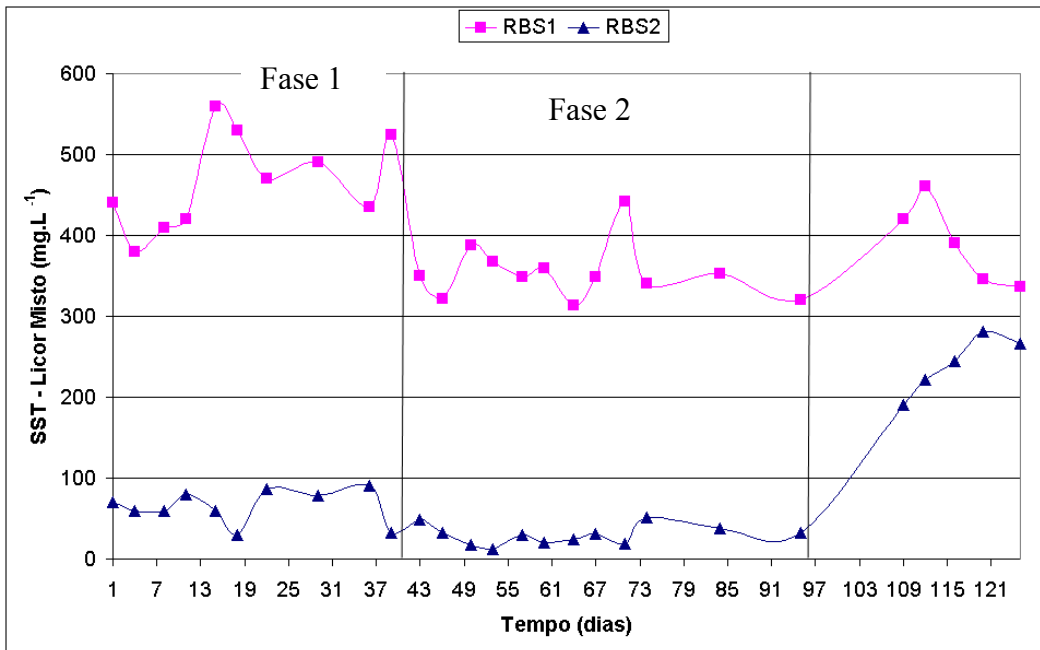


FIGURA 5.7. Comportamento de SST no licor misto de ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)

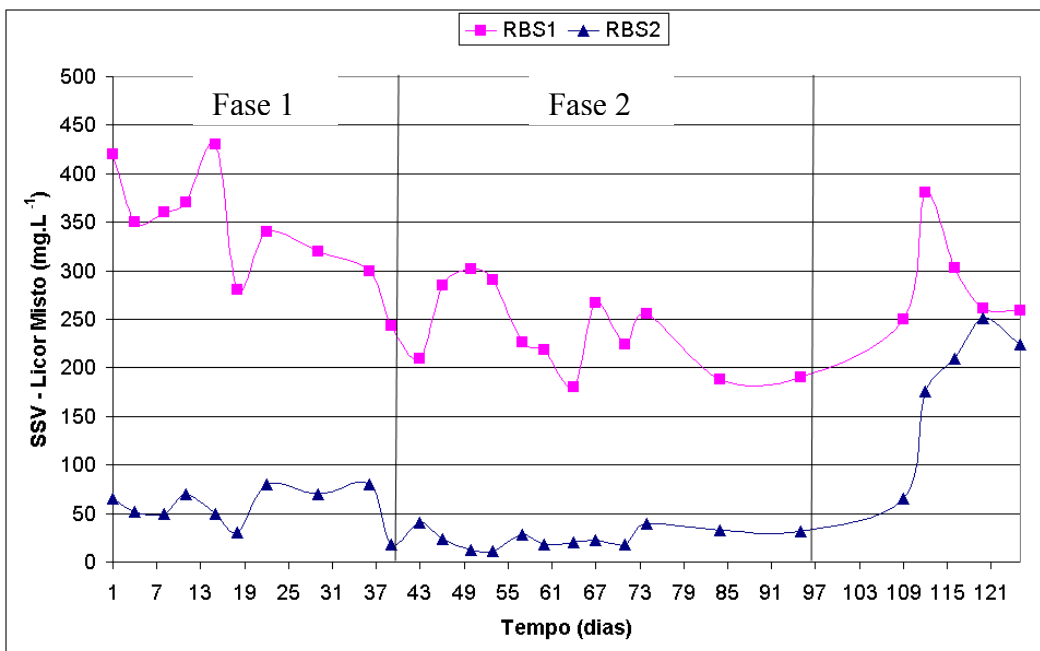


FIGURA 5.8. Comportamento de SSV no licor misto de ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)

A concentração de sólidos em suspensão no efluente do sistema RBS 1 se manteve em valores que variaram entre 20 a 38 mg.L⁻¹ para os sólidos suspensos totais

e 15 a 38 mg.L⁻¹ para os sólidos suspensos voláteis, conforme Figura 5.9 e 5.10, respectivamente.

Foram baixas as concentrações de SST e SSV no efluente do RBS 2 durante a fase estacionária (Fase 2), com valores médios de 10mg.L⁻¹. No entanto, com a biodegradação do material suporte altas concentrações de sólidos foram descarregadas com o efluente final, o qual se caracterizou como, um efluente de má qualidade devido, as altas concentrações de sólidos em suspensão.

A vantagem apresentada pelo uso de bucha vegetal como meio suporte é que esse material ocupa um volume de 8%, enquanto que outros meios suportes como brita e areia apresentam volume ocupacional em torno de 51% e 63%, respectivamente. A nova geração de bioreatores vem utilizando material de enchimento de baixa densidade.

De fato, a decomposição da *Luffa cylindrica* era esperada, uma vez que o material é composto basicamente de 60% de celulose (MAZALI; ALVES, 2005), no entanto, a investigação foi de grande valia, mostrou que esse tipo de meio suporte proporcionou vasta área superficial, assegurou a retenção da biomassa e aumentou consideravelmente a eficiência do sistema.

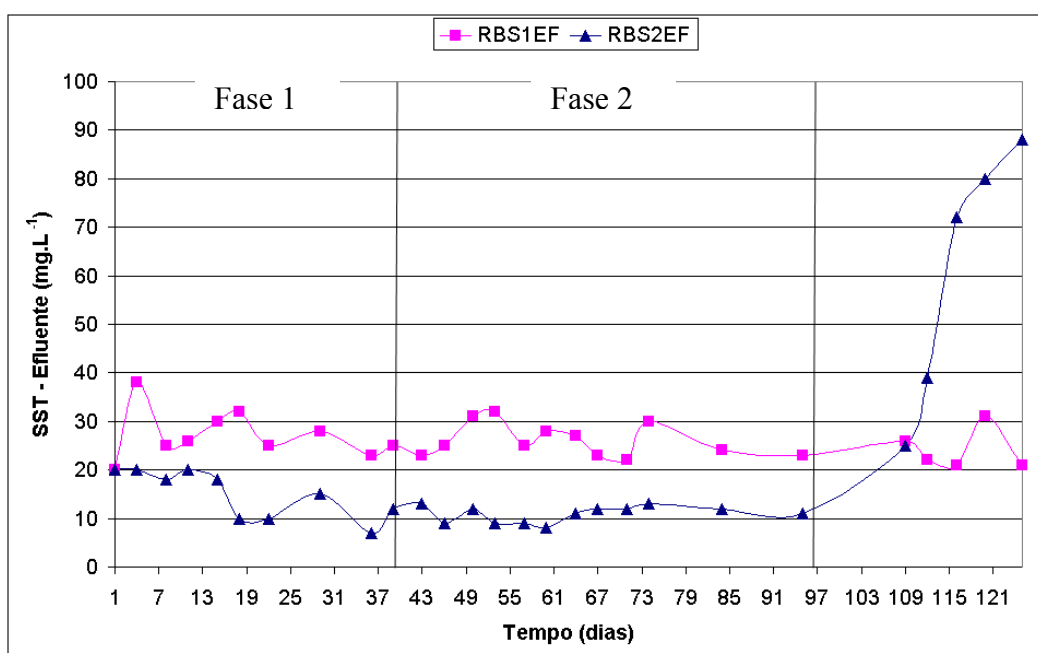


FIGURA 5.9. Comportamento da concentração de SST nos efluentes de ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)

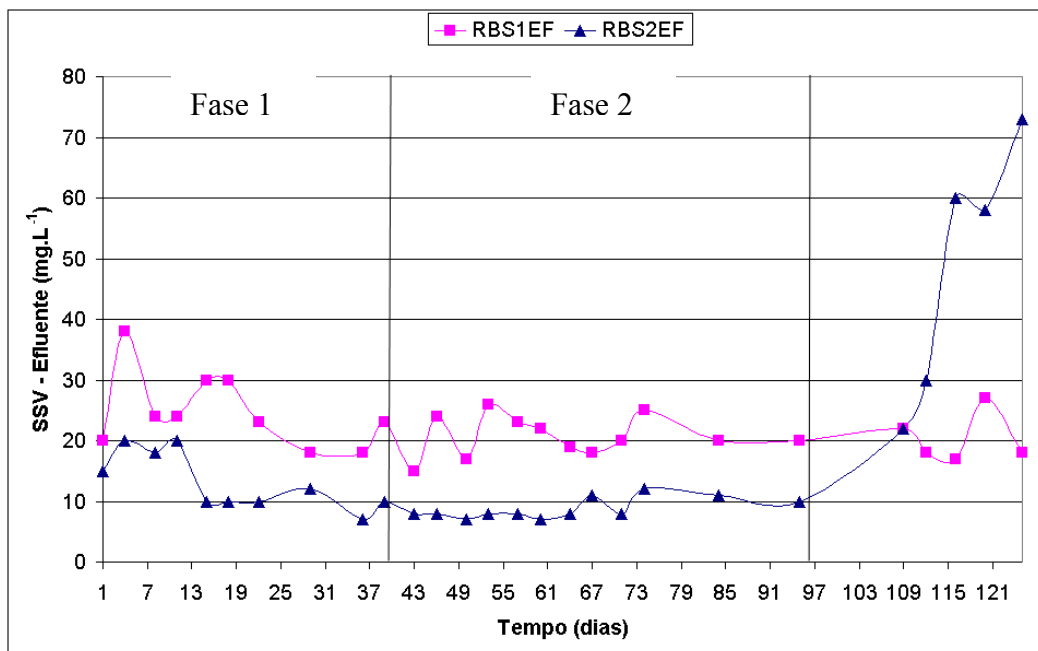


FIGURA 5.10. Comportamento da concentração de SSV nos efluentes de ambos os sistemas, tratando efluente do reator UASB com biomassa dispersa (RBS 1) e aderida (RBS 2)

5.2. Sistema experimental 2 – Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS) tratando esgoto bruto com diferentes ciclos operacionais

Na Tabela 5.2 são apresentados os valores médios dos parâmetros físicos e químicos avaliados durante o monitoramento do Sistema Experimental 2.

Nesses sistemas estudados os valores de pH e a temperatura estiveram apropriados para o tratamento utilizado: pH em torno de 7,5 e temperatura em torno de 25°C para esgoto bruto (EB-afluente) e 26°C para os efluentes do RBS 1 e RBS 2.

Os reatores foram configurados para favorecer a remoção de matéria orgânica e nitrogenada. Portanto, em ambos os sistemas não foram verificadas grandes remoções de fósforo (Tabela 5.2).

A eficiência de remoção de sólidos em suspensão foi de 86% para ambos os sistemas, RBS1 e RBS2, ficando próximo aos valores esperados (90%), conforme referenciado por van Haandel e Marais (1999); Metcalf e Eddy, (2003). Convencionalmente a remoção de sólidos em suspensão depende de uma boa sedimentabilidade do lodo. Esses valores podem estar relacionados a oscilações da concentração de sólidos em suspensão no licor misto.

A sedimentação ocorre pela ação das forças que agem sobre o conjunto de flocos interligados e não sobre cada floco individualmente. Os flocos interligados sedimentam com a mesma velocidade. Para isso a concentração mínima de sólidos suspensos no licor misto deve ser entre 500 e 1000 mg.L⁻¹, sendo que abaixo deste valor os flocos tendem a sedimentar individualmente, modificando a qualidade do efluente final (van Haandel e Marais, 1999).

TABELA 5.2. Características físicas e químicas do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores RBS 1 e RBS 2 com diferentes ciclos operacionais

Parâmetro		EB	RBS 1	RBS 2
pH	Média	7,46	7,54	7,43
	Mínimo	6,92	6,85	6,97
	Máximo	8,10	8,49	8,01
Temperatura (°C)	Média	24,8	26,1	26,3
	Mínimo	21,7	23,1	23,2
	Máximo	26,9	29,2	29,7
Pt (mgP.L⁻¹)	Média	6,95	5,63	5,52
	Mínimo	3,07	3,44	2,63
	Máximo	12,63	9,56	9,13
P-PO₄³⁻ (mgP-PO₄³⁻.L⁻¹)	Média	5,57	5,20	5,02
	Mínimo	2,78	3,23	2,32
	Máximo	10,47	9,48	8,91
SST (mg.L⁻¹)	Média	144	21	22
	Mínimo	27	5	12
	Máximo	404	26	26
SSV (mg.L⁻¹)	Média	117	15	14
	Mínimo	45	6	8
	Máximo	382	25	22
SST - Licor Misto (mg.L⁻¹)	Média	-	2265	1532
	Mínimo	-	399	464
	Máximo	-	4225	3492
SSV - Licor Misto (mg.L⁻¹)	Média	-	1628	1146
	Mínimo	-	658	532
	Máximo	-	2917	2892

A Figura 5.11 fornece melhor visualização da distribuição dos dados da concentração da DQO obtida durante a fase experimental. Os dados mostram que para um intervalo de confiança de 95% a concentração média no EB foi de 433 mgDQO.L⁻¹, mostrando que 50% dos valores estiveram entre 390 e 494 mgDQO.L⁻¹, com intervalo interquartil (d) de 104 mgDQO.L⁻¹.

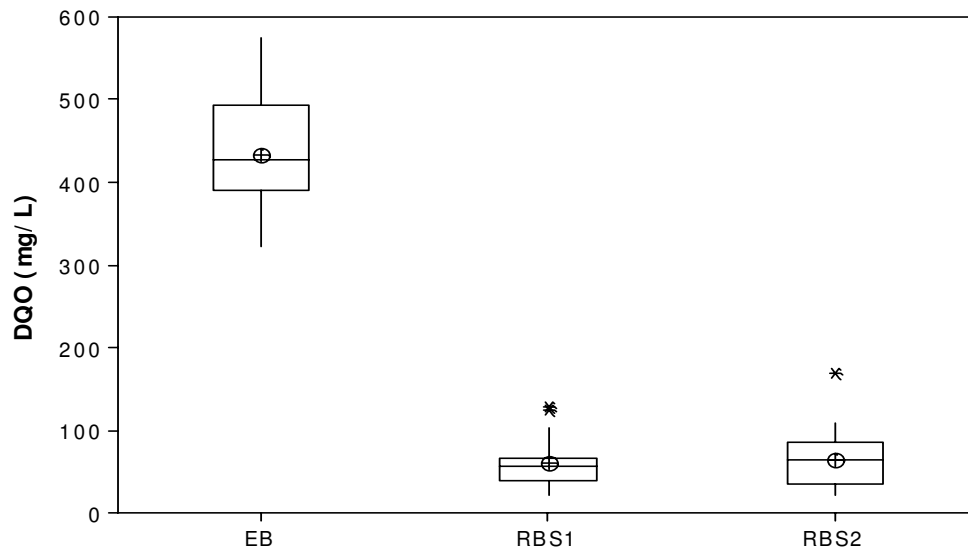


FIGURA 5.11. Concentrações da DQO afluyente (EB) e efluentes (RBS 1 e RBS 2) monitorados com diferentes tempos de ciclos operacionais

Os efluentes de RBS 1 e RBS 2 apresentaram concentrações médias de 61 e 63 mgDQO.L⁻¹, respectivamente. Os valores dos quartis (Q1 e Q3) para o RBS 1 foram, 38 e 67 mgDQO.L⁻¹, e para o RBS 2 foram 34 e 85 mgDQO.L⁻¹, apresentando menor variação dos resultados no primeiro reator (RBS1: $d = 28,3 \text{ mgDQO.L}^{-1}$; RBS2: $d = 50,6 \text{ mgDQO.L}^{-1}$). Os resultados indicam que o sistema RBS 1, operado com 3 ciclos.dia⁻¹ apresentou maior estabilidade que o RBS 2.

As eficiências de remoção de DQO nos sistemas RBS 1 e RBS 2 foram de aproximadamente 86 e 85%, respectivamente. A análise de variância (ANOVA) não mostrou diferença significativa ao nível de 5% de probabilidade. Mahvi, et al., (2004) obtiveram 94% de remoção de DQO tratando esgoto doméstico em sistema RBS com ciclos de 6 horas, atribuindo para aeração cerca de 50% do tempo total do ciclo.

A alcalinidade total foi verificada para deduzir a concentração média teórica de nitrato, através do seu consumo. Na Figura 5.12 se verificam os valores de alcalinidade do EB e dos efluentes. Observa-se que os valores da média e da mediana de EB são iguais (390 mgCaCO₃.L⁻¹), representando valores com boa distribuição normal. O consumo de alcalinidade em ambos os sistemas (RBS 1 e RBS 2) não apresentaram diferença significativa ao nível de 5% de probabilidade.

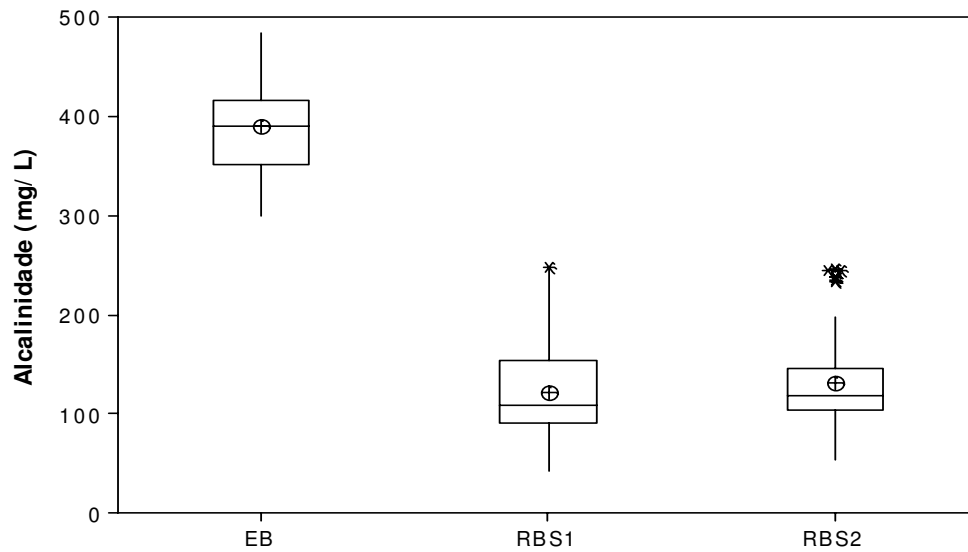


FIGURA 5.12. Concentrações de alcalinidade total do afluente (EB) e efluentes (RBS 1 e RBS 2) monitorados com diferentes tempos de ciclos operacionais

O consumo médio de alcalinidade no RBS 1 foi de $264 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, correspondendo a uma concentração teórica de nitrato de $37 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$. Para o RBS 2 o nitrato teórico foi de $36 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$, com consumo médio de alcalinidade de $257 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

O sistema RBS 2 teve menor variabilidade na alcalinidade, no entanto, o mesmo apresentou alguns valores discrepantes (outliners), que fogem do intervalo de confiança de 95%.

A concentração média de nitrato no efluente do RBS 1 foi de $24 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$, valor um pouco superior ao encontrado no efluente do RBS 2, de aproximadamente $20 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$, para valores com intervalo de confiança de 95% (Figura 5.13).

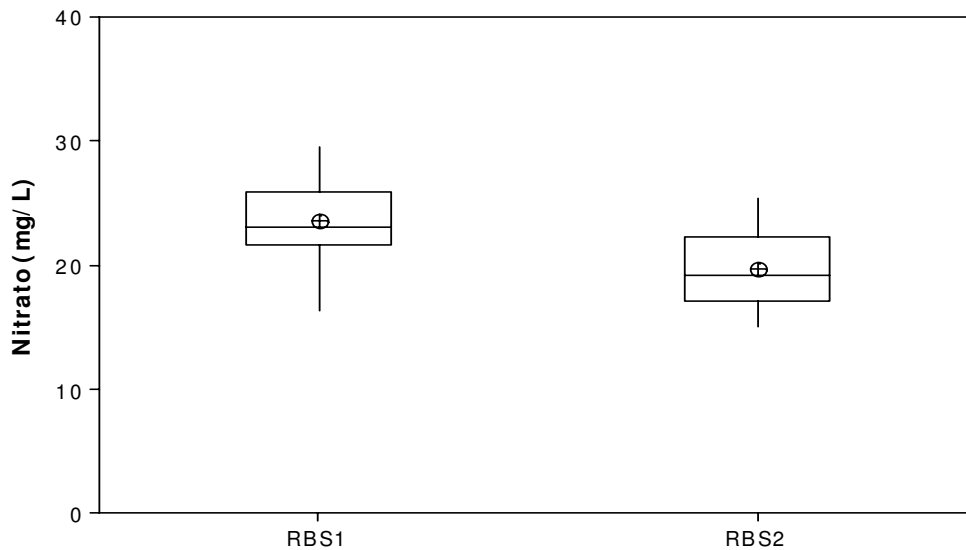


FIGURA 5.13. Concentrações de nitrato nos efluentes (RBS 1 e RBS 2) monitorados com diferentes tempos de ciclos operacionais

Na Figura 5.13, os valores dos quartis (Q1 e Q3) para o RBS 1 foram, respectivamente 22 e 26 $\text{mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$, e para o RBS 2 foram 17 e 22,3 $\text{mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$, apresentando variação de resultados para o RBS 1 ($d = 4,3 \text{mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$), e para o RBS 2 ($d = 5,25 \text{mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$). Os dados mostram que o sistema RBS 1, operando com 3 ciclos.dia⁻¹ apresentou menor variabilidade que no RBS 2 quanto as concentrações finais de N-NO_3^- .

Houve diferença significativa ao nível de 5% de probabilidade para as concentrações de nitrato nos efluentes finais de RBS 1 e RBS 2 (ANOVA).

A concentração de N-NTK presente no EB durante a fase experimental mostrou que 50% dos dados variaram entre 37 e 53 $\text{mgN-NTK} \cdot \text{L}^{-1}$ com concentração média de 46 $\text{mgN-NTK} \cdot \text{L}^{-1}$ (Figura 5.14), para um nível de significância de 95%.

Os sistemas apresentaram resultados similares para o RBS 1, com valores de quartis (Q1 e Q3) de 2,1 e 5,7 $\text{mgN-NTK} \cdot \text{L}^{-1}$, e para o RBS 2 de 2,3 e 5,8 $\text{mgN-NTK} \cdot \text{L}^{-1}$, com ambos sistemas apresentando amplitude interquartil de 3,5 $\text{mgN-NTK} \cdot \text{L}^{-1}$.

O percentual de remoção de nitrogênio na forma de NTK nos sistema RBS 1 e RBS 2 foi de aproximadamente 91 e 90%, respectivamente.

Obaja, et al., (2003) monitoraram um sistema RBS tratando efluente de alta carga orgânica e nitrogenada, e obtiveram remoção de 99,7% de nitrogênio. Mahvi, et

al., (2004) obtiveram remoção de nitrogênio variando entre 69–85%, tratando esgoto doméstico em reatores em batelada seqüencial com TDH de 6 e 12 horas.

Lamine et al. (2007) operando sistemas RBSs e variando o tempo de detenção hidráulica com propósito de melhorar a eficiência de remoção de N e P, obtiveram remoções de DBO e DQO em torno de 89-98%, SST de 85-97%, nitrificação de 91-97% e remoção de nitrogênio total superior a 75% e, remoção biológica de fósforo de 57 a 69%.

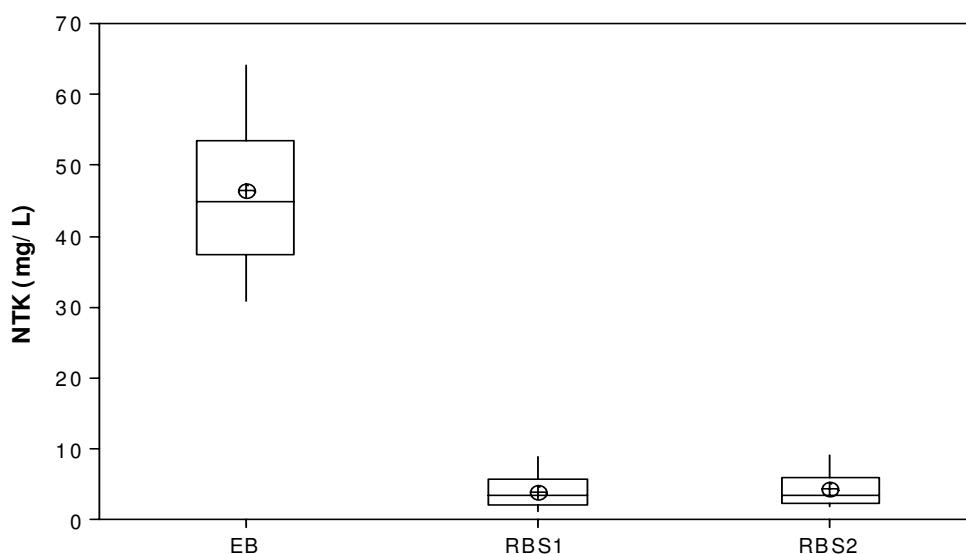


FIGURA 5.14. Concentrações de N-NTK do afluente (EB) e efluentes (RBS 1 e RBS 2) monitorados com diferentes tempos de ciclos operacionais

Conforme os resultados observados, o uso de reator operado com 4 ciclos.dia⁻¹ seria o mais recomendado para tratar esse tipo de esgoto bruto, uma vez que os resultados não se mostraram significativamente diferentes e as concentrações de nitrato no efluente final foram inferiores ao sistema operado com 3 ciclos.dia⁻¹. Além disso, quanto maior o número de ciclos operacionais, maior a quantidade de efluente tratado.

5.3. Sistema experimental 3 – Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS) tratando esgoto bruto com fonte de carbono externa: acetato (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

Como visto nos experimentos anteriores as fontes de carbono foram insuficientes para o sucesso do processo de desnitrificação e remoção de fósforo em sistemas aeróbios, contudo, o Sistema Experimental 3 foi proposto com a finalidade de

suprir essa deficiência, para o qual foram testados uma fonte de carbono externa, com substrato solúvel em solução, na forma de acetato de sódio (RBS 1) e fonte de carbono o próprio lodo de descarte do sistema aeróbio, que sofreu lise celular induzida (RBS 2).

O efluente do sistema RBS 1 e RBS 2 apresentaram valores de pH em torno de 7,3 a 8,2, (Tabela 5.3) que representa condições ideais para o processo de nitrificação.

Pesquisas com uso da respirometria na verificação da influência do pH, mostraram que as maiores taxas de crescimento específico máxima (μ_m) das bactérias nitrificantes ocorre na faixa de pH entre 7,5 a 8,0, sendo mais acentuado o crescimento das bactérias nitrificadoras (FERREIRA, 2002; DERKS, 2007; SILVA FILHO, 2009).

O efluente produzido nos reatores RBS 1 e RBS 2 apresentaram-se clarificados, com concentração média de sólidos em suspensão abaixo de 10 mg.L^{-1} .

TABELA 5.3. Características físicas e químicas do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores RBS 1 e RBS 2 com diferentes ciclos operacionais

Parâmetro		EB	RBS 1	RBS 2
pH	Média	7,08	7,68	7,33
	Mínimo	6,64	6,97	6,96
	Máximo	7,44	8,24	7,65
Temperatura (°C)	Média	24,8	24,3	24,6
	Mínimo	23,7	23,8	23,2
	Máximo	25,9	25,1	25,7
Alcalinidade Total (mgCaCO₃.L⁻¹)	Média	409,5	268,5	146,7
	Mínimo	335,3	151,5	52,5
	Máximo	479,5	439,5	295,2
AGV (mgHAc.L⁻¹)	Média	111,4	22,7	13,4
	Mínimo	61,7	1,07	0,05
	Máximo	182,9	47,0	36,6
SST (mg.L⁻¹)	Média	220	9	8
	Mínimo	90	3	2
	Máximo	744	22	15
SSV (mg.L⁻¹)	Média	161	8	7
	Mínimo	46	2	1
	Máximo	478	14	12

A concentração média da alcalinidade do EB foi de $410 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$, já nos sistemas RBS 1 e RBS 2 o efluente final apresentou alcalinidade média de 267 e $147 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$, respectivamente. Esses valores serviram para confirmar o processo de remoção de nitrogênio com base na nitrificação (Figura 5.15).

O consumo de ácidos graxos voláteis (AGV) também foi verificado, com concentrações médias de 23 e 13 mgHAc.L^{-1} para os RBS 1 e RBS 2, respectivamente

e, no EB a concentração média foi de 111 mgHAc.L⁻¹. Os processos de desnitrificação e liberação/absorção de fósforo são acompanhados por um apreciável consumo de matéria orgânica na forma de ácidos graxos voláteis de baixo peso molecular (AGV), que são os compostos intermediários gerados (MOSTERT et al., 1989).

Com o uso de fonte de carbono externa (acetato) foi possível obter altas remoções de nitrogênio e de fósforo, com eficiência de remoção de nitrogênio entre 84 e 97%, e de fósforo superior a 96%. O efluente final do RBS 1 apresentou concentrações médias de N-NTK e N-NO₃⁻ de 2,2 e 2,3 mg.L⁻¹, respectivamente (Figura 5.15 e 5.16). São concentrações que estão dentro dos valores para lançamento em corpos receptores (BRASIL, 2005). Paralelo a esses valores, a concentração de fósforo total e ortofosfato no efluente do RBS 1 até os primeiros 20 dias esteve abaixo de 1 mg.L⁻¹ com concentrações médias de 0,5 mg.L⁻¹ de fósforo total e 0,25 mg.L⁻¹ de ortofosfato (Figura 5.17 e 5.18).

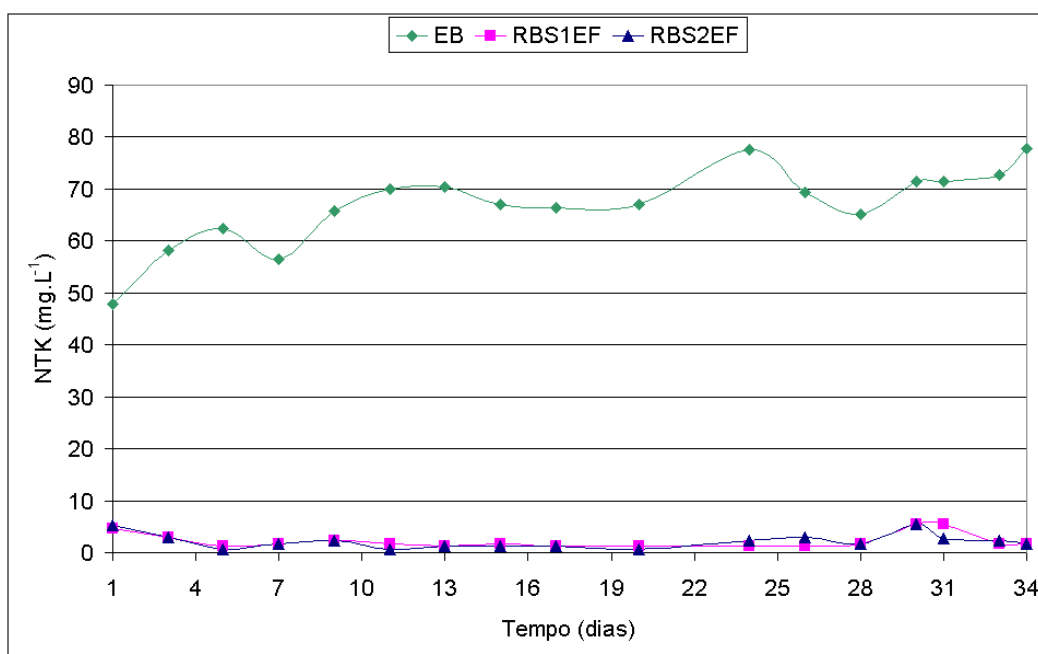


FIGURA 5.15. Comportamento de N-NTK no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

O sistema RBS 2 com fonte de carbono do próprio lodo de descarte (lodo que passou por lise celular induzida) apresentou no efluente final concentrações médias de N-NTK de 2,2 mg.L⁻¹ (Figura 5.15) e de N-NO₃⁻ de aproximadamente 27 mg.L⁻¹ (Figura 5.16). Observa-se que o sistema foi eficiente na nitrificação, no entanto, o substrato disponível foi insuficiente para maiores desnitrificação, com eficiência média

de remoção de 55% de nitrogênio. As remoções de fósforo total e ortofosfato verificadas no sistema RBS 2 foram, respectivamente, de 43 e 50% (Figuras 5.17 e 5.18). Verifica-se que o sistema RBS 1 com fonte de carbono orgânico solúvel foi mais eficiente que o RBS 2 que usou como fonte de carbono lodo lisado, com eficiência de remoção de nitrogênio de 93%, fósforo total de 79% e ortofosfato de 80%. No entanto, sistemas em batelada seqüenciais nas mesmas condições de operação apresentados na **seção 5.2** tratando esgoto bruto sem adição externa de carbono, mostraram remoções de fósforo total e ortofosfato de, aproximadamente, 20 e 10%, respectivamente. Esses resultados evidenciam que o lodo lisado como fonte de carbono auxiliou no processo de remoção de fósforo e nitrogênio.

Algumas vantagens podem ser destacadas com o retorno de lodo como fonte de carbono no processo de tratamento de esgotos como: redução da quantidade de sólidos que provavelmente retornam ao meio ambiente, e economia de produtos orgânicos necessário ao processo de remoção de nutrientes.

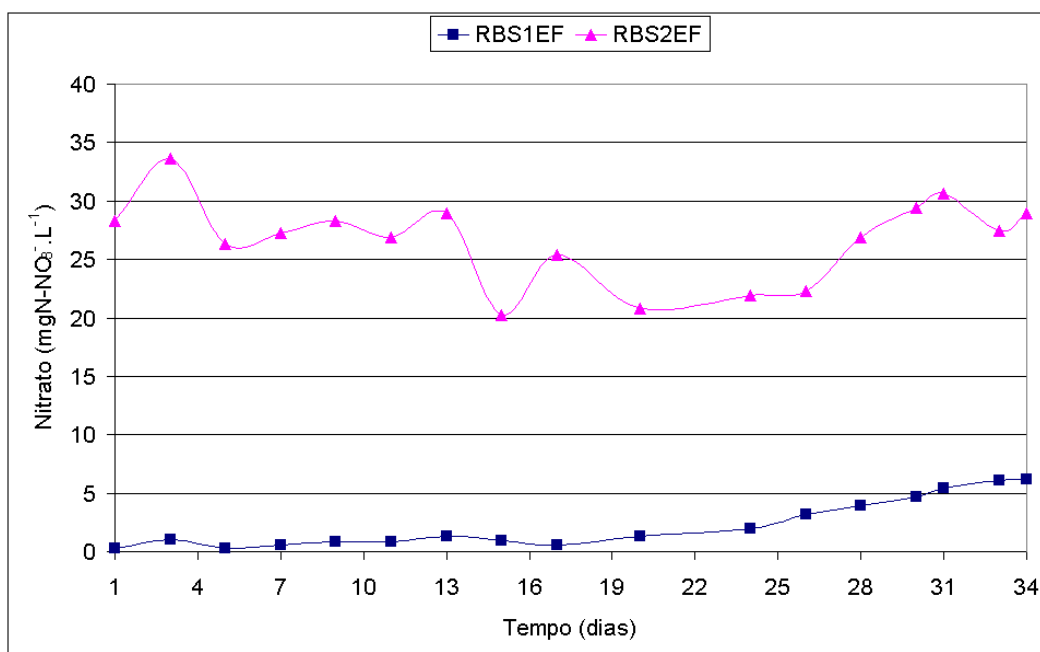


FIGURA 5.16. Comportamento de nitrato no efluente de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

Higgins e Springer (1998), operando uma estação de tratamento de esgoto em Portland, Maine – USA, e com lise celular induzida por meio de cisalhamento, obtiveram uma redução da geração do lodo da ordem de 60%. Os autores ainda citam que a aplicação da lise resultou em uma redução de 8,2 toneladas de lodo úmido a serem

descartados diariamente. Com isso, menos lodo foi lançado ao ambiente, e resultou em economia de energia com a redução da utilização de filtros-prensa, bombeamento do lodo, adensamento e aplicação de polímeros. Além disso, houve uma melhora na sedimentação e formação de um lodo mais compacto.

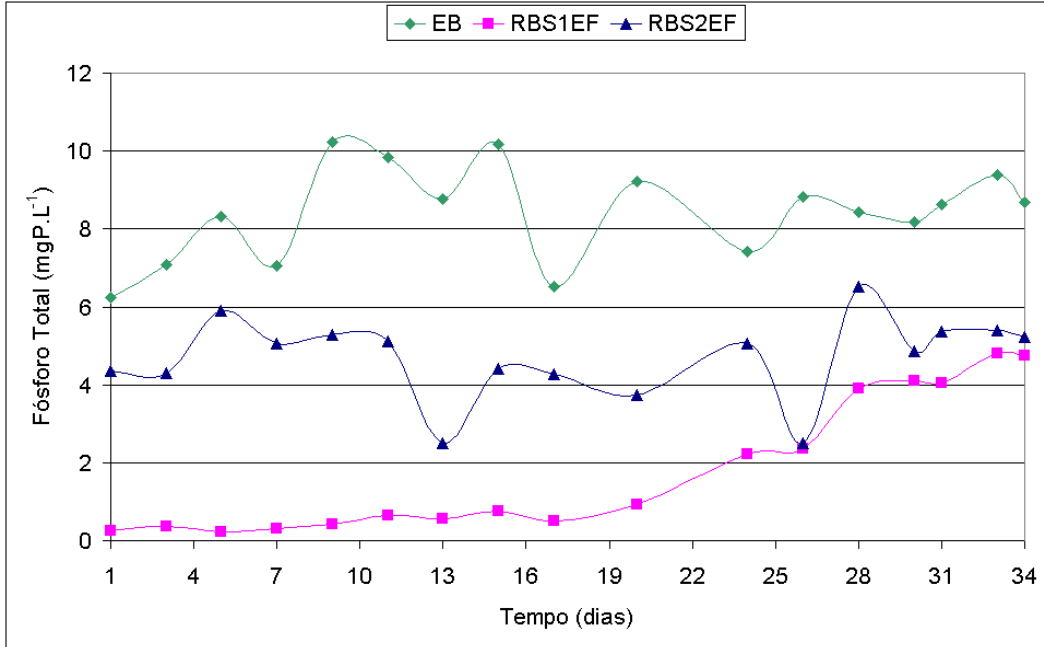


FIGURA 5.17. Comportamento de fósforo total no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

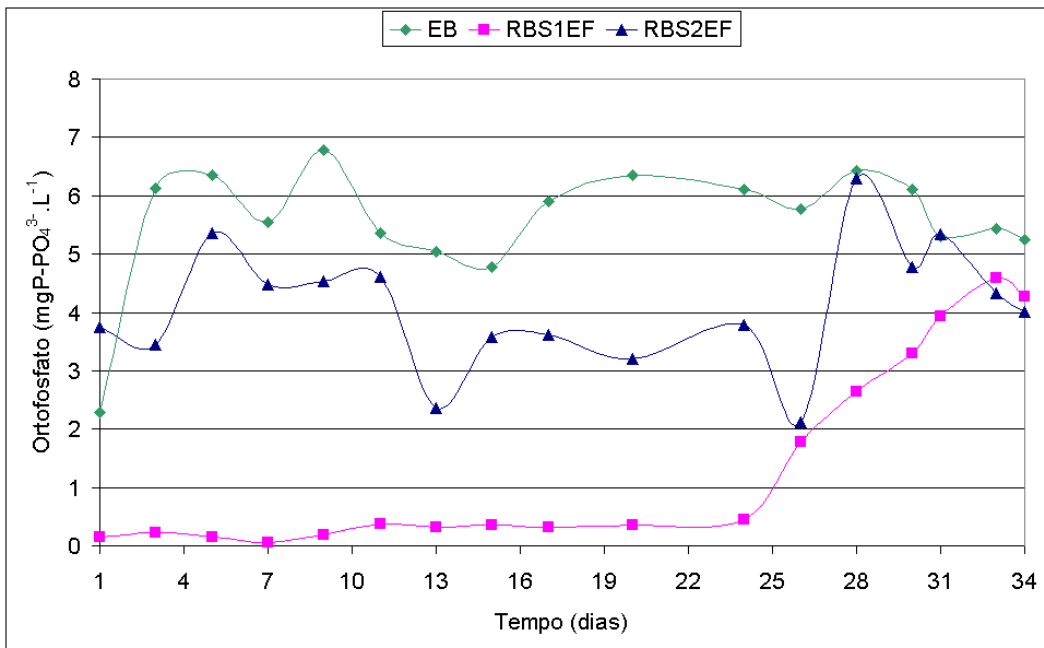


FIGURA 5.18. Comportamento do ortofosfato no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

No RBS com uso de fonte de carbono acetato, foi adicionado o equivalente a 200 mgDQO.L⁻¹ após nitrificação (Fase aeróbia 1, **seção 4.3.3**). Antes da adição desse substrato, a concentração de material orgânico total (DQOt) do afluente (EB) variou de 250 a 650 mgDQO.L⁻¹, com valor médio de 500 mgDQO.L⁻¹ (Figura 5.19). Verificou-se percentual de remoção de DQOt para o RBS 1 e RBS 2 de aproximadamente 88%, com concentrações no efluente final de 60 mgDQO.L⁻¹ para o RBS 1 e 59 mgDQO.L⁻¹ para o RBS 2.

A fração orgânica filtrada é de grande importância para se estimar a quantidade de material biodegradável presente no meio líquido, vital para o sucesso da remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo. No entanto, essa concentração biodegradável possui frações solúveis (material rapidamente biodegradável) e particuladas (material lentamente biodegradável).

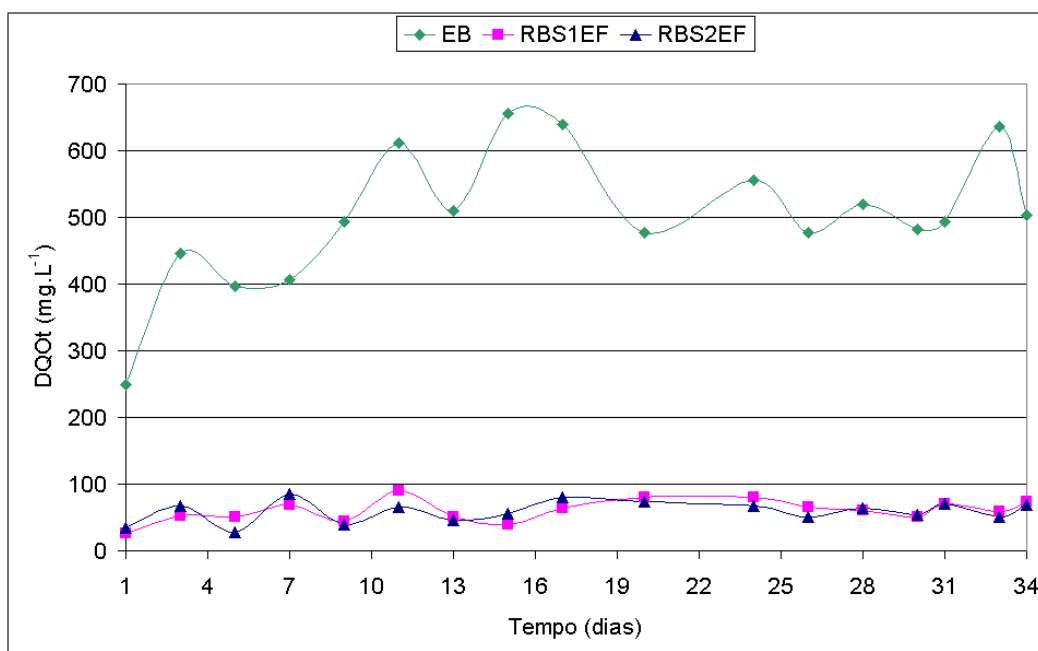


FIGURA 5.19. Comportamento da DQO total no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

O comportamento das concentrações de DQO filtrada (DQOf) está apresentado na Figura 5.20. Os sistemas RBS 1 e RBS 2 apresentaram remoção de DQOf de 81 e 82% respectivamente, com concentração média no efluente final de 42 mgDQO.L⁻¹ para o RBS 1 e 40 mgDQO.L⁻¹ para o RBS 2.

A aplicação de lise celular induzida possibilita o aumento de frações orgânicas antes não biodegradáveis em biodegradáveis. Lin et al. (1998), aplicaram hidrólise

alcalina, concentrações de 10 a 50mg.L⁻¹ de NaOH, ao lodo de uma planta de tratamento de uma indústria petroquímica que continham altas concentrações de nitrogênio, para verificar a possibilidade de uso deste lodo como fonte de carbono na etapa de desnitrificação. Os autores concluíram que a hidrólise alcalina transformou compostos antes complexos e biorefratários, em fonte de carbono solúvel, melhorando assim a etapa de desnitrificação do sistema.

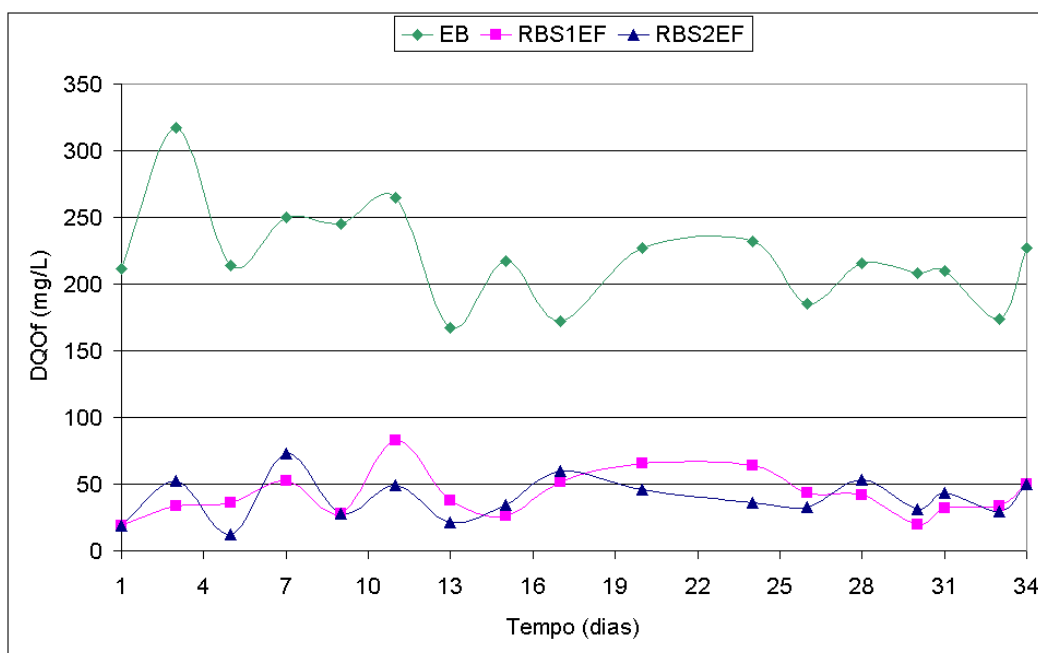


FIGURA 5.20. Comportamento da DQOf filtrada no EB e efluentes de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

Sólidos em suspensão expressam a massa de células microbianas, uma vez que essa biomassa é constituída de sólidos que se encontram no reator. Entretanto, nem toda essa massa participa da conversão de substrato, havendo uma fração inorgânica (recalcitrante) que não tem função no tratamento biológico. Assim os sólidos suspensos voláteis (SSV) expressam melhor a fração orgânica da biomassa, já que a matéria orgânica pode ser volatizada. No entanto, nem toda fração orgânica da biomassa é ativa (SSV). A fração ativa é a que tem real participação na estabilização do substrato.

O perfil da concentração de sólidos suspensos totais (SST) nos dois reatores são apresentados na Figura 5.21. Verifica-se, inicialmente, concentração mais elevada de SST nos sistemas RBS 1 e RBS 2 (valores médios de 3600 e 3900 mgSST.L⁻¹, respectivamente), que no decorrer do monitoramento diminuiu sua concentração à 1310

mgSST.L⁻¹ para o RBS 1 e 2390 mgSST.L⁻¹ para o RBS 2. Essa perda de biomassa, provavelmente, pode ser atribuída ao descarte de lodo do sistema.

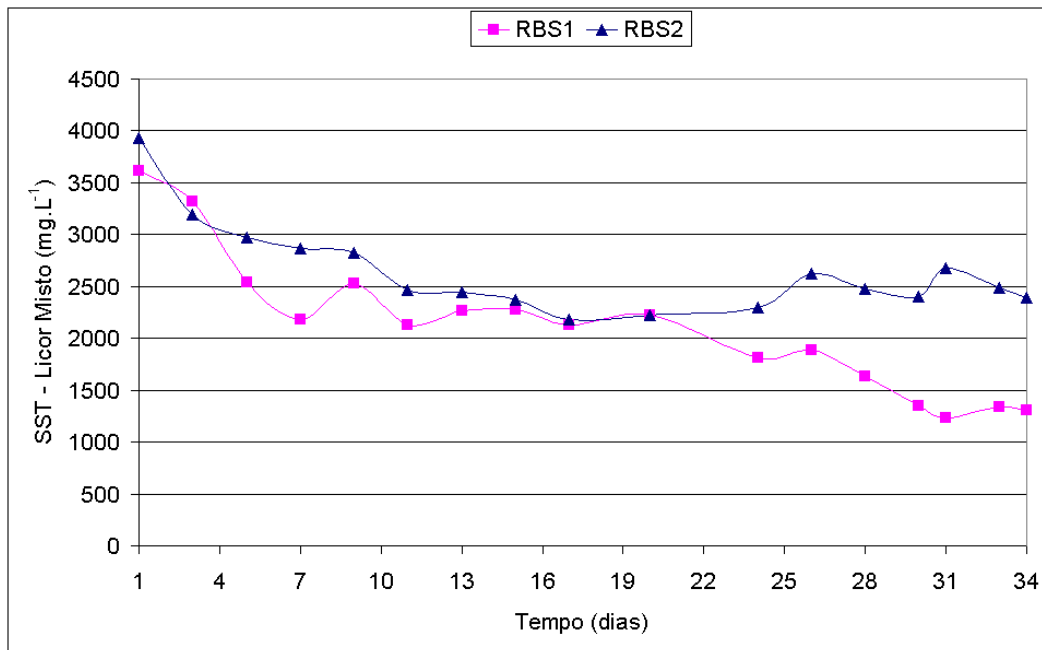


FIGURA 5.21. Comportamento dos SST do licor misto de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

A redução de sólidos em suspensão reflete, teoricamente, na diminuição de biomassa ativa dentro do sistema. Observou-se que a partir do 25º de operação houve significativo aumento nas concentrações de fósforo e nitrato no efluente final, afetando a eficiência do sistema. Supostamente, a perda da biomassa ativa responsável por esse processo ocasionou a baixa eficiência encontrada. Os SSV diminuíram de 2470 a 850 mgSSV.L⁻¹ no RBS 1 e 2300 a 1510 mgSSV.L⁻¹ no RBS 2 (Figura 5.22).

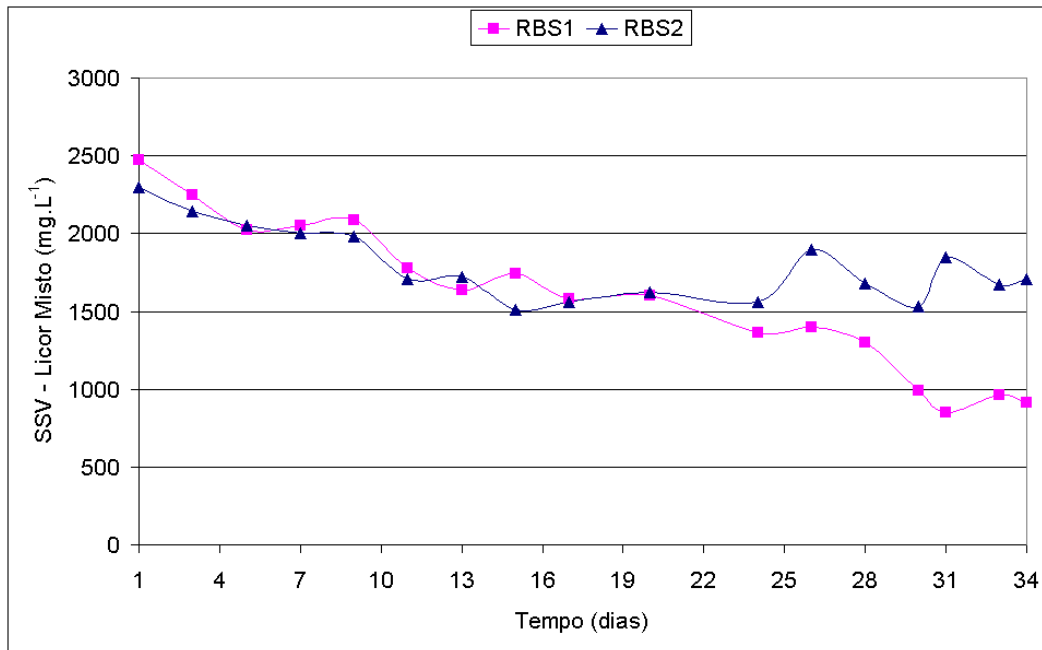


FIGURA 5.22. Comportamento dos SSV do licor misto de ambos os sistemas, tratando EB com adição de fonte de carbono externa (RBS 1) e lodo lisado (RBS 2)

5.4. Sistema experimental 4 – Reator Combinado Anaeróbio/Aeróbio operado em regime de batelada tratando esgoto bruto com biomassa aderida no reator aeróbio e recirculação da fase líquida no reator anaeróbio

Na busca de se obter remoção de nutrientes com fonte interna de carbono, foi estudado o desempenho de remoção das formas de nitrogênio oxidada em ambiente aeróbio, recirculando o efluente em reator anaeróbio. Nessa proposta foram obtidas boas remoções de nitrogênio. Foram utilizados um reator anaeróbio (RA) seguido de um reator aerado com meio suporte submerso imobilizado (RAMSI). O suporte utilizado foi esponja sintética.

Na Tabela 5.4 estão apresentados os resultados obtidos durante o monitoramento do sistema combinado anaeróbio/aeróbio.

O pH afluente do sistema combinado RA + RAMSI variou entre 6,85 – 7,15, enquanto que o pH do efluente apresentou valor médio de 7,22. Portanto, pode-se entender que o sistema RA + RAMSI não teve grandes variações de pH, a ponto de comprometer seu desempenho, favorecendo desta forma o desenvolvimento das bactérias metanogênicas que, de acordo com van Haandel e Lettinga (1994) e Metcalf e Eddy (2003), têm crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4 e das bactérias

desnitrificantes que segundo Barnes e Bliss (1983), tem melhor desempenho em pH na faixa de 6,5 a 7,5. A alcalinidade total variou de 294 a 527 mgCaCO₃.L⁻¹ no EB e de 99 e 319 mgCaCO₃.L⁻¹ no efluente final.

TABELA 5.4. Características físicas e químicas do esgoto bruto e do efluente do RAMSI tratando EB com recirculação em reator anaeróbio (RA)

Parâmetros	EB	RA + RAMSI	Eficiência (%)
n	37	37	-
pH	7,05	7,22	-
Temperatura (°C)	24,6	25,8	-
Pt (mg.L ⁻¹)	6 ± 2	3,7 ± 1,3	38
P-PO ₄ ³⁻ (mg.L ⁻¹)	4,35 ± 1,4	3,2 ± 1,2	26
DQOt (mg.L ⁻¹)	237 ± 110	61 ± 40	74
DQOf (mg.L ⁻¹)	140 ± 83	45 ± 22	68
Alct (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	416 ± 61	218 ± 52	-
AGV (mgHAc.L ⁻¹)	108 ± 21	23 ± 12	-
N-NTK (mg.L ⁻¹)	43,7 ± 13	3,8 ± 4	91
N- NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	35,4 ± 10	2,3 ± 4	94
N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	-	0,13 ± 0,1	-
N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	-	8,55 ± 4	-
SSV (mg.L ⁻¹) Licor Misto	-	2851 ± 542	-
SSV (mg.L ⁻¹) efluente	176 ± 92	8 ± 10	95

n: n° de determinação

A eficiência de remoção de nitrogênio foi superior a 90%. O efluente coletado do reator RA + RAMSI apresentou 79% de remoção ácidos graxos voláteis (AGV), conforme valores afluentes (108 mgHAc.L⁻¹) e efluentes (23 mgHAc.L⁻¹) determinados, supostamente esse material solúvel presente contribuiu com o processo de desnitrificação. Nesse processo, as bactérias heterotróficas utilizam carbono orgânico como fonte doadora de elétrons. No caso de esgoto sanitário já tratado (tratamento secundário), como este dispõe de baixa fonte carbono orgânico rapidamente biodegradável, exige-se uma fonte externa de carbono. Nesse caso, entende-se que, apenas a DBO dissolvida presente no lodo anaeróbio participa do processo de desnitrificação.

A fração solúvel e rapidamente biodegradável presente no reator anaeróbio, quando submetido ao ambiente anóxico, é oxidada por meio da redução do nitrato e a fração do material solúvel remanescente é utilizada na síntese, incorporado aos organismos desnitrificantes, por outro lado, à fração do material particulado (lentamente

biodegradável) passa por processo de solubilização, e em seguida fermentação, produzindo compostos reduzidos como ácidos voláteis. Esse material fermentado possibilita a redução do nitrato presente no sistema. Portanto, no caso específico do lodo anaeróbio, quando o material solúvel rapidamente biodregardável é esgotado, a taxa de desnitrificação é limitada pela taxa de hidrólise do material orgânico particulado (SOUSA; FORESTI, 1999).

Mesmo operado com baixo tempo de detenção hidráulica (TDH de 4 horas) o sistema anaeróbio conseguiu remoção de DQO de 74%, podendo ser comparado à remoção em reator tipo UASB, que geralmente apresenta remoção em torno de 70%.

A relação DQOt/N-NTK no afluente, de 5,4:1, assegurou eficiência de remoção de N-NTK no sistema combinado RA + RAMSI de 91%, e eficiência de remoção de nitrogênio total (N-NTK + N-NO_x) foi de aproximadamente 71,5%. As formas de nitrogênio removidas e encontradas no efluente final estão apresentadas na Figura 5.23. Esses valores mostram que a eficiência de desnitrificação apresentada pelos reatores combinados RA + RAMSI foi bem estável, demonstrando considerável grau de adaptabilidade do lodo quanto ao processo de desnitrificação.

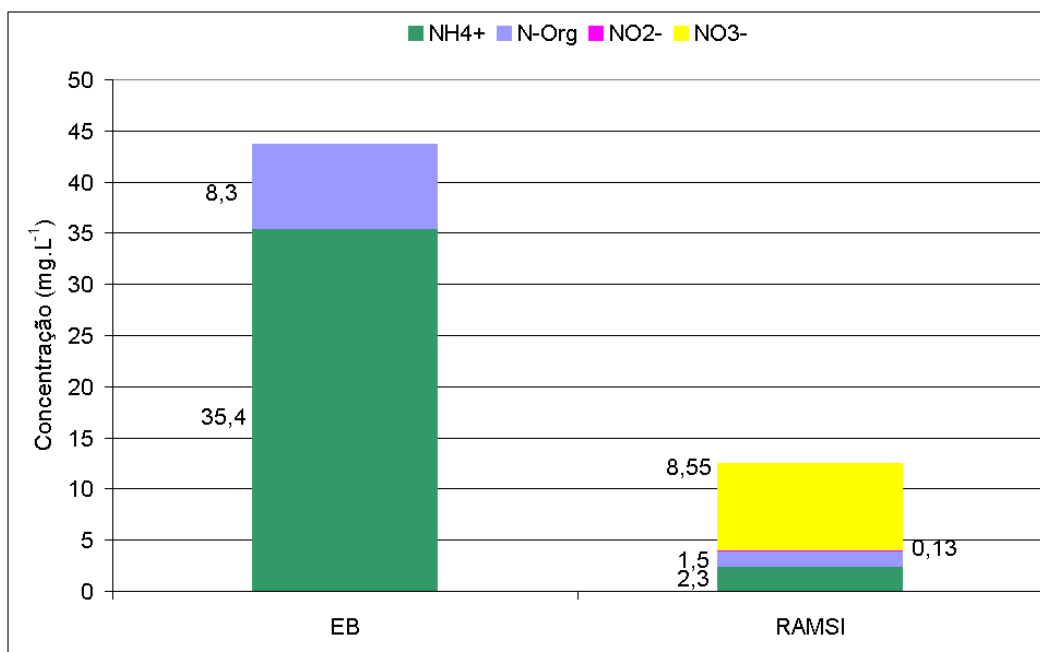


FIGURA 5.23. Concentração das frações de nitrogênio avaliadas no tratamento de EB em reator Combinado RA + RAMSI

Sousa et al. (2008) utilizando reator aerado com meio suporte de garrafa PET e passando o efluente produzido em reator UASB obtiveram redução do nitrato e nitrito de 90 e 93%, respectivamente. Neste processo a relação DQO/N foi de 22:1.

Akunna et al. (1994), em escala de laboratório investigaram o processo de desnitrificação em reator anaeróbio tendo glicose como única fonte de carbono e variando a contribuição no reator de nitrato e nitrito. Observaram que as melhores taxas de desnitrificação foram atribuídas à adição de baixas concentrações iniciais de nitrito e nitrato, obtendo reduções superiores a 80%.

Tratando efluente de parboilização de arroz com relação DQO/N igual a 11:1, Lopes, et al. (2001), removendo nitrato em reator UASB obtiveram eficiência de remoção de nitrato de 82%, e Isoldi, et al. (2005) tratando o mesmo tipo de resíduo de parboilização e em ambiente anaeróbio (UASB) obtiveram 87% de remoção de nitrato, com relação DQO/N igual 12:1. Portanto, o sistema combinado RA + RAMSI se apresentou como alternativa viável nos processos de redução de matéria orgânica e compostos de nitrogênio.

Com base nos resultados obtidos, foram realizados dois perfis de avaliação da remoção de nitrogênio durante um ciclo de operação. Esses testes foram, simultaneamente, auxiliados com o uso da respirometria e determinação analíticas, tendo como propósito controlar a concentração de oxigênio dissolvido (OD) no meio e verificar qual a Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO) durante a fase de aeração. Os resultados obtidos estão apresentados nas Figuras 5.24 e 5.25.

Os dois testes tratam de repetições efetuadas em intervalos de aproximadamente 45 dias, sendo verificadas remoções de nitrogênio de aproximadamente 98% no 1º teste e 95% no 2º teste. Estes experimentos serviram para mostrar como se comportava as frações de nitrogênio ao longo do processo de recirculação.

No 1º teste a concentração inicial de nitrogênio amoniacal foi de 2,9 mgN-NH₄⁺.L⁻¹, com nitrato de 8,7 mgN-NO₃⁻.L⁻¹. Ao final das 3 primeiras horas do ciclo de alimentação com EB no sistema anaeróbio (RA), observou-se um aumento da concentração de amônia e iniciou a redução do nitrato (5,7 mgN-NO₃⁻.L⁻¹). A alimentação foi até a 6ª hora do ciclo. A partir desse momento, não havia mais introdução de amônia e carbono orgânico de esgoto bruto, havendo apenas a oxidação da amônia no reator aerado (RAMSI) e desnitrificação por compostos orgânicos produzidos no RA.

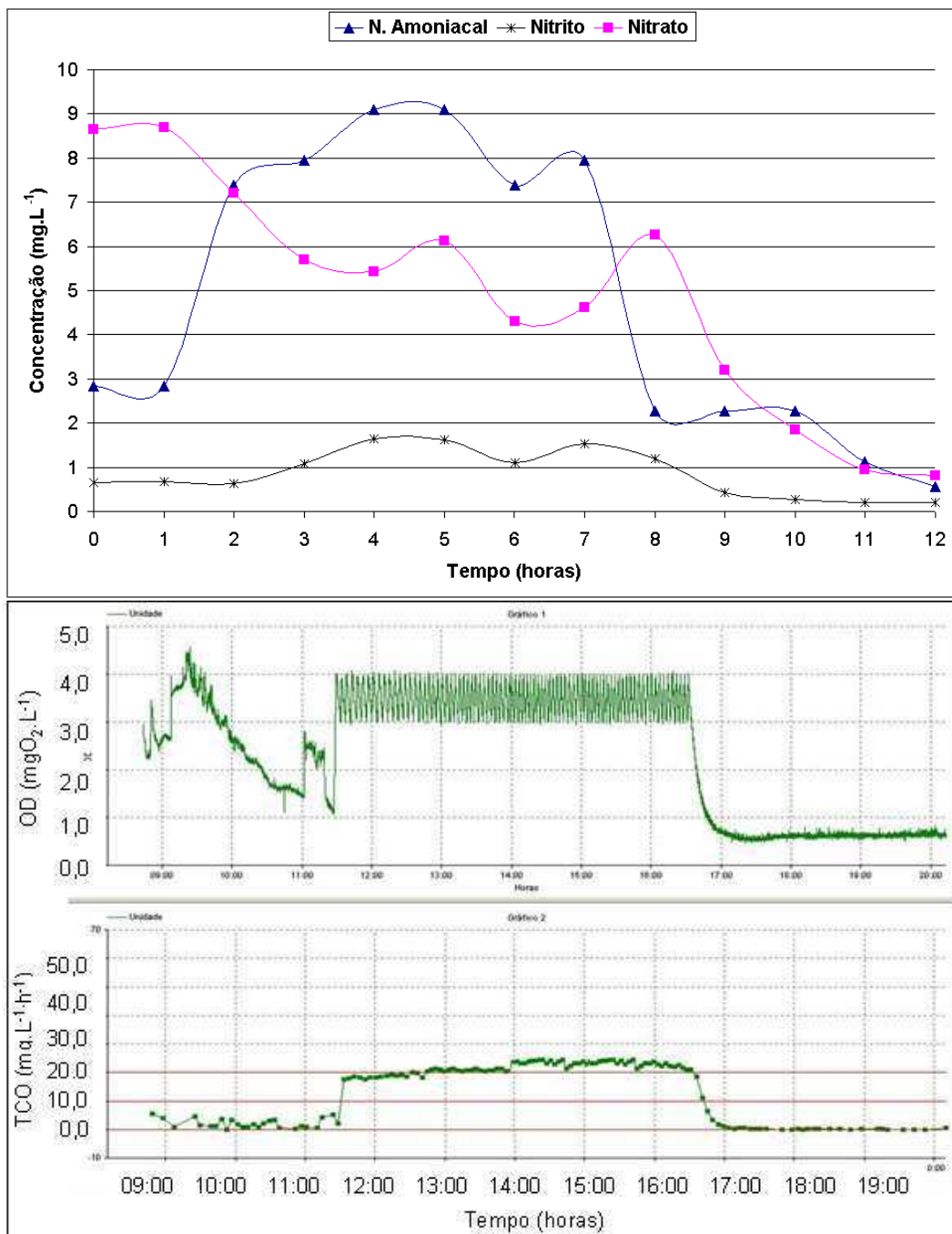


FIGURA 5.24. Perfil da concentração de $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$ das amostras coletadas durante o 1º teste experimental no efluente do sistema combinado RA + RAMSI em um ciclo operacional, e respectivo respirograma mostrando o comportamento de OD e TCO.

Foi observado um leve aumento na concentração de nitrato durante a fase de recirculação e final da aeração (8ª hora), supostamente esse valor foi ocasionado pela falta de substrato orgânico solúvel ao final da aeração.

O respirograma mostra que a Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO) encontrada no momento da fase de aeração foi aproximadamente $21 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, com concentração de oxigênio dissolvido controlado em limites de 3 a $4 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, simulando a concentração de operação do sistema de aproximadamente $4 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$.

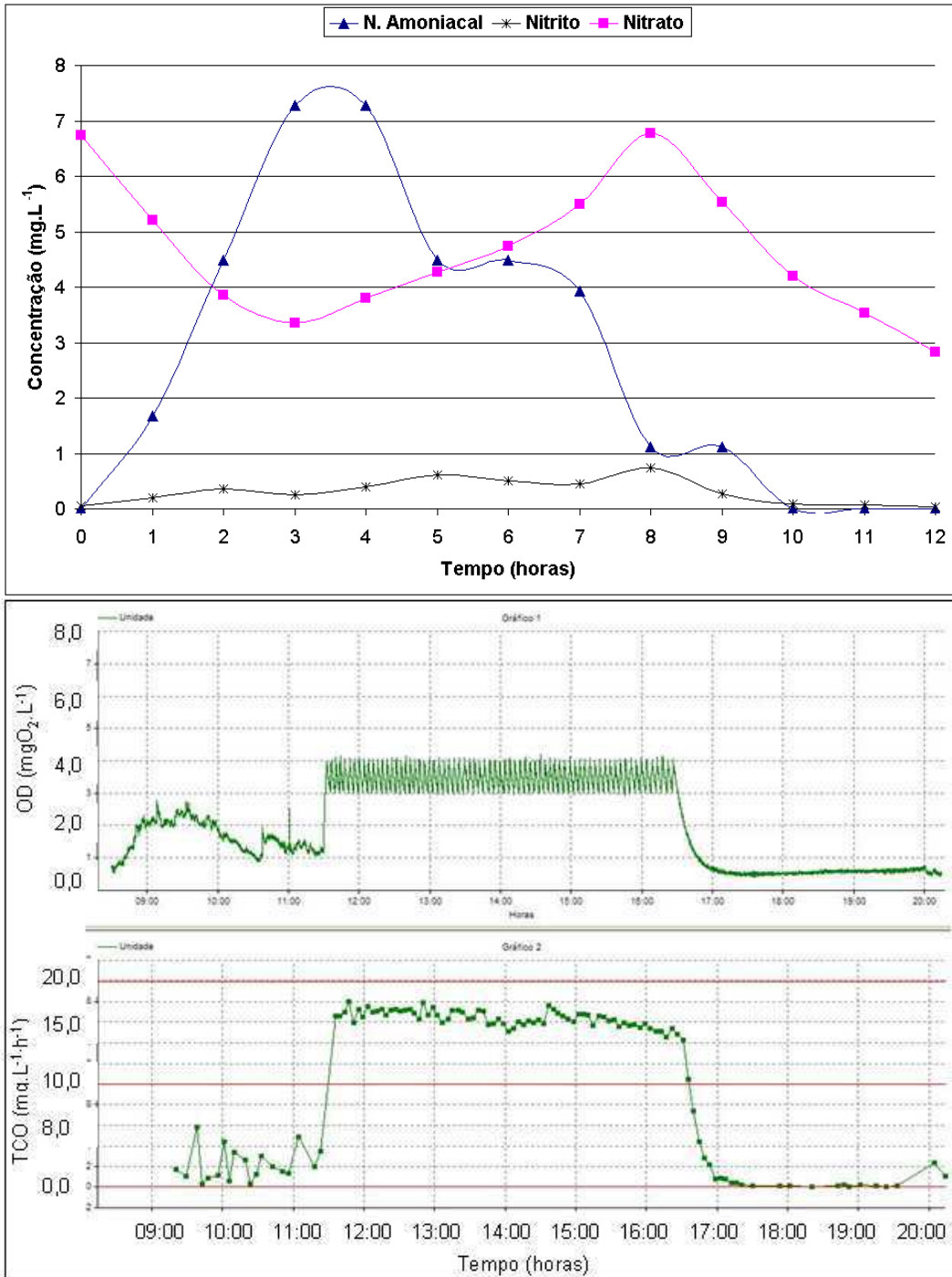


FIGURA 5.25. Perfil da concentração de N-NH_4^+ , N-NO_2^- e N-NO_3^- das amostras coletadas durante o 2º teste experimental no efluente do sistema combinado RA + RAMSI em um ciclo operacional, e respectivo respirograma mostrando o comportamento de OD e TCO.

No término do ciclo a concentração de nitrato e nitrogênio amoniacal foi de 0,6 mgN-NO₃⁻.L⁻¹ e 0,5 mgN-NH₄⁺.L⁻¹, respectivamente (conforme Figura 5.24).

O segundo teste serviu de repetição e confirmação dos resultados obtidos na primeira investigação. Foi verificado que no início da recirculação a concentração de nitrogênio amoniacal e nitrato foram, respectivamente, 7,5 mgN-NH₄⁺.L⁻¹ e 3,3 mgN-NO₃⁻.L⁻¹, apontando no final do ciclo a concentração de 0,0 mgN-NH₄⁺.L⁻¹ e 2,8 mgN-NO₃⁻.L⁻¹ (Figura 5.25).

A Taxa de Consumo de Oxigênio média (TCO) encontrada no 2º teste foi aproximadamente 17 mgO₂.L⁻¹.h⁻¹.

Os testes evidenciaram que usar lodo anaeróbio como substrato orgânico no processo de recirculação de efluente nitrificado para realizar o processo de desnitrificação é uma opção promissora.

Sousa e Foresti (1999) usaram lodo anaeróbio e passaram o efluente nitrificado por sistema de fluxo ascendente, durante 30 semanas e alcançaram eficiência de remoção de nitrato de 72%. Isoldi et al. (2005), trataram efluente de parboilização em um sistema combinado UASB + reator aeróbio com volume de 4 e 3,6L, respectivamente, obtiveram eficiências de remoção de N-NTK de 83%, com expressiva desnitrificação e remoção de 94% do nitrato para uma carga aplicada de aproximadamente 0,07 kgN-NO₃⁻.m⁻³.d⁻¹, ao longo de um período de 5 meses.

5.5. Sistema experimental 5 – reatores em Bateladas Seqüenciais operados com diferentes tempos de retenção de sólidos tratando esgoto bruto na remoção biológica de fósforo

Os sistemas utilizados neste experimento foram 3 reatores em bateladas seqüenciais, operando em regime intermitente (anaeróbio e aeróbio). Os sistemas foram monitorados em períodos distintos. Os resultados dos reatores em bateladas seqüenciais, nas diferentes avaliações, estão apresentados na Tabela 5.5.

Os resultados dos experimentos com RBS na remoção biológica de fósforo não apresentaram grandes variações de pH e a temperaturas para os três períodos: mantiveram pH entre 7,0 e 8,0, e temperatura de 24,5 a 25,5 °C. Sell et al. e Shapiro et al. citados por Stensel (1991) afirmam que a faixa de temperatura para liberação e absorção de fósforo pode ser observada entre 10 e 30 C°, e o pH entre 7,5 e 8,0. Lee et al. (2001) verificaram que é possível controlar os processos de liberação e captação de

fósforo nas diferentes zonas (anaeróbia, anóxica e aeróbia) através do monitoramento do pH. Dessa forma, observaram que, na fase anaeróbia, o pH diminuía continuamente até que todo o fósforo fosse liberado do sistema, enquanto que nas fases anóxica e aeróbia havia um aumento do pH relacionado à captação de fósforo e ao processo de nitrificação, tornando-se constante quando todo o fósforo era capturado do sistema.

A DQO total (DQOt) média encontrada no esgoto bruto nas três fases experimentais foi considerável, entretanto, testes realizados mostraram que a fração de DQO rapidamente biodegradável (DQOrb) foi muito baixa, chegando a valores médios de 10%. Assim, para as três fases experimentais (R1, R2 e R3) a DQOrb média foi de 43, 49 e 55mg.L⁻¹, respectivamente.

TABELA 5.5. Média dos resultados obtidos nos afluentes (EB) e efluentes dos reatores em bateladas seqüenciais estudados no processo de remoção de fósforo

Parâmetros	EB ₁	R1	Eficiência (%)	EB ₂	R2	Eficiência (%)	EB ₃	R3	Eficiência (%)
n	25	25	-	14	14	-	8	8	-
pH	7,55	7,86	-	7,13	7,56	-	6,9	7,54	-
Temperatura (°C)	24,8	24,4	-	25,2	25,5	-	24,9	25,3	-
Pt (mg.L ⁻¹)	6,6	1,4	79	8,7	1,6	82	9,1	1,92	79
P-PO ₄ ³⁻ (mg.L ⁻¹)	4,8	0,9	81	5,9	1,1	81	5,83	1,61	72
DQOt (mg.L ⁻¹)	426	73	83	487	57	88	552	74	87
DQOf (mg.L ⁻¹)	159	54	66	221	51	77	186	52	72
Alct (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	508	330	-	415	283	-	366	314	-
AGV (mg HAc.L ⁻¹)	113	18	-	109	19	-	104	26	-
N-NTK (mg.L ⁻¹)	48	8	83	64	21	67	74	47	36
N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	39	7	82	50	18	64	55	40	27
N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	nd	2,3	-	nd	2,7	-	nd	1,8	-
N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	nd	9,1	-	nd	3,5	-	nd	1,6	-
SSV (mg.L ⁻¹) Licor Misto	-	2851	-	-	1475	-	-	710	-
SSV (mg.L ⁻¹) efluente	101	7	-	156	8	-	172	5	-

n - nº de determinações; EB₁: esgoto bruto do 1º experimento; R₁: Reator intermitente do 1º experimento; EB₂: esgoto bruto do 2º experimento; R₂: Reator intermitente do 2º experimento; EB₃: esgoto bruto do 3º experimento; R₃: Reator intermitente do 3º experimento

A concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) no licor misto para o experimento R1 variou entre 1240 e 4100 mgSSV.L⁻¹. Menores variações ocorreram no experimento R3, com mínimo de 390 e máximo de 1080 mgSSV.L⁻¹, com variação de SSV para o R2 entre 820 a 3730 mgSSV.L⁻¹.

Teoricamente, quanto mais alta a concentração de Sólidos em Suspensão do Licor Misto (SSLM) no tanque de aeração, maior é a eficiência do processo, como há

uma maior concentração de biomassa para utilizar a DQO rapidamente biodegradável (DQOrb) ou nutrientes disponível (STENSEL, 1991). Decrescendo a população bacteriana de organismos poli-p, sucessivamente, a eficiências da remoção biológica de fósforo em excesso diminui (SIDAT, et al., 1999).

O experimento R2 foi operado durante 35 dias e apresentou boa remoção de fósforo com eficiências de 82 e 81 % para fósforo total e ortofosfato, respectivamente. No entanto, valores superiores a 1 mg.L^{-1} de ortofosfato foram encontrados ao final do experimento. É possível que esses valores encontrados estejam relacionados com a diminuição da concentração de SSV no sistema, com valores inferiores a 900 mgSSV.L^{-1} . O decaimento de SSV nos sistemas monitorados está relacionado com a fração de lodo de descarte. Admiti-se que a geração de novas bactérias poli-p foi inferior à retirada de biomassa do sistema através do descarte de lodo. Essa situação se repetiu em todos os sistemas avaliados. Entretanto, esse acontecimento não invalida o presente estudo, que apresentou períodos com boa remoção de fósforo (total e ortofosfato).

O R1 foi operado por um período de 45 dias, apresentou boa remoção de fósforo associada à boa remoção de material carbonáceo e considerável remoção de nitrogênio.

O processo de remoção de nitrogênio através da nitrificação-desnitrificação no experimento R1 foi mais acentuado que nos demais sistemas estudados. Isto se deve ao fato que o TRC do experimento R1 foi de 20 dias, idade de lodo suficiente para que ocorra a nitrificação e, por conseguinte, a desnitrificação. Entretanto, os experimentos R2 e R3 foram operados com baixo TRC (5 e 3 dias, respectivamente), considerados insuficientes para que ocorra completa nitrificação do material nitrogenado afluente.

Brdjanovic et al. (1998) investigaram um modelo para predizer o tempo mínimo de retenção celular em sistemas de remoção biológica de fósforo, e concluíram que o processo de remoção biológica de fósforo não está limitado por um TRC mínimo que é o resultado da taxa máxima de crescimento dos organismos, e sim porque o TRC da fase aeróbia deve ser bastante longo para oxidar a quantidade de PHA armazenada na fase anaeróbia. Significando que o TRC mínimo requerido dependerá principalmente da conversão cinética de PHA e o teor máximo possível de PHA armazenado na célula durante a fase anaeróbia.

Respirometria da biomassa do Reator 1 (R1)

Com o lodo do sistema R1, foram realizados testes de liberação e assimilação de fósforo. Nas Figuras 5.26 e 5.27 está apresentado o comportamento de dois testes realizados com adição de fonte externa de carbono.

No primeiro teste foram adicionados 240 mgDQO.L^{-1} em forma de solução de acetato de sódio e com adição de 36 mg.L^{-1} de fósforo em solução de ácido fosfórico.

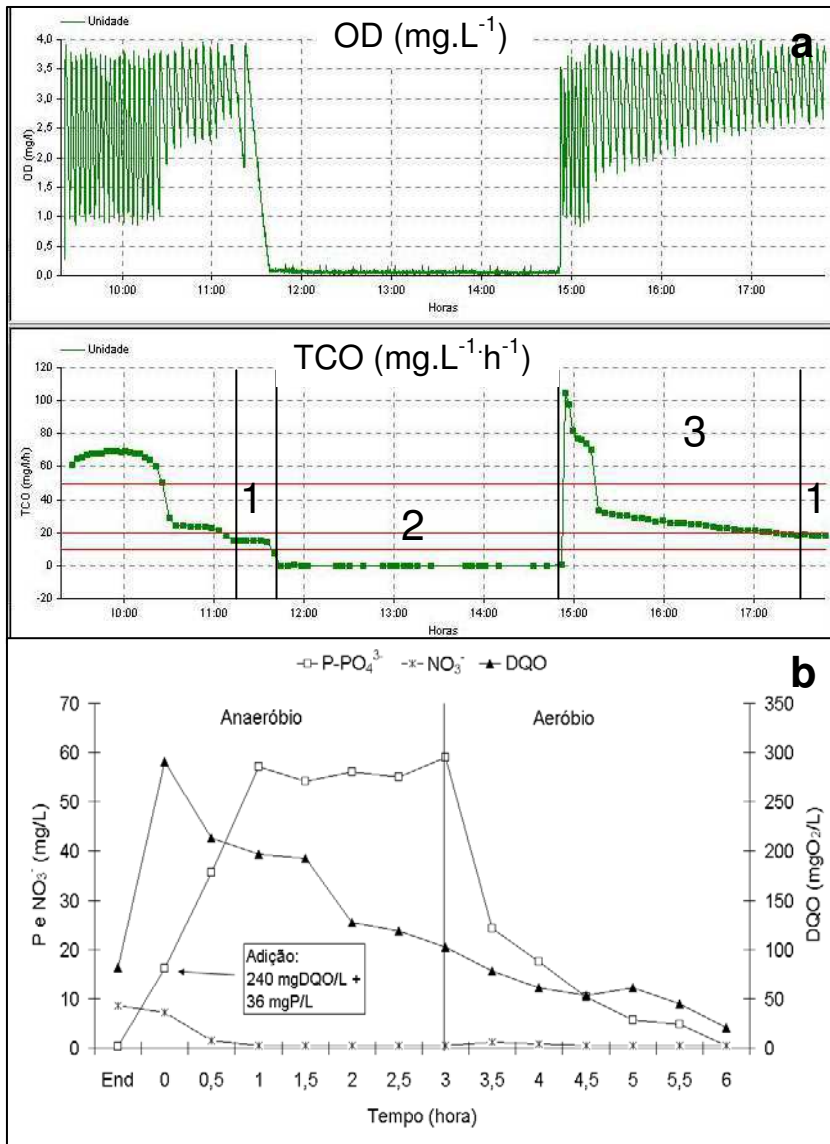
O respirograma (Figura 5.26a) apresenta o comportamento do teste, partindo desde a decomposição do esgoto bruto afluente até o final do ensaio com fonte externa de carbono. O teste foi realizado durante um período de 6 horas, divididos em 3 horas para a fase anaeróbia e 3 horas para a fase aeróbia. A TCO média da fase endógena foi de $23 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$.

Na fase endógena a concentração de ortofosfato foi de $0,35 \text{ mg.L}^{-1}$ e de nitrato de $8,64 \text{ mg.L}^{-1}$ com uma DQO de 82 mg.L^{-1} . Com a adição de concentrações de P e DQO solúvel em ambiente anaeróbio, foi verificada a assimilação de DQO tanto para realizar o processo de desnitrificação quanto para liberação de fosfato para o meio líquido, através de resultados analíticos. Em aproximadamente uma hora, todo nitrato foi removido e se alcançou a liberação máxima de fósforo, chegando à aproximadamente $23 \text{ mgP-PO}_4^{3-}.\text{L}^{-1}$ (Figura 5.26b).

Na fase aeróbia a concentração de oxigênio dissolvido variou entre 1 e $3 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$. Nessa fase ocorreu a assimilação do fósforo liberado na fase anaeróbia e também a assimilação em excesso do fósforo adicional (*luxury uptake*), chegando a remover praticamente todo fósforo adicionado ($35,43 \text{ mgP.L}^{-1}$). Ao final do teste a concentração foi de $0,57 \text{ mg.L}^{-1}$ de fosfato e 20 mg.L^{-1} de DQO (Figura 5.26b).

A concentração de SSV do lodo foi de 4100 mg.L^{-1} e esse lodo apresentou cerca de 485 mg.L^{-1} de fósforo total, o qual representou uma relação de $0,118 \text{ mgP.mgSSV}^{-1}$, ou seja, 11,8% de fósforo por massa de bactéria.

Wang, et al., (2008), utilizando RBS com concentração inicial de SSV de 4000 mg.L^{-1} , e tratando esgoto sintético com 400 mg.L^{-1} de DQO rapidamente biodegradável (DQOrb) e aproximadamente 20 mg.L^{-1} de fósforo, obteve resultados satisfatórios de aproximadamente 98,6% de remoção do fósforo.



1- Fase Endógena, 2- Fase Anaeróbia, 3- Fase Aeróbia

FIGURA 5.26. (a) Perfil da concentração de OD e TCO por meio da respirometria; (b) Perfil da concentração de $P-PO_4^{3-}$, $N-NO_3^-$ e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do 1º teste com biomassa do R1

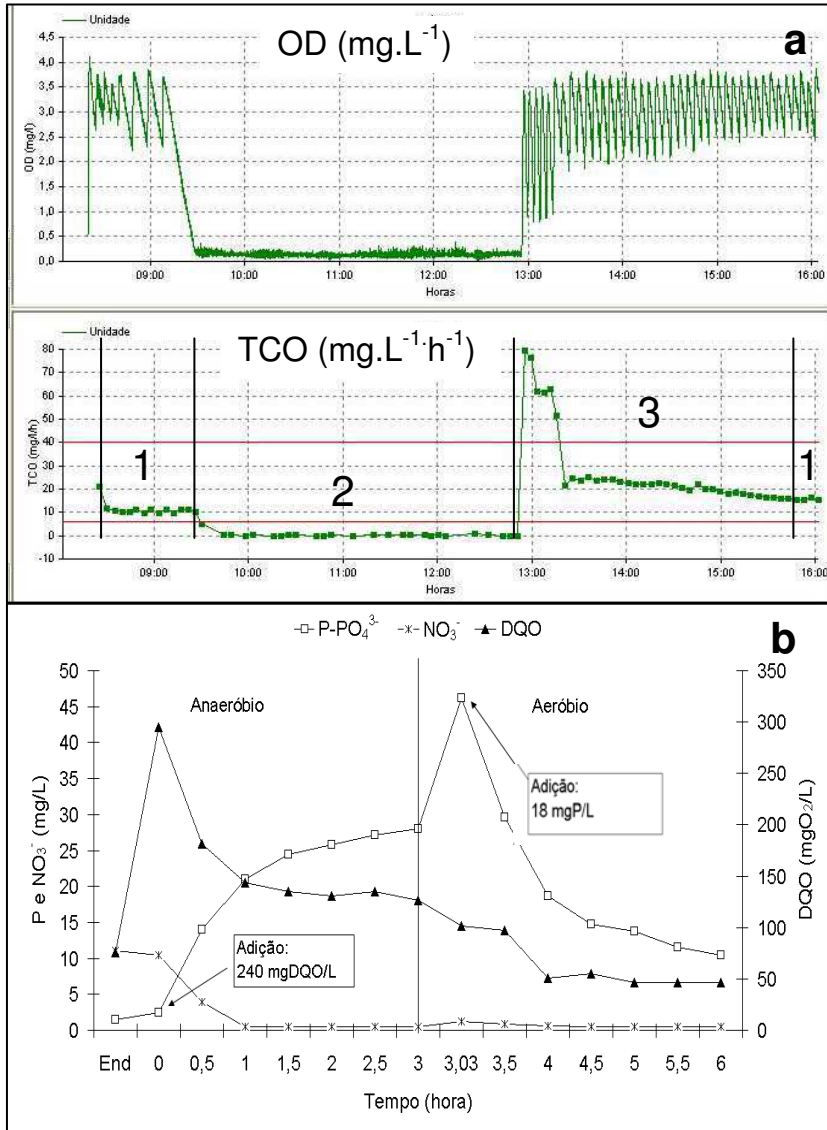
Foi realizado um segundo teste no sistema R1. Utilizou-se a mesma concentração de fonte de carbono externa (240 mgDQO.L^{-1}), no entanto, o fósforo (18 mg.L^{-1}) foi adicionado no início da fase aeróbia, com o intuito de verificar de forma diferenciada a concentração de fósforo liberado e o fósforo adicional (Figura 5.27).

A TCO endógena foi de aproximadamente $11,4 \text{ mg.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ em média (Figura 5.27a). Nesse ensaio a concentração inicial de fósforo na fase endógena foi de $1,51 \text{ mg.L}^{-1}$ com uma DQO de 76 mg.L^{-1} . A liberação de fósforo durante a fase anaeróbia foi

de $28,0 \text{ mg.L}^{-1}$ e o fósforo adicional foi de 18 mg.L^{-1} , totalizando a concentração no meio líquido de aproximadamente 46 mg.L^{-1} de fósforo (Figura 5.27b).

A remoção de fósforo nessa biomassa não foi superior ao 1º teste, entretanto, a concentração final de fósforo foi de $10,5 \text{ mg.L}^{-1}$, indicando assimilação de aproximadamente 8 mg/L do fósforo adicional.

A relação mgP.mgSSV^{-1} foi de $0,107$, com concentração de fósforo e sólidos suspensos voláteis no lodo de 358 mg.L^{-1} e 3360 mg.L^{-1} , respectivamente.



1- Fase Endógena, 2- Fase Anaeróbia, 3- Fase Aeróbia

FIGURA 5.27. (a) Perfil da concentração de OD e TCO por meio da respirometria; (b) Perfil da concentração de P-PO_4^{3-} , N-NO_3^- e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do 2º teste com biomassa do R1

Respirometria da biomassa do Reator 2 (R2)

Na Figura 5.28 está apresentado o comportamento quanto à liberação e assimilação de fósforo durante o teste utilizando a biomassa do R2. Levou-se em consideração a aplicação de duas fases anaeróbias seguidas de duas aeróbias. Essa metodologia foi aplicada com referência ao funcionamento do sistema original “*in loco*”, que apresentava duas fases de alimentação.

A distribuição da alimentação em duas etapas foi proposta com a intenção de diminuir a concentração de N-NO_3^- contido no reator produzido no ciclo anterior, proporcionando a desnitrificação na 1ª etapa e mantendo uma DQO na fase anaeróbia para proporcionar o armazenamento de polihidroxialcanos (PHA) pelas bactérias poli-p.

As formas oxidadas de nitrogênio competem pelo mesmo substrato orgânico, necessário para o processo de remoção de fósforo.

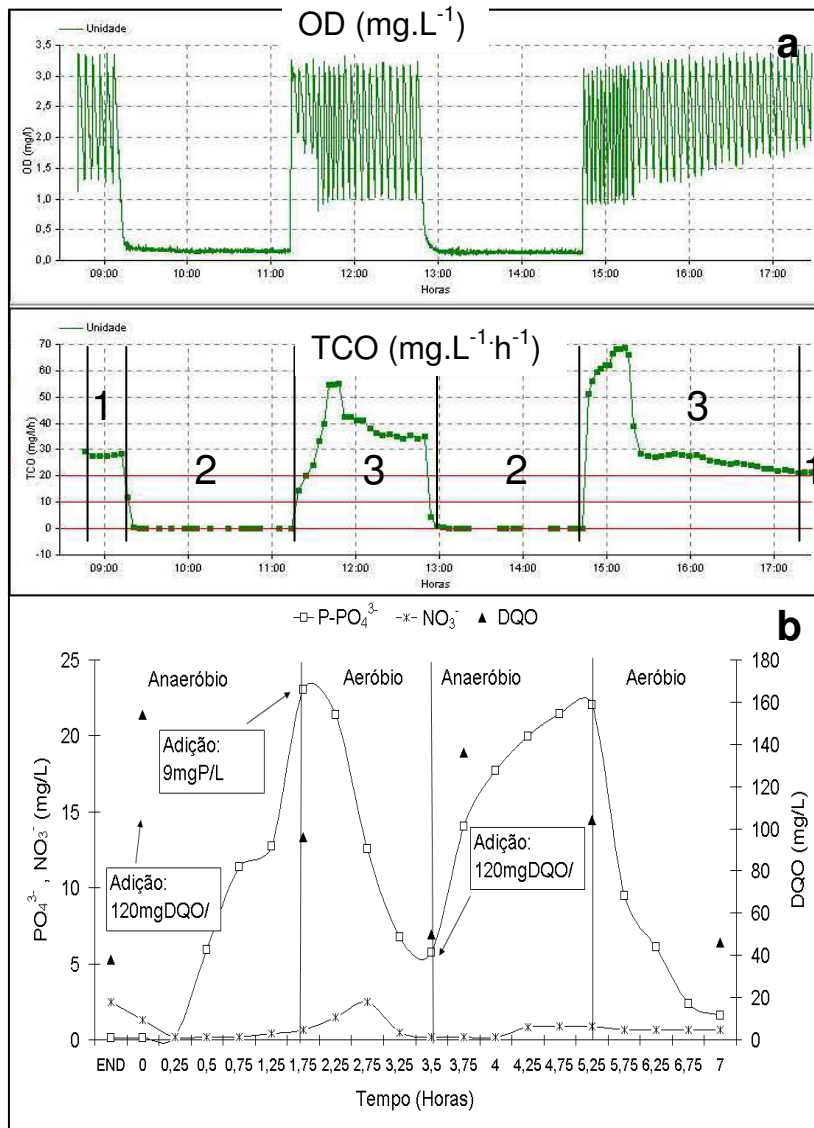
Para o teste com a biomassa do R2 foi adicionado 120 mgDQO.L^{-1} no início de cada fase anaeróbia, enquanto que o fósforo ($9 \text{ mgP-PO}_4^{3-}.\text{L}^{-1}$) foi adicionado apenas no início da primeira fase aeróbia.

Na respiração endógena a TCO endógena foi de $27 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ em média (Figura 5.28a), e a concentração de fósforo encontrada foi de $0,1 \text{ mg.L}^{-1}$, com concentração de 38 mg.L^{-1} de DQO e baixa concentração de nitrato ($2,5 \text{ mg.L}^{-1}$), conforme apresentado na Figura 5.28b. A baixa concentração de nitrato no início dos testes é relevante, pois diminui a concorrência por material orgânico rapidamente biodegradável, que é substrato importante para o processo de remoção de fósforo pelas bactérias poli-p.

Observa-se ainda na Figura 5.28b que ao final da primeira fase anaeróbia a concentração de fósforo liberada foi de $12,72 \text{ mg.L}^{-1}$. Somando ao fósforo adicionado, essa concentração chegou a $23,06 \text{ mg.L}^{-1}$ de fósforo. Contudo, ao término da 1ª fase aeróbia a concentração final de fósforo foi de $5,74 \text{ mg.L}^{-1}$, proporcionando uma redução do fósforo adicional de $3,26 \text{ mg.L}^{-1}$. Entretanto, após o término da segunda etapa a remoção foi de $7,37 \text{ mg.L}^{-1}$ do fósforo adicional, mantendo o efluente final com baixa concentração de fósforo ($1,63 \text{ mgP.L}^{-1}$).

A biomassa do lodo continha uma concentração de SSV e P_{total} de $1400 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ e $176,5 \text{ mgP.L}^{-1}$, respectivamente, representando uma relação de $0,126 \text{ mgP.mgSSV}^{-1}$.

Quanto maior for a relação $\text{mgP}.\text{mgSSV}^{-1}$, maior é a concentração de fósforo por biomassa ativa, indicando assim a presença de organismos poli-p.



1- Fase Endógena, 2- Fase Anaeróbia, 3- Fase Aeróbia

FIGURA 5.28. (a) Perfil da concentração de OD e TCO por meio da respirometria; (b) Perfil da concentração de P-PO_4^{3-} , N-NO_3^- e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do teste com biomassa do R2

Respirometria da biomassa do Reator 3 (R3)

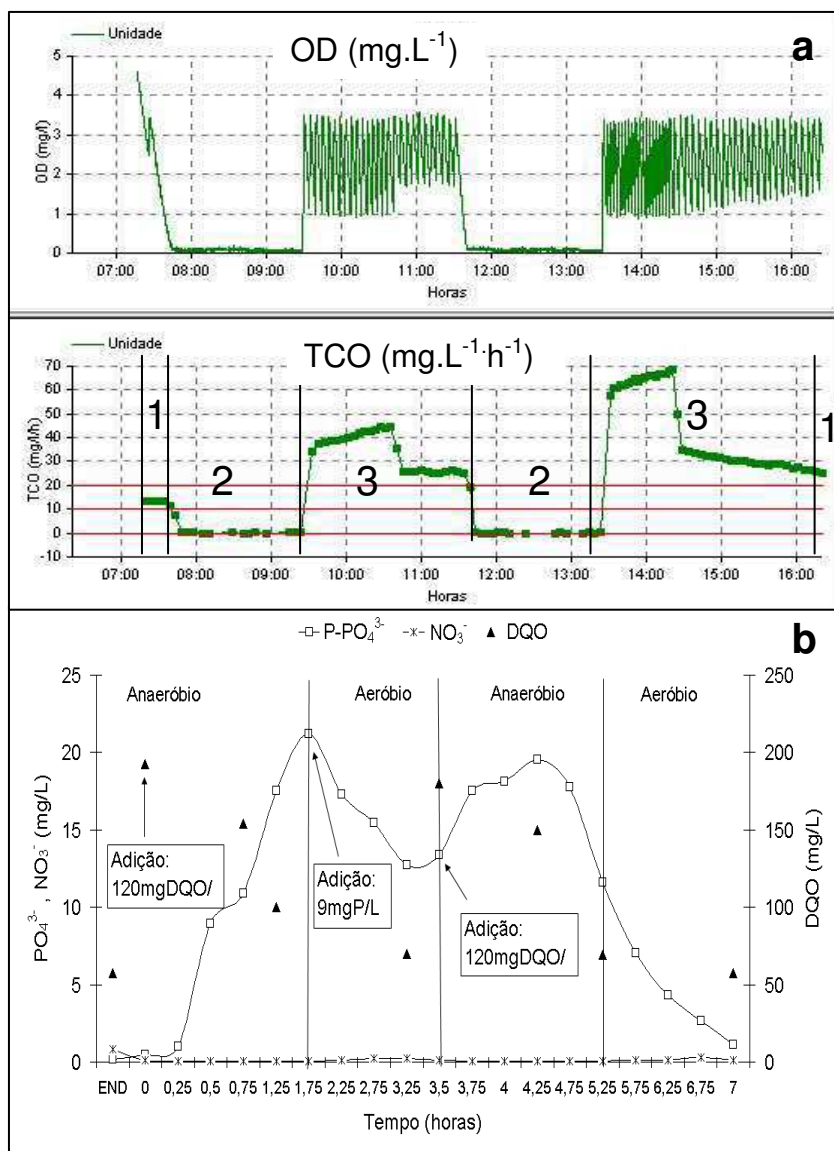
A adição dos substratos nos teste com a biomassa do R3 foi idêntica ao ensaio realizado no experimento com a biomassa do R2.

São observadas nas Figuras 5.29a e 5.29b, respectivamente, a TCO endógena com concentrações médias de $13 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ e concentrações de fosfato de $0,2 \text{ mg}.\text{L}^{-1}$.

Nessa fase a DQO remanescente verificada foi de 58 mg.L⁻¹ com baixíssima concentração de nitrato (0,81 mg.L⁻¹).

A concentração de fósforo no meio líquido ao final da 1ª fase anaeróbia foi o somatório do fósforo liberado (12,18 mg.L⁻¹) e o fósforo adicional (9 mg.L⁻¹), representando um total aproximado de 21 mg.L⁻¹ de fósforo.

Conforme observado na Figura 5.32b, foi de grande importância a repetição da 2ª fase anaeróbia, pois a maior concentração de fósforo não tinha sido removida na 1ª fase, evidenciando a necessidade do sistema por material orgânico rapidamente biodegradável.



1- Fase Endógena, 2- Fase Anaeróbia, 3- Fase Aeróbia

FIGURA 5.29. (a) Perfil da concentração de OD e TCO por meio da respirometria; (b) Perfil da concentração de P-PO₄³⁻, N-NO₃⁻ e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do teste com biomassa do R3

Ao final do teste verificou-se que a “*luxury uptake*” encontrada foi de aproximadamente 8,2 mg.L⁻¹ do fósforo adicional (9 mg.L⁻¹).

Com tempo de retenção celular baixo (3 dias) é retirada uma concentração muito alta de sólidos em suspensão pelo descarte de lodo, provocando um decréscimo acentuado da biomassa ativa. É importante destacar que a concentração de SSV do lodo para esse teste foi considerada baixa (790 mg.L⁻¹), com concentração de 89,5 mg.L⁻¹ de fósforo total, no entanto, apresentou um valor de 0,113 mgP.mgSSV⁻¹.

Na Tabela 5.6 observa-se a liberação de fósforo a absorção da DQO no período anaeróbio, bem como o tempo para liberação e a relação de fósforo liberado por DQO absorvida. Pode-se verificar que em todos os testes com a biomassa dos sistemas R1, R2 e R3 a relação mgP_{lib}/mgDQO_{abs} foi de no máximo 0,15.

Wentzel et al. (1986) utilizando acetato como única fonte de material orgânico, obteve uma cultura pura de poli-p, sendo possível avaliar seu comportamento, e verificaram que na fase anaeróbia existe uma proporcionalidade entre a quantidade de DQO absorvida e a quantidade de fósforo liberado, e encontraram uma proporção igual a 0,5 mgP_{lib}/mgDQO_{abs}.

TABELA 5.6. Resultados da liberação de fósforo e absorção da DQO observados nos testes com a biomassa dos sistemas R1, R2 e R3.

Sistemas	Tempo _{máx,lib} (horas)	Tempo _{máx,abs} (horas)	P _{máx,lib} (mgP.L ⁻¹)	Acetato _{abs} (mgDQO.L ⁻¹)*	mgP _{lib} /mgDQO _{abs}
R1a	3,00	3,00	22,98	157,17	0,15
R1b	3,00	3,00	28,07	219,43	0,13
R2	1,75 (x2)	1,75 (x2)	12,72	90,33	0,14
R3	1,75 (x2)	1,75 (x2)	12,18	112,98	0,11

a: 1º teste; b: 2º teste; *descontando a DQO para desnitrificação

Os valores encontrados são condizentes com os observados por Nóbrega (2009), que tratou esgotos brutos de Campina Grande em sistema RBS com reator anóxico e sem reator anóxico, determinando relação de mgP_{lib}/mgDQO_{abs} de 0,31 e 0,09, respectivamente.

Perfil “in loco” da biomassa dos reatores R2 e R3

O teste realizado no próprio reator teve a finalidade de compreender o processo de remoção de fósforo tratando esgoto bruto doméstico.

Diferente dos ensaios que utilizava fonte externa de carbono na forma de solução de laboratório, os testes com amostras coletadas diretamente do sistema *in loco*, utilizou como fonte de carbono o próprio esgoto bruto doméstico e suas respectivas concentrações de fósforo e nitrogênio (Tabela 5.7).

TABELA 5.7 Características do esgoto bruto (EB) utilizado nos sistemas R2 e R3

Parâmetros	EB – R2	EB – R3
Pt (mg.L ⁻¹)	9,4	8,17
P-PO ₄ ³⁻ (mg.L ⁻¹)	5,86	6,1
DQOt (mg.L ⁻¹)	376	482
DQOf (mg.L ⁻¹)	171	208
N-NTK (mg.L ⁻¹)	58,24	71,49
N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	51,25	54,99

EB-R2: esgoto bruto utilizado no R2; EB-R3: esgoto bruto utilizado no R3

Avaliando a biomassa do reator R2, verificou-se que a concentração inicial de nitrato (0,8 mg.L⁻¹) no sistema não comprometeu o processo de liberação de fósforo, que poderia ocorrer através da competição por DQOrb (Figura 5.30). A liberação de fósforo somado ao fósforo afluente na 1ª fase anaeróbia foi de 8,4 mg.L⁻¹. A baixa liberação de fósforo na zona anaeróbia pode ser explicada pela baixa concentração de DQOrb advinda no esgoto bruto, no entanto, não comprometeu o processo de remoção de fósforo, uma vez que ao final do teste a concentração foi de 0,41 mg.L⁻¹ de fósforo.

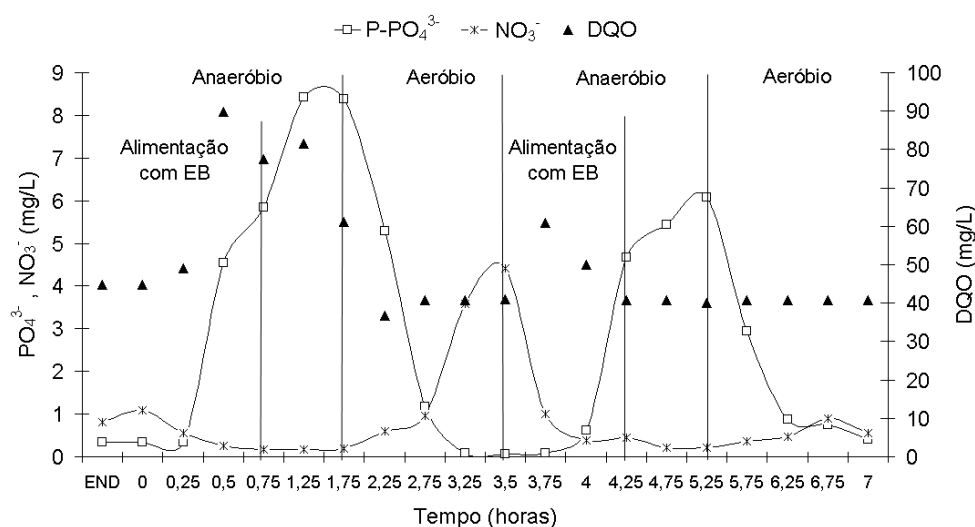


FIGURA 5.30. Perfil da concentração de P-PO₄³⁻, N-NO₃⁻ e DQO de amostras coletadas durante o monitoramento do sistema R2, tendo como substrato esgoto bruto

Durante o início da 2ª fase anaeróbia foi verificada uma concentração de nitrato de 4,42 mg.L⁻¹, e observou-se que a liberação de fósforo para esta etapa foi menor que a etapa anterior (Figura 5.30), justificando a competição pelo substrato solúvel no processo de desnitrificação. A DQOt remanescente foi de aproximadamente 40 mg.L⁻¹.

O lodo do sistema R2 apresentou concentrações de SSV e Ptotal de 1350 mgSSV.L⁻¹ e 133 mgP.L⁻¹, respectivamente, representando uma boa relação de 0,099mgP.mgSSV⁻¹, mostrando que o lodo envolvido no sistema R2 é compreendido de bactérias acumuladoras de fósforo, representando aproximadamente 10% de fósforo na biomassa ativa do lodo.

Na Figura 5.31 está apresentado o perfil das concentrações de P-PO₄³⁻, N-NO₃⁻ e DQO, bem como as fases de monitoramento do reator R3 utilizando esgoto bruto como substrato, conforme Tabela 5.7

Mesmo com DQOrb limitante no EB o sistema R3 com baixo TRC apresentou excelente comportamento de remoção de fósforo. É possível ver na Figura 5.31 que a liberação de fósforo não permaneceu em valores constante ao término de cada fase anaeróbia, ficando compreendido que boa parte da DQO lentamente biodegradável (DQOl_b) era hidrolisada e o fósforo continuava a ser liberado.

Broughton et al. (2008) propuseram avaliar a possibilidade de remoção de fósforo em escala de laboratório operando reator em bateladas com diferentes relações DQO:P, de 25:1, 15:1 e 10:1. Neste experimento os pesquisadores utilizaram como fonte externa de carbono uma mistura de propionato e acetato de sódio. Os resultados mostraram que os sistemas operados com relação DQO de 25:1 e 15:1 apresentaram remoção completa de fósforo, e para a relação 10:1 apresentou remoção de 82%.

Os experimentos realizados com ambos os sistemas R2 e R3 foram operados com relação média de DQOrb:P de aproximadamente 8:1, confirmando uma remoção percentual de fósforo de 82 e 79%, respectivamente. Valores próximos ao encontrado por Broughton et al. (2008).

Como o tempo de retenção celular neste sistema era muito baixo (3 dias), não houve grandes problemas quanto à presença de nitrato no meio líquido, fato este que proporcionou uma boa liberação e assimilação de fósforo no sistema, apresentando concentração de 0,17 mg.L⁻¹ de fósforo no final do ciclo.

As concentrações de SSV e Ptotal no lodo foram de 800 mgSSV.L⁻¹ e 76,4 mgP.L⁻¹, respectivamente, o que representou uma relação de mgP.mgSSV⁻¹ de aproximadamente 0,096.

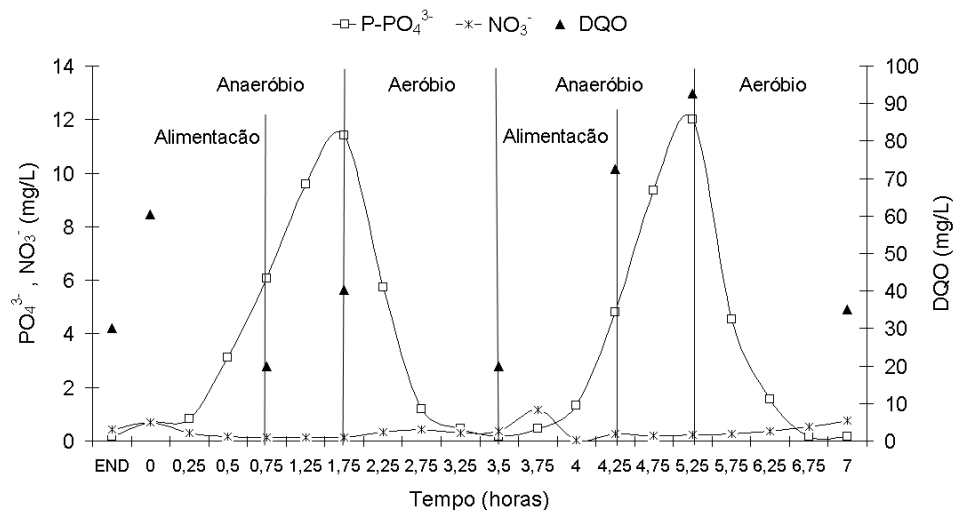


FIGURA 5.31. Perfil da concentração de P-PO₄³⁻, N-NO₃⁻ e DQO das amostras coletadas durante o monitoramento do sistema R3, tendo como substrato esgoto bruto

5.6. Atividade metabólica das bactérias autotróficas e heterotróficas

A cinética do metabolismo de utilização do material orgânico do afluyente se refere à velocidade com que os processos de oxidação e síntese nos sistemas aeróbios ocorrem. A partir do conhecimento da cinética dos processos de utilização, descreve-se a remoção do material orgânico, o crescimento do lodo e o consumo de oxigênio.

Foi realizada avaliação cinética de três Sistemas Experimentais:

- Sistema Experimental 1 – tratando efluente digerido de reator UASB em biomassa dispersa (RBS 1) e em biomassa aderida em *Luffa cylindrica* (RBS 2);
- Sistema Experimental 2 – tratando esgoto bruto em biomassa dispersa com diferentes ciclos operacionais, sendo o RBS 1 com 3 ciclos.dia⁻¹ e RBS 2 com 4 ciclos.dia⁻¹.
- Sistema Experimental 3 – tratando esgoto bruto em biomassa dispersa com fonte de carbono externa: acetato (RBS 1) e de lodo lisado (RBS 2).

As constantes cinéticas foram determinadas em teste respirométricos com os lodos gerados nos sistemas, utilizando como substrato o acetato de sódio para avaliar a atividade metabólica das bactérias heterotróficas e cloreto de amônia e nitrito de sódio para avaliar a atividade metabólica das bactérias autotróficas nitrificantes.

5.6.1. Atividade metabólica das bactérias heterotróficas

Na Tabela 5.8 encontram-se os resultados dos parâmetros cinéticos para bactérias heterotróficas obtidos durante o funcionamento dos três Sistemas Experimentais, como a concentração de lodo ativo heterotrófico (X_a), constante de decaimento (b_h), constante de utilização específica máxima do substrato pelo lodo (K_{ms}), taxa de crescimento específica máxima (μ_m) e dados de Taxa de Consumo de Oxigênio mínimo ou endógeno – TCO endógena (TCO_{end}) e Taxa de Consumo de Oxigênio máximo (TCO_{max}).

Os testes respirométricos do Sistema Experimental 1 foram realizados no final da fase estacionária (Fase 2) conforme descrito na **seção 5.1**. Nessa fase o RBS 2 apresentou concentração de lodo ativo ($X_a = 1143 \text{ mgSSV.L}^{-1}$) (Tabela 5.8), esse valor era esperado por se tratar de um sistema que reteve grande concentração de lodo ao meio suporte, e conseqüentemente, obteve maior concentração de sólidos suspensos voláteis. No entanto, a taxa de utilização do substrato (material orgânico) foi considerada baixa ($K_{ms} = 0,7 \text{ mgDQO.mgX}_a^{-1}.\text{dia}^{-1}$), culminando para taxa de crescimento específico máximo (μ_m) de $0,19.\text{dia}^{-1}$.

Ainda no Sistema Experimental 1, observa-se que o RBS 1 apresentou maior taxa de utilização do substrato ($1,87 \text{ mgDQO.mgX}_a^{-1}.\text{dia}^{-1}$), que no RBS 2, tratando mesmo tipo de efluente e também maior taxa de crescimento ($\mu_m = 0,49.\text{dia}^{-1}$). Os RBSs do Sistema Experimental 1 trataram esgoto digerido (ED) advindo de um reator UASB. Porto (2007), tratando ED em sistema convencional de lodo ativado obteve valores de μ_m de 0,39, confirmando valores próximos ao encontrado com o RBS 1 utilizando biomassa dispersa em RBS. No entanto, quando comparados com a literatura, esses valores são considerados baixos. Metcalf e Eddy (2003) indicam um valor de μ_m variando entre 1,5 e 5,0 para uma temperatura média de 20 °C.

Os RBS 1 e RBS 2 do Sistema Experimental 2, foram os reatores que apresentaram menores valores de TCO e X_a , entretanto, apresentou uma biomassa ativa com boa taxa de utilização de substrato 2,35 e 2,82 $\text{mgDQO.mgX}_a^{-1}.\text{dia}^{-1}$, respectivamente. A taxa de utilização do substrato é diretamente proporcional a taxa de crescimento específico máxima, promovendo valores de μ_m para RBS 1 e RBS 2 de 0,77 e 0,85. dia^{-1} , respectivamente.

TABELA 5.8 Valores médios das constantes cinéticas das bactérias heterotróficas e valores que a determinam

Paramêtros	Sistema Experimental 1		Sistema Experimental 2		Sistema Experimental 3	
	RBS 1	RBS 2	RBS 1	RBS 2	RBS 1	RBS 2
TCO _{end} (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)	13,50	16,25	9,45	10,00	13,33	12,50
TCO _{máx} (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)	37,25	27,20	31,88	38,30	87,00	43,33
X _a (mgSSV.L ⁻¹)	934,40	1143,41	692,87	729,08	989,81	902,79
K _{ms} * (mgDQO.mgX _a ⁻¹ .dia ⁻¹)	1,87	0,70	2,35	2,82	5,50	2,45
b _h (dia ⁻¹)	0,29	0,28	0,27	0,28	0,27	0,28
μ _{mT} (dia ⁻¹)	0,84	0,31	1,06	1,27	2,48	1,10
μ _{m20} (dia ⁻¹)	0,49	0,19	0,77	0,85	1,33	0,54

* determinado com ajuda do respirômetro

Para um mesmo monossustrato (acetato), observou-se que os valores de μ_m do lodo produzido com EB eram muito diferentes dos valores do lodo produzido com ED, mostrando que o processo de pré-tratamento anaeróbio pode modificar o metabolismo das bactérias heterotróficas no sistema de lodo ativado.

O Sistema experimental 3 buscou remover material carbonáceo e nutrientes como nitrogênio e fósforo, utilizando fonte de carbono extra. O RBS 1 apresentou dentre todos os sistemas monitorados a maior taxa de crescimento específico máximo, com valor médio de μ_m de 1,33.dia⁻¹ e taxa de utilização do substrato elevada (K_{ms} = 5,50 mgDQO.mgX_a⁻¹.dia⁻¹). Esses valores eram esperados em se tratando de sistemas utilizando DQO rapidamente biodegradável (acetato de sódio). O RBS 1 apresentou a maior TCO_{máx} de 87 mgO₂.L⁻¹.h⁻¹, promovendo elevadas remoções de DQO, nitrogênio e fósforo (conforme resultados apresentados na **seção 5.3**).

A finalidade de se utilizar o material celular das próprias bactérias (após lise celular induzida) como fonte de carbono para possível remoção de nitrogênio e fósforo, foi testada no RBS 2. O uso de lodo lisado como fonte de carbono forneceu resultados satisfatórios, e mostrou boa remoção de nitrogênio total (56,3%) e fósforo total (50%).

O lodo gerado no RBS 2 apresentou 2,45 mgDQO.mgX_a⁻¹.dia⁻¹ de taxa de utilização de substrato, com concentração de bactérias heterotróficas de 902,8 mg.L⁻¹, e taxa de crescimento específico máxima de 0,54.dia⁻¹ (Tabela 5.8.). Deve-se verificar que o desempenho foi maior que nos sistemas com uso de apenas material carbonáceo de esgoto bruto (Sistema Experimental 2), mostrando a possível viabilidade em se utilizar o lodo como fonte de carbono, diminuindo a produção de lodo final gerado e amenizando futuros lançamentos de lodo no meio ambiente.

Investigações realizadas por Santos (2009) em sistema de lodos ativados encontraram valores de μ_m entre 1,56 a 1,79.dia⁻¹ para sistema tipo Bardenpho e 0,78 a 0,86.dia⁻¹ para sistema tipo UCT. Os valores encontrados nos 3 sistemas experimentais utilizando RBS estão mais próximos dos valores encontrados no sistema UCT avaliado por Santos.

Todos os reatores monitorados apresentaram constante de decaimento bacteriano para heterotróficas entre valores de 0,27 a 0,29.dia⁻¹.

5.6.2. Atividade metabólica das bactérias autotróficas

A densidade de bactérias nitrificantes (X_n), concentração de nitrogênio para produção de lodo (X_l), concentração de amônia nitrificada (N_c) e concentração de sólidos suspensos voláteis (X_v) medidos nos três Sistemas Experimentais estão apresentados na Tabela 5.9.

Maiores concentração de sólidos suspensos voláteis ocorreram no sistema que utilizou *Luffa cylindrica* (RBS 2 do Sistema Experimental 1), com concentração média de 3780 mgSSV.L⁻¹, e com concentração de bactérias nitrificantes superior a 118 mgX_n.L⁻¹. Alta taxa de nitrificação também foi encontrada no sistema RBS 2, obtendo concentrações de nitrogênio na produção de lodo de 14,98 mgN.L⁻¹.

Os reatores RBS 1 e RBS 2 do Sistema Experimental 2 apresentaram concentração de bactérias de 74,57 e 105,26 mgX_n.L⁻¹, respectivamente, valores superiores ao encontrado no sistema RBS 1 (Sistema Experimental 1) tratando efluente digerido ($X_n = 66,39$ mgX_n.L⁻¹). Provavelmente essa concentração de microrganismos tem influência com a relação C/N, que para o Sistema Experimental 1 foi de 4:1 e no Sistema Experimental 2 de 9:1, favorecendo a produção de novas células.

TABELA 5.9 Valores médios de X_v , X_n , N_l e N_c determinados para avaliação cinética do lodo dos sistemas experimentais

Parâmetros	Sistema Experimental 1		Sistema Experimental 2		Sistema Experimental 3	
	RBS 1	RBS 2	RBS 1	RBS 2	RBS 1	RBS 2
X_v (mgSSV.L ⁻¹)	240	3780	1320	950	1220	1780
N_l (mgN.L ⁻¹)	0,60	14,98	4,40	2,36	4,07	5,94
N_c (mgN.L ⁻¹)	24,77	44,11	36,73	38,91	63,69	56,96
X_n (mgX _n .L ⁻¹)	66,39	118,21	74,57	105,26	129,75	114,52

O sistema que apresentou a maior concentração de bactérias nitrificantes foi o RBS 1 do Sistema Experimental 3, utilizando substrato solúvel (acetato de sódio) com $X_n = 129,75 \text{ mgX}_n \cdot \text{L}^{-1}$.

A taxa específica de crescimento máximo (μ_m) para bactérias autotróficas nitrificantes (nitritadoras + nitradoras) é apresentada na Tabela 5.10 bem como os valores ajustados para temperatura de 20°C e valores da TCO. Observa-se que μ_m para o RBS 2 com meio suporte *Luffa cylindrica* obteve valor de 0,10.dia⁻¹. Eram esperados valores mais altos, visto que o processo de nitrificação foi elevado na Fase 2 (período de realização dos testes, considerando que esse seria o momento de maiores taxa de crescimento, devido ao aumento nos valores de nitrato produzido e redução de N-NTK no efluente final. Entretanto, o sistema tratando o mesmo tipo de efluente com biomassa dispersa (RBS 1) apresentou menores concentrações de sólidos em suspensão e maior taxa de crescimento máxima para as bactérias nitrificantes (0,18.dia⁻¹). Esses valores são considerados baixos quando comparados aos valores experimentais de referência (0,33 – 0,65.dia⁻¹), encontrados por Marais e Ekama (1976).

Silva Filho (2009), tratando esgoto bruto em sistema de lodos ativados tipo Bardenpho e UCT monitorados com idades de lodo de 20 e 15 dias, obtiveram valores médios de μ_m de 0,38 e 0,48.dia⁻¹ (Bardenpho) e 0,36 e 0,43.dia⁻¹ (UCT). Valores superiores aos encontrados em todos os sistemas experimentais estudados.

Os resultados mostraram que a TCO_{max} foi de 73,75 mg.L⁻¹.h⁻¹ para o RBS 2 (Sistema Experimental 1) seguido de 63,33 mg.L⁻¹.h⁻¹ para o RBS 1 (Sistema Experimental 3) que utilizou fonte de carbono externa.

TABELA 5.10. Valores médios das constantes cinéticas das bactérias autotróficas nitrificantes e valores que a determinam

Paramêtros	Sistema Experimental 1		Sistema Experimental 2		Sistema Experimental 3	
	RBS 1	RBS 2	RBS 1	RBS 2	RBS 1	RBS 2
TCO_{end} (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)	15,75	25,00	10,18	9,60	18,17	15,00
TCO_{max} (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)	54,00	73,75	52,20	47,50	63,33	59,83
r_n^* (mg.L ⁻¹ .dia ⁻¹)	214,56	223,92	231,60	221,52	232,80	228,96
μ_{mT} (dia ⁻¹)	0,33	0,19	0,33	0,22	0,18	0,20
μ_{m20} (dia ⁻¹)	0,18	0,10	0,19	0,13	0,11	0,11

* determinado com ajuda do respirômetro

As maiores taxas de utilização do substrato (r_n) foram encontradas no Sistema Experimental 3 (RBS 1 com 232,8 mg.L⁻¹.dia⁻¹ e RBS 2 com 228,96 mg.L⁻¹.dia⁻¹).

Esses dados mostram a importância para o processo de nitrificação o uso de meio suporte (RBS 2 – Sistema Experimental 1) e a DQO do material celular das bactérias (RBS 2 – Sistema Experimental 3). Em ambos os reatores a concentração de N-NTK nos efluentes foram abaixo de 2,5 mg.L⁻¹ durante a fase de testes.

TABELA 5.11. Valores médios das constantes cinéticas das bactérias autotróficas nitrificadoras e valores que a determinam

Paramêtros	Sistema Experimental 1		Sistema Experimental 2		Sistema Experimental 3	
	RBS 1	RBS 2	RBS 1	RBS 2	RBS 1	RBS 2
TCO _{end} (mg.L ⁻¹ .h ⁻¹)	16,53	25,83	9,69	9,69	16,57	15,00
TCO _{max} (mg.L ⁻¹ .h ⁻¹)	23,33	35,95	17,05	15,20	23,67	22,83
r_n^* (mg.L ⁻¹ .dia ⁻¹)	173,52	181,68	183,36	173,28	180,72	174,48
μ_{mT} (dia ⁻¹)	0,26	0,16	0,26	0,17	0,14	0,15
μ_{m20} (dia ⁻¹)	0,13	0,08	0,13	0,09	0,06	0,07

* determinado com ajuda do respirômetro

Analisando o comportamento das bactérias nitrificadoras, observou-se elevada taxa de utilização do substrato para RBS 2 utilizando *Luffa cylindrica* ($r_n = 181,68$ mg.L⁻¹.dia⁻¹) e μ_m de 0,08.dia⁻¹ (Tabela 5.11)

As maiores taxas de crescimento específico máximo ocorreram no RBS 1 (Sistema Experimental 1) e RBS 1 (Sistema Experimental 2). No entanto, os menores valores de μ_m se observou durante o monitoramento do Sistema Experimental 3.

Van Haandel e van der Lubbe (2007), relatam valores de 0,30 a 0,45.dia⁻¹ para as bactérias nitrificantes autotróficas e valores de 0,18 a 0,35.dia⁻¹ para as bactérias nitrificadoras.

Derks (2007) avaliou a taxa de crescimento específico máxima de lodo ativado tratando EB e ED (efluente do UASB) e encontrou valores de μ_m de 0,50 e 0,18.dia⁻¹ a uma temperatura média de 25 °C. Esses valores são próximos aos encontrados nos sistemas tratando efluente do UASB com biomassa dispersa. Sousa (2005) tratando também esgoto de Campina Grande e utilizando RBS encontrou ($\mu_m=0,28$.dia⁻¹). Coura (2002) e Guimarães (2003) tratando ED obtiveram valores de taxa máxima de crescimento específico de 0,28 e 0,23 dia⁻¹, respectivamente.

5.7. Concentração do material biodegradável presente no esgoto bruto (EB)

Testes realizados em laboratório mostraram que o percentual de DQO rapidamente biodegradável (DQOrb) para o esgoto bruto local variou entre 8 a 12%, corroborando para uma concentração de DQOrb limitante para maiores processos remoção de nitrogênio e liberações de fósforo no meio líquido.

A partir do método descrito na **seção 4.3.4.3**, foi possível quantificar a fração biodegradável solúvel (f_{bs}), presente no esgoto bruto de Campina Grande por meio de respirometria.

O respirograma reproduziu um perfil da taxa de consumo de oxigênio (TCO) (Figura 5.32), que através dos valores obtidos, calculou-se a concentração de oxigênio necessário para oxidação do material biodegradável pela integração das áreas (A1 e A2). Observou-se que o material biodegradável solúvel, representado pela área A1 foi consumido rapidamente durante os primeiros 40 minutos, e que o material biodegradável particulado, representado pela área A2, foi consumido de forma mais lenta (aproximadamente 10 horas).

Os valores obtidos para A1 e A2 foram 11,89 e 91,01 mgO₂, respectivamente, representando uma fração biodegradável solúvel (f_{bs}) de 11,56%.

A Tabela 5.12 apresenta os valores em média da composição do material orgânico nas águas residuárias de Campina Grande ao longo de alguns anos, estudados nesta pesquisa e demais outras, caracterizando os valores de DQO afluente (S_{ia}), concentrações do material rapidamente biodegradável no afluente (S_{bsa}) e do material lentamente biodegradável afluente (S_{bpa}), frações biodegradáveis solúveis (f_{bs}), frações biodegradáveis totais (f_b) e frações não biodegradáveis total (f_u).

A partir das áreas encontradas, calculou-se S_{bsa} (A1) e S_{bpa} (A2) com o auxílio da Equação 4.15 da **seção 4.3.4.3**.

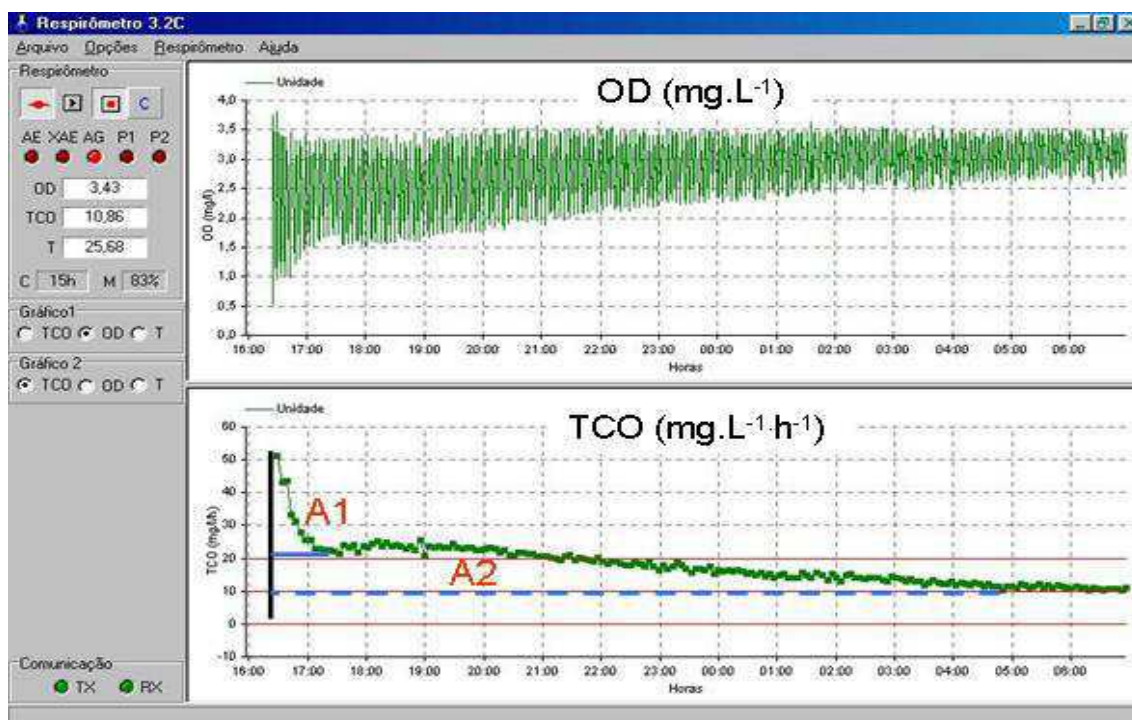


FIGURA 5.32. Perfil da decomposição do esgoto bruto doméstico pelas bactérias heterotróficas para verificação da concentração de DQOrb

TABELA 5.12. Caracterização da matéria orgânica do esgoto bruto de Campina Grande ao longo de alguns anos

Nº de Testes	Frações biodegradáveis do esgoto de Campina Grande							Fonte
	S_{ta} (mg/L)	S_{bsa} (mg/L)	S_{bpa} (mg/L)	S_{ba} = $S_{bsa} + S_{bpa}$ (mg/L)	f_{bs} = S_{bsa} / S_{ba}	f_b = S_{ba} / S_{ta}	f_u = $(1 - f_b)$	
8	758	128	389,33	517,33	0,25	0,68	0,32	Silva, 2003
4	410	25,77	272,33	298,10	0,09	0,73	0,27	Nóbrega, 2009 ¹
1	505	26,38	295,45	321,83	0,082	0,64	0,36	Nesta pesquisa ²
1	458	35,6	272,5	308,08	0,115	0,67	0,33	

¹ teste realizados em 2008; ² teste realizados em julho de 2009

A fração biodegradável solúvel (f_{bs}) dos esgotos de Campina Grande tem diminuído consideravelmente, passando de 25% em 2003 para aproximadamente 9% em 2009 conforme verificado por Nóbrega (2009). Esses resultados são preocupantes para os processos de lodos ativados, quando se busca remover nitrogênio e fósforo. A redução de f_{bs} tem mostrado grandes dificuldades no processo de desnitrificação e remoção de fósforo, conforme observado nos Sistemas Experimentais monitorados com fonte de carbono de esgoto bruto.

Essa investigação mostrou que para o caso do esgoto de Campina Grande, a capacidade de remoção biológica de nitrogênio e fósforo é limitada pela fração do material rapidamente biodegradável no afluente.

Van Haandel e Marais (1999) afirmam que a exposição do lodo a um ambiente anaeróbio é condição necessária, mas não suficiente para que ocorram liberação e assimilação de fósforo, garantindo que a fração de P no lodo ativo é influenciada pela concentração do material orgânico rapidamente biodegradável na zona anaeróbia. Entende-se que a baixa concentração desse material rapidamente biodegradável implica numa baixa eficiência no processo de remoção de fósforo.

Mesmo tratando águas residuárias com alta carga poluidora, Ganesh, et al. (2006), estudaram o tratamento de água residuária de curtume em RBS, e obtiveram remoções de DQO, N-NTK e N-NH₄⁺ entre 80-82, 78-80 e 83-99% respectivamente. Essa investigação foi realizada com auxílio de respirometria, e mostrou que com 12 horas eram obtidos as melhores taxas de remoção. Essa eficiência foi muito mais alta que utilizando sistemas aeróbios convencionais. Nessa investigação a fração afluente foi de aproximadamente 66-70% de DQO rapidamente biodegradável, 10-14% eram lentamente biodegradável e 17-21% não biodegradável. Esses resultados mostram o quanto a fração de DQO rapidamente biodegradável é relevante.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1. CONCLUSÕES

Sistema Experimental 1

A *Luffa cylindrica* teve ótimo desempenho como material suporte capaz de desenvolver biofilme de microrganismos agregados aumentando a decomposição dos compostos orgânicos, removendo 95% da DQO, e proporcionando elevada nitrificação (entre 82-95%). No entanto, como não se trata de material inerte, o meio suporte precisa ser substituído a cada 100 dias de operação. Essa exigência torna o processo economicamente inviável.

O sistema RBS com *Luffa cylindrica* demonstrou estar em equilíbrio a partir de 40 dias de operação, enquanto que, o sistema RBS com biomassa dispersa apresentou seus melhores resultados a partir de 100 dias de operação, evidenciando que o RBS com biomassa aderida obteve maior capacidade de conversão em menor tempo de operação.

O efluente final do RBS com biomassa aderida apresentou concentração média de nitrogênio amoniacal de $5 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, que é menor que o recomendado para lançamento em corpos d'água ($20 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$) pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente do Brasil (BRASIL, 2005).

Sistema Experimental 2

O sistema RBS monitorado com 4 ciclos diários não apresentou diferenças significativas ($p > 0,05$) quanto a remoção de DQO, NTK e SST, em relação ao RBS monitorado com 3 ciclos diários. No entanto, os valores médios de nitrato dos efluentes apresentaram diferenças significativas ($p < 0,05$) entre os sistemas, com maior eficiência de remoção de nitrogênio para RBS operado com 4 ciclo por dia (57,5%).

Ambos os RBSs operados com 4 e 3 ciclos diários apresentaram bom desempenho quanto à remoção de DQO (86 e 85%), NTK (91 e 90%) e SST (86 e 86%), respectivamente.

Conforme os resultados obtidos, monitorar sistemas RBS com ciclos de 6 horas pode diminuir o tempo de tratamento obtendo mesmo volume de esgoto tratado.

Para melhorar o desempenho do processo seria necessário modificar o sistema com intuito de favorecer maior desnitrificação para promover a remoção completa de nitrogênio com remoção biológica de fósforo.

Sistema Experimental 3

O sistema RBS utilizando como fonte de carbono o próprio lodo de descarte (lodo que passou por lise celular induzida) apresentou concentrações médias de NTK no efluente final de 2,2 mg.L⁻¹. O sistema foi eficiente na nitrificação, no entanto, a o substrato disponível foi insuficiente para maiores desnitrificação.

As remoções de fósforo total e ortofosfato no sistema RBS usando lodo lisado foram, respectivamente, de 43 e 50%. Verificou-se que o sistema RBS utilizando como fonte de carbono material orgânico solúvel (na forma de acetato) foi mais eficiente que o sistema RBS utilizando como fonte de carbono lodo lisado. No entanto, sistemas em bateladas seqüenciais nas mesmas condições de operação, tendo EB como fonte única de carbono (Sistema Experimental 2) obtiveram remoções de fósforo total e ortofosfato de aproximadamente 20 e 10%, respectivamente. Esses valores representam um aumento na eficiência de remoção de 23 e 40% para fósforo total e ortofosfato, respectivamente.

O uso de material celular como fonte de carbono para os microrganismos é uma boa opção para diminuir a quantidade de lodo excedente gerado, além de possibilitar a utilização do lodo como fonte de carbono, necessário para a remoção de nutrientes.

Os resultados confirmam que o uso do lodo lisado como fonte de carbono auxiliou o processo de remoção de fósforo e nitrogênio.

Sistema Experimental 4

O sistema combinado, reator anaeróbio (RA) e reator aeróbio com biomassa aderida a meio suporte inerte (RAMSI), removeram de forma eficiente material carbonáceo (81%), SST (86%), NTK (89,3%) e N-NH₄⁺ (89,7%).

O sistema combinado RA + RAMSI mostrou-se promissor quanto à remoção de matéria orgânica, sólidos em suspensão e boa parte do material nitrogenado.

Durante a fase de operação do sistema combinado RA + RAMSI, a remoção de nitrogênio foi favorável (72%), portanto, o material orgânico presente no reator se mostrou como boa fonte de carbono para a desnitrificação, embora, insuficiente.

Para melhorar o desempenho do sistema, propõem-se modificações do regime de aeração, passando de aeração contínua para semi-contínua, com o intuito de diminuir a concentração de oxigênio e o tempo de aeração, favorecendo a desnitrificação.

Sistema Experimental 5

As elevadas concentrações de biomassa nos reatores favoreceram maiores remoções de fósforo. O sucesso de remoção de fósforo foi alcançado nos 3 experimentos, no entanto, a maior remoção ocorreu no Reator 2 (R2) monitorado com tempo de retenção celular de 5 dias, removendo fósforo total e ortofosfato de 82 e 81%, respectivamente. Nos ensaios com substrato sintético foi também o R2 que apresentou maiores relações mgP.mgSSV^{-1} , com percentual de 12,6%.

As concentrações de DQOrb presentes no esgoto bruto são relativamente baixas (variando de 8 a 12%), tornando-se insuficientes em alguns momentos da fase experimental.

A tecnologia dos reatores em batelada seqüenciais com aeração intermitente é uma variável do sistema de lodo ativado convencional que permite intercalar as fases anaeróbias e aeróbias, favorecendo condições necessárias para o sucesso da remoção de fósforo e nitrogênio.

Mesmo com baixas frações de material orgânico solúvel o processo de liberação e assimilação de fosfato não foi comprometido.

6.2. RECOMENDAÇÕES

- Verificar o uso de outros métodos de realização de lise celular como: cisalhamento, pressão e ultra-som, para obtenção de fonte de carbono disponível para os microrganismos, quantificando as frações biodegradáveis e não-biodegradáveis do lodo lisado;
- Buscar aumentar a vida útil da *Luffa cylindrica*, através de tratamento químico ou impermeabilizando-a, com intuito de aumentar sua durabilidade. Verificar a possibilidade do uso de outros meio suportes com baixa densidade;
- Desenvolver uma pesquisa sobre o sistema anaeróbio/aeróbio apresentado neste trabalho, procedendo às seguintes modificações: minimização da concentração e tempo de aeração visando reduzir ou eliminar todo nitrato produzido durante a recirculação no reator anaeróbio; operar com idade lodo suficiente para remover além de nitrogênio o fósforo.

7. REFERÊNCIAS

ABREU, S. B.; ZAIAT, M. Desempenho de reator anaeróbio – aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 13, n. 2, p. 181-188. 2008.

ABUFAYED, A.A., SCHROEDER, E.D. Performance of SBR/denitrification with a primary sludge carbon source. **Journal Water Pollution Control Federation**. v.58, n.5, p. 387-397, 1986.

AKUNNA, J.C., BIZEAU, C., MOLETTA, R. Nitrate reduction by anaerobic sludge using glucose at various nitrate concentrations: ammonification, denitrification and methanogenic activities. **Environmental Technology**. v.15, p. 41-49, 1994.

ALÉM SOBRINHO, P. Estudo dos fatores que influem no desempenho do processo de lodos ativados: determinação de parâmetros de projeto para esgotos predominantemente domésticos. **Revista DAE**, n. 132, p. 49-85, 1983.

ALÉM SOBRINHO, P. KATO, M. T. **Análise crítica do uso do processo anaeróbio para tratamento de esgotos sanitários**. In: Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição no solo. PROSAB. ABES. Rio de Janeiro - RJ, 1999.

ALVES, M. M. A new device to select microcarries for biomass immobilization to an anaerobic consortium. **Water Environment Research**, v.71, n.2, p.209-217. 1999.

ANCHENG LUO, J.Z.; NDEGWA, P.M. Influence of anaerobic pre-conditioning on phosphorus removal in swine manure by aeration. **Water, Air and soil Pollution**, Amsterdam, v. 140, n. 1, p. 219-230, 2002.

APHA – AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20th. Washington: Public Health Association, 1998.

ARAÚJO, J.C.; CAMPOS, A.P.; CORREA, M.M.S.; SILVA, E.C.; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C.A.L. Enriquecimento e cultivo de bactérias ANAMMOX a partir de amostras de lodos ativados. In: 25º Congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental. **Anais...ABES**, Recife - PE, CD ROM, 8p, 2009.

ARAÚJO JÚNIOR, M.M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. Tese de doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos/SP. 160p. 2006.

ATSDR - Agency for Toxic Substances and Disease Registry. **Case Studies in Environmental Medicine Nitrate/Nitrite Toxicity**. WB 1107. 40p. 2007.

AWASHI, M. Nitrate reductase activity: A solution to nitrate problems tested in free and immobilized algal cells in presence of heavy metals. **International Journal of Environmental Science & Technology**. v.2, n. 3, p. 201-206, 2005.

BAETENS, D. **Enhanced biological phosphorus removal: Modelling and experimental design**. Thesi PhD, Universiteit Gent, Belgium, 256 p. 2000.

BARNARD, J.L. Background to biological phosphorus removal. **Water Science and Technology**. v. 15, p. 1-13, 1983.

BARNES, D.; BLISS, P. J. **Biological control of nitrogen in wastewater treatment** Cambridge, Great Britain. 146p. 1983.

BITTON G. **Wastewater Microbiology**, 3ª Edição, Wiley-Liss Publishers. New York, 746p. 2005.

BOMBERG, A.; GODELMANN, B.; KRAMER, P. Application of highly turbulent liquid jets for the disintegration of different types of microorganisms. **Biotechnology Techniques**. v. 2, n. 2, p. 105–112, 1988.

BORTONE, G.; MALASPINA, F.; STANTE, L. e TILCHE, A. Biological nitrogen and phosphorus removal in an anaerobic/anoxic sequencing batch reactor with separate biofilm nitrification. **Water Science and Technology**. v. 30, p. 303–313, 1994.

BRANCO, S. M. **Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária**. 3ªed. CETESB. São Paulo, 1986.

BRANCO, S. M.; AZEVEDO, S. M. F. O.; TUNDISI, J. G. **Água e Saúde Humana**. In: Águas doces no Brasil. Escrituras. 3ª edição. São Paulo. p. 241-265. 2006.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. **Resolução Nº 357**, de 17 de Março de 2005.

BRDJANOVIC, D.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HOOIJMANS, C.M.; ALAERTS, G.J.; HEIJNEN, J.J. Minimal Aerobic Sludge Retention Time in Biological Phosphorus Removal Systems. **Biotechnology & Bioengineering**. v.60, n.3, p. 326-32, 1998.

BROUGHTON, A.; PRATT, S.; SHILTON, A. Enhanced biological phosphorus removal for high-strength wastewater with a low rbCOD:P ratio. **Bioresource Technology**. v. 99, n. 5, p 1236-41, 2008.

BRYERS, J.D.; CHARACKLIS. W.G. **Biofilms in water and wastewater treatment**. In: CHARACKLIS. W.G., MARSHALL, K.C.(Editors). Biofilms. John Wiley & Sons. Inc. U.S.A. p.671-696. 1990.

BUCHAUER, K. A. A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in effluents to waste – water and sludge treatment processes. **Water S. A.** v. 1, n.24, p. 49 – 56, 1998.

CAMPOS, A.L.O.; PIRES, E.C. Potencialidade do emprego da lise celular forçada em sistemas aeróbios de tratamento visando uma redução do lodo de descarte, In: 21ºCongresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2001, João Pessoa - PB. **Anais...** CD-ROM. ABES. p.1-7. 2001.

CEBALLOS, B.S.O.; AZEVEDO, S.M.F.O.; BENDATE, M.M.A. **Fundamentos biológicos e ecológicos relacionados às cianobactérias**. In: Valter Lúcio Pádua (Org.). Contribuição ao estudo da remoção de cianobactérias e microcontaminantes orgânicos por meio de técnicas de tratamento de água para consumo humano. PROSAB. Tema 1-ÁGUA. Petropolis – RJ. Semograf. v.01, 504p. 2006.

CHEN, Y.; RANDALL, A.A.; McCUE, T. The efficiency of enhanced biological phosphorus removal from real wastewater affected by different ratios of acetic to propionic acid. **Water Research**, London, v. 38, n. 1, p. 27-36, 2004.

CHERNICHARO, C.A.L. **Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Ambiental. UFMG. 245p. 1997.

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

COURA, M. A. **Comportamento do sistema anaeróbio-aeróbio com o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo e o sistema de lodo ativado no tratamento de esgoto doméstico na região tropical**. Tese de doutorado. Universidade Federal de Campina Grande - Paraíba, 220p. 2002.

CYBIS, L. F.; PICKBRENNER, K. Uso do RBS em escala piloto para pós-tratamento de efluentes de tratamento anaeróbio. In: Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios. Rio de Janeiro, PROSAB. **Coletânea de trabalhos técnicos**, v. 2, p. 193-202, 2001.

DAPENA-MORA, A.; FERNÁNDEZ, I.; CAMPOS, J.L.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MÉNDEZ, R.; JETTEN, M.S.M. Evaluation of activity and inhibition effects on Anammox process by batch tests based on the nitrogen gas production. **Enzyme and Microbial Technology**. v. 40, p. 859-865. 2007.

DAIMS, H.; PURKHOLD, U.; BJERRUM, L.; ARNOLD, E.; WILDERER, P.A.; WAGNER, M. Nitrification in sequencing biofilm batch reactor: lessons from molecular approaches. **Water Science and Technology**, v 43, n 3, p. 9-18, 2000.

DEN CAMP, H.J.M.O.; KARTAL, B.; GUVEN, D.; VAN NIFTRIK L.A.M.P.; HAAIJER, S.C.M.; VAN DER STAR, W.R.L.; VAN DE PAS-SHOONEN, K.T.; CABEZAS, A.; YING, Z.; SCHMID, M.C.; KUYPERS, M.M.M.; VAN DE VOSSENBERG, J.; HARHANGI, H.R.; PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; KUENEN, J.G.; STROUS, M. JETTEN, M.S.M. Global impact and application of the anaerobic ammonium-oxidizing (Anammox) bacteria. **Biochemical Society Transactions**. v. 34, p. 174 - 178. 2006.

DERKS, Y. M. **Uso da respirometria para avaliar a influência de fatores operacionais e ambientais sobre a cinética de nitrificação**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande-UFCG, Campina Grande – PB, 100p. 2007.

DEWIL, R.; BAEYENS, J.; GOUTVRIND, R. The use of ultrasonics in the treatment of waste activated sludge. **Chinese journal of chemical engineering**. V. 14, p. 105-113. 2006.

DRTIL, M. NÉMETH, P., KUCMAN, K., BODÍK, I., KASPEREK, V. Acidobasic balances in the course of heterotrophic denitrification. **Water Research**, v.29, n.5, p. 1353-1360, 1995.

DURÁN, J. Remoção biológica de nutrientes. In: **III Curso de tratamento biológico de resíduos**. Santa Catarina, Florianópolis: UFSC, 1997.

ECKENFELDER, W.W.; ARGAMAN, Y. **Principles of biological and physical/chemical nitrogen removal**. In: Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater: principles and practice. Sedlak, R.I. (ed.), 2nd edition, Lewis Publishers, New York. p. 3-42, 1991.

EKAMA G.A.; SIEBRITZ, I.P.; MARAIS, G.v.R. Considerations in the process design of a nutrient removal activated sludge process. **Water Science and Technology**, v. 15, p. 283-318, 1983.

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

ESTEVEZ, F. A. **Fundamentos de Limnologia**. 2ª edição. Rio de Janeiro: Interciência, 1998.

FERREIRA, A. F. **Uso da respirometria na avaliação da influência do pH na capacidade ativa das bactérias nitrificantes**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande-UFCG, Campina Grande-PB. 2002.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; VAN HAANDEL, A.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. **Fundamentos do tratamento anaeróbio**. In: Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição no solo. PROSAB. ABES. Rio de Janeiro - RJ, 1999.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and BioTechnology**. v.5 p.3-19. 2006.

FUJII, T.; SUGINO, H.; ROUSE, J.D.; FURUKAWA, K. Characterization of the microbial community in an anaerobic ammonium-oxidizing biofilm cultured on a nonwoven biomass carrier. **Journal of Bioscience and Bioengineering**. v. 94, p. 412 - 418. 2002.

GANESH, R., BALAJI, G., RAMANUJAM, R.A. Biodegradation of tannery wastewater using sequencing batch reactor - Respirometric assessment. **Bioresource Technology**. v. 97, p. 1815-1821. 2006.

GIANI, A. LEONARDO, I.M. Distribuição vertical de algas fitoplanctônicas no Reservatório da Pampulha, Belo Horizonte, MG. **Acta Limnologia Brasil**, v. 2, p. 387-404, 1988.

GIESEKE, A.; ARNZ, P.; AMANN, R.; SCHRAMM, A. Simultaneous P and N removal in a sequencing batch biofilm reactor: insights from reactor - and microscale investigation. **Water Research**. v. 36. p. 501-509. 2002.

GIJZEN, H.J. Anaerobic waste water treatment a important step in rational re-use strategies of nutrients and energy. In: Proceedings of the 8th international conference on anaerobic digestion. **Sendai International Center**, Sendai, Japan, v.3, p. 537-548, 1997.

GIJZEN, H.J.; SCHOENMAKERS, T.J.M.; CAERTELING, C.G.M.; VOGELS, G.D. Anaerobic degradation of papermill sludge in a two-phase digester containing rumen microorganisms and colonized polyurethane foam. **Biotechnology Letters**. v.10, n.1, p.61-66. 1988.

GONÇALVES, R. F.; ARAÚJO, V. L.; CHERNICHARO, C. A. L. Association of a UASB reactor and a submerged aerated biofilter for domestic sewage treatment. **Water Science and Technology**, v 38, n 8-9, p. 189-195, 1998.

GORONSZY, M.C.; RIGEL, D. Biological phosphorus removal in a fed batch reactor without anoxic mixing sequences. **Water Pollution Control Federation**. v. 63, n. 3, p. 248-258, 1991.

GRADY JR., C.P.L., LINN, H. C. Biological wastewater treatment – Theory and application – **Serie pollution engineering and technology**. New York: Marcel Dekker Incorporation, 1980.

GUIMARÃES, P. **Sistema de lodo ativado em bateladas seqüenciais para pós-tratamento de esgoto digerido em um reator UASB**. 2003. Tese de Doutorado. Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal – RN, 199p. 2003.

GUISASOLA, A.; VARGAS, M.; MARCELINO, M.; LAFUENTE, J.; CASAS, C.; BAEZA, J. A. On-line monitoring of the enhanced biological phosphorus removal process using respirometry and titrimetry. **Biochemical Engineering Journal**. v. 35, p. 371–379. 2007.

HAO, X., HEIJNEN, J.J. VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Sensitivity analysis of biofilm model describing a one-stage completely autotrophic nitrogen removal (CANON) process. **Biotechnology Bioengineering**. v.77, n. 3, p. 266-277. 2002.

HAGOPIAN, D. S.; RILEY, J. G. A closer look at the bacteriology of nitrification. **Aquacultural Engineering**. v. 18, n. 4, p. 223-244. 1998.

HELMER. C; KUNST, S. Simultaneous nitrification/denitrification in an aerobic biofilm system. **Water Science and Technology**, v. 37, n. 4-5, p.183-187. 1998.

HIGGINS, J.A.; SPRINGER, A.M. Reducing excess Biological sludge in the Activated-sludge Process. Miami: Miami University. **Technical Report**, 1998.

HIRL, R.J.; IRVINE, R.L. Reductive dechlorination of perchloroethylene (PCE) using anaerobic sequencing batch biofilm reactors (ASBR). In: 51st Purdue Ind. **Waste Conference Proceedings**. Ann Arbor Press, Chelsea, Michigan, pp. 289 – 295. 1996.

HUYSMAN, P.; VAN MEENEN, P.; VAN ASSCHE, P.; VERSTRAETE, W. Factors affecting colonization of nonporous packing materials in model upflow methane reactors. **Biotechnology Letters**, v. 5, p.643-648. 1983.

ISOLDI, L. A.; KOETZ, P. R.; ISOLDI, L. A. Pós-tratamento de efluente nitrificado da parboilização de arroz utilizando desnitrificação em reator UASB. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**. v.10 n.4, 7p, 2005.

IRVINE, R.L.; KETCHUM, L. H.; BREYFOGLE, E. F.; BARTH, E. F. Municipal application of sequencing batch treatment. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 55, n. 5, p 484-489, 1983.

IRVINE, R. L.; MURTHY, D. V. S.; AURORA, M. L.; COPEMAN, J. L.; HEIDMAN, J. A. Analysis of full-scale sequencing batch reactor operation at Grundy Center, Iowa. **Journal of the Water Pollution Control Federation**. v.59, n.3, p. 132-138, 1987.

IRVINE, R.L.; BUSCH, A W. "Sequencing batch treatment reactors an overview" **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 51, n.5, p. 235-242, 1979

JETTEN, M.S.M.; CIRPUST, I.; KARTAL, B.; VAN NIFTRIK L.; VAN DE PAS-SHOONEN, K.T.; SLIEKERS, O.; HAAIJER, S.; VAN DER STAR, W.; SCHMID, M.; VAN DE VOSSENBERG, J.; SCHMIDT, I.; HARHANGI, H.; VAN LOOSDRECHT, M.; KUENEN, J.G.; DEN CAMP, H.O.; STROUS, M. 1994-2004: 10 years of research on the anaerobic oxidation of ammonium. **Biochemical Society Transactions**. v. 33. p.119-123. 2005.

JETTEN, M.S.M.; STROUS, M.; VAN DE PAS-SCHOONEN, K.T.; SCHALK, J.; VAN DONGEN, U.G.J.M.; VAN DE GRAAF, A.A.; LOGEMANN, S.; MUYZER, G.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; KUENEN, J.G. (1999) The anaerobic oxidation of ammonium. **FEMS Microbiology Reviews**. v. 22. p. 421-437. 1999.

JORDÃO, E. P. PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 4ª Edição. Rio de Janeiro: ABES, 932p. 2005.

KAMPAS, P.; PARSONS, S.A.; PEARCE, P.; LEDOUX, S.; VALE, P.; CHURCHLEY, J. CARTMELL, E. Mechanical sludge disintegration for the production of carbon source for biological nutrient removal. **Water Research**. v. 41. n. 8, p. 1734-1742. 2007.

KHIN, T.; ANNACHHATRE, A.P. Novel microbial nitrogen removal processes. **Biotechnology Advances**. v. 22, p. 519-532. 2004.

KIELING, D.D. **Estudo da remoção biológica de nitrogênio a partir de lodo nitrificante cultivado em meio autotrófico sob condições anóxica**. Dissertação de Mestrado – Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 106p. 2004.

KOTLAR, E.; TARTAKOVSKY, B.; ARGAMAN, Y.; SHEINTUCH, M. The nature of interaction between immobilized nitrification and denitrification bacteria. **Journal of biotechnology**. n. 51, p. 251-258, 1996.

LA ROVERE, E. L. **Manual de auditoria ambiental para estações de tratamento de esgotos domésticos** – Rio de Janeiro: QualityMark Ed., 2002. 151p.

LAMINE, M.; BOUSSELMI, L.; GHRABI, A. Biological treatment of grey water using sequencing batch reactor. **Desalination**. v. 215, p.127-132. 2007.

LARA, B. S.; ARAÚJO, J.C.; CHERNICHARO, C.A.L. Diferentes estratégias para o enriquecimento de biomassa ANAMMOX a partir de lodos aeróbio e anaeróbio. In: 25º Congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental. **Anais...ABES**, Recife - PE, CD ROM, 8p, 2009.

LEE D. S., JEON, C. O.; PARK, J. M. Biological Nitrogen Removal with Enhanced Phosphate uptake in sequencing batch reactor using single sludge system. **Water Research**, v. 35, n° 16, p. 3968 – 3976. 2001.

LEE, J.K.; CHOI, C. K.; LEE, K.H.; YIM, S.B. Mass balance of nitrogen, and estimates of COD, nitrogen and phosphorus used in microbial synthesis as a function of sludge retention time in a sequencing batch reactor system. **Bioresource Technology**. v. 99, p. 7788-7796. 2008.

LIBELLI, S. M.; RATINI, P.; SPAGNI, A.; BORTONE, G. Implementation, Study and calibration of a modified ASN2d for the simulation of SBR processes. **Water Science and Technology**. V. 43, n. 3, p. 69-76. 2000.

LIN, J.G.; MA. Y. S.; HUANG, C. C. Alkaline Hydrolysis of the Sludge Generated From a High-Strength, Nitrogenous Wastewater Biological Treatment Process. **Bioresource Technology**. v. 65. p. 35-42. 1998.

LOPES, L. F; KOETZ, P.R.; SANTOS, M.S. Denitrification on the top of UASB reactors of rice wastewaters. **Water Science and Technology** v. 44 n. 4, p.79–82. 2001.

LUDUVICE, M. Gestão de biossólidos e o MERCOSUL. In: Seminário Sobre Gerenciamento de Biossólidos do Mercosul, 1998. **Anais...** Curitiba-PR. SANEPAR/ABES. p.9-10. 1998.

MAHVI, A. H.; MESDAGHINIA, A.; KARAKANI F. Feasibility of continuous flow sequencing batch reactor in domestic wastewater treatment. **American Journal of applied Sciences**. v. 1, n. 4, p. 348-353. 2004.

MAHVI, A. H. Sequencing batch reactor: A promising technology in wastewater treatment. **Iran Journal Environmental Health Science e Engineering**, v. 05, n. 2, p. 79-90, 2008.

MARAIS, G. V. R e EKAMA, G. A. The activated sludge process: Steady state behaviour. **Water SA**. 1976.

MARAIS, G.; LOEWENTHAL, R.E.; SIEBRITZ, I. Observation supporting phosphate removal by biological excess uptake - a review. **Water Science and Technology**. v.15, p.15-41, 1983.

MARKLUND, S. Cold climate sequencing batch reactor biological phosphorus removal. **Water Science and Technology**. v. 28, n. 10, p. 275-282, 1993.

MAZALI, I.O.; ALVES, O.L. Morphosynthesis: high fidelity inorganic replica of the fibrous network of loofa sponge (*Luffa cylindrica*). *Anais da Academia Brasileira Ciências*. v. 77, n. 1, p. 25-31. 2005.

MEDEIROS, U. T. P. **Influência da concentração de oxigênio dissolvido sobre o desempenho de sistemas de lodo ativado tratando efluentes da indústria petroquímica**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande-UFCG, Campina Grande-PB. 2004.

METCALF & EDDY, Inc. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4th ed. rev. New York: McGraw-Hill, 1.758 p. 2003.

MOSTERT, E.S.; GERBER, A.; VAN RIET, C.J. A comparative study on the effects of feedstock composition on EPBR in modified activated sludge system. **Environmental Technology Letters**, v. 10, p.9 -22, 1989.

MULDER, A., VAN DE GRAAF, A.A. ROBERTSON, L.A., KUENEN, J.G. Anaerobic ammonium discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. **FEMS Microbiology Ecology**. v. 16. p. 177-184. 1995.

NDON, U.J.; DAGUE, R.R. Ambient temperature treatment of low-strength wastewater using anaerobic sequencing batch reactor. **Biotechnology Letters**, v. 19, n. 4, p. 319-323. 1997.

NÓBREGA, E.O. **Estequiometria e cinética da remoção de fósforo em sistemas de lodo ativado**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande-UFCG, Campina Grande-PB. 102p. 2009.

OBAJA, D.; MACÉ, S.; COSTA, J.; SANS, C.; MATA-ALVAREZ, J. Nitrification, denitrification and biological phosphorus removal in piggery wastewater using a sequencing batch reactor. **Bioresource Technology**. v. 87, p. 103-111. 2003.

ØDEGAARD, H. Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process. **Water Science and Technology**. v. 53, n. 9, p. 17-33. 2006.

OKUNUKI, S; KAWAHARASAKI, M.; TANAKA, H.; KANAGAWA T. Changes in phosphorus removing performance and bacterial community structure in an enhanced biological phosphorus removal reactor. **Water Research**, v. 38, n. 9, p. 2.433-2.439, 2004.

OUYANG, C. F.; CHUANG, S. H.; SU, J. L. Nitrogen and Phosphorus Removal in a Combined Activated Sludge - RBC Process. **Proceedings of the National Science Council**. v. 23, n. 2, p. 181-204, 1999.

PARK, J.B.K.; CRAGGS, R.J.; SUKIAS, J.P.S. Removal of nitrate and phosphorus from hydroponic wastewater using a hybrid denitrification filter (HDF). **Bioresource Technology**. v. 100, n, 13, p. 3175-3179. 2009.

PHILIPPI JÚNIOR, A.; MALHEIROS, T. F. **Águas Residuárias: Visão de saúde pública e ambiental**. In: Saneamento, Saúde e Ambiente: fundamentos para um desenvolvimento sustentável. Philippi Júnior, A. (ed.), Manole, Barueri-SP. p. 181-220, 2005.

PORTO, A. L. **Uso da respirométria para caracterização da atividade metabólica de bactérias heterotróficas**. Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande-PB. 77p. 2007.

RAMOTHOKANG, T.R.; SIMELANE, S.C., BUX, F. Biological nitrogen and phosphorus removal by filamentous bacteria in pure culture. **Water SA**, v. 32, n. 5, p. 667-672. 2006.

RANDALL, C.W.; BARNARD, J.L.; STENSEL, H. D. Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Lancaster: **Technology Publishing**, 1992.

RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUES, J. A. D.; CAMARGO, E. F. M.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. Feasibility of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass for wastewater treatment. **Bioresource Technology**, v.75, n. 2, p. 127-132, 2000.

REDDY, M. **Biological and chemical systems for nutrient removal: a special publication**. Alexandria: WEF, 399p, 1998.

REGINATTO, V.; TEIXEIRA, R. M.; PEREIRA, F.; SCHMIDELL, W.; MENES, J.; ETCHEBERERE, C.; FURIGO JUNIOR, A.; SOARES, H. M. Anaerobic Ammonium Oxidation in Bioreactor Treating Slaughterhouse Wastewater. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v.22, n.4, p. 593-600. 2005.

RITTMANN, B. E.; McCARTY, P. L. **Environmental biotechnology – Principles and application**. McGraw-Hill, New York, 2001.

RODIER, J. **L'analyse de l'eau: eaux résiduales, eaux de mer**. Vol.1, 5^aed. Editora Dunod – Paris. 692p. 1975.

RODRIGUES, A. Q. **Caracterização do lodo heterotrófico de sistemas de lodo ativado gerado a partir de esgoto bruto e digerido**. Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil – Universidade Federal de Campina Grande (UFCG). Campina Grande-PB. 2005.

ROSTRON, W. M.; STUCKEY, D. C.; YOUNG, A. A. Nitrification of high strength ammonia wastewaters: comparative study of immobilization media. **Water Research**. v.35, n 5 p. 1169-1178. 2001.

SANTOS, E. V. M. **Desnitrificação em sistemas de lodo ativado**. Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil – Universidade Federal de Campina Grande (UFCG). Campina Grande-PB. 114 p. 2009.

SAWYER, C. N., McCARTY, P. L., PARKIN, G. F. **Chemistry for Environmental Engineering**. 4th edition. McGraw-Hill Book Company, Singapura. 658 p. 1994.

SCHLEGEL, S.; KOESER, H. Wastewater treatment with submerged fixed bed biofilm reactor systems – design rules, operating experiences and ongoing developments. **Water science and technology**, v.55, n.8-9. p.83-89, 2007.

SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST, J.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M.; STROUS, M. New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS Microbiology Reviews**, n. 27, p.481-492. 2003.

SERRANO, D.; CARMEN, M.; MARTINEZ, S.G.; ESPARZA, M.H. Biochemical models for phosphate accumulation in microorganisms. **Water Science and Technology**, v.26, n.9-11, p.2245-2248. 1992.

SLIEKERS, A.O.; DERWORT, N.; CAMPOS GOMEZ, J.L.; STROUS, M.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M. Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. **Water Research**, v. 36, p. 2475-2482. 2002.

SIDAT, M.; KASAN, H.C.; BUX, F. Laboratory-scale investigation of biological phosphate removal from municipal wastewater. **Water SA**, v. 25, n 4, p. 459-62, 1999.

SILVA, E. B. F. **Aplicação da respirometria na determinação da composição da matéria orgânica em águas residuárias**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal da Paraíba-UFCG, Campina Grande-PB, 77 p. 2003.

SILVA FILHO, H.A. **Aplicação da respirometria para caracterizar a cinética da nitrificação em diferentes sistemas de lodo ativado**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal da Paraíba-UFCG, Campina Grande-PB, 134 p. 2009.

SILVA, G.H.R.; NOUR, E.A.A. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 09, n. 2, p. 268-275. 2005.

SOUSA, J. T.; FORESTI, E. Domestic Sewage Treatment in a Upflow Anaerobic Sludge blanket- sequencing Batch Reactor system. **Water Science and Technology**, v.33, n.3. p.73-84, 1996.

SOUSA, J.T.; SANTOS, K.D.; HENRIQUE, I.N.; BRASIL, D.P.; SANTOS, E.C. Anaerobic digestion and the denitrification in UASB reactor. **Journal of urban and environmental**, v. 2, n. 2, p. 63-67. 2008.

SOUZA, A. R. **Caracterização do lodo autotrófico de sistemas de lodo ativado gerado a partir de diferentes substratos**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande-UFCG, Campina Grande-PB. 2005.

STENSEL, H.D. **Principles of biological phosphorus removal**. In: Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater: principles and practice. Sedlak, R.I. (ed.), 2nd edition, Lewis Publishers, New York. p. 141-163, 1991.

STENSTROM, M.K.; PODUSKA, R.A. The effect of dissolved oxygen concentration on nitrification. **Water Research**, v. 14, p. 643-649. 1980.

STRASKRABA, M e TUNDISI, J. G. **Gerenciamento da qualidade da água de represas**. Tradução Dino Vannucii. São Carlos - SP: ILEC; IIE, 2000.

STROUS, M.; FUERST, J.; KRAMER, E.; LOGEMANN, S.; MUYZER, G.; VAN DE PAS, K.; WEBB, R.; KUENE, J.; JETTEN, M.S.M. Missing lithotroph identified as new *planctomycete*. **Nature**, v. 400, p. 446 - 449. 1999a.

STROUS, M.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M. Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. **Applied Environmental Microbiology**. v. 65, p.3248-3250, 1999b.

SUBRAMANIAM, K.; GREENFIELD, P.F.; HO, K.M., JOHNS, M.R. e KELLER, J. Efficient biological nutrient removal in high strength wastewater using combined anaerobic-sequencing batch reactor treatment. **Water Science and Technology**. v. 30, n. 6, p. 315-321, 1994.

SURAMPALLI R.Y.; TYAGI R.D.; SCHEIBLE O.K.; HEIDMAN J.A.. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**. n.61, n. 2, p. 151-157, 1997.

SVENSSON, J. M.; ENRICH-PRAST, A.; LEONARDSON. L. Nitrification and denitrification in a eutrophic lake sediment bioturbated by oligochaetes. **Aquatic microbial ecology**. v. 23, p. 177–186, 2001.

TAMMINEN, T.; ANDERSEN, T. Seasonal phytoplankton nutrient limitation patterns as revealed by bioassays over Baltic Sea gradients of salinity and eutrophication. **Marine ecology progress series**. v. 340. p. 121–138, 2007.

TOH, S.K., WEBB, R.I., ASHBOLT, N.J. Enrichment of Autotrophic Anaerobic Ammonium-Oxidizing Consortia from Various Wastewaters. **Microbiology Ecology**. v. 43, p.154-167. 2002.

TORRES, P; FORESTI, E. Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors. **Water Science and Technology**, v. 44, n. 4, p. 247-253. 2001.

TUNDISI, J. G. **Água no século XXI: enfrentando a escassez**. São Carlos - SP: RIMA, 2003.

TUNDISI, J. G.; TUNDISI, T. M.; ABE, D.S.; ROCHA, O.; STARLING, F. **Limnologia de águas interiores: impactos, conservação e recuperação de ecossistemas aquáticos**. In: Águas doces no Brasil. Escrituras. 3ª edição. São Paulo. p. 203-237. 2006.

UNICRIO. Centro de Informações das Nações Unidas do Brasil. Década da ONU promove uso sustentável da água. **On-line**. 2005. Disponível em: http://www.unicrio.org.br/AgendaTextos.php?Texto=agenda_20050821b.htm

VAN DE GRAAF, A.A.; BRUIJN, P.; ROBERTSON, L.A.; JETTEN M.S.M.; KUENEN, J.G. Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms in a fluidized bed reactor. **Microbiology**. v. 142. p. 2187 - 2196. 1996.

VAN HAANDEL, A. C.; CATUNDA, P.F.C. Determinação da taxa de consumo de oxigênio em sistemas de tratamento de esgotos. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 21, n 4, p. 481-488. 1982.

VAN HAANDEL, A C.; LETTINGA, G. **Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Epgraf, 1994.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. O. **O comportamento do sistema de lodo ativado – Teoria e aplicação para projeto e operação.** Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, Epgraf, 472 p. 1999.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. **Handbook biological waste water treatment. Design and optimisation of activated sludge systems.** Ed. Uitgeverij Quist. 560p. 2007.

VAN KEMPEN, R., MULDER, J.W., UIJTERLLNDE C.A. Overview: Full scale experience of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. **Water Science and Technology.** v. 44, n. 1, p.145-152. 2001.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; SMOLDERS, G.J.; KUBA, T.; HEIJNEM, J.J. Metabolism of micro-organisms responsible for enhanced biological phosphorus removal from wastewater. **Kluwer Academic Publishers,** v. 71, p. 109-116. 1997.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; VAN BENTHUM, W.A.J.; HEIJNEM, J.J. Integration of nitrification and denitrification in biofilm airlift suspension reactors. **Water Science and Technology,** v. 41, n 4-5, p. 97-103. 2000.

VANPARYS, B.; BODELIER, P.; DE VOS, P. Validation of the Correct Start Codon of *norX/nxrX* and Universality of the *norAXB/nxrAXB* Gene Cluster in Nitrobacter Species. **Current Microbiology.** v. 53, p. 255-257. 2006.

VARESCHE. M.B.; ZAIAT, M.; VIEIRA. L.G.T.; VAZOLLER, R.F.; FORESTI, E. Microbial colonization of polyurethane foam matrices in horizontal-flow anaerobic immobilized-sludge reactor. **Applied Microbiology Biotechnology,** 48: 534-538. 1997.

VAZOLLER, R.F. Microbiologia e Saneamento Ambiental - Diversidade Microbiana e Desenvolvimento Sustentável. In: PADCT-FTPT “André Tosello”: “**Biodiversidade: perspectivas e oportunidades tecnológicas**”. 1995.

VELA, F. J. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** Tese de doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos/SP. 159p. 2006.

VOLLENWEIDER, R.A. **Eutrophication – A global problem.** Water Qualit Bulletin. v.6. n. 3, p.59-62. 1981.

VON SPERLING, E. Uso de relações limnológicas para avaliação da qualidade da água em mananciais de abastecimento, In: 21ºCongresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2001, João Pessoa - PB. **Anais,** CD-ROM. ABES. p.1-3. 2001.

VON SPERLING, M.; ANDRADE NETO, C. O.; VALSCHAN JUNIOR, I.; FLORÊNCIO, L. **Impacto dos nutrientes do esgoto lançado em corpos de água.** In: Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção. Coord.: Francisco Suetônio Bastos e Marcos von Sperling. Editora Zepplini. ABES, Rio de Janeiro-RJ, 2009.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias; 3ªed. Belo Horizonte: DESA/UFMG. v 1, 452p. 2005.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados: Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**; Belo Horizonte-UFMG. v. 4, 428p. 2002.

WANG, D.; LI, X.; YANG, Q.; ZENG, G.; LIAO, D.; ZHANG, J. Biological Phosphorus removal in sequencing batch reactor with single-stage oxic process. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 13, p. 5466-5473, 2008.

WENTZEL, M.C., EKAMA, G.A., LOEWENTHAL, R.E., DOLD, P.L. AND MARAIS, G.V.R. Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part II: Experimental behaviour. **Water SA**, v. 15(2), p. 71-88. 1989a.

WENTZEL, M.C., DOLD, P.L., EKAMA, G.A. AND MARAIS, G.V.R. Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part III: Kinetic model. **Water SA**, v. 15(2), p. 89-102. 1989b.

WENTZEL, M.C.; LÖTTER, L.H.; EKAMA, G.A.; LOEWENTHAL, R.E.; MARAIS, G.V.R. Evaluation of biochemical models for biological excess phosphorus removal. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 23, p. 567-576, 1990.

WENTZEL, M.C.; LÖTTER, 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.

WILDERER, P.A. et al. Sequencing batch reactor technology. IWA Publishing, London, **Scientific and Technical**, Report. n 10. 1997.

WIRTZ, R.A.; DAGUE, R.R. Laboratory studies on enhancement of granulation in the anaerobic sequencing batch reactor. **Water Science and Technology**. v. 36, p.279-286. 1997.