**REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO, COM
RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA, APLICADO AO
TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**

Antonio Pedro de Oliveira Netto

Dissertação apresentada à Escola de
Engenharia de São Carlos, da
Universidade de São Paulo como parte dos
requisitos para obtenção do título de
Mestre em Engenharia Civil - Área de
concentração Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Zaiat

SÃO CARLOS, SP

2007

“É graça divina começar bem. Graça
maior, persistir na caminhada certa. Mas, a
graça das graças é não desistir”

(Autor Desconhecido)

À minha família, em especial aos meus
pais José Mário e Suzana por estarem
sempre ao meu lado e à minha noiva Carla
por todo incentivo e compreensão.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus, que é o maior responsável pela realização deste trabalho.

Meus pais e meu irmão, que são a grande motivação de meu sucesso, pelas suas demonstrações de confiança e compreensão.

Ao Professor Marcelo Zaiat pela excelente orientação, tornou-se um grande amigo, através de suas críticas e elogios, procurando fazer sempre o melhor possível.

Aos meus amigos companheiros de turma do SHS - 2005, sou grato pelo convívio e disposição em ajudar nessa caminhada e à Melida del Pilar Anzola Rojas pelas realizações das análises durante minha ausência.

Agradeço a minha noiva Carla pelo incentivo durante os dois anos do curso e pelo apoio nos momentos mais difíceis, apesar de toda a distância entre nós.

À Eloísa Pozzi pela fundamental ajuda durante os exames microbiológicos.

Às secretárias do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC, Rose, Sá e Pavi, pela disposição em ajudar no que fosse possível.

Ao Prof. Dr. José Alberto D. Rodrigues e aos Drs. Arnaldo Sarti e Fábio Chinalia pelas sugestões e avaliação do Plano de Qualificação.

Às profissionais do Laboratório de Processos Biológicos Maria Ângela T. Adorno e Elisabeth Moraes e Glauce Guimarães Pereira do LATAR pela permanente disposição em atender meus pedidos de ajuda durante a fase experimental deste trabalho.

Aos colegas da ETE da EESC, Luciano Novaes, Renato, Zé Luciano, Marcus, Hallan, Orlando, Amanda e Bruna, além de Leonardo Damasceno e principalmente ao amigo Eduardo Lucena pela troca de idéias e ensinamentos durante a realização da pesquisa.

Ao CNPq pela bolsa concebida e à FAPESP pelo apoio financeiro.

E a todos que de alguma maneira contribuíram para a realização deste trabalho.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	xiv
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS	xvi
LISTA DE SÍMBOLOS	xviii
RESUMO	xx
ABSTRACT	xxi
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	5
2.1 Objetivo Geral	5
2.2 Objetivos Específicos	5
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	6
3.1 Tratamento de Esgoto Sanitário	6
3.2 Tratamento Anaeróbio	9
3.3 Tratamento combinado anaeróbio-aeróbio de águas residuárias	13
3.4 Importância da remoção biológica de nitrogênio	20
3.4.1 Amonificação	22
3.4.2 Nitrificação	23
3.4.3 Desnitrificação	27

3.5 Novos processos na remoção de nitrogênio	31
3.5.1 <i>Desnitrificação Aeróbia</i>	32
3.5.2 <i>SHARON</i>	34
3.5.3 <i>ANAMMOX</i>	36
3.5.4 <i>CANON</i>	38
3.5.5 <i>OLAND</i>	40
3.6 Considerações Finais	41
4. MATERIAL E MÉTODOS	43
4.1 Visão geral	43
4.2 Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo	44
4.3 Inóculo	50
4.4 Materiais suporte	50
4.5 Água residuária	51
4.6 Métodos analíticos	52
4.7 Procedimento experimental	55
4.8 Quantificação da biomassa aderida ao suporte	56
4.9 Ensaio Hidrodinâmico	57
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	60
5.1 Caracterização da água residuária afluyente e efluente ao sistema	60
5.2 Avaliação do desempenho do reator	62

5.2.1 Avaliação do desempenho do reator operado de forma anaeróbia	63
5.2.1.1 Operação com tempo de detenção hidráulica de 6 horas	63
5.2.1.2 Operação com tempo de detenção hidráulica de 8 horas	72
5.2.1.3 Operação com tempo de detenção hidráulica de 10 horas	81
5.2.1.4 Comparação entre as três fases anaeróbias	92
5.2.2 Avaliação do desempenho do reator operado de forma	93
combinada	
5.2.2.1 Avaliação do desempenho do reator operado de forma	94
combinada sem recirculação da fase líquida. ($r = 0$)	
5.2.2.2 Avaliação do desempenho do reator operado de forma	114
combinada com recirculação da fase líquida. ($r = 0,5$)	
5.2.2.3 Avaliação do desempenho do reator operado de forma	133
combinada com recirculação da fase líquida. ($r = 1,5$)	
5.2.2.4 Comparação entre as três fases combinadas	151
5.3 Ensaio Hidrodinâmico	152
5.4 Caracterização Microbiológica	154
5.5 Considerações Finais	160
 6. CONCLUSÕES	 162
 7. SUGESTÕES	 164
 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	 166

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1	Volume de esgoto coletado e tratado, segundo as grandes regiões do Brasil.	7
Figura 3.2	Representação esquemática do processo metabólico da digestão anaeróbia.	11
Figura 3.3	Desenho esquemático do processo SHARON.	34
Figura 3.4	Efeito da temperatura na máxima velocidade de crescimento de bactérias amônio e nitrito oxidantes.	35
Figura 3.5	Desenho esquemático do processo ANAMMOX.	37
Figura 3.6	Desenho esquemático do processo CANON.	40
Figura 4.1	Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo e escoamento ascendente com recirculação da fase líquida.	46
Figura 4.2	Foto do reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com escoamento ascendente e leito com espuma de poliuretano e argila expandida recoberto com papel alumínio.	47
Figura 4.3	Foto do reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com escoamento ascendente e leito com espuma de poliuretano e argila expandida sem recobrimento.	47
Figura 4.4	Telas perfuradas de aço inox que fazem a separação do leito do reator.	48
Figura 4.5	Detalhe da bomba dosadora tipo diafragma ProMinent e do ponto de alimentação do reator	48
Figura 4.6	Foto da caixa de amianto utilizada para armazenamento da água	49

residuária usada como afluente ao reator.

- Figura 4.7 Foto do tanque utilizado para armazenamento da água residuária que alimentava o reator. 49
- Figura 4.8 Planta do *Campus* da USP - São Carlos, com detalhe em verde da ETE onde foi instalado o reator. 52
- Figura 5.1 Perfil temporal de DQO, para esgoto doméstico afluente e efluente ao reator operado anaerobiamente. Afluente Bruto, Efluente Bruto e Efluente Filtrado. 60
- Figura 5.2 Perfil temporal de DQO, para esgoto doméstico afluente e efluente ao reator operado em etapa combinada sem recirculação. Afluente Bruto, Efluente Bruto e Efluente Filtrado. 61
- Figura 5.3 Perfil temporal de DQO, para esgoto doméstico afluente e efluente ao reator operado em etapa combinada com recirculação. Afluente Bruto, Efluente Bruto e Efluente Filtrado. 62
- Figura 5.4 Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas. Afluente Bruto, Efluente Bruto e Efluente Filtrado. 64
- Figura 5.5 Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta e filtrada para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas. 65
- Figura 5.6 Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas. 66

Figura 5.7	Relação entre carga orgânica aplicada e removida para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas.	67
Figura 5.8	Variação temporal da concentração de AVT afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas.	68
Figura 5.9	Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas.	68
Figura 5.10	Variação temporal do pH afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas.	69
Figura 5.11	Variação temporal da concentração de SST afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas.	70
Figura 5.12	Variação temporal da concentração de SSV afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas.	70
Figura 5.13	Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas. Afluente Bruto, Efluente Bruto e Efluente Filtrado.	72
Figura 5.14	Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta e filtrada para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	74

Figura 5.15	Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	75
Figura 5.16	Relação entre carga orgânica aplicada e removida para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	75
Figura 5.17	Variação temporal da concentração de AVT afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	76
Figura 5.18	Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	77
Figura 5.19	Variação temporal do pH afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	78
Figura 5.20	Variação temporal da concentração de SST afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	79
Figura 5.21	Variação temporal da concentração de SSV afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	79
Figura 5.22	Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas. Afluente Bruto, Efluente Bruto e Efluente Filtrado.	82

Figura 5.23	Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta e filtrada para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	83
Figura 5.24	Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	84
Figura 5.25	Relação entre carga orgânica aplicada e removida para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	85
Figura 5.26	Variação temporal da concentração de AVT afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	86
Figura 5.27	Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	87
Figura 5.28	Variação temporal do pH afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	88
Figura 5.29	Variação temporal da concentração de SST afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	88
Figura 5.30	Variação temporal da concentração de SSV afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	89

Figura 5.31	Varição temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. Afluente Bruto, Efluente Bruto e Efluente Filtrado.	95
Figura 5.32	Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta e filtrada para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.	96
Figura 5.33	Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.	97
Figura 5.34	Relação entre carga orgânica aplicada e removida para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.	98
Figura 5.35	Varição temporal da concentração de SST afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.	99
Figura 5.36	Varição temporal da concentração de SSV afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.	99
Figura 5.37	Varição temporal da concentração de AVT afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.	100
Figura 5.38	Varição temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente e efluente para	101

o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.

- Figura 5.39 Variação da Alcalinidade devido à Nitrificação, Amonificação, Desnitrificação e total no sistema para etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. 103
- Figura 5.40 Variação temporal do pH afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. 104
- Figura 5.41 Variação temporal da concentração de N-NTK afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. 105
- Figura 5.42 Variação temporal da concentração de N-Amon afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. 105
- Figura 5.43 Eficiências de remoção de Nitrogênio ao longo do tempo para N-NTK e N-Amon para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. 106
- Figura 5.44 Variação temporal da concentração de N-Org afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. 107
- Figura 5.45 Variação temporal da concentração de Nitrito afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. 108

- Figura 5.46 Variação temporal da concentração de Nitrato afluente e efluente para o 108
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem
recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.47 Concentrações médias das formas de Nitrogênio para o afluente e 111
efluente do reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa
combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.48 Variação temporal de Oxigênio Dissolvido efluente para o reator de leito 112
fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação
($r = 0$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.49 Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo 115
contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de
11 horas. Afluente Bruto, Efluente Bruto e Efluente Filtrado.
- Figura 5.50 Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta e 116
filtrada para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa
combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.51 Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida e 118
Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de
modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com
TDH de 11 horas.
- Figura 5.52 Relação entre carga orgânica aplicada e removida para o reator de leito 118
fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação
($r = 0,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.53 Variação temporal da concentração de SST afluente e efluente para o 119

reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas.

Figura 5.54 Variação temporal da concentração de SSV afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 120

Figura 5.55 Variação temporal da concentração de AVT afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 121

Figura 5.56 Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 122

Figura 5.57 Variação da Alcalinidade devido à Nitrificação, Amonificação, Desnitrificação e total no sistema para etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 123

Figura 5.58 Variação temporal do pH afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 124

Figura 5.59 Variação temporal da concentração de N-NTK afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 125

Figura 5.60 Variação temporal da concentração de N-Amon afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 125

- Figura 5.61 Eficiências de remoção de Nitrogênio ao longo do tempo para N-NTK e N-Amon para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 126
- Figura 5.62 Variação temporal da concentração de N-Org afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 127
- Figura 5.63 Variação temporal da concentração de Nitrito afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 128
- Figura 5.64 Variação temporal da concentração de Nitrato afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 128
- Figura 5.65 Concentrações médias das formas de Nitrogênio para o afluyente e efluente do reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 130
- Figura 5.66 Variação temporal de Oxigênio Dissolvido efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas. 131
- Figura 5.67 Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas. 133
- Figura 5.68 Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta e filtrada para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa 135

combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.

- Figura 5.69 Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida e 136
Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de
modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com
TDH de 11 horas.
- Figura 5.70 Relação entre carga orgânica aplicada e removida para o reator de leito 137
fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação
($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.71 Variação temporal da concentração de SST afluente e efluente para o 138
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.72 Variação temporal da concentração de SSV afluente e efluente para o 138
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.73 Variação temporal da concentração de AVT afluente e efluente para o 139
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.74 Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente e efluente para 140
o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.75 Variação da Alcalinidade devido à Nitrificação, Amonificação, 141
Desnitrificação e total no sistema para etapa combinada com recirculação
($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.

- Figura 5.76 Variação temporal do pH afluente e efluente para o reator de leito fixo 142
operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação
($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.77 Variação temporal da concentração de N-NTK afluente e efluente para o 143
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.78 Variação temporal da concentração de N-Amon afluente e efluente para 143
o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.79 Variação temporal da concentração de N-Org afluente e efluente para o 144
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.80 Eficiências de remoção de Nitrogênio ao longo do tempo para N-NTK e 145
N-Amon para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa
combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.81 Variação temporal da concentração de Nitrito afluente e efluente para o 146
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.82 Variação temporal da concentração de Nitrato afluente e efluente para o 146
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.83 Concentrações médias das formas de Nitrogênio para o afluente e 147
efluente do reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa

combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.

- Figura 5.84 Variação temporal de Oxigênio Dissolvido efluente para o reator de leito 149
fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação
($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.
- Figura 5.85 Curvas DTR obtidas experimentalmente utilizando NaCl como traçador. 153
- Figura 5.86 Biomassa aderida à espuma de poliuretano e argila expandida e esgoto 155
afluente e efluente ao reator.
- Figura 5.87 Microscopia ótica referente à biomassa aderida ao suporte de argila 157
expandida do reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo.
- Figura 5.88 Microscopia ótica referente à biomassa aderida ao suporte de espuma de 158
poliuretano na zona anaeróbia do reator combinado anaeróbio-aeróbio
vertical de leito fixo.
- Figura 5.89 Microscopia ótica referente à biomassa aderida ao suporte de espuma de 160
poliuretano na zona aeróbia do reator combinado anaeróbio-aeróbio
vertical de leito fixo.

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	Esgoto coletado e tratado, segundo classes de tamanho da população.	8
Tabela 4.1	Parâmetros analisados, método utilizado e frequência de amostragem.	54
Tabela 5.1	Principais características do esgoto sanitário afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas.	71
Tabela 5.2	Principais características do esgoto sanitário afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas.	80
Tabela 5.3	Principais características do esgoto sanitário afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas.	90
Tabela 5.4	Concentração celular na espuma, quantidade total de sólidos presentes no reator e quantidade de sólidos por volume do reator usado nessa fase anaeróbia do projeto.	92
Tabela 5.5	Comparação entre os valores efluentes das três fases anaeróbias estudadas.	93
Tabela 5.6	Quantidade de nitrogênio nitrificado (N_{nitr}), concentração efluente de nitrogênio na forma de nitrito e nitrato (N_e) e eficiência de desnitrificação (E_{DN}) para etapa combinada sem recirculação ($r = 0$).	110
Tabela 5.7	Principais características do esgoto sanitário afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem	113

recirculação ($r = 0$) e TDH de 11 horas.

- Tabela 5.8 Quantidade de nitrogênio nitrificado (N_{nitr}), concentração efluente de 129
nitrogênio na forma de nitrito e nitrato (N_e) e eficiência de
desnitrificação (E_{DN}) para etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$).
- Tabela 5.9 Principais características do esgoto sanitário afluente e efluente para o 132
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r = 0,5$) e TDH de 11 horas.
- Tabela 5.10 Quantidade de nitrogênio nitrificado (N_{nitr}), concentração efluente de 148
nitrogênio na forma de nitrito e nitrato (N_e) e eficiência de
desnitrificação (E_{DN}) para etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$).
- Tabela 5.11 Principais características do esgoto sanitário afluente e efluente para o 150
reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada
com recirculação ($r=1,5$) e TDH de 11 horas.
- Tabela 5.12 Comparação entre os valores efluentes das três fases combinadas 151
estudadas.
- Tabela 5.13 Valores determinados do tempo de detenção hidráulica real ($\bar{\theta}_h$) e da 154
variância (σ^2).

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ADE	Atividade Desnitrificante Específica.
AGV	Ácido Graxos Voláteis.
ANAMMOX	Anaerobic Ammonium Oxidation.
APHA	American Public Health Association.
ASBBR	Anaerobic Sequencing Batch Biofilm Reactor
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite.
C/N	Relação Carbono/Nitrogênio.
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente.
DQO	Demanda química de oxigênio.
EESC/USP	Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo.
EPA	Environment Protection Agency.
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto.
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística.
LPB	Laboratório de Processos Biológicos.
OLAND	Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification.
PROSAB	Programa de Pesquisas em Saneamento Básico.
PVC	Cloro polivinil ou Cloreto de polivinila
RAHLF	Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo.
RARLF	Reator Aeróbio Radial de Leito Fixo.
RDNA	Redução Dissimilatória do Nitrato a Amônia.
RSB	Reator Sequencial em Batelada.

SHARON	Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite.
SND	Simultaneous Nitrification/Denitrification.
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica.
UASB	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>).

LISTA DE SÍMBOLOS

ΔAlc	Variação da Alcalinidade.	(mgCaCO ₃)
$\bar{\theta}_h$	Tempo médio de detenção hidráulica.	(h)
σ^2	Variância dos pontos experimentais.	(h ²)
AI	Alcalinidade intermediária.	(mgCaCO ₃ /L)
AP	Alcalinidade parcial.	(mgCaCO ₃ /L)
AVT	Concentração de ácidos voláteis totais.	(mgHAc/L)
CaCO ₃	Carbonato de Cálcio.	
E _{DN}	Eficiência de Desnitrificação.	(%)
HAc	Ácido acético.	
N _e	Somatória das concentrações de NO ₂ ⁻ e NO ₃ ⁻ no efluente tratado do sistema.	(mg/L)
N _{nitr}	Concentração de nitrogênio nitrificado.	(mg/L)
N-Amon	Concentração de Nitrogênio Amoniacal.	(mg/L)
N-NTK	Concentração de Nitrogênio Total Kjeldahl.	(mg/L)
N-NO ₂ ⁻	Concentração de Nitrito.	(mg/L)
N-NO ₃ ⁻	Concentração de Nitrato.	(mg/L)
N-Org	Concentração de Nitrogênio Orgânico.	(mg/L)
NT	Concentração de Nitrogênio Total	(mg/L)
OD	Concentração de Oxigênio Dissolvido.	(mg/L)
P ₀	Peso da cápsula de porcelana.	(g)
P ₁	Peso da cápsula de porcelana com amostra após estufa.	(g)
P ₂	Peso da cápsula de porcelana com amostra após mufla.	(g)
P _{P1}	Peso da espuma após estufa.	(g)

pH	Potencial hidrogeniônico.	
r	Razão de recirculação.	
R	Relação (AI/AP).	
SSF	Concentração de sólidos suspensos fixos.	(mg/L)
SST	Concentração de sólidos suspensos totais.	(mg/L)
SSV	Concentração de sólido suspensos voláteis.	(mg/L)
ST	Concentração de sólidos totais.	(mg/L)
STF	Concentração de sólidos totais fixos.	(mg/L)
STV	Concentração de sólidos totais voláteis.	(mg/L)
TDH	Tempo de detenção hidráulica.	(h)

RESUMO

OLIVEIRA NETTO, A. P. (2007). Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. São Carlos, Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Este trabalho avaliou o desempenho de um sistema que combina os processos anaeróbio e aeróbio, para tratamento de esgoto sanitário, operado de modo contínuo sem e com recirculação da fase líquida. A combinação dos processos anaeróbio e aeróbio tem como objetivo aproveitar as vantagens de cada um, minimizando seus aspectos negativos. Foi utilizado um reator, em escala de bancada, de leito fixo e fluxo contínuo de escoamento ascendente com argila expandida e espuma de poliuretano como suportes de imobilização da biomassa. O desempenho do sistema foi avaliado em três diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH), 6, 8 e 10 horas, na fase anaeróbia, nos quais os melhores valores de remoção de matéria orgânica chegaram a 80%, com valores de DQO efluente abaixo de 150 mg/L. Com a inserção da fase aeróbia ao sistema (TDH de aproximadamente 11 horas, sendo 8 horas para a fase anaeróbia e 3 horas para a fase aeróbia), a eficiência subiu para mais de 90% com DQO efluente abaixo dos 50 mg/L. A nitrificação ocorreu perto do 15º dia operacional do sistema combinado e estava praticamente estável ao fim dessa etapa operacional. Após o 20º dia de operação as concentrações de nitrito mantiveram-se sempre baixas, o que indica equilíbrio da nitrificação. Foram obtidos ganhos quando feita recirculação do efluente tratado, principalmente em relação à remoção de matéria orgânica (95%) e remoção de nitrogênio total que foi de 75% para razão de recirculação de 1,5. O reator avaliado apresentou estabilidade operacional, alta remoção de matéria orgânica e nitrogênio sem a necessidade de adição de fonte exógena de carbono e de suplementação de alcalinidade.

Palavras-chave: tratamento anaeróbio-aeróbio; esgoto sanitário; biomassa imobilizada; recirculação da fase líquida, reator de leito fixo.

ABSTRACT

OLIVEIRA NETTO, A. P. (2007). Anaerobic-aerobic fixed bed reactor, with recycle of the liquid phase, applied to the treatment of domestic sewage. São Carlos, Dissertation (Master's degree) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

This work evaluated the performance of a system that combines anaerobic and aerobic processes, for treatment of domestic sewage. The bench-scale fixed-film reactor was operated in a continuous way without and with recycle of the liquid phase. Expanded clay and polyurethane foam were used as supports for immobilization of the biomass. Initially, the system was operated under anaerobic condition and its performance was evaluated for three different hydraulic retention times (HRT), 6, 8 and 10 h. In this phase, COD removal efficiency of 80% was reached for HRT of 10 h, with effluent COD below 150 mgCOD/L. The combined anaerobic-aerobic operation (HRT of approximately 11 h, being 8 h for the anaerobic phase and 3 h for the aerobic phase) favored the organic matter removal that reached 90%, with effluent COD below 50 mgCOD/L. The operation with liquid recycle provided the best results with COD removal of 95% and total nitrogen removal of 75% under recycle ratio of 1.5. The anaerobic-aerobic fixed bed reactor, with recycle of the liquid phase, proved to be an excellent alternative for domestic sewage treatment, mainly when organic matter and nitrogen removals are required. The concomitant C and N removal without addition of exogenous source electron donor and with no additional alkalinity supplementation was the main advantage of this reactor over the conventional reactors applied for this purpose.

Key words: anaerobic-aerobic treatment; domestic sewage; immobilized biomass; recycle of the liquid phase, fixed-bed reactor.

1. INTRODUÇÃO

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

Nos últimos anos, têm sido realizadas pesquisas que visam o desenvolvimento de processos de tratamento de esgotos que ocupem espaço físico reduzido, pois em geral, as grandes cidades, devido ao seu “crescimento”, não possuem mais espaço reservado para a implantação de estações de tratamento. Nos países em desenvolvimento, por possuírem baixo poder aquisitivo, e nas nações desenvolvidas, por apresentarem pequenas áreas disponíveis em seus centros urbanos, convém fazer uso da tecnologia anaeróbia. A opção por essa tecnologia e a crescente aceitação por seu uso pela comunidade atestam a viabilidade dessa alternativa (COSTA, 2005).

Durante muito tempo acreditou-se que os processos anaeróbios não fossem boa alternativa para tratamento de águas residuárias. Com o passar dos anos, pesquisas realizadas nessa área mostraram que, se bem projetados e operados, os processos anaeróbios apresentam bons resultados. O processo de tratamento anaeróbio de águas residuárias tem vantagens em relação à economia e recuperação de energia, não há necessidade de oxigênio, há baixa produção de biomassa residual e geração de um resíduo com valor, gás metano; embora apresente desvantagens em relação à qualidade do efluente e inibição biológica (WANG *et al.*, 1986). A desvantagem da baixa velocidade de degradação da matéria orgânica pode ser melhorada pelo desenvolvimento de novos reatores para aumentar a concentração de biomassa e o tempo de retenção

celular, aumentando as velocidades, como por exemplo, a utilização de um meio suporte (DENAC & DUNN, 1988; HANAKI *et al.*, 1997; LETTINGA *et al.*, 1997). O crescente desenvolvimento do processo anaeróbio, nas últimas décadas, vem provocando mudanças profundas na concepção dos sistemas de tratamento de águas residuárias, principalmente em regiões em que há predomínio de elevadas temperaturas, acima dos 25°C.

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

No que se refere ao controle da poluição bioquímica, a remoção do excesso de nitrogênio das águas residuárias é necessária tanto porque as formas reduzidas de nitrogênio consomem o oxigênio dissolvido dos corpos d'água, como porque a presença de concentrações elevadas de nitrogênio, em qualquer de suas formas, favorece o crescimento excessivo de algas e pode causar eutrofização de lagos e represas (BERNARDES & KLAPWIJK, 1996). Além desses aspectos, em pH básico e concentrações acima de 0,25 mg/L, a amônia pode afetar o crescimento de diversas espécies de peixes. No que se refere à saúde pública, a presença de nitratos, em elevadas concentrações, nas águas de abastecimento pode causar a metahemoglobinemia, doença conhecida como Síndrome do Bebê Azul. Dessa forma, é importante reduzir a emissão de

compostos nitrogenados nos corpos receptores.

O processo convencional de remoção de nitrogênio separado em duas etapas principais, nitrificação e desnitrificação, já é conhecido. Consiste na remoção de nitrogênio da água residuária por meio de processos biológicos que levam à formação de nitrogênio N_2 como produto final, forma esta ambientalmente inofensiva.

A literatura científica relata outros processos capazes de realizar a remoção biológica de nitrogênio, como a SND (simultaneous nitrification/denitrification), que desenvolve processos de nitrificação e desnitrificação simultaneamente no mesmo reator (MUNCH *et al.*, 1996; POCHANA & KELLER, 1999); ou, processos como o ANAMMOX (Anaerobic ammonium oxidation), no qual ocorre a oxidação anaeróbia do íon amônio e o SHARON (single reactor high activity ammonia removal over nitrite) baseado no estabelecimento de curto-circuito da nitrificação para a desnitrificação (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

A retenção de biomassa ativa no interior de reatores anaeróbios, fator decisivo para o sucesso do processo de tratamento, depende de vários fatores operacionais e ambientais. A biomassa que se perde com o efluente influencia negativamente o desempenho do tratamento. Uma forma para se evitar essa perda é sua imobilização em material suporte, formando biofilmes. Assim, efetivamente se desvincula o tempo de retenção celular do tempo de detenção hidráulica, resultando em maior tempo de permanência dos microrganismos no reator, além de se obter maiores concentrações de biomassa.

A pesquisa e o conhecimento da imobilização e retenção de células talvez se caracterizem como fator decisivo na evolução dos processos biológicos para tratamento

de águas residuárias (CAMPOS, 1994). Foi o conhecimento da composição e estrutura do biofilme que serviu como base para esse desenvolvimento (FORESTI *et al.*, 1996).

Ao longo dos anos têm sido estudadas diversas configurações de reatores, no entanto, ainda se fazem necessárias buscas alternativas mais eficazes para tratamento de esgotos sanitários. O reator de leito fixo, contendo material suporte para aderência de biomassa, aparece como alternativa ao reator UASB (Upflow anaerobic sludge blanket), que costuma apresentar problemas relacionados à perda de sólidos com o efluente e que, se comparados a outros sistemas de tratamento, já foi bastante estudado.

Os reatores de leito fixo foram os primeiros reatores anaeróbios a tratar efluentes com baixa concentração de matéria orgânica, característica dos esgotos sanitários. Pode-se, então, afirmar que os resultados encontrados viabilizaram o uso de reatores anaeróbios, permitindo chegar às configurações observadas atualmente.

Pelos motivos expostos, propõem-se o estudo de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, operado de modo contínuo, sem e com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

O objetivo geral deste projeto foi a avaliação de desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de escoamento ascendente e leito fixo, operado de modo contínuo, sem e com recirculação da fase líquida (da zona aeróbia para a anaeróbia), aplicado ao tratamento de esgoto sanitário, contendo biomassa imobilizada em suporte inerte de diferentes tipos (espuma de poliuretano e argila expandida).

2.2 Objetivos específicos

Os objetivos específicos desse projeto foram:

- Avaliar a influência do aumento do TDH sobre a remoção de matéria orgânica;
- Avaliar a influência da inclusão da zona aeróbia sobre a remoção de matéria orgânica;
- Avaliar a influência da recirculação do efluente da zona aeróbia para a anaeróbia sobre a remoção de matéria orgânica e nitrogênio;
- Estudar as características morfológicas do biofilme anaeróbio;
- Avaliar o consumo de alcalinizante no sistema combinado em comparação com sistemas convencionais de remoção de matéria orgânica e nitrogênio (anaeróbio-aeróbio-anóxico).

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Tratamento de Esgoto Sanitário

A grande maioria das cidades conta, atualmente, com rede coletora de esgoto, porém ainda não implantada em toda a extensão de sua área urbana, prescindindo assim de obras que se referem ao transporte e tratamento do esgoto doméstico. Este fato aponta para situações de grave agressão ao ambiente, pois mananciais que cruzam estas cidades são atingidos diretamente por vários pontos de descarga de esgoto bruto, causando, além dos danos diretos ao corpo d'água, às vezes, sérios focos de proliferação de doenças.

Normalmente, qualquer atividade de saneamento tem os seguintes objetivos: controle e prevenção de doenças, melhoria da qualidade de vida da população, melhorar a produtividade do indivíduo e facilitar a atividade econômica.

Ressalte-se ainda que um dos objetivos principais a serem atingidos é evitar que a interferência do homem com a geração de despejos domésticos ou industriais possa contribuir na introdução de compostos na água dos rios e córregos, afetando a sua qualidade.

Em relação ao esgotamento sanitário, 48% dos municípios brasileiros não têm coleta de esgoto. O Norte é a região com a maior proporção de municípios sem coleta (92,9%), seguido do Centro-Oeste (82,1%), do Sul (61,1%), do Nordeste (57,1%) e do Sudeste (7,1%). Do total de municípios que contêm coleta, o Brasil ainda possui 40% dos esgotos coletados sem tratamento nenhum. Nesses casos, os principais receptores do esgoto (in natura) não coletados, como também dos esgotos coletados, mas não tratados são os rios e mares, comprometendo a qualidade das águas utilizadas para abastecimento,

irrigação e recreação (IBGE, 2000). A Figura 3.1 mostra o volume de esgoto coletado e tratado nas cinco regiões do Brasil.

Figura 3.1 - Volume de esgoto coletado e tratado, segundo as grandes regiões do Brasil.

(Fonte: IBGE, 2000).

A Tabela 3.1 apresenta vazões de esgoto coletado e tratado, segundo classes de tamanho da população.

Tabela 3.1 - Esgoto coletado e tratado, segundo classes de tamanho da população. (Fonte: IBGE, 2000).

Classes de tamanho da população	Volume de esgoto coletado (m ³ /dia)	Volume de esgoto tratado (m ³ /dia)	Proporção de esgoto tratado (%)
Até 5.000	599.029	60.875	10,16
De 5.001 a 10.000	420.843	68.092	16,18
De 10.001 a 20.000	687.864	174.379	25,35
De 20.001 a 50.000	203.6736	422.830	20,76
De 50.001 a 100.000	1.115.946	404.455	36,24
De 100.001 a 200.000	1.952.907	580.952	29,75
De 200.001 a 500.000	2.219.725	740.818	33,37
De 500.001 a 1.000.000	905.083	259.007	28,62
Mais de 1.000.000	4.631.946	2.425.763	52,37

Os processos de tratamento de esgotos são condicionamentos aplicados para que o corpo d'água receptor não sofra alterações nos parâmetros de qualidade fixados para a região afetada pelo lançamento (PESSOA & JORDAO, 1982), e diante do enorme déficit sanitário brasileiro, aliado ao perfil sócio-econômico de nossas comunidades, constata-se a necessidade por sistemas simplificados de coleta e tratamento de esgotos. Esses sistemas devem ser sustentáveis, conjugando baixos custos de implantação e de operação e simplicidade operacional (CHERNICHARO, 1997).

Então, torna-se lógico considerar a melhor tecnologia disponível para tratamento dos efluentes, que reduza o investimento inicial e os custos de operação, visando

devolver para a natureza os insumos utilizados, em qualidade pelo menos equivalente, sem transferir nenhuma parte do problema para outro local.

3.2 Tratamento Anaeróbio

O aumento do número de pesquisas relacionadas ao processo da digestão anaeróbia vem provocando mudanças na concepção dos sistemas de tratamento de águas residuárias. Configurações inovadoras vêm sendo estudadas, com o objetivo de se obter sistemas simplificados e mais eficientes, conjugando baixos custos e simplicidade operacional. Tal fato se deve ao desenvolvimento dos chamados sistemas de alto desempenho, caracterizados pela capacidade de retenção de grandes quantidades de biomassa e pela elevada atividade microbiana, mesmo com a imposição de baixos tempos de detenção hidráulica. Nesse sentido, merece destaque o uso de células imobilizadas, na forma de grânulos ou biofilme aderido a suporte inerte. O conhecimento sobre mecanismos de retenção de biomassa e estrutura de biofilmes é sem dúvida, decorrente de um melhor entendimento do processo biológico nos reatores. (BORGES, 2003).

A biodigestão anaeróbia é um processo fermentativo microbiano de flora mista onde a matéria orgânica, na ausência de oxigênio livre, é convertida a gases compostos predominantemente de metano e dióxido de carbono (MASSEY & POHLAND, 1978). Ocorre naturalmente em diversos ecossistemas, como, por exemplo, nos pântanos, sedimentos de lagos e rios, aparelho digestivo dos animais superiores, inclusive do homem, e em regiões profundas do subsolo, onde leva a formação de grandes quantidades de biogás (RUIZ, 1992).

A digestão anaeróbia é utilizada no tratamento de efluentes para estabilização de

grande parte da matéria orgânica. São vários os benefícios deste processo, como os higiênicos (eliminação de parasitas, bactérias e vírus), energéticos (produção de energia renovável e limpa), redução de poluição (tratamento parcial de resíduos) e produção de biofertilizantes estabilizados (TENTSCHER, 1995; BORJA & BANKS, 1996).

O processo de digestão anaeróbia se inicia com a ação das bactérias fermentativas (bactérias acidogênicas) que hidrolisam as moléculas complexas através da produção de enzimas extracelulares até seus correspondentes monômeros, que podem ser assimilados pela célula bacteriana. No interior da célula, através de processo de oxi-redução, resulta a formação de dióxido de carbono, hidrogênio e ácidos graxos voláteis tais como ácido acético, fórmico, propiônico, butírico e láctico, além do etanol (NOGUEIRA, 1986). A Figura 3.2 tenta representar esquematicamente o processo metabólico da digestão anaeróbia.

Figura 3.2 - Representação esquemática do processo metabólico da digestão anaeróbia. (Fonte: HARPER & POHLAND¹ *apud* BORGES, 2003).

O entendimento do processo da digestão anaeróbia é de grande importância no desenvolvimento de sistemas mais eficientes no tratamento de efluentes e nesse sentido

¹HARPER, SR.; POHLAND, F.G. (1986). Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, 28, 585-602.

observa-se a necessidade da manutenção do caráter multidisciplinar da engenharia sanitária. Para Lettinga (1994), o conhecimento e a compreensão dos aspectos fundamentais da tecnologia de tratamento anaeróbio, especialmente da bioquímica e da microbiologia da digestão anaeróbia, são essenciais para o projeto correto e aplicação desses sistemas.

Originalmente, o propósito da digestão anaeróbia foi o de diminuir a poluição causada pela disposição descontrolada de efluentes no ambiente. Depois, durante a Primeira e Segunda Guerra, o objetivo desse processo foi a obtenção de energia. Com a crise do petróleo na década de 70, novamente aumentou a procura por energias alternativas. O período de altos preços e falta de estoque de petróleo foi seguido pela queda dos preços e pelo excesso de oferta do mesmo na década de 80, desestimulando a busca por outros combustíveis (HOBSON & WHEATLEY, 1993).

Hoje, o principal interesse por processos de digestão anaeróbia é devido à necessidade cada vez maior de se preservar o meio ambiente e sua viabilidade não é mais medida em termos de produção de combustível, mas em capacidade de estabilização de resíduos (HOBSON & WHEATLEY, 1993; SEGHEZZO *et al.*, 1998).

Segundo Andrade Neto & Campos (1999), em locais de clima quente, os processos anaeróbios são eficientes na remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão com grandes vantagens: ocupam pequenas áreas, produzem pouco lodo estabilizado, não consomem energia, não necessitam de equipamentos eletromecânicos e requerem construção simples e de fácil operação. Como limitação, não removem completamente os microrganismos patogênicos e nutrientes eutrofizantes, havendo necessidade de um pós-tratamento do resíduo.

3.3 Tratamento combinado anaeróbio-aeróbio de águas residuárias

A busca de alternativas sustentáveis para a realidade sócio-ambiental brasileira que contemplem baixos custos de implantação, operação e manutenção é de fundamental importância devido à presença de elevado déficit no que diz respeito ao tratamento de seus esgotos domésticos, e o atendimento dessa demanda, sob o ponto de vista tecnológico.

Além disso, no entender de Chernicharo *et al.* (2001a), diversas características favoráveis desses sistemas, como o baixo custo, simplicidade operacional e reduzida produção de sólidos, aliadas às condições ambientais propícias verificadas em grande parte do Brasil, onde há predominância de elevadas temperaturas, têm contribuído para a colocação dos sistemas anaeróbios em posição de destaque. Atualmente, entre os diversos processos de tratamento dos esgotos sanitários, pode-se afirmar que a tecnologia anaeróbia encontra-se consolidada em nosso país, sendo que praticamente todas as análises de alternativas incluem os reatores anaeróbios como uma das principais opções. Além disso, Chernicharo *et al.* (2001a) citam que o principal objetivo do pós-tratamento é completar a remoção da matéria orgânica e promover a remoção daqueles componentes que são dificilmente afetados pelo tratamento anaeróbio, como nutrientes e patogênicos.

A crescente necessidade do tratamento de esgotos sanitários exige da engenharia a procura por sistemas que venham a tornar viável a sua implementação. No Brasil são conhecidas e usadas várias técnicas de tratamento de esgoto, desde os mais sofisticados sistemas de tratamento aos mais simples processos. Uma alternativa economicamente viável aos sistemas de tratamento de esgotos domésticos é o tratamento anaeróbio, que tem recebido atenção especial nas pesquisas desenvolvidas no Brasil, principalmente os

reatores anaeróbios de alta taxa, uma vez que estes apresentam-se como unidades compactas e com boa eficiência de tratamento. Esta eficiência, aliada ao pequeno porte destes reatores em relação aos reatores aeróbios, decorre da possibilidade de retenção no sistema de uma biomassa ativa, com boas características estruturais e biológicas. Embora eficiente em termos de remoção de matéria orgânica, apresenta alguns problemas, entre outros, relacionado com o conteúdo de fósforo e nitrogênio no seu efluente que acarretam problemas para a sua disposição final em corpos d'água. Como uma das alternativas tecnológicas capazes de proporcionar as variações das condições ambientais necessárias para a ocorrência dos processos acima mencionados está a utilização de reatores compartimentados anaeróbio-aeróbio como uma das possíveis alternativas tecnológicas. (SILVA & NOUR, 2004).

No meio aquático, as principais fontes naturais de nitrogênio são provenientes de fixação por meio de microrganismos, da precipitação atmosférica e dos esgotos sanitários (SOUSA, 1996). Isso mostra a necessidade de remover nitrogênio da água residuária, antes de lançá-lo ao corpo receptor.

Chernicharo *et al.* (2001b) apresentaram o estado da arte do pós-tratamento de efluentes anaeróbios no Brasil. Merecem destaque: unidades de infiltração no solo, sistemas de lagoas de estabilização, unidades de filtração, reatores com biofilme, sistemas de lodos ativados e unidades de flotação.

Callado (2001) afirma que para tratamento de águas residuárias, o sistema combinado anaeróbio-aeróbio tem mostrado ser uma opção viável quanto aos aspectos econômicos e técnicos. Isso é devido ao fato de esse sistema promover oxidação carbonácea, nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo, de modo a

permitir que sejam atingidos os padrões de lançamentos.

Tratamento combinado anaeróbio-aeróbio não é, propriamente, novidade. Diversas indústrias de alimentos tratavam seus afluentes dessa forma com muito sucesso (ECKENFELDER, 1989). Quando há compostos orgânicos perigosos na água residuária, funciona melhor a utilização do processo anaeróbio-aeróbio.

Com o objetivo de alcançar melhor estabilidade e maior eficiência no processo, foram propostas diversas combinações de tratamento anaeróbio e aeróbio. O grande problema da aplicação do tratamento anaeróbio-aeróbio é encontrar a condição ótima para cada sistema (BODIK *et al.*, 2003).

Lopes (1999) estudou um sistema composto de reatores compartimentados anaeróbio-aeróbio em série para o tratamento de esgoto sanitário. A primeira fase, anaeróbia, apresentou eficiência média de remoção de DQO total de 77%, para 12 horas de tempo de detenção hidráulica, e superior a 60% para TDH de 8 e 6 h. Já o tratamento posterior, aeróbio, foi capaz de, em média, remover 50% da DQO total remanescente. Ou seja, o sistema anaeróbio-aeróbio apresentou eficiência média de remoção de DQO total de 89 e 85% para TDH de 8 e 6 horas em cada reator.

Silva e Nour (2004) estudaram um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio, tratando esgoto sanitário, como possibilidade de ser utilizado em pequenas comunidades urbanas e rurais. O desempenho do sistema foi avaliado em diversos tempos de detenção hidráulica (TDH), nos quais os melhores valores de Demanda Química de Oxigênio Total (DQO_{total}) - 73,7% e Sólidos em Suspensão Totais (SST) - 78,8%, foram obtidos com TDH total de 8 horas (4 horas para a fase anaeróbia e 4 horas para a fase aeróbia). O reator compartimentado apresentou a característica de estabilidade operacional necessária

aos sistemas de baixo custo.

Vieira *et al.* (2003) desenvolveram um sistema misto para remoção de matéria orgânica e de nitrogênio de esgoto sanitário pré-tratado em reator anaeróbio horizontal de leito fixo composto por quatro compartimentos. O efluente do reator era lançado em um reator aeróbio radial de leito fixo (RARLF) e seguido para outro RAHLF composto por um compartimento. Essa combinação anaeróbio-aeróbio apresentou eficiência média na remoção de nitrogênio amoniacal e nitrogênio na forma de nitrato igual a 95% e 96%, respectivamente, com concentrações efluentes de 2 mgN-amon/L e 1,1 mgN-NO₃⁻/L. Além disso, Vieira *et al.* (2003) citam que o sistema mostrou-se adequado como unidade de pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio na remoção de DQO e SSV, com eficiências iguais a 73% e 85% e valores efluentes de 35 mgDQO/L e 4 mgSSV/L, respectivamente. A DQO remanescente do reator de nitrificação pode ser considerada de difícil degradação, uma vez que não foi removida durante a desnitrificação.

Lozada (2000), tratando esgoto sanitário, operou um sistema composto por um reator anaeróbio, UASB, seguido de um reator aeróbio, operado em bateladas sequenciais. O reator UASB, para TDH de 6 horas, obteve eficiência de remoção de DQO e de SS da ordem de 71% e 62%, respectivamente. Além disso, foi observada a quase completa amonificação (98%) das formas de nitrogênio presentes no afluente. Com o subsequente pós-tratamento com RSB foram alcançadas eficiências de remoção de DQO e de sólidos suspensos da ordem de 87% e 84%, respectivamente, enquanto para NTK, foram encontrados valores de eficiência de conversão superiores a 79%, com tempo de aeração de 4 horas. Concluiu-se que o sistema combinado mostrou ser alternativa viável para o tratamento de esgoto sanitário, com melhores eficiências que o

reator anaeróbio e com menores custos operacionais que o reator aeróbio operado separadamente.

Em que pese a suas grandes vantagens, os reatores anaeróbios dificilmente produzem efluente que atenda aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental brasileira, devendo-se adotar unidades de pós-tratamento de modo a adequar as características do efluente tratado aos requisitos legais e propiciar a proteção dos corpos d'água receptores. Assim, a combinação de unidades anaeróbias, seguidas de pós-tratamento, vem se constituindo na principal alternativa de tratamento de esgotos, inclusive já com a implantação de inúmeros sistemas em escala real.

De acordo com van Haandel e Lettinga (1994), o tratamento anaeróbio tem pouco efeito sobre os macronutrientes (nitrogênio e fósforo), enquanto que os organismos patogênicos são apenas parcialmente removidos. Dependendo da disposição final dos efluentes, a remoção de DQO e sólidos em suspensão totais também pode ser necessária.

Em nível nacional, os padrões de qualidade a serem mantidos no corpo receptor e o padrão de lançamento são estabelecidos pela Resolução CONAMA n° 357/05, (BRASIL, 2005), complementados pelas legislações estaduais.

Para von Sperling (1996), o inter-relacionamento entre os dois padrões se dá no sentido de que um efluente, além de satisfazer os padrões de lançamento, deve proporcionar condições no corpo receptor para que os padrões de qualidade sejam respeitados.

A legislação brasileira classifica as águas em doces, salobras e salinas, com base nos seus usos preponderantes. Além disso, dependendo do nível de qualidade a ser alcançado e/ou mantido no corpo receptor, elas são enquadradas em classes: águas doces

(classe especial, 1, 2, 3 e 4); águas salinas (classe 5 e 6) e águas salobras (classe 7 e 8).

No Brasil, avanços significativos na investigação, concepção e difusão de alternativas tecnológicas envolvendo os processos combinados (anaeróbios / pós-tratamento), foram alcançados no âmbito do PROSAB (Programa de Pesquisas em Saneamento Básico), o qual contou com a participação de várias instituições em nível nacional e um grande número de pesquisadores. Entre as possíveis alternativas de pós-tratamento abordadas, em escala laboratorial, piloto e real, destacam-se os:

- i) sistemas de aplicação no solo (irrigação, escoamento superficial e infiltração rápida);
- ii) sistemas de lagoas de polimento;
- iii) reatores com biofilme (filtros biológicos percoladores, biodiscos, biofiltro aerado submerso, reatores de leito fluidizado ou expandido, filtros anaeróbios, reator radial de leito fixo);
- iv) sistemas de lodos ativados (contínuos e em batelada);
- v) sistemas de flotação (convencional e microaerófilo); e
- vi) sistemas de desinfecção (cloro, radiação ultravioleta e ozônio).

Das opções de tratamento de efluentes líquidos, os sistemas combinados anaeróbio-aeróbios mostram-se promissores, principalmente quando, além da redução da matéria orgânica carbonácea, deseja-se a remoção de nutrientes, em particular o nitrogênio amoniacal.

Pesquisas em laboratório e instalações-piloto têm sido desenvolvidas na EESC-USP há mais de uma década. Entre elas pode-se citar os trabalhos de Campos (1989), que

estudou a remoção de DQO e de nitrogênio em três reatores biológicos de filme fixo em série; Sousa (1996), que pesquisou a remoção de matéria orgânica, N e P de esgoto sintético utilizando um reator UASB, seguido por reator seqüencial em batelada e coluna para a desnitrificação; Lopes (1999), que empregou reatores compartimentados anaeróbio-aeróbio em série no de tratamento de esgotos sanitário; Lozada (2000) que pesquisou o sistema combinado UASB seguido por reator seqüencial em batelada para a remoção de DQO, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário; e, Vieira (2000), que desenvolveu um sistema misto aeróbio-anaeróbio de leito fixo, visando à remoção de nitrogênio de esgoto sanitário pré-tratado em reator anaeróbio horizontal de leito fixo.

Para van Haandel e Marais (1999), a combinação de reator anaeróbio (UASB) com unidade aeróbia (lodos ativados) apresenta vantagens em relação à aplicação de reator aeróbio sem pré-tratamento, como a redução do volume total à metade. Além disso, devido à remoção de grande parte do material orgânico do afluente na unidade anaeróbia, a capacidade de oxigenação para a remoção dos compostos residuais no sistema de lodo ativado é muito menor que aquela necessária para o tratamento do esgoto sem a etapa prévia. Isso implica em menores custos operacionais com redução na demanda de energia elétrica. Ao mesmo tempo, a unidade anaeróbia atuará como um tanque de equalização, o que irá diminuir as oscilações na demanda de oxigênio, resultando numa redução adicional da capacidade de aeração necessária. Outro ponto que leva à redução de custos é o fato de que a digestão do lodo de excesso pode ser realizada no próprio reator anaeróbio.

Por outro lado, a proliferação indesejável de organismos filamentosos pode ser uma preocupação quando se utilizam sistemas aerados (tais como lodos ativados) após os

reatores anaeróbios, uma vez que, segundo Jenkins *et al.* (1993), baixas cargas orgânicas, presença de compostos reduzidos de enxofre, baixas concentrações de oxigênio dissolvido, entre outros, são fatores potencialmente ligados ao aparecimento desse fenômeno. Conforme relatos de Alem Sobrinho e Jordão (2001), experimentos realizados com reator UASB seguido por lodos ativados apresentaram problemas de crescimento excessivo de organismos filamentosos na unidade aerada, quando o sistema foi alimentado com esgoto sanitário contendo grande parte de sua matéria orgânica de origem industrial. Na operação de um sistema piloto, com esgoto predominantemente doméstico, esse problema foi contornado quando cerca de 20% do volume inicial da unidade de lodos ativados não foi aerado.

3.4 Importância da remoção biológica de nitrogênio

A maior parte do nitrogênio global existe sob a forma de nitrogênio gasoso, não prontamente disponível para a biota terrestre. O suprimento, bem como a ciclagem ambiental das formas disponíveis deste elemento, são largamente dependentes da decomposição biológica do nitrogênio, presente nos componentes acumulados dentro da biota (PRATES, 1997).

As vias metabólicas envolvidas no ciclo do nitrogênio inorgânico têm sido conduzidas tanto por microrganismos amplamente descritos na literatura, bem como por alguns ainda pouco conhecidos. Os possíveis caminhos para obtenção de energia e as enzimas envolvidas, estão relacionadas com a adaptação e sobrevivência destes microrganismos sob uma variedade de condições ambientais (YE & THOMAS, 2001).

A atividade microbiana combinada completa o ciclo do nitrogênio na natureza. No entanto a entrada de altas cargas de nitrogênio devido à atividade humana, seja na forma de esgoto doméstico ou efluentes industriais, causa um grande desequilíbrio no sistema. Neste contexto, conhecer o metabolismo microbiano do nitrogênio é de grande importância para o tratamento e biorremediação destes compostos.

Em relação ao ciclo do nitrogênio, a reação mais recentemente descoberta é a oxidação anaeróbia do íon amônio, via nitrito, possibilidade encontrada pelo metabolismo microbiano para converter amônio em nitrogênio gasoso na ausência de oxigênio e de matéria orgânica. As atividades microbianas de oxidação anaeróbia do amônio e desnitrificação são os mecanismos majoritários na conversão de nitrogênio combinado a nitrogênio gasoso, completando o ciclo do nitrogênio (YE & THOMAS, 2001).

A remoção biológica de nitrogênio é possível através dos processos sequenciais de nitrificação e desnitrificação. O primeiro processo é a oxidação biológica de amônia para nitrato via nitrito, enquanto que o segundo processo é a redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular, usando-se material orgânico como redutor de elétrons.

Alguns processos são desinteressantes pelo fato de converterem nitrito e nitrato para óxido nitroso (N_2O), composto este cuja influência sobre o efeito estufa é 320 vezes mais significativa que a do dióxido de carbono, além de promover destruição da camada de ozônio (SPECTOR, 1998). Há interesse, portanto, em dispor de sistemas que, na primeira etapa (anaeróbia), promovam o processo de amonificação em que o nitrogênio orgânico é convertido a nitrogênio amoniacal e, na segunda etapa (aeróbia), promovam a nitrificação através da oxidação da amônia, de maneira a resultar em baixas concentrações de nitrogênio amoniacal no efluente. Embora, essas duas etapas sejam

importantes, é indispensável a remoção do nitrato resultante por meio da desnitrificação para que a concentração de compostos nitrogenados no efluente seja baixa.

3.4.1 Amonificação

O nitrogênio no esgoto sanitário de origem predominantemente doméstica encontra-se, quase que totalmente, sob a forma orgânica e amoniacal. A fração orgânica é formada principalmente por proteínas, aminoácidos e uréia. Por meio de reações de hidrólise, a uréia proveniente da urina é transformada em N-amoniacal. A decomposição biológica do material fecal converte as proteínas, aminoácidos, entre outros, em nitrogênio amoniacal. Esses processos são denominados de amonificação (FAZOLO, 2003).

O nitrogênio amoniacal pode se apresentar na forma de amônia ($N - NH_3$) ou íon amônio ($N - NH_4^+$), e as proporções de cada composto são dependentes do pH e da temperatura do meio líquido. Para van Haandel e Letinga (1994) e Henze *et. al.* (1997), entre outros, nos efluentes da digestão anaeróbia com pH em torno de 7, praticamente todo o nitrogênio presente está na forma de $N - NH_4^+$.

O processo de amonificação depende da parcela de N-orgânico presente nas águas residuárias. Metcalf & Eddy (1991), afirmam que quando se trata de esgotos sanitários, a amonificação é praticamente sempre a etapa limitante do processo de nitrificação. Nesse tipo de água residuária, a uréia é a principal fonte de N-orgânico, e sua transformação para N-amoniacal é facilmente efetuada pela presença da enzima uréase. Existem outras fontes de N-orgânico como a creatina e ácidos aminados, os quais são difíceis de serem

amonificados, porém não estão presentes em grande quantidade no esgoto sanitário (CAMPOS, 1989).

Em sistemas biológicos anaeróbios, a remoção de nitrogênio total comumente observada pode ser atribuída principalmente à assimilação dos compostos amonificados para síntese celular, rotas metabólicas alternativas e armazenamento devido a estresse metabólico.

Embora uma parcela de nitrogênio amoniacal possa ser assimilada para formação de novas células, sua importância na remoção de nitrogênio é limitada. Por isso, em processos biológicos com remoção de nitrogênio, os fenômenos da nitrificação e desnitrificação são considerados preponderantes.

3.4.2 Nitrificação

No processo conhecido como nitrificação, o amônio, a forma reduzida de nitrogênio, é oxidado por bactérias autotróficas nitrificantes a nitrato, via nitrito. Somente uma pequena proporção de nitrogênio amoniacal é assimilada pela biomassa heterotrófica durante o tratamento de efluentes e o remanescente é oxidado por bactérias quimio-autotróficas. Bactérias autotróficas são hábeis em utilizar o nitrogênio em uma via não assimilativa, como fonte de energia, então somente uma pequena quantidade de biomassa é produzida (GRAY, 1992).

A oxidação microbiana do íon amônio ocorre em dois distintos estágios, envolvendo diferentes bactérias nitrificantes quimio-autotróficas, que utilizam amônio ou

nitrito como uma fonte de energia, oxigênio como aceitor final de elétrons, amônio como fonte de nitrogênio e carbonato como fonte de carbono (GRAY, 1992).

O primeiro estágio do processo é a oxidação do íon amônio a nitrito, dado pela equação (3.1):

Esta reação é geralmente considerada ser catalisada pelo gênero *Nitrosomonas* e duas espécies, *N. europaea* e *N. monocella*, são freqüentemente isoladas. Entretanto, outros gêneros têm também sido identificados como *Nitrospira*, *Nitrosococcus*, *Nitrosocytis* e *Nitrosogloea*. O íon hidrogênio liberado na oxidação da amônia a nitrito ocasiona uma queda no pH do efluente, o que pode ser um problema em sistemas fechados, ou com longo tempo de retenção, pois a redução do pH poderá inibir ou mesmo parar a nitrificação (GRAY, 1992).

Em um segundo estágio, nitrito é oxidado a nitrato, como mostra a equação (3.2):

Segundo Gray (1992), o gênero *Nitrobacter* é considerado ser responsável pela segunda reação nitrificante, mas *Nitrocystis*, *Nitrococcus* e *Nitrospina* também têm sido citadas. A reação global da nitrificação de amônio para nitrato requer o fornecimento de uma alta quantidade de oxigênio, em torno de 4,5g de O_2 para cada 1g de N-NH_4 oxidado.

É importante considerar que as bactérias nitrificantes têm velocidade de crescimento mais lenta que as que removem matéria carbonácea, necessitando, portanto, permanecerem mais tempo no bioreator para que possam oxidar o nitrogênio amoniacal. Dessa forma, na maioria das vezes, a idade de lodo de projetos dimensionados para que haja a nitrificação deverá ser mais elevada (COSTA, 2005). Nos últimos anos vem se aprofundando o estudo da influência da idade de lodo no processo de lodos ativados, sendo observado a possibilidade de alcançar uma ótima nitrificação em tempo de idade de lodo de 3 dias, dependendo das condições climáticas. Wolff (2005) estudando a comparação de idade de lodo de 3 e 10 dias em reatores híbridos (biomassa floculada mais biomassa fixa) verificou que esta variável não desempenhava um papel importante na remoção de nitrogênio, a qual estava ligada na biomassa fixa.

A nitrificação pode ser influenciada por vários fatores ambientais, já que esses microrganismos são sensíveis às condições ambientais, assim como, a outros fatores inibidores de crescimento tais como pH, alcalinidade, concentrações de N-amoniacal, oxigênio e matéria orgânica, temperatura, além de compostos inibidores como o sulfeto. Esses diferentes fatores podem ter uma ação direta na atividade enzimática e na velocidade de crescimento; ou indireta, na estrutura do biofilme, velocidades de difusão e solubilidade de oxigênio (Aesoy *et al.* 1998). Os autores também expõem que a redução da velocidade de nitrificação, devido à presença de matéria orgânica biodegradável, é atribuída à competição entre bactérias heterotróficas e autotróficas.

Ford *et al.* (1980) e Henze *et al.* (1997) relataram que o pH ótimo para formação de nitrito e nitrato é superior a 7,0; mas esse valor não é bem definido. A faixa oscila entre 7 e 9; ademais as bactérias nitrificantes tem a habilidade de adaptarem-se mesmo

em pH fora da faixa ótima, o que permite obter a mesma eficiência de nitrificação. Deve-se tomar cuidado com reatores de filme fixo, pois Henze *et al.* (1997) afirmaram que, para esses sistemas, os valores de pH observados na fase líquida podem ser diferentes dos valores reais no biofilme.

Como o oxigênio é um requisito obrigatório para todas as espécies nitrificantes, a aeração torna-se essencial para a nitrificação. A difusão de O_2 no esgoto é controlada por fatores como a temperatura, altitude e carga orgânica. Ferreira (2000) concluiu que a velocidade de crescimento das *Nitrossomonas* não está limitada em níveis de OD acima de 1,0 mg/L, mas na prática, é requerido um OD maior do que 2,0 mg/L. Porém, em projetos de sistemas de lodo ativado é recomendado que o nível mínimo de OD seja estimado em 2,0 mg/L no reator biológico para prever picos de carga de amônia no meio líquido. Segundo a EPA (1993) o valor de OD no meio líquido não deve ser menor que 0,5 mg/L, abaixo deste valor haverá acúmulo de nitrito, pois as bactérias responsáveis pela oxidação do nitrito a nitrato são mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio.

A temperatura ótima para crescimento das bactérias nitrificantes, segundo Bernes e Bliss (1983), está entre 25 e 36°C, porém a nitrificação pode ocorrer em faixas bem mais amplas (4 a 45°C). Entretanto, estudos realizados por Leenen *et al.* (1997) sugerem que organismos imobilizados são menos sensíveis a mudanças de temperatura do que células em suspensão. A velocidade de consumo de oxigênio de células imobilizadas de *Nitrobacter agilis* a 10°C foi cerca de 70% da velocidade a 30°C, enquanto que dos organismos em suspensão, o percentual foi de apenas 15%.

As nitrificantes estão sujeitas a inibição de substrato e também são bastante sensíveis a várias combinações tóxicas presentes no esgoto. Parece que muitas dessas

combinações são mais tóxicas às *Nitrosomonas* que às *Nitrobacter*. O material orgânico presente no esgoto não é diretamente tóxico às nitrificantes, a inibição pode ser indireta e pode ser devida a depleção de OD pelos organismos heterótrofos. As combinações mais tóxicas para as nitrificantes são cianetos, sulfetos, fenóis, anilinas e metais pesados (prata, mercúrio, níquel, cromo, cobre e zinco) (BITTON, 1994; EPA, 1993). Ainda como uma substância tóxica está a amônia na forma livre (NH_3), que mesmo em concentrações baixas é tóxica para os microrganismos envolvidos no tratamento e ainda para a vida aquática, podendo ser fatal para os peixes, pois afeta o sistema nervoso central dos animais, reduzindo sua capacidade de consumir oxigênio e diminuindo sua resistência à doenças (van DONGEN *et al.*, 2001).

3.4.3 Desnitrificação

A desnitrificação é um processo biológico aplicado para remover NO_3^- ou NO_2^- de efluentes pela redução a N_2 . Muitas variedades de bactérias heterotróficas são hábeis em desnitrificar efluentes em condições anóxicas (*Pseudomonas*, *Paracoccus*, *Alcaligenes*, *Thiobacillus*, *Bacillus*). Este processo ocorre na presença de uma fonte de carbono que funciona como doador de elétrons, enquanto NO_3^- age comoceptor de elétrons na cadeia respiratória (SÁNCHEZ *et al.*, 2000).

Quando o efluente a ser tratado apresenta altas concentrações de nitrogênio amoniacal e baixas concentrações de compostos orgânicos biodegradáveis, uma fonte suplementar de carbono é requerida para propiciar a adequada desnitrificação. Metanol é comprovadamente uma excelente fonte de carbono (ILIES & MAVINIC, 2000). No entanto, existe uma gama de compostos naturais que podem ser usados como substrato

pelas bactérias desnitrificantes, como detergentes não iônicos, compostos aromáticos e sintéticos e solventes clorados (MUXÍ, 1994).

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

A desnitrificação ocorre em duas etapas: na primeira o nitrato é reduzido para nitrito e, na segunda, ocorre a redução do nitrito a nitrogênio gasoso, equação (3.3) apresentada por Surampalli *et al.* (1997).

A redução dissimilativa do nitrato a nitrogênio amoniacal, conhecida como RDNA (redução dissimilatória do nitrato a amônia), passa pelas seguintes etapas, conforme ilustrado na equação (3.4).

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

A determinação da atividade desnitrificante específica (ADE) possibilita calcular a máxima carga de nitrogênio que pode ser tratada por um sistema. Baseados nisso, Sánchez *et al.* (2000) estudaram os efeitos da relação C/N, concentração de SSV (sólidos suspensos voláteis) e agitação na determinação da ADE e estes parâmetros foram avaliados para estabelecer as condições operacionais ótimas. A máxima ADE obtida foi com 1,5g SSV/L, uma relação C/N de 1,3 e frascos agitados a 180rpm, sendo observada, neste caso, uma completa desnitrificação a N_2 (98-99% de N_2 na composição do gás).

As principais condições ambientais a serem atendidas são temperatura, pH do meio, fonte de carbono com adequada relação C/N (carbono/nitrogênio), baixa concentração de substâncias tóxicas e ausência de OD.

O pH ótimo para que ocorra a desnitrificação está na faixa de 6,5 a 7,5, com uma queda de 70% na taxa de desnitrificação para um pH de 6,0 a 8,0 (van HAANDEL & MARAIS, 1999). Durante a desnitrificação é produzida alcalinidade em concentrações de 3,57 kg $CaCO_3$ /kg NO_3^- -N, reduzindo a nitrogênio gasoso (FERREIRA, 2000). Portanto,

a principal função da desnitrificação é reverter parcialmente os efeitos da nitrificação e, portanto, elevar o pH do meio.

Assim como no processo de nitrificação, a temperatura também tem efeito direto na velocidade de crescimento das bactérias desnitrificantes, as quais em temperaturas elevadas, próximo de 30 °C, possuem melhor velocidade de crescimento (FIRESTONE & STEVENSON, 1982). As bactérias que realizam a nitrificação são menos resistentes que as que realizam a desnitrificação, pelo fato das primeiras serem autotróficas e as segundas heterotróficas.

Teoricamente recomenda-se um nível máximo de 0,2 a 0,3 mg OD/L, acima deste valor a desnitrificação é reduzida significativamente (van HAANDEL & MARAIS, 1999). Na prática é usual e aceitável se trabalhar com 0,5 mg OD/L, com máximo de 1,0 mg/L, onde começa a inibição mais intensa da desnitrificação (FERREIRA, 2000). Em condições com baixas concentrações de oxigênio dissolvido, a biomassa utiliza o oxigênio dos nitratos para respirar, ocorrendo então a desnitrificação. Altas concentrações de OD não são tóxicas às bactérias desnitrificantes. Entretanto, não haverá utilização dos íons NO_2^- e NO_3^- , pelo fato de o oxigênio ser o aceptor preferencial de elétrons; porque a reação com o oxigênio é energeticamente mais favorável. Assim, é necessário manter-se baixa concentração de oxigênio no reator, preferencialmente próxima à zero, para ocorrer a desnitrificação.

Altas concentrações de substâncias tóxicas podem causar a inibição do processo. No entanto, como as bactérias nitrificantes são mais sensíveis a substâncias tóxicas que as desnitrificantes, se ocorrer a nitrificação, provavelmente não haverá problema com a desnitrificação. As bactérias heterotróficas facultativas geralmente são menos sensíveis a

substâncias tóxicas presentes no esgoto do que as bactérias autotróficas nitrificantes. A efetividade do processo de remoção de nitrogênio depende principalmente do processo de nitrificação, pois sem a presença de nitrato no meio líquido não é possível a realização do processo de desnitrificação. Santos et al. (2003) observaram em um reator piloto de lodo ativado em batelada sequencial que a competição entre as bactérias heterotróficas e as nitrificantes por oxigênio não reduziu a zero os processos de nitrificação e desnitrificação, demonstrando que o oxigênio, dependendo da concentração e da temperatura, pode não funcionar como uma substância tóxica.

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

Para que haja a redução do nitrato é essencial a presença de um doador de elétrons para haver o equilíbrio estequiométrico. O doador utilizado é o material orgânico facilmente biodegradável, DQO ou DBO. As bactérias heterotróficas oxidam o material carbonáceo e paralelamente fazem a redução da forma do nitrogênio existente, no caso o nitrato e às vezes o nitrito.

3.5 Novos processos na remoção de nitrogênio

Os conceitos anteriormente apresentados sobre os processos de nitrificação e desnitrificação são conceitos clássicos, amplamente estudados, porém, pesquisas recentes

têm demonstrado que as vias de transformação dos compostos nitrogenados podem ser realizadas de outras maneiras em sistemas biológicos.

Recentemente, novos processos relacionados com a eliminação biológica de nitrogênio que podem ocorrer em plantas de tratamento de efluentes, tais como a desnitrificação aeróbia, a oxidação anaeróbia do amônio e a desnitrificação por bactérias nitrificantes litoautotróficas, têm sido descritos como alternativas promissoras frente às tecnologias usuais, tendo em vista o aumento da eficiência e redução de custos.

Verstraete & Philips (1998) relataram número crescente de novas configurações que utilizam processos já conhecidos e também novos, voltadas para remoção de nitrogênio no tratamento de águas residuárias.

Na maioria dos sistemas em escala real projetados para que haja remoção de nitrogênio, é necessária uma etapa aeróbia para oxidação do nitrogênio amoniacal, seguida de etapa separada anaeróbia para a desnitrificação. Contudo, nos últimos anos, a literatura apresenta relatos de pesquisadores sobre processos não convencionais de remoção de nitrogênio (GÓRSKA *et al.*, 1997; SPECTOR, 1998; VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

3.5.1 Desnitrificação Aeróbia

A remoção de nitrogênio e fósforo de efluentes tem se tornado um problema municipal e industrial, frente aos padrões de qualidade exigidos. Na Europa, uma diretiva de 21 de maio de 1991 definiu como máximo para concentração de nitrogênio e fósforo no efluente final de 10-15 mg/L e 1-2 mg/L, respectivamente, o que implica uma

eficiência de remoção de 70 a 80% para o caso do tratamento de esgoto doméstico. No entanto, a média atual dos tratamentos utilizados para remoção de nitrogênio e fósforo deste resíduo está ao redor de 40% (PATUREAU *et al.*, 2001).

Até pouco tempo, para estabelecer um balanço de nitrogênio em plantas de tratamento de efluentes, eram considerados apenas os processos de nitrificação e desnitrificação, sem atentar para a existência atípica de bactérias fixadoras de nitrogênio, nitrificantes heterotróficas, amonificantes e desnitrificantes aeróbias. A atividade inesperada destas bactérias explicaria a dificuldade em fechar os balanços de massa em muitas plantas de tratamento e em solos (PATUREAU *et al.*, 2000).

Estas reações têm possibilitado o desenvolvimento de novos sistemas, frente às plantas convencionais que utilizam a combinação de nitrificação e desnitrificação em duas fases separadas. Kshirsagar *et al.*², *apud* Patureau *et al.* (2000), demonstrou a viabilidade de combinar nitrificação e desnitrificação em um único reator aeróbio, inoculando lodo ativado nitrificante com *Thiosphaera pantotropha*, de conhecida atividade desnitrificante aeróbia.

A perda do nitrogênio sem remoção orgânica em biofiltro foi observada e sua possível razão foi explicada por Shu-guang Xie *et al.* (2003). Um carregamento hidráulico mais baixo poderia melhorar a taxa aeróbia da desnitrificação. A desnitrificação aeróbia foi afetada seriamente pela baixa temperatura (abaixo de 10°C). Entretanto, a taxa de nitrificação permaneceu elevada quando a temperatura caiu de 15°C

²KSHIRSAGAR, M.; GUPTA, A.B.; GUPTA, S.K. (1995). *Aerobic denitrification studies on activated sludge mixed with Thiosphaera pantotropha*. Environmental Technology. 16:35-43.

para 5°C. Segundo Shu-guang Xie *et. al.* (2003), o biofilme autotrófico aliviou o efeito adverso da baixa temperatura.

3.5.2 SHARON

O processo SHARON (“Single reactor system for High Ammonium Removal Over Nitrite”) é uma técnica empregada para tratamento biológico de efluentes com altas cargas de nitrogênio. Neste processo, o amônio é parcialmente convertido a nitrito sob condições aeróbias por bactérias amônio-oxidantes (*Nitrosomonas*), de acordo com a reação (3.5):

O processo SHARON, esquematizado na Figura 3.3, baseia-se no estabelecimento de um curto-circuito nos processos de nitrificação e desnitrificação. A nitrificação é interrompida em etapa intermediária, de modo a manter o nitrogênio na forma de nitrito, procedendo-se a conversão de nitrito a nitrogênio gasoso na etapa subsequente. Este processo economiza energia e doadores de elétrons para a desnitrificação.

Figura 3.3 – Desenho esquemático do processo SHARON.

Para tanto, aproveita-se o fato de, em altas temperaturas, as bactérias responsáveis pela nitratação terem crescimento mais lento que as nitritantes. A operação com tempos de detenção hidráulica menores e com altas temperaturas aplicadas devem baixar consideravelmente a concentração de microrganismos nitratantes. (GARBOSSA, 2003). A Figura 3.4 mostra o comportamento do crescimento das bactérias amônio e nitrito oxidantes em relação à temperatura.

Figura 3.4 - Efeito da temperatura na máxima velocidade de crescimento de bactérias amônio e nitrito oxidantes. (Fonte: JETTEN *et al.*, 2001).

A nitrificação parcial a nitrito também foi reportada por Pollice *et al.* (2002) como sendo tecnicamente viável e economicamente favorável, especialmente para o tratamento de efluentes com altas concentrações de amônio e baixa relação C/N.

3.5.3 ANAMMOX

Até a década de 90, apenas processos aeróbios vinham sendo discutidos para oxidação do amônio. No entanto, Mulder *et al.* (1995) observaram uma perda de amônio em um reator desnitrificante de leito fluidizado, aplicado ao tratamento de efluente de um reator metanogênico que foi operado para degradação de resíduos de uma planta de produção de fermento, em Delft na Holanda. Neste mesmo reator foi verificado um elevado consumo de amônio e nitrato com concomitante produção de gás. Experimentos em fluxo contínuo demonstraram a estequiometria do processo como sendo de 5 mols de NH_4^+ para cada 3 mols de NO_3^- , resultando em 4 mols de N_2 . Ficou, então, comprovada a descoberta de um novo processo de oxidação anaeróbia do amônio, em que amônio era oxidado a nitrogênio gasoso sob condições anóxicas, com nitrito servindo como acceptor de elétrons. Este processo foi denominado “Anaerobic ammonium oxidation” – ANAMMOX.

O processo ANAMMOX pode ser então definido como sendo o processo realizado por microrganismos autótrofos que dispensa a adição de fonte externa de carbono. Esse processo combina parte do nitrogênio, na forma de nitrito, com o nitrogênio amoniacal restante e produz nitrogênio gasoso N_2 . Isto permite redução significativa do consumo de oxigênio e da DQO (matéria orgânica) na fase de desnitrificação (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998; JETTEN *et al.*, 1999).

No processo ANAMMOX ocorre a desnitrificação do nitrito com amônia como doador de elétrons (van LOOSDRECHT & JETTEN, 1997; MULDER *et al.*, 2001). O

ANAMMOX necessita de uma etapa de nitrificação parcial precedente, que converta metade da amônia da água residuária à nitrito. O processo SHARON foi aplicado com sucesso em laboratório para gerar tais misturas de amônia/nitrito (van LOOSDRECHT & JETTEN, 1997; van DONGEN *et al.*, 2001). Por simplesmente não fornecer nenhum metanol e não remover as regiões anóxicas, um reator SHARON rende a mistura desejada de amônia/nitrito, sem a necessidade de controle de realimentação. Isto é possível porque depois que 50% da amônia é oxidada, a diminuição no pH (a 6,7) impede a oxidação da amônia restante. Limitando a fonte do oxigênio a um reator nitrificante com retenção de lodo, o mesmo resultado pode ser obtido, embora o controle da realimentação possa ser necessário (STROUS *et al.*, 1997). A Figura 3.5 esquematiza este processo.

Figura 3.5 – Desenho esquemático do processo ANAMMOX.

As vantagens do processo ANAMMOX sobre a tradicional combinação de nitrificação e desnitrificação para tratamento de efluentes são a menor demanda de oxigênio utilizada pelas nitrificantes para oxidação parcial do amônio a nitrito, e nenhum requerimento de fonte externa de carbono, pois o processo é autotrófico. A desvantagem estaria relacionada à baixa velocidade de crescimento das bactérias ANAMMOX, o que prolongaria o “start-up” do processo (EGLI *et al.*, 2001). Por outro lado, esta mesma característica seria responsável pela pequena produção de lodo, uma vez que o tempo estimado de duplicação é de 11 dias (JETTEN *et al.*, 2001). Tendo em vista que o aumento do número de bactérias é muito lento, a utilização de reatores com um sistema

de retenção de biomassa eficiente é necessária para o enriquecimento (SCHMIDT *et al.*, 2002).

Diferentes configurações de reatores têm sido aplicadas na conversão de amônio no processo ANAMMOX. A utilização de reatores de leito fluidizado permite a aplicação de elevadas cargas de nitrogênio. No entanto, reatores do tipo RSB (Reator Sequencial em Batelada) são mais simples e podem ser operados de maneira estável por um longo período de tempo, além de que altas velocidades de conversão de nitrogênio podem ser alcançadas (JETTEN *et al.*, 2001).

3.5.4 CANON

No processo CANON (“Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite”), amônio é parcialmente convertido a nitrito por amônio oxidantes aeróbias sob oxigênio limitado e, subseqüentemente, bactérias ANAMMOX convertem o nitrito produzido junto com parte do amônio remanescente a nitrogênio gasoso e pequena quantidade de nitrato é formada conforme as reações 3.5 e 3.6 (SLIEKERS *et al.*, 2002; JETTEN *et al.*, 2003):

Este conceito é a combinação da nitrificação parcial e do ANAMMOX em um único reator aerado (STROUS *et al.*, 1997; KOCH *et al.*, 2000; THIRD *et al.*, 2002). O nome CANON também se refere à maneira como os dois grupos de bactérias cooperam

no processo. Elas executam duas reações sequenciais (Equações 3.5 e 3.7) simultaneamente.

As nitrificantes oxidam a amônia à nitrito, consomem o oxigênio e então criam condições anóxicas necessárias ao processo ANAMMOX. O processo CANON foi testado extensivamente em escala de laboratório. A taxa de carregamento volumétrico, 1,5 kg de N/m³.dia no reator gás-lift, (THIRD *et al.*, 2002) é menor do que o ANAMMOX e também um pouco abaixo do que foi conseguido com os reatores dedicados à nitrificação. Entretanto, já que somente um reator é requerido, a economia pode ainda ser vantajosa quando a carga diária de amônia é baixa. Esse processo necessitaria de um controle do processo, para impedir o acúmulo do nitrito pelo excesso do oxigênio. (SCHMIDT *et al.*, 2003).

O processo CANON, esquematizado na Figura 3.6, não foi testado completamente na escala piloto ou em escalas maiores, mas é sabido que pode ocorrer acidentalmente em sistemas nitrificantes subutilizados de grande escala (HIPPEN *et al.*, 2001; SIEGRIST *et al.*, 1998; HELMER *et al.*, 2001). Tais sistemas combinam os três processos mostrados nas equações 3.5, 3.7 e 3.8, e convertem amônia para misturas de nitrato e gás nitrogênio. A estequiometria dos produtos liberados é influenciada, por exemplo, pela população bacteriana e pelos parâmetros físicos.

Figura 3.6 – Desenho esquemático do processo CANON.

3.5.5 OLAND

No processo OLAND (“Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification”), o oxigênio é fornecido em quantidade estequiométrica para que a nitrificação proceda apenas até nitrito e, subsequentemente, devido à escassez de aceptores de elétrons, o nitrito formado é consumido para oxidar o restante do amônio (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998).

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

O potencial de um sistema OLAND com lodo nitrificante como biocatalizador foi investigado por Kuai & Verstraete (1998), em escala laboratorial. Os microrganismos que catalisaram o processo OLAND foram assumidos ser nitrificantes, dominadas por amônio oxidantes do gênero *Nitrosomonas*. As reações sumarizadas a seguir, equações 3.9 e 3.10,

demonstram que espécies de *Nitrosomonas* presentes no lodo nitrificante obtêm energia suficiente para manutenção celular, a partir desta ação combinada de nitrificação e desnitrificação (VERSTRAETE & PHILIPS, 1998):

O processo OLAND não requer condições anóxicas, mas pode ocorrer em condições microaeradas. A hipótese formulada por Philips *et al.* (2002) para reações do tipo OLAND é que sob condições de limitação de oxigênio, as nitrificantes podem passar a oxidação de amônio com nitrito para nitrogênio gasoso e utilizar este gás como um meio de transporte.

3.6 Considerações Finais

A partir da revisão da literatura, foi obtido melhor entendimento de várias questões relacionadas ao tratamento de esgoto sanitário. As informações obtidas permitiram a ampliação dos conhecimentos referentes aos reatores combinados, concebidos a partir de observações em estudos tratando esse tipo de água residuária. Os sistemas biológicos combinados (anaeróbio-aeróbio) apresentam-se como uma alternativa promissora no tratamento de esgoto sanitário, principalmente por englobar tanto a remoção de material orgânico quanto de nutrientes. O mesmo pode ser afirmado para os reatores de leito fixo, os quais possuem alta concentração de biomassa e alto tempo de

retenção celular, propiciando a construção de sistemas de tratamento mais compactos e de alto desempenho.

Por meio da revisão da literatura, com o objetivo de avaliar o desempenho de reatores combinados, de leito fixo, no tratamento de esgoto sanitário, obteve-se melhor compreensão dos diversos assuntos relacionados a esta pesquisa de mestrado, auxiliando nas discussões dos resultados obtidos neste trabalho.

Neste contexto, o desenvolvimento de um sistema compacto que possa operar como única fonte de tratamento, tanto na remoção de matéria orgânica quanto na remoção de nitrogênio, com baixo consumo de energia e baixa formação de lodo, é de grande interesse para o tratamento de esgoto sanitário.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Visão geral

Esse item contempla o material usado para realização do experimento, assim como o protocolo experimental adotado para desenvolvimento do mesmo.

Foi utilizado um reator de leito fixo de escoamento ascendente, operado de modo contínuo, com argila expandida e espuma de poliuretano como suportes de imobilização da biomassa. O leito do reator foi dividido em três compartimentos de volumes diferentes. Em uma primeira etapa, o reator operou anaerobiamente. Os dois compartimentos anaeróbios foram preenchidos com material suporte, sendo argila expandida no primeiro e espuma de poliuretano no outro compartimento. A argila expandida foi escolhida para o primeiro compartimento pelo fato deste tipo de suporte permitir a aderência prioritária de organismos acidogênicos (ORTEGA *et al.*, 2001), que produzem ácidos orgânicos que servem de substrato para comunidade microbiana mista aderida à espuma de poliuretano, suporte que permite aderência de biomassa anaeróbia com grande diversidade (RIBEIRO *et al.*, 2005).

Em uma segunda etapa, foi inserido mais um módulo na parte superior do reator, precedido por câmara de aeração. Assim, o reator passou a operar, ao mesmo tempo, como anaeróbio-aeróbio de leito fixo com fluxo ascendente. Este compartimento também foi preenchido com espuma de poliuretano para imobilização da biomassa. Na terceira e última etapa o efluente do reator foi recirculado para o leito anaeróbio, acima do compartimento contendo argila expandida e na base do compartimento contendo espuma de poliuretano. Com esse procedimento o efluente aeróbio nitrificado passou por

processo de desnitrificação no leito anaeróbio/anóxico, utilizando como fonte de carbono e energia (doador de elétrons) os ácidos provenientes do leito contendo argila expandida. Assim, com esse procedimento operacional, não há adição de fonte externa de fonte de carbono, necessária quando são operados reatores combinados anaeróbio-aeróbio-anóxico com a finalidade de remoção de matéria orgânica e de nitrogênio.

4.2 Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo

Para realização dos experimentos foi utilizado um reator de leito fixo e escoamento ascendente, operado de modo contínuo, apresentado na Figura 4.1, o qual foi operado como anaeróbio ou combinado anaeróbio-aeróbio e com recirculação da fase líquida.

O reator foi construído em tubo de acrílico com diâmetro interno de 93 mm e 1100 mm de comprimento, com volume total, medido sem espuma e sem argila expandida de aproximadamente 7,0 L (6,72 L), sendo aproximadamente 5,0 L (4,72 L) para a zona anaeróbia e 2,0 L para a aeróbia. O reator foi recoberto com papel alumínio, para evitar a incidência direta da luminosidade, como pode ser observado na Figura 4.2. A Figura 4.3 mostra o mesmo reator sem recobrimento.

O leito foi dividido em três compartimentos de volumes diferentes, separados por placas perfuradas de aço inox (Figura 4.4).

O reator foi constituído de duas partes: câmara de alimentação e distribuição de água residuária e leito reacional. A câmara de alimentação e distribuição de água residuária foi constituída por um tubo de acrílico, assim como o leito reacional, de 93 mm de diâmetro externo e comprimento de 70 mm com um volume total de aproximadamente

0,47 L. A alimentação era feita pela parte inferior do reator do reator por meio de bomba dosadora tipo diafragma com fluxo em pulso ProMinent Dosiertechnik (Figura 4.5). A recirculação do efluente aeróbio para a parte anaeróbia (fase combinada do projeto), também foi realizada por bomba dosadora tipo diafragma ProMinent Dosiertechnik. Já a aeração foi feita por meio de uma bomba da marca Big Air modelo A360, que injetava o ar na câmara de aeração através de uma pedra porosa responsável pela difusão do mesmo na parte aeróbia do reator.

Nas paredes inferior e superior do tubo de acrílico foram acoplados tubos de saída de ½” para retirar o afluente e efluente do reator. Ao longo do tubo existiam torneiras e registros, que foram rosqueados, para realização de coletas espaciais.

O esgoto afluente antes de chegar ao reator, passava por um reservatório como mostra a Figura 4.6, o qual funcionava como tanque de equalização. Esse reservatório, uma caixa de amianto com volume de 750 L, era abastecido em regime contínuo, de maneira que a água residuária era sempre renovada. O tanque era dotado de um sistema de peneiramento na sua entrada, composto por duas telas com 2 mm de diâmetro, para retenção dos sólidos mais grosseiros e de um extravasor, que compensava as baixas vazões do experimento, impedindo que o esgoto ficasse parado por muito tempo. Após passagem pela caixa de amianto, o esgoto passava por um reservatório (Figura 4.7) também abastecido em regime contínuo, de onde se fazia a sucção do esgoto para o reator.

Figura 4.1 - Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo e escoamento ascendente com recirculação da fase líquida

Figura 4.2 - Foto do reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com escoamento ascendente e leito com espuma de poliuretano e argila expandida recoberto com papel alumínio

Figura 4.3 - Foto do reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com escoamento ascendente e leito com espuma de poliuretano e argila expandida sem recobrimento

Figura 4.4 – Telas perfuradas de aço inox que fazem a separação do leito do reator

Figura 4.5 – Detalhe da bomba dosadora tipo diafragma ProMinent e do ponto de alimentação do reator

Figura 4.6 - Foto da caixa de amianto utilizada para armazenamento da água residuária usada como afluente ao reator

Figura 4.7 - Foto do tanque utilizado para armazenamento da água residuária que alimentava o reator

4.3 Inóculo

O inóculo anaeróbio foi obtido do reator anaeróbio de manta de lodo e escoamento ascendente (UASB) tratando água residuária de abatedouro de aves, da empresa Avícola Dacar S.A., localizada em Tietê, São Paulo.

O lodo anaeróbio foi imobilizado na espuma de poliuretano conforme metodologia desenvolvida por Zaiat (1996), a qual consiste em macerar o lodo em solução aquosa e em um recipiente fechado misturá-lo às matrizes de poliuretano, até que todas fiquem em contato com a mistura. Decorrido um determinado período de tempo, aproximadamente 2 horas, as matrizes com células aderidas foram colocadas em contato com o substrato líquido para lavagem dos sólidos fracamente aderidos. O material suporte inoculado, então, foi colocado no reator.

A argila expandida na zona anaeróbia e a espuma na zona aeróbia não foram inoculadas previamente.

4.4 Materiais suporte

A finalidade da camada suporte é reter sólidos biológicos no interior do reator. Dessa forma, essa camada promove uniforme distribuição do escoamento no interior do reator e melhora o contato do afluente com a matéria orgânica nele contida (YOUNG, 1990).

Partículas de espuma de poliuretano com densidade de 23 kg/m^3 e porosidade de 95%, aproximadamente, dispostas em matrizes cúbicas de 1,0 cm de lado foram usadas como suporte de imobilização da biomassa em dois compartimentos anaeróbios e no compartimento aeróbio. Segundo Zaiat (1996), esse suporte é bastante adequado à

imobilização de biomassa anaeróbia apresentando colonização rápida dos microrganismos, confirmada pela rápida partida do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF), e pelo pequeno arraste do lodo durante a operação do reator. O uso desse suporte para imobilização de biomassa aeróbia foi avaliado com sucesso por Fazolo (2003).

Argila expandida (cinasita) foi utilizada como material suporte no primeiro compartimento da zona anaeróbia. A argila expandida é um agregado leve que se apresenta em forma irregular, com uma estrutura interna formada por uma espuma cerâmica com micro poros e com uma casca rígida e resistente. Este material é produzido em grandes fornos rotativos, utilizando argilas especiais que se expandem a altas temperaturas (1100°C), transformando-as em um produto leve, de elevada resistência mecânica ao fogo e aos principais ambientes alcalinos e ácidos. A granulometria média da argila utilizada variou de 5 mm a 15 mm.

4.5 Água residuária

A água residuária deste estudo abastece a Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) do *Campus* da Universidade de São Paulo (USP) em São Carlos. Trata-se de esgoto sanitário do *Campus* Universitário, proveniente do restaurante universitário, banheiros, além de determinados resíduos de alguns laboratórios; e, também, do esgoto sanitário dos bairros Tijuco Preto e Vila São José, da cidade de São Carlos. A Figura 4.8 mostra a planta baixa do Campus da EESC/USP com localização da ETE em detalhe.

Figura 4.8 - Planta do *Campus* da USP - São Carlos, com detalhe em verde da ETE onde foi instalado o reator (Fonte: ABREU, 2003)

4.6 Métodos analíticos

Durante a execução do experimento foram monitorados os parâmetros descritos na Tabela 4.1, segundo métodos descritos pela APHA (1998). Para calcular a DQO filtrada, filtrou-se a amostra bruta em uma membrana com poros de 1,2 μm . Ácidos

voláteis totais (AVT), expressos como ácido acético (HAc), foram analisados de acordo com metodologia descrita por Dilallo & Albertson (1961) e alcalinidade, expressa como CaCO_3 , conforme metodologia descrita por Dilallo & Albertson (1961) e modificada por Ripley *et al.* (1986).

As análises de nitrogênio somente foram realizadas a partir da segunda etapa do experimento, quando o reator combinado foi operado. As outras análises foram realizadas em todas as etapas.

Exames microscópicos da biomassa aderida foram realizados. Para a realização das análises por microscopia ótica, as matrizes de suporte primeiramente foram lavadas com água destilada para, a seguir, serem examinadas por microscopia de contraste de fase. A fluorescência foi verificada com luz ultravioleta conectada a microscópio Olympus BX-60. Todos esses ensaios foram realizados no Laboratório de Processos Biológicos (LPB) da Escola de Engenharia de São Carlos – EESC/USP.

Tabela 4.1 - Parâmetros analisados, método utilizado e frequência de amostragem

Parâmetro analisado	Método de análise	Frequência de amostragem
Vazão		Diária
Temperatura	Termômetro	Diária
DQO bruta (mg/L)	Espectrofotométrico	2 x semana
DQO filtrada (mg/L)	Espectrofotométrico	2 x semana
pH	Potenciométrico	2 x semana
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	Titulométrico	2 x semana
Ácidos voláteis (mg Hac /L)	Titulométrico	2 x semana
ST, STV, SSV e SST	Gravimétrico	2 x semana
N-NTK (mgN /L)	Titulométrico	2 x semana
N-NH ₄ ⁺ (mgN/L)	Titulométrico	2 x semana
N-NO ₂ ⁻ (mgN/L)	Espectrofotométrico	2 x semana
N-NO ₃ ⁻ (mgN/L)	Espectrofotométrico	2 x semana
OD (mg/L)	Polarográfico	2 x semana

Para a obtenção dos valores de oxigênio dissolvido foi utilizada a sonda YSI Incorporated modelo 95/10 FT. Esta sonda era imersa pela parte superior do reator até atingir o nível do líquido na saída do efluente tratado.

4.7 Procedimento experimental

O procedimento experimental foi dividido em três etapas. Na primeira etapa, o reator anaeróbio foi operado com três diferentes tempos de detenção hidráulica: 6, 8 e 10 horas, correspondendo às três primeiras fases do trabalho. As vazões utilizadas no experimento foram de aproximadamente $0,79 \text{ l.h}^{-1}$, $0,59 \text{ l.h}^{-1}$ e $0,47 \text{ l.h}^{-1}$ correspondente a tempos de detenção hidráulica de 6, 8 e 10 horas, respectivamente. O cálculo dos tempos de detenção foi baseado no volume total da zona anaeróbia do reator.

Na segunda etapa, o reator operou com uma etapa anaeróbia seguida de outra aeróbia, correspondendo à quarta fase do trabalho. Para isso, o compartimento central do reator (Figura 4.1) foi aerado por meio de um difusor poroso. O tempo de detenção hidráulica (TDH) adotado para a zona anaeróbia foi o escolhido na primeira etapa (8 horas) e o TDH da fase aeróbia foi função dessa escolha (3,4 horas, com base no volume total), resultando em tempo de detenção hidráulica total de 11,4 horas.

Na terceira e última etapa, foi operado o reator combinado anaeróbio-aeróbio com recirculação do efluente do reator para a zona anaeróbia, logo acima do leito contendo argila expandida. Nessa etapa experimental, a variável foi a razão de recirculação (relação entre a vazão de recirculação e a vazão de alimentação do reator). Duas razões de recirculação foram adotadas: 0,5 e 1,5; ou seja, a vazão de recirculação foi igual à metade do valor da vazão de alimentação em um primeiro experimento, e, finalmente, foi 50% superior à vazão de alimentação em um segundo experimento. Essas duas razões de recirculação estudadas correspondem a quinta e sexta fases do trabalho, respectivamente. Assim, a influência da razão de recirculação sobre a remoção de matéria orgânica e de nitrogênio foi avaliada com tempo de detenção hidráulica constante, definido na segunda

etapa experimental.

4.8 Quantificação da biomassa aderida ao suporte

Para quantificar a biomassa aderida ao suporte utilizou-se o método descrito por RIBEIRO (2001). Primeiramente, 4 cubos de espuma já inoculadas foram transferidas para um frasco de 40 mL. A esse frasco foram adicionadas pérolas de vidro em quantidade quatro vezes maior em relação à massa de espuma pesada, e 10 mL de água destilada. O frasco foi lacrado e agitado durante 20 minutos em um ângulo de 45° para que a biomassa aderida se soltasse das matrizes da espuma.

O líquido foi separado das espumas e das pérolas de vidro e transferido para uma cápsula de porcelana previamente pesada (P_0). Foram utilizados mais 5 mL de água destilada para a lavagem das espumas. Todo líquido utilizado foi transferido para a cápsula de porcelana, perfazendo um volume final de 15 mL. A cápsula foi mantida em estufa por 24 horas, à temperatura de 100°C. Após isso, a cápsula foi levada para um dessecador até que atingisse a temperatura ambiente, para ser pesada (P_1). Na última etapa, a cápsula foi colocada em uma mufla à temperatura de 550°C, durante 2 horas. Por fim, a cápsula (P_2) foi novamente pesada, após ter passado mais uma vez pelo dessecador.

As espumas foram levadas para uma estufa com temperatura de 100°C, onde permaneceram por 24 horas. Posteriormente, as espumas foram transferidas para o dessecador até atingir a temperatura ambiente e, em seguida, foram pesadas (P_{P1}).

Os valores de sólidos totais e sólidos voláteis totais por massa de partícula foram obtidos a partir das seguintes expressões:

$$ST = \frac{(P_1 - P_0)}{P_{P1}} \quad (4.1)$$

$$STV = \frac{(P_1 - P_2)}{P_{P1}} \quad (4.2)$$

4.9 Ensaio Hidrodinâmico

O ensaio para a avaliação do comportamento hidrodinâmico do reator de leito fixo consistiu em injetar-se um pulso de um determinado traçador na entrada do reator em operação, e medir, ao longo do tempo, a variação que esse pulso provoca na saída do reator, de onde se chega à curva de distribuição do tempo de residência (DTR). Neste ensaio, o cloreto de sódio (NaCl) foi utilizado como traçador.

As curvas de distribuição de tempo de residência (DTR) constituem importante ferramenta nesse sentido. De forma geral, as curvas DTR informam qual o tempo de permanência no reator de moléculas individuais de fluido que escoam. A partir desta curva, muitas informações podem ser obtidas como: o tempo médio de residência ou tempo médio de detenção hidráulica, o modelo matemático que melhor descreve o comportamento hidrodinâmico do reator, as conversões esperadas no reator para um dado sistema reacional com modelo cinético conhecido, além de permitir a identificação de anomalias de escoamento como zonas estagnadas, recirculação interna e caminhos preferenciais - curtos circuitos (LEVENSPIEL, 2000).

Neste trabalho, o ensaio hidrodinâmico teve como objetivo calcular o tempo médio de detenção hidráulica do sistema, nas diferentes condições operacionais

estudadas. No ensaio realizado, com água limpa e antes do início da operação do reator, utilizou-se como pulso 1mL de uma solução com concentração de 64 g/L de cloreto de sódio (NaCl) para a fase anaeróbia e 1,5 mL da mesma solução para a fase combinada.

Como detector da perturbação causada por esse pulso, utilizou-se o sistema da Texas Instruments, constituído de: Computer Biological Logic (CBL), calculadora científica TI-89 e sonda de condutividade (DIN-Vernier Software & Technology), permitindo a leitura dos dados em tempo real.

A análise dos dados foi efetuada mediante método proposto por Levenspiel (2000), o qual permite a obtenção do $\bar{\theta}_h$ e variância dos pontos experimentais (σ^2). Quanto maior o valor da variância, maior a dispersão da distribuição. Para a obtenção do tempo médio de detenção hidráulica e da variância dos pontos experimentais foram utilizadas as seguintes equações:

$$\bar{\theta}_h = \frac{\sum C_s t_i \cdot \Delta t_i}{\sum C_s \Delta t_i} \quad (4.3)$$

$$\sigma^2 = \frac{\sum C_s t_i^2 \cdot \Delta t_i}{\sum C_s \Delta t_i} - \bar{\theta}_h^2 \quad (4.4)$$

Nas quais:

$\bar{\theta}_h$: tempo médio de detenção hidráulica (T);

C_s : concentração de saída do traçador no tempo i (M.L⁻³);

t_i : tempo decorrido até a coleta da amostra na saída do reator (T);

Δt_i : intervalo de tempo entre a coleta t_i e a coleta t_{i-1} (T);

σ^2 : variância dos pontos experimentais (T²).

Durante o ensaio utilizou-se uma vazão de água afluenta ao reator correspondente ao TDH de 8 horas, considerando-se o volume total do reator, tanto para a fase anaeróbia como para a fase combinada, sendo que a vazão de ar permaneceu constante. Foram realizados quatro ensaios: um com o reator preenchido até a parte anaeróbia, outro totalmente preenchido, e outros dois para cada uma das duas razões de recirculação estudadas.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são discutidos os resultados do experimento com o reator de leito fixo, fluxo contínuo e com escoamento ascendente em todas as condições relatadas na metodologia. A fase experimental foi realizada de 20/03/2006 a 19/12/2006 com tempo total de operação do reator de 268 dias.

5.1 Caracterização da água residuária afluyente e efluente ao sistema

Durante o período operacional, foram realizados três perfis temporais de 12 horas do esgoto sanitário afluyente e efluente ao reator. A cada 1 hora, foram coletadas amostras para análise da demanda química de oxigênio (DQO) da amostra bruta e da filtrada.

A Figura 5.1 mostra os resultados do perfil realizado em maio de 2006, quando o reator operava apenas de modo anaeróbico e com TDH de 6 horas. O valor médio da DQO do esgoto sanitário afluyente foi de 654 ± 192 mg/L para amostra bruta e o efluente de 178 ± 63 mg/L e de 121 ± 60 mg/L para amostra bruta e filtrada, respectivamente.

Figura 5.1 - Perfil temporal de DQO, para esgoto doméstico afluyente e efluente ao reator operado anaerobiamente. Afluyente Bruto (♦), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

As Figuras 5.2 e 5.3 mostram os resultados dos perfis realizados nos meses de setembro e dezembro de 2006 quando o reator operava de modo combinado sem e com recirculação, respectivamente. O valor médio de DQO do esgoto sanitário afluente, para o perfil realizado no mês de setembro, foi de 774 ± 189 mg/L para amostra bruta e o efluente de 68 ± 18 mg/L e de 47 ± 8 mg/L para amostra bruta e filtrada, respectivamente. Já para o perfil de dezembro, o valor médio de DQO do esgoto sanitário afluente, foi de 872 ± 133 mg/L para amostra bruta e o efluente de 42 ± 10 mg/L e de 34 ± 7 mg/L para amostra bruta e filtrada, respectivamente.

Figura 5.2 - Perfil temporal de DQO, para esgoto doméstico afluente e efluente ao reator operado em etapa combinada sem recirculação. Afluente Bruto (◆), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

Figura 5.3 - Perfil temporal de DQO, para esgoto doméstico afluente e efluente ao reator operado em etapa combinada com recirculação. Afluente Bruto (◆), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

Os resultados obtidos por meio desses perfis mostram que, para amostras brutas e filtradas, os valores da DQO efluente não variaram muito ao longo do dia. Por esse motivo, não houve necessidade de retirada de amostras compostas, pois coletas de amostras pontuais, feitas em horário equivalente à média de DQO do dia, foram suficientes para obtenção de resultados condizentes com a realidade.

5.2 Avaliação do desempenho do reator

Nesta etapa do trabalho serão apresentados e discutidos os resultados obtidos durante todo o período operacional dividido em 6 fases. As três primeiras fases que correspondem à primeira etapa operacional do reator que trabalhou apenas de forma anaeróbia. A quarta fase, quando o reator operou com uma etapa anaeróbia seguida de

outra aeróbia e por fim, as duas últimas fases, quando o reator combinado anaeróbio-aeróbio foi operado com recirculação do efluente do reator para a zona anaeróbia.

5.2.1 Avaliação do desempenho do reator operado de forma anaeróbia

Na operação anaeróbia do reator, inicialmente foi aplicado TDH de 6 h. Em seguida, o TDH foi aumentado para 8 h, e por fim, aplicou-se TDH de 10 h. Esses tempos de detenção hidráulica foram adotados em virtude dos resultados encontrados em estudos realizados em sistemas semelhantes, como foi o caso de Abreu (2003) que estudou o desempenho de reator combinado tratando esgoto sanitário com espuma de poliuretano como suporte de imobilização da biomassa. Deve ser ressaltado que esses tempos de detenção foram calculados em função do volume total da zona anaeróbia do reator.

5.2.1.1 Operação com tempo de detenção hidráulica de 6 horas

A vazão aplicada nessa fase foi de 0,79 L/h. O período de operação para avaliação operacional do reator nessa condição foi de 42 dias. Durante este período teve-se o cuidado em observar a fase de adaptação do sistema.

A Figura 5.4 mostra os valores de DQO de amostras bruta e filtrada, com variação ao longo do período operacional do reator, tanto para o afluente quanto para o efluente.

Figura 5.4 - Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas. Afluente Bruto (◆), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

Estes dados de DQO de amostras brutas indicam que o reator atingiu estabilidade operacional após, aproximadamente, 20 dias de operação, com DQO bruta efluente de 168 ± 33 mg/L e DQO filtrada efluente de 107 ± 25 mg/L, independente das oscilações da DQO afluente.

O efluente apresentou valor médio de DQO bruta de 228 ± 73 mg/L (considerando todo o período operacional), enquanto o valor no afluente foi de 589 ± 170 mg/L, com eficiência global de 64%. No entanto, após 20 dias de operação, ou seja, após a estabilização do sistema, essa eficiência apresentou valor médio de 72%. O valor médio da DQO filtrada afluente foi de aproximadamente 259 ± 91 mg/L enquanto para o efluente foi de 147 ± 50 mg/L.

Pela Figura 5.4 pode-se verificar que o sistema se manteve em equilíbrio durante todo o período operacional. A Figura 5.5 apresenta as eficiências de remoção de DQO

para amostras brutas e filtradas. As eficiências foram calculadas a partir da média do afluente bruto durante este período operacional.

Figura 5.5 - Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta (◆) e filtrada (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

Pode-se observar na Figura 5.5 que os resultados obtidos foram satisfatórios, visto que após a estabilização do sistema, a eficiência média na remoção de matéria orgânica ficou acima dos 70%.

Na Figura 5.6 é apresentada a relação entre a carga orgânica removida e aplicada pela carga orgânica aplicada ao sistema durante a primeira fase de operação. A carga orgânica aplicada foi calculada dividindo-se o valor da DQO bruta afluente de cada amostra pelo TDH desta fase. Já a carga orgânica removida é a relação entre a diferença dos valores da DQO bruta afluente e efluente de cada amostra e o TDH da fase. O valor médio da carga orgânica aplicada ao sistema foi de $2,36 \pm 0,7 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$ enquanto a carga orgânica removida foi $1,44 \pm 0,6 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$. A Figura 5.7 relaciona a carga orgânica

aplicada com a removida nesta primeira fase de operação. O coeficiente de correlação (R^2) para ajuste linear apresentou valor de 0,802 e a equação da reta é apresentada na equação 5.1.

$$CO_{removida} = 0,6211 * CO_{aplicada} \quad (5.1)$$

Figura 5.6 – Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida (♦) e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

Figura 5.7 – Relação entre carga orgânica aplicada e removida (♦) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

Para observar a estabilidade do reator, foi monitorada a variação temporal da concentração dos Ácidos Voláteis Totais (Figura 5.8) e da Alcalinidade a Bicarbonato (Figura 5.9).

Na Figura 5.8 é possível constatar que desde o primeiro dia o valor da concentração de AVT do efluente foi menor que a do afluente, o que indica equilíbrio do processo de conversão anaeróbia da matéria orgânica. Pode-se afirmar que este resultado era esperado devido à inoculação da espuma com lodo anaeróbio. O valor médio para o afluente foi 83 ± 25 mgHAc/L e para o efluente foi 46 ± 14 mgHAc/L.

Em todo o processo, como mostra a Figura 5.9, a Alcalinidade a Bicarbonato foi maior no efluente que no afluente. Essa geração de alcalinidade mostra o equilíbrio bioquímico entre microrganismos metanogênicos e acidogênicos/acetogênicos. O valor médio para o afluente foi 99 ± 21 mgCaCO₃/L e para o efluente foi 138 ± 25 mgCaCO₃/L.

Figura 5.8 - Variação temporal da concentração de AVT afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

Figura 5.9 - Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

A Figura 5.10 mostra a variação do pH ao longo do tempo. Pode-se observar que durante a maior parte dessa fase do experimento, o pH efluente foi maior que o afluente,

o que confirma as afirmativas anteriores de o processo estar ocorrendo de forma estável.

O valor médio do pH afluente foi $6,72 \pm 0,23$ e do efluente $6,80 \pm 0,15$.

Figura 5.10 - Variação temporal do pH afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

Nas Figuras 5.11 e 5.12 estão apresentados os valores de Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) para a primeira condição operacional.

Figura 5.11 - Variação temporal da concentração de SST afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

Figura 5.12 - Variação temporal da concentração de SSV afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

Pode-se observar certa similaridade entre o comportamento dos SST e dos SSV. A média de SST afluente e efluente foi de 264 ± 129 mg/L e 63 ± 47 mg/L, respectivamente; para SSV, a média foi de 24 ± 23 mg/L e 9 ± 13 mg/L para afluente e efluente, respectivamente. A Tabela 5.1 apresenta os valores médios dos principais parâmetros para o esgoto sanitário afluente e efluente obtidos para o reator operando na primeira condição.

Tabela 5.1 - Principais características do esgoto sanitário afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 6 horas

Parâmetros	Afluente	Efluente	Nº de Amostras
pH	$6,72 \pm 0,23$	$6,80 \pm 0,15$	11
Temperatura (°C)	$27,0 \pm 2,0$	$26,3 \pm 2,3$	27
DQO Bruta (mg/L)	589 ± 170	228 ± 73	12
DQO Filtrada (mg/L)	259 ± 91	147 ± 50	12
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	158 ± 25	171 ± 28	11
Alc. a Bicarbonato (mg CaCO ₃ /L)	99 ± 21	138 ± 25	11
AVT (mg HAc/L)	83 ± 25	46 ± 14	11
SST (mg/L)	264 ± 129	63 ± 47	09
SSV (mg/L)	24 ± 23	9 ± 13	09

Nas próximas duas fases de operação de modo anaeróbio, os tempos foram aumentados de 6 horas, para 8 horas e 10 horas respectivamente, reduzindo-se a vazão de alimentação do sistema. Ainda que a diminuição da vazão eleve o tempo de detenção

hidráulica, pode ocorrer a diminuição da velocidade de transferência de massa líquido-sólido pela diminuição da velocidade superficial no leito. Assim, enquanto o aumento do TDH é certamente favorável para o processo, a diminuição das velocidades de transferência de massa podem resultar em efeito adverso.

5.2.1.2 Operação com tempo de detenção hidráulica de 8 horas

A vazão aplicada nessa fase foi de 0,59 L/h e o período para avaliação operacional do reator foi de 34 dias. Vale ressaltar que as vazões foram baseadas no volume total do reator.

A Figura 5.13 mostra os valores de DQO de amostras bruta e filtrada, com variação ao longo do período operacional do reator, tanto para o afluente quanto para o efluente.

Figura 5.13 - Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas. Afluente Bruto (♦), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

Nesta condição, como pode ser visto na Figura 5.13, o reator rapidamente alcançou baixos valores de DQO efluente. O efluente apresentou valor médio de DQO bruta de 255 ± 70 mg/L, um pouco maior que o observado para TDH de 6 horas, enquanto o afluente foi de 823 ± 180 mg/L. O fato dos valores de DQO bruta efluente terem sido um pouco maiores para o TDH de 8 horas, pode ser explicado pelo fato da média de DQO afluente ter sido bem maior em relação à primeira fase operacional que foi de 589 ± 170 mg/L. Uma outra hipótese é que pode ter ocorrido uma diminuição da velocidade de transferência de massa líquido-sólido pela diminuição da velocidade superficial no leito, já que o TDH do sistema foi elevado nessa fase operacional.

O valor médio da DQO filtrada afluente foi 275 ± 69 mg/L enquanto para o efluente foi observado valor de 153 ± 26 mg/L. A eficiência global do sistema nessa etapa operacional, em relação às amostras brutas, ficou na ordem de 69%, um pouco menor se comparada à eficiência na fase anterior.

Pela Figura 5.13 pode-se verificar que o sistema se manteve em equilíbrio durante todo tempo. A Figura 5.14 apresenta as eficiências de remoção de DQO para amostras brutas e filtradas. As eficiências foram calculadas a partir da média do afluente bruto durante este período operacional.

Figura 5.14 - Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta (♦) e filtrada (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

Pode-se observar na Figura 5.14 que os resultados obtidos foram satisfatórios, apesar das eficiências serem um pouco menores em comparação aos valores encontrados na etapa inicial de operação.

Na Figura 5.15 é apresentada a relação entre a carga orgânica removida e aplicada pela carga orgânica aplicada ao sistema durante esse período. O valor médio da carga orgânica aplicada ao sistema foi $2,47 \pm 0,5 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$ enquanto a carga orgânica removida foi $1,70 \pm 0,6 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$. O coeficiente de correlação apresentou valor de 0,7893 como pode ser observado na Figura 5.16 que relaciona a carga orgânica aplicada com a removida nesta fase de operação com novo tempo de detenção hidráulica adotado. A equação da reta para essa fase é mostrada a seguir.

$$CO_{\text{removida}} = 0,7026 * CO_{\text{aplicada}} \quad (5.2)$$

Figura 5.15 – Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida (♦) e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

Figura 5.16 – Relação entre carga orgânica aplicada e removida (♦) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

Na Figura 5.17 é possível observar que em praticamente toda esta etapa operacional o valor da concentração de AVT do efluente foi menor que a do afluente, o que caracteriza equilíbrio no processo de digestão anaeróbia. O valor médio para o afluente foi 71 ± 9 mgHAc/L e para o efluente foi 57 ± 16 mgHAc/L.

Figura 5.17 - Variação temporal da concentração de AVT afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

Em todo o processo, como mostra a Figura 5.18, a Alcalinidade a Bicarbonato foi maior no efluente que no afluente, tal como na condição anterior. O valor médio para o afluente foi 102 ± 15 mgCaCO₃/L e para o efluente foi 162 ± 27 mgCaCO₃/L.

Figura 5.18 - Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

A Figura 5.19 mostra a variação do pH ao longo do tempo. Pode-se observar que durante a maior parte dessa fase do experimento, o pH efluente foi maior que o afluente, o que confirma a estabilidade operacional. O valor médio do pH afluente foi $6,65 \pm 0,17$ e do efluente $6,69 \pm 0,11$.

Figura 5.19 - Variação temporal do pH afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

Nas Figuras 5.20 e 5.21 estão apresentados os valores de Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) para a segunda condição operacional com o reator operando em etapa anaeróbia e TDH de 8 horas.

Figura 5.20 - Variação temporal da concentração de SST afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

Figura 5.21 - Variação temporal da concentração de SSV afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

Observa-se similaridade entre o comportamento dos SST e dos SSV. A média de SST afluente e efluente foi de 252 ± 83 mg/L e 81 ± 26 mg/L, respectivamente; para SSV, a média foi de 31 ± 15 mg/L e 5 ± 6 mg/L para afluente e efluente, respectivamente. As médias mostram que praticamente não houve presença de sólidos suspensos voláteis no efluente.

A Tabela 5.2 apresenta os valores médios dos principais parâmetros para o esgoto sanitário afluente e efluente obtidos para o reator operando na segunda condição de modo contínuo e TDH de 8 horas.

Tabela 5.2 - Principais características do esgoto sanitário afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 8 horas

Parâmetros	Afluente	Efluente	Nº de Amostras
pH	$6,65 \pm 0,17$	$6,69 \pm 0,11$	10
Temperatura (°C)	$24,4 \pm 1,2$	$23,6 \pm 1,7$	22
DQO Bruta (mg/L)	823 ± 180	255 ± 70	10
DQO Filtrada (mg/L)	275 ± 69	153 ± 26	10
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	153 ± 11	202 ± 35	10
Alc. a Bicarbonato (mg CaCO ₃ /L)	102 ± 15	162 ± 27	10
AVT (mg HAc/L)	71 ± 9	57 ± 16	10
SST (mg/L)	252 ± 83	81 ± 26	10
SSV (mg/L)	31 ± 15	5 ± 6	10

O aumento do TDH de 6 horas para 8 horas, com conseqüente diminuição da velocidade superficial de líquido no leito, não resultou em melhoria significativa na eficiência do processo. Ao contrário, embora o processo tenha ocorrido de forma estável, os valores de DQO bruta efluente foram um pouco superiores com TDH de 8 horas. O aumento do TDH foi acompanhado de aumento da DQO afluente, o que resultou em carga orgânica aplicada ao sistema similar nas duas fases. Assim, a única variável que possa ter afetado no processo parece ser a velocidade superficial. No entanto, pode-se dizer que não dá para concluir qual dos dois tempos de detenção testados apresentou melhores resultados, visto que, as variáveis se mostraram muito parecidas independentemente do TDH utilizado. O próximo passo foi verificar a influência de outro aumento no TDH para 10 horas.

5.2.1.3 Operação com tempo de detenção hidráulica de 10 horas

Nesta condição o TDH foi aumentado para 10 h, correspondendo a uma vazão de 0,47 L/h, e o reator continuou a ser operado apenas com a fase anaeróbia. Nesta terceira condição foi de 51 dias o período de operação para avaliação operacional do reator. Este tempo foi relativamente longo pelo fato de ter-se optado por iniciar a fase combinada do sistema no início de agosto, que corresponde ao retorno das aulas e conseqüente aumento da carga orgânica da água residuária.

A Figura 5.22 mostra os valores de DQO de amostras bruta e filtrada, com variação ao longo do período operacional do reator, tanto para o afluente quanto para o efluente.

Figura 5.22 - Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas. Afluente Bruto (♦), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

Na Figura 5.22 é possível observar que a matéria orgânica foi eficientemente removida no reator de leito fixo, operando de modo contínuo e preenchido com espuma de poliuretano e argila expandida, com TDH de 10 horas. Independente do valor da DQO afluente, os valores obtidos para o efluente, tanto para amostra bruta, como para filtrada, foram praticamente constantes durante todo o período operacional. Essa Figura evidencia que o TDH de 10 horas conferiu maior estabilidade operacional ao reator.

O efluente apresentou valor médio de DQO bruta de 140 ± 37 mg/L, que se manteve independente das variações da DQO bruta afluente, a qual apresentou valor médio de 597 ± 220 mg/L. A remoção média nessa condição operacional foi de 78%, sendo este um resultado bastante satisfatório, principalmente comparado às condições anteriores.

O valor médio da DQO filtrada afluenta foi aproximadamente 172 ± 35 mg/L enquanto para o efluente foi de 82 ± 27 mg/L. A Figura 5.23 apresenta as eficiências de remoção de DQO para amostras brutas e filtradas. As eficiências foram calculadas a partir da média do afluenta bruto durante este último período operacional do reator trabalhando apenas na fase anaeróbia.

Figura 5.23 - Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta (◆) e filtrada (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

Pode-se observar através da Figura 5.23 que, conforme já comentado, as eficiências observadas para o reator com TDH de 10 horas são melhores que nas condições anteriores, com TDH de 6 horas e 8 horas.

Na Figura 5.24 apresenta a relação entre a carga orgânica removida e aplicada pela carga orgânica aplicada ao sistema durante a fase de operação com TDH de 10 horas. Nota-se que a curva aproxima-se mais do valor unitário em relação às demais

condições operadas, comprovando a melhora na remoção de matéria orgânica com o aumento do TDH do sistema.

O valor médio da carga orgânica aplicada ao sistema foi $1,43 \pm 0,5 \text{ kg/m}^3.\text{dia}$ enquanto a carga orgânica removida foi de $1,10 \pm 0,5 \text{ kg/m}^3.\text{dia}$. A Figura 5.25 relaciona a carga orgânica aplicada com a removida. Pode-se observar que para esta fase de operação, a carga orgânica removida do sistema está mais próxima da carga orgânica aplicada, se comparada com as duas primeiras fases de operação em etapa anaeróbia. Tal afirmação pode ser evidenciada pela equação da reta (5.3) e pelo maior valor do coeficiente de correlação apresentado pelo ajuste linear nesta fase operacional (0,9575), em relação a qualquer outra fase de operação do reator em etapa anaeróbia.

$$CO_{removida} = 0,7808 * CO_{aplicada} \quad (5.3)$$

Figura 5.24 – Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida (♦) e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

Figura 5.25 – Relação entre carga orgânica aplicada e removida (♦) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

Na Figura 5.26 é possível observar que, desde o primeiro dia, o valor da concentração de AVT do efluente foi menor que a do afluente, o que caracteriza estabilidade do processo de conversão. Apenas no último ponto do gráfico a concentração de AVT efluente é maior que no afluente. O valor médio para o afluente foi 61 ± 14 mgHAc/L e para o efluente foi 38 ± 17 mgHAc/L.

Figura 5.26 - Variação temporal da concentração de AVT afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

Em praticamente todo o processo, como mostra a Figura 5.27, a Alcalinidade a Bicarbonato foi maior no efluente que no afluente, semelhante às condições anteriores. O valor médio para o afluente foi 119 ± 17 mgCaCO₃/L e para o efluente foi 143 ± 25 mgCaCO₃/L.

Figura 5.27 - Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato aflúente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

A Figura 5.28 mostra a variação do pH ao longo do tempo. Pode-se observar claramente que durante toda essa fase do experimento, o pH efluente foi menor que o aflúente, diferentemente do que aconteceu com os valores de pH com TDH de 6 horas e 8 horas. O valor médio do pH aflúente foi $6,89 \pm 0,13$ e do efluente foi $6,69 \pm 0,12$.

Figura 5.28 - Variação temporal do pH afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

Nas Figuras 5.29 e 5.30 estão apresentados os valores de Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) para a terceira condição operacional.

Figura 5.29 - Variação temporal da concentração de SST afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

Figura 5.30 - Variação temporal da concentração de SSV aflúente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

Pode-se observar similaridade entre o comportamento dos SST e dos SSV. A média de SST aflúente e efluente foi de 174 ± 69 mg/L e 55 ± 16 mg/L respectivamente, enquanto para SSV, a média foi 33 ± 30 mg/L e 6 ± 8 mg/L para aflúente e efluente respectivamente.

A Tabela 5.3 apresenta os valores médios dos principais parâmetros para o esgoto sanitário usado como aflúente e efluente durante os 51 dias desta terceira fase de operação, com TDH de 10 horas.

Tabela 5.3 - Principais características do esgoto sanitário afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa anaeróbia com TDH de 10 horas

Parâmetros	Afluente	Efluente	N° de Amostras
pH	6,89 ± 0,13	6,69 ± 0,12	14
Temperatura (°C)	24,0 ± 1,5	22,8 ± 2,2	33
DQO Bruta (mg/L)	597 ± 220	140 ± 37	14
DQO Filtrada (mg/L)	172 ± 35	82 ± 27	14
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	163 ± 16	171 ± 24	14
Alc. a Bicarbonato (mg CaCO ₃ /L)	119 ± 17	143 ± 25	14
AVT (mg HAc/L)	61 ± 14	38 ± 17	14
SST (mg/L)	174 ± 69	55 ± 16	14
SSV (mg/L)	33 ± 30	6 ± 8	14

Os resultados apresentados na Tabela 5.3 indicam claramente que a condição operacional com TDH de 10 horas foi mais efetiva que as anteriores, tanto para a eficiência global do processo quanto para a estabilidade do processo de digestão anaeróbia. Embora tenha havido diminuição da velocidade de escoamento do líquido com conseqüente diminuição da velocidade de transferência de massa na fase líquida, o melhor desempenho nessa fase operacional pode ser explicado, principalmente, devido à menor carga orgânica aplicada ao sistema, que foi em média 40% menor que as observadas nas duas primeiras fases ou pelo maior tempo de contato do substrato com a biomassa do reator, resultando em maior tempo de reação nessa fase.

Nesse caso, a DQO bruta efluente foi de 140 ± 37 mg/L, enquanto que para os tempos de detenção hidráulica de 6 horas e 8 horas, os valores médios obtidos foram de 228 ± 73 mg/L e 255 ± 70 mg/L, respectivamente. A DQO filtrada efluente para essa etapa de operação foi de 82 ± 27 mg/L. Para os outros tempos de detenção testados, os valores médios ficaram em 153 ± 26 mg/L para o TDH de 8 horas e 147 ± 50 mg/L para o TDH de 6 horas.

No final da etapa anaeróbia foi realizado um ensaio para quantificar a biomassa aderida ao suporte. Os resultados, calculados conforme descrito na metodologia, das concentrações celulares no inóculo do reator, medidos por volume de espuma, estão apresentados na Tabela 5.4.

Sabendo que a quantidade de espuma colocada no reator nessa primeira fase foi de aproximadamente 25 g, têm-se as quantidades totais de sólidos presentes no reator. A Tabela 5.4 também mostra a quantidade de sólidos presentes por volume de reator, considerando o volume de 4,72 L, o qual foi utilizado nessa fase estritamente anaeróbia.

Vela (2006) analisou a quantidade de sólidos retidos na espuma de poliuretano do reator com biomassa imobilizada em suporte inerte (ASBBR), tratando esgoto sanitário, em termos de sólidos totais (ST) e voláteis (STV). O valor encontrado foi de 0,596 kgST/kgsuporte. Em termos de massa total de ST por volume líquido, o valor encontrado foi igual a 8,21 gST/L. SARTI (2004) encontrou valores de 3,3 kgST a 7,6 kgST em seu sistema, entre a primeira (sem inóculo) e segunda fase (com inóculo) de operação. Similarmente, os SV foram avaliados e os valores encontrados foram iguais a 0,380 kgSTV/kgsuporte, 3,4 kgSTV e 5,24 gSTV/L. SARTI (2004) encontrou valores de 2,5 kgSTV a 5,4 kgSTV em seu sistema, entre a primeira e segunda fase de operação. Esses

dados indicam boa retenção de sólidos no suporte inerte, bem como a colonização da espuma de poliuretano pela biomassa anaeróbia.

Tabela 5.4 - Quantidade de sólidos na espuma, quantidade total de sólidos presentes no reator e concentração de sólidos por volume do reator usado nessa fase do projeto

Parâmetro Analisado	Quantidade de sólidos (g/g de espuma)	Quantidade Total de Sólidos (g)	Concentração de Sólidos (g/L)
ST	0,63	15,75	3,34
STV	0,48	12,00	2,54
STF	0,15	3,75	0,79

Os resultados obtidos nas operações com diferentes tempos de detenção foram bastante satisfatórios. No entanto, a introdução de unidade de pós-tratamento pode ser útil para o polimento do efluente tratado anaerobiamente, além de poder promover a remoção de nutrientes. Desta forma, na etapa seguinte do trabalho, o reator foi operado combinando-se o processo anaeróbio e o processo aeróbio na mesma unidade, com o objetivo de diminuir a concentração da matéria orgânica no efluente, além de tentar alcançar nitrificação do efluente.

5.2.1.4 Comparação entre as três fases anaeróbias

Para facilitar a observação e conseqüente análise dos resultados obtidos durante a fase em que o reator foi operado apenas em etapa anaeróbia, os resultados dos principais

parâmetros foram agrupados na tabela 5.5. São mostrados apenas valores efluentes para as três fases estudadas, evidenciando ganhos quando se elevou o tempo de detenção hidráulica de 6 para 10 horas, principalmente em relação à remoção de matéria orgânica.

Tabela 5.5 – Comparação entre os valores efluentes das três fases anaeróbias estudadas

Parâmetros	TDH = 6 horas	TDH = 8 horas	TDH = 10 horas
DQO Bruta (mg/L)	228 ± 73	255 ± 70	140 ± 37
DQO Filtrada (mg/L)	147 ± 50	153 ± 26	82 ± 27
CO _{rem} /CO _{apl}	0,6211	0,7026	0,7808
Alc. a Bicarbonato (mg CaCO ₃ /L)	138 ± 25	162 ± 27	143 ± 25
AVT (mg HAc/L)	46 ± 14	57 ± 16	38 ± 17
SST (mg/L)	63 ± 47	81 ± 26	55 ± 16

5.2.2 Avaliação do desempenho do reator operado de forma combinada

Nesta condição o TDH foi fixado em 11 horas, sendo 8 horas no trecho anaeróbio (5,0 L) e 3 horas no trecho aeróbio (2,0 L), pois se considerou que os resultados obtidos, para o reator operando anaerobiamente com TDH de 8 horas, foram satisfatórios. Apesar dos resultados mostrarem que a condição operacional com TDH de 10 horas foi mais efetiva que as demais, a utilização desse TDH deixaria o sistema com um TDH total consideravelmente alto, o que se tornou mais um fator determinante para a escolha do TDH de 8 horas para a parte anaeróbia do sistema. Nesta condição o TDH aplicado

correspondeu a uma vazão de 0,59 L/h. O período de operação, durante toda a fase combinada, para avaliação operacional do reator foi de 134 dias.

A aeração foi mantida a uma vazão constante e verificou-se que o processo de conversão não estava limitado pela concentração de oxigênio dissolvido, pois a mesma manteve-se sempre maior que 3,5 mg/L, com valor mínimo de 3,78 mg/L. Caso fossem observados valores de O.D. abaixo de 1,5 mg/L, a vazão de ar seria aumentada de forma a permitir que o processo acontecesse sem limitação de concentração de oxigênio dissolvido. É importante ressaltar que não era intuito do trabalho estudar uma estratégia de aeração que implicasse em custos energéticos mais baixos, no entanto pesquisas futuras podem se concentrar nesse problema.

5.2.2.1 Avaliação do desempenho do reator operado de forma combinada sem recirculação da fase líquida. ($r = 0$)

O período de operação para avaliação operacional do reator foi de 60 dias, para esta quarta fase operacional.

A Figura 5.31 mostra os valores de DQO de amostras bruta e filtrada, variando ao longo do período operacional do reator em etapa combinada, respectivamente, para afluente e para o efluente.

Figura 5.31 - Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas. Afluente Bruto (♦), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

Na Figura 5.31 pode-se observar que a matéria orgânica foi removida eficientemente no reator de leito fixo com TDH de 11 horas, operando em condição anaeróbia seguida de aeróbia. Pode-se observar que, independentemente do valor da DQO afluente, os valores obtidos para o efluente, tanto para amostra bruta como para filtrada, foram praticamente constantes durante todo o período operacional. O sistema se manteve estável durante todo o tempo de operação e os valores efluentes para DQO de amostra bruta e filtrada foram menores comparando-se com as condições anteriores.

O efluente apresentou valor médio de DQO de amostra bruta de 57 ± 27 mg/L, o qual se manteve independente das variações da DQO bruta afluente, que apresentou valor médio de 622 ± 145 mg/L. É importante ressaltar, que mesmo para um pico de DQO de 973 mg/L no 15º dia operacional, o efluente apresentou valor igual a 88 mg/L, ou seja, o sistema operava com eficiência satisfatória, independente das variações afluentes.

As Demandas Químicas de Oxigênio nas amostras filtradas do efluente mantiveram-se estáveis, assim como os valores das amostras brutas. O valor médio da DQO filtrada afluente foi de aproximadamente 262 ± 62 mg/L enquanto para o efluente foi 32 ± 18 mg/L. Pode-se observar que para o reator combinado anaeróbio-aeróbio todos valores de DQO efluente foram melhores que todos os resultados para o reator exclusivamente anaeróbio.

A Figura 5.32 apresenta as eficiências de remoção de DQO para amostras brutas e filtradas.

Figura 5.32 - Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta (◆) e filtrada (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Pode-se observar na Figura 5.32 que as eficiências observadas para o reator anaeróbio-aeróbio com TDH de 11 horas foram sempre melhores que as condições anteriores, nas quais o reator foi operado em condição anaeróbia apenas.

A Figura 5.33 apresenta a relação entre a carga orgânica removida e aplicada pela carga orgânica aplicada ao sistema durante a quarta fase de operação. O valor médio da carga orgânica aplicada ao sistema foi $1,30 \pm 0,3 \text{ kg/m}^3\cdot\text{dia}$, enquanto a carga orgânica removida foi $1,18 \pm 0,3 \text{ kg/m}^3\cdot\text{dia}$. A Figura 5.34 relaciona a carga orgânica aplicada com a removida. Pode-se observar que nesta fase de operação combinada, a carga orgânica removida é mais próxima da carga orgânica aplicada ao sistema, do que qualquer uma das três fases unicamente anaeróbias testadas ($R^2=0,9653$). A equação da reta é apresentada na equação 5.4.

$$CO_{removida} = 0,9105 * CO_{aplicada} \quad (5.4)$$

Figura 5.33 – Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida (♦) e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Figura 5.34 – Relação entre carga orgânica aplicada e removida (♦) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Nas Figuras 5.35 e 5.36 estão apresentados os valores de Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) para esta condição operacional de etapa combinada.

Figura 5.35 - Variação temporal da concentração de SST afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Figura 5.36 - Variação temporal da concentração de SSV afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Pode-se observar a similaridade entre o comportamento dos SST e dos SSV. A média de SST afluente e efluente foi de 194 ± 85 mg/L e 42 ± 21 mg/L, respectivamente, enquanto para SSV, a média foi de 26 ± 14 mg/L e 6 ± 4 mg/L para afluente e efluente, respectivamente.

Para avaliação da estabilidade do reator, observou-se variação temporal da concentração de Ácidos Voláteis Totais (AVT), Figura 5.37, e da Alcalinidade a Bicarbonato, Figura 5.38.

Pela Figura 5.37 é possível verificar que desde o primeiro dia o valor da concentração de AVT do efluente foi menor que do afluente, caracterizando equilíbrio do processo. O valor médio para o afluente foi 76 ± 10 mgHAc/L e para o efluente foi 20 ± 5 mgHAc/L.

Figura 5.37 - Variação temporal da concentração de AVT afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Nesta etapa operacional, como mostra a Figura 5.38, a Alcalinidade a Bicarbonato apresentou maiores valores no efluente no início da operação quando comparado com valores afluentes, como nas demais condições operacionais. Com o início da nitrificação biológica, o carbono inorgânico passou a ser consumido pela comunidade microbiana autotrófica com conseqüente decréscimo dos valores efluentes da Alcalinidade a Bicarbonato. Pode-se observar no último dia operacional que o valor da alcalinidade a bicarbonato caiu até aproximadamente zero, tornando-se limitante no processo de nitrificação. O valor médio para o afluente foi $115 \pm 14 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ e para o efluente $137 \pm 19 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$, antes do início da nitrificação, e $50 \pm 27 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ após a observação do processo de nitrificação.

Figura 5.38 - Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Os efeitos da amonificação, nitrificação e desnitrificação sobre a alcalinidade podem ser deduzidos por simples relações estequiométricas, usando-se as equações de

reação dos três processos. Dessa forma as variações da alcalinidade podem ser expressas como: (van HAANDEL & MARAIS, 1999)

$$(\Delta Alc / \Delta N)_{amonificação} = 3,57 mgCaCO_3 / mgN \quad (5.5)$$

$$(\Delta Alc / \Delta N)_{nitrificação} = -7,14 mgCaCO_3 / mgN \quad (5.6)$$

$$(\Delta Alc / \Delta N)_{desnitrificação} = 3,57 mgCaCO_3 / mgN \quad (5.7)$$

Portanto, é possível calcular teoricamente qual a variação da alcalinidade devido ao efeito estequiométrico combinado de amonificação, nitrificação e desnitrificação. A variação total da alcalinidade no sistema devido às reações envolvendo nitrogênio será igual à soma desses três efeitos, como mostra a equação 5.8:

$$\Delta Alc_{total} = \Delta Alc_{amonificação} + \Delta Alc_{nitrificação} + \Delta Alc_{desnitrificação} \quad (5.8)$$

A variação da alcalinidade do sistema devido à amonificação ficou em torno de 33 ± 17 mg $CaCO_3$, enquanto que para a nitrificação esse valor foi de -116 ± 30 mg $CaCO_3$ e para a desnitrificação de 51 ± 26 mg $CaCO_3$. A variação total da alcalinidade no sistema devido às reações envolvendo nitrogênio ficou na ordem de -31 ± 22 mg $CaCO_3$. Esses valores estão representados na Figura 5.39. Pelos valores obtidos, pode-se observar que houve déficit de alcalinidade no sistema combinado trabalhando sem recirculação do efluente.

É válido ressaltar que para os cálculos da variação da alcalinidade foi levado em consideração a possível remoção de Nitrogênio via assimilação celular ou nitrificação e desnitrificação simultâneas na zona aeróbia do reator.

Figura 5.39 – Variação da Alcalinidade devido à Nitrificação, Amonificação, Desnitrificação e total no sistema para etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Na etapa de operação combinada o pH efluente foi maior que o afluente, o que confirma estabilidade operacional. Somente após o início do processo de nitrificação, o pH efluente que se manteve em uma faixa próxima a 7,68 caiu para 6,9. Isso confirma a afirmação anterior sobre crescimento das bactérias nitrificantes. No entanto, durante a etapa anaeróbia houve grande similaridade entre os valores afluentes e efluentes como pode ser observado nas etapas anteriores. Nessa etapa operacional o valor médio do pH afluente ficou em $6,79 \pm 0,17$ e do efluente em $7,29 \pm 0,25$. A Figura 5.40 mostra a variação temporal do pH afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo

contínuo e em etapa combinada sem recirculação, trabalhando com TDH total de 11 horas.

Figura 5.40 - Variação temporal do pH afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

As Figuras 5.41 e 5.42 mostram as concentrações afluentes e efluentes de Nitrogênio total Kjeldahl (N-NTK) e N-amoniacal (N-Amon), respectivamente. Pode-se observar pelos valores médios afluentes, 38 ± 5 mg/L para N-NTK e 28 ± 3 mg/L para N-Amon, que a maior parte do nitrogênio afluente encontrava-se na forma amoniacal. Após a estabilização do sistema à nova configuração, os valores médios efluentes de N-NTK e N-Amon foram 16 ± 1 mg/L e 14 ± 3 mg/L, respectivamente. Vale ressaltar que estes valores estão dentro dos padrões de lançamento de efluentes exigidos pela legislação ambiental, já que segundo a resolução n° 357/05 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), o valor máximo para emissões de nitrogênio amoniacal é de 20 mg/L.

Figura 5.41 - Variação temporal da concentração de N-NTK afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Figura 5.42 - Variação temporal da concentração de N-Amon afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Pode-se observar, pela Figura 5.43, que ao final da fase de operação sem recirculação da fase líquida atingiram-se valores de conversão de Nitrogênio total Kjeldahl e amoniacal (N-NTK e N-Amon) de até 65%, tanto para N-NTK quanto para N-Amon. Essa conversão poderia ser maior, mas houve limitação pelo carbono inorgânico conforme discutido anteriormente.

Figura 5.43 – Eficiências de remoção de Nitrogênio ao longo do tempo para N-NTK (◆) e N-Amon (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

A Figura 5.44 mostra a variação do nitrogênio orgânico (N-Org), calculado pela subtração do N-NTK pelo N-Amon, ao longo do tempo. Confirma-se que o N-Org representou parcela mínima do Nitrogênio tanto para o afluente como para o efluente.

Figura 5.44 - Variação temporal da concentração de N-Org afluyente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Nas Figuras 5.45 e 5.46 são observados os resultados de N-NO_2^- e N-NO_3^- , respectivamente. Na Figura 5.45 observa-se que houve pequeno acúmulo de nitrito no início da operação indicando que as populações produtoras e consumidoras de nitrito ainda não estavam equilibradas. No entanto, Após o 20º dia de operação as concentrações de nitrito mantiveram-se sempre baixas, abaixo de 1 mg/L, o que indica equilíbrio da nitrificação. A exceção ocorreu no 30º quando houve um pico na concentração de nitrito, que pode ter sido ocasionado pela falta de energia que deixou o reator sem alimentação por um período de tempo.

Figura 5.45 - Variação temporal da concentração de Nitrito afluyente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

Figura 5.46 - Variação temporal da concentração de Nitrato afluyente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

É possível observar que a nitrificação ocorreu perto do 15º dia operacional do sistema combinado e manteve-se estável até o fim dessa etapa operacional. Na Figura 5.46 vê-se que, a partir do 15º dia operacional, a concentração de nitrato aumentou. Comparado à Figura 5.45, pode-se notar que, a partir desse dia, o N-NO_2^- passou a ser convertido a N-NO_3^- , consistindo na etapa de nitratação, que finaliza a segunda fase da nitrificação.

Apesar de não haver recirculação de efluente tratado para a zona anaeróbia do reator ($r = 0$), o sistema apresentou remoção de nitrogênio média de $20 \pm 13\%$. Isso significa que, parte do nitrogênio afluente (20%) foi removido do sistema via assimilação celular ou nitrificação e desnitrificação simultâneas na zona aeróbia do reator.

Logo, para o cálculo da quantidade de nitrito ou nitrato formado no sistema (N_{nitr}) desconsiderou-se a fração de nitrogênio assimilada (20%), como apresentado na equação abaixo:

$$N_{\text{nitr}} = (NTK_{\text{efluente}} - NTK_{\text{efluente}}) \cdot 0,80 \quad (5.9)$$

Essa consideração também foi feita por Araújo Jr. (2006) que trabalhou com uma configuração semelhante tratando água residuária produtora de lisina, onde toda a remoção de nitrogênio encontrada na fase sem recirculação foi considerada assimilação celular.

Assim, a eficiência de desnitrificação via recirculação interna de efluente tratado (E_{DN}) foi calculada conforme a seguinte equação:

$$E_{\text{DN}} = \frac{N_{\text{Nitr}} - N_e}{N_{\text{Nitr}}} \quad (5.10)$$

Na equação 5.10, N_{nitr} é a concentração de nitrogênio nitrificado e N_e é a somatória das concentrações de nitrito e nitrato no efluente tratado do sistema. Na Tabela 5.6 são apresentados os resultados experimentais de N_{nitr} e N_e obtidos para esta etapa operacional sem recirculação. Os resultados médios foram calculados quando verificado o início do processo de nitrificação no sistema. Considerando-se que o nitrogênio foi removido via assimilativa, o valor de E_{DN} para a operação com razão de recirculação igual a zero foi nula. No entanto, essa consideração é aproximada e deve ser analisada com cautela, pois parte do nitrogênio pode ter sido removido via nitrificação-desnitrificação simultâneas.

Tabela 5.6 - Quantidade de nitrogênio nitrificado (N_{nitr}), concentração efluente de nitrogênio na forma de nitrito e nitrato (N_e) e eficiência de desnitrificação (E_{DN}) para etapa combinada sem recirculação ($r = 0$)

Parâmetros	Valores Médios
N_{nitr} (mg N/L)	17 ± 4
N_e (mg N/L)	12 ± 4

A Figura 5.47 mostra as concentrações médias das formas de Nitrogênio avaliadas no trabalho, para o afluente e efluente do reator de leito fixo trabalhando de forma combinada.

Figura 5.47 - Concentrações médias das formas de Nitrogênio para o afluente e efluente do reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

A concentração de O.D. sempre se manteve superior a 2 mg/L, conforme referido na literatura (van HAANDEL & MARAIS, 1999). Sendo assim, permitiu-se que o processo acontecesse sem limitação de oxigênio dissolvido. A média de O.D. durante esta fase operacional foi $5,7 \pm 0,7$ mg/L, podendo-se afirmar que a vazão de ar será suficiente para o prosseguimento do processo. A Figura 5.48 mostra o que foi dito anteriormente.

Figura 5.48 - Variação temporal de Oxigênio Dissolvido efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) com TDH de 11 horas

A Tabela 5.7 apresenta os valores médios dos principais parâmetros para o esgoto sanitário usado como afluente e efluente durante os dias desta fase de operação.

Tabela 5.7 - Principais características do esgoto sanitário afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada sem recirculação ($r = 0$) e

TDH de 11 horas

Parâmetros	Afluente	Efluente	Nº de Amostras
pH	$6,79 \pm 0,17$	$7,29 \pm 0,25$	09
Temperatura (°C)	$25,9 \pm 1,7$	$25,0 \pm 3,1$	40
DQO Bruta (mg/L)	622 ± 145	57 ± 27	15
DQO Filtrada (mg/L)	262 ± 62	32 ± 18	15
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	170 ± 13	102 ± 51	09
Alc. a Bicarbonato (mg CaCO ₃ /L)	115 ± 14	50 ± 27	09
AVT (mg HAc/L)	76 ± 10	20 ± 5	09
NT (mg/L)	38 ± 5	30 ± 5	09
NTK (mg/L)	38 ± 5	16 ± 1	09
NH ₄ ⁺ (mg/L)	28 ± 3	14 ± 3	09
NO ₂ ⁻ (mg/L)	—	2 ± 3	09
NO ₃ ⁻ (mg/L)	—	10 ± 3	09
SST (mg/L)	194 ± 85	42 ± 21	15
SSV (mg/L)	26 ± 14	6 ± 4	15

Os resultados da Alcalinidade a Bicarbonato, assim como os de Nitrogênio, apresentados para o efluente na Tabela 5.7, foram calculados após o início do processo de nitrificação e estabilização do sistema.

Estes resultados mostram a importância da utilização de novas alternativas para o tratamento de águas residuárias. A análise dos resultados revela ganhos obtidos quando feita aeração de parte do reator que, até então, operava de maneira exclusivamente anaeróbia. No entanto, não se pode deixar de ressaltar a importância do tratamento anaeróbio pois, ao longo do trabalho, ficou evidente que a união dos aspectos positivos de cada processo apresenta grandes vantagens.

Na terceira e última etapa o efluente do reator foi recirculado para o leito anaeróbio, acima do compartimento contendo argila expandida e na base do compartimento contendo espuma de poliuretano. Com esse procedimento o efluente aeróbio nitrificado passou por processo de desnitrificação no leito anaeróbio/anóxico, utilizando como fonte de carbono e energia (doador de elétrons) os ácidos provenientes do leito contendo argila expandida. Assim, não foi necessária a adição de fonte externa de fonte de carbono, necessária quando são operados reatores combinados anaeróbio-aeróbio-anóxico com a finalidade de remoção de matéria orgânica e de nitrogênio.

5.2.2.2 Avaliação do desempenho do reator operado de forma combinada com recirculação da fase líquida. ($r = 0,5$)

Nesta condição o TDH permaneceu o mesmo da fase anterior, correspondendo a uma vazão de 0,59 L/h, sendo que foi inserida uma vazão de recirculação do efluente tratado. A vazão de recirculação utilizada nessa quinta fase foi igual à metade do valor da vazão de alimentação, correspondendo a uma vazão igual a 0,30 L/h. Nesta condição foi de 56 dias o período de operação para avaliação operacional do reator.

A Figura 5.49 mostra os valores de DQO de amostras bruta e filtrada, variando ao longo do período operacional do reator em etapa combinada e com razão de recirculação igual a 0,5; respectivamente, para afluente e para o efluente.

Figura 5.49 - Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas.

Afluente Bruto (♦), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

Na Figura 5.49 pode-se observar que a matéria orgânica foi removida eficientemente no reator de leito fixo com TDH de 11 horas, operando em condição anaeróbia seguida de aeróbia e com razão de recirculação igual a 0,5. Pode-se observar que, independentemente do valor da DQO afluente, os valores obtidos para o efluente, tanto para amostra bruta como para filtrada, foram praticamente constantes durante todo o período operacional. O sistema se manteve estável durante todo o tempo de operação e os valores médios efluentes para DQO de amostra bruta e filtrada foram menores comparando-se com a condição anterior, quando o reator operou de forma combinada, mas sem vazão de recirculação.

O efluente apresentou valor médio de DQO de amostra bruta de 44 ± 17 mg/L, o qual se manteve independente das variações da DQO bruta afluyente, que apresentou valor médio de 579 ± 121 mg/L.

As Demandas Químicas de Oxigênio nas amostras filtradas do efluente mantiveram-se estáveis, assim como os valores das amostras brutas. O valor médio da DQO filtrada afluyente foi de aproximadamente 234 ± 43 mg/L enquanto para o efluente foi 29 ± 7 mg/L. Pode-se observar que houve melhora na eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema após a introdução da recirculação.

A Figura 5.50 apresenta as eficiências de remoção de DQO para amostras brutas e filtradas.

Figura 5.50 - Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta (◆) e filtrada (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Pode-se observar na Figura 5.50 que as eficiências observadas para o reator anaeróbio-aeróbio com TDH de 11 horas e recirculação de 0,5 foram melhores que a

condição sem recirculação. A recirculação melhorou a velocidade de transferência de massa pelo aumento da velocidade superficial do líquido no leito. Além disso, a introdução de nitrato e oxigênio dissolvido na zona anaeróbia/anóxica contendo espuma de poliuretano pode ter facilitado o processo de degradação, principalmente na hidrólise de material particulado.

A Figura 5.51 apresenta a relação entre a carga orgânica removida e aplicada pela carga orgânica aplicada ao sistema durante a quinta fase de operação. O valor médio da carga orgânica aplicada ao sistema foi $1,21 \pm 0,3 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$, enquanto a carga orgânica removida foi $1,12 \pm 0,2 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$. Já a Figura 5.52 relaciona a carga orgânica aplicada com a removida. Pode-se observar que nesta fase de operação, a carga orgânica removida é bem próxima da carga orgânica aplicada ao sistema, comprovando que a recirculação ajudou na melhora da remoção de matéria orgânica. O coeficiente de correlação apresentou valor igual a 0,978 e a equação da reta é mostrada abaixo.

$$CO_{\text{removida}} = 0,9267 * CO_{\text{aplicada}} \quad (5.11)$$

Figura 5.51 – Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida (♦) e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.52 – Relação entre carga orgânica aplicada e removida (♦) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Nas Figuras 5.53 e 5.54 estão apresentados os valores de Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) para esta condição operacional de etapa combinada com recirculação do efluente tratado.

Figura 5.53 - Variação temporal da concentração de SST afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.54 - Variação temporal da concentração de SSV afluyente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Pode-se observar a similaridade entre o comportamento dos SST e dos SSV. A média de SST afluyente e efluente foi de 130 ± 55 mg/L e 24 ± 18 mg/L, respectivamente, enquanto para SSV, a média foi de 22 ± 17 mg/L e 6 ± 11 mg/L para afluyente e efluente, respectivamente.

Pela Figura 5.55 é possível verificar que desde o primeiro dia o valor da concentração de AVT do efluente foi menor que do afluyente. O valor médio para o afluyente foi 79 ± 14 mgHAc/L e para o efluente foi 24 ± 14 mgHAc/L.

Figura 5.55 - Variação temporal da concentração de AVT afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Nesta etapa operacional, como mostra a Figura 5.56, os valores da Alcalinidade a Bicarbonato afluente e efluente estiveram bem próximos durante o início da operação para esta condição, chegando a valores mais baixos no efluente, após adaptação do sistema à vazão de recirculação imposta. Um fator que evidenciou a atividade desnitrificante foi o aumento na alcalinidade a bicarbonato no efluente tratado quando a vazão de recirculação foi aplicada ao sistema, já que esta se anulou na fase anterior (Figura 5.38) após 23 dias do início da nitrificação. A alcalinidade a bicarbonato no efluente tratado, para razão de recirculação igual a 0,5 foi de $41 \pm 24 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$, após adaptação do sistema à vazão de recirculação. No afluente a média ficou em $109 \pm 16 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$.

Figura 5.56 - Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato aflúente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

A variação da alcalinidade do sistema devido à amonificação ficou em torno de 51 ± 14 mg CaCO₃, enquanto que para a nitrificação esse valor foi de -175 ± 37 mg CaCO₃ e para a desnitrificação 122 ± 21 mg CaCO₃. A variação total da alcalinidade no sistema devido às reações de nitrogênio ficou na ordem de -2 ± 15 mg CaCO₃. Esses valores estão representados na Figura 5.57. Pelos valores obtidos, pode-se observar que após inclusão da vazão de recirculação no sistema, a variação total da alcalinidade praticamente foi anulada, diferentemente do que ocorreu na condição sem recirculação, sendo possível afirmar que não houve déficit de alcalinidade no sistema. Os cálculos da variação da alcalinidade foram realizados após estabilização do sistema.

Figura 5.57 – Variação da Alcalinidade devido à Nitrificação, Amonificação, Desnitrificação e total no sistema para etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Analogamente ao que ocorreu com a alcalinidade, os valores de pH no efluente tratado também apresentaram tendência de crescimento com a inserção da vazão de recirculação, com valores médios de $7,29 \pm 0,25$ e $7,37 \pm 0,28$ respectivamente para r igual a 0 e 0,5. Nesta etapa de operação combinada com recirculação igual a 0,5 o pH efluente foi maior que o afluente durante todo o período, o que confirma estabilidade operacional. O valor médio do pH afluente ficou em $6,93 \pm 0,22$. A Figura 5.58 mostra a variação temporal do pH afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação, trabalhando com TDH total de 11 horas.

Figura 5.58 - Variação temporal do pH afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

As Figuras 5.59 e 5.60 mostram as concentrações afluentes e efluentes de N-NTK e N-amoniacal (N-Amon), respectivamente. Pode-se observar pelos valores médios afluentes, 41 ± 6 mg/L para N-NTK e 25 ± 3 mg/L para N-Amon, que a maior parte do nitrogênio afluente encontrava-se na forma amoniacal. Os valores médios efluentes de N-NTK e N-Amon, após adaptação do sistema, foram 8 ± 4 mg/L e 6 ± 4 mg/L, respectivamente.

Figura 5.59 - Variação temporal da concentração de N-NTK afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.60 - Variação temporal da concentração de N-Amon afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Pode-se observar, pela Figura 5.61, que ao final da fase de operação com recirculação da fase líquida atingiram-se valores de conversão de Nitrogênio total Kjeldahl e amoniacal (N-NTK e N-Amon) de até 96%. No início da operação com recirculação do efluente, os valores de conversão mantiveram-se baixos. Isso pode ter ocorrido pelo fato do sistema estar em fase de adaptação à nova configuração imposta. Após o 24º dia de operação, as eficiências de conversão estiveram sempre superiores às encontradas na fase em que o reator operou sem recirculação.

Figura 5.61 – Eficiências de remoção de Nitrogênio ao longo do tempo para N-NTK (◆) e N-Amon (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

A Figura 5.62 mostra a variação do nitrogênio orgânico (N-Org), calculado pela subtração do N-NTK pelo N-Amon, ao longo do tempo. Confirma-se que o N-Org representou parcela mínima do Nitrogênio tanto para o afluente como para o efluente, assim como ocorreu na fase anterior.

Figura 5.62 - Variação temporal da concentração de N-Org afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Devido à desnitrificação promovida na zona anaeróbia do reator, as concentrações efluentes de nitrito e nitrato variaram devido à inclusão da vazão de recirculação ao sistema. Nas Figuras 5.63 e 5.64 são observados os resultados de N-NO_2^- e N-NO_3^- , respectivamente.

Figura 5.63 - Variação temporal da concentração de Nitrito afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.64 - Variação temporal da concentração de Nitrato afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

A atividade desnitrificante foi evidenciada desde o início da operação por meio da diferença apresentada entre as concentrações de nitrogênio total (NT) na alimentação e no efluente tratado do reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo.

Com a inserção da recirculação interna de efluente tratado, aumentou-se a quantidade de nitrato reduzido a nitrogênio gasoso por meio da desnitrificação na zona anaeróbia do reator, com conseqüente queda na concentração efluente de NT. Assim, as concentrações médias de NT no efluente tratado para razão de recirculação igual a 0 e 0,5 foram de 30 ± 5 mg N/L e 14 ± 2 mg N/L, respectivamente. A remoção de nitrogênio total foi de $20 \pm 13\%$ para etapa sem recirculação e de $66 \pm 7\%$ para a configuração atual. A Figura 5.65 mostra as concentrações médias das formas de Nitrogênio, para o afluente e efluente nesta fase de operação.

Na Tabela 5.8 são apresentados os resultados experimentais de N_{nitr} , N_e e E_{DN} obtidos para esta etapa operacional com recirculação.

Tabela 5.8 - Quantidade de nitrogênio nitrificado (N_{nitr}), concentração efluente de nitrogênio na forma de nitrito e nitrato (N_e) e eficiência de desnitrificação (E_{DN}) para etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$)

Parâmetros	Valores Médios
N_{nitr} (mg N/L)	25 ± 6
N_e (mg N/L)	5 ± 2
E_{DN} (%)	79 ± 4

Figura 5.65 - Concentrações médias das formas de Nitrogênio para o afluente e efluente do reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

Nota-se claramente que as concentrações efluentes de NT, N-NTK e N-NH_4^+ para esta fase de operação são bem menores se comparas as concentrações da fase anterior (Figura 5.47), evidenciando maior conversão de nitrogênio quando se fez a recirculação do efluente.

A concentração de O.D. sempre se manteve superior a 2 mg/L, conforme referido na literatura (van HAANDEL & MARAIS, 1999). Sendo assim, permitiu-se que o processo acontecesse sem limitação de oxigênio dissolvido. A concentração média de O.D. durante esta fase operacional foi $5,0 \pm 0,7$ mg/L (Figura 5.66).

Figura 5.66 - Variação temporal de Oxigênio Dissolvido efluente ($\square$) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) com TDH de 11 horas

A Tabela 5.9 apresenta os valores médios dos principais parâmetros para o esgoto sanitário usado como afluente e efluente durante os dias desta fase de operação, onde o reator foi operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação do efluente tratado.

Tabela 5.9 - Principais características do esgoto sanitário afluyente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 0,5$) e TDH de 11 horas

Parâmetros	Afluente	Efluente	Nº de Amostras
pH	$6,93 \pm 0,22$	$7,37 \pm 0,28$	06
Temperatura (°C)	$27,6 \pm 1,6$	$27,6 \pm 2,2$	37
DQO Bruta (mg/L)	579 ± 121	44 ± 17	16
DQO Filtrada (mg/L)	234 ± 43	29 ± 7	16
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	166 ± 16	100 ± 55	06
Alc. a Bicarbonato (mg CaCO ₃ /L)	109 ± 16	41 ± 24	06
AVT (mg HAc/L)	79 ± 14	24 ± 14	06
NT (mg/L)	40 ± 5	14 ± 2	06
NTK (mg/L)	40 ± 5	8 ± 4	06
NH ₄ ⁺ (mg/L)	27 ± 1	6 ± 4	06
NO ₂ ⁻ (mg/L)	—	1 ± 1	06
NO ₃ ⁻ (mg/L)	—	5 ± 2	06
SST (mg/L)	130 ± 55	24 ± 18	16
SSV (mg/L)	22 ± 17	6 ± 11	16

A análise dos resultados revela ganhos obtidos quando feita recirculação do efluente tratado, principalmente em relação à remoção de matéria orgânica e conversão de Nitrogênio.

5.2.2.3 Avaliação do desempenho do reator operado de forma combinada com recirculação da fase líquida. ($r = 1,5$)

A vazão de recirculação utilizada nessa sexta e última fase do trabalho foi 50% superior à vazão de alimentação do sistema, correspondendo a uma vazão igual a 0,90 L/h. Nesta condição foi de 18 dias o período de operação para avaliação operacional do reator.

A Figura 5.67 mostra os valores de DQO de amostras bruta e filtrada, variando ao longo do período operacional do reator em etapa combinada e com razão de recirculação igual a 1,5; respectivamente, para afluente e para o efluente.

Figura 5.67 - Variação temporal da DQO, para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas.

Afluente Bruto (♦), Efluente Bruto (□) e Efluente Filtrado (▲)

Na Figura 5.67 pode-se observar que a matéria orgânica foi removida eficientemente no reator de leito fixo com TDH de 11 horas, operando em condição anaeróbia seguida de aeróbia e com razão de recirculação igual a 1,5. Pode-se observar

que, independentemente do valor da DQO afluente, os valores obtidos para o efluente, tanto para amostra bruta como para filtrada, foram praticamente constantes durante todo o período operacional, assim como observado para as etapas anteriores. O sistema se manteve estável durante todo o tempo de operação e os valores médios efluentes para DQO de amostra bruta e filtrada foram menores comparando-se com qualquer outra condição operacional, mostrando que a vazão de recirculação foi variável importante para melhora na remoção de matéria orgânica do sistema.

O efluente apresentou valor médio de DQO de amostra bruta de 31 ± 10 mg/L e DQO filtrada de 28 ± 10 mg/L, evidenciando a boa remoção de sólidos orgânicos no reator. Os valores mantiveram-se estáveis independente das variações da DQO bruta afluente, que apresentou valor médio de 627 ± 319 mg/L.

As Demandas Químicas de Oxigênio das amostras filtradas do efluente mantiveram-se estáveis, assim como os valores das amostras brutas. O valor médio da DQO filtrada afluente foi de aproximadamente 220 ± 36 mg/L. Pode-se observar que houve uma pequena melhora na eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema após aumento da vazão de recirculação.

A Figura 5.68 apresenta as eficiências de remoção de DQO para amostras brutas e filtradas.

Figura 5.68 - Eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo para amostras bruta (◆) e filtrada (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Pode-se observar na Figura 5.68 que as eficiências observadas para o reator anaeróbio-aeróbio com TDH de 11 horas e recirculação de 1,5 foram melhores que a condição anterior, comprovando que a razão de recirculação foi variável importante no processo. Observa-se também que praticamente não houve diferença entre as eficiências para amostras efluentes bruta e filtrada, o que evidencia a boa remoção de sólidos no reator.

A Figura 5.69 apresenta a relação entre a carga orgânica removida e aplicada pela carga orgânica aplicada ao sistema durante a última fase de operação. Nota-se que a curva aproxima-se ainda mais do valor unitário em relação às demais condições operadas, comprovando a melhora na remoção de matéria orgânica com o aumento da vazão de recirculação no sistema. O valor médio da carga orgânica aplicada ao sistema foi $1,31 \pm 0,7 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$, enquanto a carga orgânica removida foi $1,24 \pm 0,7 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$.

Já a Figura 5.70 relaciona a carga orgânica aplicada com a removida. Pode-se observar que nesta fase de operação, a carga orgânica removida é bem próxima da carga orgânica aplicada ao sistema, comprovando que o aumento da vazão de recirculação ajudou na melhora da remoção de matéria orgânica. O coeficiente de correlação para ajuste linear apresentou valor de 0,9962 nesta fase operacional, o maior em relação a qualquer outra fase de operação do reator, evidenciado pela equação da reta apresentada na equação 5.12.

$$CO_{removida} = 0,9604 * CO_{aplicada} \quad (5.12)$$

Figura 5.69 – Relação entre Carga orgânica aplicada / Carga orgânica removida (♦) e Carga orgânica aplicada ao sistema para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.70 – Relação entre carga orgânica aplicada e removida (♦) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Nas Figuras 5.71 e 5.72 estão apresentados os valores de Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) para esta condição operacional.

Figura 5.71 - Variação temporal da concentração de SST afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.72 - Variação temporal da concentração de SSV afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

A média de SST afluente e efluente foi de 129 ± 72 mg/L e 15 ± 6 mg/L, respectivamente, enquanto para SSV, a média foi de 12 ± 14 mg/L e 2 ± 3 mg/L para afluente e efluente, respectivamente.

Pela Figura 5.73 é possível verificar que a concentração de AVT do efluente foi menor que do afluente, desde o início dessa fase, o que também aconteceu durante todas as outras condições estudadas. O valor médio para o afluente foi 68 ± 9 mgHAc/L e para o efluente foi 16 ± 3 mgHAc/L.

Figura 5.73 - Variação temporal da concentração de AVT afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Nesta etapa operacional, como mostra a Figura 5.74, evidencia-se a atividade desnitrificante devido ao aumento na alcalinidade a bicarbonato no efluente tratado quando a vazão de recirculação foi aumentada. A alcalinidade a bicarbonato no efluente tratado, para razão de recirculação igual a 1,5 foi de 75 ± 36 mgCaCO₃/L, maior que na

etapa anterior quando apresentou valor de $41 \pm 24 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$, e no afluente a média ficou em $119 \pm 20 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$.

Figura 5.74 - Variação temporal da Alcalinidade a Bicarbonato afluente (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Com o aumento da vazão de recirculação, o balanço de alcalinidade total no sistema foi positivo, já que, a variação total de alcalinidade devido às reações de nitrogênio ficou na ordem de $7 \pm 10 \text{ mg CaCO}_3$, acima dos valores encontrados para as demais condições combinadas. Se fosse dada continuidade na operação do reator, provavelmente esse valor subiria ainda mais, visto que os valores efluentes da alcalinidade a bicarbonato passaram a ser maiores que os afluentes a partir do décimo dia de operação nessa condição.

A variação da alcalinidade do sistema devido à amonificação ficou em torno de $50 \pm 12 \text{ mg CaCO}_3$, enquanto que para a nitrificação esse valor foi de $-178 \pm 23 \text{ mg}$

CaCO_3 e para a desnitrificação $135 \pm 19 \text{ mg CaCO}_3$. Esses valores estão representados na Figura 5.75.

Figura 5.75 – Variação da Alcalinidade devido à Nitrificação, Amonificação, Desnitrificação e total no sistema para etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Nesta etapa de operação combinada com recirculação igual a 1,5 o pH efluente foi maior que o afluente durante todo o período, o que confirma estabilidade operacional. Houve tendência de crescimento do pH efluente com o aumento da vazão de recirculação, assim como ocorreu com os valores da alcalinidade a bicarbonato. O valor médio do pH afluente ficou em $6,98 \pm 0,18$; enquanto que o efluente foi de $7,42 \pm 0,15$. A Figura 5.76 mostra a variação temporal do pH para o reator de leito fixo.

Figura 5.76 - Variação temporal do pH afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

As Figuras 5.77 e 5.78 mostram as concentrações afluentes e efluentes de N-NTK e N-amoniacal (N-Amon), respectivamente. Os valores médios efluentes de N-NTK e N-Amon, foram 6 ± 2 mg/L e 2 ± 1 mg/L, respectivamente, excetuando-se os pontos do 8° e 15° dia de operação, onde provavelmente ocorreu erro na análise, já que a curva manteve-se estável após o 24° dia de operação com razão de recirculação igual a 0,5 e desde o início desta condição operacional.

Pode-se observar pelos valores médios afluentes, 40 ± 3 mg/L para N-NTK e 25 ± 4 mg/L para N-Amon, que a maior parte do nitrogênio afluente encontrava-se na forma amoniacal. A Figura 5.79 mostra a variação do nitrogênio orgânico (N-Org), calculado pela subtração do N-NTK pelo N-Amon, ao longo do tempo. Confirma-se que o N-Org, na maior parte do tempo, representou parcela mínima do Nitrogênio tanto para o afluente como para o efluente, assim como ocorreu na fase com razão de recirculação igual a 0,5.

Figura 5.77 - Variação temporal da concentração de N-NTK afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.78 - Variação temporal da concentração de N-Amon afluentes (◆) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.79 - Variação temporal da concentração de N-Org afluentes (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Pode-se observar, pela Figura 5.80, que foram atingidos altos valores de conversão de Nitrogênio total Kjeldahl e amoniacal (N-NTK e N-Amon), obtendo-se média de $92 \pm 4 \%$ para N-NH_4^+ e $85 \pm 5 \%$ para N-NTK, excetuando-se os pontos onde ocorreram os prováveis erros de análise.

Figura 5.80 – Eficiências de remoção de Nitrogênio ao longo do tempo para N-NTK (♦) e N-Amon (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Nas Figuras 5.81 e 5.82 são observados os resultados de N-NO_2^- e N-NO_3^- , respectivamente. As concentrações efluentes de nitrito e nitrato variaram com o aumento da vazão de recirculação aplicada ao sistema, juntamente com a desnitrificação promovida na zona anaeróbia do reator.

Figura 5.81 - Variação temporal da concentração de Nitrito afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Figura 5.82 - Variação temporal da concentração de Nitrato afluente (♦) e efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Com o aumento da recirculação interna de efluente tratado, aumentou-se a quantidade de nitrato reduzido a nitrogênio gasoso por meio da desnitrificação na zona anaeróbia do reator, com conseqüente queda na concentração efluente de NT. A concentração média de NT no efluente tratado para razão de recirculação igual a 1,5 foi de 10 ± 1 mg N/L, tendo uma remoção média de 75 ± 2 %. A Figura 5.83 mostra as concentrações médias das formas de Nitrogênio, para o afluente e efluente nesta fase de operação.

Figura 5.83 - Concentrações médias das formas de Nitrogênio para o afluente e efluente do reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

Na Tabela 5.10 são apresentados os resultados experimentais de N_{nitr} , N_e e E_{DN} obtidos para esta etapa operacional com razão de recirculação igual a 1,5.

Tabela 5.10 - Quantidade de nitrogênio nitrificado (N_{nitr}), concentração efluente de nitrogênio na forma de nitrito e nitrato (N_e) e eficiência de desnitrificação (E_{DN}) para etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$)

Parâmetros	Valores Médios
N_{nitr} (mg N/L)	23 ± 6
N_e (mg N/L)	4 ± 1
E_{DN} (%)	83 ± 6

Evidencia-se maior conversão quando se elevou a razão de recirculação de 0,5 para 1,5; comprovando que a razão de recirculação também foi variável importante na conversão das formas de Nitrogênio como o foi na conversão da matéria orgânica.

Pode-se notar que os valores teóricos de eficiência de desnitrificação (E_{DN}), calculados através do balanço de massa, não batem com os valores experimentais obtidos com a operação do reator variando-se a razão de recirculação. Para r igual a 1,5 o valor da eficiência de desnitrificação, calculada experimentalmente foi de 83 ± 6 %, sendo que teoricamente este valor deveria ser de 60%. Esta mesma observação vale para r igual a 0,5.

Essa diferença encontrada entre os valores teóricos e experimentais pode ter sido ocasionada devido a consideração de que parte do nitrogênio afluente (20%) foi removido do sistema independentemente da recirculação interna aplicada, via assimilação celular. Esse valor pode ter sido superestimado, já que foi desconsiderada a fração de nitrogênio que foi removida via nitrificação e desnitrificação simultâneas na zona aeróbia do reator. Outro fator que pode ter influenciado é que no balanço de massa realizado para as formas

de nitrogênio, considerou-se que todo o nitrato ou nitrito que passasse pela zona anaeróbia do reator, via recirculação, era desnitrificado.

A média de O.D. durante esta fase operacional foi $4,6 \pm 0,6$ mg/L, podendo-se afirmar que a vazão de ar foi suficiente para o prosseguimento do processo, permitindo que o mesmo ocorresse sem limitação de oxigênio dissolvido. A Figura 5.84 apresenta a concentração de oxigênio dissolvido durante esta última etapa operacional.

Figura 5.84 - Variação temporal de Oxigênio Dissolvido efluente (□) para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r = 1,5$) com TDH de 11 horas

A Tabela 5.11 apresenta os valores médios dos principais parâmetros para o esgoto sanitário usado como afluente e efluente durante os 18 dias desta fase de operação, onde o reator foi operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação do efluente tratado.

Tabela 5.11 - Principais características do esgoto sanitário afluente e efluente para o reator de leito fixo operado de modo contínuo e em etapa combinada com recirculação ($r=1,5$) e TDH de 11 horas

Parâmetros	Afluente	Efluente	Nº de Amostras
pH	$6,98 \pm 0,18$	$7,42 \pm 0,15$	05
Temperatura (°C)	$29,9 \pm 1,4$	$28,2 \pm 1,9$	12
DQO Bruta (mg/L)	627 ± 319	31 ± 10	05
DQO Filtrada (mg/L)	220 ± 36	28 ± 10	05
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	167 ± 23	86 ± 38	05
Alc. a Bicarbonato (mg CaCO ₃ /L)	119 ± 20	75 ± 36	05
AVT (mg HAc/L)	68 ± 9	16 ± 3	05
NT (mg/L)	40 ± 3	10 ± 1	05
NTK (mg/L)	40 ± 3	6 ± 2	05
NH ₄ ⁺ (mg/L)	25 ± 4	2 ± 1	05
NO ₂ ⁻ (mg/L)	—	1 ± 1	05
NO ₃ ⁻ (mg/L)	—	3 ± 1	05
SST (mg/L)	129 ± 72	15 ± 6	05
SSV (mg/L)	12 ± 14	2 ± 3	05

Esta foi a condição operacional em que se obteve os melhores resultados, principalmente em relação à remoção de matéria orgânica e Nitrogênio. A análise dos resultados revela ganhos obtidos quando houve aumento na vazão de recirculação do

efluente tratado, comprovando ser esta uma variável de grande importância para a melhora do comportamento do reator.

5.2.2.4 Comparação entre as três fases combinadas

Para facilitar a observação e conseqüente análise dos resultados obtidos durante toda fase combinada, os resultados dos principais parâmetros foram agrupados na tabela 5.12. São mostrados apenas valores efluentes para as três fases estudadas, evidenciando ganhos quando feita recirculação do efluente tratado, principalmente em relação à remoção de matéria orgânica e conversão de Nitrogênio.

Tabela 5.12 - Comparação entre os valores efluentes das três fases combinadas estudadas

Parâmetros	r = 0	r = 0,5	r = 1,5
pH	7,29 ± 0,25	7,37 ± 0,28	7,42 ± 0,15
DQO Bruta (mg/L)	57 ± 27	44 ± 17	31 ± 10
DQO Filtrada (mg/L)	32 ± 18	29 ± 7	28 ± 10
CO _{rem} /CO _{apl}	0,9105	0,9267	0,9604
Alc. a Bicarbonato (mg CaCO ₃ /L)	50 ± 27	41 ± 24	75 ± 36
AVT (mg HAc/L)	20 ± 5	24 ± 14	16 ± 3
NT (mg/L)	30 ± 5	14 ± 2	10 ± 1
NO ₃ ⁻ (mg/L)	10 ± 3	5 ± 2	3 ± 1
SST (mg/L)	42 ± 21	24 ± 18	15 ± 6

5.3 Ensaio Hidrodinâmico

Neste item apresentam-se e discutem-se os resultados dos ensaios com traçador. A Figura 5.85 mostra as curvas de passagem obtidas pela técnica de estímulo e resposta. A vazão afluyente aplicada no ensaio foi de 0,59 L/h para a fase anaeróbia (4,72 L) e de 0,85 L/h para todas as fases combinadas (6,72 L), correspondendo a um TDH de 8 horas baseado no volume total do reator. A Tabela 5.13 apresenta os tempos de detenção hidráulica e a variância dos pontos experimentais obtidos por meio da curva de distribuição do tempo de residência (DTR), durante os ensaios hidrodinâmicos para as distintas configurações estudadas.

O comportamento hidrodinâmico existente para as distintas condições estudadas, teve tendência ao escoamento pistonado. Tal resultado era previsto, sobretudo pela relação altura/diâmetro igual a 11 do reator e pelo comportamento das curvas apresentadas na Figura 5.85. Com a inserção da recirculação, houve maior mistura do meio líquido, ocasionando maior dispersão da distribuição dos pontos amostrais e conseqüente aumento do valor da variância, levando essas curvas obviamente a comportamento mais próximo de mistura perfeita em relação aos ensaios sem recirculação. Não foi possível a realização de ajustes aos modelos matemáticos uniparamétricos: de dispersão de pequena intensidade (DPI), dispersão de grande intensidade (DGI) e N reatores em série de mistura completa (N-CSTR). O possível motivo pelo não ajuste das curvas dos modelos teóricos foi a grande adsorção do traçador pelo material suporte utilizado para preenchimento do reator.

(a) Anaeróbico

(b) Anaeróbico-Aeróbico ($r = 0$) (c) Anaeróbico-Aeróbico ($r = 0,5$) (d) Anaeróbico-Aeróbico ($r = 1,5$)

Figura 5.85 – Curvas DTR obtidas experimentalmente utilizando NaCl como traçador

Tabela 5.13 – Valores determinados do tempo de detenção hidráulica real ($\bar{\theta}_h$) e da variância (σ^2)

Fase	TDH (h)	$\bar{\theta}_h$ (h)	σ^2 (h ²)
Anaeróbia	8,0	7,1	7,9
Combinada (r = 0)	8,0	6,7	9,3
Combinada (r = 0,5)	8,0	5,7	11,2
Combinada (r = 1,5)	8,0	5,5	39,0

5.4 Caracterização Microbiológica

Após o término da operação do reator, foram realizados exames microscópicos do suporte com microscopia ótica de contraste de fase e fluorescência. Com isso foi possível observar os microrganismos aderidos à argila expandida e espuma de poliuretano.

Para isso, foram retiradas amostras de três diferentes pontos do reator. O primeiro ponto na parte inferior, onde se encontra a camada de argila expandida, o segundo na parte superior do compartimento de argila, acima do ponto onde se fazia a recirculação do efluente tratado e o terceiro ponto na parte após a câmara de aeração. Desta forma, foi possível verificar a presença de microrganismos em praticamente toda a extensão do reator.

Na Figura 5.86 são apresentadas fotos das amostras de suporte coletadas nas zonas anaeróbia e aeróbia, além do esgoto afluente e efluente do reator combinado com recirculação interna.

Figura 5.86 – Biomassa aderida à espuma de poliuretano e argila expandida e esgoto
afluente e efluente ao reator.

Entre as bactérias, as morfologias mais freqüentes foram os bacilos e os bacilos curvos, sendo observado também a presença de cocobacilos e cocos em cadeia principalmente associados às etapas acidogênicas e acetogênicas do processo de degradação anaeróbia. Também foram observados microrganismos semelhantes à *Methanosarcina sp.* e *Methanosaeta sp.* e também bactérias redutoras do íon sulfato. Bactérias filamentosas e protozoários também foram observados, porém com menor freqüência.

As Figuras 5.87 a 5.89 mostram as imagens das morfologias encontradas para cada ponto.

(a) Bacilos

(b) Bacilos coloniais

(c) Bacilos curvos

(d) *Methanosaeta* sp. (e) *Methanosarcina* sp.

Figura 5.87 - Microscopia ótica referente à biomassa aderida ao suporte de argila expandida do reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo.

(a) *Beggiatoa* sp.

(b) Fotoanox

(c) *Methanosaeta* sp.

(d) *Methanosaeta* sp. com vacúolos

(e) Diatomácea

(f) Colônia de Fotoanox

Figura 5.88 - Microscopia ótica referente à biomassa aderida ao suporte de espuma de poliuretano na zona anaeróbia do reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo.

(a) Ameba

(b) Arcella

(c) Arcella e Ciliado

(d) Aspidisca

(e) *Beggiatoa* sp.

(f) Cocobacilos

(g) Flagelado

(h) Paramecium

(i) Rotífero

(j) Thiotrix

Figura 5.89 - Microscopia ótica referente à biomassa aderida ao suporte de espuma de poliuretano na zona aeróbia do reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo.

5.5 Considerações Finais

Os resultados do trabalho mostraram que o reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo com recirculação de efluente tratado tem potencial para fornecer expressivos resultados de remoção de matéria orgânica e nitrogênio através de método biológico, se operado de forma adequada.

Comparado com outros sistemas de tratamento de esgoto sanitário para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio, o reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito

fixo com recirculação de efluente tratado apresentou ótimo desempenho, obtendo eficiências médias na remoção de DQO e NT de $95 \pm 2\%$ e $75 \pm 2\%$, respectivamente, para r igual a 1,5 e TDH de 11 h.

Deve ser ressaltado principalmente que este reator permite a ciclagem interna das fontes de carbono para a desnitrificação e a recuperação da alcalinidade, visto que não foi necessário a adição de bicarbonato de cálcio no afluente ao reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, para suprir a demanda de alcalinidade consumida no processo de nitrificação, já que com a razão de recirculação igual a 1,5 houve grande mistura e conseqüente homogeneização do meio líquido no reator acarretando recuperação da alcalinidade. Outro benefício da recirculação de efluente tratado foi a ciclagem interna das fontes de carbono e doadores de elétrons para promover a desnitrificação, não sendo necessário também adição de uma fonte exógena de fonte de carbono, necessária quando são operados reatores combinados anaeróbio-aeróbio-anóxico com a finalidade de remoção de matéria orgânica e de nitrogênio.

O reator combinado anaeróbio-aeróbio revelou ser uma unidade interessante para ser utilizada como unidade de tratamento para pequenas comunidades ou pequenas vazões, pois alcança bons resultados e valores reduzidos de concentração dos compostos de nitrogênio, mesmo sem fornecimento de matéria orgânica. Os resultados positivos foram obtidos provavelmente pelo fato de a configuração proporcionar grande mistura e apresentar zonas anaeróbias e aeróbias conjugadas.

6. CONCLUSÕES

Os resultados obtidos nesse trabalho mostram a importância da utilização de novas alternativas para o tratamento de águas residuárias. O reator de leito fixo e escoamento ascendente apresentou ótimo desempenho com relação à remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário.

A condição operacional com tempo de detenção hidráulica de 10 horas, na fase em que o reator operou apenas de forma anaeróbia, foi mais efetiva que as outras duas opções estudadas (6 e 8 h), tanto para a eficiência global do processo quanto para a estabilidade do processo de digestão anaeróbia. Com isso, foi possível verificar a importância de um adequado TDH no sistema, que pode ser considerada a variável mais significativa para o desempenho global do reator. Houve excelente remoção de sólidos no sistema sendo encontrados baixos valores efluentes de SST e SSV durante todo período experimental.

A análise dos resultados para o reator em operação combinada anaeróbio-aeróbio e em operação unicamente anaeróbia, pôde-se constatar os ganhos obtidos quando se fez a aeração da parte superior do reator. No entanto, não se pode deixar de ressaltar a importância do tratamento anaeróbio, pois, ao longo do trabalho, ficou evidente que a união dos aspectos positivos de cada processo traz grandes vantagens para o tratamento de esgoto sanitário. A combinação do processo anaeróbio com o aeróbio foi vantajosa para polimento final, com remoção da matéria orgânica remanescente e, também, para nitrificação do efluente, visto que após o 15º dia operacional o nitrito passou a ser convertido a nitrato caracterizando a ocorrência do processo de nitrificação. As populações produtoras e consumidoras de nitrito entraram em equilíbrio após

aproximadamente 20 dias de operação do reator, não havendo mais acúmulo deste. A etapa aeróbia reduziu efetivamente a concentração total de matéria orgânica no efluente chegando a valores de DQO abaixo de 50 mg/L.

O reator combinado anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida, além de manter altas eficiências de remoção de matéria orgânica, também apresentou boa eficiência de remoção de nitrogênio, principalmente após a inserção da vazão de recirculação, quando foram atingidas eficiências de 75% para razão de recirculação de 1,5. A análise dos resultados revela ganhos obtidos quando houve aumento na vazão de recirculação do efluente tratado, principalmente em relação à remoção de matéria orgânica e nitrogênio, comprovando ser esta uma variável de grande importância para a melhora do comportamento do reator, não havendo necessidade de adição de alcalinidade nem de fonte exógena de fonte de carbono para promover a desnitrificação em níveis substanciais.

7. SUGESTÕES

Diante dos resultados obtidos nesse trabalho, as seguintes ações são sugeridas para o aprimoramento dos reatores combinados de leito fixo e escoamento ascendente:

- Efetuar ensaios específicos no biofilme anaeróbio e aeróbio do reator combinado de leito fixo e fluxo contínuo para avaliar a cinética de consumo da matéria orgânica e de consumo e produção do material nitrogenado;
- Estudar a composição e o tratamento dos gases gerados no reator combinado de leito fixo quando operado sob condições anaeróbia e anaeróbia-aeróbia;
- Avaliar a concentração de OD mais adequada a ser mantida no reator, na região aeróbia durante a condição de operação combinada, estudando uma estratégia de aeração que implique em custos energéticos mais baixos;
- Levantar dados operacionais na tentativa de otimizar as razões de recirculação, visando o melhor desempenho de cada região anaeróbia e aeróbia na zona de reação do reator;
- Utilizar outros tempos de detenção hidráulica para verificação do ponto ótimo de operação do reator anaeróbio, com vistas a aplicar no reator operando de forma combinada e verificar se esse TDH é realmente o mais adequado para essa segunda condição;
- Realizar ensaios hidrodinâmicos após o término do período operacional para verificar aspectos relacionados a hidrodinâmica existente na zona de reação do reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo;

- Os bons resultados encontrados para o reator operando de forma combinada anaeróbio-aeróbio permitem sugerir o imediato estudo com reatores em escalas maiores, avaliando-se os custos (operacional e de instalação) deste processo, visando sua aplicação em escala real.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABREU, S. B. (2003). *Estudo do desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de escoamento ascendente no tratamento de esgoto sanitário com espuma de poliuretano como suporte de imobilização da biomassa*. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo.
- AESoy, A.; ODEGAARD, H.; HAEGH, M.; RISLA, F.; BENTZEN, G. (1998). *Upgrading wastewater treatment plants by use of biofilm carriers, oxygen addition and pre-treatment in the sewer network*. *Water Science & Technology*, v.37, n. 9, p. 159 - 166.
- ALEM SOBRINHO, P.; JORDÃO, E.P. (2001). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios uma análise crítica*. In: CHERNICHARO, C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. PROSAB. 544p. Belo Horizonte. p.491-513.
- ANDRADE NETO, C. O.; CAMPOS, J. R. (1999). Introdução. In: *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. CAMPOS, J. R. (coord.). ABES, Rio de Janeiro, pp.1-28.
- APHA. (1998). *Standard methods for the examination of waste and wastewater*. American Public Health association, Washington, D.C. 19th Ed.
- ARAÚJO JR., M.M. (2006). *Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina*. Tese (Doutorado) — Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 136p.

- BERNARDES, R. S.; KLAPWIJK, A. (1996). *Biological nutrient removal in a sequencing batch reactor treating domestic wastewater*. Water Science and Technology, v.33, n.3, p.29-38.
- BARNES, D.; BLISS, P.J. (1983). *Biological control of nitrogen in wastewater treatment*. London, E. & F. N. Spon, p.4-47.
- BODIK, I.; KRATOTCHVÍL, K.; GASPARIKOVÁ, E.; HUTNAN, M. (2003). *Nitrogen removal in an anaerobic baffled filter reactor with aerobic posttreatment*. Bioresource Technology, v. 86, p. 79-84.
- BORGES, A. C. (2003). *Influência da estratégia de alimentação no desempenho do reator anaeróbio em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada*. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo.
- BORJA, R.; BANKS, C. J. (1996). *Evaluation of instability and performance of an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating high-strength ice-cream wastewater*. Biotechnol. Appl. Biochem., v.23, p.55-61.
- BITTON, G. (1994). *Wastewater microbiology*. University of Florida Gainesville, Department of Environmental Engineering Sciences. Viley-Liss, 478 p.
- BRASIL (2005). Resolução CONAMA n° 357, de 17 de março de 2005. In: *Diário oficial da união*. Distrito Federal, Mar.
- CALLADO, N. H. (2001). *Reatores seqüenciais em batelada em sistemas anaeróbio-aeróbio tratando esgoto sanitário sintético e com remoção de nutrientes*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- CAMPOS, J.R. (1989). *Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo*. São Carlos. Tese (Livre-Docência) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CAMPOS, J.R. (1994). *Biomassa fixa: reatores anaeróbios*. In: *III Taller y Seminário Latino-americano “Tratamiento anaeróbico de águas residuales”*. Montevideu, Uruguai, pp. 184-196.
- CHERNICHARO, C. A. L. (1997). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Volume 4: Reatores anaeróbios*. DESA/UFMG, Belo Horizonte, 245p.
- CHERNICHARO, C. A. L.; van HAANDEL, A. C.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. (2001a). Introdução. In: *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. CHERNICHARO, C. A. L. (coord.). Belo Horizonte, pp.19-34.
- CHERNICHARO, C.A.L.; van HAANDEL, A.C.; CYBIS, L.F.; FORESTI, E. (2001b). *Post-treatment of anaerobic effluents in Brazil: state of the art*. In: *Proceedings of the 9th World Congress Anaerobic Digestion – Anaerobic Digestion for Sustainability*, vol. 1, p. 747-752.
- COSTA, T. B. (2005). *Desempenho de reator em batelada sequencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico*. Dissertação (Mestrado) - Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental do Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina.
- DENAC, M.; DUNN, I.J. (1988). *Packed- and fluidized- bed biofilm reactor performance for anaerobic wastewater treatment*. Biotechnol. Bioeng., 32: 159-173.
- DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. (1961) Volatile acids by direct trititation. Journal WPCF, 33: 356-365.

- ECKENFELDER, W.W. (1989). *Industrial Water Pollution Control*, McGraw-Hill, New York, NY.
- EGLI, K.; FANGER, U.; ALVAREZ, P.J.J.; SIEGRIST, H.; van DER MEER, J. R.; ZEHNDER, A. J. B. (2001). *Enrichment and characterization of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium-rich leachate*. Archives of Microbiology, 175, pp. 198-207.
- EPA (1993) - United States Environmental Protection Agency. *Manual nitrogen control*. Technomic Publishing, Washington, USA, 311 p.
- FAZOLO, A. (2003). *Determinação de parâmetros cinéticos e de transferência de massa em reator radial aeróbio-anóxico alimentado com esgoto sanitário tratado em reator anaeróbio*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- FERREIRA, E. S. (2000). *Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e denitrificação biológica*. In: XXVII Congresso interamericano de engenharia sanitária e ambiental, Anais, Porto Alegre. CD ROM.
- FIRESTONE, M. K.; STEVENSON, F. J. (1982). *Biological denitrification. nitrogen in agricultural soils*. In: *Agronomy Monograph*. N°22. American Society of Agronomy, Madison, Wis.
- FORD, D. L.; CHURCHWELL, R. L.; KACHTICK, J. W. (1980). *Comprehensive analysis of nitrification of chemical processing wastewaters*. Journal Water Pollution Control Federation, v.52, n.11, p.2726-46.

- FORESTI, E.; CAMPOS, J.R.; PIRES, E.C.; VAZZOLER, R.F. (1996). LPA – *Laboratório de Processos Anaeróbios – projeto temático – FAPESP*. Escola de Engenharia de São Carlos – USP. São Carlos, SP. 46p.
- GARBOSSA, L. H. P. (2003). *Desenvolvimento e avaliação de sistema de leito fixo – reator misto radial seguido de reator anóxico horizontal – para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário*. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- GÓRSKA, J.S.; CICHON, A.; MIKSCH, K. (1997). *Nitrogen removal from wastewater with high ammonia nitrogen concentration via shorter nitrification and denitrification*. Water Science and Technology, v.36, n.10, p.73-8.
- GRAY, N. F. (1992). *Biology of Wastewater Treatment*. Oxford University Press. New York, US.
- HANAKI, K.; SAITO, T.; MATSUO, T. (1997). *Anaerobic treatment utilizing the function of activated carbon*. Wat. Sci. Tech., 35(8): 193-201.
- HENZE, M.; HARREMOËS, P.; JANSEN, J.L.C.; ARVIN, E. (1997). *Wastewater treatment*. 2.ed. Germany, Springer.
- HER, J.; HUANG, J. (1995). *Influences of carbon source and C/N ratio on nitrate/nitrite denitrification and carbon breakthrough*. Bioresource Technology, v.54, p.45-51.
- HOBSON, R N.; WHEATLEY, A. D. (1993). *Anaerobic digestion: Modern theory and practice*. Londres: Elsevier Applied Science, 269p.

- IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. *Diretoria de Pesquisas, Coordenação de População e Indicadores Sociais, Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (2000)*. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br>>. Acesso em: 05/04/2006.
- ILIES, P.; MAVINIC, D.S. (2001). *The Effect of Decreased Ambient Temperature on the Biological Nitrification and Denitrification of a High Ammonia Landfill Leachate*. Water Research. Britain. Vol. 35, N° 8, pp. 2065-2072.
- JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; DAIGGER, G.T. (1993). *Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming*, 2^aed., Lewis Publishers, Inc., 193p., EUA.
- JETTEN, M.S.M.; STROUS, M.; van DE PAS-SCHOONEN, K.T.; SCHALK, J.; van DONGEN, 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 , v.22, p.421-37.
- JETTEN, M. S. M.; van DONGEN, L. G. J. M.; van LOOSDRECHT, M. C. M. (2001). *The Combined Sharon/Anammox Process*. Stowa: Foundation for Applied Water Research. IWA Publishing. London.
- JETTEN, M.S.M.; SLIEKERS, A. O.; THIRD, K. A.; ABMA, W.; KUENEN, J.G. (2003). “CANON and Anammox in a gas-lift reactor”. FEMS Microbiology Letters 218, pp. 339-344.
- KOCH, G.; EGLI, K.; van DER MEER, J.R; SIEGRIST, H. (2000). *Mathematical modeling of autotrophic denitrification in a nitrifying biofilm of a rotating biological contactor*. Water Sci.Technol.41, 191-198.

- KUAI, L.; VERSTRAETE, W. (1998). *Ammonium removal by the oxygen-limited autotrophic nitrification-denitrification system*. Appl.Environ.Microbiol. 64, 4500-4506.
- LEENEN, E.J.T.M.; van BOXTEL, A.M.G.A.; ENGLUND, G.; TRAMPER, J.; WIJFFELS, R.H. (1997). *Reduced temperature sensitivity of immobilized Nitrobacter agilis cells caused by diffusion limitation*. Enzyme and Microbial Technology. n.20. p. 573-580.
- LETTINGA, G. (1994). *Anaerobic treatment of very low strength and cold industrial and domestic wastewaters*. In: *Anais do III Taller y Seminario Latino Americano- Tratamiento Anaeróbico de Águas Residuales*. VIÑHAS, M.; SOUBES, M.; BORZACCONI, L.; MUXI, L. (eds.). Montevideo, pp.155-168.
- LETTINGA, G.; FIELD, J.; van LIER, J.; ZEEMAN, G.; HULSHOFF POL, L.W. (1997). *Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future*. Wat. Sci. Tech., 35(10): 5-12.
- LEVENSPIEL, O. (2000). *Engenharia das Reações Químicas*. 3ª edição. Edgard Blücher, São Paulo.
- LOPES, D. D. (1999). *Tratamento de esgoto sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbico/aeróbico em série*. São Carlos. 178p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, USP.
- LOZADA, P. T. (2000). *Tratamento de esgoto sanitário em sistema combinado anaeróbico-aeróbico (UASB-RSB)*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, USP.

- MASSEY, M. L.; POHLAND, F. G. (1978). *Phase separation of anaerobic stabilization by kinetic controls*. J. Water Pollut. Control. Fed., v.50, p.2204 -22.
- METCALF & EDDY. INC. (1991). *Wastewater Engineering – treatment disposal reuse*. 3ed. New York, McGraw-Hill Book.
- MULDER, A.; van DE GRAAF, A. A.; ROBERTSON, L. A.; KUENEN, J. G. (1995). *Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor*. FEMS Microbiology Ecology, 16, pp. 177-184.
- MULDER, J.W.; van LOOSDRECHT, M.C.M.; HELLINGA, C.; van KEMPEN, R. (2001). *Full-scale application of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering*. Water Sci.Technol.43, 127-134.
- MÜNCH, E.V.; LANT, P.; KELLER, J. (1996). *Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors*. Water Research, v.30, n.2, p.277-84.
- MUXÍ, L. (1994). *Aspectos Microbiologicos de los Processos de Nitrificacion-Denitrificacion*. In: *Taller y Seminário Latinoamericano Tratamiento Anaeróbico de Aguas Residuales*. Anais, p.55-63. Montevideo, Uruguay.
- NOGUEIRA, L. A. H. (1986). *Biodigestão alternativa energética*. São Paulo: Nobel, 93p.
- ORTEGA, F S; ROCHA, K M; ZAIAT, M.; PANDOLFELLI, V. C. (2001). *Aplicação de Espumas Cerâmicas Produzidas via Gelcasting em Biorreator para Tratamento de Águas Residuárias*. Cerâmica, v. 47, n.304 p. 199-203.

- PATUREAU, D.; BERNET, N.; DELGENÈS, J. P.; MOLETTA, R. (2000). *Effect of dissolved oxygen and carbon-nitrogen loads on denitrification by an aerobic consortium*. Applied Microbiology and Biotechnonology, 54, pp. 535-542.
- PATUREAU, D.; HELLOIN, E.; RUSTRIAN, E.; BOUCHEZ, T.; DELGENÈS, J. P.; MOLETTA, R. (2001). *Combined Phosphate and Nitrogen Removal in a Sequencing Batch Reactor Using the Aerobic Denitrifier, Microvirgula aerodenitrificans*. Water Research, Vol. 35, N°1, pp. 189-197.
- PESSÔA, C. A.; JORDÃO, E. P. (1982). *Tratamento de esgotos domésticos. Volume 1: Concepções clássicas de tratamento de esgotos*. 2ª ed., ABES, Rio de Janeiro, 536p.
- PHILIPS, S.; WYFFELS, S.; SPRENGERS, R.; VERSTRAETE, W. (2002). *Oxygen-limited autotrophic nitrification/denitrification by ammonia oxidizers enables upward motion towards more favorable conditions*. Applied and Microbiology Biotechnology, 59, pp. 557-566.
- POCHANA, K.; KELLER, J. (1999). *Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND)*. Water Science and Technology, v.39, n.6, p.61-68.
- POLLICE, A.; TANDOI, V.; LESTINGI, C. (2002). *Influence of aeration and sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate*. Water Research, 36, pp. 2541-2546.
- PRATES, K.V.M.C. (1997). *Verificação da Produção Biológica de Nitrogênio a Partir de Lodos Anaeróbios Granulados Cultivados em Meio Contendo Nitrogênio Amoniacal e Baixas Concentrações de Compostos Orgânicos*. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo.

- RIBEIRO, R.; VARESCHE, M B A; FORESTI, E; ZAIAT, M. (2005). *Influence of the Carbon Source on the Anaerobic Biomass Adhesion on Polyurethane Foam Matrices*. Journal of Environmental Management, v. 74, n. 2, p. 187-194.
- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. Journal WPCF, 58: 406-411.
- RUIZ, R. L. (1992). *Microbiologia zootécnica*. São Paulo: Roca, 314p.
- SÁNCHEZ, M.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J.M. (2000). *Simple Methods for the Determination of the Denitrifying Activity of Sludges*. Bioresource Technology, 75, pp.1-6.
- SANTOS, A. V.; CYBIS, L.F. e GEHLING, G. R. (2003). *Eficiência do reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa*. In: XXII Congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental, Anais, Joinville, CD ROM.
- SARTI, A. (2004). *Desempenho de reatores descontínuos anaeróbios em escala piloto no tratamento de esgoto sanitário*, (Tese de Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos — Universidade de São Paulo. 154 p.
- SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; CIRPUS, I.; STROUS, M.; BOCK, E.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M. (2002). *Aerobic and Anaerobic Ammonia Oxidizing Bacteria – Competitors or Natural Partners?*. FEMS Microbiology Ecology 39, pp. 175-181. 2002.

- SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST J.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M.; STROUS, M. (2003). *New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater*. FEMS Microbiology Reviews, 27, 481-492.
- SLIEKERS, A. O.; DERWORT, N.; CAMPOS GOMES, J.L.; STROUS, M.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.S. (2002). *Completely Autotrophic Nitrogen Removal over Nitrite in one Single Reactor*. Water Research 36, pp. 2475-2482.
- SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; van LIER, J. B.; HAMELERS, H. V. M.; LETTINGA, G. A. (1998). *review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors*. Biores. Technol., v.65, p.175-190.
- SILVA G. H. R.; NOUR E. A. A. (2004). *Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: Sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades*. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 9, n.2, p. 268-275.
- SOUSA, J. T. (1996). *Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator anaeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, USP.
- SPECTOR, M. (1998). *Cocurrent biological nitrification and denitrification in wastewater treatment*. Water Environment Research , v.70, n.7, p.1242-7.
- STROUS, M.; van GERVEN, E.; PING, Z.; KUENEN, J.G; JETTEN, M.S.M. (1997). *Ammonium removal from concentrated waste streams with the Anaerobic Ammonium Oxidation (Anammox) process in different reactor configurations*. Water Res. 31, 1955-1962.

- SURAMPALLI, R. Y.; TYAGI, R. D.; SCHEIBLE, O. K.; HEIDMAN, J. A. (1997). *Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors*. Bioresource Technology, v.61, p.151-7.
- TENTSCHER, W. K. (1995). *Biogas technology as a component of food processing systems*. Food Technol., jan., p.80-85.
- THIRD, K.A.; SLIEKERS, A.O.; KUENEN, J.G; JETTEN, M.M. (2002). *The CANON System (Completely Autotrophic Nitrogen-removal Over Nitrite) under ammonium limitation : Interaction and competition between three groups of bacteria*. Syst. Appl. Microbiol. 24, 588-596.
- TIEDJE, J.M. (1988). *Ecology of denitrification and dissimilatory nitrate reduction to ammonium*. In: ZEHNDER, A.J.B.; *Biology of Anaerobic Microorganisms*. New York, John Wiley & Sons, Inc. cap. 4, p. 179-245.
- van DONGEN, L. G. J. M.; JETTEN, M. S. M.; Van LOOSDRECHT, M. C. M. (2001). *The combined Sharon/Anammox Process – A sustainable method for N-removal from sludge water*. Water Research. Published by IWA. UK.
- van LOOSDRECHT, M.C.M.; JETTEN, M.S.M. (1997). *Method for treating ammonia-comprising wastewater*. PCT/NL97/ 00482.
- van HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G.(1994). *Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate*. John Wiley & Sons Ltda. 223 p.
- van HAANDEL, A.C.; MARAIS, G. (1999). *O comportamento do sistema de lodo ativado*. Epgraf., Campina Grande, 488 p.

- VELA, F. J. (2006). *Tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais e periodicamente aerado*. (Tese de Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos — Universidade de São Paulo. 136 p.
- VERSTRAETE, W.; PHILIPS, S. (1998). *Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts*. Environmental Pollution, v.102, p.717-26.
- VIEIRA, L.G.T. (2000). *Desenvolvimento de sistema misto (aeróbio/anaeróbio) de leito fixo para remoção de nitrogênio de esgoto sanitário pré-tratado em reator anaeróbio*. São Carlos. 144p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, USP.
- VIEIRA, L.G.T.; FAZOLO, A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. (2003). *Integrated horizontal-flow anaerobic and radial-flow aerobic reactors for the removal of organic matter and nitrogen from domestic sewage*. Environmental Technology, Vol. 24, pp. 51-58.
- von SPERLING, M. (1996). *Princípios dos tratamento biológicos de águas residuárias. Vol.1. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. DESA-UFMG. 2a ed. 243p.
- WANG, Y.T.; SUIDAN, M. T.; RITTMAN, B.E. (1986). *Anaerobic treatment of phenol by an expanded-bed reactor*. J. Wat. Poll. Cont. Fed., 58(3): 227-233.
- WOLFF, D. B. (2005). *Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flotantes*. Tese (Doutorado) - PPGEA, UFSC. Florianópolis, SC, 216 p.
- XIE, S. G.; ZHANG X. J.; WANG Z. S. (2003). *Temperature effect on aerobic denitrification and nitrification*. Journal of Environmental Sciences, 15(5): 669 – 673.

- YE, R.W.; THOMAS, S.M. (2001). *Microbial nitrogen cycles: physiology, genomics and application*. Current Opinion in Microbiology, 4 pp. 307-312.
- YOUNG, J.C. (1990). *Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters*. Fayetteville University of Arkansas. In: SEMINÁRIO INTERNACIONAL SOBRE DESENVOLVIMENTO DE REATORES ANAERÓBIOS. São Carlos, julho de 1990. 33p.
- ZAIAT, M. (1996). *Desenvolvimento de reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) para tratamento de águas residuárias*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, USP.